

印染废水处理技术及典型工程

张林生 主编
张胜林 夏明芳 副主编



化学工业出版社
环境·能源出版中心

· 北 京 ·

(京) 新登字 039 号

图书在版编目(CIP)数据

印染废水处理技术及典型工程/张林生主编. —北京:
化学工业出版社, 2005. 5
ISBN 7-5025-7074-8

I. 印… II. 张… III. 染整工业-废水处理 IV. X791. 03

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2005) 第 050551 号

印染废水处理技术及典型工程

张林生 主编

张胜林 夏明芳 副主编

责任编辑: 徐 娟

责任校对: 陈 静 战河红

封面设计: 关 飞

*

化学工业出版社 出版发行
环境·能源出版中心

(北京市朝阳区惠新里 3 号 邮政编码 100029)

购书咨询: (010)64982530

(010)64918013

购书传真: (010)64982630

<http://www.cip.com.cn>

*

新华书店北京发行所经销

北京永鑫印刷有限责任公司印刷

三河市海波装订厂装订

开本 787mm×1092mm 1/16 印张 18 1/4 字数 486 千字

2005 年 8 月第 1 版 2005 年 8 月北京第 1 次印刷

ISBN 7-5025-7074-8

定 价: 48.00 元

版权所有 违者必究

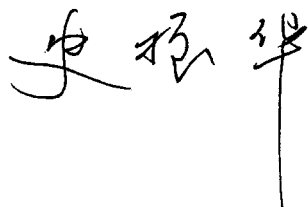
该书如有缺页、倒页、脱页者, 本社发行部负责退换

序

随着工业化进程的不断深入，全球性环境污染日益破坏着地球的生态平衡，并对人类的生存构成威胁。纺织印染行业是工业的重要组成部分，排放废水量大、污染物浓度高，是工业废水中较难治理的废水之一。

我国是世界纺织印染工业第一大国，印染废水治理责任重大。纺织印染行业是江苏省的重要支柱产业，纺织印染企业大多分布于太湖地区，企业数量多、经济总量大、资源消耗高、环境影响大。纺织印染企业排放的废水不仅负荷大，而且相对集中，是太湖流域主要工业污染源之一。多年来，由于条件限制，印染废水排放大多执行《纺织染整工业水污染物排放标准》（GB 4287—92）中的二级标准。根据地区经济发展要求，江苏省于2004年对全省印染废水率先实施一级达标计划。经过环保工作者的不懈努力，江苏省已制定颁布了《纺织染整工业水污染物排放标准》（江苏省地方标准，DB 32/670—2004），新建及改扩建工程一级达标工作也取得了显著成效，为江苏省的经济发展改善了环境条件，腾出了环境容量。

东南大学及江苏省环境科学研究院综合国内外印染工业清洁生产及废水处理的先进技术，结合我国印染废水处理的典型工程经验，编写了《印染废水处理技术及典型工程》一书，可供环境科技工作者学习，具有重要的参考价值。

A handwritten signature in black ink, reading '史永华' (Shi Yonghua). The signature is written in a cursive, flowing style with a long vertical line extending downwards from the character '华'.

前 言

纺织印染工业的发展关系到国计民生，也是我国对外经济贸易的支柱，但是随着现代染料、助剂的化学性质朝着抗氧化、抗光化、抗生化方向的发展，印染废水污染量增大，处理难度增加，处理技术复杂，对环境造成的危害十分严重。

为了提高印染废水的治理水平，减轻环境污染程度，我们吸收国内外印染废水治理的先进技术与工程经验汇编成书。本书贯彻了印染工业清洁生产和循环经济的理念，内容包括印染废水工艺特点、印染废水的性质、印染废水处理的基本工艺路线、单元处理基本原理、组合工艺处理技术、典型的工程实例、废水处理设计方法和运行经验等，可供专业人员参考。

本书吸收了诸多文献的研究成果，在此谨向文献作者表示衷心感谢。本书由张林生主编，张胜林、夏明芳任副主编。参加编写的还有张勇、姜伟立、张晓翌、杨广平、李国新、赵伟、查春花、王素芳、贾国正、王灿等。本书在编写工作中得到鞠华、潘良宝、林棕、丁树忠、段为年、顾晓彬等同志的指导和帮助，在此一并表示感谢。

本书的编写限于水平，疏漏之处，欢迎读者及同行专家批评指正。

编 者

2005 年 2 月

目 录

第 1 章 纺织印染工艺概述	1
1.1 纺织业分类和纺织印染工艺	1
1.2 棉及混纺产品纺织印染工艺	2
1.3 缫丝及丝绸生产及印染工艺	7
1.4 毛纺织物的加工及印染工艺	9
1.5 麻纺产品生产及印染工艺	13
1.6 印染工业常用染料、助剂及其性能	14
第 2 章 印染工艺的清洁生产	20
2.1 印染工艺的污染特征	20
2.2 印染工艺的清洁生产	28
2.3 印染工艺清洁生产技术	33
第 3 章 印染废水处理技术概论	37
3.1 印染废水的水质指标及处理标准	37
3.2 印染废水的处理方法及工艺流程	44
3.3 各类纺织物印染废水处理技术	49
第 4 章 印染废水的物理处理方法	58
4.1 格栅与筛网	58
4.2 废水的均和调节	61
4.3 废水的沉淀	65
4.4 废水的气浮处理	72
4.5 表面活性物质泡沫分离法	82
4.6 废水的过滤	86
4.7 超滤	98
第 5 章 印染废水的化学处理方法	105
5.1 废水的中和	105
5.2 废水的混凝	109
5.3 废水的氧化脱色	126
5.4 废水的电解处理技术	135
5.5 废水的吸附处理	142
5.6 废水的消毒	150

第 6 章 印染废水的生物处理方法	153
6.1 生物处理原理	153
6.2 厌氧生物处理技术	155
6.3 好氧生物处理技术——活性污泥法	160
6.4 好氧生物处理技术——生物膜法	182
6.5 稳定塘	190
第 7 章 印染废水生物处理组合工艺	193
7.1 厌氧-好氧生物处理组合工艺	193
7.2 吸附-生物降解工艺	195
7.3 生物炭法	197
7.4 膜生物反应器	198
7.5 DAT-IAT 工艺	201
第 8 章 印染废水污泥处理与处置	203
8.1 污泥的分类与性质	203
8.2 污泥浓缩	204
8.3 污泥脱水	211
8.4 污泥处置	215
第 9 章 印染废水一级达标工程实例	220
9.1 江苏港洋实业股份有限公司废水处理站	220
9.2 无锡海江印染有限公司废水处理站	221
9.3 江苏海澜集团废水处理站	223
9.4 上海针织五厂废水处理工程	224
9.5 绍兴丝绸印花厂废水处理工程	226
9.6 江阴第九毛纺厂废水处理站	227
9.7 江阴华新染整公司废水处理站	228
9.8 张家港江苏欧桥精纺集团公司印染废水处理站	229
9.9 苏州相城废水处理厂	230
9.10 张家港鹿苑公司印染废水处理站	231
9.11 金坛江苏晨风集团丝绸废水处理站	232
9.12 海安联发染整厂废水处理站	234
9.13 南通三喜公司废水处理站	235
9.14 印染废水处理一级达标的工艺特点	236
第 10 章 印染废水处理站设计及工程技术经济分析	237
10.1 印染废水处理工艺流程的设计	237
10.2 印染废水处理站平面设计	241
10.3 印染废水处理站高程设计	242
10.4 印染废水处理站自动监测与微机控制技术设计	244
10.5 印染废水处理站的工程技术经济分析	247

第 11 章	印染废水处理站的调试运行	251
11.1	生物处理微生物菌种的培养和驯化	251
11.2	生物处理微生物营养与生存条件控制	253
11.3	印染废水处理站运行方法与控制技术	254
11.4	生物处理运行异常及处理方法	256
11.5	印染废水处理操作参数的试验研究	259
第 12 章	印染废水深度处理与回用技术	270
12.1	印染废水的深度处理技术	270
12.2	印染废水的深度处理回用工艺	275
参考文献		281

第 1 章 纺织印染工艺概述

纺织工业在占世界 1/5 人口的我国，历来是关系国计民生的重要产业。纺织业对于实现 2020 年的宏伟目标，有不可替代的历史作用。

我国纺织工业在满足人民群众日益增长的物质文化生活需要的同时，又以其较强的比较优势，抓住国际产业结构调整的历史机遇，迅速开辟了国际市场，并在 1994 年建成世界第一大纺织品服装生产国和出口国，使纺织工业成为我国实现国际收支平衡的支柱产业。纺织业出口创汇从 1980 年 44.09 亿美元，提高到 2001 年的 532.8 亿美元，其中贸易顺差从 35.53 亿美元提高到 395.6 亿美元，从 1980 年到 2001 年这 22 年，纺织工业总共出口创汇 4538.66 亿美元，实现贸易顺差 3631.73 亿美元。加入世贸组织推动纺织业继续创新高，2002 年销售总产值 10644 亿元，同比增长 13.42%，出口总额 617 亿美元，同比增长 12%，贸易顺差 430 亿美元。2003 年尽管遭遇了伊拉克战争、非典疫情、物价上涨等不利因素，但纺织行业仍然取得了非常好的成效。2003 年全年销售收入 12000 亿元，增长超过 20%，出口达 785 亿美元，增长 27%。

在当代经济全球化和新科技革命的条件下，我国正在进入由纺织大国变成纺织强国的时期。特别是我国加入世贸组织以后，纺织业又在世界范围内开创了新局面。科技、社会、经济形势给纺织业带来了新的机遇，同时也提出了更高要求，纺织业也将面临更严峻的考验和挑战。目前，可持续发展已成为产业向前发展的全新决策，其中清洁生产是各行业发展的新策略。党的“十六大”的召开为纺织业指出了一条新型工业化路线，提出了“资源消耗低、环境污染少”的要求。但我们同时也要看到，我国纺织业结构的新特点，是在东部沿海省市，特别是江苏、浙江、广东、福建、山东、辽宁等地产生了一些以中小企业为主体的市（县）、镇纺织产业集群，这些拥有结构特色和发展活力的市（县）、镇产业集群的出现固然可以带动一方经济，推进纺织产业的发展，但是这些分散的、小规模、以追求利润为目标的中小企业对环境是极大的威胁。纺织印染行业是水污染大户，研究、开发、推行低投入的水污染治理措施对这种新兴的产业结构势在必行。

1.1 纺织业分类和纺织印染工艺

纺织工业按行业主要分为纺织业、印染业、化学纤维制造业、服装业和纺织专用设备制造业。

按产品应用领域，又可分为衣着用、装饰用和产业用纺织产品三大类。

根据产品使用的原料、产品的品种、产品的加工方式和产品的用途不同，可有不同的行业划分方式。但从污染控制和治理方面考虑，由于使用原料不同，其产品加工方式和产生污染物质性质和数量不同，其污染控制和治理方法也不同，因此按原料进行分类比较适宜。

纺织工业使用的原料有天然纤维和化学纤维。天然纤维包括棉、麻等植物性纤维和毛、丝等动物性纤维。化学纤维又包括人造纤维（黏胶纤维、铜氨纤维等）和合成纤维（锦纶、涤纶、腈纶、维纶、丙纶等）两大类。

根据原料对纺织业进行分类有棉纺织印染行业、毛纺织染整行业、丝绸印染行业和麻纺织染整行业。该四个行业生产的产品分别称为棉纺织印染产品、毛纺织染整产品、丝绸印染产品和麻纺织染整产品。而由各种化学纤维加工的产品称为纯化纤产品。化学纤维还可以与各种天然纤维按不同比例混合而加工成各种混纺产品，在利用天然纤维加工为主的各行业中，各种混纺织物所占的比例越来越高，因此，各行业的产品均形成天然纤维织物与混纺纤维织物并重的局面。

纺织工艺包括纺纱、织造，而染整工艺包括染色、印花、整理等。它首先将杂乱无章的纤维，逐步通过纵向顺序排列纺成纱线，然后通过经纱和纬纱的交叉排列织成织物，使织物具有纹路和花型，形成实用美观的外表，再经过染色、印花、整理、加工，进一步发挥其美观性和实用性。不同纤维通过上述诸生产工艺过程加工成为各种颜色的布或各式服装，成为人们日常生活中离不开的产品和一些工业部门的必需品。

毛纺织染整行业、丝绸印染行业、麻纺织染整行业一般均包括由纤维经过纺纱、织造、印花（或染色）和整理的全部工艺流程。由于棉纺织印染产品产量大，故其纺织和印染大多数是在不同企业进行加工。棉纺织厂一般加工的产品为坯布或纱线，而印染厂则将坯布经过处理后，再进行染色或印花，最后产品为漂白布、染色布、印花布。

1.2 棉及混纺产品纺织印染工艺

我国已成为世界最大的纺织生产国，其中不论棉花产量还是棉纱、棉布的生产量均居世界第一位，这使棉纺织工业在我国打入国际市场的进程中独占鳌头。2002 年，我国棉制纺织品及棉制服装共出口 216.34 亿美元，占全部纺织品服装出口的 35.02%。2003 年全国棉纺形势很好，全年出口棉纺织品 270 亿美元，同比增长 26%。由于退税率下调，周边国家纺织品竞争力提高等原因，2004 年增幅约为 8%，增幅有所下降，但仍呈增长趋势。全年纱产量达 1000 万吨左右，用棉 700 万吨。

棉纺织印染行业主要产品为纯棉产品及棉混纺产品。其纺纱和织造工艺一般在纺织厂完成，而印花和染色则在印染厂完成。印染废水和其中的污染物主要来自印花和染色过程的各个工序，但有一部分污染物，如坯布上的浆料，都是在纺织纤维过程中加上去，而在染色或印花过程中却被从织物上退下来。这部分污染物对印染废水水质影响较大。其中部分浆料为难生物降解的物质。

纯棉及棉混纺产品，根据其织造方法又可分为两大类，即机织产品和针织产品。从污染物产生量分析，机织产品在纺纱和织造过程中经纱需要上浆料，而针织产品的纱线则不需浆料，可见浆料对印染废水水质影响较大。下面对机织工艺和针织工艺分别进行叙述。

棉印染行业使用染料品种和数量最多。由于棉花纤维为纤维素纤维，其与染料的结合力主要靠范德华力和氢键结合，主要使用的染料为活性染料、士林染料、直接染料、硫化染料等。这些染料相对价格较便宜，上染率不太高，这导致棉印染废水污染物浓度较高，废水治理较困难。棉混纺织物中的化学纤维主要为涤纶纤维，染色主要采用分散染料，分散染料上染率较高，但染料中填充剂较多，也给废水治理带来一些困难。

1.2.1 棉机织产品生产及印染工艺

1.2.1.1 棉机织产品的纺纱与织造

(1) 纺纱 纱线的生产又分为粗梳棉纺系统和精梳棉纺系统，分别见图 1-1 和图 1-2。

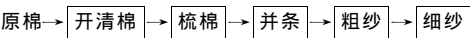


图 1-1 粗梳棉纺系统

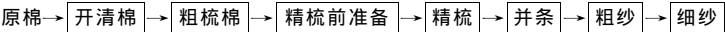


图 1-2 精梳棉纺系统

- 每个工序的任务介绍如下。
- ① 开清棉 按配棉成分，使各种不同性能的原棉充分、均匀、细致地混合，制成一定规格的均匀棉卷，供梳棉加工。
- ② 梳棉 除去夹杂在原棉中的杂质和疵点。将块状或束状纤维梳理成为单根纤维状态，并初步使纤维伸直平行，制成具有一定规格和质量要求的条子（俗称生条）。
- ③ 精梳 对质量要求较高的纺织品，均需采用精梳棉纺系统纺成的纱线，另外有些特种用纱，也要采用精梳纱线。精梳工序的主要任务是：去除一定长度以下的短纤维，提高纤维整齐度；进一步清除棉条中的棉结、细小杂质等疵点，改善成纱外观质量；分离纤维，提高纤维的伸直平行度，提高纱线的条干和强力，改善纱线的光泽。
- ④ 并条 把粗梳或精梳工序中得到的棉条经过并条加工，使棉条均匀，提高伸直度。主要过程是并合、牵伸、混合、成条。在混纺工艺中，将不同纤维制成的条子，按一定混比在并条机上混合，既能保证混比准确，也可防止染色后形成“色差”。
- ⑤ 粗纱 将熟条牵伸拉长，得到低强力的纱条（粗纱），把粗纱施加适当的捻合，卷绕于筒管上。
- ⑥ 细纱 是成纱的最后一道工序。将粗纱或条子纺成符合国家标准质量要求的一定支数的细纱，供捻线机织或针织用。主要工序仍然是牵伸、加捻和卷绕成型。
- ⑦ 后加工 在加工要求上有的需要定型、定挡，特殊的产品还要经过烧毛。这些工序统称为后加工。
- (2) 织造 织造工艺流程，应根据构成织物的原料和织物品种而定，一般要经过以下工序（图 1-3）。

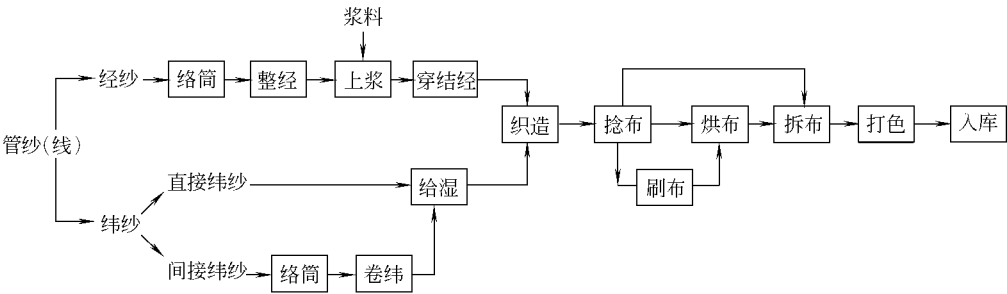


图 1-3 织造工艺流程

- ① 络筒 将容纱量小的管纱卷绕成密度适宜、成型良好和容纱量大得多的筒子纱，并消除纱线上的疵点和杂质。
- ② 整经 把一定数量的筒子纱，按规定的长度、排列顺序、幅宽等均匀平行地卷绕在经轴或织轴上，供上浆或穿结经工序使用。
- ③ 上浆 是将整经后的经纱经过浆纱机使经纱表面形成一层均匀的浆膜。上浆采用的浆料根据纤维品种而异，对于棉纤维通常采用变性淀粉，而对于涤纶纤维则采用聚乙烯醇（PVA）、聚丙烯酸酯等。将其加水并调成一定浓度和温度的糊状，并使经纱通过其中。经纱在织造中多次开口，受到反复拉伸，所以要求其表面光洁和耐磨，并要有较好的弹性和强度及较高的捻度。因此，经纱只有经过上浆后，才能满足上述要求。而纬纱为了避免在织造过程中形成扭结，其捻度不能太高也不需上浆。

④ 穿结经 根据织物工艺设计的要求，把织轴上的全部经纱按一定的规律穿入停经片、综丝眼和筘齿，以便织造时形成梭口，织成所需要的织物，并在经纱断头时能及时停车而不致造成织疵。

1.2.1.2 棉及混纺产品印染工艺

织物在印染工艺中大体有如下步骤：漂练、染色、印花、整理。各类织物的印染工艺流程序见表 1-1。

表 1-1 各类织物的印染工艺流程

织物性质	织 物 品 种	印 染 工 艺 程 序
纯 棉 织 物	本光漂白布	原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘
	丝光漂白布	原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘→丝光(→复漂)→开轧烘
	漂白府绸、横贡缎	(1)原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘→丝光(→烘干)→漂酸洗→开轧烘 (2)原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→漂酸洗→开轧烘→丝光(→烘干)
	漂白卡其	原布准备→平幅退浆→平幅煮练→平幅漂酸洗(→烘干)→丝光→平幅漂酸洗(→烘干)
	一般染色布	原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘→丝光(→烘干)
	苯胺黑布、硫化元布	原布准备→烧毛→退浆(→煮练)→开轧烘→丝光(→烘干)
	苯胺黑、硫化元线卡其	原布准备→烧毛→平幅水洗烘干→丝光→烘干
	染色线卡其	原布准备→平幅水洗→平幅煮练(→平幅漂白)(→烘干)→丝光→烘干
	染色纱卡其	原布准备→烧毛→平幅退浆→平幅煮练→平幅漂酸洗(→烘干)→丝光→烘干
	印花布	原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘→丝光→烘干
棉 麻 混 纺	漂白布	原布准备→烧毛→平幅退浆→平幅煮练→平幅漂白→轧水烘干→烧毛→平洗→烘干
	染色、印花布	原布准备→烧毛→平幅退浆→平幅煮练→平幅漂白(→轧水烘干)→半丝光→烘干→烧毛→平洗烘干
棉 维 混 纺	漂白布	原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘→丝光→漂酸洗→开轧烘
	浅、中色布	原布准备→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘→丝光(→烘干)→染色→烘干→烧毛→平洗烘干
	深色布	原布准备→平幅退浆→平幅煮练→平幅酸洗(→烘干)→丝光→染色→烘干→烧毛→平洗烘干
	印花布	原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂酸洗→开轧烘→丝光→烘干
涤 棉 混 纺	漂白布	(1)原布准备→烧毛→退浆→煮练(→烘干)→丝光→烘干→涂增白→焙烘→定型→氧漂及棉加白 (2)原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂白(→烘干)→丝光→烘干→涂增白→焙烘→定型→氧棉及棉加白 (3)原布准备→烧毛→退浆→煮练→烘干→涂增白→焙烘→定型→丝光(→烘干)→氧漂及棉加白 (4)原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂白→烘干→涂增白→焙烘→定型→丝光(→烘干)→氧漂及棉加白 (5)原布准备→烧毛→退浆→煮练→丝光→氧漂及棉加白→烘干→涂增白→烘干→定型→水洗烘干
		(1)原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂白(→烘干)→丝光→烘干→定型 (2)原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂白→烘干→定型→丝光(→烘干)
		原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂白→烘干→定型→丝光(→烘干)
		原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂白(→烘干)→涂增白→焙烘→定型→丝光(→烘干)
		原布准备→烧毛→退浆→煮练→漂白(→烘干)→涂增白→焙烘→定型→丝光(→烘干)

下面分述印染工艺主要工序及相关工艺要点。

(1) 漂练 棉布上的天然杂质有棉籽壳、蜡状物质、含氮物质、果胶物质、色素和矿物质以及浆料等。蜡状物质去除过多,会影响棉布的手感,其他杂质的绝大部分则必须在漂练过程中去除。涤纶除油剂外含杂质很少,易于去除。

漂练过程工序有:烧毛、退浆、煮练、漂白、开轧烘、丝光等。

① 烧毛 其目的在于烧去布面上绒毛,使布面光洁美观,并防止在染色、印花时因绒毛存在而产生染色不匀及印花疵病。合成纤维混纺织物染色产品的烧毛,可以在染色后进行,以避免合成纤维混纺织物在穿着过程中出现起球现象。

② 退浆 是用化学药剂将织物上所带浆料水解成可溶物除去。它不仅可以去掉原布的涂料,而且还能去除原布上的部分天然杂质,以利于以后的煮练和漂白加工。

经纱上浆用的浆料有天然浆料和化学浆料两大类。棉和涤棉织物经纱上浆一般采用天然浆料和化学浆料的混合浆料,涤棉织物有些地区单纯使用化学浆料。除黏结剂外,还含有适量的其他成分,如润滑剂、柔软剂、增稠剂、防腐剂等。

③ 煮练 织物经过退浆以后,已经去除了大部分浆料和部分天然杂质及油剂,但是其中大部分天然杂质如蜡状物质、果胶物质、含氮物质及部分油剂等仍残留在织物上,必然会影响以后染色、印花的加工,为此需要将织物在高温的浓碱液中进行较长时间的煮练,以去除上述杂质。涤棉织物煮练目的与棉布煮练相同,但在较高温度及浓碱液里长时间的处理,会损伤涤纶,所以必须采取比较温和的条件。

煮练的主要用剂是烧碱。此外,常用的煮练助剂有表面活性剂、硅酸钠和亚硫酸氢钠等。肥皂、红油、烷基磺酸钠和烷基苯磺酸钠都是常用的表面活性剂。

为了提高织物的吸水性和白度,在煮练过程中还加入硅酸钠和亚硫酸氢钠。

煮练方法有:煮练锅煮练、连续汽蒸煮练、高温高压平幅连续汽蒸煮练。

④ 漂白 其目的就在于去除色素,赋予织物必要的和稳定的白度,而纤维本身则不遭受显著的损害。棉和涤棉织物的漂白剂主要是氧化剂,如次氯酸盐、过氧化氢(H_2O_2)、亚氯酸钠(NaClO_2)等,其他如过硼酸钠、过醋酸等很少采用。次氯酸盐的浓度一般为有效氯 $1\sim 3\text{g/L}$, H_2O_2 浓度一般为 $2\sim 3\text{g/L}$, NaClO_2 浓度一般为 $12\sim 25\text{g/L}$ 。

⑤ 开轧烘 即开幅、轧水和烘干过程,通常将这三步连接到开轧、烘联合机内连续完成。

⑥ 丝光 是指棉、麻织物在一定张力下,用浓烧碱溶液处理,以获得稳定尺寸、持久的光泽及提高对染料的吸附能力的加工过程。绝大多数的棉布和棉纱在染色前都经过丝光。丝光所用烧碱的浓度在 $220\sim 280\text{g/L}$ 之间。

(2) 染色 按纺织品形态的不同,染色主要有织物染色、纱线染色、散纤维染色三种,应用最多的是织物染色。

染色方法主要分浸染和轧染两种。浸染是将染品反复浸渍在染液中,使织物和染液不断相互接触,经过一段时间把织物染上颜色的染色方法。它适用于散纤维、纱线和小批量织物的染色。轧染是先把织物浸渍染液,然后使织物通过轧辊的压力,把染液均匀轧入织物内部,再经过汽蒸或热溶等处理的染色方法。它适用于大批量织物的染色。有的染品在染色后,还要经过其他加工过程,如色织布的漂练及毛织物的炭化、缩绒等,根据加工的需要,还有耐漂、耐酸、耐碱等牢度。

染色过程是将纤维投入染浴中,染料选择性地转移到纤维上,被纤维吸附,并逐渐扩散到纤维内部,这种染料从染浴向纤维转移的过程,称为染道过程或上染过程。染料分子从染液中到达纤维表面,借染料分子和纤维分子间的引力,在纤维表面发生吸附,这种作用力一般有范德华力、氢键和离子静电引力三种,吸附到纤维上的染料分子不断向纤维内部扩散,

最终牢牢地结合到纤维上。

纯棉和棉混纺产品印花和染色工艺所需主要染料为活性染料、可溶性还原染料、涂料、还原染料、直接染料、硫化染料、不溶性偶氮染料和分散染料（适用涤纶纤维），染色与印花所需助剂为烧碱、氧化剂、匀染剂、渗透剂，整理所需助剂为柔软剂、增白剂、树脂整理剂。

染液是在水的参与下由各种染料及各种助剂组成，成分较复杂。染色过程中一定量染料上染到织物上，剩余染料则排放到废水中。助剂是为促使染料更好地上染到织物上，创造一个良好的染色环境，染色各类助剂最终几乎全部残留在染色残液及其后的漂洗水中。

（3）印花 印花工艺是把各种不同的染料或颜料印在织物上，从而获得彩色花纹图案的加工过程。印花主要是织物印花，其中多数是纤维织物及混纺织物的印花。印花是染料仅对纺织物的某些部分着色。为了克服染液的渗化而获得各种清晰的花纹图案，印花时，将染料和必需的化学药剂加原糊调成色浆，再印到纺织物上去。所谓原糊是用诸如淀粉等糊料调制而成的稠厚流体。

由于糊料的存在，色浆中染料对纤维的上染过程就比染色时染液中的染料对纤维的上染过程复杂。印花色浆印到织物上经过烘干后，为了使染料从色浆中转移到纤维上并完成一定的化学变化，一般还要经过汽蒸（蒸化），最后印花织物还要经过充分的水洗和皂洗，洗去织物上的糊料、化学药剂及浮色。糊料残留在织物上，使织物手感粗糙，浮色残留在织物上，会影响色泽鲜艳度和染色牢度。

生产上把印花后的蒸化水洗和皂洗等过程称作后处理。

织物印花的方法，根据印花工艺的不同，有直接印花、防染印花和拔染印花三种。根据不同的设备又可分为滚筒印花、筛网印花和转移印花。

（4）整理 整理虽可广义地理解为下织（编）机后为改善品质所进行的一切加工，但在实际生产中，整理指漂练、染色、印花以外的染整加工过程。

织物整理的方法很多，一般做如下分类。

① 物理机械方法 利用水分、热量和压力、拉力等机械作用来达到目的。例如拉幅、轧光、电光、轧纹、起毛、剪毛、机械预缩等。

② 化学方法 采用一定的化学药品或高分子合成树脂，在纤维上发生化学作用，从而达到整理的目的。如硬挺整理、柔软整理；采用高分子合成树脂的防缩、防皱、耐久性压烫整理，以及拒水、阻燃、防霉、防毒、抗静电等整理。

③ 机械及化学联合方法 属于这类方法的有毛织物缩呢及耐久性的轧光、电光、轧纹等整理。

棉织物的整理主要在于发挥棉纤维柔软、吸湿、透气等优良性能。棉纤维中具有柔顺的大分子链，链与链之间形成的氢键使纤维获得一定的强度。纤维素大分子链上的羟基有比较活泼的化学反应特性，例如对整理用剂和水分的吸附，进行酯化、醚化、交链和接枝等，为棉织物整理提供了良好的条件。

黏胶纤维、维纶等与棉纤维混纺或交织成的织物，它们的整理工艺与棉织物比较接近。涤纶与棉纤维混纺或交织的织物，整理时还必须根据涤纶的结晶度、分子结构以及对酸、碱、有机溶剂的稳定性（例如在强碱高温条件下，长时间处理，涤纶分子结构中含有的酯基会发生水解）等调整工艺。

1.2.2 棉针织产品生产及印染工艺

1.2.2.1 棉针织产品的织造

针织产品是由一根根纱线变成线圈互相吊套连接而成的。它不像机织产品尺寸稳定，其纵横尺寸都可伸缩，尺寸不稳定，有较大的延伸性。

针织用纱由于要形成圈，必须柔软，而且黏度要小，故针织用纱不需上浆。针织坯布是由纱线通过经编机和纬编机完成的。

1.2.2.2 棉针织产品的印花和染色工艺

棉针织产品的印花和染色工艺见图 1-4。由于针织坯布纱线上不含浆料，针织坯布不需退浆。但是为了去除织物上的天然杂质，需经过煮练工序去除织物上的色素及剩余杂质等，还需经过漂白工序。化纤针织产品一般不需经过漂白。

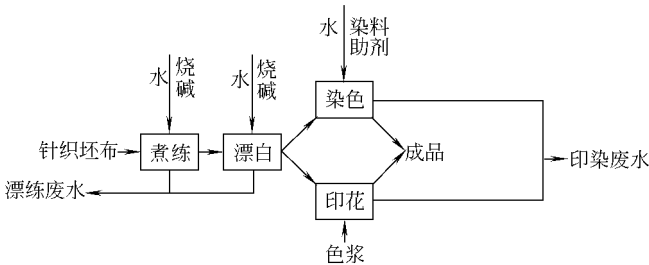


图 1-4 棉针织产品的印花和染色工艺

针织印染废水与机织印染废水相比，pH 值、色度与有机污染物浓度均较低。

1.2.3 合成纤维产品加工及印染工艺

合成纤维仿丝绸产品主要使用涤纶和锦纶两种纤维，合成纤维在织造过程需添加一些油剂和浆料，但其数量较少，并在精练过程中一并除去。精练过程也需投加纯碱、表面活性剂、保险粉等，排放一定量的废水。合成纤维织物经过精练后即进行染色。涤纶纤维织物采用分散染料；锦纶纤维织物除采用分散染料外，还可采用酸性染料和活性染料。

上述合成纤维仿丝织品，多数指涤纶绸、尼龙绸之类。近年又研究开发出涤纶织物仿真丝绸产品，通过碱减量工艺，使这类产品既保留合成纤维强度高、挺括的特点，又具备了一些天然纤维透气的优点。

涤纶仿真丝绸产品的碱减量生产工艺，是使涤纶织物在一定温度（一般为 100℃ 左右）下，用一定浓度的烧碱（20～30g/L）处理，在促进剂作用下进行减量，减量率一般为 8%～20%。通过减量使涤纶纤维纱线表面产生水解，并使表面涤纶产生剥落，形成不规则凹坑和龟裂，从而消除织物的极光，并使纤维的纤度不同程度地变细，使其外表更接近天然丝，增加纤维孔隙率，提高了织物的透气性。使织物光泽柔和更近似于天然丝，手感柔软、滑爽、富有弹性。

碱减量工艺产生一定量较高浓度的、含有较难生物降解物质的有机废水，是较难处理的印染废水之一。通过碱的适当回收后，其 pH 值为 10～13，而 COD 值达到 10g/L 左右。其主要污染物为涤纶水解后的对苯二甲酸等物质。

涤纶仿真丝织物染色时，主要应用各类分散染料、阳离子染料，常用助剂为各类匀染剂、扩散剂等。涤纶仿真丝织物印花时，主要使用各类分散染料和相应的糊料黏合剂，通过汽蒸使其固色。涤纶仿真丝印染工艺过程中，产生的印染废水的有机污染物含量与真丝产品印染废水相当。

1.3 缫丝及丝绸生产及印染工艺

丝绸是我国古代劳动人民的重大发明创造之一，在人类文化的历史长河中，为丰富人类的文化生活，增进我国和各国人民的友好往来，做出了不可磨灭的贡献，今天，丝绸仍是我国一个出口主导型行业。2003 年，规模以上企业完成工业总产值 1146.88 亿元，同比增长

20.12%；产品销售收入 1065.53 亿元，同比增长 21.82%；实现利润 37.89 亿元，同比增长 33.82%。

1.3.1 天然丝织物生产及印染工艺

天然丝主要指桑蚕丝及柞蚕丝，属于天然蛋白质纤维，具有光泽、柔软、穿着舒适等特点，是高档纺织原料。天然丝也称为真丝。

1.3.1.1 真丝的脱胶、制丝与织造

天然丝是从蚕茧上抽出的，由于丝纤维很细，为了适应丝织品要求，由数根茧丝合并和绞制成为生丝。生丝是丝绸厂主要原料。

蚕丝主要成分是丝素和丝胶及少量蜡质、色素和无机物等。丝素和丝胶成分主要是蛋白质，从丝织工艺要求而言，应最大量地保存丝素，去除丝胶。丝胶易溶于水，当温度高于 60℃ 时，丝胶很容易从丝素上脱落下来。

由蚕茧制成生丝的生产工艺见图 1-5。

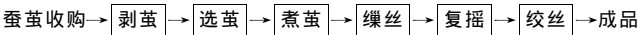


图 1-5 由蚕茧制成生丝的生产工艺

煮茧即在 40℃ 左右的水中将茧浸泡，使单根丝能从茧上剥离下来（茧上丝胶被溶解）。缫丝是抽丝的主要工序，其工艺流程见图 1-6。

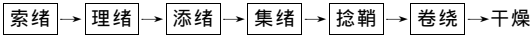


图 1-6 缫丝工艺流程

煮茧过程中排出一定量的含有丝胶的脱胶废水，该废水属于较易生物降解的有机性废水。

1.3.1.2 真丝产品的织造

蚕丝是天然的长丝纱线，纤维较长，一般经纱很少上浆或少量上浆。丝织机可根据织法不同，生产出绸、缎、绉、锦、罗、绫等多种式样和纹路的产品。

用各种真丝短纤维加工的织物称为绢，绢主要以茧衣、废丝等下脚料为原料，但绢纺产品却为高档丝织品。

1.3.1.3 真丝产品的染色与印花

其生产工艺如图 1-7 所示。

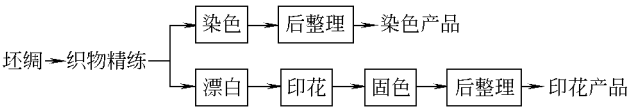


图 1-7 真丝产品染色与印花生产工艺

蚕丝在缫丝过程中去除部分丝胶，绢丝在纺丝过程中，通过精练也去除部分丝胶，但在纤维上仍有残留，因此制成的坯布为便于染色需进行精练。丝绸精练除去除剩余的丝胶外，还需去除捻丝和织造过程中沾的油脂、浆料、色浆、染料等，使丝纤维柔软。精练目前较多使用碱精练法，其主要使用的化学药品为纯碱、泡花碱等，但要求配制的练液浓度及 pH 值使丝胶溶于水而丝素不溶于水。柞丝坯布精练前应先浸渍去浆，采用皂碱法精练，柞丝经充分脱胶后略带棕黄色。

当染成浅色或制成白色织物时还需进行漂白。漂白采用双氧水等氧化剂，漂白过程产生

一定量废水，但其污染物含量较低。

真丝织物由于其为蛋白质纤维，在染色和印花时主要采用酸性染料、直接染料、活性染料及相应的助剂。真丝织物印染过程中产生一定量漂洗水，这部分废水量较少，浓度较低，可生物降解性好。

1.3.2 人造丝产品的生产及印染工艺

人造丝是指人造纤维细丝。人造纤维是化学纤维中的一种，也称再生纤维。它是以棉籽绒、木材为原料，经过化学加工，使其溶解，分子重新进行排列，通过抽丝加工成的纤维。人造纤维包括黏胶纤维、铜氨纤维、醋酸纤维等。目前产量最大的为黏胶纤维。

人造纤维属于天然纤维中纤维素纤维，它与棉纤维性能相似，是仿造真丝纤维的细度（统称纤度）和长度加工而成。它由丝线加工成纺纱用线，进而制成人造丝织物。在织造前，其经纱必须上浆，因此织物染色前又必须退浆。人造丝在制造过程已通过洗涤、去杂、漂白过程，但在织造过程中由于上浆、着色，可能沾上各种油污，要进行一定程度的精练，其精练工艺与真丝织物基本相同，也采用挂练、平幅精练等。

人造丝产品染色和印花生产工艺见图 1-8。

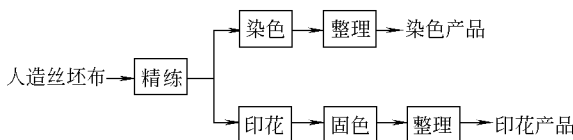


图 1-8 人造丝产品染色和印花生产工艺

人造丝织物的染色和印花，使用的染料、助剂和黏合剂等与棉纺产品的印染基本相同。由于人造丝本身含杂质很少，织物较薄，故其前处理与印染生产过程中排放的废水量相对较少，污染物浓度相对较低，废水中难生物降解的物质含量较少。

1.4 毛纺织物的加工及印染工艺

毛纺织及其染整行业也是我国纺织工业中重要的和历史悠久的行业。我国毛纺织纤维的加工量约占纺织工业纤维加工量的 5%~8%。

毛纺织产品是比较高档的衣着及装饰用消费品，其产品又包括毛机织产品及毛针织产品，毛机织产品产量占大多数。毛机织产品又分为毛粗纺产品和毛精纺产品。毛粗纺产品主要为毛呢、毛毯等厚重织物；毛精纺产品主要为比较薄的毛料织物。毛针织产品主要为绒线类。

毛纺的原料主要有绵羊毛和毛型化学纤维，辅助的原料还有特种动物毛（如山羊绒、兔毛、骆驼毛、牦牛毛、马海毛等）和其他天然纤维（如改性麻、绢丝等）。毛型化纤主要有腈纶、涤纶、黏胶、锦纶以及不断开发生产的异形纤维、复合纤维、高技术功能纤维等。

1.4.1 毛纺加工

毛纺加工系统通常分为粗梳毛纺和精梳毛纺两大类，并分别派生出半精梳加工系统和非织造布生产系统。

（1）粗梳毛纺系统 产品主要有粗纺呢绒类（如麦尔登、大衣呢、粗花呢等）、毛毯、地毯、工业用呢及少量的粗纺针织纱等。

粗纺毛纱的共同特点是纱支较低（500~50tex），纱线中纤维没有精纺毛纱那样伸直平行，纱线表面还有毛茸。一般粗梳毛纺工序少，流程短，具体如下。

原毛→初步加工→和毛加油→梳毛→细纱

（2）精梳毛纺系统 产品主要有精纺毛织品（如哔叽、华达呢、凡立丁等）、绒线（包

括针织纱)和长毛绒三大类。

精梳毛纱一般较细(22.2~13.9tex),绒线类产品纱支一般为166.7~18.5tex,对纱的条干、强力等要求较高,因而对原料的长度、线密度及其均匀度等要求也较高,一般用同质毛,不掺用回用原料;精梳毛纺过程的工序如下。

原毛→初步加工(洗净毛)→毛条制造→(条染复精梳)→前纺工程→后纺工程

1.4.1.1 羊毛初步加工

(1) 洗毛 从绵羊身上剪下的羊毛含有各种杂质,其主要为羊毛脂(它是脂肪酸、高分子醇及酯的复杂混合物)、羊汗(由有机酸盐类及无机酸盐类组成,易溶于水)、固体杂质(主要为尘沙及植物草刺等杂质)等。使用羊毛纤维进行纺纱、织造、染色之前,必须将各种杂质去除掉,这一过程称为洗毛,洗毛过程中产生较高浓度的洗毛废水。洗毛生产工艺如图1-9所示。

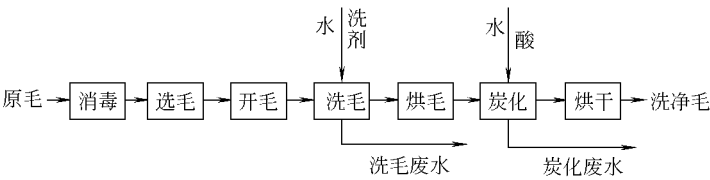


图 1-9 洗毛生产工艺

洗毛以水为溶剂,加入一定量的纯碱及洗净剂,经过一定的物理化学作用,去除羊毛所含的羊汗、羊毛脂等物质。一般多采用多槽式联合洗毛机。在洗毛过程中,尽量做到有效物质回收回用。

洗毛过程中排放废水的有机污染物含量较高,但由于所含污染物为天然有机物,故排放的废水可生物降解性能良好,属于可以生物降解的高浓度有机废水。

(2) 炭化 即利用化学及机械的方法除去羊毛中所含的植物性杂质。炭化的机理主要是利用羊毛纤维较耐酸而植物性杂质不耐酸的特点,用酸液浸泡含草杂的羊毛,然后再把它烘干,草杂因被脱水而变为易碎的炭质,经搓压、打击和气流的作用使杂质与羊毛分离。

1.4.1.2 粗梳毛纺系统

包括配毛与和毛加油、粗纺梳毛、纺纱工序。

粗梳毛纺采用散毛混合,主要通过机械按“横铺直取”的原则铺层混合,同时加入和毛油。和毛油由油、乳化剂及水等组成。加油通常用喷雾法,对混纺产品的原料,和毛油通常只加在羊毛上。

经过和毛加油以后羊毛混料呈块状、束状且含有大量杂质,而化纤混料中纤维呈紊乱状态,也夹杂有纤维束。粗纺梳毛的任务就是要彻底松解混料,使纤维混合均匀,除去大小杂质并伸直纤维,制成有一定卷装形式的粗纱(也称小毛条)供细纱机使用。梳毛是粗梳毛纺中的关键工序,其任务由粗纺梳毛机来完成。

由梳毛机生产出来的粗纱直接送到粗纺细纱机上经牵伸、加捻和卷绕等作用纺制成毛纱。

1.4.1.3 精梳毛纺系统

(1) 毛条制造 在精梳毛纺加工系统中,必须先把毛制成毛条。对于加工细而短的散状混料,多采用法式制条加工系统。

洗净毛→和毛加油→精纺梳毛→2~3道交叉式针梳→(直型)精梳→条筒针梳→复洗(复洗针梳)→末道针梳→精梳毛条(干毛条)

对于加工长而粗的散状混料,多采用英式制条加工系统。

洗净毛→和毛加油→精纺梳毛→开式针梳→复洗→开式针梳→成球→圆型精梳→条筒针梳→末道针梳→精梳油毛条（含油率3%~4%）

对于加工化纤长丝束，则采用化纤直接制条法。

(2) 前纺工程 前纺工序很长，各机台的基本作用归纳起来主要是牵伸、并合、加捻和卷绕及其他一些辅助作用。其中牵伸是最主要的作用。

(3) 后纺工程 后纺工艺流程为：细纱→并线→捻线→蒸纱→络筒。精纺细纱由细纱机完成。

蒸纱是对毛纱进行热湿处理。主要目的是为了消除静电和纺纱加工过程中纱线的内应力，恢复纱线在加工过程中失去的弹性，稳定纱线的捻度，利于后道工序的加工和保证纱线的质量。

1.4.2 毛纺产品生产及染整工艺

1.4.2.1 毛粗纺产品生产及染整工艺

毛粗纺产品生产及染整工艺又分为坯染工艺和散毛染色工艺。

(1) 毛粗纺坯染生产工艺 见图 1-10。此工艺为织成白色坯布后再染色，生产产品为单一颜色。

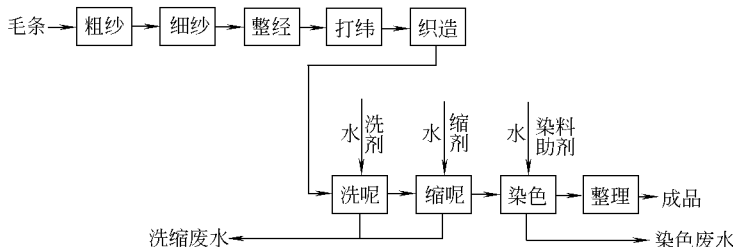


图 1-10 毛粗纺坯染生产工艺

(2) 毛粗纺散毛染色生产工艺 见图 1-11。此工艺为先染色后织造，生产各种花呢等色织产品。

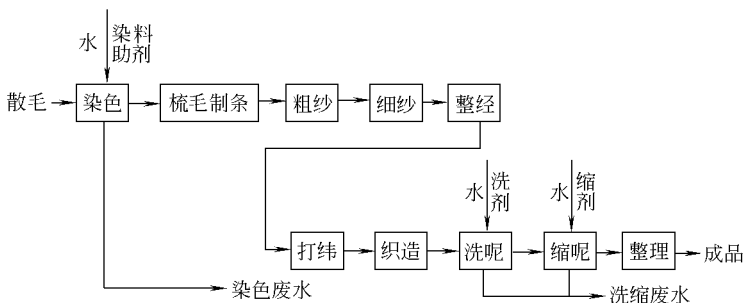


图 1-11 毛粗纺散毛染色生产工艺

上述流程中，毛条经过多次梳理后制成毛网，然后制成粗纱、细纱、整经和打纬，再进行织造。

洗呢主要去除呢坯中油污、杂质等，使织物洁净。洗呢过程中，除了用水外还需投加纯碱、净洗剂等物质，洗呢过程中产生一定量废水。

缩呢是投加一定量缩剂（以净洗剂为主），在一定温度与压力作用下，使织物有一定的收缩，并使表面增加一层绒毛，增加厚实感，提高保暖性能。缩呢产生废水量很少。

染色过程中主要使用媒介染料和酸性染料，毛混纺织物还使用部分化学纤维，而化学纤

维的染色采用一定量的分散染料、阳离子染料和直接染料等。染色过程中排放一定量染色残液与相当量的漂洗废水。由于毛粗纺产品基本在酸性或中性条件下染色，故其排放的废水pH 值基本呈中性。

整理是产品的最后一道工序，主要包括起毛、剪毛、定型等，最后完成加工过程。

1.4.2.2 毛精纺产品生产及染整工艺

由于精纺产品多为薄型织物，使用纤维较细长，其纺纱工艺要求相对较严格。毛精纺条染生产工艺和毛精纺坯染生产工艺分别见图 1-12 和图 1-13。

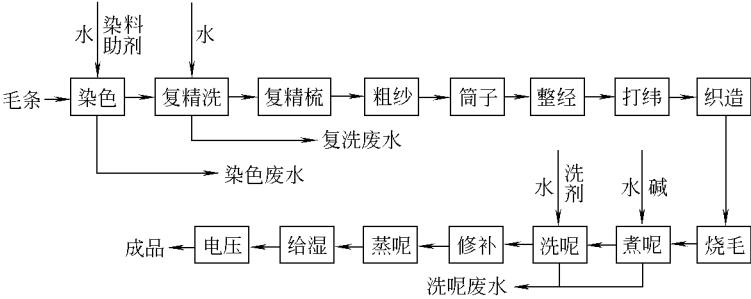


图 1-12 毛精纺条染生产工艺

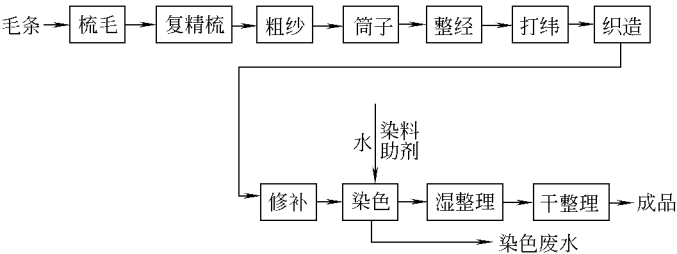


图 1-13 毛精纺坯染生产工艺

上述工艺中，染色工序排放污染物及废水量最大，除了染色残液外，还有相当量的漂洗水。煮呢、洗呢工序排放一些含有少量洗净剂及渗透剂的废水。与毛粗纺织物相比较，其排放的废水中污染物含量相对较低。

毛精纺织物的染色也以采用酸性染料为主，对于毛混纺织物还需采用分散染料、阳离子染料或其他染料。

1.4.2.3 毛纺织产品染色工艺所需染料和助剂

由于毛纺织产品包括种类很多，产品颜色也多种多样，一般每种颜色都是几种染料拼配而成。染色过程所需助剂也各不相同。

毛纺织产品生产过程中由于使用纤维的品种不同，其使用的主要染料和助剂也各不相同，见表 1-2。

表 1-2 毛纺织产品生产过程中使用的染料与助剂

染化料	纯羊毛	腈纶	涤纶	黏胶
染料	各类酸性 媒介染料	阳离子染料 碱性染料	分散性染料	直接染料 硫化染料 活性染料
助剂	硫酸、食盐、元明粉、乙酸、硫酸铵、匀染剂、纯碱、红矾钠、洗涤剂、硫化钠、平平加			

1.5 麻纺产品生产及印染工艺

至2002年底,我国主要麻类作物的年种植面积35万公顷^①,纤维总产量50多万吨。其中苕麻13万公顷,产量24万吨;纤用亚麻16多万公顷,产量8万~10万吨;红麻近11万公顷,产量11万吨;剑麻和栽培大麻1万多公顷,产量4万吨。另外,油用亚麻、野生罗布麻、野生大麻面积133万公顷以上,我国麻类作物的总面积167万公顷以上,是我国宝贵的纤维资源。

20世纪80年代以来,通过结构调整,我国麻纺工业加工能力趋于稳定。目前我国有麻纺企业100多家,其中较大的麻纺企业有30家,苕麻长纺锭为25万锭,短纺锭35万锭,气流纺1200头,织机7636台。亚麻(含大麻)纺织工业得以快速发展,纺织加工能力为35万锭,亚麻织机近1500台,约占世界加工总量的16%左右。红麻主要用于生产麻袋和麻绳,同时开发红麻造纸和服装面料,近十年,我国麻袋年产量逐渐减少,目前不足1亿条;但红麻造纸发展势头良好,年产30万吨红麻浆的纸浆厂已开始规划,将促进我国红麻产业的飞速发展。麻纤维种类很多,作为纺织原料的麻纤维主要有苕麻、亚麻、黄麻、洋麻、大麻等。

1.5.1 麻纺纺纱系统

按麻纤维原料分类,麻纺纺纱系统可分为苕麻纺纱系统、亚麻纺纱系统和黄麻纺纱系统。

1.5.1.1 苕麻纺纱系统

苕麻纺纱产品主要是麻条和纱线。使用原料除苕麻外,还有部分化纤、棉纤维等。苕麻纺纱系统分为长麻纺纱系统和短麻纺纱系统。目前,苕麻纺织厂主要以长麻纺纱系统为主。苕麻纺纱包括脱胶及梳纺工序。

(1) 脱胶 原麻将麻皮与麻杆分离并刮去麻壳后的苕麻韧皮。原麻含有一定数量的胶质和杂质,在进行梳理纺纱前必须进行脱胶处理,使苕麻单纤维分离,制成洁白、柔软、呈散纤维状态的精干麻。

① 预处理 浸酸的目的是溶去原麻中部分胶杂质,以提高煮练效率,降低碱液消耗。

② 碱液煮练 是苕麻化学脱胶中最重要的环节,原麻中的胶质绝大部分都是在这过程中去除的。它是把原麻置于盛有碱溶液的煮练锅中,在常压或高压下进行煮练清洗而成。

③ 后处理 包括打麻、酸洗等深加工。

(2) 梳纺 长麻梳纺工艺流程如下。

精干麻→梳前准备(机械软麻→给湿加油→分磅)→梳理(开松→梳麻→精梳准备→精梳)→并条→粗纱→细纱→并纱→捻线→织造→成品

目前,国内苕麻短纤维用于纯麻纺加工较少,较多的是苕麻短纤维与棉或棉型短化纤混纺。混纺纱线加工织物手感硬挺、厚实,线条粗犷,接近亚麻布风格。也有用苕麻短纤维与中长型化纤混纺,织物具有毛型感。

1.5.1.2 亚麻纺纱系统

亚麻纺纱系统所用原料为亚麻原料加工厂提供的打成麻。根据产品需要也可混用部分化纤。

(1) 亚麻初步加工 从田间收获的亚麻原茎,通常在产地先经过初步加工,清除掉原茎内所有非纤维杂质,分离出用于纺织加工的亚麻工艺纤维。亚麻初步加工的工艺流程如下。

亚麻原茎→选茎与束捆→浸渍(沤麻)→干燥→入库养生→碎茎打麻→打成麻和落麻(短麻)

① 1公顷=10⁴m²,下同。

(2) 亚麻纺纱 按照纺纱方法不同分为湿法纺纱和干法纺纱；根据亚麻纤维长度不同，又分为长麻纺纱和短麻纺纱。

湿纺长麻纱工艺流程为

梳成长麻→成条→并条→长麻粗纱→粗纱煮练与漂白→湿纺细纱→干燥→络纱→长麻纱

湿纺短麻纱工艺流程为

短麻→混麻加湿→联合梳麻→预并条→再割→精梳→并条→短麻粗纱→粗纱煮练与漂白→湿纺细纱→干燥→络纱→短麻纱

干纺纺纱系统流程较短，可直接由未并麻条纺成细纱，在干纺环锭细纱机上进行。

湿法纺纱过程中，无论长麻纱还是短麻纱，未并麻条在纺细纱前还需经过粗纱机纺成粗纱，并进行粗纱煮练与漂白加工。粗纱煮练采用碱液煮练，在煮练锅内进行。漂白工艺中有氧漂、氯漂和亚漂等工艺。

1.5.2 麻纺染整工艺

1.5.2.1 纯麻织物的漂练工艺流程

(1) 漂白布

原布准备→烧毛→平幅退浆→平幅煮练→平幅漂白→轧水烘燥→烧毛→平洗烘燥

(2) 染色、印花布

原布准备→烧毛→平幅退浆→平幅煮练→平幅漂白（→轧水烘燥）→半丝光→烘燥→烧毛→平洗烘燥
纯麻织物织造时上浆较重，漂练加工中应采用“重退、中煮、轻漂”的原则。

麻类织物纤维抱合力差，加工时纤维表面因受摩擦而产生绒毛，为保持织物的光洁度，消除穿着时的刺痒感，应采用两次烧毛工艺。

1.5.2.2 麻纺产品的染色

由于麻纤维为纤维素纤维，故其染色工艺及使用的染料、助剂与棉纺印染产品基本相同。麻纺坯布经过退浆、煮练后再进行染色，染色工艺中，主要使用还原染料、活性染料、直接染料及相应的助剂。

但是麻纤维由于其结晶度、取向度较高，纤维细胞间较密实，纤维的延展性小，染料难以渗透其中，着色率差，故染色多以浅色为主。为了改变麻纤维的染色性能，可对麻纤维进行变性处理，主要采用化学方法（碱法、硫化法等）使纤维素发生膨化、弯曲、表面粗糙，来改变纤维外观结构，其中以碱法变性较为简便。麻纤维经过变性后，提高可纺性，差色率也提高。

麻纤维还可与天然纤维（羊毛、棉花、绢丝）和化学纤维（涤纶、腈纶、黏胶）按不同比例混合后进行混纺加工，生产出各种麻混纺织物。麻纺产品染色常使用分散染料、活性染料、阳离子染料等与助剂。

麻纺产品加工过程中，麻脱胶废水污染最为严重，为含有一定碱度的可生化性较好的高浓度有机废水。脱胶废水是茶褐色，其废水 COD 值在 10g/L 左右。麻纺染色工艺排放的废水水质与棉纺印染产品基本相同，但色度稍低些。

1.6 印染工业常用染料、助剂及其性能

印染废水中含有悬浮纤维屑粒、染料、助剂、浆料、整理剂等，因此色度大，有机物含量高。并且废水中含有大量的碱类，pH 值高。

印染废水中的主要污染物来源如下。BOD 来自有机物，如染料、浆料、表面活性剂等。COD 来自染料、还原漂白剂、醛、还原净水剂、淀粉整理剂等。重金属毒物来自铜、铅、锌、铬、汞、氰离子等。色度来自染料、颜料在废水中呈现的颜色。

为对印染废水有针对性处理并取得较好效果,应认真了解印染工艺的原料辅料,包括纤维、染料、助剂等。

1.6.1 印染工艺常用纺织纤维材料

纺织纤维主要分为天然纤维和化学纤维,前者是自然界生成的如羊毛及蚕丝,后者根据原料不同又分为:以天然纤维为原料,经化学处理和机械加工制得的人造纤维;利用煤、石油、天然气等化工原料经过化学合成和机械加工制得的合成纤维。纺织纤维分类见图 1-14。

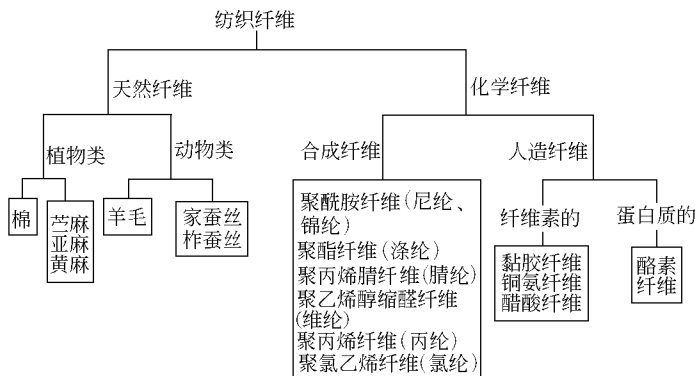


图 1-14 纺织纤维分类

1.6.1.1 天然纤维

(1) 纤维素纤维 植物纤维都是纤维素纤维。纤维素分子式为 $(C_6H_{10}O_5)_nX$, 构成纤维素纤维大分子的基本链节是葡萄糖 $C_6H_{10}O_5$, 每个葡萄糖里面含有三个羟基, 其中两个是仲醇羟基, 一个是伯醇羟基, 染色作用一般发生在伯醇羟基。棉是最主要的纤维素纤维, 柔软、洁白、吸水性好、容易染色。

(2) 蛋白质纤维 其主要成分是缩氨基酸, 由十几种氨基酸组成, 分子中含有大量的酰胺链 $(-CONH-)$, 同时含有一定数量的氨基和羧基, 具有与酸、碱作用的两性性质。蛋白质纤维最主要的是羊毛, 具有柔韧、吸水性好、容易染色的特点。

1.6.1.2 人造纤维

人造纤维中应用最多的是黏胶纤维。将木材纤维板在浓碱液中浸渍, 再经二硫化碳处理, 生成磺酸钠纤维素, 并将其置于稀氢氧化钠溶液中得纺丝液, 将纺丝液由纺丝嘴压入含有硫酸的凝固液中, 黏胶液细流分解出丝状纤维素, 经过漂白、洗涤、干燥后即得人造丝, 可与人造棉、毛混纺。黏胶纤维是纯纤维素, 与染料分子结合能力比棉纤维高, 容易染色。

1.6.1.3 合成纤维

合成纤维具有强度高、质轻、易洗、快干、不霉、不蛀、易穿、耐磨等特点, 纤维分子排列紧密, 染色比天然纤维困难。主要的合成纤维有聚酰胺酯纤维(尼纶、锦纶等)。聚酯纤维(涤纶)、聚丙烯腈纤维(腈纶)、聚酰胺酯纤维含有大量酰胺链, 并有一定数量的氨基和羧基, 常用酸性染料、分散染料染色。涤纶强度高、弹性好、染色性差, 常用分散染料染色, 腈纶含有羧基或磺酸基, 使纤维分子可染性提高, 常用阳离子染料染色。

纺织纤维材料主要有天然纤维(如棉、毛、丝、麻)和化学纤维, 天然纤维都含有大量杂质。原棉杂质含量约 10%, 主要是植物脂肪、棉蜡、含氮物质、果胶质、色素、棉籽壳及杆茎上的有机物等; 原毛杂质超过 60%, 主要有砂土、草刺、羊脂和羊毛汗等; 生丝含丝胶和少量油脂、色素, 约为 20%; 原麻所含杂质种类与棉相似, 但含量较高, 约 25%~30%; 化学纤维较纯净, 只是在制造过程加入的油剂, 如抗静电剂、润滑剂等。常用的有聚乙烯醇衍生物、聚乙二醇脂肪酸醇衍生物等。表 1-3 为各种纤维材料的组成。

表 1-3 各种纤维材料的组成

原 棉		原 毛		生 丝		黏胶短纤维		
组成名称	含量/%	组成名称	含量/%	组成名称	含量/%	组成名称	含量/%	
纤维素	93~95	羊毛	40	丝朥	67	短纤维	88	
蛋白质	1~2	砂土	20~30	丝胶	22	水分	11	
果胶	0.5~1.5	汗脂、脂肪质	10~30	水分	10	油剂	1	
蜡质	0.5~1.0			盐类	1			
有机酸	0.5~1.0							
色素	0~1.0							
灰分	0.5~1.5							

1.6.2 印染工艺常用染料及其性质

- 根据染料染色应用特性可进行如下分类。
- (1) 直接染料 大部分是含磺酸基的偶氮染料，可溶于水，分子中含有直线型共轭双键长链，连同芳核在内的整个分子处于一个平面。对纤维具有较强的亲和力，可在弱碱性或中性溶液中直接上染纤维。
- (2) 活性染料 染料分子中含有能与纤维分子中羟基、氨基等发生反应的活性基团，染色时与纤维生成共价键，故又称为反应性染料，适于棉纤维及羊毛的染色，色泽鲜艳，应用较多。
- (3) 还原染料（士林染料） 不溶于水，分子中含有羰基，染色时用保险粉在碱性溶液中还原成可溶性隐色体钠盐，被纤维吸收再经空气或氧化剂氧化成原来可溶性染料而固着在纤维上。还原染料日晒、皂洗牢度好，主要用于棉纤维的染色。
- (4) 暂溶性还原染料 是还原染料的衍生物，可溶于水，染在纤维上后需在酸液中经过氧化剂处理，使染料水解、氧化，回复成不溶性的还原染料而染着在纤维上，主要用于纤维素纤维染色。
- (5) 硫化染料 大部分不溶于水和有机溶剂中，需经硫化钠还原，生成可溶性隐色体钠盐，才能染纤维，氧化后回复成原来的不溶性染料而固着在纤维上，主要用于棉纤维的染色。
- (6) 冰染染料（不溶性偶氮染料） 由色酚（偶合剂）和色基两部分组成，染色时分两步进行，底粉与显色基溶液相遇，条件适当时迅速产生作用，生成不溶性染料，显出颜色，是棉织物印染的重要原料。
- (7) 酸性染料 染料分子中大部分含有磺酸基，极少数含有羧基，易溶于水。染色在酸性染浴中进行，主要用于蛋白质纤维。
- (8) 酸性络合染料 由一个分子的偶氮染料与一个分子的金属原子络合而成，在染色前或上染后需将织物用媒染剂处理，适于羊皮羊毛染色。含有媒染剂的络合金属离子的酸性染料称为酸性含媒染料。
- (9) 分散染料 是一种疏水性较强的非离子型染料，染色是以水为媒制成分散液，在高温热熔或载体染浴条件下，使之溶入纤维而固定，主要用于聚酯纤维（涤纶）的染色。
- (10) 阳离子染料（碱性染料） 染料分子结构上有氨基或铵盐，发色系统带有正电荷。带电荷的基团与发色团以一定的形式连接。其与聚丙烯腈纤维（腈纶）的亲和力极强，染色性甚好。
- (11) 氧化染料 主要是某些芳香胺（如苯胺）的盐酸盐，被纤维吸收后，经氧化缩合发色生成不溶性的苯胺黑。

1.6.3 印染工艺常用浆料、助剂及其特性

1.6.3.1 浆料

在织造过程中，为了防止纱线起毛、减少断头，便于织造，经纱需要上浆，但在印染时又需除去。织物印花时 also 需浆料物质作为染料的传递介质，在染料经汽蒸固着后，再把浆料洗去。印染加工所用浆料种类繁多。根据纺织纤维材料和染料的不同，所用浆料也不同，常用浆料见表 1-4。

表 1-4 常用浆料

浆料种类	上浆用	印花用	整理用
天然浆料	淀粉(小麦淀粉、玉米粉、马铃薯粉)	淀粉(小麦淀粉) 海藻酸钠 糊精	淀粉(小麦淀粉、玉米粉、马铃薯粉) 田仁粉、橡子粉
化学浆料	聚乙烯醇(PVA) 聚丙烯酰胺(PAM) 羧甲基纤维素(CMC)	PVA 聚丙烯酸钠 CMC 甲基纤维素 乳化浆	PVA 聚丙烯酰胺(PAM) 聚丙烯酸乙酯 聚甲基丙烯酸甲酯 CMC

经纱上浆是织造的关键，上浆效果的好坏直接决定了织造效率与织物质量，影响上浆效果的主要因素是浆料的上浆性能。随着喷气等高速织机使用比例的逐步提高，纺织面料向高支、高密化方向的发展，对浆料上浆性性能提出更高的要求，但开发低污染的“绿色浆料”是个难题。现在国内外主要使用的仍然是变性淀粉、聚乙烯醇（PVA）和丙烯酸类三大类浆料。

1.6.3.2 印染工艺辅助化学药剂和助剂

(1) 化学药剂 织物印染过程中常需使用大量辅助化学药剂，且随使用染料的不同而不同。印染工艺常用辅助化学药剂见表 1-5。

表 1-5 印染工艺常用辅助化学药剂

染料种类	常用化学药剂
直接染料	碳酸钠、氯化钠、硫酸钠(元明粉)、表面活性剂、硫酸铜
硫化染料	硫化钠、碳酸钠、氯化钠、硫酸钠、重铬酸钾、双氧水、过硼酸钠
还原(及可溶性还原)染料	苛性钠、保险粉、元明粉、重铬酸钾、过硼酸钠、双氧水、乙酸、红油、平平加、硫酸、亚硝酸钠
活性染料	纯碱、小苏打、元明粉、尿素、表面活性剂
分散染料	保险粉、载体(各种有机化合物)、表面活性剂
不溶性偶氮染料	氯化钠、亚硝酸钠、盐酸
苯胺黑染料	盐酸、苯胺、氯酸钠、表面活性剂
酸性染料	元明粉、硫酸铵、乙酸、硫酸、乙酸钠、表面活性剂
金属络合染料	硫酸、乙酸、硫酸铵、元明粉、表面活性剂
阳离子染料	乙酸、乙酸钠、元明粉、尿素、表面活性剂

(2) 整理剂 为改善织物的机械物理性能或赋予织物以某种特殊性能，需要使用的各种药剂，统称为整理剂。常用整理剂列于表 1-6。

(3) 常用助剂的特性 助剂范畴很广，大多数属表面活性剂类，如常用的润湿剂、渗透剂、抗静电剂、消泡剂、柔软剂、乳化剂等。表面活性剂的功能主要表现为能改变表（界）面的物化性质从而产生一系列的应用性能。它由疏水的碳氢链（非极性基团）和亲水的极性基团组成。常用的表面活性剂碳氢链碳原子数 8~20。纺织印染工艺常用水溶性表面活性剂，它们可分为阴离子型、阳离子型、非离子型。在使用过程中影响因素有：浆液浓度、黏

表 1-6 常用整理剂

硬挺整理	硬挺剂	见表 1-4 中整理用浆料
	充填剂	膨润土、滑石粉
	防腐剂	水杨酸、硼酸、甲醛、石炭酸、尼泊金乙酯
柔软整理	柔软剂	太古油、丝光膏、肥皂、石蜡乳化液
增白整理	荧光增白剂	BSL、VBL、R、VBU、DT
树脂整理剂	热固性树脂	尿素、甲醛、甲醇、三聚氰胺、三嗪酮 二甲基乙烯脲 双羟甲基脲 二甲基乌龙 二甲基丙烯脲
	热塑性树脂	聚乙酸乙烯乳液、聚乙烯乳液 乙烯-乙酸乙烯共聚乳液 聚丙烯酸酯乳液、聚氨基甲酸酯
催化剂	无机酸、有机酸	盐酸、草酸等
	金属盐类	氯化镁、硝酸锌等
	铵盐	氯化铵、硫酸铵、磷酸氢二铵、磷酸二氢铵、硫氰酸铵等
	有机胺类	三乙醇胺盐酸盐、蚁酸铵等
	氧化剂	双氧水、过乙酸等
添加剂	渗透剂	非离子型表面活性剂
	硬挺剂	小麦粉、龙胶、热塑性树脂（如丙烯酸酯、聚乙烯醇等）
	柔软剂	柔软剂 VS、防水剂 PF、有机硅等

度、pH 值、温度、纱线的结构和表面状态等，因而在浆液配方中常需加入某些表面活性剂来弥补原有的不足。如毛纱和合纤纱线的浆液中宜添加些乳化剂和抗静电剂、细号纱需加些渗透剂、高弹纱线宜加些增塑剂、易起泡沫的浆液中需加些消泡剂、麻纤维上浆需用些吸湿剂等。常用的助剂如下。

① 柔软剂和平滑剂 柔软剂在浆液中的作用就是增加浆液的可塑性以获得坚韧的浆纱，所用的柔软剂有乳化过的油或未经乳化的混合浆纱油，而油脂又分可溶性油脂（乳化油及合成脂肪酸等）和不溶性油脂（矿物油等）两种。常用柔软剂与平滑剂及其化学成分分别见表 1-7 和表 1-8。

表 1-7 常用柔软剂及其化学成分

名称	化 学 成 分	类型
SG	脂肪酸环氧乙烷缩合物	非离子
NDG	双羧酸酰胺衍生物	非离子
NF-110	合成油脂、硬脂酸高级脂肪醇酯	非离子
A-603	多价醇脂肪酸酯的乳化物	阴离子
RSI	聚六甲基硅氧烷与脂肪酸酯的复合物	阴离子

表 1-8 常用平滑剂及其化学成分

名称	化 学 成 分	类型
SG6-10	硬脂酸聚氧乙烯酯合成蜡	非离子
WSN	聚醚聚酯型水溶性蜡	非离子
DM-100	有机硅乳化液	非离子
SE-301	超高分子聚二甲基硅氧烷	非离子

② 润湿渗透剂 能使液体渗透或加速渗入孔性固体内的表面活性剂称为渗透剂，纯棉及合成纤维（涤纶）用渗透剂较多。渗透剂分为阴离子表面活性剂，采用混凝法很难去除。常用渗透剂及其化学成分见表 1-9。

③ 抗静电剂 为了消除积聚的静电所使用的表面活性剂叫做抗静电剂，主要用于合成纤维纯纺和以合成纤维为主的混纺纱线。常用抗静电剂及其化学成分见表 1-10。

④ 消泡剂 浆液中若产生泡沫，会给上浆操作带来很大的困难，浆纱质量也受到影响。此时浆液中需添加少量的消泡剂，以抑制泡沫的产生。起泡的实质都是气相分散在液相中，

气体逸出所致。消泡剂主要有两大类：硅氧烷类和有机消泡剂，它们分子结构复杂，难以生化，但混凝法可除去。常用消泡剂及其化学成分见表 1-11。

表 1-9 常用渗透剂及其化学成分

名 称	化 学 成 分	类 型
拉开粉 BX	烷基萘磺酸钠	阴离子
土耳其红油(又称太古油)	硫酸酯盐类	阴离子
渗透剂 M(又称 5881D)	烷基萘磺酸钠和十二烷基磺酸钠复配物	阴离子
平平加 O 及渗透剂 JFC	脂肪醇聚氧乙烯醚(AEO)	非离子
渗透剂 T 及快速渗透剂 TX	琥珀酸酯磺酸钠	非离子

表 1-10 常用抗静电剂及其化学成分

名 称	化 学 成 分	类型
PK	烷基磷酸酯钾盐	阴离子
抗静电剂 P	烷基磷酸酯乙二醇胺盐	阴离子
TN	聚氧乙烯类化合物	非离子
Ka Tax570	氨基烷基聚乙二醇醚	非离子

表 1-11 常用消泡剂及其化学成分

名 称	化 学 成 分	类型
消泡剂 GP	硅氧醚磷酸酯	非离子
消泡平滑剂 SAF	有机硅乳化体	非离子
消泡剂 7010	丙二醇聚氧丙烯聚氧乙烯醚	非离子
甘油聚醚消泡剂	甘油及环氧丙烷聚合物	非离子

⑤ 乳化剂 能使任何一种液体乳化，并且均匀稳定地分散在另一种液体体系中的物质称为乳化剂。在浆液中加入乳化剂的目的有两点：一是用它来乳化纤维上的油剂和乳化油脂；二是用它来减少合成浆料的结浆皮现象。乳化剂的品种很多，合成类表面活性剂是现在用得最多且最重要的一类乳化剂。乳化剂均具亲水性，当废水中乳化剂含量较高时，采用混凝气浮法前处理效果较好，对后续生化处理是必要的。

第 2 章 印染工艺的清洁生产

清洁生产可大幅度减少资源消耗和废物产生，还可使破坏了生态环境得到缓解和恢复，排除资源匮乏困境和污染困扰，走工业可持续发展的道路。清洁生产改变了传统的被动滞后的先污染后治理的污染控制模式，强调在生产过程中提高资源、能源转化率，减少污染物的产生，降低对环境的不利影响。开展清洁生产，可以避开由于末端治理而付出的高昂费用，使可能产生的废物消灭在生产过程中。印染工业生产是我国污染物排放量较大的行业之一，推行清洁生产具有重要的意义。

2.1 印染工艺的污染特征

2.1.1 印染工艺的污染源

在印染行业中所采用的原辅料、化学试剂及技术都有颇大的差别，但基本工序是十分相似的。典型的印染过程一共有八个步骤：退浆、精练、漂白、丝光、染色、整理、干燥及成品。其工序及污染物排放情况见图 2-1。图中显示了印染业普遍采用的印染工序流程，并对其污染源进行了分析。可见，印染业主要污染源包括：

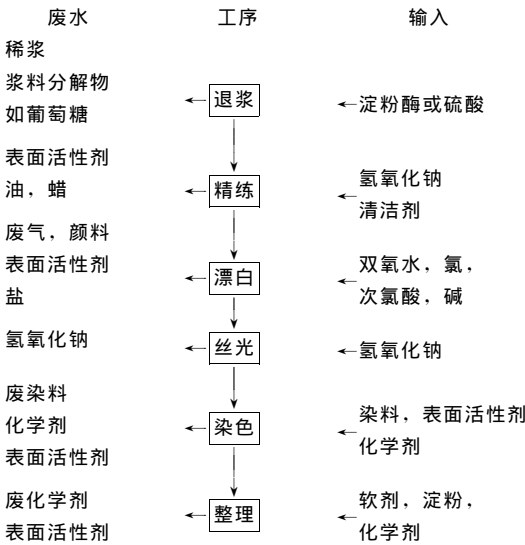


图 2-1 印染工艺工序及污染物排放情况

①在精练及染色中所用的酸、碱会导致废水的 pH 值偏向极端；②由于精练及染色工序均在高温下进行，因而产生高温的废水；③废水的高悬浮物主要来自退浆及精练工序所产生的毛碎、纤维及杂质；④在退浆中所产生的淀粉、胶、蜡，使废水中的 BOD 值提高，常用的乙酸等酸化剂也会提高 BOD 值；⑤废水中的 COD 主要来自聚乙烯醇（PVA）等化学浆料、各种染料及颜料。印染废水的两大污染源是退浆及染色（印花）工序，它们在整个印染工艺流程所产生的废水中占有非常高的比重。退浆废水中的主要污染物为淀粉、PVA 及一些助剂。根据实测资料，

天然浆料的退浆废水 COD 为 10~20g/L，BOD 为 5~10g/L，属易生化的高浓度有机废水，pH 值一般在 9 左右。对于合成浆料（PVA）的退浆废水 COD 介于 10~40g/L 之间，BOD 则在 500~1000mg/L 之间，pH 值一般在 6 左右，属难生化的高浓度有机废水。染色（印花）废水 COD 在 3~20g/L 之间，BOD 介于 300~1000mg/L 之间，pH 值在 9.5 左右，色度在 50~80 色辉单位（Lovibondunit）。染色废水呈现高色度、高浓度难降解的特性。因此，削减这两股废水的有机污染负荷，对末端排放废水水质的改善起关键作用。其次，分析

印染工序用水量可知，漂洗水在整个生产工序中占有相当高的比重。减少各工序的用水量，提高洗水效率，是控制和减少废水排放量的有效手段。因此，从减少水量和改善水质着手，对各工序可能实行的清洁生产工艺进行分析，可以达到末端排污最小化的目的。

2.1.2 印染废水的污染特征

- (1) 印染布是由棉、麻、人造纤维、合成纤维等纤维材料纺织而成，其中棉、麻含有共生杂质，如半纤维、果胶质、油脂、蜡质；人造纤维、合成纤维含有加工油剂和低聚物，这些在前处理过程中被处理后溶入废水成为污染源之一。
- 由于加工不当，棉、麻等天然纤维受酸、氧化剂的作用成为水解纤维素与氧化纤维素，涤纶受强碱的作用（如进行碱减量处理），高分子化合物会降解为低分子化合物，溶入废水中成为污染源之一。
- (2) 印染布在织造时需要上浆，所用的浆料种类很多，如淀粉类、丙烯酸类、聚乙烯醇类等，其用量较大，为织物质量的 5%~10%。这些浆料对织造起到保证质量的作用，但对印染加工则较大的影响，故在印染加工前必须处理除去。天然的淀粉类浆料，处理后形成 BOD 高的废水；丙烯酸和聚乙烯醇类浆料，处理后形成 COD 高的废水，这是重要的污染源之一。
- (3) 印染生产中使用各种染料，这些染料具有不同的结构和性质，同时由于加工方法的不同，各种纤维所使用的染料不能全部上染到纤维上去，有部分染料会留在残液中，成为有色废水，这是印染废水污染源之一。
- (4) 印染生产中需用大量的化学药剂（如酸、碱、氧化剂、还原剂、盐类等）、多种助剂（如渗透剂、扩散剂、助溶剂、乳化剂等），这些化学药剂和助剂在印染加工后，大都进入废水，是印染废水的污染源之一。
- (5) 已经印染到织物上去的染料，为了保证其质量，一般在工艺中都需采用洗涤剂充分洗涤，所用的洗涤剂和洗涤助剂，在使用后随残液进入废水，成为主要的污染源之一。

印染工艺各工序排放废水中的主要化学品及其污染特征见表 2-1。

表 2-1 印染工艺各工序废水中的主要化学品及其污染特征

工 序	带入废水中污染物的化学成分	污 染 特 征
退浆	淀粉分解酶、烧碱、亚溴酸钠、过氧化氢、PVA 或 CMC 浆料	废水量占印染总废水量的 15%，pH 值较高，有机物含量高，BOD 占印染废水总量的 45% 左右，COD 较高
煮练	碳酸钠、烧碱、碳酸氢钠、多聚磷酸钠等	pH 值高(10~13)，废水量大，废水呈深褐色，BOD、COD 高达 3000 mg/L，温度较高，污染严重
漂白	次氯酸钠、亚溴酸钠、过氧化氢、高锰酸钾、保险粉、亚硫酸钠、硫酸、乙酸、甲酸、草酸等	漂白剂易分解，废水量大，BOD 约为 200mg/L，COD 较低，污染程度较小
丝光	烧碱、硫酸、乙酸等	碱性较强，pH 值高达 12~13，SS 和 BOD 较低
染色	染料、烧碱、元明粉、保险粉、重铬酸钾、硫化钠、硫酸、吐酒石、苯酚、表面活性剂等	水质组成复杂、变化多，色度一般很深，高达 400~600 倍，碱性强(pH 值在 10 以上)，COD 较高，BOD 低，可生化性较差
印花	染料、尿素、氢氧化钠、表面活性剂、保险粉等	废水中含有大量染料、助剂和浆料，BOD 和 COD 较高，废水中 BOD 约占印染废水 BOD 总量的 15%~20%，色度高，氨氮含量高，污染程度高
整理	树脂、甲醛、表面活性剂等	废水量少，对整个印染废水水质影响较小
碱减量	对苯二甲酸、乙二醇等	pH 值高(>12)，有机物浓度高，COD 可高达 90~100g/L，高分子有机物及部分染料很难降解，属高浓度难降解废水
洗毛	碳酸钾、硫酸钾、氯化钾、硫酸钠、不溶性物质和有机物、羊毛脂等	废水呈棕色或浅棕色，表面浮有一层含各种有机物、细小悬浮物及各种溶解性有机物的含脂浮渣

2.1.3 各类印染废水的来源与特征

 印染生产需要大量用水，每千米印染布约耗水 20~25t，同时在加工过程中，大量使用染料、化工原料、各类助剂等原材料，其中绝大部分均随着加工残液排放于废水中，故印染工厂既是用水大户，又是严重污染的行业之一。印染废水的主要来源和主要污染物见表 2-2。

表 2-2 印染废水的主要来源和主要污染物

行 业 名 称	废水主要来源	废 水 中 主 要 污 染 物
棉、化纤及混纺布印染厂	退浆、煮练、漂白、丝光、染色、印花、整理	浆料、染料助剂、纤维中的蜡质、果胶等杂质
针织厂	碱缩、煮练、染色、后处理	染料、助剂、纤维中杂质
丝、绢纺织印染厂	制丝、精练(脱胶)、染色、整理	丝胶、染料、助剂
毛纺织厂	染色、缩绒、洗毛等	羊毛脂、染料、助剂、纤维
麻纺印染厂	脱胶、染色、整理	木质素、果胶等麻胶质、染料、助剂

2.1.3.1 棉及其混纺织物印染废水的来源与特征

 印染生产有烧毛、退浆、煮练、漂白、丝光、染色、印花、整理、装潢等工序，由于每个工序采用的染化料、助剂等的不同，用水量的多少及所产生的废水也就不同。图 2-2 为印染工艺废水主要污染源。现分述各类废水的产生及其特点。

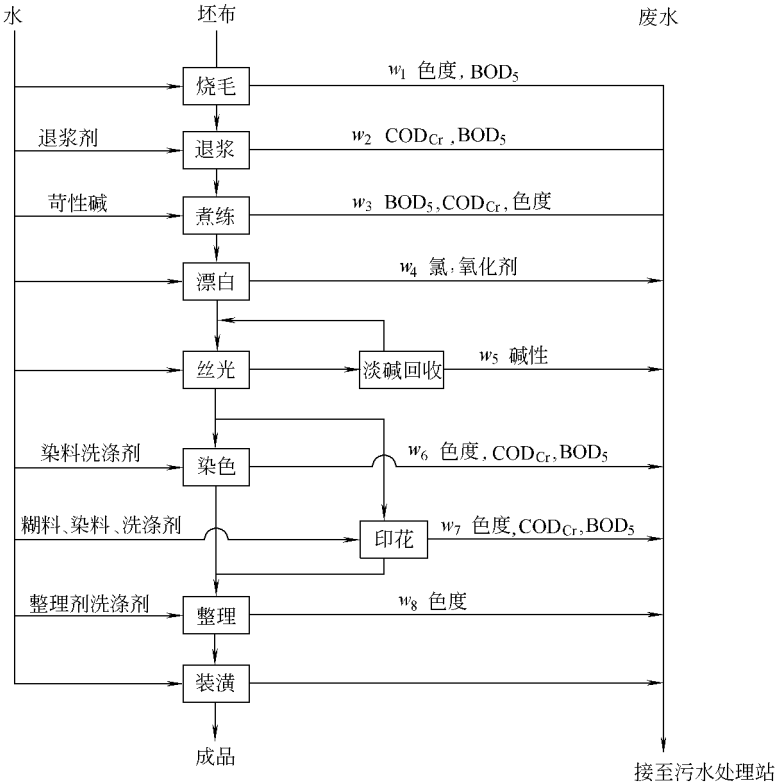


图 2-2 印染工艺废水主要污染源

(1) 烧毛废水 (w_1) 织物烧毛是用火焰灼烧去除织物表面不规则的纤毛，使织物表面光洁。棉、麻、人造纤维燃烧后残余物极少，而涤纶经燃烧后会形成低聚产物。烧毛后一般都用水灭火，由于水的存在织物上的许多杂质、纤维燃烧分解物、纤维共生物、浆料落入水中，成为烧毛废水。

烧毛废水有颜色，其 BOD₅ 和 COD_{Cr} 超过排放标准，故需进行处理。

(2) 退浆废水 (w_2) 退浆是采用酶制剂、酸、碱、氧化剂等化学药剂将织物上所带浆料水解成可溶性物质而除去的过程。

在棉、麻、人造纤维、合成纤维织物和混纺织物的退浆废水中，含有各种浆料和浆料分解物、纤维共生物以及所用的退浆剂，废水呈碱性，其色度、COD 和 BOD 都相当高。织物采用淀粉及淀粉衍生物为浆料的退浆废水 BOD₅ 高，采用生化法可以处理；织物采用聚乙烯醇为浆料的退浆废水 COD_{Cr} 高、BOD₅ 低，常规的处理方法很难处理。聚乙烯醇退浆废水单独进行收集回收处理，这可大大降低废水的污染程度。典型的棉混纺织物退浆废水水质见表 2-3。

表 2-3 典型的棉混纺织物退浆废水水质

浆料名称	BOD/(mg/L)	COD _{Cr} ^① /(mg/L)	COD _{Mn} ^② /(mg/L)	BOD/COD _{Cr}
可溶性淀粉	55	81	69	0.68
乙醚化淀粉	21	79	54	0.27
合成龙胶	14	61	45	0.22
海藻酸钠	<5	55	39	<0.09
CMC	<5	79	58	<0.06
PVA	<5	149	90	<0.03

① COD_{Cr}—重铬酸钾化学需氧量。
② COD_{Mn}—高锰酸钾化学需氧量。

(3) 煮练废水 (w_3) 棉、麻天然纤维的共生物、合成纤维上的低聚物、油剂杂质，在煮练时受碱、渗透剂、洗涤剂、亚硫酸钠、硅酸钠等的加热作用，织物退浆时未被除去的残留浆料可进入煮练液，经煮练后的残液成为煮练废水。

煮练废水的特征是碱性强，BOD₅、COD_{Cr}、色度都高，是印染废水中污染严重的废水之一。表 2-4 是棉纺染整厂煮练废水水质。

表 2-4 棉纺染整厂煮练废水水质

品 种	pH 值	色度/倍	总固体/(mg/L)	COD/(mg/L)	OC/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)
棉厚织物	13.0	700	25600	21600	5900	—
棉薄织物	10.8	800	21500	—	6760	8140
涤棉细布	9.5	—	—	7015	2268	736
中长纤维	6.5	无色	—	600	270	120

(4) 漂白废水 (w_4) 根据织物的性质、加工的要求，采用的漂白剂有次氯酸钠、双氧水、亚氯酸钠等几种，由于漂白剂和助剂的不同，所产生的废水性质也有所不同。

采用次氯酸钠工艺的废水中含有溶解于水的游离氯、氯化物、硫酸和硫化物、硫代硫酸钠等。采用双氧水工艺的废水中含有重金属络合剂、水玻璃、碱性物、润湿剂等。采用亚氯酸钠工艺的废水中含有亚氯酸盐、活化剂、润湿剂等。

漂白废水的色度较浅，BOD₅ 和 COD_{Cr} 的含量也不是很高，有很大一部分是清洗水，含杂质少，低于排放标准，可直接排放或做短程回用。

(5) 丝光废水 (w_5) 染整产品经浓氢氧化钠处理，可使棉、麻纤维变得有光泽，并可提高纤维对染料的吸附能力，所以棉及棉的混纺织物一般都经丝光处理。在工艺上所用的氢氧化钠不会与纤维结合，会被全部洗下，所以会产生大量的含碱废水。丝光废水中的碱若不经回收，任意进入废水，会使印染废水的碱度大，pH 值高，此废水就难于处理。在印染生产中都有回收碱的设备，使大部分的碱回收后经处理、蒸浓并回用。仅少部分的碱流入废水，成为丝光废水。

丝光废水的色度低，碱性高，有不太高的 BOD₅ 和 COD_{Cr}，此废水超标需经处理。

(6) 染色废水 (w_6) 染色时由于采用染料种类繁多, 使用的化工原料、助剂也多, 染料只有一部分与纤维结合, 有一部分则和化工原料、助剂、洗涤剂一起洗入废水中。此废水的特点是变化大、复杂、有色、 COD_{Cr} 高, 必须进行处理。其水质见表 2-5。

表 2-5 染色废水的水质

使用染料	pH 值	BOD/(mg/L)	使用染料	pH 值	BOD/(mg/L)
硫化染料	10~12	11~1800	直接染料	6.5~7.6	220~600
还原染料	8~10	125~1500	碱性染料	6~7.5	100~200
不溶性偶氮(冰染)染料	5~10	15~675	苯胺黑染料	—	40~55

(7) 印花废水 (w_7) 由于印花时采用的染料更多, 另外还有助剂、化工原料、洗涤剂以及印花糊料, 仅一小部分染料与纤维结合, 其他的染料、助剂、化工原料、糊料、洗涤剂就一并进入废水, 成为印花废水, 所以印花废水最为复杂, 色度高、变化大, COD_{Cr} 高, BOD_5 也高, 必须进行处理。

(8) 整理废水 (w_8) 印染产品需经硬挺、柔软、防水、防火、增白、树脂整理等各种整理, 采用多种助剂、树脂、化学药剂和洗涤剂, 所以该废水也很复杂, 必须进行处理。

(9) 雕刻废水 (w_9) 印花所用的花筒、镍网在雕刻加工中需经腐蚀、镀铬、镀铬处理, 所以在废水中含有害物质“铬”, 此废水虽然不多, 但危害性较大, 所以一般将此废水单独收集专门处理。

(10) 碱减量废水 (w_{10}) 是涤纶仿真丝碱减量工序产生的, 主要含涤纶水解物对苯二甲酸、乙二醇等, 其中对苯二甲酸含量高达 75%。碱减量废水不仅 pH 值高 (一般 >12), 而且有机物浓度高, 碱减量工序排放的废水中 COD_{Cr} 可高达 90g/L, 高分子有机物及部分染料很难被生物降解, 此种废水属高浓度难降解有机废水。

棉及混纺织物印染废水水质见表 2-6, 针织织物印染废水水质见表 2-7, 印染废水水质特征见表 2-8, 国外棉纺厂废水水质见表 2-9。

表 2-6 棉及混纺织物印染废水水质

厂名	染料	助剂	pH 值	色度/倍	BOD_5 /(mg/L)	COD /(mg/L)	SS /(mg/L)	硫化物 /(mg/L)
纯棉染色、印花全能印染厂(产品比例:染色布 24%、印花布 47%、漂白布 29%)	活性染料 80%、其余士林染料、分散染料及少量印地科素	硫酸、纯碱、烧碱、淀粉浆料为主	9~10	300~500	200~300	500~900	200~300	0.9~4
染色、印花全能厂(产品比例:棉 50%、化纤 50%)	活性染料 50%、纳夫妥 30%、其余分散染料及少量还原染料	硫酸、盐酸、保险粉、双氧水烧碱、洗涤剂、PVA、CMC 等	8.5~10	400~500	200~250	700~1200		0.6~2.5
漂染厂(产品比例:纯棉为主少量涤棉)	还原染料 80%、分散染料 10%、纳夫妥 10%	硫酸、烧碱、次氯酸钠、淀粉浆料、洗涤剂等	11~13	150~250	150~250	300~600		
漂染厂(产品比例:化纤 40%、棉 60%)	还原染料 40%、分散染料 25%、纳夫妥 25%、少量活性染料和直接染料	硫酸、盐酸、洗涤剂、PVA、CMC、保险粉	9~11	125~250	200~250	500~700	100~300	

表 2-7 针织织物印染废水水质

项 目	纯棉为主的衣衫生产	涤棉为主的衣衫生产	棉为主少量腈纶真丝生产	弹力袜生产
pH 值	9.0～10.5	7.5～10.5	9.0～11.0	6.0～7.5
COD/(mg/L)	500～850	400～1100	400～850	300～500
BOD ₅ /(mg/L)	200～350	170～430	120～300	100～200
色度/倍	100～500	100～500	100～400	100～200

表 2-8 印染废水水质特征

工 序	BOD	pH 值	总固体	温 度
退浆	高	碱性	高	—
煮练	高	强碱性	高	高
漂白	低	强碱性	高	—
丝光	低	强碱性	低	—
染色和印花	高	中性至强碱性	高	—

表 2-9 国外棉纺厂废水水质

项 目	压力蒸煮	常压蒸煮	蒸煮后漂白	漂白	漂白后漂洗	染色废水	漂白车间和染色废水
色度	深褐	褐到深褐	无色	浅黄	无色	深蓝、浑浊	褐、浑浊
pH 值	8.3～8.8	8.3～11	6	8.6～10.4	6～7	9.1	11.5
总溶解固体/(mg/L)	21313	5644～9234	543	3124～12024	1028～886	1240	2327
挥发性溶解固体/(mg/L)	17369	1593～7310	349	2547～4315	364～474	437	838
固定性溶解固体/(mg/L)	3944	4050～1924	185	577～7709	664～412	803	1489
COD _{Mn} /(mg/L)	6535～6105	784～3628	80	59.2	34.3～53.0	73.3	534
BOD ₅ /(mg/L)	—	793～1170	—	—	—	188	191
氯化物/(mg/L)	—	103.3～168.1	未检出	—	234.4～269	118	255
有机氮/(mg/L)	—	—	—	—	—	16	22
氨氮/(mg/L)	—	—	—	—	—	痕迹	痕迹

2.1.3.2 其他纺织物印染废水的来源与特征

(1) 丝绸厂印染废水来源与特征 丝绸厂废水包括制丝和丝绸染整加工过程排出的废水。

制丝综合废水的水质一般为：BOD 100～300mg/L，悬浮物 50～200mg/L，油脂 15 mg/L，BOD 含量约占整个废水 BOD 总量的 10%～35%，有机物含量约占整个废水总固体量的 40%～50%。其中，煮茧废水 BOD 为 100～400mg/L，悬浮物为 50mg/L；缫丝废水 BOD 为 10～60mg/L，悬浮物为 50～90mg/L；废茧处理废水 BOD 为 400～2000mg/L，悬浮物为 200～1000mg/L。

丝绸染整废水包括煮练废水和染整废水两部分。煮练废水中含有丝胶、皂碱或洗涤剂、纯碱和小苏打等。煮练废水污染程度很高，其平均水质 BOD 为 6200mg/L，COD_{Cr} 为 10400mg/L，总固体为 7700mg/L，悬浮物为 780mg/L。表 2-10 为丝绸生产废水水质，表 2-11 为绢丝精练废水水质，可供参考。

(2) 毛纺厂纺织印染废水来源与特征 毛纺织厂废水主要来自毛条制造中的原毛洗涤、炭化，散毛、毛条或毛织物的染色及缩绒后冲洗等。其中洗毛废水水量大，污染严重，是毛纺厂废水的主要污染源。

表 2-10 丝绸生产废水水质

项 目	炼染丝绸(煮练+染色)	印花丝绸(真丝纺)	印花丝绸(真丝+合纤)	染丝(真丝+合纤)
pH 值	7.5~8.0	6.0~7.5	6.5~7.5	7.0~8.5
COD/(mg/L)	500~800	400~600	500~700	500~650
BOD ₅ /(mg/L)	200~300	150~250	100~200	90~140
色度/倍	100~200	50~250	200~500	300~400

表 2-11 绢丝精练废水水质

废水种类	pH 值	COD/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	氨氮/(mg/L)	总固体/(mg/L)
高浓度废水	9~11	4000~5000	2400~3000	—	—
低浓度废水	7~8	400~700	150~300	15~20	600~800

① 洗毛废水 原毛含有 25%~60%的羊毛汗（羊尿、羊粪、汗与血）、砂土和脂肪等，可用热水和洗涤剂洗涤，以去除可溶于热水的杂质和羊毛脂。含脂液体经回收羊毛脂后排出。据统计，每洗得 1kg 粗毛纤维，产生 1.5kg 杂质。因此，洗毛废水是工业废水中有机物污染最严重的废水之一。废水中除含有原毛的各种杂质外，尚含有皂碱和洗涤剂。污染物多数呈悬浮状，废水为棕色，高度浑浊。

② 炭化废水 为除去羊毛纤维中的植物性杂质，如草刺、碎叶等，需用 4%~6%的硫酸浸渍后烘干压碎除去。织物或纤维材料经炭化除尘后，必须经水洗去酸，再用低浓度碳酸钠溶液中和，再次水洗。废水中主要含硫酸和草碱灰，BOD 含量很低，约占废水总 BOD 的 1%以下。

③ 毛织物染整废水 原毛经洗涤和炭化后进行染色。不论是散毛、毛条还是匹染均产生大量深色废水，BOD 较高。

④ 其他废水 虽然和毛时的上油工序不直接产生废水，但在缩绒后，呢坯经冲洗除去缩绒用的药剂及在和毛上油过程中所使用的和毛油，所以缩绒后的洗毛废水 BOD 含量较高，约占废水总 BOD 的 20%~25%。

为了获得白色或浅色毛呢织物，需将羊毛加以漂白。常用漂白剂有二氧化硫、双氧水，或加用荧光增白剂。漂白废水污染轻，BOD 含量低。

毛染整主要工序排出废水的水质列于表 2-12 中，毛染整单项产品废水水质见表 2-13，可供参考。

表 2-12 毛染整主要工序排出废水的水质

工 序	pH 值	BOD/(mg/L)	总固体/(mg/L)
洗毛	9.0~10.4	30000~40000	1129~64448
染色	4.8~8.0	380~2200	3855~8315
炭化后中和	1.9~9.0	28	1241~4830
缩绒后冲洗	7.3~10.3	4000~11455	4830~19267
漂白	6.0	390	908

表 2-13 毛染整单项产品废水水质

废 水 种 类	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	SS/(mg/L)	pH 值	色度/倍
毛粗纺污水	450~850	150~300	150~500	6~7	100~200
毛精纺污水	250~400	60~180	40~80	6~7	50~80
绒线污水	200~350	50~100	100~150	6~7	100~200

(3) 亚麻厂纺织印染废水来源与特征 亚麻工业废水主要来自原麻浸渍和麻纤维织物的漂白、染色和印花等过程。其中漂白、染色和印花废水的水质和棉纺印染废水的水质相似。亚麻浸渍废水主要为有机物所污染。有机物在废水中主要呈溶解状和胶状，废水呈深褐色，有刺鼻酸味，pH 值为 4.2~5.6，COD_{Mn} 为 150~400mg/L，BOD₅ 为 3800mg/L，悬浮固体为 80~180mg/L，总固体为 1000~3000mg/L。

2.1.4 印染废水的水量

印染废水的排水量大。由于各种织物原料、规格，印染工艺所用设备、工艺流程，染料和助剂的品种、用量、特性等各不相同，很难用一种标准计算或确定印染废水的排放量。下面提供一些生产实践中实际发生的废水量，可以判断各织物、各工艺大致的清洁生产水平，并可作为设计废水处理的参考。

印染废水排放量约占全厂用水量的 70%~90%。表 2-14 所示为不同织物的印染废水量。表 2-15 为某印染厂各工段废水量。

表 2-14 不同织物的印染废水量

产品名称	纯棉织物 (染色+印花)	棉纺混织物 (染色+印花)	纯棉织物 (漂白+染色)	针织纯棉织物 (染色+印花+漂白)	针织棉混纺 (染色+印花+漂白)	涤棉织物 (染色+印花)
废水量 ^① /(m ³ /100m 织物)	2.5~3.5	2.5~3.5	2.0~2.5	2.5~3.0	2.0~2.5	2.0~2.4

① 织物标幅 91.4cm。

表 2-15 某印染厂各工段的废水量（织物年产量 8×10⁷m）

工 段	废水量/(m ³ /d)	占全部废水量的比例/%
漂练	6000	54.5
染色	1300	11.8
印花	3000	27.3
整理	700	6.4
合计	11000	100

国内各类型印染厂的废水量列于表 2-16。国外棉纺织印染厂和毛纺厂废水量列于表 2-17 和表 2-18。

表 2-16 国内各类型印染厂的废水量

厂 别	主 要 产 品	产 量/(m/年)	主 要 染 料	废水量/(m ³ /d)
印染厂（一）	涤棉	8×10 ⁷	分散、印地科素、活性和纳夫妥	5000
印染厂（二）	灯芯绒、平绒、起绒布、涤/棉	5×10 ⁷ ~6×10 ⁷	硫化、活性、分散、纳夫妥、士林	5000
漂染厂	纯棉、涤/棉	4.5×10 ⁷	还原、分散、纳夫妥	5000
毛纺厂（一）	毛条、精纺毛织物、针织绒毛丝	毛织物 3.7×10 ⁶ 毛条 5300t/年 绒丝 1350t/年	媒染、酸性、阳离子、直接	3000
毛纺厂（二）	精纺呢绒	10 ⁶	媒染、酸性、分散	500
丝绸印染厂	各种印花绸	10 ⁷	直接、酸性、分散、活性、还原	2000

续表

厂 别	主 要 产 品	产 量/(m³/年)	主 要 染 料	废水量/(m³/d)
绢纺厂	绢丝、绢绸	绢丝 700t/年 绢绸 4×10 ⁶ 抽丝 360t/年 腈纶针织绒 250t/年	—	5000
针织厂	化纤针织品	2000t/年	分散	1000
制线厂	棉线漂染	1144 包纱/d	硫化、士林	1000
毛巾厂	毛巾、浴巾、枕巾	2000 包纱/d	活性、纳夫妥、还原、硫化	2400
内衣厂	内衣漂染	卫生衫裤 10 ⁶ 件/年 棉毛衫裤 8×10 ⁵ 件/年 汗衫背心 10 ⁶ 件/年 针织涤纶外衣 21t/年	直接、活性、纳夫妥、士林、阳离子	250 (染色废水)

表 2-17 国外棉纺织印染厂废水量 单位：L/kg 产品

产 品	纱厂和织厂	漂 白 厂	染 厂	印 花 厂	漂染车间
纱和织物	20~40	100~150	50~100	—	150~200
精加工织物	—	200~300	150~250	200~350	400~600

表 2-18 国外毛纺厂废水量 单位：L/kg 产品

产品类型	洗毛(原料为半洗涤羊毛)	洗毛(洗毛车间原料为未洗涤羊毛)	厚呢绒	薄呢绒
废水量	20~40	50~100	125~250	300~600

2.2 印染工艺的清洁生产

2.2.1 清洁生产的内容和特点

2.2.1.1 清洁生产的定义

清洁生产是在产品生产过程和产品预期消费中，既合理利用自然资源，把对人类和环境的危害减至最小，又充分满足人们的需要，使社会、经济效益最大的一种生产方式。清洁生产是一种创造性思想，它将整体的污染预防战略持续地用于生产过程、产品和服务中。通过不断改善管理和技术进步，提高资源综合利用率，增加环境生态效益，减少污染物排放，以降低对环境和人类的危害。关于清洁生产，联合国环境规划署规划中心综合各种说法，给出了以下定义：清洁生产是指将综合预防的环境策略持续地应用于生产过程和产品中，以便减少对人类和环境的风险性。《中国 21 世纪议程》则指出：清洁生产是指既可满足人们的需要，又可合理使用自然资源，并保护环境的实用生产方法和措施；其实质是一种物料和能耗最少的人类生产活动的规划和管理，将废物量化、资源化和无害化，或消灭于生产过程之中。

2.2.1.2 清洁生产的内容

清洁生产包括四个方面的内容：清洁能源、清洁原辅料、清洁的生产过程和清洁的产品。

(1) 清洁能源 清洁生产使自然资源和能源利用合理化，经济效益最大化，对人类和环

境的危害最小化。在能源使用方面,它包括新能源的开发、可再生能源的利用、现有能源的清洁利用及常规能源的清洁利用的方法。

(2) 清洁原辅料 在使用原辅料方面,少用或不用有毒有害及稀缺原辅料。

(3) 清洁的生产过程 在生产过程中,节能,节约原料,生产中产出无毒、无害的中间产品,减少副产品,选用少废、无废工艺和高效设备,减少生产过程中的危险因素(如高温、高压、易燃、易爆、强噪声、强振动声),合理安排生产进度,物料实行再循环,使用简便可靠的操作和控制方法,完善管理等,树立起良好的企业形象。

(4) 清洁的产品 产品在使用中、使用后不危害人体健康和生态环境。产品包装合理,易于回收、复用、再生、处置和降解。使用寿命和使用功能合理。

2.2.1.3 清洁生产的特点

清洁生产包括从原料选取、加工、提炼、产出、使用到报废处置及产品开发、规划、设计、建设、生产到运营管理等全过程所产生污染的控制。其特点有:首先是一项系统工程,其次是重在预防和有效性,三是经济性良好,四是与企业发展相适应。

2.2.2 清洁能源和原辅料

2.2.2.1 清洁能源

印染工业的自然资源和能源的合理利用,一个行之有效方法就是水、原料、热能的回用,合理的回收方案不仅可减少废物的排放量还可以降低生产成本提高经济效益。

对于自备废水处理站的印染企业,经过处理的水,可以根据需要处理回用。如将漂白和丝光洗水回用于精练;精练的洗水可再用于退浆。印染过程中加入了大量的碱、浆料、染料、助剂等,没有完全转移到成品中,而是随水排出,变成废水。可以考虑这些有用的原料的回收。如通过蒸发回收丝光洗水中的碱,再将碱回用于丝光和精练工序;对于靛蓝染料的回收,目前较成熟的技术是采用超滤或反渗透等膜分离方法,可将靛蓝染色后的洗水加以浓缩至回用浓度。关于热量,也可以考虑合理循环使用。排出的热水不仅浪费了大量的热源,而且不利于废水处理,若能有效把这些热量再利用,可以节省能量,减少污染。

2.2.2.2 清洁原料

尽量使用低污染、无污染的原料,替代有毒有害的原材料在纺织品的生产和消费过程中。

纤维是纺织品的最基本组成单元。它本身的性质决定纺织品的性质和用途,因而尤为重要。选择绿色纤维原料,是纺织印染工业清洁生产最基本的途径。近年来常见的绿色纤维如下。

(1) 天然纤维 绿色纤维首推天然纤维。借助于生物遗传技术,颜色足够深的长纤维彩色棉花已试验成功。彩色棉是一种具有天然色彩的新型棉花,采用有机耕作种植,无需漂染加工,废弃后可循环再生,真正实现了从纤维生产到成衣加工全过程的“零污染”。彩色棉是绿色棉纺织品的首选原料。预计未来30年内,天然彩色棉和有机棉产量将占世界棉花总产量的30%以上。天然彩色棉纺织品将是本世纪最受消费者信赖、最具市场潜力的绿色纺织产品之一。利用基因生物工程,科学家还培育出有色蚕种和有色绵羊,可制得天然彩色蚕丝和天然彩色羊毛,为绿色纺织品的开发又提供了新的、更高档次的原料。据美国农业生活技术公司宣布,他们已培育出带有外源基因的“不皱棉花”。这种基因来自能够产生“PHB”聚合物的细菌。将这种细菌的基因导入棉花的细胞,生长出来的新棉花仍保留原来的吸水、柔软等特性,但其保温性、强度、抗皱性均高于普通棉花纤维,用其制成的衬衫可免烫。从而消除了含有大量甲醛的抗皱剂对人体健康的影响。

(2) Lyocell纤维 是将纤维素浆粕溶解在有机溶液中通过纺丝而得到的再生纤维素纤维。它是一种无环境污染的人造纤维素纤维。由于纤维素是组成所有植物生态细胞的天然聚

合物,因而取材广泛且易于再生。在生产过程中,溶剂 NMMO (*N*-甲基吗啉-*N*-氧化物)是一种安全的化学品,且几乎可完全循环回收利用。纤维的最终产品是生物可降解的,因此,它也是一种真正的绿色纤维。除了环境保护方面的原因外,其本身又有杰出的使用性能,如良好的物理机械性能、吸水性、悬垂性、动感、高抗拉力及撕裂强度等。

(3) 聚乳酸纤维 是采用玉米、小麦等淀粉原料经发酵转化成乳酸,然后经聚合、纺丝而成的。聚乳酸纤维制品废弃后,在土壤或水中微生物的作用下可分解成二氧化碳和水。形成的二氧化碳和水在太阳的光合作用下,又会重新转变成淀粉的起始原料。借助光合作用又能减少空气中的二氧化碳含量。因此从生产到废弃消亡的整个过程完全是自然循环的,对环境不产生任何污染。日本开发的 Lactron 和法国 Fiberweb 公司开发的 Deposa 等都属于这类产品,并已实现工业化生产。

(4) 甲壳素纤维 甲壳素是一种天然有机高分子多糖,化学结构与纤维素相似。广泛分布于自然界甲壳纲动物虾、蟹等甲壳中,蕴藏量仅次于纤维素。甲壳素纤维就是将甲壳素溶于溶剂中,经过纺丝、凝固、后处理制成。由于甲壳素及其衍生物在生物体内可以被降解,产物不与体液反应,在生物体内最终被酶解成氨基葡萄糖并被组织吸收,不会产生蓄积作用,因此具有良好的生物相容性。常用于生产医用缝线、医用敷料等。

(5) 可降解合成纤维 常用的合成纤维大都不具有生物降解性。许多废弃的纺织品对环境的污染已成为一大公害。目前已开发出的有价格较低、可生物降解的纤维如聚己内酯(PCL)纤维,杜邦公司开发的 Biomax 可生物降解的芳香族聚酯纤维,东京 showa 高聚物有限公司与 showapenko 株式会社研制的由 100 份脂肪族聚酯预聚物和 1~5 份二异氰酸酯反应的共聚物制成的可生物降解的纤维。具有生物降解和光降解两重性能的双降解高分子材料已经问世。

(6) 回收材料制成的纤维 大多数合成的聚合物都不能生物降解。对非降解聚合物材料废弃物的回收再利用是有效利用资源,减少对环境污染的重要途径之一。西欧国家已开始对饮料瓶进行回收,压碎后重新制造母料,再纺成高质量的纤维。目前美国、德国、意大利等国都已形成聚酯的工业化生产回收规模。回收聚酯纤维的服装生产也成为专门化。锦纶的回收主要集中于化纤地毯。对之用机械方法处理后,再进行解聚,可得己内酰胺。

(7) 其他纤维 除上述绿色纤维外,目前我国已成功地从萃取了油脂的豆渣中提取球状蛋白质,经特殊处理后,再经湿法纺丝制成大豆蛋白纤维。由于纤维本身主要由大豆蛋白质组成,在纤维的生产过程中对环境无污染,是一种易降解的,同时对人体具有保健作用的高档纤维。另外,牛奶纤维以及以海洋褐藻为原料的藻酸纤维的研制成功也为纺织品的绿色生产提供了原料。

2.2.2.3 清洁辅料

传统的印染加工产生大量的有毒污水,对环境污染比较严重。另外印染加工后,一些有毒染料或加工助剂附着在织物上,对人体健康有直接影响。如聚乙烯醇和聚丙烯系类浆料不易生物降解,有一定危害;含氯漂白剂污染严重;芳香胺染料可致癌;染料中的有害重金属对人体健康也有一定影响;含甲醛的各类整理剂和印染助剂对人体有毒害作用。为此,要开发绿色纺织产品,则必须选用绿色染料和加工助剂。天然材料一般可自然降解,大部分无毒性,有利于环保,研究从大自然中提取各种原印染辅料,制备印染加工药剂或助剂,是今后研究探索的一个方向。绿色染料和加工助剂采用清洁高效的生产工艺,使物料高效地转化成产品,减少有害于环境的废物量,是清洁生产的重要环节。

(1) 天然浆料 主要包括淀粉(如玉米淀粉、小麦淀粉、马铃薯淀粉、橡子淀粉等)、植物胶(如海藻胶、阿拉伯树胶、槐豆胶等)和动物胶(如明胶、骨胶、皮胶等)。这些浆料分别是某些植物的种子、块茎、块根中,或从动物的骨、皮、筋腱等结缔组织中提取

的。棉织物上浆主要采用淀粉和变性淀粉，如氧化淀粉、酸化淀粉、酯化淀粉、醚化淀粉等，这类浆料易于生物降解，对环境的危害性比较小，可替代部分合成浆料。

(2) 天然染料 又名天然色素，其主要来源是植物的根、茎、叶、花、果，或天然彩色矿石。天然染料的染色废水的 COD 值比合成染料的 COD 值低得多，有利于减少污水处理负担，保护生态环境。使用对人体安全性高的染料进行染色，不仅可以为消费者提供安全的纺织品，而且有利于突破纺织品贸易中的绿色壁垒。天然染料一般无毒，可以生物降解。天然彩色矿石大多不含有毒的重金属元素，也不含放射性元素，不会对人体和生态造成危害。据报道，北京纺织科学院从几种植物中提取的天然黄（TH-R）和天然绿（TR-G），用于纯棉和丝绸染色。日本伊藤忠商社用绿茶染色开发的棉制品具有抗菌、除臭、不引起过敏等优点，在日本市场备受欢迎。但天然染料的提取需要消耗大量植物，染料价格高。在我国西部荒漠地区，如果能大面积开发种植天然色素植物，则不仅为天然染料的制备提供了丰富的资源，使其成本降低，而且还有利于改善西部自然环境，发展西部经济。天然染料有利于环境保护，但目前许多天然染料的结构不十分清楚，提取的工艺也很落后，研究天然染料的提取，开发其应用工艺很有前景。

(3) 整理剂 以天然动植物为原料，经加工纯化而制取的整理剂，用于织物整理使其获得优良自然的效果。例如：用蟹虾外壳制成的整理剂可用于织物的抗菌防臭和保湿整理；从鲨鱼肝脏中提取的角鲨烯可对织物进行天然功能整理；从蚕丝精练液中回收提取的丝胶素可对织物进行柔软舒适整理等。

2.2.3 清洁生产工艺与设备

印染行业是我国排放工业废水量较大的部门之一，其废水排放量占纺织工业废水排放量的 80%。纺织品上有害物质的主要来源是染整加工过程，所以推行绿色染整技术是印染工业清洁生产的重要保证。

2.2.3.1 清洁生产方案

清洁生产的内容包括改变印染技术和设备等手段。例如，改变传统染色方法为冷染，可以节约能耗及水量；减少混纺布料染色时间，将不同纤维的染色工序结合在一起，既省时又降低能耗和水耗。在工艺改进方面，尽量采用先进的连续式漂染工艺代替传统的分批式方法。在印染机械的改进方面，由于不同的染机耗水比相差很大，尽量选用耗水比小的染机。如拉缸染机耗水比为 20：1，积架染机为 4：1，而连续染色工艺的耗水比为 1：1。因此，最有效的减污方法就是采用技术革新降低染色的用水比。表 2-19 比较了四种清洁生产工艺。如该表所示，采用良好的操作方法，可以在短期内达到节能减废的目的，而且只需改善操作程序并配合充分的员工培训。更换原辅料通常需要在执行厂内试验以确保代替品或染料不会影响产品质量。废物再用在执行时通常需要一定的投资或地方，可以考虑作为中长期减废计划。改良生产工序和设备会涉及重大的生产工序改变，因此采用新工艺、新技术可作为长期的减废计划。

表 2-19 清洁生产工艺的比较方案

方案种类	清洁生产方案	优 点	限 制
良好的操作方法	减少用水量,改善洗水效率 保持工序溶液质量,减少工 序缸化学品浓度	节约用水,减少废水量 无/低成本,节约工序化学品 用量 避免使用不必要的化学品 降低废水的 BOD、COD 含量	需要足够的员工培训,提高员 工操作水平 需要改变操作方法,增加化验 程序 可能会增加员工的额外工作量

续表

方案种类	清洁生产方案	优 点	限 制
更换原辅料	更换优质染料	节省洗水用量；减少洗水所产生的废水	代用的染料或化学品可能较昂贵
	更换合理的化学原料	加 快 染 色 过 程；减 低 废 水 的 COD 含量	需要做实地试验以确定代用染料或化学品的适用性；需要改变操作工序
	更换硫化染料的辅助化学品	减低废水 BOD/COD 含量；避免/减少传统硫化染色的污染问题	可能需要培训员工，提高员工操作水平
废料循环再用	漂洗水回用	节省洗水用量；减少洗水所产生的废水	只适用于工序中某几个步骤；需要改动水管布置，增加少量费用
	碱回收	节省碱的用量；减低废水碱度	需要投资回收碱装置资金；可能受空间限制
	染缸物料再用	节省染料、化学品、水和能源；减低废水量、BOD 和 COD 含量	需要投资资金；可能受空间限制；只适用于某几种染料，应试验确定
	靛蓝染料的回收	节省靛蓝染料用量；减低废水的 BOD/COD 量	需要投资资金；经济可行性主要视靛蓝的价格；回收装置需空间
改良生产工序/设备	技术改进	增加生产量；节省用水、能源及化学品的用量	需要重大生产工序改变；需要新的技术知识
	机械改变	减低厂房的营运成本	需要相当大的投资；一般新设备体型尺寸较紧凑

2.2.3.2 印染工艺主要的清洁生产技术

（1）生物酶在染整加工前处理工艺中的应用 生物酶主要用于天然纤维织物的前处理，用生物酶去除纤维或织物上的杂质，为后续染整加工创造条件。生物酶退浆、精练等生物酶前处理技术，不但可避免使用碱剂，而且生物酶作为一种生物催化剂，无毒无害，用量少，处理的条件较温和；产生的废水可生物降解，减少了污染，节约了能量。在退浆中使用的主要有 α -淀粉酶、 β -淀粉酶等。一般使用温度为 50~70℃，pH 值在 6~7 左右。应用于棉织物精练加工的生物酶主要是果胶酶、脂肪酶和纤维素酶。由于过氧化氢酶每分钟可以分解 500 万个过氧化氢分子，并且分解温度低，将过氧化氢酶应用于棉织物的过氧化氢漂白，不仅可以去除织物上残留的过氧化氢，而且可以直接染色，比传统的还原剂法具有效率高、节能和无污染的优点，是印染清洁生产的重要工艺之一。

（2）无水或非水染整加工工艺 近年来，采用等离子体技术或其他离子溅射技术、激光技术、超声波技术和紫外辐射技术去除织物表面的杂质有了很大进展。特别是用等离子体技术去除织物表面的浆料等杂质，不仅具有污染小的优点，而且还可以在纤维表面引入一些有利于染色、印花和整理的官能团，是即将进入工业化应用阶段的绿色前处理技术。非水或无水染色是清洁染色的重要工艺方法，是减少染色废水的一条重要途径。近年来，应用超临界二氧化碳作为染色介质，已成为关注的热点。超临界二氧化碳流体染色应用于涤纶、锦纶、氨纶和醋酯纤维的实验室染色，取得了较好的效果。

（3）应用高固色率及高利用率的染料，开发染料高利用率的染色工艺 如目前新型缓流和气流喷射染色机染色的浴比小，织物保持快速循环，染色废水很少。采用喷雾、泡沫以及单面给液辊系统给液，可以很大程度地降低给液率，特别适合轧染时施加染液或其他化学品。涂料染色不发生上染过程，其工艺简单，染后不需水洗或只需轻度水洗，因此废水少、节约能源。目前已有一些符合生态要求的涂料和黏合剂出现。另外也可通过纤维素纤维改性

来提高染料利用率。目前主要采用一些非离子型的分散染料或易升华的染料。染后也不必水洗,所以无废水产生,有利于环境保护。

(4) 染色工艺新技术 将染料制成带电荷或磁性的颗粒,再经过热焙烘、汽蒸或热压等方式使纺织品上的染料吸附、扩散并固着在纤维中,染后只需经过一般性的洗涤或通过电场或磁场将未固着的染料从纤维上除去,即可完成染色过程。气相或升华染色也不用水作染色介质。它是在较高温度或真空条件下使染料升华成气相,并吸附和扩散于纤维中。低温染色工艺,如羊毛纺织品在 $80\sim 90^{\circ}\text{C}$ 下进行低温染色,活性染料染纤维素纤维采用冷轧堆染色;助剂增溶染色,可以降低分散、酸性等染料的染色温度。利用超声波染色,不仅可使染料上染速度大大加快,而且可显著改善透染和匀染效果,还可以减少电解质用量。目前对直接染料和活性染料超声波应用研究已有成果。利用紫外线、微波以及高能射线处理纺织品,也可改善纤维的染色性质,有的还能直接用于固色。

(5) 清洁印花及整理工艺 印花工艺产生的污染物主要来自印花糊料、树脂整理剂、涂层剂、防水剂、防蛀虫剂及其他助剂,糊料的污染比较严重。目前一些新型糊料主要是通过天然高分子化合物进行改性和利用石油化工原料合成得到,这些新型的糊料用量低,易于回收和净化。涂料印花工艺简单,污染少,已广泛应用于纺织品印花。无火油涂料印花糊料已经问世,并逐步推广应用。数字喷墨印花、转移印花、电子照相印花、生物酶整理等绿色印花工艺及生态整理技术也在开发推广应用中。纺织品数字喷墨印花与传统印花相比,具有墨水用量少,无污染,工艺简单,自动化程度高,颜色丰富多彩,印花精度高的优点,但印花速度比较慢,墨水成本比较高。转移印花虽然在印花后不必蒸化或再焙烘,也不必水洗,既节能又无污水,但需要使用大量的转移纸,这些转移纸使用后很难再利用。光电成像印花虽然还未能工业化应用,但它是一种效率极高的有前途的“绿色”印花技术。

2.3 印染工艺清洁生产技术

印染工艺清洁生产技术包括清洁生产工艺、清洁原辅材料、物料回收利用,清洁生产设备、清洁生产原理。清洁生产的核心是从源头抓起。采用最先进的清洁生产技术和设备,生产进行全过程控制,可以实现较高的经济效益和环境效益。

2.3.1 清洁生产工艺

(1) 酶法退浆工艺 与常规退浆工艺相比,酶法退浆工艺具有退浆效率高、废水 pH 值较低、废水可生化性高的特点,既可以减少原料的投入成本,又可以减少废弃物的产生和排放。复合生物酶前处理是印染前处理的前沿工艺,已进入规模应用阶段,对棉布前处理的稳定性问题已基本解决。生物酶的应用,使印染废水 COD 降低近一半。

(2) 棉布前处理冷轧堆一步法工艺 该工艺将传统的退浆、煮练、漂白三道工艺合并成一道工序,变高温短时间处理为室温长时间处理,可节约大量物料和劳力,成品质量可达到三道工序的水平。

(3) 将卷染工艺改为轧染的清洁生产工艺 老工艺采用卷染机染色,卷染工艺过程是染色→水洗→过酸→中和→热水洗→冷水洗等十余次的水洗过程,每道工艺结束时,都要将卷染槽中大量的有害物质废染液直接放掉。而轧染工艺流程是,将染料放在调浆桶内溶解,将溶解好的色浆打入均匀轧车染槽内,当织物通过均匀轧车染槽时,浸轧染液,织物在染槽里染色,经过均匀轧车轧均后采用红外线加热器进行无接触焙烘,其工艺流程如图 2-3 所示。

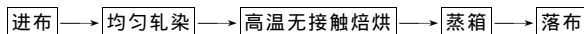


图 2-3 轧染工艺流程

该工艺国外早已采用,其产品优品率高,废水排放量小。据统计,一年产花布 1000 万米的印染企业,卷染每年的用水量达 10 万吨以上,而轧染工艺过程没有污水排放,仅在换色号清洗盛染液容器时有极少废水排掉,排放的污水约 900t/年。采用轧染比卷染生产的产品的优品率提高 3% 以上,以年产 1000 万米的量计算,一年可多出 30 万吨布,可节约 200 多万元。

(4) 涂料染色新工艺 该工艺采用涂料着色剂(非致癌性)和高强度黏合剂(非醛类交联剂)制成轧染液,通过染色、烘干、烘焙即可得成品。对于常温自交联黏合剂,不需烘焙即可固着在织物上。与传统染料相比,节省了显色、固色、皂洗、水洗等诸多工序,减少了水、汽、电的消耗。

(5) 转移印花新工艺 该工艺适用于涤纶、锦纶、丙纶等织物。一般购置印织机及转移印花机需 30 万~50 万元,投资回收期 0.5~1 年,同时可消除印染废水的产生与排放。

(6) 机械超柔工艺 该工艺可改变原来靠加化学柔软剂来提高柔软的特点。

(7) 超临界液体染色(SFD)新工艺 该工艺以超临界二氧化碳代替水作为介质进行染色。这项技术与设备在化纤染色方面已趋成熟,SFD 工艺无废水排放,是真正的清洁生产工艺。

(8) 小浴比低给液工艺 应用各类小浴比加工设备,染液和织物可快速循环和翻动,节约用水和节省染化料用量,减少染色废水的排放。可采用喷雾、泡沫、真空吸附降低给液量。

