

高等院校环境类系列教材

污水生物处理新技术

主 编 高艳玲 马 达

中国建材工业出版社

图书在版编目 (CIP) 数据

污水生物处理新技术/高艳玲, 马达主编. —北京:
中国建材工业出版社, 2006. 1

(高等院校环境类系列教材)

ISBN 7 - 80159 - 963 - 2

I. 污... II. ①高... ②马... III. 污水处理: 生物
处理—高等学校—教材 IV. X703. 1

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2005) 第 101890 号

内 容 简 介

本书系统阐述了城市工业污水处理的类型、特点、设计原则和运行控制方案。并通过城市污水和工业废水处理实际工程的设计运行实例, 详细介绍了污水处理常用工艺技术和新工艺技术的工艺特殊性征、设计运行参数、设计计算和应用效果。

本书可作为高等院校环境专业及其相关专业教材, 也可作为专业技术人员的参考用书。

污水生物处理新技术

主编 高艳玲 马 达

出版发行: 中国建材工业出版社

地 址: 北京市西城区车公庄大街 6 号

邮 编: 100044

经 销: 全国各地新华书店

印 刷: 北京鑫正大印刷有限公司

开 本: 787mm × 1092mm 1/16

印 张: 19.25

字 数: 473 千字

版 次: 2006 年 1 月第 1 版

印 次: 2006 年 1 月第 1 次

定 价: 29.00 元

网上书店: www.ecool100.com

本书如出现印装质量问题, 由我社发行部负责调换。联系电话: (010) 88386906

《高等院校环境类系列教材》

编 委 会

编委会主任：王立新

编委会副主任：高艳玲 张继有

委 员：万秋山 耿世刚 赵庆建 赫俊国

许春生 陆洪宇 马 达 刘满平

魏 群 金 文 王卫红

顾 问：吕炳南

《污水生物处理新技术》

编 写 组

主 编：高艳玲 马 达

副主编：刘玉忠 赵 欣 王小庆

参 编：湛晓薇 任 平 李 冬 付 征

吴燕国 雷彩虹 王国贞 朱新锋

张红艳 杨 磊 顾志彬

序 言

随着人类对环境问题认识的加深，越来越多的企事业单位需要有懂得环境保护的专业人员参与管理。这些人才的培养责无旁贷地落在了高等教育上。高等院校环境专业领域的学生应该学到最新的环境专业概念；受到最新的环境技术研究、设计、运行管理等方面的教育，并树立正确的环境保护和可持续发展的观点。

环境教育课程一般具有综合学科的性质，并需要十分关注真正的实际环境问题。学生应是活跃的思考者和知识的产生者，而不应是消极的旁观者或仅仅是他人知识和思想的接受者，学生的知识和技能应集中于对环境保护的决策和解决环境问题的实践上。环境问题的解决应采用多学科的综合方法，因此，要求学生具有综合分析问题和解决实际问题的能力。

编辑出版《高等院校环境类系列教材》的目的，就是要把现有的理论与实践经验汇集起来，传扬开去，交流出来，让更多的人看到这些成果，并通过这些成果增强学生解决相关实际环境问题的能力，为环境保护工作培养基础扎实、技术过硬的合格人才。

《高等院校环境类系列教材》的编者，有的是环境领域的专家、学者，有的是在高等院校从事环境教育的教授，有的是科研院所和企业单位的科技骨干，他们既有扎实的理论基础，又有丰富的实践经验。从而保证了本系列教材的系统性、实用性、前沿性和权威性，是一套值得推广的教材，同时对于从事相关领域教学和科学研究的人员也具有较高的参考价值和实用价值。

中国工程院院士
哈尔滨工业大学博士生导师
北京工业大学博士生导师



2005年6月

前 言

水是地球上一切生命赖以生存、人类生活和生产必不可少的基本物质，它是宝贵的自然资源。约占地球表层地壳（5km）的50%以上，覆盖地球表面积的70.8%。

地球上水的总储量约14亿 km^3 ，其中97%以上是海水。在占地球总水量约3%的淡水中，77.2%分布在南北两极地带及高山高原地带，以冰帽或冰川形式存在，22.4%以地下水和土壤水的形式存在，湖泊、沼泽水占0.35%，河水占0.01%，大气中水占0.04%。其中，便于人们取用的淡水只有河水、淡水湖水和浅层地下水，占地球总水量的0.2%左右。因此，淡水是一种极为有限的资源。

随着全球人口的不断增加和工农业的持续发展，全世界的淡水资源日益紧张。现在全世界约有80个国家存在着影响经济发展和人民生活的缺水问题。

人类的生活和生产活动，用水和排水对水的自然循环产生了量和质两方面的影响。20世纪中期以来，由于人口增长和工农业生产的发展，加剧了这种影响。排放的污水已构成了对水环境生态系统的严重污染，使地表水甚至地下水水质恶化，并致死水生动植物，危及人的生命健康。

虽然我国水资源总量非常丰富，居世界第六位，但是由于人口众多，人均占有约为世界平均的1/4，属世界缺水国家之一。由于水污染控制的相对滞后，受污染的水体逐年增加，又加剧了水资源的短缺。而中国工业化、城市化的快速发展，不可避免地会加快水污染速度。据统计，我国从20世纪80年代初以来，工农业和人口迅猛发展，每年工业废水和城市污水合计排放量已达约400多亿 m^3 ，且处理效率较低，大量废水排入天然水体，已使我国约80%的河流湖泊受到不同程度的污染。水污染已成为我国面临的严重环境问题之一。在水资源日益紧缺的今天，做好城市污水和工业废水的处理和再生利用，有利于保护水环境、保护水源，促进有限的水资源的可持续开发利用。

为减轻和消除水污染所造成的不良影响，1995年以来，国家水污染治理工作力度加大，大量污水处理设施建成并投入使用。但还存在污水处理技术不适用、工程设计和运行管理水平不高的情况。要实现我国大多数江河流域水体基本变清的目标，还需要学习研究和推广应用适合我国国情的污水处理工艺技术和设备。

本书按照针对性要强和实用的原则，科学而系统地阐述了城市工业污水处理的类型、特点、设计原则和运行控制方案。并通过城市污水和工业废水处理实际工程的设计运行实例，详细介绍了污水处理常用工艺技术和新工艺技术的工艺特殊性征、设计运行参数、设计计算

和应用效果。另外，污水处理工艺方案设计是污水处理的首要环节，一个科学合理的方案可以在达到治理目标的同时节省投资、降低成本、简化管理。目前，我国废水处理工程无论在工艺选择，还是在工程设计、施工、验收等环节尚存在种种不规范和质量不高的问题，都与缺乏规范、适用的工程技术及相关资料有很大关系。

为此，我们组织编写了《污水生物处理新技术》一书，该书的第一章由任平编写；第二、三、四章由马达、高艳玲编写；第五章由湛晓薇编写；第六章由刘玉忠编写；第七章由李冬编写；第八章由王小庆、李冬编写；第九章由王小庆编写；第十章第一节、第二节的一、二、三部分由赵欣编写，第二节的四、五、六、七部分及第三节由高艳玲、吴燕国、雷彩虹编写；第十一章、第十二章由任平编写；第十三章第一节、第二节由赵欣编写，第三节、第四节由吴燕国、杨磊、张红艳、顾志斌编写；第十四章由刘玉忠编写；第十五章由王国贞编写；第十六章由朱新锋编写。

本书编写组

2006年1月

目 录

第一篇 污水微生物特性

第一章 污泥生物控制新技术.....	1
第一节 污泥的组成及特性.....	1
第二节 污泥的分类	10
第三节 污泥膨胀的生物控制	14
第四节 污泥的生物减量技术	16
第二章 聚磷菌的研究应用	26
第一节 聚磷菌的生物学特性	26
第二节 聚磷菌在废水处理中的作用机理	29
第三节 生物除磷的影响因素	32
第三章 脱氮菌的研究应用	35
第一节 脱氮菌的生物学特性	35
第二节 脱氮菌在废水处理中的作用机理	38
第三节 生物脱氮的影响因素	44
第四章 除硫菌的研究应用	47
第一节 除硫菌的生物学特性	47
第二节 除硫菌在废水处理中的作用机理	53
第三节 生物除硫的影响因素	54

第二篇 污水处理新工艺

第五章 概述	55
第一节 污水处理新工艺的发展	55
第二节 污水处理新工艺的分类	56
第三节 部分活性污泥法生物处理工艺简介	59

第六章 A/O 与 A ² /O 污水生物处理技术	79
第一节 A/O 生物脱氮工艺	79
第二节 A ² /O 工艺	87
第七章 AB 法污水处理工艺	93
第一节 AB 法的工艺流程和基本原理	93
第二节 AB 法的性能特点	99
第三节 AB 法的设计参数及应用发展	107
第八章 ABR 法污水处理工艺	117
第一节 ABR 法的基本原理和工艺构造	117
第二节 ABR 法的性能特点	120
第三节 ABR 法的应用发展	126
第九章 SBR 污水生物处理技术	133
第一节 SBR 的工艺流程和基本原理	133
第二节 SBR 工艺的主要性能特点	139
第三节 SBR 工艺的设计参数及应用发展	142
第十章 生物膜处理技术	149
第一节 生物滤池的构造及原理	150
第二节 生物膜技术的应用及发展	160
第三节 生物膜法的运行管理	176
第十一章 废水自然净化技术	179
第一节 稳定塘	179
第二节 水体自净技术	182
第十二章 废水土地处理技术	185
第一节 地表污水处理技术	187
第二节 人工湿地污水处理技术	189
第三节 地下渗滤处理技术	196
第四节 土地处理系统的工艺设计	196
第十三章 膜材料与生物处理技术	198
第一节 膜材料的性能特点	198
第二节 膜的应用概述	201
第三节 膜生物反应器污水处理技术	206

第四节	膜的市场前景.....	226
第十四章	UASB 污水生物处理技术.....	230
第一节	UASB 的构造和基本原理.....	230
第二节	UASB 反应器的工艺设计.....	233
第三节	UASB 反应器的运行及控制要点.....	236
第四节	膨胀颗粒污泥床反应器 (EGSB).....	240
第五节	内循环 (IC) 厌氧反应器.....	241
第十五章	氧化沟污水生物处理技术.....	246
第一节	氧化沟 (OD) 的工艺流程和基本原理.....	246
第二节	氧化沟工艺的主要性能特点.....	260
第三节	氧化沟工艺的设计参数及应用发展.....	262
第十六章	污水回用技术.....	271
第一节	概述.....	271
第二节	污水回用新工艺.....	277
第三节	污水回用中存在的问题和污水回用的前景.....	287
参考文献	289

化学名称缩写及解释

1. COD 化学需氧量：水样在一定条件下，氧化 1L 水样中还原性物质所消耗的氧化剂的量。以 mg 氧/L 表示。
2. BOD 生化需氧量：表示在有氧条件下，好氧微生物氧化分解单位体积水中有机物所消耗的溶解氧的数量，通常单位为 Mg/L。
3. BOD₅ 以 5 日作为测定 BOD 的标准时间，记为 BOD₅。
4. MLSS 混合液悬浮固体：指的活性污泥法处理废水工艺中，曝气池中废水和活性污泥的悬浮固体浓度。
5. MLVSS 混合液挥发性悬浮固体：与 MLSS 比此指标不包含无机物，表示活性污泥微生物量。
6. SVI：污泥体积指数，常用 SVI₃₀ 表示，指曝气池混合液在 1 000mL 的量筒中、静置 30min 以后，1g 活性污泥悬浮固体所占的体积，单位为 mL/g。
7. SV：污泥沉降比，常用 SV₃₀ 表示，指曝气池的混合液在 100mL 的量筒中、静置 30min 以后，沉降污泥与混合液的体积之比。
8. SS：悬浮物，是将污水过滤，把滞流在过滤材料上的物质，通过烘干、称重测得。
9. DO：溶解氧，是指溶解在水中的分子氧，以每升水中所含氧的毫克数来表示。
10. TDS：溶解性总固体，也就是溶解于水中的固体的总量。
11. UASB：上流式厌氧污泥床。
12. TOD：总需氧量。
13. TOC：总有机碳，是用总有机碳仪在 900 °C 高温下将水中有机物燃烧氧化计算出的总含碳量。
14. TSS：总悬浮固体。
15. CASS：CASS/CAST/CASP（循环式活性污泥工艺）是 Goronszy 在 SBR 基础上结合生物反应动力学原理及合理的水力条件开发出的一种新工艺，CASS 工艺中污水分批次进入反应池，然后按反应、沉淀、排出上清液和闲置完成一个操作周期。
16. VOC：水中挥发性有机化合物。
17. TKN：凯式氮。
18. CFS：连续流活性污泥法（Continuous Flow System Activated Sludge Process，简称 CFS）。
19. MBR：膜生物反应器。
20. OD：氧化沟（Oxidation Ditch）又名氧化渠，实际上是活性污泥法的一种变型。因为污水和活性污泥的混合液在环状的曝气渠道中不断循环流动，有人称其为“循环曝气池”、“无终端的曝气系统”。
21. SBR：也称为间歇曝气活性污泥工艺或序批式活性污泥工艺，SBR 工艺所有的操作都在一个反应器中完成，每一个间歇反应器在处理废水时的操作过程包括如下五个阶段：
(1) 进水期（或称充水期）；(2) 反应期；(3) 沉淀期；(4) 排水（排泥）期；(5)

闲置期。

22. ABR：厌氧折流板反应器，是在 UASB 基础上开发出的一种新型高效厌氧反应器。
23. HRT：污水在反应池内的停留时间。
24. SR：慢速渗滤土地处理系统（简称 SR 系统）是将污水投配到种有植物的土壤表面，污水在流经土壤表面以及在土壤 - 植物系统内部垂直渗滤时得到净化的土地处理工艺。
25. OF：污水地表漫流处理系统。
26. FWS：自由表面流系统，废水在湿地的土壤表层流动，是人工湿地中的挺水植物系统的一种形式。
27. CW：人工湿地，是一种由人工建造和监督控制的，能净化污水，与沼泽地类似的地面。
28. NVSS：不可生物降解和惰性悬浮物量。
29. SFS：潜流系统，污水在湿地床的表面下流动，是人工湿地中的挺水植物系统的一种形式。

第一篇 污水微生物特性

第一章 污泥生物控制新技术

第一节 污泥的组成及特性

污泥中生活的微生物，由极为适应于污水的多种微生物类群组成。它们在污水中的生物膜上或活性污泥中形成一个小的生态系统和食物链的缩影。一部分有机物在食物链中被转变为 CO_2 ，使污水逐渐得到净化。

活性污泥中主要有细菌，还有酵母菌、霉菌、单细胞藻类等。此外，还有大量原生动物和少数后生动物。当然，污水性质和污染程度的不同，其微生物种类和数量会有很大差别。生物膜中微生物群体包括好氧菌、厌氧菌和兼性菌，还有真菌、藻类、原生动物以及蚊蝇的幼虫等生物。

一、细菌

(一) 形态

细菌是微小的、单细胞的、没有真正细胞核的原核生物。其大小一般只有几个微米大。一滴水里，可以含有好几千万个细菌。所以要观察细菌的形状，必须要有一架可以放大一千倍或倍数更高的显微镜。但是由于细菌本身是无色半透明的，即使放在显微镜下看起来还是比较模糊，不容易看清楚。为了要清楚地观察细菌，必须对细菌进行染色。

就菌体的外形来看，细菌可分为三大类型——球菌、杆菌和螺旋菌，如图 1 - 1 所示。

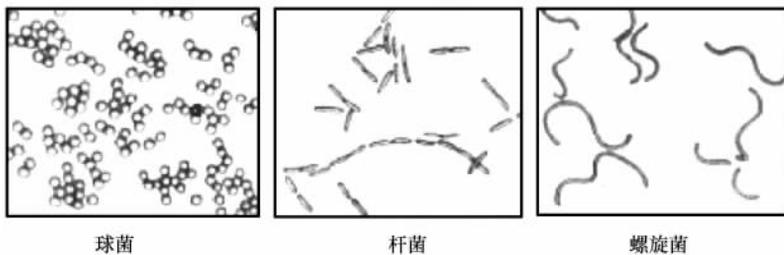


图 1 - 1 细菌的三种类型

球菌按其排列的形式，又可分为数种。例如：细菌分裂后各自分散单独存在的，称单球菌；成双存在的，称双球菌；成串的，称链球菌；四个联在一起的，称四联球菌，八个叠在一起的，称八叠球菌；积聚成葡萄状的，称葡萄球菌。肺炎球菌、脑膜炎球菌、尿小球菌、产甲烷八叠球菌等都是球状细菌。球菌直径一般为 $0.5 \sim 2\mu\text{m}$ 。

杆菌一般长 $1\sim 5\mu\text{m}$ ，宽 $0.5\sim 1\mu\text{m}$ 。大肠杆菌、伤寒杆菌、假单胞菌和布氏产甲烷杆菌都属于这一类细菌。

螺旋菌的宽度常在 $0.5\sim 5\mu\text{m}$ 之间，长度则因种类的不同而有很大差异（约 $5\sim 15\mu\text{m}$ ）。只有一个弯曲的螺旋状细菌称为弧菌，如霍乱弧菌、纤维弧菌等。

以上三种形态（球状、杆状和螺旋状）是细菌的基本形态。各种细菌在其初生时期或适宜的生活条件下呈现它的典型形态。这些形态特征是鉴别菌种的依据之一。

（二）分类

根据呼吸类型的不同，细菌分为好氧菌（需氧菌）、厌氧菌（厌气菌）和兼性菌（兼气菌）三类。好氧菌生活时需要氧气，没有氧气就无法生存。它们在有氧的条件下，可以将有机物分解为二氧化碳和水。这个物质分解的过程叫好氧分解。厌氧菌只有在没有氧气的环境中才能生长，如果有了氧气对它还有毒害作用。它们在无氧条件下，可以将复杂的有机物分解成较简单的有机物和二氧化碳等。这个过程称为厌氧分解。兼性菌则既可在有氧环境中生活，也可在无氧环境中生长。在自然界中大部分细菌属于这一类。

对于其他微生物来说，都可以根据它们生活时是否需要氧气分别列入好氧、厌氧和兼性这三大类中。

研究表明，当水中溶解氧高于 $0.2\sim 0.3\text{mg/L}$ 时，兼性菌利用氧气进行新陈代谢；而当溶解氧低于上述数字时，它们同厌氧菌一样，生活时不需要氧气。废水处理中起主要作用的是细菌。

二、丝状菌

丝状微生物是一大类菌体相连而形成丝状的微生物的统称，其中包括丝状细菌、丝状真菌、丝状藻类等。

丝状微生物的功能与结构形态密切相关，长丝状形态有利于其在固相上附着生长，保持一定的细胞密度，防止单个细胞状态时被微型动物吞食；细丝状形态的比表面积大，有利于摄取低浓度底物，在底物浓度相对较低的条件下比胶团菌增殖速度快，而在底物浓度较高时比胶团菌增殖速度慢。许多丝状微生物表面具有胶质的鞘，能分泌黏液，黏液层能够保证一定的胞外酶浓度，并减少水流对细胞的冲刷，其中还含有特定的抗体，以防止其他生物附着。

丝状微生物种类繁多，对生长环境要求低。其本身生理生长特性很特别：增殖速率快、吸附能力强、耐缺氧能力以及在低基质浓度条件下的生活能力都很强，因此在废水生物处理生态系统中存活种类多，数量大。如何使丝状微生物相互聚集，使之在废水处理中达到较好的泥水分离效果，如何确定丝状微生物同其他微生物的相互作用，以及不同丝状微生物的最适需氧量等，都是需要进一步研究的问题。

（一）放线菌

放线菌是一种有细长分枝的单细胞菌丝体，它的菌体由不同长短的纤细的菌丝组成。菌丝相当长，约在 $50\sim 600\mu\text{m}$ 之间，直径与细菌的大小较接近，一般约 $0.5\sim 1\mu\text{m}$ ，最大不超过 $1.5\mu\text{m}$ ，内部相通，一般没有隔膜。菌丝分两部分：伸入营养物质内或漫生于营养物质表面吸取养料的菌丝，称为营养菌丝。当营养菌丝发育到一定程度，就会在它上面生长出伸向空中的菌丝，这部分菌丝叫做气生菌丝。气生菌丝的顶端能形成孢子丝，产生孢子，叫分

生孢子（也叫气生孢子），见图 1 - 2。

孢子对于不良的外界环境有较强的抵抗能力。散落的孢子遇到适宜条件就萌发出菌丝，菌丝分枝再分枝，最后形成网状的菌丝体。放线菌容易在培养基上生长，固体培养基上的菌落通常是由一个孢子或一小块营养菌丝形成的一团有分枝的细丝。菌落表面常呈粉末状或皱褶状，有的则呈紧密干硬的圆形，有的属的菌落为糊状。不同的放线菌的菌落呈不同的颜色，如无色、白、黑、红、褐、灰、黄、绿等颜色。菌落的正面和背面的颜色往往不同，正面是孢子的颜色，背面是营养菌丝及它所分泌的色素的颜色。放线菌菌落不易被接种环挑起。这些特征都是鉴定菌种的重要依据。



图 1 - 2 横隔分裂方式形成孢子
1—孢子丝中形成隔膜；2—沿横隔膜形成孢子；
3—成熟的孢子

大多数放线菌是好氧性的。一般生长最适宜的 pH 值为 7~8，也就是中性偏碱。最适宜的温度为 25~30℃。放线菌多数是腐生性的，也有寄生性的，有些寄生种能使动植物致病。不少抗菌素（约占目前已知抗菌素的 2/3）是由放线菌产生的，其中有链霉素、氯霉素、土霉素、四环素等。

（二）铁细菌

水中常见的铁细菌有多孢泉发菌、赭色纤发菌和含铁嘉利翁氏菌等。铁细菌一般都是自养的丝状菌。

多孢泉发菌的丝状体不分枝，附着在坚固的基质上，基部和顶端有差别。鞘清楚可见，顶端薄而无色，基部厚并被铁所包围。细胞有圆筒形的和球形的，可产生球形的分生孢子。

赭色纤发菌的丝状体有鞘，呈黄色或褐色，被氢氧化铁所包围。在地面水中广泛分布。

含铁嘉利翁氏菌是有柄的细菌，绞绳状对生分枝，没有证明有鞘存在。因为还没有发现其他细菌有这种形状，所以这种扭曲的丝状体很容易鉴定。当卷曲的环被附着的铁所包围时，其丝状体就好象一串念珠。这种细菌也广泛地分布于自然界中。

铁细菌一般能生活在含氧少但溶有较多铁质和二氧化碳的水中。它们能将其细胞内所吸附的亚铁氧化为高铁，从而获得能量。

（三）硫磺细菌

硫磺细菌一般也都是自养的丝状细菌。它们能氧化硫化氢、硫磺和其他硫化物为硫酸，从而得到能量。在给排水工作中比较常见的硫磺细菌有贝日阿托氏菌（又称白硫磺菌）和发硫细菌等。

贝日阿托氏菌是一类漂浮在池沼上的硫磺细菌，其丝状体是由一串细胞相联接并为共同的衣鞘所包围，细菌的细胞内一般含有很多硫磺颗粒。它们的丝状体不分枝，单个分散，不固着于其他物体上生长，能进行匍匐运动，或呈直线或呈曲线，并经常改变行动方向。有些贝日阿托氏菌的个体很大，如奇异贝日阿托氏菌的丝状体的宽度可达 16~45μm；有些种，如最小贝日阿托氏菌的丝状体则只有 1μm 宽。

发硫细菌也是一种不分枝的丝状细菌，可固着在其他物体上生长。

硫磺细菌氧化硫化氢或硫磺为硫酸，同时同化 CO₂，合成有机成分。如果环境中硫化氢充足，则形成硫磺的作用大于硫磺被氧化的作用，其结果是在菌体内部积累了很多硫粒。当

硫化氢缺少时，硫化氢氧化化的作用就大于硫磺形成的作用，这时体内硫粒逐渐消失。完全消失后，硫磺细菌死亡或进入休眠状态，停止生长。

此外，还有一类所谓硫化细菌，它们能氧化硫化氢、硫或硫代硫酸盐为硫酸，但不积存硫粒于细胞中。

（四）球衣细菌

球衣细菌大多数具有假分枝。当皮鞘内的一个细菌细胞从皮鞘的一端游出，吸附在另一个球衣细菌的菌丝体上，并发育成菌丝体，即形成假分枝。假分枝看起来好像是分枝，实际上与旁边的菌丝体并无关系。

球衣细菌是好氧细菌，在溶解氧低于 0.1mg/L 的微氧环境中仍能较好地生长（也有资料介绍，球衣细菌在微氧环境中生长得最好，若氧量过大，反而影响它的生长），其生长适宜的 pH 值范围约为 6~8，适宜的生长温度在 30℃ 左右，在 15℃ 以下生长不良。球衣细菌在营养方面对碳素的要求较高，反应灵敏，所以大量的碳水化合物能加速球衣细菌的繁殖。此外，球衣细菌对某些杀虫剂，如液氯、漂白粉等的抵抗力不及菌胶团。这些生理上的特征，都是生产上控制球衣细菌的重要依据。

球衣细菌分解有机物的能力很强。在废水处理设备正常运转中有一定数量的球衣细菌，对有机物的去除是有利的。上海某加速曝气池的生产试验表明，只要污泥不随水流出，即使球衣细菌多一些，有机物的去除率仍是很高的。

但是，丝状细菌，特别是球衣细菌，在废水处理的活性污泥中大量繁殖后，会使污泥结构极度松散，使污泥因浮力增加而上浮，引起所谓污泥膨胀，影响出水水质。上海某加速曝气池的生产试验还发现，丝状细菌对膨胀污泥的影响也很大。

还发现枯草杆菌和大肠杆菌也能引起污泥膨胀。枯草杆菌的发育过程并不像普通细菌那么简单，而是有比较复杂的生活史，在其生长的某一阶段能形成链条状的形态。大肠杆菌的生活史虽简单，但它的个体形态不是固定不变的，它虽是杆菌，但有时短似球形，有时则呈链条状。当这两种细菌的链条状形态大量存在时，就能引起污泥膨胀，不利于污泥的沉淀。

三、真菌

真菌是低等的真核微生物，其构造比细菌复杂。它的种类繁多，包括单细胞的酵母菌和呈丝状的多细胞霉菌（包括各种蕈子，如可食用的蘑菇、香菇等）。它们都具有明显的真正细胞核。没有叶绿素，不能进行光合作用，是腐生的或寄生的。真菌的形态有单细胞和多细胞两种形式。与废水生物处理有关的是单细胞的酵母菌和多细胞的霉菌（霉菌也有单细胞的）。

（一）酵母菌

酵母菌是单细胞的真菌（也有多个细胞相互连接成菌丝体的），我们称之为假菌丝。其细胞形态为圆形、卵圆形或圆柱形，内含有细胞核，核呈圆形或卵形，直径约 1 μ m，外围有明显的细胞壁。其菌体比细菌大十几倍至几十倍，一般长 8~10 μ m，宽约 1~5 μ m。

将酵母菌接种在固体培养基上，在适宜的温度下培养一定时间，可形成圆形菌落，通常呈白色或红色，大小约与细菌菌落相同，其表面湿润有光泽，带黏性，培养时间较长的菌落呈皱缩状，较干燥。酵母菌生长在中性偏酸（pH 值 4.5~6.5）的条件下较好。

大多数酵母菌都是以出芽方式进行无性繁殖，先在细胞一端长出突起，接着细胞核分裂

出一部分并进入突起部分，突起部分逐渐长大成芽体。由于细胞壁的收缩，使芽体与母体细胞相隔离。成长的芽体可能暂时与母细胞联合在一起，也可能立即与母细胞分离。有些酵母具有有性生殖，它们以子囊孢子进行繁殖。

（二）霉菌

霉菌是多细胞的腐生或寄生的丝状菌，具有一种由分枝的、丝状的菌丝所组成的叶状体。这种菌丝比放线菌的菌丝粗几倍到几十倍，与放线菌相像，也分为两部分：一部分是营养菌丝，伸入营养物质内摄取营养；另一部分是气生菌丝，伸入空气中形成孢子和释放孢子。大多数霉菌菌丝的内部有隔膜，把菌丝分成若干小段，每个小段就是一个细胞，菌丝中的隔膜是细胞中的细胞壁，如青霉、曲霉等都属于这种多细胞的类型。由一个细胞组成的没有隔膜的菌丝，称为单细胞菌丝体，如毛霉、根霉等。霉菌的细胞壁与细菌不同，它主要由几丁质或纤维素组成。除少数水生低等真菌含纤维素外，大部分霉菌细胞壁由几丁质组成。

霉菌的繁殖能力很强，而且方式多样，分无性繁殖和有性繁殖两大类。无性繁殖是许多霉菌的主要繁殖方式，产生孢囊孢子、分生孢子、节孢子和厚垣孢子等无性孢子。有些霉菌在菌丝生长后期以有性繁殖方式形成有性孢子进行繁殖。有性繁殖方式是真菌系统分类的依据。由于霉菌产生的无性孢子数量多，体积小而轻，因此可随气流或水流到处散布。当温度、水分、养分等条件适宜时，便萌发成菌丝。因为霉菌的代谢能力很强，特别是对复杂的有机物（如纤维素、木质素等）具有很强的分解能力，所以霉菌在固体废气物的资源化及处理过程中具有重要作用。

将霉菌接种到固体培养基上，在一定温度条件下，经过一定时间的培养，可在培养基上长出绒毛状的或絮状的圆形菌落，其菌落比其他微生物的大，有的可无限制地扩展。

霉菌都是依靠有机物生活的微生物，能分解碳水化合物、脂肪、蛋白质及其他含氮有机化合物。大多数霉菌生活时需要氧气。适宜的生活温度在 20~30 之间，适宜的 pH 值范围为 4.5~6.5。因为它们既能产生有机酸，也能产生氨去调整酸碱度，所以某些种类可以生存于 pH 值 1~10 之间的环境中。这对工业废水的生物处理有着重要的意义。

未受污染的天然水，一般很少含有真菌。如河道受到严重污染，就可在河底的灰白色沉积物中发现真菌。污水中霉菌的种类相当多，例如节水霉。

在活性污泥法的废水处理构筑物内，真菌的种类和数目一般没有细菌和原生动物多，其菌丝常能用肉眼看到，形如灰白色的棉花丝，粘着在沟渠或水池的内壁（粘着的丝状物中，除真菌外，还可能有一些丝状细菌）。在生物滤池的生物膜内，真菌形成广大的网状物，可能起着结合生物膜的作用。在活性污泥中，若繁殖了大量的霉菌，也会引起污泥膨胀。

某些霉菌如镰刀霉等能有效地氧化分解无机氰化物（ CN^- ），去除率可达 90% 以上，对有机氰化物（腈）的处理效果则差些。因此，国内外都在进行利用霉菌处理含氰等废水的研究。另外，由于某些霉菌的蛋白质含量较高，可利用这些霉菌进行废水的单细胞蛋白处理。

四、藻类

（一）藻类的形态及生理特征

藻类是一种低等植物，它们的种类很多，有单细胞的，也有多细胞的，按照其形态构造、色素组成等特点，藻类可分为十纲，主要的有蓝藻、绿藻、硅藻、褐藻和金藻等。蓝藻

是原核生物，故又称蓝细菌。

藻类一般是无机营养的，其细胞内含有叶绿素及其他辅助色素，能进行光合作用。在有光照时，能利用光能，吸收二氧化碳合成细胞物质，同时放出氧气。在夜间无阳光时，则通过呼吸作用取得能量，吸收氧气同时放出二氧化碳。在藻类很多的池塘中，昼间水中的溶解氧往往很高，甚至过饱和，夜间溶解氧会急骤下降。

藻类可以在 pH 值为 4~10 之间生长，适宜的 pH 值则为 6~8。

蓝藻是单细胞或丝状的群体（由许多个体聚集而成），其细胞中除含有叶绿素等色素外，还含有多量的藻蓝素。因此藻体呈蓝绿色，有时带黄褐色甚至红色。在水池、湖泊中生长茂盛时，能使水色变蓝或其他颜色，有的蓝藻并能发出草腥味或霉味。蓝藻能适应的温度范围很广，在温度高达 85 的温泉中能大量繁殖，在多年不融化的冰上也能生长，但一般喜欢生长于较温暖的地区或一年中温暖的季节。湖泊中常见的蓝藻有铜色囊藻、曲鱼腥藻等。在污水中或潮湿土地上常见的有灰颤藻和大颤藻。蓝藻是引起水体富营养化的主要藻类之一。

有些蓝藻大量繁殖时，对牲畜有毒害作用。

绿藻是一种单细胞或多细胞的绿色植物。有些绿藻的个体较大，如水棉、水网藻等，有些则很小，必须用显微镜才能看到，如小球藻等。其细胞中的色素以叶绿素为主，并含有叶黄素和胡萝卜素。有的绿藻有鱼腥或青草的气味。绿藻的大部分种类适宜在微碱性环境中生长。常见的绿藻有小球藻、栅藻、衣藻、空球藻和团藻等。大部分绿藻在春夏之交和秋季生长得最旺盛。绿藻也是引起水体富营养化的主要藻类之一。

硅藻为单细胞或单细胞的群体，细胞内含有黄色素、胡萝卜素和叶绿素等。它的主要特点是细胞壁中含有大量的硅质，形成一个由两片合成的硅藻壳体。硅藻适宜在较低温度中生长，在春秋两季和冬初生长最好。一般硅藻产生香气，也有发出鱼腥气的。水中常见的硅藻有纺锤硅藻、丝状硅藻、旋星硅藻和隔板硅藻等。

金藻中有一种称为黄群藻的，能发出强烈的臭味，并使水味变苦。水中含量即使极少（1/250 万），人们也能觉察出来。

（二）藻类在给水排水工程中的作用

藻类对给水工程有一定的危害性。当它们在水库、湖泊中大量繁殖时，会使水带有臭味，有些种类还会产生颜色。水中有大量藻类时还可能影响水厂的过滤工作。

由于细菌以外的各种微生物的大小有时相差较大，如果像细菌那样计算单位体积水内的菌数，意义不大，所以一般以其所占面积来衡量水受污染的程度，单位常用“标准面积单位/mL”，一个“标准面积单位”等于 $400\mu\text{m}^2$ 。水源水中藻类每毫升达到 500~1 000 标准面积单位时，自来水用户中个别人就会有意见；达到 1 000~2 000 标准面积单位时，一般都会有一些意见；超过 2 000 标准面积单位时，就有较明显的臭味了。而如果水中含有黄群藻，则即使数量极少，也能产生强烈的气味而使水不适于饮用。

在排水工程中可利用污水养殖藻类。藻类光合作用放出的氧气则可被好氧微生物利用来氧化分解水中的有机污染物。这样一方面可收获大量有营养价值的藻类，另一方面也净化了污水。废水处理中使用的氧化塘主要就是利用藻类来供应氧气的。天然水体自净过程中，藻类也起着一定的作用。

氮和磷是藻类生长所需要的两种关键性元素。用传统的二级处理法处理废水不能有效地

去除它们。当前，由于大量洗涤剂的使用和工业、农业废水的排放，废水中常含有较多的氮和磷，因此可能使受纳水体中的藻类大量繁殖，产生所谓富营养化污染，造成多种危害，例如，使净化水质的工作发生困难；在夜间或藻类死亡后消耗大量氧气，因而可能危及水生生物（鱼类等）的生存；严重时，甚至使湖泊变为沼泽或旱地。遇到这种情况，就需对废水进行深度处理。

五、原生动物

（一）形态

原生动物门属真核原生生物界，是单细胞的微型动物，由原生质和一个或多个细胞核组成。原生动物和多细胞动物相同，具有新陈代谢、运动、繁殖、对外界刺激的感应性和对环境的适应性等生理功能。原生动物个体很小，长度一般在 $100 \sim 300 \mu\text{m}$ 之间。它们都具有细胞膜。多数种属的细胞膜结实而富有弹性，从而使原生动物本体保持一定的体形。但也有一些种属，例如变形虫，只有一层极薄的原生质膜，不能保持固定的体形。原生动物一般具有一个或两个以上的细胞核，其形状多种多样，它们在其细胞内产生形态的分化，形成了能够执行各项生命活动和生理功能的胞器。在运动胞器方面有鞭毛、伪足和纤毛；在营养胞器方面有胞口、胞咽和食物泡；用以排出废料和调节渗透压的胞器有伸缩泡等。有些种类的原生动物的细胞膜内分布着肌丝，具有收缩变形的功能。

（二）营养方式

原生动物的营养方式分为以下几类：

1. 动物性营养，以吞食细菌、真菌、藻类或有机颗粒为生，绝大多数原生动物为动物性营养，有些具有胞口、胞咽等摄食器；
2. 植物性营养，在有阳光的条件下，一些含色素的原生动物可利用二氧化碳和水进行光合作用合成碳水化合物，如植物性鞭毛虫，但种类和数量都很少；
3. 腐生性营养，以死的机体或无生命的可溶性有机物质为生；
4. 寄生性营养，以其他生物的机体（即寄主）作为生存的场所，并获得营养和能量。

（三）分类

1981 年国际原生动物学会公布了原生动物分类系统，其中在水处理中常见的有三类：

1. 肉足类，其细胞质可伸缩变动而形成伪足，作为运动和摄食的胞器，运动速度达 $3 \mu\text{m/s}$ 。典型的肉足类为变形虫属、简便虫属、表壳虫属和鳞壳虫属等；
2. 鞭毛类，具有一根或一根以上的鞭毛。鞭毛长度与其体长大致相等或更长些，是运动器官。鞭毛虫又可分为植物性鞭毛虫和动物性鞭毛虫，常见的植物性鞭毛虫有滴虫属、屋滴虫属和眼虫属等，常见的动物性鞭毛虫有波豆虫属、尾波虫属等。鞭毛虫的运行速度达 $15 \sim 300 \mu\text{m/s}$ ；
3. 纤毛类，原生动物周身表面或部分表面具有纤毛，作为行动或摄食的工具，具有胞口、口围、口前庭和胞咽等司吞食和消化的细胞器官，分为游泳型和固着型两种，游泳型包括漫游虫属、草履虫属、肾形虫属、斜管虫属等，固着型常见的有钟虫属、累枝虫属、盖虫属、聚缩虫属、盾纤虫属和壳吸管虫属等，纤毛类运动速度较快，可达 $200 \sim 1\,000 \mu\text{m/s}$ 。

（四）作用

对废水处理起作用的主要是细菌，细菌数量多，分解有机物的能力强，并且繁殖迅速。

其次则是原生动物，这是因为原生动物在污水中的数量也不少，常占微型动物总数的 95% 以上，并且也有一定的净化能力和可作为指示生物，用以反映活性污泥和生物膜的质量以及废水净化的程度。

在氧化塘一类的构筑物中，藻类的作用则比原生动物更重要，当然细菌还是起最主要的作用。

1. 原生动物对废水净化的影响

动物性营养型原生动物，如动物性鞭毛虫、变形虫、纤毛虫等能直接利用水中的有机物质，对水中有机物的净化起一定的积极作用。但是这些原生动物是以吃细菌为主的，它们直接提高有机物去除率的作用，还需进一步研究。

在活性污泥法中，纤毛虫可促进生物絮凝作用。活性污泥凝聚得好，就会在二次沉淀池中沉降得好，从而改善出水水质。细菌本身也有凝聚作用，但纤毛虫能促进凝聚。科兹 (Curds) 在 1963 年通过实验，证明小口钟虫、褶累枝虫和尾草履虫等纤毛虫能分泌一些促进凝聚的糖类和黏朊。他甚至认为在微生物凝聚过程中纤毛虫比细菌起的作用更大些。

纤毛虫能大量吞食细菌，特别是游离细菌，因此可改善生物处理法出水水质。科兹等人在实验室条件下进行实验，发现曝气池在没有纤毛虫条件下运转 70d，出水中游离细菌平均为 100 ~ 160 百万个/mL，出水很浑浊；当接种了纤毛虫（节盖虫、苔藓伪瞬目虫和贪食织毛虫），出水中游离细菌立刻降至 1 ~ 8 百万个/mL，出水很清澈。同时，加入纤毛虫后出水的其他指标也有改善见表 1 - 1。他们认为纤毛虫除掠食细菌外，还有一定程度的净化作用。

表 1 - 1 纤毛虫在废水净化中的作用

项 目	未加纤毛虫	加入纤毛虫
出水平均 BOD ₅ (mg/L)	54 ~ 70	7 ~ 24
过滤后 BOD ₅ (mg/L)	30 ~ 35	3 ~ 9
平均有机氮 (mg/L)	31 ~ 50	14 ~ 25
悬浮物 (mg/L)	50 ~ 73	17 ~ 58
沉降 30min 的悬浮物 (mg/L)	37 ~ 56	10 ~ 36
100nm 时的光密度 (mg/L)	0.340 ~ 0.517	0.051 ~ 0.219

2. 以原生动物为指示生物

由于不同种类原生动物对环境条件的要求不同，对环境变化的敏感程度也不同，所以可以利用原生动物种群的生长情况，判断生物处理构筑物的运转情况及废水净化的效果。原生动物的形体比细菌大得多，以低倍显微镜即可观察，因此以原生动物为指示生物是较方便的。

对废水处理构筑物中的原生动物进行镜检时，需注意以下几方面：①原生动物种类的组成；②种类的数量变化；③各种群的代谢活力。

在生物处理构筑物中会有一些常见种类。根据湖北省水生生物研究所的观察和分析，在我国一些污水处理厂的活性污泥中，最常见的纤毛虫是小口钟虫、沟钟虫、八钟虫、领钟虫、瓶累（等）枝虫、褶累（等）枝虫、关节累（等）枝虫、集盖虫、微盘盖虫、彩盖虫、螳状独缩虫、有肋楯纤虫、卑怯管叶虫；肉足类是蛞蝓变形虫、点滴筒变虫、小螺足虫；鞭毛虫是尾波豆虫、梨波豆虫、粗袋鞭虫等。

由于大多数原生动物都是广栖性的，即能忍受很宽的环境范围，所以某些种类的少量出

现并不能完全说明构筑物的处理效果，必须注意各种类的数量变化。研究表明，当活性污泥法曝气池的有机负荷、曝气时间、有机物去除率等大幅度变化时，种类组成差别相当小，而各主要种类的数量变化则是很大的。这说明原生动物的对溶解氧的有无很敏感，特别是普通的钟虫，当水中溶解氧含量适中时，很活跃；当溶解氧少于 1mg/L 时，就很不活跃，前端会出现一个大气泡（也有人发现氧过多时钟虫前端也会有大气泡）。所以，钟虫前端出现气泡，往往说明充氧气不正常，水质将变坏。此外，环境条件恶劣时，也发现钟虫尾柄脱落，虫体变形，甚至变成圆柱形，如果环境不改善，则虫体越变越长，以致死亡。等枝虫对恶劣环境的耐受力一般比普通钟虫强。根据有些废水处理站的运转经验，在处理含硫废水时，当含硫量提高到 100mg/L，其他原生动物均不出现了，普通钟虫大大减少，而等枝虫仍正常生活。原生动物生长适宜的 pH 范围与细菌和藻类的相仿，但很多原生动物对于毒物的影响比细菌敏感，所以在废水生物处理系统中根据原生动物的变化情况，常可在细菌受到的影响之前采取适当的措施。

一般情况下，在活性污泥的培养和驯化阶段中，原生动物种类的出现和数量的变化往往按一定的顺序进行。在运行初期曝气池中常常出现鞭毛虫和肉足虫。若钟虫出现且数量较多，则说明活性污泥已成熟，充氧正常。例如，湖北省水生动物研究所在武汉印染厂的活性污泥观察到，当有柄纤毛虫数量最多时，溶解氧为 1~3mg/L，污泥的性能良好。在正常运行的曝气池中，如果固着型纤毛虫减少，游泳型纤毛虫突然增加，表明处理效果将变坏。

除原生动物的种类和数量外，还应注意各种群的代谢能力。例如，纤毛虫在环境适宜时，用裂殖方式进行生殖；当食物不足，或溶解氧、温度、pH 值不适宜，或者有有毒物质超过其忍受限度时，就变为接合生殖，甚至形成孢囊以保卫其身体。所以，当观察到纤毛虫活动力差，钟虫类口盘缩进、伸缩泡很大，细胞质空泡化、活动力差、畸形、接合生殖、有大量孢囊形成等现象时，即使虫类较多，也说明处理效果不好。

根据以上叙述可知，在废水的生物处理厂（站）中应对原生动物进行长期的显微镜观察，以掌握本厂正常运转时常见的而且数量多的种类。然后根据日常的镜检结果，就可对废水处理的效果进行评判。如果发现偶然见到的种类突然猛增或其他不正常现象，就说明运转出现了问题，应及时采取补救措施，以保证处理工作的正常运行。

应当指出，无论用原生动物或者其他的微型动物做指示生物，使用时都要谨慎，因为它们虽然可以直接在显微镜下观察，但作为指示生物都还没有正确的定型方法，目前只能起辅助理化分析的作用。

六、后生动物

后生动物也称多细胞动物，其机体不像原生动物，是由多细胞组成。在水处理工作中常见的后生动物主要是多细胞的无脊椎动物，包括轮虫、甲壳类动物和昆虫及幼虫等。

（一）轮虫

轮虫（Rotifers）是多细胞动物中比较简单的一种。其身体前端有一个头冠，头冠上有一列、二列或多列纤毛形成纤毛环。纤毛环经常摆动，将细菌和有机颗粒等引入口部，纤毛环还是轮虫的行动工具。轮虫就是因其纤毛环摆动时状如旋转的轮盘而得名。轮虫有透明的壳，两侧对称，体后多数有尾状物。

轮虫以细菌、小的原生动物和有机颗粒污泥等为食物，所以在废水的生物处理中有一定

的净化作用。

在废水的生物处理过程中，轮虫也可作为指示生物。当活性污泥中出现轮虫时，往往表明处理效果良好，但如数量太多，则有可能破坏污泥的结构，使污泥松散而上浮。活性污泥中常见的轮虫有转轮虫、红眼旋轮虫等。

轮虫在水源水中大量繁殖时，有可能阻塞水厂的砂滤池。

（二）甲壳类动物

通常提到甲壳类动物就会使人想到虾类。水处理中遇到的多为微型甲壳类动物，这类生物的主要特点是具有坚硬的甲壳。在给水处理工程中常见的甲壳类动物有水蚤和剑水蚤。它们以细菌和藻类为食料。它们若大量繁殖，可能影响水厂滤池的正常运行。氧化塘出水中往往含有较多藻类，可以利用甲壳类动物去净化这种出水。

（三）其他小动物

水中有机淤泥和生物黏膜上常生活着一些其他小动物，如线虫和昆虫（包括其幼虫）等。在废水生物处理的活性污泥和生物膜中都可发现线虫。线虫的虫体为长线形，在水中的一般长 0.25 ~ 2mm，断面为圆形。有些线虫是寄生性的，在废水处理中遇到的是独立生活的。线虫可同化其他微生物不易降解的固体有机物。

在水中可被发现的小虫或其幼虫还有摇蚊幼虫、蝇幼虫和颤蚯蚓等，这些生物都可用作研究河川污染的指示生物。

动物生活时需要氧气，但微型动物在缺氧的环境里也能数小时不死。一般说，在无毒废水的生物处理过程中，如无动物生长，往往说明溶解氧不足。

第二节 污泥的分类

城市污水厂和给水厂以及工业废水处理站在生产过程中不断地排出大量污泥。这里只介绍废水污泥分类。

一、按照废水处理工艺不同，可将污泥分为悬浮污泥、颗粒污泥和生物膜

（一）悬浮污泥

悬浮污泥是污水活性污泥处理系统的工作主体，是由细菌、微型动物为主的微生物与悬浮物质、胶体物质混杂在一起所形成的絮状体颗粒。良好的悬浮污泥具有很强的吸附分解有机物的能力和良好的沉降性能，絮体的大小约为 0.02 ~ 0.2mm，多为茶褐色，微具土壤味，密度约为 1.005g/cm³，含水率 99% 左右。悬浮污泥中生存着各种微生物，构成了复杂的微生物相。在多数情况下，悬浮污泥中的主要微生物是细菌，伴之以营腐生的原生动物构成基本营养层次，然后是以细菌为食的掠食性原生动物占优势。

（二）颗粒污泥

在高速率的上流式废水厌氧生物处理中，我们往往能看到反应器中存在着颗粒污泥。颗粒污泥最重要的特征是它具有较高的沉降速度和高的比产甲烷活性。颗粒污泥实际上是微生物固定化的一种形式。污泥外表具有相对规则的球形或椭圆形外观，成熟的颗粒污泥表面清晰，其直径多在 0.5 ~ 5.0mm。颗粒污泥的颜色以黑色或深浅不同的黑灰色居多。颗粒污泥中的黑色来源于 Fe、Ni、Co 或其他金属硫化物的沉淀。

在放大镜下即可观察到颗粒污泥表面有一些孔隙。这些孔隙被认为是底物与营养物质传递的通道。颗粒污泥内部产生的气体也由这些孔隙逸出。颗粒污泥的剖面显示出来污泥靠近外表面的部分细胞密度大，颗粒内部区域较为松散。直径较大的颗粒污泥往往有一个空的内腔，这是由于底物和营养不足而引起细胞的自溶。大而空的颗粒污泥易于破裂，其破裂的碎片成为新生的颗粒污泥的内核。一些大的颗粒污泥由于内部气体不易释放出而易于上浮。

颗粒污泥微生物组成中类似产甲烷丝菌属的细菌占有相当大的比例。此外，各种各样不同类型的细菌以微小菌落的形式随机地分布在颗粒污泥中。通过采用改良最近似数菌检法和免疫荧光技术，发现这些微小菌落主要由产甲烷丝菌和以产甲烷短杆菌为主的互生菌组成。由于产甲烷短杆菌比其他利用氢的产甲烷菌生长更快，这类细菌极可能是颗粒污泥中最主要的以氢为营养的甲烷菌。

根据 Thiele 等的观察，产乙酸菌和产甲烷菌并不是单独分布在各自的菌落中，而是在同一菌落中错落呈“格子”状分布。Harada 等发现各种微生物种群有相当不同的分布区域，水解菌与产酸菌分布于污泥颗粒的外围，而类似产甲烷菌的微生物在颗粒内部居多。在以 VFA 混合物为底物培养出的颗粒污泥中，他发现由产甲烷丝菌形成的大约 $100 \sim 300 \mu\text{m}$ 球状菌落粘附于颗粒污泥外部。

虽然产甲烷丝菌被认为是颗粒污泥中最主要的产甲烷菌，但在稀麦芽汁和啤酒废水中培养的颗粒污泥中发现其中以产甲烷八叠球菌为主，同时也有产甲烷丝菌存在。

颗粒污泥的比产甲烷活性与操作条件和底物组成有关。废水越复杂，颗粒污泥中的酸化菌占的比例越高，其结果是颗粒污泥的比产甲烷活性较低。在 30℃ 时，在未酸化的底物中培养的颗粒污泥的产甲烷活性可达到 $1.0 \text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ ，而对于已酸化的底物，颗粒污泥的产甲烷活性可达到 $2.5 \text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 。文献中也有人报道过更高的产甲烷活性，例如 Guiot 等以蔗糖为底物，在 27 ~ 29℃ 时，活性为 $1.3 \sim 2.6 \text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ ，活性的大小与微量元素的含量有关。Wiegant 在 55℃ 下在乙酸和丁酸混合液中培养的颗粒污泥产甲烷活性高达 $7.3 \text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 。

近几年，研究已经转向开发 SBR (sequencing batch reactor) 反应器中的好氧颗粒污泥。相对于常规的好氧污水处理系统，好氧颗粒污泥存在着如下优点，规则的、密实的、坚固的微生物结构，良好的沉降性能，较高的微生物量，以及对有机负荷冲击的应变能力等。Morgenroth 和 Peng 等人的文献中提到，好氧颗粒污泥的形成的时间分别需要 20d 和 40d 左右。目前，国内外对好氧颗粒污泥的研究刚刚起步，没有足够的文献对其形成机制、进化过程等进行明确的阐述。

(三) 生物膜

生物膜是微生物群体附着在固体填料表面而形成的。生物膜一般为蓬松的絮状结构，微孔较多，表面积很大，因此具有很强的吸附作用，有利于微生物进一步对这些被吸附的有机物分解。当生物膜增厚到一定程度时，由于受到水力冲刷而发生剥落，适当的剥落可使生物膜得到更新。生物膜的外层的微生物一般为好氧菌，因而称为好氧层。内层因氧的扩散受到影响而供氧不足，厌氧菌大量

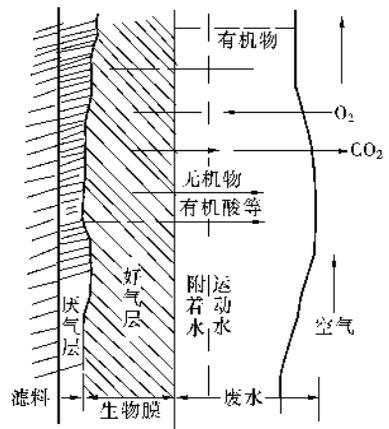


图 1-3 生物膜的构造示意图

繁殖称为厌氧层,如图 1-3 所示:

1. 生物膜中常见的微生物

生物膜中微生物群体包括好氧菌、厌氧菌和兼性菌,还有真菌、藻类、原生动动物以及蚊蝇的幼虫等生物,在生物滤池中兼性菌常占优势。无色杆菌属、假单胞菌属、黄杆菌属以及产碱杆菌属等是生物膜中常见的细菌。在生物膜内,常有丝状的浮游球衣菌和贝日阿托氏菌属。在滤池较低部位还存在着硝化菌如亚硝化单胞菌属和硝化杆菌属。

生物滤池中若 pH 值较低则真菌起重要作用。在滤池顶部有阳光照射处常有藻类生长,如席藻属、小球藻属。藻类一般不直接参与废物的降解,而只是通过它的光合作用向生物膜供氧,藻类生长过多会堵塞滤池,影响操作。

在生物膜滤池中原生动动物和一些较高等的动物均以生物膜为食,它们起着控制细菌群体量的作用,它们能促使细菌群体以较高速率产生新细胞,有利于废水处理。

2. 生物膜法的类型

生物膜法根据其所用设备不同可分为生物滤池、塔式滤池、生物转盘、生物接触氧化法和生物流化床等。

(1) 生物滤池 生物滤池一般由滤池、布水装置、滤料和排水系统组成。滤池一般用砖或混凝土构筑而成。滤池深度一般在 1.8~3m 之间。池底有一定坡度,处理好的水能自动流入集水沟,再汇入总排水管,其水流速应小于 0.6m/s。

布水装置一般由进水竖管和可旋转的布水横管组成。在布水管的下面一侧开有直径为 10~15mm 的小孔。滤料一般要求有一定强度,表面积大,空隙率大,而成本低,常用的有碎石块、煤渣、矿渣或蜂窝型、波纹型的塑料管等。排水系统包括渗水装置、集水沟和排水泵。它除了有排水作用外,还有支撑填料和保证滤池通风的作用。

生物滤池根据承受负荷的能力分为普通生物滤池 [其处理能力为 $150 \sim 300 \text{gBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$] 和高负荷滤池 [其处理能力为 $800 \sim 1200 \text{gBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]。生物滤池的优点是结构简单,基建费用低,缺点是占地面积大,处理量小,而且卫生条件差。

(2) 塔式滤池 塔式滤池比普通生物滤池高得多,一般可达 20 多米,故延长了污水、生物膜和空气接触的时间,处理能力相对较高,有机负荷可达 $2 \text{kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \sim 3 \text{kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。塔式滤池的通风大部分采用自然通风,高温季节时采用人工通风。滤料一般采用轻质的塑料或玻璃钢。为了使塔式滤池更好地发生作用,有的采用分层进水、分层进风的措施来提高处理能力,防止堵塞是塔式滤池设计和运行中需要注意的问题。

(3) 生物转盘 (RBC) 生物转盘以圆盘作为生物膜的附着基质,各圆盘之间有一定间隙,圆盘在电机的带动下,缓慢转动,一半浸没于废水中,一半暴露在空气中,在废水中时生物膜吸附废水中的有机物,在空气中时生物膜吸收氧气,进行分解反应,如此反复,达到净化废水的目的。转盘上的生物膜到一定厚度会自行脱落,随出水一同进入二次沉淀池。

生物转盘的圆盘直径可为 1~4m 之间,厚度 2~10mm,数目根据废水量和水质决定。相邻圆盘间距一般在 15~25mm,转盘速度在 0.013~0.05r/s 之间。生物转盘适用于较高浓度的工业废水,但废水处理量不宜过大。

(4) 生物接触氧化法 生物接触氧化法是在曝气池中安装固定填料,废水在压缩空气的带动下,同填料上的生物膜不断接触,同时压缩空气提供氧气。在液、固、气三相接触中,废水中的有机物被吸附和分解。与其他生物膜法一样,其生物膜也包括挂膜、生长、增

厚和脱落的过程。脱落的老生物膜在固—液分离系统中得到去除。

目前，我国广泛采用的填料有玻璃钢或塑料蜂窝填料、软性纤维填料、半软性填料、立体波纹塑料填料等。其中又以软性纤维填料和半软性填料相结合而成的组合填料最为普遍。曝气一般采用鼓风式，充氧设备以穿孔管、散流式曝气器、微孔曝气器和曝气软管居多。

生物接触氧化法对 BOD 的去除率高，负荷变化适应性强，不会发生污泥膨胀现象，便于操作管理，且占地面积小，因此被广泛采用。

(5) 好氧生物流化床法 好氧生物流化床是在曝气池中投加小颗粒的载体作为生物膜的附着基质，因此流化床中既有生物膜又有活性污泥。流化床的载体可用砂粒（直径约为 0.5~0.6mm）、颗粒炭（30~40 目）、浮石、石英砂、微粒硅胶、树脂、塑料微球等。

生物流化床的特点是比表面积大，可达 $1\ 000 \sim 2\ 000\text{m}^2/\text{m}^3$ ，处理能力强， BOD_5 负荷可达 $16.6\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，为一般生物膜法负荷量的五倍以上。由于生物膜颗粒的剧烈运动，使系统的传质效果好，生物膜不断更新，生物活性强，因此废水处理效率高。流化床所用的设备小而简单，耐负荷变化的能力强，其不足之处是管理较其他生物膜法复杂。

二、按照污泥所含主要成分不同，可分为有机污泥和无机污泥

(一) 有机污泥

有机污泥常称为污泥，其主要成分为有机物，是处理有机废水（包括生活污水）的产物。

有机污泥中常含有肥料成分，如生活污水的污泥中含氮量为 2%~6%，磷（ P_2O_5 计）为 1%~4%，钾（ K_2O 计）为 0.2%~0.4% 和植物生长所必需的微量元素。但必须注意某些工业废水污泥中可能含有有毒物质，而生活污水、肉类加工等废水污泥中又含有病原微生物和寄生虫卵等。

(二) 无机污泥

无机污泥常称为浮渣，它的主要成分为无机物，一般是用自然沉淀和化学法处理无机废水或天然水的产物。

无机污泥中有时也含有有毒物质和一定量的有机污染物，所以也应该进行适当处理。

给水处理厂混凝沉淀所产生的污泥，如明矾污泥，过去都是直接排入水体。但这种污泥含有一定数量的有机物，所以近年来国外有些国家已禁止直接排放。

三、按照废水污泥的来源分类，可以分为初次沉淀池污泥、剩余污泥、腐殖污泥、厌氧污泥和化学污泥

(一) 初次沉淀池污泥

初次沉淀池污泥是来自污水处理厂初次沉淀池的排泥，其性质随废水水质不同而有差异，城市污水厂的初次沉淀池污泥中主要成分为有机物（固体），还含有大量病菌和寄生虫卵，其含水率一般为 95%~97%。

(二) 剩余污泥

剩余污泥是来自活性污泥法二次沉淀池的排泥，其主要成分为微生物细胞，含水率一般在 99.2%~99.6%。

(三) 腐殖污泥

腐殖污泥是来自生物膜法二次沉淀池的排泥，其主要成分为脱落的生物膜，其性质与剩余污泥相同，含水率一般为 97% 左右。

（四）厌氧污泥

厌氧污泥是上述三种污泥经消化后的污泥，也称消化污泥，或熟污泥，废水厌氧处理装置排出的污泥一般成为厌氧污泥。其含水率一般为 97% 左右。

（五）化学污泥

化学污泥是用混凝沉淀法处理天然水或工业废水所排出的污泥。由于废水水质不同，成分较为复杂。

第三节 污泥膨胀的生物控制

活性污泥法处理废水运行中最常见的故障是在二次沉淀池中泥水的分离问题。造成污泥沉降问题的原因是污泥膨胀、不絮凝、起泡沫和反硝化。这只是从效果上分类，实际上不是很精确，而且有些重叠。所有的活性污泥沉降性问题，其起因皆为污泥絮体的结构不正常造成的。活性污泥颗粒的尺寸的差别很大，其幅度从游离的直径为 $0.5 \sim 5.0 \mu\text{m}$ 的个体细菌，直到直径超过 $1000 \mu\text{m}$ (1mm) 的絮体。絮体最大尺寸取决于它的粘聚强度和曝气池中紊流剪切作用的大小。

絮体结构被分为两类：微结构与宏结构 (Sezgin et al. 1978)。微结构是较小絮体 (直径 $<75 \mu\text{m}$)，球形，较密实但相对地较易破裂。此类絮体多由“絮体形成菌” (flocforming) 组成，在曝气池紊流条件下易被剪切成小颗粒。虽然这种絮体能很快沉淀，但从大凝聚体被剪切下的小颗粒需较长的沉淀时间，可能随沉淀池出水排出，使最终出水的 BOD_5 值上升，并使浊度大幅度上升。当丝状微生物出现时，即出现宏结构絮体，微生物凝聚在丝状微生物周围，形成较大的不规则絮体，这种絮体具有较强的抗剪切强度。

下面重点介绍污泥膨胀的形成原因及对策。

一、丝状菌污泥膨胀

污泥膨胀是一种丝状菌在絮体中大量生长以致影响沉降的现象。开始时，尽管膨胀污泥比正常活性污泥的沉速慢，但出水水质仍然很好。即使污泥膨胀已较严重，仍能有清澈的上清液，因为延伸的丝状菌会过滤掉形成浊度的细小颗粒。只有当沉降性很差，泥面上升，以致大的絮体也溢流出沉淀池，最终出水中 SS 和 BOD 升高。主要问题是污泥膨胀使污泥压缩性变差，其原因是很多稀薄污泥回流到曝气池，使池中 MLSS 下降，进而造成出水水质达不到要求而使曝气池运行失败。

从污泥结构角度看，膨胀是由于絮体具有坚固的宏结构，以致于丝状微生物的数量猛增。理想的絮体的沉降性能好；最终出水中 SS 和浊度极低；丝状菌与絮体形成菌保持平衡；丝状菌都留在絮体中，从而使絮体强度增加并保护固定的结构。即使有少数丝状菌伸出污泥絮体，它们皆使长度缩得足够的短小而不会影响污泥沉降。与此相反，膨胀污泥有大量丝状菌伸出絮体。可辨别的膨胀污泥絮体有两种类型：第一类是具有长丝状菌从絮体中伸出，此类丝状菌将各个絮体联接（或称搭桥），形成丝状菌或絮体网；第二类是具有更开放（或扩散）的结构，由细菌沿丝状菌凝聚，形成相当细长的絮体。絮体形成，对沉淀的影响皆取

决于丝状微生物的种类。搭桥型絮体如 021N 型、Schaerotilus natans、0961 型、0803 型、Thiothrix sp.、0041 型和 Haliscomenobacter hydrossis 等。开放型结构有 1701 型、0041 型、0675 型、Nostocoida limicola 和 Microthrix parvicella 型。

已知大约有 25 种丝状细菌可造成活性污泥膨胀。尚未发现在活性污泥中藻类能造成污泥膨胀。根据美国、南非、荷兰和德国已检测的结果，可排出最常见的 10 种丝状微生物，见表 1 - 2。

表 1 - 2 南非、美国、荷兰和德国的活性污泥法处理厂常见的 10 种形成污泥膨胀的丝状微生物

排 序	南 非	美 国	荷 兰	德 国
1	021N 型	0092 型	Nocardia	M. parvicella
2	M. parvicella	0041 型	1701 型	021N 型
3	0041 型	0675 型	021N 型	H. hydrossis
4	S. nalans	Nocardia	0041 型	0092 型
5	Nocardia	M. parvicella	Thiothrix	1701 型
6	H. hydrossis	1851 型	S. natans	0041 型
7	N. limicola	0914 型	M. parvicella	S. natans
8	1701 型	0803 型	0092 型	0581 型
9	0961 型	N. limicola	N. limicola	0803 型
10	0803 型	021N 型	0675 型	0961 型

造成膨胀的主要原因是 DO 浓度低，污泥负荷率低、曝气池进水含较多化粪池出水、营养不足和低 pH 值 (<6.5)。Strom 和 Uenkins 研究了污泥膨胀原因与微生物的相关关系。这些关系的拟和结果非常好，见表 1 - 3。

表 1 - 3 污泥膨胀原因与微生物的相关关系

形成条件	指示性丝状菌类型
低 DO	1701 型, S. natans, H. hydrossis
低 F/M	M. parvicella, H. hydrossis, Nocardia sp., 021N、0041、0675、0092、0581、0961 和 0803 型
化粪池出水/硫化物	Thiothrix sp., Beggiatoa, 021N 型
营养不足	Thiothrix sp., S. natans, 021N 型, 并可能有 H. hydrossis, 和 0041、0675 型
低 pH	真菌

即使已知发生膨胀的丝状微生物的种属，目前也找不到控制优势种的实用方法。所以，操作人员需根据指示性丝状微生物的出现，采用控制运行条件的方法去运转曝气池，直至问题消失。其主要的方法如下：

1. 控制污泥负荷率 污水厂的一般处理系统的正常负荷为 0.2 ~ 0.45kg / (kg · d)，发生污泥膨胀时可能超出此范围。为防止膨胀，应经常将污泥负荷率控制在正常负荷范围内。

2. 控制营养比例 一般曝气池正常的碳（以 BOD₅ 表示）、氮和磷的比例为 BOD: N: P = 100: 5: 1。当 BOD: P 偏高时，丝状微生物能将多余部分储存在体内。当营养浓度不足时，丝状微生物仍有储存，这就增强了丝状微生物对絮体形成菌的竞争性。

3. 控制 DO 浓度 为防止丝状微生物的猛增，一般应将池中 DO 控制在 2.0mg/L 以上。因为防止污泥膨胀的最低 DO 浓度是污泥负荷 F/M 的函数，所以当 F/M 增加时，应相应地增加最低 DO 浓度。

4. 加氯、臭氧或过氧化氢 这些化学剂是用于有选择地控制丝状微生物的过量生长。

5. 投加混凝剂 可投加石灰、三氯化铁或高分子絮凝剂以改善污泥的絮凝，同时也会增加絮体的强度。

二、非丝状菌引起的污泥膨胀

有时在不出现丝状微生物时也会出现污泥膨胀。这种膨胀与散凝作用有关，当游离细菌产生菌胶团基质时就会导致污泥膨胀，人们称这种膨胀为菌胶团或黏性膨胀。这种失败是由于絮体微结构中产生了的大量胞外多聚物，它具有模糊或果冻样的外观，可以用印度墨水反染色法清楚地区别它与正常絮体的不同。正常絮体染色后，墨水会深深灌入絮体，而具有胞外多聚物的絮体则能抗拒浸染贯穿。

对于污泥膨胀的控制，在废水处理过程中通常采用生物选择器。生物选择器是 20 世纪 70 年代至 80 年代初提出的一种控制污泥膨胀的污水处理工艺，其实质是在时间或空间上形成一定的絮体负荷（系统中基质浓度与污泥浓度的比值，S/X）梯度，在选择器中基质浓度较高，相应的絮体负荷也较高，在曝气池中基质浓度较低，絮体负荷也较低。这种分布有利于絮体形成菌的生长并抑制丝状菌的过度繁殖，从而防止污泥丝状菌性膨胀的发生。曝气池分格、推流式曝气池及序批式生物反应器（SBR）工艺都具有这一特点，但是习惯上将在完全混合式曝气池前设置一个或多个串联的小池的系统称为生物选择器系统，这些小池称为生物选择器。根据生物选择器中曝气与否，可将其分为好氧、缺氧和厌氧生物选择器。

好氧生物选择器与厌氧、缺氧生物选择器相比有处理效率高、效果稳定、泥水接触时间短等优点。国外学者对好氧选择器进行了大量的研究，但对生物选择器系统中曝气池的运行参数研究得较少。设置了生物选择器后，曝气池内的底物分布、生物相组成等都发生了变化，动力学参数与不设置生物选择器的情况也不一样，因此，有必要就曝气生物选择器工艺中曝气池停留时间、泥龄等运行参数对处理效率、污泥沉降性能的影响作较深入的研究，这对新建污水厂的工艺选择及现有污水处理系统曝气池的改造具有一定的参考价值。

第四节 污泥的生物减量技术

这里主要介绍污泥生物减量原理及污泥减量的一些方法。

一、污泥生物减量原理

污水生物处理是将污水中溶解和悬浮有机污染物转化为污泥和挥发性气体，从而从污水中分离出来的过程。剩余污泥需要进行必要的处置，该费用约占污水厂运行费用的 60%。近年来，由于环境和立法的要求，更多的污水需处理后排放，这将造成更多的污泥需进行处置。这不仅增加了运行费用，同时也限制了污泥处理方法的选择。所以尽快寻找有效的办法减少污泥的产量是很紧迫的。目前国内外对污泥减量技术的研究主要集中在三方面：解偶联技术、促进污泥溶胞技术以及利用微型动物捕食污泥技术。利用微型动物捕食污泥，虽然污

泥减量程度有限、减量稳定性有待加强，但由于能耗低、不产生二次污染，作为一种生态工程技术而备受关注。现阶段国内外利用微型动物减量污泥的研究主要集中在寡毛纲环节动物如仙女虫、红斑体虫、颤蚓等体型较大的后生动物上。

(一) 减少污水生物污泥产量的主要生物过程

污水二级生物处理的污泥是由细胞组成的复杂的微生物群体，可以单个细胞的形式存在，也可能是以生物膜或微生物菌团形式存在的细菌群体（以下称菌团）。微生物存在出生、成长、繁殖和死亡的生命过程，与周围的其他微生物存在共生、合作、影响和竞争的不同关系，细胞同化作用在不同的生命阶段，作用和效果不同。因为污泥含有一部分活力差、处于呼吸状态的细菌，这些活体细胞维持自身生命的过程，对底物的代谢影响很大。这些关系导致整个微生物系统的成长状态是不断演化的。好氧、厌氧、缺氧环境决定了反应的速度常数，因而可影响生物代谢效率。菌团可产生局部化效应，分别对微生物的不同反应有不同的促进和抑制作用。

微生物代谢将有机物转化为细胞物质，同时释放出呼吸产物。为了减少细胞物质的产生，在工程设计中，应尽量使底物用于非生长性的呼吸过程，而非细胞合成过程。对于某些死细菌，结构仍保持完整，并不能作为其他活细菌的食物，这些物质是污泥的惰性组分的主要构成成分之一。但是，活细菌和死细菌都可以被更高级的微生物（如原生动物、后生动物及线虫等）捕食。细胞溶解也将释放细胞物质到水中，提供自产底物（autochthonous substrate），引起有机负荷的升高。这些自产底物可被重新用于生物代谢，其中一部分转化为呼吸产物从系统中排出，导致系统的污泥产量减少。微生物借助自产底物的生长过程很难与借助污水原有污染物的过程区分，这被 Mason 等人称作“隐生长”（cryptic growth）。

由于污水中的有机碳转化为细胞物质和二氧化碳，而细胞物质在前面谈及的情况下又可以被生物代谢再利用，这样部分有机碳的重复使用将会减少污泥的产量。Mason 和 Hamer 在 1987 年曾以单一的介质，研究了以由细胞分解产生的“自产底物”为唯一碳源的微生物“隐生长”情况。在溶解速度 D 为 0.69h^{-1} 和 1.46h^{-1} 时，每毫克溶解的细胞物质中，分别有 0.42mg 和 0.52mg 用于细胞合成。如此看来，这种通过促进含碳有机物质的进一步代谢，使之被微生物重复利用，可大大减少污泥产量。据报道，国外已有数座污水处理厂利用这一原理，使污泥产量大幅减少。

1. 污泥的生物降解

细胞自然死亡和分解造成的污泥减少速率与有活力的细胞数量成正比，即 $r_{\text{xd}} = K_d K_v$ （式中 r_{xd} 为因细胞死亡和分解引起的污泥减少速率， $\text{g} / (\text{L} \cdot \text{h})$ ； K_d 消耗系数， d^{-1} ； K_v 活性污泥浓度， g/L ）。由上式可知，提高反应器中的污泥浓度（即活性细胞浓度 K_v 相应增高）、创造不利条件使细菌死亡和分解（即 K_d 值升高），都有利于污泥产量的减少。

(1) 强化污泥在反应池内的停留

有人通过研究细胞死亡、溶解及随后隐生长的作用，试图维持细胞生长和衰亡的平衡。其具体办法是：将取自城市污水处理厂的活性污泥置于一个 18L 的容器里，通过注水和排水的方式驯化 4 周。采用 COD 浓度为 $810\text{mg}/\text{L}$ 人工合成污水，使 MLSS 保持在 $11\text{g}/\text{L}$ 。为了强化污泥在反应器的停留，在混合液中加入了铁磁粉 [平均粒径 $(0.4 \pm 0.4) \mu\text{m}$, $11\text{g}/\text{L}$]，并借助磁力强制沉淀。在此后运行的 30d 内，污泥浓度维持恒定，没有剩余污泥产生。在大规模的污水处理厂，为了降低二沉池的负荷和减少回流，保持污泥在反应池的停留非常必

要。但由于规模扩大了，不可能再使用铁磁引力辅助沉淀，只能借助于其他方法。目前国内采用渐多的 SBR 工艺中的静止沉淀不失为一种有效的方法。另外，由于进水含有生物难降解的不溶污染物，理论和实践上都要求有一个最小的排泥量。

(2) 改变微生物的生存环境

在污水处理中 K_d 值一般为 $0.03 \sim 0.06d^{-1}$ ，因此促进细胞死亡和溶解是减少污泥产量的

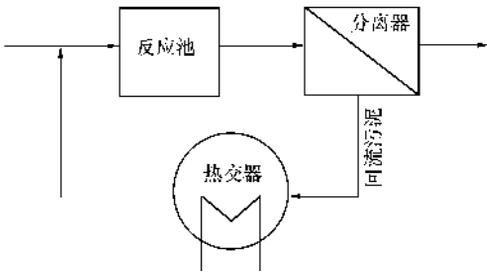


图 1-4 加热导致细胞溶解工艺流程

的另一途径。这可以通过创造不利于细胞生存的环境来实现。很多人曾利用改变水温、pH 值、外加氧化剂的方法，使处理系统的生物环境发生变化，达到减少污泥量的目的。Canals 等人采用短泥龄来提高污泥的生物活性，通过高温促进细菌死亡并溶解。在该系统中，回流污泥通过热交换器进行加热后，几乎所有细胞都被杀死并导致部分死细胞的溶解。经过热处理的污泥流回到生物处理系统，并发生基于“自产底物”的隐生长，这种有机碳进一步的代谢过程使总污泥产量减少了 60%。工艺流程见图 1-4。

Yasui 和 Shibata 通过污泥与臭氧接触，来促使细胞溶解，达到了类似的效果，见图 1-5。

反应池污泥浓度为 $4\ 200mg/L$ ，进水 BOD 浓度 $1\ 000mg/L$ ，回流污泥分为两部分：一部分直接回流，另一部分经过臭氧排出池外并通过臭氧氧化再进行回流。臭氧的溶解率为 $0.3d^{-1}$ ，投加量为 $0.05mgO_3/mgSS$ 。在运行的 6 周内，没有剩余污泥排出池外。将这种方法用到一座处理规模 $550kgCOD/d$ 的污水厂，在运行的 10 个月的时间内，没有剩余污泥排出池外，只是出水中总有机碳的浓度略有升高，这主要因为 F/M 增高所致。

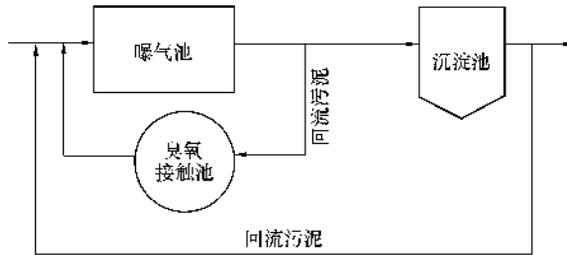


图 1-5 臭氧接触导致生物溶解流程

(3) 污泥消化

国外有资料介绍污泥好氧消化的问题，通过这一途径来减少污泥的产量，同时减少后续的处理费用。Mason 等人通过对剩余污泥进行好氧消化来促进有机碳的进一步代谢。Gancarczyk 在 1980 年发现在常温时，对剩余污泥进行半连续的好氧消化，消化池的停留时间超过 16d，可使污泥总量减少 50%。

污泥好氧中温消化是放热过程，其产生的能量可以用来给自身加热，所以如果设计合理、运行得当，好氧消化一般不需外加热源。在这种温度下，一些对温度变化适应性差或对温度要求较严格的细胞，因温度变化而无法生存，继而发生溶解，因此导致污泥体积的减

少。中温消化还可以对污泥进行巴式消毒 (Pasteurise)，以减少致病菌。Mason 和 Hamer 试图寻找一种适合消化细胞溶解产物的最优条件：将贝克酵母作为唯一的微生物菌种进行试验，这种污泥连续流入反应器，同时改变反应器的温度。经研究发现，供氧不足、温度 60 及 5d 停留时间的条件是细胞死亡和溶解的最优条件，污泥体积减少最多 (污泥总量减少了 52%)。贝克酵母的生理特性与污水处理中生物污泥是不同的，所以与实际污水处理没有可比性。但是从这个试验我们可以发现，污泥好氧消化一般可以显著减少污泥产量。

2. 生物捕食代谢

额外的代谢可以通过高级微生物的捕食来完成，这些高级微生物包括原生动物和后生动物等。纤毛类的原生动物是良好处理效果的标志，而且原生动物和后生动物的存在也表示出水达到卫生标准。原生动物约占污泥干重的 5%，是最常见的细菌捕食者。Ratsak 等在 1994 年证实，通过纤毛虫捕食假单胞菌使得污泥总量减少 12% ~ 43%。类似地，Lee 和 Welander 通过原生动物和后生动物的捕食作用，使污泥总量减少 60% ~ 80%。上述两个试验采用两级反应方式，即细菌在第一池内培养，在第二池中被捕食。为达到减少污泥量的目的，在提高和促进生物的捕食作用方面，Curds 曾提出细菌和原生动物总量随进水水量和水质不同而变化的数学模型。该模型由 Lynch 和 Poole 在 1979 年的系列试验得到证实。另外，在促进生物捕食代谢的时候要注意一些副作用。Cech 曾在实验室进行了增加污水处理系统捕食性细菌的试验，结果表明在污泥产量减少的同时，伴随了除磷效率的降低。

(二) 物理环境的影响

1. 厌氧环境对减少污泥产量的作用

微生物新陈代谢的效率受最终电子受体的影响很大，在厌氧及缺氧状态下，微生物的反应效率很低。一方面，通过工程设计、运行管理可使污水处理系统处于好氧、厌氧及缺氧环境；另一方面，不同的环境也可以在微生物菌团的不同区域自然出现。后者被称为“区域化效应”。无论是何种原因，都可能导致不同的最终电子受体，影响代谢效率，进而影响污泥的产量。为了使“区域化效应”产生理想的效果，应对混合方式、菌团之间的相对黏度及菌团的大小进行控制和调整。

厌氧处理产生的污泥量要比好氧处理少得多见表 1 - 4，而且还可以产生沼气。但是在发酵过程产生的有恶臭的挥发脂肪酸消耗了水中酸碱缓冲能力，导致 pH 值的下降。而且很多细菌对 pH 值要求比较严格，在 pH 值小的情况下不能生存，同时这也加剧了 pH 值的进一步下降。这在实际运行中应加以注意。对于厌氧处理而言，在常温 5 ~ 10 左右，反应速率较低，而中高温的条件更有利于生物的厌氧反应。所以厌氧污水处理宜在中高温条件下运行。尽管厌氧污泥处理存在产泥少和可利用沼气的好处，但该工艺必须进行认真控制。一般来讲，对于高浓度或温度偏高的有机工业污水采用厌氧处理更加适用。

表 1 - 4 不同底物在不同环境下的产泥率

底 物	物 理 环 境	产泥率 (mgVSS/mgBOD)	
		范围	典型值
城市污泥	厌氧	0.04 ~ 0.1	0.06
蛋白质	厌氧	0.05 ~ 0.09	0.075
脂肪酸	厌氧	0.04 ~ 0.07	0.05

碳水化合物	厌氧	0.02 ~0.04	0.024
城市污水	好氧	0.4 ~0.8	0.6

需要指出的是，污水处理中厌氧过程一般需与好氧处理结合使用，以保证良好的出水效果。另外，有些国家要求处理后的出水保持一定的溶解氧浓度，基于这两个原因，污水厌氧处理很少单独使用。

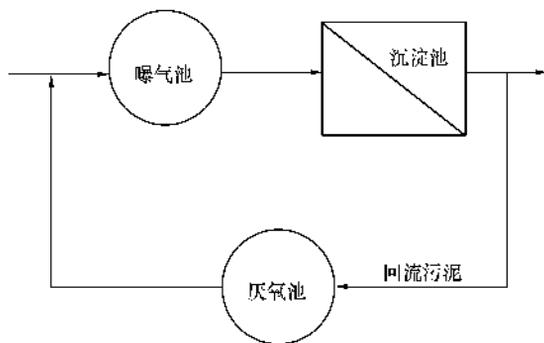


图 1-6 好氧+沉淀+厌氧工艺流程示意

剩余污泥大大减少。这是因为细菌在厌氧段利用细胞内贮存的 ATP 维持生命代谢，从而限制了合成代谢。以泥龄为 5d 的情况为例，传统活性污泥法的污泥产率范围为 0.28 ~ 0.47g SS/gCOD，而“好氧+沉淀+厌氧”工艺污泥产率仅为 0.13 ~ 0.29gSS/gCOD。

(三) 减少污泥产量对处理过程的不利影响

1. 活性污泥法的沉淀性能

常规的活性污泥工艺要求形成具有良好沉淀效果的菌团，以保证良好的出水效果及较高的回流污泥浓度，而后者对提高反应池中的污泥浓度尤为重要。污泥的沉淀性能是菌团和丝状菌相互作用的结果，同时受反应池中的生物种类及表面的化学特性变化的影响。分子外聚合物的产生与沉淀性能也有关系。采用任何一种减少污泥产量的办法，很可能将引起微生物种类的变化，改变表面化学特性，使得细菌凝聚性变差及丝状菌过度繁殖，结果导致污泥膨胀，最终影响了污泥的沉淀效果。在采用减少污泥产量工艺时，应首先注意这一问题。

2. 需氧量

常规活性污泥法氧传递动力效率为 0.6 ~ 4.2kgO₂ / (kW · h)，这主要由不同的曝气方式所决定。曝气所耗费的电能约占全厂能耗的 50%。减少污泥产量的同时，往往需增加曝气量，进而引起能耗的增加，这必须引起足够的重视。

3. 营养物的去除

研究表明，如果对细胞溶解物质进一步代谢，则氮又会释放到水中；而生物除磷是通过排除富含磷的污泥来实现的，若排泥量过小，则无法保证良好的除磷效果。所以，减少污泥产率，将导致其他污染物（如 N，P）的去除效率降低，为了满足出水指标，需要增加相应的处理措施。

(四) 污泥减少的措施

1. 强化污泥在池中的停留。主要措施是增加污泥浓度 MLSS 及停留时间，这是目前工程设计上常采用的方法。采用这种方法可大大减少污泥产量，并促进污泥中有机污染物被充分降解，达到部分稳定（也常常被称为延时曝气）。这需要大量的污泥参与到生化反应中去，因而需要较大的池容去接纳这些污泥；另外由于停留时间较长，耗氧量增多，所以采用这种工艺存在如何降低土建和曝气费用的问题。为减少回流污泥的电耗及提高反应池的实际停留时间，应最大限度地提高回流污泥浓度。有学者提出污泥浓缩后再进行回流，以改善上述问

题。

2. 创造不利细胞生存的环境（如加热或与臭氧接触），可促进细胞死亡并溶解。这已被试验证实为一种减少污泥产量的有效方法，但这往往需要额外增加费用。在某些条件下，这种缺点则可以弥补，如处理的污水温度较高、pH 值偏高或偏低。如果对进水的这种不利条件加以控制和利用，则可能在不需增加费用的情况下，达到减少污泥产量的目的。

3. 原生动物和后生动物的捕食对维持生物群体在一个良好的状态及减少污泥产量都具有重要的意义。目前采用的都是两级过程，即细菌在第一池中生长，在第二池中被高等微生物捕食。

4. 厌氧处理效率较低，产泥较少，且可节省大量的曝气费用。高浓度的有机废水比较适合厌氧处理，而城市污水相对来讲因浓度太低，则不太适合。由于许多具体的原因，污水厌氧生物处理往往很少被单独采用。

5. 剩余污泥的厌氧消化也将使后续的处理大为简化。但由于技术、经济的原因，目前仅是大型污水处理厂使用。污泥好氧消化无论是中温常温都可以显著减少污泥产量，但耗氧量也会略有增加。

6. 某些新工艺的开发，如“好氧 + 沉淀 + 厌氧”也可有效降低污泥产量，这应是今后发展的重点之一。

各种减量方法及效果见表 1 - 5。这些方法可能使 N、P 向生物体内转化受到抑制，增加后续处理的负担。同时还应注意，为了减少污泥产量而对生物处理系统进行的调整，会引起生物数量或生物种类的变化，会影响污泥的沉淀性能。另外，污水处理系统长时间没有污泥排放，将使惰性物质在系统中积累，减少反应池的有效池容。所以，理论上存在一个最小的排泥量，以保证惰性组分从系统中排出。

表 1 - 5 减少污泥产量的不同方法

控制方法	污泥产量的减少 (%)	主要研究者
强化污泥的停留	100	Sakai (1992)
加热促使细胞溶解及“隐生长”	60	Canales (1992)
臭氧促使细胞溶解及“隐生长”	100	Yasui, Shibata (1994)
原生动物捕食	12 ~ 43	Ratsak (1994)
原生及后生动物捕食	60 ~ 80	Lee, Neijisse (1992)
好氧常温消化 (20)	50	Zanczaryk (1980)
好氧中温消化 (60)	52	Mason, Hamer (1987)
好氧 + 沉淀 + 厌氧	44	Chudoba

减少污泥产量的方法在机理上大同小异，都是通过工程措施促进细胞分解、生物“隐生长”及微生物捕食，促进有机碳的进一步代谢，产生的能量主要用来满足维持微生物的生存需要而非合成细胞物质。由于污水处理的微生物种类非常繁多，相互作用极其复杂，任何策略都有可能引起微生物种类及数量的变化，进而影响污泥的沉淀性能。另外，是否有氧存在则影响微生物新陈代谢的方式及效率，所以减少污泥产量的措施往往需要增加供氧量。对于某个具体的工艺而言，有很大的空间去寻找某一最佳的方法，达到减少污泥产量的目的，同时也应注意避免副作用。

二、污泥减量方法

常用减量方法有消化法、浓缩法、脱水法和干化法等，最后进行最终处置。

(一) 污泥消化

污泥消化分为厌氧消化和好氧消化。

1. 厌氧消化

污泥厌氧消化在厌氧消化池中进行，主要处理有机污泥。通过厌氧处理污泥中所含的有机物被分解，使污泥稳定且体积减小。由于污泥是固体，有机物的含量较多，所需厌氧分解时间长。所以，污泥在消化池内的停留时间较长。

(1) 传统消化池

传统消化池又称低速消化池，一般在消化池内不设搅拌设备，因而池内污泥有分层现象，仅一部分池容积起有机物分解作用，池底部容积主要用于贮存和浓缩熟污泥。由于微生物不能与有机物充分接触，消化速率很低，消化时间很长，池子的容积很大。传统消化池适于处理初沉池污泥和二次沉淀池污泥（活性污泥或生物膜）。

我国农村所采用的沼气池，也是一种传统消化池。虽然沼气池的主要目的是为获取沼气能源，但是它对人畜粪便也起稳定净化作用。

(2) 高速消化池

20 世纪 50 年代开始，在污泥消化池中安装了机械搅拌设备。在这种消化池中，生污泥连续或分批投入，并进行机械或沼气搅拌，使池内的污泥保持完全混合状态。温度一般维持中温 35 左右。由于搅拌使池内有机物浓度、微生物分布、温度、pH 值等都均匀一致，微生物得到了较稳定的生活环境，并与有机物均匀接触，因而提高了消化速率，缩短了消化时间。

高速消化池可采用固定盖，也可用浮动盖，池子采用圆形，池径从几米至三四十米，柱体部分的高度约为直径之半，池底呈圆锥形，以利排泥。采用固定盖时，进泥和出泥应同时进行，以防池内产生正压或负压。

高速消化池因搅拌，池内污泥达不到浓缩条件，消化液不能分离出来，所以高速消化池必须串联一个二级消化池。一级消化池装设搅拌设备和加热设备，二级消化池一般不加热，也不搅拌，主要起重力沉淀浓缩和贮存消化污泥作用。

消化池的搅拌设备常采用水泵、水射器和螺旋桨等机械搅拌设备或沼气循环搅拌设备。

消化池加热的方法有在池内用蒸气直接加热或池外预热两种。在搅拌的同时，向池内送入蒸气，设备比较简单，使用较简便，但会增加污泥的含水率。由于增加了冷凝水，消化池的容积需增加 5% ~ 7%。池外预热法，是把污泥预先加热到所需温度后，投配到消化池中，可分为投配池内预热和热交换器两种。

污泥消化工程中排出的上清液（污泥水）有机物的含量较多（ BOD_5 500 ~ 10 000mg/L），不能任意排放，必须送回到废水生物处理构筑物作进一步处理。

2. 好氧消化

污泥的好氧消化是通过长时间的曝气使污泥固体稳定，好氧消化最常用于处理来自无初次沉淀池废水处理系统的剩余活性污泥。通过曝气使活性污泥进行自身氧化从而使污泥得到稳定。挥发性固体可去除约 40% ~ 50%。延时曝气和氧化沟排出的剩余污泥已经好氧稳定，

不必再进行厌氧或好氧消化。

与厌氧消化处理比较，好氧消化的主要优点是：①消化温度相同时，所需消化时间较短；②出水 BOD_5 浓度较低；③无臭气；④污水的脱水性能较好；⑤运行较方便；⑥设备费用少。好氧消化的缺点是：①需要供氧，动力费用一般较高；②无沼气产生；③去除寄生虫卵和病原微生物的效果较差。污泥好氧消化法一般仅适用于中小型污水厂。

污泥好氧消化法的处理设备与活性污泥法相似。可采用表面曝气或鼓风曝气供氧，池子不必加盖。污泥好氧消化时间最好通过试验确定。

（二）污泥热处理

热处理是一种使污泥稳定化和改善污泥性能的有效方法。污泥在一定压力下加热可以杀死污泥中的微生物和寄生虫卵，破坏有机物，并使污泥易于脱水。这里重点介绍一种热处理方法——湿式氧化法，也称湿烧法，无火焰燃烧和浸没燃烧等。对于含有害或有毒物质的高浓度有机废水，也可采用此法。

湿式氧化法的基本原理是在液相的水中，溶解的和悬浮的可燃物质在有氧或其他氧化剂存在下进行氧化的一种化学反应。由于被处理物含有大量水分，常压下温度只能达到 100°C ，所以必须加压才能取得氧化反应所需温度，同时，在加压状态下，又能把有机物的氧化温度降低，一般干烧温度需 $750 \sim 1000^\circ\text{C}$ 左右，而在加压为 10MPa 左右的条件下，湿式氧化温度只需 $200 \sim 300^\circ\text{C}$ 左右。

把水、氧（一般用空气）和可燃物质混合在一起压入密闭容器，加压加温使之发生氧化反应，反应的最终产物为 CO_2 、 H_2O 、氮和灰分以及残存的有机物。

这种方法的优点是在液体水存在的情况下进行氧化，可以处理未经脱水的湿污泥。处理后的污泥残渣脱水性能好。脱水后的滤渣含水率仅为 50% 左右。由于有机物在氧化过程中能放出大量热能，本法的能耗很低，甚至可以回收一部分能量。因为处理系统是密闭进行，基本上不产生臭味，粉尘和煤烟，处理后病原微生物已被全部杀死。本法的缺点是技术设备复杂，要在高压下操作，一次性投资大。

（三）污泥浓缩

污泥浓缩的作用是去除污泥中大量的水分，从而缩小其体积，减轻其重量，以利运输和进一步处置和利用。

当污泥中含有大量水分时，在进行厌氧消化处理前需要浓缩，如剩余污泥，含水率一般在 99% 以上，为了提高消化效果，在进入消化处理前必须进行浓缩。在污泥进行脱水前，如含水率太高，一般也要先进行浓缩。浓缩方法有二种，即重力浓缩和气浮浓缩。

1. 重力浓缩法

利用重力将污泥中的固体与水分离而使污泥的含水率降低的方法称为重力浓缩法。其处理构筑物为污泥浓缩池。一般常采用类似沉淀池的构造。如竖流式或辐流式污泥沉降池。浓缩池可以间歇运行，也可以连续进行，前者用于小厂，后者用于大厂。重力浓缩池可以用于浓缩来自初沉池污泥或初沉污泥和来自二沉池的剩余污泥的混合污泥，或初沉池污泥与生物膜法二沉池污泥的混合污泥。浓缩池也可直接浓缩来自曝气池的剩余污泥。

间歇式浓缩池当浓缩二沉池污泥时，停留时间一般采用 $9 \sim 12\text{h}$ ，池数 2 个以上轮换操作，不设搅拌。浓缩池上清液可从不同高度排走。

连续浓缩池的池底坡度一般采用 $1/100 \sim 1/12$ ，浓缩后污泥从池中心通过排泥管排出。

刮泥机附设竖向栅条，随刮泥机转动，起搅动作用，可加快污泥浓缩过程。污泥分离液，含悬浮物 200 ~ 300mg/L 以上，BOD₅ 也较高，应送回重新处理。

2. 气浮浓缩法

气浮就是往水中通入空气，产生微细的气泡，有时还需同时投加混凝剂或浮选剂，使水中细小的悬浮物与空气泡吸附在一起，靠气泡的浮力一起上浮到水面，形成浮渣，从而回收了水中的悬浮物，改善了水质。

这种方法一般用于浓缩活性污泥，也有用于生物膜的，能把含水率为 99.5% 的活性污泥浓缩到 94% ~ 96%，其浓缩效果比重力浓缩法好，但是运行费用较高。

(四) 污泥脱水

污泥脱水的目的是对浓缩后的污泥进一步减少含水率，经机械脱水后的污泥含水率约为 50% ~ 70%。目前常采用的污泥脱水方法有过滤法和离心法。常用的过滤法有：真空过滤机、板框压滤机和带式压滤机等。离心脱水方法主要是采用离心机。

污泥机械脱水是以过滤介质（如滤布）两面的压力差为推动力，使污泥中的水被强制地通过过滤介质，称为过滤液，而固体则被截留在介质上，称为滤饼，从而使污泥达到脱水的目的。机械脱水的推动力，可以是在过滤介质的一面形成负压（如真空过滤机）或在过滤介质的一面上给污泥加压，把水压过过滤介质（如压滤）或造成离心力使污泥脱水等。

机械脱水的基本过程为：过滤刚开始时，滤液仅需克服过滤介质（滤布）的阻力。当滤饼层形成后，滤液要通过不仅要克服过滤介质的阻力而且要克服滤饼的阻力，这时的过滤层包括了滤饼层与过滤介质。

浓缩污泥直接进行机械脱水，一般脱水效果不好，污泥的比阻大，脱水率低，动力消耗大，因此首先进行预处理。污泥预处理方法有化学混凝法和淘洗—化学混凝法。

化学混凝法是投加混凝剂，可使污泥中胶体物质凝聚成大颗粒，因此容易脱水过滤，不易堵塞滤布。常用的混凝剂有：三氯化铁、三氯化铝、硫酸铝、碱式氯化铝、石灰、高分子絮凝剂等。投加量经试验确定。

单纯采用化学混凝法，对于消化后的熟污泥所需的混凝剂量特别高约 10%（以污泥干重计）以上。如将污泥预先进行淘洗，就可使混凝剂用量大大降低，可降至 3% 左右。一般少用 FeCl₃ 50% ~ 80%，并可加石灰。

(五) 污泥干化

污泥干化方法分为自然干化法和烘干法两种。

1. 自然干化法

自然干化法常采用污泥干化场（或称晒泥场），是利用天然的蒸发、渗滤、重力分离等作用，使泥水分离，达到脱水的目的，是污泥脱水中经济的一种方法。排入污泥干化场的城市污水厂的污泥含水率，来自初沉池的为 95% ~ 97%，生物滤池后二沉池为 97%，曝气池后二沉池活性污泥为 99.2% ~ 99.6%，污泥消化池消化污泥为 97%。通过自然干化，污泥的含水率可降低到 75% 左右，污泥体积大大缩小。干化后的污泥压成饼状，可以直接运输。污泥自然干化比机械脱水经济，但占地面积很大，卫生条件差。它适用于气候比较干燥、有废弃的土地可利用以及环境卫生容许的地区。

(1) 污泥干化场的构造

污泥干化场的四周筑有土围堤，中间则用围堤或木板将其分成若干小块（常不小于 3

块)。为了便于起运污泥，每块干化场的宽度应不大于 10m。围堤高度可采用 0.5 ~ 1.0m，顶宽采用 0.5 ~ 1.0m。围堤上设输泥槽，坡度取 0.01 ~ 0.03。在输泥槽上隔一定距离设放泥口，以便往干化场上均匀分布污泥。

干化场应设人工排水层。人工排水层的填料可分为两层，层厚各为 0.2m，上层用细矿渣或砂等，下层用粗矿渣、砾石或碎石。排水层下可设不透水层。不透水层宜用 0.2 ~ 0.4m 厚的黏土做成，应当有 0.01 ~ 0.02 的坡度倾向排水设施。

排水管可采用不上釉的陶土管，直径为 100 ~ 150mm。为了接纳下渗的污泥水，各节管子相连处不打口，相邻两管的间距取决于土壤的排水能力，一般可采用 4 ~ 10m，坡度采用 0.002 ~ 0.005，排水管最小埋深为 1 ~ 1.2m。收集污泥水的排水管干管，也可采用不上釉的陶土管，其坡度采用 0.008。从排水管排出的污泥水，卫生情况不好，应送至污水厂进行处理。

(2) 污泥干化场面积的确定

干化场所需的面积随污泥性质、地区的平均降雨量及空气湿度等不同而异，一般说，对生活污水污泥的消化面积而言，每 1.5 ~ 2.5 人应设置 0.84m²，当未消化的污泥不得不在干化场上干化时，则需比消化污泥提供更大的面积。

一次送来的污泥集中放在一块干化场上，其所需的面积可根据一次排放的污泥量按每次泥厚 30 ~ 50cm 计算。

两次排泥相隔时间，即污泥干化周期，与地区的气候情况、污泥性质有很大关系。根据北京经验，当接受初次沉淀池排出的污泥时，污泥干化周期的大致数据是：春季 40d，夏季 10d，秋季、冬季 15d。春季困难的原因是该时期正值解冻期，空气及土壤中水分都接近饱和，而气温又较低，蒸发量小，在列出的干化周期中，已经包括将干化污泥的翻松、晾晒及起运的时间。

2. 烘干法

污泥脱水后，仍含有大量水分。其重量与体积仍较大，并仍可继续腐化。如用加热烘干进一步处理，则污泥的含水率可降至 10% 左右，这时污泥的体积很小，包装运输也很方便。加热至 300 ~ 400 °C 时，可杀死残留的病原菌如寄生虫卵而肥分损失甚少。

污泥烘干，要消耗大量能源，费用很高，只有当干污泥作为肥料或所回收的价值能补偿烘干处理运行费用时，或有特殊要求时，才有可能考虑此法。

第二章 聚磷菌的研究应用

磷是生物圈中重要的元素之一，它不仅是生物细胞中的重要组成成分，而且在遗传物质的组成和能量的贮存中都是很重要的，生物的核酸、卵磷脂、ATP 和植酸中都含有磷。这些有机磷在微生物的作用下，可通过矿化作用转化成无机磷。无机磷可以以不溶性和可溶性磷酸盐两种形式存在：不溶性磷酸盐在某些产酸微生物的作用下转化成可溶性磷酸盐；后者同某些盐基化合物结合，转化成不溶性的钙盐、镁盐、铁盐等。上述种种途径就构成了磷在自然界中的循环。但在这些过程中，微生物不改变磷的价态，因此微生物所推动的磷循环可看成是一种转化。

虽然磷在农业上十分重要，但是它可引起水体污染，是造成富营养化的重要因子。受磷污染的水体，藻类大量繁殖，藻体死亡后分解会使水体产生霉味和臭味。许多种类还会产生毒素，并通过食物链影响人类的健康。随着工农业生产的增长，人口的增加，含磷洗涤剂和农药、农肥的大量使用，近年来水体磷污染日益加剧，并导致了沿海海域曾多次发生赤潮事件。

常规的好氧生物处理工艺其主要功能是去除废水中的有机碳化合物。废水中的含磷化合物除小部分用于微生物自身生长繁殖的需要外，大部分却难以去除而以磷酸盐的形式随二级处理出水排入接纳水体。废水的二级生物处理出水中磷的含量常常超过 0.5 ~ 1.0mg/L，而成为接纳水体中藻类生长的控制营养源（根据 Liebig 最低定律，水体中磷含量的高低是水体发生富营养化，即藻类生长的限制因子）。据报道，水体中磷含量低于 0.5mg/L 时，能控制藻类的过度生长；低于 0.05mg/L 时，藻类几乎停止生长。目前，世界各国对控制水体中的磷含量都极为重视。在避免磷对水体的污染的生物处理技术方面则主要是聚磷菌的研究应用。

第一节 聚磷菌的生物学特性

一、聚磷菌的共同特性

聚磷菌也叫做摄磷菌，是传统活性污泥工艺中一类特殊的兼性细菌，在好氧或缺氧状态下能超量地将污水中的磷吸入体内，使体内的含磷量超过一般细菌体内的含磷量的数倍，这类细菌被广泛地用于生物除磷。

活性污泥中的聚磷菌当生活在营养丰富的环境中，在将进入对数生长期时，为大量分裂作准备，细胞能从废水中大量摄取溶解态的正磷酸盐，在细胞内合成多聚磷酸盐，如具有环状结构的三偏磷酸盐和四偏磷酸盐 $M_nP_nO_{3n}$ ；具有线状结构的焦磷酸盐和不溶结晶聚磷酸盐 $M_{n+2}P_nO_{3n}$ ；具有横联结构的过磷酸盐等，并加以积累，供下阶段对数生长期合成核酸耗用磷素之需。另外，细菌经过对数生长期而进入静止期时，大部分细胞已停止繁殖，核酸的合成虽已停止，对磷的需要量也已很低，但若环境中的磷源仍有剩余，细胞又有一定的能量

时，仍能从外界吸收磷元素，这种对磷的积累作用大大超过微生物正常生长所需的磷量，可达细胞重量的 6% ~8% ，有报道甚至可达 10%。以多聚磷酸盐的形式积累于细胞内作为贮存物质。

但当细菌细胞处于极为不利的生活条件时，例如使好氧细菌处于厌氧条件下，即所谓细菌“压抑”状态（Bacterial stress）时，聚磷菌能吸收污水中的乙酸、甲酸、丙酸及乙醇等极易生物降解的有机物质，贮存在体内作为营养源，同时将体内存贮的聚磷酸盐分解，以 $PO_4^{3-} - P$ 的形式释放到环境中来，以便获得能量，供细菌在不利环境中维持其生存所需，此时菌体内多聚磷酸盐就逐渐消失，而以可溶性单磷酸盐的形式排到体外环境中，如果该类细菌再次进入营养丰富的好氧环境时，它将重复上述的体内积磷。

具有聚磷能力的微生物就目前所知绝大多数是细菌。文献报道，从活性污泥中分离出来的聚磷细菌种类很多，最初只发现不动杆菌属的某些细菌具有聚磷作用，现在已发现并分离出 60 多种细菌和真菌都具有聚磷作用，见表 2 - 1。

表 2 - 1 部分常见的聚磷菌

弱氧化醋酸杆菌 <i>Acetobacter subacydans</i>	溶壁微球菌 <i>Micrococcus lysodeikticus</i>
产气杆菌 <i>Aerobacter aerogenes</i>	乌分枝杆菌 <i>Mycobacterium avium</i>
敏捷固氮菌 <i>Azotobacter agilis</i>	龟分枝杆菌 <i>M. chelonae</i>
棕色固氮菌 <i>A. vinelandii</i>	草分枝杆菌 <i>M. phlei</i>
产气杆菌 <i>bacterium aerogenes</i>	耻垢分枝杆菌 <i>M. smegmatis</i>
枯草杆菌 <i>Bacillus subtilis</i>	蛇分枝杆菌 <i>M. thamocephalus</i>
阴沟杆菌 <i>B. cloacae</i>	结核分枝杆菌 <i>M. tuberculosis</i>
佛比杆菌 <i>B. fridlanderi</i>	硝化杆菌属 <i>Nitrobacter sp.</i>
弧形柄杆菌 <i>Caulobacter vibroides</i>	反硝化硝化球菌 <i>Nitrococcus denitrificans</i>
嗜硫代硫酸菌 <i>Chlorobium thiosulfatophilum</i>	诺卡氏菌属 <i>Nocardia</i>
着色菌属 <i>Chromatium</i>	沼泽红假单菌 <i>Rhodospirillum rubrum</i>
白喉棒杆菌 <i>Claviceps purpurea</i>	深红红螺菌 <i>Rhodospirillum rubrum</i>
梭菌属 <i>Clostridium sp.</i>	黏质沙雷氏菌 <i>Serratia marcescens</i>
白喉棒杆菌 <i>Corynebacterium diptheriae</i>	链球菌 SL - 1 <i>Streptococcus SL - 1</i>
干燥棒杆菌 <i>C. xerosis</i>	金黄色葡萄球菌 <i>Staphylococcus aureus</i>
大肠杆菌 <i>Escherichia coli</i>	氧化硫硫杆菌 <i>Thiobacillus thiooxidans</i>
氢单胞菌 <i>Hydrogenomonas sp.</i>	分枝动胶菌 <i>Zoogloea ramigera</i>

从《伯杰氏细菌鉴定手册》查到可积磷和形成 PHB 的细菌还有很多，它们的作用机理尚需进一步研究。

二、聚磷菌除磷的生物化学机制

（一）厌氧释放磷的过程

聚磷菌在厌氧条件下，分解体内的多聚磷酸盐产生 ATP，利用 ATP 以主动运输方式吸收产酸菌提供的基质进入细胞内合成聚 β - 羟基丁酸盐（PHB），与此同时释放出 PO_4^{3-} 于环境中。

聚磷菌一般只能利用低级脂肪酸（如乙酸等），而不能直接利用大分子的有机基质，因此大分子物质需降解为小分子物质。如果降解作用受到抑制，则聚磷菌难以利用释磷中产生的能量来合成聚-β-羟基丁酸盐（PHB）颗粒，因而也难以在好氧阶段通过分解 PHB 来获得足够的能量过量地摄磷和积磷，从而影响系统的处理效率。

产酸菌在厌氧或缺氧条件下分解蛋白质、脂肪、碳水化合物等大分子有机物为可快速降解的基质（S_B），根据这些基质与除磷微生物混合后能诱导磷释放程度，将之分为三类。

- (1) 甲酸、乙酸、丙酸等低级脂肪酸；
- (2) 葡萄糖、甲酸、乙醇、柠檬酸等；
- (3) 丁酸、乳酸、琥珀酸等。

其中（1）类基质存在时放磷速度较快，污泥初始的线性放磷系由（1）类基质诱导所致，放磷速度与（1）类基质浓度无关，仅与活性污泥的浓度和微生物的组成有关，所以（1）类基质诱导的厌氧放磷呈零级动力学反应，见式（2-1）。

$$\frac{d\rho_t}{dt} = K_p K_{PA} X_a \quad (2-1)$$

式中 ρ_t ——t 时刻混合液液相磷浓度，mg/L；

X_a ——能利用 A 类基质的活性污泥浓度，mg/L；

K_{PA} ——活性污泥中的聚磷菌吸收和转化 A 类物质成 PHB 的速率常数 mgCOD/(gAVSS · h)；

K_p ——活性污泥中的聚磷菌吸收单位 A 类基质所产生的释磷量，mgP/mgCOD。

（2）类基质必须在厌氧条件下转化成（1）类基质后才能被聚磷菌利用，从而诱导磷的释放。因此诱导放磷的速度主要取决于（2）类基质转化成（1）类基质的速度。

其中（2）类基质诱导的释放速率曲线可以用 Monod 方程表示为式（2-2）

$$\frac{d\rho_t}{dt} = K'_p \frac{K_m S_B \gamma_A}{K_{SB} + S_B} \quad (2-2)$$

式中 K'_p ——聚磷菌吸收单位 B 类基质所释放的磷量观测值 mgP/mgCOD(为 0.3mgP/mgCOD 左右)；

K_m ——B 类基质在厌氧状态下的最大转化速率，mgCOD/(gBVSS · h)；

K_{SB} ——半速率常数 mgCOD/L。

所以混合液中磷的释放速率可以表示为式（2-3）

$$\frac{d\rho_t}{dt} = K_p K_{PA} X_a + K'_p \frac{K_m S_B X_a}{K_{SB} + S_B} \quad (2-3)$$

（3）类基质能否引发磷的释放则与污泥中微生物组成有关。在用该基质驯化后，其诱导的厌氧放磷速度与（1）类基质相近。

关于聚磷菌对基质的吸收，Comeau 提出乙酸吸收理论：质膜外的 CH_3COO^- 和 H^+ 干结合成中性分子，进入细胞再水解成离子 CH_3COO^- 和 H^+ ，产生的 ATP 驱动 H^+ 排到体外，重建质子驱动力，使 CH_3COO^- 不断被输入细胞。体内的乙酸（ CH_3COOH ）被合成为聚 β-羟基丁酸盐。

（二）好氧吸磷过程

聚磷菌在好氧或缺氧条件下，分解机体内的聚 β-羟基丁酸盐和外源基质，产生质子驱

动力 (pmf), 将体外的 PO_4^{3-} 输送到体内合成 ATP 和核酸, 将过剩的 PO_4^{3-} 聚合成细胞贮存物——多聚磷酸盐。

因为磷吸收是以磷释放为前提的, 如果在选定的停留时间内, 磷都是有效释放的, 那么好氧或缺氧条件的磷的吸收能力可以表示为式 (2-4):

$$\rho_{\mu} = K_{\mu} \Delta\rho \quad (2-4)$$

式中 ρ_{μ} ——吸磷能力, mg/L 进水;

K_{μ} ——单位有效释磷产生的吸磷能力 (2.0mg/mg);

$\Delta\rho$ ——厌氧释磷量, mg/L 进水。

(三) 生物除磷生化代谢模型

经过多年的研究确定, 聚磷菌除磷的生物化学反应模式如图 2-1 所示。

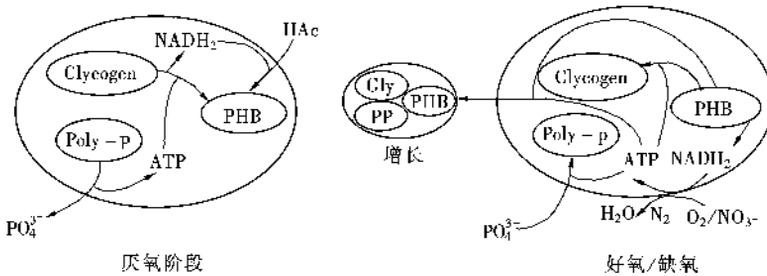


图 2-1 生物除磷生化代谢模型

HAc—醋酸(COD), Glycogen—糖原, Poly-P—多聚磷酸盐, ATP—三磷酸腺苷;

PHB—聚-β-羟基-丁酸酯, NADH₂—烟酰胺腺嘌呤二核苷酸(辅酶)

第二节 聚磷菌在废水处理中的作用机理

污水中的磷有很多存在形式, 但主要为正磷酸盐 PO_4^{3-} -P、聚磷酸盐和有机磷。进入污水处理厂中的污水中, 绝大部分聚磷酸盐和有机磷被水解或矿化成了 PO_4^{3-} -P。污水中剩余的有机磷和聚磷酸盐在进入生物处理系统后, 也将被矿化或水解成 PO_4^{3-} -P, 被聚磷菌摄取而去除。

所有生物除磷工艺皆为活性污泥法的修改, 即在原有活性污泥工艺的基础上, 通过设置一个厌氧阶段, 通过厌氧—好氧交替的运行, 选择培育聚磷菌, 以降低出水的磷含量。聚磷菌的活性污泥是由许多好氧异养菌、厌氧异养菌和兼性厌氧菌组成, 实质是产酸菌(统称)和聚磷菌的混合群体。一般的生物活性污泥中, 磷占污泥干重的 1.5%~2.0%。但是, 聚磷菌能够以比普通活性污泥高 3~7 倍的水平摄取积累或释放出磷。聚磷菌的这种过量摄磷能力不仅与在厌氧条件下磷的释放量有关, 而且与被处理废水中有机基质的类型及数量有关。其处理系统中所排放的剩余污泥中的含磷量一般为 6% 左右(污泥干重)。

在普通废水生物处理过程中, 微生物除碳的同时吸收磷元素用以合成细胞物质和合成 ATP 等, 但只去除污水中 19% 左右的磷。残留在出水中的磷还相当高。故欲降低出水中的磷含量需选用除磷工艺。目前, 根据已探明的聚磷菌在去除废水中磷方面的作用机理, 人们设计了相应的处理工艺。

一、好氧聚磷后的除磷工艺

磷的最终去除是通过富含磷的剩余污泥的排放。这样的工艺系列包括 A/O、A²/O、SBR 等；聚磷细菌 PAOs (Phosphate Accumulating Organisms) 在厌氧状态充分释磷后，经过好氧状态的过量吸磷，其细胞内的磷含量可高达 12% (以细胞干重计)，而普通细菌细胞的磷含量仅为 1% ~ 3%。这时将在好氧条件下高含磷的细菌以剩余污泥的形式进行排放，污水中的磷酸盐便能随细菌细胞而被排除。由于磷的去除量与污泥排放量是正相关的，所以此类工艺欲达到良好的除磷效果必须加大排泥量，从而导致泥龄偏短。此类工艺的特点是工艺流程简单，不需投药，运行费和建设费少；缺点是除磷效率低，去除率为 75% 左右，当 P/BOD 值较高时，难以达到排放要求。

上述除磷工艺的详细内容请参考本书第二章、第五章。

二、厌氧释磷后的化学沉淀除磷工艺

指结合生物除磷和化学除磷的 Phostrip 工艺和 BCFS 工艺等。该工艺利用高含磷污泥在厌氧池中释磷，并用化学药剂将引出的上清液中的磷沉淀去除。

(一) Phostrip 工艺

Phostrip 工艺是在传统活性污泥的污泥回流管线上增设一个除磷池及一个混合反应沉淀池而构成的，其工艺流程见图 2 - 2。

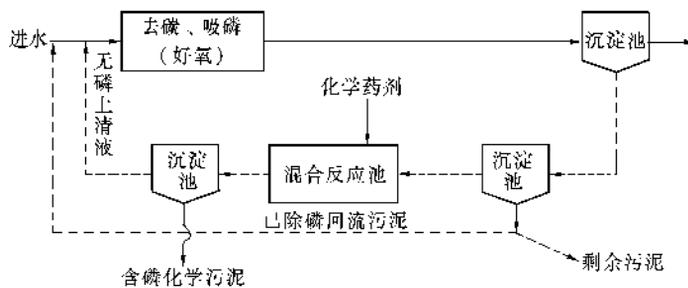


图 2 - 2 Phostrip 法除磷工艺流程

Phostrip 工艺的除磷同样是利用聚磷菌对磷的过量摄取作用而完成的。该工艺不是将混合液置于厌氧状态，而是先将回流污泥 (部分或全部) 处于厌氧状态并停留一定的时间，以利于磷由固相向液相转移，使其在好氧过程中过量摄取的磷在除磷池中充分释放，提高除磷池上清液中的磷含量。由除磷池流出的富含磷的上清液进入投加化学药剂 (如石灰) 的混合反应池，通过化学沉淀作用将磷去除；经过磷释放后的污泥再回流到处理系统中重新摄磷。Phostrip 工艺的特点是生物除磷和化学除磷结合在一起，与 A/O 工艺相比具有以下优点：工艺流程受外界条件影响小，操作灵活，磷的去除率可达 90% 左右，除磷效果好且稳定；回流污泥中磷含量较低，对进水水质波动的适应较强；大部分磷以石灰污泥的形式沉淀去除，污泥的处置不复杂；对现有工艺的改造只需在污泥回流管线上增设小规模的处理单元即可完成。在低温低有机基质浓度的条件下，以及除磷为主的情况下，采用此工艺是比较合适的。缺点是此类工艺的工艺复杂，需投加药剂，运行费和建设费较高。

(二) BCFS 工艺

在污水生物除磷实践中，南非开普顿大学（UCT）研究人员最早发现专性好氧细菌不是惟一对磷的生物摄/放起作用的菌种，兼性反硝化细菌也有着很强的生物摄放磷现象。反硝化细菌的生物摄放磷作用被荷兰代尔夫特工业大学（TU Delft）和日本东京大学（UT）研究人员合作研究确认，并冠名为“反硝化除磷”（denitrifying dephosphatation）。在磷的生物摄放过程中，反硝化除磷细菌 DPB（Denitrifying Phosphorus removing Bacteria）以硝酸氮取代氧作为电子接受体，也就是说反硝化除磷细菌能将反硝化脱氮和生物除磷这两个原本认为彼此独立的作用合二为一。

BCFS 工艺的特点就是利用了兼性反硝化细菌生物摄/放磷作用，BCFS 工艺具有 3 个内循环和 1 个被结合的化学除磷单元。其工艺流程如图 2 - 3 所示。

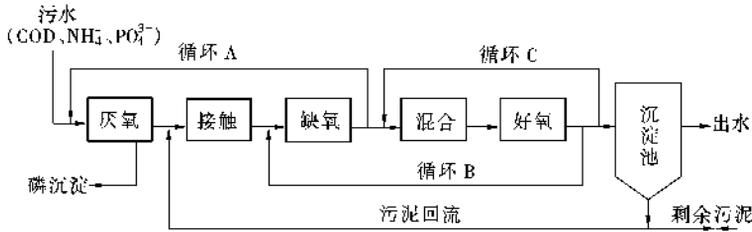


图 2 - 3 BCFS 除磷工艺流程

厌氧池以推流方式运行可保持较低的污泥指数（SVI），相当于一个厌氧选择池所起到的作用。实践证明，在厌氧和缺氧池之间增设一个接触池可起到第二选择池的作用。在接触池中，回流污泥与来自于厌氧池的混合液充分混合，以吸附在厌氧池中被水解的 COD。这个过程仅需约 10min 即可完成，所以，接触池仅需一个很小的池容。接触池中的溶解氧为零，溶解性的 COD 被用来脱除由回流污泥带进的硝酸氮。在此情况下，丝状菌的繁殖被大大抑制。最近对荷兰几个已升级为 BCFS 工艺的处理场调查表明，一个稳定而又较低的 SVI 值（80 ~ 120）能够在运行中持续实现。而在未增设第二选择池前，SVI 普遍在 150 以上。

在好氧池与缺氧池之间增设一缺氧/好氧池（混合池），目的是为了在此池内获得同时的硝化与反硝化，以保证出水含有较低的总氮浓度。这个新增设的混合池池内溶解氧通常控制为 0.5mg/L 左右，可通过间歇曝气来调整。在好氧池之前加设混合池，可较容易地通过控制内循环流量达到保证完全的反硝化和内循环 A 中无（或极低）硝酸氮的目的。否则，硝酸氮可能被回流到厌氧池中，导致普通兼性异养菌（反硝化作用）同除磷细菌（PAOs/DPB）竞争并消耗 COD。此外，混合池能通过最大程度地富集 DPB，起到使污泥得到良好矿化、降低 SVI 值与污泥产量之综合作用。

因为在 BCFS 工艺中的污泥龄通常被设计以满足硝化细菌增长所需要的生长条件，所以，容易导致较低的污泥产量。然而，这对除磷细菌的富集是不利的。另外，进水中 COD/P 比值过低也不利于除磷细菌的增长。在这两种情况下，生物除磷需辅以化学除磷来达到完全除磷的目的。生物除磷与化学除磷结合有助于使生物过程具有较高的选择性，且生物除磷与化学沉淀结合还能保证在较低化学药剂消耗量的情况下获得低的磷出水浓度（<0.1mgP/L）。试验表明，完全生物除磷需要 22mgCOD/mgP，而生物除磷与化学沉淀相结合会使最低 COD 需要量降至 2mgCOD/mgP。在图 2 - 3 所示的 BCFS 工艺中，化学沉淀除磷单元设置于厌氧池的末端（混合液中的磷浓度达到最大，通常为 30 ~ 40mgP/L），部分混合液以上清液

形式（设小型沉淀单元）被抽出，并施以化学沉淀剂沉淀。以此种方式运行，一方面化学药剂的投放量可发挥其最大效率，另一方面化学污泥不会同生物污泥混合而影响污泥焚烧处置时的燃烧能力。

据统计，比较传统的专性好氧聚磷细菌的除磷工艺，反硝化除磷细菌能结合除磷脱氮过程，可分别节省约 50% 和 30% 的 COD 与氧的消耗量，相应减少剩余污泥量 50%，降低了污泥处置费用，并可以减少构筑物数量和所需体积。由于有的研究表明磷的去除效果在很大程度上取决于缺氧环境中硝酸盐的浓度，硝酸盐浓度不足则磷的过量摄取受限，硝酸盐浓度过高时带入厌氧段的硝酸盐会影响磷的释放。所以在不同环境条件下，DPB 的诱导增殖与代谢途径变化规律以及系统中 DPB 菌群演化数量的判定和调控方式等都是亟待研究的课题。

过量除磷主要是生物作用的结果，但是生物过量除磷并不能解释所有的生物除磷行为。Vacher 和 Milbury 的研究结果表明，生物诱导的化学除磷可以作为生物除磷的补充。他们提出了在生物除磷系统中磷的脱除可能包括 5 种途径；生物过量除磷、正常磷的同化作用、正常液相沉淀、加速液相沉淀以及生物膜沉淀等。

生物除磷工艺经生产规模应用后发现有许多突出的优点：①除磷效果好；②可减少化学污泥量；③可减少污泥膨胀，改进沉降效果；污泥易脱水，肥效高；④成本低廉，操作方便；⑤适合于现有污水处理工厂的改建。

