# 食品工业生产废水处理工艺及工程实例

左金龙 主编 李 芬 副主编
姜安玺 主审

SHIPIN GONGYE SHENGCHAN FEISHUI CHULI GONGYI JI GONGCHENG SHILI

化学工业出版社

www.cip.com.cn
读科技图书　上化工社网

# 食品工业生产废水处理工艺及工程实例

本书介绍了食品工业生产废水处理工艺及工程实例，具体内容包括食品废水来源与处理基本方法，物理处理法，化学处理法，生物处理法，罐头加工废水处理工艺及工程实例，水产品加工废水处理工艺及工程实例，啤酒行业废水处理工艺及工程实例，调味品行业废水处理工艺及工程实例，酒精及白酒行业废水处理工艺及工程实例，乳品加工废水处理工艺及工程实例，肉类加工废水处理工艺及工程实例，淀粉加工废水处理工艺及工程实例，制糖工业废水处理工艺及工程实例，油脂加工废水处理工艺及工程实例，豆制品加工废水处理工艺及工程实例。

本书可供从事食品废水处理的工程技术人员、管理人员使用，也可供大专院校相关专业师生参考。

SHIPIN GONGYE SHENGCHAN FEISHUI CHULI GONGYI JI GONGCHENG SHILI

ISBN 978-7-122-11180-7
9 787122 111807 >

销售分类建议：废水处理/食品　　定价：46.00元

# 食品工业生产废水处理工艺及工程实例

左金龙　主编　李　芬　副主编
刘　涛　孙胜敏　参编

化学工业出版社
·北京·

**图书在版编目（CIP）数据**

食品工业生产废水处理工艺及工程实例/左金龙主编. —北京：化学工业出版社，2011.6
ISBN 978-7-122-11180-7

Ⅰ.食… Ⅱ.左… Ⅲ.食品工业-工业废水-废水处理 Ⅳ.X792.03

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2010）第 076930 号

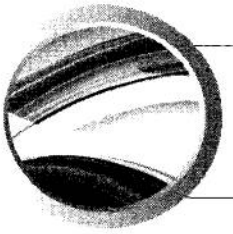
责任编辑：赵玉清　　文字编辑：颜克俭
责任校对：吴　静　　装帧设计：张　辉

出版发行：化学工业出版社（北京市东城区青年湖南街 13 号　邮政编码 100011）
印　　刷：北京永鑫印刷有限责任公司
装　　订：三河市宇新装订厂
720mm×1000mm　1/16　印张 20¼　字数 427 千字　　2011 年 9 月北京第 1 版第 1 次印刷

购书咨询：010-64518888（传真：010-64519686）　售后服务：010-64518899
网　　址：http://www.cip.com.cn
凡购买本书，如有缺损质量问题，本社销售中心负责调换。

**定　　价：46.00 元**

**版权所有　违者必究**



# 前言

食品工业一直是人类社会的生命产业。水在食品加工过程中一直占据着重要的地位，食品加工生产的同时会产生大量废水，会对环境造成污染。随着食品工业的快速发展，食品废水带来的水环境污染已严重制约了食品工业的进一步发展，因此食品废水污染控制已成为保持食品工业经济可持续发展的重要任务。

近年来，水污染控制的理论与技术更新和发展十分迅速。在介绍近年来水处理发展的新理论、新技术和新工艺的基础上，本书选择了10个主要的食品行业，包括罐头、水产品、调味品、酿酒、乳品、肉制品、淀粉、油脂、制糖、豆制品等。重点阐述了这10个食品行业工业生产废水的来源、特点、处理工艺、清洁生产措施和工程实例等内容。

目前我国食品废水的治理方式依然是以“末端治理方式”为主，但这种治理方式很难从根本上缓解环境压力。因此，应注重清洁生产，提高资源综合利用水平，并一直贯彻生产过程的始终。只有这样，才能真正地实现食品工业的可持续发展。

在本书的编写过程中，得到哈尔滨商业大学食品科学与工程学院、哈尔滨工业大学市政环境工程学院、哈尔滨理工大学化学与环境工程学院的大力支持。同时感谢黑龙江省自然科学基金（E200931）、哈尔滨商业大学食品工程学院省高校食品科学与工程重点实验室和黑龙江博士后研究人员落户黑龙江科研启动资助金的资助。

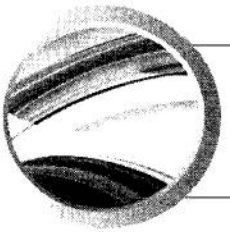
本书编写中参考引用了众多的国内外文献及相关资料，在参考文献中难以一一列举，在此对这些论著的作者表示诚挚的谢意。

本书由左金龙主编并负责统稿。哈尔滨工业大学博士生导师姜安玺教授主审。具体的编写分工是：第1、8～11、13～15章由左金龙执笔，第2、3、6章由孙胜敏执笔，第4章由刘涛执笔，第5、7、12章由李芬执笔。参与本书整理工作的还有闫飞硕士和李百慧硕士，他们做了大量的资料收集和文字整理工作，在此致谢。参加本书编辑整理的人员还有：刘志维、贝尔、李彪、董绪、宋达、丁志威、陈丹、高越男、于成龙、郭雪松等，在此深表感谢。

由于编者水平及时间所限，书中不当之处难免，敬请读者批评指正。

编者

2011年2月



# 目录


**第 1 章　食品废水来源与处理基本方法** …… 1
1.1　我国食品的发展概况 …… 1
1.2　食品废水的来源和特点 …… 2
1.3　食品废水的排放标准 …… 3
1.3.1　污水综合排放标准（GB 8978—1996） …… 3
1.3.2　食品各行业的排放标准 …… 4
1.4　食品废水处理基本方法及工艺 …… 7
1.4.1　食品废水处理基本方法 …… 7
1.4.2　食品废水处理基本工艺流程 …… 9
1.5　食品工业的清洁生产 …… 11
参考文献 …… 12

**第 2 章　物理处理法** …… 13
2.1　筛滤法 …… 13
2.1.1　格栅过滤 …… 13
2.1.2　筛网过滤 …… 13
2.1.3　颗粒介质过滤 …… 14
2.1.4　微滤机过滤 …… 17
2.2　沉淀法 …… 18
2.2.1　沉砂池 …… 18
2.2.2　沉淀池 …… 18
2.3　气浮 …… 20
2.4　离心法 …… 22
2.4.1　离心分离的原理 …… 22
2.4.2　离心分离方式 …… 22
2.5　除油 …… 23
2.6　水质水量均化 …… 24
参考文献 …… 25

**第 3 章　化学处理法** …… 26
3.1　中和法 …… 26
3.1.1　中和处理法的适用范围 …… 26
3.1.2　酸性废水的中和处理方法 …… 26

3.1.3 碱性废水的中和处理方法 …… 27
3.1.4 酸碱性废水中和处理设备 …… 27
3.2 混凝沉淀法 …… 28
3.2.1 混凝法基本原理 …… 28
3.2.2 影响混凝效果的因素 …… 28
3.2.3 混凝剂和助凝剂 …… 28
3.2.4 混凝处理流程及设备 …… 29
3.3 离子交换法 …… 30
3.3.1 离子交换剂 …… 30
3.3.2 离子交换的基本理论 …… 31
3.3.3 离子交换设备 …… 32
3.4 吸附法 …… 33
3.4.1 吸附的基本原理及分类 …… 33
3.4.2 吸附平衡及吸附容量 …… 34
3.4.3 影响吸附的因素 …… 34
3.4.4 吸附剂的选择及其再生 …… 35
3.4.5 吸附工艺及设备 …… 35
3.5 氧化还原法 …… 36
3.5.1 氧化法 …… 36
3.5.2 电解法 …… 38
3.6 膜法 …… 39
3.6.1 电渗析 …… 39
3.6.2 反渗透 …… 40
3.6.3 超滤 …… 41
3.7 其他处理方法 …… 42
3.7.1 萃取法 …… 42
3.7.2 吹脱法 …… 43
3.7.3 汽提法 …… 43
参考文献 …… 45

**第4章 生物处理法** …… 46
4.1 活性污泥法 …… 46
4.1.1 基本流程 …… 47
4.1.2 活性污泥指标 …… 48
4.1.3 活性污泥工艺的影响因素 …… 48
4.1.4 活性污泥法的分类 …… 51
4.1.5 活性污泥系统的设计 …… 60
4.2 生物膜法 …… 64
4.2.1 生物滤池 …… 65
4.2.2 生物接触氧化法 …… 66

4.2.3 生物转盘 …… 69
4.2.4 好氧生物流化床 …… 70
4.2.5 曝气生物滤池 …… 74
4.2.6 水解-好氧处理法 …… 76
4.3 厌氧生化处理 …… 76
4.3.1 厌氧过程的主要影响因素 …… 77
4.3.2 厌氧工艺的优缺点 …… 79
4.3.3 厌氧处理工艺比较 …… 80
参考文献 …… 87

**第5章 罐头加工废水处理工艺及工程实例** …… 88
5.1 罐头加工行业概述 …… 88
5.2 罐头加工生产工艺 …… 88
5.2.1 肉类和水产类罐头生产工艺 …… 89
5.2.2 水果蔬菜罐头生产工艺 …… 89
5.3 罐头加工废水的来源和特点 …… 90
5.3.1 水果蔬菜罐头加工废水主要来源和特点 …… 90
5.3.2 肉类和水产加工罐头加工废水水质水量特点 …… 90
5.4 罐头加工废水处理工艺 …… 91
5.5 罐头加工废水处理工程实例 …… 93
参考文献 …… 97

**第6章 水产品加工废水处理工艺及工程实例** …… 98
6.1 水产品加工行业概述 …… 98
6.2 水产品加工生产工艺 …… 98
6.3 水产品加工废水的来源和特点 …… 100
6.4 水产品加工废水处理工艺 …… 101
6.5 水产品加工废水处理工程实例 …… 102
参考文献 …… 105

**第7章 啤酒行业废水处理工艺及工程实例** …… 106
7.1 啤酒生产工艺 …… 106
7.2 啤酒废水的特点 …… 109
7.2.1 啤酒废水主要来源 …… 109
7.2.2 啤酒废水水质水量特点 …… 111
7.2.3 啤酒废水危害 …… 113
7.3 啤酒废水处理工艺 …… 113
7.3.1 啤酒废水生物可降解性分析 …… 113
7.3.2 啤酒废水处理工艺 …… 115
7.4 啤酒工业清洁生产 …… 127

7.4.1 啤酒节能减排清洁生产工艺 …… 127
7.4.2 啤酒工业副产物综合利用 …… 129
7.5 啤酒工业废水处理工程实例 …… 131
7.5.1 啤酒工业废水设计参数 …… 131
7.5.2 啤酒工业废水工程实例 …… 133
7.5.3 啤酒工业废水不同处理方法技术经济比较 …… 142
参考文献 …… 143

**第 8 章 调味品行业废水处理工艺及工程实例** …… 144
8.1 调味品行业概述 …… 144
8.1.1 味精行业概述 …… 144
8.1.2 柠檬酸行业概述 …… 145
8.1.3 酱油行业概述 …… 145
8.2 调味品生产工艺 …… 146
8.2.1 味精生产工艺 …… 146
8.2.2 柠檬酸生产工艺 …… 146
8.2.3 酱油生产工艺 …… 147
8.3 调味品废水的特点 …… 148
8.3.1 味精废水主要来源和特点 …… 148
8.3.2 柠檬酸废水主要来源和特点 …… 150
8.3.3 酱油废水主要来源和特点 …… 152
8.4 调味品生产废水处理工艺 …… 155
8.4.1 味精废水处理工艺 …… 155
8.4.2 柠檬酸废水处理工艺 …… 158
8.4.3 酱油废水处理工艺 …… 162
8.5 调味品工业废水处理工程实例 …… 164
8.5.1 味精工业废水工程实例 …… 164
8.5.2 柠檬酸工业废水工程实例 …… 175
8.5.3 酱油工业废水工程实例 …… 183
参考文献 …… 188

**第 9 章 酒精及白酒行业废水处理工艺及工程实例** …… 190
9.1 酒精及白酒生产概况及现存问题 …… 190
9.1.1 酒精行业现存问题 …… 190
9.1.2 酒精行业相关产业政策 …… 191
9.2 酒精及白酒的生产工艺 …… 192
9.2.1 酒精生产工艺 …… 192
9.2.2 白酒生产工艺 …… 196
9.3 酒精及白酒废水的特点 …… 197
9.3.1 酒精及白酒废水主要来源 …… 197

9.3.2 酒精及白酒废水水质水量特点 …… 198
9.4 酒精及白酒废水处理工艺 …… 199
9.4.1 酒精工业废水处理工艺 …… 199
9.4.2 白酒废水处理工艺 …… 202
9.5 酒精及白酒工业清洁生产 …… 203
9.5.1 酒精工业清洁生产 …… 203
9.5.2 白酒工业清洁生产 …… 204
9.6 酒精及白酒工业废水处理工程实例 …… 204
9.6.1 酒精工业废水工程实例 …… 204
9.6.2 白酒工业废水工程实例 …… 208
参考文献 …… 212

**第 10 章 乳品加工废水处理工艺及工程实例** …… 213
10.1 乳品加工行业概述 …… 213
10.2 乳品加工生产工艺 …… 214
10.3 乳品加工废水的来源和特点 …… 214
10.3.1 乳品加工废水主要来源 …… 214
10.3.2 乳品加工废水水质水量特点 …… 215
10.4 乳品加工废水处理工艺 …… 216
10.4.1 主要技术和设备 …… 217
10.4.2 工艺流程选择 …… 218
10.4.3 工艺参数选择 …… 220
10.5 乳品加工工业清洁生产 …… 221
10.6 乳品加工废水处理工程实例 …… 221
参考文献 …… 226

**第 11 章 肉类加工废水处理工艺及工程实例** …… 227
11.1 肉类加工行业概述 …… 227
11.2 肉类加工生产工艺 …… 228
11.3 肉类加工废水的来源和特点 …… 228
11.3.1 肉类加工废水主要来源 …… 228
11.3.2 肉类加工废水水质水量特点 …… 229
11.4 肉类加工废水处理工艺 …… 232
11.4.1 物化预处理技术 …… 232
11.4.2 生物处理技术 …… 235
11.4.3 膜处理技术 …… 241
11.5 肉类加工工业清洁生产 …… 242
11.5.1 改革肉类加工工艺 …… 242
11.5.2 改革肉类加工过程中有价值物质回收 …… 242
11.5.3 最大限度降低加工废水排放量 …… 243

11.6 肉类加工废水处理工程实例 …… 243
参考文献 …… 251

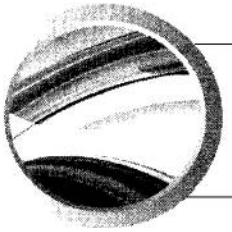
**第 12 章 淀粉加工废水处理工艺及工程实例** …… 252
12.1 淀粉加工行业概述 …… 252
12.2 淀粉加工生产工艺 …… 252
12.3 淀粉加工废水的来源和特点 …… 254
12.3.1 玉米淀粉加工废水主要来源和特点 …… 254
12.3.2 甘薯淀粉加工废水水质水量特点 …… 254
12.4 淀粉加工废水处理工艺 …… 255
12.4.1 玉米淀粉加工废水处理工艺 …… 256
12.4.2 甘薯淀粉加工废水处理工艺 …… 257
12.5 淀粉加工工业清洁生产 …… 258
12.6 淀粉加工废水处理工程实例 …… 259
参考文献 …… 268

**第 13 章 制糖工业废水处理工艺及工程实例** …… 269
13.1 糖业加工行业概述 …… 269
13.2 糖业加工生产工艺 …… 269
13.2.1 甘蔗制糖加工工艺 …… 270
13.2.2 甜菜制糖加工工艺 …… 271
13.3 糖业加工废水的来源和特点 …… 272
13.3.1 甘蔗糖加工废水主要来源和特点 …… 274
13.3.2 甜菜糖加工废水主要来源和特点 …… 274
13.4 糖业加工废水处理工艺 …… 275
13.4.1 一般制糖废水处理单元 …… 276
13.4.2 糖蜜废水治理方法 …… 277
13.5 糖业加工工业清洁生产及废弃物综合利用 …… 278
13.5.1 清洁生产推荐方案 …… 278
13.5.2 甘蔗制糖副产品综合利用 …… 281
13.5.3 甜菜制糖副产品综合利用 …… 281
13.6 糖业加工废水处理工程实例 …… 282
参考文献 …… 286

**第 14 章 油脂加工废水处理工艺及工程实例** …… 287
14.1 油脂加工行业概述 …… 287
14.2 油脂加工生产工艺 …… 287
14.2.1 大豆油脂加工工艺 …… 287
14.2.2 其他类油脂加工工艺 …… 289
14.3 油脂加工废水的来源和特点 …… 289

14.3.1 油脂加工废水主要来源 …… 289
14.3.2 油脂加工废水的特点 …… 290
14.4 油脂加工废水处理工艺 …… 290
14.5 油脂加工行业清洁生产 …… 292
14.6 油脂加工废水处理工程实例 …… 293
参考文献 …… 301

**第 15 章 豆制品加工废水处理工艺及工程实例** …… 302
15.1 豆制品加工行业概述 …… 302
15.2 豆制品加工生产工艺 …… 302
15.2.1 豆腐加工工艺 …… 302
15.2.2 腐乳加工工艺 …… 302
15.3 豆制品加工废水的来源和特点 …… 303
15.3.1 豆腐加工废水来源和特点 …… 303
15.3.2 腐乳加工废水来源和特点 …… 304
15.4 豆制品加工废水处理工艺 …… 304
15.4.1 豆腐加工废水处理工艺 …… 304
15.4.2 腐乳加工废水处理工艺 …… 304
15.5 豆制品加工废水处理工程实例 …… 305
参考文献 …… 311



# 第1章 食品废水来源与处理基本方法

自从人类社会产生以来，食品就是人类生存的基本条件，食品工业就一直是人类社会的生命产业，并且这是一个最古老而又永恒不衰的常青产业。随着全球经济飞速发展和科学技术的飞跃和进步，全世界的食品工业发展取得长足进步。尽管21世纪的新兴产业不断涌现，但食品工业仍然是世界制造业中的第一大产业。世界各个国家食品工业的现代化水平已成为反映人民生活质量高低及国家发达程度的重要标志之一。

## 1.1 我国食品的发展概况

我国食品工业在中央及各级政府的高度重视下，在市场需求的快速增长和科技进步的有力推动下，目前已经发展成为门类比较齐全，既能满足国内市场需求，又具有一定出口竞争能力的产业，并实现了持续、快速、健康发展的良好态势。食品工业总产值年均递增10%以上，产品销售收入快速增长，经济效益大幅度提高，持续保持国民经济各产业部门前列的地位，为我国的国民经济建设发挥着支柱产业的重要作用。

经过改革开放30年以来的快速发展，我国农业、林业、食品制造业、食品流通和餐饮业相互联结的食品产业链有了非常大的变化和较快的发展。其中食品工业已经成为国民经济的重要支柱产业，特别是“十一五”（第十一个五年规划）以来，在我国经济快速发展的推动下，我国食品工业呈现出良好的发展态势，是新中国成立以来发展最好的时期。

进入21世纪以来，农业连续多年丰收，食品制造业和餐饮业以及食品物流和零售业每年平均以两位数增长。目前中国大陆的食品工业总产值（烟草制造业除外，下同）由1980年的500多亿元人民币，上升到2009年的4.48万亿元，增长近90倍；全年食品工业企业累计实现销售产值4.38万亿元，同比增长19.25%，产销率达97.6%。

2008年，虽然经历了百年一遇的金融危机，加上食品制造业乳制品行业的三聚氰胺事件，总体上来看，我国的食品制造业仍然保持了迅速增长。2008年1～11月我国食品制造行业实现累计工业总产值699706852000元，比上年同期增长了30.37%；1～11月实现主营业务收入666210021000元，比上年同期增长了28.51%；1～11月行业产销率为97.08%，产销基本正常；2008年1～11月实现累计利润总额39346237000元，比上年同期增长了26.88%。

2009年，受益于国家扩大内需的刺激政策以及食品行业自身的抗风险能力及刚性需求，全年食品行业仍然呈现出产销两旺的增长态势。2009年1～11月我国食品制造行业实现累计产品销售收入790363725000元，比上年同期增长了18.47%；实现累计利润总额54780077000元，比上年同期增长了36.33%。在国内市场消费需求的拉动下，主要食品的产销量同步增长，有效地保障了市场供应，满足了消费者日益增长的多层次需求。

2009年，我国食品工业累计完成工业总产值4.48万亿元，提前实现“十一五”规划中指定的到2010年实现食品工业总产值4.09万亿元的战略目标。2009年，中国经济增长8.7%，工业经济增长11%，其中食品工业增长17.8%。同时，食品工业总产值在我国国内总产值中的比重继续提高。2008年食品工业总产值占我国国内总产值的比重为14.0%，2009年上半年提高到16.4%，与农业生产总值之比达到1.52∶1，提前实现2010年食品工业总产值与农业生产总值之比0.8∶1的目标。

目前我国社会安定，人民生活水平不断提高，这使得近期内我国的食品需求量大幅度增长，继续推动我国食品工业的快速发展。预计到2015年，食品工业总产值增加到10万亿元，年均增长15%；食品工业总产值与农业产值之比提高到1.5∶1，形成相对完善的食品工业产业链，产业可持续发展能力进一步增强。

## 1.2 食品废水的来源和特点

按照行业的分类方法，食品工业可分为：乳品工业；肉制品工业；发酵工业；水产品加工业；调味品工业；制糖工业；罐头食品行业；米、面、油加工业；速冻食品工业；餐饮业；食品添加剂工业；方便食品工业；功能（保健）食品业等。

水在食品加工过程中一直占据着重要的地位，并且贯穿着整个加工过程，具体包括清洗、消毒、去皮、烹饪和冷却等过程。水还用于加工过程中传送食品原料以及清洗生产设备。总而言之，食品加工是一个高耗水的过程。食品加工企业如果过度用水，就会产生大量废水，从而加重了企业的经济负担，降低利润。同时企业会污染环境。随着我国的环保要求越来越高，企业首先要采取措施有效地减少用水量和污水的产生，减少废水排放和废水的污染程度。

食品加工业都是以水作为工业用水和清洗用水，因此食品加工业的用水量很大，废水排放量也很大。例如，生产每吨糖耗水150t；每吨啤酒耗水35t；每吨罐头耗水100t；每吨味精耗水1000t；每吨饮料耗水100t；每吨酒精耗水200t等。

食品加工过程中有大量副产物和废弃物产生。例如制糖工业，生产每吨食糖需用甜菜或甘蔗9～10t；每吨酒精需用粮食3～3.3t；每吨味精需用淀粉3～4t，产生废水150～250$m^3$；每吨淀粉需用玉米1.7～1.9t等，大量的未进入产品的原料（约30%～50%）最后成为副产物和废弃物。因此，随着食品工业产量的迅速增加，消耗农产品的量也增加，产生的副产物和废弃物量也增加。这些副产物大多可作为农田肥料，有的可以加工成为富含营养物质的饲料。如果合理利用这些副产物，可达到节约资源并促进农副业发展的效果。如果不加利用或利用不好，这些副



产物将成为主要的环境污染源。

根据唐受印等的观点，食品工业废水主要来源于以下 3 个生产工段。

① 原料清洗工段大量砂土杂物、叶、皮、鳞、肉、羽、毛等进入废水中，使废水中含大量悬浮物。

② 生产工段原料中很多成分在加工过程中不能全部利用，未利用部分进入废水，使废水含大量有机物。

③ 成形工段为增加食品色、香、味，延长保存期，使用了各种食品添加剂，一部分流失进入废水，使废水化学成分复杂。

因此，食品工业废水的特性主要体现为以下 6 个方面。

(1) 废水量不均衡　食品工业的规模大小不一，产品种类繁多，其原料、工艺、规模等差别很大，废水量每天从数立方米到数千立方米不等。因此，在处理实际食品工业废水时，必须考虑到废水量的不均衡特点，特别对处理规模较小的食品加工厂应尤其重视。

(2) 季节性变化明显，废水水质波动较大　例如，农产品和水产品的加工，因季节关系，由于原料输入的状况变化很大，在某个时期有加工集中情况。豆制品、乳制品和饮食行业，由于在一天内只有几个小时工作，废水的产生和排放也相对集中，水质波动较大。

(3) 可生化性好　对食品加工工业，原料是可食用的物质，因此不存在有毒有害物质，其废水中的成分也以无毒无害的有机物质为主（如蛋白质、脂肪、糖、淀粉），不含有毒物质，因此生物可降解性好。一般的食品废水的 $BOD_5/COD$ 比值可大于 0.4，个别的食品加工行业 $BOD_5/COD$ 比例高达 0.84。因此可采用成本相对低廉的生物法处理食品加工废水。

(4) 废水中含很多种类的微生物，可能包括有致病微生物　废水中夹带的动物排泄物，可能含有虫卵和致病菌，这将会导致疾病的传播，直接危害人畜健康，因此近些年来，食品废水的水质卫生安全性得到重视。

(5) 废水浓度较高　一般来说，食品工业废水排放的废水浓度较高，$BOD_5$ 值在 500mg/L 以上的情况很多，例如发酵工业中的排放废水浓度可能高达每升数万甚至数十万毫克。这种废水如果不经过处理，排入水体要消耗水中大量的溶解氧，造成水体缺氧，会导致排放的水体发黑、腐败、发臭，使鱼类和水生生物死亡。废水中的悬浮物沉入河底，在厌氧条件下分解，产生臭气，恶化水质，污染环境。

(6) 废水中营养性元素氮、磷含量高　在肉类、豆类和动物胶加工时，从蛋白质中产生氮，在水产品加工时、在鱼糕等精制品制作、火腿和腊肠的制作时，都会使废水中的氮和磷增高。如果直接排放，会导致水体富营养化，因此目前的食品废水处理一般要进行脱氮除磷工艺。

## 1.3　食品废水的排放标准

### 1.3.1　污水综合排放标准（GB 8978—1996）

GB 8978—1996 规定肉类加工工业所排放的污水执行相应的国家行业标准，其

他一切排放污水的食品生产单位一律执行本标准。

（1）标准分级　排入GB 3838—2002（地面水环境质量标准）Ⅱ类水域（划定的保护区和游泳区除外）和排入GB 3097—82（海水水质标准）中二类海域的污水，执行一级标准。排入GB 3838中Ⅳ，Ⅴ类水域和排入GB 3097中三类海域的污水，执行二级标准。排入设置二级污水处理厂的城镇排水系统的污水，执行三级标准。排入未设置二级污水处理厂的城镇排水系统的污水，必须根据排水系统出水受纳水域的功能要求，分别执行上述规定。

GB 3838中Ⅰ、Ⅱ类水域和Ⅲ类水域中划定的保护区，GB 3097中的一类水域，禁止新建排污口，现有的排污口应按水体功能要求，实行污染物总量控制，以保证受纳水体水质符合规定用途的水质标准。

（2）标准值　本标准将排放的污染物按其性质及控制方法分为两类。

第一类污染物，不分行业和污水排放方式，也不分受纳水体的功能类别，一律在车间或车间处理设施排放口采样，其最高允许排放浓度必须达到本标准要求。

第二类污染物，在排污单位排放口采样，其最高允许排放浓度必须达到本标准要求。

本标准按年限规定了第一类污染物和第二类污染物最高允许排放浓度及部分行业最高允许排水量，并根据单位建设时间不同执行不同的规定。1997年12月31日之前建设（包括改、扩建）的单位，水污染物的排放必须同时执行表1～表3的规定；1998年1月1日起建设（包括改、扩建）的单位，水污染物的排放必须同时执行表1、表4、表5的规定。建设（包括改、扩建）单位的建设时间，以环境影响评价报告书（表）批准日期为准划分。

### 1.3.2　食品各行业的排放标准

根据国家环境保护总局文件（环发194号）的精神，我国将逐步缩小综合性排放标准的适用范围，增加行业性国家污染物排放标准的数量和覆盖面，形成以行业污染物排放（控制）标准为主体、通用型综合排放标准为补充的国家污染物排放标准体系。根据国家环境保护标准“十五”规划（第十个五年规划）精神，对排放标准主要按行业制定，甚至按工艺类型、种类制定。目前肉类加工、柠檬酸、味精等各行业都已制定了国家行业标准。

以前环境管理部门普遍使用《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）进行管理。实践证明，该标准用于某些食品工业不够适宜，主要原因如下。

（1）受控指标没有针对性，不利于管理　《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）中污染物指标达69种，就某一行业或产品而言，应针对其废水特点选择相应的控制指标，以便于环境监测与管理。

（2）综合标准的标准值偏严　目前的废水处理技术，难以使某些食品废水（例如酵母废水）达标排放，综合标准中COD、$BOD_5$等指标的标准值偏严，现有技术不能达标。酵母废水治理在国际环保业是一大难题，单一的处理技术难以将酵母废水处理达标，而多种技术的组合也只能将酵母废水COD降到500mg/L的水平，勉强达到国家三级排放标准，这主要跟某些食品废水的特性有关。



（3）现行的排放标准不利于某些食品行业的发展　现有的废水处理技术费用很高，且达不到综合排放标准，这样就会严重阻碍某些食品行业的发展（例如酵母废水）。与欧美国家相比，我国的酵母废水达标治理难度更大。这样不利于我国酵母产品在国际上的竞争。

根据国家环境保护总局文件（环发 194 号）的精神，在制订国家污染物排放标准等强制性技术法规时，要注意借鉴发达国家同类标准，在充分考虑国情的条件下，逐步提高我国污染物排放标准，推动行业、产业结构调整和技术进步。

#### 1.3.2.1　肉类加工工业水污染物排放标准

肉类加工工业水污染物排放标准为 GB 13457—92。它代替 GB 8978—88 肉类联合加工工业部分。于 1992 年 7 月 1 日实施。

有关标准分级的规定与 GB 8978—1996 相同，其中按废水排放去向，分年限规定了肉类加工企业水污染物最高允许排放浓度和排水量等指标。

① 排入 GB 3838 中Ⅲ类水域（水体保护区除外），GB 3097 中二类海域的废水，执行一级标准。

② 排入 GB 3838 中Ⅳ，Ⅴ类水域，GB 3097 中三类海域的废水，执行二级标准。

③ 排入设置二级污水处理厂的城镇下水道的废水，执行三级标准。

④ 排入未设置二级污水处理厂的城镇下水道的废水，必须根据下水道出水受纳水域的功能要求，分别执行①和②的规定。

GB 3838 中Ⅰ、Ⅱ类水域和Ⅲ类水域中的水体保护区，GB 3097 中一类海域，禁止新建排污口，扩建、改建项目不得增加排污量。按照不同年限分别规定了肉类加工企业的排水量和水污染物最高允许排放浓度等指标。

#### 1.3.2.2　味精工业污染物排放标准

味精工业污染物排放标准为 GB 19431—2004。于 2004 年 4 月 1 日实施。

本标准主要有以下特点。

① 适用于味精工业企业水污染物、大气污染物排放管理、噪声污染控制和固体废弃物处理处置的管理。

② 以味精工业清洁生产工艺及治理技术为依据，确定味精工业企业水污染物排放标准值。

③ 现有排放源分时间段规定水污染物排放标准值。

④ 本标准中水污染物排放标准不分级。

本标准自实施之日起，代替 GB 8978—1996《污水综合排放标准》中味精工业水污染物排放标准部分。

#### 1.3.2.3　酵母工业污染物排放标准

酵母工业水污染物排放标准为 GB 25462—2010。于 2010 年 10 月 1 日实施。自本标准实施之日起，酵母工业企业的水污染物排放控制按本标准的规定执行，不再执行《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）中的相关规定。

地方省级人民政府对本标准未作规定的污染物项目，可以制定地方污染物排放

标准；对本标准已作规定的污染物项目，可以制定严于本标准的地方污染物排放标准。

本标准适用于现有酵母企业或生产设施的水污染物排放管理。适用于对酵母工业建设项目的环境影响评价、环境保护设施设计、竣工环境保护验收及其投产后的水污染物排放管理。

根据环境保护工作的要求，在国土开发密度较高、环境承载能力开始减弱，或水环境容量较小、生态环境脆弱，容易发生严重水环境污染问题而需要采取特别保护措施的地区，应严格控制企业的污染排放行为，在上述地区的企业执行相关规定的水污染物特别排放限值。执行水污染物特别排放限值的地域范围、时间，由国务院环境保护主管部门或省级人民政府规定。

#### 1.3.2.4 柠檬酸工业污染物排放标准

柠檬酸工业污染物排放标准为 GB 19430—2004。于 2004 年 4 月 1 日实施。本标准自实施之日起，代替 GB 8978—1996《污水综合排放标准》中柠檬酸工业水污染物排放标准部分。

本标准主要有以下特点。

① 适用于柠檬酸工业企业水污染物、大气污染物排放管理、噪声污染控制和固体废弃物处理处置的管理。

② 以柠檬酸工业清洁生产工艺及治理技术为依据，确定柠檬酸工业企业水污染物排放标准值。

③ 现有排放源分阶段规定水污染物排放标准值。

④ 本标准中水污染物排放标准不分级。

本标准规定了柠檬酸工业企业的水污染物、恶臭污染物排放标准值，明确了柠檬酸工业企业执行的大气污染物排放标准、厂界噪声控制标准和固体废弃物处理处置标准。水污染物排放标准值，分年限规定了水污染物日均最高允许排放浓度、吨产品污染物排放量以及日均最高吨产品排水量。

本标准适用于柠檬酸工业企业的水污染物、大气污染物排放管理、厂界噪声污染控制和固体废弃物处理处置管理，以及柠檬酸建设项目环境影响评价、建设项目环境保护设施设计、竣工验收及其投产后的污染物排放管理。

#### 1.3.2.5 淀粉工业水污染物排放标准

淀粉工业水污染物排放标准为 GB 25461—2010。于 2010 年 10 月 1 日实施。自本标准实施之日起，淀粉工业企业的水污染物排放控制按本标准的规定执行，不再执行《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）中的相关规定。

本标准规定了淀粉企业或生产设施水污染物排放限值、监测和监控要求，以及标准的实施与监督等相关规定。

本标准适用于现有淀粉企业或生产设施的水污染物排放管理。适用于对淀粉工业建设项目的环境影响评价、环境保护设施设计、竣工环境保护验收及其投产后的水污染物排放管理。

本标准适用于法律允许的污染物排放行为。新设立污染源的选址和特殊保护区

域内现有污染源的管理，按照《中华人民共和国大气污染防治法》、《中华人民共和国水污染防治法》、《中华人民共和国海洋环境保护法》、《中华人民共和国固体废物污染环境防治法》、《中华人民共和国环境影响评价法》等法律、法规、规章的相关规定执行。

本标准规定的水污染物排放控制要求适用于企业直接或间接向其法定边界外排放水污染物的行为。

#### 1.3.2.6　啤酒工业污染物排放标准

啤酒工业污染物排放标准为 GB 19821—2005。本标准自实施之日起，代替 GB 8978—1996 中相关规定，于 2006 年 1 月 1 日实施。

本标准规定了啤酒工业污染物排放浓度限值和单位产品污染物排放量。

本标准用于现有啤酒工业的污染物排放管理，以及新、扩、改建啤酒工业建设项目环境影响评价、环境保护设施设计、竣工验收及其投产后的污染控制与管理。

本标准适用范围为啤酒与麦芽生产过程中产生的污染物控制与管理。

#### 1.3.2.7　制糖工业水污染物排放标准

制糖工业水污染物排放标准为 GB 21909—2008。于 2008 年 8 月 1 日实施。自本标准实施之日起，制糖工业企业的水污染物排放控制按本标准的规定执行，不再执行《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）中的相关规定。

本标准规定了制糖企业或生产设施水污染物排放限值。

本标准适用于现有制糖企业或生产设施的水污染物排放管理。适用于对制糖工业建设项目的环境影响评价、环境保护设施设计、竣工环境保护验收及其投产后的水污染物排放管理。

本标准适用于法律允许的污染物排放行为。新设立污染源的选址和特殊保护区域内现有污染源的管理，按照《中华人民共和国大气污染防治法》、《中华人民共和国水污染防治法》、《中华人民共和国海洋环境保护法》、《中华人民共和国固体废物污染环境防治法》、《中华人民共和国放射性污染防治法》、《中华人民共和国环境影响评价法》等法律、法规、规章的相关规定执行。

本标准规定的水污染物排放控制要求适用于企业向环境水体的排放行为。企业向设置污水处理厂的城镇排水系统排放废水时，其污染物的排放控制要求由企业与城镇污水处理厂根据其污水处理能力商定或执行相关标准，并报当地环境保护主管部门备案；城镇污水处理厂应保证排放污染物达到相关排放标准要求。

建设项目拟向设置污水处理厂的城镇排水系统排放废水时，由建设单位和城镇污水处理厂按前款的规定执行。

## 1.4　食品废水处理基本方法及工艺

食品废水的处理方法主要有物理法、化学法、生物法等。具体的处理方法详见第 2～4 章，本节只做简单介绍。

### 1.4.1　食品废水处理基本方法

食品废水处理的基本方法，可根据不同的原则分为两类：按废水处理原理划

分、按废水处理程度划分。

#### 1.4.1.1 按废水处理原理划分

按照处理原理划分，食品废水处理方法可以划分为物理处理法、化学处理法、物理化学法、生物处理法4类。

（1）物理处理法　主要通过物理作用，以分离、回收废水中不溶解的呈悬浮状态污染物质（包括油膜和油珠）的废水处理法。利用物理作用分离污水中呈悬浮状态的固体污染物质，去除较大颗粒物和呈悬浮状污染物。常用的基本方法见表1-1所列。

根据物理作用的不同，又可分为重力分离法、离心分离法和筛滤法等。属于重力分离法的处理单元有：沉淀、上浮（气浮、浮选）等，相应使用的处理设备是沉砂池、沉淀池、除油池、气浮池及其附属装置等。离心分离法常用的处理装置有离心分离机和水旋分离器等。筛滤截流法包括格栅、筛网、滤池等。

（2）化学处理法　利用化学反应，分离、转化、破坏或回收废水中的污染物（包括悬浮的、溶解的、胶体的），并使其转化为无害物质的处理方法。常用的基本方法见表1-1所列。

在化学处理法中，以投加药剂产生化学反应为基础的处理单元是混凝、中和、氧化还原等；而以传质作用为基础的处理单元则有电解、电凝聚等。

（3）物理化学法　利用物理化学的作用去除污水中的污染物质的方法。常用的基本方法见表2-1所列。物理化学法主要有吸附法、离子交换法、萃取法、气提法、电渗析和吹脱法等。

（4）生物处理法　利用微生物的代谢作用，使污水中的溶解性、胶体的、细微悬浮状态的有机污染物转化为稳定的无害物质，最终泥水分离的废水处理方法。方法包括好氧生物处理和厌氧生物处理两种，其中前者又可划分为活性污泥法和生物膜法，广泛用于处理中低浓度食品废水；后者多用于高浓度食品废水的处理、污泥消化以及高浓度食品废水的水解酸化。常用的基本方法见表1-1所列。

由于实际的食品加工工业废水中的污染物是多种多样的，采用单一的方法或技术很难达到预期的处理效果，往往需要整合多种方法或技术，才能处理不同性质、不同成分的污染物，达到食品加工废水水质净化的目的，达到排放标准的要求。因此目前常见的食品废水处理工艺有：生物法＋膜法；生物法＋化学法；化学法＋生物法等多种组合工艺。

#### 1.4.1.2 按污水处理程度划分

分为一级处理、一级半处理（一级强化处理）、二级处理、二级半处理（二级强化处理）或三级处理。

一级处理去除污水中漂浮和悬浮状态的固体污染物，调节废水pH等，一般可去除30%～40%的$BOD_5$，一般达不到排放标准，所以一般一级处理作为二级处理的预处理。

表 1-1　废水处理基本方法

| 分类 | 单元处理法 | 主要设备 | 主要处理对象 |
|---|---|---|---|
| 物理法 | 调节 | 调节池 | 水质、水量 |
| | 格栅、筛网 | 格栅、筛网 | 大的悬浮物 |
| | 自然沉淀 | 沉淀池 | 悬浮物 |
| | 自然浮上 | 浮选池 | 悬浮物、胶体物 |
| | 过滤 | 过滤池 | 悬浮物 |
| | 蒸发 | 蒸发器、供热设备 | 溶解物 |
| | 结晶 | 结晶器、热交换器 | 溶解物 |
| | 反渗透 | RO 膜 | 溶解物 |
| | 超滤 | 超滤膜 | 溶解物 |
| 化学法 | 中和 | 反应池、沉淀池 | 酸、碱等 |
| | 氧化还原 | 反应池 | 溶解物 |
| | 凝聚 | 混凝池、沉淀池、浮选池 | 悬浮物、胶状物 |
| | 电解、电凝聚 | 电解、电凝聚器 | 溶解物 |
| 物化法 | 吸附 | 吸附塔 | 溶解物、胶状物 |
| | 离子交换 | 交换器 | 溶解物 |
| | 电渗析 | 电渗析器 | 溶解物 |
| | 萃取 | 萃取塔 | 溶解物 |
| 生化法 | 好氧生物膜法 | 生物滤池、生物转盘 | 有机物 |
| | | 塔滤池、生物流床 | 有机物 |
| | 好氧活性污泥法 | 曝气法、沉淀池 | 有机物 |
| | 厌氧消化法 | 消化池、供热设备 | 有机物 |

一级半处理（一级强化）是在一级处理的基础上，在沉砂池至初沉池之间投加化学絮凝剂、生物絮凝剂，能去除 70%左右的 SS、50%左右的 $BOD_5$ 和部分磷。

二级处理是指采用传统生物技术去除污水中的胶体状和溶解性有机物（COD、$BOD_5$），去除率可达 90%以上，但废水中的营养型元素氮、磷可能不达标。常规方法有传统活性污泥法和生物膜法等。

二级强化或三级处理是在二级处理基础上，进一步去除难降解有机物和氮、磷等能够导致水体富营养化的可溶性有机物等。常见技术有生物脱氮除磷法、混凝沉淀法、砂滤法、活性炭吸附、离子交换、电渗析、膜分离等。三级处理与深度处理基本相同，只是后者以污水回收再用为目的。

### 1.4.2　食品废水处理基本工艺流程

对于具体的食品加工废水，采用哪几种处理方法进行组合，要根据具体食品废水的水质、水量，回收其中有用物质的可能性、经济性、受纳水体的具体条件，并结合调查研究与经济技术比较后决定，必要时还需要进行试验，最后确定技术和经济最优的组合工艺。

食品废水处理典型工艺流程如图 1-1 所示。

从城市污水典型的工艺流程可以看出，从处理方法上看，包括了物理、化学、生物的方法组合，从处理程度看，达到了二级处理或三级处理程度，并对城市污泥进行了综合利用和处置。城市污水处理厂产生的污泥含有大量有机物，富有肥分，

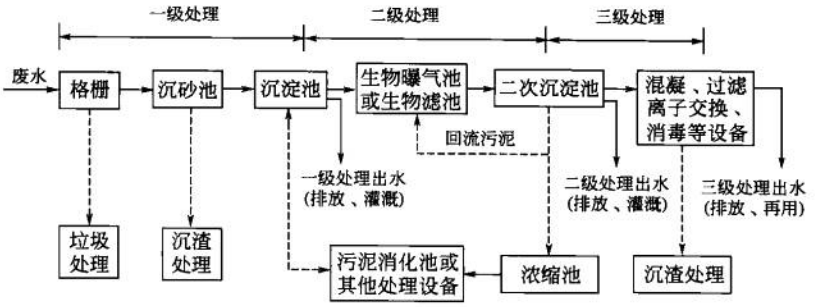



图 1-1　食品废水处理典型工艺流程

但又含有大量细菌、寄生虫卵以及从生产污水中带来的重金属离子等。污泥处理的主要方法是减量处理（如浓缩法、脱水等），稳定处理（厌氧消化法、好氧消化法等），综合利用（如消化气利用，污泥农业利用等），最终处置（如干燥焚烧、填地投海、建筑材料等）。

常见的生物脱氮工艺流程如图 1-2 所示。

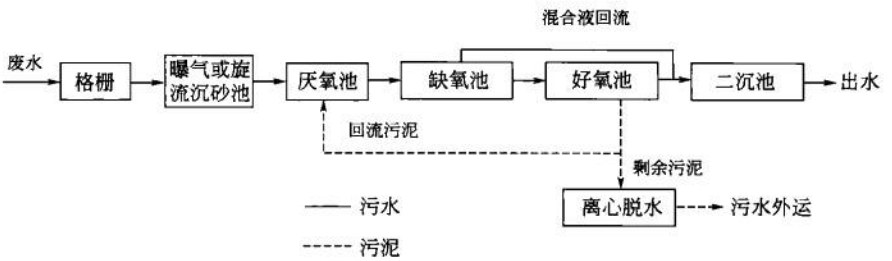



图 1-2　常见的生物脱氮除磷工艺流程

食品废水的处理流程，随不同食品工业性质，原料、成品及生产工艺的不同而不同，具体处理方法根据水质与水量变化情况、出水的水质标准、投资及运行的情况，经调查研究或者现场实验后决定。

选择食品工业废水处理单元技术时，可以参考表 1-2 中去除率数据，也可以按照表 1-2 中的去除率为依据来组合工艺。

**表 1-2　各种处理单元对不同杂质的平均去除率**　　单位：%

| 处理单元 | 一级处理 | 标准活性污泥法 | 混凝沉淀 | 过　滤 | 活性炭吸附 |
|---|---|---|---|---|---|
| 色度 | 15 | 48 | 46 | 42 | 70 |
| 浊度 | 31 | 86 | 67 | 71 | 73 |
| $BOD_5$ | 42 | 89 | 53 | 39 | 53 |
| COD | 38 | 72 | 52 | 34 | 47 |
| SS | 49 | 75 | 65 | 73 | 64 |
| 油脂 | 58 | 76 | 40 | | 47 |

食品工业废水中较大悬浮物和油脂可以采用悬浮分离技术去除，以 SS 值表示



的水中悬浮物（包括胶体）可以采用固液分离技术去除；污水中以 COD、$BOD_5$ 等有机物可以采用生物处理技术去除；处理后的水要经过消毒处理才能排放，生物处理过程中产生的污泥要进行脱水稳定后排放。因此，食品工业污水的典型处理工艺流程如图 1-3 所示。

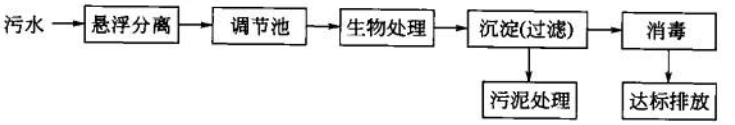



图 1-3　典型食品工业污水处理工艺流程

## 1.5　食品工业的清洁生产

清洁生产是一种全新的环境保护战略和思维方式，是从单纯依靠末端治理逐步向过程控制的一种转变。它一方面提倡通过工艺改造、设备更新、废弃物回收利用等途径，实现“节能、降耗、减污、增效”，从而降低生产成本，提高企业的综合效益。另一方面它强调提高企业的管理水平，提高所有员工在经济观念、环境意识、参与管理意识、技术水平、职业道德等方面的素质。

目前我国普遍实行的清洁生产审核，是清洁生产在企业层次的主要实施手段。它可以帮助企业从污染源头减少或消除废弃物的产生，从而实现最小的环境影响、最少的资源能源使用、最佳的管理模式以及最优化的经济增长水平，最终实现经济的可持续发展。

我国陆续制定了中华人民共和国环境保护行业标准的清洁生产标准，按照各个行业进行清洁生产审核。例如我国已经出台的清洁生产标准，其中清洁生产指标按照三级划分，一级代表国际清洁生产先进水平，二级代表国内清洁生产先进水平，三级代表国内清洁生产基本水平。

目前我国已经出台的食品行业有关的清洁生产标准有《清洁生产标准——啤酒制造业》（HJ/T 183—2006）、《清洁生产标准——食用植物油工业（豆油和豆粕）》（HJ/T 184—2006）、《清洁生产标准——甘蔗制糖业》（HJ/T 186—2006）、《清洁生产标准——乳制品制造业（纯牛乳及全脂奶粉）》（HJ/T 316—2006）、《清洁生产标准——白酒制造业》（HJ/T 402—2007）、《清洁生产标准——味精工业》（HJ 444—2008）、《清洁生产标准——淀粉工业（玉米淀粉）》（HJ 445—2008）、《清洁生产标准——葡萄酒制造业》（HJ 452—2008）、《清洁生产标准——酒精制造业》（HJ 580—2010）等。这些食品行业的清洁生产标准的颁布，为保护环境和食品行业开展清洁生产提供技术支持和导向。并且，随着技术的发展和不断进步，这些标准将适时修订。

从物料平衡的角度来讲，投入一定的原辅材料和能源，通过一定的生产过程得到产品，同时不可避免地产生废弃物，排放到环境中。如果原辅材料转变为产品的转化率越高，就意味着排放到环境中的废弃物就越少。从理论上讲，如果原辅材料

全部得以利用，转化为产品的转化率为100%，则没有废弃物排放到环境中，真正实现了“零排放”。当然，对于目前的生产技术和工艺，这只是一个理论上成立的假想。随着工艺革新和科技的进步，食品工业会不断提高原辅材料转变为产品的转化率，这个转化率会不断趋近于100%。从这个角度上讲，这是推动工艺革新和技术进步无穷尽的动力之一。

食品工业的原辅材料都是无毒无害的，从材料的综合利用角度看，材料是没有废弃物之说。只是目前人们还没有认识到我们现在认为是“废弃物”的使用价值！因此，从这个角度出发，尽管目前食品工业原辅材料的产品转化率不高，但仍然可以通过梯级综合利用，将原辅材料转化为多种产品，从而提高原辅材料的综合转化率。这也是我国食品行业所倡导的“吃干榨净”的做法，其根本目的是尽可能将原辅材料中的物质进行综合利用，这和清洁生产的出发点是一致的。

目前我国食品工业产量很大，产生的废水量也较高。现在食品废水的治理方式依然是以“末端治理方式”为主，但这种治理方式很难从根本上缓解环境压力，主要的原因有以下几个方面。

① 废水处理设施投资大、费用高、建设周期长、经济效益低，企业缺乏一定的积极性。

② 废水治理往往使污染物从一种形式转化为另一种形式，例如废气治理产生废水、废水治理产生污泥、污泥治理产生废气等，不能从根本上消除污染。

因此，注重清洁生产，提高资源综合利用水平，加强节能减排，较大幅度地降低水耗、电耗和污染物排放总量，降低污染物的排放浓度。认真贯彻清洁生产，从源头进行控制，并一直贯彻生产过程的始终，只有这样，才能改变以往末端治理的弊病，才能实现食品工业的可持续发展。

## 参 考 文 献

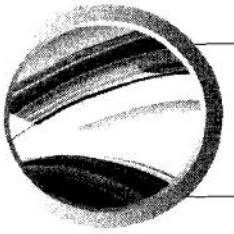
[1] 潘蓓蕾．加快产业结构调整和升级．推动食品工业又快又好发展．2010中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：3-7.

[2] 张莉．加强合作与交流促进方便面行业健康发展．2010中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：8-13.

[3] 唐受印，戴友芝，刘忠义，周作明等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001，5-124.

[4] Philips R J，Associates. Wastewater reduction and recycling in food processing operations [EB/OL]. (2007) [2010-09-20]. http://www.ciprocess.co.uk/pdfs/article-wastewater.pdf.

[5] 石维忱．发酵工业现状及发展趋势．2010中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：99-110.



# 第2章 物理处理法

在处理工业废水的各种方法中，物理处理法以其设备简单、成本低、效果稳定、不产生新污染物等优点占有重要的地位。它主要用于去除废水中的漂浮物、悬浮固体、颗粒物、砂和油类等物质。物理处理法一般被用做其他处理方法的预处理或深度处理。物理处理法主要包括筛滤、沉淀、气浮、离心分离、除油和均化水质水量等。

## 2.1 筛滤法

筛滤是预处理中使用最广泛的一种方法，同时筛滤法也常用在废水的最终处理。废水中常含有微粒物质及胶状物质，为了防止颗粒物堵塞管道及阀门，破坏水泵，可以采用机械过滤的方法加以去除。筛滤法使用的处理构筑物，有格栅和筛网。格栅一般设在处理系统的首位，它实际上是一组平行排列的栅条，斜放在进水渠道中，放置角度与水平面呈40°～60°。栅条间距应小于去除污染固体物中最小颗粒尺寸，一般介于1～50mm。废水通过栅条间隙的流速可为0.7m/s。筛网过滤装置适用于滤除废水中的纤维、纸浆等较细小的悬浮物，例如纺织厂用以分离纤维物、羊毛加工厂用以回收羊毛等。

### 2.1.1 格栅过滤

格栅一般斜置在进水泵站集水井的进口处。它本身对水流阻力并不大，只有几厘米，阻力主要产生于筛除的污物堵塞栅条。一般当格栅的水头损失达到10～15cm时就该清洗。

格栅除污设备形式多种多样，有不同的分类方法，格栅按形状可分为平面格栅和曲面格栅两种；按格栅栅条的间隙不同，可分为粗格栅（50～100mm）、中格栅（10～50mm）、细格栅（3～10mm）3种；按结构形式及除渣方式可分为人工格栅和机械格栅两大类，机械格栅又可分为回转式、旋转式、齿耙式机械格栅等多种形式。

（1）人工格栅　人工格栅结构型式如图2-1所示。

（2）机械格栅　机械格栅除污机形式多种多样，图2-2所示为链条式格栅除污机，图2-3为循环齿耙式格栅除污机，图2-4为曲面机械格栅除污机，图2-5所示为旋转滤网格栅除污机，图2-6为钢丝绳牵引的格栅除污机。

### 2.1.2 筛网过滤

筛网过滤相当于初沉池的作用，可以去除如纤维、纸浆、藻类水中不同类型和不同大小的悬浮物、颗粒物等。

筛网过滤装置很多，有水力筛网、振动筛网、转鼓式筛网、转盘式筛网、微滤机等。其中水力筛网是由水力旋转筛网和固定筛网组成，示意如图 2-7 所示。水力旋转筛网水平放置，呈圆锥形。进水端在运动筛网小端，废水在从小端到大端流动。

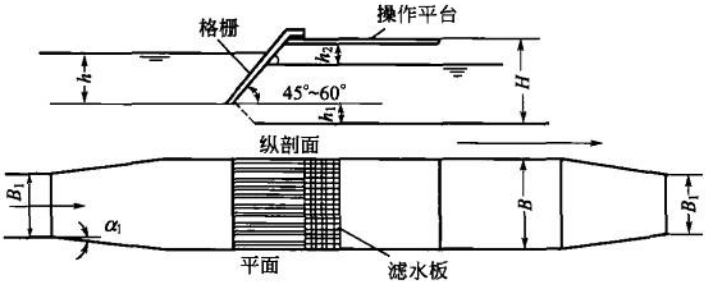



图 2-1　人工格栅

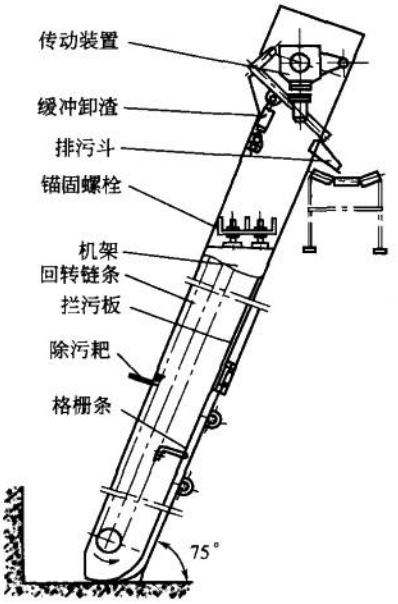



图 2-2　链条式格栅除污机

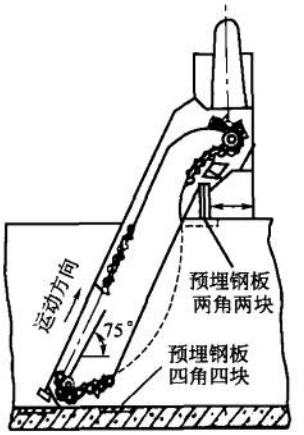



图 2-3　循环齿耙式格栅除污机

过程中，杂质被筛网截留，并沿倾斜面集中到固定筛使其进一步脱水。水力筛网的动力来自进水水流的冲击力和重力作用。因此水力筛网的进水端要保持一定压力，且一般采用防水的材料制成，而不用筛网。

而振动筛网由振动筛和固定筛组成，其结构如图 2-8 所示。污水通过振动筛时，杂质被振动筛阻挡并留在振动筛上，通过振动集中到固定筛网上，使其进一步脱水。

### 2.1.3　颗粒介质过滤

颗粒介质过滤常用做废水的三级处理，也可以用做离子交换和活性炭处理前的预处理。它主要适用于去除废水中的微粒物质和胶状物质。

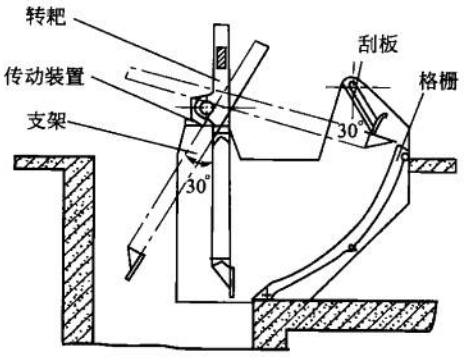



图 2-4　曲面机械格栅除污机

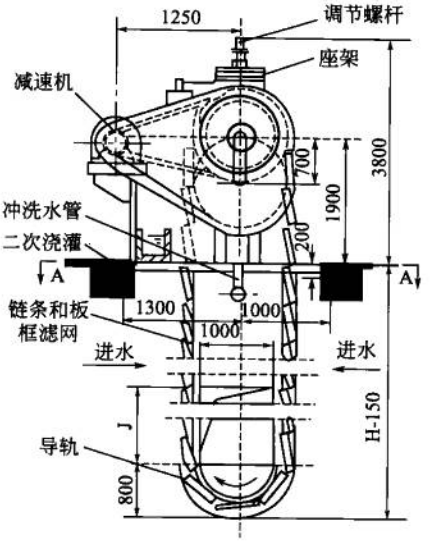



图 2-5　旋转滤网格栅除污机

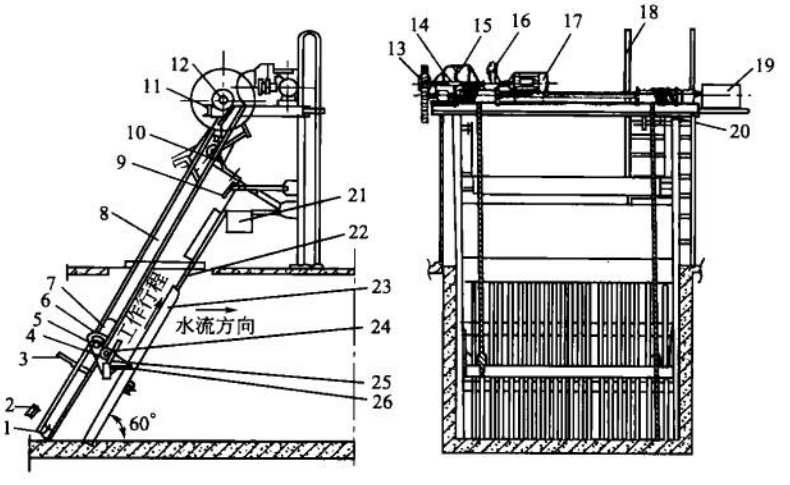



图 2-6　钢丝绳牵引的格栅除污机

1—滑块行程限位螺栓；2—除污耙自锁机构开锁模块；3—除污耙自锁栓；4—耙臂；5—销轴；6—除污耙摆动限位杆；7—滑块；8—滑块导轨；9—刮板；10—抬耙导轨；11—底座；12—卷筒轴；13—开式齿轮；14—卷筒；15—减速机；16—制动器；17—电动机；18—扶梯；19—限位器；20—松绳开关；21，22—上、下溜板；23—格栅；24—抬耙滚子；25—钢丝绳；26—耙齿板

颗粒介质过滤器按有无盖和密闭条件分为两种，过滤器无盖的称为敞开式过滤器，一般废水自上流入，由下流出清水。有盖而且密闭的，称为压力过滤器，废水用泵加压送入，以增加压力。

过滤介质所采用的粒度及材料，由所需滤出的微粒物粒子的废水性质、大小、

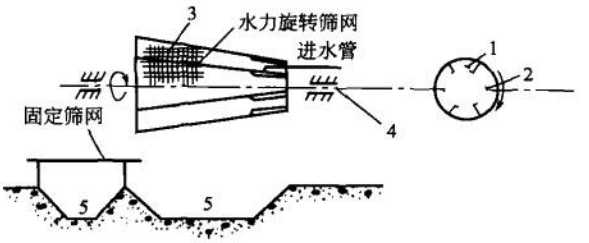



图 2-7　水力旋转筛网构造示意

1—进水方向；2—导水叶片；3—筛网；4—转动轴；5—水沟

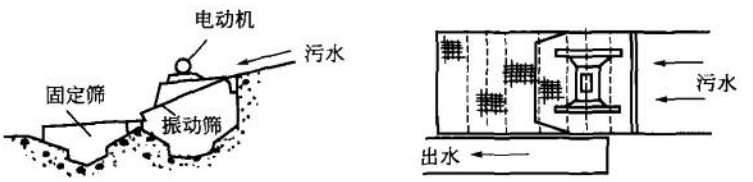
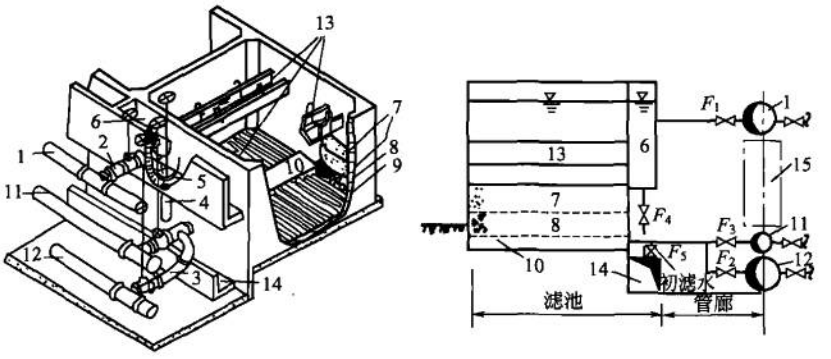



图 2-8　振动筛网示意

过滤速度等因素决定。常用的滤料有石英砂、石榴石粒、无烟煤粒、磁铁矿粒等。其中石英砂使用最普遍。砂的机械强度大，相对密度在 2.65 左右，在 pH 为 2.1～6.5 的酸性废水中化学稳定性好。但当废水呈碱性时，有溶出现象，此时一般用大理石和石灰石代替。无烟煤的化学稳定性比石英砂好，在任何环境中都不溶出，缺点是机械强度差，不同产地的密度有所不同，一般为 1.4～1.9。多层滤料滤池常用大密度滤料，其中石榴石和磁铁矿的相对密度大于 4.2，莫氏硬度大于 6。对含胶状物质废水过滤介质应采用具有吸附作用焦炭、粗粒骨炭、无烟煤、木炭等材料。

常用的颗粒介质过滤设备为普通快滤池，其结构如图 2-9 所示。快滤池一般用钢筋混凝土建造，池内由排水槽、滤料层、垫料层和配水系统构成；池外由集中管廊，配有进水管、出水管、冲洗水管、冲洗水排出管等管道及附件构成。

另外，在废水的三级处理中主要采用综合滤料过滤器，其中滤床采用不同的过滤介质，一般是以格栅或筛网及滤布等作为底层的介质，然后在其上再堆积颗粒介质。滤床最下面是砾石承托层；底层是相对密度较大的细粒材料，粒径为 0.25mm；上层是相对密度较小的无烟煤颗粒，一般粒径为 2mm。各种滤料之间适当的粒径和相对密度的比例是决定因素，而两种较重的滤料中应包括严格控制的各种细粒径滤料，这样，在反冲洗后，滤床的每一水平断面都有各种滤料，形成混合滤料而无明显的交界面。综合滤料滤池接近理想滤池，沿水流方向由粗至细的级配滤料组成，空隙逐渐均匀减少，以提供最大截污能力，从而延长过滤周期，增加滤速，接受较大的进水负荷。滤速为普通滤池的 3～6 倍，可达 15～30m/h。表 2-1 列出了普通快速滤池的滤料组成和滤速范围，图 2-10 列出了多层滤料床层的粒径分布。




(a) 普通快滤池的结构示意　　(b) 普通快滤池的纵剖面结构

图 2-9　普通快滤池

1—进水干管；2—进水支管；3—集水渠；4—水层；5—过滤层；6—承托层；7—排水系统；8—滤过水干管；9—滤过水支管；10—冲洗水管；11—洗沙排水管；12—排水管；13—废水渠；14—废水渠；15—走道空间

**表 2-1　普通快速滤池的滤料组成及滤速**

| 滤池类型 | 滤料及粒径/mm | 相对密度 | 滤料厚度/m | 滤速/(m/h) | 强制滤速/(m/h) |
|---|---|---|---|---|---|
| 单层滤池 | 石英砂 0.5～1.2 | 2.65 | 0.7 | 8～12 | 10～14 |
| 双层滤池 | 无烟煤 0.8～1.8 | 1.5 | 0.4～0.5 | 4.8～24 | |
| | 石英砂 0.5～1.2 | 2.65 | 0.4～0.5 | 一般为 12 | 14～18 |
| 三层滤池 | 无烟煤 0.8～2.0 | 1.5 | 0.42 | 4.8～24 | |
| | 石英砂 0.5～0.8 | 2.65 | 0.23 | | |
| | 磁铁矿 0.25～0.5 | 4.75 | 0.07 | 一般为 12 | |
| 三层滤池 | 无烟煤 1.0～2.0 | 1.75 | 0.45 | 4.8～24 | |
| | 石英砂 0.5～1.0 | 2.65 | 0.20 | | |
| | 石榴石 0.2～0.4 | 0.10 | 4.13 | 一般为 12 | |

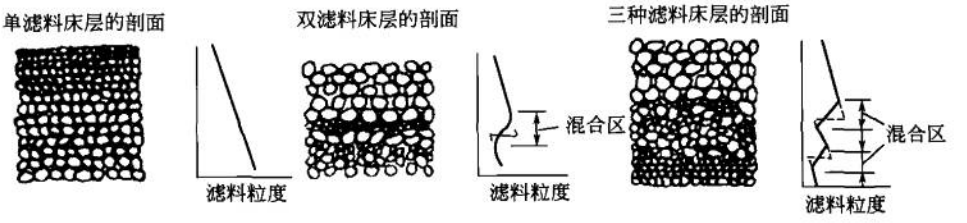



图 2-10　多层滤料床层的粒径分布

## 2.1.4　微滤机过滤

微滤机是一种机械过滤装置，其由水平转鼓和金属滤网构成。微滤机的工作原理是废水通过金属网细孔进行过滤。废水从转鼓的空心轴管，通过金属网孔过滤后

流入水池。水池内设有隔板、转鼓和滤网。滤网的材质是含钼的不锈钢丝，孔径有60μm、35μm、23μm、100μm等几种。废水中的悬浮物截留在网上，随着转鼓转动到上面时，被冲洗水冲下，收集在转鼓内，随同冲洗水一起，从空心轴出口排出。转鼓转动的圆周速度为30m/min，2/3的转鼓浸在池水中。微滤机的过滤及冲洗过程均为自动进行。图2-11为带有金属滤网转鼓的微滤机。

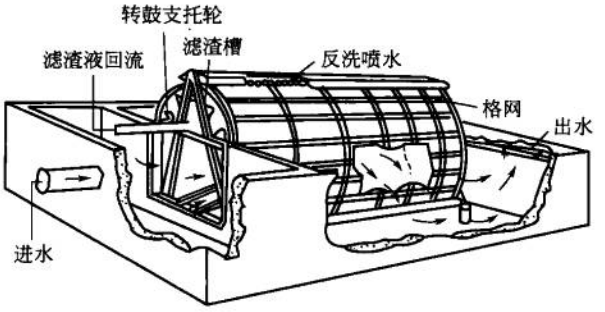



图2-11　微滤机总图

微滤机的优点为设备结构紧凑，处理废水量大，操作方便，占地较小；缺点是滤网的编织比较困难。

## 2.2　沉淀法

沉淀是用来除去原废水中无机固体物和有机固体物，以及分离生物处理工艺中的固相和液相。用沉砂池除去原废水中的无机固体物；用初沉池除去原废水中的有机固体物；用二沉池分离生物处理工艺中的生物相和液相，沉砂池一般设在格栅和格筛之后。为了清除废水中无机固体物表面的有机物，避免废水中有机固体物在沉砂池中产生沉淀，可采用曝气沉砂池。采用初沉池可降低后续工艺的负荷。初沉池除去悬浮固体的效果与加工的原料和产品有关。按池中的水流方向分为平流沉淀池、竖流沉淀池、辐流沉淀池。为了提高沉淀池的沉淀效率，可在沉淀池内设置平行的斜板或斜管而成斜板沉淀池。

### 2.2.1　沉砂池

沉砂池有平流式及竖流式两种。国内广泛应用的是平流式，平流沉砂池的效率较高，其构造如图2-12所示。

平流式沉砂池的过水部分是一条明渠，渠的两端用闸板控制水量，渠底有储砂斗，斗数一般为两个。储砂斗下部设带有闸门的排砂管，以排除储砂斗内的积砂。也可以用射流泵或螺旋泵排砂。

### 2.2.2　沉淀池

（1）沉淀法的分类　沉淀法是利用固体与水两者相对密度差异的原理，使固体和液体分离。一般应用沉淀法从废水中除去悬浮固体，此法常用做废水净化的预处理方法。可以分为自然沉淀和混凝沉淀两种。

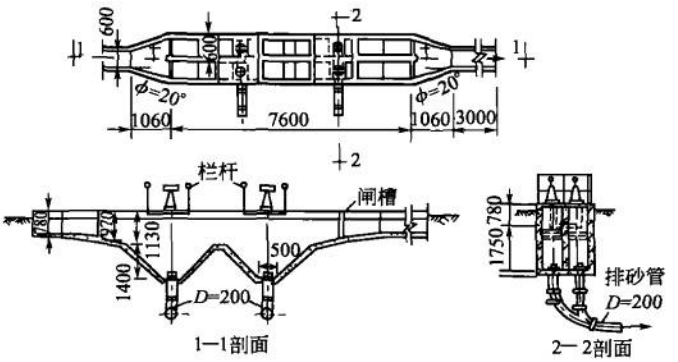



图 2-12　平流式沉沙池

① 自然沉淀　自然沉淀是依靠废水中固体颗粒的自身重力进行沉降。此种可以达到去除较大颗粒的目的，是一种常用的物理方法。沉砂池即属于这一类。

② 混凝沉淀　混凝沉淀是在废水中投加混凝剂，使废水中的微小颗粒与混凝剂能结成较大的胶团，加速在水中的沉降，混凝法的实质为化学处理方法，沉淀的作用是泥水分离。

(2) 影响沉淀效率的主要因素有 3 个：

① 废水的水流速度；

② 悬浮颗粒的沉降速度；

③ 沉淀池的规格尺寸。

(3) 沉淀池的结构型　根据池内水流的方向不同，沉淀池的形式可以分为五种；即平流式沉淀池辐流式沉淀池、竖流式沉淀池、斜管式沉淀池及斜板式沉淀池等。沉淀池的操作区域可以分为水流部分和沉淀部分。

① 平流式沉淀池　附有链条刮泥机的平流式沉淀池的结构如图 2-13 所示。废水由进水槽经进水孔流入池中。进水挡板的作用是降低水流速度，并使水流均匀分布于池中过水部分的整个断面。沉淀池出口为孔口或溢淹堰。在沉淀池前部设有污泥斗，池底污泥由刮泥机刮入污泥斗内，污泥借助池中静水压力从污泥管中排出，当有刮泥机时，池底坡度为 0.01～0.02。当无刮泥机时，池底常做成多斗形，每个斗有一个排泥管，斗壁倾斜 45°～60°。

平流式沉淀池的优点是构造简单，效果良好，工作性能稳定，缺点是排泥较为困难。

② 辐流式沉淀池　辐流式沉淀池的结构如图 2-14 所示。当废水含大量无机悬浮物且水量很大时，宜采用辐射式沉淀池。

③ 竖流式沉淀池　当废水含大量有机悬浮物而水量又不大时，一般采用竖流式沉淀池，其结构如图 2-15 所示。竖流式沉淀池分为圆形与方形两种。

④ 斜管（斜板）沉淀池　斜管（斜板）沉淀池及板间水的流向如图 2-16 所示。由于废水在管或板间处于层流状态，而且斜管（或斜板）还大大增加了沉淀池的沉淀面积，所以斜管（斜板）沉淀的效率较高。据统计，当二次沉淀池中采用斜

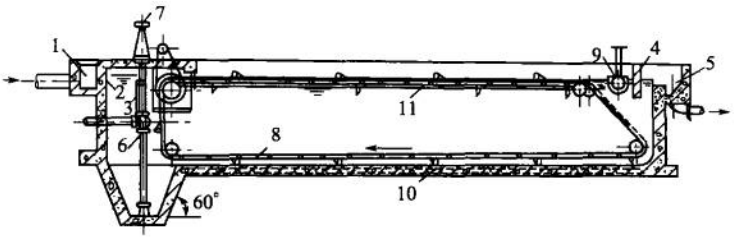



图 2-13　设链带刮泥机的平流沉淀池

1—进水槽；2—进水孔；3—进水挡板；4—出水挡板；5—出水槽；6—排泥管；7—排泥闸门；8—链带；9—排渣管槽（能转动）；10—刮板；11—链带支撑

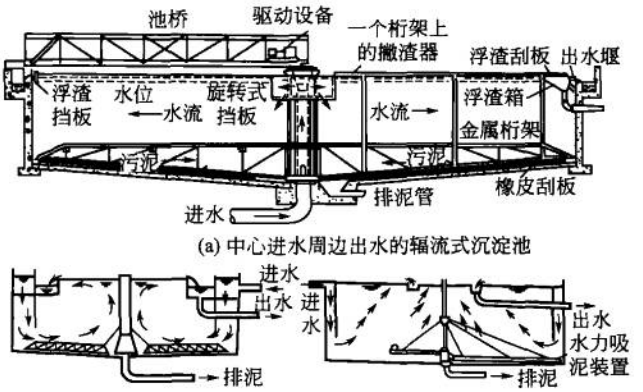



图 2-14　辐流式沉淀池

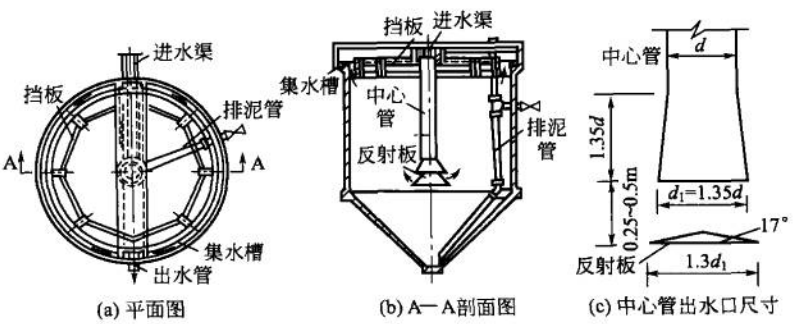



图 2-15　竖流式沉淀池（重力排泥）

板沉淀时，如斜板与水平方向的倾斜角为 60°，板间距为 3.2cm 时，废水处理量可增加 2.3 倍。

## 2.3　气浮

气浮也是利用悬浮颗粒和水的密度差进行分离的一种方法。气浮主要用于除去食品工业废水中的乳化油、表面活性物质和其他悬浮固体。有真空式气浮、加压溶

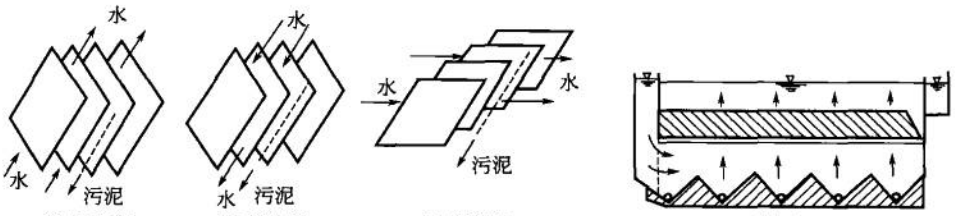



图 2-16　斜板（管）沉淀池

气气浮和散气管（板）式气浮。应用最普遍的是加压溶气气浮。当废水进入溶气气浮池之前，往水中投加化学混凝剂或助凝剂，可提高乳化油脂和胶体悬浮颗粒的除去率。

与沉淀法相比它的优点是：①效率高，占地少，投资小；②利于浮渣的后续处理和二次利用，泥渣不易腐化；③浮渣含水率低，为沉淀池污泥体的 1/10～1/2，这对污泥的后续处理有利，而且表面处理浮渣比底排泥方便；④对那些很难用沉淀法去除的低浊含藻水，气浮法处理效率高，甚至还可去除原水中的浮游生物，出水水质好；⑤可以回收利用有用物质；⑥气浮法所需药剂量比沉淀法节省。

与沉淀池比较它的缺点是：①能耗损失大；②由于一般在室外，浮渣怕较大的雨水袭击；③溶气水减压释放器易堵塞。

气浮的主要过程是产生气泡，由气泡做载体附着悬浮颗粒上浮，最后与浮渣分离。因此要求向废水中提供足够数量和尺寸的气泡并且分离物可与气泡附着。这一过程所使用的设备叫气浮池，与沉淀池类似，气浮池也分为平流式和竖流式两种。图 2-17 是平流式气浮池的结构示意。

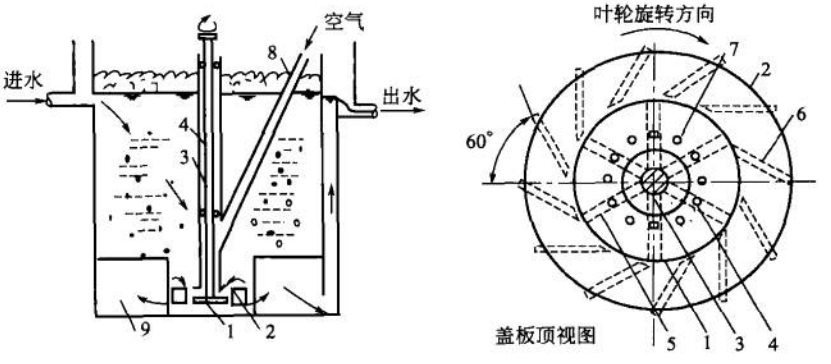



图 2-17　平流式气浮池结构示意

1—叶轮；2—盖板；3—转轴；4—轴套；5—叶轮叶片；6—导向叶片；7—循环进水孔；8—进水管；9—整流板

竖流气浮池示意如图 2-18 所示。池高度为 4～5m，有方形或者圆形，长宽或

直径一般在9～10m。中央进水室、刮渣板和刮泥耙都安转在中心转轴上，依靠电动机驱动以同样速度旋转。

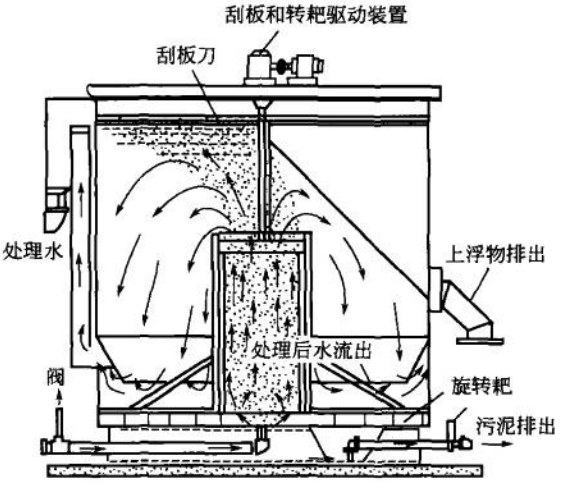



图 2-18　竖流气浮池结构示意

## 2.4　离心法

### 2.4.1　离心分离的原理

由于悬浮颗粒和废水的质量不同，在高速旋转时，所受到的离心力大小不同，质量大的被甩到外圈，质量小的则留在内圈，通过不同的出口将它们分别引导出来，利用此原理就可分离废水中悬浮颗粒，使废水得以净化。

### 2.4.2　离心分离方式

离心分离设备按离心力产生的方式不同可分为高速离心机和水力旋流器两种类型。

高速离心机依靠转鼓高速旋转，使液体产生离心力。压力式水力旋流器，可以将废水中所含粒径5μm以上的颗粒分离出去。进水流速一般应在6～10m/s，进水管稍向下倾3°～5°，这样可利于水流向下旋转运动。高速离心机处理废水，也称为机械旋转的离心分离方法，离心机的种类很多，按分离系数$\alpha$的大小进行分类，离心机可以分为如下几种：①常速离心机，$\alpha<3000$；②高速离心机；$3000<\alpha<12000$；③超高速离心机，$\alpha>12000$。

水力旋流器（或称旋液分离器）有压力式和重力式两种。其设备固定，液体靠水泵压力或重力（进出水头差）由切线方向进入设备，造成旋转运动产生离心力。压力水力旋转器体积小，单位容积的处理能力高，处理能力可达$1000m^3/m^2$，而一般沉淀池的生产能力约为$1～2.5m^3/(m^2 \cdot h)$；其次它构造简单、使用方便、易于安装维护；缺点是水泵和设备易磨损，所以设备费用高，耗电较多。图2-19、图2-20所示分别为水力旋流器构造及物料在水力旋

流器内的流动情况。

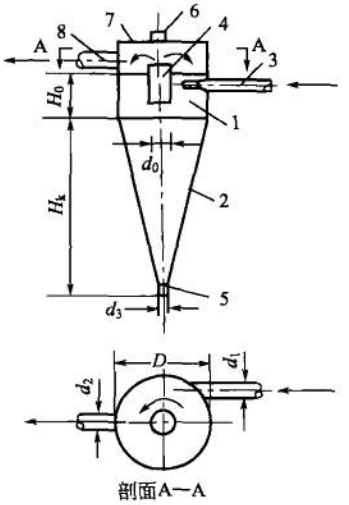



图 2-19　水力旋流器构造

1—圆筒；2—圆锥体；3—进水管；4—上部清液排出管；5—底部清液排出管；6—放气管；7—顶盖；8—出水管

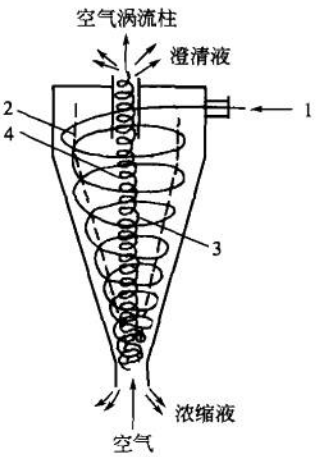



图 2-20　物料在水力旋流器内的流动

1—入流；2—一次涡流；3—二次涡流；4—空气涡流柱

由于离心机的转速高，所以与其他方法相比较其分离效率较高。但设备复杂，造价比较昂贵，一般只用在小批量的、有特殊要求的难处理的废水方面。

## 2.5　除油

废水中的油类分为悬浮状态、乳化状态、溶解状态。第一种在废水中含量最高，占到占总含油量的 80%～90%，而且颗粒较大；乳化状态约占总含油量的 10%～15%，油珠颗粒较小，直径一般在 0.05～25μm 之间，不易上浮去除；溶解状态这部分油仅占总含油量的 0.2%～0.5%。由于含量少一般只要除去前两种油后废水就能达到排放要求。

对于油珠粒径比较大的悬浮状态的油类，一般用隔油池分离；对于乳化油则采用浮选法分离。

常用的隔油池有平流式、竖流式及斜板式。国内多采用平流式隔油池，其构造与平流式沉淀池相似，在实际运行中主要利用其隔油作用，但也有一定的沉淀作用。普通平流隔油池与沉淀池相似，废水从池的一端进入，从另一端流出，由于池内水平流速很小，进水中的轻油滴在浮力作用下上浮，并且聚积在它的表面，通过设在池面的集油管和刮油机收集浮油。但是为了提高单位池的处理能力，隔油池也有采用斜板式的，其结构如图 2-21，材质选用聚酯玻璃钢的波纹板。斜板式隔油

池的处理效率一般是平流式的 2～4 倍。

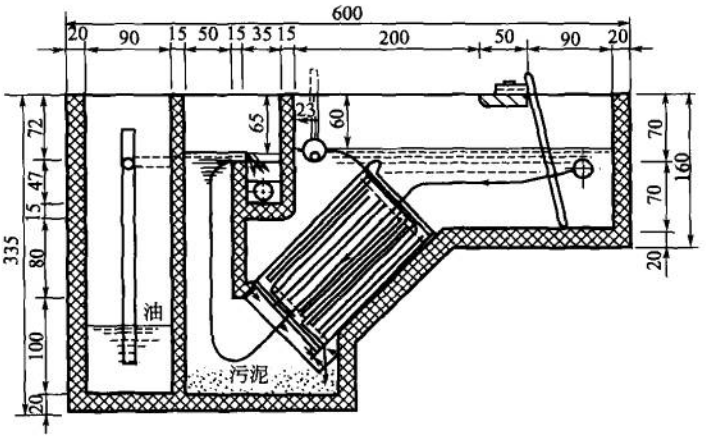



图 2-21　斜板式隔油池

## 2.6　水质水量均化

水质水量均化是工业废水预处理常采用的方法，工业废水的水量、水质随生产过程而变化并不恒定和均匀。水量和水质的变化使得处理设备不能在最佳的工艺条件下运行，严重时使设备无法工作，为此需要设置调节池，对水量和水质进行调节均化。

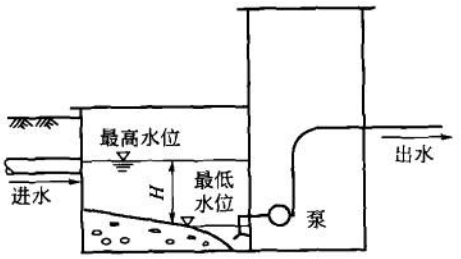



图 2-22　水量调节池

水质水量的调节采用调节池，水量调节采用水量调节池，如图 2-22 所示，一般分为线内调节和线外调节两种方式。线内调节进水用重力流，出水用机械泵提升，线外调节调节池设在旁路上，当废水流量过高时，多余废水用泵打入调节池，当流量低于设计流量时，再从调节池回流至集水井，然后进行后续处理。线外调节与线内调节相比，优点在于其调节不受进水管高度限制，缺点是被调节水量需要两次提升，能耗大。

水质调节采用的设备为均和池，其作用是使不同时间和不同来源的废水均匀混合，使处理前的废水水质均匀。水质调节分为外加动力调节和差流方式调节。图 2-23 为一种外加动力的调节池，在调节池底部安装曝气管，引入的压缩空气作为水量调节的动力。另外一种差流式调节池（如图 2-24）对角线上水槽使来自不同浓度和时间废水混合后由出水管流出。

外加动力调节池设备简单，效果好，但是耗能大、运行费用高，差流式是靠设备自身结构使水质均和，基本没有运行费用，但是结构较复杂。

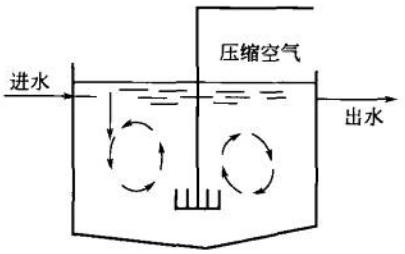



图 2-23　曝气式外加动力水质调节池

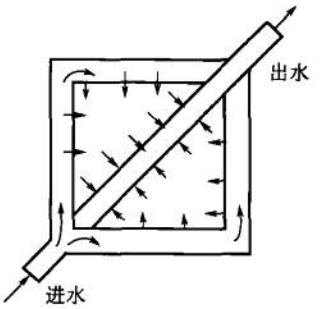
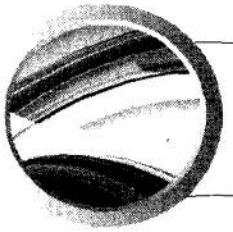



图 2-24　差流式水质调节池

## 参 考 文 献

[1] 唐受印编著．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001.
[2] 李旭东，杨芸著．废水处理技术及工程应用．北京：机械工业出版社，2003.
[3] 马荣骏编著．工业废水的治理．长沙：中南工业大学出版社，1991.
[4] 来关根编著．新编废水处理过程及设备．杭州：浙江科学技术出版社，2000.
[5] 李培红等编著．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[6] R S拉马尔奥著．废水处理概论．严忠琪等译．北京：中国建筑工业出版社，2010.
[7] 王嘉儒编译．食品工业废水及其处理技术．北京：中国食品出版社，1987.
[8] 唐受印编著．废水处理工程．北京：化学工业出版社，2004.
[9] 钱易编著．现代废水处理新技术．北京：中国科学技术出版社，1993.
[10] 李亚峰，佟玉衡，陈立杰编．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，2009.
[11] 张芳西．实用废水处理技术．哈尔滨：黑龙江科学技术出版社，1983.
[12] 严煦世主编．王业俊，许保玖主审．水和废水技术研究．北京：中国建筑工业出版社，1992.
[13] 严煦世，范谨初主编．许保玖主审．给水工程．第 3 版．北京：中国建筑工程出版社，1995.
[14] [美] V L Snoeyink，D Jenkens 著．水化学．蒋展鹏，刘希曾译．许保玖改校．北京：中国建筑工业出版社，1990.
[15] 张希衡著．废水厌氧生物处理工程．北京：中国环境科学出版社，2010.
[16] 徐根良主编．废水控制及治理工程．杭州：浙江科学技术出版社，1999.



# 第3章 化学处理法

化学法包括中和法、混凝沉淀法、离子交换法、吸附法、氧化还原法、膜分离法等。主要是利用化学反应处理废水中的溶解物质或胶体物质，化学法对于废水的深度处理有着重要作用。

## 3.1 中和法

企业排出的废水中，化工厂、化纤厂、电镀厂、煤加工厂及金属酸洗车间，排放的一般是酸性废水，而印染厂、造纸厂、炼油厂和金属加工厂排放的一般是碱性废水，当没有回收利用价值时，对具有酸碱性的废水、含量在4%（含酸；含碱为2%）以下时可以采用酸碱中和的方法进行处理。

### 3.1.1 中和处理法的适用范围

① 废水排放前的pH指标超过排放标准。这时应采用中和处理，以减少对水生生物的影响。

② 工业废水排入城市下水道系统前，为了避免对管道系统造成腐蚀。在排放前对工业废水进行中和，比之对工业废水与其他废水混合后的大量废水进行中和要经济的多。

③ 化学处理或生物处理之前，对生物处理而言，需将处理系统的pH维持在近中性范围内，以确保最佳的生物活力。

而对于碱性废水，主要有碱性废水与酸性废水相互中和、药剂中和两种。其中酸性废水的数量和危害都比碱性废水大得多。因此重点介绍酸碱废水的中和处理。

### 3.1.2 酸性废水的中和处理方法

中和处理方法因废水的酸碱性不同而不同。针对酸性废水，主要有酸性废水与碱性废水相互中和、药剂中和及过滤中和三种方法。

（1）碱性废水或废渣来中和酸性废水　经常采用以下方法。

① 使酸性废水通过石灰石滤床；② 将废水与石灰乳混合；③ 向酸性废水中投加烧碱或纯碱溶液；④ 将废水与碱性废水混合；⑤ 向酸性废水中投加碱性废渣，如电石渣、碳酸钙、碱渣等。

采用以上方法主要考虑用量和成本问题以及反应时间和能否造成二次污染等。

（2）投药中和法　采用的中和剂主要是价廉的石灰，个别场合也有用苛性钠。投加石灰的方式分子投与湿投两种，一般采用湿投，即用石灰配成5%～10%含量的石灰水，然后用泵送到般配槽，经投加器投入渠道，与酸性废水共同流入中和反

应池：发生中和反应后进行澄清，使水与沉淀物进行分离。

（3）过滤中和法 是使酸性废水流经石灰石、白云石等碱性滤料，从而得到中和。目前一般采用升流式膨胀滤池，由于滤料颗粒小（0.5～3mm），滤速高水流由下而上，使滤料互相碰撞摩擦，表面不断更新，故处理效果好，沉渣量也少。

### 3.1.3 碱性废水的中和处理方法

对于碱性废水，主要有碱性废水与酸性废水相互中和、药剂中和两种。

（1）碱性废水中和处理方法

① 酸性废水或废渣来中和碱酸性废水，以达到以废治废的目的；② 碱性废水中注入酸性气体常用二氧化碳或酸性废气烟道废气；③ 直接向碱性废水中注入酸或者酸性废水进行中和。

（2）药剂中和法 药剂中和法最常用的药剂是硫酸，因为硫酸的价格比较低，所以应用最广。同时盐酸及压缩二氧化碳也是常用的药剂，盐酸的优点是反应物溶解度高，沉渣量少，但价格较高。

### 3.1.4 酸碱性废水中和处理设备

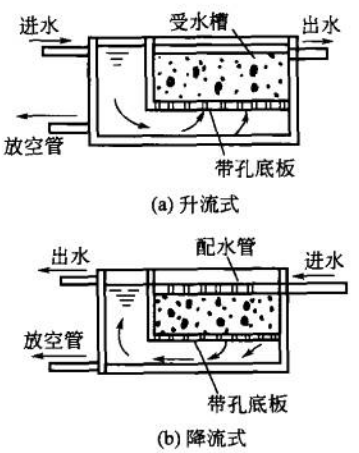



图 3-1 普通中和滤池

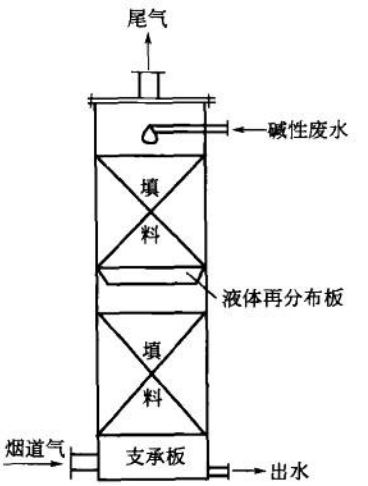



图 3-2 喷淋塔

（1）酸性废水中和处理设备 常用酸性处理设备中和滤池：结构示意如图 3-1 所示，按水流进入滤料的方向分为升流式和降流式 2 种，石灰石、大理石、白云石等作滤料，但是滤料选择要考虑所中和的酸的类型，防止滤料与酸中和后产生的盐不溶，沉淀后将滤料覆盖，降低处理效果，而且还要考虑滤料的成本及来源是否便宜。

（2）碱性废水中和处理设备 废碱水常用的中和处理设备有喷淋塔，如图 3-2 所示，废水从上而下，烟道的酸性废气从底部鼓入，两者接触后产生中和，废水和烟道气体都被净化。该法的优点是以废治废，投资省，运行费用低；缺点是出水中

的硫化物、耗氧量和色度都会明显增加，还需进一步处理。

## 3.2 混凝沉淀法

混凝就是在废水中预先投加化学药剂来破坏胶体的稳定性，使废水中的胶体和细小悬浑物聚集成具有可分离性的絮凝体，再加以分离除去的过程。

### 3.2.1 混凝法基本原理

混凝法基本原理是在废水中投入混凝剂与废水中的胶体物质发生电中和，形成絮状沉降。混凝沉淀可以去除废水中的粒径为 $10^{-6}\sim10^{-3}$ mm 的细小悬浮颗粒，并且能够去除色度、油分、微生物、氮和磷等富营养物质、重金属以及有机物等。

混凝剂进入废水后，胶体因 ζ 电位降低或消除，破坏了颗粒的稳定状态（称脱稳）。脱稳的颗粒相互聚集为较大颗粒的过程称为凝聚。未经脱稳的胶体也可形成大的颗粒，这种现象称为絮凝。

不同的混凝剂能使胶体以不同的方式脱稳、凝聚或絮凝。按机理，混凝可分为压缩双电层、吸附电中和、吸附架桥、沉淀物网捕 4 种。这 4 种机理，在水处理中可能是同时发挥作用，也可能交叉发挥作用，只是在一定情况下以某种机理为主而已。

### 3.2.2 影响混凝效果的因素

在废水的混凝沉淀处理过程中，主要有以下几方面因素影响混凝效果。

（1）水质的影响　废水浊度、pH、水温等都会影响混凝效果。浊度过高或过低都不利于混凝，浊度不同，所需的混凝剂用量也不同；废水 pH 不同对混凝效果也有影响，对金属盐类，pH 影响其在水中水解产物的种类与数量，一般在 pH 为 5.5～8.0 时有较高脱除率；对于人工合成高分子混凝剂，则影响其活性基团的性质；水温会影响无机盐类的水解，水脱低，水解反应慢。另外水温低，水的黏度增大，布朗运动减弱，混凝效果下降。但温度也不是越高越好，当温度超过 90℃时，易使高分子絮凝剂老化或分解生成不溶性物质，反而降低混凝效果。

（2）混凝剂投加量的影响　混凝剂投加量有其最佳值，混凝剂投加量不足，则水中杂质未能充分脱稳去除，加入太多则会再稳定。

（3）水力条件的影响　混凝的过程是混凝剂与胶粒发生反应并逐步凝聚在一起的过程，一般混凝过程分为混合与反应两个阶段，混合阶段持续大约 10～30s，一般不超过 2min，其速度梯度 $G=700\sim1000s^{-1}$，主要是使药剂迅速而均匀地扩散到水中，反应阶段通常为 10～30min，其平均速度梯度的值为 $10\sim75s^{-1}$（通常 $30\sim60s^{-1}$），其速度梯度 $G=10^4\sim10^5$，主要是使水中微粒凝聚成矾花并增大而沉淀（或上浮）的过程。水流紊动过于缓慢，则混凝剂与胶粒反应速度太小，而紊动过于激烈则使结成的絮体重新破裂。

### 3.2.3 混凝剂和助凝剂

混凝剂按其化学成分可分为无机及有机两大类。常用的无机类混凝剂包括低分

子无机混凝剂（如硫酸铝等）和高分子无机混凝剂（如聚合硫酸铁等）。有机混凝剂分为天然有机混凝剂与人工合成有机高分子混凝剂。天然有机混凝剂是人类使用较早的混凝剂，不过其用量远少于人工合成高分子混凝剂，其原因在于天然高分子混凝剂电荷密度较小，相对分子质量较低，且易发生生物降解而失去絮凝活性。人工合成有机高分子混凝剂的运用更广泛。人工合成有机高分子絮凝剂都是水溶性聚合物，重复单元中常包含带电基团，因而也被称为聚电解质。聚电解质又根据基团所带电荷情况的不同分为阳离子型聚电解质和阴离子型聚电解质，以及两性型聚电解质和非离子型聚电解质。

助凝剂是指与混凝剂一起使用，以促进混凝过程的辅助药剂。助凝剂本身可以起混凝作用，也可不起混凝作用。按其功能，助凝剂可分为3种。

（1）pH调整剂　在废水pH不符合工艺要求，或在投加混凝剂后pH有较大变化需投加pH调整剂。常用的pH调整剂包括石灰、硫酸、氢氧化钠等。

（2）絮体结构改良剂　当生成絮体小、松散且易碎时，可投加絮体结构改良剂以改善絮体的结构，增加其粒径、密度和强度。如活性硅酸、黏土等。

（3）氧化剂　当废水中有机物含量高时，易起泡沫，使絮凝体不易沉降，此时可投加氯气、次氯酸钠、臭氧等氧化剂来破坏有机物，以提高混凝效果。

### 3.2.4 混凝处理流程及设备

混凝处理流程包括投药、混合、反应及沉淀分离。

（1）投药　混凝剂的投药分湿法和干法。相比较而言，湿法应用较为广泛，所谓湿法是先把药剂配制成一定浓度的溶液，再投入被处理水中。而干法是把药剂直接投放到被处理的水中。其优点是占地少，缺点是对药剂的粒度要求较高，投配量较难控制，对机械设备要求较高，同时劳动条件也差。

（2）混合　混合处理的关键就是快速而均匀。药剂投入废水中后发生水解反应并产生异电荷胶体，与水中胶体和悬浮物接触，形成细小的矾花，这一过程就是混合，大约在10～30s内完成，一般不超过2min。快速是因混凝剂在废水中发生水解反应的速率很快，需要尽量造成急速扰动以生成大量细小胶体，并不要求生产大颗粒；均匀是为了使化学反应能在废水中各部分得到均衡发展。

（3）反应　混合完成后，水中已产生细小絮体；但还未达到能自然沉降的粒度，反应设备的任务就是使小絮体逐渐絮凝成大絮体。反应设备应有一定的停留时间和适当的搅拌强度，以让小絮体能相互碰撞，并防止产生大的絮体沉淀。

（4）沉淀分离　沉淀分离是在澄清池中完成的。澄清池是能够同时实现混凝剂与原水的混合、反应、澄清合成一体的设备，图3-3所示为机械加速澄清池。它具有效率高而尺寸小的优点，它的缺点是设备结构复杂，管理比较复杂，出水水质不够稳定，对处理效果有影响。它利用的是接触凝聚原理，在池中让已经生成的絮凝体悬浮在水中成为悬浮泥渣层（接触凝聚区），当投加混凝剂的水通过它时，废水中新生成的微絮粒迅速吸附在悬浮泥渣上，从而达到良好的去除效果。

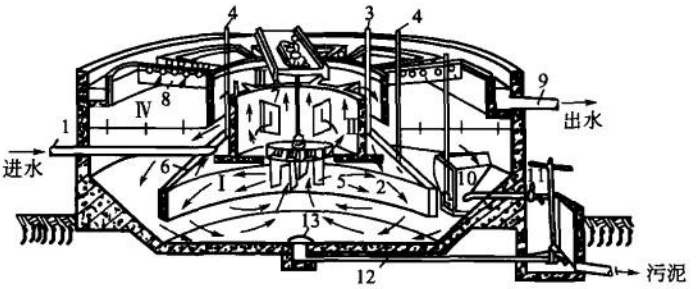



图 3-3 机械加速澄清池结构透视

Ⅰ—混合室；Ⅱ—反应池；Ⅲ—导流室；Ⅳ—分离室；
1—进水管；2—三角配水槽；3—排气管；4—投药管；5—搅拌桨；6—伞形罩；
7—导流板；8—集水槽；9—出水管；10—泥渣浓缩室；11—排泥管；12—撑空管；13—排空阀

总的来讲，由于混凝沉淀法具有许多优点：污染物去除效率比较高；操作简单，处理费用低；适用范围广等，已成为废水处理最普遍采用的方法之一。

## 3.3 离子交换法

离子交换法广泛应用在水的软化、纯水制备、贵重金属离子的回收及放射性废水、有机废水的处理方面。它主要借助于离子交换剂上离子和水中离子进行交换反应而除去废水中的有害离子态物质。

### 3.3.1 离子交换剂

（1）分类、组成 离子交换剂根据其材料可分为无机离子交换剂和有机离子交换剂，根据其来源又可分为天然离子交换剂和人工合成离子交换剂，根据其交换能力可分为强酸性、弱酸性、强碱性、弱碱性等多种类型。离子交换树脂含有一种或多种活性基团，根据基团的解离程度不同，阳离子交换树脂内的活性基团是酸性的，阴离子交换树脂内的活性基团是碱性的。根据其酸碱性的强弱，可将树脂分为强酸（$RSO_3H$）、弱酸（RCOOH）、强碱（$R_4NOH$）、弱碱（$R_nNH_3OH$，$n=1\sim3$）4 类，具体如图 3-4 所示。

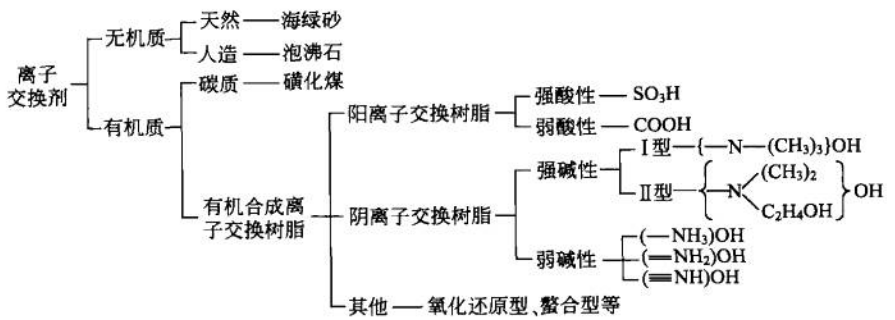



图 3-4 离子交换剂分类



（2）物理化学性质 离子交换树脂由于组成和结构不同，所以离子交换树脂的有着不同的物理化学性质。常用凝胶树脂的主要物理化学性能如下。

① 外观 凝胶型离子交换树脂为透明或半透明的小球，大孔树脂为不透明或者乳白色的球体。

② 密度 不同的离子交换树脂具有不同的密度。离子交换树脂的相对密度有3种表示方法：干真密度、湿真密度和视密度。

③ 含水量 水中充分溶胀的湿树脂所含水的质量占湿树脂的百分数，含水量主要取决于交联度、活性基团的类型和数量等，一般在50%左右。

④ 溶胀性 树脂溶胀的程度用溶胀来表示。溶胀性当树脂由一种离子型态转变为另一种离子型态时所发生的体积变化称为溶胀性或膨胀。如强酸阳离子交换树脂由钠型转变成氢型时其体积溶胀度约为5%～7%。

⑤ 机械强度 树脂在使用过程中由于受到冲击、碰撞、摩擦以及胀缩作用，会发生破碎。而机械强度指树脂保持完整颗粒性的能力。树脂的机械强度主要取决于交联度和溶胀率，交联度越大、溶胀率越小，机械强度越高。

⑥ 耐热性 通常情况下树脂的使用和储藏温度控制在5～40℃。超过这个极限，当温度低于0℃时，树脂内水分冻结，使颗粒破裂。而温度过高，就会发生比较严重的热分解现象，会影响交换容量和使用寿命。

⑦ 孔结构 孔结构不同会直接影响大孔树脂的交换容量、交换速度等性能。目前使用的D001X14～20系列树脂，其平均孔径为（100～154）×$10^{-10}$m，孔容0.09～0.21mL/g，比表面积16～36.4$m^2$/g，交换容量1.79～1.96mmol/mL。

⑧ 离子交换容量 交换容量是树脂交换能力大小的标准，可以用容积法和重量法两种方法表示。容积法是指单位体积的湿树脂中离子交换基团的数量，用mmol/L树脂或mol/$m^3$树脂来表示。重量法是指单位重量的干树脂中离子交换基团的数量用mmol/g树脂或mol/g树脂来表示。由于树脂一般在湿态下使用，因此常用的是容积法。离子交换容量有以下几种：全交换容量，工作交换容量，有效交换容量。

⑨ 化学稳定性 废水中的氧化剂如氧、氯、铬酸、硝酸等，由于其氧化作用能使树脂网状结构破坏，活性基团的数量和性质也会发生变化。防止树脂因氧化而化学降解的办法。一是采用高交联度的树脂，二是在废水中加入适量的还原剂，三是使交换柱内的pH保持在6左右。

除上述几项指标外，还有树脂的外形、黏度、耐磨性、在水中的不溶性等。

### 3.3.2 离子交换的基本理论

离子的交换平衡如下。离子的交换过程可用式（3-1）表示：

$$RA+B \underset{\text{再生}}{\overset{\text{交换}}{\rightleftharpoons}} RB+A \tag{3-1}$$

式中，RA 为含有 A 离子的固相树脂；B 为溶液中的离子 B；RB 为交换后带有 B 离子的固相树脂；A 为进入溶液中的离子 A。

当交换反应处于平衡状态时，其平衡关系可用式（3-2）表示：

$$K_A^B=\frac{[RB][A]}{[RA][B]} \tag{3-2}$$

式中，$K_A^B$ 为 A 型树脂对 B 离子的选择系数；[RA] 为固相树脂中 A 离子的浓度；[RB] 为固相树脂中 B 离子的浓度；[A] 为溶液中 A 离子的浓度；[B] 为溶液中 B 离子的浓度。

当含有 B 离子的溶液进入装有 RA 树脂的离子交换器后，树脂中的 A 离子能否与浓液中的 B 离子发生交换反应以及反应程度由树脂选择性决定，可用选择性系数 $K_A^B$ 表示。

① 当 $K_A^B<1$ 时，说明 RA 型树脂对 A 离子的选择性要比对 B 离子的选择性要高，交换反应无法进行，说明 RA 型树脂不适于作为离子交换剂。

② 当 $K_A^B=1$ 时，说明 RA 型树脂对 A、B 两种离子的选择能力相同，因此无法分开两种离子。

③ 当 $K_A^B>1$ 时，说明 RA 树脂对 B 离子的选择性较高，离子的交换反应可以进行。$K_A^B$ 远大于 1 时，表示 B 离子的选择性更高，交换过程可以进行得比较彻底。

由以上分析可知，只有在第三种情况下，离子的交接过程才能正常进行。

离子交换过程通常分为 5 个阶段：交换离子从溶液中扩散到树脂颗粒表面；交换离子在树脂颗粒内部扩散；交换离子与结合在树脂活性基团上的可交换离子发生交换反应；被交换下来的离子在树脂颗粒内部扩散；被交换下来的离子在溶液中扩散。

### 3.3.3 离子交换设备

离子交换设备主要有固定床、移动床和流动床。目前使用最广泛的是固定床，也括单床、多床、复合床和混合床。

固定床离子交换器其结构如图 3-5 所示，主要由筒体、进水装置、排水装置、再生液分布装置及相关管道和阀门组成。

固定床离子交换器内树脂不能边饱和边再生，树脂和容器的利用效率均很低，生产不连续，再生和冲洗时必须要停止交换。为了克服上述缺点，发展了连续式离子交换设备，主要型式有移动床和流动床。

图 3-6 所示为移动床离子交换废水处理设备，主要用于处理胶片洗印废水，电镀废水以及回收废水中的金属、化工原料，可实现水资源的重复利用。

移动床的优点是树脂用量较少，在相同产水量时，约为固定床的 1/3～1/2，能连续产水，水质较好。但对进水变化的适应性较差，设备小，投资少。其缺点是树脂的损耗率较大，自动化程度要求较高。

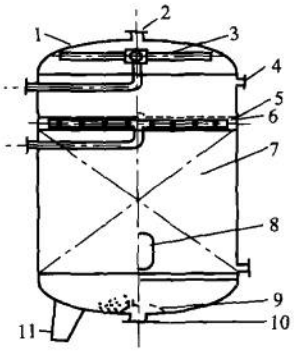



图 3-5　逆流再生固定床结构
1—壳体；2—排气管；3—上布水装置；4—交换剂装填口；5—压脂层；6—中排液管；7—离子交换剂层；8—视镜；9—下布水装置；10—出水管；11—底脚

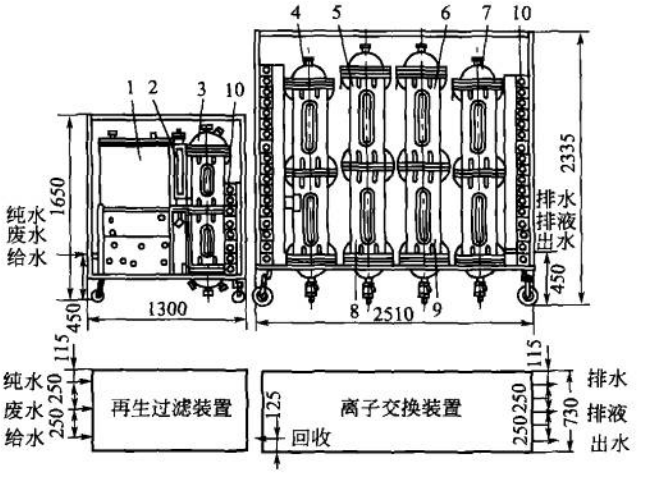



图 3-6　移动床废水处理装置
1—废水储槽；2—流量计；3—白球过滤柱；4—阳柱；5—脱钠柱；6，7—阴柱；8,9—再生柱；10—塑料隔膜阀

## 3.4　吸附法

### 3.4.1　吸附的基本原理及分类

吸附是指利用多孔性固体吸附废水中某种或几种污染物，以回收或去除某些污染物，从而使废水得到净化的方法。

（1）吸附的原理　固体表面的分子或原子由于受力不均衡而具有剩余的表面能，当某些物质碰撞固体表面时，受到这些不平衡力的吸引而停留在固体表面上，这就是吸附。这里的固体称吸附剂，被固体吸附的物质称吸附质。吸附的结果是吸附质在吸附剂上浓集，吸附剂的表面能降低。

（2）吸附的分类　吸附剂与吸附质之间的作用力有分子之间的引力、化学键力和静电引力。根据固体表面吸附力的不同，吸附可分为物理吸附、化学吸附和离子交换吸附等 3 种类型。

物理吸附是吸附剂和吸附质之间通过分子间力产生的吸附称为物理吸附。物理吸附是一种常见的吸附现象。物理吸附无选择性。影响物理吸附的主要因素是吸附剂的比表面积和细孔分布。

化学吸附是由于溶质与吸附剂发生化学反应，形成牢固的吸附化学键和表面配合物；吸附质分子不能在表面自由移动。吸附时放热量较大，化学吸附有选择性，即一种吸附剂只对某种或特定几种物质有吸附作用，一般为单分子层吸附，通常需要一定的活化能，在低温时、吸附速度较小。这种吸附与吸附剂的表面化学性质有

密切的关系。被吸附的物质往往需要在很高的温度下才能被解吸，且所释出的物质已经起了化学变化，不再具有原来的性状，所以化学吸附是不可逆的。

离子交换吸附：离子交换吸附就是通常所指的离子交换。

物理吸附、化学吸附和离子交换吸附这 3 种并不是孤立的，往往是相伴发生。在废水处理中，大部分的吸附往往是几种吸附综合作用的结果。由于吸附质、吸附剂及其他因素的影响，可能某种吸附是主要的。

### 3.4.2 吸附平衡及吸附容量

吸附平衡一个动态平衡。在吸附过程中，固、液两相经过充分的接触后，一方面吸附剂不断地吸附吸附质，另一方面吸附质由于热运动又不断地脱离吸附剂表面而解吸，当吸附速率与解吸速率相等时达到动态平衡。达到平衡时，单位吸附剂所吸附的物质的数量称为平衡吸附量。

所谓吸附容量是指单位重量的吸附剂所吸附的吸附质的重量。在温度一定条件下，吸附容量随吸附质平衡浓度的提高而增加。而吸附速度是指单位重量的吸附剂在单位时间内所吸附的物质量。吸附速度决定了废水和吸附剂的接触时间。吸附速度越快，接触时间越短，所需的吸附设备的容积也就越小。吸附速度决定于吸附剂对吸附质的吸附过程，通常由试验来确定。

### 3.4.3 影响吸附的因素

影响吸附的因素是多方面的，吸附剂结构、吸附质性质、吸附过程的操作条件等都影响吸附效果。认识和了解这些因素，对选择合适的吸附剂、控制最佳的操作条件都是重要的。

结构如下。

① 比表面积　单位重量吸附剂的表面积称为比表面积。吸附剂的粒径越小，或是微孔越发达，其比表面积越大。吸附剂的比表面积越大，则吸附能越强。对于一定的吸附质，增大比表面的效果是有限的。对于大分子吸附质，比表面积过大的效果反而不好，微孔提供的表面积不起作用。

② 孔结构　吸附剂内孔的大小和分布对吸附性能影响很大。孔径太大，比表面积小，吸附能力差；孔径太小，则不利于吸附质扩散，并对直径较大的分子起屏蔽作用。大孔的表面对吸附能贡献不大，仅提供吸附质和溶剂的扩散通道。过渡孔吸附较大分子溶质，并帮助小分子溶质通向微孔。大部分吸附表面积由微孔提供。因此吸附量主要受微孔支配。采用不同的原料和活化工艺制备的吸附剂其孔径分布是不同的。

③ 表面化学性质　吸附剂在制造过程中会形成一定量的不均匀表面氧化物，其成分和数量随原料和活化工艺不同而异。一般把表面氧化物分成酸性的和碱性的两大类，并按这种分类来解释其吸附作用。经常指的酸性氧化物基团有：羧基、酚羟基、酸酐基及环式过氧基等。其中羧酸基、内配基反酚羟基被多次报道为主要酸性氧化物，对碱金属氢氧化物有很好的吸附能力。酸性氧化物在低温（＜500℃）活化时形成。

表面氧化物成为选择性的吸附中心，使吸附剂具有类似化学吸附的能力，一般

说来，有助于对极性分子的吸附，削弱对非极性分子的吸附。

### 3.4.4 吸附剂的选择及其再生

（1）吸附剂的选择 吸附剂的选择必须满足以下要求：①吸附能力强；②吸附选择性好；③吸附平衡浓度低；④容易再生和再利用；⑤机械强度好；⑥化学性质稳定；⑦制备容易，来源广；⑧价廉。一般工业吸附剂难于同时满足这8个方面的要求，因此，应根据不同的场合选用。

废水处理过程中应用的吸附剂有活性炭、磺化煤、沸石、活性白土、硅藻土、焦炭、木炭、木屑、树脂等。

吸附剂的物理和化学性质，对吸附效果有决定性的影响，而吸附剂的性质又与其制作时所使用的原料、加工方法及活性化的条件有关。活性炭作为废水处理中常用的吸附剂，其吸附效果主要由吸附性、比表面积、孔隙结构、孔径分布等决定。

（2）吸附剂的再生 达到饱和后的吸附剂，通过脱附再生，可能重复使用。通过再生使用，可以大大降低废水的处理成本；可以减少废渣的排放量；同时可以回收有用的吸附质。

吸附剂的再生主要考虑三方面的因素：①吸附质的物理性质；②吸附机理；③吸附质的回收使用价值。常用的方法主要有加热再生、药剂再生、化学氧化再生、湿式氧化再生、生物再生等。

在废水处理上，应用较多的是加热再生法。加热再生法分为低温和高温两种方法。低温适用于吸附了气体的饱和活性炭，通常加热到100～200℃被吸附的物质就可以脱附；高温适用于废水处理中的饱和活性炭，通常加热到800～1000℃并需要加入活化气体（如水蒸气、二氧化碳等）才能完成再生。

高温加热再生是目前废水处理中粒状活性炭再生的最常用方法。再生炭的吸附能力恢复率可达95%以上，烧损在5%以下。适合于绝大多数吸附质，不产生有机废液，但能耗大，设备造价高。

目前用于加热再生的炉型有立式多段炉、转炉、立式移动床炉、流化床炉以及电加热再生炉等。因为它们的构造、材质、燃烧方式及最适再生规模都不相同，所以选用时应考虑具体情况。

### 3.4.5 吸附工艺及设备

吸附操作分间歇和连续两种。间歇吸附工艺适用于规模小、间歇排放的废水处理。主要的工艺是将吸附剂（多用粉状炭）投入废水中，不断搅拌，经一定时间达到吸附平衡后，用沉淀或过滤的方法进行固液分离。如果经过一次吸附，出水还达不到排放要求时，则需要进行二次或多次吸附。当处理规模比较大，需建较大的混合池和固液分离装置，粉状炭的再生工艺也比较复杂。故目前在生产上很少使用。连续式吸附工艺是废水不断地流进吸附床，与吸附剂接触，当污染物浓度降至处理要求时，排出吸附柱。按照吸附剂的充填方式，又分为固定床、移动床和流化床。具体如图3-7～图3-9所示。

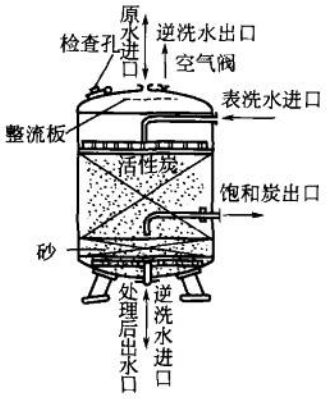



图 3-7　固定床吸附塔构造

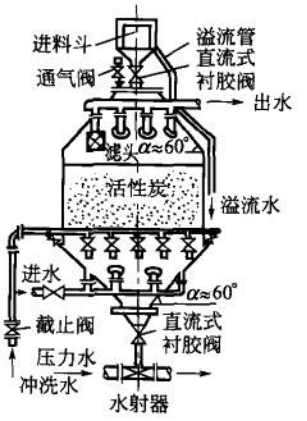



图 3-8　移动床吸附塔构造示意

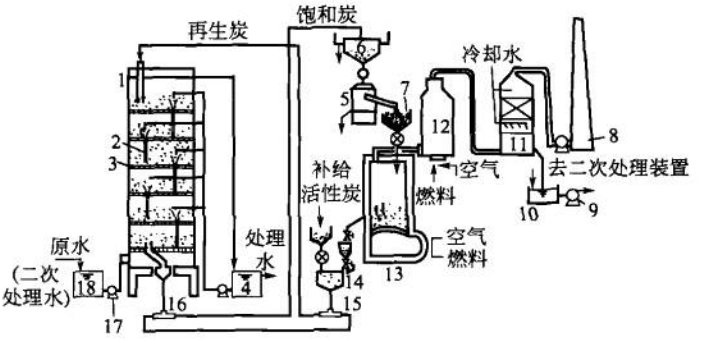



图 3-9　粉状炭流化床及再生系统

1—吸附塔；2—溢流管；3—穿孔管；4—处理水槽；5—脱水机；6—饱和炭储槽；7—饱和炭供给槽；8—烟囱；9—排水泵；10—废水槽；11—气体冷却塔；12—脱臭塔；13—再生炉；14—再生炭冷却槽；15，16—水射器；17—原水泵；18—原水槽

## 3.5　氧化还原法

化学氧化还原是处理废水中污染物的有效方法。废水中呈溶解状态的无机物和有机物，通过化学反应被氧化或还原为微毒、无毒的物质，或者转变成容易与水分离的形态，从而达到处理的目的。

由标准氧化还原电位可以判断氧化剂和还原剂的氧化还原能力，$E$ 值越小（负值越小），电对中还原型作还原剂时还原能力就越强。电极电位 $E$ 值越大（正值越大），电对中氧化型为氧化剂时氧化能力越强。理论上，氧化能力最强的是氟，但是用氟来处理废水目前尚存在一定的困难，一般用得比较多的氧化剂主要是 $Cl_2$、$O_3$ 等。

### 3.5.1　氧化法

投加化学氧化剂可以处理废水中的 $CN^-$、$S^{2-}$、$Fe^{2+}$、$Mn^{2+}$ 等离子。废水处理中常用的氧化剂包括下列几类。

① 接受电子后还原成负离子的分子，如 $Cl_2$、$O_2$、$O_3$ 等。

② 电荷的离子，接受电子后还原成带较低正电荷的离子，如 $Fe^{3+}$ 变为 $Fe^{2+}$；$MnO_4$ 中的 $Mn^{7+}$ 变为 $Mn^{2+}$。

③ 带正电荷的离子，接受电子后还原成负离子，如漂白粉的次氯酸根中的 $Cl^+$ 变为 $Cl^-$ 等。

常用的氧化法如下。

(1) 空气氧化法 空气氧化法是利用空气中的氧气氧化废水中的有机物和还原性物质的一种处理方法，因为空气氧化能力比较弱，所以主要用于处理含有还原性较强物质的废水。如炼油厂的含硫废水，就可以用空气氧化法来处理。

(2) 氯氧化法 氯气是普遍使用的氧化剂，既用于给水消毒，又用于废水氧化，主要是起到消毒杀菌的作用。通常的含氯药剂有漂白粉、二氧化氯、液氯、次氯酸钠等。各药剂的氧化能力用有效氯含量表示。氧化价大于－1 的那部分氯具有氧化能力，称为有效氯。作为比较基准，取液氯的有效氯含量为 100%。氯氧化法目前主要是用在含酚、含氰、含硫化物的废水治理方面。

(3) 臭氧氧化法 臭氧（$O_3$）是氧的同素异构体。在常温常压下是一种具有鱼腥味的淡紫色气体。臭氧还具有一些不同于氧气的重要性质。臭氧不稳定，在常温下容易自行分解成为氧气并释放出热量。而且温度越高，分解越快；浓度越高，分解也越快。臭氧在水中的分解很快，能与废水中大多数有机物及微生物迅速作用，因此在废水处理中对除臭、脱色、杀菌及除酚、氰、铁、锰等具有显著的效果，剩余的臭氧很容易分解为氧，一般来说不产生二次污染。臭氧氧化适用于废水的三级处理。臭氧氧化处理废水的装置是一些气液接触装置，有气泡塔，筛板塔、填料塔、湍流塔等。臭氧的投配装置一般采用多孔扩散器、乳化搅拌器、文丘里水射器等。臭氧与废水的接触时间一般大于 30min。臭氧具有强腐蚀性，因此，与之接触的设备、管路均采用耐腐蚀材料或防腐处理。臭氧是有毒气体，生产和使用场合中的空气最高容许浓度为 0.1mg/L。

臭氧氧化处理废水具有很多优点：①反应速度快，因此反应时间短，设备尺寸小，设备费用低；②臭氧的氧化能力强，约为氯的氧化能力的 2 倍；③臭氧制取方便，只需空气或氧和电力，不需要原料的储存和运输；④臭氧的氧化或部分氧化产物的毒性较低，与用氯氧化含酚废水相比，它不会产生氯酚的气味；⑤臭氧在水中很快分解为氧，不会造成二次污染，只会增加水中溶解氧；⑥操作管理简便，只需调节电源的周波数和电压以及气体流量。

如果臭氧氧化法和其他处理方法联合使用，对废水处理会发挥更好的经济效果，例如将混凝或活性污泥法与臭氧氧化法联合使用，可以有效地去除色度和难降解的有机物。

(4) 湿式氧化法 湿式氧化法是在较高温度和压力下，用空气中的氧来氧化废水中溶解和悬浮的有机物和还原性无机物的一种方法。因为氧化过程在液相中进行，故称为湿式氧化。湿式氧化法的优点是适用范围广、处理效率高、二次污染低、氧化速度快、装置小、可回收能源和有用物料，而缺点是需要高压设备，基建