(9) 冷染工艺 冷染技术在欧洲是节能、高上染率、污水色度低的成熟工艺。

2.3.2 清洁原辅材料

染料加工过程实质上是纺织品由原料到成品整个生产过程的一部分。控制污染不能局限于染整加工本身,还应考虑上游工序(纺织过程)。染整加工的原料包括水、织物、染料、助剂等。在原辅材料的替代上,选用低污染、无毒的药剂替代高污染、有毒的药剂,易处理的药剂替代难处理的药剂。如采用高上染率、对人体无害的染料与助剂,选用污染物含量低的纱线和织物原料。选择无毒或低毒的染料和助剂,酞青、含铜、铬等重金属染料及部分偶氮染料对人体毒害大,应禁止使用。对于出口纺织品,应特别注意进口国关于织物对染料的限制。

在原辅材料的替代方面,目前的清洁生产技术主要如下。

(1) 经纱上浆改用水溶性淀粉 选择易降解淀粉浆料坯布,不用或尽量少用 PVA 浆料坯布。研究纺织厂经纱上浆配方用水溶性淀粉替代不溶性淀粉是决定印染后道加工工序少用或不用烧碱、高分子化合物助剂的关键,国外已是成熟工艺,印染废水的 COD 降低将超过 50%。

(2) 液体染料的应用 液体染料不用大量添加助剂,又能提高染料上染率。虽然运输成本增加,但印染成本下降,污染减少,综合收益提高。

(3) 积极研究适用的纳米级涂料 目前使用的涂料存在手感硬和摩擦牢度差的缺点,纳米级涂料将弥补这两大缺点,使无水染色、印花大范围应用。

(4) 软水在印染加工全过程中的应用 在印染加工过程中使用软水有以下优点:①可减少前处理烧碱、高分子化合物助剂用量;②减少洗涤用水 15%~20%;③缩短水的升温时间;④提高染料上染率、鲜艳度、色牢度。

2.3.3 废弃物的回收与利用

所谓回收即是物质被利用、再利用或再生。印染厂需要大量用水及热能,所以印染厂要减少废弃物当然要在用水及能源方面多层次着手。废热在 70℃ 以上就有回收价值,包括冷却水、冷凝水的回收再利用,燃煤锅炉废热的再利用,连续漂练机废水的废热利用。固体废

物如包装材料、纸箱、铁桶、塑料桶,可以作为另一种产品的原料或辅料。印染厂的废物回收利用包括丝光及碱减量加工的碱的回收及残碱的利用,印花残糊的改用,前处理或染色后的水洗用水可作为下缸之洗用水或染色用水,直接染料、酸性染料、分散染料染色残液的回收再利用,PVA浆料的回收再利用等。

2.3.3.1 染料回收

漂染过程中使用了大量的染料,染料进入废水增大废水的色度、COD等,且还原染料价格高。目前有成熟的回收工艺,如

还原染料浓液→中空纤维超过滤膜→透过液回用于漂洗工序→回收

回收率可达78%~80%,国内有关纳米膜技术在染料清洁生产上采用纳米膜技术改进传统回收工艺后,物料回收率可达85%以上,在创造可观经济效益同时,减少了废物排放。纳米膜技术是一种非常有前途的分离技术,其独特的分离效果在染料工艺改造和清洁生产上都能发挥作用。

2.3.3.2 碱液回收

退浆、煮练、丝光工艺产生大量的废碱液,可以采用特种技术回收。

(1) 丝光淡碱回用技术 许多规模小的印染企业正纷纷添置丝光机,而配套的碱回收装置往往不同步到位,造成原有的漏水处理设施无法对呈强碱性的废水予以有效处理。低能耗小型碱回收装置的研制、推广对改善小型印染企业废水处理、降低生产成本和环保成本有较大意义。丝光淡碱回收工艺将丝光产生的废碱经沉淀过滤后,用泵打入冷堆用碱池,用水或浓碱调节碱的浓度,然后应用于冷堆配料上,经冷堆工艺后的废碱液进入废碱沉淀池,沉淀物送入锅炉焚烧掉,上清液进入锅炉水膜除尘喷淋系统和除渣系统,对锅炉的气体 and 固体废物进行脱硫,脱硫废水进入污水处理站。这样,丝光、冷堆、脱硫连续使用,使碱和水达到重复利用的目的。采用此项技术可提高了碱的利用率,并可减少废水中污染物增量,改善废水pH值。另外,丝光工序产生的废碱液收集后还可直接回用于褪煮练工序,亦可蒸发浓缩后再次回用于丝光工序。褪煮练产生的淡碱回用于烧毛工序、降温、设备洗涤,不好回收的经集水井汇集后用于锅炉烟尘的脱硫除尘,既可提高脱硫效率,减少工厂二氧化硫总排放量,也可中和部分碱液,减少酸用量。

(2) 剩余色浆的回收再用技术 大量剩浆问题是长期以来困扰着企业的难以解决的问题,剩余色浆不但浪费资源,而且对环境造成严重的污染,增加废水处理的难度。将剩余的色浆全部回收再利用,通过重新调整颜色,完全可以被利用,具有良好的经济效益和环境效益。据统计,一个年产2000万米的印染企业,年工艺剩余色浆达到360t,全部回收,不但可以节约资金,而且降低的COD排放量达36t以上,具有良好的经济效益。

2.3.3.3 碱减量废水物料回收技术

碱减量废水是印染企业排放的一股主要废水,该股废水是涤纶织物(聚对苯二甲酸乙二酯)被部分水解成对苯二甲酸钠和乙二醇,同时伴有纺丝油剂及其他污渍而形成的高COD值混合废水。其中对苯二甲酸钠约占COD总量的65%~75%以上。对苯二甲酸钠是一种很难净化的苯环结构的烃类有机盐,现有技术是以物化法处理,COD去除率可达75%以上。而废水中剩余的乙二醇是一种较易生物降解的醇类有机物,为后续净化处理创造良好的条件。经物化处理后回收的对苯二甲酸是有用的有机化工原料,可用于生产对苯二甲酸二辛酯(DOTP)和对苯二甲酸二甲酯(DMT)。

采用上述物化法处理碱减量废水,既给企业带来一定的经济效益,也具有很好的环境效益,适用于碱减量废水排放量大的企业,江苏省盛泽镇已有多家企业采用此法并收到显著成效。

2.3.3.4 中水回收技术

印染企业每年用于刷洗色浆桶、印花版和印花机导带、锅炉水膜除尘器和除渣的用水量

相当大,一台平网印花机一天需要的水量大约在 50t,一台圆网印花机每天用水量约为 100t。某印染企业废水处理采用化学絮凝-生物氧化法,处理的水质达到国家规定的污水排放标准的要求,出水 COD 为 150mg/L, pH 值为 6~9,色度为 50 以下。将该水质污水进行回收利用,可以用于锅炉的水膜除尘器的喷淋、锅炉的冲渣,也可以用于印花机冲导带、冲洗调浆桶和印花版等,长时间应用对设备没有损害,可以节约大量的工艺用水。一个 2000 万米产量的企业每年最少可以节约新鲜水量 15 万吨,节约资金 40 多万元。

2.3.4 清洁生产设备

设备改善可促进合理化用水,降低能源消耗,减少废水量,降低生产成本。如染整设备的自动化可减少人为因素造成的误差,提高产品质量和等级,还可减少槽底浴量,降低浪费,减轻污染。称料及加料的自动化,使称取染料、助剂精确性大大提高,减少因拿错、称错而造成的浪费和污染。

(1) 连续碱减量机 碱减量废水在印染废水中较难处理,其碱性大,含有大量难生化处理的苯二甲酸盐类。采用连续碱减量机处理除节电、节汽外,废水量大大减少,处理成本降低。

(2) 喷墨印花机的应用 喷墨印花机采用数码成像技术及与之配套的喷墨雾化装置,既有色彩无限变化的高逼真效果,提高生产效率,又能减少传统的照相制版、制网刻筒等高污染工序,提高染料的上染率。喷墨印花机科技含量高、清洁生产水平高,随着其印制速度的提高及专用染料成本的下降,可以预计在不久的将来会成为大规模印花的主要装备。

(3) 膜分离设备 超滤、纳滤、反渗透分离器分离效果与稳定性可靠,可以用于回收染料物质、减轻出水污染。预计今后几年随着膜产品成本下降,膜分离反应器将在印染废水处理中得到广泛应用。

(4) 推广节水型设备与随机废水处理装置 印染设备制造厂家研制的煮练机、染色机的初始洗涤浓液的随机处理装置,可真正实现印染生产过程的清浊分流。随机排放废水的重点处理与集中处理相结合,使水量大、酸碱度变化大、色度高、组分复杂的印染废水不再成为处理的难点。

(5) 染色的自动控制装置 电脑测色、电脑配色、电脑配液、仿真打样已成为现代印染、现场管理的标志,并使仿色成功率极大提高。染色的自动控制装置已成为清洁生产的重要控制手段。

2.3.5 清洁生产管理

染整厂的清洁生产管理包括对各类药剂残液的清除及各种设备用具的清洗等环节。具有扩散性的污染物应尽可能先以“干燥”方式将之处理,避免随意排放而增加废水处理的压力,如树脂残液、印花残糊等,不应让它们直接进入排水管,而应暂时贮存、集中处理;染桶、染槽及印花网版适当清理后,可考虑用喷洗方式提高洗涤效率并可节水。企业应有严格的清洁生产管理制度,包括机器设备、工具、容器、贮存槽、印花版、刮刀的清洁制度,员工的清洁生产观念及工作作风,车间清洁的工作环境等,这样才能提高工作效率和产品质量。

2.3.6 废水清污分流

染整厂各工艺流程的污染程序各不相同,清污分流、废水分质处理、溶液回收利用是减少治理成本的重要环节。如棉布过氧化氢漂白,真丝绸冰醋酸促染的废液为无毒或低毒,废水处理相对较易。但若和使用过增色剂、缓染剂等助剂的废水混合,则会大大增加处理难度。染整加工中较高浓度的废液及稀薄废液个别分开处理,可降低末端废水处理成本,而且更为安全。

第 3 章 印染废水处理技术概论

3.1 印染废水的水质指标及处理标准

3.1.1 印染废水的水质指标

由于印染生产中使用染料、助剂数量多、品种杂，故印染废水成分复杂，一般测定水温、pH 值、有机物、色度、固体物质及悬浮物、有毒物质、表面活性物质、聚乙烯醇等指标进行评价。

3.1.1.1 水温

印染废水的水温一般较高，通常为 30~40℃，但有时可达 50℃ 以上，这对生物处理有很大影响，故在设计和运行管理上应有水温调节设备和控制措施。实践表明，只要车间生产正常，并有适当的控制措施，水温如控制在 40℃ 以下，对生物处理无明显影响。

3.1.1.2 pH 值

印染废水的 pH 值一般较高，可达 9~12，有时甚至高达 13。pH 值若超过 10，一般就不能采用生物法处理。pH 值高主要是由于煮练和丝光两道工序所排出的高碱性废水引起的。首先，丝光工序应考虑碱液回收，以降低废水的 pH 值；其次严格控制车间的用碱量，防止跑碱、漏碱事故。在设计上考虑设置 pH 值调节装置。这样就可把废水的 pH 值控制在 10 以下，满足生物处理的要求。

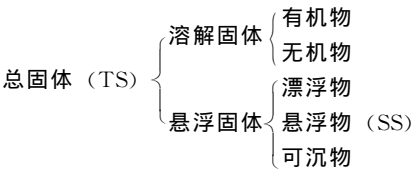
3.1.1.3 色度

色度高和颜色多变是印染废水的主要特征之一。色素虽然危害不大，但带有颜色的水容易产生厌恶感。所以，色度也是印染废水的主要控制指标之一。

颜色可以用文字定性地描述，如淡黄色、黄色、蓝色、绿色等；也可以用颜色的强度来表示，即有色水稀释到什么程度才能变为不可辨别。颜色强度常用稀释倍数法测定，用纳氏目测比色管目测。稀释倍数愈大，废水颜色愈深。如某废水稀释 300 倍为无色，则其色度为 300 倍。用分光光度计在确定的最大吸收波长下，测定废水的吸光度，比较废水色度高低，是较为准确、科学的方法。但此法技术较为复杂。

3.1.1.4 悬浮物总固体

印染废水中含有大量的固体物质，分类如下。



- (1) 漂浮物 指相对密度小于 1 的、漂浮在水面上的固体物质，如各种油脂等。
- (2) 悬浮物 (SS) 指相对密度接近于 1 的、悬浮在水中一般不能用普通沉淀法去除的固体物质，如染料颗粒、浆料等。
- (3) 可沉物 指相对密度大于 1 的、可用普通沉淀法去除的固体物质。

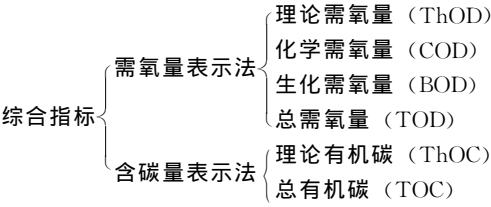
固体物质通常用过滤法测定。截留在滤纸上的是悬浮固体，存在于滤液中的是溶解固体，两者之和为总固体（TS）。把测得的总固体置于 600℃ 高温炉内灼烧 40min，其减少量即代表有机物含量，称为挥发性固体（VSS），其残留量代表无机物含量，称为固定性固体、灼烧残渣或灰分。

对于一般处理要求，仅需控制悬浮固体；对于处理后要求达到回用标准，还应控制溶解固体。

3.1.1.5 有机物质

各种纤维材料和印染过程中使用的各种染化料，多数为有机物，它们是印染废水的主要污染源，也是废水处理的主要对象。印染废水中的有机物多数呈悬浮状和胶状，少数呈溶解状。它们处于物质转化的过渡阶段，性质极不稳定，耗氧量大，是污染环境的主要物质。

印染废水中所含有机物相当复杂，很难进行直接分析测定。工程上通常采用综合指标，分类表示如下。

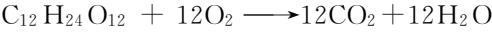


(1) 需氧量表示法 即通过测定有机物氧化分解过程所消耗的氧量来表示有机物的含量。

① 理论需氧量 (Theoretical Oxygen Demand, ThOD) 系指根据化学反应方程式计算求得的有机物完全氧化所需要的氧量。它是一个理论值，以 mg/L 表示。

例如：计算完全氧化 1000mg/L 乳糖溶液的理论需氧量。

乳糖完全氧化，其反应方程式如下。



相对分子质量：12×(12+2+16) 12×32

1000 ThOD

$$ThOD = \frac{12 \times 32}{12 \times 30} \times 1000 = 1067 \text{ mg/L}$$

计算 ThOD 值需要对废水进行全分析，很难实现。所以，ThOD 的使用局限性较大，一般仅在试验研究中采用，实际工程中应用极少。

② 化学需氧量 (Chemical Oxygen Demand, COD) 系指在严格的条件下（酸性条件加热 2h），废水中的有机物与强氧化剂氧化所消耗的氧量，以 mg/L 表示。

当以重铬酸钾（K₂Cr₂O₇）为氧化剂时，废水中大部分有机物可被氧化，此时测得的耗氧量称为化学需氧量，用 COD 或 COD_{Cr} 表示。当以高锰酸钾（KMnO₄）为氧化剂时，一般情况下，只能氧化废水中不含氮的有机物，含氮有机物则难以被氧化。此时测得的耗氧量称为高锰酸钾耗氧量，或简称耗氧量，用 COD_{Mn} 或 OC 表示。印染废水中所含有机物多属含氮物质，采用 COD 表示更符合实际情况。

重铬酸钾法虽然可以氧化废水中大部分有机物，但对脂肪烃、芳香烃和苯等化合物则无效。若加入催化剂硫酸银，脂肪烃化合物可被氧化，但芳香烃化合物仍然不被氧化。所以，COD 不能代表废水中全部有机物的量。

③ 生化需氧量 (Biochemical Oxygen Demand, BOD) 系指在有氧的条件下，废水中可生物降解的有机物，在好氧微生物的作用下，氧化分解时所消耗水中的溶解氧量，以 mg/L 表示。

料染色时的还原剂硫化碱，酸性媒染染料染色时的媒染剂重铬酸钾，苯胺黑染色时的苯胺和氧化剂氯酸钠，分散染料染色时的载体三氯化苯和酚类等。

与其他有毒废水比较，印染废水的毒性并不严重，除六价铬含量较高时必须单独处理外，一般都可与其他废水混合处理。

(1) 硫化物 印染生产中如采用硫化染料和硫化物，废水中的硫化物含量就高，可高达20~40mg/L，因硫化物可使水体发黑变臭，严重影响环境，是必须处理的有害物质，排放标准要求低于1mg/L时必须经过深度的生物处理或其他氧化处理，使硫化物转化为硫酸物。一般不用硫化染料的印染废水，其硫化物超标情况不多，通过一般的生物处理即可达标。

(2) 苯胺 是有害物质，并对人体有致癌作用，排放标准低于2mg/L。印染生产中如染制坚牢乌黑的黑色织物，采用苯胺染料，在生产过程中产生含苯胺的废水，造成污染。印染废水一般都采用生物法处理，它对苯胺有生物氧化降解作用，可使印染废水中的少量苯胺物质达标。

(3) 铬 印染生产过程中，特别在印花工序中，印花花筒的镀铬和剥铬，就会把重金属铬带入废水。铬是有害物质，特别是六价铬，危害性较大，排放标准规定低于0.5mg/L，而一般的印染废水处理方法都难以除去，通常应将含铬废水单独收集、专门处理，方能达标。

3.1.1.8 表面活性剂

印染废水中含有大量的表面活性剂，它的存在妨碍着其他污染物质的去除，其本身也有一定的毒性。表面活性剂是水质污染的一种特殊物质，它会增加印染废水处理的难度。

表面活性剂在低浓度时，对一般生物没有明显的影响。但由于其表面活性而对微生物呈现毒性，这主要是表面活性剂被微生物吸附所致。其中阳离子型的毒性最大，非离子型的毒性最小。表面活性剂对废水生物处理和天然水体自净过程都有不良影响。

表面活性剂的最大特点是起泡。在条件适宜时，即使其浓度低至0.5mg/L，也能形成明显的永久性泡沫，影响水面复氧，这是它污染水质的主要原因。

3.1.1.9 聚乙烯醇（PVA）及聚丙烯酸

聚乙烯醇（PVA）和聚丙烯酸都是合成浆料，可生化性B/C<5%，难以生物处理，在可能条件下应回收使用。

3.1.2 印染废水对环境的影响

我国是纺织印染业的第一大国，而纺织印染业又是工业废水排放大户，据不完全统计，我国印染废水排放量约为每天300万~400万吨。印染污染物大多是难降解的染料、助剂和有毒有害的重金属、甲醛、卤化物等。

3.1.2.1 印染废水污染物的危害

根据危害程度可把纺织印染废水中主要污染物分为5级，1级最轻微，5级最严重，具体见表3-1。从表可看出，印染废水中的四大类污染源物质都存在程度不同的危害。以下介绍印染废水中各类污染物，尤其是危害较大的重金属、卤化物、甲醛和酚类化合物。

表 3-1 印染废水污染物危害等级

危害程度(级)	污 染 种 类	污 染 物
1	一般无机污染物,相对无害	酸、碱、盐、氧化剂
2	中等至高 BOD,但易生物降解	淀粉浆料 植物油、脂肪、蜡质 可被生物降解表面活性剂(线型烷基阴离子型) 低分子有机酸(甲酸、乙酸) 还原剂(硫化物、亚硫酸盐)

续表

危害程度(级)	污 染 种 类	污 染 物
3	染料和聚合物,难以生物降解	染料和荧光增白剂 绝大多数纤维及聚合物杂质 聚丙烯酸酯浆料 合成高聚物整理剂 硅酮
4	中等 BOD,难以生物降解	羊毛脂 聚乙烯醇浆料 淀粉醚和脂 无机油 难生物降解的表面活性剂 阴离子型和非离子型表面活性剂
5	很小 BOD,但不能用传统生化法处理	甲醛、N-羟甲基反应物 阳离子缓染剂和柔软剂 有机金属、络合物 重金属盐(铬、铜、汞、镉、锑)

(1) 热污染 印染废水对环境及人类健康的威胁是多方面的。热污染是其中之一。印染废水的水温较高,通常为 30~40℃,有时可达 50℃ 以上。若这些废水不经降温直接排入河流,将引起河水温度的上升。由于氧气在水中的溶解度是随温度递减的,这样,河水中的溶解氧(DO)就会降低,影响鱼类和水生植物的生长,破坏水体生态平衡。

(2) 染料及色度物质 印染废水的颜色多变,色度高,排入河流使河水变黑,色度是印染废水的主要控制指标之一。造成印染废水色度的主要因素是染料,它们处于物质转化的过渡阶段,性质极不稳定,COD 值很高。据估计,全世界纺织用染料生产为 40 多万吨,印染加工过程中约有 10%~20%染料进入废水排入水体。废水中的染料能吸收光线,降低水体透明度,大量消耗水体中氧,造成水体缺氧,破坏水体自净。

例如,残留于涤纶染色废水中的分散染料,其 COD 值高达 2000~3000mg/L,且大多数成分为非生物降解物质,污染程度较严重。有些分散染料属于芳香胺类的偶氮染料,当其转移到人体皮肤上后,在一定条件下,发生还原反应释放出致癌芳香胺,严重危害人体健康,应禁止使用。

(3) 浆料 浆料有淀粉、变性淀粉和 PVA、丙烯酸淀粉上浆的织物采用酶退浆或氧化剂退浆,产物是葡萄糖或氧化淀粉,全部转移到水中,通常 COD 高而可生化性好。PVA 及丙烯酸为合成浆料,污染较大,详见表 3-2。

表 3-2 浆料的 BOD、COD 值单位: g/100g

浆 料	BOD	COD	浆 料	BOD	COD
PVA	10	157	丙烯酸浆料 A	5	101
酯化淀粉	80	85	丙烯酸浆料 B	60	157

(4) 化学物质及氮、磷营养物质 由于印染工业涉及许多有害化学药物,这类废水有机物含量高、成分复杂,有害物质含量高,对水体造成严重污染。一般的酸、碱、盐等物质和肥皂等洗涤剂虽然相对无害,但它们对环境仍有一定的影响。近些年,许多含氮、磷的化合物大量用于洗净剂,尿素也常用于印染各道工序,使废水中总磷、总氮含量增高,排放后使水体富营养化。

(5) 重金属 印染废水中的铬、铅、汞、砷、铜、锌、砷等重金属盐类无法生物降解,它们在自然环境中能长期存在,并且会通过食物链不断传递,在人体内累积。

金属铬在印染加工中用量相对较多,染色工艺中常用重铬酸钾作氧化剂和媒染剂,印花

辊筒的制备耗铬量也很大。水中铬污染主要来源于六价铬，铬化合物对土壤、农作物和水生物都有危害。含铬废水在土壤中积蓄，会使土壤板结，农作物减产。

(6) 有机卤化物 通常为人工合成，具有易溶、高活性等优点，印染工艺中应用较多，漂白废水、毛纺氯化物和防缩废水中，含有多种有机卤化物。多数有机卤化物具有毒性、致癌性、致突变性、持久性，且可在体内积累。有机卤化物对环境及人体有潜在的威胁。

(7) 甲醛 在棉的后整理中，采用的免烫整理剂是 *N*-羟甲基酰胺类化合物，经这类整理剂处理的织物在放置和穿着过程中会释放甲醛，而长期接触低剂量甲醛会引起妊娠综合征、变态性皮炎等。

(8) 酚类化合物 其中的烷基酚聚氧乙烯醚 (APEO)、OP 系列的非离子型表面活性剂广泛用于纺织工业的润湿剂和洗涤剂。几年前发现，这些表面活性剂的生物降解增加了积聚在活性污泥中的鱼类毒性代谢物，并且净化非常缓慢。

3.1.2.2 印染废水对自然环境的危害

印染废水如果不加处理直接排放，将会对环境造成严重的污染。

(1) 对天然水体的污染 印染废水排入天然水体后，其中所含大量有机物会迅速消耗水体中的溶解氧，使河流因缺氧产生厌氧分解，释放出的 H_2S 又进一步消耗水体中的溶解氧。水体中溶解氧因此大幅度下降，将威胁鱼虾类的生存。漂白废水中的游离氯可能破坏或降低河流的自净能力。重金属通常会形成底泥，危害水中动植物的生长。染色废水使河水着色，严重破坏水体的自然生态链，同时也大大降低了水体的经济价值。

(2) 对农田的污染 用印染废水灌溉农田，由于碱性大，会引起土壤盐碱化。废水中的悬浮物将堵塞土壤的孔隙，阻碍农作物根系的呼吸，影响作物的生长。农作物和土壤微生物最适生长温度为 20~25℃，而印染废水温度高达 30~40℃，因此对作物和土壤微生物将产生不良的影响。印染废水中的有毒物质会在农作物的根茎和果实中累积，影响其食用价值。此外，还会对地下水造成污染。

3.1.3 印染废水的排放标准

印染废水的处理排放标准按《纺织染整工业水污染物排放标准》(GB 4287—92，表 3-3) 执行，当地方政府根据本地经济发展水平及环境污染状况有特殊要求时，可按当地标准实施，但不得低于本标准。

表 3-3 纺织染整工业水污染物排放标准 (GB 4287—92)

分级	最高允许排水量 /(m ³ /100m 布 ^①)		最高允许排放浓度 ^③										
	缺水 区	丰水 区 ^②	生化 需氧量 (BOD ₅)	化学 需氧量 (COD _{Cr})	色度 (释 释 倍数)	pH 值	悬 浮 物	氨 氮	硫 化 物	六 价 铬	铜	苯 胺 类	二 氧 化 氯
I 级			25	100	40	6~9	70	15	1.0	0.5	0.5	1.0	0.5
II 级	2.2	2.5	40	180	80	6~9	100	25	1.0	0.5	1.0	2.0	0.5
III 级			300	500		6~9	400		2.0	0.5	2.0	5.0	0.5

① 100m 布排水量的布幅以 914mm 计；宽幅布按比例折算。
② 水源取自长江、黄河、珠江、湘江、松花江等大江、大河为丰水区；取用水库、地下水及国家水资源行政主管部门确定为缺水区的地区为缺水地区。
③ 除色度和 pH 值外，其余单位为 mg/L。

3.1.3.1 纺织染整工业水污染的排放标准

1992 年 7 月 1 日起立项的纺织染整工业建设项目及其建成后投产的企业按 GB 4287—92 执行。

3.1.3.2 标准的监测要求

(1) 采样点 采样点应在企业废水排放口（六价铬在车间或车间处理设施排出口采样），

- 排放口应设置废水水量计量装置和永久性标志。
- (2) 采样频率 按生产周期确定监测频率，生产周期在 8h 以内的，每 2h 采集一次；生产周期大于 8h 的，每 4h 采集一次。最高允许排放浓度按日均值计算。
- (3) 排水量 不包括冷却水及生产区非生产用水，其最高允许排水量按月均值计算。
- (4) 统计 企业原材料使用量、产品产量等，以法定月报表或年报表为准。

3.1.3.3 测定方法

按表 3-4 所示的纺织染整工业水污染物测定方法进行测定。

表 3-4 纺织染整工业水污染物测定方法

项 目	测定方法	方法标准号	项 目	测定方法	方法标准号
生化需氧量(BOD ₅)	稀释与接种法	GB 7488	硫化物	碘量法(高浓度) ^① 对氨基二甲苯胺比色法(低浓度)	GB 7467
化学需氧量(COD _{Cr})	重铬酸盐法	GB 11914		二苯碳钨二胂分光光度法	
色度	稀释倍数法	GB 11903	铜	原子吸收分光光度法	GB 7475
pH 值	玻璃电极法	GB 6920		二乙基二硫代氨基甲酸钠分光光度法	GB 7474
氨氮(NH ₃ -N)	蒸馏-中和滴定法	GB 7478	苯胺类	重氮偶合比色法或分光光度法 ^①	
	纳氏试剂比色法	GB 7479	二氧化氯	连续滴定碘量法 ^②	
	水杨酸分光光度法	GB 7481			

① 见《水和废水监测分析方法》(第三版)，中国环境科学出版社。

② 废水中二氧化氯测定方法见本标准附录 A (参考件)。

注：①、②两项分析方法暂时采用，待国家方法标准发布后，执行国家标准。

鉴于各地方环境容量的大小，执行标准应由地方环境管理主管部门确定。

3.1.4 印染废水的特点

印染废水中的污染物主要是棉毛等纺织纤维上的污物、盐类、油类和脂类，以及加工过程中附加的各种浆料、染料、表面活性剂、助剂、酸、碱等。纺织工业污水的特点可以归纳为以下几点。

- (1) 废水量大。参见第 2.1.4 节。纯棉及混纺织物印染废水 2.5~3.5m³/100m 织物，涤棉织物以 2~2.4m³/100m 织物，丝绸织物为 4~6m³/100m 织物，精毛纺织物为 12~15m³/100m 织物，废水量相当可观。
- (2) 水质复杂。废水中含有残余染料（染色加工过程中的 10%~20% 染料排入废水）、浆料、助剂、纤维杂质及无机盐等。染料结构中硝基和胺基化合物及铜、铬、锌、砷等重金属元素具有较大的生物毒性，因为不同纤维原料需用不同的染料、助剂和染色方法，加上染料上色率的高低，染液浓度的不同，染色设备和规模的不同，所以废水水质变化很大。印染废水水质可参见表 2-4~表 2-13。
- (3) 印染废水有机物含量高，通常经调节后 COD 为 800~1200mg/L，COD 的组成有残余染料、助剂、浆料等，碱减量废水 COD 高达 100g/L。
- (4) 可生化性较差，废水 BOD/COD 值很低，一般在 0.2 左右。因此需采取措施，提高 BOD/COD 值，以便利于生化处理。
- (5) 印染废水通常碱性大，尤其是煮练废水及碱减量废水。
- (6) 印染废水色度高，有的废水色度可高达 4000 倍以上。
- (7) 废水中含大量助剂及表面活性剂，除了难生物降解并污染水体外，在生物处理曝气时，产生泡沫，阻碍充氧。

(8) 有的废水温度高，不能直接进行生化处理。

(9) 水质水量变化大。印染生产中，由于织物的种类及加工的花色品种受原料、季节、市场需求的变化而经常变化，因而加工工艺和使用的染化料也相应改变，其结果使得印染废水的水质会出现大幅度的变化。其次，印染生产过程虽然是连续的，但废水的排放却往往是间歇的。此外，由于开机台数随生产安排时有增减，所以废水排放量极不均匀。在正常开车情况下常用时变化系数（一日内最大时排水量与平均时排水量之比） K_h 及日变化系数（一年内最大日排水量与平均日排水量之比） K_d 来表示。印染废水的 K_h 约在 1.5~2.0 之间， K_d 在 1.2~1.8 之间。 K_h 、 K_d 应根据生产规模或通过相似工厂的实测数据确定。当无资料时，通常印染规模小的取上限，大的取下限。

3.2 印染废水的处理方法及工艺流程

目前，国内的印染废水处理手段以生物法为主，辅以物理法与化学法。由于近年来化纤织物的发展和印染后整理技术的进步，使新型染料、PVA 浆料、新型助剂等难生化降解有机物大量进入印染废水，给处理增加了难度。原有的生物处理系统 COD 去除率大都由原来的 70% 下降到 50% 左右，甚至更低。色度的去除是印染废水处理的一大难题，旧的生化法在脱色方面一直不能令人满意。此外，PVA 等化学浆料造成的 COD 占印染废水总 COD 的比例相当大，但由于它们很难被普通微生物所利用而使其去除率只有 20%~30%。针对上述问题，国内外都开展了一些研究工作，主要是新的生物处理工艺和高效专门细菌以及新型化学药剂的探索和应用研究。其中具有代表性的有：厌氧-好氧生物处理工艺、高效脱色菌和 PVA 降解菌的筛选与应用研究、光降解技术研究、高效脱色混凝剂的研制等。

3.2.1 印染废水常用处理技术

印染废水的常用处理方法可分为物理法、化学法与生物法三类。物理法主要有格栅与筛网、调节、沉淀、气浮、过滤、膜技术等，化学法有中和、混凝、电解、氧化、吸附、消毒等，生物法有厌氧生物法、好氧生物法、兼氧生物法。印染废水常用处理技术见表 3-5。

表 3-5 印染废水常用处理技术

名 称	主要构筑物、设备及化学品	处 理 对 象
格栅与筛网	粗格栅、细筛网	悬浮物、漂浮物、织物碎屑、细纤维
中和	中和池、碱性酸性药剂投加系统；各类中和剂（ H_2SO_4 、 HCl 等）	pH 值
混凝沉淀（气浮）	各种类型反应池（机械搅拌反应池、隔板反应池、旋流反应池、竖流折板反应池）、加药系统、沉淀池（平流式、竖流式、辐流式）、气浮分离系统（加压溶气气浮、射流气浮、散流气浮）；药剂： $FeSO_4$ 、 $FeCl_3$ 、 $Ca(OH)_2$ 、 $Al_2(SO_4)_3$ 、PAC、PAM、PFS	色度物质、胶体悬浮物、COD、LAS
过滤	砂滤；膜滤等过滤器（MF、UF、NF 等）	细小悬浮物、大分子有机物、色度物质
氧化脱色	臭氧氧化、二氧化氯氧化、氯氧化、光催化氧化	COD、BOD、细菌、色度物质
消毒	接触消毒池；氯气、 $NaClO$ 、漂白粉、臭氧	残余色度物质、细菌
吸附	活性炭、硅藻土、煤渣等吸附器及再生装置	色度物质、BOD、COD
厌氧生物处理	升流式厌氧颗粒污泥床（UASB）、厌氧附着膜膨胀床（AAFEb）、厌氧流化床（AFBR）、水解酸化	BOD、COD、色 度 物 质、 NH_3-N 、磷
好氧生物处理	推流曝气、氧化沟（Orbal, Caroussel）、间歇式活性污泥法（SBR）、循环式活性污泥法（CAST）、吸附再生氧化法（A/B）、生物接触氧化法	BOD、COD、色 度 物 质、 NH_3-N 、磷

3.2.2 印染废水处理单元的选择系列

(1) 调节 对水质水量变化大的废水, 调节池应考虑停留时间长些。一般情况下后续处理单元为水解酸化或厌氧处理时, 调节时不应采用曝气方式搅拌混合。

(2) 混凝反应 废水中含疏水性染料较多时, 混凝反应工艺放在生化前面, 以去除不溶性染料物质, 减轻后续生物处理的负荷。混凝药剂可根据染料性质选用碱式氯化铝(PAC)、硫酸亚铁(FeSO_4)等, 混凝反应方式采用机械搅拌易于调整水力条件, 保证反应充分, 反应时间应在25~30min之间。考虑脱色效应时, 应把反应时间再适当延长。

(3) 中和 原水pH值高时通常用 H_2SO_4 或HCl中和, 为节省药剂用量, 可在调节以后。如采用烟道气中和, 应考虑脱硫及除灰。

(4) 沉淀(气浮)分离 物化投药反应由于污泥量大, 应优先考虑沉淀(斜管沉淀易堵不宜采用), 通常的辐流沉淀池适用于大水量、竖流沉淀池适用于小水量, 当有地皮可利用时, 平流沉淀池采用吸泥方式时也可采用。投药量大时泥量也大, 辐流池可能会引起异重流, 新颖的周边进出水沉淀池可克服这一缺点。如废水中表面活性剂含量高, 应选择气浮法, 气浮法中压力溶气气浮技术成熟, 可考虑选用。

(5) 过滤 当出水要求澄清或回用时, 应采用砂滤或煤砂两层过滤。

(6) 电解法 钛镀钨惰性电极电解法处理酸性染料印染废水脱色效果好, 去除COD时, 对硫化染料、还原染料、酸性染料、活性染料等均有很高的去除率。金属阳极电解法因泥量较多采用较少。

(7) 厌氧水解 印染废水有机物含量COD高, 且B/C低, 应考虑水解酸化, 并增加填料挂膜, 池底应设水力搅拌机, 保证悬浮活性污泥与水中有机物广泛接触。池体较大时, 应设串联系统, 以免短路。印染废水较少采用纯厌氧技术, 只有当退浆废水等高浓度废水单独分出时可考虑纯厌氧处理。

(8) 好氧生物降解 对水量大、浓度高的印染废水优先采用活性污泥法, 如氧化沟、间歇式活性污泥法(SBR)、循环式活性污泥法(CSTR)等。对水量小、浓度低的废水可考虑生物接触氧化法, 但填料应保证密集度和体积率, 并以多级串联方法为宜。曝气方式如采用鼓风曝气, 应选用膜片式微孔曝气头或微孔曝气管等, 保证充氧效率。

(9) 脱色 采用 Cl_2 需保证脱色氧化时间不少于1h, Cl_2 脱色兼有回调pH值的功能。小规模可选用 ClO_2 、 NaClO 、漂白粉 $[\text{Ca}(\text{ClO})_2]$ 、紫外线等。脱色反应池可采用回转隔板或折板, 不宜采用机械搅拌或压缩空气反应。

(10) 活性炭吸附 活性炭对阳离子染料、直接染料、酸性染料、活性染料等水溶性染料的废水具有良好的吸附性能(对硫化染料、还原染料等不溶性染料的废水效果较差)。生物活性炭(BAC)法是活性炭吸附的衍生技术, 利用加入的微生物所分泌的外酶渗入到炭的微孔结构, 使活性炭所吸附的有机物不断分解成 CO_2 、 H_2O 或合成新的细胞, 最后渗出炭的结构而被去除。BAC技术需保证进水有一定溶解氧, 炭床微生物需接种培育, BAC运行周期远高于活性炭吸附。

(11) 硅藻土吸附 硅藻土在印染废水中既有混凝作用, 又有吸附作用, 起到良好的脱色效果。通常, 活化硅藻土对亲水性染料脱色效果不一, 对疏水性染料效果较好。当废水中表面活性剂和匀染剂较多时, 效果将显著下降。

(12) 氧化 臭氧氧化对直接染料、酸性染料、碱性染料、活性染料等亲水性染料脱色速度快, 效果好; 对于还原染料、冰染染料(纳夫妥)、氧化染料、硫化染料、分散染料等疏水性染料, 则脱色效果较差, 臭氧用量也大。臭氧脱色不会产生“三致物”, 可保证废水出水的安全指标。Fenton催化氧化法在去除残余COD方面效率显著, 可用于较小水量。 TiO_2 催化氧化法可去除出水的残余色度, 是有前景的光催化氧化技术。

(13) 膜分离技术

① 超滤法 由于超滤膜具有精密的精细孔，可截留水中的大分子等微粒，且操作压力低，设备简单，可用于染料的回收或出水的深度处理。采用醋酸纤维半透膜超滤法回收染料已有成果。

② 纳滤法 是用纳滤膜截留污染物的一种新技术，分离压力一般为 0.5~2.0MPa，处理水溶性（亲水性）染料废水，可回收有用染料。采用 NF270 纳滤膜回收直接黑、活性艳红、酸性橙 II 和酸性大红染料废水，已取得成果。

(14) PVA 回收技术

① 凝聚法 国内有采用投加硫酸钠和硼砂等的化学沉淀法回收退浆废水的 PVA。

② 酸析法 调整 PVA 废水的 pH 值小于 4 时，PVA 即可以凝胶状析出。该法酸耗量较大。

3.2.3 印染废水处理工艺流程

总结印染废水的处理工艺，充分的调节时间是必要的，物化、生化相结合的处理工艺是目前采用的合理工艺。物化法主要用于去除悬浮物、色度及部分 COD，投药混凝反应是物化处理的重要环节，分离工艺气浮法具有突出的优点。生化法主要采用厌氧水解-好氧氧化串联工艺，厌氧水解工艺是解决印染废水 COD 值高、可生化性差及色度高的难题的有效前置技术，经厌氧水解后大部分难降解有机物已被分解为易生物降解小分子有机物，可以提高废水可生化性，保障废水好氧生物处理的效率和出水水质。好氧氧化工艺有多种方式，如氧化沟、间歇式活性污泥法、生物接触氧化等，后者由于易于管理、产泥量少、污泥不易发生膨胀现象及运行成本低等特点，是目前小型印染废水常用的好氧生物处理方法之一，但各个印染企业选用好氧方法时应根据本身废水的特点做出优选，必要时尽可能采取综合治理技术。下面列举几种典型流程。

3.2.3.1 水解酸化-生物接触氧化-生物炭印染废水处理工艺

处理印染废水通常采用水解酸化-生物接触氧化-生物炭为主的处理工艺，见图 3-1。该处理工艺是近几年来在印染废水处理中采用较多、较成熟的工艺流程。水解酸化的目的是对印染废水中可生化性很差的某些高分子物质和不溶性物质通过水解酸化，降解为小分子物质和可溶性物质，提高可生化性和 B/C 值，为后续好氧生化处理创造条件。同时好氧生化处理产生的剩余污泥经沉淀池全部回流到厌氧生化段，进行厌氧消化，减少整个系统剩余污泥排放，即达到自身的污泥平衡。厌氧水解酸化池和生物接触氧化池中均安装填料，属生物膜法处理；生物炭池装活性炭并供氧，兼有悬浮生长和附着生长法特点；脉冲进水的作用是对厌氧水解酸化池进行搅拌。

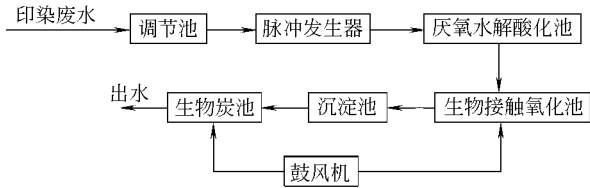


图 3-1 水解酸化-生物接触氧化-生物炭处理印染废水工艺流程

各部分的水力停留时间一般如下。调节池：8~12h；厌氧水解酸化池：8~10h；生物接触氧化池：6~8h；生物炭池：1~2h；脉冲发生器间隔时间：5~10min。

该处理工艺系统，对于 $\text{COD}_{\text{Cr}} \leq 1000\text{mg/L}$ 的印染废水，处理后的出水可达到国家排放标准，如进一步深度处理则可回用。

3.2.3.2 缺氧水解-生物好氧-混凝组合工艺处理印染污水

废水水量 $2600\text{m}^3/\text{d}$ 。废水水质为：BOD 200~250mg/L，COD 750~850mg/L，pH 值 9~11，色度 850 倍。废水水质要求为：BOD $\leq 30\text{mg/L}$ ，COD $\leq 100\text{mg/L}$ ，pH 值为 6~9，

色度≤100 倍。

组合工艺处理印染废水工艺流程见图 3-2。

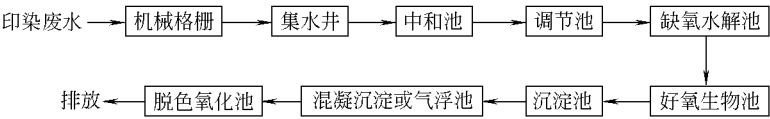


图 3-2 组合工艺处理印染废水工艺流程

该组合工艺流程的特点是：①好氧生物处理构筑物前采用缺氧水解池以提高废水的可生化性（如以机织混纺织物或化纤织物为主的降解性较差的印染污水）；②沉淀池后设置混凝沉淀池和氧化池，作为三级处理，可获得较好的出水水质，达到处理要求；③废水 SS 较低，不设置初沉池；④缺氧水解池内设置填料。

该组合工艺的运行数据见表 3-6。

表 3-6 该组合工艺的运行数据

项目	COD/(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	色度/倍	pH 值
进水	745	186	1200	9.2
出水	68	≤10	40	7.5

3.2.3.3 电化学+气浮+水解酸化+两级接触氧化+二级生物炭塔+过滤处理印染废水

该工艺以生化、物化、深度处理相结合，工艺流程见图 3-3。

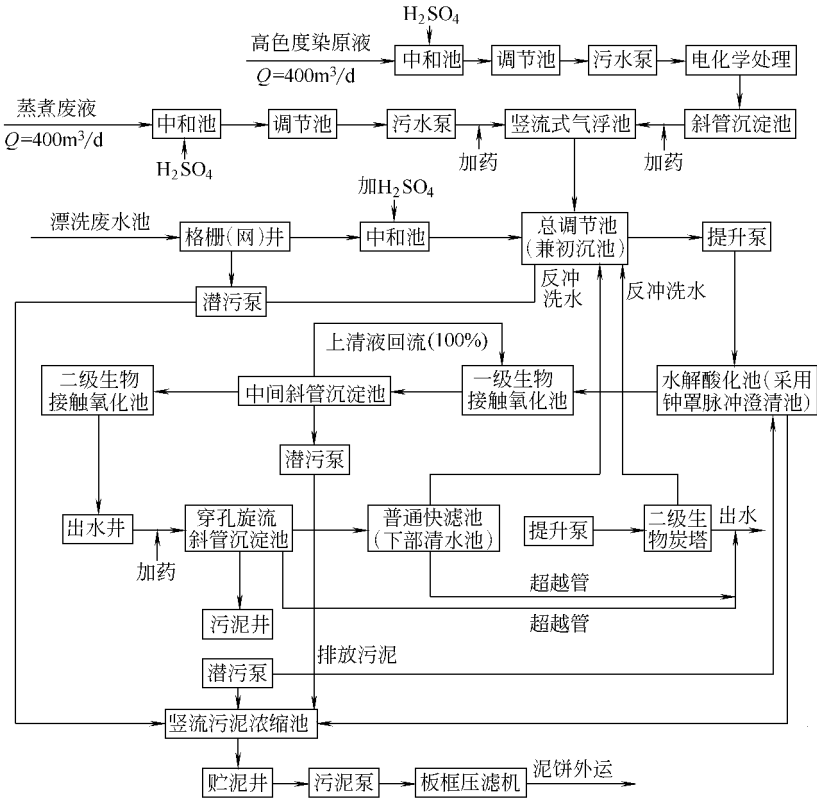


图 3-3 处理工艺流程

该工艺设计水量 5000m³/d。主要水质指标为：COD 1000~1500mg/L，BOD 300~500mg/L，S²⁻≤35mg/L，色度≤1000 倍。要求处理后出水为：COD≤100mg/L，BOD≤30mg/L，色度≤50 倍，S²⁻≤0.5mg/L。

其主要参数为：加酸中和至 pH=6~9；水解酸化池水力停留时间 4.3h，表面负荷率 1m³/(m²·h)，设 YDT 弹性立体填料；一、二级生物接触氧化池水力停留时间分别为 4.8h 和 2.3h，气水比分别为 20:1 和 15:1，中间沉淀池上清液按 1:1 回流到一级生物接触氧化池始端；中间沉淀池表面负荷率 4m³/(m²·h)，二沉池表面负荷率 3m³/(m²·h)；普通快滤池（清水池设在滤池下面，有效容积 95m³），流速 10m/h，反冲洗强度 15L/(m²·s)，冲洗时间 5min；生物炭池为二级串联，前级为升流式，后级为降流式，过滤速度为 3m/h，气水比为 5:1，反冲洗强度 9L/(m²·s)，反冲洗时间 5min，3~5d 冲洗一次；总调节池水力停留时间 11.5h，底部设 7 条排泥沟，每条沟内设 1 根 DN300mm 的穿孔排泥管，污泥排入集泥井后用潜污泵抽至污泥浓缩池。

3.2.3.4 印染废水回收热量、碱减量废水用于固化烟道气综合治理工艺

某织造印染公司采用高浓度高温印染废水与生产软水热交换处理，碱减量水洗废水水膜除尘，一般印染废水及生活污水厌氧-好氧处理工艺。其中高浓度碱减量废水用烟道气在固化塔进行固化处理，处理后形成固化物，用于锅炉燃烧，不再有废水排放。该公司印染废水综合处理流程如图 3-4 所示。

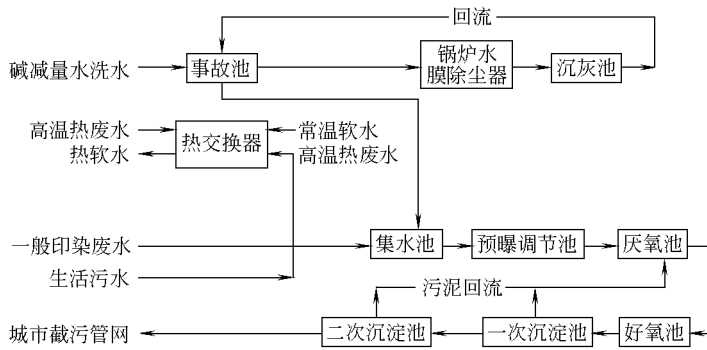


图 3-4 某织造印染公司印染废水综合治理流程

(1) 热回收技术 现代染色、预缩设备一般都是高温高压，第一次废水排放温度达到近 100℃，水量适中，具有相当高的热能，而印染设备所用软水一般都需要耗用蒸汽间接或直接加热到一定的工艺温度。故利用排放高温热废水通过换热器后，提高车间需用软化水的温度。为此，系统设置了 1 只 4mm 厚不锈钢不可拆式罗旋板式热交换器，热交换面积为 20m²。运行结果表明，印染车间日排放高温热废水 307m³，平均水温 75℃，可将日需 256m³ 的常温（18℃）软化水加热到 60℃，供给车间使用。热回收设备简单，操作方便，可全自动控制。

(2) 水膜除尘技术 高浓度碱减量废水固化处理后，尚有相当量（60~80m³/d）的碱减量水洗废水，pH 值为 13.5，使其通过锅炉烟道气水膜除尘器。该除尘器为双筒式花岗岩材料制成，高 4.8m，外筒外形直径 2.5m，内筒外形直径 1.3m，烟道气以 20.8m/s 的流速切线进入除尘器外筒，自上而下与下雨式水洗废水接触进入内筒水封再向上进入烟道，水洗废水 pH 值下降到 7.5。废水经沉灰池后，上清液可循环使用，无需加药剂，减少了废水量，而且烟道气中的 SO₂ 和烟尘浓度可分别去除 40%~60% 以上。

(3) 厌氧-好氧处理 该公司印染废水和生活污水采用厌氧-好氧处理工艺，设计处理能

力为 $2000\text{m}^3/\text{d}$ ，主要处理设施为厌氧池、好氧池及沉淀池等。

① 厌氧池 钢筋混凝土结构，进水方式为推流式，填料采用软性填料，厌氧池有效容积为 2160m^3 ，有效水力停留时间为 1d ，进水平均 COD 浓度为 795mg/L ，COD 去除率 $5\%\sim 10\%$ 。

② 好氧池 采用生物接触氧化工艺，污泥不回流，好氧池内与厌氧池内填料相同，钢筋混凝土结构，有效容积为 2160m^3 ，有效水力停留时间为 1d ，气水比为 $30:1$ ，COD 去除率为 55% ，供气设备采用 D60-82 多级离心式风机，部分风量送入集水池进行预曝。

③ 沉淀池 接触氧化池出水进入沉淀池，沉淀后的清液排入城市截污管网，污泥泵入厌氧池内消化，沉淀池不加药剂，形成了良性循环。一次沉淀池有效容积为 550m^3 ，二次沉淀池有效容积 450m^3 ，废水在沉淀池中的有效水力停留时间为 0.5d ，填料为斜管蜂窝状塑料体。处理水质达到了城市截污管网要求，同时基本达到了国家《污水综合排放标准》(GB 8976—1996) 二级标准。

该公司取得的经济效益是显而易见的。热回收 37.82 万元/年，废水减少和清水节约 13.313 万元/年，减少超标排污费 7.5 万元/年。总投资 710 万元，占地面积 5400m^2 ，处理成本 2.5 元/t 水，每吨水投资 1.25 万元。

3.3 各类纺织物印染废水处理技术

各类印染行业生产过程中排放的印染废水均根据产品类别及生产工艺的不同含有不同污染物及其浓度。其中污染物成分主要分为天然有机物和人工合成有机物。天然有机物主要来自各种纤维本身，而人工合成有机物主要指染料和各种助剂。从印染废水主要成分看，人工合成有机物占主要成分，其中有相当量的属于难生物降解的物质。天然有机物因产品种类不同而异，但其数量相对较少。

在各类印染废水中，棉印染废水处理流程较为复杂。这一方面除了由于棉花纤维本身所含杂质外，混纺产品中大量化学纤维成分的增加，也使废水水质发生变化，可生物降解性能变差，增加了其处理难度。

毛纺印染行业的洗毛废水以及丝麻行业的脱胶废水，均属于高浓度的有机性废水，其中天然有机物成分含量较高，可生物降解性能较好。由于废水中有机污染物浓度较高，为达到排放标准，其处理流程也较长。毛精纺产品染色废水及丝稠产品染色废水，由于污染物含量相对较低，其处理工艺比毛粗纺产品染色废水处理流程简单。

实践证明，对印染废水采用以生物法为主、物理法与化学法相结合的综合治理路线是稳定达标排放的治理路线。

3.3.1 棉及混纺印染废水处理技术

棉及混纺印染废水的处理与其他印染废水处理相比较，时间较早，处理规模也较大。

由于棉及混纺印染废水整体属于有机性废水，而且具有城市污水、生活污水的某些特性，但废水的可生物降解性较差，并且还具某些特殊颜色。

20 世纪 70 年代前后，我国首先在东部沿海纺织工业较发达地区开展印染废水处理的研究和工程实施。由于当时棉纺印染产品主要以棉花纤维为主，废水可生物降解性能较好，一般 B/C 比为 $0.3\sim 0.35$ ，经活性污泥法处理后可获得满意的效果，其 COD 去除率一般为 $65\%\sim 75\%$ ，BOD 去除率为 $90\%\sim 95\%$ ，色度去除率为 $50\%\sim 60\%$ 。

随后，印染废水处理开发出生物膜法的生物接触氧化法、塔式生物滤池等技术，生物接触氧化法获得较快的发展和应用。由于在池中放置一定数量的、而且具有一定孔隙率和比表面积的填料，为微生物的生长提供了栖息场所，具有明显的生物膜法特点。同时它采用了活

性污泥法的曝气方式，并在池体中和填料间也具有一定数量的活性污泥，因此又具有活性污泥特点。它采用鼓风曝气方式，不受池体表面产生的泡沫影响，不产生污泥膨胀，有机负荷高，占地少，自 20 世纪 80 年代中后期这种方式很快得到推广，并且在棉印染行业逐步取代了表面加速曝气方式。

随着棉印染产品中化学纤维的数量的不断增加，使废水的可生物降解性能逐渐变差，使原有的生物处理系统去除效率有所降低，随后又采用在生化法之后再串接化学处理的方式，来满足达标排放的要求。化学处理中以化学投药法为主，主要采用混凝沉淀和混凝气浮。实践中混凝沉淀法运行管理较简单。采用生化与物化联合治理工艺，可以充分发挥生物法去除大部分有机污染物的能力，而其剩余的有机污染物和色度则由化学法承担，这样可以减少药剂投加量，使处理成本降低。实践证明，这是适合当前我国棉印染废水的经济合理的治理方式。

20 世纪 80 年代末，由于棉混纺织物数量的增加，在棉机织产品印染废水中，存在一定数量的化学浆料（聚乙烯醇等）难生物降解物质，因此单纯采用好氧生物处理工艺难以将其氧化分解。印染工业又开发出厌氧-好氧的生物处理工艺。其中的厌氧法主要是利用厌氧过程的产酸阶段，即水解酸化阶段，使难以降解的大分子有机污染物变成较易降解的小分子有机污染物。对染料和表面活性剂都有较为明显的降解作用，为后面的好氧生物处理提供较为有利条件，使废水治理系统得以正常进行，减少后面化学处理单元的负担。在此期间，为了提高生物处理单元的去除率，也试验研究了投加优势菌种，提高去除率的问题。但是，由于绵印染废水量相对较大，长期运行菌种优势难以保证，所以，正常运行中很少采用投加优势菌种的办法。

3.3.1.1 棉机织废水处理

棉机织废水处理典型流程见图 3-5。流程中格栅一般设置两道，通常一道为固定式栅条式格栅，一道为自动回转式格栅。

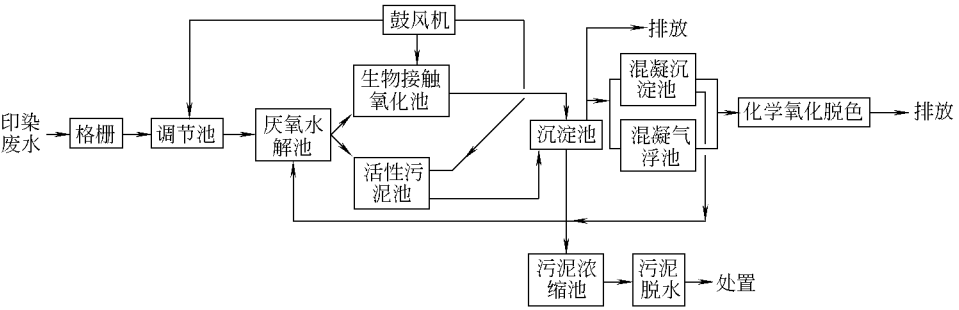


图 3-5 棉机织废水处理典型流程

调节池调节时间一般为 6~8h，其 COD 去除率平均 8% 左右。调节池一般均设有预曝气，气水比为 (2~3) : 1，预曝气主要作用是混合搅拌，带起沉淀物进入下一处理单元。预曝气为间歇曝气，尤其避免充氧影响后续水解酸化池的操作条件。

厌氧水解酸化池根据废水中污染物状况，停留时间为 4~10h，COD 去除率一般为 15%~30%，色度去除率可达 40%~60%。对泡沫的消除（表面活性剂降解）也有明显的效果。

流程中生物接触氧化法、活性污泥法均采用鼓风曝气方式。鼓风机多采用罗茨风机，曝气充氧已很少采用穿孔管，多采用膜片式散流曝气器或弹簧曝气软管，氧气转移率可达 25% 以上。

生物接触氧化池停留时间一般为 $T=8\sim 10\text{h}$ ，COD 去除率约 $55\%\sim 60\%$ ，色度去除率约 50% ，气水比一般为 $(10\sim 12):1$ 。生物接触氧化池通常设计为 $2\sim 3$ 段。

活性污泥法中曝气池的停留时间通常为 $9\sim 12\text{h}$ ，COD 去除率约为 $60\%\sim 70\%$ ，色度去除率约 50% 。

沉淀池沉淀时间通常采用 $1.5\sim 2\text{h}$ ，对较大处理水量，多采用辐流式沉淀池。沉淀污泥通常采用机械排泥方法排入浓缩池，然后进行机械脱水或污泥干化。在厌氧水解池运行初，为了提高池中污泥含量，也采用部分沉淀池污泥回流方法。

混凝沉淀或混凝气浮工艺，都采用化学投药方法。投药品种多为聚合铝或聚合铁，其产生的污泥也排入污泥浓缩池与生物污泥一并处理。混凝沉淀（气浮）法 COD 去除率约为 $35\%\sim 50\%$ ，色度去除率约 $40\%\sim 50\%$ 。混凝反应机械搅拌为好，混凝反应的水力条件是该设备处理效果的关键。

当废水 pH 值较高时，在调节池前应考虑加酸中和。但是当企业设有三效蒸发丝光淡碱回收装置并严格控制生产过程中碱用量时，印染废水 pH 值为 $9.0\sim 9.5$ 左右，一般可不需考虑中和装置。

在流程中，根据各地排放标准和处理后水质状况，又提出了不同的排放部位。可在沉淀池后排放，也可在混凝沉淀池后排放。

3.3.1.2 棉针织废水处理

棉针织印染废水中，由于纤维织造时经纱不需上浆工艺，其废水中不含浆料成分，因此废水中有机污染物含量低于棉机织印染废水，其处理流程相对较短，有关设计参数也较低。典型流程见图 3-6。

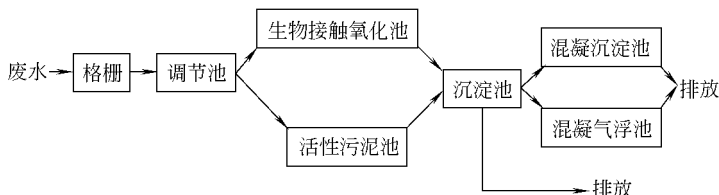


图 3-6 棉针织废水处理典型流程

流程中格栅要求与棉机织废水处理相同。调节池中停留时间为 $6\sim 8\text{h}$ ，COD 去除率平均 8% 。通常也采用预曝气方式进行搅拌，防止其沉淀及保证其去除率。生物接触氧化池停留时间为 $6\sim 8\text{h}$ ，COD 去除率 $55\%\sim 60\%$ ，色度去除率 50% ，气水比 $(8\sim 10):1$ 。其中的生物接触氧化池可采用二段法。活性污泥池停留时间为 $8\sim 10\text{h}$ ，COD 去除率 $60\%\sim 70\%$ ，色度去除率 50% 。沉淀池沉淀时间通常为 $1.5\sim 2\text{h}$ 。

根据废水水质情况可适当调整上述有关参数，亦可选用棉机织废水处理典型流程，但有关参数需做相应调整。

近些年来间歇式活性污泥法、SBR 法及其变形的 CASS 法、DAT-IAT 法等 在印染废水处理中多有应用。由于其运行中有兼氧条件，可以不设或减小厌氧水解酸化池。

3.3.2 丝绸印染废水处理技术

丝绸印染又分为真丝绸印染和仿真丝绸印染两种。两种产品的染色与印花工艺不同，其使用的染料和助剂也不相同，因而排放废水水质不同，治理的工艺流程也不相同。

3.3.2.1 天然真丝绸印染废水处理

天然真丝绸产品废水又分为脱胶废水和印染废水两种。

(1) 真丝脱胶废水处理 真丝脱胶废水为较高浓度的有机废水，可生物降解性能较好。

其中，煮茧废水量占 7%~10%，缫丝废水量占 60%~65%，其余废水为绕丝及废茧处理等工序产生。浓脱胶废水其浓度指标一般为 COD 5000~10000mg/L，BOD 2500~5000mg/L，pH=9.0~9.5。一般脱胶高浓度废水水量较少，而脱胶冲洗水量较大，水质浓度较低，其 COD 500~1000mg/L，BOD 300~600mg/L。一般采用分质处理后再混合处理，或全部废水直接混合后再进行处理。真丝脱胶废水处理典型流程见图 3-7。

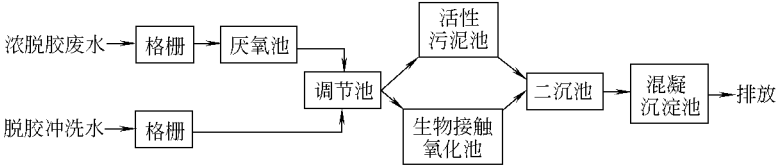


图 3-7 真丝脱胶废水处理典型流程

流程中格栅设置二道，厌氧池采用 UASB 或 AAFEB，停留时间 8~12h，采用常温发酵，COD 去除率 80%~85%左右。调节池停留时间 6~8h。生物接触氧化池停留时间 6~8h，气水比 (10~12) : 1，一般采用二段法，COD 去除率为 60%左右。活性污泥池停留时间 8~10h，COD 去除率 60%~65%。二沉池的沉淀时间 1.5~2.0h，通常采用竖流式或平流式。

(2) 天然真丝绸印染废水处理 天然真丝绸指以天然蚕丝（桑丝和柞丝）为原料的各类产品，其废水中除了天然丝绸上所含的蜡质及浆料外，主要为染料和助剂。其废水的污染物浓度类似于毛精纺产品和绒线产品。

真丝绸印染废水处理典型流程见图 3-8。

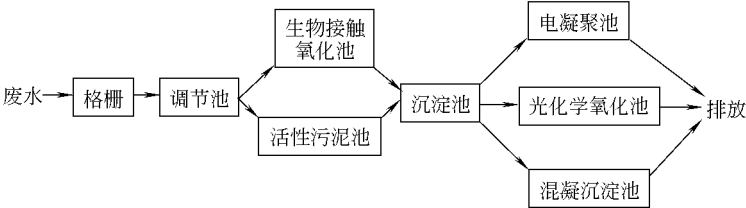


图 3-8 真丝绸印染废水处理典型流程

流程中格栅采用两道。调节池停留时间 8~10h。生物接触氧化池停留时间 6~8h，气水比 (10~12) : 1，COD 去除率 60%，色度去除率 50%。活性污泥池停留时间 10~12h，COD 去除率 60%~65%，色度去除率 50%。沉淀池多采用竖流式，水量大时采用平流式或辐流式，沉淀时间 1.5~2.0h。

还有少数真丝绸印染企业中含有缫丝脱胶车间，产生部分脱胶废水，根据废水量的大小，可以对浓脱胶废水单独进行厌氧处理后，再与脱胶冲洗水和染色废水混合，然后继续进行好氧和化学处理，也有采用厌氧水解-好氧生物处理工艺。一般选择合理的处理单元及参数，可以处理达标。

3.3.2.2 化纤仿真丝绸废水处理

化纤仿真丝绸产品加工过程中，产生碱减量废水和印染废水，其中碱减量废水是难降解高浓度有机废水。

碱减量工艺又分为间歇式和连续式两种。间歇式工艺可以回收大部分碱液，再用于生产并将涤纶织物水解下来的对苯二甲酸通过压滤形成泥饼而被去除。连续式碱减量工艺可通过多次减量并适当补充碱液后，定期排放残液。此时残液中含有一定量碱液，主要是难生物降

解的对苯二甲酸，这是一种难生物降解物质。

当采用连续式碱减量工艺时，多数企业将碱减量残液单独处理到一定程度后再与印染废水混合进行混合废水处理。碱减量废水一般采用降温和加酸中和办法降低其 pH 值，再与其他废水混合处理。当碱减量废水水量较小时，也可与印染废水混合在一起进行统一处理。化纤仿真丝废水处理典型流程见图 3-9。

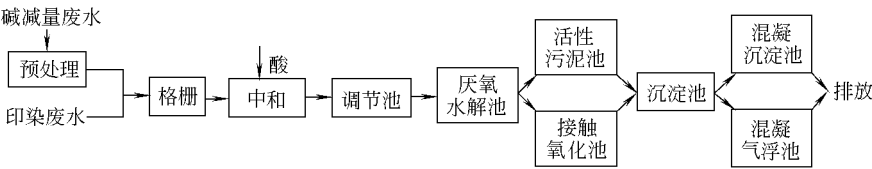


图 3-9 化纤仿真丝废水处理典型流程

流程中格栅设置两道。其中一道为固定式格栅，另一道为自动回转式格栅。

为了使处理的废水水质和水量均匀，增加混合条件，调节池调节时间 8~12h，当废水碱性较高时，需加酸中和至 pH=9~10 左右，以利后续生物处理单元正常运行。厌氧水解酸化池停留时间 18~24h，COD 去除率为 15%~20%。生物接触氧化池停留时间 15~25h，COD 去除率 55%~60%。活性污泥池停留时间 20~30h，COD 去除率 60%~65%。为了提高生物接触氧化池和活性污泥池中曝气池的去除效果，发挥不同微生物菌种的特性，通常将其设计为二段（级）或三段（级）。沉淀池沉淀时间 1.5~2.0h。混凝沉淀和化学氧化作为达标排放保证单元，其投药量和耗电量根据实际情况确定。

3.3.3 毛纺染色废水处理技术

3.3.3.1 洗毛废水处理

毛纺织产品主要是由羊毛纤维加工成的纯毛纺织产品或羊毛纤维与化学纤维按不同比例加工而成的毛混纺织产品。一般毛纺织产品中羊毛占较大比例，而化学纤维所占比例较小。

羊毛是天然的动物性蛋白质纤维，从羊身上取下的天然原毛中除主要为羊毛纤维外，还含有羊汗、羊毛脂及固体杂物等杂质。为了使纤维具有可纺性及染色均匀，必须将原毛中羊毛纤维以外的物质全部除去，这就是洗毛过程。洗毛过程中以水为媒体，另外还需投加一定量的纯碱、洗涤剂表面活性剂，通过洗毛联合机的机械洗涤作用和各种洗涤物质的物理化学作用，达到洗净羊毛的目的。洗毛加工的不同槽体产生不同浓度的洗毛废水，其中第一槽洗毛废水含泥沙等悬浮颗粒较多，而第二、第三槽主要含有一定量的羊毛脂等物质需进行回收，而第四、第五槽废水主要作为逆流洗涤补充水用。五槽洗毛机洗毛工艺原理见图 3-10。

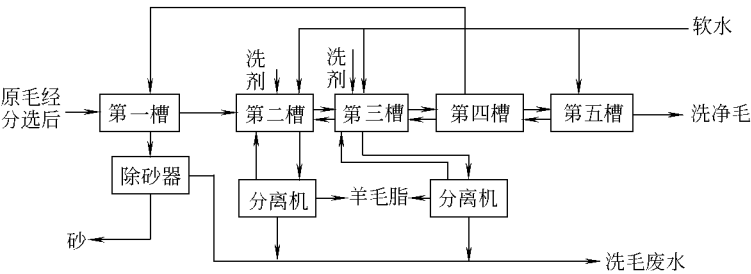


图 3-10 五槽洗毛机洗毛工艺原理

排放的洗毛废水中仍含有一定量固体杂物（主要为砂、土等）及羊毛脂、羊汗等有机物，其废水中有机污染物含量高，其 COD、BOD 值均达 10g/L 以上。由于采取逆流漂洗工

艺节约用水并不断从二槽、三槽废水中提取羊毛脂，使洗毛废水排放量控制在 10~30t/t 毛。洗毛废水经过沉淀及提取羊毛脂后，其有机污染物含量约为 COD 10~20g/L，BOD 8~10g/L，这种废水属于可生物降解性较好的有机性废水。废水单独处理时流程较长，主要采用完全厌氧处理工艺或兼氧工艺，去除相当量有机污染物后，再进行好氧生物处理。为了达标，还需进行混凝沉淀或混凝气浮等化学处理工艺。我国也有部分毛纺织企业设有洗毛车间，洗毛废水经过提取羊毛脂和厌氧处理后，再与企业生产过程中排放的染色废水混合进行好氧处理。如染色废水量较大，有机污染物含量较低，可能不需要进行化学投药处理，因为洗毛废水量远小于印染废水量，而且由于经适度处理的洗毛废水加入后可以改善混合废水的可生物降解性能，提高系统的处理效果。为了去除洗毛过程残留的草刺等植物杂质，需加酸使其炭化。洗净毛经炭化排放的废水呈弱酸性，有机物含量较低。这种废水与提取羊毛脂后的洗毛废水混合，可明显降低洗毛废水浓度，处理工艺的有机负荷降低，有利于处理工艺的达标排放。

从洗毛废水中提取的羊毛脂为粗制羊毛脂，其中含有一定量的水分和杂质，经过精细加工后，可获得高附加值的精制羊毛脂。精制羊毛脂是高级润滑油和高级化妆品的主要原料。原毛中羊毛脂含量随羊毛品种而定，一般细长毛羊毛含脂量高，而粗毛羊毛含脂量低。我国细羊毛含脂量为 9%~15%，进口澳洲毛含脂量 15%~25%。以我国目前的羊毛脂回收技术水平而言，当羊毛脂含量大于 8% 均可以进行羊毛脂回收。

洗毛废水处理典型流程见图 3-11（图中鼓风及污泥系统没有标出）。

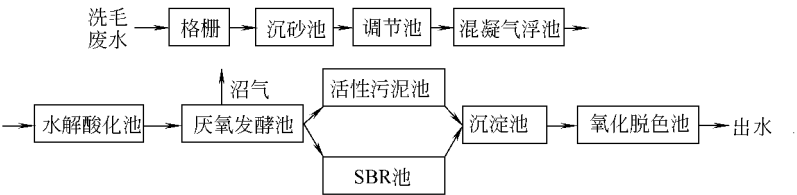


图 3-11 洗毛废水处理典型流程

流程中，洗毛废水是指经提取羊毛脂后第二槽、第三槽废水和第一槽的浸洗废水的混合废水。格栅间设置三道，一道为粗格栅，一道为自动固液分离机，最后一道为过滤筛板。沉砂池的停留时间 1.5~2.0h。调节池调节时间 8~10h，增加了预曝气后其 COD 去除率为 30%左右。混凝气浮池主要去除废水中残存的羊毛脂等，投药后 COD 去除率 40%~50%。

水解酸化池为完成厌氧发酵的前期过程，可保证厌氧过程的效率。停留时间 4~6h，其 COD 去除率为 20%左右。

厌氧发酵池采用 UASB、AAFEB 或上流式厌氧膨胀床反应器，当保持中温厌氧条件时，废水停留时间 8~12h，COD 去除率可达 60%~75%。而在常温条件下，其去除率会降低，此时应适当增加废水停留时间。当洗毛废水量较大时，产生的沼气可以收集利用，否则将采取高空排放。

活性污泥池或生物接触氧化池停留时间一般为 10~12h，COD 去除率一般为 50%~60%。

当企业没有洗毛车间和染色车间时，洗毛车间废水采用厌氧处理，可采用上述有关设计参数。但是，当洗毛废水厌氧处理后与染色废水混合再处理时，上述有关参数应进行修改，其处理典型流程见图 3-12。

由于洗毛废水为高浓度有机性废水，其排放标准按有关规定执行。

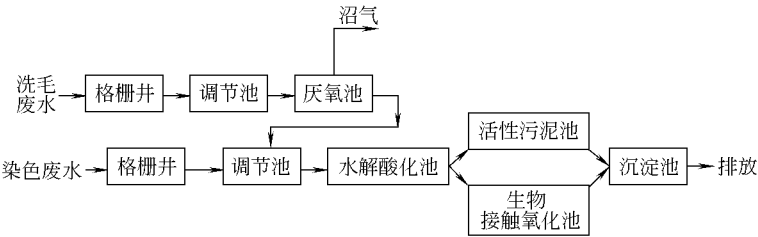


图 3-12 洗毛废水与染色废水混合处理典型流程

3.3.3.2 毛纺织染色废水处理

毛纺产品分为毛粗纺产品（毛呢、毛毯等厚型织物）、毛精纺产品（毛料等薄型织物）和绒线产品。

毛纺织废水主要指毛粗纺、毛精纺及绒线产品在染色过程中产生的各种废水的总称。它包括染色残液、漂洗水、洗呢水、缩绒水等。其中染色残液和初次漂洗水中含有部分剩余染料及大部分或全部染色助剂，而其余各类废水污染物浓度较低。毛粗纺产品排放废水中有机物浓度及色度均高于毛精纺产品废水相应指标。而绒线产品排放废水介于上述两者之间。

毛纺织产品加工过程中主要污染源是染色工艺，它包括散毛染色、坯呢染色和毛条染色。纯毛产品染色过程排放的染色废水一般微弱酸性，但由于一定量化学纤维的采用，毛混纺产品其染色废水一般呈中性或弱碱性，毛纺染色混合废水基本呈中性。

纯毛产品染色废水其 B/C 比约为 0.4，属于易生物降解的废水，而纯毛与毛混纺产品并存的染色废水其 B/C 比约为 0.3，属于较易生物降解的废水。因此，毛纺染色废水总体上属于可生物降解性较好的有机性废水。另外毛纺织产品所用染料均为水溶性染料，在染液中呈离子状态，羊毛又是蛋白质纤维，上染率高，残液中染料含量较低，也易于被外加相反电荷的离子所中和，因此较易于脱色。

（1）毛粗纺染色废水处理 其典型流程见图 3-13。

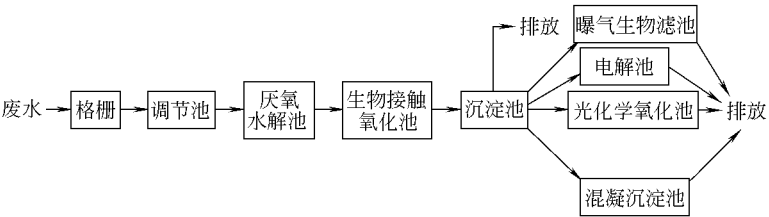


图 3-13 毛粗纺染色废水处理典型流程

流程中格栅一般设置两道，一道采用固定式格栅，另一道采用自动清理回转式格栅。调节池停留时间 8~10h，COD 去除率为 8%~10%，一般多采用预曝气方式，预曝气强度应不影响后续厌氧水解池的溶解氧限值。厌氧水解酸化池停留时间 4~6h，池体 1/2~2/3 装设填料，COD 去除率为 20%~30%。生物接触氧化池停留时间 6~8h，可以采用二段法或多段法，内置半软型填料。气水比（8~12）：1（采用膜片式曝气器时），COD 去除率为 50%~60%。沉淀池沉淀时间 2.0h，小水量时采用竖流沉淀池。

曝气生物滤池（BAF）停留时间 0.5~1.0h，气水比（2~3）：1，COD 去除率为 40%~50%，色度去除率为 40%~60%。BAF 池需设有冲洗设备，填料建议采用多孔陶粒。光化学氧化池停留时间 0.5~1.0h，COD 去除率为 50%，色度去除率为 80%。

混凝沉淀池投药以聚合铝为主，停留时间 2.0h，其中混凝时间应保证 20min，COD 去除率 40%，色度去除率 40%。

也有采用铁阳极电解处理的，处理时间 0.5~1h，脱色率 50%左右，COD 尚可进一步削减。

根据排放标准不同，废水可以由不同部位排放。

(2) 毛精纺染色废水处理 其典型流程见图 3-14。

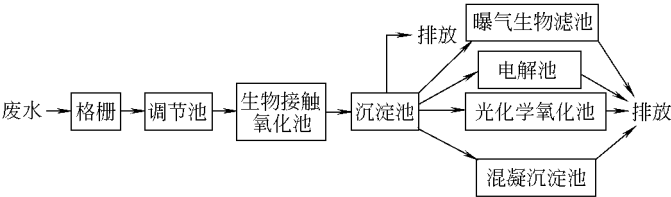


图 3-14 毛精纺染色废水处理典型流程

流程中设格栅两道，分别为一道人工清理格栅，一道自动回转机械格栅。调节池停留时间 8~10h。生物接触氧化池停留时间 6~8h，气水比 (6~8):1 (曝气器)。沉淀池沉淀时间 1.5~2.0h。其后各处理单元的有关参数及去除率可参照上述毛粗纺废水处理典型流程中同类单元参数，并做适当调整。

由于毛精纺废水有机物含量较低，故其流程较短。根据企业实际情况也可采用毛粗纺废水处理流程。只要选择合适的设计参数，废水经过厌氧水解和生物接触氧化工艺流程，也可实现达标排放。

(3) 绒线染色废水处理 其典型流程见图 3-15。绒线染色排放的废水中有机物含量高于毛精纺废水中有机物的含量，但废水量一般较少。

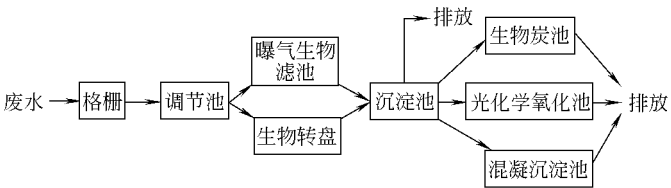


图 3-15 绒线染色废水处理典型流程

由于毛线染色的废水中含纤维较多，故格栅必须设置两道，一道人工清理格栅，一道为自动清理格栅。流程中调节池停留时间 8~10h。曝气生物滤池停留时间 6~7h，气水比(8~10):1(曝气器)。有条件时可采用生物转盘，直径为 2.0~3.0m，盘片距 3cm，有机负荷为 20g/m²，盘外缘转速为 15~20m/min。沉淀池沉淀时间 1.5~2.0h。其后各处理单元的设计参数和去除率与毛粗纺产品基本相同。采用厌氧水解酸化串联生物接触氧化工艺，即采用全生物治理流程，也可满足达标排放要求。

由于毛纺织产品染色废水可生物降解性能较好，故其生物处理单元运行较稳定，去除效率也较好。采用上述流程均可获得满意效果。

3.3.4 麻纺印染废水处理技术

麻纺印染产品加工过程中产生麻脱胶废水和印染废水。

麻脱胶工艺目前基本采用集中式工厂化的化学脱胶方法，由专业化脱胶厂对脱麻胶废水进行单独处理。第一类废水为煮练残液，主要为煮练过程中产生可生化性较好的废水，其废

水 B/C 比为 0.3~0.4，废水呈棕褐色。COD 值一般为 10~15g/L。第二类废水为洗麻水、浸酸水等中段水，这部分废水水量较大，其 COD 值为 400~500mg/L。第三类废水为漂酸洗水，其 COD 值为 100~150mg/L。这几种废水混合后其 COD 值约为 2500~4000mg/L，BOD 800~1500mg/L，SS 200~600mg/L，pH 值 9~12，色度 400~600 倍。麻脱胶废水为高浓度偏碱性有机废水，可生物降解性较好。

3.3.4.1 麻脱胶废水处理

其典型流程见图 3-16。

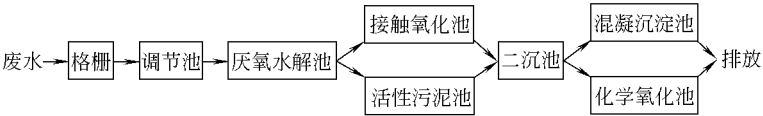


图 3-16 麻脱胶废水处理典型流程

流程中，格栅设置两道，调节池的调节时间 10~12h，其 COD 去除率约为 10%。厌氧水解池停留时间 8~10h，其 COD 去除率为 25%~35%。接触氧化池停留时间 8~10h，COD 去除率 60%。活性污泥池停留时间 10~12h，其 COD 去除率 60%~65%。二沉池沉淀时间 1.5~2.0h。

混凝沉淀池其投药量按聚合铝计（含 Al₂O₃ 7%~10%）为 100~150mg/L，其 COD 去除率为 50%~60%。

化学氧化法中目前应用较好的为光化学氧化法去除 COD，去除率为 50%~60%。此方法脱色效果明显。

麻纺印染废水处理中，当脱胶车间排放一定量脱胶废水时，一般将脱胶废水预处理后与印染废水进行混合处理。混合后废水水质根据脱胶废水和印染废水水量的比例来确定。可参照上述流程，对有关设计参数进行修改。

3.3.4.2 麻纺印染废水处理

当麻纺厂只有染色和印花工艺时，麻纺印染废水水质与棉纺印染废水水质基本相近，使用染料和助剂也基本相同，只是织物颜色较浅。可参照棉机织废水处理流程，根据废水水质情况，对有关参数做适当调整。

第 4 章 印染废水的物理处理方法

印染废水物理处理对象有：原水中带有的漂浮物、悬浮物及细小纤维，废水经化学处理的反应产物，废水生物处理后生成的活性污泥或生物膜。物理处理的方法有格栅、沉淀、气浮、过滤等。调节是为了稳定均和水质水量，亦属物理处理过程。

4.1 格栅与筛网

4.1.1 格栅

格栅是一组平行的金属栅条制成的框架，斜置在水流经的渠道上，用以截阻大块的呈悬浮状态的污物。在废水处理流程中，格栅是一种对后续处理构筑物或水泵机组具有保护作用的处理设备。

对印染废水，栅条的间距一般采用 $10\sim 20\text{mm}$ 。格栅截留的污物数量，因栅条间距、废水悬浮物不同而异，印染废水处理用格栅的污物截留量约为水中悬浮物的 $60\%\sim 70\%$ ，污物的含水率为 $70\%\sim 80\%$ ，密度约为 $750\text{kg}/\text{m}^3$ 。

格栅按清理污物的方式分，有人工和机械格栅两类。图 4-1 所示是人工清除污物的格栅示意，图 4-2 是常见机械格栅。

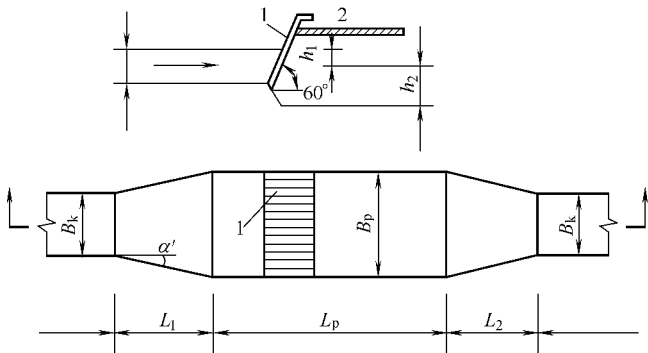


图 4-1 人工清除污物的格栅示意

1—栅条；2—工作平台

L_1 、 L_2 、 L_p —格栅扩大段、缩小段及槽体长度； B_p 、 B_k —格栅槽体前后引伸段口宽度；

α' —展开角； h_1 、 h_2 —过栅水头损失及格栅槽水深

印染废水处理中，当原水悬浮物含量高、处理水量大（每日截留污物量大于 0.2m^3 的格栅）、清除污物数量大时，为了减轻工人劳动强度，一般应考虑采用机械格栅。

4.1.1.1 机械格栅

栅条间距分粗、中、细三种，栅条间距大都在 $10\sim 20\text{mm}$ 左右。机械格栅的间距不宜过小，否则格栅间的耙齿易被卡住。机械格栅的倾斜度较人工格栅为大，通常采用 $65^\circ\sim$

70°。传动系统多采用电力传动系统，齿耙用链条传动，移动速度一般在 2m/min 左右。

我国目前已安装的机械格栅有履带式及抓斗式两种。图 4-2 是一种常见的机械格栅，其齿耙装置（包括驱动和导向）所占空间较小，用钢丝绳传动。抓斗由一根横轴固定，沿着槽钢导轨做上下运动。齿耙上升到一定高度与触点继电器相碰，则推动挡板，污物从斗中卸出，倾入污物车。格栅宽可根据需要定制，有 1~2m 的规格。栅条间距为 10~25mm。这种机械格栅水下无传动部件，可以在操作台上进行维修。两根槽钢导轨也可吊起。驱动机械采用 1.1kW 电机及一台两级蜗轮减速箱。齿耙移动线速度为 2.3m/min。格栅内外水位差超过 30cm 时自动启动，水位差消失后即自动停车。

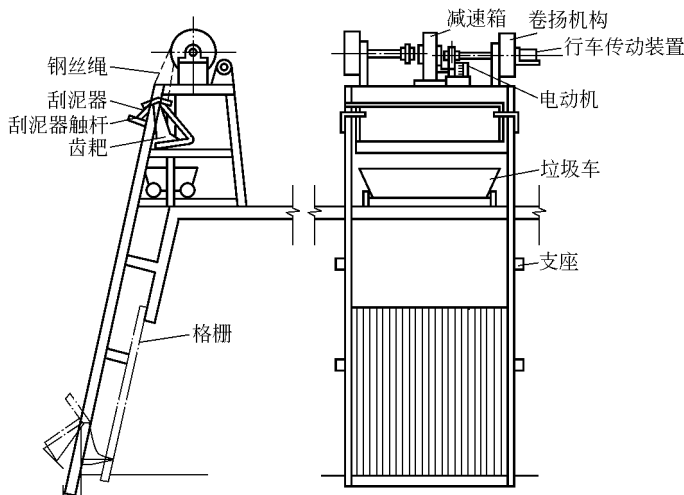


图 4-2 常见机械格栅

4.1.1.2 人工格栅

栅条的断面形状，以圆形断面栅条的水力条件好，水流阻力小，但刚度较差，一般多采用断面为矩形的栅条。为了防止栅条间隙堵塞，废水通过栅条间隙的流速一般不应小于 0.8~1.0m/s。为了防止格栅前管渠内水面出现阻流回水现象，放置格栅的渠道与栅前渠道联结的展开角度 α' ，应为 20°，从而可得栅前渠道扩大段的长度 L_1 为

$$L_1 = \frac{B_p - B_k}{2 \tan \alpha'} = 1.37(B_p - B_k) \quad (4-1)$$

式中各项符号的意义参见图 4-1。栅后渠道渐缩的长度，取 $L_2 = 0.5L_1$ 。

格栅水力计算的主要内容是废水流经格栅阻力损失的计算，对此，可用下式计算。

$$h_1 = k h_p \quad (4-2)$$

$$h_p = \xi \times \frac{v^2}{2g}$$

式中， h_p 为设计水头损失 (m)； g 为重力加速度 (m/s^2)； k 为考虑由于污物的堵塞，格栅阴力增大的系数； v 为格栅间隙过水流速 (m/s)； ξ 为栅条间隙局部阻力系数，可选用 1~1.5。

栅后渠底高程应较栅前渠底下落按式 (4-2) 计算出的 h_1 值。为简化计算，在工程上 h_1 值可按经验定为 10~15cm。

格栅间隙数目 n 可按下式求定。

$$n = \frac{Q_{\max} \sqrt{\sin \alpha}}{b h v} \quad (4-3)$$

式中, $Q_{\max}$ 为最大设计流量 (m^3/s); b 为栅条间距 (m); h 为栅前水深 (m); v 为水流经格栅流速 (m/s)。

栅条间隙数目为 n , 则栅条数应为 $n-1$, 从而可得格栅的总设计宽度 B_p 为

$$B_p = S(n-1) + bn \quad (4-4)$$

式中, S 为栅条宽度 (m)。

格栅一般都安设在废水处理流程之首, 可去除印染废水中漂浮物与悬浮纤维, 防止后续机械设备运行故障, 保证沉淀、气浮等分离设备正常运转, 因而不可忽视。

4.1.2 栅网及捞毛机

毛纺、化纤、印染工业废水中含有大量的长约 $1\sim 200\text{mm}$ 的纤维类杂物。这种呈悬浮状的细纤维, 不能通过格栅去除。如不清除, 则可能堵塞排水管道和缠绕水泵叶轮破坏水泵的正常工作。这类悬浮物可用筛网或捞毛机去除。筛网或捞毛机可有效地去除和回收废水中的羊毛、棉及化学纤维等纤维杂质, 具有简单、高效、不加化学药剂、运行费低、占地面积小及维修方便等优点。

4.1.2.1 筛网

通常用金属丝或化学纤维编制而成, 有转鼓式、转盘式、振动式、回转帘带式 and 固定式倾斜筛多种形式。筛孔尺寸可根据需要, 一般为 $0.15\sim 1.0\text{mm}$ 。

(1) 水力回转筛 其结构如图 4-3 所示。由锥筒回转筛和固定筛组成。锥筒回转筛呈截头圆锥形, 中心轴水平。废水从圆锥体的小端流入, 在从小端流到大端的过程中, 纤维状杂物被筛网截留, 废水从筛孔流入集水装置。被截留的杂物沿筛网的斜面落到固定筛上, 进一步脱水。旋转筛网的小端用不透水的材料制成, 内壁有固定的导水叶片, 当进水射向导水叶片时, 便推动锥筒旋转。一般进水管应有一定的压力, 压力大小与筛网大小和废水水质有关。

(2) 固定式倾斜筛 如图 4-4 所示。筛网用 $20\sim 40$ 目 (筛孔约 $350\sim 650\mu\text{m}$) 尼龙网或铜丝网张紧在金属框架上, 以 $60^\circ\sim 75^\circ$ 的斜角架在支架上。印染废水处理中一般用它回收纤维。废水由配水槽经溢流堰均匀地沿筛面流下, 纤维被截留并沿筛面落入集浆槽后回收利用。废水穿过筛孔到集水槽后, 进一步处理。筛面用人工或机械定期清洗。

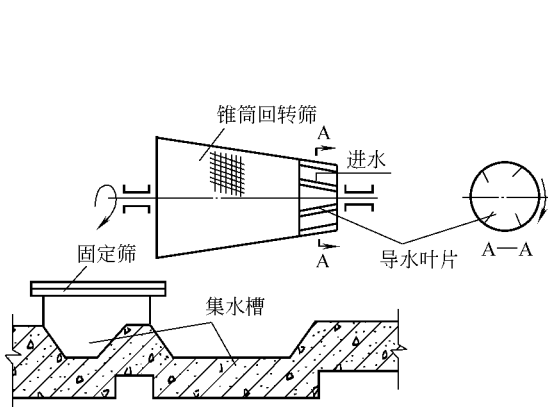


图 4-3 水力回转筛结构示意图

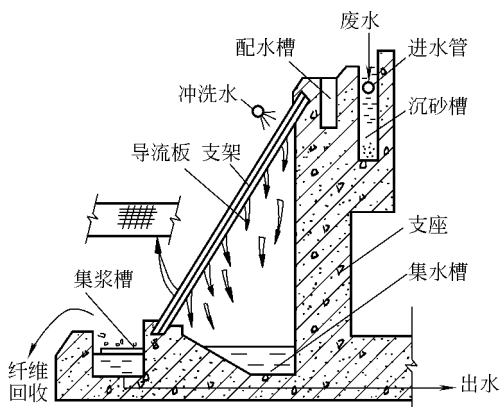


图 4-4 固定式倾斜筛

(3) 振动式筛网 如图 4-5 (a) 所示。废水由渠道流入倾斜的筛网上, 利用机械振动, 将截留在筛网上的纤维杂质卸下送到固定筛, 进一步进行脱水, 废水流入下部的集水槽中。

(4) 电动回转筛网 如图 4-5 (b) 所示。筛孔一般为 $170\mu\text{m}$ (约 80 目) $\sim 5\text{mm}$ 。网眼小, 截留悬浮物多, 但易堵塞, 增加清洗次数。国外采用电动回转筛对二级出水进一步处理后, 回用作废水处理厂曝气池的消泡水。采用孔眼 $500\mu\text{m}$ (30 目左右) 的网。回转筛网一

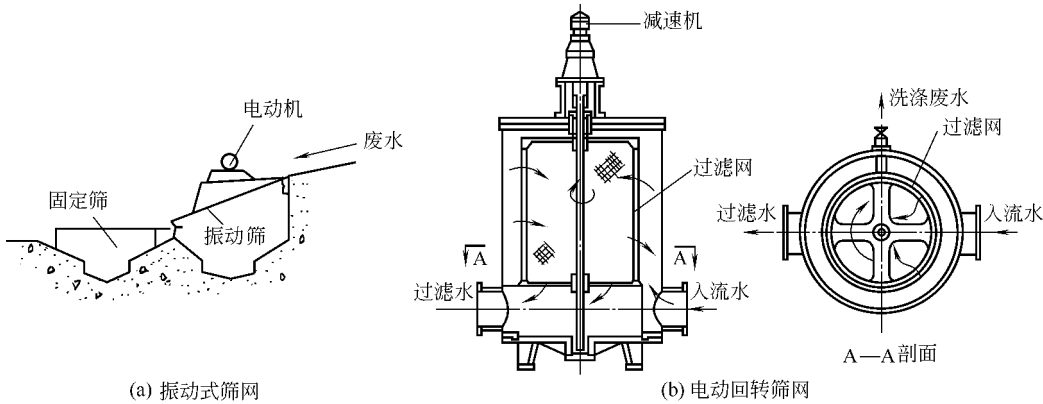


图 4-5 筛网示意

般接在水泵的压水管上，利用泵的压力进行过滤。孔眼堵塞时，利用水泵供水进行反冲洗，筛网的反冲洗压力在 0.15MPa 以上。

4.1.2.2 捞毛机

捞毛机实际是一种卧式回转筛网，常用于毛纺印染废水处理。目前国内使用的捞毛机有圆筒形和链板框式两种。圆筒形捞毛机如图 4-6 所示。

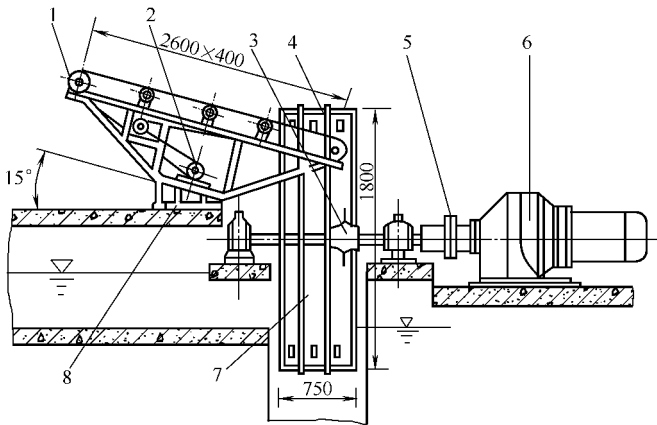


图 4-6 圆筒形捞毛机

- 1—皮带运输机构；2—筒形筛网轴承座；3—连接轮毅；4—筒形筛网框架；5—联轴器；
6—行星摆线针轮减速机；7—筛网；8—皮带运输机行星摆线针轮减速机

圆筒形捞毛机安装在废水处理站入口格栅之后。含有纤维杂质的废水进入筒形筛网后，纤维被截留在筛网上。筛网旋转时，被截留的纤维杂质转到筛网顶部，在这里安装一排压力喷水口，纤维杂质被喷水口流出的水冲洗后，送到安装在筒形筛网中心的输送皮带上，然后落入小车或地上，再由人工送出。筛网圆筒直径为 800~2200mm，筛网宽度为 500~800mm。孔眼为 9.5 目/cm。筛网转速为 2.5r/min。圆筒形捞毛机适用于进水渠水深不大于 1.5m 的情况下。如水深增加，则筒径增大。

4.2 废水的均和调节

4.2.1 调节池的构造型式

调节池的构造型式和容量大小，应根据废水水质、水量变化情况和处理工艺的要求确

定。如仅调节水量，用一般水池即可。如兼有调节水质的要求，可辅以搅拌混合。采用空气搅拌的调节池一般为矩形，空气用量为 $4\sim6\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{h})$ 。调节池有效水深一般为 $3.0\sim5.0\text{m}$ 。穿孔导流槽调节池（如图 4-7）对水质调质效果较好，为防止沉积需设间歇曝气管。

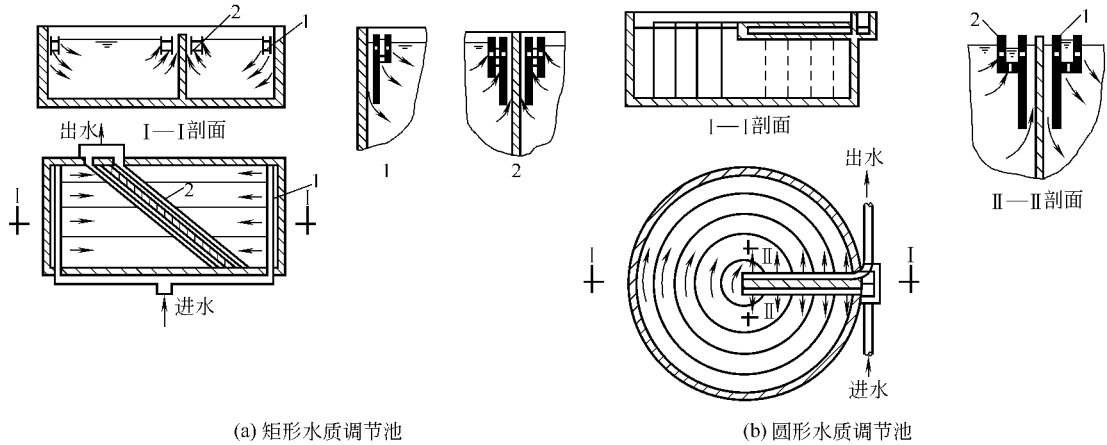


图 4-7 穿孔导流槽调节池
1—配水槽；2—集水槽

图 4-7（a）为矩形水质调节池，出水槽沿对角线方向设置。废水从左右两侧配水槽进入池内后，经过不同的时间流入出水槽，因此出水槽中的废水是由不同时间流入的不同浓度废水混合而成，从而达到自动水质调节的目的。图 4-7（b）为圆形水质调节池。图 4-8 为矩形隔板水质调节池，配水槽设在调节池上面，通过许多孔口溢流，投配到调节池前后各个不同位置内，使废水在池内得到混合与均衡。调节池起始端（入口）进水量为总进水量的 $1/3\sim1/4$ ，其余水量通过各个投配口进入池内。

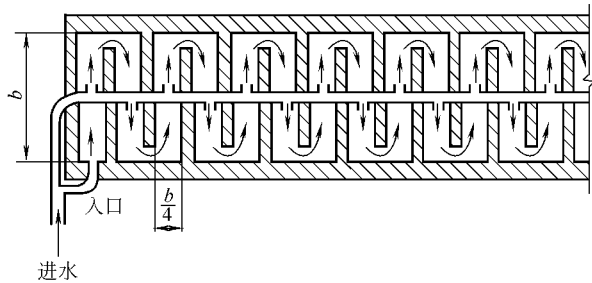


图 4-8 矩形隔板水质调节池
 b —调节池宽度

4.2.2 调节池的设计与计算

调节池的设计主要是选择池型和确定其有效容积，然后计算其各部尺寸和搅拌设备。调节池有效容积的确定分停留时间法和累积曲线法两种。

4.2.2.1 停留时间法

该法是目前国内应用最普遍的方法。关键在于确定合适的停留时间。对于呈周期性变化的废水，可以按高峰时的流量和浓度来考虑。当废水水质和水量变化无规律时，应根据废水的毒性、水质水量变化幅度和后续处理设备的要求选取，并使任何时间内的平均浓度不得超过最大允许值。对于纺织印染废水，停留时间一般为 $8\sim10\text{h}$ 。当缺乏水质水量变化资料时，停留时间可凭经验选取，但往往由于场地和投资的限制，选用的停留时间多数偏小，以

致处理设备投产后,因调节不能起到应有的作用,影响后续处理设备的处理效果。

调节池容积按下式计算。

$$V=QT \quad (4-5)$$

式中, V 为调节池有效容积 (m^3); Q 为平均进水流量 (m^3/h); T 为停留时间 (h)。

【例 4-1】设计某印染厂的调节池。已知:设计流量 $Q=184\text{m}^3/\text{h}$, 停留时间 $T=8.0\text{h}$, 采用穿孔管空气搅拌, 空气量 $4\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 。

(1) 调节池有效容积 $V=QT=184 \times 8=1472\text{m}^3$ 。

(2) 调节池尺寸 调节池平面形状为矩形。由于受场地的限制, 其有效水深 h_2 采用 5.2m , 调节池面积 $F=V/h_2=1472/5.2=283\text{m}^2$ 。

池宽 B 取 8.0m , 则池长 $L=F/B=283/8=35.2\text{m}$, 取 $L=35\text{m}$ 。

保护高 $h_1=0.6\text{m}$, 池总高 $H=0.6+5.2=5.8\text{m}$ 。

(3) 空气管计算 空气量 $Q_s=184 \times 4=736\text{m}^3/\text{h}=0.204\text{m}^3/\text{s}$

空气总管管径 D_1 取 150mm , 管内流速 v_1 为

$$v_1 = \frac{4Q_s}{\pi D_1^2} = \frac{4 \times 0.204}{3.14 \times 0.15^2} = 11.55\text{m/s}$$

v_1 在 $10 \sim 15\text{m/s}$ 范围内, 满足规范要求。

空气支管共设 10 根, 每根支管的空气流量 q 为

$$q = \frac{Q_s}{10} = \frac{0.204}{10} = 0.0204\text{m}^3/\text{s}$$

支管内的空气流速 v_2 应在 $5 \sim 10\text{m/s}$ 范围内, 选 $v_2=5\text{m/s}$, 则支管管径 D_2 为

$$D_2 = \sqrt{\frac{4q}{\pi v_2}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.0204}{\pi \times 5}} = 0.072\text{m} = 72\text{mm}$$

取 $D_2=80\text{mm}$, 则 v_2 为

$$v_2 = \frac{4 \times 0.0204}{\pi \times 0.080^2} = 2.02\text{m/s}$$

穿孔管: 每根支管连接两根穿孔管, 则每根穿孔管的空气流量 $q_1=0.0102\text{m}^3/\text{s}$, 取 $v_3=10\text{m/s}$, 管径 D_3 为

$$D_3 = \sqrt{\frac{4 \times 0.0102}{\pi \times 10}} = 0.036\text{m}$$

取 $D_3=40\text{mm}$, 则 v_3 为

$$v_3 = \frac{4 \times 0.0102}{\pi \times 0.04^2} = 8.1\text{m/s}$$

(4) 孔眼计算 孔眼开于穿孔管底部垂直中心线下斜向 45° 处, 并交错排列, 孔眼间距 $b=100\text{mm}$, 孔径 $\phi=4\text{mm}$, 穿孔管长一般为 4m , 孔眼数 $m=78$ 个, 则孔眼流速 v 为

$$v = \frac{q_1}{\frac{\pi \phi^2 m}{4}} = \frac{0.0102}{0.785 \times 0.004^2 \times 78} = 10.41\text{m/s}$$

(5) 管距阻力计算 沿程阻力 $h_1=103.5\text{mm}$, 局部阻力 $h_2=216\text{mm}$, 布气阻力 h_3 (mm) 为

$$h_3 = 1.2\rho \frac{v^2}{2g}$$

式中，1.2 为布气孔局部阻力系数； ρ 为空气密度， $\rho=1.205\text{kg/m}^3$ ； v 为孔眼流速（m/s）； g 为重力加速度（m/s²）。代入上述结果，有

$$h_3=1.2\times1.205\times\frac{10.41^2}{2\times9.81}=7.98\text{mm}$$

总需水头 $H=H_0+h_1+h_2+h_3$

式中， H_0 为穿孔管安装水深（m）。本例取 $H_0=4.4\text{m}$ ，故

$$H=4.4+0.1035+0.216+0.008=4.80\text{m}$$

根据 Q_s 与 H 选择鼓风机。

4.2.2.2 累积曲线法

该方法是根据废水水量的日变化曲线，应用累积曲线计算均匀出水时调节池的最小容积。下面通过实例介绍该方法的计算过程。

【例 4-2】图 4-9 为某印染厂废水排放量的日变化曲线。试用累积曲线法计算调节池所需容积和停留时间。

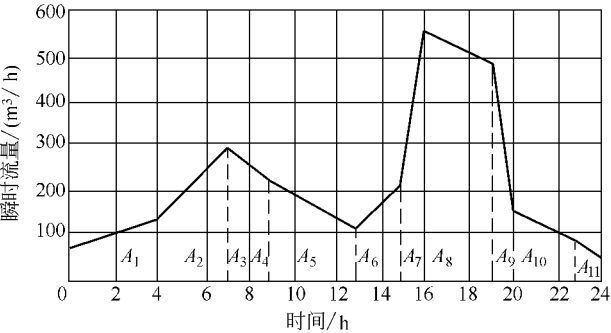


图 4-9 废水流量日变化曲线

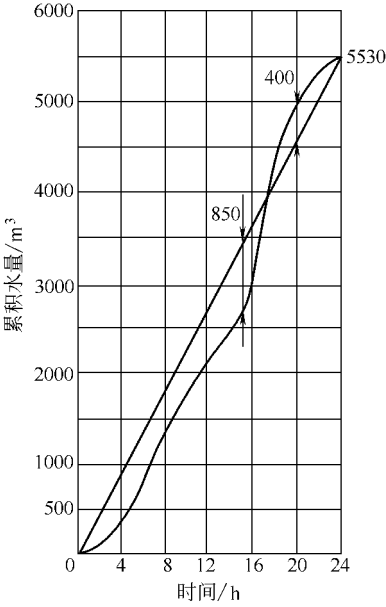


图 4-10 调节池进水、出水累积曲线

(1) 计算每日的总废水量 每日总废水量等于图 4-9 曲线下面的面积，即

$$V=\sum A_i$$

A_i 的面积计算列于表 4-1。

表 4-1 A_i 的面积计算

A_1	A_2	A_3	A_4	A_5	A_6	A_7	A_8	A_9	A_{10}	A_{11}
400	645	285	250	720	360	400	1605	340	435	90

$$V=\sum A_i=5530\text{m}^3$$

平均流量 $Q=\frac{v}{24}=\frac{5530}{24}=230.4\text{m}^3/\text{h}$

(2) 做流量累计曲线

① 用图 4-9 曲线下对应每段计算时间的面积，确定调节池的累计进水量。

如上午 4 时，累计进水量为 $A_1=400\text{m}^3$ ，上午 7 时，累计进水量为 $A_1+A_2=1045\text{m}^3$ 。根据不同时间的累计进水量，做累计进水量曲线，如图 4-10 所示。

② 从图 4-10 左下角的零点与 24h 后总水量为 5530m^3 的点连一直线，该直线即为调节池的均匀出水线。

③ 在两曲线间量出最大正差值和最大负差值。两差值之和为调节池所需最小容积。

最大正差值为 400m^3 ，最大负差值为 850m^3 ，调节池所需要最小容积 $\bar{V}=400+850=1250\text{m}^3$ ，调节池的停留时间 $\bar{T}=1250/230.4=5.42\text{h}$ 。

4.3 废水的沉淀

废水中悬浮物、经混凝后形成的絮体、生物处理后产生的污泥或生物膜可在重力作用下进行分离，这一过程称为沉淀。沉淀法只适用于去除 $20\sim 100\mu\text{m}$ 及以上的颗粒。印染废水中染料、某些助剂等通常需经混凝处理后，使上述胶体物质集聚成较大的颗粒方能去除，其中疏水性染料混凝沉淀去除率较高，而亲水性染料对混凝条件要求较严格。

4.3.1 沉淀的基本类型及沉淀池型式

4.3.1.1 沉淀的基本类型

颗粒沉淀可根据其浓度、密度及特性，分为四种类型。

(1) 自由沉淀 颗粒在沉淀过程中呈离散状态，其形状、尺寸、质量均不改变，下沉速度不受其他粒子的干扰。

悬浮颗粒在层流水体中 ($Re \leq 1$) 时沉降速度 u 可用斯托克斯 (Stokes) 公式表示为

$$u = \frac{g(\rho_s - \rho)d^2}{18\mu} \quad (4-6)$$

式中， ρ_s 、 ρ 分别为颗粒和水的密度； g 为重力加速度； d 为颗粒粒径； μ 为水的动力黏度。

由式 (4-6) 可知，颗粒沉降速度 u 与颗粒粒径 d 关系很大，对分散性颗粒及胶体颗粒如果用药剂混凝方法，使颗粒变大，则可大大改善颗粒沉降速度。

(2) 絮凝沉淀 颗粒在沉降过程中，其尺寸、质量会随深度增加而加大，沉速亦随深度增加而加大。絮凝沉淀的条件是颗粒具有絮凝性。如印染废水经药剂混凝后其沉降特性即属絮凝沉淀，二次沉淀池的生物污泥由于具有黏性，亦属絮凝沉淀。

(3) 拥挤沉淀 颗粒在水中浓度较大时，在下沉过程中彼此干扰，在清水与浑水之间形成明显的界面，并逐渐下降。在印染废水的污泥浓缩中，沉淀分离过程即属拥挤沉淀。

(4) 压缩沉淀 颗粒在水中的浓度增高到颗粒相互接触并部分地受到支撑，颗粒沉降面缓慢下降，并挤出颗粒间隙水。沉淀池的下部污泥区及污泥浓缩池下部应属压缩沉淀。

4.3.1.2 沉淀池的型式

经混凝处理的原水，其中微小悬浮物和胶体杂质被聚集成较大的固体颗粒，这些固体颗粒依靠重力作用从水中分离出来的过程或二沉池活性污泥沉降分离的过程等均称为沉淀。进行沉淀分离的设备称为沉淀池。

按水流方向不同，沉淀池分为平流式、辐流式和竖流式三种，如图 4-11 所示。

(1) 平流式沉淀池 废水从池一端进入，按水平方

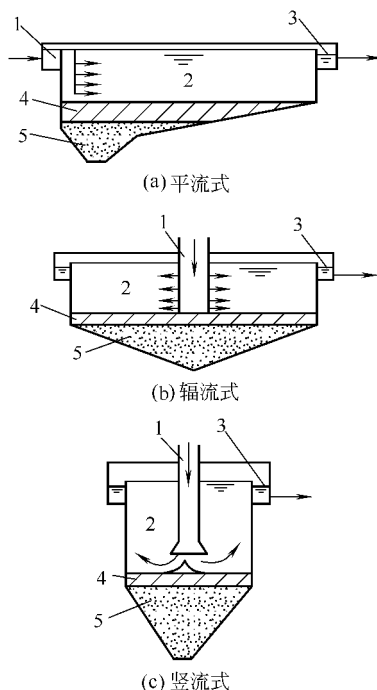


图 4-11 沉淀池类型

1—进水区；2—沉淀区；3—出水区；
4—缓冲区；5—污泥区

向在池内流动，水平流速不变，澄清水从另一端溢出。池子平面呈长方形，在进口处底部设贮泥斗，贮存沉淀污泥，并由排泥管排出池外。也有平底，采用吸泥机排泥。

(2) 辐流式沉淀池 池平面呈圆形。废水从池中央进入，沿径向向四周呈水平流动，水平流速由大到小逐步变化，有利于污泥颗粒沉降，澄清水从池周边集水堰溢出。沉淀污泥由刮泥机集中于池子底部中央泥斗，并由排泥管排出。当污泥浓度高时，易产生异重流，影响沉淀效果。

(3) 竖流式沉淀池 池平面多呈圆形或方形。废水由中心管上部进入，从管下部溢出，经反射板的阻拦向四周分布，然后再由下而上在池内垂直上升，上升流速不变。澄清水由池周边集水堰溢出。污泥贮存在池底泥斗内，由排泥管排出。

按池体功能不同，把沉淀池分为进水区、沉淀区、出水区、缓冲区和污泥区等五部分。进水区的功能是把水流均匀地分布在整个进水截面上，并尽量减少对水流的扰动。沉淀区是主要工作区，可使悬浮固体在此区内沉降并与水分离。出水区的功能是均匀收集澄清水，并排出池外。缓冲区将沉淀区与污泥区隔开，防止沉淀污泥由于水流的扰动再行浮起。污泥区的作用是贮存、浓缩和排出污泥。

表 4-2 为三种沉淀池性能比较，供设计时参考。

表 4-2 三种沉淀池性能比较

池 型	优 点	缺 点	排泥方式及机械
平流式	沉淀效果好,对废水量和温度的变化适应能力强,施工简单,造价低,处理水量不限	占地面积较大,池子配水不易均匀	链式刮泥机或往复吸泥机
辐流式	适用大型处理厂	机械排泥复杂,施工质量要求高,易产生异重流	周边传动吸泥机或中心传动刮泥机
竖流式	排泥方便,管理简单,占地面积小,适于小型处理厂	池子深度较大,施工较困难,对水量和温度变化适应性差	重力排泥

4.3.2 沉淀池的设计

4.3.2.1 设计参数的确定

沉淀池的设计参数主要有表面负荷、最小沉速和沉淀时间。

(1) 表面负荷 指单位沉淀表面积，在单位时间内所能承担的废水量，以 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 表示。

(2) 最小沉速 指所应去除的悬浮物中，粒径最小颗粒的沉降速度，以 mm/s 表示。

(3) 沉淀时间 指满足某悬浮固体去除百分率所需的固体在池中的平均停留时间，以 h 表示。

由于印染废水水质比较复杂，目前尚无通用的标准参数，因此设计参数一般通过试验确定。

根据近年来印染废水的处理实践，对于混凝或生物处理后的二次沉淀池的设计参数可参考下列数值。表面负荷 $q \leq 0.7 \sim 0.8 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；最小沉速 $u \leq 0.2 \sim 0.25 \text{mm/s}$ ；沉淀时间 $t \geq 2.0 \sim 2.5 \text{h}$ 。

4.3.2.2 平流式沉淀池的设计

(1) 根据沉淀试验绘制的沉淀曲线，计算设计表面负荷 q_0 、设计沉速 u_0 和设计沉淀时间 t_0 。

(2) 计算沉淀池表面积 $A(\text{m}^2)$

$$A=\frac{Q_{\max }}{q_0}$$

(4-7)

式中, $Q_{\max}$ 为最大设计流量 (m^3/h); q_0 为设计表面负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$].