第三节 生物除磷的影响因素

一、进水有机碳含量的影响

废水生物除磷工艺中各营养组分间的比例关系是影响聚磷菌作用的一个重要方面。要提高脱磷系统的除磷效率，就要提高原水中挥发性脂肪酸在总有机底物中的比例，至少应提高可迅速降解有机基质的含量。Helness 等人认为反应器中的总 COD 负荷应该保持足够高，以保证细菌获得净增长。不过 Morgenroth 等人却指出：虽然在活性污泥系统中，提高进水 COD 可以使得出水中磷浓度下降，但是在生物膜处理系统中，当进水 COD 提高到一定程度后，再提高进水 COD 却使得出水中磷浓度升高。Wang 等人还研究了富营养条件下乙酸盐浓度影响细胞生长和 PHB 形成的动力学情况，并指出：细胞比生长速率随乙酸盐浓度提高呈指数函数下降，但是细胞浓度提高使酸的毒性降低，因此可以显著提高细胞对乙酸盐的耐受性。乙酸盐的利用速率主要取决于细胞生长速率，而受细胞外乙酸盐浓度的影响较小。在细胞的静止生长期，以活细胞（ABM）为计算基础的乙酸盐的比利用率和 PHB 的比形成速率分别为 $85 \text{ mgHAc}/(\text{gABM} \cdot \text{h})$ 和 $8 \text{ mgPHB}/(\text{gABM} \cdot \text{h})$ 。在乙酸盐浓度较高（ $5 \sim 10 \text{ g/L}$ ）时，乙酸盐的吸收率提高了 $10\% \sim 30\%$ ，结果使得 PHB 的分子尺寸也有了短暂的增长。而在指数生长期，乙酸盐的利用速率和 PHBD 的合成速率分别达到了 $160 \text{ mg HAc}/(\text{gABM} \cdot \text{h})$ 和 $830 \text{ mgPHB}/(\text{gABM} \cdot \text{h})$ 。

就进水中 BOD 与 TP 的比例条件而言，聚磷菌在厌氧阶段中释放磷时产生的能量主要用于其吸收溶液中可溶性低分子基质并合成 PHB 而贮存在其体内，以作为其在厌氧环境中生存的基础。因此进水中有无足够的有机基质提供聚磷菌合成足够的 PHB 是关系到聚磷菌能否在厌氧条件下生存的重要原因。为了保证脱磷效果，进水中的 BODS/TP 至少应在 15 以上，一般在 20 ~ 30。

前置厌氧池有利于聚磷菌对污水中易于降解的有机基质的储备和对磷的释放，加强了在好氧条件下对污水中磷的吸收。

二、亚硝酸盐和硝酸盐浓度的影响

亚硝酸盐浓度高低对活性污泥法除磷过程中缺氧吸磷段有一定的影响。Meinhold 等人的试验表明：在亚硝酸盐浓度较低的情况下（ NO_2^- 含量大约 4 ~ 5mg/L），对缺氧吸磷过程无危害；但当亚硝酸盐的浓度高于 8mg/L 时，缺氧释磷被完全抑制，好氧吸磷也产生严重抑制。在该试验条件下，临界亚硝酸盐的浓度为 5 ~ 8mg NO_2^- /L。

由于聚磷菌中的气单胞菌属具有将复杂高分子有机底物转化为挥发性脂肪酸的能力，所以在除磷过程中存在着气单胞菌发酵产酸聚磷之间的连锁关系。而其中气单胞菌是否能够充分发挥其以发酵中间产物为电子受体而进行的发酵产酸能力，是决定其他聚磷菌能否正常发挥其功能的重要因素。但是气单胞菌能否充分发挥这种发酵产酸的能力，取决于废水的水质情况。实际表明，气单胞菌也是一种能利用硝酸盐作为最终电子受体的兼性反硝化菌，而且只要存在 NO_3^- ，其对有机基质的发酵产酸作用就会受到抑制，从而也就抑制了聚磷菌的释磷和摄磷能力及 PHB 合成能力，结果导致系统的除磷效果下降甚至被破坏。为了保证厌氧段的高效释磷能力，一般应将 NO_3^- 浓度控制在 0.2mg/L 以下。

研究同时发现，未进行反硝化或反硝化不充分的高浓度 $\text{NO}_3^- \cdot \text{N}$ 的存在将阻碍对磷的释放，聚磷菌将直接利用有机酸呼吸，由其他异养细菌降解有机物。

在低基质污水、高 $\text{NO}_3^- \cdot \text{N}$ 及高污泥回流比的条件下，为达到同等除磷效果必须通过加大厌氧区容积的措施予以解决，而随意确定厌氧区的 HRT（例如 1.0h、1.5h 等）将事与愿违。

三、酸度的影响

pH 对磷的释放和吸收有不同的影响。在 pH = 4.0 时，磷的释放速率最快，当 pH > 4.0 时，释放速率降低，pH > 8.0 时，释放速率将非常缓慢。在厌氧段，其他兼性菌将部分有机物分解为脂肪酸，会使污水的 pH 降低，从这一点来看对磷释放是有利的。在 pH 为 6.5 ~ 8.5 的范围内，聚磷菌能在好氧状态下有效地吸收磷，且 pH = 7.3 左右吸收速率最快。

综上所述，低 pH 有利于磷的释放，而高 pH 有利于磷的吸收，而除磷效果是磷释放和吸收的综合。所以在生物除磷系统中，宜将混合液的 pH 控制在 6.5 ~ 8.0 的范围内。当 pH < 6.5 时，应向污水中投加石灰来调节 pH 值。

四、污泥负荷的影响

通过排放剩余污泥来去除磷的工艺要求高负荷低泥龄，以便通过大量排放富含磷的污泥来去除污水中的磷。

五、厌氧停留时间的影响

污水在厌氧段的水力停留时间一般在 1.5 ~ 2.0h 的范围内。停留时间太短，一是不能保证磷的有效释放，二是污泥中的兼性酸化菌不能充分地将污水中的大分子有机物（如葡萄糖）分解成低级脂肪酸（如乙酸），以供聚磷菌摄取，从而也影响磷的释放。停留时间太长，不但没有必要，还可能产生一些负作用。污水在好氧段的停留时间一般在 4 ~ 6h，这样即可保证磷的充分吸收。

六、金属元素的影响

某些重金属离子、络合阴离子及一些有机物随工业废水排入处理系统以后，如果超过一定浓度，会导致活性污泥中毒，使其生物活性受到抑制。

七、温度的影响

温度对除磷效果的影响较为复杂，目前尚不太清楚。各种研究和不同处理厂的运行结果相差较大，有的甚至得出完全相反的结论。例如，有的污水处理厂发现除磷效果随温度降低而提高，而有的处理厂则发现随温度降低而降低。一般认为，在 5 ~ 35 的范围内，均能进行正常的除磷，因而一般城市污水温度的变化不会影响除磷工艺的正常运行。

八、氧化还原电位的影响

厌氧段 ORP 应小于 - 250mV，好氧段则应控制在 40mV 以上。在运行管理中，如发现厌氧段 ORP 升高，则预示着除磷效率已经或即将降低。

九、污泥龄的影响

影响除磷效果的因素之一是活性污泥中聚磷菌的含量及其对磷的吸收能力，污泥龄的长短对污泥摄磷作用及剩余污泥的排放有直接的影响。泥龄越长，污泥含磷量越低，去除单位质量的磷需消耗的 BOD 较多。例如，当总污泥龄为 8 ~ 10d 时活性污泥中的最大磷含量为其干污泥量的 4%，为异养菌体质量的 11%，但当污泥龄超过 15d 时污泥中最大含磷量明显下降，反而达不到最大除磷效果。因此，一味延长污泥龄（例如 20d、25d、30d）是没有必要的，宜在 8 ~ 15d 范围内选用。此外，由于有机质的不足会导致污泥中磷“自溶”，降低除磷效果。泥龄越短，污泥含磷量越高，污泥产磷量也越高。还有，泥龄短有利于控制硝化作用的发生和厌氧段的充分释磷。因此，一般宜采用较短泥龄，为 3.5 ~ 7d。但泥龄的具体确定应考虑整个处理系统出水中 BOD 或 COD 要求。与活性污泥除磷法相比较，基质传递效果对生物膜除磷法的影响更加显著。因此，要促进生物膜法除磷效果，需要对生物膜载体进行必要的反冲洗，使生物膜比较薄。

第三章 脱氮菌的研究应用

氮是生物有机体的主要组成元素，氮循环是重要的生物地球化学循环。氮循环由固氮、氨化（脱氨）、硝化作用、反硝化作用及硝酸盐还原等氮化合物的转化反应所组成，它们大多是氧化还原反应。

含氮工业废水和生活污水未经处理排入江河，会给环境造成严重危害。主要表现如下：

（1）造成水体富营养化现象

由于水体中氮肥含量增高，促使某些藻类恶性繁殖，出现水华和赤潮现象，使水质恶化，引起鱼类和水生生物大量死亡。

（2）增加给水处理的成本

在水厂加氯消毒时，水体中少量氨会使加氯量成倍增加，此外，脱色、除嗅、除味的化学药剂投加量增加。

（3）消耗水体中氧量

还原态氮排入水体会因硝化作用而耗去水体中大量的氧。 1molNH_3 氧化成 1molNO_3^- ，需消耗 2molO_2 。

（4）对人及生物具有毒害作用

饮用水中含氮物主要为硝酸盐，一般含氮量很少高于 1mg/L 。根据世界卫生组织规定， NO_3^- 含量不能超过 10mg/L 。出生 4~6 个月的婴儿，对硝酸盐的耐受力比较低，当饮用水内 NO_3^- 含量为 $90\sim 140\text{mg/L}$ 时，即可造成婴儿高铁血红蛋白症（methemoglobinemia），使红血球不能带氧而导致婴儿窒息死亡。

许多水生动物（如鱼类）对 $\text{NH}_3\text{-N}$ 较敏感，一般有一定的耐受限度。如水中 $\text{NH}_3\text{-N}$ 超过 3mg/L 时，金鱼在 9~24h 内死亡。

此外，亚硝酸与胺作用生成亚硝酸胺，有致癌和致畸作用。所以，饮用水（或水源水）中应严格控制亚硝酸的含量。

因而，生物脱氮已日益受到国内外的重视。

第一节 脱氮菌的生物学特性

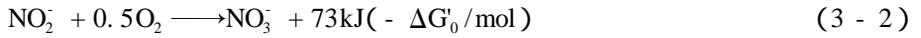
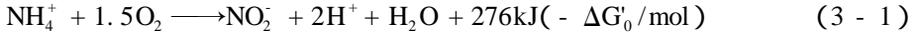
在去除水中氮化物的过程中起作用的微生物种群有很多，它们的特性也不尽相同。

一、硝化菌的生物学特性

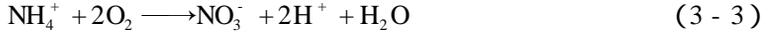
亚硝酸菌和硝酸菌统称为硝化菌，硝化菌是化能自养菌，革兰氏染色阴性，不生芽孢的短杆状细菌，广泛存活在土壤中，在自然界的氮循环中起着重要的作用。硝化菌是好氧菌，适宜在中性和偏碱性环境中生长。不需要有机性营养物质，从 CO_2 获取碳源，从无机物的氧化中获取能量。亚硝酸细菌在硅胶固体培养基上长成细小、稠密的褐色、黑色或淡褐色的

菌落。硝酸细菌在琼脂培养基和硅胶固体培养基上长成小的、由淡褐色变成黑色的菌落，且能在亚硝酸盐、硫酸镁和其他无机盐培养基中生长。

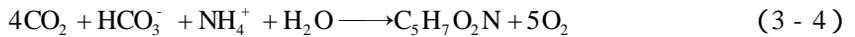
硝化作用（nitrification）是好氧条件下通过无机化能硝化细菌的作用将氨氧化成硝酸盐的过程。它的重要性是产生氧化态的硝酸盐，产物又可以参与反硝化作用。硝化作用分两步进行，分为亚硝化式（3-1）和硝化式（3-2）。



将亚硝化式（3-1）和硝化式（3-2）两式合并可得式（3-3）



硝化作用是一个产能过程，硝化细菌经卡尔文循环和不完全的三羧酸循环利用 CO_2 合成细胞物质。考虑细胞合成，可用式（3-4）来表示。



把氨氧化成亚硝酸的代表性细菌是亚硝酸单胞菌属（*Narosomonas*）、亚硝酸球菌属（*Nitrosococcus*）及亚硝酸螺菌属（*Nitrosospira*）、亚硝酸叶菌属（*Nitrosolobcis*）和亚硝酸弧菌（*Nitrosovibrio*）等。把亚硝酸氧化成硝酸代表性细菌是硝化杆菌属（*Nitrobacter*）、硝化球菌属（*Nitrococcus*）硝化刺菌属。前者称为亚硝化菌（nitrosobacteria），后者称为硝化菌（nitrobacteria），两者统称为硝化（作用）细菌（nitrifying bacteria）。亚硝化菌和硝化菌的特性对比见表（3-1）。

表 3-1 亚硝化菌和硝化菌的基本特征

项 目	亚 硝 化 菌	硝 化 菌
细胞形状	椭球或棒状	椭球或棒状
细胞尺寸（ μm ）	1×1.5	0.5×1.0
革兰氏染色	阴性	阴性
时代期（h）	8~36	12~59
自养性	专性	兼性
需氧性	严格好氧	严格好氧
最大比增长速率（ $\mu\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$ ）	0.04~0.08	0.02~0.06
产率系数 Y（mg 细胞/mg 基质）	0.04~0.13	0.02~0.07
饱和常数 K（mg/L）	0.6~3.6	0.3~1.7

二、硝酸盐还原和反硝化作用（nitrate reduction and denitrification）菌群

硝酸盐还原包括异化硝酸盐还原和同化硝酸盐还原。

异化硝酸盐还原又分为发酵性硝酸盐还原（fermentative nitrate reduction）和呼吸性硝酸盐还原（respiratory nitrate reduction）。如呼吸性硝酸盐还原的产物是气态的 N_2O 、 N_2 ，则这个过程被称为反硝化作用。同化硝酸盐还原是硝酸盐被还原成亚硝酸盐和氨，氨被同化成氨基酸的过程。这里被还原的氮化物成为微生物的氮源。

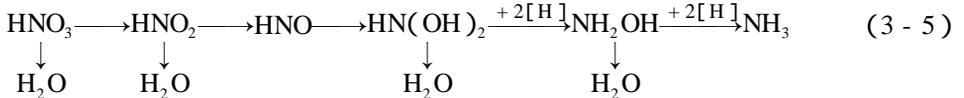
异化硝酸盐还原是在无氧或微氧条件下，微生物进行的硝酸盐呼吸，即以 NO_3^- 或 NO_2^- 代替 O_2 作为电子受体进行呼吸代谢。与同化硝酸盐还原相比，它的酶系一般是颗粒性的，可被氧竞争性抑制，但不受氨的抑制。发酵性硝酸盐还原中硝酸盐是发酵过程的“附带”

电子受体，而不是末端受体，为不完全还原，发酵产物主要是亚硝酸盐和 NH_4^+ 。其特点是没有膜结合酶，细胞色素和电子传递磷酸化。这种现象在自然界非常普遍，大多数由兼性厌氧菌来完成，如肠杆菌属、埃希氏菌属和芽孢杆菌属细菌。呼吸性硝酸盐还原中硝酸盐作为末端电子受体被还原成亚硝酸盐、氨或产生气态氮（反硝化作用）。在反硝化过程中硝酸盐经一系列酶的作用，细胞色素传递电子，最后被还原成 N_2O 和 N_2 ，大量的 N_2O 、 N_2 释放到大气中去。反硝化过程也是一个偶联产能过程，但电子传递链较短，一个硝酸盐还原过程产生 2 个 ATP，反硝化细菌的生长缓慢。具有异化硝酸盐还原能力的微生物很多，大部分是异养的，少量自养，有的能兼营异养和自养。但它们多是厌氧菌或兼性厌氧菌。反硝化作用的效应是造成氮的损失从而降低氮肥效率， N_2O 的释放可破坏臭氧层，损失的氮因固氮过程增加的氮而得到平衡。

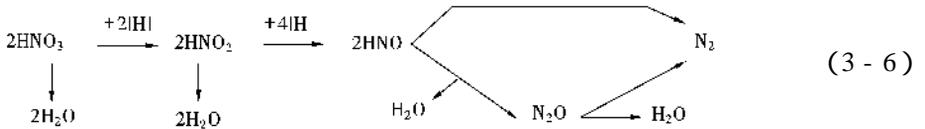
反硝化菌大多是属于异养型兼性厌氧菌的细菌。在厌氧条件下，营厌氧呼吸，以硝酸氮为电子受体，以有机物（碳水化合物、有机酸类、醇类、烷烃类、苯酸盐类和其他的苯衍生物）为电子供体。生成的氮气可从水中逸出。在这种条件下，能释放出更多的 ATP，相应合成的细胞物质也较少。能进行反硝化的细菌很多，主要有：无色杆菌属（*Achromobacter*）、气杆菌属（*Aerobacter*）、产碱杆菌属（*Alcaligenes*）、黄杆菌属（*Flavobacterium*）、变形杆菌属（*Proteus*）、假单胞菌属（*Pseudomonas*）等。

厌氧反硝化作用通常有三种结果：

1. 大多数细菌、放线菌及真菌利用硝酸盐为氮素营养，通过硝酸还原酶的作用将硝酸还原成氨，进而合成氨基酸、蛋白质和其他含氮物质。



2. 反硝化细菌（兼性厌氧菌）在厌氧条件下，将硝酸还原为氮气。



反硝化细菌有施氏假单胞菌（*pseudomonas*）、脱氮假单胞菌（*ps. denitrificans*）、荧光假单胞菌（*ps. fluorescens*）、色杆菌属中的紫色杆菌（*chromobacterium violaceum*）、脱氮色杆菌（*chrom. denitrificans*）。

3. 硝酸盐还原为亚硝酸。



三、好氧反硝化菌

好氧反硝化菌有 *Thiosphaera Pantotropha*、*pseudomonas SPP.*、*Alcaligenes faecalis* 等，好氧反硝化菌也是异氧硝化菌，能将 NH_4^+ 直接转化为最终的气态产物逸出。某些生丝微菌属（*Hyphomicrobium sp.*）的细菌也有好氧反硝化作用。好氧反硝化过程氮的形态变化如式（3-8）：



四、厌氧氨氧化 ANAMMOX (ANAerobic AMMonium OXidation) 细菌

指的是厌氧条件下氨氮以亚硝酸氮作为电子受体直接被氧化到氮气的过程，其分解反应如下式 (3-9)：



从这一反应中所产生的 Gibbs 自由能甚至比产生于好氧氨（氮）氧化（硝化）的能量还高，所以，能够支持自养细菌生长。目前，起 ANAMMOX 作用的微生物已被成功地分别在实验室流化床与 SBR 反应器中培养、富集到一定浓度，合成培养基为氨氮与亚硝酸氮的混合物。ANAMMOX 微生物的增长率与产率是非常低的，但是氮的转换率却为 0.25 mgN/(mgSS·d) 这与传统好氧硝化的转换率相当。ANAMMOX 反应在 10~43 的温度范围内具有活性，适宜的 pH 值为 6.7~8.3。

五、污水处理中氮元素在微生物作用下的形态变化

由图 3-1 可清楚看出， NH_4^+ 转化为 N_2 的途径有多种，即可经过 NO_2^- 状态，也可经过 NO_3^- 状态，还可直接转化，这些机理的研究为生产实践打下了良好的理论基础。

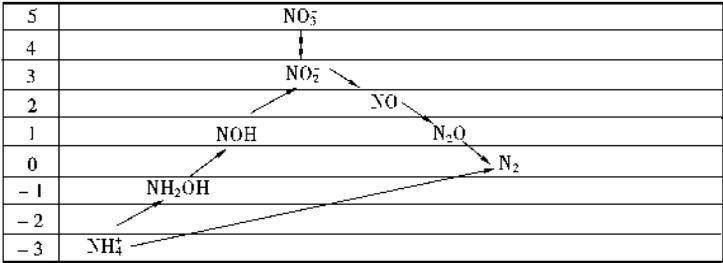


图 3-1 氮元素在微生物作用下的形态变化

图 3-1 也可简化为图 3-2。

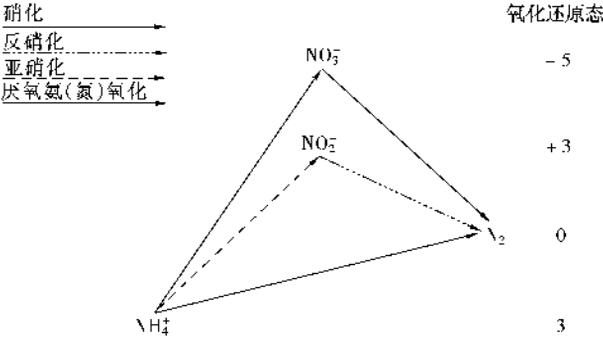


图 3-2 污水生物脱氮的可能途径

第二节 脱氮菌在废水处理中的作用机理

由于常规活性污泥法是以除碳为目的，通过微生物同化去除生活污水中的氮量很少，通

常只有 10% ~ 13%。因此,对生活污水和含氮的工业废水,采用常规的活性污泥法处理,出水中仍含有大量的氮和磷。这就促使人们对常规活性污泥工艺流程进行改造,以提高氮、磷的去除率。污水处理中氮的去除,是通过各种菌群的协同作用,将含氮有机物分解为氨氮,之后进行硝化和反硝化等氧化还原过程,使水中的氮最终以氮气的形式逸到大气中,完成水的净化。如下图 3 - 3 :

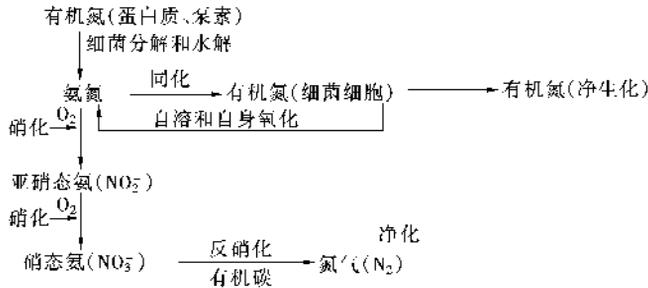


图 3 - 3 生化系统中氮的循环

实际污水处理中,根据所利用的菌群或氮的转化途径的不同,将氮的生物去除工艺分为四大类:

一、传统的硝化和反硝化工艺

长期以来,无论是在废水生物脱氮理论上还是在工程实践中,都一直认为要实现废水生物脱氮就必须使 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 经历典型的硝化和反硝化过程才能完全被除去。传统生物脱氮之所以要将氨氮完全氧化成硝酸后再进行反硝化,主要基于以下几个方面原因:

1. 如果硝化不完全,形成的亚硝化产物 HNO_2 是“三致”物质,对接纳水体和人是不安全的,所以尽量避免出现 HNO_2 ;
2. HNO_2 具有一定耗氧性,影响出水 COD 和接纳水体 DO ;
3. 氮在自然生物氧化过程中, $\text{NH}_3 - \text{N} \longrightarrow \text{NO}_2^- - \text{N}$, 可释放 242.8 ~ 351.7kJ/mol 的能量,亚硝酸菌从中获取 5% ~ 14% 能量;氧化 $\text{NO}_2^- - \text{N} \longrightarrow \text{NO}_3^- - \text{N}$ 释放能量为 64.5 ~ 87.5kJ/mol,硝酸菌可利用其中 5% ~ 10% ,硝酸菌氧化 NO_2^- 的量必须达到亚硝酸菌氧化 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 量的 4 ~ 5 倍,因而在稳态下,一般不会有 HNO_2 积累,氨会被氧化成硝酸;
4. 亚硝酸菌和硝酸菌是两类独立细菌,但在开放体系中,这两类菌普遍存在,并生活在一起,彼此有利,因此难以单独存在;
5. 氨氧化为亚硝酸的速率较亚硝酸氧化为硝酸速率慢,在 $\text{NH}_3 - \text{N} \longrightarrow \text{NO}_3^- - \text{N}$ 中,亚硝酸的形成是限速步骤,所以通常硝化产物为硝酸,亚硝酸浓度很低。

最具有代表性的就是 A/O 法、 A^2/O 法等工艺,这些工艺在废水除磷脱氮方面起到了一定的作用,但仍然存在许多问题,如硝化菌群增殖速度慢,且硝化菌世代长,难以维持较高生物浓度,因此造成系统总水力停留时间较长,有机负荷较低,增加了基建投资和运行费用。另外,为中和硝化过程产生的酸度,需要加碱中和,增加了处理费;氨氮完全硝化,需要大量的氧,使动力费用增加等。

若在污水生物处理系统中的二次沉淀池发生反硝化作用,产生的氮气由池底上升逸到水

面时会把池底的沉淀污泥带上浮起，使出水混浊，影响出水的水质。有些污（废）水经生物处理后出水硝酸盐含量高，在排入水体后，若水体缺氧发生反硝化作用，会产生致癌物质亚硝酸胺，造成二次污染，危害人体健康。

二、好氧反硝化工艺

好氧反硝化工艺目前只限于试验室研究阶段，该工艺可以在同一反应器内实现硝化、反硝化和除碳。与传统工艺相比，具有很多优势：

1. 完全脱氮；
2. 强化磷的去除；
3. 降低曝气要求，节省能耗并增加设备的处理负荷；
4. 减少碱的消耗；
5. 简化系统的设计和操作。

三、亚硝酸型生物脱氮工艺

从氮的微生物转化过程来看，常温下的硝化是一个由两种不同的自养细菌所完成的生物化学过程：第一步，氨氮首先被氧化到亚硝酸氮（亚硝化）；第二步，亚硝酸氮继续被氧化成硝酸氮（硝化）。这两类独立的细菌催化完成的两个不同反应，应该可以分开。这两类细菌的特征也有明显的差异。

对于反硝化菌，无论是 NO_2^- 还是 NO_3^- 均可以作为最终受氢体，因而整个生物脱氮过程可以通过 $\text{NH}_3 \longrightarrow \text{NO}_2^- \longrightarrow \text{N}_2$ 这样的途径完成。所谓亚硝酸型生物脱氮就是将硝化过程控制在 HNO_2 阶段而终止，随后进行反硝化。亚硝酸菌世代周期比硝酸菌世代周期短，泥龄也短，控制在亚硝酸型阶段易提高微生物浓度和硝化反应速度，缩短硝化反应时间，从而可以减小反应器容积，节省基建投资。另一方面，从亚硝酸菌的生物氧化反应可以看到，控制在亚硝酸型阶段可节省氧化 NO_2^- 为 NO_3^- 的氧量。此外，从反硝化的角度来看，从 NO_3^- 还原到 N_2 比从 NO_2^- 还原到 N_2 需要的氢供体多。因此，亚硝酸型生物脱氮的技术与传统的生物脱氮技术相比具有以下特点。

①在 $\text{NH}_3 \longrightarrow \text{NO}_2^- \longrightarrow \text{NO}_3^-$ 的一连串的硝化反应中，限制因子是亚硝化单胞菌属增长速度，而且为了维持亚硝酸型的硝化方式所需要的 pH 值范围大致是 7.8 ~ 8.8。在这一范围内，亚硝化单胞菌属的增长速度较维持硝化方式所必须的 pH 值 6.8 ~ 7.8 范围内的增长速度大。为完成硝化作用所需要的极限污泥负荷范围也大。

②对流入硝化反应器的 NH_3 进行生物氧化时，把 NH_3 氧化到 NO_2^- 为止，较氧化成 NO_3^- 为止更能节省能源。

③亚硝酸型脱氮方式中，在脱氮反应初期便存在着来自 NO_2^- 的阻碍作用的一段停滞期，但尽管包括这个停滞期在内， NO_2^- 的还原速度仍然较 NO_3^- 的还原速度大。

④在亚硝酸型脱氮方式中，作为脱氮菌所必须的氢供体，即有机碳源的需要量较硝酸型脱氮减少 50% 左右。

将硝化过程控制在 HNO_2 阶段而终止，随后进行反硝化的亚硝酸型生物脱氮工艺。通常利用亚硝酸菌和硝酸菌动力学特性固有差异，采用控制温度、溶解氧浓度、pH 值、氨负荷及泥龄等对两类菌生长产生不同影响的微生物生命影响因素来实现。目前有两种类型：

1. 中温亚硝化 英文简称 SHARON (Single reactor for High Ammonium Removal Over Nitrite), 氨氮氧化的终产物为亚硝酸氮。在环境温度下 (如典型的 10~20℃), 硝化细菌比亚硝化细菌增长速率要快。这暗示着亚硝酸氮作为一种中间过渡形态很难以聚集浓度存在于环境温度之下。然而, 当温度增高之后, 会出现与常温下相反的情况, 因为硝化细菌在温度提高后其增长率变得比亚硝化细菌要低。根据反应的活性能, 荷兰研究人员 Hunik 绘出了亚硝化细菌和硝化细菌的最小污泥龄与温度之间的关系, 见图 3-4。图 3-4 揭示, 靠细致地选择污泥龄, 硝化细菌完全有可能被从系统中排除, 而仅仅使亚硝化细菌保持在反应器中。

SHARON 工艺是由荷兰 Delft 技术大学开发的脱氮新工艺。该工艺的核心是应用了硝酸菌和亚硝酸菌的不同生长速率, 即在高温 (30~35℃) 下, 亚硝酸菌的生长速率明显高于硝酸菌的生长速率, 亚硝酸菌的最小停留时间小于硝酸菌这一固有特性控制系统的水力停留时间, 使其介于硝酸菌和亚硝酸菌最小停留时间之间, 从而使亚硝酸菌具有较高的浓度而硝酸菌被自然淘汰, 从而维持了稳定的亚硝酸积累, 然后进行反硝化。

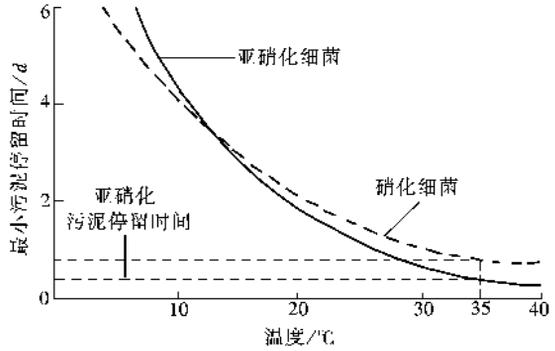


图 3-4 亚硝化细菌和硝化细菌的最小污泥龄与温度关系

用 SHARON 工艺来处理城市污水二级处理系统中污泥消化上清液和垃圾滤出液等高氨废水, 可使硝化系统中亚硝酸积累达 100%。

在 SHARON 工艺中, 温度和 pH 值受到严格控制。由于温度高有利于提高细菌的比增长率, 这便有可能使微生物被保持在有限容积的单一反应器中, 而无需污泥停留 (以恒化器方式运行)。在 SHARON 工艺中无污泥停留意味着污泥龄 (SRT) 完全等于水力停留时间 (HRT)。因此, 反应器的稀释率 ($1/HRT$) 能被设定在某一数值, 使亚硝化细菌快速增长并停留在反应器中, 而让硝化细菌排出系统。作为一个安全的运行温度, 35℃ 被选择为 SHARON 工艺的工作温度。此时, 亚硝化细菌的最大比增长率为 $2.1 d^{-1}$, 在实际情况下导致大约为 1 d 左右的好氧污泥龄。

利用此专利工艺的荷兰 Rotterdam 和 Utrecht 两座城市污水二级处理厂的消化上清液单独生物脱氮处理厂已在荷兰建成, 并证明了亚硝酸型生物脱氮技术的可行性。

虽然 SHARON 工艺选择了快速增长的亚硝化细菌, 但这样的微生物对氨氮具有较低的亲和性。在实际中, 这将导致出水含有较高浓度的氨氮 (10~100mgN/L)。因此, SHARON 工艺最适合于处理具有一定温度的高浓度 (>500mgN/L) 氨氮污水。试验表明, 亚硝化过程在 pH 值下降到 6.4 左右时停止, 因为在此 pH 值条件下硝化细菌变得活跃起来。对 SHARON 工艺来说, 最佳的运行 pH 值在 6.8~7.2 之间。

2. 溶解氧控制亚硝化工艺

(1) OLAND 工艺是由比利时 Gent 微生物生态实验室开发。该工艺的技术关键是控制溶解氧浓度, 使硝化过程仅进行到 NH_3 氧化为 NO_2^- 阶段。溶解氧浓度是硝化与反硝化过程中的重要因素, 研究表明低溶解氧下亚硝酸菌增殖速率加快, 补偿了由于低氧所造成的代谢活动下降, 使得整个硝化阶段中氨氮未受到明显影响。低氧下亚硝酸大量积累是由于亚硝酸

菌对溶解氧的亲合力较硝酸菌强。亚硝酸菌氧饱和常数一般为 0.2 ~ 0.4mg/L，硝酸菌的为 1.2 ~ 1.5mg/L。OLAND 工艺就是利用这两类菌动力学特性的差异，实现了淘汰硝酸菌，使亚硝酸大量积累。

(2) 生物膜内亚硝化

亚硝酸氮在生物膜内的聚集是亚硝化的另一种形式，这种现象已在一些试验中低溶解氧浓度 (0.5 ~ 1.5mgO₂/L) 的情况下被观察到，并被确认存在于现实之中。硝化细菌与亚硝化细菌间对氧的亲合性之差别，以及传质限制等因素影响这两种微生物在生物膜内的数量。许多研究人员从试验中已广泛地观察到，亚硝化细菌对氧的亲合常数 (即半饱和常数) 比硝化细菌要低很多。如果生物膜内的溶解氧受限制，这两种微生物间的竞争必定发生。竞争的结果总是亚硝化细菌获胜。在一个生物膜系统中，快速增长的细菌倾向于占据生物膜的表层。微生物的这种性质对亚硝化细菌的增长非常有利，因为在环境中低 DO/NH₃-N 比值情况下，氧通常是限制性基质，不足以向生物膜内部扩散。生物膜内微生态进化的结果将是硝化细菌消失，而亚硝化细菌大量繁殖，至少在生物膜的表层情况如此。

亚硝酸盐生物脱氮技术，具有降低能耗、节省碳源、减少污泥生成量、反应器容积小及占地面积省等优点。但是由于废水的复杂性和污染物质的多样性，以及各个控制因素之间的相互关联等原因，仍存在如下几个方面的问题。

① SHARON 工艺主要用来处理城市污水二级处理系统中污泥消化上清液和垃圾滤出液等废水，由于这些废水本身温度较高，属高氨高温水。但对于大量的城市污水来说，一般属于低温低氨污水，要使大量水升温、保温在 30 ~ 35 难以实现。因此，对低温低氨的城市污水如何实现亚硝酸盐型硝化值得进一步的研究。

② OLAND 工艺是在低氧浓度下实现维持亚硝酸盐积累，但是对悬浮系统来说低氧下活性污泥易解体和发生丝状膨胀。因此低氧对活性污泥的沉降性、污泥膨胀、以及对除氮以外的其他污染物质去除效果的影响等仍值得进一步的研究。

③ 虽然很多因素会导致硝化过程中亚硝酸盐积累，但目前对此现象的理论的解释还不充分。各种控制因素之间都是相互关联的，如温度、pH 值、DO、氨浓度等的变化都会引起亚硝酸盐菌和硝酸盐菌增长速度的变化，进而引起其最小停留时间的改变。因此，根据各种废水的水质特点寻找其主要控制因素，或者如何综合考虑各种控制因素，综合控制硝化过程，使亚硝酸盐的积累能长久稳定地维持还需要进一步的研究与探索。

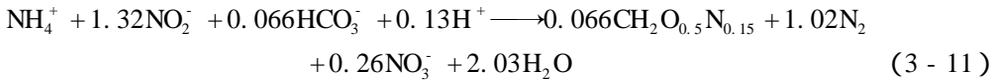
四、厌氧氨(氮)氧化工艺

厌氧氨氧化 ANAMMOX (ANaerobic AMMonium OXidation) 指的是厌氧条件下氨氮以亚硝酸盐氮作为电子受体直接被氧化到氮气的过程，其分解反应如式 (3 - 10)：



ANAMMOX 无需有机碳源存在，碳酸盐/二氧化碳是 ANAMMOX 微生物生长所需的无机碳源。ANAMMOX 总试验计量化学式由方程 (3 - 11) 所表示，它是 ANAMMOX 分解与合成的总的表达式。ANAMMOX 一个令人惊奇的性质是它在反应过程中需要转换部分亚硝酸盐氮到硝酸盐氮，如方程 (3 - 11) 所示。因为 ANAMMOX 由自养微生物所完成，所以，为固定 CO₂ 并使之还原为有机碳需要有一个电子给予体。理论上，两种基质，氨氮 (氧化到亚硝酸盐氮) 及亚硝酸盐氮 (氧化到硝酸盐氮) 均可担当此任，但在现实中显然仅亚硝酸盐氮被用于此目

的。



ANAMMOX 工艺的出现为工业污水或生活污水以较可持续方式脱氮处理创造了新的技术条件。ANAMMOX 与亚硝化工艺相结合，氨氮能够被直接自养转换到氮气。以此种方式脱氮，传统上需以有机电子供体（COD）支持反硝化的问题便被完全避免。因此，一半以上的曝气量（为硝化）将被节约。与 ANAMMOX 相结合的亚硝化工艺可以 SHARON 方式或者在生物膜内实现。

（一）SHARON 与 ANAMMOX 结合工艺

这种自养脱氮工艺见图 3-5。主要针对高浓度氨氮污水。进水首先进入一悬浮增长、无污泥停留的 SHARON 单元，运行最佳温度为 35℃。目前，世界上 SHARON 工艺的首例工程应用已在荷兰鹿特丹的 Dokhaven 污水处理场内实现，它被用于污泥消化液（含有 1000~1500mgN/L）反硝化的前处理（亚硝化）。这个 SHARON 亚硝化单元以实验室 2 L 小试反应器为基础，通过数学模拟直接放大到现场 1500m³ 处理构筑物。几年实际运行情况表明，这个亚硝化处理单元性能良好，亚硝化率几乎可达 100%（需控制 pH）。

事实上，上述 SHARON 亚硝化单元是为今后以 ANAMMOX 方式处理污泥消化液所做的前期技术准备。目前，对图 3-5 所示 SHARON 后接 ANAMMOX 的完全自养脱氮工艺已完成全部实验室研究工作。

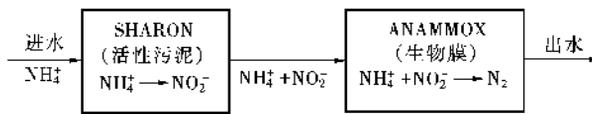


图 3-5 SHARON 与 ANAMMOX 相结合的自养脱氮工艺流程

作为 ANAMMOX 的前处理单元，实验室中 2 L 小试的 SHARON 亚硝化反应器（SBR）在 30~40℃ 条件下运行，总的氮负荷为 1.2gN/L，pH 不受控制。SHARON 反应器以 pH 不受控制方式运行的结果将是不完全亚硝化。试验表明，有 53% 的消化液氨氮被亚硝化。换句话说，SHARON 反应器的出水实际上是氨氮与亚硝酸氮的混合液。这恰好就是 ANAMMOX 反应器所需的最佳进水基质。经一个运行在 30~37℃ 的 2 L ANAMMOX 反应器处理后，来自 SHARON 反应器之混合液中的亚硝酸氮则全部被去除。根据 ANAMMOX 的试验计量式式(3-11)，在 SHARON 反应器中 57% 的氨氮亚硝化应是在 ANAMMOX 反应器中全部去除氨氮与亚硝酸氮的最佳转换率。试验表明，在 SHARON 反应器中氨氮的亚硝化率完全受 pH（在 6.5~7.5 间）控制。所以，要想得到一个理想的亚硝化率可以靠控制 pH 来实现。

（二）生物膜内自养脱氮工艺（CANON）

生物膜内的亚硝化前已述及。如果在生物膜系统内 ANAMMOX 微生物也能同时生长，那么生物膜内一体化的完全自养脱氮工艺便可能实现。在实践中，这种一体化的自养脱氮现象确实已在一些工程或试验中被观察到。这种自养脱氮工艺已被命名为 CANON（Completely Autotrophic N removal Over Nitrite）。

CANON 工艺的工作原理见图 3-6，以方程（3-11）表示的 ANAMMOX 计量化学式为依据。在支持同时硝化与 ANAMMOX 的生物膜系统中，通常存在 3 种不同的自养微生物：

亚硝化细菌、硝化细菌、厌氧氨氧化细菌。这3种细菌相互间竞争氧、氨氮与亚硝酸氮。如上所述，由于亚硝化细菌与硝化细菌间对氧的亲合性不同，以及传质限制等因素，亚硝酸氮在生物膜表层的聚集是可能的。当氧向内扩散到被全部消耗后，厌氧层出现，厌氧氨氧化细菌便有可能在此生长。随着未被亚硝化的氨氮与亚硝化后的亚硝酸氮扩散至厌氧层，ANA-MMOX 反应便能进行。CANON 工艺总的化学计量式由方程 (3 - 12) 表示。可见，环境中的氨氮与溶解氧是决定 CANON 工艺的两个关键因子。

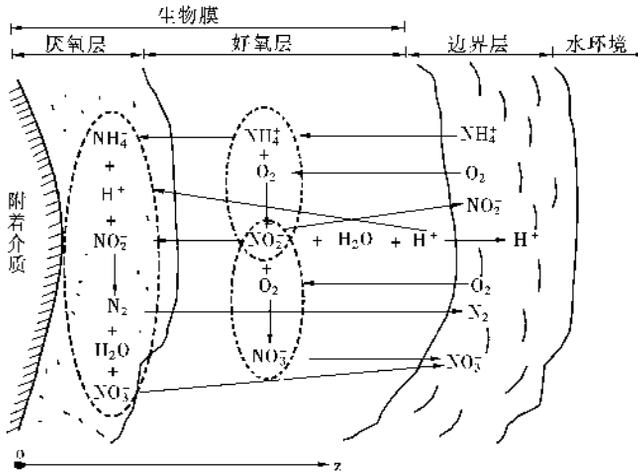
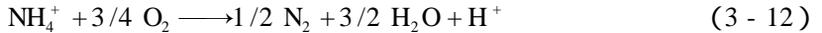


图 3 - 6 CANON 工艺生物膜反应模型



虽然目前 CANON 工艺在世界范围内仍处于研发阶段，还没有真正的工程应用，但是它必将会给可持续污水脱氮技术带来革命性的变革。

第三节 生物脱氮的影响因素

许多环境因素会影响硝化细菌和反硝化细菌的活性，主要因素有：氧的浓度、pH 值、毒物、硝酸盐浓度、碳源浓度等。

一、影响传统硝化作用的因素：

1. 有机碳浓度对硝化作用的影响

亚硝化细菌和硝化细菌大多为专性无机营养型，而在污水处理中常存在大量兼性有机营养性细菌，当水中存在有机碳化合物时，主要进行有机物的氧化分解过程，以获得更多的能量来源，而硝化作用缓慢。仅当有机碳化合物浓度很低时，才完全进行硝化作用。

2. 氧对硝化作用的影响

硝化作用对氧的需要量很高，据资料介绍，硝化过程耗氧量超过有机部分氧化所耗氧的 3 倍以上。据统计，28g 氮需要 128g 氧才能完成硝化作用。

3. pH 值对硝化作用的影响

硝化细菌适宜中性偏碱环境，过酸或过碱均会影响硝化速率。最适合 pH 值为 7 ~ 7.5。

4. 温度对硝化作用的影响

硝化细菌属于中温性自养型细菌，最适宜的温度为 30℃，低于 5℃ 或高于 40℃ 时活性很低。

二、影响传统反硝化作用的因素

1. 氧气对反硝化作用的影响

氧可抑制硝酸盐还原作用，能阻碍硝酸盐还原酶的形成，或者充当电子受体，从而竞争性地阻抑了硝酸盐的还原。在用活性污泥法进行的反硝化系统中，反硝化池的溶解氧应控制在 0.5mg/L 以内，否则会影响反硝化的进行。

2. 温度对反硝化作用的影响

温度对反硝化速度的影响很大，温度不适反硝化速度明显下降，低于 5℃ 高于 40℃ 反硝化作用几乎停止。

3. pH 值对反硝化作用的影响

反硝化作用最适宜的 pH 值在 7.5~9.2 之间，pH 值还能影响反硝化的最终产物，pH 值低于 7.3 时，终产物为 N_2 ；pH 值高于 7.3 时，终产物为 N_2O 。

4. 毒物对反硝化作用的影响

$NO_2^- - N$ 浓度大于 30mg/L，镍浓度大于 30mg/L，盐度高于 0.63% 都会抑制影响反硝化。

5. 碳源及浓度对反硝化作用的影响

外加碳源 $BOD_5: TN < (3 \sim 5): 1$ 时，需投加碳源，多为甲醇，因其分解产物为 CO_2 和 H_2O ，无难分解的残留物，且反硝化菌利用速率快。还原 1kg 硝酸盐需投加 2.4kg 甲醇。此外为达到设计脱氮量，在不另加碳源的情况下，在有限的范围内可加大反硝化容积来解决。

进水碳源 $BOD_5: TN > (3 \sim 5): 1$ 时，不必投加碳源。

内碳源是微生物死亡自溶后释放而出，但需较长 HRT，会导致基建投资较高。

三、影响亚硝酸型生物脱氮的因素

控制硝化停止在 HNO_2 阶段是实现亚硝酸型生物脱氮技术的关键，硝化反应的控制在一定程度上取决于对两种硝化细菌的控制，亚硝酸细菌和硝酸细菌在生理机制及动力学特征上存在固有的差异，导致某些影响因素对其存在不同程度的抑制作用，从而影响硝化形式。由此可以看到，实现亚硝酸型生物脱氮的途径就是控制那些能对硝酸菌和亚硝酸菌两种不同的硝化细菌产生不同影响作用的微生物生命活动影响因素。

1. 温度对亚硝酸型生物脱氮的影响

生物硝化反应在 4~45℃ 内均可进行，适宜温度为 20~30℃，一般低于 15℃ 硝化速率降低。12~14℃ 下活性污泥中硝酸菌活性受到严重的抑制，出现 HNO_2 积累。15~30℃ 范围内，硝化过程形成的亚硝酸可完全被氧化成硝酸。温度超过 30℃ 后又出现 HNO_2 积累。因此，控制硝化阶段温度在低温或较高温度时，硝化产物主要是亚硝酸。

2. 溶解氧浓度对亚硝酸型生物脱氮的影响

亚硝酸菌和硝酸菌均是绝对好氧菌，在生物膜和活性污泥反应器中，当膜的厚度和污泥颗粒的尺度较大时，形成氧的扩散梯度。一般认为至少应使溶解氧浓度在 0.5mg/L 以上时

才能很好地进行硝化作用，否则硝化作用会受到抑制。降低硝化阶段溶解氧浓度对氨氧化影响不大，但对亚硝酸进一步氧化成硝酸有明显的阻碍，并产生亚硝酸积累。

3. pH 值对亚硝酸型生物脱氮的影响

pH 是亚硝酸硝化的一个决定因素，最近研究表明，当 pH 值为 7.4 ~ 8.3 时，亚硝酸盐积累速率达到很高； $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 生成速度在 pH 值 8.0 附近达到最大；而 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 生成速度在 pH 值 7.0 附近达到最大。所以在混合体系中亚硝酸菌和硝酸菌的最适宜 pH 值分别为 8 和 7 附近。利用亚硝酸菌和硝酸菌的最适宜 pH 值的不同，控制混合液中 pH 值就能控制硝化类型及硝化产物。试验表明，pH 值 > 7.4 时亚硝酸盐氮所占比率高于 90%，亚硝酸型硝化要求 pH 值必须控制在 7.4 ~ 8.3 之间。

4. NH_3 浓度与氮负荷对亚硝酸型生物脱氮的影响

废水中氨随 pH 值不同分别以分子态和离子态形式存在。分子态游离氨 (FA) 对硝化作用有明显的抑制作用，硝化杆菌属比亚硝化单胞菌属更易受到 FA 的抑制，0.6mg/L 的 FA 几乎就可以全部抑制硝酸菌的活性，从而使 HNO_2 氧化受阻，出现 HNO_2 积累。只有当 FA 达到 5mg/L 以上才会对亚硝酸菌活性产生影响，当达到 40mg/L，才会严重抑制亚硝酸的形成。所以，当废水中 NH_3 浓度较高，pH 值偏于碱性时，易形成亚硝酸型硝化，在相反的条件下，则形成硝酸型硝化的倾向很大。另外氨氮负荷过高时，在系统进行初期有利于繁殖较快的亚硝酸菌增长，使亚硝酸产生量大于氧化量而出现积累。

5. 泥龄对亚硝酸型生物脱氮的影响

泥龄是表示活性污泥在曝气池内平均停留时间，也反映了曝气池中污泥全部更新一次需要的时间。由于亚硝酸菌的世代周期比硝酸菌世代周期短，在悬浮处理系统中，若泥龄介于亚硝酸菌和硝酸菌的最小停留时间之间时，系统中硝酸菌会逐渐被冲洗掉，使亚硝酸菌成为系统优势硝化菌，形成亚硝酸型硝化。

四、影响好氧反硝化的因素

目前，好氧反硝化工艺只是处于试验室研究阶段。Hongw. Zhao 等在对两阶段间歇曝气处理生活污水的研究中指出：

1. 在低溶解氧、高有机负荷的条件下，自养硝化受到抑制，而异养硝化则在氨氧化反应过程中发挥重要作用。
2. 低溶解氧、间歇曝气条件下，如当好氧区 DO 保持在 0.5 ~ 0.7mg/L 时，好氧反硝化工艺的总氮去除率达到 50% 以上，而连续曝气只能去除 15%。
3. 氧化还原电位对硝化和反硝化都有重要影响。
4. 在一定范围内，随着 C/N 的升高，总氮去除率上升。

五、影响厌氧氨氧化的因素

1. 反应器中 57% 的氨氮亚硝化应是在 ANAMMOX 反应器中全部去除氨氮与亚硝酸氮的最佳转换率。
2. ANAMMOX 反应器适宜的温度为 30 ~ 37 。
3. 因为 ANAMMOX 与亚硝化工艺是密切结合的，所以影响亚硝酸型生物脱氮的因素都需考虑。

第四章 除硫菌的研究应用

硫是生命有机体的重要组成部分，大约占干物质的 1%。生物圈中含有丰富的硫，一般不会成为限制性营养。硫在自然界中有三态：元素硫、无机硫化物及含硫有机化合物。这三者在化学和生物作用下相互转化着，构成硫的循环见图 4 - 1。硫的生物地球化学循环包括还原态无机硫化物的氧化，异化硫酸盐还原，硫化氢的释放（脱硫作用），同化硫酸盐还原。微生物参与所有这些循环过程。

在水生环境中，硫酸盐的来源或是化学作用产生，或来自废水，或是硫细菌氧化硫或硫化氢产生，硫酸盐被植物、藻类吸收后转化为含硫有机化合物，如含 -SH 基的蛋白质，在厌氧条件下进行腐败作用产生硫化氢，硫化氢被无色硫细菌氧化为硫，并进一步氧化为硫酸盐，硫酸盐在厌氧条件下，被硫酸盐还原菌（例如脱硫弧菌）还原为硫化氢，硫化氢又能被光合细菌用作供氢体，氧化为硫或硫酸盐。自然界的硫就是这样往复循环着。

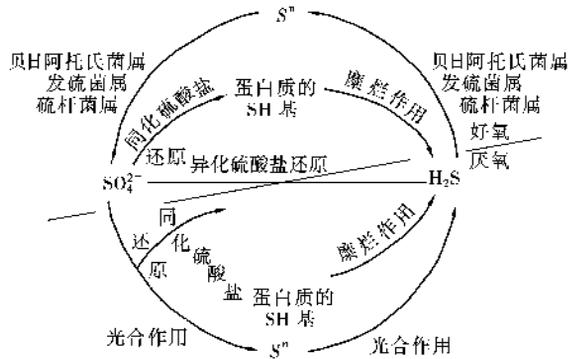


图 4 - 1 硫的循环

在混凝土排水管和铸铁排水管中，如果有硫酸盐存在，管的底部则常因缺氧而产生硫化氢。硫化氢上升到污水表层（或逸出空气层），与污水表面溶解氧相遇，硫化氢被硫化细菌或硫磺细菌氧化为硫酸。再与管顶部的凝结水结合，使混凝土管和铸铁管受到腐蚀，见图 4 - 2。为了减少对管道的腐蚀，除要求管道有适当的坡度，使污水流动畅通外，还要加强管道的维护工作。

河流、海岸港口码头钢桩的腐蚀也是硫酸盐和硫化氢腐蚀的结果。在建造码头前，要测表面

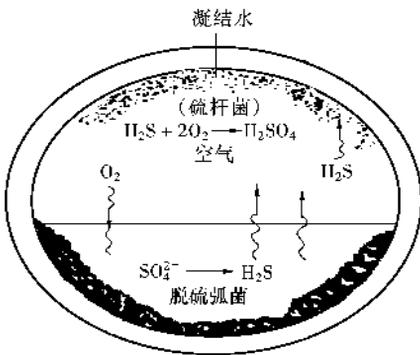


图 4 - 2 硫化氢对管道的腐蚀

水、中部水和底部泥层中每毫升水或每克土含硫酸盐还原菌的个数，判定硫酸盐污染的严重程度，从而制定防腐蚀措施。一般是通电提高氧化还原电位，达到防腐蚀。

从而，在硫污染严重的地区，就必须考虑硫的去除及回收。

第一节 除硫菌的生物学特性

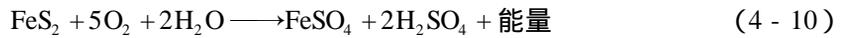
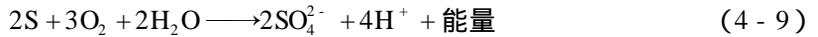
参与硫循环的菌群种类很多，见表 4 - 1：

c. 辨硫菌属是一束平行的或发辫样组成的柔软丝状体，由一个公共鞘包裹而成。氧化硫化氢积累硫粒于体内，鞘常破碎成片。单独的丝状体独立滑行运动，未得到纯培养。

d. 亮发菌其特征基本与发硫菌相同，不同的是氧化硫化氢后硫粒不积累在体内。严格好氧，化能异养型。海洋种需要 NaCl，最适温度 25℃，最高为 30~35℃，其 DNA 的 G+C 为 46%~51%。

e. 透明颤菌属为无色丝状体，大小 (1.2~2) μm × (3~70) μm，由界限分明的圆柱状或筒状细胞组成，滑行运动，为混合营养型，不水解蛋白质。在 0.05%~0.1% 蛋白胨培养基中很易分离培养。有的菌株在 0.5% 蛋白胨中生长，氧化硫化氢，体内不积累硫粒，其 DNA 的 G+C 为 43.6%。典型种为贝氏硫菌状透明颤菌 (*Vit-reoscilla beggiatoides*)。

以上几种丝状硫细菌在生活污水和含硫工业废水的生物处理过程中出现，与活性污泥丝状膨胀有密切关系。当曝气池溶解氧在 1 mg/L 以下时，硫化物含量较多，贝日阿托氏菌和发硫菌过度生长会引起活性污泥丝状膨胀。它们氧化硫化氢为硫酸的方程式如式 (4-8)、(4-9)、(4-10)。



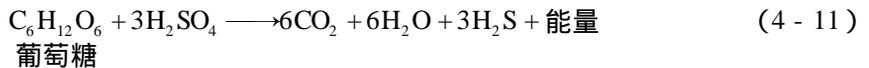
②光能自养硫细菌

含菌绿素和其他类胡萝卜素，在厌氧条件下进行光合作用，将硫化氢氧化为元素硫，在体内积累硫粒或体外积累硫粒。主要有色菌属 (*Chromatium*) 和绿菌属 (*Chlorobium*) 的一些种类。

(二) 硫酸盐还原作用

河流、湖泊等水体处于缺氧状态时，硫酸盐、亚硫酸盐、硫代硫酸盐和次亚硫酸盐在微生物的还原作用下形成硫化氢，这种作用就叫硫酸盐还原作用。主要有脱硫弧菌属 (*Desulfovibrio*) 和脱硫肠状菌属 (*Desulfotomaculum*) 中的一些种类。

例如，脱硫脱硫弧菌 (*Desulfovibrio desulfuricans*) 利用葡萄糖和乳糖还原硫酸盐的过程如下式 (4-11)、(4-12)。



以上两反应式均产生硫化氢，但脱硫脱硫弧菌氧化乳酸不彻底，有有机物 (乙酸) 积累。

脱硫脱硫弧菌为略弯曲的杆菌，体型 (0.5~1) μm × (1~5) μm，呈单个，有时呈对或呈短链，外观象螺旋状，为革兰氏阴性菌。用石炭酸复红 (品红) 极易着色，具有一根极端鞭毛而活泼运动，严格厌氧，最适温度 25~30℃，最高为 35~40℃，pH 值适应范围为 5~9，最适 pH 值为 6~7.5。老细胞因沉积硫化铁而呈黑色。除利用葡萄糖、乳酸为供氢体外，还能利用蛋白质、天门冬素、甘氨酸、丙氨酸、天门冬氨酸、乙醇、甘油、苹果酸及琥珀酸作供氢体。

硫酸盐还原菌根据其代谢特征可分为两大类：一类只能将底物氧化到醋酸状态，称为不

完全氧化组菌类；另一类可将底物彻底氧化为二氧化碳，称为完全氧化组菌类。

1. 不完全氧化组菌类

不完全底物氧化组菌类的生长速度明显比完全底物氧化组快得多。在适宜条件下在 3 ~ 4 小时左右就可进行分裂。

他们还原硫酸盐的方程式如式 (4 - 13)、(4 - 14)。

利用氢

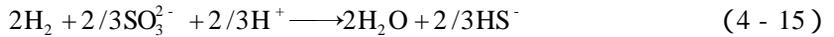


利用甲醇



还原硫化物的方程式如式 (4 - 15)、(4 - 16)。

利用氢



利用甲醇



表 4 - 2 列出了硫酸盐还原菌中的不完全氧化组菌类所使用的底物（电子供体）

表 4 - 2 不完全氧化组菌类所使用的底物（电子供体）

细 菌	H ₂	C1	C2	C3	>C3	乙醇	乳酸	其 他
D' tomaculum	+	±	-	-	-	+	+	甲醇, 丙胺酸, 果糖, 葡萄糖
D' vibrio	+	+	-	-	-	±	+	维生素 B 复合体, 甘油, 苹果酸盐
D' bulbus	+	-	-	+	-	+	+	
D' monas	+	-	-	-	-	+	+	
D' vibrio sapovorans	-	-	-	-	C4 ~ C16	-	+	二甲基丁酸
Thermod, bacterium com-mune	+	-	-	-	-	-	+	

注：D' = Desulfo；

表中 + 为可利用，- 为不可利用。

2. 完全氧化组菌类

几乎全部不完全氧化组菌类所使用的底物都可以为完全氧化组菌类所利用，而且对于一些至今尚未观察到不完全氧化组菌类可利用的底物，完全氧化组菌类也可降解。完全氧化组菌类的世代期通常是 20h 或更长，在提供一些特殊底物时，部分种类可在 10h 左右进行分裂。

完全氧化组菌类利用醋酸还原硫酸盐的方程式如式 (4 - 17)。



完全氧化组菌类利用醋酸还原硫化物的方程式如式 (4 - 18)。



表 4 - 3 列出了硫酸盐还原菌中的完全氧化组菌类所使用的底物（电子供体）。

表 4 - 3 完全氧化组菌类所使用的底物（电子供体）

细 菌	H ₂	Cl	C2	C3	>C3	乙醇	乳酸	其 他
D' tomaculum acetoxidans	-	-	+	-	4~5	+	-	异丁酸, 丁醇
D' vibrio baarsii	-	+	+	+	4~18	-	+	
D' bacter	±	-	+	-	-	±	-	
D' coccus	±	+	+	+	4~16	+	+	芳香族, 支链脂肪酸, 乙醇
D' sarcina	+	+	+	+	4~14	+	+	芳香族, 乙醇
D' nema	±	+	+	+	4~20	-	+	琥珀酸盐
D' bacterium	±	+	+	+	4~16	+	+	琥珀酸盐, 苯酚, 支链脂肪酸, 儿茶酚

注：D' = Desulfo；

表中 + 为可利用，- 为不可利用。

三、与甲烷菌的竞争

硫是产甲烷微生物的必要营养物质，只要较低的浓度就可以满足甲烷菌的正常生长。

硫化物浓度较高可对甲烷菌产生严重抑制。在有硫酸盐、硫代硫酸盐及其他含硫物质时，甲烷菌将与硫酸盐还原菌争夺氢及小分子含碳底物。竞争的结果决定了厌氧矿化过程的最终产物是硫化物还是甲烷。

硫化物的毒性取决于游离硫化氢的浓度，游离硫化氢能透过细胞膜。

硫化氢的浓度与 pH 值密切相关。

硫酸盐转化为硫化物需要 8 个电子。

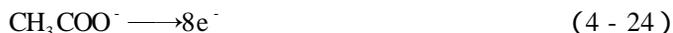
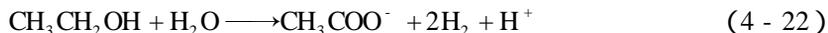


亚硫酸盐或硫代硫酸盐转化为硫化物需要 6 个电子。

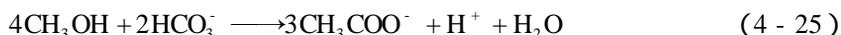


脂肪酸或其他有机物都可以作为电子供体。厌氧条件下大量的脂肪酸被分解为氢和醋酸。通常甲醇和乙醇被用作为电子供体。

乙醇可提供 12 个电子，其降解方程式如下：



甲醇可提供 4 个电子，其降解方程式如下：



厌氧状态下甲烷菌能产生甲烷。但这样就会使硫酸盐还原菌能利用的电子供体减少。

甲烷产生的方程式如下：



图 4 - 3 显示了含硫（左）及不含硫（右）的污水在厌氧条件下的降解流程。

研究观察表明，甲烷菌有时能利用氢，在处理含硫废水的过程中也能利用醋酸。所以甲

烷菌能和硫酸盐还原菌并存。

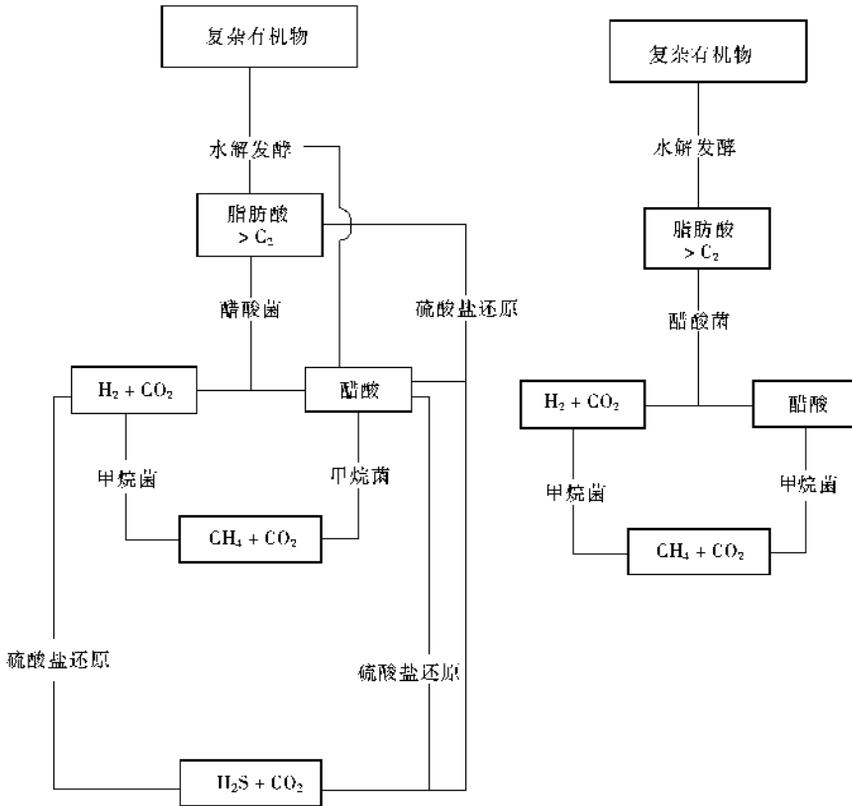


图 4 - 3 含硫（左）及不含硫（右）的污水在厌氧条件下的降解流程

第二节 除硫菌在废水处理中的作用机理

硫的生物去除分为两步，首先，在厌氧环境下，硫酸盐被硫酸盐还原菌还原为硫化物。其次，在好氧环境下，硫化物被硫化物氧化菌氧化为硫。生成的硫可以通过沉淀分离去除。厌氧条件下，硫酸盐被还原为硫化物后会带来一些实际问题，因为在一定的浓度下，硫化物是有毒的。

荷兰 Budelco BV 是世界上最大的锌生产厂之一，一个世纪以来，工厂附近的地面水被硫酸盐和重金属严重污染了。为了解决上述问题，该厂经过 6 年的调查研究，于 1992 年 5 月建立了污水净化系统，系统有三部分组成，见图 4 - 4。

第一部分是 UASB 反应器，在这里，硫酸盐被厌氧硫酸盐还原菌还原为硫化物。转化过程中会有生物气体产生。产生的硫化物与溶解的重金属反应，重金属硫化物在 UASB 反应器出水处被沉淀去除，含重金属硫化物的污泥也被排掉。

第二部分是硫化物反应器，这里多余的硫酸盐和硫化物在好氧环境下进一步被氧化为元素硫。

第三部分是平板分离器，生成的元素硫在这里被沉淀分离。

上述同时去除硫与重金属的工艺流程如下：

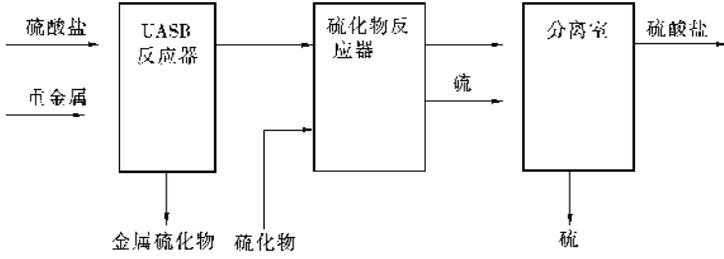


图 4 - 4 荷兰 Budelco BV 锌厂除硫工艺

第三节 生物除硫的影响因素

一、影响硫酸盐还原菌的因素

1. 温度

硫酸盐的还原效率与温度密切相关，其最适宜温度在 30 左右，如温度降低，则硫酸盐还原菌的生长将明显变缓。就目前所知，在较高的环境温度下，如超过 50 ，还原菌将无法生长。

2. pH 值

硫酸盐还原菌最适宜的环境 pH 值为 7 左右，如果环境 pH 值低于 6 或大于 9，则其生长将受到阻碍。

3. 盐度

海洋环境中的硫酸盐还原菌需要盐类物质作为介质来满足生长需要，如在淡水环境中，其生长会受到损害。海洋环境中的硫酸盐还原菌比较适宜的盐类浓度是 NaCl 为 20g/L；MgCl₂ 为 1.5g/L。

二、影响硫化物氧化菌的因素

1. 温度

硫化物氧化菌的适温范围比较宽，位于 20 ~ 70 之间。

2. pH 值

不同的菌种适宜的 pH 环境是不同的，例如有几种无色硫化物氧化菌可以活跃在 pH 值 0.5 ~ 10 之间。

第二篇 污水处理新工艺

第五章 概 述

第一节 污水处理新工艺的发展

从世界范围来看，目前对城市污水处理及对工业重点污染行业石油、造纸、纺织印染、化工、焦化、食品、制药、农药等废水的治理大多采用生物处理工艺。因此，先进的污水生物处理技术对水污染控制十分重要。

经济发达国家水污染防治从 20 世纪 60 年代的末端治理到 20 世纪 70 年代的防治结合，20 世纪 80 年代的集中治理到 20 世纪 90 年代的清洁生产，不断更新处理工艺技术、设施及设备。近年来，随着可持续发展和循环经济理念的推广，工业文明时代正被人们有意识地转向环境文明时代，生态环境的标准在日益提高。相应的污水处理标准也在逐步提高，因此，污水处理的节能降耗和系统的高效稳定运转成为各国科学技术工作者研究的重点。

自 1914 年英国曼彻斯特活性污泥法处理技术问世以来，一直被世界各国广泛采用，目前发达国家已普及了二级生物处理。但由于活性污泥法存在着流程复杂，投资大，能耗高，运行管理烦琐等缺点，各国科学技术工作者对该技术不断进行改造和发展。

污水处理是一门综合性技术，与其他学科的发展息息相关。目前，先进的自动控制、测量技术和高效能的设备及构筑物为人们给需要的菌群提供适宜的条件打下了坚实的基础。随着近代生物学的发展以及人们对生物技术的掌握，不同菌群的生物学特性日益为人们所熟悉。污水处理技术由以单纯工艺改革向着以生物学特性研究、促进工艺改革的方向发展，以达到高效低耗。

各国科学技术工作者通过对厌氧、缺氧、好氧等池子的功能、大小、排列、数量增减以及混合液循环和回流方式等因素的开发及排列组合的变化，开发出了一系列生物处理新工艺和技术。其中有很多工艺是由 A^2/O 工艺改进而来，如 VIP 工艺、UCT 工艺以及 JHB 等。另外，还有通过对曝气供氧的控制，在空间和时间上形成厌氧与缺氧环境的氧化沟工艺和 SBR 工艺。在这些生物处理工艺中，都是尽可能将有不同环境要求的菌群的作用过程分开以排除相互干扰。虽然有些工艺几乎完全解决了不同环境要求的菌群之间的主要矛盾，但工艺变得复杂了，增加了构筑物以及处理成本。

虽然各种处理工艺各有特点，但都围绕着高效低耗和系统稳定运行及操作方便进行创新。对城市污水生物处理，目前重点围绕脱氮除磷技术开发。传统硝化 - 反硝化生物脱氮工艺存在流程长、脱氮效率不高、控制复杂、运行费用高的缺点，而好氧聚磷 - 厌氧放磷的工艺控制又较难。在脱氮方面，荷兰 Delft 大学的对以亚硝化厌氧氨氧化（Sharon-Anammox）组合工艺作为生物脱氮新技术的研究，为缺碳源的含氮废水的处理开辟了道路。近年来对

一步生物脱氮的理论研究已成为热点。不论是传统工艺还是新工艺，高效菌种的选育和应用对效率的提高至关重要。同步脱氮除磷工艺是发展方向之一，越来越多的证据表明，微生物在缺氧条件下可发生大量的磷吸收和脱氮，为生物脱氮除磷指出了一个新的方向，在工艺中通过几个主要是微生物种群构成强化生物除磷（EBPR）的微生物区系，一部分聚磷菌（PAOs）可利用硝酸盐为电子受体，因此，PAOs 可用于脱氮。但是 PAOs 不能在乎板上纯培养生产，混合培养生产相对缓慢（1~3）周，培养时应厌氧、好氧交替进行，只有当外界碳源消耗完时才发生 P 的吸收。目前，对 EBPR 的微生物区系的了解并不清楚，但发酵细菌能提供 PAOs 所需的短链脂肪酸，在培养工作中应考虑 PAOs 与其他微生物种群的种间关系。对工业废水处理，目前重点围绕有毒有害难降解有机污染物的强化生物处理技术工艺开发，通过功能微生物或酶催化作用将大分子的难降解有机化合物分解为小分子的易降解的有机化合物，使传统生物处理能有效去除这些污染物。

生活污水和工业废水脱氮除磷是我国需要紧迫解决的问题，目前发展趋势为多种技术组合为一体的新技术、新工艺，如同步脱氮除磷好氧颗粒污泥技术、电-生物藕合技术、吸附-生物再生工艺、生物吸附技术以及利用光、声、电与高效生物处理技术相结合处理高浓度有毒有害难降解有机废水的新型物化-生物处理组合工艺技术，如光催化氧化-生物处理新技术、电化学高级氧化-高效生物处理技术、超声波预处理-高效生物处理技术、湿式催化氧化-高效生物处理技术、辐射分解-生物处理组合工艺等。这些工艺与设备结合正在向模块化方向发展。在本书中只对部分实践应用较为成熟的工艺进行了介绍。

第二节 污水处理新工艺的分类

一、全球的污水净化以生物处理方法为主，其简单分类如下图 5-1：

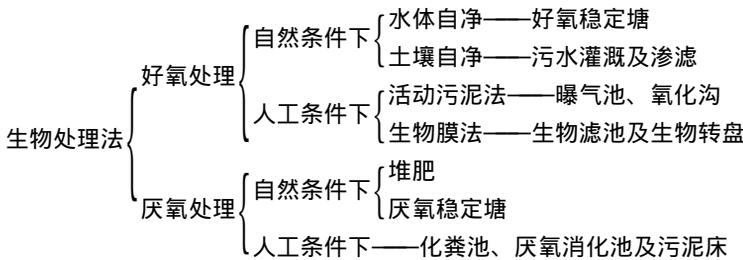


图 5-1 生物处理方法简单分类

二、人工条件下的高效生物污水处理系统的分类

人工条件下的高效生物污水处理系统是通过厌氧、缺氧、好氧等池子的功能、大小、排列、数量增减以及混合液循环和回流方式等因素的开发及排列组合的变化，为需要的微生物创造最适宜的生存环境，从而开发出了一系列生物处理新工艺和技术。

（一）按污水处理工艺系统的最终目的分类

污水处理的最终目的是去处水中的有机污染物，使水得到净化。水中的污染物包括含碳、氮、磷、硫元素的物质及其他特殊物质。对城市污水来说，目前普遍的是去除污水中的碳、氮、磷。因此，可以根据工艺系统的最终作用效果将污水处理工艺系统分为两大类。一

类为污水处理早期应用较多的单纯去碳工艺；另一类为目前应用较多的复合工艺，在去除有机碳污染的同时具有脱氮或除磷功能，或同时具有脱氮除磷功能。

实际上，由于采用的是生物处理，任何一个工艺都会去除一定程度的碳、氮、磷，因为碳、氮、磷元素是生命体生长繁殖所需的基本元素。例如，早期的单纯去碳工艺也会因为微生物的代谢而去除一部分氮和磷。但却远远不能满足现代日益严格的处理出水水质要求。所以上述分类只考虑人们有意识设计的强化去除某种物质的工艺效果，而不考虑由微生物代谢带来的去除某类物质的副作用，即使这种副作用是有益的。

（二）按污水处理工艺系统的主要反应器分类

污水处理经过多年的发展，很多处理反应器技术已经比较成熟，这些反应器就类似电路自控中的模块，很多污水处理系统就是以工艺中起主要作用的反应器来命名的。所以，了解熟悉常见的反应器类型是很有必要的。

1. 厌氧生物反应器

自 1896 年英国出现第一座用于处理生活污水的厌氧消化池以来，厌氧生物反应器得到重视和发展。20 世纪 40 年代出现了连续搅拌的厌氧消化池；20 世纪 50 年代出现了接触反应器；20 世纪 60 年代末 Young 和 McCarty 发明了厌氧生物滤池（AF）；20 世纪 70 年代荷兰 G. Lettinga 教授发明上流式厌氧污泥床（UASB），成为厌氧领域的最大突破。常见的厌氧生物反应器如下表 5 - 1。

表 5 - 1 常见的厌氧生物反应器

英文缩写	名称	其他
EGSB	厌氧膨胀颗粒污泥床	
MPSA	分级多相厌氧反应器	
IC-reactor	厌氧内循环反应器	
ABR	厌氧折流板反应器	
PABR	间歇性厌氧折流板反应器	
AnRBC	厌氧生物转盘	
AFB	上流式厌氧固定床	
DSFF	下流式厌氧固定床	
APBR	厌氧填料床反应器	
ASBR	厌氧序批式反应器	
AMBR	厌氧搅拌床反应器	
BTR	沼氧池反应器	
AFBR	厌氧流化床反应器	
AAFEB	厌氧附着膜膨胀床	
AFBR	厌氧流化床	
AITB	厌氧反转湍流床	
AHR	厌氧复合生物反应器	
AHBF	厌氧复合床过滤器	
UASB	上流式厌氧污泥床	约占全世界正在运行的厌氧反应器总数的 67%
AC	厌氧接触反应器	用于制糖工业的高含碳水
MR	膜技术反应器	

2. 好氧生物反应器

自活性污泥法和生物接触氧化法在污水处理工程中广泛应用后，目前主要研究和应用的好氧生化反应器如下表 5 - 2。

表 5 - 2 常见的好氧生物反应器

英文缩写	名称	英文缩写	名称
SBR	序批式反应器	BAS	内循环好氧生物流化床
FBBR	流化床生物反应器	HBR	复合生物反应器
AFFSBR	好氧固定化生物膜序批式反应器	CFBR	固定化生物膜反应器
SBBR	序批式生物膜反应器	TF, TBB	生物滤池
CFBR	连续流动生物膜反应器	UPBBR	升流式填料床生物膜反应器
BFBR	生物固定床反应器	MBR	膜生物反应器
RBCs	生物转盘	SBMBR	序批式膜生物反应器
CBAF	曝气生物滤池	MABR	膜好氧生物反应器
MBBR	移动床生物膜反应器	IER	固定化酶生物反应器
SFFR	淹没式固定生物膜反应器		

3. 厌氧和好氧反应器发展方向

研制生物反应器的重点是为功能微生物生长创造最佳的条件，做到高效低耗，为此，除了进一步研究加强单个反应器的功能外，也可以将它们组合，如近年来为强化废水处理功能，优化反应器中微生物的种群以最大限度的发挥微生物的优势，达到提高系统处理效率的目的而研制的厌氧—好氧复合生物反应器。目前主要研究和应用的有：厌氧—好氧复合生物反应器（AnAHR）、厌氧—好氧序批式反应器（AASBR）等。厌氧、好氧的联合主要以反应模块化优化组合为主，兼有反应器的复合设计。最有发展潜力的是厌氧、好氧区大小方便可调的工业应用型生物反应器。

单个或联合生物反应器的主要发展方向为：

①高负荷。通过改善反应器流体力学特性、增大生物量和优化微生物菌群等方法提高处理负荷；厌氧反应器 $30 \sim 50\text{kgCDD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，去除率 $80\% \sim 90\%$ ；好氧反应器 $15 \sim 30\text{kgCDD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，去除率 $\geq 90\%$ 。

②低投资。主要从反应器结构优化，新型复合建造材料入手，利用高负荷运行降低反应器容积，优化受力结构，降低材料耗量，应用新型复合材料使反应器易建造及降低材料成本。单方废水投资费用比目前使用的减少 $40\% \sim 60\%$ 。

③低能耗。在满足高负荷运行的情况下不增加能耗。

④占地面积小。比目前传统应用反应器占地减少 $40\% \sim 60\%$ 。

⑤适用于温度范围广。以菌的强化和增加生物量方法将目前厌氧以中温发酵为主的方

式，向低温或高温范围拓展，特别是 15 ~ 25 的温区；好氧以常温发酵为主的方式，向低温范围拓展，特别是 8 ~ 15 的温区，以解决北方地区厌氧生物处理冬季运行难的问题。

⑥运行稳定。采用新技术保持最大生物量，阻止微生物的流失；在反应器结构优化上使流体力学特性更加合理，杜绝短流现象；所应用的微生物菌剂要有抗冲击负荷的能力。

4. 生物反应器的特性分析

一个好的生物反应器应该能为所需菌群提供良好的生存环境且经济适用。但由于设备、技术、材料等的限制及为了兼顾工艺系统中的其他菌群，实践中的反应器都难达到某菌群的 100% 的理想环境。这有两种解释：

宏观环境解释认为：实际生产中生物反应器混合不均，在反应器内形成缺氧区和好氧区，此为系统的大环境，即宏观环境。例如，在生物膜反应器中，生物膜外部为好氧区，其内部存在缺氧区，硝化在氧丰富的外层膜发生，反硝化同时在缺氧的内层膜发生。类似的反应器还有 RBC、SBR 及氧化沟等。事实上，在生产规模的反应器中，整个反应均处于完全均匀混合状态的情况并不存在。

微观环境理论认为：由于氧扩散作用的限制，会在生物絮体内产生溶解氧梯度，从而导致微环境的变化。例如，微生物絮体外表溶解氧浓度较高，以好氧异养菌、好氧硝化菌为主，深入絮体内部，氧传递受阻，且有机物氧化、硝化作用消耗大量氧，絮体内部产生缺氧区，使反硝化菌等厌氧菌占优势。正是由于微生物絮体内缺氧微环境存在，导致同时硝化反硝化的发生。由于微生物种群结构、基质分布、代谢活动和生物化学反应的不均匀性，以及物质传递的变化等因素的相互作用，在微生物絮体和生物膜内部会存在多种多样的微环境。

所以在实际生产运行实践中，除了必须熟悉所采用工艺的优缺点外，还要对其他类型工艺有所了解，以便根据来水的实际情况，正确设定工艺参数，以达到在确保出水水质的前提下，最大程度地节能降耗。例如，秦皇岛市第二污水处理厂设计为氧化沟处理工艺，该厂根据污水量的季节性变化及时调整工以运行方式，在来水量少时采用 SBR 运行方式，从而在污泥性质控制、出水指标和节能降耗方面都取得了良好效果。

第三节 部分活性污泥法生物处理工艺简介

如上节所述，活性污泥法生物处理工艺种类繁多，除了本书在后续章节要重点介绍的外，在本节对部分较有代表性的工艺做一简单介绍。

一、SBBR 工艺

随着我国城市化率的不断提高，污水量大幅度增加，自然水体富营养化日趋严重，受影响水体流域呈逐年扩大趋势，水资源明显短缺，而对中小型点源污染的控制是提高水环境质量和解决水资源短缺问题的重要关键。SBBR 是序批式生物膜反应器（Sequencing Biofilm Batch Reactor）的简称，又称膜 SBR（BABR）。SBBR 工艺在 SBR 的基础上把反应器中的活性污泥改成带有载体的生物膜，因此使它既具有了序批式工艺的特点又具备了生物膜法的优

点，可以在一个反应器内通过厌氧、缺氧、好氧等不同工序的控制，完成同步脱氮除磷过程，实现污水处理一体化。SBBR 是近年来受到广泛关注的污水处理技术，具有占地面积省、处理效率高和运行管理方便等特点，比较适合中小型点源污水的处理和污水的深度处理。

在序批式生物膜在反应器中 DO 值得到可以实现同步硝化反硝化，DO 是影响同步硝化反硝化的一个重要因素，直接影响生物膜内部好氧区与缺氧区比例的大小，进而影响硝化和反硝化的效果。同时由于同步硝化反硝化是由自养菌和异氧菌共同作用的结果，所以有机物负荷必须控制在一个最佳的范围内，才能达到较好的同步硝化反硝化效果。

(一) SBBR 工艺的产生与特点

SBBR 是目前国内外正在研究、应用的一种污水生物处理新工艺。SBBR 最早由 Gonzales 和 Wilderer 的试验方法中引出的，随后由德国学者 Wilderer 于 1992 年正式提出。SBBR 是在 SBR 的基础上，遵循 SBR 的操作方式，在反应器内装有不同的填料形成生物膜。它是一种将生物膜与活性污泥法进行有机结合的新型复合式生物膜反应器。

SBBR 一般可分成三类：

- A. 固定填料式 SBBR。反应器内装有陶粒、塑料或其他固定式生物载体，其原理如图 5-2 (a) 所示；
- B. 流化填料式 SBBR。反应器内装有粒状可流化的生物载体，如活性炭等，其原理如图 5-2 (b) 所示；
- C. 固定膜式 SBBR。在反应器内装有一个可透过性膜，这种膜既可以成为微生物的附着体，又能完成充氧功能，其原理如图 5-2 (c) 所示。

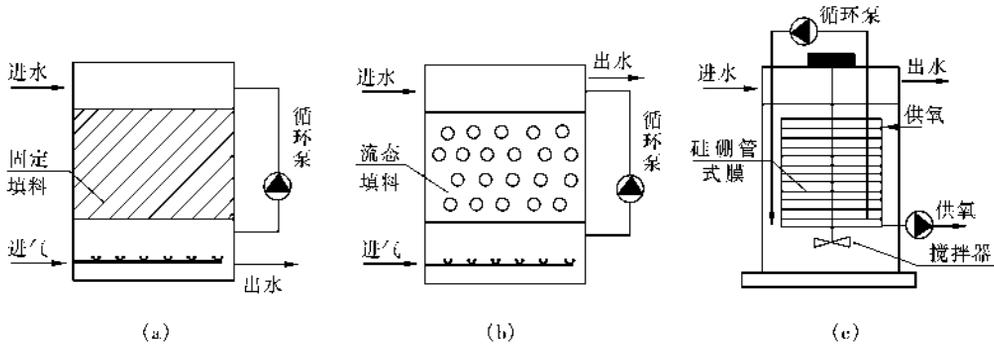


图 5-2 SBBR 原理图

(a) 固定填料式；(b) 流动填料式；(c) 固定膜式

由于 SBBR 是在 SBR 的基础上发展起来的，除具有 SBR 的基本优点外，又具有生物膜法的优点，通过将生物膜与活性污泥法进行有机结合形成自身的一些特有的优势，主要表现在以下几个方面：

(1) 微生物相多样化，存活时间较长。由于在 SBBR 中的微生物是固着在填料上生长的，没有像活性污泥法中的悬浮生长微生物那样承受强烈的曝气搅拌冲击，具有稳定的生态条件，易于生长繁殖；同时由于生物膜微生物的固着生长，微生物固体停留时间与水力停留时间没有直接的影响，生物固体平均停留时间长，在生物膜上能够生长世代时间较长、增值速度缓

慢的

各种微生物，如硝化菌等，故用 SBBR 法可获得很高的脱氮能力。生物膜上能出现大量的鞭毛类、肉足类等原生动物和线虫类、轮虫类、寡毛虫类等后生生物，在生物膜上形成由细菌、真菌和藻类到原生动物和后生动物的复杂的生态体系。

(2) 微生物量高，处理能力大，耐冲击负荷。由于微生物附着生长并使生物膜具有较少的含水率，所以单位反应器容积内的生物量较高；反应阶段是一个理想的推流过程，生化反应推动力大，处理效率高，具有较大的处理能力；水流状态属完全混合式，耐冲击负荷，对水质、水量变动具有较强的适应性。

(3) 具有良好的脱氮除磷性能。由于序批式工艺的特殊性，可以使生物膜在时间上交替处于厌氧/好氧状态，通过生物膜的脱落，排出剩余污泥，实现生物除磷的目的。同时由于生物膜微生物的固着生长特性，在生物膜上能够生长繁殖增殖速度缓慢的硝化细菌，以及生物膜在增长过程形成的外层以好氧微生物为主体的好氧区，内层以兼性及厌氧微生物为主体的厌氧区的这种特殊结构，实现反应器同步脱氮的效应。

(4) 污泥沉降性好，剩余污泥产量少，降低污泥处理与处置费用。由生物膜上脱落的下来的污泥，因所含动物成分较多、比重较大具有良好的污泥沉降性能，易于固液分离。同时，由于生物膜上栖息着较多的高级营养水平微生物，食物链较长不但能促进生物膜的更新速度，还可以减少剩余污泥产量，特别是在生物膜底部存在着厌氧层，厌氧菌能够降解好氧过程合成的剩余污泥，大大减少剩余污泥量，降低污泥处理与处置费用。

(5) 占地面积小，节省基建费用，动力消耗少。SBBR 主体工艺只有一个反应器，可省去初沉池和二沉池，减少了占地面积，节省部分基建投资；不需设搅拌器，而且由于填料的剪切作用，提高了传输效率，故一般动力消耗较少。

(6) 易于运行管理，减少污泥膨胀问题。由于不需要回流污泥，因而不需要调整反应器内的污泥量和剩余污泥量，易于运行的维护与管理，降低了运行费用，省掉了污泥回流设备费。而且微生物在反应器内附着生长，即使丝状菌大量繁殖，也不会导致污泥膨胀，相反还可以利用其较强的分解氧化能力，提高处理效果。

(二) SBBR 工艺在国内外研究和应用现状

上面所述的 SBBR 工艺的特点引起了一些研究者的兴趣，近年来国内外许多研究者和工程技术人员无论从理论上还是从实际应用方面都进行了大量的研究和工程实践，并取得了丰硕的成果。

1993 年 Fang 等人利用软纤维填料作为生物附着生长载体进行的序批式生物膜反应器处理由奶粉等合成的污水的小试研究中发现 COD 和 NH_4^+N 与其他工艺相比可更有效地去除，同时由于序批式生物膜反应器可省却沉淀工序而使整个周期缩短，并且在软性填料上生物膜内部能进行有效的反硝化作用。Wilderer 指出 SBBR 工艺提高了传氧效率，适宜处理低浓度有机污染废水。Wobus 等人研究半渗透膜固定床 (SBBR) 的间歇运行以降解 2, 4, 5 三氯酚 (TCP)。SBBR 对氯酚的降解包括生物膜的吸附作用，进水后载体上生物膜的吸附作用使得有机物浓度梯度降低。与连续式生物膜 (CFBR) 相比，SBBR 对 TCP 的生物降解更加有效，生物浓度为 CFBR 65% 的 SBBR，就可得到与 CFBR 相同的 TCP 去除率。Kolb 等人采用活性炭做填料和微孔膜的序批式生物膜反应器处理苯/二氯酚和三氯乙烷/酚的人工配水，在实验中充分利用活性炭的吸附性并减少再生，减少工业废水中的有机污染物对细菌的毒性。活性炭的吸附饱和时间为普通单纯物理吸附的 5 倍。在周期为 24h 的运行中，苯、2 - 氯苯

的去除率达 95%。在 SBR 生物反应器中投加活性炭后可利用活性炭在进水段的吸附作用，使混合液中有毒难降解物污染物浓度减少，减轻对生物的抑制作用。Hanqing Yue 等人比较了传统 SBR、PAC - SBR 和生物铁 - SBR 对焦化废水的处理效果。试验发现，在硝化作用、污泥沉降性能方面与传统 SBR、PAC - SBR 和生物铁 - SBR 性能相似，但投加粉末活性炭 (PAC) 后，出水 COD 明显降低，而加入 $\text{Fe}(\text{OH})_3$ 后对出水 COD 没有显著的影响。Woosuk 等人研究了颗粒活性炭 (GAC) SBR 对冲击负荷的缓冲作用。试验中发现，当进水酚浓度从 500 增加到 2 000mg/L 时，经 50 个周期后，即使不更新活性炭，出水中酚浓度仍较低。表明活性炭具有较强的生物再生能力。Daniel 等利用 SBBR 工艺处理含氰废水。含氰废水是开采金矿沥析出的剧毒废水，对环境的危害很大。采用 SBBR 工艺，24h 一个运行周期，一个周期可将 20mg/L 的氰化物降解至 0.5mg/L，同时以 1: 1 摩尔的量生成 NH_3N 。封闭式的 SBBR 系统耐低温，能耗小，可移动，是处理此类废水的首选。Morgenroth 提出用 SBBR 工艺进行生物除磷时，控制生物量的去除是提高生物除磷效率的关键，而溶解性物质如氧和有机物质在生物膜除磷系统中对除磷效果的影响是次要的。Amz 等采用实验室小试分析了 SBBR 工艺进水、出水时序的影响因素。Joshi 介绍了 SBR 与 SBBR 工艺，探讨了这两种工艺的硝化效果。Gieseke 研究了 SBBR 工艺同步脱氮除磷过程中，在不同的氨含量条件下氧在生物膜中的渗透速率和吸收速率及其对氮磷去除的影响。

在国内对 SBBR 的研究与应用也方兴未艾。陈郭建用投加粉末活性炭 PAC - SBR 法来处理高浓度有机废水，试验发现投加粉末活性炭后系统处理高浓度有机废水比普通 SBR 法有更高的去除率，PAC 与污泥之间存在着良好的相互调节作用，增大了基质的利用率，延长了泥龄，从而提高了处理负荷。加入活性炭后，系统污泥的沉降性能、压密性均优于 SBR 系统，污泥好氧速率 OUR 也大大降低。梁晨辉等采用 SBBR 生化法辅助必要的物化法处理高盐度有机废水，COD 的去除率达到 79.6%。王乾扬等用膜法 SBR 处理皮革废水，试验结果表明：SBBR 法运行周期比 SBR 短，相对于普通 SBR，SBBR 法的降解速率大；达到同样的出水标准，SBBR 法的曝气时间比普通 SBR 法短，节约能耗；SBBR 法的出水 COD 值明显优于 SBR。詹伯君等运用膜法 SBR 处理印染废水得到较好的处理效果，工程实例表明，膜法 SBR 工艺启动快，处理效率高，出水水质稳定，耐冲击负荷，脱色效果明显，管理方便。李伟光等进行了序批式生物膜反应器处理屠宰废水的试验研究，屠宰废水首先经过栅网去除粗大颗粒状悬浮物并静沉除油，然后经序批式生物膜反应器 (SBBR) 处理，进一步去除有机物，最后过滤去除色度和微细悬浮固体。结果表明，各污染指标的去除率 COD_{Cr} 为 97%， BOD_5 为 99%，油脂为 82%，TKN 为 92%，SS 为 82.4%，最后出水水质满足国家二级排放标准。方茜等则研究了 SBBR 与 SBR 处理屠宰废水的对比实验。试验结果表明，在相同的运行条件下，生物膜系统的处理效果优于活性污泥系统。达到相同污染物去除率时，生物膜系统的运行管理更方便，且克服了活性污泥系统存在的一些问题。赵玲研究了以 YDT 弹性立体填料为生物载体的复合 SBR 系统对有机物和氮的去除过程及其效果。结果表明：在有氧条件下，存在着反硝化现象，即同步硝化反硝化作用。在试验条件下，当溶解氧为 3 ~ 5mg/L 时，总氮去除率可达 84%，同时 COD 的去除率达 95%。王亚宜在序批式活性污泥 (SBR) 反应器中填充弹性立体填料，形成序批式生物膜反应器，对 SBBR 和 SBR 去除 COD 和 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 的效果进行了对比试验。结果表明：SBBR 的去除效果均高于相同试验条件下 SBR，特别是在反应温度较低时，SBBR 出水水质优于 SBR。李军等人做了关于序批式生物

膜法除磷工艺特性的研究，试验结果表明，软性载体淹没式序批式生物膜法是行之有效的除磷工艺。在载体装填密为 30%、水力停留时间为 9h（其中厌氧 3h，好氧 6h）、进水 COD 负荷为 $0.27 \sim 1.32 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，磷的去除率达 90% 以上，另外还对除磷的因素做了系统的分析。

（三）SBBR 工艺生物膜填料的选择

填料是 SBBR 工艺的核心部分，它作为微生物的载体影响着生物的生长繁殖和脱离过程，它的性能直接影响和制约着处理效果，良好的填料需要满足以下特性：

（1）良好的水力学性能填料的水力学特性包括比表面积、空隙率和结构形状等。填料的表面是生物膜的形成和固着的部位，较大的比表面积可以保证反应器内维持较高浓度的生物量。填料的形状结构不仅影响了比表面积，也影响了填料间的水流流态和曝气时的氧转移效率，进而影响污水和生物膜之间的物质和生物膜更新。

（2）有利于生物膜的附着填料对微生物的附着性主要取决于填料的物理因素和化学因素。物理因素包括填料表面的粗糙程度和表面孔隙大小。表面粗糙程度决定了挂膜的速度。粗糙度越大，挂膜越快，填料表面孔隙大小决定了微孔毛细作用强度，以及微生物可生产的大小和类型。因而较小的孔隙对游离状态的微生物有较强的截留作用。化学因素主要指填料的表面静电和亲水性。细菌体内的氨基酸所带的正电荷和负电荷相等时，溶液的 pH 值为等电点，以 pI 表示。一般在 2~5 之间（革兰氏阳性菌 $pI=2 \sim 3$ ，革兰氏阴性菌 $pI=4 \sim 5$ ）溶液的 pH 比细菌的等电点高时，氨基酸中的氨基电离受到抑制，羧基电离，细菌带负电，反之则相反，试验中的生活污水 pH 值一般在 7.5，所以细菌表面带负电，若填料表面正电荷越高，则细菌越容易附着在填料上形成生物膜。另外，细菌属于亲水性粒子，所以提高填料表面的亲水性。可以加快生物膜的形成和附着。

（3）稳定性废水处理要求填料必须有足够的机械强度，而且物理、化学性质稳定并能够抵抗废水和微生物的侵蚀，不溶出有害物质。

（4）成本低廉填料的费用一般约占生物膜工程总投资的 30%~40% 以上，因此，填料的性能价格比非常重要。

近几年来，我国开发了软性和半软性填料虽然较以前的硬性填料在水力学性能、生化处理效能、防止堵塞等方面有很大的改善，价格也便宜，但是都存在一些缺点。软性纤维填料容易结团，减少了有效接触表面积，负荷率降低，水流和布气均匀性能变差。而半软性填料的比表面积相对较低，表面积较光滑，微生物附着性能差，空隙不可改变、易堵塞，使处理效率受到影响。

目前出现一种由高分子聚合塑料和全醛化合成维纶纤维长丝组成的组合纤维填料，该填料直径 150mm，比表面积 $1236 \text{m}^2/\text{m}^3$ ，空隙率 99%，成品重量 $8 \sim 9 \text{kg}/\text{m}^3$ 。该填料综合了软性填料和半软性填料的优点，塑料片体与纤维能同时挂上生物膜，具有比表面积大、附着性能强、生物膜不结团、生物膜生长均匀、表面积利用率高和生物量大的特点，且纤维丝均匀分布在片体周围，可以有效地切割气体，提高氧的利用率。

（四）SBBR 工艺的处理效能

目前国内对 SBBR 工艺的研究还处于起步阶段，哈尔滨工业大学的荣宏伟博士在这方面进行了大量的研究，并取得一定的研究成果。他在序批式生物膜反应器对污水的处理运行试验中根据温度变化分为 $16 \sim 31.5$ 和 $7.5 \sim 15$ 两个阶段，并在最优运行工况条件下考察了

反应器对有机物、氨氮、总氮、总磷和 SS 的处理效能，得到以下结论：

(1) 从污水同步脱氮除磷的角度出发，反应器采用厌氧/好氧的运行方式，系统的最优运行工况设定为：瞬时进水、厌氧循环 2.5h、好氧曝气 6.0h、沉淀 20min、排水 10min，一个周期运行时间为 9.0h。

(2) 在最优工况稳定运行条件下，虽然进水的污染物浓度波动变化比较大，但 SBBR 工艺对有机物、氨氮、总氮、总磷和悬浮物的去除表现出较好的去除能力，对 COD、氨氮、总氮、总磷和 SS 的平均去除率分别为：87.95%、76.68%、47.87%、84.58% 和 89.22%，处理水的 COD、氨氮、总氮、总磷和 SS 浓度的平均值分别为 32.6mg/L、9.47mg/L、19.15mg/L、0.74mg/L 和 10.16mg/L，说明 SBBR 工艺对水质的变化具有一定的抗冲击负荷能力，是一种行之有效的同步脱氮除磷工艺。

(3) 当水温为 16~31.5℃ 时，SBBR 工艺对有机物、氨氮、总氮、总磷和悬浮物具有较高的处理效能，出水水质良好，对 COD、氨氮、总氮、总磷和 SS 的平均去除率分别为：88.43%、85.31%、57.94%、86.01% 和 90.41%，处理水的 COD、氨氮、总氮、总磷和 SS 的平均值分别为 31.3mg/L、5.96mg/L、14.82mg/L、0.67mg/L 和 9.04mg/L；当水温在 7.5~15℃ 温度范围内变化时，对有机物、总磷和悬浮物的去除仍能保持较好的去除效果，但硝化能力和总氮的去除能力迅速下降，对 COD、氨氮、总氮、总磷和 SS 的平均去除率分别为：87.19%、52.09%、34.09%、83.42% 和 87.5%，处理水的 COD、氨氮、总氮、总磷和 SS 的平均值分别为 34.65mg/L、14.5mg/L、22.95mg/L、0.79mg/L 和 11.78mg/L，说明 SBBR 工艺在低温运行条件下，对污水的处理也能保持一定的处理效能。

二、LINPOR 工艺

LINPOR 工艺是由德国 LINDE 股份公司的 Morper 博士于 80 年代初首次提出，是传统活性污泥工艺的一种改进型，其反应器实际上是传统活性污泥法与生物膜法相结合而组成的双生物组分生物反应器。它通过在传统工艺曝气池中投加一定数量的多孔、泡沫塑料颗粒作为活性生物量的载体材料而实现。开发此工艺的目的是改进传统工艺的处理效能和运行可靠性、防止污泥流失、污泥膨胀及提高氮磷去除效果等。

(一) LINPOR 工艺工作原理

LINPOR 工艺流程图如图 5-3 所示。LINPOR 工艺最大的特点是在曝气池中添加特殊填料，反应器中所投加的填料通常占其有效容积的 10%~30%。能用作 LINPOR 反应器填料的材料必须满足严格的要求：如比表面积大、孔多且均匀、具有良好的润湿性机械、化学和生物稳定性等，以保证该工艺的良好运行效果及较长的运行周期。目前，可用作此载体的材料

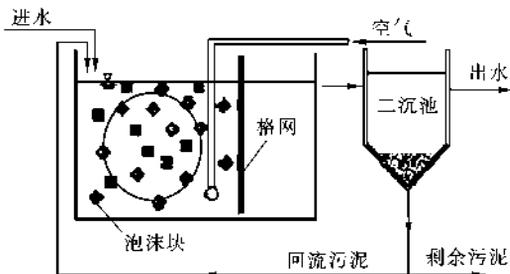


图 5-3 LINPOR 工艺流程图

仅有几种，而多孔性泡沫海绵或泡沫塑料是最常用的两种，其大小为 12~15mm、空隙率为 90%，微生物在其表面生长后，密度略大于水，在静水的沉淀速度为 2~10cm/s，小于传统曝气所需的搅拌速度，因而易通过曝气而使其在池中呈流化态。泡沫填料的比表面积为 $(1\sim5)\times 10^3$ ，虽比活性炭低得多，但比一般生物滤池填料的比表面积 $(1\sim2)\times$

10^2 要高得多。同时由于此填料的孔径比活性炭颗粒的大得多,因而利于大小约 10^{-2} mm 的细菌和 10^{-1} mm 的原生动物进入其空隙。进入其空隙的微生物并不完全处于附着生长状态,而是在空隙间充满了微生物,并存在着微生物附着生长和悬浮生长状态的不断交换。由于曝气所产生的紊动作用及气泡在空隙内外的传质,使其中的微生物保持较好的活性并避免结团现象的发生。由于 LINPOR 反应器运行时填料处于悬浮态,因而为防止其随处理出水的流失,需在反应器的出水区一端设置一道专门设计的穿孔不锈钢格栅。同时,为防止填料堵塞格栅,通常要求在出水区的格栅处进行鼓泡曝气。此外,对窄长形的 LINPOR 反应器而言,为防止填料在出水区的过多积聚,也需用气体泵将部分填料从出水区回送至进水区。在 LINPOR 反应器运行的初期,可分批将填料投入曝气池,使之形成一层悬浮层并得到润湿,使微生物在其表面生长而使其在水中呈淹没状并最终呈流化态。

LINPOR 反应器实际上是一种传统活性污泥工艺和生物膜工艺相结合而组成的双生长型生物体反应器,通过投加满足特殊要求的生物载体并使之处于流化态,不仅大大提高了反应器中的生物量,增强了系统的运行稳定性及对冲击负荷的抵御能力,而且还可通过运行方式的改变使其具有不同的处理效能,达到不同的处理目的和要求。

(二) LINPOR 工艺的不同运行方式及其应用

LINPOR 工艺可根据其所能达到的处理功能和对象的不同,以 3 种不同的方式运行:

- (1) 主要用于去除废水中的含碳有机物的 LINPOR - C 工艺;
- (2) 用于同时去除废水中的碳和氮的 LINPOR - C/N 工艺;
- (3) 用于脱氮的 LINPOR - N 工艺。

目前,这 3 种不同形式的 LINPOR 工艺已在德国、奥地利、澳大利亚、日本和印度等国家的城市污水和工业废水的处理中得到实际应用。

1. LINPOR - C 工艺及其应用

该工艺主要用于去除废水中的有机碳污染物。与传统活性污泥法不同的是该工艺中生物体由两部分组成:一部分附着生长于多孔塑料泡沫填料;另一部分悬浮于混合液中。载体材料表面及空隙内的生物量通常可达 $10 \sim 18$ g/L,最大可达 30 g/L;混合液的污泥浓度则可达 $5 \sim 10$ g/L。运行过程中,附着生物体被设置在曝气池末端的特制格栅截留,而处于悬浮态的活性污泥则可穿过格栅而流出曝气池并在二沉池中进行泥水分离,实现污泥的回流。

LINPOR - C 工艺几乎适用于所有形式的曝气池,因而其特别适用于对超负荷运行的城市污水和工业废水活性污泥处理厂的改造,即应用 LINPOR - C 工艺可在不增加原有曝气池容积和不变动其它处理单元的前提下提高处理设施的处理能力、处理效果及运行稳定性。LINPOR - C 工艺在欧洲较多国家已得到较广泛的应用。如德国慕尼黑市 Groplapen 纸板厂污水处理工艺原采用典型的传统活性污泥法工艺,其设计污染负荷为 230 万人口当量,曝气池的总容积为 $39\ 300\text{m}^3$,分 3 组独立运行,每组又分为 9 个并联运行的曝气池,每个曝气池的容积为 $1\ 500\text{m}^3$ 。该厂在运行过程中,由于水量增加而存在处理出水水质超标问题(其中包括氮的问题)。为此将其中两组改造成为 LINPOR - C 工艺。改造后,在两组系统的曝气池中分别投加 30% 的多孔性泡沫塑料方体。改造后,尽管有机负荷大大超过设计值(如 BOD_5 设计负荷为 $2.66\text{kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,而实际为 $4.04\text{kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$),但经 24h 连续采样的监测结果表明,处理出水水质得到明显的改善,达标排放,并优于设计值,表 6 - 1 为运行监测结果。

LINPOR - C 工艺的另一个成功应用的实例是澳大利亚的一家造纸厂废水经厌氧处理后出水的处理。该工艺设两组，由两个直径为 12m、深为 9m、容积为 1000m³ 的圆形钢结构 LINPOR - C 反应器组成。反应器内填料的投加量为 25%。运行结果表明，尽管厌氧处理段的效果不佳而导致 LINPOR - C 工艺较高的进水负荷，但经 LINPOR - C 反应器处理后的出水水质仍可完全达标。运行中附着生长的生物量为 15g/L，平均 MLSS 为 74g/L（低于设计值），见表 5 - 3。

表 5 - 3 德国慕尼黑市 Groplapen 纸板厂 LINPOR - C 工艺
LINPOR - C 处理工艺运行效果

项 目	连续 4 年平均监测结果			
	1	2	3	4
进水 BOD ₅ (mg/L ¹)	235	242	197	210
出水 BOD ₅ (mg/L ¹)	10	8	10	7
BOD ₅ 去除率 (%)	96	97	95	97
进水 COD _{cr} (mg/L ¹)	526	554	498	581
出水 COD _{cr} (mg/L ¹)	83	72	82	88
COD _{cr} 去除率 (%)	84	87	84	85
进水 BOD ₅ (COD _{cr})	0.45	0.43	0.40	0.36
BOD ₅ 容积负荷 [kg/ (m ³ · d) ¹]	1.5	1.3	1.15	1.07
BOD ₅ 污泥负荷 [kg/ (kg · d) ¹]	0.28	0.22	0.16	0.17

2. LINPOR - C/N 工艺及其应用

该工艺具有同时去除废水中碳和氮的双重功能，其与 LINPOR - C 工艺的区别在于其有机负荷较低。与传统工艺不同的是，在 LINPOR - C/N 工艺中，由于存在较大数量的附着生长硝化细菌及其在反应器中较悬浮态微生物长得多的滞留时间，因而在较高的负荷下仍可获得良好的硝化效果。同时由于在填料内部存在无数微型的缺氧区而可实现有效的反硝化作用，脱氮率可达 50% 以上。日本 Bisai 市的一家纺织厂采用该工艺对原有的传统工艺进行了改造，处理效果得到明显改善，其中 COD_{cr} 去除率由原来的 50% 提高到 72%、TN 去除率由原来的 54% 提高到 75%。

3. LINPOR - N 工艺及其应用

LINPOR - N 工艺在废水处理中的应用于 1987 年首次见于文献报道。该工艺十分简单，可在极低或不存在有机底物的情况下对废水实现良好的脱氮效果，常用于对经二级处理后的工业废水和城市污水的深度处理。传统工艺出水中的有机物浓度通常是比较低的，具有适合于硝化菌生长的良好环境条件，不存在异养菌与硝化菌的竞争作用，因而在 LINPOR - N 工艺中处于悬浮生长的生物体几乎不存在，而只有那些附着生长的生物体。在运行过程中可清楚地观察到反应器中载体的工作状况，所以 LINPOR - N 的反应器又被称作“清水反应器”。

LINPOR - N 工艺中，所有的生物体都附着生长于载体表面，因而运行过程中无需污泥的沉淀分离和回流，从而简化了工艺并节省了投资和动转费。1991 年，德国制定了氨氮和 TN 的出水排放标准：在温度不低于 12 的情况下，处理后出水中的氨氮和 TN 分别不得超过 10mg/L 和 15mg/L。为此，德国有不少的污水处理厂纷纷采用 LINPOR - N 工艺（填料投

量 30%) 对原有工艺进行改造或直接采用改造工艺。其中 Aachen 市最大的 LINPOR - N 工艺污水处理厂其设计污染物负荷为 46 万人口当量, 反应器容积为 5 200m³, 处理出水的 TKN 浓度低于 1.0mg/L, 即 TKN 去除效率 1250k/h。德国北部的 Hohenlockstedt 污水处理厂运用该工艺于好氧塘出水后, NH⁺4 - N 浓度始终低于 10mg/L, 在温度低于 6 时亦不例外。澳大利亚 Kembla 污水处理厂采用 LINPOR - N 工艺处理经传统生物工艺处理后的炼焦炉废水, 亦获得了明显的脱氮效果。

三、PACT 活性污泥法工艺

(一) PACT 工艺特点

近 20 年, 粉末活性炭活性污泥法 (PACT) 已广泛用于化工和石油化工废水的处理。PACT 是 20 世纪 70 年代早期 DuPont 在处理工业废水中的色度时提出的, 是通过将粉末活性炭 (Powdered activated carbon, 简称 PAC) 加入活性污泥反应器中, 利用活性炭吸附和生物氧化去除有机污染物质的综合技术。活性炭吸附是利用液相与活性炭表面 (疏水性表面) 间的物质分配来去除有机物, 适用于去除疏水性有机物; 而生化反应是在酶的作用下的液相反应, 适用于去除亲水性有机物。与传统的活性污泥处理系统比较, PACT 技术具有以下特点:

- (1) 可通过吸收溶解性有机物质而提高系统的抗冲击负荷能力;
- (2) 可通过吸收难降解性有机物质而提高 COD 去除率;
- (3) 能提高色度的去除率;
- (4) 可改善污泥的沉淀、浓缩、脱水性能;
- (5) 由于系统去除率的提高以及混合液生物固体浓度的增加, 系统的水力负荷能得到很大提高;
- (6) 由于 PAC 吸收抑制性物质或提供给硝化菌吸附表面, 改善了系统硝化能力;
- (7) 提高了 EPA 优先污染物的去除率。

PACT 技术的工艺流程如图 5 - 4 所示。粉末活性炭连续或间歇地按比例加入曝气池。

在曝气池中吸附过程与生物降解过程同时进行, 所以能达到较高的处理效率, 获得较好的出水水质。完全混合的污泥和粉末活性炭流到二沉池中, 污泥回流到曝气池, 处理水排放, 粉末活性炭再生后回用于该系统。

(二) PACT 的代谢机制

PACT 的代谢机制包括活性炭作用下的“生物活性的激活”和微生物作用下的“活性炭的生物再生”两种作用。针对微生物是否对活性炭有生物再生作用, 一般有下列两种观点。

第一种观点认为 PACT 中不存在 PAC 的生物再生。由于微生物对 PAC 的再生不起作用, 所以 PAC 经过几个吸附周期后, 有机污染物的去除率逐渐下降。这种现象可解释为由于 PAC 表面逐渐达到饱和, 从而减小有机物去除率。之所以微生物对 PAC 的再生不起作用, 是因为酶反应需要一定的空间和移动的自由性, 以便和基质结合。若要使酶在微孔

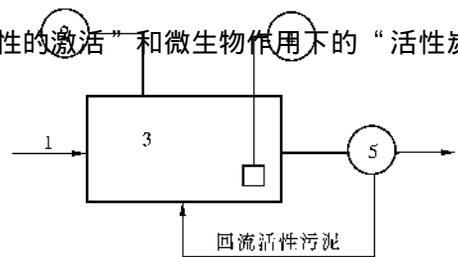


图 5 - 4 投加活性炭的活性污泥法 (PACT) 的流程

1—来自一级处理; 2—粉末活性炭;
3—曝气池; 4—空气; 5—沉淀池

中起催化作用，微孔直径至少应等于酶直径的 3 倍。而最简单、最小的酶分子平均直径为 3.1~4.4nm，所以酶若要整个进入孔隙中起催化作用其孔径须大于 10nm，而粉末活性炭微孔的直径小于 4nm，所以活性炭的生物再生是不可能的。因此，PACT 对系统出水水质的改善是 PAC 吸附与微生物代谢的简单结合，而不是两者间的相互影响。

第二种观点认为微生物细胞与 PAC 是相互影响的，即存在 PAC 的生物再生。PAC 的存在增加了固液表面，微生物细胞、酶、有机污染物、氧能够吸附在此表面上，为微生物代谢提供良好环境。表面的物化催化反应也有可能发生在 PAC 表面发生。虽然粉末活性炭对有机物的吸附主要发生在微孔中，细菌个体不能进入，但其分泌的胞外酶 $D \leq 1\mu$ ，所以有一部分酶可能通过扩散进入微孔中与吸附位上有机物反应，使得吸附位空出。另外在细胞衰老或高冲击力水流作用下出现的细胞自溶使得氧化酶能与污染物接触，而且酶的催化作用只需酶的局部（含活性基团的主链或侧链）进入活性炭微孔与污染物接触即可。所以，酶对活性炭微孔部分生物再生是有可能的。排泄到 PAC 微孔中的生物酶能够对 PAC 吸收的有机物进行胞外生物降解，使 PAC 得到再生。与单纯的吸附系统比较，由于生物再生使得活性炭的吸收能力提高，延长了活性炭使用周期。即 PACT 系统是 PAC 和污泥吸附作用和微生物的生物降解作用相结合的系统。

Orshansky 和 Narkis 对处理乙醇和苯胺的 PACT 系统中的吸收作用和生物降解作用相互促进性进行了研究。发现这两种物质的 PACT 系统均达到较好的出水水质，进水乙醇和苯胺的浓度均为 500mg/L 时，出水乙醇和苯胺分别为 0.15mg/L 和 0.04mg/L。但其作用机理不同，对于乙醇，PAC 的投加能够提高微生物的呼吸和生物氧化能力，即提高其生物降解能力；但对于苯胺，PAC 的投加却降低了微生物的生物降解能力。因为更多的苯胺被强烈地吸附在 PAC 表面而没有被生物降解，PAC 表面吸附而未降解的乙醇和苯胺的百分比分别为 4%~9% 和 15%~32%。由于苯胺的高吸收能影响了吸附的苯胺的生物降解。虽然处理苯胺的 PACT 系统也能获得较好出水水质，但必须将 PAC 分离。

（三）粉末活性炭投加对活性污泥处理系统的影响

往曝气池中投加粉末活性炭会对活性污泥处理系统的运行产生多方面的影响。

1. 改善絮凝体的沉降性能

投加到曝气池中的粉末活性炭能与絮凝体结合，增加絮凝体密度，提高絮凝体的沉降性能。Hutton 研究表明，PACT 系统中的活性炭起着沉淀剂的作用；Tsai 等在用活性污泥系统处理煤液化废水时，发现投加 PAC 能提高有机物去除率，而且污泥的沉降性能也得到改善。投加 PAC 也能改善医药废水和垃圾渗滤液废水处理系统中活性污泥的沉降性能。但有一点应注意，为提高污泥的沉降性，必须考虑粉末活性炭的粒径大小。

2. 提高系统的抗冲击负荷能力

粉末活性炭对污染物的吸附能力与污染物的浓度有关。污染物浓度高时，粉末活性炭的吸附量增加；浓度低时，由于解吸作用又有部分被吸物回到溶液中。所以粉末活性炭能对污染物浓度变化起到缓冲作用。这样粉末活性炭能对微生物起到保护作用，提高了系统的抗冲击负荷能力。Leipzig 等报道，处理化工废水的活性污泥系统投加粉末活性炭后，抗冲击负荷能力显著提高。Chou 等发现 PAC 的投加能受到毒性物质冲击的活性污泥系统很快恢复正常。但如果冲击负荷过大，活性污泥的生物活性将受到影响。Galil 报道由于酚的突然排放，处理冶炼厂废水的活性污泥的生物絮凝能力遭到破坏，生物降解完全停止，投加 PAC 后，

只能提高生物处理率，但不能改善污泥的沉降性能。

3. 除色、除臭并消除发泡现象

与传统的活性污泥法相比，PACT 能有效地去除色度、除臭并消除发泡现象。Wu 等对许多处理方法比较后发现，PACT 是颜料废水处理的最佳工艺。Benedek 等报道用活性污泥法处理化工废水时，投加 PAC 后，能有效控制曝气池内的发泡现象。另 Kincannon 等发现，曝气池内投加 PAC 后能降低污水中某些物质如甲苯等发出的恶臭。分析主要是活性炭对含芳香环的有机物具有较强的选择吸附性。

4. 有助于生物系统对污水中氮的去除

传统活性污泥系统对污水中总氮的去除率仅为 30% 左右。处理水排放到水体后，易造成水体富营养化。粉末活性炭能吸附某些毒性物质使得系统硝化/反硝化率提高。Ng 等人认为在用活性污泥法处理石油化工废水时，由于投加的粉末活性炭能吸附废水中抑制硝化菌的物质，从而可促进活性污泥的硝化作用。Leipzig 等也发现用活性污泥法处理化工废水时，投加粉末活性炭后，即使有毒性物质的存在，系统也能正常地进行硝化反应。

5. 提高系统处理效率

活性污泥系统投加 PAC 后处理效率能大幅度提高。一方面 PAC 加入后能使污水中有机物与微生物接触时间延长，为一些难降解物质的生物降解提供了可能；另一方面，粉末活性炭具有选择性吸附难降解物质（如木质素、腐殖质等）和毒性物质（苯酚、有机氯化物等）的特性。而且，微生物本身产生的有毒、难降解性物质也能被有效吸附，能防止生物活性的下降。另投加粉末活性炭还能增加系统的污泥浓度。有效地提高了各种废水处理系统的处理率。

Ying 等发现在各种运行条件下，往处理垃圾渗滤液 SBR 系统投加 PAC 后许多卤代有机物浓度均降到各自的检测浓度。投加 PAC 的活性污泥系统处理含 Cr^{6+} 废水时，COD 和 Cr^{6+} 的去除率均显著提高。对于处理医药行业废水的活性污泥系统和处理垃圾渗滤液 SBR 系统投加 PAC 后，对 COD 的去除率都有较大提高。

（四）PACT 系统的运行

PACT 系统的成功运行在很大程度上取决于所投加的粉末活性炭的量 and 尺寸大小及系统中活性污泥的浓度。一般针对某一具体的 PACT 系统需要首先进行间歇实验，确定所需投加的 PAC 的量及尺寸大小，然后再进行连续实验确定系统的污泥浓度。

Marquez 和 Costa 在首先确定投加的 PAC 的量及尺寸为 0.5g/L 和 81 μm 的基础上，用连续流 PACT 系统对偶氮染料废水进行处理。发现当进水 COD 为 $(250 \pm 30)\text{mgO}_2/\text{L}$ ，偶氮染料浓度为 $(20 \pm 3)\text{mg}/\text{L}$ ，污泥浓度为 $(1\ 000 \pm 200)\text{mg}/\text{L}$ 时，偶氮染料的去除率达到 $97.0\% \pm 1.6\%$ 。他们用光学显微技术发现，偶氮染料的去除率与污泥浓度之间存在紧密关系。当污泥浓度低于 2 500mg/L 时，PAC 表面能够与混合液充分接触，有利于 PAC 对偶氮染料的吸附和微生物的生物降解；但当污泥浓度比较高时，PAC 被网捕在污泥絮体中，失去其吸附性能，在这种情况下，微生物的生长不能被加强，偶氮染料的去除率很低。

四、喷射环流生物反应技术

传统活性污泥法日益暴露出以下缺陷：（1）曝气池中生物浓度低；（2）耐水质、水量冲击负荷能力差，运行不够稳定；（3）易产生污泥膨胀；（4）污泥产量大；（5）基建和运

行费用高，占地面积大等。为适应废水处理发展的要求，人们不断地改进传统活性污泥法，开发了许多新的工艺流程。喷射环流生物反应技术就是其中一种，反应器中运用了高速射流曝气、物相强化传递、紊流剪切等技术，具有氧利用率高、反应器的容积负荷大，水力停留时间短的特点。

（一）喷射环流反应技术简介

喷射环流反应器系统的组成如图 5-5 所示。原水经进水泵 1 流入管道与反应器上部回流污水和回流污泥混合，被送到两相喷嘴 B，混合液高速喷出，并与从吸气管 A 吸进的空气混合，沿着内管反应区向下流动，到达底部后，转为上向流流过外环反应区，到达反应器顶部后污水分为三部分：（1）一部分反应后的污水被喷嘴再次吸入内管反应区循环；（2）一部分被循环泵引入管道与新进入的污水混合再经喷嘴喷入；（3）一部分（进水量）在反应器的上部流出反应器。考虑到空气和生物絮体多次被喷嘴剪切，成为细小生物碎片和微气泡，为防止微气泡粘附生物絮体上影响沉淀分离，污水经脱气室 4 脱气后进入二沉池 5。

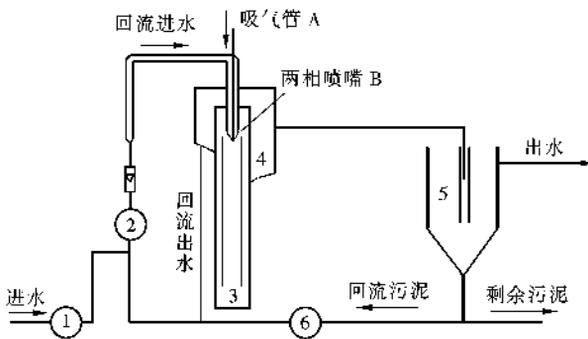


图 5-5 喷射循环反应器系统图

1—进水泵；2—循环泵；3—反应器；4—脱气室；
5—二沉淀池；6—污泥回流泵

高速液体从两相喷嘴高速喷出，由两相喷嘴引入的液流在套筒内形成一个剪切区，在剪切区内由吸力吸进的空气被分散形成超细气泡（初级分散）。气泡粒径越小，越能有效地进行氧的传质。回流污泥中的生物菌团同时也被分解为薄膜，产生希望得到的液相和细菌之间的大的接触面，使被处理的污水真正的形成完全混合状态。气泡、废水和细菌薄膜的混合物沿导流筒向下流动，在反应器底部转向一起向上流过外套筒。在导流筒的上端一部分混合物由于两相喷嘴

的抽吸作用再次进入导流筒，气泡和细菌薄膜再次被分散（二次分散），从而提高氧的利用率。

综上所述，污水好氧生物处理过程主要受到氧从气相向细菌表面传质的制约，喷射式内循环反应系统则是建立在传质科学和反应动力学相统一的基础上的，并满足了以下各项条件：（1）所供给的空气喷射后散布成超细气泡，加快氧从气相向液相的传质；（2）生物絮体经喷射分散产生的薄膜（片）增大了污染物质和生物絮体的接触面积。

（二）喷射环流反应技术特点

喷射循环生物反应系统的工艺原理决定了这种技术具有以下特点：

1. 系统占地少，基建费用低。

其原因主要有三：一是系统设计紧凑，结构合理，减少了占地；二是反应器高径比大（7: 1）且大都分被埋在地下，有效地利用了垂向空间，减少了平面上的占地；三是由于容积负荷和污泥负荷都很高，水力停留时间很短，减少了反应器的体积。实际工程预算结果对比表明，采用喷射循环工艺处理同样数量的污水，其基建费用比活性污泥法工艺要减少 30% 以上。