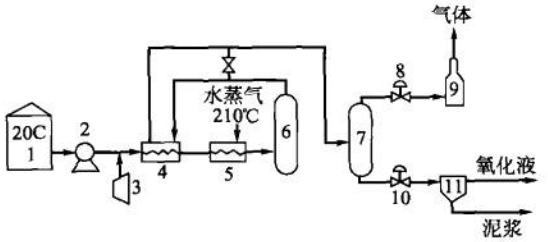



图 3-10　湿式氧化法流程

1—储槽；2—高压泵；3—空气压缩机；4—热交换器；5—启动热交换器；6—反应塔；7—气液分离器；8—压力控制阀；9—洗涤器；10—液位控制阀；11—固液分离器

投资比较大。

图 3-10 湿式氧化法常规流程。储槽 1 经高压泵加压后，与来自空压机的空气混合，经换热器加热升温后进入反应塔 6 进行氧化燃烧，反应后汽液混合液进入气液分离器 7，分离出来的蒸汽和其他废气在洗涤器 9 内洗涤后，可用于涡轮机发电或其他动力，而分离出来的废水则进入固液分离器 11，进行固液分离后排放或作进一步处理。

## 3.5.2　电解法

（1）原理　电解是利用直流电进行溶液氧化还原反应的过程。废水中的污染物在阳极被氧化，在阴极被还原，或者与电极反应产物作用，转化为无害成分被分离除去。目前对电解还没有统一的分类方法，一般按照阳极材料的溶解特性可分为不溶性阳极电解法和可溶性阳极电解法。按照污染物的净化机理可分为电解氧化法、电解还原法、电解凝聚法和电解浮上法；也可以分为直接电解法和间接电解法。

利用电解可以处理各种离子状态的污染物及各种无机物和有机物中的耗氧物质，如硫化物、治病微生物等。

（2）电解常用设备　电解的设备是电解槽，按废水的流动方式分为回流式和翻腾式，一般多为矩形。如图 3-11 和图 3-12 所示。

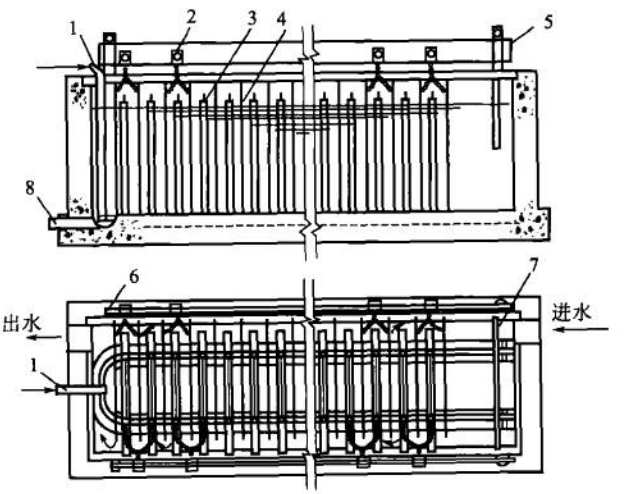



图 3-11　回流式电解槽

1—压缩空气管；2—螺钉；3—阳极板；4—阴极板；5—母线；6—母线支座；7—水封板；8—排空阀

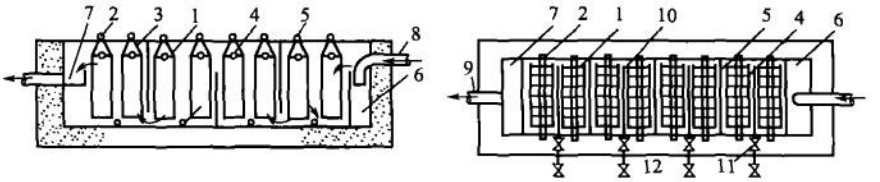



图 3-12　翻腾式电解槽

1—电极板；2—吊管；3—吊钩；4—固定卡；5—导流板；6—布水槽；
7—集水槽；8—进水管；9—出水管；10—空气管；11—空气阀；12—排空阀

回流式电解槽电极板与进水方向垂直，水流沿着极板往返流动，因此水流路线长，接触时间长，死角少，离子扩散与对流能力好，电解槽的利用率高，阳极钝化现象也较为缓慢，但更换极板较为困难。

翻腾式电解槽，槽内水流方向与极板面平行，水流沿着隔板作上下翻腾流动。这种形式电极板利用率高排空清洗，更换极板都很方便。

## 3.6　膜法

渗析、电渗析、超滤和反渗透等 4 项处理工艺，都是通过一种特殊的半渗透膜分离水中离子和分子的技术，所以把它们合并而统称为膜分离法（膜法），后面 3 种方法为近年来最为常用方法本书做重点介绍。

### 3.6.1　电渗析

（1）电渗析原理　电渗析的原理是在直流电场的作用下，依靠对水中离子有选择透过性的离子交换膜，使离子从一种溶液透过离子交换膜进入另一种溶液，以达到分离、提纯、浓缩、回收的目的。

电渗析系统工作原理如图 3-13 所示。它是由一系列阴、阳膜交替排列于两电极之间组成许多由膜隔开的小水室，膜间保持一定的距离。A 为阴离子交换膜（分别简称阳膜和阴膜），阴膜只允许阴离子通过。C 为阳离子交换膜，阳膜只允许阳离子通过。纯水不导电，而废水中溶解的盐类所形成的离子却是带电的，这些带电离子在直流电场作用下能作定向移动。以废水中的盐 NaCl 为例，当电流按图示方向流经电渗析器时，在直流电场的作用下，$Na^+$ 透过阳膜（C）和和 $Cl^-$ 透过阴膜（A）离开中间隔室，而两端电极室中的离子却不能进入中间隔室，使中间隔室中 $Na^+$ 和 $Cl^-$ 含量随着电流的通过而逐渐降低，最后达到要求的含量。在两旁隔室中，由于离子的迁入，溶液浓度逐渐升高而成为浓溶液。

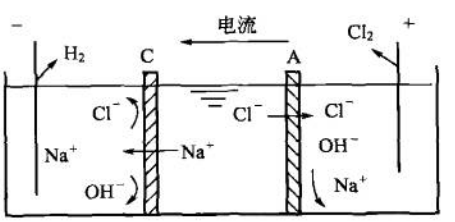



图 3-13　电渗析原理

电渗析过程主要分成 3 个步骤。

① 离解

② 离子的迁移　离解产生的阴、阳离子分别向电场的正、负电极移动，在移动过程中与离子交换膜相遇。由于离子交换膜具有选择性，结果使一些小室离子浓度降低而成为淡水室，与淡水室相邻的小室则因富集了大量离子而成为浓水室。从淡水室和浓水室分别得到淡水和浓水，原水中的离子得到了分离和浓缩，水便得到了净化。

③ 电极反应　电极与膜之间的区域称为极室，极室中的离子与电极反应：阳极发生氧化反应、阴极发生还原反应。

除了以上 3 个主要步骤以外，同时在电渗析器的运行过程中，同时发生着多种复杂过程：如水的电渗透、水的压渗、水的电离、反离子的迁移、电解质浓度差扩散等，而这些过程却对废水处理是不利的。

(2) 电渗析法在废水处理中的应用　电渗析法最早用于海水淡化制取饮用水和工业用水，海水浓缩制取食盐，以及与其他方法配合制取高纯水。在废水处理中，根据工艺特点电渗析操作可以分成两种类型，一种是由阳膜和阴膜交替排列而成的普通电渗析工艺，主要用于从废水中单纯分离污染物离子，或者把废水中的污染物离子和非电解质污染物分离开，再用其他方法处理；另一种是由复合膜和阳膜构成的特殊电渗析工艺，利用复合膜中的极化反应和极室中的电极反应以产生 $H^+$ 和 $OH^-$，从废水中制取酸和碱。用于废水处理的典型实例有：①处理碱法造纸废液，从浓液中回收碱，从淡液中回收木质素；②从芒硝废液中制取硫酸和氢氧化钠；③从酸洗废液中制取硫酸和沉积重金属离子；④从放射性废水中分离放射性元素，然后将其浓缩和掩埋；⑤处理电镀废水相废液，含 $Ni^{2+}$、$Cu^{2+}$、$Zn^{2+}$、$Cr^{6+}$ 等金属离子的废水都可以用电渗析处理，其中含镍废水处理技术最为成熟，回收的 $NiSO_4$ 浓液可返回电镀槽，设备投资可在 2 年内收回。

### 3.6.2　反渗透

(1) 反渗透原理　反渗透其实是与渗透相反的过程。如图 3-14 所示，用半渗透膜将淡水和废水隔开，该膜只让水分子通过，而不让溶质通过。由于淡水中水分子的化学位比溶液中水分子的化学位高，所以淡水中的水分子自发地透过膜进入废水中，这种现象称为渗透。在渗透过程中，淡水液面不断下降，而废水的液面不断上升。当两液面不再发生变化时，渗透便达到了平衡状态，此时两液面的压差称为该种废水的渗透压。如在废水一侧加上一定的压力 P 后，就会造成废水中的水分子被压力压到半渗透膜而进入清水一侧，结果使得废水中的溶质及悬浮物被分离，最终使废水得到净化。

由此可见，实现反渗透必须具备两个条件：一是必须有一种选择性和透水性都较高的半渗透膜；二是操作的压力必须高于废水的渗透压。

(2) 反渗透法在废水处理中的应用举例　随着反渗透膜材料的发展，高效膜组件的出现，反渗透的应用领域不断扩大。反渗透最早用于海水淡化，锅炉给水和纯水制备，废水处理与再生，有用物质的分离和浓缩等，反渗透法发挥了重要作用。

① 电镀废水的处理　电镀废水采用反渗透法处理可以实现闭路循环。逆流漂洗槽的浓缩液用高压泵打入反渗透器，浓缩液返回电镀槽重新使用，处理水则补充

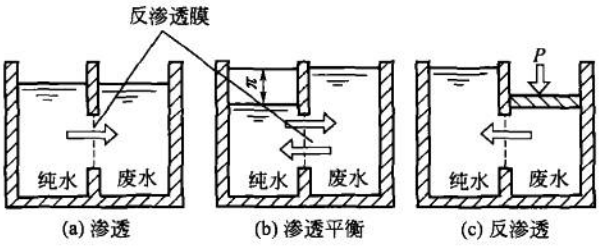



图 3-14 反渗透原理示意

入最后的漂洗槽。对不加热的电镀槽，为实现水量平衡，反渗透浓缩液还需蒸发后才能返回电镀槽。

② 照相洗印废水的处理 电影制片厂、照相洗印厂排出多种废水，从废水中可以回收许多有用的物质。底片冲洗水中含硫代硫酸钠约 58g/L，经反渗透处理后，处理水中仅含 24mg/L，使其浓度大幅度降低，浓缩液中达 33.2 g/L，采用 CA 膜，操作压力为 2.8MPa，水回收率为 90%，总盐去除率为 94%。

③ 酸性尾矿水的处理 反渗透法还可以处理矿山废水，矿山废水一般都呈酸性，含有多种金属离子和悬浮物，经过滤后，抽入反渗透器，处理水加碱调整 pH 后即可作为工业用水，浓缩水部分循环，部分用石灰中和沉淀，沉淀池上清液再回流入处理系统，原废水与上清液量之比应控制在 10∶1，主要防止膜被沉淀污染，同时应使水流处于湍流状态。实用结果表明，在 4.2～5.6MPa 的操作压力下，溶质去除率达 97%以上，水回收率为 75%～92%。

④ 其他废水处理 反渗透用于石油化工废水，医院污水处理和城市污水，造纸废水、印染废水的深度处理等也得到了很好的处理效果。如用于城市污水的深度处理，可降低含盐量 99%以上，而且还可去除各类含 N、P 化合物，使 COD 去除 96%，达到 $10^{-6}$ 数量级。处理造纸废水时，BOD 的去除率约 70%～80%，COD 85%～90%，色度 96%～98%，Ca 96%～97%，水回用率达到 80%以上。

### 3.6.3 超滤

(1) 超滤法原理 超过滤法简称超滤法，超过滤的去除机理主要是筛滤作用。超过滤的工作压力较低 (0.07～0.7MPa)。反渗透所用的薄膜（反渗透膜）致密，透水量低，除盐率高，具有选择透过能力，用以分离分子大小大致相同的溶剂和溶质，所需的工作压力较高（大于 2.8MPa），其去除机理，在反渗透膜上分离过程伴随有半透膜、溶解物质和溶剂之间发生的物理化学作用。超滤法同反渗透一样都是利用渗透薄膜隔滤分离废水中溶解的物质，两种方法共同点在于，两种过程的动力都是溶液的压力，在溶液的压力下，溶剂的分子通过薄膜，而溶解的物质留在隔膜表面上。两者区别在于，超过滤所用的薄膜（超滤膜）较疏松，透水量大，除盐率低，用以分离高分子和低分子有机物以及无机离子等，能够分离的溶质分子至少要比溶剂的分子大 10 倍，在这种系统中渗透压已经不起作用了。

超滤装置与反渗透装置也较为类似，目前我国试验研究及生产中普遍应用管

式装置。超过滤法在化工废水处理中也得到应用。例如从造纸废水中回收碱及木质素，含油废水中回收和浓缩油，从合成橡胶废水中回收聚合物等。由于化工废水中所含溶质涉及各种不同分子量，故常将超过滤法与反渗透法及其他方法联合使用。

（2）超滤在工业废水处理方面的应用　近十年来，国内外已将超滤用于生活饮用水制备，推出了多种膜式家用净水器。与其他净水器比较，膜式净水器的优势在于具有可靠的除菌去浊能力，能有效地滤除水中的微粒，不会产生副作用。能将污染指数为75～85的自来水，降至3以下，有机物去除率为30%～40%，而一般活性炭净水器只能将污染指数降至50～60，且吸附饱和后还会解析下来。但是，膜式净水器在使用中，也要受到一定限制。首先，要求进水压力较高，大于0.05MPa，否则会造成出水不畅；其次，不宜在高寒地区户外使用，因为和空纤维超滤膜一旦遇到冰冻情况，膜的微结构将会遭受破坏，从而失去分离能力。同时国外还将超滤法大规模用于实际生产中。超滤法在工业废水处理方面的应用很广，如用于电泳涂漆废水、含油废水、纸浆废水、颜料和染色废水、放射性废水等的处理以及食品工业废水中回收蛋白质、淀粉等都十分有效。

## 3.7　其他处理方法

### 3.7.1　萃取法

萃取法是利用有机溶剂对溶解性污染物与水的溶解度不同而进行的分离法，所用的有机溶剂为萃取剂。溶质从水中转入萃取剂中是传质过程，其推动力是废水中实际浓度与平衡浓度的差。此法已广泛用于高浓度含酚废水中回收酚。

在萃取过程中萃取剂是关键因素，选择萃取剂时首先要选择萃取能力大的、有较大的分配系数的有机溶剂，其次萃取剂的物理化学性质与废水性质应有较大的区别。主要是从密度、沸点、表面张力、黏度等方面考虑。密度差大，便于分离；溶剂在水中的溶解度越小越好，以减少损失；溶剂的表面张力要适中，如表面张力过大，则分离迅速，但因容易自身相互黏聚，分散程度差，影响两液相之间的充分接触，而表面张力过小，则液体易于乳化，影响分离效率；溶剂-水-溶质之间的沸点差别要大，便于用蒸馏或蒸发的方法回收溶剂；黏度要小，以利于分离、箱送。第三，萃取剂来源广、价格便宜。第四，溶质要易于再生和回收。一般情况下，一种溶剂不能同时满足全部条件，应根据当地具体条件，选择适宜的溶剂作为萃取剂。

另外，温度对萃取过程有重要的影响，在多数情况下，温度增高，溶质在废水中及萃取剂中的溶解度要增大，且萃取剂中的溶解度大于废水溶解度，这样对萃取是有利的。温度升高，液体的黏度也要降低，对萃取剂与水的分离有利。但另一方面，温度升高，萃取剂本身在水中的溶解度也增大，即增加了萃取剂的损失，这是对萃取不利的因素。因此，要根据萃取剂的种类和废水的水质，通过试验选择适宜的萃取剂及再生时的温度。

### 3.7.2　吹脱法

（1）吹脱法原理　废水中溶解的气体由液相传递到气相的过程称为解吸过程。如把空气通入废水中，使空气与废水接触，溶解于废水中的气体便从废水传递到空气中去，这种解吸过程又称为吹脱过程。利用吹脱原理来处理废水的方法称为吹脱法。

吹脱法的基本原理是气液相平衡和传质速度理论。在气液两相系统中，溶质气体在气相中的分压与该气体在液相中的浓度成正比。当该组分的气相分压低于其溶液中该组分浓度对应的气相平衡分压时，会发生溶质组分从液相向气相的传质。传质速度取决于组分平衡分压和气相分压的差值。气液相平衡关系和传质速度由物系、温度和两相接触状况确定。对给定的物系，通过提高水温，使用新鲜空气或负压操作，增大气液接触面积和时间，减少传质阻力，可以达到降低水中溶质浓度、增大传质速度的目的。

（2）吹脱法设备　吹脱设备废水处理中常用的吹脱设备有吹脱池和吹脱塔。

吹脱池如图3-15所示。一般为矩形水池，废水在池内流动，不断地向池中通入空气，使废水与空气充分接触，溶解于水中的气体便转移到空气中去。

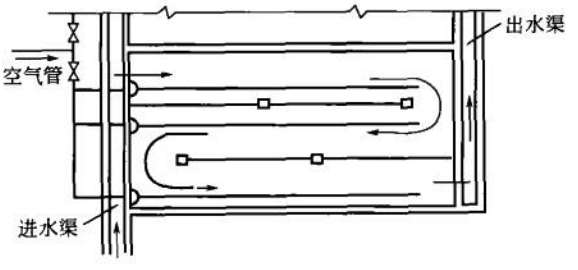



图3-15　吹脱池

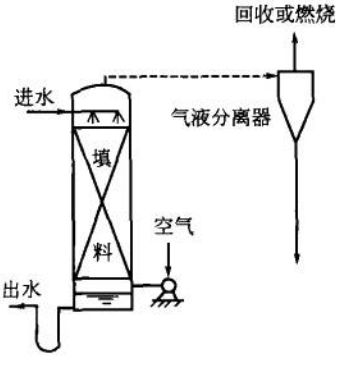



图3-16　填料吹脱塔

提高吹脱效率，便于气体回收，以及防止对大气的污染，常用塔式吹脱设备。吹脱塔的形式有填料吹脱塔（图3-16）、筛板吹脱塔等。填料塔常用的填料有瓷环、栅板等。废水自塔顶喷下，空气自塔底通入，在塔内废水与空气进行逆流接触，废水吹脱后从塔底经水封管排出。自塔顶排出的气体可进行回收或进一步处理。

### 3.7.3　汽提法

（1）汽提法原理　把水蒸气通入废水中，当废水的蒸汽压超过外界压力时，废水就开始沸腾。这样就加速了挥发物质从液相转入汽相的过程。另外当水蒸气以气泡形式穿过水层时，水与气泡之间形成自由表面，这时液体就不断地向气泡内蒸发扩散，当气泡上升到液面时就破裂而放出其中挥发性物质。这种用蒸汽进行蒸馏的方法称为汽提法。

汽提法主要用于脱除废水中的挥发性溶解物质。废水与水蒸气直接接触，使挥发性物质按一定比例扩散至气相中，从而达到从废水中分离污染物的目的。根据被处理废水中溶质的性质，大致可分为以下几类。

① 溶解性气体和极易挥发的物质，例如，含二氧化硫、氨、硫化氢等的废水，与吹脱法类似，水蒸气既是汽提剂，又是热源，这样不仅提高温度的作用同时又降低溶质气体的分压。

② 与水互溶的挥发性物质，如含甲醇、乙醇、二硫化碳等的废水，可利用其在气液平衡条件下气相浓度大于液相浓度这一特征，通过蒸汽直接接触，使混合液部分气化，并按一定比例富集于气相，将生成的蒸汽不断移出处理，最终分离回收溶质。

③ 与水不互溶的挥发性物质，如含苯胺等废水，利用其混合液的沸点低于两组分中任一组分沸点这一特征，将含挥发性物质的废水在低于100℃的条件下沸腾汽化，并按一定比例富集于气相，将其进行分离，回收溶质，属于水蒸气蒸馏的一种形式。

(2) 汽提法应用实例　前面提到的吹脱法多用于脱除不能回收的溶解性气体，当分离的气体会对大气造成二次污染时，必须对其进行处理。吹脱法需热量较大，解吸效率较低，溶质分离回收困难，或者欲回收的物质被空气氧化，其挥发性较差时，需用蒸汽汽提法。汽提法的优点是方法简便、经济，便于回收溶质，不易产生二次污染。因此，汽提法比吹脱法应用更为广泛。

① 含硫废水的处理　含硫废水包括硫化氢、酚和氰等化合物，处理流程的有关工艺数据见表3-1所列。

蒸汽汽提法脱除硫化氢的去除率为96%～100%，氨的去除率为69%～95%；吹脱法使硫化氢的去除率为88%～98%，氨的去除率为77%～90%。

② 处理含氰废水　用蒸汽汽提法处理含氰废水，在塔板数为12～15块，塔底压力为1.6～1.8kPa，温度为104℃，蒸汽温度为140～150℃，水汽比为1∶160(体积比)，废水进口含氰浓度为150～200mg/L条件下，出水浓度可降至30mg/L。

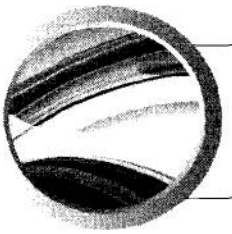
**表3-1　用汽提法处理含硫废水的工艺数据**

| 项　目 | | 数　据 | | |
|---|---|---|---|---|
| 废水流量/(L/min) | | 553 | 882 | 227 |
| 水蒸气流量/(kg/h) | | 1.818 | 11.364 | 1.590 |
| 操作压力(表压)/(kg/cm²) | | 0.35～0.49 | 1.54 | 0 |
| 温度/℃ | 塔底 | — | 131 | 110 |
| | 塔顶 | 107 | 121 | — |
| pH | 进口 | 6.5 | 8.5 | 9～9.5 |
| | 出口 | 8.9～9.0 | | 7.5 |
| 硫化物含量/(mg/L) | 进口 | 275～500 | 8000 | 1870 |
| | 出口 | 0～15 | 5～10 | 0 |
| 氮含量/(mg/L) | 进口 | 100～150 | 5000 | 1482 |
| | 出口 | 100～150 | 200 | 194 |

含氰废水经处理后排出的气体可用碱液吸收，使氢氰酸变成氰化钠回收，或进一步转化为亚铁氰化钾作为产品。

## 参 考 文 献

[1] 马占青编著．水污染控制与废水生物处理．北京：中国水利水电出版社，2003.
[2] 李军著．微生物与水处理工程．北京：化学工业出版社，2002.
[3] 袁铭道著．工业节水减污．北京：中国环境科学出版社，1992.
[4] 黄长盾著．印染废水处理．北京：化学工业出版社，2002.
[5] 张天胜著．日用化工废水处理技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2004.
[6] 买文宁著．生物化工废水处理技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2002.
[7] 邢传宏，徐洪斌，买文宁著．有机废水生物处理技术及工程设计．北京：化学工业出版社，2008.
[8] 许保玖编著．当代给水与废水处理原理．北京：高等教育出版社，1990.
[9] 北京市环境保护科学研究所．水污染防治手册．上海：上海科学技术出版社，1986.
[10] 张自杰，钱易，章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.
[11] 王彩霞主编．城市污水处理新技术．北京：中国建筑工业出版社，1990.
[12] R. L. 卡尔普等编．城市污水高级处理手册．张中和译．北京：中国建筑工业出版社，1986.
[13] 国家环境保护局编．水污染防治及城市污水资源化技术．北京：科学出版社，1993.
[14] 沈耀良等．废水生物处理新技术理论与应用，北京：中国环境科学出版社，2000.



# 第4章　生物处理法

通过微生物的代谢作用，使废水中呈溶液、胶体以及微细悬浮状态的有机性污染物质转化为稳定、无害的物质的废水处理方法称为生物处理法。根据起作用的微生物不同，生物处理法又可分为好氧生物处理法和厌氧生物处理法。好氧生物处理法根据所利用的微生物的生长形式分为活性污泥法及生物膜法。前者包括传统活性污泥法、阶段曝气法、生物吸附法、完全混合法、延时曝气法、氧化沟、间歇活性污泥法（SBR）等；后者包括生物滤池、塔式生物滤池、生物转盘（筒）、活性生物滤池（ABF）、生物接触氧化法、好氧流化床等。

现代废水处理技术，按处理程度划分可分为一级处理、二级处理和三级处理。目前，生物处理为二级处理的主要工艺。一级处理是去除废水中的漂浮物和部分悬浮状态的污染物质，调节废水 pH、减轻废水的腐化程度和后续处理工艺负荷的处理方法。污水经过一级处理之后，可以有效地去除部分悬浮物，生化需氧量（BOD）也可以去除一部分，但一般不能去除污水中呈溶解状态和呈胶体状态的有机物、氧化物和硫化物等有毒物质，不能达到污水排放标准。食品与发酵工业的废渣水经综合利用（生产饲料、肥料、沼气等产品）后，一般地说，两次废水的 COD 仍较高，还应进一步处理才能达到排放标准。如玉米酒精糟经固液分离，滤渣生产蛋白饲料，滤液尚需浓缩干燥继续生产饲料或进行厌氧-好氧治理；薯干酒精糟经固液分离，滤渣直接作蛋白饲料，滤液进行厌氧-好氧治理或回用生产；啤酒废渣水回收酵母生产饲料酵母后，尚需进行两级好氧治理；味精发酵废母液回收菌体蛋白后，尚需进行浓缩等电点提取谷氨酸或好氧治理；柠檬酸中和废液经厌氧发酵生产沼气后尚需采用好氧工艺治理等。二级处理即污水通过一级处理后，再加处理，用以除去污水中大量有机污染物，使污水进一步净化的工艺过程。污水二级处理可以去除污水中大量 BOD、COD 和悬浮物，在较大程度上净化了污水，对保护环境起到了一定作用。食品与发酵工业主要行业废水治理可采用各种好氧工艺，如活性污泥、生物转盘、射流曝气、生物接触氧化、生物塔滤等。一般好氧处理对低浓度废水（COD＜1000mg/L，BOD＜500mg/L）效果较好。

## 4.1　活性污泥法

活性污泥法是以活性污泥为主体的废水生物处理的主要方法。它是在人工充氧条件下，对污水和各种微生物群体进行连续混合培养，形成活性污泥。利用活性污泥的生物凝聚、吸附和氧化作用，以分解去除污水中的有机污染物。然后使污泥与

水分离，大部分污泥再回流到曝气池，多余部分则排出活性污泥系统。简单来说即微生物“吃掉”了污水中的有机物。它本质上与自然界水体自净过程相似，只是经过人工强化，污水净化的效果更好。

### 4.1.1 基本流程

典型的活性污泥法是由曝气池、沉淀池、污泥回流系统和剩余污泥排除系统组成。流程中的主体构筑物是曝气池，废水经沉淀预处理（如初沉），除去某些大的悬浮物及胶状颗粒等后，进入曝气池与池内活性污泥混合成混合液，并在池内充分曝气，一方面使活性污泥处于悬浮状态，废水与活性污泥充分接触；另一方面，通过曝气，向活性污泥提供氧气，保持好氧条件，保证微生物的正常生长和繁殖，水中的有机物被活性污泥吸附、氧化分解。处理后的废水和活性污泥一同流入二次沉淀池，进行泥水分离，上层净化后的废水排出。沉淀的活性污泥部分回流入曝气池进口，与进入曝气池的废水混合，以补充曝气池内活性污泥的流失。由于微生物的新陈代谢作用，不断有新的原生质合成，所在系统中活性污泥量会不断增加，多余的活性污泥应从系统中排出，这部分污泥称为剩余污泥量；回流使用的污泥，称为回流活性污泥。通常，参与分解废水中有机物的微生物的增殖速度，都慢于微生物在曝气池内的平均停留时间。因此，如果不将浓缩的活性污泥回流到曝气池，则具有净化功能的微生物将会逐渐减少。除污泥回流外，增殖的细胞物质将作为剩余污泥排入污泥处理系统。

活性污泥处理废水中有机质的过程，分为两个阶段进行，即生物吸附阶段和生物氧化阶段。

第一阶段——生物吸附阶段，污水中的有机污染物被活性污泥颗粒吸附在菌胶团的表面上，这是由于其巨大的比表面积和多糖类黏性物质的微生物吸附和粘连。同时一些大分子有机物在细菌胞外酶作用下分解为小分子有机物。然后这些小分子与溶解性有机物在酶的作用下或在浓差推动下选择性渗入细胞体内，从而使废水中的有机物含量下降而得到净化。这一阶段进行得非常迅速，对于含悬浮状态有机物较多的废水，有机物的去除率是相当高的，往往在10～40min内，BOD可下降80%～90%。此后，下降速度迅速减缓。在这个阶段，吸附作用是主要的，生物氧化作用是次要的。

第二阶段——生物氧化阶段，微生物在氧气充足的条件下，吸收这些有机物，并氧化分解，形成二氧化碳和水，一部分供给自身的增殖繁衍。被吸附和吸收的有机物质继续被氧化，这段时间需要很长，进行非常缓慢。在生物吸附阶段，随着有机物吸附量的增加，污泥的活性逐渐减弱。当吸附饱和后，污泥失去吸附能力。经过生物氧化阶段吸附的有机物被氧化分解后，活性污泥又呈现活性，恢复吸附能力。活性污泥反应进行的结果，污水中有机污染物得到降解而去除，活性污泥本身得以繁衍增长，污水则得以净化处理。

影响活性污泥过程工作效率（处理效率和经济效益）的主要因素是处理方法的选择与曝气池和沉淀池的设计及运行。

### 4.1.2 活性污泥指标

衡量活性污泥数量和性能好坏的指标主要有活性污泥的浓度（MLSS）、污泥沉降比（SVI）、污泥容积指数（SV）。

MLSS指1L混合液内所含的悬浮固体（MLSS）或挥发性悬浮固体（MLVSS）的量，单位为g/L或mg/L。污泥浓度的大小可间接地反映废水中所含微生物的浓度。一般在活性污泥曝气池内常保持MLSS浓度在2～6g/L之间，多为3～4g/L。

SVI是指一定量的曝气池废水静置30min后，沉淀污泥与废水的体积比，用百分比表示。它反映污泥的沉淀和凝聚性能好坏。污泥沉降比越大，越有利于活性污泥与水的分离，性能良好的污泥，一般沉降比可达15%～30%。

SV又称污泥指数，是指一定量的曝气池废水经30min沉淀后，1g干污泥所占有沉淀污泥容积的体积，单位为mL/g，它实质是反映活性污泥的松散程度，污泥指数越大，则污泥越松散。这样可有较大表面积，易于吸附和氧化分解有机物，提高废水的处理效果。但污泥指数太高，污泥过于松散，则污泥的沉淀性差，故一般控制在50～150mL/g之间为宜，但根据废水性质不同，这个指标也有差异。如废水溶解性有机物含量高时，正常的SVI值可能较高；相反，废水中含无机性悬浮物较多时，正常的SVI值可能较低。

以上三者之间的关系为：

$$\mathrm{SVI}=\frac{\text{SV 的百分数}\times 10}{\mathrm{MLSS(g/L)}} \tag{4-1}$$

### 4.1.3 活性污泥工艺的影响因素

为了强化与提高活性污泥处理系统的净化效果，必须考虑影响活性污泥反应的各项影响因素，充分发挥活性污泥微生物的代谢功能。影响活性污泥的环境因素主要包括BOD负荷率（$F/M$）也称有机负荷率，以NS表示、水温、pH、溶解氧、营养平衡、有毒物质等。

#### 4.1.3.1 BOD负荷率（$F/M$）

在活性污泥法中，一般将有机底物与活性污泥的质量比（$F/M$），即单位质量活性污泥（kg MLSS）或单位体积曝气池（$m^3$）在单位时间（d）内所承受的有机物量（kg BOD），称为污泥负荷，用$L$表示。

$$L=\frac{QS_0}{Vx} \tag{4-2}$$

式中，$Q$，$S_0$和$V$分别代表废水流量、BOD浓度和曝气池容积；$x$表示污泥浓度。

有时为了表示有机物的去除情况，也采用“去除负荷”，即单位质量活性污泥在单位时间内去除的有机物质量。

$$L_r=\frac{Q(S_0-S_e)}{Vx}=\eta L \tag{4-3}$$

式中，$S_e$和$\eta$分别表示出水底物浓度和处理效率。

$$\eta=\frac{S_0-S_e}{S_0} \tag{4-4}$$

采用活性污泥工艺处理食品工业废水的有机负荷范围在0.01～0.5kg BOD/(kg MLSS·d)之间，混合液悬浮固体的浓度保持在2500mg/L，运行正常的活性污泥系统中BOD除去率通常超过90%。有些食品加工废水（如酿酒废水和乳品加工废水）采用活性污泥工艺会出现污泥膨胀问题，其原因是有机负荷过高或是营养物缺乏。

污泥负荷与废水处理效率、活性污泥特性、污泥生成量、氧的消耗量有很大的关系，废水温度对污泥负荷的选择也有一定的影响。

实践表明，在一定的负荷范围内，随着污泥负荷的升高，处理效率下降，处理水的底物浓度升高。一般来说，BOD负荷在0.4kg BOD/(kg MLSS·d)时，可以取得90%以上的去除率。对于不同的底物，$L$-$\eta$关系有很大的区别，对于生物容易降解的有机物，即使污泥负荷升高，BOD去除率下降的趋势也较缓慢；相反，对于难生物降解的有机物如醛类、酚类污染物，当污泥负荷超过某一值后，BOD的去除率显著下降。图4-1所示为各种废水污泥负荷与BOD去除率的关系。

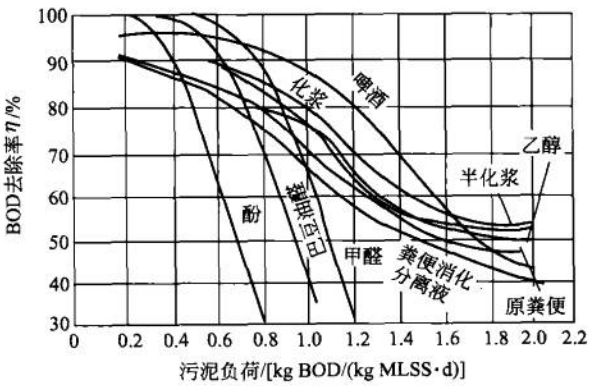



图4-1　污泥负荷与BOD去除率的关系

污泥负荷对污泥特性也有一定的影响。采用不同的负荷，微生物的营养状况不一样，活性污泥的絮凝沉淀性也就不同，污泥负荷SVI值随着污泥负荷有复杂的变化。

当废水浓度降低且超过一定值时，由于$F/M$较小，活性污泥中的主要生物体——菌胶团和丝状微生物将出现营养竞争，丝状微生物的比表面积比菌胶团大，摄取食物的能力强，因此，相对地菌胶团的生长受到抑制，丝状菌得到生长，甚至成为优势菌，使活性污泥的沉淀性变差，SVI值升高。相反，如果废水浓度升高，负荷达到1.0kg BOD/(kg MLSS·d)左右，微生物体内营养储存增多，多糖类、聚羟基丁酸等黏性物质大量形成，菌胶团的持水性特别好，沉淀性也变差。如果再进一步增加底物浓度，大量游离细菌出现，微生物处于分散状态，所测定的SVI小。如在很低的底物浓度下，微生物的营养缺乏，体内储存物被利用作为能量，菌

胶团解体，上清液变浊，SVI减小。当系统供氧不足时，丝状菌和菌胶团同样会出现耗氧竞争，丝状菌成为优势，也使SVI升高。

污泥负荷是影响活性污泥增长、有机基质降解的重要因素。提高污泥负荷，可加快活性污泥增长速率及有机基质的降解速率，缩小曝气池容积，有利于减少基建投资；但污泥负荷过高，往往难以达到排放标准的要求。反之，若污泥负荷过低，则有机基质的降解速率过低，从而处理能力降低，曝气池的容积加大，导致基建费用升高。因此，$F/M$值应控制在合理的范围之内。

#### 4.1.3.2 水温

活性污泥中微生物的生理活动与周围的温度关系密切。在15～30℃温度范围内，微生物的生理活动旺盛。在此温度范围外，均会导致活性污泥反应程度受到某些不利影响。例如，当温度高于35℃或低于10℃，微生物对有机物的代谢功能会受到一定程度的不利影响。因此，一般活性污泥反应进程的最高及最低的极限温度，应分别控制在35℃及10℃。

#### 4.1.3.3 pH

最适宜于活性污泥中微生物生长的pH介于6.5～8.5之间。当pH低于6.5时，有利于真菌的生长繁殖；当pH低于4.5时，原生动物完全消失，大多数微生物不适应，真菌将完全占优势，活性污泥絮体受到破坏，产生污泥膨胀现象，处理水质恶化。当pH高于9.0时，活性污泥絮体将受到破坏，也会产生污泥膨胀现象。

#### 4.1.3.4 溶解氧（DO）

活性污泥中的微生物均是好氧菌，所以，保持一定DO浓度是重要的。对游离细菌而言保持$\rho$(DO)在0.2～0.3mg/L，即可满足要求。但是，对于菌胶团DO必须扩散到活性污泥絮体的内部，所以，$\rho$(DO)需要维持在较高的水平。一般要求曝气池出口处$\rho$(DO)不小于1～2mg/L。同样，不同的处理工艺要求的$\rho$(DO)的水平也是不一致的，对于硝化工艺一般要求$\rho$(DO)高于3～4mg/L。

#### 4.1.3.5 营养平衡

微生物细胞的组成元素主要有碳、氢、氧、氮等几种，约占90%～97%，其余3%～10%为无机元素、活性污泥中的微生物在进行各项生命活动中，必须不断地从环境中摄取各种营养物质。对于活性污泥微生物来说，一般以BOD∶N∶P的比值来表示废水中营养物质的平衡。活性污泥中微生物对N、P的需要量可按BOD∶N∶P=100∶5∶1来计算；但实际上需求还与剩余污泥量有关，即与污泥龄和微生物比增殖速率有关。当废水中营养元素N、P的含量供不应求时，宜向曝气池反应器内补充N、P，以保持废水中的营养平衡。

细胞的平均停留时间$\theta_c$也称泥龄，是微生物在曝气池中的平均培养时间。在间歇式试验装置中，$\theta_c$与水力停留时间$\theta$相等。在实际的连续流活性污泥系统中，$\theta_c$将比$\theta$大得多，且$\theta_c$不受$\theta$的限制。

图4-2所示为有污泥回流的连续流混合系统，细胞的平均停留时间可以通过排出的微生物量与系统容积的关系求得：

$$\theta_c=\frac{Vx}{Q_w x+(Q-Q_w)x_e} \quad (4\text{-}5)$$

式中，$Q_w$ 为由曝气池排出的污泥流量；$x_e$ 为二次沉淀池出水中挟带的活性污泥浓度。

由于出水中 $x_e$ 很小，式(4-5)可简化为：

$$\theta_c=\frac{V}{Q_w} \quad (4\text{-}6)$$

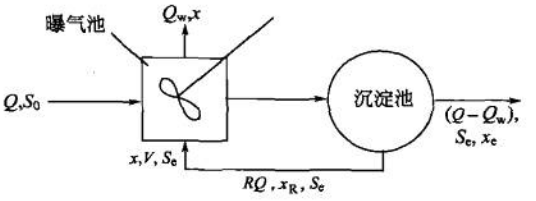



图 4-2　有污泥回流的连续流混合系统

如有剩余活性污排出，则：

$$\theta_c=\frac{Vx}{Q'_w x_R+(Q-Q'_w)x_e} \quad (4\text{-}7)$$

式中，$Q_w$ 为从排出系统排出的活性污泥量，当 $X_e$ 极小时，有：

$$\theta_c=V_x/(Q'_w X_R) \quad (4\text{-}8)$$

可见，可以通过控制每日从系统排出的污泥量，控制细胞平均停留时间。泥龄 $\theta_c$ 与污泥负荷及出水浓度的关系可以用式(4-9)表示。

$$S_e=\frac{K_s(1+k_d\theta_c)}{YK\theta_c-k_d\theta_c-1} \quad (4\text{-}9)$$

表明系统出水水质仅仅是细胞平均停留时间的函数，与其他因素无关。

在有污泥回流的推流式系统中（图 4-3），泥龄与污泥负荷及出水浓度的关系可以用式(4-10)表示。

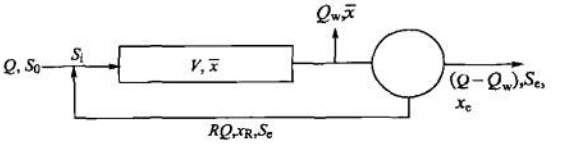



图 4-3　有污泥回流的推流式系统

$$\frac{1}{\theta_c}=\frac{YK(S_0-S_e)}{(S_0-S_e)+(1+R)K_s In(S_i/S_e)}-k_d \quad (4\text{-}10)$$

式中，$S_i$ 为进入曝气池的水流由于回流稀释后的底物浓度。

$$S_i=\frac{S_0+RS_e}{1+R} \quad (4\text{-}11)$$

在活性污泥法设计中，既可采用污泥负荷，也可采用泥龄作为设计参数。在实际运行时，控制污泥负荷比较困难，需要测定有机物量和污泥量。如采用泥龄作为运转控制参数，只要调节每日的排泥量，比较简单。

### 4.1.4　活性污泥法的分类

作为有较长历史的活性污泥法生物处理系统，在长期的工程实践过程中，又发展成为多种运行方式和池型。其中按运行方式可以分为普通曝气法、渐减曝气法、

阶段曝气法、吸附再生法、高速率曝气法等。按池型可分为推流式曝气池、完全混合曝气池。此外按池深及曝气方式及氧源等又有深水曝气池、深井曝气池、射流曝气池、纯氧（或富氧）曝气池等。除普通活性污泥法外，还有多点进水、吸附再生、延时曝气和高负荷率活性污泥等方法。前两种方法与基本流程有所不同，废水流进曝气池的入口的数目和位置有差别。在多点进水活性污泥法中，只有一部分废水和回流污泥一起在首端入池。其余的废水分 2～3 次在离首端有一定距离的 2～3 个入口处（入口的间距一般相等）进入曝气池。从流程上看，可以说吸附再生活性污泥法，只是多点进水过程的变形，几个废水入口只用最后一个，后者即变成前者。

#### 4.1.4.1 传统活性污泥工艺

（1）推流式活性污泥法　推流式活性污泥法，又称为传统活性污泥法。推流式曝气池表面呈长方形，曝气池有若干个狭长的流槽，在曝气和水力条件的推动下，曝气池中的水流均匀地推进流动，废水从池首端进入，从池尾端流出，前段液流与后段液流不发生混合。在曝气过程中，从池首至池尾，随着环境的变化，生物反应速度是变化的，$F/M$（食物/微生物）值也是不断变化的，微生物群的量和质不断地变动。其示意如图 4-4 所示。

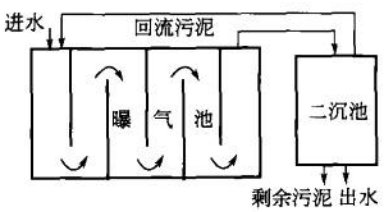



图 4-4　推流式活性污泥法工艺

推流式曝气池有 3 个特点：①废水浓度自池首至池尾逐渐下降，由于存在浓度梯度，废水降解反应推动力较大，效率较高；②推流式曝气池可采用多种运行方式，如多点进水渐减曝气等；③对于冲击负荷耐受能力差，并且沿池长均匀供氧，会出现池首曝气不足、池尾供气过量的现象。

此类曝气池又可分为平行水流（并联）式和转折水流（串联）式两种。废水在池内的流动过程中，底物降解，微生物增长，$F/M$ 沿程变化；系统在生长曲线某一段上工作。

（2）完全混合活性污泥法　曝气池内的流态呈完全混合状态，废水进入曝气池后与池中原有的混合液完全混合。从而使进水得到良好的稀释，污泥与废水得到充分混合，可以最大限度地承受废水水质变化的冲击。同时，由于池内各点水质均匀，$F/M$ 一定，系统处于生长曲线某一点上工作。运行时，可以调节 $F/M$，使曝气池处于良好的工况条件下工作。因此，池内混合液的组成、$F/M$ 值、微生物群的量和质是完全均匀一致的。完全混合式曝气池的特点如下：①承受冲击负荷的能力强，池内混合液能对废水起稀释作用，对高峰负荷起着削弱作用；②由于全池需氧要求相同，能节省动力；③曝气池和沉淀池可合建，不需要单独设置污泥回流系统便于运行管理；④完全混合式曝气池的缺点是，连续进水、出水可能造成短路，易引起污泥膨胀。

（3）鼓风曝气式　鼓风曝气式是采用空气（或纯氧）作为氧源，以气泡形式鼓入废水中，适用于长方形的曝气池，布气设备一般安装在曝气池的底部，气泡在形成、上升和破坏时向水传氧并搅动水流。



（4）机械曝气式 机械曝气是用专门的曝气机械，剧烈地搅动水面，使空气中的氧溶解于水中。曝气机兼有搅拌和充氧作用，使系统接近于完全混型。如果在一个长方形池内安装多个曝气机，废水从一端进入，经几次机械曝气后，从另一端流出，这种型式相当于若干个完全混合式曝气池串联工作，适用于废水量很大的处理系统。此外，还有混合曝气型式，空气或纯氧进入混合液后，在搅拌机作用下，被剪切成微小气泡，从而加大气液接触面积，提高充氧效率。

对于小型曝气池，采用机械曝气，动力费用较少，并省去了鼓风曝气所需的空气管道，维护和管理也比较方便，但曝气机转速高，所需动力随曝气池的加大而迅速增大，所以池子不宜太大。同时，由于废水的曝气需借助于机械搅动水面与空气接触而吸收氧气，需要较大的池面积。另外，曝气池中如有大量的泡沫产生，会影响叶轮的充氧能力。鼓风曝气的供气量可调，曝气效果也较好，一般适用于较大的曝气池。

（5）吸附-再生活性污泥法 该方法又称生物吸附法或接触稳定法。这种运行方式的主要特点是将活性污泥对有机污染物降解的两个过程——吸附和代谢，在分别的反应器内或沿池长进行。

污水、污泥在吸附池中充分接触，废水中大部分有机物被活性污泥所吸附，废水得到净化。由二沉池分离出来的污水直接排放，回流污泥进入再生池里将所吸附的有机物进行降解。污泥的活性、吸附功能得到充分恢复，也就是污泥在再生池得到充分再生然后恢复活性的活性污泥再与废水一同进入吸附池。

（6）延时曝气活性污泥法 该工艺又称完全氧化活性污泥法，其特点是有机负荷低，约0.05～0.2kg $BOD_5$/(kg·d)，污泥持续处于内源代谢状态，剩余污泥少，且污泥稳定、泥粒细小，不易沉淀，因此二沉池停留时间长，不需再进行消化处理。$BOD_5$ 的去除效率大约75%～95%，运行时对氮磷的要求低，该工艺还具有处理水质稳定性较高、对废水冲击负荷有较强的适应性和不需设初次沉淀池的优点。主要缺点是池容大、曝气时间长，约24～48h，建设费和运行费用都较高，而且占用较大的土地等，仅适用于废水处理量较小的场合。从理论上来说，延时曝气活性污泥法是不产生污泥的，但在实际上仍产生少量的剩余污泥，其污泥成分主要是一些无机悬浮物和微生物内源代谢的残留物。

#### 4.1.4.2 高负荷活性污泥法

由于活性污泥工艺中池型和设备的改进，活性污泥工艺也可采用高负荷。该工艺的主要特点是负荷率高、曝气时间短。在系统和曝气池构造方面，工艺与传统活性污泥法有较大的区别。

（1）深井曝气活性污泥法 深井曝气是20世纪70年代中期开发的废水生物处理新工艺。其原理如图4-5所示。

深井曝气处理废水的特点是充氧能力高、动力效率高、占地少、设备简单、易于操作和维修、运行费用低、耐冲击负荷能力强、产泥量低、处理不受气候影响等。此外，在大多数情况下可取消一次沉淀池。由于深井曝气提供充足的氧，所以可以处理高浓度工业废水。深井曝气装置，一般平面呈圆形，直径1～6m，深度

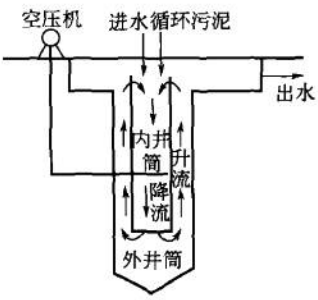



图 4-5　深井曝气原理

50～150m。在井身内，通过空气的作用形成降流和升流流动。

（2）纯氧曝气活性污泥法　纯氧曝气又称富氧曝气，与空气曝气相比，具有以下几个特点：①空气中含氧一般为21%，一般纯氧中含氧为90%～95%，氧的分压在纯氧中比在空气中高4.4～4.7倍，因此纯氧曝气大大提高了氧在混合液中的扩散能力；②氧的利用率可高达80%～90%，而空气曝气活性污泥法对氧的利用率仅10%左右，因此达到同等氧浓度所需的气体体积可大大减少；③$\rho$（活性污泥MLSS）可达4000～7000mg/L，故在相同有机负荷时，容积负荷可大大提高；④污泥指数低，仅100左右，不易发生污泥膨胀；⑤处理效率高，所需的吸气时间短；⑥产生的剩余污泥量少。

#### 4.1.4.3　吸附生物氧化法

吸附生物氧化法又称吸附生物降解，简称AB法。该法是在传统二段活性污泥法和高负荷活性污泥法的基础上开发的一种生物处理新工艺，属超高负荷活性污泥法。国内外的试验研究及应用表明，AB法与传统活性污泥法相比，在处理效率、运行稳定性、工程投资及运行费用等方面均具有明显的优势，是一种非常有效的生物处理方法。

AB法的工艺流程如图4-6所示。

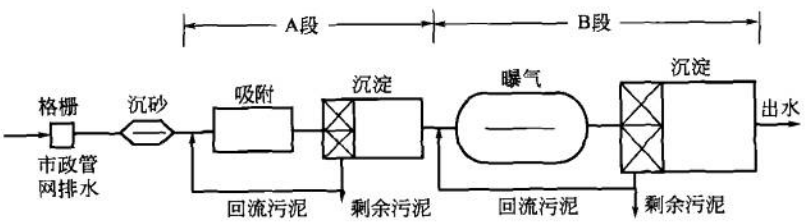



图 4-6　AB法工艺流程

AB法的一个主要特点是一般不设初沉池，A段和B段的回流系统分开。A段污泥负荷高达2～6kg BOD/(1kg MLSS·d)，约为常规活性污泥法的20倍，泥龄短，一般为0.3～0.5d，水力停留时间约30min，A段的活性污泥全部是细菌（大肠杆菌属），其世代很短，繁殖速度快。A段可以通过控制溶解氧的含量，以好氧或兼氧的方式运行（A段溶解氧含量约0.2～0.7mg/L），耗氧负荷为0.3～0.4kg $O_2$/kg BOD，BOD去除率可以调整，污泥产率高，污泥的沉降性能较好（SVI约为40～50），污水经A段处理后可生化性有可能提高。B段的微生物主要为菌胶团以及原生动物和后生动物，负荷约0.15～0.3kg BOD/(kg MLSS)，停留时间约2～3h，泥龄约15～20d，溶解氧含量约1～2mg/L。由于A段的有效功能使B段的处理效果得以提高，不仅能进一步去除COD、BOD，而且能提高硝化效果。AB

法对 BOD、COD、SS、磷和氨氮的去除效果一般均高于常规活性污泥法，节省基建投资约 20%，节约能耗 25%左右。其特点是 A 段负荷高，抗冲击负荷的能力强，对 pH 和有毒物质的影响具有很大的缓冲作用，特别适用于处理高浓度、水质水量变化大的污水。

曝气池的设计参数见表 4-1 所列，A 段沉淀池水力停留时间为 1.0～2.0h，B 段沉淀池水力停留时间为 2.0～4.0h。

**表 4-1 AB 法曝气池主要设计参数**

| 项 目 | 曝气池 | |
|---|---|---|
| | A 段 | B 段 |
| 污泥负荷 2～6kg BOD/(kg MLSS·d) | 2～5 | ≤0.3 |
| 容积负荷 2～6kg BOD/($m^3$·d) | 6～10 | ≤0.9 |
| 混合液浓度 MLSS/(g/L) | 2～3 | 3～4 |
| 污泥龄 SRT/d | 0.4～0.7 | 10～25 |
| 水力停留时间 HRT/h | 0.5～0.75 | 2.0～4.0 |
| 污泥回流率/% | 20～50 | 50～100 |
| 溶解氧 DO/(mg/L) | 0.3～0.7 | 3～4 |
| 气水比 | (3～4)∶1 | (7～10)∶1 |

#### 4.1.4.4 间歇式活性污泥法

间歇式活性污泥法也称序批式活性污泥法，(简称 SBR) 是由美国 Irvine 在 20 世纪 70 年代初开发的，我国近几年来对它的研究和应用日益增多。由于自控技术和计算机技术的发展，SBR 反应器所涉及的进出水控制元件（如电动阀门和淹水器）、水质检测仪表（如 DO 仪、ORP 计）、泥面计和水位计等以及过程控制器 (PLC) 等设备、仪表的可靠性和经济性大为提高。作为 SBR 工艺开发初期间歇运行的操作控制问题，现在几乎已不成问题。从而使依赖于自控系统的 SBR 反应器得到了迅速的发展。

它是由一个或多个 SBR 池组成，运行时废水分批进入池中，依次经历 5 个独立阶段，即进水、反应、沉淀、排水和闲置。进水及排水用水位控制，反应及沉淀用时间控制，一个运行周期的时间依负荷及出水要求而异，一般为 4～12h，其中反应占 40%，有效池容为周期内进水量与所需污泥体积的和。由于 SBR 的工艺技术发展较快，目前已在经典的 SBR 工艺技术基础上，演变成多种类型的工艺形式，如间歇式循环延时曝气活性污泥法 (ICEAS)、循环式活性污泥系统 (CASS)、间歇排水延时曝气 (IDEA) 和 DAT-IAT 两级工艺等。

与连续流相比，SBR 有许多优点。在 SBR 中发生的过程是典型的非稳态过程，底物和微生物的浓度的变化在时间上呈理想推流，在空间上呈完全混合状态。因此比连续流反应速率快，处理效率高，耐冲击负荷的能力强。由于底物浓度高，浓度梯度也大，交替出现缺氧、好氧状态，能抑制专性好氧菌的过量繁殖，有利于生物的脱氮。又由于泥龄短，丝状菌不可能成为优势，因此，污泥不会发生膨胀。与连续流相比，SBR 法流程短，装置结构简单，当水量较小时，只需一个间歇反应池，不需专门设沉淀池与调节池，不需要污泥回流，运行费用低。适当控制运行条件，

SBR 系统可在不投加任何化学药剂的情况下，同时去除氮、磷等营养物，十分简便。

（1）经典 SBR 反应器　经典的 SBR 反应器的运行过程如图 4-7 所示。运行过程由进水、曝气、沉淀、排水和待机等阶段构成一个循环。由于 SBR 工艺是活性污泥工艺的一种变形工艺，所以其设计方法和公式与传统设计方法，有形式上的一致性。但是从上述 SBR 工艺的运行过程中可以看出各个阶段的时间主要是反应时间（$T_{反}$）和总停留时间（HRT 或 $T_{总}$）的比例（$f$）、沉淀后的排水比例（$\lambda$）和在总的停留时间下的运行周期（$T$）和每日周期数（$n$）等因素，是 SBR 工艺有别于传统活性污泥工艺的特殊参数。

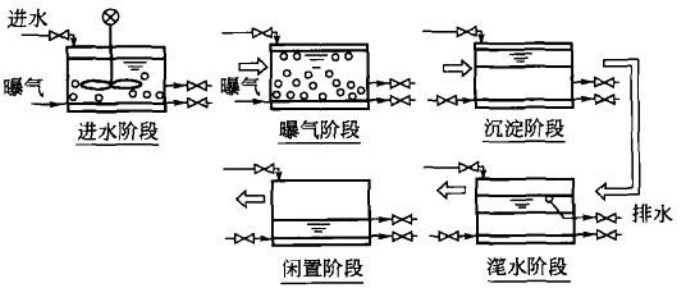



图 4-7　经典 SBR 反应器运行过程示意

（2）间歇式循环延时曝气活性污泥法　ICEAS 是间歇式循环延时曝气活性污泥法的英文缩写，该工艺于 20 世纪 80 年代初在澳大利亚兴起，是变型的 SBR 工艺，运行方式采用连续进水、间歇曝气、周期排水的形式。预反应区（生物选择器）改为与 SBR 主体构筑物分立（或合建）的预混合池，部分剩余污泥回流入预混合池。预混合池的设立可以使污水在高负荷下有较长的停留时间，保证絮凝性细菌的选择生长。其基本的工艺流程如图 4-8 所示。

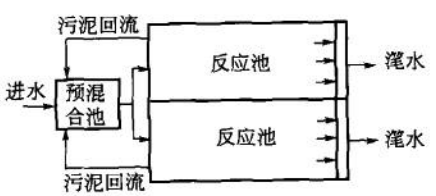



图 4-8　ICEAS 操作流程

ICEAS 与传统的 SBR 相比，最大的特点是在反应器的进水端增加了一个预反应区，运行方式为连续进水（沉淀期和排水期仍保持进水）、间歇排水，没有明显的反应阶段和闲置阶段。这种系统在处理市政污水和工业废水方面比传统的 SBR 系统费用更省、管理更方便。但是由于进水贯穿于整个运行周期的每个阶段，沉淀期进水在主反应区底部造成水力紊动而影响泥水分离时间，因此进水量受到了一定限制。另外，由于周期较短，沉淀所占比例过大，使水力停留时间较长。

（3）循环式活性污泥系统（CASS）　循环式活性污泥法（CASS）是 SBR 工艺的一种新的型式。CASS 方法在 20 世纪 70 年代开始得到研究和应用。与 ICEAS 相比，预反应区容积较小，是设计更加优化合理的生物选择器，该工艺将主反应区中部分剩余污泥回流至选择器中。通常的 CASS 一般分为三个反应区：一区为生物

选择器，二区为预反应区，三区为好氧区，各区容积之比一般为1∶5∶30。图4-9为CASS的运行工序示意。

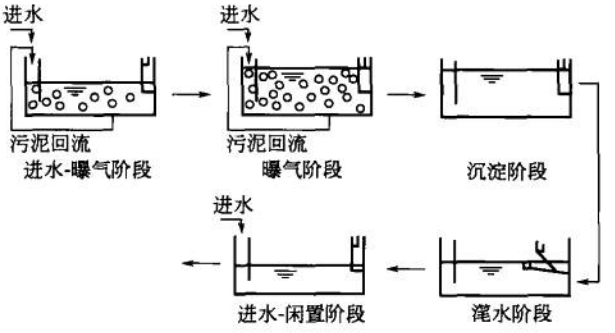



图4-9 CASS流程

CASS预反应区（生物选择器）的设置和污泥回流的措施，保证了活性污泥不断地在选择器中经历一个高负荷阶段，从而有利于系统中絮凝性细菌的生长，并可以提高污泥活性，使其快速地去除废水中溶解性易降解基质，进一步有效地抑制丝状菌的生长和繁殖，同时沉淀阶段不进水，保证了污泥沉降无水力干扰，在静止环境中进行，可以进一步保证系统有良好的分离效果。以上这些特点使CASS系统的运行不取决于水处理厂的进水情况，可以在任意进水速率并且反应器在完全混合条件下运行而不发生污泥膨胀。

（4）UNITANK系统　典型的UNITANK系统，其主体为三格池结构，三池之间为连通形式，每池设有曝气系统，既可采用鼓风曝气，也可采用机械曝气，并配有搅拌，外侧两池设出水堰（或BI水器）以及污泥排放装置，两池交替作为曝气和沉淀池，污水可进入三池中的任意一个。UNITANK的工作原理是在一个周期内，原水连续不断地进入反应器，通过时间和空间的控制，形成好氧、厌氧或缺氧的状态。UNITANK系统除保持原有SBR的自控以外，还具有灌水简单、池子构造简化、出水稳定不需回流等特点，而通过进水点的变化可达到回流和脱N、P等目的。

（5）其他新型SBR工艺的研究应用　随着SBR技术的发展和工程应用的需要，SBR工艺又发展了一系列的新形式，如多级串联SBR系统，DAT-IAT和膜法SBR工艺等。

#### 4.1.4.5 氧化沟工艺

氧化沟又称循环曝气池，污水和活性污泥的混合液在环状曝气渠道中循环流动，属于活性污泥法的一种变形。1950年由荷兰公共卫生研究所成功开发出氧化沟技术，并于1954年首先应用在荷兰伏肖汀镇污水处理厂，并获得了成功。经过多年的应用、研究和改进，氧化沟系统在池形、结构、运行方式、曝气装置、处理规模、适用范围等方面得到了长足的进步，而今已成为欧洲、大洋洲、南非和北美洲广泛使用的一种重要的污水生化处理技术，在国内自20世纪80年代起也相继采

用氧化沟技术处理城市污水，最早的应用在邯郸市东污水处理厂，取得良好的示范效果，此后氧化沟技术在我国得到广泛研究与应用，目前已经在石化、食品加工、白酒、制药、纺织等行业都有成功应用。

(1) 氧化沟的基本特征　氧化沟的基本特征是混合液的循环流动，既不同于连续流活性污泥法混合液“前进后出”形式，也不同于SBR法的“时进时出”形式，形成氧化沟特殊的流态特征，其水流流态界于推流和完全混合流态之间，或者说基本上是完全混合式，同时又具有推流的特征。适合处理高浓度有机废水，能够承受水量和水质的冲击负荷。但是从某一水流断面看，混合液在沟渠中又以推流的模式前进，在流程的不同位置有不同的环境和生物相特征，从而发挥高效、多功能等推流流态的优势。

由于氧化沟采用的污泥龄长，剩余污泥量较一般的活性污泥法少得多，而且得到了好氧消化稳定，因而无需再作消化稳定，可在浓缩脱水后利用或最后处置。

(2) 氧化沟的类型　自从第一座氧化沟问世以来，氧化沟的型式和构造演变出了许多变形工艺。氧化沟根据其构造和运行特征，并根据不同的发明者和专利情况可分为以下几种有代表性的类型。

① 卡鲁塞尔氧化沟应用立式低速表面曝气器供氧并推动水流前进。目前为了适应脱磷脱氮的要求，又开发了卡鲁塞尔2000R等类型的氧化沟。

② 交替工作式氧化沟在国外采用的型式主要是双沟（D）式氧化沟，即双沟交替地在好氧和沉淀的状态下工作，以免除分离式的二次沉淀池，并可完成硝化与反硝化。由于双沟式设备闲置率高（>50%），所以又开发了三沟式（T型）氧化沟，提高了设备利用率（58.3%）。

③ Orbal氧化沟由多个同心的沟渠组成，废水从外沟依次流入内沟。相邻沟渠之间通过孔洞相通，进水首先进入外沟，在其中循环流动的同时依次进入下一沟道，最后水从中心沟道引出。其工艺流程如图4-10所示。

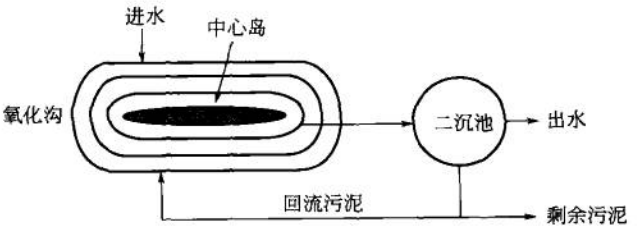



图4-10　Orbal氧化沟工艺流程

与Carrousel氧化沟多沟道首尾相连不同，Orbal氧化沟相当于多级完全混合反应器串联使用，各沟道可以保持不同运行条件，应用不同的生物种群处理污水，从而得到更好的处理效果，常用的三沟道Orbal氧化沟第一沟道的容积占总容积的60%～70%，第二沟道占总容积的20%～30%，第三沟道仅占总容积的10%。Orbal氧化沟一般采用转盘曝气，水深采用2～3.6m，沟底水平流速0.3～0.9m/s，

应用于中小型污水处理厂，可实现脱氮除磷的目的。

④ 一体化氧化沟即氧化沟和二次沉淀池合为一体的氧化沟，可以节省污泥回流系统和基建投资。

⑤ 其他类型氧化沟有射流曝气（JAC）系统，U形氧化沟和采用微孔曝气的逆流氧化沟等。

（3）氧化沟的优缺点分析 氧化沟是在传统活性污泥法的基础上发展起来的新工艺，氧化沟的工艺特点主要有4点。

① 简化了预处理 氧化沟一般采用延时曝气，水力停留时间和污泥龄比一般生物处理法长，悬浮有机物可与溶解性有机物同时得到较彻底的去除，排出的剩余污泥已得到高度稳定。所以氧化沟不设初次沉淀池，污泥也不需要进行厌氧消化，可直接浓缩与脱水。

② 占地面积少 因在流程中省略了初次沉淀池、污泥消化池，有时还省略了二沉池和污泥回流装置，使污水厂总占地面积不仅没有增大，相反还可缩小。

③ 具有推流式流态的特征 氧化沟具有推流特性，使得溶解氧浓度在沿池长方向形成浓度梯度，形成好氧、缺氧和厌氧条件。通过对系统合理的设计与控制，可以取得最好的除磷脱氮效果。

④ 不设二次沉淀池更为简化了工艺 将氧化沟和二次沉淀池合建的一体式氧化沟，以及近年来发展的交替工作的氧化沟，可不用二次沉淀池，从而使处理流程更为简化。

氧化沟具备众多优点的同时，也存在一些问题。

① 氧化沟设计负荷一般在0.03～0.15kg BOD/(kg MLSS·d)，氧化沟总容积比较大。

② 氧化沟采用曝气机械充氧，使用的设备数量多，与使用微孔曝气器的鼓风曝气系统相比，充氧的动力效率低，耗电量大，由于受到充氧机械动能传递的限制，与鼓风曝气系统相比，氧化沟水深浅，表面积大。

③ 从运行中发现氧化沟内污泥分布不均匀，在沟道内容易形成污泥沉积，削减了有效生物量和氧化沟有效容积。

④ 低负荷与完全混合流态容易导致污泥膨胀，因此污泥膨胀是困扰氧化沟运行的又一个重要问题。

#### 4.1.4.6 厌氧-缺氧-好氧（$A^2/O$）活性污泥工艺

$A^2/O$工艺是典型的脱磷、脱氮工艺，它为生物除磷提供了一个厌氧区，为反硝化提供了一个缺氧区，流程如图4-11所示。

缺氧区的停留时间一般约为1h。在缺氧区中氧气不足，但通过硝化后的混合液回流，提供了硝酸盐和亚硝酸盐形成的电子受体，出水$\rho$（磷）可以降到1mg/L左右。

$A^2/O$工艺的主要优点是工艺简单，总水力停留时间少于其他同类工艺，工艺中厌氧（缺氧）好氧交替运行，不宜丝状菌的繁殖，基本不存在污泥膨胀的问

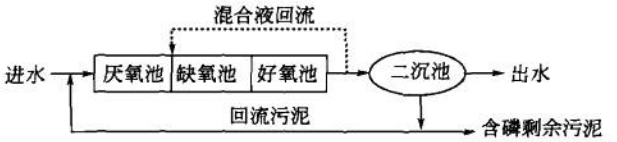



图 4-11 $A^2/O$ 工艺流程

题。另外，不需要外加碳源，厌氧和缺氧段只进行缓速搅拌，运行费用低。这种工艺存在的一些问题主要是由于混合液循环流量不宜太高（<200%），脱氮效果不能满足较高要求。由于受污泥增长的限制，除磷效果较难提高，沉淀池的设计有特殊要求，含磷污泥停留时间不要太小。目前生物脱磷、脱氮工艺是污水生物处理工艺研究和开发最为活跃的一个领域，已经有很多开发和应用的脱磷、脱氮工艺。

## 4.1.5 活性污泥系统的设计

在活性污泥工艺设计中除了要考虑传统碳源污染物的去除，还要考虑污水的硝化（反硝化）和污泥的稳定性问题。

### 4.1.5.1 去除 BOD

活性污泥工艺内碳源基质去除动力学，对于完全混合系统在稳定状态下根据物料平衡有公式：

$$XV=\frac{Y\theta_c Q(S_0-S)}{1+k_d\theta_c} \tag{4-12}$$

式中，$S_0$ 为进水基质 $BOD_5$，kg/L；$S$ 为出水基质 $BOD_5$，kg/L；$Y$ 为 $BOD_5$ 的污泥 VSS 产率系数，kg/kg；$X$ 为污泥 MLSS 浓度，kg/L，也可用挥发性悬浮固体（VSS）代替 MLSS；$k_d$ 为衰败系数，$d^{-1}$；$V$ 为反应器的体积，$m^3$；$Q$ 为流量，$m^3/d$；$\theta_c$ 为污泥龄，d，其值根据处理要求选定。

同样，对于基质降解，在稳态条件下有：

$$\frac{1}{\theta_c}=\mu_{max}\left(\frac{S}{K_S+S}\right)-k_d \tag{4-13}$$

式中，$\mu_{max}$为最大生长速率，$d^{-1}$；$K_S$ 为饱和常数，mg/L。

从式(4-13) 可以解出：

$$S=\frac{K_S(1/\theta_c+k_d)}{\mu_{max}-(1/\theta_c+k_d)} \tag{4-14}$$

或引入 $k'$可以得出：

$$S=\frac{1}{k'Y}(1/\theta_c+k_d) \tag{4-15}$$

式中 $k'=\mu_{max}/(YK_S)$。$Y$ 为比基质利用率，L/(mg·d)。

### 4.1.5.2 活性污泥工艺的池容和停留时间

采用上面物料平衡式(4-12) 可以计算活性污泥工艺的池容。在估计整个系统中总的污泥量时，应该将沉淀池的污泥计算在内。或者出于安全的考虑，也可忽略沉淀池部分的污泥。对于大多数活性污泥系统，由于沉淀池的污泥量所占比例较

少，忽略沉淀池污泥量不会引起问题，并且现有的大多数参数都是按此方法获得（表4-2）。但是，上述方法对于一体化活性污泥工艺或三沟氧化沟会成为较大的问题。从动力学设计方法，活性污泥工艺的停留时间事实上是一个导出的参数，一般活性污泥工艺的停留时间是12～36h。

**表4-2 活性污泥法的设计参数**

| 运行方式 | $\theta_c$/d | L/[kg $BOD_5$/(kg·d)] | X/(mg/L) | O/h | R | BOD去除率/% |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 普通推流 | 5～15 | 0.2～0.4 | 1500～3000 | 4～8 | 0.25～0.5 | 85～95 |
| 渐减曝气 | 5～15 | 0.2～0.4 | 1500～3000 | 4～8 | 0.25～0.5 | 85～95 |
| 阶段曝气 | 5～15 | 0.2～0.4 | 2000～3000 | 3～5 | 0.25～0.75 | 85～95 |
| 吸附再生 | 5～15 | 0.2～0.6 | (1000～3000)①<br>(4000～10000)② | (0.5～1.0)①<br>(3～6)② | 0.25～1 | 80～90 |
| 高负荷法 | 0.2～0.5 | 1.5～5 | 600～1000 | 1.5～3 | 0.05～0.15 | 60～75 |
| 延时曝气 | 20～30 | 0.05～0.15 | 3000～6000 | 18～36 | 0.75～1.5 | 75～95 |
| 纯氧曝气 | 8～20 | 0.25～1 | 6000～10000 | 1～3 | 0.25～0.6 | 85～95 |

① 吸附池。

② 再生池。

#### 4.1.5.3 硝化反应

据报道硝化反应的温度范围是5～45℃，但是在25～32℃是最佳温度范围。最佳的pH范围是7.8～9.2。虽然硝化过程在低溶解氧的条件下也可发生，但是硝化菌的生长速率较低。为了避免氧的限制反应池中的$\rho$（DO）最好控制在3～4mg/L。温度对生长速度的影响公式可以用阿累尼乌斯公式表示，其中温度常数$\theta=1.12$（5～20℃）。即使存在很少的毒性物质，也可能抑制硝化菌。因此，对于工业废水$\theta_c$的确定需要进行实验室的研究，而对于城市污水如果没有特殊的抑制物质，可以采用表4-3参数。

**表4-3 硝化工艺在不同温度下采用的污泥龄**

| 污水温度/℃ | 5 | 10 | 15 | 20 |
|---|---|---|---|---|
| 完全硝化的$\theta_c$/d | 12 | 9.5 | 6.5 | 3.5 |

$$V_d=\frac{QN_r}{N_dX} \tag{4-16}$$

式中，$V_d$为缺氧区体积，$m^3$；$N_r$为硝酸盐减少量，mg/L；$N_d$为比脱氮率，mg/(mg/d)；$Q$为流量，$m^3$/d；$X$为污泥浓度，kg/L。

在冷季节水温低于10℃，如果$\theta_c$小于10d，则硝化反应一般进行较差。当$\theta_c$大于10d，只要活性污泥工艺的曝气能力足够满足总的氧化需求，并且保持较高的溶解氧，则可以取得都很好的硝化率，这也是对于脱氮的基本保证。在北欧国家，如荷兰，硝化$BOD_5$负荷一般选在0.05～0.10kg/(kg MLSS)，在10℃时硝化速率（$NH_3$—N）大约为1.6mg/(g VSS·d)。应该注意，对于生物脱氮工艺要同时充分满足碳源和硝化的需氧量。因为硝化是脱氮的前提，所以在任何时候，首先要保证硝化条件得到满足。

#### 4.1.5.4 污泥稳定性考虑

在活性污泥工艺设计中考虑的第二个因素是污泥的稳定性问题，理论上活性污泥工艺污泥龄的选取，应该使得所有的挥发性固体通过内源呼吸全部被降解。无论是厌氧消化还是好氧消化，如果反应时间足够长，细胞降解过程中有23%的残余物不可生物降解。知道污泥VSS产率（$Y$，kg/kg $BOD_5$）和去除$BOD_5$的量为$S_r$（kg/d），则每天VSS产量为$YS_r$。其中可以生物降解部分的量是$0.77YS_r$。如果系统中可以生物降解部分的固体物质是$f_bX$（$f_b$为VSS可生物降解系数），内源代谢常数为$k_a$，则在稳定状态：

$$0.77YS_r=k_df_bX \text{ 或 } X=\frac{0.77YS_r}{k_df_b} \tag{4-17}$$

从而按照污泥龄的定义：$\theta_c=\frac{X}{YS_r}=\frac{0.77}{k_df_b}$ (4-18)

温度将影响到$k_d$和$f_b$的数值。并且$k_d$值污水的性质有关，Adams和Eckenfelder给出了混合液VSS可以生物降解部分的比值$f_b$的计算公式：

$$f_b=\frac{YS_r+k_dX-\sqrt{(YS_r+k_dX)^2-4k_dX\ (0.77YS_r)}}{2k_dX} \tag{4-19}$$

对于活性污泥工艺其数值一般在0.3～0.5之间。

式中，$X$是系统中的平均VSS，kg；如果采用的是MLSS，则要换算。

无疑温度对于上述公式中参数$Y$、$k_d$的影响是十分重要的。这可以通过表4-4中数据算出，并结合温度修正系数对于选择的设计温度进行计算。对于延时曝气活性污泥工艺温度常数数值较小（$Q=1.01\sim1.03$），因此对于处理生活污水温度的影响不大。对于污泥稳定化要求的有机负荷和污泥龄一般远远超过完全硝化所要求的数值。即使较低的$\theta_c$也可以取得完全的硝化，并且产生的污泥在夏季也没有恶臭。

表4-4 动力学常数数据

| 污水种类 | $Y$/(kg/kg) | $K_d$/$d^{-1}$ | $\mu_{max}$/$d^{-1}$ | $K_s$/(mg/L) | $K'(k)$/$d^{-1}$ | 测定基质 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 生活污水 | 0.4 | 0.09 | 3.2 | 60.0 | (8.0) | COD |
| 生活污水① | 0.73 | 0.075 | — | — | 0.017～0.03 | $BOD_5$ |
| 生活污水 | 0.372 | 0.098 | — | 45.5 | 8.35 | $BOD_5$ |
| 牛奶废水 | 0.48 | 0.045 | — | 100 | (5.1) | $BOD_5$ |
| 化工废水① | 0.31～0.72 | 0.05～0.18 | — | — | 0.003～0.018 | $BOD_5$ |
| 纺织废水① | 0.72 | 0.10 | 0.89 | 52 | (1.24) | $BOD_5$ |

① 进水中含有大量悬浮物。

#### 4.1.5.5 脱氮反应

在硝化/反硝化工艺中20℃时的反硝化（$NO_3^-$-N）率为0.075～0.115kg/(kg MLSS·d)，此时碳源要充足，硝化/反硝化系统中的硝化速率约为单独反硝化工艺的一半，用内源碳源反硝化速率的范围为0.017～0.048kg/(kg MLVSS·d)，系统中污泥龄越长，反硝化速率越低。脱氮率的提高要靠增加回流比实现，由于混

合液回流要挟带DO，会影响缺氧池的缺氧状态，同时运行成本也会增加。反硝化的泥龄应在3d以上，但不宜过长。硝化的水力停留时间是反硝化水力停留时间的2～5倍。反硝化池所需的容积可按式(4-20)计算：

$$V=\frac{N\times 1000}{\mathrm{DNR}\cdot X} \tag{4-20}$$

式中，$V$为反硝化池所需容积，$m^3$；DNR为反硝化率，kg/[kg/(MLSS·d)]；$N$为需要还原的硝酸盐态氮量，kg/d，$N=N_0-N_w-N_e$；$N_0$为原水含氮量，kg/d；$N_e$为出水含氮量，kg/d；$N_w$为剩余污泥排泥的硝酸盐态氮的量，kg/$m^3$，$N_w=Q_w\times 12.4\%$，kg/d；$Q_w$为剩余干污泥排放量，kg/d。

#### 4.1.5.6 沉淀池和回流污泥系统

(1) 沉淀池 同所有的活性污泥法一样可以采用固体通量法和水力负荷法确定沉淀池体积。具体设计参见有关的手册。

(2) 回流污泥系统 如已知回流污泥浓度[回流污泥浓度可以根据预计的沉淀性能(SVI)推算]，回流污泥量则可通过系统的生物量平衡计算，生物量平衡为：

$$X_r=10^6 r/\mathrm{SVI} \tag{4-21}$$

$$QX_0+Q_rX_r=(Q+Q_r)X \tag{4-22}$$

式中，$Q_r$为回流污泥量，$m^3/d$；$X_0$为进水VSS浓度，mg/L；$X_r$为回流VSS污泥浓度，mg/L；SVI为污泥指数，mL/g；$r$为修正系数，一般在1.2，与二沉池停留时间、池深等因素有关。

(3) 剩余污泥 虽然动力学设计能确定生物污泥产量，但应考虑沉淀池的固体流失量和存在的惰性物质。活性污泥工艺以常规模式运行时，会产生不稳定的剩余污泥，应在处置前加以稳定；活性污泥工艺以延时曝气模式运行时，污泥量少且稳定。根据回流污泥量和剩余污泥量可以选择水泵和污泥处理系统。

#### 4.1.5.7 氧气需求

活性污泥工艺中废水需氧量可由各种方法计算，并且在不同活性污泥工艺系统也可能采用不同的公式计算。这也是在前面的计算中没有统一方法的原因之一。在活性污泥工艺系统，考虑以下几个过程的需氧量。

(1) 氧化有机物的需氧量 氧化有机物的需氧量$D_1$的计算公式可在一般手册和教科书上查到。例如在只要求去除碳源物质时，可以采用公式：

$$D_1=a'Q(S_0-S)+b'VXf \text{ 或 } D_1=Q(S_0-S)-1.42\Delta Xf \tag{4-23}$$

式中，$f$为$\rho$(VSS)/$\rho$(MLSS)比值；$a'$为微生物对有机底物氧化分解过程的需氧率，kg/kg BOD；$b'$为活性污泥微生物自身氧化需氧率，kg/kg MLSS；$\Delta X$为总剩余污泥，kg/d。

(2) 系统内细胞内源呼吸需氧量 废水中有机物的BODu(最终生化需氧量)与$BOD_5$之间有关系$BOD_5=0.68BODu$，对细胞物质如果细胞固体的BODu等于COD，则通过下面化学计量关系有$kgO_2$/kg细胞$=160/113=1.42$

$$C_5H_7O_2N(\text{细胞})+5O_2+H\longrightarrow 5CO_2+2H_2O+NH_4^+ +\text{能量}$$

细胞需氧量$D_2=$ 1.42mg BODu/mg(可生物降解固体)

$$=1.0\text{mg BOD}_5/\text{mg（可生物降解固体）}$$

$$=0.77\text{mgBOD}_5/\text{mg VSS} \tag{4-24}$$

因为作为基质降解的结果，产生的 VSS 大约仅有 77%是可以生物降解的，而有大约 23%在一般生物反应器的反应时间内是惰性的。

（3）硝化过程的需氧量　硝化过程需氧量 $D_3$，通过化学计关系有：

$$D_3=4.6m\text{（系统中被氧化的 TKN）} \tag{4-25}$$

式中，$D_3$ 为硝化过程需氧量，kg/d；TKN 指总的凯氏氮。

（4）脱氮过程的产氧量　脱氮产生氧量，通过化学计量且关系有：

$$D_4=2.86\times m\text{（系统中被还原的 NO}_3\text{）} \tag{4-26}$$

（5）总需氧量　在活性污泥工艺过程中的需氧量是以上各项之和，一般是首先满足碳源需氧量，只要其他条件适合并且有足够的供氧能力，则随后可以满足硝化需氧量。计算需氧量首先要根据处理达到的去除效率，计算所需要的总氧量 $D$，这要考虑去除 BOD 的需氧量 $D_1$，硝化需氧量 $D_3$ 和污泥稳定化的需氧量 $D_2$。有脱氮过程还要考虑扣除每还原 1mg $N_2$ 产生 2.86kg $O_2$ $D_4$。

$$D=D_1+D_2+D_3-D_4 \tag{4-27}$$

$$D=Q(S_0-S)-1.42\Delta X_f+4.6Q(N_0-N)-0.07\Delta X_f-2.6\Delta NO_3^- \tag{4-28}$$

式中，$D$ 为总需氧量，kg/d；$N_0$ 为进水氛氮浓度，mg/L；$N$ 为出水氮氧浓度，mg/L；$\Delta NO_3^-$ 为被还原的 $NO_3^-$ 的量，mg/d。

需氧量 $D$ 确定之后，可以根据不同工艺的运行经验，选取一定的安全系数后得到实际需氧量 AOR，并转化为标准状态需氧量 SOR。转化公式如下：

$$\text{SOR}=\frac{\text{AOR}\cdot C_{s(20)}}{\alpha(\beta\rho C_s-C)1.024^{(T-20)}} \tag{4-29}$$

式中，$\alpha$ 为氧转移速率在污水中的修正系数，对生活污水取值 0.5～0.95；$\beta$ 为饱和溶解氧在污水中的修正系数，对生活污水取值 0.90～0.97；$C_s$ 为某温度 $T$ 下的饱和溶解氧，mg/L；$\rho$ 为大气压修正参数。

在标准状态需氧量确定之后，根据不同设备生产厂家的表曝机样本和手册，计算出活性污泥工艺系统帅总能耗。总能耗一旦确定，就可以确定活性污泥工艺曝气器的数目、活性污泥工艺外形和分组情况。

## 4.2　生物膜法

生物膜法是利用附着生长于某些固体物表面的微生物（即生物膜）进行有机污水处理的方法。与活性污泥法并列的一类废水好氧生物处理技术，主要用于去除废水中溶解性的和胶体状的有机污染物。

其原理是在污水处理构筑物内设置微生物生长聚集的载体（一般称填料），在充氧的条件下，微生物在填料表面聚附着形成生物膜，经过充氧（充氧装置由水处理曝气风机及曝气器组成）的污水以一定的流速流过填料时，生物膜中的微生物吸收分解水中的有机物，使污水得到净化，同时微生物也得到增殖，生物膜随之增厚。当生物膜增长到一定厚度时，向生物膜内部扩散的氧受到限制，其表面仍是好

氧状态，而内层则会呈缺氧甚至厌氧状态，并最终导致生物膜的脱落。随后，填料表面还会继续生长新的生物膜，周而复始，使污水得到净化。

按生物膜与废水的接触方式分为：填充式和浸渍式两种。填充式包括生物滤池和生物转盘；浸渍式包括接触氧化法和生物流化床。

与活性污泥法相比，生物膜法具有以下特点。

① 固着于固体表面上的生物膜对废水水质、水量的变化有较强的适应性，操作稳定性好。

② 不会发生污泥膨胀，运行管理较方便。

③ 由于微生物固着于固体表面，即使增殖速度慢的微生物也能生长繁殖。而在活性污泥法中，世代期比停留时间长的微生物被排出曝气池。因此，生物膜中的生物相更为丰富，且沿水流方向膜中生物种群具有一定分布。

④ 因高营养级的微生物存在，有机物代谢时较多的转移为能量，合成新细胞即剩余污泥量较少。

⑤ 采用自然通风供氧。

⑥ 活性生物难以人为控制，因而在运行方面灵活性较差。

⑦ 由于载体材料的比表面积小，故设备容积负荷有限，空间效率较低。

## 4.2.1 生物滤池

生物滤池是生物膜法中最常用的一种生物器。是历史上第一个用于城市废水和工业废水处理的生物处理法。当前，生物滤池已成为许多用于碳氧化和氮硝化两者合并处理的一个可行的选择。

### 4.2.1.1 生物滤池的构造和净化原理

生物滤池一般由5部分组成：填料床、池壁、布水投配系统、排水系统和空气通风系统。废水通过布水器均匀地分布在滤池表面，废水沿着滤料的空隙从上向下流动到池底，通过集水、排水渠，流出池外。废水通过时滤料截留了废水中的部分悬浮物，同时把废水中的胶体和溶解性物质吸附在自己的表面，栖息在生物膜上的微生物即摄取污水中的有机污染物作为营养，对废水中的有机物进行吸附氧化作用，因而废水在通过生物滤池时能得到净化。在有机物被分解的同时，微生物的机体则在不断增长和繁殖，也就是增加了生物膜的数量。由于生物膜上微生物的老化死亡，生物膜将会从滤料表面脱落下来，然后随着废水流出池外。

滤料使用的是小块料（如碎石块、塑料填料）或塑料型块，堆放或叠放成滤床。与水处理中的一般滤池不同，生物滤池的滤床暴露在空气中，废水洒到滤床上。布水器有多种形式，有固定式的，有移动式的。回转式布水器使用最广。它以两根或多根对称布置的水平穿孔管为主体，能绕池心旋转。穿孔管贴近滤床表面，水从孔中流出。布水器的工作是连续的，但对局部床面的施水是间歇的，这承继了污水灌溉间歇灌水的概念。滤床的下面有用砖或特制陶块、混凝土块铺成的集水层。再下面是池底。集水层和池外相通，既排水又通风。工作时，废水沿载体表面从上向下流过滤床，和生长在载体表面上的大量微生物和附着水密切接触进行物质交换。污染物进入生物膜，代谢产物进入水流。出水并带有剥落的生物膜碎屑，需

用沉淀池分离。生物膜所需要的溶解氧直接或通过水流从空气中取得。在普通生物滤池中，生物黏膜层较厚，贴近载体的部分常处在无氧状态。

滤床的深度和滤率、滤料有关。碎石滤床的深度在一个相当长的时间内大多采用1.8～2m左右。深度如果提高，滤床表层容易堵塞积水。滤率在1～4$m^3/(m^2 \cdot d)$左右，如果提高，床面也容易积水。首先突破的是滤率的提高。水力负荷率（即滤率）提高到8～10$m^3/(m^2 \cdot d)$以上时，水流的冲刷作用使生物膜不致堵塞滤床，而且有机物（用$BOD_5$衡量）负荷率，可从0.2$kg/(m^3 \cdot d)$左右提高到1$kg/(m^3 \cdot d)$以上。为了满足水力负荷率的要求，来水常用回流稀释。为了稳定处理效率，可采用两级串联。这种流程革新、负荷率提高、构造不变的生物滤池称高负荷率生物滤池。继而发现，滤床深度从2m左右提高到8m以上时，通风改善，即使水力负荷率提高，滤床也不再堵塞，滤池工作良好，同时有机物负荷率也可以提高到11$kg/(m^3 \cdot d)$左右。因为这种滤池的平面直径一般为池高的1/8～1/6，外形像塔，故称塔式滤池。自塑料型块问世后，通风、堵塞等不再成为问题，滤床深度和滤率可根据需要进行设计。

#### 4.2.1.2 特点

当今生物滤池的广泛使用，表明它仍然是一种有发展前景的处理工艺。这要归功于近年来工艺改进和制造业的发展，使生物滤池的运行与过去相比有了较大的改进。粗滤池后续活性污泥法（RF-AS）和生物滤池后续活性污泥法（BF-AS）工艺，用于高浓度工业废水及工业废水、城市废水的处理是相当有效的。采用生物滤池处理废水的主要优点是它们的构造简单及操作容易，因此，在小城镇采用生物滤池较理想。生物滤池的另一个优点是它能经受有毒废水的冲击负荷。这是由于废水在反应器内的停留时间较短，或由于只有表面的微生物可能被杀死。这样，一些死的有机体通过脱落被去除，又露出一层未被有毒物质伤害的有机体。如果有毒物质冲击负荷持续时间长或一种有毒物质被吸附在生物膜上，则生物滤池仍会受到严重影响。此外，运行稳定可靠、经济，它的能耗低于悬浮生长系统。

生物滤池的主要缺点是，如增加处理废水的浓度或流量，出水水质将随之恶化。同样，假如温度下降，基质去除速率也下降，出水的水质将恶化。除了上面的问题以外，季节变化也会引起其他一些问题。例如，在夏天，石滤料也可能成为毛蠓属飞蝇的繁殖场所。因此在生物滤池周围地区卫生比较恶劣。冬天在北方存在着结冰问题，需要考虑防冻问题。此外，投资费用可能稍高于悬浮生长系统，20世纪50年代以来，它的最大的缺点是尚不能满足当前的排放标准，因此单纯用于碳氧化的生物滤池已经减少，而生物滤池后串联活性污泥法的TF-AS系统的发展填补了这方面的空缺，且成功地满足了严格的排放要求。

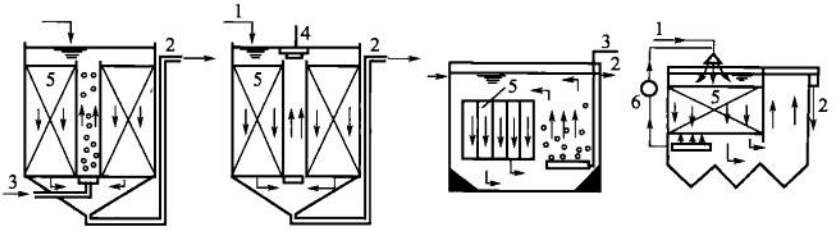
### 4.2.2 生物接触氧化法

生物接触氧化法属于好氧生物膜的一种，是在生物滤池的基础上，从接触曝气法改良、演变而来的，因此又称为“淹没式生物膜法”，“浸没式滤池法”、“接触曝气法”等。即在生物接触氧化池内装填一定数量的填料，利用栖附在填料上的生物

膜和充分供应的氧气，通过生物氧化作用，将废水中的有机物氧化分解，达到净化目的。

#### 4.2.2.1　构造和净化原理

接触氧化池内用鼓风或机械方法充氧，填料大多为蜂窝型硬性填料或纤维型软性填料，构造示意如图 4-12 所示。




(a) 中心曝气直流式　(b) 表面曝气直流式　(c) 单侧曝气分流式　(d) 表面曝气分流式

图 4-12　接触氧化池构造

1—进水管；2—出水管；3—进气管；4—叶轮；5—填料；6—泵

生物接触氧化池内的生物膜由菌胶团、丝状菌、真菌、原生动物和后生动物组成。在活性污泥法中，丝状菌常常是影响正常生物净化作用的因素；而在生物接触氧化池中，丝状菌在填料空隙间呈立体结构，大大增加了生物相与废水的接触表面，同时因为丝状菌对多数有机物具有较强的氧化能力、对水质负荷变化有较大的适应性，所以是提高净化能力的有利因素。

生物接触氧化池的形式很多。从水流状态分为分流式（池内循环式）和直流式。分流式普遍用于国外，曝气装置在池的一侧，填料装在另一侧，依靠泵或空气的提升作用，使水流在填料层内循环，给填料上的生物膜供氧。此法的优点是废水在隔间充氧，氧的供应充分，对生物膜生长有利。缺点是氧的利用率较低，动力消耗较大；因为水力冲刷作用较小，老化的生物膜不易脱落，新陈代谢周期较长，生物膜活性较小；同时还会因生物膜不易脱落而引起填料堵塞。

直流式接触氧化池（又称全面曝气接触式氧化池）是直接从填料底部充氧的，填料内的水力冲刷依靠水流速度和气泡在池内碰撞、破碎形成的冲击力，只要水流及空气分布均匀，填料不易堵塞。这种形式的接触氧化池耗氧量小，充氧效率高，同时，在上升气流的作用下，液体强烈的搅拌促进氧的溶解和生物膜的更新，也可以防止填料堵塞。一般生物膜厚度控制在 1mm 左右为宜。目前国内大多采用直流式。

从供氧方式分，接触氧化法可分为鼓风式、机械曝气式；洒水式和射流曝气式几种。国内以鼓风式和射流曝气式为主。

选用适当的填料以增加生物膜与废水的接触表面积是提高生物膜净化废水能力的重要措施。要求比表面积大、空隙率大，水力阻力小，性能稳定。一般采用蜂窝状填料。蜂窝状填料孔径须根据废水水质（$BOD_5$ 即 5 日生化需氧量、悬浮物等的浓度）、BOD 负荷、充氧条件等因素进行选择。在一般情况下，$BOD_5$ 浓度为

100～300mg/L，孔径可选用 32mm；$BOD_5$ 为 50～100mg/L，可选用 15～20mm；如在 50mg/L 以下，可选用 10～15mm 孔径的填料。目前采用较多的有玻璃布、塑料等蜂窝状填料，此外，也可采用绳索、合成纤维、沸石、焦炭等作填料。填料型式有蜂窝状、网状、斜波纹板等。

#### 4.2.2.2 设计参数

① 生物接触氧化池的个数或分格数应不少于 2 个，并按同时工作设计。

② 填料的体积按填料容积负荷和平均日污水量计算。填料的容积负荷一般应通过试验确定。当无试验资料时，对于生活污水或以生活污水为主的城市污水，容积负荷一般采用 1000～1500g $BOD_5/(m^3 \cdot d)$。

③ 污水在氧化池内的有效接触时间一般为 1.5～3.0h。

④ 填料层总高度一般为 3m。当采用蜂窝型填料时，一般应分层装填，每层高为 1m，蜂窝孔径应不小于 25mm。

⑤ 进水 $BOD_5$ 浓度应控制在 150～300mg/L 范围内。

⑥ 接触氧化池中的溶解氧含量一般应维持在 2.5～3.5mg/L 之间，气水比为 (15～20) ∶1。

⑦ 为保证布水布气均匀，每格氧化池面积一般应不大于 $25m^2$。

目前生物接触氧化法的最适合填料为立体弹性填料，立体弹性填料与硬性类蜂窝填料相比，孔隙可变性大，不堵塞；与软性类填料相比，材质寿命长，不粘连结团；与半软性填料相比，表面积大、挂膜迅速、造价低廉。

具体数据：比表面积 $300m^2/m^3$，填料长度 1～2.5m，直径 150mm，接触氧化池水深度不应大于 3m 以保证曝气，立体弹性填料设计容积负荷可达 2kg/ ($m^3$ · d)（一般污水），气水比一般取 15∶1，运行时溶解氧含量大于 2mg/L，采用好氧接触氧化处理时进水 BOD 小于 500mg/L（气水比来源：立方大气含氧量 20%，大气密度 $1kg/m^3$，每立方曝气含氧约 0.1kg，气水比 1.5kg 氧气：水，BOD 为 150g 氧气/$m^3$，利用效率为 10%，可满足需求，过气流量不宜过大，否则将对填料上的成膜造成冲击）。

#### 4.2.2.3 特点

生物接触氧化法具有生物膜法的基本特点，但又与一般生物膜法不尽相同。一是供微生物栖附的填料全部浸在废水中，所以生物接触氧化池又称淹没式滤池。二是采用机械设备向废水中充氧，而不同于一般生物滤池靠自然通风供氧，相当于在曝气池中添加供微生物栖附的填料，也可称为曝气循环型滤池或接触曝气池。三是池内废水中还存在约 2%～5%的悬浮状态活性污泥，对废水也起净化作用。因此生物接触氧化法是一种具有活性污泥法特点的生物膜法，兼有生物膜法和活性污泥法的优点。

(1) 优点

① 生物接触氧化法的体积负荷高，同样大小体积的设备，处理时间短，节约占地面积，处理能力提高几倍。

② 一般活性污泥法的污泥浓度为 2～3g/L，微生物在池中处于悬浮状态；而

接触氧化池中绝大多数微生物附着在填料上，单位体积内水中和填料上的微生物浓度可达 10～20g/L，由于微生物浓度高，有利于提高容积负荷。

③ 与活性污泥法相比，接触氧化法的体积负荷高，但污泥产量不仅不高，反而有所降低，不需污泥回流。

④ 在短期内进水突然变化时，出水水质受的影响很小，出水水质好而稳定；在毒物和 pH 的冲击下，生物膜受影响小，而且恢复快。

⑤ 活性污泥法中容易产生膨胀的菌种（如丝状菌）在接触氧化法中不仅不产生膨胀，而且能充分发挥其分解、氧化能力高的优点。

（2）缺点

① 填料上生物膜的数量视 BOD 负荷而异。BOD 负荷高，则生物膜数量多，反之亦然。因此不能借助于运转条件的变化任意调节生物量和装置的效能。

② 当采用蜂窝填料时，如果负荷过高，则生物膜较厚，易于堵塞填料。所以，必须要有负荷界限和必要的防堵塞冲洗措施。

③ 大量产生后生动物（如轮虫类等）；若生物膜瞬时地大块脱落，则易影响出水水质。

## 4.2.3 生物转盘

生物转盘是一种新颖的废水处理装置，又称为浸没式生物滤池，是生物膜法处理废水技术中的一种。早在 1900 年德国韦加德第一个提出用生物转盘处理污水，但由于当时的技术和材质的原因，该项技术一直没有得到发展。一直到 20 世纪 50 年代中期，在西德海尔布隆污水处理厂建成第一套半生产性的生物转盘试验装置。自 60 年代起，其在欧、美、日等国得到迅速发展。我国于 1972 年开始对生物转盘技术进行研究，并在工业废水和生活废水的处理中得到应用，取得了较好的效果。

### 4.2.3.1 构造和净化原理

其工作原理与生物滤池基本相同，但其构造却完全不一样。生物转盘是由固定在一根轴上的许多间距很小的圆盘或多角形盘片组成。盘片可用聚氯乙烯、聚乙烯、泡沫聚苯乙烯、玻璃钢、铝合金或其他材料制成。盘片可以是平板，也可以是点波纹板等形式，也有用平板和波纹板组合，因为点波波纹板盘片的比表面积比平板大一倍。盘片有接近一半的面积浸没在半圆形、矩形或梯形的氧化槽内。在电动机带动下，盘片组在水槽内缓慢转动，废水在槽内流过、水流方向与转轴垂直，槽底设有排泥管或放空管，以控制槽内废水中悬浮物浓度。其示意如图 4-13 所示。

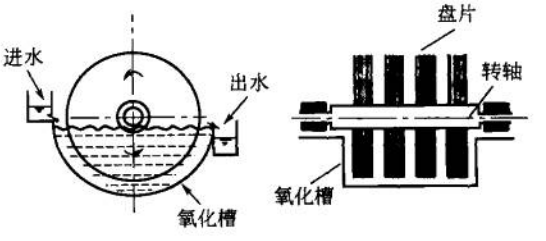



图 4-13 生物转盘示意

盘片作为生物膜的载体，当生物膜处于浸没状态时，废水有机物被生物膜吸附，面当它处于水面上时，大气的氧向生物膜传递，生物膜内所吸附的有机物氧化分解，生物膜恢复活性。这样，生物转盘每转动一圈即完成一个吸附和一个氧化周

期。转盘不断地转动，上述过程不停地循环进行，使废水得到净化。剥落的生物膜随水流入沉淀池，将水与污泥分开。其工艺流程如图 4-14 所示。

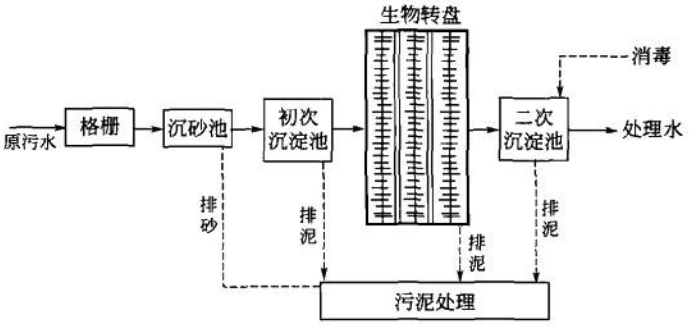



图 4-14　生物转盘工艺流程

与生物滤池相同，生物转盘无污泥回流系统，为了稀释进水，可考虑出水回流，但是生物膜的冲刷不依靠水力负荷的增大，而是通过控制一定的盘面转速来达到。

#### 4.2.3.2　特点

生物转盘作为污水生物处理的一项技术，具有如下一些主要特点。

生物转盘的优点是它所用机械设备简单，维护管理方便；其次是工艺不复杂，日常操作工作量少；对能耗需求相对低，只需转动转盘；另外，它在制造上已标准化，设计施工均较为方便。

它的主要缺点是对水质及负荷较为敏感。对于负荷和运行条件的变化，在运行调节上的灵活性较少。高的有机负荷可引起生物膜的过分生长，使介质和轴在结构上出现超重。这种情况还由于进水中硫化氢浓度升高而加重，使处理能力降低，运行状态明显恶化。

生物转盘对冲击负荷的适应能力与生物滤池一样差。冲击负荷不会造成转盘运行失败，但转盘不具有富余的处理能力去抵御冲击负荷，会导致出水水质变差。当高峰负荷超过平均负荷的 1.5 倍时，则应该在生物转盘前设置调节池，依靠均衡的方法缓冲高峰负荷的影响。

第三，生物转盘的应用规模受到每个转盘轴的尺寸限制。从投资、施工和运行来看，数量较少的生物滤池更为合适。由于这些因素的存在，使转盘只能在中小型废水处理厂中应用。

转盘最后一个缺点是对废水需要有足够的预处理。一些碎片在一定的数量下，均可堵塞转盘介质。由于转盘对氧化槽内的搅动强度不够，废水中的砂石会沉淀在转盘槽内。在进行转盘费用评价时，预处理设施的投资必须包括在整个转盘工艺费用中。

### 4.2.4　好氧生物流化床

#### 4.2.4.1　基本原理

生物流化床处理污水的研究和应用始于 20 世纪 70 年代初的美国。它是指为提

高生物膜法的处理效率，以砂（或无烟煤、活性炭等）作填料并作为生物膜载体，废水自下向上流过砂床使载体层呈流动状态，从而在单位时间加大生物膜同废水的接触面积和充分供养，并利用填料沸腾状态强化废水生物处理过程的构筑物。构筑物中填料的表面积超过 $3300m^2/m^3$ 填料，填料上生长的生物膜很少脱落，可省去二次沉淀池。床中混合液悬浮固体浓度达 8000～40000mg/L，氧的利用率超过90%，根据半生产性试验结果，当空床停留时间为 16～45min 时 BOD 和氮的去除率均大于 90%，此时填料粒径为 1mm，膨胀率为 100%，BOD 负荷 16.6kg $BOD_5/(m^3 \cdot d)$。生物流化床工艺效率高、占地少、投资省，在美、日等国已用于污水硝化、脱氮等深度处理和污水二级处理及其他含酚、制药等工业废水处理。

当液体以很小的速度流经载体床层时，载体处于静止不动的状态，床层的高度也基本维持不变，这时的床层称固定床。当流速增大到某一数值，此时压降的数值等于载体床层的浮重，流化床中的载体颗粒就由静止开始向上运动，床层也由固定状态开始膨胀。如果流速继续增大，则床层进一步膨胀，直到载体颗粒之间互不接触，悬浮在流体中，这一状态称为初始流态化；如果再继续增大流速，载体颗粒床会进一步膨胀，但是压降却不再增加，此时对应的流速称为临界流化速度。在生物流化床的设计中，临界流化速度是一个重要的校核参数，必须保证设计的流体上升流速大于临界流化速度。由于载体颗粒的大小影响以及流化过程中气体的参与，会使流化状态的确定方法不同，临界流化速度要采用对应的计算方法或试验方法得到。

另外，当流化床底部进入污水而使床断面流速等于临界流化速度时，滤床开始松动，载体开始流化，当进水量不断增加而使床断面流速大于临界流化速度时，滤床高度不断增加，载体流化程度加大，当滤床内载体颗粒不再为床底所承托而为液体流动对载体产生的上托力所承托，即在载体的下沉力和流体的上托力平衡时，整个滤床内颗粒出现流化状态。如果流速继续增加，使载体颗粒之间的空隙增大一定程度后，载体颗粒会随着水流从流化床中流出，此时的流体速度称为冲出速度。在流化床的操作应控制流体的流速介于临界流化速度和冲出速度之间。载体床中的流体速度与载体间的孔隙率之间密切相关，两者之间的关系确定了膨胀的行为，这也是流化床工艺设计的关键。

#### 4.2.4.2 类型

按照使载体流化的动力来源的不同，生物流化床一般可分为以液流为动力的两相流化床和以气流为动力的三相流化床两大类。

（1）两相生物流化床　两相流化床是以液流为动力使载体流化，在反应器内只有作为污水的液相和作为载体上附着生物膜的固相相互接触。两相流化床主要由床体、载体、布水装置及脱膜装置等组成。

以氧气（或空气）为氧源的液固两相流化床的流程为：废水与回流水在充氧设备中与氧混合，然后进入流化床进行生物氧化反应，再由床顶排出。随着床的操作，生物粒子直径逐渐增大，定期用脱膜器对载体进行机械脱膜，脱膜后的载体返回流化床，脱除的生物膜则作为剩余污泥排出。

（2）三相生物流化床　三相流化床是以气体为动力使载体流化，在流化床的反

应器内有作为污水的液相、作为生物膜载体的固相和作为空气或纯氧的气相三相相互接触。

与好氧的两相流化床相比，由于空气直接从床体底部引入流化床，所以不需另设充氧设备，又由于反应器内空气的搅动，载体之间的摩擦较强烈，一些多余或老化的生物膜在流化过程中即已脱落，所以不需另设专门的脱膜装置。三相流化床本身由床体、进出水装置、进气管和载体组成。床体内部通常有导流管，起到向上输送载体的作用，床体上部为载体分离区，防止载体流出。由于空气的搅动，也有可能使少部分载体从流化床中随水流出，此时应考虑设置载体回流泵。当原污水的污染物浓度较高时，可以采用处理水回流的方式稀释进水。

在设计中，当已知污水的水质和水量时，需要确定一个合适的生物膜厚度，使其能满足处理效率上的要求，由此再确定床层的膨胀高度。

内循环式三相生物流化床是在传统三相生物流化床的基础上发展起来的，目前应用日趋成熟，它是通过在流化床中设置升流区和降流区，利用两个区域之间的密度差，推动流体带动载体的循环流动。这种流化床系统混合、传质效果好，不易发生载体分层现象，对配水均匀性的要求低，易于做到流体的均匀流动，并且载体不易流失。

生物流化床可分为传统生物流化床（图 4-15）和内循环生物流化床（图 4-16）。内循环生物流化床是近年在传统生物流化床的基础上发展起来的一项革新技术，目前应用渐趋广泛，在国内已有多套生产装置在运转中，处理废水的种类涉及化工、染料、油脂等。

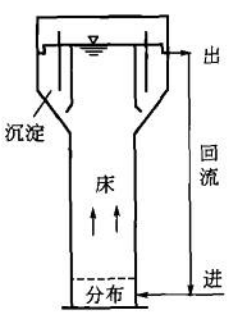



图 4-15　传统生物流化床

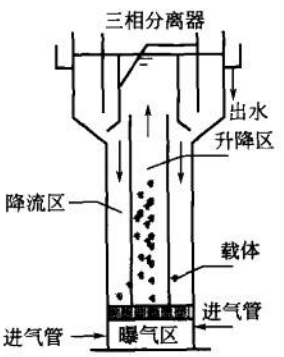



图 4-16　内循环三相流化床

内循环生物流化床通过在床层内区别升流区和降流区，利用两个区域之间的密度差，推动流体带动载体的循环流动，是一种改进的生物流化床。三相内循环流化床是由以下各个部分组成，即曝气区、升流区、降流区和气、固、液三相分离器。

其工作原理为：通过底部曝气头曝气，造成升流区与降流区之间出现一定的密度差，进而推动液体（包括载体）在升流区与降流区间循环流动。大多数载体进行循环流化，少数载体随气泡上升至分离器，气体在此得到释放。分离器的工作和设

计原理与厌氧三相分离器是一致的，但是不用回收释放的气体。随着气体释放，分离固体颗粒得以沉淀进入到降流区，继续参与循环流动。分离后的液体从出水堰流出。

三相内循环流化床不仅具有一般好氧流化床的特点，还具有以下特点。

① 流化性能好，反应器处于完全混合状态。反应器内大部分载体都参与循环流动，因此不存在床中载体分层现象，载体流化具有好的均匀性，这为生物膜形成提供了条件。

② 氧的转移效率高。由于反应器构造特征造成大量液体循环流动，在此过程中会夹带一些细小的气泡，这样使气-液接触时间延长，从而提高了氧的转移效率，空气利用率可达30%～50%。

③ 载体流失量少，不需专门的脱膜设备。由于反应器独特的三相分离器可以在不增加脱膜设备的情况下，保证反应器中生物载体的膜不会过度增长，同时又不会流失载体，这样就大大简化了原来的流化床处理污水所需的辅助设备。

#### 4.2.4.3 特点

生物流化床是生物膜法的一种。它是通过载体表面的生物膜发挥去除作用，但从反应器的形式上看，它有别于生物转盘、生物滤池等其他生物膜法。在生物流化床中，生物膜随载体颗粒在水中呈悬浮态，加之反应器中同时存在有或多或少的游离生物膜和菌胶团，因此它同时具备有活性污泥法的一些特征。从本质上讲，生物流化床是一类既有固定生长法特征又有悬浮生长法特征的反应器，这使得它在微生物浓度、传质条件、生化反应速率等方面有一些优点。

①生物流化床中的小粒径载体提供了微生物附栖生长的巨大比表面积，使反应器内能维持高微生物浓度（可达40～50g/L），因而提高了反应器的容积负荷 $\rho$ [$BOD_5$ 负荷可达3～6kg/($m^3$ · d) 或更高]。

② 流态化的操作方式创造了反应器内良好的传质条件，无论是氧还是基质的传递速率均明显提高。对于像食品、酿造这类可生化性较好的工业废水，生化反应的速率较快，因此生物流化床在传质上的优势更能明显体现。

③ 较高的生物量和良好的传质条件使生物流化床可以在维持处理效果的同时减小反应器容积，节省投资，且占地面积小。

④ 与活性污泥法相比，生物流化床具有较强的抵抗冲击负荷的能力，不存在污泥膨胀问题。

⑤ 生物流化床反应器中为了阻止载体流失，一般在反应器顶设置沉淀区，在沉淀同时可将脱落的生物膜分离出来。在负荷不高、对出水悬浮物浓度无特殊要求时可以省去二沉池，剩余污泥通过脱膜设备排出系统，这就简化了流程。

尽管生物流化床具有上述的诸多优点，而且近30年来其应用范围和规模都日益扩展，但是其普及程度始终远不及活性污泥法、生物接触氧化，也不及生物滤池。原因是多方面的，其中最主要的一点是由于流态化本身的特点，使生物流化床反应器的设计和运转管理对技术的要求较高。几十年来，流态化技术尽管取得了很大的进展，但直到今天，大量工程的设计还是主要依靠经验判断。

对于一些应用较为普遍的生化处理方法如活性污泥法和生物接触氧化法，仅仅依靠有机负荷、污泥浓度、污泥龄等传统参数便可以对系统进行合理的描述并进行系统的设计，应用的风险也较小。而生物流化床反应器则不然，系统的行为除了与上述传统参数密切相关以外，床层的膨胀行为、载体颗粒的特性、反应器中流体力学的特性及流态化参数对反应器的设计和运行关系重大。直到今天，仍旧没有形成一套科学的、实用的、完整的理论对这些参数之间关系进行描述，因此在大多数有必要应用生物流化床的场合，除非设计者拥有相当的研究和设计经验，否则风险较大。这就是生物流化床的普及受到限制的主要原因。

### 4.2.5 曝气生物滤池

曝气生物滤池简称 BAF，是 20 世纪 80 年代末在欧美发展起来的一种新型生物膜法污水处理工艺，于 90 年代初得到较大发展，在中国内地，曝气生物滤池正处于推广阶段。大连市马栏河污水处理厂是我国第一个采用曝气生物滤池工艺的城市污水处理厂（由东北市政院设计），广东新会东郊污水处理厂采用了水解-曝气生物滤池污水处理工艺（由中冶马院设计）。我国一部分工业废水的处理也采用了此项技术。国内许多科研设计单位对曝气生物滤池也进行了试验研究。随着曝气生物滤池在世界范围内不断推广和普及，很多学者在其结构形式、功能、启动和滤料等方面进行了具体的研究，取得了很多成果。曝气生物滤池的应用范围较为广泛，其在水深度处理、微污染源水处理、难降解有机物处理、低温污水的硝化、低温微污染水处理中都有很好的、甚至不可替代的功能。

#### 4.2.5.1 基本原理

曝气生物滤池是在生物滤池处理装置中设置填料，通过人为供养，使填料上生长大量的微生物。曝气生物滤池由滤床、布气装置、布水装置、排水装置等组成。曝气装置采用配套专用曝气头，产生的中小气泡经填料反复切割，达到接近微控曝气的效果。由于反应池内污泥浓度高，处理设施紧凑，可大大节省占地面积，减少反应时间。

#### 4.2.5.2 类型

（1）BIOSTYR 工艺　BIOSTYR 是法国 OTV 公司的注册水处理工艺技术，由于采用新型轻质悬浮填料——BIOSTYRENE（主要成分是聚苯乙烯，且密度小于 $1g/cm^3$）而得名。它是一种上流生物滤池，是一种运行可靠、自动化程度高、出水水质好、抗冲击能力强和节约能耗的新一代污水处理革新工艺，工艺成熟高效。

污水通过滤料层，水体含有的污染物被滤料层截留，并被滤料上附着的生物降解转化，同时，溶解状态的有机物和特定物质也被去除，所产生的污泥保留在过滤层中，而只让净化的水通过，这样可在一个密闭反应器中达到完全的生物处理而不需在下游设置二沉池进行污泥沉降。

滤池底部设有进水和排泥管，中上部是填料层，厚度一般为 2.5～3.5m，为防止滤料流失，滤床上方设置装有滤头的混凝土挡板，滤头可从板面拆下，不用排空滤床，方便维修。挡板上部空间用作反冲洗水的储水区，其高度根据反冲洗水头

而定。

该区内设有回流泵用于将滤池出水泵至配水廊道，继而回流到滤池底部实现反硝化，在不需要反硝化的工艺中没有该回流系统。填料层底部与滤池底部的空间留作反冲洗再生时填料膨胀之用。

滤池供气系统分两套管路，置于填料层内的工艺空气管用于工艺曝气（主要由曝气风机提供增氧曝气），并将填料层分为上下两个区：上部为好氧区，下部为缺氧区。根据不同的原水水质、处理目的和要求，填料层的高度不同，好氧区、厌氧区所占比例也相应变化；滤池底部的空气管路是反冲洗空气管。

(2) Biofor 工艺　Biofor（生物过滤氧化反应池）是得利满水务继滴滤池、Biodrof 干式过滤系统之后的专为污水处理厂设计的第三代生物膜反应池。

与其他类型的生物过滤工艺相比，Biofor 主要具有下列特性。

① 向上流生物过滤　进水自滤池底部流向顶部，上流过滤在滤池的整个高度上持续提供正压条件，与下向流过滤相比提供了许多优势。

② 使用特制的过滤及生物膜支持媒介　Biolite 生物滤料确保获得较高的生物膜浓度和较大的截留能力，并加长了运行周期。

③ 高性能曝气　Biofor 采用了特制的曝气头：它不仅能高效地供氧，而且节约能源、使用安全、易于操作和维护。

④ 流体完全均匀的分布　空气和水流为同向流。Biofor 生物滤池的滤板配有 25UB33e 滤头，该滤头的防阻塞设计通过均匀的配水使过滤效果优化。

(3) BIOSMEDI 工艺　BIOSMEDI 生物滤池是上海市政工程设计研究院针对微污染原水开发的一种新型生物滤池，该滤池以轻质颗粒滤料为过滤介质，滤料密度较小，一般约在 0.1 左右，粒径的大小为 4～5mm，密度及粒径的大小可根据实际需要选择确定，这种滤料具有来源广泛、滤料比表面积大、表面适宜微生物生长、价格便宜（300～500 元/$m^3$）、化学稳定性好等一系列优点。

BIOSMEDI 生物滤池原理：滤池上部采用钢筋混凝土板（板上采用倒滤头出气和水）抵制滤料的浮力及运行的阻力。在滤层下部，用混凝土板或钢板分隔在滤层下部形成气囊，在反冲洗时下部形成空气室。原水从进水阀进入气室，通过中空管进入滤层，在滤料阻力的作用下使滤池进水均匀，空气布气管安装在滤层下部，空气通过穿孔布气管进行布气，经过滤层去除水中的有机物、氨、氮后，出水经倒滤头进入上部清水区域排出。滤池反冲洗采用脉冲冲洗的方法，首先关闭进水阀及曝气管，打开滤池下部的反冲洗气管，在滤层下部形成一段气垫层，当气垫层达到一定高度后，此时瞬时把气垫层中的空气通过阀门或虹吸的方法迅速排空，此时滤层中从上到下冲洗的水流量瞬时忽然加大，导致滤料层忽然向下膨胀，脉冲几次后，可以把附着在滤料上的悬浮物质脱落，再打开排泥阀，利用生物滤池的出水进行水漂洗，可有效地达到清洁滤料的目的。

#### 4.2.5.3 特点

曝气生物滤池与普通活性污泥法相比，具有有机负荷高、占地面积小（是普通活性污泥法的 1/3）、投资少（节约 30%）、不会产生污泥膨胀、氧传输效率高、出水

水质好等优点，但它对进水 SS 要求较严（一般要求 SS≤100mg/L，最好 SS≤60mg/L），因此对进水需要进行预处理。同时，它的反冲洗水量、水头损失都较大。

另外，曝气生物滤池作为集生物氧化和截留悬浮固体于一体的新工艺，节省了后续沉淀池（二沉池），具有容积负荷、水力负荷大，水力停留时间短，所需基建投资少，出水水质好，运行能耗低，运行费用少的特点。

### 4.2.6 水解-好氧处理法

随着生物技术的发展，科学家们将兼性微生物及兼性生物工艺引入到废水生物处理中，与好氧工艺、厌氧工艺组成复合工艺，在废水处理中发挥着巨大的作用。

水解池利用水解和产酸微生物，将水中的固体、大分子和不易生物降解的有机物降解为易于生物降解的小分子有机物，使废水在后续的好氧处理单元中能以较少的能耗和较短的停留时间而得到高效处理。

采用水解-活性污泥法，与传统的活性污泥法相比，其基建投资、能耗和运行费用可分别节省 30%左右。由于水解池具有改善废水可生化性的特点，使得该工艺不仅适用于易生物降解的城市废水，同时更加适用于处理不易生物降解的某些工业废水，如纺织废水、印染废水、焦化废水、酿酒废水、化工废水、造纸废水等。

## 4.3 厌氧生化处理

厌氧生化处理技术是以保护环境和获取能源（$CH_4$）为目的，在无分子氧的条件下通过厌氧微生物（或兼氧微生物）的作用，将废水中的有机物分解转化为甲烷和二氧化碳的过程，所以又称厌氧消化。厌氧生物处理实际上是一个复杂的生物化学过程，早在 20 世纪 30 年代，人们就已经认识到有机物的分解过程分为酸性（酸化）阶段和碱性（甲烷化）阶段。1967 年，Bryant 的研究表明，厌氧过程主要依靠三大主要类群的细菌，即水解产酸细菌、产氢产乙酸细菌和产甲烷细菌的联合作用完成。因此应划分为三个连续的阶段，即水解酸化阶段、产氢产乙酸阶段、产甲烷阶段，有人也把第一个阶段又划分为水解和酸化两个阶段，具体如图 4-17 所示。

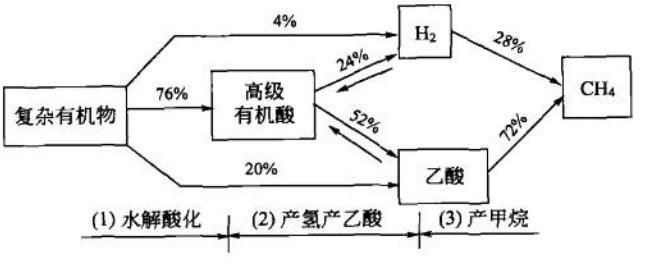



图 4-17 厌氧发酵的三个阶段和 COD 转化率

第一个阶段为水解酸化阶段。在这个阶段中，复杂的大分子有机物、不溶性的有机物先在细胞外酶水解为小分子、溶解性有机物，然后渗透到细胞体内，分解产生挥发性有机酸、醇类、醛类物质等。

第二个阶段为产氢产乙酸阶段。在产氢产乙酸细菌的作用下，将第一个阶段所产生的各种有机酸分解转化为乙酸和 $H_2$，在降解奇数碳素有机酸时还形成 $CO_2$。

第三个阶段为产甲烷阶段。产甲烷细菌利用乙酸、乙酸盐、$CO_2$ 和 $H_2$ 或其他一层化合物转化为甲烷。

上述三个阶段的反应速率因废水性质的不同而异。而且厌氧生物处理对环境的要求比好氧法要严格。一般认为，控制厌氧生物处理效率的基本因素有两类：一类是基础因素，包括微生物量（污泥浓度）、营养比、混合接触状况、有机负荷等；另一类是周围的环境因素，如温度、pH、氧化还原电位、有毒物质的含量等。

## 4.3.1 厌氧过程的主要影响因素

厌氧生物处理的主要影响因素有 pH、碳氮化、温度、阻抑物等。

### 4.3.1.1 pH

产酸菌繁殖的倍增时间是以分钟或小时计，而甲烷菌却长达 4～6 天。若消化过程被酸性发酵阶段所控制，则甲烷细菌必被酸性发酵产物等所抑制，因此，平衡这两类细菌非常重要。为此，消化过程的 pH 应控制在 6.7～7.2 为宜。

厌氧系统的 pH 是系统中不同的弱酸/碱系统离子平衡的外在表现，其中碳酸系统经常是主导性的，它的影响超过可能存在的其他系统（如磷酸盐、氨氮或 $H_2S$ 等系统）的影响，所有这些系统综合表现出对酸性物质的缓冲能力即为碱度，对于稳定运行的厌氧系统而言，维持一定量的碱度的意义就在于它起缓冲作用，保持反应器内 pH 的稳定。

### 4.3.1.2 碳氮比

在厌氧菌的生命过程中，由于呼吸作用没有分子氧参与，分解有机物所获得的能量仅为需氧条件下的 3%～10%，因此，对营养的要求主要以能满足合成新的细胞质为基础。在碳氮比值控制的适宜范围以 20∶1～30∶1 为宜，这样才能使发酵过程的产酸和释氨速度配合得当，酸碱中和反应恰好稳定在 pH 为 4 左右。工程上一般按 $BOD_5$∶TN∶TP=（200～300）∶5∶1 来控制碳、氮、磷元素的比例，而各种微量元素如 Zn、Ni、Co、Mo 和 Mn，对厌氧微生物的生长起着重要作用，但微量元素不足的情况很少见，而且影响也有限，只有个别情况才适当补充一些。

### 4.3.1.3 温度

温度对厌氧消化有很大影响，因为温度直接影响生化反应速率的快慢。目前应用的厌氧工艺一般有 3 个不同的温度范围。①常温发酵温度范围为 10～30℃，一般是在自然气温或水温下进行的厌氧消化过程。②中温发酵温度范围为 35～38℃，是应用最为广泛的。③高温发酵温度范围为 50～55℃。起消化作用的微生物中，一种是嗜温性微生物，在 15%～43%之间为宜，最适宜温度为 32～35℃；另一种是嗜热性微生物，它们可以在高温环境中繁殖，适宜温度为 49～54.5℃。

采用较高温度进行消化是有利的，可以缩短消化时间，在 45～60℃内消化作用最好，但由于热损失高，还产生臭味，实际上较少采用。比较适宜的温度约为 35℃，即中温消化。温度的急剧变化和上下波动不利于厌氧发酵，短时间升降

5 ℃，沼气产量将明显下降，同时会影响沼气中的甲烷含量，尤其高温发酵对温度变化更为敏感。因此，在厌氧反应器的运行管理中，应采取一定的控温措施，尽可能控制温度变化不超过 2～3℃/h。

#### 4.3.1.4 阻抑物

很多物质可能对厌氧微生物造成毒害或抑制，它们可能是进水所含成分，也可能是厌氧代谢的产物或中间产物，通常包括有毒有机物、重金属离子和一些阴离子等。

（1）重金属离子的阻抑作用　重金属被认为是使厌氧过程失效最常见的因素，它通过与微生物酶中的巯基、氨基、羧基等相结合而使酶失活，或者通过金属氢氧化物凝聚作用使酶沉淀。金属离子对产甲烷菌的影响，按 Cr＞Cu＞Zn＞Cd＞Ni 的顺序减少。