(3) 沉淀池有效水深 $h_2(\text{m})$

$$h_2 = \frac{Q_{\max} t_0}{nF} \quad (4-8)$$

$$F = A/n$$

式中, h_2 为沉淀池有效水深 (m), 一般 $h_2 = 2.5 \sim 3\text{m}$; n 为沉淀池个数, $n \geq 2$; F 为每个沉淀池表面积 (m^2); t_0 为沉淀时间。

(4) 沉淀池的长宽比 为保证废水在池内均匀分布, 要求 $L/B \geq 4$ 。

(5) 每天沉淀污泥量 $W(\text{m}^3/\text{d})$

$$W = \frac{24Q_{\max}(C_0 - C) \times 100}{\gamma(100 - P_0)} \quad (4-9)$$

式中, C_0 为进水 SS 浓度 (kg/m^3); C 为出水 SS 浓度 (kg/m^3); γ 为污泥密度 (kg/m^3), 当污泥含水率 $P_0 \geq 95\%$ 时, $\gamma = 1000\text{kg}/\text{m}^3$ 。

为保证水流均匀分布, 通过入口潜孔的流速一般应小于 $150 \sim 200\text{mm}/\text{s}$ 。出流堰的溢流量控制在 $10 \sim 15\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 左右。

【例 4-3】 某印染厂废水量为 $5000\text{m}^3/\text{d}$, 经调节池调节后出水 SS 浓度为 $300\text{mg}/\text{L}$, 采用混凝沉淀处理, 出水 SS 要求 $\leq 60\text{mg}/\text{L}$, 试根据沉淀曲线 (图 4-12) 设计平流式沉淀池。

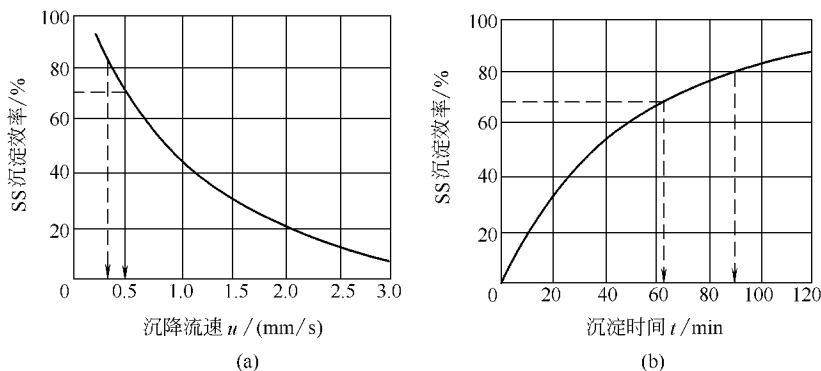


图 4-12 沉淀曲线

SS 去除率
$$\eta = \frac{300 - 60}{300} \times 100\% = 80\%$$

根据图 4-12, 当 $\eta = 80\%$ 时, $u = 0.3\text{mm}/\text{s}$, $t = 90\text{min}$ 。由于试验是在静水中进行, 所以对 u 和 t 分别考虑 1.5 和 1.75 的系数。

(1) 确定设计参数 设计流量 $Q = 5000\text{m}^3/\text{d} = 208\text{m}^3/\text{h}$; 沉淀效率 $\eta = 80\%$; 设计沉速 $u_0 = u/1.5 = 0.3/1.5 = 0.2\text{mm}/\text{s} = 0.72\text{m}/\text{h}$; 设计沉淀时间 $t_0 = 1.75t = 1.75 \times 90 = 158\text{min}$ 。

(2) 沉淀区尺寸确定 沉淀区总有效面积 $A = Q/q_0 = 208/0.72 = 288.9\text{m}^2$ 。

取沉淀池个数 $n = 4$, 则单池面积 $F = A/n = 288.9/4 = 72.23\text{m}^2$ 。

有效水深
$$h_2 = \frac{Qt_0}{nF} = \frac{208 \times 2.63}{4 \times 72.23} = 1.89\text{m}$$
, 取 $h_2 = 2.0\text{m}$ 。

沉淀池宽 $B = 4\text{m}$; 沉淀池长 $L = F/B = 72.3/4 = 18\text{m}$ 。

沉淀池长宽比 $L/B > 4$, 本例中 $L/B = 18/4 = 4.5 > 4$, 合格。

每日沉淀污泥量
$$W = \frac{24Q(C_0 - C) \times 100}{\gamma(100 - P_0)} = \frac{24 \times 208 \times (300 - 60) \times 100}{1000 \times (100 - 99.2) \times 1000} = 120\text{m}^3/\text{d}$$

其中 P_0 为污泥含水率, 99.2% 。

每个沉淀池污泥量 $W_1=W/4=30\text{m}^3$ 。

贮泥斗容积计算草图见图 4-13。

$$V=\frac{1}{3}h_1(B^2+b^2+\sqrt{B^2+b^2})=\frac{1}{3}\times 1.8\times (4^2+0.4^2+\sqrt{4^2+0.4^2})=12.1\text{m}^3 \quad (4-10)$$

则每个贮泥斗可容纳 8h 的沉淀污泥，排泥按 1d 3 次运行。

(3) 沉淀池的结构尺寸 沉淀池总高 (m) 为

$$H=h_1+h_2+h_3+h_4$$

式中， h_1 为保护高 (m)， $h_1=0.3\text{m}$ ； h_2 为有效水深 (m)； h_3 为缓冲层厚度 (m)， $h_3=0.6\text{m}$ ； h_4 为贮泥斗深度 (m)。

代入各数，得 $H=0.3+2.0+0.6+1.8=4.7\text{m}$ 。

沉淀池总长 $L_0=L+0.5+0.3=18+0.5+0.3=18.8\text{m}$ 。

图 4-14 所示为平流式沉淀池设计草图。

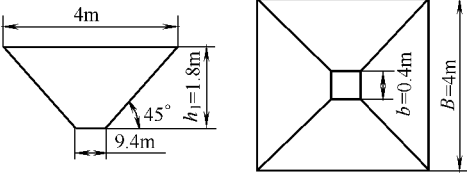


图 4-13 贮泥斗容积计算草图

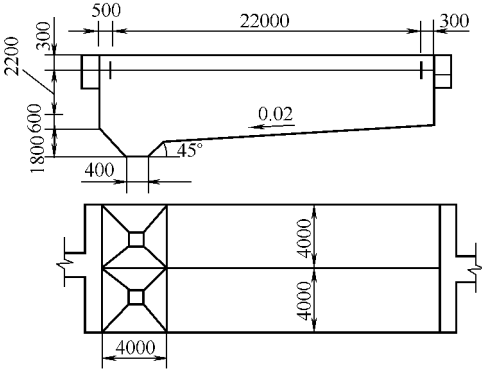


图 4-14 平流式沉淀池设计草图

4.3.2.3 辐流式沉淀池的设计

辐流式沉淀池一般按表面负荷或沉淀时间设计，设计参数确定同平流式沉淀池。

(1) 沉淀池表面积

$$A=\frac{Q_{\max}}{nq_0} \quad (4-11)$$

式中， A 为每个沉淀池表面积 (m^2)； $Q_{\max}$ 为最大设计流量 (m^3/h)； q_0 为设计表面负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]； n 为沉淀池个数， $n\geq 2$ 。

(2) 沉淀池直径 $D(\text{m})$

$$D=\sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad (4-12)$$

(3) 沉淀池有效水深

$$h_2=\frac{Q_{\max}t_0}{nA} \quad (4-13)$$

(4) 沉淀池总高度 $H(\text{m})$

$$H=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5 \quad (4-14)$$

式中， h_1 为保护高 (m)， $h_1=0.3\text{m}$ ； h_2 为有效水深 (m)； h_3 为缓冲层厚度 (m)，无刮泥板为 0.3m，有刮泥板应高出刮泥板 0.3m； h_4 为沉淀池底坡降高度 (m)； h_5 为污泥斗深度 (m)。

(5) 沉淀污泥量与贮泥斗容积计算 同平流沉淀池。污泥在泥斗内的停留时间按 4h 计。

4.3.2.4 竖流式沉淀池的设计

竖流式沉淀池按废水在沉淀区的上升流速设计。上升流速 u 等于颗粒的最小沉淀速度 u_0 ，最小沉淀速度的确定同平流式沉淀池。图 4-15 是中心管结构尺寸示意。

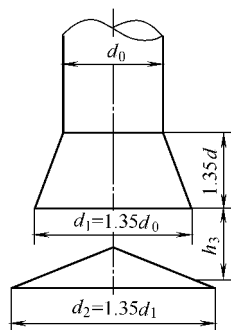


图 4-15 中心管结构尺寸示意

(1) 中心管过水断面面积 f

$$f = \frac{q_{\max}}{v_0} \quad (4-15)$$

式中， f 为每个中心管过水断面面积 (m^2)； $q_{\max}$ 为每个沉淀池最大设计流量 (m^3/s)； v_0 为中心管内流速 (m/s)， $v_0 \leq 0.03 \text{ m/s}$ 。

(2) 中心管直径 d_0 (m)

$$d_0 = \sqrt{\frac{4f}{\pi}} \quad (4-16)$$

(3) 缝隙高度

$$h_3 = \frac{q_{\max}}{v_1 \pi d_1} \quad (4-17)$$

$$d_1 = 1.35d_0$$

式中， h_3 为缝隙高度 (m)，一般 $h_3 = 0.25 \sim 0.5 \text{ m}$ ； v_1 为缝隙出流速度 (m/s)，初沉池 $v_1 \leq 0.02 \text{ m/s}$ ，二沉池 $v_1 \leq 0.015 \text{ m/s}$ ； d_1 为喇叭口直径 (m)。

(4) 沉淀区有效断面积 F (m^2)

$$F = \frac{q_{\max}}{v} \quad (4-18)$$

$$v = u_0$$

式中， v 为沉淀区上升流速 (m/s)。

(5) 沉淀池直径 D (m)

$$D = \sqrt{\frac{4(F+f)}{\pi}} \quad (4-19)$$

(6) 沉淀池有效水深 h_2 (m)

$$h_2 = 3600 v t_0 \quad (4-20)$$

式中， t_0 为设计沉淀时间 (h)。

(7) 贮泥斗所需容积 W (m^3)

$$W = \frac{24 \times 3600 \times q_{\max} (C_0 - C) \times 100 T}{\gamma (100 - P_0) \times 1000} \quad (4-21)$$

式中， C_0 为进水 SS 浓度 (mg/L)； C 为出水 SS 浓度 (mg/L)； T 为排泥周期 (d)； P_0 为污泥含水率 (%)； γ 为污泥密度 (kg/m^3)，当 $P_0 \geq 95\%$ 时 $\gamma = 1000 \text{ kg/m}^3$ 。

(8) 贮泥斗容积 $V(\text{m}^3)$

$$V = \frac{\pi}{3} h_5 (R^2 + Rr + r^2) \quad (4-22)$$

式中, h_5 为贮泥斗圆锥部分高度 (m); R 为圆锥上底半径 (m), $R = 0.5D$; r 为圆锥下底半径 (m), $r = 0.4 \sim 0.5\text{m}$ 。

(9) 沉淀池总高 $H(\text{m})$

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (4-23)$$

式中, h_1 为保护高 (m), $h_1 = 0.3\text{m}$; h_4 为缓冲层厚 (m), 有反射板 $h_4 = 0.3\text{m}$, 无反射板 $h_4 = 0.6\text{m}$ 。

(10) 校核应满足: $D/h_2 \geq 3$, $V \geq W$ 。

【例 4-4】按例 4-3 提供的设计参数, 设计竖流式沉淀池。

(1) 设计参数 设计流量 $Q = 5000\text{m}^3/\text{d} = 208\text{m}^3/\text{h}$; 沉淀效率 $\eta = 80\%$; 表面负荷 $q_0 = 0.72\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; 设计沉速 $u_0 = 0.2\text{mm/s}$; 设计沉淀时间 $t_0 = 2.63\text{h}$ 。

(2) 中心管计算 $n = 4$

$$q_{\max} = Q/4 = 208/4 = 52\text{m}^3/\text{h} = 0.0144\text{m}^3/\text{s}$$

$$f = q_{\max}/v_0 = 0.0144/0.03 = 0.48\text{m}^2$$

$$d_0 = \sqrt{\frac{4f}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.48}{\pi}} = 0.78\text{m}, \text{取 } d_0 = 0.8\text{m}$$

$$d_1 = 1.35d_0 = 1.35 \times 0.8 = 1.08\text{m}$$

$$d_2 = 1.35d_1 = 1.35 \times 1.08 = 1.46\text{m}, \text{取 } d_2 = 1.5\text{m}$$

$$h_3 = \frac{q_{\max}}{v_1 \pi d_1} = \frac{0.0144}{0.02 \times \pi \times 10.8} = 0.21\text{m}$$

(3) 沉淀区计算

$$F = q_{\max}/u_0 = 0.0144/0.0002 = 72.22\text{m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4(F+f)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times (72.22 + 0.84)}{\pi}} = 9.62\text{m}, \text{取 } D = 9.6\text{m}$$

$$h_2 = 3600vt_0 = 3600 \times 0.0002 \times 2.63 = 1.89\text{m}, \text{取 } h_2 = 2\text{m}$$

$$D/h_2 = 9.6/2 = 4.8 > 3, \text{合格。}$$

(4) 污泥区计算 竖流式沉淀池简图见图 4-16。

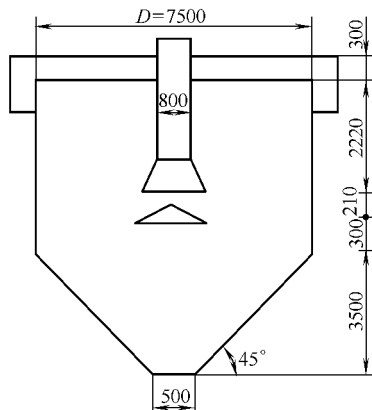


图 4-16 竖流式沉淀池简图

$$W = \frac{24 \times 3.6 q_{\max} (C_0 - C) \times 100}{\gamma (100 - P_0)} = \frac{24 \times 3.6 \times 0.0144 \times (300 - 60) \times 100}{1000 \times (100 - 99)} = 30 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$V = \frac{1}{3} h_5 (R^2 + r^2 + Rr) = \frac{1}{3} \times 3.5 \times (4.8^2 + 0.25^2 + 4.8 \times 0.25) = 46.85 \text{ m}^3$$

贮泥斗容积较大, 排泥周期可采用 1.5 d, 即 1~2d 排泥 1 次。

(5) 沉淀池总高度 H 的计算

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 = 0.3 + 2.0 + 0.21 + 0.3 + 3.5 = 6.31 \text{ m}$$

4.3.2.5 斜管(板)沉淀池

斜管(板)沉淀池是一种新型高效的沉淀设备。在印染废水处理中主要用于混凝沉淀, 当原水 SS 较高时, 宜适当放大斜管直径(如 $\phi 70 \sim 80 \text{ mm}$) 或斜板间距(如 $150 \sim 180 \text{ mm}$), 斜管(板)倾角也应适当加大(如 62°), 有利于排泥、防堵。

(1) 斜管(板)沉淀池的构造 此种沉淀池的构造相当于在普通沉淀池的沉淀区中加设一组斜管或斜板装置, 如图 4-17 和图 4-18 所示。

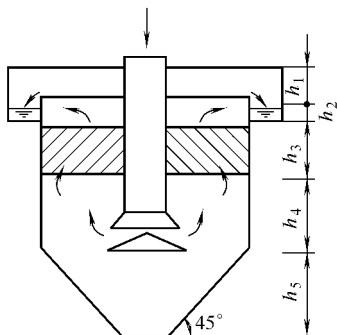


图 4-17 斜管(板)沉淀池示意

h_1 —保护高, $h_1 = 0.3 \sim 0.5 \text{ m}$; h_2 —出水区高, $h_2 = 0.7 \sim 1.0 \text{ m}$; h_3 —斜管(板)区高, $h_3 = 0.866 \text{ m}$; h_4 —布水区高, $h_4 = 1.0 \sim 1.5 \text{ m}$; h_5 —污泥区高

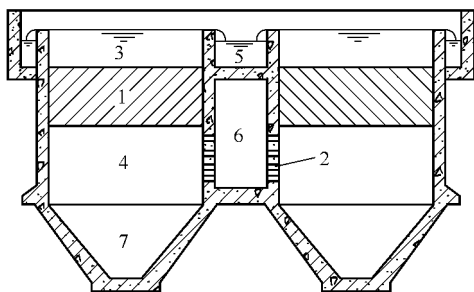


图 4-18 斜板(管)沉淀池结构

1—斜板区; 2—出水区; 3—出流区; 4—布水区;
5—集水槽; 6—进水管; 7—污泥斗

(2) 斜管(板)沉淀原理 斜板或斜管将沉淀区的水流分隔成许多薄层, 水在其中流动, 由于其雷诺数远低于 1000, 属层流状态, 水流对固体颗粒的沉淀不产生干扰, 沉淀效果良好。另外, 由于设置了斜板或斜管, 增大了沉淀面积, 大大提高沉淀池的处理能力。

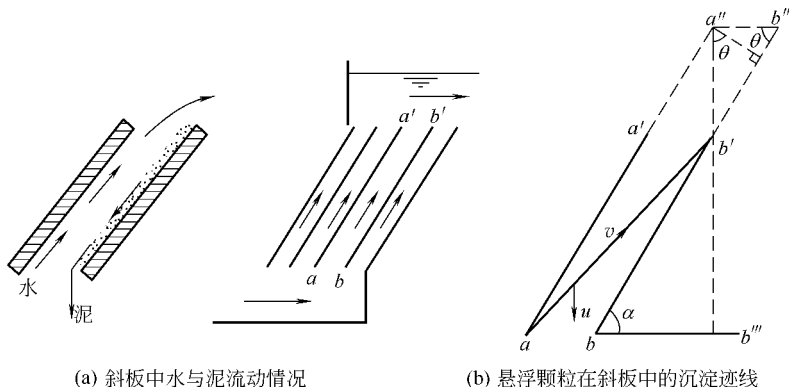


图 4-19 上向流斜板水流情况

v —颗粒与水流合成速度; u —颗粒沉速

斜板的排列有多种，废水处理多采用上向流，水流从下而上通过斜板区，沉淀在斜板上的污泥靠斜板的倾斜度自上而下滑动，水流和污泥呈逆向流动，故称上向流斜板（管）沉淀池，如图 4-19 所示。

【例 4-5】按例 4-4 提供的设计参数，设计斜板沉淀池。

(1) 设计参数 设计流量 $Q=5000\text{m}^3/\text{d}=208\text{m}^3/\text{h}=0.058\text{m}^3/\text{s}$ ；沉淀效率 $\eta=80\%$ ；设计沉速 $u_0=0.2\text{mm}/\text{s}=0.72\text{m}/\text{h}$ 。

斜板尺寸：斜板长或沉淀区宽 $B=3\text{m}$ ，斜板宽 $h'_2=1.0\text{m}$ ，斜板厚 $\delta=0.005\text{m}$ ，板净距 $b=0.15\text{m}$ ，板倾角 $\alpha=62^\circ$ 。

(2) 计算斜板区沉淀面积 斜板总水平投影面积 $F=Q/u_0=208/0.72=288.9\text{m}^2$

每个斜板单元投影面积

$$f=B(h'_2\cos62^\circ+b)=3\times(1\times\cos62^\circ+0.15)=1.86\text{m}^2$$

斜板单元个数 $n=F/f=288.9/1.86=156$ 个

斜板区高度 $h_2=h'_2\sin62^\circ=1\times\sin62^\circ=0.883\text{m}$

沉淀区长 $L=(b+\delta)n+h'_2\cos62^\circ=(0.15+0.005)\times156+1\times\cos62^\circ=24.6\text{m}$

沉淀区表面积 $A=BL=3\times24.6=73.8\text{m}^2$

可见，在相同沉淀效率下，采用竖流式沉淀池时，沉淀区表面积需 288.9m^2 ，而采用斜板沉淀池时，只需 73.8m^2 ，其面积只有普通沉淀池的 $1/4$ ，即在相同的面积下，处理能力可提高 4 倍。

某印染厂印花废水采用混凝斜管沉淀处理。投加明矾和石灰，螺旋桨搅拌混合 6min，反应 20min，斜管沉淀 30min，取得良好处理效果，见表 4-3。

表 4-3 某印染厂印花废水混凝斜管沉淀处理效果

项 目	进 水	出 水	去除率/%
COD _{Cr} /(mg/L)	1256	225	80
SS/(mg/L)	200	50	75
色度/倍	250	20	90

4.4 废水的气浮处理

印染废水中含有有机的胶体微粒、呈乳浊状的各种油脂类杂质、细小纤维和疏水性合成纤维的纤毛等。这些杂质经过混凝后所产生的絮凝体颗粒小、质量轻、沉淀性能较差。生物处理构筑物排出混合液中的生物污泥的沉淀性能也较差。这种废水应用沉淀法分离往往需要较长时间，占地面积相对较大。而采用气浮分离技术，则可以明显提高处理效率，所以印染废水所含上述杂质或生物污泥可直接采用气浮法分离。如果预先进行混凝，则其分离效果将更为显著。此外，气浮法还可作为剩余活性污泥、生物膜污泥和混凝化学污泥的浓缩方法。

由于气浮分离的表面负荷率高，因而占地面积小，在许多废水处理站改扩建工程中用来替代沉淀分离法。

4.4.1 气浮原理及分类

4.4.1.1 气浮原理

水中以乳浊状液滴存在的各种油脂类杂质及絮凝状悬浮微粒、有机胶体微粒和纤维质等采用气浮法可以取得较大的分离效率和较快的分离速度。气浮法有多种方式，但都要产生微气泡，以它为载体，使杂质微粒黏附在气泡上，借助气浮的上升力，带动它们一起上浮到表面及时清除，使其与水分离。应用这种方法，可大大提高微粒的上浮速度。例如微小油珠自

由上浮速度仅为 $1\mu\text{m/s}$ 左右，而黏附在气泡上的油珠的上浮速度可达 1mm/s ，提高近千倍。此外，对于相对密度大于 1 的杂质，如细小粉末、有机杂质和污泥微粒等，也可采用气浮法分离。这种利用气泡黏附水中微粒加以分离的方法，称为气浮法。

(1) 颗粒与气泡的黏附条件 在水、气、固三相混合体系中，介质的相界面上因受力不平衡而存在相界张力，会产生表面吸附作用，形成三相交界面（如图 4-20 所示），吸附界面形成的交界线称为润湿周边。气、水界面的表面张力为 $\sigma_{\text{气、水}}$ ，水、固界面的表面张力为 $\sigma_{\text{水、固}}$ ， $\sigma_{\text{水、气}}$ 与 $\sigma_{\text{水、固}}$ 间的夹角 θ 称为润湿接触角。图 4-20（a）所示为 $\theta < 90^\circ$ ，类似于水滴在玻璃上的现象，很显然该种固体物质为亲水性物质。同理如图 4-20（b）所示， $\theta > 90^\circ$ ，类似于水滴在石蜡上的现象，这种固体物质即为疏水性物质。任何固体物质与水、气接触都会发生上述界面吸附现象， θ 越大，说明该物质疏水性越好；反之， θ 越小，则亲水性越强。

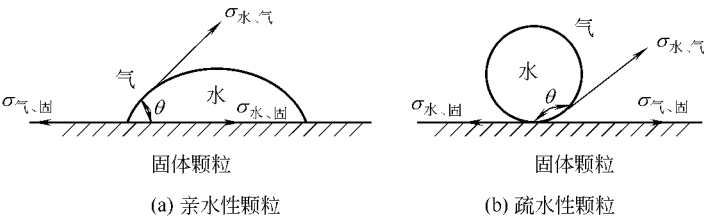


图 4-20 亲水性颗粒与疏水性颗粒

疏水性物质表面无极性，不易吸附水，表面形成的水膜很薄，而气泡均由 N_2 、 O_2 等非极性分子组成，因而易与疏水性物质接触碰撞而黏附。

亲水性物质实际均带有极性基团而被水吸附。当分子量较小时通常溶解于水，因而不能或较难被气泡黏附。为使亲水性物质转化为疏水性物质，可以采用混凝方法，利用药剂的电中和作用消除亲水性物质所带电荷，并被药剂的水解缩聚产物黏附，通过“架桥”作用形成絮体。这类絮体具有巨大的非极性表面，从而能与气泡黏附。

固体颗粒与气泡的黏附如图 4-21 所示，可见 $\theta > 90^\circ$ 的疏水性颗粒与气泡的黏附牢固。

(2) 表面活性剂与气泡的黏附条件 表面活性剂都是带极性基团的长链大分子物质，一端为烷基长链的非极性基，另一端为有一定溶解度、具有极性的极性基。由于它具有非极性基，因而一定程度上能与气泡黏附，黏附牢固程度取决于活性基团的极性，即烷基链的长短及极性基的强弱。一般说来非极性基的碳原子数越少，极性越强，疏水性越弱，越难与气泡黏附；极性基的强弱取决于它在水中的离解度，离解度越大，表面活性剂的亲水性越强，越难被气泡黏附。表面活性剂与气泡黏附如图 4-22 所示。

(3) 泡沫的稳定性 洁净的气泡本身具有自动降低表面自由能的倾向，洁净水由于表面

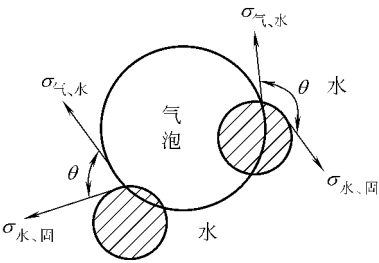


图 4-21 固体颗粒与气泡的黏附示意



图 4-22 表面活性剂与气泡黏附示意

注：○为表面活性剂，其中
○为极性基，——为非极性基

张力大气泡粒径常常不能达到气浮操作要求的极细分散度。如果水中表面活性物质很少,则气泡壁表面由于缺少两亲分子吸附层的包裹,泡壁变薄,气泡易破裂,在水面上得不到稳定的气浮泡沫层,使已浮起的水中污染物重又脱落回到水中,从而降低气浮效果。为了防止产生这些现象,当水中缺少表面活性物质时,需向水中投加起泡剂,以保证气浮操作中泡沫的稳定性。这类起泡剂,大多数是通常的表面活性剂。如前所述,非极性基为疏水基,伸入气泡。由于同号电荷的相斥作用可防止气泡的兼并和破灭,因而增强了泡沫稳定性(见图4-23)。

有机污染物含量不多的废水进行气浮法处理时,泡沫的稳定性是影响气浮效果的重要因素。在这种情况下,水中存在适量的表面活性物质是适宜的。但是表面活性物质增多,又会使水的表面张力减小,水中污染粒子严重乳化,表面 ξ -电位增高,此时水中如含有与污染粒子相同荷电性的表面活性物质,尽管起泡现象强烈,泡沫形成稳定,但气粒黏附不好,气浮效果变坏。因此,水中表面活性物质的含量应当适中。

对印染废水而言,均含有相当数量的表面活性剂。维持泡沫稳定性所需的表面活性剂浓度是足够的,主要问题是,由于很多染料物质的亲水性,使其与气泡黏附发生困难,何况专用表面活性剂的存在,加剧了染料物质分散作用。

(4) 界面电现象与混凝脱稳 印染废水中的亲水性染料及表面活性物质,其润湿角 $\theta < 90^\circ$,但其疏水端会互相黏结成聚合体(如图4-24),其亲水端朝向水,因此可稳定存在于水中,这种体系 ξ -电位升高,相互间产生排斥作用,难以从水中分离。

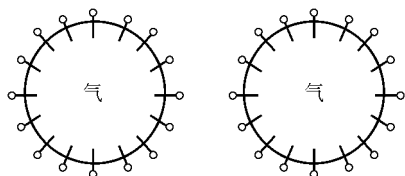


图4-23 表面活性物质与气泡黏附的电荷相斥作用

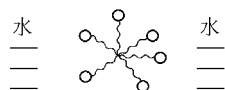


图4-24 染料分子的聚合体

从废水处理角度看,水中细分散杂质的 ξ -电位高是不利的,它影响气-粒结合体(气浮体)的形成。为此,水中荷电染料物质在气浮前应采取脱稳措施。有效的方法是投加混凝剂,使水中增加相反电荷胶体,压缩双电层,降低 ξ -电位值,使其达到电中和。例如投加硫酸铝、氯化铝、二氯化亚铁、三氯化铁等(废水中硫化染料较多时,不宜采用铁盐,否则生成稳定的硫化铁胶体),既可压缩染料分子聚合体的双电层,又能够吸附废水中的固体颗粒,使其凝聚。混凝剂的投量要视印染废水的性质不同而异,并根据试验确定。

4.4.1.2 气浮法分类

气浮法具有分离疏水性物质及表面活性剂的良好功能,且由于占地小、效率高,在印染废水处理中应用十分广泛。气浮法按气泡产生的方式不同,可分为散气气浮法、电解气浮法和加压溶气气浮法。

(1) 散气气浮法 利用机械的剪切力,将通入水中的空气破碎成细小气泡进行气浮的方法。因气泡破碎方式不同,此法又分为扩散板散气气浮和叶轮散气气浮等。其中,叶轮散气气浮应用较多。

(2) 电解气浮法 是在直流电的作用下,用不溶性阳极和阴极直接电解废水,正、负两极产生的氢和氧的微气泡,将废水中呈颗粒状的污染物带至水面以进行固液分离的一种技术。

电解气浮法除用于固液分离外,还有降低BOD、氧化、脱色和杀菌作用,对废水负荷变化适应性强,生成污泥量少,占地少,不产生噪声。电解气浮法将在本书第5章结合电解法阐述。

(3) 加压溶气气浮法 在一定压力作用下，强制空气溶解于水中，然后再突然将压力减到常压，使溶于水中的过量空气以微气泡释放出来，借助气泡的浮力把黏附在其表面的固体微粒带到水面，从而达到与水分离的目的。水泵吸水管吸气及射流吸气溶气由于仍有压力溶气过程，因此亦属加压溶气气浮法。

目前，印染废水气浮处理主要采用加压溶气气浮法。

4.4.2 叶轮散气气浮系统

4.4.2.1 叶轮气浮设备

叶轮气浮设备构造如图 4-25 所示。在气浮池的底部置有叶轮叶片，由转轴与池上部的电机相连接，并由后者驱动叶轮转动，在叶轮的上部装设带有导向叶片的固定盖板，叶片与直径成 60°，盖板与叶轮间有 10mm 的间距，而导向叶片与叶轮之间有 5~8mm 的间距，在盖板上开有孔径为 20~30mm 的孔洞 12~18 个，在盖板外侧的底部空间装设有整流板。

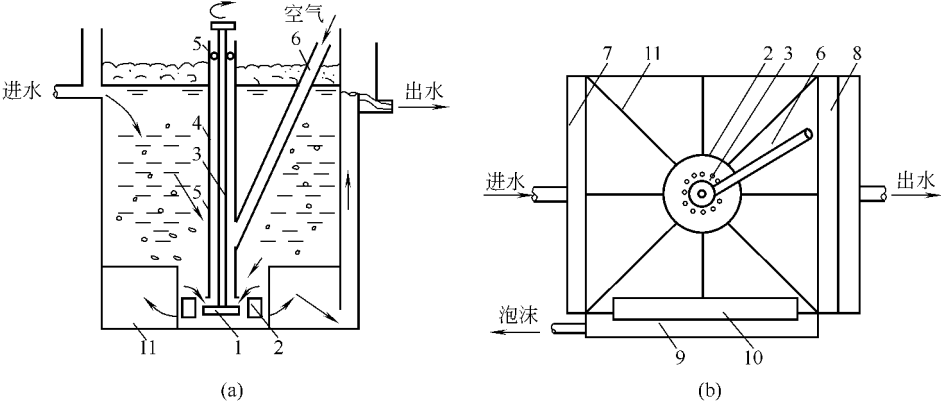


图 4-25 叶轮气浮设备构造示意

1—叶轮；2—盖板；3—转轴；4—轴套；5—轴承；6—进气管；7—进水槽；
8—出水槽；9—泡沫槽；10—刮沫板；11—整流板

叶轮在电机的驱动下高速旋转，在盖板下形成负压，从空气管吸入空气，废水由盖板上的小孔进入。在叶轮的搅动下，空气被粉碎成细小的气泡，并与水充分混合成水气混合体甩出导向叶片之外，导向叶片使水流阻力减小。又经整流板稳流后，在池体内平稳地垂直上升，进行气浮。形成的泡沫不断地被缓慢转动的刮板刮出槽外。图 4-26 是叶轮盖板构造。

叶轮直径一般多为 200~400mm，最大不超过 600~700mm，叶轮的转速多采用 900~1500r/min，圆周线速度则为 10~15m/s，气浮池充水深度与吸气量有关，一般为 1.5~2.0m，不超过 3m。叶轮与异向叶片间的间距也能够影响吸气量的大小，实践证明，此间距超过 8mm 将使进气量大大降低。

4.4.2.2 叶轮气浮池的计算

气浮池总容积 $W(m^3)$ 为

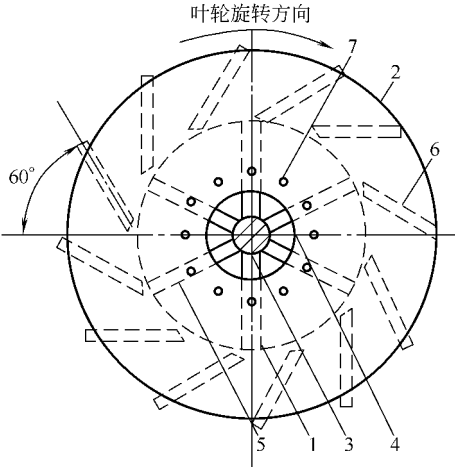


图 4-26 叶轮盖板构造

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

$$W = \alpha Q t \quad (4-24)$$

式中, Q 为处理废水量 (m^3/min); t 为气浮延续时间 (min), 一般为 $16 \sim 20 \text{min}$; α 为系数, 一般为 $1.1 \sim 1.4$, 多取后者。

气浮池的总面积 $F(\text{m})$ 为

$$F = \frac{W}{h} \quad (4-25)$$

$$h = \frac{H}{\rho}$$

$$H = \varphi \frac{u^2}{2g}$$

式中, h 为气浮池的工作水深 (m); ρ 为系数, 取 0.67 ; H 为气浮池中的静水压力 (m); φ 为压力系数, 其值等于 $0.2 \sim 0.3$; u 为叶轮的圆周线速度 (m/s)。

气浮池多采用正方形, 边长不宜超过叶轮直径的 6 倍, 即边长 $l = 6D$ (D 为叶轮直径)。因此, 每台气浮池的表面积 $f = 36D^2$ 。平行工作的气浮池数目 (或叶轮数) m' 为

$$m' = \frac{F}{f} \quad (4-26)$$

一个叶轮能够吸入的水气混合体量 $q(\text{L/s})$ 为

$$q = \frac{Q \times 1000}{60m'(1-\beta)} \quad (4-27)$$

式中, β 为曝气系数, 根据试验确定, 一般可取 0.35 。

叶轮转速 $n(\text{r/min})$ 为

$$n = \frac{60u}{\pi D} \quad (4-28)$$

叶轮所需轴功率 $N(\text{kW})$ 为

$$N = \frac{\rho H q}{102 \eta} \quad (4-29)$$

式中, η 为叶轮效率, 为 $0.2 \sim 0.3$ 。

电机功率可取 $1.2N$ 。

4.4.3 加压溶气气浮系统

加压溶气气浮法是目前应用最广泛的一种气浮方法。空气在加压条件下溶于水中, 再使压力降至常压, 把溶解的过饱和空气以微气泡的形式释放出来。

4.4.3.1 加压溶气气浮法工艺流程

加压溶气气浮工艺由空气饱和设备、空气释放设备和气浮池等组成。其基本工艺流程有全溶气流程、部分溶气流程和回流加压溶气流程三种。全溶气流程是将全部废水进行加压溶气, 再经减压释放装置进入气浮池进行固液分离。部分溶气流程是将部分废水进行加压溶气, 其余废水直接送入气浮池。该流程因部分废水经溶气罐, 所以溶气罐的容积比较小。

全溶气及部分溶气因用原水进入溶气罐, 对印染废水而言, 因絮状纤维较多, 如采用带填料的溶气罐, 易于堵塞。采用不带填料的溶气罐, 因溶气效率较低, 势必加大溶气罐体积。

回流加压溶气流程如图 4-27 所示。

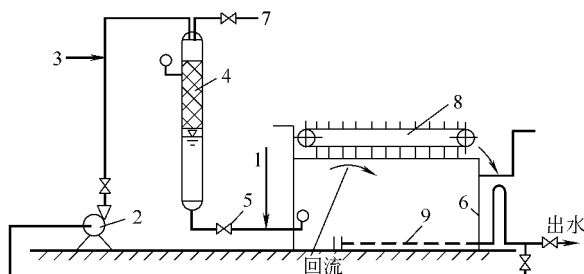


图 4-27 回流加压溶气流程示意

- 1—原水进入；2—加压泵；3—空气进入；4—压力溶气罐（含填料层）；5—减压阀；6—气浮池；7—放水阀；8—刮渣机；9—集水管及回流清水管

该流程将部分出水进行回流加压，废水直接送入气浮池。该法适用于含悬浮物浓度高的废水的固液分离，但气浮池的容积较前两者大。

4.4.3.2 加压溶气气浮法的特点

加压溶气气浮法与电解气浮法和散气气浮法相比具有以下的特点。

- (1) 水中的空气溶解度大，能提供足够的微气泡，可满足不同要求的固液分离，确保去除效果。
- (2) 经减压释放后产生的气泡粒径小（ $20\sim100\mu\text{m}$ ）、粒径均匀，微气泡在气浮池中上升速度很慢，对池水扰动较小，特别适用于絮凝体松散、细小的固体分离。
- (3) 设备和流程都比较简单，维护管理方便。

4.4.3.3 加压溶气气浮系统的设计

(1) 溶气方式的选择 溶气方式可分为水泵吸水管吸气溶气方式、水泵压水管射流溶气方式和水泵-空压机溶气方式。

① 水泵吸水管吸气溶气方式 可分为两种形式。一种形式是利用水泵吸水管内的负压作用，在吸水管上开一小孔，空气经气量调节和计量设备被吸入，并在水泵叶轮高速搅动下形成气水混合物后送入溶气罐，如图 4-28（a）所示。另一种形式是在水泵压水管上接一支管，支管上安装一射流器，支管中的压力水通过射流器时把空气吸入并送入吸水管，再经水泵送入溶气罐，如图 4-28（b）所示。这种方式设备简单，不需空压机，没有因空压机带来的噪声。当吸气量控制适当（一般只为饱和溶解量的 50% 左右），运行尚稳定可靠。

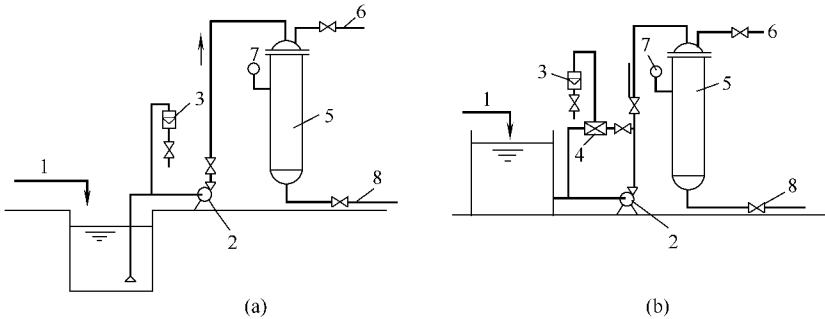


图 4-28 水泵吸水管吸气溶气方式

1—回流水；2—加压泵；3—气量计；4—射流器；5—溶气罐；
6—放气管；7—压力表；8—减压释放设备

② 水泵压水管射流溶气方式 内循环式射流加压溶气方式如图 4-29 所示。它采用了空

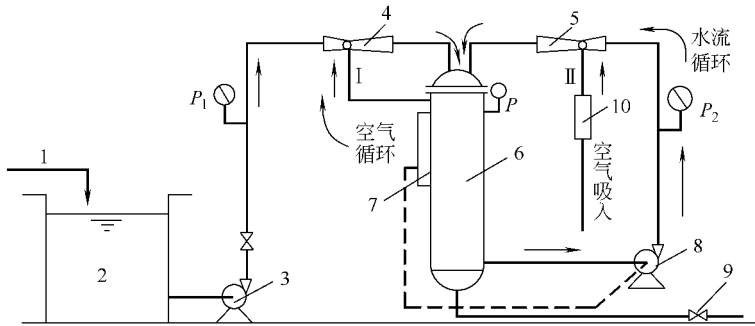


图 4-29 内循环式射流加压溶气方式

1—回流水；2—清水池；3—加压泵；4—射流器 I；5—射流器 II；6—溶气罐；
7—水位自控设备；8—循环泵；9—减压释放设备；10—真空进气阀

气内循环和水流内循环，除保留射流溶气方式的特点，即不需空压机外，由于采用内循环方式，还可大大降低能耗，达到水泵-空压机溶气方式的能耗水平。

内循环式射流加压溶气的处理工艺要求溶气水压力为 P ，流量为 Q ，工作泵压力为 P_1 时，射流器Ⅰ在压差 $\Delta P_1 = P_1 - P$ 的作用下，把溶气罐内剩余的空气吸进，并与加压水混合送入溶气罐，这时溶气罐内压力逐渐上升，达到 P 值时，打开减压装置，溶气水进入气浮池。在 ΔP_1 的作用下，溶气罐内的空气不断被吸出，罐中空气不断减少，水位逐渐上升，当水位上升到某一指定高度时，水位自动控制装置就指令循环泵开始工作。循环泵的压力为 P_2 ，从溶气罐抽出循环水量，在压差 $\Delta P_2 = P_2 - P$ 的作用下，射流器Ⅱ吸入空气，随循环水送入溶气罐。随着空气的不断吸入，罐中水位不断下降，当降到某一指定水位时，水位自控装置就指令循环水泵停止工作。如此循环工作。

射流器的通水流量 Q_R 与压力损失 ΔP 在通常工作压力 $P = 0.1 \sim 0.6 \text{MPa}$ 范围内呈线性关系，如图 4-30 所示。特定射流器的 $Q_R - \Delta P$ 关系由试验求得。当射流器允许 ΔP 范围为 ΔP_A 及 ΔP_B 时相应求得 Q_{RA} 、 Q_{RB} ，水泵的选择由 $Q_{RA} \sim Q_{RB}$ 范围确定。

循环泵的工作时间很短，泵压力比工作泵低，如溶气水压力为 0.3MPa 时，循环泵压力可采用 $0.16 \sim 0.2 \text{MPa}$ 即可满足自动进气的要求，其电耗约为工作泵的 10% 左右。

③ 水泵-空压机溶气方式 如图 4-31 所示，是目前常用的一种溶气方法。该方式溶解的空气由空压机供给，压力水可以分别进入溶气罐。由于在一定压力下需空气量较少，因此空压机的功率较小，该法的能耗较前两种方式少。但该法的缺点是，除产生噪声与油污染外，操作也比较复杂，特别是要控制好水泵与空压机压力，并使其达到平衡状态。

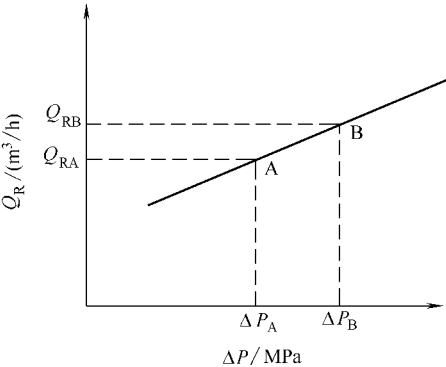


图 4-30 射流器的 $Q_R - \Delta P$ 关系

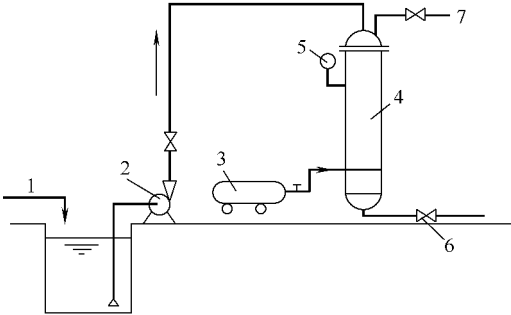


图 4-31 水泵-空压机溶气方式

1—回流水；2—加压泵；3—空压机；4—溶气罐；
5—压力表；6—减压释放设备；7—放气阀

(2) 溶气设备的选择 该设备的作用是在一定压力下将空气溶解于水中以提供废水处理所要求的溶气水，一般由加压水泵、溶气罐、空气供给设备及液位自动控制设备等组成。

① 加压泵 加压泵的流量即回流量应满足溶解所需的空气量，印染废水的加压溶气泵水量一般为进水量的 $25\% \sim 50\%$ 。

按亨利定律，空气在水中的溶解度与所受压力成正比，因此，溶进的空气量为

$$V = K_T P \tag{4-30}$$

式中， V 为溶进的空气量 (g/m^3 水)； P 为空气所受的绝对压力 (Pa)； K_T 为溶解常数 [$10^{-5} \text{g}/(\text{L} \cdot \text{Pa})$]，不同温度下的 K_T 值列举于表 4-4 中。

设计空气量应按 25% 的过量考虑，留有余地，保证气浮效果。

表 4-4 不同温度下的 K_T 值

温度/℃	0	10	20	30	40	50
$K_T/[10^{-5} \text{g}/(\text{L} \cdot \text{Pa})]$	0.038	0.029	0.024	0.021	0.018	0.016

气浮操作中空气的实际用量，与气泡浮出物量的比值即气固比（质量比）计算。

② 溶气罐 其作用是实施水和空气的充分接触，加速空气的溶解。目前常用的填料式溶气罐效率高，故一般都采用。填料式溶气罐因装有填料可加剧紊动程度，提高液相的分散程度，更新液相与气相的界面，从而提高溶气效率。常用填料有阶梯环、拉西环等。填料层的厚度超过 0.8m 时，溶气可达到饱和状态。空气在水中的溶解量与加压溶气时间的关系见图 4-32。

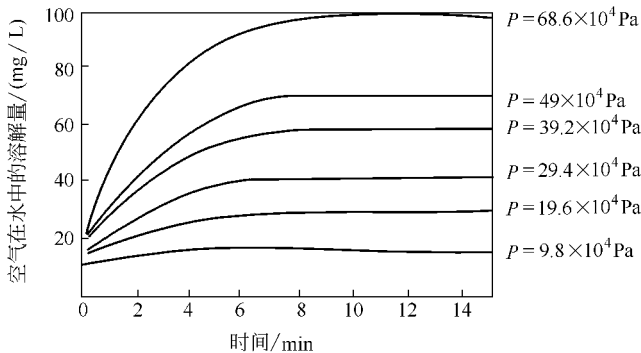


图 4-32 空气在水中的溶解量与加压溶气时间的关系（水温 40℃）

填料式溶气罐可能发生堵塞问题，采用清水回流加压即已考虑水中残余悬浮物含量较少的因素。印染废水处理工程中可在溶气罐进水口管道上安装管式过滤器，防止纤维类物质进入溶气罐。溶气罐水位由水位计控制，并与水泵联动，低开高停；溶气罐压力由空压机控制，压力调整范围可在 $\pm(0.01\sim0.02)$ MPa 之内。

③ 溶气释放器 溶气水通过释放器急剧释压可获得 $20\sim80\mu\text{m}$ 的微气泡。这取决于释放器的性能。同时较高压力的溶气水释压不但气量大，气泡也小，有利于与悬浮物的黏附。

普通截止阀也可用作释放器，但因阀片平行度不能完全满足要求，释出气泡较大且不均匀，尤其是阀门离出水口距离较大时，管道中已形成的气泡会并大，从而影响气浮效果。

目前国产的 TS 型、TJ 型和 TV 型溶气释放器的特点是：a. 在 0.15MPa 以上时，即能释放溶气量的 99% 左右，释气完全；b. 在 0.2MPa 以上的低压下工作，也能取得良好的净水效果；c. 释出气泡细微，在 $20\sim60\mu\text{m}$ 之间，气泡密集，附着性能好。

④ 气浮池 应用比较广泛的有平流式气浮池和竖流式气浮池两种，如图 4-33 和图 4-34 所示。平流式气浮池是目前应用最多的一种。废水从池下部进入气浮接触区，保证气泡与废水有一定的接触时间，废水经隔板进入气浮分离区进行分离后，从池底集水管排出。浮在水面上的浮渣用刮渣设备刮入集渣槽后排出。这种形式的优点是池身浅，造价低，构造简单，管理方便；缺点是分离区容积利用率不高。竖流式气浮池也是一种常用的形式。这种形式的优点是接触区在池中央，水流向四周扩散，水力条件比平流式好；缺点是构造比较复杂。

平流式矩形气浮池的设计参数的选定如下。

(1) 气浮池的有效水深 一般取 2.0~2.5m，长宽比一般为 1：(1~1.5)。气浮池的表面负荷率常取 $5\sim8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ （取决于原水的水质），水力停留时间一般为 10~20min。

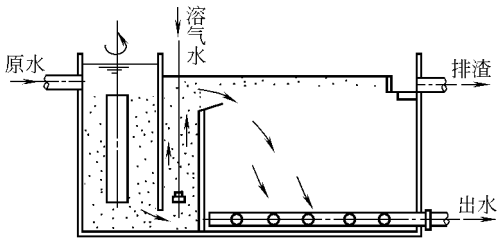


图 4-33 平流式气浮池

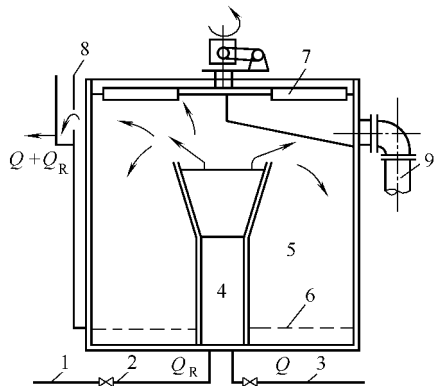


图 4-34 竖流式气浮池

- 1—溶气水管；2—减压释放器；3—原水管；4—接触区；
5—分离区；6—集水管；7—刮渣机；
8—水位调节器；9—排渣管

(2) 接触区下端水流上升流速 一般取 20mm/s 左右，上端水流的上升流速为 $10\sim 15\text{mm/s}$ ，水力停留时间 2min 。隔板的作用是使已黏附气泡的颗粒向池表面产生上升运动，隔板角度一般为 60° ，隔板下端可以有一直段，其高度一般取 $1000\sim 1200\text{mm}$ ，上部隔板有一角度，以缓冲水流。接触区顶部和气浮池水面之间应留有一定高度，出流速度以 15mm/s 计算，以防止干扰分离区的浮渣层。

(3) 分离区水流向下流速 一般取 $1\sim 3\text{mm/s}$ （包括溶气水回流量）。分离区的作用是使黏附于气泡的悬浮颗粒与水分离并浮至水面。印染废水处理悬浮物浓度较高时（包括投加化学混凝剂的固体量），气浮池分离区表面负荷可取 $3\sim 6\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$ （包括溶气回流水）。

(4) 集水管 宜于在分离区的底部设置集水均匀的树枝状或环状的集水管。

(5) 浮渣 一般都用机械方法刮除。刮渣机的行车速度宜控制在 5m/min 以内。刮渣方向应与水流流向相反，使可能下落的浮渣落在接触区。

(6) 气固比 在设计加压溶气系统时，最基本的参数是溶解空气量（ A ）与原水中悬浮固体量（ S ）的比值（ A/S ）称为气固比，即

$$\alpha = \frac{A}{S} = \frac{\text{经减压释放的溶解空气总量}(\text{kg/h})}{\text{原水带入的悬浮固体总量}(\text{kg/h})} \quad (4-31)$$

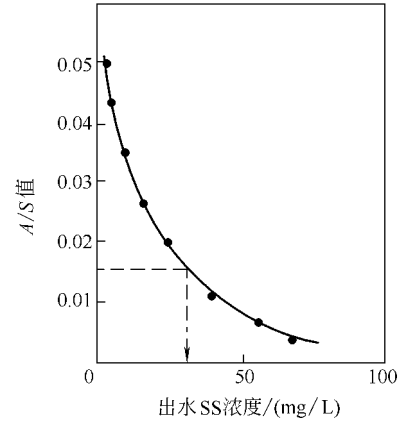


图 4-35 某印染废水 A/S 值与出水 SS 浓度的关系曲线

A/S 值一般由气浮试验装置或中型试验装置测定的数据算得。对于某已知废水来说，根据其悬浮固体量 S 值，选择气固比即可确定需气量。当注入的空气量较多时，可获得较大的空气释放量，此时气浮效果好，出水水质好，但相应的设备容量大，运转费用高。

图 4-35 为某印染废水 A/S 值与出水 SS 浓度的关系曲线。该曲线表明，出水 SS 浓度随 A/S 值的升高而减小，但当 A/S 增大到一定值后，此时随 A/S 值的增大，SS 值下降很慢。此分界点的 A/S 值称为最佳 A/S 值。对于污泥浓缩， A/S 值的最佳范围为 $0.005\sim 0.060$ 。对于不同废水的 A/S 值，一般通过试验测得。在同一 SS 浓度时，如颗粒的疏水性好，所需 A/S 则较低。

应用实测的 A/S 值设计气浮系统比较合理可靠，气浮效果与出水水质都能达到设计要求，是一种比较合理的设计方法。印染废水的 A/S 值通常选 0.005~0.008，生物处理污泥选下限，投加混凝剂的污泥选上限。

(7) 释气量 其计算公式如下。

$$A=\gamma C_S(fP-1)Q_R\times 10^{-6}$$
 (4-32)

式中，A 为减压至一个大气压时释放的空气量 (kg/d)； γ 为空气密度 (g/L)，见表 4-5； C_S 为在一定温度下，1atm(1.01325×10^5 Pa，下同)时的空气溶解度 (mL/L)，见表 4-5；P 为溶气绝对压力 (atm)；f 为加压溶气系统的溶气效率，为实际空气溶解度与理论空气溶解度之比，与溶气罐等因素有关，填料溶气罐溶气时间>3min 时， $f=1$ ； Q_R 为清水回流量或加压溶气水量 (m^3/d)。

表 4-5 空气在水中的溶解度

温度/℃	空气密度 $\gamma/(mg/L)$	溶解度 $C_S/(mL/L)$	空气在水中的溶解度常数 $K_T/[10^{-5}g/(L\cdot Pa)]$
0	1252	29.2	0.038
10	1206	22.8	0.029
20	1164	18.7	0.024
30	1127	15.7	0.021
40	1092	14.2	0.018

气浮的悬浮固体干重 S 为

$$S=QS_a$$
 (4-33)

式中，S 为悬浮固体干重 (kg/d)；Q 为进行气浮处理的废水量 (m^3/d)； S_a 为废水中悬浮颗粒浓度 (kg/ m^3)。

$$a=\frac{A}{S}=\frac{\gamma C_S(fP-1)Q_R\times 10^{-6}}{QS_a}$$
 (4-34)

如已知气固比 a，由上式可求得 Q_R 为

$$Q_R=\frac{QS_a\times \frac{A}{S}\times 10^6}{\gamma C_S(fP-1)}$$
 (4-35)

(8) 水中悬浮固体总量 应包括：废水中原有的呈悬浮状的质量 S_1 ，溶解性的物质或胶体状物质转化为絮状物的增加量 S_2 ，因加入的化学药剂所带入的悬浮物量 S_3 。因此，废水中的总固体量 S 为

$$S=S_1+S_2+S_3$$
 (4-36)

4.4.4 气浮法在印染废水处理中的工程应用

4.4.4.1 主要参数

气浮法处理染色废水中的合成洗涤剂 and 密度较小难于沉淀的絮凝体效果较好。处理水量在 $1000m^3/d$ 以上时可采用部分加压溶气气浮法。水量小于 $1000m^3/d$ 时，为操作管理方便，多采用全部进水加压溶气法。部分回流气浮池的回流量一般为 25%~50%。

设计参数：溶气罐溶气水停留时间 3~4min，反应室停留时间 10~15min（包括回流水），分离室停留时间 30~60min（包括回流水），气固比 30~40L/kg，矩形气浮池表面负荷率 3~5 $m^3/(m^2\cdot h)$ ，有效水深 1.8~2m，保护高度 0.4~0.5m。

4.4.4.2 计算步骤

(1) 根据实测 A/S 值和气浮系统类型按式 (4-31) 或式 (4-32) 计算溶气罐的绝对压力

P 和溶气水量 Q_R ，选择溶气泵，计算溶气罐体积。

(2) 按式 (4-33) 计算进入气浮池的悬浮固体总量 S 值。

(3) 按式 (4-34) 计算所需空气量 A 。

(4) 按试验实测气浮池表面负荷，计算气浮池面积。选择气浮池有效水深，计算气浮池有效容积、气浮池平面尺寸和停留时间。

【例 4-6】某印染厂废水量为 $100\text{m}^3/\text{h}$ ，水温为 30°C ，悬浮固体浓度为 350mg/L ，拟采用加压溶气气浮法处理，经试验测得 A/S 值为 0.01 ，当操作压力为 $405.2\text{kPa}(4\text{atm})$ 时，计算回流加压系统的回流比和气浮池面积。

计算回流量 Q_R 。式 (4-35) 中， $\frac{A}{S}=0.01$ ， $\gamma=1.127\text{g/L}$ ， $C_S=15.7\text{mL/L}(30^\circ\text{C})$ ， $f=0.9$ ， $S_a=350\text{mg/L}$ ，于是

$$R=\frac{Q_R}{Q}=\frac{S_a \times \frac{A}{S} \times 10^3}{\gamma C_S (fP-1)}=\frac{350 \times 10^{-3} \times 0.01 \times 10^{-3}}{1.127 \times 15.7 \times (0.9 \times 4-1)} \approx 0.076$$

取 $R=0.2$ ，则 $Q_R=RQ=100 \times 0.2=20\text{m}^3/\text{h}$

悬浮固体总量 $S=QS_a=100 \times 350=35\text{kg/h}$

所需空气量 $A=\frac{A}{S} \times S_a=0.01 \times 35=0.35\text{kg/h}$

标准状况下的空气体积 $V=\frac{350 \times 22.4}{29}=270.3\text{L/h}$

按表面负荷计算气浮分离区面积 $F=\frac{Q+Q_R}{q}=\frac{100+20}{4}=30\text{m}^2$

设气浮池有效水深 $h=2.0\text{m}$ ，气浮池有效容积 $V=Fh=30 \times 2.0=60\text{m}^3$

气浮池停留时间 $T=\frac{V}{Q}=\frac{60}{120}=30\text{min}$

气浮池平面尺寸（分两块） $B \times L=5 \times 6=30\text{m}^2$

气浮池接触区面积 $F'=\frac{Q+Q_R}{v}=\frac{120}{2 \times 0.02}=0.83\text{m}^2$

$B=5\text{m}$ （与分离区同），故

$$L=\frac{F'}{B}=\frac{0.83}{5}=0.17\text{m}$$

此距离不便检修，接触区改为方形： $B \times L=1.0 \times 0.83=0.83\text{m}^2$

溶气罐容积 $V=Q_R T=\frac{20 \times 3}{60}=1.0\text{m}^3$

设 $H/D=4/1$ ，则根据 $\frac{\pi D^2}{4} \times 4D=V$ ，有 $D=0.7\text{m}$ ，故 $H=4D=4\text{m}$ 。

4.5 表面活性物质泡沫分离法

印染废水中含有大量的洗涤剂（通常为烷基苯磺酸盐），属表面活性物质，浓度一般为 $60 \sim 90\text{mg/L}$ ，许多亲水性染料带有活性基团，也属于表面活性物质。生物处理法通常对表面活性物质难以降解，它们的存在对氧的转移、微生物对有机物的吸附降解都有严重的影响；对混凝剂有分散作用，因而将会增加混凝剂用量；引起大量泡沫，增加运转管理上的困难。为此，印染废水处理前，最好预先去除废水中所含表面活性物质。

去除表面活性物质的方法有泡沫分离法、生物硝化法、活性炭吸附法、氧化分解法和离子交换法等。其中泡沫分离法有良好的去除效果，设备简单，管理方便，成本低，是常用的方法。

4.5.1 泡沫分离系统与设备

图 4-36 所示为泡沫分离系统的全流程。根据水质和处理要求的不同，可以适当组合。如原废水中的悬浮物含量较少，可不设沉淀或过滤器。收集的浓缩液符合回用要求，可省去浓缩处理器。否则浓缩液可用喷射泵喷入燃烧器内与热空气接触燃烧，或用活性炭吸附，并在炭的饱和再生中燃烧掉。

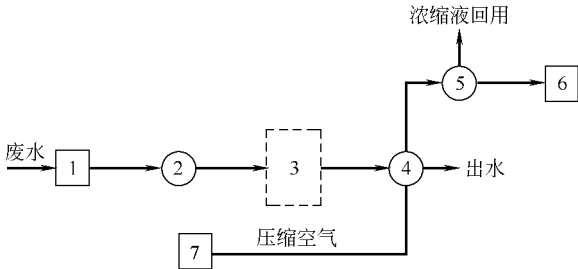


图 4-36 泡沫分离系统流程

1—贮水池；2—加压泵；3—沉淀（过滤）器；4—泡沫分离器；
5—泡沫收集器；6—浓缩液处理器；7—鼓风机

泡沫分离系统的主要设备是泡沫分离器。图 4-37 所示为国外某公司生产的泡沫分离器。图 4-38 所示为国内某印染厂的泡沫分离池。

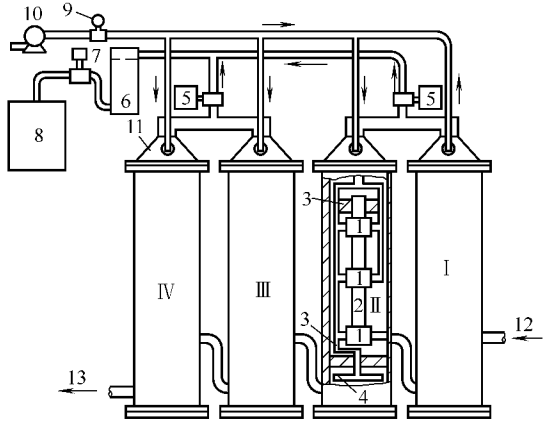
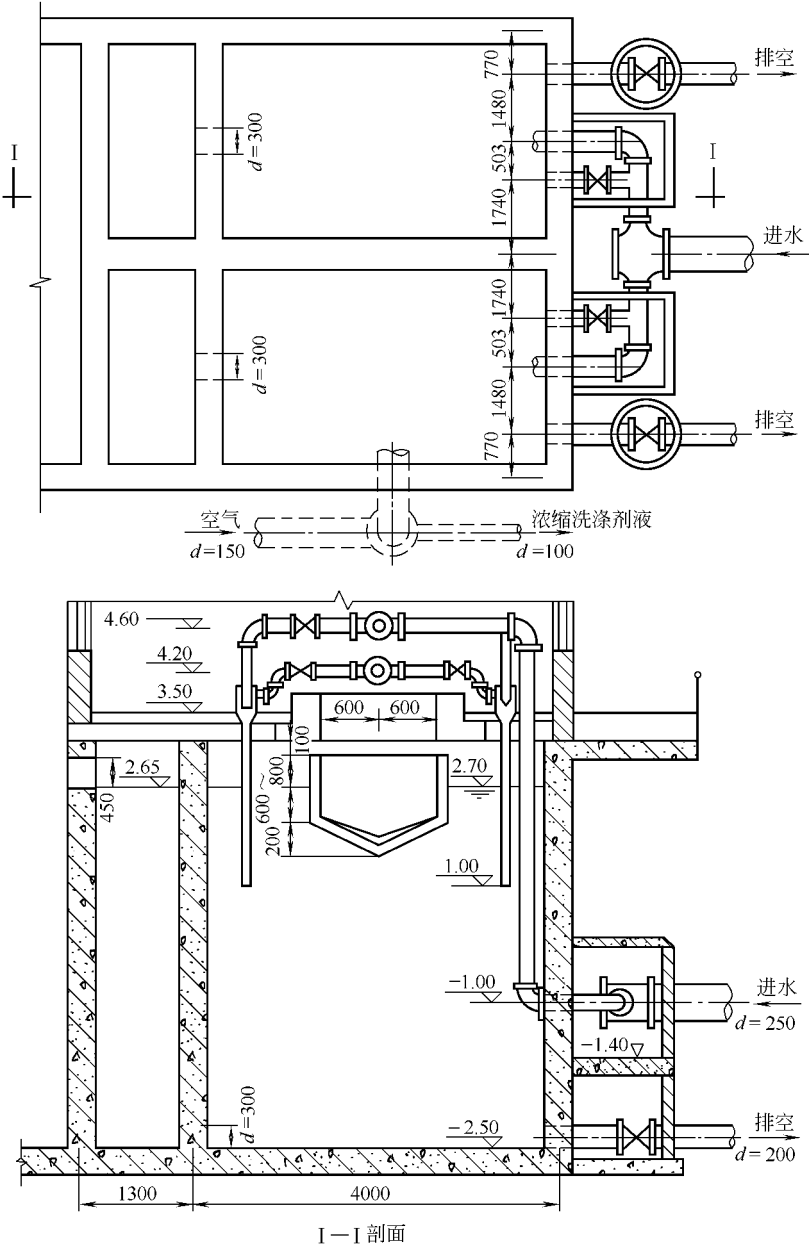


图 4-37 国外某公司生产的泡沫分离器

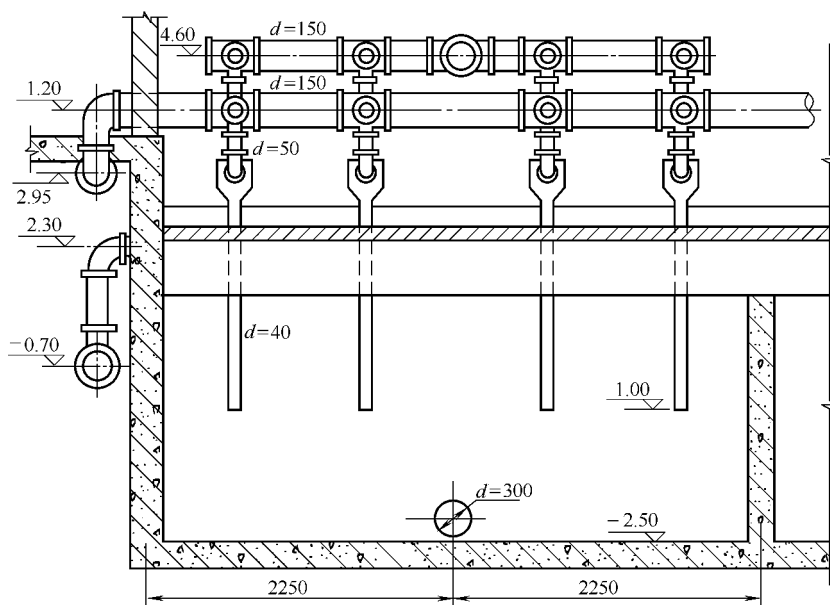
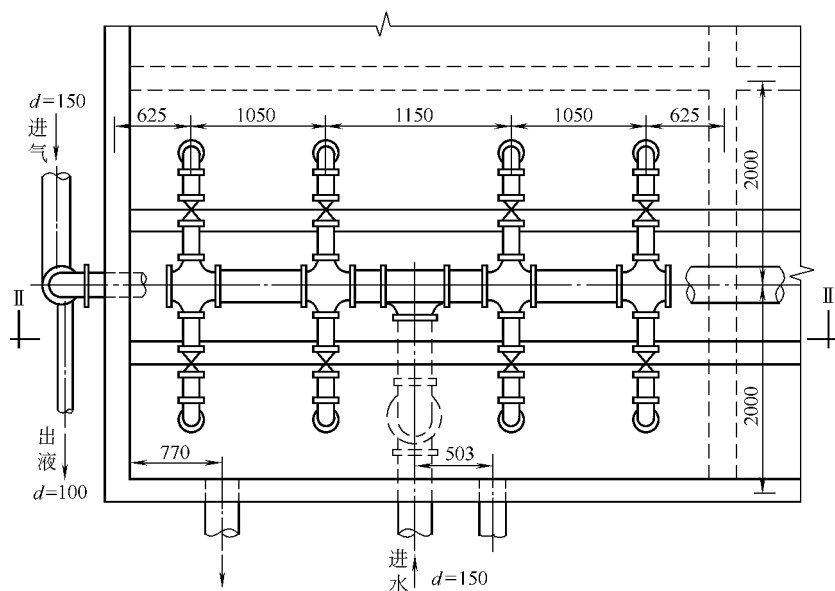
1—进气口；2—混合管；3—玻璃纤维垫；4—穿孔管；5—抽风机；6—泡沫贮存罐；7—喷射泵；
8—燃烧器；9—调节阀；10—鼓风机；11—真空收集室；12—进水口；13—出水口

泡沫分离器的工作过程如下。由鼓风机送来的空气从进气口进入混合管，与由进水口来的废水混合发泡。混合液从混合管上端溢出，废水经上部玻璃纤维纤维垫后往下流动，阻隔在上部的泡沫由收集室经抽风机进入泡沫贮存罐。风机的作用是产生吸引收集室泡沫所必需的轻度真空，当泡沫到达抽风机叶片时被破碎。泡沫贮存罐中的浓缩液经喷射泵喷入燃烧器与热空气接触燃烧，燃烧的废气吹入大气。从底部穿孔管逸出的空气，经下部纤维垫破碎成细小气泡，使净化过的液体再曝气，防止泡沫再溶解。净化废水从出口排出。泡沫分离器的串联个数可根据处理程度确定。



(a) 管路布置

图 4-38 国内某印染



II—II 剖面

(b) 射流器布置

厂的泡沫分离池

4.5.2 泡沫分离器设计

泡沫分离技术在国内印染废水处理中的应用刚刚开始，目前尚无成熟的设计方法。一般根据试验测得的分离时间，即废水在分离器内的停留时间计算分离器的有效容积。

【例 4-7】某印染厂泡沫分离池设计。采用低压射流布气分离废水中的表面活性物质。经试验测得的设计参数和分离效果见表 4-6 和表 4-7。

表 4-6 泡沫分离池设计参数

进水量 /(m ³ /h)	进气量 /(m ³ /h)	气水比	分离时间 <i>t</i> /min	分离池尺寸			气水混合方式
				有效水深 <i>H</i> /m	鼓风后水位增量/m	泡沫厚度/m	
210	1050	5 : 1	38	4.5~5.5	0.20	0.2~0.3	低压射流混合

表 4-7 泡沫分离池分离效果

ABS 分离效果(平均值)			COD 去除率/%	吹出液体体积比/%	电耗/(kW · h/m ³)
进水/(mg/L)	出水/(mg/L)	去除率/%			
61.6	19.6	68	20~40	6.8	0.25

分离池计算如下。

(1) 分离池有效容积 $V=Qt=210\times38/60=133\text{m}^3$

采用两个分离池，每池容积 $V_1=66.5\text{m}^3$ 。

(2) 分离池尺寸 池宽 $B=3.75\text{m}$ ，池长 $L=4.25\text{m}$ ，有效水深 $H=5.2\text{m}$ 。

(3) 集泡槽尺寸 集泡槽断面形状见图 4-39。 $B=1.2\text{m}$ ， $L=4.25\text{m}$ ， $h_1=0.20\text{m}$ ， $h_2=0.60\text{m}$ ， $h_3=0.20\text{m}$ ， $\alpha=18.5^\circ$ ， $h=h_1+h_2+h_3=0.20+0.60+0.20=1.0\text{m}$ 。

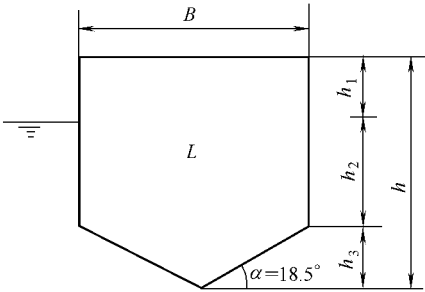


图 4-39 集泡槽断面形状

(4) 分离池容积校核 分离池容积 $V'_1=HBL=5.2\times3.75\times4.25=82.88\text{m}^3$

集泡槽实际有效容积
$$V_0 = \frac{1}{2}bh_3L + bh_2L = bL\left(h_2 + \frac{1}{2}h_3\right)$$
$$= 1.2\times4.25\times\left(0.60 + \frac{1}{2}\times0.20\right) = 3.57\text{m}^3$$

分离池实际有效容积 $V=V'_1-V_0=82.88-3.57=79.31\text{m}^3>66.50\text{m}^3$

4.6 废水的过滤

4.6.1 过滤机理及其过程

4.6.1.1 过滤机理

在过滤过程中，废水中细小悬浮颗粒能被滤料层截留下来，这种现象可由机械筛滤作

用、沉淀作用和接触絮凝作用解释。

筛滤作用把滤料层看作“筛子”，粒径大于孔隙尺寸的杂质首先被截留，滤层孔隙逐渐变小，于是后续的细小杂质相继被截留。

沉淀作用把滤料层看作类似层层叠起的一个多层沉淀池，利用其巨大的沉淀面积截留水中微小杂质。

接触絮凝作用把滤料颗粒看作接触吸附介质。水在滤层孔隙中曲折流动时，杂质与滤料有更多接触吸附的机会。由于滤料表面对杂质的吸着黏附作用，使杂质截留在滤料层中。

基于接触絮凝作用，杂质截留过程大体如下。在杂质微粒与滤料颗粒接触絮凝的同时，还存在因水流冲刷使杂质从滤料表面脱落的作用。在过滤开始阶段，滤层比较干净，孔隙率较大，水流在孔隙中的流速较小，大量杂质首先被表层滤层所截留，少量杂质因黏附不牢而下移，并被下层滤料所截留。过滤持续进行，滤料截留杂质增加，孔隙率逐渐减少，孔隙流速增大，表层滤料上杂质脱落趋势增强，杂质向下层推移，下层滤料截留作用逐渐得到发挥。但是，下层滤料尚未充分发挥，过滤就得停止。此时由于表面滤料孔隙逐渐被杂质堵塞，滤速急剧减小，阻力剧增，过滤被迫停止。

4.6.1.2 过滤的影响因素

影响过滤运行的主要因素有滤速、滤料粒径与级配和滤料层组成等。

(1) 滤速 滤速愈大，杂质穿透深度愈大，滤层中杂质分布愈均匀，下层滤料发挥作用也将增大。但滤速大，出水水质较差。

(2) 滤料粒径与级配 滤料粒径愈大，滤层孔隙愈大，颗粒大小愈均匀，滤层孔隙率愈大。一方面可增加杂质穿透深度，另一方面过滤水头损失增加也较缓慢，工作周期可以延长，滤层含污能力得以提高。印染废水过滤时，选择粒径应以 1.2~1.6mm 之间为宜。

(3) 滤料层组成 滤料粒径沿水流方向由小到大，造成滤层中杂质分布不均匀，是影响过滤效能的主要原因，是普通滤池的一个严重弱点，尤其在废水处理中，由于悬浮物含量高，过滤周期有时很短，甚至无法正常工作。双层过滤在废水过滤中由于截污量大，可以发挥效能。

4.6.1.3 过滤过程中滤层阻力变化

(1) 等速过滤中滤层水头损失变化 在过滤过程中，过滤流量或滤速自始至终保持不变，称为等速过滤，如无阀滤池和虹吸滤池的过滤。当滤层阻力增加时，池内水位随之升高以克服增加的阻力，保持滤速基本不变。一般情况下，滤层水头损失与过滤时间成直线关系，见图 4-40。

$$h = h_0 + \Delta h \quad (4-37)$$

式中， h 为滤层水头损失 (m)； h_0 为清洁滤层水头损失 (m)，一般 $h_0 = 0.1 \sim 0.2$ m； Δh 为滤层水头损失增量 (m)。

图 4-40 中， H 为最大允许水头损失，一般为 1.5~2m (它包括配水系统和承托层的水头损失 h')。 V_1 与 V_2 为滤速，其中 $V_1 > V_2$ 。滤速大，起始水头损失也大，即 $h'_0 > h''_0$ ；水头损失增量也大，即 $\tan \alpha_1 > \tan \alpha_2$ 。结果导致工作周期缩短，即 $T_1 < T_2$ 。

(2) 变速过滤中的滤速变化 滤速随过滤时间延续而减小的过滤称变速过滤，如多格普通快滤池的连续过滤。

在总水头 H 不变的条件下，单格滤池的滤速随滤层阻力的增大而逐渐减小。该池减少的过滤水量将由其他格滤池承担。当该池阻力增加到一定程度并冲洗后，又因清洁滤层阻力小而加大了滤速。每格滤池的过滤过程在单一周期内滤速均随过滤时间延长而逐渐减小，称之为减速过滤或变速过滤，如图 4-41 所示。

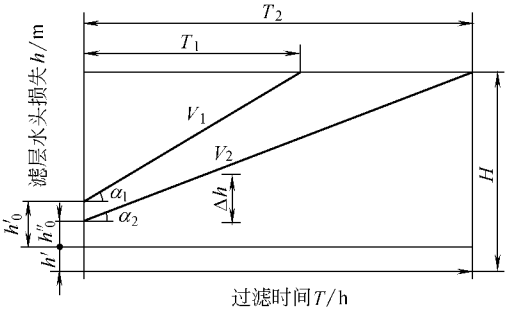


图 4-40 水头损失与过滤时间关系

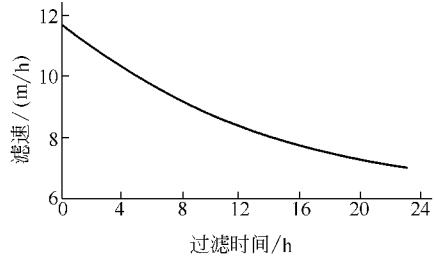


图 4-41 滤速随过滤时间的变化

实际上，变速过滤比等速过滤更符合过滤要求。过滤初期，滤层比较清洁，截污能力较强，滤速较高是容许的；过滤后期，滤层截污能力减小，滤层缝隙减小，为防止滤层因滤速过大而穿透，恶化滤后水质，降低滤速是适宜的。

4.6.2 滤池的型式及构造

最早出现的滤池为下向流重力式石英砂快滤池，又称普通快滤池，进入这种滤池的水大多经过混凝沉淀处理。普通快滤池自从 1840 年问世以来，至今已有 160 多年的历史，在这期间，虽然对过滤方式和滤池型式做了不少改进，但改进的重点是增加滤池的含污能力，也即改进滤料的级配组成、提高过滤的滤速以及延长运行的周期等。其次是从节约滤池的阀门设备以及便于操作、向着自动化和连续操作的方向上做了很多改进和革新，由于这一系列的努力和改进，形成了如下各种类型的滤池。

- (1) 从水流方向上分：下向流、上向流、双向流和辐射流（水平流）滤池。
- (2) 从不同的滤料组成上分：单层滤料、双层滤料、三层以及混合滤料滤池。
- (3) 从药剂投量和加注点的不同上分：沉淀水过滤（传统式）、微絮凝过滤和（接触）凝聚过滤。
- (4) 从阀门配置上分：四阀滤池、双阀滤池以及无阀滤池（虹吸滤池）。
- (5) 从配水系统上分：小阻力、中阻力和大阻力滤池。
- (6) 从运行方式上分：间歇过滤滤池、移动冲洗罩滤池和连续过滤滤池。

实际上，这六种分类方式是不能截然分开的，通常在选用时，是将各种方式组合起来，形成一种特定的滤池。

4.6.3 快滤池的构造与工艺

4.6.3.1 快滤池的构造

快滤池由滤层、承托层、冲洗系统、进出水系统等部分组成，如图 4-42 所示。

(1) 滤层和承托层 废水处理用的滤料多采用石英砂，粒径为 1.2~2mm，不均匀系数为 1.5~2。滤层厚度为 0.7~0.8m。

承托层的作用是防止过滤时滤料从配水系统中流失，冲洗时起一定的均匀布水作用。承托层可用天然卵石或碎石，按颗粒大小分层铺成，其组成和厚度见表 4-8。

表 4-8 承托层的组成和厚度

层次(自上而下)	粒径/mm	厚度/mm	层次(自上而下)	粒径/mm	厚度/mm
1	2~4	100	3	8~16	100
2	4~8	100	4	16~32	100

(2) 配水系统 配水系统的作用是使冲洗水在整个滤池平面上均匀分布。常用配水系统有大阻力系统和小阻力系统两种。

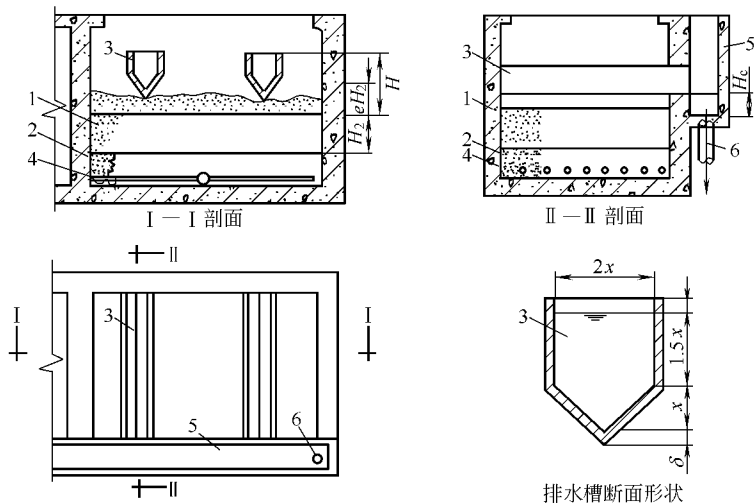


图 4-42 快滤池构造

1—砂滤层；2—承托层；3—排水槽；4—配水系统；5—废水渠；6—排水管
 H —排水槽槽顶距未膨胀时滤料层表面的高度； e —冲洗时滤层膨胀率； H_2 —滤层厚度；
 x —排水槽断面模数； δ —排水槽槽底厚度； H_c —排水槽跌落高度

快滤池常用穿孔管大阻力配水系统，系统中间有一干管，干管两侧接出若干互相平行的支管，支管下方开两排小孔，与中心线成 45° 交错排列。干管上方也开有小孔，其结构如图

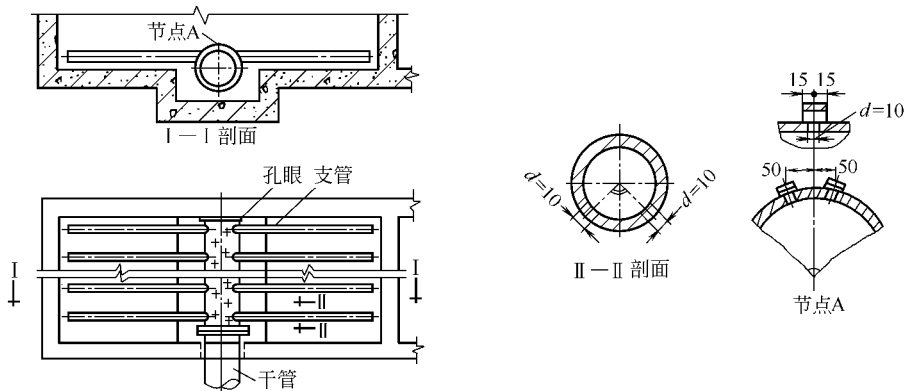


图 4-43 穿孔管大阻力配水系统结构

4-43 所示。大阻力配水系统的优点是配水均匀性较好，但结构复杂，孔眼水头损失较大，冲洗时动力消耗较大。小阻力配水系统由底部配水室和穿孔滤板或滤砖组成，如图 4-44 所示。压力滤池采用的匀布尼龙滤头亦属小阻力配水系统。小阻力配水系统的缺点是配水均匀性较差，易发生短路、沟流，需定时检修，宜用于小型处理厂。

(3) 排水系统 滤池冲洗废水由排水槽收集后经废水渠排出，如图 4-44 所示。

① 排水槽 为满足及时而均匀地排出废水，排水槽设计应符合下列要求：a. 冲洗废水应自由跌入排水槽，槽内水面上应有 70mm 左右的超高；b. 排水槽废水应自由跌入废水渠，废水渠水面应低于排水槽槽底；

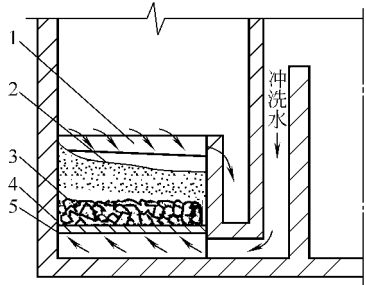


图 4-44 小阻力配水系统

1—排水槽；2—膨胀砂面；3—承托层；
4—滤板；5—配水室

c. 单位排水槽长度的溢入量应相等；d. 排水槽总表面积不大于滤池面积的 35%；e. 两槽中心距一般为 1.5~2.0m。排水槽槽顶高度（如图 4-42）按下式计算。

$$H=eH_2+2.5x+\delta+0.07 \tag{4-38}$$

式中， H 为排水槽槽顶距未膨胀时滤层表面的高度（m）； e 为冲洗时滤层膨胀率（%）； H_2 为滤层厚度（m）； x 为排水槽断面模数（m）； δ 为排水槽槽底厚度（m）；0.07 为排水槽超高（m）。

按图 4-42 中排水槽的断面形状， x 值按下式计算。

$$x=\frac{1}{2}\sqrt{\frac{qla}{1000v}} \tag{4-39}$$

式中， q 为冲洗强度 [L/(m²·s)]； l 为排水槽长度（m）； a 为两槽中心距（m）； v 为排水槽出口流速（m/s），一般 $v=0.6\text{m/s}$ 。

② 废水渠 废水渠断面为矩形。渠底距排水槽槽底高度 H_0 按下式计算。

$$H_0=1.73\sqrt[3]{\frac{Q^2}{gB^2}}+0.2=0.81\sqrt[3]{\frac{qF}{1000B}}+0.2 \tag{4-40}$$

式中， Q 为滤池冲洗水量（m³/s）； B 为排水渠宽（m），一般 $B\geq 0.7\text{m}$ ； F 为滤池面积（m²）； g 为重力加速度（m/s²）；0.2 为保证高度（m）。

4.6.3.2 快滤池的冲洗

（1）冲洗方法 冲洗的目的是使滤层在短时间内恢复工作能力。冲洗方法一般采用水流自下而上的反冲洗，有时也辅以表面冲洗。

现代滤池反冲洗常用气水联合冲洗方法，它的效果在于：利用上升空气泡的振动可有效地将附着于滤料表面的污物擦洗下来，然后再用水冲洗把污物排出池外。由于气泡能有效地把污物破碎、脱落，故水冲强度可降低。气水联合冲洗方法有气冲+水冲、气水冲+水冲、气冲+气水冲+水冲三种，其中最后水冲实际只起漂洗作用。气水联合冲洗的相关参数见表 4-9。

表 4-9 气水联合冲洗的相关参数

冲洗参数 冲洗方式	气冲强度/[L/(s·m ²)] 时间/min	气水冲强度/[L/(s·m ²)] 时间/min	水冲强度/[L/(s·m ²)] 时间/min
气冲+水冲	$\frac{10\sim20}{4}$		$\frac{4\sim6}{3}$
气水冲+水冲		$\frac{\text{气 } 10\sim20, \text{水 } 3\sim4}{4}$	$\frac{4\sim6}{3}$
气冲+气水冲+水冲	$\frac{15}{4}$	$\frac{\text{气 } 15, \text{水 } 4}{4}$	$\frac{4\sim5}{2}$

单层砂滤的冲洗强度 12~15L/(s·m²)，历时 5~8min。相比之下，气水联合冲洗仅是操作稍复杂，而能耗是节省的。

（2）滤层膨胀率 在强大的自下而上的水流反冲下，滤层会逐渐膨胀起来。滤层膨胀后所增加的厚度与膨胀前厚度之比称滤层膨胀率。

$$e=\frac{L-L_0}{L_0}\times100\% \tag{4-41}$$

式中， e 为滤层膨胀率（%）； L_0 为滤层膨胀前厚度（mm）； L 为滤层膨胀后厚度（mm）。

滤层膨胀率对冲洗效果影响很大。在一定的膨胀率下，悬浮于上升水流中的滤料颗粒，通过相互碰撞和摩擦洗去表面的污泥。 e 值过小，下层滤料不能悬浮上升； e 值过大，滤料

颗粒间的碰撞摩擦概率减少,严重时会造成滤料颗粒流失。生产实践表明,单层砂滤料的膨胀率以45%为宜。气水联合冲洗由于最后水冲洗(水漂)强度低,因而膨胀率<35%。

(3) 冲洗水的供给

① 水塔供水 水塔冲洗如图4-45所示。

水塔的容积按单个滤池冲洗水量的1.5倍计算。

$$v=0.009Ftq \quad (4-42)$$

式中, v 为水塔有效容积 (m^3); q 为冲洗强度 [$\text{L}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$]; F 为滤池面积 (m^2); t 为冲洗历时 (min)。

水塔底高出排水槽槽顶距离 H_0 按下式计算。

$$H_0=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5 \quad (4-43)$$

式中, h_1 为水塔至滤池管道总水头损失 (m); h_2 为滤池配水系统水头损失 (m), 按孔眼平均水头损失计算; h_3 为承托层水头损失 (m); h_4 为滤料层水头损失 (m); h_5 为备用水头 ($1.5 \sim 2\text{m}$)。具体计算可参考有关设计手册。

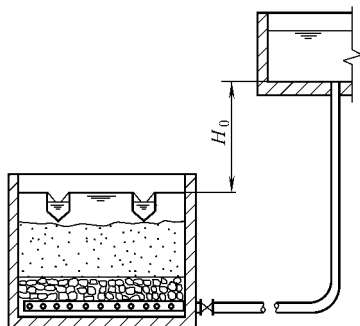


图 4-45 水塔冲洗

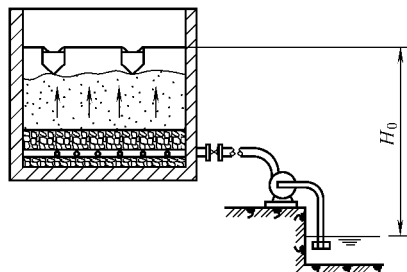


图 4-46 水泵冲洗

② 水泵供水 水泵冲洗如图4-46所示。

水泵流量按冲洗强度与滤池面积计算。水泵扬程 H 按下式计算。

$$H=H_0+h_1+h_2+h_3+h_4+h_5 \quad (4-44)$$

式中, H_0 为排水槽槽顶与清水池最低水位之差 (m); h_1 为清水池至滤池冲洗管的总水头损失 (m); 其余符号意义同式 (4-43)。

4.6.3.3 快滤池设计

(1) 设计参数

① 设计滤速 滤速的大小直接影响过滤水质、滤池造价和运行管理等一系列问题。应根据具体情况综合考虑。当废水水质较差时,设计滤速宜选低些。此外,为了保留滤池一定的生产潜力,也应选用较低的滤速。具体可在 $5 \sim 12\text{m/h}$ 之间选用。

当有1个滤池检修时,其他滤池分担其水量,滤速加大,此滤速称强制滤速,一般控制在 $8 \sim 14\text{m/h}$ 之间。滤池面积和个数确定以后,应校核其强制滤速。

滤速确定后,按下式计算滤池面积。

$$F=\frac{Q}{v} \quad (4-45)$$

式中, F 为滤池面积 (m^2); Q 为设计流量 (m^3/h); v 为设计滤速 (m/h)。

② 滤池个数与尺寸 滤池个数与滤池造价、冲洗效果和运行管理有关。个数多,冲洗效果好,运行灵活,强制滤速低,但要增加滤池的造价。一般情况下,可按表4-10选用。

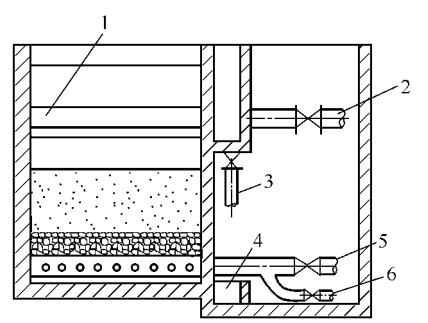


图 4-47 快滤池管廊布置

1—排水槽；2—进水管；3—排水管；
4—排水渠；5—冲洗水管；6—清水管

滤池平面多呈正方形。池长与池宽的比例取决于管配件布置。

滤池总高度包括超高（0.25~0.3m）、滤层上水深（1.5~2m）、滤层厚度（0.7~0.8m）和承托层厚度（约 0.45m）。一般为 3.0~3.5m。

③ 管廊布置 集中布置滤池主要管渠、配件和闸阀的场所称管廊。管廊布置要求紧凑、简捷、便于管理，且应有良好的防水、排水、通风和照明设备。具体参见图 4-47。

④ 管渠设计流速 可按表 4-11 数值选用。为考虑增大水量的可能性，设计时宜选用低限值。

表 4-10 滤池总面积与个数关系

总面积/m ²	个数
<30	2
30~100	3~4
150	5~6
200	6~8
≥300	≥10

表 4-11 管渠设计流速

管渠名称	设计流速/(m/s)
进水管(渠)	0.8~1.2
清水管(渠)	1.0~1.2
冲洗管(渠)	2.0~2.5
排水管(渠)	1.0~1.2

(2) 计算例题

【例 4-8】某印染厂废水采用快滤池作为处理设备。设计水量为 5000m³/d，试设计普通快滤池。

① 滤池总面积与个数 设计滤速采用 7m/h，滤池总面积

$$F=\frac{Q}{24v}=\frac{5000}{24\times7}=29.76\approx30\text{m}^2$$

采用 3 个滤池，单池面积 $F_1=10\text{m}^2$ 。当一个滤池检修时，其余两个滤池的强制滤速

$$v'=\frac{5000}{24\times2\times10}=10.42\text{m/h}$$

单池尺寸采用 3.2m×3.2m，实际面积为 10.24m²，采用单行排列，管道都集中在滤池一侧的管廊内。

② 滤池深度 按一般要求，滤池深度如下。

总进水渠超高	0.30m	钢筋混凝土穿孔板厚度	0.10m
总进水渠水面与滤池水面高差	0.15m	配水室高度	0.35m
砂滤层上面水深	1.80m	滤池深度	Σ3.40m
砂滤层厚度	0.70m		

③ 配水系统 采用小阻力配水系统，在穿孔滤板上铺两层尼龙网，上层 40 目，下层 20 目，粒径 1~2.5mm 的石英砂滤料直接铺在尼龙网上面。

④ 排水槽 每个滤池采用两条排水槽，槽长 $l=3.2\text{m}$ ，槽中心距 $a=1.8\text{m}$ ，槽中心距池壁为 0.7m，冲洗强度采用 14L/(s·m²)，冲洗时间为 8min。每池洗水量为 $Q=14\times10.24=143.36\text{L/s}$ 。每槽排水量为 71.68L/s≈72L/s。

排水槽断面模数 x 为

$$x=\frac{1}{2}\sqrt{\frac{qla}{1000v}}=\frac{1}{2}\sqrt{\frac{14\times3.2\times1.8}{1000\times0.6}}=0.18\text{m}$$

排水槽底厚 0.05m, 砂滤层膨胀率 45%, 槽超高 0.07m, 则槽顶距砂面高度为

$$H = eH_2 + 2.5x + \delta + 0.07 = 0.45 \times 0.7 + 2.5 \times 0.18 + 0.05 + 0.07 \approx 0.90\text{m}$$

校核, 排水槽断面积 $4x^2 = 4 \times 0.18^2 = 0.13\text{m}^2$

排水槽总平面面积与滤池面积之比

$$\frac{2xl \times 2}{F_1} = \frac{2 \times 0.18 \times 3.2 \times 2}{10.24} = 0.225 < 0.25$$

⑤ 排水渠 沿池壁一边布置。断面为矩形, 渠宽 0.7m, 渠底与排水槽出口底部高度为

$$H_0 = 1.73 \sqrt[3]{\frac{Q^2}{gB^2}} + 0.2 = 1.73 \sqrt[3]{\frac{0.143}{9.81 \times 0.7^2}} + 0.2 = 0.75\text{m}$$

⑥ 主要管道尺寸

a. 进水管 按一个滤池进行检修停止运行计算, 总管流量 $Q = 5000\text{m}^3/\text{d} = 0.058\text{m}^3/\text{s}$, 支管流量 $Q_1 = Q/2 = 0.029\text{m}^3/\text{s}$, 流速 $v = 0.9\text{m/s}$, 则总管和支管管径分别为

$$\text{总管管径 } D_1 = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v_1}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.058}{\pi \times 0.9}} \approx 0.286 \approx 0.30\text{m}$$

$$\text{支管管径 } d_1 = \sqrt{\frac{4Q_1}{\pi v_1}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.029}{\pi \times 0.9}} \approx 0.203 \approx 0.20\text{m}$$

b. 清水管

$$\text{总管管径 } D_2 = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v_2}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.058}{\pi \times 1.2}} \approx 0.298 \approx 0.30\text{m}$$

$$\text{支管管径 } d_2 = \sqrt{\frac{4Q_1}{\pi v_2}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.029}{\pi \times 1.2}} \approx 0.192 \approx 0.20\text{m}$$

c. 冲洗水管 冲洗水量 $Q = 0.143\text{m}^3/\text{s}$, 流速 $v_3 = 2.0\text{m/s}$, 因每次冲洗一个滤池, 所以总管与支管同径。

$$D_3 = d_3 = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v_3}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.143}{\pi \times 2.0}} \approx 0.302 \approx 0.30\text{m}$$

d. 排水管 排水量 $Q = 0.143\text{m}^3/\text{s}$, 流速 $v_4 = 1.1\text{m/s}$, 故

$$D_4 = d_4 = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v_4}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.143}{\pi \times 1.1}} \approx 0.407 \approx 0.40\text{m}$$

⑦ 采用水泵冲洗 水泵流量 $Q = 0.143\text{m}^3/\text{s}$, $H_0 = 7\text{m}$, $h_1 = 1.0\text{m}$, $h_2 = 1.5\text{m}$, $h_3 = 0$, $h_4 = 0.64\text{m}$, $h_5 = 1.5\text{m}$, 水泵扬程 H 为

$$H = 7 + 1.0 + 1.5 + 0 + 0.64 + 1.5 = 11.64\text{m}$$

根据 Q 与 H 选泵, 并需设备用泵。

4.6.4 其他滤池

4.6.4.1 深层过滤滤池

(1) 虹吸滤池 常用于大水量, 与沉淀池澄清池配合使用。其进水和排水采用虹吸管, 不需设阀门, 容易实现自动化。过滤过程属于变水头等速过滤, 池深要比普通滤池高 2m 左右。虹吸滤池利用滤池本身的出水进行反冲, 因而不需另设反冲洗水塔或冲洗泵, 但由于反冲洗水头较低, 常采用小阻力的冲洗系统, 每次反应冲洗一般要浪费掉从洗砂水槽到池水面间的水量。

虹吸滤池典型构造见图 4-48。Ⅲ—Ⅲ剖面右面表示过滤过程, 左面表示反冲洗过程。

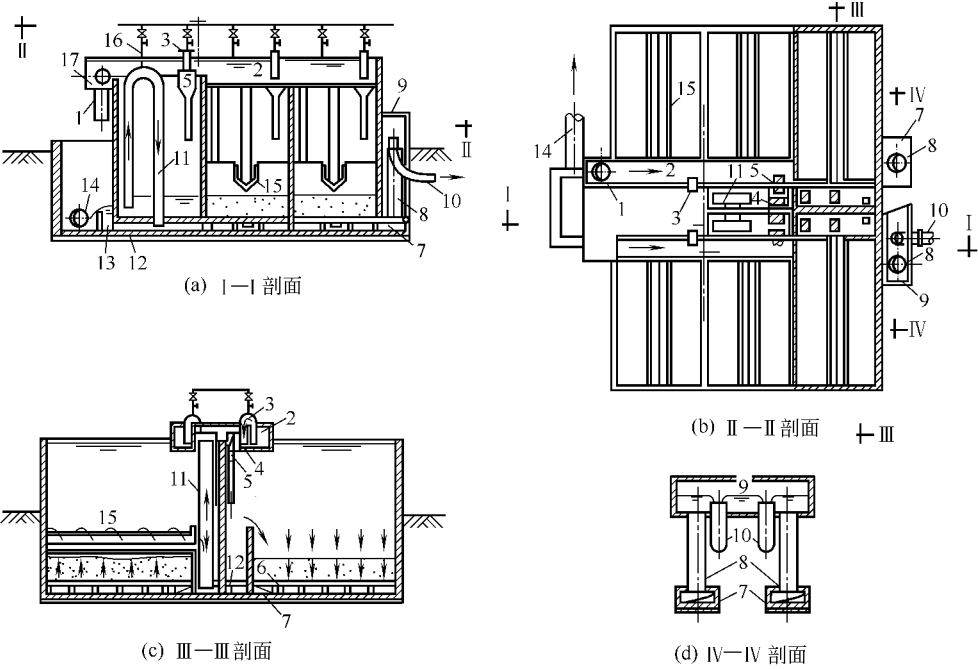


图 4-48 虹吸滤池典型构造

1—进水管；2—配水管；3—进水虹吸管；4—进水水封槽；5—进水斗；6—小阻力配水系统；
7—清水连通渠；8—清水连通管；9—出水槽；10—出水管；11—排水虹吸管；12—排水渠；
13—排水水封井；14—排水管；15—排水槽；16—抽气管；17—进水连通管

(2) 移动罩滤池 是一种低水头、自动反冲洗的连续式下向流过滤装置，滤料多用颗粒滤料。在一只滤池里分为若干个长条小格，利用装设在移动行车上的冲洗泵和排水泵对各条滤池依次进行冲洗，未被冲洗的滤池则连续过滤。冲洗水利用其余各格滤池出水。整个过滤冲洗过程可用程序控制器自动操作。其结构见图 4-49。

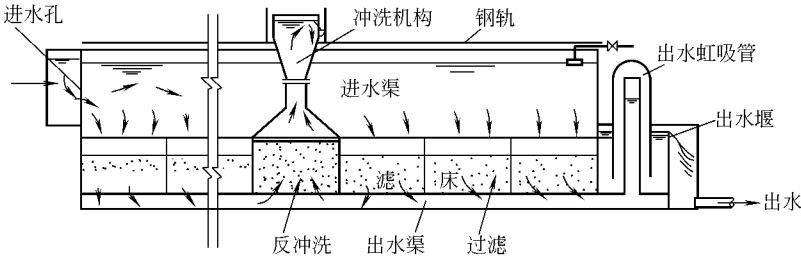


图 4-49 移动罩冲洗滤池结构

(3) 压力滤池 压力滤池的特点如下。

- ① 滤池的允许损失水头较高，通常为 6~7m，而重力滤池一般为 2m。
- ② 采用下向流时，多采用无烟煤和石英砂双层滤料。日本为去除二级出水中的悬浮物，无烟煤的有效粒径采用 1.6~2.0mm，为石英砂的 2.7 倍以下，滤层厚度为 600~1000mm，砂层厚度为无烟煤的 60% 以下，最大滤速采用 12.5m/h。为加强冲洗，采用表面水冲洗和空气混合冲洗方法。

压力滤池有立式和卧式两种，如图 4-50 所示。立式压力滤池因横断面面积受限制，多为小型的过滤设备。规模较大的废水处理厂宜采用卧式压力滤池。

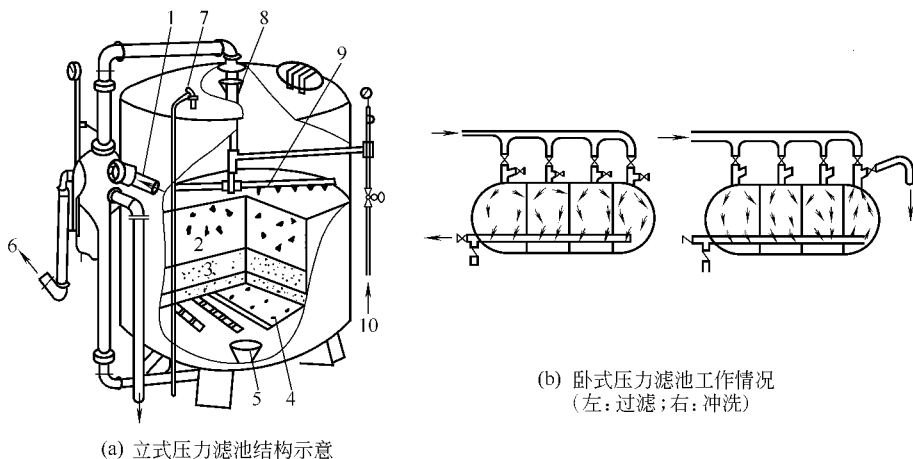


图 4-50 压力滤池的结构示意及工作情况

1—进水管；2—无烟煤滤层；3—砂滤层；4—滤头；5—下部配水盘；6—出水口；7—排气管；
8—上部配水盘；9—旋转式表面冲洗装置；10—表面冲洗高压水进口

立式压力滤池的处理流程如图 4-51 所示。过滤时，废水由进水管经喇叭口进入池中，自上而下地通过滤层，废水中微小悬浮物被去除。垫层主要起支撑滤料的作用，同时使反冲洗时布水均匀。

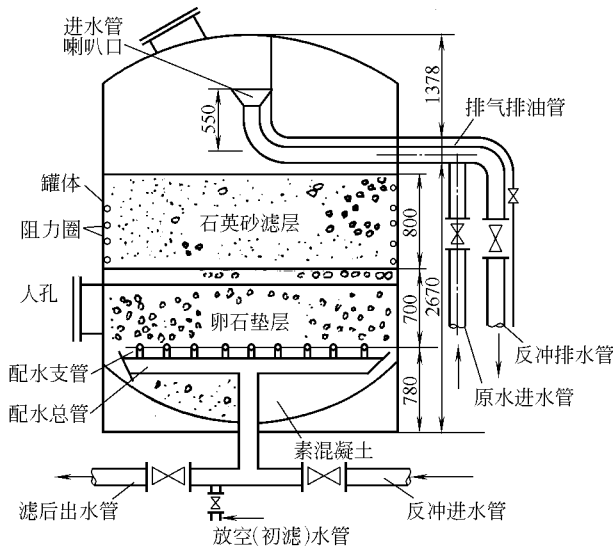


图 4-51 立式压力滤池的处理流程

4.6.4.2 上向流与辐射流过滤

(1) 连续冲洗上流式深层滤床 其结构如图 4-52 所示。

待滤水从滤器的底部进入，通过一系列的布水管从滤帽中流出，上向流进入砂滤层，与向下的滤砂相遇，过滤后的净水从出水堰流出，流出过滤器。同时，少量空气通过空气提升管进入过滤器，与提升管外部的滤床相比，形成负压，于是滤砂便流入空气提升管向上流，在滤床内流下补充流出的滤砂。待洗砂在砂洗器里洗净，清洗出水通过溢流堰流出。

滤池采用上向流符合正粒度原理。滤床含污量大，且不会发生负水头和气阻现象。但滤速不能过高（一般小于 5m/h），配水系统易积泥。

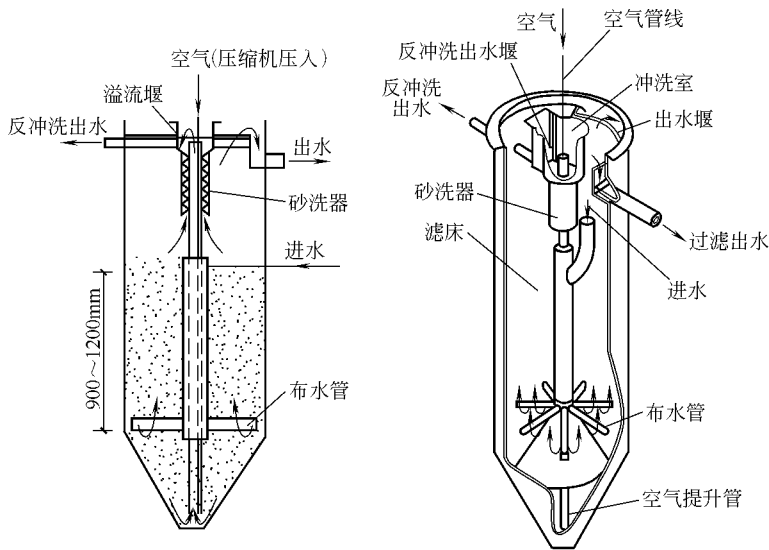


图 4-52 连续冲洗上流式深层滤床结构

(2) 辐射流滤池 根据过滤理论，如果使滤速随着过滤的进行逐渐减小，可以使单位滤层厚度所截留的悬浮物量近于相同，同时滤速逐渐减小也有利于保证过滤水质，为此 Horner 和 Shlji 等设计和探讨了辐射流滤池，见图 4-53。

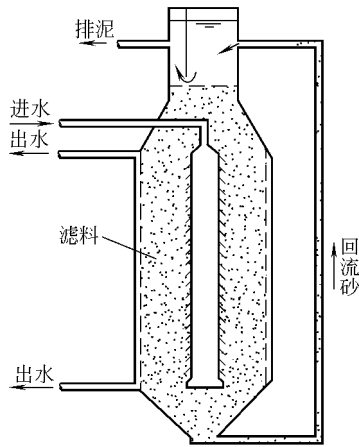


图 4-53 辐射流滤池

4.6.4.3 新型滤料过滤

滤料层是滤池的重要部分，是滤池工作好坏的关键。根据所要去除污染物的特性选用合适的滤料是滤池设计的前提。滤料的发展是滤池改善的一个重要方面。随着化工材料产业的发展，滤料不断更新、改良，含污能力不断提高，在有的滤料表面做了适当改善，改变滤料表面的物理化学性质，使滤料对污染物不仅是简单的物理截留的作用，还可以辅助降解污染物。

(1) 双层滤料过滤 最初滤池的滤料是石英砂，石英砂滤料具有来源广、价格低、机械强度和化学稳定性好等优点，因此应用较早也较广泛。但传统的石英砂滤料存在一定的缺陷。石英砂滤层在反冲洗后由于水力筛分作用，使得沿水流方向的砂子粒径逐渐变大，孔隙尺寸也沿水流方向逐渐变大。当下向流过滤时，水流先经过粒径小、孔隙也小的上部砂层，再到粒径大、孔隙也大的下部砂层。水中颗粒大部分截留在上部数厘米深度内，床层上部孔隙容易堵塞，床层的水头损失上升迅速，下部滤层大部分容量尚未发挥出来就不得不终止过滤。为了克服这一缺陷，研究人员开发了双层滤料，即在石英砂滤层上部放置一层粒径较大、密度较小的无烟煤粒、轻质陶粒、人工合成纤维等。双层滤料过滤在一定程度上提高了滤速和过滤效率，增加了床层截污容量，延长了过滤周期。

常用双层滤料为无烟煤和石英砂。上层无烟煤粒径为 1.1~1.4mm，下层石英砂粒径为 0.6~0.8mm。利用上层孔隙率大、纳污量多和下层孔隙小的特点，易保证水质。双层滤料可发挥整个滤层的作用，运行周期长，水头损失增加慢。在双层滤池的基础上又发展了石榴石 ($\rho=6.5\text{g/cm}^3$) (或磁铁矿) 砂作底层的三层滤池。

(2) 硅藻土过滤 硅藻土是以硅藻遗骸(壳体)为主的硅质生物沉积岩，其颗粒很小，

一般在几微米至 $30\mu\text{m}$ 以上。硅藻土的化学组成主要是二氧化硅（一级土 $\text{SiO}_2 \geq 85\%$ ），结构为非晶质（无定形 SiO_2 ），硅藻壳体为多孔构造，故亦称“天然分子筛”。硅藻壳体是由非晶质二氧化硅和果胶组成，壳壁外层呈不同形式排列的微孔。我国硅藻土资源丰富，贮量在 10 亿吨以上，为助滤剂的生产提供了物质基础。硅藻土助滤剂是用优质硅藻土为基本原料加工制成的粉状产品，在工业生产过滤中用来帮助被过滤液体提高滤速、提高澄清度的过滤材料。由于其具有独特的孔结构、不同的粒度分布范围和稳定的化学性质，因此可使被过滤液体获得高流速比并能滤除微细的固体悬浮物。

硅藻土在水处理过滤中用作助滤剂。硅藻土的基本组成和特征构造使其具有堆密度小，稳定性高，耐酸，耐热，吸附性、悬浮性、分散性好等特点，煅烧加工后湿度低（水分 $\leq 1\%$ ），渗透性能很好。硅藻土过滤技术在印染废水处理中可用于深度处理中水回用。

图 4-54 为压力式硅藻土滤池系统布置。硅藻土滤池的进水室内装有圆管型滤元。滤元用金属、塑料或陶瓷材料制作，表面多孔，中间空心作排水用并支撑滤网，滤网一般用金属丝网或人造纤维绕成，用以承托预涂层。压力式硅藻土滤池操作步骤分为预涂、过滤、冲洗三步。预涂是将硅藻土预涂在滤元表面的滤网上，形成 $1.5 \sim 2.0\text{mm}$ 的预涂层。过滤则通过原水或视不同原水水质，先将原水与少量硅藻土混合后过滤。过滤一定时间后，阻力增加，需进行反冲。冲洗水可收集，分离硅藻土重复使用。

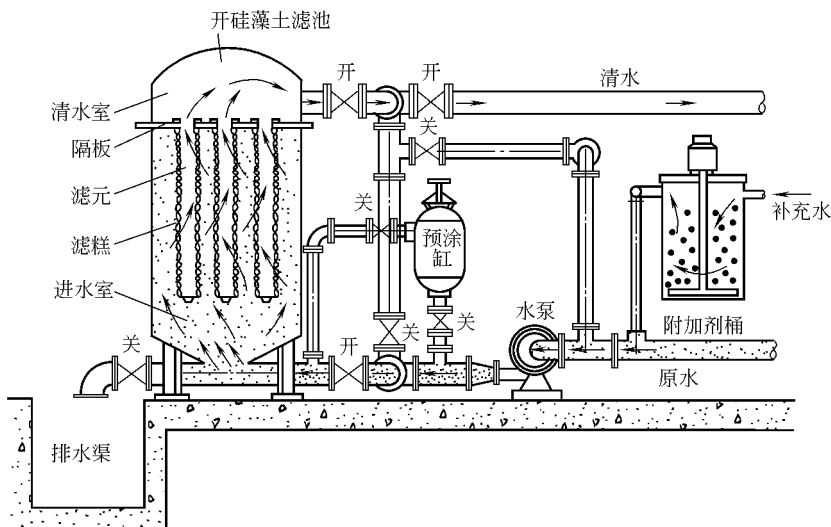


图 4-54 压力式硅藻土滤池系统布置

(3) 核桃壳过滤 核桃壳滤料具有疏水性能，可处理含疏水性染料的废水，目前已应用于废水处理工程中。

核桃壳过滤器是一种压力容器，滤速可达 $20 \sim 30\text{m/h}$ ，反洗强度 $5 \sim 10\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，过滤周期 $12 \sim 24\text{h}$ ，反洗时间 $15 \sim 20\text{min}$ 。这些参数的选择范围都较大，需要制造厂根据水质的实际情况确定。

(4) 多孔陶粒过滤 球形轻质多孔陶粒以天然陶土为主要原料，掺加适量的辅料配制而成，具有强度大、孔隙率大、比表面积大、化学稳定性好、生物附着力强、水流流态好、反冲洗容易等优点。球形填料粒径 $0.5 \sim 32\text{mm}$ ，不均匀系数 $K_{80} = 1.80$ ，堆积密度 $0.7 \sim 1.2\text{g}/\text{cm}^3$ ，密度 $1.2 \sim 2.6\text{g}/\text{cm}^3$ ，孔隙率 $55\% \sim 58\%$ ，破损率和磨损率 $< 1.62\%$ ，比表面积 $(1.5 \sim 2) \times 10^4\text{cm}^2/\text{g}$ 。

多孔陶粒用天然材料烧结而成，不会产生对人体有害的溶出物；机械化生产粒径易做到

均匀,作为深层过滤克服了石英砂上细下粗的反粒度现象,因而纳污量大、运行周期长,出水水质好。随着工业化生产规模的增大,多孔陶粒的价格逐步降低,可能使工程应用更加广泛。

在工业废水处理方面,由于多孔陶粒表面有许多微孔,粗糙度大,易于培养化学晶种或便于微生物挂膜,目前利用该特点,东南大学环境工程研究所用多孔陶粒培养成功除磷陶粒晶种,用于结晶过滤床除 $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ 。多孔陶粒用于曝气生物滤池 (BAF) 的载体既能去除废水中 SS,也能去除溶解性 BOD。

(5) 纤维球过滤 日本尤尼切卡公司首先研制了纤维球滤料,由松散短纤维制成,具有孔隙率高、比表面积大、吸附能力强等优点,能够有效而稳定地过滤二沉池的出水,继而我国也研制成国产纤维球过滤技术。纤维球过滤是近几年来研究并发展起来的一种高效、经济的过滤技术,已广泛应用于污水处理。

纤维球是很好的过滤材料,其主要特点如下。

① 滤速高。纤维球滤速可以高达 40m/h ,而砂滤速只有 $8\sim 10\text{m/h}$ 。

② 适应性强。纤维球滤层孔隙率高、不易堵塞,不仅能过滤沉淀池出水,而且能够直接过滤氧化池出水。

③ 截污量大。过滤沉淀池出水时,其滤层截污量达 $3\sim 4.7\text{kg/m}^3$,为砂滤层的 $1.6\sim 2.4$ 倍,过滤氧化池出水时,截污量上升到 $4.42\sim 10.8\text{kg/m}^2$,是砂滤的 $6\sim 16$ 倍。

④ 周期产水量大。过滤沉淀池出水时,纤维球过滤的周期产水量 (通水倍数) 为 $360\sim 700\text{m}^3/\text{m}^2$,是砂滤的 $3\sim 7$ 倍。

⑤ 反冲洗水量少。纤维球滤层的反冲洗水量为 $3\sim 6\text{m}^3/\text{m}^2$,不超过过滤水量的 1% ;砂滤反冲洗水量为 $7.2\text{m}^3/\text{m}^2$ 左右,约占过滤水量的 5% ,如果用气水同时反冲,反冲洗水耗仍为过滤水量的 2.5% 左右。

⑥ 反冲洗气强度较大。只有改进反冲洗方式,降低反冲气用量,才能更加有利于纤维球过滤的推广应用。

青岛市海泊河污水厂处理工艺采用 AB 法,处理能力 $80000\text{m}^3/\text{d}$,处理后水质达到国家二级排放标准。对其出水用纤维球-砂双层滤料直接过滤,试验证明可满足回用的要求。

(6) 瓷砂过滤 瓷砂滤料是以优质高岭土为原料,掺合一定的成孔剂、黏合剂和发泡剂,经过炼泥、陈腐、成型、干燥、烧成等工艺生产而成的一种球形均质滤料,表面坚硬,外观白色,内部多微孔。瓷砂具有良好的物理性能和足够的化学稳定性,是一种耐摩擦、抗冲击、耐腐蚀、密度适度、颗粒均匀、孔隙率高、比表面积大、使用寿命长的新型滤料。

瓷砂滤料同天然石英砂滤料一样,也是一种无机滤料,不含对人体有害的重金属离子及其他物质。其主要化学成分为 SiO_2 、 Al_2O_3 、 Fe_2O_3 、 CaO 和 MgO 等。瓷砂滤料粒径一般在 $0.5\sim 3.0\text{mm}$ 之间,比表面积 $(0.9\sim 1.81)\times 10^4\text{cm}^2/\text{g}$,松散密度 $0.8\sim 1\text{g}/\text{cm}^3$,真密度 $0.8\sim 2\text{g}/\text{cm}^3$,良好的物理性能和化学稳定性使瓷砂滤料具有截污能力强、水头损失小、过滤周期长、滤后水质好、反冲洗强度小等优点,是一种具有发展前景的新型过滤材料,尤其适用于出水需回用的废水处理。

(7) 人工合成有机滤料过滤 目前采用的人工合成滤料有聚苯乙烯滤料珠、聚氯乙烯珠、聚丙烯珠等。由于它们具有密度小、粒度均匀、显示等粒度过滤纳污量大、过滤周期长的优点,同时反冲洗亦方便,可用于单一滤料过滤,亦可与其他滤料配合使用。

4.7 超滤

超滤技术在印染废水处理的应用中由于可以回收有用物质,因而受到很大重视。目前退浆废水已可用超滤回收浆料。印染废水的退浆废水是主要有机污染源之一,当退浆废水经超

滤预处理后, 印染废水的总体 COD 可大幅下降, 从而减轻了后续生物处理的负荷。随着超滤技术的发展, 大分子染料也有可能用超滤法截留, 因而超滤技术在印染废水的处理中有着广阔的前景。

4.7.1 超滤工作原理

超滤 (UF) 又称超过滤, 用于去除废水中大分子物质和微粒。超滤之所以能够截留大分子物质和微粒, 其机理是: 膜表面孔径机械筛分作用, 膜孔阻塞、阻滞作用, 膜表面及膜孔对杂质的吸附作用。一般认为主要是筛分作用。

超滤工作原理如图 4-55 所示。在外力的作用下, 被分离的溶液以一定的流速沿着超滤膜表面流动, 溶液中的溶剂和低分子量物质、无机离子, 从高压侧透过超滤膜进入低压侧, 并作为滤液而排出; 而溶液中高分子量物质、胶体微粒及微生物等被超滤膜截留, 溶液被浓缩并以浓缩液形式排出。由于它的分离机理主要是借机械筛分作用, 膜的化学性质对膜的分离特性影响不大, 因此可用微孔模型表示超滤的传质过程。

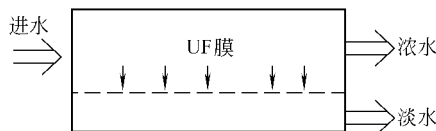


图 4-55 超滤工作原理

4.7.1.1 超滤膜组件

超滤膜有多种, 最常用的是醋酸纤维素膜和聚砜膜。

(1) 醋酸纤维素膜 它可以根据截留分子量的不同而成为一个膜系列。膜孔径大小与制膜组分间的配比条件有关。例如截留分子量为 10000 左右的膜, 它的制膜组分——醋酸纤维素、丙酮、甲酰胺的质量分数分别为 16.3%、44.5%、39.2%。其成膜工艺与反渗透膜相似, 它在凝胶成型后, 不需再进行热处理。

(2) 聚砜膜 它具有良好的化学稳定性和热稳定性。这种膜也有多种孔径。该膜的制膜液由聚砜树脂、二甲基甲酰胺和乙二醇甲醚所组成。

超滤的膜组件可分为板式、管式 (包括内压管式和外压管式)、卷式和中空纤维组件等, 这些组件我国均有产品。

4.7.1.2 超滤的操作方式

常用的有连续式及重过滤式。

(1) 连续式操作 常用于大水量处理。由于需要分离物料的水量常比控制浓差极化所需的最小流量还小, 因此运行时采用部分循环方式, 而且循环量常比废水量大得多。这种系统实际上是由密闭式循环操作串联起来的, 如图 4-56 所示。

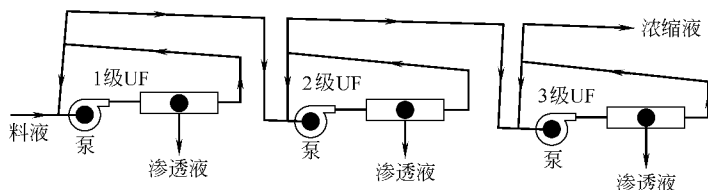


图 4-56 多级连续式超滤过程

(2) 重过滤操作 用于大分子和小分子的分离。料液中含有各种大小分子溶质的混合物, 如果不断加入纯溶剂 (水) 以补充滤出液的体积, 这样低分子组分就逐渐被清洗出去, 从而实现大小分子的分离。重过滤过程如图 4-57 所示。

4.7.2 超滤的影响因素

废水处理中超滤的操作压力为 0.1~0.6MPa, 温度为 60℃ 时, 超滤透过通量一般为 1~100L/(m²·h)。

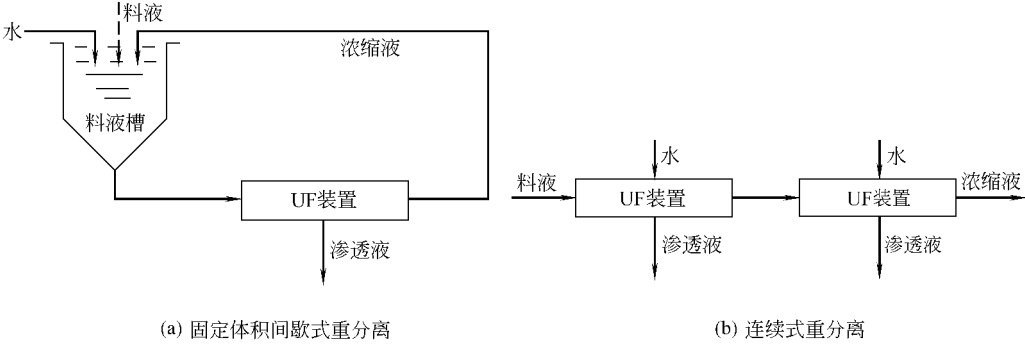


图 4-57 重过滤过程示意

超滤透过通量的影响因素如下。

- (1) 废水流速 提高废水流速虽然对减缓浓差极化，提高透过通量有利，但需提高废水压力，增加能耗。一般紊流体系中流速控制在 $1\sim3\text{m/s}$ 。
- (2) 操作压力 超滤膜透过通量与操作压力的关系取决于膜和凝胶层的性质。超滤过程中，往往由凝胶层控制透过通量。凝胶化模型中膜透过通量与压力无关，这时的通量称为临界透过通量。实际超滤操作应在极限通量附近进行，此时操作压力约为 $0.5\sim0.6\text{MPa}$ 。除了用于克服通过膜和凝胶层的阻力外，还要克服液流的沿程和局部水头损失。
- (3) 温度 操作温度主要取决于所处理物料的化学、物理性质。由于高温可降低废水的黏度 μ ，增加传质效率，提高透过通量，因此应在允许的最高温度下进行操作。温度 T 与扩散系数 D 的关系可用下式表示。

$$\frac{\mu D}{T} = \text{常数} \tag{4-46}$$

由上式可见，温度 T 越高，黏度 μ 变小，而扩散系数 D 则增大。印染工业退浆废水回收 PVA 时为 85°C 。

- (4) 运行周期 随着超滤过程的进行，在膜表面逐渐形成凝胶层，使透过通量逐步下降，当通量达到某一最低数值时，就需要进行清洗，这段时间称为一个运行周期。运行周期的变化与清洗情况有关。
- (5) 废水浓度 随着超滤过程的进行，主体水流的浓度逐渐增高，此时黏度变大，使凝胶层厚度增大，从而影响透过通量。因此对主体水流应定出最高允许浓度。印染废水超滤的最高允许浓度在 $20\%\sim30\%$ 之间，退浆废水则在 $10\%\sim20\%$ 之间。
- (6) 废水的预处理 为了提高膜的透过通量，保证超滤膜的正常稳定运行，根据需要应对废水进行预处理。通常采用的预处理方法有沉淀、混凝、过滤等。
- (7) 膜的清洗 膜必须进行定期清洗，以保持一定的透过通量，并能延长膜的使用寿命。清洗方法一般根据膜的性质和被处理料液的性质来确定。一般先以水力清洗，然后再根据情况采用不同的化学洗涤剂进行清洗。例如对水溶性染料可用“桥键”型溶剂清洗，丝胶蛋白质沉淀可用脲酶溶剂或磷酸盐、硅酸盐为基础的碱性去垢剂，PVA 浆料可用酸洗，膜表面由无机盐形成的沉淀可用 EDTA 之类的螯合剂或酸、碱加以溶解。对不同的膜组件，可以采用不同的清洗方法。例如，管式组件可用海绵球进行机械清洗，中空纤维式组件可用反向冲洗等。

膜的寿命是根据生产厂提供的膜在正常使用条件下可以保证使用的最短时间。一般在规定的料液和压力下，在允许的 pH 值范围内，温度不超过 60°C 时，超滤膜可使用 $12\sim18$ 个

月。如膜清洗不佳,会使膜的使用寿命缩短。

4.7.3 超滤的计算及浓差极化

4.7.3.1 超滤的产水量

在超滤中,相对分子质量小于300的微小溶质容易透过膜,而被截留的大分子,其溶液渗透压较低,可忽略不计,所以超滤可在低压下进行。在此条件下,水和溶质的通量以及溶质去除率有如下关系。

$$J_{w0} = \frac{P_w}{\delta_m} \Delta P \quad (4-47)$$

$$J_s = \frac{P_s}{\delta_m} (c_b - c_f) \quad (4-48)$$

$$R = \frac{c_b - c_f}{c_b} \times 100\% \quad (4-49)$$

$$J_s = J_{w0} c_f = c_b (1 - R) J_{w0} \quad (4-50)$$

式中, J_{w0} 为纯水或低浓度废水透过滤膜的通量 [$\text{cm}^3/(\text{cm}^2 \cdot \text{s})$]; P_w 为膜对水的透过特性 [$\text{cm}^2/(\text{Pa} \cdot \text{s})$]; δ_m 为膜厚度 (cm); ΔP 为膜两侧的压力差 (Pa); J_s 为溶质透过超滤膜的通量 [$\text{mg}/(\text{cm}^2 \cdot \text{s})$]; P_s 为膜对溶质的透过特性 (cm^2/s); c_b 为主体溶液 (进水) 的溶质浓度 (mg/cm^3); c_f 为滤过液 (出水) 的溶质浓度 (mg/cm^3); R 为溶质去除率 (%)。

应当指出,式(4-47)中水通量正比于操作压力的关系,仅指纯水或稀溶液而言。对于高浓度的大分子溶质,由于浓差极化现象的产生,上述关系不复存在。

4.7.3.2 超滤过程中的浓差极化

有膜分离过程中,水连同小分子透过膜,而大分子溶质则被膜所阻拦并不断累积在膜表面上,使溶质在膜面处的浓度 c_m 高于溶质在主体溶液中的浓度 c_b ,从而在膜附近边界层内形成浓度差 ($c_m - c_b$),并促使溶质从膜表面向着主体溶液进行反向扩散,这种现象称为浓差极化。

在大分子溶液超过滤过程中,由于 c_m 值急剧增加,结果使极化模数即 c_m/c_b 迅速增大。在某一压力差下,当 c_m 值达到这样程度,以致大分子物质很快生成凝胶,此时膜面溶质浓度称为凝胶浓度,以 c_g 表示 (见图4-58)。此时透过水通量为

$$J_w = K \ln \frac{c_g}{c_b} \quad (4-51)$$

在此情况下, c_g 为一固定值,其值大小与该溶质在水中的溶解度有关,因而透过膜的水通量亦应为定值。若再加大压力,溶质反向扩散通量并不增加,在短时间内,虽然透过水通量有所提高,但随着凝胶层厚度的增大,所增加的压力很快为凝胶层阻力所抵消,透过水通量又恢复到原有的水平。因此,由式(4-51)可得出:(1)一旦生成凝胶层,透过水通量并不因压力的增加而增加;(2)透过水通量与进水溶质浓度 c_b 的对数值呈直线关系减小;(3)透过水通量还取决于与确定边界层厚度有关的流体动力学条件。

在凝胶层存在的情况下,超滤阻力倍增,因为除了膜阻力之外,又添加了凝胶层阻力,而后者甚至起着控制作用。所以,在给定压力下,凝胶层的生成势必使透过水通量下降,关系为

$$J_w = \frac{\Delta P}{R_m + R_g} \quad (4-52)$$

$$R_g = \frac{\delta_g}{P_g}$$

$$R_m = \frac{\delta_m}{P_w}$$

式中， R_m 为膜阻力 ($s \cdot Pa/cm$)； R_g 为凝胶层阻力 ($s \cdot Pa/cm$)； δ_g 为凝胶层厚度 (cm)； P_g 为凝胶层对水的透过特性 [$cm^2/(Pa \cdot s)$]。

在压力差一定的情况下，凝胶层阻力可看作是与透过水累积体积 V 成正比；在压力差变化的情况下，增大压力在短时间内会引起透过水通量的增加，带到膜表面的溶质数量亦增多，从而凝胶层阻力亦因之而增大。可以认为，凝胶层阻力随压力的增加而增加。

由于 $J_{w0} = \frac{P_w}{\delta_m} \Delta P = \frac{\Delta P}{R_m}$ ，式 (4-52) 也可写成

$$J_w = \frac{J_{w0}}{1 + \frac{R_g}{R_m}} \tag{4-53}$$

因此，当超滤过程形成凝胶后， J_w 基本上已与 ΔP 无关，凝胶层开始生成后，所增加的压力为相应增加的 R_g 值所抵消，透过水通量保持不变。其关系曲线如图 4-59 所示。

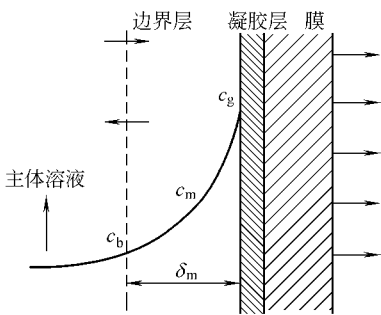


图 4-58 浓差极化所形成的凝胶层

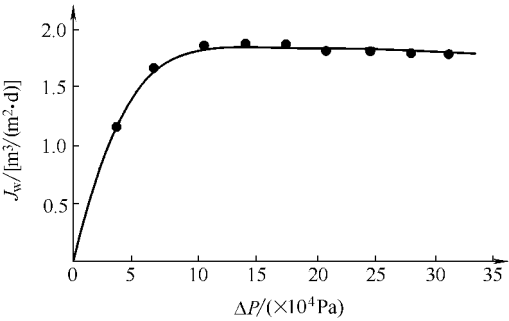


图 4-59 透过水通量与压力差的关系曲线

减缓浓差极化现象可采取以下两种措施：一是提高料液的流速，控制料液的流动状态，使其处于紊流状态，让膜面处的液体与主流更好地混合；二是对膜面不断地进行清洗，消除凝胶层的影响。清洗方法已如 4.7.2 所述。

4.7.4 超滤在印染废水处理中的应用

在印染工艺中，从轧机还原底部溢流出的废水中含有浓度较高的染料，用超滤法处理这种废水，不仅可进行脱色凝轻废水的污染，而且还能回收染料，有明显的经济效益。某印染厂采用的超滤工艺流程如图 4-60 所示。

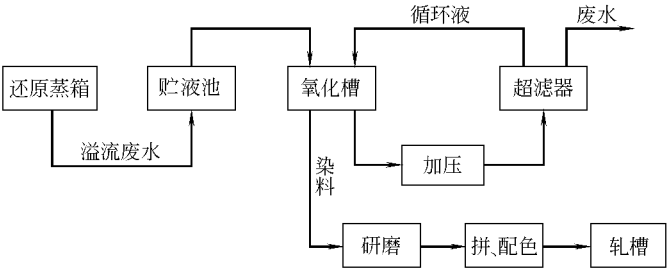
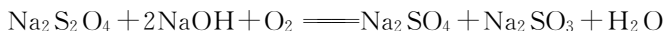


图 4-60 印染废水超滤工艺流程

从还原蒸箱溢流出的废水，染料以隐色体溶于水，以醇式钠盐状态存在。要想回收染料，必须先将呈分子状态溶解的染料，氧化成为悬浮的微小颗粒。废水除含染料外，还含有大量的保险粉 ($Na_2S_2O_4$) 和碱 ($NaOH$)。苛性钠不影响染料的絮凝，因此主要设法破坏

废水中的保险粉，使保险粉失去还原作用。染料可进行凝聚成微小颗粒，然后再用超滤法将水、 NaOH 、 Na_2SO_3 、 Na_2SO_4 等小分子与染料微粒进行分离。上述小分子透过超滤膜，而染料微粒被超滤膜截留，如此循环浓缩，直到循环液浓度达到生产需要的染料浓度后，即可回用。

(1) 氧化 以隐色体溶于水呈醇式钠盐状态的染料，采用空气氧化法，即向废水通空气充氧，消除保险粉的还原作用，在碱性介质中发生的化学反应如下。



保险粉失去还原作用后，废水中的染料就可凝聚成 $0.5 \sim 2\mu\text{m}$ 的悬浮颗粒。

该厂氧化槽容积为 1m^3 ，内装废水 0.7m^3 ，废水中 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 浓度为 5g/L ，废水中共有 $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ 3500g ，按上述反应式需 634g 氧气，空气压缩机供气量为 $0.184\text{m}^3/\text{min}$ ，反应约 $20 \sim 25\text{min}$ 。