2. 空气氧转化利用率高，容积负荷和污泥负荷高。

喷射循环生物反应工艺的曝气方式采用射流扩散式，并通过垂向循环混合，使溶解氧达到最大值，这一过程实际上吸取了深井曝气依靠压头溶氧的优点。高速喷射形成紊流水力剪切胶气泡高度细化并均匀分散，决定了该方法对空气氧的转化利用率高。据试验测定，其空气氧的转化利用率可高达 50%，溶解氧含量可保持在 5mg/L 以上。足够的溶解氧是保证好氧生物处理系统高负荷运行的条件，这也是喷射循环生物反应工艺的优势所在。一般情况下，喷射循环生物反应系统的污泥浓度在 10g/L 左右，最高可超过 20g/L。反应器中生物量之大，决定了其负荷值必然高。试验和已有工程的运行结果显示，喷射循环的容积负荷最大可达 70kg/(m³·d)，其污泥负荷值可以超过 6kgCOD/(kgMLSS·d)。

3. 固液分高效果好，剩余污泥量较少。

喷射循环生物反应工艺混合污水中的微生物菌团颗粒小，其沉降性能好，这是其显著特点之一，污泥在沉淀池中的停留时间一般只需要 40min 左右。该工艺每降解 1kgBOD 所产生的剩余污泥量，比其他好氧方法平均减少 40% 左右，从而大大减少了污泥处理量。剩余污泥量较少的原因主要有两个：其一，强烈曝气使微生物代谢速度快，由此引起的生化反应可能加大内源消耗剩余污泥量相对少；其二，由于反应器中混合污水被高速循环液流剪切，微生物的团粒被不断分割细化，间粒内部的气孔减少，使其密度相对增加，总的体积减少。

4. 抗冲击负荷的能力强。

喷射循环生物反应为完全混合型运行方式，原水先与回流污水合流，然后再进入反应器，并立即被快速循环混合。高浓度 COD 或有毒废水冲击系统时，它们在进入反应器之前实际上已经被稀释，进入反应器后又被迅速均匀混合，使冲击液体的浓度大大降低，从而有效地提高了喷射循环系统抗冲击负荷的能力。此外，强烈曝气使微生物的新陈代谢加快后，也可能减少冲击所造成的部分影响。工程实践表明，喷射循环生物反应工艺对甲醛废水、含酚废水、糖醛废水、树脂酸废水都能进行有效处理。

5. 系统操作简便灵活，处理效果有保障。

喷射循环系统的反应器循环水量、补充曝气量、污泥回流量等都可以根据需要进行调节，便于选择最佳的组合效果。正因为如此，采用喷射循环生物反应工艺容易保证较高的 COD 去除率。COD 去除率受容积负荷影响较小。

6. 启动快、管理方便。

(三) 喷射环流反应技术研究进展

喷射环流生物反应技术融合了射流曝气、生物流化床、深井曝气等技术的特点，广泛地应用于德国、意大利、挪威、加拿大、法国、韩国、中国等国的啤酒废水、垃圾渗滤液、造纸废水、乳品废水及生活污水的处理中，取得很好的效果。资料表明目前该技术的核心首先掌握在德国 (HCR 高效生物反应器)，而后挪威、韩国等国通过技术引进与技术革新发明了 ECR 高效生物反应器，而大部分国家目前正处于引进研究阶段。我国近几年分别从德国和挪威引进该技术，用于广州造纸废水处理工程 (600m³/h)、南宁味精厂废水处理工程 (1 500m³/d) 和杭州萧山城市污水处理工程 (处理城市污水 12 万 m³/d)，取得良好的效果。

1. 国外研究进展

早在 20 世纪 40 年代，美国道氏化学公司就将射流器作为曝气设备应用于污水处理，建造成一个处理厂，处理水量为 185 000m³/d，共布置了 724 只射流器。空气由鼓风机压入，工作介质采用二沉池出水或曝气池混合液。当活性污泥混合液为工作流体，压力为 0.17 ~

0.21MPa 下循环流动时,美国宾州大学的孔兹经研究指出,溶解氧速率是喷嘴的函数。西德多尔马根石油股份有限公司中央污水处理厂,规模为 $10 \text{ 万 m}^3/\text{d}$,在曝气池中布有几千只射流器。西德威尔定根化工厂 1965 年开始用射流曝气进行污水生化处理小型试验,1975 年正式投产,每天处理 24 000 m^3 工业污水,以上射流充氧生物反应技术由于采用传统射流方式,氧转移效率较低,污水处理优势相比于传统工艺不明显。

20 世纪 90 年代,德国 clausthal 大学多相研究室结合射流生物反应器和环流反应器的优点,开发出喷射环流反应器 (jet loop reactor),命名为 HCR (high compact reactor) 反应技术。该技术结合了喷射与环流的特点,一方面由于高速液体的剪切作用,使气体破碎成非常细小的气泡,产生很大的气液接触面积,提高单位功耗下的传质效率;另一方面,由于喷射推动力和气提推动力的相互作用,使反应器内形成规则的循环流动,从而使物料间的混合、扩散、传质、传热性能得到显著改善;同时由于没有机械传动装置、结构简单、操作方便,因而在化学工程、生物工程及制药工程领域得到广泛的应用。

E A Naundorf 采用喷射环流生物反应技术处理 Clausthal - Zellfeld 城市的生活污水,污水 COD 为 $270 \sim 540 \text{ mg/L}$; BOD 为 $180 \sim 360 \text{ mg/L}$; 反应器中污泥浓度变化范围是 $1 \text{ 000} \sim 6 \text{ 000 mg/L}$,污水停留时间为 $15 \sim 45 \text{ min}$,容积负荷变化范围是 $20 \sim 84 \text{ kgBOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,研究发现喷射环流生物反应技术生化池仅仅为传统活性污泥工艺的 $1/6$,而且形成优于传统工艺沉降性的污泥。

H Wildhagen 采用喷射环流生物反应技术处理啤酒废水,进水 COD 平均为 3 500 mg/L ,最高达到 10 000 mg/L ,喷射环流反应器中的容积负荷为 $60 \sim 120 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,相应 COD 去除率为 $80\% \sim 95\%$ 。Elisabeth Magnus 利用喷射环流生物反应技术处理新闻纸废水,车间出水 COD 为 3 500 mg/L ,采用工艺流程为:

进水 → 中和池 → 喷射反应 1 → 喷射反应 2 → 脱气池 → (二沉池)

两级生物反应水力停留时间各为 1.5 h ,经过两级喷射生物反应处理后 COD、BOD 去除率分别为 86% , 99% 。由于喷射环流生物反应器具有很高的容积负荷,处理生活污水仅仅需要停留 0.5 h ,如果和具有高效固液分离能力的膜组件结合在一起,将开发出一套高效一体化污水处理设备。J. Jungblut 利用喷射环流生物反应技术和膜过滤联合工艺处理垃圾渗滤液,由于采用膜过滤进行泥水分离,使得生化反应器中保持高生物量,可以适应其高负荷要求。进水 COD 范围 $2 \text{ 800} \sim 4 \text{ 300 mg/L}$,氨氮 $820 \sim 1 \text{ 300 mg/L}$,研究发现联合工艺对 COD 去除 80% 以上,出水氨氮仅仅为 1 mg/L 。

挪威 Norske Skog Follum 新闻纸厂采用喷射环流生物反应技术工艺处理造纸废水,处理水量 $22 \text{ 500 m}^3/\text{d}$,处理 COD 平均 3 500 mg/L ,喷射循环反应器水力停留时间 2 小时 ,COD 去除率达到 85% ,BOD 去除率为 95% ,体积负荷为 $10 \sim 45 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$,污泥负荷值为 $2 \sim 5 \text{ kgCOD}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。在污水厂运行中发现,反应器中污泥浓度 MLSS 为 7 g/L ,溶解氧为 $1.0 \sim 1.2 \text{ mg/L}$,喷射循环法所产生的活性污泥量比预料的低得多,通常去除 1 kg COD 所产生的活性污泥量为 $0.15 \sim 0.2 \text{ kg TSS}$ (总悬浮固体)。营养盐投加比例 C: N: P 为 $200: 5: 1$,低于传统活性污泥工艺的营养盐投加量。运行还发现 COD 负荷与 COD 去除总量呈现直线相关关系。研究发现,喷射环流生物反应器的活性污泥絮凝非常快,反应器良好的沉降特性和高水平的混合,两者相结合使得喷射循环生物反应工艺较之一般常规操作可以使 MLSS 达 $6 \sim 10 \text{ g/L}$,尽管在如此高的 MLSS 水平下运行,由于每立方米反应器有机物负荷极高,使得 F/

M 比率也较常规高出很多。运行还发现 COD 负荷与 COD 去除总量呈现直线相关关系，表明现有条件下还没有达到最大负荷，仍可以提高负荷。

2. 国内研究进展

喷射环流生物反应技术具有经济高效，占地面积少的优点也引起我国环境工作者的注意，通过技术引进的方式引进了德国、挪威等国的喷射环流生物反应技术，成功用于味精废水、造纸废水、石化废水及生活污水的处理中，取得良好的效果。

(1) 处理富含硫酸盐高浓度有机废水

处理富含硫酸盐高浓度有机废水，通常采用厌氧方法，但是由于高浓度硫酸盐的存在，会使硫酸盐还原菌（SRB）与产甲烷菌（MPB）竞争基质。而且在硫酸盐还原作用的产物（硫化物）浓度高时，会降低甲烷菌的活性，甚至使厌氧反应无法进行，COD 去除率和甲烷产率都会很低。为使富含硫酸盐有机废水处理问题得到尽快解决，寻找能摆脱硫酸盐的影响并能高效降解废水中的有机物的高效经济的生物处理技术至关重要。桂林工学院刘康怀与德国克劳斯塔理工科大学物相传递研究室合作，从德国引进一套技术核心是喷射环流生物反应器的高负荷好氧处理试验模型，研究其用于处理富含硫酸盐工业废水的可行性，利用喷射环流生物反应工艺后接生物接触氧化工艺处理高浓度味精废水和糖蜜废水，试验进水 COD 4 000 ~ 8 000mg/L，硫酸根浓度变化在 6 700 ~ 15 000mg/L，喷射环流反应器水力停留时间 3 ~ 5h，反应器污泥浓度达到 13 ~ 18g/L，容积负荷达到 25 ~ 42kgCOD/（m²·d），喷射反应工艺废水总 COD 去除率达到 84% ~ 93%，喷射反应器去除率为 75% ~ 80%，研究结果表明喷射环流生物反应工艺对硫酸根有较强的适应能力，可以用于富含硫酸盐高浓度有机废水的处理。

(2) 处理造纸废水

李显（1997）介绍了我国引进的第一套喷射循环工艺的运行特点，广东造纸厂通过对挪威、瑞典、芬兰三家环保公司的处理技术进行综合评价，选择了占地面积少，基建费用低的喷射环流生物反应工艺，从挪威引进喷射环流生物反应技术处理造纸废水。工艺的液体循环比为（10 ~ 12）: 1，污泥的产生量就以微生物同化作用为主的常规活性污泥法少 40% 左右。根据挪威克瓦纳公司提供的技术数据，喷射循环反应器的容积负荷可达 50 ~ 70kg/（m³·d）是常规活性污泥法的 10 ~ 30 倍，反应时间为 1 ~ 2h，是常规活性污泥法 1/20 ~ 1/4，污泥负荷可达 5 ~ 10kg COD/kg MLSS，从而使“喷射循环”系统的反应体积仅为常规活性污泥法的 1/50 ~ 1/30，大大减少了占地面积。同时喷射循环技术还可处理高浓度（COD 可达 13 000mg/L）、低生化性的 CTMP 废液蒸发的污冷凝水等有毒废水。表 5-4 为 HCR 系统处理各种造纸废水的数据。

表 5-4 HCR 处理各种造纸废水

	处 理 前			处 理 后				
	COD mg/L	pH	SS mg/L	容积负荷 kgCOD/(m ³ ·d)	污泥负荷 gCOD/(kgSS·d)	剩余污泥产量 kgSS/kgCOD	糠醛去除 率 (%)	COD 去除 率 (%)
半化学浆废水	15 000 ~ 24 000	4 ~ 5	50	70	7	0.2		70
亚硫酸盐废液 蒸发污冷凝水	5 000 ~ 10 000		50	60	7	0.2	100	80

可溶性亚硫酸盐废水	3 000 ~ 5 000	10 ~ 12		65	7	0.17		65
TMP	2 500	4.5 ~ 5	120	60	6	0.2		70

曲景奎（2002）介绍了我国某造纸厂引进喷射循环工艺（HCR 工艺）处理造纸废水情况，喷射循环系统的污泥浓度在 10g/L 左右，最高可超过 20g/L，工程的运行结果显示，喷射循环的容积负荷最大可达 70kgBOD/（m³·d），污泥负荷值达到 6kgBOD/kgMLSS·d。处理进出水水质和与传统活性污泥工艺比较见表 5-5。

表 5-5 某造纸厂废水采用传统活性污泥法和 HCR 工艺主要参数比较

参 数	传统活性污泥法	HCR 工 艺
充氧速率 [kg/（m ³ ·h）]	<0.06	0.5~3.0
DO 能耗 [kg/（kW·h）]	0.7~2.0	0.5~3.0
容积负荷 [kgCOD/（m ³ ·d）]	13.5	70
污泥浓度 (kg/m ³)	2.5~3.0	8~12
污泥负荷 [kgBOD ₅ /（kgSS·d）]	0.3	6
COD 去除率（%）	<50	80~90
停留时间 (h)	5	<2
污泥指数 (m ³ /kg)	100~150	<70
沉淀池表面负荷 [m ³ /（m ² ·h）]	<6	10~20
剩余污泥产率 (kgSS/kgCOD)	1.0	<0.2

管秀琼（2002）等认为在改进传统活性污泥法基础上，将活性污泥法和流化床结合起来的高效内循环生物反应器是种新型的污水处理装置，兼有两者的优点。用于处理造纸脱墨废水，进水 COD_I 500~2050mg/L，容积负荷较高，可达 10~30kg/（m³·d），水力停留时间多为 2~3h，污泥负荷可达 5~10kgCOD/（kgMLSS·d），系统 COD 去除率超过 80% 且剩余污泥量很少。研究认为用此工艺处理脱墨废水，处理效果较好，相对于传统活性污泥法在容积负荷、污泥负荷、剩余污泥量、水力停留时间等方面都具有明显的优势。

（3）处理石化废水

汪海峰（2002）等人引进德国喷射循环试验设备处理石化废水，该技术采用射流曝气强制溶氧，具有设计集成合理、充氧效率高、传质效果好、COD 降解率高且操作控制便利等优点。对喷射循环反应器处理石化废水进行的试验研究表明，在水力停留时间 20min 时，COD 去除率达到 57.3%、BOD 去除率达到 87.1%，适合作为预处理工艺。喷射循环池有效容积 1m³，容积 1.53m³，直径 0.6m，高 3.85m。内径 0.18m。

（4）生活污水

温沁雪等采用喷射环流生物反应技术处理生活污水，研究发现喷射环流反应器在好氧条件下具有良好的脱氮效能，其氨氮和总氮去除率分别达到 80% 和 70% 以上，两者的去除率成正比。试验测定反应器出水中 NO_x-N 含量，结果表明出水中氮主要以氨氮和亚硝酸盐氮形式存在，证明该反应器在硝化过程中实现了亚硝酸盐的积累。反应器中脱氮效果随进水 C/N 比的增加而升高，证明了异氧硝化细菌的存在。对废水处理过程中产生的废气进行的气相色谱分析结果表明，废气中 N₂ 含量相比于空气样品中增加了 24%，证明了反应器中反硝化过程的发生。各种试验结果表明，喷射环流反应器中脱氮机理为亚硝酸盐型同步硝化反硝化。

杭州市萧山污水处理厂引进挪威喷射环流生物反应技术处理生活污水，处理水量 12 万 t/d，水力停留时间为 30~45min，生物反应池容积仅仅为常规活性污泥工艺的 1/6，处理出水达到国家二级排放标准。

（四）结论

综上所述，喷射环流生物反应技术在国内外得到广泛的应用，我国也已经得到推广使用，但大都是技术引进项目，没有知识自主权，仅杭州萧山污水处理厂的生物反应池（含技术费用）近 140 万美元。喷射环流生物反应技术作为一项高效经济的污水处理技术，其研究开发对解决我国水污染状况，节约基建投资具有重要意义。研制开发出具有自主知识产权的喷射环流生物反应器，不但具备原技术的各项优点，更加具有独特的技术优势，为喷射环流反应器技术的国有化及其进一步的推广应用奠定了基础。

五、好氧颗粒污泥反应器

传统的和现今流行的主要好氧生物处理工艺可分为悬浮处理系统和附着处理系统两大类。悬浮系统的代表为活性污泥法及其变形工艺，活性污泥结构松散，为达到设计的出水要求，污泥二沉池的体积一般较大；附着处理系统的代表为生物滤池和接触氧化法，好氧生物膜负荷难以提高，而且反应器容积也很大。在生物处理系统中，处理效率的高低是由微生物的特性决定的，反应器内微生物量越大、活性越高、沉降性能越好，单位体积反应器的处理效率也越高。在好氧生物处理系统如何将以上两类系统的优势很好地结合，利用微生物本身的生理生化特性，产生絮体密度比较大、有一定水力强度、沉降性能好、传质效果好的活性污泥聚集体，对于改进现有工艺、提高处理效率、降低运行费用和工程造价有很大意义。

好氧颗粒污泥和好氧颗粒污泥反应器正是为满足上述要求而出现的新型污泥和新型工艺模式。常规的活性污泥法存在着容易产生大量的剩余污泥、对冲击负荷敏感、反应器体积庞大及容积负荷较低等缺点，而且容积负荷低，一般为 $0.2 \sim 2.0 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。针对高效厌氧反应器，如 UASB、EGSB 等由于高活性、良好沉淀性能的颗粒污泥的形成，反应器的容积负荷能够高达 $30 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 以上的特点，考虑在好氧反应系统中实现污泥的颗粒化，将使反应器中存留大量沉降性能良好的活性污泥，且降低了污泥沉淀系统要求、减少了剩余污泥的排放。由于颗粒污泥拥有高容积负荷下降解高浓度有机废水的良好生物活性，因而可减少反应器占地面积，减少投资，尤其在土地紧张的地区具有积极的意义。

（一）颗粒化反应器的选择

目前，好氧生物处理主要以连续流反应器为主。但相对于连续流反应器，间歇式反应器有如下明显的优点：

- （1）设计和操作简单；
- （2）污泥沉淀发生在反应器中，不需要额外的沉淀池；
- （3）反应器有较高的 H/D（反应器高/直径）比，占地面积小；
- （4）可以积累高浓度的污泥，承受较高的容积负荷及冲击负荷；
- （5）间歇进水可以改善污泥沉淀性能，通过沉淀时间的选择可以在反应器中获得颗粒污泥，较高的 H/D 比有利于颗粒化过程。

基于上述分析，颗粒化反应器多采用间歇式反应器，包括 SBR、SBAR 和厌/好氧交替工艺，后两种均为 SBR 的变型。SBR 独特的厌 - 好氧交替反应，反应器内气液二相均呈升流状态，在技术上具有培养出颗粒活性污泥的可行性。而且，借鉴厌氧颗粒污泥培养的成功经验，近几年国内外均有在 SBR 中培养出好氧颗粒污泥的报道。

（二）接种污泥的选择

好氧颗粒污泥反应器可采用不同接种污泥：（1）以普通的絮状活性污泥为接种污泥，此为丝状菌和小颗粒的混合物，接种污泥占反应器体积 25% 左右；（2）以去除 COD 为主的悬浮、不沉降的细胞为接种污泥，接种污泥占反应器体积 0.5% 左右；（3）直接采用厌氧颗粒污泥进行驯化。直接采用厌氧颗粒污泥进行驯化的方法简便且成功率高；而以普通絮状活性污泥为接种污泥，启动时间长，控制难度较大。卢然超等以厌氧颗粒污泥为接种污泥在 SBR 反应器中培养出好氧颗粒污泥，而以普通活性污泥为接种污泥未获成功。

（三）颗粒化过程的影响因素

COD 负荷、污泥龄、进水水质、温度、水力停留时间和表面气体流速等均不同程度地影响着好氧颗粒污泥的形成。

1. COD 负荷

COD 负荷的变化会影响到活性污泥的积累，在最小沉降速率、表面气体流速和 HRT 等最优的情况下，高负荷会产生大量污泥。COD 负荷在一定范围内对颗粒化过程并无直接影响，但会影响到颗粒污泥的最终形状。

2. 污泥龄

污泥龄（SRT）的控制与颗粒污泥的形成密切相关。难于沉降的絮状污泥因为它们的 SRT 与 HRT 相同而在排水阶段被洗出。采取选择压的方法可使快速沉降的絮状污泥生长和富集。在 SBR 反应器启动阶段，由于丝状菌和絮状污泥的减少，造成出水中污泥浓度的降低和 SRT 的增加，稳定阶段 SRT 为 9d。但短泥龄的颗粒粒径比长泥龄的颗粒粒径小，这是因为在同样的有机负荷下，泥龄短，颗粒没有足够的时间长大，颗粒小，传质条件好，比表面积大，有助于提高反应器的处理能力。

3. 进水水质

已有的研究表明，可以在很广的进水有机物组成范围内形成颗粒污泥，而并不局限于特定的微生物种群。但进水中的含氮量过高或过低都会使反应器中污泥的颗粒化程度下降，已有的颗粒污泥逐渐解体，向絮状转化，并带有丝状絮体，污泥沉淀性能变差。所以，进水中合适的 TN/TP 比是影响污泥颗粒化的重要因素。

4. 温度

颗粒污泥反应器处理效率与温度密切相关。竺建荣等发现在厌/好氧交替工艺中随着温度的降低，除磷效率下降，出水越来越浑浊，含污泥量增加，反应器中污泥量减少，颗粒化结构不好，大多数变为絮状污泥，污泥颜色变暗，沉淀性能明显下降。分析其原因可能为：

（1）低温抑制污泥中的微生物生长，污泥浓度降低，总生物降解能力下降，除磷效率下降；

（2）低温影响发酵菌的产酸；

（3）温度降低使硝化和反硝化作用明显下降， NO_3^- 和 N 的存在抑制产酸菌的厌氧发酵和挥发性脂肪酸的产生。

5. 水力停留时间

较低的水力停留时间（HRT）能洗出悬浮微生物，减少反应器中悬浮微生物的生长，促进颗粒污泥的形成。在 SBR 反应器中，HRT 为 8h 时不能有效洗出悬浮微生物；当 HRT 为 6.75h，表面气体流速较低时，好氧颗粒污泥可以稳定存在。较低的 HRT 有利于活性污

泥的颗粒化。

6. 表面气体流速

气体流量是反应器中剪切力的主要产生原因。在较高的表面气体流速下 (0.041m/s), 好氧颗粒污泥表面多余的丝状菌脱落, 导致形成较光滑的颗粒污泥。脱落的微生物因为沉淀较慢而被洗出, 使得易于沉淀、易于形成颗粒污泥的微生物留在反应器内。在较高的表面气体流速 (0.041m/s) 下, 沉淀时间适当延长, 负荷可增至 $7.5\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 使得丝状菌等快速生长, 提供颗粒污泥形成的骨架。而较低的表面气体流速 (0.014m/s 或 0.020m/s) 并不能形成稳定的颗粒污泥。刘雨等人通过四个 SBR 的对比试验分析了不同表观气速 (3.6cm/s、2.4cm/s、1.2cm/s、0.3cm/s) 对好氧颗粒污泥形成、结构代谢的影响。发现在同样的污泥接种量条件下, 两个星期后污泥量浓度分别为 6.9gMLSS/L、6.5gMLSS/L、5.4gMLSS/L, 而最后一个仅为 1.4gMLSS/L。接种污泥的 SVI 值为 205mL/g, 形成颗粒污泥后, 前三个反应器的 SVI 均降到了 55mL/g 左右, 而最后一个的 SVI 值仍高达 170mL/g。同时, 作者还发现: 水力剪切力与细菌表面疏水性能之间有密切的关系, 而疏水性结构是细菌和细菌间相互聚合的关键。观察得知, 形成颗粒污泥前后, 表观气速较大的三个反应器中, 细菌表面疏水性由 50% 上升到 80% 左右, 而第四个反应器的表面疏水性反而有所下降。水力剪切力还会对污泥的生理活动产生影响。当水力剪切力较大时, 新陈代谢产生的能量主要被用于生理反应产生多糖, 而非用于增加污泥的数量。多糖能够促成细胞间的凝聚和吸附, 对于保证颗粒污泥结构的完整性起到了关键的作用。当然, 水的剪切力也不宜太大, 培养颗粒污泥时, 应当控制适当的条件。

7. 碳源

刘雨等人分别以醋酸盐、葡萄糖为碳源做平行试验发现: 对形成颗粒污泥来说, 醋酸盐相较葡萄糖是最佳的碳源。曝气两个星期后, 以醋酸盐为碳源的反应器中, 丝状菌已几乎不存在, 而以葡萄糖为碳源的反应器中, 丝状菌还占主导地位。这证实了 Chudoba 的观点: 大分子的碳水化合物有利于丝状菌的生长。三个星期后, 在两种底物的反应器中均形成了成熟的颗粒污泥, 但以葡萄糖为碳源的颗粒污泥表面有明显的绒毛, 通过扫描电镜观察发现, 以醋酸盐为碳源的颗粒污泥比另一种颗粒污泥致密得多, 且前者由杆状菌构成, 而后者内层主要是球状菌, 外层由杆状菌和丝状菌构成。按照碳源的消耗情况, 曝气过程分为两个连续阶段 - 外碳源降解阶段和内源碳降解阶段。外碳源降解阶段, 即外碳源从大量存在到被各种细菌消耗完毕; 内源碳降解阶段异氧细菌均处于“饥饿”状态。内源碳降解阶段对于细菌间的聚合和吸附起到了积极的作用。这是因为在“饥饿”状态下, 细菌的疏水性增强, 而疏水性有利于颗粒污泥的形成。

(四) 好氧颗粒污泥的应用

目前, 人们对好氧颗粒污泥的应用主要集中在脱氮除磷方面, 尤其是对同步硝化反硝化的研究。

实现活性污泥法的高效同步硝化反硝化 (SND), 必须在曝气状态下满足以下两个条件: ①入流中的碳源应尽可能少地被好氧氧化; ②曝气池内应维持较大尺度的活性污泥。在连续流好氧条件下硝化发生在碳氧化之后, 入流中的碳源被碳氧化或合成为细胞物质, 只有当 BOD 浓度处于较低水平时硝化过程才开始。此时, 即使污泥尺度较大也能形成有利于反硝化的微环境, 但外源碳已消耗殆尽, 只能利用内源碳进行反硝化, 而内源水平反硝化的反应

速率小，因此 SND 效率就低。在非连续条件下微生物的代谢模式则截然不同，入流中的碳源可在很短的时间内被微生物大量吸收，并以聚合物或原始基质的形态储藏于体内，从而使曝气池中的碳源浓度迅速降低，为硝化创造良好条件。如果颗粒污泥较大，形成有利于反硝化的微环境，则微生物可利用预先储存的基质进行反硝化。由于反硝化处在基质水平，反硝化的速度快，SND 效率就高。所以，一般选择 SBR 反应器培养好氧颗粒污泥的途径来进行高效同步硝化反硝化。具有一定大小尺寸的好氧颗粒污泥内存在溶解氧梯度，即好氧颗粒污泥的外表面溶解氧浓度高，以好氧硝化菌及氨化菌为主，深入到颗粒污泥的内部，氧传递受阻及外部氧的大量消耗，产生缺氧区，反硝化菌占优，从而形成有利于实现同步硝化反硝化的微环境。杨麒等在 SBR 反应器中，采用自配的模拟生活污水，通过对 SBR 运行条件的调控，形成了高活性的好氧颗粒污泥，颗粒污泥浓度达到 4.5g/L 以上，SVI 值为 32.5 左右。颗粒污泥的形成，对于提高出水水质，特别是脱氮作出了重要的贡献，在 SBR 反应器中，一个循环周期内 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度随运行时间明显的下降的同时，出水中的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 浓度均一直维持在低于 1mg/L 的较低范围内，说明反应器内发生的是同步硝化反硝化反应，而不是通常所认为的顺序式硝化反硝化。而且其较高的生物活性和生物量，提高了反应器的处理负荷。

第六章 A/O 与 A²/O 污水生物处理技术

近年来，随着化肥、农药、洗涤剂的广泛使用，废水中的氮（氨氮和有机氮）、磷（溶解性磷和有机磷）的含量有了明显的增加，其排放对环境的影响逐渐引起了人们的注意。其中最突出的是水体（尤其是封闭水体，如封闭的水域湖泊、河流及内海）富营养化，表现为浮游生物和藻类的过量繁殖继而引起的水质恶化和湖泊的退化。对饮用水源、水生产、工业用水带来的危害；其次是氨氮的耗氧特征会使水体的溶解氧降低；此外，当水体的 pH 值较高时，氨对鱼类等水生生物具有毒性。因此，有效地降低废水中氮磷的含量已成为现代废水技术的一项新课题。

长期以来，用以往的生物处理工艺进行污水处理时，其目标均以降低污水中的 COD 及 BOD 综合指标表示的含碳有机物和悬浮固体的浓度 SS，却不考虑对氮、磷等无机营养物质的去除。现行的以传统活性污泥法为代表的好氧生物处理法，其传统功能是去除污水中呈溶解性的有机物。至于氮、磷只能去除细菌细胞由于生理上的需要而摄取的数量，这样，氮的去除率为 20% ~ 40%，而磷的去除率仅为 5% ~ 20%。

目前我国经过二级处理排入水体中的氮和磷一般仍是超标的，近 10 年来城市二级污水处理厂生物除磷脱氮技术取得了显著成果，但出水仍不能满足工业和城市的回用要求，新的除磷脱氮技术正被不断研究开发，因此无论是新建污水厂还是已有污本厂都面临着污水除磷脱氮的要求。

第一节 A/O 生物脱氮工艺

A/O (Anoxic/Oxic) 法脱氮工艺，是在 20 世纪 80 年代初开创的工艺流程，其主要特点是将反硝化反应器放置在系统之前，故又称为前置反硝化生物脱氮系统，这是目前采用比较广泛的一种脱氮工艺。

一、A/O 生物脱氮工艺流程

(一) 早期生物脱氮工艺

1. 三级活性污泥法脱氮工艺

由巴茨 (Barth) 开创的传统活性污泥法脱氮工艺为三级活性污泥法流程，它是以氨化、硝化和反硝化 3 个生化反应过程为基础建立的。其工艺流程如图 6-1 所示。

该工艺流程将去除 BOD₅ 与氨化、硝化和反硝化分别在三个反应池中进行，并各自有其独立的污泥回流系统。第一级曝气池为一般的二级处理曝气池，其主要功能是去除 BOD、COD，将有机氮转化为 NH₃-N，即完成有机碳的氧化和有机氮的氨化功能。第一级曝气池的混合液经过沉淀后，出水进入第二级曝气池，称为硝化曝气池，进入该池的污水，其 BOD₅ 值已降至 15 ~ 20mg/L 的较低水平，在硝化曝气池内进行硝化反应，使 NH₃-N 氧化

为 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ ，同时有机物得到进一步降解，污水中的 BOD_5 进一步降低。硝化反应要消耗碱度，所以需投加碱，以防 pH 值下降。硝化曝气池的混合液进入沉淀池，沉淀后出水进入第三级活性污泥系统，称为反硝化反应池，在缺氧条件下， $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 还原为气态 N_2 ，排入大气。因为进入该级的污水中的 BOD_5 值很低，为了使反硝化反应正常进行，所以需要投加 CH_3OH （甲醇）作为外加碳源，但为了节省运行成本，也可引入原污水充作碳源。

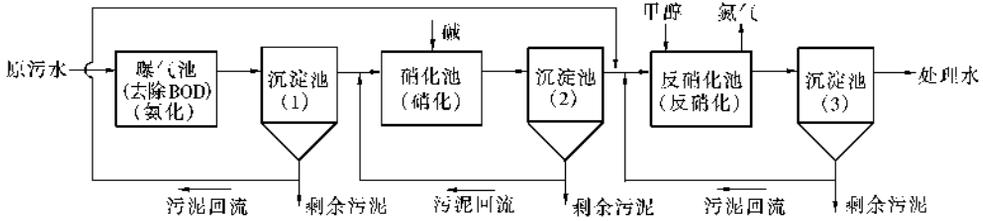


图 6-1 三级活性污泥法脱氮工艺

当以甲醇作为外投碳源时，其投入量按公式（6-1）计算：

$$C_m = 2.47N_0 + 1.53N + 0.87D \quad (6-1)$$

式中 C_m ——必需投加的甲醇量，mg/L；

N_0 ——初始的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度，mg/L；

N ——初始的 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 浓度，mg/L；

D ——初始的溶解氧浓度，mg/L。

在这一系统的后面，为了去除由于投加甲醇而带来的 BOD 值，可设后曝气池，经处理后排出水体。

这种系统的优点是有机物降解菌、硝化菌、反硝化菌分别在各自反应器内生长增殖，环境条件适宜，并具有各自的污泥回流系统，反应速度快而且比较彻底。但也存在处理设备多、造价高、处理成本高、管理不够方便等缺点。

2. 两级活性污泥法脱氮工艺

为了减少处理设备，根据去除 BOD 和硝化反应都需在曝气好氧条件下进行，故可以将三级活性污泥法脱氮工艺中的去除 BOD 为目的的第一级曝气池和二级硝化曝气池合并，将 BOD 去除和硝化两个反应过程放在统一的反应器内进行，于是就产生了两级生物脱氮系统。两级生物脱氮系统工艺如图 6-2 所示。

该两级生物脱氮传统工艺仍存在处理设备较多、管理不太方便、造价较高和处理成本高等缺点。

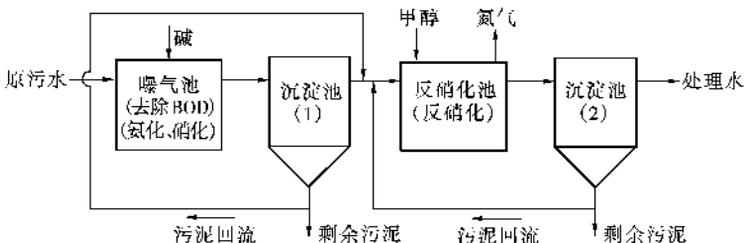


图 6-2 两级生物脱氮工艺

上述生物脱氮传统工艺目前已应用得很少。

(二) A/O 生物脱氮工艺

为了克服传统的生物脱氮工艺流程的缺点，根据生物脱氮的原理，在 20 世纪 80 年代初开创了 A/O 工艺流程，如图 6-3 所示。图中，生物脱氮工艺将反硝化反应器放置在系统之前，所以又称为前置反硝化生物脱氮系统。在反硝化缺氧池中，回流污泥中的反硝化菌利用原污水中的有机物作为碳源，将回流混合液中的大量硝态氮 ($\text{NO}_x^- - \text{N}$) 还原成 N_2 ，而达到脱氮的目的，然后再在后续的好氧池中进行有机物的生物氧化、有机氮的氯化 and 氨氮的硝化等生化反应，所以，A/O 工艺具有以下主要优点：

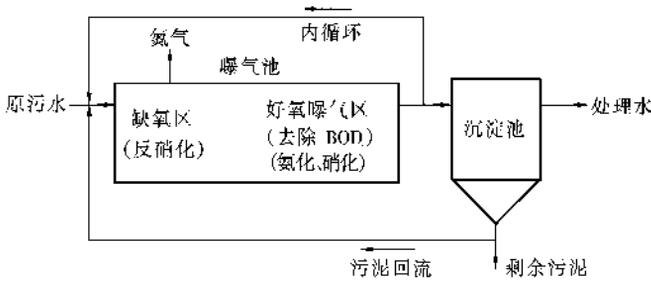


图 6-3 A/O 工艺流程图

(1) 流程简单，构筑物少，只有一个污泥回流系统和混合液回流系统，基建费用可大大节省。

(2) 反硝化池不需外加碳源，降低了运行费用。

(3) A/O 工艺的好氧池在缺氧池之后，可以使反硝化残留的有机污染物得到进一步去除，提高出水水质。

(4) 缺氧池在前，污水中的有机碳被反硝化菌所利用，可减轻其后好氧池的有机负荷。同时缺氧池中进行的反硝化反应产生的碱度可以补偿好氧池中进行硝化反应对碱度的需求的一半左右。

A/O 工艺的主要缺点是脱氮效率不高，一般为 70% ~ 80%。此外，如果沉淀池运行不当，则会在沉淀池内发生反硝化反应，造成污泥上浮，使处理水水质恶化。尽管如此，A/O 工艺仍以它的突出特点而受到重视，该工艺是目前采用比较广泛的脱氮工艺。

该工艺可以将缺氧池与好氧池建成合建式曝气池，中间可以隔以挡板，前段为缺氧反硝化。

二、A/O 工艺的设计

(一) A/O 工艺设计参数

1. 水力停留时间

硝化时水力停留时间不小于 5 ~ 6h；反硝化时水力停留时间不大于 2h；A 段与 O 段的水力停留时间的比例一般为 3。

2. 泥回流比

污泥回流比为 50% ~ 100%。

混合液回流比为 300% ~ 400%。

3. 碳氮比

$BOD_5/TN > 4$ (反硝化段), 理论 BOD 消耗量为 $1.72gBOD/gNO_x - N$ 。

4. 污泥负荷率

硝化段污泥负荷率为 $< 0.05kgBOD_5 / (kgMLSS \cdot d)$ 。

硝化段的 $KN/MLSS$ 负荷率 $0.18kgKN / (kgMLSS \cdot d)$ 。

5. 混合液浓度

反应池内混合液浓度 X 为 $3000mg/L$, 一般 $3000 \sim 4000mg/L$ 。

6. 溶解氧

A 段缺氧池的溶解氧 $< 0.5mg/L$; O 段好氧池的溶解氧 $\geq 2mg/L$ 。

7. pH 值

A 段反硝化池的 pH 值为 $6.5 \sim 7.5$; O 段硝化池的 pH 值为 $7.0 \sim 8.0$ 。

8. 水温

硝化时水温为 $20 \sim 30$; 反硝化时水温为 $20 \sim 30$ 。

9. 碱度

硝化反应氧化 $1gNH_4^+ - N$ 需氧 $4.57g$, 需消耗碱度 $7.14g$ (以 $CaCO_3$ 计)。

反硝化反应还原 $1gNO_3^+ - N$ 将放出 $2.6g$ 氧, 生成 $3.57g$ 碱度 (以 $CaCO_3$ 计), 并消耗 $1.72gBOD_5$ 。

10. 需氧量

A/O 工艺的需氧量应包括有机物降解的需氧量和硝化需氧量两部分, 并应考虑细胞合成所需的氨氮和排放剩余活性污泥所相当的 BOD_5 值, 同时, 还应考虑反硝化过程中放出的氧量与消耗相应量有机物反硝化菌的碳源所相当的 BOD_5 值, 所以

$$O_2 = aS_r + bNr - bN_D - cX_w \quad (6-2)$$

式中 O_2 ——需氧量, kg/d ;

S_r ——BOD 的去除量, kg/d 。

$$S_r = QK(S_0 - S_c) \quad (6-3)$$

式中 Q ——平均流量, m^3/d ;

K ——污水的日变化系数;

S_0, S_c ——污水流入, 流出的 BOD_5 浓度, g/m^3 ;

N_r ——氨氮被硝化去除量, kg/d 。

$$N_r = [QK(NK_0 - NKe) - 0.12X_w] \quad (6-4)$$

式中 NO_c ——出水中 $NO_3^- - N$ 的浓度, g/m^3 ;

X_w ——每天的生成活性污泥量, kg/d ;

a, b, c —— BOD_5 $NH_4^+ - N$ 和活性污泥氧的当量, 其数值分别为 $1, 4.6, 1.42$, 其符号同上。

详细的计算公式为

$$O_2 = \frac{aQK(S_0 - S_c)}{(I)} + \frac{b[QK(NK_0 - NKe) - 0.12X_w]}{(II)} - \frac{cX_w}{(III)} - \frac{b[QK(NK_0 - NKe - NO_c) - 0.12X_w]}{(IV)} \times 0.56 \quad (6-5)$$

- 式中 (I) 项——有机物降解的需氧量；
 (II) 项——氨氮硝化的需氧量；
 (III) 项——排放剩余污泥氧当量的总量；
 (IV) 项——反硝化脱氮所放出的氧量。

$$b \times 0.56 = 4.6 \times 0.56 \approx 2.6$$

即 1kg $\text{NH}_x^+ - \text{N}$ 被反硝化脱氮时放出 2.6kg 氧量。

(二) A/O 工艺设计要点

1. BOD 污泥负荷率应不高于 $0.18\text{kg BOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ；KN/MLSS 负荷率应不高于 $0.15\text{ kg KN} / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。
2. 反硝化池进水溶解性 BOD_5 浓度与 $\text{NO}_x^- - \text{N}$ 浓度之比值，即 $S - \text{BOD}_5 / \text{NO}_x^- - \text{N}$ 不小于 4。
3. 水力停留时间：缺氧段与好氧段之比为 1: (3 ~ 4)，一般，好氧段水力停留时间不少于 6h，缺氧段水力停留时间不多于 2h。
4. 污泥回流比 R 为 50% ~ 100%；硝酸盐混合液回流比 R_N 为 300% ~ 500%。
5. 混合液 MLSS 浓度不低于 3mg/L。
6. θ 不少于 30d。
7. 氧化 $1\text{gNH}_4^+ - \text{N}$ 需氧 4.57g，需消耗碱度 7.14g (以 CaCO_3 计)；反硝化反应还原 $1\text{gNO}_3^+ - \text{N}$ 将放出 2.6g 氧，生成 3.57g 碱度 (以 CaCO_3 计)，并消耗 1.72g BOD_5 。
8. 需氧量 O_2 为

$$\text{O}_2 = aS_r + bN_r - bN_D - CX_w \quad (6-6)$$

式中 a, b, c ——1, 4.57, 1.42；

S_r —— BOD_5 的去除量， $S_r = S_0 - S_e$ ，kg/d；

N_r —— $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 的去除量， $N_r = N_0 - N_e$ ，kg/d；

N_D —— $\text{NH}_x^+ - \text{N}$ 的去除量；

X_w ——剩余活性污泥量，kg/d。

(三) A/O 工艺计算公式

(1) 选定 BOD_5 污泥负荷率 N_s ，然后查出对应的污泥指数 SVI，求回流污泥浓度 X_R

$$X_R = \frac{10^6}{\text{SVI}} r \quad (6-7)$$

式中 $r = 1$ 。

(2) 确定污泥回流比 R ，然后算出曝气池混合液污泥浓度 X

$$X = \frac{R}{1 + R} X_R \text{ (mg/L)} \quad (6-8)$$

(3) 算出总氮 TN 去除率 η_{TN}

$$\eta_{\text{TN}} = \frac{\text{TN}_0 - \text{TN}_e}{\text{TN}_e} \times 100\% \quad (6-9)$$

然后算出混合液的回流比 R_N

$$R_N = \frac{\eta_{\text{TN}}}{1 - \eta_{\text{TN}}} \quad (6-10)$$

(4) 计算生化反应池的总有效容积 V

$$V = \frac{QKS_0}{N_s X} \quad (6-11)$$

式中 Q ——污水的平均日流量, m^3/d ;

K ——污水的日变化系数;

S_0 ——进入生物反应池的 BOD_5 浓度, kg/L ;

N_s 、 X 同上。

(5) 按推流式设计, 确定反应池的主要尺寸

确定反应池的有效水深 H_1 , 一般为 $3.5 \sim 6.0m$ 。

计算反应池总有效面积:

$$S_{\text{总}} = \frac{V}{H_1} \quad (6-12)$$

确定每组反应池的有效面积

$$S = \frac{S_{\text{总}}}{n} \quad (6-13)$$

式中 n ——分组数。

确定廊道宽 b 和廊道数 m , 使

$$\frac{b}{H_1} = 1 \sim 2 \quad (6-14)$$

然后算出单组曝气池长度

$$L_1 = \frac{S}{b} \quad (6-15)$$

使

$$\frac{L_1}{b} \geq 10$$

(6) 污水在生化反应池内的停留时间 t

$$t = \frac{V}{QK} \quad (6-16)$$

(7) 取 A: O 段停留时间比为 1: (3~4), 分别求出 A 段和 O 段的停留时间, 从而算出 A 段和 O 段的有效容积。

(8) 计算每日产生的剩余污泥干量 W (kg/L), 及其容量 q (m^3/d)

$$W = a(S_0 - S_e)Q - bVX_e + (C_0 - C_e)Q \times \frac{50}{100} \quad (6-17)$$

式中 a ——污泥产率系数 ($kg/kgBOD_5$), 一般为 0.55;

S_0 , S_e ——进入和流出生化反应池的 BOD_5 浓度, mg/L ;

Q ——平均日污水流量, m^3/d ;

b ——污泥自身氧化速率, d^{-1} , 一般为 $0.05d^{-1}$;

X_e ——反应池挥发性悬浮固体 (VSS) 的浓度, mg/L 。

$$X_e = fX \quad (6-18)$$

f ——系数, 一般为 0.75;

X——MLSS 浓度, mg/L;

C_0, C_e ——生化反应池进水和出水的 SS 浓度, mg/L;

50%——不可生物降解和惰性悬浮物量 (NVSS) 占 TSS 的百分数。

剩余污泥含水率 P 一般为 99.2% ~ 99.6%, 则 1 - P 为含固率, 剩余污泥容积量为 q (mg/L):

$$q = \frac{W}{(1 - P)1000} \quad (6 - 19)$$

污泥龄 θ_e (d)

$$\theta_e = \frac{VX}{X_w}(\text{d}) \quad (6 - 20)$$

式中 X_w 为每日产生的剩余活性污泥量 (mg/d),

$$X_w = a(S_0 - S_e)Q - bVX_v \quad (6 - 21)$$

(9) 曝气系统需氧量 O_2 (mg/d) 应包括有机物降解需氧量和硝化需氧量两部分, 并应考虑细胞合成所需氮和排放剩余活性污泥所相当的 BOD_5 值, 同时还应考虑反消化过程中防除的氧量与消耗相应量的有机物做反消化菌的碳源所相当的 BOD_5 值

$$O_2 = aS_r + bN_r - bN_0 - cX_w \quad (6 - 22)$$

式中各符号意义见前面叙述。

至于曝气系统其他部分的计算与普通活性污泥法相同。

(10) 缺氧段宜分成串联的几个方格, 每个方格内设置一台机械搅拌器, 一般采用水下叶片式桨板或推进式搅拌器, 使进水、回流污泥、混合液充分接触混合, 以保证反硝化反应进行, 防止污泥沉淀。机械搅拌器所需功率按 $3 \sim 5W/m^3$ 污水计算。

(四) A/O 工艺计算举例

【例】 设城市污水设计流量为 $Q_{\text{设}} = 6000m^3/h$, $K_z = 1.3$, 水温 $15 \sim 25$ 。 $BOD_5 = 150mg/L$, $SS = 120mg/L$, $TKN = 25mg/L$ 。

要求处理后二级污水: $BOD_5 = 20mg/L$, $SS = 30mg/L$, $NH_4^+ - NV \approx 0$, $TN < 5mg/L$, 设计 A/O 脱氮曝气池。

解 (1) 设计参数计算

① BOD 污泥负荷: $N_s = 0.13kgBOD_5 / (kgMLSS \cdot d)$

$$N_s \geq 0.18kgBOD_5 / (kgMLSS \cdot d)$$

② 污泥指数: $SVI = 150$

③ 回流污泥浓度: $X_r = \frac{10^6}{SVI} \cdot r$ ($r = 1$)

$$\{X_r\}_{\text{mg/L}} = \frac{10^6}{150} \times 1 \approx 6600$$

④ 污泥回流比 $R = 100\%$

⑤ 曝气池内混合污泥浓度:

$$\{X\}kg/m^3 = \frac{R}{R+1} \cdot X_r = \frac{1}{1+1} \times 6600 = 3300mg/L$$

⑥ TN 去除率

$$\{\eta_N\}_\% = \frac{TN_0 - TN_e}{TN_0} = \frac{25 - 5}{25} \times 100\% = 80$$

⑦内回流比

$$\{R_{内}\}_\% = \frac{\eta_{TN}}{1 - \eta_{TN}} = \frac{0.8}{1 - 0.8} \times 100\% = 400$$

(2) A₁/O 主要池深计算

①有效容积

$$\{V\}_{m^3} = \frac{Q_{设} L_0}{N_s X} = \frac{6\,000 \times 24 \times 150}{0.13 \times 3\,300} = 50\,350$$

②有效水深

$$H_1 = 4.5\text{m}$$

③曝气池总有效面积

$$\{S_{总}\}_{m^2} = \frac{V}{H_1} = \frac{50\,350}{4.5} = 11\,189$$

④分两组，每组有效面积

$$\{S\}_{m^2} = \frac{S_{总}}{2} = 5\,594$$

⑤设 5 廊道式曝气池，廊道宽 b=10m，则单组曝气池池长

$$\{L_1\}_m = \frac{S}{5 \times b} = \frac{5\,594}{50} = 111.9 (\text{取 } 112\text{m})$$

⑥污水在 A₁/O 池内的停留时间

$$\{t\}_h = \frac{V}{Q} = \frac{50\,350}{6\,000} = 8.4$$

⑦A₁: O=1: 4，则 A₁ 段停留时间为 t₁=1.68h，O 段停留时间为 t₂=6.72h。

(3) 剩余污泥量

$$W = aQ_{平} L_t - bVX_v + S_r Q_{平} \times 50\%$$

①降解 BOD 生成污泥量

$$\{W_1\}_{kg/d} = aQ_{平} L_t = 0.55 \times (0.15 - 0.02) \times \frac{6\,000 \times 24}{1.3} = 7\,920$$

②内源呼吸分解泥量

$$\{X_v\}_{kg/m^3} = fX = 0.7 \times 3\,300 = 2\,310 = 2.31$$

$$\{W_2\}_{kg/d} = bVX = 0.05 \times 50\,350 \times 2.31 = 5\,815.4$$

③不可生物降解和惰性悬浮物量 (NVSS)

该部分占总 TSS 约 50%，则

$$\begin{aligned} \{W_3\}_{kg/d} &= S_r Q_{平} \times 50\% = (0.12 - 0.03) \times \frac{6\,000 \times 24}{1.3} \times 0.5 \\ &= 0.09 \times 1\,100\,769 \times 0.5 = 4\,984.6 \end{aligned}$$

④剩余污泥量

$$\{W\}_{kg/d} = W_1 - W_2 + W_3 = 7\,920 - 5\,815.4 + 4\,984.6 = 7\,089.2$$

每日生成的活性污泥量

$$\{X_w\}_{\text{kg/d}} = W_1 - W_2 = 7\,920 - 5\,815.4 = 2\,104.6$$

⑤湿污泥量

污泥含水率为 $P = 99.2\%$

$$\{Q_s\}_{\text{m}^3/\text{d}} = \frac{W}{1\,000(1 - P)} = \frac{7\,089.2}{(1 - 0.992) \times 1\,000} = 886.2$$

⑥污泥龄

$$\{\theta_c\}_d = \frac{VX_v}{X_w} = \frac{2.31 \times 50\,350}{2\,104.6} = 55.26 > 10$$

(4) 最大需氧量

$$\begin{aligned} \{O_2\}_{\text{kg/d}} &= a'QL_r + b'N_r - b'N_D - c'X_w \\ &= a'Q(L_0 - L_c) + b'[Q(NK_0 - NK_c) - 0.12X_w] - b'[Q(NK_0 \\ &\quad - NK_c - N) - 0.12X_w] \times 0.56 - c'X_w \\ &= 1 \times 6\,000 \times 24 \times (0.15 \times 0.02) + 4.6 \times [6\,000 \times 24 \times (0.025 - 0) - 0.12 \times 2\,104.6] \\ &\quad - 4.6 \times [6\,000 \times 24 \times (0.025 - 0.05 - 0) - 0.12 \times 2\,104.6] \times 0.56 \\ &\quad - 1.42 \times 2\,104.6 = 24\,361.4 \end{aligned}$$

缺氧段在水下设叶片式桨板或推进式搅拌器，使进水与回流污泥充分混合，曝气系统其他部分计算方法与普通活性污泥法相同。

第二节 A²/O 工艺

A - A - O (Anaerobic - Anoxic - Oxic) 工艺，亦称 A²/O 工艺，按实质意义来说该工艺称为厌氧—缺氧—好氧工艺。是 20 世纪 70 年代在厌氧—好氧除磷工艺的基础上开创的工艺流程，其宗旨是开发一项能够同步脱氮除磷的污水处理工艺。

一、巴颠甫 (Bardenpho) 脱氮除磷工艺

本工艺是以高效同步脱氮、除磷为目的而开发的一项技术，其工艺流程示之于图 6-4。

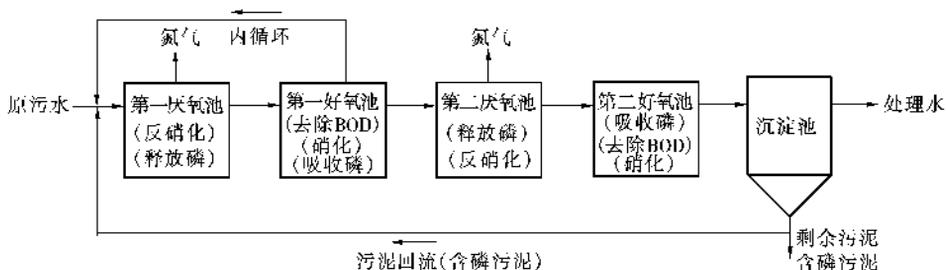


图 6-4 巴颠甫脱氮除磷工艺流程

本工艺各组成单元的功能如下：

(1) 原污水进入第一厌氧反应器，本单元的首要功能是脱氮，含硝态氮的污水通过内循环来自第一好氧反应器，本单元的第二功能是污泥释放磷，而含磷污泥是从沉淀池排出回流来的。

(2) 经第一厌氧反应器处理后的混合液进入第一好氧反应器，它的功能有三：首要功能是去除 BOD，去除由原污水带入的有机污染物；其次是硝化，但由于 BOD 浓度还较高，因此，硝化程度较低，产生的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 也较少；第三项功能则是聚磷菌对磷的吸收。按除磷机理，只有在 NO_x^- 得到有效的脱出后，才能取得良好的除磷效果，因此，在本单元内，磷吸收的效果不会太好。

(3) 混合液进入第二厌氧反应器，本单元功能与第一厌氧反应器相同，一是脱氮；二是释放磷，以前者为主。

(4) 第二好氧反应器，其首要功能是吸收磷，第二项功能是进一步硝化，再其次则是进一步去除 BOD。

(5) 沉淀池，泥水分离是它的主要功能，上清液作为处理水排放，含磷污泥的一部分作为回流污泥，回流到第一厌氧反应器，另一部分作为剩余污泥排出系统。

可以看到，无论哪一种反应，在系统中都反复进行二次或二次以上。各反应单元都有其首要功能，并兼有其他项功能。因此本工艺脱氮、除磷效果很好，脱氮率达 90% ~ 95%，除磷率 97%。

巴颠甫脱氮除磷工艺主要缺点是：工艺复杂、反应器单元多、运行繁琐、成本高。

二、 A^2/O 脱氮除磷工艺

(一) A^2/O 工艺流程

A - A - O (Anaerobic-Anoxic-Oxic) 工艺，亦称 A^2/O 工艺，是一项能够同步脱氮除磷的污水处理工艺。工艺流程见图 6 - 5。各反应器单元功能与工艺特征：

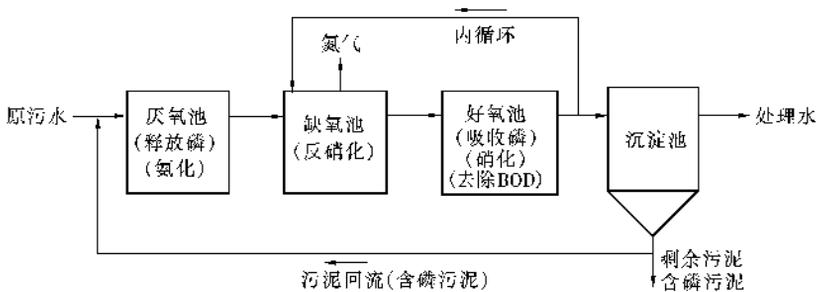


图 6 - 5 A^2/O 工艺流程图

1. 氧反应器，原污水进入，同步进入的还有从沉淀池排出的含磷回流污泥，本反应器的主要功能是释放磷，同时部分有机物进行氨化。

2. 水经过第一厌氧反应器进入缺氧反应器，本反应器的首要功能是脱氮，硝态氮是通过内循环由好氧反应器送来的，循环的混合液量较大，一般为 $2Q$ (Q 为原污水流量)。

3. 混合液从缺氧反应器进入好氧反应器——曝气池，这一反应器单元是多功能的，去除 BOD，硝化和吸收磷等项反应都在本反应器内进行。这三项反应都是重要的，混合液中含有 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ ，污水中含有过剩的磷，而污水中的 BOD (或 COD) 则得到去除。混流量为 $2Q$ 的混合液从这里回流缺氧反应器。

4. 沉淀池的功能是泥水分离，污泥的一部分回流厌氧反应器，上清液作为处理水排放。

(二) A²/O 工艺设计

1. A²/O 工艺设计参数

(1) 水力停留时间

厌氧、缺氧、好氧三段总停留时间一般为 6~8h，而三段停留时间比例：厌氧：缺氧：好氧=1: 1: (3~4)。

(2) 污泥回流比

污泥回流比 25%~100%。

(3) 混合液回流比

混合液回流比 200%。

(4) 有机物负荷

KN/MLSS < 0.05kgKN/ (kgMLSS · d)。缺氧段：BOD₅/NO_x-N > 4。

(5) KN、P 负荷

好氧段：KN/MLSS < 0.05kgKN/ (kgMLSS · d)；缺氧段：BOD₅/NO_x-N > 4。厌氧段进水：P/BOD₅ < 0.06。

(6) 污泥浓度 MLSS

MLSS 为 3 000~4 000mg · L⁻¹。

(7) 溶解氧

好氧段：DO = 2mg · L⁻¹；缺氧段：DO ≤ 0.5mg · L⁻¹；厌氧段：DO ≤ 0.2mg · L⁻¹；硝酸态氧 ≈ 0。

(8) 硝化反应需氧量

硝化反应氧化 1gNH₄⁺-N 需氧 4.57g，需消耗碱度 7.1g (以 CaCO₃ 计)。

(9) 反硝化反应需氧量

反硝化反应还原 1gNO_x⁻-N 将释放出 2.6g 氧；生成 3.57g 碱度 (以 CaCO₃ 计)，并消耗 BOD₅ 为 1.72。

(10) pH 值

好氧池：pH = 7.0~8.0；缺氧池：pH = 6.5~7.5；厌氧池：pH = 6~8。

(11) 水温

13~18 时其污染物质的去除率较稳定。

(12) 污泥中磷的比率为 2.5% 以上。

(13) 需氧量

在厌氧池中必须严格控制其厌氧条件，使其既无分子态氧，也没有 NO₃⁻ 等化合态氧，以保证聚磷菌吸收有机物并释放磷；在缺氧池中，DO 不高于 0.5mg/L；在好氧池中，要保证 DO 不低于 2mg/L，以供给充足的氧，保持好氧状态菌体对有机物的好氧生化降解，并有效地吸收污水中的磷。

2. A²/O 工艺设计步骤

(1) 选定总的水力停留时间及各段的水力停留时间；

(2) 求总有效容积 V 和各段的有效容积；

(3) 按推流式设计，确定反应池的主要尺寸；

(4) 计算剩余污泥量；

(5) 需氧量计算与 A/O 工艺相同,曝气系统布置与普通活性污泥法相同;

(6) 厌氧段、缺氧段都宜分成串联的几个方格,每个方格内设置一台机械搅拌器,一般采用叶片式桨板或推流式搅拌器,以保证生化反应进行,并防止污泥沉淀。所得功率按 $3 \sim 5 \text{ W/m}^3$ 污水计算。

(三) A^2/O 工艺的影响因素

1. 污水中可生物降解有机物对脱氮除磷的影响

生物反应池混合液中能快速生物降解的溶解性有机物对脱氮除磷的影响最大。

厌氧段中吸收该类有机物而使有机物浓度下降,同时使聚磷菌释放出磷,以使在好氧段更变本加厉地吸收磷,从而达到去除磷的目的。如果污水中能快速生物降解的有机物很少,聚磷菌则无法正常进行磷的释放,导致好氧段也不能更多地吸收磷。经实验研究,厌氧段进水溶解性磷与溶解性 BOD_5 之比应小于 0.06 才会有较好的除磷效果。

缺氧段,当污水中的 BOD_5 浓度较高,又有充分的快速生物降解的溶解性有机物时,即污水中 C/N 比较高,此时 $NO_3^- - N$ 的反硝化速率最大,缺氧段的水力停留时间 HRT 为 0.5 ~ 13.0h 即可;如果 C/N 比较低,则缺氧段 HRT 需 2 ~ 3h。由此可见,污水中的 C/N 比对脱氮除磷的效果影响很大,对于低 BOD_5 浓度的城市污水,当 C/N 较低时,脱氮率不高。一般来说,污水中 COD/KN 大于 8 时,氮的总去除率可达 80%。

2. 污泥龄 θ_c 的影响

A^2/O 工艺系统的污泥龄受两方面影响,一方面是受硝化菌世代时间的影响,即 θ_c 比普通活性污泥法的污泥龄长一些;另一方面,由于除磷主要是通过剩余污泥排除系统,要求 A^2/O 工艺中 θ_c 又不宜过长。权衡这两个方面, A^2/O 工艺中的 θ_c 一般为 15 ~ 20d,与法国研究得出的 θ_c 公式相符,该公式为

$$\theta_c = \frac{KN_{TE} + 1.5}{KN_{TE}} \times \frac{1 + 1.094^{(45 - T)}}{0.126} \quad (6 - 23)$$

式中 KN_{TE} ——出水凯氏氮 (KN) 浓度 (mg/L);

T——污水温度 ()。

3. A^2/O 工艺系统中溶解氧 (DO) 的影响

在好氧段 DO 升高, $NH_4^+ - N$ 的硝化速度会随之加快,但 DO 大于 $2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 后其增长趋势减缓。因此 DO 非越高越好。因为好氧段 DO 过高,则溶解氧会随污泥回流和混合液回流带至厌氧段与缺氧段,造成厌氧段厌氧不完全,而影响聚磷菌的释放和缺氧段的 $NO_3^- - N$ 的反硝化。英国学者查列在《不同温度下活性污泥硝化动力学与溶解氧浓度研究报告》中指出,高浓度溶解氧也会抑制硝化菌。所以,好氧段的 DO 应为 $2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 左右,太高太低都不利。

对于厌氧段和缺氧段,则 DO 越低越好,但由于回流和进水的影响,应保证厌氧段 DO 小于 $0.2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$,缺氧段 DO 小于 $0.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 。

4. 污泥负荷率 N_s 的影响

在好氧池, N_s 应在 $0.18 \text{ kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 之下,否则异养菌数量会大大超过硝化菌,使硝化反应受到抑制。而在厌氧池, N_s 应大于 $0.01 \text{ kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$,否则除磷效果将急剧下降。所以,在 A^2/O 工艺中其污泥负荷率 N_s 的范围狭小。

5. KN/MLSS 负荷率的影响

过高浓度的 $NH_4^+ - N$ 对硝化菌会产生抑制作用,所以 KN/MLSS 负荷率应小于

0.05kgKN/ (kgMLSS · d), 否则会影响 $\text{NO}_4^- - \text{N}$ 的硝化。

6. 污泥回流比和混合液回流比的影响

脱氮效果与混合液回流比有很大关系, 回流比高, 则效果好, 但动力费用增大, 反之亦然。 A^2/O 工艺适宜的混合液回流比一般为 200%。

一般地, 污泥回流比为 25% ~ 100%, 太高, 污泥将带入厌氧池太多 DO 和硝态氮, 影响其厌氧状态 ($\text{DO} < 0.2 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$), 使释磷不利; 如果太低, 则维持不了正常的反应池内污泥浓度 $2\ 500 \sim 3\ 500 \text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 影响生化反应速率。

(四) A^2/O 工艺流程存在的问题

当 A^2/O 工艺流程脱氮效果好时, 除磷效果则较差, 反之亦然。该工艺很难同时取得好的脱氮除磷的效果, 其原因是: 该流程回流污泥全部进入厌氧段, 为了使系统维持在较低的污泥负荷下运行, 以确保消化过程的完成, 则要求采用较大的回流比 (一般为 60% ~ 80%, 最低也应在 40% 以上), 这样, 系统的硝化才能良好。由于回流污泥也将大量硝酸盐带回厌氧池, 而磷必须在混合液中存在快速生物降解溶解性有机物及在厌氧状态下, 才能被聚磷菌释放出来。但当厌氧段存在大量硝酸盐时, 反硝化菌会以有机物为碳源进行反硝化, 等脱氮完全后才开始磷的厌氧释放, 这就使得厌氧段进行磷的厌氧释放的有效容积大为减少, 从而使得除磷效果较差, 而脱氮效果较好。反之, 如果好氧段硝化作用不好, 则随回流污泥进入厌氧段的硝酸盐减少, 改善了厌氧段的厌氧环境, 使磷能充分地厌氧释放, 所以除磷的效果较好, 但由于硝化不完全, 故脱氮效果不佳。所以, A^2/O 工艺在脱氮除磷方面不能同时取得较好的效果。

另外, A^2/O 工艺造成厌氧段和缺氧段溶解氧浓度升高, 而导致该工艺脱氮除磷效果下降。

(五) 设计举例

【例】 设城市污水中设计流量为 $6300 \text{m}^3/\text{h}$, $K_z = 1.3$, $\text{COD} = 280 \text{mg}/\text{L}$, $\text{BOD}_5 = 180 \text{mg}/\text{L}$, $\text{SS} = 150 \text{mg}/\text{L}$, $\text{TN} = 25 \text{mg}/\text{L}$, $\text{TP} = 5 \text{mg}/\text{L}$, 水温 $10 \sim 25$ 。要求处理后二级出水 $\text{BOD}_5 = 20 \text{mg}/\text{L}$, $\text{TN} < 5 \text{mg}/\text{L}$, $\text{TP} \leq 1 \text{mg}/\text{L}$ 。

试根据以上水质情况设计 A^2/O 处理工艺流程。

解

首先判断是否可采用 A^2/O 法。

$$\text{COD}/\text{TN} = 280/25 = 11.2 > 8$$

$$\text{TP}/\text{BOD}_5 = 5/180 = 0.028 < 0.6, \text{符合条件。}$$

(1) 设计参数计算

- ①水力停留时间 HRT 为 $t = 8 \text{h}$
- ②BOD 污泥符合为 $N_s = 0.18 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$
- ③回流污泥浓度为 $X_r = 10\ 000 \text{mg}/\text{L}$
- ④污泥回流比 50%
- ⑤曝气池混合液浓度

$$\{X\}_{\text{kg}/\text{m}^3} = \frac{R}{R+1} \times X_r = \frac{0.5}{0.5+1} \times 10\ 000 = 3\ 333 \text{mg}/\text{L} \approx 3.3$$

(2) 求内回流比 R_N

TN 去除率为

$$\{\eta_{\text{TN}}\}_{\%} = \frac{\text{TN}_0 - \text{TN}_e}{\text{TN}_0} = \frac{25 - 5}{25} \times 100\% = 80$$

$$\{R_N\}_{\%} = \frac{\eta_{\text{TN}}}{1 - \eta_{\text{TN}}} = \frac{0.8}{1 - 0.8} \times 100\% = 400$$

(3) A²/O 曝气池容积计算

①有效容积

$$\{V\}_{\text{m}^3} = Qt = 6\,300 \times 8 = 50\,400$$

②池有效深度

$$H_1 = 4.5\text{m}$$

③曝气池有效面积

$$\{S_{\text{总}}\}_{\text{m}^2} = \frac{V}{H_1} = \frac{50\,400}{4.5} = 11\,200$$

④分两组，每组有效面积

$$\{S\}_{\text{m}^2} = \frac{S_{\text{总}}}{2} = 5\,600$$

⑤设 5 廊道曝气池，廊道宽 8m

单组曝气池长度

$$\{L\}_{\text{m}} = \frac{S}{5 \times b} = \frac{5\,600}{40} = 40$$

⑥各段停留时间

A₁: A₂: O = 1: 1: 4

则厌氧池停留时间为 t₁ = 1.33h；

则缺氧池停留时间为 t₂ = 1.33h；

则好氧池停留时间为 t₃ = 5.34h。

(4) 剩余污泥量 W

$$W = aQ_{\text{平}} L_t - bVX_v + SrQ_{\text{平}} \times 50\%$$

①降解 BOD 产生的污泥量为

$$\{W_1\}_{\text{kg/d}} = aQ_{\text{平}} L_t = 0.55 \times \frac{6\,300 \times 24}{1.3} \times (0.18 - 0.02) = 10\,235.0$$

②内源呼吸分解泥量

$$\{X_v\}_{\text{kg/m}^3} = fx = 0.75 \times 3\,300 = 2\,475 = 2.48$$

$$\{W_2\}_{\text{kg/d}} = bVX_v = 0.05 \times 50\,400 \times 2.48 = 6\,237.0$$

③不可生物降解和惰性悬浮物 (NVSS)

该部分占 TSS 约 50%，则

$$\{W_3\}_{\text{kg/d}} = SrQ_{\text{平}} \times 50\% = (0.15 - 0.03) \times \frac{6\,300 \times 24}{1.3} \times 50\% = 6\,978.5$$

④剩余污泥量

$$\{W\}_{\text{kg/d}} = W_1 - W_2 + W_3 = 10\,235.0 - 6\,237.0 + 6\,978.5 = 10\,976.5$$

第七章 AB 法污水处理工艺

第一节 AB 法的工艺流程和基本原理

活性污泥法诞生后，在全世界得到了广泛应用，具有划时代的意义，而且活性污泥法目前也是处理污水最常用的方法。由于传统活性污泥法有其本身的弱点，即活性污泥中的微生物群体是细菌和原生动物等众多生物组成的复合生物群落，对水质变化和冲击负荷的承受能力较弱，易发生污泥膨胀、中毒现象，能耗也较高，导致处理成本高。因此人们又开发了 Z-A 法和高负荷活性污泥法等新工艺。但是这些工艺都设有初次沉淀池，Z-A 法第一段污泥负荷不够高，小于 $2\text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，同时第二段剩余污泥回流到第一段，使生物相发生混乱，失去了两段曝气的特性；高负荷活性污泥法的污泥负荷很高，为 $1.5 \sim 5.0\text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，污泥龄只有 $0.25 \sim 2.5\text{d}$ ，曝气时间 $1.5 \sim 3.0\text{h}$ ，活性污泥主要由细菌组成，MLSS 浓度较低，但其处理效率较低，一般 BOD_5 的去除率不超过 $70\% \sim 75\%$ 。

针对以上不足，一种全新的工艺——AB 法处理工艺应运而生。AB 法是吸附 - 生物降解 (Adsorption - Biodegradation) 工艺的简称。这项污水生物处理技术是由德国亚琛 (Aachen) 工业大学卫生工程学院的宾克 (Botho Bohnke) 教授为解决传统的二级生物处理系统 (即原水→预处理→初沉池→曝气池→二沉池→排水) 存在的去除难降解有机物和除氮脱磷效率低及投资运行费用高等问题，在对两段活性污泥法 (Z-A) 法和高负荷活性污泥法进行大量研究的基础上，于 20 世纪 70 年代中期所开发，80 年代初开始应用于工程实践的一项新型污水处理工艺。

目前，国外越来越重视对 AB 法处理工艺的研究，使之成为 80 年代初以来发展最快的城市污水处理工艺之一。德国、荷兰、奥地利、美国、瑞士、法国、希腊等国都相继开展了有关的研究并将其应用于工程实际。据 1992 年统计，欧洲已有 50 余座污水处理厂采用此工艺，并有 44 座以上的 AB 法污水处理厂在设计或施工之中。

AB 法工艺在我国的研究和应用经历了以下三个阶段：①对 AB 工艺的特性、运行机理及处理过程的稳定性等进行详尽的报道和研究；②较多单位 (中国市政工程华北设计院、同济大学、清华大学、苏州城建环保学院、东南大学等) 对 AB 法处理城市污水、垃圾渗滤液、工业废水 (印染废水、炼油厂含碱废水、饮料废水及屠宰废水等) 进行一定规模的研究；③国内部分城市污水处理厂 (如青岛海泊河污水处理厂、泰安污水处理厂、淄博污水处理厂、深圳罗芳污水处理厂、滨河污水处理厂、漳州市东区污水处理厂等) 采用了 AB 法处理工艺，标志该技术已在我国进入实际应用阶段。

国内外的试验研究及实际工程应用表明，AB 法对 BOD 、 COD 、 SS 、磷和氨氮的去除率一般均高于传统活性污泥法，且在运行稳定性、工程投资和运行费用等方面均具有明显的优点，一般可节省基建投资约 20% ，节约能耗 15% 左右。其突出的优点是 A 段负荷高，一般对城市污水可达 $2 \sim 6\text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，抗冲击负荷能力很强，对 pH 和有毒物质具

有很大的缓冲作用，特别适于处理浓度较高、水质水量变化较大的污水；既适用于新建污水处理厂，又适合改建旧处理厂，是一种非常具有前途的污水生物处理技术。

一、AB 法工艺流程

AB 法的工艺流程如图 7 - 1 所示：

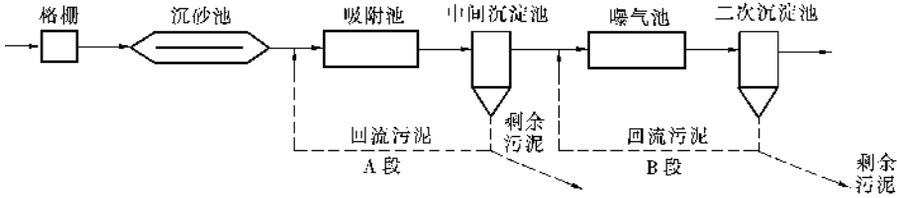


图 7 - 1 AB 法工艺流程

从图中可见，该系统未设初次沉淀池，污水由城市排水管网经格栅和沉砂池后直接进入 A 段，A 段由吸附池、中间沉淀池和污泥回流系统组成，吸附池是超高负荷的曝气池，污泥负荷可高达 $2 \sim 6 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，为传统活性污泥法的 $10 \sim 20$ 倍，泥龄短 ($0.3 \sim 0.5 \text{d}$)，水力停留时间约为 30min ，在这种情况下，较高级的真核微生物无法生存，所以 A 段的微生物绝大部分为某些短世代的原核细菌，其世代时间很短，繁殖速度很高，每繁殖一代的时间平均为 20min 左右，相当于每天繁殖 72 代，A 段通常在缺氧环境中运行，也可根据需要在好氧环境中运行。实践表明，A 段对于水质、水量、pH 值和有毒物质等的冲击负荷有巨大的缓冲作用，能为后面的 B 段提供一个良好的进水条件。A 段由于负荷高，产生的污泥量很大，约占整个处理系统污泥总量的 80% 左右，但 A 段剩余污泥中的有机物含量比较高，因而若采用厌氧消化，则产生的沼气可比传统活性污泥法剩余污泥消化产生的沼气多 25% 左右。

污水经过 A 段后进入 B 段，B 段由曝气池、二次沉淀池和污泥回流系统组成，B 段污泥负荷较低，一般为 $0.15 \sim 0.30 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，停留时间约为 $2 \sim 4 \text{h}$ ，泥龄 $15 \sim 20 \text{d}$ ，溶解氧含量常控制在 $1 \sim 2 \text{mg/L}$ 。在 B 段曝气池中生长的微生物除菌胶团微生物外，有相当数量的高级真核微生物，如原生动物和后生动物等，其中原生动物的数量比相同负荷下的传统活性污泥法多得多。这些微生物的世代期比较长，并适宜在有机物含量比较低的情况下生存和繁殖。根据生物学的观点，高级生物的内源呼吸作用要比低级生物强，所以当负荷相同时，B 段的剩余污泥量为传统活性污泥法的 $1/4 \sim 1/3$ 。

Bohnke 教授等人对 16 种不同的城市污水进行了 25 次中试研究、 5 次生产性研究的结果表明，AB 法 B 段污泥负荷为 $0.3 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时，处理出水的 BOD_5 与传统法在负荷为 $0.15 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时相当；当 B 段负荷为 $0.15 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时，其处理出水的 BOD_5 与传统法在污泥负荷为 $0.05 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时相当。一般来说，AB 法处理工艺的 BOD_5 去除率可达 $90\% \sim 95\%$ ，COD 去除率可达 $80\% \sim 90\%$ 。

二、AB 法基本原理

AB 法三大最明显的特征是：①系统不设初次沉淀池，由吸附池和中间沉淀池组成的 A 段为一级处理系统；②A 段和 B 段各自拥有自己的独立的污泥回流系统，这样，两段完全分

开，互不相混，有各自独特的微生物群体；③A 段和 B 段分别在负荷相差悬殊的情况下运行。

AB 法与单段系统相比，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。对于一个连续工作的 A 段，由于外界连续不断地将具有很强繁殖能力和抗环境变化能力的短世代原核微生物接种进来，从而大大提高了处理工艺的稳定性。

（一）开放系统原理

城市污水净化系统是由城市排水管网和污水处理厂构成的处理系统，如图 7 - 2 所示。城市污水一般包括生活污水和工业废水两部分，生活污水中含有许多具有生命力的细菌，这些细菌来自人和动物的排泄物。人类排泄的细菌约有 5% ~ 10% 能在好氧或兼氧的条件下生存和增殖。在排水管网中发生细菌的增殖、适应和选择等生物学过程，使原污水中出现生命力旺盛、能适应原污水环境的微生物群落。测定表明，城市污水中存在着大量的微生物，污水流经的沟渠和管道中也存在着大量的微生物。因此，城市污水实质上是污染物和微生物群体的共存体。在 AB 工艺的 A 段中充分利用了原污水中存在的生物动力学潜力，排水管网系统把人类和污水处理厂连接起来形成“人类 - 沟渠 - 处理厂”污水净化系统。

在污水输送过程中形成的适应性强的微生物大多附着在污水中的固体物质上，而目前大多数的传统法污水处理工艺都忽视了这一点，传统活性污泥法中，由于设置了初次沉淀池，使得存在于城市污水的收集、输送子系统

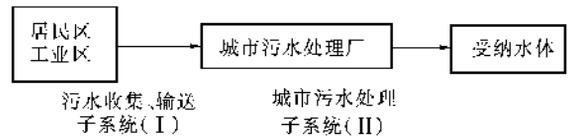


图 7 - 2 污水净化系统

中的这部分活性很强的微生物还未能能在污水处理系统中发挥其应有的作用时就被去除了。在原生污水中存在的这些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，絮凝物的结构与菌胶团类似，絮凝的同时絮凝物与原有的菌胶团结合在一起而成为 A 段中污泥的组成部分，并具有较强的吸附能力和极好的沉降性能。被絮凝的微生物量与 A 段的污泥浓度有关，污泥浓度低于 1 000mg/L 时，絮凝效果差。在 AB 工艺中不设初次沉淀池，使子系统（I）中的微生物进入子系统（II）的 A 段，因此 A 段中的生物相组成与原污水的生物相组成基本相同，从而使污水中的微生物在 A 段中得到充分利用，并连续不断地更新，使 A 段形成一个开放性的、不断由原污水中生物补充的生物动态系统。如果 A 段中的微生物量以 100% 计，经测定表明，恒定的由污水管道系统进入 A 段的微生物量可达到全部微生物量的 15% 以上。由此可知，AB 法污水处理工艺实际上是一个由城市污水收集、管道系统和污水处理系统组成的一个开放性系统。这个系统中 A 段中的微生物除了在处理过程中增殖的生物量以外，有相当一部分是直接利用了污水收集，输送系统中经适应、选择和生长繁殖的微生物。

A 段是 AB 工艺的主体，对整个工艺起关键作用。根据对 A 段的研究，发现活性污泥在与污水接触的前几分钟内，就能快速吸附大量的有机物，因此可以认为 A 段主要通过水中的悬浮物、胶体颗粒、游离性细菌以及溶解性物质进行吸附、絮凝、网捕，因而使许多污染物被裹挟在絮体中从水中去除，而靠氧化分解去除 BOD 所占比例较小。根据对许多 AB 法污水处理系统的调研测试表明，A 段去除的 BOD 中，三分之二属生物吸附絮凝去除，三分之一由生物降解去除。

A 段的高度稳定性和对微生物群落破坏影响的控制能力,可由微生物的如下特征来解释:①A 段微生物主要是原核细菌,世代时间短,增殖快;②原核细菌体积小,比表面积大,所以原核微生物具有较大的代谢活性,较大的营养储存容量,有很高的生物降解潜能;③原核细菌由于细胞结构简单,其适应性和应变能力较强,具有对外界恶劣环境的适应能力;④原核细菌有高度选择性和突变能力,导致增殖适宜的突变菌种;⑤A 段微生物的外源补充。

(二) 反应动力学原理

传统的完全混合式 (CSTR) 活性污泥法处理工艺中,曝气池内的基质浓度、溶解氧含量以及生物反应速率等均为定值。其物料恒算关系可表示为式 (7-1)。

$$V (dC/dt) = QC_0 - QC_e + rV \quad (7-1)$$

式中 Q ——污水流量, L/h;

V ——曝气池容积, L;

C_0 ——进水中基质的浓度, mg/L;

C_e ——出水中基质的浓度, mg/L;

r ——基质的降解速率, mg / (L · h);

dC/dt ——基质浓度变化速率, mg / (L · h)。

假定反应器内的基质的降解符合一级动力学反应,即 $r = -kC$,且反应过程处于稳定状态,即 $dC/dt = 0$,则上式可表示为式 (7-2)。

$$C_e = C_0 / (1 + kt) \quad (7-2)$$

式中 k ——基质降解速率常数, 1/h;

t ——水力停留时间, h。

如果 n 个相同的 CSTR 反应器串联运行,则各反应器的基质浓度变化规律可表示为式 (7-3),并可得到式 (7-4)、(7-5)。

$$C_{e(n)} = C_{e(n-1)} / (1 + kt), (n=1, 2, 3, \dots, n) \quad (7-3)$$

$$C_{e(n)} = C_0 / (1 + kt)^n, (n=1, 2, 3, \dots, n) \quad (7-4)$$

$$V = Q [(C_0 / C_{e(n)})^{1/n} - 1] / k \quad (7-5)$$

式中 $C_{e(n)}$ ——第 n 个反应器出水中基质的浓度, mg/L;

$C_{e(n-1)}$ ——第 n 个反应器进水中基质的浓度, mg/L;

V ——当 $n=1$ 时, V 即单个 CSTR 反应器在某一固定去除率下所需的反应器容积;
当 $n>1$ 时, V 即为 n 个 CSTR 反应器在同一去除率下每个 CSTR 所需的反应器容积。

又因为 $\eta = 1 - C_{e(n)} / C_0$, $V_{\text{总}} = nV$, 故得式 (7-6):

$$V_{\text{总}} / (Q/k) = n \{ [1 / (1 - \eta)]^{1/n} - 1 \} \quad (7-6)$$

由式 (7-6) 计算可得表 7-1 的结果。由表 7-1 可知,处理效率越高,所需反应器的容积就越大;在相同处理效率的条件下,随着反应器数目 n 的增加,所需的反应器总容积则随之减小,但当 n 大于 4 时,总容积的减小已趋于不明显,因而以反应器数小于 4 为好,而且只有当两个反应器串联运行时,反应器容积的节省最为显著。例如当处理工艺的 COD 去除率为 85% 时,反应器由一个改为两个时,总容积可节省 44%;改为三个时,则总容积可节省 53%。而 AB 法处理城市污水时 BOD 的去除率均在 90% 以上, COD 的去除率在 80%

以上。从运转管理和容积节省等方面综合分析，由一个反应器改为两个反应器串联运行，可取得明显的环境经济效益，因此 AB 工艺采用两段流程是既经济又高效的。这便是 AB 工艺采用两段法的动力学基础。

表 7-1 串联反应器数 n 、处理效率 η 和所需反应器总容积 $V_{\text{总}}$ 间的关系

处理效率 (%)	反应器总容积，以 $V_{\text{总}} / (Q/k)$ 计					
	$n=1$	$n=2$	$n=3$	$n=4$	$n=5$	$n=6$
70	2.33	1.65	1.48	1.76	1.36	1.33
80	4.00	2.47	2.13	1.98	1.90	1.85
85	5.67	3.16	2.65	2.43	2.31	2.23
90	9.00	4.32	3.46	3.11	2.92	2.81
95	19.00	6.94	5.14	4.46	4.10	3.89
98	49.00	12.14	8.05	6.64	5.93	5.52

(三) 微生物的生物相及其特性

污水生物处理过程中，微生物对有机污染物的去除作用是通过初期快速吸附和紧接着的生物代谢作用而完成的。活性污泥对有机物的吸附作用是一个动态过程，即吸附和脱附是同时进行的。当吸附达到饱和时，吸附量达到最大值，只有通过再生才能恢复其吸附能力，这通常是借助于微生物的代谢作用来实现的。微生物的代谢过程是其去除有机物的第二步。它将部分有机物氧化分解，同时进行生物体的合成过程。这种氧化和合成过程，都能从污水中去除有机物。当然，处理过程中还必须保证污泥有良好的沉降性能，这是保证处理出水水质的关键之一。

AB 法中 A 段的水力停留时间仅为 30 ~ 40min，它充分利用了活性污泥的初期吸附作用，但 AB 工艺中的这种吸附作用及其吸附能力的保持与吸附再生活性污泥法不同，后者在接触池内进行吸附，在再生池中恢复其吸附能力。而 AB 法的 A 段工艺在无污泥再生的条件下却能保持微生物的活性和良好的污泥沉降性能，这是传统的微生物吸附氧化机理所不能解释的。因此 AB 工艺中的 A 段虽无再生池，其吸附能力的保持取决于以下因素：其一，是污水收集、输送系统中随污水进入 A 段的微生物源源不断对 A 段进行微生物补充，并在 A 段中得到“活化”。其二，是由于在 A 段中的泥龄较短，仅为 0.3 ~ 0.5d，因而快速增殖的微生物即新生的微生物具有很强的吸附能力。也就是说在 A 段内的微生物主要是由活性强、世代期短的生物相组成，这是其高负荷、短停留时间和短泥龄条件下运行的依据。A 段的微生物主要是动胶菌属、假单孢菌属、大肠杆菌属等絮凝体形成菌。这些细菌在高负荷条件下处于对数增殖期，其高速的增长繁殖能力使其较普通活性污泥法中的细菌产生更多的絮凝体及大量的胞外高分子聚合物。通过镜检，在污水厂 A 段的活性污泥中还常观察到很多大型、分枝粗大、新生的絮凝体（呈瓣、花瓣、梅花枝等形状），这种絮凝体固定了大量的细菌。普通活性污泥中的菌胶团较 A 段活性污泥的少，且体型、分枝都小。其三，A 段的运行方式是可以根据具体运行要求加以调整的。当 A 段以兼氧的方式运行时，由于供氧较低，这种高活性的微生物为了满足自身的代谢能量的需求，被迫对那些在好氧条件下不易分解的有机物进行初步的分解，使其转化为易降解的有机物，从而在后续的 B 段中易于被去除。兼性微生物在厌氧时可以利用细胞内储存的糖原通过糖酵解（EMP）途径产生吸收和储存有

机物所需要的还原能，能将吸附于菌体表面的大分子有机物厌氧水解酸化成溶于水的小分子有机酸，并在好氧时吸收有机物而合成新的糖原。试验证明，污泥内的糖原降解和它的厌氧吸收能力密切相关，一定量的糖原可保证污泥在厌氧条件下吸收全部吸附的有机物。而 A 段的曝气池和沉淀池可分别视作好氧段和厌氧段，其为兼性菌的糖原好氧再生和厌氧降解创造了条件。兼性菌在 A 段曝气池和沉淀池中的作用如图 7-3 所示。

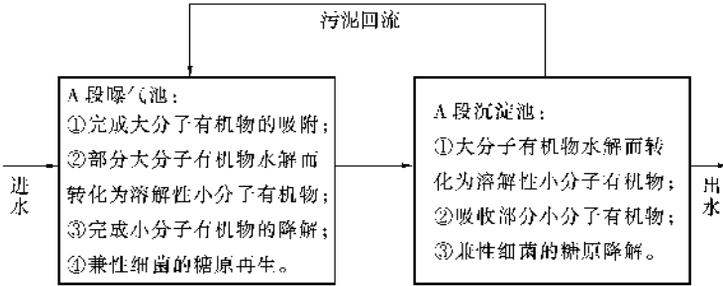


图 7-3 A 段有机物转化图

A 段通常为微氧环境（溶解氧为 0.5 ~ 0.7mg/L），且该段含有大量的原核微生物（变形细菌、双螺旋形细菌及肠细菌等）。因此，可认为 A 段的再生为短程再生，即主要通过兼性菌的厌氧呼吸将吸附于菌体表面的大分子有机物转化为溶于水的小分子有机物。由于 A 段活性污泥包埋了大量的细菌及其胞外酶、渗透酶，因而大大提高了水解速度和小分子有机物输入细胞内的传递速度，使这些小分子有机物能迅速从菌体表面传递入菌体内而进行厌氧降解。当污泥在二沉池中的停留时间为 1.5h 时，水中大分子有机物完全来得及完成“水解—传递—厌氧降解”这一过程，使 A 段污泥能在较短时间内得到再生，因此 A 段沉淀池可视为 A 段活性污泥的厌氧再生池。

AB 法中 B 段的生物相与 A 段中的明显不同，B 段内除有细菌外，还有原生动物、后生动物等种类繁多、较高级的真核微生物，主要是杆菌、球菌、丝状菌、豆形虫、肾形虫、盖纤虫、变形虫、小口钟虫、等枝虫等，数量也比相同负荷下的一级活性污泥法内多得多。主要由世代期长、较高等的真核微生物组成。但其生物相不是固定不变的，它将根据具体的工艺设计而有所变化。若考虑对污水的除磷脱氮问题，则水力停留时间及泥龄都将延长，此时 B 段中的原生动物和后生动物种群的比例将会提高。

AB 工艺根据微生物生长繁殖及其基质代谢的关系，并充分考虑了污水收集、输送系统中的高活性微生物的作用，维持 A 段在极高负荷下，使微生物处于快速增长期以发挥其对有机物的快速吸附作用；维持 B 段在很低的负荷下运行，利用长世代期的微生物的作用，保证处理出水水质。这也是 AB 工艺中基于上述原理，为使不同类型和特性的微生物处于其适宜的生长繁殖环境、充分发挥其各自的优势，而将 A 段和 B 段的污泥回流系统单独设置、互不相混及两段各在负荷相差比较悬殊的条件下运行的工艺出发点。

由上可知，AB 工艺省去了传统污水生物处理工艺中的初沉池，使 A 段成为一个连续由外界补充具有高活性的微生物的开放系统；从反应动力学和实用经济的角度出发，采用了两段处理工艺流程；根据微生物的生长繁殖规律，使 A 段和 B 段分别在不同且相差悬殊的负荷条件下运行，并使两段的污泥回流系统分开而保证各段生物相的稳定性。

Bohnke 教授以遗传物质脱氧核糖核酸 (DNA) 作为生物活性的指标, 比较了 AB 法和传统一段法系统中污泥的活性, 见表 7-2。由表可知, AB 法 A 段污泥的 DNA 含量比 B 段高, 而 A、B 两段污泥的 DNA 含量又都比传统一段法高, 说明 AB 法中的污泥活性比传统一段法高。

表 7-2 AB 法与传统一段法中污泥 DNA 含量的比较

污泥类型	传统一段法	AB 法中 A 段	AB 法中 B 段
污泥负荷	0.27	5.00	0.15
DNA 含量	14.15	20.03	18.97

污泥负荷单位为 $\text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, DNA 含量单位为占 MLVSS 的质量百分数

第二节 AB 法的性能特点

自 AB 工艺诞生以来, 就引起了全世界水处理专家的重视, 对其开展了大量的研究, 并将其广泛应用于污水处理的各领域。AB 工艺之所以能快速发展, 是因为它具有较强的抗冲击负荷能力、优良的处理效果和投资运行费用低等特点。

一、AB 法的经济性

AB 工艺的特殊净化机制决定了其在投资和能耗两方面都比较节省。

在活性污泥微生物去除有机物的同时, 需要消耗一定的溶解氧, 消耗的氧量可用下式表示:

$$O_2 = AQL_t + BVX \quad (7-7)$$

式中 A——去除有机物的需氧率, $\text{kgO}_2 / \text{kgBOD}_5$;

B——内源呼吸率, $1/\text{d}$;

L_t ——进出水 BOD_5 浓度差, kg/m^3 ;

Q——污水流量, m^3/d ;

V——曝气池池容, m^3 ;

X——曝气池内活性污泥浓度, kg/m^3 。

$$\text{上式可写为: } O_2 / (QL_t) = A + BVX / (QL_t) = A + B/U \quad (7-8)$$

式中 $QL_t / (XV) = U$, U 为以有机物去除量为基础的污泥负荷率。

由该式可知, 去除单位有机物的需氧量与污泥泥龄和污泥有机物去除负荷有关。污泥龄 θ_c 长, 相应的 U 小, 所吸附的有机物被氧化的多, 则去除单位有机物所需的氧量大; 污泥龄 θ_c 短, 相应的 U 大, 所吸附的有机物被氧化的少, 则去除单位有机物所需的氧量少。而 AB 法的 A 段 U 很大 (是传统一段法的 10~20 倍), θ_c 很短 (是传统一段法的 1/30~1/10), 故去除单位有机物所需的氧量少, 因此能耗也少。

A 段对悬浮性有机物较彻底的去除, 使整个工艺中以非生物降解途径去除的 BOD_5 量大提高, 从而大大地降低了投资和运行费用。

由于非生物降解过程需时短, 所以 A 段水力停留时间短, 所需池容小, 故节省基建投资。同时, 非生物降解过程能耗很低。A 段去除的 BOD_5 中, 三分之二属生物吸附絮凝去

除，三分之一由生物降解去除。若传统一段活性污泥法的曝气能耗为 $1\text{kW}\cdot\text{h}/\text{kgBOD}_5$ ，而 A 段的 BOD_5 去除率为 50%，则 AB 工艺去除每 kgBOD_5 可节省电耗： $1 \times 50\% \times 2/3 \times 1 = 0.33\text{kW}\cdot\text{h}$ ，若对于处理规模为 20 万 t 的 AB 工艺污水厂，设入流 BOD_5 为 $200\text{mg}/\text{L}$ ，每年可省电 480 万 $\text{kW}\cdot\text{h}$ 。

对于投资方面，与传统一段活性污泥法相比，可从水力停留时间 HRT 方面考虑。AB 法 A 段曝气池为 0.5h，中间沉淀池为 1~1.5h，B 段曝气池为 2~4h，二次沉淀池为 1.5h，总 HRT 为 5~7.5h；传统一段活性污泥法初次沉淀池为 1.5~2h，曝气池为 4~6h，二次沉淀池为 2h，总 HRT 为 7.5~10h。由此可知处理城市污水，AB 法要比传统一段法的水力停留时间少 2.5h 左右，故可节省 15%~25% 的基建投资。

考虑上述两点，AB 工艺可省 15%~25% 的基建投资，节省占地 10%~15%，节省运行费用 20% 左右。

二、AB 法的抗冲击负荷能力

AB 法的 A 段抗冲击能力比较强，对进水水质有较强的适应性，能保证冲击负荷不影响到 B 段，从而使 B 段有较稳定的进水水质和运行环境。

AB 工艺中微生物对有机污染物的冲击有较强的缓冲能力。深圳滨河污水处理厂采用 AB 法工艺，1999 年某一时期 A 段的进水 COD 浓度高，波动大，但出水水质却相对稳定。这一时期的进出水 COD 变化见图 7-4。从图中可以看出，经 A 段处理后，水质变化趋于平缓，保障了 B 段进水水质稳定，从而提高了整个 AB 工艺的抗冲击能力。

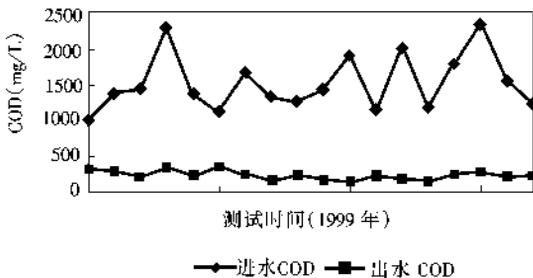


图 7-4 A 段进出水 COD 的变化

淄博市污水处理厂 1994 年曾遇到过一次 $\text{pH} < 2$ 的酸性水进水过程，时间为两个多小时。但中间沉淀池的出水和 A 段曝气池的出水却显示为中性。除酸性水外，该系统也多次遇到过 $\text{pH} \geq 14$ 的碱性进水，运行结果表明，碱性水也同样未对 A 段曝气池的状态造成大的影响。这说明 A 段曝气池对短暂的 pH 超出其运行范围的适应性较强。

但年跃刚、顾国维在进行 A 段耐冲击负荷试验研究表明：低 pH 冲击可对系统产生的破坏性影响程度依赖于 pH 冲击时间的长短，瞬间和短时间（10min）的 pH 冲击，不会对系统产生破坏性影响，较长时间（50min）的 pH 冲击，会对系统产生破坏性影响。当冲击时间较长，中间沉淀池及曝气池中的污泥全部被损害后，系统将遭到严重破坏，不能在短时间内恢复。

另据报道，德国的 Krefeld 污水处理厂，在 1983 年 2 月 12 日至 14 日曾经受了进水 pH 值下降的严重冲击。2 月 12 日进水 pH 值一度下降到 1 左右，2 月 13 日上午至 14 日下午进水 pH 值为 3~4，而在此期间 A 段出水的 pH 值仅有微小波动，B 段出水无变化。而 Borken 污水厂的 AB 工艺试验设备受到过进水 pH 值最低为 2 的延续几小时的冲击，而 A 段出乎意料的经受住了冲击，运行始终正常。

AB 工艺中微生物对毒物也有显著的缓冲能力。在冲击负荷终止后，系统能很快恢复到

原有状态。从图 7-5 中可以看出 Krefeld 污水处理厂被有毒物质冲击后的情况。A 段溶解氧浓度的明显上升，说明微生物受到伤害，但 B 段溶解氧浓度无明显变化，经 4h 后 A 段溶解氧浓度下降到原有水平，说明微生物呼吸已恢复正常。因此 A 段的存在使进水水质变化、污染物和有害物质的冲击负荷不影响后续工艺的稳定运转。

A 段抗冲击负荷能力除了与 A 段主要去除模式为吸附絮凝有关外，还与下面两种生物过程密切相关。

(一) 细菌的快速增殖与外源补充

A 段的有机负荷很高，所以细菌群体处于食料丰富的状态，具有很强的新陈代谢能力，世代时间短，能很快克服出现的失活和不可逆转的损害作用，适应不断变化的外界环境。如果 A 段受到有毒物质冲击时，使大量细菌死亡，那么 A 段污泥恢复原有浓度的途径有：

1. A 段污泥靠连续流入系统的原污水中细菌接种而繁殖，泥龄很短、更新快，进水中的细菌已适应原水水质，抗冲击能力较强，因此细菌无需驯化即可很快恢复正常状态。

2. A 段中仍存活的细菌出现增殖。假设细菌在 A 段实际分裂时间为 1h，根据世代代数和分裂周期即可计算出受到损害后 A 段污泥恢复的时间。若 90% 的细菌受到不良影响失活或受到损害，在三个世代时间后，活性原核生物的数量就能恢复；若 99% 细菌受到损害，经过 6~7 个世代，污泥浓度即可达到原有水平。

(二) 细菌的突变与质粒转移

使细菌能够在冲击负荷下存活的遗传学基础是突变作用和质粒的转移。任何细菌都能对变化的环境作出反应。在环境变化初期，一部分细菌不适应新环境而死亡，一部分细菌通过变异而适应了新环境并开始增殖。这部分适应新环境的细菌即进行了突变，即遗传物质发生了变化。这些突变中仅千分之一是能存活的正突变，其余都是致死突变。按 Bohnke 教授的计算，每人每天排出的细菌数为 7.6×10^{13} 个，有 7.6×10^8 个发生变异，其中能适应环境的变异为 7.5×10^5 个，完成此变异的时间为 1.5~2h，而 AB 工艺的 A 段泥龄为 8~12h，即使不算细菌在管道中的滞留时间，细菌至少也可进行 4 次变异，且完成变异后的细菌在营养充足的 A 段能迅速增殖。突变为活性污泥适应环境、降解难降解物质提供了生物遗传学基础。

质粒是环形的 DNA 分子，是染色体以外的遗传物质，它们不受染色体的支配，能侵入菌体并利用菌体的复制系统自我复制增殖，质粒普遍携带抗性基因，有的质粒还携带一般细菌不具备的特殊基因。众多的质粒构成了细菌的抗性基因库和降解特殊有机物的基因库。一般情况下，质粒的有无对细胞的生死存亡和生长繁殖并无影响，但在有毒物的情况下，由于质粒能给细胞带来具有选择优势的基因，因而具有极其重要的意义。A 段的细菌主要是革兰氏阴性菌，与革兰氏阳性菌相比，细胞壁较薄，单位面积的染色体含量较少。这些细胞壁敏感的细菌在生长过程中能创造出某种抗御机制，以保证其良好的生存能力，这种抗御机制能复制在质粒的基因上，在正常的细胞分裂过程中，质粒能传给子细胞。并且具有抗御机制的质粒可以转移到无质粒的细菌上，并通过此转移提高其他细菌抗御有毒物质的能力，这种转

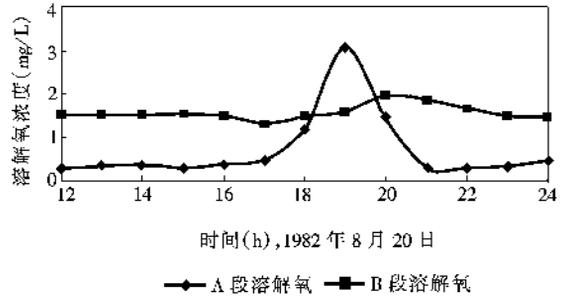


图 7-5 毒物对 AB 工艺的影响

移过程不受细菌种属和质粒来源的限制。而在 AB 工艺中 A 段的环境特别有利于质粒的转移。A 段中高密度悬浮细菌的存在有利于质粒的转移，若 A 段泥龄为 8h，质粒的转移接合过程需 1.5 ~ 2.0h，则在此期间 A 段中的微生物至少能发生 4 至 6 次结合，约 10% 的细菌能受到质粒的侵入。质粒在活性污泥微生物中的传播，提高了活性污泥对环境变化，特别是化学变化的抗性。对污水处理厂（特别是工业废水处理厂）来说，处理效果和工艺稳定性的好坏与质粒的存在与否密切相关。

三、AB 法 A 段对难降解物质的去除

当进水是生活污水和工业废水的混合水或只是工业废水时，污水中往往含有较多的难降解物质，如高分子脂肪烃、芳香族化合物等。若完全用好氧方法处理，则要消耗大量氧气，而且去除效果往往达不到所要求的指标。当进水中难降解物质含量较高时，A 段兼氧运行（DO 为 0.5mg/L 左右），在这种情况下，A 段中的兼性微生物通过厌氧呼吸和不完全降解氧化把部分难降解的大分子有机物分解成溶于水的小分子易降解有机物，这种转化在好氧条件下往往难以实现。

根据实际测量，A 段出水的 BOD_5/COD 值与进水的 BOD_5/COD 值相比，其变化幅度比较大（-40% ~ 15%）。负值表明 BOD_5 去除率大于 COD，降解方式与常规好氧氧化相同；正值表明污水中一部分难生物降解的物质已被转化为易降解物质，污水的可生化性提高。有报道称：A 段在 DO 为 0.5mg/L 左右条件下处理印染废水，出水中的 BOD_5/COD 值可提高 0.05 ~ 0.12。

但不能把 COD 去除率的希望完全寄托在 A 段的兼氧运行上，这是因为 A 段对难降解有机物的转化需要三个基本条件：兼性厌氧状态、特定种类的微生物和可转化的难降解有机物。前两个条件可人为控制，但第三个条件则取决于原水中污染物的组成，若原水中含有较多的难以兼性转化的难降解有机物，则在兼性厌氧运行条件下， BOD_5/COD 往往得不到改善。

淄博市污水处理厂 A 段兼氧运行时，溶解氧控制在 0.2 ~ 0.5mg/L 范围内，运行中发现，进水 COD 平均在 1000 ~ 1100mg/L 时，A 段出水 COD 在 740mg/L 左右，COD 的去除率只有 32% 左右，并且经 A 段处理后，污水的可生化性有所降低。当把溶解氧浓度提高到 0.6 ~ 0.8mg/L 后，A 段 COD 去除率提高到 42% 左右，A 段 COD 出水由 740mg/L 左右降低到 570mg/L 左右，污水的可生化性也有所提高。

另一方面，A 段在 DO 低于 0.5mg/L 的条件下长期运行也是不合理的，因为：①好氧状态运行时，其对难沉降悬浮物的去除率高于 A 段以兼氧状态运行，好氧状态可以促进絮凝作用，有利于絮凝物质的产生，而且好氧增殖活动是保证 A 段正常运行的必要条件；②兼氧运行将导致生物絮凝作用的减弱，细菌的合成代谢、物质传递、生长繁殖也不活跃，从而使 A 段处理效率降低，而且易产生臭味。但兼氧状态更易控制，耗能也较低。因此，A 段宜兼氧和好氧交替运行，保证 BOD_5/COD 值的改善和 A 段处理效率。

为了最大限度地实现污水的预处理，A 段应不断地改变运行方式，其方法为：将 A 段曝气池分成两部分，第一部分按兼氧、好氧方式交替运行，第二部分按好氧方式运行。

四、AB 法污泥的沉降性能

活性污泥工艺对溶解性和胶体性有机物的高效去除决定于两个方面：一是高生物活性的

微生物在曝气池中对有机物的去除；二是沉淀池能有效地分离这些微生物。在这两个过程中，以取得高质量、高浓度的回流污泥而达到满足。这就要求污泥具有良好的沉降性能，否则由沉淀池向曝气池回流的污泥量就会显著减少，导致曝气池中 MLSS 降低，使处理功能减弱，甚至使工艺无法继续运行。

采用传统理论对 A 段活性污泥沉降性能分析得出：①由于 A 段 BOD_5 负荷高，微生物能量水平高，则易出现污泥分散生长，凝聚性能较差的情况。A 段 BOD_5 负荷比普通活性污泥法高出 10 倍以上，因此细菌不缺乏营养元素，处于对数增长期，活性强、能量水平高、耗氧速率高、动能大、不易凝聚，对沉降不利；②A 段一般在微氧条件下运行，易出现溶解氧浓度受限制而发生低 DO 型膨胀。即曝气池中 DO 浓度的降低，将导致絮体的尺寸减小，低 DO 浓度（0.5 ~ 2.0mg/L）下的污泥沉降性能差，出水浑浊。然而事实上，A 段活性污泥絮体颗粒均相当大而且密实，还可形成粗大的“辫状污泥”。镜检表明“辫状污泥”上有大量的细菌，污泥的 SVI 值通常为 60 左右，具有良好的沉降性能。

重庆大学通过对 A 段污泥沉降性能的研究，得出以下结论：

①进水中的 SS 对活性污泥的沉降性能有显著的改善作用。A 段由于不设初沉池，则进水中的悬浮固体 SS 包括有机物和无机物，和附于其上的大量细菌均未被去除，它们混杂在一起形成结构较稳定的共存体。Malz 认为细菌在管道系统中由于细胞外酶的作用已经形成了一种被称之为“自然絮凝剂”的聚合物。当原污水与 A 段曝气池中的活性污泥混合后，一方面“自然絮凝剂”可以利用水中的 SS 作为“絮核”，使悬浮性物质和胶体颗粒以及游离性细菌脱稳，然后互为凝聚；另一方面，由于细菌细胞外的多糖类粘性物质的作用，一部分 SS 就被粘附在菌胶团上，同样 SS 也附着在伸出污泥絮体的丝状菌表面，这样 SS 不但阻碍丝状菌架桥，也增大了絮体的体积和比重。而絮体增大，其沉降速度也同时增加，比重增加，有利于改善污泥的沉降性能。

②污水腐化易导致活性污泥的沉降性能恶化。腐化污水的 BOD_5 值高于新鲜污水，滤掉 SS 的腐化污水的可生化性也高于新鲜污水，且腐化污水的可溶性有机物含量比新鲜污水要高，而溶解性 COD 含量较高的污水容易引起污泥膨胀。在对滤掉 SS 的腐化污水和含 SS 的腐化污水进行试验的活性污泥镜检时发现硫细菌，说明腐化污水容易导致硫细菌增殖，从而引起污泥膨胀。这说明 A 段不设初沉池有利于克服因污水腐化而引起的丝状菌膨胀。此外，取消化粪池，就可以降低污水的腐化程度，减少引起丝状菌膨胀的几率，利于污水厂的稳定运行。

③SRT 短，活性污泥的沉降性能好。A 段污泥龄很短，通常只有 0.3 ~ 0.5d，即使 A 段的条件有利于丝状菌生长，但是由于其世代周期大于污泥龄的缘故，丝状菌在 A 段仍无法成为优势菌种，而是保持一定比例，故不至导致污泥膨胀。在其他条件相当的情况下，污泥龄越长，丝状菌越容易生长。

④HRT 短，活性污泥沉降性能好。由于 HRT 短，所以细菌在絮凝、吸附了大量的有机物之后还来不及将其吸收、降解，就积累在细胞外，形成具有黏性的多聚物，其分子量可大于 10 000，主要是由各种糖和氨基酸单位构成的各种多糖，这些多糖类物质可以互相黏结，从而有利于形成较大的絮体。但是，它们又是亲水性物质，若积累过多会造成高黏性膨胀，也就是说，这些多聚物对于活性污泥的沉降性能既可起改良作用，也可起恶化作用。Foster 对污泥表面多聚物提取分析得出，多聚物中难降解部分增加时，污泥的沉降性能也随之改

善。而由于 A 段不设初沉池，且 HRT 短，则随污水进入曝气池的 SS 中的难降解物质绝大部分集聚在污泥的表面，从而使 A 段污泥表面多聚物中难降解物质所占的比例远大于普通活性污泥法，正是由于这些难降解物质的改良作用，使多糖类物质不至于产生高黏性膨胀。

⑤高负荷运行的 A 段，DO 会成为细菌生长的限制性因素，抑制了污泥分散生长。在高负荷运行时，虽然有机底物的浓度高到足以使细菌处于对数增长期，具有最大的动能，但又恰恰由于负荷太高而导致了 DO 成为限制性因素，使细菌无法达到零级反应，或者即使菌胶团外部的细菌能达到零级反应，但由于原水中细菌自发絮凝作用将其黏附，以及菌胶团内部细菌的胞外多糖物质的粘附，以及已形成的絮体的网捕、吸附作用，束缚了细菌的运动，降低了动能，极大的减少了分散生长的细菌。因此，也不会造成污泥分散生长的情况。

⑥当活性污泥膨胀时，按 A 段方式运行，很快就能恢复到正常状态。

AB 法的 B 段活性污泥的 SVI 值均在 200 以下（或 100 以下），不发生污泥膨胀。这主要是因为：A 段强大的调节和缓冲作用，使进入 B 段的水质发生了改变，已相当稳定，特别适合 B 段曝气池中占优势的原生、后生动物生长，而不利丝状菌增殖；B 段一般在 $0.15 \sim 0.30 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 的负荷下好氧运行，既不是低负荷，也不是低 DO 状态。当单级活性污泥法在发生膨胀时，将其改建，按 AB 法运行，能很好地消除膨胀。

由于 A 段除了去除可沉物质和部分不可沉悬浮物外，还对有机物进行降解形成污泥，因此其污泥产量比初沉池多 30% 左右，相应地 B 段污泥产量有所减少，仅占污泥总量的 15% ~ 20% 左右。

五、AB 法对氮、磷的去除

由于氮、磷对水体（特别是封闭水体）能造成富营养化，氨氮的耗氧特性会使水体中的溶解氧浓度降低，而且当水体 pH 值较高时，氨对鱼类等水生生物也具有毒性，因此许多污水必须进行除磷脱氮后，才能排放或回用。

（一）AB 法对氮的去除

AB 法工艺的 A 段对污水中有机物的去除率一般高于对氨氮的去除率，这样，污水经 A 段处理以后，出水 BOD_5 / TN 值降低，从而增大了硝化菌在 B 段活性污泥中的比率和硝化速度，曝气区体积可以相应降低，这对于系统硝化作用的完成是有利的。但是 AB 法工艺仅完成了硝化功能，虽然可去除氨氮，但硝酸盐的存在依然会导致水环境的污染。常规 AB 法工艺的总氮去除率约为 30% ~ 40%，其脱氮效果虽较传统一段活性污泥法好，但出水尚不能满足防止水体富营养化的要求。

当需要 AB 法工艺去除总氮时，就必须进行反硝化。一般认为传统两段活性污泥法（如 Z-A 法）往往不能达到满意的反硝化效果，因为进入第二段曝气池污水中的有机物含量过低，不利于反硝化的正常进行。Bohnke 对德国多家 AB 法污水处理厂的研究认为，这个结论对于传统的两段活性污泥法系统可能是合适的，但对 AB 法而言，污水经过 A 段处理后，大部分的不溶解性物质通过吸附、絮凝和沉淀而被去除，而那些相对容易降解的溶解性物质其相当一部分流过 A 段，进入低负荷 B 段。而且，当 A 段以兼氧方式运行时，污水中长链的难降解的基质可被打开分解成短链的化合物，即某些难生物降解的有机物能在兼氧条件下转化成易生物降解的有机物，从而改善 A 段出水的可生化性，有利于 B 段的反硝化作用以及对有机物的进一步去除，据此认为低负荷的 B 段能有效完成硝化功能，同时对反硝化来说

亦有足够易生物分解的、主要以溶解态存在的有机物。因此，A 段出水 BOD_5/TN 比值在 3 左右就足以保证反硝化效果。迄今为止对于 BOD_5/TN 值为 3 就足以保证反硝化的问题尚有争议，因为上述比值仅是理论值，要进行充分的反硝化，就需要足够的 BOD_5 作为反硝化的碳源。不少学者认为进行反硝化所需的 BOD_5/TN 值，不宜小于 4~5。

AB 法工艺污水厂的 B 段污水是否有足够的反硝化碳源，应根据具体的情况而定，如 A 段对 BOD_5 和氮的去除率，污水水质，特别是氮含量、 BOD_5 和 COD 的组成情况等。在设置前置反硝化系统时，内循环的混合液带进的溶解氧将首先消耗一部分 BOD_5 ，对这一不利因素也需加以考虑。Bohnke 教授的关于污水经 A 段处理后的 BOD_5/TN 比值仍能满足反硝化要求的结论，是在对多家德国 AB 法工艺污水处理厂调研的基础上得出的。而我国城市污水中工业污水的比重往往较大，一般都在 2/3 左右，水质复杂多变，有些城市污水在兼氧运行下 BOD_5/COD 可以得到改善，但有些组分太复杂，即使 A 段在兼氧运行时有些难降解有机物仍难以转化为易降解有机物。所以对于某种特定的城市污水的 BOD_5/TN 比值是否能满足反硝化的要求，应根据具体的试验来确定。实际上，对于某些城市污水来说，即使进水中的有机物全是易降解的也难以满足脱氮除磷的要求。AB 法工艺的 A 段对 BOD_5 、COD 的去除率较高，在这种情况下，将 B 段改进为生物脱氮系统时，很可能面临碳源不足的问题。

解决碳源不足的方法一般有两种：一是从系统外补加碳源。可投加甲醇或选择含易生物降解 COD 组分高的工业废水与城市污水混合；二是从系统内部寻找碳源，可采取的措施包括：①将污泥浓缩或消化的上清液回流至 B 段。②调节 A 段运行，降低对 BOD_5 、COD 的去除率。若原污水有机物浓度较低，还可超越 A 段，一部分污水直接进入 B 段。

对于城市污水厂在新建、扩建或改建时，若对出水 TN 含量有要求，即需要防止受纳水体的富营养化时，若原水的 $BOD_5 < 200\text{mg/L}$ 时，一般不宜采用 AB 法，而宜采用一段 A/O 或 A^2/O 法；当原水的 $BOD_5 > 300\text{mg/L}$ 时，采用 AB 法比采用一段 A/O 或 A^2/O 法更为经济和有效；但当原水的 BOD_5 为 300mg/L 左右时，A 段的 BOD_5 去除率不宜超过 50%，而以 30%~40% 为宜，这样可保证 B 段有较多的含碳有机物供反硝化之用，以达到较高的 TN 去除率。

（二）AB 法对磷的去除

根据有关文献报导，AB 法的除磷效果明显高于传统一段活性污泥法。当 A 段按好氧状态运行时，A 段的磷去除率可达到 35%~50%，是常规一段活性污泥法的两倍以上，AB 法工艺过程磷的总去除率可达到 50%~70%。

AB 工艺对磷的去除一般认为主要靠以下作用：①是依靠 A 段的絮凝吸附作用，一般城市污水中约 30% 的总磷是以悬浮（胶体）状态存在的，随着生物絮凝吸附作用的发生，大部分不溶性磷和部分溶解性磷可以得到去除；②也有研究者认为 A 段中存在聚磷菌，聚磷菌在好氧条件下超量吸磷对磷的去除起一定作用，主要依据是溶解氧浓度的变化对 A 段除磷有很大影响，这与除磷菌的除磷特性相一致。理论基础是取消初沉池后，原污水中的微生物实际上是在厌氧/缺氧（沟渠或管道）和好氧（A 段曝气池）选择性环境下生长，而这种环境非常适于聚磷菌的生长，当污水进入 A 段好氧环境后，可出现较明显的过度吸磷特征。A 段是否存在聚磷菌过度吸磷作用还需进一步研究确认；③A 段污泥龄短也是其高效除磷的一个重要原因，因为 SRT 降低，排放的剩余污泥量就增加，除磷率也就增大了；④污水经过 A 段处理进入 B 段后，通过微生物机体的合成可进一步去除部分剩余的磷。

与 AB 法工艺对氮的去除相似，虽然 AB 法工艺对磷的去除率高于传统活性污泥法，但是出水磷含量一般达不到现行污水排放标准，无法满足防止水体富营养化的要求。

(三) AB 法 B 段的改良

常规 AB 工艺的总氮去除率约为 30% ~ 40%，总磷去除率约为 50% ~ 70%，其效果虽比普通活性污泥法好，但尚不能满足防止水体富营养化的要求。故可对 B 段进行改造，将其与生物除磷脱氮工艺相结合，不但可达到深度处理要求，而且能降低处理费用。

以脱氮为重点时可采用 A 段与 A/O（缺氧/好氧）工艺结合的流程；以除磷为重点时可采用 A 段与 A/O（厌氧/好氧）工艺结合或在 B 段投加少量化学药剂（如铁盐）；磷和氮均需去除时采用 A 段与 A²/O 生物除磷脱氮工艺结合。此外 B 段还可以 UCT、VIP、SBR、氧化沟、生物滤池、生物接触氧化等方式运行，以适应各种条件和要求。如泰安污水处理厂、深圳罗芳污水处理厂一期工程即采用 A+B（A²/O）工艺，深圳滨河污水处理厂三期工程采用 A+B（三沟式氧化沟）工艺。

六、AB 法 A 段处理低浓度城市污水

重庆大学对采用 AB 法的 A 段处理低浓度（BOD₅ = 100mg/L 左右）城市污水进行了试验研究。试验的原水水质 COD 为 175 ~ 204mg/L，BOD₅ 为 70 ~ 117mg/L，SS 为 70 ~ 150mg/L，各反应器 DO 控制在 1.7 ~ 2.5mg/L，水温为 28 左右，反应区有效容积为 15L。运行工况分别如下：

①N_s = 0.3 ~ 0.5kgBOD₅ / (kgMLSS · d)，Q = 200mL/min，HRT = 75min，MLSS = 3.5g/L，污泥龄 46.2 ~ 48.9h；

②N_s = 0.5 ~ 1.0kgBOD₅ / (kgMLSS · d)，Q = 300mL/min，HRT = 50min，MLSS = 3.0g/L，污泥龄 25.0 ~ 28.7h；

③N_s = 1.0 ~ 1.5kgBOD₅ / (kgMLSS · d)，Q = 400mL/min，HRT = 40min，MLSS = 2.5g/L，污泥龄 21.3 ~ 23.4h；

④N_s = 1.5 ~ 2.0kgBOD₅ / (kgMLSS · d)，Q = 500mL/min，HRT = 30min，MLSS = 2.5g/L，污泥龄 17.9 ~ 19.6h；

⑤N_s = 2.0 ~ 2.5kgBOD₅ / (kgMLSS · d)，Q = 600mL/min，HRT = 25min，MLSS = 2.5g/L，污泥龄 13.8 ~ 15.5h；

⑥N_s = 2.5 ~ 3.0kgBOD₅ / (kgMLSS · d)，Q = 700mL/min，HRT = 20min，MLSS = 2.5g/L，污泥龄 12.5 ~ 14.0h。

各运行工况除了当反应器的 HRT = 20min、N_s = 3.0kgBOD₅ / (kgMLSS · d) 左右时，由于水力负荷较大，造成部分污泥分散并随水流出，使 SS 超标外，其余工况出水水质均达到了 GB 8978—1996 的一级排放标准，即 COD < 60mg/L、BOD₅ < 20mg/L、SS < 20mg/L。取得良好效果的原因可能是 A 段污泥具有较强的吸附絮凝能力。建议反应器的最佳 HRT 为 30min，污泥负荷宜在 2.5kgBOD₅ / (kgMLSS · d) 以下。

A 段处理低浓度城市污水，由于不设初次沉淀池，新鲜污水及 SS 直接进入 A 段，改善了活性污泥的沉降性能。即使是在传统活性污泥法的膨胀负荷区内 [0.5 ~ 1.5kg BOD₅ / (kgMLSS · d)]，污泥沉降性能仍然良好，SVI 均低于 70。

处理低浓度污水的 A 段污泥的粒径较小，有较多的原生动物，生物相丰富，细菌数量

级为 $10^{11} \sim 10^{12}$ 个/gMLSS。在污泥负荷为 $0.3 \sim 1.0 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时, 优势菌种为嗜水气单胞菌, 有累枝虫、钟虫、盖纤虫、独缩虫、聚缩虫等原生动物和轮虫、沟内管虫、卑怯管叶虫等后生动物, 还有较多移动速度很快的矛状鳞壳虫。在污泥负荷为 $1.0 \sim 3.0 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 时, 优势菌种为大肠杆菌, 有累枝虫、钟虫、盖纤虫、独缩虫、聚缩虫等原生动物。但随着负荷的提高, 活性污泥中的原生动物和后生动物的数量逐渐减少。在每个反应器里均发现了相同的现象, 即活性污泥絮体可以附着在累枝虫、钟虫等固着型纤毛虫的柄上, 说明固着型纤毛虫也可作为形成活性污泥絮体的骨架。