（2）阴离子的阻抑作用　阴离子的阻抑作用最大的是硫化物，首先是硫酸盐还原为硫化物的过程与产甲烷过程竞争有机物氧化脱下来的氢；其次，当系统中可溶性硫化物积累后，还会对产甲烷菌直接产生抑制作用，使其减少。当其浓度超过 100mg/L 时，对甲烷细菌有阻抑作用。硫化物是硫酸根在硫酸还原菌作用下还原而生成的，因此，消化过程中硫酸根浓度不应超过 5000mg/L。

另外，氨是厌氧过程中的营养物和缓冲剂，但如浓度过高也会产生抑制。

#### 4.3.1.5 氧化还原电位

在厌氧发酵过程中，不产甲烷阶段可以在兼氧条件下完成，氧化还原电位在－100～＋100mV；而在产甲烷阶段，最优氧化还原电位为－400～－150mV。之所以要如此低的氧化还原电位，原因是厌氧微生物代谢活动所必需的多个酶的—SH 基团只有被完全还原以后，这些酶才能活化而起作用；另一方面是由于厌氧微生物细胞中无高电位的细胞色素及其氧化酶等，不能推动发生和完成那些只有在高电位才能发生的生物化学反应。

一个系统的氧化还原电位实际上是所有存在于这个体系中各种氧化还原体系平衡或波动的表观特征，它受系统 pH 的影响，系统中微生物的生长也会降低它的氧化还原电位。

#### 4.3.1.6 有机负荷

有机负荷是影响厌氧工艺效率的一个重要因素，直接影响处理出水的指标和产气率。在一定范围内，随着进水容积负荷的提高，产气率即单位质量物料的产气量趋向下降，反应器的容积产气率则增多，出水指标趋向升高，去除效率趋向下降，容积去除负荷则需综合进水负荷与去除效率的情况，可能提高，也可能下降。在反应器污泥浓度基本稳定的情况下，如果在进水负荷提高的过程中，出现了去除负荷下降的情况，则需引起注意，避免负荷过高，导致厌氧过程中产酸和产甲烷反应速率失衡，产酸速率高于有机酸的消耗，有机酸积累而使 pH 下降，抑制产甲烷菌的正常代谢，从而形成恶性循环，进一步降低系统的 pH，最终产甲烷作用停止，并难以恢复。

#### 4.3.1.7 水力负荷

水力负荷对于厌氧工艺的影响是通过上升流速来表现的，它也是宏观上水力停留时间的另一种表达方式。对于厌氧反应器，适当的水力负荷是非常重要的。一方

面，反应器需要比较高的上升流速保证反应区的扰动，增加生物污泥与进水有机物之间的接触，对于去除率的提高起到正效应；另一方面，为避免过多的污泥被冲出反应器，系统中保持足够的污泥量，上升流速不能超过一定的限值 UASB 反应器，水力负荷最高，对于不同的反应器形式，这个限值也各不相同，对于传统的一般不超过 $1m^3/(m^2 \cdot h)$，而对于新型反应器 EGSB，水力负荷为 $3\sim10m^3$ $(m^2 \cdot h)$，最大可达 $15m^3/(m^2 \cdot h)$。

### 4.3.2 厌氧工艺的优缺点

厌氧工艺的上述特点对于高浓度难降解有机废水的处理是十分适宜的。近年来，在高浓度难降解有机废水的处理方面，各种厌氧工艺的成功应用层出不穷，尤其在制药、化工、农药、造纸、淀粉、染料、味精、酒精和制酒等废水处理行业，取得了令人瞩目的成绩。

关于厌氧生物技术的优点可以归纳如下。

① 厌氧工艺在处理废水的同时能够产生沼气，通过沼气的利用实现资源和能源的有效回收，推动生态的良性循环。因此，可以说厌氧工艺是一项节约能源、符合生态平衡要求的技术。

② 厌氧废水处理工艺是非常经济的技术，主要的原因在于动力的大量节省、营养物添加费用和污泥脱水费用的减少，一般情况下厌氧工艺要比好氧工艺便宜一半以上。

③ 厌氧工艺设备负荷高，占地少，投资省。

④ 厌氧工艺可以直接处理高浓度有机废水，而不需像多数好氧工艺一样需要大量的稀释水。

⑤ 厌氧工艺相对于好氧工艺剩余污泥产生量少，处理同样数量的废水仅产生相当于好氧法 1/10～1/6 的剩余污泥，而且污泥高度无机化，污泥脱水容易，污泥处置费用低。

⑥ 厌氧工艺对营养物的需求量比较小，一般好氧法对主要营养需求的比例为 $BOD_5 : N : P = 100 : 5 : 1$，而厌氧法的比例关系为 $200 : 5 : 1$，对于高浓度有机废水多数含有比较丰富的碳、氮和磷以及多种微量元素，采用厌氧工艺常常不需添加营养物。

⑦ 厌氧反应器中的污泥可以在停止进水的情况下保持良好的活性至少一年以上，而恢复进水后很快就能达到原来的负荷水平，这一特点使其能够间断性或季节性地良好运行，非常适合一些季节性生产行业，如糖厂、酒厂等的需要。

⑧ 厌氧工艺在处理含氯化溶剂、丙烯酸等挥发性有机物或含表面活性剂的废水时，能够有效避免好氧工艺的起泡和将挥发性污染物吹脱到大气中造成二次污染等问题，而且还可以转化好氧生物无法降解的某些高氯化脂肪族和芳香族化合物，从而降低废水中氯化有机物的毒性。

厌氧工艺的缺点如下。

① 一般情况下，厌氧反应器的出水浓度比较高，很难直接达到现行的排放要求，需要采用好氧工艺进一步处理才能达到二级以上的排放标准。

② 厌氧微生物对有毒物质比较敏感，如果对废水中有毒物质的状况了解不够或操作不当，可能会导致反应器运行失稳。

③ 当废水中含有比较高浓度的含硫化合物尤其是硫酸盐时，采用厌氧工艺时由于会产生大量的硫化物，会对正常的厌氧过程产生不利影响，必须进行有效净化，才能利用。进一步增加了操作管理的难度和运行的成本。

④ 厌氧系统的防火、防爆要求较高，相应会增加废水处理站与周围设施的安全间距、设备投资以及运行管理的难度。

⑤ 厌氧微生物增殖较慢，因而反应器初次启动过程缓慢，一般需要 8～12 周时间。

⑥ 厌氧微生物低温下动力学速率低，对于一些温度低的废水，需要对废水加热升温才能满足正常运行的要求。

⑦ 对于浓度较低和碳水化合物废水，采用厌氧工艺时可能需要补充碱度，增加一定药剂费用。

## 4.3.3 厌氧处理工艺比较

多年来，结合高浓度有机废水的特点和处理实践经验，开发了不少新的厌氧生物处理工艺和设备。有代表性的厌氧生物处理工艺和设备有：普通厌氧消化池、厌氧滤池、厌氧接触消化、上流式厌氧污泥床（UASB）、厌氧附着膜膨胀床（AAFEB）、厌氧流化床（AFB）、升流厌氧污泥床-滤层反应器（UBF）、厌氧转盘和挡板反应器、两步厌氧法和复合厌氧法等。表 4-5 列举了几种常见厌氧工艺的一般性特点和优点。

### 4.3.3.1 普通厌氧消化池

消化池采用密闭的圆柱形，如图 4-18 所示。废水间歇或连续进入池中，经消

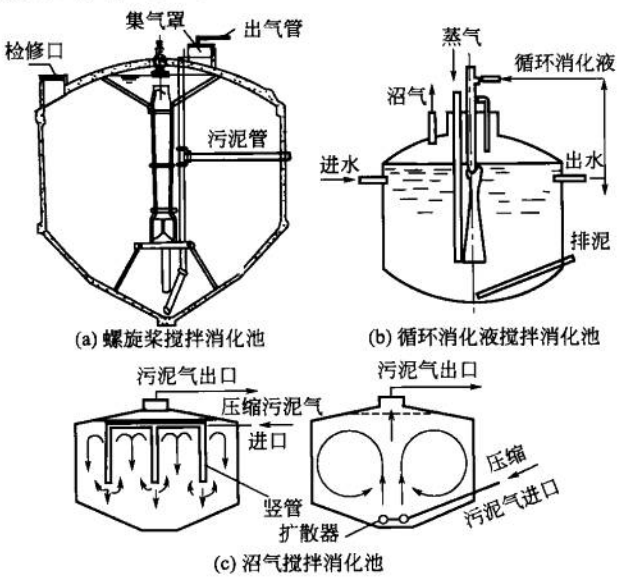



图 4-18 消化类型

化的污泥和废水分别由消化池的底部和上部排出，产生的沼气由顶部排出。池径从几米到三四十米，柱体部分的高度约为池径的1/2。底部呈圆锥形，以利于排泥。消化池一般设有顶盖，以保证良好的厌氧条件，便于收集沼气，保持池内温度，并减少池面的蒸发。消化池要进行搅拌，常用的搅拌方式有3种：①机械搅拌；②沼气搅拌，即用压缩机将沼气从顶部抽出，再从池底充入，进行循环搅拌；③循环消化液搅拌，即在池内设射流器，池外设置的水泵将循环消化液经射流器重新打入消化池内，射流器喉管吸入的是消化产生的沼气。

普通消化池中温消化的负荷为2～3kg COD/（$m^3$ · d），高温消化时的负荷为5～6kg COD/($m^3$ · d)。

**表4-5　几种常见厌氧处理工艺的比较**

| 工艺类型 | 特　点 | 优　点 | 缺　点 |
|---|---|---|---|
| 普通厌氧消化 | 厌氧消化反应与固液分离在同一个池内进行，甲烷气和固液分离(搅拌或不搅拌) | 可以直接处理悬浮固体含量较高或颗粒较大的料液，结构较简单 | 缺乏持留或补充厌氧活性污泥的特殊装置，消化器中难以保持大量的微生物；反应时间长，池容积大等 |
| 厌氧接触消化 | 通过污泥回流，保持消化池内污泥浓度较高，能适应高浓度和高悬浮物含量的废水 | 消化池内的容积负荷较普通消化池高，有一定的抗冲击负荷能力，运行较稳定，不受进水悬浮物的影响，出水悬浮固体含量低，可以直接处理悬浮固体含量高或颗粒较大的料液 | 负荷高时污泥仍会流失；设备较多，需增加沉淀池、污泥回流和脱气等设备，操作要求高；混合液难于在沉淀池中进行固液分离 |
| 上流式厌氧污泥床 | 反应器内设三相分离器，反应器内污泥浓度高 | 有机负荷高，水力停留时间短；能耗低，无需混合搅拌装置，污泥床内不填载体，节省造价又避免堵塞问题 | 对水质和负荷突然变化比较敏感；反应器内有短流现象，影响处理能力；如设计不善，污泥会大量流失；构造较复杂 |
| 厌氧滤池 | 微生物固着生长在滤料表面，滤池中微生物含量较高，处理效果比较好。适用于悬浮物含量低的废水 | 可承受的有机容积负荷高，且耐冲击负荷能力强；有机物去除速度快；不需污泥回流和搅拌设备；启动时间短 | 处理含悬浮物浓度高的有机废水，易发生堵塞，尤以进水部位更严重。滤池的清洗比较复杂 |
| 厌氧流化床 | 载体颗粒细，比表面积大，载体处于流化状态 | 具有较高的微生物浓度，有机物容积负荷大，具有较强的耐冲击负荷能力，具有较高的有机物净化速度，结构紧凑、占地少以及基建投资省 | 载体流化能耗大，系统的管理技术要求比较高 |
| 两步厌氧法和复合厌氧法 | 在两个独立的反应器中进行，比例酸化和甲烷化在两个反应器中进行。两个反应器内也可以采用不同的反应温度 | 耐冲击负荷能力强，能承受较高负荷；消化效率高，尤其适于处理含悬浮固体多、难消化降解的高浓度有机废水；运行稳定，更好地控制工艺条件 | 两步法设备较多，流程和操作复杂 |
| 厌氧转盘和挡板反应器 | 对废水的净化靠盘片表面的生物膜和悬浮在反应槽中的厌氧菌完成，有机物容积负荷高能力强，运行稳定，运转管理方便 | 无堵塞问题，适于高浓度废水；有机物容积负荷高，水力停留时间短；动力消耗低；耐冲击 | 盘片造价高 |

普通消化池的优点是：可以直接处理悬浮固体含量较高或颗粒较大的料液，消化反应和固液分离在同一个池进行，结构简单。其缺点是无法保持或补充厌氧活性污泥，消化池内难以保持大量的微生物；无搅拌的消化池会出现料液分层现象，微生物不能与料液均匀接触，消化效果差。

#### 4.3.3.2 厌氧接触消化池

厌氧接触法流程类似于好氧的传统活性污泥法。工艺流程如图 4-19 所示。

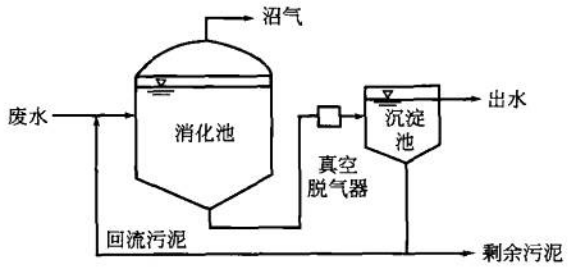



图 4-19 厌氧接触法工艺流程

废水先进入混合接触池（消化池）与回流的厌氧污泥相混合，废水中的有机物被厌氧污泥所吸附、分解，厌氧反应所产生的消化气由顶部排出；消化池出水，经抽真空装置脱气（利于厌氧污泥的沉降）后，于沉淀池中完成固液分离，上清液由沉淀池排出部分污泥回流至消化池，另一部分作为剩余污泥处置。在消化池中，搅拌可以用机械方法，也可以用泵打循环等方式。排出的消化气可以用于混合液升温以增加生化反应速度。

厌氧接触法对于悬浮物含量较高的有机废水的效果较好，微生物可大量附着生长在悬浮污泥上，使微生物与废水的接触表面积增大，悬浮污泥的沉降性能也较好。据报道，肉类加工废水（$BOD_5$ 约 1000～1800mg/L）在中温消化时，经过6～12h 的消化，BOD 去除率可达 90%以上。

#### 4.3.3.3 上流式厌氧生物反应器

上流式厌氧生物反应器简称 UASB 反应器，其工作原理如图 4-20 所示。

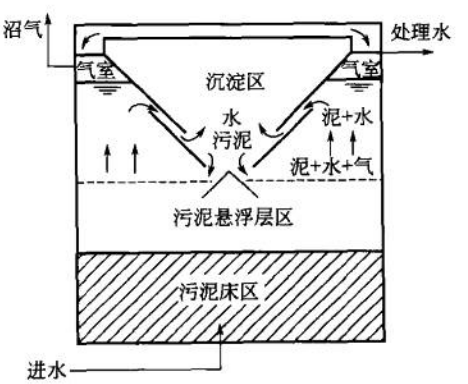



图 4-20 UASB 厌氧生物反应器工作原理

UASB 反应器的上部设有气、固、液三相分离器，下部为污泥悬浮区和污泥床，废水从反应器底部流入，上升流动至反应器顶部流出。混合液在沉淀区进行固液分离，污泥可自行回流到污泥床区，污泥床区可保持很高的污泥浓度。UASB 反应器还有一个很大的特点是：能在反应器内实现污泥颗粒化，颗粒污泥的粒径一般为 0.1～0.2cm，密度为 1.04～1.011g/cm$^3$，具有良好的沉降性能和很高的产甲烷活性。污泥颗粒化后，反应器内污泥的平均浓度可达 50g VSS/L 左右，污泥龄一般在 30d 以上，而反应器的水力停留时间比较短；所以 UASB 反应器具有很高的容积负荷。UASB 反应器不仅适于处理高、中浓度的有机废水，也适用于处理如城市废水这样的低浓度有机废水。

UASB 反应器的构造特点如图 4-21 所示，集生物反应与沉淀于一体，结构紧凑。废水由配水系统从反应器底部进入，通过反应区经气、固、液三相分离器后进入沉淀区；气、固、液分离后，沼气由气室收集，再由沼气管流向沼气柜；固体（污泥）经沉淀区沉淀后自行返回反应区；沉淀后的处理水从出水槽排出。UASB 反应器内不设搅拌设备，上升水流和沼气产生的气流足可满足搅拌要求。UASB 反应器的构造简单，便于操作运行。

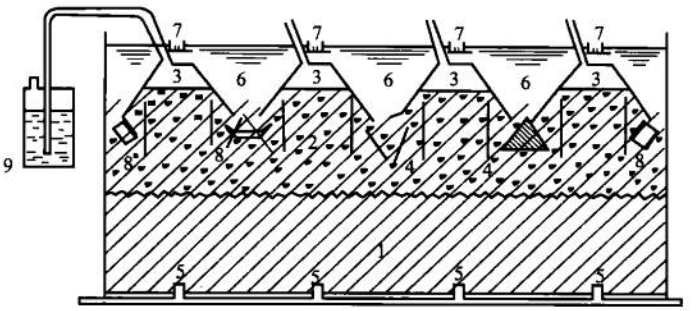



图 4-21　UASB 反应器的构造

1—污泥床；2—悬浮污泥层；3—气室；4—气体挡板；5—配水系统；6—沉降区；7—出水槽；8—集气罩；9—水封

UASB 反应器的横断面形状一般为圆形或矩形。反应器常为钢结构成钢筋混凝土结构，当采用钢结构时，常采用圆形横断面；当采用钢筋混凝土结构时，则常用矩形横断面。由于三相分离器构造要求，采用矩形横断面便于设计和施工。

UASB 反应器处理废水一般不加热，而利用废水本身的水温。如果需要加热提高反应的温度，则采用与消化池加热相同的方法。反应器一般都采用保温措施，方法同消化池。反应器必须采取防腐蚀措施。

#### 4.3.3.4　两相厌氧消化池

两相厌氧消化工艺是根据厌氧消化过程产酸和产甲烷两阶段中起作用的微生物群在组成和生理生化特性方面的差异，采用两个独立的反应器串联运行。第一个反应器称为产酸反应器，或产酸相；第二个反应器称为产甲烷反应器，或产甲烷相。两个反应器中分别培养发酵菌和产甲烷菌，并控制不同的运行参数，使其分别满足两类不同的细菌的最适合生长条件。两相厌氧消化工艺克服了单相厌氧消化工艺中两类微生物的协调和平衡矛盾，提高了反应器处理能力。

两相厌氧消化工艺流程如图 4-22 所示。

产酸相接受待处理的原废水或经过一定预处理的废水，其出水则送至第二个反应器——产甲烷相。两相厌氧消化工艺中的反应器可以采用前述任一种厌氧的反应器，如完全混合反应器、升流式厌氧污泥床、厌氧滤池或其他反应器。产酸相和产甲烷相所采用的反应器形式可以相同，也可以不同。

两相厌氧消化工艺有以下特点。①将产酸菌和产甲烷菌分别置于两个反应器内并为它们提供了最佳的生长和代谢条件、使它们能够发挥各自最大的活性，较单相

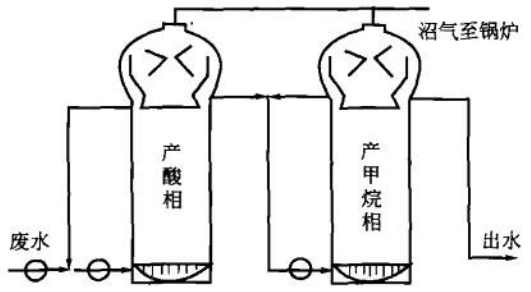



图 4-22　两相厌氧消化工艺流程

厌氧消化工艺的处理能力和效率大大提高。②两相分离后，各反应器的分工更明确，产酸反应器对污水进行预处理，不仅为产甲烷反应器提供了更适宜的基质，还能够解除或降低水中的有毒物质如 $SO_4$、重金属离子的毒性，改变难降解有机物的结构，减少对产甲烷菌的毒害作用和影响，增强了系统运行的稳定性。③为了抑制产酸相中的产甲烷菌的生长而有意识地提高产酸相的有机负荷率，提高了产酸相的处理能力。产酸菌的缓冲能力较强，因而冲击负荷造成的酸积累不会对产酸相有明显的影响，也不会对后续的产甲烷相造成危害，能够有效地预防在单相厌氧消化工艺中常出现的酸败现象，即使出现后也易于调整与恢复，提高了系统的抗冲击能力。④产酸菌的世代时间远远短于产甲烷菌，产酸菌的产酸速率高于产甲烷菌降解酸的速率，在两相厌氧消化工艺中产酸反应器的体积总是小于产甲烷反应器的体积。对于不同水质的污水，体积比有所不同。⑤同单相厌氧消化工艺相比，对于高浓度有机污水、悬浮物浓度很高的污水、含有毒物质及难降解物质的工业废水和污泥，两相厌氧消化工艺具有很大的优势，能够得到满意的处理效果。

#### 4.3.3.5　厌氧滤池

厌氧滤池又称厌氧固定膜反应器，其工艺如图 4-23 所示。滤池呈圆柱形，池内装放填料，池底和池顶密封。厌氧微生物附着于填料的表面生长，当废水通过填料层时，在填料表面的厌氧生物膜作用下，废水中的有机物被降解。并产生沼气，沼气从池顶部排出。滤池中的生物膜不断地进行新陈代谢，脱落的生物膜随出水流出池外。废水从池底进入，从池上部排出，称升流式厌氧滤池；废水从池上部进入，以降流的形式流过填料层，从池底部排出，称降流式厌氧滤池。

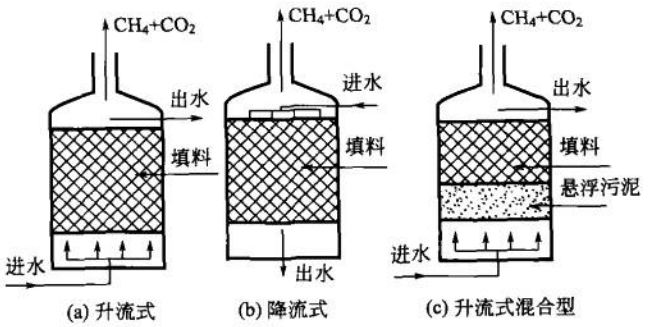



图 4-23　厌氧滤池工艺流程

厌氧生物滤池填料的比表面积和空隙率对设备处理能力有较大影响。填料比表面积越大，可以承受的有机物负荷越高，空隙率越大。沉淀池的容积利用系数越

高，堵塞减小。因此，与好氧生物滤池类似，厌氧生物滤池对填料的要求为：比表面积大，填充后空隙率高，生物膜易附着，对微生物细胞无抑制和毒害作用，有一定强度，且质轻、价廉、来源广。填料层高度，对于粒状滤料，高度以不超过1.2m为宜，对于塑料填料，高度以1～6m为宜。填料的支撑板采用多孔板或竹子板。

厌氧生物滤池的主要优点是处理能力较高；滤池内可以保持很高的微生物浓度而不需要搅拌设备；不需要另外的泥水分离设备，出水SS较低；设备简单、操作管理方便。其主要缺点是填料价格较贵，且易堵塞，特别是滤池下部的生物膜较厚，更易发生堵塞的现象，而对滤池的清洗还没有简单有效的方法。因而它主要处理含悬浮物很低的溶解性有机废水。

#### 4.3.3.6 厌氧流化床

厌氧生物流化床处理废水的研究与应用实例迄今为止已比较广泛，处理的工业废水包括含酚废水、α-萘磺酸废水、鱼类加工废水、炼油污水、乳糖废水、屠宰场废水、煤气化废水等，处理的城市污水包括家庭废水、粪便废水、市政污水、厨房废水等，而且已发挥了显著优势。

厌氧膨胀床和流化床的工艺流程如图4-24所示，床内填充细小的固体颗粒作载体。常用的载体有石英砂、无烟煤、活性炭、陶粒和沸石等，粒径一般为0.2～1mm。废水从床底部流入，向上流动。为使填料层膨胀或流化，常用循环泵将部分出水回流，以提高床内水流的上升速度。

厌氧生物流化床与好氧生物流化床相比，不仅在降解高浓度有机物方面显出独特优点，而且具有良好的脱氮效果。

厌氧生物流化床的特点可归纳如下：①流化态能最大程度地使厌氧污泥与被处理的废水接触；②由于颗粒与流体相对运动速度高，液膜扩散阻力较小，且由于形成的生物膜较薄，传质作用强，因此生物化学过程进行较快，允许废水在反应器内有较短的水力停留时间；③克服了厌氧滤器的堵塞和沟流；④高的反应器容积负荷可减少反应器体积，同时由于其高度与其直径的比例大于其他厌氧反应器，所以可以减少占地面积。

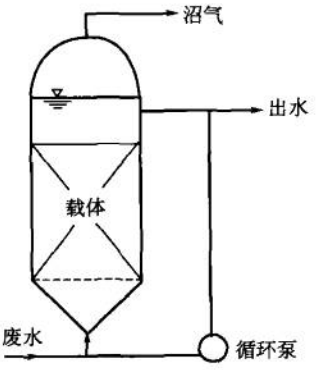


图4-24 厌氧膨胀床

#### 4.3.3.7 厌氧折流板反应器

厌氧折流板反应器，简称ABR是McCarty和Bachmann于1981年提出的一种新型高效厌氧反应器。ABR集上流式厌氧污泥床（UASB）和分阶段多相厌氧反应器技术于一体，不但大大提高了厌氧反应器的负荷和处理效率，而且使其稳定性和对不良因素（如有毒物质）的适应性大为增强，是水污染防治领域一项有效的新技术。

从构造上看，ABR是通过内置的竖向导流板，将反应器分隔成串联的几个反

应室，每个反应室都是一个相对独立的 UASB 系统。运行时，污水在折流板作用下逐个通过反应室内的污泥床层并通过水流和产气的搅拌作用，使进水中的底物与微生物充分接触而得以降解去除。从工艺上看，ABR 与单个 UASB 有显著不同。首先，UASB 可近似看作是一种完全混合式反应器，而 ABR 是一种复杂混合型水力流态，且更接近于推沫式反应器；其次 UASB 中酸化和产甲烷两类不同的微生物相交织在一起，不能很好适应相应的底物组分及环境因子（pH、$H_2$ 分压值等），而 ABR 的各个反应室中的微生物相是随流程逐级递变的，递变的规律与底物降解过程协调一致，从而确保相应的微生物相拥有最佳的工作活性。

ABR 具有以下 7 个显著的特点：①运行稳定，操作灵活；②工艺简单，投资少，运行费用较低；③固液分离效果好，出水水质好；④对有毒物质适应性强；⑤耐冲击负荷，适应性强；⑥良好的生物分布；⑦良好的生物固体截留能力。

#### 4.3.3.8 内循环厌氧反应器

内循环（IC）厌氧反应器已成功应用于啤酒生产、造纸以及食品加工等行业的生产污水处理中。

IC 反应器实际上是由底部和上部两个 UASB 反应器串联叠加而成成，包括 4 个不同的功能单元：混合部分、膨胀床部分、精处理部分和回流部分。反应器具有 2 个三相分离器，使生物量得到有效滞留；一级（底部）分离器分离沼气和水，二级分离器（上部）分离颗粒污泥和水。因大部分沼气已在一级分离器中得到分离，精处理部分内部几乎不存在紊动，因此二级分离器不受高气体流速的影响，能有效分离出水中的颗粒污泥。进水和循环回流的泥水在膨胀床部分充分混合，使进水得到稀释和调节，并在此形成致密的厌氧污泥膨胀床。

IC 反应器工艺主要有以下几个特点：①解决了污泥负荷高易导致污泥流失的问题；②内循环系统增加了水力负荷，强化了传质过程；③具有一个无外加动力的内循环系统；④适合于处理浓度较低和温度较低的有机废水。

#### 4.3.3.9 厌氧生物转盘

厌氧生物转盘主要由盘片、传动轴与驱动装置、反应槽等部分组成。它利用一根水平轴装上一系列圆盘，若干圆盘为一组，称为一级。厌氧微生物附着在转盘表面，并在其上生长，形成厌氧生物膜，代谢废水中的有机物，并保持较长的污泥停留时间。

厌氧生物转盘中的微生物主要以生物膜的方式附着生长，适合于繁殖速度慢的产甲烷菌生长。由于厌氧微生物代谢有机物的条件是没有 $O_2$，所以在构造上有以下特点：①为了有助于使所产生的沼气进入集气空间并进行收集沼气，以及为了在无氧条件下工作，一般将转盘加盖密封，在转盘上形成气室，以便于沼气收集和输送；②用隔板将相邻的级分开，以防止废水短流，并且通过板孔使污水从一级流到另一级；③由于厌氧生物转盘是在没有的 $O_2$ 条件下代谢有机物质，因此不考虑空气中的 $O_2$，圆盘在反应槽的污水中浸没深度一般都大于好氧生物转盘，二通常采用 70%～100%，轴带动圆盘连续地旋转，使各级内达到混合。



## 参 考 文 献


[1] 北京市环境保护科学研究所．水污染防治手册．上海：上海科学技术出版社，1986.

[2] Metcaif & Eddy. Wastexater Engineering：Treatment，Dispoeal and Reux. 3rd ed. New York：McGraw-Hill，Inc，1991.

[3] 张自杰，钱易，章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.

[4] 北京市市政设计院主编．给水排水设计手册．第 5 册．北京：中国建筑工业出版社，1986.

[5] Mogens Henze etd. Wastewater Treatment. Springer Press Company，1996.

[6] 王凯军编著．低浓度污水厌氧-水解处理工艺．北京：中国环境科学出版社，1992.

[7] S. J. Arceivala. Wastewater treatment and disposal：Engineering and Ecology in pollution Control . New York：Marcel Dekker，Inc，1984.

[8] 贺延龄编著．废水的厌氧生物处理．北京：中国轻工业出版社，1998.

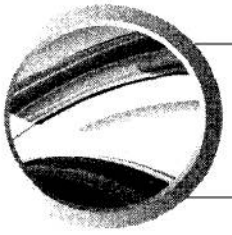
[9] R. E. Speece. Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater. Nashville：Archae Press，1996.

[10] 钱易，米祥友编．现代废水处理新技术．北京：中国科技出版社，1993.

[11] 张希衡等编著．废水厌氧生物处理工程．北京：中国环境科学出版社，1996.

[12] 郑元景等编著．污水厌氧生物处理．北京：中国建筑工业出版社，1988.

[13] 申立贤编著．高浓度有机废水厌氧处理技术．北京：中国环境科学出版社，1992.



# 第5章 罐头加工废水处理工艺及工程实例

罐头食品是中国众多食品最先打入国际市场、产品质量较早与国际接轨的一种商品。罐头行业也一直保持着较快的发展速度。

罐头行业是中国传统的出口产业，也是目前食品工业最重要的出口产品。中国已经成为世界主要的罐头生产和出口国之一。进入21世纪以来，在国内外市场需求拉动下，我国罐头行业继续保持增长的态势。

## 5.1 罐头加工行业概述

以原料供应地为龙头，我国的罐头产业分布已趋向明朗化。

我国鱼类罐头的产区以广东、福建、浙江、辽宁等沿海地区为主；柑橘罐头以浙江、湖南等地为主要产区；肉类罐头以上海、福建、四川为主要产区；桃罐头以河北为主产区；蘑菇、芦笋罐头以福建、山东、云南为主产区；番茄酱以新疆为主产区；竹笋罐头以浙江、福建、江西为主产区。

2008年我国罐头制造行业总体运行情况较好，景气度相对上年明显提升。受经济危机影响，第4季度罐头行业发展速度放缓。2008年1～11月，我国罐头制造行业实现累计工业总产值53284751000元，实现累计利润总额1968233000元。2009年1～11月，我国罐头制造行业实现累计利润总额2922772000元。2009年我国罐头生产完成总量为745.07万吨，同比增长19.45%，销售额为724.64亿元，同比增长17.2%。其中出口量为251.41万吨，出口额为29.94亿美元。

我国罐头行业发展迅速，逐渐成为国际市场上极富竞争力的一支生力军。然而，过度依赖国外经销商的发展模式，使罐头行业逐步呈现重外销轻内销的局面。在2008年金融危机爆发后，外销市场疲软，这种发展模式的弊端逐步显现出来。国内罐头企业开始积极转变发展思路，把发展国内市场作为重要任务，这不仅有利于缓解当前困难，而且对长远发展十分有利。

随着生活水平的提高，各种方便食品越来越受消费者的青睐，受这种消费习惯的影响，罐头需求量逐年上涨，而我国一直以来都是罐头生产大国，罐头外销处于世界领先水平；在国内市场和国外市场双重需求的拉动下，行业呈现良好势头，发展前景广阔。

## 5.2 罐头加工生产工艺

罐头制品品种繁多，主要有肉类罐头、水产类罐头、蔬菜类罐头、干果类罐

头、水果类罐头和狗猫饲料罐头等。其中水果和蔬菜的加工工艺比较相近，肉类和水产类加工生产工艺比较接近。

## 5.2.1　肉类和水产类罐头生产工艺

肉类和水产类罐头有生产制作工艺较多，主要有：水煮、清蒸、油炸、红烧、加番茄汁等，其制品还包括红肠、火腿等肉制品。

同时肉类和水产类罐头生产工艺还包括：冷冻原料解冻：去除血污和分割洗净；蒸、煮、油炸；装罐密封和消毒处理；设备和器具洗涤。由上述工序中排出的废水中含有肉渣、血污等有机污染物，其中氮和脂肪类化合物含量较高。

水产类罐头生产工艺流程图，如图5-1所示。冷冻的原料在空气或水中解冻，去除头、内脏、骨和血污等，用清水或盐水洗净，在此过程中将产生数量较多的废水。

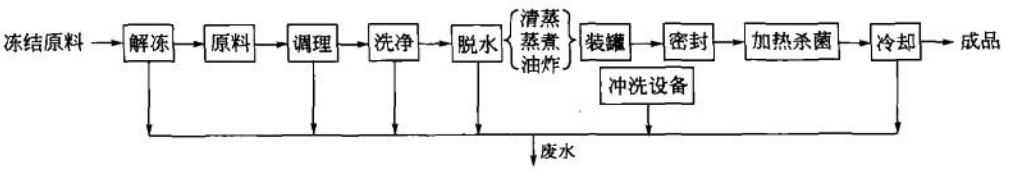



图5-1　水产类罐头生产工艺

洗净的鱼肉蒸煮后晾干装罐，再加入适量精盐、调味品和植物油，而后密封、高温杀菌、冷却，即成为罐头制品。在水煮汤液中含大量有机物。鱼罐头生产中割下来的头、内脏等废弃物，一般制成鱼粉，煮液经过浓缩后回收利用。

猪、牛、羊等肉类罐头的生产工艺与水产类罐头大体相似，所排废水中含有大量有机污染物和脂肪，易腐败发臭。

## 5.2.2　水果蔬菜罐头生产工艺

水果罐头中有糖汁类和果酱类，其中糖汁类罐头尤多，如橘子、桃、苹果、梨、山楂、菠萝等，都是常见的糖汁罐头。

水果罐头生产工艺的主要程序有：洗净、去皮、装罐、封罐及杀菌、设备及器具洗涤等。橘子罐头的生产工艺流程，如图5-2所示。原料经挑选后，加热浸泡使果皮变软，脱去外皮，内皮的去除则用0.7%～1.5%的盐酸溶液处理，再在30℃温水中浸泡一定时间，加以水洗，此后再用稀苏打溶液浸渍，使内皮完全溶解，再用清水洗净。

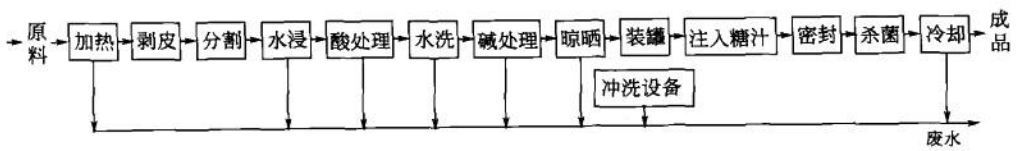



图5-2　橘子罐头生产工艺

蔬菜类罐头有蘑菇、竹笋、整番茄、龙须菜、豌豆等。主要生产工序是：水洗

去除原料表面砂土颗粒；热水浸泡、分割；水煮、晾晒；调味装罐等。废水来自水洗和水煮工序，废水中含有沙土等无机杂质和有机物。在水煮工序中，有时投加硫酸铜溶液，此时所排废水中含有铜离子。

## 5.3 罐头加工废水的来源和特点

罐头工业生产排水量与加工原料和生产工艺有关，水果蔬菜罐头生产有较强的季节性，生产时间短，收获季节也是生产旺季，废水排放量大，非生产季节排水量则小，一年中不同季节废水量变化幅度较大。

罐头工业废水中，有机物和悬浮物的含量较高，一般不含有毒有害物质。为使原料保鲜，有时在原料中加入防腐剂，或在生产工艺中投加色素和含铜的盐类，废水进行生物处理时，应注意对上述污染物进行处理。

### 5.3.1 水果蔬菜罐头加工废水主要来源和特点

水果罐头生产工艺的主要程序有：洗净、去皮、装罐、封罐及杀菌、设备及器具洗涤等，在此过程中将有废水产生。

水果蔬菜废水主要来自原料洗净和设备清洗，冷却水排放量较大，一般回收再利用。水果罐头厂废水量列举于表 5-1 中，供设计参考。

表 5-1 水果罐头加工厂废水量

| 序号 | 来源 | 废水量 | | 占总排水量的百分比/% |
|---|---|---|---|---|
| | | /(L/h) | /(L/t 产品) | |
| 1 | 去皮 | 4500 | 180 | 2 |
| 2 | 喷淋洗净 | 41500 | 1450 | 17 |
| 3 | 分割、切块 | 11300 | 450 | 5 |
| 4 | 铁罐抽空 | 4500 | 180 | 2 |
| 5 | 加工过程 | 2200 | 90 | 1 |
| 6 | 铁罐冷却 | 90000 | 35000 | 37 |
| 7 | 清洗设备、车间 | 79000 | 3100 | 33 |
| 8 | 洗箱 | 7400 | 250 | 3 |
| 合计 | — | 240400 | 9200 | 100 |

水果蔬菜罐头废水中，有机物和悬浮物浓度较高，富于糖类。蔬菜废水（蚕豆和豌豆）含有丰富的氮，但含磷量少。水果罐头废水含磷量较高，含氮不足。这类废水 pH 介于 5～10 之间，易于被微生物降解。

水果该工艺过程产生的废水，有机物浓度较高，pH 变化范围也较大。某些加工厂在蔬菜水煮工序中，有时投加硫酸铜溶液，使得该厂所排废水中含有铜离子。

各种水果蔬菜罐头废水水质指标，见表 5-2 所列。

### 5.3.2 肉类和水产加工罐头加工废水水质水量特点

肉类加工罐头的废水水质与第 11 章的肉制品加工废水的水质相近。而某些肉类和水产品罐头生产废水的水量及水质，见表 5-3 所列。



表 5-2　各种水果蔬菜罐头废水水质指标　　单位：mg/L

| 序号 | 种类 | 悬浮物 | $BOD_5$ | 序号 | 种类 | 悬浮物 | $BOD_5$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 杏 | 200～400 | 200～1020 | 8 | 酸菜 | 630 | 6300 |
| 2 | 芦笋 | 30 | 100 | 9 | 菠菜 | 90～580 | 280～730 |
| 3 | 青豆 | 65～85 | 160～600 | 10 | 番茄 | 190～2000 | 570～4000 |
| 4 | 甜菜 | 740～2190 | 1560～5480 | 11 | 苹果 | 300～600 | 1680～5530 |
| 5 | 樱桃 | 200～600 | 700～2100 | 12 | 红莓 | 100～250 | 500～2250 |
| 6 | 菌类 | 50～240 | 80～390 | 13 | 桃 | 450～750 | 1200～2800 |
| 7 | 豌豆 | 270～400 | 380～4700 | | | | |

表 5-3　某些肉类和水产品罐头生产废水水质

| 名称 | 种类 | | pH | $BOD_5$/(mg/L) | | COD/(mg/L) | | SS/(mg/L) | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | 日平均 | 最大 | 日平均 | 最大 | 日平均 | 最大 |
| 水产类 | 金枪鱼 | 1 | 6.2～7.1 | 3800 | 5400 | 1700 | 2857 | 540 | 1237 |
| | | 2 | 6.5～6.8 | 800 | 1200 | 400 | 500 | 150 | 200 |
| | 鲑鱼 | 1 | 6.8～7.0 | 420 | 440 | 400 | 440 | 200 | 250 |
| | | 2 | 6.8～7.0 | 250 | 300 | 150 | 200 | — | — |
| | 鲭鱼 | 1 | 7.0 | 1500 | 3500 | 400 | 650 | — | — |
| | | 2 | 6.3～7.3 | 980 | 1200 | 740 | 870 | 1600 | 1800 |
| | 雪蟹 | 1 | 6.9～7.0 | — | 730 | — | 246 | — | 237 |
| | | 2 | 6.8 | 351 | 562 | — | — | 103 | 147 |
| | 牡蛎 | 1 | 6.1～6.7 | 300 | 350 | 150 | 200 | 40 | 70 |
| | | 2 | 6.9 | 250 | 438 | 46 | 49 | 95 | 1720 |
| | 鲸 | 1 | 6.1～6.5 | 250 | 350 | 120 | 300 | 40 | |
| | | 2 | 6.5 | 200 | 3000 | 600 | 950 | 1000 | 1720 |
| | | 3 | 6.1 | 2710 | 4150 | 1713 | 2947 | 354 | |
| 肉类 | 火腿 | 1 | 6.8 | 555 | 929 | 168 | 320 | 180 | 242 |
| | 腊肠 | 2 | 6.7 | 300 | 425 | 15 | 23 | 50 | 90 |

注：种类栏中 1、2、3 表示不同的加工厂。

肉类和水产加工罐头生产废水，外观呈黄色或褐色，废水中含血污，有腥臭味。废水中 $BOD_5$、COD、SS、有机氮的含量较高，其中还含有一定数量油脂。废水的排放量及废水水质因加工原料和加工方法的不同而异。

## 5.4　罐头加工废水处理工艺

罐头工业废水中的有机污染物质，易于被微生物降解，如果有条件，这类废水可以排入城镇下水道，进入二级城镇污水处理厂集中处理。

我国的污水综合排放标准（GB 8978—1996）中规定，对排入城镇下水道并进入二级污水处理厂进行生物处理的废水执行三级标准。对排入未设置二级污水处理厂的城镇下水道的废水，必须根据下水道出水受纳水体的功能，分别执行一级或二级标准。

罐头加工废水中主要含有碳水化合物和糖类物质或者含有大量含氮有机物，这类废水 $BOD_5$/COD 比值高，可生化性好，采用生物处理工艺是适宜的。小型罐头

厂，废水排放量少，可采用混凝沉淀法处理。条件适宜的地方，可以考虑采用稳定塘、土地处理法处理，既节省基建投资和运行管理费，又与污水综合利用相结合。

罐头加工废水的各单元处理工艺如下。

(1) 格栅或格网　格栅或格网可截留大颗粒杂质和部分悬浮物。筛网尺寸一般为10～20目，细筛为40目，孔眼尺寸0.8～2.4mm。一般每小时处理1m³污水，需0.1～0.2m²筛网。除筛网外，根据需要也可采用细格栅截留杂质。

(2) 沉淀处理

① 沉砂池　在罐头生产工艺中，清洗原料时砂和黏土颗粒随水流出，为去除废水中的无机杂质，可考虑设置沉砂池。

废水量较小时可采用平流式或竖流式沉砂池，空气供应方便的处理站，可采用曝气沉砂池。污水在曝气沉砂池的停留时间为1～3min，水平流速0.1m/s，供气量为0.1～0.2m³空气/m³污水。

② 沉淀池　沉淀池是处理罐头加工废水常用的处理设备，它可置于生物处理构筑物之前，对废水进行预处理，也可作为独立的处理技术单独使用，废水经沉淀处理后，直接排放或加以利用。根据需要沉淀池可连续运行或间歇运行。

一般罐头生产废水日排放量较小，竖流式沉淀池采用较多。为减少占地面积，达到处理污水和污泥的目的，有时也采用双层沉淀池。有些罐头加工厂还采用混凝沉淀处理，$BOD_5$去除率约为30%～50%，产泥率为废水量的10%～15%。由于废水中含有胶体状态的蛋白质和多糖类物质，经加药混凝沉淀可取得较好的去除效果。常用的药剂有：石灰、硫酸亚铁、三氯化铁和硫酸铝等。石灰一般不单独使用，常与其他药剂配合使用。

(3) 生物膜法　普通生物滤池和高负荷生物滤池可用于处理罐头工业废水。生物转盘和生物接触氧化池也可用于处理罐头工业废水。

普通生物滤池最佳水量负荷为0.9～1.5m³/(m²·d)，$BOD_5$负荷0.2～0.3kg/(m³·d)。高负荷生物滤池水量负荷9～19m³/(m²·d)，$BOD_5$负荷0.8～1.0 kg/(m³·d)，回流比5∶1，$BOD_5$去除率为80%～90%。废水pH应该控制在7.0～7.6范围内，否则需调整pH后再进入生物滤池，防止pH波动对生物产生危害。生物滤池后沉淀池的停留时间$T$=1～2h。生物滤池在寒冷地区不宜采用。

(4) 活性污泥法　活性污泥法中的传统法、生物吸附法、AB法、阶段曝气法和完全混合式曝气池均可用于处理罐头工业废水。采用延时曝气法及各类氧化沟处理肉类罐头废水，能取得较好的处理效果。为了节约动力消耗，可采用浅层曝气池工艺。对于废水量较小的罐头厂，通常采用运行方式更为灵活的间歇式活性污泥法（SBR法）工艺。

水产品（鱼类）罐头废水经筛网和中和池处理后，再进入曝气池进行生物处理，$BOD_5$和SS去除率达95%以上，出水水质稳定。表5-4列举出青鱼罐头废水处理效果。

(5) 稳定塘　蔬菜水果罐头生产季节性强，更适宜采用稳定塘处理。一般春秋为生产旺季，产生的废水可储存在稳定塘内，经过冬季水质得到净化后，翌年再排入水体。



表 5-4　活性污泥法处理青鱼罐头废水实例

| 项目 | 原水 | 筛网处理后 | 中和处理后 | 曝气池内 | 曝气池处理后 |
|---|---|---|---|---|---|
| pH | 6.08 | 6.17 | 6.50 | 6.90 | 7.2 |
| SS/(mg/L) | 751 | 702 | — | — | 20 |
| COD/(mg/L) | 1020 | 1150 | 250 | — | 20 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 1340 | 1105 | 560 | — | 54 |
| 油/(mg/L) | 215 | 211 | 110 | — | 8 |
| $Cl^-$/(mg/L) | 128 | — | 213 | — | 19.5 |
| 氨氮/(mg/L) | 292 | — | 77 | — | 65 |

肉类罐头废水中有机物含量较高，采用厌氧塘处理这类废水能得到较好的效果。厌氧塘前，应设置格栅；含砂量大的废水，塘前应设沉砂池。厌氧塘出水 $BOD_5$ 较高，需要通过兼性塘或好氧塘进一步处理排放。

（6）厌氧生物处理　采用中温消化处理肉类罐头厂废水，经 24h 厌氧消化后，$BOD_5$ 去除率达 93%～96%。普通厌氧消化池、厌氧滤池、厌氧流化床等是目前常用的处理设备。厌氧滤池 COD 容积负荷一般采用 5～15kg/($m^3$ · d)，COD 去除率可达 60%～80%。厌氧流化床作为预处理设备时，有机负荷一般为 16～24kg $BOD_5$/($m^3$ · d)。几种厌氧反应器处理罐头加工废水性能，见表 5-5 所列。

表 5-5　厌氧反应器处理罐头加工废水性能

| 单元工艺 | 负荷率/[kg COD/($m^3$ · d)] | 水力停留时间/d | 废水类型 | COD 去除率/% | 温度/℃ |
|---|---|---|---|---|---|
| 厌氧流化床 | 4.8 | 0.53 | 合成肉类 | 71 | 37 |
| | 3.5 | 2.08 | 食品加工 | 86 | 36 |
| 厌氧滤池 | 0.14 | 11.8 | 梨皮 | 64 | 35 |
| 厌氧消化池 | 0.0028 | 26.7 | 柑橘压榨液 | 80 | 37 |
| | 13.5 | 0.14 | 合成肉类 | 18 | 37 |
| 厌氧接触法 | 3.4 | — | 水果 | 87 | 36 |

## 5.5　罐头加工废水处理工程实例

浙江宁波某食品有限公司系专门生产柑橘及春笋罐头的小型民营企业。其生产期内的废水量为 1200$m^3$/d，相应的废水处理工程于 2001 年末动工兴建，2002 年底竣工进场验收监测。结果表明，处理后出水各项指标均达到了《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 中一级标准。

（1）原水水质　废水主要来自柑橘的酸、碱处理及漂洗、杀菌等生产工序，废水中主要含有碳水化合物、果胶、果肉、果皮和糖类等物质。其原水水质见表 5-6 所列。

表 5-6　某罐头厂原水水质

| 项目 | pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$(mg/L) | SS/(mg/L) | $NH_4^+$-N/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| 数值 | 7～8 | 700～1200 | 300～500 | 550～700 | 6～12 |

（2）处理工艺

① 设计水质　各处理单元水质指标，见表 5-7 所列。

表 5-7 各处理单元水质指标

| 处理单元 | | pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| 原水 | | 7～8 | 1000 | 450 | 600 |
| 调节池 | 出水 | 7～8 | 900 | 428 | 420 |
| | 去除率/% | | 10 | 5 | 30 |
| 气浮池 | 出水 | 7～8 | 630 | 342 | 84 |
| | 去除率/% | | 30 | 20 | 80 |
| 水解池 | 出水 | 7～8 | 504 | 308 | |
| | 去除率/% | | 20 | 10 | |
| 氧化池 | 出水 | 7～8 | 76 | 15 | 30 |
| （含沉淀池） | 去除率/% | | 85.0 | 95.0 | 64.0 |
| 总去除率/% | | | 91.4 | 96.0 | 95.0 |

② 处理工艺流程 针对该厂产品单一的具体情况，与生产多种水果罐头厂相比，其生产工艺及排出水质均存有一定的相似性：BOD/COD 值较大、有机物浓度相对较低、pH 为中性等，最终确定合适的处理工艺流程如图 5-3 所示。

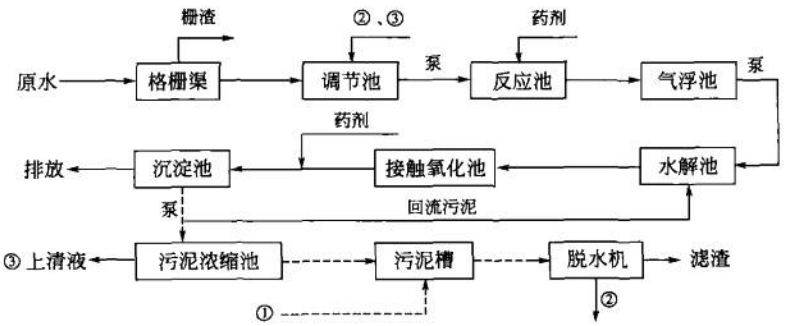



图 5-3 废水处理工艺流程

①浮渣；②滤液；③上清液

a. 根据柑橘和春笋罐头加工生产中含有大量有机物、悬浮物、果胶及较大的 BOD/COD 值等特性，确定以气浮＋生化为主体的处理工艺。

b. 由于废水中果肉及果皮的存在，故工艺前端设置自动卸渣细格栅，然后再以混凝气浮去除密度较小的细小颗粒及果胶，该工艺的污染物去除效果优于通常的混凝沉淀法。

c. 生化系统采用了水解＋接触氧化法，优于单一的活性污泥法。其将污泥回流入水解池，使得在改善生化性能、去除有机物的同时兼有生物筛选和吸附功能。

d. 由于气浮渣系带有微小空气泡的果胶及悬浮固体，不宜进入污泥浓缩沉淀池，因此将其直接引入污泥槽，并经加药后再行脱水。

③ 主要构筑物及设备

a. 粗、细格栅渠 设计最大流量为 75.0$m^3$/h（取 $K=1.5$），尺寸为 3.5m×0.355m×1.5m。钢筋混凝土结构，1 条。内设宽为 300mm 的自动卸渣细格栅 1 台，粗格栅一道。

b. 调节池　地下式，池顶设盖板。上设综合房及 $B=500mm$ 带式压榨机1台。HTR=6h，尺寸为 12.5m×8.0m×4.5m，有效水深为 3.0m，钢筋混凝土结构，1座。池内底设 PVC 穿孔曝气管及潜污泵2台（1用1备）。

c. 反应池　地上式，设于气浮池头部，HTR=10min，尺寸为 2.0m×2.0m×3.0m，有效水深为 2.2m，钢筋混凝土结构，1座。内设 $\phi$1600mm 栅条直轴式搅拌机1台。

d. 气浮池　地上式，与反应池相连。分离室 HRT=40min，水力负荷为 4.0$m^3$/($m^2$·h)，溶气水回流比为 0.3，尺寸为 7.2m×2.5m×2.8m，钢筋混凝土结构，1座。上设 $B=2.5m$ 刮沫机1台，配套 Z-0.05/6 空压机2台，溶气水泵（$P=4.0kW$，$Q=15m^3/h$，$H=470.4kPa$）2台及 $\phi$800mm 溶气罐1个。

e. 水解池　地上式，HRT=4.0h，尺寸为 6.0m×4.0m×5.2m，有效水深为 4.2m，钢筋混凝土结构，2格。内设弹性立体填料，底部设穿孔曝气管。

f. 接触氧化池　地上式，容积负荷为 0.8kg $BOD_5$/($m^3$ 填料·d)，接触时间为 8.6h，尺寸为 18.0m×4.0m×5.2m，有效水深为 4.2m，钢筋混凝土结构，2格。内设弹性立体填料，底部设微孔曝气器。气水比为 15∶1，配套三叶罗茨鼓风机（风量为 24.1rn$^3$/min，出口风压为 49kPa，功率为 30kW）2台（1用1备），兼有调节池预曝气及水解池搅拌充氧。

g. 沉淀池　中心进水辐流式，水力负荷为 0.65$m^3$/($m^2$·h)，HRT=3.5h，尺寸为 3.0m×3.0m×2.5m，有效水深为 2.2m，钢筋混凝土结构，1座。内设 $\phi$10.0m 的周边驱动刮泥机1台。

h. 污泥浓缩池　半地下竖流式，固体通量为 0.83kg/($m^2$·h)，尺寸为 3.0m×3.0m×2.5m，有效水深为 2.0m，钢筋混凝土结构，1座。

（3）工艺调试及运行

① 培菌及驯化　鉴于该厂系季节性生产，生产期又处于冬季，将对工艺调试带来一定的影响。为使在 2003 年 3 月以前调试成功并验收，以同类废水所产生的生化污泥作为接种污泥，并采用动态培菌法。

a. 进行气浮单元及其配套设备的单机调试，并达到预期的处理效果。

b. 先后在水解池、接触氧化池内引入生活污水、接种污泥，并使初始水面线至填料高度的一半处，即分别向水解池、接触氧化池内供气，控制 DO 浓度分别为 0.2～0.5mg/L 及 2～3mg/L。接触氧化池内闷曝 24h 后，逐渐加大气浮出水的进水量，至水面淹没填料后，继续闷曝 3 天，加入适量的养料；闷曝 1 周后，再向氧化池内引入气浮出水至溢流水位处；20 天后可见填料上生物膜逐渐增厚，则连续进水，水量由小到大（其进水改为水解池出水）。水解池的培菌驯化进程与氧化池同步，当水解池有溢流水产生时，则氧化池进水由原气浮池出水改由水解池出水。

c. 30 天后已达到设计进水量，并测定氧化池的进出水 COD 去除率＞60%时，则继续在设计水量运行。

d. 将接触氧化池出水引入沉淀池，待形成污泥后，初期污泥全部回流至水解池，以增加水解池和氧化池内的活性污泥浓度，使其在膜法和泥法并存的条件下

运行。

e. 每天定期测定、观察设施的运行情况，及时调整充气量、补充营养盐。

② 验收监测　从2002年11月开始调试准备，12月正式调试，至2003年3月底进行验收监测，历时约3个月。结果表明，监测期间生产正常，实际产生废水量为45m³/h，废水治理设施负荷率达95%。其总排出口水质为：COD=66～98mg/L、$BOD_5$=7～16mg/L、SS=30～50mg/L、$NH_4^+$-N=0.76～1.38mg/L，合格率达100%。

(4) 主要技术经济指标　该工程占地1050m²，总投资为107.68万元，单位投资为886.7元/m³，装机容量为98.45kW，电耗为0.7kWh/m³，运行费用为0.674元/m³（其中电费为0.387元/m³、人工费为0.067元/m³、药剂费为0.22元/m³）。

(5) 存在问题及讨论　鉴于该工程系属中、小型民营企业范畴，土建施工及设备采购、安装均由业主自理。在工程设计期期间，恰逢生产闲置期，缺乏系统有效的水质监测数据。出现了以下方面的问题。

① 进水水质需由设计者自行类比确定，故与实际水质存有一定的差异。

② 土建施工质量不甚理想，因而影响了实际处理效果，譬如沉淀池周边溢流堰施工不平整，安装的三角堰板与混凝土面之间形成多处不规则的大小空隙（缝），导致因出水流速不均的“跑浑”现象。

③ 为节省开支，业主自行删减了备用设备（设计预算投资时，已含所有的备用设备费用），一旦出现设备故障，将给调试及运行带来很大的困难。

④ 某些设备规格及质量与设计要求不符，譬如自动卸渣细格栅栅距过大，致使大颗粒的果皮、果肉引入气浮池。

⑤ 水解池、接触氧化池内填料材质及制作、安装工艺欠规范，导致实际的填料负荷降低。

⑥ 缺少最基本的监测仪器（如COD、DO测定仪等）及有一定素质的环保技术人员。

因此，对于此类废水处理工程的工艺设计参数，应事先留有充分的回旋余地；同时对已经发生的土建施工质量、设备等问题，采取相应的措施尽可能地予以整改。具体可从以下几个方面着手。

① 设计原水水质留有10%～20%的余地，该工程设计原水$BOD_5$为450mg/L，但实际监测$BOD_5$为287～396mg/L（验收监测数据），即考虑1.1～1.2的水质安全系数。

② 气浮池、水解池、接触氧化池的去除率及表面水力负荷不宜取得过高，通常应以同类废水的试验结果或施工质量较优的工程实例的下限或低于下限选用。

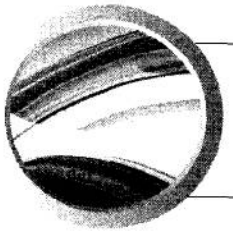
③ 对某些竣工后存在问题的关键部位进行整修，在沉淀池内存有空隙，采用防水填充物予以修补，以杜绝溢流“跑浑”现象的发生；对于有质量问题的设备，应建议业主责令生产厂家维修或者更换。

由于采取了以上措施，虽然在工程设施上存有一些问题，但是仍能达到设计出

水水质要求。

## 参　考　文　献

[1] 潘蓓蕾．加快产业结构调整和升级，推动食品工业又快又好发展，2010中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：3-7.
[2] 梁仲康．罐头食品行业2009年现状及发展分析．2010中国食品工业与科技发展报告，北京：中国轻工业出版社，2010：62-67.
[3] 唐受印，戴友芝，刘忠义，周作明等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001：5-124.
[4] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.
[5] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.
[6] 张自杰，钱易，章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.
[7] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.
[8] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.
[9] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[10] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[11] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[12] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.
[13] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.



# 第6章 水产品加工废水处理工艺及工程实例

水产品加工和综合利用是渔业生产的延续，所谓“加工活，则流通活，流通活，则生产兴”，搞活了加工，货畅其流，无形中就给养殖生产开辟了一个永久性的高速通道。因此，水产品加工业的发展对于整个渔业的发展起着桥梁纽带的作用，不仅是我国当前加快发展现代渔业的重要内容，而且是优化渔业结构、实现产业增值增效的有效途径。

## 6.1 水产品加工行业概述

目前我国水产品加工优势区域已基本形成，具有地方特色的品种区域正在逐步形成，随着水产品加工技术的提高，速食产品、淹盐及盐干等食品也成为水产品消费的重要渠道，为水产品消费拓展了空间。由于用于加工的水产品数量稳步增长，需求量增加，对稳定和拉动水产品价格产生了重要作用。

与此同时，我国水产加工业的整体实力明显提高。2008 年，全国有各类水产加工企业 9971 家，加工能力达到 2197 万吨/年，比 1978 年增长了 22 倍。

2007～2009 年，水产品加工业销售收入总额三年间平均增长速度为 19.53%。2009 年 1～11 月，行业销售规模达到 2353.299 亿元。

2010 年 1～11 月，水产品加工业销售收入总额达到 2859.242 亿元，同比增长 24.27%，行业销售增长速度较快。

国内水产加工业发展空间仍较大。就行业周期来讲，水产品加工业处于行业成长期。可以预见，随着居民家庭可支配收入的增长、消费品种的优化和消费理念的转型，我国水产品消费将会迎来长期增长，水产加工业正面临巨大的发展机遇。

未来一段时间内，国家的惠农政策仍会持续，水产品加工率的提升也是必然趋势，水产加工企业追逐高毛利率品种的驱动因素不会减弱，因此，未来水产加工行业的高景气度将得以持续，保持年均 20%以上的增长是可以期待的。

水产品加工可分两大类：渔获物处理，即将新捕获的鱼类、贝类、藻类等鲜品经清洗、挑选，除去不需要的部位等处理后，制成干鲜品、冷冻品以及水产罐头等；二次加工，即将以上制品根据需要进行精制，制成鱼肉松、烤鱼片等炼制品、调味品等。

## 6.2 水产品加工生产工艺

(1) 水产罐头加工　水产罐头加工工艺流程，如图 6-1 所示。

冲洗鱼体常用盐水，因为淡水易侵入鱼体，并且能溶出鱼体内的精华成分而使

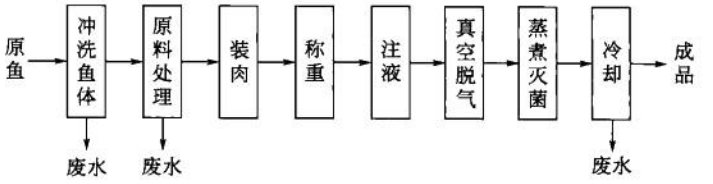



图 6-1　水产罐头加工工艺

表皮退色。在原料处理过程中，除应去除无用部位外，还需用盐水清洗污血。有些水产品（如鸟鱼类、贝类）还需煮熟。

（2）冷冻水产加工　冷冻工艺处理过程如图 6-2 所示。因为该工艺常采用水产罐头加工标准，其废水水质亦与罐头加工废水相似。




图 6-2　冷冻水产加工工艺

（3）琼脂加工　琼脂生产的原料主要是石花菜等海藻，其加工工艺如图 6-3 所示。

浸水和冲洗工艺用水量为原藻的 10～20 倍，而解冻和脱水工艺用水量则为制品的 2～3 倍。琼脂加工工艺排出废水的 $BOD_5$ 值约为 1200mg/L。

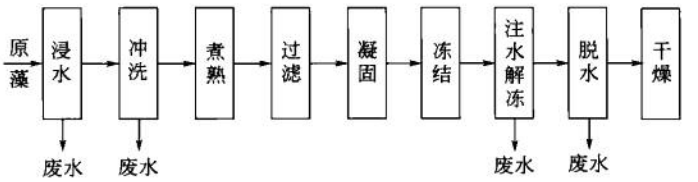



图 6-3　琼脂加工工艺

（4）鱼肉糜的加工　鱼肉糜加工工艺流程，如图 6-4 所示。

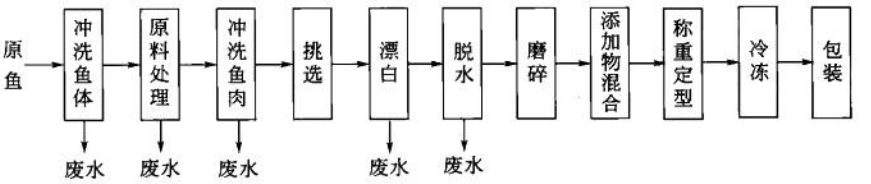



图 6-4　鱼肉糜加工工艺流程

冲洗、鱼体处理和冲洗鱼肉工艺所排废水量约为原鱼的 3～5 倍；漂白和脱水工艺所排出废水量约为原鱼的 7～8 倍。在漂白工艺所排出的废水中主要含有纤维状蛋白质（约占 60%～70%），其次为水溶性蛋白质。漂白工艺废水中有机物质含

量很高，$BOD_5$ 值每升可达数千甚至数万毫克。

生鱼肉糜的加工工艺不需冷冻，可直接用于鱼羹、鱼肉肠等食品加工。其加工工艺的废水水质和水量与冷冻鱼肉糜的相同。

（5）炼制品加工　炼制品加工工艺过程如图 6-5 所示。该工艺排放的废水量很少，但若由鲜鱼加工，则炼制品加工工艺的废水水质和水量与鱼肉糜加工工艺的相同。




图 6-5　炼乳加工工艺流程

## 6.3　水产品加工废水的来源和特点

水产加工厂的废水水质随加工原料和加工工艺有差异较大，即使同一冷冻鱼肉糜加工工艺，其水质亦存在很大差别，见表 6-1 所列。

**表 6-1　鱼肉糜加工工艺废水水质差异**　　单位：mg/L

| 工厂名 | 月份 | pH | $BOD_5$ | SS | $NH_4^+$-N | TN |
|---|---|---|---|---|---|---|
| A | 9 | 7.4 | 2012 | 514 | 2 | 247 |
| | 10 | 6.6 | 9600 | 418 | 15 | 210 |
| B | 9 | 6.6 | 7200 | 1010 | 11 | 320 |
| C | 9 | 6.6 | 12300 | 1020 | 18 | 700 |
| D | 9 | 6.6 | 5800 | 337 | 67 | 160 |
| E① | 9 | 7.9 | 12200 | 289 | 8 | 660 |
| | 9 | 6.7 | 8200 | 370 | 39 | 130 |

① 指同一工厂不同日调查结果。

3 类不同水产加工厂的废水水质，见表 6-2 所列。从表 6-2 中可以看出，水产加工废水的 $BOD_5$ 浓度较高、油类浓度较高、氨氮和总氮类污染物浓度均较高。

通过以上水产品的水质调查，可以得到如下特点。

（1）水质成分　水产加工废水大多来源于鱼、藻、贝类的冲洗和海产品加工处理等工段，其中含有大量机体组织加工中产生的水溶性物质和微细悬浮物，其成分主要为有机含氮化合物，如蛋白质、胨、氨基酸等。

（2）水质特点　水产加工废水的特点是 $BOD_5$、SS、TN 及浊度等均很高。肉眼观察，废水很浑浊。冲洗鱼体工艺排出的废水 $BOD_5$ 为 3000～7000mg/L，用水量为原料鱼的 2～3 倍。整个工艺排出的废水水质和水量，随制品种类不同而异，其中冷却水的 $BOD_5$ 和 COD 值很低。

表 6-2　3 类水产加工厂的废水水质

| 项　目 | | 鱼肉糜加工厂 | 鱼渣加工厂 | 鱼鳔加工厂 | 总排放口 |
|---|---|---|---|---|---|
| $BOD_5$ | 最大值 | 14300 | 21800 | 11850 | 12300 |
| | 最小值 | 1850 | 15000 | 485 | 370 |
| | 平均值 | 8204 | 18400 | 6778 | 6417 |
| SS | 最大值 | 1343 | 2162 | 1018 | 1012 |
| | 最小值 | 370 | 1204 | 82 | 298 |
| | 平均值 | 757 | 5032 | 578 | 666 |
| 油类 | 最大值 | 2053 | 3267 | 420 | 290 |
| | 最小值 | 15 | 220 | 12 | 52 |
| | 平均值 | 541 | 1743 | 149 | 136 |
| 氨氮 | 最大值 | 39 | 148 | 11 | 67 |
| | 最小值 | 2 | 24 | 2 | 4 |
| | 平均值 | 15 | 86 | 5 | 25 |
| 总氮 | 最大值 | 660 | 1000 | 340 | 700 |
| | 最小值 | 130 | 824 | 69 | 30 |
| | 平均值 | 306 | 912 | 199 | 302 |
| 调查工厂数 | | 11 | 2 | 6 | 4 |

## 6.4　水产品加工废水处理工艺

推荐的水产品加工工艺，如图 6-6 所示。

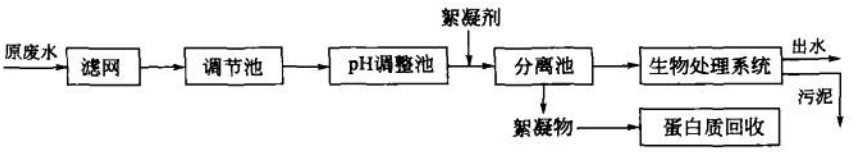



图 6-6　水产加工废水处理推荐工艺流程

从图 6-6 中可以看出，该工艺应尽可能采取清浊分流，浊度较高的废水经物理化学处理方法可取得良好的效果，而浊度较低的废水可直接进入生物处理系统。具体各单元工艺功能如下。

（1）调节池　调节池应具有调节水质和水量的能力。由于水产加工废水很容易发生厌氧发酵，在调节池中停留时间过长，将产生臭气，并将影响蛋白质回收率。通常将停留时间一般控制在 1h 左右。

（2）pH 调整池　pH 调整的目的是通过投加 5%的酸液，使废水中的油脂和蛋白质分离，从而促使油脂上浮和蛋白质沉淀。pH 调整池一般应设置搅拌器，水力停留时间推荐控制在 5～10min。经 pH 调整后的废水投加一定浓度的絮凝剂，并将废水与絮凝剂充分混合。

（3）分离池　分离池可采用两种型式：气浮池或沉淀池。漂白废水中含有大量的细小纤维性蛋白质，采用加压溶气气浮池比较容易达到分离的目的；对于油脂呈分散状态的废水，也可达到良好的分离效果。对于冲洗鱼体工艺的废水，则采用沉

淀池或澄清池较为适宜。

（4）回收处理　气浮池分离出的絮凝体含水率较少，一般为95%～98%，分离效果较好而沉淀池污泥含水率可达99%。两种絮凝体的后续处理方法也有所不同。

絮凝分离所获得的物质中主要含有油脂和蛋白质。对于气浮池中所获得的絮凝体，两种成分混合在一起，通过加热并采用离心机分离后，可将油脂和蛋白质分开。

若存在纤维性蛋白质时，亦可采用转筒过滤机或带式压滤机等进行脱水。达到75%～85%的含水率，中和后便可综合利用。由于沉淀池污泥的含水率较高，所以常采用高速离心机脱水。若欲加工成鱼粉作为饲料，可通过热交换器加热到75℃，使蛋白质受热变性，然后加压脱水后使含水率达60%左右，烘干并用碱将pH调节至6.5左右，制成鱼粉。

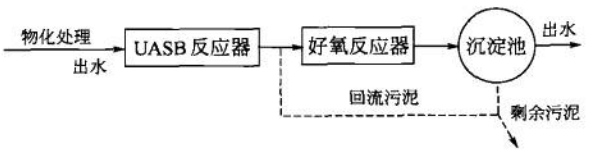



图6-7　生物处理系统工艺

（5）生物处理系统　生物处理系统推荐工艺流程如图6-7所示。

由于水产加工废水中氨氮及总氮的含量较高，一般经二级处理后的出水中含氮量将严重超标，因而推荐采用具有脱氮除磷功能的A/O工艺，可达到良好的生物脱氮功能。

## 6.5　水产品加工废水处理工程实例

（1）某水产加工厂鱼体冲洗废水处理工艺　水产加工废水采用絮凝分离处理方法可获得良好的处理效果，同时回收蛋白质，可获得较好的经济效益。规模为500m³/d的鱼体冲洗废水的实际处理工程，其工艺流程如图6-8所示。

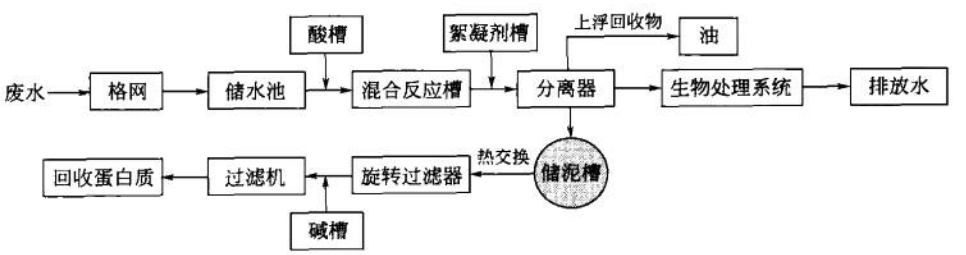



图6-8　某水产加工厂废水处理工艺

对于鱼体冲洗、漂白和磨碎等工段的废水，以聚丙烯酸苏打作絮凝剂可达到良好的处理效果。冲洗和漂白工段废水采用聚丙烯酸苏打絮凝剂的絮凝分离效果，见表6-3和表6-4所列。



表 6-3　原料鱼冲洗废水的絮凝分离效果　　单位：mg/L

| 项　目 | 原废水 | 处理后 | 去除率/% |
|---|---|---|---|
| 总蒸发残渣 | 4500～11500 | 2000～3400 | 54～71 |
| SS | 2000～6700 | 200～640 | 89～93 |
| 油脂类 | 200～3400 | 0～65 | 98～100 |
| $BOD_5$ | 6400～10400 | 890～1800 | 82 |

表 6-4　原料鱼漂白废水的絮凝分离效果　　单位：mg/L

| 项　目 | 原废水 | 处理后 | 平均去除率/% |
|---|---|---|---|
| $BOD_5$ | 1300～2700 | 200～1700 | 34.2 |
| SS | 1300～1930 | 410～840 | 50.4 |
| TN | 430～730 | 320～310 | 41.2 |

由表 6-3 和表 6-4 中可知，鱼体冲洗废水的絮凝分离效果较好，而漂白废水的絮凝分离效果稍差。常采用的絮凝剂有聚丙烯酸苏打、氯化铁和氯化镉等，其絮凝效果分别为氯化铁＞聚丙烯酸苏打＞氯化镉。

(2) 山东某水产品加工厂生产废水处理工艺　山东某集团第一水产品加工厂主要生产冷冻水产品。生产过程产生的废水主要来自原料的冲洗排水。废水中含有大量机体组织加工产生的水溶性物质和微细悬浮物，其主要成分为有机含氮化合物。如直接排放，将对周围水体造成严重污染。

① 废水的水量和水质　该厂废水量为 $200m^3/d$（$25m^3/h$，单班生产），废水中 COD 浓度为 1500mg/L，$BOD_5$ 浓度为 800mg/L，动植物油浓度为 50mg/L，SS 浓度为 400mg/L。

废水处理后的排放标准执行《污水综合排放标准》GB 8978—1996 表 4 中的二级标准，具体数值如下：COD≤150mg/L，$BOD_5$≤30mg/L，动植物油≤15mg/L，SS≤150mg/L。

② 废水处理工艺流程　生产废水主要来源于原料冲洗、机体处理工艺的排水，废水中含有 COD、$BOD_5$、动植物油等污染物质，生化性好。针对该废水水质的特性，采用“隔油沉淀＋缺氧＋好氧＋气浮”物化和生化相结合的处理工艺，如图 6-9 所示。

从 6-9 中可看出，废水的预处理是根据废水中含有一定量的油和固状物的特点，采用预处理工艺（包括格栅和隔油沉淀池），将废水中飘浮的油及密度较大的泥沙和悬浮物去除。通过水解酸化工艺，提高废水的生化性，为后续的好氧生化工艺创造良好的条件。池内安装组合聚乙烯填料。

曝气池后设计 SHT 反应器，利用生物接触氧化法的机理，进一步去除废水中易生物降解的物质，并将废水中的氨氮氧化成硝酸盐氮。反应器内安装半软性填料。利用罗茨风机为气源，内装曝气装置。为保证出水达标排放，投加混凝剂（PAC＋PAM），采用“混凝气浮”的工艺对废水进行处理，然后达标排放。

③ 单元设计

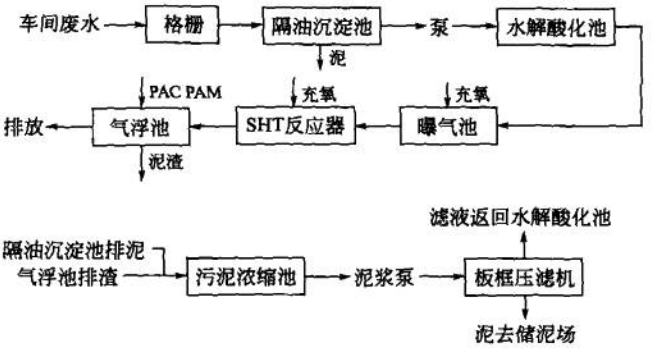



图 6-9 山东某水产品加工厂废水处理工艺

a. 格栅 功能为拦截水中大的悬浮物和漂浮物；尺寸（$L\times B$）700mm×500mm；格栅间隙 5mm；材质为钢制；数量 2 台。

b. 隔油沉淀池 功能为去除废水中飘浮的油及比重较大的泥砂和悬浮物；有效容积 40m³；停留时间 1.5h；结构为地下式钢筋混凝土结构。

c. 水解酸化池 功能为将废水中难降解物质转化为易生物降解物质，提高废水的生化性；容积为 60m³；停留时间为 2.4h；结构为半地下钢筋混凝土结构，池内装填组合填料。

d. 曝气池 功能为去除废水中易生物降解的物质，降低 BOD 值；容积 75m³；停留时间 3h；结构为半地下式钢筋混凝土结构；曝气方式为鼓风曝气，池内安装曝气管布气。

e. 罗茨风机 型号 SSR125；流量 10.17m³/min；风压 49kPa；功率 11kW；数量 2 台；备注为一用一备，同时给生物接触氧化池供气。

f. SHT 反应器 功能为去除废水中易生物降解的物质，氧化氨氮；容积 180m³；停留时间 7h；结构为钢结构；曝气方式为鼓风曝气，反应器内安装曝气管布气。

g. 气浮池 功能为去除废水中的悬浮物；型号 JHF-30；处理水量 30～35m³/h；功率 7.5kW+0.25kW+0.37kW；结构为钢制，防腐。

h. 污泥浓缩池 功能为将隔油沉淀池、气浮池排出的泥渣浓缩减量；容积 15m³；结构为地上钢筋混凝土结构。

i. 板框压滤机 功能为分离污泥中的结合水，达到污泥体积的减量化；型号 BM103/1000；功率 5.5kW/1.5kW。

j. 螺杆泵 型号 I-1B-2；流量 5.4m³/h；扬程 80m；功率 3kW；备注为一用一备。

④ 废水处理各单元去除效果 废水处理各单元的去除效果，见表 6-5 所列。

⑤ 工程总造价 工程造价包括设备费、土建费、设计、调试费，共计 81.76 万元。

表 6-5　废水处理各单元污染物去除效果

| 指　标 | 车间来水 | 隔栅＋隔油沉淀池 | | 水解酸化池 | | 曝气池＋SHT 反应器 | | 混凝气浮池 | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| COD/(mg/L) | 1500 | 1350 | 去除率 10% | 1148 | 去除率 15% | 115 | 去除率 90% | 92 | 去除率 20% |
| $BOD_5$/(mg/L) | 800 | — | — | 760 | 去除率 5% | 30 | 去除率 96% | 27 | 去除率 10% |
| SS/(mg/L) | 400 | 360 | 去除率 10% | — | — | — | — | 90 | 去除率 75% |
| 动植物油/(mg/L) | 50 | 35 | 去除率 30% | — | — | — | — | 18 | 去除率 50% |

## 参　考　文　献


[1] 潘蓓蕾．加快产业结构调整和升级，推动食品工业又快又好发展．2010 中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：3-7.

[2] 张自杰，钱易，章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.

[3] 唐受印，戴友芝，刘忠义，周作明等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001：5-124.

[4] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.

[5] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.

[6] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.

[7] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.

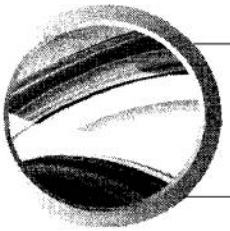
[8] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.

[9] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.

[10] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.

[11] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.

[12] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.



# 第7章 啤酒行业废水处理工艺及工程实例

啤酒是世界上最通用性的酒精饮料，它以优质大麦为主要原料，啤酒花为香料，经过制麦芽、糖化、发酵等工序制成的富含营养物质和二氧化碳的酿造酒。啤酒中的酒精含量为3%～6%，具有酒花香和爽口的苦味，具有消费面广、消费量大等特点。

据新华社报道，2002年中国啤酒产量达到2386万千升，首次超过美国成为世界第一啤酒生产大国。目前，中国啤酒消费人群占全世界啤酒消费者人数的20%，全球啤酒量的增长中30%来自中国。2010年，全国共有规模以上啤酒生产企业586户，从业人员24.21万人。2010年1～10月，全国规模以上企业啤酒产量达3727.8万千升，比去年同期增长6.5%，2010年我国啤酒产量将达到4200万千升至4300万千升，蝉联世界第一，实现九连冠。但是我国啤酒工业的投资效益不算高，因此中国只是啤酒大国，还算不上啤酒强国。

中国啤酒业快速发展的原因是巨大的需求拉动的，中国13亿人口，目前人均年消费啤酒30kg左右，与世界人均水平相当。由于城乡消费差别大，中国啤酒增长趋势还会保持。由于产销量基数不断增大，中国啤酒的产销量将保持每年3%～5%的增长。

目前，中国啤酒业中雪花、青岛、燕京三大集团能够占到40%的份额，今后啤酒企业组织结构的集中度还会继续加大。

## 7.1 啤酒生产工艺

啤酒是以大麦为主要原料，经制芽、糖化、发酵而酿造的发酵酒。如果以质量计，啤酒中含有3%～5%的酒精。同时，啤酒中又含有一定量的$CO_2$，适于做清凉饮料。啤酒营养丰富，含有蛋白质、氨基酸、脂肪、糖类、维生素等营养元素，素有“液体面包”之称。

(1) 原料

① 大麦　是淀粉质原料，发芽后又是糖化剂，以二棱大麦或六棱大麦为最好。大麦经发芽、干燥后制成的干大麦芽，内含各种水解酶酶源和丰富的可浸出物，能较容易制备到符合啤酒发酵用的麦芽汁。大麦的谷皮是很好的麦芽汁过滤介质。

② 大米　作为啤酒酿造提供淀粉来源，一般大米用量为大麦质量的25%～45%。大米淀粉含量比大麦、玉米高出10%～20%，大米的蛋白质含量为6%～9%，低于大麦和玉米约3%。因此，用大米代替部分麦芽，既可提高出酒率，又

对改善啤酒风味有利。

③ 玉米　欧美国家普遍采用玉米作为辅助原料。玉米所含的蛋白质、纤维素比大米多，而脂肪含量高出大米好几倍。玉米淀粉的含量比大麦略多，但比大米少 10%。

④ 酒花　又称蛇麻花，使啤酒具有特殊香气和爽口的苦味，增加啤酒及啤酒泡沫的稳定性。

⑤ 水　啤酒对水质要求高于其他酒类。最好选用水质优良的深井水，或再经过离子交换剂或电渗析处理后使用。

啤酒酿造时的发酵剂是啤酒酵母。啤酒酵母因发酵特点不同，可分为上面酵母和下面酵母两种。

(2) 所用设备

① 制麦汁设备　有麦芽粉碎机、糊化锅、糖化锅、过滤槽、压滤机、麦汁煮沸锅、沉淀槽、喷淋冷却器、薄板冷却器、旋涡分离器等。

② 酵母培养设备　有玻璃试管、三角烧瓶、卡氏罐、繁殖槽等。

③ 发酵及储酒设备　发酵池、储酒桶（卧式或立式）等。

④ 包装设备　有过滤装置、装桶机，洗瓶机、装酒机、杀菌装置等。

(3) 工艺流程　啤酒生产工艺框图和啤酒酿造工艺流程，如图 7-1 和图 7-2 所示。

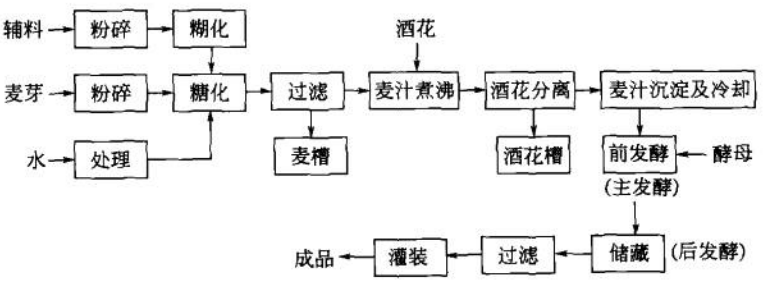



图 7-1　啤酒生产工艺

(4) 制作方法　啤酒生产工艺可分为麦芽制造和啤酒酿造两大部分。大麦经分选、浸泡、烘烤，去根制成麦芽，制麦芽的目的是使之产生淀粉酶等各种酶类，用做糖化剂。

麦芽烘烤以后具有特殊的色、香、味。但一般小厂均无麦芽制造设备，而直接由大厂购进，故此处只介绍啤酒酿造工艺部分。

① 麦芽及辅料的粉碎　目的是增加原料和辅料（大米）与水及酶类的接触面积，以利可溶性物质的浸出及酶促反应的进行。

② 糖化作用　就是将麦芽中的可溶性物质浸出，同时在大麦芽分泌的各种酶的作用下，将不溶性物质分解为可溶性物质，最后形成一定浓度的麦芽汁，糖化过程就是制麦芽汁的过程。

③ 过滤　过滤的目的是将糖化后的麦芽汁和麦糟分开，以得到较为清亮的糖

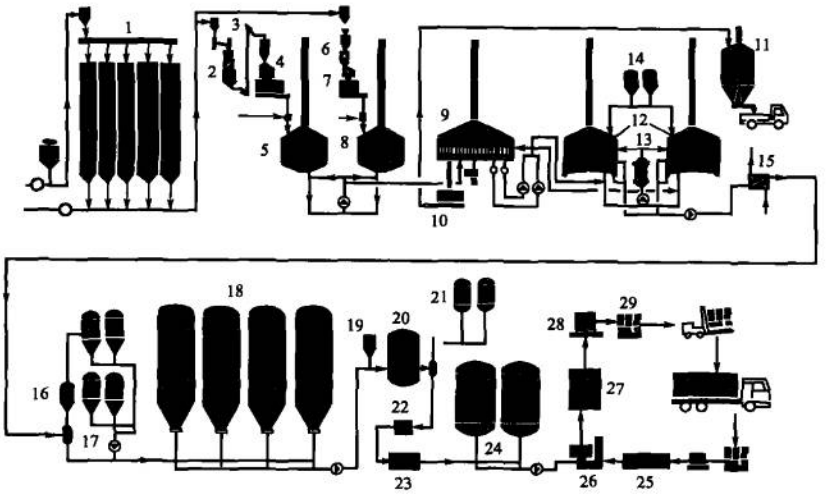



图 7-2　啤酒酿造工艺流程

1—原料（麦芽、大米）储仓；2—麦芽筛选机；3—提升机；4—麦芽粉碎机；5—糖化锅；6—大米筛选机；7—大米粉碎机；8—糊化锅；9—过滤槽；10—麦糟输送；11—麦糟储罐；12—煮沸/回旋槽；13—外加热器；14—酒花添加罐；15—麦汁冷却器；16—空气过滤器；17—酵母培养及添加罐；18—发酵罐；19—啤酒稳定剂添加罐；20—缓冲罐；21—硅藻土添加罐；22—硅藻土过滤机；23—啤酒精滤机；24—清酒罐；25—洗瓶机；26—槽装机；27—啤酒杀菌机；28—贴标机；29—装箱机

液，即麦芽汁。

④ 麦汁煮沸、添加酒花及酒花分离　为了使麦汁达到规定的浓度，需要经过煮沸，以去掉多余的水分，煮沸的同时还起到杀菌作用。煮沸时每 100L 麦汁，可添加酒花 160～200g，使酒花所含的有效成分溶解在麦汁中，7°～12°的麦汁煮沸 80～100min（不超过 120min）。当麦芽汁煮沸至规定浓度时，分离并除去酒花。

⑤ 麦汁沉淀及冷却　有利于除去麦汁中的热凝固物，麦汁能迅速降温至发酵适宜温度 5～7℃，避免杂菌污染。冷却时麦汁吸收一定数量的氧气，有利于酵母繁殖。

⑥ 前发酵（主发酵）　啤酒的发酵，是麦汁中的可发酵物质在酵母分泌的酒化酶系的作用下，转化为酒精及其他芳香成分的过程。

前发酵因所使用的酵母不同，可分为上面发酵和下面发酵。我国啤酒厂多采用开放式的下面发酵法，起始温度为 5～7℃，最高温度为 7～10℃，发酵时间 6～12 天。

⑦ 储藏（后发酵）　后发酵是在低温下，于密闭的酒桶中进行的。目的是使二氧化碳能溶解于酒液中，并达到饱和，后发酵还能使酒液澄清，改善风味。后发酵的起始温度为 10℃左右，罐压为 1.1～1.2kg/cm$^2$，维持 5 天，然后进入低温储酒罐，罐压维持 0.8～1.0kg/cm$^2$，温度保持 0～2℃，一般储存 7 天左右。

⑧ 过滤、灌装、杀菌　为了进一步除去酒液中的悬浮微粒，使啤酒清亮透明、富有光泽，储存期满的啤酒需经过过滤再灌装。啤酒的灌装有桶装和瓶装两种方

式，目前已发展罐头盒式的包装。

啤酒装桶或装瓶后直接出厂投入市场者，称为生啤酒，可称为鲜啤酒。

装酒后的生啤酒若经巴氏灭菌（60～62℃，20～30min）处理的，俗称熟啤酒。熟啤酒稳定性强，故存放期可长些。但色泽较深，风味也不及生啤酒鲜美。

## 7.2　啤酒废水的特点

啤酒企业是用水大户，特别是酿造、灌装工艺过程需要大量使用新鲜水，不同啤酒厂生产过程中的吨酒耗水量和产生的废水水质相差很大。根据《清洁生产标准——啤酒制造业》（HJ/T 183—2006）中的规定，达到国际清洁生产先进水平的企业，每生产 1t 啤酒，耗水量不超过 6t。例如广州珠江集团，啤酒生产过程的冷凝水、糖化水的回收率达到 100%，吨酒水耗为 4.99t，达到国际先进水平；国内清洁生产先进水平的啤酒厂吨酒耗水量为 6～8t；国内清洁生产一般水平的啤酒厂吨酒耗水量为 9.5t。酿造啤酒消耗的大量水除一部分水转化为产品外，其余绝大部分将作为工业污水排入环境。

某啤酒厂的各车间耗水量见表 7-1 所列，可见该啤酒厂吨酒耗水量为 9.27t，略高于国内清洁生产一般水平。

**表 7-1　某啤酒厂各车间的耗水量**（以成品啤酒计）单位：t 水/t 啤酒

| 范围/车间 | 耗水量 | 范围/车间 | 耗水量 |
|---|---|---|---|
| 原料进厂至称重 | 0.13 | 发货至销售 | 0.22 |
| 糖化车间至主酵间 | 1.62 | 管理部门、其他加工车间 | 0.43 |
| 主酵间至下酒, | 0.31 | 锅炉房 | 0.31 |
| 后酵储藏 | 0.32 | 压缩空气制备车间 | 0.35 |
| 过滤 | 0.37 | 供冷车间 | 0.25 |
| 瓶装车间 | 1.40 | 技术服务 | 0.91 |
| 桶装车间 | 0.41 | 无酒精饮料车间 | 1.31 |
| 成品酒仓储车间 | 0.38 | 二氧化碳回收车间 | 0.55 |

### 7.2.1　啤酒废水主要来源

啤酒生产工艺分为麦芽制备工段、麦汁制备工段、发酵工段及成品酒工段四大工序，啤酒主要废水来源如图 7-3 所示。

从图 7-3 中可以看出，几乎每道工序都有以废水为主的废弃物排出。废水主要来源有：麦芽制备阶段的浸麦水、麦汁制备阶段的麦糟水、发酵后的剩余酵母水、麦汁过滤冷却水、发酵罐刷洗水、洗瓶废水、生活污水等。

（1）麦芽制备工段废水　麦芽制备工段的废水主要为浸麦洗麦水、冷却用水。该段的主要废水来自于浸麦洗麦水，而冷却用水污染小，基本可循环利用。

浸麦工序的目的是使麦粒吸收水和氧、除尘、除杂以及去除微生物，并将麦皮内的部分有害成分浸出，为发芽提供条件。通常浸麦用水中投加某些化学药品，如饱和澄清石灰水、甲醛水溶液、高锰酸钾、氢氧化钠或氢氧化钾溶液。一般的浸渍周期时间可达 48～72h，浸麦次数一般为 4 次，随着排水时间的延长，各个浸渍周

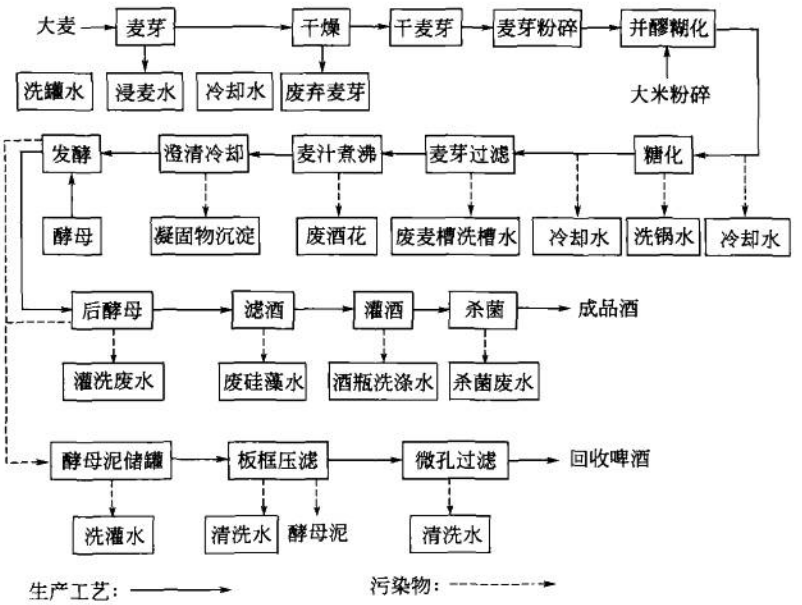



图 7-3　啤酒主要废水来源

期产生的废水含有机污染物浓度逐渐降低。根据目前国内外的制麦工艺，每浸渍 1t 大麦产生 COD 污染物 10～12kg，或 $BOD_5$ 污染物 5～6kg，废水中挟带的浮麦量为 20.0kg。整个浸麦、洗麦废水中含有大麦粒、瘪大麦、麦皮、麦芒和泥砂等悬浮固体以及谷皮内的浸出物，如单宁物质、矿物质、蛋白质、苦味质等。

浸麦、洗麦废水不仅容易受到大麦表面污染物的污染，还易于受到大麦内容物溶出物的污染，污染物质占大麦质量的 0.5%～1.5%。通常浸麦、洗麦废水废水呈褐色，pH 呈现弱偏酸性（pH＜6），易起泡，有强烈的腐化倾向，带有不良气味。因此，浸麦废水是一种颜色很深、极易腐败的有机废水。

（2）麦汁制备工段废水　麦汁制备工段是利用麦芽自身的酶，将麦芽或其他辅料中的高分子物质分解为糖类、糊精、氨基酸等可溶性低分子物质，并将可溶物质分离得到麦汁的过程。

麦汁制备工段废水主要来自于生产装置清洗水、麦糟储存池底流出的麦糟水、麦汁冷却水。麦汁冷却水，将高温麦汁从 65～95℃冷却到酵母接种温度（7～10℃），用量较大，但由于不直接接触工艺反应物，所以麦汁冷却水含有污染物的浓度比较低，一般可简单处理后回用或可直接循环利用。

生产装置的洗涤水包括糖化锅和糊化锅的刷锅水，沉淀槽、过滤机、煮沸锅等装置的洗涤水，这部分废水中含有糖类、蛋白质等可溶性浸出物，也含有麦糟等固体悬浮物。由于各个企业的生产工艺不同，生产规律不同，所以各个企业排放量根据每天糖化的次数、清洗方式和水回收利用程度制定，一般占废水总量的 5%～10%，采取间歇排放方式，COD 浓度可达 2000～4000mg/L。在麦汁制备工段，每制成品酒 1t，产生 COD 污染物 7.24kg，$BOD_5$ 污染物 3.77kg。



（3）发酵工段废水　发酵工段是利用啤酒酵母，将麦汁中的可发酵糖和氨基酸等物质分解成酒精、二氧化碳及双乙酰、高级醇等一系列风味活性物质，通过酵母还原双乙酰、改良已有的化合物，将麦汁风味转变为啤酒风味。在发酵工段，每制成品酒 1t，产生 COD 污染物 8.3kg 或 $BOD_5$ 污染物 5kg。

发酵工段中产生的废水有大量的冷却水、发酵罐洗涤水、废消毒液、酵母漂洗水、酵母回收装置洗涤水等。冷却水含有污染物较少，通常简单处理后可循环利用。其他发酵工段中排放的废水中含有酵母、发酵液成分、冷凝固物、酒花等物质，还含有许多表面活性等物质。每天排放的废水量和排放时间不固定，根据产量、每天的下酒数量、清洗操作的执行情况等决定，占废水总量的 15%～20%，一般间歇排放的方式，$BOD_5$ 浓度也不固定，高的可达 2000mg/L，低的为 700～800mg/L。

（4）成品酒工段废水　成品酒工段包括滤酒过程和啤酒的灌装过程，这部分废水的排放量较大，占废水总量的 30%～40%，COD 浓度为 500～800mg/L，采取连续排放方式。在成品酒工段，每制 1t 啤酒，产生废水约 6.0$m^3$，含 COD 污染物 7.5kg 或 $BOD_5$ 污染物 4kg。

滤酒过程废水包括过滤机走水、各种洗涤水等，这些废水含有残酒、泡沫活性物质、酒花、酵母等，通常每天滤酒过程废水的排放量比较固定，排放时间也有一定的规律，其中洗涤废水排放数量稍多，总排放量平均为 40～50$m^3$/d，低的为 10～20$m^3$/d，$BOD_5$ 的浓度一般不超过 500mg/L。

灌装过程废水包括洗瓶废水、杀菌机溢流水和从灌装设备上泄漏的啤酒及冲洗设备、地板的污水等。洗瓶废水包括浸瓶水（多为清水浸泡缸的溢流水）和冲洗瓶身、瓶内的冲瓶水，每天排放量根据各个企业的产量而定，一般每吨啤酒消耗 4～5$m^3$，少的则可达到 0.5～1$m^3$，该废水的 $BOD_5$ 值较低，而且 pH 呈碱性。

杀菌机溢流水是杀菌机在调节温度时补充冷水或热水，或是每天排水洗槽造成的溢流废水或排放废水，这种废水含有啤酒和玻璃碎屑（啤酒瓶在槽内爆破所致），pH 小于 7，还含有瓶身外壁的杂质，而且属于热污水，$BOD_5$ 值较高。

## 7.2.2　啤酒废水水质水量特点

某啤酒厂各工段产生的废水水质和水量可见表 7-2 所列，北京某啤酒厂废水中水质见表 7-3 所列。国内某啤酒厂废水水质见表 7-4 所列。

**表 7-2　某啤酒厂啤酒废水的水质水量特点**

| 废水种类 | 来源 | 部分废水/总废水/% | COD/(mg/L) | 混合废水 COD/(mg/L) | 综合废水 COD/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| 高浓度有机废水 | 麦糟水、麦汁制备工段的刷锅水等 | 5～10 | 20000～40000 | | |
| | 发酵制备工段的发酵罐的洗涤水、洗酵母水等 | 20～25 | 2000～3000 | 4000～6000 | |
| 低浓度有机废水 | 麦芽制备工段浸麦水、冲洗水等 | 20～25 | 300～400 | | 1000～1500 |
| | 灌装工段的洗瓶水、洗棉水等 | 30～40 | 500～800 | 300～700 | |
| 冷却水及其他 | 各种冷凝水、冷却水等 | 无污染物 | ＜100 | | |

表 7-3 北京某啤酒厂各车间及总排放口水质指标

| 车间名称 | 水质指标 | | | |
|---|---|---|---|---|
| | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | pH |
| 麦芽 | 540 | 357 | 67 | 6～7 |
| 糖化 | 35400 | 25700 | 1860 | 6～7 |
| 发酵 | 3390 | 2658 | 210 | 6～7 |
| 灌装 | 1420 | 840 | 50 | 6～7 |
| 酵母 | 12350 | 8830 | 751 | 5～6 |
| 总排放口 | 1070 | 736 | 125 | 6～7 |

表 7-4 某啤酒厂啤酒废水水质

| pH | 水温 | COD /(mg/L) | $BOD_5$ /(mg/L) | $CaCO_3$ 碱度 /(mg/L) | SS /(mg/L) | TN /(mg/L) | TP /(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 5～6 | 16～30 | 1000～2500 | 600～1500 | 400～450 | 300～600 | 25～85 | 5～7 |

从表 7-2～表 7-4 可看出，国内啤酒厂废水 COD 多在 1000～2500mg/L 之间，$BOD_5$ 在 600～1500mg/L 之间。啤酒废水的主要特点是 $BOD_5$/COD 值高，一般在 50%以上，说明这种废水具有较高的生物可降解性，生化处理工艺比较成熟；二是处理效率高，COD、$BOD_5$ 去除率高，一般可达 80%～90%；三是处理成本低(运行费用省)。因此生物处理在啤酒废水处理中，得到了充分重视和广泛采用。

按啤酒废水中有机物含量多少，可将啤酒废水分为以下几类。

(1) 清洁废水 如冷冻机循环水、麦汁制备和发酵过程的冷却水等，清洁废水的排放量约占废水总量的 50%，这类废水基本上未受污染，可循环利用，大大降低消耗的新鲜水量。

(2) 清洗废水 如洗瓶水、地面冲洗水、酒罐消毒废液等，这类废水受到不同程度的有机污染。洗瓶时先用碱性洗涤剂浸泡，然后用压力水冲洗，因此洗瓶水中含有残余碱性洗涤剂、纸浆、染料、残酒、浆糊和泥砂等物质，这部分废水经过简单处理后可回收利用，以减少吨酒耗水量和废水的排放量。在灌装过程中，由于机器的跑冒滴漏时有发生，还经常会出现冒酒现象，使废水中掺有大量残酒。

(3) 冲渣废水 洗麦浸麦废水、发酵罐等生产装置清洗水、漂洗酵母水等，这类废水中含有大量的悬浮性固体有机物，如麦糟液、冷热凝固物、酒花糟、剩余酵母、酒泥、滤酒渣等，污染物浓度很高。对这种废水中的有用物质应该进行回收、综合利用，既可增加啤酒厂的收入，又可减少污水的有机负荷。

啤酒废水超标的水质指标主要为 COD、$BOD_5$、SS，是一种无毒的中高浓度工业废水，其中主要含有麦糟、糖类、果胶、酒花、酵母残渣、蛋白化合物等有机物和少量钾、钙、镁的硅酸盐、硫酸盐、磷酸盐等无机物，啤酒废水的污泥中的粗蛋白、粗脂肪、总糖、还原糖等营养成分的含量也比较高。啤酒废水的 pH 为 5～8，COD 一般在 1500～3000mg/L，$BOD_5$ 一般在 600～1400mg/L，TN 为 30～70mg/L，SS 为 200～600mg/L。啤酒废水的 $BOD_5$/COD 可高达 0.5，可生化性良好，属于中高浓度易生化的有机废水。

在啤酒生产过程中，由于经过多段工序，啤酒废水的水质和水量波动量较大，

从麦芽制备开始到成品酒出厂，每道工序都有酒损产生，酒损率与生产厂的设备先进性、完好性和管理水平有关。一般水平啤酒厂的酒损率为 10%～12%，先进厂的酒损率可达到 6%～8%，酒损率越高，造成的环境污染越严重。一般每制 1t 成品酒，排出 COD 污染物约 25kg，或 $BOD_5$ 污染物 15kg，悬浮固体约 15kg。

### 7.2.3　啤酒废水危害

啤酒工业是以大麦、酒花、大米等原料，但只是利用原料中的淀粉部分。据统计，啤酒原料中淀粉约占 76%，几乎全部转移到麦汁中，蛋白质占 9%，约 1/3 转移到麦汁中，其余的保留在啤酒糟，转移到麦汁中的是游离氨基酸和小分子肽，大分子的蛋白质因与纤维紧密相联则保留在啤酒糟中，纤维和脂肪全部保留在啤酒糟中。因此大部分的蛋白质、脂肪、纤维等都未得到利用，通常是作为废弃物排入废水中，因此啤酒工业污水中含有大量的有机物和悬浮固体，这些污染物本身无毒，但含有可被微生物降解的有机物。如果这些含有浓度较高有机物的废水，不经过处理就直接排入水体，会使环境受到严重污染，造成严重后果。

当含有大量有机物的啤酒废水排入水体时，天然水体中微生物的代谢活动旺盛，需要大量消耗水中的溶解氧，使溶解氧的消耗速度大于水体复氧速度，造成水体中的溶解氧浓度迅速降低，从而使水体处于缺氧状态，导致水体中的生物体如鱼类、藻类植物等水生生物缺氧而死亡。当溶解氧被耗尽后，水体中仍存在的有机物和继续排入水体的有机物，会在厌氧微生物的作用下进行厌氧发酵，生成各种低分子的有机物，同时释放出硫化氢、甲烷、氨等有害气体，这时水体中的多数水生生物已经死亡，水质发黑变臭，严重污染水体，危害周围环境。

## 7.3　啤酒废水处理工艺

### 7.3.1　啤酒废水生物可降解性分析

啤酒生产的主要原料是大麦、酒花和大米，但主要利用其中的淀粉，原料中大部分蛋白质留在麦糟及凝固物中。同时，啤酒生产还排出废酵母、废酒花、废啤酒、二氧化碳等副产品。

废水中的有机成分主要是糖类、蛋白质和脂类。这类高浓度有机废水，除应先考虑回收有用物质外，应优先考虑采用厌氧处理技术，不仅效能高，能耗低，并同时能回收大量生物能。

(1) 蛋白质的厌氧生物可降解性　蛋白质的来源有啤酒废酵母、湿麦糟和冷热凝固物。

蛋白质是由氨基酸聚合成的多肽物质，常常是以溶解状态存在于废水中，但是，在遇热或者酸性条件下，或者遇单宁物质时，蛋白质会转化为不溶于水的凝聚物。不溶于水的蛋白质在水中就较难水解，必须将环境的条件改变，使其转变为溶解状态。呈溶解态的蛋白质在厌氧反应器内较易被水解。水解反应是由厌氧微生物分泌的胞外酶（蛋白水解酶）所催化，经过水解后，形成多肽、二肽或者氨基酸，完全水解后的蛋白质的水解产物是氨基酸。

组成蛋白质的氨基酸种类较少，构成一般蛋白质的氨基酸共有 20 多种，大多数氨基酸都可在厌氧过程中被降解转化为甲烷。组成蛋白质的氨基酸中有一些是氨基芳香化合物，由于芳香环的存在，其降解过程就不同于一般的氨基酸，如苯基丙氨酸和酪氨酸。这类氨基酸的降解像其他苯系类物质一样，需要经过对芳香环的裂解。一旦芳香环被裂解，其降解就像普通氨基酸和脂肪酸一样。

氨基酸的降解过程中，脱氨基作用很重要。在好氧条件下，好氧微生物进行氧化脱氨基；在厌氧条件下，由专性厌氧微生物或者兼性厌氧微生物进行还原脱氨基；在兼性厌氧环境下还可发生水解脱氨基。如丙氨酸在厌氧条件下还原氨基后生成丙酸，而丙氨酸在兼性厌氧条件下经水解脱氨基后生成乳酸。经过脱氨基后形成的有机酸和脂肪酸可在不同微生物作用下继续被降解。脱氨基作用所产生的氨在厌氧反应器中积累，在厌氧条件下，氨既不被氧化也不被还原。过量的氨积累将对反应器中 pH 产生较大的影响。

(2) 碳水化合物的厌氧生物可降解性　麦糟、冷热凝固物和废酵母中均含有碳水化合物。

纤维素、淀粉、半纤维素等碳水化合物（又称多糖）在厌氧反应器中的降解与其化学结构特征有关，例如纤维的不溶解性，给其降解增加了难度。纤维素可由纤维素降解菌分泌胞外纤维素水解酶将纤维水解为纤维二糖或者葡萄糖。然而，天然的纤维素并不是可以直接与微生物细胞接触的，而纤维素总是被木质素所包裹。除此之外，纤维素还是由许多的纤维素分子紧密聚合在一起的，结构紧密，因此，对纤维素降解微生物的活性、数量和作用时间有更高的要求。木质素对纤维素的保护作用使纤维素的降解难度增加了几十倍。由于木质素的包裹，使微生物的胞外纤维素水解酶无法与纤维素接触，必须将木质素脱除后才能使纤维素分子发生水解作用，而木质素又是结构致密的抗生物降解的难降解有机物。

支链淀粉的厌氧生物可降解性比直链淀粉要低得多。有研究测试，淀粉的厌氧可降解性为 93%，酸化率为 73%。实际上，一般的多糖是都能被厌氧微生物降解的，只是不同的多糖物质厌氧生物降解时间不同。果胶是水解率和可降解性最高的多糖物质。有研究测得，在酸化反应器中仅需 3h 水力停留时间便可获得果胶 90% 以上的水解率。任何多糖被水解成单糖或者二糖以后，都能够很快被降解，因为单糖和二糖是可以 100%被厌氧生物降解的。像木质素对纤维素的包裹的特征，可以通过物理和化学的方法，使木质素脱除，从而加快纤维素的水解。

(3) 脂肪、脂肪酸的厌氧生物可降解性　脂肪酸的生物可降解性与其碳链的性质有关，碳链越长，脂肪酸的降解越难，因为脂肪酸的降解是靠微生物对碳链的不断氧化。$\beta$-氧化既可以在好氧环境中发生，也可以在厌氧反应器中进行厌氧氧化。水解氧化过程发生在羧基端的第二个碳原子处，厌氧氧化的产物为乙酸和氢气。脂肪酸碳链经过一次一次的 $\beta$-氧化，最后都被降解形成乙酸、丙酸或者甲酸。$\beta$-氧化过程多以乙酞辅酶 A 参与完成。由于脂肪酸的厌氧氧化产生乙酸，所以必须在厌氧反应器内保持有足够的甲烷菌有效地利用乙酸和氢气，保证没有过量的乙酸和氢的积累，使脂肪酸的氧化能够不断进行。显然，在厌氧反应器中，甲烷菌活动与否

是控制脂肪酸氧化（酸化）的重要因素。

脂肪是由 3 个长链（或高级）脂肪酸与甘油以醚键连接而形成的聚合物，或称甘油三酸酯。脂肪的厌氧生物降解必须先对甘油醚链进行水解，由脂肪降解菌所分泌的脂肪水解酶将脂肪分解为甘油和高级脂肪酸。高级脂肪酸的降解如前所述。甘油的降解是在甘油激酶的作用下，生成 $\alpha$-磷酸甘油，然后再在磷酸脱氢酶的作用下生成磷酸二羟基丙酮，再经酵解转化为丙酮，丙酮在厌氧反应器中可以被转化为丙酸等，然后进一步降解。丙酮如果进入好氧环境下可参与三羧酸循环而被完全氧化。

### 7.3.2　啤酒废水处理工艺

过去几十年以来，我国对啤酒废水的处理工艺和技术进行了大量的研究和探索，特别是轻工业系统的设计院和科研单位，对啤酒废水的处理进行了各方面的试验、研究和实践，取得了行之有效的成功经验，逐渐形成了以生化为主，生化与物化相结合的处理工艺。这些处理方法与工艺各有其特点和不足之处，但各自都有较为成功的经验。

由节 7.3.1 分析可知，啤酒废水的处理常常采用以生化工艺为主、生化与物化相结合的处理工艺。生化法中常用的有活性污泥法、生物膜法、厌氧与好氧相结合法、水解酸化与 SBR 相结合等各种处理工艺。这些组合处理工艺包括好氧处理工艺、水解-好氧处理工艺、厌氧-好氧联合处理工艺等。生物法处理废水往往能产生一定量的沼气，这就为综合利用啤酒废水提供了前提。

（1）接触氧化工艺　啤酒废水具有良好的可生化降解性，但是氮源含量较少，在进行传统生物氧化法处理时，因氮量远远低于 $BOD_5$ ∶ N＝100 ∶ 5（质量比）的要求，致使有些啤酒厂在采用活性污泥法处理时，如不补充氮源，则处理效果很差，甚至无法进行。在生物氧化过程中，球衣细菌（丝状）、酵母菌等虽能适应高有机碳低氮量的环境，但由于球衣细菌、酵母菌等微生物体积大、密度小，菌胶团不能具有良好的沉降性能，泥水分离效果较差，这也是早期活性污泥法处理啤酒废水不理想的主要原因之一。因此，早期啤酒废水在进行生物氧化处理时，通常采用生物膜法，一般可选用生物接触氧化法。

但是啤酒废水中含有大量悬浮有机污染物，进入生物接触氧化池前应进行初级处理。初级处理装置可选用格栅和机械细筛两级处理，使悬浮有机物的去除率达 80％以上。啤酒废水自然存放 4h 就会发生腐败，腐败的废水进入好氧处理系统会影响处理效果，因此，在设调节池时应考虑设预曝气装置，也可考虑不设调节池，但必须加大好氧生物处理装置的容量，使该装置具备足够的缓冲能力。

接触氧化工艺比活性污泥法有一定优势，所以在啤酒废水的处理上得到了广泛的应用，由于啤酒废水进水 COD 浓度高，所以一般采用二级接触氧化工艺。例如北京某啤酒厂采用典型的二级接触氧化工艺：日处理废水 2000$m^3$，最大流量 200$m^3$/h。进水的 COD 浓度 1000mg/L，$BOD_5$ 浓度为 600mg/L，SS 浓度为 600mg/L。出水水质：COD 浓度＜60mg/L，$BOD_5$ 浓度＜10mg/L，SS 浓度＜30mg/L。

采用接触氧化工艺代替传统活性污泥法，可以防止啤酒废水引起污泥膨胀的现象发生，接触氧化工艺一般不需要投配 N、P 等营养物质。用生物接触氧化法，可以选择的 $BOD_5$ 负荷范围是 1.0～1.5kg/($m^3$ · d)；用鼓风曝气，每去除 1kg $BOD_5$ 污染物约需空气 80$m^3$。

图 7-4 为某啤酒厂典型的两级接触氧化工艺流程。




图 7-4　两级接触氧化工艺流程

生物接触氧化法具有下列特点。

① 由于填料的比表面积大，池内的充氧条件良好。生物接触氧化池内单位容积的生物固体量高于活性污泥法曝气池及生物滤池。

② 生物接触氧化法不需要污泥回流，不存在污泥膨胀问题，运行管理简便。

③ 生物固体量多，水流属于完全混合型，因此生物接触氧化池对水质水量的冲击，具有较强的适应能力。

④ 生物接触氧化池有机容积负荷较高时，其 $F/M$ 保持在较低水平，污泥产量较低。

生物接触氧化法综合了活性污泥法和生物膜法的优点，具有耐冲击负荷、占地面积小、运行管理方便、污泥量少、处理成本低的优点。对中小型企业的啤酒废水生物接触氧化法有取代活性污泥法的趋势。

(2) SBR 工艺　SBR 处理工艺是对传统活性污泥法的改进，近年来，在国内外被引起广泛重视和研究应用。

SBR 工艺具有以下特点。

① 工艺简单，处理构筑物少，无二沉池和污泥回流系统，基建费和运行费都较低。

② SBR 用于工业废水处理，不需要设置调节池。

③ 污泥的 SVI（污泥容积指数）值较低，污泥易于沉淀，一般不会产生污泥膨胀。

④ 调节 SBR 运行方式，可同时具有去除 $BOD_5$ 和脱氮除磷的功能。

⑤ 当运行管理得当，处理水水质优于连续式活性污泥法。

SBR 的运行操作、参数控制易于实施自动化操作管理。SBR 工艺是一种极具发展潜力的处理工艺，但也存在着曝气装置易堵塞，自动控制技术复杂、连续在线分析仪表要求高等缺点。目前，普通 SBR 反应器已发展到组合复杂的 SBR 反应器。

SBR 工艺典型的操作工序为：进水、反应、沉淀、排水、闲置 5 个工序，整个工序经厌氧、好氧、缺氧 3 个阶段。根据出水情况可以调整各个工序的时间以达到最佳出水效果。SBR 法已有许多工程应用实例。与常规活性污泥法相比，SBR 工艺不需要另设二沉池、污泥回流设备，也可不设调节池。因此基建投资低，同时

设备具有耐冲击负荷，工作稳定，运行灵活，污泥性能良好等优点。有资料表明，SBR 的主要构筑物容积为常规活性污泥工艺的 50%～60%，运行费用及占地面积均可减少 20%左右。SBR 工艺的这些特点，使其特别适用于排放量小，有机物浓度高且不易降解，废液排放间歇的中小企业。SBR 应用于啤酒废水的工艺流程如图 7-5 所示。

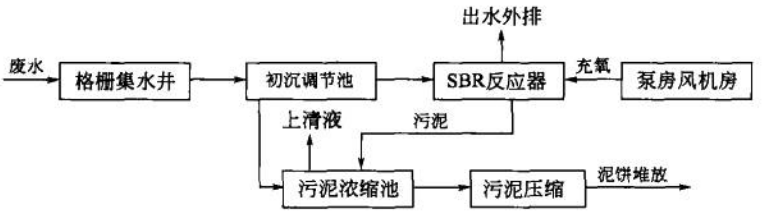



图 7-5　SBR 工艺处理啤酒废水

（3）CASS 工艺　CASS 工艺是对 SBR 方法的改进，即循环式活性污泥法，该工艺生物处理的重要部分为 CASS 池，它集沉淀、曝气、二级沉淀等工序于一体，是一个间歇式反应器。

CASS 工艺从 20 世纪 70 年代开始得到研究和发展，目前已经发展为较为成熟的废水处理工艺。它的运行分为 3 个阶段：进水-曝气-回流阶段、沉淀（进水）阶段及滗水-排泥阶段。

整个反应池分为 3 个区：选择区、预反应区及主反应区。各区可以交替进水，易于自动化操作，废水与回流污泥混合后，进入生物选择区，该区内不曝气，利用微生物大量吸附废水中有机物，能快速有效地降低废水中的有机物浓度；预反应区采用半限制性曝气方式，溶解氧控制在 0.5mg/L 以内，有机物初步降解；主反应区为好氧曝气，溶解氧控制在 2～3mg/L，同时进行硝化和降解有机物。CASS 工艺处理啤酒废水的工艺流程如图 7-6 所示。

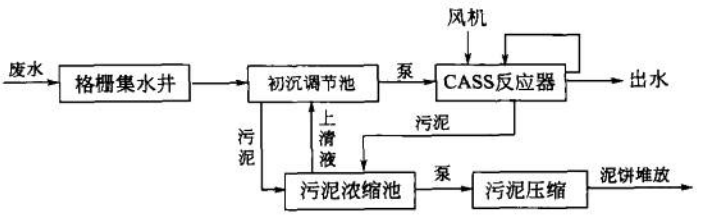



图 7-6　CASS 工艺处理啤酒废水工艺流程

如图 7-6 所示，啤酒废水提升到 CASS 的选择区与回流污泥混合，选择区不曝气，相当于活性污泥工艺中的厌氧反应选择器。在该区内回流污泥中的微生物菌胶团大量吸附废水中的有机物，可以迅速降低废水中有机物浓度，并防止污泥膨胀。预反应区采用限制曝气，控制溶解氧 0.5mg/L，使反硝化过程进行去除硝酸盐。主反应区的作用是完成有机物的降解或者氨氮的硝化，选择区、预反应区和主反应区的体积比为 1∶5∶20，反应池污泥回流比一般为 30%～50%。工艺曝气方式采

用鼓风曝气，曝气器选用可变微孔曝气器。

CASS 工艺属于活性污泥法范畴，但由于其运行方式独特，与传统活性污泥法又有一定的区别。在同一周期内，池内的污水体积、污染物的浓度、DO 和 MLSS 时刻都在发生变化，是一种非稳态的反应过程。

目前 CASS 工艺设计采用污泥负荷法，该方法不考虑反应池内基质浓度、MLSS 和 DO 含量在时间上的变化，只考虑进出水有机物的浓度差，并忽略同一反应周期内沉淀、滗水和闲置阶段的生物降解作用，采用与传统活性污泥法基本相同的计算公式。CASS 工艺采用污泥负荷法进行设计时，反应池容积计算与传统活性污泥法不同。而其他方面如反应池 DO 和剩余污泥排放量等计算方法，与传统活性污泥工艺基本相同。

现行的 CASS 工艺设计具有以下几个方面的特点。

① 设计方法简单，设计参数单一，在传统的以污泥负荷为主要设计参数的活性污泥设计法基础上，采用容积进行校核，以保证滗水过程中的污泥不流失。

② 设计只针对主反应区容积，而生物选择区容积则是按照主反应区容积的 5% 设计。

③ 污泥负荷法设计重点针对有机物质的降解，对脱氮效果未加考虑，难以满足污水排放对于脱氮的要求，难以满足高氨氮污水处理后达标排放。

与其他处理工艺相比，CASS 工艺具有以下优点。

① 设备安装简便，施工周期短，具有较好的耐水、防腐能力，设备使用寿命长。

② 对污水水质、水量的变化有较强的适应能力，运行可靠、处理效果稳定，出水水质好。

③ 处理工艺在国内外处于先进水平，设备自动化程度高，可用微机进行操作和控制；整个工艺运转操作较为简单，维修方便，处理厂内不产生污染环境的臭气和苍蝇。

④ 投资较省，处理成本低，工艺有推广应用价值。

在运行管理中发现，CASS 工艺在实际生产中存在着如下工艺不足之处。

① 高低峰时污水处理工艺适应能力不足。由于啤酒废水量是随啤酒产量变化，在淡季相对较少而旺季相对较多，因此造成旺季啤酒废水有机负荷过高，可能会出现废水处理达标率相对下降、氮磷去除率降低等现象。有些企业会出现排放废水的 COD 等指标不能达到排放标准；在生产淡季啤酒废水量较小时，生产运行按照常满负荷率开机运行，虽然出水水质可以达到排放标准，但是啤酒废水单位处理的成本相对过高，造成不必要的浪费。

② 除磷效率低。相对于其他废水处理工艺而言，CASS 工艺脱氮除磷的去除率比较高。但实际生产中，CASS 工艺没有专门的厌氧区，当啤酒废水处理的水量较大时，废水的磷去除率较低。而磷是造成水体富营养化的重要影响因素，因此对 CASS 工艺进行改进，提高磷的去除率十分必要。实践中可以通过延长“曝气-沉淀”时间间隔，增强微生物对有机物的硝化作用和反硝化作用，同时为聚磷菌的厌



氧释放磷和好氧吸磷，提供比较适宜的条件，加强排除剩余污泥，从而使处理后的水达到较高的磷去除率。

③ 活性污泥中毒。啤酒厂各个生产车间可能会同时排出各类废水，其中的某些化学成分及重金属物质，会导致污水处理站的活性污泥发生中毒现象，从而失去微生物的活性，出现活性污泥处理效果降低的现象。实践中可以通过严格生产管理，严禁乱倾倒各类化学物质进入水体，避免使用对活性污泥有毒害作用或使用增加活性污泥处理负荷的化学试剂，严格控制使用量。

可以采取的措施为：适当延长废水在调节池的停留时间，同时对调节池水质进行监测，及时掌握水质水量的变化情况，采取相应的操作程序等。

④ 处理负荷高，运行效果不稳定。虽然从总体上来看，CASS 工艺处理啤酒废水取得了一些成功的经验，但从实际运行效果看，采用 CASS 工艺处理啤酒废水存在着处理负荷高、运行效果不稳定的现实问题。

在实际的废水处理工程中，可以在 CASS 池前建一个厌氧处理池（如 UASB 池），通过采用清污分流处理工艺，将含有机物浓度高、生化性好的污水（如糖化、发酵排出的废水）分流至厌氧池进行处理，出水与低浓度废水汇流后，再进入 CASS 池进行生物处理。这样不仅可以去除一部分有机物，提高有机物去除率，还可以降低 CASS 池的处理负荷，减少曝气能耗，使污泥产量降低，从而提高 CASS 系统的处理效率。

⑤ 剩余污泥处理效果不佳。在满负荷运行状态下，CASS 系统的排泥量相对较大，但经框架压滤处理后处理效果不佳，表现为污泥不能压制成型、聚集性差、脱水率低等特点。

生产运行中应通过认真分析排出污泥的性质，如污泥有机物与无机物密度、含水率、含有的化学元素量、污泥龄等，选择能够与之相适应的污泥处理设备、选定污泥处理设备后，在保证出水水质的前提下，通过调控运行期间的“曝气-沉淀”时间间隔来调整污泥性质，使之排出后能够达到较好的处理效果。在经济及实际情况允许的条件下，选择适当工艺，减少污泥产量即可减轻污泥处理负担。

（4）水解-好氧处理工艺　随着水处理技术快速发展，厌氧处理从开始单独应用于处理高浓度的污水，发展到可以处理中低浓度的污水。水解工艺是利用厌氧反应中的水解酸化阶段，放弃了停留时间较长的甲烷发酵阶段。水解反应器对有机物的去除率，特别是对悬浮物的去除率，明显高于具有相同停留时间的初沉池。从目前的研究结果来看，水解工艺可以使啤酒废水中的大分子难降解有机物，转化为小分子易生物降解的有机物，出水的可生化性能得到较大的提高和改善，从而使得好氧处理单元的停留时间小于传统的工艺。