(2) 外压管式超滤器设计

① 滤膜 选用聚砜为基质，二甲基甲酰胺为溶剂，乙二醇甲醚为添加剂，应用 Loeb-Suriroian 法制膜，制成不对称多孔膜。膜表层为致密层，极薄，主要起分离作用，底层孔隙较大，附着在支撑体上起承托作用，称承托层，膜外径 8mm ，长 850mm 。

② 支撑体 利用聚氯乙烯树脂，烧结成管状多孔体，外径 8mm ，内径 3mm ，壁厚 2.5mm ，长 $900 \sim 950\text{mm}$ ，这种多孔体要求有一定的强度和较高的透水量。

③ 超滤组件 其结构示意见图 4-61。组件外壳体采用外径 160mm 的聚氯乙烯硬管，壁厚为 8mm 。组件内壳体采用 $\phi 112\text{mm}$ 的聚氯乙烯硬管，壁厚为 7mm 。内装 78 根聚砜膜管，上端插入橡胶密封塞的锥孔中，橡胶密封塞与集水环的 O 形密封圈共同组成组件的密封系统，外边以弹性长环紧固。

组件内壳循环孔径采用 20mm 共 12 个。每个组件内有效膜面积为 $8\pi \times 850 \times 78 \times 10^{-6} = 1.67\text{m}^2$ 。

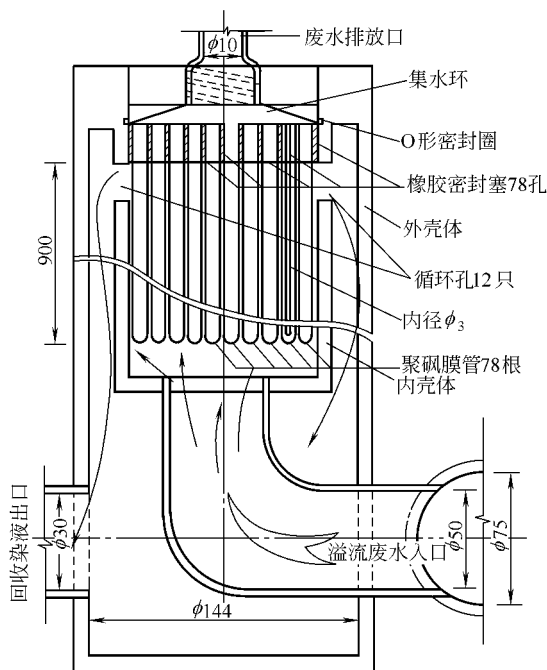


图 4-61 超滤组件结构示意图

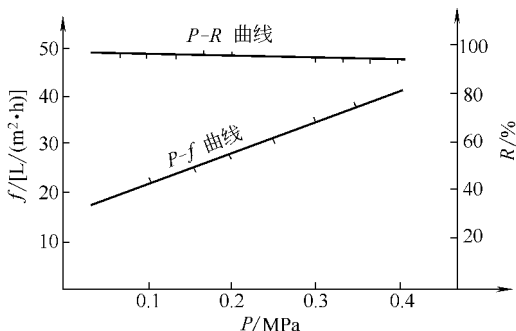


图 4-62 工作压力 (P) 与透过通量 (f)、截留率 (R) 的关系曲线 ($T=25^\circ\text{C}$)

④ 试验参数

a. 温度与透过通量、截留率的关系 随着水温升高，透过通量相应增加，截留率基本不变，但由于受壳体及管件材料（聚氯乙烯）限制，工作温度采用 45°C 为宜。

b. 循环液浓度与透过通量、截留率的关系 随着循环液浓度的增高，透过通量降低，截留率稍有提高。

- c. 工作压力与透过通量、截留率的关系 随着工作压力的提高，透过通量提高，截留率稍有下降，见图 4-62。
- d. 聚矾膜孔径和孔隙率与透过通量、截留率的关系 根据截留染料颗粒的大小，在保证高截留率的同时，尽量提高透过通量，选用聚矾孔径为 $0.05 \sim 0.075\mu\text{m}$ ，孔隙率为 $75\% \sim 85\%$ 。孔隙率过大虽可增加透过能量，但影响膜的强度。
- 根据试验得到的主要技术参数列于表 4-12 中。

表 4-12 主要技术参数

项 目		单 位	设计参数
工作压力	进压	MPa	0.3~0.4
	出压	MPa	0.15~0.25
料液流速		m/s	1.5~2.0
染料截留率		%	>95
平均透过通量 (0.2MPa 压力下)	水	L/(m ² ·h)	>100
	染料废水	L/(m ² ·h)	>30
最佳工作温度		℃	40~45
允许介质 pH 值			1~13
PVC 支撑管	耐压	kg/cm ²	6
	透水量	L/(m ² ·h)	>1000
聚矾膜	孔径	μm	0.05~0.075
	孔隙率	%	75~85
	膜厚度	mm	0.1~0.2

- ⑤ 整机工艺设计 一台轧染机蒸箱溢流废水量为 $2\text{m}^3/8\text{h}$ ，聚矾膜透过通量采用 $30\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，则整机膜总面积 10m^2 为宜。这样整体应由 6 个组件构成，整机膜面积为 $6 \times 1.67 = 10.02\text{m}^2$ 。整机外形尺寸长 2100mm，高 1710mm，宽 460mm，自重为 250kg。
- ⑥ 超滤染料的使用方法 通过超滤回收的染料，基本上能保持原染料的有效成分，但因通过超滤把染料分子凝聚成悬浮微粒，因此使用前必须研磨，再经拼色配色后送入轧染机蒸箱。
- ⑦ 经济效益和环境效益 每台轧染机还原蒸箱溢流废水量以 $2\text{m}^3/\text{班}$ 计，则每天可从废水中回收染料 12kg，一年为 3672kg。还原蒸箱溢流废水 COD 为 17800mg/L 左右，色度 4096 倍，经超滤将染料回收后，排放废水 COD 去除率为 82% 左右，色度去除率为 94%，具有很好的环境效益。

第 5 章 印染废水的化学处理方法

印染废水化学处理对象是废水中溶解性的有害物质，如残余染料、助剂、色度物质、重金属、难降解有机物等，化学处理方法有混凝、电解、氧化脱色、吸附等。中和是为调整水的 pH 值，消毒是为杀灭水中有害微生物，亦属化学处理。

5.1 废水的中和

5.1.1 中和法的原理与分类

中和法的基本原理是使酸性废水中的 H^+ 与外加的 OH^- ，或使碱性废水中的 OH^- 与外加的 H^+ 相互作用生成水和盐，从而调节废水的酸碱度。

在印染废水处理中，中和法一般用于调节废水的 pH 值，并不能去除废水中其他污染物。对含有硫化染料的碱性废水，投酸中和会释放出 H_2S 有毒气体，因此中和法一般不单独采用，往往与其他处理法配合使用。

中和法分酸性废水中和与碱性废水中和两类。印染废水多呈碱性，pH 值一般为 9~12，故常需进行中和处理。中和处理到达所需的 pH 值取决于后续处理采用的方法。对于生物处理法，pH 值应调节到 9.5 以下；对于化学混凝法，pH 值取决于混凝剂的等电点和排放标准。

5.1.2 碱性废水中和处理系统的设计与计算

5.1.2.1 酸碱废水中和法

工厂酸碱废水互相中和是简单经济的办法。如果废水流量及浓度波动较大，需设调节池使其均匀混合，酸、碱含量不能互相平衡时，再设中和池进行加药中和处理，中和池容积一般按 1~2h 废水量计算。

5.1.2.2 加酸中和法

加酸中和法是处理碱性印染废水常用的方法。常用的酸中和剂有工业硫酸和盐酸。其中

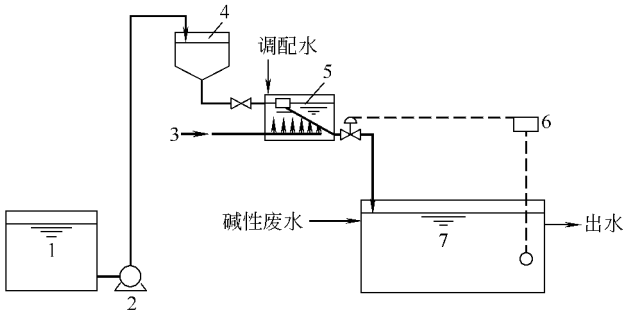


图 5-1 加酸中和处理流程

1—贮酸槽；2—耐酸泵；3—压缩空气；4—计量槽；
5—调配槽；6—酸度计；7—中和反应池

工业硫酸价格较低，应用较多。印染废水中的碱性物质主要有 NaOH、Na₂CO₃ 和 Na₂S 等。加酸中和和一般不产生沉渣，不必设置沉淀池。

- (1) 加酸中和处理流程 见图 5-1。
- (2) 加酸量计算

$$N_s=N_z\frac{aK}{\alpha}\times100$$

(5-1)

式中， N_s 为酸总耗量 (kg/h)； N_z 为废水中的含碱量 (kg/h)； a 为酸性药剂比耗量，见表 5-1； K 为反应不均匀系数，一般 $K=1.1\sim1.2$ ； α 为酸的百分含量 (%)。

表 5-1 酸性药剂比耗量

名 称	中和 1g 碱需要的酸量/g					
	H ₂ SO ₄		HCl		HNO ₃	
	100%	98%	100%	36%	100%	65%
NaOH	1.22	1.24	0.91	2.53	1.58	2.42
Na ₂ CO ₃	0.92	0.94	0.69	1.92	1.19	1.83
Na ₂ S	1.26	1.29	0.94	2.61	1.62	2.49
KOH	0.88	0.90	0.65	1.80	1.13	1.74
Ca(OH) ₂	1.32	1.34	0.99	2.24	1.70	2.62
NH ₃	2.88	2.93	2.12	5.90	3.71	5.70

- (3) 投配与贮存 当硫酸用量超过 10kg/h 时，可采用 98%的浓硫酸直接投配。浓硫酸直接从贮酸槽泵入调配槽，经阀门控制流入中和反应池。调配槽容积按 1d 用酸量计算。
- 当硫酸用量较少时，一般先在调配槽内把浓硫酸稀释成 5%~10%后再投配。调配槽容积按下式计算。

$$V=\frac{N_sc\times24}{1000\beta\gamma n}$$

(5-2)

式中， V 为调配槽有效容积 (m³)； N_s 为工业硫酸用量 (kg/h)； c 为工业硫酸浓度 (%)； β 为稀释后硫酸浓度 (%)， $\beta=5\%\sim10\%$ ； γ 为稀释后硫酸密度 (g/cm³)，见表 5-2； n 为每日稀释次数，一般 $n=3\sim6$ 。

表 5-2 硫酸水溶液的密度 (20℃)

密度 /(g/cm ³)	H ₂ SO ₄ 含量		密度 /(g/cm ³)	H ₂ SO ₄ 含量		密度 /(g/cm ³)	H ₂ SO ₄ 含量	
	%	g/L		%	g/L		%	g/L
1.005	1	10.05	1.095	14	153.3	1.252	34	425.5
1.012	2	20.24	1.102	15	165.3	1.268	36	456.6
1.018	3	30.55	1.109	16	177.5	1.286	38	488.5
1.025	4	41.00	1.117	17	189.9	1.303	40	521.1
1.032	5	51.58	1.124	18	202.3	1.321	42	554.6
1.038	6	62.31	1.132	19	215.1	1.338	44	588.9
1.045	7	73.17	1.139	20	227.9	1.357	46	624.2
1.052	8	84.18	1.155	22	254.1	1.376	48	660.5
1.059	9	95.32	1.170	24	280.9	1.395	50	697.5
1.066	10	106.6	1.186	26	308.4	1.415	52	735.8
1.073	11	118.0	1.202	28	336.6	1.435	54	774.9
1.080	12	129.6	1.219	30	365.6	1.456	56	815.2
1.087	13	141.4	1.235	32	395.2	1.477	58	856.7

续表

密度 /(g/cm ³)	H ₂ SO ₄ 含量		密度 /(g/cm ³)	H ₂ SO ₄ 含量		密度 /(g/cm ³)	H ₂ SO ₄ 含量	
	%	g/L		%	g/L		%	g/L
1.498	60	898.8	1.681	76	1278	1.824	92	1678
1.520	62	942.4	1.693	77	1303	1.828	93	1700
1.542	64	986.9	1.704	78	1329	1.8312	94	1721
1.565	66	1033	1.716	79	1355	1.8337	95	1742
1.587	68	1079	1.727	80	1380	1.8365	96	1762
1.601	70	1127	1.749	82	1434	1.8363	97	1781
1.622	71	1152	1.769	84	1486	1.8365	98	1799
1.634	72	1176	1.787	86	1537	1.8342	99	1816
1.646	73	1201	1.802	88	1586	1.8305	100	1831
1.657	74	1226	1.814	90	1633			
1.669	75	1252	1.819	91	1656			

调配槽一般应不少于两个，交替使用。

硫酸贮槽的容积按 15~30d 用酸量确定。

(4) 中和处理系统的设计实例

【例 5-1】某印染厂排出碱性废水量 20m³/h，需中和处理到 pH 值为 7，实验室测得碱性废水中和曲线如图 5-2 所示。试设计加酸中和系统。

- ① 从图 5-2 的中和曲线可知，碱性废水中和到 pH 值为 7 时，硫酸需要量为 150mg/L（含量 98%）。
- ② 硫酸用量计算 利用式（5-1）得

$$N_s=20\times150=3000\text{g/h}=3\text{kg/h}$$

- ③ 调配槽有效容积 采用稀硫酸投配，浓度为 5%。
- 利用式（5-2）得

$$V=\frac{N_sc\times24}{1000\beta\gamma n}=\frac{3\times98\times24}{1000\times5\times1.032\times4}=0.34\text{m}^3$$

- ④ 中和池容积和尺寸 中和反应时间一般为 5~10min，选择中和时间为 5min，则中和池有效容积为

$$V=QT/60=20\times5/6=16.7\text{m}^3$$

采用圆形反应池，有效水深取 1.5m，则所需面积 A 与直径 D 分别为

$$A=V/H=16.7/1.5=11.1\text{m}^2$$
$$D=\sqrt{4A/\pi}=\sqrt{4\times11.1/\pi}=3.76\approx3.8\text{m}$$

- ⑤ 采用机械搅拌 测定得中和最终 pH 值为 7 时，搅拌所需功率与中和时间的关系如图 5-3 所示。
- 从图 5-3 曲线可知，当中和时间为 5min 时，所需搅拌功率为 0.036kW/m³，所需功率为

$$N=0.036\times16.7=0.6\text{kW}$$

此外，中和反应池也可采用矩形水池，并应用压缩空气或机械搅拌，如图 5-4 和图 5-5 所示。

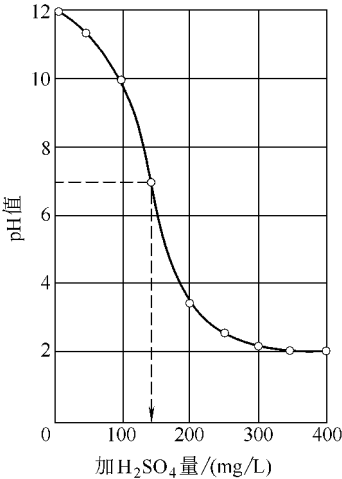


图 5-2 碱性废水中和曲线

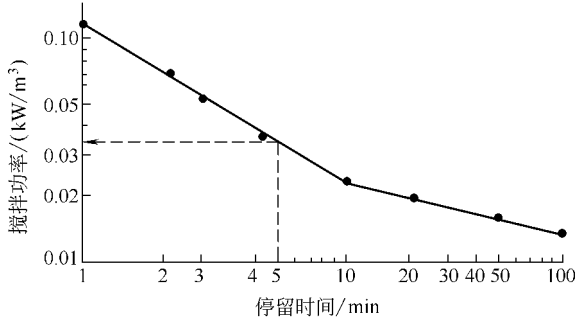


图 5-3 搅拌功率与中和时间的关系

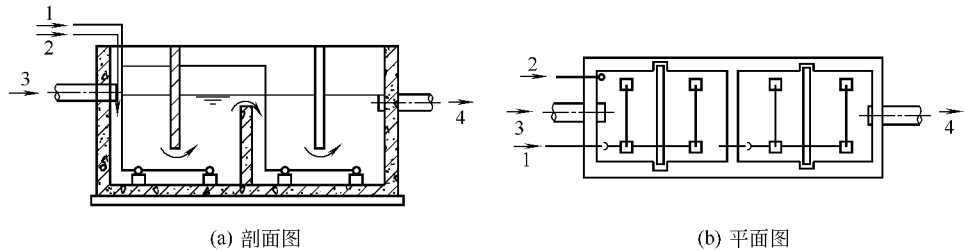


图 5-4 隔板中和反应池

1—压缩空气；2—酸；3—碱性废水；4—中和水

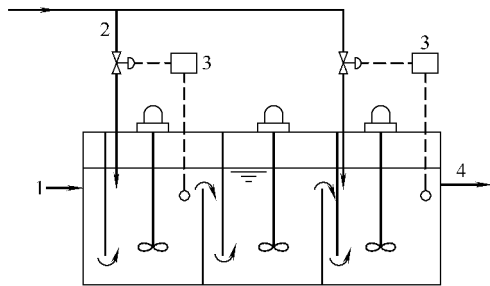


图 5-5 连续中和反应池

1—碱性废水；2—酸投配；3—pH 值
控制器；4—中和水

5.1.3 烟气中和法

5.1.3.1 基本原理

利用烟气中和碱性印染废水是一种经济有效的中和方法。烟气中含有 CO_2 、 SO_2 和 H_2S 等酸性气体，它们与印染废水中的碱性物质，如 NaOH 发生中和反应。

烟气中和碱性印染废水是与烟气除尘同时进行的。主要工艺过程是将碱性废水送到水膜除尘器上部作为喷淋用水，使烟气与喷淋水逆流接触，烟气中的 CO_2 、 SO_2 、 H_2S 溶解于水中，使碱性废水得到中和；同时烟气中的烟尘微粒被喷淋水带出，并在沉淀池中沉淀。这样

既降低了废水的 pH 值，又除去了烟气中的灰尘，以废治废，一举两得。

此外，也可将烟气直接引入碱性废水池中，通过池底部穿孔管向上鼓泡，也能达到满意的中和效果。

5.1.3.2 利用烟气中和碱性废水实例

某印染厂自 1964 年起利用烟气中和碱性煮练废水取得了良好效果，具体情况见表 5-3~表 5-5。

5.1.3.3 烟气中和碱性印染废水的优缺点

(1) 用烟气中和碱性印染废水效果良好，废水的 pH 值可从 10~12 下降到 6~7，同时也达到了除尘的目的，因而改善了大气环境质量。

(2) 可节省大量新鲜自来水，除尘后的沉淀物含煤达 30% 左右，可作为燃料回用，从

表 5-3 烟气中和煮练废水的效果

项 目	除尘器前	除尘器后	备 注
废水量/(m³/h)	36	32.4	蒸发 10%左右
pH 值	11~12	6~7	
总碱度/(mg/L)	24.72	7.28	
耗氧量/(mg/L)	404	677.2	以 H ₂ S 计
硫化物/(mg/L)	63.72	466.2	

表 5-4 水膜除尘器主要运行参数

有效高度 H_1 /m	除尘器直径 D /m	$\frac{H_1}{D}$	废水量 /(m³/h)	烟气量 /(m³/h)	水气比	气流上升速度 v_t /(m/s)
5.15	1.4	3.7	30	38700	1 : 1280	7.1

表 5-5 烟气成分与中和效果

进气量 /(m³/h)	尾气量 /(m³/h)	进 气 成 分			进水 总碱度 /(mg/L)	中和后废水成分/(mg/L)			中和去 除碱度 /(mg/L)
		CO ₂ /%	SO ₂ /(mg/L)	H ₂ S /(mg/L)		CO ₂	SO ₂	H ₂ S	
38700	42500	2.95	35.5	334	708.2	2004	40	260	480

而降低了废水处理成本。

(3) 经烟气中和后的废水，其硫化物、耗氧量、色度都有所增加，其中以硫化物最显著。水温也相应提高，这对废水的后续处理将产生不利影响。后续处理采用生物方法时，应先除硫和水冷却，否则将破坏生物处理系统正常运行。

除硫方法是碱性条件下投加 FeSO₄ 形成 FeS 和 Fe(OH)₃ 絮体共沉。

5.2 废水的混凝

混凝法是水处理的一种重要处理方法。用于印染废水处理，可有效除去水中疏水性染料物质及部分亲水性染料物质；作为生物处理的预处理，可大大减轻后续生物处理的压力；作为生物处理的后处理，可去除水中残存染料物质，以降低废水的色度。混凝法可去除多种高分子物质、胶状有机物、重金属有毒物质如汞、镉和铅等，以及导致水体富营养化的物质，如磷等可溶性无机物。此外，还可作为污泥机械脱水前的调质预处理，以改善污泥的脱水性能。

印染废水中含有大量染料、助剂和浆料、洗涤剂和其他化学药剂，其中染料多数呈胶体状态，采用混凝法处理效果显著。

混凝法是印染废水处理的重要方法，是沉淀和气浮等分离方法的基础和保障，必须引起足够重视。

5.2.1 混凝原理

5.2.1.1 电中和原理

染料分子常带有基团如—SO₃⁻、—OH⁻、—COO⁻等，因而表现出亲水性而溶于水；疏水性染料分子在一定水质条件下，分子也具有一定极性。这是印染废水带有色度的原因。当染料分子带有同种电荷就会在水中产生排斥作用而稳定存在于水中。染料物质在水中的稳定性取决于其所带电荷的大小或极性的强弱（当然也与其分子量及水质条件有关）。当水中

投加电解质，它的电离产物能消除或减弱分子的电荷或极性，就能使染料分子失去稳定而凝聚，从而从水中分离。

(1) 压缩双电层 废水中加入一些电解质作凝聚剂，改变胶体粒子表面电势，或改变分散介质中电解质的浓度与价态，以影响胶粒之间的排斥势能。溶液中电解质浓度增大时，双电层受溶液中反离子的压迫，颗粒之间吸引能逐渐增大，颗粒发生碰撞而凝聚。试验表明，与胶粒带相反电荷的离子具有凝聚作用，且价数愈高，凝聚力也愈大。各种溶液，不同价离子的凝聚值与其离子价的 6 次方成反比。即

$$\gamma = \frac{K}{Z^6} \quad (5-3)$$

式中， γ 为凝聚值； K 为比例系数； Z 为凝聚离子价。

多核络离子和高分子电解质的离子比同价一般离子的凝聚力要大得多，能更大程度地影响胶粒的稳定性。

(2) 吸附与电中和（不规则过程） 溶液中投加高价电解质时，浓度增大，胶粒由于电中和达到等电状态，发生凝聚，如果继续投加到一定浓度后，出现“超荷”现象，溶胶微粒的电荷变号而使胶粒表面电位即所谓 ξ 电位又增大其绝对值，溶胶重新出现稳定状态。电解质浓度进一步升高时，另一种符号的离子将成为凝聚离子而发挥作用，可以再次出现凝聚。近年来的研究认为，只有投加诸如 Fe^{3+} 、 Al^{3+} 等多核络离子凝聚剂时，才会出现“超荷”现象，而一般离子只有使胶粒达到等电状态，却不能改变其电荷符号，因此投加铝、铁盐混凝剂时要控制投加量，防止出现过量后的“再稳定”现象。

(3) 混合电解质的凝聚作用 生产过程中，往往几种混凝剂同时投加，因为每种混凝剂都有化学基，如 $[\text{Al}_2(\text{OH})_n\text{Cl}_{6-n}]_m$ 含有一 OH^- 基， $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ 含有一 SO_4^{2-} 基， FeCl_3 含有一 Cl^- 基，不同的化学基，充分发挥各自的优势，电解质之间产生相互综合叠加作用，强化胶粒的凝聚作用。但是有的两种电解质凝聚离子在扩散中互相影响，在吸附层中争夺吸附位，电解质发生相互对抗即起减弱作用。故而向工业废水中投加多种混凝剂时，要通过试验，确定其效果，方能达到预期效果。

5.2.1.2 黏结架桥凝聚原理

高分子物质对溶胶微粒具有强烈的吸附作用，一个高分子链状物吸附了一个微粒，其另

一端伸展到溶液中去，又吸附其他微粒，形成一个链状物。高分子物质把微粒连接在一起，好似微粒间桥梁，即黏结架桥作用，结合成为絮状体，见图 5-6。

高分子物质对溶胶微粒表面的吸附可由各种物理化学作用形成，如静电引力、范德华力、氢键、配位键等，取决于高分子同微粒表面二者的化学结构特

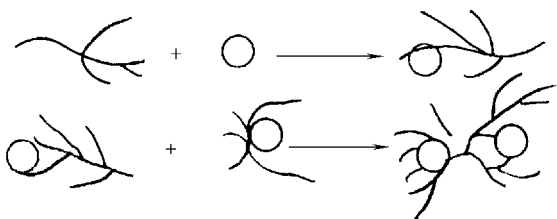


图 5-6 黏结架桥絮凝

点。高分子电荷与微粒表面电荷相反时，静电引力可强化吸附作用。但是，高分子物质与溶胶微粒带同号电荷，双方电荷都不甚强烈时，亦可发生黏结架桥作用。

高分子链状物相对的长度较大，它们在架桥凝聚时不一定需要消除微粒间的排斥势能峰。当然，一定程度地压缩双电层，降低势能峰，会有利于迅速而稳定的架桥絮凝。如果溶胶微粒电层很厚，高分子链长度不足以在较远距离处架桥，则微粒压缩扩散层及电中和脱稳就非常必要。

对于负电溶胶，阳离子型高分子电解质可以同时起到降低溶胶电位和黏结架桥作用，故

有良好的混凝作用。

5.2.2 混凝剂与助凝剂

5.2.2.1 混凝剂

用于水处理的混凝剂种类很多,下面介绍印染废水处理中常用的两类混凝剂。

(1) 无机盐类混凝剂

① 硫酸铝 $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}]$ 硫酸铝分精制和粗制两种。精制硫酸铝为白色结晶体,相对密度 1.62, Al_2O_3 含量大于 15.7%~16.2%,不溶性杂质含量小于 0.05%~0.30%,价格较贵。粗制硫酸铝的 Al_2O_3 含量大于 14.5%~16.5%,不溶性杂质含量小于 30%,价格较低,但质量不稳定。

② 明矾 $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot \text{K}_2\text{SO}_4 \cdot 24\text{H}_2\text{O}]$ 明矾为无色或白色结晶体。相对密度 1.76, Al_2O_3 含量约为 10.6%,属于天然矿物。明矾中起混凝作用的是硫酸铝,其混凝特性同硫酸铝。

③ 三氯化铁 $(\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O})$ 三氯化铁为具有金属光泽的褐色结晶体。杂质含量较少,容易溶解,形成的絮凝体比较密实,易于沉淀,对水温较低的废水的混凝效果比硫酸铝好,对水的 pH 值适应范围较宽,使用三氯化铁会使水的 pH 值有所下降,因此对碱性印染废水预中和的条件可适当放宽。三氯化铁有一定腐蚀性,容易吸水潮解,不易贮存。

④ 硫酸亚铁 $(\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O})$ 硫酸亚铁为半透明绿色结晶体,俗称绿矾,溶解度较大。由硫酸亚铁离解出的二价铁离子只能生成简单的单核络合物,所以其混凝性能不如高铁。同时,因残留于废水中的二价铁离子容易与水中有色物质作用,生产颜色更深的溶解物。所以,使用硫酸亚铁时,应先将二价铁氧化成三价铁。通常碱性条件下辅以空气曝气,可在相当程度上使二价铁氧化为三价铁,提高混凝效果。

此外,石灰和无机酸有时也可作为混凝剂。

(2) 高分子混凝剂

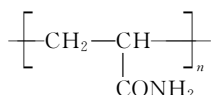
① 碱式氯化铝 为无机高分子多价聚合电解质,它靠水解后形成的高聚物起混凝作用。

碱式氯化铝有多种化学式,如:碱式氯化铝 $[\text{Al}_n(\text{OH})_m\text{Cl}_{3n-m}]$,简称 BAC;聚合氯化铝 $[\text{Al}_2(\text{OH})_n\text{Cl}_{6-n}]_m$,简称 PAC。其中 $n=1\sim5$, $m\leq 20$ 。

碱式氯化铝又分为液体或固体两种,液体为褐色透明。固体为灰绿色粉末,含 Al_2O_3 约 43.6%,是印染废水处理的良好混凝剂。

② 有机高分子混凝剂 有机高分子混凝剂的优异性能在于其分子的各个链节与水中胶粒有强烈的吸附作用,即使是阴离子型高聚物,对负电胶粒也具有吸附作用,此种高聚物通常作为助凝剂。阳离子型高聚物除了具有强烈的吸附作用外,对负电胶粒还起电中和脱稳作用,一般作混凝剂用,主要用于污泥脱水。非离子型的聚丙烯酰胺介于两者之间,既可作混凝剂,又可作助凝剂。以聚丙烯酰胺为助凝剂,与无机铝盐或铁盐混凝剂配合使用,可获得显著的混凝效果。

聚丙烯酰胺(PAM)为典型的高聚合度的有机高分子混凝剂,通式为



(一个链节)

聚合度 n 高达 20000~90000,相对分子质量高达 $(15\sim60)\times 10^5$ 。

表 5-6 列出了常用混凝剂的一般特性。

表 5-6 常用混凝剂的一般特性

混凝剂名称	一 般 特 性
精制硫酸铝	水解作用缓慢;含无水硫酸铝 50%~52%, 含不溶性杂质约 0.05%~0.30%;适用水温为 20~40℃;当 pH 值为 4.5~5 时,主要去除废水中有机物和色度;当 pH 值为 6.5~7.5 时,主要去除废水中悬浮物
粗制硫酸铝	制造工艺较简单,比精品便宜 20%左右;含无水硫酸铝 20%~25%, 含不溶性杂质 20%~30%;其他同精制硫酸铝
硫酸亚铁	pH<8.5 时,混凝效果较差;腐蚀性较高;絮凝体形成快,较稳定,沉淀时间短,适用温度范围较广
三氯化铁	最优 pH 值在 6.0~8.4 之间;不受温度影响,絮凝体生成快,颗粒大,沉淀速度快,效果好,脱色效果好;易溶解,易混合;残渣多,腐蚀性大
聚合氯化铝(PAC)	混凝能力强,效率高,耗药量少;絮凝体生成快,颗粒大,沉淀快;适应 pH 值与温度范围广;操作方便,腐蚀性小;价格较贵,污泥脱水较困难
聚丙烯酰胺(PAM)	混凝能力强,效率高,耗药量少;絮凝体生成快,颗粒大,沉淀快;受原水的水温、pH 值和其他因素影响小;絮体强度较小,易破碎,污泥含水率较大,污泥压滤时透水性稍差;价格较贵

5.2.2.2 助凝剂

由于废水水质较差，有时仅用混凝剂往往不能取得良好的效果，需要投加某些辅助药剂，以提高混凝效果，这种辅助药剂称为助凝剂。根据作用不同，助凝剂可分为两类。

（1）起调节和改善混凝条件的作用 此种药剂本身不起混凝作用，仅起辅助作用。如废水的 pH 值不适宜，使混凝剂水解发生困难时，可投加石灰或硫酸，以调节废水的 pH 值，使其适应混凝剂水解的要求。当采用硫酸亚铁作为混凝剂时，为防止残留于水中二价铁离子对水质的影响，需将二价铁离子氧化成三价铁离子，一般用空气作为氧化剂。

（2）起改善絮凝体结构的作用 当铝盐或铁盐混凝剂产生的絮凝体细小松散时，可投加高分子助凝剂。利用其强烈的吸附架桥作用，使细小松散的絮凝体变得粗大而密实，其中以高分子有机助凝剂效果最优。常用的有聚丙烯酰胺和活化硅酸。

5.2.2.3 混凝剂的选择

影响印染废水混凝效果的因素主要是水温、pH 值和染料品种。印染废水的水温一般较高，可加速无机盐类混凝剂的水解过程，对混凝过程有利。pH 值可通过人工调节来满足。因此，染料品种成为影响混凝效果的主要因素，也是选择混凝剂的主要依据。

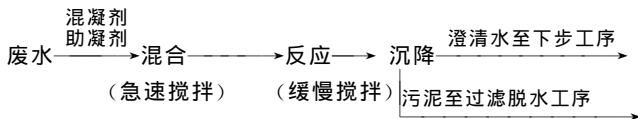
一般情况下，铝盐和铁盐等无机混凝剂，对以胶体或悬浮状存在于废水中的染料有良好的混凝效果。这一类染料通常是疏水性、不溶性染料，如分散染料、硫化染料、氧化后的还原染料、耦合后的冰染染料以及水溶性染料中分子量较大的一部分直接染料等。但对水溶性染料中分子量较小，不易形成胶体微粒的酸性染料、活性染料、金属络合染料和部分直接染料的混凝效果较差，对阳离子染料效果也不好。此外，对水溶性非离子型的污染物，如非离子型表面活性剂、浆料，混凝效果也不理想。相比较而言，铁盐对 pH 值适应性宽，混凝形成的絮体大，易于沉淀分离；铝盐在 pH>8.5 时混凝效果下降。

高分子聚合氯化铝的混凝效果优于无机盐混凝剂，已在印染废水中获得较广泛的应用。而聚丙烯酰胺常作助凝剂，且投量不宜大，使用中要注意防止管道内壁形成黏胶状物，使管道堵塞。

5.2.3 混凝工艺过程

5.2.3.1 混凝法一般工艺过程

混凝法处理工业废水一般工艺过程如下。



5.2.3.2 混合与反应

(1) 混合与反应的水力条件 混合与反应是混凝过程的两个阶段。就无机盐混凝剂而言, 这两个阶段在水力条件上的密切配合非常重要。混合的目的是使药剂迅速而均匀地扩散于水中, 以创造良好的水解条件, 使混凝剂单体离解并与胶粒完成电中和作用, 消除其所带电位, 完成胶体脱稳。反应的目的是借助颗粒布朗运动和紊动水流的作用进行凝聚, 使凝聚的微粒通过絮凝作用形成粗大絮凝体。由于目的不同, 混合和反应对水力条件的要求也不一样。混合要求剧烈而快速, 完成时间一般为 $10\sim 30\text{s}$, 最多不超过 2min 。反应则要求随絮凝体的成长、搅拌强度或水流速度逐渐降低, 但是应有一定的反应时间。

对于高分子混凝剂, 其作用原理主要是絮凝, 所以混合的目的是使药剂在水中均匀分散, 不要求剧烈与快速搅拌。

在混合与反应过程中, 水流的速度梯度是控制水力条件的重要参数。速度梯度是指相邻两水层的水流速度差与它们之间的距离之比, 以 G 表示。由于相邻水层存在着速度差, 引起颗粒相互碰撞与接触, 使细小颗粒混凝成粗大的絮凝体。速度梯度用下式表示。

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad (5-4)$$

式中, G 为速度梯度 (s^{-1}); μ 为水的动力黏滞系数 ($\text{kg} \cdot \text{s}/\text{m}^2$); P 为在混合或反应设备中, 水流所消耗的功率 ($\text{kg} \cdot \text{m}/\text{s}$); V 为被搅动水流的体积 (m^3)。

采用机械搅拌时, P 值由机械搅拌器提供; 采用水力搅拌时, P 值依靠消耗水流本身势能, 即水头损失提供。

$$P = \gamma Q h \quad (5-5)$$

$$V = Q T \quad (5-6)$$

式中, Q 为进入混合或反应设备的流量 (m^3/s); γ 为水的容重 (kg/m^3); h 为混合或反应设备中的水头损失 (m); T 为混合或反应时间 (s)。

将式 (5-5)、式 (5-6) 代入式 (5-4) 得

$$G = \sqrt{\frac{\gamma h}{\mu T}} \quad (5-7)$$

实践证明, 混合阶段适宜的 G 值为 $500\sim 1000\text{s}^{-1}$ 。据此值得出混合所需功率为 $1.7\sim 4.3\text{kW}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$, 混合时间应控制在 $10\sim 30\text{s}$ 才能获得良好的混合效果。

在反应阶段, 较大的 G 值有利于颗粒碰撞, 但水流剪切力也相应增大, 对已经形成的絮凝体有被剪碎的可能。絮凝体越大, 承受剪切的能力越弱。所以在反应设备中, G 值应随絮凝体的成长而逐渐减少。反应设备进口 G 值可以与混合设备一样, 然后递减至反应设备出口, G 值降至 $10\sim 20\text{s}^{-1}$ 。

直接用 G 值控制水流条件很不方便, 一般都以设备中的水流速度或机械搅拌桨板旋转线速度的递减来控制。在设计反应设备时, 除控制流速递减外, 还应控制平均速度梯度。反

应设备中的平均速度梯度 $\overline{G}$ 值应控制在 $20\sim70\text{s}^{-1}$ 之间。通常以平均速度梯度 $\overline{G}$ 和反应时间 T 的乘积 $\overline{G}T$ 值作为反应设备的参考指标，一般 $\overline{G}T$ 值为 $10^4\sim10^5$ ，当 $\overline{G}$ 为 $20\sim70\text{s}^{-1}$ 时， T 为 $15\sim30\text{min}$ 。

(2) 混合设备 混合设备有多种混合方式，设计时应根据具体情况参考表 5-7 选择。

表 5-7 常用混合设备

混 合 方 式	优 缺 点	适用条件
水泵混合	优点:设备简单,混合充分,效果较好,不另消耗动能 缺点:吸水管较多时要增加投药设备	各种规模处理厂
管式混合器混合	优点:设备简单,混合效果较好,水头损失小 缺点:流量变化会影响混合效果,原水 SS 高时,可能堵塞,需有清扫机构	各种规模处理厂
多孔隔板混合池	优点:混合效果较好 缺点:水头损失较大,流量变化会影响混合效果	中小型处理厂
桨板式机械搅拌混合池	优点:混合效果较好,水头损失较小 缺点:需消耗动能,维护管理较复杂	各种规模处理厂

① 水泵混合 水泵混合是国内常用的混合方式。将药液加于水泵吸水井内或吸水管中，利用水泵叶轮高度转动达到剧烈而快速混合的目的。当采用三氯化铁且投药量较大时，对水泵叶轮有一定腐蚀作用。

② 管式混合器 由投药管、混合元件和外管组成，如图 5-7 所示。投药管置于混合器上游，原水加药剂后，经过各混合元件时产生多次对分切割，正反旋流运动和交叉混合，使药剂与原水充分混合后流出。管道混合器有定型产品可供选择。

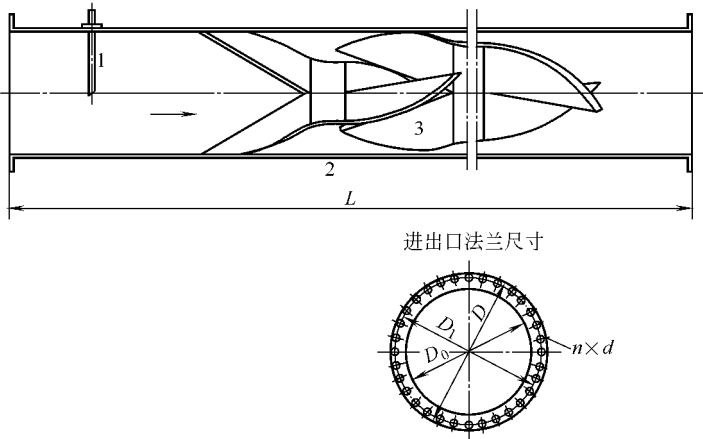


图 5-7 管式混合器

1—药液吸口；2—管壳；3—叶片
 L —管长； D_1 —内径； D —外径；
 D_0 —螺旋叶片外径； $n\times d$ —法兰螺栓孔数 $\times$ 孔径

③ 多孔隔板混合池混合池内设有多个下部开有孔眼的隔板，水流通过隔板孔眼时产生急剧收缩与扩散，使药剂与废水充分混合，见图 5-8。

多孔隔板混合池的计算内容如下。

最后一道隔板后池中水流断面积 f (m^2) 为

$$f=\frac{Q}{nv} \tag{5-8}$$

式中, Q 为设计水量 (m^3/s); n 为混合池个数; v 为池中流速 (m/s), $v\geqslant 0.6\text{m}/\text{s}$ 。

最后一道隔板后池中水深 H_4 (m) 为

$$H_4=\frac{f}{B} \tag{5-9}$$

式中, B 为混合池宽度 (m)。
每道隔板上孔眼总面积 A (m^2) 为

$$A=\frac{Q_1}{mv_0} \tag{5-10}$$

式中, Q_1 为每个混合池设计水量 (m^3/s); m 为孔眼个数; v_0 为孔眼流速 (m/s), $v_0\geqslant 1.0\text{m}/\text{s}$ 。

每道多孔隔板的水头损失 h (m) 为

$$h=\frac{v_0^2}{\mu^2\times 2g} \tag{5-11}$$

式中, μ 为流量系数, 见表 5-8; g 为重力加速度 (m/s^2)。

表 5-8 流量系数

孔眼直径与隔板厚度之比 $\frac{d}{\delta}$	1.25	1.5	2	3
流量系数 μ	0.76	0.71	0.67	0.62

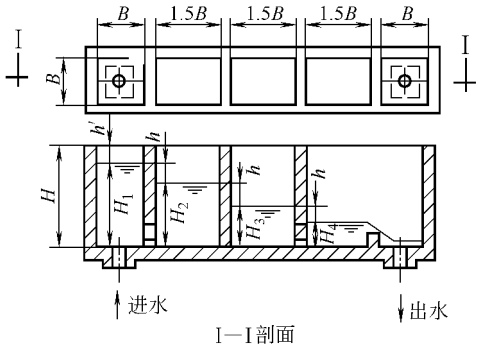


图 5-8 多孔隔板混合池

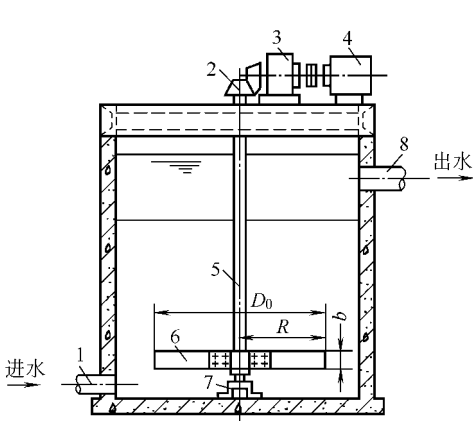


图 5-9 机械搅拌混合池

- 1—进水管; 2—齿轮; 3—减速机; 4—电机;
5—垂直轴; 6—桨板; 7—轴套;
8—出水管

混合池水深

$$H_1=H_4+3h \tag{5-12}$$

$$H_2=H_4+2h \tag{5-13}$$

$$H_3=H_4+h \tag{5-14}$$

$$H=H_1+h' \tag{5-15}$$

式中, H 为混合池总深度 (m); h' 为混合池超高 (m), $h'=0.3\text{m}$; H_1 、 H_2 、 H_3 分别为第一道、第二道和最后一道隔板前水深 (m)。

将隔板孔道或孔眼的水头损失之和 $\sum h$ 代入式 (5-7), 并根据混合时间 T 和相应水温的 μ 值, 即可求得混合池的平均速度梯度 $\overline{G}$ 值, 比值应在 $500\sim 1000\text{s}^{-1}$ 范围内。

④ 机械搅拌混合池 见图 5-9。

此种混合方式是由电动机驱动桨板或螺旋桨进行强烈搅拌, 使药剂与废水得以混合。

桨板式机械搅拌混合池的计算内容如下。

混合池有效容积 $V\text{ (m}^3\text{)}$ 为

$$V=\frac{QT}{60n} \tag{5-16}$$

式中， Q 为设计水量 (m^3/h) ； T 为混合时间 (min) ， $T=1\sim2\text{min}$ ； n 为混合池个数。
垂直轴转速 $n_0\text{ (r/min)}$ 为

$$n_0=\frac{60v_0}{\pi D_0} \tag{5-17}$$

式中， v_0 为桨板外缘线速度 (m/s) ， $v_0=2\text{m/s}$ ； D_0 为桨板外缘直径 (m) 。
桨板转动所需功率 $N_0\text{ [kg/(m}\cdot\text{s)]}$ 为

$$N_0=\frac{C\gamma\omega^3Zb(R^4-r^4)}{4g} \tag{5-18}$$

式中， C 为阻力系数， $C=0.2\sim0.5$ ； γ 为水的密度 (kg/m^3) ， $\gamma=1000\text{kg/m}^3$ ； ω 为桨板旋转角速度 (rad/s) ； Z 为桨板数目； b 为桨板高度 (m) ； R 为垂直轴中心至桨板外缘距离 (m) ； r 为垂直轴中心至桨板内缘距离 (m) ； g 为重力加速度 (m/s^2) 。

所需电动机功率 $N\text{ (kW)}$ 为

$$N=\frac{N_0}{102\eta_1\eta_2} \tag{5-19}$$

式中， η_1 为桨板转动时的机械总效率， $\eta_1=0.75$ ； η_2 为传动效率， $\eta_2=0.6\sim0.95$ 。

(3) 反应设备 分水力搅拌和机械搅拌两类。印染废水适宜的水力搅拌反应池有旋流反应池和竖流折板反应池，机械搅拌反应池多数是桨板式机械搅拌反应池。表 5-9 列出常用反应池的特点，供参考。

表 5-9 常用反应池的特点

反 应 池	优 缺 点	适 用 条 件
旋流式	优点：容积小，构造简单，便于布置，水头损失较小 缺点：池深较深，地下水位较高时施工较困难	中小型处理厂
竖流折板	优点：反应效果好，反应时间短，容积小，水头损失小 缺点：构造较复杂，施工较困难	中小型处理厂
机械搅拌	优点：反应效果好，水头损失小，可适应水质水量变化 缺点：需用机械设备，管理维护较复杂	大中小处理厂

① 旋流反应池 见图 5-10。

反应池个数不少于 2 个；反应时间 $T=12\sim15\text{min}$ ；水深直径比 $H/D>1.3$ 。

总容积 $V\text{ (m}^3\text{)}$ 为

$$V=\frac{QT}{60} \tag{5-20}$$

式中， Q 为设计水量 (m^3/h) ； T 为反应时间 (min) 。

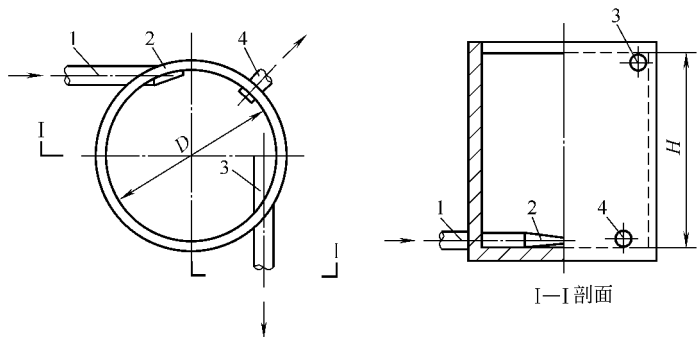


图 5-10 旋流反应池
1—进水管；2—喷嘴；3—出水管；4—排泥管

反应池直径 D (m) 为

$$D=\sqrt[3]{\frac{4V}{1.3n\pi}} \tag{5-21}$$

式中, n 为池数, $n\geqslant 2$ 。

喷嘴直径 d (m) 为

$$d=\sqrt{\frac{4Q}{n\pi v}} \tag{5-22}$$

式中, Q 为设计水量 (m^3/s); v 为喷嘴出口流速 (m/s), $v=2\sim 3\text{m}/\text{s}$ 。

水头损失 h (m) 为

$$h=h_1+h_2+h_3 \tag{5-23}$$

$$h_3=\zeta\frac{v_0^2}{2g}$$

式中, h_1 为喷嘴水头损失 (m), $h_1=0.06v^2$; h_2 为池内水头损失 (m), $h_2=0.1\sim 0.2\text{m}$; h_3 为出口处水头损失 (m); ζ 为出口处局部阻力系数, $\zeta=0.5$; v_0 为出口处流速 (m/s), $v_0=0.3\sim 0.4\text{m}/\text{s}$; g 为重力加速度 (m/s^2)。

工程上实用的旋流反应池是多格穿孔旋流反应池, 如图 5-11 所示。分格数不宜少于 6 格, 各格隔墙上下错开的方式开孔或装喷射短管, 水流在平面上分别以顺时针、逆时针方向交错, 并以切线方向进池形成旋流。从进口起逐步进入各格至出口的 7 个孔口(短管)的流速逐步变小, 起端孔口流速 $0.8\sim 1.0\text{m}/\text{s}$, 末端流速 $0.2\sim 0.25\text{m}/\text{s}$, 中间各孔流速逐步递减。按照这一孔口流速设计的反应池, 各池流速梯度 G 值由大变小, 有利于混凝反应及絮体的成长。总反应絮凝时间 $15\sim 20\text{min}$ 。

穿孔旋流反应器类似完全混合流反应器 (CSTR), 只要孔口喷嘴设计合理, 可以取得满意的混凝效果。它构造简单, 制造方便, 适合于小型印染废水的混凝处理。为防止池底积泥, 宜设压缩空气管, 定时曝气排泥。

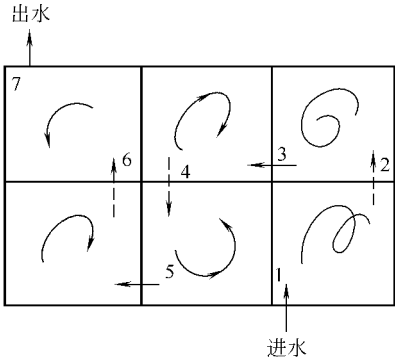


图 5-11 穿孔旋流反应池平面示意
(——上面进水, -----下面进水)

② 竖流折板反应池 见图 5-12。

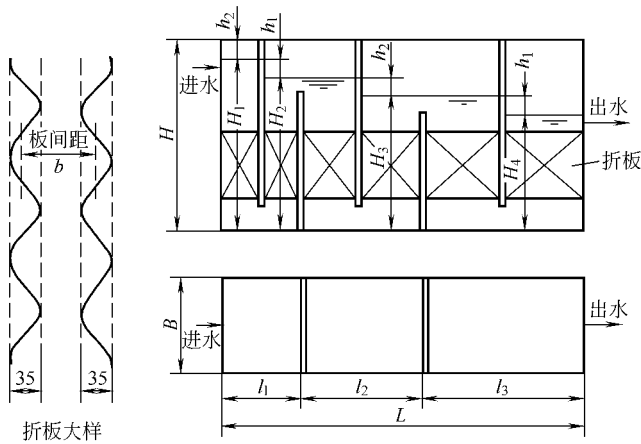


图 5-12 竖流折板反应池

此种反应池是在竖流式隔板反应池内装填折板，各格间的水流速度从进口向出口依次递减。水流依次通过由折板组成的波峰和波谷，产生反复放大和收缩，以获得速度梯度，增大颗粒间的碰撞和接触，加速反应过程，因此反应时间短，反应效果好。竖流折板反应池造价较高。其设计参数见表 5-10。

表 5-10 竖流折板反应池设计参数

格 间	水头损失/m	平均流速/(m/s)	反应时间/min	G/s^{-1}
第一格间	0.25~0.35	0.20~0.25	1	200~280
第二格间	0.11~0.15	0.10~0.14	2	90~120
第三格间	0.01~0.02	0.06~0.07	4	20~30

反应池总容积 V (m^3)

$$V=\frac{QT}{60} \tag{5-24}$$

式中， Q 为设计水量 (m^3/h)； T 为反应时间 (min)。

反应池各格间面积 F_i (m^2)

$$F_i=\frac{Q}{v_i} \tag{5-25}$$

式中， v_i 为各格间流速 (m/s)。

反应池平均水深 H (m)

$$H=\frac{V}{\sum F_i} \tag{5-26}$$

式中， $\sum F_i$ 为反应池总面积 (m^2)。

水头损失计算同隔板混合池，经验值为 30~40cm。

【例 5-2】某印染厂废水量为 $210m^3/h$ ，试设计竖流折板反应池。

- a. 设计参数 设计水量 $Q=210m^3/h$ ，反应时间 $T=6.5min$ ，各格间流速 $v_1=0.2m/s$ ， $v_2=0.1m/s$ ， $v_3=0.05m/s$ ，反应池个数 $n=2$ 。

b. 计算 反应池总有效容积 $V = \frac{QT}{60} = \frac{210 \times 6.5}{60} = 22.75 \text{m}^3$

每池有效容积 $V_1 = \frac{1}{2}V = \frac{1}{2} \times 22.75 = 11.38 \text{m}^3$

各格间表面积 F_i 的计算如下。

$$F_1 = \frac{Q}{3600nv_1} = \frac{210}{3600 \times 2 \times 0.2} = 0.146 \text{m}^2, \text{ 取 } F_1 = 0.15 \text{m}^2$$

$$F_2 = \frac{Q}{3600nv_2} = \frac{210}{3600 \times 2 \times 0.1} = 0.292 \text{m}^2, \text{ 取 } F_2 = 0.30 \text{m}^2$$

$$F_3 = \frac{Q}{3600nv_3} = \frac{210}{3600 \times 2 \times 0.05} = 0.583 \text{m}^2, \text{ 取 } F_3 = 0.60 \text{m}^2$$

反应池平面尺寸确定如下。

第一格间设两反应室, 每室面积 $B \times l_1 = 0.5 \times 0.3 = 0.15 \text{m}^2$

第二格间设两反应室, 每室面积 $B \times l_2 = 0.5 \times 0.6 = 0.30 \text{m}^2$

第三格间设两反应室, 每室面积 $B \times l_3 = 1.0 \times 0.6 = 0.60 \text{m}^2$

$$F = \sum F_i = 2F_1 + 2F_2 + 2F_3 \\ = 2 \times 0.15 + 2 \times 0.3 + 2 \times 0.6 = 2.1 \text{m}^2$$

反应池平均水深 $H_1 = \frac{V_1}{\sum F_i} = \frac{11.38}{2.1} = 5.42 \text{m}$

水头损失 $h_1 = 0.15 \text{m}$, $h_2 = 0.10 \text{m}$, $h_3 = 0.15 \text{m}$, $h = \sum h_i = h_1 + h_2 + h_3 = 0.15 + 0.10 + 0.15 = 0.40 \text{m}$ 。

速度梯度 $G = \sqrt{\frac{\gamma h}{60\mu T}} = \sqrt{\frac{1000 \times 0.40}{60 \times 0.825 \times 10^{-4} \times 6.5}} = 112 \text{s}^{-1}$
 $GT = 112 \times 6.5 \times 60 = 43485 = 4.35 \times 10^4$

图 5-13 所示为设计的竖流折板反应池。

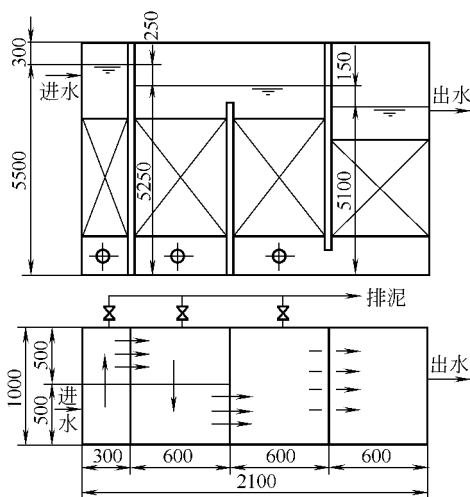


图 5-13 竖流折板反应池

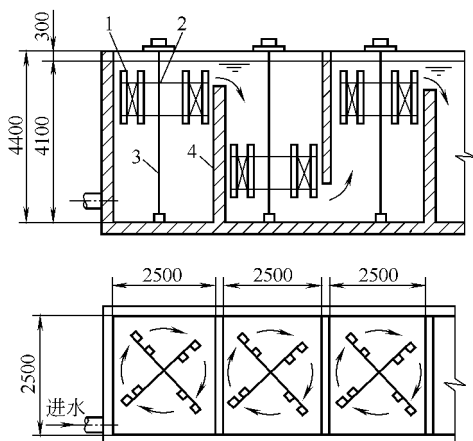


图 5-14 垂直轴式机械反应池

1—桨板；2—叶轮；3—转轴；4—隔墙

③ 机械搅拌反应池 此种反应池采用电动机经减速装置驱动搅拌设备对水进行搅拌。

速度梯度由水流旋转线速差所造成。旋转轴的位置多为垂直轴式（图 5-14）。反应池由隔墙分成 3~4 格间，每格间设一搅拌机，搅拌速度可采用变速电动机或变速箱进行调节，以适应进水水质和水量的变化。多台搅拌机可由一根主轴连接电机带动；主轴与各搅拌机立轴用锥形齿轮及变速机构连接，并以不同模数的齿轮保证各搅拌机可有不同转速，从而使各格反应池的速度梯度 G 值得到合理控制，搅拌设备应进行防腐处理。

桨板式机械反应池设计参数如下。

- a. 桨板尺寸 每台搅拌机机上桨板总面积为水流断面积的 10%~20%，最大不超过 25%，以免水流随桨板共同旋转而减弱搅拌效果。桨板长度小于叶轮直径的 75%，板宽为 10~30cm。
- b. 叶轮旋转线速度 叶轮半径中心的线速度，相当于池中水流平均速度，第一格为 0.5~0.6m/s，以后逐渐减小最后一格为 0.2~0.3m/s，不得大于 0.3m/s。
- c. 反应时间 一般为 15~20min。
- d. 叶轮尺寸 水平轴叶轮直径为反应池水深减去 0.3m，叶轮末端与反应池侧壁间距小于 0.25m。

桨板式机械反应池计算如下。每个反应池有效容积 V (m³) 为

$$V=\frac{QT}{60n} \tag{5-27}$$

式中， Q 为设计水量 (m³/h)； T 为反应时间 (min)； n 为反应池个数。

搅拌机转速 n_0 (r/min) 为

$$n_0=\frac{60v}{\pi D_0} \tag{5-28}$$

式中， v 为叶轮外缘桨板中心线速度 (m/s)； D_0 为叶轮外缘桨板中心旋转直径 (m)。

桨板旋转所需功率 P (kg·m/s) 为

$$\begin{aligned} P &= \frac{mkl\omega^3}{4}(r_2^4-r_1^4) \\ \omega &= \frac{2v}{r_2} \\ k &= \frac{\psi\gamma}{2g} \end{aligned} \tag{5-29}$$

式中， m 为每个叶轮桨板数目， $m=4$ ； l 为桨板长度 (m)； r_1 为桨板内缘旋转半径 (m)，见图 5-15； r_2 为桨板外缘旋转半径 (m)，见图 5-15； ω 为叶轮旋转角速度 (rad/s)； k 为系数； γ 为水的密度 (kg/m³)； ψ 为阻力系数，与桨板宽长比 b/l 值有关，见表 5-11。

表 5-11 阻力系数 ψ 值

b/l 值	<1	1~2	2.5~4	4.5~10	10.5~18	>18
ψ 值	1.10	1.15	1.19	1.29	1.40	2.00

每个叶轮所需电动机功率 N (kW) 为

$$N=\frac{P}{102\eta_1\eta_2} \tag{5-30}$$

式中， η_1 为搅拌机总效率， $\eta_1=0.75$ ； η_2 为传动效率， $\eta_2=0.6\sim0.95$ 。

【例 5-3】某印染厂废水量 6000m³/d，试设计垂直轴桨板式机械反应池。

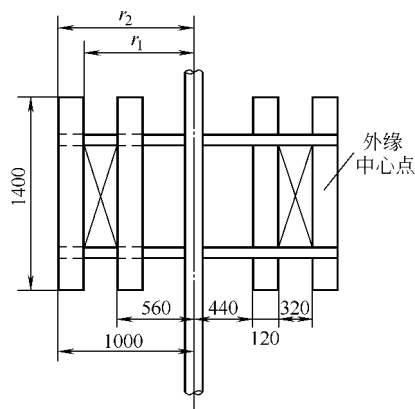


图 5-15 桨板计算示意

a. 反应池尺寸确定 设计流量 $Q=6000\text{m}^3/\text{d}=250\text{m}^3/\text{h}$, 反应时间 $T=18\text{min}$, 反应池有效容积 V 为

$$V = \frac{QT}{60} = \frac{250 \times 18}{60} = 75\text{m}^3$$

反应池平面尺寸: 反应池分三格, 每格尺寸为 $2.5\text{m} \times 2.5\text{m}$ 。

反应池平均水深

$$H = \frac{V}{F} = \frac{75}{3 \times 2.5 \times 2.5} = 4\text{m}$$

反应池超高 0.3m , 总高 4.3m 。

反应池分格隔墙的过水孔道上下交替布置。每格间设置一台搅拌机, 详见图 5-14。

b. 搅拌机计算 由图 5-15 可得叶轮直径 $D=2\text{m}$, 叶轮外缘旋转直径 $D_0 = \frac{1}{2}D = 1\text{m}$ 。

叶轮外缘中心线速度: $v_1=0.5\text{m/s}$, $v_2=0.23\text{m/s}$, $v_3=0.1\text{m/s}$ 。

叶轮转速的计算如下。

$$n_1 = \frac{60v_1}{\pi D_0} = \frac{60 \times 0.5}{\pi \times 1} = 9.56\text{r/min}, \text{取 } n_1 = 10\text{r/min}$$

$$n_2 = \frac{60v_2}{\pi D_0} = \frac{60 \times 0.23}{\pi \times 1} = 4.4\text{r/min}, \text{取 } n_2 = 4\text{r/min}$$

$$n_3 = \frac{60v_3}{\pi D_0} = \frac{60 \times 0.1}{\pi \times 1} = 2.0\text{r/min}, \text{取 } n_3 = 2\text{r/min}$$

叶轮外缘中心实际线速度的计算如下。

$$v_1 = \frac{\pi D_0 n_1}{60} = \frac{\pi \times 1 \times 10}{60} = 0.52\text{m/s}$$

$$v_2 = \frac{\pi D_0 n_2}{60} = \frac{\pi \times 1 \times 4}{60} = 0.21\text{m/s}$$

$$v_3 = \frac{\pi D_0 n_3}{60} = \frac{\pi \times 1 \times 2}{60} = 0.10\text{m/s}$$

桨板长度 $l=1.4\text{m}$, $l/D=1.4/2=0.70 < 0.75$, 桨板宽度 $b=0.12\text{m}$ 。

每根轴上设 8 块桨板, 内外各 4 块, 桨板总面积与反应池过水断面面积之比为

$$\frac{8lb}{BH} = \frac{8 \times 1.4 \times 0.12}{2.5 \times 4} = 0.134 = 13.4\% \quad (\text{合格})$$

桨板叶轮所需功率的计算如下。

$$b/l = 0.12/1.4 < 1, \text{ 则 } \phi = 1.10$$

$$k = \frac{\gamma\phi}{2g} = \frac{1000 \times 1.10}{2 \times 9.81} = 56$$

$$\omega_1 = \frac{2v_1}{r_2} = \frac{2 \times 0.52}{1} = 1.04 \text{ rad/s}$$

$$\omega_2 = \frac{2v_2}{r_2} = \frac{2 \times 0.21}{1} = 0.42 \text{ rad/s}$$

$$\omega_3 = \frac{2v_3}{r_2} = \frac{2 \times 0.10}{1} = 0.20 \text{ rad/s}$$

第一格外侧桨板所需功率

$$P'_1 = \frac{mkl\omega_1^3}{4}(r_2^4 - r_1^4) = \frac{4 \times 56 \times 1.4 \times 1.04^3}{4} \times (1^4 - 0.88^4) \\ \approx 35.20 \text{ kg} \cdot \text{m/s}$$

第一格内侧桨板所需功率

$$P''_1 = \frac{mkl\omega_1^3}{4}(r_2^4 - r_1^4) = \frac{4 \times 56 \times 1.4 \times 1.04^3}{4} \times (0.56^4 - 0.44^4) \\ \approx 5.46 \text{ kg} \cdot \text{m/s}$$

第一格桨板所需总功率

$$P_1 = P'_1 + P''_1 = 35.20 + 5.46 = 40.66 \text{ kg} \cdot \text{m/s}$$

第二格桨板所需总功率 $P_2 = 2.64 \text{ kg} \cdot \text{m/s}$

第三格桨板所需总功率 $P_3 = 0.29 \text{ kg} \cdot \text{m/s}$

设三台搅拌机合用一台电动机, 则电动机功率为

$$N = \frac{\sum P}{102\eta_1\eta_2} = \frac{40.66 + 2.64 + 0.29}{102 \times 0.75 \times 0.7} = 0.81 \text{ kW}$$

核算 $\bar{G}$ 与 GT 值。水温为 30°C , $\mu = 0.825 \times 10^{-4} \text{ kg} \cdot \text{s/m}^2$, 则

$$\text{第一格间} \quad G_1 = \sqrt{\frac{P_1}{\mu V_1}} = \sqrt{\frac{40.66}{0.825 \times 10^{-4} \times 26}} \approx 138 \text{ s}^{-1}$$

$$\text{第二格间} \quad G_2 = \sqrt{\frac{P_2}{\mu V_2}} = \sqrt{\frac{2.64}{0.825 \times 10^{-4} \times 26}} \approx 35 \text{ s}^{-1}$$

$$\text{第三格间} \quad G_3 = \sqrt{\frac{P_3}{\mu V_3}} = \sqrt{\frac{0.29}{0.825 \times 10^{-4} \times 26}} \approx 12 \text{ s}^{-1}$$

$$\text{平均水力梯度} \quad \bar{G} = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} = \sqrt{\frac{P_1 + P_2 + P_3}{\mu(V_1 + V_2 + V_3)}} = \sqrt{\frac{43.59}{0.825 \times 10^{-4} \times 78}} \\ \approx 82 \text{ s}^{-1}$$

$$\bar{G}T = 82 \times 18 \times 60 = 8.86 \times 10^4 \quad (\text{合格})$$

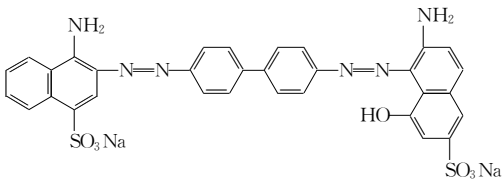
5.2.4 印染废水的混凝特性

对于印染废水中残存的染料分子，混凝方法可除去这类物质，由于染料分子结构、分子量、所带基团各不相同，所表现的混凝特性亦不同。染料分子的去除可表现为色度的去除，脱色率即为混凝效果的重要标志，东南大学按染料的应用类型、化学结构类型、发色基团及水溶性选择以下属于弱酸性染料、酸性染料、分散染料、中性染料、活性染料和直接染料的代表性染料（其结构式和理化特征如表 5-12 所示），研究其混凝特性，分别见图 5-16～图 5-21。

表 5-12 染料的结构式和理化特征

染料名称	结 构 式	水溶性	发色基团	分子量	化学结构类型
弱酸艳红 B		较好	—N≡N—	较大	单偶氮类
酸性湖蓝 A		较好	—CH=N—	大	三芳基甲烷类
分散黄 SE-2GL		差	—N≡N—	小	单偶氮类
中性黑 BL		较差	—N≡N—	大	双偶氮类
活性艳橙 X-GN		较好	—N≡N—	较大	单偶氮类

续表

染料名称	结 构 式	水溶性	发色基团	分子量	化学结构类型
直接枣红 GB		一般	—N=N—	大	双偶氮类

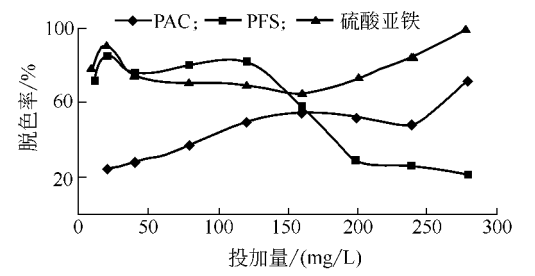


图 5-16 弱酸艳红 B 混凝曲线
原水浓度 $c=20\text{mg/L}$ ，吸光度 $A=0.327$ ，最大吸收
波长 $\lambda=510\text{nm}$ ，水温 $t=23^{\circ}\text{C}$ ， $\text{pH}=7.1$

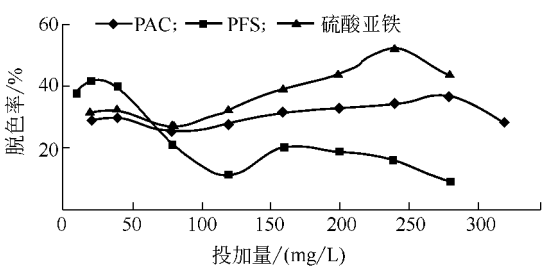


图 5-17 酸性湖蓝 A 混凝曲线
原水浓度 $c=20\text{mg/L}$ ，吸光度 $A=0.895$ ，最大吸收
波长 $\lambda=610\text{nm}$ ，水温 $t=23^{\circ}\text{C}$ ， $\text{pH}=7.2$

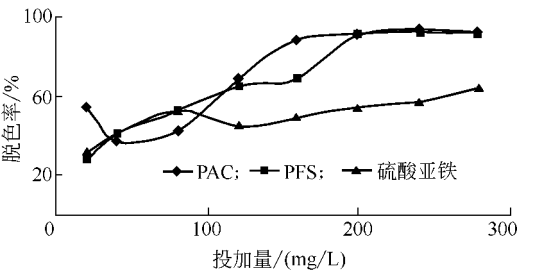


图 5-18 分散黄 SE-2GL 混凝曲线
原水浓度 $c=20\text{mg/L}$ ，吸光度 $A=0.201$ ，最大吸收
波长 $\lambda=470\text{nm}$ ，水温 $t=19^{\circ}\text{C}$ ， $\text{pH}=6.0$

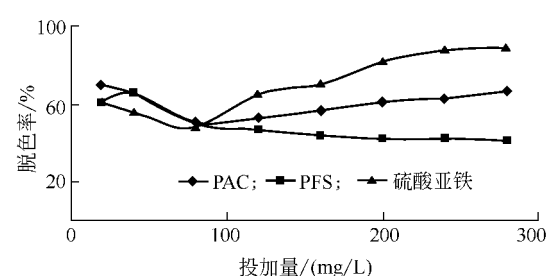


图 5-19 中性黑 BL 混凝曲线
原水浓度 $c=20\text{mg/L}$ ，吸光度 $A=0.233$ ，最大吸收
波长 $\lambda=565\text{nm}$ ，水温 $t=19^{\circ}\text{C}$ ， $\text{pH}=6.0$

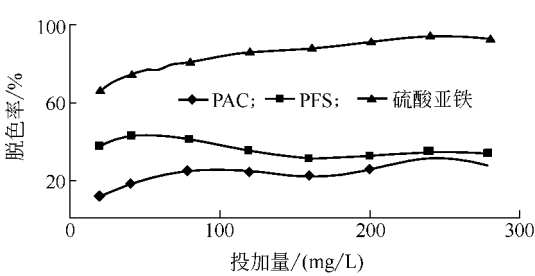


图 5-20 活性艳橙 X-GN 混凝曲线
原水浓度 $c=20\text{mg/L}$ ，吸光度 $A=0.249$ ，最大吸收
波长 $\lambda=490\text{nm}$ ，水温 $t=19^{\circ}\text{C}$ ， $\text{pH}=6.0$

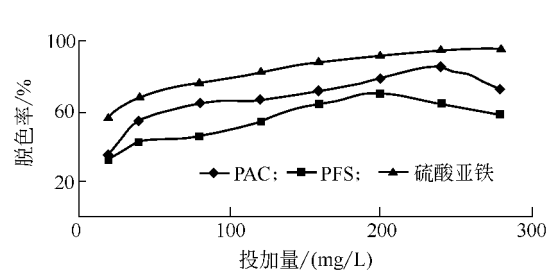


图 5-21 直接枣红 GB 混凝曲线
原水浓度 $c=20\text{mg/L}$ ，吸光度 $A=0.357$ ，最大吸收
波长 $\lambda=500\text{nm}$ ，水温 $t=19^{\circ}\text{C}$ ， $\text{pH}=6.0$

研究得出如下结论。

(1) 在适当的条件下硫酸亚铁对各种染料废水中的染料物质脱除率较高, 最佳脱色率可达 90%。这主要依靠硫酸亚铁的络合-吸附架桥机理, 硫酸亚铁溶于水形成 Fe^{2+} , 由于 Fe^{2+} 的水解平衡常数较小, 能以较多的离子态存在, 从而成为中心离子与单个的染料分子发生络合反应。以活性艳橙 X-GN 为例, 它的一个分子中含有 6 个 N 原子、1 个羟基、3 个磺酸基、2 个卤代基, 这些基团中 N、O、S、X 都可以成为配位原子, 它们有可能与 Fe^{2+} 形成多核络合物, 其结构式见图 5-22。

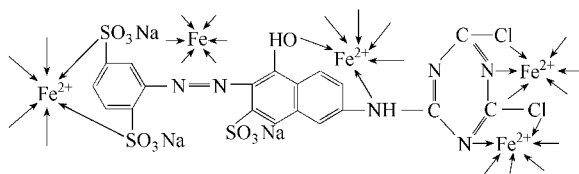


图 5-22 活性艳橙 X-GN 与 Fe^{2+} 的络合反应结构式

图中“→”代表其他配位原子, 这样, 以 Fe^{2+} 为桥基, 通过络合反应可以将许多染料分子连接起来。原来分子量、分子体积都比较小的单个染料分子, 组成体积较大的络合物分子, 较容易吸附在 Fe^{2+} 水解形成的絮体上沉降除去。这种络合-吸附架桥机理可用图 5-23 示意。

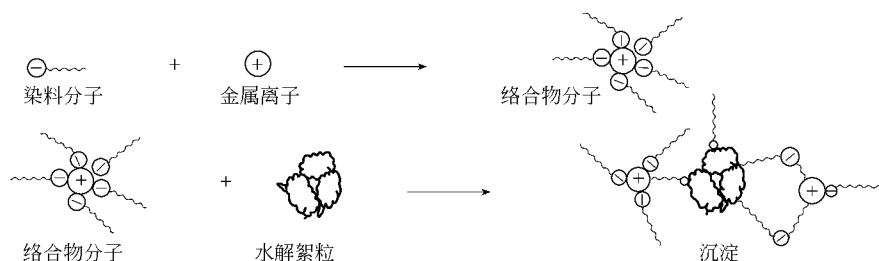


图 5-23 染料的络合-吸附架桥机理

这种络合-吸附架桥机理可用以下几方面的试验现象加以验证。①随硫酸亚铁投加量的增加, 混凝脱色率一般均逐渐增加, 该脱色反应大致与投药量表现出当量关系, 这具有化学反应(络合反应)的特性。②用乙二胺四乙酸二钠可置换与 Fe^{2+} 络合的染料分子, 这也可以证明 Fe^{2+} 确实与染料分子发生了络合反应。③经硫酸亚铁处理过的各染料沉淀物的颜色均呈暗绿色, 而投加 PAC、PFS 后所形成的沉淀物的颜色基本上与原染料颜色相同。可以认为 PAC、PFS 主要是通过对染料胶体粒子的凝聚来达到脱色的目的, 而硫酸亚铁则是通过以 Fe^{2+} 为中心离子与染料分子形成多核络合物, 进而被吸附除去来脱色。从理论上分析, 根据近代量子化学的观点, 发色的根本原因在于染料分子中每一种电子云的分布状态及其运动状态不同, 导致染料颜色的不同。当染料分子中配位原子的孤对电子进入中心离子的空轨道后, 染料分子中共轭体系的电子云分布发生偏移, 改变了基态和激发态的能量, 络合物的颜色也随之改变, 一般是使其加深变暗。这说明, 硫酸亚铁的脱色机理不是传统的混凝作用, 而是其特有的络合-吸附架桥机理。

应当指出的是, PAC 和 PFS 溶于水中所形成的 Al^{3+} 和 Fe^{3+} 也可以作为中心离子形成配位化合物, 但它们的水解平衡常数远大于 Fe^{2+} 的水解平衡常数, 即使在酸性条件下 ($\text{pH}=4\sim5$) 以纯离子状态存在的数量也极少, 同时它们易与 O 配位而难与 N 和 S 等配位, 因而它们在水溶液中主要与 OH^- 反应生成复杂的羟基络合物, 难以与染料分子发生反应。而 Fe^{2+} 在中性、弱碱性的条件下能以较多的离子状态存在而成为中心离子。

- (2) 相比较而言, 硫酸亚铁对分散黄 SE-2GL、中性黑 BL 的处理效果稍差一些, 这是因为这些染料分子中配位原子含量相对较少, Fe^{2+} 的络合反应不充分。
- (3) PAC 和 PFS 等对疏水性染料更易混凝脱色, 如分散染料、还原染料在分子结构中没有亲水基团(如分散黄 SE-2GL), 整体表现为无亲水基的疏水性, 溶解性差, 它们较容易被混凝脱色; 有的染料虽然带有亲水基, 但由于分子量较大, 分子结构较复杂(如直接枣红 GB), 分子整体疏水性较强, 采用 PAC 和 PFS 也能获得较好的脱色效果, 但这类染料与不带水溶性基团的染料相比, 要达到同样的脱色效果, 需要较大的混凝剂用量。
- (4) PAC 和 PFS 等对水溶性较好的强酸性染料和活性染料(如酸性湖蓝 A、活性艳橙 X-GN) 染色废水混凝脱色效果较差, 因为这类染料大多分子较少, 含有多个磺酸基, 可吸引水分子在染料分子表面形成水膜, 从而有很强的稳定性。此外分子结构含 $-\text{CH}-\text{N}-$ 键(如酸性湖蓝 A) 的 N 上带有正电荷, 对铝、铁盐水解产物 $[\text{Al}_2(\text{OH})_2(\text{H}_2\text{O})_8]^{4+}$ 等有排斥作用, 也影响 PAC 和 PFS 的混凝胶色作用。

5.3 废水的氧化脱色

印染废水的特征之一是带有较深的颜色, 主要由残留在废水中的染料所造成。同时水中有些悬浮物、浆料和助剂也可以在氧化脱色过程中同时去除。

印染废水经生物法或混凝法处理后, 随 BOD 和部分悬浮物的去除, 色度也有一定的降低。一般情况下, 生物法的脱色率较低, 仅为 30%~40%。混凝法的脱色率稍高, 但因染料品种和混凝剂的不同而有很大的差别, 脱色率在 40%~70% 之间, 电解法脱色率可达 60%~70%。采用上述方法处理后, 出水仍有较深颜色, 为进一步进行脱色处理, 常用氧化法脱色。常用的氧化脱色法有氯氧化脱色法、臭氧氧化脱色法、光氧化脱色法、光催化氧化脱色法等。

5.3.1 氯氧化脱色法

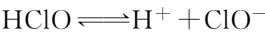
氯氧化脱色法利用存在于废水中的显色有机物具有比较容易氧化的特性, 应用氯或其化合物作为氧化剂, 氧化显色有机物并破坏其结构, 达到脱色的目的。

常用的氯氧化剂有液氯、漂白粉和次氯酸钠等。其中次氯酸钠价格较高, 但投加设备简单, 产泥量少。漂白粉价廉, 来源广, 可就地取材, 但产泥量多。

采用液氯时, 氯溶于水后迅速水解生成次氯酸 (HClO), 反应式如下。



水解产物次氯酸中的 Cl 具有强烈的氧化能力, 能氧化和破坏废水中染料和其他显色物质, 使废水脱色。此外, 次氯酸是弱酸, 在水中电离, 反应式如下。



其中次氯酸离子 ClO^- 是含有 Cl 的氧化剂, 有较强的氧化能力, 但不如分子态的 HClO 氧化能力强。氯在水中形成的 HClO 和 ClO^- 的含量与 pH 值有关, 如图 5-24 所示。

pH<6 时, 次氯酸几乎完全为 HClO 状态; pH>9 时, 次氯酸几乎全部电离为 ClO^- 。可见较低的 pH 值脱色效果较好。

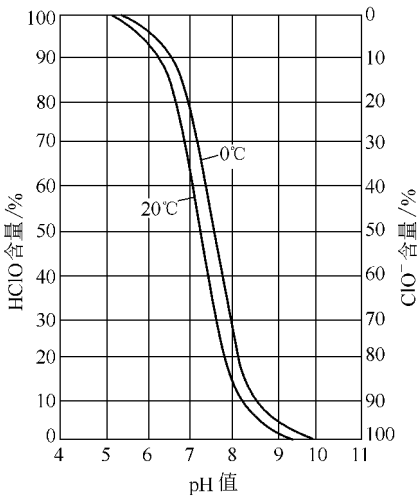
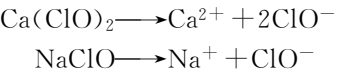


图 5-24 次氯酸的存在形式

同时注意到，在同一 pH 值、较低温度时，水中 HClO 含量较高，脱色效果亦较好。采用漂白粉或次氯酸钠，因它们离解成 ClO⁻，反应式如下。



接着 ClO⁻ 水解生成 HOCl



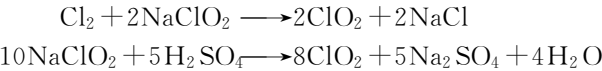
由于产生 OH⁻，使水的 pH 值升高，使水中分子态的 HClO 含量减少，脱色效果不如液氯。各种氯氧化剂的氧化能力一般用有效氯表示，并以 Cl₂ 作为 100% 进行比较，见表 5-13。

表 5-13 各种氯氧化剂的有效氯

化 合 物	相对分子质量	含氯量 / %	有效氯 / %	氯当量
Cl ₂	71	100	100	1
HClO	52.5	67.7	135.4	1
NaClO	74.5	47.7	95.4	1
Ca(ClO) ₂	143	49.6	99.2	2
NaClO ₂	90.5	39.2	156.8(酸性)	2
ClO ₂	67.5	52.6	263(酸性), 52.6(中性)	2.5(酸性), 0.5(中性)

氯氧化剂并不是对所有染料都有脱色效果。对于易氧化的染料如阳离子染料、偶氮染料和硫化染料，都有良好的脱色效果。对于不易氧化的水不溶性染料如还原染料、分散染料等，脱色效果较差。

在上述氯氧化剂中，亚氯酸钠（NaClO₂）和二氧化氯（ClO₂）氧化能力高于 Cl₂ 和 NaClO 等。ClO₂ 的制备常用亚氯酸钠和 Cl₂ 反应或用酸和亚氯酸钠制取。



ClO₂ 氧化能力强，投量少，余量维持时间长，氧化效果不受 pH 值的影响，最重要的是 ClO₂ 不会产生氧化副产物三卤甲烷，从而无毒副作用。

当废水中含有较多悬浮物和浆料时，氯氧化法不仅不能氧化残余有机物及色度物质，反而要消耗大量氧化剂。况且在氧化过程中，并不是所有染料都被破坏，其中大部分是以氧化态存在于出水中，经过放置，有的还可能恢复原色。所以单独采用此法脱色并不理想，宜与其他方法联用，可获得较好的脱色效果，见表 5-14。

表 5-14 混凝法和混凝-氯氧化法脱色效果比较

碱式氯化铝投加量 /(mg/L)	次氯酸钠投加量 /(mg/L)	光 密 度		平均脱色率 / %
		进 水	出 水	
800	—	1.55	0.425	72.5
	50	0.73	0.105	85.6
800	—	1.04	0.150	87.3
	100	0.529	0.021	96.1

氯氧化法的处理设备是投氯装置和接触反应池。采用液氯时，投氯装置由氯瓶和加氯机组成。采用漂白粉或次氯酸钠时，需有一套调制与投加设备。接触反应池是氯氧化剂和废水中有机物接触反应的场所，接触反应时间一般为 1.0~1.5h。

国内某印染厂氯氧化脱色试验表明，当进水色度为 300 倍，投氯量以有效氯计为

200mg/L，接触反应时间为 1h 时，脱色率达 80%；当进水色度提高到 600~1000 倍时，要达到同样脱色率，有效氯投加量需增至 250~300mg/L。需要说明的是，氯氧化会产生含氯有机物，其中一部分如三氯甲烷等具有致癌性；另外氯化脱色往往是染料分子断裂或破坏，并不等于完全氧化。

5.3.2 臭氧氧化脱色法

臭氧在常温下是一种具有特殊臭味的气体，有一定毒性，含量低时给人以清新感觉。空气中臭氧含量达 0.1mg/L 时，就会刺激人的喉部，1~10mg/L 时使人感到头痛，含量过高则能危害人的生命。空气中臭氧最高允许含量不能超过 0.1mg/L。

臭氧是一种优良的强氧化剂，目前在水处理中应用广泛。对于给水处理，主要用于消毒、脱色、除臭味、除铁和锰。对于工业废水处理，主要用于去除染料、表面活性剂、酚和氰等。此外，作为废水三级处理装置，去除水中微量有机物。

臭氧化空气中，臭氧只占 0.6%~1.2%（体积比）。当水温为 25℃ 时，将臭氧化空气注入水中，臭氧的溶解度只有 3~7mg/L。

5.3.2.1 臭氧脱色原理

在印染废水处理中，臭氧被用于脱色，一般认为，染料显色是由其发色团引起，如：乙烯基 $\diagup \text{C}=\text{C} \diagdown$ ，偶氮基 $-\text{N}=\text{N}-$ ，氧化偶氮基 $-\text{N}=\text{N}-\text{O}$ ，羰基 $\diagup \text{C}=\text{O} \diagdown$ ，硫酮 $\diagup \text{C}=\text{S} \diagdown$ ，

亚硝基 $-\text{N}=\text{O}$ ，亚乙烯基等。这些发色基团都有不饱和键，臭氧能使染料中所含的这些基团氧化分解，生成分子量较小的有机酸和醛类，使其失去发色能力。所以，臭氧是良好的脱色剂。但因染料的品种不同，其发色基团位置不同，其脱色率也有较大差异。对于含水溶性染料废水，如活性染料、直接染料、阳离子染料和酸性染料等，其脱色率很高。含不溶性分散染料废水也有较好的脱色效果。但对于以细分散悬浮状存在于废水中的不溶性染料如还原、硫化染料和涂料，脱色效果较差。

5.3.2.2 臭氧的产生与制备

这里介绍常用的无声放电法卧管式臭氧化器。

(1) 无声放电法生产臭氧的原理 如图 5-25 所示。在玻璃管外套一个不锈钢管，使两者之间形成放电间隙。玻璃管内壁涂石墨作为一个电极。交流电源通过变压器升压后，将高压交流电加在石墨层和不锈钢管之间，使放电间隙产生高速电子流。玻璃管作为介电体防止两电极之间产生火花放电。将干燥的空气或氧气从一端通入放电间隙，受到高速电子流的轰击，从另一端流出时就成为臭氧化空气或臭氧化氧气。

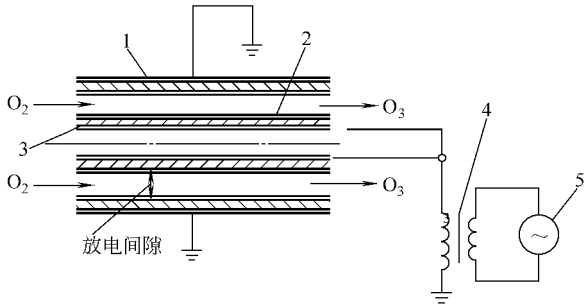
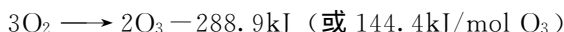


图 5-25 无声放电法生产臭氧的原理示意
1—不锈钢管；2—玻璃管；3—石墨电极；
4—变压器；5—交流电源

氧气生产臭氧的总反应式如下。



即每生产 1kg 臭氧需要消耗能量 0.836kW·h, 相当于单位电耗的生产率为 1.2kg O₃/(kW·h)。由于 95% 左右的电能变成光能和热能被消耗掉, 故用空气生产每千克臭氧实际耗能量为 15~20kW·h。

(2) 卧管式臭氧发生器 图 5-26 所示为卧管式臭氧发生器的构造。

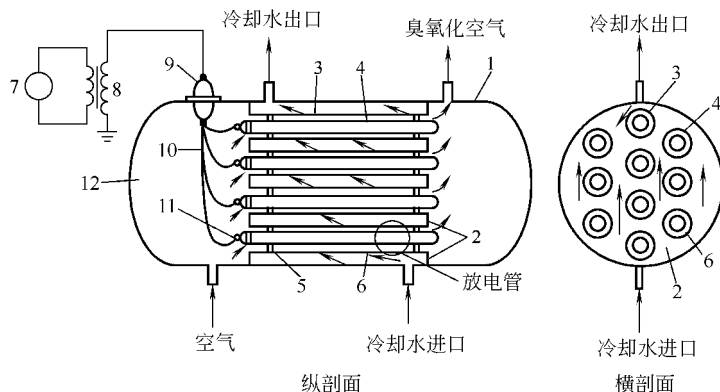


图 5-26 卧管式臭氧发生器的构造

- 1—金属圆筒；2—孔板；3—不锈钢管；4—玻璃管；5—定位环；
6—放电间隙；7—交流电源；8—变压器；9—绝缘瓷瓶；
10—导线；11—接线柱；12—进气分配室

在金属圆筒内的两端各焊有一块孔板，每孔焊上一根不锈钢管，不锈钢管内安装内涂石墨的玻璃管，并用定位环使玻璃管外壁与不锈钢管内壁保持一定的放电间隙。整个金属圆筒内形成两个通道：两块孔板和不锈钢外壁之间为冷却水通道；两块孔板与圆筒端盖的空间，一个作为进气分配室，另一个作为臭氧化空气收集室，并通放电间隙。交流电源经变压器升压后，高压端通过绝缘瓷瓶、导线、接线柱及熔丝等电器元件接到玻璃管壁内的石墨层上，低压端通过金属圆筒外壳、孔板和不锈钢管连接。当石墨层和不锈钢管间加上高压电流时，从进气分配室进入放电间隙的空气在高速电子流轰击下形成臭氧化空气，经臭氧化空气收集室送出。同时冷却水带走放电过程中产生的热量。

据研究，臭氧的产量与电压的平方成正比，增加电压可提高臭氧的产量，但电压高，耗电量，介电体容易被击穿，元件的绝缘性要求也高，一般采用 10~15kV 左右电压。提高交流电的频率，可增加放电次数，从而提高臭氧的产量，但需增加调频设备，国内目前仍采用 50~60Hz 的电源。

放电间隙越小，越容易放电，产生无声放电所需的电压越小，耗电量越小，但介电体或电极表面要求越高，管式（水冷）一般采用 2~3.5mm。

理想的介电体应具有良好的绝缘和导热性能。玻璃、云母和塑料具有良好的绝缘性能，为了取得良好的散热性能，尽可能减少介电体的厚度。据研究，玻璃管的厚度增加 1mm，臭氧产量将减少一半左右。但过薄易被高压电击穿，生产上管式臭氧发生器硼硅玻璃管厚度常采用 2.1~3mm。

5.3.2.3 臭氧接触反应器

图 5-27 为异向流反应器。反应器使低浓度的臭氧与杂质浓度大的水相接触，臭氧的利用率可达 80%。目前我国多采用这种反应器。反应器可设多格串联，以提高臭氧的利用率。

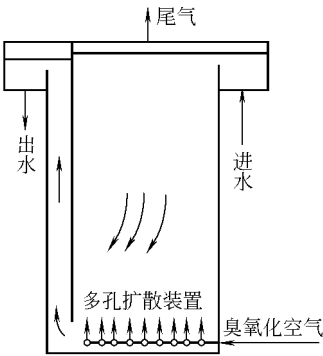


图 5-27 异向流反应器

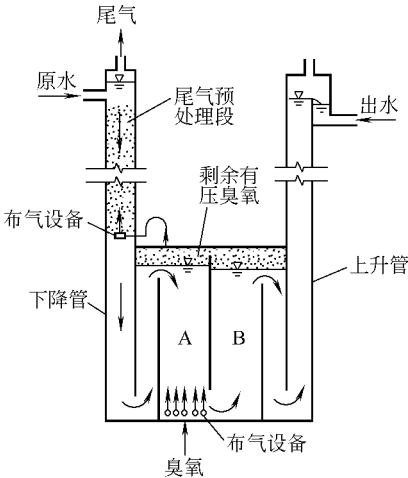


图 5-28 承压式异向流反应器

图 5-28 为承压式异向流反应器。反应器增设了降流和升流管，反应器底部压力增大，可提高臭氧在水中的溶解度，从而提高臭氧的利用率。反应器第一格设布气管，第二格不设布气管，利用从第一格出水中的臭氧进行反应。和水充分接触后的剩余溶解臭氧聚集在两格互相连通空间的水面上，达到一定压力后引到降流管中，对原水进行预处理，进一步提高臭氧的利用率。降流管的有效水深为10~12m，流速应小于150mm/s。各格有效水深为2m，流速为13mm/s，接触时间为2.5min，臭氧的利用率可达90%以上。

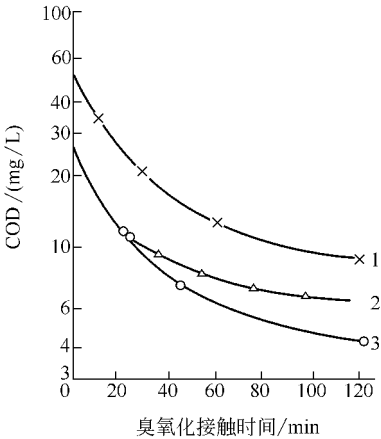


图 5-29 净化作用和 pH 值对臭氧氧化的影响

1—无混凝剂，pH 值 7.4；2—明矾，pH 值 7.1；3—石灰，pH 值 9.6

5.3.2.4 臭氧氧化处理系统的设计

(1) 臭氧处理影响因素 臭氧氧化的主要影响因素有水温、pH 值、悬浮物浓度、臭氧浓度、臭氧投加量、接触时间和剩余臭氧等，参阅图 5-29 和表 5-15、表 5-16。

(2) 臭氧发生器 臭氧需要量可按下式计算。

$$Q_{O_3}=1.06QCc_{O_3}$$

(5-31)

式中， Q_{O_3} 为臭氧化空气量 (m^3/h)； Q 为处理废水量 (m^3/h)； C 为臭氧投量 (mgO_3/L)；1.06 为安全系数； c_{O_3} 为臭氧化空气浓度 (g/m^3)，一般取 $10\sim14g/m^3$ 。影响臭氧氧化的主要因素是废水中杂质的性质、浓度、pH 值、温度、臭氧的浓度、臭氧的反应器类型和水力停留时间等。臭氧投量应通过试验确定。

表 5-15 臭氧投加量与脱色率关系

臭氧投加量/(mg/L)	20	30	50	60
平均脱色率/%	30~50	40~60	60~80	60~80
平均吸光度	0.13~0.28	0.10~0.24	0.05~0.16	0.05~0.16

注：进水吸光度为 0.25。

表 5-16 臭氧氧化法与混凝沉淀法脱色率比较

染料名称		臭氧氧化法		混凝沉淀法	
		用量/(gO ₃ /g 染料)	脱色率/%	铝盐/(mg/L)	脱色率/%
活性	红 1	0.44	99.4	200	14.9
	蓝 9	0.42	100	200	95.4
阳离子	紫 21	0.45	100	—	—
	黑 2	0.32	100	—	—
酸性	蓝 59	0.55	98.9	—	—
	橙 122	0.88	99	100	41.1
直接	蓝 78	0.90	100	100	99.6
	黄 28	0.98	93.6	200	72.4
分散	蓝 3	1.68	97.2	—	—
	红 101	3.34	90.5	—	—
媒染	红 7	0.51	99.6	200	84.7
	橙 29	0.55	98.9	200	90.1

(3) 臭氧接触反应器 根据臭氧和水中杂质反应的类型选择适宜的臭氧反应器。臭氧反应器的容积按下式计算。

$$V=\frac{Qt}{60}$$

(5-32)

式中，*V* 为臭氧反应器的容积（m³）；*t* 为水力停留时间（min），根据试验确定，一般为 5~10min。

(4) 臭氧氧化处理流程 图 5-30 所示为臭氧氧化处理流程。其主要设备，除臭氧制备和投加设备外，一般包括混合器、接触反应槽或塔、尾气处理设备和臭氧监测仪表等。混合器和反应槽的构造与设计方法和混凝法类似。接触反应时间一般为 10~30min。

用臭氧处理纺织印染废水，因所含染料品种不同，处理流程也不一样。对含水溶性染料较多、悬浮物含量较少的废水，可单独采用臭氧或臭氧-活性炭联合处理，一般都与其他方法联用，如图 5-31 所示。

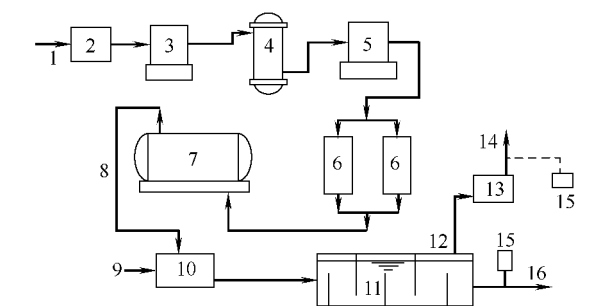


图 5-30 臭氧氧化处理流程

- 1—空气；2—过滤器；3—压缩机；4—冷却器；5—冷冻机；
- 6—干燥器；7—臭氧发生器；8—臭氧气；9—预处理废水；
- 10—气水混合器；11—接触反应池；12—尾气；13—
- 尾气净化器；14—净化气；15—监测仪；16—出水

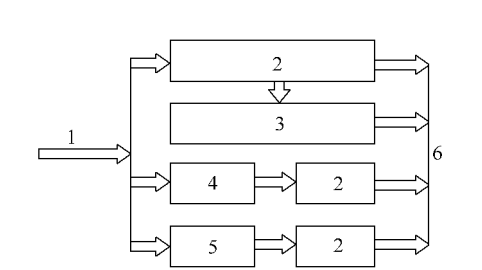


图 5-31 臭氧氧化法与其他方法组合流程

- 1—印染废水；2—臭氧氧化法；3—活性炭吸附法；
- 4—混凝法；5—生物法；6—出水

当废水中所含染料以分散染料为主，且悬浮物含量较多时，宜采用混凝-臭氧联合流程。

5.3.2.5 臭氧化法在印染废水氧化脱色处理中的应用

臭氧用于印染废水处理中的作用主要是脱色，实际上水中 COD、BOD 均同时下降，尤

其是由于长链断裂、芳烃开环，B/C 比有很大提高。

某印染厂废水处理工艺流程如图 5-32 所示。

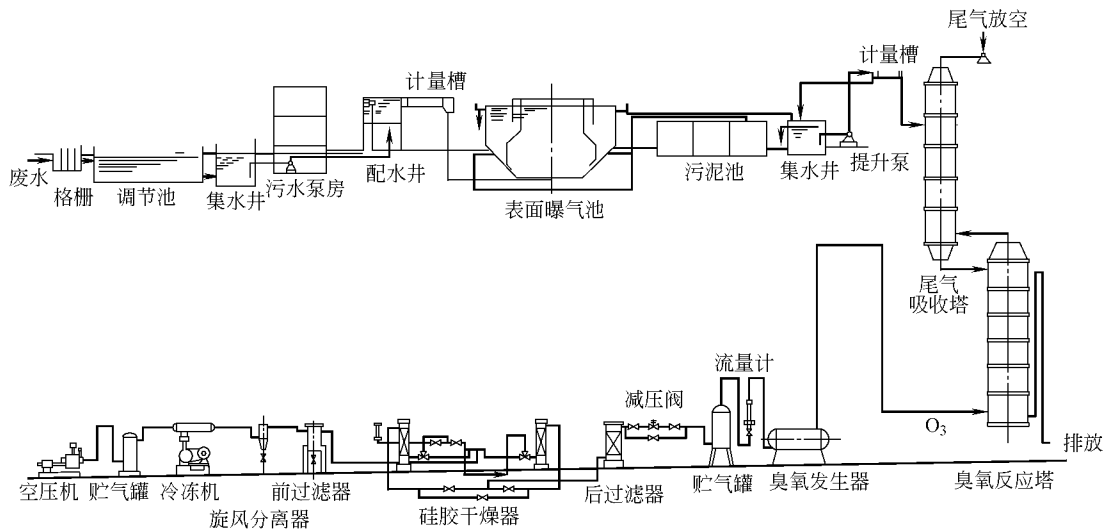


图 5-32 某印染厂废水处理工艺流程

该厂使用的染料主要是活性染料、分散染料、还原染料、可溶性还原染料和涂料。其中，活性染料占 40%，分散染料占 15%。废水主要来源于退浆、煮练、染色、印花和整理工段。废水经生物处理后进行臭氧氧化法脱色处理。脱色处理水量为 600m³/d。

臭氧发生器选三台，臭氧总产量 2kg/h，电压 15kV，变压器容量 50kVA。反应塔两座，填聚丙烯波纹板，填料层高 5m，底部进气，顶部进水，水力停留时间 20min，臭氧投加量 50g/m³ 水，塔径 ϕ1.5m，高 6.2m，采用硬聚氯乙烯板制成。尾气吸收塔两座，ϕ1.0m，高 6.8m，硬聚氯乙烯板制，内装聚丙烯波纹板填料，层高 4m，活性炭层高 1m。进水 pH 值 6.9，COD 201.5mg/L，色度 66.2 倍，悬浮物 157.9mg/L，经臭氧氧化处理后 COD、色度、悬浮物的去除率分别为 13.6%、80.9%和 33.9%。印染废水的色度，特别是水溶性染料，用一般方法难于脱色，采用臭氧氧化法可得到较高的脱色率，设备虽复杂，但废水处理后没有二次有害物质产生。

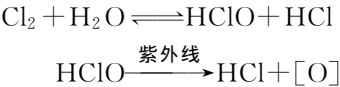
5.3.3 光氧化脱色法

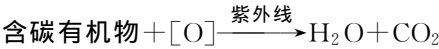
5.3.3.1 光氧化脱色原理

光氧化脱色法是利用光和氧化剂联合作用时产生的强烈氧化作用，氧化分解废水中的有机污染物，使废水的 BOD、COD 和色度大幅度下降的一种处理方法。

光氧化脱色法中采用的氧化剂有臭氧、氯、过氧化氢、空气等，常用的是氯气，有效光是紫外线。紫外线对氧化剂的分解和污染物质的氧化起催化作用。有时，某些特定波长的光对某些物质有特效作用。因此，设计时应选择相应的特殊紫外线灯作为光源。

以氯为氧化剂的光氧化反应过程如下。首先，氯溶于水生成次氯酸，在光的作用下分解产生初生态氧 [O]，其性能非常活泼而且具有强烈的氧化能力。在光的促进下，初生态氧对废水中的有机物进行急速氧化分解，这种作用反复进行，最终有可能使含碳有机物分解成水和 CO₂。





5.3.3.2 光氧化脱色法的特点

- (1) 氧化作用强烈。光氧化能力比单独用氯氧化强 10 倍以上。如单用氯不能脱色的印染废水，在紫外线催化下能够获得较好的脱色效果。图 5-33 所示为光氧化脱色法对乙酸废水的处理结果。
- (2) 没有污泥产生。光氧化处理废水，一般不产生污泥。但并不是废水中全部悬浮物都能被氧化分解。
- (3) 适用范围广。只要能被氧化的物质，无论是有机物或无机物，都能被处理掉。
- (4) 可作为废水的高级处理装置，容易将 BOD 和 COD 处理到 20mg/L 以下，甚至全部去除。
- (5) 装置紧凑，占地面积小。

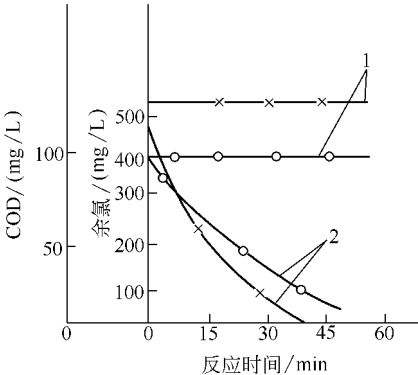


图 5-33 光氧化脱色法对乙酸废水的处理结果

—×— 余氯；—○— COD
1—无光照；2—有光照

5.3.3.3 光氧化处理流程和设备

图 5-34 为光氧化处理流程。

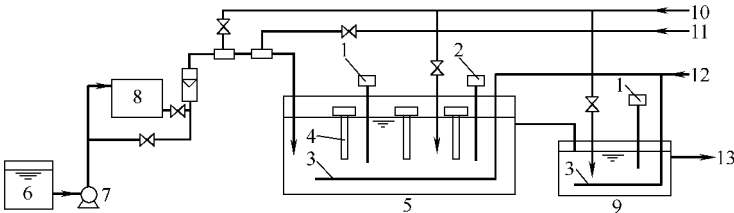


图 5-34 光氧化处理流程

1—pH 计；2—余氯计；3—空气搅拌器；4—紫外灯；5—光氧化池；6—贮水池；
7—泵；8—滤池；9—中和池；10—投碱；11—投氯；12—空气；13—出水

处理设备主要有光氧化池和中和池。其中中和池的构造和设计可参照第 5.1 节。光氧化池的构造形式如图 5-35 所示。光氧化池有效容积按光氧化反应时间计算，反应时间一般为 0.5~2.0h。

印染废水光氧化脱色，除对一小部分分散染料的脱色效果较差外，其他染料脱色率都在 90% 以上。仅以脱色为目的时，氯投加量为按 COD 估算的理论值的一半。脱色效果和运行数据分别见图 5-36 和表 5-17、表 5-18。

表 5-17 印染废水光氧化脱色效果

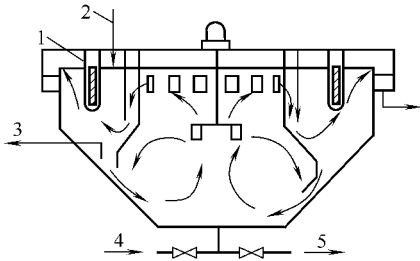
染 料	含量 /(mg/L)	水温 /℃	pH 值	投氯量 /(mg/L)	吸光度		脱色率 /%	反应时间 /h
					泵水	处理水		
阳离子(青色)	100	40	5	203	0.50	0.013	97.4	1.0
分散(紫红色)	30	40	5	540	0.20	0.032	84.0	1.5

表 5-18 印染废水光氧化处理运行数据

指 标	原 水	处 理 水	运 行 条 件
流量/(m³/h)	22	22	反应时间:35min
COD _{Mn} /(mg/L)	74	48~50	投氯量:150~200mg/L
TOC/(mg/L)	106	86~89	投 NaOH 量:70~100mg/L

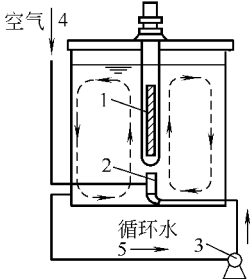
续表

指 标	原 水	处 理 水	运 行 条 件
吸光度	0.1	0.02	紫外灯:30kW 水温:20℃
透明度/(°)	15	>20	
SS/(mg/L)	4	0	
表面张力/(N/m)	45×10^{-5}	$>50 \times 10^{-5}$	
水温/℃	22	22	
pH 值	8	7	



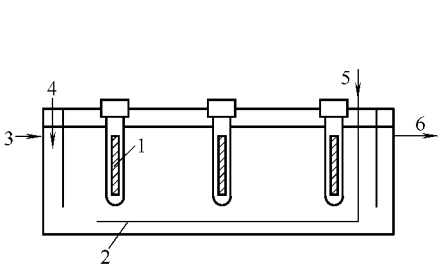
(a) 混凝沉淀光氧化联合处理池

1—紫外灯;2—氧化剂入口;3—排泥;
4—进口;5—排空



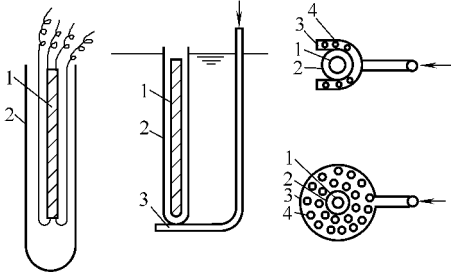
(b) 循环搅拌光氧化池

1—紫外灯;2—喷射器;3—循环泵;
4—空气;5—循环水



(c) 压缩空气搅拌光氧化池

1—紫外灯;2—空气搅拌管;3—进水;4—氧化剂;
5—空气;6—出口



(d) 紫外灯安装

1—紫外灯管;2—保护管;3—空气扩散管;
4—散气孔

图 5-35 光氧化池的构造

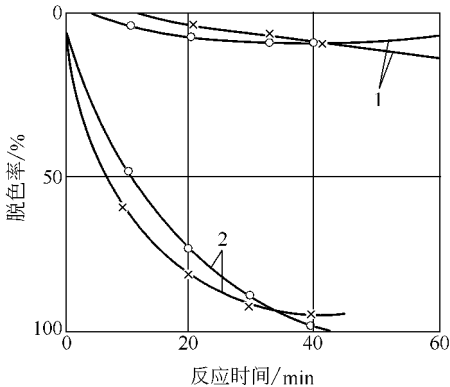


图 5-36 印染废水光氧化处理效果

—○—分散染料 (30mg/L); —×—阳离子染料 (100mg/L)
1—无光照; 2—有光照

5.3.4 光催化氧化脱色法

光催化降解技术在常温常压下进行，可利用太阳光作光源。20 世纪 80 年代中期有人对芳香族化合物及苯环上有取代的化合物光催化研究，确定 21 种有机物可以完全无机化，含硫、含磷和含氮的有机物在 TiO₂ 浊液中光催化氧化可完全无机化。可以预言，光催化法是废水处理最有前景的方法之一。

5.3.4.1 光催化氧化机理

光催化氧化法是以 N 型半导体作催化剂的一种光催化氧化法。当能量大于禁带宽度的光照射半导体催化剂时，满带上电子被激发，跃过禁带进入导带，则在价带上产生相应的电子-空穴，从而引发反应。水溶液中的光催化氧化反应，在半导体表面失去的电子主要是水分子，水分子经一系列变化后产生氧化能力极强羟基自由基·OH，氧化各种有机物，并使之矿化为 CO₂。

试验证明，如果投加 H₂O₂、KBrO₃ 等强氧化剂，可以抑制电子-空穴复合，可以提高光氧化速度。对特定的催化剂表面担载高活性的贵金属或金属氧化物，如 Ag、Au、Pt、Pd 等，能够消除半导体带中的电子，有利于光激电子向外部迁移，有效防止电子-空穴简单复合，Pt/TiO₂ 能够提高催化降解有机磷杀虫剂速率 4.5~6 倍，将 Pd 载到 TiO₂ 上光催化降解 1,4-二氯苯的活性提高 30%。

各种 N 型半导体为催化剂的活性顺序为：TiO₂>ZnO>WO₃。TiO₂ 是常用的催化剂，主要有锐钛型和金红石型两种晶型。TiO₂ 的光化学性质十分稳定，无毒价廉，货源充足。TiO₂ 是一种半导体氧化物，它有充满电子的价电子带和缺电子的导带，在光照下价电子带上留下的空穴有氧化性，导带上的电子具还原性，降解物在 TiO₂ 表面发生氧化还原后，价电子带又得到电子，光再次照射时，价电子带上的电子又同样发生跃迁，故将使用过的 TiO₂ 通过过滤收集起来，在阴暗处自然晾干，重复使用，不影响其催化活性。

5.3.4.2 光催化降解印染废水

某印染厂曾开展光催化氧化试验并扩大到生产规模，将 100 支普通医用紫外灯管（总功率 3kW）置于 φ45mm×1500mm 一头密封的玻璃管中，淹没在废水下，其处理效果如表 5-19。

表 5-19 某印染厂废水光催化氧化处理效果

项 目	pH 值	COD/(mg/L)	SS/(mg/L)	消光系数 (E)	备 注
废水名称					
印染废水	11	252	8.4	0.21	1. 普通医用紫外灯管功率低，电耗量较大 2. 套管易被污泥附着，影响紫外线的照射效率
生化处理出水	7.5	33.1	0	0.055	
光催化氧化处理出水	6.5~7.0	27.2	0	0.018	
总去除率/%	—	89.2	100	91.5	

浙江大学将大连印染厂分散大红、青岛染料厂分散深兰配成一定浓度的溶液 25mL 和 50mg TiO₂ 粉末加入 50mL 石英管中，用磁力搅拌或通入空气，使 TiO₂ 保持悬浮状态，300W 高压汞灯与石英管之间距离 9cm，照射 50min，水溶液中分散大红和分散深兰均能有效降解，脱色率 100%，COD 去除率>70%，光照 180min，COD 去除率>80%。试验还表明，水溶液 pH=3 时比 pH=11 时降解好。光距离短有利于染料分子降解。

5.4 废水的电解处理技术

5.4.1 电解法的基本原理

5.4.1.1 概述

借助于外加电流的作用使电解质溶液产生化学反应的过程称电解。用来进行电解的装置

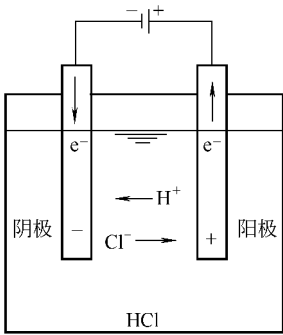


图 5-37 电解槽示意

称电解槽，如图 5-37 所示。利用电解过程的化学反应，使废水中的有害杂质转化而被去除的方法称废水电解处理法，简称电解法。

与电源负极相连的电极从电源得到电子，称为阴极；与电源正极相连的电极把电子转给电源，称为阳极。电解过程中，阴极放出电子，使废水中某些阳离子得到电子而还原，阳极得到电子，使水中某些阴离子失去电子被氧化。印染废水中有害物质在阳极和阴极分别进行氧化还原反应，结果产生新物质，沉积分离。

5.4.1.2 电解过程耗电量

电解过程的耗电量可用法拉第电解定律计算。电解时在电极上析出的或溶解的物质的量与通过的电量成正比，并且每通过 96487C 的电量，在电极上发生任一电极反应而变化的物质的量均为 1mol，这一定律称为法拉第电解定律。

$$G = \frac{1}{F}EQ \quad \text{或} \quad G = \frac{1}{F}EIt \tag{5-33}$$

式中， G 为析出的或溶解的物质的量 (g)； E 为物质的分子质量 (g/mol)； Q 为通过的电量 (C)； I 为电流强度 (A)； t 为电解时间 (s)； F 为法拉第常数， $F=96487\text{C/mol}$ 。

在实际电解过程中，由于发生某些副反应，所以实际消耗的电量往往比理论值大得多。

5.4.1.3 分解电压

电解过程中所需要的最小外加电压与很多因素有关。通常，通过逐渐增加两极的外加电压来研究电流的变化。当外加电压较小时，几乎没有电流通过。当电压增到某一数值时，电流随电压的增加几乎呈直线关系急剧上升。这时在两极上才有物质析出。能使电解正常进行时所需的最小外加电压称为分解电压。

电解槽本身就是某种原电池，由原电池产生的电动势同外加电压的方向正好相反，称为反电动势。外加电压必须超过反电动势才开始电解，这种现象称为极化现象。其原因如下。

(1) 浓差极化 由于电解时离子的扩散运动不能立即完成，靠近电极表面溶液薄层内的离子浓度与溶液内部的离子浓度不同，结果产生一种浓差电池，其电位差也同外加电压方向相反。这种现象称为浓差极化。浓差极化可以采用加强搅拌的方法使之减少。但由于存在电极表面扩散层，不可能完全把它消除。

(2) 化学极化 由于在进行电解时两极析出的产物构成了原电池，此电池电位差也和此外加电压方向相反。这种现象称为化学极化。

另外，当通电进行电解时，因电解液中离子运动受到一定的阻碍，所以需一定的外加电压加以克服。其值为 IR ， I 为通过的电流， R 为电解液的电阻。

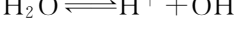
实际上，分解电压还与电极的性质、废水性质、电流密度（单位电极面积上流过的电流， A/cm^2 ）及温度等因素有关。

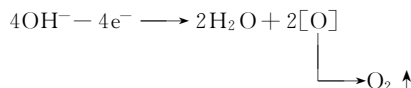
5.4.2 电解法过程

在电解槽内，当直流电经过电极通入电解质溶液时，两极间便产生电子的迁移，从而引起一系列的化学反应。

5.4.2.1 惰性阳极电解过程

当采用惰性材料（如石墨、钛镀钉等）作阳极时，水溶液在惰性阳极产生 OH^- 放电而生成氧。

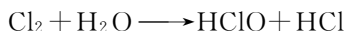
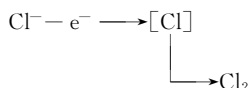




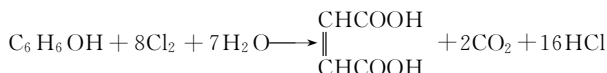
此种新生态的氧，氧化能力很强，对水中的无机物和有机物都可以进行氧化。例如对氨基乙酸的氧化



当水中含有食盐或外加食盐时，阳极反应为

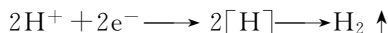


由于生成次氯酸盐，使水中的杂质氧化，如对酚的氧化



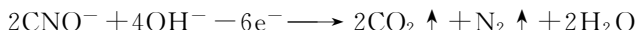
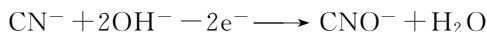
这种利用惰性阳极的氧化产物与废水中的有害物质发生化学氧化而去除的过程称间接氧化作用。

与此同时，在阴极产生氢离子放电形成初生态的氢 $[\text{H}]$ ，继而形成 H_2 。



这种初生态的氢对某些有机物有很强的还原作用。如对处于氧化态的某些色素，可以被还原成无色物质。这种利用阴极的还原产物与废水中的有害杂质发生化学还原而去除的过程称间接还原作用。

有些物质可以直接在电极上产生氧化或还原反应，如氰在阳极表面的电化学氧化过程中

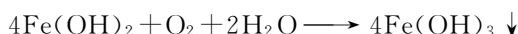
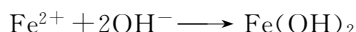
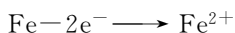
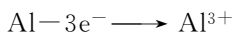


氰被氧化成无毒的无机物，这种过程称电极表面的电化学作用。

上述电解过程中，阳极和阴极不断产生氧气、氯气和氢气，并以微小气泡逸出，使废水中的有机胶体微粒和呈乳浊状的油脂类杂质与其黏附在一起浮升至水面而去除，这一过程称电气浮作用。采用惰性阳极电极的主要优点有：（1）电解时产生的初生态 $[\text{O}]$ 、 $[\text{Cl}]$ 等强氧化剂可以破坏染料分子的发色基团，脱色效果好；（2）电流效率高，潜在处理能力大；（3）电极钝化弱，超电压低，耗电少；（4）电解时对废水的 pH 值适用范围宽；（5）电极不易腐蚀、操作条件好；（6）电极机械性能好、价格便宜。

5.4.2.2 可溶性金属阳极电解过程

当采用可溶性金属（如铝、铁等）作阳极时，则阳极金属发生溶解，并以离子状态溶于水中，经水解反应形成 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 或 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ，反应如下。



由电解产生的 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 或 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ ，比通过投加铝盐或铁盐混凝剂生成的同类物质更为活泼，对水中的有机和无机杂质都有强大的凝聚作用，这一过程称为电凝聚作用。

综上所述，电解法是一种综合性的废水处理方法，废水中不同的污染物质可借助不同的作用得以去除。印染废水、含酚废水、含氰废水和纤维素废水都可以采用电解法处理。

5.4.3 电解槽的类型与设计

5.4.3.1 电解槽的类型

按极板与电源连接的方式不同，将电解槽分为单极性电极电解槽（图 5-38）和双极性电极电解槽（图 5-39）两种。后者的特点是中间电极靠静电感应产生双极性。

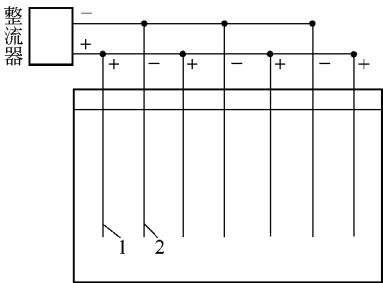


图 5-38 单极性电极电解槽
1—阳极；2—阴极

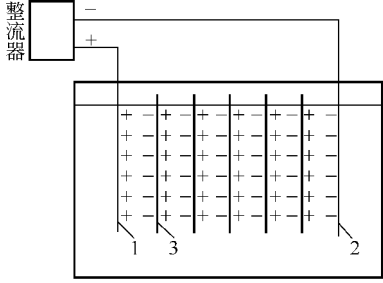


图 5-39 双极性电极电解槽
1—阳极；2—阴极；3—双极性电极

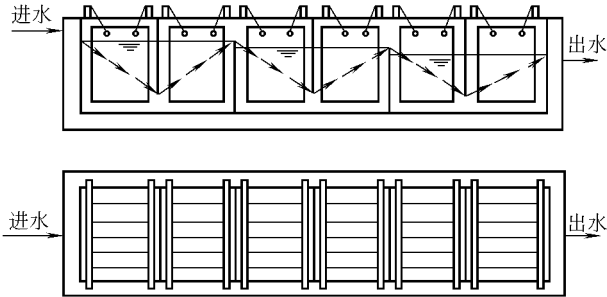


图 5-40 翻腾式电解槽

电解槽的构造型式分翻腾式（图 5-40）、回转式（图 5-41）和折流式（图 5-42）几种。

回转式电解槽利用旋转电极的转动进行搅拌，适用于电凝聚过程。斜板电解槽为一电气浮装置，由于斜板电极的阻隔作用，增大气泡和废水中固体微粒的接触与黏附机会，提高电气浮效果。

5.4.3.2 电解槽的设计

(1) 电解槽有效容积 $\nabla(\text{m}^3)$

$$\nabla = \frac{QT}{60} \tag{5-34}$$

式中， Q 为设计流量 (m^3/h)； T 为电解历时 (min)。

(2) 阳极板面积 $F(\text{dm}^2)$ 按水板比 $\eta(\text{dm}^2/\text{L})$ 计算。

$$F = 1000V\eta \tag{5-35}$$

式中， V 为池容 (m^3)。

(3) 电流强度 $I(\text{A})$ 按电流密度 $i(\text{A}/\text{dm}^2)$ 与 F 计算。

$$I = iF \tag{5-36}$$

(4) 确定食盐投加量 当废水的电阻率大于 $1200\Omega \cdot \text{cm}$

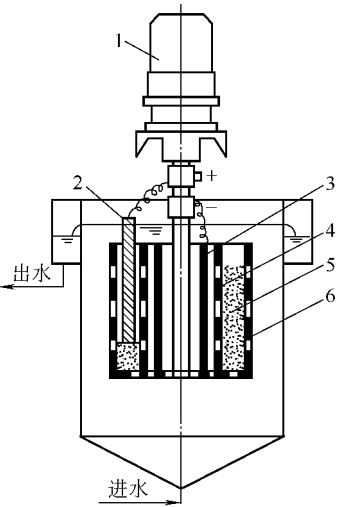


图 5-41 回转式电解槽

1—搅拌电动机；2—石墨电极；
3—铁阴极筒；4—聚氯乙烯内管；
5—铁屑；6—聚氯乙烯外管

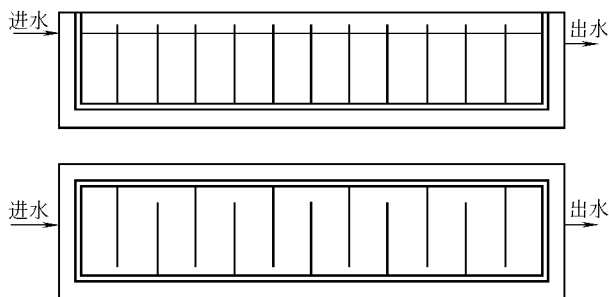


图 5-42 折流式电解槽

时, 应投加食盐, 使其电阻率下降到 $1200\Omega \cdot \text{cm}$ 以下, 并计算食盐投加量 $G(\text{g/L})$ 。

(5) 所需电压 U (V) 按废水的电阻 $R(\Omega)$ 和 $I(\text{A})$ 计算。

$$U = U_0 + RI \quad (5-37)$$

式中, U_0 为电解槽超电压 (V), 与电解槽特性有关。

(6) 根据 I 、 U 值选择电器设备 电器设备的额定工作电压应大于槽端电压和汇流排电压损失之和。汇流排电压损失按下式计算。

$$U_1 = \frac{2 \times 1.1 \times IL}{kf} \quad (5-38)$$

式中, U_1 为汇流排电压降 (V); I 为线路计算电流强度 (A); L 为线路长度 (m); k 为导线导电系数, 铜线 $k=53$, 铝线 $k=32$; f 为汇流母线截面积 (mm^2); 1.1 为汇流母线温升引起的电导率下降系数。

(7) 电能消耗量 N ($\text{kW} \cdot \text{h}/\text{m}^3$)

$$N = \frac{IU}{1000Q} \quad (5-39)$$

(8) 压缩空气量 q (m^3 气/ m^3 水)

$$q = q_0 T \quad (5-40)$$

式中, q_0 为搅拌 1m^3 废水所需空气量 (m^3/min), 一般 $q_0=0.2\sim0.3\text{m}^3/\text{min}$; T 为电解历时 (min)。

(9) 对于翻腾式电解槽, 其平面尺寸应满足下列关系。

$$L/B=4\sim6 \quad H/B=1$$

式中, L 为槽长 (m); B 为槽宽 (m); H 为有效水深 (m)。

5.4.3.3 电解气浮池

电解气浮池可分为竖流式和平流式两种, 如图 5-43 和图 5-44 所示。

平流式电解气浮装置的工艺计算, 以双室平流电解气浮池为例。这类气浮池的设计包括确定装置总容积、电极室容积、气浮分离室容积、结构尺寸及电气参数。

$$\text{气浮池总容积} \quad V = V_1 + V_2 \quad (5-41)$$

式中, V_1 为分离室容积; V_2 为电极室容积。

$$V_2 = Qt \quad (5-42)$$

式中, Q 为处理水量; t 为保留时间 (h), $t=0.5\sim0.7\text{h}$ 。

$$V_1 = L_1 BH \quad (5-43)$$

式中, L_1 为分离区长度; B 为分离区宽度; H 为池有效深, 取 $2.5\sim2.8\text{m}$ 。

$$\text{同时满足} \quad L_1 Bq = Q \quad (5-44)$$

式中, q 为负荷率 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$], 取 $2\sim4\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。 $L_1/B > 1.5\sim2$ 。