各反应器随着负荷的增加, HRT 减少, 其污泥龄也由 48.90h 减少至 12.50h。试验期间反应器可维持正常的污泥浓度, 并有剩余污泥产生。这主要是由于未设初沉池, 反应器可以从进水 SS 中得到微生物补充, 而且高负荷运行, 保证了一定的微生物增长速率。解决了传统活性污泥法处理低浓度城市污水时, 反应器中污泥浓度无法维持的问题。

第三节 AB 法的设计参数及应用发展

目前我国已有多家采用 AB 工艺的污水处理厂, 有了一些设计经验和运行方面的资料, 但仍然还缺乏对 AB 工艺设计的深入研究。Bohnke 教授对 AB 工艺进行了大量的研究工作, 并提出了一系列有关的设计参数, 但这些参数是根据德国的情况和方法提出的, 而我国的实际情况和国外有一定的区别, 虽然可以参照国外的有关资料进行设计, 但在设计时应结合我国的实际情况综合考虑, 尤其是在水质方面。

一、AB 法的设计参数

AB 工艺的 A 段不设初次沉淀池, 高负荷运行, 其活性污泥微生物主要是原核细菌, 并且 A 段连续不断地由原污水中得到微生物的补充, 其对有机物的去除, 主要是靠吸附絮凝(物理化学)作用, 并对毒物、pH 值、负荷以及温度等因素的变化有一定的适应性, 具备与传统的单级活性污泥法不同的净化机理, A 段是 AB 工艺的主体, 对整个工艺起关键作用。A 段抗冲击能力比较强, 对进水水质有较强的适应性, 能保证冲击负荷不影响到 B 段, 从而使 B 段有较稳定的进水水质和运行环境。

B 段的设计和运行与传统一段活性污泥法没有大的区别, 只是 B 段曝气池的进水水质较一段法稳定。若 B 段根据实际情况采用其他工艺, 如 A/O (缺氧/好氧) 脱氮工艺、A/O (厌氧/好氧) 除磷工艺、 A^2/O (厌氧/缺氧/好氧) 工艺、UCT、VIP、SBR、氧化沟、生物滤池、生物接触氧化等, 则设计可参考相应的设计资料, 只是在设计脱氮工艺时, 注意 B 段进水的 BOD_5/TN 的值。

由上可知, B 段正常运行是以 A 段正常运行作为首要条件的, 所以下面仅就 A 段的设计进行介绍。

(一) 设计参数

AB 法中 A 段的设计是至关重要的, 它直接影响到整个处理工艺的各方面的运行指标。但 A 段的设计宽裕度是比较大的, 可在很大的范围内选择设计参数。这些参数有:

污泥浓度 X (MLSS) = $1.5 \sim 2.0 \text{g/L}$;

污泥负荷 $N_s = 2 \sim 6 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$;

容积负荷 $N_v = 4 \sim 12 \text{kgBOD}_5 / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$;

停留时间 t (HRT) = 20 ~ 40min ;

污泥龄 θ_c (SRT) = 0.3 ~ 1.0d ;

溶解氧含量 $\text{DO} = 0.2 \sim 1.5 \text{mg/L}$ 。

由上可知, A 段的设计参数可选择的范围比较大, 而在这些范围内选择设计参数, A 段和整个处理系统的处理效果不会有太大的变动, 而且 A 段污泥处于高负荷快速增长期, 严格控制是比较困难的。一般情况下, A 段的 COD 去除率为 30% ~ 40%, BOD_5 的去除率为 40% ~ 60%, 设计时可在这些范围内选取。A 段曝气池可在兼氧或好氧状态下运行, 但从实际运行看, 兼氧状态更容易控制, 能耗也较低, 但最好能做到兼氧、好氧交替运行, 对生活污水一般只需按 3: 1 的气水比就可以了。由于 A 段的污泥沉降性能好, 其 SVI 值一般在 60 ~ 90mL/g 的范围内, 所以回流污泥比按 60% 已足够 (一般控制在 70% 以内)。A 段出水的 SS 对 B 段有一定的影响, 所以中沉池的设计水力停留时间宜采用高限 (1.5h, 也有报道达 2h), 以利于 B 段的正常运行。

由于 A 段进水中含有一定量的微生物和大量的 SS, 从而改变了传统活性污泥法建立动力学模型的边界条件, 所以 A 段曝气池有效容积的计算一般按污泥负荷率进行计算:

$$V = QL_0 / (XN_s) \quad (7-9)$$

式中 V ——A 段曝气池的有效容积, m^3 ;

Q ——曝气池的设计流量, m^3/d ;

L_0 ——A 段进水的 BOD_5 浓度, $\text{kgBOD}_5/\text{m}^3$;

X ——污泥浓度, kgMLSS/m^3 ;

N_s ——污泥负荷, $\text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。

由于 A 段曝气池泥龄短, 其对有机物的去除以吸附絮凝为主, 几乎不存在内源呼吸作用, 硝化也很少, 故 A 段需氧量计算主要以去除 BOD_5 的需氧量为主。

$$O_2 = a'QL_t \quad (7-10)$$

式中 O_2 ——A 段曝气池每天需氧量, kgO_2/d ;

a' ——去除单位质量 BOD_5 所需的氧量, $\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5$, 一般按 0.4 ~ 0.6 计 ;

L_t ——A 段进出水的 BOD_5 浓度差, $\text{kgBOD}_5/\text{m}^3$;

其余符号同前。

由于 AB 法系统不设初沉池, 因此 A 段中沉池的沉淀污泥应包括由 SS 转化的污泥及微生物氧化分解有机物细胞增殖所产生的污泥 (A 段污泥内源呼吸极少) 两个部分, 即剩余污泥量 ΔX 为:

$$\Delta X = QS_r + aQL_t \quad (7-11)$$

式中 ΔX ——A 段的剩余污泥量, kgMLSS/d ;

S_r ——A 段进出水的 SS 浓度差, kg/m^3 ;

a ——污泥综合增长系数 (增殖 - 自身氧化), 可取 0.3 ~ 0.5 $\text{kgMLSS}/\text{kgBOD}_5$;

其余符号意义同前。

重庆大学对 AB 法 A 段污泥的增长规律进行了试验研究, 利用脱氢酶可以反映处理体系中活性微生物量及其对有机物的降解活性, 测定活性污泥脱氢酶含量变化来确定活性污泥中的细菌量, 得出 A 段剩余污泥量的计算式为:

$$\Delta X = Q (Y_{\text{COD}} \text{COD}_r + Y_{\text{SS}} \text{SS}_r) \quad (7-12)$$

$$\Delta X = Q (Y_{\text{BOD}} \text{BOD}_{5r} + Y_{\text{SS}} \text{SS}_r) \quad (7-13)$$

式中 Y_{COD} ——COD 代谢的污泥产率系数, kgMLSS/kgCOD, 取值 0.037 ;
 Y_{BOD} ——BOD₅ 代谢的污泥产率系数, kgMLSS/kgBOD₅, 取值 0.083 ;
 Y_{SS} ——SS 的污泥增量系数, kgMLSS/kgSS, 取值 0.88 ;
 COD_r ——A 段进出水的 COD 浓度差, kgCOD/m³ ;
 BOD_{5r} ——A 段进出水的 BOD₅ 浓度差, kgBOD₅/m³ ;
 SS_r ——A 段进出水的 SS 浓度差, kgCOD/m³ ;

其余符号同前。

AB 法的具体工艺设计参数见表 7-3。

表 7-3 AB 工艺设计参数

名 称	A 段	B 段
污泥负荷 N_s [kgBOD ₅ / (kgMLSS · d)]	3~4 (2~6)	0.15~0.3 (<0.15)
容积负荷 N_v [kgBOD ₅ / (m ³ · d)]	6~10 (4~12)	≤0.9
污泥浓度 MLSS (g/L)	2.0~3.0 (1.5~2.0)	2.0~4.0 (3.0~4.0)
污泥龄 SRT 或 θ_c (d)	0.4~0.7 (0.3~0.5)	15~20 (10~25)
水力停留时间 HRT (h)	0.5~0.75	2.0~4.0 (2.0~6.0)
污泥回流比 (%)	<70 (20~50)	50~100
溶解氧 DO (mg/L)	0.3~0.7 (0.2~1.5)	2~3 (1~2)
气水比	(3~4) : 1	(7~10) : 1
污泥沉降指数 SVI (mL/g)	60~90	70~100
沉淀池沉淀时间 (h)	1~2	2~4 (1.5~4)
沉淀池表面负荷 q' [m ³ / (m ² · h)]	1~2	0.5~1.0
需氧系数 a' (kgO ₂ /kgBOD ₅)	0.4~0.6	—
NH ₃ -N 硝化需氧系数 b' (kgO ₂ /kgNH ₃ -N)	—	4.57
污泥综合增长系数 a (kgMLSS/kgBOD ₅)	0.3~0.5	—
污泥含水率 (%)	98~98.7	99.2~99.6

注：表中括号内的数据供参考。

(二) 设计举例

【例】 城市污水设计水量 $Q=3\ 500\text{m}^3/\text{h}$, 原水 BOD₅=230mg/L, COD=500mg/L, SS=210mg/L, NH₃-N=50mg/L, TN=60mg/L。要求处理后二级出水的 BOD₅≤15mg/L, COD≤50mg/L, SS≤15mg/L, NH₃-N≤15mg/L, 试设计 AB 法处理工艺。

解 ①设计参数确定：

A 段污泥负荷： $N_{sA}=4\text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, 混合液污泥浓度： $X_A=2\ 000\text{mg/L}$

B 段污泥负荷： $N_{sB}=0.2\text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$, 混合液污泥浓度： $X_B=3\ 500\text{mg/L}$

②计算处理效率：

BOD₅ 总去除率： $\eta_{\text{BOD}} = (230 - 15) / 230 = 93.5\%$

A 段 BOD₅ 去除率取 $\eta_A = 50\%$, 则 A 段出水 BOD₅ 为 $L_{eA} = 115\text{mg/L}$ 。

B 段 BOD₅ 去除率: $\eta_B = (115 - 15) / 115 = 87\%$

③曝气池容积计算:

A 段曝气池容积:

$$V_A = QL_0 / (X_A N_{sA}) = 3\,500 \times 24 \times 0.23 / (2 \times 4) = 2\,415\text{m}^3,$$

A 段曝气池水力停留时间 $t_A = 2\,415 / 3\,500 = 0.69\text{h} = 41.4\text{min}$

B 段曝气池容积:

$$V_B = QL_{cA} / (X_B N_{sB}) = 3\,500 \times 24 \times 0.115 / (3.5 \times 0.2) = 13\,800\text{m}^3,$$

B 段曝气池水力停留时间 $t_B = 13\,800 / 3\,500 = 3.94\text{h}$

④剩余污泥量计算:

A 段剩余污泥量:

设 A 段 SS 去除率为 75% , 则 $S_r = 210 \times 0.75 = 157.5\text{mg/L}$ 。a 取 0.4。

$$\Delta X_A = QS_r + aQL_{tA} = 3\,500 \times 24 \times 0.1575 + 0.4 \times 3\,500 \times 24 \times 0.23 \times 0.5 = 17\,094\text{kg/d}$$

湿污泥量 (设污泥含水率为 98.7%) 为:

$$P_{XA} = \Delta X_A / [(1 - 0.987) \times 1\,000] = 17\,094 / (0.013 \times 1\,000) = 1\,314.9\text{m}^3/\text{d}$$

B 段剩余污泥量:

设 B 段活性污泥中挥发性固体占 75% , 即 $X_{vB}/X_B = 0.75$, $X_{vB} = 3.5 \times 0.75 = 2.63\text{kg/m}^3$ 。活性污泥的产率系数 (即微生物每氧化单位质量 BOD₅ 所合成的微生物量) a = 0.35 ~ 0.45kgMLVSS/kgBOD₅ , 取值 0.45 ; 衰减系数 (即活性污泥微生物的自身氧化率) b = 0.05 ~ 0.10d⁻¹ , 取值 0.05。

$$\Delta X_{vB} = aQL_{tB} - bV_B X_{vB} = 0.45 \times 3\,500 \times 24 \times 0.1 - 0.05 \times 13\,800 \times 2.63 = 1\,965.3\text{kgMLVSS/d}$$

$$\Delta X_B = \Delta X_{vB} / 0.75 = 1\,965.3 / 0.75 = 2\,620.4\text{kg/d}$$

湿污泥量 (设污泥含水率为 99.5%) 为:

$$P_{XB} = \Delta X_B / [(1 - 0.995) \times 1\,000] = 2\,620.4 / (0.005 \times 1\,000) = 524.1\text{m}^3/\text{d}$$

总泥量: $P_X = P_{XA} + P_{XB} = 1\,314.9 + 524.1 = 1\,839.0\text{m}^3/\text{d}$

⑤污泥龄计算:

A 段污泥龄: $\theta_{CA} = X_A V_A / \Delta X_A = 2 \times 2\,415 / 17\,094 = 0.28\text{d} \approx 0.3\text{d}$

B 段污泥龄: $\theta_{CB} = X_B V_B / \Delta X_B = 3.5 \times 13\,800 / 2\,620.4 = 18.4\text{d}$

⑥需氧量计算:

A 段需氧量: $O_{2A} = a'QL_{tA} = 0.6 \times 3\,500 \times 24 \times 0.115 = 5\,796\text{kgO}_2/\text{d}$

B 段需氧量:

B 段活性污泥需氧量系数 $A = 0.5\text{kgO}_2/\text{kgBOD}_5$, 内源呼吸耗氧系数 $B = 0.1\text{d}^{-1}$, 硝化需氧量系数 $b' = 4.57\text{kgO}_2/\text{kgNH}_3 - \text{N}$ 。设 A 段对 TN 的去除率为 10% , 则 B 段进水中 TN 为 54mg/L , 设 B 段剩余污泥排出的氮量占 B 段进水中 TN 的 10% , 则 B 段需要氧化的氮量为:

$$N_{rB} = 54 - 54 \times 10\% - 15 = 33.6\text{mg/L}$$

$$O_{2B} = AQL_{tB} + BV_B X_{vB} + b'QN_{rB}$$

$$O_{2B} = 0.5 \times 3\,500 \times 24 \times 0.1 + 0.1 \times 13\,800 \times 3.5 + 4.57 \times 3\,500 \times 24 \times 0.0336 = 21\,928\text{kgO}_2/\text{d}$$

总需氧量: $O_2 = O_{2A} + O_{2B} = 5\,796 + 21\,928 = 27\,724\text{kgO}_2/\text{d}$

二、AB 法的应用发展

近年来, 国家对环境治理问题日益关注, 并已取得了初步的进展, 但污水处理厂的建设

还不能适应解决环境污染的要求。AB法作为一种污水处理新技术，在城市污水处理上有着较多的优点，在欧洲已经得到较大规模的推广应用。近几年来我国开展AB法工艺研究的单位日趋增多，为我国应用AB法处理工艺奠定了基础。

(一) AB法的工程实例

AB法污水生物处理工艺开始是为生活污水的处理而开发的，但实际上它也适用于含有大量工业废水的城市污水处理，目前我国已有多家城市污水处理厂采用了AB法处理工艺。下面对国内外部分污水厂进行简单的介绍。

1. 淄博污水处理厂

总设计规模为 $25 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，目前为一期，设计流量 $14 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，最大流量 $7233 \text{ m}^3/\text{h}$ ，平均流量 $5833 \text{ m}^3/\text{h}$ 。进水水质： COD_{Cr} ：500~600mg/L， BOD_5 ：200~225mg/L，SS：250~280mg/L，TKN：60mg/L， $\text{NH}_3\text{-N}$ ：50mg/L。出水水质 COD_{Cr} ：50mg/L， BOD_5 ：15mg/L，SS：15mg/L， $\text{NH}_3\text{-N}$ ：15mg/L。

A段曝气池污泥负荷 $4.5 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，容积负荷 $10 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，停留时间36min（平均流量时），29min（高峰流量时），混合液浓度 $1.5 \sim 2.0 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，溶解氧约 $0.3 \sim 0.5 \text{ mg}/\text{L}$ ，污泥龄约4~5.5h，污泥回流比50%~75%，污泥指数约60mL/g， BOD_5 去除率约50%（其中吸附絮凝约85%，生物降解15%）， O_2/C 负荷 $0.4 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5$ 去除，污泥中生物相主要由好氧和兼性细菌组成。

B段曝气池污泥负荷 $0.125 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，容积负荷 $0.525 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，停留时间6.26h（平均流量时），5.05h（高峰流量时）；混合液浓度 $3.45 \text{ kg}/\text{m}^3$ ，溶解氧约 $0.7 \sim 2.0 \text{ mg}/\text{L}$ ，污泥龄约21d，污泥回流比100%，污泥指数约150mL/g， O_2/C 负荷 $1.23 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5$ 去除，去除氮负荷 $4.40 \text{ kgO}_2/\text{kgNH}_3\text{-N}$ 去除，污泥中生物相主要由好氧微生物及原生动物组成。

2. 泰安污水处理厂

该厂设计处理能力为 $5 \text{ 万 m}^3/\text{d}$ ，最高日流量 $6.9 \text{ 万 m}^3/\text{d}$ ，采用A段与A/A/O联合工艺，进水水质为： $\text{COD} = 500 \text{ mg}/\text{L}$ ， $\text{BOD}_5 = 225 \text{ mg}/\text{L}$ ，SS = $200 \text{ mg}/\text{L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N} = 40 \text{ mg}/\text{L}$ ，TN = $45 \text{ mg}/\text{L}$ ，TP = $7 \text{ mg}/\text{L}$ 。处理后出水水质为： $\text{COD} < 80 \text{ mg}/\text{L}$ ， $\text{BOD}_5 < 20 \text{ mg}/\text{L}$ ，SS < $20 \text{ mg}/\text{L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N} < 5 \text{ mg}/\text{L}$ ，TN < $10 \text{ mg}/\text{L}$ ，TP < $1 \text{ mg}/\text{L}$ 。

A段曝气池设计参数为：污泥负荷为 $4.7 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，水力停留时间20~40min，MLSS为 $2 \text{ g}/\text{L}$ ，DO为 $0.3 \sim 1.0 \text{ mg}/\text{L}$ ，泥龄10h，耗氧量负荷 $0.4 \text{ kgO}_2/\text{kgBOD}_5$ ，污泥回流比50%~70%。

3. 青岛海泊河污水处理厂

一期工程设计水量为 $8 \text{ 万 m}^3/\text{d}$ ，设计进水水质： $\text{COD} 500 \text{ mg}/\text{L}$ ， $\text{BOD}_5 500 \sim 800 \text{ mg}/\text{L}$ ，SS $700 \sim 1100 \text{ mg}/\text{L}$ ；出水水质： $\text{COD} 150 \text{ mg}/\text{L}$ ， $\text{BOD}_5 40 \text{ mg}/\text{L}$ ，SS $40 \text{ mg}/\text{L}$ 。经过多年的运行，出水基本稳定在 $\text{COD} 60 \sim 120 \text{ mg}/\text{L}$ ， $\text{BOD}_5 15 \sim 30 \text{ mg}/\text{L}$ ，SS $15 \sim 30 \text{ mg}/\text{L}$ ，达到《污水综合排放标准》（GB 8978—1996）中二级排放标准，出水排入海泊河入海口。进水水质、水量波动大。

A段污泥负荷为 $4.0 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，容积负荷 $10 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，DO为 $0.5 \text{ mg}/\text{L}$ 。B段污泥负荷为 $0.37 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，容积负荷 $0.5 \text{ kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

4. 乌鲁木齐市河东污水处理厂

日处理污水量为 20 万 m^3/d ，其中工业废水量约占 48%，设计进水水质 COD 为 500mg/L ， BOD_5 为 200mg/L ，SS 为 220mg/L ，出水水质 COD $<120\text{mg/L}$ ， $\text{BOD}_5 <30\text{mg/L}$ ，SS $<30\text{mg/L}$ 。

A 段曝气池设计流量 $10\,242\text{m}^3/\text{h}$ ，进水 $\text{BOD}_5 200\text{mg/L}$ ，出水 $\text{BOD}_5 105\text{mg/L}$ ，污泥负荷为 $5.0\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，氧化能力为 $2.36\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，容积负荷为 $9.0\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，去除 BOD_5 的容积负荷为 $4.24\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，曝气池容积 $5\,500\text{m}^3$ ，水力停留时间 32min ，MLSS 为 1.8g/L ，污泥回流比 40% ~ 60%，污泥龄 0.75d ，溶解氧浓度为 $0.5 \sim 0.8\text{mg/L}$ 。污水中生物主要由好氧和兼性细菌组成。

B 段曝气池设计流量 $9\,050\text{m}^3/\text{h}$ ，进水 $\text{BOD}_5 105\text{mg/L}$ ，出水 $\text{BOD}_5 30\text{mg/L}$ ，去除 BOD_5 的污泥负荷（即氧化能力）为 0.22kgBOD_5 去除 / $(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，去除 BOD_5 的容积负荷 $0.54\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，曝气池容积 $30\,000\text{m}^3$ ，水力停留时间 3.3h ，MLSS 为 2.5g/L ，污泥龄 19.23d ，需气量 $21\,800\text{m}^3/\text{h}$ 。污水中生物主要由好氧微生物和原生动植物组成。

5. 腾州市污水处理厂

该污水处理厂属于淮河流域城市污染源治理项目，处理规模为 8 万 m^3/d ，设计进水 COD 为 680mg/L ， BOD_5 为 260mg/L ，TKN 为 35mg/L 。

A 段曝气池的污泥负荷为 $4.9\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，停留时间为 39min ，MLSS 为 2.0g/L ，B 段采用同时硝化/反硝化氧化沟工艺，通过在氧化沟中形成好氧区和缺氧区达到最佳的脱氮效果，处理后的出水 COD 小于 120mg/L ， BOD_5 小于 30mg/L ， $\text{NH}_3 - \text{N}$ 小于 15mg/L 。

6. 深圳滨河污水处理厂

该厂三期工程的处理量为 $25 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，采用 AB 法，B 段为三沟交替式氧化沟。设计进水水质为： $\text{COD} = 250 \sim 300\text{mg/L}$ ， $\text{BOD}_5 = 150\text{mg/L}$ ，SS = 150mg/L ，TN = 30mg/L ，TP = 4mg/L 。处理后出水水质为： $\text{COD} < 60\text{mg/L}$ ， $\text{BOD}_5 < 10\text{mg/L}$ ，SS $< 10\text{mg/L}$ ，TN $< 10\text{mg/L}$ ，TP $< 1\text{mg/L}$ 。实际运行过程中进水 COD、 BOD_5 和 SS 均超出了设计值。

A 段的水力停留时间为 33min ，污泥浓度为 $2\,000\text{mg/L}$ ，在好氧或兼氧状况下运行。控制池中的供氧状况可在一定程度上控制其 BOD_5 的去除率，平均为 50% ~ 60%，最高达 75%，此时去除 BOD_5 的污泥负荷为 $2.5\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，污泥龄 0.61d 。

7. 漳州市东区污水处理厂

总设计规模为 $15 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，目前为一期，设计流量 $10 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，其中工业废水量约占 44%，生活污水量约占 56%。排水流域内规划人口为 28 万人。该区域的工业污水主要来自糖厂、罐头厂、皮革厂、造纸厂等排放的污水。进水 BOD_5 为 250mg/L ，出水水质 $\text{COD}_{\text{Cr}} < 60\text{mg/L}$ ， $\text{BOD}_5 < 20\text{mg/L}$ ，SS $< 20\text{mg/L}$ 。确保九龙江西溪漳州段下游水质保持在地表饮用水三类标准。

A 段曝气池污泥负荷 $4.2\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，停留时间 43min ，混合液浓度 2.0g/L ，溶解氧 0.5mg/L ， BOD_5 去除率 55%。B 段曝气池污泥负荷 $0.2\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，停留时间 4.3h ，混合液浓度 3.0g/L ，溶解氧 $1.5 \sim 2.0\text{mg/L}$ 。

8. 广州市猎德污水处理厂

设计规模总污水处理量为 $75 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，一期工程处理水量为 $22 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ ，进水水质： $\text{BOD}_5 = 150\text{mg/L}$ ，SS = 180mg/L ，TN = 35mg/L ，TP = 5mg/L 。处理后出水水质为： $\text{BOD}_5 <$

25mg/L, SS < 25mg/L, NH₃ - N < 10mg/L。

A 段曝气池污泥负荷 1.8 ~ 3.6kgBOD₅/ (kgMLSS · d), 停留时间 30 ~ 40min。B 段曝气池污泥负荷 0.15 ~ 0.27kgBOD₅/ (kgMLSS · d), 停留时间 4.0h。

9. 奥地利 Salzburg 的 Siggerwieson 污水处理厂

该厂采用 AB 工艺, 1986 年投入运行。设计工作由 Bohnke 指导, 设计人口当量为 35 万, 污水量 7.2 万 m³/d, 其中 1/4 为工业废水。

污水经 20min 曝气沉砂池至 A 段曝气池 (停留时间 30min), B 段曝气池停留时间 3.5h。A 段曝气池的 MLSS 为 1.5 ~ 2.2g/L, 污泥负荷为 4.5kgBOD₅/ (kgMLSS · d), B 段曝气池的 MLSS 为 3.3g/L, 污泥负荷为 0.3kgBOD₅/ (kgMLSS · d)。

该 AB 工艺电耗为 0.77kW · h/kgBOD₅ (常规方法约为 1kW · h/kgBOD₅), A 段 SVI 为 50, B 段 SVI 为 90。1987 年 1 月的进水平均水质为: 进水 BOD₅ = 300mg/L, COD = 780mg/L, TN = 40mg/L, TP = 10mg/L。处理后出水水质为 BOD₅ = 9.1mg/L, COD = 44mg/L。

10. 德国 Eschweiler 污水处理厂

该厂采用 AB 工艺, 初步设计由 Bohnke 负责, 设计人口当量为 16 万, 污水量 3.2 万 m³/d。A 段曝气池水力停留时间 30 ~ 40min, 污泥负荷为 5kgBOD₅/ (kgMLSS · d)。A 段曝气池采用圆形池, 外围进行硝化, 中间进行反硝化, 硝化区溶解氧含量为 1.6mg/L, 反硝化区溶解氧含量为 0。NH₄⁺ - N 在 A 段约去除 25% 左右, B 段出水中 NH₄⁺ - N < 1mg/L。出水含磷量为 5mg/L, 后来在进水中投加铁盐进行混凝沉淀除磷, 使出水磷含量 < 1mg/L。

进水平均水质为: 进水 BOD₅ = 300mg/L, COD = 600mg/L, 处理后出水水质为 BOD₅ < 5mg/L, COD = 30mg/L。

(二) 国内外对 AB 法的研究情况

国内近几年对 AB 法的研究主要在工艺机理、运行稳定性和对不同种类废水的处理效果等方面。表 7 - 4 所示为国内对 AB 工艺的有关研究情况。

表 7 - 4 国内对 AB 工艺的主要研究情况

研究单位	废水类型	污泥负荷 [kgBOD ₅ / (kgMLSS · d)]		COD 去除率 (%)	BOD 去除率 (%)
		A	B		
清华大学	印染废水	3.8 ~ 5.1	0.5 ~ 0.6	73 ~ 82	88 ~ 95
北京市政设计院	城市污水	1.3 ~ 4.9	0.1 ~ 0.3	—	93.88
中科院成都生物所	屠宰废水	2.2	0.2 ~ 0.3	87.2	94.3

目前, AB 工艺以其投资省、运行费用低、处理效率高及运行稳定等优良特性而成为近十年来在污水处理领域中发展最快的城市污水处理工艺。与此同时, 随着对处理出水中氮、磷含量要求的日趋严格, 国内外对污水脱氮除磷技术的研究方兴未艾。AB 法作为一种具有脱氮除磷功能的新型污水生物处理技术, 也正得到越来越深入的研究。如奥地利的 Salzburg 污水厂在 A 段和 B 段的污泥负荷分别为 4 ~ 7kgBOD₅/ (kgMLSS · d) 和 0.1 ~ 0.4kg BOD₅/ (kgMLSS · d) 的条件下, 将 B 段以 A/An/O/An (缺氧/厌氧/好氧/厌氧)、A/An/O (缺氧/厌氧/好氧) 及 UCT 等方式运行, 均使处理出水达到氮排放要求。因此通过对 AB 工艺的 B 段作改进即可达到脱氮的目的和要求。但不足的是尚难以达到磷的出水要求, 即使

在进水中投加经厌氧发酵的污泥上清液以增加短链挥发性脂肪酸（VFA）也不能得到满意的结果。为此，维也纳技术大学的科技人员通过对 AB 工艺的研究，提出了一种实现充分脱氮除磷效果的 AB 法改进工艺，称 ADMONT 工艺，流程如图 7 - 6 所示。

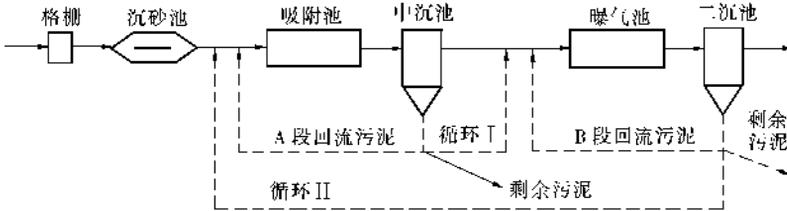


图 7 - 6 ADMONT 工艺流程

奥地利的 ADMONT/HALL 污水处理厂原先采用传统活性污泥法工艺，为满足出水中 $\text{NH}_4^+ - \text{N} < 5\text{mg/L}$ 、 $\text{TP} < 1.0\text{mg/L}$ 的要求，将该厂原有的工艺改造成为 AB 工艺，同时发现，改造后的 AB 工艺 B 段中因中间沉淀池的水力负荷较高而使中沉池污泥进入 B 段并与二沉池回流污泥混合，形成一种具有很强的硝化和反硝化能力的混合污泥，导致 B 段发生高效的反硝化作用。在此基础上，又将 B 段的部分污泥回流到 A 段，同时也将 A 段的污泥部分回流到 B 段，于是 A、B 两段中均形成一定程度的混合微生物群体，即在 A 段和 B 段均有硝化和反硝化菌同时存在，从而实现高效的脱氮效果。这种由奥地利能源及环境 SGP 公司和维也纳技术大学在 ADMONT 污水厂开发的新工艺，也称混合型 ADMONT 工艺。ADMONT 工艺与 AB 工艺的明显不同之处在于，该系统中有两个污泥循环。为使 ADMONT 工艺的 A 段与 B 段中生物种群的基本特征不被破坏，这两个循环的污泥量是比较少的，一般约为进水量的 3%。循环 I 将 A 段污泥输入 B 段以提供反硝化菌和碳源，因而 B 段的脱氮能力可通过循环污泥量来控制，而其所需的碳源则不受 A 段对碳去除率的影响；循环 II 将 B 段污泥输入 A 段以提供硝化菌。这种向 A 段连续接种硝化菌的过程可使得在短泥龄、高负荷条件下发生硝化作用，同时在高负荷条件下实现良好的反硝化作用。若将 A 段控制在缺氧条件下运转，则还可获得优良的除磷效果。此外，为防止进水水质及水温的过大变化而影响工艺的处理效果，还采取了将污泥处理中排出的污水贮存起来，在低负荷时进入处理工艺的措施。与传统的单级活性污泥法相比，ADMONT 工艺可节省 30% 的总容积、50% 的曝气池容积。

ADMONT 工艺是在 AB 工艺的基础上加以改进而提出的，而且其在利用 A 段高负荷的吸附絮凝作用去除有机物、利用 B 段低负荷氧化及硝化去除有机物和氮、磷等方面的机制是一致的。但由于它打破了 AB 工艺中 A 段和 B 段污泥回流系统严格分开的特征要求，使得其在脱氮和除磷方面优于 AB 工艺，因而它是一种更为先进的两段工艺。

优良的脱氮除磷效果是 ADMONT 工艺的明显特点。首先，此工艺通过两个污泥循环系统强化了脱氮效果。虽然传统的单级和多级污水处理工艺在理论上都可通过工艺设备构造上的合理考虑和设计而实现脱氮的目的，但往往要通过控制适当的污泥龄和污泥负荷以维持处理设备中一定数量的硝化菌、反硝化菌及脱氮所需的工艺运行条件，因而曝气池容积往往较大、造价较高。AB 工艺借助于 A 段的高负荷、短泥龄的快速吸附及絮凝作用，为 B 段的硝化创造了有利的条件，并可大缩小 B 段曝气池的容积。但 AB 工艺中 B 段的硝化作用在一定程度上受 A 段 BOD_5 去除率的制约，反硝化作用也不十分理想。ADMONT 工艺通过循环 I 为

B 段连续不断地补充硝化和反硝化菌以及一定量的碳源，为其硝化和反硝化创造了有利条件，通过循环 II 向 A 段补充硝化菌而使其在 A 段中产生硝化和反硝化作用，从而实现 A、B 两段同时具有脱氮功能，进一步减少了处理单位体积污水所需的反应器容积。奥地利 ADMONT 污水处理厂几年的运行资料表明，ADMONT 工艺的 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 去除率可高达 99.8%（出水 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度 $< 0.2 \text{mg/L}$ ），处理单位体积污水所需的容积仅为 0.43m^3 。

其次，ADMONT 工艺根据生物除磷的基本原理，通过循环 II 实现了活性污泥在处理系统中交替经历厌氧和好氧过程，从而利用了系统中聚磷菌在厌氧条件下释放磷，在好氧条件下过量吸收磷的除磷功能，使整个系统的除磷效果大大提高，这对接纳水体的富营养化控制是十分有利的。

ADMONT 工艺中循环 I 和循环 II 所输送的污泥量仅占进水量的 3% 左右，与 A 段和 B 段的污泥回流量相比是很小的，其对 A 段中短世代期、高吸附絮凝生物相的影响是很小的。虽然对两个循环所造成的混合微生物体组成、性质及其在处理过程中的作用还缺乏深入的微生物学的研究，但从实际的运行结果来看，该工艺不仅投资省，而且可同时实现脱氮除磷功能而达到严格的出水水质要求。奥地利 ADMONT/HALL 污水厂的研究和实际运行充分表明了这一点。此外，该工艺仅比 AB 工艺多设两套污泥输送管道，不必增加污泥泵的容量，因而不仅在工艺设计上较易做到，而且对已有 AB 工艺进行改造也十分方便。ADMONT/HALL 污水厂对 COD 的去除率为 89.2% ~ 98%， BOD_5 的去除率为 98.3% ~ 99.6%， $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 的去除率为 99.3% ~ 99.8%，SS 的去除率为 96.5% ~ 99.7%。

（三）AB 法的发展前景

AB 工艺不仅处理效果好，运行稳定，而且应用范围较广，既可以处理城市污水，又可处理工业废水。现已有将其用于处理屠宰废水、印染废水、酿酒废水、豆制品废水、饮料废水、啤酒废水、毛纺废水等工业废水，效果均相当满意。

目前，我国城市污水处理厂的建设还不能适应解决环境污染的要求，同时部分污水厂超负荷运转，而有的城镇往往因资金短缺而难以上马。应用 AB 法是解决这些问题的办法之一。

1. 超负荷污水厂的改造

目前，我国部分二级污水处理厂存在超负荷运转的问题。如果采用单级传统活性污泥法进行二级处理的污水厂把工艺改成 AB 工艺，则能较大幅度地提高其处理能力。德国和奥地利的生产实践已证明这种改造是可行的，而且投资少、经济效益高。我国早期建成的城市污水厂多采用平流沉砂池和曝气沉砂池，则对原有城市污水处理厂的改造一般只要把原沉砂池稍加改造，成为 A 段曝气池，将原初沉池作为中沉池，再建一套污泥回流系统即可。若原沉砂池采用旋流沉砂池或其他原因无法对沉砂池进行改造时，则再建一套小规模 A 段曝气池和中沉池，便可缓解污水厂超负荷运转的问题。

如德国一个处理水量为 $1470 \text{m}^3/\text{d}$ 的小型污水处理厂，将原有容积为 49m^3 的曝气沉砂池改建为 A 段曝气池，将容积为 266m^3 的初沉池改为中沉池，另建一套污泥回流系统构成 A 段，其污泥负荷为 $4.2 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，污泥浓度为 1.45g/L 。同时将原有的曝气池和二沉池作为 B 段，污泥负荷 $0.2 \text{kgBOD}_5 / (\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，污泥浓度为 2.5g/L 。实际运行表明解决了超负荷的问题。

如果已建的 AB 法城市污水处理厂处理水量增加，可采用 A、B 两段并联运行。例如广

州市猎德污水处理厂在进水中污染物浓度较高时 A、B 两段串联运行，处理水量为 $22 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ；当进水中污染物浓度较低时 A、B 两段并联运行，在不增加设备和能耗的情况下可增加污水处理量为 $5.8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，达到 $27.8 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 的处理规模。经过几年的运行证明，这种运行方式既可使出水水质达到设计要求，又有效地利用了现有池容，提高了污水处理量。

2. AB 工艺与新厂建设

目前我国建设大型污水处理厂往往因资金不足而需分期建设。为此，推荐以下分期实施方案：第一期建设具有半生物效应的一级处理，即预处理和 AB 工艺的 A 段；第二期再续建 AB 工艺的 B 段，这样就构成了完整的 AB 工艺。先建 AB 工艺的 A 段既能缓和建设资金的不足，又能使污水得到较大程度的处理。这是因为虽然 A 段的 BOD_5 去除率仅为 40% ~ 60%，但 A 段停留时间短、电耗低，而且若进水 BOD_5 比较低，A 段采取适当的运行还能使出水达到排放标准。待资金充足时，再建 B 段。这样一方面比较容易实施，另一方面也可带来巨大的环境经济效益，比较符合我国国情。

例如深圳罗芳污水厂工程起步于 1990 年，当时确定处理规模为 $10 \text{ 万 m}^3/\text{d}$ ，仅要求采用常规二级生物处理（即不要求脱氮、除磷）。由于时值深圳全面基本建设时期，资金缺乏。针对上述情况，处理工艺采用 AB 法，并拟在投资不足情况下先上 A 级，利用其高达 40% ~ 50% 的去除率，最大程度减轻城市污水对接纳水体的污染。1994 年罗芳污水处理厂规模调整到 $30 \text{ 万 m}^3/\text{d}$ （1998 年又调整到 $35 \text{ 万 m}^3/\text{d}$ ），并要求脱氮、除磷。此时，引进的 A 级系统设备已部分到货。为发挥这些设备的作用并考虑到 AB 法耐冲击力强、运行稳定可靠、不易出现污泥膨胀的特点，一期工程仍选择 AB 法，B 级采用 A^2/O 脱氮、除磷工艺。

（四）结语

根据已有的研究和大量的工程实践，证明 AB 工艺是一种高效而稳定的污水生物处理工艺，其主要优点如下：①基建投资和运行费用较低，较一段传统法 AB 工艺可省 15% ~ 25% 的基建投资，节省占地 10% ~ 15%，节省运行费用 20% 左右；②抗冲击负荷能力强，对 pH 值和有毒物质具有很大的缓冲作用，对进水水质有较强的适应性；③运行稳定，很少出现污泥膨胀等故障，出水水质好；④适于对超负荷的一段传统法进行改造，提高其处理能力；⑤便于新建厂的分期建设，适合我国国情。

AB 工艺目前存在的主要缺点是 A 段污泥产量高，另 A 段在超高负荷下运行，易发生厌氧反应，导致一些恶臭气体的产生。

AB 工艺在我国虽然有了一定的研究和应用，但仍有必要进行更深入的探讨，提出和开发适合不同污水和处理要求的优化工艺和各项主要技术参数。在工程调试和运行中，要认真总结经验。以便使 AB 法处理技术适合我国国情，使其在我国的污水处理领域中发挥良好的作用。

第八章 ABR 法污水处理工艺

第一节 ABR 法的基本原理和工艺构造

厌氧处理技术发展至今已有 100 多年的历史，最早用于处理粪便污水或城市污水处理厂的沉淀污泥。早期的工艺为厌氧消化池，污泥与废水在反应器里的停留时间是相同的，因此污泥在反应器里浓度较低，处理效果差，废水在反应器里要停留 20 ~ 30d 之久。因为水力停留时间长，所以消化池容积大，基建费用很高。20 世纪 50 年代中期出现了厌氧接触法，厌氧接触法是在普通污泥消化池的基础上，受活性污泥系统的启示而开发的。厌氧接触法的主要特点是在厌氧反应器后设沉淀池，使污泥回流，厌氧反应器内能够维持较高的污泥浓度，使厌氧污泥在反应器中的停留时间大于水力停留时间，因此其处理效率与负荷显著提高。这两种工艺习惯上被称为第一代厌氧反应器。

70 年代以来，由于能源危机导致能源价格猛涨，因废水厌氧处理技术具有运转费用低、有可资利用的能源（沼气）产生及在处理高浓度废水方面的一系列优越性而受到人们的重视，经过广泛、深入的研究，开发了一系列高效的厌氧生物处理反应器，如厌氧生物滤池（AF）、升流式厌氧污泥床（UASB）、厌氧流化床（AFB）、固定膜膨胀床（AAFEB）、厌氧折流反应器（ABR）、厌氧颗粒污泥膨胀床（EGSB）、厌氧内循环反应器（IC）等。

生物固体截留能力强和水力混合条件良好是高效厌氧反应器有效运行的两个基本前提。AF、UASB、AFB、AAFEB 等被称为第二代厌氧反应器，其共同特点是生物固体截留能力强，将污泥停留时间（MCRT）与水力停留时间（HRT）分离，使得厌氧处理高浓度有机废水所需的 HRT 由原来的数十天缩短到几天乃至十几或几小时，反应器容积大大缩小，在保证处理要求的前提下，处理能力大幅提高，但其水力混合条件尚不够理想。例如，厌氧生物滤池（AF）运行的关键是高效、稳定、易操作管理的填料的使用，高效的填料成本较高，而廉价的填料则易造成反应器的堵塞，致使运行过程不能正常进行。升流式厌氧污泥床（UASB）的技术关键是三相分离器的合理设计和成功地培养出性能良好的颗粒污泥，其运行过程中操作管理要求严格，而且其进水悬浮物（SS）含量限制在 4 000 ~ 5 000mg/L 以下，否则整个处理工艺将难以甚至无法正常运行。

ABR、EGSB、IC 等被称为第三代厌氧反应器，其不仅生物固体截留能力强，而且水力混合条件好。随着厌氧技术的发展，其工艺的水力设计已由简单的推流式或完全混合式发展到了混合型复杂水力流态。第三代厌氧反应器所具有的特点包括：反应器具有良好的水力流态，这些反应器通过构造上的改进，使其中的水流大多呈推流与完全混合流相结合的复合型流态，因而具有高的反应器容积利用率，可获得较强的处理能力；具有良好的生物固体的截留能力，并使一个反应器内微生物在不同的区域内生长，与不同阶段的进水相接触，在一定程度上实现生物相的分离，从而可稳定和提高设施的处理效果；通过构造上改进，延长水流在反应器内的流径，从而促进废水与污泥的接触。

厌氧折流反应器（ABR）是在 UASB 基础上开发出的一种新型高效厌氧反应器，其结构简单、运行管理方便、无需填料、对生物量具有优良的截留能力、启动较快、水力条件好、运行性能稳定可靠。

一、ABR 法的基本原理

ABR 反应器是由美国 Stanford 大学的 McCarty 等人在总结了各种第二代厌氧反应器处理工艺特点性能的基础上开发和研制的一种高效新型厌氧污水生物处理技术。ABR 反应器内设置若干竖向导流板，将反应器分隔成串联的几个反应室，每个反应室都可以看作一个相对独立的上流式污泥床系统，废水进入反应器后沿导流板上下折流前进，依次通过每个反应室的污泥床，废水中的有机基质通过与微生物充分的接触而得到去除。借助于废水流动和沼气上升的作用，反应室中的污泥上下运动，但是由于导流板的阻挡和污泥自身的沉降性能，污泥在水平方向的流速极其缓慢，从而大量的厌氧污泥被截留在反应室中。

由此可见，虽然在构造上 ABR 可以看作是多个 UASB 的简单串联，但在工艺上与单个 UASB 有着显著的不同，UASB 可近似地看作是一种完全混合式反应器，ABR 则由于上下折流板的阻挡和分隔作用，使水流在不同隔室中的流态呈完全混合态（水流的上升及产气的搅拌作用），而在反应器的整个流程方向则表现为推流态。从反应动力学的角度，这种完全混合与推流相结合的复合型流态十分利于保证反应器的容积利用率、提高处理效果及促进运行的稳定性，是一种极佳的流态形式。同时，在一定处理能力下，这种复合型流态所需的反应器容积也比单个完全混合式的反应器容积低很多。

ABR 工艺在反应器中设置了上下折流板而在水流方向形成依次串联的隔室，从而使其中的微生物种群沿长度方向的不同隔室实现产酸和产甲烷相的分离，在单个反应器中进行两相或多相运行。研究表明，两相工艺中由于产酸菌集中在第一相产酸反应器中，因而产酸菌和产甲烷菌的活性要分别比单相运行工艺高出 4 倍，并可使不同微生物种群在各自合适的条件下生存，从而便于有效的管理，稳定和提高处理效果，利于能源的利用。也就是说，ABR 工艺可在一个反应器内实现一体化的两相或多相处理过程，而对其它厌氧处理工艺（如 UASB），要实现两相或多相厌氧处理，则需要两个或两个以上的反应器。

在结构构造上，ABR 比 UASB 更为简单，不需要结构较为复杂的三相分离器，每个隔室的产气可单独收集以分析各隔室的降解效果、微生物对有机物的分解途径、机理及其中的微生物类型，也可将反应器内的产气一起集中收集。

二、ABR 法的工艺构造

1981 年，Fannin 等人为了提高推流式反应器截留产甲烷菌群的能力，在推流式反应器中增加了一些竖向挡板，从而得到了 ABR 反应器的最初形式，见图 8 - 1，其中的折流板是等间距均匀设置的，折板上不设转角。结果表明，增加了挡板后，在容积负荷为 $1.6\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的条件下，产气中甲烷的含量由 30% 提高到了 55%。折流板的加入增强了污泥的停留，提高了处理效率；多格室结构使反应器成为推流式，给产生甲烷菌提供更易接受物质。这种构造型式的 ABR 反应器

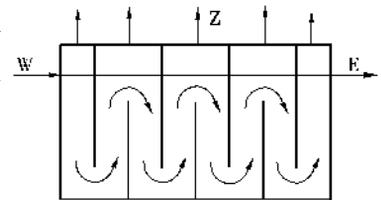


图 8 - 1 最初的 ABR 反应器
W—进水；E—出水；Z—沼气

所存在的不足是，由于均匀地设置了上、下折流板，加之进水一般为下向流式的，因而容易产生短流、死区及生物固体的流失等问题。

为了进一步提高 ABR 反应器的性能或者处理某些特别难降解的废水，人们对它进行了不同形式的优化改造。图 8 - 2 所示为一些改进后的 ABR 反应器。改进后的 ABR 反应器中，其折流板的设置间距是不均等的，且每一块折流板的末端都带有一定角度的转角，如图 8 - 2 中的 (a)、(b)、(c) 和 (d)。改进后的 ABR 反应器一方面采用了上向流室加宽、下向流室变窄的结构型式，由于上向流室中水流的上升流速较小而可使大量微生物固体被截留；另一方面在上向流室的进水一侧折流板的下部设置了转角，以避免水流进入该室时产生的冲击作用，起到缓冲水流和均匀布水的作用，从而有利于对微生物固体的有效截留，利于微生物的生长并保证处理效果。这种构造形式的反应器能在各个隔室（主要是上向流室）中形成性能稳定、种群配合良好的微生物链，以适应于流经不同隔室的水流、水质情况，有机物被不同隔室中的不同类型微生物降解。

Bachmann 和 McCarty 研究了图 8 - 2 (a) 所示反应器的性能。Bachmann 等人减少了降流区宽度及导流板增加折角。研究发现，经过改造后，其处理效率和甲烷的产率都得到了提高。一般认为，减少降流区宽度可以使更多的微生物集中到主反应区（升流区）内，而导流板增加折角可以使水流流向升流区的中心部分，从而增加水力搅拌作用。

为了提高细胞平均停留时间以有效地处理高浓度废水，Tilche 和 Yang 等人于 1987 年对 ABR 反应器做了较大的改动，见图 8 - 2 (b)，主要体现在：①最后一格反应室后增加了一个

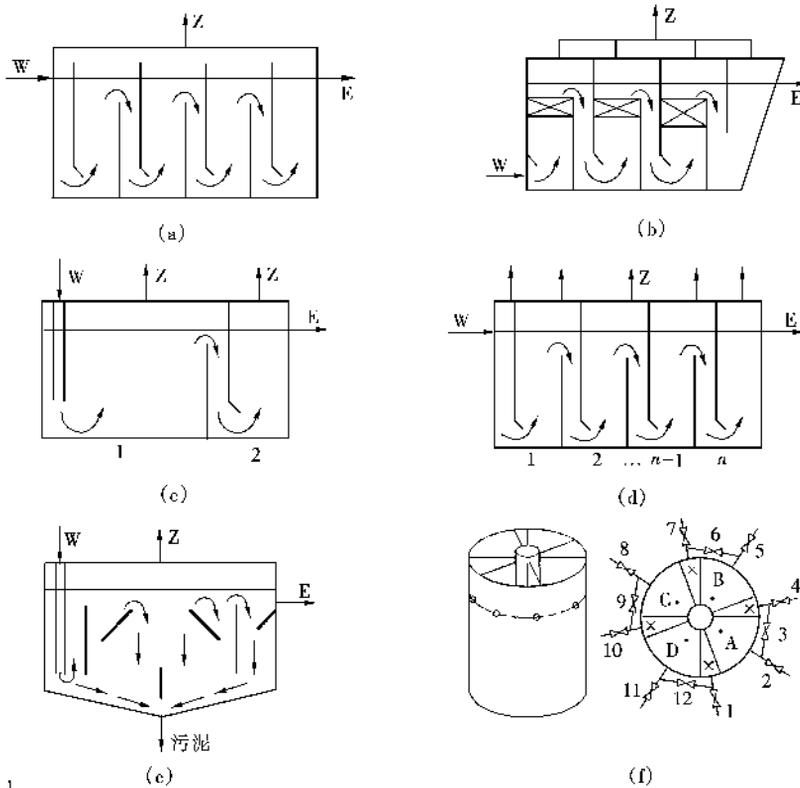


图 8 - 2 不同形式的改进型 ABR 反应器

W—进水；E—出水；Z—沼气

沉降室，流出反应器的污泥可以沉积于此，再被循环利用；②在每格反应室顶部加入复合填料，防止污泥的流失；③气体被分格单独收集，便于分别研究每格反应室的工作情况，同时也保证产酸阶段所产生的 H_2 不会影响产甲烷菌的活性。

Boopathy 和 Sievers 在利用 ABR 反应器处理养猪场废水时，为了降低水流的上升速度，从而减少污泥的流失，设计了一种两格的 ABR 反应器，见图 8-2 (c)，其第一格的体积是第二格的两倍。第一格体积的增大不仅可以减少水流的上升速度，而且还可以使进水中的悬浮物尽可能多的沉积于此，增加了悬浮物的停留时间。Boopathy 将这种经过改造的 ABR 反应器与另一种等体积的三格 ABR 反应器进行了对比研究，结果表明，改造后的两格 ABR 反应器的污泥流失量大大减少。

水平折板式厌氧反应器 (Horizontally Baffled Anaerobic Reactor) 是由 Yang 和 Chou 于 1985 年提出的一种新型 ABR 反应器，见图 8-2 (e)。Yang 等人对水平折板式厌氧反应器处理养猪场废水进行了研究，发现此种反应器可有效的实现固液两相的分离并且具有占地小、操作简单、成本低等特点，适合处理养猪场废水这类悬浮固体浓度高的有机废水。

Skiadas 和 Lyberatos 于 1998 年开发出的周期性折流式厌氧反应器 (Periodic anaerobic baffled reactor, 简称 PABR)，PABR 的结构见图 8-2 (f) 所示，图 8-2 (f) a 为 PABR 的三维轴测图，图 8-2 (f) b 为 PABR 的俯视图。PABR 由两个同轴圆柱体构成，内外圆柱体之间的圆环区域被竖向导流板分隔成若干横截面为扇形的封闭式反应区，每个反应区由底部连通的升流区 (·) 和降流区 (×) 组成，相邻的区域通过外部的配水管相连。下面将结合图 8-2 (f) 说明 PABR 的工作情况。若区域 A 为进水区，区域 D 为出水区，则阀门 1、3、6、9、11 开启，2、4、5、7、8、10、12 关闭，进水先由 1 进入区域 A 的降流区，再从底部进入区域 A 的升流区，出来后流经 3 进入区域 B，再依次经由 6、C、9、D，最后从 11 流出。若区域 B 为进水区，则区域 A 为出水区，阀门 4、6、9、12、2 开启，阀门 5、7、8、10、11、1、3 关闭，水流经过的路线可同理得出。PABR 实际工作时，通过周期性的切换各阀门的启和闭，则 A、B、C、D 四个区域交替作为进水区和出水区。在一个操作周期内，若反应区数为 N，则每个反应区作为进水区和出水区得时间分别为 T/N 。考虑两个极端情况：若操作周期 T 为无穷大 (不切换)，则 PABR 就是一个普通的 ABR 反应器；若操作周期 T 为 0 (极其频繁的切换)，则 PABR 变成了一个 UASB 反应器。因此，Skiadas 等人认为 PABR 最大优点是它的操作灵活性，即可以根据进水浓度和流量的变化来选择不同的操作周期，使 PABR 工作在最适合的状态下，以达到最佳的处理效果。

不同形式的 ABR 反应器极大的丰富了 ABR 研究的内容，实际研究工作时可以根据各自的需要选择合适的 ABR 反应器。图 8-2 中 (a) 为目前最多采用的构造形式。

第二节 ABR 法的性能特点

ABR 反应器很好地实现了 Letting 教授的 SMPA (Staged Multi-phase Anaerobic Reactor) 分阶段多相厌氧反应器的思路。反应器由折板分隔成多个反应室，酸化过程产生的 H_2 以产气形式先行排除，有利于后续产甲烷阶段中的丙酸和丁酸的代谢过程，在较低的 H_2 分压环境下顺利进行，避免了丙酸、丁酸的过度积累所产生的抑制作用。ABR 各个反应室内的微生物相随流程逐级递变的规律与底物降解过程协调一致，确保了相应的微生物相拥有最佳的

工作活性，使运行更加稳定，对冲击负荷及进水中的有毒物质具有更好的缓冲适应能力。总之，ABR 的特点为：工艺结构简单、无运动部件、无需机械混合装置、造价低、容积利用率高、不易堵塞、对生物体的沉降性能无特殊要求、污泥产率低、剩余污泥量少、泥龄长、水力停留时间短、运行稳定可靠。所以说 ABR 工艺是一种高效新型厌氧污水生物处理技术。下面介绍一下其主要的工艺性能。

一、良好的水力条件

反应器的水力条件是影响处理效果的重要因素，良好的水力流态应满足以下要求：①确保反应介质间均匀的混合接触，提高反应器有效容积的利用率及设备的运行稳定性；②创造高的浓度梯度，促进介质间的传质，以获得高的产物转化率（处理效果）。

反应器的流态对底物与生物体的接触及反应器容积利用率有重要影响，而容积利用率可用反应器的水力停留时间分布（RTD）加以研究。清洁反应器的研究以清水作进水，荧光素或其它离子作示踪剂，分析水力停留时间分布 RTD 情况；接种污泥反应器的研究以污水作进水，分析纯氯化锂作示踪剂，分析反应器内不同污泥浓度的混合液水力停留时间分布的影响。

Grobicki 等人以锂 (Li^+) 为示踪剂，对清水 ABR 反应器和投加污泥的 ABR 反应器作了不同 HRT 的水动力学研究，并采用 Levenspiel “扩散”和“串联池”模型对研究结果进行了分析。结果表明，在清水条件下 ABR 反应器的死区百分率（水力死区）非常低，通常在 1% ~ 18% 范围内；实际运行条件下，ABR 反应器死区百分率（水力死区 + 生物死区）的范围在 5% ~ 20%，平均为 8% 左右。与其他厌氧反应器相比，ABR 的死区容积分数 V_d/V （其中 V_d 为死区容积， V 为反应器容积）要小得多（厌氧滤池为 50% ~ 93%，传统消化池为 82% 左右）。究其原因，ABR 反应器相当于把一个反应器内的污泥分配到了多个隔室的反应小区内，每个反应小区内的污泥浓度虽然与整个反应器的污泥浓度基本一致，但每个隔室内的污泥量则被分散了，因而提高了污泥与被处理水的接触和混合程度。设反应器的分隔数为 n ，则每个隔室内的污泥量为反应器内污泥总量的 $1/n$ ，这样一方面强化了污水与污泥的接触，从而提高了反应器的容积利用率；另一方面则使反应器内的污泥在生物相上也根据隔室所处的具体位置的不同而呈现出不同的微生物组成，从而使反应器具有抗冲击负荷能力且运行具有良好的稳定性。

研究还表明，当反应的 HRT 由 5h 降至 1h 时，反应器的 Peclet 准数 ($D/\mu L$) 保持在 0.0766（理想推流式反应器分散数 $D/\mu L=0$ ，理想完全混合式反应器分散数 $D/\mu L=$ ），反应器模型参数 $N=7$ （反应器隔室数为 8 个），说明反应器具有明显的推流特征。但目前尚未得出 V_d/V 与 HRT 之间有何直接联系。在短的 HRT 时，污泥的存在对水力流态无明显的影响，而死区容积分数则与流速及折板数有较大的关系， V_d/V 与污泥浓度、产气量和流速有关，并且随流速的增加而增加。ABR 在短 HRT 的高负荷条件下，产气和流速的提高使污泥层呈一定程度的紊动状态，并因此抵消了因短 HRT 所造成的反应器内的死区。 V_d/V 受生物量的影响程度随 HRT 的缩短而降低，即随进水量的增大（即 HRT 缩短），ABR 各隔室的 $D/\mu L$ （扩散或混合程度，以 Peclet 数计）数上升，说明由于进水量的增大，促进了返混作用，即各隔室呈现出全混（CSTR）的流态。但同是由于折流板的阻挡作用，阻止了各隔室间的返混，因而就整个反应器而言，则具有水平推流（PF）的流态，且分隔数越多，PF 式越明

显。

胡细全等人研究表明 ABR 的分散数 $D/\mu\text{L}$ 在 0.05 ~ 0.08 之间,水力死区随下、上向流室宽度比的减小先缓慢减小,后迅速增大,最佳值为 1:3,随折流板折角的增大水力死区先迅速下降,再缓慢上升,最佳值在 50° 附近。

此外, Nachaiyasti 等人的研究表明,虽在较高的水力负荷条件下,ABR 反应器内较易出现沟流现象,但在调整水力负荷后,其运行状况可很快得到恢复,且其恢复速度要比在低的水力负荷下所出现的沟流现象快得多。

因此,可把运行中的 ABR 看作一个由一系列混合良好的 CSTR 的串联,这种整体为 PF、个体为 CSTR 的复合流态工艺的反应速率、处理稳定性及容积利用率均要优于单个 CSTR 或 PF 反应器。

二、稳定的生物固体截留能力

ABR 与 UASB 相比,有更强的生物固体截留能力,主要表现在 ABR 对进水中高浓度的 SS 具有很好的适应性和处理效果。UASB 其进水悬浮物(SS)含量限制在 4 000 ~ 5 000mg/L 以下,否则整个处理工艺将难以甚至无法正常运行。而 ABR 处理含高浓度 SS 的废水时,即使 SS 浓度高达数万 mg/L 也不会造成反应器的堵塞问题。分析其原因在于:①在 UASB 底部污泥浓度可高达 160 ~ 200g/L,虽然污泥浓度高可提高反应器的处理能力,但过高的污泥浓度易造成污泥区内的短路现象,不利于污泥与废水的充分接触,反应过程中所产生的微小的沼气泡不能得到及时地释放而在污泥颗粒表面聚集成大气泡,因而易将污泥突发性地带至反应器上部,造成污泥的流失;②当 UASB 反应器的水力负荷过高时,该反应器内的水力流态基本为完全混合式,反应器中基质浓度变小,微生物对有机质的降解速率将下降,同时过高的水力负荷将造成反应器内污泥的流失,与此相反,当反应器的水力负荷过低时,则易使反应器内污泥与进水间不能得到良好的混合,造成污泥床的堵塞,甚至导致反应器运行的失败,这种情况在处理含有高浓度悬浮固体时,尤其容易发生;③ABR 反应器内的污泥与被处理废水间的良好接触混合,从而使有效容积利用率高,利于污泥絮凝体及颗粒污泥的形成和生长,使反应器内厌氧微生物在自然地形成良好的种群配合的同时,可在较短的时间内形成具有良好沉淀性能的絮凝性污泥和颗粒污泥,由于良好的接触混合,使微生物得到充足的食物;④ABR 反应器内的折流板的阻挡作用及折流板间距的合理设置,为污泥的沉降和截留创造了一个良好的条件,沿反应器内的水流方向,上向流隔室比下向流隔室的宽度大,水流在上向流隔室内的上升流速相对较小,利于污泥的沉降。

Boopathy 等人应用 ABR 工艺对高浓度制糖废水处理进行研究的结果表明,反应器对 SS 具有很好的截留能力,出水中无污泥流失问题,即使在高负荷条件下也是如此。国内有关应用 ABR 工艺处理含有 SS 浓度在 3 400 ~ 68 900mg/L 之间的制酒废水时发现,该工艺对进水中的 SS 波动具有很强的适应能力,SS 去除率可达 91% 左右,出水中 SS 的浓度波动小。

沈耀良等人研究发现,ABR 反应器具有两种十分独特的混合现象:一是在气泡释放区产生负压而急剧卷吸上层液;二是在暂时非气泡释放区因混合液比重大于释放区的而自然下沉。这两种现象大大促进了污泥床的上下交替及与上层液的混合作用。ABR 反应器中的这种混合方式,使其具有以下几个独特的优点:①利于污泥的筛选,保留高活性污泥;②利于颗粒污泥的加速形成;③不易发生堵塞,适于处理含有高浓度 SS 的废水;④利于颗粒污泥

的表面更新，促进与底物的接触，提高处理效果。

因而，ABR 工艺对生物固体不仅具有良好的截留能力，而且对进水中的 SS 有良好的去除作用。有关研究表明，ABR 反应器中生物固体的最小停留时间可达 65d，表明 ABR 工艺的运行是稳定可靠的。

三、良好的颗粒污泥形成及微生物种群的分布

厌氧颗粒污泥的形成是污泥絮凝体中微生物的自身固定化过程，厌氧颗粒污泥可以使厌氧反应器中有较高的生物相，从而提高污水处理效果和处理能力，以确保厌氧生化过程稳定高效地运行。对 UASB 工艺来说，颗粒污泥的形成是该工艺的关键，但对 ABR 工艺而言，虽然不形成颗粒污泥也能获得良好的处理效果，但是许多研究结果还是说明在 ABR 反应器中只要条件合适是可以培养出来颗粒污泥的，并且其生长速度是较快的。

Boopathy 和 Tilche 研究了 ABR 处理高浓度糖浆废水时污泥的颗粒化现象，研究表明，由于 ABR 反应器实际上是一种 UASB 串联而成的反应器，反应器中的微生物主要集中在上向流的隔室中，一方面不同隔室中厌氧污泥依靠水流及产气的作用保持悬浮状态，另一方面从整体上讲水流又是以推流的形式流经 ABR 反应器的。因此，对于污泥的颗粒化来说，其形成的过程及所需的运转条件是与 UASB 反应器相似的。研究中发现在启动 COD 容积负荷从 $0.97\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 逐步上升到 $4.33\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的过程中，仅过了 30d 左右，ABR 的三格反应室中均出现了灰色的球形颗粒污泥，它们的平均粒径约为 0.55mm，并且随着实验的进行，负荷不断提高，51~78d 内的负荷为 $12.25\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，78~103d 内的负荷为 $20.0\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，104~125d 内的负荷为 $28.0\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，这些颗粒污泥也不断长大，在 90d 时，粒径最大可达 3~3.5mm。镜检发现，在前两格反应室中，主要有两种不同形态的颗粒污泥，一种表面带有白色，主要由长丝状菌构成，结构相对松散一些，另一种表面呈深绿色，主要由金属硫化物的沉积而形成，其主要成份同样是丝状菌，但密实程度比前一种好，形状类似于所谓的棒状颗粒。在第三格反应室中只发现了第二种形态的颗粒污泥，大多数颗粒污泥的粒径在 0.5~1mm 之间，并且颗粒污泥的表面粗糙不平，有很多气孔。电镜观察发现各格颗粒污泥中占优势的菌种并不一样。第一格反应室中占优势的是甲烷八叠球菌属，第三格反应室及后面的沉淀室中占优势的是甲烷丝菌属，中间一格反应室中没有明显占优势的菌属，由甲烷球菌属、甲烷短杆菌属、还原硫细菌等多种菌属组成。Boopathy 等人认为，在高选择压的作用下，甲烷丝菌属容易附着沉积在一些微小颗粒物质的表面从而形成结构松散的颗粒污泥；而甲烷八叠球菌自身就容易聚集成团形成颗粒污泥，与选择压无关。这种由甲烷八叠球菌自身凝聚成的颗粒污泥密度小，容易流失，只有甲烷八叠球菌属被甲烷丝菌属形成的颗粒污泥捕捉、缠绕，才会形成沉降性能良好的颗粒污泥。

Tilche 和 Yong 发现在基质浓度较高的前面隔室中主要是光滑的甲烷八叠球菌絮体形成的颗粒污泥，颗粒污泥的体积较大，密度较小，而且里面充满了空腔，因此在高负荷条件下由于产气强度较大，使得颗粒污泥会浮在反应器上方。在后面隔室中甲烷丝菌属的纤维状菌絮体连在一起，体积较小。主要原因是 ABR 反应器中的折流板阻挡作用，污泥有效地被截留在反应器中，污泥流失减少，同时水流和气流的作用，促进了颗粒污泥的形成和成长。

沈耀良等人用四格的 ABR 反应器处理垃圾渗滤混合废水，发现当 COD 容积负荷达到 $4.71\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，各格反应室中均形成了沉降性能良好 ($\text{SVI} = 7.5 \sim 14.2\text{mL/g}$)、外

观呈灰白色或灰黑色的棒状和球状颗粒污泥，粒径在 0.5 ~ 5mm 范围内。第一隔室的颗粒污泥较轻，呈灰色，第三隔室的颗粒污泥则沉降性能良好，呈深灰色。运行过程中观察到第一隔室中的污泥大部分处于悬浮态，而以后各隔室中的污泥则在底部形成稠密的污泥层。镜检表明，第二、三隔室污泥中含有较多甲烷八叠球菌及甲烷丝状菌，第四隔室中甲烷丝状菌占优势。

研究中还发现不同反应室中颗粒污泥浓度或粒径差异较大。其中第三隔室中的浓度最高，可达 38g/L 左右，第一到第三隔室中颗粒污泥浓度呈递增趋势（20g/L、28.03g/L 和 37.96g/L），第四隔室浓度下降，为 24.0g/L。说明在第一隔室中水解作用较强，随隔室的推移，产酸作用占优势，进而第三隔室以产酸和一定程度的产甲烷作用同时存在，第四隔室以产甲烷作用占优势（研究中观察到第三和第四隔室的产气较多）。由于产酸菌的生长速率较快，导致第二和第三隔室污泥浓度较高。同时第二和第三隔室中颗粒污泥的平均粒径均较大，其中粒径为 1 ~ 2mm 和 2 ~ 4mm 的颗粒污泥在这两隔室中各占 30% 和 40% 及 45% 和 30% 左右。

徐金兰等人对四格的 ABR 反应器采用低负荷启动方式进行试验研究，试验用水用奶粉人工配制，添加 NH_4Cl 和 Na_3PO_4 来补充厌氧细菌生长所需的氮和磷，投加一定量的 NaHCO_3 及 Fe、Co、Ni、Zn 等微量元素，控制 COD: N: P = 300: 5: 1，温度为中温 33℃，试验用多隔室厌氧反应器容积为 15.84L，有效容积 12.6L，反应器分隔成 4 个反应室，每室由一个下流室和上流室组成，上流室与下流室的宽度比为 4: 1，通往上流室的挡板下部边缘有 45°倒角的导流板布水，接种污泥取自厌氧消化污泥池，经沉淀，取上清液，混合后放入反应器中，接种污泥浓度约为 15gVSS/L，污泥的 VSS/SS 比值为 0.54。启动负荷 COD 为 0.85kg/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}$)，先采用固定流量增加 COD 方式将负荷逐步提高 2.5kg/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}$)，然后固定 COD 增大进水流量方式将负荷提高到 3.9 kg/ ($\text{m}^3 \cdot \text{d}$)，COD 去除率在 80% 以上，经历 60d，启动完成。约在第 55d，发现各隔室出现 1mm 大小的颗粒污泥。第 100d 的各隔室颗粒污泥粒径分布情况：隔室 1 粒径小于 0.5mm 的颗粒占 16.3%，1.25 ~ 2.5mm 的颗粒占 21%，而隔室 4 粒径小于 0.5mm 的颗粒占 62%，1.25 ~ 2.5mm 的颗粒占 2.5%。由于各隔室负荷逐级递减，故大颗粒首先在前面的隔室中形成，沿水流方向颗粒粒径逐渐减小，呈现明显分级现象。对 ABR 的启动作出了如下结论：①菌种很容易附着在较重的污泥及颗粒的表面上，形成小的“基本核心”；②新生细菌，像杆菌、丝菌相互绕成网格，将这些“基本核心”连接起来，形成较小颗粒污泥；③当颗粒小体达到一定浓度后开始聚集形成很大的颗粒，大颗粒在被丝状菌进一步包裹形成成熟的颗粒污泥。

ABR 工艺不但有形成颗粒污泥的条件，而且反应器中不同隔室内的厌氧微生物易呈现出良好的种群分布和处理功能的配合，不同隔室中生长适应流入该隔室废水水质的优势微生物种群，从而有利于形成良好的微生态系统。例如，在位于反应器前端的隔室中，主要以水解和产酸菌为主（McCarty 和 Nachaiyasit 的研究表明，在 ABR 的第一个隔室中以产丁酸菌为主），而在较后的隔室中则以甲烷菌为主。其中随隔室的推移，由甲烷八叠球菌为优势种群逐渐向甲烷丝菌属、异养甲烷菌和脱硫弧菌属等转变。这种微生物种群的逐室变化，使优势种群得以良好地生长，并使废水中污染物得到逐级转化并在各司其职的微生物种群作用下得到稳定的降解。

四、良好的处理效果和稳定的运行

ABR 自开发以来，人们进行了大量的试验和一些工业应用的研究，研究表明，ABR 对低浓度、高浓度、含高浓度固体、含硫酸盐废水、豆制品废水、草浆黑液、柠檬酸废水、糖蜜废水、印染废水等均能够有效地处理。该工艺适用于多种环境条件，在温度为 10 ~ 55 内均可稳定的运行。表 8 - 1 列出了一些 ABR 试验性和工业用的处理废水的数据。

表 8 - 1 ABR 处理高浓度废水的效果

废水类型	进水 COD (mg/L)	有机负荷 [(kgCOD/m ³ · d)]	COD 去除率 (%)
屠宰废水	4 000 ~ 5 500	0. 87	89
合成废水	3 000	2. 50	93
		4. 73	75
	5 000	1. 0	95
		2. 0	85
酒糟废液	36 700	110	85
柠檬酸发酵	19 000	19. 0	87. 7
蒸馏废液	51 600	3. 50	91
糖蜜废水	38 700	20	77
葡萄糖废水	15 000	20	98
	18 000	25	94
制药废水	20 000	20	~68
含酚废水	2 200 ~ 3 192	1. 67 ~ 2. 5	83 ~ 94
养猪场废水	~ 5 000	1. 8	75
威士忌蒸馏废水	51 600	2. 2 ~ 3. 5	90

由表 8 - 1 中可以看出，ABR 工艺能有效地处理不同种类的高浓度有机废水。在处理某些相同的废水时，ABR 也较其他工艺具有一定的优势。比如对糖浆废水的处理，厌氧滤池 (AF) 在处理容积负荷为 18kgCOD/ (m³ · d) 时，COD 的去除率为 29%；升流式厌氧污泥床 (UASB) 在处理负荷为 23kgCOD/ (m³ · d) 时，COD 的去除率为 77%；厌氧折流反应器 (ABR) 在处理负荷为 20kgCOD/ (m³ · d) 时，COD 的去除率为 77%。一些学者还开展了用 ABR 反应器处理低浓度废水的研究，并获得了较好的效果。运行数据见表 8 - 2。

表 8 - 2 ABR 处理低浓度废水的效果

废水类型	进水 COD (mg/L)	有机负荷 [kgCOD/ (m ³ · d)]	COD 去除率 (%)
生活污水	438 ~ 492	0. 13 ~ 0. 25	71 ~ 84
蔗糖配水	441 ~ 473	0. 96 ~ 1. 67	74 ~ 93
屠宰场废水	510 ~ 730	0. 67 ~ 4. 73	75 ~ 89
城市污水	264 ~ 906	2. 17	90

对其他废水的处理，人们也进行了较多的研究。Fox 观察 ABR 反应器处理含硫制药废水时硫的减少过程，COD 的去除率为 50%，硫的去除率达到 95%，在第一隔室中硫酸盐转

化为硫化物，沿反应器长度方向硫化物浓度逐渐增高，说明了硫酸盐被硫酸盐还原菌作为电子受体加以利用，使硫酸盐还原为硫化氢，发生了反硫化过程。研究表明：①当 COD: SO_4^{2-} = 150: 1 变到 COD: SO_4^{2-} = 24: 1 时，硫酸盐的去除率从 95% 降到 50%，可见 COD: SO_4^{2-} 的值对处理效果的影响很大；②有硫酸盐存在时，COD 的去除率较低，出水中的 VFA 主要是乙酸，主要因为硫化物对利用乙酸的甲烷菌有毒害作用，使利用乙酸的甲烷菌的活性受到抑制。

ABR 稳定的运行主要表现在其有较高的抗冲击负荷能力。抗冲击负荷能力强是 ABR 反应器的一个显著特征。Grobicki 对 ABR 在稳定状态和冲击负荷条件下的性能进行了研究，结果发现当从基本状态 [HRT 为 20h, COD 负荷率为 $4.8\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, COD 去除率为 98%] 切换到冲击负荷状态 [HRT 为 1h, COD 负荷率为 $96\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$] 且持续 3h, 然后再回到基本状态, 24h 后反应器的性能就可完全恢复到原来的状态。

Nachaiyasit 研究了冲击负荷对 ABR 性能的影响，结果发现在不变的 HRT 下 ABR 对较大的 COD 冲击负荷非常稳定，去除率保持在 90% 以上；ABR 的多格室结构设计使得实际运行中的 ABR 在功能上可以沿程分为三个区域：酸化区、缓冲区、产甲烷区，这种功能上的分区避免了 ABR 反应器在冲击负荷条件下大部分活性微生物暴露于很低的 pH 值下，从而提高了 ABR 反应器耐冲击负荷的能力；ABR 对短时冲击负荷是稳定的，尽管污泥冲出较多但反应器可以在 9h 内恢复到冲击前的性能，恢复时间随反应器内污泥浓度的增加而减少；示踪研究表明反应器的死区约为 18%，污泥浓度增至 3 倍时该值不变，当 HRT 从 20h 减少为 10h, 死区增至 39%，进一步减少至 5h 死区不变，可见在短的 HRT 时污泥床内一定有沟流发生，否则全部污泥必然被冲出，污泥床的这种性质使其能够忍受水力冲击负荷。

根据 Vant Hoff 规则，温度每升高 10℃，反应速率增加一倍。但 Nachaiyasit 通过研究发现，对 ABR 反应器当温度从 35℃ 降低到 25℃ 时，系统仅经过两周就重新达到了稳定状态，并且 COD 去除率没有明显的下降。若进一步降低温度到 15℃，一个月后，COD 去除率下降了 20%。Nachaiyasit 认为温度下降使得产酸阶段向反应器后部移动，使得反应器后部产甲烷菌的活性得到了激发，从而部分抵消了温度降低的不利影响。据此，Nachaiyasit 认为 ABR 反应器对温度下降的抵抗能力很强。在本研究中还发现，当 25℃ 时，出水中 VFAs (以 COD 计) 占出水总 COD 的 2/3；而在 15℃ 时，出水中 VFAs (以 COD 计) 仅占出水总 COD 的 1/3，这表明低温时反应器中生成了更多的难以被产甲烷菌利用的中间产物。

戴友芝等在 5 格室 ABR 反应器中以氯酚配水进行毒物冲击负荷试验，当进水 COD 浓度为 100~200mg/L、HRT 为 1d 时，ABR 对毒物冲击有较强的适应能力。第一次高负荷（五氯酚钠浓度 16.83~17.72mg/L，连续两天，而后以 1~2mg/L 连续进水）有毒物冲击后，反应器的处理性能经过 26d 逐步恢复正常，COD 去除率 90% 以上。在第二次冲击后仅用 18d 即恢复正常。说明污泥驯化越好其活性恢复越快。系统经有毒物冲击负荷后依次经历产酸菌与产甲烷菌明显被抑制的阶段及其代谢活性恢复阶段。反应器前段（第 1、2 格室）和后段（第 3、4、5 格室）微生物恢复的进程不一样，产酸菌比产甲烷菌先恢复，最后达到产酸与产甲烷平衡。

第三节 ABR 法的应用发展

目前，国内外将 ABR 反应器应用于处理各种中、高浓度的有机废水的研究日趋增多。

这些中、高浓度的有机废水主要是屠宰废水、制糖废水、酿酒废水、酒糟废液等。此外，对 ABR 反应器的工艺设计等也在进行深入研究之中。有关研究表明，ABR 反应器的容积负荷可达 $10 \sim 30 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，甚至更高，其 COD 的去除率可达 $70\% \sim 90\%$ 。

一、ABR 法的试验研究和工程应用

ABR 法现在在实际废水处理工程中应用尚不多见，但已进行了大量的试验研究，下面介绍部分试验研究和工程实用的一些情况。

(一) ABR 处理高浓度淀粉制品加工废水

淀粉废水原水水质：COD 为 $6\,400 \sim 12\,500 \text{mg/L}$ ， $\text{NH}_3 - \text{N}$ 为 $7.2 \sim 8.9 \text{mg/L}$ ， PO_4^{3-} 为 $5.4 \sim 7.6 \text{mg/L}$ ，pH 值为 $5.6 \sim 6.3$ 。ABR 反应器有效容积为 15L ，分 6 个隔室，每个隔室的容积均等，采用恒温水浴将反应器温度控制在 (35 ± 0.5) 。接种污泥为取自城市污水处理厂污泥浓缩池并去除杂质后的污泥，所装污泥量分别为各隔室有效高度的 $1/2$ ，混合液污泥浓度为 $20 \sim 25 \text{g/L}$ ，污泥床污泥浓度为 $35 \sim 40 \text{g/L}$ ，以葡萄糖和生活污水配制的人工废水进行连续培养，经一个多月的培养，COD 去除率稳定在 96% ，首先在第 3 隔室出现了粒径为 $0.2 \sim 0.3 \text{mm}$ 的颗粒污泥，接着其他隔室相继出现颗粒污泥。启动成功。

运行过程中进水 COD 负荷为 $10 \sim 20 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ， $\text{HRT} = 12 \sim 24 \text{h}$ 时，COD 去除率均高于 90% ，最高达 98.5% ； $\text{HRT} = 8 \text{h}$ ，进水 COD 负荷为 $7.0 \sim 12 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，COD 去除率稳定在 91% ； $\text{HRT} = 6 \text{h}$ ，进水 COD 负荷为 $6.5 \sim 15 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时，COD 去除率可稳定在 75% 。各隔室的颗粒污泥粒径为：隔室 1 为 $0.5 \sim 5 \text{mm}$ ，平均 2.5mm ；隔室 2 为 $0.5 \sim 4 \text{mm}$ ，平均 2.5mm ；隔室 3 为 $0.2 \sim 4 \text{mm}$ ，平均 2.5mm ；隔室 4 为 $0.2 \sim 3 \text{mm}$ ，平均 1.5mm ；隔室 5 为 $0.2 \sim 2 \text{mm}$ ，平均 0.75mm ；隔室 6 为 $0.1 \sim 1.5 \text{mm}$ ，平均 1.0mm 。颗粒污泥的 SVI 为 $18 \sim 25 \text{mL/g}$ ，污泥床浓度为 $41 \sim 53 \text{g/L}$ ，颗粒污泥具有很好的沉降性能。

试验表明，对 ABR 反应器而言，在处理高浓度有机废水时，采用长的 HRT 利于污泥颗粒化的快速实现；相反，在处理较低浓度废水时，则应采用较短的 HRT。但需注意，在较短的 HRT 启动时，应控制水流上升速度不宜超过 $0.8 \sim 1.0 \text{m/h}$ ，以防止沟流现象。启动结束后，则可放宽对水流上升速度的要求，但考虑到 ABR 反应器特殊的混合方式，仍应控制上升速度不宜过高，以免在污泥释气、翻滚时污泥的流失。

(二) ABR 处理人工合成葡萄糖废水

李清雪等人用 ABR 反应器对人工合成葡萄糖废水进行了试验研究，采用的厌氧折流板反应器共分四室，长 \times 宽 \times 高为 $524 \text{mm} \times 170 \text{mm} \times 460 \text{mm}$ ，有效容积为 30.44L 。试验用水为人工配制葡萄糖废水，浓度为 $2\,000 \sim 19\,300 \text{mg/L}$ ，并投加必要的氮、磷营养盐使 $\text{COD}:\text{N}:\text{P} = 100:5:1$ ，投加适量微量元素 Zn^{2+} 、 Mn^{2+} 、 Co^{2+} 、 Ni^{2+} 等。接种污泥取自污水处理厂的中温硝化池和机械脱水后干污泥，干污泥用自来水稀释后与湿污泥混合，经筛网去除大块杂质。此时，MLSS 为 27.2g/L ， $\text{MLVSS}/\text{MLSS} = 0.5$ 左右。将此污泥在 35°C 的恒温培养箱内，培养两周后，有大量气泡产生，投入反应器接种，接种污泥量为 10L 。

启动开始，控制进水 COD 为 $2\,000 \text{mg/L}$ ，启动有机负荷为 $2.0 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，水力负荷为 $1 \text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。当 COD 去除率达到 70% 左右时，改变进水浓度，逐渐增加负荷，每次负荷递增 20% 左右。最初几天，由于进水对污泥的淘洗，出水的悬浮物浓度较高，COD 去除率很低，只有 30% 左右。经过大概三周的培养，反应器产气量明显增加，COD 去

除率达到 60% 左右。从第 22 ~ 30d 将 COD 负荷增加到 $2.4 \sim 3.0 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，经过一周的运行，COD 去除率达到 85% 以上。第 36d 将负荷调至 $3.6 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，之后进水浓度进一步增加，经过 50d 的运行，进水浓度达到 5000mg/L 左右，COD 去除率达到 90% 左右，ABR 启动成功。

启动 40d 后，各室出现不同程度的污泥颗粒化。随着有机负荷的增加，污泥颗粒化发展很快，启动 56d 后，污泥床内已布满了颗粒污泥，运行半年后，污泥颗粒粒径平均 $2 \sim 3 \text{mm}$ ，并且各室污泥颗粒化程度不一，第二室颗粒化程度最高，粒径为 $3 \sim 4 \text{mm}$ ，第四室最小，粒径为 $0.5 \sim 1.0 \text{mm}$ ，这主要与反应器前端有机负荷高，营养丰富，有利于各种菌的繁殖有关。反应器内主要有两种形态不同的颗粒污泥，前三室内，颗粒污泥表面带有灰白色的绒毛，最后一室，颗粒污泥呈黑色。运行结束后，对反应器各室污泥床内微生物量进行了测定，第一格至第四格 MLSS 分别为 63.75g/L 、 76.93g/L 、 32.84g/L 和 12.17g/L 。显微镜观察的结果显示：ABR 处理葡萄糖废水，各室内微生物可以观察到短杆、长杆、弧菌、丝状菌和球菌等，其中，产甲烷菌以丝状和杆菌为主，甲烷八叠球菌所占比例很少，但靠后的分格中所占比例提高。

在有机负荷 $4.74 \sim 19.14 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，COD 去除率 $80.2\% \sim 95.25\%$ 。但 ABR 在水力负荷和进水浓度较高时，出现污泥流失严重，水力负荷易控制在 $1.0 \sim 1.5 \text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

天津大学郭静等人也对人工合成的高浓度葡萄糖废水对 ABR 的处理效能进行了研究。研究中所采用的 ABR 反应器的容积为 12.6L ，在常温条件下进行。结果表明，当容积负荷达 $10.96 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，水力停留时间为 12h 时，COD 的平均去除率为 82.85% ，最高达 86.67% 。ABR 反应器经 6 周的接种启动运行后，即有粒径为 $0.2 \sim 0.3 \text{mm}$ 的细小颗粒污泥出现，运行两个多月后在第一隔室内出现粒径为 $2 \sim 3 \text{mm}$ 的颗粒污泥。正式运行期间，各隔室内的污泥浓度平均值达到 79g/L ，并在各隔室内出现较为明显的污泥床与污泥悬浮层之间的界面，而且后面的隔室更为清楚。

研究过程中，ABR 出水中的 SS 一般在 100mg/L 左右，最大值为 300mg/L 。用反应器内 SS 的平均量除以出水中 SS 的日平均流失量可估算出最小污泥停留时间为 68d 。

(三) ABR 处理豆制品废水

豆制品废水是豆制品生产与加工过程中产生的浸泡水和黄泔水的总称，是一种典型的高浓度有机废水。其有机物含量高，可生化性强，对环境的污染大。试验用水水质如下： $\text{COD}_{\text{Cr}} = 14672.3 \text{mg/L}$ ， $\text{BOD}_5 = 8803.4 \text{mg/L}$ ， $\text{TKN} = 542.8 \text{mg/L}$ ， $\text{NH}_4^+ - \text{N} = 58.5 \text{mg/L}$ ， $\text{SS} = 957.4 \text{mg/L}$ ， $\text{TP} = 21.0 \text{mg/L}$ ， $\text{pH} = 5.0$ ， $\text{BOD}_5/\text{COD}_{\text{Cr}} = 0.6$ ， $\text{C}:\text{N}:\text{P} = 100:4.7:0.18$ ，适宜微生物的生长。试验用 ABR 尺寸为 $29.7 \text{cm} \times 14.5 \text{cm} \times 14.0 \text{cm}$ ，有效容积为 5L ，分三格，反应温度控制在 (35 ± 1) 。本试验采用低负荷高去除率启动方式驯化和培养颗粒化活性污泥，COD 负荷范围在 $0.72 \sim 1.97 \text{gCOD}/(\text{L} \cdot \text{d})$ 。经过五十多天，反应器内形成大量密实、亮黑色的颗粒污泥，COD 去除率和废水产气率都很高。

随着启动时间的增加，出水 COD 浓度下降很快，COD 去除率达 95% 以上；第 56d 时，产气量达 3.7L/d ，废水产气率上升到 $7.42 \text{L}/(\text{L} \cdot \text{d})$ ，每去除 1gCOD 产生甲烷 0.325L 。表明启动顺利完成，可提高负荷运行。当容积负荷达到 $14.3 \text{gCOD}/(\text{L} \cdot \text{d})$ 时，COD 去除率为 80.7% ，COD 去除负荷达 $11.50 \text{gCOD}/(\text{L} \cdot \text{d})$ 。继续增大容积负荷到 $15 \text{gCOD}/(\text{L} \cdot \text{d})$

以上时, ABR 开始出现不稳运行, COD 去除率低于 80%, 出水 pH 值小于 7.3, 有污泥上浮的现象。ABR 处理豆制品废水的产气性能良好, 随着进料量增加, 产气量几乎呈直线上升, 最高达到 33L/d, 废水产气率则高达 10.2L/(L·d), 甲烷含量在 55%~60% 之间。

(四) ABR 处理有机磷农药废水

用 ABR 处理有机磷农药中间体甲基氯化物生产废水, 试验用厌氧折流板反应器尺寸为: 长×宽×高=500mm×150mm×500mm, 有效容积 27.6L, 分为五格。反应器的接种污泥取自某化纤厂污水处理站 UASB 回流污泥(约 3/5)、某皮革厂厌氧塘污泥(约 1/5)和该农药厂污水总排放口底泥(约 1/5), 混合后放入反应器(污泥 VSS/SS=19%), 经 50d 的共基质(葡萄糖)培养驯化, 污泥的产甲烷活性较好, VSS/SS 上升到 35.5%。反应温度控制在(35±1)。稳定运行后, 进水 COD_{Cr} 为 4158.4mg/L, 停留时间为 47h 时, COD_{Cr} 去除率为 36%; 当停留时间为 94h, 进水 COD_{Cr} 分别为 4038.5 mg/L、6421.3 mg/L、8056.5 mg/L 时, COD_{Cr} 去除率分别为 57.5%、56%、53.6%。

(五) ABR 处理垃圾渗滤混合废水

垃圾填埋场渗滤液中难生物降解有机物多, 可生化性差, 其 BOD₅/COD 低达 0.1~0.2, 我国目前多将渗滤液与城市污水进行混合处理。为获得稳定而有效的处理效果, 试验采用水解酸化-好氧工艺, 而水解酸化段采用具有优良性能特点的 ABR 反应器。

渗滤液水样取自苏州七子山垃圾填埋场。渗滤液(pH 值为 7.4~8.5)和城市污水(pH 值为 7.1~8.5)的水质见表 8-3。ABR 由 4 个隔室组成, 总有效容积为 13.2L, 第一隔室的容积为 3.0L, 其余隔室容积均为 3.4L。反应上流室和下流室的水平宽度比为 4:1, 折流挡板底部转角为 45°。由蠕动泵在 ABR 的进水端均匀进水。在各隔室顶部设集气管并接水封以保证厌氧条件。研究期间的气温为 18~27.5℃, ABR 反应器的 HRT 为 13.2~26.4h, 反应器各上流室的污泥浓度为 10~15g/L。

表 8-3 渗滤液和城市污水水质

水质指标	浓度 (mg/L) 变化范围		水质指标	浓度 (mg/L) 变化范围	
	渗滤液	城市污水		渗滤液	城市污水
COD _{Cr}	3700~8885	165~305	BOD ₅	1900~3180	106~248
BOD ₅ /COD _{Cr}	0.25~0.358	0.64~0.81	NH ₄ ⁺ -N	630~1800	25~35
NO ₃ ⁻ -N	1.25~3.34	—	NO ₂ ⁻ -N	0.06~1.52	—
TP	7.1~7.7	6.4~12.3	SS	328~400	255~348

混合废水经 ABR 处理后, 其 BOD₅/COD 比值明显提高, 当进水 BOD₅/COD 较低时, 效果更为显著。如进水为 0.665 时, 出水达 0.68; 进水为 0.2~0.3 时, 出水可提高至 0.4~0.6。ABR 对出水 BOD₅/COD 的改善, 无疑可促进混合废水好氧处理的效果和运行稳定性。

BOD₅/COD 的提高反映了 ABR 反应器良好的水解酸化作用。研究表明, 对不同的混合比、原渗滤液浓度、HRT, ABR 反应器可获得不同程度的水解酸化作用。原渗滤液浓度和混合比较低时, 产甲烷作用较弱, 表观水解程度与实际水解程度接近; 当原渗滤液浓度和混合比较高时, 甲烷发酵加强, 表观水解酸化度与实际情况差别较大。研究还发现, 当原渗滤液浓度及混合比均较低时, 水解酸化作用与 HRT 呈正相关。

运行过程中 ABR 反应器中 COD 的去除率对 NH₄⁺-N/COD 的变化较敏感, NH₄⁺-N/

COD 过高或过低均影响 COD 的去除。当 $\text{NH}_4^+ - \text{N}/\text{COD} \geq 0.2$ 时, COD 去除率将受到明显的影响。实际工程中应注意对进水中 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度的控制, 并宜将 $\text{NH}_4^+ - \text{N}/\text{COD}$ 控制在 0.05 ~ 0.2。

当渗滤液与城市污水混合比达 1: 1 时, 曾出现缺磷问题 ($\text{COD}/\text{TP} = 500 \sim 1\ 000$), 导致系统运行效率降低, 为此在进水中补充了磷。运行过程中, 在磷基本满足比例要求的条件下, COD 的去除率较为稳定, 当 COD/TP 高达 437.4 时, 仍具有较稳定的处理效果。

(六) ABR - SBR 处理草浆造纸中段废水

试验用水为某造纸厂中段废水, 其基本水质指标为: pH 值 = 6 ~ 9, SS = 800 ~ 2 200 mg/L, COD = 1 500 ~ 3 200 mg/L, $\text{BOD}_5 = 350 \sim 900$ mg/L。主要试验设备: ABR 有效容积 36L, SBR 有效容积 15L。

单独用 ABR 和 SBR 进行试验时, ABR 随着容积负荷的增加, COD 去除效率逐渐下降, 从 $1.92\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的 39.2% 降到 $14.8\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的 11.2%。出水 BOD_5/COD 先升高后降低, 在 HRT 为 6h 时, BOD_5/COD 升至最大, 由进水的 0.23 升至 0.48。说明反应初期即厌氧反应水解酸化阶段, 可以有效改善废水的可生化性。随着反应时间的延长, 反应进入产气阶段, 废水中的部分有机物被降解成甲烷气, 从而降低了有机物浓度, 表现出其 BOD_5/COD 值降低。说明停留时间过长会发生甲烷化过程, 导致 COD 去除率增加, 而出水 BOD_5/COD 比值下降, 不利于后续好氧工艺的处理。因此对于造纸废水来说, 应控制 ABR 在水解酸化阶段运行, 而不进入产气阶段, 其最佳水力停留时间为 6h。ABR 进水 COD 为 1 100 ~ 2 100 mg/L, HRT 为 6h, 稳定运行条件下, COD 去除效果不高, 最佳时只能达到 34.4%, 最低时仅为 18.8%。出水远达不到国家二级排放标准。但其出水 BOD_5 有较大提高, 且平均 BOD_5/COD 值由进水的 0.24 升高到出水的 0.45, 由难生物处理废水变为易生物处理废水, 有效改善了中段废水的可生化性。SBR 水力停留从 2h 增加至 8h 时, COD 和 BOD_5 的去除效率明显增加, 分别由 34.5% 和 62.7% 增加至 64% 和 86%; 而水力停留时间从 8h 增至 24h 时, COD 和 BOD_5 去除率的增加却很有限, 仅分别增加到 68% 和 92%。说明 8h 后水力停留时间的延长对有机物的去除帮助不大, 因此好氧生物处理最佳水力停留时间为 8h。SBR 进水 COD 为 1 000 ~ 1 500 mg/L, 出水 344 ~ 547 mg/L, 去除率最低为 62.9%, 最高 67.9%, 平均去除率为 65%, 处理效果比较稳定。但出水水质仍旧不能满足造纸行业国家二级排放标准。

ABR 和 SBR 组合运行时, ABR 处理效果与 ABR 独立运行处理效果大体相当, 但 SBR 的处理效果比其单独运行时有了很大的提高, 组合工艺中 SBR 容积负荷 $2.28 \sim 4.59\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 其 COD 去除率稳定维持在 80% 左右, 比其单独运行时相同容积负荷 [$1.34 \sim 4.63\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$] 下的 COD 去除率 (57.7% ~ 69.2%) 有较大提高, 说明废水在经过 ABR 中的水解酸化反应, 改变了其中有机污染物的性质, 提高了废水的可生化性, 非常有利于后续的生物处理过程。另一方面, 组合工艺中 SBR 容积负荷增大 1 倍左右, 其去除率仍能稳定, 不仅说明 SBR 抗冲击负荷能力强, 同时也说明适当缩短组合工艺中 SBR 的 HRT, 仍能保证其处理效果。

从系统整体处理效果来看, 原水 COD 从 1 532 mg/L 升至 3 131 mg/L, BOD_5 从 382 mg/L 升至 733 mg/L, 浓度升高 1 倍, 系统 COD、 BOD_5 去除率仍能维持在 90% 左右, 并且波动范围很小, COD 去除率保持在 89.1% ~ 92.7%, BOD_5 去除率保持在 89.4% ~ 93.7%。说明该

处理系统具有较强的抗冲击负荷能力，处理能力较强。另外，出水 COD、BOD₅ 随原水水质不同有一定的波动，但其波动范围不大，不仅能完全满足国家二级排放标准，并且能基本满足农田灌溉水质标准。

（七）ABR 处理木薯酒糟废水

绵阳市酒厂废水治理工程采用 ABR 工艺进行厌氧水解酸化预处理木薯酒糟废水，日处理木薯酒糟废水 300m³，pH 值约为 4.5。ABR 池总有效容积 300m³，池深 5m，共四格串联。铁屑、焦炭填料设在第一格，采用兼氧形式，池顶无盖板，并设有手动葫芦便于定期补充铁屑，工程上现采用铁刨花经除油后作为填料而不用颗粒铁渣，有利于避免填料堵塞；球型滤料设在第二、三、四格，采用厌氧形式。铁、炭混合物的湿填充容积为 25m³，废水与铁、炭接触停留时间为 2h。ABR 池进水水质为：pH 值 = 4.5，COD_{Cr} = 32 216.1mg/L，BOD₅ = 8 977.2mg/L，SS = 9 172.4mg/L，出水水质为：pH 值 = 6.5，COD_{Cr} = 19 180.2mg/L，BOD₅ = 6 283.0mg/L，SS = 943.7mg/L。

（八）ABR 处理制药废水

福建省某生化厂采用发酵法生产饲料级金霉素，其生产性废水水量为 450m³/d，SS 值 700mg/L，COD_{Cr} 值 17 000mg/L，BOD₅ 值 9 000mg/L，pH 值 5.5 ~ 7.0，NH₃ - N 值 500mg/L。

ABR 反应器设计为 2 个池子，每个池子分为 4 个格，每格上流室宽与下流室宽之比约为 3: 1，池体尺寸 L × B × H = 18m × 5.5m × 5m，池有效容积为 930.6m³，HRT 为 53.3h，设计有机负荷为 5.625kgCOD/ (m³ · d)，COD 去除率达 75% 以上。

（九）ABR 处理生活污水

美国哥伦比亚（Columbia）城的 Tenjo 地方有一套常温下处理生活污水的 ABR 装置（其后接氧化塘），该装置由两个敞开式的 ABR 反应器并联组成，体积是 197m³，每个 ABR 尺寸为 2.7m × 17m × 4.3m，分隔数为 8，水流上升速度为 3.0m/h。

实际运行时的工作情况如下：BOD = 314mg/L，TS = 900mg/L，BOD 容积负荷 0.85kg/ (m³ · d)，HRT = 10.3h，BOD 去除率 70%，SS 去除率 80%。实际运行时发现当 COD 容积负荷在 0.4 ~ 2kg/ (m³ · d) 范围内变动时，COD 去除率基本上保持不变。但是在雨季，水力冲击负荷加剧了污泥的流失，导致处理效率下降。

该厂的实际运行表明，采用 ABR 在常温下处理低浓度废水，其投资要比 UASB 节省 20%，仅相当于一座同等规模采用传统活性污泥法的城市二级污水处理厂投资的 20%。

二、ABR 法的发展前景

废水厌氧反应器处理工艺正朝复合流态和多相控制技术方向发展。采用复合流态可提高反应器的容积利用率、增强适应性，从而提高处理效果。而利用生物相分隔的作用，则可充分发挥不同微生物种群的功能并形成良好的微生态环境，提高系统运行的稳定性。ABR 反应器作为新型的第三代厌氧处理工艺，可在一个反应器内充分实现上述流态的复合化及微生物种群的生态化（相的分离），因而具有比较优良的特点。

实验室、中试和生产规模的研究表明，ABR 反应器在一个较大的负荷范围 [0.4 ~ 28kgCOD/ (m³ · d)] 内能够处理各种浓度（COD 为 0.45 ~ 1 000g/L）的各种废水，对高固体浓度都能有满意的结果。

随着我国经济建设的发展，废水排放量逐年增加，水环境受到严重污染，急需建设大批水处理设施，但却面临着资金和技术上的困难。ABR 作为一种新型高效厌氧处理工艺，具有工艺简单，微生物工作活性高，耐冲击负荷，对有毒物质适应性强，固液分离效果好，操作灵活，处理效果稳定，建设和运行费用低等显著特点。因此，ABR 在我国高浓度工业有机废水（如酿造、造纸、制革废水等）的污染控制中有很好的研究开发价值和推广应用前景。目前已有少数工程应用实例，福建某生化厂采用 ABR 处理制药废水、福建长乐市侨胜纺织印染有限公司应用 ABR 工艺处理毛巾印染废水、中山宝盈香食品调味料有限公司采用 ABR 处理食品调味料废水和成都双机印染厂采用 ABR 处理印染废水，均取得了令人满意的处理效果。但对于 ABR 的试验研究目前还主要处在实验室阶段，所以 ABR 反应器在实际工程中进一步推广之前，仍需要进行大量的试验，结合机理分析，以便深入地了其工艺特性。例如，ABR 第一格要承受很高的负荷，致使在现阶段技术条件下，其整体容积负荷偏低，需改善其水力条件。关于反应器构造的优化设计研究以及反应器内生物的分布状况还需要进一步深入探讨。

相信随着研究的深入，将有利于 ABR 工艺的更合理的设计、操作运行和控制，也将有利于该工艺的进一步改进而促进其在实际工程中的应用。

第九章 SBR 污水生物处理技术

SBR，也称为间歇曝气活性污泥工艺或序批式活性污泥工艺。实际上它并不是一种新的技术，早在1914年 Arden 和 Lockett 在英国曼彻斯特发明活性污泥法时，采用的就是间歇曝气，取得了较好的效果，只是由于当时的自动控制水平较低和设备制造工艺的限制，以及后来污水处理量的日益增大，使间歇法逐渐被连续式活性污泥所取代。随着自动控制和在线监控技术的飞速发展，为 SBR 工艺的深入研究和发​​展提供了前提条件。七十年代初，美国 Name Dame 大学的 Irvine 教授等在美国自然科学基金资助下，开始了间歇式活性污泥法的研究，在实验室中对序列间歇式（序批式）活性污泥法（Sequencing Batch Reactor Activated Sludge Process，简称 SBR）和连续流活性污泥法（Continuous Flow System Activated Sludge Process，简称 CFS）的运行特性作了系统的比较研究，详细定义和描述了序批式间歇反应器（SBR），并于1980年在美国国家环保局（USEPA）的资助下，在印第安纳州的 Clucver 城改建并投产了世界上第一个 SBR 法污水处理厂，取得了令人满意的效果。随着对该工艺的深入研究，SBR 法已逐渐被认为是替代 CFS 法的一种较好的替代工艺。Irvine 等人的研究成果引起了世界各国如日本、加拿大、澳大利亚、东南亚等国的广泛重视，各国技术人员都相继进行了大量的研究。澳大利亚是应用 SBR 法最多的国家之一，目前已建成 SBR 法污水处理厂 600 多座。法国的 Degremont 水处理公司还将 SBR 反应器作为定型产品供小型污水处理站使用。我国近年来对 SBR 的研究和应用开展迅速，1985年在上海市吴淞肉联厂设计并建成了我国第一座 SBR 废水处理设施。湖南省湘潭大学于1989年完成了应用 SBR 工艺处理啤酒废水的中试研究工作，并对 SBR 工艺的运行稳定性及工艺特性进行了系统的研究。上海同济大学等单位也相继对 SBR 的硝化脱氮效能进行了一定的研究。

第一节 SBR 的工艺流程和基本原理

一、SBR 工艺的基本流程

SBR 这一术语来自反应器操作的顺序特性，包括进水、处理和排放等几个步骤，所有的操作都在一个反应器中完成，SBR 工艺的一个完整的操作过程，亦即每一个间歇反应器在处理废水时的操作过程包括如下五个阶段：（1）进水期（或称充水期）；（2）反应期；（3）沉淀期；（4）排水（排泥）期；（5）闲置期。图 9-1 是序批式活性污泥工艺的典型流程。SBR 的运行工况以间歇操作为主要特征。所谓序列间歇式有两种含义：一是运行操作在空间上按序列、间歇的方式进行的，由于污水大多是连续排放且流量的波动是很大的，此时间歇反应器（SBR）至少为两个池或多个池，污水连续按序列进入每个反应器，它们运行时的运行操作在时间上也是按次序排列间歇运行的，一般可按运行次序分为五个阶段，如图 9-1 所示。其中自进水、反应、沉淀、排水排泥至闲置期结束为一个运行周期。在一个运行周期

中，各个阶段的运行时间、反应器内混合液体积的变化及运行状态等都可以根据具体污水的性质、出水水质及运行功能要求等灵活掌握。对于单一的 SBR 而言，不存在空间上控制的障碍，只在时间上进行有效的控制与变换，即能达到多种功能的要求，运行是非常灵活的。

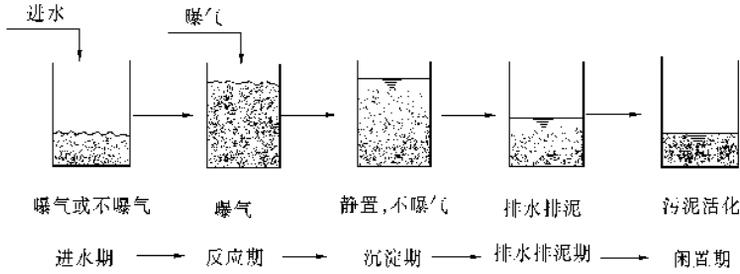


图 9 - 1 SBR 的典型工艺流程

若采用间歇排泥，SBR 处理工艺中可省去污水贮存池，将水直接引入 SBR 反应器，使之成为贮存污水、曝气池和二沉池使用。对于连续排泥的情形，可按如上所述使用多个 SBR 间歇反应单元并联运行，按操作顺序依次对每个 SBR 反应器进行充水。即第 1 个反应器充满水后，将污水接入第 2 个反应器，依次接入第 3、第 4……和第 n 个反应器。当处理系统中的最后一个反应器充水完成后，第一个反应器已完成整个运行周期并接着充水，如此循环往复运行。SBR 工艺运行过程中，进水期接纳污水，有贮存和调蓄的功能，如果在进水期间进行曝气，则还可起到预曝气的作用。

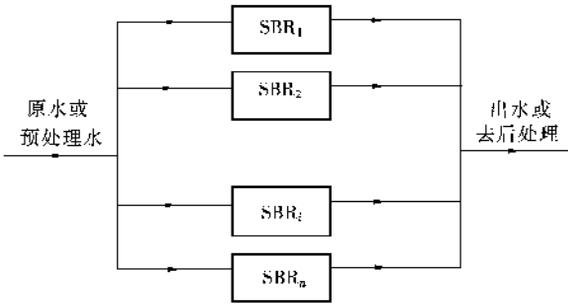


图 9 - 2 多个 SBR 反应器的运行

由于每个 SBR 反应器都有自己单独的阀门控制，多个 SBR 反应器处理系统中需要较多的控制阀门以根据需要进行流量和污水水流的调节和控制。所以，SBR 处理工艺大多适用于处理水量比较小的情形，但如有自动化程度较高的控制系统的话，则也可应用于大水量的处理过程。这是 SBR 处理工艺有别于其他污水生物处理工艺的一个重要方面，也是为什么此工艺在活性污泥法发明之初未能得到应用的原因

所在。

(一) SBR 工艺的操作过程

如前所述，SBR 污水生物处理工艺的整个处理过程实际上是在一个反应器内进行的。它包括了进水期、反应期、沉淀期、排水排泥期和闲置期等五个操作过程。

1. 进水期

将原污水或经过预处理以后的污水引入 SBR 反应器。此时反应器中已有一定数量的满足处理要求的活性污泥，其数量一般为 SBR 反应器容积的 50% 左右，即充水的量约为反应器容积的一半。充水所需的时间随处理规模和反应器容积的大小及被处理污水的水质而定，一般为几个小时。由于 SBR 工艺是间歇进水的，即在每个运行周期之初将污水在一个较短的时间内投入反应器，待反应器充水到一定位置后（如池内充满水）再进行下一步的反应

过程。而在每个运行周期之末，经过反应、沉淀、排水排泥及闲置过程后，反应器中保留了一定数量的活性污泥。很明显，在向反应器充水的初期，反应器内液相的污染物浓度是不大的，但随着污水的不断投入，污染物的浓度将随之不断提高。当然，在污水的投加过程中，SBR 反应器内也存在着污染物的混合和被活性污泥吸附、吸收和氧化等作用。随着液相污染物浓度的不断提高，这种吸附、吸收和氧化等作用也随之加快。如果在进水阶段向反应器中投入的污染物数量不大或污水中的污染物浓度较低，则所投入的污染物能被及时吸附、吸收和氧化降解，整个运行过程将是稳态的，此种情形与连续式活性污泥法中微生物对有机污染物的降解过程类似。但在 SBR 工艺的实际运行过程中，很少会出现这种情况。由于在 SBR 工艺中，污水向反应器的投入时间一般是比较短的，在充水时单位时间内反应器投入的污染物数量比连续式活性污泥法大，投入速度大于活性污泥的吸附、吸收和生物氧化降解速度，从而造成污染物在混合液中的积累。若假定反应器中不存在上述几种作用过程，则随充水的进行，反应器中的污染物将按图 9-3 中折线 a 的规律变化。在相同的时间里，向反应器投入的污染物数量越大，积累量也越大，则混合液中污染物的浓度就越高。如果所处理的污水中含有有毒物质，则其所造成的抑制程度就会越大。为克服有毒污染物对处理过程的影响或污染物积累过多而造成对后续的反应过程产生不利的影响，应注意控制充水时间的长短。即污水浓度越高，污染物毒性越大，其相应的充水时间应较长些，以防止对活性污泥微生物的抑制作用。

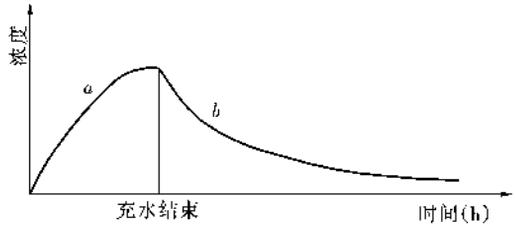


图 9-3 SBR 活性污泥法混合液中污染物浓度的变化规律

根据开始曝气的时间与充水过程时序的不同，SBR 工艺有三种不同的曝气方式：

- (1) 非限量曝气——充水开始即进行曝气，边充水边曝气；
- (2) 限量曝气——充水完毕后再开始曝气；
- (3) 半限量曝气——在充水阶段的后期开始曝气。

采用非限量曝气时，在充水的同时进行曝气，使逐步向反应器投入的污染物能及时得到吸附、吸收和生物降解，从而限制了混合液中的污染物积累，并能在较短的时间内获得较高的处理效果。采用非限量曝气时，在充水的起始阶段，混合液中污染物的浓度不大，降解速度不大，耗氧量也不大，但随着污染物的投入，其在混合液中的积累量也逐渐增大，降解速度增大，耗氧速率也增大，因而在充水的后半期应逐渐加大供氧量。而采用限量曝气时，由于在充水前 SBR 反应器有一个沉淀、排水及闲置过程，混合液中的溶解氧接近于零，所投入的污染物仅能在厌氧条件下得到降解，而这种降解速度是缓慢的，从而会形成污染物的大量积累。如果污染物对活性污泥微生物有毒性，则可能造成抑制作用。即使充水后进行曝气，降解污染物所需的时间也是很长。如果污水中的污染物无毒性，易被微生物所利用，在曝气过程中能被很快降解，此时耗氧速率将比较大。但由于此时反应器混合液中的溶解氧浓度为零，在曝气供氧时的推动力比平时高 20% ~ 30%，供氧和耗氧量近乎平衡，从而在一定程度上提高氧的利用率，如式 (9-1) 所示

$$dC/dt = K_L(C_s - C) \quad (9-1)$$

2. 反应期

反应期是在进水期结束后或 SBR 反应器充满水后，进行曝气如同连续式完全混合活性污泥法一样，对有机污染物进行生物降解。

人们常用一级反应模式、莫诺特方程等来描述生物反应过程。为了加快反应速度，可以提高有机基质的浓度，但若基质浓度过高并超过了一定的限度后，尤其是有毒物质浓度过高的话，则将抑制微生物的正常生长而对污水处理产生不利的影晌。从反应器的理论分析表明，在连续反应器中，完全混合型反应器的毕克列准数（Peclet）小，理想型的完全混合反应器的毕克列准数为零。在整个反应器内，各部分的污染物浓度是均匀的，而且等于反应器出水中的污染物浓度。为了限制污染物对微生物的抑制，采用完全混合方式，对进入反应器的污染物进行最大程度地稀释，从而限制生物反应的速度，使单位池容积的转化率降低。相反，推流式反应器装置的毕克列准数较大，理想的推流式反应器的毕克列准数应为 ∞ 。由于在理想推流式反应器中不存在返混现象，因而在反应器起始端的污染物浓度大，反应速度大，全池的单位容积转化率高。而且，在推流式池内存在 F/M 的梯度，即 F/M 沿池长方向由高到低变化。因此，反应器内的返混程度（用 Peclet 数表示返混程度， $Pe = \mu L/D$ ，返混越大即 D 值越大而 Pe 值越低）越高，污染物的转化率也越低。

很明显，从反应速率角度分析，推流式反应器装置比完全混合式好。SBR 反应器是一种理想的时间序列推流式反应器装置。这可从两个方面加以说明。一是对单个运行过程而言，反应器在停止进水后，进行曝气使微生物对有机基质进行生物降解。虽然就反应器本身而言是属于完全混合型的，但由于在反应过程中反应器不进水，因而在反应器内存在一个污染物的浓度梯度，即 F/M 梯度。犹如传统推流式活性污泥法中沿反应器长度方向存在一个 F/M 的变化一样，所不同的是 SBR 反应器的这种 F/M 梯度是按时间序列变化的，而推流式反应器中的这种 F/M 梯度是按污水在反应器内流经的位置变化的。二是对于整个处理系统而言，SBR 处理工艺则是严格地按推流式运行的。上一个运行周期内进入反应器的污水与下一个运行周期内进入反应器的污水是互不相混的，即是按序批的方式进行反应的。因而 SBR 处理工艺是一种运行周期内完全混合、运行周期间序批推流的理想处理技术。这种特性使得其对污染物质有优良的处理效果且具有良好的抗冲击负荷和防止活性污泥膨胀的性能。

在反应阶段，活性污泥微生物周期性地处于高浓度及低浓度基质的环境中，反应器也相应地形成厌氧—缺氧—好氧的交替过程，使其不仅具有良好的有机物处理效能，而且具有良好的除氮脱磷效果。在 SBR 反应器的运行过程中，随反应器内反应时间的延长，其基质浓度也由高到低变化，微生物经历了对数生长期、减速生长期和衰减期，其降解有机物的速率也相应地由零级反应向一级反应过渡。据国内外有关的研究报道，SBR 法处理的 COD 浓度每升可达几百到几千毫克，其去除率均比传统活性污泥法高，而且可去除一些理论上难以生物降解的有机物质。究其原因可能是：在 SBR 法处理工艺中，系统是在非稳态的工况下运行的，反应器中的生物相十分复杂，微生物的种类繁多，它们交互作用，强化了工艺的处理效能。

反应期所需的反应时间是确定 SBR 处理工艺的一个非常重要的工艺设计参数。其取值的大小将直接影响处理工艺运行周期的长短。反应时间可通过对不同类型的废水进行研究，求出不同时间内污染物质浓度随时间的变化规律来确定。

另外，在每一个运行周期中都不可能把各种污染物完全去除掉，因而上一周期所残留的

污染物将影响下一个周期的处理效率。有研究表明,应用 SBR 工艺处理含酚、二甲苯的污水时,采用污泥浓度为 1500mg/L、非限量曝气、充水时间为 2h,原水含总酚 300mg/L、二甲苯 15mg/L。经 2h 的反应(即连同充水时间总共为 4h),混合液的含酚浓度可降至 0.5mg/L 以下, COD 也低于 30mg/L。但在进行连续多周期的研究过程中发现,当采用 8h 一周期(充水时间为 2h,反应时间为 5h,沉淀及排水 1h),经过不到 10 个周期的运行,出水中的酚浓度逐步提高到 2.0mg/L, COD 也超过 50mg/L。但一般来讲,对于可生化的无毒废水处理,上述影响将不会达到明显的程度,关键是要合理设计和控制闲置期的时间。

3. 沉淀期

和传统活性污泥法处理工艺一样,沉淀过程的功能是澄清出水、浓缩污泥。在 SBR 法中澄清出水是更为主要的。SBR 反应器本身就是一个沉淀池,它避免了在连续流活性污泥法中泥水混合液必须经过管道流入沉淀池沉淀的过程,从而有可能使部分刚刚开始絮凝的活性污泥重新破碎的现象。此外,该工艺中污泥的沉降过程是在相对静止的状态下进行的,因而受外界的干扰甚小,具有沉降时间短、沉淀效率高的优点。

一般而言,构成活性污泥微生物的细菌可分为菌胶团形成菌和丝状菌,当菌胶团形成菌占优势时,污泥的絮凝和沉降性能较好;反之,当丝状菌占优势时,污泥的沉降性能将出现恶化,易发生污泥的丝状菌膨胀问题。在 SBR 法处理工艺中,由于污水是一次性投入反应器的,因而在反应的初期,有机基质的浓度较高,而反应的后期则污染物的浓度较低,反应器中存在着随时间而发生的较大的浓度梯度,有利于菌胶团形成菌的生长,从而可有效地防止污泥的膨胀问题,利于污泥的沉降和泥水分离。

沉淀期所需的时间应根据污水的类型及处理要求而具体确定,一般为 1~2h。

4. 排水排泥期

即 SBR 反应器中的混合液在经过一定时间的沉淀后,将反应器中上清液排出反应器,然后将相当于反应过程中生长而产生的污泥量排出反应器,以保持反应器内一定数量的污泥。SBR 法反应器中的活性污泥数量一般为反应器容积的 50% 左右。

5. 闲置期

闲置期的功能是在静置无进水的条件下,使微生物通过内源呼吸作用恢复其活性,并起到一定的反硝化作用而进行脱氮,为下一个运行周期创造良好的初始条件。通过闲置期后的活性污泥处于一种营养物的饥饿状态,单位重量的活性污泥具有很大的吸附表面积,因而一旦进入下个运行周期的进水期时,活性污泥便可充分发挥其较强的吸附能力而有效地发挥其初始去除作用。闲置期的设置是保证 SBR 工艺处理出水水质的重要内容。

闲置期所需的时间也取决于所处理的污水种类、处理负荷和所要达到的处理效果。

(二) SBR 工艺的运行方式

适当改变 SBR 系统的运行程序,可实现生物除磷。其过程也分为 5 个阶段。阶段 I 为进水阶段,在该阶段内开启设置的搅拌设备进行搅拌,使入流污水与前一周期留在池内的污泥充分混合接触。该阶段工作状态为厌氧,聚磷菌在该阶段中进行磷的释放,为吸磷做准备,因此该段混合液内的 DO 应保持在 0.2mg/L 以下。阶段 II 为曝气期,开启曝气系统为混合液曝气。该阶段工作状态为好氧,除进行 BOD₅ 分解外,聚磷菌在该阶段将过量吸收磷,因而混合液 DO 值应保持在 2.0mg/L 以上,以便促进磷的充分吸收。另外,该阶段曝气时间不宜太长,以免发生硝化,因为硝化产生出的 NO₃⁻-N 会干扰阶段 I 中磷的释放,降低除磷

率。阶段 III 为沉淀排泥阶段，在该阶段中，沉淀与排泥同步进行，主要目的是防止磷的二次释放。这样即使存在二次释放的可能，则聚磷菌在释放磷之前已经被以剩余污泥的形式排出系统。阶段 IV 为排水期，将上清液排出系统。按照以上程序运行，一般可获得 90% 以上的除磷效率，而总的运行周期则仍在 8h 以内。

同样，通过改变运行程序，可以实现生物脱氮。阶段 I 仍为进水期，阶段 II 为曝气阶段。该阶段除完成 BOD_5 的降解外，还要进行硝化，为反硝化脱氮做准备。因而该阶段混合液的 DO 值应控制在 2.0 之上，一般在 2.0 ~ 3.0mg/L 之间， T_a （曝气时间）一般也应大于 4h。阶段 III 为停曝搅拌阶段，该阶段内停止曝气，保持搅拌混合，反硝化细菌进行反硝化脱氮。由于经曝气阶段之后营养已被耗尽，反硝化细菌只能进行内源反硝化，即利用细胞内贮存的有机物作为营养进行反硝化，因而反硝化效率并不是太高。但由于全部混合液均进行反硝化，总的脱氮效率也能维持在 70% 左右。阶段 IV 为沉淀阶段，进行泥水分离。阶段 V 和 VI 分别为排水和排泥阶段。由于硝化阶段要求的曝气时间较长，相应运行周期 T 也延长，一般在 8 ~ 12h 的范围内。

另外，通过改变运行程序，可以同时实现脱氮除磷。其具体过程如下：阶段 I 为进水搅拌，在该阶段内，聚磷菌进行厌氧放磷，DO 应控制在 0.2mg/L 以下。阶段 II 为曝气阶段，在该阶段内除完成 BOD_5 的分解外，还进行硝化和聚磷菌的好氧吸磷，DO 应控制在 2.0mg/L 之上，且该阶段曝气时间 T_a 一般应大于 4h。阶段 III 为停曝搅拌阶段，停止曝气，只进行搅拌。在该阶段内将进行反硝化脱氮，由于该段中 $NO_3^- - N$ 浓度较高，因而一般不会导致磷的二次释放。该阶段历时应在 2h 以上，时间延长，一方面使脱氮效率增高，另一方面能降低阶段 I 混合液中 $NO_3^- - N$ 浓度，避免对释放磷的干扰。阶段 IV 为沉淀排泥阶段，该阶段内既进行泥水分离，又排放剩余污泥。阶段 V 为排水阶段。以上运行程序，总的运行周期在 10 ~ 14h 范围内。

二、SBR 的基本原理

SBR 工艺去除污染物的机理与传统活性污泥工艺完全一致，只是运行方式不同。传统工艺采用连续运行方式，污水连续进入处理系统并连续排出，系统内每一单元的功能不变，污水依次流过各单元，从而完成处理过程。SBR 工艺采用间歇运行方式，污水间歇进入处理系统并间歇排出。系统内只设一个处理单元，该单元在不同时间发挥不同的作用，污水进入该单元后按顺序进行不同的处理，最后完成总的处理被排出。

SBR 反应器充分利用了生物反应过程和单元操作过程的基本原理。

1. 流态理论

由于 SBR 在时间上的不可逆性，根本不存在返混现象，所以属于理想推流式反应器。

2. 理想沉淀理论

其沉淀效果好是因为充分利用了静态沉淀原理。经典的 SBR 反应器在沉淀过程中没有进水的扰动，属于理想沉淀状态。

3. 推流反应器理论

假设在推流式和完全混合式反应器中有机物降解服从一级反应，那么在相同的污泥浓度下，两种反应器达到相同的去除率时所需反应器容积比则为

$$V_{\text{完全混合}}/V_{\text{推流}} = [1 - 1/(1 - \eta)]/\ln(1 - \eta) \quad (9 - 2)$$

式中 η ——去除率。

从数学上可证明当去除率趋于零时 $V_{\text{完全混合}}/V_{\text{推流}} = 1$ ，其他情况下 $V_{\text{完全混合}}/V_{\text{推流}} > 1$ ，就是说达到相同的去除率时推流式反应器要比完全混合式反应器所需要的体积小，表明推流式的处理效果要比完全混合式好。