实际上水解池是一个以水解产酸菌为主的厌氧上流式污泥床，水解反应工艺是一种高效的预处理工艺，其后面可以采用各种好氧工艺。例如：采用活性污泥法、接触氧化法、氧化沟法等工艺。因此，水解-好氧生物处理工艺是具有高效的一种废水处理工艺。

啤酒废水中的大量污染物：溶解性的糖类、乙醇等。这些物质是容易生物降解

的，一般并不需要水解酸化工艺。但由于啤酒废水的悬浮性有机物成分较高，而水解池可以有效截留去除悬浮性颗粒物质。所以许多啤酒厂的废水处理工艺选择水解-好氧生物处理工艺。

从实际运行结果看，水解池 COD 去除率最高可以达到 50%，当废水中包含制麦废水（浓度较低）时去除率也在 30%～40%。因此，水解酸化工艺和好氧处理工艺相结合，技术和经济效果较好。水解酸化-好氧工艺的典型工艺流程如图 7-7 所示。




图 7-7　水解-好氧工艺流程

从图 7-7 中可看出，该工艺的主要特点是：由于水解酸化池具有较高的去除率（30%～50%），污染物浓度削减比较快，因此，工艺设计时将好氧工艺中二级接触氧化工艺简化为一级接触氧化，这个设计使得废水处理的能耗大幅度降低，从实际运行结果看出水 COD 浓度也有所改善。

水解反应器对悬浮物的去除率很高，可以去除 80%以上的进水悬浮物，并且可将这些悬浮物中的 50%水解成为溶解性物质。因此，总的污泥产量比传统工艺流程低 30%～50%。目前的研究认为，从有机物降解角度看，水解排泥是稳定污泥。所以好氧产生的剩余污泥可以排入水解池处理。水解污泥的污泥脱水性能较好，可以直接脱水。这样可以简化工艺流程，实现污水、污泥一次处理。

目前，常用的水解-好氧处理工艺有接触氧化-气浮法和接触氧化-SBR 法等。

① 水解酸化-接触氧化-气浮处理工艺　该处理工艺是以轻工部设计院为代表推荐的采用方案，河南开封啤酒厂、青岛湖岛啤酒厂、厦门冷冻厂啤酒厂等均采用此处理工艺流程，处理后均达标排放。工艺流程如图 7-8 所示。该工程出水水质要求达到 GB 8978—1996 二级排放标准：COD≤150mg/L，$BOD_5$≤60mg/L，SS≤200mg/L，pH=6～9。

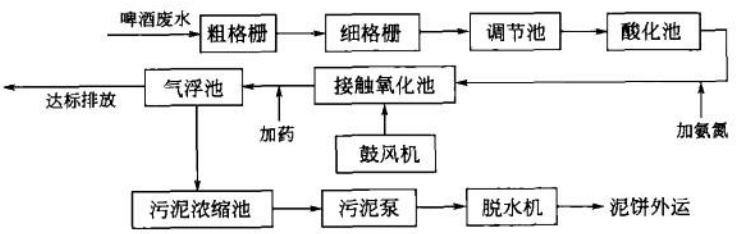



图 7-8　接触氧化-气浮处理工艺流程

从图 7-8 中可看出，该工艺选择比较合理，非常充分利用各工序的优势将污染物质转化、去除。某些不利条件下出水水质不理想，使生物接触氧化池的出水（静沉 30min 的澄清液）COD 为 500～600mg/L，经混凝气浮处理后出水 COD 仍高达 300mg/L，远高于排放要求（150mg/L，GB 8978—1996 二级排放标准）。

细格栅的功能是初步的固液分离作用，因此初沉池可以省略。酸化池中设填料，为细菌提供呈立体状的生物载体，把水中的颗粒物质和胶体物质截留和吸附，同时在水解细菌作用下，将不溶解性有机物水解为溶解性物质，在产酸菌协同作用下，将大分子物质、难于生物降解的物质转化为易于生物降解的小分子物质。微生物所需要的营养，主要为碳水化合物、氮化合物、水、无机盐类（氮和磷）。为满足此要求，故在接触氧化池前投加一定的营养元素。

物化法中选用混凝气浮工艺的原因如下。

a. 悬浮物等去除率高，普通沉淀池去除率仅为 30%左右，竖流式沉淀池为 40%～50%，而气浮可达 80%～90%。

b. 气浮污泥含水率为 97%～98%，气浮排渣可直接进行脱水处理，而其他沉淀池的污泥含水率达 99%以上。

c. 气浮池水力停留时间短，约 30min，而其他沉淀池的水力停留时间为 1.5～2h，故气浮池体积小，减少占地面积。

气浮处理工艺需要增设一套空压机、压力溶气罐、回流水泵等组成的辅助系统，操作管理相对较复杂。

② 水解酸化-SBR 工艺　水解酸化-SBR 法处理啤酒废水，其主要处理设备是水解酸化池和 SBR 反应器。这种方法在处理啤酒废水时，在厌氧反应中，放弃反应时间长、控制条件要求高的甲烷发酵阶段，将反应控制在酸化阶段，这样较之全过程的厌氧反应具有以下优点。

a. 由于反应控制在水解、酸化阶段反应迅速，故水解池体积小。

b. 不需要收集产生的沼气，简化了构造，降低了造价，便于维护，易于放大。

c. 对于污泥的降解功能完全和消化池一样，产生的剩余污泥量少。同时，经水解反应后溶解性 COD 比例大幅度增加，有利于微生物对基质的摄取，加速有机物的降解，为后续生物处理创造更为有利的条件。

d. 水解酸化-SBR 法处理高浓度啤酒废水效果比较理想，去除率均在 94%以上，最高达 99%以上。

在处理啤酒废水时，达到比较理想的效果时，运行条件需要达到下列要求。

a. 水解酸化-SBR 法处理中高浓度啤酒废水，酸化阶段十分重要，它具有两个方面的作用，其一是对废水的有机成分进行小分子化，提高废水的可生化性；其二是对有机物中易降解的污染物有不可忽视的去除作用。酸化效果的好坏直接影响 SBR 反应器的处理效果，有机物去除主要集中在 SBR 反应器中。

b. 水解酸化-SBR 法处理啤酒废水，受进水碱度和反应温度的影响，最佳温度是 24℃，最佳碱度范围是 500～750mg/L。视原水水质情况，如碱度不足，采取预调碱度方法进行该工艺处理；若温度差别不大，运行参数可不做调整，若温度差别较大，视具体情况而定。该工艺以 SBR 为主体，工艺流程如图 7-9 所示。

水解酸化池内设填料（球形填料），水力停留时间为 4h 左右（利用厌氧过程的前阶段），COD 去除率 30%～40%，pH 为 4.8～5.2。SBR 反应池内反应时间约为 6h 左右；水温 20～25℃，污泥浓度 4000mg/L 左右，出水水质达到 GB 8978—88

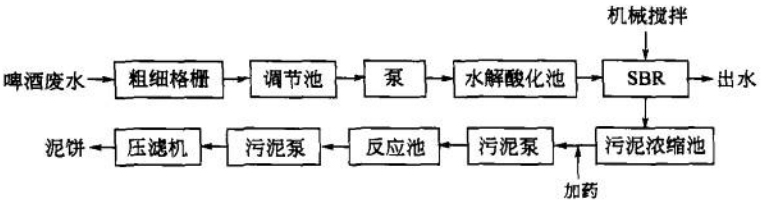



图 7-9 SBR-水解酸化工艺流程

一级排放标准，COD 总去除率>92%。$BOD_5$ 总去除率>98%。

SBR 处理工艺的特点是集生物降解和沉淀排水等功能于一体，与传统的连续式活性污泥法相比，可省去沉淀池和污泥回流设施，具有运行稳定、净化效率高、耐冲击负荷、避免污泥膨胀、便于操作管理等特点。

③ 采用水解-好氧处理工艺的适用条件　水解酸化池底部是个高浓度污泥床，在正常水温和厌氧状态下，大量微生物通过新陈代谢作用于难降解有机物，降解为小分子有机物，去除部分有机污染物，将大部分不溶性有机物降解为溶解性物质。将大分子有机水解酸化，提高了废水的 BOD/COD 比值，改善废水的可生化性，有利于后续的好氧生物接触氧化处理。该法不需要严格的厌氧条件，对温度、pH 的变化不敏感，便于控制。

生物接触氧化法是兼有活性污泥和生物膜法特点的生物处理工艺，池内放置有填料，在曝气充氧条件下，通过栖息在填料上的生物膜和悬浮水中的微生物，吸附降解氧化和代谢去除水中有机污染物。由于填料比表面积大，有效地增大了单位容积的生物膜面积，池内的充氧条件良好，单位容积的生物固体量高，大大提高了处理效率。优点：容积负荷较高，处理时间短、不需污泥回流、可间歇运行。

生物接触池出水含有大量的因衰老而失去活性脱落的生物膜、残存的悬浮物及胶体物质，设计采用混凝气浮固液分离工艺，以节省能耗。投加混凝剂，经气浮后转成浮渣。该工艺占地面积小，处理效率高，污泥含水量较低，还可同时减少污水的浊度和臭味。

但是此处理方法在设计和运行中会出现以下问题。

a. 水解酸化池的问题，主要是沉淀污泥不能及时排除。

由于啤酒废水中悬浮物浓度较高，因而池内污泥产量很大，而工艺仅在水解酸化池前端设计了污泥斗，所以池子的后部很快就充满了污泥。另外，随着微生物量的增加在软性生物填料的中间部位形成了污泥团，使得传质面积减小。

针对污泥淤积情况，在水解酸化池前可增设一级混凝气浮以去除水中的悬浮物，经此改进后水解酸化池能长期、稳定、有效地运行，其出水 COD 也从 1100～1200mg/L 降至 900～1000mg/L，起到了较好的效果。但增设混凝气浮增加了运行费用，而且气浮过程中溶入的 $O_2$ 还可能对水解酸化产生不利影响。因此，在采用水解酸化处理悬浮物浓度高的污水时，可增设污泥斗的数量以便及时排除沉淀污泥。此外，为防止填料表面形成污泥团应采用比表面积大、不结泥团的半软性填料。



b. 如果废水中有机污染物浓度较高，或者预处理效果较差，导致废水中供氧相对不足，此时该处的生物膜呈灰白色，处于严重的缺氧状态，而在池末端可观察到成熟的好氧生物膜，颜色呈黄褐色，有土腥味。这使得生物接触氧化池处理效果不理想，应该及时调整运行方案。

对此，可以采取阶段曝气措施、多点进水的方法，污水沿池长多点流入生物接触氧化池以均分负荷，消除前端缺氧及抑制性物质浓度较高的不利影响。改为多点进水并经过一段时间的稳定运行后，生物接触氧化池的出水（30min 的澄清液）COD 为 200～300mg/L。再经混凝气浮工序处理后最终出水 COD＜150mg/L（一般在 130mg/L），可达到一般企业的排放要求。

c. 在调试运行过程中，生物接触氧化池中生物膜脱落、气泡直径变大（曝气方式为微孔曝气）、出水浑浊、处理效果恶化的现象时有发生。这是由于负荷波动或操作不当造成溶解氧不足而引起的。

溶解氧不足，导致生物膜增厚，由好氧状态转变为厌氧状态，其附着力下降，在空气气泡的搅动下生物膜大量脱落，在调试运行初期，发生这种现象时，可以采取增大供气量以提高供氧能力来消除缺氧，但是如果气泡搅动强度过大，造成了更大范围的生物膜脱落、氧的转移效率更低。因此正确的处理措施应该是减小曝气量，使得脱落的生物膜随水流流出后，再逐渐增加曝气量使溶解氧浓度恢复到原有水平，若水温适宜，一般在 2～3 天后生物膜就可恢复正常。

当采用接触氧化工艺处理啤酒废水时，要遵循下列要求：

a. 采用水解酸化作为预处理工序时，应考虑悬浮物去除措施。

b. 采用推流式生物接触氧化池时，避免前端有机物负荷过高，可采用多点进水方式。

c. 应严格控制溶解氧浓度，供氧不足会造成生物膜大范围脱落，导致运行效果较差。

(5) 厌氧-好氧联合处理技术　厌氧处理技术是一种有效去除有机污染物的技术，它将有机化合物转变为甲烷和二氧化碳。厌氧生物处理法不仅适用于高浓度有机废水，进水 $BOD_5$ 最高浓度可达每升数万毫克，也可适用于低浓度有机废水，如城市污水等。最早的厌氧处理构筑物是化粪池，近年来开发的有厌氧生物滤池、厌氧接触法，上流式厌氧污泥床反应器（UASB）等。其中 UASB 工艺已经广泛应用于常温下啤酒废水的处理中。

UASB 工艺不但节能，且不需要污泥回流，与生物接触氧化器构成二级生物处理系统，对高浓度啤酒有机废水、污水的处理十分有效，UASB 反应器 COD 容积负荷一般在 10kg/($m^3$ · d)，水力停留时间比较短。UASB 在常温条件下运行，靠废水本身的热量维持反应温度，不需外加热源。但是原有的啤酒废水中缺乏氮和磷的营养物，且碱度较低，不能满足厌氧要求。为满足废水中 $m$(COD) ∶ $m$(N) ∶ $m$(P) ＝200∶5∶1 的要求，需要投加一定量的尿素和磷酸盐，并补充必要碱度。现在许多啤酒厂已经广泛应用了该技术。

UASB 的主要优点如下。

a. UASB 内污泥浓度高，平均污泥浓度为 20～40VSS/L。

b. 有机负荷高，水力停留时间短，采用中温发酵时，容积负荷一般为 10kg COD（$m^3$ · d）左右。

c. 无混合搅拌设备，靠发酵过程中产生的沼气的上升运动，使污泥床上部的污泥处于悬浮状态，对下部的污泥层也有一定程度的搅动。

d. 污泥床不填载体，节省造价及避免因填料发生堵塞问题。

e. UASB 内设三相分离器，通常不设沉淀池，被沉淀区分离出来的污泥重新回到污泥床反应区内，通常可以不设污泥回流设备。

UASB 主要缺点如下。

a. 进水中悬浮物需要适当控制，不宜过高，一般控制在 100mg/L 以下。

b. 污泥床内有短流现象，影响处理能力。

c. 对水质和负荷突然变化较敏感，耐冲击力稍差。

目前，国内外已有多家啤酒厂采用了厌氧处理工艺，荷兰的 PAQUES、美国的 BIOTHANE 和比利时的 BIOTIM 公司是世界上 3 个主要 UASB 技术的厂家。

从统计数据来看，PAQUES 和 BIOTHANE 采用颗粒污泥，处理负荷在 10～15kg COD/($m^3$ · d) 以上。BIOTIM 则采用絮状污泥，处理负荷在 5kg COD/($m^3$ · d)。虽然 BIOTIM 负荷较低，但其 COD 去除率可以达到 90%～95% 。这说明同样是 UASB 技术，但是选取的设计参数却可以有很大的不同。这就从另一方面为我们采用 UASB 处理技术和相应的设计负荷提供了依据。可以看出对于啤酒废水平均负荷可以高达 10～15kg COD/($m^3$ · d)，而 COD 去除率可以达到 90%～95%。

据不完全统计，仅这三家公司就已建成几百家啤酒废水处理装置。我国也有数十家啤酒厂采用该工艺。从啤酒废水处理工艺的发展来看，啤酒废水的处理和其他废水处理一样，从好氧处理发展到水解-好氧联合处理，然后进一步发展为厌氧（UASB）-好氧处理，厌氧-好氧处理工艺具有设施占地面积小，能耗低，污泥产量小等优点，典型厌氧（UASB）-好氧工艺处理啤酒废水如图 7-10 所示。

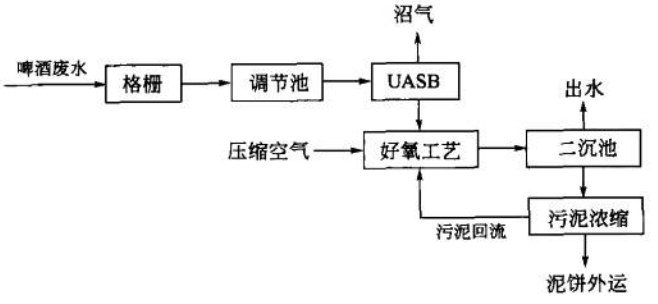



图 7-10　厌氧（UASB）-好氧工艺处理啤酒废水

目前，UASB 工艺与好氧处理工艺相结合用于啤酒废水的处理，一般把 UASB 处理作为啤酒废水处理的先行程序，后续的好氧处置可以是接触氧化工艺、SBR

工艺、氧化沟工艺等。

① UASB-接触氧化-气浮处理工艺　该处理工艺方案与接触氧化-气浮处理工艺方案在主体系统上基本上是相同的，如图 7-11 所示，啤酒废水将高浓度废水和低浓度废水分开处理，其中高浓度废水先采用 UASB（上流式厌氧污泥床）预处理后再进入低浓度废水调节池，然后进入主体处理系统；调节池前增设了沉砂池和分离机，可以最大程度削减有机物的浓度，降低有机物的污染负荷。

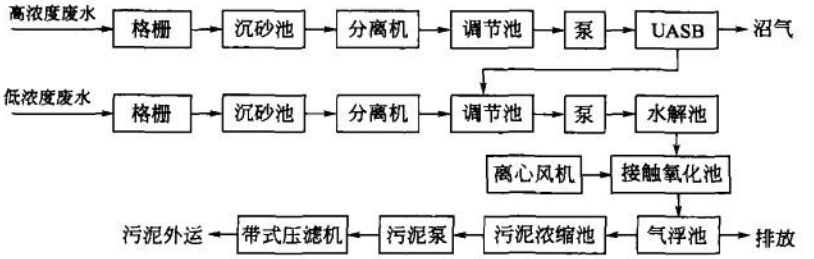



图 7-11　UASB-接触氧化-气浮处理工艺

该工艺用于山东省某啤酒有限公司废水的处理，其运行情况见表 7-5 所列。

**表 7-5　UASB 进出水水质**

| 项　目 | 进水水质 | 出水水质 | 去除率/% | 项　目 | 进水水质 | 出水水质 | 去除率/% |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| COD/(mg/L) | 2320～3300 | 560～643 | 75.9～80.5 | SS/(mg/L) | 634～10760 | 90～1236 | 85.8～88.5 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 800～1640 | 365～407 | 54.4～71.2 | pH | 5.20～5.63 | 6.80～7.32 | |

② IC-CIRCOX 处理工艺　IC（厌氧内循环）反应器根据 UASB 的原理，20 世纪 80 年代中由荷兰帕克（PAQUES）公司开发成功。它由混合区、污泥膨胀床、核心处理区和循环系统四个部分组成。它与其他厌氧处理工艺相比有以下特点。

a. 因反应器为立式结构，高度为 16～25m，故占地面积小，同时沼气收集也方便。

b. 有机负荷与微生物浓度高，有机负荷为 4～10kg COD/($m^3$ · d)，微生物浓度 15～30kg VSS/$m^3$，水力停留时间短，一般为 0.5～4h。

c. 剩余污泥少，约为进水 COD 的 1%，且容易脱水。

d. 靠沼气的提升产生循环，不需要外部动力进行搅拌混合和使污泥回流，节省动力消耗。

e. 因生物降解后的出水为碱性，当进水酸度较高时，可通过出水的回流使进水中和，减少药剂使用量。

f. 耐冲击负荷性能强，处理效率高，COD 去除率为 75%～80%，BOD 去除率为 80%～85%。

g. 生物气纯度高（$CH_4$ 为 70%～80%，$CO_2$ 为 20%～30%），其他有机物为 1%～5%，可作燃料加以利用。

h. 因该反应器为封闭系统，可以容易地控制污水中易挥发物质，可根据需要设置生物过滤器或活性炭过滤器处理废气。

i. 因反应器内液体的流速很高，约为 50m/h，载体通过相互碰撞摩擦而自动脱膜，不需要另设脱膜装置；同时污水中的悬浮物很容易从反应器内冲出，允许进水悬浮物的浓度较高，不需设预沉池。

j. 因活性污泥在反应器内循环，泥龄很高，污泥中可产生一些生长速度很慢的硝化细菌等，故 CIRCOX 反应器适合于处理含氮化合物及其他难降解的化合物。

CIRCOX（封闭式空气提升好氧）反应器为双层立式筒体（外层为下降筒体，内层为上升筒体），废水由底部进入反应器，与压缩空气一起从内层筒体（也称上升管）向上流，与微生物充分接触，微生物吸附在载体（细砂类物质）表面，形成生物膜，使活性污泥有良好的沉降性能，不易被出水带离反应器而在系统内循环，筒体的上部做成“帽状”（直径放大约 1/3 左右），气、水和污泥的混合液进入反应器上部“帽状”的三相分离区分离；气体从上面离开反应器，澄清水从出水口流出，污泥经过沉降区返回到反应器底部。

IC-CIRCOX 工艺流程如图 7-12 所示。

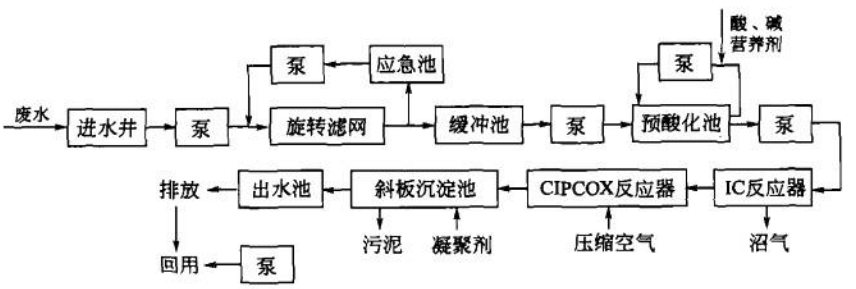



图 7-12　IC-CIRCOX 工艺流程

IC 反应器应用于高浓度有机废水处理，CIRCOX 适用于低浓度的啤酒生产废水和城市污水处理，两者串联起来是优化的组合，体现了占地面积小、无臭气排放、污泥量少和处理效率高的优点。1995 年上海某酿酒公司引进了帕克公司的专利技术处理啤酒生产废水，已建成投产，处理能力 4800m³/d，进出水水质见表 7-6 所列。

**表 7-6　上海某公司啤酒废水处理站进出水水质**

| 项　目 | 进水水质 | | 出水水质 | |
|---|---|---|---|---|
| | 平均 | 范围 | 平均 | 范围 |
| COD/(mg/L) | 2000 | 1000～3000 | 75 | 50～100 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 1250 | 600～1875 | 30 | |
| SS/(mg/L) | 500 | 100～600 | 50 | 10～100 |
| $NH_4^+$-N/(mg/L) | 30 | 12～45 | 10 | 5～15 |
| 磷酸盐/(mg/L) | — | 10～30 | | |
| pH | 7.5 | 4～10 | 7.5 | 6～9 |
| 温度/℃ | 37 | 30～50 | 40 | |

③ 内循环 UASB 反应器＋氧化沟工艺　此工艺采用厌氧和好氧相串联的方式，厌氧采用内循环 UASB 技术，好氧处理用地有一处狭长形池塘，为了降低土建费

用，因地制宜，采用氧化沟工艺。本处理工艺的关键设备是UASB反应器。该反应器是利用厌氧微生物降解废水中的有机物，其主体分为配水系统，反应区，气、液、固三相分离系统，沼气收集系统四个部分。

内循环UASB技术是在普通UASB技术的基础上增加一套内循环系统，它包括回流水池及回流水泵。UASB反应器的出水水质一般都比较稳定，在回流系统的作用下重新回到配水系统。采取这措施能提高UASB反应器对进水水温、pH和COD浓度的适应能力，只需在UASB反应器进水前对其pH和温度做简单调整即可。

UASB反应器采用环状穿孔管配水，通过三相分离器出水，并在三相分离器的上方增加侧向流絮凝反应沉淀器，它由玻璃钢板安装而成，能在最大程度上截留三相分离出水中的颗粒污泥。

运行结果表明COD总去除率高达95%以上。由于采用的是内循环UASB反应器和氧化沟工艺串联组合的方式，可根据啤酒生产的季节性、水质和水量的情况调整UASB反应器或氧化沟处理运行组合，以便进一步降低运行费用。

## 7.4 啤酒工业清洁生产

末端治理作为目前国内外控制污染的最重要的手段，为保护环境起到了极为重要的作用，但是随着啤酒工业的快速发展，末端治理这一污染控制的种种弊端逐渐显露出来。体现在末端治理设施投资大，运行费用高，企业成本上升，经济效益下降；末端治理存在污染物转移等问题，不能彻底解决环境污染；末端治理没有涉及资源的有效利用，不能制止自然资源的浪费。

因此，清洁生产从根本上摒弃了末端治理的弊端，通过生产全过程的控制，减少甚至消除污染物的产生和排放。不仅减少了末端治理设施的建设投资，也减少了日常运转费用，大大减轻了企业的负担。因此开张清洁生产的实质是实行污染控制和全过程控制，是企业的根本要求和最终归宿。

对于啤酒工业的清洁生产应从以下几个方面予以重视：防止和减少废物产生；循环利用资源和能量；收集处理废物。很多啤酒厂的实践经验证明：如果重视清洁生产，防止和减少废糟水、麦汁、啤酒、酵母等进入废水，可降低75%的废水负荷。

### 7.4.1 啤酒节能减排清洁生产工艺

(1) 麦汁一段冷却与节能　传统啤酒生产工艺即采用两段冷却工艺，前一段采用自来水，将麦汁从98℃冷却至35～40℃；后一段采用冷冻水溶液把麦汁冷却至7～9℃。

麦汁两段冷却存在的问题是：①冷冻机负荷重、电耗高；②第一段热交换的冷水吸热后出口水温偏低（55～60℃），集中在热水罐内还要通入蒸汽加热至78～80℃方能供洗槽使用；③水和酒精耗量大。

麦汁一段冷却的工作原理是：按热传递机理，只要参与热交换的两种介质之间

存在一定的温度差，就能进行热传递，因此可以采用其他方式时溶液与麦汁之间进行热交换。实际工作中采用冰水，其温度控制在3～4℃左右，投资比较经济，实际热交换的效果比较好。

一段冷却工艺可节能40%。一段冷却工艺用水作载冷剂，可以大幅度降低酒精的耗用量；薄板换热器得到合理设计，冷却水用量降低；经热交换后的水温提高，锅炉的煤耗降低。

(2) 节约用水和减少污水排放量　啤酒行业的废水主要来自冲洗水、洗涤水。根据《清洁生产标准——啤酒制造业》（HJ/T 183—2006）的要求：取水量9.5$m^3$/kL，废水产生量8$m^3$/kL（国内清洁生产基本水平）；取水量8$m^3$/kL，废水产生量6.5$m^3$/kL（国内清洁生产先进水平）；取水量6$m^3$/kL，废水产生量4.5$m^3$/kL（国际清洁生产先进水平）。

节约用水和减少污水排放量具体的措施如下。

① 采用逆流用水浸渍工艺　浸渍工艺是用水量比较大的工序，在浸渍过程中采用逆流浸渍工艺，将浸渍后段的洗麦废水，作为浸渍下一批大麦初期的浸麦洗麦用水。采用逆流浸渍工序，每千升啤酒节约用水1.6～3.0$m^3$。

② 洗瓶机终洗水的再利用　洗瓶机终洗水水质比较清洁，经回收后，基本不需要任何处理就可直接用于洗瓶机初洗或冲洗地面。实现洗瓶机终洗水的再利用，可使耗水量减少2$m^3$/kL。

③ 废碱性洗涤液进行预处理　洗瓶工序中使用碱性洗涤液，使用一定时间后需要更换。废碱性洗涤液中含有大量NaOH、洗涤剂、纸浆、染料和无机杂质。集中排放碱性洗涤液时，废水的pH在11以上，对活性污泥法的生物具有很强的冲击性。因此废碱性洗涤液应进行预处理。

④ 减少残漏酒液排放　灌装工序每天外排的污染物，主要是来自灌瓶机的酒液漏损和包装线上的碎瓶残剩酒。漏损1L啤酒，可造成约0.13kg的COD污染物，或0.09kg $BOD_5$污染物；随手扔掉一个碎瓶残酒，相当于一个人一天的排污量。因此减少啤酒的滑损和把碎瓶残酒收集起来，是减少$BOD_5$污染物的关键。

(3) 改进麦芽粉碎方法　传统麦芽粉碎方法采用干法粉碎，可采用连续浸渍增湿粉碎。将湿法粉碎和干法粉碎有机结合起来，优点是麦皮破而不碎，加快麦汁过滤速度。

(4) 干法排糟　传统工艺采用湿法排糟，浪费大量的能源和水。干法排糟在稍微增加增加耗电量的前提下，减轻工作量，减轻了环境污染，耗水量仅是湿法排糟的5%。

(5) 压滤法代替传统过滤法　采用压滤法代替传统的过滤槽法。具有提高生产效率、降低生产成本、提高产品质量、节能降耗、改善生产环境等优点。

(6) 低压煮沸及二次蒸汽回收利用　采用低压煮沸，蛋白质凝固效果好，可节能并提高$\alpha$-酸异构化及酒花的利用率，利于不良气味物质挥发，使麦汁pH降低、色泽好，口感好。通过二次蒸汽回收的热能，用于麦汁煮沸前的预热，可节能



60%～65%。

其他的清洁生产工艺还包括：新建、扩建啤酒厂还可采用低层糖化楼的设计、高浓度发酵后的稀释工艺，大力推广酶法液化，进行优良酵母的选育，采用直接氨冷却工艺、PET 瓶包装、瞬时杀菌、无菌灌装、采用 CIP（原位清洗）系统等方法，可以提高生产效率，节能减排。

### 7.4.2　啤酒工业副产物综合利用

啤酒生产的主要原料是大麦和酒花、大米，但并不是利用这些原料的全部，生产中只是利用原料中的淀粉，大部分蛋白质留在麦糟及凝固物中。同时，啤酒生产还排出废酵母、废酒花、废啤酒、二氧化碳等副产品。

啤酒生产过程中的这些副产物有两个特点：一是含有许多营养成分，无毒，适合于生产饲料和食品；二是含水量高，储存运输不方便。目前许多啤酒生产厂，还没有开展回收利用和处理，或者仅仅进行了部分处理和回收。造成啤酒厂外排高浓度副产物，既污染了环境，又浪费了大量宝贵资源。啤酒生产的副产品的来源与数量可见表 7-7 所列。

**表 7-7　年产 $12\times10^4$kL 啤酒厂主要副产物**

| 副产品 | 湿基质量/(t/a) | 含水率/% | 干固物/(t/a) | 单价/(元/t) | 总价/(万元/t) |
|---|---|---|---|---|---|
| 麦糟 | 24000～36000 | 80～85 | 4800～7200 | 20(湿基) | 48～72 |
| 主发酵酵母 | 420～660 | 80 | 84～132 | 3000(干物) | 25～40 |
| 后发酵酵母 | 240～396 | 85 | 36～60 | 3000(干物) | 11～18 |
| 剩余啤酒 | 1440 | — | — | 400 | 58 |
| $CO_2$ | 2400 | — | 600 | 144(湿基) | 35 |
| 合计 | — | — | — | — | 178～222 |

年生产 $12\times10^4$kL 啤酒厂，每年可回收的主要副产品的数量及经济效益见表 7-8 所列。

**表 7-8　啤酒厂副产品的数量（吨啤酒）和来源**

| 副产品 | 数量/(kg/t) | 含水率/% | 干固物/(kg/t) | 来源区段 |
|---|---|---|---|---|
| 谷物粉尘 | 0.4 | 5 | 0.38 | 谷物粉碎和输送 |
| 麦糟 | 200～300 | 80～85 | 40～45 | 麦汁过滤 |
| 淡麦麦汁 | 45 | 97 | 1.34 | 糖化与过滤 |
| 最后洗液 | 12 | 97 | 0.37 | 麦汁过滤 |
| 废酒花 | 5 | 80 | 1 | 酒花分离 |
| 热凝固物 | 3～3.5 | 80 | 1 | 麦汁澄清 |
| 冷凝固物 | — | — | 0.06～0.14 | 麦汁冷却 |
| 主发酵酵母 | 3.5～5.5 | 80 | 0.76～1.1 | 发酵 |
| 后发酵酵母 | 2～3.3 | 85 | 0.3～0.5 | 储酒 |
| 剩余啤酒 | 12 | — | — | 发酵与储酒 |
| 废硅藻土 | 7～10 | 80 | 1.5～2 | 啤酒过滤 |
| $CO_2$ | 20～22 | — | — | 发酵 |
| 溢出啤酒 | — | — | — | 过滤与灌装 |
| 稀碱液 | — | — | — | 洗瓶 |

(1) 啤酒酵母成分　传统啤酒工艺中，啤酒酵母约为啤酒产量的 0.1%～

0.2%（干基）；而露天发酵大罐，由于选择的酵母菌种不同，啤酒酵母为啤酒产量的0.2%～0.3%（干基）。目前，啤酒厂除将小部分酵母泥留作种子使用外，大部分连同其中的残留啤酒直接排放，长期以来没有得到很好利用，直接排放的污染物浓度较高，严重污染环境。

实际上，啤酒酵母中含有丰富的蛋白质（约占啤酒酵母的50%），见表7-9所列。

**表7-9 啤酒酵母中的主要成分** 单位：%

| | | | |
|---|---|---|---|
| 粗蛋白 | 47.3 | 钙 | 0.52 |
| 脂肪 | 0.52 | 磷 | 1.62 |
| 粗纤维 | 0.29 | 盐分 | 0.49 |
| 灰分 | 6.96 | 水分 | 9 |
| 铅 | 合格 | 砷 | 合格 |

啤酒酵母含有18种氨基酸，见表7-10所列。这些氨基酸绝大部分是人和动物所必需的氨基酸，其中有8种氨基酸含量及氨基酸的比例接近联合国粮农组织（FAQ）推荐的理想氨基酸比例，具有较重要的氨基酸药理作用。因此，啤酒酵母作为人类食品和动物饲料添加剂都具有很高的营养价值。

**表7-10 啤酒酵母氨基酸组成** 单位：%

| 名称 | 干物质 | 粗蛋白 | 赖氨酸 | 色氨酸 | 蛋氨酸 | 脯氨酸 | 苏氨酸 | 异亮氨酸 | 组氨酸 | 天冬氨酸 | 亮氨酸 | 精氨酸 | 苯丙氨酸 | 谷氨酸 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 酵母 | 9.3 | 45.0 | 3.4 | 0.8 | 1.0 | 0.5 | 2.5 | 2.2 | 1.3 | 2.4 | 3.2 | 2.2 | 1.9 | 1.7 |

（2）啤酒废酵母生产饲料 其具体的生产工艺如图7-13所示。

啤酒废酵母→储存→成浆→泵送→干燥→粉碎→产品→装袋

图7-13 啤酒废酵母生产饲料酵母工艺流程

将啤酒废酵母生产饲料酵母后，酵母泥基本不再排放，大大减轻了污水排放和处理的污染负荷。

（3）啤酒废酵母泥制取超鲜调味剂等 利用啤酒酵母泥制取超鲜调味剂的技术，可以为啤酒酵母泥的综合利用开辟一条新途径。该技术是以啤酒厂的副产物废酵母泥为主原料，既解决了啤酒厂的排污问题，减少了排污费用，又合理地解决了啤酒废酵母泥的综合治理难题。

该技术采用生物技术，结合物理方法，使酵母菌细胞破壁，将酵母菌中含有的蛋白质、核酸水解转化为氨基酸和呈味核苷酸，然后提取水解产物，制成富含多种氨基酸和呈味核苷酸、B族维生素等物质，以及营养丰富、色香味具佳的调味品酱油和醋。该项技术不仅具有良好的经济效益，还具有非常高的社会效益。

利用啤酒废酵母生产营养调味品，产品不仅滋味鲜美，而且营养丰富，是当今市场较为流行的具有调味和营养功能为一体的天然食品。

在啤酒酵母泥中添加一定的双歧因子，可发酵生产双歧酵母保健食品，最近较常见的产品有营养果醋、发酵酸奶饮料、营养蛋白粉等。



啤酒酵母进行生物制药：啤酒酵母由于含有多种氨基酸、核酸、维生素、酶类和其他生物活性物质，目前主要有药用干酵母、核酸及其他衍生物、果糖二磷酸钠、谷胱甘肽及辅酶 A、B 族维生素等产品。

啤酒废酵母可以制备重金属离子吸附剂，用于吸附废水中的重金属离子，废酵母对废水中的 $Cu^{2+}$ 和 $Pb^{2+}$ 具有较强的吸附能力。

(4) 利用废麦糟生产饲料　麦糟是啤酒厂产量最大的副产物，占废弃物总量的 80%以上。因为各个啤酒生产厂家的工艺不同，麦糟产生量和回收量也不尽相同。湿麦糟含有多种营养成分，不易储存，易于霉变。有些啤酒厂将湿麦糟直接出售，经济效益较差。

由于麦糟营养成分较高，可将湿麦糟送至麦汁过滤槽或压滤机进行分离，得到产品含水量为 80%～85%的麦糟，然后经过螺旋压滤机或者袋式压滤机，再送入管式蒸汽干燥机或者盘式蒸汽干燥机进行干燥，得到含水率为 10%的干麦糟，最后经过粉碎、造粒，制成颗粒干燥麦糟出售，可获得较高的经济效益。

目前，我国珠江、宣化、莱州、泰安等啤酒厂引进了麦糟加工设备，如年产 $10\times10^4$kL 的啤酒生产厂家，每年可生产 7000t 干麦糟饲料。

为了进一步利用废麦糟，目前对麦糟进行深加工的技术有：麦糟制备单细胞蛋白饲料；麦糟生产酶制剂；麦糟厌氧产氢；麦糟厌氧消化产能制肥；麦糟制备乳酸；麦糟生产水溶性膳食纤维；麦糟生产乙醇燃料；麦糟生产甘油、食醋；麦糟栽培食用菌等。

(5) $CO_2$ 回收　啤酒发酵是厌氧发酵，每生产 1kL 啤酒产生 $CO_2$ 约 20kg，我国很多啤酒生产厂家没有充分回收 $CO_2$。目前比较流行的做法是：对 $CO_2$ 回收继续用于本厂生产，或者对外销售。

$CO_2$ 的回收利用工艺如图 7-14 所示。

发酵罐 $CO_2$ ⟶泡沫捕集器⟶水洗器⟶球形集气罐⟶无油二级压缩机⟶
活性炭过滤器⟶脱水器⟶液化器⟶液体 $CO_2$ 储罐⟶蒸发器⟶生产或销售

图 7-14　啤酒厂 $CO_2$ 回收工艺

(6) 麦汁和冷热凝固物回收和利用　麦汁主要包括糖化麦汁、定型麦汁和发酵麦汁。热凝固形物是以蛋白质和多酚物质为主的复合物。冷凝固物指麦汁在 60℃以下冷却时凝聚析出的浑浊物质。通过对麦汁的回收，或者将麦汁生产柠檬酸、废糖化麦汁沼气发酵可将麦汁综合利用；将冷热凝固物生产动物饲料或者食品添加剂，可获较好的效益。

## 7.5　啤酒工业废水处理工程实例

### 7.5.1　啤酒工业废水设计参数

根据对国内外现有生产性运行资料的收集与分析，啤酒废水采用生物处理技术时，其主要设计运行参数列举于表 7-11～表 7-13 中，设计者可根据实际情况选用。

表 7-11 活性污泥法处理啤酒废水的主要设计运行参数

| 工艺 | 进水容积负荷/[kg $BOD_5$/($m^3$·d)] | 污泥负荷/[kg $BOD_5$/(kg SS·d)] | 混合液悬浮固体(MLSS)/(kg/$m^3$) | 需氧量/(kg $O_2$/kg $BOD_5$) | 产泥率/(kg SS/kg $BOD_5$) | $BOD_5$去除率/% | 回流比/% |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 普通活性污泥法 | 0.3～0.80 | 0.2～0.4 | 1.5～2 | 0.8～1.1 | 0.2～0.4 | 90～95 | 50～100 |
| 两段活性污泥法 | 0.6～1.2 | 0.3～0.5 | 2～4 | 0.7～1.0 | 0.4～0.6 | 90～95 | 100～150 |
| 完全混合活性污泥法 | 0.6～2.4 | 0.2～0.4 | 3～6 | 0.7～1.1 | 0.4～0.6 | 85～90 | 50～150 |
| 射流曝气 | 2.5～5.0 | 0.8～1.5 | 3～5 | 0.8～1.0 | 0.5～0.8 | 90～95 | 100～150 |
| 延时曝气氧化沟 | 0.15～0.25 | 0.05～0.15 | 2～5 | 1.4～1.8 | 0.15～0.3 | ≥95 | 50～150 |
| 单级纯氧曝气 | 0.1～0.2 | 0.05～0.15 | 2～6 | 1.5～2.0 | 0.2～0.4 | 95～98 | 50～100 |
| 二级纯氧曝气 | 2.4～3.2 | 0.4～0.6 | 6～8 | 0.5～0.6 | 0.1～0.3 | 90～95 | 25～50 |

表 7-12 生物膜法处理啤酒废水主要设计运行参数

| 处理工艺 | 进水有机负荷/[kg $BOD_5$/($m^3$·d)] | 水力负荷/[$m^3$/($m^2$·d)] | 池高($H$)或直径($D$)/m | 产泥率/(kg SS/kg $BOD_5$) | 气水比($r$)或回流比($R$)/% | 去除率/% |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 高负荷生物滤池 | 0.8～1.2 | 10～40 | 2($H$) | 0.4～0.6 | 100～400($R$) | 75～85 |
| 塔式生物滤池 | 2.5～4.5 | 80～200 | 8～12($H$) | 0.4～0.6 | 300～500($R$) | 60～80 |
| 超速生物滤池 | 4～6 | 80～150 | 4～6($H$) | 0.4～0.6 | 300～500($R$) | 50～60 |
| 生物转盘 | 30～40 | 0.05～0.08(以盘面计) | 1.8～4.0($D$) | 0.4～0.69 | — | 80～85 |
| 生物接触氧化池 | 4～6<br>1.5～2① | — | 2～3($H$) | 0.4～0.6<br>0.3～0.5① | 50～100<br>6～10① | 90～95<br>60～70① |

① 作为第二级生物处理时的数据。

表 7-13 厌氧生物法处理啤酒废水主要设计运行参数

| 工艺 | 反应温度 | 进水有机负荷[kg $BOD_5$/($m^3$·d)] | 污泥负荷[kg COD/(kg VSS·d)] | 水力停留时间HRT/h | 反应器高/m | 沼气产率/($m^3$沼气/kg COD去除) | 污泥产率①(去除)/(kg VSS/kg COD) | 去除率(COD)/% |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| UASB反应器 | 常温 | 6～8 | 0.3～0.35 | 6～8 | 4～5 | 0.4 | 0.1～0.2 | ≥85 |
| UASB反应器 | 中温 | 8～14 | 0.35～0.5 | 4～6 | 4～5 | 0.5 | 0.1～0.2 | ≥85 |
| 升流式厌氧滤池 | 常温 | 6～7 | — | 7～9 | 4～5 | 0.4 | 0.1～0.2 | ≥85 |
| 厌氧接触法 | 中温 | 2～5 | 0.1～0.2 | 72～96 | — | 0.4～0.5 | 0.1～0.1 | ≥90 |

① 包括出水 VSS。

在实际的啤酒废水处理工艺中，应考虑具体的啤酒废水特点进行适当的调整。例如啤酒废水易于腐败发臭，采用好氧生物处理工艺时，调节池内往往要进行预曝气。采用生物接触氧化法处理啤酒废水，由于 $BOD_5$ 的浓度较高，确定氧化池型式时，可分为二段或三段，即把氧化池分隔成二个或三个。由于第一段的进水有机负荷较高，氧化池填料上的生物量较多，脱落的生物膜也较多。为提高生化处理效果和节省曝气用量，可考虑在前段氧化池后设中间沉淀池，及时去除脱落的生物膜。

## 7.5.2　啤酒工业废水工程实例

(1) 北京某啤酒厂的 UASB 工艺　北京某啤酒厂，日处理 4500m³ 的 UASB 反应器。废水通过厌氧处理可以达到 85%～90%以上的有机污染物去除率。

该啤酒废水进水水质如下：COD 为 2300mg/L；水温为 18～32℃；$BOD_5$ 为 1500mg/L；TN 为 43mg/L；TSS 为 700mg/L；TP 为 10mg/L；碱度为 450mg/L。

该啤酒厂地处市区，下游有高碑店城市污水处理厂，因此，啤酒厂仅仅进行一级厌氧处理，处理后的废水需达到排入城市污水管道的水质标准（COD 浓度小于 500mg/L）。工艺流程如图 7-15 所示。

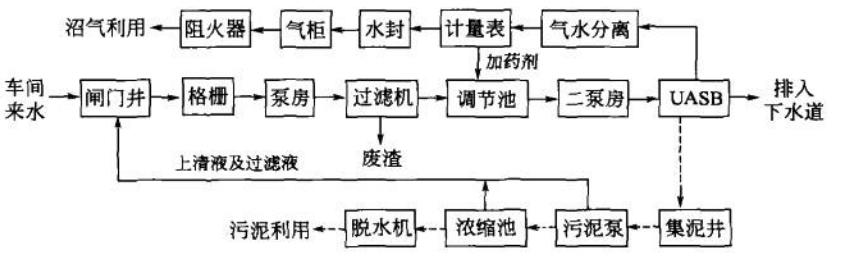



图 7-15　北京某啤酒废水处理 UASB 工艺

上述工艺是我国第一个啤酒废水厌氧处理设备，其中 UASB 反应器总池容为 2000m³，为了便于运行管理，在设计上将 UASB 分成 8 个单元，每个单元的有效容积为 250m³。当废水温度低于 25℃时，反应器 COD 负荷为 7～12kg/(m³ · d)，HRT 为 5～6h，COD 去除率为 75%～93%，出水 COD 低于 500mg/L，沼气产气率为 0.42m³/kg，剩余污泥产率 VSS 为 0.109kg/kg。

(2) 上海某公司 CIR-COX 工艺　该啤酒生产废水处理工艺，处理能力为 4800m³/d，处理流程如图 7-16 所示。

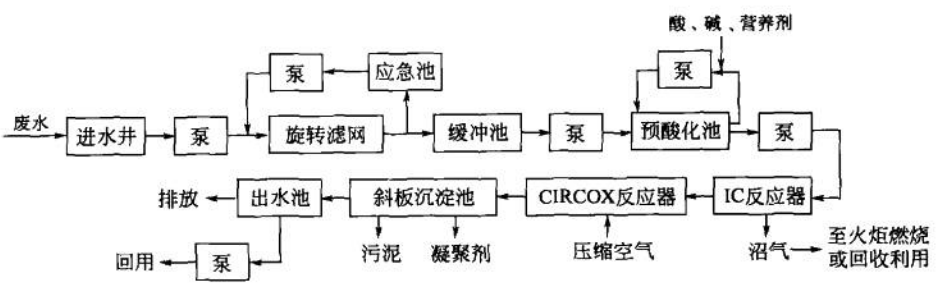



图 7-16　上海某公司啤酒废水 CIR-COX 处理工艺流程

IC（厌氧内循环）反应器根据 UASB 的原理，20 世纪 80 年代中由荷兰帕克（PAQUES）公司开发成功。它由混合区、污泥膨胀床、精处理区和循环系统 4 个部分组成。

CIRCOX（封闭式空气提升好氧）反应器为双层立式筒体（外层为下降筒体，

内层为上升筒体），水由底部进入反应器，与压缩空气一起从内层筒体（也称上升管）向上流，使进水与微生物充分接触，微生物黏附在载体（细砂类物质）表面，形成生物膜，使活性污泥有良好的沉降性能，不易被出水带离反应器而在系统内循环，筒体的上部做成“帽状”（直径放大约1/3左右），气、水和污泥的混合液进入反应器上部“帽状”的三相分离区分离；气体从上面离开反应器，澄清水从出水口流出，污泥经过沉降区返回到反应器底部。它与其他厌氧处理工艺相比有以下特点。

① 因反应器为立式结构，高度与直径比大，高度为16～25m，故占地面积小，同时沼气收集也方便。

② 剩余污泥少，约为进水COD的1%，且容易脱水。污泥回流在同一反应器内完成，靠沼气的提升产生循环，不需要外部动力进行搅拌混合和使污泥回流，节省动力消耗。

③ 因该反应器为封闭系统，可以容易地控制污水中易挥发物质，可根据需要设置生物过滤器或活性炭过滤器处理废气。生物气纯度高（$CH_4$ 为70%～80%，$CO_2$ 为20%～30%，其他有机物为1%～5%），可作燃料加以利用。

IC反应器应用于高浓度有机废水，CIRCOX反应器适用于低浓度的废水，两者串联起来是较优化的工艺组合。具有占地面积小、无臭气排放、污泥量少和处理效率高等优点。其中IC反应器和CIRCOX反应器的关键部件是从荷兰引进的，废水处理站采用全自动控制。

如图7-16所示，啤酒生产废水汇集至进水井，由泵提升至旋转滤网。其出水管上设温度和pH在线测定仪，当温度和pH的测定值满足控制要求时，废水就进入缓冲池，当前段工艺出现事故时，可将啤酒废水排至应急池。

缓冲池内设有淹没式搅拌机，使废水均质并防止污泥沉淀。废水再由泵提升至预酸化池，在其中使有机物部分降解为挥发性脂肪酸，并可在其中调节营养比例和pH。啤酒废水由泵送入IC反应器，经过厌氧反应后，流入CIRCOX反应器，出水流至斜板沉淀池，加入高分子絮凝剂以提高沉淀效果。污泥用泵送至污泥脱水系统，出水部分回用，其余排放。

主要处理构筑物的设计参数如下。

预酸化池：直径为6m，高为21m，水力停留时间为3h；IC反应器：直径为5m，高为20.5m，水力停留时间为2h，COD负荷为15kg/($m^3$ · d)；CIRCOX反应器：下部直径为5m，上部直径为8m，高度为18.5m，水力停留时间为1.5h，COD负荷为6kg/($m^3$ · d)，微生物VSS浓度为15～25g/L。

各个反应器的废气由离心风机送至涤气塔，用处理后的废水送稀碱液吸收。废水进水、出水数据见表7-14所列，出水的各项指标均达到排放标准。

（3）某啤酒厂UASB＋A/O工艺　某啤酒厂设计废水量：8000$m^3$/d。该工程的设计进出水水质参数见表7-15所列。

本工艺选用UASB技术与A/O技术，以及预处理＋A/O技术，对废水进行了分流处理，具体的工艺流程如图7-17所示。

**表 7-14　上海某公司啤酒废水处理站处理效果**

| 项　目 | 进水水质 | | 出水水质 | |
|---|---|---|---|---|
| | 平均 | 范围 | 平均 | 范围 |
| COD/(mg/L) | 2000 | 1 000～3000 | 75 | 50～100 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 1250 | 600～1875 | ≤30 | — |
| SS/(mg/L) | 500 | 100～600 | 50 | 10～100 |
| $NH_4^+$-N/(mg/L) | 30 | 12～45 | 10 | 5～15 |
| 磷酸盐/(mg/L) | — | 10～30 | — | — |
| pH | 7.5 | 4～10 | 7.5 | 6～9 |
| 温度/℃ | 37 | 30～50 | <40 | — |

**表 7-15　某啤酒厂废水处理工程的设计水质**

| 序号 | 项目 | 原水 | 处理出水 | 序号 | 项目 | 原水 | 处理出水 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | pH | 4～9 | 6～9 | 4 | SS/(mg/L) | 332～454 | ≤200 |
| 2 | COD/(mg/L) | ≤2500 | ≤150 | 5 | 温度/℃ | <35 | |
| 3 | $BOD_5$/(mg/L) | ≤1400 | ≤60 | | | | |

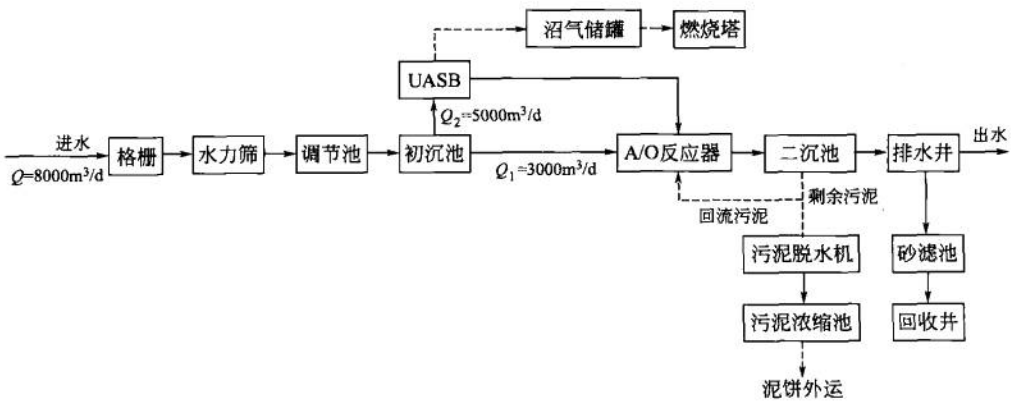



图 7-17　某啤酒厂废水处理工艺流程

本工艺的预处理是两套处理系统共享的。预处理由格栅滤渣、细筛机分离、调节池、初沉池 4 部分构成，其主要目的是为了去除废水中的大块杂质，以保障污水输送顺畅且满足后续处理构筑物的进水条件，预处理工段可去除废水中 COD 约 50%以上，SS 去除 90%以上。

废水经预处理后被分流进 UASB 反应器及 A/O 反应器。其中 3000m³/d 的污水直接进入 A/O 反应器，另外 5000m³/d 的废水经 UASB 处理后再进入 A/O 反应器。

该工艺的 UASB 反应器是从荷兰 PAQUES 公司引进的，该装置反应器主体和三相分离器装置两部分组成，其中反应器主体由钢筋混凝土建造而成，底部设有均匀布水装置；三相分离器则为预制的组合体，由沼气分离、废水沉降、集水坝槽、沼气收集等部分组成。布水装置材质为 HDPE，三相分离器材质为 PE，上部再覆盖有 FRP 活动槽盖。这种处理装置运行正常后有机负荷可达 10～20kg COD/

($m^3$ · d) 时的 HRT 为 4～24h，COD 除率可达 80%～90%，操作温度 15～40℃，pH 为 6～8；整个系统的布置紧凑，便于施工、耐腐蚀性能好、能耗低、运行时无噪声和异味的困扰。

该工艺 UASB 反应器的接种污泥主要有两种，一种是从荷兰进口的厌氧颗粒污泥，共 32$m^3$；另一种是国内处理啤酒废水的 UASB 反应器中的厌氧污泥 10t，含水率约为 80%。启动时，反应器有机负荷按 2～3kg COD/($m^3$ · d) 进行控制，启动时 pH 控制在 6.8～7.5，未投加营养盐。启动后 5 个月，污泥负荷提高到 5～23kg COD/($m^3$ · d)，COD 去除率为 50%以上，产气率 0.4$m^3$/kg COD 左右，至此，厌氧污泥的驯化基本完成，UASB 正常运行。

图 7-17 中 A 池的停留时间较短，约为 1.0h。在启动运行初期，控制废水进水量，同时控制混合液的 pH 为 6.5～8，CDO 为 2～4mg/L。污泥经二沉池沉淀后全部回流，MLSS 由接种时的 500mg/L 左右逐渐增加到 3000mg/L 左右。经过一个月的驯化，进水量为 2500～3500$m^3$ 时，COD 去除率达 70%以上，用显微镜观察生物相发现有钟虫等，生物相稳定且比较活跃，据此判断 A/O 系统已进入连续正常运行阶段。A/O 正常运行时，系统中污泥的沉降性能良好，其 SVI 一般为 80～150mL/g；同时筛选作用抑制了丝状菌的繁殖，有效地避免了污泥膨胀现象。

监测表明：在一般情况下，系统出水 COD 通常在 100mg/L 以下。当遇有连续较高负荷冲击如 COD 浓度高达 1000～7500mg/L 的情况，系统恢复能力很强，能很快满足出水要求。

本工程将废水分流处理，一方面减轻了 UASB 的负荷，另一方面又可以保证 A/O 系统中有足够的食物供微生物生长利用，有利于提高整个系统的处理效果。UASB 与 A/O 反应器工艺运行效果见表 7-16 所列。污水处理厂建筑物、构筑物一览表，见表 7-17 所列。

污水处理厂设备一览，见表 7-18 所列。

该工程总投资 1487.5 万元，其中土建投资 497 万元，设备投资 990.5 万元。啤酒废水处理年运行费用 263 万元，包括设备折旧，年直接运行费用 152 万元，单位直接处理成本为 0.85 元/$m^3$。

(4) 某啤酒厂一级厌氧处理工艺　某啤酒厂产量为 $10\times10^4$t，原设计废水最为 2600$m^3$/d，在生产旺季实行运行废水量为 4500～5000$m^3$ · d，变化系数为 4。废水的水质指标列举于表 7-19。由表中数据可知，设计水质与实际水质有很大差异，实际水质情况变化很大。处理后出水要求为 $BOD_5$≤300mg/L，COD≤500mg/L，SS≤400mg/L，pH 为 6～9。

**表 7-16　工艺运行进出水水质**

| UASB | | | A/O 反应器 | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% |
| 1400～2500 | 250～450 | 70～85 | 900～1300 | <150 | 88 |



**表 7-17　污水处理厂建筑物、构筑物一览**

| 序号 | 名称 | 尺寸 | 数量 | 结构 |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 抽水井 | 4.0m×4.0m×3.85m | 1 | |
| 2 | 调节池 | 25.0m×18.0m×5.0m | 1 | |
| 3 | 初次沉淀池 | $\phi$21.0m×4.0m | 1 | |
| 4 | 酸化池 | 21.0m×10.4m×4.86m | 1 | |
| 5 | UASB 反应器 | 13.95m×5.3m×4.75m | 2 | |
| | | 13.95m×7.8m×4.75m | 1 | |
| 6 | A/O 处理系统 | | | 除控制室为混合结 |
| 6-1 | A Stage | 8.4m×5.3m×5.0m | 2 | 构外，其余均为钢筋混 |
| 6-2 | B Stage | 12.5m×12.5m×5.0m | 5 | 凝土结构 |
| 7 | 二次沉淀池 | $\phi$16.0m×4.0m | 2 | |
| 8 | 排放井 | 3.0m×3.0m×4.5m | 1 | |
| 9 | 回收井 | 3.0m×2.0m×3.0m | 1 | |
| 10 | 污泥浓缩池 | $\phi$7.0m×5.0m | 1 | |
| 11 | 厌氧污泥槽 | 6.0m×4.0m×4.5m | 1 | |
| 12 | 控制室 | 12m×7.0m 二层 | 1 | |

**表 7-18　污水处理厂设备一览**

| 序号 | 名　称 | 规　格 | 数量 | 备　注 |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 格栅 | $B$=10mm，人工清理，SUS304 | 1 | |
| 2 | 抽水机 | $Q$=350mm³/h，$H$=20m，$N$=30kW | 2 | |
| 3 | 细筛机 | B=1mm，人工清理，SUS304 | 1 | |
| 4 | 调节池潜水搅拌机 | $N$=8.5kW | 2 | |
| 5 | 初沉池刮泥机 | $\Phi$=21.0m，周边转动，$N$=0.37kW | 1 | |
| 6 | UASB 进水泵 | $Q$=190m³/h，$H$=10m，$N$=11kW | 3 | |
| 7 | UASB 模块 | 50m³/组，含标准模组单元及其他附属配件等 | 21 | 荷兰 Paques |
| 8 | 沼气储槽 | 60m³ | 1 | |
| 9 | 沼气燃烧器 | 约 200m³/h | 1 | 荷兰 Paques |
| 10 | A Stage | $N$=5.5kW | 2 | |
| 11 | B Stage | $N$=22～30kW | 5 | |
| 12 | 二次沉淀池刮泥机 | $\Phi$16.0m，周边转动，$N$=0.37kW | 2 | |
| 13 | 污泥回流泵 | $Q$=233m³/h，$H$=11m，$N$=15kW | 2 | |
| 14 | 污泥浓缩池刮泥机 | $\Phi$7.2m，中心转动，$N$=0.75kW | 1 | |
| 15 | 砂滤槽 | $\Phi$2.5m SS-41 | 1 | |
| 16 | 回流泵 | $Q$=43m³/h，$H$=20m，$N$=5.5kW | 2 | |
| 17 | 污泥脱水机 | $B$=1.0m，带式压滤机 | 1 | 瑞士 Vonroll |
| 18 | 加药设备 | 含 NaOH、HCl、高分子凝聚剂、$CO(NH_2)_2$、$H_3PO_4$ 加药设备 | 5 | 德国 Alltech |
| 19 | 仪控设备 | pH 检测计 | 4 | 日本 DKK |
| 20 | | 温度检测计 | 3 | |
| 21 | | 流量计 | 4 | 德国 Alltech |
| 22 | | 沼气流量计 | 1 | 德国 Alltech |
| 23 | | PLC 程序控制器 | 1 | 日本 Koyo |
| 24 | | 液位控制器 | | |

表 7-19　某啤酒厂废水水质

| 项目 | COD/(mg/L) | SS/(mg/L) | 碱度 ($CaCO_3$)/(mg/L) | pH | 水温 /℃ | TN/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 设计数据 | 2200 | 300～500 | 350～450 | 6～9 | 20～26 | 25～83 |
| 实测数据 | 700～4000 | 200～13300① | 230～2700② | 6.4～13.5② | 20～30 | — |

① 当糖化车间洗刷糖化锅和麦槽流失时，废水中的 SS 浓度大大提高。

② 当设备清洗和消毒时排出大量碱水，使废水的 pH 和碱度大大提高。

该啤酒厂处理工艺流程如图 7-18 所示。啤酒废水经格栅去除粗大颗粒及杂物，由水泵提升经转鼓式过滤机，去除麦糟等悬浮物后进入调节池。调节池中的废水由配水泵均匀地分配到各个 UASB 反应器，经 UASB 反应器处理后的出水排入城市排水系统。UASB 反应器产生的沼气，经气水分离后通过沼气计量表和水封后进入沼气柜储存，沼气柜可起调节气量和稳定压力作用。沼气柜内的沼气经阻灭器后由输气管道作为能源利用，该厂用作锅炉和厨房燃料。

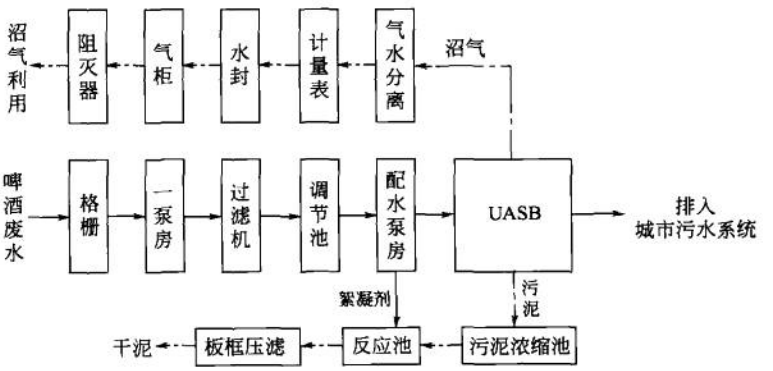



图 7-18　某啤酒厂一级厌氧处理工艺流程

图 7-18 中主要处理构筑物尺寸和功能如下。

① 筛滤　啤酒废水中有时含有大量悬浮固体，主要是麦糟和洗瓶脱落的纸片。为保护 UlASB 反应器的正常运行，设置了转鼓式筛滤机，可有效地去除上述悬浮固体。

② 调节池　调节池容积按日平均流量 6h 设计，在最高水位处设溢流管。为了防止调节池内积泥，配水泵直接从池底吸水坑抽水，池内的悬浮固体随时被泵提升到反应器内。

③ UASB 反应器　UASB 反应器的设计负荷为 3kg COD/($m^3$ · d)，处理水量为 2600$m^3$/d，反应器总容积约为 2000$m^3$。实际运行负荷达 4～10kg COD/($m^3$ · d)，平均负荷约 6kg COD/($m^3$ · d)，处理水量达 4500$m^3$/d。反应器在常温下运行，不必外加热源，反应器内温度随季节而变。夏季为 25～30℃，冬季为 20～25℃。反应器的水力停留时间 HRT 为 6～8h，设计 COD 去除率为>80%，实际为 70%～94%，平均为 85%左右。沼气表观产率约为 0.4$m^3$ 沼气/kg COD 去除，污泥表观产率设计为 0.15kg VSS/kg COD 去除，实际为 0.05～0.1kgVSS/kg COD

去除。反应器内 pH 维持在 6.7～7.2。该反应器的实际处理负荷和处理水量能大幅度提高，关键是该反应器实现了污泥颗粒化，污泥具有良好的生物活性和沉降性能，SVI≤20mL/g。

④ 沼气柜　原设计按 8h 平均日产气量计算，沼气柜容积为 800m³，采用湿式浮罩式低压气柜，沼气作为本厂锅炉房和本厂服务公司餐厅燃料利用。

该工艺处理后出水水质为：pH 为 6.7～7.2，COD 为 100～500mg/L，SS 为 100～400mg/L，达到了排入有城市废水处理厂排水系统的标准。

工程总投资约 350 万元（1991 年建成），占地面积为 93m×36m，包括药剂费、电费和人工费处理成本约为 0.3 元/m³（1993 年价），操作管理人员共 17 名，其中操作工 12 名，维修工 1 名，化验工 2 名，技术员 2 名。

(5) 某啤酒厂废水超速过滤＋二级接触氧化工艺　该啤酒厂生产规模为年产啤酒 $3\times10^4$t，将来计划扩建到年产啤酒 $6\times10^4$t。目前最高日的废水量为 1500m³/d，时变化系数为 4.0，最大时流量为 250m³/h。

该啤酒废水的主要水质指标为：$BOD_5$＝800mg/L，COD＝1000mg/L，SS＝200～300mg/L，pH 为 6～7，要求处理后水质为：$BOD_5$≤20mg/L，COD≤100mg/L，SS≤50mg/L，pH 为 6～8。

该厂废水排放水质要求较高，通过方案比较后，确定采用二级好氧生物处理工艺，其处理工艺流程如图 7-19 所示。

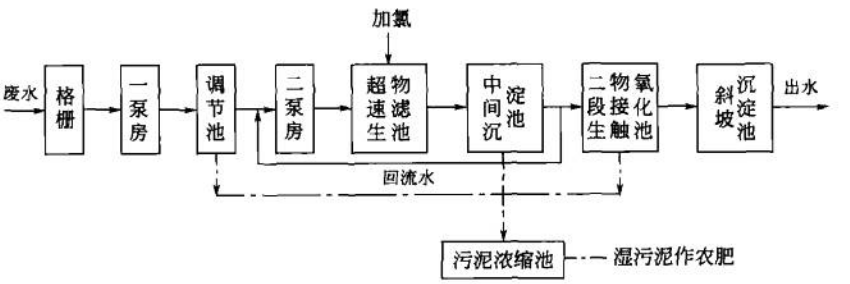



图 7-19　二级好氧生物处理工艺流程

啤酒废水经过格栅由一级泵站污水泵提升到调节池（兼行沉淀功能），二级泵站提升泵把调节池的废水提升到超速生物滤池，二级泵站内回流泵把中间沉淀池的出水以循环方式提升到超速生物滤池，起稀释和提高超速滤池水力负荷作用。超速生物滤池出水进入二段生物接触氧化池，氧化池出水经斜板沉淀池沉淀后出水可达标排放或去农灌。调节池、中间沉淀池和斜板沉淀池的污泥自流至污泥泵站。由污泥泵提升至污泥浓缩池，浓缩后的湿污泥送农村作为农肥加以利用。

图 7-19 中处理构筑物的尺寸和功能如下。

① 调节池　按 6h 平均日设计流量 62.5m³/h，长 12m、宽 5.6m，有效水深 3.0m，共二座，每座各设二个污泥斗。调节池兼行调节水质水量和沉淀作用。

② 超速生物滤池　超速生物滤池的高度约为塔式生物滤池高度的 1/2，填料高为 4m，有机物去除负荷为 4kg COD/(m³ 填料·d)，回流比为 4.5，滤池的水力负

荷可达 120m³/(m³·d)，选择立体波纹塑料填料，填料分二层安装，滤池直径为 6.6m，采用旋转布水器布水。

③ 中间沉淀池　中间沉淀池与超速生物滤池合建，位于滤池下，充分利用了空间，节省占地面积，中间沉淀池水力停留时间为 0.5h。其作用是去除滤池脱落的生物膜，减轻接触氧化池的处理负担，并可节省氧化池的空气量。中间沉淀池的直径为 6.6m，有效水深为 1m，污泥斗深为 3.75m。

④ 生物接触氧化池　有机物去除负荷为 2.0kg COD/(m³ 填料·d)，填料有效高为 3.0m，采用半软性填料。氧化池分为二段，有利于提高出水水质，采用穿孔管供空气，气水比为 10∶1。

⑤ 斜板沉淀池　表面负荷为 4m³/(m²·h)。斜板长为 1.0m，斜板水平夹角为 60°，停留时间为 23.5min。

⑥ 污泥浓缩池　浓缩时间为 12h，湿污泥用做农肥。

该工艺 COD 去除率可达 90%以上，$BOD_5$ 去除率可达 95%以上，出水 COD≤100mg/L，$BOD_5$≤20mgL。设计基建投资为 105 万元，实际投资 170 万元，占地面积 52×41=2132m²。啤酒废水耗电为 1.02kWh/m³。操作管理人员 13 人，其中运行 8 人，化验员 2 人，维修 1 人，技术员 1 人，总负责人 1 人。处理成本包括电费和人工费（未考虑加氮、磷药剂费和折旧费）约为 0.20 元/m³（1988 年价）。

(6) 唐山某啤酒厂废水 UASB+生物接触氧化工艺　该啤酒厂废水处理水量为 10000m³/d，废水中 COD 为 2000mg/L，SS 为 400mg/L，$BOD_5$ 为 1000mg/L，pH 为 7.5～9.4。

按当地废水排放要求，该公司的啤酒废水经处理后应达到 COD≤150mg/L，$BOD_5$≤60mg/L，SS≤200mg/L，pH 为 6～9。

该啤酒厂废水所含有机物大多为易生物降解的（$BOD_5$/COD≥0.45），实际啤酒废水处理工艺采用 UASB+生物接触氧化组合工艺，工艺流程如图 7-20 所示。

图 7-20 中的 UASB 反应器是整个工艺的核心，共设 4 个 UASB 反应器，每个反应器的尺寸为 20m×10m×6m。常温下运行，COD 容积负荷为 4.4kg/(m³·d)，COD 去除率为 80%。UASB 反应器由池体、配水系统、三相分离器、出水系统、排泥系统组成。池体采用钢筋混凝土，配水系统采用穿孔管，排泥系统与配水系统共用一管，在配水的同时实现了排泥管的反冲，既节省了反冲装置，也有效地解决了管道堵塞问题。出水系统采用三角堰溢流出水，由支渠汇入出水渠，然后通过管道进入接触氧化池。

生物接触氧化池的作用是进一步降解啤酒废水中残余的有机物。接触氧化池的基本尺寸 20m×23m×5m，COD 容积负荷为 1.85kg/(m³·d)。为降低电耗和防止鼓风机噪声，本设计中采用 SBQ-Ⅱ/3 型水下曝气机，其充氧能力为 5.3～6.5kg/h，功率为 4.4kW，共 16 台。为克服固定型填料固有的堵塞问题，填料选用球型悬浮填料。

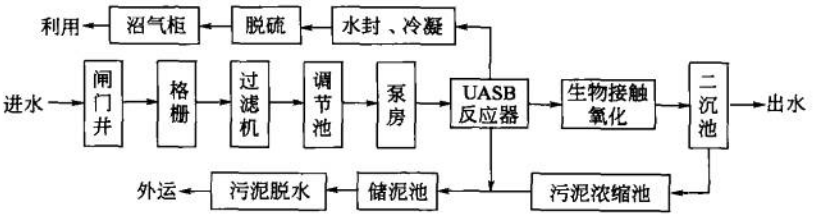



图 7-20　唐山某啤酒厂 UASB+生物接触氧化工艺

二沉池的基本尺寸是：$\phi$25m × 5.4m（边深 3m），辐流式，表面负荷为 0.85m/h。排泥采用 CG25-BI 型周边传动刮泥机，驱动功率为 0.74kW。

本工程中其他设备的技术参数见表 7-20 所列。

**表 7-20　其他设备技术参数**

| 序　号 | 设施项目 | 规格 | 备　注 |
|---|---|---|---|
| 1 | 阀门井 | 2m×2.3m×3.3m | |
| 2 | 格栅 | 6.9m×0.5m×4.7m | |
| 3 | 过滤机 | $Q$=10000m³/d | 三用一备 |
| 4 | 过滤机房 | 6m×12m×4m | 建在调节池上 |
| 5 | 调节池 | 20m×18m×5m | 停留时间 4h |
| 6 | 加药间 | 6m×7.6m×5.3m | |
| 7 | 泵房 | 6.2m×11.6m×9.3m | 二用四备 |
| 8 | 污泥浓缩池 | $\phi$12m×5.8m | 边深 4m |
| 9 | 储泥池 | 5m×10m×5.8m | 双层，上层好氧池，下层厌氧池，均设回流系统 |
| 10 | 脱水机房 | 8m×106m×4m | |

在常温条件下，UASB 的 COD 容积负荷在 4～6kg/(m³ · d) 时，COD 去除率 75%～85%。根据实地情况，厂内利用明沟排出废水，且厂区距处理站较远（大约 600m），因此冬季水温较低，本工程设计选用负荷为 4.5kg/(m³ · d)，并要求厂方把明沟改造为暗沟，保证冬季时水温不致过低。

对于接触氧化池，一般认为，当其 COD 容积负荷在 2～4kg/(m³ · d) [$BOD_5$ 容积负荷 1～2kg/(m³ · d)] 时，$COD_{Cr}$ 去除率可达 80%，本工艺中选用负荷为 2kg/(m³ · d)，COD 去除率可达 75%以上。

经过本工艺各主要构筑物的处理，原啤酒废水中的所含有的主要污染物的去除情况见表 7-21 所列。可以看出，啤酒废水经过本处理后，可以达到预计的处理要求，满足排放标准。

**表 7-21　主要污染物去除情况**

| 项　目 | COD/(mg/L) | | $BOD_5$/(mg/L) | |
|---|---|---|---|---|
| | 进水 | 出水 | 进水 | 出水 |
| UASB | 2000 | 400 | 1000 | 150 |
| 接触氧化池 | 400 | 100 | 150 | 30 |
| 最终出水 | — | 100 | — | 30 |

该废水处理站于1999年12月建成，占地11200m²，总投资1262万元；其中土建投资604万元，设备投资658万元。一般啤酒废水中TN＝43mg/L，TP＝10mg/L，碱度为450mg/L，而厌氧反应器要求COD∶N∶P＝200∶5∶1，碱度为1500mg/L左右，故需补充N，P和纯碱。该处理站每天投加尿素150kg和磷酸二氢钠30kg。根据各项经济技术指标的计算，该啤酒废水处理站的废水处理成本为0.50元/m³。

### 7.5.3 啤酒工业废水不同处理方法技术经济比较

对于啤酒工业废水，不同处理方法的技术、经济特点比较，见表7-22所列。

**表7-22 不同处理方法的技术、经济特点比较**

| 处理方法 | | 主要技术、经济特点 |
|---|---|---|
| 好氧工艺 | 生物接触氧化法 | 采用两级接触氧化工艺，可防止高糖含量废水仪器污泥膨胀现象；但需要填料过大，不便于运输和装填，且污泥排放量大 |
| | 氧化沟 | 工艺简单，运行管理方便，出水水质好，但污泥浓度高，污水停留时间长，基建投资大，曝气效率低，对环境温度要求高 |
| | SBR法 | 占地面积小，机械设备少，运行费用低，操作简单，自动化程度高；但还需曝气耗能，污泥产量大 |
| 厌氧好氧工艺 | 水解-好氧技术 | 节能效果显著，且BOD/COD值增大，废水的可生化性能增加，可缩短总水力停留时间，提高处理效率，剩余污泥少 |
| | UASB-好氧技术 | 技术上先进可行，投资小，运行成本低，效果好，可回收能源，产出颗粒污泥产品，有一定的效益；操作要求严 |

3种不同工艺的设计参数、投资运转费用及能耗、污泥处置对比列于表7-23。从表中可以看出厌氧-好氧联合工艺在啤酒废水处理方面有较大的优点。

**表7-23 好氧、水解-好氧和UASB-好氧工艺综合对比**

（Q＝10000m³/d，进水COD＝2500mg/L，$BOD_5$＝1400mg/L）

| 工序 | 项目 | 好氧处理 | 水解-好氧处理 | UASB-好氧处理 |
|---|---|---|---|---|
| 调节池 | 调节池容积 | 2000 | 2000 | 2000 |
| | COD去除率/% | 10 | 10 | 10 |
| | 出水COD(mg/L) | 2250 | 2250 | 2250 |
| 沉淀/水解/厌氧反应 | 处理单元 | 沉淀池 | 水解池 | UASB反应器 |
| | HRT(h) | 3 | 3 | 8 |
| | 池容(m³) | 1250 | 1250 | 3300 |
| | 相对比例(%) | 100 | 100 | 3330 |
| | COD去除率(%) | 20 | 40 | 90 |
| | 出水COD(mg/L) | 1800 | 1350 | 225 |

续表

| 工　序 | 项目 | 好氧处理 | 水解-好氧处理 | UASB-好氧处理 |
|---|---|---|---|---|
| 好氧处理 | 污泥负荷[kg/(kg·d)] | 0.5 | 0.5 | 0.5 |
| | HRT(h) | 34.6 | 25.9 | 4.3 |
| | 池容($m^3$) | 14400 | 10800 | 1800 |
| | 二沉池容积($m^3$) | 1250(或无) | 1250(或无) | 1250 |
| | 相对比例(%) | 100 | 75 | 12.5 |
| | 进水 COD(mg/L) | 1800 | 1350 | 225 |
| | COD 去除率(%) | 93.3 | 88.9 | 33.3 |
| | 出水 COD(mg/L) | <150 | <150 | <150 |
| | 需氧量(kg/d) | 16500 | 12000 | 1000 |
| | 鼓风量($m^3$/min) | 290.9 | 213.75 | 37.8 |
| | 风机型号 | 6×D120-1.5 | 4×D120-1.5 | 4×D40-1.5 |
| | 运转功率(W) | 4×185 | 3×185 | 55 |
| | 相对比例(%) | 133 | 100 | 10 |
| 污泥处理系统 | 污泥量(kg/d) | 12300 | 3630 | 2190 |
| | 污泥体积($m^3$/d) | 1200 | 180 | 180 |
| | 储泥池($m^3$) | 600(HRT=12h) | 200 | 200 |
| | 污泥浓缩池($m^3$) | 600 | 100 | 100 |
| | 污泥脱水机 | 2(W=3000) | 1(W=2000) | 1(W=1000) |
| | 药剂费(万元) | 50 | 16.0 | 10 |
| 运转费用 | 运力费(万元) | 245 | 184 | 18 |
| | 药剂和人工费(万元) | 63 | 49 | 39 |
| | 吨水直接处理成本(元) | 1.03 | 0.78 | 0.19 |
| | 吨水电耗(kWh/m) | 1.60 | 1.20 | 0.20 |

注：投资估算混凝土以 1100 元 $m^3$ 计，电费 0.46 元/(kWh)。其他电耗和费用按 UASB-好氧工艺。

## 参　考　文　献


[1] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.

[2] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.

[3] 顾国贤．酿造酒工艺学．北京：中国轻工业出版社，1996.

[4] 石岩明．啤酒废水处理技术的革新与实践．工业水处理，2003.23 (1)：16-19.

[5] 唐受印等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001.

[6] 张自杰，钱易，章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.

[7] 王凯军，秦人伟等．发酵工业废水处理．北京：化学工业出版社，2000.

[8] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.

[9] 张统．SBR 及其变法污水处理与回用技术．北京：化学工业出版社，2003.

[10] 张振家，郭晓燕，周长波等．工厂废水处理站工艺原理与维护管理．北京：化学工业出版社，2003.

[11] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.

[12] 谭万春．UASB 工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.

[13] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.

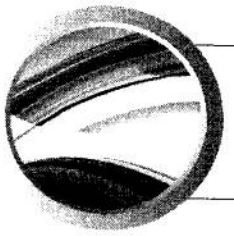
[14] 王晨，蒋文强．啤酒厂三废处理及综合利用．北京：化学工业出版社，2009.

[15] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.

[16] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.

[17] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.

[18] 王本辉，傅金祥等．CAST 工艺在阜新啤酒厂生产废水处理中的应用．沈阳建筑工程学院学报（自然科学版），2003，10：312-315.



# 第8章 调味品行业废水处理工艺及工程实例

调味品是食品工业的重要组成部分。调味品主要分为以下几大类：味精、柠檬酸、蛋白水解液、酱油、食醋、酱、肌苷酸和鸟苷酸。2003～2007年，是我国调味品产业一个快速发展的时期。目前我国调味品的年产销量已经突破1000万吨大关，其中味精的产销量在100多万吨，酱油产量在500多万吨，食醋产量约300万吨，柠檬酸年产量约40万吨。

2007年10月，国家发改委和环保局下发了《关于做好淘汰落后造纸、酒精、味精、柠檬酸生产能力的通知》（发改运行[2007] 2775号），按照通知的要求，对不符合国家产业政策、环保评审不达标和超标排放的落后生产能力依法实施淘汰。“十一五”时期，味精、柠檬酸行业分别淘汰落后味精产能20万吨，主要淘汰年产能3万吨以下的生产企业；落后柠檬酸产能8万吨，主要淘汰环保不达标生产企业，共实现减排COD 13.2万吨。

目前国家出台了《清洁生产标准——味精工业》（HJ 444—2008）。同时出台了《味精工业污染物排放标准》（GB 19431—2004）、《柠檬酸工业污染物排放标准》（GB 19430—2004）。这些标准的出台，对提高调味品行业清洁生产、促进各企业工艺革新、提高调味品生产效率起到了一定的推动作用。

据统计，我国调味品生产企业有1万多家，具有一定规模的企业大约2000家，协会会员企业只有约300家，而具有一定品牌知名度的企业只有100家左右，全国性的品牌很少。因此，企业生产相对分散，行业管理的难度较大。味精、柠檬酸等调味品规模较大，废水产生量大，污染严重，治理难度较大。酱油、醋、酱等调味品生产工艺，基本采用传统的工艺方法，厂家分布广，规模大小不一，生产废水污染严重，色度高，治理困难。由于各调味品厂家的生产工艺、原材料差别较大，具体的调味品废水性质与成分差别也比较大。

因此本章重点选择生产规模较大、排污较为严重的味精、柠檬酸和酱油等调味品工业，介绍上述废水的处理工艺及工程实例。

## 8.1 调味品行业概述

### 8.1.1 味精行业概述

味精，学名为L-谷氨酸单钠水合物，它是一种食品助鲜调味剂。味精生产分为水解和发酵两种方法，现主要采用发酵法。此法以粮食为原料，水解、发酵生成谷氨酸，经发酵制得谷氨酸后，再与NaOH或碳酸钠中和脱色结晶生成味精。

味精是世界上除食盐之外，耗用量最多的调味剂。天然的谷氨酸钠以蛋白质组



成成分或游离状态广泛存在于动植物组织中。

2008年我国味精产量为184万吨，年用水量14720万吨，用水单耗80t/t产品。同时味精行业能耗较高，耗煤333万吨，耗电17.8亿千瓦时，能耗约占生产总成本的20%左右，吨产品耗煤1.81t，耗电968kWh。上述各个生产指标，与国际先进水平相比，差距较大。2008年我国味精行业共产生220.8万吨，年COD总量110万吨，COD平均浓度为50g/L，单位产品浓废液产生量为12t/t。而2010年我国的味精产量已经达到256.4万吨。

味精工业废水造成对环境的污染问题日益突出，在淮河流域水污染问题中，味精废水是仅次于造纸废水的第二大污染源，太湖、滇池、松花江、珠江等流域味精废液污染的问题也成为公众注目的焦点。味精废水的任意排放不但严重污染周围环境，损害了企业形象，而且每年还要缴纳大量的排污费，加剧企业经济负担。

### 8.1.2　柠檬酸行业概述

柠檬酸是一种重要的化工原料和食品添加剂，它是世界上以生物化学方法生产的产量最大的有机酸，目前世界上有30多个国家都在生产，世界柠檬酸总产量约100万吨/年。全世界柠檬酸的消费在20世纪70年代以前主要用于食品方面，20世纪70年代以后消费结构发生了明显变化，柠檬酸在其他领域不断开发新的用途，特别是在洗涤工业中代替磷酸盐作增效助剂。

全球柠檬酸的年需求量约为130万吨左右，且以年5%～7%的速度递增。中国目前有柠檬酸生产厂近百家，总年产能力约50万吨，是全球最大的柠檬酸生产国和出口国。其中90%用于出口，出口依赖严重。但柠檬酸生产存在着规模小而分散以及污染严重的问题。每生产1t柠檬酸大约需耗水200～500$m^3$，耗电3000～500kWh，耗蒸汽15～17t/t，耗薯干2.5～3t，排放50～60t废水。特别是生产中段的中和废水（每吨成品柠檬酸约排放10～15$m^3$），污染物浓度高、偏酸性、变化幅度大、水质复杂，处理难度大。因此，生产过程中产生的大量高浓度废水已成为该行业发展的制约因素，若不加处理任意排放将会严重污染环境，应予以高度重视。“九五”至“十一五”期间，我国许多柠檬酸厂因为环保问题，被迫停产或被勒令停产进行污染治理。

### 8.1.3　酱油行业概述

酱油是我国的传统调味品，其特有的色泽和风味深受人们喜爱。根据中国调味品协会的统计，到2010年底，我国的酱油产量已达到595.7万吨。我国酱油行业生产集中度提高，增长率在3%～20%不等，年销售额在10亿元以上的企业已达到5家，其中年销售额最高的达到40.6亿元。

酱油作为人们日常生活中的调味品，是经过原料处理、制曲、发酵、淋油、配制、加热等步骤而酿制成的。酱油生产绝大多数以大豆、麦麸、小麦、玉米等为原料，使原料中的蛋白质、淀粉等物质发生一系列生化反应，从而使酱油具有色、香、味。酱油的色素不是单一成分组成的，它是在酿造过程中受到多种因素的影响，经过一系列的化学变化产生的，生成酱油天然色素的酶褐变、非酶褐变反应的

各种产物、中间产物以及人工着色剂焦糖色都会随着生产过程中各个工序的清洗水排出。它们都具有由 2 个或 2 个以上的生色基团共轭生成的生色基。

## 8.2 调味品生产工艺

### 8.2.1 味精生产工艺

生产味精的方法有发酵法和水解法两种，目前国内多采用发酵法。谷氨酸发酵主要以糖蜜和淀粉水解糖为原料，我国以淀粉水解糖为原料居多，而国外几乎都以糖蜜为原料生产谷氨酸。

味精生产工艺主要有淀粉水解糖的制取、谷氨酸发酵、谷氨酸的提取与分离和由谷氨酸精制生产味精。味精生产工艺流程，如图 8-1 所示。

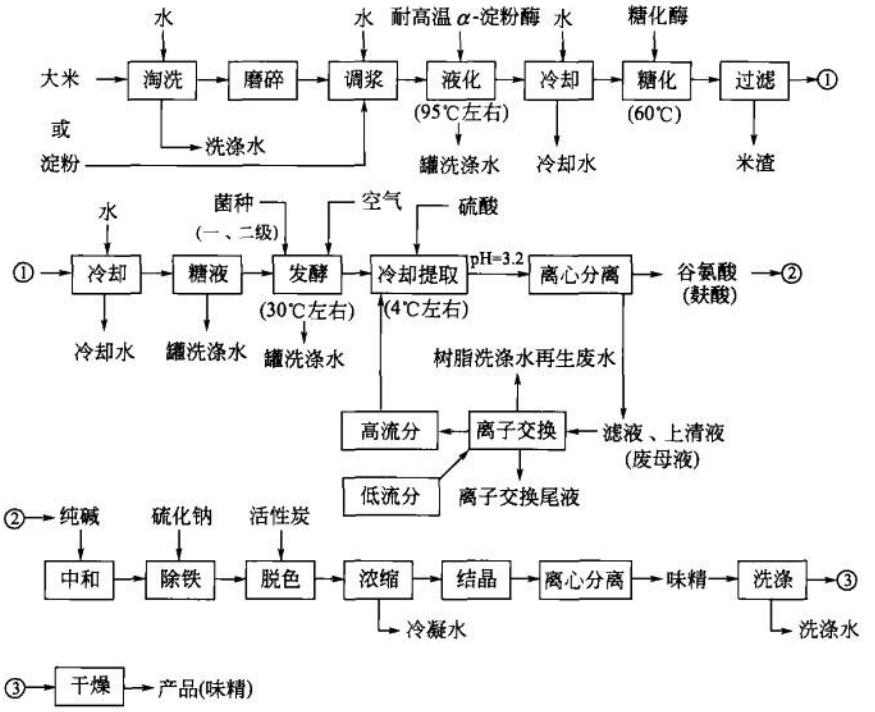
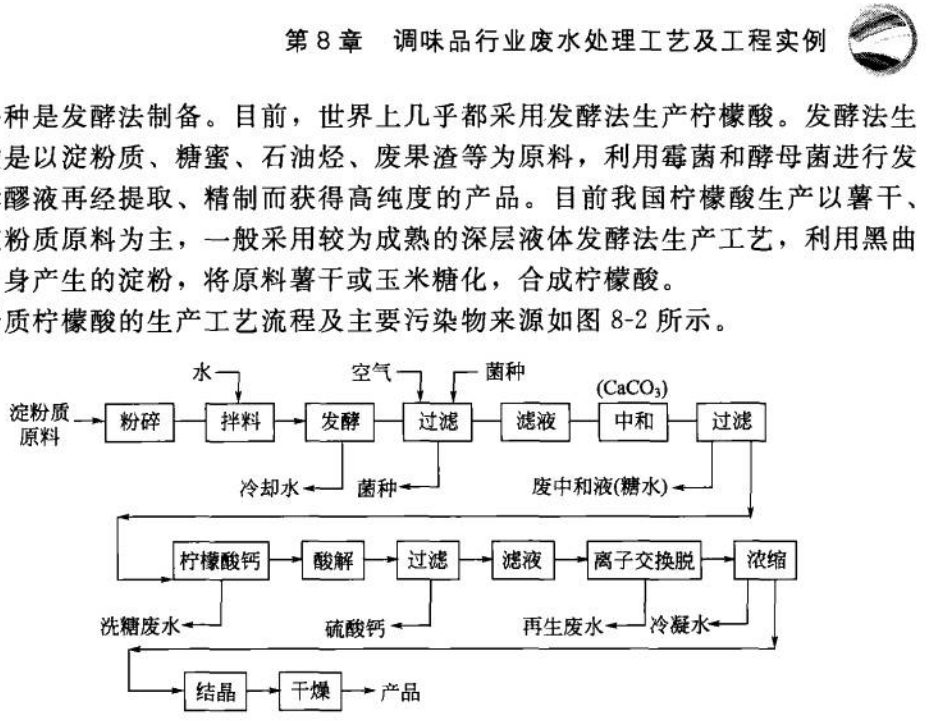



图 8-1 味精生产工艺与主要污染源

由图 8-1 可知，其主要废（渣）水来自：原料处理后剩下的废渣（米渣）；发酵液经提取谷氨酸（麦麸酸）后废母液或离子交换尾液；生产过程中各种设备（调浆罐、液化罐、糖化罐、发酵罐、提取罐、中和脱色罐等）的洗涤水；离子交换树脂洗涤与再生废水；液化（95℃）至糖化（60℃）、糖化（60℃）至发酵（30℃）等各阶段的冷却水；各种冷却水（液化、糖化、浓缩等工艺）。

### 8.2.2 柠檬酸生产工艺

生产柠檬酸主要有两种方法：一种是从天然含柠檬酸的果实中用榨汁的方法制



备；另一种是发酵法制备。目前，世界上几乎都采用发酵法生产柠檬酸。发酵法生产柠檬酸是以淀粉质、糖蜜、石油烃、废果渣等为原料，利用霉菌和酵母菌进行发酵，发酵醪液再经提取、精制而获得高纯度的产品。目前我国柠檬酸生产以薯干、玉米等淀粉质原料为主，一般采用较为成熟的深层液体发酵法生产工艺，利用黑曲霉饱子自身产生的淀粉，将原料薯干或玉米糖化，合成柠檬酸。

淀粉质柠檬酸的生产工艺流程及主要污染物来源如图 8-2 所示。



图 8-2　淀粉质柠檬酸的生产工艺及主要污染物

从图 8-2 中可以看出，主要分为下面 4 个工段。

① 糖化玉米或甘薯经筛选后粉碎，在淀粉酶的作用下，淀粉转化成糖，将玉米渣或甘薯渣从糖液中分离出来，糖液进入后续工序。

② 发酵糖液进入发酵罐。在发酵罐中引入黑曲霉，使糖液在有氧中温条件下进行发酵。

③ 提取柠檬酸成熟发酵醪液中除了含有主要产品柠檬酸外，尚含有残糖、菌体、蛋白质、色素和胶体杂质、无机盐、有机酸以及原料带入的各种杂质，一般都采用钙盐法提取柠檬酸。发酵液过滤去除菌体等残渣后，加入 $CaCO_3$ 中和，使柠檬酸以钙盐的形式沉淀出来，废糖水和可溶杂质则被过滤除去，柠檬酸钙在酸解槽中加入 $H_2SO_4$ 酸解，使柠檬酸游离出来，形成的硫酸钙被滤除。

④ 精制酸解后得到的粗柠檬酸溶液，通过脱色和离子交换，除去色素和胶体杂质以及无机杂质离子。净化后的柠檬酸溶液，通过浓缩，柠檬酸被结晶出来，成为成品。

### 8.2.3　酱油生产工艺

目前，我国酱油行业生产仍以天然古法酿造为主，国内酱油大厂多集中在中国南方，中国酱油市场现已形成四分天下的格局，即：以广东海天、致美斋为主的粤产酱油，以上海淘大、家乐、老蔡为主的沪产酱油，以雀巢美极、龟甲万、李锦记、加加、和田宽为主的外资酱油，以北京金狮、石家庄珍极、天津天立、福州民天、湖南双凤等区域性酱油为主的地产酱油。企业小而分散，行业集中度低，阻碍了中国酱油行业做大做强。

一般的酱油生产过程包括原料处理、制曲、发酵、浸出淋油及加热配制等

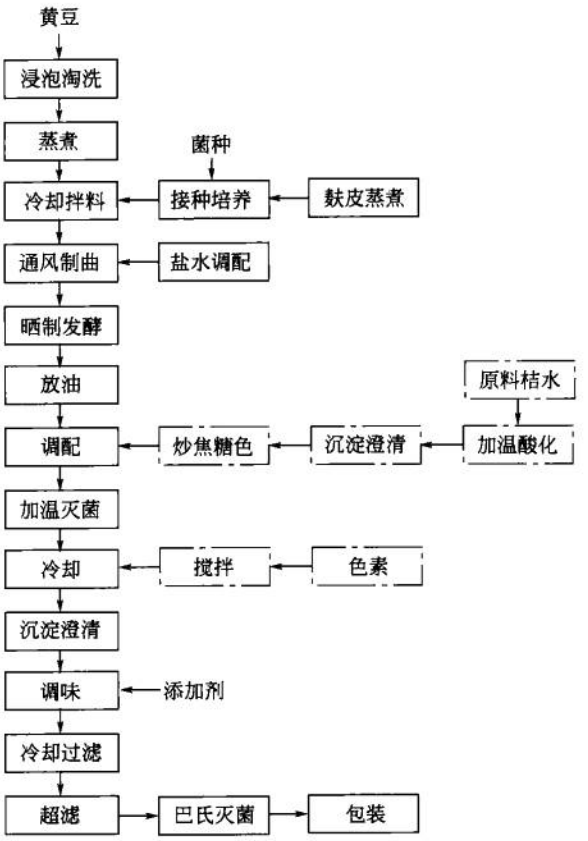



图 8-3 酱油生产工艺流程

工序。

(1) 原料处理和蒸煮 原料处理主要是把原料经适当的破碎后加水润胀，再经蒸煮使蛋白质适度变性至淀粉质，蒸熟糊化以便被酶利用。同时也可杀灭原料中的微生物，给米曲霉正创造有利的条件。一般利用旋转式蒸锅加压蒸料。

(2) 制曲 制曲的目的主要是使米曲霉在熟料上充分生长发育，同时分泌出酱油生产所需的各种酶类，如蛋白酶、淀粉酶、果胶酶、纤维素酶等，并促使原料发生变化，为以后发酵创造必要条件。目前多采用厚层通风制曲法。

(3) 发酵 发酵是将成曲拌以适量盐水后，置于发酵容器中，在一定的温度下，利用微生物及其分泌的各种酶类，将酱醅中复杂的有机质，进行一系列生化反应。例如，把蛋白质分解成氨基酸、淀粉分解成糖，产生醇、酸、酯，最终形成色香味体等诸项调和的成品酱油。

(4) 浸出淋油 浸出淋油是从酱醅中提取酱油的有效成分的过程。浸出是把酱油的有效成分溶于盐水中。淋油则是把酱油和酱渣通过过滤分离出来。

(5) 酱油的后处理 酱油的后处理包括灭菌、配制（勾兑）、质量检查和包装等工序，以保证成品酱油稳定的质量标准。

酱油生产的主要工序如图 8-3 所示。图 8-3 中实线部分为生抽酱油的生产工艺流程，在实线基础上增加虚线部分为老抽酱油的生产工艺流程。

## 8.3 调味品废水的特点

### 8.3.1 味精废水主要来源和特点

味精生产过程中，每生产 1t 味精需 4t 大米或 3t 淀粉、需 0.61～0.75t 尿素、需 140～150kg 硫酸，除部分原料转化成谷氨酸和排出的 $CO_2$ 外，大部分以菌体蛋白、残留氨基酸、盐、有机酸以及酸根的形式随母液排出。同时生产

过程中需要添加 0.15～0.8t 浓硫酸和 0.4～0.75t 浓氨水，排放高浓度废水约 20t 左右。

以硫酸作为原料生产味精的厂家，其废水中 $NH_4^+$-N 浓度高达 7000～10000mg/L，$SO_4^{2-}$ 浓度达到 28000mg/L，并且 pH 偏低，一般为 3 左右。低 pH、高浓度的 $SO_4^{2-}$ 和 $NH_4^+$-N 的废水将抑制微生物生长，不利于生化处理，属于难降解的高浓度废水。同时味精生产过程中，冲罐及洗涤过程中也会排放大量污水，属于中浓度污水。而排水中还含有部分冷凝水和冷却水，污染较轻。各项废水混合后其水质和单位产量味精生产排水量见表 8-1 所列。

**表 8-1　味精生产主要污染物、污染负荷及单位废水排放量**

| 污染物组成 | pH | COD /(mg/L) | $BOD_5$ /(mg/L) | SS /(mg/L) | $NH_4^+$-N /(mg/L) | $Cl^-$ 或 $SO_4^{2-}$ /(mg/L) | 单位排放量/(t 废水/t 味精) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 高浓度发酵母液 | 3～3.2 | 30000～80000 | 20000～32000 | 12000～20000 | 500～7000 | 8000 或 20000 | 15～20 |
| 中浓度洗涤水、冲洗水 | 3.4～4.5 | 2000 | 1200 | 250 | 0.2～0.5 | — | 100～250 |
| 低浓度冷却水、冷凝水 | 6.5～7.0 | 100～500 | 60～300 | 60～150 | 0.2～0.5 | — | 100～200 |
| 混合后排放废水 | 3.0～4.0 | 1000～4500 | 500～3000 | 140～150 | 0.2～0.5 | — | 300～500 |

因此，味精工业主要废水来自：原料处理后剩下的废渣；发酵液经提取谷氨酸后，产生的废母液和离子交换尾液；生产过程中各种设备（调浆罐、液化罐、糖化罐、发酵罐、提取罐、中和脱色罐等）的洗涤水；离子交换树脂洗涤与再生废水；液化（95℃）至糖化（60℃）、糖化（60℃）至发酵（30℃）等各阶段的冷却水；各种冷凝水（液化、糖化、浓缩等工艺）。

国内几个味精厂的废水水量和水质情况，见表 8-2 所列。

**表 8-2　国内几个味精厂的废水水量和水质情况**

| 项　目 | 武汉周东味精厂 | | 青岛味精厂 | 邹平发酵厂 | | 沈阳味精厂 | 排放标准 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 浓废水 | 淡废水 | 浓废水 | 浓废水 | 淡废水 | 浓、淡废水混合 | |
| 水量/($m^3$/d) | 400 | 600 | 750 | 350 | 3000 | 10200 | — |
| COD/(mg/L) | 20000 | 1500 | 60000 | 50000 | 1500 | 2768 | ≤300 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 10000 | 750 | 30000 | 25000 | 750 | 800 | ≤150 |
| $NH_4^+$-N/(mg/L) | 10000 | 200 | 10000 | 15000 | 200 | — | ≤25 |
| $SO_4^{2-}$/(mg/L) | 20000 | — | 35000 | 70000 | — | 3000～3200 | — |
| SS/(mg/L) | 200 | — | 10000 | 8000 | — | 5700～6500 | ≤200 |
| pH | 1.5～1.6 | 5～6 | 3.0～3.2 | 1.5～1.6 | 5～6 | 3.0 | 6～9 |

味精废水具有如下特点。

① 污染物浓度高，有机物和悬浮物菌丝体含量高。尤其是发酵母液和离子交换尾液，COD 浓度高达 30000～70000mg/L，$BOD_5$ 浓度高达 20000～30000mg/L，氨氮浓度高达 3g/L。

② 废水排放量大，生产 1t 产品需排放废水 300～500t，其中有机污染物 1t 以上，无机污染物 2t 以上。

③ pH 较低，一般为 3.0～4.0，具有较强的酸性，主要成分是 $Cl^-$ 或 $SO_4^{2-}$。不易生化降解，对厌氧和好氧生物具有直接和间接毒性或抑制作用，处理难度较大。

## 8.3.2 柠檬酸废水主要来源和特点

柠檬酸生产过程中主要污染物及排放量，见表 8-3 所列。

**表 8-3 柠檬酸生产主要污染物浓度及排放量**

| 项目 | 污染物名称 | COD /(mg/L) | $BOD_5$ /(mg/L) | SS /(mg/L) | 总糖 /% | 还原糖 /% | 排放量 /($m^3$/t) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 废水（薯干为原料） | 废中和液 | 10000～40000 | 6000～25000 | — | — | — | 10～15 |
| | 再生废水 | 800 | 400 | — | — | — | 20～22 |
| | 洗糖废水 | 2000～4000 | 1000～2400 | 1000～1500 | 0.5～2 | 0.1～0.5 | 50～100 |
| | 冲洗水 | 2500 | 1500 | — | — | — | 6～7 |
| | 冷却水等 | 100～200 | 50～100 | — | — | — | 100～400 |
| 废水（玉米为原料） | 高浓废水 | 6000～10000 | | | | | |
| | 再生废水 | 1000～3000 | | | | | |
| 废渣 | 菌体渣（含水 70%，pH=5～6） | | | 20000～30000 | | | |
| | 硫酸钙（含水 50%） | | | 50000 | | | |

由表 8-3 可见，柠檬酸生产的主要污染物来自废中和液和洗糖水。同时每生产 1t 柠檬酸，约产生 2.4t 渣石膏（折合 1.3t 干石膏），其主要成分为二水硫酸钙，含量可达 98%（质量分数）左右。由于在柠檬酸废渣石膏中，残留少量的柠檬酸和菌体，因此除少量用于水泥、铺路外，绝大部分废渣被堆积在厂内外，严重污染周围环境，成为柠檬酸行业一大难题。柠檬酸发酵菌丝渣和淀粉渣是困扰生产企业和污染环境的另一个大问题。生产 1t 柠檬酸大约可产生 0.2～0.25t 菌丝渣；1t 发酵液可得到 120kg 湿菌体。柠檬酸菌丝渣除含少量柠檬酸外，还含有丰富的营养物质。菌丝渣和淀粉渣主要成分为：蛋白质 4%（质量分数）、粗纤维 25%、水分 60%～70%，pH 在 5～6 之间。由于 pH 较低，蛋白质含量低，直接作饲料，销售效果不理想。

(1) 柠檬酸生产废水中污染物组成

① 原料在发酵过程中没有形成柠檬酸的部分，如糖类、杂酸等有机物；

② 由于提取率不能达到 100%，而流失的部分柠檬酸。

不同原料和工艺所产生的废水质略有不同，但浓度差别较大。以玉米为原料的柠檬酸废水的污染物浓度最低，以薯干为原料的柠檬酸废水的污染物浓度最高，以木薯为原料的柠檬酸废水的污染物浓度居中。

(2) 柠檬酸废水来源

① 糖化洗滤布水：在糖化过程中，糖化液必须过滤去除玉米渣。过滤机的滤布需要定期清洗，产生“糖化洗滤布水”，含有淀粉质、蛋白质、纤维素、玉米脂肪及钠离子等。

② 二压洗滤布水：糖液在发酵罐中发酵得到发酵液，经压滤机去除菌丝体，过滤后发酵清液送到提取车间。此时压滤机的滤布需要定期清洗，产生“二压洗滤布水”，含有柠檬酸、残糖、蛋白质及纤维素等。

③ 刷罐水：发酵罐排放发酵液后，在下一次进料前，要用清水将发酵罐洗涤干净，从而产生“刷罐水”，含有柠檬酸、残糖、蛋白质、维生素、聚醚等。

④ 浓糖水：发酵清液与 $CaCO_3$ 中和产生柠檬酸钙沉淀，上部母液为“浓糖水”，含有柠檬酸、柠檬酸钙、残糖、油脂、蛋白质、微量钠盐及聚醚、有机色素等。

⑤ 洗糖水：中和工序得到的固相柠檬酸钙调浆后送入过滤机，继续使 80～90℃热水进一步洗去残糖及可溶性杂质，抽滤后排放出“洗糖水”，含有硫酸钙、柠檬酸钙、残糖、油脂、蛋白质、无机钙及有机色素等。

⑥ 沙柱：冲洗水精制的第一步要把固体物质在沙滤器中除去，沙柱要定期冲洗，形成“沙柱-冲洗水”，含有硫酸钙、柠檬酸以及其他结成滤饼的固性物。

⑦ 离子交换：淡酸水离子交换淡酸水有 4 个位置产生：沙柱、炭柱、阴柱、阳柱。离子交换柱再生前，将淡酸液排入后柱，然后用清水（无离子水）把残酸冲向后柱，所产生的废水为“离子交换淡酸水”。含有柠檬酸、铁、钙、氯等离子以及滤层微粒及破碎的阴阳树脂。

⑧ 炭柱：废碱水酸解液经沙柱过滤后，进入活性炭柱吸附，炭柱每两周用 NaOH 水溶液再生，再生所排放的废水为“炭柱废碱水”。含有 NaOH、柠檬酸盐及有机色素等。

⑨ 阳柱：废酸水来自炭柱的酸解液经过阳离子交换柱，再生时先放去浓酸水，用清水洗涤残酸，排放的废水为“阳柱废酸水”，含有 HCl、柠檬酸、金属离子等。

⑩ 阴柱：废氨水来自阳柱的酸解液经过阴离子交换柱处理，交换柱再生时先放去浓缩液，用去离子水洗涤，放去淡酸水以后，用氨水溶液再生，排放的废水为“阴柱废氨水”，含有 $NH_3$、柠檬酸及非金属离子等。

⑪ 再生冲洗水：交换柱再生冲洗水来自炭柱、阳柱、阴柱 3 部分。交换柱再生结束（浸泡结束）、放去再生废水（废碱水、废酸水、废氨水）后，用去离子水冲洗残留的再生废水，冲洗排放的废水称为“再生冲洗水”，含有 NaOH、HCl、$NH_3$ 及相应的盐类及破碎的树脂。

各废水排放统计、各工艺点所排放水质水量见表 8-4 所列。

（3）各车间排放污染情况　废水主要来自于柠檬酸提取车间的浓糖水和洗糖水，这两股废水浓度高，水量较大。而发酵车间的刷罐水虽浓度高，但水量很相对较少小。糖化和精制车间的废水浓度较低，水量也不大。某厂各生产车间废水的水量比例和和 COD 浓度见表 8-5 所列。玉米和薯干生产柠檬酸废水情况见表 8-6 和表 8-7 所列。

柠檬酸废水含高浓度可生物降解的有机物，废水主要成分为糖类、淀粉、草酸钙、蛋白质、胶体物质和部分可溶性无机盐类等。废水的 $BOD_5/COD=0.5$ 左右，可生化性较好。

表 8-4 柠檬酸废水水质水量

| 序号 | 废水名称 | 主要污染物 | pH | COD/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 糖化洗滤布水 | 淀粉质、蛋白质、脂肪、纤维素 | 5～6 | 3962 |
| 2 | 二压洗滤布水 | 柠檬酸、残糖、蛋白质、纤维素 | 3 | 1741 |
| 3 | 刷灌水 | 柠檬酸、残糖水、蛋白质、纤维素 | 1～2 | 38986 |
| 4 | 浓糖水 | 柠檬酸、残糖、蛋白质、脂肪 | 4.5～5.5 | 23780 |
| 5 | 洗糖水 | 柠檬酸、残糖、蛋白质、脂肪 | 5～6 | 3650 |
| 6 | 沙柱冲洗水 | 柠檬酸、硫酸钙 | | |
| 7 | 离子交换淡酸水 | 柠檬酸、破碎树枝 | 1～2 | 3000～4000 |
| 8 | 炭柱废碱水 | 氢氧化钠、柠檬酸盐、色素 | 10～12 | 1000～3000 |
| 9 | 阳柱废酸水 | 氯化氢、柠檬酸及盐类 | 1～2 | 1000～3000 |
| 10 | 阴株废氨水 | 氢氧化铵、柠檬酸及盐类 | 10～12 | 1000～3000 |
| 11 | 离交再生冲洗水 | NaOH、HCl、$NH_4OH$ 及相应盐类 | | 500～1000 |

表 8-5 某厂各生产车间废水的水量和 COD 浓度

| 工艺点 | 水量/($m^3$/t 酸) | 占总水量/% | 平均 COD | 污染物量/(kg COD/t 酸) | 污染物/% |
|---|---|---|---|---|---|
| 糖化车间 | 1.8 | 5.2 | 3900 | 7.1 | 1.7 |
| 发酵车间 | 0.9 | 2.6 | 13000 | 11.7 | 2.9 |
| 提取车间 | 25.9 | 74.1 | 14200 | 366.3 | 92.2 |
| 精制车间 | 6.23 | 18.1 | 2000 | 12.6 | 3.2 |
| 总废水量 | 34.83 | 100 | 11400 | 397.7 | 100.0 |

表 8-6 玉米柠檬酸综合废水水质水量

| 指　标 | 数　值 | 指　标 | 数　值 |
|---|---|---|---|
| 水量/($m^3$/t 酸) | 34.83 | TN/(mg/L) | 360～400 |
| 温度/℃ | 60～70 | 氨氮/(mg/L) | 50～70 |
| pH | 4～5 | TP/(mg/L) | 100～120 |
| COD/(mg/L) | 11000～13000 | SS/(mg/L) | 800～1000 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 6000～7000 | 色度/倍 | 180～250 |

表 8-7 薯干柠檬酸综合废水水质水量

| 指　标 | 数　值 | 指　标 | 数　值 |
|---|---|---|---|
| 水量/($m^3$/t 酸) | 40.0 | $BOD_5$/(mg/L) | 11000 |
| 温度/℃ | 60～70 | 氨氮/(mg/L) | 50～70 |
| pH | 4～5 | SS/(mg/L) | 800～1000 |
| COD/(mg/L) | 25000 | 色度/倍 | 3000 |

## 8.3.3 酱油废水主要来源和特点

在满足人们饮食需要的同时，酱油废水所引起的环境污染却没有引起足够的重视。到 2010 年底，我国的酱油产量已达到 595.7 万吨。而生产 1t 酱油需要耗费 7～10t 的自来水，带来 6～9t 的酱油废水。废水中的主要成分为粮食残留物、洗涤剂、消毒剂、大量的盐分、各种微生物及微生物分泌物和代谢产物，废水呈现出较高的 $BOD_5$、COD、SS 值和色度。如果生产废水不经处理直接排放，会对水环境



产生很严重的污染。

酱油生产废水可分为普通酱油废水和老抽废水。老抽又称红酱油，是在天然发酵、自然生色的淡色酱油基础上经阳光暴晒浓缩，添加焦糖色、蔗糖等人工增色剂后调制而成，其体态浓稠，黏度高，色度重，同时还含有大量盐分、清洗剂、防腐剂，而且有些企业还兼顾生产其他副食品，废水中还夹杂有辣椒、花椒等调料。

酱油废水因生产工艺的不同，水质差别很大，同时，由于各厂家还会生产一些相关的调味品，使得酱油废水的成分更加复杂。

重庆酱油厂的水质情况见表 8-8 所列。该厂废水主要来自包装车间、生产车间的制曲、发酵回淋等生产工段，其中生产车间废水占 35%，包装车间占 60%，其他废水占 5%。

**表 8-8　重庆酱油厂废水水质**

| 污染物 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | pH | 色度/倍 | $NH_4^+$-N/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 浓度 | 800～1600 | 40～46 | 40～47 | 4.0～4.8 | 40～49 | 40～50 |

某年产 2200t 的酱油厂，采用稀醪发酵压榨工艺，酱油生产车间各道工序每天的排水状况见表 8-9 所列。广东某酱油厂各生产车间排放废水水质见表 8-10 所列。

**表 8-9　某酱油厂各车间各工段排水的状况**

| 废水的出处 | 排水量/$m^3$ | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | pH |
|---|---|---|---|---|
| 蒸煮罐和场地洗水 | 43 | 1520 | 1270 | 6.2 |
| Z 型冷却器冷却水 | 36 | 38 | 11 | 7.3 |
| 空调机冷却水 | 34 | 15 | 7 | 7.7 |
| 曲室洗水 | 7.8 | 2470 | 1980 | 5.2 |
| 滤布洗水 | 6.7 | 1860 | 2180 | 5.4 |
| 空发酵罐洗水 | 7.4 | 1740 | 1880 | 5.7 |
| 压榨场地冲洗水 | 3.8 | 1270 | 1200 | 6.2 |
| 加热灭菌场地洗水 | 3.7 | 1470 | 370 | 5.4 |
| 包装洗水及杂用水 | 35 | 110 | 75 | 9.6 |

**表 8-10　广东某酱油厂各生产车间排放废水水质**

| 项目 / 部门 | 废水来源 | COD /(mg/L) | 色度 /倍 | 水量 /(t/d) | 排放方式 |
|---|---|---|---|---|---|
| 制曲车间 | 浸豆废水、盐水池废水、洗地水、油池废水 | 9910 | 125 | 47 | 连续排放 |
| 味极鲜车间 | 洗瓶水、装瓶机排水、洗袋水、手工洗瓶水、洗瓶身排水 | 373 | 20 | 28 | 连续排放 |
| 包装车间 | 洗储油罐水、洗瓶水 | 544 | 500 | 33 | 连续排放 |
| 成品车间 | 洗熟油油桶、洗生油油桶、洗生油锅 | 84847 | 5150 | 16 | 间歇排放 |
| 老抽酱油成品车间 | 洗老抽罐、洗过滤老抽池、洗煎老抽锅、洗过滤老抽袋 | 110071 | 3617850 | 10 | 间歇排放 |

从表 8-10 可知，广东某酱油废水的特点如下。

① 废水主要来自制曲车间、包装车间及成品车间，这和一般酱油厂家规律相同，但是它的各项水质均高于一般酱油废水。

② 间歇性产生的废水比例大，主要是污染严重的老抽废水，其有机物浓度及色度很高。

广州某调味品厂，酱油生产工段典型废水的水质状况见表 8-11 所列。

**表 8-11 亨氏美味源生产典型工段废水水质状况**

| 名称 | pH | COD/(mg/L) | 水量/$m^3$ | 名称 | pH | COD/(mg/L) | 水量/$m^3$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 黄豆浸泡废水 | 6.63 | 625 | 48 | 炒色罐清洗废水 | 5.08 | 6000～17000 | 32 |
| 发酵罐清洗废水 | 4.8 | 13600 | 2 | 暂存罐清洗废水 | 5.16 | 8000 | 4 |
| 放油池清洗废水 | 5.2 | 37500 | 1 | 煮制废水 | 5.21 | 29500 | 12 |
| 巴氏灭菌废水 | 6.52 | 10000 | 12 | 洗瓶水 1 | 10.72 | 52 | 54 |
| 澄清池清洗废水 | 5.13 | 300000 | 5 | 洗瓶水 2 | 7.01 | 10 | 32 |
| 滤布清洗废水 | 5.28 | 6370 | 30 | 蚝油工段清洗水 | 6.65 | 平均 50000 | 20 |
| 糖蜜罐废水 | 4.15 | 5000 | 30 | 煮酱工段清洗水 | 7.8 | 平均 10000 | 40 |

由表 8-11 可知，广州某调味品厂的生产废水特点如下。

① 废水主要来自发酵车间、煮制车间、包装车间、煮酱车间、洗瓶车间和蚝油车间，这和一般的酱油厂大致类似。但由于该厂同时生产酱类和蚝油等其他调味产品，使得生产废水成分更加复杂，并且废水的平均 COD 明显远远高于一般的酱油厂家。

② 污染严重的生产废水主要有澄清池清洗废水、煮制废水和蚝油废水。废水有机物的浓度和色度都很高。

③ 生产废水的季节性变化大，淡旺季的水量水质差别较大。因此，废水的水质和水量剧烈变化，对生物处理设施有一定的冲击。

④ 生产废水的色度高，一般平均在 700～1000 倍，其成色物质主要是酱油生产中添加的焦糖色以及食品发酵产生的色度，而由焦糖色素引起的色度一般生物不能完全处理。

⑤ 氨氮浓度高，一般在 200～400mg/L；pH 一般在 5 左右，属酸性废水。

⑥ $BOD_5/COD>0.5$，可生化较好；生产废水中无有毒有害物质。

⑦ 每天生产结束后，各生产车间都要使用消毒剂清洁消毒。每天用漂白粉 40kg，泰华净 AC（0.6%）60kg，食优 626（4%）40kg。剩余的消毒剂进入废水处理设施，会对生物处理设施造成一定的毒害作用。

一般酱油废水中营养成分（主要是氮和磷）是充足的，其含量见表 8-12 所列。

**表 8-12 酱油厂排放废水中的氮磷比例关系**

| 项目 | 生化反应需要的比例 | 实际酱油废水中比例 |
|---|---|---|
| $BOD_5$ | 100 | 100 |
| 氮 | 5 | 20 |
| 磷 | 1 | 3 |

从表 8-8～表 8-12 可以看出，一般酱油综合废水 COD 大约在 1000mg/L 左右，



属中等浓度的有机废水。酱油废水中的营养元素（主要是氮、磷）可以满足生化反应需要。有些调味品厂同时生产其他产品，可能综合废水成分更加复杂，有机物浓度更高。某些车间 COD 浓度特别高，色度高，例如老抽废水的 COD 浓度可达到 120000mg/L，色度可达到 16000 倍。处理难度较大，需要对这部分污水进行预处理，否则会对污水处理站的生物处理设施造成一定的冲击和危害，直接影响出水水质。

综上所述，酱油废水具有有机污染物浓度高，含盐浓度高，$BOD_5/COD>0.5$，可生化较好；生产废水中无有毒有害物质，在设备和管道清洗时，废水中含有一定量不利于微生物生长的抑制剂，是典型的高浓度难降解有机废水。

## 8.4　调味品生产废水处理工艺

### 8.4.1　味精废水处理工艺

目前，味精废水常用的处理工艺主要有：物化处理技术、生物发酵技术、微生物处理技术。

（1）物化处理技术　物化处理技术主要包括以下几种方法。

① 高速离心技术　该技术是利用废水中各物质的密度差异，通过离心力差别的作用而达到固液分离的目的。由于谷氨酸菌体小，普通离心机不能分离。因此需要采用高速离心机。上海天厨味精厂利用该技术，先将发酵母液进行预处理，之后用高速盘片离心机进行离心分离菌体，回收率为 55%～66%，粗蛋白含量比率达到 75%，含 16 种氨基酸，可作为高效蛋白饲料添加剂。

② 加热沉淀技术　将废液加热，促使蛋白质的物理性质发生变化，然后在静态下使菌体和蛋白质沉淀，以达到分离菌体的目的。发酵母液中谷氨酸菌体加热变化后，再加入助滤剂（通常采用脱乙酰甲壳素）过滤得到，但是该絮凝剂价格昂贵，致使处理成本高，且操作比较麻烦。菌体蛋白中粗蛋白质量分数大于 50%，分离出的产品可作为饲料添加剂。

由于谷氨酸废母液的菌体主要由蛋白质组成，因此只要加热到 80℃，菌体和可溶性蛋白均可析出，形成较大絮花沉淀，效果优于其他工艺，其工艺过程如图 8-4 所示。




图 8-4　味精废母液加热絮凝菌体蛋白

③ 絮凝沉淀技术　絮凝沉淀是在味精废水中直接加入铝、铁离子的絮凝剂和高分子絮凝剂，使废水中的菌体和高分子物质聚结沉淀。沉淀物经板框压滤机分离出液体后干燥得 SCP（细胞菌体蛋白），用于制作饲料添加剂。目前，正研究使用微生物絮凝剂代替铁盐、铝盐絮凝剂。

④ 吸附技术吸附　使用固体吸附剂，如活性炭、粉煤灰、树脂等，通过物理

的或化学的作用力，使细胞菌体蛋白结合在吸附剂上，同时也会吸附上废水中其他污染物，吸附处理后的水可以直接排放，也是净化废水的常用方法。该技术自20世纪70年代以来已开始应用于味精废水处理。

⑤ 絮凝-吸附技术　把絮凝与吸附相结合而进行预处理的技术方法，可提高COD、悬浮物等的去除效率。有研究采用了聚丙烯酸钠作为主要絮凝剂，木质素作为助凝剂，天然沸石作为吸附剂预处理味精废水，取得了较好的效果，COD、SS和$SO_4^{2-}$的去除率分别达到了69%、91%和43%。

⑥ 离子交换技术　目前，我国味精生产中谷氨酸的提取率很低，约为87%左右，而废水中残留谷氨酸的质量分数为1.2%～1.5%，有时高达2%，约占发酵醛液谷氨酸的20%～25%，如果直接处理而不回收，不但增加了处理设备投资，也增加运行成本，所以从味精废液中回收谷氨酸具有重要的经济价值。有研究通过四只串联的离子交换柱试验处理后，可使味精得率提高4.5%，污染物COD排放量减少25.6%。

⑦ 从味精生产废水中回收核糖核酸（RNA）　味精生产废液中，含大量的发酵菌体，质量分数约为1%～2%，可以提制核糖核酸（RNA）。同时，废液提取RNA后，COD也得以削减，使废水得到处理。

⑧ 蒸发浓缩等电点提取谷氨酸工艺　蒸发浓缩是指借助加热作用，使溶液中一部分溶剂气化而使液体体积减小，溶质浓度增大的过程。高浓度味精废水通过物理方法，去除菌体和悬浮物后加热蒸发浓缩，再使浓缩液冷却至室温时有大量的硫酸铵晶体析出，硫酸铵可作为农用肥料，剩下的浓缩液在等电点提取谷氨酸，废液再进一步加热浓缩并制成有机肥料。该法既回收了废水中的资源，又不产生二次污染，是一种高浓度味精废水处理的理想方法。

(2) 生物发酵技术　味精废水含有丰富的营养物质，如还原糖、有机酸、氨基酸、腺嘌呤及无机盐等，可用作生物发酵的营养基质生产生物产品，实现以废治废，变废为宝。

① 酵母发酵工艺　发酵废母液生产饲料酵母工艺如图8-5所示。

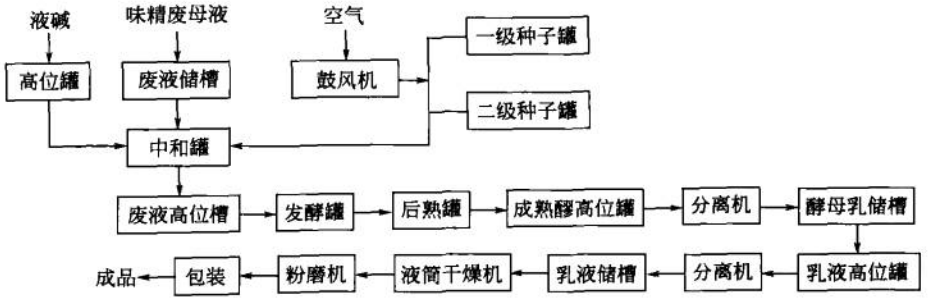



图8-5　味精废母液生产饲料酵母工艺

酵母菌属于单细胞真菌，新陈代谢旺盛，繁殖速度快，能大量利用和降解味精废水中的各种有机物质，去除COD，同时其菌体作饲料，又能取得较好的经济效

率，可用于高浓度味精废水的预处理上，发酵废母液 COD 去除率最大值可达到 60%以上，酵母粉的平均回收量为 35g/L。

② 苏云金杆菌发酵工艺　苏云金杆菌在生长过程中会产生芽胞和伴胞晶体（δ-内毒素），它们能有效地杀死鳞翅目昆虫的幼虫，是一种无毒、无公害、不易产生抗药性的高效生物农药。可利用味精废水，培养苏云金杆菌，生产高效生物农药，具有较好的环境效率和经济效率。

③ 固体发酵工艺　味精浓废水采用蒸发浓缩冷却处理，析出硫酸盐固体，制得除盐味精母液。除盐味精母液含有粗蛋白、糖、多种氨基酸和无机盐等营养成分，可作为固体发酵的原料来生产活性蛋白饲料。该方法既消除了环境污染，又开发了蛋白质饲料资源，具有较好的应用价值。

对于味精离子交换尾液泵入储池，经一定时间自然发酵，消化分解后，加液氨，调 pH 为 5～6 进入四效真空浓缩系统，浓缩后可作为液态肥料，也可进一步干燥成颗粒肥。其工艺流程如图 8-6 所示。