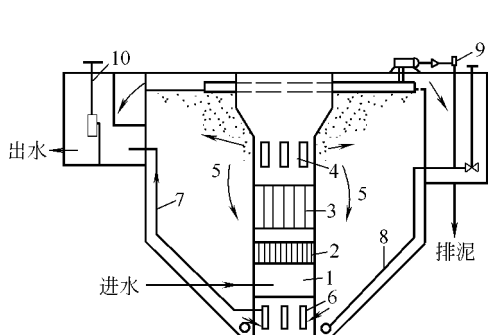


图 5-43 竖流式电解气浮池

1—入流室；2—整流栅；3—电极组；4—出流孔；5—分离室；6—集水孔；7—出水管；8—排泥管；9—刮渣机；10—水位调节器

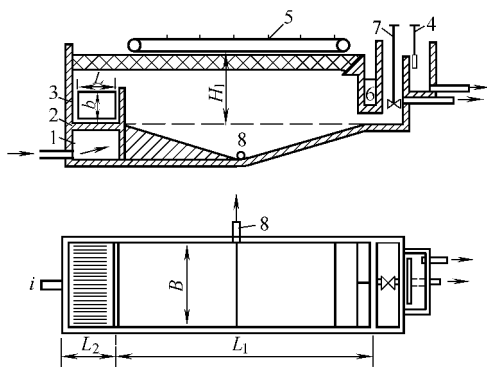


图 5-44 双室平流式电解气浮池

1—入流室；2—整流栅；3—电极组；4—出口水位调节器；5—刮渣机；6—浮渣室；7—排渣阀；8—污泥排除口
 L_1 —分离室长度； L_2 —电极室长度； H_1 —分离室有效高度； b —极板宽度； i —电极电流密度

电极板块数按下式计算。

$$n = \frac{B - 2l + e}{\delta + e} \quad (5-45)$$

式中， B 为电解池的宽度 (mm)； l 为极板面与池壁的净距 (mm)，取值 100mm； e 为极板净距 (mm)， $e = 15 \sim 20\text{mm}$ ； δ 为极板厚度 (mm)， $\delta = 6 \sim 10\text{mm}$ 。

电极作用表面积 S 按下式计算。

$$S = \frac{EQ}{i} \quad (5-46)$$

式中， S 为电极作用表面积 (m^2)； Q 为废水设计流量 (m^3/h)； E 为比电流 ($\text{A} \cdot \text{h}/\text{m}^3$)； i 为电极电流密度 (A/m^2)。

通常， E 、 i 值应通过试验确定，印染废水可取 $E = 400 \sim 600 \text{A} \cdot \text{h}/\text{m}^3$ ， $i = 60 \sim 100 \text{A}/\text{m}^2$ 。

极板面积用下式计算。

$$A = \frac{S}{n - 1} \quad (5-47)$$

式中， A 为极板面积 (m^2)。

极板高度 b 可取气浮分离室澄清层高度 h_1 ($1 \sim 1.5\text{m}$)，极板长度 L (m) $= A/b$ 。

电极室长度 L_2 (m) 为

$$L_2 = L + 2l \quad (5-48)$$

5.4.4 电解法在印染废水处理中的应用和研究

5.4.4.1 电解法的特点

电解法用于处理印染废水脱色效果显著，对某些活性染料、直接染料、媒染染料、硫化染料和分散染料印染废水，脱色率可达 90% 以上，对酸性染料废水的脱色率达 70% 以上。

电解法具有下列特点：(1) 反应速度快，脱色率高，产泥量小；(2) 在常温常压下操作，管理方便，容易实现自动化；(3) 当进水中污染物质浓度发生变化时，可以通过调节电压与电流的方法来控制，保证出水水质稳定；(4) 处理时间短，设备容积小，占地面积少；(5) 需要直流电流，电耗和电极材料消耗量较大，宜用于小水量废水处理。

5.4.4.2 工程应用——某厂电解法气浮处理阳离子染料废水

(1) 处理流程 某厂排出含阳离子染料废水，每天约 100m^3 ，用电解气浮法处理，工艺

流程如图 5-45。

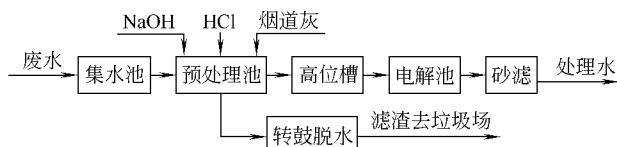


图 5-45 电解法处理染料废水流程示意

(2) 原理 以铁为电极板进行下列反应。

水被电解
$$\text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{H}^+ + \text{OH}^-$$

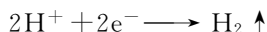
正极电极产生二价或三价铁离子



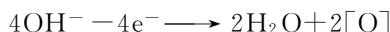
铁离子与氢氧根离子结合



氢离子在负极上得到电子，成为氢气（气泡）上升



氢氧根在正极上放电生成初生态氧



氢氧化铁与有机物或无机物聚凝，黏附氢气泡上浮。

(3) 运行控制

① pH 值 $\text{pH}=5.5\sim 7$ ，电解效果良好； $\text{pH}<4$ ，电解无凝聚现象； $\text{pH}>11$ ，正极易发生钝化，降低金属溶解，使电解无效。

② 电流密度 电流密度高耗铁多，浪费能源，合适电流密度 $20\sim 25\text{A}/\text{m}^2$ 。

(4) 主要技术参数 流量 $5\sim 10\text{t}/\text{h}$ ；电解池尺寸 $4\text{m}\times 1\text{m}\times 1.3\text{m}$ ；电解时工作水深 1.1m ；极板尺寸 $1\text{m}\times 0.7\text{m}$ ；板极间距 25mm ；板极组 6 组；每组极板片数 8；电流密度 $20\sim 25\text{A}/\text{m}^2$ ；停留时间 $20\sim 30\text{min}$ 。

(5) 处理效率 COD 去除率 $50\%\sim 70\%$ ；苯胺、硫化物去除率 $70\%\sim 85\%$ ；色度去除率 $>95\%$ 。

电解气浮法的主要缺点是耗铁量较高，而且可溶性有机物去除效果波动较大。

5.4.4.3 惰性（石墨）电极电解脱色效果

东南大学鉴于腐蚀性阳极（Al、Fe）脱色效果较差，研究惰性（石墨）电极电解的效果。该项研究明确了印染废水（弱酸艳红 B、活性艳橙 X-GN、直接枣红 GB、中性黑 BL 混合液）中电解质投量与电导率的关系，电导率对电耗的影响，以及电通量与脱色率的影响。

(1) 电解质投量与废水电导率的关系 见图 5-46。

根据实测数据可求得电导率 K 与盐浓度 c 的关系为

$$K = K_0 + kc \quad (5-49)$$

式中， K 为废水的电导率（ mS/cm ）； K_0 为原水的电导率（ mS/cm ）； c 为电解质浓度（ g/L ）； k 为比例系数 [$\text{mS}\cdot\text{L}/(\text{g}\cdot\text{cm})$]。

当水中电解质含量不足时，电解质的加入会增大电导率，从而降低电耗，提高电解效率。但随着投加量的增大，脱色率提高渐缓直至下降，过多的电解质会抑制电极反应。投加定量的电解质，废水脱色率随时间的增加而增加，这一点与法拉第定律相符合。

(2) 电导率对电耗的影响 对电解试验的电流和超电压（分解电压）做线性回归分析，

可得

$$V=V_0+bI \tag{5-50}$$

即

$$V=V_0+\frac{1}{K}\times\frac{l}{A}\times I \tag{5-51}$$

式中， l/A 为电导池常数 (m^{-1})； V_0 为表观分解电压 (V)； I 为电流强度 (A)。

该电解气浮池消耗功率可以写为

$$N=IV=I\left(V_0+\frac{1}{K}\times\frac{l}{A}\times I\right) \tag{5-52}$$

由上式可知，电解气浮池的消耗功率 N 为电流 I 的二次函数，并与电导率成反比关系。若增加电导率（即增加电解质投加量）可降低电耗，但会增加药耗。由于印染废水含盐量通常可满足要求，因此在采用电解气浮法处理时一般无需投加电解质。这也正是电解气浮法处理印染废水的优势。

(3) 电通量对脱色率的影响 图 5-47 为南京某印染厂废水（色度 700 倍）电解试验电通量与脱色率的关系（电流与通电时间的乘积为电通量，单位为 C）。

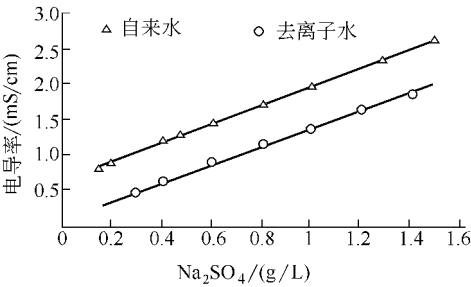


图 5-46 电解质投量与废水电导率的关系

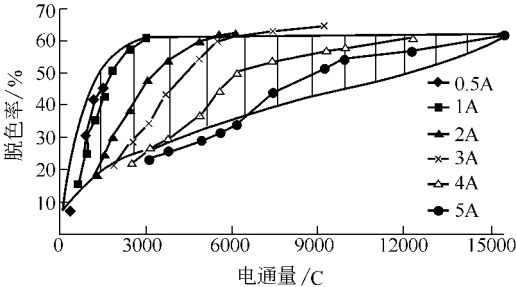


图 5-47 电通量与脱色率的关系

由图 5-47 可知，在不同的电解电流下废水的脱色率均与电通量成正比例关系。这说明电解产生的中间粒子对染料分子的氧化作用可使废水脱色。但随着电流强度的加大和电解时间的增加，脱色率接近定值，此时能耗为 $0.4\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ 。同样电通量时，高电流（相应地时间短）的脱色率较差，这是由于多余的电通量仅用于废水增温而对脱色无益。而在电通量一定时，低电流、长时间可取得较高的脱色效率。

(4) 小结

① 石墨电极电解气浮法对染色废水具有明显的脱色效果，并可同时完成气浮分离作用。某印染废水（色度为 700 倍）在电通量为 2400C 时的脱色率可达 58.5% ，此时电耗为 $0.4\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ 。

② 电导率可通过改变电解质的投加量来加以调节，适宜的电解质浓度可提高电导率，降低分解电压，从而降低电耗；而过量的电解质则会抑制电极反应，降低脱色率。当印染废水电导率达 $4\text{mS}/\text{cm}$ 以上时，无需投加电解质。

③ 电解脱色率与电通量成正比。当电通量大于极限电通量（脱色率接近定值时的电通量）时，脱色率不能提高。

5.5 废水的吸附处理

印染废水经前处理后，其中含有残存的染料、浆料、表面活性剂，它们很难用常规方法处理，采用吸附法即可加以去除。

吸附法就是利用多孔性的固体物质,使废水中的一种或多种物质被吸附在固体表面而去除的方法。具有吸附能力的多孔性固体物质称为吸附剂,而废水中被吸附的物质则称为吸附质。

5.5.1 吸附的基本原理

5.5.1.1 吸附的类型

废水中的吸附是由溶剂水、溶质和吸附剂所组成体系中的界面现象。引起吸附的推动能力有两种,一种是溶剂水对疏水物质的排斥力,另一种是固体吸附剂对溶质的亲和吸引力。废水处理中的吸附,多数是这两种力综合作用的结果。

第一种吸附力作用强度的主要因素是溶质的溶解度。水中溶质极性愈大,其溶解度就愈大,被吸附的趋势就愈小。相反,溶质溶解度越小,被吸附的趋势就越大。在水溶液中,溶剂水具有强极性,一些非极性有机物就容易受水的排斥而被吸附在非极性吸附剂表面上。印染废水中的某些有机污染物,如染料,就属非极性物质,容易为非极性的活性炭所吸附。

第二种吸附力即固体对溶质的特殊亲和吸引力。它包括三种基本作用力,即范德华引力、静电引力和化学键与氢键作用力。

水和溶质间通过分子间力产生的吸附为物理吸附。固体表面粒子受到不平衡分子引力的作用,其表面存在着剩余吸引力,这种剩余吸引力将与其接触的物质束缚在其表面上,这种吸引力就称范德华引力。它是分子间的物理作用力,没有选择性,可以吸附与固体表面接触的任何溶质,其吸附强度随吸附质的性质不同,而有很大差异。范德华引力作用强度小,作用范围大,可形成多层分子吸附,但吸附不牢固,具有可逆性。由它引起的吸附没有电子转移、原子重新排列和化学键生成等现象。也就是说,没有任何化学作用发生,所以称为物理吸附。物理吸附是放热过程,温度愈低,愈有利于吸附。此外,由带相反电荷的粒子,由于静电引力引起的吸附也属物理吸附。

由化学键所决定的吸附称化学吸附。化学键只能在特定的原子之间产生,因此化学吸附具有选择性,优先吸附那些与其性质相近或适合本身结构组成需要的物质粒子。化学键力强度较大,吸附牢固,不易脱落,可逆性差。但作用范围小,形成单分子吸附层。化学吸附是吸热过程,温度愈高,愈有利于吸附。

物理吸附和化学吸附往往相伴发生。在水处理中一般都是两种吸附综合作用的结果。因吸附剂和吸附质的性质不同,吸附过程可能是某种吸附起主导作用。应用活性炭去吸附废水中的有机污染物,起主导作用的是物理吸附。

5.5.1.2 吸附剂

废水处理中常用的吸附剂有活性炭、磺化煤、活化煤、沸石、活性白土、硅藻土、腐殖质酸、焦炭、木炭、木屑等。在水处理中应用较广的吸附剂是活性炭。

活性炭是用含炭为主的物质(如木材、煤)作原料,经高温炭化和活化而制成的疏水性吸附剂,外观呈黑色。活性炭晶格间生成的空隙形成各种形状和大小的细孔。吸附作用主要发生在细孔的表面上。活性炭的比表面积可达 $500 \sim 1700 \text{ m}^2/\text{g}$ 。其吸附量不仅与比表面积有关,而且还与细孔的构造和细孔的分布情况有关。

活性炭的吸附特性不仅与细孔构造和分布情况有关,而且还与活性炭的表面化学性质有关。活性炭是由形状扁平的石墨型微晶体构成的。处于微晶体边缘的碳原子,由于共价键不饱和而易与其他元素如氧、氢等结合形成各种含氧官能团,使活性炭具有一些极性。目前对活性炭含氧官能团(又称表面氧化物)的研究还不够充分,但已证实的有羟基、羧基等。

5.5.1.3 吸附平衡与吸附等温式

如果吸附过程是可逆的,当废水与吸附剂充分接触后,一方面吸附质被吸附剂吸附,另一方面,一部分已被吸附的吸附质,由于热运动的结果,能够脱离吸附剂的表面,又回到液相中去。前者称为吸附过程,后者称为解吸过程。当吸附速度和解吸速度相等时,即单位时

间内吸附的数量等于解吸的数量时，则吸附质在溶液中的浓度和吸附剂表面上的浓度都不再改变而达到平衡。此时吸附质在溶液中的浓度称为平衡浓度。

吸附剂吸附能力的大小以吸附量 $q(\text{g/g})$ 表示。所谓吸附量是指单位质量的吸附剂 (g) 所吸附的吸附质的质量 (g)。取容积为 $V(\text{L})$ 、含吸附质浓度为 $c_0(\text{g/L})$ 的水样，向其中投加活性炭的质量为 $W(\text{g})$ 。当达到吸附平衡时，废水中剩余的吸附质浓度为 $c(\text{g/L})$ ，则吸附量 $q(\text{g/g})$ 可用下式计算。

$$q = \frac{V(c_0 - c)}{W} \tag{5-53}$$

式中， V 为废水容积 (L)； W 为活性炭投量 (g)； c_0 为原水吸附质浓度 (g/L)； c 为吸附平衡时水中剩余的吸附质浓度 (g/L)。

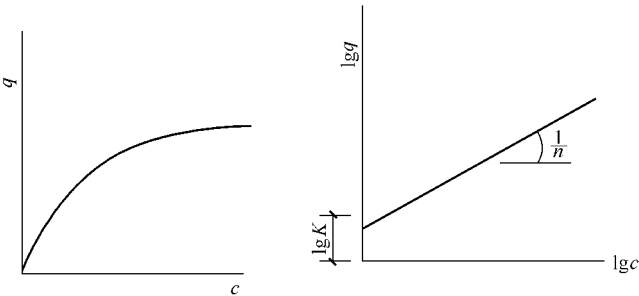


图 5-48 费利德利希吸附等温线

在温度一定的条件下，吸附量随吸附质平衡浓度的提高而增加。把吸附量随平衡浓度而变化的曲线称为吸附等温线。图 5-48 是废水处理中常见的费利德利希吸附等温线。它的表达式为

$$q = Kc^{\frac{1}{n}} \tag{5-54}$$

式中， q 为吸附量； c 为吸附质平衡浓度 (g/L)； K 、 n 为常数。

将上式改写为对数式有

$$\lg q = \lg K + \frac{1}{n} \lg c \tag{5-55}$$

把 c 和与其对应的 q 点绘在双对数坐标纸上，便得到一条近似的直线。这条直线的截距为 K ，斜率为 $\frac{1}{n}$ 。 $\frac{1}{n}$ 越小，吸附性能越好。一般认为 $\frac{1}{n} = 0.1 \sim 0.5$ 时，容易吸附； $\frac{1}{n}$ 大于 2 时，则难于吸附。当 $\frac{1}{n}$ 较大时，即吸附质平衡浓度越高，则吸附量越大，吸附能力发挥得也越充分，这种情况最好采用连续式吸附操作。当 $\frac{1}{n}$ 较小时，多采用间歇式吸附操作。

吸附量是选择吸附剂和设计吸附设备的重要数据。吸附量的大小，决定吸附剂再生周期的长短。吸附量越大，再生周期就越长，从而再生剂的用量及再生费用就越小。

5.5.1.4 活性炭吸附法的优点

- (1) 处理程度高，据有关资料介绍，印染废水用活性炭进行深度处理后，BOD 可降低 90% 以上，TOC 可降到 $\leq 5\text{mg/L}$ 。
- (2) 应用范围广，对废水中绝大多数有机物都有效，包括微生物难于降解的有机物。
- (3) 适应性强，对水量及有机物负荷的变动具有较强的适应性能，可得到稳定的处理效果。
- (4) 粒状炭可进行再生重复使用，被吸附的有机物在再生过程中被烧掉，不产生污泥。

5.5.2 吸附的操作方式

5.5.2.1 活性炭对有机物的吸附特性

活性炭吸附法多用于去除用生物或物理、化学法不能去除的微量呈溶解状态的有机物。印染废水中含各种多环芳烃类有机合成染料、表面活性剂、高分子合成染料等，经物理、生物处理后，残存的溶解性有机物采用活性炭吸附是有效的方法。活性炭吸附有机物的特性，可按以下几种因素进行分析。

(1) 分子结构 芳香族化合物一般比脂肪族化合物容易被吸附。如苯酚的吸附量约为丁醛的2倍，安息酸的吸附量约为乙酸的5倍，染料分子结构所含苯环多，易吸附。

(2) 界面张力（界面活性） 溶于水时，使溶液表面张力显著减少的物质称为界面活性物质。当饱和脂肪酸或乙醇溶于水时，水溶液的界面张力将随添加物碳量的增加，呈几何级数增加。根据吉布斯（Gibbs）的吸附理论，越使溶液界面张力减少的物质越易被吸附。因此，如脂肪酸类的吸附量则按甲酸<乙酸<丙酸<丁酸的顺序增加。印染废水中的表面活性剂含量高，它们均易被吸附。

(3) 溶解度 活性炭是疏水性物质，因此，吸附物质的疏水性越强越易被吸附。脂肪酸的烷基越长，越具疏水性，越难溶于水，吸附性也随之增强。另外，将烷基碳数相等的直链型醇、脂肪酸、酯等物质加以比较也可以发现，溶解度越低则越容易被吸附。染料中疏水性强的易被吸附，如还原染料硫化染料、冰染染料、分散染料等。

(4) 离子性和极性 在有机酸和胺类中，有的溶于水后呈弱酸性或弱碱性。这类弱电解质的有机物，在处于非离解的分子状态时要比离子化状态时的吸附量大。另外，对于葡萄糖、蔗糖等分子内具有羟基而使极性增大的物质，吸附量要少。

(5) 分子量 吸附量与分子量也有关系。分子量越大，吸附性越强。但分子量过大时，在细孔内的扩散速度将会减慢。采用活性炭吸附处理时，相对分子质量在1000以上的物质吸附速度显著变慢，因此，可采用臭氧氧化或生物分解方法，使分子量降到某种程度之后，再进行吸附处理，效果会变好。印染废水经混凝处理后，残存染料分子分子量均较小，不影响吸附。

(6) pH值 将废水的pH值降低到2~3，再进行吸附，通常能增加有机物的去除率，这是因为pH值低时，废水中的有机酸形成离子的比例较小，故吸附量大。

(7) 有机物含量 一般废水中有机物含量增加，吸附量即呈指数函数而增加。

(8) 温度 一般的水处理，温度的影响已小到可以忽略的程度。

(9) 共存物质 有机物的吸附不会受天然水中所含无机离子共存的影响。但有些金属离子如汞、铬酸、铁等在活性炭表面将发生氧化还原反应，生成物沉淀在颗粒内，结果会妨碍有机向颗粒内的扩散。

(10) 接触时间 在进行吸附时，应保证吸附质与吸附剂有一定的接触时间，使吸附接近平衡，充分利用吸附能力。吸附平衡所需时间取决于吸附速度。吸附速度越快，达到吸附平衡所需的时间就越短。

5.5.2.2 吸附设备与工艺流程

常见的吸附设备有固定床和移动床。

(1) 固定床工艺 这是水处理工艺中最常用的一种方式。当废水连续通过填充吸附剂的吸附设备（吸附塔或吸附池）时，废水中的吸附质便被吸附剂吸附。若吸附剂数量足够时，从吸附设备流出的废水中吸附质的浓度可以降低到零。吸附剂使用一段时间后，出水中吸附质的浓度逐渐增加，当增加到某一数值时，应停止通水，将吸附剂进行再生，吸附和再生可在同一设备内交替进行，也可将失效的吸附剂卸出，送到再生设备进行再生。因为这种动态吸附设备中吸附剂在操作中是固定的，所以叫固定床。

固定床根据水流方向又分为升流式和降流式两种，如图5-49所示。降流式固定床的出

水水质较好，但经过吸附层的水头损失较大，特别是处理含悬浮物较高的废水时，为了防止悬浮物堵塞吸附层，需定期进行反冲洗。有时需要在吸附层上部设反冲洗设备。升流式固定床中，可适当提高水流流速、使填充层稍有膨胀（上下层不能互相混合）就可以达到自清的目的。这种方式由于层内水头损失增加较慢，所以运行时间较长。

固定床根据处理水量、原水的水质和处理要求可分为单床式、多床串联式和多床并联式三种。

(2) 移动床工艺 这种操作方式是原水与吸附剂逆流接触，处理水由塔顶流出，再生后的再生剂由塔顶加入。饱和的吸附剂间歇从塔底排出。这种方式可连续进行，适用于较大规模的废水处理。图 5-50 是移动床吸附工艺流程。

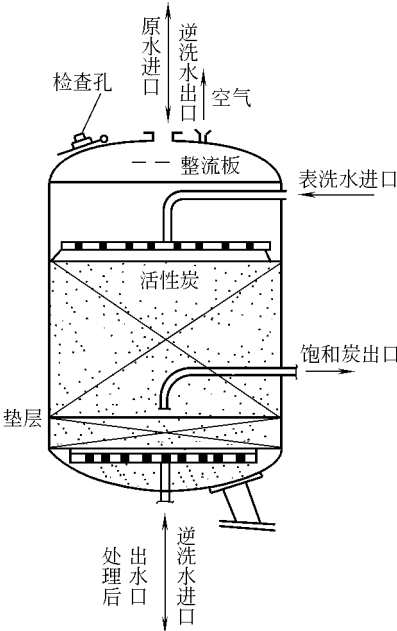


图 5-49 固定床吸附塔构造示意

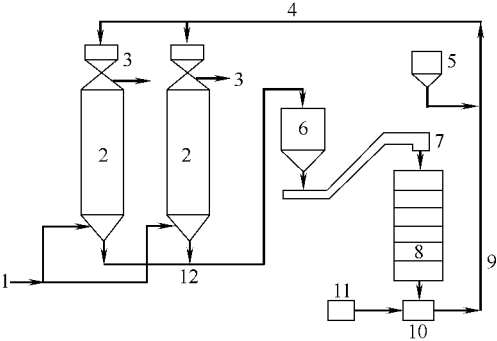


图 5-50 移动床吸附工艺流程

- 1—进水；2—移动床；3—出水；4—输炭管；
5—新炭贮槽；6—饱和炭贮槽；7—脱水格网；
8—再生炉；9—再生炭；10—再生炭贮槽；
11—空压机；12—饱和炭

5.5.2.3 穿透曲线

以通水时间 t （或出水量 Q ）为横坐标，以出水中吸附质浓度 c 为纵坐标做如图 5-51 所示的曲线。这条曲线称穿透曲线。图中 a 点称穿透点， b 点为吸附终点。在从 a 到 b 这段时间 Δt 内，吸附带所移动的距离即为吸附带长度。一般 c_b 取 $(0.9 \sim 0.95)c_0$ ， c_a 取 $(0.05 \sim 0.1)c_0$ 或根据排放要求确定。

图 5-52 所示为多柱串联穿透曲线。其中曲线 1、2、3、4、5 分别为 I、II、III、IV、V 柱穿透的曲线，曲线 6 为 I 柱再生后运行第二次穿透的曲线。所谓达到稳定状态是指各柱的吸附量相等时的运行状态。图中面积 A 为第一柱的吸附总量（kg）。曲线 1 和 2 所包围的面积 B 为第二个吸附的吸附总量（kg）。曲线 2 和 3 所包围的面积 C 为第三个吸附柱的吸附总量（kg）。当 $A=B=C$ 时，吸附操作便达到稳定状态。

从穿透曲线可知，吸附柱出水浓度达到 c_a 时，吸附带并未完全饱和。如继续通水，尽管出水浓度不断增加，但仍能吸附相当数量的吸附质，直到出水浓度等于原水浓度 c_0 为止。这部分吸附容量的利用问题，一般可采用多床串联操作或升流式移动床操作。

图 5-53 为炭层高度（ h ）与吸附质泄漏浓度（ c ）的曲线。根据图中曲线，可计算下面三个参数。

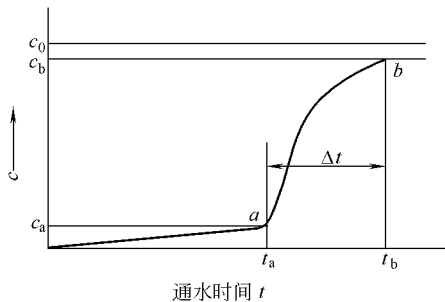


图 5-51 穿透曲线

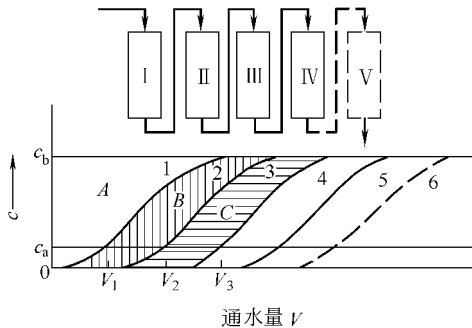


图 5-52 多柱串联穿透曲线

每个炭柱的通水量 V_b (L)

$$V_b = \frac{A}{c_b} \tag{5-56}$$

式中， A 为每个炭柱的吸附量 (mg)； c_b 为吸附终点吸附质浓度 (mg/L)。

炭床通水倍数 W (L/g 或 m^3/kg)

$$W = \frac{V_b}{G} \tag{5-57}$$

式中， G 为每个炭床填充的炭质量 (kg 或 g)。

空塔流速 v (m/min)

$$v = \frac{h_a}{T_a} \tag{5-58}$$

式中， h_a 为出水浓度为 c_a 所需炭层厚度 (m)； T_a 为相应出水浓度 c_a 的接触时间 (min)。

5.5.3 活性炭吸附塔的设计

单个炭柱面积

$$f = \frac{Q}{nv} \tag{5-59}$$

式中， Q 为废水设计流量 (m^3/h)； v 为空塔流速 (m/h)； n 为炭柱个数。

炭床直径 D (m)

$$D = \sqrt{\frac{4f}{\pi}} \tag{5-60}$$

炭床内炭层高度 h (m)

$$h = vT \tag{5-61}$$

式中， T 为接触时间 (h)。

每个炭床容积 V_1 (m^3)

$$V_1 = fh \tag{5-62}$$

每个炭床充炭量 G (kg)

$$G = V_1 \gamma \tag{5-63}$$

式中， γ 为活性炭填充密度 (kg/m^3)。

每天用炭量 g_0 (kg/d)

$$g_0 = \frac{24Q}{W} \tag{5-64}$$

式中， W 为通水倍数 (m^3/kg)。

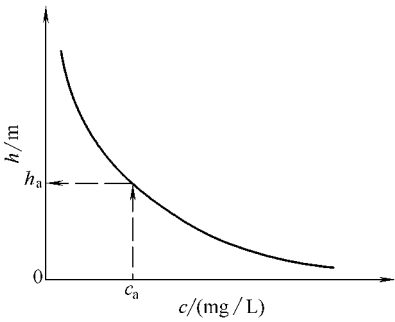


图 5-53 炭层高度 (h) 与吸附质泄漏浓度 (c) 的曲线

每天所需补充新炭量 g_1 (kg/d)

$$g_1 = g_0 \eta \quad (5-65)$$

式中, η 为活性炭再生损失率 (%), 一般为 5%。

炭层水头损失 h_f (m)

$$h_f = \frac{36K\nu v(1-\epsilon)^2 h}{g\epsilon^3 \phi^2} \quad (5-66)$$

式中, K 为系数, 对降流式炭床, $K=5$; g 为重力加速度 (cm/s^2); ν 为水的运动黏滞系数 (cm^2/s); v 为空塔流速 (cm/s); ϵ 为炭床孔隙率; ϕ 为粒状炭平均粒径 (cm); h 为炭层高度 (m); h_f 为炭层水头损失 (m), 即炭层上面所需最小水深。

【例 5-4】某印染废水拟用活性炭进行三级处理, 废水量为 $1200\text{m}^3/\text{d}$, 进水 COD 为 50mg/L , 出水 COD 要求小于 10mg/L 。根据固定床试验装置的试验结果, 设计参数采用下列标准。

设计水量 $Q=1200\text{m}^3/\text{d}=50\text{m}^3/\text{h}$, 空塔流速 $v=5\text{m/h}$, 接触时间 $T=54\text{min}=0.9\text{h}$, 通水倍数 $W=5.0\text{m}^3/\text{kg}$, 填充密度 $\gamma=490\text{kg}/\text{m}^3$, 粒状炭平均粒径 $\phi=1.5\text{mm}$, 炭层孔隙率 $\epsilon=32\%=0.32$, 再生损失率 $\eta=5\%$, 反冲强度 $q=10\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ (确定反冲洗水量), 反冲膨胀度 $L_0=25\%\sim 30\%$ (确定反冲洗水排出高度)。

$$(1) \text{炭床总面积 } F = \frac{Q}{v} = \frac{50}{5} = 10\text{m}^2$$

$$(2) \text{每组炭床面积 } f = \frac{F}{n} = \frac{10}{2} = 5\text{m}^2 [n=2 \text{ (2组)}]$$

$$(3) \text{炭床直径 } D = \sqrt{\frac{4f}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 5}{\pi}} = 2.52\text{m}, \text{取 } D=2.5\text{m}$$

$$(4) \text{炭层高度 } h = vT = 5 \times 0.9 = 4.5\text{m}$$

每组采用三床串联, 每床炭层高 1.5m 。

$$(5) \text{每组炭床容积 } V_1 = fh = \frac{1}{4}\pi D^2 h = \frac{1}{4}\pi \times 2.5^2 \times 4.5 = 22.09\text{m}^3$$

$$(6) \text{每组首次装炭量 } G = V_1 \gamma = 22.09 \times 490 = 10824\text{kg}$$

$$(7) \text{每组炭层饱和所需时间 } T_b$$

$$\textcircled{1} \text{每组炭床累积出水量 } V_b = GW = 10824 \times 5.0 = 54120\text{m}^3$$

$$\textcircled{2} \text{每组炭层饱和时间 } T_b = \frac{V_b}{\frac{1}{2}Q} = \frac{54120}{0.5 \times 50} = 2168.4\text{h} = 90.2\text{d}$$

$$(8) \text{每年需补充新炭量 } G$$

$$\textcircled{1} \text{一年每组炭床运行时间按 } 365\text{d} \text{ 计。}$$

$$\textcircled{2} \text{一年内每组炭床饱和炭再生次数 } m = \frac{365}{90.2} = 4.05 = 4 \text{ 次}$$

$$\textcircled{3} \text{每年每组炭床饱和炭再生损失 } G_1 = Gm\eta = 10824 \times 4 \times 0.05 = 2164.8\text{kg}$$

$$\textcircled{4} \text{每年炭的总耗量或所需补充新炭量 } G_0 = 2G_1 = 2 \times 2164.8 = 4329.6\text{kg} \approx 4.4\text{t}$$

(9) 每个炭床上最小水深 h_f $K=5$, $v=5\text{m/h}=0.139\text{cm/s}$, $t=30^\circ\text{C}$, $\nu=0.013\text{cm}^2/\text{s}$, $g=981\text{cm/s}^2$, $\epsilon=0.32$, $\phi=1.5\text{mm}=0.15\text{cm}$, $h=1.5\text{m}$, 故

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{36K\nu v(1-\epsilon)^2 h}{g\epsilon^3 \phi^2} \\ &= \frac{36 \times 5 \times 0.013 \times 0.139 \times (1-0.32)^2 \times 1.5}{981 \times 0.32^3 \times 0.15^2} = 0.312\text{m} \end{aligned}$$

清洁炭层的水头损失不大, 但随着吸附的进程, 炭层孔隙被水中悬浮物所堵, 使水头损

失不断增加，即炭层上水面不断上升。因此在设计时，炭层上水深不宜小于 1m，当水头损失超过规定水深时，就必须进行反冲洗。

(10) 炭床总高度 H (m)

$$H=h_1+h_2+h_3+h_4+h_5$$

式中， h_1 为保护高 (m)， $h_1=0.5\text{m}$ ； h_2 为炭层上水深 (m)， $h_2\geqslant 1\text{m}$ ； h_3 为炭层高度 (m)， $h_3=1.5\text{m}$ ； h_4 为承托层高度 (m)， $h_4=0.4\text{m}$ ； h_5 为反冲洗布水高度 (m)， $h_5=0.4\sim 0.5\text{m}$ 。

$$H=0.5+1.0+1.5+0.4+0.5=3.9\text{m}$$

5.5.4 活性炭纤维与活性炭的吸附特性

活性炭纤维 (activated carbon fiber，简称 ACF) 是一种新型吸附材料，它与活性炭 (AC) 的主要物性指标比较见表 5-20。

表 5-20 ACF 与 AC 的主要物性指标比较

项目	纤维或颗粒直径/ μm	比表面积/ (m^2/g)	外表面积/ (m^2/g)	平均孔径/ nm	填充密度/ (g/cm^2)	微孔比容积/ (cm^3/g)
ACF	10~15	1000~1500	0.2~0.7	1~2.5	0.05~0.10	0.6~0.7
AC	1000~3000	500~1200	<0.001	300~400	0.35~0.55	0.2~0.4

ACF 和 AC 在物性上的差异主要有以下几方面。

(1) ACF 孔结构中纤维间的空隙有吸附扩散作用。其微孔全位于表面，孔径小，可产生毛细管凝聚作用，增强了吸附效果。

(2) ACF 吸附容量大。吸附过程主要为纤维表面微孔吸附，吸附层很薄，因而吸附速度较 AC 快。

(3) ACF 表面含有大量的含氧官能团，如—OH， >C=O ，—COOH，—OC_{*n*}H_{*2n+1*}，还有 C—N 键，N—N 键等，使其比一般的 AC 更易与极性吸附质分子形成氢键；同时它还能对苯环中的 π 电子产生诱导力，所以对含氧、氯、芳香环等的水溶性有机物具有很好的吸附能力。AC 为疏水非极性吸附剂，它较为适宜于处理溶解性差非极性的疏水物质。

5.5.4.1 ACF 及 AC 的吸附等温线

为了研究 ACF 和 AC 的吸附规律，根据吸附数据用线性回归的方法求得吸附等温式。试验废水为用商品染料 (分散黄 RGFL) 配制的废水，浓度为 50mg/L。因此可得 ACF 的吸附等温线公式为

$$\frac{x}{M}=Kc^{\frac{1}{n}}=10^{-2.328}\times c^{1.191}=4.70\times 10^{-3}\times c^{1.191}\tag{5-67}$$

AC 的吸附等温线公式为

$$\frac{x}{M}=Kc^{\frac{1}{n}}=10^{-3.978}\times c^{1.653}=1.05\times 10^{-4}\times c^{1.653}\tag{5-68}$$

5.5.4.2 吸附容量

根据式 (5-67)、式 (5-68) 分别做 ACF 和 AC 的吸附等温线，如图 5-54 所示，此时 x/M 与 c 为线性关系，表示处于 Freundlich 公式的低质量浓度段。由图可以看出，在所测定平衡质量浓度下，ACF 的吸附容量 x/M 都远大于 AC 的吸附容量。

根据测试数据计算出平衡质量浓度 c 及 ACF 和 AC 在 c 时的 x/M 值，列于表 5-21 中。由表可见，在同样的出水质量浓度下，ACF 的吸附容量是 AC 吸附容量的 7.5~15 倍左右。

表 5-21 ACF 和 AC 吸附容量比较

去除率/%	吸附后 COD 质量 浓度 c /(mg/L)	吸附容量 (x/M) /(mg/mg)		去除率/%	吸附后 COD 质量 浓度 c /(mg/L)	吸附容量 (x/M) /(mg/mg)	
		ACF	AC			ACF	AC
60	47.40	0.465	0.062	80	23.70	0.204	0.020
70	35.55	0.330	0.038	90	11.85	0.089	0.006

注：原废水 COD 质量浓度 $c_0=118.5\text{mg/L}$ 。

5.5.4.3 动态吸附的穿透曲线比较

试验废水同上，控制相同的过流流速和接触时间，以色度作为监测指标，对 ACF 和 AC 做动态吸附试验，比较两者的穿透曲线、通水时间和通水倍数。试验条件如下：过流流速 3.6m/h，接触时间 8.33min，吸附层高 0.5m，吸附剂质量分别为 30g（ACF）和 160g（AC）。试验结果见图 5-55。

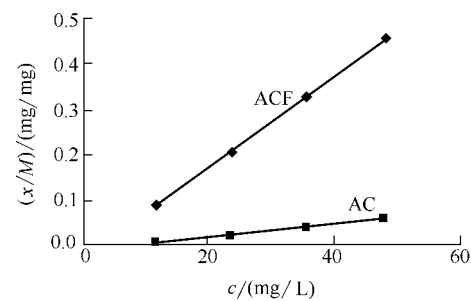


图 5-54 ACF 和 AC 的吸附等温线

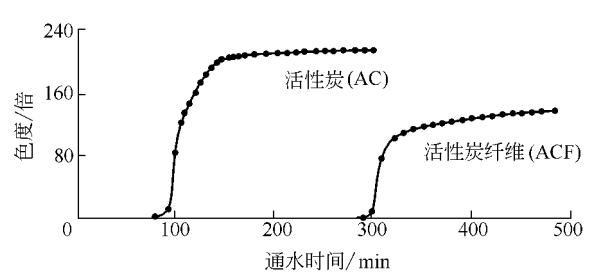


图 5-55 ACF 和 AC 动态吸附对比穿透曲线
(进水色度为 236 倍)

由图 5-55 可知，ACF 达到穿透点的通水时间（300min=4.8h）是 AC（90min=1.5h）的 3.2 倍；ACF 的通水倍数（384L/kg）是 AC（22.5L/kg）的 17 倍。值得注意的是，ACF 的耗竭期较长，且最终出水色度与进水色度线平行而仅为进水色度的 3/4 左右，这可能是由于 ACF 达到吸附饱和后仍能以物理吸附力去除部分色度物质。

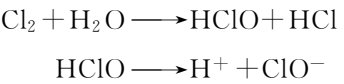
由以上分析可认为，ACF 对染料物质的吸附特点表现为单分子吸附，吸附作用力为以化学吸附为主，它表现为可以以化学键力选择性的吸附部分染料分子。

5.6 废水的消毒

废水消毒的主要方法是向废水投加消毒剂。目前用于废水消毒的消毒剂有液氯、臭氧、次氯酸钠、紫外线等。消毒药剂都具有氧化作用，对印染废水而言，消毒同时具有脱色作用。

5.6.1 液氯消毒

关于液氯消毒的原理，一般认为主要是次氯酸（HClO）起作用。



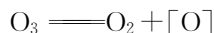
HClO 是中性小分子，易于扩散到带负电的细菌表面，并穿透细菌的细胞壁进入细菌内部，能氧化和破坏细菌的酶各级系统而杀菌。ClO⁻ 虽亦具有杀菌能力，但是带有负电，较难接近带负电的细菌表面，杀菌能力比 HClO 差。在低 pH 值及低温条件下 HClO 在水中的

离解率低,即低 pH 值及低温时氯溶于水主要以 HClO 形态存在,因而 pH 值及温度偏低时液氯杀菌效果好。试验表明,当 $\text{pH} > 9$ 时, ClO^- 接近 100%; $\text{pH} < 6$ 时, HClO 接近 100%。当 $\text{pH} = 7.54$ 时, HClO 和 ClO^- 大致相等。除水温、pH 值外,液氯消毒的效果还与接触时间、混合程度、废水浊度为所含干扰物质、有效氯浓度等有关,具体操作条件可参考相关设计手册。

液氯消毒的工艺流程见图 5-56。加氯量应经试验确定。

5.6.2 臭氧消毒

臭氧由 3 个氧原子组成,在常温常压下为无色气体,有异臭。臭氧极不稳定,分解时产生初生态氧 $[\text{O}]$ 。



$[\text{O}]$ 具有极强的氧化能力,是氟以外的最活泼的氧化剂,对具有顽强抵抗力的微生物如病毒、芽孢等都有强大的杀伤力。 $[\text{O}]$ 除具有强的杀伤力外,还具有很强的渗入细胞壁的能力,从而破坏细菌有机体链状结构,导致细菌的死亡。

臭氧消毒的工艺流程见图 5-57。

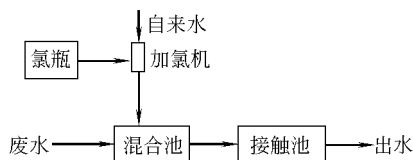


图 5-56 液氯消毒工艺流程

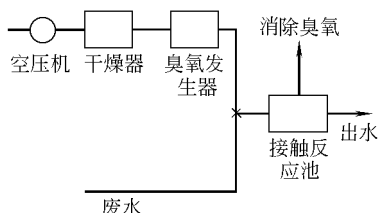


图 5-57 臭氧消毒工艺流程

臭氧在水中的溶解度仅 10mg/L ,因此通入废水中的臭氧往往不可能全部被利用,为了提高臭氧的利用率,接触反应池最好建成水深为 $5\sim 6\text{m}$ 的深水池,或建成封闭的几格串联的接触池,设有管式或板式微孔扩散器散布臭氧。扩散器用陶瓷或聚氯乙烯微孔塑料或不锈钢制成。臭氧消毒迅速,接触时间可采用 15min 。能够维持的剩余臭氧量为 0.4mg/L 。接触池排出的剩余臭氧具有腐蚀性,因此需进行消除处理。臭氧不能贮存,需现场边发生边使用。

5.6.3 次氯酸钠消毒

次氯酸钠 (NaClO) 可用 NaClO 发生器制备,以海水或食盐水的电解液电解产生。



NaClO 的消毒与液氯相同,即也是依靠 HClO 的作用。在水中加入 NaClO 时, NaClO 水解形成 HClO 。



NaClO 水解比游离氯进行得慢,即形成 HClO 的速度比较慢,因而接触消毒需适当延长时问。由于 NaClO 易分解,故通常采用 NaClO 发生器现场制取,就地投加,不宜贮运。 NaClO 发生器有成品出售,从 NaClO 发生器产生的 HClO 可直接注入废水,进行接触消毒,制作成本就是食盐和电耗费用。 NaClO 消毒通常用于小型水厂。

5.6.4 紫外线消毒

水银灯发出的紫外线,能穿透细胞壁并与细胞质反应而达到消毒的目的。波长为 $2500\sim 3600\text{\AA}$ ^① 的紫外线杀菌能力最强。因为紫外线需照透水层才能起消毒作用,故废水中的悬浮物、浊度、有机物和氨氮都会干扰紫外线的传播,影响处理水水质。光传播系数越高,紫外

① $1\text{\AA} = 10^{-10}\text{m}$ 。

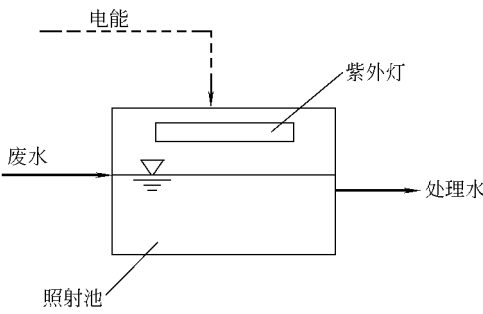


图 5-58 紫外线消毒工艺流程

消毒的效果也越好。

紫外线消毒的工艺流程见图 5-58。紫外线光源是高压石英水银灯，杀菌设备主要有两种：浸水式和水面式。浸水式是把石英灯管置于水中，此法的特点是紫外线利用率较高，杀菌效能好，但设备的构造较复杂。水面式的构造简单，但由于反光罩吸收紫外线以及光线散射，杀菌效果不如前者。紫外线消毒的照射强度为 $0.19 \sim 0.25 \text{ W} \cdot \text{s}/\text{cm}^2$ ，废水层深度为 $0.65 \sim 1.0 \text{ m}$ 。

紫外线消毒与液氯消毒比较，具有如下优点。（1）消毒速度快，效率高。据试验结果证

实，经紫外线照射几十秒即能杀菌。一般大肠杆菌的平均去除率可达 98%，细菌总数的平均去除率为 96.6%。此外还能去除液氯法难以杀死的芽孢与病毒。（2）不影响水的物理性质和化学成分，不增加水的臭和味。（3）操作简单，便于管理，易于实现自动化。

紫外线消毒的缺点是：不能解决消毒后在管网中再污染问题，电耗较大，水中悬浮杂质妨碍光线透射等。

第 6 章 印染废水的生物处理方法

6.1 生物处理原理

自然界存在种类繁多的微生物，它们具有把有机物氧化为无机物的巨大功能。废水生物处理即利用微生物的这一特点，创造适宜的生存环境与条件，使微生物以废水中有机物为食料，氧化分解为无机物，废水得到净化。

微生物分类见图 6-1。其中腐生类异养微生物是细菌的大部分，在自然界物质转化中起着决定作用。废水中有机物的降解主要依靠这类微生物。有机物的降解过程，同时是微生物的生长繁殖过程。废水生物处理的实质是水中溶解性或胶态有机物转变成为微生物机体和代谢产物 CO_2 、 H_2O 等，其代谢过程为：微生物首先在细胞体外将大分子有机物如碳水化合物、蛋白质和脂肪等进行水解，使它们转化为小分子的简单化合物，然后把它们吸入细胞体内进行氧化分解，从中获取能量，并将分解代谢产生的废物如 CO_2 、 H_2O 等排出体外。

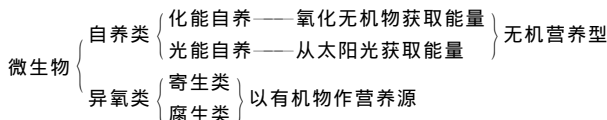


图 6-1 微生物分类

微生物在有氧和无氧条件下均能完成代谢作用。微生物代谢过程可分为有氧呼吸和无氧呼吸。好氧微生物能利用水中溶解氧进行呼吸，即有氧呼吸；厌氧微生物利用水中氧化性物质完成代谢，为无氧呼吸。以这两种微生物为主体完成废水生物处理过程分别称好氧生物处理与厌氧生物处理。

6.1.1 厌氧生物处理原理

废水的厌氧生物处理是指在没有游离氧的情况下，以厌氧微生物为主对有机物进行降解的一种处理方法。在厌氧生物处理过程中，复杂的有机化合物被降解，转化为简单、稳定的化合物，同时释放能量。其中，大部能量以甲烷（ CH_4 ）的形式出现，这是一种可燃气体，可利用，仅少量有机物被转化而合成为新的细胞组成部分，故厌氧法相对好氧法来讲，污泥增长率小得多。

有机物的厌氧分解是涉及多种微生物生理类群的生物化学反应。依据微生物生理类群的代谢差异，可把有机物厌氧分解（或称厌氧消化）的全过程分为三个阶段。第一阶段为水解发酵阶段，微生物使碳水化合物、蛋白质、脂肪转化为单糖、氨基酸、脂肪酸、 CO_2 、 H_2 等；第二阶段为产氢产乙酸阶段；第三阶段为甲烷化阶段。有机物厌氧

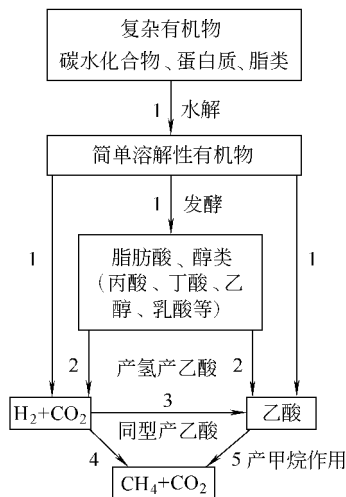


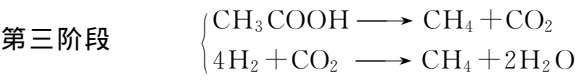
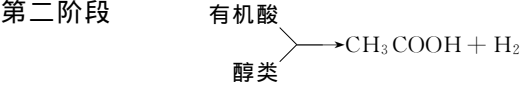
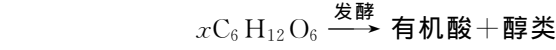
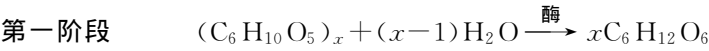
图 6-2 有机物厌氧消化全过程

1—发酵细菌；2—产氢产乙酸细菌；3—同型产乙酸菌；4—利用 H_2 和 CO_2 的产甲烷菌；5—分解乙酸的产甲烷菌

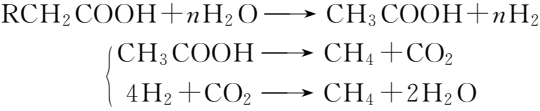
消化全过程如图 6-2 所示。

图 6-2 中各阶段的主要反应如下。

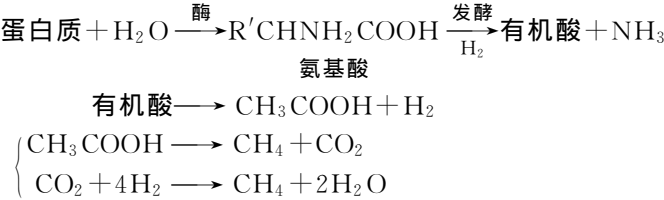
(1) 碳水化合物 包括纤维素、半纤维素和淀粉等，属多糖类，通式以 $(C_6H_{10}O_5)_x$ 表示。这是生活污水和某些工业废水中很常见的一类有机物，其消化过程如下。



(2) 脂类和油类



(3) 蛋白质



如果厌氧消化过程彻底，最终产物均为 CH_4 、 CO_2 及 NH_3 (NH_4HCO_3)。废水厌氧生物处理过程如图 6-3 所示，它的特点是：不需另加氧源，运行费省；可产生能源（甲烷），剩余污泥量少。但厌氧处理速度慢、时间长、反应器容积大；为提高反应速度需升温耗能。厌氧生物处理适于处理高浓度 ($COD > 2000mg/L$) 废水。印染废水中退浆废水 COD 高，且难生物降解，宜采用厌氧法处理，尤其是退浆废水能单独引出时，应优先采用厌氧技术。

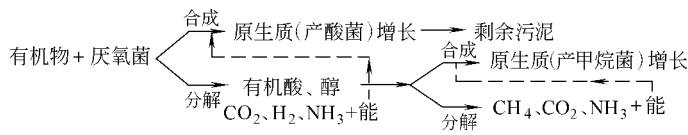


图 6-3 废水厌氧生物处理过程示意

6.1.2 好氧生物处理原理

废水的好氧生物处理（见图 6-4）是一种在有氧条件下，以好氧微生物为主，使有机物降解的处理方法。废水中存在的各种有机物，主要以胶体状、溶解态的有机物为主，作为微生物的营养源。这些有机物质经过一系列的生化反应，逐级释放能量，最终以无机物质稳定下来，达到无害化。

由图可见，有机物被微生物摄取之后，通过代谢活动，有机物一方面被分解、稳定，并提供微生物生命活动所需的能量；另一方面被转化，合成为新的原生质（或称细胞质）的组成部分，使微生物自身生长繁殖，废水生物处理中的活性污泥或生物膜的增长部分，通常称

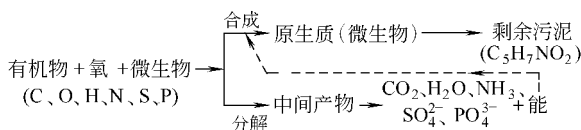


图 6-4 废水好氧生物处理过程示意

剩余活性污泥或生物膜，在废水处理过程中，应予以排出及进一步处置。

在水处理过程中，微生物是以活性污泥和生物膜的形式存在并起作用的。所谓活性污泥，就是由细菌、真菌、原生动物等微生物与悬浮物质、胶体物质混杂在一起形成的具有很强吸附分解有机物能力的絮状体颗粒。生物膜其实就是附着在填料上呈薄膜状的活性污泥。

活性污泥因具有以下几个主要特性，而使它具有净化废水的作用。

(1) 具有很强的吸附能力。活性污泥的初期吸附作用可去除多达 85%~90% 的 BOD。废水中的铁、铜、铅、镍、锌等金属离子，有一部分也能被活性污泥通过吸附去除。

(2) 具有很强的分解、氧化有机物的能力。被活性污泥吸附的大分子有机物质，在微生物细胞分泌的胞外酶的作用下，变成小分子的可溶性的有机物质，然后透过细胞膜进入微生物细胞，这些被吸收的营养物质，再由胞内酶的作用，经过一系列生化途径，氧化为无机物并放出能量，这就是微生物的异化作用。与此同时，微生物利用氧化过程中产生的一些中间产物和呼吸作用释放的能量来合成细胞物质，这就是微生物的同化作用。在此过程中微生物不断生长繁殖，有机物也就不断地被氧化分解。

(3) 活性污泥还具有好的沉降性能，这是它具有絮状结构的缘故。正是由于这一性能，才使处理水比较容易地与污泥分开，最终达到废水净化的目的。

废水经好氧生物处理后，其中一部分有机物被氧化分解成无机物，另一部分有机物被合成为细菌细胞。细菌颗粒较大，具有良好的凝聚性能，可以絮凝成更大的絮状体，并借助沉淀法或气浮法从经处理后的废水中去除。

6.2 厌氧生物处理技术

20 世纪 70 年代以来，世界各国将开发新能源与发展高效节能的废水处理工艺相结合，由此涌现出一批以提高厌氧微生物浓度和停留时间 (SRT)、缩短水力停留时间 (HRT) 为目标的新型反应器，即所谓的第二代废水厌氧处理反应器。其中典型的代表有：上流式厌氧污泥床反应器 (UASB, Lettinga, 1979)，厌氧附着膜膨胀床 (AAFEb, Jewell, 1980)，厌氧生物滤池 (AF, Young & Mc Carty, 1972) 等。第二代厌氧反应器具有如下优点：具有相当高的有机负荷和水力负荷，因而反应器的容器比传统装置减少 90% 以上；在低温、冲击负荷、存在抑制物等不利条件下仍具有很高的稳定性；反应器建造简单，结构紧凑，从而投资小，占地面积少，适合于各种规模，并可作为运行单元被结合在整体的处理技术中；处理低浓度废水的效率较高，具有与好氧处理竞争的能力；通常几乎不需操作和管理费用，是能源净生产过程。

对于浓度不高而其中有机物结构复杂、难以生化的废水，处理的目的主要不是降低 COD，而是提高可生化性 (B/C 比)。为避免较长的反应时间和较大的反应池容积，采用简单的操作条件，利用厌氧过程的第一、第二阶段的水解酸化反应，来完成废水的初步处理。这是印染废水目前常用的厌氧处理技术之一。

本节着重介绍 UASB、AF 及水解酸化反应器工艺。

6.2.1 厌氧消化反应动力学及其影响因素

厌氧条件下，有机物降解遵循一级反应动力学规律为

$$-\frac{dS}{dt} = \frac{kSX}{K_S + S} \quad (6-1)$$

$$\frac{dX}{dt} = Y \left(-\frac{dS}{dt} \right) - bX \quad (6-2)$$

式中, $-\frac{dS}{dt}$ 为有机物去除速率; k 为单位质量有机物最大利用速率; S 为有机物浓度; K_S 为生长速率, 等于最大生长速率一半时的有机物浓度; X 为污泥 (微生物) 浓度; Y 为污泥 (微生物) 产率; b 为污泥 (微生物) 内源呼吸速率系数。

式 (6-1) 与式 (6-2) 合并得

$$\frac{dX}{X dt} = \mu = \frac{YkS}{K_S + S} - b \quad (6-3)$$

式中, μ 为污泥 (微生物) 净比增长速率。

污泥净比增长速率 μ 与污泥龄 θ_c 间存在如下关系。

$$\mu = \frac{1}{\theta_c} = \frac{YkS}{K_S + S} - b \quad (6-4)$$

有

$$S = \frac{K_S(1 + b\theta_c)}{\theta_c(Yk - b)}^{-1} \quad (6-5)$$

厌氧消化的影响因素主要有温度、污泥龄、有机负荷、配水与混合条件、营养条件、酸碱度、有毒物质等。

(1) 温度 厌氧消化有中温条件 (30~35℃) 和高温条件 (50~53℃)。高温消化可加快反应速度, 从而提高有机负荷, 但需外加热源以提高温度。

(2) 污泥龄 有机物降解程度取决于污泥龄而不取决于进水有机物浓度, 要达到甲烷化阶段, 由于产甲烷菌增殖较慢, 需要尽可能长的污泥龄。

(3) 有机负荷 厌氧消化有机负荷均有一限值, 超过这一限值有机物降解效果变差。

(4) 配水与混合条件 厌氧处理系统要求进水与污泥之间有良好的接触, 因此进水必须均匀分布。混合可提高上升流速或出水回流, 这样可防止短流。甲烷发酵仅依靠产生的沼气 (CH₄) 来维持混合搅拌是不可靠的。

(5) 营养条件 与其他微生物生长条件一样需维持合适的 C/N 比 (例如 10/1~20/1), 如 C/N 比太高, 细胞氮量不足, 消化液缓冲能力降低, pH 值易降低, 影响甲烷化过程。对水解酸化则 C/N 比的限制可以适当放宽。

(6) 酸碱度 水解酸化菌对 pH 值的适应范围为 5~6.5, 产甲烷菌适宜 pH 值为 6.6~7.5。由于厌氧消化过程中产生的 NH₃ 及 CO₂ 形成 CO₃²⁻ 及 NH₄⁺, 具有缓冲作用, 通常有一定的酸碱调节功能, 当超过一定的 pH 值时, 应优先保证产甲烷菌需要的酸碱条件。

(7) 有毒物质 重金属对酶有毒害作用, 因此有一定的限值。

6.2.2 水解酸化反应池

水解酸化是利用水解酸化发酵菌在微氧条件下完成有机物降解的过程, 由于对水中溶解氧 (DO) 及温度控制条件不十分严格 (DO<0.2~0.3mg/L, 温度>5~10℃), 操作管理较方便, 在废水有机物浓度不十分高的情况下, 应用相当广泛。印染废水常见 COD 800~1200mg/L, B/C 比 0.10~0.25。由于相当部分染料及表面活性剂物质结构复杂, 难生物降解, 采用水解酸化方法除可去除一部分 COD, 以减轻后续好氧处理的负荷外, 还可利用水解酸化菌的酶解作用, 打开高分子物质的链节或苯环, 使之成为较易生物降解的小分子物质, 甚至酸化成为挥发性有机酸 (VFA)、醇类等物质。

水解酸化池的工艺类型可分为泥法和膜法。泥法是在池内培养一定浓度的以水解酸化菌为主的活性污泥,为使污泥与进水广泛接触,池内应设水下潜水搅拌机,使沉下的污泥悬浮起来。膜法是在池内悬挂各类填料,使水解酸化菌成为生物膜在填料上生长,水流通过填料时,生物膜即吸附水中有机物完成生物反应。水解酸化池的工艺结构如图 6-5。

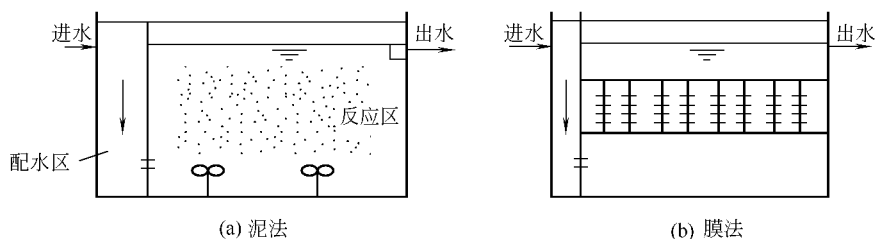


图 6-5 水解酸化池的工艺结构

水解酸化池的工艺参数如下。

池深 H : 应大于 $5.5\sim 6\text{m}$, 有差时可适当减小。

容积负荷: $N_V=2\sim 2.5\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

水力停留时间: $\text{HRT}=6\sim 8\text{h}$; 当印染废水浓度 $>1000\text{mg/L}$ 时可适当延长。

污泥浓度: $\text{MLSS}=10\sim 20\text{g/L}$; 膜法尚可适当提高。

溶解氧: $\text{DO}<0.2\sim 0.3\text{mg/L}$; 当用氧化还原电位 (ORP) 控制时 $\text{ORP}=-50\sim +20\text{mV}$ 。

pH 值: $5.5\sim 6.5$ 。

水温: 尽可能高, 大于 25°C 时效果较好。

配水: 由配水区进入反应区的配水孔流速 $v=0.20\sim 0.23\text{m/s}$; v 不宜太小, 以免配水不均匀。

【例 6-1】印染废水 $\text{COD}=1200\text{mg/L}$, B/C 比 $=0.15$, $Q=3600\text{m}^3/\text{d}$, 拟采用水解酸化法进行预处理, 试设计水解酸化池的主要尺寸。

解: 取容积负荷 $N_V=2.2\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$

池容 $V=\frac{SQ}{N_V}=\frac{1.2\times 3600}{2.2}=1963\text{m}^3$, 取 2000m^3

分两大格, 每格尺寸 (长 $\times$ 宽 $\times$ 深) 为 $30\text{m}\times 6\text{m}\times 6\text{m}$ (有效水深 5.5m)。为防止短路, 每大格分 3 小格, 即 $10\text{m}\times 6\text{m}\times 6\text{m}$ 。

复核 $\text{HRT}=\frac{V}{Q}=\frac{2000}{3600}\times 24=13.3\text{h}$

填料容积 $V'=\frac{2}{3}V=2000\times \frac{2}{3}=1340\text{m}^3$

膜法水解酸化池底部仍可能积泥, 可按每立方米池容 10W 功率配备潜水搅拌机, 共分 6 小格, 选用 6 台潜水搅拌机。

单台功率 $N=\frac{10\times 6\times 5.5\times 10}{1000}=3.3\text{kW}$

配水孔总面积 $A=\frac{3600}{24\times 2\times 3600\times 0.2}=0.105\text{m}^2$

每大池宽 6m , 取 $n=30$ 孔 (孔间距 20cm), 单孔直径 d 为

$$d=\sqrt{\frac{4A}{n\pi}}=\sqrt{\frac{4\times 0.105}{30\times 3.14}}\approx 0.067\text{m}, \text{取 } 65\text{mm}$$

出水有机物浓度 S 可按式 (6-5) 估算。

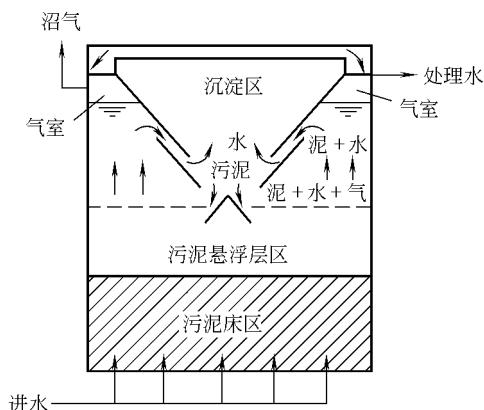


图 6-6 UASB 工作原理示意

6.2.3 升流式厌氧污泥床反应器

6.2.3.1 工作原理及工艺特点

升流式厌氧污泥床反应器（UASB）如图 6-6 所示。其主体部分是一个无填料的空容器，分为反应区和沉降区两部分。反应区根据污泥的分布情况又可分为污泥悬浮层区和污泥床区。污泥床主要由沉淀和凝聚性能良好的厌氧污泥组成，浓度可达 $50 \sim 100 \text{gSS/L}$ 或更高。污泥悬浮层主要靠反应过程中产生的气体的上升搅拌作用形成，污泥浓度较低，一般在 $5 \sim 40 \text{gSS/L}$ 范围内。UASB 装置的最大特点在于其上部设置了一个专用的三相分离器。

当反应器运行时，废水以一定流速从底部布水系统进入反应器，通过污泥床向上流动，料液与污泥中的微生物得以充分接触并进行生物降解，生成沼气，沼气以微小气泡的形式不断放出。微小气泡在上升过程中将污泥托起，即使在较低负荷下也能看到污泥床有明显膨胀。随着产气量增加，这种搅拌混合作用加强，减少了污泥中夹带的气体释放的阻力，气体便从污泥床内突发性逸出，引起污泥床表面略呈沸腾流化状态。沉淀性能不太好的污泥粒或絮体在气体的搅动下，于反应器上部形成悬浮污泥层。气、水、泥混合液上升至三相分离器内，沼气在上升过程中碰到反射板受偏折，穿过水层进入气室，由导管排出反应器。脱气后的混合液进入上部静置的沉淀区，在重力作用下，进一步进行固、液分离，沉降下的污泥通过斜壁返回至反应区内，使反应区内积累大量微生物，澄清的处理水从沉淀区溢流排出。由于在 UASB 反应器中能培养得到一种沉降性好、活性高的颗粒厌氧污泥，因而具有与其他类型的厌氧反应器相比较的一系列优点，其中包括：（1）污泥床内生物量多，折合浓度计算可达 $20 \sim 30 \text{g/L}$ ；（2）容积负荷率高，在中温发酵条件下，一般可达 $6 \sim 8 \text{kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 左右，废水在反应器内的水力停留时间较短，因此所需池容大大缩小；（3）设备简单，运行方便，无需设沉淀池和污泥回流装置，不需充填填料，也不需在反应区内设机械搅拌装置，造价相对较低，便于管理，而且不存在堵塞问题。

6.2.3.2 UASB 颗粒污泥的培养

UASB 颗粒污泥的培养是运行成败的关键。颗粒污泥培养的影响因素主要有：（1）温度，以中温或高温为宜；（2）接种污泥的质量与数量，可以以絮状的消化污泥或活性污泥作为种泥，如有条件采用已培养成的颗粒污泥作为种泥，可大大地缩短培养时间；（3）碱度，进水碱度应保持在 $750 \sim 1000 \text{mg/L}$ 之间；（4）废水性质，易于形成颗粒污泥是含碳水化合物较多的废水和 C/N 比较高的废水；（5）水力负荷和有机负荷，启动时有机负荷不宜过高，一般以 $0.1 \sim 0.3 \text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 为宜，随着颗粒污泥的逐渐形成，有机负荷可以逐步提高。

颗粒污泥的组成包括水解酸化发酵菌、产乙酸菌、产甲烷菌，这三大类菌在颗粒污泥内生长繁殖，互相依存，菌丝交错结合成复杂的菌群结构。颗粒污泥培养过程分为以下三个时期。

（1）启动运行期 从接种污泥开始到反应器的 COD 容积负荷达到 $5 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 左右，此时沉淀性能较好的污泥已不被冲洗流失。

（2）颗粒污泥出现期 小颗粒污泥开始出现，当反应器内的总 SS 量和总 VSS 量降至最低时，本运行期即告结束。

（3）颗粒污泥成熟期 颗粒污泥大量形成，由下而上逐步充满整个反应器。当反应器容

积负荷达 10~12 kgCOD/(m³·d) 以上时,即可认为颗粒污泥培养成熟。

表 6-1 归纳了三个不同运行期的一些特点。

表 6-1 污泥颗粒化过程中三个不同运行期的特点

项 目	启动运行期	颗粒污泥出现期	颗粒污泥成熟期
污泥形态	分散或絮状	絮状及颗粒状	颗粒状为主
悬浮层区与污泥床区的界限	有	不清楚	有
悬浮层区 SS 浓度/(g/L)	低(<10)	较高(18~24)	低(6~16)
污泥上浮问题	无	有	无
污泥沉降性能	一般	不大好	好
是否要从悬浮区排泥	不要	要	一般不要
原生动物	纤毛虫	少量纤毛虫	纤毛虫罕见

6.2.3.3 UASB 的设计

主要设计污泥床容积、产气量、剩余污泥量等。用于印染废水的主要设计参数如下:容
积负荷 $N_V=1.5\sim6\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ (水温 15~25℃,低温取下限);水力停留时间
 $\text{HRT}=6\sim12\text{h}$ (低温取上限);反应器高度 $H=6\sim8\text{m}$ 。反应器各部分设计流速见表 6-2 和
图 6-7。污泥浓度 $\text{MLSS}=25\sim30\text{g/L}$ 。

表 6-2 UASB 反应器各部分设计流速

单位: m/h

设计流速	颗粒污泥	絮状污泥	设计流速	颗粒污泥	絮状污泥
v_s	<1.5	<0.8	v_0	<12	<3
v_g	>1.2	>1.0	v_r	1.5~3.0	0.75~1.0

UASB 反应器如为铜制,可制成圆形,如为钢筋混凝土
结构,可制成方形(两格以上合适更好)。

反应器容积(不包括三相分离器):

$$V=\frac{QS_0}{N_V}$$
(6-6)

水力停留时间:
$$\text{HRT}=\frac{v}{Q}$$
(6-7)

反应器断面积:
$$A=\frac{Q}{v}$$
(6-8)

反应器高度:
$$H=\frac{V}{A}$$
(6-9)

式中, S_0 为进水浓度; N_V 为容积负荷; Q 为水量; v
为反应器各部分设计上升流速,这里取底部水流上升速
度 v_t 。

沉淀区面积以 v_s 计算,甲烷产量可按 0.35m³/kg COD 估算,气体量可按 0.55m³/kg
COD 估算。

6.2.4 升流式厌氧生物滤池

6.2.4.1 处理原理及工艺特点

厌氧生物滤池(AF)是一种内部装填有微生物载体(即滤料)的厌氧生物反应器。厌
氧微生物部分附着生长在滤料上,形成厌氧生物膜,部分在滤料孔隙间悬浮生长。废水流经

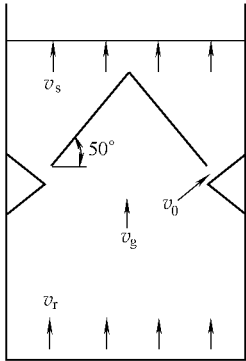


图 6-7 反应器内各种流速关系
 v_s —沉淀区表面流速; v_g —气
体上升流速; v_0 —沉淀槽缝隙处流
速; v_r —底部水流上升流速

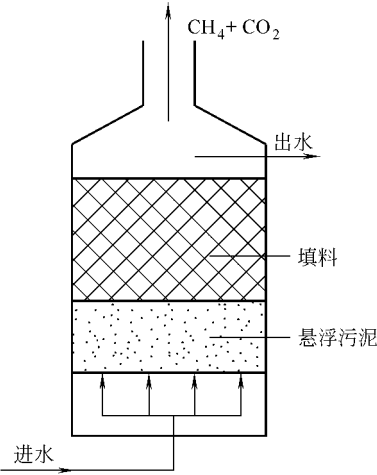


图 6-8 升流式混合型厌氧滤池

挂有生物膜的滤料时，其中的有机物扩散到生物膜表面，并被生物膜中的微生物降解转化为沼气，净化后的水通过排水设备排至池外，所产生的沼气被收集利用。

图 6-8 为目前常用的升流式混合型厌氧滤池。池底设有配水布水器，下部留有一空间作为悬浮污泥层。填料上生物膜厚度 1~5mm，生物量浓度随滤料层高度而变化，滤池下部可能是上部的几十倍，相应微生物相也有很大差异。

AF 具有以下特点：处理能力强，容积负荷可达 0.2~10kg COD/(m³·d)；生物量大，生物膜浓度高，可达 30~40g/L，有机负荷高；泥龄长，生物相丰富，各类菌种协同降解，水力停留时间短，耐冲击负荷；不需污泥回流，运行简单稳定，管理方便。AF 的缺点是易堵塞（设置悬浮污泥层后可改善堵塞现象），清洗尚无简单有效的方法；布水装置要求严格，否则易短流。

AF 的影响因素有温度、反应器高度等。中温（35℃左右）运行效果好。由于挂膜泥龄长，对温度依赖性并不很高，如长期在较低温度下运行，也可获得较好的处理效率。滤池高度不必过高，滤料部分应小于 1m，因为大部分有机物依靠底部 0.5m 填料生物膜去除。多级 AF 串联有利于提高出水水质，但为防止前级堵塞，运行一段时间后应交替进水先后次序，以免后级 AF 生物膜过少，而前级易堵。如原水 SS 较多，可采用粗滤做预处理。

6.2.4.2 AF 反应器的设计

(1) 滤料选择 AF 反应器的填料（滤料）应选择比表面大、孔隙率高、通水阻力小、不易破碎和磨损、生物膜易附着材料，通常选用碎石、卵石、蜂窝填料、化工生产中的鲍尔环、拉西环也可应用。近年来生产的聚丙烯阶梯环、旋转球环孔隙率大（可达 80%），价格便宜，是有前途的 AF 滤料。

(2) 主要设计参数 填料高度 $H < 1.2\text{m}$ （阶梯环、旋转球环可达 4~5m）；高径比 $H/D > 3$ 为宜；布水系统采用穿孔管，孔口流速应 $> 2\text{m/s}$ ，脉冲布水可防止堵塞，虹吸式脉冲布水是最简单的水力布水方法；容积负荷 $N_V = 0.2 \sim 10\text{kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ；水力负荷（即上升流速） $q = 6 \sim 8\text{m/h}$ ；水力停留时间 $\text{HRT} = 8 \sim 12\text{h}$ （印染废水进水 $\text{COD} < 2000\text{mg/L}$ 时）；生物膜量 $X = 30 \sim 40\text{g/L}$ 。

(3) 主要尺寸计算

填料容积：

$$V = \frac{QS_0}{N_V} \tag{6-10}$$

单塔截面：

$$A = \frac{Q}{nq} \tag{6-11}$$

复核高径比：

$$\frac{H}{\sqrt{A}} > 3 \tag{6-12}$$

复核水力停留时间：

$$\text{HRT} = \frac{nAH}{Q} \tag{6-13}$$

式中， S_0 为进水有机物浓度； n 为 AF 塔个数； H 为 AF 塔高； Q 为进水流量； N_V 为 AF 容积负荷。

6.3 好氧生物处理技术——活性污泥法

活性污泥法是目前废水处理中应用最广泛的好氧生物处理技术，近几十年来，其生物反

应和净化机理的研究取得了长足的发展,工艺流程渐趋成熟、合理。活性污泥法适合大规模、较高浓度的废水处理。随着印染废水处理规模的扩大,选择活性污泥法作为主处理流程已成为同行的共识。

6.3.1 活性污泥法的基本原理与流程

6.3.1.1 活性污泥的组成

活性污泥由下列四部分物质所组成:(1)具有代谢功能活性的微生物群体(M_a);(2)微生物(主要是细菌)内源代谢、自身氧化的残留物(M_e);(3)由原污水挟入的难为细菌降解的惰性有机物质(M_i);(4)由污水挟入的无机物质(M_{it})。

活性污泥微生物是由细菌类、真菌类、原生动物、后生动物等异种群体所组成的混合培养体。这些微生物群体在活性污泥上形成食物链和相对稳定的微生态系。

活性污泥微生物中的细菌以异养型的原核细菌为主,在正常成熟的活性污泥上的细菌数量大致介于 $10^7 \sim 10^8$ 个/mL活性污泥之间。

细菌具有较高的增殖速率,在环境适宜的条件下,它们的世代时间仅为 $20 \sim 30\text{min}$ 。它们具有很强的分解有机物的能力,是活性污泥的主体。活性污泥处理系统的真菌是微小的腐生或寄生的丝状菌,它们具有分解碳水化合物、蛋白质、脂肪的功能,但若过量增殖会引发污泥膨胀。原生动物的细菌为摄食对象,它们不具有降解功能,在种属上随着废水处理程度发生变化。后生动物摄食原生动物,只有当废水处理程度很高时才出现,它们(主要是轮虫)常是水质稳定的指标。

6.3.1.2 活性污泥的增殖规律

活性污泥的增殖规律与有机物(BOD)降解规律是密切相关的(如图6-9),也应是水处理工作者应认真掌握的。它可分为三个阶段。

对数增殖期:微生物增殖速度与时间呈线性关系,有机物降解速率也很大。减速增殖期:废水中营养物质大量消耗,有机物(BOD)成为微生物增殖的控制因素,微生物增殖速度减慢,而微生物总量达到最高值。内源呼吸期:废水中营养物质(BOD)几乎耗尽,微生物为生存需要利用体内贮存的物质或衰死菌体进行内源代谢。微生物总量开始下降,增殖曲线下降,细菌形态退化。从上述规律可看到,活性污泥的营养水平即有机物量/微生物量(BOD/X)或 F/M 是逐渐减少的,对数增殖期最高,它是活性污泥法最重要的设计参数之一。

6.3.1.3 活性污泥的净化反应过程

活性污泥处理系统中,有机物被活性污泥微生物摄取、代谢和利用的过程,就是微生物获得能量合成新细胞,活性污泥得到增长的过程,同时废水得到净化。这一过程可分为初期吸附与微生物代谢两个过程。

(1)初期吸附过程 活性污泥有着很大的表面积(介于 $2000 \sim 10000\text{m}^2/\text{m}^3$ 混合液),在表面上富集着大量的微生物,在其外部覆盖着多糖类的黏质层。当其与废水接触时,废水中呈悬浮和胶体状态的有机污染物即被活性污泥所凝聚和吸附而得到去除,这一现象就是初期吸附去除作用。

这一过程进行较快,能够在 $10 \sim 30\text{min}$ 内完成,废水BOD的去除率可达70%,它的速度取决于:①微生物的活性程度;②反应器内水力扩散程度与水动力学的规律。前者决定活

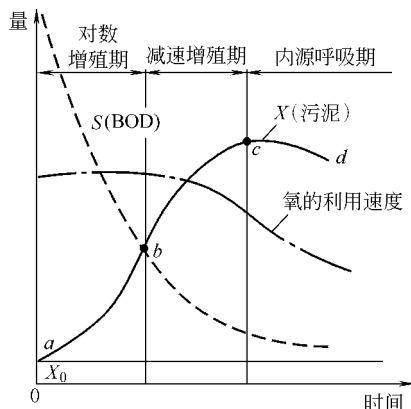


图6-9 活性污泥增长曲线以及其和有机物(BOD)降解、氧利用速度的关系(有机污染物一次投加)

性污泥微生物的吸附、凝聚功能。后者则决定活性污泥絮凝体与有机污染物的接触程度。注意到, 活性强的活性污泥, 除应具有较大的表面积外, 活性污泥微生物所处在增殖期也起着作用, 一般处在“饥饿”状态的内源呼吸期的微生物, 其“活性最强”, 吸附能力也强。

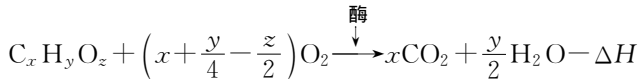
被吸附在微生物细胞表面的有机物, 在经过数小时的曝气后, 才能够相继地被摄入微生物体内, 因此, 被初期吸附去除的有机污染物的数量是有一定限度的。对此, 回流污泥应进行足够的曝气, 将贮存在微生物细胞表面和体内的有机污染物充分地加以代谢, 使活性污泥微生物进入内源呼吸期, 使其再生, 提高活性。但如曝气过分, 活性污泥微生物自身氧化过分, 也会使初期吸附去除的效果降低。

(2) 微生物的代谢过程 存活在曝气池内的活性污泥微生物, 不断地从其周围的环境中摄取废水中的有机污染物作为营养加以摄取、吸收。

废水中的有机污染物, 首先被吸附在有大量微生物栖息的活性污泥表面, 并与微生物细胞表面接触, 在微生物酶的催化作用下, 透过细胞壁进入微生物细胞体内, 小分子的有机物能够直接透过细胞壁进入微生物体内, 而如淀粉、蛋白质等大分子有机物, 则必须在细胞外酶——水解酶的作用下, 被水解为小分子后再为微生物摄入细胞体内。

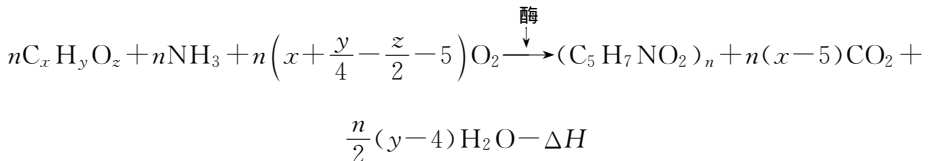
被摄入细胞体内的有机污染物, 在各种胞内酶(如脱氢酶、氧化酶)的催化作用下, 微生物对其进行代谢反应。

微生物对一部分有机物进行氧化分解, 最终形成 CO_2 和 H_2O 等稳定的无机物质, 并从中获取合成新细胞物质所需要的能量, 这一过程可用下式表示。



式中, $\text{C}_x\text{H}_y\text{O}_z$ 为有机污染物。

另一部分有机污染物为微生物用于合成新细胞, 即合成代谢, 所需能量取自分解代谢。这一反应过程可用下式表示。



式中, $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ 为微生物细胞组织的化学式。

在曝气池的末端, 由于营养物质的匮乏, 微生物可能进入内源代谢反应, 微生物对其自身的细胞物质进行代谢反应, 其过程可用下式表示。

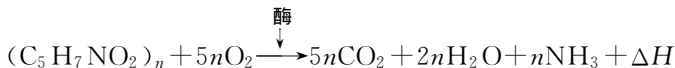


图 6-10 所示是微生物分解代谢和合成代谢及其产物示意。

无论是分解代谢还是合成代谢, 都能够去除废水中的有机污染物, 但产物却有所不同, 分解代谢的产物是 CO_2 和 H_2O , 可直接排入环境, 而合成代谢的产物则是新生的微生物细胞, 并以剩余污泥的方式排出活性污泥处理系统。

(3) 活性污泥净化反应的影响因素 活性污泥微生物需要适宜的生存环境, 才能充分发挥生理功能。废水处理技术实际上就是人为地设计微生物的生理环境, 以期达到发挥微生物最大的代谢降解有机物的功能。影响微生物生理活动的主要因素有营养物、溶解氧、温度等。

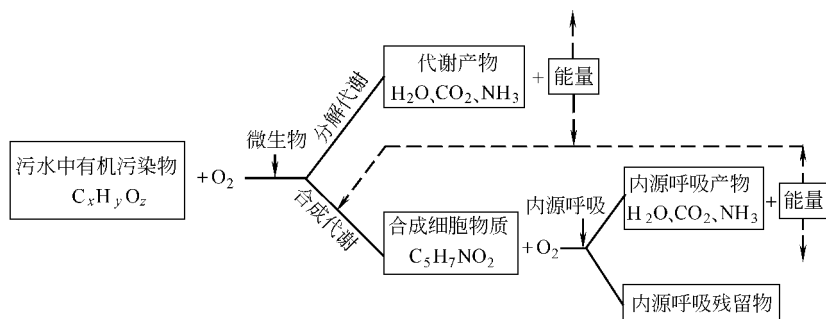


图 6-10 微生物对有机物的分解代谢和合成代谢及其产物示意

① 营养物 微生物需要的营养源有碳、氮、磷及无机盐类和生长素。由于废水处理对象是 BOD，因而碳源是不成问题的。氮是组成微生物细胞内蛋白质的重要元素。印染废水中偶氮染料分解会产生 NH_3 、 NO_3^- 等含氮化合物，通常不会缺氮。磷是合成核蛋白、卵磷脂等重要元素，它对微生物的代谢和物质的转化起重要作用。废水处理中对碳、氮、磷的需求按 $\text{BOD}:\text{N}:\text{P}=100:5:1$ 考虑。当水中缺氮、磷时可投加尿素、磷酸钠等。

微生物对无机盐类的需求量很少，但却是不可少的。对微生物，无机盐类可分为主要的和微量的两类。主要的无机盐类有钾、镁、钙、铁、硫等，它们参与细胞结构的组成、能量的转移、控制原生质的胶态等。微量的无机盐类则有铜、锌、钴、锰、钼等，它们是酶辅基的组成部分，或是酶的活化剂，需求量很少。废水中的生长素通常不会缺乏。

② 溶解氧 活性污泥系统的微生物是好氧菌为主体的微生物种群，因此适宜的溶解氧是保证微生物生命活动的重要条件。通常曝气池溶解氧（DO）控制在 $2\sim 3\text{mg/L}$ （出口不低于 2mg/L ）。溶解氧过高是不必要的，可能导致有机物分解过快，使微生物缺乏营养，活性污泥易于老化，结构松散。

③ 水温 参与活性污泥处理的微生物多属嗜温菌，适宜温度 $15\sim 35^\circ\text{C}$ ，此时微生物生理活动旺盛、强劲，增殖速度快。当温度 $<5^\circ\text{C}$ 及 $>45^\circ\text{C}$ 时，微生物代谢功能受到抑制。

④ pH 值 H^+ 浓度过高，影响微生物细胞膜的电荷性质和抑制细胞的代谢功能。碱性条件下微生物酶系统催化功能减弱。适宜的 pH 值为 $6.5\sim 8.5$ 。

⑤ 有毒物质 重金属（铅、镉、铬、铁、铜、锌）对微生物均有毒害作用；酚类化合物会促使菌体蛋白凝固，并对细菌酶系统产生抑制；甲醛会使蛋白质变性，破坏细胞体。这些有毒物在印染废水中通常不会很高。由于微生物可以驯化，生理特性发生变异，适应较宽的有毒物质浓度，因此采用相类似的废水处理菌种其抗毒性均较强。

（4）活性污泥的生物学指标 活性污泥系统中降解有机物的主体是混合液中污泥量，它的浓度决定着处理系统的效率，因此要控制其一定的量。控制的方法是二沉池污泥回流和排放。下列指标是重要的活性污泥指标。

① 混合液悬浮固体浓度（MLSS）

$$\text{MLSS} = M_a + M_e + M_i + M_{it}$$

② 混合液挥发性悬浮固体浓度（MLVSS）

$$\text{MLVSS} = M_a + M_e + M_i$$

其中 M_e 、 M_i 仍为非活性物质，用 MLVSS 表示活性污泥活性只是精确度高些。由于测定方法简单，可表示活性污泥的相对活性。令 $f = \text{MLVSS}/\text{MLSS}$ ，对某种废水而言相对固定，故可以根据 MLSS 估算该活性污泥的活性值。

③ 污泥沉降比 (SV) 又称 30min 沉降率。混合液在量筒内静置 30min 后所形成沉淀污泥的容积占原混合液容积的分数, 以 % 表示。

污泥沉降比能够反映曝气池运行过程的活性污泥量, 可用以控制、调节剩余污泥的排放量, 还能通过它及时地发现污泥膨胀等异常现象的发生。有一定的实用价值, 是活性污泥处理系统重要的运行参数, 也是评定活性污泥数量和质量的重要指标。

污泥沉降比的测定方法简单易行, 可以在曝气池现场进行。

④ 污泥容积指数 (SVI) 简称“污泥指数”。本项指标的物理意义是在曝气池出口处的混合液, 在经过 30min 静沉后, 每克干污泥所形成的沉淀污泥所占有的容积, 以 mL 计。污泥容积指数 (SVI) 的计算式为

$$SVI = \frac{\text{混合液(1L)30min 静沉形成的活性污泥容积(mL)}}{\text{混合液(1L)中悬浮固体干重(g)}} = \frac{SV(\text{mL/L})}{MLSS(\text{g/L})}$$

SVI 的表示单位为 mL/g, 习惯上只称数字, 而把单位略去。

SVI 值能够反映活性污泥的凝聚、沉降性能, 此值以介于 80~120 之间为宜。SVI 值过低, 说明泥粒细小, 无机质含量高, 缺乏活性; 过高, 说明污泥的沉降性能不好, 并且已有产生膨胀现象的可能。当污泥的 f 值确定, 则 SVI 值能表征污泥的活性或沉降性能。一般说来, 微生物群体处在内源代谢期的活性污泥, 其 SVI 值较低, 而 SVI 值较高时, 微生物的活性较好。

⑤ 污泥龄 (θ_c) 在曝气池内, 在微生物新细胞生成的同时, 又有一部分微生物老化, 活性衰退, 为了使曝气池内经常保持一定量的活性高的活性污泥, 每天都应有一定数量的剩余污泥排出系统。每日排出的剩余污泥量, 应等于每日增长的污泥量。

曝气池内活性污泥总量 (VX) 与每日排放污泥量 ΔX 之比, 称之为污泥龄 θ_c , 即活性污泥在曝气池内的平均停留时间, 因之又称为生物固体平均停留时间, 即

$$\theta_c = \frac{VX}{\Delta X} \tag{6-14}$$

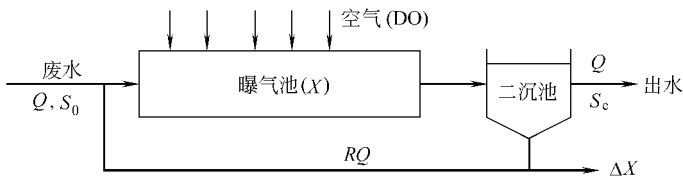


图 6-11 活性污泥法的基本流程

(5) 活性污泥法的基本流程 如图 6-11 所示。废水进入曝气池, 进水有机物浓度 S_0 , 曝气池充氧曝气, 维持污泥浓度 X (MLSS), 出水进入二沉池完成泥水分离。沉淀池出水有机物浓度为 S ($S < S_0$), 沉淀污泥部分回流至曝气池, 回流比 R 。剩余污泥 ΔX 排出。

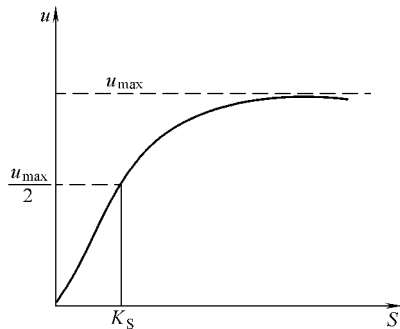


图 6-12 莫诺特公式图示

6.3.2 活性污泥反应动力学

6.3.2.1 有机物降解反应动力学

反映基质浓度与微生物比增长速度的关系, 可采用莫诺特公式 (图 6-12)。

$$u = \frac{u_{\max} S}{S + K_s} \tag{6-15}$$

式中, u 为微生物比生长速度 (h^{-1}), 即单位生物量的生长速度 $\frac{dX/dt}{X}$ (X 为微生物浓度); $u_{\max}$ 为微生物最大比生长速度 (h^{-1}); K_S 为半速度系数, 其值为 $u = \frac{u_{\max}}{2}$ 时的基质浓度。

由于微生物比增长速度与基质的比降解速度成比例, 即 $u = av$ 。比基质降解速度可用下式表示。

$$v = \frac{v_{\max} S}{S + K_S} \quad (6-16)$$

式中, v 为基质比降解速度 (h^{-1}); $v_{\max}$ 为基质最大比降解速度 (h^{-1}); S 为基质的浓度 (质量/容积); K_S 为常数 (质量/容积), 为 $v = \frac{v_{\max}}{2}$ 时的基质浓度。

式 (6-16) 表示基质浓度与基质比降解速度之间的关系。

基质比降解速度还可表示为

$$v = \frac{d(S_0 - S)}{X dt} = -\frac{1}{X} \times \frac{dS}{dt} \quad (6-17)$$

式中, S_0 为起始基质浓度; S 为 t 时的基质浓度; X 为微生物浓度。

基质高浓度时 ($S \gg K_S$), 基质以最快速度降解, 有

$$\begin{aligned} v &= v_{\max} = -\frac{1}{X} \times \frac{dS}{dt} \\ -\frac{dS}{dt} &= v_{\max} X = k_1 X \end{aligned} \quad (6-18)$$

即基质降解速率与基质浓度 S 成零级反应。

$$S = S_0 - k_1 X t \quad (6-19)$$

式中, k_1 为高浓度时有机物降解速率常数。

基质低浓度时 ($S \ll K_S$), 式 (6-16) 中分母的 S 可忽略, 有

$$\begin{aligned} v &= \frac{v_{\max} S}{K_S} = -\frac{1}{X} \times \frac{dS}{dt} \\ -\frac{dS}{dt} &= \frac{v_{\max}}{K_S} S X = k_2 S X \end{aligned} \quad (6-20)$$

即基质降解速率与基质浓度 S 成一级反应。

$$S = S_0 e^{-k_2 X t} \quad (6-21)$$

式中, k_2 为低浓度时有机物降解速率常数。

当基质浓度为中等时, 式 (6-16) 中分母的 S 不可忽略, 有

$$\begin{aligned} v &= \frac{v_{\max} S}{K_S + S} = -\frac{1}{X} \times \frac{dS}{dt} \\ -\frac{dS}{dt} &= k_3 S^n X \end{aligned} \quad (6-22)$$

式中, k_3 为中等浓度有机物降解速率常数; n 为指数。

事实上, 基质降解速率与基质浓度 S 的关系, 介于一级反应与零级反应之间。

6.3.2.2 有机物降解与微生物增长规律

污泥纯增长量是合成污泥量与内源呼吸污泥消耗量的差值, 即

$$\Delta X = aQS_r - bVX_V \quad (6-23)$$

$$S_r = S_0 - S_e$$

式中, ΔX 为挥发性污泥纯增长量 (kg/d); Q 为废水流量 (m^3/d); S_r 为有机物去除量 (kg/m^3); S_0 、 S_e 分别为进出水有机物浓度 (kg/m^3); a 为污泥产率系数, 即去除 1kg BOD 所产生挥发性污泥的质量 (kgMLVSS/kgBOD); V 为曝气池有效容积 (m^3); X_V 为 MLVSS 浓度 (kg/m^3); b 为污泥自身氧化率, 即 1kg 挥发性污泥因自身氧化每日的减少量 (d^{-1})。

用 VX_V 除以式 (6-23) 得

$$\frac{\Delta X}{VX_V} = a \frac{QS_r}{VX_V} - b \quad (6-24)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = aN_S - b \quad (6-25)$$

式中, θ_c 为污泥龄 (d); N_S 为挥发性污泥负荷 [$\text{kgBOD}/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$], $N_S = \frac{S_r Q}{VX_V}$ 。

式 (6-24) 和式 (6-25) 中的 a 与 b 值, 可通过试验测定。对于印染废水, $a = 0.50 \sim 0.65$, $b = 0.05 \sim 0.10$ 。当曝气时间较长时, a 取小值, b 取大值; 当曝气时间较短时, a 取大值, b 取小值。

6.3.2.3 活性污泥反应器

(1) 推流式系统 推流式系统 (图 6-11) 处理废水的 BOD 降解关系式为

$$N_S = K_1 S_e^n \quad (6-26)$$

式中, N_S 为污泥负荷 [$\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$]; S_e 为出水 BOD_5 浓度 (kg/m^3); K_1 为 BOD 降解常数, $K_1 = 0.01295$; n 为指数, $n = 1.1918$ 。

(2) 完全混合系统 完全混合曝气池处理系统如图 6-13。

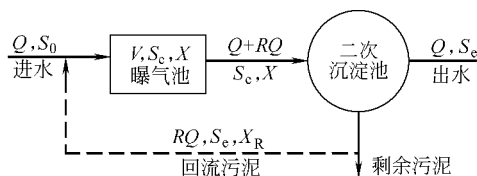


图 6-13 完全混合曝气池处理系统

经有关推导可得:

$$N_S = \frac{(S_0 - S_e)Q}{VX_V} = \frac{S_0 - S_e}{X_V t} = K_2 S_e \quad (6-27)$$

$$N_V = \frac{(S_0 - S_e)Q}{V} = \frac{S_0 - S_e}{t} = K_2 X_V S_e \quad (6-28)$$

式中, K_2 为 BOD 降解速率常数 (h^{-1})。对以活性染料为主的印染废水, $K_2 = 0.00105\text{h}^{-1}$; 对硫化染料、士林染料为主的印染废水, $K_2 = 0.000625\text{h}^{-1}$ 。

6.3.3 氧传递过程与曝气充氧技术

6.3.3.1 基质降解需氧量

废水处理过程需氧量包括有机物去除的需氧量及有机物自身氧化 (内源呼吸) 的需氧量, 工程上按下式计算。

$$O_2 = a'QS_r + b'VX \quad (6-29)$$

式中, O_2 为系统的需氧量 (kg/d); QS_r 为去除的 BOD_5 (kg/d); a' 为氧化每千克 BOD_5

需氧质量 ($\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5$), 对印染废水 $a'=0.5\sim0.6\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5$; b' 为污泥自身氧化需氧率 [$\text{kgO}_2/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})$], 对印染废水 $b'=0.1\sim0.065\text{kgO}_2/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})$ 。

单位质量微生物 (污泥) 需氧量 [$\text{kg}/(\text{kg}\cdot\text{d})$] 为

$$\frac{O_2}{VX}=a'\frac{QS_r}{VX}+b'=a'F_w+b' \quad (6-30)$$

去除 1kg 基质 (BOD_5) 需氧量 [$\text{kg}/(\text{kg}\cdot\text{d})$] 为

$$\frac{O_2}{QS_r}=a'+b'\frac{VX}{QS_r}=a'+b'\frac{1}{N_s} \quad (6-31)$$

6.3.3.2 氧传递基本公式

水中氧转移速率可用下式表示。

$$\frac{dC}{dt}=K_{La}(C_s-C) \quad (6-32)$$

式中, $\frac{dC}{dt}$ 为氧转移速率 [$\text{mg}/(\text{L}\cdot\text{h})$]; K_{La} 为氧转移系数 (m/h); C_s 为液体的饱和溶解氧 (mg/L); C 为液体的实际溶解氧 (mg/L)。

为了提高 $\frac{dC}{dt}$ 值, 可从两方面考虑。(1) 提高 K_{La} 值。这样需要加强液相主体的紊流程度, 降低液膜厚度, 加速气、液界面的更新, 增大气、液接触面积等。(2) 提高 C_s 值。提高气相中的氧分压, 如采用纯氧曝气、深井曝气等。

6.3.3.3 氧转移速率与供气量计算

在稳定条件下, 氧转移速率应等于活性污泥微生物的需氧速度 (R_r), 即

$$\frac{dC}{dt}=\alpha K_{La(20)}[\beta\rho C_{sb(T)}-C]\times 1.024^{(T-20)}=R_r \quad (6-33)$$

生产厂家提供空气扩散装置的氧转移参数是在标准条件下测定的, 所谓标准条件是: 水温 20°C ; 气压为 $1.013\times 10^5\text{Pa}$; 测定用水是脱氧清水。因此, 必须根据实际条件对厂商提供的氧转移速率等数据加以修正。

在标准条件下, 转移到曝气池混合液的总氧量 R_0 (kg/h) 为

$$R_0=K_{La(20)}C_{sb(20)}V \quad (6-34)$$

而在实际条件下, 转移到曝气池的总氧量 (R) 为

$$R=\alpha K_{La(20)}[\beta\rho C_{sb(T)}-C]\times 1.024^{(T-20)}V=R_rV \quad (6-35)$$

$$\rho=\frac{\text{地区实际气压 (Pa)}}{1.013\times 10^5}$$

$$C_{sb}=C_s\left(\frac{P_b}{2.026\times 10^5}+\frac{O_t}{42}\right)$$

$$P_b=P+9.8\times 10^3\times H$$

$$O_t=\frac{21(1-E_A)}{79+21(1-E_A)}\times 100\%$$

式中, $K_{La(20)}$ 为 20°C 时 K_{La} 值; α 为废水氧转移速率相关系数, 对印染废水 $\alpha=0.35\sim0.5$; β 为废水氧溶解度相关系数, 对印染废水 $\beta=0.78\sim0.88$; ρ 为地区实际气压修正系数; $C_{sb(T)}$ 为温度 $T^\circ\text{C}$ 时饱和溶解氧值 (mg/L); $C_{sb(20)}$ 为温度 20°C 时饱和溶解氧值 (mg/L); C_{sb} 为鼓风曝气池混合液饱和溶解氧的平均值 (mg/L); P_b 为扩散装置出口处绝对压力 (Pa); H 为扩散装置安装水深 (m); P 为大气压力, $1.013\times 10^5\text{Pa}$; O_t 为气泡离开池面时

含氧率 (%)； E_A 为空气扩散装置氧的转移效率 (%)。

解上二式得

$$R_0 = \frac{RC_{sb(20)}}{\alpha[\beta\rho C_{sb(T)} - C] \times 1.024^{(T-20)}} \tag{6-36}$$

由于 $R=R_rV$ ，因此， R_0 值可以求出。在一般情况下 $R_0/R=1.33\sim1.61$ ，即实际工程所需空气量较标准条件下的所需空气量多 33%~61%。

氧转移效率（氧利用效率）为

$$E_A = \frac{R_0}{S} \times 100\% \tag{6-37}$$

$$S = G_S \times 0.21 \times 1.43 = 0.3G_S$$

式中， S 为供氧量 (kg/h)； G_S 为供气量 (m^3/h)；0.21 为氧在空气中所占体积分数；1.43 为氧的密度 (kg/m^3)。

对鼓风机曝气， E_A 是厂商提供的标准状况下氧转移率，则供气管为

$$G_S = \frac{R_0}{0.3E_A} \times 100\% \tag{6-38}$$

对泵型叶轮表面曝气，充氧量与叶轮直径及叶轮线速度的关系为

$$Q_0 = 0.379v^{0.28}D^{1.88}K \tag{6-39}$$

式中， Q_0 为泵型叶轮标准状况下供氧量 (kg/h)； v 为叶轮线速度 (m/s)； D 为叶轮直径 (m)； K 为池形结构系数，圆池 $K=1$ ，方池 $K=0.64$ 。

6.3.3.4 曝气装置

用于活性污泥系统的空气扩散装置分为鼓风机曝气与机械曝气两类。鼓风机曝气的微孔空气扩散器目前常用的有膜片式、固定钟罩型、摇臂式等，中气泡空气扩散装置有穿孔管、网状膜式、空气扩散器等。其中微孔空气扩散器氧转移效率高，应用较多。机械曝气装置常用泵型叶轮、K 型叶轮，氧化沟常用转刷曝气机、转碟曝气机。小型曝气装置也有采用潜水曝气机的，它们不用鼓风机，无噪声，无输气管道，应用很方便。

衡量空气扩散装置技术性能的指标有以下几个。

- (1) 动力效率 E_P 每消耗 $1kW \cdot h$ 电能转移到混合液中的氧量，以 $kgO_2/(kW \cdot h)$ 计。
- (2) 氧转移效率 E_A 鼓风机曝气转移到混合液中的氧量，占总供氧量的分数。
- (3) 充氧能力 E_L 机械曝气单位时间内转移到混合液中的氧量， kgO_2/h 。

6.3.4 活性污泥法的运行方式

6.3.4.1 推流曝气法

推流曝气法即传统活性污泥法，其曝气池水流特征为纵向混合的推流式，工艺流程如图 6-14 所示。

推流曝气法处理效果好，出水 BOD 和悬浮物去除率可达 90%~95%。但该工艺存在如下问题：(1) 曝气池首端有机物浓度高，活性污泥易受冲击负荷的影响，运行效果易受水质、水量变化的影响；(2) 容积负荷低，曝气池容积大，占地多，基建费用高；(3) 水流特征使耗氧速度沿池长变化，进水端需氧量大而出水端需氧量低，供氧速度难于与其吻合。

关于推流曝气法的设计计算，主要有以下几个方面。

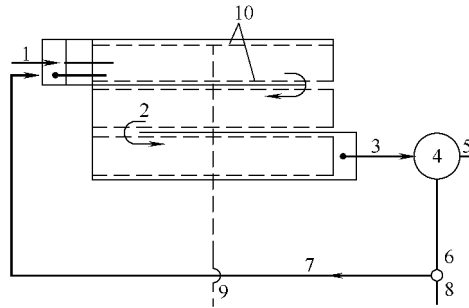


图 6-14 推流曝气法工艺流程

1—经预处理后的污水；2—活性污泥反应器流向曝气池；3—从曝气池流出的混合液；4—二次沉淀池；5—处理后污水；6—污泥泵站；7—回流污泥系统；8—剩余污泥；9—来自空压机的空气；10—曝气系统与空气扩散装置

(1) 曝气池容积 V (m^3)

$$V = \frac{QL_a}{N_S X} \tag{6-40}$$

式中, Q 为设计废水量 (m^3/d); L_a 为进水 BOD_5 浓度 (kg/m^3); N_S 为污水负荷 [$\text{kg BOD}_5/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d})$]; X 为 MLSS 浓度 (kg/m^3)。

(2) 混合液污泥浓度 X

$$X = \frac{R}{1+R} \times X_r \tag{6-41}$$

式中, R 为污泥回流比; X_r 为回流污泥浓度 (mg/L)。

$$X_r = \frac{10^6}{\text{SVI}} \times r \tag{6-42}$$

式中, SVI 为污泥容积指数 (mL/g); r 为系数, $r=1.2$ 。

(3) 水力停留时间 T (h)

$$T = \frac{V}{Q} \tag{6-43}$$

(4) 剩余污泥量 ΔX (kg/d)

$$\Delta X = aQL_r - bX_V V \tag{6-44}$$

(5) 需氧量 C_{O_2}

$$C_{O_2} = a'QL_r + b'VX_V \tag{6-45}$$

(6) 污泥龄 θ_c (d)

$$\theta_c = \frac{VX_V}{\Delta X} \tag{6-46}$$

6.3.4.2 完全混合活性污泥法

完全混合活性污泥法进水和回流污泥进入曝气池后立即与池内原有混合液充分混合, 出水实际上就是废水进入曝气池后泥水混合液经沉淀后的上清液。完全混合活性污泥法有如下几种池型 (图 6-15)。

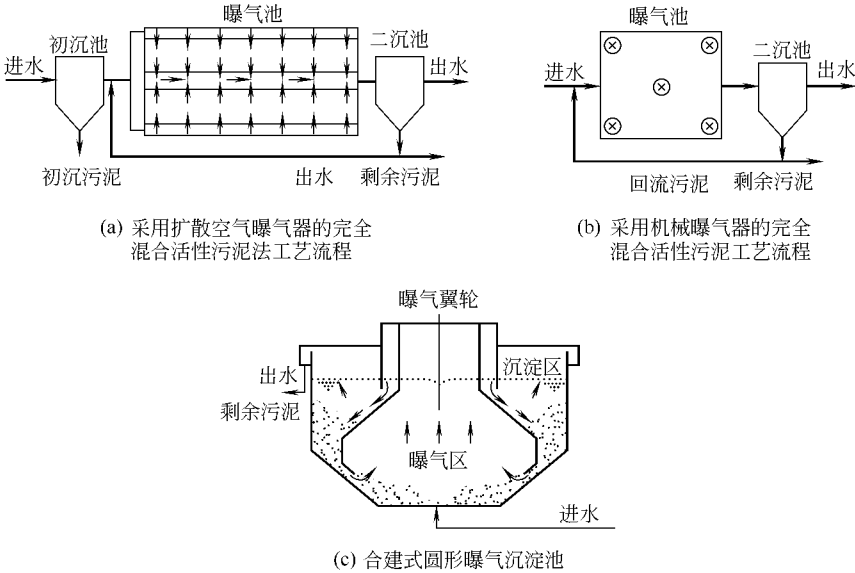


图 6-15 完全混合活性污泥法

完全混合活性污泥法的特点是：进水进入曝气池后立刻被稀释，耐冲击负荷能力强；池内各部位水质及微生物群体组成数量一致，工作点处于微生物增殖曲线上的一个点上，在处理效果相同的条件下负荷率高于推流式曝气池；池内耗氧速度均衡，供氧易于控制。

完全混合活性污泥法有如下缺点：为维持系统高速率运行，使微生物处于对数生长期，混合液即出水有机物尚未完全降解，出水水质较差；易于发生丝状菌过量生长引起的污泥膨胀问题。

6.3.4.3 延时曝气活性污泥法

该法又称完全氧化活性污泥法，其特点是曝气反应时间长，一般多在 24h 以上，活性污泥在池内长期处于内源呼吸期，剩余污泥量少且稳定，同时因曝气时间长，一般都有硝化作用发生，具有一定的氨氮去除效果。

延时曝气活性污泥法的主要缺点是负荷率低、池容大、占地多、基建和运行费用都较高，只适用于处理水质要求高、水量少的工业废水。深圳某印染厂采用该工艺处理废水，曝气池进水 COD 为 926mg/L，出水 147mg/L，去除率为 84%；进水色度 515 倍，出水 112 倍，去除率为 78%。

6.3.4.4 吸附再生活性污泥法

吸附再生活性污泥法是将活性污泥降解有机污染物的两个过程（吸附与代谢稳定过程）分别在各自的反应器中进行。其工艺流程如图 6-16 所示。

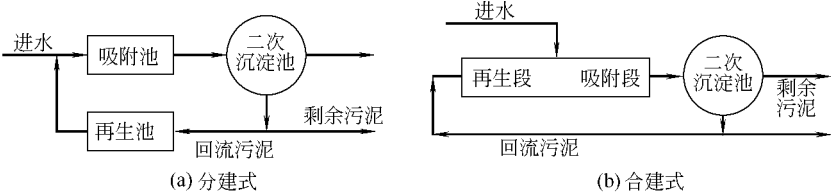


图 6-16 吸附再生活性污泥法工艺流程

污水和经过再生池充分再生的活性污泥同步进入吸附池充分接触 30~60min 完成吸附过程，混合液进入二沉池进行泥水分离，污泥进入再生池进行分解和合成代谢反应，恢复活性。

该法具有如下特点：（1）吸附池接触时间短，再生池为已排除剩余污泥的回流污泥，池容小，两者池容之和低于推流式曝气池，占地少；（2）回流污泥量多，回流比一般为 50%~100%，具有较强的调节平衡能力，可承受一定的冲击负荷。

吸附再生活性污泥法的缺点是去除率较推流曝气法低，尤其不适合处理溶解性有机物较多的工业废水。

吸附再生活性污泥法的完善和改进可成为 A/B 法。

6.3.5 活性污泥法的发展

6.3.5.1 纯氧曝气

纯氧曝气又名富氧曝气活性污泥法，是从高浓度氧气（含氧量 90%~95%）代替空气进行曝气的方法，其原理是纯氧中氧分压比空气高 4.4~4.7，相同温度下饱和溶解氧浓度大大增加，氧转移推动力可成倍增加。由于纯氧曝气池溶解氧较高，故 MLVSS 浓度相应提高，降低了 F/M 负荷，部分微生物进入内源代谢期，剩余污泥大大减少。

纯氧曝气池目前多为有盖密闭式，以防氧气外逸和可燃性气体进入。池内分若干小室，各室串联运行，每室流态均为完全混合。池内气压应略高于池外以防池外空气渗入，同时，池内产生的废气可排出。

采用纯氧曝气系统的主要效益有：（1）氧利用率可达 80%~90%，而鼓风机曝气系统仅为 10%左右；（2）曝气池内混合液的 MLSS 值可达 4000~7000mg/L，能够提高曝气池的容

积负荷；(3) 曝气池混合液的 SVI 值较低，一般都低于 100，污泥膨胀现象发生得较少；(4) 产生的剩余污泥量少。

6.3.5.2 加压曝气

加压曝气的原理亦是通过增加气相中氧的分压提高饱和溶解氧，从而提高氧转移率，满足曝气池高污泥浓度对氧的需要。

根据亨利定律，随着压力的增加，水中饱和溶解氧也增加，当压力为 $2\text{kg}/\text{cm}^2$ 时，水中的溶解氧约为常压下的 3 倍。溶解氧浓度并非越高越好，根据厌氧核理论，当溶解氧浓度增加到一定程度时，活性污泥不存在厌氧中心，氧浓度便不再是生化反应速度的控制因素，而压力增加会带来能耗的增加，因此，加压曝气要控制合适压力，保证足够的溶解氧，又要考虑装置运行的经济性。

青岛染料厂采用加压接触氧化塔处理废水，塔顶压力为 $0.25\sim0.28\text{MPa}$ ，容积负荷 $3.5\text{kgBOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ；明欲晓等用压力生物氧化法处理印染废水，压力为 0.3MPa ，进水 COD $1000\text{mg}/\text{L}$ 、色度 400 倍，出水达一级排放标准，电耗约 $0.5\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ 。

6.3.5.3 射流曝气

射流曝气设备主要由射流器、鼓风机和循环水泵组成。射流器有多种类型，工程上普遍采用有喉管的射流器，其工作原理是利用水泵打入的泥、水混合液的高速水流的动能，吸入大量空气，泥、水、气混合液在喉管中强烈混合搅动，使气泡粉碎成雾状，继而在扩散管内，由于速度头变成压头，微细气泡进一步压缩，氧迅速地转移到混合液中，从而强化了氧的转移过程，氧的转移率可高达 20% 以上。射流式水力冲击式空气扩散装置如图 6-17 所示。

北京染料厂采用射流曝气生化处理工艺，运行状况良好；西南交通大学采用 UASB-射流曝气串联工艺，水力停留时间 $4\sim6\text{h}$ ，有机负荷 $4\sim6\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，COD 去除率约 $80\%\sim85\%$ ，适用于印染、毛纺、缫丝等有机工业废水的处理。

6.3.5.4 编流曝气

编流式曝气池的曝气扩散设备在池底平面上相互垂直排列，其水流特征是：进水和回流污泥从切线方向进入，全池的流动是水平的，从圆周通过旋流流到池中心的出水口，而曝气设备又使混合液做垂直方向的螺旋形流动，使池内混合液呈水平圆状旋转，各个圆形组合起来成为编织物的形象，流态复杂，混合效果良好，如图 6-18 所示。

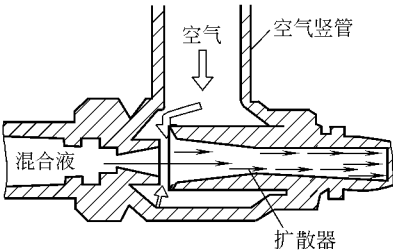


图 6-17 射流式水力冲击式空气扩散装置

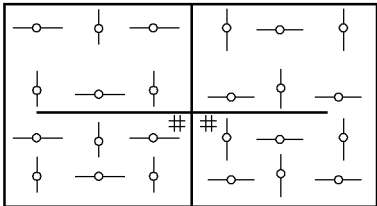


图 6-18 编流式曝气池曝气管平面排列
#—污泥回流泵；φ—曝气管

矩形编流式曝气池构造简单，池深一般 4m 左右；亚深层式池深 $6\sim8\text{m}$ ，可提高氧传递效率。吉林化学公司污水处理厂采用亚深层编流曝气处理染料化工混合废水，废水成分复杂，含染料、中间体、化肥、有机合成材料等，二级处理进水 COD $380\sim480\text{mg}/\text{L}$ ，生化出水 $114\sim144\text{mg}/\text{L}$ ，去除率达 70%，处理成本仅 0.60 元/t。

6.3.6 氧化沟工艺

氧化沟工艺是活性污泥法的一种改型，以连续循环式反应池为生物反应池，通常在延时

曝气条件下运行，污水停留时间长，污泥负荷低。该工艺可省去初沉池，同时以表面曝气代替鼓风曝气，在印染废水处理领域已有应用。氧化沟工艺自 20 世纪 50 年代开创以来已发展为多种池型，包括卡鲁塞尔（Carrousel）氧化沟、奥贝尔（Orbal）氧化沟等。

6.3.6.1 氧化沟的类型

(1) 卡鲁塞尔氧化沟 见图 6-19。此种氧化沟是一个多沟串联的系统，进水与活性污泥混合后沿箭头方向在沟内不停地循环流动。它采用垂直安装的低速表面曝气机（也可在池的中段水平安装转刷或转蝶），每组沟安装一个，均安设在一端，因此形成了靠近曝气机下游的富氧区和其上游以及外环的缺氧区。这不仅有利于生物凝聚，使污泥易于沉淀，而且创造了良好的生物脱氮环境。

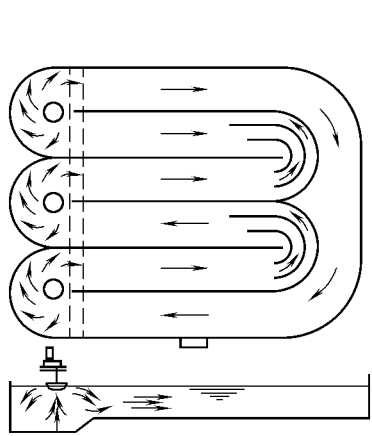


图 6-19 卡鲁塞尔（Carrousel）氧化沟

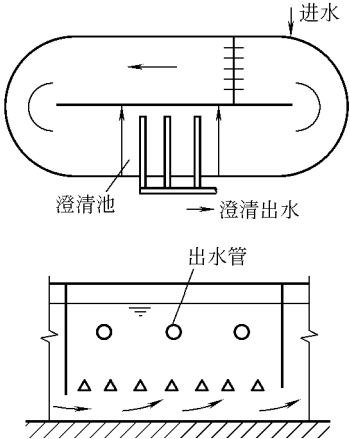


图 6-20 一体式 BMTS 氧化沟

卡鲁塞尔氧化沟污水处理系统的处理效果好， BOD_5 去除率可达 95%~99%，脱氮效率可达 90%，除磷效率约 50%，如配以投加铁盐，除磷率可达 95%。

卡鲁塞尔氧化沟需建二沉池，以便回流污泥。一体式 BMTS 氧化沟（图 6-20）利用池内一段渠道，设前后挡板和底部导流板，上部穿孔管形成沉淀区，污泥随水流进入后段渠道，澄清出水由穿孔集水管导出。该池适合小规模废水的处理。

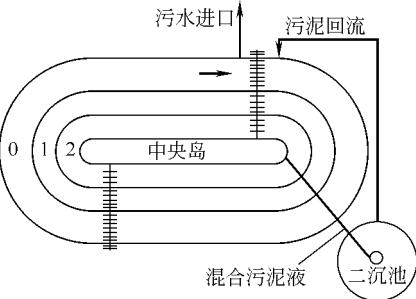


图 6-21 奥贝尔（Orbal）氧化沟

(2) 奥贝尔氧化沟 此种氧化沟由多个同心的沟渠组成，沟渠呈圆形或椭圆形，废水先引入最外的沟渠，在其中不断循环的同时，依次进入下一个沟渠，相当于一系列完全混合反应池串联在一起，最后从中心沟渠排出，如图 6-21 所示。

奥贝尔氧化沟特点是：①圆形或椭圆形的平面形状，可以利用水流惯性，节省推动水流的能耗；②多渠串联可减少水流短路现象；③曝气设备多采用转蝶

或转刷曝气机，水深可采用 2.5~3.6m，并保持沟底流速为 0.3~0.9m/s。

6.3.6.2 氧化沟的技术特征

氧化沟具有独特的水流状态，其流态介于完全混合与推流之间。氧化沟内混合液水质几近一致，从这个意义来说氧化沟内的流态是完全混合式的；但从溶解氧浓度的分布来看，在曝气装置的下游，溶解氧浓度从高向低变动，甚至可能出现缺氧段，因此又具有推流式的特征。

氧化沟常用的技术参数如下。有机容积负荷 $N_V = 0.2 \sim 0.4 \text{ kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ；有机污泥负荷 $N_S = 0.05 \sim 0.15 \text{ kgBOD}/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$ ；水力停留时间 $\text{HRT} = 10 \sim 24 \text{ h}$ ；污泥龄 $\theta_c = 10 \sim 30 \text{ d}$ ；污泥浓度 $\text{MLSS} = 2000 \sim 6000 \text{ mg/L}$ 。

6.3.6.3 氧化沟处理工艺的特点

(1) 工艺流程简单，构筑物少，运行管理方便。氧化沟属延时曝气工艺，水力停留时间长，所需曝气池容积比一般活性污泥法大，但因其省却初沉池、污泥消化池、鼓风机房，对于交替氧化沟和一体式氧化沟还可省去二沉池和相应污泥回流系统，实际占地面积少于传统活性污泥法。

(2) 曝气设备和构造型式多样化、运行灵活。具体体现在三个方面：首先，曝气设备多样化，常用的曝气设备有转刷、转盘、射流曝气器等；其次，构造型式多样化，可以呈圆形、椭圆形或马蹄形，可以是单沟或多沟系统，可与二沉池合建或分建等；再次，可通过改变曝气装置的淹没深度或调节曝气装置电机转速达到调节曝气强度的目的。

(3) 处理效果稳定，出水水质好，并可实现脱氮。氧化沟属延时曝气工艺，故出水水质好。同时，其水流特征使其具备一定的脱氮功能，三沟式氧化沟通过运行方式的调整可达到较理想的脱氮效果。

(4) 基建投资省、运行费用低，尤其适用于以下五种情况：当经济投资的来源有限时；当要求的处理出水水质十分严格时；当要求进行脱氮处理时；当处理的进水水质水量波动大时；当缺乏高水平的操作管理人员时。

(5) 污泥产量少，污泥性质稳定。氧化沟污泥龄一般长达 $20 \sim 30 \text{ d}$ ，污泥得到好氧稳定，污泥产生量少，后续处理大大简化。

(6) 耐冲击负荷能力强，对高浓度工业废水有很大的稀释能力。

6.3.6.4 交替式氧化沟

以目前较为流行的三沟交替式（T 型）氧化沟为例介绍其工作原理及运行情况。

交替式氧化沟（Phased Isolation Ditch, PID）由丹麦 Kruger 公司创建，有双沟和三沟交替工作两种氧化沟系统。其中，双沟交替式氧化沟由容积完全相同的 A、B 两沟组成，两沟串联运行，交替作为曝气池和沉淀池。系统可得到十分优质的出水和稳定的污泥，不需污泥回流装置，但曝气转刷的实际利用率较低，仅为 37.5% 。双沟式氧化沟通过对运行过程的控制，创造有利于硝化、反硝化及除磷的微生物环境，可实现一定的脱氮除磷效果，但需在氧化沟前后分别增设厌氧池和沉淀池。T 型氧化沟很有应用前景，在此做详细介绍。

(1) T 型氧化沟结构原理 T 型氧化沟如图 6-22 所示。两侧 A、C 两池交替作为曝气池和沉淀池，中间 B 池则始终维持曝气。进水交替地引入 A 池或 C 池，出水相应地从 C 池或 A 池引出。这样可提高曝气转刷的利用率，还有利于生物脱氮。T 型氧化沟中每个池都配有可供废水曝气和循环（混合）的转刷，每池的进口均与配水井相连接。进水的分配和出水调节堰完全靠自控装置控制。T 型氧化沟的脱氮是通过新开发的双速电机来实现的，曝气转刷能起到混合器和曝气器的双重功能。当处于反硝化阶段时，转刷低速运转，仅仅保持池中污泥悬浮，而池内处于缺氧状态。好氧和缺氧阶段完全可由转刷转速的改变进行自动控制。

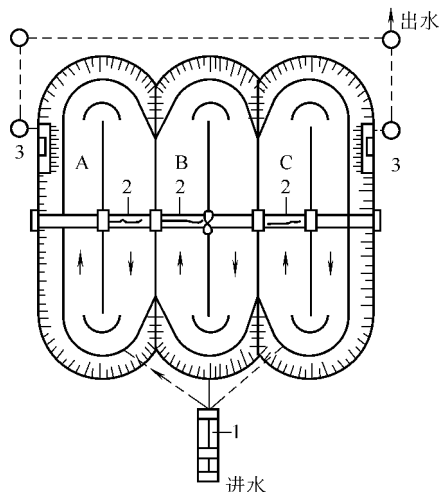


图 6-22 T 型氧化沟

1—沉砂池；2—曝气转刷；3—出水溢流堰

(2) T 型氧化沟的工作过程 可分为 6 个阶段，整个处理过程一般为 8h，其中各时段的长短，取决于需去除的氮量，一般如表 6-3 所示。

表 6-3 T 型氧化沟各运行时段

阶段	1	2	3	4	5	6
时间/h	1.5	1.5	1.0	1.5	1.5	1.0

阶段 1 废水通过分配井流入 A 沟，此时 A 沟中的转刷处于低转速，被控制在仅能维持水中污泥的混合和推动水流循环流动，不足以供给生物降解有机物必需的氧，故 A 沟处于缺氧状态，进行反硝化及有机物的部分降解；A 沟中的混合液经沟间的连通孔进入 B 沟，B 沟中的转刷呈高速运转，沟中有足够的氧，使得 B 沟处于好氧状态，能进行有机物的进一步降解及氨氮的硝化作用；处理后的废水流入 C 沟，C 沟作为沉淀池，其中的转刷停止运转，上清液经自动降低的出水堰排出。