4. 选择性准则

1973 年 Chudoba 等人提出了在活性污泥混合培养中的动力学选择性准则，这个理论是基于不同种属的微生物在 Monod 方程中的参数 (K_s 、 μ_{max}) 不同，并且不同基质的生长速度常数也不同。Monod 方程可以写成：

$$(dX/dt)/X = \mu = \mu_{\text{max}} \cdot [S/(K_s + S)] \quad (9 - 3)$$

式中 X ——生物体浓度；

S ——生长限制性基质浓度；

K_s ——饱和或半速度常数；

μ 、 μ_{max} ——分别为实际和最大比增长速率。

按照 Chudoba 所提出的理论，具有低 K_s 和 μ_{max} 值的微生物在混合培养的曝气池中，当基质浓度很低时其生长速率高并占有优势，而基质浓度高时则恰好相反。Chudoba 认为大多数丝状菌的 K_s 和 μ_{max} 值比较低，而菌胶团细菌的 K_s 和 μ_{max} 值比较高，这也解释了完全混合曝气池容易发生污泥膨胀的原因。有机物浓度在推流式曝气池的整个池长上具有一定的浓度梯度，使得大部分情况下絮状菌的生长速率都大于丝状菌，只有在反应末期絮状菌的生长没有丝状菌快，但丝状菌短时间内的优势生长并不会引起污泥膨胀。因此，SBR 系统具有防止污泥膨胀的功能。

5. 微生物环境的多样性

SBR 反应器对有机物去除效果较好，而对难降解有机物降解效果好是因其在生态环境上具有多样性，具体讲可以形成厌氧、缺氧和好氧等多种生态条件，从而有利于有机物的降解。

第二节 SBR 工艺的主要性能特点

在连续处理工艺中，当废水和微生物从一个反应池流向另一个反应池时，系统在空间上必须满足实现处理目标所需要的条件。由于每个反应池的体积是固定的，所以给定流速的废水在每种反应条件下的处理时间也相对固定。调整运行时间就必须调整各级反应池的尺寸，有时候很难做到这一点。SBR 法的各个运行期在时间上的有序性，使它具有不同于连续流活性污泥法 (CFS) 的一些特性。

1. 运行操作灵活，效果稳定

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

2. 工艺简单，运行费用低

SBR 法的工艺简单，便于自动控制。其主要设备就是一个具有曝气和沉淀功能的反应

器。无需 CFS 法中的二沉池和污泥回流装置，在大多数情况下可以省去调节池和初沉池。SBR 系统构筑物小，而且简单，因此占地面积少、投资省。由于不需要回流污泥 SBR 节省了相当的能耗。SBR 如采用限制曝气方式运行，则在曝气反应之初，反应器内溶解氧浓度梯度大，氧气利用率较高；在缺氧条件段，微生物可以有效地利用硝酸盐中的氧，这也减少了充氧量；重要的是 SBR 的反应效率高于一般 CFS，即在获得同样的出水水质条件下，SBR 的曝气时间可明显少于 CFS。总体来讲 SBR 的运行费用相对较低。

3. 对水量、水质变化的适应性强

一些废水间歇排放且流量很小，或者水质波动极大，在一般的废水生物处理构筑物中，由于微生物对其生存环境条件要求比较严格，当进入处理系统的废水水质水量发生较大的波动时，处理效果将受到明显的影响。所以，在一般的废水生物处理工艺中，都要设置调节池以均化进水的水质水量。SBR 反应器是集调节池、曝气池和沉淀池于一体的污（废）水处理工艺，能承受较大的水质水量的波动，具有处理效果稳定的特点。研究也已表明，SBR 法在每个运行周期之间以及同周期进水阶段内出现急剧的水质水量变化甚至处理负荷猛增到正常负荷的两倍以上的情况下，仍可获得良好的处理效果。

理论分析亦表明，完全混合式曝气池比推流式曝气池具有更强的耐冲击负荷和抗有毒物质的能力。如上所述，SBR 法是一个在同一运行周期内具有完全混合的特性，而在不同运行周期内具有理想推流式特性的处理工艺。因而虽然它对于时间来说是理想的推流式处理过程，但反应器本身的混合状态又保持了典型的完全混合特性。因此，它具有较强的耐冲击负荷能力。此外，SBR 工艺在沉淀阶段属于静止沉淀，污泥沉降性能好且不需要进行污泥回流，使反应器中维持较高的 MLSS 浓度。在同样条件下，较高的 MLSS 浓度能降低 F/M 值，同样使其具有良好的抗冲击负荷能力。若采用一边进水一边曝气的非限量曝气运行方式，则更能大幅度地增强 SBR 工艺承受废水的毒性和高有机物浓度的能力。国外有关这方面的研究较多，是 SBR 工艺研究和开发的一个研究热点。

4. 反应推动力大

在采用限制曝气和半限制曝气方式运行时，有机物浓度的变化在时间上是一个理想的推流过程，从而使它保持了最大的反应推动力。因此，SBR 法比一般的完全混合式 CFS 具有更高的处理效率，在达到同样出水水质的前提下，SBR 所需要有效反应容积明显少于完全混合式 CFS。

5. 有效地防止污泥膨胀

污泥膨胀问题是传统活性污泥法运行过程中常常发生且难以杜绝的令人棘手的问题。引起污泥膨胀的原因有 90% 以上的情形是由丝状菌的过度生长所造成的。而 SBR 工艺能有效地控制丝状菌的过量繁殖，这主要是因为：①反应器中存在较大的浓度梯度；②反应器中缺氧（或厌氧）和好氧状态并存；③反应器中有较高的底物浓度；④污泥龄短、比增长速率大。

6. 脱氮除磷效果好

废水的自我脱氮除磷需要不同的生态环境和条件，在 CFS 中通常需要通过 A/A/O 工艺来达到去除有机物和氮磷的目的。但 SBR 法处理工艺可根据具体的净化处理要求，通过不同的控制手段而比较灵活地运行。由于其在运行时间上的灵活控制，为其实现脱氮除磷提供了极为有利的条件。SBR 工艺不仅可以很容易地实现好氧、缺氧及厌氧状态交替的环境条

件，而且很容易在好氧条件下增大曝气量、反应时间和污泥龄来强化硝化反应及除磷菌过量摄磷过程的顺利完成；也可以在缺氧条件下方便地投加原污水（或甲醇等）或提高污泥浓度等方式以提供有机碳源作为电子供体使反硝化过程更快地完成；还可以在进水阶段通过搅拌维持厌氧条件以促进除磷菌充分地释放磷。

SBR 法工艺中在单一反应器的一个运行周期中即可完成。其具体运行操作过程为：进水阶段搅拌（在厌氧状态下释放磷）—反应阶段（在好氧状态下降解有机物、硝化和磷吸收）—沉淀排水排泥阶段（通过排泥除磷、利用沉淀过程中的缺氧条件进行反硝化脱氮）—闲置阶段（再生污泥，准备进入下一运行周期）。

如果原污水中 P: BOD₅ 值较高时，采用普通的 A/O 工艺较难以提高除磷效果时，可以根据 Phostrip 法除磷的原理在 SBR 法中实现，只增加一个混凝沉淀池即可。可见，SBR 法很容易满足脱氮除磷的工艺要求，在时间上控制的灵活性又能大大提高脱氮除磷的效果。

SBR 工艺在一个反应器中实现有机物和氮磷的同时去除这一独特优点，是它近年来倍受重视和得到广泛应用的主要原因之一。SBR 的除氮、除磷效果见表 9 - 1。

表 9 - 1 SBR 和连续流活性污泥法（CFS）的比较（生活污水）

方法	BOD ₅ 去除	氮去除	磷去除
连续流活性污泥法	>90%	25% ~ 50%	10% ~ 30%
SBR 一般模式	>90%	55%	65%
SBR 除氮、磷模式	>90%	91%	92%

7. 固液分离效果好

SBR 在沉淀时没有进出水流的干扰，可以避免短流和异重流的出现，是一种理想的静态沉淀，固液分离效果好，容易获得澄清出水。剩余污泥含水率低，浓缩污泥含固率可达到 2.5% ~ 3%，这为后续污泥的处置提供了良好的条件。

8. 易与物化工艺结合

SBR 运行的阶段性使其与混凝、投加吸附剂等提高处理效率的物化工艺相结合提供了便利。如果城市污水中有机物与磷的比值很低，则可以增加一个沉淀池，利用 Phostrip 除磷原理来增加磷的去除效率。SBR 中投加混凝剂或粉末活性炭及其代用品可以提高污泥沉降性能，或增加对难降解有机物的去除。

当然，SBR 技术的也有其不足之处，具体表现为以下几点：

- ①连续进水时，对于单一 SBR 反应器需要较大的调节池；
- ②对于多个 SBR 反应器，其进水和排水的阀门自动切换频繁；
- ③无法达到大型污水处理项目之连续进水、出水的要求；
- ④设备的闲置率较高；
- ⑤污水提升水头损失较大；
- ⑥如果需要后处理，则需要较大容积的调节池。

以上问题可通过对 SBR 系统和系统进水方式的调整以及 SBR 计算机程序化控制技术的提高来解决。

第三节 SBR 工艺的设计参数及应用发展

一、SBR 处理系统的工艺设计

1. 运行周期 (T) 的确定

SBR 工艺按照时间程序, 定时进行开停操作, 包括进水、处理和排放等几个步骤, 所有的操作都在一个反应器中完成。SBR 的运行周期由充水时间、曝气反应时间、沉淀时间、排水排泥时间和闲置时间来确定。

(1) 确定进水时间 T_f

T_f 取决于入流污水流量 Q 和反应池的有效容积 V 以及污泥的沉降性能。可用下式计算:

$$T_f = \frac{A \cdot h}{Q} \quad (9-3)$$

式中 Q ——入流污水流量;

A ——每座反应池的表面积;

h ——每周期的排水深度, 可由式 (5-4) 计算

$$h = H \cdot \left(1 - \frac{SVI \cdot MLSS}{10^6} \right) - \Delta h \quad (9-4)$$

式中 h ——最佳排水深度;

H ——池内工作水深;

SVI ——活性污泥容积指数;

$MLSS$ ——曝气阶段污泥浓度;

Δh ——安全余量。 Δh 一般可取 0.1m。

(2) 确定曝气反应时间 T_a

T_a 取决于进水水质、出水质量要求等因素。可用本厂或相近厂的运行经验确定。一般来说, 进水污染物浓度高、出水质量要求高时, T_a 应长一些。当要求硝化或反硝化脱氮时, 一般应大于 3h, 另外, T_a 也可利用有机负荷 F/M 来计算:

$$T_a = T_f \cdot \frac{Q \cdot BOD_i}{MLVSS \cdot V \cdot \frac{F}{M}} \quad (9-5)$$

式中 T_f ——进水时间;

Q ——处理厂入流污水量;

BOD_i ——入流 BOD_5 ;

$MLVSS$ ——曝气阶段混合液污泥浓度;

V ——反应池的总有效容积。

(3) 确定沉淀时间 T_s

T_s 与污泥的沉降性能及反应池的表面积有关。由于 SBR 系统污泥沉降性能良好, SVI 一般在 100mL/g 左右, 且为静止沉降, 因而 T_s 采用 1h 就足够。具体可根据本厂或相近厂的运行经验确定。当 T_a 较长, 发生硝化时, 注意 T_s 不能太长, 防止反硝化导致污泥上浮。

(4) 排水时间 T_d 的确定

排水时间取决于每周期的排水量和滗水器的排水速度，可用下式计算：

$$T_d = \frac{Q \cdot T_f}{q_d} \quad (9 - 6)$$

式中 Q ——处理厂入流污水量；

T_f ——每周期进水时间；

q_d ——滗水器的排水速度。

排水时间不宜太短，否则会扰动污泥层，降低出水质量；但 T_d 太长浪费时间，一般控制在 0.5 ~ 1.0h 较合适。当发现滗水器不满足以上要求时，应予以更换。

(5) 排泥时间 T_w 和排泥量的确定

排泥时间取决于每周期要排放的剩余污泥量及排泥设备的速度，计算如下：

$$T_w = \frac{Q_w}{q_w} \quad (9 - 7)$$

式中， Q_w 为每周期需排放的剩余污泥量，一般采用污泥龄 SRT 控制，排泥量可由式 (5 - 8) 或 (5 - 9) 计算； q_w 为排泥设备的排放速度。

$$Q_w = \frac{T}{24} \cdot \frac{MLSS}{WSS} \cdot \frac{V}{SRT} \quad (9 - 8)$$

$$Q_w = \frac{T}{24} \cdot \frac{H - h}{H} \cdot \frac{V}{SRT} \quad (9 - 9)$$

式中 Q_w ——排泥量；

T ——运行周期；

V ——反应池的总有效容积；

MLSS——曝气阶段混合液污泥浓度；

WSS——排泥浓度；

H ——反应池的有效水深；

h ——每周期的排水深度。

闲置时间 (T_e)：一般取 2h。因此，SBR 工艺的运行周期 $T = T_f + T_a + T_s + T_d + T_w + T_e(2h)$ 。

2. 反应器容积的设计

SBR 为序列式活性污泥处理过程，就具体工艺来说，不同的曝气方式其进水流量和时间均不同。

(1) 限量曝气方式

按限量曝气方式运行时，充水流量最大。按此方式设计的 SBR 系统可灵活地按其它方式运行，因而大多数情况下按此方式设计 SBR 系统。在限量曝气方式运行的池中，充水期内污泥浓度 MLSS 的增长甚少，充水期结束时基质浓度达到最大值。反应期开始时混合液中的营养丰富，污泥呈现对数增长，曝气结束时基质浓度达到设计出水浓度值。迫使污泥逐步进入内源呼吸阶段。因此，SBR 生物降解所需的时间主要由充水时间和反应时间决定。当进水和出水有机物浓度保持不变时，($T_f + T_a$) 随 T_f 的增长而延长；若保持运行周期 T 不变时， T_f 超过一定限度，则出水有机物浓度将增加，所以 $F_f / (T_f + T_a)$ 应由实验确定。SBR

反应器的容积可由式 (9 - 10) - (9 - 15) 确定。

$$V_0 = qS_0T_f/[X(k_0 + k_1T_aS_e)] \text{ (立方米 / 池)} \quad (9 - 10)$$

$$L_m = S_0M/(e\lambda X)/[\text{(kgMLSS} \cdot \text{d)}] \quad (9 - 11)$$

$$V = V_0/\lambda \text{ (立方米 / 池)} \quad (9 - 12)$$

$$n = 24Q_0/(mV_0) \text{ (个)} \quad (9 - 13)$$

$$q = Q_0/(nmV_0T_f) \text{ (m}^3\text{/h)} \quad (9 - 14)$$

$$m = 24/T \text{ (次)} \quad (9 - 15)$$

式中 V_0, V ——分别为单池充水容积和单池总容积；

V ——充水容积 V_0 和存留沉淀污泥容积 V_m 之和 (V_0/V_m 一般为 1: 1 ~ 1: 4)；

S_0, S_e ——分别为进水和反应结束时的污染物浓度；

Q_0, q ——分别为原污水和 SBR 池充水流量；

n, m ——分别为 SBR 池数和每天的运行周期数；

e, λ ——分别为曝气时间和充水比：

$$e = T_a/T, \lambda = V_0/V \text{ (一般取 } 0.5 \sim 0.7 \text{)}$$

k_0, k_1 ——分别为零级和一级反应动力学常数，L/d；

T_f, T_a ——分别为充水时间和反映时间，h；

X, L_m ——分别为 SBR 反应器中的污泥浓度和污泥负荷。

(2) 非限量曝气方式

非限量曝气方式运行时充水和曝气同时进行。由于进水速度远大于进水过程中反应器内污染物的降解速度，从而使 SBR 反应器内出现污染物的积累。在充水结束时，池内污染物浓度达到最大；反应期结束时，池内污染物浓度恢复至充水前的水平。每个曝气池的总有效容积 V 应为充水容积 V_0 和存留沉淀污泥容积 V_s 之和。曝气池的充水容积应保证系统停止充水时贮存入调节池的污水量和该充水时间内进入系统的污水量进入曝气池，故非限量曝气方式运行时 SBR 的容积可由式 (9 - 16) - (9 - 19) 确定：

$$V_0 = (T - nT_f)q/n + qT_f \approx qT/n \text{ (立方米 / 池)} \quad (9 - 16)$$

$$V = V_0/\lambda = Tq/(n\lambda) \text{ (立方米 / 池)} \quad (9 - 17)$$

$$X = (1 - \lambda - h_2/H)X' \text{ (mg/L)} \quad (9 - 18)$$

$$(\lambda = 1 - X/X' - h_2/H)$$

$$L_m = [\lambda/(1 - \lambda)]S_0/(T_fX_0) \quad (9 - 19)$$

式中 h_2, H ——分别为 SBR 反应器中沉淀污泥层上的保护层高度和总有效高度 (m) h_2 一般为 0.5m，主要考虑在排水的过程中，为了不排走污泥而设置的一个保护高度；

X' ——SBR 中沉淀后污泥的浓度 (一般在 10 ~ 12g/L 左右)；

其余符号同前。

由以上各表达式可见，当污水水质、水量确定后，只要控制好活性污泥特性，就能控制 X', X ，只要选定适宜的充水时间 T_f 及充水比 λ ，即可控制 S_{max}, X 及 T_a ，也控制了 SBR 反应器的运行周期 T 。因此，充水时间 T_f 和充水比 λ 将成为 SBR 工艺设计的主要参数。

3. 污水贮存池最小容积的设计

由于 SBR 法反应器能将若干小时的污水在池内混合,对原水有一定的均化作用,如果多个曝气池顺序进水,能将较长时间的高负荷的污水进行分割,让几个池子来承担高负荷,使曝气池有较好的工作稳定性,从而减少了调节池的容积。但是,由于 SBR 法由几个池子顺序进水,在安排各池运行周期及进水时间时,可能出现各池不处在充水阶段,这样进水系统的原污水就应贮存起来,待下一个曝气池充水开始时再抽入曝气池。这部分贮存容积视运行周期的具体安排而定。

假定 SBR 的运行周期为 T , 充水时间为 T_f , SBR 反应池的池数为 n 。各曝气池都不处于充水阶段的时间 (T_p) 及最小贮存容积 (V_p) 应为:

$$T_p = (T - nT_f)/n \quad (9 - 20)$$

$$V_p = qT_p = q(T - nT_f)/n \quad (9 - 21)$$

4. SBR 反应器进水流量的设计

SBR 曝气池可采用重力自流进水,但若需要进行污水贮存时,一般只能用水泵供水。此时水泵的输水流量应按式 (9 - 22) 计算。所得的 Q_0 值应保证大于 q 。如果采用的充水时间 T_f 值不适宜或反应器数 n 过多, Q_0 小于 q , 说明可能出现两个以上的曝气池同时充水,这是不正常的。

$$Q_0 = V_0/T_f = qT/(nT_f) \quad (9 - 22)$$

5. 排水系统的设计

排水系统是 SBR 处理工艺设计的重要内容,也是其设计中最具特色和关系到该系统运行成败的关键部分。目前,国内外报道的 SBR 排水装置大致可归纳为以下几种:

(1) 潜水泵单点或多点排水。这种方式电耗大且容易吸出沉淀污泥;

(2) 池端(侧)多点固定阀门排水,由上自下开启阀门。但其操作不方便,排水容易带泥;

(3) 浮子式软管排水。这种方式易在排水初期带泥。

理想的排水装置应满足以下几个条件:①单位时间内出水量大,流速小,不会使沉淀污泥重新翻起;②集水口随水位下降,排水期间始终保持反应当中的静止沉淀状态;③排水设备坚固耐用且排水量可无级调控,自动化程度高。湖南湘潭大学环境科学研究中心张森林等人设计制造的浮子式伸缩软管自动排水装置(已申请国家实用新型专利)。该装置的工业运行结果完全符合上述要求。此外,自动控制的滗水器正在研制中。

二、SBR 工艺的应用发展

由于技术上的特点,SBR 系统进一步拓宽了活性污泥法的使用范围。就近期的技术条件,SBR 系统更适合以下情况:

①中小城镇生活污水和厂矿企业的工业废水,尤其是间歇排放和流量变化较大的地方。

②需要较高出水水质的地方,如风景游览区、湖泊和港湾等,不但要去除有机物,还要要求水中除磷脱氮,防止河湖富营养化。

③水资源紧缺的地方。SBR 系统可在生物处理后进行物化处理,不需要增加设施,便于水的回收利用。

④用地紧张的地方。

⑤对已建连续流污水处理厂的改造等。

⑥非常适合处理小水量，间歇排放的工业废水与分散点源污染的治理。

传统的 SBR 工艺系完全间歇式运行，即周期进水，周期排水及周期曝气。目前这仍是最普遍的运行方式。近年来，出现了一种新的 SBR 运行方式：连续进水，周期排水，周期曝气。以这种方式运行的 SBR 工艺有很多名称，如 IDEA 工艺、DAT - IAT 工艺或 ICEAS 工艺、CASS 工艺等，但本质上都大同小异，其核心均为连续进水、周期排水。

1. ICEAS 工艺

ICEAS（间歇式循环延时曝气活性污泥工艺）于 20 世纪 80 年代初在澳大利亚兴起，是变形的 SBR 工艺，最大的特点就是在反应器的进水端增加了一个预反应区，运行方式为连续进水（沉淀期、排水期仍连续进水），间歇排水，无明显的反应阶段和闲置阶段。虽然沉淀期进水在主反应区底部造成的水力紊动影响泥水分离时间，使进水量受到一定限制，但由于 ICEAS 设施简单，管理方便，尤其是处理市政污水和工业废水方面比经典的 SBR 系统费用更省，故在国内外均得到广泛应用。

ICEAS 工艺一般采用由两个矩形池为一组的 SBR 反应器，每个池子分为预反应区和主反应区两部分。预反应区一般处于厌氧或缺氧状态，主反应区是曝气反应的主体，体积占反应器总池容的 85% ~ 90%，是连续进水工艺，其运行工序由曝气、沉淀、滗水组成，运行周期比较短，一般为 4 ~ 6h。ICEAS 的优点是采用连续进水系统，减少了运行操作的复杂性，故适用于较大规模的污水处理，但其在工艺改进的同时也丧失了 SBR 工艺的许多优点，仅仅保留了 SBR 反应器的结构特征。与经典 SBR 工艺相比，ICEAS 工艺具以下特点：

(1) 沉淀特性不同。ICEAS 的沉淀会受到进水扰动，破坏了其成为理想沉淀的条件。为了减少进水带来的扰动，一般将池子设计成长方形，使其出水近似于平流沉淀池出水。

(2) 理想推流性能和污泥膨胀的控制。由于连续进水，ICEAS 丧失了经典 SBR 的理想推流和对难降解物质去除率高的优点，而且不能控制污泥膨胀的发生，所以需要设置选择区。

(3) 因连续进水而适用于较大型污水处理厂。连续进水不用进水阀门之间切换，控制简单，从而可应用于较大型的污水厂。

2. CASS (CAST、CASP) 工艺

CASS/CAST/CASP（循环式活性污泥工艺）是 Goronszy 在 SBR 基础上结合生物反应动力学原理及合理的水力条件开发出的一种新工艺，CASS 工艺中污水分批次进入反应池，然后按反应、沉淀、排出上清液和闲置完成一个操作周期。运行中的 CASS 一般分为三个区：一区为微生物选择区；二区为缺氧区；三区为好氧区，各区容积之比一般为 1: 5: 30。污水首先进入选择区，与来自主反应区的混合液（20% ~ 30%）混合，经过厌氧反应后进入主反应区。主反应区以完全混合方式进行，该区在充氧时要进行有机物的降解、硝化/反硝化和磷的吸收。最终通过沉淀泥水分离，排除剩余污泥。

CASS 工艺与 ICEAS 工艺相类似，但是通过设置选择器、预反应区和污泥回流等措施可以起到控制污泥膨胀、增大有机物的去除率和除磷脱氮的作用，同时通过多个反应器的组合创造了静止沉淀的条件。CASS 工艺具有以下特点：

(1) 活性污泥种群的选择抑制污泥膨胀。在 CASS 工艺中，在反应池的首部设置生物选择器，使得回流污泥中絮凝性微生物在高基质浓度时，能迅速吸收吸附可溶性有机物，生长速度快。相反，当基质浓度低时，丝状菌生长速度及繁殖能力超过非丝状菌。因此，在选择

器中能迅速去除进水中可溶性有机物，并有效地抑制丝状菌生长和繁殖，消除污泥膨胀的根源。

(2) 具有生物除磷功能。CASS 系统中通过曝气和非曝气阶段使活性污泥不断经过好氧和厌氧的循环，这些反应将有利于聚磷菌在反应池中的生长和积累，具有生物除磷功能。

(3) 通过硝化和反硝化实现生物脱氮。反应池在运行时通过控制供氧强度和溶解氧浓度，使絮凝体的外部能保持好氧环境进行硝化，而较强的硝酸盐浓度则能较好地渗透到絮体内部。因此，在絮体内部能有效地进行反硝化过程，实现生物脱氮。另外污泥中存在少量的硝酸盐，在曝气停止后的非曝气阶段中，沉淀污泥中也存在反硝化作用；通过污泥回流，部分硝酸盐回流至厌氧选择器中，在选择器中也有部分反硝化作用。

(4) 污泥沉降性好。反应池每一个循环周期在进行曝气结束后的沉淀阶段中，整个池子面积均用于泥水分离。另外在沉淀阶段无进水干扰，沉降过程在静止环境中进行。具有良好的泥水分离效果。

(5) 工艺控制灵活。在一个运行周期中，各阶段的运行时间、反应池中混合液浓度的变化都可以根据污水进水水量、进水水质、出水水质等要求灵活掌握。如果进水中出现短时间有机负荷和水力负荷冲击时，池中的水位由最低水位一直升高至最高水位，系统以正常循环转换至高峰流量循环，以适应来水情况，具有抗冲击负荷能力。

3. DAT - IAT 工艺

DAT - IAT 系统是 SBR 工艺完善和发展的新形式。它的反应机理以及污染物去除机制与连续活性污泥法相同。DAT 池为预反应池，也称为连续曝气区，池中水流呈完全混合流态，绝大部分有机物在这个池中降解。IAT 相当于一个传统的 SBR 池，但进水为连续流。DAT - IAT 系统的主体构筑物由一个连续曝气池和一个间歇曝气池串连而成。一般情况下，DAT 连续进水、连续曝气，其出水连续流入 IAT，在此完成曝气沉淀、滗水和排除剩余污泥工序。经过格栅及沉淀池处理过的废水进入 DAT，初步生化进入 IAT，由于连续曝气起到了水力均衡的作用，提高了整个系统的稳定性，进水工序只发生在 DAT，排水工序只发生在 IAT，使整个生化系统可调节性进一步增强，有利于去除难降解有机物。一部分剩余污泥由 IAT 回流到 DAT。和典型的 SBR 反应池一样，IAT 池运行操作由进水、反应、沉淀、出水和闲置 5 个阶段组成。

与 CASS 工艺相比，DAT 池是一种更加灵活、完备的生物选择器，从而使 DAT 池与 IAT 池能够保持较长的污泥龄和很高的 MLSS 浓度，对有机负荷及毒物有较强的抗冲击能力，容易实现脱氮除磷的条件，是一种很好的脱氮除磷工艺。

4. UNITANK 工艺

UNITANK 工艺是传统 SBR 工艺的一种变型和发展，类似于三沟式氧化沟工艺，为连续进水连续出水的处理工艺。在外形上是一矩形体，里面被分割成三个相等的矩形单元池，相邻的单元池之间以开孔的公共墙相隔，以使单元池之间彼此水力贯通。UNITANK 工艺运行方式灵活，可以通过时间及空间的控制及曝气、搅拌的控制，使 3 个池内形成好氧、缺氧或厌氧的环境，实现多种工艺目的，如碳源有机物的去除、脱氮、除磷等。UNITANK 的通用形式是采用三个池子的标准系统，这三个池子通过共壁上的开孔实现水力连接，无需用泵输送。每个池中都装有曝气系统（可以是表曝也可以是鼓风曝气），同时外面的两个池子都装有溢流堰用于排水，既可以用作反应区也可以用作沉淀池。每个池子都可以进水，剩余污泥

也是从边缘两个作沉淀池的池子排出。与传统活性污泥法一样，UNITANK 系统是连续运行的，但是其单个池子是按一定周期运行的。UNITANK 系统可在恒定水位下连续运行，此时从整个系统来看它已经不属于 SBR 了，与交替运转的三沟式氧化沟非常相似，更接近于传统的活性污泥法，这是该工艺最为显著的一个特点；UNITANK 也可在恒水位下交替运行，出水采用固定堰而不是滗水器，在任一时刻总有一个池子作为沉淀池，这个沉淀池相当于平流式沉淀池，所以在设计上需要满足平流沉淀池的功能，这是 UNITANK 的第二个特点；标准的 UNITANK 系统是由三个正方形池所组成，弥补了单个反应器完全混合的不足，这是其第三个特点。

第十章 生物膜处理技术

生物膜处理技术是根据土壤自净的原理发展起来的。土壤自净是土壤依靠自身的组分、功能和特性，对介入其中的外界物质有很大的缓冲能力和自身更新作用，即通过物理、化学和生物化学的一系列变化，使污染物分解转化去毒，从而保持一定程度的稳定状态。最早人们利用污水灌溉农田，发现了土壤渗滤作用对污水中有机物有净化作用，因此，用人工方法建造了间歇砂滤池及接触滤池，继而采用较大颗粒的滤料，建成了所谓滴滤池。现一般称为生物滤池。

从微生物对有机物降解过程的基本原理上分析，生物膜处理技术与活性污泥处理技术是相同的，两者主要不同是活性污泥法是依靠曝气池中悬浮流动着的活性污泥来分解有机物的，而生物膜法则主要依靠固着于载体表面的微生物膜来净化有机物。

与活性污泥处理技术相比，生物膜处理技术具有以下特点：

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

② 不会发生污泥膨胀，运转管理较方便；

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

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

⑤ 多采用自然通风供氧；

⑥ 活性生物量难以人为控制，因而在运行方面灵活性较差；

⑦ 由于载体材料的比表面积小，故设备容积负荷有限，空间效率较低。国外的运行经验表明，在处理城市污水时，生物滤池处理厂的处理效率比活性污泥法处理厂略低。50%的活性污泥法处理厂 BOD_5 去除率高于91%，50%的生物滤池处理厂 BOD_5 去除率为83%，相对应的出水 BOD_5 分别为14mg/L和28mg/L。

生物膜处理设备类型很多，按生物膜与废水的接触方式不同，可分为填充式和浸渍式两类。在填充式生物膜处理技术中，废水和空气沿固定的填料或转动的盘片表面流过，与其上生长的生物膜接触，典型设备有生物滤池和生物转盘。在浸渍式生物膜处理技术中，生物膜载体完全浸没在水中，通过鼓风曝气供氧。如载体固定，称为接触氧化法；如载体流化则称为生物流化床。

生物滤池根据设备形式不同分为普通生物滤池和塔式生物滤池，也可根据承受污水负荷大小分为普通生物滤池和高负荷生物滤池。

第一节 生物滤池的构造及原理

一、生物滤池的基本原理

生物滤池处理废水就是使废水与生物膜接触，进行固、液体的物质交换，利用膜内微生物将有机物氧化，使废水获得净化，同时，生物膜内微生物不断生长与繁殖。生物膜在载体上的生长过程是这样的：当有机废水或由活性污泥悬浮液培养而成的接种液流过载体时，水中的悬浮物及微生物被吸附于固相表面上，其中的微生物利用有机底物而生长繁殖，逐渐在载体表面形成一层黏液状的生物膜。这层生物膜具有生物化学活性，又进一步吸附、分解废水中呈悬浮、胶体和溶解状态的污染物。

为了保持好气性生物膜的活性，除了提供废水营养物外，还应创造一个良好的好氧条件，亦即向生物膜供氧。在填充式生物膜法设备中常采用自然通风或强制自然通风供氧。氧透入生物膜的深度取决于它在膜中的扩散系数、固 - 液界面处氧的浓度和膜内微生物的氧利用率。对给定的废水流量和浓度，好气层的厚度是一定的。增大废水浓度将减小好气层的厚度，而增大废水流量则将增大好气层的厚度。

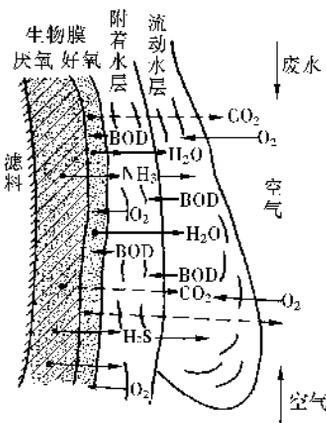


图 10 - 1 生物膜中的物质传递

生物膜中物质传递过程如图 10 - 1 所示。由于生物膜的吸附作用。在膜的表面存在一个很薄的水层（附着水层）。废水流过生物膜时，有机物经附着水层向膜内扩散。膜内微生物在氧的参加下对有机物进行分解和机体新陈代谢。代谢产物沿底物扩散相反的方向，从生物膜传递返回水相和空气中。

随着废水处理过程的发展，微生物不断生长繁殖，生物膜厚度不断增大，废水底物及氧的传递阻力逐渐加大，在膜表层仍能保持足够的营养以及处于好氧状态，而在膜深处将会出现营养物质或氧的不足，造成微生物内源代谢或出现厌氧层，此处的生物膜因与载体的附着力减小及水力冲刷作用而脱落。老化的生物膜脱落后，载体表面又可重新吸附，生长、增生物膜直至重新脱落。从吸附到脱落，完成一个生长周期。

在正常运行情况下，整个反应器的生物膜各个部分总是交替脱落的，系统内活性生物膜数量相对稳定，膜厚 2 ~ 3mm，净化效果良好。过厚的生物膜并不能增大底物利用速度，却可能造成堵塞，影响正常通风。因此，当废水浓度较大时，生物膜增长过快，水流的冲刷力也应加大，如依靠原废水不能保证其冲刷能力时，可以采用处理出水回流，以稀释进水和加大水力负荷，从而维持良好的生物膜活性和合适的膜厚度。

生物膜中的微生物主要有细菌（包括好气、厌气及兼气细菌）、真菌、放线菌、原生动物（主要是纤毛虫）和较高等的动物，其中藻类、较高等生物比活性污泥法多见。微生物沿水流方向在种属和数目上具有一定的分布。在塔式生物滤池中，这种分层现象更为明显。在填料上层以异养细菌和营养水平较低的鞭毛虫或肉足虫为主，在填料下层则可能出现世代期长的硝化菌和营养水平较高的固着型纤毛虫。真菌在生物膜中普遍存在，在条件合适时，可能成为优势种。在填充式生物膜处理技术装置中，当气温较高和负荷较低时，还容易孳生

灰蝇，它的幼虫色白透明，头粗尾细，常分布在生物膜表面，成虫后在生物膜周围翔栖。

生物相的组成随有机负荷、水力负荷、废水成分、pH 值、温度、通风情况及其他影响因素的变化而变化。

二、生物滤池的构造

生物滤池一般由钢筋混凝土或砖石砌筑而成，在平面上一般呈矩形、圆形或多边形，其中以圆形为多。它的主要组成部分是滤料、池壁、排水系统和布水系统，如图 10 - 2 所示。

生物滤池要求通风良好，布水均匀，单位体积滤料的表面积和空隙率都比较大，以利于生物膜、污水和空气之间的接触和通风。

1. 滤料

滤料作为生物膜的载体，对生物滤池的工作影响较大。滤料表面积越大，生物膜数量越多。但是，单位体积滤料所具有的表面积越大，滤料粒径必然越小，空隙也越小，从而增大了通风阻力。相反，为了减小通风阻力，孔隙就要增大，滤料比表面积将要减小。

滤料粒径的选择应综合考虑有机负荷和水力负荷等因素，当有机物浓度高时，应采用较大的粒径。滤料应有足够的机械强度，能承受一定的压力，其容重应小，以减少支承结构的荷载；滤料既应能抵抗废水、空气、微生物的侵蚀，又不宜含影响微生物生命活动的杂质；滤料应就地取材，价格便宜，加工容易。

生物滤池过去常用拳状滤料，如碎石、卵石、炉渣、焦炭等，而且颗粒比较均匀，粒径为 25 ~ 100mm，滤层厚度为 0.9 ~ 2.5m，平均 1.8 ~ 2.0m。近年来，生物滤池多采用塑料滤料，主要由聚氯乙烯、聚乙烯、聚苯乙烯、聚酰胺等加工成波纹板、蜂窝管、环状及空圆柱等复合式滤料，如图 10 - 3 所示。这些滤料的特点是比表面积大（达 100 ~ 340m²/m³），孔隙率高（可达 90% 以上），从而大大改善膜生长及通风条件，使处理能力大大提高。

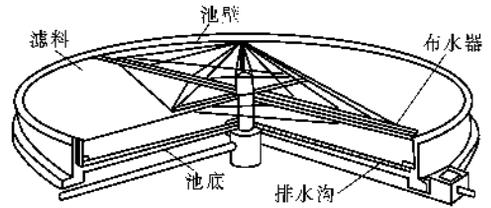


图 10 - 2 生物滤池的构造

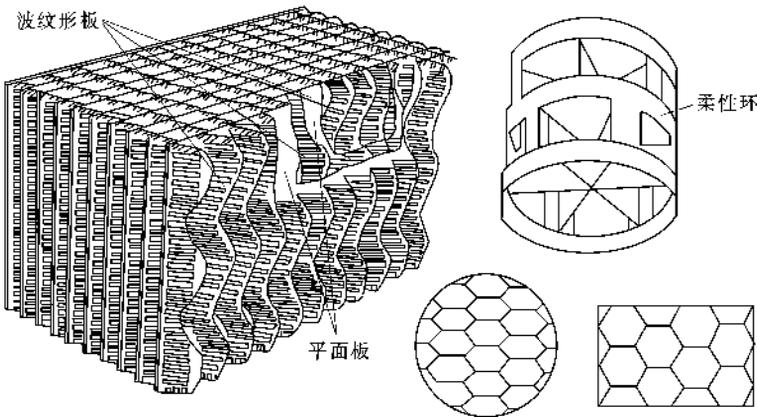


图 10 - 3 各型塑料滤料

2. 池壁

生物滤池池壁只起围挡滤料的作用，一些滤池的池壁上带有许多孔洞，用以促进滤层的

内部通风。一般池壁顶应高出滤层表面 0.4 ~ 0.5m，以免因风吹而影响废水在池表面上的均匀分布。池壁下部通风孔总面积不应小于滤池表面积的 1%。

3. 排水及通风系统

排水及通风系统用以排除处理水，支撑滤料及保证通风。排水系统通常分为两层，即包括滤料下的渗水装置和底板处的集水沟和排水沟。常见的渗水装置如图 10 - 4 所示。其中有支撑在钢筋混凝土梁或砖基上的穿孔混凝土板图 10 - 4 (a)、砖砌的渗水装置图 10 - 4 (b)、滤砖图 10 - 4 (c)、半圆形开有孔槽的陶土管图 10 - 4 (d)。渗水装置的排水孔槽面积应不小于滤池表面积的 20%，它同池底之间的间距应不小于 0.3m。滤池底部可用 0.01 的坡度坡向池底集水沟，废水经集水沟汇流入总排水沟，总排水沟的坡度应不小于 0.005。

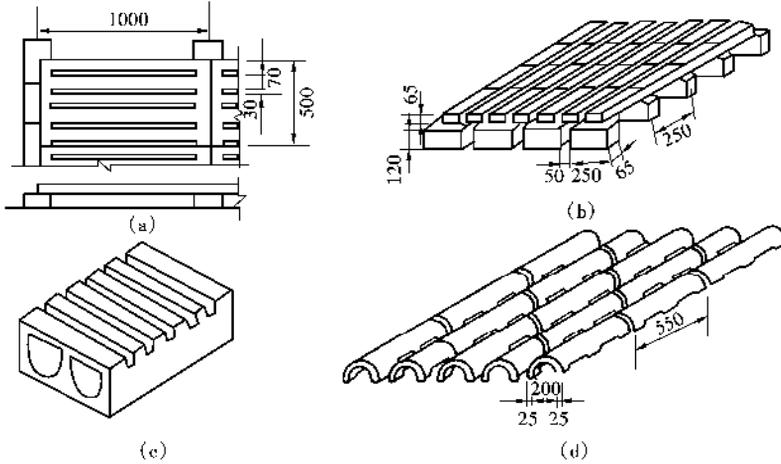


图 10 - 4 生物滤池的渗水装置

总排水沟及集水沟的过水断面应不大于沟断面积的 50%，以保留一定的空气流通空间。沟内水流的设计流速应不小于 0.6m/s。

如生物滤池的池面积不大，池底可不设集水沟，而采用坡度为 0.005 ~ 0.01 的池底将水流汇向池内或四周的总排水沟。

4. 布水装置

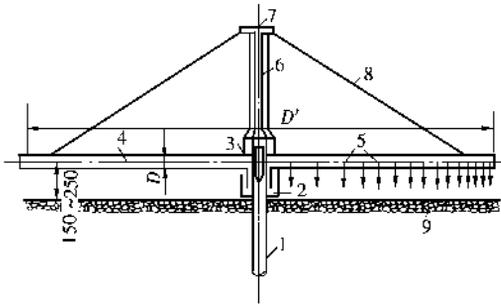


图 10 - 5 旋转式布水器

- 1—进水竖管；2—水银封；3—配水横管；
- 4—布水横管；5—布水小孔；6—中央旋
- 转柱；7—上部轴承；8—钢丝绳；9—滤料

布水装置设在填料层的上方，用以均匀喷洒废水。早期使用的布水装置是间歇喷淋式的，每两次喷淋的间隔时间为 20 ~ 30min，让生物膜充分通风。后来发展为连续喷淋，使生物膜表面形成一层流动的水膜，这种布水装置布水均匀，能保证生物膜得到连续的冲刷。目前广泛采用的连续式布水装置是旋转布水器，如图 10 - 5 所示。

旋转布水器适用于圆形或多边形生物滤池，它主要由进水竖管和可转动的布水横管组成，固定的竖管通过轴承和配水管短管联系，配水管短管连接布水横管，并一起旋转。布水横管

一般为2~4根，横管中心高出滤层表面0.15~0.25m，横管沿一侧的水平方向开设有直径10~15mm的布水孔。为使每孔的洒水服务面积相等，靠近池中心的孔间距应较大，靠近池边的孔间距应较小。当布水孔向外喷水时，再反作用力推动下布水横管旋转。为了使废水能均匀喷洒到滤料上，每根布水横管上的布水孔位置应错开，或者在布水孔外设可调节角度的挡水板，使废水从布水孔喷出后能成线状，均匀的扫过滤料表面。旋转布水器所需水头一般为0.25~1.0m，旋转速度为0.5~9r/min。

三、生物过滤法的基本流程与分类

生物过滤的基本流程与活性污泥法相似，由初次沉淀—生物滤池—二次沉淀等三部分组成。在生物过滤中，为了防止滤层堵塞，需设置初次沉淀池，预先去除废水中的悬浮物。二次沉淀池用以分离脱落的生物膜。由于生物膜的含水率比活性污泥小，因此，污泥沉淀速度较大，二次沉淀池容积较小。

生物滤池可根据设备形式不同分为普通生物滤池和塔式生物滤池。也可根据承受污水负荷大小分为低负荷生物滤池（普通生物滤池）和高负荷生物滤池。

（一）低负荷生物滤池

低负荷生物滤池的滤料一般采用碎石或炉渣等颗粒滤料，滤料的工作厚度为1.3~1.8m，粒径25~40mm，承托层厚0.2m，颗粒70~100mm，滤料的总厚度为1.5~2.0m。由于负荷率低，污水的处理程度较高。一般生活污水经滤池处理后出水 BOD_5 常小于20~30mg/L，并有溶解氧的硝酸盐存在于出水中，二次沉淀池的污泥呈黑色，氧化程度很高，污泥稳定性好。说明在这种生物滤池中，不仅进行着有机物的吸附、氧化，而且也进行硝化作用。缺点是水力负荷、有机负荷率均很低，占地面积大，水流的冲刷能力小，容易引起滤层堵塞，影响滤池通风。有些滤池还出现池面积水，生长灰蝇的现象。

（二）高负荷生物滤池

高负荷生物滤池的构造基本上与低负荷生物滤池相同，但所采用的滤料粒径和厚度都较大，水力负荷率较高，一般为 $10\sim 30\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，为普通生物滤池的10倍，有机负荷率为 $800\sim 1200\text{gBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。因此，池子体积较小，占地面积省，但是出水的 BOD_5 一般要超过30mg/L， BOD_5 去除率一般为75%~90%。一般出水中极少有或没有硝酸盐。它占地面积较小，卫生条件较好，比较适宜于浓度和流量变化较大的废水处理。

高负荷生物滤池大多采用旋转式布水系统。滤料的直径一般为40~100mm，滤料层较厚，一般为2~4m；当采用自然通风时，滤料层厚度一般不应大于2m，采用塑料和树脂制成的滤料时，可以增大滤料高度，并可采用自然通风。

提高了有机负荷率后，微生物的代谢速度加快，即生物膜的增长速度加快。由于同时提高了水力负荷率，也使冲刷作用大大加强，因此不会造成滤池的堵塞，滤池中的生物膜不再像普通生物滤池那样，主要是由于生物膜老化及昆虫活动而呈周期性的脱落，而是主要由于污水的冲刷而表现为经常性的脱落。脱落的生物膜中，大多是新生物体的细胞，没有得到彻底的氧化，因此，稳定性比普通生物滤池的生物膜差，产泥量大。这种滤池由于负荷大，处理程度较低，池内不出现硝化。它占地面积较小，卫生条件较好，比较适宜于浓度和流量变化较大的废水。

为了保证在提高有机负荷率的同时又能保证一定的出水水质，并防止滤池的堵塞，高负

荷生物滤池的运行常采用回流式的运行方式。利用出水回流至滤池前与进水混合，这样既可提高水力负荷率，又可稀释进水的有机物浓度，可以保证出水水质，并可防止滤池堵塞。一般，当滤池进水 $BOD_5 > 200\text{mg/L}$ 时，常需采用回流。回流方式如图 10 - 6 所示。

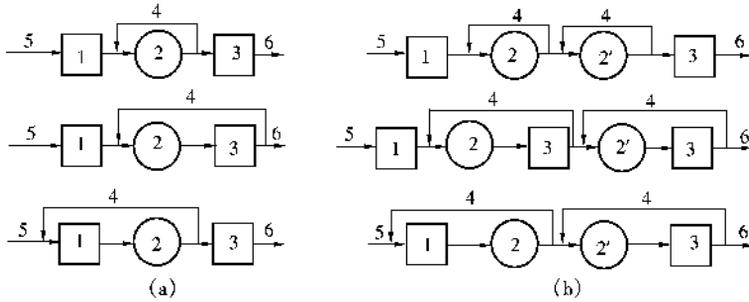


图 10 - 6 高负荷生物滤池的回流形式

(a) 一级生物滤池；(b) 二级生物滤池

1—初次沉淀池；2—生物滤池；2'—第二级生物滤池；3—二次沉淀池；

4—回流；5—进水；6—出水

采用出水回流的高负荷生物滤池，实际进入滤池的底物浓度为

$$S_i = \frac{S_0 + RS_e}{1 + R} \quad (10 - 1)$$

式中 S_i ——实际进入滤池的废水浓度；

S_0 ——原废水经初次沉淀后的浓度；

S_e ——二次沉淀出水浓度；

R ——回流比 $\left(= \frac{\text{回流量}}{\text{进入初次沉淀池的原废水量}} \right)$ 。

当要求废水的处理程度较高时，可采用二级滤池串联流程。二级滤池串联时，出水浓度较低，处理效率可达 90% 以上。但是，二级滤池串联流程中，第一级滤池接触的废水浓度高，生物膜生长较快，而第二级滤池情况刚好相反，因此，往往第一级滤池生物膜过课时，第二级滤池还未充分发挥作用。为了克服这种现象，可将两个滤池定期交替工作。

(三) 塔式生物滤池

塔式生物滤池是一种塔式结构的生物滤池，滤料采用孔隙率大的轻质塑料滤料，滤层厚度大，从而提高了抽风能力和废水处理能力。塔式生物滤池进水负荷特别大，自动冲刷能力强，只要滤料填装合理，不会出现滤层堵塞现象。

塔式生物滤池负荷比高负荷生物滤池大好几十倍，比普通生物滤池大好几十倍，可承受较高浓度的废水，耐负荷冲击的能力也强，要求通风量较大，在最不利的水温条件下，往往需要实行机械通风。

塔式生物滤池的滤层厚，水力停留时间长，分解的有机物量大，单位滤池面积处理能力高，占地面积小，管理方便，工作稳定性好，投资和运转费用低，还可采用密封塔结构，避免废水中挥发性物质形成二次污染。卫生条件好。但是，塔式生物滤池出水浓度较高，外观不清澈，常有游离细菌，所以，塔式生物滤池适宜于二级处理串联系统中作为第一级处理设备，也可以在废水处理程度要求不高时使用。

四、影响生物滤池性能的主要因素

(一) 负荷

负荷是影响生物滤池性能的主要参数。通常分有机负荷和水力负荷两种。

有机负荷系指每天供给单位体积滤料的有机物量，以 N 表示，单位是 $\text{kgBOD}_5 / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。由于一定的滤料具有一定的比表面积，滤料体积可以间接表示生物膜面积和生物数量，所以有机负荷实质上表征了 F/M 值。普通生物滤池的有机负荷范围为 $0.15 \sim 0.3 \text{kgBOD}_5 / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ；高负荷生物滤池在 $1.1 \text{kgBOD}_5 / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 左右。在此负荷下， BOD_5 去除率可达 $80\% \sim 90\%$ 。为了达到处理目的，有机负荷不能超过生物膜的分解能力。据日本城市污水试验结果， BOD_5 负荷的极限值为 $1.2 \text{kg} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。提高有机负荷，出水水质将相应有所下降。

水力负荷是指单位面积滤池或单位体积滤料每天流过的废水量（包括回流量），前者以 q_F 表示，单位是 $\text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ；后者以 q_V 表示，单位是 $\text{m}^3 / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。水力负荷表征滤池的接触时间和水流的冲刷能力。 q 太大，接触时间短，净化效果差， q 太小，滤料不能完全利用，冲刷作用小。一般地，普通生物滤池的水力负荷为 $1 \sim 4 \text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，高负荷生物滤池为 $5 \sim 28 \text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

有机负荷、水力负荷和净化效率是全面衡量生物滤池工作性能的三个重要指标，它们之间的关系是

$$N = \frac{Q}{V} S_0 = q_V \frac{S_e}{1 - \eta} = \frac{q_F S_e}{H(1 - \eta)} \quad (10 - 2)$$

由式 (10 - 2) 可见，(1) 当进水浓度 S_0 和净化效率 η 一定时，出水浓度 S_e 也一定，则 q_V 与 N 成正比；(2) 当出水浓度 S_e 和水力负荷 q_V 一定时， η 越高意味着 N 也越高；(3) 当负荷和出水浓度 S_e 一定时， η 随滤池深度 H 增加而提高。由于不同深度处的废水组成不同，膜中微生物种类和数量也不同，因而实际的有机物去除速率是不同的。一般沿水流方向，有机物去除率递减。当滤池深度超过某一数值后，处理效率的提高不大。通常滤池的深度为 $2.0 \sim 3.0 \text{m}$ 。

(二) 处理水回流

在高负荷生物滤池的运行中，多用处理水回流，其优点是：(1) 增大水力负荷，促进生物膜的脱落，防止滤池堵塞；(2) 稀释进水，降低有机负荷，防止浓度冲击；(3) 可向生物滤池连续接种，促进生物膜生长；(4) 增加进水的溶解氧，减少臭味；(5) 防止滤池孳生蚊蝇。但缺点是：缩短废水在滤池中的停留时间；降低进水浓度，将减慢生化反应速度，回流水中难降解的物质会产生积累，以及冬天使池中水温降低等。

可见，回流对生物滤池性能的影响是多方面的，采用时应作周密分析和试验研究。一般认为在下述三种情况下应考虑出水回流：(1) 进水有机物浓度较高（如 $\text{COD} > 400 \text{mg/L}$ ）；(2) 水量很小，无法维持水力负荷在最小经验值以上时；(3) 废水中某种污染物在高浓度时可能抑制微生物生长。

(三) 供氧

向生物滤池供给充足的氧是保证生物膜正常工作的必要条件，也有利于排除代谢产物。影响滤池自然通风的主要因素是滤池内外的气温差 (ΔT) 以及滤池的高度。温差愈大，滤池内的气流阻力愈小（亦即滤料粒径大、孔隙大）、通风量也就愈大。

根据 Halverson 的研究结果如图 10-7 所示, ΔT 与池内空气流动速度 v 具有以下经验关系:

$$v = 0.075\Delta T - 0.15 (\text{m/min}) \quad (10-3)$$

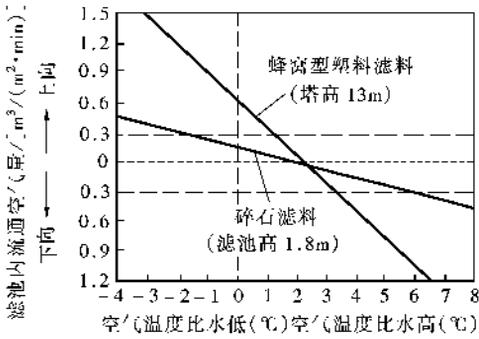


图 10-7 气温和水温的温差与滤池内通风量的关系

滤池内的气温和水温一般比较接近, 因废水温度比较稳定, 故池内气温的变化幅度也不大。但滤池外气温不单在一年内随季节的转换而有很大的变化, 即使在一日内也有较大变化。所以, 生物滤池的通风量随时都在变化着。当池内温度大于池外温度时, 池内气流由下向上流动, 反之, 气流由上向下流动。

供氧条件与有机负荷密切相关。当进水有机物浓度较低时, 自然通风供氧是充足的。但当进水 $\text{COD} > 400 \sim 500 \text{mg/L}$ 时, 则出现供氧不足, 生物膜好氧层厚度较小。为此, 有人建议限制生物滤池进水 $\text{COD} < 400 \text{mg/L}$ 。当入流浓度高于此值时, 采用回流稀释或机械通风等措施, 以保证滤池供氧充足。

五、生物滤池系统的设计计算

生物滤池系统包括生物滤池和二次沉淀池, 有时还包括初次沉淀池和回流泵。工艺设计包括: (1) 滤池类型和流程选择; (2) 滤池个数和滤床尺寸的确定; (3) 布水系统计算; (4) 二沉池的形式、个数和工艺尺寸的确定。其中二沉池的计算方法与活性污泥法二沉池相同。

(一) 滤池类型和流程的选择

低负荷滤池现已不常采用, 其主要缺点是滤床体积大, 占地多, 运行中常产生堵塞、灰蝇和异臭。目前, 大多采用高负荷生物滤池。当废水含悬浮物较多, 采用碎石滤料时, 为防止滤池堵塞, 通常设置初次沉淀池。塔式生物滤池一般是单级的, 可以考虑多层进水。回流式生物滤池有单级的, 也有采用二级滤池串联流程的。此时, 一级滤池滤料较粗 (50 ~ 60mm), 滤层厚 1.5 ~ 2.0m, 而二级滤池滤料略小, 厚度则以 0.9m 左右为宜, 二级滤池的处理效率较高, 运行比较灵活, 但基建费和运行费都比较高。

(二) 生物滤池的设计计算

生物滤池的设计计算常用有机负荷和水力负荷法。设计负荷一般通过试验确定。试验滤池通常采用 $\phi 200 \text{mm}$ 以上的陶土管、水泥管、塑料管或铸铁管, 管长 2m 左右, 滤料应与设计时拟采用的相一致。典型试验装置如图 10-8 所示。通过较长时间的连续运行试验, 可以

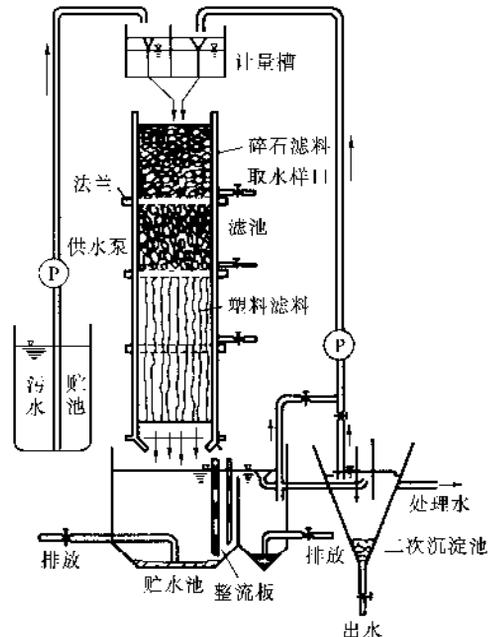


图 10-8 生物滤池的试验装置

确定合适的设计负荷。

当没有条件进行试验时，也可以参考国内外已有的生产经验，选定设计参数。但必须注意废水性质、气候条件、滤池深度、滤料性质等不得相差太远。

根据确定的进水有机负荷 N 计算滤池有效容积 V ：

$$V = K \frac{S_0}{N} Q \quad (10 - 4)$$

式中 K 为大于 1 的安全系数， Q 为流入滤池的废水设计流量。

当采用出水回流时，回流比为 R ，进水底物浓度 S_0 应改为按式 (10 - 1) 计算的 S_i ，设计流量为 $Q(1 + R)$ 。

滤池有效容积求出后，再由 $V = HA$ 关系式确定所需的滤池表面积。滤池深度一般凭经验决定，或根据实验结果选用。一般为 2m，采用塑料滤料时，深度可适当增加到 2 ~ 4m。当总表面积不大时，可采用 1 或 2 个滤池。目前生物滤池的最大直径为 60m，通常直径在 35m 以下，以免旋转布水器的造价太高，运行困难。

许多人研究了生物滤池的效率与负荷、滤池容积和面积的关系，提出了若干经验型设计方程，下面仅介绍具有代表性的美国国家研究理事会提出的所谓 NRC 公式。

对于单级或第一级滤池，处理效率为

$$E_1 = \frac{100}{1 + 0.444 \sqrt{\frac{L}{VF}}} \quad (10 - 5)$$

式中 E_1 ——第一级滤池和二沉池的 BOD_5 去除率，%；

L ——初次沉淀池出水的 BOD_5 负荷，kg/d，不包括会流水的 BOD_5 ，显然， $L/V = N$ ；

F ——回流系数， F 与 R 关系为

$$F = \frac{1 + R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} \quad (10 - 6)$$

对于第二级滤池，因进水的可处理性较第一级滤池有所下降，故在第一级滤池的效率方程中引入一个衰减因素 $1/(1 - E_1)$ 作校正，即

$$E_2 = \frac{100}{1 + \frac{0.444}{1 - E_1} \sqrt{\frac{L_2}{V_2 F_2}}} \quad (10 - 7)$$

由式 (10 - 5) 和 (10 - 7) 移项可得到计算滤池容积的表达式。

上述 NRC 公式是从石质滤料生物滤池处理军用设施废水的运转数据整理出来的，可用于 BOD_5 负荷在 $2.94\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 以下的滤池设计。

(三) 旋转布水器计算

布水器的计算主要是确定所需的水头 h_0 、转速 n 、布水横管的沿程损失 h_1 ，及布水小孔出流的局部损失 h_2 。但是，考虑到流量和流速沿布水横管自池中心向池外逐步减少，将形成一个恢复水头 h_3 ，故 h_0 应为

$$h_0 = h_1 + h_2 - h_3 \quad (10 - 8)$$

根据水力学基本公式：

$$h_1 = \alpha_1 \frac{q^2 D'}{K^2} \quad (10 - 9)$$

$$h_2 = \alpha_2 \frac{q^2}{m^2 d^4} \quad (10 - 10)$$

$$h_3 = \alpha_3 \frac{q^2}{D^4} \quad (10 - 11)$$

式中 q ——每条布水横管中的废水流量，L/s；
 m ——每条布水横管上布水孔的数目；
 d ——布水孔的直径，mm；
 D ——布水横管的直径，mm；
 D' ——旋转布水器直径，mm，可取为生物滤池直径（mm）减去200mm；
 K ——流量模数，L/s，其值可查表10-1；
 R ——布水横管的水力半径；
 $\alpha_1、\alpha_2、\alpha_3$ ——试验确定的系数。

表10-1 流量模数

D (mm)	50	63	75	100	125	150	175	200	250
K (L/s)	6	11.5	19	43	86.5	134	209	300	560

有人试验确定了公式中的系数，得出下列计算式：

$$h_0 = q^2 \left(\frac{2.94 \times 10^{-4} D'}{K^2} + \frac{2.56 \times 10^5}{m^2 d^4} \right) - \frac{8.1 \times 10^4}{D^4} \quad (10 - 12)$$

生产实践表明，由于悬浮物沉积、堵塞等因素的影响，布水器实际的水头损失要比上述公式计算的结果大，因此设计时采用的布水器水头应比计算值增加0.5~1.0倍。一般情况下 h_0 约在0.25~1.0m左右。

对于布水器来说，必须尽量做到布水均匀，即每单位面积滤池单位时间内接受的废水量要基本上相等。当各孔口的尺寸相同时，为了布水均匀，孔口在布水横管上的位置可按下式求得：

$$l_i = \frac{1}{2} \left(\sqrt{\frac{i}{m}} + \sqrt{\frac{i-1}{m}} \right) R' \quad (10 - 13)$$

式中 R' ——布水器半径， $R' = D'/2$ ，m；
 m ——每根布水横管上的小孔数；
 i ——从池中心算起在布水横管上孔口排列顺序数；
 l_i ——第 i 个孔口中心离池中心的距离，m。

在应用上式布置孔口时，需先确定 m 的值。

因为 $R' - l_m = R' - \frac{1}{2} \left(1 + \sqrt{1 - \frac{1}{m}} \right) R' = \frac{1}{2} \left(1 - \sqrt{1 - \frac{1}{m}} \right) R' = a$

所以 $m = \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{2a}{R'} \right)^2} = \frac{1}{\frac{4a}{R'} \left(1 - \frac{a}{R'} \right)} \approx \frac{R'}{4a}$ (10 - 14)

(因为 $\frac{a}{R}$ 一般 < 0.05)

式中 a (m) 为第 m 孔的中心与布水横管管端之间的距离。 a 值并无特定含义, 可先定一个数值 (通常取 $a \geq 40\text{mm}$), 再确定 m 值。因 m 值必须是整数, 故最后采用的 a 值可能同最初选用的数值略有出入, 但这对设计无影响, a 值越小, 布水小孔数目就越多, 这对布水的均匀性是有利的, 但小孔太多则加工不便。

当采用上述方法安排孔口时, 靠近池中心的几个孔口的间距会相当大。这样, 在池中心附近的滤料 (特别是表层) 受水不可能均匀。这个缺点, 可采用不同大小的孔口来补救, 即将靠近中心的若干个孔口改用较小的面积而同时增加孔口的数目 (孔口数目同孔口面积成反比), 以适当缩小它们之间的距离。

布水横管可以采用钢管, 也可以采用钢板焊制 (这时常为矩形断面)。国外也有采用铝管的。为了减少布水横管中水头变化造成的影响, 应使横管采用较低的设计流速 (例如 1m/s 左右), 而孔口采用较高的设计流速 (例如 2m/s 左右或更大些)。布水横管的根数取决于池子和水力负荷的大小, 布水量大时可采用 4 根, 一般用 2 根。每根横管的断面积, 按设计流量和流速计算决定。布水横管管底距滤料表面一般是 $0.15 \sim 0.25\text{m}$ 。

布水管每分钟的旋转速度, 可近似地按下式计算:

$$v_n = \frac{3.478 \times 10^7}{\text{md}^2 D'} Q' \quad (10 - 15)$$

式中 Q' —— 每根布水器的最大设计流量, L/s 。

六、塔式生物滤池

塔式生物滤池的构造与一般生物滤池相似, 主要不同在于采用轻质高孔隙率的塑料滤料和塔体结构。塔直径一般为 $1 \sim 3.5\text{m}$, 塔高为塔径的 $6 \sim 8$ 倍。图 10-9 (a) 为塔式生物滤池的构造示意图。

塔身通常为钢板或钢筋混凝土及砖石筑成, 塔身上应设有供测量温度的测温孔和观测孔, 通过观测孔可以观察生物膜的生长情况和取出不同高度处的水样和生物膜样品。塔身除底部开设通风孔或接有通风机外, 顶部可以是开敞的或封闭的。为防止挥发性气体污染大气, 可用集气管从塔顶部将尾气收集起来, 通过独立吸收塔或设在塔顶的吸收段加以净化, 见图 10-9 (b)。

塔式生物滤池都采用塑料滤料, 如塑料蜂窝、弗洛格 (Flocor) 填料和隔膜塑料管 (Cloisonyle) 等, 其比表面分别为 $200\text{m}^2/\text{m}^3$, $85\text{m}^2/\text{m}^3$, 和 $220\text{m}^2/\text{m}^3$, 孔隙率分别为 95% 、 98% 及 94% , 比拳状滤料优越得多 (拳状滤料比表面积为 $45 \sim 50\text{m}^2/\text{m}^3$, 孔隙率为 50%)。塑料滤料通常制成一定大小的单元体, 在池内进行组装。为了防止下层滤料被上部滤料压坏, 以及为了装卸方便, 一般将滤料分成若干层, 每层一般为 2m , 每层滤料用钢制格栅支承, 上

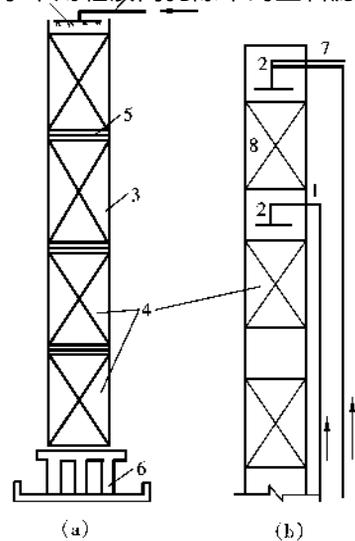


图 10-9 塔式生物滤池

(a) 塔式生物滤池;

(b) 二段塔滤的吸收段示意

1—进水管; 2—布水器; 3—塔深; 4—滤料; 5—填料支撑; 6—塔深底座; 7—吸收段进水管; 8—吸收段填料

层格栅距下层滤料应有 200 ~ 400mm，以留作观测、取样及清洗的位置。

塔式滤池的布水方式多采用旋转布水器或固定式穿孔管，前者适用于圆形滤池，后者适用于方形滤池。滤池顶应高出滤层 0.4 ~ 0.5m，以免风吹影响废水的均匀分布。

由于塔体高度大，抽风能力强，即使有机负荷大，采用自然通风仍能满足供氧要求。为了保证正常的自然通风，塔身下部通风口面积应不少于滤池面积的 7.5% ~ 10%，通风口高度应保证有 0.4 ~ 0.6m。为了适应气候（包括气温、风速）的变化，保证废水处理效率，往往还加设通风机，必要时进行机械通风。

塔式生物滤池不同高度处的 F/M 值不同，生物相具有明显分层，上层 F/M 大，生物膜生长快，厚度大，营养水平低，下部膜生长慢，厚度小，营养水平较高。为了充分利用滤料的有效面积，提高滤池承受负荷的能力，可采用多段进水，均匀全塔的负荷。

塔式生物滤池是一种高效能的生物处理设备，与活性污泥法具有同等的有机物去除能力，其水力负荷和有机负荷比高负荷生物滤池分别高 2 ~ 10 倍和 2 ~ 3 倍。主要原因在于滤料厚度大，废水与生物膜接触时间长；水流速度大，紊流强烈，能促进气 - 液 - 固相间物质传递；滤料孔隙大，通风良好；冲刷力强，能保持膜的活性；微生物在不同高度有明显分层现象，对有机物氧化起着不同作用，适应废水沿程水质变化，以及适应废水的负荷冲击。这种处理设备占地小，适合于企业内使用，操作的卫生条件好，无二次污染；但是，由于水力负荷较大，废水处理效率较低。

塔式生物滤池的净化能力和容许负荷同塔体高度、气温等因素有关。

塔式生物滤池的设计计算与一般生物滤池相似，主要设计依据是有机负荷。有机负荷可由要求的出水浓度通过试验求得或由经验曲线确定。一般容积有机负荷为 1 000 ~ 3 000 gBOD₅ / (m³ · d)，水力负荷为 80 ~ 200m³ / (m² · d)，BOD₅ 去除率为 60% ~ 85%。

第二节 生物膜技术的应用及发展

一、生物转盘技术

（一）生物转盘的构造与原理

生物转盘又称浸没式生物滤池，是从传统生物滤池演变而来。生物膜的形成、生长以及其降解有机污染物的机理与生物滤池基本相同，但其构造却完全不一样。生物转盘是由固定在一根轴上的许多间距很小的圆盘或多角形盘片组成。盘片可用聚氯乙烯、聚乙烯、泡沫聚苯乙烯、玻璃钢、铝合金或其他材料制成。盘片可以是平板，也可以是点波波纹板等形式，也有用平板和波纹板组合，因为点波波纹板盘片的比表面积比平板大一倍。盘片有接近一半的面积浸没在半圆形、矩形或梯形的氧化槽内。在电机带动下，盘片组在水槽内缓慢转动，废水在槽内流过，水流方向与转轴垂直，槽底设有排泥管或放空管，以控制槽内废水中悬浮物浓度。

盘片作为生物膜的载体，当生物膜处于浸没状态时，废水有机物被生物膜吸附，而当它处于水面以上时，大气中的氧向生物膜传递，生物膜内所吸附的有机物氧化分解，生物膜恢复活性。这样，生物转盘每转动一圈即完成一个吸附 - 氧化的周期。由于转盘旋转及水滴挟带氧气，所以氧化槽也被充氧，起一定的氧化作用。增厚的生物膜在盘面转动时形成的剪切

力作用下，从盘面剥落下来，悬浮在氧化槽的液相中，并随废水流入二次沉淀池进行分离。二次沉淀池排出的上清液即为处理后的废水，沉泥作为剩余污泥排入污泥处理系统。其工艺流程见图 10 - 10。

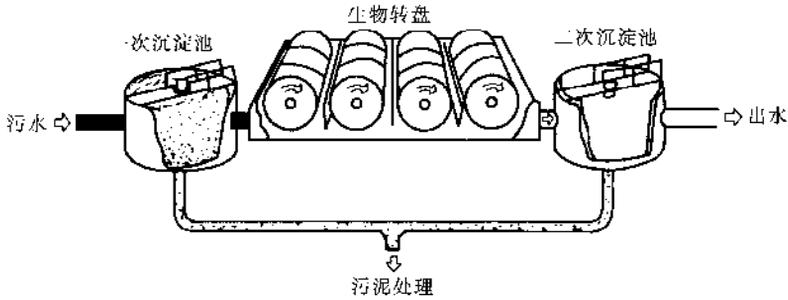


图 10 - 10 生物转盘工艺流程

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

生物转盘在实际应用上有各种构造型式，最常见是多级转盘串联，以延长处理时间，提高处理效果。但级数一般不超过四级，级数过多，处理效率提高不大。根据圆盘数量及平面位置，可以采用单轴多级或多轴多级形式。

生物转盘的盘片直径一般为 1 ~ 3m，最大的达到 4.0m，过大时可能导致转盘边缘的剪切力过大。盘片间距（净距）一般为 20 ~ 30mm，原水浓度高时，应取上限，以免生物膜堵塞。盘片厚度一般为 1 ~ 5mm，视盘材而定。转盘转速通常为 0.8 ~ 3.0r/min，边缘线速度为 10 ~ 20m/min 为宜。每单根轴长一般不超过 7m，以减少轴的挠度。

(二) 生物转盘的优缺点

生物转盘是一种较新型的生物膜法废水处理设备，国外使用比较普遍，国内主要用于工业废水处理，部分运行资料如表 10 - 2。

表 10 - 2 国内部分生物转盘处理工业废水的运行资料

废水类型	进水 BOD (mg/L)	出水 BOD (mg/L)	水力负荷 [m ³ /(m ² ·d)]	BOD 负荷 [g/(m ² ·d)]	COD 负荷 [g/(m ² ·d)]	停留时间 (h)	水温 ()
含 酚	酚 50 ~ 250 (152)		0.05 ~ 0.113 (0.070)		15.5 ~ 35.5 (22.8)	1.5 ~ 2.7 (2.6)	>15 (10.5)
印 染	100 ~ 280 (158)	12.8 ~ 96 (47)	0.04 ~ 0.24 (0.12)	12 ~ 23.2 (16.2)	10.3 ~ 43.9 (28.1)	0.6 ~ 1.3	>10
煤气洗涤	130 ~ 765 (365)	15 ~ 79	0.019 ~ 0.1 (0.055)	7.8 ~ 16.6 (12.2)	26.4	1.3 ~ 4.0 (2.95)	>20
酚 醛	442 ~ 700 (600)	100	0.031	7.15 ~ 22.8 (15.7)	11.7 ~ 24.5 (17.8)	3.0	24
酚 氰	422	145	0.1	7.15	11.7	2.0	
苯 胺	苯胺 53	苯胺 15	0.03				

苳麻煮炼黑液	367	81	0.066			2.3	21~28
--------	-----	----	-------	--	--	-----	-------

续表

废水类型	进水 BOD (mg/L)	出水 BOD (mg/L)	水力负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	BOD 负荷 [$\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	COD 负荷 [$\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	停留时间 (h)	水温 ($^{\circ}\text{C}$)
丙烯腈	84	15	0.05~0.1 (0.075)			1.8	
腈 纶	300~315	60~19	0.1~0.2 (0.15)			1.9	30
氯丁废水	230	25	0.16	32.6	38.1	2	15~20
制 革	250~800	60	0.06~0.15 (0.10)				22
造纸中段	100~480	113.6	0.05~0.08			3.0	20~30
铁路罐车	28.8	2.1	0.15			1.13	25

注：括号内数值为平均值。

与活性污泥法相比，生物转盘在使用上具有以下优点：

1. 管理简便，无活性污泥膨胀现象及泡沫现象，无污泥回流系统控制。
2. 剩余污泥量小，污泥含水率低，沉淀速度大，易于沉淀分离和脱水干化。根据已有的生产运行资料，转盘污泥形成量通常为 $0.4 \sim 0.5 \text{ kg/kgBOD}_5$ （去除），污泥沉淀速度可达 $4.6 \sim 7.6 \text{ m/h}$ 。开始沉淀，底部即开始压密。所以，一些生物转盘将氧化槽底部作为污泥沉淀与贮存用，从而省去二次沉淀池。
3. 设备构造简单，无通风、回流及曝气设备，运转费用低，耗电量低，一般耗电量为 $0.024 \sim 0.03 \text{ kW} \cdot \text{h/kgBOD}_5$ 。
4. 可采用多层布置，设备灵活性大，可节省占地面积。
5. 可处理高浓度的废水，承受 BOD_5 可达 1000 mg/L ，耐冲击能力强。根据所需的处理程度，可进行多级串联，扩建方便。国外还将生物转盘建成去除 BOD —硝化—厌氧脱氮—曝气充氧组合处理系统，以提高废水处理水平。
6. 废水在氧化槽内停留时间短，一般在 $1 \sim 1.5 \text{ h}$ 左右，处理效率高， BOD_5 去除率一般可达 90% 以上。

生物转盘同一般生物滤池相比，也具有一系列优点：

1. 无堵塞现象。
2. 生物膜与废水接触均匀，盘面面积的利用率高，无沟流现象。
3. 废水与生物膜的接触时间较长，而且易于控制，处理程度比高负荷滤池和塔式滤池高。可以调整转速改善接触条件和充氧能力。
4. 同一般低负荷滤池相比，它占地较小，如采用多层布置，占地面积可同塔式生物滤池相媲美。
5. 系统的水头损失小，能耗省。

但是，生物转盘也有它的缺点：

1. 盘材较贵，投资大。从造价考虑，生物转盘仅适用于小水量低浓度的废水处理。

2. 因为无通风设备，转盘的供氧依靠盘面的生物膜接触大气，这样，废水中挥发性物质将会产生污染。采用从氧化槽的底部进水可以减少挥发物的散失，比从氧化槽表面进水好，但是，挥发物质污染依然存在。因此，生物转盘最好作为第二级生物处理装置。

3. 生物转盘的性能受环境气温及其他因素影响较大，所以，在北方设置生物转盘时，一般置于室内，并采取一定的保温措施。建于室外的生物转盘都应加设雨棚，防止雨水淋洗，使生物膜脱落。

二、接触氧化技术

生物接触氧化的早期形式为淹没式好气滤池，即在曝气池中填充块状填料或塑料蜂窝填料，经曝气的废水流经填料层，使填料颗粒表面长满生物膜，废水和生物膜相接触，在生物膜的作用下，废水得到净化。随着各种新型的塑料填料的制成和使用，目前这种淹没式好气滤池已发展成为接触氧化池。接触氧化池内用鼓风或机械方法充氧，填料大多为蜂窝型硬性填料或纤维型软性填料，构造示意图 10 - 11。

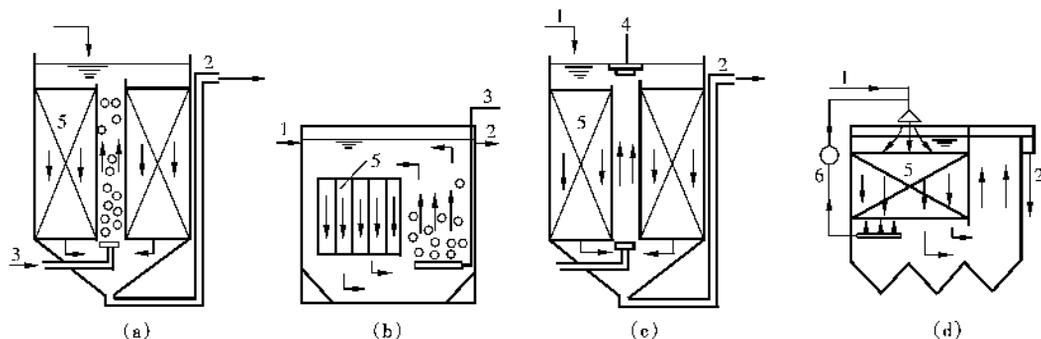


图 10 - 11 几种形式的接触氧化池

1—进水管；2—出水管；3—进气管；4—叶轮；5—填料；6—泵

生物接触氧化池的形式很多。从水流状态可分为分流式（池内循环式）和直流式。分流式普遍用于国外，废水充氧和同生物膜接触是在不同的间内进行的，废水充氧后在池内进行单向或双向循环，如图 10 - 11 所示。这种形式能使废水在池内反复充氧，废水同生物膜接触时间长，但是耗气量较大；水穿过填料层的速度较小，冲刷力弱，易于造成填料层堵塞，尤其在处理高浓度废水时，这种情况更值得重视。直流式接触氧化池（又称全面曝气接触式接触氧化池）是直接由填料底部充氧的，填料内的水力冲刷依靠水流速度和气泡在池内碰撞、破碎形成冲击力，只要水流及空气分布均匀，填料不易堵塞。这种形式的接触氧化池耗氧量小，充氧效率高，同时，在上升气流的作用下，液体出现强烈的搅拌，促进氧的溶解和生物膜的更新，也可以防止填料堵塞。目前国内大多采用直流式。

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

接触氧化池填料的选择要求比表面积大，空隙率大，水力阻力小，性能稳定。垂直放置的塑料蜂窝管填料曾经广泛采用。这种填料比表面积较大，单位填料上生长的生物膜数量较

大。据实测，每平方米填料表面上的活性生物量可达 125g，如折算成悬浮混合液，则浓度为 13g/L，比一般活性污泥法的生物量大得多。但是这种填料各蜂窝管间互不相通，当负荷增大或布水均匀性较差时，则易出现堵塞，此时若加大曝气量，又会导致生物膜稳定性变差，周期性的大量剥离，净化功能不稳定。近年来国内外对填料做了许多研究工作，开发了塑料规整网状填料，见图 10 - 12 (a)。在网状填料中，水流可以四面八方连通，相当于经过多次再分布，从而防止了由于水气分布不均匀而形成的堵塞现象。缺点是填料表面较光滑，挂膜缓慢，稍有冲击，就易于脱落。国内也有采用软性填料，即由纵向安设的纤维绳上绑扎一束束的人造纤维丝，形成巨大的生物膜支承面积，如图 10 - 12 (b)。实践表明，这种填料耐腐蚀、耐生物降解，不堵塞，造价低，体积小，重量轻（约 2 ~ 3kg/m³），易于组装，适应性强，处理效果好。现已批量生产以供选用。但这种填料在氧化池停止工作时，会形成纤维束结块，清洗较困难。

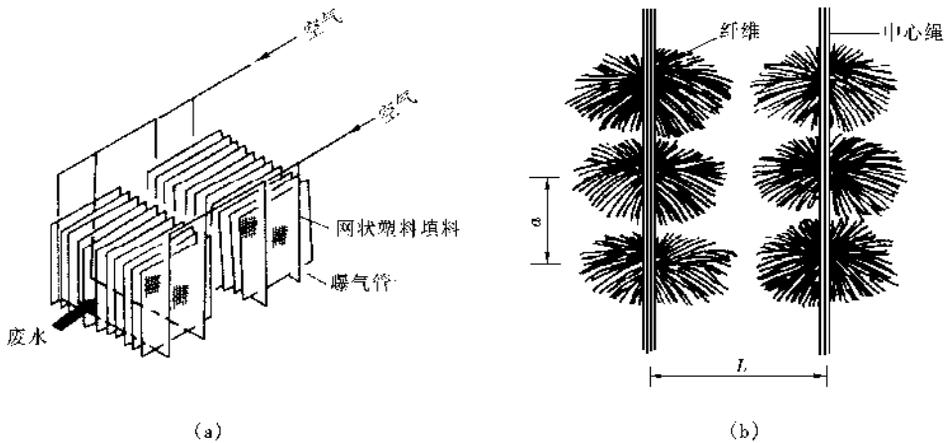


图 10 - 12 接触氧化池填料
(a) 网状填料；(b) 软性填料

从接触氧化池脱落下来的生物污泥含有大量气泡，宜采用气浮法分离。

一般废水在接触氧化池内停留时间为 0.5 ~ 1.5h，填料负荷为 3 ~ 6kgBOD₅ / (m³ · d)。当采用蜂窝管时，管内水流速度在 1 ~ 3m/h 左右，管长 3 ~ 5m（分层设置）。由于氧化池内生物浓度高（折算成 MLSS 达 10g/L 以上），故耗氧速度比活性污泥快，需要保持较高的溶解氧，一般为 2.5 ~ 3.5mg/L，空气与废水体积比为(10 ~ 15): 1。

生物接触氧化法的主要优点为：处理能力大、占地省；对冲击负荷有较强的适应性，污泥生长量少；不发生污泥膨胀的危害；能保证出水水质；不需污泥回流。其主要缺点是：布气、布水不易均匀；填料价格昂贵，影响基建投资；使用不当时，硬性填料较易堵塞。

三、生物流化床技术

要进一步强化生物处理技术，提高处理效率，关键的条件有二：一是提高单位体积内的生物量，特别是活性的生物量；二是强化传质作用，强化有机底物从污水中向细菌传质的过程。

对第一个条件采取的措施，是扩大微生物栖息、生活的表面积，增加生物膜量，但是为

此必须相应地提高充氧能力。对第二个条件采取的措施，是扩大生物体与污水的接触面积，加强在污水与生物膜之间的相对运动。

20 世纪 70 年代出现的生物流化床，为解决这两个问题创造了条件，把生物膜技术推向一个新的高度。流化床本是用于化工领域的一项技术，它是用颗粒材料为载体，像给水滤池反冲洗过程那样，水流由下向上流动，使载体处于流化状态。将流化床技术应用于污水生物处理，就是使处于流化状态下的载体表面上生长、附着生物膜。

在流化床中，支承生物膜的固相物是流化介质，为了获得足够的生物量和良好的接触条件，流化介质应具有较高的比表面积和较小的颗粒直径，通常流化介质采用砂粒、焦炭粒、无烟煤粒或活性炭粒等。一般颗粒直径为 0.6 ~ 1.0mm，所提供的表面积是十分大的。例如，用直径 1mm 的砂粒作载体，其比表面积为 $3300\text{m}^2/\text{m}^3$ ，是一般生物滤池的 50 倍，比采用塑料滤料的塔式生物滤池高约 20 倍，比平板式生物转盘高 60 倍。因此，在流化床能维持相当高的微生物浓度，可比一般的活性污泥法高 10 ~ 20 倍，达 10 ~ 40g/L，因此，废水底物的降解速度很快，停留时间很短，废水负荷相当高。

另外，由于生物流化床内载有生物膜的介质处于流化状态，能均匀分布在全床，污水从其下部和左、右侧流过，不断地和载体上的生物膜相接触，从而强化了传质过程，并且由于载体不停地流动，能够有效地防止发生生物膜堵塞的问题。因此，生物流化床具有 BOD 容积负荷高、处理效果好、占地少以及投资省等特点，兼有活性污泥法均匀接触条件所形成的高效率和生物膜法能承受负荷变动冲击的优点。

由于比表面积大，对废水污染物的吸附能力强，尤其是采用活性炭作为流化介质时，吸附作用更为显著。在这样一个强吸附力场作用下，废水中有机物和微生物、酶都将在流化的生物膜表面富集，使表面形成微生物生长的良好场所。像活性炭这样的介质，其表面官能团 ($-\text{COOH}$ 、 $-\text{OH}$ 、 $>\text{C}=\text{O}$) 能与微生物的酶结合，所以酶在表面的浓度很高，炭粒实际上已成为酶的载体。因此，一些难以分解的有机物或分解速度较慢的有机物，能够在介质表面长期停留，对表面吸附着的生物膜进行长时间的驯化和诱导，使有机物能够得以顺利降解，同时也能在高浓度的作用下，提高降解的速度。

由于表面吸附作用和吸附平衡关系，废水浓度的变化对系统工作影响大大减少。因为吸附表面将对这种变化起缓冲作用。

生物流化床综合了介质的流化机理、吸附机理和生物降解机理，过程比较复杂。由于它兼顾有物理化学法和生物法的优点，又兼顾了活性污泥法和生物膜法的优点，所以，这种方法颇受人们重视。目前在许多部门正积极研究和应用这种方法处理废水，在试验和生产中已取得一些经验。

(一) 生物流化床的类型

根据供氧、脱膜和床体结构等的不同，生物流化床主要有以下两种工艺。

1. 两相生物流化床

液固两相流化床流程如图 10 - 13 所示。其充氧与流化过程分开，并完全依靠水流使

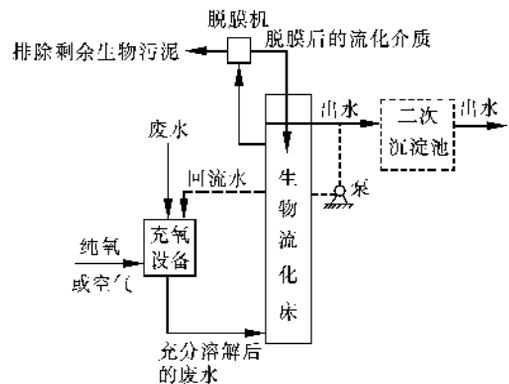


图 10 - 13 固液两相生物流化床流程

载体流化。它可以纯氧或压缩空气为氧源，使废水与回流水在充氧设备中与氧或空气相接触，由于氧转移至水中，水中溶解氧含量得以提高。当使用纯氧时，水中溶解氧可提高到 32~40mg/L 以上；而以压缩空气为氧源时，由于氧在空气中的分压低，因此充氧后的水中的溶解氧较低，一般小于 9mg/L。

经过充氧后的废水从底部进入生物流化床，使载体流化，并通过载体上生物膜的作用进行生物降解，处理后的废水从上部流出床外，进入二沉池进行固液分离，上清液即为处理后的最终的出水。

为了更新生物膜，要及时脱除载体上的老化生物膜，为此，在流程中设有脱膜设备（见图 10-14 和图 10-15）。脱膜设备系间歇工作，脱膜后的载体再次返回流化床，而脱除下来的生物膜则作为剩余的生物污泥排出系统外。

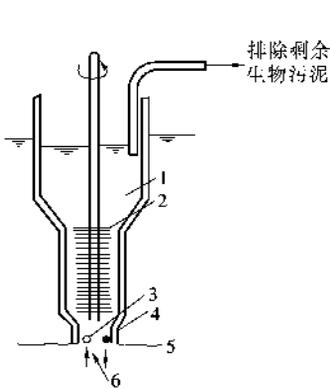


图 10-14 转刷脱膜装置

1—剩余生物污泥；2—脱膜刷子；3—带生物膜的颗粒；4—脱膜后颗粒；5—膨胀层表面；6—吸入孔

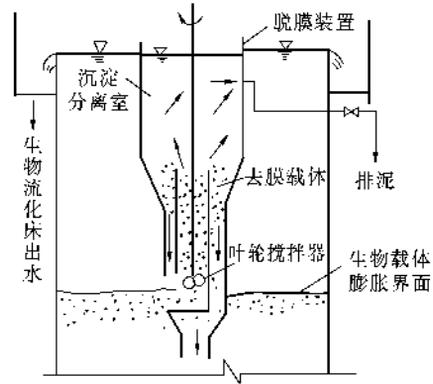


图 10-15 叶轮脱膜装置

长满生物膜的载体上生物高度集中，耗氧速度很高，对废水进行一次充氧往往不足以保证对氧的需要。此外，单纯依靠废水的流量不足以使载体流化，因此要使部分处理水循环回流。循环率 R 可由以下公式确定。

$$R = \frac{(L_0 - L_c)D}{O_0 - O_c} - 1 \quad (10-16)$$

式中 L_0 ——原污水的 BOD_5 值，mg/L；
 L_c ——出水的 BOD_5 值，mg/L；
 D ——去除每 kg BOD_5 所需的氧量，kg，对城市污水此值一般为 1.2~1.4；
 O_0 ——废水的溶解氧含量，mg/L；
 O_c ——出水的溶解氧含量，mg/L。

2. 三相生物流化床

以空气为氧源的三相流化床的工艺流程如图 10-16 所示。在流化床内，废水和空气从底部进入床体，废水充氧和载体流化同时进行。在这里气、液、固（载体）三相进行强烈的搅动接触，废水中的有机物在载体上生物膜的作用下进行生物降解。由于空气的搅动，载

体之间的产生强烈的摩擦，使生物膜及时脱落，故不需要另设脱膜设备。但载体易流失，气泡易聚并变大，影响充氧效率。为了控制气泡大小，可采用减压释放空气的方式充氧，也可采用射流曝气充氧。

(2) 生物流化床的构造

生物流化床由床体、载体、布水装置、充氧装置和脱膜装置等部分组成。

1. 床体

床体用钢板焊制或钢筋混凝土浇制，平面形状一般为圆形或方形，其有效高度按空床流速计算。

2. 载体

生物流化床常用的载体及其物理参数见表 10 - 3。表中所列为无生物膜生长条件下的数据，当载体为生物膜所包覆时，生物膜的生长状况对载体膨胀率有明显的影响，即随着生物膜的增厚，在相同的水流速度下，膨胀率将显著增大。

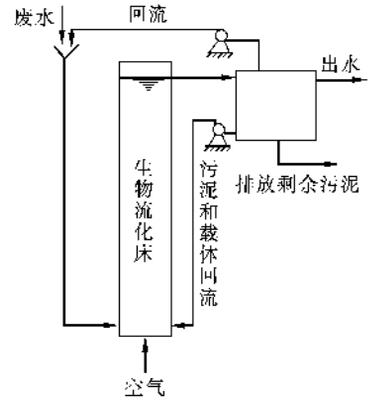


图 10 - 16 三相生物流化床流程图

表 10 - 3 生物流化床常用载体及其物理参数

载体	粒径 (mm)	相对密度	载体高度 (m)	膨胀率 (%)	空床时水流上升速度 (m/h)
聚苯乙烯球	0.3 ~ 0.5	1.005	0.7	50	2.95
				100	6.90
活性炭	$\phi (0.96 \sim 2.14) \times$ $L (1.3 \sim 4.7)$	1.50	0.7	50	84.26
				100	160.50
焦炭	0.25 ~ 3.0	1.38	0.7	50	56
				100	77
无烟煤	0.5 ~ 1.2	1.67	0.7	50	53
				100	62
细石英砂	0.25 ~ 0.5	2.50	0.7	50	21.60
				100	40

3. 布水装置

布水装置对床内的均匀布水有很大影响，而均匀布水又是生物流化床的技术关键。布水不均匀可能导致部分载体堆积，破坏床体工作。另外，布水装置又是载体的承托层，作为承托层要在床体停水时保证载体不流失，并要易于启动。

目前常用的布水装置有多孔子板、双层多孔子板、加砾石多孔子板、圆锥布水装置以及泡罩分布板等。

4. 充氧装置和脱膜装置

充氧和脱膜对生物流化床工艺至关重要，根据氧源（纯氧与空气）的不同，有多种充氧方式。脱膜也可分为两类：依靠床内载体之间的摩擦脱膜；在床外专设脱膜装置。

5. 生物流化床的运行参数

表 10 - 4 列出了活性污泥法主要工艺与生物流化床运行参数的比较数据。

表 10 - 4 活性污泥法主要工艺与生物流化床运行参数的比较

工艺类型	BOD 去除率 (%)	F/M 值	污泥龄 (d)	容积负荷 [kg/(cm ³ · d)]	MLSS(mg/L)	停留 时间(h)
传统曝气	85 ~ 95	0.2 ~ 0.4	5 ~ 15	0.29 ~ 0.58	1 500 ~ 3 000	4 ~ 8
完全混合	85 ~ 95	0.2 ~ 0.6	5 ~ 15	0.72 ~ 1.75	3 000 ~ 6 000	3 ~ 5
阶段曝气	85 ~ 95	0.2 ~ 0.4	5 ~ 15	0.58 ~ 0.87	2 000 ~ 3 500	3 ~ 5
生物吸附	80 ~ 90	0.2 ~ 0.6	5 ~ 15	0.81 ~ 1.07	吸附池 1 000 ~ 3 000	0.5 ~ 1
					再生池 4 000 ~ 10 000	3 ~ 6
延时曝气	75 ~ 90	0.05 ~ 0.15	20 ~ 30	0.075 ~ 0.34	3 000 ~ 6 000	18 ~ 36
生物流化床	84	0.64	3.50	7.27	14 200	0.26

国外最早的工业生物流化床是 Hy - FLo 反应器。床内废水上升速度 25 ~ 62.5m/s，无污泥结块或堵塞现象，不需要冲洗。流化介质的膨胀率为 100%，以砂粒为介质，其比表面积大于 1 000m²/m³。床内污泥浓度折算为 MLSS 达 12 ~ 40g/L。美国 Ecolotrol 公司采用此装置，以纯氧为气源处理城市污水，在有机负荷为 7.27kgBOD₅ / (m³ · d)，停留时间 0.26h，BOD₅ 去除率达 84%。

目前国内数十家单位也在进行生物流化床的研究（包括好气性的和厌氧性的），所采用的床型也有多种。如水力流化的和气力流化的，充氧方式有直接供氧和射流吸氧的。采用纯氧气源的流化床，其 BOD 容积负荷可达 30kg / (m³ · d) 左右，以空气作气源的，此值也达 10 左右。如某印染厂应用三相流化床处理印染废水，以空气作氧源，沸石为载体，在进水 COD 为 406mg/L，BOD₅ 和 COD 的容积负荷分别为 12.16kg / (m³ · d) 和 29.24kg / (m³ · d) 的情况下，COD 和 BOD₅ 的去除率分别达到 68% 和 85.1%，比相同处理效率下的表面曝气池负荷高 6 倍多。

四、厌氧生物滤池

厌氧生物滤池（anaerobic biological filtration process）是利用附着在填料（滤料）表面的厌氧微生物膜，并在厌氧条件下降解污水中有机污染物的一种生物处理方法。厌氧生物滤池是世界上使用最早的废水厌氧生物处理技术之一，但最初在应用上并没有得到重视，直到 20 世纪 50 年代，美国的 Young 和 McCarty 为开发厌氧生物滤池的工艺进行了大量的工作，使得厌氧生物滤池作为厌氧生物膜法的代表性工艺而受到重视。

（一）厌氧生物膜和厌氧生物滤池的特点

当一种载体（填料或滤料）浸没于有机污水中，在污水流动的前提下，其载体表面就会附着生长一些微生物，微生物不断繁殖而会在载体表面最终形成一层薄膜状的微生物群体，称为微生物膜。微生物膜的生长必须要有供其新陈代谢的营养物质，这些营养物质主要来源于污水中的有机物。厌氧生物膜是指构成微生物膜的微生物群体不需要氧气而生存。

同好氧微生物膜一样，厌氧微生物膜对污水中的有机物起到吸附降解的作用，其降解有机污染物的过程主要包括有机物的传质、有机物的厌氧降解和产物的传质三个过程。

在厌氧生物滤池内都填充着足以提供厌氧微生物附着生长的载体，这些载体的比表面积

很大，使得附着生长的厌氧微生物膜的表面积也很大。足够大的表面积不仅提高了单位容积反应器内的微生物数量，而且也为了提高反应器的处理效率创造了良好的条件。同时，由于具有较大的比表面积，因而也增大了传质面积，使传质过程得以加强，在负荷相同的条件下，厌氧生物滤池一般较其他厌氧处理法的有机物去除率高得多。

由于厌氧生物滤池中的厌氧微生物是以膜状附着于载体表面存在，不易随水流失，所以对于增殖速度较慢的厌氧微生物特别有利。厌氧微生物膜的泥龄长，一般其生物固体停留时间（SRT）在 20d 以上，有的高达 100 ~ 200d。厌氧微生物膜中的微生物大多被截留在浓稠的胞外多聚物残留物中，微生物膜的结构具有保护微生物、抵抗外部环境干扰的作用，因此厌氧微生物膜可以承受相对较高的毒物冲击负荷及相对较大的温度变化，工艺稳定性较好，不但能处理高浓度有机废水，而且可以在常温下处理大量的低浓度有机废水或污水。虽然厌氧生物膜的泥龄很长，但一般不需要设置专门的生物滞留装置，产生的沼气易于气液分离，无需设置专门的气体分离装置。

厌氧生物滤池具有以下特点：

A. 由于厌氧微生物在厌氧生物滤池中以附着于载体表面形成生物膜和截留在滤料空隙间的形态存在，可以积累大量的厌氧活性生物体，以保持较高的微生物浓度，因此对有机物的去处率较高；

B. 由于厌氧生物滤池有较长的固体停留时间，因此生成的剩余污泥量少，同时不需要气、水、泥三相分离设施，且出水 SS 较低；

C. 厌氧生物滤池承受冲击负荷能力较强，适用的废水有机物浓度范围宽，同时无需搅拌和回流措施，运行能耗低，系统运行稳定、运行管理简便；

D. 存在的主要问题是进水分配不易均匀，滤料易堵塞。

（二）厌氧生物滤池的结构和工作原理

厌氧生物滤池与普通生物滤池、塔式生物滤池的主要区别在于它是一种装填滤料的厌氧反应器。厌氧微生物以生物膜的形态生长在滤料表面，污水淹没地通过滤料，在微生物膜的吸附、代谢和滤料截留的共同作用下，污水中的有机污染物得以分解与去除。为了分离处理出水中携带的生物膜，一般在滤池后需设二沉池。厌氧生物滤池中的滤料常用的主要有碎石、卵石、焦炭和各种形式的塑料滤料。对于以碎石和卵石等块状物质作为滤料的生物滤池，滤料层厚度都不超过 1.2m，因滤料的比表面积仅有 $40 \sim 50 \text{m}^2/\text{m}^3$ ，孔隙率为 50% ~ 60%，形成的生物膜量较少或生物固体浓度不高，因而承受的有机负荷较低，运行中容易发生堵塞和短流现象。对于以塑料作为滤料的滤池来讲，滤料层的厚度可达 5m 以上，由于其比表面积和孔隙率均较大，因此有机负荷可大为提高。

根据厌氧生物滤池滤床内水流方向的不同，厌氧生物滤池可分为升流式和降流式两种。在升流式厌氧滤池中，污水由底部进入向上流动通过滤料层，处理水则从滤池顶部旁侧流出；在降流式厌氧滤池中，污水由上部进入向下流动通过滤料层，处理水则从滤池底部旁侧流出。由于这两种滤池操作方式的差异，使得升流式厌氧生物滤池中大部分的生物量均以生物膜的形式附着生长在近滤池底部的滤料表面，少部分生物量以厌氧污泥的形式存在于滤料间隙中，但总的生物量比降流式厌氧生物滤池要高。

无论哪种类型的厌氧生物滤池，其结构类似于一般的好氧生物滤池，由池体、滤料、布水设备及排水排泥设备等组成。但厌氧生物滤池的池顶应予密封，以利于沼气的收集。厌氧

生物滤池也可根据其功能区的不同分为布水区、滤料区、出水区和集气区等部分。同好氧生物滤池一样，厌氧生物滤池的核心部分是滤料，滤料的形态、性能及其装填方式对滤池的运行效率起着决定性的作用。作为厌氧微生物载体的滤料，不但要求其结构坚固、耐腐蚀，而且其形状系数和比表面积都是重要的性能指标，同时要求滤料的表面比较粗糙，便于厌氧微生物附着生长，还要具有合适的孔隙率以便于污水均匀流动。过去的研究和运行中只强调滤料的比表面积和孔隙率，但近年来大型厌氧生物滤池的运行结果表明，滤料的形状及其在生物滤池中的装填方式等也对运行性能有很大的影响。

厌氧生物滤池最早使用的滤料是碎石或卵石，其后出现了其他各种类型的滤料，从材质上看有塑料、陶土、聚酯纤维，从形状上看有块状、波纹状、板状等。厌氧生物滤池运行时，其工作过程为：有机污（废）水进入滤池后（升流式或降流式），连续通过附着生长有厌氧微生物膜的载体，污（废）水中的有机物扩散到厌氧微生物膜的表面，并被生物膜中的微生物吸收，在缺氧条件下通过新陈代谢将有机物转化为生物气，净化后的出水通过排水设施排出池体，所产生的生物气被收集利用。

（三）厌氧生物滤池中的微生物

厌氧微生物以附着于滤料表面的生物膜和生息于滤料空隙之间的悬浮微生物两种形态存在于厌氧生物滤池中。在降流式厌氧生物滤池内，厌氧微生物几乎全部以附着于反应器边壁和滤料表面的生物膜形态生长，也有一小部分以截留于滤料空隙之间的悬浮微生物形态生息。升流式厌氧生物滤池内两种生息状态都存在，一般附着于滤料表面的生物膜量约占厌氧生物滤池中总生物量的 $1/4 \sim 1/2$ 。

在厌氧生物滤池中存在着大量兼性厌氧菌和专性厌氧菌，除此之外还存在不少厌氧原生动物。在厌氧生物滤池中存在的厌氧原生动物主要有 *Metopus*、*Saprodinium*、*Urozoona*、*Trimyema* 及微小的鞭毛虫等，厌氧原生动物约占厌氧生物滤池中生物总量的 20%。厌氧原生动物的作用主要是捕食分散细菌，这样不但可以提高出水水质，而且能够减少污泥量。

另外，厌氧生物滤池运行方式不同，其生物量的分布也不尽相同。在升流式厌氧生物滤池中，反应器内有明显的有机物浓度梯度，在反应器内不同高度有不同的生物相和生物浓度，滤池内有明显的微生物分层现象；在降流式厌氧生物滤池中，由于其流态接近于完全混合状态，滤池内生物量在上、中、下部基本接近，微生物分层现象不明显。

有研究表明，升流式厌氧生物滤池内各类细菌群在垂直方向的浓度梯度非常明显，且与 COD、挥发性脂肪酸浓度密切相关，其中以发酵细菌最为明显。一般滤层底部各类细菌比顶层处高 2~3 个数量级。由于底部富集了大量细菌，以致该区域的 COD、乙酸、丙酸、丁酸的去除率非常高。在不同层次的消化液中，各类细菌及其组成也有不同，底部细菌种类相对少些。

厌氧生物滤池中的生物膜厚度对有机物的去除率有较大影响，厌氧生物滤池中的生物膜厚度一般在 1~4mm 范围内。研究认为，当生物膜厚度较薄时，有机物的去除率随生物膜厚度的增加而增加；当生物膜厚度增加至一定值时，有机物的去除率增至最大；而随后生物膜厚度再增加时，有机物的去除率不再增加，反而会略有下降。

（四）厌氧生物滤池的主要影响因素

①水力停留时间

水力停留时间 (HRT) 是厌氧生物滤池的设计和运行过程中最主要的影响因素之一。美国的 Young 和 McCarty 曾于 1968 年提出了 HRT 和溶解性 COD 去除率 E 之间的经验公式：

$$E = 100 \times (1 - S_k \times \text{HRT}^{-m}) \quad (10 - 17)$$

式中 E (%) ——溶解性 COD 去除率；

HRT——水力停留时间；

S_k, m ——系统参数，与滤池的种类有关。Young 提出了比表面积同为 $98\text{m}^2/\text{m}^3$ 的交叉流管状滤料和鲍尔环的 S_k 和 m 值：交叉流管状滤料， $S_k = 1.0$ ， $m = 0.55$ ；鲍尔环， $S_k = 1.0$ ， $m = 0.40$ 。

②有机负荷率

在污水生物处理中，系统的有机负荷率与系统中存在的微生物量呈正比关系，微生物量约多，可以承受的 COD 负荷率越高。由于厌氧生物滤池具有较高的 COD 负荷率，因而也提高了对有机负荷变化的适应性。

在厌氧生物滤池中，引起有机负荷率变化的原因有两种：一种是进水中的 COD 不变，但流量增大，引起了 HRT 的减小，从而使有机负荷率增大，这种情况下有机负荷率的变化对 COD 的去除率的影响实际上表现为 HRT 对 COD 去除率的影响，随着有机负荷率的增大，HRT 缩短，COD 的去除率明显下降；另一种情况是进水流量不变，但进水中的 COD 增大引起有机负荷率增大，这种情况实际上是进水 COD 浓度对 COD 去除率的影响。实际上对于厌氧生物滤池来说，有机负荷率增加虽使 COD 去除率下降，但 COD 总的去除能力却是提高的。

③温度

任何污水的生化处理过程都受温度的影响，主要是微生物的活性与温度密切相关，所以温度是影响生化处理的一个重要因素。Young 给出了在某一温度下 COD 去除率与 30℃ 时 COD 去除率的关系：

$$E_T = E_{30} \times \theta^{T-30} \quad (10 - 18)$$

式中 E_T (%) ——温度 T 下运行的 COD 去除率；

E_{30} (%) ——30℃ 下运行的 COD 去除率；

θ ——温度系数，一般取 1.01 ~ 1.02。

经验表明，温度在 25 ~ 38℃ 之间，厌氧生物滤池的运行效果良好；温度在 50 ~ 60℃ 范围内的运行效果也较好。

④进水 COD、SS

进水中有机物浓度在 3 000 ~ 12 000mg/L 范围内对升流式厌氧生物滤池的处理效果影响不大。在 COD 低于 3 000mg/L 时，若采用比较低的负荷也能取得较好的 COD 去除率；对于 COD 在 12 000mg/L 以上时，应当采用回流措施。

为防止进水中过高的 SS 造成滤池堵塞，如果进水中的 SS 浓度较高，应考虑原水的预处理措施。

⑤其他影响因素

厌氧生物滤池的运行，要求 pH 值在 6.5 以上，如果碱度不够往往导致运行失败，因此在碱度不够的情况下，必须投加碱性物质以维持 pH 值在 6.5 以上。如果进水中含有足够量的蛋白质，当其在降解过程中形成的氨足以维持其碱度时，可以不投加碱性物质。

在厌氧生物滤池的运行过程中，必须要有足够的营养物质来维持微生物的正常代谢，如

果进水中缺少 N、P 等基本营养物质，可以投加化肥等物质来补充。另外，在进行污水的厌氧处理时，还必须对进水先做毒性试验，因为有些有毒物质对微生物具有抑制作用，会影响厌氧生物滤池的正常运行。

五、移动床生物膜反应器

移动床生物膜反应器（Moving - Bed Biofilm Reactor，简称 MBBR）是近年来在生物接触氧化法和生物流化床的基础上开发的一种新型高效生物膜法废水处理装置。它既具有传统生物膜法耐冲击负荷、泥龄长、剩余污泥量少的特点，又具有活性污泥法的高效和运转灵活的特点。它是为解决固定床生物反应器需定期反冲洗、流化床需使载体流化、淹没式生物滤池易堵塞需清洗滤料和更换曝气头的复杂操作而发展起来的。

如图 10 - 17 所示，在移动床生物膜反应器中，装填比重略低于水的填料，这些漂浮的载体随反应器内混合液的回旋翻转作用而自由移动（由曝气提升力而提供）。为防止生物膜载体从反应器内流出，在反应器出口处设置一个筛子（筛孔径 7mm），设计的搅拌方式便于将筛子截留的载体冲走。反应器内生物膜比表面积由载体投加数量来控制。移动床生物膜反应器既不需要反冲洗，也不需要污泥回流。

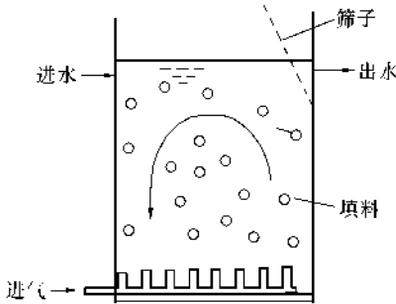


图 10 - 17 移动床生物膜反应器

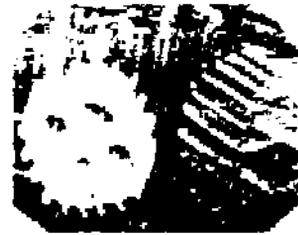


图 10 - 18 聚乙烯塑料填料

目前，移动床生物膜反应器采用的填料多为聚乙烯、聚丙烯塑料，密度一般为 0.96 g/cm^3 左右。移动床生物膜反应器中的填料的比表面积大，可达 $200 \sim 500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ，微生物在填料上能够大量附着和繁殖；填料对气泡有剪切、阻隔和吸附的作用，使气泡的停留时间和气、液的接触面积增加，提高了传质效率，节约了能源；各菌种在填料上的分布由表及里依次为：好氧菌种、缺氧菌种、厌氧菌种。菌种的多元化有利于提高污水的处理效果，缩短处理时间；由于运行时填料相互碰撞，使载体外表面生物膜较薄，生物活性相对较高；填料的多孔性使其容易挂膜。

如图 10 - 18 所示为移动床生物膜反应器中所用的一种聚乙烯塑料填料，为直径约 10mm、高度约 7mm 的短圆柱体状，比重略低于水 ($0.96 \sim 0.97 \text{ g/cm}^3$)，内设交叉面支撑、外测沿不同径向伸展许多鱼状沟棱以增加填料的比表面积（约为 $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ）。

填料的性能好坏，直接影响到挂膜的难易程度、反应器中生物量的多少、反应器处理效果的好坏。天津大学的季民等开研制开发出一种新型移动生物膜轻质填料。该填料的基本构造为空心圆柱体，可设计成为多种形式。圆柱体内部有多个支撑面，它们既可以强化圆柱体的强度，也能够增加生物膜的附着面积。圆柱体外表面可设计为平面、凹凸面、带小刺的

面、波纹状或带竖条的面。移动生物膜填料用聚丙烯和聚乙烯做成，其与水的相对质量比为 0.92 ~ 0.95，耐磨性能好。这两种生物膜填料的基本性能见表 10 - 5。实验表明，该填料挂膜较容易；在高负荷时，填料内部不易形成堵塞现象或厌氧结团的问题；在水流和气流冲击下，填料上生物膜的更新速度较快，生物活性高；使用方便，池内不需要任何安装填料的组件；使填料在池中运动的能耗低，一般满足供氧的气量，即能起到良好的搅拌作用。

季民等将 CLS - 11 型填料用于低浓度生活污水的处理，如图 10 - 19 所示是长满生物膜的填料。采用单级移动床生物膜反应器，内设有微孔曝气头，反应器中填料的投加体积比为 50%，出水部分设有拦截筛网，以阻止填料的流失，有效容积为 24L。反应器后接一个连续流沉淀池，没有污泥回流。实验表明，应用移动生物膜床反应器处理低浓度的生活污水时，挂膜容易，水力停留时间短，处理效果稳定，不需污泥回流，反应器体积紧凑，操作简单。当进水 COD 浓度为 100 ~ 200mg/L，水力停留时间为 2 ~ 4h 时，COD 去除率可达 70% ~ 80%。

表 10 - 5 移动床生物膜反应器两种填料的基本性能

型号	空心圆柱体外径 (mm)	圆柱体高度 (mm)	壁厚 (mm)	内比表面积 (m^2/m^3)	总比表面积 (m^2/m^3)	单个填料重量 (g)	质量比	堆积密度 (kg/m^3)	空隙率 (%)
CLS - 11	10	10	0.9	263	527	0.389	0.92	120.0	83.03
CLS - 12	25	15	0.6	289	410	1.699	0.95	119.7	87.54

国内外的研究表明，移动床生物膜反应器处理生活污水、造纸、肉加工等工业废水及脱氮都具有较好的效果。Chandler 等人采用塑料填料，应用两级生物反应器对造纸厂废水回用处理进行中试。结果表明，HRT 为 3h，可溶性 BOD 平均可减少 93%，出水 BOD 平均浓度达到 7.83mg/L。Vallery Pride Pack 污水处理厂的二级污水处理系统中，表面积负荷为 $20gCOD/(m^2 \cdot d)$ ，第一个 MBBR 反应器的可溶性 BOD 的去除率 > 90%，第二个 MBBR 反应器氨氮负荷可达 $0.38g/(m^2 \cdot d)$ 。MBBR 在高负荷条件下性能稳定，可多级联用处理废水。如将 3 个 MBBR 联用处理肉类加工废水。第一个 MBBR 反应器的 COD 负荷高达 $10kg/m^3$ ，HRT 约为 4h，TCOD 去除率为 50% ~ 75%；第二个和第三个 MBBR 反应器的总 HRT 为 4 ~ 13h，可分别达到 75% 的 TCOD 去除率、70% ~ 88% SCOD 去除率。MBBR 反应器处理家禽加工废水，填料比表面积 $250m^2/m^3$ ，有机负荷 $30 \sim 45kgCOD/(m^3 \cdot d)$ ，单级 MBBR 反应器 COD 去除率为 80%，两级 MBBR 反应器 COD 去除率可达为 90% ~ 95%。Broch 等人采用中试规模的移动床生物膜反应器处理新闻纸厂的污水的研究表明，当水力停留时间在 4 ~ 5h 时，COD 和 BOD 去除率分别为 65% ~ 75% 和 85% ~ 95%；适当延长水力停留时间，COD 和 BOD 的平均去除率可分别提高到 80% 和 96%。1991 年 Ruster 等人用移动床生物膜反应器处理中性亚硫酸纸浆废水，当载体填充率为 70%，进水 COD 为 25 000 ~ 30 000mg/L，有机负荷高达 25 ~

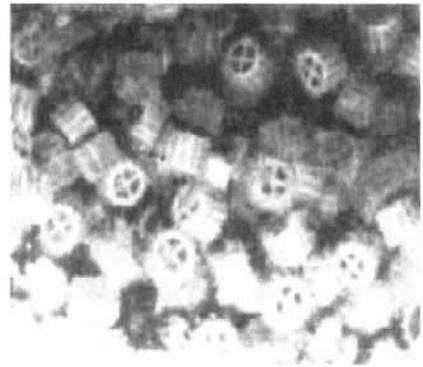


图 10 - 19 长满生物膜的填料

30kgCOD/ (m³ · d) 时, 反应器的总 COD 去除率为 70% , BOD 去除率高达 96% 。当有机负荷逐渐增加到 50kgCOD/ (m³ · d) 时, 去除率基本恒定, 总的去除率约为 60% ~ 70% 。Cpdegaard 等人用移动床生物膜反应器对牛奶废水的小试实验表明, 载体比表面积为 276m²/m³, 进水 COD 为 3 310mg/L, COD 负荷达 12kgCOD/ (m³ · d) 时, COD 的去除率可达 85% 。Rusten 等人将移动床生物膜反应器用以乳酪加工废水生化处理厂的改造工程中, 用来解决日益增加的负荷问题和提高有机物和 P 的去除率, 将原有的曝气池改建成均衡池, 原有的两座生物滤池改建成移动床生物膜反应器, 运行结果表明, 当负荷大幅度变化且超出设计值时, 改造后的处理系统可达到 98% 的 COD 与 P 的去除率。Dalentofa 和 Thulin 用移动床生物膜反应器与活性污泥法组合工艺处理木材加工工业纤维污水。实验结果表明, 作为第一段的移动床生物膜反应器可承受的有机负荷范围通常高达 15 ~ 25kgCOD/ (m³ · d) 。

在 MBBR 反应器中, 在一定厚度的生物膜上, 硝化和反硝化可同时进行。因此时氧气只能渗透到填料外层的某一深度, 即外层为好氧状态, 发生硝化反应; 内层为缺氧状态, 脱氮菌利用硝化菌产生的硝酸盐进行脱氮。所以 SBBR 反应器可用于脱氮处理。Rusten 等人提出的两种中试规模的硝化和反硝化的污水处理流程如图 10 - 20 所示。研究结果表明, 当水温介于 7 ~ 18 、城市污水的溶解性 COD 低于 100mg/L 和 TN 浓度为 25mg/L 时, 采用前置反硝化工艺(先反硝化后沉淀除磷工艺), 在回流比为 2.0 和空床水力停留时间约为 6.5h 的条件下, 总氮的去除率可达到 60% ~ 70% ; 而采用后置反硝化工艺(先沉淀除磷后反硝化脱氮工艺), 在外加适量醋酸盐作为 C 源和空床停留时间为 3.0h 的条件下, 总氮的去除率可高达 80% ~ 90% 。

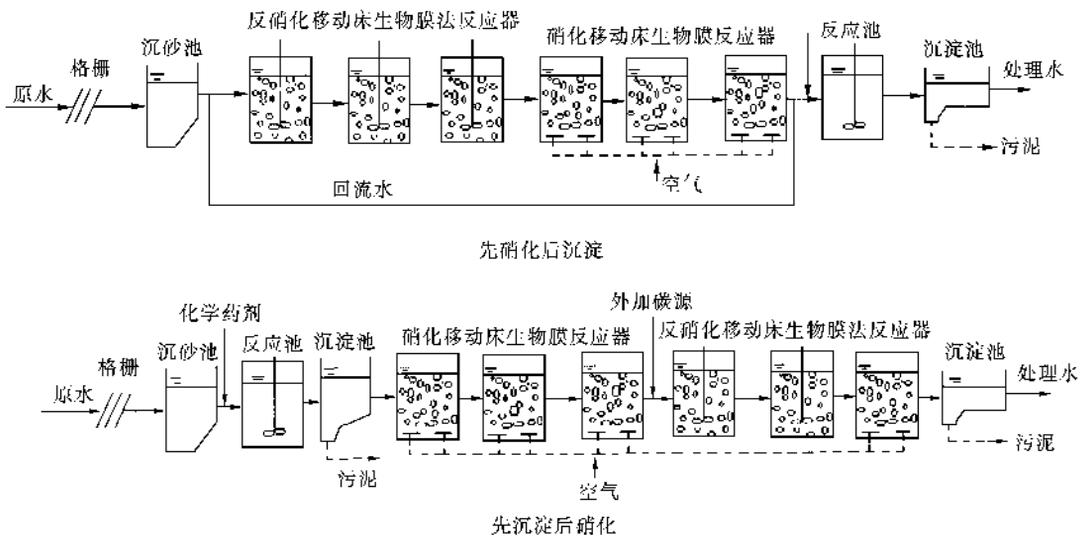


图 10 - 20 移动床生物膜反应器脱氮除磷工艺流程

寒冷地区采用 MBBR 处理污水也能取得较好效果。RBC 污水处理厂采用 MBBR 进行脱氮处理, 温度 5 ~ 15 , 平均有机负荷 7.9gCOD/ (m² · d), 氨氮负荷 0.9gNH₄ - N/ (m² · d), 温度低于 8 时, 碳和氮的去除率可分别达到 73% 和 72% 。

总之, 从技术、投资和运行费用方面考虑, 移动床生物膜均表现出运行操作简单、高效、稳定和不易发生堵塞等特点。另现有的传统活性污泥工艺很容易改造为移动床生物膜工艺, 增加其运行效率和脱氮率。所以, 移动床生物膜反应器是很具有应用与发展前景的。

六、循环移动载体生物膜反应器

由于池型和曝气装置的限制，生物载体在移动床反应器内的移动状态不均衡，池内不同程度地存在死区，混合传质效果受到影响。为保证载体的循环移动，所需动力消耗较高，在水力流动特性及能耗方面尚有待于改善。鉴于以上问题，朱文亭等对一般移动床生物膜反应器的池型和内部结构进行改造，开发了循环移动载体生物膜反应器。如图 10-21 所示，在上升气流的推动下，填料在循环移动载体生物膜反应器的反应区内形成了良好的循环移动，混合液从隔板底部的圆孔流入到右侧沉淀区，沉淀后的澄清水经上部的溢流孔溢流出水。反应器的导流板在此起了很好的导流作用，底角抹成斜面也是为了改善反应器的流动特性进行强制循环。

循环移动载体生物膜反应器的构造在很大程度上决定了它的水力特性，通过导流板的强制循环，使循环移动载体生物膜反应器的水力流动特性同一般移动床生物膜反应器相比得到明显改善，载体在全池内的循环、混合传质效果更好，池内几乎不存在死角。由于载体与污水的循环速度不同，污水以较高的速度穿过载体间的空隙，并与载体表面的生物膜进行接触反应，整个循环过程中，载体与污水

始终处于良好的混合接触状态，强化了微生物与污水、氧气间的三相传质过程。朱文亭认为，反应器的长深比为 0.5 左右时，有利于填料的完全移动。过大或过小的填充比都不利于填料转动，当填充比在 30% ~ 65% 时，填料转动较为充分。循环移动载体生物膜反应器内良好的水力流动特征，在创造良好的传质效果的同时，也控制了生物膜厚度，使微生物始终处于生长旺盛的阶段，进而加快有机物的降解速率。而反应器内良好的接触反应特性则使微生物充分发挥其活性。所以，循环载体生物膜反应器具有高效、出水稳定和抗冲击负荷能力强的特点。循环移动载体生物膜反应器的充氧能力强，氧利用率达 13%。因为载体循环移动的需要，一般移动床反应器能耗较高，但所采用的气水比与其他生物膜法接近即可。

循环移动载体生物膜反应器处理生活污水具有良好的效果。朱文亭研究表明，当进水 COD 为 200 ~ 700mg/L，气水比为 10: 1，水力停留时间为 4h 时，COD 平均去除率可达 88.8%。

七、微孔生物膜反应器

微孔生物膜反应器是近年来引起研究者极大关注的一种新型生物膜反应器。主要用来处理有机工业废水中毒性或挥发性的有机物污染物，如酚、二氯乙烷和芳香族氯代物等。

在微孔膜生物反应器净化有机污染物的过程中，为避免有机挥发性污染物与曝气直接接触，解决传统生物膜反应器中空气吹脱引起的污染物挥发的问题，通过采用逆向扩散的操作方式，即进水与曝气分开，挥发性有机物从微孔膜内侧向生物膜方向扩散，而 O_2 则从微孔膜外侧向生物膜扩散，两者在生物膜内相聚并在微生物的作用下有机污染物得以氧化分解，

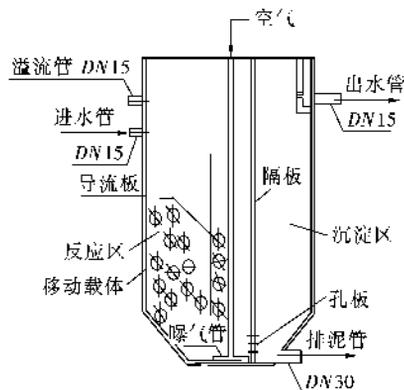


图 10-21 循环移动载体生物膜反应器

见图 10 - 22。

微孔膜通常是透过性超滤膜，可用作微孔膜的一般有中空纤维、活性炭膜和硅橡胶膜等。微孔膜反应器是一种很有开发前景的生物膜反应器，这是因为许多工业废水中均含有有毒或难降解的有机污染物，这些有机污染物常常会造成生物处理系统的运行失败；再者工业