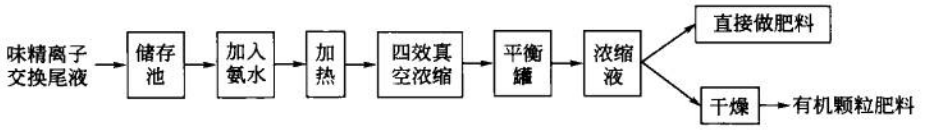



图 8-6　味精离子交换尾液浓缩有机肥料

味精离子交换尾液提取菌体蛋白工艺如图 8-7 所示，脱蛋白尾液处理工艺如图 8-8 所示。

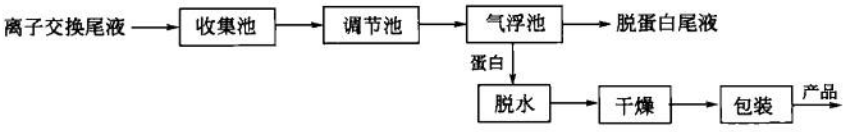



图 8-7　味精离子交换尾液提取菌体蛋白工艺

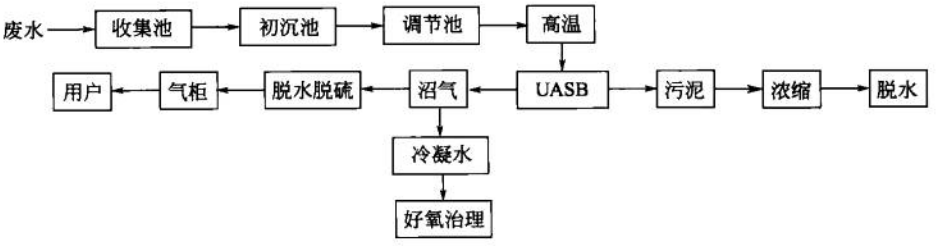



图 8-8　脱蛋白尾液处理工艺

（3）微生物处理技术

① 厌氧接触工艺　其特点是在一个厌氧的完全混合反应器后，增加污泥分离和回流装置，从而使污泥停留时间（SRT）大于水力停留时间（HRT），有效地增加了反应器中的污泥浓度，使系统处理负荷提高，水力停留时间得以缩短。COD

平均去除率可超过90%，$BOD_5$平均去除率达到95%～97%。

② 上流式厌氧污泥床（UASB）工艺　UASB反应器是目前应用最为广泛的高效厌氧反应器，占已投入生产实际应用的厌氧工艺的67%。UASB处理味精废水，COD去除率在80%～85%，耐冲击负荷，去除效果稳定。

③ 厌氧生物膜工艺　厌氧生物膜工艺微生物被固定在填料上，使得反应器内可自行保留高浓度的微生物群体，污泥在反应器内的停留时间也得以极大地延长，所以系统的处理效率高，抗冲击负荷能力强。

④ 两段厌氧消化工艺　味精废水含高浓度硫酸盐，在厌氧消化中硫酸盐还原菌（SRB）还原硫酸盐产生$H_2S$，对产甲烷菌（MPB）活性起抑制作用，同时SRB因与MPB竞争共同底物乙酸和氢的能力强，也会对MPB产生竞争抑制作用，所以用一个厌氧反应罐发酵产甲烷活性弱，处理效果很差。两段厌氧消化法就是将硫酸盐还原与产甲烷阶段分开，使它们在两个独立的系统中进行，各自处于最佳的活性状态，从而提高处理效率。通常反应器第一段以酸化为主，COD负荷较低，但硫酸根的去除率达到95%以上；第二段以产甲烷为主，COD负荷较高，总COD去除率可达85%～89%。

⑤ 厌氧＋好氧处理工艺　厌氧污泥法处理高浓度废水，其容积负荷和COD去除率高，抗冲击负荷能力强，因此能减少稀释水量并能大幅度削COD，可以降低基建、设备投资和运行费用。但厌氧工艺出水很难达标，后续工艺需要好氧工艺进一步处理，可以实现达标排放。

（4）膜法

① 超滤膜法　采用截留相对分子质量为10000的PS/PDC共混UF膜，对某味精厂排放的废水进行除菌体处理，在操作温度、运行压力、浓缩倍数等较佳操作条件时，废水中SS、COD的去除率分别为99%和30%，为后序的生物法减轻了处理负荷，回收的蛋白可以综合利用。

② 电渗析法　采用电渗析法，淡室水可以排放或回用，浓室回收L-谷氨酸。

③ 膜生物反应器法　日本某味精厂用孔径为0.1μm的聚乙烯中空纤维MBR法处理味精废水。在横置式$\Phi$2000mm×$L$3000mm、容积为6.89$m^3$的玻璃钢槽内，放置6支中空纤维膜组件，24h连续曝气运行，使废水的$BOD_5$，SS、TN从1900～5500mg/L，467～2800mg/L，68～410mg/L下降到1～5.1mg/L，1mg/L以下、0.8～29.8mg/L。

## 8.4.2　柠檬酸废水处理工艺

目前，国内主要以生物法对柠檬酸工业废水进行处理此外，柠檬酸废水处理方法还有光合细菌法、乳状液膜法以及中和废水回用等技术。

（1）生物法　柠檬酸生产废水属于高浓度有机废水，COD极高，而且偏酸性，因此，国内外常用的柠檬酸废水处理方法是生化法。生物处理方法可分为好氧法和厌氧法。

① 厌氧生物法　厌氧生物法是指无分子氧条件下通过厌氧微生物（包括兼氧微生物）的作用，将废水中的各种复杂的有机物分解为甲烷等物质的过程。同时把



部分有机质合成细菌胞体，通过气-液-固分离，使废水得到净化的一种废水处理方法。

目前，柠檬酸废水的厌氧处理技术主要有管道式厌氧消化器、高温厌氧消化池和上流式厌氧污泥床（UASB）、IC反应器等。

管道式厌氧消化器内充填填料作为微生物的载体，能滞留高浓度厌氧活性污泥，增强耐酸碱和污染物变化负荷大的能力。采用这种方法，对酸性的高浓度废水而言，无需进行调节可直接进入处理系统，从而减少药剂消耗量，降低运行费用，便于操作管理。但此法存在污泥流失现象，需定期排泥。

高温厌氧消化池具有时间短，消化温度适应性强，运行费用低，有机物去除率高等优点。但废水升高温度需消耗额外的能量，仅适用于废水温度较高的情况。

目前UASB反应器是应用最广泛的厌氧处理装置。20世纪90年代初，国内某些柠檬酸生产厂家就已经尝试应用UASB技术处理柠檬酸废水，如山东某化工股份有限公司和北京桑德环保集团。应用UASB工艺处理柠檬酸废水，无论是实验室小试还是工厂内的中试，COD去除率一般均可达到90%以上。由于反应器内形成的厌氧颗粒污泥具良好的沉降性能和较高的产甲烷活性，且固体滞留时间（SRT）很长而水力停留时间（HRT）很短，因此它具有很高的处理能力和处理效率并且运行稳定，比较适用于柠檬酸工业废水的处理。但是实践证明，为了防止升流速度太大使悬浮固体大量流失，UASB反应器在处理中低浓度废水时（COD在1500～2000mg/L），反应器的进水容积负荷率一般限制在5～8kg COD/（$m^3$·d），在此负荷率下，最小HRT为4～5h，在处理COD浓度为5000～9000mg/L的高浓度有机废水时，反应器的进水容积负荷率一般限制在10～20kg COD/($m^3$·d)，以免由于产气负荷率太高而增加紊流造成悬浮固体的流失。

为了克服UASB反应器的应用限制，20世纪80年代中期，人们开发了IC反应器。IC反应器在处理中低浓度废水时，反应器的进水容积负荷率可提高至20～24kg COD/($m^3$·d)，处理高浓度有机废水时，进水容积负荷率可提高至35～50kg COD/($m^3$·d)。与UASB反应器相比，在获得相同处理速率的条件下，IC反应器具有更高的进水容积负荷率和污泥负荷率，IC反应器的平均升流速度可达处理同类废水UASB反应器的20倍左右。在处理同类废水时，IC反应器的高度为UASB反应器的3～4倍，进水容积负荷率为UASB反应器的4倍左右，污泥负荷率为UASB反应器的3～9倍。

② 好氧生物法　好氧生物法分为活性污泥法和生物膜法两类，活性污泥法本身就是一种处理单元，它有多种运行方式。生物膜法有生物滤池、生物转盘、生物接触氧化池及生物流化床等。氧化塘和土地处理法为自然生物处理。氧化塘有好氧塘、兼性塘、厌氧塘和曝气塘等。土地处理法有湿灌法、渗滤法等。

活性污泥法是利用悬浮生长的微生物絮体，好氧处理有机废水的生物处理方法。微生物是活性污泥的主要组成部分，而细菌是活性污泥在组成和净化功能上的中心。活性污泥法能够去除废水中的有机物，是经过吸附、微生物代谢、凝聚和沉淀三个过程完成的。

间歇曝气活性污泥法（sequencing batch reactor，SBR），自20世纪80年代以来在处理间歇排放的、水质水量变化很大的工业废水中得到了极为广泛的应用。SBR法具有厌氧法和好氧法的协同作用，水质水量变化适应性强，出水水质好，不易产生活性污泥膨胀等问题，且操作简单，运行可靠，易于实现自动化。SBR法处理柠檬酸废水，COD的去除效果一般在90%左右，如图8-9所示。

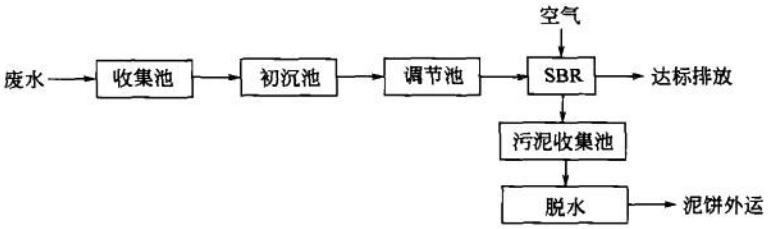



图8-9　好氧工艺流程

③ 厌氧＋好氧生物组合法　单独采用厌氧生物法或好氧生物法处理高浓度柠檬酸废水，往往不能达到国家规定的排放标准，需组合其他处理技术或将两种生物法组合起来，可以使出水达标排放，如图8-10和图8-11所示。

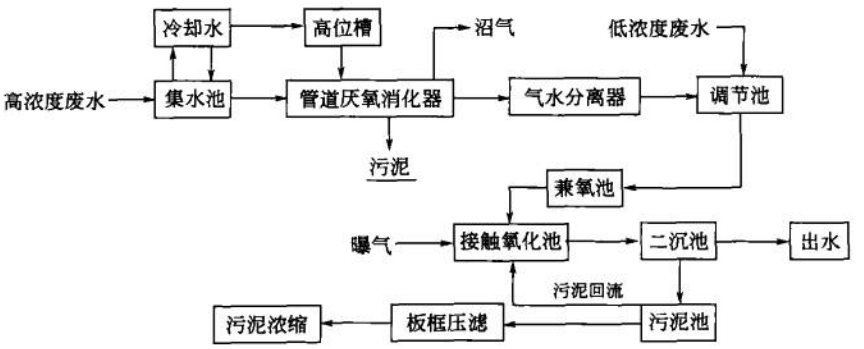



图8-10　厌氧＋好氧组合工艺处理柠檬酸废水

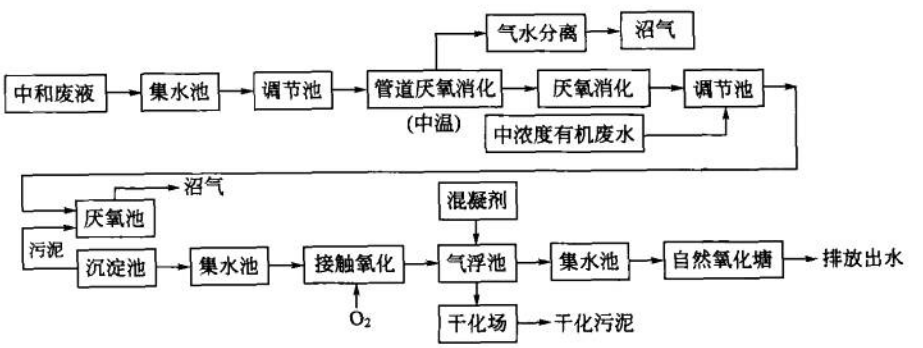



图8-11　两极厌氧＋接触氧化＋气浮＋氧化塘处理工艺处理柠檬酸废水



两极厌氧＋接触氧化＋气浮＋氧化塘工艺，废水进水量 120～150$m^3$/d，进水 COD 为 20000mg/L，pH 为 4.6～5.0，出水 COD 为 3000mg/L，pH 为 7.2；COD 去除率 85%，厌氧发酵体积 COD 负荷率 8.5kg/($m^3$ · d)，COD 产气率 0.53$m^3$/kg，沼气甲烷含量 64%。厌氧消化液和低浓度废水混合后 COD 1000mg/L，经接触氧化加试剂气浮可降到 137mg/L。投资较大，处理成本高，出水水质可达到国家排放标准。

④ 光合细菌法（PSB）　日本自 20 世纪 60 年代起便开展利用 PSB 法处理高浓度有机废水的试验研究，建立了日处理量几十至几千吨废水的大中型实用系统，我国利用光合细菌处理柠檬酸废水小试成功的基础上又进行了利用光合细菌处理柠檬酸废水的大量试验，并建立了日处理量 150～200t 柠檬酸废水处理装置，如图 8-12 所示。COD 去除率＞91%，$BOD_5$ 去除率＞92.2%。

光合细菌法与其他柠檬酸废水处理方法相比，具有处理效果好、无二次污染、运行稳定、耐冲击负荷、管理方便、理成本低等优点，是一种方便快捷的柠檬酸废水处理方法。

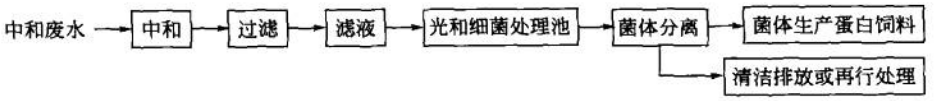



图 8-12　光合细菌处理柠檬酸废水

(2) 乳状液膜法　液膜法在处理高浓度有机废水方面，取得了显著的成绩。乳液与废水通过搅拌充分混合接触，废水中的柠檬酸透过液膜浓缩在膜内，从而达到分离的目的。该方法具有工艺简单、高效快速、易于工业化应用等特点。乳液使用后，经低压破乳，可重新制乳使用，复用多次处理效果基本不变。

(3) 中和废水的回用技术　柠檬酸生产过程中排放的各股废水中，中和工序产生的废水水量最大、污染最严重，中和废水的回用技术具有重要意义。

采用中和＋催化氧化＋砂滤＋吸附工艺来处理柠檬酸生产废水，COD 可从 16642mg/L 降至 2308mg/L，去除率可达 86.1%，处理后的废水可以灌溉农田，实现了废水的回收利用。

(4) 柠檬酸废水处理工艺选择要求

① 选择的工艺对各类污染物如 COD、$BOD_5$、悬浮物和有机氮、磷酸盐等有较高去除率，生物反应器要求有很高的容积负荷率。

② 占地少，基建和运行成本低，包括基建、设备、动力、操作、维修与日常管理等。

③ 工艺具灵活性，便于更新和改扩建。工艺系统在操作、维修和控制上应当简单，不同操作单元应当尽量少。

④ 不产生二次污染，应明显减少污染物的量。

⑤ 工艺可靠，效果稳定。

### 8.4.3 酱油废水处理工艺

酱油废水处理方法主要有物理法、化学法、生物法等。

（1）物理法　亦称为机械处理法，如筛滤、沉淀、气浮等。分离水中不溶解的悬浮固体污染物，通常应用在废水的一级处理，$BOD_5$ 去除率可达 20%～40%。

煤渣、砂滤具有一定的吸附作用，运行费用较低。重庆某酱油厂用煤渣过滤酱油废水，色度平均去除率达到 83%。煤渣可采用压缩空气提渣，由底部提升出池。

（2）生物法　亦称自然生物处理法，利用微生物的代谢作用，使废水中的溶解的、溶胶状态的、细微的悬浮颗粒状态的有机物，转化成不造成污染的物质。这种方法用于废水的二级处理，分为好氧处理和厌氧处理，可使 $BOD_5$ 去除率达80%～90%，经生物法处理的废水一般可达到排放标准。

（3）化学法　亦称深度处理法，采用中和、电解、萃取和氧化还原等技术，去除水中呈溶解或溶胶状态的物质，通常用于深度处理。

（4）膜技术　日本处理酱油废水时，采用反渗透或荷电膜，可从清洗压榨酱油滤布的废水中得到含氨基酸的浓缩液，同时在膜外表面及细孔表面导入四级或三级氨基交联构造的各种荷电膜，可选择分离回收清洗酱油滤布液中的氨基酸，达到变废为宝的目的。

酱油废水含盐量较高，在酱油生产中，电渗析法不仅用于酱油的脱盐，还可用于回收酱油废水的盐，既可有利于有机物的降解，也可回收盐。

由于酱油废水 $BOD_5/COD$ 一般在 0.4 以上，可生化性良好，因此目前酱油的废水治理多采用生物处理作为主要手段，再根据水质的实际情况辅以物理化学方法，适当增加预处理和后处理措施。

各种酱油废水处理工艺举例如下。

① 重庆某酱油厂的处理工艺如图 8-13 所示。

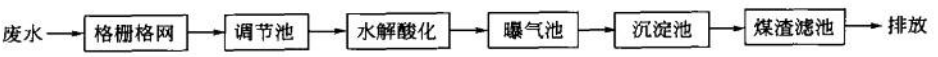



图 8-13　重庆某酱油厂废水处理流程

该厂年产酱油 1.5 万吨，日排废水 120t，采用厌氧水解酸化-活性污泥法-煤渣过滤吸附工艺处理，当进水 COD 浓度为 800～1600mg/L 时，COD、色度、$NH_4^+$-N、SS 的平均去除率分别为 85%、83%、94%和 90%。处理运行费为 0.5～0.6 元/t。

② 某酱油厂工艺如图 8-14 所示。

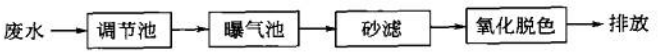



图 8-14　某酱油厂废水处理工艺流程

该工艺通过曝气处理主要去除 $BOD_5$、砂滤去除 SS，氧化去除 COD 和色度。该厂原水 COD 在 400～600mg $O_2$/L 左右，通过此工艺处理结果为 $BOD_5$＜20mg

$O_2$/L，COD＜20mg $O_2$/L，SS＜30mg/L，pH 为 6.2～8.2，油分＜5mg/L，大肠杆菌＜1500mg/L。

③ SBR 法处理桂林某酱料厂废水，其工艺如图 8-15 所示。

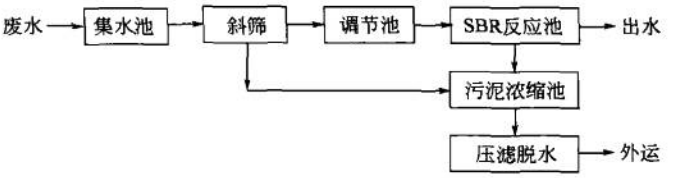



图 8-15　桂林酱料场污水处理工艺流程

桂林某酱料厂废水进水 COD 和色度分别在 1400mg/L 和 1000 倍，SBR 池的出水 COD 和色度分别在 100mg/L 和 50 倍以下，出水 $BOD_5$＜30mg/L，SS＜100mg/L，pH 为 6～9，处理效果稳定，运行费用低，产泥量很少。

④无锡某食品有限公司过滤机＋初沉池＋SBR 工艺处理酱油、酱菜废水，当进水 COD、$BOD_5$、SS、pH 分别为 1000～3000mg/L，700～1800mg/L，400～1200mg/L，3.5～6 时，出水对应数据为 200～400mg/L，20～60mg/L，80～200mg/L，6.5～7.5。该法工艺简单，稳定性好，能有效抑制污泥膨胀。

⑤ 广西某食品厂酱油废水工艺流程如图 8-16 所示。

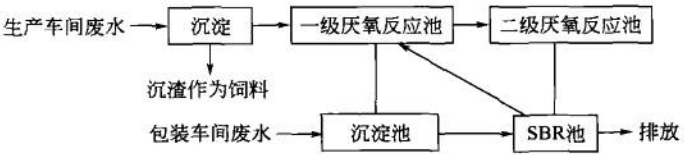



图 8-16　广西某食品厂酱油废水处理工艺流程

该工艺利用二级厌氧—SBR 酱油废水处理工艺处理酱油生产废水。在进水 COD 和色度分别在 660～3500mg/L 和 100～400 倍时，SBR 池的出水 COD 和色度分别在 58～93mg/L 和 50 倍以下，COD 和色度去除率分别为 97%和 80%以上，处理效果稳定。

⑥ 广东开平某调味品公司酱油生产废水 COD 平均 1100mg/L，色度为 500 倍，采用混凝沉淀＋水解酸化＋二级 SBR＋气浮工艺，COD、色度的去除率超过 90%，出水可达到国家一级排放标准。该工艺通过混凝沉淀和气浮工艺去除色度，并可根据水质水量的变化及时调整运行时间和运行方式，污泥沉降性良好。

由上述工艺可见，传统活性污泥法处理酱油废水，有以下局限性。

① 有机物浓度高，造成污泥的产量大，污泥的处理成本很高，这对企业是一笔不小的负担，一些污水处理厂的污泥处理费用占其运行费用的 40%左右。

② 废水中的色度不能完全处理，表现在 SBR 或传统活性污泥法出水不能达标，一般出水的色度在 120～150 倍，因此不能直接排放，必须在后续处理设施加上气浮或活性炭，方能将不能生物降解的色度除去。

③ 水质水量波动大，对生物处理设施有冲击负荷，在高浓度时必须采取稀释进水等手段，处理水量很难保证。

④ 运行费用高，出水稳定性不高，排放污水达到回用标准，仍需进一步处理。

## 8.5 调味品工业废水处理工程实例

### 8.5.1 味精工业废水工程实例

(1) 某味精厂多级厌氧＋SBR 工艺　某味精厂废水处理项目的废水设计水量、水质见表 8-13 所列，水量因设调节池不考虑时变化。处理后出水执行《污水综合排放标准》GB 8978—1996 味精行业的二级标准。

**表 8-13　某味精厂废水设计水量水质**

| 水质种类 / 水质 | 高浓度废水(400m³/d) | 低浓度废水(600m³/d) | 排放标准 |
|---|---|---|---|
| COD/(mg/L) | 20000 | 1500 | ≤300 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 10000 | 750 | ≤150 |
| $NH_4^+$-N/(mg/L) | 10000 | 200 | ≤25 |
| $SO_4^{2-}$/(mg/L) | 20000 | — | — |
| $PO_4$-$P^{3-}$/(mg/L) | — | 15.0 | ≤1.0 |
| SS/(mg/L) | 200 | — | ≤200 |
| pH | 1.5～1.6 | 5～6 | 6～9 |

该处理方案采用以多级厌氧＋好氧生物处理为主体，对高浓度废水处理和辅以物理化学处理高硫酸盐和氨氮的综合废水处理工艺流程，如图 8-17 所示。在高浓度废水厌氧处理工艺中，为了消除硫酸盐的影响而设置硫酸盐还原＋好氧脱硫反应器；为能有效去除 COD，脱硫后又设置了厌氧反应器，在高、低浓度废水混合处理中设置厌氧反应器又进一步降低了 COD，为了保证达到 $NH_4^+$-N 的排放要求，经过 SBR 硝化的废水回流到厌氧反应器脱氮，以减少运行费，使出水达标排放。

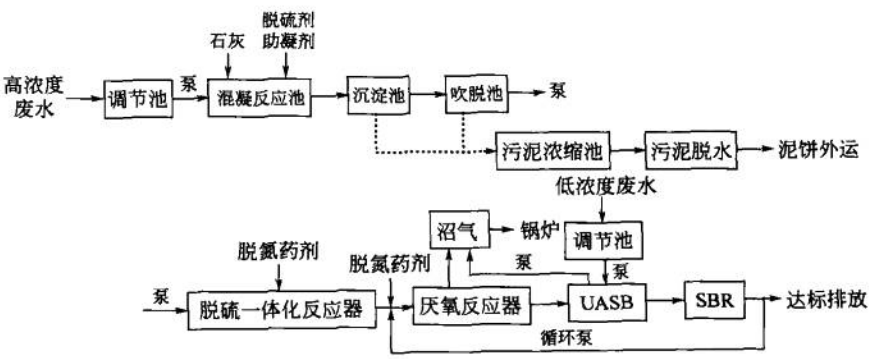



图 8-17　某味精厂废水处理工艺流程示意

① 高浓度废水　高浓度废水的水量为 400m³/d。

a. 调节池　调节池中水力停留时间为 8h，$V=135m^3$，尺寸为 6.5m×7.0m×

3.5m，池内设污水提升泵 2 台（一用一备）。

b. 投药系统　CaO 是按能去除 50% 的 $SO_4^{2-}$ 计算出的，相应需要 $Ca^{2+}$ 约 4170mg/L，再加饱和 $Ca^{2+}$ 的量，总需 $Ca^{2+}$ 量约为 5000mg/L，相应 CaO 量为 15g/L，需 CaO 量为 5t/d，折合含量 75%（质量分数）CaO 的商品石灰需 6.6t/d。在脱硫反应器运行初期，投加 CaO 是必需的，但是，随着微生物的培养和驯化与脱硫效率的提高，可以逐步降低 CaO 的投加量，同样可以保证对硫酸盐的去除。这样，相应的药剂费用和污泥脱水费用均可以减少。

由于废水中的氨氮含量高，在 10000mg/L 左右，这对厌氧处理和好氧处理中的生物都有抑制作用，需要去除。投加 CaO 之后在调节池进行曝气吹脱，当 pH 为 9.0～10.0 时，氨氮的去除率可以达到 60%以上。

c. 混凝、沉淀反应池　混凝、沉淀反应池投加氧化钙和助凝剂（脱硫剂），反应时间为 0.5h；沉淀时间为 1.0h。

d. 硫酸盐还原反应器（UASBⅠ）　硫酸盐还原反应器的结构是 UASB 反应器，COD 负荷为 20kg/($m^3$ · d)，在此反应器中大分子有机物转化为有机酸，利用水中的硫酸盐作为最终电子受体，去除部分有机物，同时将硫酸根转化成硫化氢，硫化氢再与混凝反应池中的脱硫剂反应而去除硫化氢。此反应器与一般酸化反应器的不同点：控制系统中的 pH＞6.5，硫酸盐还原反应的速度很快，此反应器也将以颗粒污泥方式运行。

硫酸盐（$SO_4^{2-}$）负荷为 10kg/($m^3$ · d)，进水 $SO_4^{2-}$ 浓度为 10000mg/L，反应器温度为 35℃，pH 为 6.5～7.5，有效容积 $V=400m^3$。由于在厌氧条件下，硫酸根转化为 $H_2S$，过量的脱硫剂可以有效地去除 $H_2S$，且对以后的生物处理无影响。

e. 氨氮吹脱和硫化物的生物氧化塔

由于废水中的氨氮含量高，前段的工艺去除率不高，仍然在 4000mg/L 左右，这对厌氧处理和好氧处理中的生物都有抑制作用，需要加以去除。进一步采用加 CaO 调整 pH 至 9.0～9.5，在吹脱塔进行吹脱，预计可以达到 60%（质量分数）的去除率。吹脱塔中放置填料，采用生物氧化的方式同时去除硫化氢。

f. 甲烷化反应器（UASBⅠ）

有机 COD 负荷为 10kg/($m^3$ · d)，$V=13.2\times400/10=528$（$m^3$）

沼气产量：2000$m^3$/d（包括 UASBⅡ）

水封罐：$\phi$1.2m，恒压水封箱 2 台

沼气柜：有效容积为 1000$m^3$，$\phi$1.2m

沼气燃烧系统 1 套

沼气排空自动点火装置 1 套

② 混合废水

a. 格栅　格栅宽 $B=0.5m$，栅条间隙为 $b=10mm$

b. 调节池　水力停留时间为 8h，有效容积 $V=200m^3$，污水提升泵 SP-62.2-80 两台（一用一备）水量 $Q=1000m^3$；COD 浓度为 2980mg/L，$BOD_5$ 浓度为 1000mg/L。

c. 升流厌氧反应器（UASBⅡ） COD 负荷为 5kg/(m³ · d)，$V=3\times1000/5=600$ (m³)

d. SBR 反应器 COD 容积负荷为 0.2kg/(kg MLSS · d)，$V=0.9\times1000/(0.2\times3)=1500m^3$。

考虑硝化需要提供的风量较大，选用 C40 的离心风机 3 台（其中一台备用）。

各段出水 COD、$BOD_5$、氨氮和 $SO_4^{2-}$ 含量见表 8-14 所列。

**表 8-14 味精废水处理各工段出水水质**

| 工段名称 | 水量 /(m³/d) | COD /(mg/L) | $BOD_5$ /(mg/L) | $SO_4^{2-}$ /(mg/L) | SS /(mg/L) | $NH_4^+$-N /(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 调节池 | | 20000 | 10000 | 20000 | 200 | 10000 |
| 混凝沉淀 | | 18000 | 8000 | 10000 | 200 | 3000 |
| 硫酸盐还原反应器 | | 13200 | 5600 | 8000 | | 3000 |
| 氨氮吹脱 | 400 | 13000 | 5000 | 1500 | | 900 |
| 甲烷反应器 | | 5200 | 1000 | 1500 | | 900 |
| 低浓度废水 | 600 | 1500 | 750 | | | 200 |
| 混合废水 | | 2980 | 820 | 600 | | 480 |
| UASB(Ⅱ) | 1000 | 900 | 160 | 600 | | 480 |
| SBR | | ≤300 | | | ≤200 | ≤25 |

③ 污泥 污泥浓缩池 $V=100m^3$，共 2 座。

一类为药剂污泥，产量为 10t/d，折成含水率为 90%（质量）的污泥量为 100m³/d，采用 DY-1000 带式压滤机 1 台，每天工作 8h，泥饼产量 30m³/d，含水率 70%（质量）。

另一类为生物污泥，产量约为 500kg/d，折成含水率为 98%（质量）的污泥为 25m³/d，采用 DY-1000 带式压滤机 1 台，每天工作 8h，泥饼产量 2.5m³/d，含水率 80%（质量），泥饼外运。

④ 运行费用 年运行总费用（不包括折旧）为 82.6 万元，吨水运行费用 2.5 元/t。

(2) 福建某味精厂预处理＋两相 UBF＋SBR 工艺 福建某厂年产味精 3000t，其生产工艺为原料（玉米淀粉）-制糖工段（双法制糖）-发酵工段（连续流加糖发酵）-提取工段（离子交换）-精制工段（加碱中和、除铁脱色、浓缩结晶、干燥）-成品。

① 废水水质及水量 在生产过程中排出，经清污分流的高浓度和低浓度两股废水。高浓度废水来自提取工段，水量为 200m³/d，水质：pH 为 1.5～3.5，COD 为 25000～58300mg/L，$BOD_5$ 为 12100～57200mg/L，SS 为 1600～5110mg/L，$NH_4^+$-N 为 1370～7979mg/L，$SO_4^{2-}$ 为 41150～42090mg/L。

低浓度废水主要来自制糖、精制等工段，其中制糖工段，洗米废水 30m³/d，设备、地面冲洗水 30m³/d；精制工段，活性炭脱色柱冲洗水 160m³/d，设备、地面冲洗水 30m³/d。水质 pH 为 6～8，COD 浓度为 8396000mg/L，$BOD_5$ 浓度为

500～3500mg/L，SS 浓度为 160～1500mg/L，$NH_4^+$-N 浓度为 26～60mg/L，$SO_4^{2-}$ 浓度为 300～432mg/L。

② 废水处理工艺设计　先对来自提取工段的离子交换母液中的菌体蛋白进行回收处理，经提取菌体蛋白工艺后，高浓度废水的 COD 明显下降，为后续工序的处理创造了有利条件。此时的废水仍呈酸性，COD、$NH_4^+$-N 和 $SO_4^{2-}$ 浓度仍很高，需经中和及降低 $NH_4^+$-N，$SO_4^{2-}$ 浓度后再与低浓度废水混合。经均质、均量后的废水再经两相 UBF＋SBR 主体工艺处理。处理工艺流程如图 8-18 和图 8-19 所示。

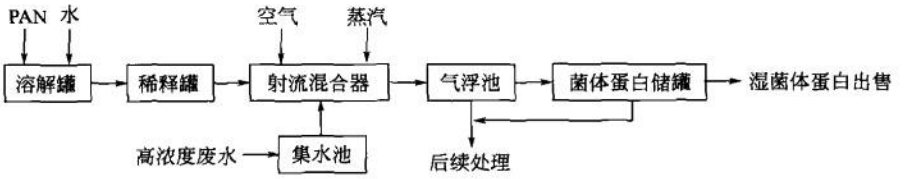



图 8-18　味精生产废水预处理工艺流程

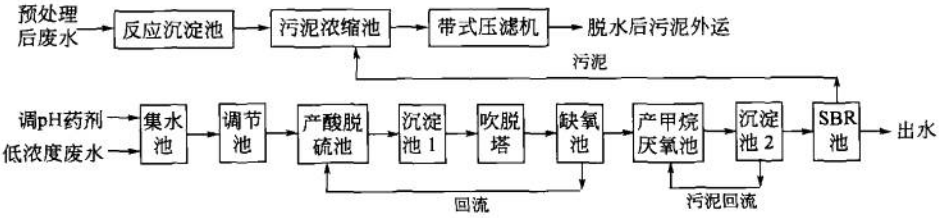



图 8-19　味精废水主题处理工艺流程

③ 主要处理构筑物和设备。

a. 调节池　矩形钢筋混凝土结构，1 座。结构尺寸 12.5m×6.0m×6.8m，有效容积 488m³，调节时间 23.4h。设有污水泵 2 台，一用一备，流量 25m³/h，扬程 15m，功率 3kW，液位控制。

b. 产酸脱硫反应池　矩形钢筋混凝土结构，1 座。结构尺寸 12m×11m×6.6m，有效容积 832m³，力停留时间 0.5h，容积负荷 4.4kg COD/(m³·d)。上部为气、液、固三相分离区，沿池四周距池壁 0.5m 处设两边均为三角堰的集水槽，往下 1m 污泥悬浮层内设有 2.5m 高的组合填料，再往下为颗粒污泥床层。底部设有穿孔管大阻力布水系统。反应池出水经中间沉淀池、吹脱塔、缺氧池处理后回流，回流比 200%。设有污水泵 2 台，一用一备，流量为 40m³/h，扬程为 16m，功率为 4kW，液位自动控制。

c. 沉淀池　混凝土结构，1 座。结构尺寸 4m×3m×4.6m，下部为锥形斗，有效容积 43m³，水力停留时间 2.1h，淹没式集水出水。设有污水泵 2 台，一用一备，流量为 70m³/h，扬程 16.5m，功率 5.5kW，液位自动控制。

d. 吹脱塔　玻璃钢结构，1 座。直径×高＝1.2m×5.1m，喷淋密度 60m³/

(m·h)，液气比 1∶40，填料层高度 2.6m，填料为空心多面球体。设有通风机 2 台，一用一备，风量 2504m³/min，全风压 4112Pa，功率 5.5kW。

e. 缺氧池　矩形钢筋混凝土结构，1 座。结构尺寸 8m×3m× 6.6m，有效容积 146m³，水力停留时间为 7h。液面下 1m 设有 3m 高的组合填料层。底部设有穿孔布水系统，上部为淹没式集水出水。设有污水泵 2 台，一用一备，流量为 25m³/h，扬程为 15m，功率为 3kW，液位自动控制。

f. 产甲烷厌氧反应池　矩形钢筋混凝土结构，1 座。结构尺寸 12m×12m×6.6m，有效容积 907m³，水力停留时间 43.5h，容积负荷 12kg COD/(m³·d)。上部为气、液、固三相分离区，沿池四周距池壁 0.5m 处设两边均为三角堰的集水槽，往下 1m 污泥悬浮层内设有 2.5m 高的组合填料，再往下为颗粒污泥床层。底部设有穿孔管大阻力布水系统。反应池出水经中间沉淀池沉淀后回流，回流比 200%。设有污水泵 2 台，一用一备，流量 40m³/h，扬程 16m，功率 4kW，液位控制。

g. 沉淀池　矩形钢筋混凝土结构，1 座。结构尺寸 4m×3m×4.6m，下部为锥形斗，有效容积 43m³，水力停留时间 2.1 h。设有集水槽，出水流至 SBR 池。

h. SBR 池　矩形钢筋混凝土结构，1 座，分 2 格。每格结构尺寸 11.5m ×7.5m ×6.3m，总有效容积为 1000m³，每格每天运行 1 周期，采用半限制曝气方式，进水 1.2h，曝气 1.1h，沉淀 2h，排水 1h。污泥负荷 0.14kg COD/(kg MLSS·d)。MLSS 在 4000～5000mg/L。SBR 池采用多层排水管出水。每格 SBR 池设有潜水搅拌机 2 台，不曝气时启动，搅拌污泥与废水充分混合进行反硝化脱氮。设有带微孔曝气头构成的鼓风曝气系统，气水比 18∶1。

④ 菌体蛋白的回收预处理装置及设备

a. 浓废水集水池 1 座，100m³，PVC-U 板制作。

b. PAN（聚丙烯酸钠）溶解、稀释罐各 1 个，15m³，机械搅拌，钢结构。

c. 气浮池 1 座，12m³，反应时间 10min，分离时间 20min，钢结构，玻璃钢衬里。

d. 菌体蛋白储罐 1 个，4m³，PVC-U 板制作；设有专用蒸汽管道和耐腐蚀水泵。

⑤ 污泥处理系统处理装置及设备。

a. 反应沉淀池　矩形钢筋混凝土结构，1 座。中和反应部分采用 PVC-U，结构尺寸 3m ×1.3m ×2.3m，有效容积 8.4m³，反应时间 1h，pH 为 8～10。反应部分设隔墙折流，分 3 格，同时鼓风搅拌，水比 15∶1。沉淀部分结构尺寸 3m×3m×3.5m，有效容积 26m³，沉淀时间 3h。设有泥浆泵 2 台，一用一备，功率 15kW；设有石灰溶解罐 2 只，$FeCl_3$ 储罐 1 只。

b. 污泥浓缩池　矩形钢筋混凝土结构，1 座，分 2 格。每格结构尺寸 2.8m×2.8m×4.6m，下部为锥形斗，有效容积 60m³，污泥浓缩时间 4.8h。

c. 鼓风机房　砖混结构，1 座。结构尺寸 6m×4.5m×4.2m。设有三叶罗茨鼓风机 2 台，一用一备，风量 825m³/min，风压 686kPa，功率 18.5kW。



d. 脱水机房　砖混结构，1 座。结构尺寸 6m×9m×4.2m。设有带式压滤机 1 台，带宽 1m，脱水能力 300kg 干泥/(m·h)，功率 11kW，污泥含水率 70%，泥饼由皮带输送机送至堆棚。设有泥浆进料泵 2 台，一用一备，功率 22kW。脱水机还设有 1 套可完成配药、稀释、计量、投药等功能的加药系统。

⑥ 运行状况及效果

a. 菌体蛋白回收　预处理离子交换母液（高浓度废水），含有菌体蛋白等大量悬浮物和胶体物质，通过絮凝气浮，不仅可提取富有营养价值的饲料蛋白，取得一定的经济效益，同时也起到去除有机污染物的作用。COD 去除率可达 40%～70%。回收预处理后水质为 COD 浓度 12160～16800mg/L，$BOD_5$ 浓度 4816～10700mg/L，SS 浓度 670～1010mg/L，$NH_4^+$-N 浓度 2939～3672mg/L。混凝剂采用聚丙烯酸钠，絮凝效果好、用量少、无毒、能适应较低范围的 pH，可不经调整 pH 直接使用，在味精废水菌体蛋白回收中已被广泛使用。

气浮采用射流溶气方式，设有喷射混合器使废水、空气、PAN 和蒸汽进行剧烈混合，通入蒸汽控制水温在 45℃，均可促进絮体的凝聚、絮凝和气浮。

b. 两相 UBF 法　两相厌氧消化法是根据参与酸性发酵和甲烷发酵的微生物的不同，分别在两个反应器内完成这两个过程的方法。两相 UBF 法是两个反应器均采用 UBF 的两相厌氧消化法。UBF 反应器是由上流式污泥床（UASB）和厌氧滤池（AF）构成的复合式厌氧反应器，同时具有 UASB 和 AF 池的特点。它克服了 UASB 颗粒污泥难以形成从而难以启动的缺点，结合了 AF 耐冲击负荷的优点，同时也减轻了对 UASB 三相分离器的固液分离性能要求。反应器底部保持高浓度的颗粒污泥床，上部附着生长于填料上的生物膜对游离性的菌胶团具有吸附截留作用，减少流过固液分离器的固体量，降低出水中的悬浮物含量和污泥流失，而整个反应器内部能保留比 UASB 更高的生物浓度。因此，UBF 反应器具有启动快、处理效率高、运行稳定的特点。

味精废水中过高浓度的硫酸盐是影响其处理效果的难点所在。高浓度的硫酸盐对微生物生长具有不利影响，尤其在厌氧过程中，硫酸盐还原菌（SRB）的生长速率高于产甲烷菌（MPB），且对 HAC 和 $H_2$ 的亲和力也高。因此硫酸盐生物还原对 MPB 产生基质竞争抑制，同时还原产物 $H_2S$ 和 $S^{2-}$ 等硫化物的积累对 SRB 和 MPB 均产生抑制，形成对 MPB 的次级抑制。因此考虑把硫酸盐还原和产甲烷过程分开，构成两相厌氧过程——产酸脱硫反应器和产甲烷反应器。其中产酸脱硫反应器在功能上等同于硫酸盐还原单元，是利用两相厌氧过程的产酸相的特殊形式和强化功能实现对硫酸盐的高效去除，本质上达到去除作为电子供体的有机物的作用。显然，两相厌氧过程对反应器的选择也极为重要，UBF 由于其具有生物量高、污泥停留时间长、容积效率高、对抑制作用较强的适应性等自身特点而具有优势。

为充分发挥两相 UBF 反应器的功能和解除难以克服因素的影响，在工程应用中需对各处理单元作合理组合。当进水中硫酸盐浓度超过 5000mg/L 时，反应器对 COD 的去除率有所下降，当 COD 为 3500mg/L，$S^{2-}$ 浓度为 700mg/L，将对硫酸盐还原过程产生明显的抑制作用。硫酸盐还原产物 $H_2S$ 和 $S^{2-}$ 等硫化物的次级抑

制同时影响 SBR 和 MPB，是主要抑制作用，当 $S^{2-}$ ＜200mg/L 时，SRB 和 MPB 细胞生长没有受到抑制，当 $S^{2-}$ 浓度＞350mg/L 时，其抑制作用明显。为保证较高的 COD 去除率，通常要求 $COD/SO_4^{2-}$ 不低于 2 较为合适。

根据以上分析，工程上采取的处理单元组合为：菌体蛋白回收后，废水先经加石灰与硫酸盐反应生成 $CaSO_4$ 沉淀去除部分硫酸盐，同时也起到中和、脱氨氮作用，出水再与淡废水混合，把 $SO_4^{2-}$ 稀释到＜3500mg/L 进入产酸脱硫反应器，出水经吹脱塔去除部分硫化物后，再经缺氧池中好氧、兼氧微生物的好氧代谢，去除因吹脱溶入的氧气，约 2/3 废水回流进入产酸脱硫反应器稀释进水 $SO_4^{2-}$（浓度 1000～1300mg/L）和反应池内的硫化物浓度（$S^{2-}$ ＜300mg/L），约 1/3 废水中 $S^{2-}$ 浓度，经吹脱后已经低于 MPB 抑制浓度，进入产甲烷 UBF 反应器。

在该工程实践中还考虑到如下措施，以提高各处理单元的有效性和合理性：在用石灰中和废水和去除 $SO_4^{2-}$ 时，采用鼓风搅拌，一是加快反应速度和效率，二是吹脱部分氨氮；两相 UBF 反应器均采用出水回流和大阻力配水系统，起到如下作用，一是稀释进水 $SO_4^{2-}$ 和反应池内的硫化物浓度，二是达到均匀布水和有效混合的作用，三是改善反应器的水力条件，强化反应器中微生物与基质之间的传质作用，加速有机物从废水中向微生物细胞的传递过程，四是创造良好的微生物生长环境，增强微生物生态的稳定性，以上这些方面是保证厌氧反应器高效、稳定运行的重要条件。在两相 UBF 反应器之间加入吹脱塔和缺氧池，吹脱塔主要用于去除硫化物，同时对氨氮也可部分去除，缺氧池起消除溶解氧的作用。吹脱塔和缺氧池的技术经济性尚需进一步的研究。两相 UBF 反应器和吹脱塔产生的废气，经用碱液作吸收剂的填料塔去除恶臭气体后高空排放，以减小对周围环境污染影响。

在该工程应用中两相 UBF 反应器取得比较满意的效果。调节池的废水水质：pH 为 5.53～7.98，COD 为 6500～7400mg/L，$BOD_5$ 为 2920～3190mg/L，SS 为 1030～1318mg/L，$NH_4^+$-N 为 200～300mg/L，$SO_4^{2-}$ ＜3500mg/L。产酸脱硫反应器出水的 COD 为 1800～2200mg/L，COD 去除率可达 70%。这说明产酸脱硫反应器较好地克服了废水中不良因素的影响，而废水中水解残糖含量又较高，通过酸性发酵产生充足的、容易降解的低分子脂肪酸能极大地满足 SRB 种群的需要，从而达到较好的处理效果。产甲烷 UBF 反应器出水的 COD 约在 800～1100mg/L，COD 去除率可达 63%，与产酸脱硫反应器相比，COD 去除绝对量和效率均较低，这主要是由于大部分易分解的低分子有机物已被利用掉，余下的有机物生物降解性能较差。

c. SBR 池　间歇运行，在同一构筑物内进行进水、曝气、沉淀、排水、闲置等运行周期，因而具有工艺操作灵活、占地面积少、投资和运行费用低、不易发生污泥膨胀、处理效果好和运行稳定等特点。经两相 UBF 反应器处理后出水再经 SBR 好氧处理，COD 去除率可达 70%。

⑦ 工程调试运行　工程于 1998 年 1 月开始施工，2000 年 5 月投入试运行。工程调试的接种污泥取自养猪场的猪粪便，第一次接种共投入 20t 猪粪便，接种量为：SBR 池 5t、产酸脱硫反应器 10t、产甲烷 UBF 反应器 5t。调试开始阶段，废



水间歇进入两相 UBF 反应器，使污泥处于低负荷增殖、驯化状态。1 个月后，再次投入两相 UBF 反应器各 5t 猪粪便，以加速污泥培养。几天后，两相 UBF 反应器开始连续进水，吹脱塔的风机根据厌氧产气程度开始启动。由于粪便中富含细小的颗粒物和废水中含有的少量粉末活性炭构成颗粒污泥晶核、废水生化性能较好和 UBF 自身特点等原因，工程调试经 4 个多月基本完成。废水处理工程于 2000 年 10 月通过当地环保监测站的竣工验收监测，各项指标均达到《污水综合排放标准》味精行业二级排放标准。

采用 SBR 处理味精废水，在同一构筑物内经过进水、曝气、沉淀、排水、闲置等运行周期，工艺具有操作灵活、不易发生污泥膨胀、处理效果好和运行稳定等特点，当进水 COD 发生变化时，可以调节曝气时间使 COD 去除效率提高。经两相 UBF 反应器处理后出水再经 SBR 好氧处理，COD 去除率可达 70%。

⑧ 主要技术经济指标

a. 运行费用　预处理部分 2.25 元/$m^3$，其中药剂费 1.8 元/$m^3$，电费 0.25 元/$m^3$，人工费 0.2 元/$m^3$。每天约可回收湿菌体蛋白 13t，售价 200 元/t，约可收入 2600 元，扣除运行费后，预处理每立方米味精废水约可获取经济效益 10.8 元。

主体处理部分 1.64 元/$m^3$，其中药剂费 0.45 元/$m^3$，电费 1.07 元/$m^3$，人工费 0.12 元/$m^3$。

b. 工程总造价约 266 万元。

c. 占地面积为 1100$m^2$。

d. 人员定编为操作工人 5 人。

工程实践表明，味精废水采用絮凝气浮回收菌体蛋白预处理后，混合废水采用两相 UBF＋SBR 主体处理工艺是行之有效的。该废水处理技术先进，工艺可靠，在废水处理达标的同时也考虑了废物的资源化，取得较好的环境效益和经济效益。

(3) 南宁某味精厂 HCR＋BCR 工艺

南宁某味精厂味精生产能力为 15 万吨/年，味精生产过程中产生的废水水质十分复杂，分为高浓度、中浓度和低浓度等不同水质的废水。长期以来，该厂废水未经处理直接排放，对南宁市地表水体造成极大的污染，南宁市环保局要求该厂限期治理、达标排放。在进行了大量试验研究的基础上，对该厂中高浓度废水进行治理，经过半年多的运行操作，处理效果良好，达到了预期的目标。

① 设计水量、水质　废水最大水量为 1500$m^3$/d，各类废水流量见表 8-15 所列。其中，中浓度有机废水包括发酵离子交换中高浓度废水、糖化板框及中和板框废水等，洗酸洗碱废水包括冲洗精制树脂柱与冲洗精制离交炭柱产生的所有废水。该设计处理废水水量为 62.5$m^3$/h。

**表 8-15　南宁某味精厂生产废水水量**

| 分类 | 中高浓度有机废水 | 中浓度有机废水 | 洗酸洗碱废水 | HCl 废水 | NaOH 废水 |
|---|---|---|---|---|---|
| 水量/($m^3$/d) | 280 | 380 | 700 | 80 | 60 |

生产过程产生的中高浓度废水种类繁多，污染组分含量高。经连续72h对废水排口处的主要污染物取样监测，测得中高浓度混合废水的水质特征见表8-16所列。该设计主要处理中高浓度混合废水，要求控制出水COD低于450mg/L。

**表8-16 南宁某味精厂废水水质**

| 项 目 | COD /(mg/L) | $BOD_5$ /(mg/L) | $SO_4^{2-}$ /(mg/L) | $NH_4^+$-N /(mg/L) | pH | SS /(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 发酵离交中高浓度废水 | 13000 | 7000 | 7500 | 100 | 2.1～2.23 | 3000 |
| 发酵离交中浓度废水 | 4000 | 2000 | 3000 | 1300 | 9.2 | 3000 |
| 糖化板框排水 | 3404 | | | | 7 | |
| 中和板框排水 | 4112 | | | | 7 | |
| 混合后废水 | 约4200 | 约2100 | 约3600 | 约300 | 2～3 | 500 |

② 废水处理工艺流程 从表8-16可以看出，南宁味精厂废水具有COD、$SO_4^{2-}$、$NH_4^+$-N浓度高，pH很低等特点。由于其COD浓度高，显然不宜采用普通的好氧工艺处理，又因其$SO_4^{2-}$浓度高，若采用厌氧工艺处理，则必须将原水中的大部分$SO_4^{2-}$去除，这样做一方面增加了操作难度，另一方面又将产生大量的固体废物，采用石灰沉淀法去除$SO_4^{2-}$产生大量硫酸钙。根据味精废水的这些特点，在进行大量试验的基础上，选用了高效好氧生物处理反应器（High Performance Compact Reactor，HCR），结合生物接触氧化池（简称BCO）对该废水进行处理，工艺流程如图8-20所示。

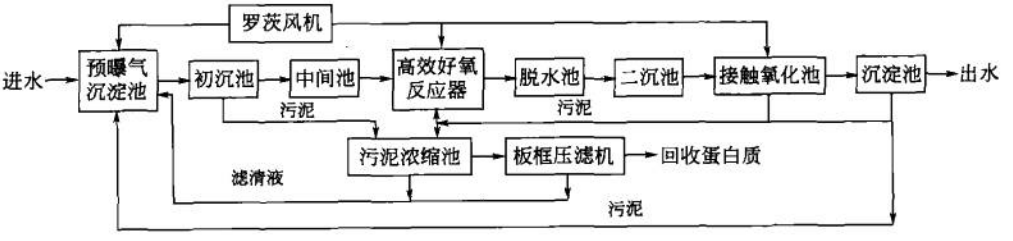



图8-20 南宁味精厂废水处理流程

③ 主要处理构筑物

a. 预曝气调节池及初沉池 该厂味精废水水质水量变化较大，故用调节池进行调节；同时由于原水中含较高的悬浮物，在进入HCR反应器之前设置初沉池进行预处理。调节池和预曝池合建，水力停留时间为12h，预曝气强度为$20m^3/(m^2 \cdot h)$。初沉池设计采用竖流式沉淀池。将沉淀池的少量污泥回流至预曝气调节池，利用该污泥中的生物活性加上预曝气充氧，可增加COD去除率，以期减轻后续处理设备的处理负荷。

b. 高效好氧生物处理反应器（HCR）系统 该系统由反应器、脱气池及二沉池组成，如图8-20所示。两相喷嘴是系统的核心。该反应器合理利用了射流曝气技术，应用了压头和快速强制溶氧的原理，并利用紊流剪切来均匀细化扩散气泡，使空气氧的传递传输利用率高达50%，是一种高效的好氧生物处理技术。



其主要特点是反应器体积小，系统占地少，溶解氧含量高，系统封闭运行稳定性好，容积负荷高，耐冲击负荷力强，有机物去除率高，污水处理的综合成本低，结构紧凑美观，环境、经济效益明显。运用 HCR 工艺处理味精废水克服了厌氧生物处理需去除大部分 $SO_4^{2-}$ 及由此增加操作难度和去除 $SO_4^{2-}$ 产生大量沉淀物等缺陷。

该工程设计共设 3 个 HCR 池体，单池设计 COD 容积负荷为 30kg/($m^3$ · d)，高效生物处理反应器容积为 55$m^3$。为安全起见，反应器均设计有补充曝气系统，其自吸气量 $V_G$=140$m^3$/h，补充曝气量为 $V_{GZ}$=200$m^3$/h，循环水量为 400$m^3$/h。由于 HCR 系统出水中污泥含有大量微细的气泡，直接影响污泥在二沉池中的沉淀效果，故在 HCR 系统的反应器后设脱气池，水力停留时间为 0.5h，并采用空气搅拌，气量为 1$m^3$/($m^2$ · h)。

二沉池采用竖流式沉淀池，水力停留时间采用 5h，以保证回流污泥的浓度达到 HCR 运行要求。

c. 生物接触氧化池（BCO）　由于味精废水的 COD 浓度很高，仅经过 HCR 一级反应器处理还不能使出水达到排放标准，因此该工程在 HCR 后接续生物接触氧化池（BCO）。生物接触氧化池的水力停留时间为 8h，采用三段串联。池内安装组合生物软性填料和微孔曝气头，每个曝气头的曝气面积为 0.49$m^2$，总曝气量为 600$m^3$/h，供气使用 3 台三叶罗茨鼓风机。

④ 调试及运行结果　调试分 3 个阶段进行。

第一阶段：清水试车阶段，HCR 和生物接触氧化池进行生物接种驯化，全流程试车。

第二阶段：按设计工艺流程进行全流程运行调试，逐步提高进水浓度和处理负荷，使该处理系统在满负荷的运行条件下如期达到设计要求。

第三阶段：对整个废水处理系统的设计参数进行验证和完善，根据工厂废水水质水量实际情况，适当调整操作参数，力争降低运行费用。

第二阶段逐步提高处理负荷后，各构筑物的处理效果见表 8-17 所列。

**表 8-17　调试阶段 HCR 和 BCO 装置废水处理效果**

| HCR | | | BCO | | | 总去除率 /% |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 进水 COD /(mg/L) | 出水 COD /(mg/L) | 去除率 /% | 进水 COD /(mg/L) | 出水 COD /(mg/L) | 去除率 /% | |
| 2485 | 378 | 84.8 | 378 | 170 | 55.0 | 80.7 |
| 3934 | 679 | 82.7 | 679 | 223 | 67.2 | 94.3 |
| 4590 | 984 | 78.6 | 984 | 267 | 72.7 | 94.2 |
| 5071 | 1053 | 79.2 | 1053 | 345 | 67.2 | 93.2 |
| 6712 | 1181 | 82.4 | 1181 | 410 | 65.3 | 93.9 |
| 7016 | 1226 | 82.5 | 1226 | 388 | 68.4 | 94.5 |
| 8861 | 1372 | 84.5 | 1372 | 397 | 71.1 | 95.5 |
| 9251 | 1367 | 85.2 | 1367 | 411 | 69.9 | 95.6 |
| 10896 | 1919 | 82.4 | 1919 | 596 | 68.9 | 94.5 |
| 11581 | 2218 | 80.8 | 2218 | 531 | 76.1 | 95.4 |

从表 8-17 中可以看出，随着进水 COD 浓度的升高，各处理单元均保持了稳定的 COD 去除率，其中 HCR 的去除率多在 80%以上，BCO 的去除率多在 65%以上，完全达到设计要求；实际进水 COD 远远大于设计进水 COD 时，少数出水 COD 浓度超过 450mg/L，但其去除率仍然很高，说明 HCR 系统能够处理高浓度的有机废水，整个工艺的处理效果达到了设计要求。

⑤ 工程投资及运行费用该工程总造价为 400 万元，占地 1200m²。由实际运行记录数据统计，处理中高浓度味精废水的运行费用约为 2.50 元/m³，按实际运行平均处理量 800m³/d 计算，该工程月运行费用约为 6 万元。

该工程进水 COD 浓度平均为 9057mg/L，出水 COD 浓度平均为 515mg/L，COD 平均去除率为 94.31%。按平均处理量 800m³/d 计算，月削减 COD 总量约 204t，假设按当地环保部门规定的排污收费 100 元/t COD 计算，则每月可减少排污费用约 20400 元，其环境效益和经济效益都很显著。

从蛋白质回收效益分析，测得二沉池污泥中蛋白质含量达 60%～70%，推算出每天可回收粗蛋白约 15t，蛋白含量达到饲料行业优级标准（QB/T 1940—94）。按目前蛋白市场价 2000 元/t 计算，每天有 3000 元的产值，该工程还可创造明显的经济效益，实现自身的赢利。

南宁某味精厂排放的味精废水属于高浓度有机废水，COD 最高达 22000mg/L，含有高 $SO_4^{2-}$，最高达 40000mg/L，不能采用厌氧生物处理工艺。该工程采用的 HCB-BCO 组合工艺在进水 COD 浓度高达 12000mg/L 的情况下，HCR 去除率可以达到 80%以上，后续接触氧化工艺去除率可达 60%以上，总去除率可达 95%以上，取得了较好的环境效益和经济效益。

(4) 浓缩＋喷浆法资源化处理味精废水　武汉某味精公司资源化处理味精废水，采用浓缩＋喷浆造粒法工艺，设计能力为 10000t/年，即将高浓度有机废水调节 pH 后，用三效浓缩设备对其进行浓缩，浓缩液添加部分其他原料，利用热风喷浆造粒。实现了味精废水零排放和资源化利用。工艺流程如图 8-21 所示。

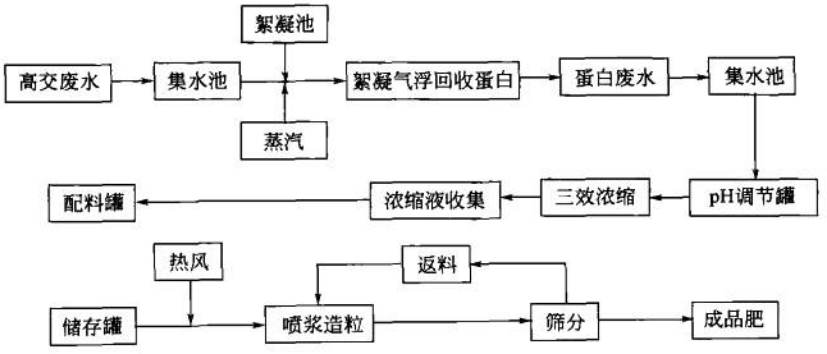



图 8-21　武汉某味精公司废水资源化工艺

① 产品质量分析　利用浓缩、喷浆造粒的最佳工艺，将 COD 含量 80000mg/L



的高浓度有机味精废水加工生产出氨基酸有机复混肥。

② 处理效果分析　由于该公司在加热生产过程中，全部使用武汉市世源热电有限公司的余热尾气，每年可节省燃煤 15000t，可减少因煤燃烧排放的废气 14250 万立方米、烟尘 52t、二氧化硫 240t。将 COD 含量为 8000mg/L 的 200 多吨高浓度味精废水经过浓缩、喷浆、造粒制成氨基酸有机复混肥后，不仅产生可观的经济效益和社会效益，同时也实现了水污染的零排放，每天可削减化学好氧量排放总量的 47%。生化好氧量和悬浮物也相应地削减。

③ 效益预计　本项目从高效节能、产业化、资源化的角度出发，将废液蒸发浓缩，喷浆造粒合成双机复混肥，不仅杜绝了有机废水直接排放，避免周围生态环境遭到破坏，也可获得理想的经济效益，经济效益见表 8-18 所列。

**表 8-18　经济效益表**

| 序号 | 项目名称 | 单位金额/(元/t) | 总金额/(万元/t) |
|---|---|---|---|
| 1 | 销售收入 | 800 | 560 |
| 2 | 生产成本 | 650 | 455 |
| 3 | 利润 | 150 | 105 |

(5) 蒸发浓缩处理工艺综合利用味精废水　莲花味精集团公司采用蒸发浓缩处理工艺，对味精废水综合利用，取得好的效果。

① 废水水质情况　见表 8-19 所列。

**表 8-19　河南莲花味精企业集团排水量和污染物浓度**

| 厂名及排污 | 离子交换尾液 | 冲柱子水 | 淀粉废水 | 制糖废水 | 精制废水 | 冷却水 | 总计 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 莲花味精厂/($m^3$/d) | 1700 | 400 | 1200 | 500 | 500 | 8000 | 12300 |
| 总厂/($m^3$/d) | 1500 | 300 | 1500 | 600 | 600 | 18000 | 22500 |
| 金心分厂/($m^3$/d) | 1200 | 200 | 1000 | 500 | 500 | 6000 | 9400 |
| 合计/($m^3$/d) | 4400 | 900 | 3700 | 1600 | 1600 | 32000 | 44200 |
| COD/(mg/L) | 45000(22500) | 5000 | 5000 | 3000 | 1000 | 15 | |
| $SO_4^{2-}$/(mg/L) | 43000 | 4000 | — | — | — | — | |
| pH | 1.5～2.5 | 7.0～8.0 | 4.5～5.5 | 6.5～7.0 | 6.0～7.0 | 7.0 | |

② 处理原理　离子交换尾液经提取菌体蛋白后，部分经浓缩生产硫酸铵复混肥及液肥，一部分经理化生物膜处理装置达标排放，另一部分送好氧治理，淀粉废水采用 UASB 厌氧处理，COD 去除率可达 80%，并能回收沼气能源。

离子交换柱冲洗水、精制废水、厌氧消化液、浓缩蒸发冷凝水及部分离子交换尾液经稀释后合并进行好氧处理，采用序批式活性污泥法（SBR）工艺，最终达标排放。

③ 工艺流程　总工艺流程如图 8-22 所示。

## 8.5.2　柠檬酸工业废水工程实例

(1) 山东某柠檬酸厂废水处理工程　山东某柠檬酸厂是以生产柠檬酸为主的企业，同时还根据市场行情生产其他一些医药产品。

① 水质及水量　根据企业现有排水管路，所排放的废水主要包括浓废水和淡废水两部分。浓废水主要包括废糖水原液和洗糖水。排放废水处理后要求达到《污

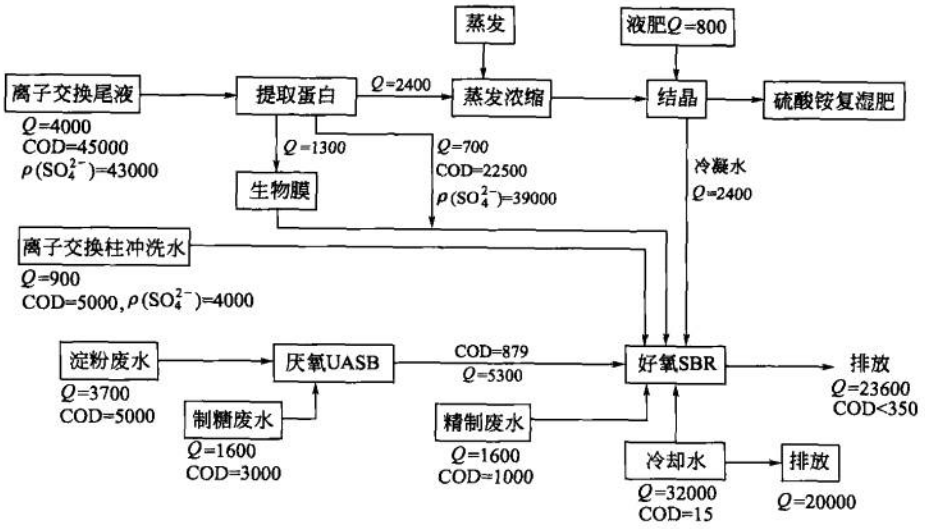



图 8-22　莲花集团味精废水处理总工艺流程

（流量单位 $m^3/d$；污染物单位 mg/L）

水综合排放标准》二级标准，废水水质和水量详见表 8-20 所列。

**表 8-20　全厂废水水质和水量**

| 项目 | 水量($m^3/d$) | pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | $NH_4^+$-N/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 浓废水 | 700 | 5～5.5 | 16000 | 6500 | 450 | 60 |
| 淡废水 | 700 | 5.5～6.0 | 1500(均值) | 650 | 400 | 10 |
| 合计 | 1400 | | 8750 | 3750(均值) | 425(均值) | 35(均值) |

由表 8-20 可见，该厂废水浓度较高，偏酸性。全厂废水总流量为 $1400m^3/d$。分析研究后，确定该厂废水处理工艺流程如图 8-23 所示。

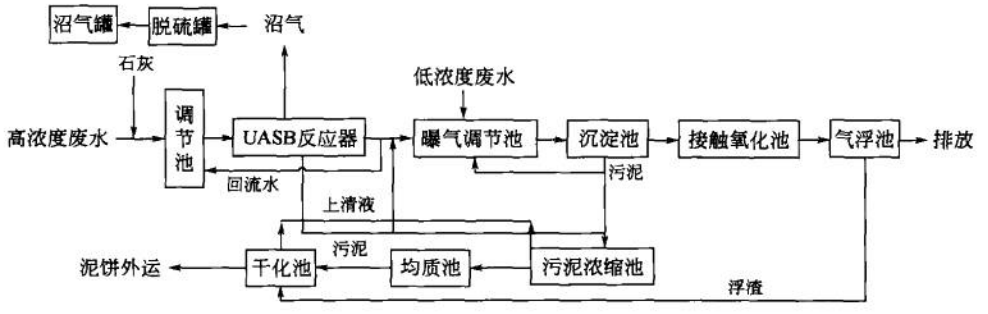



图 8-23　废水处理工艺流程

由车间排放的浓废水自流至浓水调节池，调节 pH 后由污水泵提升至 UASB 反应器，出水一部分回流至浓水调节池，它与 UASB 反应器形成集调节、厌氧降解为一体的处理系统；一部分自流至曝气调节池与淡废水混合，经曝气后由污水泵提升至沉淀池形成一级好氧系统；此时沉淀池出水已近达标，再自流至接触氧化

池、气浮池进行好氧生化和物化处理。

② 设计参数　工程设计中着重强化厌氧处理单元，同时好氧工段采用较低的负荷，以稳定剩余污泥，减少污泥排放量，改善污泥脱水性能，具体见表 8-21 所列。

**表 8-21　主要构筑物及设备**

| 设备名称 | 设计参数 | 设备 | 备注 |
|---|---|---|---|
| 浓水调节池 | HRT=8h | 简易中和筛 | 石灰投加量 200kg/d |
| | | 污水泵 | $N$=7.5kW，一用一备 |
| UASB 反应器 | 8.0kg COD/($m^3$ · d)<br>$q$=2.25～0.5$m^3$/($m^2$ · d) | 三相分离器<br>均匀布水器 | |
| 曝气调节池 | HRT=9.5h | $N_v$=3.2 kg COD/($m^3$ · d)<br>污水泵 N=7.5kW | 微孔曝气器共 300 只<br>二用一备 |
| 竖流式沉淀池 | HRT=3.5h | $q$=1.0$m^3$/($m^2$ · d) | 泥回流比 R=30%～50% |
| 接触氧化池 | HRT=20h | $N_v$=1.0 kg COD/($m^3$ · d)<br>组合填料 | 微孔曝气器共 500 只<br>共 800$m^3$ |
| 气浮池 | 处理量 $Q$=60$m^3$/h | 溶气系统、加药系统等 | |
| 机房 | 建筑面积=200$m^3$ | 风机 N=65kW | 利用原有建筑物 |
| 污泥浓缩池 | 有效容积=200$m^3$ | | |
| 均质池 | 有效容积=25$m^3$ | 泥浆泵 | |
| 污泥干化池 | 干化面积=200$m^3$ | | |

③ 运行情况　山东省环保监测站于 1999 年 10 月 8～9 日进行监测，监测项目为 pH、COD、$BOD_5$、SS、氨氮和流量 $Q$ 共 6 项，监测频率每天采样 4 次，均测单样，监测结果见表 8-22 所列。

**表 8-22　废水处理工程运行情况**

| 监测点位 | | 监测指标 | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | 氨氮/(mg/L) | $Q$/($m^3$/d) |
| 浓废水入口 | 最高值 | 5.89 | 20400 | 8164 | 472 | 69.0 | 890 |
| | 最低值 | 4.66 | 11000 | 4395 | 391 | 49.2 | 430 |
| | 平均值 | 5.43 | 16388 | 6555 | 421 | 61.0 | 675 |
| 淡废水入口 | 最高值 | 5.47 | 6385 | 2623 | 392 | 6.0 | 871 |
| | 最低值 | 4.34 | 182 | 66 | 89 | 3.9 | 644 |
| | 平均值 | 5.21 | 1481 | 519 | 153 | 5.2 | 750 |
| 总排口 | 最高值 | 7.54 | 220 | 20.9 | 104 | 0.697 | 1656 |
| | 最低值 | 6.80 | 126 | 11.2 | 56 | 0.338 | 1124 |
| | 平均值 | 7.12 | 170 | 15.6 | 77 | 0.465 | 1425 |
| 标准值 | | 6～9 | 300 | 150 | 200 | 25 | |

监测结果表明，治理工程设计合理，处理效果明显，排污口废水中的污染物达到国家规定的排放标准。

④ 设计特点　工程设计中结合水力澄清池和厌氧反应器的特点，对进液布水系统进行了精心的设计，采用 8 套均匀布水系统（每套服务面积 36$m^2$，可独立操作运行，通过人工控制，灵活调节各布水系统水力负荷，也可使整个系统形成脉冲进水）。为提高局部进水点的流速，增强系统布水均匀性，设计采用较小的开孔比（15%）以形成污泥与进液间充分的接触，最大限度地利用反应器内的污泥和

有效容积，防止反应器内形成沟流和死角。对于三相分离器，设计成双层分离隔板，采用适宜的表面负荷 $q=0.25\sim0.5m^3/(m^2\cdot h)$ 和较低的出水堰负荷 0.08～0.16L/(m·s)，使三相分离器能保留尽可能多的污泥和排放沼气，提高出水净化效果。

该工程在设计中较好地解决了均匀布水、三相分离等问题，UASB反应器的出水水质澄清、呈青灰色（感官与城市生活污水相似），COD去除率高（平均去除率达94.9%），启动周期短、调试迅速（3个月），污泥床内形成了颗粒污泥（质软、有韧性，粒径在0.5～1.5mm），污泥沉降性能好。整个工程具备以下特点。

a. 生化处理（厌氧、好氧单元）始终处于较高的处理水平，固液分离效果明显，COD总去除率达到98.5%，$BOD_5$ 总去除率达到99.6%，SS总去除率达到97.3%，氨氮总去除率达到99.0%。

b. 工程厌氧处理系统对温度变化适应性强。整个调试期间水温在25～55℃间变化，厌氧处理单元都能达到满意的处理效果。由于生产过程中排放的废水水温较高（80℃），根据气温变化，可通过调节废水水量，将厌氧反应池内的水温控制在适宜的范围内，设计中不需另考虑热交换设施。

c. 工程厌氧处理系统抗冲击负荷能力强。生产过程中排放的废水量大、呈周期性变化，浓废水COD为40000～50000mg/L，每班（8h）为一变化周期，瞬时COD容积负荷在3～3.5kg COD/($m^3$·d)之间变化，厌氧出水水质就能稳定在1000mg/L左右，因此，总排口出水水质波动不大。

d. 接触氧化池出水中有机污染物多以溶解状态存在，经气浮处理COD去除率不高（≤15%），故企业实际运行中气浮设施基本不开，只有当接触氧化池出水COD≥200mg/L时才启动气浮设施，实际运行费用见表8-23所列。

**表8-23 工程经济技术指标**

| 工程规模/($m^3$/d) | 工程投资/万元 | 工程占地/$m^2$ | 总处理成本/(元/$m^3$) | 直接费用/(元/$m^3$) | 定员/人 | COD削减总量/(t/d) | 电耗/(kW/$m^3$) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1400 | 307 | 3200 | 1.20 | 0.59 | 19 | 10.2 | 0.934 |

e. 由于进水COD以溶解状态存在，且绝大多数COD是通过厌氧反应去除的，而好氧工段采用较低的负荷，虽然调节曝气池容积负荷较高，参数为3.2kg COD/($m^3$·d)，但因活性污泥浓度较高，一般MLSS为6500mg/L，其污泥负荷并不高，为0.49kg COD/(kg MLSS·d)，故剩余污泥排放量较低，沉淀池每天排放污泥20$m^3$，厌氧剩余污泥自调试以来（半年）共排放80$m^3$。

⑤ 经验总结　柠檬酸废水浓度高，厌氧反应池处理效果的好坏，是整个工程造价和运行成本高低的关键，为此该工程采用并强化了运行稳定、效果优良的UASB厌氧处理技术，以最大限度地提高厌氧处理单元的COD去除率。

以瓜干为原料的发酵废水通过生化处理，可以达到较高的COD去除率，但废水中的色度很难解决，最终出水经混凝气浮也难以达到满意的效果，物化工段色度去除率≤30%，氯氧化或臭氧氧化因成本过高未采用，因此工程最终出水澄清，

但呈黄色，与淡茶水相似。柠檬酸废水 pH 较低、呈酸性，在进入 UASB 前（特别是调试初期）应对其进行调节，使废水呈中性。原设计采用变速中和滤塔调节来水 pH，由于企业资金紧张，故尝试在浓水调节池上改用简易石灰筛网。实践表明，该设施运行简单、效果稳定、成本较低，宜于在中小型废水治理工程中使用。

（2）安徽某公司柠檬酸废水处理工程　安徽某公司是国内大型柠檬酸生产企业，年生产能力 3 万吨，对周围环境造成严重污染。该企业经过多年研究和污水治理工程的改造扩建，采用厌氧＋兼氧＋好氧三级串联流程处理高浓度生产废水，取得较好的结果，减轻了对周围环境的污染，生产规模也得到较大的发展。

① 废水的水量及水质　柠檬酸的生产废水主要来自过滤工序产生的浓糖水（废中和液）和稀糖水（离子交换工序产生的再生废水）。另外少量离子交换反冲洗水的污染物浓度较低，可中和后排放。全厂日排放高、低浓度废水约 2000t，废水的水质情况见表 8-24 所列。

**表 8-24　柠檬酸生产废水水质情况**

| 糖水类别 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | pH | SS/(mg/L) | 色度/倍 | 水温/℃ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 浓糖水 | 25000～32000 | 13000～16000 | 4～5 | 628 | 2000 | 60 |
| 稀糖水 | 600～2500 | 400～1300 | 5～6 | 120 | 50 | 70 |

② 废水处理工艺流程　柠檬酸生产的发酵工艺产生废水为高浓度有机废水，对于高浓度有机废水的处理多采用厌氧处理。厌氧处理具有容积负荷高（为好氧法 3 倍）、能耗低、产生污泥少（约为好氧法 1/5）、投资及运转费用低（投资比好氧法低 25%，运行费用低 1 倍）和占地少等优点。但缺点是微生物生长繁殖速度慢，处理时间长。对柠檬酸生产废水而言，只采用厌氧处理技术，处理后废水达不到国家排放标准。因此，采用了厌氧＋兼氧＋好氧联合法处理废水，先采用厌氧法使大部分有机污染物得到降解，再用兼氧＋好氧法进一步处理，充分利用厌氧法处理能力大和好氧法处理去除率高的优点，发挥各自优势，使出水水质达到国家规定的排放标准。其废水处理工艺流程如图 8-24 所示。

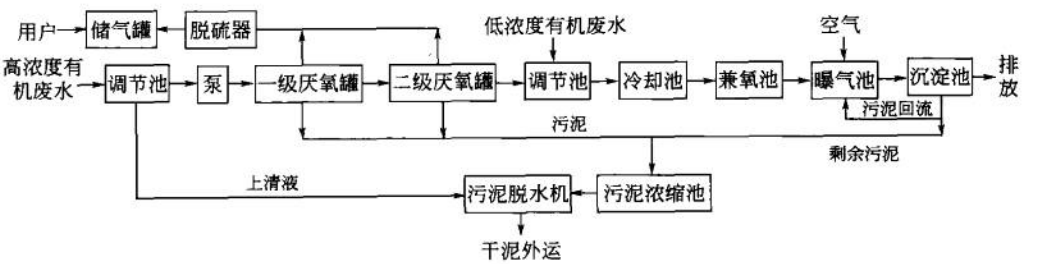



图 8-24　柠檬酸生产废水处理工艺流程

中和工序来的高浓度有机废水进入集水调节池均匀混合达到降温和调节水质的目的，之后送入一、二级厌氧消化罐。处理后的废水泵入调节池与其他工序来的低浓度废水混合使水质均匀，然后进入冷却塔降低水温后进入兼气池，兼气池出水进

入曝气池，采用好氧法进一步处理。处理后废水进入沉降池利用重力沉降原理使清水与污泥分离，清水从上部排出可达标排放。一、二级厌氧消化罐和沉淀池底部排出污泥送入污泥池，经污泥压滤机脱水外运。厌氧消化罐顶部排出沼气经脱硫器脱除 $H_2S$ 后进入沼气储槽供生产及生活使用。

③ 主要构筑物

a. 厌氧消化罐　容积 3000m³（$\phi$15m×17m）的降流式生物滤池，安装有 100 波纹式塑料滤料（装在滤池中部的 16 只格笼内），采用多孔管布水以使布水均匀。二级厌氧消化罐为 2 个容积 420m³（$\phi$9m×7m）的普通厌氧消化池。

b. 集水调节池　该池由 300m³ 蓄水池和 30m³ 计量池组成，计量池内装有供加热用的蒸气管，以调节进厌氧反应器中废水的温度。

c. 兼气池　采用 2 个池容 540m³ 的构筑物，池内悬挂燕尾状塑料片加玻璃纤维的挂片，以便于微生物附着生长、繁殖。

d. 曝气池　$n$=2 个，池容 1080m³ 的 SBR 池，通过 SSR-150 型罗茨鼓风机供氧。

e. 污泥池　有效容积 1080m³，池边有污泥脱水房，内置 1.2m 带式污泥压榨机用于污泥脱水，污泥输送由 2 台潜污泵完成。

f. 沼气储柜　柜容 450m³，用于储存厌氧消化罐产生的沼气，并用 2 台脱硫器，将产生的沼气脱除 $H_2S$ 后再供车间和居民生活区使用。

④ 废水处理效果　在该处理工艺中，厌氧消化罐采用高温消化（温度 50～53℃），废水水力停留时间为 24h，处理负荷 3.0kg COD/(m³ · d)。兼氧池废水停留时间 2h，好氧池水力停留时间 6h，处理负荷 1.0 kg COD/(m³ · d)，反应温度均控制为室温（20～35℃），在上述工艺条件下，废水处理效果见表 8-25 所列。

**表 8-25　废水处理效果**

| 项　目 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | pH | COD 去除率/% | $BOD_5$ 去除率/% |
|---|---|---|---|---|---|
| 调节池 | 20000 | 16000 | 4 | — | — |
| 二级厌氧消化后排放 | 2900 | 1328 | 6～9 | 90.0 | 91.7 |
| 兼氧处理后排水 | 2030 | 929.6 | 6～9 | 30.0 | 30.0 |
| 曝气后排水 | 304 | 58.5 | 6～9 | 85.0 | 93.7 |

⑤ 工艺特征分析

a. 采用厌氧-兼氧-好氧三级处理流程，有利于提高污染物去除效果。采用三级串联生化处理流程，充分利用三级处理方法各自的优点，合理分担处理负荷，使每一处理过程都能在较高效率下工作。对于高中浓度污水，厌氧处理负荷高，运行成本低且可产沼气，是一种产能工艺。一级处理采用厌氧法使 COD 和 $BOD_5$ 的去除率达 90%，大大减轻能耗高的后处理工序负担。二级处理采用兼氧法，去除 30% 左右的 COD、$BOD_5$ 后，再采用好氧曝气法去除 85% 的 COD，93% 的 $BOD_5$ 值，由于兼氧法所需曝气量远远小于好氧法。因此，这样安排比只采用好氧法或厌氧＋好氧两级处理流程能耗少，从而降低了处理成本，而且先经兼氧处理再除去一部分污染物，更有利于提高好氧部分的处理效果。



b. 采用高温厌氧消化，充分利用热能和提高厌氧消化速率。由于车间排放废水温度较高（60～70℃），若用国内多数厂家采用的中温（35～40℃）厌氧发酵，需进行降温处理，设备投资和处理费用都会提高。温度是影响厌氧发酵最重要的因素之一，它既影响到微生物生存也影响生化反应速率。一般随温度升高，COD 去除率上升，并在 38℃和 50～65℃时有两个高峰，因此，采用 50～55℃的高温厌氧消化，这样废水进调节池稳定水质后则可直接进入厌氧罐反应，在高速率下反应。

c. 采用厌氧生物滤池强化处理过程。一级厌氧处理采用生物滤池，从而使厌氧微生物附着在填料表面，形成的生物膜停留时间长，可承受有机容积负荷高，并提高了耐冲击负荷能力，强化了处理过程，克服了只采用普通厌氧消化池难以保存大量微生物细胞、消化效率低的缺点。

⑥ 运行经济效益该系统自运行以来，日处理高浓度废水 800$m^3$ 和混合废水 1500$m^3$，处理后废水与经中和处理后的废酸碱水及其他低浓度废水混合后排放，COD 平均浓度可达 193mg/L 以下，$BOD_5$ 平均浓度低于 50mg/L，SS 为 73mg/L，pH 为 6～9，达到国家规定的排放标准，从而减轻了对环境的污染。由于采用低处理成本的厌氧、兼氧技术先使绝大多数污染物降解，然后再用高处理成本的好氧曝气法进一步处理，从而使废水处理成本降低，目前处理费用为 1.0 元/$m^3$ 左右。厌氧处理所产生沼气除满足全厂员工生活用燃料之外，还可供生产使用，每处理 1$m^3$ 废水可产生 6～10$m^3$ 沼气（相当于 6～10kg 标准煤），节约了大量的燃料，降低了处理成本。

同时，使用沼气代替煤炭也可降低大气污染物的排放量。该系统运行几年以来也存在某些不足之处，如厌氧消化部分采用高温厌氧处理存在稳定性、耐冲击能力差、易结垢、冬季运行效果差等缺点，兼氧部分污染物去除率不高，三级生化处理工艺复杂，现有系统处理能力还略显不足等。目前，该厂正在对该系统所存在缺点进行改进，以求获得更佳的处理效果。

总之，采用厌氧＋兼氧＋好氧串联法处理高浓度柠檬酸生产废水，处理后水质各项指标的平均值为：COD 浓度 193mg/L，$BOD_5$ 浓度 50mg/L，SS 浓度 73mg/L，pH 为 6～9，达到国家规定的排放标准，所产沼气可作为燃料供生产。

（3）IC 反应器处理柠檬酸废水

① 工艺的几点说明

a. 由于柠檬酸废水中基本无漂浮物和废纸屑可拦截，所以不设格栅等物理设施。

b. 废水的水量和水质并不总是恒定均匀的，往往随着生产。过程而变化，为此需要设置调节池。它的作用是调节水量，均化水质，保证生化处理系统稳定运行。

c. IC 反应器利用厌氧生物菌群形成的污泥床降解去除废水中污染物质并完成出水的固液分离，从而达到净化废水的目的，85%的 COD 是由此高效厌氧反应器去除掉的。

d. A/O 工艺对经厌氧处理过的废水进行脱氮处理并进一步降低废水中的有机

物含量，使其能达到排放标准。A/O 工艺的脱氮效率能达到 70%～85%，优于传统的活性污泥法，且具有占地面积少、运行操作简单的优点。

e. IC 反应器产生的沼气是一种具有经济价值的新能源，储存于沼气柜中，可作燃料。反应器气室引出的沼气，先经水封罐，水封用以保持气室的高度。再接气水分离器以分离水分，从气水分离器出来的气体进入气体流量计。输气管线要有一定的坡度，以免管道积存的冷凝水形成阻力，妨碍气体的畅通流动。

f. IC 反应器内污泥床上升至一定的高度后，定期排放颗粒污泥至污泥浓缩池。厌氧污泥可作为商品种泥出售，具有较高的经济效益；A/O 工艺产生的污泥送入污泥浓缩罐浓缩，然后用板框压滤机进行脱水处理后的污泥可用作肥料，大部分污泥被填埋。

g. 经本工艺处理后的废水接入城市污水管网。

IC＋A/O 工艺处理柠檬酸废水，如图 8-25 所示。

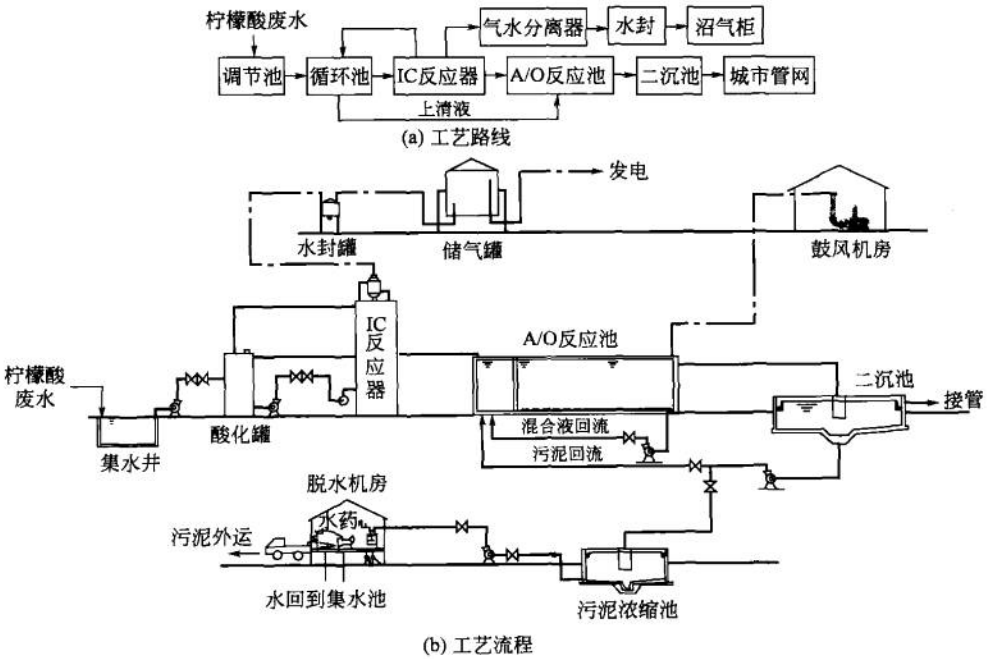



图 8-25　IC＋A/O 工艺处理柠檬酸废水

② 设计参数

a. 进出水水质指标　原废水水质流量 $Q=3000m^3/d=125m^3/h$；COD＝12000mg/L；SS＝1000mg/L；凯氏氮 TKN＝180mg/L；$NH_4^+$-N ＝30mg/L；pH＝5；$SO_4^{2-}$ ＝220mg/L

经厌氧＋好氧处理后，废水水质达到《污水排入城市下水道水质标准》(CJ3082—1999) 和《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 中的三级标准：

COD＝500mg/L；SS＝150mg/L；氨氮＝25mg/L；pH＝6～9；$SO_4^{2-}$ ＝

5mg/L

b. 处理效果　采用该工艺后，其处理效果见表 8-26 所列。

**表 8-26　IC＋A/O 工艺处理效果**

| 处理工艺 | COD/(mg/L) | | | $NH_4^+$-N/(mg/L) | | | SS/(mg/L) | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水 | 出水 | 效率/% | 进水 | 出水 | 效率/% | 进水 | 出水 | 效率/% |
| IC 工艺 | 12000 | 1800 | 85 | 20 | 40 | | 1000 | 1200 | |
| A/O 工艺 | 1800 | 300 | 83.3 | 40 | 15 | 62.5 | 1200 | 100 | 91.6 |

由表 8-26 可以看出，经此工艺处理后出水可达标排入城市管网。

## 8.5.3　酱油工业废水工程实例

(1) 重庆某酱油厂废水处理工程　重庆某酱油厂污水处理工程，是国内较早成功处理该类污水工程之一。重庆某酱油厂年产酱油 1.5 万吨，该厂位于重庆市南岸区，地处长江南岸。除生产酱油外，还根据市场供需情况生产少量调料、火锅底料等产品。原料以大豆、小麦、谷物和食盐为主。废水中主要成分为粮食残留物、各种微生物及微生物分泌的酶和代谢产物，还有微量洗涤剂、消毒剂和一定量的盐，废水浓度较高、可生化性差、色度较重，属难降解的有机废水。该厂废水水质情况见表 8-27 所列。

**表 8-27　重庆某酱油厂废水水质情况**

| 污染物 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | pH | 色度/倍 | $NH_4^+$-N/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 浓度 | 800～1600 | 250～500 | 150～500 | 6～8 | 100～400 | 40～50 |

废水主要来自包装车间、生产车间的制曲、发酵回淋等生产工段。其中生产车间废水占 35%，包装车间废水占 60%，其他废水占 5%，日平均排水量 120$m^3$/d，高峰排水量 135$m^3$/d。

该厂污水处理站于 1992 年 10 月开始施工，1993 年 7 月竣工开始调试和培养驯化。

① 方案确定　该厂废水治理方案确定前，对国内酿造厂废水处理情况进行了调研，并进行了部分方案的小试，包括电解、接触氧化等，经多方比较、论证，最后确定采用厌氧水解酸化＋活性污泥＋煤渣过滤吸附系统。其处理工艺流程如图 8-26 所示。

酱油废水经厌氧酸化反应可获得如下效果。

a. 固体物质降解为溶解性物质，大分子物质降解为小分子物质。由于颗粒有机物发生水解，增加了系统中溶解性有机物浓度，污水经厌氧酸化后，$BOD_5$/COD 从进水的 0.3 提高到 0.4～0.6，更适合于好氧处理。

b. 厌氧酸化器不需密闭、不需加温、不需搅拌，容量小，大大降低了造价和运行费用。

c. 污水经水解酸化后，$BOD_5$ 和 COD 去除率分别达 40%以上。

经厌氧水解、酸化处理后，废水中的 COD、$BOD_5$ 仍很高，需进一步进行好氧处理，好氧曝气采用射流曝气器。通过小试，确定回流比为 6。好氧处理阶段，$BOD_5$ 和 COD 的去除率要分别达 80%和 70%才能满足当地污水排放标准。

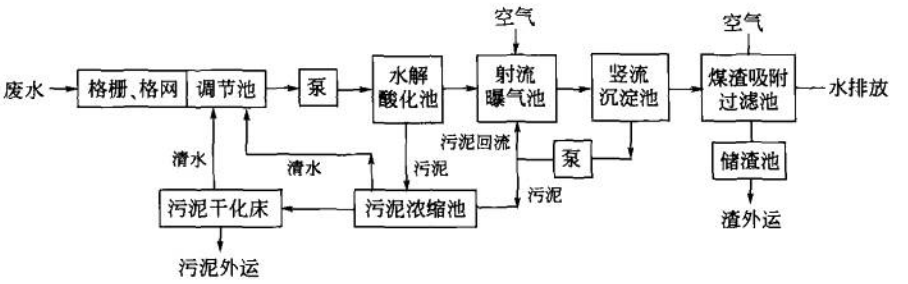



图 8-26　重庆某酱油厂废水处理工艺

好氧处理后的出水，再进行煤渣过滤吸附，由于煤渣内含有大量微孔，废水中的悬浮物、COD、SS、$NH_4^+$-N、色度等得到进一步的去除。

② 主要构筑物　重庆某酱油厂污水处理站地面标高分别为 191.6m 和 190.44m。长江该段 100 年一遇洪水位为 178m，三峡大坝建成后，百年一遇洪水位为 190m，被淹的可能性较小。

a. 调节池　根据生产情况、设计调节水量为 20h，有效容积为 128$m^3$，几何尺寸为长 7.0m、宽 4.5m，深 4.5m。钢筋混凝土结构，内设三道隔墙，埋设地下，上面盖预制板，留有放气孔。在调节池入口处装有格栅、格网，以去除水中的漂浮物和大块悬浮物。

b. 泵房　废水由调节池进入升流式厌氧酸化反应器，污泥由二沉池回流进入曝气池均需泵加压提升。泵站设在综合楼底层，由于泵站间内放置有煤渣滤池提渣供气用的空压机，噪声较大。因此，泵站间采取了隔声、消声措施。

c. 射流曝气池　该池几何尺寸为长 4.0m、宽 4.0m、高 5.4m。有效容积 80$m^3$，HRT =13h，容积负荷为 0.33kg $BOD_5$/($m^3$ · d) 和 0.5kg COD/($m^3$ · d)，池中安装射流曝气器一个，喷嘴直径为 36mm，充氧能力为 58$m^3$/h。

d. 厌氧水解酸化池　该池的形式很多，该设计采用了升流厌氧过滤器，其特点为：污水进入容器后先同高浓度的厌氧微生物接触，污水有机物去除效果较好；随着水流上升，污泥颗粒被吸附或截留在填料上，形成泥水逆向流；可不设厌氧沉淀池和污泥回流系统，从而降低了投资和运行费用。

厌氧水解酸化反应罐为内衬环氧树脂的圆柱形钢体，直径 3m，高 6.3m。有效容积 43$m^3$，停留时间 7h，内装半软性填料 30$m^3$，容积负荷为 0.87kg $BOD_5$/($m^3$ · d) 和 2.6kg COD/($m^3$ · d)。

e. 沉淀池　采用竖流式沉淀池，几何尺寸为长 28m、宽 2.8m、高 4.7m。池内上升流速为 0.25mm/s，沉淀池停留时间为 3h。沉淀池与曝气池为合建式，均为钢筋混凝土结构。

f. 煤渣过滤吸附池　采用连续过滤换渣池，煤渣为该厂锅炉房排出的废渣。该池的特点是：采用压缩空气提渣，解决了煤渣滤池的提渣难题；滤池连续运行，提渣时不搅动滤层，出水水质好，滤池底部总是吸附饱和的煤渣；煤渣成层向下运动，煤渣利用率高。

煤渣滤池几何尺寸为长 2.8m、宽 2.8m、高 6.2m。滤速 1.0m/h，煤渣每周更换一次，煤渣采用压缩空气提渣管提渣。提渣管提渣是利用气、水、渣密度不同而将渣由底部提升出池。提渣管的压缩空气由空压机提供，其空压机型号为 3W-0.9/7，额定排气量为 0.9m³/min，额定排气压力约为 0.7MPa，工作时在 0.3～0.4 MPa 压力下即可将煤渣提出。另外，为了防止煤渣在滤池中板结，在煤渣池底部分别设置一些压缩空气喷嘴，通过压碎空气松动池中煤渣。

g. 污泥浓缩池、干化床　沉淀池污泥定期排至浓缩池，经脱水浓缩后排入干化床。厌氧水解酸化罐中的污泥也定期排到干化床。浓缩池的有效体积为 5m³，钢筋混凝土结构；干化床有效体积为 4m³，砖混结构。

h. 储渣池　煤渣吸附过滤饱和的煤渣定期排出，利用空气提渣管排入储渣池中，定期外运。储渣池的有效体积为 4m³，钢筋混凝土结构。

③ 主要设备

a. 射流曝气器　射流曝气较其他活性污泥法具有下列独特的优点：射流曝气器结构简单、无运动部件、无磨损、投资省；采用自吸式曝气，可取消风机，从而消除噪声污染。

b. 污水泵　污水由调节池打入厌氧水解酸化池的提升泵，型号为 25WG，两台，一用一备。

c. 污泥回流泵　污泥回流的射流泵型号为 80WG，两台，一用一备。

d. 转子流量计　每台回流泵出口都安装有转子流量计。

④ 运行情况　工程竣工后，取当地某厂的活性污泥作菌种，使该厂废水由小流量开始培养驯化，水量不断增大，两个月后达到设计流量，从监测数据看，厌氧水解酸化＋活性污泥＋煤渣过滤吸附处理酱油废水可达到设计要求，测定结果见表 8-28 所列。

**表 8-28　废水水质测定结果**

| 运行时间 | 采样位置 | COD/(mg/L) | pH | 色度/倍 | $NH_4^+$-N/(mg/L) | SS/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1994 年 10 月 | 进水口 | 846 | 6.3 | 445 | 85 | |
| | 厌氧罐出口 | 694 | 6.7 | 326 | 71.3 | |
| | 沉淀池出口 | 462 | 6.8 | 232 | 11.6 | |
| | 煤渣池出口 | 145 | 7.4 | 115 | 8.4 | |
| 1994 年 10 月 | 进水口 | 1282 | 6.4 | 370 | 105 | |
| | 厌氧罐出口 | 657 | 6.5 | 265 | 88 | |
| | 沉淀池出口 | 438 | 7.2 | 130 | 21 | |
| | 煤渣池出口 | 203 | 7.4 | 100 | 8.3 | |
| 1994 年 10 月 | 进水口 | 1595 | 6.8 | 500 | 181 | |
| | 厌氧罐出口 | 1146 | 6.9 | 250 | 151 | |
| | 沉淀池出口 | 483 | 7.2 | 142 | 30 | |
| | 煤渣池出口 | 227 | 7.4 | 83 | 9.3 | |
| 1995 年 1 月 | 进水口 | 1548 | 6.3 | 500 | 136 | 80 |
| | 厌氧罐出口 | 1137 | 6.4 | 333 | 100 | |
| | 沉淀池出口 | 481 | 7.0 | 250 | 27 | |
| | 煤渣池出口 | 237 | 7.4 | 143 | 13 | 10 |

表 8-28 中的数据为冬季运行时的月平均值，其他季节运行时，水处理效果要好于表中情况，例如 COD 去除率在运行正常时可达到 92%以上，出水水质能够满足当地环保部门要求的污水排放标准。

从污水处理站运行情况看，基本达到了设计要求，尤其在冬季、“两节”前生产旺季，污水处理站污染物去除情况仍比较稳定。采用射流曝气器曝气，可省去空气压缩机，不仅投资少，设备事故率低，也减少了噪声带来的污染。采用厌氧水解酸化＋活性污泥＋煤渣过滤吸附处理酱油废水是可行的。COD 平均去除率达 85%，色度平均去除率达到 83%，$NH_4^+$-N 平均去除率达 94%，SS 平均去除率达 90%。在煤渣滤池设计中采用压缩空气提渣管提渣是成功的。废水处理运行费（含设备折旧费）为 0.5～0.6 元/t。

（2）广西某食品厂二级厌氧＋SBR 工艺　广西某食品厂主要以生产食用酱油为主，生产方法为利用低温发酵方法，主要原料为豆饼、花生饼、面饼等，同时还生产其他副食品。由于该厂处在风景区的附近，排放的废水又是在水源的上游，因此要求废水处理后达到《污水综合排放标准》一级标准，该工程对废水排放水质要求极高。

① 水质及水量　在生产过程中排放的废水约 100$m^3$/d，废水主要来自生产车间、包装车间等。生产车间排放的废水中主要含有粮食残留物、各种微生物等，还含有洗涤剂、消毒剂和食盐等，色度较高，属于高浓度难处理废水；包装车间等废水相对污染物浓度较低，属于低浓度废水。具体水质情况见表 8-29 所列。

**表 8-29　原水水质情况**

| 项目 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | $NH_4^+$-N/(mg/L) | pH | 色度/倍 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 高浓度废水 | 3500 | 1470 | 1200 | 55 | 6.9 | 400 |
| 低浓度废水 | 660 | 230 | 146 | 30 | 7.2 | 100 |
| 混合后废水 | 2950 | 1180 | 980 | 40 | 6.5 | 300 |

② 废水的水质特点　由于该厂采用成品发酵方法生产，排出的废水属高浓度有机废水，废水的水质水量变化很大，每天生产两个白班，不生产就无废水产生，因此，废水处理必须根据此特点进行设计。从表 8-29 可以看出，COD 浓度变化大，固体悬浮物较高（主要由于废水中含有粮食的残留物等），因此根据水质水量特点及酱油废水处理文献介绍，主要有电解、接触氧化法、物化处理法等，经过比较和实验室的小试处理，选择了二级厌氧＋SBR 工艺处理该厂生产废水。

③ 工艺流程　工艺流程图，如图 8-27 所示。

高浓度废水首先经过格网，截留密度较小的水中漂浮物和大块悬浮物，之后在沉淀池去除残渣和颗粒较大的悬浮物，然后进入厌氧反应池进行厌氧消化，停留时间为 1 天左右，厌氧池内加设半软性填料，有利于黏附污泥，增加泥水接触机会，以提高污水处理效率；经过厌氧发酵后，既能提高废水的可生化性能，又可以去除废水中约 30%～40%的有机物质，再进入 SBR 反应池进行好氧处理，同时低浓度废水先经过沉淀预处理后进入 SBR 反应池，与厌氧处理后的高浓度废水混合。

SBR 反应池具有耐冲击负荷，对水质、水量都能起到调节作用，处理后出水水质稳定，去除有机物和氨氮等污染物效率极高，废水在该反应池经过进水、曝气、沉淀、待机等周期，整个处理周期为 12h，每天两个周期。运行时溶解氧浓度控制在 0.5～2.0mg/L。可以使处理后排水达到国家《污水综合排放标准》中的一级标准。SBR 反应池中剩余的少量污泥回流至厌氧反应池。

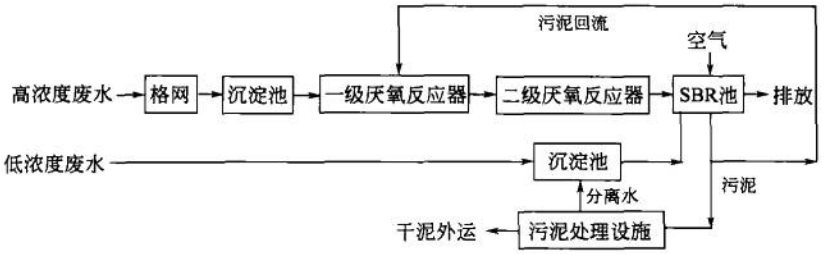



图 8-27　废水处理工艺流程

④ 主要构筑物及主要设备

a. 沉淀池　砖混结构，尺寸规格为 4.0m×2.0m×2.0m；水力停留时间 2h。

b. 一级厌氧池　砖混结构，尺寸规格为 5.0m×5.0m×2.0m；水力停留时间 12h。

c. 二级厌氧池　砖混结构，尺寸规格为 5.0m×5.0m×2.0m；水力停留时间 12h。

d. 间歇式活性污泥反应器（SBR）反应池　砖混结构，尺寸规格为 6.0m×5.0m×5.0m；SBR 池为 2 座，每天处理两个周期。

e. 鼓风机型号 TSB-80，两台，一用一备。

⑤ 工程设计特点

a. 厌氧池特点　酱油废水经厌氧反应具有以下的特点。

大分子的固体物质可降解为小分子固体物质，不溶性物质降解为溶解性物质。由于颗粒物为厌氧分解增加了整个系统中的溶解性有机物浓度，经厌氧反应后，$BOD_5$/COD 由原来的进水时 0.4 提高到 0.5～0.6 左右，可生化性提高。

厌氧池不需加温、不需搅拌，池内装有弹性立体填料，能增加厌氧微生物和水中有机物的接触时间和接触面积，处理的效果较好，降低了整个系统的运行费用。

厌氧池埋设在地下，造价相对较低。

厌氧池产生的污泥较少。

采用厌氧法不需投加任何营养元素。

厌氧处理耐冲击负荷，运行较为稳定。

b. SBR 池特点　SBR 反应池集调节、初沉、生物降解、沉淀和排水等功能于一体的污水生化处理反应器。主要由 5 道工序所组成：进水期、反应期、沉淀期、排水期和闲置期，这 5 道工序均在同一反应器中实现。设计的 SBR 反应池一座两格，每格反应池的运行周期为 12.0h，其中充水期为 4.0h，可以起到调节池的功

能，又能起到预曝气的作用，使污泥先进行再生恢复其活性；反应期为 6.0h，也可以根据需要适当缩短或者延长曝气的时间，反应期结束时应进行短暂的微量曝气，用以吹脱污泥上附着的气泡；沉淀期 1.0h，闲置期 1.0h。反应时间可以灵活掌握，可以在充水期的任何时间或结束时开始曝气，便于反应器内形成基质浓度梯度和抑制污泥膨胀。在实际运行过程中，根据不同季节的水质和水量变化，采用相应缩短和延长曝气时间，相应增加和减少闲置期的方式灵活调节运行，使处理效果和节能的统一趋于完善。在沉淀结束、出水排放前，对处理水进行检测，当水质不合格时停止排放，通过适当调整系统的曝气时间、活性污泥浓度、沉淀时间等参数，使处理水质达标后再进行排放。

⑥ 调试及运行

a. 菌种的培养和驯化

厌氧反应池　采用污水处理厂厌氧发酵池内污泥作为接种污泥，利用食品厂生产的热蒸汽，加入少量的生产废水，保持温度在 30～40℃，约 30～40 天，池内有少量气泡产生，填料上明显有生物膜附着，通过实验室微生物镜检，表明有大量的厌氧微生物存在。

SBR 反应池　采用污水处理厂二沉池的污泥作为种污泥，加满一格池容的 1/4，加废水使池内容积达 1/2，强制曝气，每天加入少量的粪水，连续 3～4 天后，每天排放少量的上清液，加入等量的废水，约 10 天，进行微生物镜检，发现有大量的微生物存活，且池内活性污泥的颜色呈黄褐色，表明污泥驯化成功，可以适当增大进水量和排水量。

b. 运行及水质检测情况　由于整个反应池经历了厌氧、缺氧和好氧三个过程，同时采用限制曝气时间的方法，有效地控制了丝状菌的大量繁殖和过度生长，系统运行一年多来，基本上未发生污泥膨胀现象。

从运行实践来看，该工艺具有较好的适应性，尽管该厂水质和水量有很大的波动，但是由于适当调整进水、曝气、静止、排水的时间，出水基本上均能满足要求。

工程完成后，工艺稳定运行一个月后对出水的水质进行了水质检测，其 COD 为 58～93mg/L，$BOD_5$ 为 24～28mg/L，SS 为 30～65mg/L，pH 为 6.8～7.2，色度为 50 倍。其出水的水质完全达到了国家的排放标准（GB 8978—1996）。

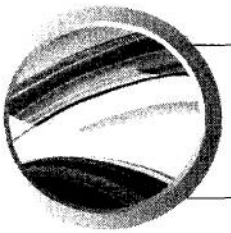
⑦ 投资成本与运行费用　工程总投资为 29 万元，每吨水投资费用为 0.29 万元，工程运行一年多来，每天电费支出约为 40 元，每吨废水的处理成本为 0.4 元左右。

采用二级厌氧＋SBR 工艺处理酱油生产废水是较为合适的处理方法。该工艺运行 COD，$BOD_5$ 的平均去除率均在 97%以上，色度的去除率在 80%以上，SS 的去除率为 90%以上。采用该工艺对于酱油废水的色度有较好的去除。

## 参 考 文 献

[1] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.

[2] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.
[3] 张自杰，钱易．章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.
[4] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[5] 唐受印等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001.
[6] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.
[7] 王凯军，秦人伟等．发酵工业废水处理．北京：化学工业出版社，2000.
[8] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.
[9] 谭万春．UASB 工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.
[10] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.
[11] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.
[12] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.
[13] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.
[14] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[15] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[16] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.
[17] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.
[18] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.
[19] 王绍文．高浓度有机废水处理技术与工程应用．北京：冶金工业出版社，2003.
[20] 孙锦宜．含氮废水处理技术与应用．北京：化学工业出版社，2002.
[21] 马承愚，田静．酱油废水处理工程设计．给水排水．1995，11（2）：21-23.
[22] 张毅．微生物发酵工业生产与污染防治．北京：中国环境科学出版社，1991.
[23] 顾立众，瞿玮玮．发酵食品工艺学．北京：中国轻工业出版社，1999：25-26.
[24] 李益民．酱油酿造工厂的污水处理．中国酿造，1990，22（1）：15-20.
[25] 刘敏．酱油废水处理的工艺研究．哈尔滨工业大学硕士学位论文．
[26] 张学洪，许立巍，舒忠常．SBR 法处理酱料厂废水工程实践．桂林工学院学报，2001，21（3）：262-264.
[27] 居华．SBR 法在酱油酱菜食品废水处理中的应用．黑龙江环境通报，2002，26（1）：54-56.
[28] 王敦球，张学洪，解庆林．二级厌氧——SBR 工艺处理酱油生产废水．重庆大学学报，2002，25（9）：79-81.