阶段 2 废水引入 B 沟，A、B 沟中的转刷高速运转，B 沟处于好氧状态，A 沟在开始时处于缺氧状态，随着转刷高速运转，供氧增加，逐渐形成好氧状态，C 沟仍为沉淀池，沉淀后的水由出水堰排出。

阶段 3 废水仍引入 B 沟，B 沟在缺氧条件下运行，以便对阶段 2 中积累的硝酸盐进行反硝化，A 沟转刷停止运转，呈静置沉淀状态，C 沟仍为沉淀池，B 沟中的水和污泥经 C 沟沉淀后排出。

阶段 4 废水改由 C 沟引入，同时启运 C 沟转刷，低速运行完成反硝化过程，B 沟中的转刷高速运转，完成硝化过程，A 沟中的转刷停止运转，作为沉淀池用，沉淀后的水由此排出。

阶段 5 废水改由 B 沟引入，B、C 沟中的转刷高速运行，供氧充足，以保证硝化过程的完成。A 沟仍作为沉淀池用，处理水由此排出。

阶段 6 废水仍由 B 沟引入，A 沟出水。B 沟中的转刷高速运行，C 沟中的转刷停止运转，污泥任其沉降，为第二个周期开始作沉淀池而做准备。

从上述运行过程可以看出，中间沟（B 沟）始终进行曝气，外侧两沟中进行硝化反硝化作用以及作为沉淀池出水，每 4h 交替运行一次。显然，T 型氧化沟是一个 A-O（兼氧/好氧）活性污泥系统，可以完成有机物的降解和硝化反硝化过程，取得良好的 BOD 去除效果和脱氮效果。依靠三池工作状态的转换，还可以免除污泥回流和混合液回流，从而使运用费用可大大节省。

(3) T 型氧化沟的应用实例 邯郸市东污水处理厂是我国的第一座 T 型氧化沟污水处理厂，设计规模 $10^5\text{ m}^3/\text{d}$ ，占地 $5\times 10^4\text{ m}^2$ ，处理废水中工业废水和生活污水各占 50%。一期工程处理流量 $6.6\times 10^4\text{ m}^3/\text{d}$ ，工艺流程如图 6-23。

该厂自建成以来处理效果良好，并具有脱氮和除磷功能，处理水的各项指标均优于设计要求，见表 6-4。

6.3.6.5 氧化沟工艺系统的设计

(1) 设计参数 对于印染废水，氧化沟系统通常的预处理是采用粗、细格栅和调节池，一般不设初沉池。混合液在沟内的循环速度为 $0.25\sim 0.35\text{ m/s}$ ，以确保混合液呈悬浮状态。氧化沟污泥回流比采用 60%~200%，设计污泥（MLSS）浓度为 $2500\sim 4000\text{ mg/L}$ ，氧化沟中的氧转移效率为 $1.5\sim 2.1\text{ kg}/(\text{kW}\cdot\text{h})$ 。设计参数与进、出水水质及脱氮的要求密切相关。

氧化沟工艺的重要设计参数及相应取值如下。

① 污泥龄 氧化沟的设计污泥龄范围为 10~30d。污泥龄与温度、脱氮要求和污泥稳定

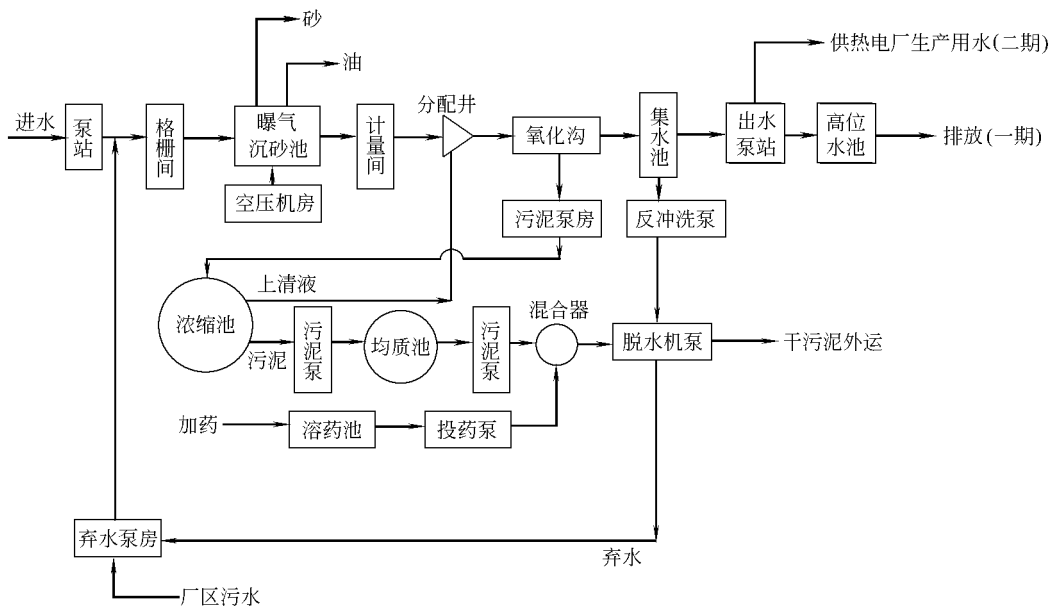


图 6-23 邯郸市东污水处理厂污水污泥处理工艺流程

表 6-4 邯郸市东污水处理厂处理水水质 单位：mg/L

类 别	BOD ₅	COD	SS	NH ₃ -N	TN	TP
进水	105.8	194.8	95.5	17.4	43.8	8.3
出水	6.8	26.6	7.7	2.5	11.7	3.1
设计要求	15.0	—	20.0	2~3	6~12	—

的程度相关。

② 有机负荷 氧化沟常用的设计 BOD 负荷取 0.16~0.35kg/(m³·d)。

③ 污泥负荷 (BOD₅/MLSS) 取 0.03~0.10kg/(kg·d)。

④ 水力停留时间 对于印染废水，采用的数值为 20~30h。

(2) 氧化沟工艺系统的设计 印染废水中含有偶氮染料，这部分含氮有机物氨化作用产生氨氮，因此硝化脱氮是设计的考虑因素。印染废水通常对除磷并无要求。

① 去除有机物及硝化所需的氧化沟体积为

$$V=\frac{YQ(S_0-S_e)\theta_{cm}}{X_V(1+K_d\theta_{cm})}$$

(6-47)

式中，V 为用于硝化及氧化有机物所需的氧化沟有效体积 (m³)；Y 为污泥产率系数 (kgVSS/kg 去除 BOD₅)，对印染废水取 0.3~0.5kg/kg；Q 为处理水流量 (m³/d)；S₀ 为进水 BOD₅ 浓度 (mg/L)；S_e 为出水 BOD₅ 浓度 (mg/L)；θ_{cm} 为最小污泥龄 (d)，如考虑污泥稳定，θ_{cm} 取 30d 左右；K_d 为污泥内源呼吸系数 (d⁻¹)，对印染废水 K_d 取 0.03~0.10d⁻¹；X_V 为混合液污泥 MLVSS 浓度 (kg/L)，考虑脱氮时，X_V 取 2.5~3.5kg/L。

依据反硝化速率和 MLVSS 浓度，确定反硝化所要求增加的氧化沟的体积。

$$V'=\frac{\Delta S_{NO_3}}{X_V r'_{DN}}$$

(6-48)

式中, V' 为反硝化所需氧化沟的反应体积 (m^3); $\Delta S_{\text{NO}_3^-}$ 为去除的硝酸盐氮量 (kg/d); r'_{DN} 为实际的反硝化速率 [以 $\text{NO}_3^- - \text{N}/\text{VSS}$ 计, $\text{mg}/(\text{mg} \cdot \text{d})$], $r'_{\text{DN}} = r_{\text{DN}} \times 1.09^{(T-20)} \times (1-\text{DO})$; r_{DN} 为反硝化速率 (以 $\text{NO}_3^- - \text{N}/\text{VSS}$ 计) [$\text{mg}/(\text{mg} \cdot \text{d})$], 在温度为 $15 \sim 27^\circ\text{C}$ 时印染废水的 r_{DN} 取值范围为 $0.03 \sim 0.08 \text{mg}/(\text{mg} \cdot \text{d})$; DO 为反硝化条件下的溶解氧浓度 (mg/L)。

氧化沟总体积为

$$V_{\text{总}} = V + V' \quad (6-49)$$

为使印染废水中复杂的大分子水解酸化, 从而断裂成小分子, 氧化沟前要设专门的厌氧池, 厌氧池水力停留时间按 $4 \sim 8 \text{h}$ 考虑, 如果进水中的有机物含量高, 水力停留时间尚需适当延长。生物反应系统的污泥停留时间不宜大于 20d 。印染废水硝化所需碱度通常均能满足, 可以不考虑。

② 需氧量的确定 氧的供给是以需氧量为依据的。计算需氧量时, 假定除了用于合成的那一部分有机物外, 所有有机物都被氧化; 同样除了用于合成的那部分氮外, 其余的氮都需先被氧化, 然后再被反硝化还原脱氮, 此过程还可获得一部分氧。因此, 需氧量为

$$D_{\text{O}_2} = Q \times \frac{S_0 - S_e}{1 - e^{-kt}} - 1.42 \Delta X_V + 4.5Q(N_0 - N_e) - 0.56 \Delta X_e - 2.6Q\Delta(\text{NO}_3^- - \text{N}) \quad (6-50)$$

式中, D_{O_2} 为同时去除 BOD_5 和脱氮所需的氧量 (kg/d); Q 为污水流量 (m^3/d); S_0 为进水 BOD_5 (mg/L); S_e 为出水 BOD_5 (mg/L); k 为速率常数 (d^{-1}); t 为 BOD 测试天数 (d), 对 BOD_5 而言 $t=5 \text{d}$; ΔX_V 为每日产生的生物污泥 (VSS) 量 (kg/d); ΔX_e 为每日随出水带出的 MLSS 的量 (kg/d); N_0 为进水氮 (TKN) 浓度 (mg/L); N_e 为出水氮 (TKN) 浓度 (mg/L); $\Delta(\text{NO}_3^- - \text{N})$ 为还原或反硝化的硝酸盐氮量 (mg/L)。

得到需氧量后, 可根据工艺要求选择曝气设备。由于考虑厌氧或缺氧的要求, 还需核算混合所需要的最小净输入功率 (以确保沟内平均水流速度 $\geq 0.25 \text{m/s}$)。

$$P/V = 0.94\mu^{0.3} X^{0.298} \quad (6-51)$$

式中, μ 为绝对黏滞性系数, 20°C 时等于 1.0087 ; P/V 为单位体积需要的净输入功率 (W/m^3); X 为氧化沟中混合液污泥 (MLSS) 浓度 (mg/L)。

③ 沉淀池的设计 氧化沟工艺由于通常采用延时曝气工艺参数, 因此污泥沉降性能较好。推荐的沉淀池参数: 表面负荷 $q=0.6 \sim 0.8 \text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 固体负荷 $G=1 \sim 4 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。

④ 剩余污泥量的确定 在污泥龄为 $10 \sim 30 \text{d}$ 时, 氧化沟工艺的污泥产率 (以 $\text{VSS}/\Delta \text{BOD}_5$ 计) 为 $0.3 \sim 0.5 \text{kg/kg}$, 剩余污泥量的计算应考虑泥中惰性物质和沉淀池出水流失的固体, 基本公式为

$$\Delta X = Q\Delta S \times \frac{Y}{f(1 + K_d\theta_c)} + X_i Q - X_e Q \quad (6-52)$$

式中, ΔX 为总的剩余污泥量 (kg/d); Q 为污水流量 (m^3/d); ΔS 为进出水 BOD 浓度之差 (mg/L); Y 为污泥产率 (kg/kg); f 为 MLVSS/MLSS 之比; K_d 为污泥内源呼吸系数 (d^{-1}); θ_c 为设计污泥停留时间 (d); X_i 为污泥中的惰性物质浓度, 为进水总悬浮物浓度 (TSS) 与挥发性悬浮物浓度 (VSS) 之差 (mg/L); X_e 为随出水流出的污泥量 (mg/L)。

【例 6-2】T 型氧化沟处理印染废水工艺设计计算。

已知: $Q=3000 \text{m}^3/\text{d}$, 进水 $\text{COD}=1000 \text{mg/L}$, $\text{BOD}=250 \text{mg/L}$, $\text{TN}=50 \text{mg/L}$, 要求出水 $\text{BOD} \leq 30 \text{mg/L}$, $\text{TN} < 15 \text{mg/L}$, $\text{NH}_3 - \text{N} < 5 \text{mg/L}$, 水温以 10°C 计。

采用设计参数: 污泥龄 $\theta_c=30 \text{d}$, 产泥率 $Y=0.21 \text{kgVSS}/\text{kgBOD}$, 污泥浓度 $X=\text{MLSS}=$

4000mg/L, $f = \text{MLVSS}/\text{MLSS} = 0.7$, 内源呼吸速率 $K_d = 0.05\text{d}^{-1}$, 剩余污泥含水率 99.2%, 曝气池溶解氧 $\text{DO} = 2\text{mg/L}$, 反硝化速率 $r_{\text{DN}} = 0.06\text{kgNO}_3^-/\text{N}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 。

计算步骤如下。

(1) 氧化沟体积 V

① 去除有机物及硝化所需好氧区体积 V_1

$$V_1 = \frac{YQ(S_0 - S_e)\theta_c}{X_V(1 + K_d\theta_c)} = \frac{0.21 \times 3000 \times (0.25 - 0.03) \times 30}{4 \times 0.7 \times (1 + 0.05 \times 30)} = 594\text{m}^3$$

② 反硝化所需缺氧区体积 V_2 活性污泥中细胞分子式以 $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ 计, 含氮 12.4%。

污泥含氮量 $\text{S}_{\text{N}2} = YQ(S_0 - S_e) \times 12.4\%$

$$= 0.21 \times 3000 \times (0.25 - 0.03) \times 12.4\% = 17.2\text{kgN/d}$$

出水含氮量 $\text{S}_{\text{N}1} = \text{TN}_1 \times Q = 0.015 \times 3000 = 45\text{kgN/d}$

进水含氮量 $\text{S}_{\text{N}0} = \text{TN}_0 \times Q = 0.05 \times 3000 = 150\text{kgN/d}$

需硝化脱氮量 $\Delta\text{S}_{\text{N}} = \text{S}_{\text{N}0} - \text{S}_{\text{N}1} - \text{S}_{\text{N}2} = 150 - 45 - 17.2 = 87.8\text{kgN/d}$

实际反硝化速率 $r'_{\text{DN}} = r_{\text{DN}} \times 1.09^{(T-20)} \times (1 - \text{DO}) = 0.06 \times 1.09^{(10-20)} \times (1 - 0.2)$
 $= 0.02\text{kgNO}_3^-/\text{N}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$

式中, DO 为缺氧池脱氮的 DO 值。

反硝化需缺氧区体积 V_2 为

$$V_2 = \frac{\Delta\text{S}_{\text{N}}}{X_V r'_{\text{DN}}} = \frac{87.8}{4 \times 0.7 \times 0.02} = 1568\text{m}^3$$

③ 氧化沟体积 $V = V_1 + V_2 = 594 + 1568 = 2162\text{m}^3$

(2) 氧化沟工艺设计 T 型氧化沟有一条边沟作澄清用, 澄清过程污泥无活性, 一个单元工作过程中具有活性作用的污泥比例通常为 0.6, 则氧化沟总容积为 $2162/0.6 = 3603\text{m}^3$, 每沟容积为 $3603/3 = 1201\text{m}^3$, 水深 3m, 每沟平面尺寸 400m^2 。初步确定 $2lB = 2 \times 50 \times 4 = 400\text{m}^2$ 。转刷曝气可按双跨 $2 \times 4\text{m}$ 选择。

(3) 需氧量 由于未测定有机物耗氧速率常数 R 值的数据, 式 (6-48) 不能应用, 应用下面的经验公式估算。

$$D_{\text{O}_2} = a'(S_0 - S_e)Q + b'X_V V + 4.6N_r - 2.8N_{\text{or}}$$

式中, N_r 为需要硝化的含氮量 (kgN/d); N_{or} 为需要反硝化的含氮量 (kgN/d); a' 为降解每 kgBOD 需氧量 ($\text{kgO}_2/\text{kgBOD}$), 取 $0.5\text{kgO}_2/\text{kgBOD}$; b' 为污泥自身消化需氧量 [$\text{kgO}_2/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$], 取 $0.1\text{kgO}_2/(\text{kgMLVSS} \cdot \text{d})$ 。

$N_r = \text{进水总氮} - \text{生物合成除氮量} - \text{出水氨氮}$

$$= 150 - 17.2 - 3000 \times 0.005 = 117.8\text{kg/d}$$

$$N_{\text{or}} = 150 - 17.2 - 45 = 87.8\text{kg/d}$$

$$D_{\text{O}_2} = 0.5 \times (0.25 - 0.03) \times 3000 + 0.1 \times 594 \times 4 \times 0.7 + 4.6 \times 117.8 - 2.8 \times 87.8$$

$$= 330 + 166.3 + 541.9 - 245.8 = 792.4\text{kgO}_2/\text{d}$$

供氧量 $= D_{\text{O}_2} f = 792.4 \times 1.3 = 1030.1\text{kgO}_2/\text{d}$

(4) 剩余污泥量

$$\Delta X = Q\Delta S \times \frac{Y}{f(1 + K_d\theta_c)} + (X_i - X_e)Q$$

$$= 3000 \times (0.25 - 0.03) \times \frac{0.21}{0.7 \times (1 + 0.05 \times 30)} + (4 - 2.8 - 0.07) \times 3000$$

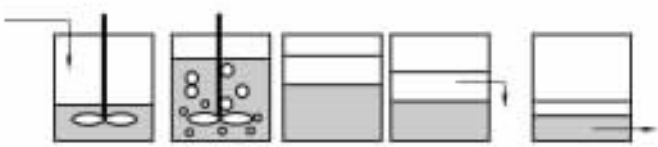
$$= 79.2 + 3390 = 3469.2\text{kg/d}$$

6.3.7 间歇式活性污泥法

间歇式活性污泥法（Sequencing Batch Reactors, SBR）是近年来在国内外被广泛应用和研究的废水生物处理工艺，其主要特点是在一个构筑物中完成生物降解和沉淀分离两个过程，该工艺流程简单、投资省、运行费用低、出水水质稳定，同时，缺氧混合和曝气反复交替运行使该工艺具备较好的脱氮除磷功能，具有很好的应用前景。随着研究的不断深入，在 SBR 工艺基础上产生了许多新的变型，包括间歇式循环延时曝气活性污泥工艺（ICEAS）、循环式活性污泥工艺（CAST）、DAT-IAT 工艺等，本节着重介绍 SBR 工艺及其重要变型 CAST 工艺，DAT-IAT 工艺则在本书下一章介绍。

6.3.7.1 SBR 工作过程

SBR 工作周期由进水期、反应期、沉降期、排水期和闲置期五个阶段组成，如图 6-24 所示。



功 能	进 水	反应(曝气)	沉 淀	出 水	待机(闲置)或排泥
供氧状况	不供氧、供氧	供氧	不供氧	不供氧	不供氧
运行体积占总容积比例/%	25→100	100	100	100→35	35→25
一个周期内运行时间比例/%	20~25	35~40	15~20	10~15	5~10

图 6-24 SBR 工艺典型的运行方式

进水期是指反应器从开始进水到达到反应器最大体积的一段时间，此时已同时进行着生物降解反应。此阶段可根据工艺要求配合进行其他操作，如曝气，既可取得预曝气效果，又可恢复污泥活性；也可根据反硝化、释磷等要求进行缓速搅拌而不曝气。

在反应期，反应器不再进水。此阶段根据废水处理的目的是可采取相应技术措施，通常为曝气降解 BOD、氨氮的硝化、磷的吸收等。

进入沉降期停止曝气，活性污泥沉降，固、液分离，上清液即为处理后的水，此阶段时间一般为 1.0~1.5h。

排放期将经沉淀产生的上清液作为处理水排放，直至最低水位，反应器内残留一部分污泥作为种泥。

闲置期指反应器在排放期后处于停滞状态，等待下一个操作周期开始的阶段。此阶段活性污泥进行内源呼吸，反硝化细菌亦可利用内源碳进行反硝化脱氮，聚磷菌也开始释磷。此阶段时间应根据现场具体情况而定。

6.3.7.2 SBR 工艺特点

(1) 构造简单、投资节省。曝气、沉淀在同一池中进行，省却二沉池、污泥回流装置、调节池等设施。由于流程简单，相应节省了基建费用和运行费用，且布置紧凑，节省了占地面积。

(2) 运行方式灵活，可满足各种处理要求。在 SBR 运行过程中，一个周期中各阶段的运行时间、总停留时间、供气量等都可按照进水水质和出水要求而加以调节。

(3) 处理效果好，对进水水质、水量的波动具有较好的适应性。SBR 工艺的主要优点之一是时间上具有理想的推流式反应器特性，底物浓度从进水的最高浓度逐渐降解至出水时的最低浓度，整个反应过程底物浓度没被稀释，尽可能保持了最大的生化反应推动力。SBR

工艺具有较好的抗冲击负荷的能力；进水期具有贮存、调节废水和混合的作用；对高峰污染物浓度持续时间的分割作用；运行周期污泥活性的补偿作用。

(4) 活性污泥性状好、污泥产率低。反应器中存在较大的浓度梯度；缺氧（或厌氧）和好氧状态并存；反应器中有较高的底物浓度；污泥龄短、比增长速率大。同时，因闲置期污泥处于内源呼吸阶段，因此污泥产率比较低。

(5) 脱氮、除磷效果好。由于在时间上的灵活控制，使 SBR 工艺实现脱氮除磷提供了极有利的条件。SBR 工艺不仅可实现好氧、缺氧、厌氧交替的环境，而且很容易在好氧条件下增大曝气量、控制反应时间与调整污泥龄，强化硝化和摄磷过程；亦可在缺氧条件下方便地投加碳源，强化反硝化效果；还可在进水阶段通过控制泥量和搅拌维持厌氧状态，促进磷的充分释放。

6.3.7.3 SBR 工艺在印染废水处理领域的应用研究

已有研究表明，SBR 工艺在印染废水治理领域具有十分广阔的应用前景。郝瑞霞等用微电解-SBR 法处理印染废水，当进水 COD $1000 \sim 1600 \text{ mg/L}$ ，色度 $200 \sim 800$ 倍，BOD $250 \sim 400 \text{ mg/L}$ 时，COD 去除率在 85% 左右，BOD 去除率和脱色率均在 90% 以上，出水达到排放标准。王九思等用 ClO_2 氧化-SBR 工艺处理印染废水，出水可符合《污水综合排放标准》(GB 8978—88) 一级标准。彭若梦等研究了 SBR 工艺处理印染废水的可行性，研究表明，SBR 对印染废水 COD 的去除率为 50%~90%，当利用 SBR (8h 曝气) 与混凝沉淀相结合处理 COD 为 800 mg/L 左右的印染废水时，出水完全达到国家污水综合排放一级要求，同时防止了污泥膨胀。上述实例证明了 SBR 工艺用于印染废水处理是行之有效的。

6.3.7.4 SBR 工艺改型——CAST 工艺简介

CAST 工艺全称循环式活性污泥工艺 (Cyclic Activated Sludge Technology)，特指设有一个分建式生物选择器的可变容积，以序批曝气—非曝气方式运行的间歇活性污泥处理工艺，由美国的 Goronszy 教授开发而成，并于 1984 年和 1989 年分别在美国和加拿大取得专利。CAST 工艺操作运行灵活，已广泛应用于城市污水和各种工业废水的处理。

(1) CAST 反应器的组成 CAST 反应器的工艺构造如图 6-25 所示。

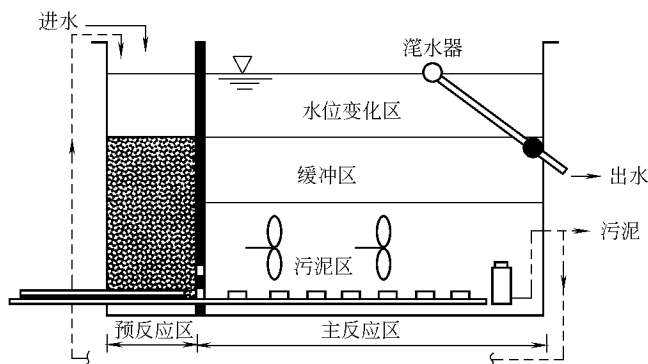


图 6-25 CAST 反应器的工艺构造

CAST 反应器由生物选择区（预反应区）和主反应区两个区域组成，也可在主反应区前设置一兼氧区。生物选择区设置在进水处，其容积约占总容积的 10%，HRT 为 0.5~1h，在厌氧或兼氧条件下运行，其功能有如下四点：①进入反应器的污水和从主反应区回流的活性污泥在生物选择区内相互混合接触，充分利用了活性污泥的快速吸附作用而加速对底物的去除，同时对难降解有机物起到良好的水解作用；②生物选择区的厌氧或兼氧设置可发生比较显著的反硝化作用，在厌氧条件下也可使污泥中的磷得到有效释放，提高除磷效果；③生

物选择区能创造合适的微生物生长条件并选择出絮凝性细菌，可有效抑制丝状菌的大量繁殖，克服污泥膨胀，提高系统运行的稳定性；④对进水水质、水量的变化具有一定的缓冲能力。

主反应区是最终去除有机底物的主要场所，并具备一定的脱氮、除磷功能。控制曝气强度，使活性污泥絮体表面呈好氧状态，保证有机物的好氧降解、硝化及摄磷；当溶解氧控制得当，活性污泥絮体内部呈缺氧状态，使主反应区具有一定的同步硝化反硝化作用。

(2) CAST 工艺的运行 CAST 工艺以一定时间序列循环运行，其运行阶段如图 6-26 所示。

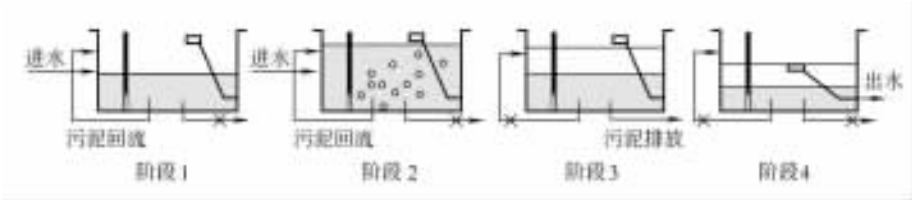


图 6-26 CAST 工艺的运行阶段示意

- ① 阶段 1 进水、污泥回流，泥水混合，完成生物选择吸附、水解酸化和一定的聚磷菌释磷功能。
- ② 阶段 2 曝气、污泥回流，完成有机物好氧降解、氨化、硝化、摄磷过程。
- ③ 阶段 3 沉淀，泥水分离，随水中溶解氧消耗，部分反硝化脱氮，由于是静止沉淀过程，沉淀速度快、效果好。
- ④ 阶段 4 排水与闲置，闲置时完成反硝化脱氮和聚磷菌的释磷，污泥的吸附功能恢复。

(3) CAST 工艺的特点

- ① 生物选择区的设置有利于絮凝性细菌的生长并提高污泥活性、抑制丝状菌的生长和繁殖，反应器在任意进水量及完全混合条件下不会发生污泥膨胀，运行较稳定。
- ② CAST 工艺混合液污泥浓度在最高水位时与传统定容活性污泥法相同，由于曝气结束后的沉降阶段整个池子面积均可用于泥水分离，其固体通量和泥水分离效果均优于传统活性污泥法。
- ③ CAST 工艺具备良好的脱氮除磷性能。其脱氮性能体现在三个方面，即曝气阶段的同步硝化反硝化、非曝气阶段沉淀污泥床的反硝化及污泥回流在生物选择区的反硝化；CAST 工艺系统中活性污泥不断地经过好氧和厌氧循环，聚磷菌得以生长和累积，使系统同时具有较好的除磷性能。
- ④ 可变容积的运行及生物选择区的设置使工艺对水质、水量波动具有较好的适合性，操作运行灵活。
- ⑤ 工艺流程简单，土建费用低，运行费用省（污泥回流系统回流比一般为 20%），自动化程度高，同时采用组合式模块结构，布置紧凑，占地少。

6.3.7.5 SBR 工艺系统的设计

(1) 设计的参数和选择 典型的 SBR 工艺设计参数如下（对于改良形 SBR 工艺可根据其特点做相应的调整）：BOD₅ 体积负荷 0.08~0.24kg/(m³·d)；污泥负荷 0.05~0.20kg/(kg·d)；工作周期 8~12h，各阶段的时间比例可参见图 6-24；污泥 MLSS 浓度 2000~5000mg/L；水力停留时间 15~40h；污泥龄 15~40d。

(2) 反应池工艺设计 反应池有效容积 V

$$V = \frac{nV_0C}{1000N_V} \tag{6-53}$$
$$n = \frac{24}{T}$$

$$V_0 = \frac{QT}{24N}$$

式中, C 为进入反应池的污水 BOD 平均浓度 (g/m^3); n 为一日之内的周期数; V_0 为周期进水量 (m^3); Q 为平均日废水流量 (m^3/d); T 为工作周期 (h); N 为反应池池数, $N > 2$ 。

有效容积 V 应等于周期进水量和池内最小水量 $V_{\min}$ 之和, 因此

$$V = V_0 + V_{\min} \quad (6-54)$$

则

$$V_{\min} = V - V_0$$

最小水量 $V_{\min}$ 是指沉淀与排水工序之后, 池内污泥界面所对应的反应池的容积。同时污泥界面的高度应低于排水口的高度。

通常把 V_0/V 称为充水比, 一般取值范围为 $0.5 \sim 0.7$ 。

校核反应池最小水量 $V_{\min}$ (m^3) 为

$$V_{\min} \geq \frac{\text{SVI} \times \text{MLSS}}{10^6} \times V \quad (6-55)$$

确定单座反应池的工艺尺寸如下。一般池水深为 $4.5 \sim 5.5\text{m}$, 然后确定池的长度与宽度, 矩形反应器长宽比一般为 $(1 \sim 2) : 1$, 超高为 0.5m 。当采用 ICEAS 工艺时, 长宽比将增大至 $(3 \sim 5) : 1$ 。

排水口距反应池底高度 h (m) 为

$$h = \left(H - \frac{V_0}{LB} \right) + 0.3 = H \times \frac{\text{SVI} \times \text{MLSS}}{10^6} + 0.3 \quad (6-56)$$

式中, H 为反应池有效水深 (m); L 、 B 分别为单座反应池的长与宽 (m); 0.3 为缓冲保护高度 (m)。

如每周期的进水时间为 t_{in} , 则废水贮存池最小容积 V_K (m^3) 按下式计算。

$$V_K = \frac{V_0(T - nt_{\text{in}})}{n} \quad (6-57)$$

对于规模较大的废水处理厂, 一般通过调整适当的周期可以不设置废水贮存池。印染废水可适当放大调节池容积作贮存池容积。

根据需氧量求出标准状态下曝气设备的供氧量和供气量。其计算与普通活性污泥法相同。

排泥量 Q_w (m^3) 计算公式如下。

$$Q_w = \frac{T}{24} \times \frac{h - 0.3}{H} \times \frac{V}{\theta_c} \quad (6-58)$$

剩余污泥量计算的其他内容参见氧化沟工艺设计内容。

对于池容较大、进水浓度高、原水注入量大的反应器, 应采取多点进水的方式。原水浓度低时, 提高进水速率、缩短注入时间, 可利于提高反应器内浓度梯度, 提高溶解氧利用率。对于浓度较高的有机废水, 可适当延长污水的注入时间, 并采取非限制曝气方式 (进水同时曝气)。

【例 6-3】 印染废水 CAST 工艺设计。

已知设计数据: $Q = 3000\text{m}^3/\text{d}$, 进水 $\text{BOD} = 250\text{mg}/\text{L}$, $\text{TN} = 50\text{mg}/\text{L}$, 要求出水 $\text{BOD} \leq 30\text{mg}/\text{L}$, $\text{TN} \leq 15\text{mg}/\text{L}$, 出水 $\text{NH}_3\text{-N} \leq 5\text{mg}/\text{L}$ 。

采用设计参数: $N_v = 0.2\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, $\text{MLSS} = 4000\text{mg}/\text{L}$, $\text{MLVSS} = 2800\text{mg}/\text{L}$, 污泥龄 $\theta_c = 20\text{d}$ 。

设两组 CAST 池, 运行周期 $T = 6\text{h}$, 循环次数 $N = 4$ 次/ d , 反硝化速率 $= 26\text{mgNO}_3^-$

$N/(\text{gMLSS} \cdot \text{d})$, 产泥率 $Y=0.21\text{kgVSS/kgBOD}$ 。

计算步骤如下。

(1) 池容计算

$$\textcircled{1} \text{ 周期进水量 } V_0 = \frac{QT}{24N} = \frac{3000 \times 6}{24 \times 2} = 375\text{m}^3$$

$$\textcircled{2} \text{ 反应池有效容积 } V = \frac{nV_0C}{1000N_V} = \frac{4 \times 375 \times 250}{1000 \times 0.2} = 1875\text{m}^3$$

生物选择区与好氧区体积比取 1:4, 则 $V_{\text{好氧区}} = 1500\text{m}^3$, $V_{\text{选择区}} = 375\text{m}^3$, 两池总体积 $V = 1875 \times 2 = 3750\text{m}^3$ 。

$$\textcircled{3} \text{ 核算最小水量 } V_{\min} = V - V_0 = 1875 - 375 = 1500\text{m}^3$$

$$V_{\min} \geq \frac{\text{SVI} \times \text{MLSS}}{10^6} \times V = \frac{100 \times 4000}{10^6} \times 1875 = 750\text{m}^3$$

$\textcircled{4}$ 池尺寸设计 以单池为例。池深 4.5m, 超高 0.5m, 池平面面积 $A = 1875/4.5 = 417\text{m}^2$ 。 $L/B=4/1$, 取 $L=42\text{m}$, $B=10\text{m}$, $A=LB=42 \times 10 = 420\text{m}^2$, 其中选择区 $l_1=8\text{m}$, 好氧区 $l_2=34\text{m}$ 。

$$\textcircled{5} \text{ 排水口高度 } h = \left(H - \frac{V_0}{LB} \right) + 0.3 = 4.5 - \frac{375}{420} + 0.3 = 4.5 - 0.9 + 0.3 = 3.9\text{m}$$

(2) 需氧量

$\textcircled{1}$ 随剩余污泥排放的含氮量 (污泥按 $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ 计算)

$$S_N = YQ(S - S_e) \times 12.4\% = 0.21 \times 3000 \times (0.25 - 0.03) \times 12.4\% = 17.2\text{kgN/d}$$

$$\textcircled{2} \text{ 进水总含氮量 } S_{N0} = 3000 \times 0.05 = 150\text{kgN/d}$$

$\textcircled{3}$ 污泥量: 依照 $\theta_c = 20\text{d}$, $Y = 0.21\text{kgMLVSS/kgBOD}$, 污泥量 ΔX 为

$$\Delta X = \theta_c \times \frac{Y}{f} \times Q \times (S_0 - S_e) = 20 \times \frac{0.21}{0.7} \times 3000 \times (0.25 - 0.03) = 3960\text{kg/d}$$

$$\textcircled{4} \text{ 出水带走含氮量 } \text{总氮} = 0.015 \times 3000 = 45\text{kgN/d}, \text{氨氮} = 0.005 \times 3000 = 15\text{kgN/d}$$

$$\textcircled{5} \text{ 需反硝化脱氮量 } N_{\text{or}} = 150 - 17.2 - 45 = 87.8\text{kgN/d}$$

$$\textcircled{6} \text{ 需硝化的含氮量 } N_r = \text{进水总氮} - \text{剩余污泥排放含氮量} - \text{出水氨氮} \\ = 150 - 17.2 - 15 = 117.8\text{kgN/d}$$

$$\textcircled{7} \text{ 需氧量 } D_{O_2} = a'Q(S_0 - S_e) + b'X_VV + 4.6N_r - 2.8N_{\text{or}}$$

其中, $a' = 0.5$, $b' = 0.1$, 好氧区容积 1500m^3 , 故

$$D_{O_2} = 0.5 \times 3000 \times (0.25 - 0.03) + 0.1 \times 2.8 \times 1500 + 4.6 \times 117.8 - 2.8 \times 87.8 \\ = 330 + 420 + 541.9 - 245.8 \\ = 1046.1\text{kgO}_2/\text{d}$$

$$\textcircled{3} \text{ 排泥量 (单池) } Q_w = \frac{T}{24} \times \frac{h - 0.3}{H} \times \frac{V}{\theta_c} = \frac{6}{24} \times \frac{3.9 - 0.3}{4.5} \times \frac{1875}{20} = 18.75\text{m}^3/\text{d}$$

6.4 好氧生物处理技术——生物膜法

生物膜法的实质是使细菌和真菌类微生物和原生动物、后生动物类的微型动物附着在滤料或某些载体上生长繁殖, 并在其上形成膜状生物污泥——生物膜。废水与生物膜接触, 有机污染物作为营养物质被摄取, 废水得到净化。生物膜构造如图 6-27 所示。

生物膜随着微生物的不断增长逐渐加厚, 当 O_2 因外层好氧菌的消耗而难以渗入到内层

时, 在生物膜内部形成厌氧层, 厌氧代谢产生 CO_2 、 H_2S 、 CH_4 、 NH_3 等气体, 使生物膜的黏附力减少, 在水力冲刷剪切作用下生物膜成片脱落。脱膜仅在局部填料区域发生, 裸露的填料表面生长出新的生物膜, 当生物膜成熟时, 脱膜与微生物生长达到动态平衡, 生物膜不断得到更替。

生物膜法污泥龄长, 填料上生长着大量的硝化菌和丝状菌, 硝化效果好而不产生污泥膨胀, 剩余污泥量少, 在印染废水以及其他工业废水中较为常用, 属于生物膜处理法的工艺有生物滤池、生物转盘、生物接触氧化和生物流化床等。

6.4.1 生物膜法反应动力学

6.4.1.1 生物滤池反应动力学简介

生物滤池是以土壤自净原理为依据, 在废水灌溉的实践基础上, 经过较原始的间歇砂滤池和接触滤池发展而来的。其基质降解机理与活性污泥法基本相同, 可视为推流反应器, BOD 降解符合一级反应动力学特征。

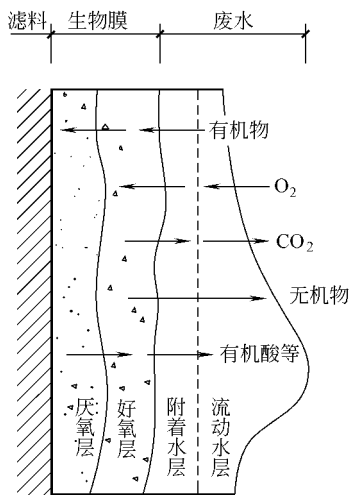


图 6-27 生物膜构造示意

$$\frac{dS}{dt} = -KS \quad (6-59)$$

$$\text{对上式积分, 得} \quad \frac{S_e}{S_i} = \exp(-Kt) \quad (6-60)$$

$$t = \frac{cM}{q^n}$$

式中, S_i 为进入滤池混合液 BOD_5 , 无回流时, $S_i = S_0$; S_0 为原废水 BOD 浓度; S_e 为出水 BOD 浓度; K 为去除率常数; t 为停留时间, 可用滤床参数表示; M 为滤床深度 (m); q 为滤床的面积水力负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]; c 、 n 为常数。

于是得

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp\left(-K' \times \frac{M}{q^n}\right) \quad (6-61)$$

此式即为生物滤池基本数学模式, 其中 K' 是与基质降解性能有关的常数, $K' = Kc$, 对于印染废水, $K' = 0.016 \sim 0.040$ 。

6.4.1.2 生物接触氧化法反应动力学简介

生物接触氧化法相当于连续完全混合反应器, 反应填料面积基质去除速率与基质浓度之间的关系, 可用与 Monod 关系式相似的动力学数学式表示。

$$(Fw)_{\text{膜}} = \frac{(Fw_{\text{max}})_{\text{膜}} \times S_e}{K_s + S_e} \quad (6-62)$$

式中, $(Fw)_{\text{膜}}$ 为单位填料面积基质去除速率 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]; $(Fw_{\text{max}})_{\text{膜}}$ 为饱和浓度时单位填料面积最大基质去除速率 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]; K_s 为饱和常数, 其值为 $(Fw)_{\text{膜}} = \frac{1}{2} (Fw_{\text{max}})_{\text{膜}}$ 时的基质浓度 (kg/m^3); S_e 为出水的基质浓度 (kg/m^3)。

实际工程中测得

$$(Fw)_{\text{膜}} = \frac{Q(S_0 - S_e)}{NA} \quad (6-63)$$

式中, Q 为进水流量 (m^3/d); S_0 为进水基质浓度 (kg/m^3); N 为填料体积 (m^3); A 为填料比表面积 (m^2/m^3)。

式 (6-62) 及式 (6-63) 均是在假定氧化池内基质去除主要是生物膜去除基质 (忽略悬浮微生物体去除作用) 条件下获得。

6.4.2 生物转盘

生物转盘是以一系列转动的盘片代替传统生物滤池滤料, 盘片部分浸渍于废水中, 通过不断转动与废水和空气接触, 完成有机物降解和充氧过程。

6.4.2.1 生物转盘净化原理

生物转盘设有传动装置, 使转盘以较低转速在接触反应槽内转动, 转盘上附着一层生物膜, 废水中的有机物为生物膜所吸附降解。当转盘转动离开废水与空气接触, 生物膜固着水层可从空气中吸氧并传递至膜内部和废水中, 在无曝气条件下槽内溶解氧可达到较高浓度。

运行稳定的生物转盘也存在脱膜现象。随着生物膜的逐渐增厚, 膜内部形成厌氧层, 厌氧代谢使生物膜附着力减弱, 在水流和盘片之间产生的剪切力作用下而剥落, 新的生物膜在剥落部位重新生长, 保证了生物膜不断更新, 生物膜活性得以维持。

生物转盘的流态应按完全混合-推流考虑。从一个生物转盘单元来看是完全混合型的, 但多级生物转盘则应作为推流式, 这使得生物转盘处理废水保持了较高的降解推动力, 提高了处理效率。

6.4.2.2 生物转盘的构造与布置方式

生物转盘主要由盘片、转轴、氧化槽组成。盘片串联成组, 中心穿以转轴, 轴的两端安装在氧化槽的支座上, 转盘表面积有 40%~50% 浸没在氧化槽水中, 转轴一般高出水面 100~250mm, 盘片边缘距氧化槽底一般为 30~50mm, 如图 6-28 所示。

盘片直径一般为 1.5~3.0m, 其厚度根据不同材质而定, 聚酯玻璃钢为 1~3mm, 聚乙烯板一般为 2~4mm。

生物转盘的布置方式一般有单轴单级、单轴多级 [图 6-29 (a)] 和多轴多级 [图 6-29 (b)] 等几种。

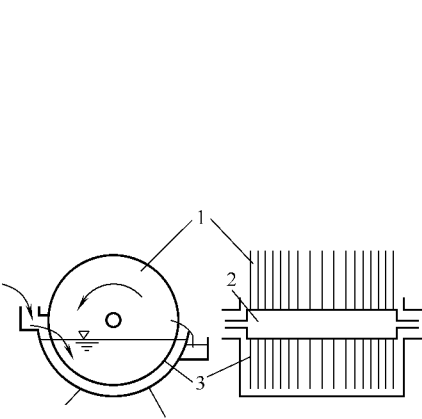


图 6-28 生物转盘构造简图
1—盘片; 2—转轴; 3—氧化槽

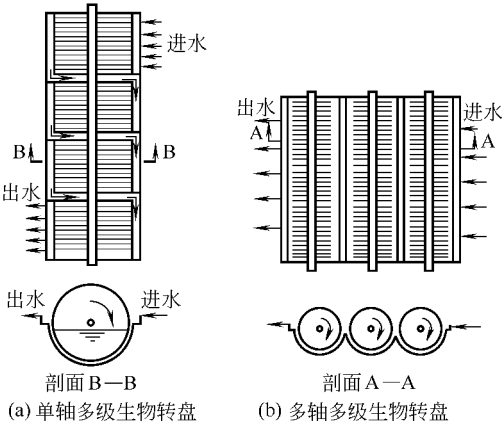


图 6-29 生物转盘布置方式

6.4.2.3 生物转盘系统工艺特征

(1) 微生物附着生长, 微生物浓度高, 生物相分级, 污泥龄长, 可生长世代期长的硝化菌, 脱氮效果好。生物膜微生物食物链长, 产泥量少。可生长氧化性高的丝状菌而无污泥膨胀之忧。

(2) 对 BOD 值达 10000mg/L 以上的超高浓度有机废水到 10mg/L 以下的超低浓度废水都可采用生物转盘进行处理, 耐冲击负荷能力强。

(3) 不需曝气, 无污泥回流, 动力消耗低; 不需复杂机械设备, 不需调节生物量, 维护管理方便。

(4) 运行合理, 不产生滤池蝇, 不出现泡沫也不产生噪声, 无二次污染问题。

6.4.2.4 生物转盘的设计计算

一般采用面积负荷法计算转盘总面积。

$$A = \frac{24Q(S_0 - S_e)}{L_{\text{BOD}}} \quad (6-64)$$

式中, A 为转盘总面积 (m^2); Q 为进水量 (m^3/h); S_0 为进水 BOD 浓度 (mg/L); S_e 为出水 BOD 浓度 (mg/L); L_{BOD} 为 BOD 面积负荷 [$\text{gBOD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]。

(1) 转盘盘片数 m

$$m = \frac{4A}{2\pi D^2} = 0.636 \frac{A}{D^2} \quad (6-65)$$

式中, D 为盘片直径 (m)。

(2) 氧化槽有效长度 L (m)

$$L = [m(a+b) - b]K \quad (6-66)$$

式中, a 为盘片厚度 (m); b 为盘片间距 (m); K 为考虑留有余地的系数, $K = 1.1 \sim 1.2$ 。

(3) 氧化槽有效容积 W' 与总容积 W

$$W' = (0.294 \sim 0.335)(D + 2\delta)^2(L - ma) \quad (6-67)$$

$$W = (0.294 \sim 0.335)(D + 2\delta)^2L \quad (6-68)$$

式中, δ 为盘片边缘与氧化槽内壁净距 (m)。

(4) 废水在氧化槽内的停留时间 t (h)

$$t = \frac{W'}{Q} \quad (6-69)$$

6.4.2.5 生物转盘处理印染废水应用实例

某针织厂用小型生物转盘处理该厂印染废水 (中试, 试验水量 $20 \sim 40 \text{m}^3/\text{d}$), 废水中含染料、表面活性剂、染色助剂、浆料等多种有机和无机物质, 染色多变, 成分复杂。废水停留时间为 1.5h, 采用一级转盘, 盘片数 50, 转数 $2\text{r}/\text{min}$ 。

该厂染色废水经单级生物转盘处理, 在滞留期短的情况下取得比较理想的结果, 色度去除率 $40\% \sim 50\%$, COD 去除率达 70% 左右。

6.4.3 生物接触氧化法

生物接触氧化法是一种具有活性污泥法特点的生物膜法, 相当于曝气池中添加填料, 使填料表面长满各种生物膜, 在生物膜作用下, 同时废水中存在一定数量的悬浮状态活性污泥和脱落的生物膜, 废水得到净化。

6.4.3.1 生物接触氧化池的构造及工艺流程

(1) 构造及填料选用 生物接触氧化法系统由接触氧化池和二沉池组成。根据曝气方式的不同, 常用接触氧化池的构造形式通常为鼓风曝气接触氧化池及循环洒水接触氧化池, 目前, 国内印染废水处理多数采用鼓风曝气接触氧化池。生物接触氧化池的工艺构造见图 6-30。

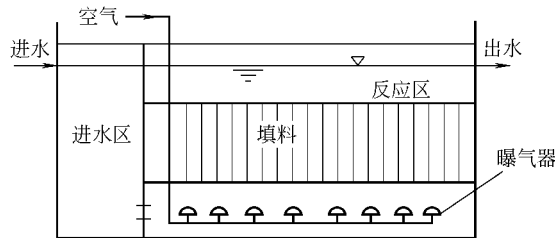


图 6-30 生物接触氧化池的工艺构造

填料的选择是生物接触氧化法的关键因素之一。填料不仅影响接触氧化法处理效果，同时，填料费用约占接触氧化法总费用的 55%~60%，直接关系到接触氧化法的经济效果。填料的选取应易于生物膜附着，比表面积大，孔隙率大，水流阻力小，强度大，化学及生物稳定性好，经久耐用，截留悬浮物质能力强，不溶出有害物质，不引起二次污染，与水的密度相差不大，价廉易得，运输和施工方便。目前，国内主要采用合成树脂类填料，并开发出多种软性填料、半软性填料、弹性填料、组合填料及悬浮填料，大大丰富了填料的选择范围。

(2) 生物接触氧化法工艺流程 生物接触氧化法根据处理要求的不同，可分为单段（级）处理流程、多段（级）处理流程，如图 6-31 所示。

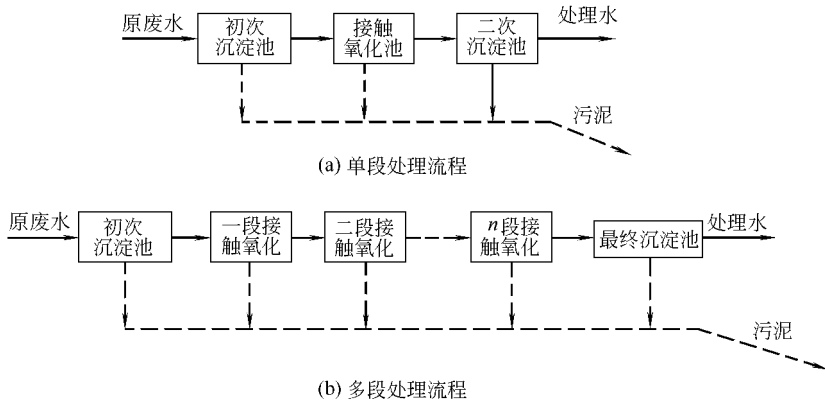


图 6-31 生物接触氧化法工艺流程

生物接触氧化法单段处理因流程简单，易于维护运行，投资较低，得到广泛应用。当进水浓度较高，为达到排放要求可采取多段处理流程。单段接触氧化池 F/M 值应高于 2，多段接触氧化池内 F/M 值一般为 0.5 左右。在单段池中微生物处于对数增殖期，处理效率高，多段池微生物处于内源呼吸期，处理效果好，多池串联使反应器具推流特征，降解速率高。

多段法通常由 3 座或 3 座以上接触氧化池串联而成，每座接触氧化池属完全混合系统，整体流态为推流属性，多段串联可取得非常稳定的出水。单池池长较大时可采用分挡方式形成多段串联系统。

6.4.3.2 生物接触氧化法工艺特点

(1) 生物膜微生物相丰富，包括细菌、真菌、原生动物和后生动物，可生长氧化能力强的丝状菌，生态系统及食物链稳定，同时填料对气泡的切割作用可提高氧转移率，微生物增殖快、活性高，生物膜量折算为 $MLSS$ 可达 $10\sim15g/L$ 。因丝状菌的大量生长，可发挥生物滤网功能，有效提高处理效果。生物接触氧化法可接受较高的有机负荷，处理效率高，有利于缩小池容，减少占地面积。

- (2) 除去除有机污染物外，运行得当还可实现脱氮，可作为三级处理技术。
- (3) 操作简单，运行方便，易于维护管理，无污泥回流，不产生污泥膨胀现象，污泥生成量少，污泥颗粒较大，易于沉淀。
- (4) 对冲击负荷有较强的适应能力，在间歇运行条件下仍能保持良好的处理效果，对排水不均匀的企业更具有实际意义。

6.4.3.3 生物接触氧化池的设计

接触氧化池的容积一般按 BOD 容积负荷或水力停留时间计算，再相互校核以确定填料容积。

(1) 氧化池有效容积 $V\text{ (m}^3\text{)}$

按容积负荷计算：
$$V=\frac{24Q(S_0-S_e)}{N_V}\tag{6-70}$$

式中， Q 为设计水量 (m^3/h)； S_0 为进水 BOD (kg/m^3)； S_e 为出水 BOD (kg/m^3)； N_V 为容积负荷 [$\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$]。

按水力停留时间计算：
$$V=Qt\tag{6-71}$$

式中， t 为水力停留时间 (h)。

(2) 氧化池面积和个数

$$F=\frac{V}{nH}\tag{6-72}$$

式中， F 为每个氧化池面积 (m^2)，一般控制在 25m^2 以内； n 为氧化池个数， $n\geq 2$ ； H 为填料高度 (m)，一般为 3m 。

(3) 氧化池总高度 $H_0\text{ (m)}$

$$H_0=H+h_1+h_2+mh_3+h_4\tag{6-73}$$

式中， h_1 为保护高 (m)， $h_1=0.5\sim 0.6\text{m}$ ； h_2 为填料上水深 (m)， $h_2=0.4\sim 0.5\text{m}$ ； h_3 为填料层间格高 (m)， $h_3=0.2\sim 0.3\text{m}$ ； m 为填料层数； h_4 为配水区高 (m)，约 0.5m 。

6.4.3.4 生物接触氧化法在印染废水处理中的应用

生物接触氧化法在印染行业的应用相当广泛，已有不少成功的实例。

(1) 上海某毛纺厂采用生物接触氧化法处理羊毛、黏胶等纤维染色废水，工艺流程如图 6-32 所示。

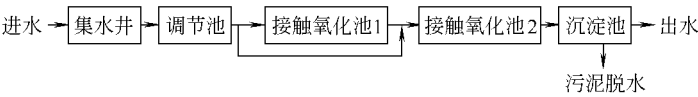


图 6-32 上海某毛纺厂生物接触氧化法工艺流程

氧化池 1 采用蜂窝填料，氧化池 2 采用纤维填料，气水比 (12~16) : 1，总停留时间约 2h，氧化池 1 COD 去除率 72.9%，色度去除率 72.7%；氧化池 2 COD 去除率 77.8%，色度去除率为 72.7%。

(2) 常熟某印染有限公司废水处理工艺流程如图 6-33 所示。

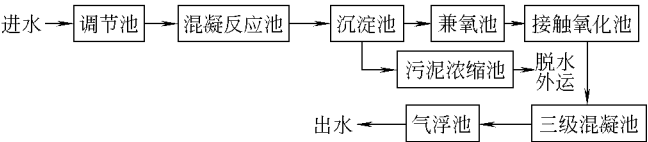


图 6-33 常熟某印染有限公司废水处理工艺流程

该公司工艺流程完整，进水 COD 约 1100mg/L 左右，色度 900 倍，出水 COD 去除率达 95.7%，色度去除率达 98%。其中，生物接触氧化池进水 COD 为 920mg/L，色度 250 倍，出水 COD 为 85mg/L，色度 100 倍，经后续三级处理后出水稳定达到《纺织染整工业废水污染物排放标准》（GB 4287—92）一级标准。

6.4.4 生物流化床

生物流化床是利用颗粒载体挂膜并使其流化，废水与流化的颗粒生物膜及悬浮活性污泥充分接触，达到净化的目的。生物流化床处理效率高，适用于小规模高色度印染废水的处理。

6.4.4.1 生物流化床的工艺类型与构造

按载体流动的动力分类，生物流化床包括液流动力流化床、气流动力流化床和机械搅拌流化床（如图 6-34 所示）。其中气流动力流化床应用较多。

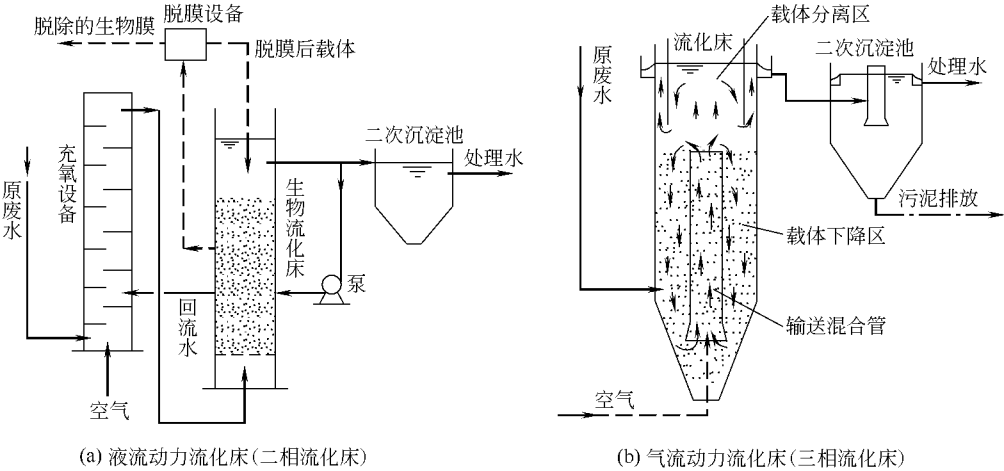


图 6-34 生物流化床工艺类型

液流动力流化床也称之为二相流化床，在床内只有废水与载体的接触，充氧过程在单独的充氧设备内进行 [图 6-34 (a)]，原废水与部分回流水在充氧设备中与氧或空气接触，采用此工艺时以一般曝气方式充氧，废水中溶解氧通常在 8~10mg/L 左右。

气流动力流化床又称三相流化床，即废水、载体和空气三相同步进入床体，气、液、固三相产生了强烈混合搅拌作用，传质效果好，脱膜作用明显，可不设脱膜装置 [图 6-34 (b)]。

生物流化床的构造通常包括床体、载体、布水装置和脱膜装置四个部分。床体多呈圆形。常用载体包括聚苯乙烯球、颗粒活性炭、焦炭、无烟煤等（最近开发的橡胶粒、泡沫塑料球、黏结木屑球等密度小，表面附着性好，有应用前景）。布水装置对液动流化床（二相流化床）尤为重要，布水不均对流化效果会产生直接影响，是流化床发挥正常净化功能至为重要的环节。脱膜装置通常用于液动流化床，其功能是脱除老化的生物膜，保持流化床生物膜的活性，可单独另行设立，也可设于流化床的顶部。三相流化床常采用短期强化曝气方式脱膜，方法简单。

6.4.4.2 生物流化床的工艺特点

(1) 颗粒载体比表面积大 (2000~3000m²/m³ 流化床体积)，单位体积载体内保持较高的微生物量，污泥浓度可达 30~40g/L，负荷是普通活性污泥法的 10~20 倍，是一种高效生物处理工艺。

(2) 微生物附着生长，可承受冲击负荷与毒物负荷，生物膜上可生长世代期长的硝化菌，氨氮去除效果好；同时颗粒生物膜内部可存在缺氧微环境，运行得当时具有一定同步反

硝化效果。

(3) 流化床工艺效率高，占地少，为普通活性污泥法的 5% 左右，投资省。

6. 4. 4. 3 生物流化床的工艺设计

(1) 主要设计参数 体积负荷 $N_V=5\sim8\text{kgBOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ；微生物浓度 $\text{MLVSS}=20\sim30\text{g/L}$ ；水力负荷 $q=8\sim40\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ （聚丙烯球取下限，焦炭、泡沫塑料球取上限）；溶解氧 $7\sim8\text{mg/L}$ ；水力停留时间 $\text{HRT}=0.5\sim2.0\text{h}$ 。

(2) 工艺计算

$$V=\frac{(S_0-S_e)Q}{N_V} \tag{6-74}$$

式中， V 为反应区有效容积 (m^3)； N_V 为容积负荷 [$\text{kgBOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$]； S_0 、 S_e 分别为进、出水 BOD 浓度 (mg/L)； Q 为处理水量 (m^3/h)。

复核：

$$T=\frac{V}{Q} \tag{6-75}$$

式中， T 为水力停留时间 (h)。

$$A=\frac{Q}{q} \tag{6-76}$$

式中， A 为流化床升流区断面面积 (m^2)； q 为水力负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$]。

6. 4. 4. 4 生物流化床的应用

(1) 浙江某印染厂采用三相流化床-气浮工艺处理印染废水（中试），废水中含有活性染料、分散染料、还原染料、阳离子染料、助剂（PVC 及多种合成助剂）。工艺流程如图 6-35 所示。

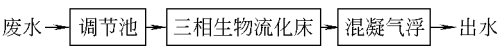


图 6-35 浙江某印染厂三相流化床工艺流程

装置进水 COD 为 580mg/L ，气浮出水 COD 为 85mg/L ，其中三相生物流化床进水 580mg/L ，出水 224.6mg/L ，去除率 61.1% （停留时间为 4h ）。

(2) 东南大学近年开发的卧式矩形一体化内循环三相流化床（图 6-36）集厌氧水解、好氧降解、泥水沉淀分离于一体，结构紧凑，克服了普通流化床高径比大、制作困难的缺点；采用轻质泡沫塑料球作载体，能耗小；污泥全部回流，可任意控制污泥龄，有利于硝化菌的生长，并完成脱氮作用；池深浅，可应用普通罗茨风机或潜水曝气机充氧；循环水流，气泡在水中停留时间长，可提高溶氧效率；泥水分离沉淀区过水断面为变截面、分离速度快，表面负荷大。该流化床试验处理含直接酸性染料的废水，原水 COD $1800\sim2000\text{mg/L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N}$ $50\sim60\text{mg/L}$ ，色度 400 倍，处理时间 4h （包括水解酸化），出水 COD $100\sim120\text{mg/L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N}$ $10\sim12\text{mg/L}$ ，色度 60 倍，取得满意的效果。该流化床工艺简单，适用于小规模高

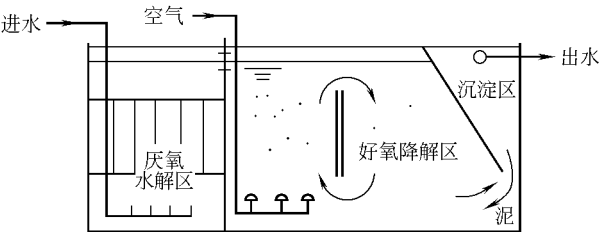


图 6-36 卧式矩形一体化内循环三相流化床

浓度印染废水的处理。

6.5 稳定塘

稳定塘是设围堤和防渗层的污水池塘，主要依靠自然生物净化功能使废水得到净化，其净化全过程包括好氧、兼氧和厌氧三种状态。稳定塘现多作为二级处理技术考虑，但亦可作为一级处理技术和深度处理技术，若串联使用可完成一级、二级及深度处理全部系统的净化功能。

6.5.1 原理及工艺

6.5.1.1 稳定塘净化原理及工艺

废水在稳定塘中通过微生物的代谢活动和包括水生植物在内的多种生物的综合作用，使有机污染物降解，废水得到净化。稳定塘中不同类型的生物构成了稳定塘内的生态系统，不同类型的稳定塘所处的环境不同，形成的生态系统又有各自的特点。典型的兼性稳定塘生态系统如图 6-37 所示。

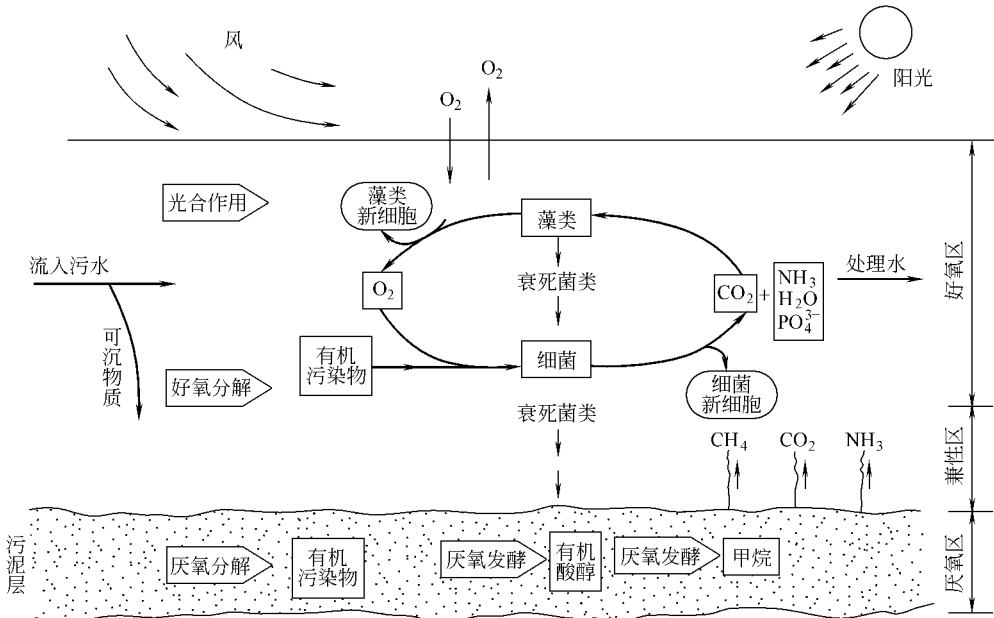


图 6-37 典型的兼性稳定塘生态系统

稳定塘中的微生物一般以细菌和藻类占优势，原生动物和轮虫等在某些负荷条件下也存在。稳定塘中的占优菌种有假单胞菌属、黄杆菌属、产碱杆菌属及光合细菌着色菌科等，常见藻类有小球藻属、栅列藻属、衣藻属和眼虫藻属等，常见微型动物有钟虫、膜袋虫、轮虫类及鞭毛虫类。与活性污泥系统不同，稳定塘中还存在更高级的动物，如昆虫幼虫，甲壳类生物如水蚤出现的频率也较高。

有机物在稳定塘中的降解过程通常包括物理作用和生化作用两大类，其中生化起关键作用。物理作用包括稀释、自然沉淀及絮凝沉淀，稀释作用本身并未改变污染物的性质，但降低了有害物质的浓度，为进一步的净化作用创造条件，使塘水中生物净化过程能够正常进行。自然沉淀是由于废水进入塘内流速降低，悬浮物质在重力作用下沉于塘底，絮凝沉淀是由于废水中的细小悬浮颗粒在塘水中的大量具有絮凝作用的生物分泌物作用下聚集为较大颗粒而发生沉降。自然沉淀和絮凝沉淀可使废水的 SS、BOD、COD 等各项指标都得到降低，对净化过程起到一定的作用。

作为降解作用的关键性因素,不同生物种类所起的作用不同。

(1) 好氧微生物 在稳定塘内,废水净化最关键的作用仍是在好氧条件下,异养型好氧菌和兼性菌对有机污染物的代谢作用,绝大部分的有机污染物都是在这种作用下得以去除的,BOD可去除90%以上,COD去除率可达80%。

(2) 厌氧微生物 在厌氧塘和兼性塘的塘底,有机污染物一般能够经历水解、产氢产乙酸和产甲烷的厌氧全过程,最终转化为 CH_4 、 CO_2 等。厌氧反应生成的有机酸扩散至兼氧层和好氧层进一步降解,厌氧层对难降解有机物亦存在水解作用,使B/C比提高。此外,厌氧微生物对塘底污泥沉积层的分解作用可控制沉积污泥的量,对整个生态系统的正常运行起重要作用。

(3) 浮游生物 浮游生物包括藻类、原生动物、后生动物、底栖动物及鱼类,藻类起供氧、去除氮磷的作用。原生动物、后生动物可吞食游离细菌和细小悬浮物质,使塘水澄清。底栖动物可摄取污泥层中的藻类或细菌,控制污泥量。鱼类捕食微型水生动物和残留于水中的污物。各类浮游生物在生物链中互相制约,保持生态系统的动态平衡。

(4) 水生锥管束植物 水生植物在水质净化中所起的作用包括去除氮磷、富集重金属、供氧,并可为微生物提供生长介质,促进污染物去除功能的提高。

6.5.1.2 稳定塘工艺分类

稳定塘的分类方式较多,通用的分类方式是根据塘水中微生物优势群体类型和溶解氧工况进行划分,通常分为好氧塘、兼性塘、厌氧塘和曝气塘。

(1) 好氧塘 好氧塘深度较浅,水深一般在0.6~1.2m,阳光照射到塘底。靠藻类放氧及大气复氧供氧,全部塘水都呈好氧,白天藻类密度高时全塘溶解氧处于过饱和状态,夜间光合作用下降,黎明时塘中溶解氧浓度最低。由于好氧细菌起着净化有机物的作用,BOD去除率高,但出水中藻类较多。

(2) 兼性塘 水深1.2~2.0m左右,塘内溶解氧可在某些天或某些季节缺乏;亦可在塘的某些部位如塘的进水端或塘底部的污泥层缺乏。实际上,大多数稳定塘严格讲都是兼性塘。兼性塘内表层为好氧反应,底层为厌氧反应,而中间层为兼氧反应。

(3) 厌氧塘 水深3m或3m以上,表面积较小,适于浓度高、悬浮物多的工业废水预处理。由于塘水缺乏溶解氧,有机物被厌氧分解。厌氧塘进水一般设于塘底,出水为淹没式,深入水下0.6m。厌氧塘出水较差,常作为高浓度废水的预处理。

(4) 曝气塘 水深一般为3.0~4.5m,最大特点是塘内安装机械或扩散充氧装置,使塘水保持好氧状态。是人工强化程度最高的一种稳定塘,有机物降解速度快,表面负荷率较高,易于调节控制,但曝气装置的搅动不利于藻类生长。

除上述四种稳定塘外,还有一种精制塘,一般接在生物滤池、活性污泥法和其他类型生物塘之后,以进一步提高处理效果。稳定塘亦可按出水方式进行划分,包括连续出水塘、控制出水塘和贮存塘,本书不一一赘述。

6.5.1.3 稳定塘的特点

稳定塘具有一系列优点,主要有:(1)可充分利用地形,工程简单,建设周期短,易于施工,投资省;(2)出水一般可达到农业灌溉水质标准,可形成藻类、细菌、水生植物、浮游生物、底栖动物以及虾、鱼、水禽等多级食物链,环境效益、社会效益和经济效益明显;(3)废水处理能耗少,维护方便,成本低廉。

除上述优点外,稳定塘也存在一些缺点,包括占地面积大,处理效果受季节、气温、光照等自然因素影响,易污染地下水源,易影响周围环境等,因此对其应用应权衡利弊、综合考虑。

6.5.1.4 稳定塘的工艺设计参数

稳定塘的主要工艺设计参数见表6-5。

表 6-5 稳定塘的主要工艺设计参数

稳定塘	塘深/m	表面负荷 $N_A/[kgBOD/(ha \cdot d)]$	体积负荷 $N_V/[kgBOD/(m^3 \cdot d)]$
好氧塘	0.6~1.2	20	0.0016~0.0020
兼性塘	1.2~2.0	40	0.0020~0.0025
厌氧塘	3.0~4.5	300	0.1~0.12

注：1ha=10⁴m²。

6.5.2 好氧塘

好氧塘一般不宜太深，其目的是阳光可透入塘底，藻类光合作用产生氧气供氧，全部塘水均呈好氧状态，由好氧微生物起有机污染物的降解与废水的净化作用。根据有机物负荷的高低，好氧塘可分为高负荷好氧塘、普通好氧塘和深度处理好氧塘。高负荷好氧塘有机物负荷高，藻类浓度很高；普通好氧塘负荷低于高负荷好氧塘，是好氧塘中常采用的一种形式；深度处理好氧塘用于废水的深度处理，负荷低于前两种好氧塘，处理水质良好。

好氧塘生物相丰富，日光充足时可高效进行光合作用和有机物降解，溶解氧浓度高，甚至可达饱和状态，晚间因光合作用的停止，溶解氧浓度下降，至凌晨时达到最低。好氧塘处理效果受季节的影响亦较大，温暖季节处理效果最佳，此时细菌代谢活性强，藻类大量生长，塘水呈绿色。冬季塘内细菌和藻类活性和代谢显著减慢，有机物去除率降低，这时塘水颜色转成褐色、再成灰色。北方冬季塘表结冰，当冰面覆盖较厚时光合作用完全停止，冰下进水呈厌氧状态，有机物累积，至春季会出现翻塘，出现恶臭、出水水质恶化，即稳定塘的临界时期。

好氧塘的优点是净化功能较高，有机污染物降解速率高，废水在塘内停留时间短，但进水应进行比较彻底的预处理去除可沉悬浮物，以防形成污泥沉积层。好氧塘缺点是处理水中含大量藻类，对细菌的去除效果也较差。

好氧塘的设计一般按表面有机负荷率进行计算。

$$A=\frac{QS_0}{N_A}$$

(6-77)

式中，A 为好氧塘的有效面积（m²）；Q 为废水设计流量（m³/d）；S₀ 为原污水 BOD 浓度（kg/m³）；N_A 为 BOD 面积负荷率 [kgBOD/(m²·d)]，根据试验或经验数据确定，或参照表 6-5。

6.5.3 稳定塘应用实例

咸宁双溪麻纺厂采用稳定塘处理废水。该厂废水来源于酸洗、碱煮和拷麻三个工序。酸洗、碱煮废水水质：pH 值 3~12，COD_{Cr} 7500mg/L，BOD 2000mg/L；拷麻废水水质：pH 值 6~8，COD 200mg/L，BOD 40mg/L。采用工艺流程如图 6-38。

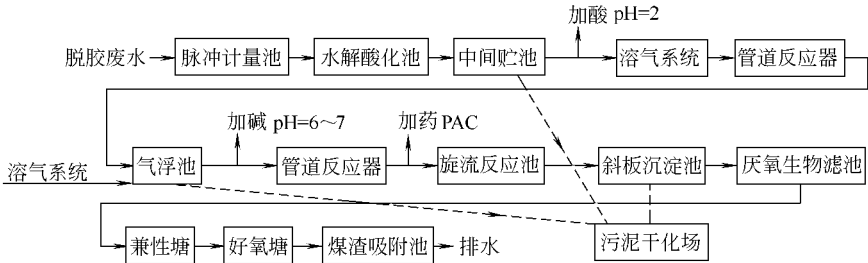


图 6-38 某麻纺厂印染废水处理稳定塘工艺流程

工程投入运行后处理效果较稳定，处理水量约 240m³/d，进水 COD 约 5500mg/L，BOD 约 2000mg/L，pH 值 6~9，出水 COD≤300mg/L，BOD≤100mg/L，pH 值 6~9，色度≤50，运行费用仅 1.70 元/m³。

第 7 章 印染废水生物处理组合工艺

7.1 厌氧-好氧生物处理组合工艺

厌氧-好氧（A/O）法是将厌氧过程与好氧过程结合起来的一种废水处理方法，它除了可去除废水中的有机污染物外，还可同时去除氮、磷，对于高浓度有机废水及难降解废水，在好氧段前设置水解酸化段，可显著提高废水可生化性。

7.1.1 A/O 法原理

水解酸化在工业废水处理中的应用获得了极大的成功，在印染废水治理领域的应用已较为普遍。据资料报道，含聚乙烯醇（PVA）和表面活性剂的印染废水采用 A/O 法处理，其效果与单纯好氧工艺比较，PVA 去除率由 20%提高至 71%，BOD 去除率达 97%。水解酸化使 PVA 和表面活性剂大分子断链，不仅减少后续好氧池产生的泡沫，处理效果也大幅度提高。

水解酸化法的作用原理是通过兼氧微生物的水解、酸化，高效分解结构复杂难以降解的有机物，提高 B/C 比，以利于后续好氧生物过程的有效处理。清华大学对直接染料、活性染料、酸性染料、阳离子染料等 21 种水溶性染料做了厌氧条件下生物降解性能试验，发现大部分染料在不同程度上是可以厌氧降解的，同时发现水力停留时间 3d 和 8h 厌氧试验结果差别不大，表明厌氧过程是在起始阶段（水解阶段）进行，起降解作用的是水解性细菌。厌氧条件下某些染料生物降解性能见表 7-1。

表 7-1 厌氧条件下某些染料生物降解性能

染料类型	染料名称	水力停留 3d 染料 降解率/%	水力停留 8h 染料 降解率/%	水力停留 3d COD 去除率/%	降解性	抑制性
直接染料	直接耐晒翠蓝 GL	78.0		80.0	易降解	无
	直接耐晒嫩黄 5GL	81.4	64.6	92.0	易降解	无
活性染料	活性嫩黄 K ₄ G	63.1		86.5	可降解	无
	活性嫩黄	65.8	60.3	91.5	可降解	无
	活性黄 KRN	45.4		87.5	可降解	无
	活性艳橙 KR	53.7	48.2	90.8	可降解	无
	活性艳红 X-3B	52.0	43.1	84.1	可降解	无
	活性红 M-8B	82.0	56.2	89.4	易降解	无
酸性染料	酸性湖蓝 A	55.5	57.0	81.4	可降解	无
	弱酸蓝 BRN	68.7	53.7	89.2	可降解	无
	酸性嫩黄 2G	27.9	13.8	88.5	降解性差	无
	酸性玫瑰红 B	0	0	83.5	难降解	无
	酸性媒介深蓝 B	86.2		92.5	易降解	无
	酸性媒介桃红 3BM	0	0	0	难降解	有
阳离子和 碱性染料	阳离子翠蓝 GB	77.0		89.5	易降解	无
	碱性品蓝 BO	71.0		91.0	易降解	无

7.1.2 A/O 法脱氮除磷原理

7.1.2.1 脱氮原理

废水的脱氮包括氨化、硝化和反硝化三个过程。氨化是废水中的有机氮在好氧或厌氧环

境下被微生物转化为氨氮；硝化是废水中氨氮在好氧池中亚硝酸菌和硝酸菌作用下被氧化为亚硝酸和硝酸的反应；而反硝化则是反硝化菌（假单胞菌属、小球菌属、无色杆菌属等）利用进水中碳源作为氢源，以好氧池回流水中的 $\text{NO}_2^- \text{-N}$ 和 $\text{NO}_3^- \text{-N}$ 为电子受体，以有机物为电子供体进行反硝化，此过程 COD 被部分降解， $\text{NO}_2^- \text{-N}$ 和 $\text{NO}_3^- \text{-N}$ 转化为 N_2 而最终去除。A/O 法脱氮流程如图 7-1 所示。

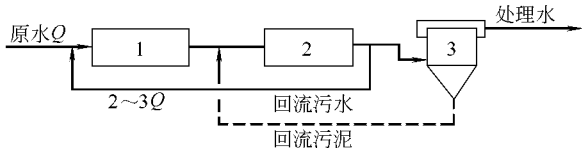


图 7-1 A/O 法脱氮流程
1—厌氧池；2—好氧池；3—二沉池

7.1.2.2 除磷原理

生物除磷的原理是充分利用聚磷菌厌氧释磷和好氧摄磷的功能，在厌氧条件下，聚磷菌体内的 ATP 进行水解，放出 H_3PO_4 和能量，用于有机物的吸收，此过程消耗碳源；在好氧条件下，聚磷菌不断氧化分解其体内贮存的有机物，氧化分解获得的能量用于 H_3PO_4 的摄入并合成为 ATP 和聚磷酸盐。聚磷菌在好氧条件下可超量摄磷，其体内含磷量约为 10%，有时甚至高达 30%，通过富磷污泥的排放达到除磷的目的。A/O 法除磷流程如图 7-2 所示。

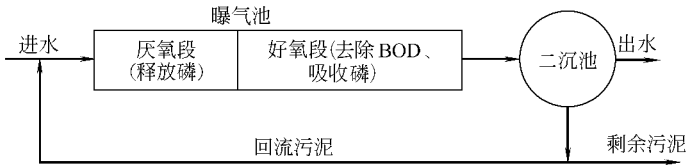


图 7-2 A/O 法除磷流程

7.1.3 A/O 法应用实例

A/O 法可根据不同的废水、处理要求按不同的组合（A/O， A^2/O ， A^2/O^2 等）分别实现脱氮、除磷、同步脱氮除磷及水解酸化-好氧协同作用。在印染废水治理行业，A/O 法中水解酸化-好氧工艺应用最为成功，使用也最广泛。

7.1.3.1 某工业区 AO_1O_2 工艺处理染色废水

该工业区废水水质变化幅度大，含多种染料及洗涤剂、助染剂等难降解物质，成分复杂，B/C 比值低，废水水质情况如表 7-2 所示。

表 7-2 某工业区废水水质情况

项目	pH 值	色度/倍	$\text{COD}_{\text{Cr}}/(\text{mg/L})$	$\text{BOD}_5/(\text{mg/L})$	$\text{SS}/(\text{mg/L})$	$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg/L})$	总磷/ (mg/L)
变化范围	5.5~11.1	29~500	362~2059	42~635	53~1034	0.98~12.27	0.16~6.47

废水处理采用水解酸化-接触氧化-合建式氧化沟组合处理工艺，水解池在厌氧条件下将难降解大分子物质水解为小分子、易降解有机酸，使好氧生物处理工艺充分发挥降解性能。工艺流程如图 7-3 所示。

工程自运行以来处理效果稳定，出水达到国家规定排放标准（表 7-3）。

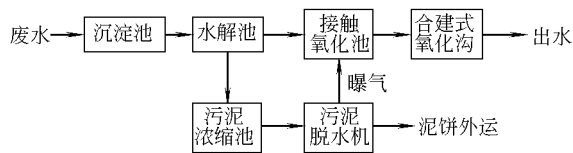


图 7-3 染色废水 AO₁O₂ 工艺流程

表 7-3 某工业区染色废水 AO₁O₂ 处理效果

项目 废水名称	COD _{Cr} /(mg/L)	BOD ₅ /(mg/L)	色度/倍	SS/(mg/L)
原废水	909.4	331.6	310	418
水解池出水	705.2	193.8	155	196.2
接触氧化池出水	574.8	111.2	98	160.2
合建氧化沟出水	220	47.8	78.4	89.2
系统总去除率/%	75.8	85.58	74.70	78.60

7.1.3.2 水解-好氧-氯氧化法处理纺织印染废水

该工艺为纺织印染行业废水处理推荐工艺，COD 去除率达 90%，BOD 去除率达 98%，色度去除率达 98%，硫化物去除率达 99%。工艺流程如图 7-4 所示。

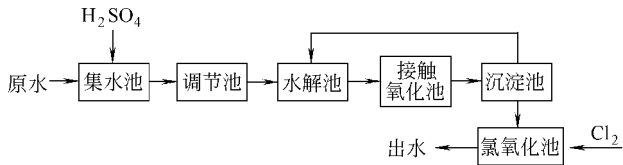


图 7-4 水解-好氧-氯氧化法处理纺织印染废水工艺流程

广东省佛山市纺织废水处理中心采用该工艺对降解的高分子化合物如 PVA、ABS 等有较高的去除能力，处理后出水的各项指标均达到广东省 DB 4426—89 一级排放标准。该工艺同时还解决了污泥的二次污染问题，环境及经济效益显著。

7.2 吸附-生物降解工艺

吸附-生物降解（AB）工艺于 20 世纪 70 年代中期由德国亚琛大学的宾克教授开创，80 年代开始应用于生产实践。目前，国内已有多家城市污水处理厂采用该工艺。

7.2.1 AB 工艺流程

AB 工艺流程如图 7-5 所示。废水首先进入 A 段，该段污泥负荷很高，污泥龄短，水力

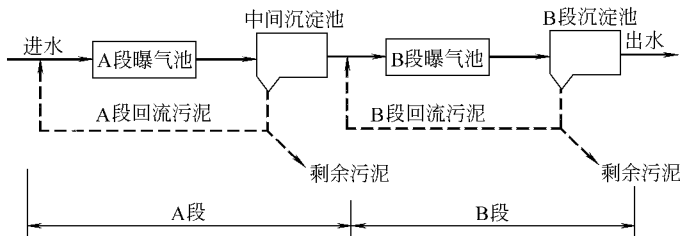


图 7-5 AB 工艺流程

停留时间很短（约为 30min），微生物大部分为细菌，繁殖速度很高。B 段污泥负荷很低，停留时间约 4~6h。由于 A 段的有效功能使 B 段有机物浓度大大降低，处理效果得以提高。

7.2.2 AB 工艺原理

AB 法生物处理的高效性表现为：首先，A 段与 B 段分隔，与单段系统相比，微生物群体完全隔开的两段系统能取得更佳和更稳定的处理效果；其次，对于一个连续工作的 A 段，由于外界连续不断地接种具有很强繁殖能力和抗环境变化能力的短世代原核生物，提高了处理工艺的稳定性。

A 段曝气池因水力停留时间和污泥龄均很短，缺乏污泥充分再生的有利条件，因此 A 段对有机物的去除不是以细菌快速增殖降解作用为主，而是以细菌的絮凝吸附作用为主。静态试验表明，原废水中存在的大量适应原废水的微生物，具有自发絮凝性，当它们进入 A 段曝气池后，在 A 段原有菌胶团的诱导促进下很快絮凝在一起，这种絮凝体具有较强的吸附能力和良好的沉降性能。

由于 A 段的存在，B 段的运行负荷减少 40%~70%，同时原废水的浓度变化在 A 段得到明显的缓冲，B 段只有较低的、稳定的污染物负荷，污染物和有毒物质的冲击对 B 段的影响减少，从而保证了工艺的净化效果。

7.2.3 AB 工艺特征

(1) 工艺不设初沉池，A 段起到“微生物选择器”和中间反应器的作用，A 段只能成活抗冲击负荷能力强的原核细菌，世代期短，对原废水的适应性强。B 段污染物负荷较低，污泥龄较长，具有产生硝化反应的条件。

(2) A 段对污染物的去除主要是以物理化学作用为主导的吸附功能，某些重金属和难降解有机物均有一定程度的去除，对负荷、温度、pH 值以及毒性等作用具有一定的适应能力。A 段对污染物的去除率介于 40%~70%，A 段出水水质、水量较稳定，对系统的冲击负荷有很好的缓冲作用。B 段承受的负荷约为总负荷的 30%~60%，曝气池容积较传统活性污泥法可减少 40%左右，反应池容积小、造价低、能耗少，出水稳定。

(3) A 段因负荷高，污泥量大，通常高出传统活性污泥法的 10%~15%，污泥后续处理负担较重。

(4) 工艺简单，可分期建设，并可用于老的废水处理厂改造，以扩大处理能力，提高处理效果。

7.2.4 AB 法在印染等行业的应用及实例

目前大部分染料、颜料、纺织印染或其他工厂废水中生活污水比例低，单独处理时一般不宜采用 AB 法，但对于联合集团企业，对染料染色废水和其他工业废水及有足够数量的生活污水进行综合处理，AB 法不仅总处理效率高，而且可以减轻各厂排放酸碱废水控制 pH 值的压力。上海大学等单位研究表明，对于难降解的阴离子表面活性剂（LAS，支链形烷基苯磺酸钠）废水，采用 AB 法并投加适量生活污水处理后，B/C 比由 0.1~0.3 提高至 0.4~0.8，COD 去除率由一般生化法的 50%提高至 90%~95%。可见 AB 法处理印染废水，A 段高负荷曝气池运行必要条件是废水中必须有足够的适应该废水的微生物，工业废水与生活污水的混合处理可满足此要求。

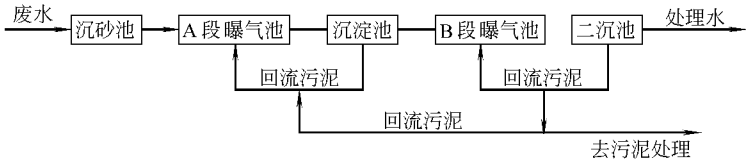


图 7-6 德国某市污水处理厂 AB 工艺流程

德国某市污水处理厂采用 AB 法处理纺织等行业废水，该废水中生活污水约占 40%，工业废水（纺织、化工、食品、制酒等行业）约占 60%，采用的工艺流程如图 7-6 所示。

该厂运行过程中经历了 pH 值突变和有毒物质及有机负荷冲击影响，A 段去除率 55%，B 段去除率 94%，总去除率 98%，出水水质符合要求。

7.3 生物炭法

生物炭法（PACT）是将生物净化法和活性炭吸附法相组合的新型水处理工艺，该工艺充分发挥生物法处理效率高、运行费用低及活性炭处理程度高的优点，克服了生物法对难降解物质处理程度受限制及活性炭价格昂贵、吸附容量小的缺点，具有广阔的应用前景。按运行方式的不同，PACT 分粉状炭活性污泥法和粒状炭生物膜法，本书主要介绍前者。

7.3.1 PACT 工艺流程

PACT 工艺流程如图 7-7 所示。

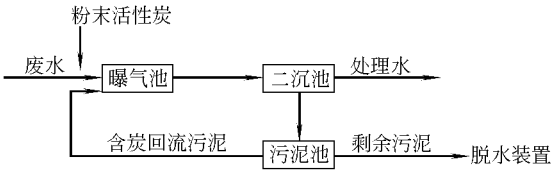


图 7-7 PACT 基本系统示意

曝气池前（或曝气池内）投加粉末活性炭（PAC）与回流的含炭污泥混合，一起进入曝气池，沉降池沉降污泥部分和回流部分作为剩余污泥处理。PACT 系物理化学-生物方法的结合。由于生物降解作用增强，PAC 的生物再生作用和 PAC 对最终代谢产物（MEP）的吸附等联合作用下，提高去除有机物能力，而且能处理难以生物降解的有机污染物。

根据染料化工厂废水生化处理试验，采用炭黑代替活性炭，由于炭黑粒径范围 0.01~0.1 μm ，比表面积较大，达 800~1200 m^2/g ，处理效率亦较高。炭黑价廉，较易再生，处理成本低于粉末活性炭，实用性强。江苏盛泽丝绸印染厂采用硅藻土与活性污泥法联用，也取得很好的效果。其原理与 PACT 相同，而硅藻土价格又较便宜。

7.3.2 PACT 工艺原理

PACT 的实质是将活性炭吸附和生物处理组合于同一装置内，活性炭对有机物的吸附和微生物的氧化相互促进，大大提高处理能力。生物氧化作用可使活性炭吸附容量由 0.3~0.5 kg COD/kg 活性炭增长至 1.0~3.5 kg COD/kg 活性炭；同时，活性炭作为微生物载体，其表面某些官能团可与微生物酶结合，炭粒成为酶的载体，难以降解或降解缓慢的有机物能够在介质表面停留，在驯化和诱导下使之生物降解，提高废水处理总效率。

7.3.3 印染废水厌氧-好氧-生物炭接触处理工艺简介

厌氧-好氧-生物炭接触（AABC）工艺目前在印染废水处理领域是较为常用、较成熟的

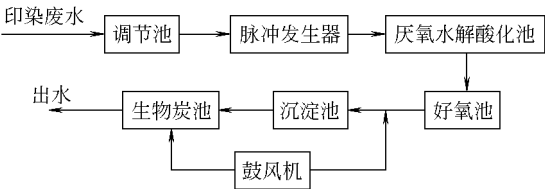


图 7-8 AABC 工艺流程

处理工艺，工艺流程如图 7-8 所示。

其中，脉冲发生器的作用是对厌氧池进行搅拌，沉淀池剩余污泥全部回流至厌氧水解酸化池进行厌氧硝化（停留时间 8~10h），系统无剩余污泥排放。

该处理工艺对 $COD\leq 1000\text{mg/L}$ 的印染废水处理，出水达到国家排放标准，进一步深度处理则可回用。

7.3.4 PACT 在印染、废水处理领域应用实例

意大利某厂染料废水采用化学氧化-生物炭工艺处理，工艺流程如图 7-9 所示。

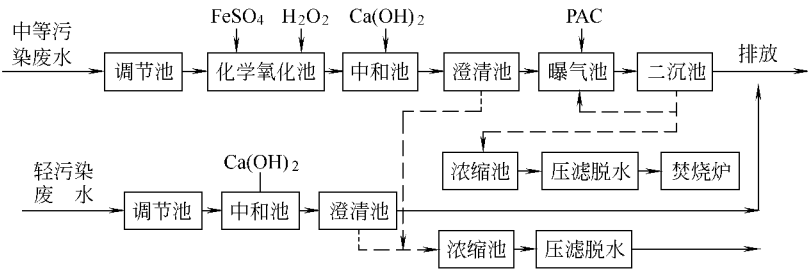


图 7-9 PACT 处理染料废水工艺流程

中等污染废水用泵打至均化池调节后，再用硫酸亚铁和 H_2O_2 化学氧化，并在中和池两次用 $Ca(OH)_2$ 中和，澄清液溢流至曝气池，废水在曝气池停留 20h，不断向池中添加 6g/L 的活性炭，二沉池底部污泥除回流曝气池外，剩余污泥浓缩、过滤后送焚烧炉焚烧。澄清池污泥不含 PAC，浓缩、过滤后送厂外集中处理。工艺进水 $COD\ 2000\sim 3000\text{mg/L}$ ，二沉池出水与轻污染废水（ $COD\leq 100\text{mg/L}$ ）混合后（ $COD<160\text{mg/L}$ ）排放， COD 总去除率 $>74.4\%$ 。

泰国某印染厂采用 AABC 工艺处理印染废水，该厂运行效果稳定，沉淀池污泥全部回流，未出现厌氧水解酸化池污泥的过度增长。处理效果示于表 7-4 中。

表 7-4 AABC 工艺处理印染废水效果

项 目	$COD/(\text{mg/L})$	$BOD/(\text{mg/L})$	悬浮物/ (mg/L)	色度/倍	pH 值
处理前	500~850	100~250	25~80	100~200	7.5~11
处理后	35~93	4~7	5~10	10~20	7.66~8.19
排放标准 ^①	<120	<20	<50	无	5.5~9.0

① 泰国工业废水排放标准。

7.4 膜生物反应器

膜生物反应器（MBR）是将膜分离技术与生物反应器进行组合而构成的一种新型水处理技术。根据膜分离技术在组合中所起作用的不同，膜生物反应器目前在废水上的应用主要有三个方面，即用来分离好氧或厌氧反应器的混合液、实现生物反应器中无泡鼓气以及用来提取工业废水中的优先有机污染物。其中，第一种应用即用膜生物反应器取代传统的二沉池进行固液分离是目前该反应器应用最为普遍的一种形式。

膜生物反应器处理印染废水除了具有处理一般工业废水的特点外，对水中未降解的疏水性染料物质及部分亲水性染料物质具有截留作用，防止它们带出池外，经过池内较长时间的厌氧回流、好氧曝气直到降解为止，这就保证了处理水的 COD 浓度尤其是色度较低。膜生物反应器在一些印染废水处理中已开始试验研究，并获得成功，如吴江盛泽丝绸印染废水的处理。

7.4.1 膜生物反应器——分离生物反应混合液

7.4.1.1 反应器构造分类

膜生物反应器有多种类型，最常用的一种划分方法是根据生物反应器与膜单元结合方式，将其分为分置式、一体式两大类，其工艺流程示于图 7-10。

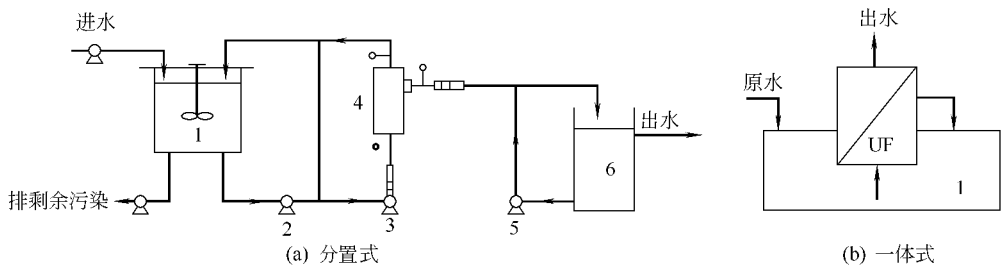


图 7-10 膜生物反应器类型

1—生物反应器；2—进料泵；3—循环泵；4—膜组件；5—反冲泵；6—出水箱

分置式膜生物反应器一般采用加压方式。生物反应器的混合液经泵增压后进入膜组件，在压力作用下混合液的液体透过膜，成为系统处理水，固形物、大分子物质等则被膜截留，随浓缩液回流到生物反应器内。一体式膜生物反应器组合工艺是将膜组件置于反应器内，通过真空泵或其他类型泵抽吸，得到滤液。为减少膜面污染，延长运行周期，一般泵的抽吸是间断进行的。分置式和一体式各有特点：分置式运行稳定可靠，操作管理容易，易于膜的清洗维护，但动力消耗高；一体式则相反，动力费用低，但在运行稳定性、操作管理方面和清洗更换上不及分置式。

此外，还可根据供氧条件将膜生物反应器分为好氧式和厌氧式。目前，分置、好氧式膜生物反应器技术较为成熟，应用较广；一体式和厌氧式膜生物反应器的应用实例还较少。

7.4.1.2 膜生物反应器的运行机理及操作条件

膜生物反应器由于膜的高截留率并将浓缩液回流到生物反应器内，使生物反应器内具有很高的微生物浓度和很长的污泥龄，生物反应器在很低的 F/M 条件下运行，同时污泥龄较长的硝化菌可以生长，氨氮去除率高，出水水质好。

膜分离的操作条件主要包括操作压力、膜面流速和运行温度。膜分离通常存在一个临界压力值，操作压力低于临界压力时膜通透量随压力的增加而增加，高于临界值通透量随压力的变化不大，而膜表面的污染则会加剧，临界压力随膜孔径的增加而减少。膜面流速的增加可增大膜表面水流紊动程度，改善污染物在膜表面的累积，提高膜通透量，但膜面流速的增加会使膜表面污染层变薄，有可能会造成不可逆的污染。升高温度有利于膜分离过程，可能是由于升温引起废水黏度的减小。

7.4.1.3 膜生物反应器的工艺特征及堵塞清洗问题

膜生物反应器具有以下工艺特征。(1) 膜分离技术代替二沉池使反应器内微生物浓度大大提高，污泥负荷降低，出水质量高。(2) 污泥龄长，硝化菌得以富集，提高氨氮去除效果。同时，膜分离技术使大分子难降解物质在反应器中的停留时间增加，生物氧化去除率提高。(3) 出水不受污泥膨胀等因素影响，控制管理方便。(4) 可一体化设计，占地少。

7.4.1.4 膜生物反应器的堵塞与清洗

膜的堵塞和费用是影响膜生物反应器大规模推广应用的主要问题。膜的堵塞包括通道堵塞和膜面堵塞。前者主要是由于活性污泥中的纤维、杂物等折叠缠绕而引起，后者则主要是由于一些大分子物质与无机金属离子反应生成凝胶层沉积于膜表面而引起。膜的堵塞会使有

效通透率下降。采用适当的方法清洗膜，可使膜的通透能力恢复到新膜的 90%。膜生物反应器的主要费用为膜的清洗、水的横向流动过滤压力以及浓缩污泥的回流。发展一体式膜生物反应器是解决这一问题的途径之一。一体式膜生物反应器中曝气器就放在膜组件的下面，由于曝气形成的剪切力和紊动，使固体难于积聚在膜表面，从而减少膜的堵塞和能耗。同时，还可以通过曝气形成的剪切力和紊动来控制膜表面的固体厚度。但如上所述，一体式膜生物反应器在运行稳定性等方面不如分置式，具体选用应根据实际情况而定。

7.4.2 无泡曝气膜生物反应器简介

实现无泡曝气是膜生物反应器在废水处理领域的另一个应用。无泡曝气工艺原理如图 7-11 所示。该技术采用中空纤维膜管，这些纤维通常垂直置于管形组件中，气体从一端通入，另一端则封口。气体的分压被控制小于泡点，从而使氧气不能进入大气达到氧的利用最大化。纤维束在管内呈流态化运动，不易被堵塞。由于反应器巨大的膜表面为氧的传质及生物膜的增长创造了非常有利的条件，不仅可达到很高的有机物去除率，而且可以有很高的氨氮硝化率，如果氧的供给能自动调整而满足氧需求的话，即使负荷波动很大，反应器也能获得很好的出水，氧的利用率接近 100%。

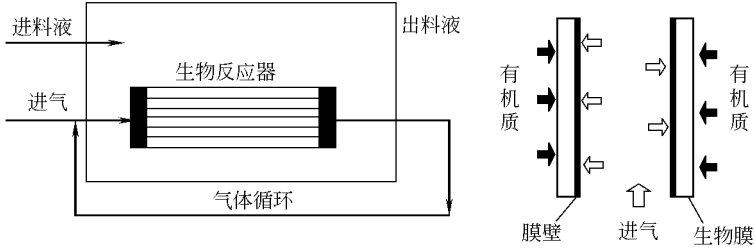


图 7-11 无泡曝气工艺原理

无泡曝气工艺具有以下优点：（1）氧气由膜一端直接向膜另一端表面上生成的固相生物膜传递，气-固接触时间充分，传氧速率快，氧利用率可达 100%（普通生物处理法仅为 10%~20%）；（2）控制氧的压力在泡点以下使氧不直接进入液体随出水带出，降低了氧的用量和能耗；（3）变膜污染不利为有利，借助膜污染可使原液膜侧快速形成稳定的生物膜，可维持在较高的污泥浓度下操作；（4）由于供氧速率快而充足，加快了生物反应，提高了设备处理废水能力，使设备体积小、占地面积少、成本低。

因无泡曝气的高效性，可满足分离活性污泥的膜生物反应器的供氧需求，两者有可能组合为新的工艺，目前已有学者开展了这方面的研究。

7.4.3 优先污染物提取膜生物反应器简介

优先污染物提取膜生物反应器工艺结合了膜萃取和生物降解两种作用，将有毒、溶解性差的有机物从废水中分离。其处理原理如图 7-12 所示。

废水流和生物介质被硅橡胶膜隔开，废水中溶解性差的有机物可很快通过硅橡胶膜进入生物膜，而废水中的无机质则不能通过，因此废水中的离子组分对微生物的代谢抑制作用被消除，同时生物膜经长期运行已选择出适应有毒有机物的微生物，取得较好的处理效果。

优先污染物提取膜生物反应器工艺流程如图 7-13 所示。膜生物反应器由一个传统的生物反应器连接一个具有萃取作用的管壳式膜组件构成，硅橡胶膜按束排列于管内，选择性地将有毒污染物从有害工业废水中转移至一个经过曝气的生物介质相，无机质被选择性筛除，生物反应器内的条件得到优化，确保了高的生物降解速率。

优先污染物提取膜生物反应器对高含盐量有机废水和极端 pH 值有机废水的治理理论上具有很好的应用前景，是一种具有很高研究价值的新工艺。

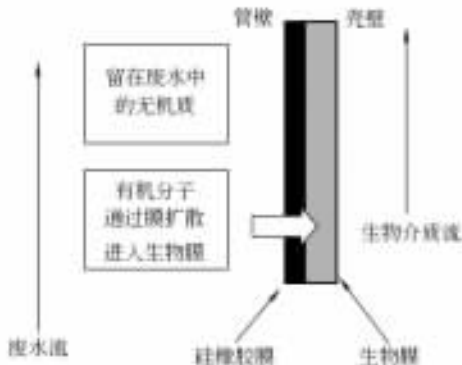


图 7-12 优先污染物提取膜生物反应器工艺处理原理示意

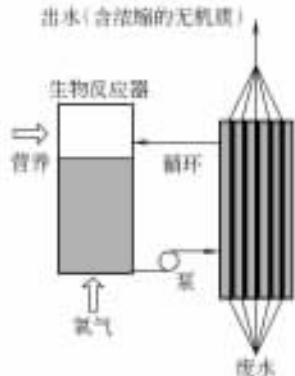


图 7-13 优先污染物提取膜生物反应器工艺流程

7.5 DAT-IAT 工艺

DAT-IAT 工艺是由需氧池（Demand Aeration Tank，DAT）为主体处理构筑物的预反应区和以间歇曝气池（Intermittent Aeration Tank，IAT）为主体的主反应区组成的连续进水、间歇排水的工艺系统，是 CAST 工艺的一种变形工艺，不同的是 CAST 工艺的预反应区回流污泥后成为生物选择器，并不曝气，DAT-IAT 的预反应区 DAT 连续进水并曝气。

DAT-IAT 工艺处理印染废水的特点如下：（1）由于 IAT 池的曝气作用，可使污泥处于内源呼吸阶段，此时污泥活性减弱，却具有较好的吸附能力；（2）IAT 池向 DAT 池回流污泥时，在 DAT 池完成生物吸附作用，使水中的染料物质（尤其是疏水性染料物质）被吸附在污泥表面，从而减轻了 IAT 池的有机负荷；（3）被吸附的染料物质一部分在沉淀时进入剩余污泥，另一部分将在 IAT 池逐渐释放而降解，从而均衡了 IAT 池曝气时间区间的负荷，易于满足最佳的生物降解条件。

DAT-IAT 工艺的吸附—降解—污泥活化再生回流的过程类似于 AB 工艺，AB 工艺是德国亚琛大学的宾克教授开创，并在印染废水处理中取得成功经验。我国张家港格锐环境工程公司设计的 AB 工艺处理毛纺印染废水，出水 COD<20mg/L，并全部回用。DAT-IAT 工艺与 AB 工艺的区别在于，前者不设专门的污泥活化池，利用 IAT 池的强化曝气完成污泥活化，同时由于 IAT 池在时间程序上专设沉淀时间，此时回流污泥可获得较高浓度。

7.5.1 DAT-IAT 工艺流程

DAT-IAT 工艺流程如图 7-14 所示。

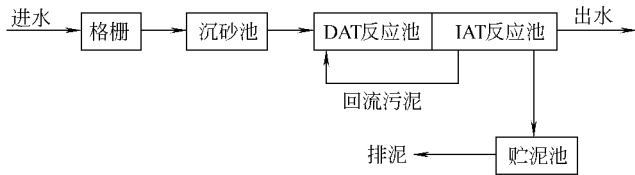


图 7-14 DAT-IAT 工艺流程

工艺由需氧池（DAT）和间歇曝气池（IAT）串联而成，一般情况下 DAT 池连续进水、连续曝气，其出水进入 IAT 池，在此可完成曝气、沉淀、滗水和排泥工序。

7.5.2 DAT-IAT 工艺运行工序

DAT-IAT 工艺在一组反应池中，在时间上可进行各种不同的操作。典型的运行工序如下。

(1) 进水工序 与典型的 SBR 工艺不同的是，DAT-IAT 工艺的处理水是连续地进入 DAT 池，并经连续曝气（初步生化）后通过双层导流设施进入 IAT 池。连续进水使对进水的控制大大简化，同时这样的双池系统也避免了水力短路。

(2) 反应工序 分两部分进行，首先是 DAT 池，在连续进水的同时连续曝气，池中水流呈完全混合流态，大部分有机物得以降解，该池的作用机理和操作与传统的活性污泥曝气池基本相同。由于该池是连续进水，对整个反应系统起到了水力均衡作用。其次是经 DAT 池初步生化后的废水通过导流装置连续不断地进入 IAT 池，按工艺计算需进行一定时间的曝气或搅拌，以达到好氧反应的目的（去除 BOD、硝化）。有时为了达到更好的沉淀效果，在反应工序的最后阶段进行曝气，以去除附着在污泥上的氮气。排除剩余污泥的工作也可以在该工序进行。

(3) 沉淀工序 该工序只发生在 IAT 池，当 IAT 池停止曝气和搅拌后，活性污泥絮体进行静态沉淀和上清液的分离。DAT 池流入 IAT 池的混合液流速很低，对 IAT 池不产生扰动，因此其沉淀效率显著高于一般二沉池的动态沉淀。

(4) 排水工序 只发生在 IAT 池，采用滗水器进行滗水。当池水位上升到最高水位时，沉淀阶段结束，设置在 IAT 池末端的滗水器开动，将上清液缓慢地排出池外，当池水位降到最低水位时停止滗水，剩下的一部分处理水可作循环和稀释用。IAT 池底部沉降的活性污泥，一部分作为该池下一处理周期的回流污泥使用，另一部分用污泥泵打回 DAT 池作为 DAT 池下个周期的活性污泥。剩余污泥引至污泥处理装置进行污泥处理。

(5) 闲置工序 在 IAT 池滗水后完成一个运行周期，两周期间的间歇时间就是闲置期，可根据污水的性质和处理要求决定其长短或取消。在该时段内可根据需要进行搅拌或曝气，以保持污泥活性。在以脱磷为目的的装置中，剩余污泥的排放一般是在闲置工序之初和沉淀工序的最后进行。

7.5.3 DAT-IAT 工艺特点

(1) DAT 池连续进水、连续曝气，强化了活性污泥的生物吸附作用，大部分可溶性有机污染物得到去除；IAT 池负荷低，因 DAT 池对进水负荷的缓冲作用，工艺抗冲击负荷能力强，出水水质稳定。

(2) IAT 池污泥龄长、负荷低，有利于硝化菌的增殖，能够产生硝化作用，又因 DAT 池强化了生物吸附作用，细菌体内贮存大量营养物质，在 IAT 池可改善内源呼吸反硝化作用，脱氮效果好。此外，可通过调节 IAT 池的曝气和间歇时间，使废水在池中交替处于好氧、缺氧和厌氧状态，可方便地实现脱氮除磷。

(3) 省却初沉池、二沉池，且在运行中污泥已得到好氧稳定，可不设污泥消化池，处理构筑物少，工艺流程简单，节省投资。

第 8 章 印染废水污泥处理与处置

8.1 污泥的分类与性质

8.1.1 污泥分类

污泥一般指介于液体和固体之间的浓稠物，可以用泵输送，但很难通过沉降进行固液分离。悬浮物浓度一般在 1%~5%，低于此浓度的常称为泥浆。印染废水污泥一般可分为以下几类。

(1) 初沉污泥 指格栅截留物、预沉池或初沉池的沉淀污泥。

(2) 二沉污泥 指生物法和混凝沉淀法中二次沉淀池的剩余活性污泥、生物膜污泥和混凝沉淀的化学污泥。

(3) 消化污泥 指经过消化处理的污泥，又称熟污泥，而未经消化处理的污泥称生污泥或新鲜污泥。

(4) 深度处理污泥 指深度处理设施排出的污泥。

8.1.2 污泥的性质

正确把握污泥的性质是科学合理地处置和利用污泥的先决条件，只有根据污泥的性质指标才能正确选择有效的处理工艺和合适的处理设施及资源化趋向。因此，表征污泥性质的指标愈精确，取得的效益愈显著。通常需对污泥的下述指标进行分析、测定。

8.1.2.1 污泥的含水率和固体通量

单位质量污泥所含水分的质量百分数称为含水率，相应地固体物质在污泥中所含的质量百分数，称为含固量(%)。一般来说，固体颗粒愈小，所含有机物愈多，污泥的含水率愈高。

污泥的含水率、固体含量等可用如下方法计算。

$$P_w = \frac{W}{W+S} \times 100\% \quad (8-1)$$

式中， P_w 为污泥含水率 (%)； W 为污泥中水分质量 (g)； S 为污泥中总固体质量 (g)。

$$P_s = 100 - P_w \quad (8-2)$$

对给定污泥的体积近似与污泥中固体含量百分数成反比，即

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{P_{S2}}{P_{S1}} = \frac{100 - P_{W2}}{100 - P_{W1}} \quad (8-3)$$

式中， V_1 为污泥样品 1 的体积 (cm^3)； V_2 为污泥样品 2 的体积 (cm^3)； P_{S1} 为污泥样品 1 的固体含量 (%)； P_{S2} 为污泥样品 2 的固体含量 (%)。

8.1.2.2 污泥的脱水性能

表 8-1 列出了几种代表性污泥的含水率。由表可知，一般污泥的含水率都比较高，体积大，不利于污泥的贮存、输送、处理处置及利用，必须对污泥进行脱水处理。如 1m^3 含水率 95% 的印染废水污泥，其体积约为 1000L，若脱水后含水率降低 10%，则体积减少 2/3；

含水率降低 30%，其体积则减少 6/7。但是不同性质的污泥脱水的难易程度差别很大，应根据其脱水性能，选择合适的方法，才能取得良好的效果。一般情况下，初沉污泥比二次污泥容易脱水，消化后的熟污泥比生污泥容易脱水。

表 8-1 代表性污泥的含水率

、名 称	含水率/%	名 称	含水率/%
初沉污泥	95	生物滴滤池污泥	
混凝污泥	93	慢速滤池	93
活性污泥		快速滤池	97
空气曝气	98~99	厌氧消化污泥	
纯氧曝气	96~98	初沉污泥	85~90
		活性污泥	90~94

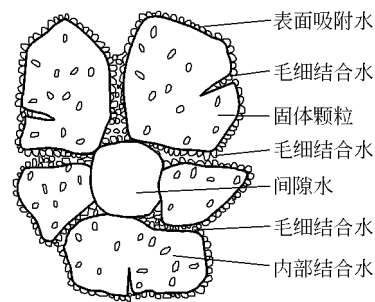


图 8-1 污泥中水分的存在形态

8. 1. 2. 3 污泥中的水分

污泥中所含水分形态，一般认为有四种，即表面吸附水、间隙水、毛细结合水和内部结合水。污泥中水分的存在形态如图 8-1 所示。其中间隙水约占总水分的 7%，毛细结合水约占 20%。

降低含水率的方法有：浓缩法，用于降低污泥中的空隙水，因空隙水所占比例最大，故浓缩是减容的主要方法；自然干化法和机械脱水法，主要脱除毛细水；干燥与焚烧法，主要脱除表面吸附水和内部结合水。

8. 2 污泥浓缩

8. 2. 1 污泥调质

调质的目的在于改善污泥脱水性能，提高污泥脱水效果和脱水设备的生产能力。常用的方法有化学调理法、热处理法、冷冻法及淘洗法等。

8. 2. 1. 1 化学调理法

即在污泥中加入混凝剂、助凝剂等化学药剂，使污泥颗粒絮凝，改善脱水性能。

(1) 混凝剂 化学调理常用的混凝剂有无机混凝剂与高分子聚合电解质、有机高分子聚合电解质及微生物混凝剂等三类。

① 无机混凝剂与高分子聚合电解质 无机混凝剂是一种电解质化合物，主要是铝盐与铁盐及高分子聚合物两种。

② 有机高分子聚合电解质 按基团带电性质可分为四种：基团离解后带正电荷者称阳离子型；带负电荷者称阴离子型；不含可离解基团者为非离子型；既含阳离子基团又含负电基团称两性型。废水处理中常用阳离子型、阴离子型和非离子型三种。

③ 微生物混凝剂 主要有三种：直接用微生物细胞作混凝剂；从微生物细胞提取的混凝剂；微生物细胞代谢产物作混凝剂。由于微生物混凝剂具有无毒、无二次污染、可生物降解、混凝絮体密实、对环境和人类无害等优点而受到重视与推广应用。

(2) 助凝剂 一般不起混凝作用。助凝剂的作用是调节污泥的 pH 值；供给污泥以多孔状格网的骨架；改变污泥颗粒结构破坏胶体的稳定性；提高混凝剂的混凝效果，增强絮体强度。助凝剂有硅藻土、珠光体、锯屑、氯化钙等。

助凝剂的使用方法有两种：一种是直接加入污泥中，投加量一般是 10~100mg/L；另一种方法是做成 1%~6% 的糊状物，预先在转鼓真空过滤机的过滤介质上粉刷，成为预覆

助凝层。

8.2.1.2 热处理法

热处理法可使有机物分解,破坏胶体的稳定性,污泥内部水和吸附水被稀释,脱水性能大大改善,寄生虫卵、致病菌与病毒都可被杀灭。此法适用于初沉污泥、消化污泥、活性污泥、腐殖污泥及它们的混合污泥。可分为高温加压热处理法和低温加压热处理法两种。

高温加压热处理法的控制条件为:温度 $170\sim 200^{\circ}\text{C}$, 压力 $1\sim 1.5\text{MPa}$, 反应时间 $1\sim 2\text{h}$ 。低温加压热处理法控制条件为:温度 150°C (可在 $60\sim 80^{\circ}\text{C}$ 之间运行), 压力 $1.0\sim 1.5\text{MPa}$, 反应时间 $1\sim 2\text{h}$ 。由于高温加压热处理法能耗较多,反应温度在 175°C 以上,热交换器与反应釜容易结垢影响热处理效率,故可采用低温加压热处理法,锅炉容量可减少 $30\%\sim 40\%$ 。

热处理的主要缺点是能耗较多,运行费较高;分离液中 BOD、COD 较高,分别为 $2000\sim 3000\text{mg/L}$ 、 $4000\sim 5000\text{mg/L}$;设备易受腐蚀。

8.2.1.3 冷冻法

由于冷冻层的迅速形成,有部分颗粒妨碍水分的流动,因而会在新的冷冻界面重新冷冻,使浓集后的颗粒夹于冷冻层之间,浓集污泥颗粒中的水分被挤出。冷冻—融解使污泥颗粒的结构被彻底破坏,脱水性能大大提高。冷冻—融解是不可逆的,即使再用机械或水泵搅拌也不会重新成为胶体。

8.2.1.4 淘洗法

淘洗法适于消化污泥的预处理。因消化污泥的碱度超过 2000mg/L ,在进行化学调理时所加的混凝剂需先中和碱度,才能起混凝作用,因此混凝剂的用量大大增加。淘洗法是以污水处理厂的出水或自来水、河水把消化污泥中的碱度洗掉以便节省混凝剂的用量,但需增设淘洗池及搅拌设备。一增一减大体可抵消,加上目前高效混凝剂的不断开发,淘洗法已逐渐被淘汰。

8.2.2 污泥重力浓缩

污泥浓缩脱水的主要对象是间隙水,它占污泥含水量的 $65\%\sim 85\%$,因此浓缩是减少污泥体积最经济有效的方法。污泥含水率从 99% 降至 96% ,污泥体积可减少 $3/4$,这就为后续处理创造了良好的条件,节省设备投资,降低处理成本。可以说,不管污泥采取何种方式处理处置,污泥浓缩是必不可少的。

8.2.2.1 重力浓缩的基本原理

重力沉降可以分为四种形态。固体颗粒浓度很低时,发生自由沉降,粒子与粒子之间不产生干扰,各自独立沉降。粒子的沉降速度不受固体颗粒浓度的影响,而决定于粒子的大小和密度,这种沉降称为自由沉降。

固体浓度增大,各粒子之间相互产生干扰,短时间内形成由沉降速度最快的粒子组成的粒子层,粒子层中的粒子以相同的速度下降,这种沉降称为成层沉降。

固体浓度再增大,很快出现沉降层,形成清晰的沉降界面。但沉降速度由于粒子之间的相互干扰,比成层沉降更慢,而且随着固体浓度的增大而愈来愈慢。这种沉降称为集合沉降。

当沉降已基本结束,但下部的粒子受到上部粒子的重力作用而压缩,粒子间隙间的水分被挤出界外,粒子之间相互接触更紧密,悬浮液得到浓缩,这种现象称为压缩沉降或压密。

8.2.2.2 污泥重力浓缩的影响因素

浓缩池内的状态分为三个区:几乎不含固体颗粒的澄清区;污泥进行沉淀的沉降区;沉降污泥承受压密作用的底部压缩区。重力浓缩是使污泥在重力作用下的沉降分离和压密在同一系统内同时进行。因此,从工艺控制来说,沉降区与水面保持合适的距离具有重要意义。如果沉降区升高,污泥停留时间就长,压密作用大,便能提高污泥浓度。但是沉降区过高,

污泥停留时间过长, 污泥腐败而上浮, 溢流水水质恶化。反之, 沉降区过低, 达不到处理的要求。

(1) 给泥量的控制 污泥种类和浓缩池确定后, 给泥量存在着一个最佳控制范围。给泥量太大, 超过了浓缩池的浓缩能力时, 会导致上清液固体浓度太高, 排泥浓度太低, 起不到应有的浓缩效果; 给泥量太低时, 不但降低处理量, 浓缩池得不到充分利用, 还可导致污泥上浮, 使浓缩不能顺利进行下去。浓缩池的给泥量可由下式计算。

$$Q_f = \frac{G_s A}{C_f} \quad (8-4)$$

式中, Q_f 为给泥量 (m^3/d); C_f 为进泥浓度 (kg/m^3); A 为浓缩池的表面积 (m^2); G_s 为固体表面负荷 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]。

固体表面负荷 (G_s) 的大小与污泥种类、浓缩池结构和温度有关。初沉污泥的浓缩性能较好, 其 G_s 一般可控制在 $90 \sim 150 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。活性污泥的浓缩性差, G_s 一般在 $10 \sim 30 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 常见的形式是初沉污泥和活性污泥混合后进行重力浓缩, 其 G_s 取决于两种污泥的比例, 国内常控制在 $60 \sim 70 \text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

(2) 温度 温度对浓缩效果也有影响, 当温度升高时, 污泥容易水解酸化 (腐败), 可导致污泥上浮, 使浓缩效果降低; 但另一方面, 会使污泥的黏度降低, 使污泥中的空隙水容易分离出来, 固体颗粒的沉降速度加快, 从而提高浓缩效果。在防止污泥水解酸化的前提下, 浓缩效果随温度升高而提高。

(3) 水力条件 污泥的浓缩效果与水力条件有关, 由污泥负荷确定的给泥量还应当用水力停留时间进行核算。水力停留时间可用下式计算。

$$T = \frac{V}{Q_f} = \frac{AH}{Q_f} \quad (8-5)$$

式中, T 为水力停留时间 (d); V 为浓缩池容积 (m^3); A 为浓缩池的表面积 (m^2); H 为浓缩池水深 (m)。

(4) 搅拌速度和排泥控制 搅拌机的转速要兼顾集泥效果和安装在齿耙上部支架所产生的搅拌效果, 其最佳转速目前还没有确定方法, 操作人员应在运行实践中摸索出最佳的控制范围。

连续运行的浓缩池应连续进泥连续排泥, 使污泥层保持稳定, 对浓缩效果有利。因为初沉池一般只能间歇排泥, 故浓缩池无法连续运行, 在这种情况下, 应尽量提高进泥排泥次数, 使运行趋于连续。浓缩池排泥要及时, 每次排泥一定不能过量, 否则排泥速度会超过浓缩速度, 使排出的污泥浓度降低, 同时也使污泥层破坏, 影响浓缩效果。

8.2.2.3 重力浓缩池

污泥浓缩装置是以获得高浓度泥渣为主要目的, 所以在结构上与以获得澄清液为主的澄清装置不同。前者以处理浓悬浮液为主, 刮泥板与池底的间隙和负荷比较大。污泥浓缩装置的运行分为连续式和间歇式两种, 大型污泥浓缩装置都是连续式。目前应用最多的连续式污泥浓缩装置有悬挂式中心传动浓缩池、垂架式中心传动浓缩池和周边传动浓缩池。周边传动浓缩装置如图 8-2 所示。

8.2.2.4 重力浓缩池计算

(1) 重力浓缩池表面积确定 迪克于 1969 年采用静态浓缩试验的方法, 引入了浓缩池横断面的固体通量这一概念, 即单位时间内, 通过单位面积的固体质量叫固体通量, 单位为 $\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。通过浓缩池任一断面的固体通量由两部分组成, 一部分是浓缩池底部连续排泥所造成的向下流固体通量, 另一部分是污泥自重压密所造成的固体通量。

自重压密固体通量

$$G_1 = V_1 G_i \quad (8-6)$$

式中, G_i 为自重压密固体通量 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]; V_i 为污泥固体浓度为 C_i 时的界面沉降速度 (m/h)。

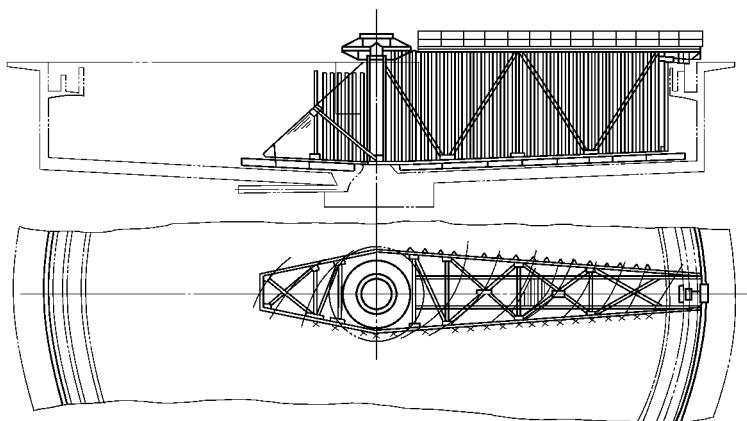


图 8-2 周边传动浓缩装置

向下流固体通量 $G_u = uC_i$ (8-7)

式中, G_u 为向下流固体通量 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]; u 为向下流流速, 即由于底部排泥导致的界面下降速度 (m/h), 运行资料统计表明, 活性污泥浓缩池的 u 一般为 $0.25 \sim 0.51 \text{m}/\text{h}$; C_i 为断面处的污泥固体浓度 (kg/m^3)。

总固体通量 $G_s = G_u + G_i = uC_i + V_i C_i = C_i(u + V_i)$

固体通量与污泥浓度的关系曲线如图 8-3 所示。曲线 2 表示自重压密固体通量, 曲线 1 表示向下流固体通量。曲线 1 与曲线 2 叠加得曲线 3。曲线 3 即用静态试验的方法, 表征连续式重力浓缩池的工况。经曲线 3 的最低点 b , 做切线截纵坐标于 G_L 点, 最低点 b 的横坐标 C_L 称为极限固体浓度, 其物理意义是: 固体浓度如果大于 C_L , 就不通过这个截面。 G_L 即极限固体通量, 其物理意义是: 在浓缩池的深度方向, 必存在着一个控制断面, 这个控制断面的固体通量最小, 即 G_L 。而其他断面的固体通量均大于 G_L , 因此浓缩池的设计表面积应该是