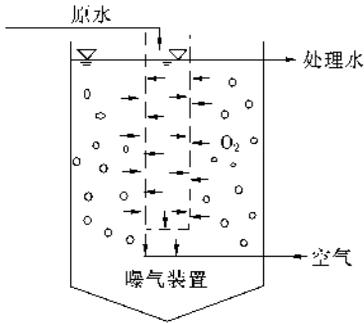


图 10 - 22 微孔膜生物反应器

废水中有毒或难降解污染物一般都需要特殊菌代谢，而这些菌在悬浮生长处理系统（如活性污泥法）中易流失。而采用微孔膜生物反应器可避免有毒或难降解物质与微生物直接接触，并可避免曝气造成的污染物的挥发，还可对特殊菌加以固定化，因而该反应器具有较高的处理效率。在一项采用中空纤维的微孔膜生物反应器处理合成污水的研究中，用纯氧曝气， O_2 转移效率大，有机物最大负荷为 $8.94\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，接触时间为 36min，COD 的去除率为 86%。另一项研究中中空纤维的微孔膜生物反应器去除含氮的合成污水，当起始的 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 浓度

为 $30 \sim 50\text{mg/L}$ 时，可承受负荷高达 $0.2\text{kgNH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。还有一项采用硅橡胶膜的微孔膜生物反应器用以处理含酚废水的研究表明（Livingston, 1993），当流量为 $18\text{L}/\text{min}$ 、起始酚浓度在 1000mg/L 、停留时间为 6h 时，可达到对酚的去除率为 98.5%。

第三节 生物膜法的运行管理

一、生物膜的培养与驯化

生物膜法处理设备是否能很快地投入正常运行，首先碰到的问题就是生物膜的培养和驯化。生物膜的培养称之为挂膜。挂膜应先选定所需菌种。挂膜菌种大多数采用生活污水或生活污水与活性污水混合液中的菌种，也可直接采用某些污泥（如工业废水排放沟里的污泥）扩大繁殖的菌种。由于生物膜中微生物固着生长，适宜于特殊菌种的生存，所以，也可以采用纯培养的特异菌种菌液。特异菌种可单独使用，也可以同活性污泥混合使用，由于所提供的特异菌种比一般自然筛选的微生物更适宜于污水环境，因此，在与活性污泥混合使用时，仍可保证特异菌种在生物相中的优势。

从微生物的角度来讲，挂膜就是接种，就是使微生物吸附在固体支承物（滤料、盘片等）上。但是，只接种，即使接种量再大也不能说形成生物膜了，认为挂膜即可结束。因为吸附在固体支承物上的污泥或菌种不牢固，易被水冲走，所以接种后应创造条件，使已接种的微生物大量繁殖，牢固地吸附在固体支承物上。这就需要连续不断地供给营养物，因此，在挂膜过程中应使菌液和营养物同时投加。

挂膜一般有两种方法。一种是密封循环法，即将菌液与驯化污泥的混合液从生物膜法处理设备的一端流入（或从塔顶部淋洒下来），从另一端流出，将流出液收集在一水槽内，槽内不断曝气，使菌和污泥处于悬浮状态，曝气一段时间后，将槽内的菌液（或菌液与驯化污泥的混合液）进行静止沉淀（ $0.5 \sim 1.0\text{h}$ ），去掉上清液，适当加入营养物和污水，也可加入菌种和驯化污泥，再回流入生物膜法处理设备。如此循环形成一个密封系统，直到发现

支承物上长有黏状污泥，可停止循环，开始连续进入污水。这种挂膜方法需要的菌种和污泥量大，而且由于营养物缺乏，代谢产物积累，因而成膜时间较长，一般需要 10d 左右。另一种挂膜方法叫连续法，即在菌液和污泥循环 1~2 次后即连续进水，使进水量逐渐增大。这种挂膜法由于营养物供应充足，只要控制挂膜液的流速（在生物转盘中控制转速），就可保证微生物的吸附。在塔式生物滤池中挂膜时水力负荷可采用 $4 \sim 7 \text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，约为正常运行的 50%~70%。待挂膜结束后才逐步提高水力负荷。连续法成膜时间较短，一般 3~4d 即形成比较完善的生物膜，并具有较好的处理效果。

对于塔式生物滤池和生物转盘，在循环挂膜的过程中，往往易在构筑物各部位形成厚度均匀的膜，当直接通水后，经过 3~4d，在流程的后部位会出现大面积同时脱落，这是由于流经各部位的水质不同，各部位的有机负荷不同，流程后部的负荷低，过多的生物膜自然脱落，属正常现象。在大脱落之后，逐渐建立起相应于污水处理规律的膜分布。对于上述的大面积脱膜现象，可以不予理会，继续按正常情况下投加负荷。

为了尽量缩短挂膜时间，应保证挂膜营养液、污泥量及适宜于细菌生长的 pH 值、温度、营养比等。挂膜后应对生物膜进行驯化，使之适应所处理污水的环境。在挂膜过程中，应经常对生物相进行镜检，观察生物相的变化。挂膜驯化之后，系统即可进入试运转，测定生物膜法处理设备的最佳工作运行条件，并在最佳条件下转入正常运行。

二、生物膜法的日常管理

生物膜法的操作简单，一般只要控制好进水量、浓度、温度及所需投加的营养（N、P 等），处理效果一般比较稳定，微生物生长良好。在污水水质变化，形成负荷冲击情况下，出水水质恶化，但很快就能恢复，这是生物膜法的特点。例如某维尼纶厂的塔式生物滤池，进水的甲醛浓度超过正常值的 2~3 倍，连续进水 6d，仍有 50% 的去除率，而且冲击后 3~4d 即可恢复正常。某石油化工厂的塔式生物滤池，进水 pH 值为 4，连续进水 6h；进水温度为 60℃，连续进水 2h，均使生物膜受到冲击，处理效果有所下降，但短期内即可恢复。生物转盘的使用情况也相似，如某化纤厂生物转盘，当水力负荷超过设计负荷的 1.5~3 倍，连续进水 6h，耗氧量的去除率下降 23.7%，但当恢复到正常负荷后 2h，去除率即可恢复正常。

生物过滤法设备的运行中还应该注意检查布水装置及填料是否有堵塞现象。布水装置堵塞往往是由于管道腐蚀或者是由于污水中悬浮物质沉积所致。填料堵塞往往是由于生物膜的增长量大于排出量所造成的。所以，对污水水质、水量应加以严格控制。膜的厚度一般与水温、水力负荷、有机负荷和通风量等有关。要控制水力表面负荷，使老化的膜不断地冲刷下来，被水带走。如对腈纶废水，水力表面负荷可控制在 $100 \text{m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。有机负荷过高时，可加大风量。对于采用自然通风的塔滤，可提高喷淋水量，以加大水力表面负荷，降低水温。

生物转盘一般不产生堵塞现象，但也可以通过加大转盘转速来控制膜的厚度。

在正常运转过程中，除了应开展有关物理、化学参数的测定外，应对不同层厚、级数的生物膜进行镜检，观察分层和分级现象。找出运转条件与生物相和处理效果的变化规律，以指导运行管理。如用塔式生物滤池处理腈纶废水，当进水中丙烯腈呈橘红色，以放线菌为主。随着塔式生物滤池的深度增加，废水中丙烯腈的浓度逐渐降低，代谢产物浓度逐渐增

高，生物膜呈浅灰色或浅土黄色，以球衣细菌为主。在塔式生物滤池下段出现原生动物，在光照处还出现藻类。当处理效果好的时候，或进水负荷低时，塔式生物滤池生物相分层明显。当有机负荷增高时，顶部的生物相向下移，甚至使分层不明显。从生物相的分层情况，可判断有机负荷的大小和塔式生物滤池的处理情况。如果同一截面生物相差别较大时，说明布水不均匀，有阻塞现象，或由于通风不良，或水温过高，溶解氧含量降低，生物膜会发黑，出现白硫细菌。因此，白硫细菌可以作为塔内通风情况的指示菌。其次，在有机负荷高，水力负荷低时，由于冲刷力不够，生物膜越长越厚，导致里层生物膜厌氧发黑，也会出现白硫细菌。生物膜发黑腐败后，附着力差，容易脱落，大块的脱落导致塔式生物滤池的堵塞。所以，掌握了正常运行条件下和异常运行条件下生物相的变化规律，对指导运行操作有现实意义。

生物膜法运转中，经常遇到检修或停车情况。这种情况下的处理方法比较简单。如采用自然通风的塔式生物滤池，只需保持自然通风，不需采取其他任何措施。如采用机械通风时，需将各观察孔打开，以保持塔内空气流动，使膜保持活性。如果是生物转盘，可以将氧化槽中的废水放空或用人工营养液循环，以保持膜的活性。停车后，生物膜中的水分可能大量蒸发，但无关紧要，一旦重新开车，不需再挂膜接种。停车期间，生物膜由于自身氧化，附着力差，因此，重新开车时会出现大量生物膜脱落的现象。重新进水，微生物要有一个适应过程，所以，重新开始工作时，水量负荷应逐步提高，防止干化生物膜脱落过多，一般几天后即能恢复正常。对于塔式生物滤池短时间停车也可以采用自来水喷淋保持生物湿润，如某石油化工厂的塔式生物滤池，对于1~3d的停车，采用喷淋自来水，保持塔内生物膜湿润，进水3~5d后，处理效果恢复正常。

当发现滤池出现堵塞时，应采用高压水表面冲洗，或停进水，让其干燥脱落。有时也可以加入少量氯或漂白粉，破坏滤池填料层部分生物膜。

第十一章 废水自然净化技术

利用天然的水体和土壤中的微生物来净化废水的方法称为自然生物处理。水体自净过程、氧化塘和废水土地处理法等都是最常用的废水自然生物处理方法。废水土地处理法将在第八章介绍，这里将重点介绍稳定塘和水体自净过程。

第一节 稳定塘

稳定塘又称生物塘或氧化塘，是一种大面积、敞开式的污水处理系统。废水在稳定塘中停留一段时间，利用藻类的光合作用产生氧，以及从空气溶解的氧，以微生物为主的生物对废水中的有机物进行生物降解。

如图 11 - 1 所示，稳定塘是利用细菌与藻类的互生关系，来分解有机污染物的废水处理系统。细菌主要利用藻类产生的氧，分解流入塘内的有机物，分解产物中的二氧化碳、氮、磷等无机物，以及一部分低分子有机物又成为藻类的营养源。增殖的菌体与藻类又可以被微型动物所捕食。

由藻类的光合作用产生的氧量，比来自水表面的溶解氧量大得多。在一定光照下，1mg 藻类可放出 1.62mg 氧。因此，稳定塘内若要维持好氧状态，主要靠藻类的充分生长，而不必另外消耗动力。

废水中的可沉淀固体和塘中生物的残体沉积于塘底形成污泥，它们在产酸细菌的作用下分解成低分子有机酸、醇、氨等，其中一部分可进入上层好氧层被继续氧化分解，另一部分由污泥中产甲烷菌生分解成甲烷。

由于藻类的作用使稳定塘在去除 BOD 的同时，也能有效地去除营养盐类。效果良好的稳定塘不仅能使污水中 80% ~ 95% 的 BOD 去除，而且能去除氨 90% 以上、磷 80% 以上。伴随着营养盐的去除，藻类进行着二氧化碳的固定，合成有机物。大量增殖的藻类会随处理出水而流出，如果能采用一定的方法回收藻类或在出水端设置养鱼池，可以使处理出水水质大大提高。

一、稳定塘微生物

稳定塘与自然界中富营养湖有些类同，其中出现的生物可从细菌到大型生物，包括的种类很多，与其他生物处理法不同的是，稳定塘藻类非常多，而且浮游动物（甲壳类）也大量出现。

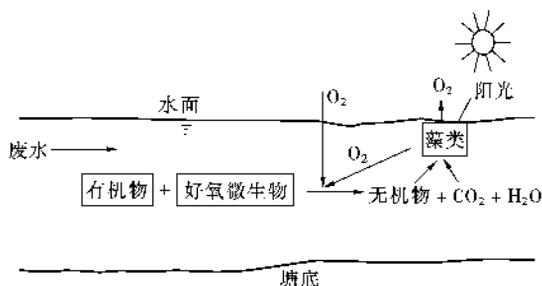


图 11 - 1 好氧塘净化有机污染物的情况

(一) 藻类 稳定塘的表层主要为藻类,常见的有小球藻属、栅列藻属、衣藻属和裸藻属,以及蓝细菌的颤藻、席藻等约 56 个属 138 个种。

在有机物含量较丰富的塘内,可见眼虫、小球藻、衣藻等大量生长,它们都是自养性的,但这些种类还能直接摄取废水中的低分子有机物,表现出异养的性质。夏季每毫升水体藻类数量最高可达 100 万~500 万个,冬天大约是夏季的 1/2~1/5。以干燥重量计,每年每平方米水面的藻类产量可达 10kg 左右。

(二) 细菌 稳定塘中细菌大量存在于下层。在 BOD 负荷较低,维持好氧状态的稳定塘内,常有优势菌群为假单胞菌、黄杆菌、产硷杆菌、芽孢杆菌和光合细菌等。在塘的底部厌氧层,有硫酸盐还原菌和产甲烷菌存在。

(三) 微型动物 稳定塘中纤毛虫类的种类、个体数都比其他好氧处理装置中少,一般见到的有钟虫、膜袋虫等种类,最高可达 1 000 个/mL。轮虫类中臂尾轮虫、狭甲轮虫、腔轮虫、椎轮虫等出现频率较高。水体中还有甲壳类,底泥中存在摇蚊幼虫。

二、稳定塘分类

根据稳定塘水深及生态因子的不同分为兼性塘、曝气塘、好氧塘、厌氧塘和水生植物塘五类。稳定塘设计参数有水力负荷(即每天每平方米塘面接纳的污水量)、有机负荷(即每天每平方米塘面接纳的 COD、BOD 的数量)、停留时间、塘深等。不同类型的稳定塘其设计参数各不相同。各种氧化塘的特性如表 11 - 1 所示。

表 11 - 1 各种氧化塘的特性

名称	深度 (m)	特性
好氧塘	池子较浅,深度小于 1	日光可透过水层到达塘底,藻类生长旺盛,塘内维持好氧条件
厌氧塘	池子较深,池深 2~4	接纳的有机物负荷较高,塘处于厌氧条件
兼性塘	池子的深度一般在 1~2	塘底为厌氧区,上部靠藻类供氧和大气复氧,能维持好氧状态。在夜间,光合作用停止,塘表面的大气复氧低于塘内的耗氧,上层水的溶解氧可接近零
曝气氧化塘		一般利用藻类的光合作用供氧和水面的自然复氧,也可通过人工曝气的方式补充氧
塘田和鱼塘		塘田可培植莲藕、水浮莲等水生植物,鱼塘可放养鱼、鸭等,形成菌、藻、水生植物、浮游动物、鱼、鸭等共同构成的水生生态系统

稳定塘是一种古老的废水处理方法,特别是作为小城镇的废水处理方法已有多年的历史。据美国的资料,在 20 世纪 60 年代初,美国用作家庭生活污水处理的稳定塘已超过 1 000 多个,而用作工业废水处理的稳定塘也超过 800 个。近年来,考虑到节能和污水的深度处理,各国更加重视利用稳定塘处理污水。美国在 1972 年已有稳定塘 4 000 多个,占美国城市污水厂总数的 1/3。澳大利亚墨尔本稳定塘每天可处理 35 万 t 污水。

据有关材料说明,我国从 20 世纪 50 年代初就开展了应用稳定塘处理城市污水和工业废水的探索性研究,到 1984 年,我国就有 38 座稳定塘。过去,稳定塘主要用于处理人口较少的城镇污水,现在已发展到每天可处理 10 万 t 以上污水量。我国在武汉鸭儿湖建成了较早

期的稳定塘，它主要处理含有机磷为主的多种农药废水。该稳定塘采用串联形式，将厌氧—兼氧—好氧塘串联起来，末级塘起着最终好氧的稳定塘作用，总面积 $186.5 \times 10^4 \text{m}^2$ ，水深 3m，总容积为 $559.4 \times 10^4 \text{m}^3$ 。每天处理水量 $7 \times 10^4 \text{t}$ ，停留时间 80d，最后再连着一个面积为 $213.3 \times 10^4 \text{m}^2$ 、水深 2m 的鱼种塘。经多年运转证明，鱼种塘出水的主要指标均接近或达到地面水标准，COD 去除率为 77.3%，对硫磷的去除率为 98.7%，马拉硫磷去除率为 98.4%，乐果去除率为 92.9%，对硝基酚、六六六和有机磷的去除率分别为 99.3%、86.2% 和 83.9%。

在活性污泥或曝气湖系统中往往残留较多的难分解有机物，可以采用串联的活性污泥与稳定塘系统来去除。

三、稳定塘作用机理

(一) 好氧塘 为了使整个塘保持好氧状态，塘深不能太深，一般在 0.3~0.5m 左右，阳光可直透到塘底。塘中的好氧菌把有机物转化成无机物，使废水得到净化，其所需的氧气由生长在塘内的藻类进行光合作用放出的氧气提供。藻类是自养型微生物，它利用好氧菌放出的 CO_2 作为碳源进行光合作用，所以好氧塘是一个菌藻互相依赖的共生系统。

一般废水在塘内停留 2~6d， BOD_5 去除率可达 80% 以上。好氧塘出水中含有大量藻类，排放前要经沉淀或过滤等去除。与养鱼塘结合，藻类可作为浮游动物的饵料。

藻类是氧化塘内主要供氧者，不同藻类放出氧的数量不同。藻类只有在进行光合作用时才放出氧气，晚上藻类不产氧，而且因呼吸作用而耗氧，因此氧化塘一天 24 小时内溶解氧是变化的，白天可以是过饱和的，晚上的溶解氧会下降，甚至会接近于零或无氧。塘内的 pH 值也是变化的，光合作用时 pH 值升高，而呼吸作用时则降低。

(二) 兼性塘 水深一般在 1.5~2.0m 左右，塘内同时存在好氧反应和厌氧反应。在阳光可透过的水层进行与好氧塘相同的反应；在阳光达不到的底层则进行厌氧反应。

兼性塘废水停留时间一般为 7~30d， BOD_5 去除率可达 70% 以上。

(三) 厌氧塘 当用塘来处理浓度较高的有机废水时，塘内一般不可能有氧存在。由于厌氧菌的分解作用，一部分有机物被氧化成沼气，沼气把污泥带到水面，形成了一层浮渣层，有保温和阻止光合作用的效果，维持了良好的厌氧条件，因此不应把浮渣层打破。厌氧塘水深较深，一般在 2.5m 以上，最深可达 4~5m。

厌氧塘的特点是：无需供氧；能处理高浓度有机废水；污泥生长量较少；净化速度慢，废水停留时间长（30~50d）；产生恶臭；处理水不能达到要求，一般只能当作预处理。厌氧塘出水可用好氧塘继续进一步处理。

(四) 曝气塘 曝气塘一般水深为 3~4m 左右，最深可达 5m。曝气塘一般采用机械曝气，保持塘的好氧状态，并基本上使塘内水得到完全混合，停留时间常介于 3~8d， BOD_5 去除率平均在 70% 以上，曝气塘实际上是一个介于好氧塘和活性污泥之间的废水处理法。曝气塘有两种，一种是完全悬浮曝气塘，另一种是部分悬浮曝气塘。前者塘内的悬浮固体全部悬浮，完全混合；后者只有部分悬浮固体处于悬浮状。前者所需的功率为 $6\text{W}/\text{m}^3$ （塘），后者为 $1\text{W}/\text{m}^3$ （塘）。

四、稳定塘的设计

目前常用的设计方法是采用水面 BOD_5 负荷和停留时间，而设计的水面 BOD_5 负荷和停

留时间受地理条件和气候条件的影响，特别是受气温的影响。一个国家内不同地区设计参数是不同的。如果没有试验数据，表 11 - 2 所列数据可供参考。

表 11 - 2 城市污水稳定塘的设计参数

设计参数	好氧塘	兼性塘	厌氧塘	曝气塘
水深 (m)	0.3 ~ 0.5	1.5 ~ 2.0	2.5 ~ 5.0	3 ~ 5
停留时间 (d)	2 ~ 6	7 ~ 30	30 ~ 50	3 ~ 8
BOD ₅ 负荷率 [g/ (m ³ · d)]	10 ~ 20	2 ~ 6	35 ~ 55	30 ~ 60
BOD ₅ 去除率 (%)	80 ~ 95	70 ~ 85	50 ~ 70	80 ~ 90

根据我国情况，南方各省可采用表 11 - 2 中的上限，北方各省可用下限。

为了提高处理程度，稳定塘可以建成 3 ~ 5 级，废水逐级流过，净化程度逐渐提高。当利用稳定塘养鱼时，可采用五级塘，前两级主要是培养藻类，使污水中的有机物浓度大幅度下降；第三、四级塘主要是培养浮游生物，这些浮游生物可以以藻类或细菌为饵料；最后一级是养鱼塘。

五、稳定塘的优缺点

稳定塘处理废水有以下主要优点：①基建投资低；②运转费用低，能耗低，管理方便；③因停留时间长，对水量、水质的变动有很强的适应能力；④与养鱼、培植水生作物相结合，使废水得到综合利用。

其主要缺点是：①废水停留时间长，占地面积大，使用上受到很大限制；②受气温的影响很大，净化能力受季节性控制。在北方，冬季冰封，必须把冬季的废水贮存起来，使稳定塘的占地面积更大；③卫生条件差，易滋生蚊蝇，散发臭气；④如塘底处理不好，可能会引起对地下水的污染。

综上所述，稳定塘是一种较为经济的废水生物处理方法。当有洼地等可以利用的地方，有条件的采用稳定塘，既可治理废水，消除污染，又可节省投资，应该提倡。但是要科学地使用这个技术，必须采用相应的工程措施，防止二次污染的发生。

第二节 水体自净技术

污水排入水体后，经过物理的、化学的与生物化学的作用，使污染的浓度降低或总量减少，受污染的水体部分地或完全地恢复原状，这种现象称为水体自净或水体净化，水体所具备的这种能力称为水体自净能力或自净容量。处理后的废水，一般说来不可能完全地或无限地回用，其最终出路是排放到自然界，即水体或土壤中，最普遍的是排到河流或海洋。废水处理的指导思想是使处理厂完成部分工作，余下部分利用水体的自净能力完成。这样，既不影响环境，又节约水处理的基建和运行费用。但是，若污染物的数量超过水体的自净能力，就会打破水体的自然平衡，导致水体污染，使水体丧失其使用功能，环境恶化。

水体自净过程非常复杂，按机理可分为三类。

一、物理净化作用

水体中的污染物通过稀释、混合、沉淀与挥发，使浓度降低，但总量不减。

（一）稀释、混合

污水排入水体后，在流动的过程中，逐渐和水体水相混合，使污染物的浓度不断降低的过程称为稀释。稀释效果受两种运动形式的影响，即对流与扩散。混合是通过水体的输移扩散作用，降低污染物的浓度，对水体，这种作用特别显著。虽然稀释混合作用并未减少环境的污染物数量，但影响生态环境的毕竟是浓度，在不超过水体水质目标的前提下采用稀释混合法处置废水应该视为水污染控制的一种经济有效的手段。

（二）沉淀

废水中的悬浮物在水体中沉淀，降低了水体中污染物的浓度。但有时由于冲刷而将沉积物上翻返回河流，又会增加水体的污染负荷。废水中的重金属离子由于带正电，在水体中易于被带负电的胶体颗粒所吸附而沉淀，形成底泥。这是一个长期的次生污染源，很难治理，应注意防止。

（三）挥发

若污染物属于挥发性物质，可由于挥发而使水体中污染物的浓度降低。

二、化学净化作用

水体中的污染物通过氧化还原、酸碱反应、分解合成、吸附凝聚（属物理化学作用）等过程，使存在形态发生变化及浓度降低。

（一）氧化还原

氧化还原是水体化学净化的主要作用。水体中的溶解氧可与某些污染物产生氧化反应，如铁、锰等重金属离子可被氧化成难溶性的氢氧化铁、氢氧化锰而沉淀，硫离子可被氧化成硫酸根随水流迁移。还原反应则多在微生物的作用下进行，如硝酸盐在水体缺氧条件下，由反硝化菌的作用还原成氮气而被去除。

（二）酸碱反应

水体中存在的地表矿物质（如石灰石、白云石、硅石）以及游离二氧化碳、碳酸系碱度等对排入的酸、碱有一定的缓冲能力，使水体的 pH 值维持稳定。当排入的酸、碱量超过水体的缓冲能力后，水体的 pH 值就会发生变化。若变成偏碱性水体，会引起某些物质的逆向反应，例如已沉淀于底泥中的三价铬、硫化砷等，可分别被氧化成六价铬、硫代亚砷酸盐而重新溶解；若变成偏酸性水体，上述反应逆向进行。

（三）吸附与凝聚

属于物理化学作用，产生这种净化作用的原因在于天然水中存在着大量具有很大表面能并带电荷的胶体微粒。胶体微粒有使能量变为最小及同性相斥、异性相吸的物理特性，它们能吸附和凝聚水体中各种阴、阳离子，然后扩散或沉降，达到净化的目的。

三、水生动植物吸收

藻类、鱼类、贝类等会成千倍地富集重金属离子，通过食物链最终危害人类。

四、生化净化作用

水体中的污染物通过水生生物特别是微生物的生命活动，使其存在形态发生变化，有机物无机化，有害物无害化，浓度降低，总量减少。生物化学净化作用是水体自净的主要原因。其作用原理与人工生物处理污水工艺一样，只是微生物利用的是大气复氧或水生植物释氧，并随着微生物耗氧量的变化，从污染源头开始呈现厌氧、缺氧和好氧的处理阶段，直至污水净化。

第十二章 废水土地处理技术

所谓土地处理系统是指利用土地来处理污水，即利用土壤生态系统作为净化污水、改善水质的方法，达到保护土壤的目的。目前土地处理系统已发展成为代替三级深度处理的重要途径之一。污水通过二级处理，仍然含有一定量的悬浮固体、溶解性有机物质、溶解性无机盐类，特别是含有大量的氮、磷物质。因此，必须采取三级处理。但三级处理费用昂贵，所以提出用土地处理以代替三级处理的作用。这样不仅费用低廉，节省能耗，而且可利用肥源，促进土壤生态平衡，保护土壤。

土地处理系统是利用土壤以及其中的微生物和植物对污染物进行综合净化作用的。土地处理系统的净化处理主要是土壤的过滤、截留、物理和化学吸附、化学分解、生物氧化以及微生物和植物的吸收等作用。因此，必须保持土地生态系统的生态平衡，即保持污水 - 土壤 - 微生物 - 植物的生态平衡。否则污水不但不能处理，而且会污染土壤和环境。

土地处理系统的处理方式主要有：漫流或溢流、灌溉、渗流或渗漏等。

污水土地处理的特点是处理成本低廉，基建投资省，运行费用低；运行简便，易于操作管理，节省能源；污水处理与农业利用相结合，能够充分利用水肥资源；能绿化大地，促进生态系统的良性循环。

采用污水土地处理系统，通过利用环境和自然条件，强化人工调控措施，不仅可取得满意的污水处理效果，而且可以充分回收再用水和营养物资源，大幅度的降低投资、运行费用和能耗。因地制宜的土地处理系统对于改善区域生态环境质量，也可以起到重要的作用。污水土地处理系统特有的工艺流程决定了它特有的这些技术经济特征，也决定了它适合北方干旱和半干旱地区的显著特点。

更重要的一点是，污水土地处理的整个净化过程属自然过程，不会像其他处理工艺一样在净化污水的过程中还会产生新的污染物质。

但是，污水土地处理系统需要占用一定土地资源；设计和处理不当会恶化公共卫生状况；系统的副作用使公众不愿接受。

城市污水的土地处理如果场地选址和设计不合理可能导致环境卫生状况的恶化，传播许多以水为媒体的疾病，公众对此极为关注。

产生上述副作用的主要根源是病原体、重金属和有机毒物。病原体包括细菌、病毒、寄生虫等。对于病原体，人们关心的是它们在空气、土壤、作物和地下水中的作用和归宿。病原体传播的主要途径是：一是与污水的直接接触，二是病原体附着在气溶胶微粒上四处飞溅，三是借助食物链和饮用污染的水源。

因此污水土地处理系统对公共卫生状况影响的研究必须优先进行，这也是推广污水土地处理技术面临和必须解决的问题。

运用土地系统处理污水、净化土壤的措施已在国外许多国家兴起。例如澳大利亚的维多利亚州墨尔本西郊的威里比牧场，总面积一万公顷，原为一个贫瘠的平原，其中土地

处理系统占 7 000 公顷，包括原污水的过滤、沉淀及污泥消化等前处理系统，以及土地过滤、牧草过滤及池塘、氧化塘等主体处理系统，不同季节交互作用，日处理污水量达 40 多万 t，成为澳大利亚“化害为利”的典范，见图 12 - 1。近年来，英、美等国家环保部门也都很重视土地处理系统的发展及科学研究工作，在密执安州的莫斯克岗县农场，是 20 世纪 70 年代新兴的一个现代化土地处理系统，总面积为 4 000 公顷。土地处理包括氧化塘及污水库，起到二级处理作用，可处理全县的生活污水及纸浆和造纸厂所排放的全部高浓度有机废水。

我国随着工农业生产和城市的发展，废（污）水排放量日益增加。我国也十分重视污水的土地处理措施，目前，我国污水灌溉地区已发展到 30 多个，污灌面积达 800 万亩。例如，西安污灌区大大减轻了渭河的污染，白洋淀上游保定市截污灌田，使白洋淀水质有较大改善。土地处理系统已经是城乡生态系统、物质循环与能量流动的重要环节，对城市及工业污水，提倡利用土地处理系统，做到乔、灌、草、农、林、牧多样化，做到处理与利用结合，这是我国今后环境治理的一个重要方向。

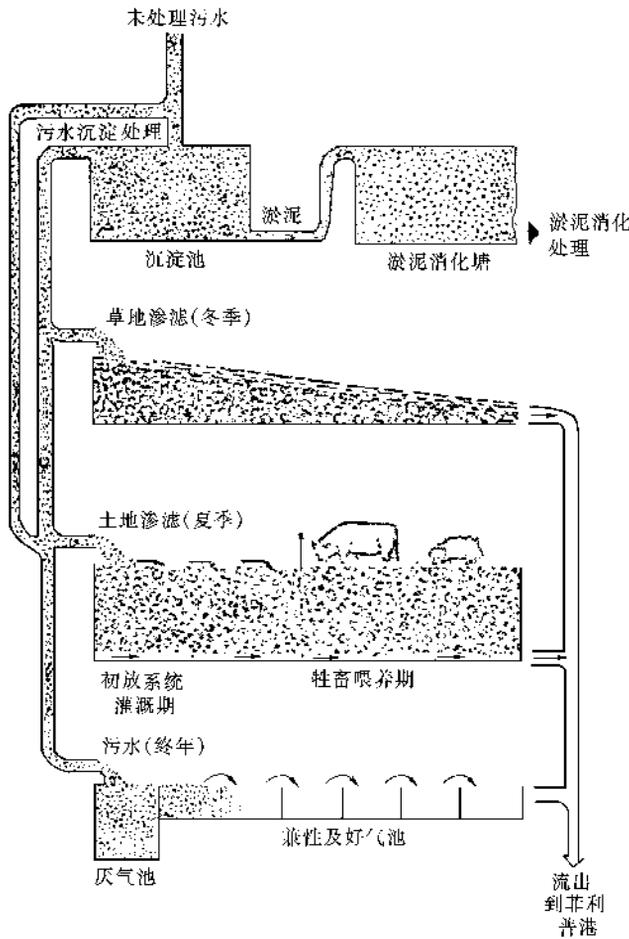


图 12 - 1 澳大利亚威里比牧场净化污水过程示意图

第一节 地表污水处理技术

一、慢速渗滤土地处理技术

慢速渗滤土地处理系统（简称 SR 系统）是将污水投配到种有植物的土壤表面，污水在流经土壤表面以及在土壤 - 植物系统内部垂直渗滤时得到净化的土地处理工艺。污水慢速渗滤土地处理技术是土地处理技术中经济效益最大、水和营养成分利用率最高的一种类型。由于其易与农业生产结合，工艺灵活，资金投入少，而被许多国家广为应用。与传统污水灌溉相比，该系统不仅仅将污水作为水肥资源加以利用，而且通过对单位面积污染负荷与同化容量的严格计算，从各项条件中确定最低限制因子，同时采用多样化的生态结构，将污水有控制地投配到土地上，针对不同污染负荷设计不同水力负荷的有效分配，保证系统在最佳状态下的连续运行。

在慢速渗滤系统中，土壤 - 植物系统的净化功能是其物理化学及生物学过程综合作用的结果，具体为：植物的吸收利用；土壤微生物及土壤酶的降解、转化和生物固定；土壤中有机物质胶体的吸收、络合、沉淀、离子交换、机械截留等物理化学固定作用；另外还有土壤中气体的扩散作用及淋溶作用。

慢速渗滤系统适用于渗水性良好的土壤、沙质土壤及蒸发量小、气候湿润的地区。其主要特点有：

（一）所投配的污水一般不产生径流排放。污水与降水共同满足植物需要，并与蒸散量、渗滤量大体平衡。渗滤水经土层进入地下水的过程是间歇性且极其缓慢的。

（二）适宜慢速渗滤处理系统的场地，上层厚度应大于 0.6m，地下水埋深应大于 1.2m，土壤渗透系数应大于 0.15cm/h。

（三）植物的选择较与其他类型土地处理系统更为重要。

（四）处理系统中水和污染物的负荷较低，处理效率高，再生水质好，渗滤水缓慢补给地下水，不产生次生污染问题。

（五）受气候和植物的限制，在冬季、雨季和作物播种、收割期不能投配污水。

（六）以深度处理和利用水、营养物为主要目标的慢速渗滤系统，所要求的水质预处理程度相对其他类型土地处理要高。

慢速渗透土地处理系统工程的技术线路：城市污水首先根据水质状况如何，采取相应的预处理措施，一般为常规一级沉淀处理，而后进土地处理系统。在寒冷地区冬季土地处理不能运行，就采用污水储存或其他污水处理措施，如：快渗土地处理系统等。

二、污水快渗处理技术

污水快速渗滤土地处理系统（简称 RI 系统）是污水土地处理系统的一种，其定义为有控制地将污水投放于渗透性能较好的土地表面，使其在向下渗透的过程中经历不同的物理、化学和生物作用，最终达到净化污水的目的。这种系统是成功的和经济有效的污水处理方法，它与常规的二级生化污水处理系统相比，具有处理效果好、可以解决出水排入地表水体而产生富营养化的问题以及基建投资和运行费用低等优点。所以 RI 系统在欧美一些国家应

用极为广泛，仅在美国，RI 场地 1981 年就达 320 个，1987 年发展到了 1 000 个。在中国，土地处理技术经过“七五”、“八五”联合科技攻关项目的实施，先后建成了北京昌平污水快速渗滤系统、阿图什城市污水土地处理系统、开封市啤酒污水快速渗滤处理工程等，实现了从小试、中试到实用规模的试验、示范研究工作，并提出了采用土地处理替代二级处理及人工处理和自然处理并行的技术措施。但是，RI 系统本身也存在很多局限性，其中由于系统污水处理负荷低（一般仅为 $6 \sim 130 \text{m}^3/\text{a}$ ），造成土地占用面积非常大，这使其在中国东部沿海人口密集区的推广应用造成障碍。因此，这一问题的解决成为完善 RI 系统，实现其在中国推广应用的主要技术关键。

（一）RI 系统的主要特点

RI 系统主要由地表构筑物、多孔介质及地下构筑物 3 部分组成。地表构筑物包括污水的预处理、调节、运输、布水以及渗滤等，中心部分是渗滤池。地下构筑物主要包括水质、水位监测井和集水井。多孔介质则由既具有一定的渗透性，又具有一定的阳离子交换容量（CEC）的土壤组成。RI 系统的工作方式主要采用淹水（flooding）和落干（drying）的相互交替的方式。它一方面可以防止由于有机物的生长和悬浮物沉淀所造成的渗滤池表层孔隙的过度堵塞，有效地恢复系统的渗透性能，另一方面可使系统内部的浅层剖面上交替形成氧化还原环境，从而使 RI 系统具有独特的污染物净化功能。RI 系统的净化功能主要取决于污水中的主要污染因子与土地系统之间的相互作用。一般认为，主要污染因子的去除机制是：悬浮固体经过过滤，重金属经过吸附和沉淀，磷经过吸附和沉淀，氮经过吸附、硝化和反硝化作用，病原体经过过滤、吸附、干燥、辐射和吞噬，有机物经挥发、生物和化学降解等作用分别被去除。在各种污染因子的去除机制中，微生物的作用是最主要的。城市生活污水中的典型污染因子化学需氧量（COD）、生化需氧量（BOD）、氮（N）等，都是主要靠微生物的生物化学作用来去除的。

RI 系统的主要工艺特征有以下几个方面：（1）预处理。RI 系统应用在一级处理用于限制公众接触的隔离地区，RI 系统应用在二级处理用于控制公众接触的地区；（2）水量调节与贮存。RI 系统在冬季往往需降低负荷的运行。另外在渗滤池维修时也要考虑贮存部分污水，可通过冬季增加系统面积的方法来解决；（3）土壤植物系统。适用于 RI 系统的场地条件为：土层厚度 $> 15\text{m}$ ，地下水位 $> 10\text{m}$ ，土壤渗透系数为 $0.36 \sim 0.60\text{m/d}$ ，地面坡度 $< 15\%$ 。土地用途为农业区或开阔地区，对植物无明显要求；（4）再生水收集。可采用明渠、暗管和竖井方式，再生水回收后可用于各种回用用途。

（二）RI 系统的局限性

基于 RI 系统的构成及工艺特征，RI 系统的局限性主要表现在以下几个方面：（1）由于 RI 系统的核心构成是利用天然土地系统的自身净化功能进行污水处理，因此其对场地的适用性有一定的要求；（2）由于 RI 系统污水处理负荷一般比较低，导致系统占地面积非常大；（3）RI 系统的净化功能主要依赖于天然状态下的微生物，由于冬季温度较低时微生物活性差，因此，污水处理效果将受到很大影响；（4）对进水水质有一定的要求，主要适用于城市的生活污水，以及 5 日生化需氧量与化学需氧量的比值大于 0.3、且没有对微生物活性有明显影响的有毒有害组分的工业废水；（5）当 RI 系统净化水去向为天然系统时，有可能对地下水系统产生影响。

三、污水地表慢流处理技术

污水土地漫流（简称 OF 系统）工艺是将污水定量地投配在生长着茂密植物，具有和缓坡度且土壤渗透性较低的土地表面上，污水呈薄层缓慢而均匀地在土表上流经一段距离后得到净化的一种污水处理方式。土地漫流系统的净化机理是利用“土壤 - 植物 - 水”体系对污染物的巨大容纳、缓冲和降解能力。其中土表的生物膜对污染物有吸附、降解和再生的作用；植物起了均匀布水的作用；阳光既可以提高系统活力，又可以杀灭病原体及促进污染物的分解；大气给了微生物良好的呼吸条件。在以上各方面的良好条件下，土地漫流系统构成了一个“活”的生物反应器，是一个高效低能耗的污水处理系统。其主要特点为：

（一）地表漫流处理系统适用于土壤渗透性较低的黏土、壤土，或在场地 0.3 ~ 0.6m 处有弱透水层的土地；

（二）场地最佳自然坡度为 2% ~ 8%，经人工建造形成均匀、和缓的坡面；

（三）对预处理要求较低，通常经一级处理或细筛处理即可；

（四）在污水浓度较稀的情况下，污水和污泥可合并处理，这时就可以省去耗费较大的污泥处理系统；

（五）出水为地表汇集，或利用或排放；

（六）处理出水一般可达二级处理标准，由于地表土壤和淤泥层成分的溶出，出水不能达到渗滤型土地处理出水那样高的标准。

第二节 人工湿地污水处理技术

湿地系指不问其为天然或人工、长久或暂时性的沼泽地、泥炭地或水域地带、静止或流动、淡水、半咸水、咸水体，包括低潮时水深不超过 6m 的水域。湿地是陆地与水体之间的过渡地带，是一种高功能的生态系统，具有独特的生态结构和功能。对于保护生物多样性，改善自然环境具有重要作用。由于人类的不合理开发，湿地资源在我国受到很大破坏。在特殊时期和环境条件下，研究和建立人工湿地生态系统是对自然湿地生态系统的适度补充，也是对其功能退化的恢复性建设。

人工湿地（CW）是一种由人工建造和监督控制的，与沼泽地类似的地面。湿地能净化污水，是自然环境中自净能力很强的区域之一。它利用自然生态系统中的物理、化学和生物的重重协同作用，通过过滤、吸附、共沉、离子交换、植物吸收和微生物分解来实现对污水的高效净化。

由于这种处理系统的出水质量好，适合于处理饮用水源，或结合景观设计，种植观赏植物改善风景区的水质状况。其造价及运行费远低于常规处理技术。英、美、日、韩等国都已建成一批规模不等的人工湿地。

1. 人工湿地的基本构造和类型

（1）人工湿地的构造

绝大多数自然和人工湿地由五部分组成：①具有各种透水性的基质，如土壤、砂、砾石；②适于在饱和水和厌氧基质中生长的植物，如芦苇；③水体（在基质表面下或上流动的水）；④无脊椎或脊椎动物；⑤好氧或厌氧微生物种群。

湿地系统正是在这种有一定长宽比和底面坡度的洼地中由土壤和填料（如砾石等）混合组成填料床，废水在床体的填料缝隙中流动或在床体表面流动，并在床体表面种植具有性能好、成活率高、抗水性强、生长周期长、美观及具有经济价值的水生植物（如芦苇、蒲草等）形成一个独特的动植物生态系统，对废水进行处理。

其中湿地植物具有三个间接的重要作用：①显著增加微生物的附着（植物的根茎叶）；②湿地中植物可将大气氧传输至根部，使根在厌氧环境中生长；③增加或稳定土壤的透水性。

植物通气系统可向地下部分输氧，根和根状茎向基质中输氧，因此可向根际中好氧和兼氧微生物提供良好环境。植物的数量对土壤导水性有很大影响，芦苇的根可松动土壤，死后可留下相互连通的孔道和有机物。不管土壤最初的孔隙率如何，大型植物可稳定根际的导水性相当于粗砂2~5年。

而土壤、砂、砾石基质具有：为植物提供物理支持；为各种复杂离子、化合物提供反应界面，为微生物提供附着。水体为动植物、微生物提供营养物质。

（2）类型

人工湿地根据湿地中主要植物形式可分为：①浮生植物系统；②挺水植物系统；③沉水植物系统。沉水植物系统还处于实验室阶段，其主要应用领域在于初级处理和二级处理后的精处理。浮水植物主要用于N、P去除和提高传统稳定塘效率。

目前一般所指人工湿地系统都是指挺水植物系统。挺水植物系统根据水流形式可建成自由表面流（简称FWS）、潜流（简称SFS）和竖流系统。FWS系统中，废水在湿地的土壤表层流动，水深较浅（一般在0.1~0.6m）。与SFS系统相比，其优点是投资省，缺点是负荷低。北方地区冬季表面会结冰，夏季会滋生蚊蝇、散发臭味，目前已较少采用。而SFS系统，污水在湿地床的表面下流动，一方面可以充分利用填料表面生长的生物膜、丰富的植物根系及表层土和填料截留等作用，提高处理效果和治理能力；另一方面由于水流在地表下流动，保温性好，处理效果受气候影响较小，且卫生条件较好，是目前国际上较多研究和应用的一种湿地处理系统，但此系统的投资比FWS系统略高。

2. 人工湿地的工艺流程及净化机理

（1）工艺流程

人工湿地污水处理系统由预处理单元和人工湿地单元组成。通过合理设计可将 BOD_5 、SS、营养盐、原生动物、金属离子和其他物质处理达到二级和高级处理水平。预处理主要去除粗颗粒和降低有机负荷。构筑物包括双层沉淀池、化粪池、稳定塘或初沉池。人工湿地单元中的流态采用推流式、阶梯进水式、回流式或综合式，见图12-2。阶梯进水可避免处理床前部堵塞，使植物长势均匀，有利于后部的硝化脱氮作用；回流式可对进水进行一定的稀释，增加水中的溶解氧并减少出水中可能出现的臭味。出水回流还可促进填料床中的硝化和反硝化作用，采用低扬程水泵，通过水力喷射或跌水等方式进行充氧。综合式则一方面设置出水回流，另一方面还将进水分布至填料床的中部，以减轻填料床前端的负荷。人工湿地的运行可根据处理规模的大小进行多种方式的组合，一般有单一式、并联式、串联式和综合式等。在日常使用中，人工湿地还常与氧化塘等进行串联组合，组合形式为：A单一式；B串联式；C并联式；D综合式。

（2）净化机理

人工湿地的显著特点之一是其对有机污染物有较强的降解能力。废水中的不溶性有机物通过湿地的沉淀、过滤作用，可以很快地被截留进而被微生物利用；废水中可溶性有机物则可通过植物根系生物膜的吸附、吸收及生物代谢降解过程而被分解去除。随着处理过程的不断进行，湿地床中的微生物也繁殖生长，通过对湿地床填料的定期更换及对湿地植物的收割而将新生的有机体从系统中去除。湿地对氮、磷的去除是将废水中的无机氮和磷作为植物生长过程中不可缺少的营养元素，可以直接被湿地中的植物吸收，用于植物蛋白质等有机体的合成，同样通过对植物的收割而将它们从废水和湿地中去除。

3. 人工湿地系统的工艺设计及应用发展

(1) 工艺设计

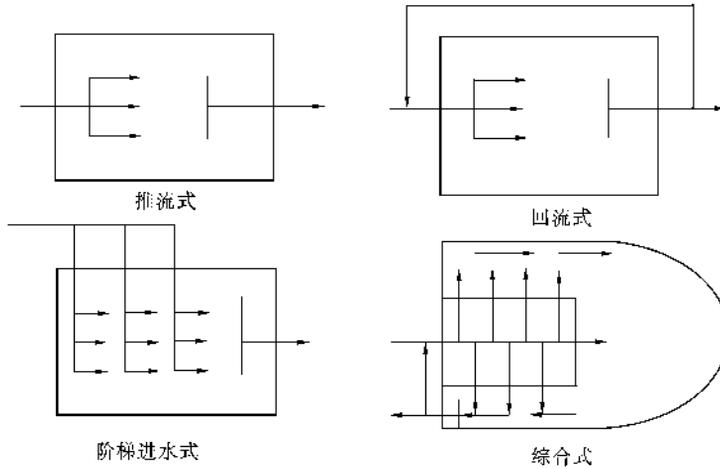


图 12 - 2 人工湿地的基本流程

人工湿地系统的设计涉及：水力负荷、有机负荷、湿地床构形、工艺流程及布置、进出水系统和湿地栽种植物种类等诸多因素。由于不同国家及地区的气候条件、植被类型及地理条件各有差异，因而大多根据现场条件，经小试或中试取得相关数据后进行设计。

①FWS 系统的设计

由于废水在人工湿地中流动缓慢，故人工湿地通常可视作一级推流式反应器，稳态条件下可用反应动力学公式（12 - 1）描述：

$$C_e / C_0 = \exp(-K_r t) \quad (12 - 1)$$

基于人工湿地的影响因素较为复杂，各国研究者对湿地床的尺寸提出了不同的计算方法。Reed 建议 FWS 系统可用下列公式计算：

$$C_e / C_0 = A[-CKTAV^{1.75}LWQ_n / Q_d] \quad (12 - 2)$$

Tchobanoglour 建议，水温为 T 时，速率常数可由下式确定：

$$KT = K_{20}(1.1)^{(T-20)} \quad (12 - 3)$$

当湿地床的底坡或水力坡度不小于 1% 时，上述公式可调整为：

$$C_e / C_0 = 0.52 \exp[-CKTAV^{1.75}V^{1.75}LWQ_n / (4.6S^{1/3}Q_d)] \quad (12 - 4)$$

对床表面积 A_s ，Kaklec 和 Knight 建议用下式计算：

$$A_s = (0.0365Q_d / 10^4 k) \ln[(C_0 - C) / (C_e - C)] \quad (12 - 5)$$

初步设计时, k 值可取 34m/a , 背景 BOD_5 值可由下式计算:

$$C = 3.5 + 0.05C_0 \quad (12-6)$$

FWS 系统的有机负荷随废水水质和条件变化很大, 其范围在 $18 \sim 110\text{kgBOD}_5/(\text{ha} \cdot \text{d})$ 。一般只作为设计校核的指标, 它的控制对维持系统好氧状态及防止蚊虫、恶臭等非常重要。

FWS 系统的水力负荷可达 $150 \sim 500\text{m}^3/(\text{ha} \cdot \text{d})$ 。在确定水力负荷的同时应考虑气候、土壤状况、渗透系数和植被类型等场地条件, 还应考虑接纳水体的水质要求, 尤其注意由于蒸发、蒸腾的失水量对夏季处理的影响及在干旱地区设计湿地的可行性。在特殊情况下, 要求湿地设计达到零排放时, 湿地中的水主要通过蒸发、蒸腾、补充地下水或系统内回用等途径完成, 这时水力负荷与水平衡计算是设计时需要重点考虑的问题。

②SFS 系统的设计

在 SFS 系统中, 水流有两种基本流态, 即层流与紊流。当湿地床中所用填料的粒径不大、污水充满填料缝隙并处于饱和状态时水流为层流, 此时可用达西公式 (12-7) 计算:

$$Q = K_s A_c S_v \quad (12-7)$$

对其中的渗透系数 K_s , 到目前为止尚无准确的测定, 对于以砾石为基质的湿地, 欧洲人建议取 10^{-3}m/s , 而美国的经验认为 K_s 不宜大于 10^{-4}m/s 。

当 $\text{Re} > 10^4$ 时, 水流变为紊流, 此时不宜用 Darcy 公式, 可用 Ergun 公式 (12-8) 计算:

$$S = 150\mu^V [(1-n)/D_p n]^2 / \rho g + 1.75(1-n)^2 / D_p n g \quad (12-8)$$

湿地表面积 A_s 可用式(12-9)计算:

$$A_s = Q(\ln C_0 - \ln C_e) / (K_r D_n) \quad (12-9)$$

式中 K_r 与温度的关系为 $K_r = K_{20}(1.1)^{T-20}$ 。

据有关文献报道和实际试验, 某一特定 SFS 系统的 K_{20} 与床体填料的孔隙率 n 有关, 关系式为 $K_{20} = K_0(37.3n^{4.172})$, 对典型城市污水取 $K_0 = 1.839\text{d}^{-1}$, 高浓度有机工业废水 $K_0 = 0.198\text{d}^{-1}$ 。

英国人 Kitkuch 推荐用式(12-10)计算表面积:

$$A_s = 5.2Q(\ln C_0 - \ln C_e) \quad (12-10)$$

式中 A_c 、 A_s ——湿地床的横截面积、表面积, m^2 ;

C_e 、 C_0 ——进水、出水 BOD_5 , mg/L ;

Q ——平均设计流量, m^3/d ;

K_s ——渗透系数, $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$;

K_{20} 、 K_r ——温度 20 、 T 时的速率常数, d^{-1} ;

K_0 ——某一填料中植物根系充分发展后的最佳速率常数, d^{-1} ;

L ——湿地床长度, m ;

W ——湿地床宽度, m ;

D ——湿地床深度, m ;

S ——底坡或水力坡度。

由上述各式, 即可确定湿地床的基本尺寸。湿地床长度 L 通常定为 $20 \sim 50\text{m}$ 。过长, 易造成湿地床中的死区, 且使水位难于调节, 不利于植物的栽培。此外, 湿地的长度比 L/W

也不应过大，建议控制在 3: 1 以下，常采用 1: 1，对于以土壤为主的系统，L/W 比应小于 1: 1。床深 D 一般须根据所栽种植物的种类及根系的生长深度确定，以保证湿地床中必要的好氧条件。对于芦苇湿地系统，处理城市或生活污水时，D 一般取 0.6 ~ 0.7m；而用于较高浓度有机工业废水的处理时，D 一般在 0.3 ~ 0.4m 之间。

床横截面面积与温度、有机负荷无关，只受填料的水力学特性影响。在借鉴有关经验的基础上人们建议，通过填料横截面的平均流速 Q/A_c 以不超过 8.6m/d 为宜，以避免对填料根茎结构的破坏。湿地床底坡一般取 1% ~ 8%，须根据填料性质及湿地尺寸加以确定，对以砾石为填料的湿地床一般可取 2%。

人工湿地的基本尺寸确定后，还需考虑如场地选择、栽种植物的种类、进出水系统的布置等一些具体问题。

A. 地选择：与传统二级生物处理工艺相比，单位体积污水处理量所需人工湿地的面积约为传统二级生物处理地的 2 ~ 3 倍。采用人工湿地处理污水时，应尽量选择有一定自然坡度的洼地或经济价值不高的荒地，一方面可减少土方工程量，利于排水，降低投资；另一方面，可减少对周围环境的影响。

B. 物的栽种：人工湿地系统设计中，应尽可能增加湿地系统的生物多样性，以提高湿地系统的处理性能，延长使用寿命。在选择湿地植物物种时，可根据耐污性、生长适应能力、根系的发达程度及经济价值和美观要求确定，同时也要考虑因地制宜。可用于人工湿地的植物有芦苇、茭苳、大米草、水花生、稗草等，目前最常用的是芦苇。芦苇的根系较为发达，是具有巨大比表面积的活性物质，其生长可深入到地下 0.6 ~ 0.7m，具有良好的输氧能力。种植芦苇时，一般应尽量选用当地芦苇进行移栽，其具体方法是将有芽苞的芦苇根分剪成 10cm 长左右，将其埋入 4cm 深的土中并使其端部露出地面。插植的最佳季节在秋季或早春，插植密度可为 1 ~ 3 株/m²。

C. 出水系统的布置：湿地床进水系统的设计应尽量保证配水的均匀性，一般采用多孔管或三角堰等。多孔管可设于床面上或埋于床面以下，埋于床面下的缺点是配水调节较为困难。多孔管设于床面上方时，应比床面高出 0.5m 左右，以防床面淤泥和杂草积累而影响配水。同时应定期清理沉淀物和杂草等，保证系统配水的均匀性。系统的进水流量可通过阀或闸板调节，过多的流量或紧急变化时应有溢流、分流措施。

湿地出水系统的设计可采用沟排、管排、井排等方式，合理的设计应考虑受纳水体的特点、湿地系统的布置及场地的原有条件。为有效地控制湿地水位，一般在填料层底部设穿孔集水管，并设置旋转弯头和控制阀门。对严寒地区，进、出水管的设置须考虑防冻措施，并在系统的必要部位设置控制阀和放空阀。

D. 料的选用：进水配水区和出水集水区的填料一般采用粒径为 60 ~ 100mm 的砾石，分布于整个床宽。处理区填料表层可优先选用钙含量为 2 ~ 2.5kg/100kg 的混合土，以利于提高脱磷效果。表层之下以 5 ~ 10mm 粒径石灰石掺和适量土壤，厚度为 150 ~ 250mm，再往下，全部采用 5 ~ 10mm 粒径石灰石填料，或用不同级配砾石、花岗岩碎石铺设。由于表层土壤在浸水后会有一定的下沉，因此，建造时填料表层标高应高出设计值 10% ~ 15%。

E. 地床的水位控制：通常，湿地进水的水位是不变的，为使污水在床体内以推流式流动，须对床层的水位加以控制。通常，SFS 系统对水位的控制有几点要求：①在系统接纳最大设计流量时，湿地进水端不出现涌水，以防发生表面流；②在系统接纳最小设计流量时，

出水端不出现填料床面的淹没，以防出现表面流；③为了利于植物的生长，床中水面浸没植物根系的深度应尽量均匀，并尽量使水面坡度与底坡基本一致。

F. 防止地下水污染：为防止湿地系统因渗漏而造成地下水污染，要求在工程时尽量保持原土层，并在原土层上设置防渗层。防渗层的设置方法有多种，如采用厚度为 0.5 ~ 1.0mm 的高密度聚乙烯树脂，或油毛毡密封铺垫等，为防止床体填料尖角对薄膜的损坏，施工时可在塑料薄膜上预铺一层细砂。

(2) 应用发展

①国外湿地技术

A. 湿地技术应用现状

自由表面流湿地在欧洲发展缓慢。最近在瑞典建了一座处理 6 500PE、占地 22ha 的自由表面流湿地 (Wittgren1994)。在北美自由表面流湿地是主要处理湿地，其 200 座湿地处理系统有 2/3 是自由表面流湿地，其中一半又是自然湿地 (Knight. 1993)。自然湿地的大小从 1 ~ 1 000ha，其中一半在 10 ~ 100ha。人工自由表面流湿地通常较小，60% 小于 10ha。自然湿地水力负荷小于人工湿地。系统水深范围 5 ~ 90cm，30 ~ 40 cm 较普及。最常用的预处理是兼性或氧化塘。表明许多湿地系统用于现行塘系统的精处理。地下潜流系统在欧洲应用较多，有几百座。在丹麦、德国、英国每个国家都至少有 200 个系统在运行。此技术还在快速发展，特别是在一些东欧国家。绝大多数系统种植有芦苇，也有种植其他湿地植物。在德国大多数系统介质是土壤。人们认为根的生长和芦苇根区会增加和稳定导水性，但几乎所有土壤系统都遇到表面短流问题。为保证潜流，英国和北美绝大多数采用砾石床。虽有些砾石床也堵塞，但主要是预处理不足。在欧洲，此类系统趋向对近 1 000PE 的乡村级社区进行二级处理。北美则趋向更多人口的高级处理。在澳大利亚和南非则用于处理各类废水。

B. 国外湿地系统的发展趋势

各种不同的湿地在世界各地已被用来处理大量不同的废水。气候条件、湿地的规模、负荷率、几何布置、植物种类构成及废水的类型构成各地变化很大。美国 EPA 目前正在开发北美人工湿地数据库，地方数据库在其他国家已存在。为减少重复劳动和改良经验湿地设计方法，所有这些数据都应通过公共数据库使世界各地的工程师和科技人员能够获得。这样的数据库将是非常有用的工具。它可尽量减少建设低效湿地的风险。两种湿地的设计指南现已出版。但改良工作仍然需要。有必要更细致地研究不同地区特征和运行数据以便在将来的建设中提供更合理的参数。竖流湿地在欧洲许多地方投入运行已有几十年。竖流系统至今未广泛使用是因其需要更细致的建设和介质选择。最近国际会议中有几篇文章对竖流系统评价很高。目前世界上人们正在投入大量精力以改良人工湿地技术。潜流系统的处理效率可通过选择竖流系统，采用间歇负荷和合理选用介质获得提高。还可引入一些传统处理技术的理论，如回流。此外，不仅对竖流系统，对所有人工湿地系统都需深入研究以改良和优化工程设计参数，还需对系统的长期运行能力和管理问题进行研究。人工湿地不仅可以用于城市和各种工业废水的二级处理，还可用于高级处理中的精处理和对农田径流的处理。在有些情况下，人工湿地可能是惟一适用技术。

②人工湿地技术在我国的应用发展

A. 应用

我国在“七五”期间开始人工湿地的研究。首例采用人工湿地处理污水的研究工作始

于 1988 ~ 1990 年在北京昌平进行的自由水面流人工湿地，处理量为 500t/d 的生活污水和工业废水，占地 2ha，水力负荷 4.7cm/d，HRT：4.3d，BOD 负荷：59kgBOD₅/(ha·d)，处理水解池出水或原污水，去除效果见表 12 - 1。

表 12 - 1 北京昌平人工湿地污水处理效果 (mg/L)

项 目	COD	BOD ₅	TOC	SS	TN	NH ₃ - N	TP
进 水	547	125	76.7	275	14.4	4.8	0.94
出 水	103	17.8	28.2	17	5.1	1.95	0.42
去除率	81.2	85.8	63.2	93.8	64.6	59.4	55.1

1990 年，国家环保局华南环境科研所与深圳东深供水局在深圳白泥坑建立实验基地，占地 8 400m²，处理 3 100t/d 的城镇综合污水。

1989 ~ 1990 年，天津环保科研所建立 11 个实验单元研究芦苇湿地对城市污水的处理能力，并对水力负荷、有机负荷、停留时间及季节等与污水中主要污染物间规律进行探索，结果优于二级处理标准，有较高且稳定的脱 N 除 P 效果，季节性差异较小。

华中农业大学李科德等采用人工模拟芦苇床处理生活污水，对其净化机理进行了研究。结果表明，芦苇根际具有较高的氧化还原电势，为好氧微生物的活动创造了有利条件。芦苇床内根际微生物数量与污染物去除率之间有明显相关性。污水中有机污染物是通过芦苇床内各种微生物协同作用而去除；NH₃ - N 主要是通过硝化反硝化连续反应去除；总大肠菌群的去，一方面是原生动物的捕食作用和某些放线菌产生的拮抗作用，另一方面是受营养、温度、pH 值的影响。SS 和 PO₄ - P 的去除主要通过沉淀、过滤、吸附、固结等理化作用而实现。芦苇床的优势菌属：假单胞菌属、产碱杆菌属、黄杆菌属，原生动物以肾形虫居多。

中国环境科学院刘文祥在 1994 年 6 月 ~ 1995 年 8 月，采用由漂浮植物、沉水植物、挺水植物及草滤带组成的人工湿地对控制农田径流污染进行了研究。占地 1 257m²，利用低洼弃耕地改造而成。设计停留时间 1 ~ 5d。处理结果：平均去除率，TN，35.5%；TP，24.4%；TDP，9.8%；TDN，41.2%；SS，49.9%；COD_{cr}，6.4%。总投资 2.3 万元，运行时，仅需要一般性管理，运行费极少。

中科院南京植物所采用人工湿地系统处理酸性铁矿废水，面积 130m²，流量 0.5 m³/h，运行两个月表明：pH 值由 2.6 升到 6.1，铜离子去除 99.7%，铁离子去除 99.8%，锰离子去除 70.9%，每年运行费 5 ~ 10 万元。

山东胶南市在建一日处理 6 万 t 人工湿地系统，占地 1 000 亩，工艺为：格栅 - 沉砂池 - 调节池 - 人工湿地 - 排海。1997 年底除沉砂调节池外，都已建成。此系统利用海边盐碱地，投资三千万元。

B. 人工湿地系统在我国的应用前景

目前，我国绝大部分城市污水厂均采用传统的二级活性污泥法处理工艺。这种工艺工程投资高，耗能大，运行管理要求高，对控制大城市的水环境污染起到了关键作用。然而由于我国经济发展水平不高，能源短缺，许多地方，尤其中小城市和乡村缺乏具有一定操作管理和技术水平的人员。同时我国的乡镇企业迅猛发展，对当地造成了严重的环境污染。因此在我国大力开发具有高效、简易、低耗的污水处理技术，具有很大意义。人工湿地系统是一个

完整的生态系统。它形成了内部的良好循环并具有较强的经济效益和生态效益，是正在不断得到研究应用和发展的污水处理实用新技术，具有投资低，出水水质好、抗冲击力强、增加绿地面积、改善和美化生态环境、操作简单、维护和运行费用低廉等优点。这项技术适合我国国情，尤其适合广大农村、中小城市的污水处理，具有极其广阔的应用前景。国内对这项技术的研究应用尚处于起步阶段。有关工艺设计资料和应用实例还不多见，有待结合我国不同地区的具体情况，深入开展研究工作，取得适合于不同地区、不同环境气候条件及不同污水特性的实用数据，以促进其在我国适当地区的推广应用。

第三节 地下渗滤处理技术

地下渗滤处理技术是将污水投配到距地面约 0.5m 深，有良好渗透性的地层中，藉毛细管浸润和土壤渗透作用使污水向四周扩散，通过过滤、沉淀、吸附和生物降解作用等过程使污水得到净化，如图 12 - 3 所示。

地下渗滤系统适用于无法接入城市排水管网的小水量污水处理，如分散的居民点住宅、度假村、疗养院等。污水进入处理系统前须经化粪池或酸化池预处理。

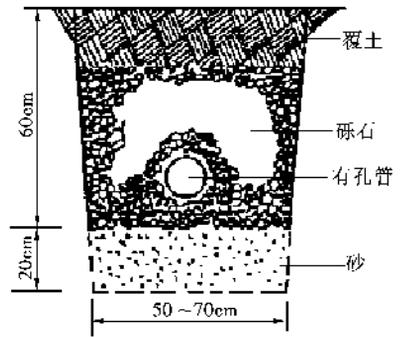


图 12 - 3 地下渗滤处理系统示意图

第四节 土地处理系统的工艺设计

土地处理系统工艺的设计要根据土壤性质、渗水性、地形、作物种类、气候条件和对废水处理程度等要求来选择好工艺类型。亦可采用复合土地处理系统，如地表漫流与湿地处理相结合。土地处理系统的主要工艺设计参数为负荷率。土地处理工艺典型设计参数和性能如表 12 - 2 所示，各类土地处理工艺可能的设计限制参数如表 12 - 3 所示。

表 12 - 2 土地处理系统工艺的典型设计性能比较

项 目	慢速渗滤	快速渗滤	地表漫流	湿 地	地下渗滤
1. 废水投配方式	人工降雨（喷灌）、地面投配（面灌、沟灌、畦灌、淹灌、滴灌等）	通常采用地面投配	人工降雨（喷灌）地面投配	地面布水	地下布水
2. 水力负荷 (m/a)	0.5 ~ 6.0	6.0 ~ 125.0	3 ~ 20	3 ~ 30	0.4 ~ 3
3. 周负荷率（典型值）(cm/周)	1.3 ~ 10.0	10.0 ~ 240.0	6.0 ~ 40.0		
4. 最低预处理要求	一般沉淀	一般沉淀	沉砂和拦杂物、粉碎	格栅筛滤	化粪池一级处理
5. 要求灌水面积 [10 ⁴ m ² / (1 000m ³ · d)]	6.1 ~ 74.0	0.8 ~ 6.1	1.7 ~ 11.1		
6. 投配废水的去向	土壤水分蒸发；渗滤	主要经渗滤	地面径流；土壤水分蒸发；少量渗滤	径流、下渗蒸发	下渗蒸发

续表

项 目	慢速渗滤	快速渗滤	地表漫流	湿 地	地下渗滤
7. 是否需要种植植物	谷物、牧草、林木	均可	牧草	芦苇等	草皮、花卉等
8. 适用土壤	具有适当渗水性，灌水后使作物生长良好	亚砂土、砂质土	亚黏土等		
9. 地下水位最小深度 (m)	- 1.5	- 4.5	未有规定		
10. 对地下水水质的影响	可能有一些影响	一般会有影响	可能有轻微影响		
11. BOD ₅ 负荷率 [kg/(10 ⁴ m ² ·a)] [kg/(10 ⁴ m ² ·d)]	2 × 10 ³ ~ 2 × 10 ⁴ 50 ~ 500	3.6 × 10 ⁴ ~ 4.7 × 10 ⁴ 150 ~ 1 000	1.5 × 10 ⁴ 40 ~ 120	1.8 × 10 ⁴ 18 ~ 140	
12. 场地条件 坡度 土壤渗滤速率 地下水埋深(m) 气候	种作物不超过 20% 不种作物不超过 40% 中等 0.6 ~ 3.0 寒冷季节需蓄水	不受限制 高 布水期 : ≥ 0.9 干化期 : 1.5 ~ 3.0 一般不受限制	2% ~ 8% 低 不受限制 寒冷季节需蓄水		
13. 系统特点 运行管理 系统寿命 对土壤的影响 对地下水的影响	种作物时管理严格 长 较小 小	简单 磷可能限制寿命 可改良砂荒地 有影响	比较严格 长 小 无		

表 12 - 3 各类土地处理工艺可能的设计限制参数

土地处理系统	可能的限制组分或设计参数
快速渗滤	一般为水力负荷
慢速渗滤	土壤的渗透性，或地下水硝酸盐
地表漫流	BOD、SS 或 N
湿 地	BOD、SS 或 N
地下渗滤	土壤的渗透性，或地下水硝酸盐

第十三章 膜材料与生物处理技术

第一节 膜材料的性能特点

膜分离技术作为一门新兴的分离技术，由于其具有能耗低、设备简单、操作方便、分离时物料无相变、选择性好等优点，近半个世纪以来得到了迅猛的发展，已普遍应用于医药、化工、电子、冶金、食品、石油化工及环境保护等领域，世界各国相继投入大量人力、物力以期在此领域取得更大进展。

膜是膜分离技术的核心，膜材料的化学性质、组成和结构对膜分离性能起着重要作用，也是膜技术研究的一个重要内容。

一、膜的分类

膜可以用许多不同的材料制备。膜可以是液相、固相甚至是气相的。目前使用的分离膜大多数是固相膜。膜的分类方法有多种，依据其孔径的不同，可将膜分为微滤膜、超滤膜、纳滤膜和反渗透膜；依据材料的不同，可分为无机膜和有机膜，其中无机膜主要是微滤级别的膜。根据不同的目的可以将膜按不同的标准进行分类。膜的分类见图 13 - 1。

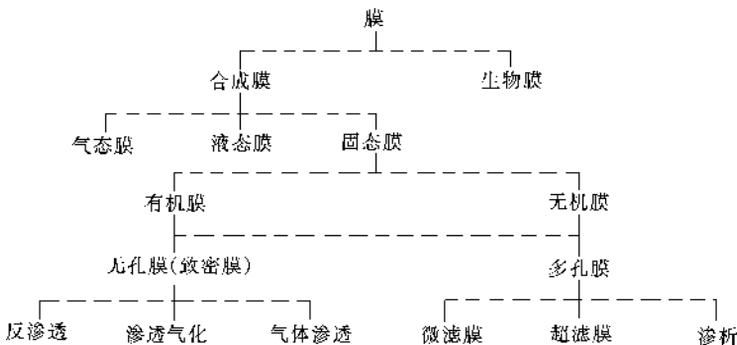


图 13 - 1 膜的分类图

二、膜材料

对膜材料的研究远不及对分离膜的研究，尤其是对无机分离膜及其材料的研究更是近几年才发展的新学科。美国 BCC（商务通讯）公司认为：目前膜材料研究、开发的重点已经转移到改进膜材料的表面，而不是替换现有的基本聚合物类型或无机底物。这意味着，进展的范围不仅包括细致调整工程系统或改进组建设计，而且还要真正可以改进膜表面的技术。

对膜性能的要求是：具有良好的成膜性、热稳定性、化学稳定性，耐酸、碱、微生物侵蚀和抗氧化性能。反渗透、超滤、微滤用膜最好为亲水性，以得到高水通量和抗污染能力。

电渗析用膜则特别强调膜的耐酸、碱性和热稳定性。气体分离，特别是渗透气化，要求膜材料对透过组分有优先溶解、扩散能力。若用于有机溶剂分离，还要求膜材料耐溶剂。而目前的膜材料大多通过对已有商品高分子材料筛选得到，很少有为某一分离过程而设计、合成的特定材料。要得到能同时满足以上条件的膜材料往往是困难的，常采用膜材料改性或膜表面改性的方法，使膜具有某些需要的性能。

目前使用的分离膜主要有两类：有机高分子材料膜和无机膜，相应的膜材料分为有机（聚合物）及无机两类。

（一）高分子膜材料及其特性

高分子膜的主要材质是聚酰亚胺 - 聚四氟乙烯、聚苯乙烯、聚砜、硅氯烷聚合物以及采用等离子技术处理的聚合物膜。根据其固定的催化物质不同可分为高分子金属络合物功能膜和高分子催化分离膜。

高聚物膜具有较好的灵敏性，其存在的主要问题是膜厚度与渗透速率之间的关系：膜厚度在 20 ~ 200 μm 之间时，渗透速率较慢；膜厚度为 0.1 ~ 1 μm 时，渗透速率较快，但膜太薄不稳定，必须有载体。此外，一些高聚物膜在某些溶剂中保持稳定。国内这方面的研究主要是聚偏氟乙烯（PVDF）微孔膜、聚芳醚酮（PEK）和聚芳醚砜（PES）膜，这些膜一般具有较好的耐热性和氧化性。催化功能的高分子膜目前尚处于研究阶段，使用膜反应器的报道还不多。

表 13 - 1 为一些主要的已应用的膜材料。

表 13 - 1 已作膜材料的主要聚合物

材料类别	主要聚合物
纤维素类	二醋酸纤维素（CA），三醋酸纤维素（CTA），醋酸丙酸纤维素（CAP），再生纤维素（RCE），硝酸纤维素（CN）
聚酰胺类	芳香聚酰胺（PIA），尼龙 - 66（NY - 66），芳香聚酰胺酰肼（PPP），聚苯砜对苯二甲酰（PSA）
芳香杂环类	聚苯并咪唑（PBI），聚苯并咪唑酮（PBIP），聚哌嗪酰胺（PIP），聚酰亚胺（PMDA）
聚砜类	聚砜（PS），聚醚砜（PES），磺化聚砜（PSF），聚砜酰胺（PSA）
聚烯烃类	聚乙烯醇（PVA），聚乙烯（PE），聚丙烯（PP），聚丙烯腈（PAN），聚丙烯酸（PAA），聚四甲基戊烯 [P（4MP）]
硅橡胶类	聚二甲基硅氧烷（PDMS），聚三甲基硅烷丙炔（PTMSP），聚乙烯基三甲基硅烷（PVTMS）
含氟高分子	聚全氟磺酸，聚偏氟乙烯（PVDF），聚四氟乙烯（PTFE）
其他	聚碳酸酯，聚电解质络合物

纤维素膜材料是应用最早，也是目前应用最多的膜材料，主要用于反渗透（RO）、超滤（UF）、微滤（MF）等，在气体分离和渗透气化中也有应用。CA 膜表面光滑亲水，且为电中性，因此对废水中可溶性有机物有较强的抗污染性，且 CA 膜材料耐游离氯性能好，廉价的游离氯可有效地控制水中微生物的生长，但 CA 膜易水解，需在微酸性 pH 值下操作，因此，CA 膜特别适用于有机污染物浓度高而酸碱性不太大的污水处理。芳香聚酰胺（PA）类和杂环类膜材料目前主要用于反渗透。PA 膜表面粗糙，且带负电荷，这使膜不耐氯，且污染非常快，但其化学和热稳定性好，可用于某些酸、碱性较强的废水处理。聚酰亚胺是近年

开发的耐高温、抗化学试剂的优良膜材料，目前已用于超滤、反渗透、气体分离膜的制造。聚砜是超滤、微滤膜的重要材料，由于其性能稳定、机械强度高，是许多复合膜的支撑材料，聚丙烯腈也是超滤、微滤膜的常用材料，它的亲水性使膜的水通量比聚砜大。在膜生物反应器中常用的膜材料有聚丙烯、聚乙烯、聚砜、聚偏氟乙烯等化学性质较稳定的膜材料。聚偏氟乙烯虽然耐酸、碱和有机溶剂性能最佳，但从膜通量看，聚丙烯腈和聚醚砜系列膜比聚偏氟乙烯更适合实际应用。硅橡胶类、聚烯烃、聚乙烯醇、尼龙、聚碳酸酯、聚丙烯腈、聚丙烯酸、含氟聚合物多用作气体分离和渗透气化膜材料。

（二）无机膜材料及其特性

无机膜的制备始于上世纪 60 年代，但真正进入工业应用阶段只有仅 20 年的历史，随着膜分离技术及其应用的发展，对膜使用的条件提出了愈来愈高的要求，其中有些是高分子膜材料无法满足的，如耐高温及强酸碱介质，因而，无机分离膜日益受到重视并取得了重大进展，特别是在微滤、超滤、膜催化反应及高温气体分离中，更充分展示了它的优点。

无机膜是指采用陶瓷、金属、金属氧化物、玻璃、硅酸盐、沸石及碳素等无机材料制成的半透膜。它包括陶瓷膜、微孔玻璃、金属膜、沸石膜、碳分子筛膜及金属—陶瓷复合膜等。根据膜的结构不同可分为致密膜、多孔膜及复合膜。与高分子膜相比，无机膜具有许多优良的特性：

① 热稳定性好，即无机膜在 400 ~ 1 000 的高温下使用时，仍能保持其性能不变，这使采用膜分离技术进行高温气体的净化具有了实用性；

② 化学性质稳定，能耐有机溶剂、氯化物和强酸强碱溶液，并且不被微生物降解；

③ 具有较大的强度，能在很大压力梯度下操作，不会被压缩和蠕变，因而其机械性能好；

④ 与高分子膜不同，不会出现老化现象，只要不破损，可长期使用，而且容易再生，可采用高压、反冲清洗，蒸汽灭菌等；

⑤ 容易实现电催化和电化学活化；

⑥ 容易控制孔径大小和孔径尺寸分布，从而有效地控制分离组分的透过率和选择性。

除了无机膜具有以上诸多优异性能外，由于目前制造技术的水平所限，也存在着许多不足之处，如无机膜质脆、易破损、加工成本高、装填面积小、高温使用时密封困难、有缺陷时修复难度大、费用高等等。

混合物在无机分离膜中的传质根据膜的结构不同其传递机理有所不同。对于致密膜，通过对氢或氧的透过机理研究认为属于溶解 - 扩散机理；对于多孔膜，根据被分离组分，膜孔径大小及它们间的相互作用不同，主要有 4 种传质机理：努森扩散、表面扩散、多层扩散与毛细管冷凝、分子筛分。其中努森扩散的分离效果不甚理想；多层扩散与毛细管冷凝过程要求待分离体系中必须存在某种可冷凝的组分，不适于在高温下操作，而且其他组分不能溶解于冷凝液中，客观上限制了其应用；分子筛分的分离性能非常好，也具有较好的通量，但受到目前制备条件的制约。从与膜孔径递减的顺序相对应的 4 种机理的研究可知，减小膜孔径是增大分离效果的有效途径，但不是唯一支配因素，膜表面的化学特性也起着重要的作用。此外，根据对致密膜和多孔膜传质机理的研究发现，将致密膜的高选择性和多孔膜的高透过性结合起来，可极大地改善无机膜的分离性能。

综合比较两类膜材料的性能特点，其中一些膜材料的优、缺点见表 13 - 2。

表 13 - 2 一些膜材料的优、缺点

材 料	优 点	缺 点
聚合物		
醋酸纤维膜 (CA)	便宜、耐氯、亲水, 可用溶剂铸造法制造	不耐热, 化学稳定性差, 机械强度低
聚砜 (PS)	可蒸汽灭菌, pH 值适用范围大, 可以溶剂铸造法制造	抗烃能力差
聚丙烯 (PP)	化学稳定性好	表面疏水, 除非进行表面亲水化处理
氟化物 (如 PTFE、PVDF)	耐有机溶剂, 化学稳定性极佳, 灭菌方便	极疏水, 价格昂贵
聚酰胺 (PA)	化学稳定性和热稳定性好	极不耐氯
无机膜		
多孔陶瓷 (如 γ - Al_2O_3 、 TiO_2 、 SiO_2 、 ZrO_2)	热稳定性、化学稳定性及机械强度均好, 适用于性质苛刻的废水处理	价格昂贵, 目前只限于微滤、超滤
沸石膜	具有高透过性、高选择性的分子筛膜、可用于渗透汽化及气体分离	价格昂贵

第二节 膜的应用概述

美国商务通讯公司 (BCC) 的研究表明: 膜技术是最适合废水循环和再利用的技术; 预计到 2006 年, 膜系统用于废水处理的产值将达到 78 亿美元; 膜技术将是废水深度处理的首选技术。

膜技术在污水治理及回用中作为一项实用技术, 其优点是几乎可完全脱除 SS、一般的细菌、病毒、大肠杆菌等, 且可脱色, 减少生成三氯甲烷 (THM) 的前驱物, 出水水质优良, 由于膜装置占用的空间小, 特别适合于老厂改造升级或建厂空间受限制的条件采用。

在城市污水的处理、回用中, 膜过程常用于二级处理后的深度处理中, 多以微滤 (MF)、超滤 (UF) 替代常规深度处理中的沉淀、过滤、吸附、除菌等预处理, 以纳滤 (NF)、反渗透 (RO) 进行水的软化和脱盐。在中水回用中, 目前使用最多的是以 MF、UF 与活性污泥组成的膜生物反应器。

工业废水组成各不相同, 回用目的也各异, 膜技术的应用也多种多样。但不管在哪一种废水处理中, 膜技术都必须与其他技术合理配合才能发挥其作用。因为污水的成分极其复杂, 不同的回用目的, 要求的水质标准和处理工艺也各不相同, 任何一种单一的水处理技术都难以达到回用水的水质要求。

一般认为 MF 可脱除污水中微生物、细菌、虫卵、病毒, UF 可脱除污水中的大分子, 如蛋白质、腐殖酸及某些生成 THM 的前驱物和染料。经 MF 和 UF 处理的污水溶解盐及大部分离子仍难以脱除, 必须经 RO 才能将这些组分脱除。二级出水经 RO 处理后可达到饮用水标准, 其脱盐率可达 90% 以上, 水回收率 75% 以上, COD 和 BOD 的去除率 85% 以上。但 RO 需在较高压力下操作, 费用较高, 以前在污水处理中使用比较多的是 MF 和 UF。日本在污水处理中用的膜过程大多为 MF、UF 与活性污泥结合的膜生物反应器, RO 多用于净水处

理中。近年开发的 NF 膜可截留相对分子质量大于 200 的低分子及二价和高价离子，对一价离子截留率很低，因此可在较低压力下操作，且透水量大，运行费用低，在污水处理中可去除所有病毒、细菌、农药、表面活性剂以及三氯甲烷前驱物，这类物质会与水中氯（如杀菌时加氯）反应生成 THM 之类的致癌物质，由于这类前驱物大多为低分子有机物，用常规的水处理技术及 MF、UF 均难以很好脱除，而 NF 可除去二级出水中 90% 以上的溶解碳和 THM 前驱物以及 2/3 的盐度、4/5 的硬度，出水符合美国 1986 年安全饮用水法律对污染物的规定。

荷电膜的电渗析是在电场力作用下的膜过程，多用于工业废水的处理和回用，如电镀废水中金属离子之类的荷电离子的分离、回用。

液膜技术因可利用化学反应促进传质过程，传质速度快，分离效率高，在含酚废水等的处理中已有中试规模的应用研究。

将膜分离（以 MF、UF 为主，也有用 NF）与生物反应结合的膜生物反应器（MBR）在污水处理中用得最多的是膜分离活性污泥法，即以膜分离代替常规活性污泥中以重力进行沉降分离的二沉池，具有装置紧凑、出水水质好等优点。

一、污水治理中的主要膜过程

在污水处理中常用的膜过程有渗透（RO）、纳滤（NF）、超滤（UF）、微滤（MF）这些以压力差为推动力的膜过程，废水中一些污染组分的尺寸范围及相应适用的膜过程见表 13 - 3。以浓度差为推动力的渗透汽化（PV）在脱除水中微量可挥发有机物（如三氯甲烷之类致癌物）上有其独特的环保作用。此外电膜分离技术在工业废水的处理和回用中也有其特殊的应用、开发价值。

表 13 - 3 废水中一些污染组分的尺寸范围及相应使用的膜过程

直径 (μm)	扫描电子显微镜		光学显微镜		肉眼可见		
	离子范围	分子范围	大分子范围	微粒范围	大粒范围		
	0.001	0.01	0.1	1.0	10	100	
直径 (nm)	2 3 5 8	2 3 5 8 10^1	2 3 5 8 10^2	2 3 5 8 10^3	2 3 5 8 10^4	2 3 5 8 10^5	2 3 5 8 10^6
近似相对 分子质量	100	200 1000 10000	200000 100000	500000			
常见污染物的尺寸范围	THMP 金属离子		病毒	酵母、霉菌等微生物		花粉	
	染料		大肠杆菌等细菌		淀粉		
	糖类		蛋白质/多糖		浊度		
	水溶性盐		胶体	悬浮粒子		藻类	
适用的膜过程	RO		NF		UF		普通过滤
	ED						

其中，膜过程的基础参数主要有通量、错流、转化率和截留率。

（一）通量和错流

通量（Flux）是指物料（如水）在单位时间内通过单位膜面积的量，其单位以 SI 制表

示, 应为 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$ 或简化为 m/s , 所以也叫渗透速度, 也常以 $\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, m/d 等非 SI 制表示。

影响膜通量的因素主要有: 传质推动力, 膜的阻力, 膜料液侧的流动情况 (边界层阻力) 及膜的污染、清洗情况。膜的阻力通常是固定的, 除非膜孔被堵住了。边界层的阻力则与料液组成、料液侧的流动情况及通量有关。

被膜截留的组分将积累在膜面上, 使膜通量下降。

大多数膜分离过程有三股物料: 进料、截留液、透过液。如图 13-2(a) 所示的无截留液的操作为死端 (Dead End) 或完全流 (Full Flow) 过滤, 这种操作一般只用于低固体含量的水, 如锅炉进水的过滤筒过滤, 或者使用频繁反冲洗的循环操作, Memcor 的微滤操作等, 图 13-2(b) 所示的则为错流 (Cross Flow) 过滤。进料平行于膜面流动, 从而可把积累在膜面的污染物冲洗掉, 因此在错流过滤中是有截留液的。MF 和 UF 膜过程在适当条件下可采用死端过滤, 而 RO 和 NF 则不采用。

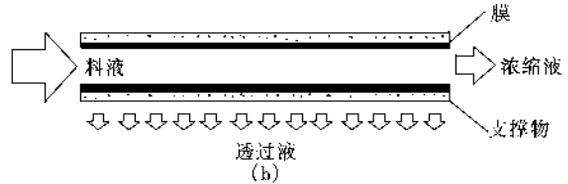
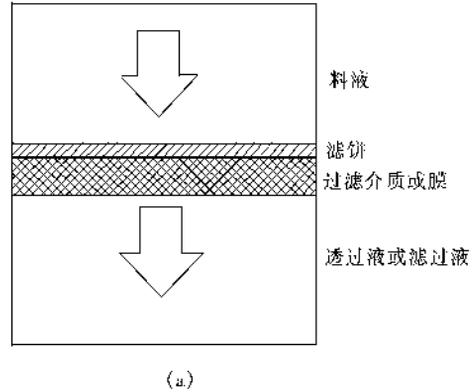


图 13-2 死端过滤和错流过滤
(a) 死端过滤; (b) 错流过滤

(二) 转化率

膜过程的物料平衡如图 13-3 所示, c 表示浓度, Q 表示流量。它们之间物料衡算式如下:

$$Q = Q_P + Q_R \quad (13-1)$$

$$Q_c = Q_P c_P + Q_R c_R \quad (13-2)$$

转化率或回收率为

$$\eta = \frac{Q_P}{Q} \times 100\% \quad (13-3)$$

(三) 截留率

截留率表示膜截留某些组分的能力, 可表示为

$$R = \frac{1 - c_P}{c} \quad (13-4)$$

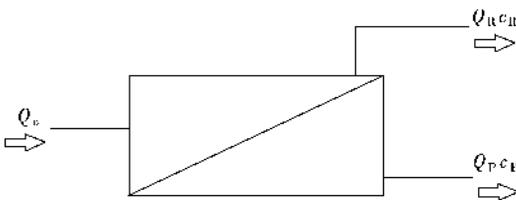


图 13-3 膜过程的物料平衡

如果膜选择性透过某一污染组分, 显然膜对该组分的截留率为负值。

二、膜技术在城市污水深度处理中的应用

城市废水的深度处理和回用开始于 20 世纪 60 年代。1968 年纳米比亚利用当时有效的一些技术建成了世界上第一个废水高级回用厂 Windhoek。在随后的废水深度处理及回用进

程中的一些重大事件见表 13 - 4。

表 13 - 4 废水深度处理及回用进程中的一些重大事件

年份	工厂及地点	废水来源及技术路线	特点
1968	Windhoek, 纳米比亚	二级排放液, 2000 年改进后的工艺为预臭氧处理, 溶气浮选, 砂滤、臭氧、颗粒活性炭 (GAC)、UF、氯化	世界上第一个直接饮用水回用工厂, 2000 年产水量 $21 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$
1976	WF21, 美国 Orange	二级排放液, 常规预处理 (化学澄清、脱氮、介质过滤、氯化杀菌等) 后, 再反渗透	世界上第一个在废水深度处理和回用中使用 RO 技术
1978	UOSA	二级排放液, 石灰处理、澄清碳酸化、砂滤、GAC、离子交换、氯化杀菌	世界上第一个非直接饮用水回用装置, 处理水放入地表水库, 产水量 $2 \times 10^5 \text{ m}^3/\text{d}$
1978	Pretoria, 南非		首次在 $5000 \text{ m}^3/\text{d}$ 工厂中试用臭氧耦合活性炭工艺
1983	Denver, 美国	二级排放液, 石灰处理、澄清、高分子和铝盐混凝剂絮凝、介质过滤、沸石和活性炭过滤、反渗透	饮用水回用示范厂 ($4000 \text{ m}^3/\text{d}$), 第一个在中试厂中用老鼠等动物对健康影响做长期试验
1993	WF21, 美国	二级排放液, CMF 预处理后再 RO	第一个用 CMF 作为 RO 的预处理
1996	San Diego, 美国		对 MF 和 RO 的在线监测技术进行开发和试验
1997	McAllen, 美国 Texas		第一个用膜生物反应器作 RO 的预处理
2000	NE Water, 新加坡	二级排放液, 膜过滤 (MF 或 UF)、RO、UV 杀菌、稳定性控制、氯化灭菌	在 $104 \text{ m}^3/\text{d}$ 的示范厂建成 MF/RO/UV 处理体系。用鱼和老鼠进行为期两年的健康影响研究
2000	新加坡	三级生化处理液, 常规多介质过滤再 RO (采用 BW - 365FR 抗污染膜)	全球最大 ($1248 \text{ m}^3/\text{d}$) 的工业及市政污水回用工厂, 产水作工业用水
2002	新加坡	二级排放液	建成两个大规模的使用 MF/RO/UV 工艺的工厂, 产水量 $82 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{d}$

由该表和一些应用实例可以看到, 膜技术在城市污水深度处理及回用中的应用已渐趋成熟, 在一些缺水的国家和地区已开始建立大规模的应用膜技术进行城市污水深度处理及回用的工厂。MF/RO 双膜工艺是今后城市污水深度处理、回用的发展方向。

在用 RO 对二级排放液进行最后的脱盐及 COD、BOD、微量有机物、重金属离子等的最后脱除前, 排放液必须进行有效的预处理, 否则严重的膜污染使反渗透过程难以进行, 通常有以下两种预处理方法。

① 常规预处理 (Conventional Pretreatment) 即使用化学絮凝、多介质过滤等方法。

② 以 MF 或 UF 作为 RO 前的预处理 这种过程常称集成膜系统 (Integrated Membrane System, IMS) 或双膜过程 (Dual Membrane Processes)。

用作预处理的 CMF 装置目前多使用 Memcor 或 Zeeweed, UF 装置多使用 Norit/Xflow、Aquasource、Zeeweed - UFPall 和 Koch 等。在 CMF 和 UF 后常用的膜组件可为常规 RO 组件、耐污染组件、NF 和低能耗 RO 组件。

使用 CMF 和 UF 进行预处理可以使 RO 进水水质得到较好控制, 减少 RO 膜的清洗频率, 可减少 RO 膜用量 20% 以上, 也简化了预处理操作, 特别对进水中悬浮固体和胶体脱除

要求高时更有效。如美国加利福尼亚州 Orange 的水厂 21 (Water Factory 21, WF21) 建于 1976 年, 产水能力为 $56\,800\text{m}^3/\text{d}$, 其中 $18\,930\text{m}^3/\text{d}$ 经 RO 深度处理后灌注于蓄水井, 以阻止海水入侵和供民用。原设计反渗透前采用常规预处理, 出水水质常达不到 RO 进水的的水质要求, 1993 年开始在一产水量为 $113\text{m}^3/\text{h}$ 的中试厂中对用 CMF 作 RO 前的预处理进行了试验, 经过六年的比较, 得出结论: 无论在中试厂还是示范工厂的试验都表明, 废水经 CMF 和灭菌后, 对非饮用水的回用水都是安全的, 对生产非直接饮用水的 RO 也是极好的预处理。从 WF21 的 20 年运行比较中, Orange County Water District (OCWD) 提出, 已可用 CMF 预处理代替 WF21 原有的常规预处理, 这样就可以用薄层复合 RO 膜 (TFC) 替代原有的醋酸纤维素膜, 从而大大减少 WF21 的用地和操作维修费, 到 2020 年他们将把废水处理量扩大到 $33.6 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 。OCWD 和 OCSD (Orange County Sanitation District) 共同开发一个称为 GWRS (Ground Water Replenishment System) 的非直接饮用水回用工程, 将在 20 年内分三期建成 $45 \times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 废水深度处理厂, 工厂使用 MF/RO/UV 杀菌的联合工艺处理 OCSD 废水处理厂的二次排放液。

加利福尼亚州的 West Basin Water District 在 WF21 的研究基础上, 在 West Basin 的两个废水回用工程中都使用了 CMF/RO 双膜工艺。这些例子表明美国在用膜技术进行城市污水的深度处理上已做了长期系统的研究工作, 证明了它在技术和经济上的可行性。

科威特的水资源非常有限, 大部分淡水由海水脱盐得到, 苦咸水资源也极少, 而它的城市废水经三级处理后大多排入海里, 只有极有限的量作为景区用水。科威特的城市废水经二级、三级处理后 (二级排放液经氯化、砂滤和再氯化得到三级排放液), 废水的盐度约为 $1\,000\text{mg}/\text{L}$, 比苦咸水 ($4\,000 \sim 5\,000\text{mg}/\text{L}$) 低得多, 是制备优质水的良好水源。城市废水来源有保障, 并随人口增加和城市发展而增加, 因此废水处理和回用在科威特水资源的管理和开发上极为重要。问题是三级排放液中溶解的有机物和其他污染物限制了它的应用。为了把三级排放液用于农业、工业和某些民用, 需对它做进一步处理, RO 是其中最先进、最有效的方法。为此, 科威特的科学研究院 (KISR) 承担了评估在科威特用 RO 技术进行废水处理的技术有效性和经济可行性的研究工作。因为处理的城市废水中污染物的种类和含量经常变化极大, 且含有大量絮凝的悬浮固体和营养物, 对它的预处理和分离所需设备远不同于用于标准海水为水源的 RO 装置。为此, 在科威特的 Ardiyah 废水处理厂建立了预处理和 RO 装置, 进行实验和中试规模 (RO 产水能力为 $9\text{m}^3/\text{d}$) 试验, 以确定达到要求的预处理所需投放的絮凝剂和其他化学试剂的量, 在此基础上对 $9\text{m}^3/\text{d}$ 的中试工厂和产水能力为 $1\,150\text{m}^3/\text{d}$ 的大规模工厂做了经济评估。最后的结论是用膜技术处理 Kuwait 城市废水三级排放液是有效、安全和经济的, 可以得到大量优质的饮用水, 因此 Kuwait 决定在 Sulaibiya 建造新的废水处理厂。2000 年投入建造, 周期为 36 个月。

此外, 新加坡的 NE Water 在对 $10^4\text{m}^3/\text{d}$ 的示范工厂用 MF/RO/UV 进行废水深度处理、试验的基础上, 于 2002 年建成处理能力为 $10^5\text{m}^3/\text{d}$ 使用 MF/RO/UV 工艺的工厂。

从以上例子可以看出, 采用 CMF/RO 膜技术是今后城市废水深度处理的发展趋势, 但要设计和建造工业规模的工厂, 首先必须根据当地废水的具体情况进行中试规模的研究, 此外还必须注意, 目前的 RO 膜对某些组分, 如硼、甲醇、甲酸和尿素的脱除率尚低, 当原水中含这些组分时必须考虑用其他物理化学和生物技术来脱除。

三、膜技术在工业废水处理和回用中的应用

膜技术在工业废水处理和回用中的应用，一方面是为了从这些废水中回收一些有价值的成分，另一方面是将脱除了杂质的透过水重新回用到有关工序中去，既节约资源、水源，又避免污染环境。但工业废水往往有较强的酸碱性，因此膜的选用很重要。

这方面应用最早、技术最成熟的是用 RO（或电渗析 ED）技术处理电镀废水，如镀镍、铬、铜、锌、镉等的废水，从中回收这些金属离子，水则回用于漂洗。由于铬和镍的回用价值高，许多国家对电镀废水的处理重点放在含铬和含镍废水上。另一个是用 UF 技术处理电涂（泳）漆废水，从中回收电涂（泳）漆（高分子树脂），水回用于冲洗。我国在 20 世纪 70~80 年代这两种技术都已有一定规模的工业应用，当时电泳漆废水处理中多采用国产醋酸纤维素管式 UF 膜装置，后来阴极电涂发展起来，我国荷电型 UF 膜的开发没有能跟上，很多汽车厂开始引进国外荷电型 UF 膜。电镀废水 UF 膜则须按废水性质来选用，如镀镍、锌、镉的废水多用醋酸纤维素 RO 膜，镀铬废水偏酸性且呈强氧化性，不能用醋酸纤维素膜，国外多用芳香聚酰胺膜材料，国内曾用过聚砜酰胺膜。

用 UF 技术处理纺织工业退浆废水，从中回收聚乙烯醇并回用水，国外在 20 世纪 80 年代开始有工业应用，已建有膜面积近万平方米的大型超滤退浆废水厂，经济和环保效益显著，我国虽也有应用研究报道，但至今未能推广应用。

用膜技术处理染料废水，与传统的废水处理工艺比有明显的优点，国内外都从 20 世纪 70 年代即开始有关研究，但由于膜技术投资比较大，目前膜的抗污染能力低，处理成本高，所以膜法处理染料废水的实际应用尚受到限制，有待于寻找一种技术上可行、经济上也可行的治理工艺，确保染料或透过水的回收利用，使废水治理产生经济效益，这将是膜法治理染料废水的研究方向。

造纸工业是工业废水最大生产源之一，且排放液 BOD 高，色深，酸碱性强，用膜过程处理这类废水的研究早在 20 世纪 70 年代就开始了，并在欧洲、美国、日本等地区和国家建立了一定规模的膜处理装置，以探讨膜技术在这些领域中应用的可行性。研究表明，在纸浆和造纸废液的处理中，膜技术最有效的应用是亚硫酸纸浆废液的处理。由于废液中木质素磺酸盐带负电荷，用 NTR-7140 之类带负电荷的 NF 膜，膜不易污染，通量高，COD 截留率可高达 90%，有很好的应用前景，国外已有配套用于处理亚硫酸纸浆废液的 UF 和 RO 装置出售。吉林亚松实业股份有限公司引进丹麦 DDS 公司成套 UF 设备，用于处理亚硫酸钙纸浆二次废液。处理能力为 40m³/h，所用 UF 膜为 MWCO20000 的聚氟膜，总面积 780m²。使用该膜装置后，使产品木质素磺酸盐产量从年产 3 000t 提高到 5 000t，纯度提高到 94%。由于造纸废液条件苛刻，易对膜形成污染和损伤，预处理不当，膜性能将迅速下降，高耐碱无机膜的开发、普及将有可能为用膜技术实现造纸工业废水闭路循环提供更实用的膜。

用膜生物反应器处理含可降解有机物的工业废水，可在较高的负荷和进水浓度下达到较好去除有机物的效果，日本已有许多小规模浸入式膜生物反应器用于各种食品加工、乳制品及酒厂等排水的处理，我国也已有用膜生物技术处理食品加工及化工废水的工程实例，规模大多在 1 000m³/d 以下。

第三节 膜生物反应器污水处理技术

膜生物反应器 (Membrane Bio - reactor, 简称 MBR) 是膜技术和污水生物处理技术有机结合产生的废水处理新工艺。与传统废水生物处理工艺相比, 该工艺具有出水水质好、出水可直接回用、设备占地面积小、活性污泥浓度高、剩余污泥产量低和便于自动控制等优点。目前来说, 其较高的能耗和生产成本是束缚膜生物反应器工艺发展和广泛用于工程实际的两大瓶颈, 但是该技术已经在污水回用和难降解有机废水处理领域崭露头角。相信随着膜技术的发展, 膜的制造成本的下降和新型膜组件及膜生物反应器工艺的不断开发, 膜生物反应器技术在废水处理中会得到越来越多的应用。

为了便于工业化生产和安装, 提高膜的工作效率, 在单位体积内实现最大的膜面积, 通常将膜以某种形式组装在一个基本单元设备内, 在一定的驱动力的作用下, 完成混合液中各组分的分离, 这类装置称为膜组件或简称组件 (Module)。工业上常用的膜组件形式主要有五种: 螺旋卷式、板框式、圆管式、毛细管式和中空纤维式。前两种使用平板膜, 后三种则使用管式膜。后三种膜组件的差别主要在于所使用的管式膜的规格不同。其大致直径范围为: 圆管式 $> 10\text{mm}$; 毛细管式 $= 0.5 \sim 10\text{mm}$; 中空纤维式 $< 0.5\text{mm}$ 。

一般来说, 在设计和实际运行过程中要求膜组件具备以下条件:

- A. 能够为膜提供足够的机械支撑, 流道通畅, 无流动死角或静水区, 进水与透过液分开;
- B. 能耗较小, 其流态设计应尽量减少浓差极化, 提高分离效果;
- C. 装填密度尽可能高, 膜安装和更换方便;
- D. 组建装置牢固可靠, 造价低, 维护方便;
- E. 具有良好的机械、化学和热稳定性。

各种膜组件都有其自身的特点和适用条件, 膜组件的选用首先是考虑其成本, 同时还应考虑综合考虑装填密度、应用场合、系统流程、膜污染、膜清洗、膜的维护和更换等多种因素, 应根据具体情况进行优化选择。在有两套或多套膜组件应用时, 还应决定它们之间是何种方式工作, 如: 并联、串联或更复杂的方式。

一、MBR 反应器原理

膜生物反应器主要由膜组件和膜生物反应器两部分构成。大量的微生物 (活性污泥) 在生物反应器内与基质 (废水中的可降解有机物等) 充分接触, 通过氧化分解作用进行新陈代谢以维持自身生长、繁殖, 同时使有机污染物降解。膜组件通过机械筛分、截留等作用对废水和污泥混合液进行固液分离。大分子物质等被浓缩后返回生物反应器, 从而避免了微生物的流失。生物处理系统和膜分离组件的有机组合, 不仅提高了系统的出水水质和运行的稳定程度, 还延长了难降解大分子物质在生物反应器中的水力停留时间, 加强了系统对难降解物质的去除效果。

膜组件部分从构型上可以分为: 管式膜生物反应器, 板框式膜生物反应器, 卷式膜生物反应器, 中空纤维式膜生物反应器; 根据膜的材料可分为: 有机膜生物反应器, 无机膜生物反应器; 根据膜过滤的压力驱动方式可分为: 加压型和抽吸型; 根据膜组件在 MBR 中

所起作用的不同，可将 MBR 分为分离 MBR（膜组件相当于传统生物处理系统中的二沉池，MBR 由于高的截流率，并将浓缩液回流到生物反应池内，使生物反应器具有很高的微生物浓度和很长的污泥停留时间，因而使 MBR 具有很高的出水水质）；无泡曝气 MBR（无泡曝气 MBR 采用透气性膜对生物反应器无泡供氧，氧的利用率可达 100%，因不形成气泡，可避免水中某些挥发性的有机污染物挥发到大气中）；萃取 MBR（用于提取污染物的萃取，由内装纤维束的硅管组成，这些纤维束的选择性将工业废水中的有毒污染物传递到好氧生物相中而被微生物吸附降解）。

生物反应器部分可分为好氧型和厌氧型，好氧法使用的通常是活性污泥法。活性污泥法是当前世界各国应用最广的一种二级生物处理流程，具有处理能力高、出水水质好等优点。但由于传统活性污泥法一般采用重力式沉淀池作为固液分离部分，这就使曝气池混合液污泥浓度不可能太高，即传统的重力沉淀池限制了活性污泥的体积负荷，而且不可避免的会有污泥流失，也使出水水质变坏。而膜分离技术的引入，克服了传统流程的这些缺点。首先，可大幅度提高曝气池的污泥浓度，由传统的 3~5g/L 提高到 20g/L 甚至更高。这就使体积负荷大大提高，处理设施的占地面积大大减小；出水水质稳定优质，可直接达到回用水的标准；一些生长缓慢、在传统工艺中易流失的菌种可得到保持，有利于难降解物质的降解。生物膜法是与活性污泥法平行发展起来的一类好氧生物处理方法，其特点是微生物附着生长在一定的介质表面，形成生物膜，使其起到稳定分解废水中有机物的作用。一些学者认为生物膜法与膜分离技术结合，将会有更大的优势。主要原因在于正常生物膜法的出水只含少量碎小的脱落的生物膜，与活性污泥混合液相比悬浮固体含量低得多，这就相应减小了膜分离的负担，使膜的运行周期更长。澳大利亚新南威尔士大学膜与分离技术中心的 FaneAG 采用生物滤池与分离式膜分离设备相结合处理生活污水。膜设备为外压式中空纤维微管组件，膜孔径 0.2 μm ，考虑用高压空气反冲，该系统处理效果很好。厌氧生物处理技术由于其能耗低、容积负荷高、产泥量少等优点一致受到人们的注意。但传统厌氧消化池的水力停留时间与污泥停留时间相同，大大局限了厌氧技术的应用。而近十年发展的厌氧新工艺，如厌氧接触法、厌氧滤池、UASB 等，都是致力于将水力停留时间与厌氧污泥的停留时间分开，这就大大提高了厌氧反应器的效率，并使其在常温下运行成为可能。而膜分离技术是作为一种非常高效的分离手段，并不受混合液中污泥性能的影响，只是机械地根据孔径大小将各种生物菌群落和高分子有机物截留下来。因此，可以设想将膜分技术与厌氧反应器结合，有可能产生一种更高效、低耗、易控制、易启动的新型厌氧膜生物反应器。

二、MBR 工艺的分类与特点

（一）MBR 工艺的分类

根据膜组件与生物反应器的组合方式、生物反应器的类型，膜生物反应器有不同的分类。虽然到目前为止，人们对于膜生物反应器的分类还没有统一的、权威的定义，但根据大多数的研究来看，膜生物反应器可以分为以下三种类型：分置式膜生物反应器、一体式膜生物反应器和复合式膜生物反应器。

1. 分置式膜生物反应器

分置式膜生物反应器是指膜组件与生物反应器分开设置，相对独立，膜组件与生物反应器通过泵与管路相连接。在分置式 MBR 中，生物反应器的混合液由泵增压后进入膜组件，

在压力作用下膜过滤液成为系统处理出水，活性污泥、大分子物质等则被膜截留，并回流到生物反应器内。分置式膜生物反应器的工艺流程示意图见图 13 - 4。

分置式膜生物反应器，有时也称为错流式膜生物反应器，还有的资料称为横向流膜生物反应器，通常都采用加压型过滤。加压泵从生物反应器抽水，压入膜组件中，膜滤后水排出系统，浓缩液回流至生物反应器。分置式膜生物反应器具有如下特点：

- (1) 膜组件和生物反应器各自分开，独立运行，因而相互干扰较小，易于调节控制。
- (2) 膜组件置于生物反应器之外，更易于清洗更换。

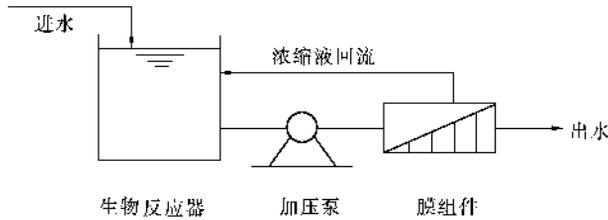


图 13 - 4 分置式膜生物反应器工艺流程图

(3) 膜组件在有压条件下工作，膜通量较大，且加压泵产生的工作压力在膜组件承受压力范围内可以进行调节，从而可根据需要增加膜的透水率。

(4) 分置式膜生物反应器的动力消耗较大，加压泵提供较高的压力，造成膜表面高速错流，延缓膜污染，这是其动力费用大的原因。

(5) 生物反应器中的活性污泥始终都在加压泵的作用下进行循环，由于叶轮的高速旋转而产生的剪切力会使某些微生物菌体产生失活现象^[117]。

(6) 分置式膜生物反应器和另外两种膜生物反应器相比，结构稍复杂，占地面积也稍大。

目前，已经规模应用的膜生物反应器大多采为分置式，但其动力费用过高，每吨出水的能耗为 2 ~ 10kWh，约是传统活性污泥法能耗的 10 ~ 20 倍，因此能耗较低的一体式膜生物反应器的研究逐渐得到了人们的重视。

2. 一体式膜生物反应器

一体式膜生物反应器是将膜组件直接安置在生物反应器内部，有时又称为淹没式膜生物反应器（SMBR），依靠重力或水泵抽吸产生的负压或真空泵作为出水动力。一体式膜生物反应器利用曝气时气液向上的剪切力来实现膜面的错流效果，也有采用在一体式膜组件附近进行叶轮搅拌和膜组件自身的旋转（如转盘式膜组件）来实现膜面错流效果。与分置式相比，一体式的最大优点是运行能耗低。但一些学者认为，一体式在运行稳定性、操作管理方面和清洗更换上不及分置式。

一体式膜生物反应器工艺流程如图 13 - 5 所示。

一体式膜生物反应器的主要特点有：

(1) 膜组件置于生物反应器之中，减少了处理系统的占地面积。

(2) 用抽吸泵或真空泵抽吸出水，动力消耗费用远远低于分置式膜生物反应器，资料表明一体式膜生物反应器每吨出水的动力消耗为 0.2 ~ 0.4kWh，约是分置式的 1/10。如果采用重力出水，则可完全节省这部分费用。

(3) 一体式膜生物反应器不使用加压泵，因此可避免微生物菌体受到剪切而失活。

(4) 膜组件浸没在生物反应器的混合液中，污染较快，而且清洗起来较为麻烦，需要将膜组件从反应器中取出。

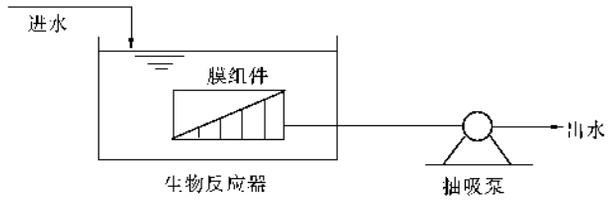


图 13 - 5 一体式膜生物反应器工艺流程

(5) 一体式膜生物反应器的膜通量低于分置式。

为了有效防止一体式膜生物反应器的膜污染问题，人们研究了许多方法：在膜组件下方进行高强度的曝气，靠空气和水流的搅动来延缓膜污染；有时在反应器内设置中空轴，通过它的旋转带动轴上的膜也随之转动，在膜表面形成错流，防止其污染。

一体式膜生物反应器起源于日本，主要用于处理生活污水和粪便污水。近年来，欧洲一些国家也热衷于它的研究和应用，表 13 - 5 列出了他们的一些主要研究成果。

表 13 - 5 欧洲一些国家的 SMBR 的研究成果

研究国家	德 国	德 国	英 国	法 国
膜组件形式	中空纤维膜	板式膜	板式膜	中空纤维膜
膜孔径	0.2 μm	0.4 μm	0.4 μm	20 000 Daltons
膜面积 (m^2)	83.4	80	160	12
反应器容积 (m^3)	4.1 (硝化) 2.8 (反硝化)	6.3 (硝化) 2.75 (反硝化)	15.5	0.65 (硝化) 0.25 (反硝化)
曝气量 (m^3/h)	138	8	142	—
过滤压力 (kPa)	30	10	—	—
膜通量 ($\text{L}/\text{m}^2/\text{h}$)	16	20	21	—
MLSS (g/L)	12 ~ 18	12 ~ 16	16	15 ~ 25
污泥龄 (d)	15 ~ 20	20 ~ 25	45	—
进水 COD (mg/L)	200 ~ 300	200 ~ 300	300 ~ 800	290 ~ 720
出水 COD (mg/L)	< 20	< 20	61	13 ~ 16
进水 $\text{NH}_4 - \text{N}$ (mg/L)	40 ~ 60*	40 ~ 60*	30 ~ 70	22.3 ~ 50
出水 $\text{NH}_4 - \text{N}$ (mg/L)	5	未检出	5	1.6 ~ 3.2

* 以凯氏氮计。

3. 复合式膜生物反应器

复合式膜生物反应器从型式上看，也属于一体式膜生物反应器，也是将膜组件置于生物反应器之中，通过重力或负压出水，所不同的是生物反应器的型式。复合式 MBR，是在生物反应器中安装填料，形成复合式处理系统，其工艺流程图如图 13 - 6 所示。

在复合式膜生物反应器中安装填料的目的是有两个：一是提高处理系统的抗冲击负荷，保证系统的处理效果；二是降低反应器中悬浮性活性污泥浓度，减小膜污染的程度，保证较高的膜通量。

有研究表明，生物反应器中的污泥浓度过高或过低都会对膜通量产生不利的影响。污泥浓度过高时，污泥容易在膜表面沉积，形成较厚的污泥层，导致过滤阻力增加，从而使膜通量降低；污泥浓度过低时，反应器内微生物对有机物的降解去除效果减弱，使得混合液中溶解性有机物浓度增加，从而在膜表面和膜孔内吸附，导致过滤阻力增加，影响膜通量。而在

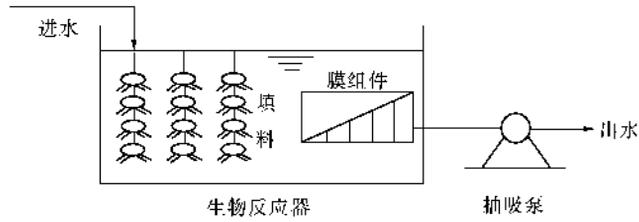


图 13-6 复合式膜生物反应器工艺流程

生物反应器中安装填料之后，则可以很好的解决这些问题。填料上附着生长的大量微生物，能够保证系统具有较高的处理效果并有抵抗冲击负荷的能力，同时又不会使反应器内悬浮污泥浓度过高，影响膜通量。

（二）MBR 工艺的特点

膜生物反应器是将膜组件的高效固液分离作用和生物反应器的生物降解作用有机结合而成的一种污水处理与回用技术，它以膜组件取代了传统处理工艺中的二沉池和后处理系统，利用膜组件的高效固液分离作用，将活性污泥和已净化的水分开，完成生物反应器内混合液的泥水分离，简化了工艺流程，因此技术具有如下特点：

1. 对污染物的去除效率高

MBR 对悬浮固体浓度（SS）和浊度有着非常良好的去除效果。由于膜组件的膜孔径非常小（ $0.01 \sim 1\mu\text{m}$ ），可将生物反应器内全部的悬浮物和污泥都截留下来，其固液分离效果要远远好于二沉池，许多的试验研究表明，MBR 对 SS 的去除率在 99% 以上，甚至 100% 去除；浊度的去除率也在 90% 以上，出水浊度与自来水相近。

由于膜组件的高效截留作用，将全部的活性污泥都截留在反应器内，使得反应器内的污泥浓度可达到较高水平，最高可达 $40 \sim 50\text{g/L}$ 。这样，就大大降低了生物反应器内的污泥负荷，提高了 MBR 对有机物的去除效率，研究表明，MBR 在处理生活污水时，COD 的平均去除率在 94% 以上，BOD 的平均去除率在 96% 以上。

同时，由于膜组件的分离作用，使得生物反应器中的水力停留时间（HRT）和污泥停留时间（SRT）是完全分开的，这样就可以使生长缓慢、世代时间较长的微生物（如硝化细菌）也能在反应器中生存下来，保证了 MBR 除具有高效降解有机物的作用外，还具有良好的硝化作用。研究表明，MBR 在处理生活污水时，对氨氮的去除率平均在 98% 以上，出水氨氮浓度低于 1mg/L 。

此外，选择合适孔径的膜组件后，MBR 对细菌和病毒也有着较好的去除效果，这样就可以省去传统处理工艺中的消毒工艺，大大简化了工艺流程。

还有研究表明，控制生物反应器的操作条件（如在其他条件适宜，控制 DO 在 1mg/L 左右），MBR 工艺还对 TN 有着非常理想的去除效果，去除率在 90% 以上，其原因是：根据为环境理论，在 DO 浓度较低时，在菌胶团内部存在缺氧或厌氧区，为反硝化创造了条件，反硝化细菌利用菌胶团表面硝化细菌代谢的产物 - 硝态氮，将其还原成 N_2 ，完成对 TN 的去除。

仅采用好氧 MBR 工艺，虽然对 TP 的去除效率不高，但如果将其与厌氧进行组合，则可大大提高 TP 的去除率。研究表明，采用 A/O 复合式 MBR 工艺，对 TP 的去除率可达

70% 以上。

2. 具有较大的灵活性和实用性

在城市污水或工业废水处理中，传统的处理工艺（格栅 + 沉砂池 + 初沉池 + 曝气池 + 二沉池 + 消毒池）流程较长，占地面积大，而出水水质又不能保证。而 MBR 工艺（筛网过滤 + MBR）则因流程短、占地面积小、处理水量灵活等特点，而呈现出明显优势。MBR 的出水量根据实际情况，只需增减膜组件的片数就可完成产水量调整，非常简单、方便。

对于传统的活性污泥法工艺中经常出现的、令人头痛的污泥膨胀现象，MBR 由于不用二沉池进行固液分离，而可轻松解决。这样，就大大减轻了管理操作的复杂程度，使优质、稳定的出水成为可能。

同时，MBR 工艺非常易于实现自动控制，提高了污水处理的自动化水平。

3. 解决了剩余污泥处置难的问题

剩余污泥的处置问题，是污水处理厂运行好坏的关键问题之一。剩余污泥的处置需要较高的运行费用，处理不好又会对环境产生二次污染，因此尽量减少或不产生剩余污泥是人们研究的热点课题之一。MBR 工艺中，污泥负荷非常低，反应器内营养物质相对缺乏，微生物处在内源呼吸区，污泥产率低，因而使得剩余污泥的产生量很少，SRT 得到延长，排除的剩余污泥浓度大，可不用进行污泥浓缩，而直接进行脱水，这就大大节省了污泥处理的费用。还有人进行了无剩余污泥排放的研究，不排泥稳定运行时间达 300d。但是，大部分研究人员认为，MBR 处理系统应该定期排泥，以保证反应器内污泥的活性和系统的去除效果。在反应器不排泥时，由于反应器内的 VSS 对应一定的进水有机物浓度和 HRT 会有一最大浓度值 X_{Vmax} ，之后 SS 浓度继续增加，VSS/SS 值下降，这一方面会降低处理效果，另一方面还会增大供氧的能耗以及膜污染的速度，因此，应对 MBR 定期进行排泥。有研究得出，在处理生活污水时，MBR 最佳的排泥时间在 35d 左右。

通过以上叙述可以看出，MBR 工艺所具有的优越性，是目前其他处理工艺无法比拟的，该工艺在城市污水或生活污水处理、高浓度有机废水、难降解有机废水以及中水回用等方面都具有广阔的应用前景。

三、MBR 工艺对污染物的去除特性

MBR 对生活污水中污染物的去除特性一直是国内外研究的重点，其工艺形式多采用好氧 MBR。研究的目的在于一方面改造污水处理厂，使其达到污水深度处理的要求；另一方面，用于灰水的处理，使其达到回用的目的。

（一）MBR 工艺对有机物的去除

与传统工艺相比，MBR 对含碳有机物的去除有以下特点：

- A. 去除率高，一般大于 90%，出水能够达到回用水的指标；
- B. 污泥负荷（F/M）低；
- C. 所需水力停留时间（HRT）短，容积负荷高；
- D. 抗冲击负荷能力强。

MBR 对含碳有机物的去除特性表现为容积负荷相对高的延时曝气的特性。在处理生活污水时，MBR 去除有机物的效率要比传统的活性污泥法高得多，COD 的去除效率一般在 90% 以上。在传统活性污泥法中，由于受到二沉池对污泥沉降特性要求的影响，当生物处理

达到一定程度时,要继续提高系统的去除效率很困难,往往需要延长较长的水力停留时间也只能少量提高总的去除效率,而在 MBR 中,可以在比传统活性污泥法更短的水力停留时间内达到更好的去除效果,因此 MBR 在提高系统处理能力和提高出水水质方面表现出一定的优势。

此外,MBR 还表现出耐冲击负荷能力强的特点。邢传宏等在利用 MBR 对城市污水回用处理中试试验中,在水力停留时间 HRT 为 5h, SRT 分别为 5d, 10d, 30d 的不同运行工况下,考察了 MBR 中体积负荷的变化和整个处理过程出水水质情况。研究表明,整个运行过程中的最小体积负荷为 $0.45\text{kgCOD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$,与传统活性污泥法范围的较低值接近,平均体积负荷为 $2.1\text{kgCOD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$,约是传统活性污泥法的 2~5 倍,最大体积负荷为 $10.27\text{kgCOD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$,是传统活性污泥法 ($0.4 \sim 0.8\text{kgCOD} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) 的 13~27 倍,然而最大体积负荷时相应的出水 COD 仅为 21mg/L,表明 MBR 具有很强的耐冲击负荷能力。

MBR 对有机物的去除效果来自两个方面:一方面是生物反应器对有机物的降解作用,由于膜组件的截留作用,使得反应器内污泥浓度很大,生物降解作用增强;另一方面是膜组件对有机物大分子物质的截留作用,大分子物质可以被截留在好氧反应器内,获得比传统活性污泥法更多的与微生物接触反应时间,并有助于某些专性微生物的培养,提高有机物的去除效率。据报道,在 MBR 系统中,膜对含碳物质去除的贡献约占 30%。

In - Soung Chang 等考察了 MBR 中膜对溶解性有机物去除机理。研究认为,膜对溶解性有机物的去除来自 3 个方面的作用:一是通过膜孔本身的截留作用,即膜的筛滤作用对溶解性有机物的去除;二是通过膜孔和膜表面的吸附作用对溶解性有机物的去除;三是通过膜表面的沉积层的筛滤 - 吸附作用对溶解性有机物的去除。在这三种作用机理中,各种机理作用对有机物去除的贡献并不相同。膜的筛滤作用只能去除溶解性有机物中分子量大于膜的截留分子量的大分子有机物,而对于大量的分子量小于膜的截留分子量的有机物的去除,主要是通过膜孔和膜表面的吸附作用以及沉积层的筛分 - 吸附作用去除。膜表面的沉积层对溶解物的截留去除起着重要的作用,即溶解性物质的截留去除主要是通过沉积层的筛滤/吸附作用完成,部分是由膜面和膜孔的吸附作用完成。

同传统活性污泥法相比,MBR 系统对于 COD 的去除效果的强化作用主要表现在:由于膜对污泥的截留作用,污泥浓度得以提高,从而减小了反应器体积,同时,由于膜的截留作用使得出水水质得到保证。

(二) MBR 工艺对 TN 的去除

传统的脱氮工艺主要建立在硝化 - 反硝化机理之上,硝化与反硝化分别在好氧和厌氧反应器内进行(两级脱氮工艺),亦可在一个反应器内完成(单级(SBR)脱氮工艺)。单级(SBR)脱氮工艺是在一个反应器内通过时间序列来实现缺氧和好氧循环过程。