# 第9章 酒精及白酒行业废水处理工艺及工程实例

酒精工业指以谷类、薯类、糖蜜或其他生物质为原料，经发酵、蒸馏而生产食用酒精的工业。

白酒指以粮谷、薯类或代用品等为原料，经发酵、蒸馏制成白酒的工业。按香型分，白酒主要有浓香型、清香型、酱香型、米香型、凤香型、豉香型、特香型、芝麻香型、老白干香型。生产白酒的方法主要有固态法和液态法。俗称烧酒，是一种高浓度的酒精饮料，白酒芳香浓郁，醇和软润，风味多样。我国的白酒，历史悠久。

酒精和白酒行业生产情况比较相近，目前国家已经出台了《清洁生产标准-酒精制造业》（HJ 581—2007）和《清洁生产标准-白酒制造业》（HJ/T 402—2007），因此本书将酒精和白酒行业列为归类为一章，对其废水处理工艺及工程实例进行分析。

## 9.1 酒精及白酒生产概况及现存问题

### 9.1.1 酒精行业现存问题

（1）酒精行业规模分类及现存问题

按企业规模经济效益，酒精行业划分为以下三种规模。

① 大型企业年生产3万吨以上，采用玉米、薯干、木薯为原料，发挥规模、技术、综合利用优势，酒精和综合利用的产品较为畅销。且废渣水经生产DDG、DDGS（蛋白饲料）或厌氧+好氧工艺处理基本上能达标排放。

② 中型企业年生产酒精1万～3万吨，能发挥原料、技术优势，已经建立或正在筹建综合利用与废水治理工艺。

③ 小型企业年生产酒精1万吨以下，基本上采用附近地区原料，酒精产品部分自用。由于这部分生产企业的规模不符合国家规定（国家规定酒精企业生产与综合利用最小经济规模应为年产3万吨以上），因此这部分企业需要进行关停或者合并。

（2）酒精行业存在的主要问题如下。

① 酒精产品市场基本上是供大于求，市场竞争激烈。

② 目前发达国家的酒精生产技术和设备比较先进，各种生产技术指标领先。国外生产1t玉米酒精（包括酒精糟生产蛋白饲料）的总能耗为600～700kg标煤；国内耗煤则为700～900kg/t（尚未包括生产蛋白饲料）。同时，国外采用先进生产



工艺，投料3t玉米除能生产1t酒精外，尚能生产蛋白饲料、二氧化碳等，原料利用率可达90%以上。

③ 酒精企业酒精糟的污染是酒精工业最严重的污染源之一。不仅浪费了资源和能源，对环境污染比较严重。大部分酒精企业的综合利用率较低，废水治理设施不能正常运行。

针对上述问题，我国的酒精行业应向规模型、集团化、综合型、多种产品等方向发展，全面施行清洁生产，对酒精副产物进行综合利用，降低酒精生产能耗，从而增强企业综合竞争实力。

### 9.1.2　酒精行业相关产业政策

（1）酒精工业部分行业政策　“酿酒工业环境保护行业政策、技术政策和污染防治对策”的酒精工业部分行业政策如下。

① 关于企业规模，酒精生产和综合利用的最小经济规模为每年3万吨；

② 酒精生产原料结构由以薯类为主逐步调整为玉米为主，实现有经济效益的综合利用和废水达标排放；

③ 提倡糖蜜酒精集中加工处理和综合利用；

④ 严格控制扩大酒精生产能力的基建、技改项目。

（2）技术政策

① 限制和淘汰的技术

a. 淀粉原料高温蒸煮糊化技术；

b. 低浓度酒精发酵技术；

c. 常压蒸馏技术和装置。

② 宜推广应用的综合利用、治理污染的技术

a. 以玉米为原料的酒精糟生产优质蛋白桐料（DDGS）技术；

b. 薯类酒精糟厌氧发酵制沼气，消化液再经好氧处理技术；

c. 糖蜜酒精糟采用大罐通风发酵生产单细胞蛋白饲料技术。

（3）资源综合利用技术政策　“轻工业资源综合利用技术政策”（轻工总会）有关酒精工业部分规定如下。

① 发酵工业应采用淀粉质原料，特别是采用玉米为原料，应首先经前分离副产品后再生产淀粉和淀粉糖。

② 酒精行业应采用耐高温$\alpha$-淀粉酶和糖化酶的双酶法新工艺；应用高温、浓醪酒精发酵工艺，淘汰低温、低浓发酵技术；应用固定化连续发酵以及差压蒸馏节能技术与装置。

③ 糖蜜酒精糟生产颗粒有机肥或复合肥；糖蜜生产甘油，蔗渣与糖蜜原料生产纤维性饲料。

酒精行业污染严重的原因：酒精工业严重污染环境，但长期以来整个行业的综合利用和污染治理进展迟缓。深究其原因，主要是尚未抓住酒精工业污染全过程控制，即未将原料、生产工艺与设备、综合利用与废水治理作为一个整体考虑。即通过清洁生产来改变末端治理的措施。

从发达国家消除工业污染源的经验来分析，这些国家强调生产全过程的节能、降耗、减污。在制定行业污染物排放标准时，根据行业的排污、生产工艺和设备、生产规模以及不同时期特性，提出与排放标准相匹配的实用技术，使环境管理与工业污染源控制技术结合起来。

## 9.2 酒精及白酒的生产工艺

### 9.2.1 酒精生产工艺

我国生产酒精的原料比例为，淀粉质原料（玉米、薯干、木薯）占75%，废糖蜜原料占20%，合成酒精占5%。由此可知，我国生产酒精的主要原料是淀粉质原料，而淀粉质原料中主要是薯干和玉米，这是不同于世界酒精生产的特点。世界范围内，废糖蜜、玉米是酒精生产的重要原料。

（1）原料

① 淀粉质原料（粮食原料） 包括谷物原料（玉米、小麦、高粱、大米等）和薯类原料（甘薯、木薯、马铃薯等）。

② 糖质原料 最常用的是废糖蜜。

③ 纤维质原料 目前用于酒精生产和正在研究用于酒精生产的纤维质原料有森林工业下脚料、木材工业下脚料、农作物秸秆、城市废纤维垃圾、甘蔗渣等。

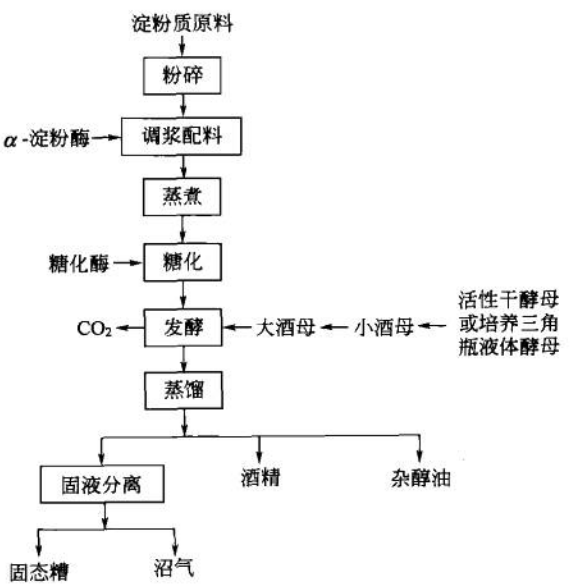



图 9-1 淀粉质原料发酵法生产酒精工艺

（2）生产工艺 酒精生产分为发酵法和化学合成法两种。发酵法是将淀粉质、糖质等原料，在微生物作用下经发酵生产酒精。该法根据原料不同可分为淀粉质原料发酵法、糖蜜原料发酵法和纤维质原料发酵法。

淀粉质原料发酵法是我国生产酒精的主要方法。该法是以玉米、薯干、木薯等含有淀粉的农副产品为主要原料，其可发酵性物质是淀粉，而酵母不能直接利用淀粉发酵为酒精，因此淀粉质原料生产酒精要经过原料粉碎，以破坏植物细胞组织，便于淀粉的游离。经蒸煮处理，使淀粉糊化、液化，并破坏细胞，形成均一的发酵液，使其更好地接受酶的作用并转化为可发酵性糖后才能被发酵。其生产工艺如图9-1所示。

糖蜜原料发酵法是以制糖（甜菜、甘蔗）生产工艺排出的废糖蜜为原料，经稀



释并添加营养盐，再进一步发酵生产酒精。其生产工艺包括稀糖液制备、酒母培养、发酵、蒸馏等。糖蜜原料生产酒精工艺流程如图 9-2 所示。

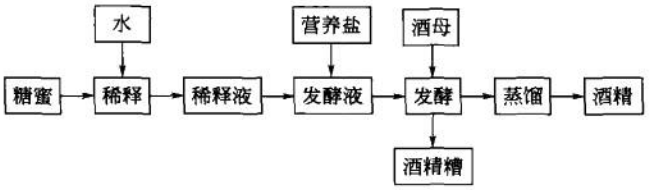



图 9-2　糖蜜原料发酵法生产酒精工艺

纤维质原料酒精生产工艺流程如图 9-3 所示。该法以森林工业下脚料、木材工业下脚料、农作物秸秆、城市废纤维垃圾、甘蔗渣等为原料。

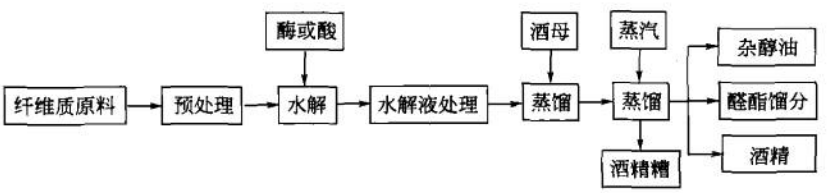



图 9-3　纤维质原料生产酒精工艺

化学合成法生产酒精，是以裂解石油废气为原料，经化学合成生产酒精。

(3) 主要设备

① 罐式连续蒸煮糖化　我国酒精厂，将间歇锥形蒸煮锅串联起来，与后熟器、糖化罐组成了连续蒸煮糖化流程，提高了生产能力和出酒率，降低了煤耗，操作容易控制，设备结构简单，为大中型工厂广泛采用。

粉浆在粉浆罐内预热到 343K 左右，用泵连续均匀地压入蒸煮罐底部中心，在底部侧面喷入加热蒸汽，把粉浆加热到 408～418K，然后由顶部流出，继而进入后熟器 4 底部中心，依次类推，醪液压力逐渐下降，直到最后一个后熟器（亦称汽液分离器）才由上部进入，液面利用自动控制在中部位置，醪液由下部中心流出，上升到真空冷却器，由于需利用二次蒸汽供粉浆罐加热，汽液分离器的压力保持在 0.5～0.7atm（表压），一般仅为 0.2atm（表压），以减少真空冷却器的热负荷。整个蒸煮时间为 100～120min 或更长一些时间，时间太短会使醪液蒸煮不匀，蒸煮时间长可从蒸煮罐中部引出部分糊化醪供液体曲配制培养液。停工时，蒸煮罐和后熟器内的醪液经排尽管压出到真空冷却器。

真空冷却后糊化醪下降到连续糖化罐，同时从液体曲储罐连续加入液体曲和水，进行糖化，糖化醪由糖化醪泵压送至喷淋冷却器。

真空冷却器中，需保持 550mmHg（1mmHg＝133.322Pa）的真空度，以保证糖化罐内在 333K 进行糖化，分离出来的二次蒸汽进入混合冷凝器冷凝，不凝性和不溶解的气体被蒸汽喷射器吸出。若糊化醪未经冷却而直接进入连续糖化罐或真空

冷却器真空度不够时，则罐内应设置冷却管。

② 柱式连续蒸煮　目前有很多工厂改装了柱子间的管路，把管路改成使每个柱子的醪液都从底部进入顶部流出的串联流程。这样易于控制料液的蒸煮时间，使醪液蒸煮均匀。在第一个柱子中部曾装有缩放口，在第二个柱子内设有倾斜挡板，但因挡板下部积料较多，因而已拆除柱子的直径，根据生产能力而定，一般为400～500mm，柱数为4～5根。柱子高度根据厂房具体情况而定。

由于柱式蒸煮器，蒸煮压力较罐式连续蒸煮压力稍大，因而蒸煮和后熟总的蒸煮时间需70～90min。

③ 管式蒸煮器　管式蒸煮器的要求，不但要保证蒸煮温度和时间，而且要使醪液在蒸煮管道中流动形式尽量实现活塞流，即管道面各点的流动速度相等。在这种情况下，醪液在管道中的平均时间恰好等于醪液任一单元组成部分的受热时间。即任一单元组成的蒸煮时间相等，故能避免原料蒸煮不透或局部过热而焦化。然而实际上要做到活塞流是不可能的，只能使醪液在管道中有足够的速度，保持湍流状态，尽可能地接近活塞流。管道蒸煮，温度高，速度快，糊化均匀，糖分损失小，设备紧凑，占地面积小，是连续蒸煮的发展方向。但蒸煮温度高，蒸汽消耗量较大，需要较高压力的锅炉。管道蒸煮器应进料均匀，尽量防止被醪液堵塞。在高压下操作粉浆泵，密封填料易磨损，需要经常更换，泵和管路上法兰部位的密封要牢固，防止醪液或蒸汽流失。

④ 发酵罐　在酒精发酵过程中，为了回收二氧化碳气体所带出的部分酒精和综合利用二氧化碳气体，一般发酵罐采用密闭式较为普遍。

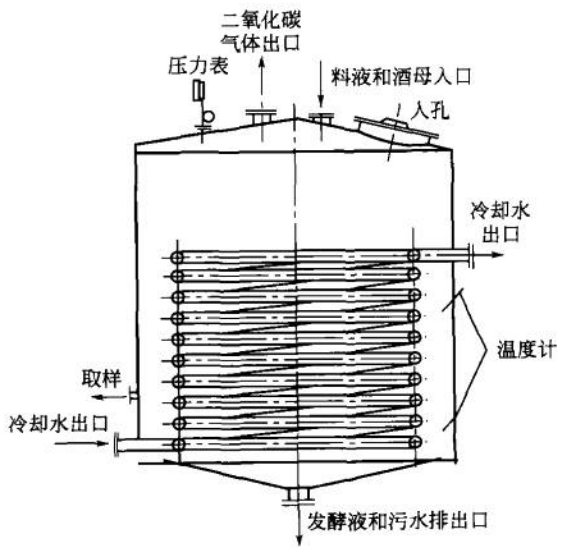



图9-4　酒精发酵罐

酒精发酵罐筒体为圆柱形，底盖和顶盖均为蝶形或锥形的立式金属容器，如图9-4所示，罐顶装有废气回收管、进料管、接种管、压力表和各种测量仪表接口管等，罐底装有排料、排污口，罐体上有取样口和温度计接口，一般罐顶装有供观察清洗和检修罐体内部的人孔，对于大型发酵罐，为了便于维修和清洗，往往在近罐底也装有人孔。

发酵罐的冷却装置，对于中小型发酵罐，多采用罐顶喷水淋于罐外壁表面进行膜状冷却；对于大型发酵罐，由于罐外壁冷却面积不能满足冷却要求，所以，罐内装有冷却蛇管或罐内蛇管和罐外壁喷洒联合冷却装置，如图9-5所示。此外，也有采用罐外列管式喷淋冷却的方法，此法具有冷却发酵液均匀、冷却效率高等优点。

若采用罐外壁喷洒冷却的方法，为避免发酵车间的潮湿和积水影响车间的卫生和操作，要求在罐体底部，沿罐体四周装有集水槽。废水由集水槽出口排入下水道。

⑤ 酒精精馏　过去提取成品酒精都是在精馏塔最后的冷凝器，所得产品质量较差。因为初级杂质在高浓度酒精中挥发较快，故初级杂质多聚积于塔顶气相中，实践也证明精馏塔顶层以下 3～4 层塔板上酒精液中初级杂质含量比顶层气相中多。因此，在这几层塔板上引出酒精液，冷却为成品酒精，质量较好。

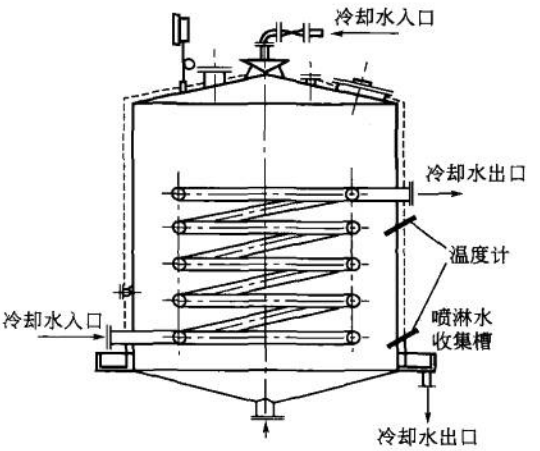



图 9-5　酒精发酵罐内外冷却图

双塔式酒精连续精馏气相塔流程如下：成熟醪经泵输送到醪液箱，流经预热器预热至 70℃，由粗馏塔顶层边塔。塔釜用蒸汽加热，酒精蒸气逐层上升加热，使酒精汽化。由粗馏塔顶进入精馏塔的酒精蒸气，经精馏段蒸馏提浓，上升至塔顶，进入预热器，被成熟醪冷凝成为液体，回流塔内，未冷凝气体大部分在分凝器内冷凝，一并回流塔内，少量未凝的酒精蒸气含杂质较多，冷凝后作为工业酒精。常温下不能冷凝的气体（初级杂质）从排醛器排出。成品酒精则从塔顶以下 3～4 层塔板上引出已脱除部分杂质的酒精液，经冷却器冷却入库。杂醇油的提取一般是液相提油。粗馏塔连接浮鼓式排糟器控制排糟。粗馏塔塔釜则连接 U 形管排液器，控制排除废液。

由于双塔式酒精连续精馏流程只有两个塔，成品酒精质量还达不到精馏酒精标准，因此，目前国内酒精生产厂家多选用三塔式酒精连续精馏流程，可获得精馏酒精。

三塔式酒精连续馏流程是由 3 个塔组成，在双塔式的粗馏塔和精馏塔之间装置脱醛塔。脱醛塔的主要作用是脱除部分初级杂质和部分中级杂质。粗馏塔顶上升的酒精蒸气由脱醛塔中部进塔，逐层上升。脱醛塔上升的酒精蒸气经分凝器冷凝后，绝大部分酒精冷凝液回流塔内，少量酒精蒸气和杂质冷凝后作为工业酒精排出，未冷凝的气体从排醛器排出。脱醛塔顶回流的酒精在下流的过程中，一方面截留了杂醇油一同下流；一方面酒精浓度变稀。在稀酒精中，初级杂质挥发度高，因此，塔底的稀酒精得以脱除较多的初级杂质。脱除部分杂质的稀酒精液从脱醛塔底流到精馏塔，再经精馏塔蒸馏提浓并抽提杂醇油和排除杂质。因此，成品酒精质量较高，能达到精馏酒精标准。

多塔式酒精连续精馏流程有 3 个以上的塔。它是以三塔式流程为基础，根据产品质量的特殊要求而增设一个以上的塔。如为了加强抽提杂醇油，则在精馏塔后增设杂醇油塔。或为了进一步排除挥发性杂质，则在精馏塔后增设后馏塔。

## 9.2.2 白酒生产工艺

（1）原料配方　凡含有淀粉和糖类的原料均可配制白酒，但不同的原料酿制出的白酒风味各不相同，粮食类的高粱、玉米、大米；薯类的甘薯、木薯；含糖原料甘蔗及甜菜的渣、废糖蜜等均可制酒。此外，高粱糠、米糠、淘米水、淀粉渣、甘薯拐子、甜菜头尾等，均可作为代用原料。野生物，如橡子、菊芋、杜梨、金樱子等，也可作为代用原料。

我国传统的白酒酿造工艺为固态发酵法，在发酵时需添加一些辅料，以调整淀粉浓度，保持酒醅的松软度，保持浆水。常用的辅料有稻壳、谷糠、玉米芯、高粱壳、花生皮等。

（2）酒曲、酒母　除了原料和辅料之外，还需要有酒曲。以淀粉原料生产白酒时，淀粉需要经过多种淀粉酶的水解作用，生成可以进行发酵的糖，这样才能为酵母所利用，这一过程称为糖化，所用的糖化剂称为曲（或酒曲、糖化曲）。曲是以含淀粉为主的原料做培养基，培养多种霉菌，积累大量淀粉酶，是一种粗制的酶制剂。目前常用的糖化曲有大曲（生产名酒、优质酒用），小曲（生产小曲酒用）和麸曲（生产麸曲白酒用）。生产中使用最广的是麸曲。

此外，糖被酵母菌分泌的酒化酶作用，转化为酒精等物质，即称之为酒精发酵，这一过程所用的发酵剂称为酒母。酒母是以含糖物质为培养基，将酵母菌经过相当纯粹的扩大培养，所得的酵母菌增殖培养液。生产上多用大缸酒母。

（3）原料处理及运送设备　有粉碎机、皮带输送机、斗式提升机、螺旋式输送机、送风设备等。

① 拌料、蒸煮及冷却设备　有润料槽、搅拌槽、绞龙、连续蒸煮机（大厂使用）、甑桶（小厂使用）、晾渣机、通风晾渣设备。

② 发酵设备　水泥发酵池（大厂用）、陶缸（小厂用）等。

③ 蒸酒设备　蒸酒机（大厂用）、甑桶（小厂用）等。

我国的白酒生产有固态发酵和液态发酵两种，固态发酵的大曲、小曲、麸曲等工艺中，麸曲白酒在生产中所占比重较大，故此处仅简述麸曲白酒的工艺。

（4）工艺流程　白酒生产工艺如图 9-6 所示。

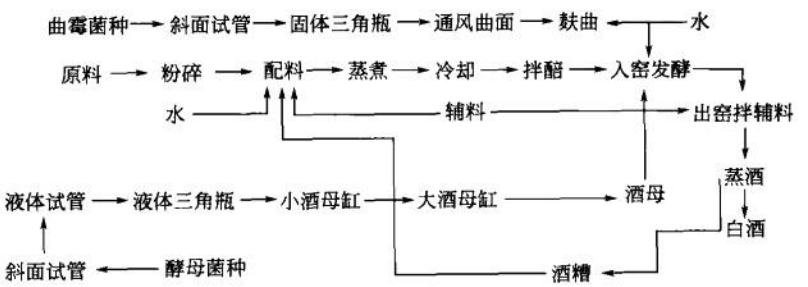



图 9-6　白酒生产工艺

（5）制作方法

① 原料粉碎　原料粉碎的目的是便于蒸煮，使淀粉充分被利用。根据原料特性，粉碎的细度要求也不同，薯干、玉米等原料，通过20孔筛者占60%以上。

② 配料　将新料、酒糟、辅料及水配合在一起，为糖化和发酵打基础。配料要根据甑桶、窖子大小，原料的淀粉含量、气温，生产工艺及发酵时间等具体情况而定。配料得当与否的具体表现，要看入池的淀粉浓度，醅料的酸度和疏松程度是否适当，一般以淀粉14%～16%、酸度0.6～0.8、润料水分48%～50%为宜。

③ 蒸煮糊化　利用蒸煮使淀粉糊化，有利于淀粉酶的作用，同时还可以杀死杂菌。蒸煮的温度和时间视原料种类，破碎程度等而定。一般常压蒸料20～30min。蒸煮的要求为外观蒸透，熟而不黏，内无生心即可。

将原料和发酵后的香醅混合，蒸酒和蒸料同时进行，称为“混蒸混烧”，前期以蒸酒为主，甑内温度要求85～90℃，蒸酒后，应保持一段糊化时间。

若蒸酒与蒸料分开进行，称之为“清蒸清烧”。

④ 冷却　蒸熟的原料，用晾渣方法，使料迅速冷却，使之达到微生物适宜生长的温度。若气温5～10℃时，品温应降至30～32℃；若气温在10～15℃时，品温应降至25～28℃；夏季要降至品温不再下降为止。晾渣同时还可起到挥发杂味、吸收氧气等作用。

⑤ 拌醅　固态发酵麸曲白酒，是采用边糖化边发酵的双边发酵工艺，扬渣之后，同时加入曲子和酒母。酒曲的用量视其糖化力的高低而定，一般为酿酒主料的8%～10%，酒母用量一般为总投料量的4%～6%（即取4%～6%的主料作培养酒母用）。为了利于酶促反应的正常进行，在拌醅时应加水（工厂称加浆），控制入池时醅的水分含量为58%～62%。

(6) 入窖发酵　入窖时醅料品温应在18～20℃（夏季不超过26℃），入窖的醅料既不能压得过紧，也不能过松，一般掌握在每立方米容积内装醅料630～640kg左右为宜。装好后在醅料上盖上一层糠，用窖泥密封，再加上一层糠。就进入蒸酒工序。

## 9.3　酒精及白酒废水的特点

### 9.3.1　酒精及白酒废水主要来源

酒精工业的污染，以水的污染最为严重。生产过程的废水主要来自蒸馏发酵成熟后醪排出的酒精糟，生产设备的洗涤水、冲洗水，以及蒸煮、糖化、发酵、蒸馏工艺的冷却水等。酒精生产污染物的来源与排放如图9-7所示。

由图9-7可见，酒精生产的废水主要来自蒸馏发酵成熟醪时粗馏塔底部排放的蒸馏残留物——酒精糟（即高浓度有机废水），以及生产过程中的洗涤水（中浓度有机废水）和冷却水。

白酒生产过程中废水主要来源于以下几个方面。

① 酿酒车间冷却水、蒸馏操作工具的洗涤水、蒸馏锅底排水、蒸馏工段地面

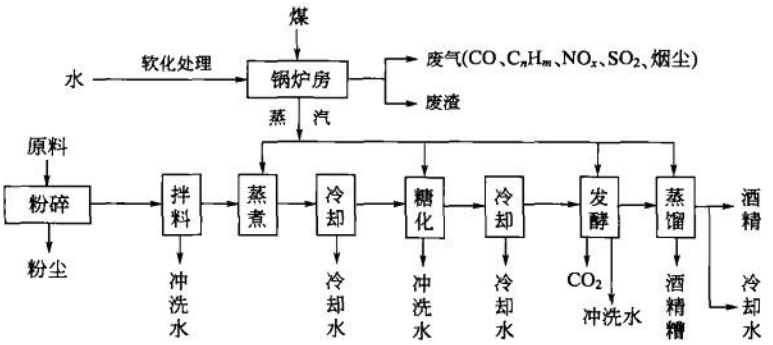



图 9-7 酒精生产过程污染物的来源与排放

冲洗水、发酵池渗沥水（积于盲沟）。

② 地下酒库渗漏水。

③ 灌装车间的酒瓶清洗水。

④“下沙”、“糙沙”工艺操作期的高粱冲洗水和浸泡排放水。

⑤ 锅炉房水膜除尘废水、冲洗水。

### 9.3.2 酒精及白酒废水水质水量特点

以玉米、薯干为原料生产酒精排放的废液，具有有机物和悬浮物浓度高的特点，其 COD＞30000mg/L，$BOD_5$＞20000mg/L，干物质含量为 2%～10%。以薯干为原料的酒精废液的主要成分见表 9-1 所列。糖蜜酒精生产各工序废水水质与排放量见表 9-2 所列。

**表 9-1 薯干酒精废液主要成分** 单位：mg/L（pH 无量纲）

| 项目 | 固形物 | SS | 总糖 | 还原糖 | 粗纤维素 | 半纤维素 | COD | $BOD_5$ | 总氮 | 总磷 | 灰分 | pH |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 浓度 | 51972 | 21492 | 6800 | 2150 | 5284 | 6245 | 52000 | 23000 | 1247 | 244 | 6604 | 4.2 |

由表 9-1 和表 9-2 可知，每生产 1t 酒精约排放 13～16$m^3$酒精糟。酒精糟呈酸性，COD 高达（5～7）×$10^4$mg/L，是酒精行业最主要的污染源。

**表 9-2 糖蜜酒精生产废水水质与排水量**

| 废水名称与来源 | 排水量($m^3$/t) | pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| 糖蜜酒精糟 | 14～16 | 4～4.5 | 80000～110000 | 40000～70000 | 80000～100000 |
| 精馏塔底残留水 | 3～4 | 5.0 | 1000 | 600 | — |
| 冲洗水、洗涤水 | 2～4 | 7.0 | 600～2000 | 500～1000 | — |
| 冷却水 | 50～100 | 7.0 | ＜100 | — | — |

白酒生产废水的水质水量主要特点如下。

① 废水排放是间歇式的。

② 约 5%～10%的白酒生产废水属于低浓度有机废水，包括冷却水、清洗水等。这些废水较清洁，可简单处理后回用。

③ 约 5%～10%的白酒生产废水属于高浓度有机废水，COD 可达 10 多万毫克每升。

## 9.4　酒精及白酒废水处理工艺

### 9.4.1　酒精工业废水处理工艺

(1) 薯干酒精糟液废水处理方法　薯干酒精废水的主要问题是固液分离比较困难。因此，如何提高固液分离效率，回收饲料，是薯干就近废水处理的关键。主要的方法如下。

① 固液分离-滤液循环工艺　固液分离-滤液循环回用工艺，如图 9-8 所示。投资低，设备简单，经济效益好。

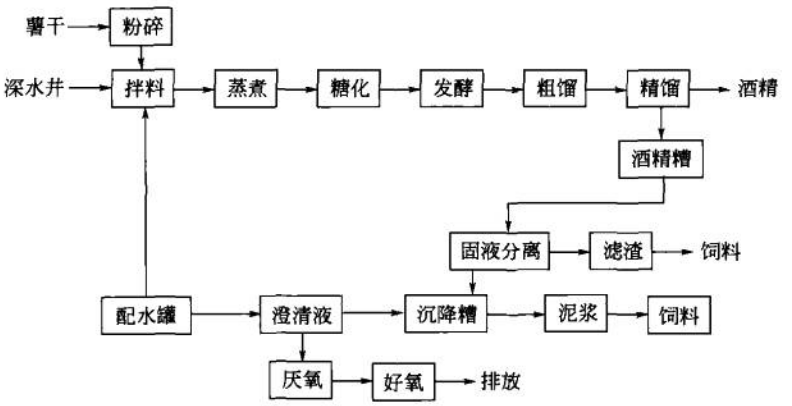



图 9-8　薯干酒精固液分离-滤液循环回用生产工艺

该工艺通过固液分离，将澄清液一部分进行处理，另一部分回用到生产工序的前段，即滤液循环。而将固液分离后得到的滤渣制成饲料，对固液分离后的沉降糟进一步处理，进一步制成饲料，提高了饲料的产率，减少污染物排放。

② 厌氧接触消化＋DDG 饲料　南阳酒精厂采用厌氧接触消化工艺，该工艺可生产饲料和沼气，如图 9-9 所示。经沼气发酵后的消化液，COD 由发酵前的 50000mg/L 下降至 8000mg/L，去除率为 84%；BOD 去除率为 90.8%，SS 去除率为 96.5%。每年转化为沼气的 COD 总量达到 33000t 以上。减少燃煤废渣 6000t 以上。年增收 600 多万元。厌氧接触消化工艺出水 COD 浓度较高，出水中仍含有大量的生物可降解物，仍需进行必要的后处理。

该厂对 DDG 饲料进行动态管理，根据饲料销售情况或者沼气需要量，对糟液量进行调整，满足不同条件下的最优分配需求。而系统的出水 COD 低于 100mg/L，COD 去除率为 96%，$BOD_5$ 去除率超过 98%，SS 去除率为 97%左右。生产饲料的酒糟单位消耗量为 6.5t 酒精糟/t 饲料，电耗为 10～12kW·h/t 饲料。

③ UASB 处理酒糟废液并部分回收　徐州高房亭酒厂采用传统的 UASB 技术处理酒糟废液。进水和出水水质各项指标见表 9-3 所列。工艺流程如图 9-10 所示。

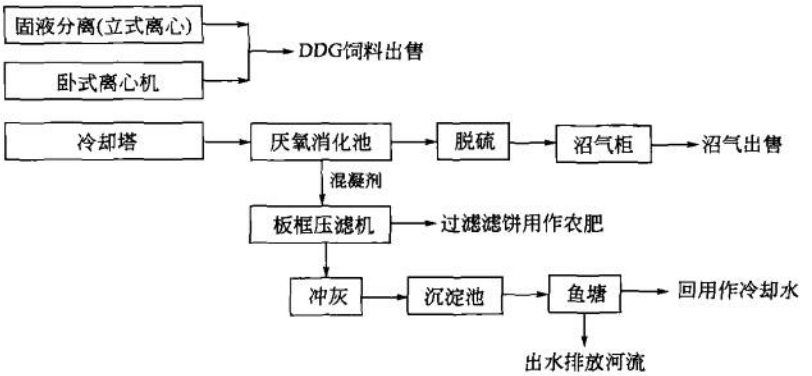



图 9-9　厌氧消化工艺处理废水流程

**表 9-3　进水和出水水质各项指标**

| 指标名称 | 进水 | 出水 | 指标名称 | 进水 | 出水 |
|---|---|---|---|---|---|
| COD/(mg/L) | 30000～50000 | ≤450 | SS/(mg/L) | 30000～40000 | ≤300 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 15000～30000 | ≤300 | pH | 3～5 | 3～5 |

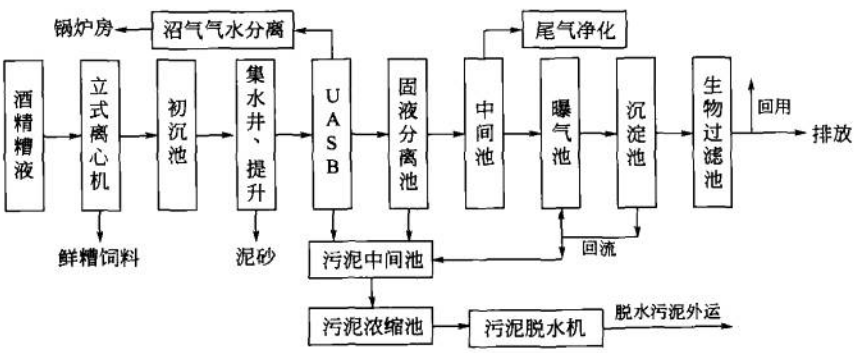



图 9-10　徐州高房亭酒厂废水处理工艺流程

从图 9-10 中可知，酒精糟液经过立式分离机，分离新鲜酒糟饲料出售。废水经过 UASB 和好氧生物滤池，部分出水进行回用，部分出水排放。

（2）玉米酒精糟液处理方法　美国、西欧、日本等经济发达国家均采用浓缩、蒸发工艺处理玉米酒精糟。该工艺是将酒精进行固液分离后的滤液浓缩，然后与滤渣混合后干燥，生产高价干酒糟（Distiller's Dried Grains with Solubles，简称 DDGS）即商品蛋白饲料 DDGS 的蛋白含量可达 27%～30%，营养与大豆相当，是十分畅销的精饲料，重要的是通过 DDGS 的生产，较彻底地消除了酒精糟的严重污染。

① 酒精废醪固液分离＋厌氧发酵工艺　天津某公司酒精产量为 10000t/a，采用的酒精糟处理工艺流程如图 9-11 所示。废糟液首先进行固液分离，滤渣产量为 50$m^3$/d，滤渣的含水率为 82%，分离滤液为 450$m^3$/d。

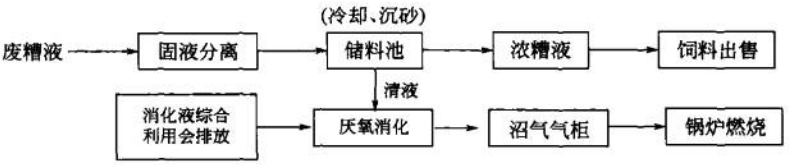



图 9-11　简单固液分离＋厌氧发酵处理酒精废醪流程

厌氧发酵温度为 55℃，厌氧 COD 负荷 5.0kg/($m^3$ · d)，产沼气 9500$m^3$，沼气柜的容积为 400$m^3$，消化液 COD 约为 7000mg/L 该工艺 COD 去除率＞87%，可达标排放或进行综合利用。

② DDG＋厌氧消化工艺　DDG＋厌氧消化工艺流程图如图 9-12 所示。现在国内已采用 DDG＋厌氧消化工艺处理废水的厂家有许多家。

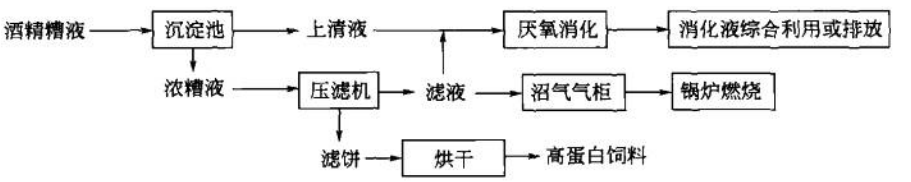



图 9-12　DDG＋厌氧消化工艺流程

该工艺处理的 COD 总去除率为 93%，生产的沼气能源可工业使用和民用。

③ DDGS 玉米酒精联产饲料工艺　酒精糟液中含有大量的蛋白质、脂肪等具有丰富营养的有机成分，是极好的畜禽饲料。但鲜糟浓度稀、数量大、储存运输极不方便，直接做饲料有很大的局限性。采用 DGGS 工艺联产饲料，可减轻污染，创造极好的经济效益。

用玉米酒精糟生产全糟蛋白饲料的工艺流程由“固液分离-滤液浓缩-干燥”等工段组成，如图 9-13 所示。




图 9-13　生产全糟蛋白饲料工艺流程

将含水量为 94%左右的玉米酒精糟经过离心分离机分离后，滤液的 30%～40%返回酒精车间拌料。有一部分滤液用泵送至多效蒸发器蒸发浓浆，再与滤渣混合干燥到含水量 10%以下的粉粒状 DDGS 产品，COD 去除率 95%。

为便于保存和运输，也可进一步压制成 DDGS 颗粒。该技术适用以玉米为原料的大中小型酒精厂酒精糟液的处理。

真空脱水、干燥、浓缩蒸发，是本技术的关键。真空脱水可将湿糟液进行固液分离，分离出的固体含水量在 70%以下，清液中的不溶性固形物在 0.1%以下，这样有利于干燥及浓缩蒸发。脱水工艺也可采用其他脱水设备（如全自动板框过滤、卧式螺旋分离等）。干燥所使用的设备可采用盘式或筒式干燥机。浓缩系统采用三效薄膜蒸发系统，每蒸发 1t 水，蒸汽耗量在 0.35t 左右。该工艺中浓缩蒸发部分

工艺能耗较高。

### 9.4.2 白酒废水处理工艺

(1) 厌氧+好氧+气浮工艺 常德市某酒厂白酒年产2000t，废水采用清污分流，以厌氧发酵为主的三级处理工艺治理高浓度有机废水，工艺流程如图9-14所示。

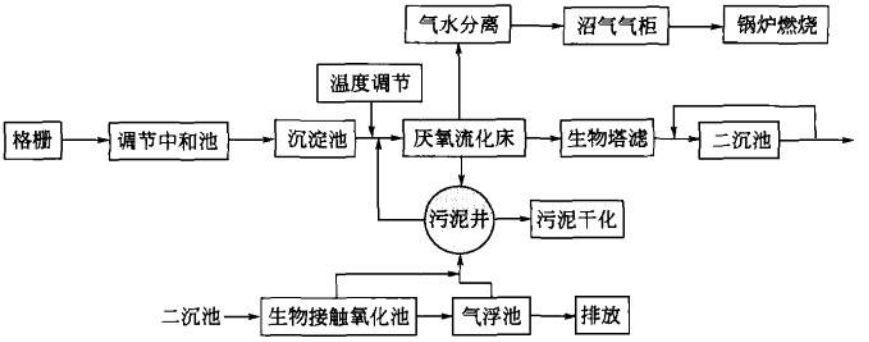



图9-14 常德某酒厂废水厌氧+好氧+气浮工艺

该厂白酒废水水质：COD为17700mg/L，$BOD_5$为8900mg/L，SS为5500mg/L，pH=3.8～5.0；在“下沙”与“糙沙”工艺期间，COD为7000mg/L，$BOD_5$为2600mg/L，pH=4。

厌氧处理工艺采用上流式厌氧流化床，该反应器以砂为载体，COD容积负荷为15kg/($m^3$·d)，COD与$BOD_5$去除率达80%以上。厌氧消化液出水COD为3500mg/L，$BOD_5$为1700mg/L，经生物塔滤、生物接触氧化、气浮池处理后，COD和$BOD_5$分别为70mg/L和50mg/L。

三级处理工艺流程较长，通过逐级削减，处理效果满足排放要求，白酒废水出水水质较好；进水水质变化对整个处理系统的影响不大；沼气产气量为0.4$m^3$/kg COD左右。

但是由于该工艺流程长，运行管理较为复杂，操作难度大。

(2) 好氧+气浮两级处理工艺 厦门某酿酒厂将高浓度废水和冷却水等混合后，采用好氧+气浮处理工艺。工艺流程如图9-15所示。




图9-15 厦门某酿酒厂好氧+气浮两级处理工艺

工艺每天处理综合废水2000$m^3$，调节池容积160$m^3$。主要原因是由于该厂废水中其他生产废水占大部分，白酒生产废水量所占比例较小，因此污水处理站进水水质水量比较均匀，处理设施所承受的有机负荷变化很小。该处理工艺处理效果很好。推流式曝气池对$BOD_5$、COD的去除率可分别达到95%和90%以上。

好氧+气浮两级处理工艺与厌氧+好氧+气浮三级处理工艺相比，工艺较简单、易于操作管理、投资较低，但也存在如下问题。

① 需要用大量的冷却水，稀释高浓度有机废水，实际上增加了排入水体的有机物总量，增加了污水处理站的构筑物规模。

② 当进水有机负荷变化较大时，活性污泥法易出现污泥膨胀，泥水分离效果差，严重影响曝气池的正常运行，出水水质不能达标。

(3) 氧化沟工艺　四川某白酒厂污水处理站采用氧化沟工艺，污水处理量为 7380m³/d。污水处理站进水 COD 为 739.0mg/L，SS 为 286.6mg/L，$BOD_5$/COD：0.5～0.6，TN（总氮）为 3.1mg/L，TP（总磷）为 2.0mg/L，水温 20～30℃。该厂污水属高糖低氮低磷易降解有机污水。污水处理站的进出水质见表 9-4 所列。氧化沟法处理白酒废水工艺流程如图 9-16 所示。

**表 9-4　四川某白酒厂污水处理站进出水水质**

单位：mg/L（pH 除外）

| 项目 | pH | COD | $BOD_5$ | SS | TN | TP |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 进水水质 | 7.5～8.5 | 800 | 400 | 300 | 3～4 | 2～3 |
| 出水水质 | 6～9 | 150 | 60 | 150 | — | — |

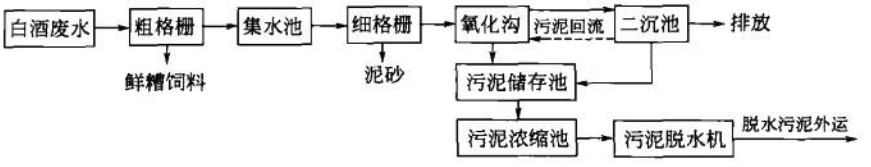



图 9-16　四川某白酒厂氧化沟处理工艺

该厂生产污水由蒸酒蜗底水、制曲污水、包装洗瓶水、曲酒车间冷却循环外排水和电站锅炉水组成；其中曲酒锅底水 COD 浓度较高，COD 总量较高，占总废水 COD 总量的 71.48%；针对该白酒厂的水质水量特点，选定以氧化沟为主，设计规模为 8000m³/d 的二级生化处理工艺。

氧化沟属于延时曝气工艺，本工艺设置两条单沟式氧化沟，每个 95m×15m，有效容积 10000m³，HRT=30h，$BOD_5$ 污泥负荷为 0.11kg/kg，采用双速转速曝气机，氧化沟内有 DO 自动在线测定仪，可根据具体要求进行 DO 设定，调节转刷转速，达到节约电能的目的。

该工艺投资少，处理效果好，耐冲击负荷，污泥产量少，运行费用低，运行中可以不投加氮、磷等营养元素，为企业节约药剂费用，同时降低了运行管理的难度，污水处理达标排放运行稳定。

## 9.5　酒精及白酒工业清洁生产

### 9.5.1　酒精工业清洁生产

《清洁生产标准-白酒制造业》（HJ 581—2007）中对生产工艺与装备要求、资源能源利用指标、产品指标、污染物产生指标（末端处理前）、废物回收利用指标、

环境管理要求等六个方面进行了详细的规定。并且随着技术的不断进步和发展，这些指标也将不断修订。

目前酒精清洁生产的主要发展方向是节能降耗和酒精糟的综合回收利用，同时采用更加先进的低能耗双酶法液化、糖化工艺，高温活性干酵母连续发酵工艺，差压蒸馏工艺，玉米酒精糟生产 DGGS 充分回收酒糟制造饲料等方法，可以达到节能降耗等目的。

此外，玉米原料脱胚芽提取植物油，循环利用冷却水，二氧化碳回收，提高设备的自控水平等措施都可以促进企业清洁生产。

### 9.5.2 白酒工业清洁生产

《清洁生产标准-白酒制造业》（HJ/T 402—2007）中对生产工艺与装备要求、资源能源利用指标、产品指标、污染物产生指标（末端处理前）、废物回收利用指标、环境管理要求等六个方面进行了详细的规定。并且随着技术的不断进步和发展，这些指标也将不断修订，一般 3～5 年修订一次。

目前，白酒企业为节约原材料和降低能源消耗，主要采用以下清洁生产方法。

① 调整产品结构，坚持高度酒向低度酒转变。生产低度酒、降低酒精度是减少用粮最有效的方法。

② 采用液态法生产白酒的工艺，对比传统固态法，原料出酒率可达 50%～55%，节约粮食 25%～35%。

③ 冷却水循环利用技术。可以采用高温度冷却水用于洗瓶，降温后可以经沉淀、杀菌后用于冷却。重复使用可以减少排放大量冷却水。

④ 白酒糟的利用已成为白酒工业清洁工作的重点。目前白酒糟加工饲料的主要技术主要有：稻壳分离技术、菌体蛋白生产技术、白酒糟干燥技术、以白酒糟为原料生产配合饲料等。得到的干饲料饲养效果不低于等量的粮食饲料。

## 9.6 酒精及白酒工业废水处理工程实例

### 9.6.1 酒精工业废水工程实例

（1）太湖流域某酒精厂　主要原料为木薯干的酒精厂，年产酒精 4 万吨。设计处理废水量 1600$m^3$/d，设计进水水质：COD＞40000mg/L；BOD＞20000mg/L；SS＞30000mg/L；pH＝7。要求出水水质达到国家《污水综合排放标准》（GB 8978—96）二级排放标准。

① 工艺流程　工艺流程如图 9-17 所示。

由酒精车一间蒸馏塔排放的酒糟原液，先泵送到糟液储槽，再进入沉砂池，在沉砂池中尽量把糟液中夹带的砂粒去除，以免在厌氧罐中积存。排出的砂粒经砂水分离器分离后排出，分离出的废水进入换热器。沉砂池溢流的废水通过卧式离心机过滤，滤渣作饲料出售。废水进入滤液储槽，再用泵打入厌氧发酵罐，滤液通过换热器冷却厌氧发酵罐溢流出的废液通过集水池进入离心分离机，分离出的污泥可做成肥料出售。废水进入调节沉淀池，以调节水质水量；调节池出水泵入一级 UASB

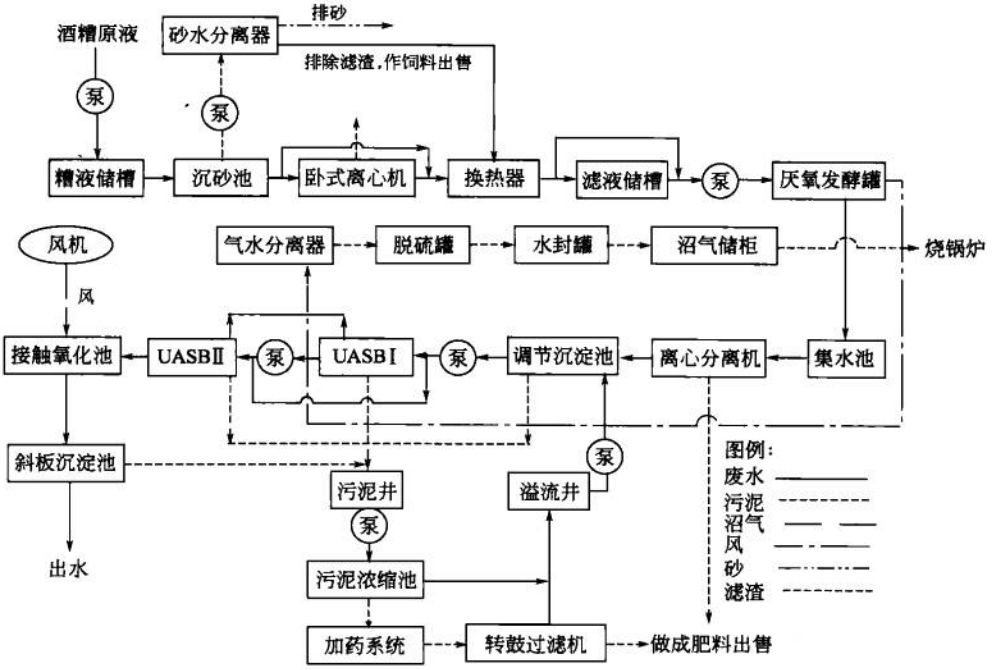



图 9-17　太湖某酒精厂污水处理工艺流程

进行中温厌氧处理，大量的有机物得到降解；由于进水有机物浓度很高，一级UASB出水还需要进入二级UASB进行进一步的降解；二级UASB的出水，经接触氧化池处理后进入斜板沉淀池固液分离，出水达标排放。

斜板沉淀池沉下的生物膜污泥及两级UASB排出的剩余厌氧污泥，都排入污泥井，然后通过泵进入污泥浓缩池，浓缩后的污泥经过加药系统加药后进入转鼓过滤机，过滤出的污泥可做成肥料出售，污泥浓缩池和转鼓过滤机溢流出的废水通过溢流井泵入调节沉淀池循环处理。厌氧发酵罐、UASB Ⅰ、UASB Ⅱ产出的沼气首先进入气水分离器，二通过脱硫罐、水封罐进入沼气储柜，然后送入锅炉房烧锅炉。

② 主要处理构筑物

a. 厌氧发酵罐　采用5个2000m$^3$容积的全混合厌氧发酵罐，罐内装有大型水力喷射泵和厌氧污泥回流装置。喷射泵用于罐内全混合搅拌，还用于罐内蒸气加热，破碎罐内浮渣，加速干扰物$H_2S$的逸出。厌氧发酵罐内保持pH在7左右，采用35～40℃中温发酵。厌氧发酵分为酸发酵和甲烷发酵两级，总发酵时间为6.25d，经发酵后的消化液进入集水池。

b. 调节沉淀池　因厌氧发酵罐的排放周期设计为2h，间断排水，为保证下一工序连续运行，需设水量调节池。为进一步降低进水悬浮物，将其设计成调节沉淀池，并设有除渣池和出水井。在出水井内设有两台80WG的潜污泵（一用一备），连续将污水泵入UASB Ⅰ，当UASB Ⅰ需要检修时，调节沉淀池可通过超越管直

接将废水泵入 UASB Ⅱ。

调节沉淀池 HRT=4.5h，有效尺寸为 12.0m×5.0m×5.0m，超高 0.5m，地上钢筋混凝土结构。

c. UASB 反应器　UASB 固、液、气三相分离器，使反应器中的絮凝状污泥在水力、气力的综合作用下，通过选择适当的选择压、水力负荷，可使污泥形成 0.5～5mm 直径的生物颗粒。该颗粒污泥沉降性能好，不会轻易流失，活性高。随着运行时间的加长，反应器的稳定性及负荷会不断增高，一般设计 COD 容积负荷一级取 8kg/($m^3$ · d)，二级取 5～6kg/($m^3$ · d)。根据以往经验运行 1 年后，一级可达 15～20kg/($m^3$ · d)，二级亦可达到 10～13kg/($m^3$ · d)。

该工程采用 2 座 UASB 串联，两级 UASB 设计 COD 容积负荷为 8 kg/($m^3$ · d)，HRT=18.3h，每座 UASB 有效容积为 1220$m^3$，有效尺寸为 26.0m×7.8m×6.0m，超高为 0.5m，地上钢筋混凝土结构。在 UASB Ⅰ的出水处，设有集水井，配备 2 台 80WG 潜污泵(一用一备)，连续将污水泵入 UASB Ⅱ中，UASB Ⅱ出水到集水井，并自流到接触氧化池。

该反应器运行费用低，沼气产量高，操作及维护比较简便。

d. 接触氧化池＋斜板沉淀池　接触氧化池是 UASB 反应器的补充，在 UASB 反应器中没有得到降解的有机污染物，在此得到进一步的降解，满足达标排放的要求。该反应池负荷较高，污泥产量少，占地面积少，运行费用低，管理方便。该工程设计方案采用了两级接触氧化池串联，其设计 BOD 容积负荷为 2.2 kg/($m^3$ · d)，HRT=4.05h，污泥产率为 0.55kg VSS/kg BOD。每级接触氧化池有效尺寸为 7.5m×8.0m×4.5m，地上钢筋混凝土结构。

接触氧化池填料采用半软性 PVC 填料，填料有效体积为 360$m^3$，采用 2 台（一用一备）SSR-150A 三叶罗茨风机鼓风曝气。采用 KBB215 型可变微孔曝气器，该曝气器具有曝气效率高、氧转移充分、节能降耗、降低运行费用等特点。

斜板沉淀池采用升流式异向流斜板沉淀，HRT = 0.95h，有效尺寸为 4.0m×8.0m×4.5m，地上钢筋混凝土结构。

③ 运行情况　该工程项目 1997 年底建成投产，经过半年的调试，运行基本稳定，处理效果也达到了设计的出水指标。部分运行监测结果见表 9-5 所列。

**表 9-5　太湖某酒精厂废水处理运行监测结果**

| 时间 | COD | | | SS | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% |
| 1999 年 10 月 27 日 | 40241 | 221 | 99.5 | 33800 | 45 | 99.9 |
| 1999 年 10 月 28 日 | 40400 | 291 | 99.3 | 32079 | 41 | 99.9 |
| 1999 年 10 月 29 日 | 40800 | 267 | 99.3 | 32657 | 43 | 99.9 |
| 2001 年 4 月 25 日 | 38862 | 255 | 99.3 | 30968 | 37 | 99.9 |
| 2001 年 4 月 26 日 | 34340 | 263 | 99.2 | 29461 | 24 | 99.9 |

该工艺可产生大量的沼气，通过管道输送到锅炉房用于烧锅炉，节约了大量的煤炭，产生了较好的经济效益。

（2）山东某厂薯干酒精废水回用　山东某厂薯干酒精废液的主要成分见表 9-6 所列。

**表 9-6　山东某厂薯干酒精废液主要成分**

| 项　目 | 浓度 | 项　目 | 浓度 |
|---|---|---|---|
| 固形物/(mg/L) | 51972 | 粗纤维素/(mg/L) | 5284 |
| SS/(mg/L) | 21492 | 半纤维素/(mg/L) | 6245 |
| 总糖/(mg/L) | 6800 | COD/(mg/L) | 52000 |
| 还原糖/(mg/L) | 2150 | $BOD_5$/(mg/L) | 23000 |
| 灰分/(mg/L) | 6604 | 总磷/(mg/L) | 244 |
| 总氮/(mg/L) | 1246.9 | pH | 4.2 |

工艺流程如图 9-18 所示。酒精废液首先进入调节池均化水质、水量，加入新型净水剂 ZBJH-1，然后用泵提升至离心分离机。

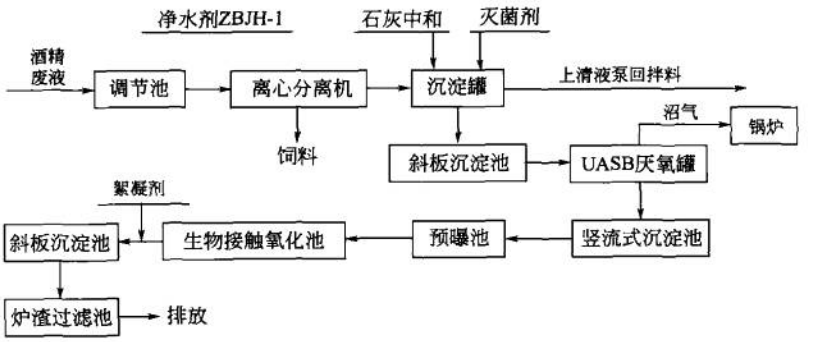



图 9-18　山东某厂薯干酒精废液的再利用工艺流程

分离后的酒糟作为饲料出售，滤液流入沉淀罐，在此加入石灰中和并加入灭菌剂后进行沉淀分离，其上清液泵回生产车间用于拌料，沉淀物则进入斜板沉淀池，进一步沉淀后同回流污泥一起泵入 UASB 厌氧罐进行厌氧发酵。

UASB 厌氧罐产生的沼气经水封进入锅炉，出水则进入竖流式沉淀池沉淀。沉淀后污泥回流，上清液进入预曝池，用废冷却水稀释后流入生物接触氧化池进行好氧生物处理，有机污染物部分去除，再进入穿孔旋流斜板沉淀池进行絮凝沉淀。斜板沉淀池出水流入粉煤灰炉渣过滤池，进行过滤和吸附后即可达标排放。

酒精废液温度高（>95℃）、酸度大、含砂石等较多，对设备会有一定的腐蚀和磨损，而回用技术的关键就在于如何提高分离效率，将废液中的固形物尽可能分离出来，以满足对回用水所含固形物量的要求。经过对设备性能及处理效果进行比较，最终选定 DFIL-600 型固液分离机和 400 目筛网。DFIL-600 型固液分离机的主要技术参数：处理能力为 8～10$m^3$/h；转速为 1700 r/min，分离液体的温度<100℃；处理后废水中固形物粒度≤400 目；分离酒糟含水率为 85%～87%。

专用处理剂的研制：结合酒糟废液的性质，研制开发出一种适合酒糟废液分离

的新型处理剂 ZBJ H-1，提高了离心机的固液分离效果，达到了废液回用要求的技术指标。

工艺参数调整：通过酒精废水的回用不仅节约了酒精生产用水，而且大大降低了废液排放量（减少了 90%左右），使处理负荷大大降低。回用后的剩余废水排放到后续工序，进行厌氧-好氧处理，其中经厌氧处理后 COD 可降至 8000mg/L 以下，经稀释预曝后进行好氧生物处理，再经沉淀过滤后可达标排放。

## 9.6.2 白酒工业废水工程实例

（1）某小型酒厂废水处理工艺　某小型酒厂生产的废水主要来自洗涤水、冲洗水、冷却水及酒糟，属高浓度有机废水，该厂平均排放废水 30t/d，其中洗米水约 20t/d，洗瓶水约 5t/d，洗糟水约 4t/d，洗地水约 2t/d，其 BOD/COD>0.5，可生化性较好。

该工程设计处理水量为 40t/d，处理后的出水水质达到《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）中二级标准的要求。

① 废水处理工艺　采用厌氧＋好氧组合处理工艺，同时回收沼气能源，具体工艺如图 9-19 所示。

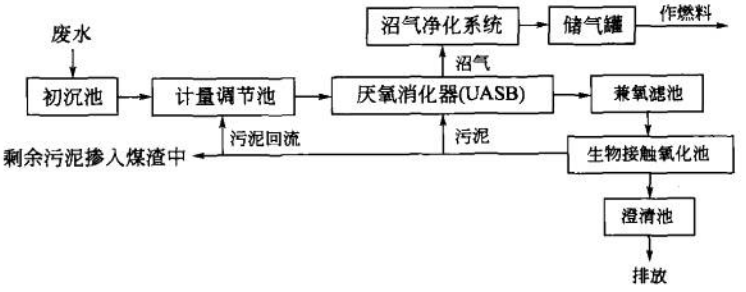



图 9-19　某小型酒厂废水处理工艺流程

生产废水经初沉池沉淀后进入计量调节池，再泵入厌氧消化器（UASB），污水经厌氧发酵后依次进入兼氧滤池、生物接触氧化池、澄清池等系统，最后达标排放。其中厌氧消化器和生物接触氧化池的部分污泥回流至计量调节池，多余的污泥掺入煤渣中燃烧。

② 设备概况及功能

a. 初沉池　矩形，地下式砖混结构，总容积 30m³，对废水进行固液分离预处理，去除废水中高浓度、难生物降解的悬浮物。压榨后的水分与洗涤水等其他废水一起进入初沉池进行。分离的固体采用板框压滤机压榨后，其滤饼用作饲料。这样既减轻了处理负担，又充分利用了资源。

b. 计量调节池　砖混结构，地下式圆柱形池，总容积 40m³，其主要功能是调节废水 pH，均衡水量、均匀水质，使废水各项指标满足厌氧消化的条件。

c. 厌氧消化器　钢筋混凝土结构，地上式圆柱形池，总容积 200m³，HRT 为 5d，常温发酵。工艺采用上流式厌氧污泥床（UASB）技术，本工程在 UASB 反应



器中的悬浮层加设了弹性填料，增加了生物量，进一步提高了生化处理效果，COD去除率>85%。

d. 兼氧滤池　砖混结构，地下式矩形池，总容积20m³。在缺氧条件下进一步均化水质和水量，以利于提高好氧生物法处理废水的效果。

e. 生物接触氧化池　钢筋混凝土结构，半地下式矩形，总容积130m³，内设塑料多孔球形填料。生物量较大，处理效率高，运行稳定。污泥泥龄较长，耐冲击负荷。

f. 澄清池　砖混结构，地下式矩形，总容积20m³，内设塑料多孔球形填料，对好氧池出水进行进一步泥水分离，在吸附、沉淀的基础上，出水水质进一步澄清。

g. 储气罐　钢筋砼结构，地上式圆形罐，总容积30m³。厌氧消化器产生沼气经脱水、脱硫等处理工艺后，存于储气罐内，供厂内锅炉作补充燃料用。

③ 工艺特点及出水效果　厌氧+好氧法处理废水，出水水质较好，同时回收的沼气能源用作锅炉的燃料，可节约能源。该厂将排出的剩余污泥掺入煤渣中用于锅炉的燃料，节约燃煤用量、污泥外运和污泥堆放场地的费用，经济效益和环境效益较好。

监测结果的平均值见表9-7所列。

**表9-7　检测结果的平均值**

| 项　目 | | pH | SS/(mg/L) | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| 处理前水质 | | 4.14 | 4150 | 7187 | 5473 |
| 处理后水质 | 水样1 | 7.29 | 5 | 51 | 13.9 |
| | 水样2 | 7.06 | 20 | 118 | 44.3 |
| | 水样3 | 7.13 | <50 | 102 | 22.7 |
| 排放标准 | | 6～9 | <70 | 150 | 30 |

(2) 天津某酿酒公司EGSB+DDG处理酒糟废水　天津某酿酒有限公司产生的高浓度有机废水量为1500m³/d。该公司在1992年采用离心法预处理回收饲料后，再利用厌氧过滤器和好氧处理技术处理酒糟废水。但由于预处理效果差、厌氧反应器处理能力低，影响了后续好氧处理段的正常运行，使得处理出水无法达到国家排放标准。因此对原有的工艺进行了改造，将离心预处理工艺改为DDG（Dried Distiller's Grain）工艺，并把原工艺中的厌氧过滤器发酵罐改造为膨胀颗粒污泥床厌氧反应器（Expanded Granular Sludge Blanket，简称EGSB）。

① 废水水质及水量　酒精废水量为104m³/d，排放酒糟大约500m³/d，干物质浓度为5%，COD为55～60g/L，pH为3～5，自酒精蒸馏塔排出的糟液温度为98℃，全年正常生产约300d。

② 原有工艺存在问题及工艺改造　原工艺存在的主要问题如下。

a. 预处理过程中SS去除率低，增加了后续污水的处理难度，饲料回收经济效益差。

b. 离心分离的糟渣含水率>82%，饲料品质低，售价低。

c. 厌氧反应器采用厌氧过滤器，水力停留时间长（HRT＝5d），活性污泥浓度低，有机负荷低，填料易于结球，需要经常更换。

d. 厌氧反应器出水中的 COD 及 SS 浓度较高，后续好氧处理工艺超负荷运行，出水效果较差。

针对上述问题，改造后的工艺流程如图 9-20 所示。

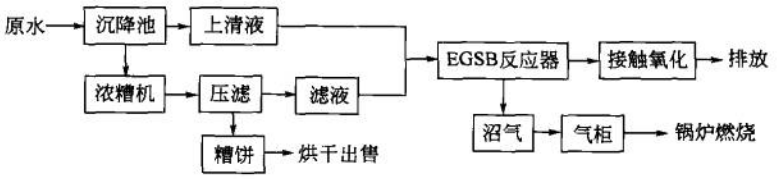



图 9-20　天津某酿酒有限公司改造后废水处理工艺

改造完成后，经过预处理可去除大部分悬浮物，不但提高了饲料回收率，而且降低了有机物浓度。EGSB 厌氧反应器具有有机负荷高、启动快、投配率高以及出水水质好等特点。长期运行发现反应器内存在大量直径为 0.5～3mm 的颗粒污泥，容积投配率高达 80%。HRT 为 30h，反应器有机负荷达到 20kg COD/($m^3$ · d)，出水悬浮物浓度极低，水质清澈。改造后总去除率 99.6%，各主要单元的 COD 去除效果见表 9-8 所列。

**表 9-8　改造后各主要单元的 COD 去除效果**

| 处理单元 | 进水/(g/L) | 出水/(g/L) | 去除率/% |
|---|---|---|---|
| 预处理单元 | 55～60 | 24～25 | 56～58 |
| EGSB 反应器 | 24～25 | 1～1.5 | 96～99 |
| 好氧处理单元 | 1～1.5 | 0.2～0.3 | 80 |

③ 改造后的工艺流程及效益分析　改造前后设备及运行参数比较见表 9-9 所列，经济效益分析见表 9-10 所列。

**表 9-9　改造前后设备及运行参数比较**

| 设备 | 改　造　前 | 改　造　后 |
|---|---|---|
| 预处理及饲料段 | 锥篮式离心机 3 台，离心机进料泵 2 台。分离糟渣 50$m^3$/d，糟渣含水率＞82%，糟渣售价 100 元/t，分离稀液 450$m^3$/d，稀糟液干物质浓度 4%左右 | 沉降进料泵 2 台，沉降池 5 座，分离进料泵 2 台，板框过滤机 10 台，滚筒烘干机 2 套，饲料车间 600$m^2$，饲料库房 200$m^2$。饲料分离烘干 17t/d，含水率＜13%，蛋白质含量＞28%，产干饲料 5000t/a，售价 1100 元/t |
| 厌氧消化段 | 储料池 2 座，计量池 1 座，往复泵 1 台，厌氧消化罐 3600$m^3$，喷射泵 3 台，400$m^3$ 储气柜 1 座，泵房 100$m^2$<br>稀糟液 450$m^3$/d，COD 为 45～50g/L，发酵温度(55±1)℃，出水 COD 为 7g/L，总去除率＞87%，沼气产量为 9500$m^3$/d | 计量池 1 座，进料泵 1 台 EGSB 2000$m^3$，气柜 400$m^3$，泵房 100$m^2$<br>稀糟液 460$m^3$/d，干物质浓度 2.2%，COD 为 24～25g/L，发酵温度(55±1)℃，出水 COD 为 4g/L，总去除率 93%，沼气产量为 4700$m^3$/d |
| 好氧处理段 | 接触氧化反应池 500$m^3$，风机 6 台(4 用 2 备) | 接触氧化反应池 500$m^3$，风机 3 台(2 用 1 备) |

**表 9-10　改造前后经济效益分析**

| 项目 | 改　造　前 | 改　造　后 |
|---|---|---|
| 工程投资 | 总投资 420 万元，其中饲料段 40 万元，厌氧消化段 272 万元，好氧处理段 108 万元 | 总投资 478 万元，其中饲料段 200 万元，厌氧消化段 170 万元，好氧处理段 108 万元 |
| 总成本 | 总成本 104.28 万元，其中饲料段：耗能费 3.6 万元，人工费 2.4 万元，设备折旧费 4 万元，维修费 10 万元，企管费 1 万元，设计成本 23.4 万元/a；厌氧消化阶段：电耗费 1.9 万元，人工费 6.3 万元，折旧费 13.6 万元，维修费 2 万元；好氧处理段：电耗费 46.68 万元，人工费 2.4 万元，折旧费 5.4 万元，维修费 5 万元 | 总成本 204.54 万元，其中饲料段：能耗（煤、电）费 91.5 万元，人工费 4.2 万元，絮凝剂费 40 万元，维修费 6 万元，折旧费 20 万元，包装费 20 万元，企管费 5 万元；厌氧消化阶段：电耗费 1.4 万元，人工费 4.8 万元，维修费 1 万元，折旧费 8.5 万元；好氧处理单元：电耗费 23.34 万元，人工费 2.4 万元，折旧费 5.4 万元，维修费 5 万元 |
| 总收入 | 总收入 238.92 万元，饲料工程：产湿糟 $1.5\times10^4$t/a，产值 150 万元/a；厌氧消化阶段：产沼气 $290\times10^4$m³/a，折合节煤 88.92 万元/a | 总收入 594 万元，饲料工程：高蛋白干饲料产量为 5000t/a，产值 550 万元/a；厌氧消化阶段：产沼气 $141\times10^4$m³/a，折合节煤 44 万元/a |
| 总利润 | 134.64 万元/a | 353.46 万元/a |

改造工艺后的原糟液经过深度固液分离后，滤液 COD 由 60g/L 降到 25g/L，削减了后续处理工艺的负荷。EGSB 厌氧反应器，效果好，运行稳定。经过改造后的酒糟治理工程，总体效益已占酒精厂年总利润的 50%～60%，生产的副产品成为企业盈利的主渠道，增强了企业参与环保的信心和积极性。

（3）两段常温 UASB＋UBF＝SBR 处理五粮液生产废水　五粮液是采用小麦、大米、玉米、高粱和糯米五种粮食为原料，经固态蒸馏方法生产，废水主要由冲滩水和底锅黄水组成，属于典型的高浓度有机废水。pH 为 3～4，SS 值为 900～1600mg/L，$BOD_5$ 为 8000～16000mg/L，COD 为 15000～20000mg/L。主要污染物包括淀粉、脂类、糖类、醇类、纤维素等。

① 工艺流程　处理工艺流程如图 9-21 所示。废水的收集和输送采用重力自流和水泵抽送相结合的方式，节约能源。为加强预处理效果，在窖房的酒锅处设置滤网截留回收糠壳，在各个管几网交汇处设置沉淀集水井。

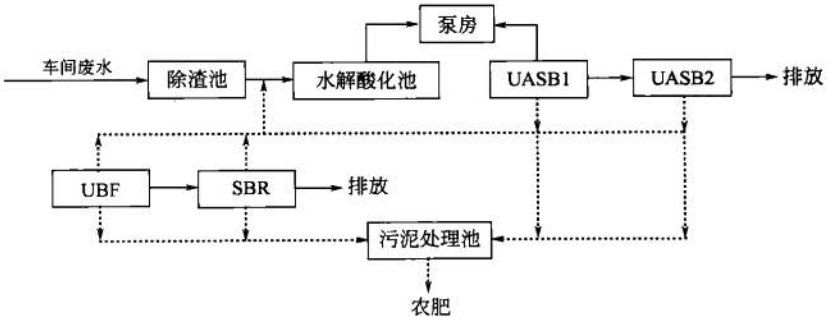



图 9-21　五粮液生产废水处理工艺

水解酸化池把大分子有机物分解为小分子有机物，同时具有调节水质、水量的功能。各处理单元的设计去除率为：水解酸化池为20%，两段UASB反应器为95%，UBF反应器为60%，SBR反应器为75%。处理系统的污泥回流采用重力自流式，剩余污泥经干化处理后作农肥使用。

② 主要单元的设计参数

a. 水解酸化池采用钢筋混凝土结构，尺寸为24m×56m×25m，设计HRT为2d，在酸化池的入口处设置混合反应区。COD容积负荷为3.6kg/($m^3$·d)，池底部污泥厌氧消化所产生的气体对酸化池有一定的搅拌混合作用。

b. UASB 1反应器的尺寸为$\phi$6m×7.2m，设计HRT为1d；COD容积负荷为13kg/($m^3$·d)；UASB 2反应器的尺寸为$\phi$4.4m×6.6m，设计HRT为0.53d，COD容积负荷为2kg/($m^3$·d)。UASB反应器的进水采用两台0.55kW的污水泵提升。

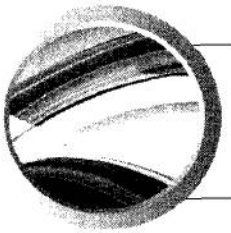
③ 废水处理效果　废水处理车间进出水水质指标，见表9-11所列。

**表9-11　某车间进出水水质**

| 项目 | pH | SS/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | COD/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|
| 进水 | 3.5 | 1500 | 12000 | 18000 |
| 出水 | 6～9 | ≤70 | ≤30 | ≤100 |

## 参 考 文 献


[1] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.
[2] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.
[3] 顾国贤．酿造酒工艺学．北京：中国轻工业出版社，1996.
[4] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[5] 唐受印等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001.
[6] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.
[7] 王凯军，秦人伟等．发酵工业废水处理．北京：化学工业出版社，2000.
[8] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.
[9] 谭万春．UASB工艺及工程实例，北京：化学工业出版社，2009.
[10] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.
[11] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.
[12] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.
[13] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.
[14] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[15] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[16] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.
[17] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.
[18] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.



# 第10章 乳品加工废水处理工艺及工程实例

我国乳品工业是一个年轻的工业，截至2009年11月底，我国乳制品产量已经达到1761.40万吨。其中液态乳生产量达1496.56万吨，乳粉产量为264.84万吨。但是近几年，乳品进口量大幅增长，对国内乳制品冲击依旧严重。乳制品安全问题是下一阶段发展中需要格外关注的因素。

我国奶油的产量很小。液体奶消费局限于大中城市。在液体奶品中，巴氏杀菌奶约占53.1%，保鲜奶约占29.9%，酸奶约占17%。而干酪这样的产品在国外都属大宗产品，在国内基本没有生产，尤其是深加工、高科技和高附加值的产品更少，不能满足市场需求。

世界一些发达的国家乳制品工业占食品工业的比重相当大的，如美国占食品工业的12.4%，法国占21.9%，德国占19.1%，英国占11.8%，日本占8%。由此可知，我国的乳制品工业与世界先进水平相比差距还很大，因此，今后一段时间内，我国的乳制品工业还会有一个较大的发展。

## 10.1 乳品加工行业概述

乳制品是人们的主要食品之一，乳制品以鲜奶为主要原料加工而成，有消毒鲜奶、炼乳、奶粉、奶油、干酪、酸奶和冰淇淋等多个品种。

乳品加工行业包括乳场、乳皮面接收站和乳制品加工厂。乳品接收站主要任务是从乳场接收乳品，然后装罐运输到装瓶站或加工厂。乳场除了做好运输准备工作外，有时还要在分离器中将乳品脱脂，把奶油运出或加工成黄油，而脱脂乳可作饲料或加工。乳品加工厂主要生产奶粉、炼乳、酸奶、酪朊、冰激凌等产品。不同乳制品生产工艺各异，各乳品加工厂的生产品种也不尽相同。一般炼乳、奶粉和奶油等是主要产品。

炼乳是将原料乳中的水分蒸发浓缩至1/4～1/3的乳制品，其加工工艺是先将接收站送来的鲜奶进行预热杀菌，然后经过真空浓缩、冷却结晶、装罐包装等工序使之成为成品。

奶粉是原料乳经干燥加工而成的粉状乳制品，其生产过程是将鲜奶先进行过滤、净化、标准化等预处理，再经过杀菌、真空浓缩、喷雾干燥等方法使其制成奶粉。

奶油是一种从原料乳中分离出来的乳脂肪所制成的乳产品，其制法是先由鲜奶中分离出稀奶油，再进行杀菌、熟化、搅拌和水洗等处理，最后压炼出奶油产品。

## 10.2 乳品加工生产工艺

液体乳的主要加工工艺为消毒、均质、调配维生素和装瓶，图 10-1 所示为液体乳典型的加工工艺和各种水的流向。

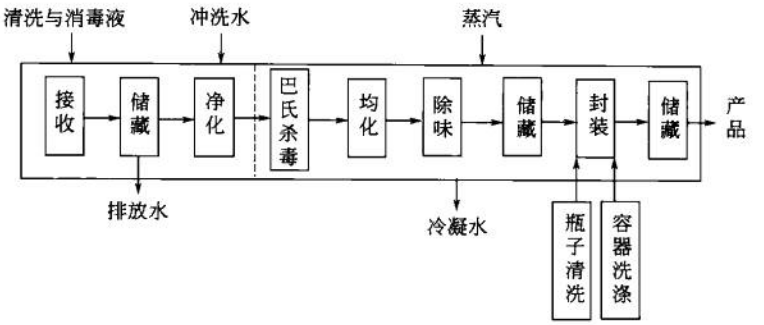



图 10-1 液体乳品加工工艺流程

奶粉的主要加工工艺为净化、配料、灭菌与浓缩、干燥，奶粉的生产工艺流程图，如图 10-2 所示。酸奶生产工艺流程图，如图 10-3 所示。

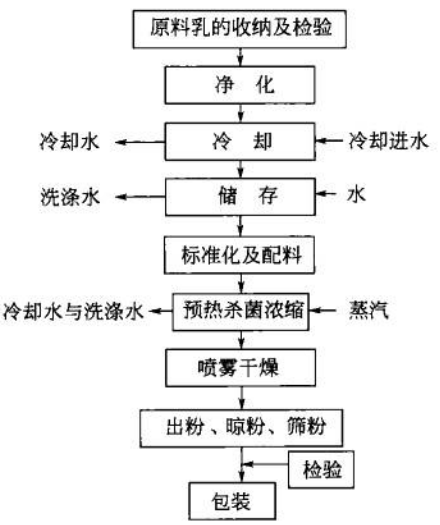



图 10-2 奶粉生产工艺流程

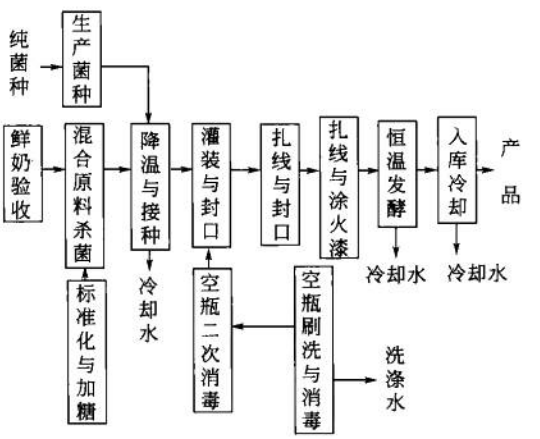



图 10-3 酸奶（凝固型）生产工艺流程

## 10.3 乳品加工废水的来源和特点

### 10.3.1 乳品加工废水主要来源

在乳制品加工过程中要排放大量的废水，废水中含有多种易生物降解的有机物，含氮量也较高。乳品废水中的有机物主要来源于原料及产品的流失，它既是污

染物，又是生产原料或产品。因此，应提高乳品生产工艺和管理水平，减少产品的流失，降低废水排放量和污染物的浓度。

乳品废水根据其来源通常可以分为三大类，即洗涤废水、冷却水和产品加工废水。多数乳品加工厂排放前两种废水。

洗涤废水主要来自乳品加工和收集过程中的器皿，设备、容器和管道的洗涤以及加工场地的洗刷；冷却水则主要来自冷凝器等热交换设备，乳品加工中排放的冷却水基本为间接冷却水；在某些乳制品生产过程中，还要从生产工艺中产生产品加工废水。生产炼乳、奶粉、奶油和冰淇淋过程中废水产生，如图 10-4～图 10-7 所示。

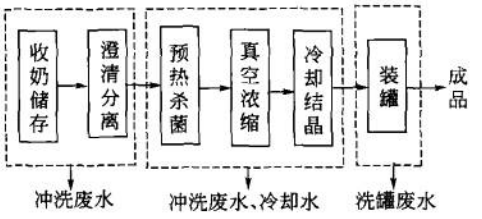



图 10-4　炼乳生产中废水

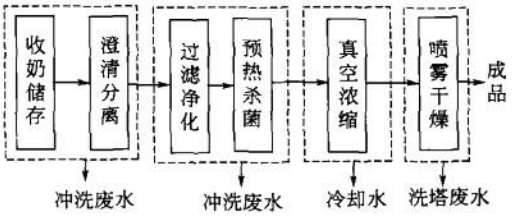



图 10-5　奶粉生产中废水

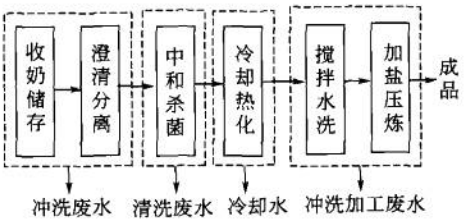



图 10-6　奶油生产中废水

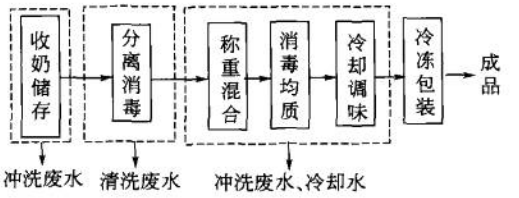



图 10-7　冰淇淋生产中废水

乳场废水主要来自洗涤水、冲洗水；乳品加工废水主要是生产工艺废水和大量的冷却水，冷却水占总废水量的 60%～90%。乳品接收站废水主要是为运送乳品所用设备的洗涤水。

## 10.3.2　乳品加工废水水质水量特点

乳品加工厂废水含有大量的有机物质，主要是含乳固形物（乳脂肪、酪蛋白及其他乳蛋白、乳糖、无机盐类），其含量视乳品的品种和加工方法不同而不同，并在水中呈可溶性或胶体悬浮状态。不同乳品品种加工耗水量、废水排放量、污染负荷见表 10-1 所列。

**表 10-1　不同乳品的加工耗水量、废水量及污染物浓度**

| 品种 | 吨产品用水量/$m^3$ | 吨产品废水排放量/$m^3$ | pH | COD /(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| 消毒奶 | 11.3 | 10.6 | 5.7～11.6(正常生产-杀菌终洗瓶) | 69.3 | 21.3 |
| 奶　粉 | 5.4 | 5.6 | 5.2～10.3(灌装完成-浓缩终了) | 239.7 | 73.8 |
| 酸　奶 | 2.1 | 2.0 | 6.4～9.4(正常生产-灌装完成) | 988 | 304 |
| 冰淇淋 | 4.7 | 4.2 | 7.3～8.6(正常生产-凝冻终了) | 544.8 | 167.6 |

由表 10-1 中可见，乳品加工厂的 pH 接近中性，有的略带碱性，但在不同时间所排放废水的 pH 变化很大，它主要受清洗消毒时所使用的清洗剂和消毒剂的影响。

乳品废水按水中污染物的含量特征，可以分为相对净废水（冷却水）和高浓度有机废水（洗涤废水和产品加工废水）两部分。

冷却水由于与生产原料及产品不接触或接触很少，因而基本污染较轻，其 COD 值一般≤50mg/L。这部分废水的水量较大，一般约为鲜奶加工量的 5～20 倍，通常经过简单处理就可直接排入受纳水体或经过降温处理后循环使用。

洗涤废水和产品加工废水中含有较多的污染物质，主要有酪蛋白及其他乳蛋白、乳脂肪、乳糖和无机盐类等，洗涤废水中还含有一定数量的洗涤剂和杀菌剂。这些污染物质在废水中呈溶解状态或胶体悬浮状态。洗涤及产品加工废水的水量，一般为乳品加工量的 1～3 倍，COD 值常在数千至数万毫克每升。这部分废水的水质和水量因产品品种、加工方法、设备情况及管理水平的不同而有很大的差别。

乳品废水受生产工艺过程的限制，常常是间歇式排放，水质水量随着时间而有较大的变化。

乳制品生产中废水的排放量（不包括冷却水）和生产单位产品所排放的污染物量，见表 10-2 所列。

**表 10-2　乳品生产中废水与污染物的排放量**

| 产品 | 废水量/($m^3$/t 产品) | COD/(kg/t 产品) | $BOD_5$/(kg/t 产品) | SS/(kg/t 产品) |
|---|---|---|---|---|
| 炼乳 | 0.8～5.0 | 0.4～27.0 | 0.2～13.0 | 0.17～1.48 |
| 奶粉 | 3.0～9.5 | 5.0～28.0 | 2.4～12.4 | 1.4～6.8 |
| 奶油 | 9.0～15.0 | 15.0～26.0 | 6.3～12.8 | 3.1～4.4 |
| 干酪 | 11.5～16.0 | 14.0～160.0 | 5.5～71.0 | 22.1～40.0 |
| 酸奶 | 0.8～2.3 | 0.75～18.5 | 0.4～8.0 | 0.2～9.6 |
| 冰淇淋 | 0.5～7.0 | 1.45～42.0 | 0.7～20.0 | 0.23～2.76 |

我国某乳品加工厂排放的高浓度有机废水（主要是洗涤废水）的几项水质指标，见表 10-3 所列。

**表 10-3　某乳品厂高浓度废水的水质指标**

| pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | $NH_4^+$-N/(mg/L) | TN/(mg/L) | TP/(mg/L) | SS/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 5.5～7.5 | 2000～11000 | 1000～7500 | 1.0～6.2 | 30～200 | 15～60 | 140～680 |

## 10.4　乳品加工废水处理工艺

乳品废水污染物含量有高有低，其水量差异也很大，因此，将两种废水进行分流，并针对各自的水量水质特点，采用不同的废水处理技术，既可以合理地利用水资源，又可以降低废水处理工程造价和运行成本。

冷却水的水量较大，一般应经过冷却处理后循环使用。

对高浓度乳品废水，往往要经过由多个处理单元组成的工艺系统进行处理，才能达到排放要求。



### 10.4.1　主要技术和设备

乳品废水中常含有较多的可沉物、漂浮物及油脂等，因而在采用生物处理技术之前，要根据废水的水质情况进行预处理。常用的乳品废水预处理设备有：格栅、沉砂池、沉淀池和隔油池等。

格栅用以去除乳品废水中粗大的悬浮物和漂浮物，一般选用较小的栅条间距。沉砂池及沉淀池则是去除可沉淀的悬浮物。由于乳品废水中含砂量较少，因而可不设沉砂池。乳品废水中的漂浮物较多，很容易在沉淀池上形成浮渣层，故在池上面应装有快速清除浮渣的设备。沉淀池的排泥工作也要及时进行，以防止在其污泥区发生厌氧发酵反应。

当乳品废水中含有较多的油脂时，如生产奶油、干酪和酸奶排出的废水，需要进行除油处理。平流式和斜板式隔油池是应用比较广泛的处理设施。由于从废水中分离出来的油脂可以进一步炼制较纯的油脂或者经过干燥后作为家禽和牲畜的饲料，所以在选用除油工艺及设备时，以不导致油脂成分发生变化的技术为宜。乳品废水中还含有一些乳化状油脂，但含量一般不高，如后续有生物处理设备时，可以不考虑单独的除乳化油处理设施。

处理乳品废水的主要技术是生物处理法，实际运行结果表明，生物滤池能够有效地去除废水中的有机污染物，$BOD_5$ 去除率可达到 70%～90%，并且运行费用较低。但是生物滤池的处理能力一般较低，环境条件也较差，如散发臭味及滋生滤池蝇等。

活性污泥法适宜处理各种水质的乳品废水，由于鲜奶的收集量受季节性影响，乳品加工量也随着季节变化，设计废水处理设备时，要充分考虑水质和水量的变化。乳品废水中的有机物大都比较易于生化分解，并且大多数的悬浮物均可有效地被氧化分解，采用较长的曝气时间，可以大大减少剩余污泥量，从而能够降低污泥处理设备的工程造价和运行费用。从充分氧化分解有机物、减少污泥量的要求出发，氧化沟也是一种较好的乳品废水处理工艺。

生物膜处理法中的生物转盘和生物接触氧化法适于处理乳品废水，特别适用于中小型乳品加工厂的废水处理。

在有较廉价的土地可利用时，采用稳定塘处理乳品废水是比较经济有效的。该法可以将废水处理与利用结合起来，形成稳定塘＋养鱼塘系统，不仅废水中的有机污染物得到去除，而且将其转化为鱼、水禽等取得经济效益。实践表明，采用厌氧塘＋兼性塘＋好氧塘＋养鱼塘系统来处理乳品废水的工艺是适宜的。在寒冷地区应用稳定塘处理技术时，要考虑到冰封期稳定塘系统的储存能力。

乳品废水中含有相对较高的氮、磷等植物营养物质，土地处理是一种有效的、低成本并可取得相当经济效益的处理方法。如用乳品废水喷灌牧草，不仅可充分利用废水中的水肥资源，提高牧草的产量和质量，对牲畜并无不良作用，而且有效地处理了污染物。应用该法时，要对废水进行较严格的预处理，一般在沉淀池后面宜加设砂滤池。此外，在牧草（或其他植物）的非生长期，应考虑将废水储存起来或

采用其他方法处理，因此，土地处理与稳定塘联用是行之有效的乳品废水处理工艺。

乳品废水中的有机物含量因其生产工艺的不同而有较大的差异，尤其是当含有产品加工废水时，其 COD 浓度可高达 5000mg/L 以上，而在此种情况下不宜采用好氧生物处理法。此外，近年来随着乳品加工工艺的提高，单位产品的排水量日趋减少，而废水中的污染物浓度却相对地有所提高，因而人们开始着眼于厌氧消化法处理乳品废水的研究，并将某些研究成果应用于生产性工程中。该处理方法适于处理高浓度乳品废水，在中温条件（35℃）下，采用升流式厌氧污泥床、厌氧滤池、复合式厌氧反应器等新型厌氧处理设备，可在有机负荷较高的情况下获得 COD 去除率 80%以上的处理效果。其运行费用也较低，并可回收在处理过程中产生的沼气。但一般厌氧处理后出水的 COD 值仍很高，需要进一步采用好氧法来处理。

多年来，人们也开展了用气浮法、电浮选法、反渗透法、超滤法及混凝沉淀法等技术来处理乳品废水的试验研究。前四种技术可以达到较好的处理效果，但运行费用较高：混凝沉淀法虽能有效地去除废水中的蛋白质和其他悬浮物，但不能去除乳糖等溶解性有机污染物。从经济性上看，这些处理技术都不如生物处理法。因而生物处理法仍是乳品废水的主要处理技术。

采用生物处理法处理乳品废水时要产生一定数量的污泥，该污泥无毒性并含有较多的氮、磷物质，因此是良好的肥料，可施用于农田。一般在施用前，好氧生物处理中产生的污泥要经过厌氧消化、脱水等处理；厌氧生物处理中产生的污泥，则只需要脱水处理后就可外运施用。

### 10.4.2 工艺流程选择

选定乳品废水处理工艺流程的主要依据有废水水量、水质和所要达到的处理程度。处理程度的确定取决于排放标准，一般乳品废水经过二级处理后可以满足这种要求。下面列举了五种常用的乳品废水处理工艺流程，如图 10-8 所示。

流程（1）采用二级高负荷生物滤池工艺。废水经沉砂池和隔油沉淀池去除砂、油及悬浮物；二级生物滤池之间设中间沉淀池分离脱落的生物膜；最后，设二次沉淀池改善出水水质。为了避免两段生物滤池负荷不均的现象，可采取交替进水的措施来解决。因生物滤池产泥量相对较低，在处理工艺中未设污泥厌氧消化池，而是将剩余污泥直接脱水，然后外运。

流程（2）是活性污泥法处理系统。乳品废水经预处理后进入曝气池，混合液在二沉池中进行泥水分离，部分污泥回流到曝气池。初沉池污泥及二沉池剩余污泥排入污泥消化池消化，然后脱水外运，作为肥料施用。

流程（3）采用了生物滤池和活性污泥法串联的处理工艺。高负荷生物滤池作第一级处理，活性污泥系统为进一步处理。此种工艺流程结合了生物膜法和活性污泥法的特点，技术可行，经济合理。

流程（4）为稳定塘处理系统。废水依次进入厌氧塘、兼性塘和好氧塘，

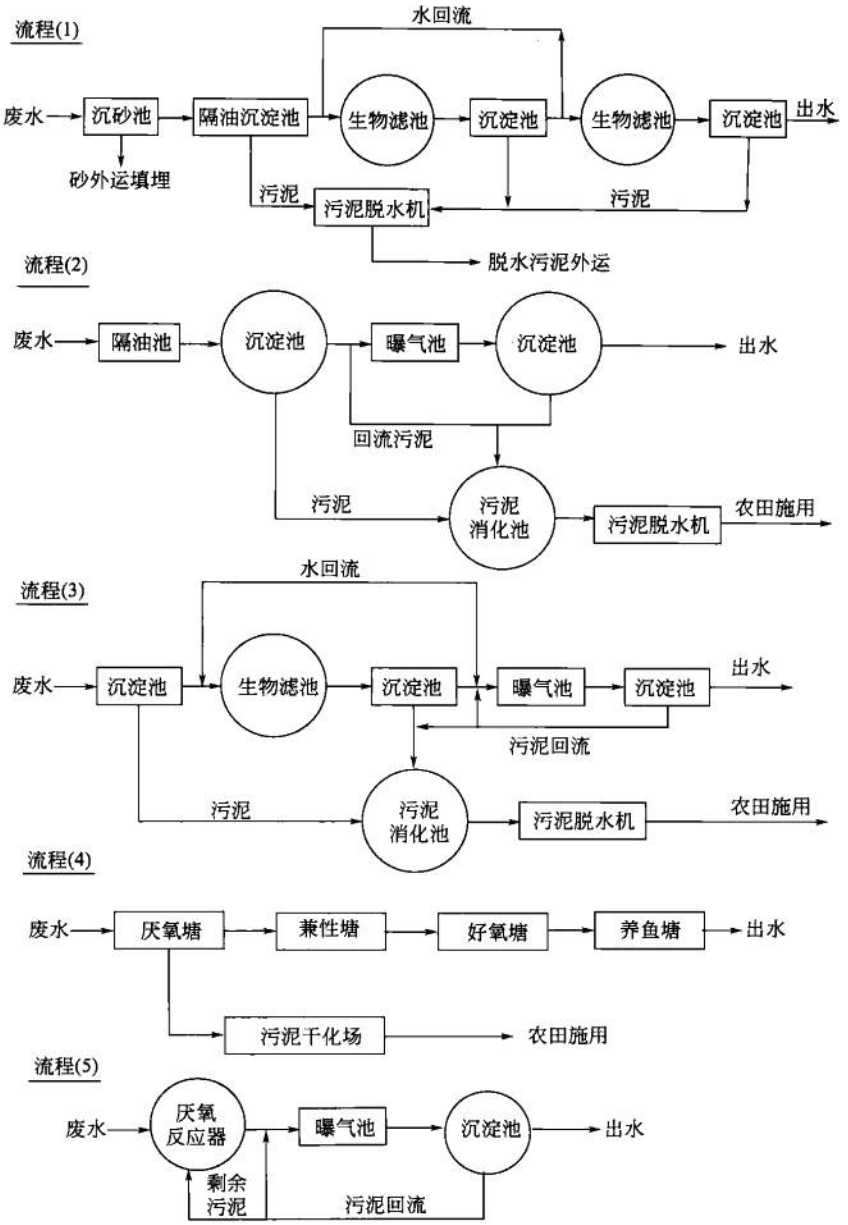



图 10-8　乳品废水常见的 5 种处理工艺流程

其污染物在进入养鱼塘之前得到去除，并有一部分转化为鱼的饵料。该处理系统中的厌氧塘兼有沉淀功能，其污泥经较长时间的消化后，定期清除用于农肥。

流程（5）为厌氧＋好氧联合处理工艺系统。废水先进入厌氧反应器进行厌氧消化分解，再进曝气池中进行好氧生物处理。沉淀池中的污泥除部分回流外，剩余部分送至厌氧反应器内消化分解，厌氧污泥定期少量排放。

### 10.4.3 工艺参数选择

(1) 格栅 格栅的栅条间距应≤20mm，栅渣量可按 0.05～0.07$m^3$ 栅渣/10$m^3$ 废水计算，栅渣的含水率约 80%～85%。

(2) 沉砂池 沉砂池一般选择平流式或竖流式。平流式沉砂池内废水的流速为 0.15～0.3m/s，停留时间为 30～60s；竖流式沉砂池内废水的流速为 0.05～0.1m/s，停留时间为 30～60s。当废水中含砂量较低时，可考虑不设置沉砂池。

(3) 沉淀池 沉淀池常用平流、竖流和斜板等型式。平流式沉淀池的沉淀时间采用 1.0～2.0h，表面负荷为 1.5～3.0$m^3$/（$m^2$·h)；竖流式沉淀池的沉淀时间为 1.0～1.5h，废水上升流速为 0.5～0.8mm/s；斜板式沉淀池的沉淀时间为 30～40min，表面负荷采用 3.0～5.0$m^3$/（$m^2$·h)；沉淀池的上面应考虑设置快速清除浮渣设备。

(4) 隔油池 常用的隔油池为平流式。废水在平流式隔油池中的停留时间可采用 30～60min，在斜板式隔油池中的停留时间则为 20～40min。有时可将隔油池与沉淀池合并为一个池子。

(5) 生物滤池 采用高负荷生物滤池时，应按日平均废水量进行计算，其进水 $BOD_5$ 浓度要控制在 300mg/L 以下（浓度高时则可采用处理水回流措施来解决)。一般按容积负荷计算，取值为 0.5～1.0kg $BOD_5$/（$m^3$ 滤料·d)。

(6) 曝气池 活性污泥法在乳品废水处理中应用得较为广泛。为减少污泥量，废水在曝气池内的停留时间，常采用 10h 以上，有的甚至达 36h。曝气池 MLSS 可取 2.0～3.0kg/$m^3$；污泥负荷为 0.05～0.12kg $BOD_5$（kg MLVSS·d)。

在应用氧化沟处理乳品废水时，废水的停留时间一般要达 2d 以上。混合液悬浮物浓度可采用 2.0～3.0kg/$m^3$；污泥负荷为 0.02～0.10kg $BOD_5$/(kg MLVSS·d)。

(7) 生物转盘 生物转盘所需要的盘面积可以按 $BOD_5$ 面积负荷计算，以水力负荷或停留时间进行校核。

(8) 生物接触氧化池 采用生物接触氧化池时，应按平均日废水量设计，容积负荷可取 1.0～1.6kg $BOD_5$/($m^3$ 填料·d)，当填料比表面积大时取上限值；反之则取下限值。进水 $BOD_5$ 浓度应控制在≤300mg/L，超过此值时最好采用处理水回流稀释。

(9) 稳定塘 稳定塘由于受气候条件影响甚大，因此具体设计参数应通过试验来确定，也可参见处理城市废水的设计参数。为强化厌氧塘的净化功能，可以在该塘内加设软纤维填料，以改善生物分布并增加生物量，其装填密度为容积的1%～3%。

(10) 土地处理 采用土地处理系统时，应根据农作物的需水量决定灌溉水量，同时考虑废水浓度、土壤含水率及降雨量等因素，以决定灌溉率。一般沟灌应以 400～800mm/a 的投配率进行；而喷灌则为 150～400mm/a。每次灌溉要相隔几天的时间，因此，设计土地处理系统时，要有足够大的调节容量。

(11) 厌氧反应器 可考虑不设隔油池或沉淀池。厌氧反应器的容积负荷，在

中温（35℃）条件下，可取 4～8kg COD/($m^3$ · d)；水力停留时间 1～2d；沼气产率 0.3～0.45$m^3$/kg COD。

厌氧反应器后续通常需要好氧工艺进一步处理，才能达到废水排放标准。

## 10.5　乳品加工工业清洁生产

（1）合理地简化工艺流程

① 卸奶采用平台自流，净乳前尽量减少过渡槽和过渡泵，净化后靠净乳机的出口压力直接通过板式热交换器降温后到储奶缸。

② 采用高位水箱供水的，可采用功率较大的水泵，直接提水至高位水箱的方式供水，避免二次提水，从而降低电耗。

（2）采用水位自动控制技术　双效蒸发器是乳品企业中耗水量最大的设备，要求时时保证冷却水供应，否则设备无法工作，若停机后再启动需一段时间。由于高位水箱的容量有限，水多了会从溢流管道溢出，造成水、电的大量浪费。如果采用水位自动控制技术，就能保证水的有效利用。

（3）冷却水的重复利用　经计算，鲜奶的初步冷却水和冷冻机冷却水基本上可以满足双效降膜蒸发器冷却的需要。只要解决生产衔接（如冷冻机中间停机、提前停机和鲜奶收购完停止冷却水等），就能兼顾两者的需要。冷却水重复利用可建一个集水槽和增加一台离心清水泵。

## 10.6　乳品加工废水处理工程实例

（1）某冷饮废水生物转盘＋生物接触氧化处理工艺　苏州某罐头厂冷饮车间在生产季节（3～10 月份）生产冷饮 2～3t/d，排放废水 60$m^3$/d(COD 为 800～2000mg/L)，废水主要来源于生产设备的洗涤水，含有大量淀粉、糖、油脂、奶类蛋白质，可生化性好。

根据水质可生化性好且 COD 变化幅度大，要求工艺有一定的耐冲击负荷，采用二级生化处理工艺（生物转盘＋接触氧化），其流程如图 10-9 所示。

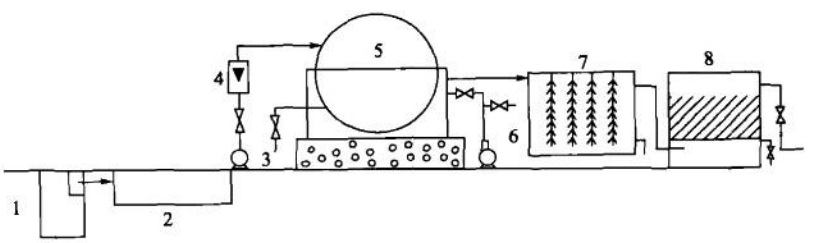



图 10-9　生物转盘＋生物接触氧化处理冷饮厂废水

1—集水井；2—调节池；3—水泵；4—流量计；

5—生物转盘；6—气泵；7—生物接触氧化池；8—斜板沉淀池

各类洗涤水流入集水井，定期隔油后，废水流入调节池，调节池用污水泵以 2.5$m^3$/h 泵入 $\phi$3000mm 充气型生物转盘，转盘采用气动式，由于气动使氧化槽增

强了搅动，提高了水中溶解氧，增加了微生物的活性，从而提高有机物去除率。由于COD变化幅度大，为保证COD负荷高时排放废水能达标，在转盘后增设一级生物接触氧化，生物转盘出水靠重力进入接触氧化池（底部有0.5mm孔隙进行曝气），池出水也靠重力流入斜板沉淀池沉淀后溢流排放。

为节约能耗、减少噪声，气源采用DLB型层叠泵取代罗茨风机，最大压力为0.049MPa，最大气量为55m³/h，并可节电60%。

① 主要设备及工艺参数　两级生化工艺处理冷饮厂废水的主要设备见表10-4所列，各工段去除效果见表10-5所列。

**表10-4　主要设备一览**

| 设备名称 | 参　数 | 设备名称 | 参　数 |
|---|---|---|---|
| 调节池 | 1.5m×2.3m×1.7m，有效容积50m³，停留时间20h | 斜板沉淀池 | 停留时间1h |
| 生物转盘 | Φ3000，表面积3600m²，停留时间2.8h | 污水泵 | 50WL型，1.5kW，流量12.5m³/h |
| 接触氧化池 | 填料充满有效容积，停留时间4h | 合计 | 装机容量2.6kW，日耗电70kWh |

**表10-5　各工段去除效果**

| 处理工艺 | COD/(mg/L) | | | $BOD_5$/(mg/L) | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水 | 出水 | 去除率/% | 进水 | 出水 | 去除率/% |
| 调节池 | — | 2000 | — | — | 100 | — |
| 生物转盘 | 2000 | 700 | 65 | 1000 | 300 | 70 |
| 接触氧化 | 700 | 175 | 75 | 300 | 60 | 80 |
| 斜板沉淀 | 175 | 140 | 20 | 60 | 54 | 10 |

② 调试及运转　采用两池分别配营养液，同时挂膜。取苏州牛奶厂曝气池污泥为菌种，调试期间气温22～29℃，投入20%工业废水与5%粪便水后氧化池注满清水，根据分析结果加入少量工业葡萄糖、尿素、磷酸二氢钠以补充N、P营养物。通入空气，转盘以1r/min运转。每天排出20%培养液，再补充同量生产污水，按测试结果适当加入坏奶液、尿素、磷酸盐。

第8天开始采用动态培养，先按0.3m³/h不断输入工业废水，每天测COD数值。在处理效果良好的情况下逐步增加流量，使微生物适应新的条件，到第14天流量已达2.5m³/h，达到设计要求。动态培养开始后，生物转盘的出水作为接触氧化池的进水。为防止营养成分不足，在生物接触氧化池内适当补充坏奶液、工业葡萄糖等营养物。

挂膜第3天开始，水中有大量絮状物，镜检有新生菌胶团、钟虫等。1周后转盘有一片薄生物膜，镜检有鞭毛虫、钟虫、游离菌等。半软性填料1周后挂膜良好。经两周时间两池微生物生长正常，出水效果良好，COD和$BOD_5$去除率达到设计要求，驯化结束，转正常运行。

(2) 北京某乳品厂气浮＋水解＋SBR工艺　北京某乳品厂日加工牛奶由现在的45t扩大到200t，随着牛奶产量的扩大污水排放量也由370m³/d增加到1500m³/d，根据环保法规的要求拟建废水处理设施。牛奶生产废水经处理后达到国家规定的排放标准后排入水体。

根据当地环境要求提出的水质水量，并参照国家标准排放标准，见表 10-6 所列。

**表 10-6　需要处理的水质水量和排放要求**

| 类别 | 水量/($m^3$/d) | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | 动植物油/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|---|
| 进水 | 1500 | 1100 | 300 | 200 | — |
| 出水 | 1500 | ＜100 | 60 | 30 | 20 |

① 工艺流程　乳品加工类废水中含有定量固态的或是溶解的蛋白质、脂肪和碳水化合物等。按给定的废水的 $BOD_5$/COD 的比值为 0.3，可生化性一般。这类废水含有足够的 N、P 等营养物可供微生物生长和繁殖，因此，采用水解＋好氧为主的生物处理工艺。

根据乳制品生产的特点，在确定废水处理工艺时，应充分考虑生产流程中事故排放的超高浓度废液，设置事故池。乳品加工废水中含有一定量的非溶解性的蛋白质、脂肪、碳水化合物等，且水质和水量随时间变化大，为了防止设备和管道的堵塞，降低生物处理设施的负荷和提高生物处理工艺的处理效果，采用了物理和生化处理方法相结合的工艺，从而保证污水治理达标排放，稳定运行。水解＋好氧工艺可以较经济地处理该废水，实现达标排放。根据以上分析及近年来治理各类污水的经验，确定工艺流程如图 10-10 所示。

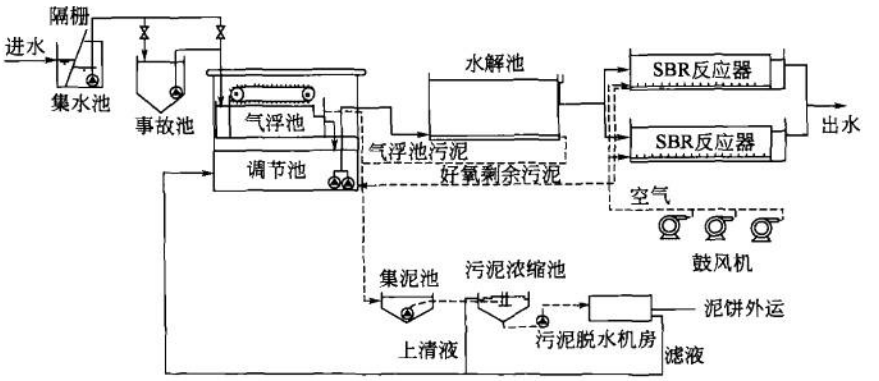



图 10-10　某乳品厂废水处理工艺

a. 污水处理工艺流程　来自厂区生产车间的污水首先经过预处理进行固液分离（格栅和气浮设备），去除大部分的大颗粒的杂物（60%～80%）、油脂（60%～80%）和少量的有机物（20%），出水自流进入调节池，调节池中的废水由污水泵提升到水解池。水解池出水自流入曝气、沉淀于一体的好氧池，好氧曝气池中无须设置沉淀池。好氧曝气采用鼓风机曝气，中微孔布气头布气。经过上述两级处理后，主要的有机物污染物已基本去除，出水达标后排入下水道。

b. 污泥处理工艺流程　好氧剩余污泥排至水解池进行水解酸化处理，生物处理系统中产生的污泥仅由水解池排出。从水解池及气浮设备排出的污泥进入集泥井，由污泥泵提升至浓缩池，浓缩后由污泥泵输送到污泥脱水机房进行脱水，脱水后的泥饼做农肥外运。

② 各工段处理效果　见表 10-7 所列。

**表 10-7　各工段处理效果**

| 工段 | 项目 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|
| 气浮池 | 进水 | 1100 | 300 | — |
| | 出水 | 800 | 240 | |
| | 去除率/% | 25 | 20 | |
| 水解池 | 进水 | 825 | 240 | — |
| | 出水 | 640 | 200 | |
| | 去除率/% | 25 | 20 | |
| 好氧池 | 进水 | 620 | 200 | <30 |
| | 出水 | <100 | <60 | |
| | 去除率/% | ≥85 | — | |

③ 主要处理构筑物、设备的设计和选择

a. 进水渠道及格栅　进水渠道前端设置不锈钢旋转格栅，进水渠道为固定格栅而设置。格栅拦截乳品加工废水中较粗的分散性悬浮固体物，其主要作用在于保护泵的叶轮及防止水解池布水器的堵塞。

b. 集水池　其功能是汇集厂区废水，并将废水提升至后续处理构筑物。设计水力停留时间 $T=30$min。

c. 事故池　牛奶生产过程中会有牛奶酸败的事故发生，这时产品将不能进入市场而被直接排放至污水厂。奶液的有机污染物 COD 值高达 150000mg/L。该厂生产线中储奶罐为 10～60$m^3$，按最不利条件考虑，每次最高事故排放 COD 为 9000kg，相当于污水厂 6d 的有机物处理量的总和，这样高的冲击负荷，将破坏污水厂系统的正常运行。所以设计中要考虑设置事故池（100$m^3$），以储存事故排放废液，经处理后均匀提升至调节池而进入污水处理系统。

d. 气浮设备　该设备功能为去除水中油脂及事故排放的高浓度水中的固化蛋白和油脂。处理能力为 80$m^3$/h。钢结构定型产品，气浮车间与脱水机房合建于调节池上。气浮池 COD 去除率为 25%，出水 COD 为 825mg/L，$BOD_5$ 去除率为 20%，出水 $BOD_5$ 为 240mg/L。

e. 调节池　由于生产废水水质水量变化幅度较大，设置调节池可对水质水量进行调节，以使后续处理单元负荷均衡，运行稳定。水力停留时间 6.0h。考虑到调节池悬浮物的沉积会影响调节容量，同时一年一度的沉积物的清除劳动强度大、劳动环境差等问题，设计中在调节池内设置水下搅拌器，避免悬浮物沉降。悬浮物随污水进入后续处理单元，随污泥排出系统。搅拌器为水下淹没式叶轮搅拌器。

f. 水解酸化池　水解酸化为生化处理部分第一单元，池内维持 2～3m 厚的厌氧污泥层，对有机物进行截留水解氧化。同时该反应器对好氧剩余污泥进行截留、消化处理，实现了污水、污泥同步处理，污水厂内不需设置污泥消化处理装置。设计水力停留时间 $T=6.0$h。水解-酸化池在不耗费能源的情况下对 COD 的去除率为 25%，出水 COD 为 620mg/L，$BOD_5$ 去除率为 20%，出水 $BOD_5$ 为 192mg/L。

g. SBR 反应器　SBR 为序批式好氧活性污泥法的简称。该反应器为传统活性



污泥法的一种变型。它克服了传统活性污泥法中的一些缺点，集其他几种好氧生物法的优点于一体，同时集曝气、沉淀于一体，为一种综合性好氧处理单元。设计的污泥 COD 负荷 0.3kg/（kg MLSS·d）。设计活性污泥浓度 3.0g/L。采用中微孔曝气头布气：数量 $n=600$ 只，选用 D10-5000 风机 3 台（一用二备）。

SBR 进水由进水分配井自流进曝气池，其进水自控阀门宜采用进口或合资企业生产的电控阀门，其进出水均由简便易行的自控系统进行控制。

依据 SBR 反应器的运行规律和设计要求，确定设计运行周期方案为 12h（5h 进水，4h 曝气，2h 沉淀，1h 排水）。

目前常用的排水方式是滗水器排水，依据时间控制其升降，实现排水。

h. 污泥浓缩及脱水　产泥量计算如下。

ⓐ 水解酸化产泥　水解池对 SS 去除率 70%，并进行水解 30%。

$$W_1=Q\times 180\text{mg/L}\times 70\%\times 70\%=132\text{kg}$$

ⓑ 好氧处理产污泥量　COD 的污泥 SS 产率：0.3kg/kg

污泥量：　　$W_2=Q\times 0.60\times 0.3=270\text{kg}$

好氧剩余污泥送至水解池稳定处理后由水解池最终排出。水解池对好氧活性污泥的水解为 30%。

则好氧剩余污泥最终于物质量 $270\times 70\%=189$（kg）

$W_1+W_2=132+189=321$（kg），折合 96%含水率的湿污泥 8.0m³。

湿污泥排入集泥池进行浓缩后，由污泥泵打入脱水机房脱水，选带宽 0.5m 带式压滤机进行污泥脱水。脱水后污泥含水率 75%，污泥体积 $V=1.3\text{m}^3$，外运做农肥。

i. 综合处理车间　综合处理车间内设气浮池、污泥脱水机、鼓风机，建于调节池上，平面尺寸 16m×8.0m，檐高 5.0m，砖混结构。

j. 平面和高程布置　污水处理站各处理构筑物尽量按照工艺流程进行布置，以保证工艺流程顺畅，缩短管线。高程布置上，污水在一次提升后进入预处理单元，然后进入调节池。从调节池二次提升至水解及好氧处理单元，出水水面标高在 1.00m 左右，可顺利排入市政管道。

k. 配电及自控　全厂设备装机容量为 100.55kW，其中运转功率 45.0kW。污水厂内不需设置变电系统，电源由乳品厂内引入，污水厂内只设置配电系统，配电系统同时考虑厂区照明用配电。污水处理工艺中，SBR 反应器进出水需由自动控制执行。自控设计原则上要考虑简便易行，关键部件及设备应采用进口或合资企业的产品。为保证系统运行的可靠性，设计要同时考虑人工操作的可能性，并设置异常状态报警装置。

④ 技术经济分析　工程总投资为 254.66 万元，吨水建设投资为 1700 元。运行成本分析如下。

a. 动力费　使用量：45kW；电费：0.5 元/kWh

$$E_1=0.5\text{ 元/kWh}\times 45\text{kW}\times 24=540\text{ 元/d}$$

b. 药剂费　每吨水药剂费以 0.26 元计（包括 pH 调节、混凝药剂）

$$E_2 = 1500 \times 0.26 = (390\ 元/d)$$

c. 折旧费　固定资产形成率，以建设投资直接费的90%计，则固定资产总值为238×90%=215（万元），综合折旧年限为20年，

$$E_3 = 折旧费 = 295\ 元/d$$

d. 设备检修费

占固定资产的1%

$$E_4 = 65\ 元/d$$

e. 其他费用（包括行政管理，辅助材料等）

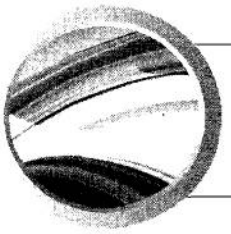
$$E_5 = (E_1 + E_2 + E_3 + E_4) \times 10\% = 129\ 元/d$$

f. 合计　$E_6 = (E_1 + E_2 + E_3 + E_4 + E_5) = 1419\ 元/d$

折合处理废水运行费为0.95元/$m^3$（含折旧费），0.75元/$m^3$（不含折旧费）。污水处理厂主要技术经济指标，基建投资245.66万元。污水处理厂运行成本为0.95元/$m^3$，直接处理费用0.75元/$m^3$，0.72电耗kWh/$m^3$。

## 参　考　文　献

[1] 潘蓓蕾．加快产业结构调整和升级，推动食品工业又快又好发展．2010中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：3-7.
[2] 张莉．加强合作与交流促进方便面行业健康发展．2010中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：8-13.
[3] 唐受印，戴友芝，刘忠义，周作明等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001，5-124.
[4] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.
[5] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.
[6] 王凯军，秦人伟等．发酵工业废水处理．北京：化学工业出版社，2000.
[7] 张自杰，钱易．章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.
[8] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.
[9] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[10] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.
[11] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.
[12] 谭万春．UASB工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.
[13] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.
[14] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[15] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[16] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.
[17] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.
[18] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.
[19] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.
[20] 郭本恒．中国乳品工业2009年发展状况分析．2010中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：45-60.
[21] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.



# 第11章 肉类加工废水处理工艺及工程实例

肉类食品是人类生活所必需，是满足人类对蛋白质、脂肪等营养物质需求的主要来源之一。肉类加工是指对猪、牛、羊等家畜和鸡、鸭等家禽等屠宰和进一步加工，以便生产人们生活所需要的肉类食品和副食品。在我国，随着人民生活水平的不断提高，肉类及其食品年消耗量逐年增长，2009年全国肉类总产量7642万吨，比上年增长5%。2009年全国规模以上畜禽屠宰及肉制品加工业销售总收入达到5167.4亿元，比2008年增长21.8%。

预计到2015年，全国肉类需求总量达到8845万吨，其中猪肉、牛羊肉和禽肉总需求量分别达到5497万吨、1332万吨和1918万吨。肉类消费市场除在城市仍有扩展的空间外，在农村有着更大的增长潜力。随着中国农村城镇建设进程的加快和农民收入水平的提高，肉类食品消费数量会持续增长一个较长的时间。

## 11.1 肉类加工行业概述

在屠宰和肉类加工的过程中，要耗用大量的水，同时又要排出含有血污、油脂、毛、肉屑、畜禽内脏杂物、未消化的食料和粪便等污染物质的废水，而且废水中还含有大量对人类健康有害的微生物。肉类加工废水如不经处理直接排放，会对水环境造成严重污染，对人畜健康造成危害。

据统计，每年排放的废水近20亿立方米，占全国废水总排放量的6%，鉴于肉类加工工业废水排放量较大，水质具有一定的代表性，我国目前制定了单独的国家排放标准：肉类加工工业水污染物排放标准（GB 13457—92），代替GB 8978—88肉类联合加工工业部分。

肉类加工废水所含污染物质大多属于易于生物降解的有机物，在它们排入水体后，会迅速地耗掉水中的溶解氧，造成鱼类和水生生物因缺氧而死亡；由于缺氧还会使水体转变为厌氧状态，这样会使水质恶化、产生臭味、影响卫生。同时，废水中的致病微生物会大量繁殖，危害健康。在食品工业中，从排放水的数量和污染程度来看，肉类加工废水几乎居于首位。因此，对屠宰肉类加工废水进行处理，去除其污染对保护生态环境和人类健康是十分必要的。

在肉类加工过程中，据称每吨产品耗水量平均为5～10$m^3$。这些工艺用水基本上都作为废水排放，废水中的微生物浓度较高。

## 11.2 肉类加工生产工艺

屠宰和肉类加工的生产过程大致为：牲畜在宰杀前进行检疫验收，在屠宰时进入屠宰区，首先用机械、电力或者化学方法将牲畜致晕，然后悬挂后脚割断静脉宰杀放血。牛采用机械剥皮，而猪一般不去皮，猪体进入水温为60℃的烫毛池煮后去毛。而后剖肚取出内脏，将可食用部分和非食用部分分开，再冲洗胴体、分割、冷藏，以及加工成不同的肉类食品，如新鲜肉或花色配制品和腊、腌、熏、罐头肉等。一个作业线完整的典型肉类加工工序如图11-1所示。

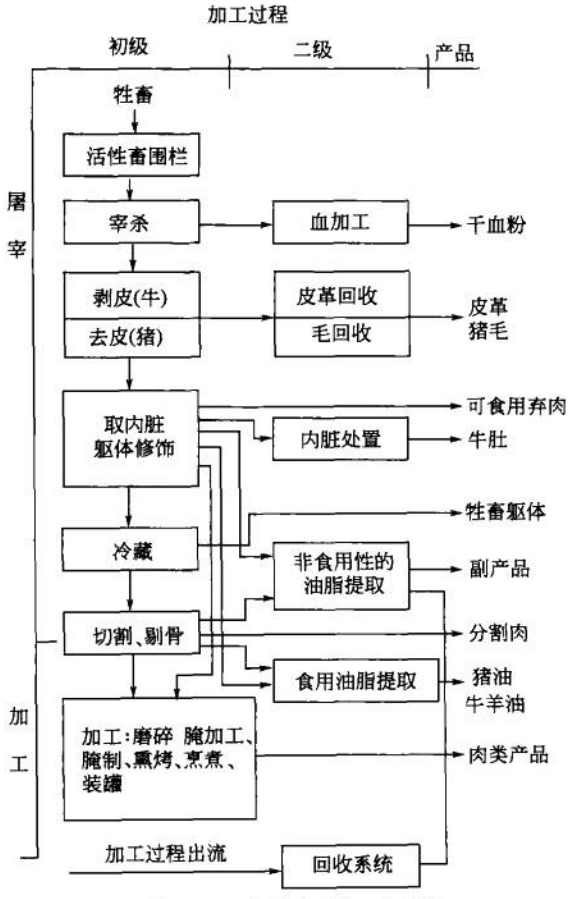



图11-1 典型肉类加工工序

目前，为了适应市场的需求，肉类加工工业已经由简单的屠宰厂，进入到深加工和精加工生产阶段，其加工范围包括如下几方面。

(1) 屠宰 屠宰牛、羊、猪、马、禽类及兔。

(2) 制罐 各种肉类的制罐工业、软包装。

(3) 炼油 动物油的熔炼、精炼及包装。

(4) 肉制品 熟肉、腌腊、香肠、灌肠、熏烤。

(5) 副产品 内脏整理，肠衣、鬃毛加工。

(6) 制剂 生物制药和制剂，包括原料采集、初加工、半成品、成药。

(7) 分割肉 肉禽分割与各种类型包装。

(8) 综合利用 血制品、动物性饲料。

(9) 其他 包括因屠宰加工牲畜、禽类的宰前饲养。

从图11-1中可以看出，对于某一肉类加工企业而言，可能只包含其中一部分工艺。

## 11.3 肉类加工废水的来源和特点

### 11.3.1 肉类加工废水主要来源

肉类加工广的废水，主要由屠宰车间排出，其水量直接取决于牲畜的种类及

头数。废水主要来自于圈栏冲洗、宰前淋洗和屠宰、放血、脱毛、解体、开腔劈片、清洗内脏肠胃等工序，油脂提取、剔骨、切割以及副食品加工等工序也会排放一定的废水。此外，在肉类加工厂还有来自冷冻机房的冷却水以及车间卫生设备、洗衣房、办公楼和场内福利设施排出的生活污水等。屠宰厂的废水量在一天内变化幅度较大。一般屠宰都集中在上午进行，因此废水也基本集中在这个时间排放。

### 11.3.2　肉类加工废水水质水量特点

屠宰废水的水质属于高悬浮物和高有机物废水，屠宰和内脏处理工段所排出的废水尤甚，肉类联合加工厂废水的水质特征多由这两个工段决定。屠宰车间综合废水的水质和水量与屠宰方式有关，例如，屠宰时是否采血、采血的形式以及对胃肠内的粪便采取的处理方法等。肉类加工废水量与加工对象、数量、生产工艺、管理水平等因素有关。肉类加工生产一般都有明显的季节性变化，因此，肉类加工厂的废水流量在不同的年份有很大的变化。由于各肉类生产厂都具有其本身的生产特点，如每日一班生产、两班生产或三班连续生产，因此，废水流量在一天内有较大的变化。

屠宰与肉类加工工业废水在分类上属于食品废水。肉类加工废水所含污染物。主要为呈溶解、胶体和悬浮等物理形态的有机物质，其污染指标主要有 pH、BOD、COD、SS 等，此外还有总氮、有机氮、氨氮、硝态氮、总固体、总磷、硫酸根、硫化物和总碱度等。在微生物方面的指标为大肠杆菌。

与其他食品废水比较起来，该类废水的有机物含量较低，废水 COD 范围在 1000～6000mg/L。屠宰与肉类加工工业废水的特征近似于生活污水，但在屠宰与肉类加工生产中要排出大量肉屑、内脏杂物、血污、油脂、毛、未消化的食料等，因此有机物含量比生活污水要高得多。由于屠宰与肉类加工的对象（如畜或禽）可能是带病体或病毒携带者，因此该废水导致传染疾病的危险性更大。因此屠宰工业废水的处理需要考虑最终的杀菌消毒工艺。

与一般的工业废水相同，肉类加工废水的水质受加工对象、生产工艺、用水量、工人劳动素质和设备水平等方面的影响，在水质方面的变动较大，不仅国内、国外的数据有很大的差异，即使是国内，不同厂家废水的水质也有较大的不同。我国的肉类加工厂，每加工 1 头猪的排水量为 0.24～0.85$m^3$。其余牲畜排水量可进行换算：1t 活畜质量（重量）＝13 头猪＝700 只农家鸡＝500 只肉鸡＝600 只白鸭＝400 只填鸭；1 头猪＝1 头小牛＝1 头羊；2.5 头猪＝1 头牛＝1 匹马；1t 白条肉＝20 头猪。

（1）屠宰工段水质和水量特点　牲畜入厂后对牲畜进行冲洗，首先在临时饲养场作短时间停留，进行观察和检疫，在这里产生粪便废水。屠宰之前用温水清除其体外沾染的污物和粪便，随之送入屠宰，如图 11-2 所示。

屠宰工段排出的废水量最大，占全厂废水量的 50%。废水含有大量的血液和蛋白质物质，废水呈鲜红色，$BOD_5$ 和悬浮物值很高，其具体数值与血液是否回收有关。肉类加工厂屠宰车间废水水质见表 11-1 所列。

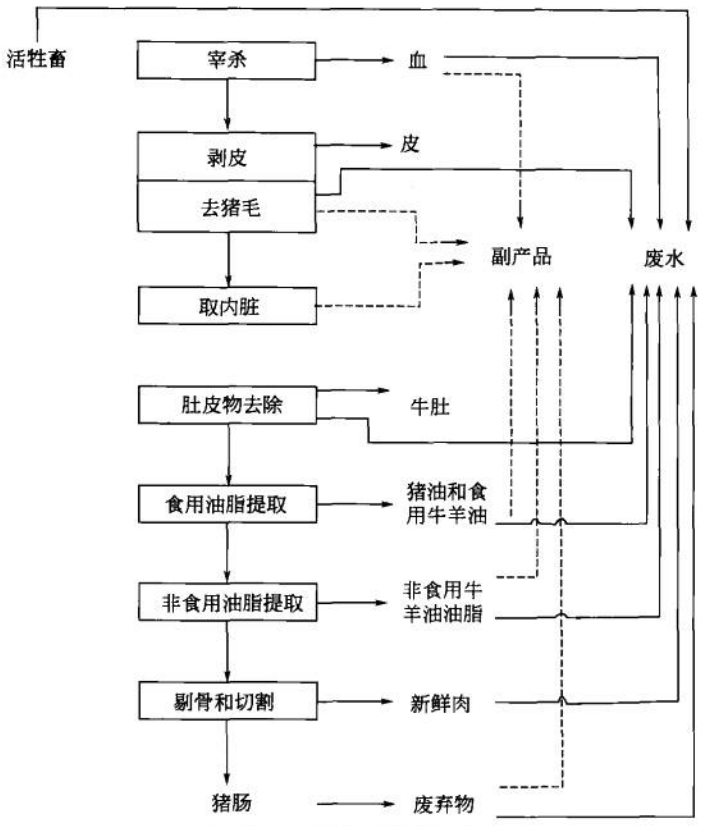



图 11-2　屠宰工段废水产生

**表 11-1　肉类加工厂屠宰车间废水水质**　　单位：mg/L

| 工段 | 项目 | | | 工段 | 项目 | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | $BOD_5$ | SS | 有机氮 | | $BOD_5$ | SS | 有机氮 |
| 屠宰 | 825 | 220 | 134 | 肉分割 | 520 | 610 | 33 |
| 血液和槽水 | 3200 | 3690 | 5400 | 内脏清洗 | 13200 | 15120 | 643 |
| 烫毛池 | 4600 | 8360 | 1290 | 副产品加工 | 2200 | 1380 | 186 |

（2）内脏处理工段　本工段产生的废水主要含胃肠内的未消化物及排泄物，不论是否回收和加以局部处理，这些物质都要大量混入废水，因此本工段废水中悬浮物可高达 10000～15000mg/L，$BOD_5$ 可高达 13000mg/L，悬浮物主要以纤维物质为主，也含有一些泥砂性物质。一般在车间内或厂处理站前设专用处理构筑物（专用沉淀池），对本工段废水中的污染物加以去除，然后再与全厂废水汇合共同处理。

（3）解体、整理及洗净工段　本工段是屠宰车间的最后一道工序，所排出的废水中含大量的血液、动物碎肉等，废水颜色较深。所含动物脂是低脂肪酸的醇酯，在常温条件下呈固体状，由于在流动过程中被破碎，多呈 0.1～0.5mm 的微粒悬浮状，一般通过设在车间内的隔油池加以去除。

我国大型肉类联合加工企业废水水质统计结果见表 11-2 所列，禽类加工企业



生产废水水质统计结果见表 11-3 所列。表 11-4～表 11-7 分别列举了国外肉类加工废水的水质情况。

**表 11-2　我国大型肉类联合加工企业废水水质**

| 项目 | 数据个数 | 平均值 | 最大值 | 最小值 |
|---|---|---|---|---|
| $BOD_5$/(mg/L) | 1345 | 625.47 | 2160 | 53.1 |
| COD/(mg/L) | 1406 | 1151.25 | 4892.5 | 45 |
| SS/(mg/L) | 1094 | 515.87 | 5898 | 10 |
| pH | 352 | 6.84 | 9.25 | 4.3 |
| 动植物油/(mg/L) | 267 | 277.32 | 2224 | 8 |
| 氨氮/(mg/L) | 212 | 25.64 | 750 | 2.8 |
| 大肠菌群/(个/L) | 71 | $3.83\times10^5$ | $4.5\times10^8$ | $9.2\times10^3$ |

**表 11-3　我国部分禽类加工企业废水水质**

| 项目 | 数据个数 | 平均值 | 项目 | 数据个数 | 平均值 |
|---|---|---|---|---|---|
| $BOD_5$/(mg/L) | 396 | 170.9 | pH | 12 | 8.3 |
| COD/(mg/L) | 159 | 495 | 氨氮/(mg/L) | 19 | 6.8 |
| SS/(mg/L) | 346 | 242.6 | 大肠菌群/(个/L) | 4 | $2.2\times10^6$ |

**表 11-4　日本一些屠宰场废水资料**

| 厂名 | 芝浦 | 野方 | 三河岛 | 仙台 | 横滨 | 静冈 | 占岩 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| pH | 7.0 | 6.9 | 6.5 | 7.6 | 7.0 | 6.7 | 6.8 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 1440 | 1500 | 1850 | 570 | 923 | 614 | 2262 |
| COD/(mg/L) | | | | 134 | 265 | 172 | 2820 |
| SS/(mg/L) | 1128 | 1444 | 2610 | | | | |
| 油脂/(mg/L) | 239 | 942 | 672 | | | | |
| 总氮/(mg/L) | 412.5 | 700 | 146 | | 86 | 79 | |
| 有机氮/(mg/L) | 298.0 | 397 | 280 | | | | 337 |
| 氨氮/(mg/L) | 39.0 | 58 | 70 | | | 33 | 42 |
| 溶解固体/(mg/L) | 4632 | | | | | | |
| 氯化物/(mg/L) | | | | | 63 | 47 | |

**表 11-5　国外一些肉类加工废水资料**　　单位：mg/L（pH 无单位）

| 项目 | $BOD_5$ | COD | SS | 油脂 | 凯氏氮 | 总磷 | 氨氮 | 大肠杆菌总数(MPN/100mL) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Peyon(美) | 5800 | 9400 | 3140 | 2600 | 160 | | | |
| Wilson&Co.(美) | 1703 | | 980 | | | | | |
| W. E. Weeves(美) | 672～2860 | 1675 | 392～536 | 434～1823 | 79.0～110 | 11.0～31.4 | 10.0～15.5 | |
| Wilson&Co.(美) | 1381 | | 988 | | | | | |
| Hendrix(荷兰) | 300～1200 | 500～2000 | | | | | | |
| 阿卡普尔科(墨西哥) | 893 | 2224 | | | | | | $5.7\times10^7$ |
| John Morrell &Co.(美) | 1600 | 2340 | 920 | 570 | | | 11.4 | |
| Moerawa(新西兰) | 575～1765 | 1131～1725 | 660～3020 | 402～1480 | 蛋白氮 29.2～71.4 | | 7.2～23.8 | |

表 11-6 前苏联肉类加工废水水质

| 指标 | 废水来源 | | 指标 | 废水来源 | |
|---|---|---|---|---|---|
| | 肉类加工厂总排水 | 肉类食品厂(香肠厂) | | 肉类加工厂总排水 | 肉类食品厂(香肠厂) |
| pH | 7～8 | 6.9～8.3 | COD/(mg/L) | 1300～2000 | 600～2200 |
| SS/(mg/L) | 500～5000 | 300～3000 | 氯化物/(mg/L) | 950～1800 | — |
| $BOD_5$/(mg/L) | 900～1300 | 400～1500 | 总氮/(mg/L) | 100～150 | — |

表 11-7 日本某肉类加工厂各车间废水水质 单位：mg/L

| 指标 | 屠宰 | 血液和槽水 | 烫毛池 | 肉分割 | 内脏清洗 | 副产品加工 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $BOD_5$ | 825 | 32000 | 4600 | 520 | 13200 | 2200 |
| SS | 220 | 3690 | 8360 | 610 | 15120 | 1380 |
| 油脂 | 134 | 5400 | 1290 | 33 | 643 | 186 |

## 11.4 肉类加工废水处理工艺

肉类加工厂的废水主要来自牛、猪、羊等畜禽屠宰车间、分割肉加工车间、肉制品废水中主要含有血液、油脂、碎肉、畜毛和粪便等，属于高浓度有机废水。废水呈褐红色，存在于加工车间和圈舍等。具有较强的腥臭味。废水中还含有大量对人类健康有害的微生物。

国内外对肉类加工废水处理十分重视，同时采取措施，对废水中一些有用物质即副产品进行回收。肉类加工废水处理一般分两步进行：第一步主要是屠宰车间内设局部处理设备，去除该车间废水中特有的污染物；第二步是将全厂废水汇集处理。如果该厂所在城市设有包括二级生物处理城市废水处理厂，可把废水排入城市废水处理厂。如没有城市废水处理厂或该厂离城市较远，则应单独建废水处理站进行处理。

### 11.4.1 物化预处理技术

预处理技术主要目的是去除废水中油脂和悬浮物、调整 pH、吹脱 $H_2S$ 等有害气体，减轻废水的腐败程度和后续处理的工艺负荷。经过预处理，$BOD_5$ 可去除 30%左右。属于预处理技术的有预曝气、格栅、圆网除渣机、隔油池、沉砂池、均和调节池、初次沉淀池等。

(1) 预曝气 预曝气的主要目的是改善沉淀条件和去除有害气体。屠宰废水含有大量密度接近于水的小颗粒悬浮物，通过预曝气可使这些微粒物质相互碰撞，产生絮凝作用，使颗粒变大，有利于沉淀分离。同时，可把废水中 $H_2S$ 等有害气体吹脱。

预曝气可采用单纯曝气，使废水中微小颗粒物质产生自然絮凝作用，也可以是在曝气的同时投加由二次沉淀池排出的剩余活性污泥，利用活性污泥的活性产生生物絮凝作用，以提高分离效果。预曝气可以在单独的预曝气池内进行，也可以与沉淀池合建，即预曝气沉淀池。

废水在预曝气池内的停留时间为 10～20min，曝气装置与曝气池相同；曝气量为 0.5$m^3$ 空气/$m^3$ 污水。如果采用生物絮凝作用，活性污泥投加量为 100～

400mg/L。为了提高活性污泥的活性，在投加前可对活性污泥进行曝气再生，一般再生部分占预曝气池的 25%～30%。

（2）格栅　设置格栅的目的是截留废水中较大的污染物，如内脏的碎块、碎肉皮以及其他能够堵塞、磨损水泵和渠道的物质，以防止其进入废水的处理系统。

格栅以采用矩形栅条为宜，间隙为 20～40mm。为提高截留效果，可考虑安装双道间隙不同的格栅，一般前格栅间隙大，后格栅间隙小，倾斜度为 45°～60°，格栅上截留的污物可用人工或机械清除。为了防止栅条间隙堵塞、又保证截留效果，废水通过格栅的流速一般为 0.65～1.0m/s。

（3）圆网除渣机　格栅只能截留一些尺寸较大的污物和漂浮物，对动物的碎毛和小颗粒悬浮物多采用格网加以去除。用于肉类加工废水处理的格网孔眼尺寸变化范围为几目到 150 目，但常用的为 10～40 目的金属格网。肉类内脏废水通常用 20 目格网；家禽加工含羽毛废水可用 36～40 目格网。格筛的效率与废水中颗粒的分布有关，分散性差的或胶体悬浮物比例高，会大大影响格筛的效率。格筛对 BOD 负荷的去除较少，因为格筛不能去除溶解性和胶体性 BOD，但废水颗粒物的去除可防止以后的再溶解。

圆网除渣机是一个转动的圆网、废水中的皮、毛、壳等污染物，沿切线方向黏附在圆网外围，然后借水的压力、气的冲击和刷子去除。清网连续进行，被清除的渣滓先聚集在渣箱中，然后定时用输送带运出，无需人工清理。在实际运行中，易于出现粘塞网孔的现象，需人工及时清理。

（4）隔油池　为了加强预处理的效果，通常建立隔油池，专门用于去除屠宰车间废水中油脂。肉类加工废水中含有大量的油脂，这些油脂必须在废水进入主体生物处理工艺前予以去除，否则容易造成管道、水泵和其他一些设备的堵塞。废水中油脂含量过高，漂浮在水面或者黏附在管壁上，影响废水的正常流动，也会对生物处理工艺造成一定的影响。油脂经去除并回收后，可以作为工业用油或饲料添加物，有较大的经济价值。

废水中的油脂根据其物理状态可分为两大类，即游离悬浮状油脂和乳化油脂。一般多采用平流式隔油池。废水在池内停留时间为 1.5～2.0h，水平流速为 2～5mm/s，水深 1.5～2.0m。表面负荷可为 2.4$m^3$/（$m^2$ · h）左右。经隔油后游离性油脂去除率可超过 90%。在处理流程设有调节池或初次沉淀池的情况下，隔油池可与调节或初沉池合用同一构筑物以节省投资和占地。在隔油池内安装斜板或斜管可以提高除油效果，但油脂可能滞留在斜板上而影响效果，增加清除的工作量。

（5）沉砂池　沉砂池主要用于去除废水中颗粒较小但比重较大的无机杂质，如砂、泥土、炉渣及骨屑等。沉砂池一般设在格栅和格网之后。为了清除废水中无机固体物表面的有机物，避免废水中有机固体物在沉砂池中产生沉淀，可采用曝气沉砂池。国内近些年所建的肉类加工废水处理设施中，沉砂池的设置不普遍，即使设置沉砂池，其停留时间一般也较短，约几十秒左右；国外沉砂池的停留时间较长，如有的长达 30min。沉砂池中的沉淀物主要为蹄角、猪牙及砂粒等。

沉砂池的型式有平流式和竖流式，采用平流式沉砂池时流速采用

0.15～0.3m/s，竖流式沉砂池的上升流速则为 0.02～0.1m/s，停留时间一般介于 30～120s。为了加强去除效果，可考虑采用曝气沉砂池，其设计参数如下：废水在池过水断面周边的旋转速度保持在 0.25～0.3m/s；水平流速为 0.1m/s；最大流量时的停留时间为 1～3min；池内有效水深 2～3m，宽深比为 1～1.5，长宽比为 5，如果大于 5 则应考虑设置横向挡板；曝气装置多采用孔径为 2.5～6mm 的穿孔管，空气量为 0.2$m^3$ 空气/$m^3$ 废水或 3～5$m^3$ 空气/（$m^2$ · h），曝气装置设在池的一侧，距池底为 0.6～0.9m。

（6）均和调节池　肉类加工废水在 24h 之内水质和水量的变化幅度都较大，为保证生物处理设施进水水质水量均衡，需设置均和调节池。实际采用的调节池的调节时间一般为 6～24h，多为 6～12h。

为保证达到调节池内的水质充分混合，可采取以下几种措施；水泵强制循环、空气搅拌、机械搅拌、穿孔导流槽流水等。常用到的是前两种，尤其是空气搅拌简易易行，不仅效果好，还可以起到一定的预曝气作用。所需空气量与空气扩散装置有关，如采用穿孔管，空气量为 2～3$m^3$/($m^2$ · h)；采用空气提升式的曝气循环法，空气量为 4～6$m^3$/($m^3$ 废水 · h) 或 5～6$m^3$/($m^2$ · h)。

（7）初次沉淀池　初次沉淀池主要功能是去除废水中的悬浮物，以减轻生物处理构筑物的负荷。通过初次沉淀池可去除废水中 70%左右的悬浮物和 30%左右的 $BOD_5$。一般中、小型肉联厂多采用竖流式沉淀池，污泥斗的倾角不小于 55°。为了提高沉淀效果和减小沉淀池容积，亦可在沉淀池内加斜板。有些工厂设有去除内脏物的专用沉淀池，一般设在屠宰车间废水出口附近，停留时间为 2h 左右，沉淀后的污泥由罐车运走，经沉淀后的废水再与全厂废水汇合后，进行集中处理。