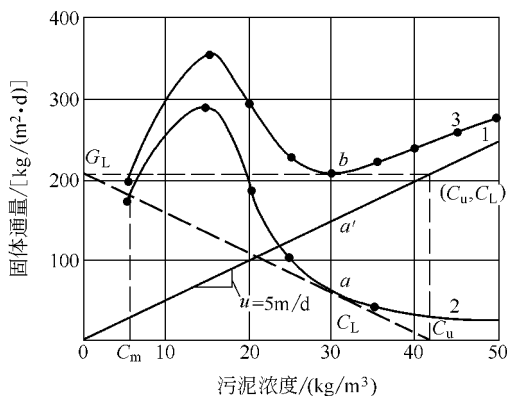


图 8-3 固体通量与污泥浓度的关系曲线

$$A \geq \frac{Q_0 C_0}{G_L} \quad (8-8)$$

式中, A 为浓缩池设计表面积 (m^2); Q_0 为入流污泥量 (m^3/h); C_0 为入流污泥固体浓度 (kg/m^3); G_L 为极限固体通量 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]。

Q_0 、 C_0 是已知数, G_L 值可通过试验或参考同类性质污水厂的浓缩池运行数据。

(2) 重力式连续流浓缩池深度的设计 浓缩池总深度由压缩区高度 H_s 、阻滞区与上清液区高度 H_w 、池底坡、超高四部分组成。

压缩区高度的计算可采用柯伊-克里维什法。此法以排泥浓度是浓缩时间的函数, 与污泥层厚度无关为前提, 求浓缩池的污泥层厚度。

入流污泥固体质量 $Q_0 C_0$ (kg/h), 达到排泥浓度所需浓缩时间 t_u , 则浓缩池内的固体

物总质量为 $Q_0 C_0 t_u$ ，液体总质量为 $\left(V_s - \frac{Q_0 C_0 t_u}{\rho_s}\right) \rho_w$ ，浓缩池内总质量等于固体物总质量加液体总质量：

$$V_s \rho_m = Q_0 C_0 t_u + \left(V_s - \frac{Q_0 C_0 t_u}{\rho_s}\right) \rho_w \quad (8-9)$$

式中， ρ_w 为清液的密度 (kg/m^3)，取 $1000 \text{kg}/\text{m}^3$ ； ρ_m 为污泥的平均密度 (kg/m^3)； ρ_s 为污泥中固体物密度 (kg/m^3)； V_s 为污泥体积 (m^3)。

由上式可得

$$V_s = \frac{Q_0 C_0 t_u (\rho_s - \rho_w)}{\rho_s (\rho_m - \rho_w)} \quad (8-10)$$

污泥的平均密度可由下式计算。

$$\rho_m = \frac{\rho_c + \rho_u}{2} \quad (8-11)$$

式中， ρ_c 为压缩点时的污泥密度 (kg/m^3)； ρ_u 为排泥浓度时的污泥密度 (kg/m^3)。

所以污泥层厚度为
$$H_s = \frac{V_s}{A} \quad (8-12)$$

代入式 (8-10)，得

$$H_s = \frac{Q_0 C_0 t_u (\rho_s - \rho_w)}{\rho_s (\rho_m - \rho_w) A} \quad (8-13)$$

8.2.3 污泥气浮浓缩

8.2.3.1 气浮浓缩原理

在一定温度下，空气在水中的溶解度与压力成正比，即服从亨利定律，压力愈高，溶解在水中的空气量愈多。当压力降低时，溶解的空气会从水中释放出来，达到与该压力相应的溶解度后处于平衡，空气不再释放出来。空气从水中释放的过程中会形成许多微细的气泡，黏附在污泥絮体上，使污泥絮体密度减小，而被强制上浮。因此，气浮的关键是产生微细气泡，并使其稳定地附着在污泥絮体上而产生上浮作用。气体对固体颗粒的附着力大小与固体颗粒物的形态、粒径、表面性质有关，也与气泡的大小有关。固体颗粒和气泡直径小，附着的气泡多，且较稳定。气泡也容易附着在亲水性固体颗粒的表面。活性污泥具有较好的黏性，较易与微气泡黏附，污泥颗粒在絮凝过程中也能捕集气泡，絮体的捕集作用和吸附作用，足以使污泥颗粒表面附着大量气泡，从而使絮体的密度减轻而达到气浮的目的。

剩余活性污泥、好氧消化污泥、接触稳定污泥、不经初次沉淀的延时曝气污泥适于气浮浓缩。初沉污泥、厌氧消化污泥和腐败污泥，其密度较大，沉降性能好，重力浓缩比气浮浓缩更经济。

8.2.3.2 气浮浓缩装置

气浮浓缩装置如图 8-4 所示。气浮浓缩装置主要由三部分组成，即压力溶气系统、溶气释放系统及气浮分离系统。压力溶气系统包括水泵、空压机、压力溶气罐及其他附属设备，其中压力溶气罐是影响溶气效果的关键设备。溶气释放系统一般由溶气释放器（或穿孔管、减压阀）及溶气水管路组成。溶气释放器的功能是将压力溶气水通过消能、减压，使溶入水中的气体以微气泡的形式释放出来，并能迅速又均匀地附着到污泥絮体上。气浮分离系统一般可分为平流式、竖流式及综合式。近年来还开发了多层气浮分离装置和浅层气浮分离装置，从不同的角度对原来的气浮分离装置进行了改进。

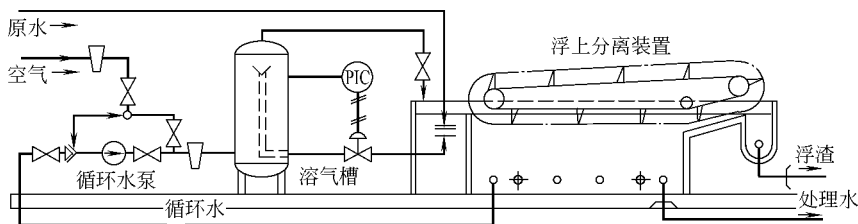


图 8-4 气浮浓缩装置

8.2.3.3 污泥气浮浓缩的影响因素

影响污泥气浮浓缩的因素很多，主要有压力、回流比、流入污泥浓度、停留时间、气固比、污泥种类和性质、固体负荷和水力负荷、絮凝剂的使用与否等。

(1) 压力 空气压力决定空气的饱和状态和形成微细泡的大小，也是影响浮渣的浓度和分离液水质的重要因素。一般空气压力提高，浮渣的固体浓度增大，分离液中固体浓度减小。但是压力过高，絮凝体容易破坏，所以压力有限制，大部分设备在 $0.3\sim 0.5\text{MPa}$ 下运行。

溶气罐中压力的高低也影响到释放出的气泡大小。气泡过大，与污泥絮体的接触不充分，容易脱落，污泥浓缩效果差。为了取得良好的浓缩效果，一般希望气泡大小控制在 $100\mu\text{m}$ 以内（溶气气浮微气泡平均粒径 $60\mu\text{m}$ ），确定气泡大小的实际方法是测定气泡上升速度。根据试验测定，压力 0.3MPa 时气泡的上升速度比 0.6MPa 快得多。压力超过 0.6MPa 时，形成的气泡会互相合并变大，气浮效果反而会降低，因此压力过高是不利的。

(2) 回流比 回流比是指溶气水量与处理泥量的比值，应控制在合适的范围内。回流比小，溶气量少，释放出的微气泡也少，不能起到气浮的效果；回流比增加，释放的微气泡多，等量的污泥絮体吸附的气量多，容易气浮，对浓缩有利。但是回流比过大，势必能耗升高，也可能破坏气浮池分离系统的流态，造成出水反而更差。

(3) 气固比 气固比 (A/S) 是指气浮池中的空气量 A 与流入的固体量 S 之比。气固比的大小主要根据污泥的性质确定。污泥颗粒的疏水性好，则所需气固比小。活性污泥浓缩时气固比的适宜范围为 $0.01\sim 0.05$ ，一般为 0.02 。对活性污泥而言，气固比达到 0.02 以上，上清液中 SS 浓度比较低而且稳定，浮渣浓度也相当高且较稳定。对印染废水回收纤维时气固比相对较高且不稳定。

(4) 固体负荷与水力负荷 固体负荷愈高，污泥浓缩的浓度愈低。固体负荷高时，可通过增大气固比和回流比加以调整。表面负荷是设计气浮池表面积的重要依据。压力、回流比、气固比和固体负荷确定后，还应调节水力负荷。水力负荷太高，使上清液中固体浓度升高。对印染废水生物处理的活性污泥一般应控制在 $1.0\sim 3.5\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ 以内。

(5) 其他因素 为了提高气浮浓缩效果，从而提高浮渣的浓度，降低上清液的含固率，使用高分子絮凝剂是有效的。图 8-5 表明，随着高分子絮凝剂投加量的增加，浮渣浓度成比例增大。这就说明，如果想提高浓缩性能比较差的污泥的气浮浓缩效果，使用高分子絮凝剂是相当有效的。

另外污泥在气浮池中的停留时间也影响浓缩效果。图 8-6 表示停留时间与浮渣浓度的关系。浮渣的浓度几乎与停留时间成正比，所以对活性污泥要得到较好的气浮浓缩效果，一般应控制水力停留时间大于 20min 。

8.2.3.4 气浮浓缩池的设计

气浮浓缩池的设计内容主要包括气浮浓缩池所需气浮面积、深度、空气量、溶气罐尺寸等。

(1) 气固比的确定 气固比应由试验确定，或参照相关工程经验选用。印染废水生物处理的气固比为：活性污泥法 0.025 ；生物膜法 0.020 。初沉污泥应相应提高。根据试验数据

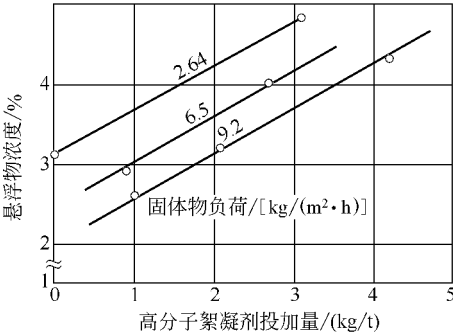


图 8-5 有机高分子絮凝剂的投加效果

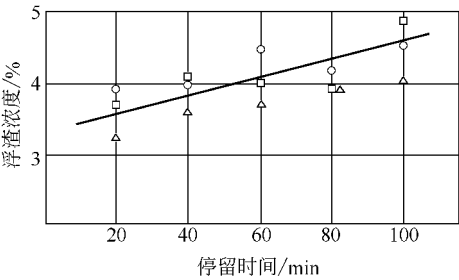


图 8-6 停留时间与浮渣浓度的关系

可由下式计算。

有回流时，用回流水加压：
$$\frac{A}{S} = \frac{S_a R (fP - 1)}{C_0} \tag{8-14}$$

式中， A/S 为气固比； S_a 为在 0.1MPa（1atm）下，空气在水中的饱和溶解度（mg/L），0.1MPa 下空气在不同温度下时的溶解度及密度如表 8-2； P 为溶气罐的压力（MPa），一般为 0.2~0.4MPa； R 为回流比，等于加压溶气水的流量与入流污泥流量 Q_0 之比； f 为回流加压水的空气饱和度（%），一般为 80%~90%； Q_0 为入流污泥量（L/h）； C_0 为入流污泥固体浓度（mg/L）。

表 8-2 空气在水中的溶解度

温度/℃	溶解度/(L/L)	空气密度/(mg/L)	温度/℃	溶解度/(L/L)	空气密度/(mg/L)
0	0.0292	1252	30	0.0157	1127
10	0.0228	1206	40	0.0142	1092
20	0.0187	1164			

(2) 气浮浓缩池表面水力负荷、固体负荷 可参考表 8-3 选用。

表 8-3 气浮浓缩池表面水力负荷、固体负荷

污泥种类	入流污泥固体浓度/%	表面水力负荷 q (回流溶气) /[m³/(m²·h)]	表面固体负荷 G_s /[kg/(m²·h)]	气浮污泥固体浓度/%
活性污泥混合液	<0.5	1.0~3.6	1.04~3.12	3~6
剩余活性污泥	<0.5		2.08~4.17	
混合污泥	1~3		4.17~8.34	
初沉污泥	2~4		<10.8	

(3) 回流比的确定 气固比确定以后，由式（8-14）可计算 R 值，通常不宜超过 5%。

(4) 气浮浓缩池的表面积

有回流时
$$A = \frac{Q_0 (R + 1)}{q} \tag{8-15}$$

式中， A 为气浮浓缩池表面积（m²）； q 为气浮浓缩池的表面水力负荷 [m³/(m²·h)]； Q_0 为入流污泥量（m³/h）。

表面积求出后，需用固体负荷校核能否满足。如不能满足，则用采用固体负荷求得的面积。

【例 8-1】某废水处理厂剩余活性污泥 $Q_0 = 800\text{m}^3/\text{d}$ ，初始浓度 $C_0 = 4000\text{mg/L}$ ，水温以 20℃ 计，需气浮浓缩，浓缩污泥浓度要求 4% 以上。

解：采用回流水加压溶气气浮工艺。

(1) 小试试验得 $A/S = 0.02$

(2) 求回流比 R 污泥温度为 20°C ，查得 $S_a = 0.0187 \times 1164 = 21.77\text{mg/L}$ ，取 $f = 0.8$ ，由于回流比 R 与溶气罐压力有关，如取溶气罐压力 $P = 4\text{kg/cm}^2$ ，所以

$$R = \frac{\frac{A}{S} C_0}{S_a(fP-1)} = \frac{0.02 \times 4000}{21.77 \times (0.8 \times 4 - 1)} = 1.67$$

(3) 气浮浓缩池表面积 由表 8-3 查得 $q = 1.8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，即 $43.2\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，所以

$$A = \frac{Q_0(R+1)}{q} = \frac{800 \times (1.67+1)}{24 \times 1.8} = 49.4\text{m}^2, \text{取 } 50\text{m}^2$$

(4) 用固体负荷校核 $\frac{Q_0 C_0}{A_0} = \frac{\frac{800}{24} \times \frac{4000}{1000}}{50} = 2.67\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) > 2.08\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，不

符合固体负荷要求。

按固体负荷求气浮池表面积

$$A = \frac{Q_0 C_0}{G_s} = \frac{\frac{800}{24} \times 4}{2} = 67\text{m}^2$$

(5) 池形尺寸 采用矩形池，长：宽 $= (3 \sim 4) : 1$ ，长度用 14.5m ，宽度用 4.5m ，则表面积 $A = 14.5 \times 4.5 = 65.25\text{m}^2$ 。

(6) 气浮池有效水深 气浮浓缩池表面积确定以后，深度决定于气浮停留时间，气浮停留时间与气浮污泥浓度有关，可参见图 8-7。因入流总量等于入流污泥量加回流加压水量，即 $Q_0 + 1.67Q_0 = 2.67 \times \frac{800}{24} = 89\text{m}^3/\text{h}$ 。气浮污泥固体浓度要求达到 4% ，气浮停留时间约为 60min 。设计气浮时间可采用 $60 \sim 80\text{min}$ 。考虑安全，停留时间采用 80min ，则气浮池有效体积 $V = 89 \times \frac{80}{60} = 119\text{m}^3$ ，有效

水深 $H = \frac{119}{65.25} = 1.82$ 。

(7) 气浮池的总高度 超高用 0.3m ，并考虑安装刮泥机的高度 0.3m ，气浮池的总高度 $H = 0.3 + 0.3 + 1.82 = 2.42\text{m}$ ，取 2.5m 。

(8) 溶气罐容积 决定于停留时间，一般采用 $1 \sim 3\text{min}$ ，若取 3min ，因回流量为 $1.67Q_0 = 1136\text{m}^3/\text{d} = 55.7\text{m}^3/\text{h}$ ，所以溶气罐的容积 $V' = \frac{55.7}{60} \times 3 = 2.8\text{m}^3$ 。

溶气罐的直径：高度常用 $1 : (2 \sim 4)$ ，取 $1 : 3$ ，则

$$V' = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^2 \times 3D, \text{即 } 2.8 = \frac{3\pi}{4} D^3$$

于是 $D = 1.06\text{m}$ ， $H = 3.18\text{m}$ ，取 $D = 1\text{m}$ ， $H = 3\text{m}$ 。

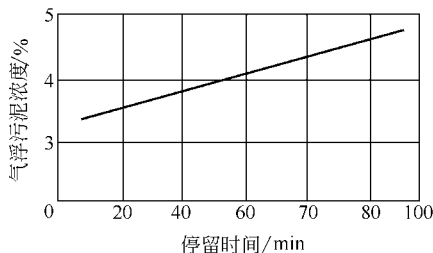


图 8-7 停留时间与气浮污泥浓度的关系

8.3 污泥脱水

8.3.1 污泥脱水的基本原理

污泥脱水的方法有真空过滤脱水、加压过滤脱水、离心脱水以及自然干化脱水等，其基本原理相同。污泥脱水是以过滤介质两面的压力差作为推动力，使污泥水分被强制通过过滤介质，形成滤液；而固体颗粒被截留于介质上，形成滤饼，从而达到脱水的目的。造成压力差

推动力的方法有以下几种：(1) 依靠污泥本身厚度的静压力（如干化场脱水）；(2) 在过滤介质的一面造成负压（如真空过滤脱水）；(3) 加压污泥把水分压过介质（如压滤脱水）；(4) 造成离心力（如离心脱水）。

8.3.2 真空过滤脱水

8.3.2.1 真空过滤设备

真空过滤机有转鼓式、履带式 and 列管式三种，目前常用的主要是转鼓式。

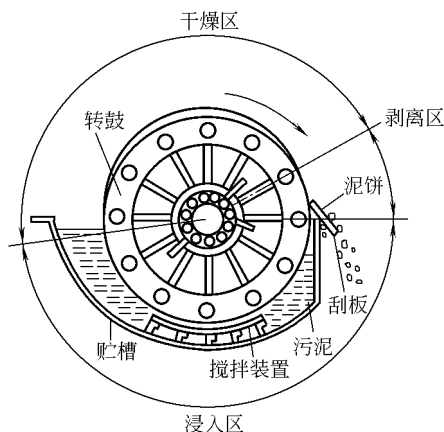


图 8-8 奥利佛型 (Olive)
真空过滤机结构示意图

奥利佛型 (Olive) 真空过滤机是这一类型脱水机的代表型式，其结构如图 8-8 所示。这种过滤机有自动切换阀门、滤饼洗涤装置、滤饼剥离装置和污泥搅拌装置。污泥搅拌装置是为了防止液体中的固体沉淀到槽底，造成浓度不均匀而设置。转鼓内被分隔成 10~20 个小室，每个小室内设有导管，这些导管与安装在中心轴承一端的自动阀门相连接，当转鼓某一部分浸入液面以下时，相对应小室的自动阀门打开，使内部减压，液体通过滤布被吸收，吸入的滤液汇集到一根集水管中通过自动阀门连续向外排出。当转鼓露出液面，则开始进行脱水操作。紧接着又在自动阀门作用下切断真空，通入压缩空气，使滤饼从滤布上吹起，易于剥离。然后由刮板把滤饼从滤布上刮下来。

8.3.2.2 真空过滤脱水影响因素

影响真空过滤脱水性能的因素有污泥性质、真空度、转鼓浸没程度、转鼓转速、搅拌强度、滤布种类、污泥调质情况等。通常这些因素相互关联，共同对脱水效果产生影响。

影响过滤脱水的污泥性质主要有以下几方面。

(1) 固体颗粒的大小和形状 固体颗粒的大小和形状不同，其压缩性和絮凝性也不同，从而影响过滤脱水性能。大小和形状均匀，粒径大的固体形成的空隙率比较大，又不易板结，过滤性能好。因此，为了改善过滤性能、大小和形状不均、细颗粒较多的污泥往往调质药剂加量多，这也影响其过滤性能。污泥调质时投加铁盐、钙盐如 FeCl_3 、 CaCl_2 等，污泥过滤性能好。调质加入 PAM（聚丙烯酰胺）时，虽然浓缩可以加快，但由于污泥黏稠性大，会堵塞滤布，过滤速度会大受影响。

(2) 污泥的化学组成 一般生污泥比消化污泥过滤性能好，初沉污泥又比活性污泥易过滤。混合污泥，特别是其中的初沉污泥中的纤维组织和颗粒物质，经消化后逐渐变成类胶体、胶体和溶解性物质，结果堵塞了许多细小颗粒之间的空隙，影响了过滤性能。污泥的腐败变质也是影响过滤性能的重要因素。

(3) 污泥浓度 随着污泥浓度的升高，泥饼的生成量增加，单位质量泥饼产生的滤液量减少，对低浓度污泥可以通过调节转鼓在液体中的浸入深度获得含水率低的滤饼。转鼓浸入深度大，抽吸污泥的时间长，得到的泥饼厚，但泥饼含水率高。转鼓浸入深度小，抽吸污泥的时间短，而抽吸水分干燥时间长，泥饼含水率低。通常浸入率是转鼓总面积的 15%~25%。

(4) 固体颗粒的压缩性 非压缩性固体随着真空度的增大，过滤效率有所提高。活性污泥压缩性能好，泥饼阻力随真空度的增加而增大，故必须在一定的真空度下操作，通常为 380mmHg^①。为了增加泥饼的空隙，提高过滤速度，有时可在污泥中投加微粉炭、硅藻土、

① 1mmHg=133.322Pa。

木屑等,克服因污泥的可压缩性造成的不利因素。

(5) 滤液和悬浮液的黏性 滤液和悬浮液的黏性大,对过滤是不利的。同时固体颗粒在液体中分散的均匀度也影响到过滤速率。因此过滤槽中搅拌装置要能够调速,尽量防止浓度不均或发生沉淀。

8.3.3 加压过滤脱水

加压过滤脱水的优点是:过滤效率高,特别是对过滤困难的物料更明显;脱水滤饼固体含量高;滤液中固体浓度低;大多数可以不调质或用少量药剂调质,就可以进行过滤;滤饼的剥离简单方便。因此近年来广泛用于污泥脱水。

加压过滤设备主要分为板框压滤机和带式压滤机等类型。

8.3.3.1 板框压滤机

板框压滤机脱水的工作原理如图 8-9 所示。将带有滤液通道的滤板和滤框平行交替排列,每组滤板和滤框中间夹有滤布。用可动端把滤板和滤框压紧,使滤板与滤板之间构成一个压滤室。污泥从料液进口流入,水通过滤板从滤液排出口排出,泥饼堆积在框内滤布上,滤板和滤框松开后泥饼就很容易剥落下来。

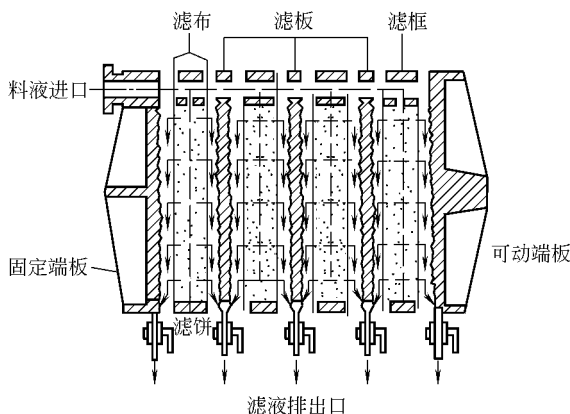


图 8-9 板框压滤机脱水的工作原理

板框压滤机容量大小即过滤面积 A 可用式 (8-16) 计算。

$$A = \left(1 - \frac{P_w}{100}\right) \times \frac{Q}{v} \quad (8-16)$$

式中, A 为过滤面积 (m^2); P_w 为污泥含水率 (%); Q 为污泥量 (kg/h); v 为过滤速度 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]。

上式中计算过滤速度的时间包括了滤板、滤框关闭→污泥压入→过滤脱水→滤板、滤框开启→滤饼剥离→滤布洗净整个操作周期。板框压滤机的过滤速度一般为 $2 \sim 4 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 过滤周期 $4 \sim 6 \text{ h}$ 。

近年来开发了自动板框压滤机如图 8-10 所示。自动板框压滤机过滤操作完成后,自动地从一端的第一个滤室开始,依次开框,排出泥饼。压滤机的全部过滤室的滤饼排完之后,滤板、滤框便自动复原。

板框压滤机的优点是:结构较简单,操作容易,运行稳定故障少,保养方便,设备使用寿命长,过滤推动力大,所得滤饼含水率低;过滤面积选择范围灵活,且单位过滤面积占地较小;对物料的适应性强,适用于各种污泥;因为是滤饼过滤,滤液中含固量少。其主要缺点是不能连续运行,处理量少,滤布消耗大。因此,它适合于中小型污泥脱水的场合。

8.3.3.2 带式压滤机

带式压滤机的主要特点是利用滤布的张力和压力在滤布上对污泥施加压力使其脱水,并

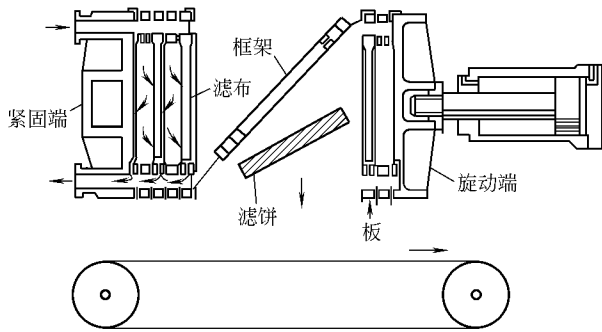


图 8-10 自动板框压滤机

不需要真空或加压设备，动力消耗少，可以连续操作。

带式压滤机的结构如图 8-11 所示。它基本上由滤布和轧辊组成，这种合理而又简单的结构是其成功的关键。污泥流入在轧辊之间连续转动的上下两块带状滤布上后，滤布的张力和轧辊的压力及剪切力依次作用于夹在两块滤布之间的污泥上而进行加压脱水。污泥实际上经过重力脱水、压榨脱水和剪切脱水三个过程，如图 8-11 所示，脱水泥饼由刮泥板剥离，剥离了泥饼的滤布用水清洗，防止滤布孔堵塞，影响过滤速度。

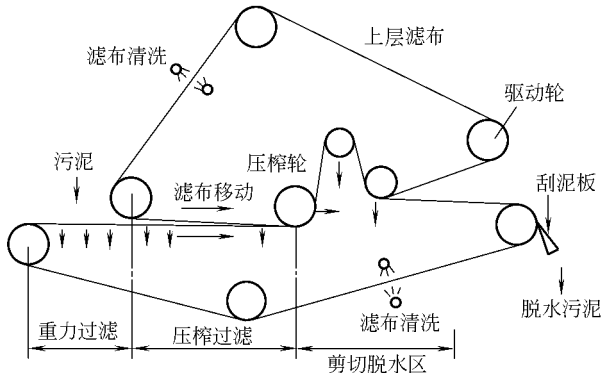


图 8-11 带式压滤机的结构示意图

带式压滤脱水与真空过滤脱水不同，它不使用石灰和 FeCl_3 等药剂，只需投加少量高分子絮凝剂，污泥的含水率可降低到 75%~80% 左右，泥饼量并不增加，脱水污泥有机成分不变，仍能保持高的热值，这对于污泥后续的厌氧消化处理十分重要。带式压滤运行操作简便，污泥絮凝情况可以目视观察加以调节，可维持高效稳定的运转；其运行效果主要取决于滤布的速度和能力，即使运行中负荷发生变化也能稳定脱水，机械结构简单，低速运转，易保养；机械无噪声和振动，易实现密闭操作。带式压滤机适用于活性污泥和有机亲水性污泥的脱水，目前在污泥脱水中被广泛应用。印染废水的活性污泥亲水性相对较高，在处理废水量及相应污泥量较大时，可采用小型带式压滤机进行污泥脱水。

8.3.4 污泥干化场脱水

在我国北方某些地区日照长、降雨少、空气干燥，可采用自然干化场对沉淀池污泥或浓缩池污泥脱水。污泥自然干化无需机械，不消耗能量，但占地较大。

8.3.4.1 人工滤层干化场

其结构如图 8-12。滤水层由上层细矿渣或砂层（厚 200~300mm）及下层粗矿渣或砾石层（厚 200~300mm）组成；排水管可用厚壁塑料管、铸铁管穿孔管（DN 100~150mm）铺设，坡度 0.003~0.005；底板可用黏土层（150~300mm）或石灰渣土夯实而成，也可用

100~150mm 素混凝土铺成。

8.3.4.2 干化场的脱水特点

干化场主要依靠渗透、撇水、蒸发脱水。开始 2~3d 内完成渗透，污泥含水率可降至 85% 左右。此后渗透作用较弱，主要靠蒸发脱水，时间约 7~15d，污泥含水率可降至 75%。为防止降雨干扰，可建开启式塑料雨篷，在开始数天内，渗透同时泥层上形成清水层，可采用撇水方式排水，以加速脱水过程。

8.3.4.3 干化场的工艺设计

(1) 干化场面积 A (m^2)

$$A = \frac{Q}{\rho_n H_1} \quad (8-17)$$

式中， Q 为进泥量 (m^3)； ρ_n 为污泥密度 (kg/m^3)，通常以 $1000\text{kg}/\text{m}^3$ 计； H_1 为进泥厚度 (m)，通常按一次进泥 250mm 计。

(2) 污泥干化前后污泥层厚度

$$H_1(1-P_{W1}) = H_2(1-P_{W2}) = H_3(1-P_{W3}) \quad (8-18)$$

式中， H_2 、 H_3 分别为渗透、撇水完成后及蒸发完成后污泥层厚 (m)； P_{W1} 、 P_{W2} 、 P_{W3} 分别为进泥、渗透撇水后及蒸发后污泥含水率 (%)。通常 P_{W1} ：二沉污泥 99.2%，重力浓缩污泥 97%，气浮污泥 94%； P_{W3} 根据浓缩要求确定，可定为 30%~40%； P_{W2} 约为 85%。

(3) 干化时间 渗透、撇水时间 $t_1 = 2 \sim 3\text{d}$ ，蒸发时间 t_2 (d) 为

$$t_2 = \frac{H_2 - H_3}{Z - \alpha J} \quad (8-19)$$

式中， Z 为在干化时段内平均蒸发量 (mm/d)； J 为在干化时段内平均降雨量 (mm/d)； α 为降雨吸收系数，按 0.6 计。

Z 、 J 可查当地气象资料确定。当干化场盖有顶棚时， J 可忽略。

$$\text{总干化时间 (周期)} \quad T = t_1 + t_2 \quad (8-20)$$

8.4 污泥处置

污泥经过机械脱水后，滤饼含水率仍有 70%~85%，体积和质量还较大，对于未经消化的污泥还含有一定的有机物，仍然容易腐化发臭，需进一步的处置，常用的方法有干燥、焚烧、农肥利用、土地处置、制造建材等。当印染废水处理污泥量较少时，可运送到有关专业处理部门处置。

8.4.1 污泥干燥

8.4.1.1 污泥干燥器的分类

根据干燥介质与污泥流动方向分类，可分为并流干燥器、逆流干燥器和错流干燥器等；根据干燥器形状可分为回转圆筒干燥器（上述并流干燥器、逆流干燥器及错流干燥器均属此类）、急骤干燥器以及带式干燥器三种。

8.4.1.2 干燥器的比较与选用

回转圆筒干燥器、急骤干燥器、带式干燥器技术指标比较列于表 8-4，供选用时参考。

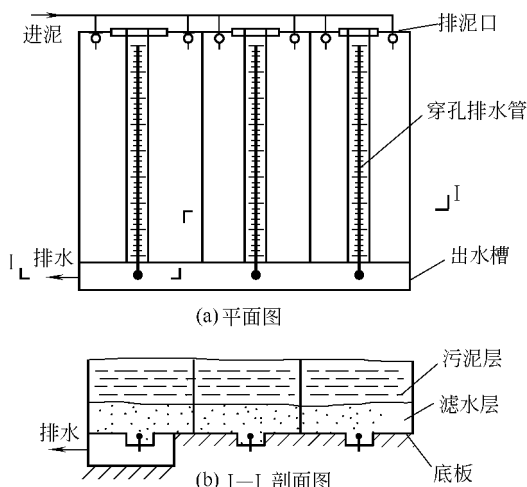


图 8-12 人工滤层干化场

表 8-4 各种干燥器技术指标比较

技术 指 标	回转圆筒干燥器	急骤干燥器	带式干燥器
灼热气体温度/℃	120~150	530	160~180
卫生条件	可杀灭病原菌、寄生虫卵	可杀灭病原菌、寄生虫卵	可杀灭病原菌、寄生虫卵
蒸发强度/[kg/(m³·h)]	55~80		
干燥效果(以含水率计)/%	15~20	约 10	10~15
干燥时间/min	30~32	不到 1	25~40
热效率	较低	高	较低
传热系数 K/[kJ/(m²·h·℃)]			2500~5860

8.4.2 污泥焚烧

在下列情况可以考虑采用污泥焚烧工艺：（1）当污泥不符合卫生要求，有毒物质含量高，不能作为农副业利用；（2）卫生要求高，用地紧张的大、中城市；（3）污泥自身的燃烧热值高，可以自燃并利用燃烧热量发电；（4）与城市垃圾混合焚烧并利用燃烧热量发电。

污泥焚烧可分为两种：完全焚烧和湿式燃烧（即不完全燃烧）。常用的是完全焚烧。污泥所含水分被完全蒸发、有机物质被完全焚烧，焚烧的最终产物是 CO₂、H₂O、N₂ 等气体及焚烧灰称为完全焚烧。

8.4.2.1 污泥的燃烧热值

由于污泥所含有机物质可燃，其燃烧热值的计算式为

$$Q=2.3a\left(\frac{100P_V}{100-G}-b\right)\times\frac{100-G}{100}$$

(8-21)

式中，Q 为污泥的燃烧热值 [kg/kg(干)]；P_V 为有机物质（即挥发性固体）含量（%）；G 为机械脱水时，所加无机混凝剂量（所占污泥干固体质量分数，%），当用有机高分子混凝剂或未加混凝剂时，G=0；a、b 为经验系数，与污泥性质有关。新鲜初沉污泥 a=131，b=10；新鲜活性污泥 a=107，b=5。污泥的燃烧热值也可查表 8-5 得。

表 8-5 各种污泥的燃烧热值

污 泥 种 类	燃烧热值 /[kJ/kg(干)]	污 泥 种 类	燃烧热值 /[kJ/kg(干)]
初沉污泥		初沉污泥与活性污泥混合	
新鲜的	15826~18191.6	新鲜的	16956.5
经消化的	7201.3	经消化的	7452.5
初沉污泥与腐殖污泥混合		新鲜活性污泥	14905~15214.8
新鲜的	14905		
经消化的	6740.7~8122.4		

8.4.2.2 完全焚烧设备

完全焚烧设备主要有回转焚烧炉、立式多段炉及流化床焚烧炉。

回转焚烧炉构造与回转干燥器基本相同，也可分为并流、错流与逆流回转焚烧炉三种炉型。主要不同的是焚烧炉长度较长，直径与长度之比约为 1：（10~16）。图 8-13 为逆流回转焚烧炉流程。

回转焚烧炉体的前段为干燥带，约占全长的 2/3，污泥被干燥至临界含水率 10%~30%。污泥的温度和热气体的湿球温度相同约为 160℃，进行恒速蒸发，然后温度开始上升，达到着火点；后段为燃烧带，约占全长的 1/3，经干馏后的污泥，着火燃烧，燃烧受内部扩散控制，燃烧带的温度为 700~900℃。

立式多段焚烧炉见图 8-14。立式多段炉是一个内衬耐火材料的钢制圆筒，一般分为 6~12 层。各层都有同轴的旋转齿耙，转速为 1r/min。空气由轴心鼓入，一方面使轴冷却，另

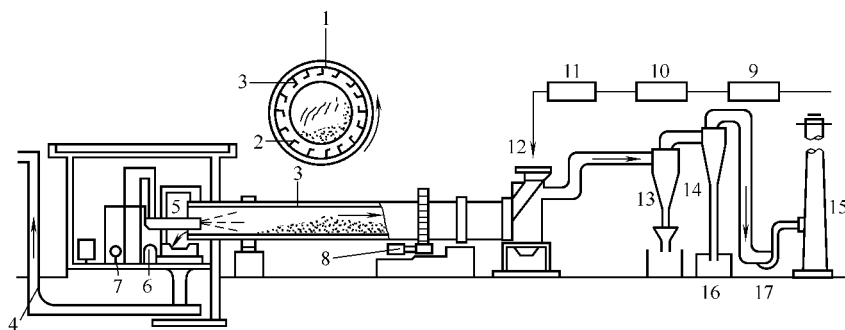


图 8-13 逆流回转焚烧炉流程

- 1—炉壳；2—炉膛；3—炒板；4—灰渣输送机；5—燃烧器；6—一次空气鼓风机；
7—二次空气鼓风机；8—传动装置；9—沉淀池；10—浓缩池；11—压滤机；
12—泥饼；13—一次旋流分离器；14—二次旋流分离器；
15—烟囱；16—焚烧灰仓；17—引风机

一方面预热空气。泥饼从炉的顶部进入炉内，依靠齿耙翻动逐层下落，顶部两层起污泥干燥作用，称干燥层，温度约 $480\sim 680^{\circ}\text{C}$ ，使污泥含水率降至 40% 以下。中部几层主要起焚烧作用，称焚烧层，温度达 $760\sim 980^{\circ}\text{C}$ 。下部几层主要起冷却并预热空气的作用，称缓慢冷却层，温度 $260\sim 350^{\circ}\text{C}$ 。单元生产率以单位炉面积计为 $0.65\sim 0.8\text{t(干)}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ ，焚烧炉污泥含水率从 $65\%\sim 75\%$ 降至 0 。

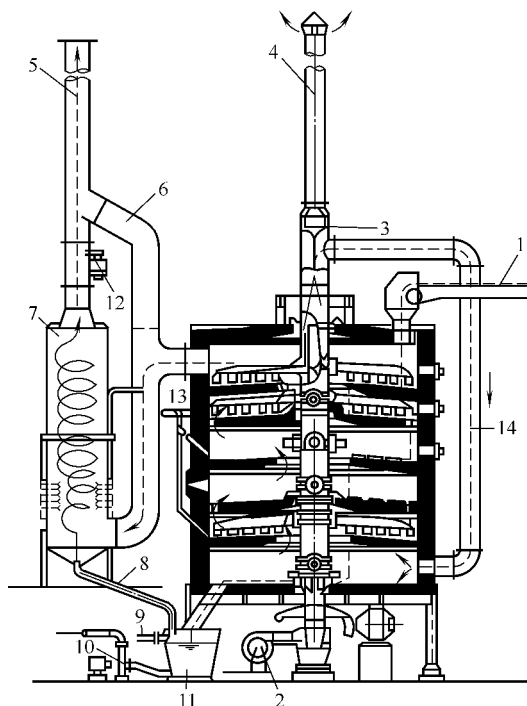


图 8-14 立式多段焚烧炉

- 1—泥饼；2—冷却空气鼓风机；3—浮动风门；4—废冷却气；5—清洁气体出口；6—无水时旁通风道；
7—旋风喷射洗涤器；8—灰浆管；9—分离水；
10—泵浆；11—灰桶；12—感应鼓风机架；
13—重油入口；14—热空气回流管

被预热空气由热空气回流管 14 从炉底层进入焚烧炉助燃, 多余空气经浮动风门 3 排入大气。燃烧废水与水蒸气经旋风喷射洗涤器 7 除尘脱臭后从清洁气体出口 5 排入大气, 灰浆则从灰浆管 8 落入灰桶 11。在无水除尘时, 废气也可从旁通风道 6 直接从 5 排入大气。重油从重油入口 13 喷入炉膛作为辅助燃料, 在启动或污泥不能自燃时使用。焚烧灰落入灰桶 11, 用砂浆泵抽送。

8.4.3 污泥农肥利用与土地处理

污泥中氮、磷、钾含量丰富, 可作为农业肥料, 污泥中所含的有机物又可作为土壤改良剂。

污泥作为肥料旋用时必须符合以下要求。(1) 满足卫生学要求, 即不得含有病菌、寄生虫卵和病毒, 故在施用前应对污泥做消毒处理或季节性施用。在传染病流行时停止施用。(2) 重金属离子如 Cd^{2+} 、 Hg^{2+} 等易被植物摄取并在根、茎、叶与果实内积累, 故污泥所含重金属离子必须符合我国农业部制定的《农用污泥标准》(GB 4284—84)。(3) 总氮含量不能太高, 氮是作物的主要肥分, 但浓度太高会使作物的枝叶疯长而倒伏减产。

污泥土地处理有两种方式: 改良土壤; 污泥的专用处理厂。用污泥改造不毛之地作为耕地, 如用污泥投放于废露天矿场、尾矿场等。根据场地的坡度、地下水位、气候条件及环境决定污泥的投放量, 投放期间, 应经常测定地下水和地面水的硝酸盐含量作为投放量的控制指标。

专用的污泥处理场, 污泥的施用量可达农田施用量的 20 倍以上, 专用场应设截流地面径流沟及渗滤水收集管, 以免污染地面水和地下水, 截流的地面径流与渗滤水应进行严格处理, 专用场地严禁种植作物, 污泥投放量达到额定量后, 可作为公园、绿地使用。

8.4.4 污泥堆肥

污泥堆肥是农业利用的有效途径。一般采用好氧条件下, 利用嗜温菌、嗜热菌的作用, 分解污泥中有机物质并杀灭传染细菌、寄生虫卵与病毒, 提高污泥肥分。污泥堆肥一般应添加膨胀剂, 膨胀剂可用堆熟的污泥、稻草、木屑或城市垃圾等, 膨胀剂的作用是增加污泥堆肥的空隙率、改善通风以及调节污泥含水率与碳氮比。堆肥的方法有污泥单独堆肥、污泥与城市垃圾混合堆肥两种。

单独堆肥工艺流程如图 8-15。污泥干化后, 含水率约 70%~80%, 加入膨胀剂, 调节含水率至 40%~60%, C/N 为比 (20~35): 1, C/P 比为 (75~150): 1, 颗粒粒度约 2~60mm。

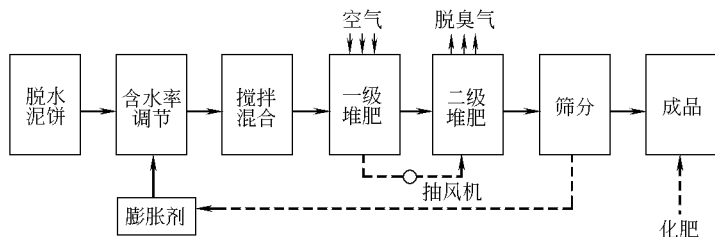


图 8-15 单独堆肥工艺流程

堆肥过程产生的渗滤液 $\text{BOD} > 10000 \text{mg/L}$, $\text{COD} > 20000 \text{mg/L}$, $\text{TN} > 2000 \text{mg/L}$, 渗滤液量约占肥堆质量 2%~4%, 需就地预处理后送至污水厂处理。

我国城市生活垃圾中有机成分约占 40%~60%, 因此污泥可与城市生活垃圾混合堆肥, 使污泥与垃圾资源化。城市生活垃圾与污泥混合堆肥工艺流程如图 8-16 所示。

8.4.5 污泥制造建筑材料

污泥经适当处理后可制造生化纤维板, 制灰渣水泥或灰渣混凝土, 也可用来制作污泥砖、地砖等。

污泥砖的制造有两种方法: 一种是用干污泥直接制砖; 另一种是用污泥焚烧灰制砖。

用于制造砖的黏土成分要求为: SiO_2 56.8%~88.7%; Al_2O_3 4%~20.6%; Fe_2O_3 2%~6.6%; CuO 0.3%~13.1%; MgO 0.1%~0.6%。污泥焚烧灰的成分, 除 SiO_2 偏低

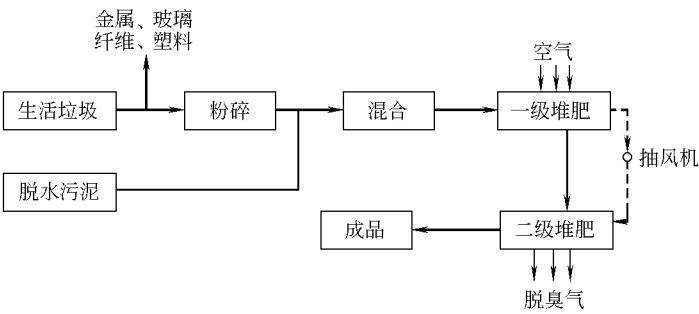


图 8-16 城市生活垃圾与污泥混合堆肥工艺流程示意

外，均可满足。因此在利用干污泥或污泥焚烧灰制砖时，应添加适量的黏土或硅砂，提高 SiO₂ 含量，然后制砖。一般干污泥（或焚烧灰）：黏土：硅砂＝1：1：（0.3～0.4）（质量比）为合适。污泥砖的一般物理性能见表 8-6。

表 8-6 污泥砖的一般物理性能

焚烧灰：黏土	平均抗压强度/(kg/cm ²)	平均抗折强度/(kg/cm ²)	成品率/%	鉴定标号
2：1	82	21	83	75
1：1	106	45	90	75

污泥焚烧灰在 1200～1500℃ 的高温下煅烧，有机物被完全焚烧，无机物熔化，再经冷却后形成的玻璃状熔渣，可生产地砖和陶管等。

8.4.6 污泥填地与填海造田

不符合利用条件的污泥，或当地需要时，可利用干化污泥填地、填海造田等。

（1）填地 污泥干化后，含水率约 70%～80%，用于填地的含水率以 65% 左右为宜，可保证填料的稳定和有效压实。因此在填地前可添加适量的硬化剂，一方面调节含水率，另一方面可以加速固化，硬化剂用石灰、粉煤灰等。

选择填埋场所的主要影响因素是当地的水文地质条件、污泥量与运距、周边环境以及填地的开发利用。

填埋场底部应铺设不透水层及渗滤液的收集管，防止污染地面水和地下水。由于污泥的含水率不高，故渗滤液量有限，可送到污水处理厂或就地处理。

填埋场的设计年限一般为 10 年以上，填成后应植被，先作公共绿地、运动场地等。污泥稳定后，再可进一步开发利用。

填地的程序为：宜分层填地，如污泥填高累计 0.5～3m 后，覆盖厚 0.5m 的砂土层，压实，再填污泥。如用污泥焚烧灰填地，可不分层也不用砂土层。填地过程，为了防止蚊蝇栖息与繁殖，并防止臭味外溢，填堆应覆盖塑料薄膜。

（2）填海造地 浅水海滩、海湾处，可用污泥填海造地。污泥填海造地时，应严格遵守如下要求：①必须建围堤，不得使污泥污染海水，渗水应收集处理；②填海造地的污泥焚烧灰中，重金属离子的含量应符合填海造地的标准。

（3）投海 沿海地区可考虑把生污泥、消化污泥、脱水泥饼或焚烧灰投海。污泥投海在外国有成功的经验也有造成严重污染的教训。

英国的经验是，污泥（包括生污泥、消化污泥）投海区应离海岸 10km 以外，深 25m，潮流量为污泥量的 500～1000 倍。由于海水的自净和稀释作用，可使投海区不受污染。

投海污泥最好是经过消化处理的污泥，投海的方法可用管道输送或船运，前者比较经济，后者的费用约是前者的 6 倍。

第 9 章 印染废水一级达标工程实例

纺织印染工业在我国东部沿海地区比较发达，相应地印染废水排放对水环境的影响也较大。随着国民经济的发展及国家对水环境要求的提高，江苏省率先提出印染废水处理一级达标（GB 4287—92）的目标。本章列举一些代表性企业的典型工艺流程及相关参数，供同行借鉴参考、总结经验，以使印染废水处理技术和水平有一个新的发展。

9.1 江苏港洋实业股份有限公司废水处理站

9.1.1 概述

江苏港洋实业股份有限公司位于张家港市杨舍镇泗港街道。该公司是毛条、涤纶染色、精梳、纺纱、织布、织物染整、修布整理、服装生产一条龙的股份制企业。主要生产加工军港呢面料。其废水独立处理，工艺流程采用“物化沉淀→水解酸化→接触氧化→混凝气浮”处理工艺。废水处理量 $3000\text{m}^3/\text{d}$ ($125\text{m}^3/\text{h}$)，工程占地面积 1600m^2 左右。

9.1.2 印染废水处理工艺流程

该公司印染废水处理工艺流程见图 9-1。

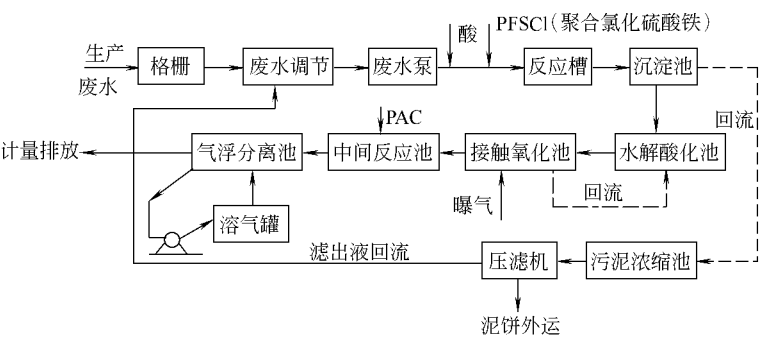


图 9-1 江苏港洋实业股份有限公司印染废水处理工艺流程

9.1.3 处理水水质及排放标准

经过上述工艺，处理水水质见表 9-1。出水水质达到 GB 4287—92 表 3 中一级标准。

表 9-1 江苏港洋实业股份有限公司印染废水处理水水质

项 目	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	pH 值	色度 /倍	悬浮物 /(mg/L)	项 目	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	pH 值	色度 /倍	悬浮物 /(mg/L)
原水调节池	960	560	9.24	72	276	气浮池出水	40	11.6	7.86	7	22
沉淀池出水	572	—	8.93	61	86	去除率/%	95.8	97.9		90.3	92
接触氧化池出水	109	—	8.17	13	82						

9.1.4 主要构筑物

该公司废水处理站采用的主要构筑物见表 9-2。

表 9-2 江苏港洋实业股份有限公司废水处理站主要构筑物

名 称	规格尺寸(长×宽×深)/m	停留时间/h	主 要 参 数
调节池	30×10×3	0.6	$q=0.85\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ $N_V=0.78\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ $q=5.5\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$
沉淀池	21×7×6	6.5	
水解酸化+接触氧化池	21×26×6	8+16	
气浮池	φ5.5×2.5(深)	0.45	

9.1.5 主要设备

该公司废水处理站采用的主要设备见表 9-3。

表 9-3 江苏港洋实业股份有限公司废水处理站主要设备

名 称	型号规格	功率/kW	备 注
溶气泵	100TSW	10×3	调节池预曝气,氧化池曝气
鼓风机	SSR,G=30m³/min	30×3	
填料	弹性,1000m³		
箱式压滤机	80m²		
pH 自动监测仪			
主水流量计			

9.1.6 运行费用

(1) 电费 装机容量 120kW，常用功率 80kW，电价 0.6 元/(kW·h)。

电费=80×0.6/125=0.38 元/m³

(2) 药剂费 0.7 元/m³。

(3) 人工费 9 人，30 元/(人·d)，人工费=9×30/3000=0.1 元/m³。

(4) 直接运行费 为前三项合计，为 1.18 元/m³。

9.1.7 小结

所采用工艺具有典型性和代表性，出水能达 GB 4287—92 表 3 中一级标准。

9.2 无锡海江印染有限公司废水处理站

9.2.1 概述

无锡海江印染有限公司位于江阴市顾山镇内。该公司主要生产各种印花面料及染色产品，通过 ISO 14000 认证。其废水引入临近毛纺厂废水混合处理，工艺流程采用高效菌 A/O 处理工艺。废水处理量 3000m³/d，工程占地面积 1000m² 左右。

9.2.2 印染废水处理工艺流程

该公司印染废水处理工艺流程见图 9-2。

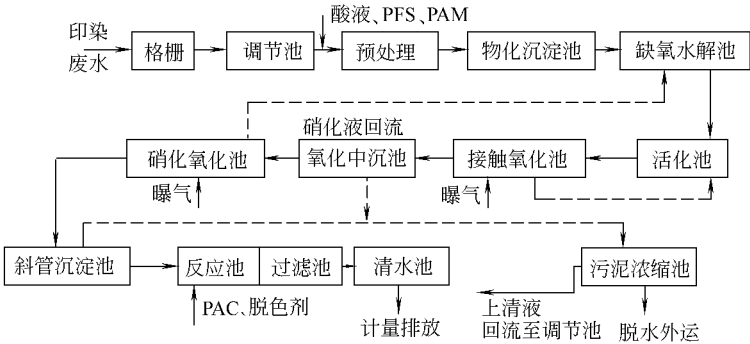


图 9-2 无锡海江印染有限公司印染废水处理工艺流程

9.2.3 处理水水质及排放标准

经过处理，出水水质见表 9-4。出水水质达到 GB 4287—92 表 3 中一级标准。

表 9-4 无锡海江印染有限公司处理水水质

项 目	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	pH 值	色度 /倍	悬浮物 /(mg/L)	项 目	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	pH 值	色度 /倍	悬浮物 /(mg/L)
原水	1700	275	13	>500	480	好氧池出水	85	25	7.9	70	110
调节池	1680	270	8.5	500	400	清水池出水	66	20	7.84	14	16
缺氧池出水	720	220	8	250	150	去除率/%	96.1	92.7		97.2	97.6

9.2.4 主要构筑物

该公司废水处理站主要构筑物见表 9-5。

表 9-5 无锡海江印染有限公司废水处理站主要构筑物

名 称	规格尺寸(长×宽×深)/m	停留时间/h	主 要 参 数	备注
格栅井	2×2×2.5			
调节池	16×15.3×3.5	6.8		1 座
缺氧水解池	12×12×5.9	6.8	$N_V=5.6\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	1 座
活化池	10×6×5.8	5.6	$N_V=3\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	2 套
接触氧化池	18×12×5.2	8.5	$N_V=1.6\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	1 座
中沉池	12×7×5.2	3.5	$q=1.45\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$	1 座
斜板沉淀池	9×8.5×5.5	2.2	$q=1.6\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$	1 套
硝化氧化池	17×7×5.5	5.2	$N_V=0.4\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	1 套
反应池	9×3×3.5	0.7	HRT=42min	1 座
砂滤池	6—3×3×5.5		$v=3.2\text{m}/\text{h}$	6 座
清水池	9×3.3×3.5	0.8		

9.2.5 自控

中和调节池设 pH/MV 测试自动控制仪。集水池提升泵处设置液位控制器。氧化池出水口设置超声波流量计。

9.2.6 运行费用

运行费用主要为电费、药剂费、人工费、设备折旧。

(1) 电费 装机功率 150kW，常用功率 120kW，电价以 0.7 元/(kW·h) 计，废水处理费用为 0.67 元/m³。

(2) 药剂费 药剂费分为两部分：酸投加费、混凝剂投加费，废水药剂费在 0.4 元/m³。

(3) 人工费 按 6 人算，25 元/(人·d)，人工费= $\frac{6\times25}{3000}=0.05$ 元/m³。

(4) 污泥运费 0.01 元/m³。

(5) 设备折旧 0.15 元/m³。

(6) 总运行费用 0.67+0.4+0.05+0.01+0.15=1.28 元/m³。

9.2.7 小结

海江公司废水进水 COD 达 1700mg/L，处理后出水能达到 66mg/L，去除率 96.1%，其中工艺设计优选是主要因素，如活化池是针对回流污泥高强充氧，完成活性污泥的激活吸附作用，该技术汲取 AB 法经验。硝化氧化在 BOD/N 比数值较低下培育自养型硝化菌的增长条件，强化 NH₄⁺ 的硝化功能，硝化出水部分回流到缺氧水解池脱氮。在预处理中设置酸化工艺，能较好地稳定水质。混凝剂采用 PFS、脱色剂等，脱色效果好。本工艺的设计经验可借鉴。海江公司废水工程采用招标管理模式，成效显著，减轻了企业负担。

9.3 江苏海澜集团废水处理站

9.3.1 概述

海澜集团位于江阴市新桥镇。该集团主要生产中高档面料、高级成衣等毛纺织产品。其废水工艺流程采用“兼氧→接触氧化→物化沉淀”处理工艺。废水处理量 6000m³/d，工程占地面积 3600m² 左右。

9.3.2 印染废水处理工艺流程

海澜集团印染废水处理工艺流程见图 9-3。

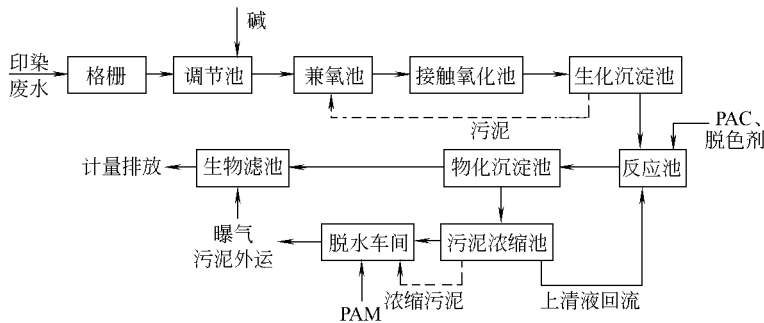


图 9-3 江苏海澜集团印染废水处理工艺流程

9.3.3 处理水水质及排放标准

表 9-6 是该集团印染废水处理水水质。出水水质达到 GB 4287—92 表 3 中一级标准。

表 9-6 江苏海澜集团印染废水处理水水质

项 目	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	pH 值	色度/倍	悬浮物/(mg/L)	氨氮/(mg/L)
原水	900	250	6	400	180	30
集水池出水	790	232.5	6	200	120	28.5
兼氧调节池出水	620	215	6.5	80	76	37
接触氧化池出水	210	27	6.5	70	200	26
生化沉淀池出水	200	25	6.6	65	100	26
物化沉淀池出水	112	23	7.35	60	80	15
生物滤池	70	20	7.3	40	65	<15
去除率/%	92.2	92		90	63.9	50

9.3.4 主要构筑物

该集团废水处理主要构筑物见表 9-7。

表 9-7 江苏海澜集团废水处理主要构筑物

名 称	规格尺寸(长×宽×深)/m	停留时间/h	主要参数	备注	名 称	规格尺寸(长×宽×深)/m	停留时间/h	主要参数	备注
调节池	37×19×3.8	10.68		1座	物化沉淀池	φ20×4(深)	4.6	$q=0.5\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$	1座
兼氧池	19×19×7.7	10.68	$N_V=1.96\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	1座	反应池	6×2×4.8	0.3		1座
接触氧化池	35×19×5.5	12	$N_V=1.24\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	1套	生物滤池	13×10×5.5	2.86	$N_V=0.96\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$	1套
生化沉淀池	φ20×4(深)	4.6	$q=0.5\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$	1套	污泥浓缩池	13×10×6	48		1座

9.3.5 主要设备

表 9-8 是采用的主要设备。

表 9-8 江苏海澜集团废水处理采用的主要设备

设备名称	规格型号	功率/kW	台数	用 途
格栅机	FH700	1. 1	2	去除粗大纤维及块状物
废水提升泵	150-WLB	22	2	从集水井等处提升废水
潜污泵	50WQB-2-15	0. 75	2	提升污泥
风机	M1T-200	53. 5	4	调节池预曝气、生化池曝气
填料	YDT 弹性		1800m ³	悬挂微生物
曝气系统	曝气盘 φ250mm		1600 只	生化池曝气
空压机	W2-T		2	提供压缩空气(曝气、溶气)
微孔曝气管	TUBE-600		350 根	
刮泥机	BG20A	0. 55	2	刮泥
废水提升泵	150WLB-120	5. 5	3	集水井废水提升
螺杆输送机	LS260	2. 2	1	输送栅渣
板框压滤机	XKG200/1250	8	1	污泥脱水

9.3.6 电器及自控

工程总装机容量为 400kW，实际使用容量为 280kW。
主要仪表有中和调节池设 pH 自动监测仪、COD 在线仪、进口计量泵；出水口设置超声波流量计。

9.3.7 运行费用

运行费用主要为电费、药剂费、人工费、设备折旧。
(1) 电费 电价以 0.7 元/(kW·h) 计，废水电费用为 0.65 元/m³。
(2) 药剂费 药剂费分为三部分：碱投加费、混凝剂投加费和氧化脱色剂投加费，药剂费在 0.4 元/m³。
(3) 人工费 按 10 人算，需要 0.14 元/m³。
(4) 污泥运费 0.02 元/m³。
(5) 设备折旧 0.20 元/m³。
(6) 总运行费用 0.65+0.4+0.14+0.02+0.20=1.41 元/m³。

9.4 上海针织五厂废水处理工程

9.4.1 概况

上海针织五厂是集针织、漂染和成衣于一体的一条龙生产线联营企业。废水主要来源于漂染车间机漂白工段及染色车间。该厂使用染料有三十余种，其中直接染料占 20%，阳离子染料占 30%，活性染料、纳夫妥染料占 20%，分散染料、硫化染料占 20%，其他占 10%，全年共耗用染料二十余吨，主要助剂有烧碱、纯碱、冰醋酸、硫酸、双氧水、次氯酸钠、硅酸钠、洗涤剂以及各种匀染剂和渗透剂等，每年耗用 120t 左右。处理能力 Q=850m³/d。

9.4.2 废水处理工艺流程及说明

根据废水特征采用的处理工艺为：物化预处理、生物接触氧化、絮凝沉淀串联工艺，工艺流程见图 9-4。
煮练、漂白及染色废水混合后，经格栅去除纤维和布条等杂质，再进入脱硫反应池，投加石灰乳和硫酸亚铁进行中和、脱硫、再用射流泵进行预曝气，兼具吹脱、搅拌、均质作用。氧化池进水量为 20m³/h，采用射流器供氧。出水进入中间反应池，投加凝聚剂后进入

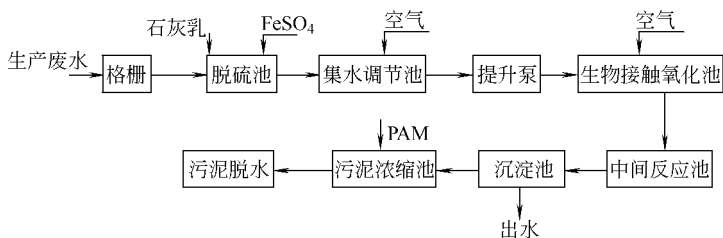


图 9-4 上海针织五厂废水处理工艺流程

快速固液分离器，清水溢流而出，根据水的色度大小，在溢流槽内适当添加次氯酸钠，除色消毒。污泥从底部排入干化场，干化场定期清理填埋。

9.4.3 处理水水质及排放标准

该厂处理水水质见表 9-9。出水水质达 GB 4287—92 表 3 中一级标准。

表 9-9 上海针织五厂处理水水质

项目	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	pH 值	色度 /倍	悬浮物 /(mg/L)	项目	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	pH 值	色度 /倍	悬浮物 /(mg/L)
原水	1112	273	11	400	200	去除率/%	91.9	95	—	97	70
出水	90	15	7.5	10	60						

9.4.4 主要构筑物

表 9-10 是该厂废水处理主要构筑物。

表 9-10 上海针织五厂废水处理主要构筑物

名 称	容积/m³	停留时间/h	参 数	备 注
格栅池	4.8			60°
反应池	12	0.6		
调节池	86	4		气水比 1：1
接触氧化池	174	8.7	N _V = 3kg COD/(m³·d)	气水比 15：1
中间反应池	2×1.25×2(长×宽×深)	0.25		
污泥浓缩池	20	8		竖流式

9.4.5 工程经济指标

表 9-11 是该厂废水处理工程经济指标。

表 9-11 上海针织五厂废水处理工程经济指标

指 标	数 值	指 标	数 值
处理水量/(m³/d)	850	基建投资/万元	24
工程造价/(元/m³)	282	装机容量/kW	18.35
土建投资/万元	12	电耗/(kW·h/m³)	0.52
设备费、管理费/万元	12	占地面积/m²	672
定员/人	6	年运行费用/万元	10.7
建筑面积/m²	75	处理成本/(元/m³)	1.20

9.4.6 工程设计特点

以生物接触氧化法为主体的处理工艺，辅以调解预曝气为前处理，以混凝沉淀为后处理，工艺适应性强，运行稳定，COD 去除率为 80%～90%，BOD 去除率 85%～95%，各项指标均能达到设计要求和排放要求。

9.5 绍兴丝绸印花厂废水处理工程

9.5.1 概况

绍兴丝绸印花厂主要生产印花丝绸产品，其废水处理工程采用接触好氧＋混凝沉淀处理工艺。

9.5.2 废水处理工艺及说明

采用生化-物化法处理生产废水（含少量生活废水），先经调节池预曝气，去除部分污染物质，再经生物接触氧化，去除大部分污染物质，最后混凝沉淀，进一步去除 COD 和脱色。一部分处理水排入河流，另一部分回用在印花车间和锅炉煤场，用作冲洗水和加料水等。污泥脱水采用真空转鼓过滤，脱水后污泥掺入煤渣制砖。工艺流程如图 9-5 所示。

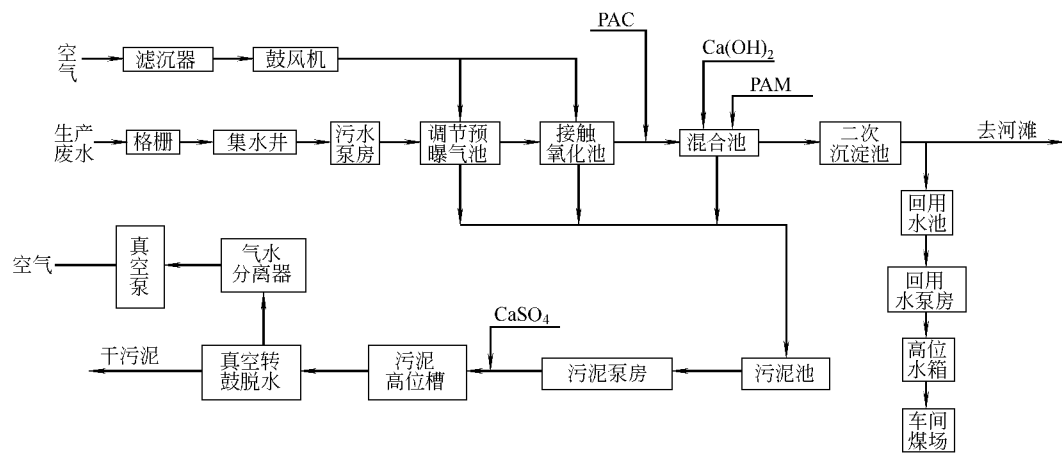


图 9-5 绍兴丝绸印花厂废水处理工艺流程

9.5.3 处理水水质及排放标准

表 9-12 是该厂处理水水质。出水水质达 GB 4287—92 表 3 中一级标准。

表 9-12 绍兴丝绸印花厂处理水水质

项 目	COD /(mg/L)	BOD /(mg/L)	pH 值	色度 /倍	悬浮物 /(mg/L)	氨氮 /(mg/L)	磷酸盐 /(mg/L)	硫化物 /(mg/L)
原水	635.5	225.4	7.2	146	135.5	12.8	2.0	5.6
生物接触氧化池	227.1	19.0						
混凝沉淀池	80.5	10	7.5	17	18.6	9.9	0.2	0.7
去除率/%	83.7	95.6		88.4	86.3	23	90	88

9.5.4 工程设计特点

该设施以生物法为主要处理单元，辅以调节预曝气和混凝沉淀为前后处理，工艺流程比较完整。运转以来，流程适应性强、运行稳定，处理效果好。

采用推流式生物接触氧化池，水在池内不断地沿着池的纵向逐步推流至出口的过程中，同生物膜上的微生物充分接触和混合，从而使废水逐渐净化。接触氧化池可使全池纵向各处微生物生长同有机物负荷条件相适应，利于微生物专性培养驯化，提高总的处理效率。

9.6 江阴第九毛纺厂废水处理站

9.6.1 概述

江阴第九毛纺厂废水来自毛条染色及精纺呢绒后整理。主要染料为冰染染料、酸性染料、分散染料等。染色布产量约 6000m/d。废水水质水量情况见表 9-13。

表 9-13 江阴第九毛纺厂废水水质水量情况

废水	水量 $Q/(\text{m}^3/\text{d})$	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	色度/倍	$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg/L})$	pH 值
进水	1500	600~700	(100~120)	50~80	15	6~7
出水	1500	60	(20)	10~15	(3~5)	7~9

注：括号中数字为定期监测数据。

9.6.2 废水处理工艺流程

图 9-6 是该厂废水处理工艺流程。

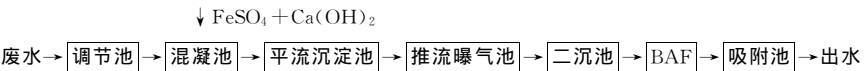


图 9-6 江阴第九毛纺厂废水处理工艺流程

9.6.3 主要设备及工艺参数

表 9-14 是该厂废水处理站主要设备及工艺参数。

表 9-14 江阴第九毛纺厂废水处理站主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	$12 \times 10 \times 3 = 360\text{m}^3$	HRT=4.8h
旋流反应器	$\phi 1.5 \times 3, V=6\text{m}^3$	HRT=6.0min, FeSO_4 2000mg/L, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 2000mg/L
平流沉淀池	$12 \times 5 \times 4, A=60\text{m}^2$	$q=1.1\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
推流曝气池	$17 \times 4 \times 4 = 800\text{m}^3$ 半软性填料橡胶曝气软管	HRT=12h $N_V=1.2\text{kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$
二沉池	$2\text{-}10 \times 3 \times 4$	$q=1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
BAF	$10 \times 4 \times 4$	HRT=2h, $q=2.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$
吸附池	$10 \times 4 \times 2 = 80\text{m}^3$	颗粒炭 GAC, HRT=1h
罗茨风机	$2 \sim 30\text{m}^3/\text{min}$	$G/W=22$
板框压滤机	40m^2 、 60m^2 各一台	杭州西湖分离机厂

9.6.4 运行费

- (1) 药剂费 液体 FeSO_4 单价 0.3 元/kg，用量 $2\text{kg}/\text{m}^3$ ，生石灰单价 0.6 元/kg，用量 $2\text{kg}/\text{m}^3$ ，药剂费= $0.3 \times 2 + 0.6 \times 2 = 1.8$ 元/ m^3 。
- (2) 电费 按 0.5 元/(kW·h) 计，40kW， $62\text{m}^3/\text{h}$ ，电费= $0.5 \times 40/62 = 0.32$ 元/ m^3 。
- (3) 人工费 0.21 元/ m^3 。
- (4) 合计 2.33 元/ m^3 。

9.6.5 特点

- (1) 采用曝气生物滤池、吸附等新工艺对原有流程做了改造，出水水质有改善。
- (2) $\text{FeSO}_4 + \text{Ca}(\text{OH})_2$ 法效果好，但药剂费用太高。

- (3) 曝气生物滤池（BAF）对二沉池出水进一步降解，出水水质好，可以回用。
- (4) 原调节池设计参数偏紧，反应段参数 $HRT=6\text{min}$ 不合理。

9.7 江阴华新染整公司废水处理站

9.7.1 概况

江阴华新染整公司废水来源于棉、涤纶及混纺等织物印染，应用主要染料为活性染料。废水水质水量情况如表 9-15 所示。

表 9-15 江阴华新染整公司废水水质水量情况

废水	水量 $Q/(\text{m}^3/\text{d})$	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	色度	SS/(mg/L)	pH 值
进水	5000	500~600	250	200~320	400~500	10~11
出水	5000	60~70	20~25	16	10~20	7~8

9.7.2 工艺流程

该公司废水处理工艺流程见图 9-7。

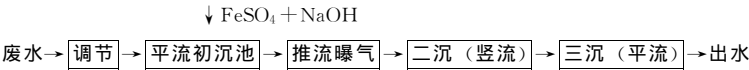


图 9-7 江阴华新染整公司废水处理工艺流程

9.7.3 主要设备及工艺参数

该公司废水处理站主要设备及工艺参数见表 9-16。

表 9-16 江阴华新染整公司废水处理站主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	$22\times 15\times 6=1800\text{m}^3$	$HRT=8.6\text{h}$
平流沉淀池（初沉池）	$2\text{-}24\times 6\times 3$	$A=288\text{m}^2, q=0.7\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$
推流曝气池	$16\text{-}7\times 6\times 4=2688\text{m}^3$	$HRT=12\text{h}, \text{MLSS}=2\text{g/L}$ $N_V=1.2\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot \text{min})$ $N_S=0.6\text{kgCOD}/(\text{kgMLSS}\cdot \text{d})$
二沉池	$4\text{-}8\times 6\times 4$	$q=1.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$
三沉池	$2\text{-}24\times 6\times 3$	$A=288\text{m}^2, q=0.7\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$
三叶罗茨风机	4 台 $31.4\text{m}^3/\text{min}(37\text{kW})$	$G/W=22$, 穿孔管曝气
投药池	FeSO_4 1000mg/L NaOH 200mg/L	投入沉淀池配水区

9.7.4 运行费

- (1) 药剂费 NaOH 单价 1.5 元/kg，用量 $0.2\text{kg}/\text{m}^3$ ，液体 FeSO_4 单价 0.3 元/kg，用量 $1\text{kg}/\text{m}^3$ ，药剂费 $=1.5\times 0.2+1\times 0.3=0.6$ 元/ m^3 。
- (2) 电费 按 0.6 元/(kW·h) 计，150kW，5000 m^3/h ，电费 $=0.6\times 150\times 24=0.43$ 元/ m^3 。
- (3) 人工费 0.2 元/ m^3 。
- (4) 合计 1.23 元/ m^3 。

9.7.5 特点

- (1) 工艺稳妥，设计参数偏安全，推流曝气是运行稳定的工艺，出水水质好，可达到 GB 4287—92 表 3 中一级标准。
- (2) 用电、用药、运行费偏高。
- (3) $\text{MLSS}=2\text{g/L}$ ，负荷率 N_V 偏低。

9.8 张家港江苏欧桥精纺集团公司印染废水处理站

9.8.1 概述

欧桥公司废水来自毛条染色及精纺呢绒、针织绒后整理。主要染料为媒介染料、酸性染料、分散染料，其次有活性染料、硫化染料等。废水水质水量情况见表 9-17。

表 9-17 江苏欧桥精纺集团公司印染废水水质水量情况

废水	水量 $Q/(\text{m}^3/\text{d})$	COD/ (mg/L)	BOD/ (mg/L)	色度/倍	$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg}/\text{L})$	SS/ (mg/L)	$\text{S}^{2-}/(\text{mg}/\text{L})$
进水	800	250~500	100~190	50~60	15	50~120	2~20
出水	800	15~20	0.4~10	3~10	<1	9~50	未检出

9.8.2 废水处理工艺流程

图 9-8 是该公司印染废水处理工艺流程。

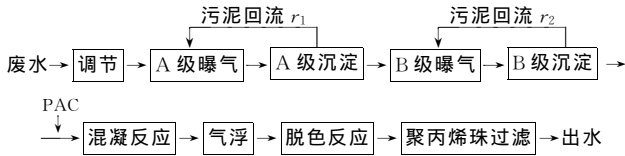


图 9-8 江苏欧桥精纺集团公司印染废水处理工艺流程

9.8.3 主要设备及工艺参数

该公司印染废水处理站主要设备及工艺参数见表 9-18。

表 9-18 江苏欧桥精纺集团公司印染废水处理站主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	$50\times 20\times 2=2000\text{m}^3$	$\text{HRT}=60\text{h}$;天然池子砌石改造
A 级吸附曝气池	$6\times 3\times 5=90\text{m}^3$	$\text{HRT}=2\text{h}$, $X=4\text{g}/\text{L}$, $N_V=2.5\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot \text{d})$
污泥回流池	$6\times 2\times 5=60\text{m}^3$	$\text{HRT}=4\text{h}$
A 级沉淀池	$6\times 6\times 8=208\text{m}^3$	$\text{HRT}=4\text{h}$, $q=1.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$
B 级降解曝气池	$3\text{-}6\times 6\times 5=540\text{m}^3$	$\text{HRT}=15\text{h}$, $X=3\text{g}/\text{L}$, $N_V=0.32\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot \text{d})$
B 级沉淀池	$6\times 6\times 8=208\text{m}^3$	$\text{HRT}=4\text{h}$, $q=1.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$
混凝池	$2\text{-}2\times 1.8\times 3.5=25.2\text{m}^3$ 旋流隔板	$\text{HRT}=0.5\text{h}$,投药 $\text{PAC}=50\sim 80\text{mg}/\text{L}$, 有高色度时加 $\text{FeSO}_4\ 200\text{mg}/\text{L}$
气浮池	$5\times 3.5\times 3.5=61\text{m}^3$	$\text{HRT}=25\text{min}$, $q=2.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot \text{h})$
脱色池	$5\times 2.4\times 2=24\text{m}^3$	加 NaClO
罗茨风机	$15.4\text{m}^3/\text{min}$, 22kW , 1 台 $10.4\text{m}^3/\text{min}$, 15kW , 1 台	$G/W=(27\sim 35)/1$

9.8.4 运行费

- (1) 药剂费 0.25 元/ m^3 。
- (2) 电费 0.54 元/ m^3 [装机 80kW，常用功率 40kW，电费 0.65 元/(kW·h)]。
- (3) 人工费 0.5 元/ m^3 。
- (4) 合计 1.14 元/ m^3 。

9.8.5 特点

- (1) 设计合理，AB 工艺先进。A 段沉淀污泥全部回流，完成进水有机物吸附，B 段完成有机物降解，处理效率好。采用空气提升器完成低扬程水流提升。
- (2) 出水澄清，水质稳定达标，全部回用，回用水量 $800\text{m}^3/\text{h}$ ，年节约用水约 $26\times 10^4\text{m}^3$ 。

- (3) 自控程度低，但责任管理严格，化验及时，随时发现问题调整运行参数。
- (4) 沉淀污泥几乎全部回流，活性污泥消化率高，剩余污泥少。

9.9 苏州相城污水处理厂

9.9.1 概况

苏州相城污水处理厂承担相城区周围一带各类印染企业（约 26~30 家）的印染废水及部分生活废水（约 1000m³/d）的处理。由于各厂的印染织物不同（如丝绒、亚麻、化纤、羽绒、纯棉、毛纺等），所用染料及助剂也不同，因此水质相对单一印染厂均和性、稳定性较好。废水水质水量情况见表 9-19。

表 9-19 苏州相城污水处理厂水质水量情况

废水	水量 Q/(m ³ /d)	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	色度/倍	NH ₃ -N/(mg/L)	TP/(mg/L)
进水	9000~10000	400~500	250	120~160	10~12	1.5
出水	9000~10000	80~100	13~25	25~40	3~4	0.38

9.9.2 废水处理工艺流程

该厂废水处理工艺流程见图 9-9。

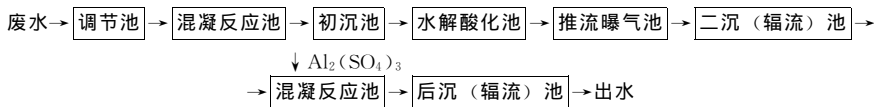


图 9-9 苏州相城污水处理厂废水处理工艺流程

9.9.3 主要设备及工艺参数

该厂主要设备及工艺参数见表 9-20。

表 9-20 苏州相城污水处理厂主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	1.2×10 ⁴ m ³	HRT=24h
混凝反应池	3-3.5×3.5×4=147m ³ 无搅拌反应	HRT=20min
初沉池(辐流式)	φ22×3=1140m ³	q=1.1m ³ /(m ² ·h)
水解酸化池	4-24×7×4=2688m ³ 无填料,有潜水搅拌机	HRT=6.4h
推流曝气池	12-24×7×4=8064m ³	HRT=19h, X=2.5~3g/L, N _V =0.56kg COD/(m ³ ·d), DO=2~2.5mg/L
二次沉淀池(辐流)	2-φ18×4=2035m ³	q=0.8m ³ /(m ² ·h)
反应池	3-3.5×3.5×4=147m ³ 无搅拌反应	HRT=20min
后沉淀池(辐流)	φ23×4=1661m ³	q=1.0m ³ /(m ² ·h)
带式压滤机	B=1.5m,唐山压滤机厂	
离心风机	2 用 1 备 C60-1.55 G=60m ³ /min,151kPa,110kW 曝气池有 MYB 曝气头 6000 个,0.34 个/m ²	G/W=17/1 风机噪声小 上海华林鼓风机厂
污泥浓缩池(竖流式)	4-5×5×5=400m ³	外排 4 次/d×20t/次=80m ³ /d

9.9.4 运行费

- (1) 药剂费 PAM 用量 0.3mg/L，单价 30 元/kg，费用=0.3×30×10⁻³≈0.01 元/m³

- $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 用量 160mg/L，单价 1.2 元/kg，费用 $=160\times1.2\times10^{-3}=0.19$ 元/ m^3 。
- (2) 电费 单价 0.6 元/(kW·h)，280kW，416 m^3/h ，电费 $=0.6\times280/416=0.40$ 元/ m^3 。
- (3) 人工费 按 15 人、50 元/(人·d) 计，人工费 $=15\times50/10000=0.08$ 元/ m^3 。
- (4) 合计 0.68 元/ m^3 。

9.9.5 特点

- (1) 综合处理水质稳定性好，管理水平高，运行费用省，是值得推广的经验。
- (2) 传统工艺水解酸化-推流曝气稳定可靠。
- (3) 工艺缺陷有：加药凭经验无计量；反应无机械搅拌，脱色絮凝效果差；二沉污泥回流进入水解池采用空气提升，对水解池溶解氧控制不利。

9.10 张家港鹿苑公司印染废水处理站

9.10.1 概述

鹿苑公司废水处理站承担了张家港市新隆毛精纺厂、华联毛纺织染厂、鹿港毛纺公司、奚浦染色厂的废水处理。废水来源为洗绒废水、毛球染色废水、散毛染色、成衣、毛线染色、黏胶纤维染色等。主要染料类型有酸性染料、分散染料、直接染料、硫化染料、阳离子染料、活性染料、媒介染料等。总处理能力 $Q=3000\text{m}^3/\text{d}$ 。废水水质水量情况见表 9-21。

表 9-21 鹿苑公司印染废水水质水量情况

废水	水量 $Q/(\text{m}^3/\text{d})$	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	色度/倍	$\text{NH}_3\text{-N}/(\text{mg/L})$	pH 值
进水	3000	700	100~190	400	400	8
出水	3000	70	0.4~10	25	15	7.4

9.10.2 废水处理工艺流程

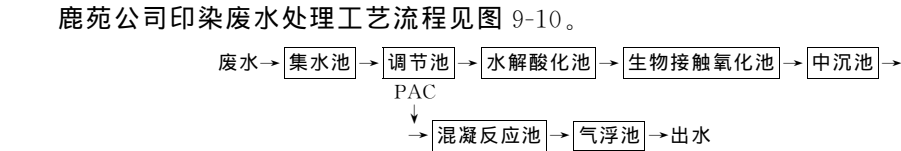


图 9-10 鹿苑公司印染废水处理工艺流程

9.10.3 主要设备及工艺参数

工程分两期，一期 $Q=1000\text{m}^3/\text{d}=42\text{m}^3/\text{h}$ ，二期 $Q=2000\text{m}^3/\text{d}=84\text{m}^3/\text{h}$ 。一期、二期主要设备及工艺参数分别见表 9-22 和表 9-23。

表 9-22 一期主要设备及工艺参数

设备名称	型号规格	工 艺 参 数
调节池	$2\text{-}10\times30\times4=2400\text{m}^3$	HRT=19h,两期合用
水解酸化池	$2\text{-}5\times5\times4=200\text{m}^3$	HRT=4.4h
生物接触氧化	$5\text{-}5\times5\times4=500\text{m}^3$ 半软性填料	HRT=11h, $X=4\text{g/L}$, $N_v=1.2\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$
中沉池	$5\times5\times4=100\text{m}^3$	$q=1.68\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$
混凝反应池	$\phi2\times4=13\text{m}^3$ 单格旋流	两期合用, HRT=5.6min 投药 PAC=160~180mg/L 脱色剂 $[\text{Ca}(\text{ClO})_2]$ 500mg/L PAM 3~5mg/L
气浮	$2\text{-}\phi4.5\times3=95\text{m}^3$	$q=1.4\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$

表 9-23 二期主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	2-10×30×4=2400m ³	HRT=19h,两期合用
水解初沉池	2-2×4×5=80m ³ (无填料)	HRT=3.4h, N _V =5kgCOD/(m ³ ·d)
生物接触氧化池	21×7×5+2×14×7×5=1715m ³	HRT=20h, N _V =0.71kgCOD/(m ³ ·d)
气浮池	5×5×3=75m ³ A=25m ²	q=3.4m ³ /(m ² ·h)
罗茨风机	G=15.8/21.5/26m ³ /min N=22/30/37kW P=44kPa	G/W=26×60/120=13/1 两期合用
板框机	3台,100/100/80m ²	两期合用
隔膜泵	D40m, Q=40t/h P=0.2~0.6MPa 附压缩空气机 0.7m ³ /min	两期合用

9.10.4 运行费

- (1) 药剂费 PAC 用量 0.16kg/L, 单价 1.5 元/kg, 费用=0.16×1.5=0.24 元/m³。
PAM 用量 0.004kg/m³, 单价 30 元/kg, 费用=0.004×30=0.12 元/m³。
脱色剂采用 Ca(ClO)₂, 用量 0.5kg/m³, 单价 0.18 元/kg, 费用=0.5×0.18=0.09 元/m³。
小计 0.45 元/m³。
- (2) 电费 按 0.6 元/(kW·h) 计, 120kW, 电费=0.6×120×3000/24=0.58 元/m³。
- (3) 人工费 0.2 元/m³。
- (4) 合计 1.23 元/m³。

9.10.5 特点

- (1) 好氧生物接触氧化完成主要降解功能, 运行稳定, 出水基本满足 GB 4287—92 表 3 中一级标准。
- (2) 水解酸化未挂填料, 未发挥效能。
- (3) 脱色、混凝反应应分格完成, 反应时间偏短, 建议增加反应器, 并加计量泵投药。

9.11 金坛江苏晨风集团丝绸废水处理站

9.11.1 概况

晨风集团产生缫丝废水 2000m³/d (80m³/h), 砂洗印染废水 1500m³/d (60m³/h)。分两条流程。废水水质水量情况见表 9-24。

表 9-24 金坛江苏晨风集团丝绸废水水质水量情况

废水名称		COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	色度/倍	水量 Q/(m ³ /d)
缫丝废水	进水	200~300	70~100	100~200	2000
	出水	30~50	<15	无	
砂洗印染废水	进水	800~1000	250~350	500	1500
	出水	70~80	15	无	

9.11.2 废水处理工艺流程

金坛江苏晨风集团丝绸废水处理工艺流程见图 9-11。

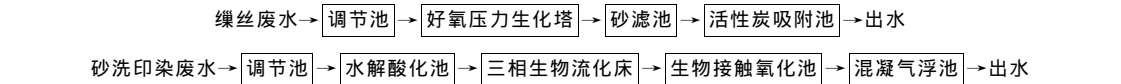


图 9-11 金坛江苏晨风集团丝绸废水处理工艺流程

9.11.3 主要设备及工艺参数

(1) 缫丝废水 表 9-25 是处理缫丝废水主要设备及工艺参数。

表 9-25 处理缫丝废水主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	15×8×3.5=420m³	HRT=5h
压力生化塔	2-φ4.2×10.5=291m³ 填料:颗粒炭 P=0.4MPa	MLSS=8~10g/L 体积负荷 $N_V=3\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$
砂滤池	2-φ3.0×5.5=78m³	滤速 $v=6\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$
活性炭吸附池	2-φ3.0×5.5=78m³	水力停留时间 HRT=0.45h
风机	2 台 DC16A. G,35m³/min,0.18MPa,37kW	G/W=80/1

(2) 砂洗印染废水 表 9-26 是处理砂洗印染废水主要设备及工艺参数。

表 9-26 处理砂洗印染废水主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	20×11×2.9=638m³(有效)	HRT=12h
水解酸化池	20×11×4.5=990m³(有效) 安装半软性填料	HRT=15h
三相生物流化床	3-φ3.4×14.2=387m³ 颗粒炭填料	$X=8000\text{mg/L}, N_V=5.0\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$
生物接触氧化池	20×9×4.5=810m³ 弹性填料	HRT=9h $N_V=0.8\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ DO=3~4mg/L
混凝池	4-1.0×0.9×4=14.4m³	HRT=12min 机械反应 药剂 PAC 120mg/L
气浮(溶气气浮)池	7×4×4=112m³	HRT=1.8h, $q=3.0\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$
风机	SR12.5LB, G=15m³/min, H=49kPa	G/W=11/1

9.11.4 运行费

- 药剂：0.12 元/m³。
- 电量：0.7 元/m³（装机容量 160kW）。
- 人工：4 人，0.08 元/m³。
- 直接运行费：0.90 元/m³。

9.11.5 特点

- (1) 缫丝工艺废水处理采用压力式生物氧化塔，砂洗印染废水处理采用三相生物流化床，处理效率高。
- (2) 出水无色澄清，稳定达到一级标准，出水全部回用（缫丝用水、夏季屋顶喷淋冷却用水、绿化、冲地用水等），年节水约 $90\times10^4\text{m}^3$ 。
- (3) 进行自控管理，安装现代化监控系统，包括智能环境监理适配器、超声波明渠流量计、COD 在线自动监测仪及计算机实时监控系統。

9.12 海安联发染整厂废水处理站

9.12.1 概况

海安联发染整厂采用活性、还原染料为主，完成棉、化纤等印染工艺。废水水质水量情况见表 9-27。

表 9-27 海安联发染整厂废水水质水量情况

废水	水量 Q/(m³/d)	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	色度/倍	NH ₃ -N/(mg/L)	pH 值
进水	3000	800~1200	320~380	120~200	18	10~11
出水	3000	80~100	13~20	6~20	8	6~9

9.12.2 废水处理工艺流程

图 9-12 是海安联发染整厂废水处理工艺流程。

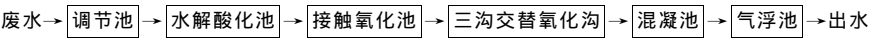


图 9-12 海安联发染整厂废水处理工艺流程

9.12.3 主要设备及工艺参数

海安联发染整厂废水处理主要设备及工艺参数见表 9-28。

表 9-28 海安联发染整厂废水处理主要设备及工艺参数

设 备 名 称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	22×15×6=1980m³	HRT=8. 6h
水解酸化	6-5×5×7=1050m³ 半软弹性填料水下搅拌机	HRT=8h, N _V =2. 5kgCOD/(m³ · d)
生物接触氧化	4-5×5×6. 5=650m³ 半软弹性填料散流曝气头	HRT=3. 2h, MLSS=2g/L N _V =4. 2kgCOD/(m³ · d)
三沟交替氧化沟	2-24×3×4. 2+ 24×2×4. 2=800m³	HRT=3. 2h, MLSS=2g/L, N _V =2. 25kgCOD/(m³ · d), X=3500mg/L
沉淀池	24×2×4. 2=200m³	HRT=1. 5h, q=2. 5m³/(m² · h)
风机	G=38m³/min(53kW), 2 台 G=25m³/min(37kW), 1 台	G/W=17, 三沟交替氧化沟 G/W=22, 生物接触氧化
混凝	3-1. 2×1. 2×2. 5=10. 8m³ 旋流隔板	HRT=5. 4min
气浮	6×5×2. 5=75m³, A=30m²	HRT=37. 5min, q=4m³/(m² · h)

9.12.4 运行费

- (1) 药剂费 PAC 用量 0. 33kg/m³，单价 1. 2 元/kg，费用=0. 33×1. 2=0. 39 元/m³。
脱色剂 491[#] 用量 0. 03kg/m³，单价 3 元/kg，费用=0. 03×3=0. 09 元/m³。
小计 0. 49 元/m³。
- (2) 电费 按 0. 6 元/(kW · h) 计，110kW，120m³/h，电费=0. 6×110/120=0. 55 元/m³。
- (3) 人工费 2 人/班，40 元/人，8h/班，120m³/h，故人工费=2×40/(8×120)=0. 08 元/m³。
- (4) 合计 1. 11 元/m³。

9.12.5 特点

- (1) 采用水解酸化+生物接触氧化+三沟交替氧化沟系统是 A/O² 膜法+泥法的综合技

术，处理效果好，水质稳定达标。其中三沟交替氧化沟系统利用了上一阶段沉淀污泥，提高了污泥浓度和处理效率，易于控制污泥龄，具有较好的脱氮效果。

(2) 由于原水 COD 及色度高，投药量偏大，费用较高。采用散流曝气头后总气水比 17/1，应适当调整。混凝反应工艺尚需改进。

9.13 南通三喜公司废水处理站

9.13.1 概况

南通三喜公司印染的织物以全棉为主，主要染料是活性染料。废水水质水量情况见表 9-29。

表 9-29 三喜公司印染废水水质水量情况

废水	水量 Q/(m³/d)	COD/(mg/L)	BOD/(mg/L)	色度/倍	NH ₃ -N/(mg/L)
进水	3000	700~1200	200~280	250~300	2.5
出水	3000	50~100	12~25	16~40	4.1

9.13.2 处理工艺流程

图 9-13 是该公司印染废水处理工艺流程。

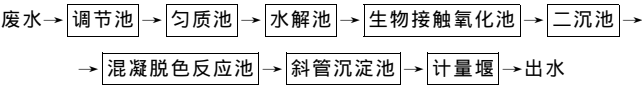


图 9-13 三喜公司印染废水处理工艺流程

9.13.3 主要设备及工艺参数

表 9-30 是三喜公司印染废水处理主要设备及工艺参数。

表 9-30 三喜公司印染废水处理主要设备及工艺参数

设备名称	型 号 规 格	工 艺 参 数
调节池	420m³ (另设集水井 240m³)	HRT=3.5h
匀质池	16×11×6=960m³	HRT=3.5h
水解酸化池	16×12×6=1150m³ 细合填料	HRT=9.5h, N _V =1.84kgCOD/(m³·d)
生物接触氧化池	16×12×6=1150m³ 化学性填料	HRT=9.5h, X=2.5g/L, N _V =1.56kgCOD/(m³·d)
二沉(竖流)池	2-6.5×6.5×6 A=84m²	q=1.5m³/(m²·h)
搅拌反应池	2-4×3.5×3	HRT=20min
斜管沉淀池	12×8×3.5=330m³	q=1.5m³/(m²·h), HRT=3h
风机	G=7.5m³/min(7.5kW), 4 台, HX-12 G=9m³/min(9kW), 2 台, HX-14	G/W=20
板框机	FBY-54/100, A=60m²	
污泥池	6×12×4.7=300m³	每日干污泥 0.5t

9.13.4 运行费

- (1) 药剂费 FeCl₃ 用量 0.13kg/m³，单价 0.8 元/kg，费用=0.13×0.8=0.11 元/m³。
脱色剂 505# 用量 0.1kg/m³，单价 6 元/kg，费用=0.1×6=0.6 元/m³。
小计 0.71 元/m³。
- (2) 电费 按 0.6 元/(kW·h) 计，70kW，3000m³/d (125m³/h)，电费=6×70/125=0.354 元/m³。
- (3) 人工费 0.2 元/m³。

(4) 合计 $1.25 \text{ 元}/\text{m}^3$ 。

9.13.5 特点

(1) 活性染料为水溶性，色度高，处理有一定难度。原设计参数安全合理，方能保证一级达标。

(2) 沉淀污泥掺入锅炉焚烧，无污泥处置的难题。

(3) 混凝脱色投药量大，费用高；运行经济性尚可提高。

9.14 印染废水处理一级达标的工艺特点

(1) 处理工艺都采用了“厌氧水解-好氧生化”为主体的生化处理工艺。厌氧水解是使废水在厌氧条件下的生物反应控制在水解酸化阶段，它的作用是将分子量大、难生物降解的大分子有机物降解为易生物降解的小分子物质。印染废水由于存在各种染料、助剂等难降解大分子有机物，COD 较高，采用厌氧水解处理单元即可保证好氧条件下的有机物降解。

(2) 大部分达标企业废水好氧单元采用生物接触氧化法。生物接触氧化工艺成熟，较传统的活性污泥法所需的动力费用小，易于操作管理，是稳定可靠的多选好氧处理工艺。但该法对高浓度有机物适应性差，池子不分格时水力流态易发生短路，所以不适用于大水量集中废水处理厂。对大水量的印染废水处理宜采用氧化沟或 SBR、CAST 工艺。

(3) 在物化处理单元中气浮法处理比传统沉淀池占地面积小、处理效果好。同时对印染废水中常见的活性剂 LAS 去除有较好的功效。气浮法中压力溶气气浮法已有成熟的运行经验和完善的控制技术，在印染废水处理中得到广泛的应用。

(4) 混凝法是物化处理（沉淀与气浮）的关键，应严格按照混凝技术要求的水力条件设计，混凝药剂的选用 [如 FeSO_4 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、PAC、 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 、PFS 等] 及药剂的用量应根据印染工艺所应用的染料品种及残留量经试验确定，混凝技术当对水的 pH 值有一定要求。由于混凝效果决定着出水水质的好坏，投药又关系着运行成本，因此混凝工艺的设计、选择应十分认真。

(5) 生物处理中工程菌的应用已见于一些工程实例，有的已取得相当好的效果，但现在面临菌种在特定水环境中的退化问题，如欲定时投加，也将面临成本问题。随着微生物技术的不断发展，必将对印染废水处理产生重大影响。

(6) 废水处理新工艺、新技术的采用可以提高处理效率和处理效果，如膜技术、活性炭、硅藻土吸附技术、光氧化技术、厌氧技术（UASB、AAFB 等）、好氧技术（CAST、SBR、MBR、交替式氧化沟等）。

(7) 提高废水处理站的运行管理水平。技术工人应经过培训持证上岗，确立水质处理责任制。处理站必要的自控仪表及微机技术对提高废水站运行水平是十分重要的。

(8) 清洁生产水平与循环经济理念。若印染废水单纯经济投入而无产出，必将给企业带来负担，从而使废水处理工程难以长期稳定运行。根本的办法是提高清洁生产水平、节省与回收原辅料、处理出水深度处理回用于生产，使企业进入良性循环。

第 10 章 印染废水处理站设计及 工程技术经济分析

10.1 印染废水处理工艺流程的设计

10.1.1 一般原则

印染废水处理的目的是使之达标排放或废水回用,以使环境不受污染,处理后出水回用于城市杂用水,城市景观和工业生产等,以节约水资源。废水处理工艺流程的选择应考虑下列因素。

(1) 废水水质及处理程度 这是废水处理工艺流程选择的主要依据,废水水质指标、水质变化规律要全面了解,而废水处理程度又取决于废水的水质特征、处理后水的去向。

(2) 废水水量 除水质外,废水的水量也是影响因素之一。对于水量、水质变化大的废水,应选择耐冲击负荷强的工艺,或考虑设立调节池等缓冲设施以减少不利影响。

(3) 建设及运行费用 考虑建设与运行费用时,应以处理水达到水质标准为前提。在此前提下,工程建设及运行费用低的工艺流程应得到重视。此时,减少占地面积也是降低建设费用的重要措施。

(4) 工程施工难易程度 工程施工的难易程度也是选择工艺流程的影响因素之一。如地下水位高,地质条件差的地方,就不宜选用深度大、施工难度高的构筑物。

(5) 当地的自然条件和社会条件 如天气较冷则不宜采用生物滤池或生物转盘等生物膜技术;厂区在市区的则不宜采用高噪声风机,而应选用潜水曝气机或转刷、转碟等曝气装置。

综上所述,废水处理流程的选择应综合考虑各项影响因素,进行多种方案的技术经济对比才能得出合理的结论。

10.1.2 各类印染废水处理工艺的选择

(1) 棉纺印染废水 含不易生物降解的有机物、染料色素等,相对而言,染色废水比印花废水、纯棉织物比混纺织物废水生物处理难度小,针织废水中无退浆废水,生物处理较容易。

对化纤印染废水建议采用原水→调节→混凝(中和)沉淀→水解酸化→活性污泥法→二沉→脱色→出水的工艺流程。

中和过程可与混凝过程同时完成。一般当采用 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 、PAC、 FeSO_4 时可减少中和用酸量。后续水解酸化具有一定的降低 pH 值的功能,因此可允许混凝沉淀出水 pH 值在 9~9.5 之间。

一般印染废水尤其化纤类废水 COD 高,可生化性差,应设水解酸化工序,并加填料。活性污泥法好氧工艺可采用延时曝气法的氧化沟或 SBR,以便提高对水质变化冲击负荷的适应性和调整有关操作条件。

(2) 纯棉染色、针织等废水 相应对调节、水解等工序可适当放宽要求,有条件时将退浆废水进行预处理,经酸析、过滤除去浆料,再进入混合废水。

- (3) 丝绸印染废水 丝绸印染废水中，煮练废水 COD 浓度高，含丝胶、碱剂、表面活性剂等，宜进行厌氧预处理。其余缫丝、煮茧、制丝等废水 COD 不高，采用常规生物接触氧化法即可满足要求。如有染整工序，则废水应进行混凝脱色。
- (4) 毛纺印染废水 洗毛废水污染严重，含泥砂、油脂、羊毛汗等，是高污染废水，需进行离心分离→酸析→沉淀处理。常见的炭化废水 COD 不高，但呈酸性；毛条（毛织物）染色废水、缩绒冲洗废水 COD 高、色度高、总固体浓度大，应考虑采用延时曝气活性污泥法。胶态及悬浮物较高时，吸附再生的 A/B 法亦可考虑。
- (5) 亚麻加工废水 难点在亚麻浸渍废水， $pH=4.2\sim 5.6$ ，色度高（深褐色），混合废水处理可参照棉纺印染废水。

10.1.3 印染废水处理工艺典型流程及设计要点

10.1.3.1 印染废水处理典型工艺流程

图 10-1~图 10-3 是印染废水处理典型工艺流程。

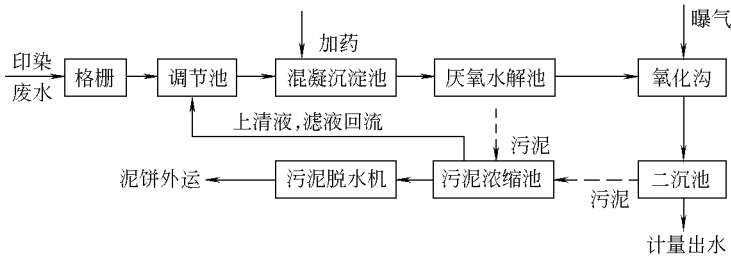


图 10-1 印染废水处理典型工艺流程 (I)

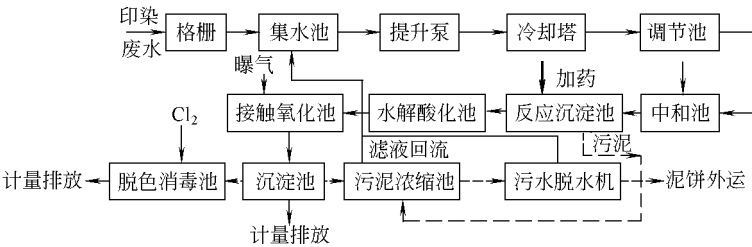


图 10-2 印染废水处理典型工艺流程 (II)

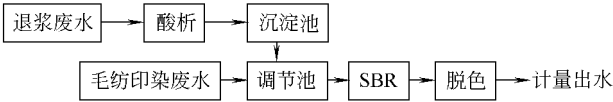


图 10-3 印染废水处理典型工艺流程 (III)

图 10-1 中的工艺流程适用于大水量、高浓度、难降解棉化纤混纺印染废水处理。图 10-2 中的工艺流程适合排水量小、废水温度高、COD 相对较低的印染废水（如棉织、针织、丝绸印染废水）处理工程。图 10-3 中的工艺流程适用于毛纺染色废水，COD 偏低。

印染废水中 COD、BOD、色度等污染物通过生化处理达标排放是有可能的。综合各种技术条件，接触氧化池和活性污泥法，曝气池应优先选用，可以根据各厂的具体条件选用处理方案；当废水量较小时（小于 1500m³/d）选用接触氧化；废水量较大（大于 1500m³/d）时，建议选用氧化沟、SBR 等；当规模小（如小于 500m³/d）且无处理用地时也可考虑选用生物流化床、塔式生物滤池等。

10.1.3.2 各单元处理设备的选择原则

工艺流程中一级处理由格栅、调节池和混凝沉淀池组成。

(1) 格栅(或筛网) 用以截阻大块的呈悬浮式漂浮状态的污染物,对后续处理构筑物或水泵机组具有保护作用。印染废水一般采用机械式的粗格栅。

(2) 调节池 作用为均质和调节水量。

(3) 混凝沉淀池 功能如下。放在二级生化处理前,去除废水中部分悬浮物、有机物及色度物质,以减轻后续处理设施的负荷,保证生物处理设施净化功能的正常发挥。一般在印染废水中疏水性染料物质较多时,混凝沉淀放在生化前。当废水中亲水性染料物质较多时,则应置于生化处理二沉池后(注意此时活性污泥法的二沉池不能省略),进一步降低处理水中的 COD 及色度物质。

混凝沉淀池可用混凝气浮池替代,当印染废水中含有较多的相对密度小于 1 的悬浮物、油类和脂肪或表面活性剂时,则应采用气浮池。

混凝沉淀或混凝气浮工艺中混凝是关键,选用合理的药剂品种或剂量,设计合理的混凝反应水力条件是保证沉淀、气浮效果的重要条件。

二级处理由厌氧水解池、接触氧化池、二沉池组成。二级处理又称生化处理,它的主要作用是去除废水中呈胶态和溶解状态的有机污染物。

(4) 厌氧水解池 印染废水中含有大量难降解的高分子有机物,只靠单纯的好氧处理,很难使废水处理达标,因此通过厌氧水解作用,将其分解为小分子易降解有机物后,再由后续的好氧工艺处理,方能达到降解的目标。

(5) 接触氧化池 是介于活性污泥法与生物膜法两者之间的生物处理技术,是具有活性污泥法特点的生物膜法,兼具两者的优点,除能有效地去除有机污染物外,如运行得当还能够用以脱氮。生物接触氧化法处理较高浓度 COD 的废水时,污泥产生量大,易于使填料堵塞、结块,影响处理效果。通常废水 $\text{COD} > 1200 \text{mg/L}$ 不宜作为独立的好氧处理设备。应用中宜采用较小的体积负荷,或布置强化曝气管,必要时开气冲击填料,使生物膜脱落,维持较高的活性。

(6) 氧化沟 印染废水处理大时,宜采用氧化沟,由于厌氧、好氧的交替过程及延时曝气的效果,出水水质较有保证。

(7) 间歇式活性污泥法 SBR 或 CAST 工艺 较能适应印染废水水质变化的特点,可随时调整各阶段的运行时间。对不同染料品种、不同水质均能保证处理效果。

(8) 三相生物流化床 由于体积负荷高、占地小、较能适合小水量、高浓度的印染废水处理。

(9) 传统推流曝气法 较多印染废水处理工程实践证明,采用阶段曝气的推流法,出水水质很好。

(10) 生物转盘 小规模印染废水处理可用。

(11) 曝气生物滤池 主要适用水的深度处理、运行稳定。

(12) 二沉池 常用辐流式,也可用平流式。对少数设备混合液浓度较高时,可采用周边进出水沉淀池,以消除异重流的影响和干扰。

10.1.3.3 组合工艺选择

(1) A/O 法 如水解酸化-活性污泥法(氧化沟、CAST),厌氧折流板反应器-接触氧化法,UASB-三相生物流化床。

(2) A/B 法 生物吸附—污泥再生—生物降解。

(3) A^2/O 法 厌氧消化池—兼氧接触池—曝气池。当有除氮脱磷要求时宜用此法。

10.1.3.4 污泥处理

污泥通常采用重力浓缩,浓缩前先经投药搅拌调质处理,目的是加速浓缩,并提高脱水(真空吸滤、板框压滤等)时的过滤性能。浓缩上清液回流至调节池,脱水的干泥一般已先填埋。

10.1.4 单元设备参数的选择与确定

(1) 格栅 在排出废水中含有散毛、棉短绒等杂质,一般采用捞毛机、水力筛网机,如排出废水中杂质含量较少时,使用格栅。

(2) 调节池 调节池的容积根据各工厂的具体条件而定。当生产为小批量、多品种时,排出废水的性质比较复杂,同时还要与染色车间的生产班制等因素来共同确定调节池容积,以保证废水处理站的正常运转。目前调节池容量较大的有 16~24h。最大有 32h 的废水流量,小的有 6~8h 废水流量。

(3) 混合反应 混合方式有水泵吸水管混合、管式混合器等。混合时间 $T < 1\text{min}$,混合速度梯度 $G = 700 \sim 1000\text{s}^{-1}$ 。

适用于印染废水的反应方式有穿孔旋流式、竖流折板式、机械搅拌式。机械反应式至少分三格以保证桨板线速度逐级减小。反应时间 $T = 20 \sim 30\text{min}$ 。各级反应线速度: v (进口) $= 0.7 \sim 0.8\text{m/s}$; v (出口) $= 0.15 \sim 0.2\text{m/s}$ 。速度梯度 $G = 20 \sim 70\text{s}^{-1}$ 。 GT 值 $10^4 \sim 10^5$ 。

(4) 竖流式沉淀池 沉淀时间 1.5~2h; 沉淀区表面负荷 $q = 0.7 \sim 1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (二沉池取下限); 中心管下降流速 20~25mm/s, 当作二沉池时中心管下降流速 10~15mm/s; 中心管的长度在水面下 1.8~2m, 缓冲层 0.5~1m。

(5) 辐流式沉淀池 沉淀时间 1.5~2.5h; 沉淀区表面负荷 $0.8 \sim 1.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (二沉池取下限)。

(6) 加压溶气气浮系统 溶气罐压力 0.4~0.5MPa; 溶气罐溶气水停留时间 3~3.5min; 反应室停留时间 20~25min (包括回流水); 分离室停留时间 40~60min (包括回流水); 气固比 A/S (质量比) $= 0.02 \sim 0.05$; 分离室表面负荷 $q = 4 \sim 6\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; 气浮池有效水深 $H = 2 \sim 2.2\text{m}$; 气浮池保护高度 0.4~0.5m; 回流比 30%~50%; 溶释气方式为压力溶气, 释放器快速释压。排泥采用机械刮泥机。

(7) 电解法 采用单池尺寸 $(3 \sim 5)\text{m} \times (1 \sim 1.5)\text{m}$, 池深 2m。水力停留时间 $T = 0.6 \sim 1\text{h}$ 。铁板极板: 板厚 8~10mm, 板间距 10mm; 钛镀钉极板: 板厚 3mm, 板间距 8~10mm。电流密度 $0.15 \sim 0.3\text{A}/\text{dm}^2$, 极板电压降 2~3V。

(8) 升流式厌氧污泥床 (UASB) 污泥浓度 $X = 20 \sim 30\text{g/L}$; 容积负荷 $N_V = 10 \sim 40\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; 水力停留时间 $T = 8 \sim 14\text{h}$; 通过三相分离器沉淀槽底缝隙的流速不大于 2m/h, 沉淀槽斜底与水平面的交角不应大于 50° 。

(9) 水解酸化池 水力停留时间 $T = 4 \sim 8\text{h}$; 容积负荷 $N_V = 3 \sim 6\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; 水力负荷 $q = 1 \sim 2.5\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$; 布水孔流速 $v = 0.15 \sim 0.2\text{m/s}$; 底部污泥搅拌机功率 $10 \sim 15\text{W}/\text{m}^3$ 。

(10) 生物接触氧化 水力停留时间 $T = 6 \sim 8\text{h}$; 填料三层, 每层高 0.8~1.0m; 填料体积负荷 $N_V = 1 \sim 3\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

(11) 生物转变 氧化槽停留时间 $T = 2 \sim 4\text{h}$; 有机负荷 $N_A = 10 \sim 20\text{gBOD}/\text{m}^2$ (盘片); 水力负荷 $q = 0.05 \sim 0.12\text{m}^3/[\text{m}^2 (\text{盘片}) \cdot \text{d}]$; 盘片直径 $D = 1 \sim 3\text{m}$, 外缘线速度 $v = 15 \sim 30\text{m}/\text{min}$ 。

(12) 氧化沟 污泥负荷 $N_S = 0.03 \sim 0.1\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$; 污泥浓度 $\text{MLSS} = 2.5 \sim 4\text{g/L}$; 沟内流速 $v = 0.25 \sim 0.3\text{m/s}$; 水力停留时间 $T = 20 \sim 30\text{d}$; 循环比 60%~200%; 体积负荷 $N_V = 0.16 \sim 0.35\text{kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; 转刷 (碟) 氧转移效率 $E_A = 1.5 \sim$

2. $1\text{kgO}_2/(\text{kW} \cdot \text{h})$ 。
- (13) SBR 污泥浓度 $\text{MLSS} = 3.0 \sim 5.0\text{g/L}$ ；污泥负荷 $N_s = 0.2 \sim 0.3\text{kgBOD}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ；运行周期 $T = 6 \sim 12\text{h}$ （其中反应时间 40%）；沉淀时间 $t = 1 \sim 1.2\text{h}$ 。
- (14) 污泥浓缩池 活性污泥法每千克 BOD 产 $0.5 \sim 0.6\text{kg}$ （干泥）。接触氧化法每千克 BOD_5 产 $0.3 \sim 0.4\text{kg}$ （干泥）。化学凝聚沉淀处理排泥量为废水处理量的 3%~10%，含水率 99.6%~99.7%，化学凝聚气浮法处理排泥量为废水处理量的 2%~5%，含水率 98%~99%。
- 浓缩池固体通量 $0.5 \sim 10\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；池数 2~3 只，轮流使用；污泥停留时间 16~24h。
- (15) 污泥脱水设备 污泥脱水设备主要参数见表 10-1。

表 10-1 污泥脱水设备主要参数

脱水机名称 项目	真空转鼓过滤机 GP ₂ -1	自动板框压滤机	带式压滤机
产泥量/[kg/(m ² ·h)]	5~10	4.2~4.5	24.6~29.4
出泥含水率/%	80~85	70~75	80%以下
操作压力/MPa	0.04~0.05	0.4~0.6	0.1~0.4
运转周期	连续生产	3~4h	连续生产
机械维修情况	维修工作量小,经常费用小	设备复杂,维修工作量大,经常费用大	维修工作量小,经常费用小

注：构筑物的其他设计参数请参照《给水排水设计手册》。

10.2 印染废水处理站平面设计

- 废水处理站的构筑物包括生产性处理构筑物、辅助建筑物和连接各构筑物的管渠。对废水处理站平面布置规划时，应考虑的原则有以下几条。
- (1) 布置尽可能紧凑，以减小处理站的占地面积和连接管线的长度。
- (2) 生产性处理构筑物作为处理站的主要建筑物，在进行平面布置时，必须考虑各构筑物的功能要求和水力要求，结合地形、地质条件，合理布局，减少投资，方便运行管理。
- (3) 对于辅助建筑物，应根据安全方便等原则布置。如泵房、鼓风机房、污泥浓缩池、污泥脱水机房等应尽量靠近处理构筑物，变电所应尽量靠近最大用电户，以节省动力管道；办公室、化验室等与处理构筑物保持一定的距离，并处于它们的上风向，以保证良好的工作条件；贮气罐、贮油罐等易燃易爆建筑的布置应符合防爆防火规程；废水处理站内的管路应方便运输。
- (4) 废水管渠的布置应尽量短，避免交叉。此外还必须设置事故排放水渠和超越管，以便发生事故或检修时，废水能超越该处理构筑物。
- (5) 站区内给水管、空气管、蒸汽管及输配电线路的布置，应避免相互干扰，既要便于施工和维护管理，又要占地紧凑。当很难敷设在地上时，也可敷设在地下或架空敷设。
- (6) 要考虑扩建的可能，留有适当的扩建余地，并考虑施工方便。
- 总之，废水处理站的平面设计，除应满足工艺设计上的要求外，还必须符合施工，运行上的要求。对于废水处理站的平面布置，应做多方案的比较，以便找出最佳方案。图 10-4 为某印染厂废水处理站平面布置图。

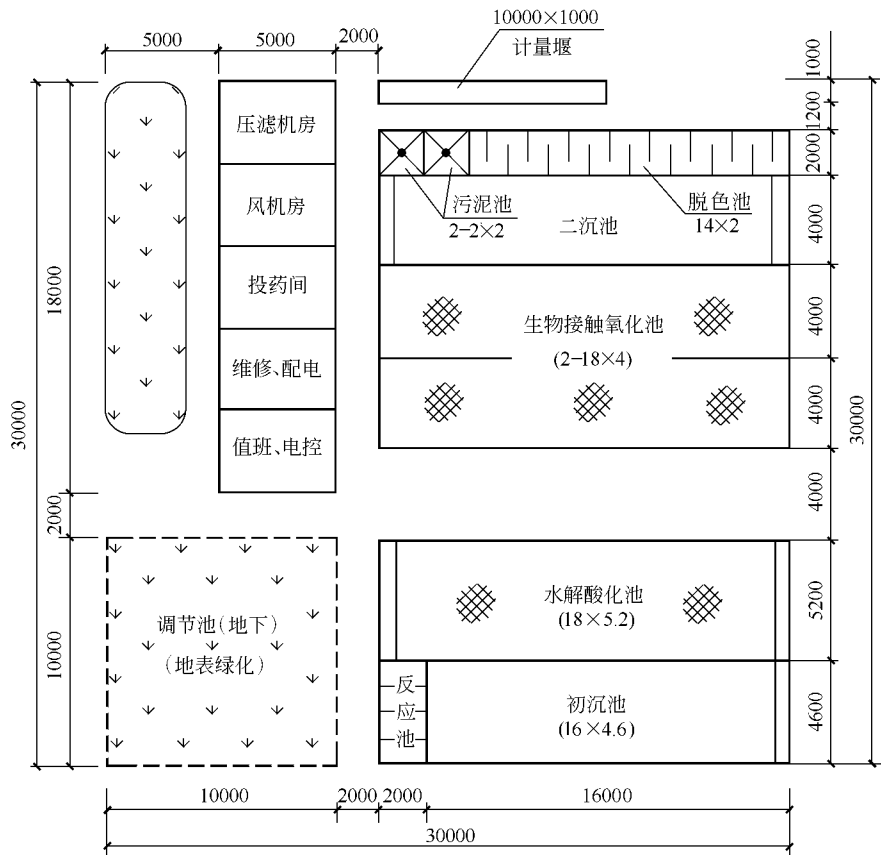


图 10-4 某印染厂废水处理站平面布置图

10.3 印染废水处理站高程设计

高程布置的目的是为了合理地处理各构筑物在高程上的相互关系。具体地说，就是通过水头损失的计算，确定各处理构筑物的标高，以及连接构筑物间的管渠尺寸和标高，从而使废水能够按处理流程在各构筑物间顺利流动。

高程布置的主要原则有两条：一是尽量利用地形特点使各构筑物接近地面高程布置，以减少施工量，节约基建费用；二是使废水和污泥尽量利用重力自流，以节省运行动力费用。

为了达到重力自流的目的，必须精确计算废水流动中的水头损失。水头损失包括：（1）流经处理构筑物的水头损失，包括进水管渠的水头损失，在初步设计时可参照表 10-2 所列的数据；（2）流经管渠的水头损失，包括沿程和局部水头损失，按所选类型计算。

表 10-2 废水流经各处理构筑物的水头损失

构筑物名称	水头损失/m	构筑物名称	水头损失/m	构筑物名称	水头损失/m
格栅	0.1~0.15	推流曝气池	0.2~0.3	气浮池	0.2~0.3
沉淀池		氧化沟	0.3~0.4	过滤池	0.2~0.3
平流	0.15~0.25	SBR	1.5~2.5	水解酸化池	0.2~0.4
竖流	0.25~0.3	混凝反应池		混合式接触池	0.1~0.2
辐流	0.4~0.5	水力旋流	0.3~0.5		
完全混合曝气池	0.1~0.2	机械搅拌	0.1~0.2		

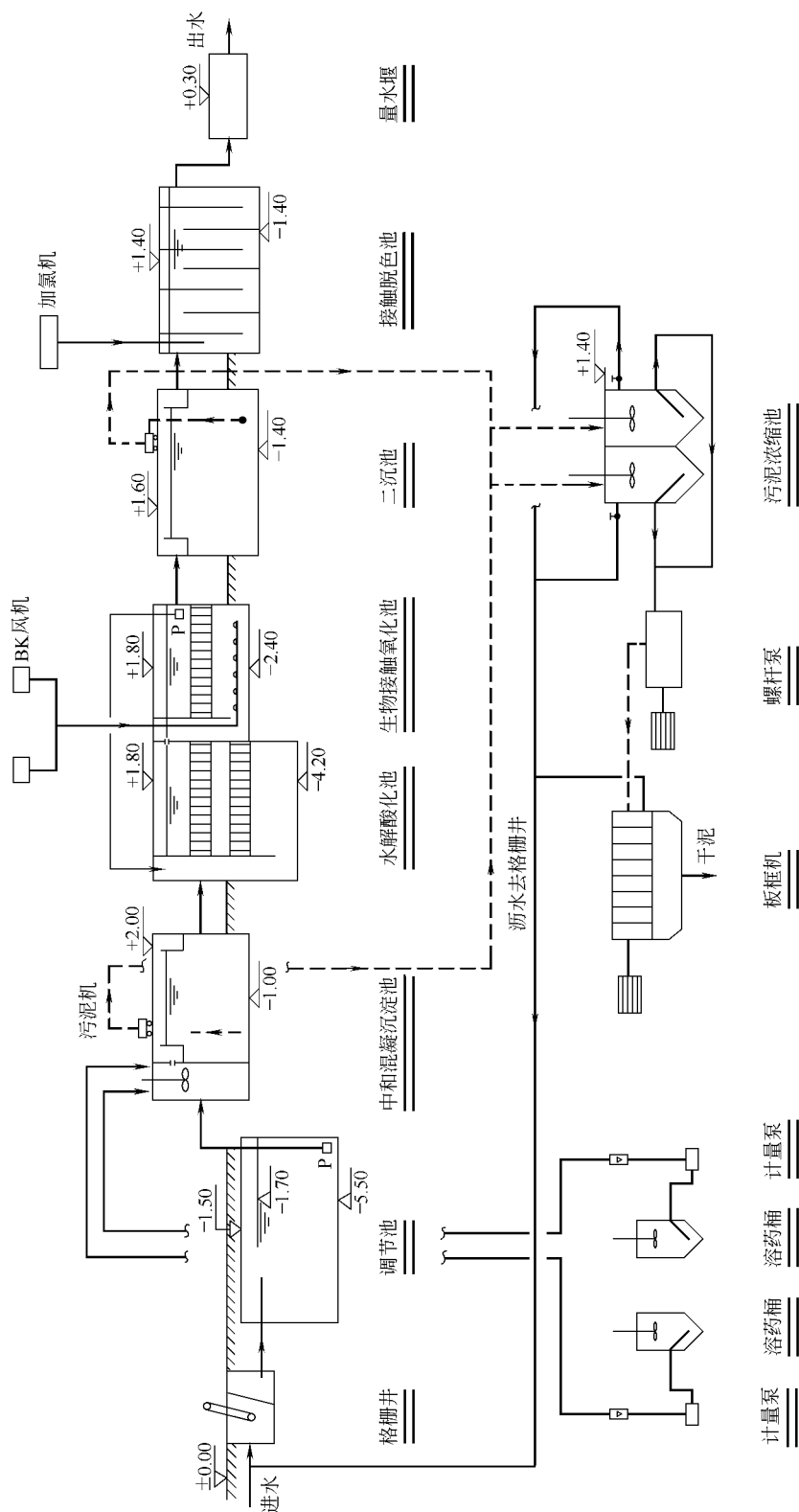


图 10-5 某印染厂废水处理站工艺流程及高程图

- 高程布置时应考虑的因素如下。
- (1) 初步确定各构筑物的相对高差，只要选某一构筑物的绝对高程，其他构筑物的绝对高程也可确定。
- (2) 进行水力计算时，要选择一条距离最长、水头损失最大的流程，按远期最大流量计算。同时还应留有余地，以保证系统出现故障或处于不良工况时，仍能正常运行。
- (3) 当废水及污泥不能同时保证重力自流时，因污泥量较少，可采用泵提升污泥。
- (4) 高程布置应保证出水能排入受纳水体。废水处理站一般以废水水体的最高水位作为起点，逆废水流程向上倒推计算，以使处理后废水在洪水季节也能直流排出。如设立泵站，则可使泵站扬程最小。
- (5) 结合实际情况来考虑高程布置。如地下水较高，则应适当提高构筑物的设置高度，以减少水下施工的工程量，降低工程造价。
- 图 10-5 为某印染厂废水处理站工艺流程及高程图。

10.4 印染废水处理站自动监测与微机控制技术设计

采用计算机控制废水处理运行过程具有可观的经济效益，可节省能耗、药耗，维持稳定合理的运行水平，保证良好的处理水质，减轻操作管理人员的劳动强度。国外大部分废水处理站均已采用计算机控制水质、水量和运行过程，有的甚至做到无人监控运行。国内城市污水及相当比例的工业废水处理厂站也已应用计算机及微机控制技术，取得明显的效益与效果。自动控制与微机控制技术必将在短期内获得推广。

10.4.1 废水处理站检测仪表的设置

废水检测仪表包括一次仪表和二次仪表，其中一次仪表又包括感受器和变送器，它把测定的运行参数变为电流或电压，传送到检测中心或控制中心；二次仪表把参数值再在荧光屏(CRT)上显示出来。废水处理站所用仪表有通用仪表或专用仪表，随着我国自动化仪表技术的发展，很多自动检测仪表的质量已相当好。废水处理站监测指标及控制对象见表 10-3。