近年来,随着对脱氮原理研究的深入,一些研究人员提出了高效率、低能耗的新的脱氮理念,并以此构成了新型脱氮工艺。这些新的脱氮理念包括同步硝化 - 反硝化(Simultaneous nitrification and denitrification,简称 SND),如 ANAMMOX(Anaerobic Ammonium Oxidation)工艺和好氧反氨化(De - ammonification)工艺;短程硝化 - 反硝化(Short - cut nitrification - denitrification),如荷兰 Delft 技术大学开发的 SHARON(Single reactor for High activity Ammonia Removal Over Nitrite)工艺和比利时 Gent 微生物实验室开发的 OLAND(OxygenLimited Autotrophic Nitrification Denitrification)工艺。

目前 MBR 脱氮工艺多数依旧是建立在传统的硝化 - 反硝化机理之上的两级或单级脱氮工艺，同时，新的脱氮理念也深入到了 MBR 工艺中。在 MBR 工艺中，由于膜组件的截留作用，污泥被全部截留在反应器内，反应器内污泥浓度很高，使得 SRT 可以很长，这就为世代时间较长的硝化细菌的生长创造了条件，使其数量增加，因此 MBR 对 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 的去除效果很好，对生活污水来讲， $\text{NH}_3 - \text{N}$ 的去除率大于 90%，出水 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 值低于 1mg/L。

同时在 MBR 中，较高的污泥浓度限制了氧的传质，使得在生物反应器内可能存在缺氧

或厌氧的环境，为同步硝化反硝化的发生创造了条件。缺氧或厌氧微环境的形成与反应器内溶解氧的高低、污泥絮体的结构有关。在污泥絮体的外表面溶解氧的浓度最高，以异氧好氧菌和硝化菌为主，由于这些细菌对溶解氧的消耗，当溶解氧继续向污泥絮体内部扩散时，使得污泥絮体内部溶解氧越来越少，特别是在污泥絮体较大和较密实时，污泥絮体内部会形成缺氧或厌氧区。在溶解氧较低的情况下，污泥絮体内部也容易产生缺氧或厌氧区，为反硝化创造条件。有研究表明，当控制反应器内的 DO 在 1mg/L 左右时，获得了 90% 的 TN 去除率。还有研究表明，在反应器内安装填料，并控制适当的条件，会在生物膜内部形成缺氧区，有利于 TN 的去除。

因此，对 MBR 工艺的脱氮效果我们可以总结出一下特点：

A. 由于 MBR 工艺的泥龄较长，对氨氮的去除效果非常好，多数情况下出水氨氮浓度低于 1mg/L，去除率大于 90%；

B. 传统的两级缺氧 - 好氧 MBR 工艺对 TN 的去除效率多数在 60% ~ 80% 之间，而改进的间歇曝气 MBR 脱氮工艺对 TN 的去除效率则在 80% 以上；

C. MBR 工艺在好氧硝化过程的同时可实现反硝化作用，具有一定程度的同步硝化反硝化作用；

短程硝化反硝化在 MBR 脱氮研究中也得到体现。李春杰等在 SMSBR 处理焦化废水的研究中获得了高效、稳定的短程硝化反硝化结果。

（三）MBR 工艺对 TP 的去除

生物法除磷主要通过聚磷菌过量从外部摄取磷，并将其以聚合态贮藏在体内，形成高磷污泥，排除系统，从而达到除磷效果。因此，污泥龄短的系统由于剩余污泥量较多，可以取得较高的除磷效果。在 MBR 工艺中，SRT 一般都很长，因此会影响 TP 的去除效果。从大多数的 MBR 工艺运行结果看，出水磷的浓度不很理想，出水 TP 很难降至 1mg/L 以下，而国内对出水 TP 标准为低于 1.0mg/L，国外要求更高（低于 0.5mg/L）。为此多数 MBR 工艺还是采用投加絮凝剂的方法除磷。但是如果采用缺氧 - 好氧 MBR 工艺运行，则对 TP 有较高的去除效果。Pedro A. C 等利用生物膜 - 膜反应器进行除磷，该研究通过在好氧阶段以纯氧曝气来提高好氧阶段磷的吸收，通过缩短厌氧时间和延长好氧时间来提高系统的除磷效果，获得了 85% 的最高去除率。

（四）MBR 工艺对细菌和病毒的去除

为使出水达标排放，传统的城市和生活污水处理出水必须经过加氯或其他的消毒工艺。然而目前研究已表明加氯消毒会产生致癌物（THMs），对人体有害，而且具有一定的臭气负荷。在其他可替代的消毒工艺中，紫外线杀菌对粪便大肠杆菌的去除较差，臭氧和过乙酸的效率也受到水质的限制。MBR 工艺用于生活污水的处理，经过膜组件的截留，可以有效地去除水中的细菌和病毒，省去后续的消毒工艺，显示了其独特的优势，有人将 MBR 工艺称为消毒工艺中的一项“绿色技术”。

C. Chiemchaisri 等利用一体式 MBR 处理生活污水研究中，考察了 0.1 μ m 和 0.03 μ m 两种孔径膜的 MBR 系统对病毒的去除效果。结果表明，MBR 中两种孔径的膜对病毒的去除效果并没有显著差别，去除率在同一数量级上。这表明尽管病毒的尺寸（25nm）比膜孔径小，但由于过滤过程中膜面形成了凝胶层，起到了减小膜孔径的作用，从而达到对病毒的有效去除。Ueda 等对 MBR 工艺去除致病菌及病毒做了详细的研究。该研究使用含一定病毒浓度的

磷酸盐缓冲液和原污水（投加活性污泥）做对比试验。结果表明当 MBR 仅仅对磷酸盐缓冲液过滤时，实际上没有观察到病毒的去除率。但当 MBR 对有活性污泥的缓冲溶液工作时，病毒的去除率随主体溶液中病毒浓度（ C_0 ）的增加而增加。因此可以得出结论，在 MBR 对生活污水过滤过程中，由于在膜面形成了生物膜沉积层，使得膜孔径变小，从而实现了对病毒的去除。即 MBR 中膜面沉积层对病毒去除起着主要的作用。这种病毒的去除机理包括：由于膜实际有效孔径的减小的物理作用，由于沉积层对病毒吸附的化学作用，以及沉积层中其他微生物对病毒吞噬的生物作用。

在对 MBR 工艺的研究中，几乎所有的工艺都取得了致病菌和病毒的有效去除，出水中肠道病毒、总大肠杆菌、粪链球菌、粪大肠杆菌和大肠埃希氏杆菌等都低于检测值，甚至达到检测不出的水平。但是应该注意，MBR 虽然对细菌和病毒有较好的去除作用，但是如果膜组件长期运行，可能会在出水管内滋生细菌，造成出水细菌的超标，因此应定期对膜组件和出水管内壁进行消毒处理。

四、MBR 技术在污水处理中的应用

目前膜生物反应器技术在污水处理领域正受到广泛的重视，并在世界范围内开始应用。随着膜材料和制膜技术的发展，其应用领域不断扩大，已经涉及到化工、电子、轻工、纺织、冶金、食品、石油化工和污水处理等多个领域。

（一）MBR 技术在国外污水处理中的研究及应用

膜分离技术在污水处理中的应用开始于 20 世纪 60 年代末。1969 年美国的 Smith 等人首次报道了将活性污泥法与超滤膜组件相结合处理城市污水的工艺研究，该工艺大胆地提出用膜分离技术取代常规活性污泥法中的二沉池，利用膜具有的高效截留的物理特性，使生物反应器内维持较高的污泥浓度，反应器在 F/M 低比值下工作，这样就可以使有机物尽可能地得到氧化降解，提高了反应器的去除效率，这就是 MBR 的最初雏形。该工艺一经提出，立即吸引了许多专家学者，开始了 MBR 的研究热潮。同年，Dorr-Oliver 公司也进行了 MBR 处理生活污水的研究，并申报了专利；Hammer 等人则开始研究厌氧-膜分离系统操作的可行性，他们认为：厌氧污泥沉降性能差，而获得高污泥浓度、提高污泥龄是厌氧消化技术的关键，膜分离技术的应用使生物完全截留在反应器内，增加了污泥停留时间，使系统得以稳定高效地运行，同时通过减少 HRT，降低了处理构筑物的基建投资。

进入 70 年代，有关 MBR 的研究进一步深入开展。1970 年，Hardt 等人使用完全混合生物反应器与超滤膜组合工艺处理生活污水，获得了 98% 的 COD 去除率和完全去除细菌的结果。1971 年，Bemberis 等人在污水处理厂进行了 MBR 的试验，取得了良好的试验结果。1972 年，Shelf 等进行了厌氧 MBR 的小试研究；1974 年，Curve 等则进行了厌氧 MBR 的中试研究，二者都取得了较好的结果。1977 年，Arika 等人也进行了 MBR 的研究，发现用超滤膜组件取代二沉池可有效地防止污泥膨胀对出水水质造成的影响，而且得出了反应器内较高的污泥浓度具有较强的耐冲击负荷的结果。1978 年，Bhattacharyya 等人将超滤膜用于处理城市污水，获得了非饮用回用水。在好氧分离式 MBR 的研究进一步扩大的同时，厌氧膜生物反应器的研究也相继进行。1978 年，Grethlein 利用厌氧消化池与膜分离进行了处理生活污水的研究，BOD 和 TN 的去除率分别为 90% 和 75%。Li 等在 1984 年进行了厌氧-膜系统操作的可行性研究，研究表明，厌氧污泥沉淀性能差，要获得高浓度的污泥，提高污泥龄是

厌氧消化技术的关键。

在这一时期，尽管各国学者对 MBR 工艺做了大量的研究工作，并获得了一定的研究成果，但是由于当时膜组件的种类很少，制膜工艺也不是十分成熟，膜的寿命通常很短，这就限制了 MBR 工艺长期稳定的运行，从而也就限制了 MBR 技术在实际工程中的推广应用。

进入 80 年代以后，随着材料科学的发展与制膜水平的相应提高，推动了膜生物反应器技术的向前发展，研究内容主要有以下几方面：①探索新的膜生物反应器形式，扩大了 MBR 的应用范围；②探求合适的操作条件和工艺参数，尽可能提高膜组件的性能；③降低处理工艺的动力消耗；④进行机理及数学模型描述的研究；⑤实用化装置的研制。特别是随着超滤膜进入工业应用后发展迅速，已成为应用领域最广的膜技术，MBR 工艺也随之得到发展。

日本研究者根据本国国土狭小、地价高的特点对 MBR 技术进行了大力开发和研究，并在 MBR 技术的研究和开发上开始走在了前列，使 MBR 技术开始走向实际应用。自 1983 ~ 1987 年，日本已有 13 家公司采用膜生物反应器来处理大楼废水，处理后的水可作为非饮用水回用，处理水量达 $250\text{m}^3/\text{d}$ 。日本通产省工业技术院的大型开发项目“日本水综合再生利用系统 90 年计划”，从 1986 年起开始实施，预定 1990 年完成，这项耗资高达 118 亿日元的项目，开发的目的是把膜技术运用到水处理上，从高效、低能、低耗的角度出发，将生物工程中的厌氧甲烷发酵技术和膜分离工程中超滤膜技术相互组合成为一个新的处理系统，在污水处理对象和规模上的研究都大大地推进了一步。其实质就是开发厌氧-膜生物反应器处理系统，研制了酒精发酵废水、蛋白工厂加工废水、造纸废水、粪便废水、城市污水等几类污水的 MBR 处理系统。随后，MBR 在其他发达国家和地区也得到了发展和应用，如美国 Mansfield Ohi 建造了一套处理规模为 $151\text{m}^3/\text{d}$ 的膜生物反应器处理系统，用于处理汽车制造厂的工业废水；英国也有用膜生物反应器处理有毒工业废水的实例。1985 年，Tran 指出，错流式微滤膜因操作压力低，可降低废水处理中的能耗，使得能耗问题开始受到重视。1986 年，Bindoff 等人用厌氧固定床与膜分离组和工艺处理高浓度生活污水。1988 年，Krauth 等人用有压反应器与膜组件相结合处理污水，由于提高了供氧能力，获得了很好的出水水质。Suzuki 等研究了有机碳去除效果的影响，在不同的负荷下，总去除率超过了 96%，说明有机负荷对 MBR 去除 COD 没有太大的影响。1989 年，Yamamoto 等将中空纤维膜组件直接放置于曝气池中，进行了一体式膜生物反应器污水处理技术的研究，针对膜组件的污染堵塞问题，Yamamoto 在试验中证明了采用间歇抽吸和低压操作，在很大程度上可防止不可恢复的膜堵塞，该工艺单位体积出水能耗为 $0.007\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ ，COD 的去除率 $\geq 95\%$ ，TN 去除率达 60%。

90 年代以后，MBR 技术得到了最为迅猛的发展，人们对 MBR 在生活污水处理、工业废水处理、饮用水处理等方面的应用都进行了研究，对 MBR 机理、特性、膜通量的影响因素及操作条件等方面进行了大量的研究工作，MBR 已经进入实际应用阶段，并得到了快速的推广。1990 年，浦野□平等人对膜生物反应器中膜组件的选择、操作条件的影响、膜生物反应器的实用性与经济性等问题进行了较为详尽的论述，并得出如下结论：孔径大的膜组件虽然对纯水有较高的透过性，但由于膜内部进入微小粒子后容易引起堵塞，因此应根据水质特点，选择合适孔径的膜组件；以往对于过膜压力、膜面线速度等操作条件与膜通量关系的研究大多是定性的，本文对其定量性剖析做了尝试性研究；膜生物反应器的主要问题是膜污

染问题，因此若要使其更加实用化，有必要对膜污染的防止及清洗进行更加深入的研究探讨。1991年，Sato等研究了膜通量与活性污泥浓度、溶解性COD、污泥黏度的动力学关系。同年，Y. Magara等对聚丙烯腈、聚烯烃及聚砜等三种不同材料的膜组件在不同污泥浓度条件下的通量进行了研究，试验结果表明膜通量与污泥浓度的对数呈线性关系，并得出了相应的数学关系式。1992年，Kiat研究了中空纤维的纤维间污泥累积机制及最佳设计密度；Pillay等对微滤系统凝胶层的形成过程、影响因素、条件控制及模型预测进行了研究；Chiemchaisre等人用MBR处理生活污水，出水水质好于传统二级处理后再经消毒的出水；Nagano等报道了MBR中污泥浓度在好氧和厌氧系统中可达28.7g/L和113.3g/L；法国的Chang J等则将MBR应用于给水处理，开展了微污染饮用水除氮的研究，出水的氨氮浓度在0.1~2.0mg/L。1993年，Kh. Krauth等研究了膜通量与操作压力、混合液雷诺数(Re)、膜面流速的关系；A. D. Bailey等将微滤膜组件与UASB工艺相组合，使系统对COD的去除率达到98%~99%；Chiemchaisri等则研究了一体式膜生物反应器内硝化菌数量、最大硝化速率及温度对处理效果的影响。1994年，Bailey等用错流式微滤MBR工艺处理生活污水，对COD的去除率达97%以上；Trouve等将无机膜生物反应器工艺运用在巴黎Aubergenville WWTP处理城市污水的半生产运行中，处理能力为1840m³/d，对SS、BOD的去除率大于99.9%，氨氮去除率大于97%；Brooks等用选择性高分子疏水性硅胶萃取MBR，成功地用于3-氯硝基苯化工废水处理研究；Knoblock等对含油废水进行了MBR试验研究。1995年，E. B. Muller等^[58]进行了膜生物反应器处理生活污水的中试研究，考察了MBR在不排放污泥条件下的运行状况，系统稳定运行300天，MLSS浓度最高达40~50g/L，反应器中无机成分并没有明显的积累；Lubbecke等在处理合成废水时发现，MLSS浓度对膜通量没有明显的影响，只有当MLSS大于30g/L时，膜通量才随MLSS浓度的增大而减小，反应器内MLSS小于30g/L时，反应器内的活性污泥处于紊流状态，水的传质阻力最小，且大小不变，故膜通量最大；Lubbecke在试验中还发现，表面活性剂、盐和无机固体物质也能降低混合液黏度，增大膜通量。1996年，Zhang等对膜生物反应器与传统活性污泥法在微生物种群和细菌活性方面进行了对比研究；Choo等研究了厌氧消化液组分对膜渗透性能的影响；Nagaoka等则研究了细菌胞外聚合物及污泥黏滞度对膜过滤阻力的影响。1997年，Muhammad H. Al-Malack等人采用KMnO₄溶液对交叉流微滤膜组件进行预处理，在微滤膜表面形成MnO₂动态膜，可使膜组件较长时间的保持高通量，延长了膜组件的运行及清洗时间，文中同时对其机理进行了探讨。同年，Tatsuki Ueda等人对一体式膜生物反应器中曝气量对抽吸压力的影响进行了研究，得出曝气是决定过滤条件的主要因素。

90年代，研究人员开发了一系列浸入式MF膜组件与生物反应过程结合的浸入式MBR及其工艺，这种结构紧凑、出水水质高的浸入式MBR在现有使用传统活性污泥的污水处理厂的升级改造中极受重视。随着排放标准的日益严格，现有的许多采用传统活性污泥的污水处理厂已不能满足污水排放标准的要求，迫切需要对这些污水处理厂进行升级改造。采用浸入式MBR工艺，可将中空纤维或平板膜组件直接放置在原来的曝气池或二沉池中，升级后的生物反应器中活性污泥浓度可到10~20g/L，可以有效地提高原有污水处理厂的处理能力。如日本的Kubota工艺、美国的Zeno Gem工艺以及美国USF Memcor开发的第四代产品CMF-S(浸入式)系列，这种浸入式MBR简化了膜装置的结构，使投资费用降低，且操作、维修更方便，占地又小，因此浸入式MBR及其工艺的开发和商品化，大大促进了膜技

术在中水回用中的应用,但目前 MBR 的投资、操作和维修费用相对还较高,且这部分费用常正比于处理量,因此目前 MBR 装置主要还是用于 $5\,000\text{m}^3/\text{d}$ 以下的工厂,目前最大的 MBR 工厂在意大利,出水量为 $38\,000\text{m}^3/\text{d}$,在美国已建有 24 个市政 MBR 工厂,加拿大大约建有 10 个装置,使用的都是 Zenon 的中空纤维膜,在英国南部海岸的 Swange 所建的工厂使用的是日本 Kubota 的板框式膜组件,峰值时的出水量为 $12\,500\text{m}^3/\text{d}$,到 2002 年报道时已运转一年。Vivedi Water/US 过滤设备厂在加利福尼亚州所建的厂中,结合 Memeor 的 CMF - S 膜技术,用于饮用水生产。

在日本则有许多小规模浸入式 MBR 用于建筑中水回用及小区生活污水和工业废水的处理。自 1992 年以来,日本使用膜分离活性污泥法处理各种废水的情况见表 13 - 6,每天总处理量超过 6万 m^3 。2001 年,日本下水道事业团已将该技术作为应促进的新技术,列入“ A 计划表”。

表 13 - 6 日本使用膜分离活性污泥法处理各种废水的情况

应用部门	所建设备数量 (%)	设备最大处理水量 [(m^3/d)]	应用部门	所建设备数量 (%)	设备最大处理水量 [(m^3/d)]
净化槽	28	1 000	水产加工	5	200
食品加工排水	17	1 500	肉食品加工	4	100
啤酒排水	9	500	食堂排水	4	50
食品制造排水	7	1 000	畜产排水	3	80
透析排水	7	50	糖果制造排水	2	1 000
乳制品排水	6	80	其他	8	600

20 世纪的最后几年,人们围绕着膜生物反应器的关键问题进行了较多的研究,并取得了一些成果。有关膜生物反应器的研究从实验室小试、中试规模走向了生产性试验,应用 MBR 的中、小型污水处理厂也逐渐见诸报道^[82]。1998 年, Nagaoka 等进一步研究了膜污染的过程和机理,并建立了膜生物反应器污染的数学模型。1999 年, Tatsuki Ueda 等人进行了一体式膜生物反应器的中试试验,获得了满意的结果, BOD、TOC、SS、TN 和 TP 的去除率分别达到了 99%、93%、100%、79% 和 74%。2000 年, James Engler 等人研究了采用旋转式膜片、膜组件的堵塞情况。1998 年初, 欧洲第一座^[87]应用一体式膜生物反应器的生活污水厂在英国的 Porlock 建成运行, 成为英国膜生物反应器技术的里程碑, 该污水厂平均每天处理水量 $1\,000\text{t}$, 工程总投资 150 万英镑, 膜组件部分投资 45 万英镑。

目前国外主要的商品膜生物反应器及其应用情况见表 13 - 7 ~ 表 13 - 10。

表 13 - 7 国外主要商品膜生物反应器

品 名	生物反应器	类 型	膜	通量 [$\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]
Kubota	好 氧	浸入式	平 板	25
Zenon	好 氧	浸入式	中空纤维	30
Orelis	好 氧	分置式	平 板	100
US Filter	好 氧	浸入式	管 式	40
Membratek	厌 氧	分置式	管 式	40

Wehrle Werk	好 氧	分置式	管 式	100
-------------	-----	-----	-----	-----

Kubota 装置在世界各地的应用情况见表 13 - 7，Zenon 装置在城市污水处理中的应用情况见表 13 - 8，Orelis MBR 在欧洲的应用情况见表 13 - 9。这些表都表明，MBR 目前在废水处理中应用的规模尚不大，但正向大规模应用发展。

表 13 - 8 Kubota 装置在世界各地的应用情况

年份	工厂数	最大工厂的生产能力 [(m ³ /d)]	年份	工厂数	最大工厂的生产能力 [(m ³ /d)]
1993	4	125	1998	150	1 907
1995	20	250	1999	237	7 100
1997	70	800	2000	—	12 700

表 13 - 9 Zenon 装置在城市污水处理中的应用情况

地 点	生产能力 [(m ³ /d)]		承接年份	地 点	生产能力 [(m ³ /d)]		承接年份
	正 常	峰 值			正 常	峰 值	
德 国	1 344	3 240	1999	英属哥伦比亚	3 800	7 600	1998
法 国	900	—	1999	科罗拉多	3 800	5 700	1998
佛罗里达	1 300	3 000	1999	新泽西	680	860	1998
佛罗里达	1 900	3 800	1999	安大略	1 000	2 000	1997
埃 及	3 800	7 600	1999	英属哥伦比亚	380	—	1996
亚利桑那	1 000	2 000	1999	英属哥伦比亚	1 130	—	1996
埃 及	1 900	3 800	1998				

表 13 - 10 Orelis MBR 在欧洲的应用情况

废水类型	使用地点	生产能力[(m ³ /d)]	承接年份	废水类型	使用地点	生产能力[(m ³ /d)]	承接年份
化妆品生产	法国	250	1994	卡车冲洗站	比利时	100	1999
渗滤液	欧洲	20 ~ 200	1994 ~ 1998	屠宰场	法国	350 ~ 1 000	1999
城市废水	法国	120	1996	纺织工业	葡萄牙	50	
牛奶生产	法国	50 ~ 120	1998				

各国的应用和研究表明，在较小规模和高出水要求时，MBR 在经济上是可行的。当处理量比较大时，与常规方法相比，MBR 似乎太贵了些，这一方面是因为 MBR 的设计及许多操作参数尚未经充分的最优化；另一方面，目前膜的价格较高，性能也尚有待于提高。但是从近年的发展动向看，在含可生物降解有机物废水处理的应用中，膜技术中最具普及性和适用性的就是 MBR，其中尤以浸入式 MBR 应用最多，因此许多国家都在进行大规模 MBR 开发、应用的研究。例如荷兰为了研究 MBR 在 Beverwijk 废水处理厂的扩容中是否适用，对 MBR 的放大过程进行了系统研究，从 2000 年开始由试验装置（10m³/h）经示范装置（750m³/h）再放大到实用装置。中试研究工作在 2001 年底结束，研究取得的成果对所有水处理厂及对 MBR 感兴趣的部门都极有价值，并预测 MBR 将在世界各国得到迅速发展。

膜分离已成为水处理中不可缺少的一种技术，但与其他技术相比，膜分离技术发展历史毕竟还短，许多理论和技术上的研究课题还有待进一步完善和提高，尤其是污水处理及回用中的应用。各国政府对膜技术的发展都非常重视，日本政府在 1990 ~ 1996 年间相继启动了

面向新世纪的“MAC-21”计划和“New MAC-21”计划，旨在采用 MF、UF 与活性炭吸附和臭氧处理结合的技术，以脱除水中 THF 的前驱物、微量化学物质、异臭味等。在我国的“十五”科技攻关重点项目“工业节水及膜法海水淡化技术开发”中，将膜法处理及回用电镀废水作为重点开发项目。膜技术在废水处理及回用中的应用，应该说是刚起步，已有一些应用的规模还比较小，随着膜性能的提高、价格的下降，以及对膜过程放大、优化技术的掌握，膜过程将会在大规模污水处理及回用中得到推广。

（二）MBR 技术在国内污水处理中的研究及应用

我国对膜生物反应器的研究虽然起步较晚，但发展速度很快。1991 年，芩运华对膜生物反应器的应用进行了综述研究，介绍了 MBR 在日本的研究状况，这是我国学者对膜生物反应器做的较早的研究。随后，江成章等人进行了中空纤维超滤膜在生物技术中的应用研究。1993 年，崔振宇介绍了膜分离技术在天然气加工工业中的应用，程鹏等^[98]介绍了超滤技术在酶制剂工业中的应用，上海华东工学院则研究了利用 MBR 处理配制污水和制药废水的可行性。同年，中国科学院环境工程研究中心王菊思启动 MBR 的研究工作。1994 年华东理工大学进行了完全混合曝气池与 PE 微孔过滤管式膜系统处理模拟污水的研究。1995 年，樊耀波将 MBR 用于石油化工污水净化的研究，研制出一套实验室规模的好氧分离式 MBR，该系统对石油化工污水中 COD、BOD、SS、浊度、石油类的去除率分别为 78% ~ 98%、96% ~ 99%、74% ~ 99%、98% ~ 100%、87%。

从 1995 年以来，我国对膜生物反应器污水处理技术的研究工作开始全面展开，多家科研院所进行了此方面的研究，清华大学、哈尔滨工业大学、中科院生态环境研究中心、天津大学、同济大学等对膜生物反应器的运行特性、膜通量的影响因素、膜污染的防止与清洗等方面做了大量细致的研究工作。1997 年，邢传宏采用无机膜生物反应器进行了处理生活污水的试验，开展了不同 SRT 下的处理效果、膜的堵塞及清洗效果的研究。1998 年，黄霞等进行了膜-活性污泥法组合污水处理工艺的试验研究；管运涛进行了两相厌氧 MBR 工艺的研究，系统对 COD 的去除率达 95%，SS 去除率为 92% 以上，酸化率 60% ~ 80%，气化率 80% ~ 90% 左右。1999 年，吴志超采用 MBR 处理 COD 高达 3 000 ~ 12 000mg/L 的巴西氨酸生产废水；王建功用膜-生物接触氧化法处理港口污水的研究；何义亮采用厌氧 MBR 进行高浓度食品废水处理。2000 年，顾平采用国产中空纤维膜对生活污水做了中试规模的 MBR 研究，结果表明：MBR 工艺出水悬浮污为零，细菌总数优于饮用水标准，COD 和氨氮的去除率都高于 95%，出水可直接回用；张军等对 A/O 复合式 MBR 的脱氮除磷效能进行了研究，得出 TN 去除率在 90% 以上，TP 去除率在 70% 以上；刘贯一进行了无泡 MBR 的研究，BOD、COD 和 SS 的去除率分别达到 92%、83% 和 94%。2001 年，张立秋等对一体式 MBR 处理生活污水的主要设计参数 HRT、SRT 等进行了理论推导，为实际工程设计提供了参考，并对膜堵塞机理进行了深入研究探讨，提出了膜内部生物堵塞的存在；邹联沛等研究了 SRT 对 MBR 出水水质的影响研究，并对 MBR 中同步硝化-反硝化进行了深入研究；刘锐等进行了一体式 MBR 处理洗浴污水的研究，获得了良好的出水。

我国天津清华德人环境工程有限公司的 MBR 产品已开始应用于一些城市生活污水处理及回用中，处理规模在 5 ~ 500m³/d，处理污水有生活污水、医院废水、洗车水等。

虽然，我国在 MBR 技术的研究探讨方面取得了显著的成绩，但是应该看到，同日本、英国、美国等国家相比，我国的研究核试验水平还比较落后，由于国产膜组件的种类较少，

膜质量较差，寿命通常较短，因此在实际应用中存在一定的问题。虽然在我国膜生物反应器用于处理生活污水已有应用，但到目前为止，设计完善、运行良好的应用膜生物反应器的生活污水处理厂还未见报道。

五、MBR 的相关动力学和微生物学基础

(一) MBR 相关动力学

在 MBR 反应器中，对污泥、底物分别进行物料平衡计算，可得：

$$V \frac{dX}{dt} = Q_i X_i + VR_g - Q_w X_w - Q_e X_e \quad (13 - 5)$$

$$V \frac{dC}{dt} = Q_i C_i + VR_0 - Q_w C_w - Q_e C_e \quad (13 - 6)$$

假定反应器为完全混合式，进水和出水中没有污泥，则有：

$$X_i = 0 ; X_e = 0 ; X_w = 0 ; C_w = C_{sup} \quad (13 - 7)$$

当系统在稳定状态下运行时，有：

$$\frac{dX}{dt} = 0 ; \frac{dC}{dt} = 0 \quad (13 - 8)$$

以 Y_0 作为污泥表观产率系数（包括内源呼吸），在 R_0 和 R_g 之间的关系可以表示为：

$$R_g = - Y_0 \times R_0 \quad (13 - 9)$$

实际上，已知：

$$\frac{V}{Q_e} = \text{HRT} ; \frac{V}{Q_w} = \text{SRT} \quad (13 - 10)$$

$$Q_i = Q_w + Q_e \quad (13 - 11)$$

整理式 (13 - 5) ~ 式 (13 - 11)，可得污泥浓度为：

$$X = Y_0 \times \text{SRT} \left[\frac{C_i - C_e}{\text{HRT}} + \frac{C_i - C_{sup}}{\text{SRT}} \right] \quad (13 - 12)$$

根据污泥表观产率系数和理论产率系数之间的关系，有：

$$Y_0 = \frac{Y}{1 + K_d \times \text{SRT}} \quad (13 - 13)$$

将式 (13 - 13) 代入到式 (13 - 12) 中可得：

$$X = \frac{Y \times \text{SRT}}{1 + K_d \times \text{SRT}} \left[\frac{C_i - C_e}{\text{HRT}} + \frac{C_i - C_{sup}}{\text{SRT}} \right] \quad (13 - 14)$$

从式 (13 - 14) 中可以看出，MBR 中的污泥浓度 X 不仅与进出水水质、HRT、SRT 等条件有关，而且与反应器污泥混合液上清液 COD 浓度有关。

而在传统活性污泥法中，剩余污泥从二沉池排掉，由污泥和底物物料平衡可以得到其污泥浓度为：

$$X' = \frac{Y \times \text{SRT}}{1 + K_d \times \text{SRT}} \left[\frac{C_i - C_e}{\text{HRT}} \right] \quad (13 - 15)$$

这里 “'” 表示活性污泥法相应参数变量。

$$\text{HRT}' = \frac{V}{Q_i} \quad (13 - 16)$$

将式 (13 - 16) 代入到式 (13 - 11) 中可得：

$$\frac{1}{\text{HRT}} = \frac{1}{\text{SRT}} + \frac{1}{\text{HRT}} \quad (13 - 17)$$

将式 (13 - 17) 代入到式 (13 - 15) 中，则传统活性污泥法中污泥浓度可以表示为：

$$X' = \frac{Y \times \text{SRT}}{1 + K_d \times \text{SRT}} \left[\frac{C_i - C_e}{\text{HRT}} + \frac{C_i - C_e}{\text{SRT}} \right] \quad (13 - 18)$$

通过比较式 (13 - 14) 和式 (13 - 18) 可明显看出 X 要比 X' 低，两者之间的差值为：

$$\Delta X = |X - X'| = \frac{Y}{1 + K_d \times \text{SRT}} [C_{\text{sup}} - C_e] \quad (13 - 19)$$

式中 (C_{sup}-C_e) 代表了 MBR 中膜组件对 COD 去除的贡献。由于这部分 COD 的去除不是通过微生物代谢过程实现，不会产生相应的污泥浓度的增长，因此，MBR 中膜组件不仅能够代替传统工艺中的二沉池，而且对 COD 的去除有一定的贡献作用。当进出水水质、运行参数和 COD 去除率相同时，式 (13 - 19) 中的污泥浓度差值 ΔX 表明 MBR 的污泥产量比传统活性污泥法要低，从理论上解释了 MBR 污泥产量低的优点。

当污泥停留时间足够长时，式 (13 - 19) 可以简化为：

$$\lim_{\text{SRT} \rightarrow \infty} \Delta X = 0 \quad (13 - 20)$$

这时，式 (13 - 14) 与式 (13 - 18) 相等，即：

$$\lim_{\text{SRT} \rightarrow \infty} X = \lim_{\text{SRT} \rightarrow \infty} X' = \frac{Y}{K_d} \left[\frac{C_i - C_e}{\text{HRT}} \right] \quad (13 - 21)$$

从式 (13 - 21) 中可以看出，在保持其他条件不变的情况下，MBR 系统中随着 SRT 的延长，污泥浓度将会逐渐增加直到达到最大值，这个最大污泥浓度与进出水的 COD 差值成正比，与水力停留时间 (HRT) 成反比。

(二) MBR 微生物学基础

在膜生物反应器系统中，高膜面流速产生的高剪切力的作用使得污泥絮体的平均尺寸较小，有利于传质过程。但同时反应器内水流的剧烈紊动使微生物在种类上有所减少，与活性污泥相比原生动物的生长受到了一定的限制。采用荧光原位杂交方法对膜生物反应器中的污泥进行分析，结果表明膜生物反应器中微生物群落含有的细菌细胞远少于常规活性污泥法，且膜生物反应器的低污泥产率来自于微生物的内源呼吸而不是生物捕食。此外，分析结果也表明：MBR 中的微生物群落和其多样性也不同于常规活性污泥法。MBR 适宜于氨氧化菌的生长，其中的硝化菌通常为不同形状（如卵形、圆形）的串状，小颗粒污泥中的硝化菌含量高于其在大颗粒污泥中的含量。同时，膜生物反应器系统中的生物代谢特性与传统的生物处理工艺有较大的区别。首先，膜的截留作用不但使微生物可以完全保持在反应器内，而且许多进水中的大分子物质或生化反应产生的大分子代谢产物也被截留在反应器内。有些学者认为这些物质的积累有利于对微生物的驯化，从而使微生物对有机物的去除进一步提高；而另一些研究者认为代谢产物的积累会对微生物有抑制作用，积累太多会影响微生物的活性，使反应器的运行不稳定。

六、MBR 工艺中膜污染及防治

当今水污染和水资源短缺问题已成为制约许多国家经济社会发展的重要因素，因此各国

都在积极开发经济、高效的水处理工艺。膜生物反应器工艺正是在这一背景下产生的。作为一种新型、高效的水处理技术，MBR 工艺正受到各国水处理工作者的重视。在 MBR 工艺中，创造性地利用膜作为泥水分离手段与传统活性污泥过程联用，因此 MBR 工艺具有以下优点：通过膜组件代替二沉池并在生化反应器中保持高 MLSS（污泥浓度），减少污水处理设施占地；通过保持低 F/M（污泥负荷）减少剩余污泥量，出水水质好，可直接回用于非饮用水。特别是近年来随着膜技术和膜组件的发展，组合工艺运行成本大大降低，使得 MBR 工艺实际应用前景广阔。

但是在 MBR 工艺运行过程中，由于污染物在膜表面和膜孔内的吸附沉积，会造成膜渗透速率的下降，直接影响膜组件的效率和使用寿命，阻碍了其在实际中的广泛应用。该问题即为膜组件的污染问题。膜污染是膜技术应用过程中的遇到的主要问题之一，对于膜生物反应器，要使其获得长期稳定的运行效果，必须研究其膜污染机理及其防治办法。

（一）膜污染

膜分离技术的引入使 MBR 工艺的处理效果优于传统工艺，但同时也带来了膜污染等新问题。膜污染是指混合液中的悬浮颗粒、胶体粒子或溶解性大分子在膜表面和膜孔内吸附、沉积造成膜孔径减小或堵塞，使膜渗透速率逐渐减小的现象。膜污染影响膜的稳定运行，并决定膜的更换频率，被认为是影响膜生物反应器的间接原因。膜生物反应器中膜污染的物质来源是活性污泥混合液。污泥混合液的组成是复杂而变化的，它包括微生物菌群及其代谢产物、待处理废水中的有机大分子、小分子、溶解性物质和固体颗粒，理论上讲每一部分都对膜污染有贡献。

在膜的生物污染中，一个非常重要的因素是生物细胞产生的胞外聚合物（EPS）。EPS 既在曝气池中积累，也在膜上积累，从而引起混合液黏度和膜过滤阻力的增加。此外，研究认为，造成膜污染堵塞的主要原因有：膜表面的浓差极化现象、污染物在膜表面和膜孔内的吸附沉积。浓差极化是溶液在压力驱动下，溶质逐渐在膜表面积聚的结果，它使膜表面处的溶质浓度升高，且高出主体溶液中的浓度，从而造成溶质的反向扩散。膜污染导致膜通量下降，其形成原因概括起来可分为以下几种：

1. 膜的性质

膜的性质主要是指膜材料的物化性能，如由膜材料的分子结构决定的膜表面的电荷性、憎水性、膜孔径大小、粗糙度等。

Nakao 等发现与膜表面有相同电荷的料液能改善膜表面的污染，提高膜通透量。K. H. Choo 等的研究通过表面自有能的变化来评价消化液组成对不同膜材料黏附性能（假定不受电荷及特殊反应的影响），表明由消化液中的物质在膜表面发生黏附的表面自由能（负值）与表面张力的分散组分的平方根成比例，不同膜材质的污染趋势与膜表面张力的分散组分的趋势一致，即膜表面张力的分散组分越大，越容易发生黏附污染，由此在对聚砜膜、纤维素膜和聚偏氟乙烯（PVDF）膜的污染比较中得到，PVDF 的污染趋势最小。

膜孔径对膜通量和过滤过程的影响，一般认为存在一个合适的范围。K. H. Choo 等研究了厌氧 MBR 中孔尺寸对膜污染的影响，得出孔径在 $0.1\mu\text{m}$ 附近时，初始消化液对膜的污染趋势最小，且消化液组成与膜孔之间的关系对污染趋势影响很大，体现在 3 个方面：

A. 对于远大于 $0.1\mu\text{m}$ 的膜孔，溶解性大分子溶质很容易通过，但对于相同数量级的胶体则很可能引起膜孔的堵塞；

B. 对于 $0.1\mu\text{m}$ 附近的膜孔，大分子溶质仍可很容易地通过，而大多数胶体则简单地被截留在膜表面；

C. 对于远小于 $0.1\mu\text{m}$ 的膜孔，所有大分子溶质由于其尺寸与膜孔相近而不易通过膜。

因此，膜孔的选择一方面在于孔尺寸分布的均匀性，另一方面应使膜孔小于所过滤料液的基本尺寸。目前大多数 MBR 工艺都采用 $0.1\sim 0.4\mu\text{m}$ 的膜孔径，这对于以截留微生物絮体为主的活性污泥来讲，完全达到了目的，但对于组成复杂的污泥混合液来讲，还应考虑优势污染物的大小。Shoji 等的研究表明，膜表面粗糙度的增加使膜表面吸附污染物的可能性增加，但同时另一方面也由于增加了膜表面的搅动程度，阻碍了污染物在膜表面的形成，因而粗糙度对膜通量影响是两方面效果的综合表现。

2. 料液性质

料液性质主要包括料液固形物及其性质，溶解性有机物及其组成成分，此外料液的 pH 值等亦影响膜的污染。Magara 和 Itoh 在活性污泥的条件下，认为污泥浓度过高对膜分离会产生不利影响，得出膜通透量与 MLSS 的对数呈线性下降关系。其他许多研究者也证实了这一观点。Pane 等人用 PM30 聚砜膜超滤 0.1% 牛血清蛋白，结果显示，在等电点时的蛋白质吸附量最高，膜的透水量最低。

3. 膜分离的操作条件

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。对于压力一般认为存在一临界压力值。当操作压力低于临界压力时，膜通透量随压力增加而增加；而高于此值时会引起膜表面污染的加剧，通透量随压力的变化不大。

膜面流速的增加可以增大膜表面水流搅动程度，改善污染物在膜表面的积累，提高膜通透量。其影响程度根据膜面流速的大小水流状态（层流或紊流）而异。但 Devereux 等发现，膜面流速并非越高越好，膜面流速的增加使得膜表面污染层变薄，有可能会造成不可逆的污染。

升高温度会有利于膜的过滤分离过程。Maga-ra 和 Itoh 的试验结果表明，温度升高 1 可引起膜通透量变化 2% 。他们认为这是由于温度变化引起料液黏度的变化所致。

（二）膜污染的防治

1. 对料液进行有效处理

对料液（原水）采取有效的预处理，以达到膜组件进水的水质指标，如预絮凝、预过滤或改变溶液 pH 值等方法，以脱除一些能与膜相互作用的溶质。

2. 选择合适的膜材料

膜的亲疏水性、荷电性会影响到膜与溶质间相互作用大小，通常认为亲水性膜及膜材料电荷与溶质电荷相同的膜较耐污染。有时为了改进疏水膜的耐污染性，可用对膜分离特性不产生影响的小分子化合物对膜进行预处理，如采用表面活性剂，在膜表面覆盖一层保护层，这样就可以减少膜的吸附。但由于表面活性剂是水溶性的，且靠分子间弱作用力与膜粘接，所以很容易脱落。为了获得永久性耐污染特性，人们常用膜表面改性方法引入亲水基团，或采用复合膜手段复合一层亲水性分离层，或采用阴极喷镀法在膜表面镀一层碳。

3. 选择合适的膜结构

膜结构的选择，对于防止膜污染的产生也很重要。对称结构的膜比不对称结构的膜更容易污染，这是因为对称结构的膜，其弯曲孔的表面开口有时比内部孔径大，这样进入表面孔

的颗粒杂质往往会被截留在膜中，不易去除。而不对称结构的膜，杂质主要被截留在膜表面，不易在膜内部堵塞，容易被清洗去除。

4. 改善膜面流体力学条件

改善膜面附近料液侧的流体力学条件，如提高进水流速或采用错流等方法，减少浓度差极化，使被截留的溶质及时地被水流带走。

5. 采用间歇操作的运行方式

对于一体式 MBR 的研究表明，当膜组件工作一段时间以后，膜的过滤阻力急剧上升，说明膜组件的连续工作时间不能超过一定的范围，否则会造成膜的快速污染。因此，膜组件在工作一定时间后，应停止出水，进行空曝气，以减小膜的污染。

在生物反应器中，混合液的成分一般可以分为悬浮固体和溶剂性有机物两大类。悬浮固体对膜面的污染主要与其在膜表面的沉积和脱离过程有关。膜组件在过滤过程中，存在一个从反应器指向膜表面的流速 V_f ，使悬浮固体向膜表面运动，并在膜表面沉积。另一方面，由于曝气在膜表面造成剪切力的作用，也存在一个使沉积污泥从膜表面脱落下来的脱离速度 V_b ，如图 13-7 所示。当 $V_f > V_b$ 时，悬浮固体将会在膜表面沉积；当 $V_f < V_b$ 时，悬浮固体不会在膜表面沉积，而且已经沉积的污泥也会从膜表面脱落下来。采用间歇出水的操作方式，就是通过定期的停止出水，使 $V_f = 0$ ，以便沉积在膜表面的污泥在 V_b 的作用下从膜表面上脱落下来，使膜的过滤性能得以恢复。膜组件过滤工作的时间越长，悬浮固体在膜表面累积的程度越大，空曝气的时间越长，膜表面沉积污泥脱落越大，膜过滤性能恢复的也越多。

膜组件在过滤工作过程中，混合液中溶解性有机物由于膜的截留作用，会在膜的表面沉积、浓缩，就是所谓的浓差极化现象。在空曝气过程中，由于扩散作用，膜表面沉积的有机物也会脱离膜表面向反应器内扩散，扩散速度为 V_d 。

综上所述，缩短工作时间，延长空曝气时间，并适当增大曝气量有利于减缓悬浮固体和溶解性有机物在膜面的沉积和污染。

6. 投加吸附剂改善料液特性

向生物反应器内投加某种吸附剂，如粉末活性炭（PAC），有助于改善污泥混合液的特性，减小过滤的阻力，提高膜的渗透速率，并能提高 MBR 的处理效率。PAC 投入反应器中，可有效地吸附水中的低分子量的溶解性有机物，将其转移至活性污泥絮体中，再利用膜截留去除污泥颗粒的特性，将低分子量的有机物从水中去除，这不但提高了有机物的去除效率，而且减少了有机物在膜表面和膜孔内的吸附沉积造成膜污染的可能性。PAC 吸附在膜表面，形成一层多孔膜，这层膜较为松软，容易被去除，减轻了膜清洗的难度。因此，在生物反应器内投加吸附剂，改善料液特性对于防止膜污染、提高反应器处理效率是有利的。

7. 其他事项

在膜过滤设备设计中，还应注意减少设备结构中的死角和死空间间隙，以防止滞留物在此变质，扩大膜污染。为防止微生物、细菌及有机物的污染，常使用消毒剂，如氯试剂等。如果膜长期停用（5d 以上），长期保养时，在设备中需用 0.5% 甲醛溶液浸泡。膜的清洗保

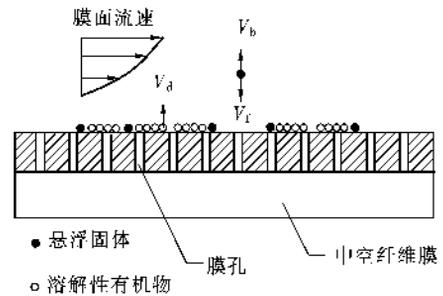


图 13-7 膜污染过程示意图

养中的最佳原则是不能让膜变干。膜的保存也要针对不同的膜采取不同的方法。如聚砜中空纤维膜须在湿态下保存，并以防腐剂浸泡。另外，根据水质和水处理要求，注意选择膜材料。

（三）膜污染后的清洗

即便采取各种措施维护和预防，但是膜污染还是不同程度地客观存在。因此，必须不断地及时地进行对膜污染的处理，才能保证过滤工作正常进行取得预期效果。

1. 物理方法

A. 反冲洗：樊耀波等通过数学推理，并通过实验得出一个最佳反冲洗周期测定公式，利用此公式不但可以确定最佳反冲洗周期，而且还可以避免以往完全通过试探性实验方法确定最佳反冲洗周期既费时又不准确的作法。最佳反冲洗周期测定公式还可以作为一个重要的理论依据应用于计算机自动化控制中。

B. 采用水和空气混合流体：混合流体在低压下冲洗膜表面 15min，对初期受有机物污染的膜的清洗是有效的。

C. 去除污染物：对内压管膜的清洗可以采用海绵球。海绵球的直径比膜管的直径大一些，在管内通过水力控制海绵球流经膜表面，对膜表面的污染物进行强制性地去除。但去除硬质垢时，易损伤膜表面。

D. 其他方法：近年来，电场过滤、脉冲清洗、脉冲电解及电渗透反冲洗研究十分活跃，具有很好效果。

2. 化学方法

化学清洗通常是用化学清洗剂，如稀酸、稀碱、酯、表面活性剂、络合剂和氧化剂等，对于不同种膜，选择化学剂要慎重，以防止化学清洗剂对膜的损害。选用酸类清洗剂，可以溶解除去矿物质及 DNA，而采用 NaOH 水溶液可有效地脱除蛋白质污染；对于蛋白质污染严重的膜，用含 0.5% 蛋白酶的 0.01NaOH 溶液清洗 30min 可有效地恢复透水量。在某些应用中，如多糖等，湿水浸泡清洗，即可基本恢复初始透水量。这方面有大量的清洗剂配方专利发表。

3. 开发耐污染膜

由于各种清洗设备需要不定期停产，导致成本增加，膜寿命减少，因此，根本和直接的途径则是研制、开发具有更好耐污染性，尤其是耐生物污染的膜，这是当今越来越受关注的课题之一，是膜技术发展的方向之一。目前的研究主要在表面改性领域。由亲水材料 PVA（聚乙烯醇）制作耐污染膜是解决膜污染问题的一个有效途径，具有极大的发展潜力。

第四节 膜的市场前景

据估算，1998 年全球的膜和膜组件销售额达 44 亿美元，如果加上膜设备和膜系统，其市场销售额则要翻一番。构成膜市场的膜技术主要是反渗透（RO）、纳滤（NF）、超滤（UF）、微孔过滤（MF）、电渗析（ED）、渗透汽化（PV）、气体分离（GS）和血液渗析（或血液过滤），其中 RO、UF、MF 的销售额总计为 18 亿美元。1988 年全球水处理用的主要膜和膜组件的市场状况见表 13 - 10。很显然，这些膜和膜组件的一个共同市场是水和废水处理。在 20 世纪 90 年代的 10 年间，投入运行的 RO、NF、UF、MF 产水量逐年高速增长

(见图 13 - 8)，到 1999 年，RO/NF、MF + UF 的日产水量分别接近 $60 \times 10^4 \text{m}^3$ 、 $90 \times 10^4 \text{m}^3$ 。

表 13 - 11 1998 年全球水处理用的主要膜和膜组件市场状况

技术	销售额 (亿美元/年)	年增长 率 (%)	主要 厂 商	主要应用市场
RO	4	10	Dow/Film Tech、 Hydranautics/Nit-to	海水淡化、苦咸水脱盐、市政污水和工业废水处理
UF	5	10	Pall、Millipore、Koch	纯水和超纯化学品生产、污水处理
MF	9	8	Pall、Zenon	水消毒与净化、药物和生物分离、气体和超纯水中 颗粒去除
PV	0.26 (1996 年)	20	GFT (现并入 Sulzer)、MTR	有机物/水分离、有机物/有机物分离

(一) 给水技术中的膜市场

全球人口的给水水量和给水水质都能得到保障的仅占 40%，得不到优质供水和供水水量不足或无安全供水的分别占 25%、35% 见图 13 - 8。给水领域应用深度处理技术，可以改善供水的水质，提高供水的安全程度。近年来，世界给水处理技术市场中，RO、MF 的市场增长率远大于给水工艺中其他水处理方法如过滤法、杀菌法 (见表 13 - 11)。采用高性能膜进行海水淡化、苦咸水脱盐，是一种全天候

的供水技术。运用膜技术向大海要水喝，是给水技术的一项战略措施。国际脱盐协会 (IDA) 2002 年的一份报告指出，全球在 2000 ~ 2001 年间，海水和苦咸水脱盐装置的销售额增加了 105%，其中以海水为水源的脱盐装置销售额增加了 140%。2001 年销售合同额接近 $3.5 \times 10^6 \text{m}^3/\text{d}$ ，创历史新高。到 2001 年 12 月底，全球脱盐装置总数达 15 233 台 (套)，日产水量为 $3.24 \times 10^7 \text{m}^3$ ，其中海水淡化的产量为 $3 908 210 \text{m}^3$ ，RO、多级闪蒸 (MSF) 装置产水量分别占总产水量的 43%，产水量比例最高的前三个国家为沙特阿拉伯 (18.7%)、美国 (15.8%) 和阿拉伯联合酋长国 (14.6%)，脱盐装置数最多的前三个国家为美国 (20.8%)、沙特阿拉伯 (15%) 和日本 (9.2%)，海水淡化产量最大的前三个国家为阿拉伯联合酋长国 (24.2%)、沙特阿拉伯 (23.7%) 和科威特 (8.4%)，采用 RO/NF 装置产水量最大的前三个国家为美国 (27.9%)、沙特阿拉伯 (12.3%) 和西班牙 (11.2%)。全球人口供水水质和水量分布状况见图 13 - 9，世界给水技术市场的增长状况见表 13 - 12。世界银行水和环境卫生首席专家 Andrew Macoun 于 2000 年 8 月的一份报告中指出，不同方法获得淡水的价格分别为：管输进口 1.5 ~ 2.5 美元/ m^3 ，海运进口 0.7 ~

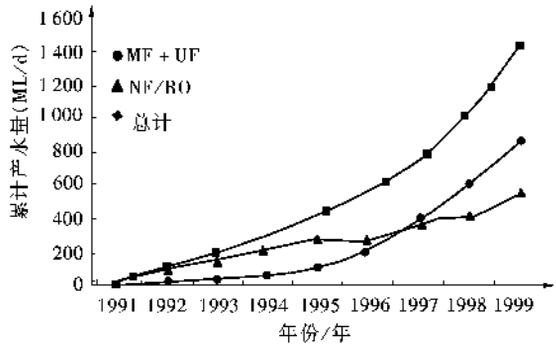


图 13 - 8 20 世纪 90 年代全球运行的膜装置产水量增长状况

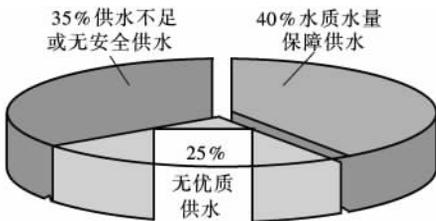


图 13 - 9 全球人口供水水质和水量分布状况

家为美国 (27.9%)、沙特阿拉伯 (12.3%) 和西班牙 (11.2%)。全球人口供水水质和水量分布状况见图 13 - 9，世界给水技术市场的增长状况见表 13 - 12。世界银行水和环境卫生首席专家 Andrew Macoun 于 2000 年 8 月的一份报告中指出，不同方法获得淡水的价格分别为：管输进口 1.5 ~ 2.5 美元/ m^3 ，海运进口 0.7 ~

1.4 美元/m³，海水淡化0.7~0.9 美元/m³。由此可见，采用脱盐方法供水进行海水淡化是一种比较经济的方法。

表 13 - 12 世界给水技术市场的增长状况 (亿美元)

给水技术	1997 年	2000 年	2003 年	增长率 (%)
反渗透	4.86	6.54	8.89	10.6
微孔过滤	2.94	3.98	5.17	9.7
活性炭	4.81	6.03	7.62	8.0
紫外和化学处理	14.18	17.20	20.86	6.6
深层过滤	5.34	6.10	6.97	4.5
臭 氧	1.55	1.74	1.96	4.0
离子交换树脂	1.31	1.46	1.63	3.7
砂滤和双重过滤	4.66	5.17	5.73	3.5
合 计	39.65	48.13	58.83	6.8

(二) 废水处理中的膜市场

废水处理领域的膜市场随着膜技术性能的提高和膜工业公司的加入，增长势头十分强劲。

欧洲水处理设备的市场销售额，2000 年为 4.5 亿美元，2007 年将达到 7.21 亿美元。所涉及的水处理设备除了离子交换、活性炭、臭氧、紫外等常规设备，市场增长率较快的为膜法。欧洲国家在该地区的市场销售额中，德国占的份额最大，2000 年为 24%，2007 年将为 23%。在该地区的市场增长率方面，英国最高，预计从 1997 年的 17% 将增长到 2007 年的 21%，其次是法国、伊比利亚地区。

美国、加拿大等国的废水处理市场发展很快。在早期的内置式中空纤维膜组件的基础上，开发出浸没式膜组件的废水处理装置。连续微孔过滤工艺、膜生物反应器在高浊度的废水处理工程中得到应用。大规模废水处理为膜技术开辟了广阔的市场。据美国商务通讯公司的研究报告，全球水处理装置的总产值在 2000 年时为 35 亿美元，2006 年时将达到 46 亿美元，其中膜技术用于废水处理的年均增长率为 6.8%。膜分离装置和应用工艺将持续成为废水处理的首选技术。

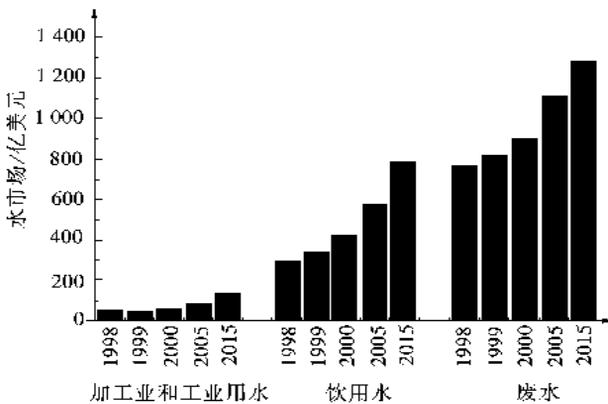


图 13 - 10 世界水市场预测结果

(三) 市场预测

1. 水市场预测

在全球供水和废水市场中，工业（包括加工业）用水和饮用水的给水领域以及废水处理领域的市场需求逐年增长。图 13 - 10 所示为世界水市场预测结果。工业用水、饮用水和废水在 2005 年的全球市场分别为约 100 亿美元、600 亿美元、1 150 亿美元，到 2015 年将分别为 150 亿美元、850 亿美元、1 350 亿美元。运用脱盐技术解

决淡水资源短缺和废水处理回用可以获得巨大的市场效益。

淡水短缺、旅游发展和人口增长，是亚洲地区脱盐市场的主要推动力。据报道，1990 ~ 1994 年和 1995 ~ 1999 年这两个时期内，亚洲地区脱盐市场的年平均值分别为 1.621 亿美元、3.926 亿美元，2001 年为 4.526 亿美元，预计到 2005 年的增长率为 11%。到 2010 年，亚洲脱盐市场在工业和市政用水以及废水处理对脱盐装置需求的持续推动下，有望突破 10 亿美元大关。亚洲各地区脱盐市场预测见表 13 - 13。

表 13 - 13 亚洲各地区脱盐市场预测 (亿美元)

年 份	印度次大陆	东北亚	东南亚	日 本	其他地区
2001	1.30	1.20	0.22	0.98	0.70
2010	3.25	2.80	1.10	1.65	1.30
2020	4.20	3.75	1.68	1.95	1.70

中国工程院“21 世纪中国可持续发展水资源战略研究”项目报告(2001 年)指出：2030 年左右，全国缺水量将达 $3 \times 10^{10} \sim 4 \times 10^{10} \text{ m}^3$ ，废水和污水排放总量近 $6 \times 10^{10} \text{ m}^3$ ，50% 以上的水污染源来自排放的工业废水。膜技术将在缓解中国存在人均水资源量少、用水需求量大、水环境污染严重的基本状况中发挥重要作用。在中国，膜技术有一个巨大的市场发展空间。

2. 膜技术发展预测

水处理、化工、石油、食品等领域分离需求的增长，推动着膜技术的发展，同时随着膜技术的发展，水和废水处理对膜和膜组件的品种、性能有了更多的选择余地（见表 13 - 14）。

表 13 - 14 膜技术发展预测

膜技术	2008 年	2010 年	2015 年	2020 年
UF/NF/RO		(1) 广泛用于石油、食品加工的含油废水处理，该领域 2010 年和 2020 年的年市场将分别为 0.2 亿美元、0.5 亿美元 (2) 投运的 RO 产量大于 $3 \times 10^9 \text{ gal/d}$ (3) 陶瓷膜组件和震动式/旋转式膜组件成本降到 400 美元/ m^2	绝大多数石油炼厂/石油化工厂的回用水生产都采用 RO/UF 作为污水的三级处理装置	投运的 RO 产量大于 $5 \times 10^9 \text{ gal/d}$ ，其中一半为市政给水和市政污水处理的产量，另一半为超纯水的产量
PV	有机物/有机物分离的 PV 装置在石油炼厂投入实际运行	水中挥发性有机化合物(VOC)分离的 PV 膜广泛地用于食品/风味产品中有机物的回收以及环境工程		芳香烃/脂肪烃的分离在石油炼厂中广泛应用

注：1gal = 3.785 41dm³。

第十四章 UASB 污水生物处理技术

第一节 UASB 的构造和基本原理

UASB 是升流式厌氧污泥床反应器 (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) 的简称。这项处理工艺是由荷兰 Wageningen 农业大学的教授 Lettinga 等人于 1972 ~ 1978 年间开发研制的一项污水厌氧生物处理新技术。这种反应器处理工艺于上世纪 80 年代初开始在高浓度有机工业废水的处理中得到日趋广泛的应用。UASB 反应器具有工艺结构紧凑、处理能力大、无机械搅拌装置、处理效果好以及投资费用省等优点。从 80 年代初开始, 中国也开展了对 UASB 的深入研究和开发工作, 使这种厌氧处理工艺成为一种应用迅速、使用广泛的新型反应器技术, 在高浓度有机工业废水的处理中正发挥它的作用。

一、UASB 的构造

如图 14 - 1 所示为目前所应用的 UASB 反应器的几种主要构造型式。UASB 反应器的构造型式主要有两种类型。一种类型是周边出水、顶部出沼气的构造型式 (如形式 a), 另一种类型是周边出沼气、顶部出水的构造型式 (如 b、c 和 d 三种形式)。当反应器的容积较大时, 也可以设多个出水口或多个沼气出口的组合结构形式 (如 e 和 f 两种形式)。

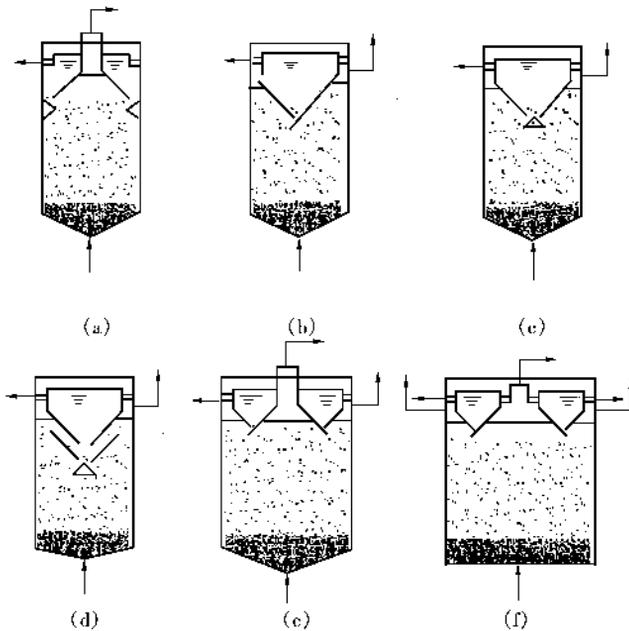


图 14 - 1 UASB 反应器的几种主要构造型式

UASB 反应器的基本构造主要包括以下几个部分：①污泥床；②污泥悬浮层；③沉淀区；④三相分离器。各组成部分的功能、特点及工艺要求分述如下：

1. 污泥床

污泥床位于整个 UASB 反应器的底部（如图 14 - 1 中 d 所示）。污泥床内具有很高的污泥生物量，其污泥浓度（MLSS）一般为 40 000 ~ 80 000mg/L，有文献报导可高达 100 000 ~ 150 000mg/L。污泥床中的污泥由活性生物量（或细菌）占 70% ~ 80% 以上的高度发展的颗粒污泥组成。正常运行的 UASB 中的颗粒污泥的粒径一般在 0.5 ~ 5mm 之间，具有优良的沉降性能，其沉降速度一般为 1.2 ~ 1.4cm/s，其典型的污泥容积指数（SVI）为 10 ~ 20ml/g。颗粒污泥中的生物相组成比较复杂，主要是杆菌、球菌和丝状菌等。

污泥床的容积一般占整个 UASB 反应器容积的 30% 左右，但它对 UASB 反应器的整体处理效率起着极为重要的作用，它对反应器中有机物的降解量一般可占到整个反应器全部降解量的 70% ~ 90%。污泥床对有机物的如此有效的降解作用，使得在污泥床内产生大量的沼气，微小的沼气气泡经过不断的积累、合并而逐渐形成较大的气泡。并通过其上升的作用而将整个污泥床层得到良好的混合。

2. 污泥悬浮层

污泥悬浮层位于污泥床的上部。它占据整个 UASB 反应器容积的 70% 左右，其中的污泥浓度要低于污泥床，通常为 15 000 ~ 30 000mg/L，由高度絮凝的污泥组成，一般为非颗粒状污泥，其沉速要明显小于颗粒污泥的沉速，污泥容积指数一般在 30 ~ 40ml/g 之间。靠来自污泥床中上升的气泡使此层污泥得到良好的混合。污泥悬浮层中絮凝污泥的浓度呈自下而上逐渐减小的分布状态。这一层污泥担负着整个 UASB 反应器有机物降解量的 10% ~ 30%。

3. 沉淀区

沉淀区位于 UASB 反应器的顶部，其作用是使得由于水流的夹带作用而随上升水流进入出水区的固体颗粒（主要是污泥悬浮层中的絮凝性污泥）在沉淀区沉淀下来，并沿沉淀区底部的斜壁滑下而重新回到反应区内（包括污泥床和污泥悬浮层），以保证反应器中污泥不致流失而同时保证污泥床中污泥的浓度。沉淀区的另一个作用是，可以通过合理调整沉淀区的水位高度来保证整个反应器酌集气室的有效空间高度而防止集气空间的破坏。

4. 三相分离器

三相分离器一般设在沉淀区的下部，但有时也可将其设在反应器的顶部，具体根据所用的反应器的型式而定。三相分离器的主要作用是将气体（反应过程中产生的沼气）、固体（反应器中的污泥）和液体（被处理的废水）等三相加以分离，将沼气引入集气室，将处理出水引入出水区，将固体颗粒导入反应区。它由气体收集器和折流挡板组成。有时，也可将沉淀装置看作三相分离器的组成部分。具有三相分离器是 UASB 反应器污水厌氧处理工艺的主要特点之一。它相当于传统污水处理工艺中的二次沉淀池、并同时具有污泥回流的功能。因而，三相分离器的合理设计是保证其正常运行的一个重要的内容。目前，虽有多种三相分离器的设计构造型式，但仍处于探索和研究阶段。

二、UASB 反应器的工作原理

UASB 反应器的主体部分是一个无填料的设备，它的工艺构造和实际运行具有以下几个突出的特点：一是反应器中高浓度的以颗粒状形式存在的高活性污泥。这种污泥是在一定的

运行条件下，通过严格控制反应器的水力学特性以及有机污染物负荷的条件下，经过一段时间的培养而形成的。颗粒污泥特性的好坏将直接影响到 UASB 反应器的运行性能，即是说是否有性能良好的颗粒污泥存在是 UASB 反应器运行的关键所在。颗粒污泥是在反应器运行过程中，通过污泥的自身絮凝、结合及逐步的固定化过程而形成的。二是反应器内具有集泥、水和气分离于一体的三相分离器。这种三相分离器可以自动地将泥、水、气加以分离并起到澄清出水、保证集气室正常水面的功能。三是反应器中无需安装任何搅拌装置，反应器的搅拌是通过产气的上升迁移作用而实现的，因而具有操作管理比较简单的特性。

(一) 厌氧反应过程

UASB 反应器中的厌氧反应过程与其他厌氧生物处理工艺一样，包括了极为复杂的生物

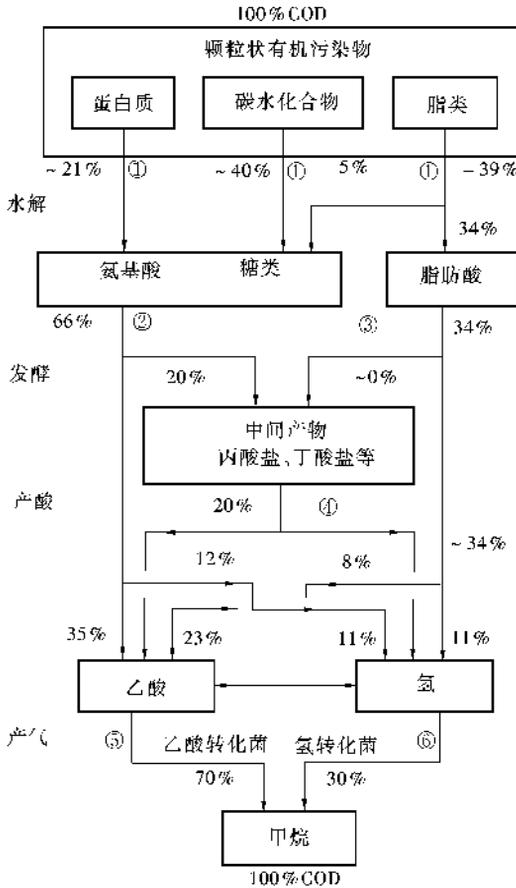


图 14-2 复杂底物厌氧消化的反应过程

反应过程。虽然迄今为止仍未完全了解反应过程中的复杂机理，但目前业已提出了比较全面的厌氧反应过程的有关基本过程。厌氧反应过程与好氧处理过程不同，它有多种不同的微生物参与了底物的转化过程而将底物转化为最终产物，如图 14-2 所示。在反应过程中，复杂的底物放厌氧微生物转化为多种多样的中间产物，最后转化为终产物（沼气）。

在厌氧消化过程中参与反应的厌氧微生物主要有以下几种：第一种是水解—发酵（酸化）细菌。它们将复杂的聚合底物水解成各种有机酸、乙醇、糖类、氢和二氧化碳。第二类细菌是乙酸化细菌。它们将第一步水解发酵的产物转化为氢、乙酸和二氧化碳。第三类细菌是产甲烷菌。它们将简单的底物，如乙酸、甲醇和二氧化碳 + 氢转化为甲烷。

非溶解性有机聚合物（蛋白质、脂类和碳水化合物等）的厌氧分解还可以更细致地划分为六个明显的步骤：

(1) 聚合物的水解；

a. 蛋白质水解

b. 脂类水解

c. 碳水化合物水解

(2) 氨基酸和糖发酵成为氢、乙酸盐、短链脂肪酸和乙醇；

(3) 长链脂肪酸和乙醇的无氧氧化；

(4) 中间产物如挥发酸（乙酸除外）的无氧氧化；

(5) 嗜乙酸微生物将乙酸转化为甲烷；

(6) 嗜氢微生物将氢转化为甲烷（二氧化碳还原）。

（二）UASB 反应器的运行

UASB 反应器在运行过程中，废水以一定的流速自反应器的底部进入反应器，水流在反应器中的上升流速一般为 $0.5 \sim 1.5 \text{ m/h}$ ，多宜在 $0.6 \sim 0.9 \text{ m/h}$ 之间：水流依次流经污泥床、污泥悬浮层至三相分离器及沉淀区。UASB 反应器中的水流呈推流形式，进水与污泥床及污泥悬浮层中的微生物充分混合接触并进行厌氧分解。厌氧分解过程中产生的沼气在上升过程中将污泥颗粒托起，由于大量气泡的产生，即使在较低的有机和水力负荷条件下也能看到污泥床明显的膨胀。随着反应器产气量的不断增加，由气泡上升所产生的搅拌作用（微小的沼气泡在上升过程中相互结合而逐渐变成较大的气泡，将污泥颗粒向反应器的上部携带。最后由于气泡的破裂，绝大部分污泥颗粒又返回到污泥区）变得日趋剧烈。从而降低了污泥中夹带气泡的阻力，气体便从污泥床内突发性地逸出，引起污泥床表面呈沸腾和流化状态。反应器中沉淀性能较差的絮体状污泥则在气体的搅拌作用下，在反应器上部形成污泥悬浮层。沉淀性能良好的颗粒状污泥则处于反应器的下部形成高浓度的污泥床。随着水流的上升流动，气、水、泥三相混合液（消化液）上升至三相分离器中，气体遇到反射板或挡板后折向集气室而被有效地分离排出；污泥和水进入上部的静止沉淀区，在重力的作用下泥水发生分离。

由于三相分离器的作用，使得反应器混合液中的污泥有一个良好的沉淀、分离和再絮凝的环境，有利于提高污泥的沉降性能。在一定的水力负荷条件下，绝大部分污泥能在反应器中保持很长的停留时间，使反应器中具有足够的污泥量。

第二节 UASB 反应器的工艺设计

UASB 反应器工艺系统一般由 UASB 反应器、气水分离器和水封等几部分组成（如图 14 - 3 所示）。此外，考虑到厌氧处理过程大都是在在中温条件下运行的，因而有时还包括加温和保温系统。UASB 反应器工艺的设计包括进水区的设计、反应区容积的设计、三相分离器的设计、沉淀区的设计及集气系统的设计等几个方面。

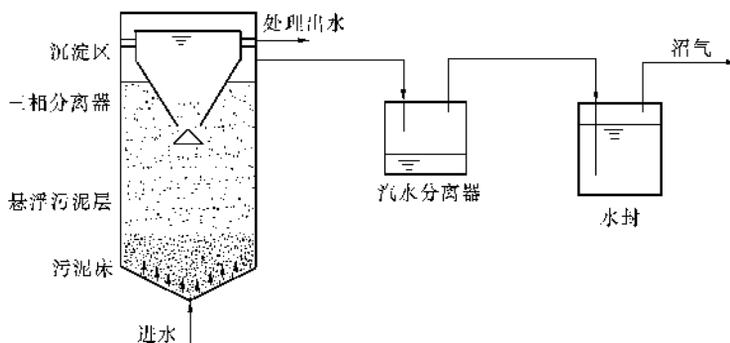


图 14 - 3 UASB 反应器工艺系统的组成

一、UASB 工艺设计的一般原则

UASB 反应器的外观构造有圆柱形、矩形和方形等几种。一般小规模的反应器多采用径

深比较小的圆柱形形式，而处理规模较大时则多采用矩形或方形的构造。根据目前已有的运行的生产性装置来看，UASB 反应器的高度一般在 3.5 ~ 6.5m 之间，最高可达 10m 左右。有机负荷和水力负荷是 UASB 反应器设计的两个重要的设计参数。G. Lettinga 等人认为，对于絮凝性污泥床而言，当其有机负荷在 $5 \sim 6\text{kgCOD}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ 的范围内时，其水力负荷为 $0.5\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。最大可达 $1.5\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，此时反应器的高度以 6m 为宜。一般而言，水力负荷越高，则反应器的高度应相应的加大。UASB 反应器的水力停留时间在几个小时至几天 (2 ~ 4d) 不等，具体视水质和处理要求而定。对于颗粒污泥床而言，其水力负荷可达到相当高的数值，有时可高达 $10\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (即相当于反应器内的水流上升流速为 10m/h)。所以，从原则上讲，颗粒污泥床反应器的高度可以更高一些，对此目前正在研究之中。

综合国内外的有关资料来看，大型的 UASB 反应器一般采用矩形钢结构或钢筋混凝土结构，小型的 UASB 反应器则多采用圆柱形钢结构。

二、三相分离器的设计

如前所述，UASB 工艺中的三相分离器的设计的好坏是影响工艺运行的一个重要内容。为此，国内外对其性能及设计的研究颇多，但未见有比较成熟的方法，有些类型的三相分离器在国外是专利。

目前，三相分离器的种类比较多，各有利弊。从它们的结构上看，一般包括沉淀器和气液分离器两个部分。三相分离器中气液分离的主要功能是改变反应器中气泡的流向，以防止气泡进入沉淀区而干扰沉淀区中的泥水分离。尽管由于三相分离器的形式各有不同，反应器中挡板的设置各有不同，但它们的设计思想是一致的。在三相分离器设计中必须考虑以下几个问题：

(1) 在泥和水进入沉淀室之前，必须有效地将气泡分开；

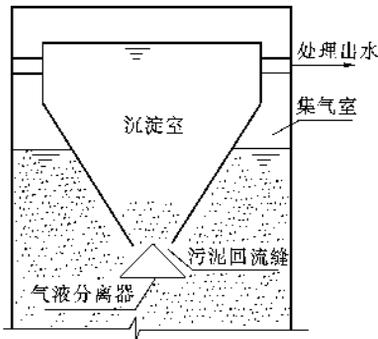


图 14-4 三相分离器示意

- 1—沉淀室；2—集气室；
3—气液分离器；4—污泥回流缝

(2) 为避免在沉淀室中产气，污泥在沉淀室中的停留时间必须是比较短的；

(3) 沉淀室中浓缩的悬浮固体能借助于反应器内固体和液体之间的密度差产生循环液流，使浓缩的悬浮固体不断地返回到反应器内 (污泥的回流速度除取决于密度差外，还与反应器中的产气速率和系统的阻力大小有关)。

不同构造型式的 UASB 反应器有不同形式的三相分离器布置形式。但它们的设计不外乎包括以下几个方面的内容：即沉淀室的设计、污泥回流缝的设计及挡板安装角度的设计等。图 14-4 为三相分离器构造形式的一种。

三、沉淀室的设计

沉淀室的设计必须满足上述几个条件，同时还必须考虑其与气液分离器的相互关系及污泥回流缝的功能。沉淀室的容积 (V_s) 一般可按下式进行设计：

$$V_N = (Q_{\%} \cdot H_1) / q_s \quad (14-1)$$

$$H_1 = h_1 + (R - r)\tan\alpha \quad (14 - 2)$$

$$V_s = \pi H_1 (R^2 - r^2) / 2 \quad (14 - 3)$$

式中 Q_s ——UASB 反应器的设计流量；

H_1 ——沉淀室的高度 ($H_1 = h_1 + h_2$ ，见图 14 - 3)；

R 、 r ——分别为沉淀室上底半径和下底半径；

α ——沉淀室斜板的安装角度，一般为 $50^\circ \sim 60^\circ$ ，不小于 45° ；

q_s ——沉淀室的表面负荷率，它实际上等于反应器内水流垂直上流的线速度。据报道沉淀室的表面负荷率一般应控制在 0.7m/h 以下。

四、气液分离器的设计

以圆形的气液分离器为例。气液分离器的设计主要是确定污泥回流缝所需的面积。为保证气泡不进入沉淀室，必须通过设计一定的缝隙宽度和气液分离器斜面长度，以使气泡合成速度的指向不低于沉淀室的缝隙口边缘点而防止气泡随上升水流进入沉淀室。回流缝隙的作用是进行污泥的循环回流，回流缝隙的大小必须满足使沉淀室中的污泥能顺利地回流到反应器中而不致累积的要求。回流缝隙的宽度一般按水流通过缝隙的水流平均流速保持在 2.0m/s 以下来确定。由此通过对沉淀室中污泥的物料衡算可得到污泥回流缝隙的面积：

$$A = Q_a (C_{si} - C_{se}) / (U_s \rho_s) \quad (14 - 4)$$

式中 A ——污泥回流缝隙的面积；

C_{si} ——污泥悬浮层的污泥浓度，即进入沉淀室的污泥浓度；

C_{se} ——反应器出水中的污泥浓度；

U_s ——颗粒污泥的沉降速度。

五、进水系统的设计

为使污泥能与进水中的有机基质充分地接触，进水系统中布水点的合理设计是非常重要的。布水均匀、不出现沟流是提高反应器处理能力和保证反应器处理效果及稳定性的重要因素。

一般来说，UASB 反应器的进水系统可以参考滤池的大阻力布水系统的形式，在反应器底部均匀设置布水点进行布水。这种进水布置方式的布水不均匀系数为 0.95 ，可以达到均匀布水的目的。布水点的设置与反应器的进水浓度、水流速度及污泥的特性等因素有关。

六、布水点的设计

UASB 反应器在经过小试、中试的基础上进行放大的时候，可按比例增加进水点的数量，一般在每 5m^2 底面积上设置一个进水点可保证布水的均匀性。虽然有的报道介绍每 $5 \sim 10\text{m}^2$ 设置一个进水点也是可行的，但若反应器在长期停止运行后重新启动则需要很长的时间，因而进水点的数量是不宜太少的，否则污泥与进水便难以获得良好的混合和接触，并可能在反应器的内部产生死区而影响反应器的处理能力。多数资料表明，在实际运行中，进水点的设置以每 $3 \sim 5\text{m}^2$ 设一个进水点为佳。如华北制药厂容积为 200m^3 的 UASB 反应器进水系统为每 3.5m^2 设置一个进水点，运行效果良好。

七、进水的方式

目前,生产性 UASB 反应器装置所采用的进水方式大致可分为间隙式进水、脉冲式进水、连续均匀进水和连续进水与间隙回流相结合的进水方式等几种。一般情况下多采用连续进水的运行方式,必要时也可采用脉冲式进水和连续进水与间隙回流相结合的进水方式。采用后两种进水方式的目的是使反应器内的絮凝、颗粒污泥经常性地处于均匀混合和颗粒松散的状态,多在反应器启动初期或反应器中出现沟流时使用。当反应器运行正常后,一般不必进行回流,而进行连续进水。

八、水封高度的设计

如前所述,UASB 反应器处理工艺中集气室高度的控制亦是十分重要的。集气室的高度是由水封的有效高度来控制 and 调节的。水封高度可用式(14-5)进行计算:

$$H = H_1 - H_2 = (h_1 + h_2) - H_2 \quad (14-5)$$

式中 H ——水封的有效高度;

H_1 ——集气室液面至出水(反应器最高水面)的高度;

H_2 ——水封后面的阻力(包括计量设备、管道系统的水头损失和沼气用户所要求的压力等);

h_1 ——集气室顶部到出水水面的高度;

h_2 ——集气室的高度。

气室的高度(h_2)应保证集气室出气管在反应器的运行过程中不被淹没,能畅通地将沼气排出反应器,并防止浮渣堵塞。从实践上看,集气室水面上经常有一层浮渣,浮渣层的厚度与进水水质和工艺的运行状况(如气体释放强度)有关。在处理含有难降解的短纤维较多的废水时,浮渣层较厚;当工艺运行良好且产气量较多时,由于气体的搅拌作用而可使浮渣层破碎、沉淀并返回到反应区。总之,在确定 h_2 值时应当考虑适当的富裕高度,并应考虑设置浮渣排放口(在处理含有高蛋白质、脂肪等的废水时尤其要注意。因为在对这类废水厌氧进行处理时,往往会产生很多泡沫而影响沼气从水中的分离)。

第三节 UASB 反应器的运行及控制要点

一、颗粒污泥的培养、类型及主要性能

(一) 概述

UASB 反应器是目前各种厌氧处理工艺中所能达到的处理负荷最高的高浓度有机废水处理装置。它之所以有如此高的处理能力,是因为在反应器内以甲烷菌为主体的厌氧微生物形成了粒径为 1~5mm 的颗粒污泥,即污泥的颗粒化是 UASB 的基本特征。作为一种适用于处理溶解性和含有那些容易被发酵而产生有机酸的各种高固体含量的有机废水的厌氧处理工艺,UASB 中具有良好沉降性能的颗粒化污泥的培养是研究其工艺运行的一个重要内容。事实说明,颗粒污泥能够长期保持其形态上的稳定性及良好的沉降性能。

(二) 颗粒污泥的形成过程

研究表明，UASB 反应器个颗粒污泥的形成过程一般有三个阶段：

第一阶段为启动与污泥活性提高阶段。在此阶段内，反应器的有机负荷一般控制在 $2.0\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 以下，运行时间约需 1~1.5 个月。研究表明，在此运行阶段内必须注意以下几点：一是最初的污泥负荷应低于 $0.1 \sim 0.2\text{kgCOD}/(\text{kgTS} \cdot \text{d})$ ；二是在废水中原有的及处理过程中产生出来的各种挥发酸未能有效地分解之前，不应增加反应器的负荷；三是反应器内的环境条件应控制在有利于厌氧微生物（主要是产甲烷菌）良好繁殖的状态下。在 UASB 反应器投产时还需注意使反应器能有效地截留重质污泥并允许多余的（稳定性差的）污泥随水流出反应器。在此阶段内，污泥对被处理水的特性逐渐适应，其活性也相应地不断得到提高。

第二阶段为颗粒污泥形成阶段。在此阶段内，有机负荷一般控制在 $2.0 \sim 5.0\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。由于有机负荷的逐渐提高，那些颗粒比较细小和沉降性能比较差的污泥将随水流出反应器，而重质污泥则留在反应器内。由于产气及其搅拌作用，截留在反应器内的污泥将在重质污泥颗粒的表面富集、絮凝并生长繁殖，最终形成粒径为 $0.5 \sim 5.0\text{mm}$ 的颗粒状污泥。在污泥负荷为 $0.6\text{kgCOD}/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ 或 $0.2 \sim 0.4\text{kgCOD}/(\text{kgTS} \cdot \text{d})$ 时，可观察到颗粒污泥的形成。此阶段也需要 1~1.5 个月。

第三阶段为污泥床形成阶段。在此阶段内，反应器的有机负荷大于 $5\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。随着有机负荷的不断提高，反应器内的污泥浓度逐步提高，颗粒污泥床的高度也相应地不断增高。正常运行时，此阶段内的有机负荷可逐渐增加至 $30 \sim 50\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 或更高。通常，当接种污泥充足且操作条件控制得当时，形成具有一定高度的颗粒污泥床需要 3~4 个月的时间。

（三）颗粒污泥的类型

UASB 反应器中的污泥一般有三种不同的存在形式，即絮凝状污泥、无载体的颗粒污泥和以载体为核心而形成的颗粒污泥。絮凝状污泥是在反应器的运行过程中从污泥床中洗脱出来的较轻的污泥；无载体颗粒污泥是有那些比重较大的固体颗粒通过自身絮凝作用而在反应器中逐渐形成的；有载体颗粒污泥是通过污泥颗粒与随废水进入反应器的表面粗糙的悬浮粒子或人工投加的无机类物质（如 Ca^{2+} 、 Mg^{2+} 和 Ba^{2+} ）的接触、附着生长作用而形成的。Hulshoff Pol 等把颗粒污泥分为三种类型；

1. 形颗粒污泥。此种污泥主要有杆状菌、丝状菌组成，因而也称之为“杆菌颗粒污泥”，颗粒粒径约 1~3mm；
2. 散球形颗粒污泥。此种污泥主要由松散互卷的丝状菌组成，丝状菌附着在惰性粒子的表面，因而也称为“丝菌颗粒污泥”，颗粒粒径约 1~5mm；
3. 紧密球状颗粒污泥。此种污泥主要是由甲烷八叠球菌组成，其颗粒粒径较小，一般为 0.1~0.5mm。

就目前的研究情况来看，对于这三类颗粒污泥所需的各自的形成工艺条件及相互间的关系还不是十分清楚，但①②两种污泥的沉降性能较好。虽然甲烷八叠球菌的产甲烷活性比较高。有研究表明，在同样的容积的反应器中，“细菌颗粒污泥”的数量是甲烷八叠球菌污泥的 4~6 倍，而且前者具有更强的附着能力，因而较易颗粒化。

（四）颗粒污泥的性质

为了加深对颗粒污泥性能的认识以利于确定合理的反应器结构与工艺条件，有必要了解

颗粒污泥的一些主要性质。

颗粒污泥一般呈球形或椭球形，其颜色呈灰黑或褐黑色，肉眼可观察到颗粒的表面包裹着灰白色的生物膜。颗粒污泥的比重一般为 1.01 ~ 1.05 左右，粒径为 0.5 ~ 3mm（最大可达 5mm），污泥指数（SVI）一般在 10 ~ 20mm/gSS 之间（与颗粒的大小有关），沉降速度多在 5 ~ 10mm/s 之间。成熟的颗粒污泥其 VSS/SS 值一般为 70% ~ 80%。颗粒污泥一般含有如碳酸钙这样的无机盐晶体以及纤维、砂粒等，还含有多种金属离子。颗粒污泥中的碳、氢、氮的含量大致分别为 40% ~ 50%、7% 和 10% 左右。

二、UASB 反应器运行控制要点

UASB 反应器和其他厌氧处理装置一样，在实际运行中必须对有关的操作和运转条件加以严格地控制。UASB 反应器的运行过程中，影响污泥颗粒化及处理效能的因素很多。总的来讲，UASB 反应器的工艺运行主要受接种污泥的性质及数量、进水水质（有机基质浓度及种类、营养比、悬浮固体含量、有毒有害物质）、反应器的工艺条件（处理负荷，包括水力负荷、污泥负荷和有机负荷、反应器温度、pH 值与碱度、挥发酸含量）等的影响。

（一）进水基质的类型及营养比的控制

为满足厌氧微生物的营养要求，运行过程中需保证一定比例的营养物数量。运行中主要控制厌氧反应器中 C: N: P 的比例。一般而言，处理含有天然有机物的废水时，营养物可不用调节。在处理化工废水时，则必须严格控制上述营养比例，一般应控制在 C: N: P 在 (200 ~ 300) : 5: 1 为宜。在反应器启动时，稍加一些氮素有利于微生物的生长繁殖。研究表明，未经酸化的废水培养颗粒污泥时，其所需启动时间要比主要由挥发酸为基质组成的废水为快。如北京环境保护科学研究所进行醋酸生产废水的 UASB 反应器处理启动时，加入了一定的生活污水；在进行对苯二甲酸废水的中试研究时，加入适量的淀粉，这些都对反应器的启动和运转是十分有利的。低浓度的废水里污泥的絮凝和结构团粒化作用比较迅速，这可能是由于低的进水浓度可避免有毒物质的积累，进水量大可加强对反应器底部的搅拌作用，从而加强系统的水力冲刷作用，但有关机理仍在探索之中。UASB 反应器启动时，一般宜将进水的 COD 浓度控制在 4 000 ~ 5 000mg/L，对浓度过高的废水宜进行适当的解释，也可以采用脉冲进水的方式或采取回流的方式来强化反应器底部的搅拌作用。

（二）进水中悬浮固体浓度的控制

对进水中悬浮固体（SS）浓度的严格控制要求是 UASB 反应器处理工艺与其它厌氧处理工艺的又一明显不同之处。UASB 反应器进水中的悬浮固体浓度应控制在一定的范围之内。成功地培养形成颗粒污泥的试验研究一般都将 SS 控制在 2 000mg/L 以下，实际运行中应根据具体情况加以合理控制。若进入反应器的 SS 浓度过高，一方面不利于颗粒污泥与进水中有机污染物的充分接触而影响产气量，另一方面容易造成反应器的堵塞问题。此外，进水中 SS 的种类也对颗粒污泥的形成有较大的影响。一般而言，高浓度的惰性分散固体（如黏土等）不利于颗粒污泥的形成。对低浓度废水而言，其废水中的 SS/COD 的典型值为 0.5，一般不影响 UASB 的处理效果，但应注意若废水的 COD 偏低，则也不利于反应器的正常运行（如因产气少而影响反应器的混合等）。对于高浓度有机废水而言，一般应将 SS/COD 的比值控制在 0.5 以下。

（三）有毒有害物质的控制

1. 氨氮 (NH₃ - N) 浓度的控制

氨氮浓度的高低对厌氧微生物产生两种不同影响。当其浓度在 50 ~ 200mg/L 时, 对反应器中的厌氧微生物有刺激作用; 浓度在 1 500 ~ 3 000mg/L 时, 将对微生物产生明显的抑制作用。一般宜将氨氮浓度控制在 1 000mg/L 以下。

2. 硫酸盐 (SO₄²⁺) 浓度的控制

UASB 反应器中的硫酸盐离子浓度不应大于 5 000mg/L。Lettinga 等人认为, 在运行过程中 UASB 的 COD/SO₄²⁺ 比值应大于 10。由于 SO₄²⁺ 在硫酸盐还原菌的作用下会转化为硫化氢 (H₂S), 而未离解态的硫化氢具有很大的毒性, 当硫化物的浓度在 100mg/L 以上时便可产生抑制作用。当 COD 与硫酸盐离子的比值 (COD/SO₄²⁺) 在 10 以上时, 因 COD 含量相对较高产气量较大而可借助于产生的沼气将 SO₄²⁺ = 还原过程中产生的 H₂S 加以气提, 使得消化液中的 H₂S 浓度维持在 100mg/L 以下而不致于造成对反应过程的抑制作用。需要特别强调的是硫酸盐存在于许多污水中。硫酸盐存在时, 硫酸盐还原菌与甲烷菌竞争氢原子所产生的 H₂S 除产生恶臭和腐蚀作用外, 对细菌有很大的毒性。

3. 其他有毒物质

导致 UASB 反应器处理工艺失败的原因, 除上述几种以外, 其他有毒物质的存在也必须加以十分注意。对此已有许多报道作了论述。这些物质主要是: 重金属、碱土金属、三氯甲烷、氰化物、酚类、硝酸盐和氯气等。如所处理的废水中含有以上物质, 则必须考虑对废水进行必要的预处理: 有机毒物的种类不同, 对处理过程的抑制形式及抑制浓度也不尽相同, 但有机毒物主要是对产甲烷过程有影响。表 14 - 1 所列为几种有机毒物抑制 50% 产甲烷作用的临界浓度值。

表 14 - 1 几种有机毒物抑制 50% 产甲烷作用的临界浓度 (mg/L)

有 机 物 名 称	临 界 浓 度	
	50% 抑制乙酸产甲烷	50% 抑制丙酸产甲烷
苯 酚	1 500 ~ 3 000	1 500 ~ 3 000
对 苯 酚	7 50 ~ 2500	750 ~ 1 250
临 苯 酚	2 000 ~ 4 000	2 000 ~ 4 000
砒 啶	5 000 ~ 11 000	5 000 ~ 8 000
苯 胺	5 000 ~ 7 000	5 000 ~ 6 000
1-萘酚	100 ~ 700	600 ~ 700

(四) 碱度和挥发酸浓度的控制

1. 碱度 (HCO₃⁻)

操作合理的反应器中的碱度一般应控制在 2 000 ~ 4 000mg/L 之间, 正常范围为 1 000 ~ 5 000mg/L。如反应器中的碱度不够, 则会因缓冲能力不够而使反应器内消化液的 pH 值降低。但碱度过高, 又会导致 pH 值过高。

2. 挥发酸 (VFA)

在 UASB 反应器中, 由于氢氧化氨和碳酸氢盐等缓冲物质的存在, 仅根据反应器的 pH 值难以判断反应器中挥发酸的累积情况, 而挥发酸的过量积累将直接影响产甲烷菌的活性和产气量 (处理效果)。研究认为, 应将挥发酸的安全浓度控制在 2 000mg/L (以 HAc 计) 以

内。当 VFA 的浓度小于 200mg/L 时一般是最好的。一般而言，反应器的处理效率越高、缓冲能力越强，则所允许的 VFA 浓度亦越高。

（五）沼气产量及其组分

厌氧反应过程中的沼气产量及其组分的变化直接反映了处理工艺的运行状态。可以根据甲烷气体的氧当量来计算厌氧处理过程产生的甲烷气体量。1mol (16g) 的甲烷 (CH_4) 相当于 64gCOD。据此计算可得到每氧化 1gCOD 或 BOD 可产生 0.35L 的 CH_4 。但在实际废水的处理过程中，产气量还受到进水中 COD 浓度的影响。COD 浓度越低，单位重量有机物的产气率越高，其主要原因是甲烷溶解于水中的量在不同的产气量情况下是不一样的。如当进水 COD 为 2 000mg/L 时，每去除 1kgCOD 所产生的甲烷有 21L 溶于水中；而当进水 COD 为 1 000mg/L 时，每去除 1kgCOD 就有 42L 甲烷溶于水中。甲烷在水中的溶解度是受沼气中甲烷的含量的影响的，甲烷含量越大，其溶解度也越大。因此，在实际工程中，高浓度有机废水的产气率能接近理论值，而低浓度的有机废水则一般低于理论值。

当反应器运行稳定时，沼气中的 CH_4 含量和 CO_2 的含量也是基本稳定的。其中甲烷的含量一般为 65% ~ 75%，二氧化碳的含量为 20% ~ 30%。沼气中的氢 (H_2) 含量一般测不出，如其含量较多，则说明反应器的运行不正常。当沼气中含有硫化氢气体时，反应器将受到严重的抑制而使甲烷和二氧化碳的含量大大降低。

第四节 膨胀颗粒污泥床反应器 (EGSB)

膨胀颗粒污泥床 (Expanded Granular Sludge Bed, 简称 EGSB) 是在 UASB 反应器的基础上发展起来的第三代厌氧生物反应器，与 UASB 反应器相比，它增加了出水再循环部分，使得反应器内的液体上升流速远远高于 UASB 反应器，废水和微生物之间的接触加强了，正是由于这种独特的技术优势，使得它可以用于多种有机废水的处理，并已获得较高的处理效率。

厌氧反应器的混合来源于进水混合和产气的扰动，但是对于进水无法采用大的水力和有机负荷的情况下，如在低温条件下采用低负荷工艺时，由于在污泥床内的混合强度太小，以致无法抵消短流效应。荷兰 Wageningen 农业大学开发了厌氧颗粒污泥床 (EGSB) 反应器，EGSB 反应器实际上是 UASB 反应器的改进，其运行在较大的上升流速下使颗粒污泥处于悬浮状态，从而保持了进水与污泥颗粒的充分接触。EGSB 反应器的特点是颗粒污泥通过采用较大的上升流速运行在膨胀状态。EGSB 反应器特别适用于低温和相对低浓度的废水，当沼气产率低、混合强度低时，在此条件下较大的进水动能和颗粒污泥床膨胀将获得比 UASB 反应器好的运行效果。

一、EGSB 反应器的结构与工作原理

EGSB 反应器是对 UASB 反应器的改进，与 UASB 反应器相比，它们最大的区别在于反应器内上升流速的不同。在 UASB 反应器中水力上升流速一般小于 1m/h，而 EGSB 反应器通过采用出水循环，其水力流速一般可达到 5 ~ 10m/h，所以整个颗粒污泥床呈膨胀状态。EGSB 反应器的结构如图 14 - 5 所示。EGSB 反应器的主要组成为进水分配系统、气、液 - 固分离器以及出水循环部分。进水分配系统的主要作用是将进水均匀地分配到整个反应器的

底部并产生一个均匀的上升流速。与 UASB 反应器相比，EGSB 反应器由于高径比更大，其所需要的配水面积会较小；同时采用了出水循环，其配水孔口的流速会更大，因此系统更容易保证配水均匀。三相分离器仍然是 EGSB 反应器最关键的构造，其主要作用是将出水、沼气、污泥三相进行有效的分离，使污泥保留在反应器内。与 UASB 反应器相比，EGSB 反应器的液体上升流速要大得多，因此必须对三相分离器进行特殊的改进。改进可以有以下几种方法：①增加一个可以旋转的叶片，在三相分离器底部产生一股向下水流，有利于污泥的回流；②采用筛鼓或细格栅，可以截留细小颗粒污泥；③反应器内设置搅拌器，使气泡与颗粒污泥分离；④在出水堰处设置挡板以截留颗粒污泥。出水循环部分是 EGSB 反应器不同于 UASB 反应器之处，其主要目的是提高反应器内的液体上升流速使颗粒污泥床层充分膨胀，废水与微生物之间充分接触，加强传质效果，还可以避免反应器内死角和短流流的产生。

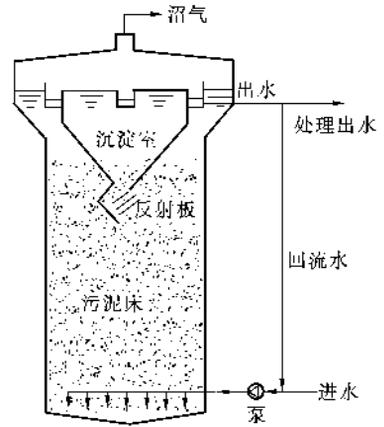


图 14 - 5 EGSB 反应器的结构图

二、EGSB 反应器的研究与应用

EGSB 反应器由于在高的水和气体流速下产生充分混合作用，使得该反应器可以保持高的有机负荷和去除效率，因此系统可以采用 $10 \sim 30 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的容积负荷。EGSB 反应器可以应用于：(a) 处理低温低浓度有机废水；(b) 处理中、高浓度有机废水；(c) 处理含硫酸盐的有机废水；(d) 处理有毒性、难降解的有机废水。表 14 - 2 是有关 EGSB 反应器的研究与应用资料。

表 14 - 2 EGSB 反应器的研究与应用资料

废水类型	有效容积 (m^3)	容积负荷 [$\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]	水力负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	气体负荷 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]	COD 去除 率 (%)	备注
制药废水	4×290	30.0	7.5	4.5	60	荷兰
酵母废水	2×95	44/28	10.5	4.0~8.0	65	法国
酵母废水	95	40.0	8.0	4.0	98	德国
啤酒废水	780	19.2	5.5	2.7	80	荷兰
化工废水	275	10.0	6.3	3.1	95	荷兰
淀粉废水	1 314	20.8	2.8	3.4	90	美国
合成废水	12.9×10^{-3}	41.9	4.0	—	90	清华大学

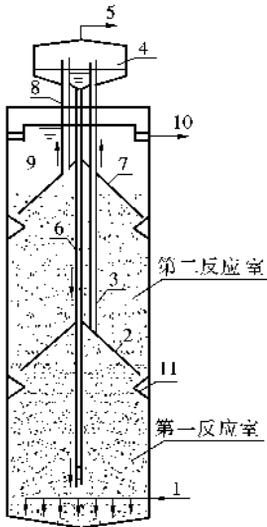
第五节 内循环 (IC) 厌氧反应器

近 10 年来，已建造了许多处理工业废水的 UASB 反应器生产装置。实践证明：为了防正升流速度太大使悬浮固体大量流失，UASB 反应器在处理中低浓度 ($1.5 \sim 2.0 \text{g COD/L}$)

废水时，反应器的进水容积负荷率一般限制在 $5 \sim 8 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，在此负荷率下，最小 HRT 为 $4 \sim 5 \text{h}$ ；在处理 COD 浓度为 $5 \sim 9 \text{g/L}$ 的高浓度有机废水时，反应器的进水容积负荷率一般被限制在 $10 \sim 20 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，以免由于产气负荷率太高而增加紊流造成悬浮固体的流失。为了克服这些限制，荷兰 Paques BV 公司开发了一种内循环（internal circulation, IC）反应器，IC 反应器在处理中低浓度废水时，反应器的进水容积负荷率可提高至 $20 \sim 24 \text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ；处理高浓度有机废水时，进水容积负荷率可提高到 $35 \sim 50 \text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。这是对现代高效反应器的一个突破，有着重大的理论意义和实用价值。

一、IC 反应器的基本构造与工作原理

IC 反应器的基本构造与工作原理如图 14 - 6 所示。IC 反应器的构造特点是具有很大的高径比，一般可达 $4 \sim 8$ ，反应器的高度可达 $16 \sim 25 \text{m}$ 。所以在外形上看，IC 反应器实际上是个厌氧生化反应塔。



由图 14 - 6 可知，进水通过泵由反应器底部进入第一反应室，与该室内的厌氧颗粒污泥均匀混合。废水中所含的大部分有机物在这里被转化成沼气，所产生的沼气被第一反应室的集气罩收集，沼气将沿着提升管上升。沼气上升的同时，把第一反应室的混合液提升至设在反应器顶部的气液分离器，被分离出的沼气由气液分离器顶部的沼气排出管排走。分离出的泥水混合液将沿着回流管回到第一反应室的底部，并与底部的颗粒污泥和进水充分混合，实现第一反应室混合液的内循环。IC 反应器的命名由此得来。内循环的结果是，第一反应室不仅有很高的生物量、很长的污泥龄，并具有很大的升流速度，使该室内的颗粒污泥完全达到流化状态，有很高的传质速率，使生化反应速率提高，从而大大提高第一反应室的去除有机物能力。

图 14 - 6 IC 反应器的基本构造

- 1—进水；2—第一厌氧反应室集气罩；3—沼气提升管；4—气液分离器；5—沼气管；6—回流管；7—第二厌氧反应室集气罩；8—集气管；9—沉淀区；10—出水管；11—气封

经过第一反应室处理过的废水，会自动地进入第二反应室继续处理。废水中的剩余有机物可被第二反应室内的厌氧颗粒污泥进一步降解，使废水得到更好的净化，提高出水水质。产生的沼气由第二反应室的集气管收集，通过集气管进入气液分离器。第二反应室的泥水混合液进入沉淀区进行固液分离，处理过的上清液由出水管排走，沉淀下来的污泥可自动返回第二反应室。这样，废水就完成了在 IC 反应器内处理的全过程。

综上所述可以看出，IC 反应器实际上是由两个上下重叠的 UASB 反应器串联组成的。由下面第一个 UASB 反应器产生的沼气作为提升的内动力，使升流管与回流管的混合液产生密度差，实现下部混合液的内循环，使废水获得强化预处理。上面的第二个 UASB 反应器对废水继续进行后处理（或称精处理），使出水达到预期的处理要求。

二、IC 反应器的运行特性

J. H. F. Pereboom 和 T. L. F. M. Vereijken 详细进行了 IC 反应器与 UASB 反应器生产性装

置各项运行参数的测定和比较，如表 14 - 3 所示。下面从几方面进行分析。

表 14 - 3 IC 与 UASB 反应器运行参数的比较

参数	反应器形式		USAB	USAB	IC	IC	UASB	IC
	代码		IND	BAV	ICP	ICF	AVI	CAB
	废水种类		造纸	啤酒	啤酒	啤酒	土豆加工	土豆加工
反应器容积 (m ³)			2 200	1 400	50	6 × 162	2 × 1 700	100
反应器高 (m)			5.5	6.4	22	20	5.5	15
容积负荷率 [kgCOD/ (m ³ · d)]			5.7	6.8	20	24	10	48
污泥负荷率 [gCOD/ (g VSS · d)]			0.1	0.2	0.7	0.96	0.35	1.3
容积产气率 [m ³ 沼气/ (m ³ · d)]			1.4	2	5.5		3	
反应器温度 ()			25	23	24 ~ 28	31		
进水 COD (kg/m ³)			1.3	1.7	1.6	2.0	12	6 ~ 8
进水 SS (kg/m ³)			0.03 ~ 0.1	0.2 ~ 0.3	0.4 ~ 0.6	0.3 ~ 0.5	1.0 ~ 1.6	
出水 COD (kg/m ³)			0.4	0.3	0.24	0.4	0.6	1.0
出水 SS (kg/m ³)			0.08	0.2 ~ 0.8		0.4 ~ 0.5	0.3	1.1
COD 去除率 (%)			70	80	85	80	95	85
TS 浓度 (kgTSS/m ³)			80	73	60	52	50	55
灰 分			0.26	0.20	0.13	0.15	0.20	0.13
颗粒最大直径 (mm)			3.43	3.42	3.14	3.22	3.38	3.57
颗粒平均直径 (mm)			0.83	0.60	0.84	0.66	0.51	0.87
污泥密度 (kg/m ³)			1 065	1 054	1 057	1 041	1 039	1 043
污泥活性 [gCOD/ (gVSS · d)]			0.6	1.10	1.40	1.90	1.08	1.83
颗粒相对强度			1.00	0.83	0.32	0.51	0.71	0.53

三、IC 反应器的处理效能

前已述及，与 UASB 反应器相比，在获得相同处理效率的条件下，IC 反应器具有更高的进水容积负荷率和污泥负荷率，IC 反应器的平均升流速度可达处理同类废水 UASB 反应器的 20 倍左右。在处理低浓度废水时，HRT 可缩短至 2.0 ~ 2.5h，使反应器的容积更加小型化。由表 14 - 3 可知，在处理同类废水时，IC 反应器的高度为 UASB 反应器的 3 ~ 4 倍，进水容积负荷率为 UASB 反应器的 4 倍左右，污泥负荷率为 UASB 反应器的 3 ~ 9 倍。由此可见，IC 反应器是一种非常高效能的厌氧反应器。

四、IC 反应器污泥性质

1. 颗粒污泥的物理性质

IC 反应器颗粒的平均直径在 0.66 ~ 0.87mm，略大于 UASB 反应器颗粒的平均直径 0.51 ~ 0.83mm；IC 反应器最大颗粒直径为 3.14 ~ 3.57mm，UASB 反应器颗粒的最大直径 3.38 ~ 3.43mm；IC 反应器颗粒密度为 1.041 ~ 1.057g/cm³，与 UASB 反应器颗粒的密度 1.039 ~ 1.065g/cm³ 较为接近。但是 IC 反应器颗粒相对剪切强度比 UASB 颗粒的强度差，如以 UASB 颗粒的相对强度为 100%，则 IC 颗粒为 32% ~ 53%，这是由于 IC 反应器的污泥

负荷率大大高于 UASB 反应器的污泥负荷率之故。

IC 颗粒污泥的灰分占 0.13 ~ 0.15，低于 UASB 颗粒污泥的灰分 0.2 ~ 0.26，这说明 IC 颗粒污泥中有机成分含量更高，污泥的活性更高。

2. 颗粒大小的分布

IC 反应器污泥颗粒尺寸较粗和分布较宽，这是由于 IC 反应器升流速度较大，使细小颗粒更易于被冲刷从而反应器内小颗粒比例减小，而留在反应器内的颗粒获得更充分的营养，在长期滞留情况下颗粒长得更大，因此 IC 反应器内颗粒大小的分布范围比 UASB 反应器更宽，且 IC 反应器的平均粒径 D 均大于 UASB 反应器。

3. 颗粒沉降速度

UASB 和 IC 反应器内颗粒的沉降速度一般都高于液体升流速度。IC 颗粒（粒径 < 0.5mm）的沉降速度仅略高于液体的升流速度（2.6mm/s）。在 IC 反应器的第二反应室，由于气体负荷率较低，创造了一个较为平稳的沉淀条件，有利于细小颗粒的滞留。

4. 污泥的活性

IC 反应器污泥的活性远高于 UASB 反应器的污泥活性。这是由于 IC 反应器的污泥颗粒完全趋于流化状态，传质的限制因素小，UASB 反应器污泥床局部地方的污泥浓度很高，甚至存在死区，传质受到一定限制。因此，IC 反应器的平均污泥去除负荷率远高于 UASB 反应器的污泥去除负荷率。

五、IC 反应器的技术优点

1. 具有很高的容积负荷率

由于 IC 反应器存在着内循环，第一反应室有很高的升流速度，传质效果很好，污泥活性很高，因而其有机容积负荷率比普通 UASB 反应器高许多，一般高出 3 倍以上。处理高浓度有机废水，如土豆加工废水，当 COD 为 10 000 ~ 15 000mg/L 时，进水容积负荷率可达 30 ~ 40kgCOD/ (m³ · d)。处理低浓度有机废水，如啤酒废水，当 COD 为 2 000 ~ 3 000mg/L 时，进水容积负荷率可达 20 ~ 50kgCOD/ (m³ · d)，HRT 仅 2 ~ 3h，COD 去除率可达 80% 左右。

2. 节省基建投资和占地面积

由于 IC 反应器的容积负荷率大大高于 UASB 反应器，IC 反应器的有效体积仅为 UASB 反应器的 1/4 ~ 1/3，所以可显著降低反应器的基建投资。由于 IC 反应器不仅体积小，而且有很高的高径比，所以占地面积特别省，非常适用于占地面积紧张的厂矿企业。小型的 IC 反应器可以工厂预制，大型的可在现场制作，施工工期短，安装简便，且 IC 反应器的土方量很小，可节省施工费用。

3. 靠沼气提升实现内循环的，不必外加动力

厌氧流化床和膨胀颗粒污泥床的流化是通过出水回流由泵加压实现强制循环的，因此必须消耗一部分动力。而 IC 反应器是以自身产生的沼气通过绝热膨胀做功为动力实现混合液的内循环的，不必另设泵进行强制内循环，从而可节省能耗。

4. 抗冲击负荷能力强

由于 IC 反应器实现了内循环，处理低浓度水（如啤酒废水）时，循环流量可达进水流量的 2 ~ 3 倍；处理高浓度水（如土豆加工废水）时，循环流量可达进水流量的 10 ~ 20 倍。

因为循环流量与进水在第一反应室充分混合，使原废水中的有害物质得到充分稀释，降低了有害程度，并可防止局部酸化发生，从而提高了反应器的耐冲击负荷的能力。

5. 具有缓冲 pH 能力

内循环流量相当于第一级厌氧的出水回流量，可利用 COD 转化的碱度，对 pH 起缓冲作用，使反应器内的 pH 保持稳定。处理缺乏碱度的废水时，可减少进水的投碱量。

6. 出水的稳定性好

IC 反应器的第一、二反应室，相当于上下两个 UASB 反应器，它们串联运行，第一反应室有很高的有机容积负荷率，相当于起“粗”处理作用，第二反应室则具有较低的有机容积负荷率，相当于起“精”处理作用。整个 IC 反应器实际上是两级厌氧处理。一般情况下，两级厌氧处理比单级厌氧处理的稳定性好，出水也较稳定。

六、IC 反应器的国内外应用情况

根据荷兰 Paques 环境技术公司提供的资料，1989 年在荷兰的 Den Bdsch 建造了第一座 IC 反应器，其容积达 970m^3 ，处理啤酒废水，进水容积负荷率达 $20.4\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，反应器高 22m。现已建成若干座处理啤酒废水的 IC 反应器，并也建成了若干座处理土豆废水的 IC 反应器。其中在荷兰的 Wezep，建成了 2 座容积为 100m^3 和 130m^3 的 IC 反应器，进水容积负荷率达到了 $36.5\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。1996 年沈阳华润雪花啤酒有限公司从 Paques 公司引进我国第一套 IC 反应器用于处理啤酒废水，反应器高 16m，有效容积 70m^3 ，并已成功投产，日处理啤酒废水 400m^3 ，进水 COD 容积负荷率高达 $25 \sim 30\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，COD 去除率稳定在 80%。目前，我国的上海和无锡等城市的一些啤酒厂也建成了 IC 反应器。清华大学也在北京建成了处理淀粉废水的 IC 反应器。

综上所述，由于 IC 反应器的高效能和大的高径比，可大大节省占地面积和投资。它特别适用于土地面积不足的工矿企业采用，由此可预见，IC 反应器有着很大的推广应用价值和潜力。

第十五章 氧化沟污水生物处理技术

第一节 氧化沟（OD）的工艺流程和基本原理

一、概述

氧化沟（Oxidation Ditch）又名氧化渠，实际上是活性污泥法的一种变型。因为污水和活性污泥的混合液在环状的曝气渠道中不断循环流动，有人称其为“循环曝气池”、“无终端的曝气系统”。

早在 1920 年，Haworth 研制的桨板式曝气机应用于英国 Sheffield 的 Tynsley 污水处理厂，该处理厂被认为是现代氧化沟的先驱，但当时尚未出现“氧化沟”一词。得到公认的第一座氧化沟污水处理厂建于 1954 年，由 A. Pasveer 博士设计的，在荷兰的 Voorshopen 市投入使用，服务人口为 360 人，从此以后才有了“氧化沟”这一专用术语。其运行方式为间歇运行，将曝气净化、泥水分离和污泥稳定等过程集于一体。该技术因其设计者被命名为 Pasveer 氧化沟。

自 Pasveer 设计第一座氧化沟至今，氧化沟系统在池型、结构、运行方式、曝气装置、处理规模、适用范围等方面都得到了长足的发展，而今已成为欧洲、大洋洲、南非和北美洲广泛采用的一种重要的污水生化处理技术。以氧化沟为生物处理单元的污水处理系统最典型的工艺流程如图 15 - 1 所示：

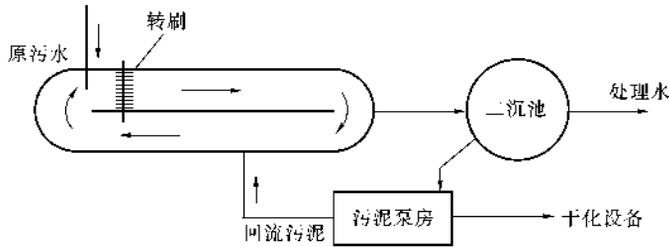


图 15 - 1 典型氧化沟工艺处理流程

据统计，到 1977 年为止在西欧有超过 2 000 多座 Pasveer 氧化沟投入运行。截至 1996 年，荷兰 DHV 公司开发的 Carrousel 氧化沟在全世界已有 800 多座投入运行，总处理规模达到 $(113 \sim 400) \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。而法国 OTV 公司开发的交替式（D 型）氧化沟已占丹麦氧化沟总数的 80%。美国 Envirex 公司开发的 Orbal 氧化沟，最大处理规模已达 $90 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

我国自 20 世纪 80 年代起，也相继采用氧化沟技术处理城市污水，如邯郸市东污水处理厂、西安北石桥污水处理厂、珠海市香洲水质净化厂、四川新都污水处理厂等城市污水处理厂都采用此工艺。建成投入运行后，均取得了良好的处理效果。氧化沟被普遍认为是一种工艺流程简单、运行管理方便、处理效果稳定、基建投资和运行费用较低且具有较强竞争力的

二级生物处理工艺。

二、氧化沟的工艺特征及原理

与传统的活性污泥法曝气池相比较，氧化沟具有下列各项特征：

1. 在构造方面的特征

(1) 氧化沟的基本构造形式呈封闭的渠道形，而渠道的形式和构造则多种多样，渠道可以呈圆形和椭圆形等，可以是单沟和多沟系统。多沟系统可以是互相平行的双沟或三沟式氧化沟，也可以是一组同心的互相连通的环形渠道（Orbal 氧化沟）；有与二沉池分建的氧化沟，也有合建的氧化沟。合建氧化沟又有体内式船形沉淀池和体外式侧沟式沉淀池（一体氧化沟）。单沟总长可达几十米，甚至百米以上，沟深取决于曝气装置，自 2~6m 不等。

(2) 曝气装置是氧化沟的主要设备，曝气形式主要以表曝为主。常见的曝气设备有水平轴曝气转刷或转碟、垂直轴曝气机等。其主要功能有四个即：①向混合液供氧；②使有机物、微生物和氧三者充分混合接触；③防止活性污泥在氧化沟内沉淀。这三项是与常规活性污泥法系统相同的。此外，氧化沟对曝气装置有一项独特的要求，即：④推动水流作水平方向不停的循环流动（流速不低于 0.3m/s）。

(3) 单池的进水装置比较简单，只要伸入一根进水管即可，如双池以上平行工作时，则应设配水井，采用交替工作系统时，配水井内还要设自动控制装置，以变换水流方向。

出水一般采用溢流堰式，最好采用可升降式的，以调节池内水深。采用交替工作系统时，溢流堰应能自动起闭，并与进水装置相呼应以控制沟内水流方向。

2. 在水流混合方面的特征

氧化沟中水流速一般可为 0.3~0.5m/s，水流在环形沟渠中完成一个循环约为 10~30min，由于此工艺的水力停留时间为 10~40h，因而可知污水在其速整个停留时间内要完成 20~120 个循环不等，即氧化沟兼有完全混合式和推流式的双重特点，因此在流态上，氧化沟介于完全混合与推流之间。

如果着眼于整个氧化沟，可以认为氧化沟是一个完全混合池，其中的污水水质几近一致，原因是原水一进入氧化沟，就会被几倍甚至几十倍的循环流量迅速稀释，因此氧化沟与其他完全混合式的活性污泥系统类似，适宜于处理高浓度有机污水，具有很强的抗冲击负荷的能力。

但着眼于氧化沟的某一段时，就可以发现某些推流式的特征，因此可以发现沿沟长存在着溶解氧浓度的变化，在曝气器下游溶解氧浓度较高，但随着与曝气器距离的增加，溶解氧浓度将不断降低，沟内沿水流方向呈现出由好氧区→缺氧区→好氧区→缺氧区→……的交替变化，使沟渠中相继进行硝化和反硝化的过程。这样带来的好处之一是经过曝气的污水，在流到出水堰的过程中会形成良好的混合液生物絮凝体，絮凝体可以提高二沉池内的污泥沉降速度及澄清效果。

由于沟内同时存在好氧区和缺氧区，因此沟内同时发生着不同的反应过程。在好氧区内，污水中的有机物被好氧菌氧化分解，污水中的氨氮被亚硝化菌和硝化菌氧化成亚硝酸盐和硝酸盐，嗜磷菌大量地吸收水中的磷。因此在好氧区，随着好氧物质去除，也完成了硝化反应过程和磷的去除。而在缺氧区内反硝化菌利用污水中的有机物（碳源）为能量，以硝酸盐和亚硝酸盐为电子受体完成反硝化过程并最终生成 N_2 和 CO_2 ，这样反复进行好氧与厌

氧反应，使污水中的有机氮、磷得以去除。需要指出的是氧化沟内硝化菌和反硝化菌是同时存在的，在不同的环境下，起着不同的作用。新的研究结果表明活性污泥菌胶团的内部与表面由于氧的多少的情况不同，这种菌胶团的活跃程度也不同。这就是普通氧化沟具有不同程度脱氮除磷效果的原因。通过对系统合理的设计与控制，即可达到良好的脱氮除磷效果。

3. 在工艺方面的特征

(1) 由于氧化沟的水力停留时间和污泥龄比一般的生物处理法长得多，悬浮状有机物可以在曝气池中与溶解性有机物同时得到较彻底的稳定，因此在预处理部分可考虑省去初次沉淀池。

(2) 二次沉淀池可与曝气部分分设，此时需设污泥回流系统；如二次沉淀池与曝气部分合建在同一沟渠中，如侧渠式氧化沟、交替工作氧化沟，此时可省去二次沉淀池及污泥回流系统。

(3) 沟形和流态的特征赋予氧化沟抗冲击负荷能力强的特点。

(4) 氧化沟工艺具有脱氮除磷的效应。

(5) 由于氧化沟采用的污泥龄很长，剩余污泥量较一般活性污泥法少得多，而且已经得到好氧硝化的稳定，因而不需要硝化处理，可在浓缩、脱水后加以利用或最后处置。

三、氧化沟系统中的曝气装置

氧化沟处理工艺作为城市污水和工业废水处理中有较强竞争力的二级生物处理技术已被世界各国广泛采用。曝气设备作为氧化沟处理工艺中最主要的机械设备，是影响氧化沟处理效率、能耗及稳定性的关键之一，不仅兼有充氧、推动、混合等功能，还决定着氧化沟的占地面积和基建投资。

随着氧化沟处理工艺对曝气设备的要求越来越高，以及能源的日趋紧张，新型高效低能曝气设备的研究已经成为推动氧化沟处理技术发展和节能降耗的重要因素。多年的研究结果使得曝气设备已经在技术上达到了一个很高的水平，完全可以满足污水生物处理工艺对曝气设备的要求，并且在提高能源利用效率方面也取得了较大进步。国内外的实践证明，新型曝气设备的开发应用，将意味着新一代氧化沟工艺的诞生。

下面简要介绍几种近些年在氧化沟处理工艺中常采用的曝气设备。

1. 曝气转刷

曝气转刷主要有 Kessener 转刷、笼型转刷和 Mammoth 转刷三种，其他产品均是这三种的派生型，一般用于 Pasveer 氧化沟中，其中以 Mammoth 转刷最为常见。Kessener 转刷和笼型转刷这两种曝气转刷，氧化沟设计有效水深一般在 1.5m 以下。Mammoth 转刷是为增加单位长度的推动力和充氧能力而开发的，叶片通过彼此连接直接紧箍在水平轴上，沿圆周均布成一组，每组叶片之间有间隔，叶片沿轴长呈螺旋状分布，在旋转过程中叶片顺序进入水中，以保证运行的稳定性并可减少噪声。轴为中空钢管，转刷直径可达 1.0m，转速为 70 ~ 80r/min，浸没深度为 0.3m，目前最大有效长度可达 9.0m，充氧能力可达 $8.0\text{kgO}_2 / (\text{m} \cdot \text{h})$ ，动力效率一般在 $1.5 \sim 2.5\text{kgO}_2 / (\text{kW} \cdot \text{h})$ 之间，氧化沟设计有效水深为 3.0 ~ 3.5m。常见的曝气转刷叶片由镀锌钢板、不锈钢板、玻璃钢等材料做成，形状也多种多样，有矩形、三角形、T 型、W 型、齿型、穿孔叶片型等。主轴一般为热扎无缝钢管和不锈钢管。

曝气转刷的充氧能力可通过下面两种方式来调节：(1) 通过调节出水堰的高低来改变

转刷的浸没深度；(2) 改变转刷电机的转速。

表 15 - 1 中是摘录文献的部分曝气转刷的特性。

表 15 - 1 国内外部分曝气转刷的特性

国 家	丹 麦	德 国	我 国
直径 (mm)	860	1 000	1 000
转速 (r/min)	78	72	72
浸深 (m)	0.12 ~ 0.28	0.30	0.30
充氧能力 [$\text{kgO}_2 / (\text{m} \cdot \text{h})$]	3.0 ~ 7.0	8.3	7.8 ~ 8.3
动力效率 [$\text{kgO}_2 / (\text{kW} \cdot \text{h})$]	1.6 ~ 1.9	1.98	—
转刷有效长度 (m)	2.0, 3.0, 4.0	3.0, 4.5, 6.0, 7.5, 9.0	3.0, 4.5, 6.0, 7.5, 9.0
氧化沟设计水深 (m)	1.0 ~ 3.5	2.0 ~ 4.0	3.0 ~ 3.5