初次沉淀池的设计参数可参照下列数据取值：平流式沉淀池的水平流速为 5mm/s，表面负荷为 1.5～3$m^3$/($m^2$ · h)，沉淀时间取 1～2h，池长与池宽比不小于 4，池长与池深比介于 8～12。竖流式沉淀池中心管内的流速当底部设反射板时为 100mm/s，不设反射板时则为 30mm/s，废水在池内的上升流速采用 0.5～1.0mm/s，沉淀时间取 1～1.5h。辐流式沉淀池表面负荷取 2～3$m^3$/($m^2$ · h)，沉淀时间取 1～2h，污泥在储泥斗内停留时间不超过 4h。

斜板沉淀池一般采用重力排泥，斜板间净距一般采用 80～100mm，斜板的上部水深取 0.5～1.0m，斜板区底部缓冲层高度取 0.5～1.0m，废水在池内的停留时间为 30min 左右。

采用初沉池去除废水中可沉淀的有机固体物可降低后续工艺的负荷。国内外的实践表明，利用初沉池沉淀肉类加工废水，可去除废水 $BOD_5$ 约 30%，SS 约 55%。现实际采用的沉淀池的水力停留时间一般为 1.5～2.0h，多为 1.5h。

用于好氧生物处理工艺的二沉池的停留时间为 2.4h 左右，表面负荷为 1.4$m^3$/($m^2$ · h) 左右。近些年来国内多采用斜板（管）沉淀池作为二沉池，水力停留时间为 1h 左右，表面负荷为 1.6～5$m^3$/($m^2$ · h)，多为 2.8～5$m^3$/($m^2$ · h)。斜板（管）二沉池的沉淀效果好，但缺点是易挂菌膜和藻类，须定期冲洗。厌氧接触工艺中消化池后的沉淀池的水力停留时间常为 1.2h 左右，表面负荷为

$2.04m^3/(m^2 \cdot h)$左右（均包括回流量）。

（8）气浮　气浮法包括真空气浮、散气气浮、电解气浮和加压溶气气浮等，实际中应用得较多的为加压溶气气浮（以下简称气浮）。气浮主要用于去除肉类加工废水中的乳化油，同时对 BOD 和 SS 等也有较好的去除效果。国内肉类加工废水处理中尚未见有采用气浮工艺的报道，国外气浮多作为生物处理工艺前的预处理，或是作为废水排放城市下水道前的预处理。

溶气罐压力一般为 $2.8 \sim 5.6kg/cm^2$，回流比一般为 25%～50%；气浮池过流率一般为 $2.44 \sim 7.77m^3/(m^2 \cdot h)$，HRT 为 30min 左右；混合池 HRT 为 50min 左右。絮凝剂可用 $Al_2(SO_4)_3$ 或 $Fe_2(SO_4)_3$，多用 $Al_2(SO_4)_3$，用量为 15～300mg/L。助凝剂可用阳离子聚合物或非离子聚合物，用量为 0.1～20mg/L 左右，多为 2～10mg/L 左右。有些研究表明，阴离子助凝剂在投加 $Al_2(SO_4)_3$ 的 1～2min 后投加效果最好，阳离子和非离子型助凝剂在加 $Al_2(SO_4)_3$ 后立即投加效果最佳。资料表明，气浮可去除 95%以上的油脂和 40%～80%的 BOD 和 SS。

（9）絮凝　肉类加工废水处理中所采用的化学处理方法主要为絮凝法，此外还有离子交换、电渗析等。絮凝法不能单独使用，必须和物理处理工艺的沉淀法或是气浮法结合使用构成絮凝沉淀或絮凝气浮。絮凝沉淀可作为生物处理工艺的预处理工艺，也可作为生物处理工艺后的深度处理工艺。

实际应用较多的主要还是化学絮凝。资料表明，投加 86mg/L 的硫酸铝和 86mg/L 的石灰，絮凝沉淀可去除 40%的 $BOD_5$、38%的 COD、60%的 SS 和 33%的油脂。国外的一些生产性试验表明，在初沉池中投加无机絮凝剂和有机聚合电解质可显著改善初沉池的处理效果。

### 11.4.2　生物处理技术

肉类加工厂废水属于有害无毒的高浓度有机废水，所有的生物法在原则上都可以采用，生物处理技术主要分为厌氧生物处理技术和好氧生物处理技术。

（1）厌氧生物处理技术　厌氧生物处理工艺按厌氧微生物的培养形式可分为悬浮生长系统和附着生长系统。根据国内外的实际应用情况来看，前者包括厌氧接触工艺、UASB 和水力循环厌氧接触池，后者包括厌氧滤池和厌氧流化床等。厌氧工艺一般作为好氧工艺处理的前处理，或是作为排放到城市下水道之前的预处理使用，很少单独使用。

① 厌氧接触工艺　厌氧接触工艺又称厌氧活性污泥法，是对传统消化池的一种改进。

由于从消化池中流出的混合液中不可避免地会带有一些未分离干净的气体，这些气体进入沉淀池必然会干扰沉淀池的固液分离，因此，一般在消化池和沉淀池之间要增设脱臭装置，以去除混合液中未分离干净的气体。国外研究采用的脱气技术有真空脱气和曝气脱气，真空脱气的真空度一般为 $508mmH_2O$（$1mmH_2O = 9.8Pa$），曝气脱气的曝气装置的停留时间为 7～10min，曝气量为 $2.9m^3$ 空气/$m^3$ 水。

国外的运行资料表明，在温度为 7～18℃、HRT 为 1.5～4.7d、容积负荷为

0.18～1.11kg $BOD_5$/($m^3$ · d) 的条件下，$BOD_5$ 去除率为 92.3%～97.2%；在温度为 32～35℃、HRT 为 0.6d，容积负荷为 2.50kg $BOD_5$/($m^3$ · d) 的条件下，$BOD_5$ 的去除率为 90.8%。

② 升流式厌氧污泥床（UASB） 升流式厌氧污泥床（UASB）是一种新型厌氧消化反应器，具有结构紧凑、简单、无需搅拌装置、负荷能力高、处理效果好和操作管理简便等优点。其技术关键在于布水系统、气固液三相分离器和集水系统的设计。三相分离系统应保证分离过程的顺利进行，防止污泥流失，维持反应器中足够的污泥浓度，这点对 UASB 的良好运行是至关重要的。

根据国内经验，在温度为 20～25℃的情况下，采用 UASB 处理肉类加工废水，在水力停留时间为 8～10h、容积负荷为 4kg COD/($m^3$ · d)、污泥负荷为 0.15kg/(kg LVSS · d) 的情况下，COD 和 $BOD_5$ 的去除率不小于 76%，大肠杆菌去除率大于 99.9%。根据国外采用的 UASB 处理肉类加工废水的实验结果，在温度为 20℃、HRT 为 6～8.8 和容积负荷为 6kg COD/($m^3$ · d) 时，对 COD 的去除率为 87%。

③ 水力循环厌氧接触池 水力循环厌氧接触池靠进水经喷嘴在喉管部分射流所产生的抽吸作用，促使反应器沉淀区中的厌氧污泥循环回流，经喉管在混合室与进水混合，完成废水与厌氧污泥的接触。废水中的有机物而后在接触室为污泥所分解。由接触室进入沉淀区的混合液中的污泥，由于重力的作用产生沉降，靠进水射流造成的负压循环回流。分离后的废水则由上部排出。

水力循环厌氧接触池没有设置气体分离装置，进入沉淀区的混合液中含有厌氧消化所产生的气泡，这些气泡的存在影响固液分离的进行。因此，水力循环厌氧接触池出水 SS 含量高，池中难以维持高浓度的厌氧污泥。

在温度为 25℃、HRT 为 6.7h、容积负荷为 2.55kg $BOD_5$/($m^3$ · d) 的条件下，$BOD_5$ 的去除率为 45.5%。在 HRT 为 13.8h、容积负荷为 0.88 kg $BOD_5$/($m^3$ · d)时，对 $BOD_5$ 的去除率为 39%。可见，水力循环厌氧接触池是一种效率不高的厌氧消化装置。

④ 厌氧滤池 厌氧滤池实际上是通过在厌氧反应器中设置可供微生物附着的介质的途径来增加反应器中厌氧微生物的数量，以达到提高装置负荷能力和处理效果的目的。厌氧滤池也可称为厌氧接触池。厌氧滤池由于在滤料上附着了大量厌氧微生物，因而负荷能力较高，处理效果也较好。同时，由于厌氧滤池中微生物系附着生长，负荷突然增大不会导致厌氧微生物大量流失，因而有较高的耐冲击负荷的能力。此外，厌氧滤池装置结构较简单、运行操作方便。

但厌氧滤池中由于使用了填料，易发生堵塞，这是厌氧滤池运行中的一个最大问题。再者，使用填料也增加了工程的造价。

（2）好氧生物处理技术 肉类加工废水中的污染物主要是易于生物降解的有机物，生物处理工艺最为有效和经济，因此，生物处理工艺是肉类加工废水处理采用得最普遍的主体工艺。

活性污泥法如下。利用活性污泥法处理肉类加工厂废水在技术上很熟，国内外



应用普遍。采用活性污泥法时，一般污泥负荷可采用 0.3kg $BOD_5$/(kg MLSS·d)，MLSS 浓度为 4000mg/L 左右，$BOD_5$ 去除率为 90%～95%。

a. 浅层曝气工艺　我国肉类加工废水处理中采用的活性污泥工艺，以浅层曝气工艺为最多。浅层曝气工艺根据液体曝气吸氧作用的研究原理，将一般设在池底的曝气装置，提到水面下 800mm 左右，这样所需风压降低，风量加大。这实际上是利用缩短气泡上升距离所节省的能量来增加空气量，达到利用较高的氧转移速率来提高处理效果的目的。

浅层曝气可设计成按生物吸附再生、普通活性污泥法或是阶段曝气方式进行操作，国内现采用得较多的方式为生物吸附再生。国内处理肉类加工废水的浅层曝气工艺，一般设计布气管设置深度为 0.8m；水深为 3～3.5m，多为 3m；宽度为（单廊道）2.5～3m，多为 3m；污泥负荷为 0.4kg BOD/(kg MLSS·d)；MLSS 为 3000～4000mg/L；容积负荷为 1.2～1.6kg BOD/($m^3$·d)；HRT 为 7～12h 左右；供气量为 210$m^3$ 空气/（去除 kg BOD）左右；回流比为 100%。实际 BOD 去除率为 81%～97%，多为 92%以上。

我国某肉联厂采用浅层曝气的传统活性污泥法，处理肉类加工废水的运行参数为：污泥负荷 0.4kg $BOD_5$/(MLSS·d)，容积负荷 1.2～1.6kg $BOD_5$/（$m^3$·d)，MLSS=3～4g/L，供气量 210$m^3$ 空气/kg $BOD_5$，停留时间 7～12h。回流比 50%，$BOD_5$ 去除率 92%。

b. 生物吸附-再生工艺　食品工业废水往往在废水进入曝气池后 0～30min 就可基本完成吸附过程，此时上述废水的 $BOD_5$ 去除率可达 85%～90%。国内用于处理肉类加工废水的生物吸附再生工艺，设计总停留时间为 4h，其中吸附和再生的时间比为 1∶3；污泥负荷为 0.47kg $BOD_5$/(kg MLSS·d)；MLSS 为 3000mg/L；容积负荷 1.4kg $DOD_5$/($m^3$·d)；空气用量为 46.4$m^3$ 空气/$m^3$ 水（或 74$m^3$ 空气/去除 kg BOD)；回流比为 50%，实际 $BOD_5$ 去除率为 92.5%。

c. 射流曝气工艺　射流曝气活性污泥工艺有处理效率高、氧利用率高、噪声低、操作管理方便、投资低、对负荷变化的适应性强等优点。但射流曝气法也有一些缺点：对温度变化的适应性差，温度低时处理效果明显下降；在一些情况下会产生大量泡沫，造成污泥流失，影响设备正常运行和卫生条件；射流曝气装置产生的气泡小，气液分离不易彻底，曝气池出水中可能会夹带一些气泡，影响二沉池中固液分离效果。

国内处理肉类加工废水的射流曝气活性污泥工艺，建议采用曝气时间 1h，污泥负荷 1.62kg $BOD_5$/(kg MLSS·d)；MISS 采用 5000mg/L，容积负荷为 8.1kg $BOD_5$/($m^3$·d)；射流压力 1kg/$cm^2$；水气比 0.5～1.0。此工艺对 $BOD_5$ 去除率一般不小于 95%。

射流曝气对温度变化的适应性差可能与经射流后活性污泥的比表面积增大有关。由于比表面积增大，微生物在环境中的暴露程度增加，使得活性污泥更易受环境变化的影响。射流曝气在一些情况下产生大量气泡可能是与废水中相对分子质量较大的有机酸的存在有关。所以，在采用射流曝气工艺时，为了防止气泡的产生，

必须控制进水中的相对分子质量较大的有机酸的含量。

d. 延时曝气工艺　延时曝气活性污泥法的特征是负荷低，一般为 0.2kg $BOD_5$/(kg MLSS·d)；MLSS 浓度为 3000mg/L 以下，曝气时间长（一般为 1d 以上），微生物生长处于内源呼吸代谢阶段。因此，基本上可以没有污泥外排，管理方便，有机物和氮的去除率也都较高。

国内某肉类加工厂废水处理采用的延时曝气工艺。该设计中采用污泥负荷为 0.2kg $BOD_5$/(kg MLSS·d)，MLSS 为 2400mg/L，容积负荷为 0.48kg $BOD_5$/($m^3$·d)；HRT 为 55h。对 $BOD_5$ 去除率为 98%，总 N 去除率为 90%左右。国内另一家肉联厂采用延时曝气工艺，其设计参数为：BOD 污泥负荷 0.1kg $BOD_5$/(kg MLSS·d) 左右，BOD 容积负荷 0.48kg $BOD_5$/（$m^3$·d)，混合液浓度 MLSS=2400mg/L，停留时间 30h 以上，$BOD_5$ 去除率达 95%～98%，总氮去除率达 90%。

国外用于肉类加工废水处理的活性污泥工艺中，以延时曝气为多，停留时间一般为 30h 以上。国外卡鲁塞尔的一些实际运行数据为：污泥负荷为 0.09kg COD/(kg MLSS·d)，MLSS 为 3000mg/L，容积负荷为 0.27kg COD/($m^3$·d)，HRT 为 4.63d 左右，对 COD 的去除率为 90%～97%，凯氏氮去除率为 95%左右。

e. 氧化沟工艺　氧化沟工艺实际上也属于延时曝气工艺，只是在曝气池的结构上与一般延时曝气池不同，常采用沟形曝气池（一般多为环行沟）。由于氧化沟实质上属于延时曝气，其曝气时间一般也都较长，多超过 1～2d。

国外某厂采用氧化沟工艺处理肉类加工废水，装有 12 个直径为 70cm、长为 4.6m 的转刷和 2 个 14.9kW、1 个 37.3kW 的表曝机。水力停留时间为 3.6d，BOD 负荷为 0.40kg/（$m^3$·d)，温度为 17℃，MLSS 为 1425mg/L，溶解氧浓度为 0.8mg/L，污泥容积指数（SVI）为 382。由该氧化沟的运行结果可以看出，氧化沟在常温下对 $BOD_5$ 和油脂的去除效果较好。

f. 生物膜法

ⓐ 生物转盘　一般处理肉类加工厂废水时，宜采用多级生物转盘。生物转盘处理肉类加工废水效果，见表 11-8 所列。

**表 11-8　生物转盘处理肉类加工废水**

| 进水 COD/(mg/L) | $BOD_5$ 去除率/% | $BOD_5$ 负荷/[g/($m^2$·d)] | 停留时间/h | 水温/℃ | 转数/(r/min) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1720～1790 | 89～94 | 20～32 | 9 | 8～13 | 8 |
| 910～1700 | 84～95 | 20～32 | 4～9 | 8～14 | 8 |

ⓑ 生物接触氧化　采用生物接触氧化法处理肉类加工厂废水时，参数可作参考。BOD 负荷 2.5～4.0kg $BOD_5$/($m^3$·d)，水力负荷率 100～160$m^3$/($m^3$·d)，MLSS=10～15g/L，填料高度为 3m，污水在池内停留时间大于 2h，气水比为20∶1左右。

某肉类加工厂的生产废水工艺流程图，如图 11-3 所示。

ⓒ 序批式生物膜工艺（SBBR）　序批式生物膜反应器（SBBR）系统对处理屠宰废水是非常有效的。系统的运行采用以下方式：原水采用栅网去除大块的骨头和血块等悬浮物，然后在沉淀池内静沉 1h，以使油脂漂浮和使泥砂等沉淀，刮除油脂后的上清液用泵在 30min 内抽至 SBBR 反应器，然后曝气 8h，以使有机物氧

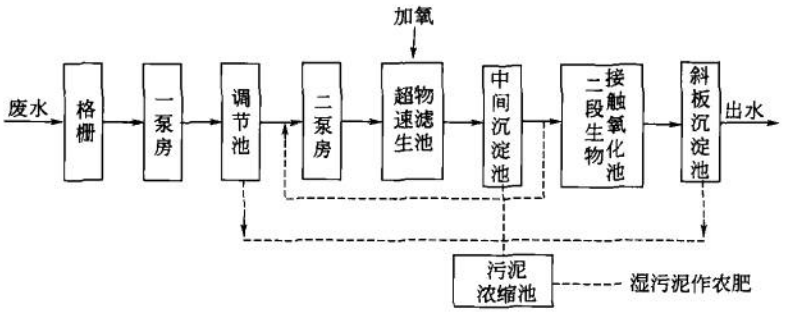



图 11-3　某肉联厂废水处理工艺流程

化分解，之后沉淀 1h 进行固液分率。最后 SBBR 内的上清液在 2h 内交替均匀排入后续的滤池进行过滤并脱色。设定 30min 排除剩余污泥和使 SBBR 处于待机状态。SBBR 运行每个周期需 12h。

采用 SBBR 工艺处理屠宰废水对 COD 的去除率达 97%，对 $BOD_5$ 为 99%，TKN 为 92%，油脂为 82%，该工艺系统对处理屠宰废水是非常有效的。

(3) 其他处理技术

①稳定塘工艺　稳定塘工艺可分为好氧塘、兼性塘、厌氧塘和生物塘（包括养鱼塘、人工植物塘等）。厌氧塘较少单独使用，一般多与兼性塘、好氧塘串联使用，或是作为其他工艺的前处理。兼性塘也很少单独使用，一般多与厌氧塘、好氧塘串联使用。好氧塘和生物塘可单独使用。现有一种曝气氧化塘，在氧化塘中装设曝气设备（如机械曝气设备等），这种氧化塘类似于没有污泥回流的延时曝气活性污泥系统，负荷较高。

美国、加拿大、澳大利亚和新西兰等国采用稳定塘工艺处理肉类加工废水的较多。国外的一些研究认为，采用厌氧塘、兼性塘、好氧塘串联系统处理肉类加工废水，从建造和淤泥清除角度而言是最经济的，并且处理结果可靠。在加拿大西部零摄氏度以下气温的气候条件下，厌氧塘也可对肉类加工废水提供经济、有效的处理。在厌氧塘的设计中，重要的是容积负荷而不是表面负荷，而在兼性塘和好氧塘的设计中，表面负荷是很重要的。国外厌氧塘的深度一般为 2.5～4.5m，水力停留时间为 4.5d，容积负荷为 0.18～0.26kg $DOD_5/(m^3 \cdot d)$，BOD 去除率为 65%～80%；兼性塘深度为 1.5m 左右，水力停留时间为 16～45d，BOD 去除率为 46%～71%；好氧塘深度为 1.2～2.1m 左右，水力停留时间为 12～27d，BOD 去除率 60%～80%。

国内近些年来也建了一些处理肉类加工废水的厌氧塘-兼性塘串联系统。运行结果表明，采用厌氧塘-兼性塘串联系统能有效地处理肉联厂屠宰废水，其中厌氧塘去除大部分有机负荷。在 BOD 和 COD 负荷分别为 150～180kg/($hm^2 \cdot d$)（$hm^2$ 为我国公顷符号）和 250～1200kg/($hm^2 \cdot d$)、水温为 10～20℃、实际停留时间为 7d 的情况下，BOD 和 COD 的去除率分别为 90%～95%和 75%～90%。其后的兼性塘通过菌藻共生系统或生态食物链（菌藻-浮游动物），能很有效地进一步去除有机物，在 BOD 和 COD 负荷分别为 15～50kg/($hm^2 \cdot d$) 和 50～120kg/($hm^2 \cdot d$)、

水温为10～20℃、日照充分、实际水力停留时间为10d左右的情况下，BOD和COD的去除率分别为40%～80%和50%～70%。整个厌氧塘-兼性塘系统对BOD和COD的总去除率分别为95%～98%和90%～95%。总氮、氨氮、总磷和磷酸盐等有代表性的去除率为70%～90%。此外，厌氧塘通过反硝化作用还能去除90%以上的硝酸盐。

国内进行过采用养鱼塘处理肉联废水的试验。结果表明，肉联废水是可以养鱼的，且效果优于一般的清水鱼塘，无需人工鱼饵，投配负荷为22.55kg $BOD_5$/(ha·d)，每5d可投配一次。鱼塘水质净化效果优于一般人工处理构筑物，出水无臭味，色度很低，除7～8月份绿藻大量繁殖时呈深绿色外，其余月份多为浅绿色或绿褐色。投配废水时，鱼塘DO值不应低于5mg/L；冬季塘底会积存相当数量未经消化的有机物，初春气温渐升，应特别注意翻塘现象；气温突降、暴雨期或水色呈浅绿带微黑色时，均应特别注意，必要时加注部分清水；鱼种应有所选择和搭配，鱼种宜以白鲢和花鲢为主，适当搭配鲤鱼、草鱼等，鱼种以不小于100g为佳。

国内有些地方还通过实践摸索出一套利用肉类加工废水养鱼的规律，如利用废水养鱼，鱼塘宜大，防止泛塘，灌放废水要细水长流，并要注意天气变化，做到天气闷热、雷雨和黄梅季节时少放废水；为了避免鱼群因缺氧死亡，可安装一些充氧设备等。国内的一些实践还表明，采用屠宰废水养鱼，只要利用得当，可使鱼塘增产5～10倍左右，且所产鱼类合乎食用要求。某地利用屠宰废水所养的商品鱼，经国家有关部门坚定，鱼肉质量符合食用标准。

采用屠宰废水养鱼时，对杀菌消毒水应另行处理，不宜直接排入鱼塘。

②土地处理工艺　国外采用的土地处理工艺主要包括渗滤和漫滤两种工艺。土地处理既可作为肉类加工废水处理的主体工艺，也可作为其他工艺后的深度处理工艺。这两方面的应用，国外都不乏实例。国外的研究表明，处理肉类加工废水的渗滤工艺，在相应的负荷情况下，COD可去除98%～99%，油脂可去除100%，TKN可去除50%～72%。漫滤工艺在BOD负荷为5.1～53.55kg BODs/($hm^2$·d)、COD负荷为18.9～119.1kg COD/($hm^2$·d)的情况下，$BOD_5$去除率为83%～99.9%，COD去除率为70%～98.9%。当漫滤工艺接在延时曝气工艺后作为深度处理工艺、BOD负荷为405kg $BOD_5$/($hm^2$·d)时，$BOD_5$去除率为85.7%，TSS去除率为95.5%。

国外研究表明，渗滤和漫滤两种土地处理工艺都已成功地用于处理高浓度的肉类加工废水，两种系统对有机碳的去除都非常有效。与漫滤工艺相比，渗滤工艺的去除率更高，但渗滤系统需要复杂昂贵的布水系统，处理后水的回收困难较大。渗滤系统对N的去除效果较好，去除P的潜力较大。漫滤系统对地下水造成污染的可能性较小。

肉类加工废水采用土地处理系统进行处理时的可能问题之一是废水中的病原菌，这一问题主要与施用废水时产生的气溶胶的飘移有关，这点对渗滤系统可能更为突出。对于采用冲击式喷水装置的渗滤系统，由于肉类加工废水中粪便和骨屑等



的存在，需要采用大喷口装置以防止堵塞，而大喷口需要高压以保证布水均匀，因此气溶胶的飘移是不可避免的。一个可能的解决方案是采用移动式布水装置代替冲击式布水装置，前者可在低压下采用大喷口布水。

除了通过气溶胶的媒介外，有些病原菌（如布鲁氏杆菌属等）还可在土壤中存活很长时间，传染给人畜，这一点也应加以注意。

肉类加工废水采用土地处理系统处理的另一个问题是：由于废水含 N 量高，可能引起地下水硝酸盐污染。一些研究还指出，在肉类加工废水进行土地处理时，尽管高浓度的油脂短期不会造成问题，但油脂对废水长期渗透率有影响。

国内采用灌溉农田的方式净化肉类加工废水已有很长的历史。从 20 世纪 50 年代起，国内采用经简单一级处理后的肉类加工废水灌溉农田，一方面使废水得到了净化，另一方面废水中的 N、P、K 等元素又为农作物提供了生长所需的养分。国外的研究表明，利用肉类加工废水灌溉农作物，可提供作物所需 N、P、K 的 50%～100%。在一些缺水地区，采用肉类加工废水灌溉农作物又弥补了水资源的不足。因此，采用灌溉农作物的方式净化肉类加工废水是值得重视的。但另一方面也必须注意到，由于肉类加工废水中含有大量有机物和一些病原菌，若使用不当，将对环境造成严重污染，危害人畜健康。

国内利用肉类加工废水灌溉农作物的实践证明，在使用合理的情况下，肉类加工废水灌溉可使农作物大幅度增产。一些地方利用肉类加工废水灌溉蔬菜，产量增加 2 倍多；一些地方利用肉类加工废水灌溉水稻，产量增加 3～5 成，有些地方甚至成倍增加。某些地方的实践证明，在产量相同的前提下，利用肉类加工废水灌溉的稻田可节省化肥 300～375kg/hm$^2$。

### 11.4.3　膜处理技术

肉类淋洗废水经预处理、NF 膜除硬度、紫外杀菌后，回用于食品加工用水，工艺流程如图 11-4 所示。肉类淋洗废水经该工艺处理后，其电导率、TOC、浊度分别从起始的 770 ～ 4410μS/cm、39 ～ 436mg/L、17 ～ 24NTU 下降到 13～196μS/cm、1.5～4mg/L，0.14～0.32NTU，无机离子和微生物浓度等都达到饮用水水质指标。

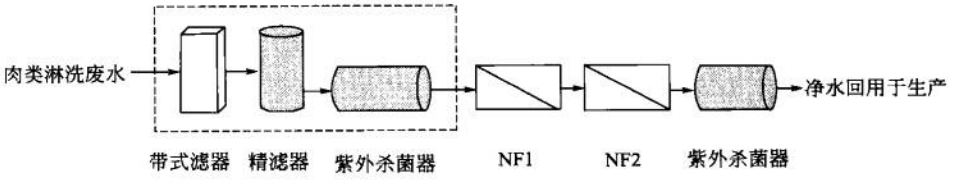



图 11-4　二级纳滤膜处理肉类加工废水工艺流程

香肠淋洗水中的主要污染物 TOC 约 200mg/L、电导率 1633μS/cm（最大）、亚硝酸盐 0.52mg/L（最大）、浊度约 30NTU、菌落总数约 $10^4$ 个/100mL（37℃）。

废水通过 50μm 过滤→3μm 过滤→UV 杀菌→二级 NF 膜处理后，一级和二级过滤对前三项污染物的脱除率分别为 95.6%、90.2%、91.1%、60.7%、65.8%、61.2%，水质接近于饮用水指标，可以回用到生产。

## 11.5 肉类加工工业清洁生产

为贯彻《中华人民共和国环境保护法》、《中华人民共和国水污染防治法》和《中华人民共和国海洋环境保护法》，促进生产工艺和污染治理技术的进步，防治水污染，目前制定肉类加工工业水污染物排放标准（GB 13457—92），代替 GB 8978—88 肉类联合加工工业部分。

由于排放标准的提高，肉类加工工业清洁生产技术的研究和应用主要有以下几个方面。

### 11.5.1 改革肉类加工工艺

通过工艺改革，控制厂内用水量，节约资源，减少污染物排放，具体的措施如下。

① 肉类制品加工，采用空气解冻工艺，代替传统的冷水池浸泡解冻工艺，生产 1t 原料冻肉，排水量可以从 $15m^3$ 下降到 $2\sim3m^3$。

② 禽类加工，传统的脱羽毛工艺一般采用机械脱毛和人工拔小毛的方式，羽毛流失较多，不仅浪费了宝贵的羽毛资源，而且增加了废水的悬浮物，采用蜡脱羽毛新工艺，不仅有利于回收羽毛，减少流失，还可以节约用水。

### 11.5.2 改革肉类加工过程中有价值物质回收

通过对有价值物质进行回收，不仅可以最大限度地降低废水中污染物负荷，同时可以提高经济效益。因此，对有价值物质进行回收，是肉类加工工业清洁生产的主要内容，具体有以下几个方面。

① 应健全与强化生产过程中对血液、油脂、肠胃内容物、毛羽等的收集与回收措施，最大限度地防止这些有价值的物质流失在生产加工过程中。现有的回收技术可保证有价值物质的回收率达到以下水平：油脂回收率＞75%；血液回收率＞78%；毛羽回收率＞90%；肠胃内容物回收率，畜类屠宰加工＞60%，禽类屠宰加工＞50%。

② 对于不可避免流失在生产废水中的有价值物质，应该采取有效的处理工艺予以回收。例如对于废水中的油脂的回收，可采用隔油池。最为普遍有效、动力消耗最小的方法是斜板隔油池，它的脱油率可达 90%。平流式隔油池的脱油率为 70%左右，气浮法的脱油率平均为 63.8%。

对于其他有价值物质的回收，目前比较常有的方法是通过气浮法回收废水中的蛋白质，然后生产动物饲料。例如北京蛋品加工厂，处理蛋品加工废水，首先用气浮法回收蛋白质用作饲料，气浮出水再用禽类屠宰废水混合统一进行生化处理。这样不仅回收了有价值物质，而且降低了生化处理的负荷，可以节省投资与运行费用。

### 11.5.3　最大限度降低加工废水排放量

通过采取一水多用、处理水回用等措施，最大限度地降低废水排放量。

肉类加工工业常与冷库共建或者毗连在一起，制冷的冷却水数量大，应该循环使用。另外，肉类加工工业的工艺用水大部分为冲洗水，肉类加工废水二级生物处理后，再经过深度处理与消毒，可回用作冲洗水。最早实现肉类加工废水回用的是上海北宝兴路禽蛋批发部，其利用二级生物处理（活性污泥法、浅层曝气）的出水，经过混凝、过滤、漂白粉消毒后用作冲洗水，污水处理厂于 1977 年投产，处理水量为 1000m³/d，回用率 70%～80%，处理后水质见表 11-9 所列。

**表 11-9　肉类加工废水处理效果**

| 项目 | 二级生化出水 | 混凝过滤消毒后水质 | 项目 | 二级生化出水 | 混凝过滤消毒后水质 |
|---|---|---|---|---|---|
| $BOD_5$/(mg/L) | 5～20 | 3 | 细菌总数/(个/L) | — | (1～2)×10² |
| COD/(mg/L) | 40～60 | 10～20 | 大肠杆菌/(个/L) | — | 3～6 |
| SS/(mg/L) | 40～80 | 10～20 | 余氯/(mg/L) | — | 0.4～0.6 |
| pH | 7.2 | 7 | | | |

## 11.6　肉类加工废水处理工程实例

(1) 浅层曝气活性污泥工艺

① 工艺概况　应用浅层曝气活性污泥工艺可以处理禽类屠宰、加工过程排出的生产废水及部分生活污水。废水 $BOD_5$ 为 150～250mg/L，COD 为 450～600mg/L，SS 为 350～500mg/L，pH 为 7.2，水温多介于 27～32℃，最低 17℃，细菌总数为 $2.37\times10^5$cfu/L。工艺流程如图 11-5 所示。

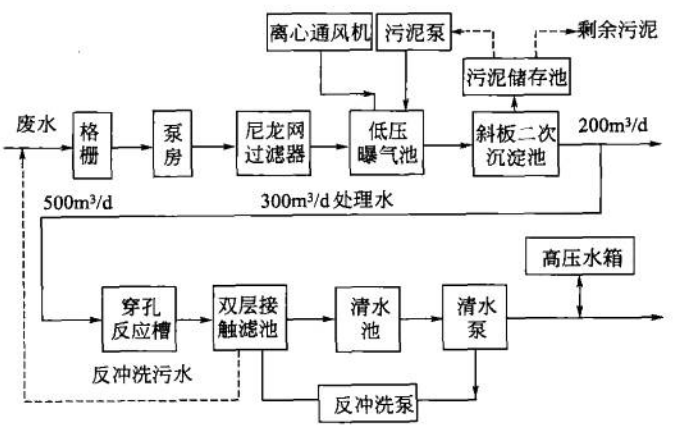



图 11-5　浅层曝气池工艺处理流程

② 主要处理构筑物及其工艺参数

a. 尼龙网过滤器，采用 90 目尼龙布，平板网倾角为 60°。

b. 低压曝气池，混合液浓度为 3000mg/L，容积负荷为 1.2kg BOD/(m³ · d)，

曝气池有效容积为 210m³，废水先经格栅除去粗大的物质（如家禽内脏碎屑等），而后用泵提升流经尼龙网过滤器去除羽毛。羽毛靠水流冲下自动落入容器加以回收，废水进入低压曝气池进行生物处理。

由曝气池流出的混合液在斜板二次沉淀池进行固液分离。经生物处理后的废水，一部分（200m³/d）排至附近河道，另一部分（300m³/d）流入穿孔反应槽，槽内投加絮凝剂，采用硫酸铝和漂白粉同时投加，投加浓度各约 10mg/L 经反应槽启，水流入滤池过滤，过滤后水回用于浸烫家禽、冲洗场地、洗刷机械车辆等，部分供滤池反冲洗用。采用水泵反冲洗，反冲洗排水流至格栅前处理。剩余污泥定期外运供农业利用。

曝气池宽为 2.5m，深为 3.5m，每条长为 12m，共两条。风机全压为 1070mm，风量为 3320m³/h。

c. 斜板二沉池，表面负荷为 4m³/（m²·h），沉淀池面积约为 20m²，尺寸为 3.5m×5.8m；采用斗底排泥，泥斗斜度为 50°，斜板材料采用钙塑板，斜板间距为 70mm。

d. 穿孔隔板反应槽，长为 5m，宽为 0.4m，反应时间为 25min。

e. 双层接触池，滤速为 6m/h，滤池面积为 8m²，滤池深度为 3.5m，砂面水深为 1.5m，反冲洗强度为 18L/（m²·s），冲洗时间为 5～10min，滤层厚度为 1.5m，其中无烟煤粒径为 0.8～1.8mm，厚为 0.4m，石英砂粒径为 2～32mm，厚为 0.60m。

③ 处理效果及评价　经生物处理和深度处理的水质见表 11-10 所列。本设计的优点在于以下几点。

**表 11-10　肉类加工废水经生物处理和深度处理后的水质**

| 指标 | 原废水 | 经生物处理后出水 | 经深度处理后出水 |
|---|---|---|---|
| pH | 7.2 | 7.2 | 7.0 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 10～250 | 5～250 | 10～20 |
| COD/(mg/L) | 450～600 | 40～60 | 20～30 |
| SS/(mg/L) | 350～500 | 40～80 | 10～20 |
| 浊度(NTU) | 100～200 | 5～8 | 3～4 |
| 细菌总数/(cfu/L) | $2.37\times10^5$ | — | 100～200 |
| 大肠菌群/(cfu/L) | — | — | 3～6 |
| 余氯/(mg/L) | — | — | 0.4～0.6 |

a. 废水处理设计考虑了净化回用。

b. 构筑物采用四层叠加构造，底层位于地下，设置有集水井、储水池、污泥池和风向间，二层为泵房、曝气池、斜板沉淀池和快滤池，三层为化验室，四层为配电间和高位水箱。

c. 结构紧凑，设计合理，操作管理方便，占地面积小。

不足之处在于：设计时考虑规模偏小，高峰生产时期超负荷运转；缺少调节池；水泵吸水池积泥、积毛，清洗困难；淡季长达五个月，给操作管理带来麻烦。

（2）射流曝气活性污泥工艺

① 工艺概况　应用射流曝气处理屠宰生猪车间排出的含血污、油脂和粪便废

水。废水中 $BOD_5$ 为 443mg/L，COD 为 1144mg/L，设计处理水量为 1500$m^3$/d。所选择的主体处理工艺为射流曝气的流程，如图 11-6 所示。

废水经双层格网去除猪毛、漂浮油脂和内脏碎屑等杂物后，用泵提升，经调节池进入射流曝气池。曝气池流出的混合液经斜板二沉池固液分离后，出水排放。

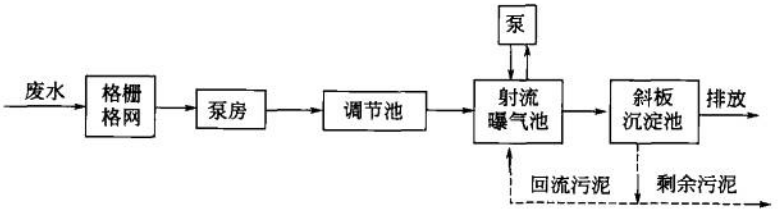



图 11-6　射流曝气池处理工艺流程

② 主要处理构筑物及其工艺参数

a. 格网，双层 4 目铁丝网。

b. 射流曝气池，停留时间为 1h，污泥负荷为 1.62kg $BOD_5$/(kg MLSS · d)，容积负荷为 8.25kg $BOD_5$/($m^3$ · d)，钢制结构，分两组，第一组处理水量为 500$m^3$/d，曝气池直径为 2.2m，池深为 6m，有效容积为 20.9$m^3$，池内设直径为 600mm 的导流筒一只，起循环充氧吸水作用；第二组处理水量为 1000$m^3$/d，曝气池直径为 3.5m，池深为 6m，有效容积为 55.8$m^3$，池内设直径为 1.5m 的导流筒一只。

c. 射流曝气器，需氧量为 1kg $O_2$/kg $BOD_5$，工作压力为 1kg/$cm^2$，工作水量为 40～50$m^3$/h，水气比为 0.5～1.0，氧利用率为 30%～46%。

d. 斜板二沉池，表面负荷为 1.6$m^3$/（$m^2$ · h），内装间距为 70mm、板长为 1m，倾角为 60°的玻璃钢斜板，分两组，第一组长为 3m，内装 100$m^2$ 的斜板，导流区长为 3m，宽为 0.8m，池底锥角为 50°；第二组长为 6m，内装 400$m^2$ 的斜板，导流区长为 6m，宽为 0.5m，池底锥角 50°。

③ 处理效果及评价　运行结果表明，出水 $BOD_5$ 浓度可达到 11mg/L，相应的 $BOD_5$ 去除率为 96.8%；出水中的 COD 浓度可达到 63mg/L，相应的 COD 去除率为 92%。在本设计中，生物处理采用射流曝气旋流混合曝气池，曝气时间短，污泥负荷高，耐冲击能力强，去除猪毛、浮油及其他漂浮杂物后才能进入生物处理设备。调节池中进行预曝气，可以去除 20%的 COD，还可以保证处理前的水不发臭，保证曝气池的稳定运行。剩余活性污泥蛋白质质量分数达 30%，应进一步研究其综合利用。

(3) 厌氧塘＋兼性塘塘串联工艺

① 工艺概况　采用厌氧塘＋兼性塘串联系统处理暂存饲料、屠宰和加工猪、牛、羊等排出的废水。废水中 $BOD_5$ 浓度为 461mg/L，COD 浓度为 662mg/L，设计处理能力为 300$m^3$/d。废水首先进入两个并联运行的厌氧塘，在其中厌氧菌的作用下，大部分有机物得到降解。两个厌氧塘的出水流入一个兼性塘，在其中兼性菌

和好氧菌的作用下，剩余有机物得到进一步降解。工艺流程如图 11-7 所示。

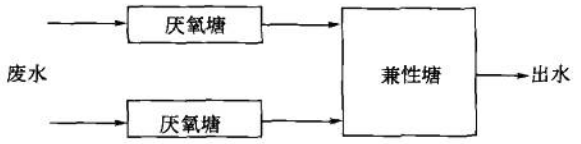



图 11-7　厌氧塘＋兼性塘串联工艺处理流程

② 主要处理构筑物及其工艺参数

a. 厌氧塘，2 座，每座长宽高为 50m×25m×3m，有效水深为 2.5m，停留时间 21d。采用浆砌块石水泥砂浆勾缝，底部敷砾石垫层 100mm，其上为浆砌块石，壁厚为 300mm。每座塘在其纵向中心线上设进、出口各一个。

b. 兼性塘，1 座，长宽高为 480m×50m×3m，有效水深为 1.5～2.0m，停留时间为 20～27d。采用土地，四周土坝边坡为 1∶1，填土部分经夯实敷以混凝土方形盖板，水泥砂浆勾缝胶接，末端中部设一出口。

厌氧塘与兼性塘以两条暗沟相如两条连接沟上各有一个调节阀门，用以调节厌氧塘的水位和废水在其中的停留时间，以及调节进入兼性塘的流量。

③ 处理效果及评价　运行条件及处理效果见表 11-11 所列。

**表 11-11　屠宰与肉类加工废水经串联塘系统处理后的效果**

| 指标 | 原水 | 厌氧塘 1 出水 | | 厌氧塘 2 出水 | | 兼性塘出水 | | 总去除率 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | 数值 | 去除率/% | 数值 | 去除率/% | 数值 | 去除率/% | /% |
| 水温/℃ | 12～18 | 12.5～18 | — | 12.5～20 | — | 9.5～21 | — | — |
| pH | 7.0～7.55 | 7.15～7.4 | — | 7.15～8.05 | — | 7.35～8.45 | — | — |
| DO/(mg/L) | 0 | 0～1.67 | — | 1.15～2.23 | — | 5.36～6.81 | — | — |
| ORP/mV | −1.0～125 | −63～23 | — | −45～11 | — | 25 | — | — |
| SS/(mg/L) | 310～1036 | 30～80 | 74～92 | 42～71 | 77～96 | 17～47 | 45～74 | 85～98 |
| DS/(mg/L) | 368～486 | 326～382 | 4.3～33 | 320～336 | 8.7～34 | 103～262 | 19～69 | 46～71 |
| COD/(mg/L) | 246～1023 | 26～182 | 79～89 | 12～197 | 77～95 | 5～89 | 48～73 | 89～98 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 180～655 | 16～53 | 91～92 | 5～58 | 90～97 | 2～29 | 41～89 | 96～99 |
| $NH_4^+$-N/(mg/L) | 1.51～28.5 | 3.8～14.6 | 67 | 3.65～8.9 | 87 | 0.8～2.7 | 61～85 | 13～91 |
| 总氮/(mg/L) | 29.1～44.1 | 14.8～25.2 | 37～59 | 5.3～24.8 | 44～82 | 1.56～11.5 | 33～85 | 71～95 |
| $NO_3^-$-N/(mg/L) | 2.56～5.5 | 0～0.18 | 0～100 | 0.03～2.4 | 56～97 | 0～0.1 | 23～100 | 96～100 |
| 总磷/(mg/L) | 2.22～3.66 | 1.2～2.33 | 0～46 | 0.96～2.02 | 13～74 | 0.2～1.78 | 18～86 | 24～91 |
| 磷酸盐/(mg/L) | 0.43～2.08 | 0.55～1.30 | 74 | 0.43～0.85 | 79 | 0.06～0.29 | 41～94 | 86 |

由表 11-11 可知，厌氧塘＋兼性塘串联系统，能够有效地处理肉类联合加工厂屠宰废水。其中厌氧塘去除绝大部分的有机物负荷，其后的兼性塘通过藻菌共生系统或生态食物链（菌藻-浮游动物），能够很有效地进一步去除有机物。厌氧塘通过厌氧菌的代谢活动，能有效地去除氮、磷，将有机氮降解转化为氨氮，有机磷转化为磷酸盐。在兼性塘中，氨氮和磷酸盐被作为藻类和菌类的营养物质而被摄取合成细胞原生质，从而达到较高的氮、磷去除率。厌氧塘还通过反硝化去除硝酸盐而脱氮。

厌氧塘-兼性塘串联系统还能有效地去除溶解性固体，对出水用于灌溉时防止



土壤盐渍化大有好处。值得指出的是，厌氧塘在中心线上单口进水和出水，兼性塘两口进水、单口出水，造成塘中水流分布不均匀，形成较大面积死水区，容积有效利用系数低。厌氧塘的深度也有些不足。如在塘中加设均匀布水装置，将厌氧塘深度增加 1～2m，并加设软性纤维填料形成附着生长废水稳定塘，在兼性塘放养适量滤食性鱼类，净化效果必将进一步提高。

(4) 接触氧化工艺　浙江某屠宰厂主要从事生猪的屠宰以及相关肉制品加工，生产过程中产生的以屠宰废水为主的生产废水 COD 值比较高、色度大，含有大量的油脂、猪毛等悬浮杂质，水质波动较大，一般 pH 为 5.0～7.5，甚至还有寄生虫卵。排放量约为 160$m^3$/d。

废水经过预处理后，通过串联的、有中间沉淀池的两座接触氧化池，可获得较好的处理效果。两级接触氧化池的处理效率，$BOD_5$ 去除率可达 95%。

在更新改造过程中，采用高负荷滤池，在初次沉淀池和一级生物滤池之间加设预曝气池，此池的出水经回流处理水的稀释，然后再进入滤池。处理过程中会产生大量的泡沫，因此需要在处理前，污水进行预曝气 1h。

① 设计水质水量及处理要求　该工程设计的水质水量见表 11-12 所列。

**表 11-12　设计水质水量**

| 水量/($m^3$/d) | pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|
| 160 | 6～9 | ≤2500 | ≤1200 | ≤800 |

处理出水必须达到《肉类加工工业水污染物排放标准》(GB 13457—1992) 中的一级标准，即：COD≤80mg/L，$BOD_5$≤30mg/L，SS≤60mg/L，pH 为 6.0～8.5，动植物油≤15mg/L，$NH_4^+$-N≤15mg/L，大肠菌群≤5000 个/L。

② 污水处理工艺流程

a. 工艺流程　废水处理工艺流程，如图 11-8 所示。

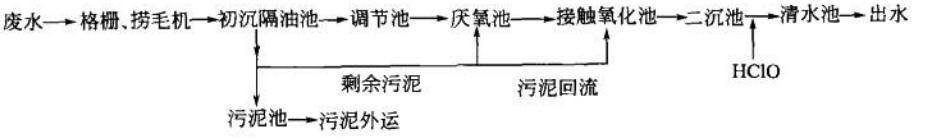



图 11-8　某屠宰厂废水处理工艺流程

b. 工艺流程说明　厂区废水经格栅、捞毛机去除大的悬浮杂质如碎屑肉、猪毛等，再经过初沉隔油池自然沉淀后除去废水中的泥砂、油脂后流入调节池。调节池内的废水经泵提升后进入厌氧池，经厌氧消化后重力自流进入接触氧化池。废水在接触氧化池内经过好氧生化处理后流入二沉池进行泥水分离，上清液消毒达标后计量排放。

二沉池污泥回流至厌氧池和接触氧化池，少量剩余污泥与初沉隔油池的污泥一起排入污泥池储存，定期外运用做肥料。

c. 工艺特点　采用厌氧加好氧的处理工艺，工艺较为成熟；工艺采用膜法处理，处理效率稳定，污泥产生量少；水处理设施在运行上有较大的灵活性，以适应

水质水量变化。

③ 主要建、构筑物尺寸及设计参数

a. 格栅捞毛井　用于去除悬浮杂质，地下砖混结构，平面尺寸 4.0m×1.5m，深 1.5m。

b. 彻沉隔油池　用于去除油脂和泥砂，平面尺寸 4.0m×1.5m，有效水深 1.5m，总深 1.8m，地下钢筋混凝土结构。

c. 调节池　停留时间（HRT）采用 24.0h，平面尺寸 7.0m×8.0m，有效水深 3.0m，总深 3.2m；地下钢筋混凝土结构。

d. 厌氧池　HRT＝48h，平面尺寸 14.0m×5.5m，有效水深 4.5m，总深 5.0m，地上钢筋混凝土结构，与接触氧化池合建。

e. 接触氧化池　HRT＝24h，平面尺寸 10.5m×3.5m，有效水深 4.2m，总深 5.0m，内设填料，地上钢筋混凝土结构，与厌氧池合建。

f. 二沉池　表面负荷率取 0.65$m^3$/（$m^2$·h），平面尺寸 3.5m×3.5m，有效水深 5.0m，地上钢筋混凝土结构，与接触氧化池合建。

g. 污泥池　暂时储存污泥用，平面尺寸 7.5m×1.0m，总深 3.2m，地下钢筋混凝土结构。

h. 综合房　平面尺寸 4.0m×5.0m，地上砖混结构。

i. 清冰池及排水计量井　清水池有效停留时间 1.5h，平面尺寸 2.5m×13.0m，总深 1.0m。排水计量井平面尺寸 2.5m×1.0m，总深 1.0m，规范化排水计量口。

j. 标准排放口　建设标准排放口，配置标准计量设备。

④ 主要设备　主要设备见表 11-13 所列。

**表 11-13　主要设备**

| 序号 | 名称 | 型号规格 | 功率/kW | 数量 | 备注 |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 机械格栅 | GL-1500 | 0.75 | 2 个 | — |
| 2 | 自动捞毛机 | LB-100 | 0.75 | 1 台 | 一用一备 |
| 3 | 废水提升泵 | WQ50-10-10-0.75 | 1.5 | 2 台 | — |
| 4 | 初沉池污泥泵 | ZW50-20-12.5 | 1.5 | 1 台 | 一用一备 |
| 5 | 污泥回流泵 | 32ZW10-20 | 7.5 | 2 台 | 一用一备 |
| 6 | 风机 | SSR100 | — | 2 台 | — |
| 7 | 曝气器 | ZH-215 | — | 80 套 | — |
| 8 | 弹性填料 | ZL | — | 350$m^3$ | — |
| 9 | 流量计 | LSQ | — | 1 套 | — |
| 10 | 自控工程 | — | — | 1 套 | — |
| 11 | 消毒系统 | 非标 | — | 1 套 | — |
| 12 | 污泥脱水系统 | XZL-20/630-U | 3.5 | 1 套 | — |

⑤ 运行情况　2001 年 8 月进行废水处理工程设计，并于当年进行了废水处理工程的施工、设备和总管安装、工程调试，并进行了废水处理工程达标验收和工程投产运行。各项指标达到设计标准，废水达标排放。

废水处理工程投资合计 61.8 万元，其中，设备投资 28.45 万元，土建

费用 27.37 万元，其他费用 5.98 万元。废水处理成本见表 11-14 所列。

**表 11-14　废水处理成本表**

| 序　号 | 项　目 | 数　量 | 单　价 | 费用/(万元/a) |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 工资费 | 1 人 | 7200 元/a | 0.72 |
| 2 | 电　费 | $6.48\times10^4$kWh | 0.8 元/kWh | 5.184 |
| 3 | 药剂费 | — | 0.08 元/$m^3$ 废水 | 0.384 |
| 4 | 维修费 | 1% | — | 0.618 |
| 5 | 折旧费 | 5% | — | 3.09 |
| 6 | 合　计 | — | — | 9.996 |

本废水处理工程年运行费用为 9.996 万元，年直接运行费用为 6.288 万元，单位处理成本为 2.08 元/$m^3$ 废水，单位直接处理成本为 1.31 元/$m^3$ 废水。

(5) 厌氧＋射流曝气工艺　武汉市某肉类加工厂每天排放废水 800$m^3$，主要包括生猪栏冲洗水、屠宰车间废水及生活污水，其中含有猪血、猪粪等大量污染物。废水水质见表 11-15 所列。

从表 11-15 中可看出，该废水 $BOD_5$/COD 达到 50%，可生化性比较强。用厌氧＋好氧工艺进行处理。并利用处理过程中产生的沼气作为能源，利用斜板沉淀池中沉淀下来得污泥作为肥料，采用的处理工艺流程如图 11-9 所示。

**表 11-15　某肉类加工厂废水水质**　　单位：mg/L

| 项目 | $BOD_5$ | COD | SS | $NH_4^+$-N |
|---|---|---|---|---|
| 范围 | 558～1100 | 1128～2300 | 500～760 | 50～200 |

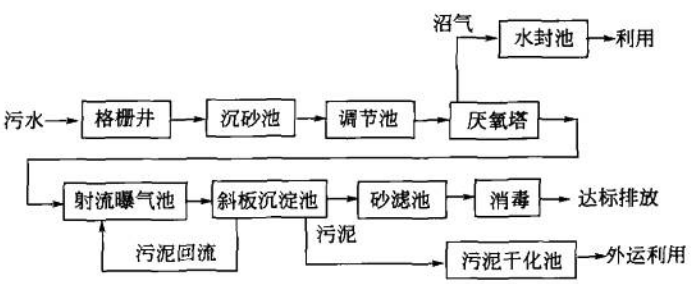



图 11-9　厌氧＋射流曝气法处理工艺流程

在该工艺流程中，污水先自流入格栅井，可去除猪毛、破碎内脏等悬浮物；然后污水由泵提升至沉砂池去除较重的颗粒物；接着自流进调节池（调节池设在地下），停留时间为 12h。再进入厌氧塔进行厌氧处理，产生的甲烷气经脱硫器进入水封池中待用；厌氧后污水流入曝气池，采用射流曝气器进行曝气，时间为 2.5h。污水经曝气后流入斜管沉淀池进行泥水分离，上清液经砂滤池加消毒措施后排放；污泥，流入污泥干化池，脱水后外运做家肥。

另外某屠宰废水工艺方法是采用 UASB＋射流曝气串联技术，能在低能耗下净化有机废水，将污染物转化为沼气加以利用，并数倍地降低系统的污染量。与常规好氧活性污泥法相比较，具有处理效率高、节能、经济、污泥消化好、无二次污染等特点，该技术被国家环保局评为 1995 年可行实用技术，其工艺流程如图 11-10 所示。

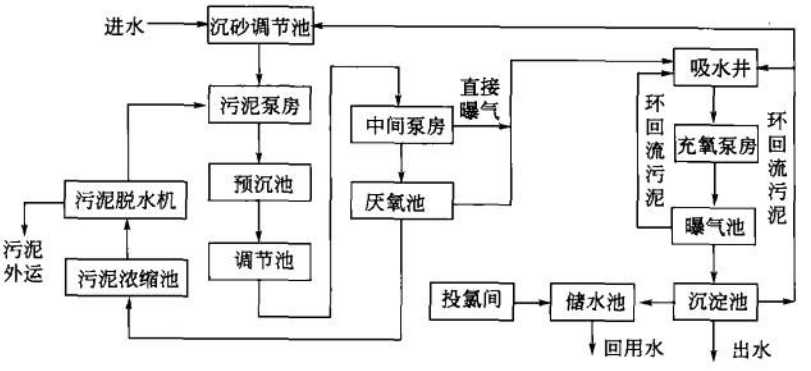



图 11-10　常温 UASB＋射流曝气串联工艺流程

其技术关键是：UASB 设备中进料配水系统和气、固、液三相分离器的设计制造，常温厌氧颗粒污泥与好氧活性污泥的形成与调节。在该处理工艺流程运行中，合理的操作调节系统的三环回流比是保证运行处理水质达标排放（或回用）的重要条件。

该工艺的主要技术指标及条件如下。

① 技术指标

a. 处理水量　500～3000t/d

b. 容积负荷　6～8kg COD/（$m^3$ · d）

c. COD 去除率　＞90%

d. $BOD_5$ 去除率　＞90%

e. SS 去除率　＞90%

f. 能耗以 1t 污水计　＜0.5kWh

g. 沼气产量（甲烷含量 80%）以 1t 污水计　0.25～0.3$m^3$

h. 回用水量，以 1t 污水计　0.2t

② 条件要求

a. 进水浓度　＜3kg COD/t

b. 废水温度　＞10℃

（6）水解酸化＋SBR 工艺

广州市某肉联厂，采用水解酸化＋SBR 工艺处理肉类加工废水，其处理工艺流程如图 11-11 所示。主要构筑物及设计参数见表 11-16 所列。该厂处理能力为

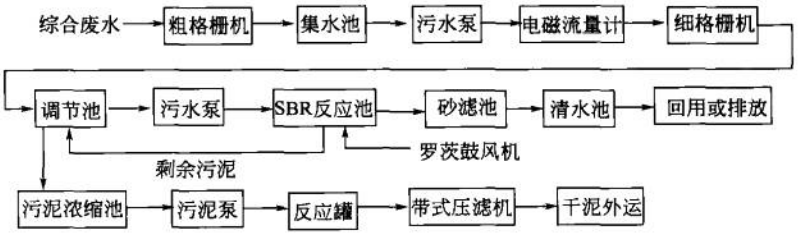



图 11-11　水解酸化＋SBR 工艺流程



3000m³/d，总投资 750 万元，吨水投资 2500 元/（m³·d），占地 1100m²（包括道路和绿化用地），折合占地指标为 0.44m²/（m³·d），废水处理成本 0.59 元/m³，其处理效果见表 11-17 所列。

**表 11-16　主要构筑物及设计参数**

| 构筑物名称 | 数量 | 有效容积/m³ | 设计参数 |
|---|---|---|---|
| 集水池 | 1 | 50 | HRT=10min |
| 水解、预曝调节池 | 1 | 1625 | HRT=18h |
| SBR 反应池 | 3 | 1000 | Ne=0.1kg $BOD_5$/(kg MLSS·d) |
| 砂滤池 | 1 | — | 表面负荷:10m³/(m²·h) |
| 回用水池 | 1 | 500 | |
| 污泥浓缩池 | 1 | 40 | |

**表 11-17　水解酸化+SBR 工艺处理效果**

| 水样 | pH | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | 氨氮/(mg/L) | 总大肠杆菌/(个/L) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 处理前(1997-10-9) | 6.76 | 780 | 478 | 148 | 54.8 | 160000 |
| 处理后(平均) | 6.82 | 50.1 | 13.6 | 50 | 3.02 | 450 |
| 处理前(1998-1-9) | 9.26 | 1380 | 868 | 394 | 43.1 | — |
| 处理后(平均) | 7.43 | 77.2 | 25.1 | 31 | 3.6 | — |
| 新扩改建一级标准 DB4437—90 | 6～9 | ≤80 | ≤30 | ≤70 | ≤10 | ≤3000 |

## 参　考　文　献


[1] 潘蓓蕾．加快产业结构调整和升级，推动食品工业又快又好发展．2010 中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：3-7.

[2] 张莉．加强合作与交流促进方便面行业健康发展．2010 中国食品工业与科技发展报告．北京：中国轻工业出版社，2010：8-13.

[3] 唐受印，戴友芝，刘忠义，周作明等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001，5-124.

[4] 北京水环境技术与设备研究中心，三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.

[5] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.

[6] 王凯军，秦人伟等．发酵工业废水处理．北京：化学工业出版社，2000.

[7] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.

[8] 张自杰，钱易，章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.

[9] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.

[10] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.

[11] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.

[12] 谭万春．UASB 工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.

[13] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.

[14] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.

[15] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.

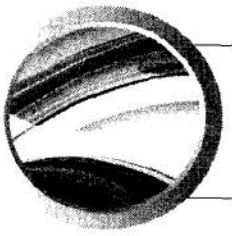
[16] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.

[17] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.

[18] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.

[19] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.

[20] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.



# 第12章 淀粉加工废水处理工艺及工程实例

淀粉属于多羟基天然高分子化合物，广泛地存在于植物的根、茎和果实中。淀粉是人类重要的食品，在工业生产中也有广泛的用途，作为浆料、添加剂、胶黏剂及填充剂等用于许多工业部门，如造纸、纺织、食品、医药、化工等。由于工业的发展，对淀粉所具有的自然性能已不能满足要求，近些年来，人们采用化学、物理化学或酶催化的技术，对淀粉进行处理，研制出几百种改性淀粉，以满足工业生产上的要求。

## 12.1 淀粉加工行业概述

淀粉是自然界最丰富的原料之一，属于可再生、可生物降解资源。淀粉生产的主要原料作物有甘薯类和玉米。它容易从粮食中获得、价格较低。淀粉主要是利用玉米、木薯、马铃薯、甘薯、小麦等经过深加工生产而成。利用淀粉再次延伸产业链深加工而生产的产品主要包括：淀粉糖、赖氨酸、山梨醇、化工醇、燃料乙醇、柠檬酸等。

淀粉是食物的重要成分。它不具有甜味，但却是重要的糖源，因为淀粉是由葡萄糖组成的有机高分子化合物，经水解可得低聚糖，这也是淀粉制糖的基础。由淀粉或其水解产物葡萄糖出发，经发酵可生产味精、有机酸、柠檬酸、醇等有机化工产品，而且还可通过变性的方法生产多种淀粉衍生物，可用作填充剂、包埋剂、黏合剂、表面活性剂等。

2001年以来，我国淀粉年产量保持在平均17%的增长速度，并在2005年突破了千万吨，居各国之首。我国淀粉生产技术也已跻身世界强国行列，多项技术工艺达到国际先进水平。淀粉工业被誉为朝阳产业，可直接带动农业、食品、造纸、医药、化工、石油等诸多行业的发展。尽管我国淀粉工业虽已取得很大进步，但年人均消费只有8.5千克，为美国的9.4%，日本的36.6%，仍有很大发展空间。

目前，我国玉米淀粉年产10万吨以上的企业25个，其淀粉产量占总量的87%。变性淀粉年产1万吨以上的企业15个，其变性淀粉产量占总量的90%以上。液体淀粉糖年产10万吨以上的企业10个，其液体淀粉糖产量占总产量的85%。

## 12.2 淀粉加工生产工艺

玉米淀粉加工工艺一般为湿磨法工艺，该工艺的特点应将淀粉和玉米油提出作

为食用，然后将玉米的其他成分按照饲料标准分别生产出玉米浆、胚芽饼、玉米麸质饲料和蛋白粉 4 种副产品，然后配合各种辅料和添加剂生产各种专用饲料。玉米淀粉加工工艺流程如图 12-1 所示。

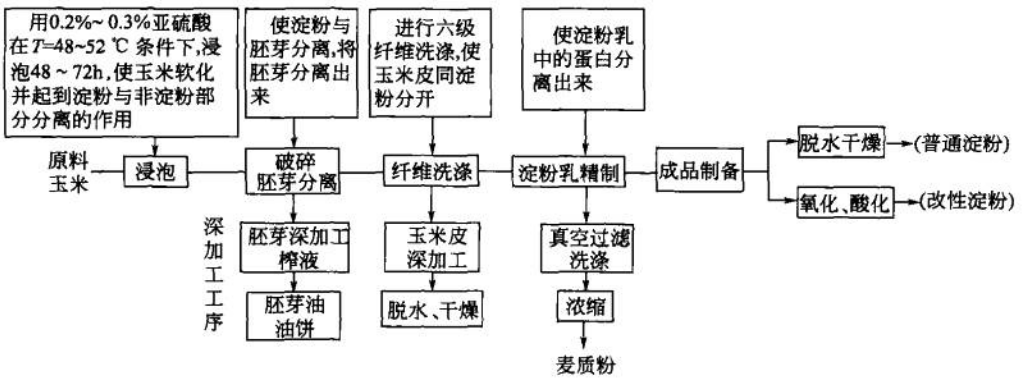



图 12-1　玉米淀粉加工工艺

大中型玉米淀粉厂从玉米原料回收生产的玉米浆、胚芽饼、麸质饲料、蛋白饲料、玉米油 5 种产品（其得率分别为玉米重量的 6%～7%、3%～4%、14%～15%、5%～6%、3%～4%）。但是大部分中、小型淀粉厂由于年产量低，并不回收副产品，只是回收含水饲料，而将浸泡水排放。

木薯淀粉也是我国淀粉的主要品种之一。其加工工艺是根据淀粉不溶于冷水和密度大于水的性质，采用专用机械设备将淀粉从水的悬浮液中分离出来，从而达到回收淀粉的目的。木薯淀粉加工工艺流程如图 12-2 所示。木薯淀粉亦采用湿法加工工艺，其包括滚筒清洗、二次碎解、浓浆筛分、逆流洗涤、氧化还原法漂白、旋流除砂、浓浆分离、溢浆法脱水、一级负压脉冲气流干燥。

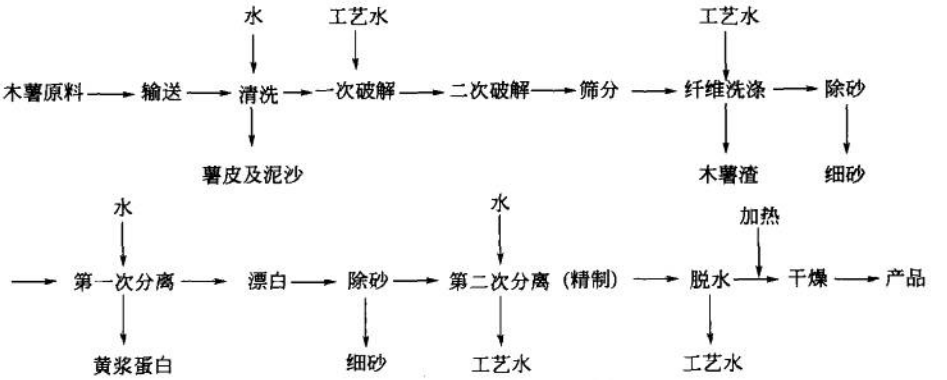



图 12-2　木薯淀粉加工工艺

淀粉现在已经发展成为重要的制糖原料，美国各种淀粉糖产品的年产量已达 1000 万吨（干基计），并从 1984 年起超过了蔗糖。以淀粉为原料，可以生产葡萄

糖、无水葡萄糖、果葡糖浆、葡麦糖浆、麦芽糖浆等。以淀粉为原料，生产葡萄糖、高麦芽糖浆。无水葡萄糖的生产工艺按结晶方法的不同可分为煮糖法和冷却法，按结晶的次数可分为一次结晶、一次半结晶、二次结晶，我国葡萄糖生产有冷却法一次结晶工艺、冷却法一次半结晶工艺、煮糖法一次结晶工艺、煮糖法二次结晶工艺。

## 12.3 淀粉加工废水的来源和特点

淀粉生产的主要原料作物为玉米和甘薯类。淀粉在加工过程中产生大量的高浓度酸性有机废水，其含量随生产的波动而时有变化，其 COD 值通常在 1000mg/L 左右。不少企业排放的废水得不到有效处理，肆意排放，往往是一个淀粉厂造成周围排水沟（或塘）臭气熏天，对水环境危害极大。造成严重污染。

我国淀粉作为原料以玉米和甘薯类（包括马铃薯和其他薯类）为主。二者的加工废水来源和特点有所不同。

### 12.3.1 玉米淀粉加工废水主要来源和特点

作为生产淀粉的原料，玉米具有淀粉含量高、副产品能够进行综合利用、生产成本较低的特点。

玉米淀粉废水主要来源于浸泡、胚芽分离、纤维洗涤和脱水等工序。玉米淀粉生产不受季节影响，可全年生产。工艺用水量较大，一般为 5～13$m^3$ 废水/t 玉米，因此玉米淀粉生产主要表现为耗水量大和淀粉的提取率低的特点，造成我国的玉米淀粉生产工艺产生的废水量较大，污染物浓度高。

玉米淀粉生产污染物污染负荷和排放量见表 12-1 所列。进一步提取废水中的淀粉、蛋白质和纤维素，开展综合利用，并增加废水的循环利用率是减少玉米淀粉废水污染程度的有效途径。

**表 12-1 玉米淀粉生产污染物污染负荷和排放量**

| 来源 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) | 废水量/(t/t 产品) |
|---|---|---|---|---|
| 玉米浸泡水 | 30000～50000 | 20000～30000 | — | 20～30 |
| 黄浆 | 7000～9000 | 4000～6000 | 400～800 | — |
| 皮渣 | 1500～3000 | 1000～2000 | 10000 | 10 |
| 工艺水 | 500～1500 | 300～1000 | — | 20～30 |
| 综合废水排放口 | 3000～9000 | 1000～5000 | — | 40～60 |

玉米淀粉废水中主要成分为淀粉、糖类、蛋白质、纤维素有机物质。同样排放废水的 COD 浓度较高，为 500～50000mg/L，$BOD_5$ 浓度为 300～30000mg/L，悬浮物浓度为 400～10000mg/L。

### 12.3.2 甘薯淀粉加工废水水质水量特点

甘薯淀粉加工工艺生产淀粉需耗水 30～40$m^3$/t。其工艺废水主要有以下几种。

（1）输送与洗净废水　在淀粉生产工厂，作为原料的马铃薯都是通过输送沟流送到生产线的，在流送的过程中，马铃薯得到一定程度的洗净。有些淀粉厂还专设洗净工序，比较彻底地去除马铃薯表皮所沾染的污物和砂土。由流送工段和洗净工



段流出的废水，含有砂土、马铃薯破皮片以及由原料溶出的有机物，这种废水悬浮物含量多，COD 和 $BOD_5$ 值却不高。

（2）生产废水（分离废水）　原料马铃薯洗净后，加以磨碎形成淀粉乳液，在乳液中含有大量的渣滓，需使淀粉乳与渣滓分离，淀粉乳进入精制、浓缩工段。分离废水中含有大量的水溶性物质如糖、蛋白质等，此外还含有少量的微细纤维和淀粉，COD、$BOD_5$ 值很高，产生的废水量较大。本工段废水是甘薯淀粉加工主要污染的废水。精制淀粉乳脱水工序产生的废水水质与分离废水同。

（3）生产设备洗刷废水　对生产设备进行洗刷而产生的废水，废水污染物浓度仍较高。

（4）淀粉渣储槽废水　在淀粉生产过程中，作为副产品产生大量的渣滓，长期积存在储槽内，会产生一定量的废水。这种废水虽然并不产生恶臭，但酸度高。

甘薯类淀粉生产废水的水质特征见表 12-2 所列。由表 12-2 可知，甘薯类淀粉生产废水属于高浓度有机废水。

**表 12-2　以甘薯类为原料生产淀粉排水水质**　　单位：mg/L

| 原料种类 | 污染指标 | 分离废水 | 淀粉储槽废水 | 输送废水 |
|---|---|---|---|---|
| 马铃薯 | COD | 1600～4900 | 750～2100 | 60～200 |
| | $BOD_5$ | 900～3950 | 540～950 | 30～120 |
| | SS | 600～2460 | 85～175 | 400～2100 |
| 甘薯 | COD | 7500～9100 | 2500～4500 | 85～300 |
| | $BOD_5$ | 2000～3000 | 1500～2300 | 40～100 |
| | SS | 2000～2800 | 70～90 | 280～800 |

## 12.4　淀粉加工废水处理工艺

根据淀粉生产废水的生产特点和水质特征，经常采用的方法如下。

（1）沉淀分离法　使用沉淀池或沉淀塘，当池中产生厌氧反应时，生成的有机酸废水的 pH 下降，处于胶体状态的蛋白质将形成絮凝体而沉淀，能够提高分离效果。沉降后的残渣可做动物蛋白饲料，该法每处理 1t 废水可产生 10kg 的干渣，按目前市场价计算每处理 1t 废水可获利 12 元，经济效益可观。

（2）生化处理法　生化处理方法又分为厌氧生化法和好氧生化法。

① 厌氧生化法　厌氧生化法的主要优点是不需要充氧，能耗低，微生物所需 N、P 等营养元素少，污泥量少，产生甲烷气体，可回收能量，运行费用低，而且容积负荷高，水力停留时间（HRT）短，污泥停留时间（SRT）长。目前应用较多的厌氧发酵法有厌氧滤池（AF）、升流式厌氧污泥床（UASB）等方法。

② 好氧生化法　好氧生化法需要充氧，动力消耗大、无能量回收，微生物所需营养多，污泥量大，适合处理低浓度的有机废水，而淀粉废水的 COD 一般较高，所以单独应用好氧生物法较少。目前应用较多的工艺由接触氧化法、生物氧化塘法和活性污泥法。

③ 稳定塘法　如具备土地、气候等方面的条件，淀粉生产废水可以考虑用水

生植物处理，使废水在稳定塘进行处理。

④ 厌氧＋好氧生化处理　淀粉生产废水采用用单一处理方法（厌氧或好氧）的较少，多数是将各种方法相结合，进一步提高处理效率。国内外应用超滤技术去除马铃薯淀粉废水中的 COD，并浓缩回收可溶性蛋白质。

⑤ 光合细菌法　淀粉废水的处理方法中另一类运用较多的方法就是应用光合细菌。光合细菌简称 PSB，是能在厌氧条件下进行光合作用的细菌总称，用于净化有机废水的光合细菌主要是红假单胞菌属，它能利用有机物作为光合作用的碳源和供氢体，并能耐受高浓度的有机物，分解并将它们除去。利用 PSB 处理有机废水，不仅去除率高而且节省能耗，投资省，占地少，菌体污泥还对人畜无害，是富含营养的蛋白饲料。

由于我国淀粉作为原料以玉米和甘薯类（包括马铃薯和其他薯类）为主，两者的加工废水来源和特点有所不同。因此，实际污水处理工艺有所不同。

### 12.4.1　玉米淀粉加工废水处理工艺

相对甘薯类淀粉生产废水而言，玉米淀粉生产废水水质成分复杂，污染物浓度也高。玉米淀粉生产废水的处理以生物处理法为主，好氧生物处理法一般不能作为单一的处理系统。目前，推荐的废水处理工艺为：预处理＋厌氧生物处理＋好氧生物处理工艺。

（1）预处理　预处理主要采用沉淀分离法。此外，可采用离心分离，微滤及压滤等设备强化预处理能力。

（2）生物处理法　玉米淀粉生产废水的厌氧生物处理技术，经常采用 UASB 反应器、厌氧流化床及厌氧滤池等，有机物经厌氧生物处理可大幅度削减，一般 COD 去除率可达 80%～90%，可达到预期的 COD 去除率，设计参数参考以下数值：

UASB 反应器有机负荷：7～9kg COD/（$m^3$ · d）（35℃），3～4kg COD/（$m^3$ · d）（25℃）。

厌氧流化床有机负荷：10～12kg COD/（$m^3$ · d）（35℃）。

厌氧滤池有机负荷：2～4kg COD/（$m^3$ · d）（35℃）。

吉林省环境保护研究所成功地采用了两级 UASB 反应器，中试结果见表 12-3 所列。

**表 12-3　两级 UASB 反应器中试结果**

| 温度/℃ | HRT/h | | | 进水 COD/(mg/L) | COD 去除率/% | | | 进水 SS/(mg/L) | SS 去除率/% | | | 负荷/[kg COD/($m^3$ · d)] | | | 备注 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Ⅰ | Ⅱ | 总 | | Ⅰ | Ⅱ | 总 | | Ⅰ | Ⅱ | 总 | Ⅰ | Ⅱ | 总 | |
| 25 | 31 | 31 | 62 | 58100 | 55 | 18 | 63 | 5700 | 25 | 24 | 44 | 45.3 | 19.6 | 22.7 | — |
| 35 | 24 | 24 | 48 | 18200 | 75 | 67 | 92 | 2600 | 32 | 42 | 61 | 17.1 | 4.3 | 8.6 | Ⅰ中加碱 |
| 35 | 17 | 17 | 34 | 25100 | 73 | 73 | 91 | 3000 | 43 | 12 | 55 | 33.2 | 8.9 | 16.6 | Ⅰ中加碱 |
| 35 | 14 | 14 | 28 | 22400 | 74 | 74 | 93 | 3300 | 36 | 42 | 62 | 37.1 | 12.1 | 18.6 | Ⅱ中加碱 |
| 35 | 9 | 9 | 18 | 22300 | 67 | 65 | 89 | 3300 | 37 | 31 | 57 | 55.7 | 18.3 | 27.9 | 回流 15% |

经厌氧生物处理工艺后的出水可经好氧生物处理工艺进一步处理，好氧部分可



选用 SBR、CASS 等工艺。而 UASB 工艺目前有中低负荷的 UASB 工艺和高负荷颗粒污泥 UASB 工艺。具体的内容如下。

① 中低负荷的 UASB 工艺　在 UASB 调试前，利用接种的方法来获得产甲烷菌，最好是用成熟的颗粒污泥接种。但是成熟的颗粒污泥很少，所以，很多厂家采用的 UASB 反应器为絮状污泥的中、低负荷工艺。目前，应用最多的接种污泥是污水处理厂的厌氧消化污泥，这种污泥具有来源广、细菌种类多、含量大、对各种污水适应能力强、易于驯化和培养等特点。为了较快地完成调试，接种污泥的浓度在 10～24g MLSS/L 之间。

UASB 反应器的启动负荷由 0.5～1.0kg COD/($m^3$ · d) 开始，进水浓度控制在 3000mg/L 以下。如果浓度高于 3000mg/L，则通过回流稀释到 3000mg/L 以下。当反应器的 COD 去除率大于 80%时，可以提高负荷，每次提高 0.5kg COD/($m^3$ · d)，直到容积负荷增加到 2.0kg COD/($m^3$ · d)。这一阶段流出的污泥仅限于种泥中非常细小的分散污泥，流出的原因主要是水的上流速度和逐渐产生的少量沼气。每次提高 0.5kg COD/($m^3$ · d) 的容积负荷，直到负荷增到 5kg COD/($m^3$ · d)，最后稳定在这一负荷段。

② 高负荷颗粒污泥 UASB 反应器　由于厌氧微生物生长缓慢，通常情况下厌氧反应器启动时间需要 3 个月到半年。当负荷较低为 5kg COD/($m^3$ · d)。在成功运转的上流式厌氧污泥床反应器（UASB）中，厌氧污泥往往形成颗粒状结构，通常称之为厌氧颗粒污泥。颗粒污泥的直径在 0.3～2mm，颗粒污泥沉降速率可达 15～50mm/s 范围内，所以可以在反应器内积累大量的污泥量，反应器可以运行在较高的负荷之下。

采用颗粒污泥 UASB 的负荷可以达到 10～15kg COD/($m^3$ · d)。可以节省 50%以上的建设费用。

### 12.4.2　甘薯淀粉加工废水处理工艺

以甘薯类为原料的淀粉生产废水含有大量的溶解的、悬浮的以及呈胶体状态的有机污染物，不含有毒物质，可生化性良好。采用生物处理法，能够取得良好的效果。但是，以甘薯为原料的淀粉生产，在生产工艺、季节等方面存在如下一系列不利于采取生物处理法处理其生产废水的因素。

① 生产周期短　由于原料生产和不易储存，淀粉生产的时间非常集中，一般集中在 2～3 个月内，通常是在寒冷的冬季。

② 技术上有困难　淀粉生产废水最大，有机污染物浓度高，生产期在冬季，时间又短，工厂规模一般较小，采用生物处理法在技术上存在一些困难。

根据上述特点，以甘薯为原料的淀粉生产废水可能使用的处理技术如下。

(1) 沉淀分离法　使用沉淀池或沉淀塘。

当池中产生厌氧反应时，生成的有机酸使废水的 pH 下降，处于胶体状态的蛋白质，将形成絮凝体而沉淀，能够提高分离效果。对沉淀池采用的设计数据有：废

水在池（塘）内的停留时间：为2～7天；每吨原料所需的沉淀池（塘）容积：1.5～1.6m³；沉淀池（塘）的总容积为生产60天总废水量的1/8左右；污泥量约为总废水量的1/15，在生产结束后一次清除。

沉淀池（塘）的净化效果，SS一般在70%左右，效果好可达90%；$BOD_5$的去除率可达20%～30%。

（2）单纯曝气法　用空气或含臭氧的空气对废水进行短时间的曝气，通过空气氧化、臭氧氧化以及对挥发物质的吹脱以取得净化的效果。表12-4所列数据是以甘薯为原料的淀粉生产废水，通过单纯曝气法的处理效果。从表中所列数据可看出，空气曝气去除有机污染物效果显著。

**表12-4　甘薯淀粉生产废水单纯曝气法处理效果**

| 日数 | pH | $BOD_5$值 | | 日数 | pH | $BOD_5$值 | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | /(mg/L) | 去除率/% | | | /(mg/L) | 去除率/% |
| 0 | 6.25 | 2796 | — | 3 | 8.98 | — | — |
| 1 | 5.73 | 1276 | 54 | 4 | 9.15 | 152 | 95 |
| 2 | 8.90 | 515 | 81 | | | | |

（3）稳定塘法　如果现场具备土地、气候等方面的条件，淀粉生产废水可以考虑用稳定塘进行处理。以马铃薯为原料的淀粉生产废水在稳定塘内各项指标的变化情况，见表12-5所列。

**表12-5　以马铃薯为原料的淀粉生产废水在稳定塘内各项指标历时变化**

| 日数 | pH | $BOD_5$/(mg/L) | 蒸发残渣/(mg/L) | 悬浮物/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|
| 0 | 5.5 | 3272 | 5090 | 159 |
| 12 | 3.8 | 2640 | 4691 | 1306 |
| 21 | 3.7 | 2342 | 5238 | 2568 |
| 33 | 3.8 | 2008 | 4547 | 2075 |
| 46 | 5.3 | 1248 | 3389 | 2054 |
| 160 | 5.3 | 184 | 3260 | 1098 |

从表12-5中可见，该废原始浓度是较高的，$BOD_5$值达3272mg/L，经160天的处理取得了较好的净化效果。悬浮物的含量较原始含量有较大的增长，可能是由于生物污泥增长所造成的。

（4）生物处理法　活性污泥法、生物膜法都可以用以处理淀粉生产废水。当采用生物转盘处理淀粉废水时，推荐采用下列参数：$BOD_5$面积负荷：60mg/（$m^2$盘面·d）；转盘角转速：2.5～4.0r/min；在4～8℃温度下$BOD_5$去除率可达50%左右。

通常一级转盘很难使废水达到较高的处理效果，应采用二级或三级转盘或与其他处理工艺组成系统。

## 12.5　淀粉加工工业清洁生产

淀粉与淀粉糖厂的清洁生产可从以下几个方面着手。

①淀粉厂应采用开环流程工艺，中小型淀粉厂至少应采用半开环流程。淀粉



厂搞好生产中水的平衡，实现闭环生产，不仅可以很好地降低生产过程中干物质的损失，做到减少环境污染，甚至无环境污染，同时可大大降低水的消耗量，提高经济与社会效益。

② 采用先进的淀粉提取与精制工艺。用针磨曲筛代替 20 世纪 50 年代的石磨、转筒筛，使工艺流程有较大改进，设备选型更加合理，干物质损失可大为减少。麸质水的处理，应取消沉淀池浓缩、板框压滤机压滤的老工艺，而采用高心分离机浓缩、真空吸滤机脱水、管束干燥机干燥的新工艺。该工艺可以连续生产，使蛋白粉得率提高，质量也大为提高。

③ 采用密闭式蒸汽凝结水回收系统和高温凝结水回收装置，合理使用蒸汽和回收余热。

④ 采用计算机技术有效控制工艺参数，使物料、工艺过程用水、能源都处于平衡状态，并最大限度减少跑料、泄漏、冒罐等损失浪费发生。

⑤ 在葡萄糖生产中将产生大量的副产品——母液，一般在葡萄糖工业中，母液占投料（淀粉）量的 20%左右，如不进行综合利用，势必造成很大浪费。葡萄糖生产母液可用于制取草酸、乙酰丙酸、葡萄糖酸钙、皮革鞣剂。

## 12.6　淀粉加工废水处理工程实例

（1）某玉米制品有限公司淀粉厂 UASB+CASS 工艺　该玉米制品有限公司始建于 1994 年，1998 年 11 月扩大规模后年产玉米淀粉 10 万吨。该公司现有产品包括玉米淀粉、玉米蛋白粉、玉米胚芽、玉米纤维、植酸钙等。淀粉废水含有大量植物蛋白等污染物质，主要来源于玉米淀粉加工过程中的洗涤、浸泡、压滤、浓缩等工艺段，属于高浓度有机废水。该污水厂 1998 年 6 月开始设计，1999 年调试完成并通过有关部门的验收。

该玉米制品有限公司废水处理厂设计水量为 2300$m^3$/d。根据公司废水监测的数据，并结合同类废水的水质，确定设计水质见表 12-6 所列。本工程设计出水水质采用《中华人民共和国污水综合排放标准》（GB 8978—1996）一级标准。

**表 12-6　某玉米制品有限公司淀粉厂设计水质表**

| 类别 | 浓度/(mg/L) | | | pH |
|---|---|---|---|---|
| | COD | $BOD_5$ | SS | |
| 原水水质 | 9500 | 4500 | 350 | 5.64 |
| 出水水质 | 100 | 200 | 70 | 6～9 |

① 处理工艺　淀粉废水属可生化性较好的高浓度有机废水，因而采用厌氧生化处理和好氧生化处理相串联的主体工艺。其工艺流程如图 12-3 所示。

淀粉废水呈酸性，会使后续厌氧处理过程受到抑制，产甲烷菌不能承受低 pH 的环境，因此生化处理前需要调整 pH 至中性（其最适宜范围是 6.8～7.2）。玉米的浸泡液中含有被分离出来的可溶性蛋白和植酸等，菲汀生产是用石灰中和浸泡液，析出钙镁复合磷酸盐，即具有药用价值的菲汀。

工程实践表明，当废水中 $SO_3^{2-}$ 浓度超过 200mg/L，$SO_4^{2-}$ 浓度超过

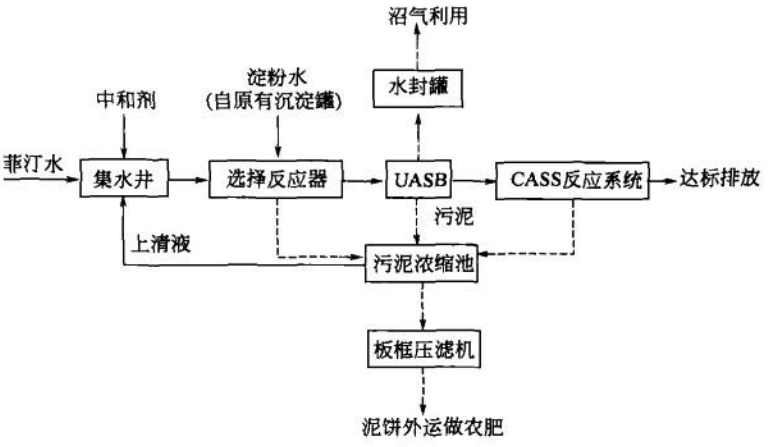



图 12-3 某玉米制品有限公司淀粉厂废水处理工艺流程

300 mg/L，就会对甲烷菌产生抑制作用，导致厌氧处理去除率下降，产气量减少。根据以上废水水质的特点，工程中采用选择反应器作为预处理措施。选择反应器兼有调节水质水量作用，能提高废水的可生化性，使生化时间缩短，降低造价和运行费用。选择反应器还可以有效脱除废水中的含硫化合物，消除对后续厌氧处理和好氧处理的抑制和干扰，保证系统的成功运行。

上流式厌氧污泥床（UASB）在工艺上较一般厌氧装置的效率高，节省投资与占地面积。UASB 的技术关键为三相分离器、布水系统一的结构设计及该装置的合理的运行条件的控制。本工程的上流式厌氧污泥床有以下特点：设计先进合理的三相分离器和布水系统，保证了 UASB 正常运行；处理能力强，有机负荷高，处理效率高于同类处理工艺的 2～3 倍；投资少，运行管理简便，人工操作的设备少，动力消耗低；对各种冲击有较强的稳定性和恢复能力；无填料堵塞问题，运行稳定且回流量小。

好氧工艺采用循环式活性污泥生物反应系统，即 CASS 工艺。CASS 工艺的独特之处在于，它提供了时间程序的污水处理，而不是连续流提供的空间程序的污水处理。工艺流程有以下特点。

a. 污泥活性高，沉降、分离效果好　CASS 反应池内污泥 SVI 一般在 100 左右，沉降性能极好，能有效抑制污泥膨胀，沉降时没有进出水，属于理想静沉，分离效果好。

b. 耐冲击负荷　CASS 反应池为间歇进水和排放，本身就耐水量的冲击负荷。同时，高浓度污水是逐渐进入反应池的，有数小时进水时间，且进反应池的原污水只占反应池容积的 2/3 左右，有稀释作用，所以也耐水质的冲击负荷。

c. 出水水质好　相同条件下，CASS 反应池一方面活性污泥高，降解基质速率快；另一方面，它具有比完全混合式更高的基质去除率，具有一定的硝化反应，去磷脱氮。

d. 与 SBR 工艺相比，增加了选择配水和污泥回流，因而具有更高的去除率和适应能力。

e. CASS 工艺排出的污泥浓度可达 10g/L，因此与其他活性污泥法相比，

CASS 系统排出的剩余污泥体积最小。

f. 降低造价，减少用地面积，运行费用低。

CASS 系统不需要二次沉淀池，减少了占地面积，降低了造价，并且在进水开始一段时间内不进行曝气，进行生物除氮不需要外加碳源，溶解氧浓度梯度大，氧利用率高，大大降低了运行费用。

② 污水处理厂土建、设备及技术经济指标　各项指标见表 12-7～表 12-9。

**表 12-7　主要技术经济指标**

| 序号 | 项目 | 说明 | 吨水费用/元 |
|---|---|---|---|
| 1 | 人工费 | 定员 7 人，25 元/(人·d) | 0.07 |
| 2 | 药剂费 | 中和剂和助凝剂 | 0.06 |
| 3 | 电费 | 装机容量 133.4kW，运转功率 73kW，0.65 元/kWh | 0.38 |
| 小计 | 直接运行费 | — | 0.51 |
| 4 | 折旧费 | 按 6%计 | 0.22 |
| 合计 | 总运行费 | — | 0.73 |
| 5 | 沼气效益 | 沼气产量约为 5.506$m^3$/d<br>250×5.506×360=49.56(万元/年)<br>减去厌氧冬季加热费用<br>沼气效益约为 39.65 万元/年 | 0.48 |

**表 12-8　某玉米制品有限公司污水处理厂构筑物一览**

| 序号 | 名称 | 规格/$m^3$ | 金额/万元 | 序号 | 名称 | 规格/$m^3$ | 金额/万元 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 集水井 | 30 | 1.20 | 5 | CASS 曝气池 | 300 | 6.00 |
| 2 | 选择反应器基础 | 90 | 2.50 | 6 | CASS 反应器基础 | 410 | 10.00 |
| 3 | UASB 基础 | 360 | 8.00 | 7 | 污泥浓缩池 | 50 | 2.50 |
| 4 | 沉淀池 | 200 | 4.00 | 8 | 操作间 | 90 | 3.50 |

**表 12-9　某玉米制品有限公司污水处理厂设备一览**

| 序号 | 名称 | 规格型号 | 数量 | 金额/万元 |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 提升泵 | WQ25-15-2.2 | 2 台(一备) | 0.80 |
| 2 | 选择反应器 | $D$=10.5m，$H$=8m | 1 座 | 18.00 |
| 3 | 提升泵 | WQ100-7-5 | 2 台(一备) | 1.20 |
| 4 | UASB 反应器 | $D$=15m，$H$=6.8m | 2 座 | 48.00 |
| 5 | 三相分离器 | SS-B | 35 套 | 56.00 |
| 6 | 回流泵 | 50～100A | 2 台 | 0.8 |
| 7 | 加热盘管 | — | 1 套 | 1.00 |
| 8 | 水封器 | $D$=600mm | 2 个 | 3.20 |
| 9 | 储气柜 | 50$m^3$ | 1 座 | 8.00 |
| 10 | 布水系统 | — | 420$m^2$ | 6.00 |
| 11 | CASS 反应器 | $D$=16m，$H$=5m | 2 座 | 42.00 |
| 12 | 鼓风机 | Y225S-4 | 2 台 | 9.00 |
| 13 | 微孔曝气头 | SW-2 | 800 个 | 9.00 |
| 14 | 填料 | — | 40$m^3$ | 5.00 |
| 15 | 射流器 | SS-1 | 10 台 | 2.00 |
| 16 | 射流泵 | IS100-80-160 | 3 台(一备) | 1.80 |
| 17 | 滗水器 | SB-2 | 2 套 | 10.00 |
| 18 | 板框压滤机 | B30/630-25 | 1 台 | 4.00 |
| 19 | 管道阀门、保温材料 | — | — | 15.00 |
| 20 | 电气自控 | — | — | 15.00 |
|  | 合计 | — | — | 255.80 |

(2) 浙江某淀粉公司厌氧+A/O 工艺+活性炭吸附工艺　浙江某淀粉化工有限公司主要生产纸箱胶黏剂和小麦淀粉，在生产过程中有废水产生，由于该厂位于太湖流域，根据国务院国函［1998］2 号《国务院关于太湖水污染防治“九五”计划及 2010 年规划》的批复。该废水必须经处理达标后才能排放。

① 设计水质水量及处理要求　根据企业提供的数据，污水处理站进水水质为：水量 $Q=30m^3/d$，$BOD_5=5000mg/L$，pH = 4.0，SS = 2000mg/L，COD = 10000mg/L，色度=256 倍。

根据太湖流域的要求，该厂废水处理后出水必须达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 中的一级标准，即：COD≤100mg/L，$BOD_5$≤30mg/L，SS≤70mg/L，pH=6～9，色度≤50 倍。

② 污水处理工艺流程　根据该淀粉化工有限公司废水的水量、水质，结合目前国内这类废水的处理现状及小试结果，确定的废水处理工艺流程如图 12-4 所示。

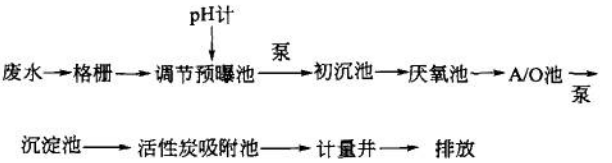



图 12-4　淀粉生产废水处理工艺流程

从图 12-4 中可看出，废水经格栅后流到调节预曝池，适当加碱中和，调节池适量曝气，保证废水完全均匀混合，然后用泵提升至初沉池，去除大部分悬浮物，之后自流至厌氧池及 A/O 池，通过厌氧菌、兼氧菌及好氧菌降解废水中的大部分有机物，好氧池出水自流至二沉池，进行泥水分离，分离后出水视水质情况，或再经活性炭吸附后计量排放，或直接经计量后排放，沉淀池污泥大部分回流到 A/O 池中的 A 段，少量剩余污泥及初沉池污泥经干化场后外运。

③ 主要建、构筑物尺寸及设计参数

a. 格栅井　在进水渠内设两道格栅，格栅间距 10mm。

b. 调节池　HRT=6h，平面尺寸 5.0m×2.0m，有效水深 2.5m，总深 3.1m，地下钢筋混凝土结构。

c. 初沉池　表面负荷率取 $0.8m^3/(m^2\cdot h)$，HRT=2h，平面尺寸 2.5m×2.5m，有效水深 1.6m，总深 4.0m，地上钢筋混凝土结构。

d. 厌氧池　HRT=3.0d，$V_{有效}=90m^3$，有效水深 4.0m，总深 4.5m，内挂填料，地上钢筋混凝土结构。

e. A/O 池　HRT=36h，其中 A 段 8h，O 段 28h，平面尺寸 5.0m×2.6m，有效水深 3.5m，总深 4.5m，内设填料，地上钢筋混凝土结构。

f. 二沉池　采用竖流式沉淀池，HRT=2.0h，表面负荷率取 $0.8m^3/m^2\cdot h$，平面尺寸 2.5m×2.5m，有效水深 1.6m，总深 4.5m，钢筋混凝土结构。

g. 吸附池　平面尺寸 2.5m×2.5m，有效水深 0.6m，钢筋混凝土结构。

h. 排水计量井　平面尺寸 1.0m×0.5m，内设电磁流量计 1 台。

i. 干化场　平面尺寸 5.0m×5.0m，总深 1.0m，分两格交替使用，砖混结构。

j. 综合楼　平面尺寸 6.6m×6.0m，内设风机 2 台，控制柜 1 台，操作间 1 间。

④ 主要设备　见表 12-10 所列。

**表 12-10　主要设备**

| 序　号 | 名　称 | 型　号 | 功率/kW | 数量 | 备用 |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 潜污泵 | WQ2-12-0.37 | 0.37 | 2 台 | 一用一备 |
| 2 | 污泥泵 | AJWG | 1.5 | 2 台 | 一用一备 |
| 3 | 风机 | TSB-50 | 2.2 | 2 台 | 一用一备 |
| 4 | 活性炭 | — | — | $3m^3$ | — |
| 5 | 电磁流量计 | LD-25 | — | 1 只 | — |
| 6 | 填料 | — | — | $136m^3$ | — |

⑤ 运行情况及处理成本　处理效果见表 12-11 所列，工程总投资 32.425 万元，废水处理成本见表 12-12 所列。

**表 12-11　进出水处理效果**

| 处理单元 | COD | | | $BOD_5$ | | | SS | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% |
| 初沉池 | 10000 | 8000 | 20 | 5000 | 4500 | 10 | 2000 | 1000 | 50 |
| 厌氧池 | 8000 | 1600 | 80 | 4500 | 900 | 80 | 1000 | 200 | 80 |
| A/O 池 | 1600 | 128 | 92 | 900 | 45 | 95 | 200 | 70 | 65 |
| 吸附池 | 128 | <100 | | 45 | <30 | | 70 | <70 | |

**表 12-12　废水处理成本**

| 序　号 | 项　目 | 数　量 | 单　价 | 费用/(万元/a) |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 工资费 | 1 人 | 8000 元/a | 0.8 |
| 2 | 电费 | $1.8\times10^4$kWh | 0.8 元/kWh | 1.44 |
| 3 | 维修费 | 2% | — | 0.6485 |
| 4 | 折旧费 | 5% | — | 1.62125 |
| 5 | 合计 | — | — | 19.336 |

本废水处理工程年运行费用为 4.51 万元，年直接运行费用 2.24 万元，单位处理成本为 5.01 元/$m^3$ 废水，单位直接处理成本为 2.49 元/$m^3$ 废水。

(3) 北京某淀粉厂 UASB+接触氧化工艺　北京某淀粉厂是一家以玉米为原料生产淀粉的企业，年产淀粉 6000～7000t，产品主要供应北京市场。该厂采用亚硫酸法生产玉米淀粉，主要生产流程为：在亚硫酸溶液中浸泡玉米籽粒，然后将其破碎，从中分离胚芽，剩余物细磨碎成玉米糊，而后筛分，使粉渣与淀粉、蛋白浆分开，将淀粉、蛋白浆悬浮物分离成淀粉和麦质，最后洗涤淀粉。生产废水主要包括气浮槽排水、淀粉洗涤水、玉米浸泡水及少量地面冲洗水。

① 水量与水质　设计处理的废水量为 500$m^3$/d。废水水质：COD 为 7000mg/L，$BOD_5$ 为 4000mg/L，SS 为 500～1000mg/L，总氮为 30～120mg/L，pH 为 4～5，温度为 20～25℃。要求处理后排水达到北京市颁布的污水综合排放二级标

准，其主要排放指标为：COD≤80mg/L；$BOD_5$≤40mg；SS≤70mg/L；氨氮≤25mg/L；pH 为 6.5～8.5。

② 废水处理工艺流程及设备　淀粉废水处理工艺流程如图 12-5 所示。废水首先进入调节罐以调节水质水量，之后由泵提升送入 UASB 厌氧反应器，在厌氧菌的作用下降解废水中有机污染物，产生的沼气经脱硫处理后送入储气罐中。经过厌氧处理后的废水进入曝气池和接触氧化池，进行两级好氧处理。

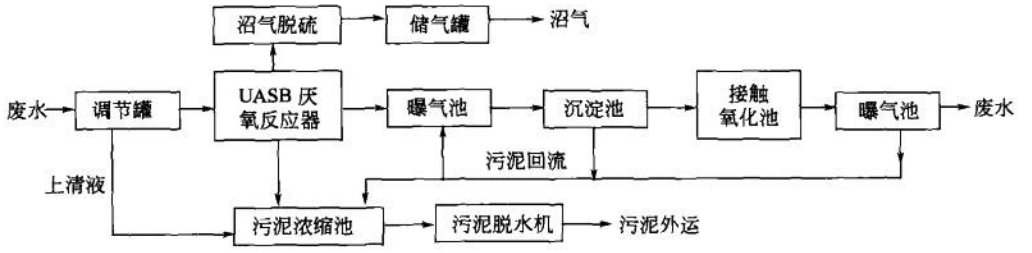



图 12-5　北京某淀粉厂废水处理工艺

两级好氧处理装置的类型不同，菌种群也有差异，去除效率较高。处理后水可以达到北京市规定排放标准中的二级标准。两个沉淀池的污泥部分回流，剩余污泥排入污泥浓缩池，污泥在重力的作用下沉到池底，缩小污泥体积，之后由污泥脱水机脱水，污泥浓缩池中的上清液流入调节罐。进行脱水后的污泥成为泥饼外运。

主要设备及构筑物设计参数该工程的主要设备如下。

a. 提升污水泵　流量：72～120$m^3$/h；扬程：10.5～12m；功率 7.5kW，2 台，一用一备。

b. 曝气池　曝气泵流量：200$m^3$/h；扬程 12.5m；功率 11kW，2 台，一用一备；型号：ISI50-125-200；电机型号 Y160M-4。

c. 接触氧化池　流量 100$m^3$/h；扬程 12.5m；功率 5.5kW，2 台，一用一备；型号：ISI00-80-100；电机型号 Y312S1-2。

d. 污泥泵　流量：25$m^3$/h；扬程 24m；功率 3.0kW，2 台，一用一备；型号：BG65-20。

e. 板框压滤机　过滤面积 20$m^2$；框内结构尺寸 810mm×810mm；功率 5.5kW；型号：BAJZ20/800。

该工程的主要构筑物如下。

a. 调节罐结构尺寸规格：2.9m×2.8m；停留时间：3h；材质钢质。

b. UASB 厌氧反应器　结构尺寸规格：14m×6m×5.5m；有效容积：420$m^3$；停留时间：20.0h；容积负荷：8.4kg COD/($m^3$·d)；材质钢质。

c. 曝气池　结构尺寸规格：9.0m×5.0m×4.5m；有效容积：189$m^3$；停留时间：9.0h；容积负荷：4.7kg COD/($m^3$·d)；材质钢质。

d. 沉淀池　竖流式沉淀池，结构尺寸规格：5.0m×5.0m×3.0m；有效容积：53$m^3$；停留时间：2.5h；材质钢质。

e. 接触氧化池　结构尺寸规格：3.4m×5.0m×4.5m；有效容积：53$m^3$；停



留时间：2.5h；容积负荷：2.1kg COD/($m^3$ · d)；池中挂有软性填料；材质钢质。

f. 二次沉淀池　斜板式沉淀池，结构尺寸规格：5.0m×5.0m×3.0m；有效容积：53$m^3$；停留时间：2.5h；材质钢质。

g. 污泥浓缩池　结构尺寸规格：3.0m×3.0m×4.0m；有效容积：36$m^3$；停留时间：2.5h；材质钢质。

h. 储气罐　结构尺寸规格：8.0m×2.8m；有效容积：250$m^3$；材质钢质压力容器。

③ 运行及其处理效果

a. 污泥驯化及运行　该工程的运行的关键设备是 UASB 反应器。首先向 UASB 反应器投加取自北京高碑店污水处理厂脱水后的好氧活性污泥，污泥接种量 6～8kg VSS/$m^3$，体积为 20$m^3$。污泥经筛网过滤后，泵入 UASB 反应器。投泥完毕后立即投配淀粉废水进行浸泡。

污泥驯化期内采用间歇进水。待出水 COD 降至进水 COD 的 75%时，再增加进水时间和频率，并逐步缩短进料的时间间隔，直至满负荷连续运行。运行一段时间后，反应器的底部形成一层颗粒污泥层，颗粒污泥多为黑色，部分为灰色，颗粒较为均匀，属于丝菌颗粒，大部分粒径为 1～5mm，有机物容积负荷稳定在 8kg COD/($m^3$ · d) 以上，COD 去除率达到 75%以上。

在 UASB 反应器调试过程中，pH 控制在 6.8～7.2 之间，以创造一个最适于产甲烷菌生长的环境，因此需向调节池中投加 $Na_2CO_3$ 或 $CaCO_3$ 进行调节。在以后的实际运行中，因有部分生活污水进入调节池，废水酸性减弱，可生化性加强，同时 UASB 反应器具有较大的缓冲能力，pH 的变化不会明显影响处理效果，所以对于进水的 pH 也就不加以控制，只要酸性水不是大量、连续地涌入反应器破坏缓冲能力，就不会影响厌氧消化过程。

b. 处理效果　污水处理系统运行几年来，处理效果一直比较稳定。现将 2001 年 4 月 1～10 日运行数据列于表 12-13。从表 12-13 可以看出，二沉池出水 COD 低于 80mg/L，pH 在 6.5～8.5 范围内，其他出水指标也均能达标排放。

**表 12-13　污水处理运行效果**

| 运行日期 | 实际进水量/($m^3$/h) | 水温/℃ | pH | UASB 厌氧反应器 | | | 曝气池-沉淀池 | | | 接触氧化池-二沉池 | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | 进水 COD/(mg/L) | 出水 COD/(mg/L) | 去除率/% | 进水 COD/(mg/L) | 出水 COD/(mg/L) | 去除率/% | 进水 COD/(mg/L) | 出水 COD/(mg/L) | 去除率/% |
| 4 月 1 日 | 30.5 | 28 | 8.5 | 6950 | 1700 | 75.5 | 1700 | 259 | 84.8 | 259 | 73 | 71.8 |
| 4 月 2 日 | 28.3 | 28 | 6.7 | 7025 | 1732 | 75.3 | 1732 | 265 | 84.7 | 265 | 76 | 71.3 |
| 4 月 3 日 | 27.5 | 27 | 6.8 | 7030 | 1750 | 75.1 | 1750 | 268 | 84.7 | 268 | 76 | 71.6 |
| 4 月 4 日 | 28.0 | 30 | 6.5 | 7000 | 1750 | 75.0 | 1750 | 263 | 85.0 | 263 | 75 | 71.5 |
| 4 月 5 日 | 26.3 | 29 | 6.2 | 6500 | 1450 | 77.6 | 1450 | 245 | 83.1 | 245 | 63 | 74.3 |
| 4 月 6 日 | 30.0 | 28 | 6.8 | 6800 | 1550 | 77.2 | 1550 | 258 | 83.4 | 258 | 67 | 74.0 |
| 4 月 7 日 | 27.0 | 31 | 6.5 | 6738 | 1387 | 76.4 | 1387 | 252 | 84.1 | 252 | 65 | 74.2 |
| 4 月 8 日 | 26.0 | 27 | 6.8 | 6032 | 1426 | 76.3 | 1426 | 223 | 84.4 | 223 | 59 | 73.5 |
| 4 月 9 日 | 29.0 | 28 | 6.8 | 6584 | 1327 | 76.8 | 1327 | 243 | 84.1 | 243 | 63 | 74.1 |
| 4 月 10 日 | 31.0 | 28 | 7.0 | 5944 | 1380 | 76.8 | 1380 | 252 | 81.7 | 252 | 65 | 74.2 |

在生产过程中，有时由于事故排放水酸性增强，此时应加 $CaCO_3$ 进行调节。曝气池、接触氧化池无需另加接种污泥，靠 UASB 反应器自然流失到两池的污泥进行培菌。曝气池运行开始时，池内废水呈暗黑色，正常曝气运行后，废水渐成暗黄色。接触氧化池填料表面挂有大量褐色胶黏物质，经取样镜检发现种类繁多的微生物，如变形虫、钟虫、轮虫、线虫等。

④ 工程总造价和处理成本　工程总造价为 214 万元。处理成本为 1.47 元/$m^3$ 水。UASB 反应器产生的沼气可以利用。

北京某淀粉厂废水处理工程，成功地采用了以 UASB 为主的工艺处理淀粉废水，在常温条件下实现了 UASB 反应器接种活性污泥的颗粒化，在国内淀粉行业尚属首次。运行结果表明以下几点。

a. 工程处理效果稳定可靠。

b. 获得了较好的经济效益，厌氧处理提供的沼气使整个污水处理厂能做到能量自给有余。

c. 淀粉废水中含有大量的淀粉和蛋白质，具有很高的回收价值，回收这部分物质，既可以削减大量不溶性 COD，减轻后续处理压力，又可以获得一定的经济效益。

(4) 铁岭某淀粉厂厌氧＋接触氧化工艺　铁岭某淀粉厂利用荷兰政府贷款，引进美国“DORR-OLIVER”公司成套工艺、设备与技术，是国内最先进的淀粉厂之一。该厂日处理玉米 2500t，年产药用淀粉 5 万吨，蛋白粉 0.4 万吨，饲料 1.3 万吨，胚芽饼 0.25 万吨及精制玉米油 0.2 万吨。淀粉生产采用“一浸三分离的湿磨法闭环式工艺流程”，浸玉米用的亚硫酸经循环使用，最后浓缩为玉米浆出售。浓缩过程中蒸发出来的水，含有机物成为高浓度废水。排水中还有车间筛网洗涤水、地面冲洗水、厂区的生活污水等。该污水处理工程总投资为 300 万元，日处理能力为 500$m^3$。

① 处理工艺流程　浓污水的 COD 为 5500mg/L，SS 为 1～15g/L，pH 为 4.0，水温为 45～55℃，日排放量为 400$m^3$。低浓度废水 COD 为 1000mg/L，pH 为 6～7，水温 20～22℃，日排放量 100$m^3$。

淀粉污水处理的工艺如图 12-6 所示。

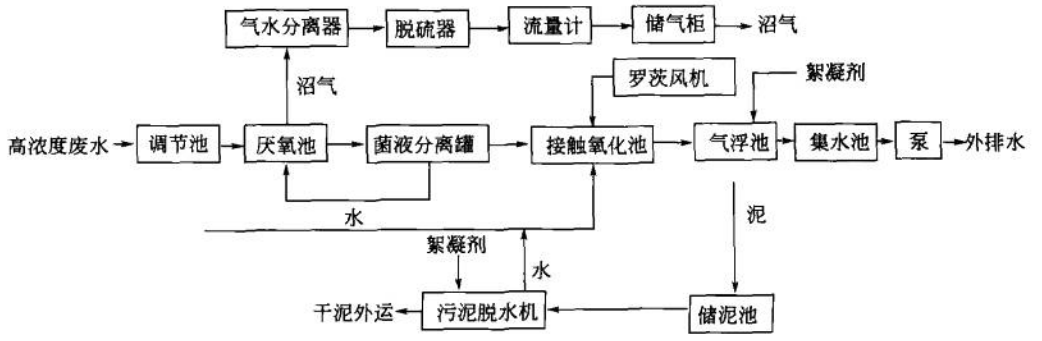



图 12-6　铁岭某淀粉厂污水处理工艺



由图 12-6 可见，淀粉车车间产生的浓废水先提取腐殖酸钙后进入调节池，pH 为中性。该污水用蒸汽加热至 28℃，用螺杆泵打入四组厌氧池，由底部的布水管进水，经厌氧生化处理后从顶部溢流槽流入菌液分离罐，澄清污水从罐上部流出，与低浓度污水合并流入接触氧化池，厌氧污泥沉于菌液分离罐底部，定时打开底部阀门，使污泥流入调节池以进行内部循环。

厌氧过程中产生的沼气可通过脱水、脱硫、计量后输入储气柜供家属宿舍或食堂使用。氧化池底部由罗茨风机供气。氧化处理后的污水流入两组气浮池进行泥水分离，上清液进集水池用泵站排入辽河。从气浮池液面刮下的污泥进入储泥池，定期用真空脱泥机脱水至干污泥后可用作肥料，脱水过程中产生的污水再流入调节池。

② 污水处理站的调试运行

a. 厌氧池污泥的引种　厌氧菌种的数量和活性是决定厌氧处理关键，为缩短工程的开车时间需要引入足够的厌氧污泥，一般控制在 6～8kg MLSS/$m^3$。该站厌氧池总容积为 400$m^3$，约需 3t 干厌氧污泥。采用猪粪的沼气发酵残渣作为接种源，其残渣含水量为 95%，共接种 50t 左右，厌氧池的污泥浓度约为 6.2kg MLSS/$m^3$。

b. 氧化池的引种　氧化池的有效容积为 300$m^3$，若能维持氧化池污泥浓度为 2g/L，需压榨活性污泥 1.5t。从辽阳化工厂污水站装运 3t 脱水污泥加到氧化池中。曝气 2 周后从池中间取样测得污泥浓度为 1.5kg MLSS/$m^3$，氧化池中软性填料上明显沾有活性污泥。

③ 污水处理站的运行结果　淀粉生产污水采用厌氧＋接触氧化法两级处理，用气浮池进行泥水分离，达到了较好的处理效果。

a. 厌氧处理　进水水温 30～32℃，厌氧池容积负荷 5.5kg COD/($m^3$ · d)，水力停留时间 HRT＝24h，厌氧池容积 4×100$m^3$，COD 去除率为 85%（溢流液 COD 为 825mg/L），$BOD_5$ 去除率为 90%（溢流液 $BOD_5$ 为 340mg/L），日产生沼气 748$m^3$。

b. 接触氧化处理　日处理量 500$m^3$，平均 COD 为 860mg/L，平均 $BOD_5$ 为 362mg/L，氧化池负荷 1.5kg COD/（$m^3$ · d），停留时间 14.4h，氧化池有效容积 300$m^3$，COD 去除率≥76.7%（出水 COD≤200mg/L），$BOD_5$ 去除率≥77.9%（出水 $BOD_5$≤80mg/L），气水比为 18∶1。

c. 污水站的处理效果污水站于 1995 年 9 月建成，10 月开始试调试，11 月进入正常运转，其运行结果见表 12-14 所列。

由表 12-14 中数据，分析结果如下：厌氧段的容积负荷达 9.2kg COD/($m^3$ · d)，比设计的 5.5kg COD/($m^3$ · d) 提高了 67%；此时废水 COD 的去除率仍能达到 85%，$BOD_5$ 的去除率接近 90%，表明厌氧池的设计和运行是较成功的；好氧段的设计负荷为 1.5kg COD/($m^3$ · d)，平均 COD 为 860mg/L，而实际进水 COD 为 1390mg/L，负荷为 1.8kg COD/($m^3$ · d)，更重要的因素是工厂地处北方寒冷地区，污水温度仅在 11～20℃（设计要求为 30～32℃），可以说温度偏低和处理负荷过高是好氧处理不够理想的主要原因。

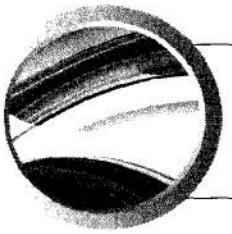
表 12-14 污水运行结果

| 运行时间及平均值 | 厌氧段 COD | | | | 好氧段 COD | | | 总去除率/% |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 容积负荷/[kg COD/(m³·d)] | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 容积负荷/[kg COD/(m³·d)] | |
| 10.22～11.1 | 8040 | 1447 | 82.0 | 8.0 | 662 | 54.3 | 1.9 | 91.8 |
| 11.2～11.11 | 9578 | 1537 | 84.0 | 9.6 | 462 | 69.9 | 1.8 | 95.3 |
| 11.12～11.21 | 9884 | 1186 | 88.0 | 9.9 | 374 | 68.5 | 1.6 | 96.2 |
| 平均值 | 9167 | 1390 | 84.7 | 9.2 | 499 | 64.1 | 1.8 | 94.6 |
| 11.12～11.21 ($BOD_5$) | 4760 | 495 | 89.6 | 4.8 kg BOD/(m³·d) | 140 | 71.7 | 0.7 kg BOD/(m³·d) | 97.1 |

④ 工程造价及运行费用 整个工程造价为 300 多万元。每吨污水处理费用为 1.0～1.2 元，年运转费用需 20 万元。厌氧处理过程，每天能回收 700 多立方米沼气，沼气中含甲烷 60%，单位立方米沼气的热值为 5000kcal（1kcal＝4186.75J），相当于 700kg 标准煤的热值。

## 参 考 文 献


[1] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.
[2] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.
[3] 张自杰，钱易．章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.
[4] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[5] 唐受印等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001.
[6] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.
[7] 王凯军，秦人伟等．发酵工业废水处理．北京：化学工业出版社，2000.
[8] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.
[9] 谭万春．UASB 工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.
[10] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.
[11] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.
[12] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.
[13] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.
[14] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[15] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[16] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.
[17] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.
[18] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.