表 10-3 废水处理站监测指标及控制对象

监测指标(代号)	仪表监测点	控 制 对 象
流量(Q)	进水井、出水流量堰	相关水泵、供氧设备、加药设备
水位(S)	调节池、集水井、贮水池 SBR 池 气浮池溶气罐 滤池(水位差) 格栅井(水位差)	水泵 溢水器 回流水泵或回流水电动阀 冲洗泵、冲洗阀、进水阀等 冲洗阀
液位(S _n)	污泥浓缩池 沉淀池、SBR 池	撇水阀、污泥泵 排泥泵、污泥回流泵
压力(P)	气浮池溶气罐 板框压滤机空气管	空压机 电动空气阀
氧压(P _O)	曝气池	供氧电动阀
水温(T)	冷却塔进、出水池	冷却塔风机(转速)、冷却水泵(流量)
溶解氧(DO)	曝气池、生物转盘等	罗茨风机(变频)、供氧电动阀、转刷、转碟、表曝机
氧化还原电位(ORP)	厌氧池、水解池、氧化沟等	污泥回流泵、水下搅拌机
pH 值(pH)	调节池、中和池	酸(碱)泵
药液浓度(C _y)	溶药罐	加药泵、处理水泵
COD、TOC、BOD	调节池、沉池出水、混凝沉淀(气浮)池出水	转刷(碟)转速、供氧量、SBR、供气阀、时间继电器、加药泵
悬浮物(SS)	气浮池出水 沉淀池出水	溶气水回流泵、溶气罐压力混凝剂加压泵 沉淀池进水泵、混凝剂加压泵
余氯(Cl)	接触脱色池	加氯机
色度(B)	接触脱色池	混凝剂加药泵、反应搅拌机、加氯机
污泥浓度(C _X)	生化池	污泥回流泵

10.4.2 废水处理站微机控制技术

微机组成包括台式计算机、微处理器、显示屏幕、磁盘驱动器、打印机、控制回流等。

微机控制是根据自动监测仪表测定的水质、水量数据（如流量、液位、温度、pH 值、溶解氧等），把信号输入计算机，计算机根据事先设计的软件系统，经过计算，按照处理程序，发出执行命令，开启或调整水泵、药液泵、风机、搅拌机、充氧机、脱水机、空压机等设备或阀门，完成自动操作。

应当说明，表 10-3 中某些监测值会影响多个控制设备，亦即单台设备的运行状况受多个参数控制，这时需在微机中设定多因子计算公式。监测数据输入微机后，经过计算，依据结果发出指令，调整数台设备的运行工况，这就是最优化控制。目前这方面工作尚不完善，需要深入试验研究推导数学模型，完善计算机调控程序。这里例举几种多因子参数复合控制数据计算方法。

(1) 混凝剂投加量 Q_y 混凝剂投加量由计量泵控制。混凝剂投加量取决于处理水量、混凝剂浓度、处理进出水 COD、色度、SS、甚至 pH 值等，选取主要因素，列成下式。

$$Q_y (\text{L/h}) = \frac{aQ}{C_y} \times 1000 \quad (10-1)$$

式中， Q 为处理水量 (m^3/h)； a 为混凝剂比耗 (g/m^3)； C_y 为混凝剂浓度 (g/m^3)。混凝剂加药泵计量由该值确定。

(2) 污泥回流量 Q_{r0}

$$Q_{r0} = \frac{QX}{X_r - X} \quad (10-2)$$

式中， Q 为处理水量 (m^3/h)； X 为生化池悬浮液浓度，即 MLSS (g/L)； X_r 为二沉池污泥浓度 (g/L)。

根据实测 Q 、 X 、 X_r 求得 Q_r ，当回流污泥量 $Q_r < Q_{r0}$ 时应加大回流污泥量。

(3) 生化池临界溶解氧 DO_0

$$\text{DO}_0 = a \times \text{BOD} + m \times [\text{NH}_3\text{-N}] + b \times \text{MLSS} \times T \quad (10-3)$$

式中，BOD、 $[\text{NH}_3\text{-N}]$ 、MLSS 分别为混合液 BOD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 及 MLSS 浓度 (mg/L)； a 、 m 分别为 BOD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的比耗氧量 (kgO_2/kg)； b 为污泥内源消化耗氧速率系数 [$\text{kgO}_2/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$]； T 为废水在生化池中停留时间 (d)。

根据实测的 BOD、 $[\text{NH}_3\text{-N}]$ 、污泥浓度 MLSS 及研究的 a 、 m 、 b 系数，确定 DO_0 ，当实测水中溶解氧 DO 小于 DO_0 时，应控制风机加大转速，增加溶解氧。

(4) 污泥负荷控制

$$N_{s0} = \frac{(\text{BOD}_1 - \text{BOD}_2)Q}{V \times \text{MLSS}} \quad (10-4)$$

式中， BOD_1 、 BOD_2 分别为生化池进出水 BOD 值 (mg/L)； Q 为处理水量 (m^3/h)； V 为生化池有效容积 (m^3)；MLSS 为混合液浓度 (mg/L)。

当污泥负荷小于设定值时，可减小进水量 Q ，以保证处理效果。

10.4.3 废水处理站微机控制及数据处理

控制仪表的所有数据均应输入值班记录表，以分析总结运行结果，调整设备运行参数。监测数据输入软件系统。根据事先设定的计算公式求得结果，将此结果数值指导进行。设备型号、规格、功率、生产厂家、备件应有档案；设备运行时间、故障、维修应记录在案；药剂用量、库存应有统计；用电量、功率因素等应自动记录。

图 10-6 为印染废水处理站微机控制典型模式，可供参考。图中例举了监测数值控制设备的运行参数（经微机处理的过程未标出）。

如调节池液位⑤控制提升泵 P_1 ；中和池(pH)控制加酸泵 P_2 ；水解酸化池污泥浓度④控制污泥潜水搅拌机 P_7 ；曝气池溶解氧(DO)及二沉池出水(COD)控制风机及调节风量，曝气池混合液浓度④控制污泥回流泵 P_3 ；二沉池泥位(S_n)及污泥池液位⑤共同控制自动排泥阀 F_1 ；二沉池(COD)、出水色度⑥及排水量④共同控制调节混凝气浮池加药泵 P_4 ；溶气罐液位⑤控制溶气水泵 P_5 ，溶气罐压力⑥控制空压机的启闭；接触池出水⑤⑤控制溶气罐出水阀 F_2 ；接触池余氯④及色度⑥共同控制、调节加氯机加氯量；污泥池泥位(S_n)控制板框机进料泵 P_6 ；污泥池水位⑤控制污泥池排水阀 F_3 等。

10.5 印染废水处理站的工程技术经济分析

10.5.1 造价构成分析

废水处理站的造价受地区条件、工程规模和设计标准的影响很大，造价变化幅度可能相差 2~3 倍之多，其变化规律也不易掌握。但构成废水处理站的各项构筑物的造价与总价的比例有一定规律，即与处理站的造价构成有一定的比例关系。一般来说，此比例受工程规模的影响较小，在工艺标准和结构类型大致相近的情况下，各部分与总造价的比重比较接近。

根据北京、上海等地的设计院近年来设计、建造的废水处理站的工程造价分析资料，得出的造价构成如表 10-4 所示。

表 10-4 废水处理站的造价构成

构筑物名称	各构筑物占废水处理厂 总造价比例/%		构筑物名称	各构筑物占废水处理厂 总造价比例/%	
	幅度范围	通常比例		幅度范围	通常比例
进水泵房及格栅房	5~12	6~9	脱水机房	4~10	4~8
初次沉淀池	5~11	6~10	其他构筑物	2~5	3~4
曝气池及鼓风机房	17~25	19~23	综合楼及辅助建筑	2~6	3~4
二沉池	8~16	9~14	管道等附属工程	6~10	7~8
电气仪表及自控系统	16~22	18~20	机修、化验、通讯及	4~7	5~6
污泥浓缩池	2~4	2~3	运输设备		

综合分析废水处理站造价构成，其工艺设备占总造价的 30%左右，电气及自动控制仪表部分占总造价的 20%左右，整个土建工程约占总造价的 50%，如果二级处理采用氧化沟，其土建造价略有提高。近年来，一些利用外资的项目，采用进口设备的数量增多，而进口设备价格往往比国产的高出数倍，以致工艺与设备部分的造价比重明显上升。

10.5.2 基本建设投资估算

基本建设投资估算的精确度，在不同的设计阶段有不同的要求，大致可分为两类：一是粗估，或称可研性估算，投资估算的可能误差范围在±(20%~30%)；二是概念性设计和将来可能建设的技术条件，其可能的误差范围在±(10%~20%)。常用的估算方法有以下几种。

- (1) 指标估算法 参照建设部颁发的《城市基础设施工程投资估算指标》和《城市排水工程项目建设标准》，并结合各地市政设施项目的实施工程投资结算情况，对城市污水处理基本建设投资进行估算，综合列于表 10-5，供印染废水处理工程初步估算时参考。
- (2) 造价公式估算法 造价公式（或称费用模型）是通过数学关系式来描述工程费用特征及其内在联系。根据 1996 年材料价格和设计标准分析得出的二级污水处理厂的造价计算

表 10-5 城市污水处理厂单位水量投资估算、主材料、电控消耗的综合指标

废水处理部分					电气及自控 /(元/m³)	其他 /(元/m³)	合计单位投资 /(元/m³)
规模 /(×10 ⁴ m³/d)	土建单位投资 /(元/m³)	主 要 材 料		工艺设备 /(元/m³)			
		钢材/(kg/m³)	水泥/(kg/m³)				
2~5	600~700	41~52	230~305	500~600	40~50	400~500	1500~1900
1~2	700~750	52~55	305~380	600~650	50~100	450~550	1800~2100
0.3~1	750~800	55~60	380~425	650~700	100~200	500~600	2000~2300
≤0.3	800~850	60~70	425~500	700~750	200~300	550~650	2200~2500

公式为

$$c_s = (1000 \sim 1500) Q_s^{0.77} \tag{10-5}$$

式中， c_s 为处理厂工程投资，不包括二类费及材料价格上涨因素（万元）； Q_s 为废水处理厂的设计水量 $[10^4(\text{m}^3/\text{d})]$ ；1000~1500 为工程投资上、下限的变化幅度范围。

(3) 主要造价构成估算法 估算时着重于造价构成的主要方面，次要方面则按主、次两者的比例关系进行估算。

(4) 根据同类工程的造价或根据概算定额进行估算 以过去已建成的同类工程或同一类型构筑物的造价资料为估算基础，分析两个工程项目的不同特征对造价可能产生的影响。

10.5.3 分项详细估算法

10.5.3.1 工程费用（第一部分费用，又称“直接费”）的估算

(1) 建筑工程费估算的编制 主要构筑物或单项工程可套用估算指标或类似工程造价指标进行编制。按照可行性研究报告所确定的主要构筑物或单项工程的设计规模、工艺参数、建设标准和主要尺寸套用《全国市政工程投资估算指标》中相适应的构筑物估算指标或类似工程的造价指标和经济分析资料，并结合工程的具体条件、考虑时间、地点、材料价格等可变因素进行调整。

室外管道铺设工程估算的编制应首先采用当地的管道铺设概（估）算指标或综合定额；当地无此类定额或指标时，则可采用《全国市政工程投资估算指标》内相应的管道铺设指标，但应根据工程所在地的水文地质和施工机具设备条件，对沟槽支撑、排水、管道基础等费用项目做必要调整，并考虑增列临时便道、建成区的路面修复、土方暂存等项费用。

辅助构筑物和生活设施的房屋建筑工程，可参照估算指标或类似工程容积指标及“平方米造价指标”进行编制。

(2) 安装工程费估算的编制 管配件安装工程可套用估算指标或类似工程技术经济指标进行估算，也可按照概（预）算定额进行编制。

工艺设备、机械设备、工艺管道、变配电设备、动力设备和自控仪表的安装费用可按不同工程性质，以主要设备和主要材料费用的百分比进行估算。百分比可根据有关指标或同类工程的测算资料取定。

(3) 设备购置费的估算

- ① 主要设备费用 采用制造厂现行出厂价格（含设备包装费）。
- ② 备品备件购置费 可按主要设备费用的 1% 估算。设备原价内如包含备品备件时，则不应重复计算。
- ③ 次要设备费用 可按主要设备总价的百分比计算，一般应掌握在 10% 以内。
- ④ 成套设备服务费 设备由设备成套公司承包供应时，可计列此项费用，按设备总价（包括主要设备、次要设备和备品备件费用）的 1% 估算。
- ⑤ 设备运杂费 根据工程所在的地区以设备价格为计算基础，设备运杂费费率通常为设备费的 3%~8%。

10.5.3.2 工程建设其他费用（第二部分费用，又称“间接费”）的估算内容

(1) 土地使用费及迁移补偿费；(2) 建设单位管理费；(3) 工程建设监理费；(4) 研究试验费；(5) 生产准备费，包括职工培训费及提前进厂费；(6) 办公和生活家具购置费；(7) 勘察设计费；(8) 工程保险费；(9) 公用事业增容补贴费；(10) 竣工图编制费；(11) 联合试运转费；(12) 施工机构迁移费；(13) 引进技术和进口设备项目的其他费用。

10.5.3.3 预备费的计算

(1) 基本预备费 应以工程费用与工程建设其他费用的总值之和为基数，乘以基本预备费费率 8%~10%。

(2) 涨价预备费 原国家计委 1996 年规定，编制初步设计概算时，设备、材料价格上涨系数每年按 6% 计算。1999 年 9 月 22 日计投资 [1999] 1340 号文规定，自即日起，投资价格指数按零计算。

10.5.3.4 固定资产投资方向调节税

根据《中华人民共和国固定资产投资方向调节税暂行条例》及其实施细则、补充规定等文件，污水处理厂工程投资方向调节税为零。

10.5.3.5 建设期贷款利息

应根据资金来源、建设期年限和借款利率分别计算。目前污水处理厂工程中长期国内贷款年利率为 5.76%。借款除利息支付外，借款的其他费用（如管理费、代理费、承诺费等）按贷款条件如实计算。

10.5.3.6 铺底流动资金

铺底流动资金即自由流动资金，按流动资金总额的 30% 估算。

10.5.4 工程概、预算

10.5.4.1 概、预算编制依据及主要基础资料

(1) 批准的建设项目可行性研究报告和主管部门的有关规定；(2) 设计文件（初步设计或施工图设计及施工组织设计文件）；(3) 各省、市、地区或国家现行的市政工程、建筑安装工程概预算定额、间接费定额及其取费标准等有关费用的规定等文件；(4) 现行有关的设备原价及运杂费率；(5) 现行的有关其他工程费用定额和指标；(6) 建设地点的地质资料、土壤类别、地下水位、一般性气象资料等；(7) 类似工程的概、预算及技术经济指标资料。

10.5.4.2 一般资料调查收集内容

(1) 定额 当地现行的市政工程和建筑安装工程概算定额、综合预算定额或预算定额以及单位估价表、类似工程的概、预算及技术经济指标，如附属建（构）筑物造价指标等。

(2) 人工及材料价格 包括土建材料预算价格、机械台班、人工工资、设备原价和运杂费费率等。

(3) 费率标准 施工管理费和各项工程费用的费率，工程所在地的土地征购、租用、青苗赔偿等拆迁价格和费用，建设单位管理费、培训费、办公和生产家具购置费、预备费等其他费用费率规定。当地“三通一平”的费用标准，冬雨季施工、郊区补贴、远征费等方面的规定。

(4) 当地的施工条件及习惯做法 施工组织设计文件，挖、运土方式和运距，基坑或沟槽开挖边坡支撑方式，降水方法。

(5) 供电及电费 供电贴费，供电外线每千米的费用情况，电费单价。

(6) 资金情况 投资来源（自筹资金、国家拨款或贷款、国外贷款）；贷款利率（单利还是复利，月息还是年息）、偿还期、偿还方式；预计建设年限；建设期间利息的支付方法；现有污水处理厂成本分析（包括平均年工资、药剂的单耗及单价、折旧计算等）。

总之，要深入调查研究、收集、鉴定并正确采用概、预算基础资料，做到正确反映设计

内容、施工条件和方法,使收集的有关概、预算资料符合工程所在地的实际情况,从而保证概、预算的质量,使其起到控制投资的作用。

10.5.4.3 概、预算文件的组成

(1) 编制说明,包括工程概况、编制依据、资金来源等;(2) 由各单项工程综合概、预算及工程建设其他费用组成的建设项目概、预算汇总表;(3) 由各专业的单位工程概、预算书组成的单项工程综合概、预算书;(4) 单位工程概、预算书;(5) 主要材料用量计算,包括钢材、木材、水泥、管材等;(6) 技术经济指标计算,应按各枢纽工程分别计算投资、用地及主要材料用量和劳动定员等各项指标。

10.5.5 废水处理运行费及成本计算

10.5.5.1 废水处理运行费

废水处理运行费 (E_A) 是废水处理的直接成本,包括能源消耗费 (E_1)、药剂消耗费 (E_2)、人工费 (E_3) 及资源回收费 (E_4)。

(1) 能源消耗费 包括在废水处理过程中所消耗的电力、自来水、汽油费、煤或天然气等能源消耗。电费为实际用电负荷 (kW, 不包括备用设备负荷) $\times$ 用电单位 $\times$ 用电时间。

(2) 药剂费 为废水处理及污泥调质耗费的药剂量 $\times$ 药剂单价。

(3) 人工费 为职工人数 $\times$ 职工工资 (包括福利费)。

(4) 资源回收费 包括废水处理回用的费用、污泥用作农肥、污泥发酵制沼气获得的能源费用等。这部分费用可冲抵处理运行费。

废水处理运行费 $E_A = E_1 + E_2 + E_3 - E_4$

10.5.5.2 废水处理成本

废水处理成本 (E_Z) 除包括废水处理直接运行费,还应计算固定资产折旧费 (E_5)、废水站日常检修费 (E_6)、大修基金提存费 (E_7)、行政管理费 (E_8) 及其他费用 (E_9)。

废水处理成本费 $E_Z = E_1 + E_2 + E_3 - E_4 + E_5 + E_6 + E_7 + E_8 + E_9$

单位废水处理运行费 $E_a = \frac{E_1 + E_2 + E_3 - E_4}{\text{处理水量}}$

单位废水处理成本费 $E_z = \frac{E_1 + E_2 + E_3 - E_4 + E_5 + E_6 + E_7 + E_8 + E_9}{\text{处理水量}}$

第 11 章 印染废水处理站的调试运行

11.1 生物处理微生物菌种的培养和驯化

11.1.1 活性污泥和生物膜中的微生物

印染废水的生物处理是通过废水中的活性污泥或填料上的生物膜中微生物的新陈代谢活动完成的。通过微生物的新陈代谢活动，将废水中的有机物氧化分解为无机物，从而使废水得到净化。处理后水质的优劣与微生物的种类、数量及其代谢速率有密切关系。

活性污泥和生物膜中微生物主要由细菌组成，其数量约占微生物总量的 90%~95%，细菌由于本身结构简单，对营养物质的性质、形态要求相对较低。细菌在有机物的净化中具有重要的作用，它们构成了活性污泥和生物膜的主体。此外，在活性污泥和生物膜中还有一定数量的真菌、原生动物和后生动物等，它们也有一定的去除有机物的能力，但更多的是具有水质净化的指示作用。微型动物一般均附着于活性污泥或生物膜中，或遨游于其间。细菌、真菌微型动物与其他微生物加上废水中的悬浮物等杂质混杂在一起，形成了很强的吸附、分解有机物能力的絮体——活性污泥。生物膜中的微生物基本类群和活性污泥相似，但由于其生态环境不尽相同，生物膜兼有好氧与厌氧两类微生物的特征。生物膜表面为好氧状态，中间为兼氧状态，与填料接触的表面往往呈厌氧状态。在三种不同的生态环境条件下，各有其优势菌种。在生物膜上还可以看到不少的丝状微生物和其他微型动物。

丝状菌同菌胶团细菌一样，是活性污泥和生物膜中重要的组成部分，它穿插交织在菌胶团之间或附着生长于凝聚体表面，少数种类可游离于污泥絮粒之间。丝状菌具有很强的氧化分解有机物的能力，起到一定的净化作用。

生物接触氧化池中装有一定数量的填料，其废水处理主要依靠填料上的生物膜和废水中的活性污泥构成的处理主体，而活性污泥法中的曝气池则主要依靠主体活性污泥。

11.1.2 微生物菌种的接种、培养和驯化

11.1.2.1 好氧菌种的接种、培养和驯化

(1) 接种 对于新建废水处理站，为了使废水生物处理工程与生产工艺同步进行，即实现“三同时”要求，需要从外界同类废水处理站或城市污水处理厂里运来污泥菌种进行接种，逐步培养使其驯化。对于已建废水处理站，由于其管道中或排放口已有菌种形成，也可利用排水管路出口处或其排放的区域形成的沉淀污泥将其回收并清洗后加入到池中进行接种培养。

(2) 培养 在好氧生物处理中，为使接种的污泥菌种迅速繁殖和增长，必须提供易使微生物快速增长的营养物质和环境条件。当无废水时可在池中投加清水及营养物质，通过不断投加营养和排出部分残液来完成培养过程。如有废水时应用废水代替清水再投加营养盐的补充废水中营养的不足。

在培养期，营养物质的投加是非常重要的，为保证微生物正常生长需要的碳、氮、磷元素，需按加入的废水比例投加米汤、洗衣粉、淀粉之类易被微生物吸收的碳水化合物物质，以及一定量的尿素、磷酸盐等物质。经过几次投加，不断排出部分上清液减少其新陈代谢物

质,并不断投加废水,微生物会迅速繁殖。在此期间,通过显微镜观察生物相,当出现相当数量菌胶团和部分原生动动物时,培养阶段即告完成。通常以废水 COD (相当于原废水 COD 值)去除率 70% 作为培养完成的考核指标。

(3) 驯化 驯化是使微生物逐步适应各种印染废水的营养条件和环境条件的过程,在此期间,使微生物增殖和进行新陈代谢作用。驯化是逐步推进的过程,通过不断提高进入的废水浓度和废水量来加速实现其适应过程。在此过程中,适宜印染废水处理的菌种会得到迅速繁殖,不适宜生存的菌种会被逐步淘汰。随着投入的印染废水的比例不断增加,适宜生存的菌种也会不断增加。最后当进水全部为印染废水时,通过镜检发现微生物数量较多且相对稳定,而且,废水中污染物的去除率也较稳定时,则表示驯化已经完成。此时便可进入正常运行时期。

对于采用好氧生物处理法处理印染废水而言,上述接种、培养、驯化大致需要 15~20d 即可完成。

11.1.2.2 厌氧菌种的接种、培养和驯化

在厌氧水解酸化工艺中,接种、培养、驯化过程相对较长,而且由于厌氧水解菌增殖较慢,开始阶段需接种污泥量较大。在培养、驯化阶段,厌氧水解菌其营养条件要求较好氧生物低,一般为 $BOD:N:P$ 为 100:2:0.3,但对环境因素则要求基本相同。厌氧水解酸化工艺实现正常运行时,一般需 3~4 个月时间。

由于厌氧水解酸化菌种增殖较慢,因此几乎都是采用相当数量的外来菌种接种方法,来加速实现其培养、驯化过程。

11.1.2.3 废水处理站的重新启动

废水处理站停止运行一段时间重新启动运行,菌种同样需要培养、驯化。可以利用企业管道中存有菌种,或排水沟中形成的部分驯化菌种加入到氧化池中,采用直接利用印染废水培养、驯化的同步方法进行。将印染废水直接引入接种中的曝气池中进行曝气,1~2d 后即可出现絮体,再通过及时换水,不断排出代谢产物,不断测定污泥沉降比,来加速培养、驯化过程。在实际工程中,培养、驯化两个过程不能完全截然分开,这是一个渐变过程。

11.1.3 微生物培养、驯化工程实例

11.1.3.1 深圳某印染厂污泥培养、驯化

(1) 接种闷曝 取广州某印染厂曝气池新鲜污泥(污泥含水率 97.2%),投加量(分两次投加) $24m^3$ 。曝气池中底质:80%清水;20%染色水;葡萄糖 100kg;尿素 40kg;磷酸钠 20kg;人粪 10 担; $BOD:N:P>100:5:1$,投加污泥后曝气池 MLSS 浓度 3600mg/L,闷曝 1d,污泥恢复活性,豆形虫、钟虫等原生动动物较活跃。

(2) 污泥培养 按设计水量 1/10、1/8、1/5、1/2,逐渐加大进水量, $pH=7\sim 8$, $COD<500mg/L$,同时加入适量人粪和米汤水,一周内污泥增殖 1 倍,约经 30d,曝气池污泥浓度为 2000mg/L,达到设计值。

(3) 污泥驯化 用正常生产情况下染色水、碱水的综合废水驯化活性污泥,进水量由 30t/h 逐步增大到 90t/h,按设计要求控制氮、磷、氧量,污泥逐步增长,性能良好,污泥培养与驯化约 1 个月完成。

11.1.3.2 天津某化纤厂污泥培养驯化

该厂附近无同类型的活性污泥,生活区污水纳入市政管道,即无生活污水可供使用。首先进行污泥培养驯化探索性试验,取邻近的石油化工厂新鲜污泥,直接用配制的工业废水进行小型培养驯化试验,并将成果用于生产试车。

(1) 接种闷曝 曝气池预充自来水、粪便水(约占池体积 1/4),把某石油化工厂干污泥投入曝气池中,立即鼓风曝气,污泥颜色逐渐由黑褐色变为茶黄色,2~3d 后 MLSS 浓度

约 1000mg/L, 镜下出现较为清晰的菌胶团和原生动物如钟虫、豆形虫等。

(2) 动态培养驯化 采用与天津化纤联合企业各生产厂投料试车计划相一致的动态培养、驯化方式, 污水进水量由小到大, 有机物成分由单一到复杂。开始进某一生产厂污水时, 适量控制水量, 并投加一定量的某炼油化工厂新鲜污泥和粪便水, 待曝气池污泥正常后, 即转为正常运行, 其后每一个生产厂污水进曝气池时, 污泥均受一定的冲击, 经过一段时间调整, 即可正常逐渐达到设计要求, 满负荷运行, 曝气池混合液 MLSS 浓度为 4000~5000mg/L, COD、BOD 去除率稳定。

11.2 生物处理微生物营养与生存条件控制

11.2.1 水温

温度对微生物新陈代谢有较大的影响, 在合适的温度范围内, 微生物的新陈代谢活动会得到良好的保证。对印染废水而言, 位于地下调节池中混合废水的水温一般为 20~30℃; 间歇式高温高压以化学纤维为主的生产工艺排放废水温度高一些, 一般为 35~45℃。在实际工程运行中经测定, 印染废水经过生物处理单元及化学处理单元后, 其温度降低约 4~8℃, 但其仍在适宜微生物新陈代谢温度范围内。因此, 由于印染生产工艺的湿法加工特殊性, 以及印染废水具有较合适的温度, 这些均有利于采用生物处理。只有特殊印染工艺废水调节后温度 >40℃ 才需要做冷却处理。

11.2.2 pH 值

由于微生物在氧化分解有机物时, 主要是在酶的作用下进行, 但酶的反应过程需要在合适的 pH 值范围内进行, 否则将抑制微生物的新陈代谢活动。在印染废水中, 除了棉机织印染废水、化纤仿真丝废水中 pH 值偏高需要事先进行碱回收或加酸调节外, 其余各类纺织产品在生产过程中排放废水的 pH 值均在 6~9 范围内。这也是印染废水适宜采用生物处理方法的因素之一。

11.2.3 溶解氧

溶解氧是通过控制调节空气量来控制其在设计值范围内的。溶解氧过低必然会使能耗增加, 而且曝气翼轮高速转动或强烈的空气搅拌还会使絮粒打碎, 并易使污泥自身氧化。

11.2.4 营养

微生物的营养物质主要指废水中各类有机污染物的成分和数量, 微生物在新陈代谢过程中所需碳源、氮源、磷源及其他无机盐类。废水中营养物质越全面、丰富, 微生物的新陈代谢活动越旺盛。微生物对碳、氮、磷等营养物质的比例和数量有一定要求, 在好氧生物处理中一般 $BOD:N:P=100:5:1$ 左右; 而厌氧生物处理中与好氧生物处理相比, 其氮、磷比例可低些。

对印染废水而言, 其碳源主要来自天然纤维本身所含杂质, 浆料、染料、助剂等天然和人工合成的有机物, 而氮源主要来自于印花生产工艺中采用一定数量的尿素, 如尿素作为印花浆的增稠剂在印花工艺中有所应用。采用偶氮染料较多且水解较彻底的废水一般会增加氮含量。印染废水中磷的含量则较少。

从印染废水组成成分分析, 其主要营养物质能满足微生物新陈代谢需要, 但还不够完全, 而且比例也不完全合理。20 世纪 70 年代末到 80 年代初, 建设的印染废水处理工程都采用投加部分营养盐 (主要为氮、磷) 的方法, 改善废水水质, 提高其去除效果。以后的工程实践证明, 微生物经过培养、驯化后, 不投加营养盐, 仍然可有较好的去除效果。这样可以降低运行成本, 并使运行管理较为简单。因此, 正常运行时也很少投加营养盐, 只是在工程调试运行阶段为了使生物处理单元更快投入运行而适当投加营养盐。

由于印染废水中所含营养物质不很充分，当采用生物处理单元时，其有机物等物质的去除效率不如营养较均衡的生活污水或城市污水去除效率高也是很自然的事情。因此印染废水适当投加磷酸盐是有必要的，当然投加量亦应在化验基础上做出决定。

11.3 印染废水处理站运行方法与控制技术

11.3.1 印染废水处理站日常运行测试指标

表 11-1 是印染废水处理站运行测试指标及其测试方法。

表 11-1 印染废水处理站运行测试指标及其测试方法

名 称	符号及单位	意 义	测试或计算方法
污泥沉降比	SV(%)	直观衡量活性污泥活性及沉降性	100mL 量筒生化池混合液 30min 沉降值
混合液污泥浓度	X 或 MLSS (mg/L)	衡量生化池内活性污泥的数量	过滤烘干法 105~110℃, 2h
混合液挥发性污泥浓度	X _V 或 MLVSS (mg/L)	衡量 MLVSS 中活性微生物的数量	烘干减重法
污泥指数	SVI	衡量污泥活性及沉降性	$\frac{SV \times 10}{MLSS}$
排泥量	Q _r (m ³ /d)	排放剩余污泥的量即增长污泥的量	
排放污泥浓度	X _r (MLVSS)	排放剩余污泥的浓度	
污泥龄	θ _c 或 MCRT	微生物污泥在反应池内的平均停留时间	$\theta_c = \frac{VX_v}{Q_r X_r}$
溶解氧	DO(mg/L)	说明生化池内可供微生物利用的氧量	碘量法
化学耗氧量	COD(mg/L)	衡量废水中有有机物的量	重铬酸盐法 GB 11914
生化需氧量	BOD(mg/L)	衡量废水中可生物降解的有机物的量	稀释接种法 GB 7488
微生物镜检		直接观察水中微生物的品种和数量,判断废水处理程度	
悬浮物	SS(mg/L)	衡量水中悬浮物数量(生化池中即为 MLSS),判断测定或气浮,过滤等方法的处理必要及效果	过滤烘干法 105~110℃, 2h
色度	(倍)	判断水中有色物质的量	稀释倍数法 GB 11903
有效氯	Cl(mg/L)	衡量水中 Cl ₂ 、ClO ⁻ 、HClO 等的总量,说明残余有机物、色度物质、NH ₃ -N 等的去除效果	分光光度法 GB 11898—89
氨氮	NH ₃ -N(mg/L)	说明水中有机物氮含量、营养水平,含氮有机物的降解程度	蒸馏中和滴定法 GB 7484 纳氏试剂比色法 GB 7479
亚硝酸盐氮	NO ₂ ⁻ -N(mg/L)	说明水中氮的初级硝化程度	气相色谱法
硝酸盐氮	NO ₃ ⁻ -N(mg/L)	说明水中氮的硝化程度	气相色谱法
浊度	NTU	说明水的澄清度	比光浊度仪
pH 值		玻璃电极法	GB 6920—86

11.3.2 有机负荷控制目标

(1) 污泥负荷 N_s 是指单位时间内单位质量污泥所能去除的 COD 或 BOD，单位为 kgBOD (或 COD)/(kgMLVSS · d)。

$$N_s = \frac{(S_0 - S)Q \times 24}{VX_v \times 1000}$$

(11-1)

(2) 容积负荷 N_V 是指单位时间内曝气池单位容积所能去除的 BOD 或 COD, 单位为 $\text{kgBOD (或 COD)}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

$$N_V = \frac{(S_0 - S)Q \times 24}{1000V} \quad (11-2)$$

(3) 污泥龄 θ_c 是微生物污泥在反应池内平均停留时间, 或表征为微生物世代生长周期, 单位为 d。

$$\theta_c = \frac{VX_V}{Q_r X_r} \quad (11-3)$$

(4) 污泥增长量 ΔX 是单位时间内有机物降解转化为污泥增量与微生物内源代谢污泥的减量之和, 单位为 kg/d 。

$$\Delta X = YQ(S_0 - S) - bX_V V \quad (11-4)$$

式中, Y 为污泥转换率 (kgMLVSS/kgBOD); b 为微生物内源代谢的自身氧化率 (d^{-1})。

11.3.3 有机负荷控制技术 (F/M 法)

F/M 是指污泥负荷 N_s , 即单位质量的污泥微生物, 在一定的时间内所得基质 (有机物) 的量。形成活性污泥絮体的微生物营养的需求往往有一定的合适的范围。基质过多时, 微生物生长繁殖速率加快, 絮凝状的菌胶团细菌趋于游离生长, 导致污泥絮体分离, 同时污泥量增长, 沉淀性能变差; 相反基质少时, 微生物因营养不良, 絮体瘦弱, 结构松散, 污泥活性变差, 降解能力弱。

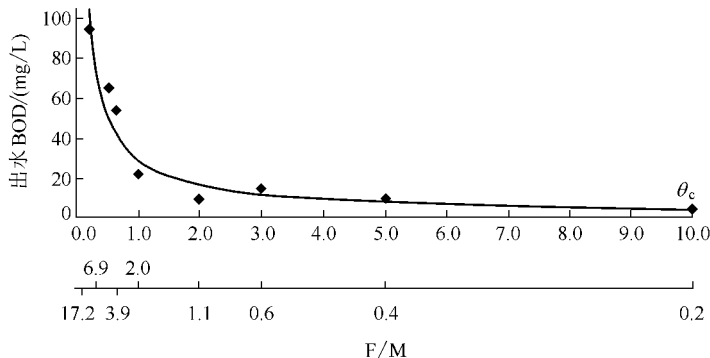


图 11-1 污泥负荷 F/M 和污泥龄 θ_c 对出水 BOD 的影响

在活性污泥系统中, F/M 即 N_s 与污泥龄 θ_c 成反比。当 F/M 过高或泥龄过短时, 污泥的耗氧速率及呼吸速率可大大高于正常值, 曝气池中溶解氧偏低, 某些废水的曝气池中可见泡沫增多且不易破碎, 二沉池中出水浑浊, 出水 BOD 值升高, 去除率降低 (如图 11-1、表 11-2 所示)。生物相中可见游动型纤毛虫增多, 并出现鞭毛虫和变形虫。当 F/M 过低时, 活性污泥因缺乏营养而使耗氧速率及呼吸速率下降, 如图 11-2 所示, 曝气池中很易维持溶解氧的最小值, 污泥沉降快, 但上清液中有细小颗粒状物质, 故出水悬浮物上升, 生物相中可见轮虫大量出现。

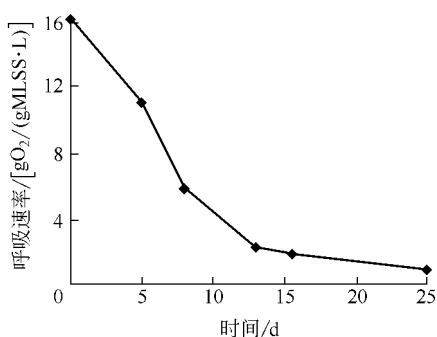


图 11-2 污泥缺乏营养对呼吸速率的影响 (N. J. Horan)

表 11-2 废水处理中污泥负荷与 BOD 去除率的关系

污泥负荷/[kgBOD/(kgVSS·d)]	≤0.4	0.5	1.0	1.5	2.0~4.0
BOD 去除率/%	≥90	85~90	75	70	55~70

为了达到预定的出水水质，并使污泥具有良好的沉降性能，应根据进水水量 Q 和进水有机物浓度（BOD 或 COD）来确定污泥浓度 X_v 即 MLVSS，从而确定污泥量，使系统维持在合适的 F/M 范围内。

在进水流量，浓度变化较少的阶段，即曝气池在单位时间接纳基质较恒定时，可通过试凑法找出适合本站废水的最佳 F/M 值。在进水水质变化时，即可通过增减污泥量来控制曝气池中活性污泥总量，以使污泥的 F/M 值达到上述最佳值范围内。

常规好氧活性污泥工艺的 F/M 值范围是 $0.1\sim0.5\text{kgBOD}/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})$ ，或 $0.15\sim0.7\text{kgCOD}/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})$ 。延时曝气工艺 F/M 值的一般范围是 $0.01\sim0.1\text{kgBOD}/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})$ 或低于 $0.2\text{kgCOD}/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})$ 。各生物反应设备的污泥负荷 F/M (N_s) 适宜范围值详见本书第 5 章。

11.3.4 污泥控制技术（MCRT 法）

MCRT 指污泥微生物细胞平均停留时间（Mean Cell Retention Time），亦即污泥龄。1970 年劳伦斯和麦卡蒂根据生化动力学原理和物质平衡关系提出以 MCRT 法来控制生化处理厂的运行。根据式（11-3），每天排泥量应为 $Q_r=\frac{VX_v}{\theta_c X_r}$ ，稳定状态时 V 、 X_v 、 X_r 为定值，控制排泥量 Q_r 即可调整污泥龄 θ_c 。不同污泥龄时有不同的 BOD、色度去除率，当最佳 BOD、色度乃至氨氮等的去除率时的污泥龄 θ_c 即为控制的操作参数，该时的排泥量 Q_r 即为运行参数。

常规好氧处理工艺 $\theta_c=5\sim15\text{d}$ ，需要硝化脱氮时 $\theta_c=20\sim25\text{d}$ 。冬天气温较低， θ_c 应适当延长。对脱氮的 A/O 系统，由于自养性硝化细菌世代时间较长，为了使它不致在系统中被淘汰，污泥龄也应长些。污泥龄长时最大缺点是 F/M 低，即在处理同样数量的有机物时，处理构筑物要增大。当然，在污泥龄短时，会使排泥量增多，加大了剩余污泥的处理负担，同时出水 BOD 也相应变差。

根据生化动力学方程，可以得到下式。

$$\frac{1}{\theta_c}=YN_s-b$$

(11-5)

实际废水处理站水质水量及其他条件经常变化，处理系统操作参数也常有改变，生物污泥质量存在差异。相同 MLVSS 浓度的混合液由于所含惰性物质不同，生物降解能力显然不同，废水处理效果也就有很大差异。所以要注意鉴别曝气池污泥性能，采用前述 F/M 法中污泥沉降比（SV）、污泥指数（SVI）、污泥生物相、出水澄清度等简单易行的分析手段，作为运行管理辅助措施。分析污泥性状，找出合理的污泥负荷和污泥龄，确定排泥量，是活性污泥法操作运行的简单而必要的手段。

11.4 生物处理运行异常及处理方法

11.4.1 污泥膨胀

在活性污泥系统中，有时污泥的沉降性能差，密度减小，SVI 值上升，污泥在二沉池沉降困难，泥面上升，严重时污泥外溢、流失，处理效果急剧下降，这一现象称为“污泥膨

胀”。它是活性污泥法工艺最为棘手的问题，至今尚未彻底解决。

(1) 膨胀的原因 绝大多数情况下，污泥膨胀是由污泥中丝状微生物的过量繁殖所引起的，污泥膨胀的出现频率及程度同丝状菌数量呈正相关，因此也称为丝状菌膨胀。

当废水中 BOD 升高，碳水化合物多而氮、磷、铁等营养失调，DO 偏低、水温偏高，pH 值下降都会引起丝状菌大量繁殖，导致污泥膨胀。

有时发生污泥膨胀的活性污泥中丝状菌并不多，例如在污泥负荷高时，发现有大量新生的分支芽孢菌胶团，其结合水可高达 380%，造成污泥密度减小。也有报道因重金属浓度过高而引起的污泥解絮，造成膨胀。另一些为某些细菌，如芽孢杆菌和大肠杆菌大量增殖而引起。排泥不通畅则易引起结合水性污泥膨胀。这类膨胀常称之为非丝状菌膨胀，它们在生产中较少出现。

(2) 处理方法

① 采用化学药剂杀灭丝状菌 丝状菌因同环境接触表面积大，故对药物较为敏感，在加药剂量合适时，可做到既杀灭丝状菌，又不至于过多地损伤菌胶团细菌，在丝状菌明显受到抑制后即可停止加药，并投加合适营养，采取适当复壮措施。常用的药物及剂量如下。

漂白粉量按有效率为 MLSS 的 0.5%~0.8% 投加；投加铁盐（氯化铁）5~50mg/L，铝盐（按矾土计算）10~100mg/L，氯 10~20mg/L，铁盐和铝盐应连续投加，氯则间歇投加。一般认为，投加氯化铁对污泥膨胀的控制能够产生良好的效果。据报道，在回流污泥中连续投加氯 20mg/L，污泥指数（SVI）就由 480 降低到 100。

② 改变进水方式及流态 对容易膨胀的废水，应避免采用完全混合活性污泥法（CMAS），推荐选用流态为推流式（PFR）或序批式（SBR）活性污泥法。J. H. Rensink 对上述三种进水方式及流态进行了平行对比试验。结果表明 SBR、PFR 中丝状菌数量少、污泥的 SVI 值低，而 CMAS 中丝状菌数量多，污泥的 SVI 值高，污泥呈严重的膨胀状态。国内试验结果表明，对于已经发生丝状菌膨胀的活性污泥，将进水方式改为间歇式后，污泥的膨胀状态逐渐消失，SVI 值随之降低，如图 11-3 所示。

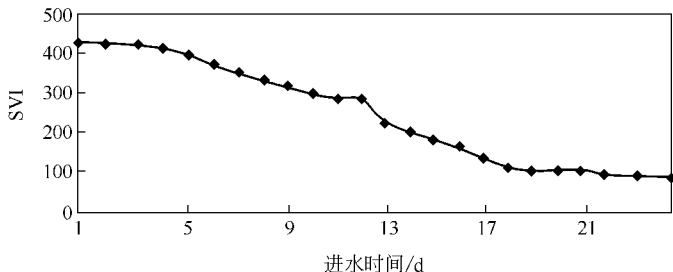


图 11-3 间歇式进水对降低污泥指数（SVI）的效果

③ 控制曝气池的 DO 在推流式曝气池中通过设置厌氧区，使污泥交替通过厌氧区、好氧区的 A/O 工艺（Anoxic/Oxic Process）来防止污泥膨胀。A. B. Davidson（1952）在采用 A/O 工艺处理由于 C/N 比高而经常出现污泥膨胀的酒厂废水，使污泥的 SVI 从数百降至 34。Heide 等采用 A/O 工艺时降低污泥的 SVI 值。菌胶团细菌能在厌氧、好氧交替的条件下摄取、转化和贮藏基质，从而竞争性地排斥了这一条件下该能力差的丝状菌。

④ 调节废水的营养配比 对因缺乏氮、磷而引起 SVI 值上升、造成污泥膨胀的处理系统，需在进水中追加氮、磷。污泥消化池上清液或腐化污泥，因含氮量高，回流也能改善 C/N 比。

综上所述，在污泥发生膨胀时应及时改变曝气池中微生物所处的环境条件，在有两类微生物——菌胶团细菌和丝状菌共存并相互竞争的污泥体系中，创造适合于菌胶团细菌生长的环

境条件,使丝状菌得不到优势生长,以达到改善污泥沉降性能、控制或预防污泥膨胀的目的。

11.4.2 污泥上浮

污泥上浮可分为大块污泥上浮和小颗粒污泥上浮。

(1) 大块污泥上浮 沉淀池断续见有拳头大小污泥上浮。引起大块污泥上浮有两种情况。

① 反硝化污泥 上浮污泥色泽较淡,有时带铁锈色。造成原因是曝气池内硝化程度较高,含氮化合物经氨化作用及硝化作用被转化为硝酸盐, NO_3^- -N 浓度较高,此时若沉淀池因回流比过小或回流不畅等原因使泥面升高,污泥长期得不到更新,沉淀池底部污泥可能因缺氧而使硝酸盐反硝化,产生的 N_2 呈小气泡集结于污泥上,最终使污泥大块上浮。

改进方法是加大回流比,使沉淀池污泥更新并降低沉淀池泥层;减小污泥龄,多排泥以降低污泥浓度;适当降低曝气池的 DO 水平。上述措施可降低硝化作用,以减少硝酸盐的来源。

② 腐化污泥 腐化污泥与反硝化污泥不同之处在于污泥色黑,并有强烈恶臭。产生因为二沉池有死角造成积泥,时间长后即厌氧腐化,产生 H_2S 、 CO_2 、 H_2 等气体,最终使污泥上浮。

解决办法为消除死角区的积泥,例如经常用压缩空气在死角区充气,增加污泥回流等。对容易积泥的区域,应增设水下搅拌机,设法消除污泥积存的死角。

(2) 小颗粒污泥上浮 小颗粒污泥不断随出水带出,俗称漂泥。引起漂泥的原因大致可有如下几种:①进水水质,如 pH 值、毒物等突变,使污泥无法适应或中毒,造成污泥解絮破碎;②污泥因缺乏营养或充氧过度造成老化;③进水氨氮含量过高, C/N 比过低,使污泥胶体基质解体而解絮;④池温过高,往往超过 40°C ;⑤合建式曝气沉淀池回流比过大,造成沉淀区不稳定,曝气池内气泡带入沉淀区;⑥机械曝气翼轮转速过高,使絮粒破碎。

解决办法为弄清原因,分别对待。在污泥中毒时应停止有毒废水的进入;对缺乏营养、污泥老化和解絮污泥需适当投加营养,采取复壮措施。

11.4.3 活性污泥不增长或减少现象

其原因及解决办法有:(1)污泥上浮流失,必须及时分析污泥上浮原因,采取有效措施,防止污泥流失;(2)污泥生长所需的 BOD、N、P 等营养料不足,应按工艺要求投加营养料;(3)空气量过大,引起“过氧化”加速污泥自身消耗,要合理调整曝气量,避免过氧化。

11.4.4 泡沫问题

曝气池产生大量泡沫,甚至出现“泡沫封池”现象。泡沫产生的原因比较复杂,主要是化学泡沫和生物泡沫。

(1) 化学泡沫 印染废水中存在大量助剂、表面活性剂、酯类浆料或其他起泡物质可以引起泡沫。控制化学泡沫的根本方法是工艺中增加泡沫分离预处理装置;气浮预处理也可去除表面活性剂,防止生化池内产生泡沫。其他方法有:用自来水或处理过的清水喷洒;投加消泡剂,如机油、煤油、仲辛醇等(要研究高效、经济的消泡剂);加大二沉池污泥回流量,提高曝气池污泥 MLSS 浓度。鼓风表面吹泡也是一种办法。

(2) 生物泡沫 生物泡沫黏度大,呈褐色,稳定性强(与表面活性剂形成的白色化学泡沫有明显区别),主要由放线菌种(如诺卡菌)微生物引起。由于诺卡菌平均世代时间较长于絮凝体形成菌的特点,缩短污泥龄可以抑制该菌过度增殖,或将其排除出去。减少曝气池空气输入量,降低曝气池曝气强度,减缓活性污泥中诺卡菌种的上浮速度,降低曝气池 DO 浓度,亦可抑制该菌菌种过度增殖。

11.4.5 污泥中毒及恢复措施

活性污泥对有害有毒物质的适应性是有限度的,水质成分突然改变,特别是某些重金属和 Na^+ 、 K^+ 无机盐大量冲击,使原来成熟的活性污泥一时不适应新环境,发生变异。此时丝状菌可能有机会不受抑制而大量繁殖,造成污泥上浮;或者,虽然没有丝状菌繁殖,但污

泥中毒而造成物理性膨胀, 活性污泥菌胶团片状少, 细碎状、颗粒状多, 随出水流失, 生物相会有明显变化, 特别敏感的微型动物诸如楯纤虫等明显减少, 可以推断出有害物质影响和环境的变化。为此, 要尽快查清污泥中毒原因, 改善进水水质, 及时调整工艺参数。活性污泥同时具有韧性, 经过一段时间的调整, 活性污泥解毒恢复活性, 即可正常运转。

(1) 污泥中毒现象 某污水厂进水水质正常含酚量 47.1mg/L , 某年冬天, 苯酚丙酮车间生产不正常, 由于检修吹扫管线、塔、罐造成排放高浓度含酚废水 (含酚量 11500mg/L) 进入曝气池 80min , 致使污泥严重中毒, 污泥外观松散, 色暗, 菌胶团老化, 污泥上浮, DO 异常高, 由平时 2mg/L 增至 8mg/L , 镜检原生动物绝迹, 营养盐几乎不消耗, 处理效果明显下降, 出水含酚量达 300mg/L 。

(2) 恢复污泥活性措施

①稀释曝气池含酚废水, 控制混合废水含酚量少于 300mg/L , 解析污泥吸附的酚。②加大污泥回流量, 污泥中毒后, 使水、泥充分混合, 加强搅动污泥, 促进中毒污泥解析吸附的酚。③强力曝气, 叶轮转速由 600r/min 提高到 $900\sim 1250\text{r/min}$, 以便提高污泥的活性。④曝气池中酚浓度高 (碳量大), 为此增加营养氮、磷的投加, 调整碳、氮、磷比例。⑤缩短泥龄, 加大剩余污泥排放量, 加速更新污泥。⑥严格控制曝气池进水水质, 增加监测分析频率, 及时掌握运行情况。

经过积极调整, 污泥恢复了活性, 出现了钟虫等后生动物, 生物相正常了, 微生物消耗的营养盐大大增加, 提高了处理水质量, 出水含酚量达标排放。

11.5 印染废水处理操作参数的试验研究

印染废水处理工程的设计是以试验研究数据或其他类似废水处理工程的运行数据为基础的。尽管如此, 即使这些基础数据十分完整、准确, 工艺设计水平较高, 由于印染企业在生产过程中产品工艺经常调整, 废水水质、水量是多变的。废水处理站的操作管理人员按照固定的方法、技术处理废水显然不能满足预期的要求。为此应当经常进行一些水质测试及小型试验, 获得新的准确的操作运行参数, 及时调整运行方法, 真正使废水处理达标。

废水处理站通常试验条件是有限的, 这里介绍几种实用的简单易行的试验研究方法和数据分析处理知识, 以便处理站操作管理人员容易掌握, 直接实施。

11.5.1 混凝条件及去除效率试验

(1) 试验目的 混凝处理的主要对象是印染废水中的疏水性染料, 通常废水的 BOD/COD 比值较低时, 优先采用混凝法去除胶体类 COD 物质及色度。试验求得最好去除率时的合理 pH 值及最小投药量。

(2) 试验装置仪表及方法 采用四联或六联搅拌机; 酸度计或 pH 试纸; 烧杯 500mL 6 个; 容量瓶, 量筒等。

取烧杯加入 200mL 印染废水, 分别投加不同浓度混凝剂 [FeSO_4 、PAC、 FeCl_3 、 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 等], 浓度可分别为 25mg/L 、 50mg/L 、 100mg/L 、 150mg/L 、 200mg/L 、 250mg/L 、 300mg/L , 调整 pH 值为某一确定值 (如 $\text{pH}=7.5$), 搅拌 15min , 澄清 30min , 测原水与澄清 COD、色度。

改变 pH 值 (如 $\text{pH}=6.5$ 、 7.0 、 7.5 、 8.0 、 8.5 、 9.0) 重复上述试验, 列表记录并计算, 如表 11-3。

(3) 数据处理及分析

去除率计算

$$\eta_{\text{COD}} = \frac{C_0 - C_i}{C_0} \times 100\% \quad (11-6)$$

表 11-3 混凝试验数据

COD		混凝剂()投加量					
色度		C ₁ (30mg/L)	C ₂ (50mg/L)	C ₃ (100mg/L)	C ₄ (150mg/L)	C ₅ (200mg/L)	C ₆ (250mg/L)
pH 值	6.5						
	7.0						
	7.5						
	8.0						
	8.5						
	9.0						

$$\eta_{\text{色度}} = \frac{B_0 - B_i}{B_0} \times 100\%$$

(11-7)

式中， η_{COD} 和 $\eta_{\text{色度}}$ 分别为 COD 和色度的去除率（%）； C_0 、 C_i 分别为原水、澄清水的 COD 浓度（mg/L）； B_0 、 B_i 分别为原水、澄清水的色度（倍）。

根据上述试验，最好的处理效率时选择合理的 pH 值、最小的投药量，即可作为运行操作参数。表 11-3 数据亦可画成图像分析，如图 11-4、图 11-5。

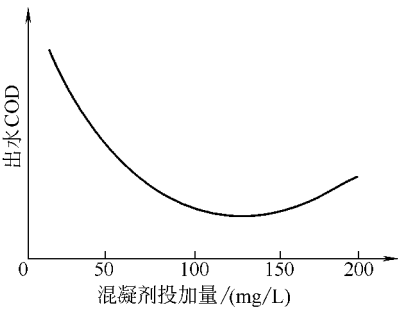


图 11-4 混凝剂投加量对出水 COD 的影响

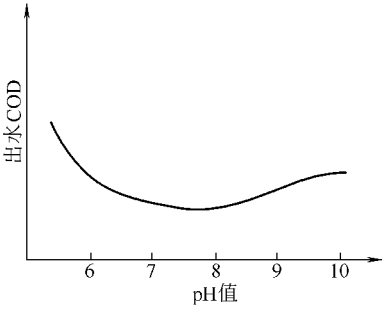


图 11-5 pH 值对出水 COD 的影响

由图 11-4、图 11-5 可知，混凝剂投加量有一个合理的范围，超过最佳投量范围，出水水质反而变差。同样 pH 值也存在一个合理值，通常在pH=7~9 的区间。这一最佳投加量或最佳 pH 值与水质及混凝剂品种有关，各种废水都应做烧杯混凝试验，才能确定该废水混凝试验的条件。

11.5.2 气浮溶气水回流比及气固比的测定

(1) 试验目的 气浮法用于去除悬浮物及表面活性剂物质，试验确定准确的气固比，用于选择合理的回流比，以保证气浮效果，同时节省能耗。

(2) 试验装置、仪表 利用溶气罐水位表下的排水阀作取样阀或专设溶气水取样阀，4~6 个大烧杯（带刻度）作取样杯。试验装置如图 11-6。

(3) 试验步骤 烧杯中加入 1L 气浮池进水水样（如有混凝工序，取混凝后、气浮前的水样），分别加入定量溶气水（0.1L、0.2L、0.3L、0.4L、0.5L 等）（注意用软管加入水样底部），澄清 10min，记录溶气

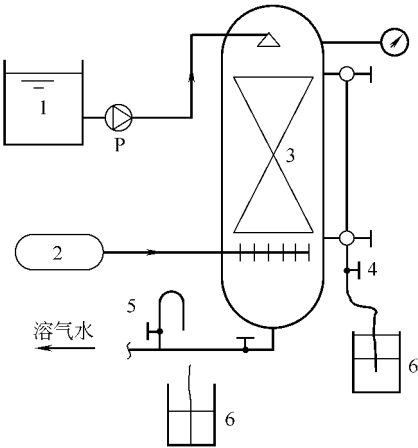


图 11-6 气浮试验装置

- 1—清水池；2—空压机；3—溶气罐；
- 4—水位计取样阀；5—溶气水
- 取样阀；6—取样杯（烧杯）

罐压力，测定原水、澄清水的 SS、表面活性剂浓度。

改变溶气罐压力，待稳定后，重复上述试验。记录试验数据如表 11-4。

表 11-4 气浮试验记录

出水 SS/(mg/L)		溶气水量 Q_R /回流水量比 R				
出水表面活性剂		0.1L/0.2	0.2L/0.4	0.3L/0.6	0.4L/0.8	1L/1.0
溶气压力/MPa	0.1					
	0.2					
	0.3					
	0.4					
	0.5					

(4) 数据处理与分析 根据表 11-4 数据及第 4 章式 (4-32) 及式 (4-33) 可计算释气量 A 及原水含固量 S ，求得气固比 A/S ，计算结果可列成 A/S 与 SS (或表面活性剂) 去除率的关系，如表 11-5 所示。

表 11-5 气浮试验 A/S 与 SS (或表面活性剂) 去除率的关系

气固比 A/S							
SS 去除率/%							
表面活性剂去除率/%							

由表 11-5 数据可画成图 11-7，选择合理的气固比 $(A/S)_0$ 可获得要求的 SS 去除率。由表 11-4 的数据可求得等去除率时溶气压力与溶气水回流比的关系 (图 11-8)。显然溶气压力 p 越高所需要的回流比 R 越小，即回流量 Q_R 越小，权衡其经济合理性确定溶气罐工作压力及回流比。

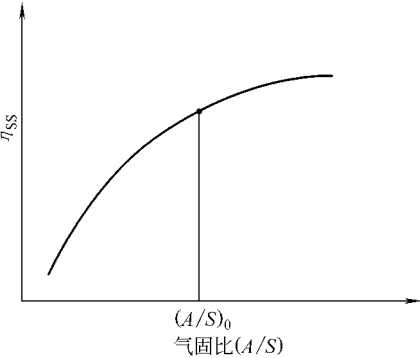


图 11-7 气固比与 SS (或表面活性剂) 去除率的关系

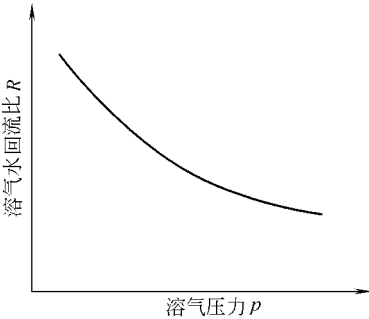


图 11-8 等效率时溶气压力与溶气水回流比的关系

11.5.3 印染废水可生化性试验

- (1) 试验目的 印染废水由于水质多变，需定期试验其可生化性，确定生化池曝气供氧量或调整进水量以改变污泥负荷。从试验结果尚可发现有毒物质对微生物的抑制作用或营养物质不合理等原因，便于调整生化池的运行条件。
- (2) 试验装置、仪表 反应器 (10L) 6 个；广口瓶 (250mL) 1 个；稳压器 1 个；电磁搅拌机 1 台；空压机 (或压缩空气管) 1 台；溶解氧测定仪 1 台。具体装置分别见图 11-9 和图 11-10。

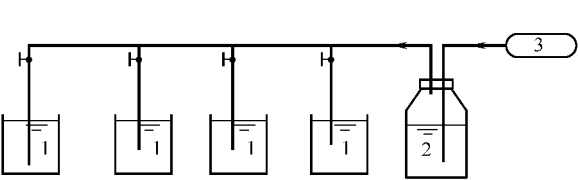


图 11-9 废水可生化性试验装置
1—反应器；2—稳压器；3—空压机

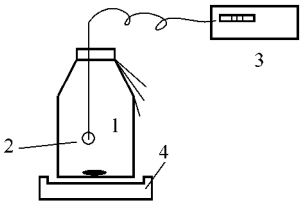


图 11-10 呼吸速率测定试验装置
1—广口瓶；2—溶氧探头；
3—溶氧仪；4—电磁搅拌仪

(3) 试验步骤 取印染废水生物反应池内污泥（3L）加入 6 个反应器（图 11-9 中只标 4 个），加自来水至 10L。开动空压机曝气 1h，2[#]~6[#] 反应管停止曝气（1[#] 继续曝气），静沉，虹吸去除上清液（保留污泥），加入不同印染废水原水至 10L。继续曝气，混合均匀后用图 11-10 装置分别测定 1[#]~6[#] 水样的呼吸速率，启动电磁搅拌仪，定期（2min）测溶解氧。记录数据如表 11-6。

表 11-6 氧吸收值计算数据

序 号	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
时间/h	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	
溶解氧 DO/(mg/L)												
$\frac{dO}{dt}/[mg/(L \cdot min)]$												
$\frac{dO}{dt} \times t/(mg/L)$												
$O_u/(mg/L)$												

(4) 数据处理与分析 试验原始数据，如污泥浓度、水温、pH 值、COD 等均需测定记录。

$\frac{dO}{dt}$ 值为 DO- t （时间）曲线的斜率，或以 $\frac{\Delta O}{\Delta t}$ 计算。

$$\left(\frac{dO}{dt} \times t\right)_n = \frac{1}{2} \left[\left(\frac{dO}{dt}\right)_n + \left(\frac{dO}{dt}\right)_{n-1} \right] \times (t_n - t_{n-1}) \tag{11-8}$$

氧吸收量累计 $(O_u)_n = (O_u)_{n-1} + \left(\frac{dO}{dt} \times t\right)_n \tag{11-9}$

式中， n 取 2，3，4，…。

以 O_u 做时间 t 的曲线图 11-11，即为不同印染废水对污泥氧吸收过程的影响曲线。

11.5.4 电解法工况参数试验

(1) 试验目的 测定电解槽工作电压、工作电流、电解时间及相应的色度或 COD 去除率，求得电解消耗最低而污染物去除率最高的工况条件，测定超电压与导电率及盐浓度的关系，使投盐量最省而超电压最低。

(2) 试验装置、仪器 直流稳压电源；电解槽；电导仪。试验装置如图 11-12 所示。

(3) 试验步骤 配置一定浓度含量，测定电导率。印染废水定量加入电解槽，通电，测电流、电压、通电时间；同时测定水的 COD、色度。按表 11-7 和表 11-8 记录试验数据。

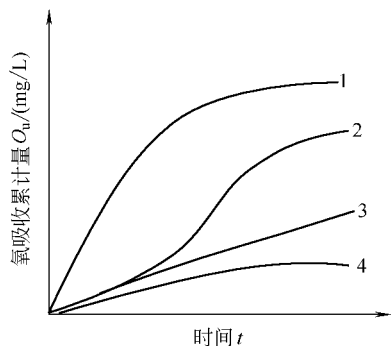


图 11-11 不同废水对微生物氧吸收过程的影响曲线

1—易生物降解；2—驯化后能降解；
3—内源呼吸；4—废水有毒或缺营养

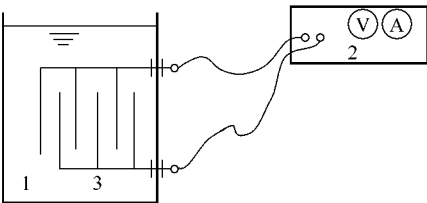


图 11-12 电解法试验装置

1—电解槽；2—直流稳压电源；3—电极

表 11-7 电解槽工况试验数据

盐浓度 $c/(\text{mg/L})$	电导率 $\chi/(\text{S/cm})$	超电压(V_0) 电流($A=0$)	电压 U/V 电流 I/A					

表 11-8 电解槽通电量与处理效率数据

处理水质 COD(或色度)			通电时间/min								
处理水量 $Q/(\text{m}^3/\text{h})$	电流/A	电压/V	0	5	10	15	20	25	30	35	40

(4) 数据处理与分析 由表 11-7 数据可得盐浓度与水的电导率的关系（如图 11-13）及相应电压与电流的关系（图 11-14）。由图 11-13 可知，不同盐的电导率与其浓度相关，一定盐浓度时，电导率高，有利于电解。如不希望有 Cl_2 产生，则不应用 NaCl 作电解槽电解质。由图 11-14 可知，不同盐浓度时，超电压 U_0 不同，且 U - I 曲线斜率也不同，通常 U_0 越小， U - I 曲线斜率越小，则电耗越低。根据法拉第定律，电解产物只与电流 I 有关，电解效果取决于电流和通电时间，因此超电压的提高，单位水量处理所消耗的电能就大。

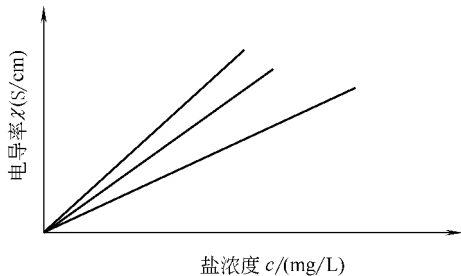


图 11-13 盐浓度与电导率的关系

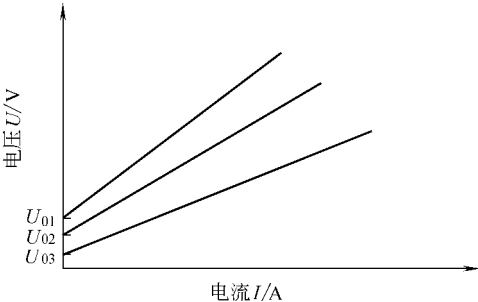


图 11-14 电流与电压的关系

(4) 数据处理与分析 根据表 11-9 数据画各脱色剂量时出水色度 B_i 和脱色反应时间 t 的关系曲线, 如图 11-17 所示。由图可确定满足脱色要求时需要的脱色剂量和反应时间。

氯氧化脱色与印染废水中残存染料、中间体等的品种(分子量、分子结构)及其浓度有关, 与脱色剂的品种及剂量有关, 也与水的物理化学性质有关, 因此必须经常做小型试验, 以取得最佳运行效果时合理的运行条件。为此, 研究与了解染料分子的显色原理及其反应机理是十分重要的。

氯氧化剂并不是对所有染料都有脱色效率。对于水溶性染料, 如阳离子染料、偶氮染料和水不溶性染料如硫化染料, 都有良好的脱色效果。对于不易氧化的水不溶性染料, 如还原染料、分散染料等, 脱色效果差。

11.5.6 碱性废水中和试验

(1) 试验目的 印染废水多属碱性, 为保证生物处理的效果, 应使废水加酸(HCl 、 H_2SO_4 等)中和, 达到预定的要求(如 $\text{pH}<9$)。由于加酸量很大, 准确加酸可以节省费用。

(2) 试验仪表、装置 烧杯(2L); pH 数显仪或自动滴定仪; 磁力搅拌仪; 容量瓶、量筒等。中和试验装置如图 11-18 所示。

(3) 试验步骤 取印染废水调节池出水水样 2L 加入烧杯, 加磁鱼, 烧杯放在磁力搅拌仪上。用容量瓶配置 HCl (或 H_2SO_4), 标定浓度。将标定的 HCl (或 H_2SO_4) 逐滴加入烧杯水样中, 连续测定 pH 值, 记录加酸量与 pH 值的数据, 见表 11-10。

表 11-10 印染废水中和试验数据

加酸量 V_1/mL	0	5	10	15	20	25	30
水样 pH 值							

(4) 数据处理与分析 根据表 11-10 数据可画出图 11-19。由图很容易判断由中和终点 pH_z 所需要的加酸量 V_{1z} 。

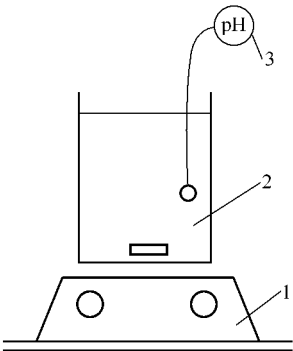


图 11-18 碱性废水中和试验装置
1—磁力搅拌仪; 2—烧杯; 3—pH 数显仪

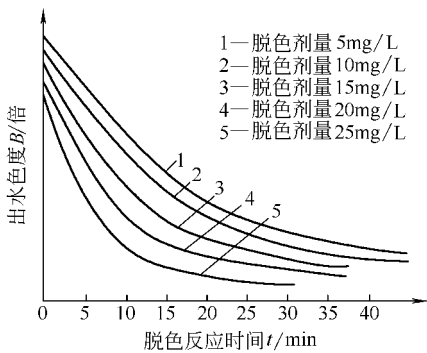


图 11-17 脱色效果与脱色剂量
及脱色反应时间的关系

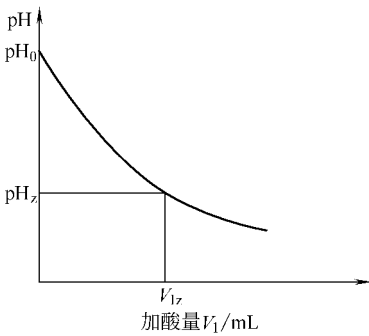


图 11-19 废水 pH 值与加酸量的关系曲线

实际工程上投酸浓度 c_y 与试验用酸标定浓度 c_1 不可能一致, 需按下式进行换算。

$$\frac{c_1 V_{1z}}{\text{水样体积 (1L)}} = \frac{c_y Q_y}{Q}$$

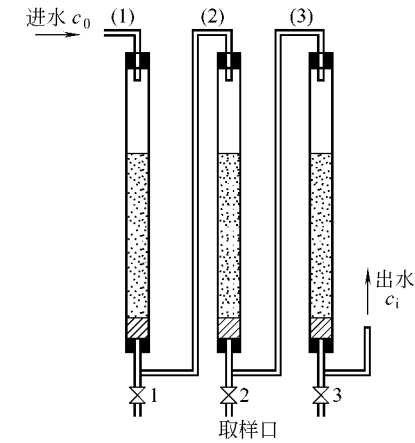
(11-13)

式中， c_1 为配制的酸浓度（mg/L）； V_{1z} 为中和试验达到 pH_z 时的加酸量（mL）； c_y 为废水处理站投药桶配制的酸浓度（mg/L）； Q_y 为加药泵流量（L/h）； Q 为处理废水量（ m^3/h ）。

由式（11-13）计算结果，只要已知配制的加药桶酸浓度，即可调整加药泵（通常为计量泵）的流量。

中和试验中中和终点 pH_z 的确定十分重要。通常好氧生化池体积越大， pH_z 可略大以节省酸量（如氧化物 pH_z 可定为 8.8~9.0）；如采用水解酸化工艺，则 pH_z 亦可放大（如 pH_z 定为 9.0~9.5），主要是利用水解酸化的产酸作用，尚能使水的 pH 值略有降低，进入好氧池前 pH 值即可降至 9 以下。

11.5.7 活性炭吸附试验



（1）试验目的 活性炭常用于印染废水尾水的终端处理，目的是吸附脱除水中残存的 COD、色度物质。吸附试验目的是测试活性炭的吸附容量、运行周期和吸附效果。对低吸附能力的活性炭用于多柱串联操作时，尚应测试吸附带高度和单柱饱和吸附时间，以决定操作方式，并充分其吸附容量。

我国低效率大容量活性炭产量较高，价格便宜，试验研究连续流串联活性炭吸附系统的有关参数是很有必要的。

（2）试验仪表、装置 活性炭吸附柱 3~4 根；COD 测定仪；分光光度计（或比色计）。吸附装置如图 11-20 所示。

（3）试验步骤 如图 11-20 试验装置，印染废水二级处理的尾水以一定流量 Q 通入柱（1）并串联柱（2）、柱（3）；每间隔时间 t 测定取样口 1、2、3 出水 COD（或色度）。数据记录如表 11-11。

表 11-11 连续流活性炭吸附试验数据

水样 浓度	时间 $t(\text{min})$							
	通水量 $V(m^3), V=Qt, Q$ 为流量 (m^3/min)							
	$\frac{t_0}{V_0}$	$\frac{t_1}{V_1}$	$\frac{t_2}{V_2}$	$\frac{t_3}{V_3}$	$\frac{t_4}{V_4}$	$\frac{t_5}{V_5}$	$\frac{t_6}{V_6}$	$\frac{t_n}{V_n}$
取样口 1								
取样口 2								
取样口 3								

（4）数据处理与分析 由表 11-11 的数据画各取样口出水水质浓度（COD 或色度）与通水时间 t 及通水量 V 的关系曲线，如图 11-21。按活性炭吸附的一般要求，出水 $c=c_a$ （ c_a 根据要求定）为超标， $c=c_b$ （ c_b 根据要求定，一般 $c_b=0.95c_0$ ）时应当再生。

由图 11-21 中可见，由于该活性炭吸附能力较弱，吸附时间 t_{1a} 时，出水 $c>c_a$ ，即已超标，但柱（1）的炭吸附容量远未达到。为了充分利用其吸附容量，在柱（1）后串联柱（2），当 $t>t_{1a}$ 时，柱（2）出水满足要求。当 $t>t_{2a}$ 时，柱（2）出水

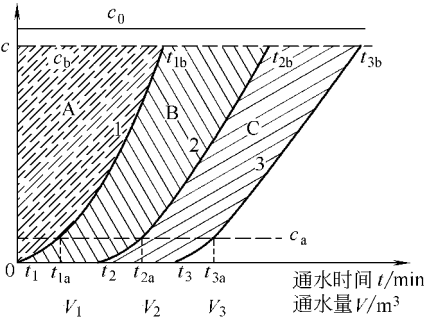


图 11-21 连续流活性炭吸附穿透曲线
A、B、C 为各柱吸附容量

又超标, 应串联柱 (3)。当 $t = t_{1b} < t_{3a}$ 时, 柱 (1) 出水 $c > c_b$, 需再生, 此时柱 (2)、(3) 工作。再生后的柱 (1) 串入系统, 成为 (2)→(3)→(1) 流程工作。待柱 (2) 达到出水 $c = c_b$ 时, 柱 (2) 再生, 再生后投入系统, 成为 (3)→(1)→(2) 流程。如此循环。这一循环既保证串联连续流活性炭吸附系统出水总能达标, 同时, 每一柱必然达到饱和才再生, 发挥了炭的饱和吸附容量, 节省了再生剂用量。应当说明, 图 11-21 的试验结果是 $t = t_{3a} > t_{1b}$ 。

柱 (1) 出水 $c > c_b$, 可以再生; 如果 $t = t_{3a} < t_{1b}$ 时, 柱 (1) 出水 $c < c_b$, 则有可能要有四个吸附柱, 经常同时运行的是三个柱。

① 穿透点 图 11-21 中 t_{1a} 、 t_{2a} 、 t_{3a} 分别为柱 (1)、(2)、(3) 的穿透点。当数柱串联运行时, 最后一柱穿透即需串联新再生柱。而前面的柱穿透而未达饱和时, 仍需运行。

② 单柱饱和吸附时间 即运行周期, 图 11-21 中

$$\Delta t_1 = t_{1b} - t_1, \quad \Delta t_2 = t_{2b} - t_2, \quad \Delta t_3 = t_{3b} - t_3$$

③ 吸附带高度 H 其计算公式如下。

$$H = \frac{Q}{\omega} \times \Delta t_1 \quad (\Delta t_2, \Delta t_3) \quad (11-14)$$

式中, Q 为通水流量 (m^3/s); ω 为吸附柱断面 (m^2); Δt_1 (Δt_2 、 Δt_3) 为各柱运行周期 (s)。

当 Δt 越大, 即 $c-t$ 曲线平坦, 则吸附带高度 H 越大, 说明该吸附剂吸附性能差, 但不等于吸附容量小。

④ 吸附容量 图 11-21 中坡线面积 A 、 B 、 C 分别为柱 (1)、(2)、(3) 的吸附容量, 其数学表达式为一积分式, 例柱 (1) 吸附容量

$$q = \frac{c_b(t_{1b} - t_1)Q - \int_{t_1}^{t_{1b}} c_1(t)Qdt}{m} \quad (11-15)$$

式中, q 为炭柱吸附容量 (g/g 炭); Q 为通水流量 (m^3/s); $c_1(t)$ 为柱 (1) 炭吸附的出水浓度 c 与时间 t 的函数式 (mg/L), 吸附容量用积分式计算麻烦时可用近似算法, 即多柱连续运行的平均值计算; m 为单柱炭量 (g 炭)。

11.5.8 活性污泥法动力学参数的测定试验

(1) 试验目的 测试活性污泥法的有机物去除常数 K 、污泥产率系数 a 、污泥自身氧化率 b 、单位有机物耗氧率 a' 、污泥内源呼吸氧化率 b' , 并以此确定污泥负荷 N_S 、容积负荷 N_V 、排泥量 ΔX 、污泥龄 θ_c , 从而优化活性污泥生化池的运行。

(2) 试验仪表、装置 原水桶、计量泵、生化曝气池、沉淀池、烘箱、分析天平、马福炉、漏斗、烧杯、量筒等。试验装置如图 11-22。

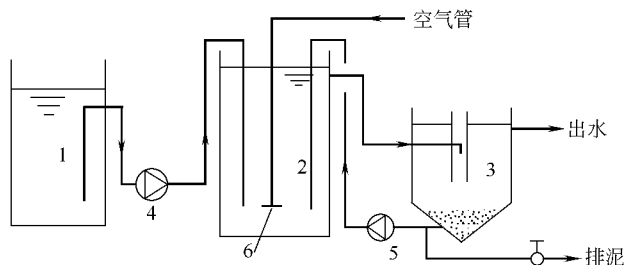


图 11-22 活性污泥法试验装置

1—原水桶; 2—生化曝气池; 3—沉淀池; 4—进水计量泵; 5—污泥回流计量泵; 6—曝气头

(3) 试验步骤 培养污泥、稳定运行；测生化曝气池进水、出水 BOD（或 COD）、SS、pH 值、水温、色度；测生化池 MLSS（MLVSS）、DO、耗氧速率 R_t ；测沉淀池污泥指数 SVI 和剩余污泥量（排泥量） ΔX ；测进水流量 Q 、回流污泥量 Q_r 和供气量。连续稳定测试 15~30d。上述测定数据列成表 11-12。

表 11-12 活性污泥法试验测定数据

试验 次数	进水 BOD S_0 /(mg/L)	出水 BOD S_e /(mg/L)	X =MLSS /(mg/L)	X_v =MLVSS /(mg/L)	t /h	R_t /[mg/(L·d)]	ΔX /[mg/(L·d)]	进水量 Q /(L/h)
1								
2								
3								
4								

注： t 为水力停留时间（h）， $t=V/Q$ ； V 为生化曝气池有效容积（L）； R_t 为耗氧速率，即单位曝气池池容每日需氧量 [mg/(L·d)]； ΔX 为单位容积曝气池每日排泥量 [mg/(L·d)]， $\Delta X_v=\frac{\Delta X X_v}{X}=\Delta X\times\frac{\text{MLVSS}}{\text{MLSS}}$ 。

(4) 数据处理与分析 根据表 11-12 数据计算下列数据，得表 11-13。

表 11-13 活性污泥法试验数据分析

试验 次数	$N_s=\frac{S_0-S_e}{X_v t}$ /h ⁻¹	$\theta_c=\frac{V X_v}{\Delta X_v}$ /d	$\frac{R_t}{X_v}$ /[mg/(mg·d)]	a /(mgMLVSS/ mgBOD)	b /d ⁻¹	a' /(mg O ₂ / mg BOD)	b' /[mgO ₂ / (mg MLVSS·d)]	K /[mgBOD/ (mg MLVSS·h)]
1								
2								
3								
4								

由表 11-13 数据可画出图 11-23~图 11-25，求得 K 、 a 、 b 、 a' 、 b' 等动力学参数。

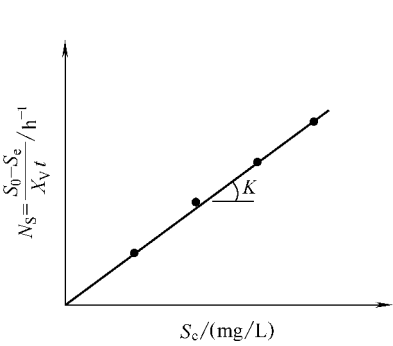


图 11-23 有机物降解速率常数求解的 N_s - S_e 曲线

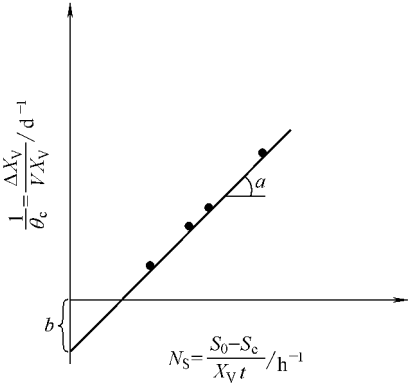


图 11-24 污泥产率及氧化率系数求解的 $\frac{1}{\theta_c}$ - N_s 曲线

有机物降解速率常数 $K[\text{gBOD}/(\text{gMLVSS} \cdot \text{h})]$ 为

$$N_S = \frac{S_0 - S_e}{X_V t} = K S_e \tag{11-16}$$

污泥产率系数 a ($\text{mgMLVSS}/\text{mgBOD}$) 及污泥自身氧化率 b (d^{-1})

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{\Delta X_V}{V X_V} = a \frac{S_0 - S_e}{X_V t} - b \tag{11-17}$$

单位有机物耗氧率 a' ($\text{mgO}_2/\text{mgBOD}$) 和污泥自身氧化需氧率 b' [$\text{mgO}_2/(\text{mgMLVSS} \cdot \text{d})$]

$$\frac{R_r}{X_V} = a' \frac{S_0 - S_e}{X_V t} + b' \tag{11-18}$$

由图 11-23~图 11-25 及式 (11-16)~式 (11-18) 求得的活性污泥法动力学参数, 可求得污泥负荷 N_S 、容积负荷 N_V 、污泥龄 θ_c 、排泥量 ΔX 等, 从而可使生化曝气池运行处于最佳状态。

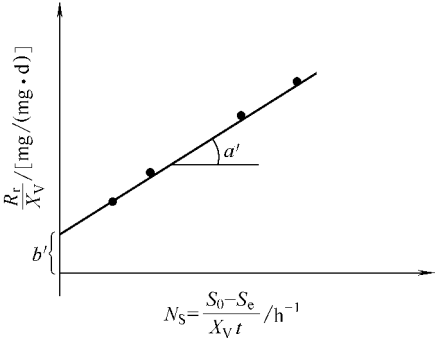


图 11-25 有机物及污泥耗氧速率常数求解曲线

第 12 章 印染废水深度处理与回用技术

印染废水处理标准通常是《纺织染整工业水污染物排放标准》（GB 4287—92），达到这一标准的出水最多是满足排放要求。随着我国水资源的紧缺，废水深度处理并回用是减轻环境污染、节约生产成本的重要举措。按 GB 4287—92 的出水标准，排放水达到回用要求尚要进行深度处理。深度处理后的水一般用于农业、林业灌溉及城市景观和市容用水；经深度处理后也可用于工业冷却水的补充水。中水回用系统是指非饮用的生活用水系统，如冲洗车辆、城市 and 居民环境卫生用水等。

12.1 印染废水的深度处理技术

深度处理的对象与目标是：（1）去除处理水中残存的悬浮物（包括活性污泥颗粒）、脱色、除臭，使水进一步澄清；（2）进一步降低 BOD₅、COD、TOC 等指标，使水进一步稳定；（3）脱氮、除磷，消除能够导致水体富营养化的因素；（4）消毒、杀菌，去除水中的有毒有害物质。印染废水的深度处理是指对已经处理达到 GB 4287—92 的出水，再进行处理而达到相关标准，满足工业或市政回用要求的过程。例如图 12-1 为一种印染废水深度处理工艺流程。

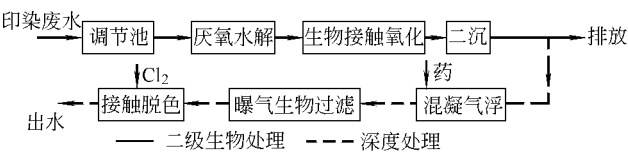


图 12-1 印染废水深度处理工艺流程

印染废水常用深度处理技术及其去除对象见表 12-1。

表 12-1 印染废水常用深度处理技术及其去除对象

去 除 对 象		有 关 指 标	采用的主要处理技术
有机物	悬浮状态	SS、VSS	混凝沉淀、过滤、微滤、超滤
	溶解状态	BOD、COD、TOC、TOD	混凝沉淀、活性炭吸附、臭氧氧化生物活性炭（PAC）、曝气生物、滤池（BAF）、膜生物反应器（MBR）、生物稳定塘
植物性营养盐类	氮	TN、KN、NH ₃ -N、NO ₂ -N、NO ₃ ⁻ -N	吹脱、折点加氯、生物脱氮 H/O 技术、氧化沟
	磷	PO ₄ ³⁻ -P、TP	金属盐混凝沉淀、石灰混凝沉淀、晶析法、生物除磷 A/O 技术
微量成分	溶解性无机物、无机盐类	电导度、Na ⁺ 、Ca ²⁺ 、Cl ⁻	离子交换技术、膜技术（纳滤和反渗透）
	微生物	细菌、病毒	臭氧氧化、消毒（氯气、次氯酸钠、紫外线、二氧化氯等）、光催化氧化

表 12-1 中的处理技术多数已在本书的前几章有所叙述，本节着重介绍微滤（MF）和超滤（UF）、膜生物反应器（MBR）、曝气生物滤池（BAF）、生物活性炭（PAC）及深度生物稳定塘。

12.1.1 微滤及超滤

12.1.1.1 微滤

微滤（MF）操作有无流动和错流两种，前者应用于稀料过滤和小规模过滤。错流操作又称为切线流操作，它在近 20 年来发展很快是印染废水深度处理的一种重要技术。如图 12-2 所示，这是一个内压式中空纤维膜，废水以切线方向流过膜表面，在压力作用下通过膜，废水中的染料及其他污染物颗粒则被膜截留而停留在膜表面形成一层污染层。废水流经膜表面时产生的高剪切力可使沉积在膜表面的颗粒扩散返回主体流，从而被带出微滤组件。由于过滤导致的颗粒在膜表面的沉积速度与流体流经膜表面时由速度梯度产生的剪切力引发的颗粒返回主体流的速度达到平衡，可使该污染层不再无限增厚而保持一个较薄的稳定水平。

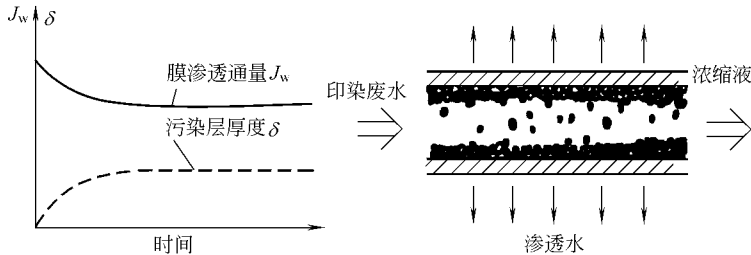


图 12-2 错流操作（动态过滤）

随着微滤过程的进行，膜面逐渐堆积被拦截的杂质颗粒，在操作压力的挤压条件下，会使膜的孔隙随之逐渐覆盖，过水阻力逐渐增高，膜的通量将要下降。下降的原因可能为孔堵塞、吸附、浓差极化或凝胶层的形成。印染废水中含有水溶性大分子染料（亲水性染料）物质，由于其扩散系数很小，造成从膜表面向料液主体的扩散通量也很小，因此膜表面的溶质浓度显著增高，形成膜面固着型凝胶层，此时水的渗透通量急剧减少。膜的反向清洗技术就是在凝胶层尚未形成，膜孔堵塞不密实时用气反冲膜面杂质，让它处于动态条件下。

微滤的截面粒径在 $0.02\sim10\mu\text{m}$ 之间，渗透通量 $500\sim1200\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ ，操作压力低，出水澄清。除去除悬浮物外，水中 COD 亦有相当去除率，当深度处理要求不十分高时，微滤都能满足要求。

12.1.1.2 超滤

20 世纪 70~80 年代超滤（UF）技术高速发展。目前，我国已开发了多种不同结构型式的超滤器，并在工业废水处理等领域得到广泛应用。

超滤膜具有精密的微细孔，对于截留水中的悬浮物、胶体、亲水性大分子染料颗粒等微粒相当有效，而且操作压力低、设备简单。其净化机理见图 12-3。

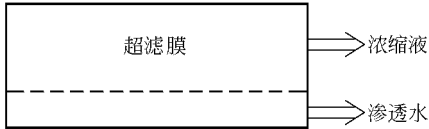


图 12-3 超滤净化机理

在外力作用下，被分离的废水以一定的流速沿着超滤膜表面流动，废水中的低分子量物质、无机离子，从高压侧透过滤膜进入低压侧，并作为滤液而排出；而废水中大分子染料物质、胶体微粒及微生物等被超滤膜截留，废水被浓缩并以浓缩液形式排出。由于它的分离机理主要是机械筛分作用，膜的化学性质对膜的分离特性没有影响。浓液中染料物质或表面活性剂物质可以回入调节池进行生化处理，渗透水可作中水回用。

超滤与微滤的差别是对染料物质截留率高,可以回收染料。超滤的渗透通量小,约 $100\sim 500\text{L}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$,截留分子量 $1000\sim 30000$ 。超滤用于浆料回收也很有效,只是滤速要降低。回收疏水性染料目前已有工程应用。超滤的渗透液通常可作为回用水。

超滤法适用于棉印染行业、回收还原性染料等疏水性染料。其基本原理是:将聚砜材料(成膜剂)、二甲基甲酰胺(溶剂)、乙二醇甲醚(添加剂)通过铸膜器,采用急剧凝胶工艺制成具有一定微孔的聚砜超滤膜,组装床超滤器,在压力 0.2MPa 下,对氧化后的还原染料残液进行过滤、回收。超滤回收还原染料的工艺如图 12-4。

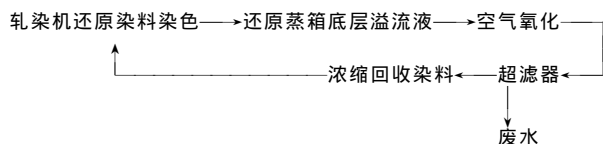


图 12-4 超滤回收还原染料的工艺

主要设备有氧化槽、超滤器、水泵等。主要技术经济指标如下:聚砜膜耐碱性强,透水性好,为防止膜表面产生浓差极化,可每月用稀酸清洗 $1\sim 2$ 次,每吨染色残液可回收染料 $1.6\sim 1.7\text{kg}$,电耗 $20\text{kW}\cdot\text{h}/\text{kg}$ 染料;回收染料以 $5\%\sim 7\%$ 投入新染料中,不影响产品质量。超滤器投资约 5 万元/台,可降低废水色度,减少 COD,国内已有部分企业采用。

12.1.2 膜生物反应器

膜生物反应器(Membrane Bioreactor,简称 MBR)是膜分离技术与活性污泥法相结合的水处理技术。膜生物反应器处理工艺,取代了活性污泥法中二沉池的固液分离。膜可以有效截留硝化菌,使硝化反应顺利进行,有效去除氨氮;同时可以截留难于降解的大分子有机物,使之得到最大限度的分解。应用 MBR 技术后,出水水质良好且稳定,有利于实现污水回用。

12.1.2.1 基本原理

在外加压力的作用下,使微滤膜的两侧产生压差,反应器内的料液(料液好氧曝气),以一定的流速沿着具有一定孔径的膜面上流动,混合液中的无机离子、低分子量物质透过膜表面,大分子物质、胶体颗粒及细菌、微生物等截留下来,在活性污泥的作用下使可生化有机物降解。难以降解的大分子有机物,由于膜的截留作用使其长期在反应器中停留,得到了最大限度的分解,从而使水质得到了净化。MBR 中活性污泥浓度大大提高,水力停留时间(HRT)和污泥龄(θ_c)可以分别控制。当 θ_c 满足硝化菌生长要求时,MBR 即可取得很好的硝化脱氮效果。

12.1.2.2 膜生物反应器工艺

膜生物反应器常用的工艺流程见图 12-5。一般又分为一体式和分置式两种工艺(见图 12-6)。前者是将膜组件直接置于反应器内,多采用中空纤维微孔膜;后者则是将膜组件与反应器分开放置,多采用管式微孔膜。前者的主要问题在于如何解决膜组件的堵塞和大型装置检修问题;而后者主要问题是动力消耗大,系统运行费用较高和膜强度较高。膜组件有卷式、帘式等。

膜生物反应器的最大特点是膜的高效分离作用可能使微生物和大分子等物质几乎全部截留在反应器内,出水澄清,COD、SS 都很低。同时污泥龄很长,剩余污泥量很少。与传统的生物处理方法相比,该方法具有生化效率高,抗冲击负荷能力强、出水水质稳定、污泥量少、排泥周期长、占地面积小、易实现自动控制等优点,是目前较有应用价值的印染废水回用技术之一。

12.1.2.3 膜生物反应器的污泥及膜再生

研究不同生长速率条件下微生物的增长情况,可以了解膜生物反应器的污泥增长规律及

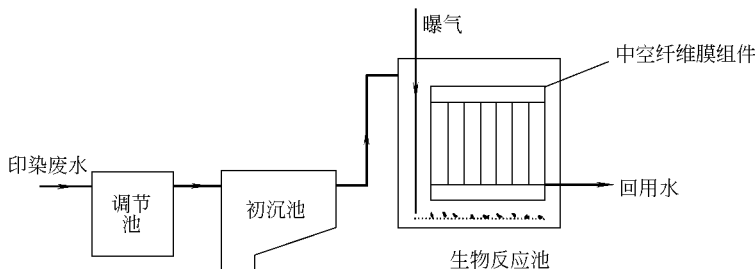


图 12-5 膜生物反应器常用工艺流程

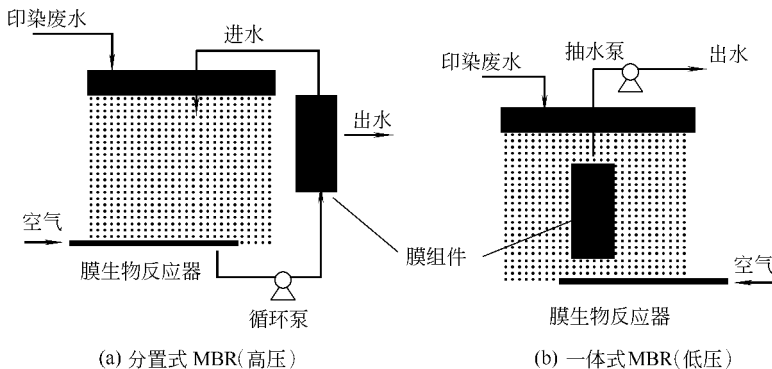


图 12-6 中空纤维微孔膜 MBR 工艺示意

污泥对有机物降解的影响。理论上膜生物反应器生物处理系统所去除的有机质全部用于维持其基本生命活动，系统没有新污泥产生，即成为无剩余污泥排放的生物处理工艺。实际上膜生物反应器可以在适当的条件下运行使剩余污泥排放量很少。

图 12-7 中，开始运行时 ($0 \sim t_1$) 污泥迅速增长，然后增长速度减慢；第二阶段 ($t_1 \sim t_2$) 污泥将膜堵塞，渗透水量减少进水 COD 负荷降低，微生物可利用的能量变少，低于维持细胞内源呼吸自身消耗所需要的能量，导致污泥浓度下降；第三阶段 ($t_2 \sim t_3$) 膜经清洗后流量恢复，污泥再次增长，增长速度比第一阶段慢，这样污泥浓度可保持在一定的范围内，其排泥量比传统废水深度处理工艺的排泥量大大减少。

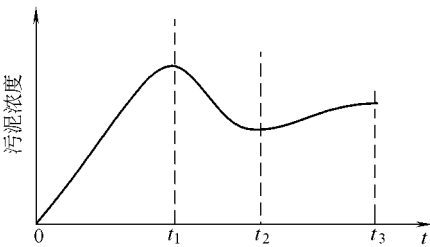


图 12-7 膜生物反应器中污泥浓度随时间的变化

膜生物反应器处理工艺既保留了微滤膜的截留作用和生物降解有机物的功能，又具有以下两个特点。

(1) 膜和膜表面滤饼层的物理截留作用 在膜生物反应器内膜表面浓差极化引起膜表面被截留的活性污泥积聚，形成多孔滤饼层，相当于在膜表面附加了一层膜，既增大了膜厚度，也增加了膜阻力。随着浓差极化加剧，滤饼层厚度会增加，不仅使得滤饼层表面因大分子有机物和活性污泥沉积而使滤饼层更为致密，增大渗透水阻力，同时也增加了氧的传质阻力。因此，运行一定时间后，膜需要清洗。

(2) 膜表面的滤饼层微生物在膜表面对有机物的吸附及生物降解作用 膜具有很大的表面积，其表面滤饼层上聚集了大量微生物，生物中有大量降解有机物的酶，可溶性酶可渗入膜微孔内部构成生物酶。在酶的催化作用下，有机物大分子或部分可溶性小分子有机物得到

氧化分解。滤饼层相当于一层生物膜，被截留的有机物大分子或小分子有机物也得到氧化分解，进一步降低了出水中有机物浓度，提高了出水水质。

12.1.2.4 膜生物反应器处理印染废水的工艺效果

膜生物反应器可以任意控制污泥龄，可以满足硝化菌的生长条件，因而硝化脱氮效果好；膜生物反应器出水清澈，SS 很低，不经三级处理，COD 可以一次达到回用标准；由于印染废水中色度物质由大分子染料分子引起，膜生物反应器可以大幅脱色。膜生物反应器目前存在的问题是自动清洗技术尚不成熟。

12.1.3 曝气生物滤池

曝气生物滤池 (Biological Aerated Filter, BAF) 充分借鉴了污水处理接触氧化法和给

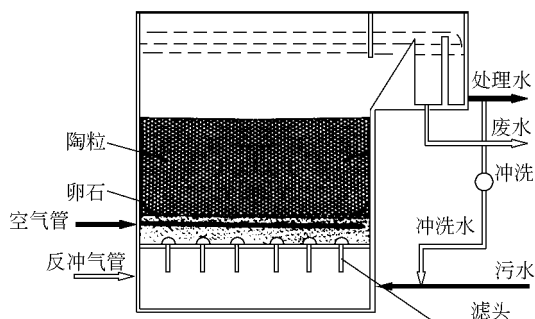


图 12-8 曝气生物滤池结构

水快滤池的设计思路，集曝气、截留悬浮物降解有机物、高滤速、定期反冲洗等特点于一体。其结构见图 12-8。其工艺原理为：在滤池中装填一定量粒径较小的粒状滤粒，当废水均匀地洒布到滤池表面后，在废水自上而下流经滤料表面，而空气由下向上与废水逆流接触，在滤料表面会逐渐形成生物膜。影响曝气生物滤池处理效果的因素主要有滤料、池深、水力负荷、通风等。

曝气生物滤池是淹没式生物膜技术，填料上的生物量大于悬浮生物处理系统，MLSS 可达 $15 \sim 30 \text{ g/L}$ ，有利于世代期较长的微生物生长。印染废水经二级生物处理后，水中 COD 及 BOD 相对较低，曝气生物滤池填料上可以生长贫营养的微生物如假单胞菌、嗜水气单胞菌、芽孢杆菌等，这些贫营养微生物比表面较大，对废水中有机物有较大的亲和力，且呼吸速率低，比增殖速度及 Monod 常数都较小，所以对营养物的竞争具有较大优势。印染废水中有机质品种较多，生物填料上的多菌种体系具有更大的降解能力，所以曝气生物滤池作为深度处理工艺对有机物浓度较低的二级生物处理出水具有很大的优势。同时与其他生物膜技术一样，填料上生物膜内都存在厌氧环境，曝气生物滤池具有良好的脱氮功能。对预处理中应用混凝法时，水中残存的铝离子、亚铁离子絮体均能通过曝气生物滤池的填料被除去。江阴第九毛纺厂采用曝气生物滤池进行深度处理，取得了满意的效果，出水 $\text{COD} < 60 \text{ mg/L}$ ，色度 $< 10 \sim 15$ 倍。

曝气生物滤池的运行参数目前尚未积累足够的工程经验。根据小试数据和部分工程经验，印染废水处理用作深度处理时下列数据可供参考：水力负荷 $q = 1 \sim 1.5 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；气水比 $G/W = (2 \sim 3) / 1$ (体积比)；水力停留时间 $\text{HRT} = 1.5 \sim 2 \text{ h}$ ；体积负荷 $N_V = 0.4 \sim 0.6 \text{ kgBOD} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

12.1.4 深度稳定塘

印染废水二级处理出水可进入稳定塘，作为深度处理设备，可使稳定塘出水达到回用标准。这种稳定塘多用好氧塘或曝气塘。进入稳定塘的水质为 $\text{COD} < 120 \text{ mg/L}$ ， $\text{BOD} < 30 \text{ mg/L}$ ，即相当于纺织印染废水处理标准 GB 4287—92 的一级标准出水。

通过深度稳定塘的处理，可使 BOD、COD 进一步降低，去除水中细菌、藻类、氮、磷等营养物质、出水澄清。由于二级生物处理出水中有机物已是较难降解的，因此 COD 去除率只有 $15\% \sim 25\%$ 左右，BOD 去除率 $30\% \sim 60\%$ 。深度稳定塘对细菌（大肠杆菌、结核杆菌等）有较好的去除能力，因此二级处理水如进入深度塘前无需加氯处理。稳定塘除藻差是存在的问题，塘内养鱼是除藻的好方法。养鱼可在塘内形成藻类—动物性浮游生物—鱼类这

一生态系统和食物链，但进塘水水质应符合《渔业水域水质标准》。

稳定塘对氮、磷的去除受温度影响大，冬季效果较差，夏天 $\text{NO}_3^- \text{-N}$ 可去除 30%，TP 可去除 70%。深度稳定塘有关工艺参数见表 12-2。

表 12-2 深度稳定塘有关工艺参数

类型	BOD 表面负荷 /[kg/(10 ⁴ m ² ·d)]	深度/m	水力停留时间/d	BOD 去除率/%
好氧塘	20~60	1~1.5	5~25	30~55
养鱼塘	20~35	1~2	>15	

12.2 印染废水的深度处理回用工艺

12.2.1 处理水再生利用的水质指标及要求

再生水水质指标按性质可分为物理指标、化学指标、生物化学指标、毒理学指标、细菌学指标等。

(1) 物理指标 主要包括浊度（悬浮物）、色度、臭味、电导率、含油量、溶解性固体、温度等。

(2) 化学指标 主要包括 pH 值、硬度、金属与重金属离子（铁、锰、铜、锌、镉、镍、锑、汞）、氧化物、硫化物、氰化物、挥发性酚、阴阳离子合成洗涤剂等。

(3) 生物化学指标

① 生化需氧量（BOD） 是在规定条件下，水中有机物和无机物在生物氧化作用下所消耗的溶解氧量（以质量浓度表示）。

② 化学需氧量（COD） 是在一定条件下，经重铬酸钾氧化处理时，水中的溶解性物质和悬浮物所消耗的重铬酸盐相对应的氧的质量浓度。

③ 总有机碳（TOC）与总需氧量（TOD） 都是用燃烧法快速测定的水中有机碳与总耗氧量，并可与 BOD、COD 建立对应的关系。

上述水质指标都是反映水污染、污水处理程度和水污染控制标准的重要指标。

(4) 毒理学指标 包括氰化物、有毒重金属离子、汞、砷、硒、酚类、各类“三致”物质（如多氯联苯、多环芳烃、芳香胺类和以总三卤甲烷为代表的有机卤化物等），以及亚硝酸盐、一部分农药和放射性物质。

(5) 细菌学指标 反映威胁人类健康的病原体污染指标，如大肠杆菌数、细菌总数、寄生虫卵、余氯等。

(6) 其他指标 包括那些在工、农业生产中或其他用水过程中对再生水水质有一定要求的水质指标。

废水经处理净化后，主要回用于农业、工业、地下水回灌、市政用水等。不同的用途对再生水水质有不同的要求。表 12-3、表 12-4 和表 12-5 分别为国家《生活杂用水水质标准》、《再生水用做冷却水的建议水质标准》、《再生水回用于景观水体的水质标准》。

12.2.2 处理水回用的典型工艺

废水的回用需要多种深度处理单元技术合理组合，这不仅与废水的水质特征、处理后水的用途有关，还与各处理工艺的互容性与经济上的可行性有关。下面列举几种印染废水二级处理出水深度处理后达到回用要求的典型工艺流程，可供参考。



表 12-3 《生活杂用水水质标准》
(CJ 25.1—89)

项 目	厕所便器冲洗、 城市绿化	洗车、扫除
浊度/度	10	5
溶解性固体/(mg/L)	1200	1000
悬浮性固体/(mg/L)	10	5
色度/度	30	30
臭	无不快感	无不快感
pH 值	6.5~9.0	6.5~9.0
BOD ₅ /(mg/L)	10	10
COD _{Cr} /(mg/L)	50	50
氨氮(以 N 计)/(mg/L)	20	10
总硬度(以 CaCO ₃ 计)/(mg/L)	450	450
氯化物/(mg/L)	350	300
阴离子合成洗涤剂/(mg/L)	1.0	0.5
铁/(mg/L)	0.4	0.4
锰/(mg/L)	0.1	0.1
游离余氯/(mg/L)	管网末端水不少于 0.2	
总大肠菌群/(个/mL)	10	5

表 12-4 《再生水用做冷却水的建议水质标准》
(CECS 61—1994)

项 目	直流冷却水	循环冷 却补充水
pH 值	6.0~9.0	6.5~9.0
SS/(mg/L)	30	—
浊度/度	—	5
BOD ₅ /(mg/L)	30	10
COD _{Cr} /(mg/L)	—	75
铁/(mg/L)	—	0.3
锰/(mg/L)	—	0.2
氯化物/(mg/L)	300	300
总硬度(以 CaCO ₃ 计)/(mg/L)	850	450
总碱度(以 CaCO ₃ 计)/(mg/L)	500	350
总溶解固体/(mg/L)	1000	1000
游离余氯/(mg/L)	—	0.1~0.2
异养菌总数/(个/mL)	—	5×10 ³

表 12-5 再生水回用于景观水体的水质标准

标准值 项 目	回用类型		标准值 项 目	回用类型	
	人体非直接接触	人体非全身性接触		人体非直接接触	人体非全身性接触
基本要求	无漂浮物、无 令人不愉快的 臭和味	无漂浮物、无 令人不愉快的臭 和味	大肠菌群(个/L)	1000	500
色度/度	30	30	余氯 ^①	0.2~1.0 ^②	0.2~1.0 ^③
pH 值	6.5~9.0	6.5~9.0	全盐量	1000/2000 ^③	1000/2000 ^③
化学需氧量(COD)	60	50	氯化物(以 Cl ⁻ 计)	350	350
五日生化需氧量(BOD ₅)	20	10	溶解性铁	0.4	0.4
悬浮物(SS)	20	10	总锰	1.0	1.0
总磷(以 P 计)	2.0	1.0	挥发酚	0.1	0.1
凯氏菌	15	10	石油类	1.0	1.0
			阴离子表面活性剂	0.3	0.3

① 为管网末梢余氯。② 1.0 为夏季水温超过 25℃ 时采用值。③ 2000 为盐碱地区采用值。

注：除 pH 值及注明单位外，其余单位为 mg/L。

工艺①是传统简单实用的二级出水深度处理流程。它利用砂滤去除水中细小颗粒物，再经消毒制取再生水，可用作工业循环冷却用水、城市市政用水（浇洒、绿化、景观、消防、补充河湖等）、居民住宅的冲洗厕所用水等杂用水，以及不受限制的农业用水等。美国、日本及西欧一些发达国家在 20 世纪 70 年代与 80 年代广泛使用这类深度处理水作为再生水，被认为是适用范围广泛、费用经济的一种安全实用的常规污水深度处理技术，在工程应用中，再生装置设施常与二级废水处理站共同建设。

当二级出水含磷不能达标时,可投加少量铝、铁、钙盐,形成磷酸铝(铁、钙)沉淀,砂滤运行方式为接触过滤。

工艺②: 二级出水→混凝→沉淀→过滤→消毒

工艺②在工艺①的基础上增加了混凝沉淀,即通过混凝进一步去除二级处理不能去除的胶体物质、磷酸根、部分重金属和有机污染物。出水水质为 $SS < 10\text{mg/L}$, $BOD_5 < 8\text{mg/L}$, 优于工艺①出水。这种再生水除适用于工艺①的再生利用范围外,还可用于地下水回灌(经进一步土地吸附过滤处理)。发达国家的城市再生水(景观、浇洒等)一般使用这类再生水。

工艺③: 二级出水→混凝→沉淀→过滤→活性炭吸附→消毒

工艺③是在工艺②的基础上增加了活性炭吸附,这对去除微量有机污染物和微量金属离子、颜色,去除病毒等有毒污染物方面效果比较明显。本工艺适用于除人体直接接触外的各种工农业再生水和城市再生水,但费用比较高。

工艺④: 二级出水→接触过滤→超滤(UF)→消毒

工艺④主要采用了膜分离技术,并采用接触过滤作为膜处理的预处理工艺,混凝剂将水中残存细颗粒经脱稳凝结成小颗粒过滤除去,以减小膜阻力,提高透水通量。通过混凝剂的电中和和吸附作用,使溶解性的有机物成为略大于膜孔径大小的颗粒,可被膜截留去除,减缓了膜污染。Wiesner 等的研究表明,当胶体表面的电位为零时,膜过滤的阻力最小,透水通量最大,这是由于此时水中残存微粒最少。将接触过滤作为超滤膜的预处理可以提高后续的膜过滤的透水通量,并且投药量很少,主要污染物去除由接触过滤承担,从而使超滤透水通量最大。接触过滤去除亲水性染料分子及溶解性残存 COD 效能较差。

工艺⑤: 二级出水→砂滤→微滤(MF)→纳滤(NF)→消毒

工艺⑤的特点是采用微滤和纳滤。微滤可截留水中胶体和细菌病毒在内的超细污染物,还可降低水中磷酸盐含量。纳滤对一价阳离子和相对分子质量低于 150 的有机物去除率低,对二价以上的高价阳离子及相对分子质量大于 300 的有机物质的选择性较强,可完全阻挡分子直径在 1nm 以上的分子,除去二级出水中 2/3 的盐度、4/5 的硬度、超过 90% 的溶解碳和 THMs 前体物,出水接近安全饮用水标准。为减少消毒副产物(DBPs)和溶解有机碳(DOC),用纳滤比传统的臭氧、活性炭便宜。目前因为纳滤价格稍贵、该流程只有当要求较高时才采用。

工艺⑥: 二级出水→颗粒活性炭吸附或氧化铁微粒过滤→超滤或微滤→消毒

工艺⑥的特点是对二级出水澄清而含有低浓度溶解性染料物质的印染废水二级处理出水利用颗粒活性炭(GAC)或氧化铁微粒过滤,可降低 COD,脱色效果好,再经超滤或微滤,出水水质好,可回用于生产。

工艺⑦: 二级出水→曝气生物滤池(BAF)→微滤→消毒

工艺⑧: 二级出水→臭氧→生物活性炭(BAC)→微滤→消毒

工艺⑨: 二级出水→投料活性污泥法(PACT)→过滤→消毒

工艺⑦~⑨采用曝气生物滤池(BAF)、生物活性炭(BAC)、投料活性污泥法(PACT)工艺,主要是针对二级出水 BOD 较高,对回用水 BOD 要求较严格的深度生物处理工艺。投料活性污泥法、曝气生物滤池可有效去除水中低分子量有机物,再利用微滤或过滤截留出水 SS。工艺⑧适用于 COD、BOD 相对较低的二级出水,而出水水质也较好。

工艺⑩: 二级出水→深度处理稳定塘

该工艺也适用于处理二级出水 COD、BOD 相对较高的水质,但当地应有土地可以利用。由于稳定塘本身也是一种景观,出水无需投氯消毒,且管理很简单,因此在很多条件下是一种可选的印染废水二级出水深度处理回用工艺。

12.2.3 印染废水深度处理回用工程

12.2.3.1 江阴九毛厂废水深度处理回用工艺

工艺流程见图 12-9。二沉池出水再经曝气生物滤池 BAF 及颗粒活性炭（GAC）深度处理可达回用要求。

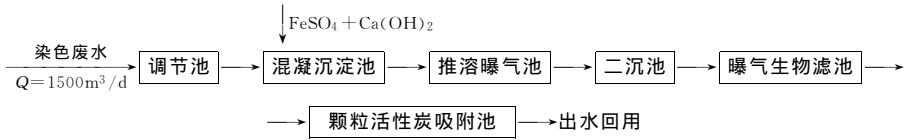


图 12-9 江阴九毛厂废水深度处理回用工艺流程

12.2.3.2 金坛江苏晨风集团缫丝废水深度处理回用工艺

工艺流程见图 12-10，有关水质数据见第 9.11 节。压力生化塔填料采用颗粒活性炭（GAC）， $N_V=3\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ， $\text{MLSS}=8\sim 10\text{g/L}$ ， $P=0.4\text{MPa}$ ，出水全部回用于冷却及生产，取得效益十分明显。

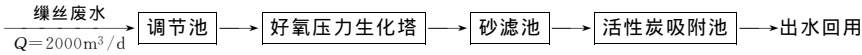


图 12-10 金坛江苏晨风集团缫丝废水深度处理回用工艺流程

12.2.3.3 张家港欧桥公司印染废水深度处理回用工艺

工艺流程见图 12-11。目前混凝气浮接触脱色出水已满足回用要求，出水 COD $5\sim 50\text{mg/L}$ ，BOD $0.4\sim 10\text{mg/L}$ ，色度 $3\sim 10$ 倍， $\text{NH}_3\text{-N}<1\text{mg/L}$ 。用于车间设备冷却水及冲地水。

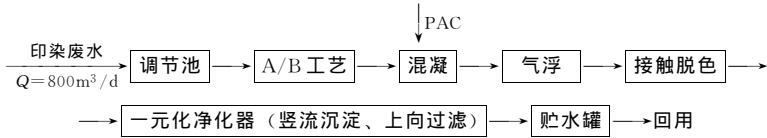


图 12-11 张家港欧桥公司印染废水深度处理回用工艺流程

主要设备参数如下。机械混凝反应：HRT=0.5h，投药 PAC=50~80mg/L；气浮池：HRT=25min， $q=2.0\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ；脱色池：接触时间 HRT=30min；一元化净化器：总停留时间 $T=2\text{h}$ ，沉淀 $q=0.8\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，过滤 $v=6\text{m/h}$ 。

12.2.3.4 美国 21 世纪水厂深度处理系统

美国洛杉矶 Orange 地区地下水由于受海水盐渍化影响，致使水源缺乏，为此建立了大规模的城市污水深度处理的 21 世纪水厂，处理量为 $5.68\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 。处理对象是城市二级污水，深度处理工艺流程见图 12-12，包括石灰除磷，吹脱除氨，碳酸化，三层滤料过滤，活性炭吸附去除残余溶解性有机物、表面活性剂、杀虫剂、色嗅物质，液氯消毒杀菌、杀病毒及折点加氯脱残氨。活性炭出水中 $1.9\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 经反渗透除盐，与消毒后出水混合压入 23 口深井（ $H=200\text{m}$ ），造成地下水屏障，防止海水向陆地渗透，并用于农田灌溉和地下水补给水源。该厂深度处理出水要求很高，因而工艺较为复杂和典型，有些具体工艺与印染废水的要求不尽相同，这里介绍这一深度处理回用工艺供学习、参考、借鉴。

（1）各工段的运行情况及主要工艺参数 化学沉淀的石灰投加量为 350mg/L，水的 pH 值为 10.8，快速搅拌混合 1min，絮凝 30min，再投加 0.2mg/L 聚合物，斜管沉淀池停留时间 1.5h。石灰污泥经重力浓缩池及离心机脱水后送入多段炉在 950°C 下进行煅烧，冷却后的石灰回用，其烟道气经冷却，洗净后送往再碳酸化。

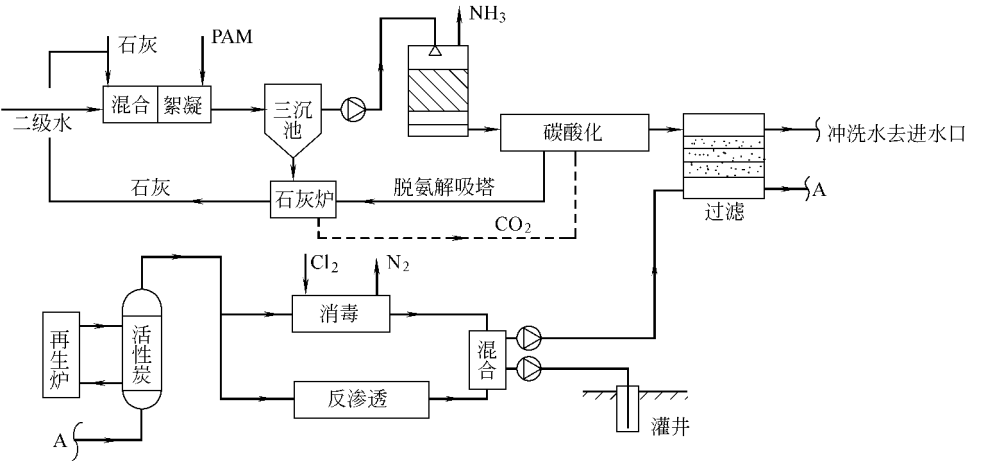


图 12-12 美国 21 世纪水厂深度处理工艺流程

氨解吸塔的水力负荷为 $0.68\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ ，空气流量为 $3000\text{m}^3/\text{m}^3$ 水。

再碳酸化池中通入烟道气，水与碳酸气接触 15min ，沉淀池中停留 40min ，碳酸钙沉淀在污泥中。

过滤池由粗煤、硅石和石榴石砂组成三层滤池，滤速 $12\text{m}/\text{h}$ 。

活性炭塔径 3.65m ，高 7.3m ，水的空塔停留时间 30min ，水力负荷 $0.2\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ 。废炭在六段炉中在 $900\sim 950^\circ\text{C}$ 下再生，产量为 5.5t 干炭/ d 。

氯化处理的投氯量为 $25\text{mg}/\text{L}$ ，用以保证杀灭所有细菌及病毒，氧化所有剩余的氨氮。

进入反渗透装置以前，进水中投加氯及结垢抑制剂，经过过滤处理后，再用两台高压泵（ 671kW ）把水加压到 $38.7\text{kg}/\text{cm}^2$ ，并注入酸，调节 pH 值到 5.5 ，然后通过渗透膜，当处理水产量达到 85% 时，除盐率达 90% 。

该水厂各单元操作对杂质的去除效果如表 12-6 所示。

表 12-6 美国 21 世纪水厂各单元操作对杂质的去除效果

污染物指标	单位	进水	化学沉淀出水	氨解吸塔出水	再碳酸化出水	过滤出水	活性炭出水	反渗透出水
pH 值		7.5	11.4		8.0			6.5
浊度	NTU	36	1.4		1.2	0.34		
电导率	$\mu\text{S}/\text{cm}$	1850	2070				1480	70
COD	mg/L	130	52				15	1.5
磷	mg/L	5	0.08					
氨氮	mg/L	45	37	5.7	0.9			
Na^+	mg/L	210						11
Ca^{2+}	mg/L	110	142	110	103			1
Mg^{2+}	mg/L	24	0.2					
SO_4^{2-}	mg/L	280						0.8
氯化物	mg/L	240			280			16
大肠杆菌	最可能数	41×10^6	<2			16	—	—
病毒	病毒蚀斑	100	2				—	—

(2) 经济指标 21 世纪水厂的基建费 (1972 年标准) 为 1200 万美元 (不包括反渗透) 折合 211 美元/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$), 运行费 0.1 美元/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$)。反渗透装置的基建费为 300 万美元, 折合 158 美元/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$), 运行费 0.14 美元/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$)。总电耗 $2.5\text{kW} \cdot \text{h}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。计算证明, 用城市污水深度处理比从远地输水到 Orange 地区要经济, 当地经济的未来发展在很大程度上依赖于城市污水再生利用的继续发展。

参 考 文 献

- 1 黄长盾等. 印染废水处理. 北京: 纺织工业出版社, 1987
- 2 张自杰等. 排水工程. 第4版. 北京: 中国建筑工业出版社, 2000
- 3 李家珍. 染料、染色工业废水处理. 北京: 化学工业出版社, 1997
- 4 高廷耀, 顾国维. 水污染控制工程. 北京: 高等教育出版社, 1999
- 5 严煦世, 范瑾初. 给水工程. 北京: 中国建筑工业出版社, 2000
- 6 钱易等. 现代废水处理新技术. 北京: 中国建筑工业出版社, 1993
- 7 贝利·G·利普泰克. 环境工程师手册. 环境工程师手册翻译组译. 北京: 中国建筑工业出版社, 1985
- 8 张林生. 水的深度处理与回用技术. 北京: 化学工业出版社, 2004
- 9 汤鸿霄. 用水废水化学基础. 北京: 中国建筑工业出版社, 1979
- 10 汪大猷. 水处理新技术及工程应用. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 11 R. E. 斯皮思. 工业废水的厌氧生物技术. 李亚新译. 北京: 中国建筑工业出版社, 2001
- 12 国家环境保护局科技处, 纺织工业部生产司. 我国几种工业废水治理技术研究. 第二分册: 纺织印染废水. 北京: 化学工业出版社, 1988
- 13 国家环境保护局. 纺织工业废水治理. 北京: 中国环境科学出版社, 1991
- 14 陈季华等. 废水处理工艺设计及实例分析. 北京: 高等教育出版社, 1990
- 15 中国化工防治污染技术协会. 化工废水处理技术. 北京: 化学工业出版社, 2003
- 16 雷乐成等. 水处理高级氧化技术. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 17 徐亚同. 废水生物处理的运行管理与异常对策. 北京: 化学工业出版社, 2004
- 18 郑元景, 沈光范, 邬扬善. 生物膜法处理污水. 北京: 中国建筑工业出版社, 1986
- 19 国家环境保护局. 氧化塘污水处理技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1991
- 20 王九思, 卯晖, 陈永志. ClO_2 氧化-间歇式活性污泥法处理印染废水的研究. 甘肃科学学报, 2001, 13 (1): 74~76
- 21 郝瑞霞, 程水源. SBR 法处理印染废水的研究. 环境科学进展, 1996, 4 (5): 56~62
- 22 彭若梦, 徐华, 曲久辉. 纺织印染废水 SBR 处理试验研究. 环境保护, 2001, (11): 19~20
- 23 何国富, 华光辉, 张波等. AB 法工艺的水处理功能及其局限性. 青岛建筑工程学院学报, 2001, 21 (7): 4~7
- 24 张雪琴, 蒋柏泉. 无泡曝气膜生物反应器处理污水的研究. 南昌大学学报 (工科版), 2003, 25 (2): 42~45
- 25 何毅. 膜生物反应器废水处理组合工艺的研究进展. 工业水处理, 2001, 21 (7): 4~7
- 26 范雪荣, 王强, 顾蓉英. 国外纺织染料的研究与进展. 印染助剂, 2003, (3): 5~8
- 27 张友松, 胡克祥. 我国变性淀粉生产现状及发展方向. 精细与专用化学品, 2003, (18): 3~5
- 28 田伟. 常用纺织染料成分的系统定性分析. 苏州丝绸工学院学报 [J], 2001, (4): 14~21
- 29 周永元. 纺织经纱上浆的进展和建议. 纺织导报, 2001, (5): 110~114, 116
- 30 王静. 纺织复合材料. 山东纺织科技, 2003, (2): 54~56
- 31 陈炜. 有关纺织材料对生活质量的影响的探讨. 纺织材料, 2003, (10): 45~47
- 32 武海良, 杨明科, 沈艳琴等. 纺织浆料的开发与环境保护, 2001, (8): 12~14
- 33 张友松. 变性淀粉生产与应用手册. 北京: 中国轻工业出版社, 1999
- 34 喻永青, 程学忠, 武海良. 纺织浆料对环境的污染与对策建议. 棉纺织技术, 2002, (2): 5~8
- 35 张仲秋. 纺织浆料助剂的功能及应用. 棉纺织技术, 2002, (2): 13~16
- 36 朱慎林等. 清洁生产导论. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 37 房宽峻. 纺织品生态加工技术. 北京: 中国纺织出版社, 2001
- 38 税永红, 张利英. 纺织工业的清洁生产. 成都纺织高等专科学校学报, 2002, 65: 13~17
- 39 吴红玲. 解析纺织行业实现清洁生产的途径. 江苏纺织, 2001, (9): 11~13
- 40 雷乐成, 张清宇. 纺织印染行业清洁生产技术. 环境工程, 1997, (6): 57~60
- 41 顾夏声. 废水生物处理数学模式. 北京: 清华大学出版社, 1982
- 42 陈翼孙, 胡斌. 气浮净水技术的研究与应用. 上海: 上海科技出版社, 1985
- 43 缪应祺. 水污染控制工程. 南京: 东南大学出版社, 2002
- 44 章非娟. 水污染工程实验. 北京: 高等教育出版社, 1988
- 45 Walter Weber J. 水质控制物理化学方法. 上海市政工程设计研究院译. 北京: 中国建筑工业出版社, 1980
- 46 Larry Benefield D, Clifford Randall W. 废水生物处理过程设计. 邢建, 段宁译. 北京: 中国建筑工业出版社, 1984
- 47 Н. Ф. БОЖАЯ. 水化学与微生物学. 周开君, 郑元景译. 北京: 中国建筑工业出版社, 1983

48 丁忠浩. 有机废水处理技术及应用. 北京: 化学工业出版社, 2002

49 杨岳平等. 废水处理工程实例及分析. 北京: 化学工业出版社, 2003

50 农业部乡镇企业司. 纺织印染工业生产与污染防治. 北京: 中国环境科学出版社, 1991

51 张林生. 混凝电解气浮法处理亲水性染料废水研究. 东南大学学报, 1999, 29 (6)

52 张林生. 染色废水的脱色方法. 化工环保, 2000, 29 (1)

53 张林生. 活性炭纤维处理染料废水脱色特性研究. 东南大学学报, 2001, 31 (1)

54 张林生. 石墨极板电解气浮法的脱色研究. 中国给水排水, 2002, 18 (4)

55 张林生. 纳滤膜的分离机理及其在染料废水处理中的应用. 工业水处理, 2003, 23 (12)

56 陈铭等. 固定化细胞技术在有机废水处理中的应用与前景. 水处理技术, 1997, 23 (2)

57 魏宏斌. 光催化氧化法的影响因素和发展趋势. 上海环境科学, 1995, 15 (4)

58 雷乐成. 光助 Fenton 氧化理论处理 PVA 退浆废水研究. 环境科学学报, 2000, 20 (2)

59 王凯军. 厌氧工艺的发展和新型厌氧反应器. 环境科学, 1998, 19 (1)

60 李玉华. 污水处理组合工艺的研究与应用. 中国给水排水, 1995, 11 (6)