# 第13章 制糖工业废水处理工艺及工程实例

食糖是天然营养食品，每千克糖可提供1463kJ热量，它既是直接消费品，又是食品、医药工业的原料。

制糖业是利用甘蔗或甜菜等农作物为原料，生产原糖和成品食糖及对食糖进行精加工的工业行业。我国甘蔗糖的主产区集中在南方的广西、云南、广东湛江等地，甜菜糖主产区集中在北方的新疆、黑龙江、内蒙古等地。

## 13.1 糖业加工行业概述

改革开放30年，中国是世界上发展最快的国家，也是中国糖业发展迅速的30年。1978后我国糖业生产发展和消费进入了历史上最兴盛的时期。年产糖量由1978年的250万吨提高到了2007/2008榨季的1484.02万吨，2007/2008榨季食糖产量位居世界第三，食糖消费量达到了1350万吨，位居世界第二。

2008/2009制糖期是历史上第二个高产年份，全国食糖产量达到1243.12万吨，2009/2010制糖期全国食糖产量为1073.83万吨，较上年的1243.12万吨减少逾169万吨，主要受西南旱灾影响。

近年来，由于国内糖价一直处于较好水平，农民种植甘蔗和甜菜热情高涨，刺激国内制糖企业规模不断扩大，并使企业对新设备及新技术的应用积极性大增。

2010年1月22日，农业部指出要稳定发展糖料生产，适当增加面积、提高单产、增加总产，切实保障食糖有效供给。农业部计划，力争到2015年，全国糖料面积稳定在2900万亩，总产量1.385亿吨。其中甘蔗2600万亩，产量1.3亿吨；甜菜300万亩，产量850万吨；食糖产量达到1700万吨左右。

我国现有大中小型糖厂500多家，遍布全国19个省区，生产能力为每年1600万吨。其中甘蔗糖厂400多家，日榨糖能力48万吨；甜菜糖厂100多家，日处理甜菜10万吨。糖厂规模总体来说相对偏小。

未来随着人口数量及人均国民生产总值的快速持续增长，我国食糖消费也将快速增长。制糖行业未来发展前景看好。

## 13.2 糖业加工生产工艺

制糖工业按所用原料的不同，可以分为甜菜制糖和甘蔗制糖两大类。甜菜制糖厂多分布在气温较低的地区，而甘蔗制糖厂则多位于气温较高的区域。

制糖生产过程中要产生一定数量的糖蜜、甜菜粕或甘蔗渣等产物。为了利用这些产物，通常糖厂内还设有综合利用车间。糖蜜是制酒精、酵母以及谷氨酸、柠檬酸等的原料，甜菜粕可作为动物饲料，甘蔗渣可用来造纸。此外，在生产中产生的滤泥则可作为肥料或建筑材料。

目前，针对甘蔗制糖工业，国家已经出台了《清洁生产标准——甘蔗制糖业》(HJ/T 186—2006)。

## 13.2.1 甘蔗制糖加工工艺

甘蔗制糖工艺有石灰法、亚硫酸法和碳酸法 3 种，如图 13-1～图 13-3 所示。

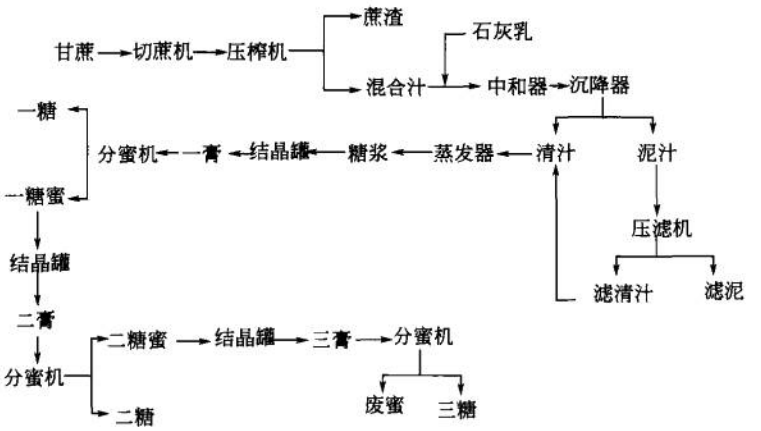



图 13-1 石灰法甘蔗制糖工艺流程

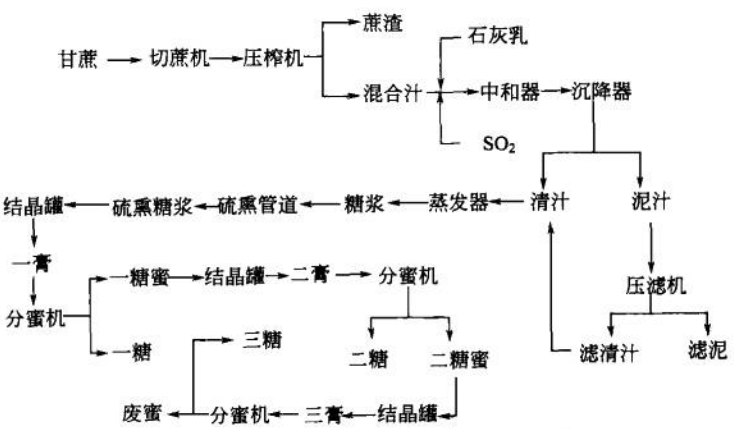



图 13-2 亚硫酸法甘蔗制糖工艺流程

从图 13-1～图 13-3 中可看出甘蔗制糖的基本工艺过程为：

① 将甘蔗切成小段，加压榨出甘蔗汁；

② 向甘蔗汁中加石灰乳等，以防止蔗糖转化，并使其澄清；

③ 将甘蔗汁加热，分离出清汁；

④ 清汁经过浓缩、结晶等工艺过程，加工出成品糖。

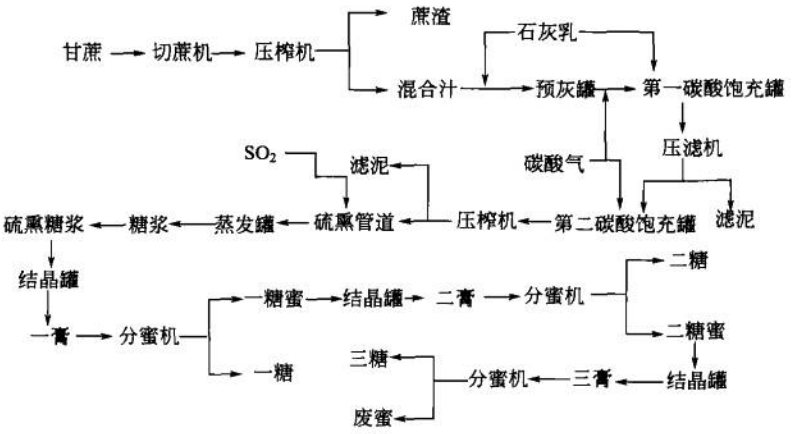



图 13-3　碳酸法甘蔗制糖工艺流程

蔗糖存在于甘蔗之中，一般成熟的甘蔗含糖 12%～15%。将甘蔗中的蔗糖制成商品糖的过程，实质上是提炼过程。现在糖厂生产机制糖可分两大步骤，即由蔗取汁和由汁取糖。由蔗取汁在糖厂称为提汁部分，由汁取糖在糖厂称为煮炼部分。

提汁和煮炼都有各种不同的方法。提汁的方法有压榨法、渗出法等，其中以压榨法为主，绝大多数糖厂采用压榨法。煮炼又分清净、蒸发、煮糖、助晶和分蜜等过程，其中清净的方法有石灰法、亚硫酸法和碳酸法等，因而导出多种制糖方法。通常所指的制糖生产方法，往往是指制糖过程中的清净方法。

不同的制糖方法、制糖设备、流程、工艺技术条件以及加入到蔗汁中的清净剂都有所不同。制糖方法的选择，多是由产品规格、生产规模、技术水平、石灰资源等因素决定的。

（1）亚硫酸法生产流程　亚硫酸法是以石灰和二氧化硫为清净剂而得名。它的制造方法、设备流程、工艺条件的复杂程度和消耗材料介于石灰法和碳酸法之间。用亚硫酸法生产的食糖虽然质量上稍差于碳酸法，但建厂投资较低，流程和设备较简单，消耗材料较少，成本较低，所以在全国范围内，除少数碳酸法制糖厂外，几乎都是亚硫酸法制糖厂。由于亚硫酸法制糖工艺中采用了二氧化硫作为清净剂，所以污水中带有一定浓度的硫酸盐，这给厌氧污水处理带来了一定的难度。

（2）碳酸法生产流程　碳酸法是一种清净效率较高的制糖方法，能除去蔗汁中较多的非糖杂质和色素，制成质量较高的白砂糖，并且糖分收回率也比较高。由于碳酸法的工艺流程相对比较复杂，建厂投资较大，特别是耗用石灰量较高，并且要有一套石灰生产设备，在石灰石资源丰富的地区建碳酸法糖厂是可行的。

### 13.2.2　甜菜制糖加工工艺

甜菜制糖生产的季节性很强，生产期主要在冬季，大约延续两至三个月。甜菜制糖通用的生产工艺为双碳酸法。双碳酸法制糖工艺流程如图 13-4 所示。

从图 13-4 中可看出，甜菜制糖生产工艺主要包括以下几点。

（1）甜菜的预处理　甜菜的流送、输送和洗涤等工艺。

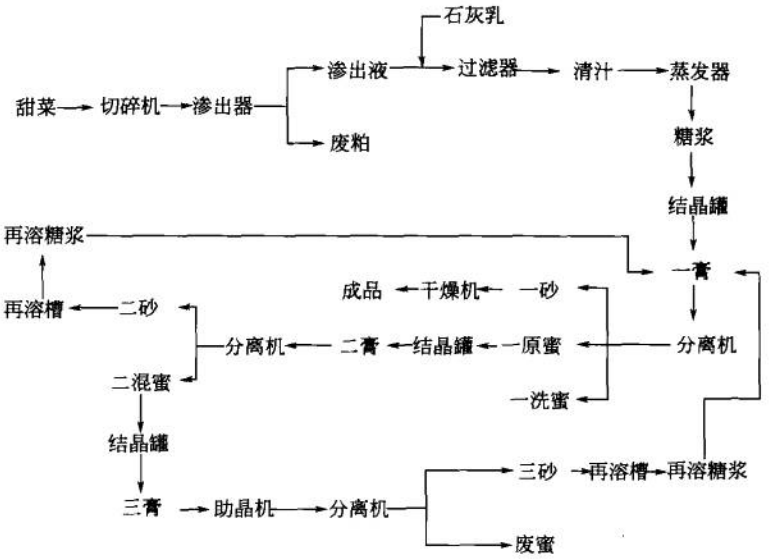



图 13-4　双碳酸法甜菜制糖工艺

(2) 切丝和渗出　为了充分将甜菜根中的糖分渗出来，提高渗出效率，必须先将甜菜根切丝；渗出是利用水和菜丝接触发生扩散作用，使甜菜细胞里面的糖分通过半渗透膜的细胞壁扩散到水中，达到提汁的目的。菜丝渗出可借助渗出器。

(3) 纯化和蒸发　渗出汁在蒸发前必须经过纯化处理，尽可能地除去非糖分，中和糖汁的酸度，使其成为高纯度、低黏度、颜色清晰的糖汁，然后蒸发浓缩成规定浓度的糖浆。

(4) 煮糖、助晶和分蜜　将糖浆进一步浓缩和蔗糖结晶析出的过程为煮糖；煮糖后得到的中间产品称为糖膏，将其中母液分出，即为糖蜜，可以作为煮糖原料，继续煮糖。分蜜后得到的晶体糖再经冷却、干燥，就可作为产品糖包装和入库。

## 13.3　糖业加工废水的来源和特点

制糖厂耗水量较大，一般每加工 1t 甜菜要耗水 10～18m³；每加工 1t 甘蔗需水 20～40m³。在综合利用中，用糖蜜生产酒精、酵母等以及用蔗渣造纸等也要产生大量的废水。

甘蔗糖厂的废水主要来自制糖生产的压榨澄清、湿法排滤泥、设备冷却等工序及酒精、酵母、造纸等生产过程。废水量和废水中污染物的含量取决于生产工艺技术和管理水平。

制糖废水按其污染程度可以分为相对净废水、中等程度污染废水、高浓度废水三种。表 13-1 为制糖糖蜜酿造工业废水排放指标。



**表 13-1　制糖糖蜜酿造工业废水排放指标**

| 行业 | 企业性质 | 最高允许排放量 | 污染物最高允许排放浓度/(mg/L) | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | $BOD_5$ | | COD | | 悬浮物 | |
| | | | 一级 | 二级 | 一级 | 二级 | 一级 | 二级 |
| 甜菜 | 新、扩、改 | 4.0$m^3$/t 甜菜 | — | 140 | — | 250 | | 200 |
| 制糖 | 现有 | 6.0$m^3$/t 甜菜 | 150 | 250 | 250 | 400 | 200 | 300 |
| 甘蔗 | 新、扩、改 | 10.0$m^3$/t 甘蔗 | — | 100 | — | 160 | | 150 |
| 制糖 | 现有 | 14.0$m^3$/t 甘蔗 | 100 | 120 | 160 | 200 | 150 | 200 |
| 糖蜜 | 新、扩、改 | 70.0$m^3$/t 酒精 | — | 200 | — | 350 | | 200 |
| 酒精 | 现有 | 80.0$m^3$/t 酒精 | 200 | 300 | 350 | 450 | 200 | 300 |

注：最高允许排水定额不包括间接冷却水、厂区生活排水及厂内锅炉、电站排水。

2008 年，国家环保局颁布了我国制糖工业水污染物排放标准（GB 21909—2008）。对制糖工业污水排放进行了更加严格的控制，对不同时期企业排放的污染物浓度进行了限制，有关数据见表 13-2～表 13-4 所列。

自 2009 年 5 月 1 日起至 2010 年 6 月 30 日止，现有企业执行表 13-2 规定的水污染物排放限值。自 2010 年 7 月 1 日起，现有企业执行表 13-3 规定的水污染物排放限值，自 2008 年 8 月 1 日起，新建企业执行表 13-4 规定的水污染物排放限值。

**表 13-2　现有企业水污染物排放浓度限值及单位产品基准排水量**

单位：mg/L(pH 除外)

| 序号 | 污染项目 | 限值 | | 污染物排放监控位置 |
|---|---|---|---|---|
| | | 甘蔗制糖 | 甜菜制糖 | |
| 1 | pH | 6～9 | 6～9 | 企业废水总排放口 |
| 2 | 悬浮物 | 100 | 120 | |
| 3 | 5 日生化需氧量($BOD_5$) | 40 | 50 | |
| 4 | 化学需氧量($COD_{Cr}$) | 120 | 150 | |
| 5 | 氨氮 | 15 | 15 | |
| 6 | 总氮 | 20 | 20 | |
| 7 | 总磷 | 1.0 | 1.0 | |
| 单位产品(糖)基准排水量/($m^3$/t) | | 68 | 32 | 排水量计量和污染物排放监控位置一致 |

**表 13-3　新建企业水污染物排放浓度限值及单位产品基准排水量**

单位：mg/L（pH 除外）

| 序号 | 污染项目 | 限值 | | 污染物排放监控位置 |
|---|---|---|---|---|
| | | 甘蔗制糖 | 甜菜制糖 | |
| 1 | pH | 6～9 | 6～9 | 企业废水总排放口 |
| 2 | 悬浮物 | 70 | 70 | |
| 3 | 5 日生化需氧量($BOD_5$) | 20 | 20 | |
| 4 | 化学需氧量($COD_{Cr}$) | 100 | 100 | |
| 5 | 氨氮 | 10 | 10 | |
| 6 | 总氮 | 15 | 15 | |
| 7 | 总磷 | 0.5 | 0.5 | |
| 单位产品(糖)基准排水量/($m^3$/t) | | 51 | 32 | 排水量计量和污染物排放监控位置一致 |

表 13-4 水污染物特别排放限值 单位：mg/L（pH 除外）

| 序号 | 污染项目 | 限值 | | 污染物排放监控位置 |
|---|---|---|---|---|
| | | 甘蔗制糖 | 甜菜制糖 | |
| 1 | pH | 6～9 | 6～9 | |
| 2 | 悬浮物 | 10 | 10 | |
| 3 | 5 日生化需氧量($BOD_5$) | 10 | 10 | |
| 4 | 化学需氧量($COD_{Cr}$) | 50 | 50 | 企业废水 |
| 5 | 氨氮 | 5 | 5 | 总排放口 |
| 6 | 总氮 | 8 | 8 | |
| 7 | 总磷 | 0.5 | 0.5 | |
| 单位产品(糖)基准排水量/($m^3$/t) | | 34 | 20 | 排水量计量和污染物排放监控位置一致 |

## 13.3.1 甘蔗糖加工废水主要来源和特点

甘蔗糖厂处理每吨甘蔗需排放 20～30$m^3$ 废水，一般为 15～20$m^3$。甘蔗生产中煮糖、蒸发等设备的冷却水，一般情况下仅受到热污染而水质较好，为相对净废水。其 COD 值常为 50mg/L 以下，SS 在 30mg/L 左右。这部分废水量约占总排水量的 65%～75%。

甘蔗制糖工艺中的中等污染废水主要来自制糖的压榨、澄清等工艺系统，废水中含有较多的糖和悬浮物等污染物。其 COD 值一般为 2000mg/L 左右；SS 为 1000mg/L 左右。此种废水的水量约占总排水量的 20%～30%。

高浓度甘蔗制糖废水，主要是碳酸法甘蔗糖厂湿法排滤泥废水和综合利用车间（酒精、酵母、味精、糠醛、柠檬酸、甘油、造纸、纤维板等）排出的生产废水。高浓度废水的水量一般占总排水量的 5%左右。

因生产工艺和生产内容的不同，各个甘蔗糖厂废水的水质而有较大的差异。排滤泥水中含有大量的悬浮物，可高达 100000mg/L。综合利用车间排出的生产废水 COD 值很高，可达到 60000mg/L 以上。

我国甘蔗糖厂废水水质情况，见表 13-5 所列。

表 13-5 甘蔗糖厂废水水质

| 水质指标 | 计量单位 | 废水种类 | | |
|---|---|---|---|---|
| | | 相对净废水 | 中等污染废水 | 高浓度废水 |
| pH | — | 6.6～7.5 | 5.5～8.6 | 4.0～6.0 |
| COD | mg/L | 20～70 | 1500～4200 | 2700～35000 |
| $BOD_5$ | mg/L | 10～45 | 600～1800 | 1400～1300 |
| SS | mg/L | 10～40 | 300～1500 | 380～5500 |

## 13.3.2 甜菜糖加工废水主要来源和特点

我国甜菜糖厂多处在寒冷地区，以加工冻藏原料为主，甜菜糖厂的废水主要来自制糖生产的流送洗涤、压粕过滤、冷凝冷却等工序，以及糖蜜制酒等综合利用生产过程。具体的水质水量特征如下。

甜菜制糖生产中的蒸发器冷凝水和设备冷却水，只受到轻微的污染，除温度较高外，水质无多大变化，属于相对净废水。其水量约占总排水量的 30%～50%；



COD 值一般≤60mg/L，SS≤100mg/L。

甜菜流送、洗涤等废水，含有较多的悬浮物和相当数量的溶解性有机物。污染废水 COD 值一般为 3000mg/L 左右，SS 常达 500mg/L 以上。这部分废水量约为总排水量的 40%～50%。

压粕水，浆仓排水，滤泥水、滤布、设备和场地洗涤水，以及综合利用车间排出的生产加工废水，含有大量有机物和悬浮物，属于高浓度有机废水，其 COD 值在 5000mg/L 以上。这部分废水的水量较少，约占总排水量的 10%左右。甜菜糖厂废水的部分水质指标，见表 13-6 所列。

**表 13-6　甜菜糖厂废水的部分水质指标**

| 水质指标 | 计量单位 | 废水种类 | | |
|---|---|---|---|---|
| | | 相对净废水 | 中等污染废水 | 高浓度废水 |
| pH | — | 6.8～7.2 | 6.6～8.5 | 5.5～10.5 |
| COD | mg/L | 20～60 | 2600～4500 | 5800～27000 |
| $BOD_5$ | mg/L | 10～35 | 1200～2100 | 3000～11000 |
| SS | mg/L | 40～100 | 500～3200 | 550～3500 |

甜菜糖厂年排放废水量，见表 13-7 所列。

**表 13-7　甜菜糖厂年排放废水量**

| 企业规模 | 加工量 | | 废水量 | | $BOD_5$/ | SS/ | $m$(甜菜)：$m$(水) | pH |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | $\times10^4$t/d | $\times10^4$t/a | $\times10^4m^3$/d | $\times10^4m^3$/a | ($\times10^4$t/a) | ($\times10^4$t/a) | | |
| 大型(1000～3000t/d) | 4.50 | 675 | 36 | 5400 | 13.5 | 12.2 | 1∶8 | — |
| 中型(500～1000t/d) | 2.34 | 351 | 28.1 | 4212 | 6.3 | 6.3 | 1∶12 | — |
| 小型(500 以下) | 1.17 | 174.8 | 19.8 | 2972 | 3.2 | 3.2 | 1∶17 | — |
| 合计或平均 | 8.01 | 1200.8 | 83.9 | 12584 | 21.6 | 21.6 | 1∶10 | 8.5 |

注：糖厂年加工能力按 150d 计算。

由表 13-7 中可知，大型甜菜糖厂的废水排放量、甜菜洗涤水均比中小型甜菜糖厂少。如按甜菜糖厂年加工能力 1200 万吨计算，则全国甜菜糖厂年排放废水总量约为 1.3 亿立方米，其中 $BOD_5$ 量约为 24 万吨，悬浮物为 22 万吨，pH 为 8.5 左右。

## 13.4　糖业加工废水处理工艺

对制糖生产中产生的 3 种不同种类的废水，应针对其不同的水质特点，选择不同的废水处理工艺。

对基本未受到污染的相对净废水，一般经过冷却塔、喷水池或其他冷却设备降低废水水温后，就可以循环再用。为了防止水质在循环中恶化而滋生生物体，应向循环水中投加消毒剂。

中等污染废水和高浓度废水受到的污染较重，但其中污染物质大多可以通过适当途径回收利用，因此应先考虑污染物的资源化，然后采用物理、化学或生物等处

理技术进行处理。

在制糖生产过程中产生的中等污染废水，含有大量悬浮物、漂浮物及一定数量的溶解性有机物。先用物理方法去除悬浮物和漂浮物，再采取好氧生物处理法或化学混凝处理法来进一步去除污染物。

有些废水，如甜菜流送洗涤水，通过物理处理后，就可以达到循环再用的要求。对于高浓度制糖废水，除含有相当数量的悬浮物外，主要是含有大量的溶解性有机物，因此，需要采用以生物处理为主的综合处理方法来处理。常用的高浓度废水处理工艺为：物理处理＋厌氧生物处理＋好氧生物处理，物理处理＋化学混凝处理＋好氧生物处理。

许多糖厂采用厌氧＋好氧生物处理法处理高浓度制糖废水或中等污染制糖废水。该处理法采用高效厌氧反应器作为前处理设施，在中温（30～35℃）条件下，去除75%～90%的$BOD_5$；然后再采用生物滤池、活性污泥法或好氧塘、曝气塘作为后续处理设施，使总的$BOD_5$去除率达到98%以上。该废水处理工艺的系统占地面积小、处理效率高，可回收沼气。

对中等污染及高浓度这两种废水，也经物理处理后进行好氧生物处理。

制糖废水经过处理达到农作物灌溉用水水质标准时，可用于农田灌溉，并使废水得到进一步的净化。有时制糖废水只需要经过沉砂、沉淀或厌氧发酵处理后即可使用，甚至可以将高浓度废水用冷却水稀释后直接用于农田或草木的灌溉。实践表明，利用处理后的制糖废水进行农作物的合理灌溉，不仅降低了废水处理成本，消除了污染，而且利用了废水的水肥资源，使农作物增产。同时防止废水渗入江河或地下水源，造成水体污染。

制糖废水处理过程中要产生一定数量的污泥，这些污泥中含有较多植物生长所需要的营养物质，因而一般可将其作为肥料用于农田。

### 13.4.1 一般制糖废水处理单元

对于一般制糖废水处理，可应用的水处理单元如下所述。

（1）冷却塔　在相对净废水的降温处理中，常采用自然通风冷却塔。对于开放式自然通风冷却塔，淋水密度可取值2～4$m^3$/（$m^2$·h）（当有淋水装置，或者气温低、风速大的地区应选用较高值）。而对于风筒式冷却塔，则要视淋水装置的情况，采用不同的淋水密度。一般淋水密度为：喷水式≤4$m^3$/（$m^2$·h）；点滴式≤4～5$m^3$/（$m^2$·h）；薄膜式≤6～7$m^3$/（$m^3$·h）。近年来，机械通风冷却塔也有了较多的应用，加入蜂窝等填料后，淋水密度可达10$m^3$/（$m^2$·h）以上。喷水池和冷却池也是较常用的冷却设施，其淋水密度一般为0.8～1.2$m^3$/（$m^2$·h）和0.5～0.8$m^3$/（$m^2$·h）。

（2）格栅与格网　废水中含有较多的漂浮物质时，以采用机械清除的格栅为宜。其栅条间距一般为：粗格栅50～60mm，细格栅20～25mm。格网用以去除较小的纤维状杂质，其网眼直径多为2～3mm。各种类型的固定式或旋转式格网均可采用。

（3）沉砂池　常用平流式沉砂池，可参照生活污水处理的有关章节选取设计参

数，但储砂斗的容积应扩大 15%～30%，以减少每日的排砂次数。

（4）沉淀池　制糖废水处理中采用的沉淀池型式，多为平流式和辐流式。平流式和辐流式沉淀池的沉淀时间一般为 1～2h，表面负荷为 2.0～3.0$m^3$/（$m^2$·h）；有时将沉淀池的沉淀时间延长至 3～5h，池深以≤2.5m 为宜。

为防止沉淀污泥的腐化，各类型的沉淀池均应设有排泥设施。

（5）厌氧反应器　厌氧反应器的容积负荷，在中温（35℃）的条件下运行时，一般可取 6～12kg COD/（$m^3$·d）；水力停留时间为 3～5d；容积产气率为 3～4$m^3$/（$m^3$·d）；COD 去除率可以达到 70%～80%。厌氧消化过程产生的沼气中 $H_2S$ 含量较高，应设脱硫装置加以去除。

（6）稳定塘　采用稳定塘处理制糖废水时，既可自成系统，由 3～4 个稳定塘中联工作来完成全部处理过程；也可作为厌氧反应器等处理设备的后续净化构筑物。注意稳定塘的容积要考虑到冰封期储存的需要。

（7）生物滤池　应控制生物滤池进水 $BOD_5$ 浓度≤350mg/L，这可以通过提高前处理效果或处理水回流的方式来达到。

一般常用容积负荷来确定滤池的有效容积，其值可为 0.5～1.0kg $BOD_5$/（$m^3$ 滤料·d）。由于制糖废水的排放具有较强的季节性，设计时最好在前端设置水量调节构筑物，以便延长生物滤池连续运行时间并减少其容积。

采用塔式生物滤池时容积负荷可采用 2.0～3.0kg $BOD_5$/（$m^3$ 滤料·d），进水 $BOD_5$ 浓度也可提高到≤500mg/L。

（8）曝气池　曝气池设计时，混合液悬浮固体浓度（MLSS）可取 2.5～3.0kg/$m^3$；污泥负荷值一般为 0.2～0.5kg $BOD_5$/（kg MLVSS·d）；去除每千克 $BOD_5$ 的污泥产量为 0.2～0.25kg。

曝气池的运行以连续工作为宜。制糖废水中磷的含量相对偏低，因此，曝气池前应设有投加磷装置。

（9）化学混凝反应池　平流式、竖流式隔板反应池及回转式隔板反应池适宜于废水量≥1000$m^3$/h，废水量变化小者；涡流式反应池适宜于废水量＜1000$m^3$/h 的情况；而机械反应池适用于大小废水量。制糖废水经过处理后，可用于水产养殖和农田灌溉。

## 13.4.2　糖蜜废水治理方法

为了充分地利用制糖的副产物废蜜资源，很多糖厂都设有酒精车间，每个酒精车间排放酒精废液为 240～600$m^3$/d。糖蜜酒精糟液组成因所用原料而异，但都含有碳水化合物（葡萄糖与多糖）和醇（乙醇、甘油等）。焦糖化合物也会存在于糟液中，这使糟液色度变深，同时由糖蜜得到的糟液有机物（COD、$BOD_5$）、SS、盐和 $SO_4^{2-}$ 的浓度均较高。具体的糖蜜废水治理方法如下。

（1）农灌法　该法是将制糖废水和糖蜜酒精糟混合后进行农灌。将废液作为肥料，再被甘蔗等农作物吸收利用，形成一个良性自然循环过程，符合生态要求。糖蜜酒精糟除含有植物生长所必需的氮、磷、钾三要素外，还含有多种微量元素。

农灌法的优点是投资少、操作简单，但只适用于酒精产量低、附近农田多而又缺水肥的酒精厂。我国广西、广东、云南的一些农场所属甘蔗糖厂选择这一治理途径，已使作物获得不同程度的增产。甜菜糖厂都在北方地区，可采取冬储夏灌，但是需要有一定的空间，尤其是冬天储存占地大。

(2) 生产有机复合肥料法　糖蜜酒精废液含有氮、磷、钾等多种元素，是农作物的良好肥料。碳酸法甘蔗糖厂的滤泥混入粉煤灰、浓缩酒精糟、蔗渣等可制成复合有机肥料。该方法中多效蒸发是关键设备，可采用外加热自然循环管外沸腾式蒸发器。

(3) 浓缩液燃烧回收能源　将酒精糟利用多效蒸发器进行浓缩。浓缩液有广泛的用途，如作配合饲料、肥料，也可用于生产混凝土减水剂，还可用于糖厂锅炉燃烧。

(4) 糖蜜酒精废水厌氧处理和能源产生　生产过程中，大约有50%的能量存在于残余的蔗渣中。生产实践中大约有一半蔗渣（即总能量的25%）直接燃烧以提供酒精蒸馏所需要的能量。而其余的蔗渣可通过厌氧废水处理产甲烷，进行能量回收和利用。既回收了能量，又治理了污染，对环境保护有很重要的贡献。

(5) 饲料酵母法　糖蜜酒精糟含有大量的酵母，50kg酒精糟一次分离可回收3～6kg干酵母，两次分离可回收10kg干酵母。分离后的两次废液中还含有糖类、有机酸，可作进一步综合利用与治理。也可以用热带假丝酵母菌的生物化作用，将酒精糟的有机物转化为单细胞蛋白质，生产饲料酵母（其中包括酒精糟原有的酵母）。

该方法既能获得蛋白质，又能降低60%左右的环境污染。

## 13.5　糖业加工工业清洁生产及废弃物综合利用

### 13.5.1　清洁生产推荐方案

为贯彻落实《中华人民共和国清洁生产促进法》，加快重点行业清洁生产技术的推行，指导企业采用先进技术、工艺和设备实施清洁生产技术改造，工业和信息化部节能与综合利用司组织编制了制糖行业清洁生产技术推行方案（征求意见稿），具体4个方案内容如下。

(1) 低碳低硫甘蔗制糖新工艺　推荐采用低碳低硫制糖新工艺，改造传统制糖生产的亚硫酸法工艺。即利用锅炉排放烟道气中的二氧化碳或酒精生产过程产生的二氧化碳经净化提纯后替代传统亚硫酸法中的部分二氧化硫，应用于蔗汁或糖浆的澄清过程，改造传统的亚硫酸法制糖工艺。本工艺的实施，既可以提高产品质量和产糖率，也可减少二氧化碳和二氧化硫排放。

传统亚硫酸法制糖工艺是利用硫黄燃烧后的二氧化硫与糖汁接触后生成的亚硫酸为主要澄清剂的一种蔗汁澄清工艺。该工艺的主要问题如下。

① 糖汁有色物质不能根本清除，造成产品色值高，且在储运过程中随着时间

的延长，色值会继续升高，产品质量不稳定。

② 由于生产过程中大量硫黄的使用，产品中残硫高，影响食品安全。

③ 提纯效果差，产糖率低。

采用低碳低硫制糖新工艺不但可以很好地解决上述问题，还能减少糖厂二氧化碳和二氧化硫排放，实现清洁生产。

该技术实施后，糖产品色值可由目前 140 色值单位平均降低到 100 色值单位，降低 28%以上；糖产品含硫量由 20mg/kg 降低到 10mg/kg 以下，降低 50%；糖厂优、一级品率达到 100%，优级品率达到 30%，吨糖平均售价提高 30 元；产糖率提高 0.12%；硫黄用量在原来（0.08%对蔗计算）的基础上降低 30%，每百吨甘蔗减少硫黄用量 24kg，按照硫熏中和器的吸收效率为 80%计算，减排二氧化硫 9.6kg；按加灰量为 0.6%对蔗计算，每百吨甘蔗减排 0.5t 二氧化碳。

以年加工 100 万吨甘蔗、产糖 12 万吨的糖厂为例：每年因质量提高增加效益 360 万元；多产糖 1200t，按每吨糖价 5000 元计算（下同），增加效益 600 万元；按硫黄用量对蔗比为 0.08%，每吨硫黄 1800 元计算，少用硫黄 240t，增加效益 43.2 万元；共产生经济效益 1003.2 万元，减少二氧化碳排放 5000t，减排二氧化硫 96t。该技术尚无示范项目，在行业内潜在普及率为 90%，按 40%推广，全行业年加工甘蔗量 1.1 亿吨，产糖 1320 万吨计算，全行业可多产糖 5.28 万吨，节约硫黄用量 1.056 万吨，减排二氧化碳 22 万吨，减排二氧化硫 4224t，年增加效益 4.414 亿元。

（2）全自动连续煮糖技术　全自动连续煮糖技术具有能耗低、生产效率高等优点，是国际上先进的煮糖技术，该技术的核心是连续煮糖罐，它有立式和卧式之分。以立式连续煮糖罐为例，它是由多层带搅拌的结晶室叠加而成，糖浆在顶部结晶室连续进料，煮制好的糖膏在底部结晶室不断排出。实现了煮糖的连续化。此外，糖膏在罐内保持恒定的低液位，静压低，且有搅拌，故可采用后效蒸发罐汁汽来煮糖，节能效果显著。

目前国内糖厂除煮糖工段外，其他工段已经实现了连续化生产，唯有煮糖工段还停留在间断作业水平。引进推广此项技术。

① 实现煮糖过程的连续化和自动化，为糖厂全程连续化、自动化奠定了基础，同时可解决我国糖厂间断煮糖生产波动大、生产不稳定的问题。

② 连续煮糖罐内糖膏液位低，循环好，加热蒸汽压力仅需 0.09MPa（绝压）即可满足生产需要，制糖过程蒸汽消耗减少 14%，降低了能耗。

通过该技术的实施，制糖过程蒸汽消耗减少 14%，按照一般工厂耗汽率为 50%对蔗来计算，100t 甘蔗可节约 0.263MPa（绝压）、129℃的蒸汽（下同）7t。

对于年处理 100 万吨糖料的糖厂，年节约蒸汽 7 万吨，按照吨汽耗标煤 0.16t 计，折 1.12 万吨标煤，年节能效益 896 万元。

该技术尚无示范项目，在行业内潜在普及率为 100%，按照该技术推广率为 40%，全行业年加工糖料 1.2 亿吨来计算，全行业节约蒸汽 336 万吨，折 53.8 万吨标煤，年节能效益 4.304 亿元。

（3）糖厂废水循环利用与深化处理技术　本技术对制糖生产过程产生的废水采取“清浊分流、冷热分流、分别治理”的措施，实现废水的循环利用。该技术通过采用制糖生产过程废水的循环利用系统和制糖废水生化及深度处理技术，减少新鲜水的用量，降低废水及化学需氧量的排放。

该技术的实施一方面可节约用水，减少新鲜水的消耗；另一方面可改变企业内部各生产环节用水不合理现象，实现废水循环利用，减少了废水及化学需氧量排放。目前，已有10%左右的企业实施此项技术，应用该技术后，企业每年可节水50%；化学需氧量排放降低39%；该技术实施后，推广企业水的循环利用率将达到90%以上。

2009年，我国糖业吨糖耗新鲜水量44.14t，吨糖化学需氧量排放20.33kg。应用此项技术后，企业每年可节水50%；化学需氧量排放降低39%。

以年加工100万吨甘蔗的糖厂为例，每年可节约用水264.8万吨，每吨水价按2元计算，可产生经济效益529.6万元；每年可减排化学需氧量951t。

目前已有10%左右的企业实施此项技术，在行业内潜在普及率为100%，按照80%的推广率来计算，每年可节水2.24亿吨，产生经济效益4.48亿元；每年可减排化学需氧量8.05万吨。

（4）甜菜干法输送技术　本项技术是采用皮带输送机械将甜菜输送进入加工车间，取代现有耗水量大、废水泥砂含量大、化学需氧量浓度高的湿法输送技术。该技术采用特殊的甜菜储斗防止甜菜架桥及破损；采用异形滚轮式除土机减少洗菜水泥砂含量和流洗水用量，提高流洗水的循环利用率；采用格栅式或特殊螺带式出料装置将甜菜送至皮带输送机，解决出料堵塞和甜菜破损问题，同时采用一整套自动控制装置，对各甜菜储斗的料位、出料速度进行监控，并根据生产要求适时调整，避免断料或超负荷。

湿法输送是甜菜先卸入湿法甜菜窖（整条式），用4～6kg/cm$^2$压力的水通过水力冲卸器将甜菜冲卸到流送沟，在沟内菜和水靠沟的坡降自流进入除草除石间，然后由甜菜泵提升到车间内的洗菜机。

采用干法输送可以解决以下问题。

① 消除了湿法输送的水力冲卸和甜菜泵的输送过程对甜菜的冲击和损伤，降低糖分损失约0.15%。

② 由于采用了除土装置，甜菜带土大大减少，提高了流洗水循环利用率，菜水比由湿法输送的1∶7可降为1∶5，节约新鲜水消耗30%。

③ 降低甜菜破损程度，甜菜在水中停留时间短、带土量少，流送水中的化学需氧量浓度和悬浮物浓度低，最终化学需氧量减排可达20%。

对于一个年处理甜菜50万吨、产糖6万吨的工厂，年节水79.45万吨，产生经济效益158.9万元；以糖分损失降低0.15%计，可多产糖750t，可增加效益375万元，两项共产生经济效益533.9万元，可减排化学需氧量244t。

全行业年加工甜菜0.1亿吨，产糖130万吨，在甜菜糖行业内潜在普及率为100%，按甜菜糖厂推广40%计，则全行业年节水635.6万吨，多产糖0.6万吨，



共计产生经济效益 0.427 亿元；按照吨糖排化学需氧量 20.33kg 计算，通过甜菜干法输送技术，可减排化学需氧量 0.21 万吨。

### 13.5.2　甘蔗制糖副产品综合利用

(1) 蔗渣制碎粒板　蔗渣碎粒板是我国 20 世纪 80 年代发展起来的一种人造板材，它投资少、原料来源丰富，其产品种类多、收效快、用途广。

糖厂压榨出来的新蔗渣经打包堆叠储存后，使水分降至 30%以下，便可用于干渣生产蔗渣碎粒板。除制胶用少量水外，整个制板过程不用水，不存在污水处理问题。每生产 1.0m$^3$ 蔗渣碎粒板需用含水分 50%的蔗渣约 1.8t。目前的年生产碎粒板经济规模为 10000～15000m$^3$，故只要每年有 1.8 万～2.7 万吨全蔗渣的糖厂便可筹建生产线，投资额为 1350 万～2000 万元，年经济效益为 350 万～500 万元，投资回收期为 4 年。

(2) 滤泥综合利用　甘蔗糖厂碳酸法滤泥特点为：数量大（湿滤泥为甘蔗质量的 9%左右）、含钙量高（CaO 质量分数为 49%～51%）、呈碱性（pH 为 8.5～9.0），还含有蛋白质、糖、纤维、蜡质、有机酸、钾、铁、磷等。我国甘蔗糖厂产湿滤泥约 30 多万吨，综合利用途径有以下几个方面。

① 制石灰和二氧化碳　碳酸法制糖滤泥的主要成分是碳酸钙，此外还有镁、铁、铝、硅等的氧化物及有机物。可用这种滤泥制备石灰。煅烧石灰过程中放出的 $CO_2$ 可作为糖厂蔗汁清净剂，还可以将 $CO_2$ 气压缩成多用途的液体 $CO_2$。

② 制备配合饲料　利用滤泥含有糖、蛋白质等有机物及氧化钙和其他矿物质的特点，可将其补充到谷物饲料中生产配合饲料，但掺入量只能在 10%以下，否则灰分过高，影响牲畜消化。

③ 制备有机-无机复合肥　甘蔗田施用滤泥，对甘蔗生长和改良土壤均有促进作用。滤泥中应加入一定量的化学肥料，做到有机与无机复合肥相结合。蔗田施用一定量的滤泥复合肥，能增加土壤有机质、全氮、全磷、全钾和有效钾含量，并能增加土壤中的细菌、真菌和放线菌的数量。微生物的作用可以促进有机养分和难溶养分的有效化，从而增加土壤养分，为甘蔗生长提供更多的有效养分。

### 13.5.3　甜菜制糖副产品综合利用

一般说来，甜菜的固形物中蔗糖分占 17.5%，非糖分占 7.5%。甜菜制糖需要的仅仅是可以结晶的蔗糖，其他非糖分和未结晶的蔗糖则在加工过程中变成副产品。

甜菜制糖工业的副产物主要是废粕、滤泥、废糖蜜和生产废水 4 种。每加工 100kg 甜菜可生产 14kg 砂糖，将产生湿废粕 90kg（含水 94%）、湿滤泥 10kg（含水 50%）、废糖蜜 4kg（含糖 50%），生产废水 250kg。甜菜制糖副产物可进行多种综合利用。具体的用途如下。

(1) 废粕　甜菜经渗出提取蔗糖后的废菜丝，通常称废粕。它是甜菜加工最大的一项副产物，产量是甜菜重量的 90%左右。

废粕的固形物是理想的牲畜饲料，牛羊等家畜不但能很好地消化蛋白质和糖

分，还能很好地消化废粕中的果胶质、半纤维素和纤维素。

目前推荐工艺为：先经压榨脱去部分糖分和水分，制成含水分75%～85%的压粕，然后将压粕干燥生产干粕。如需用压粕直接喂养牲畜，则可在压粕中加入乳酸菌和废糖蜜进行发酵，发酵饲料不仅营养价值提高，且牲畜易于消化吸收。压粕也可直接加入小麦、大豆、酵母、废糖蜜浓缩液等，以提高压粕的营养价值。

(2) 滤泥　甜菜糖厂通常采用双碳酸法清净糖汁，即用石灰作清净剂，两次通入二氧化碳，使它产生大量碳酸钙沉淀以去除糖汁中的杂质，经过固液分离即得到清澈透明的糖汁，沉淀物经洗涤后外排，即为滤泥。滤泥含水和固形物各为50%，其产量为甜菜质量的10%，滤泥的成分随甜菜成分、加工工艺等变化有很大差别，干滤泥主要成分为碳酸钙（73%～80%），不含氮有机物（10%～15%），不含氮有机物为糖、果胶等。

滤泥可作橡胶工业填料或农药载体，也可作水泥工业的原料。还可烧制再生石灰或煅烧活化滤泥回用于制糖生产。滤泥最好用于肥料，这样滤泥中的含氮物和磷酸便是有用的成分。滤泥的主要成分碳酸钙也能提高酸性土壤的肥效，酸度可被石灰中和。

(3) 废蜜　废蜜是从末号糖膏中分离出来的母液，又称最终糖蜜。

甜菜制糖生产只能除去浸出汁中35%～40%的非糖分，其余均留在废蜜中。废糖蜜的特点是含有大量的无氮抽出物（60%），其无氮抽出物几乎全为糖分（蔗糖、还原糖），因此可作为饲料的添加剂。

同时废糖蜜的蔗糖和还原糖都是可发酵糖类，只需要补充一些氮源和磷源就可以直接作为发酵工业的原料。和淀粉质原料相比，它可省去糖化工艺。目前可用于工业生产规模的产品有酒精、柠檬酸、味精、甘油、酵母、丙酮、丁醇、乙酸、乳酸、草酸、葡萄糖酸、抗生素等。

总而言之，制糖工业应该注重清洁生产，从污染的源头抓起，节约用水，积极发展闭路水循环系统，提高水重复利用率。同时选育优良品种，改进耕种栽培技术和加强病、虫、草害防治的研究，提供高产、高糖的原料，不断降低吨糖耗甜菜、甘蔗量，同时减少副产品量（废粕、滤液等）。

从可持续发展的角度来看，我国糖厂应走农业-制糖-养殖业-农业良性循环的路，有条件的糖厂应该建设自己的畜牧场和养殖场，使制糖的综合利用产品可以回用，同时可提高糖厂综合利用产品的附加值。

## 13.6　糖业加工废水处理工程实例

(1) 稳定塘＋土地处理工艺　某甜菜制糖厂采用稳定塘＋土地处理系统处理以高浓度废水为主的混合废水，其工艺流程如图13-5所示。

从图13-5中可看出，高浓度的制糖废水在第一塘中进行酸性消化，然后通过投加石灰将pH调整到7左右，并在第二塘（沉淀塘）中进行混凝沉淀和污水的澄清分离。沉淀下的污泥进行污泥干化处理并外运。

经过澄清分离的废水，在第三塘、第四塘完成碱性发酵，最后出水进行土地处

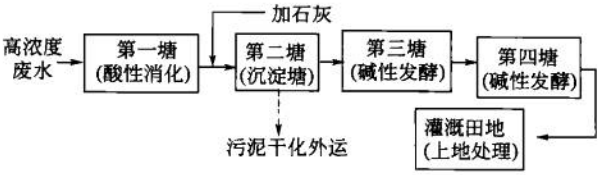



图 13-5　稳定塘＋土地处理制糖废水工艺流程

理，用来灌溉田地。废水在图 13-5 中第一塘至第四塘，总停留时间为 10～12d，$BOD_5$ 去除率为 65%～70%，SS 去除率为 80%～85%。当经过上述 4 个塘处理的废水送至灌溉田进行土地处理，其 $BOD_5$ 可进一步去除 15%～25%（与进水相比）。

（2）厌氧＋稳定塘处理工艺　图 13-6 为某甘蔗糖厂处理混合废水的工艺流程。

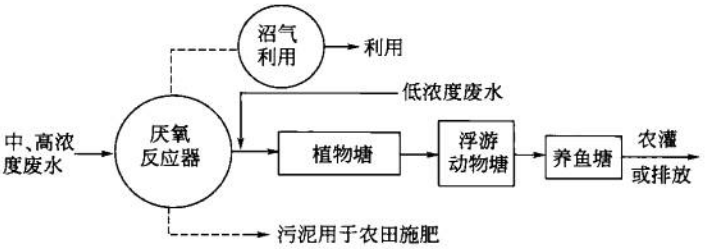



图 13-6　厌氧＋稳定塘处理制糖废水工艺

废水先经升流式厌氧污泥床（UASB）进行厌氧消化，然后用低浓度的废水进行稀释后，依次进入分别放养水生植物、藻类与浮游动物和鱼类的稳定塘，最后出水用于农田灌溉或排放。

该处理工艺中厌氧反应器的有机负荷为 6kg $BOD_5$/（$m^3$ · d），容积产气率为 3.4$m^3$/（$m^3$ · d），$BOD_5$ 去除率 70%～75%。稳定塘中废水的停留时间为 80～90d，稳定塘系统的 $BOD_5$ 去除率为 85%～90%。

（3）混凝沉淀＋生物滤池工艺　采用混凝沉淀法与生物滤池相结合，可以较好地去除废水中的悬浮物、胶体物质和溶解性有机物。图 13-7 为某甜菜制糖厂采用混凝沉淀＋生物滤池工艺，处理混合废水的工艺流程。

图 13-7 工艺中，混凝剂分别采用三氯化铁和石灰，其 COD 去除率为 60%左右。两级生物滤池采用定期轮换的方式运行，通过出水回流的方式控制进水 $BOD_5$ 的浓度≤350mg/L。两级生物滤池的平均 $BOD_5$ 负荷为 0.5kg（$m^3$ 滤料 · d），$BOD_5$ 去除率为 90%～95%。

（4）厌氧＋活性污泥法处理工艺　厌氧生物处理与活性污泥法相结合的处理制糖废水的工艺，如图 13-8 所示。该处理系统的厌氧生物处理，采用由升流式厌氧污泥床组成的两相厌氧消化系统，平均有机负荷为 6～8kg $BOD_5$/（$m^3$ · d），废水的总停留时间（HRT）为 3.3～4.0d，其 $BOD_5$ 去除率为 75%～80%。

图 13-8 中，好氧工艺池采用鼓风普通曝气池，废水的停留时间（HRT）为

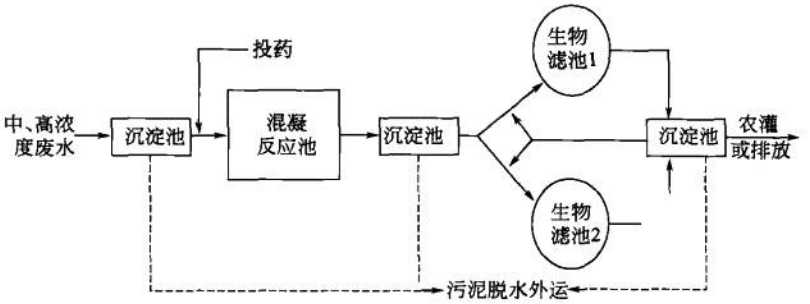



图 13-7　混凝沉淀法＋生物滤池法处理制糖废水工艺

12h。曝气池内的混合液悬浮固体浓度（MLSS）控制在 2500～3500mg/L，污泥负荷为 0.4kg $BOD_5$/（kg MLVSS·d），$BOD_5$ 去除率为 85%～90%。

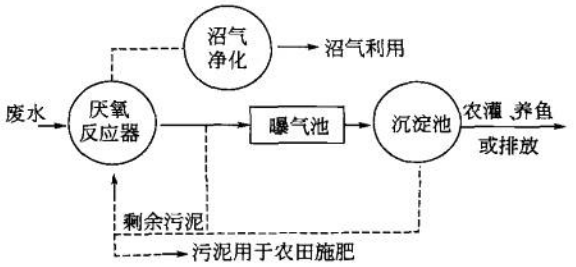



图 13-8　厌氧＋活性污泥法处理制糖废水

（5）糖蜜酒精废液厌氧处理工艺　南方某糖厂是一座日榨甘蔗 5500t 的大型制糖企业，每日产生各种废水数万吨，其中绝大部分来自压榨、制炼车间，而污染物浓度最高的是酒精废液。上述各种废水未经处理排放，造成较严重的环境污染，冬春两季是江河的枯水期，又恰好是糖厂的生产旺季，这种污染的危害更大。糖厂的废水治理工程建设迫在眉睫，治理方案如下。

① 废水的水质及水量　处理后应达到的标准：综合 1995/1996 年榨季以来地区环保监测站的监测数据，糖厂的排水水量和水质，见表 13-8 所列。

**表 13-8　某糖厂废水水量和水质**

| 项目 | 综合排放废水 | 洗滤布废水 | 冲灰水 | 酒精废液 |
|---|---|---|---|---|
| 水量/($m^3$/h) | 1800～2200 | 928 | 274 | 450 |
| COD/(mg/L) | 1100～1300 | 3185 | 926 | 69100～120000 |
| $BOD_5$/(mg/L) | 400～600 | 489 | — | — |
| SS/(mg/L) | 100～800 | 4500 | 1639 | 1400～3000 |
| pH | 8～12 | 8～9.5 | 7.5 | 3.9 |

废水处理后应达到 GB 8978—1996《污水综合排放标准》中的一级标准：SS≤70mg/L；COD≤100mg/L；$BOD_5$≤30mg/L。

② 糖厂生产水方案　由于糖厂外排水量大，全部废水都按国家一级排放标准考虑，总的建设投资约在 3000 万元以上，投入运行后的用电、药剂、人工等项费用均不低。企业目前的经济实力不允许。因此，废水治理工程可以分为两步走：第一步，削减总排污量的 80%，重点处理酒精废液和冲灰水；第二步，实施全厂废水达标排放。

a. 冲灰水　冲灰水中主要的污染物是悬浮物，简单的处理方法是采用多级沉淀去除悬浮物，然后用抓斗运出池外，水可以外排。深度处理可以采用过滤，或者使用灰水分离器进行处理。以上几种方法均能使处理后的废水循环回用。

b. 糖蜜酒精废液处理工艺　近年来，用于处理糖蜜酒精废液的方法主要是浓缩法和厌氧法。该糖厂采用碳酸法制糖工艺，从投资、运行费用及运行的可靠性等方面权衡，选择厌氧法处理酒精废液较为适宜。

碳酸法制糖工艺的糖蜜中酸根离子较亚硫酸盐法的浓度低得多，所产生的酒精废液中硫酸根离子也比较少，酒精废液中硫酸根离子质量浓度仅为 2000mg/L 左右。因此在厌氧过程中产生的硫化氢不会抑制厌氧菌的生长和影响甲烷的产生。

酒精废液水量、水质状况如下：

废水量 $450m^3/d$；

废水水质 COD=100000mg/L；

SS=1600～3000mg/L；

$SO_4^{2-}$=2000mg/L；

pH 为 3.5；

水温 $T$=105℃；

UASB 的 COD 负荷：8.0kg/（$m^3$ · d）。

厌氧处理酒精废液工艺流程，如图 13-9 所示。

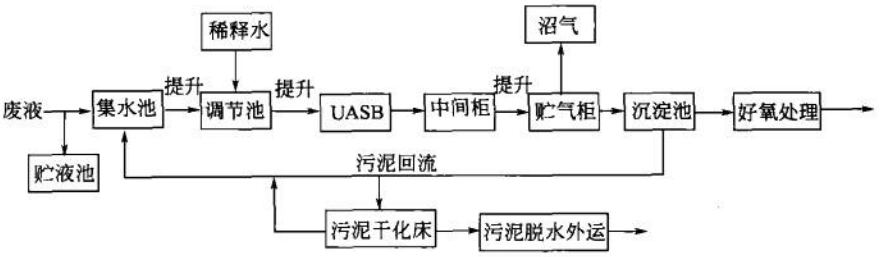



图 13-9　糖蜜酒精废水厌氧处理工艺

厌氧 UASB 反应器进水 COD 采用稀释的方式控制在 40000～50000mg/L，COD 去除率 90%。采用中温发酵。沉淀池出水 COD 降为 4000～5000mg/L。储液池用来储存每次投产初期剩余废液。

建筑物、构筑物的投资为 320 万元，非标准设备 200 万元，总投资为 635 万元。

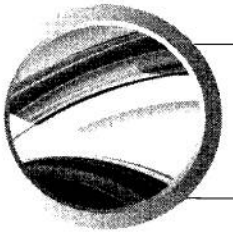
在设计中，UASB 出水可以考虑直接接入沼气柜。浮罩式沼气柜下半部分采用混凝土结构，并且在运行中是充满液体，厌氧出水可以利用这一部分容积，并且去除出水中的一部分。沼气柜的设计容积为 $1500m^3/d$，COD 去除率为 20%。

当糖厂榨季，为了逐步启动以保证 UASB 反应器内厌氧菌的活性，若启动周期为一个月，需要建一个有 4000～5500$m^3$ 有效容积的储液池。设计中利用一部分污水处理的池容储存以上的废液。可利用的池容如下：沼气柜 1500$m^3$ 和 2000$m^3$

的储池，这样可减少基建投资。沼气产量为 $450\times100\times0.9\times0.35=14175$（$m^3$/d），建议沼气用于锅炉燃烧，不需脱硫。

## 参 考 文 献

[1] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.
[2] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.
[3] 张自杰，钱易，章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.
[4] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[5] 唐受印等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001.
[6] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.
[7] 王凯军，秦人伟等．发酵工业废水处理．北京：化学工业出版社，2000.
[8] 国家环境保护局编．水污染防治及城市污水资源化技术．北京：科学出版社．1999.
[9] 谭万春．UASB 工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.
[10] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.
[11] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.
[12] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.
[13] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.
[14] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[15] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[16] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.
[17] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.
[18] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.
[19] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.
[20] 贺廷龄编著．废水的厌氧生物处理．北京：中国轻工业出版社，1998.



# 第 14 章　油脂加工废水处理工艺及工程实例

随着人民群众生活水平的提高，我国对食用油的需求量越来越大，同时对食用油的质量有更高的要求。从油脂工业的发展趋势来看，精炼油逐步取代毛油作为食用油是我国油脂加工的趋势。

## 14.1　油脂加工行业概述

油脂加工主要包括动物性油加工和植物性油加工。由于动物油的提炼来源于动物组织中，来源较少，很难满足人们容易增加的食用油需要。而植物油的来源比较广泛，原料除了大豆、花生、芝麻、棉籽、菜籽、米糠、葵花籽等大宗油料以外，还有品种繁多的木本油料、热带油料及野生油料等。

日常人们使用的食用油，主要是植物油和以植物油为主要原料的植物精炼油，而且精炼油的比例不断上升。

## 14.2　油脂加工生产工艺

油脂加工生产工艺主要包括：原料进厂堆放和储存；油料的预处理，包括清洗、剥壳去皮、破碎、软化、轧胚、蒸炒等；提取毛油，方法有压榨法、水剂法、溶剂浸出法等，同时生产饼粕；毛油精炼加工，包括副产品的综合利用，即油籽皮壳、磷脂、棉酚、油脚等综合利用。

### 14.2.1　大豆油脂加工工艺

大豆加工主要生产工艺分为 3 个工段：预处理工段、浸出工段和水化脱胶工段。工艺流程及产污节点分别如图 14-1～图 14-3 所示。

（1）大豆预处理工艺流程　预处理工艺流程如下：从粮食储存仓流出的物料（大豆），经刮板输送机进入原粮累加秤计量，经计量后的物料由斗式提升机提升到磁选器中进行磁选，然后进入清理筛进行筛选，清除大小杂质后进入调质器中，经调质再提升到破碎机进行破碎，然后进行轧胚，物料轧胚后经穿流烘干机烘干后直接送入浸出车间。

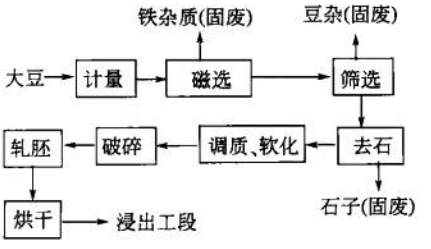



图 14-1　大豆预处理工艺流程

（2）浸出工艺流程　经预处理后的胚片由进料刮板输送至浸出器。经过溶剂喷淋浸出和浸泡后，再由新鲜溶剂喷淋浸出（溶剂

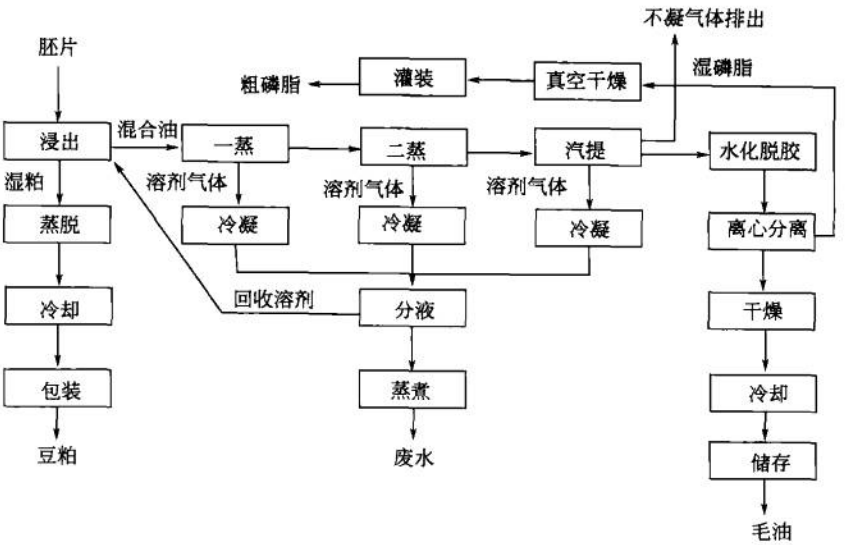



图 14-2　大豆浸出工艺流程

与物料逆向流动），最后浸出粕经沥干后落入湿粕刮板输送机至蒸脱机，在直接蒸汽和间接蒸汽、热风和冷风作用下经过预脱溶、脱溶、烘干、冷却 4 个阶段，脱去溶剂，并使粕的水分和温度达到储存要求，进入粕库。

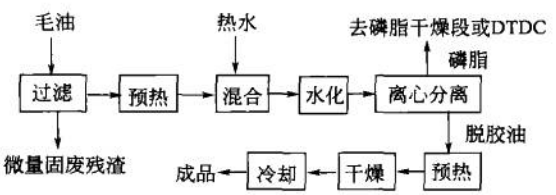



图 14-3　大豆水化脱胶工艺流程

浓混合油经旋液分离器除杂质后进入节能器，用蒸脱机的二次蒸汽当做加热介质，经蒸发浓缩后使混合油含量达到 95%左右，再由泵打入汽提塔，混合油从汽提塔顶部落到塔内碟盘中，逐层下降，同时从汽提塔底部喷入蒸汽脱去油中残留溶剂后的毛油进入暂存罐。

所有溶剂气体在冷凝器中冷凝后，进入分液器，分离出的溶剂溢流到溶剂室循环利用，分离出的水流到蒸煮罐，蒸煮罐通入蒸汽将水中残留的溶剂蒸脱，废水排入水封池。

所有浸出车间的自由气体从底部进入吸收塔，液体石蜡从吸收塔顶部喷入，吸收了尾气中所带的溶剂的石蜡油，称为富油，流入塔底，经吸收后的尾气从吸收塔顶部风机阻火器排入大气。富油由泵打入热交换器，与未吸收溶剂的石蜡油进行热交换，再进入加热器加热到一定温度后进入吸收塔底部通入直接蒸汽逆流接触，脱出所吸收的溶剂。

（3）水化脱胶工艺流程　毛油由泵输送到暂存罐，再经过过滤器过滤，除掉机械杂质。滤渣送往浸出器，经过滤的毛油进入水化罐内加入计量好的软化水进行水化，水化后进入蝶式离心机进行分离，分离出的脱胶油可作为成品二级油销售。分

离出的大豆磷脂流入磷脂暂存罐，用泵送至薄膜蒸发器（或送往蒸脱机），薄膜蒸发器内部旋转着的叶片使水化油搅成膜状沿器壁下滑，由于受热和真空作用，粗磷脂中的水分得以迅速脱去，冷却后得到含水量小于 2%、含油量 32%～35%的大豆浓缩磷脂，连续干燥浓缩后冷却装桶。

### 14.2.2　其他类油脂加工工艺

其他类油脂加工一般主要包括提取工艺、精炼工艺和酸化油工艺。例如米糠油的提取工艺、精炼工艺和酸化油工艺流程如图 14-4～图 14-6 所示。

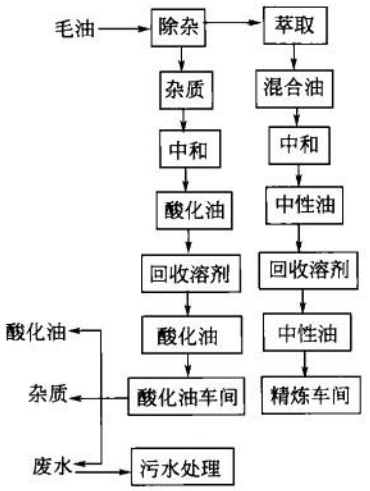



图 14-4　米糠油提取工艺

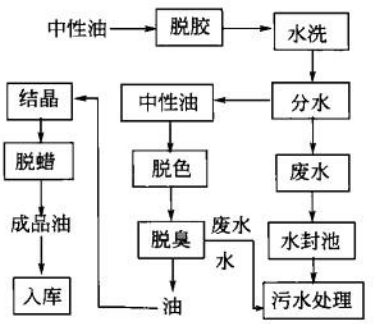



图 14-5　米糠油精炼工艺

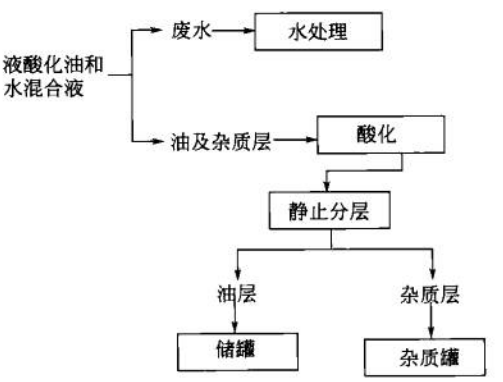



图 14-6　米糠油酸化油工艺

## 14.3　油脂加工废水的来源和特点

### 14.3.1　油脂加工废水主要来源

油脂生产过程的废水主要来自浸出、精炼等工段。

（1）浸出工段废水　原料经溶剂浸出毛油后，在毛油和饼粕中均含有相当数量的溶剂，为除去毛油和饼粕中溶剂，降低溶剂单耗，提高产品质量，工艺中采用脱溶烤粕机、蒸发器和汽提塔将毛油和饼粕中溶剂蒸出，溶剂蒸气经冷凝后，将冷凝器出来的溶剂水送入分水箱，经分离水后，溶剂回收至系统循环使用。

（2）精炼车间水化废水　由精炼工段分离出来的粗磷脂含有大量水分，需经浓缩机进行脱水，经浓缩后，蒸出水再经冷凝后排出废水。另外离心机需用水进行冲洗，产生冲洗废水。其中主要污染物为磷脂和植物油。

（3）精炼车间碱炼废水　水化油经碱炼后，用离心机将碱炼油和皂脚进行分离，并用水进行冲洗，冲洗废水间断排放。水化油分离皂脚后需用水进行两次洗涤，再用离心机将油水进行分离。分离出的废水经进一步回收油后排放。

（4）冷却水排水　浸出车间冷却水为间接冷却水，该冷却水不与物料接触，水质未被污染，因此统一回到间接冷却水系统，经降温后循环使用。

精炼车间冷却水为直接冷却水，冷却水回到直接冷却水系统经降温后循环使用，考虑到水中污染物的积累，将有一定量水排出，通常冷却水循环利用率为70%。另外，精炼工段还将有车间冲地面废水排出。

### 14.3.2　油脂加工废水的特点

由于物理精炼和化学精炼工艺不同，因此产生的污染负荷也不相同。物理精炼是利用同温条件下的蒸气压进行分离，具有工艺简单、原辅料省、经济效果好、避免中性油化的特点，产生的废水污染较轻。与物理精炼相比，化学精炼工艺产生废水污染严重，但其副产品的经济价值较高。

食用油的提取和精炼工业中废水主要来源于清洗工序，而清洗水的污染物量随压榨或精炼工艺的操作而变化。生产工艺中的冷却水一般经冷却塔处理后回用。与一般的工业生产污水相比，化学精炼含油量高，有机物含量更高，其排放的混合污水一般含油量在200～2000mg/L，COD在2000～7000mg/L。其中排出高浓度污水主要有分水器污水、蒸水缸污水、碱炼污水、脱臭污水等，其中以碱炼污水浓度最高，一般COD可达10000～30000mg/L。

油脂废水是一种含油量高的高浓度有机废水，其污水中的成分，既有乳化油、溶解性油，又含有磷脂、皂脚。同时，污水中的悬浮物也较高。

油脂废水的可生化性好（一般BOD/COD＞0.5），无有毒物质，营养配比适中。中小型油脂厂，由于产量不稳定，污水的水量、水质波动都很大，其变化幅度在1～3倍左右。如果工艺设计合理，废水可以达标排放。

## 14.4　油脂加工废水处理工艺

食用油生产和精炼车间的废水经中和后是可以生物降解的。一般油脂加工的废水，水处理工艺通常先回收油，进一步处理后排入城市下水道系统或水体。对于油脂加工废水，常采用的除油工艺为隔油去除悬浮物油，继之气浮去除乳化态油，最



后生化去除溶解油和大部分有机污染物。各工艺对油脂加工废水的处理效率见表14-1 所列。

**表 14-1　各工艺对油脂加工废水处理效率**　　单位：%

| 工序 | $BOD_5$ 去除率 | COD 去除率 | SS 去除率 | 油脂去除率 |
|---|---|---|---|---|
| pH 调节及隔油 | 21～28 | 25～30 | 20～30 | 25～60 |
| 溶气气浮 | 60～70 | 50～60 | 70～80 | 85～90 |
| 生物处理 | 65～70 | 60～70 | 20～30 | 20～30 |
| 深度处理（活性炭或生物炭、砂滤） | 40～50 | 40～50 | 20～30 | 10～20 |
| 总工艺 | 90～95 | 90～95 | 92～95 | 85～95 |
| 加工中的皂脚和磷脂 | 在分离酸化的皂脚和磷脂过程中产生含有可回收的蜡状固体，从而可大大降低水中的有机物浓度 | | | |

除油部分工艺由格栅、隔油池、调节池和气浮池组成。由于污水中的油脂基本是皂脚和磷脂混杂的酸油，溶解性较差，特别是当水温较低时，油脂呈半固态，直接采用气浮进行处理效果较差，所以此时在隔油池采用必要的措施是除油的有效方法。例如在水中加破乳剂或通过 pH 的调节改变污水油的溶解性，使之便于隔油去除。

生化处理工段是保证污水处理达标排放的关键，生化处理工艺目前可采用厌氧和好氧或两种工艺串联使用。目前采用较多的厌氧处理是上流式厌氧污泥床(UASB)、厌氧滤床和厌氧复合床等，一般采用中温消化方式。但厌氧工艺也存在一些缺陷：运行启动时间较长、操作管理要求高、不适合小企业、沼气量少，无法利用等。

目前采用的好氧工艺主要有传统活性污泥法、接触氧化法、SBR 工艺以及高效的好氧工艺，如好氧气提流化床等。传统活性污泥法工艺成熟，运转方便，通常出水效果较好，投资较少，但该工艺在处理工业废水时，抗冲击能力较差，特别是容易发生污泥膨胀，使系统运行不稳定，因此在规模不大的工业废水实际工程中，传统活性污泥法应用较少；接触氧化法是工业废水中采用较多的好氧处理工艺，特别是在规模较小的工业污水处理中应用较多，原因是该工艺克服了传统活性污泥法的缺点，具有抗冲击能力强、负荷高、运行稳定、出水水质好等特点，但该工艺由于需要放置一定量的填料，因此工程投资较大；SBR 工艺是活性污泥法的变型，由于其具有自动化程度高、抗冲击能力强、不产生污泥膨胀等特点，因此在小型的工业污水处理中应用是较为合理的。

标准要求较严格的地区，污水还应进行进一步的深度处理。深度处理通常采用的工艺主要以物化为主，即砂过滤、生物活性炭以及稳定塘、土地处理等。砂过滤系统通常对去除污水中的悬浮物较为有效，而对去除污水中的溶解性有机物作用不大。

正常时需投加一定的絮凝剂来提高污水的有机物去除率，但是通常 COD 的去除率在 20%～30%左右；活性炭处理系统，主要是利用活性炭的吸附作用将水中的有机物吸附在其表面上，然后通过曝气将活性炭表面的微生物和有机物分解氧

化。砂滤工艺对处理含悬浮物较高的污水较为有利，但反冲洗次数较多，对水中的溶解性有机物去除较差；生物炭由于利用了曝气方式，生物降解有机物的同时，对活性炭进行了再生，生物炭一般不易发生堵塞，因此使用周期较长，是较为合理的工艺，但生物炭的工艺投资较砂滤高；氧化塘工艺和土地处理工艺作为深度处理工艺，虽然投资小、运行管理方便，但占地较大，因此，采用后处理工艺应根据具体的排放水质要求和实际条件进行确定。

油脂生产中，系统中的用水水质除生活和生产工艺中要求采用饮用水以上的标准外，其他用水的水质采用处理后的污水均可满足要求，其中以生产中的循环冷却水和绿化杂用水量为大，经处理后的污水特别是进行深度处理后的污水，可作为循环冷却水的补充用水，也可作为厂区的绿化、生活杂用水水源。

## 14.5 油脂加工行业清洁生产

油脂加工生产中，各工段均有污水排放，其中以浸出车间、精炼车间的排污量负荷最大，而60%～70%的污染物为精炼车间产生。在浸出车间，由于采用有机溶剂，因此控制溶剂的泄漏，保证其回收使用率是极其重要的；而精炼车间中的污水含油量较大，通过油脂回收也是控制污染物排放的重要手段。

（1）炼油车间综合控制　在油脂生产过程中所排放的污水，其中炼油车间的污水通常占厂区总污水量的15%～20%，而有机物排放量占厂区总排放量的60%～70%。炼油车间的污水排放浓度通常取决于炼油过程中的副产品即磷脂和皂脚的分离效率，若分离效率不高，其出水的有机物浓度相当高（$COD_{Cr}$可达20000～30000mg/L，油达8000～15000mg/L），若生产工艺中酸油、皂脚都不回收，脱胶离心机、碱炼离心机、水洗离心机的浓污水直接排放，则排污量很大。

而磷脂和皂脚是有很高经济价值的生产原料，通过适当的工艺手段，将磷脂和皂脚以及酸油进行回收，降低污水处理的造价，不仅可以获得一定的经济效益，同时还可大大降低污水的排放浓度，减少污水处理的技术难度。因此在工艺过程中必须实行全程的清洁生产，废水排放前必须进行皂脚、酸油回收，这不仅可以降低污水处理的负荷，还可回收有价值的酸油。

（2）炼油车间具体的清洁生产措施。

① 提高设备的分离效率　提高设备的运行效率，特别是离心分离机的分离效率是保证油脂尽可能少地排入污水的关键。通常离心机效率在85%～95%时，其排放的污水COD浓度可在10000～15000mg/L；而其效率低于80%时，炼油车间排放的COD浓度可达20000～30000mg/L，油含量达8000～15000mg/L。

② 加强油脂回收　对炼油车间排放污水进行油脂回收预处理是降低污染物排放负荷的重要措施。通常在炼油车间增加一座酸化中和隔油池，含有高浓度皂脚及酸油的污水通过加酸将pH调至2～3时，可使其乳化的油脂改变物理性质而易于浮出水面，进而可通过隔油或气浮去除水中的油脂，通过加酸碱中和处理，其出水的COD可降至2000～4000mg/L，油可降至500～1000mg/L。

③ 完善生产管理　加强车间的操作管理，在生产过程中尽量减少跑冒滴漏所

带来的污染。

## 14.6　油脂加工废水处理工程实例

(1) 浙江某厂 800t/d 大豆制油工程废水处理工程　浙江某厂 800t/d 大豆制油工程为日处理大豆 800t，年生产日 300d，年产油脂 4 万吨。大豆制油生产工艺主要有预榨、浸出和炼油三个工段，具体工艺流程如图 14-7 所示。

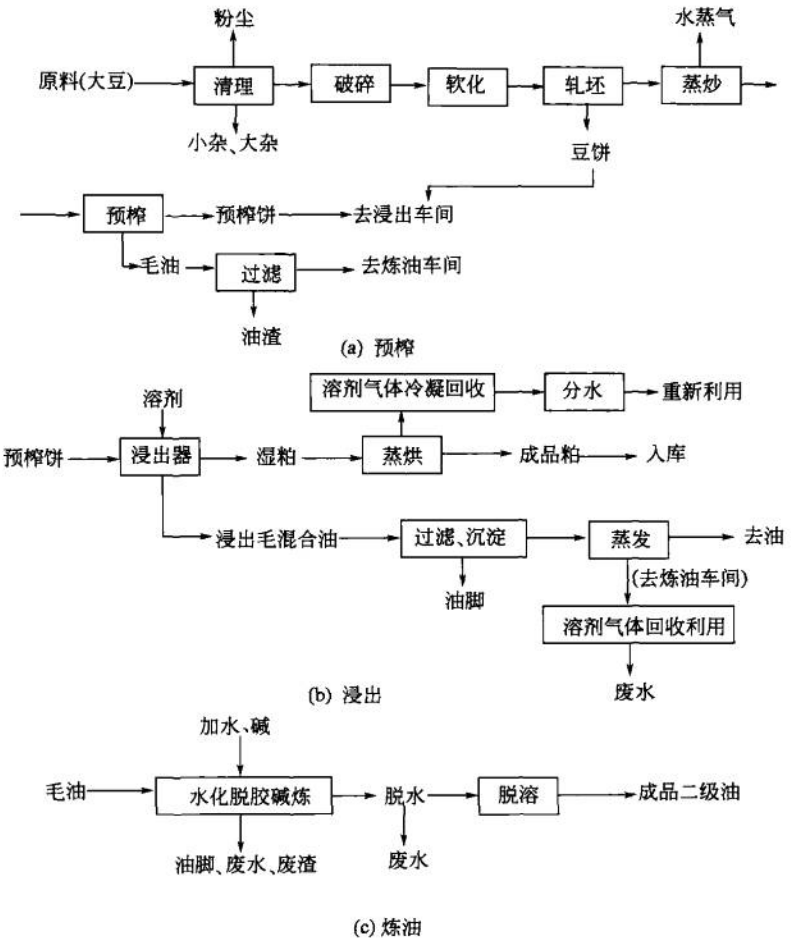



图 14-7　大豆制油生产工艺流程

该项目主要废水来自于浸出和炼油两个工段。由于炼油车间所排放的油脚、废渣量较大，废水温度也较高，影响后续的生化处理，所以本废水处理工程采用气浮与生化结合处理的工艺，气浮用以去除浮油和废渣，同时兼有降温效果。

① 设计水质水量及处理要求　根据实测资料，设计水量为 200$m^3$/d。进水水质 pH6 ～ 9，COD ≤ 4000mg/L，$BOD_5$ ≤ 1200mg/L，动植物油 ≤ 2000mg/L，$NH_4^+$-N≤80mg/L。

处理出水标准为《污水综合排放标准》(GB 8988—1996) 中一级标准，即 pH 为 6～9，COD≤100mg/L，$BOD_5$≤20mg/L，动植物油≤10mg/L，$NH_4^+$-N≤15mg/L，SS≤70mg/L。

② 污水处理工艺流程

a. 工艺流程　根据处理的废水水量、水质及处理要求，结合试验结果，认为水洗粗品后废水需经过预处理才能够进一步处理，具体处理流程如图 14-8 所示。

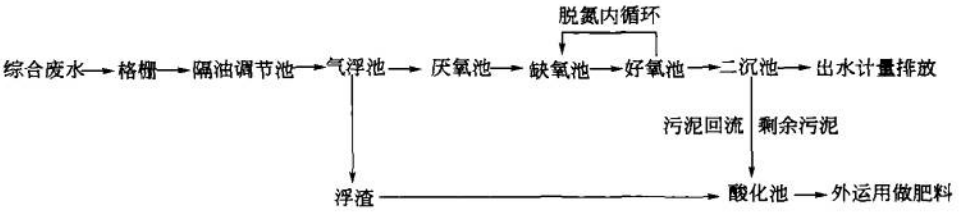



图 14-8　大豆制油废水处理工艺流程

b. 工艺流程说明　废水从厂区经格栅自流到调节池，调节池内设污水泵。将废水提升到气浮池，废水经气浮池去除浮油、浮渣后，自流到厌氧池。废水经厌氧菌分解后，重力自流至缺氧池。缺氧池为主要反硝化除氮反应器，废水经过缺氧池后自流至好氧池。好氧池是生化处理的主体构筑物，废水在好氧菌的作用下去除绝大部分 COD 和 $BOD_5$，而后自流至二沉池泥水分离。上清液计量后外排。二沉池污泥部分回流至缺氧池，气浮产生的浮油、废渣和剩余污泥经污泥酸化池酸化后外运用做肥料。为提高本工艺的脱氮效果，在缺氧池和好氧池之间增设内循环工艺，确保出水氨氮指标合格。

废水温度说明：实地调查表明，综合废水进入调节池之前水温为 55～58℃，经调节池停留冷却后出水温度为 43～45℃，经气浮池气浮处理后水温降至 40℃以下，能满足后续生化处理对温度的要求。

③ 主要建、构筑物尺寸及设计参数

a. 格栅井　平面尺寸 1.0m×2.0m，H＝1.0m，地下砖混结构，内设格栅一排。

b. 调节池　HRT＝13.5h，$V_{有效}$＝112.5$m^3$，平面尺寸 6.0m×7.5m，有效水深 2.5m，总深 3.2m，内设隔油池，平面尺寸 1.0m×7.5m，有效水深 2.5m，地下钢筋混凝土结构，设污水泵两台，一用一备。

c. 气浮池　处理规模 10t/h，考虑到场地状况，采用钢结构一体化设备，放置于厌氧池盖板上，外形尺寸 ($L\times W\times H$) ＝4000mm×2000mm×1900mm，采用气液混合泵，省去溶气罐和空压机，节省占地。

d. 玻璃钢棚　玻璃钢棚占地面积 15$m^2$，建于气浮池上方。

e. 厌氧池　HRT＝54h，$V_{有效}$＝450$m^3$，平面尺寸 6.0m×18.5m，有效水深 4.3m，总深 4.6m，内挂填料，设回流泵一台，地上钢筋混凝土结构。

f. 缺氧池　HRT＝22.5h，$V_{有效}$＝187.5$m^3$，平面尺寸 6.0m×7.5m，有效水深

4.3m，总深 4.6m，内设水下搅拌机一台，地上钢筋混凝土结构。与厌氧池合建。

g. 好氧池　HRT＝22.5h，$V_{有效}$＝187.5m³，平面尺寸 6.0m×7.5m，有效水深 4.3m，总深 4.6m，内设新型环状穿孔曝气管，地上钢筋混凝土结构。

h. 二沉池　HRT＝2.5h，表面负荷率取 0.7m³/（m²·h），平面尺寸 3.5m×3.5m，总深 4.6m，地上钢筋混凝土结构，与好氧池合建。

i. 污泥酸化池　浮油、浮渣及剩余污泥接入酸化池。有效容积 35m³。污泥经酸化后定期用粪车抽吸，外运用于肥料。平面尺寸 2.5m×3.5m，有效水深 4.0m，总深 4.6m，钢筋混凝土结构，与二沉池合建。

j. 综合房　平面尺寸 7.5m×4.0m，内设风机房、配电房及操作间。

④ 主要设备　主要设备见表 14-2 所列。

**表 14-2　主要设备**

| 序号 | 名称 | 型号 | 功率/kW | 数量 | 备注 |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 潜污泵 | WQ7.0-0.75 | 0.75 | 2 台 | 一用一备 |
| 2 | 厌氧回流泵 | 25WG | 1.50 | 1 台 | |
| 3 | 内循环泵 | 80WG | 3.00 | 2 台 | 一用一备 |
| 4 | 污泥回流泵 | 25WG | 1.50 | 2 台 | 一用一备 |
| 5 | 填料 | ZH901 | — | 315m³ | |
| 6 | 风机 | SSR-65 | 4.00 | 2 台 | 一用一备 |
| 7 | 搅拌器 | JBG-2.2 | 2.20 | 1 台 | |
| 8 | 环状穿孔曝气管 | HCP-100 | — | 49m³ | |
| 9 | 计量计 | LSQ-100 | — | 1 台 | |
| 10 | 气浮装置 | BQS-10 | 2.20 | 1 套 | 钢结构一体化设备 |

⑤ 处理效果　处理效果见表 14-3 所列。

**表 14-3　污水处理效果**

| 处理单元 | COD | | | $BOD_5$ | | | 石油类 | | | $NH_3$-N | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% |
| 调节池 | 4000 | 4000 | | 1200 | 1200 | | 2000 | 1000 | 50 | 80 | 80 | |
| 气浮池 | 4000 | 3000 | 25 | 1200 | 900 | 25 | 1000 | 50 | 95 | 80 | 80 | |
| 厌氧池 | 3000 | 1500 | 50 | 1000 | 500 | 50 | 50 | 40 | 20 | 80 | 100 | |
| | 1500 | 75 | 95 | 500 | 20 | 96 | 40 | 10 | 75 | 100 | 15 | 85 |
| | | 100 | | | 20 | | | 10 | | | 15 | |

⑥ 工程投资及处理成本　工程总投资 81.65 万元，工程年运行费用为 19.336 万元，年直接运行费用 14.437 万元，单位处理成本为 2.69 元/m³ 废水，单位直接处理成本为 2.01 元/m³ 废水。

（2）黑龙江某油脂公司废水处理工艺

① 设计水质水量及处理要求　根据实测资料，设计水量为 800m³/d。进水水质 pH 为 3.3 ～ 3.9，COD ≈ 10000mg/L，$BOD_5$ = 5000 ～ 8000mg/L，SS≤1000mg/L，水温 $T$=52～55℃。

处理出水标准为《污水综合排放标准》（GB 8988—1996）中一级标准，即 pH 为 6～9，COD≤100mg/L，$BOD_5$≤20mg/L，$NH_4^+$-N≤15mg/L，SS≤70mg/L。

② 污水处理工艺流程

a. 工艺流程　污水处理工艺，如图 14-9 所示。

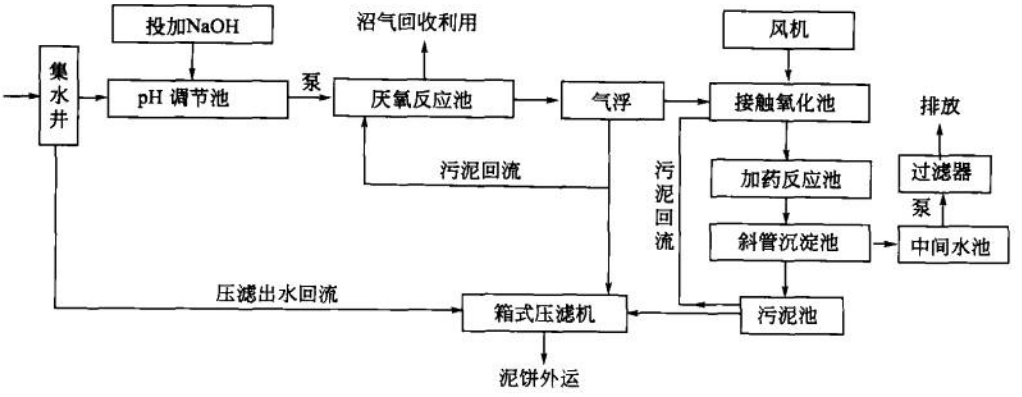



图 14-9　污水处理工艺

b. 工艺流程说明　工程采用混凝气浮作为预处理工艺。气浮工艺采用压力溶气气浮，通过利用溶气系统向水中溶入大量的空气，形成溶气水，进入待处理水中，减压释放后在水中产生大量的细微气泡，气泡与水中的杂质、絮粒相互黏附，形成密度小于水的浮体，从而快速浮出水面形成浮渣，经刮渣装置撇除后，完成固、液量相分离，使水得到净化。

由于进水有机物浓度较高，直接采用好氧处理工艺导致能耗过大，停留时间过长，将大大增加投资和运行成本。因此，在好氧工艺前端设厌氧工艺去除部分有机物，同时提高污水可生化性，以加强好氧处理效果。工程采用升流式厌氧污泥床（UASB）工艺，中温处理效果好，能回收沼气。

好氧处理单元采用生物接触氧化法，利用硝化与反硝化技术以降低废水中的有机物，具有处理效率高、出水水质好等优点。

③ 主要构筑物尺寸及造价　主要构筑物尺寸及造价，见表 14-4 所列。

**表 14-4　主要工艺构筑物及造价**　　单位：人民币万元

| 序号 | 名　称 | 规　格 | 容积 | 数量 | 单价 | 总价 |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 集水井 | 8000×4500×5000 | 180m³ | 1 | 14.40 | 14.40 |
| 2 | pH 调节池 | 2500×4000×5000 | 50m³ | 4 | 4.50 | 18.00 |
| 3 | 泵井 | 4000×7500×5000 | 150m³ | 1 | 10.50 | 10.50 |
| 4 | 厌氧反应池 | 13000×8000×9000 | 936m³ | 8 | 74.88 | 599.04 |
| 5 | 接触氧化池 | 9000×5000×5000 | 225m³ | 8 | 15.75 | 126.00 |
| 6 | 混合池 | 2500×1500×5000 | 18.75m³ | 8 | 1.31 | 10.48 |
| 7 | 斜管沉淀池 | 7500×3000×5000 | 112.50m³ | 4 | 7.88 | 31.52 |
| 8 | 中间水池 | 3000×2500×5000 | 37.5m³ | 4 | 2.63 | 10.52 |
| 9 | 污泥池 | 6000×2500×5000 | 75.00m³ | 4 | 6.00 | 24.00 |
| 10 | 事故池 | 15000×8000×5000 | 600m³ | 1 | 42.00 | 42.00 |
| 11 | 操作间风机房 | 21000×8000 | 168m² | 2 | 20.16 | 40.32 |
| 12 | 污泥处理间 | 10000×6000×3000 | 60m² | 1 | 6.00 | 6.00 |
| 合计 | | | | | | 932.78 |



④ 主要工艺设备　主要工艺设备见表 14-5 所列。

**表 14-5　主要工艺设备一览**

| 序号 | 名　称 | 规　格 | 数量 | 备　注 |
|---|---|---|---|---|
| 1 | 回转式机械格栅 | HG-800 | 2 台 | |
| 2 | pH 池搅拌机系统 | BLD43-1.5 | 1 台 | |
| 3 | pH 在线测量仪 | PH2210 | 1 台 | |
| 4 | 碱投加装置 | — | 1 套 | 玻璃钢防腐 |
| 5 | 一级提升泵 | 65WQ35-15-2.2 | 2 台 | 含自耦装置 |
| 6 | 二级提升泵 | 65WQ35-15-2.2 | 2 台 | 含自耦装置 |
| 7 | 厌氧反应池系统 | — | 8 组 | 含内循环、集气、填料、三相分离器系统 |
| 8 | 气浮池系统 | — | 4 套 | 含本体、溶气罐、空压机、释放器、括渣机 |
| 9 | 接触氧化系统 | — | 8 组 | 包括高效弹性立体填料、曝气器、填料架 |
| 10 | 风机 | HD-140S | 8 台 | |
| 11 | 反应池搅拌机系统 | BLD43-1.5 | 8 台 | |
| 12 | 斜管沉淀系统 | — | 4 套 | 包括进水、排泥装置和填料 |
| 13 | 三级提升泵 | 65WQ25-15-2.2 | 8 台 | |
| 14 | 机械过滤器 | φ1800 | 8 台 | 含滤料 |
| 15 | 螺杆泵 | G30-I | 4 台 | |
| 16 | 压滤机 | — | 4 台 | |
| 17 | 碱铝加药装置 | — | 8 套 | 玻璃钢防腐 |
| 18 | 污泥回流泵 | WQ15-10-1.5 | 4 台 | |
| 19 | 控制系统 | — | 4 套 | 含液位控制器 |
| 20 | 厌氧电气 | — | 8 套 | |
| 21 | 厌氧自控 | — | 8 套 | |

⑤ 工艺各单元处理效果　该污水处理站工艺各单元处理效果，见表 14-6 所列。

**表 14-6　各工艺单元处理效果**

| 名称 | 项目 | COD | $BOD_5$ | SS | pH |
|---|---|---|---|---|---|
| pH 调节池 | 进水/(mg/L) | 10000 | 4500 | 1000 | 3.5 左右 |
| 厌氧调节池 1 | 进水/(mg/L) | 10000 | 4500 | 1000 | 5.0～6.5 |
| | 出水/(mg/L) | 4000 | 1800 | 1000 | — |
| | 去除率/% | 60 | 60 | — | — |
| 厌氧调节池 2 | 进水/(mg/L) | 4000 | 1800 | 1000 | — |
| | 出水/(mg/L) | 1600 | 720 | 800 | — |
| | 去除率/% | 60 | 60 | 20 | — |
| 气浮池 | 进水/(mg/L) | 1600 | 720 | 800 | — |
| | 出水/(mg/L) | 880 | 288 | 240 | 6.0～9.0 |
| | 去除率/% | 45 | 60 | 70 | — |
| 生物氧化池 | 进水/(mg/L) | 880 | 288 | 240 | — |
| | 出水/(mg/L) | 132 | 28.8 | 216 | — |
| | 去除率/% | 85 | 90 | 10 | — |
| 斜管沉淀池 | 进水/(mg/L) | 132 | 28.8 | 216 | — |
| | 出水/(mg/L) | 99 | 20.16 | 129.6 | — |
| | 去除率/% | 25 | 30 | 40 | — |
| 机械过滤器 | 进水/(mg/L) | 99 | 20.16 | 129.6 | — |
| | 出水/(mg/L) | 89.1 | 17.14 | 51.84 | — |
| | 去除率/% | 10 | 15 | 60 | — |
| 排放标准 | | <100 | <20 | <70 | 6.0～9.0 |
| 总去除率/% | | 99.1 | 99.62 | 94.8 | — |

⑥ 总造价及运行成本　总造价为1800万元，每年总成本为101.36万元，其中污水处理运行成本每年的为35.76万元，折旧费每年65.60万元。吨水运行成本：1.35元/t，吨水成本费用：2.48元/t。

(3) 某油脂厂气浮＋气提流化床＋接触氧化工艺　某油脂厂精炼车间排放浓度较高的废水，对此，采用如下处理工艺，如图14-10所示。可满足出水排放要求。

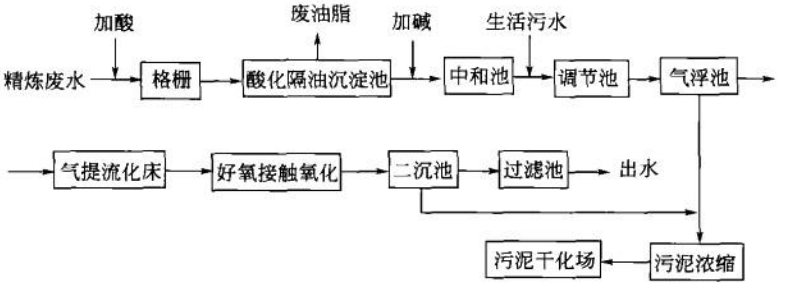



图14-10　某油脂厂气浮＋气提流化床＋接触氧化工艺

从图14-10中可看出，精炼车间的高浓度污水（含油量较高）经格栅进入酸化隔油池，经酸碱处理后可回收大量的油脂，减轻后续处理工艺的有机负荷，同时还可回收有价值的油脂。污水经过酸化隔油池去除表层浮油后进入调节池，由于炼油工艺中排水具有间断性和随机性，因此设计调节池调节量为6h。调节池出水基本上能保持流量和水质的恒定。

调节出水经污水管进入气浮池，主要去除污水中的乳化油脂，油去除率可达80%，COD去除率可达30%左右。气浮池出水通过泵打入气提生物反应器，污水在该反应器中的总水力停留时间为1.0h左右。采用罗茨鼓风机和利用微孔曝气器并辅以进水射流曝气，以提供充足的溶解氧并形成良好的水利内循环条件。该反应器设计COD去除率为40%～50%，$BOD_5$去除率可达50%～70%。

气提反应器出水自流进入生物接触氧化池，其设计容积负荷为1.0kg COD/($m^3$·d)，水力停留时间为12h，出水COD＜80mg/L，$BOD_5$＜30mg/L。然后污水自流进入沉淀池，经过沉淀后自流进入生物炭池，在该池中停留时间为0.5h，出水COD＜60mg/L、$BOD_5$＜20mg/L。出水完全达到了回用的要求，出水现在已经回用，作为循环冷却水和杂用水。

① 主要构筑物和设备

a. 酸化隔油池、调节池　由植物炼油厂排放的废水含有较多的浮油，同时水质、水量变化较大，精炼车间的污水需进行酸化除油，同时设置较大的调节池，以均衡废水的水质、水量，使后处理设施能稳定连续工作。

b. 气浮池　气浮池的停留时间为40min。

c. 气提生物反应器　气提生物反应器是一种高效新型污水处理装置，适宜于处理高、中浓度的有机废水。气提生物反应器的停留时间为1.8h，选用成套设备

直径为 1.8m，高为 6.0m，气水比为 7∶1。

d. 生物接触氧化池　生物接触氧化池的设计负荷采用 1.0kg $BOD_5$/（$m^3$ · d），水力停留时间仅有 12h，气水比为 10∶1。

e. 生物炭池　本工艺采用生物活性炭，即在活性炭池底部曝气，给活性炭池中废水提供一定量的溶解氧，允许有一定量的微生物生长。污水进入生物活性炭池中后，有机物一部分被活性炭吸附、截留，同时又被微生物降解，这样既强化了处理效果，又延长了活性炭的使用寿命（可达 2～3 年），是低浓度污水理想的后处理工艺。

② 处理效果　污水处理效果，见表 14-7 所列。

③ 特点及经验　油脂废水属于含油、可生化性较好的中高浓度污水，采用物化和生化相结合的工艺是合理的。对于规模较小的工业污水，厌氧工艺操作管理复杂，该工艺采用高效好氧气提反应器作为好氧前处理工艺，达到了厌氧工艺的负荷及效率，解决了厌氧工艺的操作管理复杂问题。

**表 14-7　污水处理 COD 运行效果**

| 时间 | 预处理 | | | 气提反应器 | | | 好氧接触池 | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% |
| 1994～1996 年 | 3500 (1500～8000) | 2500 (450～4500) | 28 | 2500 (450～4500) | 750 (210～1350) | 70 | 750 (210～1350) | 225 (45～340) | 70 |
| 1997 年 5 月 | 1500 (1200～6500) | 320 (180～560) | 78.6 | 320 (180～560) | 130 (75～200) | 59 | 130 (75～200) | 25 (18～45) | 80 |
| 1997 年 7～8 月 | 3500 (1400～7500) | 350 (210～500) | 90 | 350 (210～500) | 140 (85～180) | 60 | 140 (85～180) | 35 (21～48) | 75 |

注：1. 进水水量 $Q$=350～500$m^3$/d，括号内数据为变化范围；

2. 进水水质为未进行油脂酸化回收处理，进水 COD 为 1500～8000mg/L，同时活性炭池和氧化塘均没有使用。

精炼车间废水的油脂含量很高，在污水运行初期由于没有设置回收系统、造成进水浓度大大超过设计负荷，从而影响了出水水质，当采用酸化回收系统之后，降低进水负荷，确保达标排放，同时回收皂脚、油脂等有价值物质，经济效益较好。因此设计油脂回收的预处理系统，是保障污水处理系统稳定运行的关键。

④ 技术经济指标　该项目总投资 150 万元，吨水投资 3000 元/$m^3$，运行成本 1.957 元/$m^3$，电耗为 1.02～1.2kW · h/$m^3$，占地 200$m^2$。

（4）某油脂厂两级气浮＋两级接触氧化工艺

① 污水来源　精炼车间的脱胶、碱炼、水洗等工艺排污；车间地面冲洗；冷却溢流水和厂区的生活污水等。生产原料主要为棕榈油。

② 设计水质水量及处理要求　根据实测资料，设计水量为 350$m^3$/d。进水水质为 COD＝10000mg/L，$BOD_5$＝6000mg/L，油脂＝6000mg/L，SS＝1000mg/L。

处理出水要求为 COD≤150mg/L，$BOD_5$≤100mg/L，油脂≤50mg/L，SS≤

160mg/L。

③ 处理工艺流程及说明　该厂两级气浮＋两级接触氧化工艺，如图 14-11 所示。

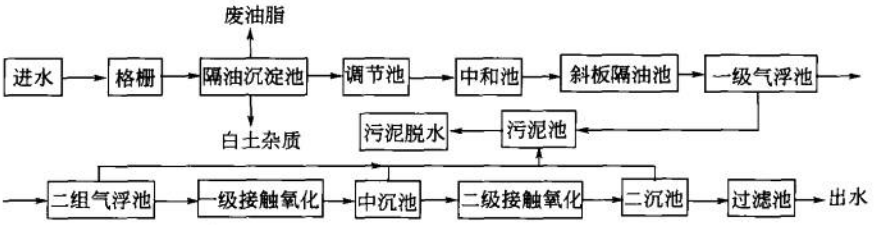



图 14-11　某油脂厂两级气浮＋两级接触氧化工艺

从图 14-11 中可以看出，精炼车间的高浓度污水（含油量较高）与其他污水混合后经格栅进入隔油沉淀池，污水经过沉淀隔油池去除表层浮油后进入调节池，在此加药中和后进入斜板隔油池，在此大量的浮浊被去除，由于污水中仍含有较高浓度的乳化油，因此污水再进行两级气浮，经过物化处理的污水进入一级生化接触氧化池，经沉淀后，污水经过二级接触氧化池处理，沉淀后进入过滤池，最终出水排放。

调节池调节量为 8h。调节池出水基本上能保持流量和水质的恒定。调节出水经污水管进入两级气浮，油去除率可达 95%，COD 去除率可达 90%左右。两级生物接触氧化池，一级设计容积负荷为 3.0kg COD/（$m^3$ · d），水力停留时间为 8h，二级设计容积负荷为 1.5kg COD/（$m^3$ · d），水力停留时间为 8h，出水经过滤后，COD＜100mg/L，$BOD_5$＜30mg/L，油脂＜1mg/L，完全达到了回用的要求，出水可以回用，作为循环冷却水和杂用水。

由植物炼油厂排放的废水含有较多的浮油，同时水质、水量变化较大，精炼车间的污水需进行酸化除油，设置较大的调节池，以均衡废水的水质、水量，使后处理设施能稳定连续工作。调节池 HRT＝8h。气浮池采用两级气浮池，气浮池的停留时间为 1h。

一级生物接触氧化池的设计负荷采用 3.0kg $BOD_5$/（$m^3$ · d），水力停留时间 8h，气水比为 18∶1；二级生物接触氧化池的设计负荷采用 1.5kg $BOD_5$/（$m^3$ · d），水力停留时间 8h，气水比为 12∶1。接触氧化出水经沉淀分离后，有机物含量已很低，为了保障出水达标，采用过滤去除水中的悬浮物和部分有机物。滤速为 10$m^3$/（$m^2$ · h）。

④ 处理效果　该油脂厂的废水处理效果，见表 14-8 所列。

⑤ 设计特点及经验　该油脂厂采用强化预处理工艺，有机物及油脂去除较好，后续的两段好氧工艺基本达到了处理要求，整个流程运行可靠稳定。

但由于炼油车间的出水没有采用中和油脂回收，使预处理工艺流程过长，增加了运行成本，使得后续的好氧工艺采用了两级接触氧化，增大了投资和运行费用。因此设计油脂回收的预处理系统是保障污水处理系统稳定运行的



关键。

**表 14-8　某油脂厂废水处理效果**

| 项目名称 | 隔油、气浮机酸化调节池 | | | 二级好氧接触氧化及过滤 | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 进水/(mg/L) | 出水/(mg/L) | 去除率/% |
| COD | 6640 | 643 | 90.3 | 643 | 90 | 86 |
| $BOD_5$ | — | 402 | — | 402 | 17 | 95.7 |
| SS | 830 | 43 | 95.2 | 43 | <5 | 87.5 |
| 油脂 | 4261 | 24.1 | 99.4 | 24.1 | <0.4 | 98.3 |

⑥ 技术经济指标　该项目总投资 258 万元，吨水投资 7371 元/$m^3$，运行成本 2.966 元/$m^3$，电耗为 3.06kW·h/$m^3$，占地 500$m^2$。

## 参 考 文 献


[1] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.

[2] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.

[3] 唐受印，戴友芝，刘忠义，周作明等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001：5-124.

[4] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.

[5] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.

[6] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.

[7] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.

[8] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.

[9] 谭万春．UASB 工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.

[10] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.

[11] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.

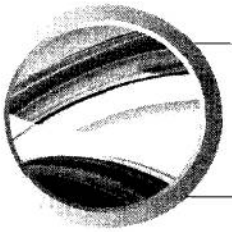
[12] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.

[13] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.

[14] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.

[15] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.

[16] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.



# 第 15 章　豆制品加工废水处理工艺及工程实例

豆制品一般特指大豆制品，一般分为传统大豆制品（如豆腐、腐乳、豆豉、腐竹、豆芽、油炸豆腐制品等）和现代大豆制品（如豆乳粉、豆粉、大豆分离蛋白、大豆蛋白制品、豆乳等）。

## 15.1　豆制品加工行业概述

豆制品是我国城乡人民重要蛋白质食物之一，目前我国大豆制品主要是传统豆制品，其生产特点是规模小，基本上以作坊式生产，分布广。豆制品加工废水 COD、$BOD_5$ 值较高，TN 和 $NH_4^+$-N 也较高，属于可生化性程度高的高浓度废水。

尽管豆制品种类繁多，但基本上都要用水作溶剂，抽提大豆中的蛋白质及水溶性营养成分，因此，各类豆制品生产废水的性质比较接近。

## 15.2　豆制品加工生产工艺

### 15.2.1　豆腐加工工艺

豆腐加工工艺如图 15-1 所示。




图 15-1　豆腐加工工艺

从图 15-1 中可知除杂工艺包括风选、筛分、磁选、去石、打杂等过程。

浸泡过程的要求一般是：料水比 1∶3～1∶6，浸泡时间：冬天一般为 16～20h，春秋一般为 8～12h，夏天一般为 4～6h。

磨浆分离过程要求：总加水量为豆量的 6～8 倍，浆浓度 9～13°Be。

煮浆要求在 20min 内，将浆的温度煮至 100℃。

点卤凝固要求豆乳的 pH 控制在 6.5，温度在 85℃，凝固剂用量为 0.15～0.3mg/mL 豆乳。

### 15.2.2　腐乳加工工艺

腐乳加工工艺如图 15-2 所示。

从图 15-2 中可知腐乳基本制作方法是将水分含量较低的豆腐切成小方块，接种毛霉，发酵，然后腌制而成腐乳。其中浸泡工艺中要求料水比对大豆 1∶2～1∶

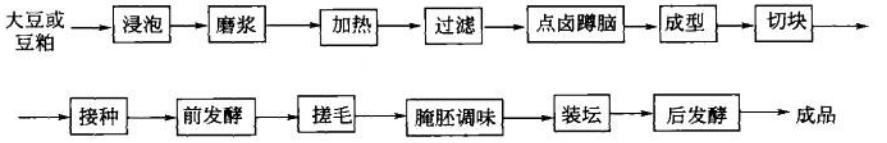



图 15-2　腐乳加工工艺

3，对豆粕 1∶4，时间视季节而定，泡料水用纯碱调 pH 至 9～10。

磨浆工艺要求泡好的大豆加水比为 1∶2.8，每 100kg 大豆制浆约 475kg。

加热工艺要求加热温度 80～90℃，制浆量约为 1100kg/100kg 大豆。

点卤蹲脑工艺要求温度控制在 82℃，凝固剂用量 0.15～0.3mg/mL，随季节变化。点卤后蹲脑 20～30min。

接种工艺很重要，要求将毛霉泡子液均匀喷至豆腐坯表面。

前发酵控制温度＜20℃时 72h 或更长，＞20℃，48h 左右。

## 15.3　豆制品加工废水的来源和特点

### 15.3.1　豆腐加工废水来源和特点

豆腐生产过程中的废水主要来源于泡豆水、压榨出的黄浆水以及生产清洗用水。

泡豆残余水一般为豆重的 1～1.5 倍，废水产生量随季节、泡豆时间等不同有所变化。泡豆水的 COD 值很高，约在 15000mg/L 以上，$BOD_5$/COD 在 0.55～0.65 之间，TN 在 500mg/L 以上，$NH_4^+$-N＞58mg/L，还原糖＞1000mg/L。泡豆废水中的主要污染物质有：水溶性非蛋白氮，水苏糖，棉籽糖等寡聚糖，柠檬酸等有机酸以及水溶性维生素、矿物质等，此外，还含有异黄酮等色素类物质，色素类物质会随大豆种皮颜色的变化面不同。

黄浆水一般为豆重的 4.5～5.5 倍，即每加工 100kg 大豆产生 450～550kg 黄浆水，废水产生量随豆腐种类不同而变化，一般北豆腐废水量较少，南豆腐废水量较高。黄浆水的 COD 值很高，一般在 20000mg/L 以上，甚至会超过 25000mg/L，$BOD_5$/COD 亦在 0.55～0.65 之间，所含污染物成分比泡豆水还复杂，除含有泡豆水所有的成分外，还含有蛋白质（主要是大豆清蛋白、大豆凝血素、胰蛋白酶抑制因子）、氨基酸、脂类等，可溶性固形物（SS）含量较高。

在豆腐加工厂里，泡豆水和黄浆水构成高浓度有机废水，总产生量为豆重的 5.5～7 倍，即每加工 100kg 大豆产生 550～700kg，COD 值超过 20000mg/L 以上的极高浓度有机废水。

豆腐生产清洁用水是指生产场所、工器具等清洗时产生的废水，大约每加工 100kg 黄豆需水 1000～2000kg，视场地、工器具、加工量等的影响，这部分废水变动较大。清洗废水的 COD 值约在 350～550mg/L，基本污染成分为黄豆中有效成分（如清蛋白、糖类等），豆渣、清洁剂等。

豆制品废水的特点：① 废水的排放相对集中，有机物浓度高；② 适宜于生物法处理，$BOD_5$/COD 之比高，达到 0.6～0.7，C∶N∶P 平均为 100∶4.7∶0.2，除 pH 较低外，无有毒有害物质。

### 15.3.2 腐乳加工废水来源和特点

腐乳生产产生 3 类高浓废水，泡豆水、黄浆水、腌胚水。泡豆水，黄浆水性质与污染物成分与豆腐生产废水十分相似。腌胚水中含有低分子肽、胨及氨基酸、食盐等，其中盐含量十分高。

与豆腐生产过程相似，腐乳生产过程中生产设备、工器具、生产场地、腐乳包装容器等的清洗消毒产生大量低浓度废水，在一天的生产中，随着清洗消毒的对象不同，低浓度废水的 COD 值变化较大，从 800～3000mg/L，平均超过 1000mg/L。低浓度废水中的污染物主要有豆渣、豆皮、大豆清蛋白、糖、氨基酸以及来自不同调味料中的有效成分（如酱油、红曲、酒、花椒、辣椒及其他天然香料）。

## 15.4 豆制品加工废水处理工艺

单独的好氧处理工艺仅对低浓度豆制品废水处理对豆制品加工废水处理效果不是非常好，而各种厌氧生物处理工艺对豆制品废水的处理效果，常用于豆制品废水处理的厌氧生物处理工艺有：厌氧滤床（AF）、厌氧流化床（AFB）、上流式厌氧污泥床（UASB）、折流板反应器（ABR），两相厌氧处理工艺等。

### 15.4.1 豆腐加工废水处理工艺

各种厌氧生物处理工艺对豆制品废水的处理效果常用于豆制品废水处理的厌氧生物处理工艺有：厌氧滤床（AF）、厌氧流化床（AFB）、上流式厌氧污泥床（UASB）、折流板反应器（ABR），两相厌氧处理工艺等。

目前国内采用 UASB 工艺处理豆制品废水应用较多。该工艺启动过程快，易于形成颗粒化的活性污泥；COD 去除率保持在 80%。抗冲击负荷和低 pH 的能力也很强。厌氧法处理豆制品废水时每去除 1kg COD 可获沼气 0.6～0.8$m^3$，沼气经处理后可用于发电或做燃气，从而回用能源。

但是好氧后出水水质不能达标排放，因此，通常在厌氧工艺后接好氧工艺，采用厌氧与好氧处理相结合的工艺，废水首段经过厌氧发酵，绝大部分有机污染物被降解去除，部分难降解的大分子物质也被转化成小分子中间产物，厌氧出水进入好氧段，采用活性污泥法或氧化塘法处理，出水可以达到排放标准。

### 15.4.2 腐乳加工废水处理工艺

腐乳废水性质与豆腐废水较为接近，只是盐分含量大于豆腐废水，通常采用厌氧＋好氧组合生物处理工艺。

由于腐乳加工排放的废水量远大于豆腐作坊废水量，故构筑物的设备投资较大。腐乳废水可以经混合后按水解酸化＋厌氧消化＋好氧生物处理＋澄清沉淀工艺处理，可以满足达标排放的要求。有条件的企业推荐将高浓度废水与低浓度废水先

分开处理，然后进行排放，这样出水效果更好，技术经济更优。

## 15.5　豆制品加工废水处理工程实例

(1) 上海某豆制品厂 SBR 工艺　上海某豆制品厂，主要从事豆制品生产。该厂每天耗用黄豆 2～3t，产生高浓度的黄浊水及设备冲洗水和压榨水。

① 水量水质及排放要求　处理站的废水水量为 150～200$m^3$/d。豆制品废水的水质及排放要求，见表 15-1 所列。

**表 15-1　上海某豆制品厂废水水质及排放要求**

| 序号 | 名称 | 废水水质 | 排放要求 | 序号 | 名称 | 废水水质 | 排放要求 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | pH | 6～7 | 6～9 | 3 | COD/(mg/L) | 650～700 | 100 |
| 2 | $BOD_5$/(mg/L) | 250～350 | 30 | 4 | SS/(mg/L) | 450 | 70 |

② 废水处理工艺流程　从表 15-1 中可以看出，该厂的废水浓度较低，可以直接采用好氧工艺进行废水处理，因此该厂的废水处理工艺如图 15-3 所示。

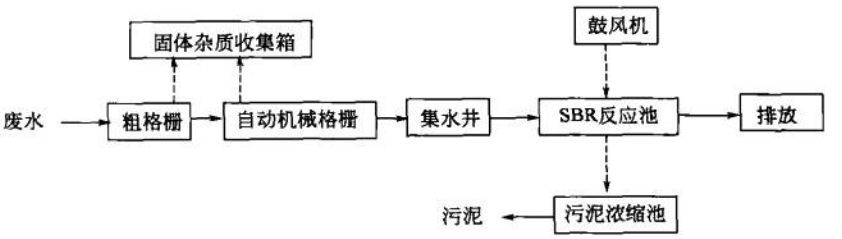



图 15-3　上海某豆制品厂废水处理工艺

③ 各主要设施和设备

a. 粗格栅　粗格栅被安置在集水井前的沟渠内，当废水流过时，废水中的粗大固体杂质被分离去除。粗格栅去除的固体杂质由人工收集在固体杂质收集箱内。

b. 自动机械格栅　废水流经安置在集水井内的自动机械格栅，进一步去除较小的悬浮物，出水自流进入集水井。自动机械格栅去除的固体杂质收集在固体杂质收集箱内。

c. 集水井　自动机械格栅出水重力流入集水井，有效容积 15$m^3$ 集水井的停留时间为 30min。集水井内设有 2 台潜水泵，潜水泵的流量为 40$m^3$/h，扬程为 9m。该水池设有液位控制系统，液位达到一定高度时，系统自动启动潜水泵，将废水打入 SBR 反应池，液位低于一定高度时，泵自动停止运行。集水井为钢筋混凝土结构。

d. SBR 反应池　SBR 反应池将初沉池，生物曝气池，二沉池结合为一体。当池内废水达到一定高度后，鼓风机开始通入空气供氧，生物曝气池内的好氧微生物在好氧条件下将可生化的有机物逐步降解。随着曝气时间的延长，废水中 COD，$BOD_5$ 数值逐渐下降，直到达到规定的指标后停止曝气，静置沉淀约 1h。

反应池有效容积 230$m^3$，每个周期 12h，每个周期末，打开排放阀门，上清液

重力流入滗水器，通过管道流入排放窨井，汇入合流污水城市管网。SBR 反应池底部的污泥通过空气提升器排入污泥浓缩池。SBR 反应池数量为 2 个，交替使用，钢筋混凝土结构。

e. 污泥浓缩池　污泥浓缩池采用间歇方式进行浓缩，池内接入空气管进行污泥好氧消化处理，浓缩后的污泥由环卫局处置。污泥浓缩池为钢筋混凝土结构。

f. 污泥加药系统　污泥加药系统包括溶药槽、加药槽、搅拌机。溶药槽是为了配制 2‰的 PAM 溶液，槽容积 0.3m³，材质 PVC。

④ 主要设备　主要设备见表 15-2 所列。

**表 15-2　主要设备一览**

| 序号 | 名称 | 尺寸/m | 数量 | 序号 | 名称 | 尺寸/m | 数量 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 集水井 | 5×2.5×1.5 | 1 | 7 | 鼓风机 | $Q$=2.99m³/min，$H$=6m | 2 |
| 2 | SBR 反应池 | 6×6×5 | 1 | 8 | 自动机械格栅 | $Q$=30m³/h | 1 |
| 3 | SBR 反应池 | 7×4.2×5 | 1 | 9 | 滗水器 | 0.37kW | 2 |
| 4 | 污泥浓缩池 | 3×2×5 | 2 | 10 | 粗格栅 | $Q$=30m³/h | 1 |
| 5 | 控制室 | 2×3 | 1 | 11 | 固体杂质收集箱 | 1000×1000×1200 | 1 |
| 6 | 废水泵 | $Q$=40m³/h，$H$=9m | 2 | | | | |

⑤ 各工段废水处理效果　各工段废水处理效果，见表 15-3 所列。

**表 15-3　各工段废水处理效果**

| 序号 | 名称 | $BOD_5$ | | COD | | SS | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 出水/(mg/L) | 去除率/% | 出水/(mg/L) | 去除率/% |
| 1 | 原水水质 | 350 | — | 700 | — | 450 | — |
| 2 | SBR 反应池 | 28 | 92 | 95 | 86 | 54 | 88 |
| 3 | 出水水质 | 28 | — | 95 | — | 54 | — |

⑥ 总造价及运行费用　废水处理站设计处理水量 200m³/d，占地面积约 120m²，工程投资 39.37 万元，日耗电量 114.2kWh，日运行费用 153.8 元，处理站三班运行。

(2) 哈尔滨 1000t/d 豆制品废水气浮＋水解酸化＋接触氧化工艺

① 水量水质及排放要求　废水主要来源于泡豆水、压榨出的黄浆水以及生产清洗用水。

处理站的废水水量为 1000m³/d。豆制品废水的水质及排放要求，见表 15-4 所列。

**表 15-4　哈尔滨某豆制品厂废水水质及排放要求**

| 序号 | 名称 | 废水水质 | 排放要求 | 序号 | 名称 | 废水水质 | 排放要求 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | pH | 5.0 | 6～9 | 3 | COD/(mg/L) | 6000 | 500 |
| 2 | $BOD_5$/(mg/L) | 4000 | 300 | 4 | SS/(mg/L) | 700 | 400 |

② 废水处理工艺流程　从表 15-4 中可以看出，该厂的废水浓度较高，根据排放要求，本着“两低一高”（投资低、运行费用低、处理效率高）的原则，采用气浮＋水解酸化＋接触氧化工艺。该厂的废水处理工艺，如图

15-4 所示。

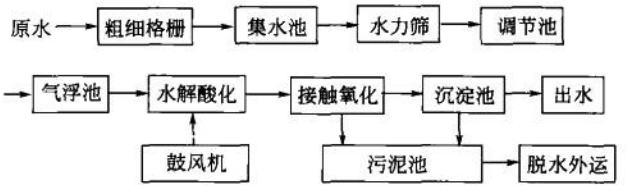



图 15-4　哈尔滨某豆制品厂废水处理工艺

③ 主要设施和设备

a. 格栅　作为前级处理设施可去除大的悬浮物、漂浮物，减少后处理负荷的作用。

b. 集水池　厂区污水管线较低，污水汇集到集水池，用于后续污水提升。

c. 水力筛　去除水中较小的颗粒，减少后续工艺处理负荷。

d. 调节池　由于生产废水排放不稳定，使废水的水质和水量不稳定，将废水引入调节集水池内，使废水在池内得到均衡，提高后续工艺的处理效果。

e. 浅层气浮池　气浮是利用溶气装置将空气溶入水中，在气浮池的接触区进行释放，释放的微气泡与水中比重接近于水及比水轻的 SS（不溶性悬浮物、胶体）接触，形成整体密度小于水的絮凝体漂在水面上形成浮渣（如加入絮凝剂可形成更大的絮凝体，提高处理效果），通过设备的排渣装置定期排除水面的浮渣，从而去除水中大部分 SS。

f. 水解酸化池　水解酸化池为上流式厌氧污泥床反应器的改进型，适用于处理低浓度污水，它的停留时间为 2.5～5h（与传统的初沉池停留时间相当），不产生沼气，管理方便。由于水解酸化池集生物降解、物理沉降和生物吸附为一体，污水中的颗粒和胶体污染物得到截留和吸附，并在产酸细菌等微生物作用下得到分解和降解。水解酸化池 $BOD_5$ 去除率为 30%～50%，COD 去除率为 35%～55%，SS 为去除率为 75%～85%，对 N、P 及大肠杆菌和蛔虫卵的去除率也有显著提高。水解酸化池经过对布水、出水及各种相关参数的合理设计，可以在较短的时间和相对高的水力负荷下获得较高的悬浮物去除率，并且可以改善和提高原水的可生化性，以利于好氧处理。同时可以减少污泥产量，具有稳定污泥的作用。在内部加装高效填料，作为生物载体。

g. 生物接触氧化池　好氧生物反应是依靠好氧微生物来氧化分解水中污染物，微生物新陈代谢所需要的氧气由鼓风机和曝气器供给，好氧微生物降解废水中有机物的机理是在好氧条件下，微生物为了自身生命及生长繁殖，吸附污水中的有机物作为营养物进行合成和分解代谢的过程。

h. 沉淀池　接触氧化池出水进入斜板沉淀池。在沉降区域设置许多密集的斜管或斜板，使水中悬浮杂质在斜板中进行沉淀，水沿斜板或斜管上升流动，分离出的泥渣在重力作用下沿着斜板向下滑至池底，再集中排出。

i. 污泥处理系统　在本方案中考虑将池中的剩余污泥在进行机械污泥脱水。

脱水后的污泥作为肥料使用或用车外运。

④ 主要设备　主要设备见表 15-5 所列。

**表 15-5　主要设备一览**

| 序号 | 名称 | 尺寸/m | 数量 | 序号 | 名称 | 尺寸/m | 数量 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 粗细格栅 | | 1 | 9 | 沉淀池 | 5×4×7.5 | 2 |
| 2 | 水力筛 | LS-700，$Q=45m^3/h$ | 2 | 10 | 污泥暂存池 | 8×4×3.5 | 1 |
| 3 | 调节池 | 16×7.5×6 | | 11 | 污泥浓缩池 | 8×3×6 | 1 |
| 4 | 搅拌器 | QBJ0.85/8-260-3 | 2 | 12 | 带式压滤机 | | 1 |
| 5 | 浅层气浮池 | CQF3500，$Q=55m^3/h$ | 1 | 13 | 废水泵 | $Q=42m^3/h$，$H=10m$ | 2 |
| 6 | 管式混合器 | DN100 | 1 | 14 | 三叶罗茨风机 | $Q=21m^3/min$，$P=30kW$ | 3 |
| 7 | 水解酸化池 | HRT=16h，16×10.5×6 | 1 | 15 | 污泥气动隔膜泵 | | 2 |
| 8 | 生物接触氧化池 | 16×10.5×6 | 2 | 16 | 空气压缩机 | $Q=40m^3/h$ | 2 |

⑤ 各工段废水处理效果　各工段废水处理效果，见表 15-6 所列。

(3) 浙江某小型豆腐加工厂生产废水处理工艺　该小型豆腐加工厂，日均加工黄豆约 100kg。产生高浓度废水 600kg，COD 值 24000mg/L；低浓度废水 2000kg，COD 值 500mg/L；混合废水 2600kg，COD 值 6000mg/L。

**表 15-6　各工段废水处理效果**

| 工段 | 项目 | COD/(mg/L) | $BOD_5$/(mg/L) | SS/(mg/L) |
|---|---|---|---|---|
| 浅层气浮系统 | 进水 | 6000 | 4000 | 700 |
| | 出水 | ≤4500 | ≤3000 | ≤210 |
| | 去除率 | ≥75% | ≥75% | ≥70% |
| 水解酸化系统 | 进水 | 4500 | 3000 | 210 |
| | 出水 | ≤3000 | ≤2100 | ≤150 |
| | 去除率 | ≥67% | ≥70% | ≥29% |
| 生物接触氧化 | 进水 | 3000 | 2100 | 150 |
| | 出水 | ≤500 | ≤300 | ≤105 |
| | 去除率 | ≥84% | ≥86% | ≥30% |
| 沉淀池 | 进水 | 500 | 300 | 105 |
| | 出水 | ≤450 | ≤270 | ≤42 |
| | 去除率 | ≥10% | ≥10% | ≥60% |

① 水量水质及排放要求　处理站的废水水量为 $2.6m^3/d$。废水进水水质 COD=6000mg/L，出水满足污水综合排放标准（GB 8978—1996）二级标准。

② 工艺流程图　根据进水的水质和水量要求，加工场所周围有废弃的雨水沟可利用，选择废水处理工艺如图 15-5 所示。

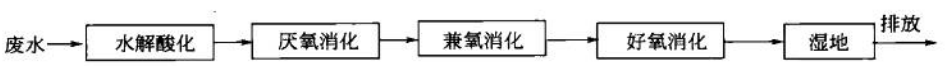



图 15-5　某小型豆腐加工厂废水处理工艺

③ 工艺简要说明

a. 水解酸化　将高分子豆清蛋白以及糖类、脂类、氨基酸等可生物降解的有机质在水解酸化池内通过微生物的作用水解成低分子有机酸、氨基酸等，以利于厌氧池内消解及沼气的生成。此过程对 COD 去除率不高，COD 去除率约在 15%～25%。

b. 厌氧消化　通过水解酸化处理，废水中原有溶解氧消耗殆尽，废水 COD 值依然在 2000mg/L 以上，废水中主要有机质为有机酸、氨基酸等，十分利于厌氧消化。利用厌氧微生物作用去除废水 COD，并大量产生沼气，厌氧消化池在建筑合理时，COD 去除率一般可达 80%以上。在一定范围内，厌氧消化池进水 COD 值愈高，消化效果愈好，COD 去除率愈高。

c. 兼氧消化　经过厌氧消化后，废水 COD 值基本可达 200～600mg/L，由于装置设计不使用动力，且好氧池置于厌氧池顶部，故设计一兼氧消化池，使废水从厌氧消化池过渡到好氧消化池。

d. 好氧消化　利用沼气形成的压力或自然空气抽风为好氧池提供氧气，好氧池内 COD 的氧化主要以水体表面生物氧化为主，因此好氧池内 COD 的去除率并不太高，一般在 40%～60%。

e. 湿地　好氧池出水含有氨、磷酸盐、无机盐及低分子有机物，利于水生植物吸收消化，故可利用加工场所周围雨水沟或好氧池出水排水沟经适当改造，栽种水生植物，建成人工湿地，以进一步净化废水。COD 去除率在气温较高时可达 60%以上，气温较低时亦可达 40%以上。

④ 主要设施

a. 水解酸化池　$3m^3$，1 个，废水停留时间 HRT=12h。

b. 厌氧消化池　$9.5m^3$，4 个，串联，废水停留时间约 4d。采用上流式厌氧折流器和厌氧过滤器，厌氧池内充填 $16m^3$ 的疏松过滤物。

c. 兼氧池　$6m^3$，1 个，废水停留 1d，池子上部充填 $4m^3$ 疏松过滤物。

d. 好氧池　总面积 $16m^3$，内充填煤渣，装设一根高 5m 的抽排空气的抽风管。

e. 湿地　利用房屋雨水排放沟改建而成，长 35m，宽、深各 40cm，沟内铺设鹅卵石并栽种水生植物。

⑤ 处理效果　在一年的极低气温时（12 月与 1 月），系统出水约 200mg/L 超过二级排放标准，在低气温期（2～5 月），出水 COD 值<150mg/L，达二级排放标准，其余时间出水 COD 值在 13～95mg/L，达一级排放标准。一年平均可达一级排放标准。

系统总的 COD 平均去除率达 99.6%。其中厌氧池平均出水 COD 为 415mg/L，平均 COD 去除率为 88%；好氧池平均出水 COD 为 255mg/L，平均 COD 去除率为 38%；生物净化沟平均出水 COD 为 81mg/L，平均 COD 去除率达 68%。

⑥ 投资效益分析　工程总容积约 $40m^3$，总造价 2.4 万元（1996 年）。

不消耗任何动力，运转费用可忽略不计。工程建在房屋地面下，不额外占用土

地，工程正常运行时每天可产沼气 8～12m³，可供日常生活和制作豆腐时使用，年产沼气效益 2000 多元，年节省排污费用 9000 多元，约 2 年可收回全部工程投资。废水年平均一级达标排放，具有较为显著的环境效益。

(4) 北京某腐乳厂废水分流治理工艺

① 工艺简要说明及设计参数

a. 废水水质　高浓度废水 COD=15000mg/L，低浓度废水 COD=1200mg/L。

b. 排放标准　二级标准 COD≤150mg/L，一级标准 COD≤100mg/L。腐乳废水分流治理工艺流程，如图 15-6 所示。

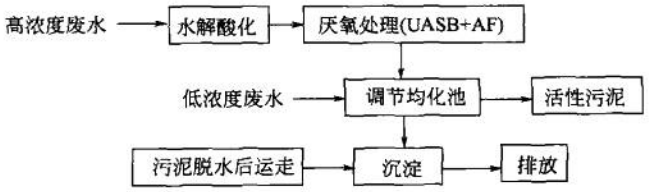



图 15-6　北京某腐乳厂废水分流治理工艺

c. 水量　根据工厂排放口实测，也可根据豆腐作坊高浓度废水排放比取高值估算，即每加工 100kg 大豆约排放高浓度废水 700～1000kg。低浓度废水可按高浓度废水 2～3 倍估算。北京市腐乳厂日排放高浓度废水 100m³，低浓度废水 200m³。

d. 水解酸化池　高浓度废水经专门排放沟通过格栅进入水解酸化池。厌氧废水处理微生物分为两大类群：产酸菌和产气菌，经过水解酸化池，高分子有机物分解为低分子有机酸（主要是乙酸、乳酸等挥发酸）及氨基酸，有利于厌氧处理器工作负荷和效率的提高。废水在水解酸化池中的停留时间约 12～14h。水解酸化池同时起到混合均匀水质和缓冲作用，稳定厌氧处理器的进水负荷。

e. 厌氧消化　采用 3×60m³ 上流式厌氧池-厌氧过滤器（UASB+AF）组合装置。如北京市腐乳厂即采用该种装置，该装置的突出优点是运行稳定，系统负荷高，消化时间短，池内污泥浓度高。UASB+AF 装置的系统负荷一般可设计为 10kg/（m³ · d）乃至更高，AF 部分约占总容积的 20%～30%，消化时间0.8～1.5d。

日产沼气 400m³ 以上，COD 去除率达 96%～97%。带有附设的水封装置收集沼气，沼气产量可按 0.4～0.5m³/kg COD 设计。消化池产生的沼气可以用于系统本身温度的维持，也可作为生活生产用。

f. 好氧消化　厌氧消化装置出水 COD 依然有 500～800mg/L，需和低浓度水混合后进行好氧生物处理。好氧消化采用活性污泥法，装置负荷可设计在 0.5～2.0kg COD/（m³ · d），池内污泥浓度可稳定在 2000mg/L。消化池前的设有混合调节池，废水在池内的平均停留时间 12～14h。

混合调节池实际上起到缓冲、水解酸化等作用，活性污泥池采用机械曝气，以



便从调节混合池进入曝气池的废水中的挥发酸在曝气过程中部分逸走。曝气池的出水 COD 值按国家排放一级标准为 100mg/L 设计。

g. 沉淀池　从曝气池出来的水需经沉淀池澄清并浓缩污泥。沉淀后的污泥浓缩后脱水运走。浓缩脱水污泥是栽种花草树木的优质有机肥，也可作种植农作物及果菜园的肥料。沉淀池的设计负荷可按 1.5～2.0$m^3$/（$m^2$·h）计算。

② 运转管理　腐乳废水由于豆腐坯腌制废水中含有大量盐分，最终掺和进入高浓度废水中，故与其他豆腐废水在性质上有所不同，但总的盐分含量没有毒害微生物。

a. 种物的培养　熟猪粪（鲜猪粪堆积泥封，15～20℃时发酵 1 个月，需量为消化器容积的 1/30）和等量鸡粪，加入有机废水稀释，过筛，泵入调节池加温至 38℃，用空压机搅拌，边搅边兑石灰水，再按 2000∶1 的比例加入 100 目干烟灰，调 pH 至 8，泵入消化器。再将污泥泵入消化器。要求消化器内的 TSS 为 4%，污泥沉淀后的高度至少为消化器高度的 1/3。最后可直接将白矾溶液按消化器的容积 1kg 白矾/$m^3$ 自上而下泵入消化器，搅拌。

b. 启动运行　将调节池内待处理的废水调温到 36℃，pH 为 7.8，按进料 3min 停 6min 的节律将废水泵入消化池。刚开始每天进料负荷掌握在 0.4kg COD/（$m^3$·d），维持 5 天。必须注意进水 pH 应稳定在 pH 为 7.8 左右。若发现出水上清液带有污泥，应立即按消化器容积 1kg/10$m^3$ 的比例加入聚合硫酸铁，搅拌 5min，并停止 1 天后再进料。以后进料量可按每 5 天增 0.4～0.8kg COD/（$m^3$·d）的速度递增。进料 10d 后消化器再酌情补充部分污泥，可按培育期的 1/20 进。注意流出的污泥应回流入消化器内。约 2 个月左右即可达到满负荷运行，4～5 个月后即形成颗粒污泥，由于没有污泥流失就不必再进行污泥回流。

③ 处理效果与投资　北京市某腐乳厂腐乳废水采用高、低浓度废水先分开处理再混合处理的工艺，出水 COD≤150mg/L，达到国家二级排放标准，该工艺的一次性投资显然低于先混合再共同处理工艺，但产气量则会有所减少，整个装置运行费用基本持平。采用该工艺的装置如要达到一级排放标准，可根据原装置的布局情况和周围空地情况，在曝气池前面或后面增设生物滤池，或者将原沉淀池改为澄清池，加入混凝剂，采用生物处理同化学处理相结合的工艺。

## 参 考 文 献

[1] 唐受印，戴友芝，刘忠义，周作明等．食品工业废水处理．北京：化学工业出版社，2001.
[2] 北京水环境技术与设备研究中心．三废处理工程技术手册．北京：化学工业出版社，1999.
[3] 张忠祥，钱易．废水生物处理新技术．北京：清华大学出版社，2004.
[4] 丁忠浩．废水资源化综合利用技术．北京：国防工业出版社，2007.
[5] 阮文权．废水生物处理工程设计实例详解．北京：化学工业出版社，2006.
[6] 周正立，张悦．污水生物处理应用技术及工程实例．北京：化学工业出版社，2006.
[7] 马承愚，彭英利．高浓度难降解有机废水的治理与控制．北京：化学工业出版社，2007.
[8] 任南琪，王爱杰等．厌氧生物技术原理与应用．北京：化学工业出版社，2004.
[9] 谭万春．UASB 工艺及工程实例．北京：化学工业出版社，2009.

[10] 史惠祥．实用环境工程手册．北京：化学工业出版社，2002.
[11] 李培红等．工业废水处理与回收利用．北京：化学工业出版社，2001.
[12] 佟玉衡．实用废水处理技术．北京：化学工业出版社，1998.
[13] 上海市环境保护局．废水生化处理．上海：同济大学出版社，2000.
[14] 高廷耀．水污染控制工程．北京：高等教育出版社，1999.
[15] 吴婉娥等．废水生物处理技术．北京：化学工业出版社，2003.
[16] 马溪平．厌氧微生物学与污水处理．北京：化学工业出版社，2005.
[17] 张自杰，钱易．章非娟主编．环境工程手册．水污染防治卷．北京：高等教育出版社，1993.

[General Information]
书名=食品工业生产废水处理工艺及工程实例
作者=左金龙主编
页数=312
出版社=北京市：化学工业出版社
出版日期=2011.09
SS号=12840284
DX号=000008151121
URL=http://book.szdnet.org.cn/bookDetail.jsp?dxNumber=00000815112 1&d=0D4C5EF1E4EB3D82540E63B74F53E6BC