2. 曝气转盘

Orbal 氧化沟是氧化沟类型中的重要形式，在中高浓度的城市污水处理厂中具有相当明显的技术经济优势。曝气转盘是用于 Orbal 氧化沟的专用曝气装置，它起着充氧、混合、推动水流作循环流动和防止活性污泥沉淀等作用。曝气转盘主要是由高强度工程塑料或抗腐蚀性玻璃钢压铸成型，转盘表面设有规则排列的楔形凸出物，以增强推动混合和充氧效率，盘上开有许多不穿透小孔（称为曝气孔），使空气分散到液体中以达到充氧的目的。

曝气转盘的充氧能力可通过下面四种方式来调节：

- (1) 通过调节出水堰的高低来改变转盘的浸没深度；
- (2) 改变转盘电机的转速（通常采用两级变速）；
- (3) 增加或减少转盘的盘数；
- (4) 改变转盘的旋转方向。

近年我国天津国水设备工程公司与美国 Envirex 公司合作，引进美国先进的曝气转盘生产模具，在国内独家制造出材料为高强轻质塑料的新型曝气转盘，其主要技术参数为：

曝气转盘直径：1 400mm；

适用转速：43 ~ 55r/min；

适用浸没水深：400 ~ 530mm；

单盘标准清水充氧能力及动力效率见表 15 - 2 所示：

表 15 - 2 浸没水深为 530mm 时的性能指标 ($P = 101.325\text{kPa}$, $T = 20$)

项目 转速 (r/min)	单盘充氧能力 (kgO_2/h)	动力效率 [$\text{kgO}_2 / (\text{kW} \cdot \text{h})$]
43	0.75	2.13
46	0.85	2.04
49	0.94	1.97
52	1.04	1.91
55	1.13	1.86

表 15 - 3 浸没水深为 480mm 时的性能指标 (P = 101. 325kPa, T = 20)

转速 (r/min)	项目	单盘充氧能力 (kgO ₂ /h)	动力效率 [kgO ₂ / (kW · h)]
43		0. 68	1. 94
46		0. 77	1. 86
49		0. 86	1. 79
52		0. 95	1. 74
55		1. 03	1. 69

3. 立式表面曝气机

立式表面曝气机是专为 Carrousel 氧化沟设计的，一般每条沟安装一台，置于反应池的一端。它的提升能力强，允许有较大的沟深 (4 ~ 5m)，适用于大流量的污水处理厂，应用较为广泛。它的充氧能力随叶轮直径变化较大，动力效率一般为 1. 8 ~ 2. 3kgO₂ / (kW · h)。

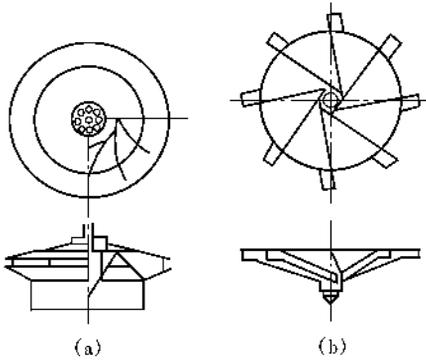


图 15 - 2 立式表面曝气机
(a) 泵形；(b) 倒伞形

立式表面曝气机有固定式和浮筒式两种，其中浮筒式整机安装在浮筒上，用钢绳固定于水中，用防水电缆与之连接，它可根据需要在一定范围内移动；而固定式立式曝气机的规格品种最多，目前我国是以泵型 (E 型) 及倒伞型叶轮为主 (见图 15 - 2)。泵型叶轮曝气机是我国自行研制的高效表面曝气机，叶轮直径在 0. 4 ~ 2. 0m 之间，叶轮的充氧方式以水跃为主，液面更新为辅。倒伞型叶轮曝气机的叶轮直径一般在 0. 5 ~ 2. 5m，国内最大的倒伞型叶轮直径为 3m。由于其叶轮直径较泵型的大，故其转速较慢，约为 30 ~ 60r/min，动力效率为 2. 13 ~ 2. 44kgO₂ / (kW · h)，

在最佳时可达 2. 51kgO₂ / (kW · h)。倒伞型叶轮曝气机的充氧方式是以液面更新为主，水跃及负压吸氧为辅，目前广泛应用的 Carrousel 氧化沟就多是采用这种曝气机。

4. 抽吸式曝气机

抽吸式曝气机通常是倾斜安装在反应池中，是一种叶轮抽吸式曝气搅拌机。

抽吸式曝气机的工作原理是：空气被吸入水面以下并且被高速旋转的叶轮搅碎，中空的螺旋桨驱动轴顶端连接着电机轴，其底端与螺旋桨和扩散器连在一起。驱动轴上部有孔洞，空气通过它得以进入水下。螺旋桨在水下高速旋转形成负压并产生液体流，在压力差的作用下，空气通过空心驱动轴进入水中。螺旋桨形成的水平流将空气转化成细微、均匀的气泡，其平均直径 2mm，达到美国环保组织为优秀的空气扩散器制定的 2. 2mm 的标准。在与水的接触中，氧气被水和水生生物吸收。这些气泡扩散得较远，从而与水接触得时间很长，氧利用率非常高。曝气机的氧气扩散区和混合区的范围随机器型号而变化，将多台曝气组合安装在反应池中，可使氧气在整个反应池中混合并扩散。

工作时曝气机的入水角度可以在 30° ~ 90° 之间调节，通常以 45° 放置，但有些时候为达至最好的效果，必须根据具体情况调节安装角度。曝气机可以提出水面直接维修。

将曝气机的影响区域互相连接，使水的混合效果与氧气传递速率达至最大，这是在反应池中形成水流联动的基础。水流联动是若干台曝气机经过合理的布置形成循环流，使池中的平均流速与总功率的比值达到最大值。极大的流速使氧气得到迅速扩散，并产生充分的混合

效果，加快生物反应。

由于曝气机安装上的灵活性，它在任何形状的反应池中几乎都能良好地工作。在环形池、氧化沟、调节池、有水位波动的池子、浅池、矩形池或方形池中，都可以因地制宜，找到合适的安装和布置形式。

5. 射流曝气机

射流曝气机一般设在氧化沟的底部，吸入的压缩空气与加压水充分混合，向水平方向喷射，达到曝气充氧、推流及混合搅拌的目的。射流器形成的水流冲击力造成了水流在水平方向的混合，然后由于气水混合液的上升作用造成垂直方向的混合。因为射流器设置在池底，氧化沟的水深可以增加至 8m 仍然得到良好的混合效果，同时由于射流器所产生的气泡很细，因而氧的转移率也较高。

6. 导管式曝气机

在空压机和叶轮推进器的作用下，压缩空气与污水进入导管并被推向下流。这种曝气方式可以有较好的传质效果，通过改变叶轮的转速可以调节沟内水流速度，供氧量则可以通过空压机的供气量来控制。导管式氧化沟的沟深可达 4~5m，占地面积较传统氧化沟少，其不足之处是动力效率较低，仅为 $0.67 \sim 0.73 \text{kgO}_2 / (\text{kW} \cdot \text{h})$ ，池内构造和施工都比较复杂。

7. 微孔曝气板

由日本研制开发的微孔曝气板是采用聚氨酯薄膜，并能发生出目前认为很难实现的直径 1mm 超微泡的高效率曝气设备。该微孔曝气板是在 PVC 制基板上，紧绷开有微孔的特殊聚氨酯薄膜以保持气密，并用不锈钢制槽钢及框架来加固。标准件的尺寸为 1.2m~3.6m、重量 105kg，3~4 人即可搬运及安装一张曝气板。该特殊聚氨酯薄膜厚约 1mm，弹性极大且耐久性卓越。同时，该特殊聚氨酯薄膜的表面光滑，具有很难附着生物膜，即使万一附着上生物膜时，也极易剥离的特征。因此，它是适用于曝气的优秀材料。

微孔曝气板的主要特征是：

- ①曝气效率高，可以大幅度地减少耗电量（电费降至一半以下），并在转为除磷脱氮工艺时，可以利用现有的鼓风系统提供所需的氧气量；
- ②不会发生堵塞现象，随时可以停止曝气作业，容易进行维护和管理；
- ③使用寿命长，目前已有 10 年以上的运转业绩；
- ④安装工作简单。

四、氧化沟的类型

根据构造特征及运行方式，氧化沟有很多不同类型，其功能也各不相同，下面介绍几种比较典型的氧化沟。

1. 卡罗塞（Carrousel）氧化沟

1968 年，杜瓦尔斯 - 希德里克 - 维尔海有限公司（Dwars, Hccdrik and Verhay Ltd.）的荷兰工程师们，在一个折流式连续环反应池上使用了低速表面涡轮，这种涡轮安装在中心挡板的末端，利用从低速表面曝气机中所排出的辐射流为氧化沟提供推进力，这项技术后来被称为卡罗塞（Carrousel）法。

在原 Carrousel 氧化沟的基础上 DHV 公司和其在美国的专利特许公司 EIMCO 又发明了 Carrousel 2 000 和 Carrousel 3 000 系统，实现了更高要求的生物脱氮和除磷功能。至今世界上

已有 850 多座 Carrousel 系列氧化沟系统正在运行^[3]。从 1968 年的第一座 Carrousel 氧化沟到今天的带厌氧区的 Carrousel 3 000 氧化沟系统，Carrousel 氧化沟发生了巨大的变化。下面分别介绍三代 Carrousel 氧化沟的工艺原理。

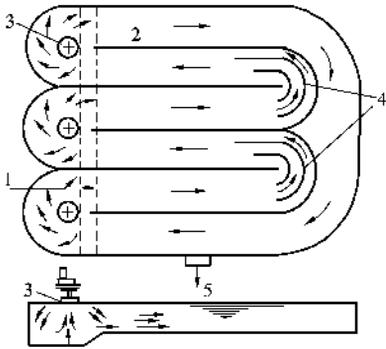


图 15 - 3 普通 Carrousel 氧化沟系统

- 1—来自经过预处理的污水（或不经预处理）；
2—氧化沟；3—表面机械曝气器；4—导向隔墙；5—处理水去往二次沉淀池

(1) 普通 Carrousel 氧化沟

在普通 Carrousel 系统（如图 15 - 3 所示）中，污水经过格栅和沉砂池后，不经过预沉淀，直接与回流污泥一起进入氧化沟系统。BOD 降解是一个连续过程，硝化作用和反硝化作用发生在同一池中，实际上，该 Carrousel 系统就是一个模糊的 A/O 工艺。

由图可见，Carrousel 氧化沟使用定向控制的曝气和搅动装置，向混合液传递水平速度，从而使被搅动的混合液在氧化沟闭合渠道内循环流动。表面曝气机使混合液中溶解氧的浓度增加大约 2 ~ 3mg/L。在这种充分掺氧的条件下，微生物得到足够的溶解氧来去除 BOD；同时，氨也被氧化成硝酸盐和亚硝酸盐（硝化作用），此时，混合液处于有氧状态。微生物的氧化

过程消耗了水中溶解氧，在曝气机的下游，混合液呈缺氧状态。经过缺氧区的反硝化作用，混合液又进入有氧区，完成一次循环。

因此氧化沟具有特殊的水力学流态，既有完全混合式反应器的特点，又有推流式反应器的特点，沟内存在明显的溶解氧浓度梯度。氧化沟断面为矩形或梯形，平面形状多为椭圆形，沟内水深一般为 2.5 ~ 4.5m，宽深比为 2: 1，亦有水深达 7m 的，沟中水流平均速度为 0.3m/s。氧化沟曝气混合设备有表面曝气机、曝气转刷或转盘、射流曝气器、导管式曝气器和提升管式曝气机等，近年来配合使用的还有水下推动器。

该系统中，BOD 降解是一个连续过程，硝化作用和反硝化作用发生在同一池中。由于结构的限制，这种氧化沟虽然可以有效的去处 BOD，但除磷脱氮的能力有限。普通 Carrousel 氧化沟系统对 BOD、COD、N 和 P 的去除率分别可达 95%、90%、75% 和 65%。

(2) Carrousel 2 000 氧化沟

Carrousel 2 000 氧化沟系统是由美国盐湖城 EIMCO 设备公司开发的一种具有内部前置反硝化功能的氧化沟工艺（见图 15 - 4）。

该工艺在运行过程中，借助于安装在反硝化区的螺旋桨将混合液循环至前置反硝化区（不需循环泵），循环回流量可通过插式阀加以调节。前置反硝化区的容积一般为总容积的 10% 左右。反硝化菌利用污水中的有机物和回流混合液中的硝酸盐和亚硝酸盐进行反硝化，由于混合液的大量回流混合，同时利用氧化沟内延时曝气所获得的良好硝化效果，该工艺使氧化沟的脱氮功能得到加强。聚磷菌的释磷和过量吸磷过程又可以实现污水中磷的去除。

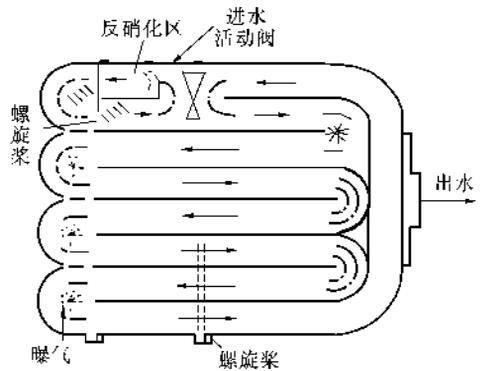


图 15 - 4 Carrousel 2 000 氧化沟系统

Carrousel 2 000 氧化沟系统对 BOD, COD 和 N 的去除率分别可达 98%、95% 和 95%，出水 P 可降到 1~2mg/L。可见，为得到良好的出水水质，使氮、磷达标，表面曝气 Carrousel 2 000 型氧化沟工艺是较为合适的处理工艺。但是，表面曝气的方式限制了氧化沟的有效水深只能在 4.5m 以内，因而其占地面积仍然较大，而且，该工艺充氧的动力效率不高（约 1.8kgO₂ / (kW·h)），这意味着该工艺仍有较高的能耗。

因此，有人提出了微孔曝气 - carrousel 2 000 氧化沟工艺，该氧化沟工艺的有效水深可达 5.8m，动力效率可达 2.5~3.0kgO₂ / (kW·h)，从而节省占地面积和节约能耗。

微孔曝气型 Carrousel 2 000 系统采用微孔曝气（供气设备为鼓风机），微孔曝气器可产生大量直径为 1mm 左右的微小气泡，这大大提高了气泡的表面积，使得在池容积一定的情况下氧转移总量增大（如池深增加则其传质效率将更高）。根据目前鼓风机生产厂家的技术能力，池的有效水深最大可达 8m，因此可根据不同的工艺要求选取合适的水深。传统氧化沟的推流是利用转刷、转碟或倒伞型表曝机实现的，其设备利用率低、动力消耗大。微孔曝气型 Carrousel 2 000 系统则采用了水下推流的方式，即把潜水推进器叶轮产生的推动力直接作用于水体，在起推流作用的同时又可有效防止污泥的沉降。

从水力特性来看，微孔曝气型 Carrousel 2 000 系统为环状折流池型，兼有推流式和完全混合式的流态。就整个氧化沟来看，可认为氧化沟是一个完全混合曝气池，其浓度变化系数极小甚至可以忽略不计，进水将迅速得到稀释，因此它具有很强的抗冲击负荷能力。但对于氧化沟中的某一段则具有某些推流式的特征，即在曝气器下游附近地段 DO 浓度较高，但随着与曝气器距离的不断增加则 DO 浓度不断降低（出现缺氧区）。这种构造方式使缺氧区和好氧区存在于一个构筑物内，充分利用了其水力特性，达到了高效生物脱氮的目的。

微孔曝气型 Carrousel 2 000 系统尽管具有充氧能力强、除磷脱氮效果好、占地面积少和能耗低等优点，但同时它也存在微孔曝气设备维修的问题。目前，国内微孔曝气器的使用寿命为 4~5 年，好的可达 8~10 年，但与进口微孔曝气器相比还有一定的差距。曝气器的维修不像表曝设备那样方便，它需要干池才能检修，也就是说一旦微孔曝气器出现问题需采用平行两组或三组来解决问题，或者采用提升装置等来解决，这也将会给生产和管理带来极大的不便。

(3) Carrousel 3 000 氧化沟

Carrousel 3 000 氧化沟又称深型 Carrousel 氧化沟，水深可达 7.5~8m。该系统已用于荷兰 Dutch 城的西部 Leidsche Rijn 污水厂的设计。除了比普通 Carrousel 氧化沟深外，其独特的圆形缠绕式（wrap-around）设计还可降低建设成本和减少污水厂土地占用（见图 15-5）。池中心被设计成活性污泥工艺的几个处理单元。从中心开始，包括以下环状连续工艺单元：用于分配进水和回流活性污泥的配水井；各自分为四段的选择池和厌氧池；这之外是有三个曝气器和一个前置反硝化池的 Carrousel 2 000 主反应池。

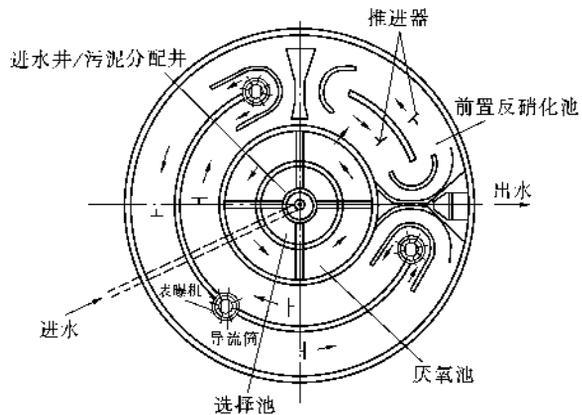


图 15-5 Carrousel 3 000 氧化沟系统

由于 Carrousel 主反应池只有两个端部，所以第三个曝气器及其通气管安装在反应池中间的分隔墙中。

此工艺设计的一个重要特点是预反硝化池。这样在工艺开始可充分利用易生物降解有机物进行反硝化，并保证出水 TN 浓度在最低水温 7℃ 时仍降到 10mg/L 以下。同时预反硝化与厌氧池（一般为上流式）结合还有利于除磷，持续低硝酸盐可增强对聚磷菌的选择，保证低温下完成除磷。另外，预反硝化的建立还可促进反硝化条件下的生物吸磷。反硝化区的聚磷菌可以利用回流混合液中的硝酸盐和亚硝酸盐作为电子供体，完成吸磷反应，而不必依赖进水中的 BOD 作为基质，从而避免了聚磷菌与反硝化菌对 BOD 的竞争。生物选择器的作用是利用高有机负荷筛选菌种，抑制丝状菌的增长，以提高各污染物的去除率。

为使表面曝气器可用于深沟型反应池，在表曝机下安装了吸水管。这种吸水管几乎延长至池底，可使曝气器将池底缺氧水抽上来，以保证全池适当的混合。不过该曝气器在 Carrousel 氧化沟中的推进作用由于吸水管而大大减弱。此缺点通过在 Carrousel 反应池的廊道中安装推进装置加以克服。此外，为灵活控制氧气的输入，Carrousel 3 000 氧化沟采用了一种高级曝气控制器 QUTE，它不是通过单一工艺参数的某一固定目标值调节（如单一 DO 值），而是在各种测试基础上通过多变量控制达到预期目标。

2. 射流曝气式氧化沟

1967 年，勒孔特和曼特首次把淹没式曝气系统应用于氧化沟，用一套以回流混合液为动力的射流器和压缩空气配合使用，沿水流方向喷射，从而提供必要的充氧和推进作用。这种技术后来被称为射流曝气沟（Jet Aeration Channel, JAC）。

1973 年，第一个实际规模的射流曝气氧化沟被用来处理牛皮纸浆和中性硫酸盐纸浆组成的黑液，以及办公纸制造厂的污水。西半球上最大的一个氧化沟是在美国威斯康星州的 Rothchild，该处理厂的处理能力达 73 000kgBOD/d。最大的城市污水厂在奥地利的林茨，处理能力可达 170 000m³/d。

在这种氧化沟系统中，最关键的部分是设在氧化沟底部的射流曝气器，见图 15 - 6。

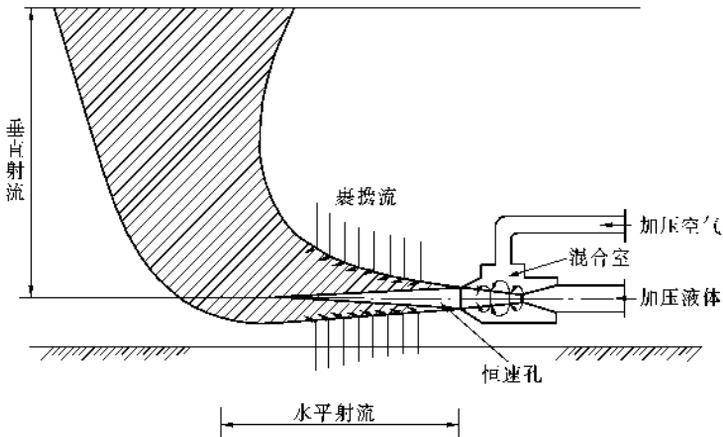


图 15 - 6 射流曝气氧化沟系统

射流器一般设置多个喷嘴，并沿沟宽方向均匀布置。射流器形成的水流冲击力造成了水流在水平方向的混合，然后由于气水混合液的上升作用造成垂直方向的混合。因为射流器设置

在池底，氧化沟的水深可以增加至 8m 仍然得到良好的混合效果，同时由于射流器所产生的气泡很细，因而氧的转移率也较高。射流器可以使氧化沟内水流速度达到 0.3m/s 左右，因此足以保持其活性污泥处于良好的悬浮状态。

3. 交替式工作氧化沟

这种类型的氧化沟是由丹麦首创的，图 15 - 7 和图 15 - 8 所示分别为二池交替（D 型）和三池交替运行（T 型）的氧化沟，它们可以在不设二沉池的条件下连续运行，基建费用省、运行较为方便。沟深可在 2 ~ 3.5m 之间调整。根据斯堪的纳维亚及非洲、亚洲等地 100 多座污水厂的经验，一般规模在 1 300 ~ 24 000pe 的污水厂多采用 D 型氧化沟，规模在 5 000 ~ 105 000pe 的污水厂多采用 T 型氧化沟。

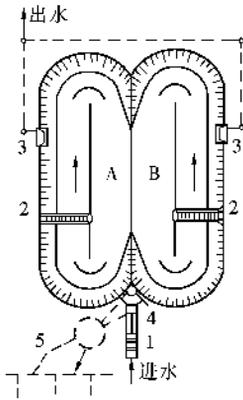


图 15 - 7 D 型氧化沟系统

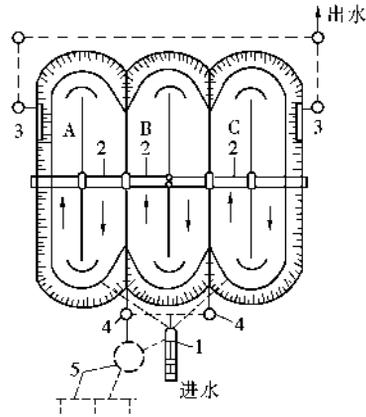


图 15 - 8 T 型氧化沟系统

D 型氧化沟两池体积相同，水流相通，以保证两池的水深相等。其操作流程见图 15 - 9，每个周期由进水、曝气和沉淀组成，整个循环周期为 8h。在 A 阶段，I 池进水，曝气，混合液进入不曝气的 II 池后开始沉淀，澄清水排放。该阶段运行时间为 3h。在 B 阶段，I 池停止曝气，混合液开始沉淀，进水仍在 I 池，I 池的出水流入 II 池，经 II 池处理后排放。这一阶段持续 1h。在 C 阶段和 D 阶段中，I、II 两池的角色转换，改为 II 池进水，I 池出水。

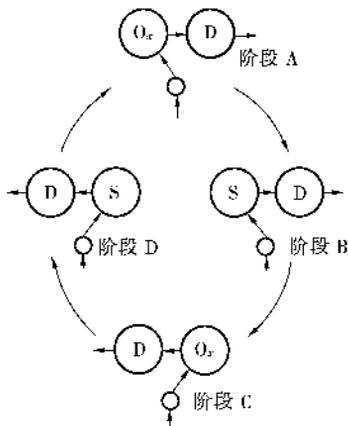


图 15 - 9 D 型氧化沟操作流程

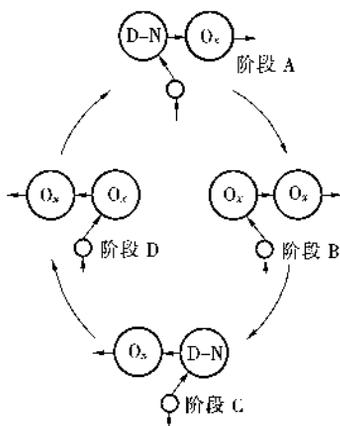


图 15 - 10 T 型氧化沟操作流程

处理过程中，进水和出水都是连续的，但曝气转刷的工作是间断的，其缺点是曝气转刷利用率较低，只有 37.5%。

T 型氧化沟系统可实现硝化和反硝化，其操作流程如图 11 - 10 所示。在 A 阶段，I 池进水，曝气转刷转速较低，主要起混合搅拌作用，在缺氧状态下发生反硝化。I 池流出的混合液进入 II 池，II 池的转刷转速高，进行正常曝气。在 B 阶段，两池同时高速曝气，在好氧状态下同时进行硝化和去除有机物。在 C、D 阶段仍然是将 I、II 两池调换，重复 A、B 阶段。在整个周期中，二沉池的污泥回流至配水渠。

T 型氧化沟的运行方式与 D 型氧化沟类似，是 D 型氧化沟系统的改进，中间一池连续曝气，另外两池交替进行氧化和沉淀，或者交替反硝化和沉淀，不需另设二沉池。该系统的优点一是曝气转刷的利用率提高至 58.5%，二是既可以满足硝化，又可以实现脱氮，运行方式更加灵活。我国处理规模为 10 万 t 的邯郸市东污水处理厂采用的就是这种型式的。

4. 奥贝尔型 (Orbal) 氧化沟

Orbal 氧化沟是一种多渠道氧化沟系统，最初是由南非的休斯曼 (Huisman) 构想，南非国家水研究所开发的。该项技术后来转让给美国的 Envirex 公司，该公司于 1970 年开始将它投放市场。

Orbal 氧化沟一般由 3 条同心圆形或椭圆形渠道组成，各渠道之间相通，污水由外沟道进入，与回流污泥混合后，由外渠道进入中间渠道再进入内渠道，在各渠道循环达数百到数十次。最后经中心岛的可调堰门流出，至二次沉淀池。渠内设导向阀，使进水口位于出水口的下游，以避免污水的短流见图 15 - 11。在各渠道横跨安装有不同数量的曝气设备，进行供氧兼有较强的推流搅拌作用。曝气设备多采用曝气转盘，转盘的数量取决于渠内所需的溶解氧量。水深可采用 2 ~ 3.6m，并保持沟底流速为 0.3 ~ 0.9m/s。

在三条渠道系统中，从外到内，第一渠的容积为总容积的 50% ~ 55%，第二渠为 30% ~ 35%，第三渠为 15% ~ 20%，在运行时，应保持第一、二、三渠的溶解氧分别为 0、1mg/L、2mg/L。第一渠中可同时进行硝化和反硝化，其中硝化和 BOD 去除的程度取决于供氧量。由于第一条渠道中氧的吸收率通常很高，一次可在该段反应池中提供 90% 的供氧量，

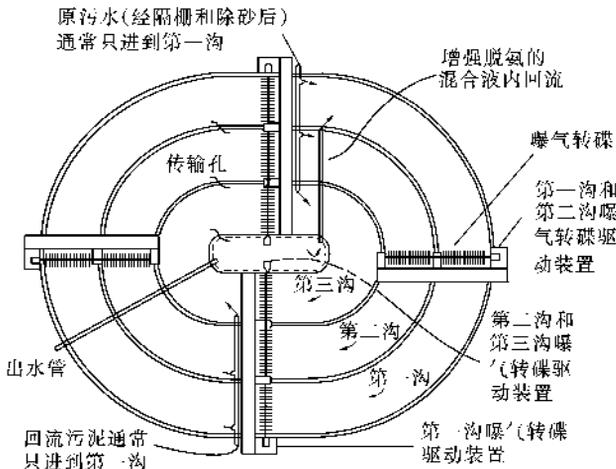


图 15 - 11 Orbal 氧化沟系统

到除磷效果。

奥贝尔氧化沟具有较好的脱氮功能。在外沟道形成交替的耗氧和大区域的缺氧环境，较高程度地发生“同时硝化反硝化”，即使在不设内回流的条件下，也能获得较好的脱氮效果。

奥贝尔氧化沟具有推流式和完全混合式两种流态的优点。对于每个沟道内来讲，混合液的流态基本为完全混合式，具有较强的抗冲击负荷能力；对于三个沟道来讲，沟道与沟道之间的流态为推流式，有着不同的溶解浓度和污泥负荷，兼有多沟道串联的特性，有利于难降解有机物的去除，并可减少污泥膨胀现象的发生。

5. 一体化氧化沟

一体化氧化沟 (Integrated Oxidation Ditch) 又称合建式氧化沟，广义地说，一体化氧化沟就是不单独设二次沉淀池及污泥回流设备的氧化沟。这一意义上的一体化氧化沟包括了早期间歇运行的 Pasveer 氧化沟，带侧渠的氧化沟和 20 世纪 70 年代在丹麦发展起来的 PI 型氧化沟，如 VR 型氧化沟、双沟 (D 型) 或三沟 (T 型) 交替式氧化沟。狭义的一体化氧化沟是指充分利用氧化沟较大的容积与水面，在不影响氧化沟正常运行的情况下，通过改进氧化沟部分区域的结构或在沟内设置一定的装置，使泥水分离过程在沟内完成的氧化沟。这一概念在 20 世纪 80 年代初由美国最先提出，并将此类氧化沟系统称之为 ICC (Interchannel clarifier) 型氧化沟。到目前为止，美国已建有近百座这一类型的一体化氧化沟。

与普通的氧化沟工艺相比，一体化氧化沟的优点是不必设单独的二沉池，工艺流程短，构筑物和设备少，所以投资省，占地少。此外，污泥可在系统内自动回流，无需回流泵和设置回流泵站，因此能耗低，管理简便容易。但由于沟内需要设分区，或增设侧渠，使氧化沟的内部结构变得复杂，带来检修的不便。

下面分别介绍几种一体化氧化沟。

(1) VR 型氧化沟

这种形式的氧化沟系统 (见图 15 - 12) 不设侧渠，而是将氧化沟合理地加以分隔，使其变成两个区，其间有单向活板门相连。利用定时器来改变曝气转刷的转动方向，进而改变氧化沟中水流的方向，使两个活板门交替地处于启动和关闭的状态，从而使氧化沟中的两区

仍可把溶解氧的含量保持在零的水平上。在以后的几条渠道中，氧的吸收率比较低，因此，尽管反应池中的供氧量比较低，溶解氧的含量却可以保持较高的水平。这种供氧方式有以下几个优点：

(1) 第一渠的供氧既能满足降解 BOD 的需要，又能维持渠内的溶解氧为零，这样既能节约能耗，又能满足反硝化的条件；

(2) 在第一渠缺氧的条件下，微生物可进行磷的释放，以便它们在好氧条件下吸收污水中的磷，达

域交替地用作曝气池和沉淀池。当沉淀区改变为曝气区时，已沉淀的污泥会自动与污水相混合，相当于污泥回流。可见，这种形式的氧化沟也可视为交替工作式氧化沟的一类。

由于这种系统流程简单，可节省基建费用和运行费用，操作管理也很方便。因此适用于一些小型污水厂。

(2) 侧渠式氧化沟

最初的 Pasveer 氧化沟是间歇式的，然而在运行过程中，人们发现，在暴雨时容易发生污泥流失，而且，这种间歇运行的模式不宜用于大规模的污水厂。后来出现的侧渠式氧化沟解决了这一问题。这种型式的氧化沟系统集成生物降解和污泥沉淀于一体，同时保持连续进水和连续出水。

侧渠式氧化沟如图 15 - 13 所示，图中的主沟渠用作曝气池，两个侧渠交替地用作沉淀池。当其中一个侧渠作沉淀池时，其曝气设备停止工作，同时出水溢流堰开启。一定时间后改用另一侧渠作沉淀池，这样第一侧渠已沉淀的污泥重新与污水混合，因此也不需设污泥回流系统，同时可以实现连续运行。

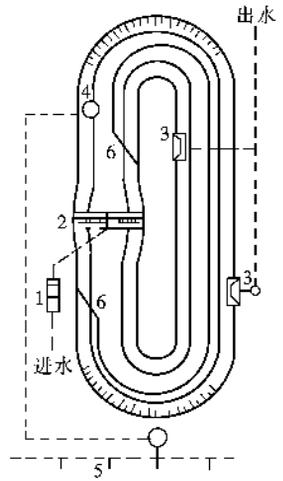


图 15 - 12 VR 型氧化沟系统

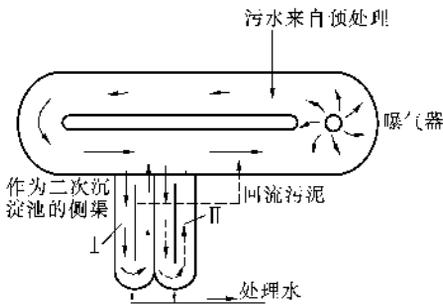


图 15 - 13 侧渠式氧化沟系统

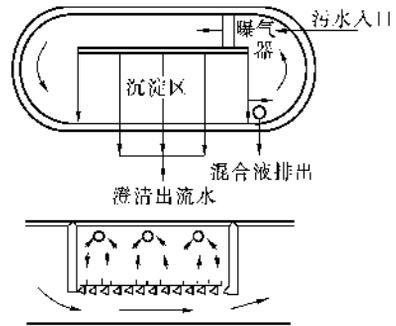


图 15 - 14 BMMS 型氧化沟系统

(3) BMMS 型氧化沟

BMMS 型氧化沟（图 15 - 14）是上世纪美国 80 年代初发展起来的一种新型氧化沟工艺。BMMS 型氧化沟的隔墙稍有偏心，在较宽一侧设置澄清池，澄清池前后各有挡板，强迫水流从底部进入澄清池。澄清池底部设有一排三角形的导流板，混合液从澄清池的底部流过，部分混合液从导流板间隙上升进入澄清池，进行泥水分离。澄清水通过浸没管或溢流堰排走，下沉的污泥通过导流板间隙回落到污泥区，被部分流过的混合液带回氧化沟。由于 BMMS 的经济节能、维护简单及处理效率高等优点，美国 EPA 将 BMMS 系统列为可采用的革新技术而在近几年得到很快的发展。目前已有 50 座这样的污水厂在运行之中。

(4) 船形氧化沟

在氧化沟的一个沟渠内设沉淀槽，在沉淀槽的两侧设隔墙。其底部设一排三角形的导流板，在水面设集水管以收集处理水。混合液从沉淀区底部流过，部分混合液则从导流板间隙上升进入沉淀槽，沉淀污泥则从间隙回流至氧化沟。因沉淀槽呈船形，故称为船形一体化氧化沟。

船形氧化沟（图 15 - 15）的沉淀槽设在氧化沟的一侧，恰似在氧化沟内放置的一条船，混合液从其两侧及底部流过。在沉淀槽的一端设进水口，部分混合液由此导入，处理水则由设于沉淀槽另一端的溢流堰收集排出。在沉淀槽内的水流方向与氧化沟内水流方向相反。

6. 导管式氧化沟

为了扩大污水厂的处理规模，人们总是希望建造较深的氧化沟，然而，传统的表曝机不能满足深水区的供氧，而且，表曝机引起的蒸发降温作用在冬季会恶化低温对处理效果的影响，尤其会影响硝化菌的活性。为解决这一问题，导管式氧化沟系统于 80 年代在美国应运而生。

导管式氧化沟的工作原理如图 15 - 16 所示。氧化沟的上下游被一道屏障墙分隔，在空压机和叶轮推进器的作用下，压缩空气与污水进入导管并被推向下游。这种曝气方式可以有较好的传质效果，原因有二：一是叶轮的剪切作用可以产生大量微气泡，可以加大传质面积；二是同时由于导管的安装位置较深（一般在沟底以下 6m），水压越大，传质系数越高。通过改变叶轮的转速可以调节沟内水流速度，供氧量则可以通过空压机的供气量来控制。导管式氧化沟的沟深可达 4 ~ 5m，占地面积较传统氧化沟少，其不足之处是动力效率较低，仅为 $0.67 \sim 0.73 \text{kgO}_2 / (\text{kW} \cdot \text{h})$ ，池内构造和施工都比较复杂。

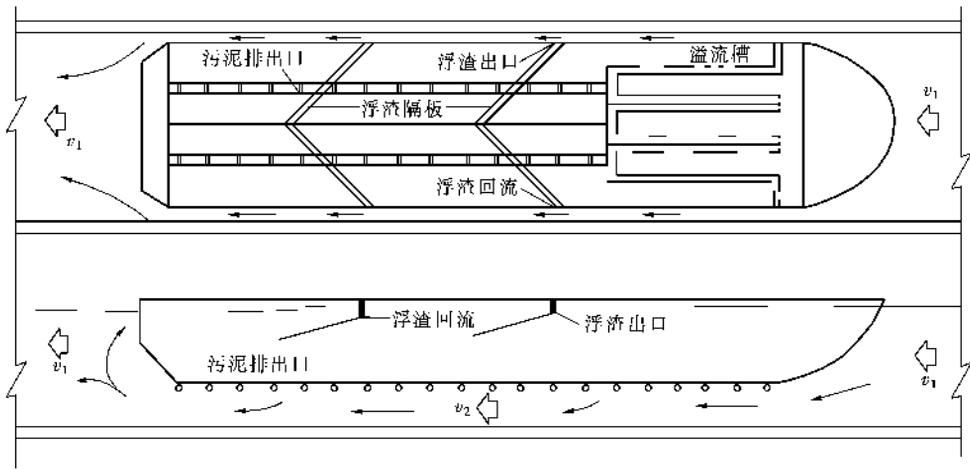


图 15 - 15 船形氧化沟系统

这种形式的氧化沟根据其曝气区和沉淀区的关系可分为整体式和独立式两种。整体式中氧化沟与沉淀池合建，污泥从沉淀区底部自动回流入氧化沟，不必设置污泥回流泵；独立式中氧化沟与沉淀池分开建立而形成两个独立的单元，它较有利于氧化沟形状及运行方式的多样化。

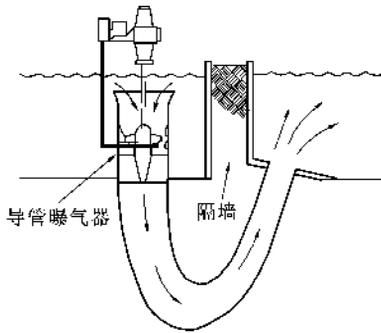


图 15 - 16 导管式氧化沟系统

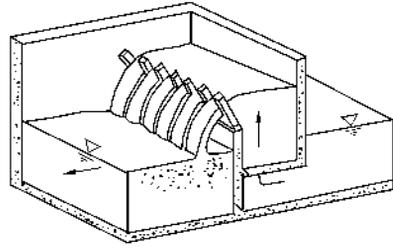


图 15 - 17 跌水曝气式氧化沟系统

7. 跌水曝气式氧化沟

Nakasone 于 1987 年研究了跌水的曝气作用，并建议用作污水处理中的曝气方式。这种曝气方式是利用水泵将污水提升一定高度，形成跌水，并可通过控制水泵的启闭和转速来改变水头高度，以控制溶解氧浓度和实现硝化、反硝化过程。其示意图见图 15 - 17。Nakasone 等人的试验研究表明，跌水曝气氧化沟对 BOD、COD 和 SS 的去除效果与其他形式的氧化沟相当，去除率分别为 95% ~ 98%、86% ~ 91% 和 92% ~ 97%。总氮的去除率在夏季和冬季均可达到 80% 以上，明显优于一般的活性污泥法。投加铁盐混凝剂后 [P: Fe = 1: 1 (摩尔比)]，P 的去除率可达 85% 以上，出水 P 含量在 1mg/L 以下。在耗能最低条件下，跌水曝气可取得与其他曝气设备相当的动力效率，并且可节省基建费用。

第二节 氧化沟工艺的主要性能特点

氧化沟污水生物处理技术与其他生物处理技术相比，具有以下几个明显的技术、经济特点。

一、构造形式多样、运行较为灵活

如前所述，氧化沟系统具有多种不同的构造形式和运行方式。氧化沟可以呈圆形、椭圆形、马蹄形等；可以是单沟系统，也可以是多沟系统；多沟系统可以是一组同心的互相联通的沟渠，也可以是互相平行、尺寸相同的一组沟渠；有与沉淀池分建的，也有合建的。多种多样的构造形式赋予了氧化沟灵活的运行性能，使它能按任意一种活性污泥法的运行方式运行，满足不同的出水水质要求。

氧化沟的出水溢流堰是可以调节的，通过调节溢流堰的高度来改变氧化沟内的水深，进而改变曝气装置的浸没深度，使其充氧量满足运行的需要，也可以对进水流量起一定的调节作用，是指适应不同条件下的运行要求。一般氧化沟内的水深变化范围为 15 ~ 30cm。

二、处理流程简单、基建投资较少

氧化沟处理工艺首先是简化了预处理过程。一般的生物处理方法都要求污水先经格栅去除粗大的悬浮物质，经沉砂池去除无机悬浮颗粒，经初沉池去除有机悬浮物质。氧化沟不要求设置初沉池，因为氧化沟的水力停留时间和污泥龄比一般的生物处理法长的多，悬浮状有

机物可以在曝气池中与溶解性有机物同时得到较彻底的稳定。其次是简化了剩余污泥的后处理工艺。由于活性污泥在系统中的停留时间很长，剩余污泥量比较少，排出的剩余污泥已得到高度稳定，不再需要进行厌氧消化处理，因此可不再设置污泥消化系统，只需进行浓缩与脱水处理。第三是通过采用合建氧化沟系统、二池或三池交替运行的氧化沟系统等，可省去二沉池，从而使处理流程更为简单。

处理流程的简化可节省基建费用，减小占地面积，并便于运行和管理。实际资料表明，虽然氧化沟采用的水力停留时间较长，曝气池的容积较一般的活性污泥法大，但因在流程中省略了初沉池、污泥消化池，有些工艺还可以省略二沉池以及相应的污泥回流系统，使污水处理厂的占地面积不仅没有增大，相反还可缩小。

美国 EPA 对不同的生物处理工艺的基建投资的分析比较结果表明，当处理规模分别为 $3\ 785\text{m}^3/\text{d}$ 和 $37\ 850\text{m}^3/\text{d}$ 时，氧化沟污水处理厂的基建投资分别为传统活性污泥法的 60% 和 80%。应当指出的是，美国的氧化沟都采用钢筋混凝土起立池壁，而在丹麦等国则多采用素混凝土浇灌的斜坡池壁（沟深在 2.5m 以下时）的结构，因而其基建费用大为节省。

此外当氧化沟处理出水有氨氮指标的要求时，一般不需增加很多投资费用，而其他处理方法则不同，由此可显示出氧化沟优越性。钱易教授对根据美国 EPA 提供的数据计算而得的结果表明，当氧化沟具有硝化功能时，处理水量分别为 $3\ 785\text{m}^3/\text{d}$ 和 $37\ 850\text{m}^3/\text{d}$ 时，其污水处理厂的基建费用为同等规模一级活性污泥法处理厂基建投资的 50% 和 65%，为二级活性污泥法处理厂的 40% 和 55%，但如果要求氧化沟具有脱氮功能，则其基建投资要比其他任何具有脱氮功能的生物处理工艺低。各种不同脱氮处理工艺的基建投资比较见表 15 - 4。

表 15 - 4 各种不同脱氮处理工艺的基建投资比较

要求脱氮的污水处理流程	处理规模 (m^3/d)	
	3 785	37 850
氧化沟	100	100
一级活性污泥法 + 混合反硝化池	291	221
二级活性污泥法 + 混合反硝化池	331	241
一级活性污泥法 + 固定膜反硝化池	308	221
二级活性污泥法 + 固定膜反硝化池	347	248
传统活性污泥法 + 折点加氯法	193	144
传统活性污泥法 + 选择性离子交换	248	204
传统活性污泥法 + 氨吹脱	215	182

三、出水水质良好、可以实现脱氮

氧化沟大多按延时曝气方式运行，其采用的参数为： BOD_5 容积负荷为 $0.2 \sim 0.4\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ， BOD_5 污泥负荷为 $0.05 \sim 0.15\text{kg BOD}_5/(\text{kgVSS} \cdot \text{d})$ ，混合液悬浮固体浓度为 $2\ 000 \sim 6\ 000\text{mg}/\text{l}$ ，水力停留时间为 $10 \sim 24\text{h}$ ，污泥龄为 $15 \sim 40\text{d}$ 。

氧化沟具有良好的处理出水水质，而且其运行可靠性、稳定性要比其他生物处理法高。表 15 - 5 控制的出水水质要求越高，则氧化沟的优越性也就越突出。

表 15 - 5 各种生物处理方法运行可靠性的比较

二级处理方法	出水浓度 (mg/L) 小于下列数值的时间百分数 (%)						
	10		20		30		
	TSS	BOD ₅	TSS	BOD ₅	TSS	BOD ₅	
氧化沟法	最好的厂	99	99	99	99	99	99
	平均水平的厂	65	65	85	90	94	96
	最差的厂	25	20	55	55	80	72
活性污泥法 (3 785m ³ /d)		40	25	75	70	90	85
	(一体化厂)	15	39	35	65	50	80
生物滤池		—	2	—	3	—	15
生物转盘		22	30	45	60	70	90

就脱氮效果而言,一般的氧化沟能使污水中的氨氮达到 95% ~99% 的硝化程度,设计恰当、运行良好的氧化沟可以实现脱氮。这是因为在氧化沟中有好氧区和缺氧区的存在,在缺氧区中,原污水中的有机物可作为反硝化菌的碳源,硝酸盐被反硝化菌还原而放出氮气;在好氧区中,有机物得到降解,氨氮被转化为硝酸盐氮。脱氮效果可达 80%,如采用其他生物脱氮处理流程,则有时还需补充外加碳源,其基建和运行费用均较高。

四、操作管理方便、运行费用低

氧化沟工艺由于简化了处理流程,而且要求自动化程度比较高,因此操作管理方便。当处理厂的规模较小时,其运行费用也较省。如处理规模为 3 785m³/d 时,其年运行费用为传统活性污泥法的 77%,为接触氧化法的 66%,但当处理规模增加为 37 850m³/d 时,其运行费用将超出传统活性污泥法的 40%。可见,当处理厂的规模比较大时,氧化沟法所需的运行费用仍要比传统活性污泥法略高。且处理规模越小,费用节省就越多。

综上所述,氧化沟法生物处理工艺比其他生物处理工艺更为经济有效且运行灵活可靠,尤其在下列情况下应用更能显示出其优越性:(1)当基建投资的来源十分有限时;(2)当要求的处理出水水质十分严格时;(3)当要求进行脱氮处理时;(4)当处理的进水水质水量波动较大时;(5)当缺乏高水平的操作管理人员时。

第三节 氧化沟工艺的设计参数及应用发展

一、氧化沟工艺的设计参数

氧化沟属延时曝气活性污泥工艺,其原理和参数已有大量文献报道。氧化沟设计中除了要考虑碳源污染物的去除,还要考虑污水硝化和污泥稳定化问题。去除不同的污染物,设计参数和方法是不同的。例如,考虑污泥稳定的氧化沟设计,其设计参数主要考虑污泥龄和内源呼吸速率,而不是传统活性污泥工艺中的污泥负荷,这时氧化沟的停留时间事实上是一个导出的参数。

其次氧化沟最重要的特点之一是,专用的曝气设备需要同时满足池内充氧和推动水沿沟

渠流动的要求。全面了解和掌握氧化沟的水力学特性尤为重要。有关设备的水力学特性，是厂家产品的特性。大部分设计单位恰恰掌握不够，致使在设计中由于设备型号和参数不准，常常导致设计没有达到预期效果。这也与大多数氧化沟工艺及其拥有的专利和设备密切相关。由于国外公司对专有技术保密，因此出现了氧化沟技术不断发展，可是用于了解基本工艺的公开技术资料未见增加的现象。由此就更需要加强创新性的研究，才能提高我国在氧化沟工艺上的技术水平。本文通过对国内外资料的综合分析，提出氧化沟一般的设计方法以供国内同行在设计中参考。

1. BOD 的去除

氧化沟中碳源基质去除动力学与活性污泥法动力学是完全一致的。对于完全混合系统在稳定状态下有以下公式：

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YQ(S_0 - S)}{XV} - K_d \quad (15 - 1)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu_{\max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) - K_d \quad (15 - 2)$$

则上式可改写为：

$$(XV) = \frac{Y\theta_c Q(S_0 - S)}{1 + K_d\theta_c} \quad (15 - 3)$$

$$S = \frac{K_s(1/\theta_c + K_d)}{\mu_{\max} - (1/\theta_c + K_d)} \quad (15 - 4)$$

式中 (XV) ——参与反应的污泥量；

Q——处理污水量；

V——参与反应的好氧区体积；

S——出水基质 BOD₅ 浓度；

Y——污泥产率系数；

X——污泥浓度；

θ_c ——污泥龄；

S_0 ——进水基质 BOD₅ 浓度；

K_s ——半饱和常数；

K_d ——内源代谢常数；

μ_{\max} ——比基质利用率。

2. 硝化反应

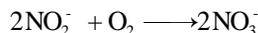
氨氮的硝化反应涉及到亚硝化毛杆菌和硝化杆菌两种不同的硝化细菌。

在水的作用下： $\text{NH}_3 \rightleftharpoons \text{NH}_4^+$

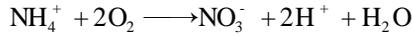
在亚硝化毛杆菌作用下：



在硝化杆菌作用下：



总的反应：



因此从化学计量学角度，1.0kg 氮需要 4.6kg 的氧，实际生产中的数据较小，为 3.9 ~ 4.3kgO₂/kgN。这是因为一部分氮用于细菌合成，并且硝化细菌可以从污水中二氧化碳和重碳酸盐获得一部分氧。由于上述反应产生氢离子，所以会消耗碱度，每氧化 1mg NH₃-N 消耗 7.14mg/L 的碱度。另外从文献可知氧化 1mg BOD 产生 0.3mg/L 的碱度。

据报道硝化反应的温度范围是 5 ~ 45℃，但是 25 ~ 32℃ 是最佳温度范围。最佳的 pH 范围是 7.8 ~ 9.2。虽然硝化过程也可在低溶解氧的条件下发生，但是硝化菌的生长速率较低。为了避免氧的限制，反应池中的溶解氧最好控制在 3 ~ 4mg/L。温度对生长速度的影响公式

表 15 - 6 硝化工艺在不同温度下采用的污泥龄

污水温度 (°C)	完全硝化的 θ_c (d)
5	12
10	9.5
15	6.5
20	3.5

可以用阿伦缪斯公式表示，其中温度常数 $\theta = 1.12$ (5 ~ 20℃)。对于城市污水可以采用表 15 - 6 中污泥龄 θ_c 。

对具有硝化功能的氧化沟系统而言，保证足够长的污泥龄是发生硝化的基本条件。一般认为，处理生活污水的氧化沟

中，泥龄在 15 ~ 40d 可以保证硝化的发生，而工业废水的泥龄则往往较长，最好通过一定规模的中试来确定。在冬季水温低于 10℃，如果 $\theta_c < 10\text{d}$ ，硝化反应一般进行较差。若 $\theta_c > 10\text{d}$ ，只要氧化沟的曝气能力可满足总的氧化需求，并且保持较高的溶解氧，即可取得很好的硝化率。在北欧国家，硝化负荷阶段一般选在 0.05 ~ 0.10kgBOD₅/kgMLSS，硝化速率大约为 1.6mgNH₃-N/(gVSS·d) (10℃)。

3. 污泥稳定性

在氧化沟设计中考虑的第二个因素是污泥的稳定性问题。理论上讲氧化沟污泥龄的选取应该使得所有的挥发性固体通过内源呼吸全部被降解，无论是厌氧消化还是好氧消化。如果反应时间足够长，细胞降解过程中有 23% 的残余物为不可生物降解。因为每天 VSS 产量为 $YQ(S_0 - S)$ ，其中可生物降解部分是 $0.77YQ(S_0 - S)$ 。如果系统中可以生物降解部分的固体物质是 $f_b X$ (f_b 为 VSS 可生物降解系数)，则在稳定状态：

$$0.77YQ(S_0 - S) = K_d f_b (XV) \quad (15 - 5)$$

从而按照污泥龄的定义：

$$\theta_c = \frac{(XV)}{YQ(S_0 - S)} = \frac{0.77}{K_d f_b} \quad (15 - 6)$$

Adams 和 Eckenfelder 给出了混合液 VSS 可以生物降解部分的比值 f_b 的计算公式：

$$\{[YQ(S_0 - S) + K_d XV]^2 - 4K_d XV \times [0.77YQ(S_0 - S)]\}^{1/2} / (2K_d XV) \quad (15 - 7)$$

也可推算出污泥负荷 (F/M) 的比值：

$$\frac{F}{M} = \frac{Q(S_0 - S)}{XV} = \frac{K_d f_b}{0.77Y} \quad (15 - 8)$$

方程 (15 - 6) 和 (15 - 8) 是考虑污泥稳定性问题时污泥龄和有机负荷计算公式。无疑温度对于上述公式中参数 Y 、 K_d 的影响是十分重要的。对于延时曝气氧化沟温度常数 ($\theta = 1.01 \sim 1.03$) 数值较小，因此对温度的影响不大。污泥稳定化要求的有机负荷和污泥龄一般远远超过完全硝化所要求的数值。

4. 脱氮反应

在没有溶解氧 (缺氧) 条件下，虽然在氧化沟的主体溶液中存在溶解氧，但缺氧条件事实上是指微生物生长的微环境 (即生物絮体中或生物膜中)。除碳的异养微生物可以利用硝酸盐和亚硝酸盐作为电子受体，将其还原成氮。还原 1.0mg N_2 产生 2.86kgO_2 。污水如需脱氮，需要去除的氮量 $\Delta N(\text{kg/d})$ 为：

$$\Delta N = Q(N_0 - N) - \Delta X \times f_N \quad (15 - 9)$$

式中 N_0 、 N ——进、出水总氮浓度；

ΔX ——剩余污泥量；

f_N ——剩余污泥的含氮量，一般为 0.07 kgN/kgMLVSS 。

脱氮需要考虑排放污泥中细胞的氮含量。按照细胞合成的碳氮磷的比例为 C: N: P = 106: 16: 1，即污泥中最多包含 12.3% 的 N 和 2.6% 的 P。一般在内源呼吸阶段，不可生物降解部分仅仅包含 7% 的 N 和 1% 的 P，剩余污泥中的其他 N、P 回到主体溶液中。因此污泥中的含氮量依赖于污泥龄 (θ_c)，污泥龄越长，污泥中的含氮量越小。由需要去除的氮量，确定反硝化的污泥量：

$$(VX)_{dn} = \Delta N / K_{dn} \quad (15 - 10)$$

式中 $(VX)_{dn}$ ——参与脱氮反应的污泥量，kg；

K_{dn} ——污泥脱氮负荷， $\text{kgNO}_3^- - \text{N}/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。

5. 氧化沟的总污泥量

氧化沟的总污泥量 $(VX)_T$ 和总容积计算如下：

$$(VX)_T = [(XV) + (VX)_{dn}] / f_a \quad (15 - 11)$$

$$V_T = (XV)_T / (f_a X) \quad (15 - 12)$$

对于不同类型的氧化沟，需要引入有效性系数 f_a ，其中带有体外沉淀池的氧化沟 $f_a = 1.0$ ，而其他类型的氧化沟 f_a 是不同的。以三沟式氧化沟为例，如果假设三沟是等体积的，则 f_a 如下计算：

$$f_a = \frac{X_{S_1} t_{S_1} + X_m t_m + X_{S_2} t_{S_2}}{X_{S_1} t_s + X_m t_m + X_{S_2} t_s} \quad (15 - 13)$$

式中 X_{S_1} ——边沟 MLSS 浓度；

X_m ——中沟 MLSS 浓度；

t_s ——边沟一个周期的时间；

t_{S_1} ——边沟一个周期内的工作时间；

t_m ——中沟在一个周期内的工作时间。

假设污泥在氧化沟内分布均匀， t 为三个沟一周期总停留时间（包括沉淀）之和，则：

$$f_a = (t_{S_1} + t_m + t_{S_2}) / t \quad (15 - 14)$$

6. 剩余污泥

虽然动力学设计能确定生物污泥产量，应考虑沉淀池的固体流失量和存在的惰性物质，可以采用下式计算：

$$\Delta X = Q\Delta S \left(\frac{Y}{1 + K_d \theta_c} \right) + X_i Q - X_e Q \quad (15 - 15)$$

式中 ΔS ——去除 BOD_5 ；

X_i ——进水悬浮固体中惰性部分；

X_e ——出水 TSS。

氧化沟以常规模式运行时，会产生不稳定的剩余污泥，应在处置前加以稳定，氧化沟以延时曝气模式运行时，污泥量少且稳定。根据回流污泥量和剩余污泥量可以选择水泵和污泥处理系统。

7. 氧化沟需氧量和曝气设备

在氧化沟系统，考虑以下几个过程的需氧量：总需氧量(D) = 氧化有机物需氧 + 细胞内源呼吸需氧 + 硝化过程需氧 - 脱氮过程产氧

$$D = a'Q(S_0 - S) + b'\Delta X \cdot f + 4.6(N_0 - N) - 0.07\Delta X \cdot f - 2.6\Delta NO_3^- \quad (15 - 16)$$

式中 f ——MLVSS/MLSS；

ΔNO_3^- ——被还原的 NO_3^- 。

需氧量 D(AOR)确定之后，并转化为标准状态需氧量 (SOR)。在标准状态需氧量确定之后，根据不同设备厂家的表曝机样本和手册，计算出氧化沟系统的总能耗。总能耗一旦确定，就可以确定氧化的沟曝气器的数目、氧化沟外形和分组情况。

$$SOR = \frac{AOR \cdot C_{S(20)}}{\alpha(\beta\rho C_{S(T)} - C)1.024^{(T-20)}} \quad (15 - 17)$$

式中 α ——不同污水的氧转移速率参数，对生活污水取值 0.5 ~ 0.95；

β ——不同污水的饱和溶解氧参数，对生活污水取值 0.90 ~ 0.97；

ρ ——大气压修正参数；

C_s ——温度 T 时饱和溶解氧。

8. 溶解氧浓度

氧化沟工艺中好氧区的溶解氧浓度通常为 1.5 ~ 2.0mg/L，而缺氧区的溶解氧浓度则低于 0.5mg/L。当曝气机的供氧量与氧化沟的污泥浓度基本恒定时，溶解氧浓度自好氧区至缺氧区逐渐下降的梯度取决于污泥的有机负荷。若进水基质浓度突然升高，曝气机下游处溶解氧浓度迅速下降，造成好氧区缩小，缺氧区扩大。由于进水中氨氮浓度往往和基质浓度同步变化，上述情况将导致硝化不完全，致使出水氨氮浓度升高。反之，则将造成好氧区扩大而缺氧区缩小，导致反硝化速率降低，同样致使出水中的硝酸盐浓度升高。氧化沟中不同区域内的溶解氧含量也可以在曝气机的设计和选择过程中加以适当考虑。

表 15 - 7 列出了氧化沟的主要设计计算中的有关设计参数，可供有关人员在设计参考。

二、氧化沟工艺的应用与发展

自 Pasveer 设计第一座氧化沟至今，氧化沟系统在池型、结构、运行方式、曝气装置、处理规模、适用范围等方面都得到了长足的发展，而今已成为欧洲、大洋洲、南非和北美洲广泛采用的一种重要的污水生化处理技术。据统计，到 1977 年为止在西欧有超过 2 000 多座 Pasveer 氧化沟投入运行。截至 1996 年，荷兰 DHV 公司开发的 Carrousel 氧化沟在

全世界已有 800 多座投入运行，总处理规模达到 $(113 \sim 400) \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。而法国 OTV 公司开发的交替式 (D 型) 氧化沟已占丹麦氧化沟总数的 80%。美国 Envirex 公司开发的奥贝尔氧化沟，最大处理规模已达 $90 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ 。

我国自 20 世纪 80 年代起，也相继采用氧化沟技术处理城市污水，如邯郸市东部污水处理厂、珠海市香洲水质净化厂、西安北石桥污水处理厂、四川新都污水处理厂等城市污水处理厂都采用此工艺。建成投入运行后，均取得了良好的处理效果。氧化沟被普遍认为是一种工艺流程简单、运行管理方便、处理效果稳定、基建投资和运行费用较低且具有较强竞争力的二级生物处理工艺。

1. 氧化沟工艺的工程实例

氧化沟工艺开始是为生活污水的处理而开发的，但实际上它也适用于含有有机性工业废水的城市污水处理，目前我国已有多家城市污水处理厂采用了氧化沟工艺。下面对国内外部分污水厂进行简单的介绍。

(1) 西安北石桥污水处理厂

西安市北石桥污水处理厂位于该市西南郊北石桥地区，主要接纳和处理的污水中，工业企业生产废水占 30%，居住区生活污水占 70%。流域区内主要工业企业有电子、制药、皮革、焦化、化工和造纸等厂家，所排污水与南郊文教区和居民住宅区生活污水混合。

设计进水水质：BOD₅：180mg/L，SS：255mg/L，COD_{Cr}：400mg/L，NH₃ - N = 32mg/L；环保部门要求的排放标准为：BOD₅：20mg/L，SS：20mg/L，COD_{Cr}：100mg/L，NH₃ - N：15mg/L（温度大于 12℃）。

表 15 - 7 氧化沟的主要设计技术参数

序号	项 目	技术参数
1	水力停留时间 (h)	15 ~ 40
2	污泥停留时间 (d)	> 15
3	MLSS (混合液悬浮固体) (mg/L)	2 000 ~ 6 000
4	F/M (营养与微生物之比)	0.05 ~ 0.15
5	回流污泥比 (进水的百分比)	100
6	BOD ₅ 去除率 (%)	94 ~ 98
7	TSS 去除率 (%)	90 ~ 95

氧化沟一期工程共 3 座 6 池，池宽 22.0m，长 116.50m，有效水深 4.5m， BOD_5 负荷为 $0.09\text{kg}BOD_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ， $MLSS = 4.5\text{g/L}$ ，泥龄 11d。 BOD_5 、 COD_{Cr} 的去除率达 91% ~ 96%，SS 的去除率达 94% ~ 98%，TP 的去除率达 45% ~ 65%， $NH_3 - N$ 的去除率达 88% ~ 97%。这表明西安北石桥污水处理厂应用 DE 型氧化沟技术取得了良好的环境效益。

(2) 邯郸市东污水处理厂

邯郸市东污水处理厂是利用丹麦政府赠款引进丹麦克鲁格公司三沟式氧化沟技术修建的一座城市污水处理厂。该污水厂汇水面积 26km^2 时，规划服务人口 35 万，总占地面积 75 亩。

污水厂总设计规模 $10\text{万 m}^3/\text{d}$ ，其中工业污水和生活污水各占一半。第一期工程污水量 $6.6\text{万 m}^3/\text{d}$ ，实际处理污水量 $5.5\text{万 m}^3/\text{d}$ 。第二期工程修建后，处理厂出水将作为邯郸热电厂冷却用水和锅炉用水水源，以达到污水资源化，节约用水的目的。邯郸市东污水处理厂已被国家环保局列为利用氧化沟工艺处理城市污水的示范工程。

该厂设计进水水质为： $BOD_5 : 130\text{mg/L}$ ， $SS : 160\text{mg/L}$ ， $NH_3 - N : 22\text{mg/L}(T = 10^\circ\text{C})$ ， $TN = 42\text{mg/L}$ ，碱度 = 280mg/L (以 $CaCO_3$ 计)。设计出水水质 $BOD_5 \leq 15\text{mg/L}$ ， $SS \leq 20\text{mg/L}$ ， $NH_3 - N : 2 \sim 3\text{mg/L}(T = 10^\circ\text{C})$ ， $TN : 6 \sim 12\text{mg/L}$ 。

氧化沟有效水深 3.5m，活性污泥浓度 4000mg/L ，水力停留时间 14.5h。实际运行处理效果良好，并具有脱氮和除磷功能，处理出水的各项指标均优于设计要求。

(3) 珠海市香洲水质净化厂

珠海市香洲水质净化厂处理规模为 $6.5\text{万 m}^3/\text{d}$ ，采用 Passveer 双沟式氧化沟工艺，污泥负荷为 $0.05 \sim 0.1\text{kg}BOD_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，氧化沟水力停留时间约为 5.8 h。 BOD_5 的去除率可达 93%， COD_{Cr} 的去除率可达 84%，SS 的去除率可达 93%，TP 的去除率可达 86%，TN 的去除率可达 80%。

(4) 四川新都污水处理厂

新都污水处理示范工程设计规模为 $1\text{万 m}^3/\text{d}$ ，该工艺采用一体化氧化沟工艺，在设计中考虑到脱氮、除磷，工艺流程短、构筑物及设备少。

该一体化氧化沟的基本特点是将生物处理净化和固液分离合为一体。而从生物处理工艺来讲，该一体化氧化沟又是一个集厌氧、缺氧、好氧为一体的 A^2/O 体系。总设计水力停留时间为 15h，其中厌氧段为 1h，缺氧段为 2h，好氧段为 12h。沟内有效水深为 4.5m，单沟宽 10.5m。厌氧区设 0.75kW 水下混合搅拌器 1 台，缺氧区设 2.2kW 水下混合搅拌器 1 台。好氧段设直径为 10m，长 9m 的曝气转刷 2 台，每台功率 45kW ，此外还设有 7.5kW 水下推动器 2 台。

设计进水水质 BOD 为 $100 \sim 150\text{mg/L}$ ， COD 为 $200 \sim 300\text{mg/L}$ ， SS 为 250mg/L 。设计出水水质达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 一级标准。实际出水各项指标均优于国家一级排放标准。

合建式一体化氧化沟缩短了工艺流程；固液分离器实现泥水分离和污泥无泵自动回流，固液分离效率高；曝气转刷和水下推动器联合使用，使运行方式更为灵活。一体化氧化沟在工程投资、占地和能耗上具有极大的优势，是适合我国国情的一种污水处理新技术，非常适合中小城市污水处理厂。

(5) 四川成都城北污水处理厂

四川成都城北污水处理厂采用一体化氧化沟工艺，设计处理水量为 $1 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，考虑 N、P 的去除，在氧化沟前段设置缺氧段和厌氧段，设计停留时间为 15h，其中缺氧段为 2h，厌氧段为 1h。氧化沟的总有效容积为 $5\,953 \text{ m}^3$ ，有效水深为 4.5m，沟宽为 10.5m。设计污泥浓度 $\text{MLSS} = 3\,000 \text{ mg/L}$ ，污泥负荷为 $0.1 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ 。该污水厂实现整套设备国产化，主要设备包括： $D = 1\,000 \text{ mm}$ ， $L = 9\,000 \text{ mm}$ 的转刷 2 台，配用电机的功率为 45kW；7.5kW 的水下推进器 2 台，设置于主沟，2.2kW 的 1 台，设置于缺氧段，0.75kW 的 2 台，缺氧段和厌氧段各 1 台。经济技术指标如下：投资为 761.46 元/ m^3 ，运行费用为 0.2 元/ m^3 。

设计进水 BOD 为 100 ~ 150mg/L，COD 为 200 ~ 300mg/L，SS 为 250mg/L。设计出水水质达到《污水综合排放标准》(GB 8978—1996) 的一级标准。

(6) 秦皇岛市第二污水处理厂

秦皇岛市第二污水处理厂处理规模为 $7 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，采用卡鲁塞尔氧化沟工艺，以处理生活污水为主，但实际进水呈季节性大幅度变化，该厂设计进水水质 BOD 为 120mg/L，COD 为 200mg/L，SS 为 150mg/L；设计出水水质 BOD 为 20mg/L 以下，COD 为 60mg/L 以下，SS 为 20mg/L 以下。

主要设计参数：污泥负荷为 $0.05 \sim 0.3 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，混合液浓度为 $2\,000 \sim 4\,000 \text{ mg/L}$ 。氧化沟水力停留时间为 7 ~ 9h，污泥龄为 9.7d，硝化区 DO 为 1.5 ~ 2.0mg/L，反硝化区 DO 为 0.2 ~ 0.5mg/L，平面尺寸为 $104 \text{ m} \times 40 \text{ m}$ ，有效水深为 3.5m，沟宽为 10m。

实际处理出水的各项指标均优于设计要求，其中， BOD_5 、 COD_{Cr} 的去除率可达 90% 以上，SS 的去除率可达 80% 以上， $\text{NH}_3 - \text{N}$ 的去除率可达 99%。

(7) 南通市污水处理厂

南通市污水处理厂工程的一期处理规模为 $2.5 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，以处理工业废水为主（化纤、印染、制药、皮革、酿造等废水，所占比例在 80% 以上）。设计进水 BOD_5 为 350mg/L，SS 为 250mg/L，出水需达到《污水综合排放标准》(GB 8978—96) 中的二级标准，处理工艺为创新的五沟式氧化沟，厂区总占地面积为 6.75 hm^2 。该工程自 1994 年 6 月建成投产以来一直满负荷运行，处理效果良好。

主要设计参数：污泥负荷为 $0.08 \text{ kgBOD}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{d})$ ，混合液浓度为 4g/L。氧化沟总容积为 $40\,866 \text{ m}^3$ ，每沟容积为 $8\,173 \text{ m}^3$ ，平面尺寸为 $102.75 \text{ m} \times 120.5 \text{ m}$ ，有效水深为 3.5m，沟宽为 10m。配备 25 台直径为 1m、有效长度为 9m 的双速曝气转刷。

其进水 BOD_5 、SS、COD 高且变化幅度大，虽然进水水质指标值高于设计值，且水质变化幅度大（最高日进水 BOD_5 是设计值的 4 倍），但出水 BOD_5 、SS、COD 仍能满足排放要求，充分体现了氧化沟耐冲击负荷、运行稳定的特点。

(8) 北京燕山石化公司牛口峪污水处理厂

北京燕山石化公司牛口峪污水处理厂设计规模为 $6 \times 10^4 \text{ m}^3/\text{d}$ ，主要处理乙烯生产过程中所排废水及居民区少量的生活污水。该厂采用二级生物处理工艺，生物处理工段为奥贝尔氧化沟，全套技术由美国引进，配套设备为国内产品，于 1994 年 12 月建成投产。污水处理厂设计进水水质 BOD 为 180mg/L，COD 为 300mg/L，SS 为 200mg/L，油 40mg/L，pH 值为 6 ~ 9；设计出水水质 BOD 为 25mg/L，COD 为 80mg/L，SS 为 20mg/L，油 4mg/L，pH 值为

6~8.5。

单个氧化沟的主要设计参数如下：设计进水流量为 $1\ 250\text{m}^3/\text{h}$ ，有效水深为 4.26m ，水力停留时间为 14.2h ，泥龄为 35d ，MLSS 为 $4\ 000\text{mg}/\text{L}$ ，污泥负荷为 $0.074\text{kgBOD}_5/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})\sim 0.110\text{kgCOD}/(\text{kgMLVSS}\cdot\text{d})$ ，容积分配为 $56:26:18$ （外：中：内），溶解氧分配为 $0\sim 1\sim 2\text{mg}/\text{L}$ （外 - 中 - 内）。

实际处理出水的各项指标均优于设计要求，其中， BOD_5 的去除率可达 95% ， COD_{Cr} 的去除率可达 93% ，SS 的去除率可达 79% ， $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除率可达 99% ，TN 的去除率可达 92% 。

(9) 美国 Elmwood 污水处理厂

美国 Elmwood 污水处理厂设计处理能力 $11\ 400\text{m}^3/\text{d}$ ，采用奥贝尔氧化沟工艺，主要接受生活及商业废水，实际处理能力 $7\ 100\text{m}^3/\text{d}$ ，占设计能力的 63% 。有机污泥负荷为 $0.15\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，泥龄 33d ，MLSS 为 $3\ 175\text{mg}/\text{L}$ ，水力停留时间为 22.6h 。

实际运行中，当进水水质为 $\text{BOD}_5 = 221\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TSS} = 184\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TP} = 5.4\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TKN} = 32.5\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N} = 25.0\text{mg}/\text{L}$ 时，除水水质为 $\text{BOD}_5 = 2.3\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TSS} = 1.1\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TP} = 0.53\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TKN} = 2.0\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N} = 1.1\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{NO}_3\text{-N} = 1.13\text{mg}/\text{L}$ 。出水水质情况良好。

(10) 美国 Hammonton 污水处理厂

美国 Hammonton 污水处理厂设计处理能力 $9\ 500\text{m}^3/\text{d}$ ，采用奥贝尔氧化沟工艺，主要接受生活及商业废水，有部分工业废水，实际处理能力 $3\ 400\text{m}^3/\text{d}$ ，占设计能力的 36% 。有机污泥负荷为 $0.18\text{kgBOD}_5/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，泥龄 20d ，MLSS 为 $2\ 200\text{mg}/\text{L}$ ，水力停留时间为 19.0h 。

实际运行中，当进水水质为 $\text{BOD}_5 = 353\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TSS} = 390\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TKN} = 37\text{mg}/\text{L}$ 时，除水水质为 $\text{BOD}_5 = 2.1\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TSS} = 4.2\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TP} = 1.7\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{TKN} = 2.1\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{NH}_3\text{-N} = 0.24\text{mg}/\text{L}$ ， $\text{NO}_3\text{-N} = 2.93\text{mg}/\text{L}$ 。出水水质情况良好。

2. 氧化沟工艺的发展前景

氧化沟作为一种高效低耗的节能型污水生物处理技术，国内自 20 世纪 80 年代以来，对其开展了较多的研究工作，并已有一定数量的污水处理厂采用此工艺，而且许多水处理专家针对此工艺作了深入的研究工作。

钱望新等人用食用葡萄糖及 $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ 、 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 配制 COD 浓度为 $300\text{mg}/\text{L}$ 的污水对合建式氧化沟模型的试验研究表明，在氧化沟内设置沉淀池，通过合理的设计及在适宜的水力条件下，完全可以使泥水分离、沉降污泥自动回流。沉淀区底部适当倾斜后，可维持良好的污泥回流效果，倾斜度一般控制在 5% 以内。沉淀区宜设置在沟流紊动程度较小的区域，沉淀区底部过流断面高度与沟内水深之比宜控制在 $0.5\sim 0.6$ 之间。沉淀区的长宽比宜小于 4。

邓荣森等人应用组合式氧化沟（厌氧 + 侧渠式氧化沟）对高浓度有机（屠宰）废水处理的研究表明，组合式氧化沟处理高浓度有机废水是完全可行的。厌氧组合有助于提高处理出水水质，侧渠合建能实现无泵污泥自动回流。

目前，国内外城市污水处理技术越来越向着简单、高效、经济的方向发展，各类构筑物从工艺和结构上都趋向于合建一体化，如氧化沟，SBR，UNI TANK 等。其中，一体化氧化沟作为氧化沟的一种改良型，以其独特的技术、经济优势，正在我国中小城市得到推广应

用。

夏世斌、刘俊新试验开发了一种新型立体循环一体化氧化沟工艺装置，立体循环一体化氧化沟由曝气转刷、上下两层沟道及沉淀区组成，其特点是：

① 氧化沟的上层为好氧区，下层为缺氧区，混合液在上下循环过程中完成降解有机物和生物脱氮过程；

② 缺氧区在底层不与大气接触，缺氧环境形成快。与常规氧化沟相比，采取上下两层沟道立体循环方式减少占地面积约 50%；

③ 沉淀区与氧化沟合建（建在氧化沟的一端），沉淀的污泥可自动回流到氧化沟内，无需污泥回流设备，节省了投资和能耗，并对氧化沟内混合液的流态无任何影响；

④ 结构紧凑，运行操作简便。

立体循环一体化氧化沟结构形式如图 15 - 18 所示。

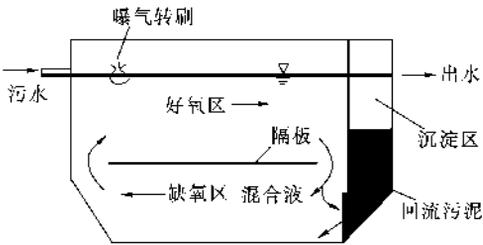


图 15 - 18 工艺流程示意图

该装置由有机玻璃制成，总有效容积为 33L。原水取自城市污水检查井，在试验系统内混合液的循环流动由转刷推动。在进水 COD 为 289 ~ 1 147mg/L、TN 为 65 ~ 87mg/L 等条件下与 HRT 为 10h、SRT 为 30d 时，通过四个月时间的试验，得出以下结论：

立体循环一体化氧化沟能够有效地去除污水中的有机污染物，对 COD 去除率达到 95%，相应的 BOD₅ 去除率为 98%。同时，由于在下层沟道形成缺氧区，有利于生物脱氮。在 HRT 为 10h、SRT 为 30d 时，对 NH₃ - N 的去除率达到 99%、对 TN 的去除率 > 90%，因此采用立体循环一体化氧化沟处理城市污水是可行的。

立体氧化沟的优点是：①由于活性污泥混合液呈立体循环，故在同等处理能力下较常规氧化沟节省占地面积约 50%；②实现了污泥自动回流，沉淀分离器置于立体氧化沟的一端，不改变主沟混合液的流态，不造成能量损失，因而更加节能；③整个系统结构紧凑、占地少、投资少、操作方便，是适合现阶段我国中小城镇及城市小区污水处理需要的新工艺。

第十六章 污水回用技术

第一节 概 述

一、水资源概况和污水回用的必然性

水是生命活动中最为重要的物质之一，是人类文明不断发展的基础条件。和谐的水环境和丰裕的水资源是人类社会可持续发展的基本前提。然而，随着科学技术的不断进步，工业文明的迅猛发展，人口的持续增加，人类社会正面临着严重的水危机，具体表现为严重的水资源短缺和水环境污染。

水资源是指可供人类直接利用，能不断更新的天然淡水，主要是指陆地上的地表水和浅层地下水。众所周知，水资源紧缺已经成为世界性问题。目前全球有 60% 以上的陆地淡水不足，40 多个国家缺水，1/3 的人口得不到安全供水。我国也同样面临水资源短缺的现实。我国是一个干旱缺水严重的国家，全国拥有水资源约为 28 000 亿 m^3 ，居世界第六位，但人均占有水资源量仅为 2 220 m^3 ，只有世界平均水平的 1/4，平均每公顷占有水资源 29 万 m^3 ，仅为世界平均的 4/50。而且水资源在地区分布上极不均匀，约有 80% 以上分布在长江流域及以南地区，与人口、耕地资源的分布不相匹配：南方水多、人多、耕地少；北方水少、人多、耕地多。北方有 9 个省（自治区、直辖市）人均水资源占有量少于 500 m^3 ，常年干旱缺水，水资源的供需矛盾十分突出。水资源的贫乏已严重地制约着我国社会经济的发展，广大地区工农业生产的发展在很大程度上受制于缺水，不少地区因此出现了剧烈的城乡间、地区间的争水矛盾。近年来黄河下游断流均在 100 d 以上，给下游人民生活 and 经济发展带来了严重影响，这已逐渐引起全社会的关注。水旱灾害不断出现，水环境遭到人为的破坏，再加上开源节流的投入不足，水利经济没有理顺，使水资源问题日益成为我国社会经济发展的重要制约因素。

中国城市缺水现象始于 20 世纪 70 年代末，从北方和沿海城市开始，逐步蔓延到内地。到 1995 年，全国 620 多座城市中有近 320 座城市缺水，严重缺水的有 110 多座，日缺水超过 1 600 万 m^3 ，年缺水量 60 多亿 m^3 ，造成工业产值损失 2 000 多亿元。而工业和城市污水大量任意排放，又使水质污染日趋严重，全国主要江河湖库的水质已受到不同程度污染，符合标准的可供水源急剧减少，进一步加剧了城市缺水的矛盾。城市缺水不仅影响居民生活，造成经济损失，还严重制约着城市的发展。

进入 21 世纪，我国人口继续增长，根据有关方面预测，2030 年前后将达到 16 亿高峰，其中城镇人口将占一半左右。要满足 16 亿人的基本需求，并达到中等发达国家的水平，土地资源的开发将达到临界状态，而对水的需求也将进一步增加。1993 年全国工农业生产和城乡居民生活用水已达到 5 250 亿 m^3 ，人均用水约 450 m^3 。根据人口增长、工农业生产发展，初步估计 2030 年需增加供水 2 000 亿 ~ 2 500 亿 m^3 才能满足各方面的需要。由于我国耕地的开发

潜力主要在北方，新增加的供水有相当大的部分将用于北方。除了东北和西北内陆河流域在区域内尚有部分水源可调配外，黄河、淮河、海河三流域 2010 年以后，随着人口的增加，人均水资源将不足 400m^3 ，当地水资源已无潜力可挖，缺水只有远距离从长江上、中、下游调水才能得以解决。而远距离调水成本高、投资大，资金筹措困难，并受到社会和环境等因素制约，工程实施难度极大。相比之下，开展污水深度处理，使污水成为稳定的再生水源实现污水资源化，不但解决了水体污染问题，而且可以缓解水资源危机。因此，探求高效的污水深度处理技术，实现污水资源化是当前国内外污水处理的主要研究方向。

对于缺水城市而言，仅仅依靠增加水量，并不能有效地解决缺水问题，与此相应地，城市污水的回用就显得比开发建设新水源更重要。目前，我国已经建成污水处理设施 400 余座，城市污水处理率达到了 30%，二级处理率达到了 15%。根据“十五”计划纲要要求，2005 年城市污水集中处理率达到 45%，这给污水回用创造了基本的条件，凡是污水处理厂都可以将污水适当处理后回用。全国污水回用率如果达到 20%，则“十五”末期回用水量可达到 40 亿 m^3 ，通过污水回用，可解决全国城市缺水的一半以上，具有十分巨大的潜力。

世界上许多城市的生活用水定额都在每人每天 230 L 之间，其中饮用等与健康密切相关的水量不到总量的 30%，大部分水用在与健康关系不大的冲洗厕所等方面。这些用途的水可以用水质相对较差经过处理的生活污水代替，达到节约新鲜水资源的目的。

城市废水回用就是将城镇居民生活及生产中使用过的水经过处理后回用。其回用又有两种不同程度的回用：一种是将污、废水处理到饮用水程度，而另一种则是将污、废水处理到非饮用水程度。对于前一种，因其投资较高、工艺复杂，非特缺水地区一般不常采用，多数国家则是将污、废水处理到非饮用的程度，在此引出了中水概念。中水的概念起源于日本，主要是指城市污水经过处理后达到一定的水质标准，在一定范围内重复使用的非饮用的杂用水，其水质介于清洁水（上水）与污水（下水）之间。中水虽不能饮用，但它可以用于一些对水质要求不高的场合。中水回用就是利用人们在生产和生活中应用过的优质杂排水，经过一定的再生处理后，应用于工业生产、农业灌溉、生活杂用水及补充地下水。

我国一些城市中水回用的实践证明：利用中水不仅可以获取一部分主要集中于城市的可利用水资源量，还体现了水的优质优用、低质低用，利用中水所需要的投资及运行费用一般低于长距离引水所需投资和费用，除实行排污收费外，城市污水回用所收取的水费可以使水污染防治得到可靠的经济保障。可以说，中水的利用是环境保护、水污染防治的主要途径，是社会、经济可持续发展的重要环节。

二、国内外污水回用概况

中水回用技术早在 20 世纪六七十年代以前，日本、美国、德国就开始广泛应用，并且能使处理后的污水达到满足生活用水水质要求的程度。目前，国内的中水回用技术也已非常成熟，并且在部分省、市得到了广泛的应用，该技术也得到了相关政府部门的肯定与支持。如一些省市已出台了相关的规定：凡是新建小区规划，没有中水处理设施系统的项目不予审批。现阶段，经常使用的处理技术有：活性污泥法、生物膜法等。处理的方法可分为以下几种类型。一是以生物处理为主，二是以物理化学法处理为主，三是物理处理法。处理方法的选择，只有结合当地具体情况，根据回用点的水质要求，才能达到经济合理的处理使用效果。

在国外，缺水的以色列、日本、南非和美国加州的中水回用发展很好。美国的中水回用

的范围很广，涉及城市回用，农业回用、娱乐回用、工业回用等多个领域。美国早在 1925 年，大峡谷的旅游点就用处理后的废水来冲洗厕所和灌溉草坪。1956 年和 1957 年，堪萨斯的堪纳特由于严重干旱，就将经河水稀释后的生活废水处理用作饮用水。1989 年加州的圣·芭芭拉地区修改了建筑规范，将中水利用系统纳入建筑设计标准，州政府也积极支持将经过恰当处理的废水用于灌溉和非饮用的各种目的。专家预测，在美国各种节水措施的实施再加上中水回用，可望节约家庭用水 50%。美国的哥伦比亚城，大约有 1/3 经生物处理的污水再经过滤和消毒之后，作为城市杂用水。

日本是一个饮用水严重缺乏的国家，日本的许多大城市都存在供水不足的问题，因此日本成为开展污水回用研究较早的国家之一，其主要以处理后的污水作为住宅小区和建筑生活杂用水。日本各大城市都拥有专门的工业用水道，形成与自来水管网并存的另一条城市动脉。

印度孟买已有 7 座商业大楼采用中水作为空调冷却水的补充水，水量达 $150 \sim 250 \text{ m}^3/\text{d}$ 。以色列 90% 的污水收集排放，80% 经再生处理，60% ~ 65% 的污水经处理后重复使用。

我国在这方面起步较晚，目前我国最大的水资源再利用项目：高碑店污水处理厂再生水回用项目已经实施全线贯通。用于园林、环卫、工业等行业。我国早在 1985 年将城市污水处理与利用列入国家科研课题，相继在北京、大连、青岛、太原、泰安、天津、淄博等城市开展了污水回用的实验研究工作，其中有些城市已修建了污水回用试点工程并取得了积极的成果，为全国的中水回用提供了技术依据，积累了一定的实践经验。

北京是我国污水回用发展较快的城市，现已建成 10 座中水实施，拥有中水处理能力 $10 \text{ } 300 \text{ m}^3$ 。大连市自 1994 年以来，先后在 12 座大型建筑中配套建设了中水实施，日节约淡水 $2 \text{ } 000 \text{ m}^3$ 。

宁波市目前仅有一家污水回用单位，即宁波市污水处理厂的中水初级回用工程，污水处理后的出水灌溉厂区的草坪绿化。虽然我国部分城市在中水利用已走在了前面，但是中水资源的利用与开发总体进展缓慢。

三、污水回用的对象

城市污水经不同程度的处理后可回用于农业灌溉、工业用水、市政绿化、生活洗涤、娱乐场所、地下水回灌和补充地下水等用途。

1. 污水回用农业

这是一个古老而且永不过时的方向，世界上许多国家都将污水回用于农田灌溉。大约从 19 世纪 60 年代起，世界许多地方，如德、英、俄等国就将城市污水用于大面积草地灌溉。现今美国洛杉矶等加州西部一些城市、亚里桑娜州、得克萨斯州等都在将处理后的污水用于农业灌溉。原苏联曾计划在 1980 年底有 50% 的城市污水处理后用于农灌。在以色列，污水回用于农业的比例达 85% ~ 100%。阿曼约 $15 \text{ } 000 \text{ m}^3$ 的年用水量中 85% 用于灌溉。

我国自 60 年代以来，许多地方积极推行污灌，积累了正反两方面丰富经验。90 年代，北京市污水灌溉面积为 100 多万亩，年利用污水量可达 $2.0 \text{ } 000 \text{ m}^3$ 。西安市每日污水排放量为 $46 \text{ } 000 \text{ m}^3$ ，其中 $36 \text{ } 000 \text{ m}^3$ 用于农田灌溉。污水回用往往将农业灌溉推为首选对象，其理由主要有两点：①农业灌溉需要的水量很大，污水回用于农业有广阔天地。全球淡水总量中大约有 70% ~ 80% 用于农业，不到 20% 用于工业，6% 用于生活；②污水灌溉对农业和污水处理都有好处。仅就对农业而言，能够很方便地将水与肥同时供应到农田。

随着我国人口增长、工农业生产发展，初步估计 2030 年需增加供水 2 000 亿 ~ 2 500 亿 m^3 才能满足各方面的需要。我国耕地的开发潜力主要在北方，新增加的供水有相当大的部分将用于北方。除了东北和西北内陆河流域在区域内尚有部分水源可调配外，黄河、淮河、海河三流域 2010 年以后，随着人口的增加，人均水资源将不足 400m^3 ，当地水资源已无潜力可挖，缺水只有远距离从长江上、中、下游调水才能得以解决。而远距离调水成本高、投资大，资金筹措困难，并受到社会和环境等因素制约，工程实施难度极大。相比之下，开展污水深度处理，进行中水回用，使污水成为稳定的再生水源实现污水资源化，不但解决了水体污染问题，而且可以缓解水资源危机。

2. 污水回用工业

每个城市，从用水量和排水量看，工业都是大户。一些城市的污水二级处理厂的出水，经适当的深度净化后送至工厂用作冷却水、水利输送炉灰渣、生产工艺用水和油田注水等。据统计，美国 357 个城市污水回用总量中的 40.5% 是回用于工业的；伯利恒钢厂几十年来一直利用城市污水作为工业用水。原苏联有 36 个工厂利用处理后的城市污水，每天回用量达 555 万 m^3 。日本东京三河岛污水处理厂日处理污水 138 万 m^3 ，其中 11 万 m^3/d 的出水供应 340 个工厂的工业用水。名古屋市的污水经混凝、沉淀、过滤后供给 12 个工厂再用。我国大连春柳污水厂污水回用工程是我国的第一个废水回用示范工程，处理规模是 1 000 m^3/d ，以作为工业冷却水为回用目标，处理后水质良好，其出水已成为附近大连红星化工厂的冷却水及热电厂、染料厂的稳定水源。太原北郊污水厂将其出水回用作太钢补充冷却水已有多年。太原市北郊污水净化厂污水回用工程自 1992 年运行以来，每年为太原钢铁公司提供再生水 180 万 m^3 作为钢铁公司循环冷却水的一部分，经实践表明使用效果良好，各项水质指标均能达到或接近使用要求。

3. 污水回用生活

城市生活用水虽然只占城市总用量 20% 左右，其中有 1/3 以上是用于公共建筑、绿化和浇洒，其余为居民生活用水。城市道路喷洒、园林绿地灌溉的用水量随着人民生活质量的不断提高，用水量逐年加大。如果不分场合地使用淡水，就会造成不必要的浪费。在人们生活中，不同用途的水对水质的要求也不一样，饮用水要求的水质最高，而对于冲洗厕所用的水质相对要低得多。对于污水回用作为饮用水源，在世界各地有一些显然不同的意见。一般情况下，当有其他水源可以利用时，人们都不愿意用再生的污水作为饮用水源。虽然直接回用没有发现丝毫的卫生问题，但由于有些溶解物质没有被 2 级处理除掉，水呈浅黄色，并有泡沫，故用户不爱用。在当前，最慎重的做法是把回收的污水用于非饮用水，在这方面水质是肯定能满足的。对于体育运动（包括和水接触）的游乐用水，必须外观清澈，不含毒物和刺激皮肤的物质、病原菌必须少于合理的数值。回收污水作为游乐用水的适宜性，在很多地区已得到证实。如美国加利福尼亚的阿尔平县的邱第安溪水库就是用污水厂排出的回收污水充满的。对于那些对水质要求不高，又不与人体直接接触的杂用水，则可用中水来代替。“中水”一词起源于日本，是指生活污水经过处理以后，达到了规定的杂用水水质标准，可作为冲洗厕所、园林浇灌、道路保洁、清洗汽车以及喷水池、冷却设备补充用水等用途的杂用水。1960 年科罗拉多州修建了一套中水回用系统提供高尔夫球场、公园、高速公路等的景观用水。近年来我国城市缺水每天约 $1 \times 10^7 \sim 2 \times 10^7 \text{m}^3$ ，另据资料显示，我国城市生活污水的排放量每天约为 $4 \times 10^7 \text{m}^3$ ，占废水总排放量的 40%，这部分污水水量大而且稳定，如

果能将这些污水中的一部分经过适当的处理作为中水加以回用，就可解决缺水城市和地区的用水问题。

日本的建筑中水开展较早，发展也很快，在办公楼、商场、学校、生活小区等处都有了中水回用设施，但其处理规模通常较小，每天处理生活污水量 50 ~ 500m³。随后，美国、印度等国家都相继开展了建筑中水的建设，大大推动了中水回用技术的发展。我国从 70 年代以后，建筑中水事业得到了快速发展，在北京、深圳、大连等城市都开展了中水系统的建设。中水设施的建设，既减少了因生活污水的排放而造成的环境污染，又节约了水资源，实现了污水的资源化，因而受到了社会的重视。

4. 污水回用于地下水回灌

当前中国许多城市，尤其是北方城市由于水资源紧缺和地下水的过量开采，导致地下水位急剧下降。例如，石家庄市的地下水位从 50 年代的 3 ~ 5m 下降至 90 年代的 34 ~ 45m，这是由于随着用水量的不断增加而过度开采所致。因此城市污水厂出水用于地下水回灌通过慢速渗滤进入地下水，既保证了水质，也补充了地下水量，是一种最适宜的地下水补充方式。利用再生水回灌地下水在控制海水入侵上也有许多优点，如能增加地下水蓄水量，改善地下水水质，恢复被海水污染的地下水蓄水层，节省优质地面水，不必远距离饮水等。通过地下水回灌而间接回用，然后排放到其他城镇使用的地表水源中，这是人们所接受的一种办法。

四、污水回用工程的经济技术分析

1. 中水回用的技术可行性

污水回用技术早在 20 世纪六七十年代以前日本、美国、德国就开始广泛应用，并且能使处理后的污水达到满足生活用水水质要求的程度。回用处理与通常的水处理并无特殊差异，只是为了使处理后的水质符合回用水的水质标准，在选择回用水处理工艺时所考虑的因素更为复杂。目前，国内的中水回用技术也已非常成熟，并且在部分省、市得到了广泛的应用，该技术也得到了相关政府部门的肯定与支持。如一些省市已出台了相关的规定：凡是新建小区规划，没有中水处理设施系统的项目不予审批。

现阶段，经常使用的处理技术有：活性污泥法、生物膜法等。处理的方法可分为以下四种类型：一是以生物处理为主，二是以物理化学法处理为主，三是化学处理法，四是物理处理法。污水回用常用的处理方法见表 16 - 1。

表 16 - 1 污水回用处理方法

方 法 分 类		主 要 作 用
物 理 方 法	筛滤截留	格栅：截流较大的漂浮物
		格网：截流细小的漂浮物
		微滤机及微孔过滤：截流细小漂浮物
		过滤：滤除部分细微悬浮物和部分胶体
	重力分离	重力沉降：分离悬浮物
		气浮：利用气浮体分离比重接近于 1 的悬浮物
	离心分离法	利用惯性分离悬浮物
	磁分离	利用磁性差异进行分离

续表

方 法 分 类		主 要 作 用	
化学法	中和	中和处理酸性或碱性物质	
	氧化和还原	氧化分解或还原去除水中的污染物质	
	化学沉淀	析出并沉淀分离水中的无机物质	
	电解	电解分离并氧化还原水中的污染物质	
物理化学法	离子交换法	以交换剂中的离子交换水中的污染离子	
	气提和吹脱	去除水中的挥发性物质	
	萃取	选择性分离水中的溶解性物质	
	吸附	以活性炭等吸附剂吸附水中的溶解性物质	
	膜分离技术	扩散渗析	依靠渗透膜两侧的压力差分离选择性分离水中的溶质
		超滤	利用超滤膜使水中的大分子物质与水分离
		反渗透	在压力作用下通过半透膜反方向使水与溶质分离
		电渗析	在直流电场中离子交换树脂选择性的定向迁移分离去除水中的离子
	生物法	活性污泥法	利用水中好氧微生物分解废水中的有机物
		生物膜法	利用附着生长在各种载体上的微生物分解水中有机物
生物氧化塘		利用稳定塘中的微生物分解废水中的有机物	
土地处理		利用土壤和其中的微生物及植物综合处理水中污染物	
厌氧处理		利用厌氧微生物分解水中的有机物，特别是高浓度有机物	

表 16 - 2 各种中水处理方式的比较

项 目		物理处理法（膜处理法）	物理化学处理法	生物处理法
1	回收率	70% ~ 85%	90% 以上	90% 以上
2	原水水质	杂排水	杂排水	杂排水、生活污水
3	负荷改变量	大	稍 大	小
4	污泥处理	不需要	需 要	需 要
5	装置密闭型	好	稍 差	不 好
6	臭气产生	无	较 少	多
7	运行管理	容 易	较容易	复 杂
8	占地面积	小	中 等	大
9	回用范围	冲厕、绿地、空调用水	冲便器、空调用水	冲 厕
10	运转方式	连续或间歇	间歇式	连续式

2. 中水回用的经济可行性

污水回用工程的回用量愈大，其吨水投资愈小，吨水成本愈低，经济效益愈显著。国内外同类经验与预算都表明，对城市污水厂二级处理出水，采用混凝—沉淀—过滤—消毒技术处理，在管网长度适宜条件下，每日 10 000m³ 回用量以上工程的吨水投资都应在 800 元以下，处理成本 0.7 元以下。按现在国内外通行惯例，中水价格一般为自来水价格的 50% ~ 70%。从国内已实施的中水工程项目的实际运行情况来看，实施中水回用的其经济效益是相

当可观。

从表 16 - 3 可以看出中水回用的效益情况。随着水资源的统一管理，城乡供水价格的进一步理顺，其经济效益将更加明显。据有关资料统计，我国每年因缺水工业产值损失近 3 000 亿元，中水工程的推广应用，不仅具有很高的经济价值，而且具有一定的政治意义。在商业和企事业用水行业中，水费开支是一项数额巨大的经营费用，在不影响行业正常经营生产的情况下。大幅减少自来水用量，其减少的费用又可以用于企业扩大再生产。

表 16 - 3 中水回用项目经济效益分析

项目名称 工程名称	山西某机关 中水工程	北京劲松宾馆 中水工程
土建投资	54.5	4.8
设备投资	54.1	12.2
日处理量	250	160
运行成本	1.29	0.195
投资回收期	6.6	1.8

第二节 污水回用新工艺

1. CASS 工艺处理小区污水及中水回用

建筑小区是具有有一种功能或多种功能的相对独立的区域，其排水系统通常不在城市市政管网覆盖范围之内。根据当地的环保标准，必须设置独立的污水处理设施，这就是我们所指的小区污水处理。小区污水系统的处理能力，各国并无统一的限定。前苏联曾建议单个构筑物的处理能力不宜超过 $1\ 400\text{m}^3/\text{d}$ ，美国则把处理能力限定在 $3\ 785\text{m}^3/\text{d}$ 的范围内。根据我国情况，建议把污水量在 $4\ 000\text{m}^3/\text{d}$ 以下的处理厂定义为小区污水处理厂。小区污水水质水量变化较大，污染物浓度偏低，污水的可生化性好，处理难度小。

(1) 工作原理及流程

CASS (Cyclic Activated Sludge System) 是在 SBR 的基础上发展起来的，即在 SBR 池内进水端增加了一个生物选择器，实现了连续进水（沉淀期、排水期仍连续进水），间歇排水。设置生物选择器的主要目的是使系统选择出絮凝性细菌，其容积约占整个池子的 10%。生物选择器的工艺过程遵循活性污泥的基质积累——再生理论，使活性污泥在选择器中经历一个高负荷的吸附阶段（基质积累），随后在主反应区经历一个较低负荷的基质降解阶段，以完成整个基质降解的全过程和污泥再生。

据有关资料介绍，污泥膨胀的直接原因是丝状菌的过量繁殖。由于丝状菌比菌胶团的比表面积大，因此有利于摄取低浓度底物。但一般丝状菌的比增殖速率比非丝状菌小，在高底物浓度下菌胶团和丝状菌都以较大速率降解底物与增殖，但由于胶团细菌比增殖速率较大，其增殖量也较大，从而较丝状菌占优势，这样利用基质作为推动力选择性地培养胶团细菌，使其成为曝气池中的优势菌。所以，在 CASS 池进水端增加一个设计合理的生物选择器，可以有效地抑制丝状菌的生长和繁殖，克服污泥膨胀，提高系统的运行稳定性。

CASS 工艺对污染物质降解是一个时间上的推流过程，集反应、沉淀、排水于一体，是一个好氧 - 缺氧 - 厌氧交替运行的过程，因此具有一定脱氮除磷效果。采用 CASS 工艺处理小区污水，出水水质稳定，优于一般传统生物处理工艺，通过简单的过滤和消毒处理后，就可以作为中水回用。其典型工艺流程见图 16 - 1。

(2) CASS 工艺优点

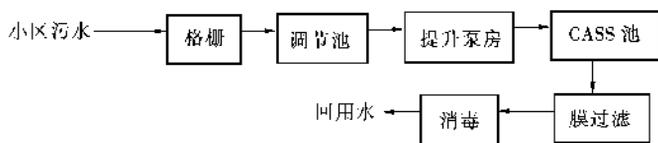


图 16 - 1 CASS 工艺中水回用工艺流程图

与传统活性污泥工艺相比，CASS 工艺具有以下优点：

① 建设费用低。省去了初次沉淀池、二次沉淀池及污泥回流设备，建设费用可节省 20% ~ 30%。工艺流程简洁，污水厂主要构筑物为集水池、沉砂池、CASS 曝气池、污泥池，布局紧凑，占地面积可减少 35%。

② 运转费用省。由于曝气是周期性的，池内溶解氧的浓度也是变化的，沉淀阶段和排水阶段溶解氧降低，重新开始曝气时，氧浓度梯度大，传递效率高，节能效果显著，运转费用可节省 10% ~ 25%。

③ 有机物去除率高，出水水质好。不仅能有效去除污水中有机碳源污染物，而且具有良好的脱氮、除磷功能。

④ 管理简单，运行可靠，不易发生污泥膨胀。污水处理厂设备种类和数量较少，控制系统简单，运行安全可靠。

⑤ 污泥产量低，性质稳定。

(3) 曝气方式的选择

由于小区大都是居民居住区，对环境的要求比较高，因此污水厂建设时应充分考虑噪音扰民问题和污水厂操作人员的工作环境，采用水下曝气机代替传统的鼓风机曝气可有效解决噪声污染。另外，由于 CASS 工艺独特的运行方式，采用水下曝气机可省去复杂的管路及阀门，安装、维修方便，使用灵活，可根据进出水情况开不同的台数，在保证效果的条件下，达到经济运行的目的。

(4) 撇水方式的选择

撇水机是 CASS 工艺的关键组成部分，其性能是否稳定可靠直接影响到 CASS 工艺的正常运行。目前，国内外对撇水机仍在进行研究和开发，按照目前所用的原理，撇水机可分为三种类型，即浮球式、旋转式和虹吸式。撇水机研制的关键是解决撇水过程中，堰口、导水软管和升降控制装置与水流之间形成的动态平衡，使之可随排水量的不同调整浮动水堰浸没的深度，并随水位均匀地升降，将排水对底层污泥的干扰降低到最低限度，保证出水水质稳定。

2. VTBR 生化反应塔在水回用领域的应用

该污水处理核心工艺有 2 个：VTBR 生化反应器及微电解水净化装置。

(1) VTBR 生化反应器原理

VTBR 生化反应器由 2 个或 2 个以上塔式反应器组成，反应器用“特定”直径的管线以“特定的方式”连接，使反应器中的气体和液体以相同的方向上下折流，折流次数随反应器个数不同而异。反应器高度为 5m，反应器内装填生物固定生长的填料。VTBR 生化反应器的特点如下：

① VTBR 生化反应器中气液接触时间可以人为调整（靠调整反应器高度或折流次数），

一般在几十分钟到 1h，气液接触时间的延长使氧气的利用率大大提高。同时在折流过程中发生气水的相对磨擦运动（水流向下，气体受浮力作用向上），提高气液传质速率，经测定 VTBR 的氧传递效率在 80% 以上；

② VTBR 由于反应器串联形成一定的静液压力，一般可达到 $(2 \sim 3) \times 10^5 \text{Pa}$ ，并且首级压力最大，依次递减至常压。此顺序与生化需氧量的变化一致，可以更好地满足供氧需求。因此，该装置在处理高浓度有机废水时也可保证好氧状态，使好氧处理的浓度上限拓宽至 5000mg/L (COD) 以上；

③ VTBR 在结构上借鉴了深井曝气的特点，技术性能上超过了深井曝气。因为，深井曝气不能装填填料，而 VTBR 可任意装填填料，使单位容积生物量高达 10g/L ，相应的容积脱除负荷高到 $10 \sim 15 \text{kg/m}^3$ ；

④ VTBR 可构成纯好氧处理工艺、纯厌氧工艺、厌氧 - 好氧串联工艺、厌氧 - 好氧 - 厌氧串联工艺等多种工艺，无论哪种工艺均采用密闭的设备，利于气体收集回用或高空排放，使处理车间无异味；

⑤ 由于采用固定膜式生物反应器，生物内源呼吸过程加强，剩余污泥量减少，当处理 COD 1000mg/L 以下的污水时，剩余污泥量很小。

(2) 微电解水净化装置原理

微电解水净化装置是以内装颗粒材料作为电极材料，在外加低电压 ($20 \sim 60 \text{V}$)、弱电流 ($40 \sim 100 \text{mA}$) 的作用下，对水中降解有机物及 COD 进行过滤、吸附、电化学氧化还原反应，进而达到脱除 COD、色度、除臭、杀菌的目的。

微电解水净化装置是基于电化学基本原理的一种新型水处理设备。其结构特点为：将常规电解槽微型化，利用导体 - 电介质混合填料组成无数的微型电解槽，使被电解物的游移距离缩短，电解电压减小，能耗与停留时间降低，使之成为高浓度废水预处理及低浓度水深度处理的理想设备。同时，对于饮用水中微量有机物的脱除具有独到之处。

(3) 工艺流程

生活污水经排水管网收集，进入污水处理系统，首先经过机械格栅，去除水中所含大颗粒悬浮物；然后进入调节池，进行均衡水质及水量调节，并进行预曝气，以减少臭气的产生；调节池内的污水由污水泵提升入 VFBR 生物反应塔，在反应塔内利用微生物完成对有机物的氧化分解过程，去除大部分有机物；经 VTBR 生化反应处理后的废水进入微电解水净化装置，进行深度处理，进一步分解生化处理后剩余的有机物，最终达到设计排放标准或回用。污水回用工艺流程见图 16 - 2。

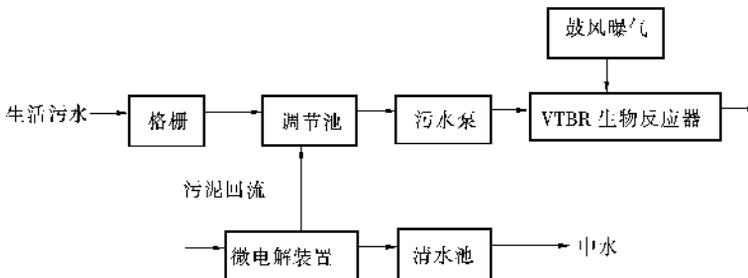


图 16 - 2 VTBR 生物反应塔工艺流程图

(4) 设计工艺参数

污水处理系统设计为 16 ~ 24h 运行，污水最大处理量为 300m³/d；污水类型为粪便污水、洗浴污水及经隔油处理的厨房污水。VFBR 生化反应器技术指标见表 16 - 4。

表 16 - 4 VFBR 生化反应器技术指标

项 目	处理前水质	处理后水质	去除率(%)
COD _{Cr}	<400 mg/L	<60mg/L	85
BOD ₅	<200 mg/L	<20 mg/L	90
SS	<250 mg/L	<50mg/L	80
NH ₃ - N	<30 mg/L	<15 mg/L	50
pH	6 ~ 8.5	6 ~ 8.5	

3. WJZ - H 型生活污水处理及中水回用技术

由北京市四方市政技术开发公司开发、北京市环境保护局推荐的 WJZ - H 型生活污水处理及中水回用技术适用于住宅区、宾馆、酒店、办公楼、疗养院、学校、工厂及旅游景点等建筑的生活污水处理。该装置采用成熟工艺、新型高效填料、曝气装置。设置灵活，运行管理简单，处理效果稳定。

WJZ - H 污水处理装置采用了预制钢筋混凝土圆管、方涵为主体材料，占地少、结构新颖、强度高、造价低、抗腐蚀好，符合国家及管理部門的有关规范、标准，具有广泛的实用性和显著的社会效益。该装置主体材料的应用新颖，增加强度的同时降低成本，提高了耐腐蚀性能，达到了国内同类产品的领先水平。

(1) 基本原理及工艺流程

本装置为水解、好氧与过滤的组合工艺。生活污水经粗、细两道格栅栏后进入提升井，提升后引入好氧污泥稳定池进行水解酸化，经污泥吸附、生物絮凝和生物降解等反应过程，去除大部分的 SS，进一步提高污水的可生化性。成熟的污泥结构密实、性质稳定，含水率较低，可定期清掏并直接用作农肥。经水解酸化后的污水进入接触氧化池（采用水下射流曝气机、圆盘曝气机和高效悬浮填料）进行生物氧化，降解去除大部分有机污染物。脱落的生物膜随污水进入拦截沉淀池，被拦截沉淀后回流至水解酸化池，上清液则经消毒后排放或再经粗 WJZ - H 型生活污水处理过滤和消毒后作为中水回用。工艺流程见图 16 - 3。

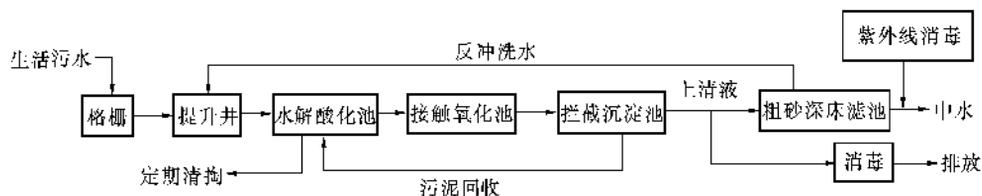


图 16 - 3 WJZ - H 型中水回用技术工艺流程图

(2) 工艺特点

- ① 射流曝气机：溶氧率高，省去了鼓风机房和微孔曝气器，全部埋地运行，无噪音。
- ② 高效悬浮填料：生物附着力强，易挂膜、更新快，施工维护简单、造价低，水质适

应性强。

③ 省去污泥处理系统：降低系统整体造价和运行成本。

④ 紫外 - C 消毒装置：省去复杂的消毒系统，无需定期投加药剂，使用安全、方便，杀菌力强、作用快，对人体无害。经紫外线消毒后的回用水，满足洗车、冲厕要求，也能满足浇花、养鱼的要求。

⑤ 地面造型吸附臭气：不但避免了臭气污染，而且增加了地面景观。

⑥ 远程监控自动运行：可实现就地和远程的故障报警，可靠性高。

⑦ 主体为钢筋混凝土结构：节省钢材、造价低、耐腐蚀、强度高、寿命长。

(3) 工程应用

此工艺的日处理水量为 15 ~ 1 500t。采用图 16 - 3 工艺流程，以日处理 500t 计主要技术指标见表 16 - 5，投资情况见表 16 - 6。

表 16 - 5 处理水各项指标

比较项目	原污水 (mg/L)	回用水 (mg/L)	去除率 (%)
COD _{Cr}	310	≤40	≥87
BOD ₅	200	≤6	≥96
SS	260	≤10	≥96
NH ₃ - N	43	≤12	≥73

表 16 - 6 投资情况一览表

水质	达到排放标准	达到回用标准
总投资	52 万元	60 万元
设备投资	31 万元	38 万元
运行费用	0.31 元/吨水	0.37 元/吨水
主要设备寿命	池体 30 年	设备 8 ~ 12 年

此工艺年运行费用为 41.6 万元（主要是电消耗），可节约排污费 17.70 万元/年，直接经济净效益 13.54 万元/年，预计四年可收回成本。

4. 地下渗滤中水回用技术

(1) 工艺原理

在渗滤区内，污水首先在重力作用下由布水管进入散水管，再通过散水管上的孔隙扩散到上部的砾石滤料中；然后进一步通过土壤的毛细作用扩散到砾石滤料上部的特殊土壤环境中，特殊土壤是采用一定材料配比制成的生物载体，其中含有大量具有氧化分解有机物能力的好氧和厌氧微生物。污水中的有机物在特殊土壤中被吸附、凝集并在土壤微生物的作用下得到降解时，污水中的氮、磷、钾等作为植物生长所需的营养物质被地表植物伸入土壤中的根系吸收利用。经过土壤和土壤微生物的吸附降解作用，以及土壤的渗滤作用，最终使进入渗滤系统的污水得到有效的净化。

(2) 工艺流程

整个地下渗滤工艺如图 16 - 4 所示：

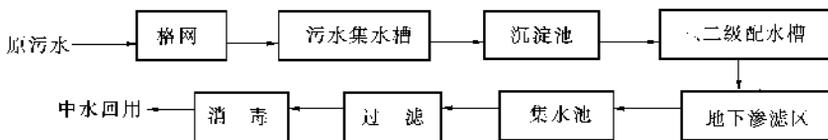


图 16 - 4 地下渗滤工艺流程图

(3) 处理工艺构成

① 污水收集和预处理系统：由污水集水管网、污水集水池、格栅和沉淀池等组成。

② 地下渗滤系统：由配水井、配水槽、配水管网、布水管网、散水管网、集水管网及渗滤集水池组成。

③ 过滤及消毒系统：根据所需目标水质选择一定形式的过滤器、提升设备及加氯设备。

④ 中水供水系统：由中水贮水池、中水管网及根据用户所需的供水形式选择的配套加压设备组成。

(4) 工艺特点

地下渗滤技术与以往所采用的传统工艺相比，具有以下显著特点：

① 集水距离短，可在选定的区域内就地收集、就地处理和就地利用。

② 取材方便，便于施工，处理构筑物少。

③ 处理设施全部采用地下式，不影响地面绿化和地面景观。

④ 运行管理方便，与相同规模的传统工艺比，运行管理人员可减少 50% 以上。

⑤ 由于地下渗滤工艺无需曝气和曝气设备，无需投加药剂，无需污泥回流，无剩余污泥产生，因而可大大节省运行费用，并可获得显著的经济效益。

⑥ 处理效果好，出水水质可达到或超过传统的三级处理水平若无特殊需要，渗滤出水只需加氯消毒即可作为冲厕、洗车、灌溉、绿化及景观用水或工业回用。

当用户对再生水回用有较高要求时，宜采用过滤器过滤，以便进一步去除水中的有机物和悬浮物，获得更好的水质。过滤器的类型可根据目标水质的不同进行选择。如用户无特殊要求时，则无需设过滤装置，渗滤处理出水只需加氯消毒即可直接满足回用要求。

加氯装置选用小型壁挂式 ZLJ 型转于加氯机，运行管理十分方便。

5. 新型膜法 SBBR 系列间歇充氧式生活污水净化装置

新型膜法 SBBR 系列间歇充氧式生活污水净化装置广泛适用于独立的开发区居民生活小区、城镇污水处理厂以及综合性超市、餐饮、桑拿休闲中心、度假村和医院等废水的处理，能够稳定达到国家污水综合排放标准，处理后的水可作中水回用。

(1) 基本原理

新型膜法 SBBR 处理工艺路线为“水解沉淀 + 生物过滤 + SBR 生物接触氧化 + 沉淀过滤”的组合工艺，适合于生活污水和可生化性较好的有机废水处理。

(2) 工艺流程

SBBR 典型工艺流程如图 16 - 5 所示。污水首先经格栅自流入水解沉淀池和生物滤池进行强化性的水解酸化，将污水中的不溶性有机物在水解菌作用下水解为溶解性的有机物，将大分子物质转化为易生物降解的小分子物质，日 C 值有较大提高，经过处理的污水十分有利于后序好氧生化处理。装置后段的 SBR——生物接触氧化生化处理单元，具备传统 SBR 的主要功能，特别是污水经过水解酸化处理后，处理效率更高。该单元中“潜水泵 + 水下射流曝气系统”的工艺既可对生化二池定量送水，又可进行曝气充氧，两者合一。池中投放有高效球型悬浮填料，代替了传统的活性污泥，保障池中高浓度的活性微生物不流失，从而保证较高的去除率和耐冲击，且无需污泥回流，该处理单元还具有硝化、反硝化的功能。

(3) 工艺特点

① “水解沉淀 + 生物过滤”为专利技术，具有强化水解酸化的作用，在生物滤池中安装有廉价白砾石填料，滤料中间安装有多组导流管和引流管形成滴流状态，从而使生物滤池具有既不易堵塞，而且具有去除污染物效率高的特点。这一单元也能起到水量调节的作用

(不需再设调节池)。

② SBR 生物接触氧化处理装置由集水井中液位计根据液位的高低实现自动控制，控制和管理操作简便。运行过程为静止等待、曝气充氧过程交替进行。该单元硝化和反硝化的效果较为明显。

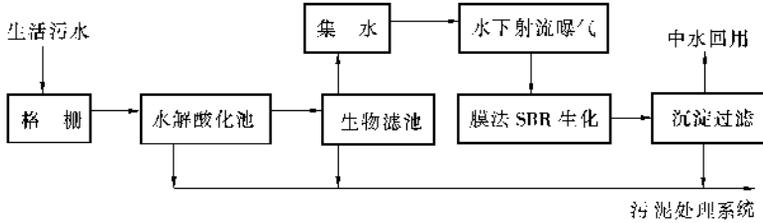


图 16 - 5 膜法 SBBR 工艺流程图

③ 水下射流曝气：溶氧率高达 20%，省去了鼓风机曝气系统，且无噪音污染。

④ 提升泵与射流曝气器组合为一体，利用污水提升的动能同时实现曝气的功能，可节省电耗 40%，达到微动力处理要求。

⑤ 由液位计控制泵和曝气器的运行，实现运行与排水高低峰相一致，避免了不必要的动力消耗，代替了传统的 SBR 所需的 PLC 程控机和淹水器系统，简化了复杂的处理设备。

⑥ 污泥主要通过厌氧硝化进行分解，多余的少量污泥定期使用环卫吸粪车抽吸外运，省去了污泥处理系统。

⑦ 采用地埋管与高楼落雨管相接而进行高空稀释排放，避免了臭气污染。

⑧ 生化池中投放球型悬浮填料，具有高负荷、耐冲击以及污泥寿命长等优点。

⑨ 在低浓度的条件下也能保持较高的去除率。

在生活污水日处理量为 720t/d 是其主要技术指标如表 16 - 7。

表 16 - 7 主要技术指标

项 目	生活污水(mg/L)	排放水(mg/L)	去除率(%)
COD _{Cr}	400	40	90
BOD ₅	180	7	96
悬浮性固体	380	25	93
NH ₃ - N	40	9	78
动植物油	40	1	98

6. 曝气过滤法应用于中水回用

(1) 原理

曝气过滤法是日本筑中公务店专利。它是以洗手、浴室和照相室排水作为原水，是集曝气和过滤于一体的低污染负荷污水、省地节能型中水处理方法。

(2) 工艺过程

在本工艺中，原水水量为：50m³/L，原水水质：BOD₇₄ ~ 149mg/L，SS：24 ~ 73 mg/L；浊度 8 ~ 60 度，处理水可以达到杂用水标准。处理流程见图 16 - 6。

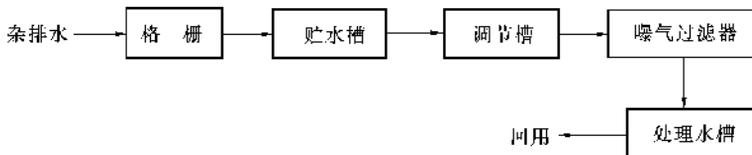


图 16 - 6 曝气过滤法工艺流程图

曝气槽用泵从处理水调节槽吸水反冲，用鼓风机向调节槽和曝气过滤槽的散气管布气，曝气过滤槽的污泥经污泥浓缩池处理后到干化厂。浓缩池上清液回到贮水槽。

7. 连续微滤 - 反渗透技术

(1) 连续微滤技术概述

微滤属于压力驱动型膜技术，是迄今为止应用最广的膜技术。它是去除水中 $0.1 \sim 10\mu\text{m}$ 颗粒的一种方法，使用具有不同孔径的分离过滤性能的薄膜，从而使废水中大于膜分离孔的污染物被去除；有用的物质也可以通过膜的截留而保留下来，在处理废水的同时将有价值的物料得以回收。20 世纪 60 年代，微滤膜技术开始被应用于污水处理。连续微滤 (CMF) 是膜过滤的新技术，它消除了全量死端过滤方式存在的弊端，从而使微滤膜分离工艺的效率 and 实用性大大提高，完全满足长期稳定运行的要求，是一种极有前途的过滤方式。

(2) 连续微滤技术原理

连续微滤系统 (CMF) 是以微滤膜为中心处理单元，配以特殊设计的管路、阀门、自清洗单元、加药单元和自控单元等，形成闭路连续操作系统。当污水在一定压力下通过微滤膜过滤时，就达到了物理分离的目的。系统还配备外压清洗和气洗工艺。连续微滤系统主要是由微滤膜组件、给水泵、管路、电磁阀、调节阀以及控制系统和反冲洗系统等组成。操作压力 $0.3 \sim 1.0\text{kg/cm}$ 。膜寿命约 $5 \sim 7$ 年。

(3) 连续微滤技术应用

比利时的 Veurne Ambacht 地区采用当今最先进的连续微滤 (CMF) 和反渗透 (RO) 技术用污水再生来补充天然地下水是欧洲第一个大规模的中水回用项目。处理能力为每年能补充 250万 m^3 的饮用水。

以 Veurne Ambacht 地区附近 Wulpen 污水处理厂的出水作为处理对象，经连续微滤 - 反渗透处理后的水通过紫外线消毒，然后由泵送到缓慢渗漏的 2万 m^2 的岸边浅沙滩里再流向蓄水层，然后再从蓄水层抽出，大部分送至现在正在使用的水井里及基础设施中。

图 16 - 7 是该项目的工艺流程示意图。

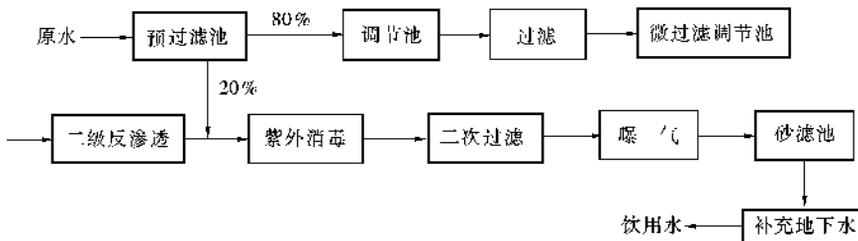


图 16 - 7 微过滤 - 反渗透工艺流程图

8. 高效纤维过滤技术应用于污水回用

(1) 工艺原理

高效纤维过滤技术是采用新型纤维素作为滤元，滤料单丝直径为几微米到几十微米，过滤比阻小，具有极大的比表面积。弥补了粒状滤料的过滤精度由于滤料精度不能进一步缩小的限制。微小的滤料直径极大地增加了滤料的比表面积和表面自由能。增加了水中滤料的吸附能力和水中污染颗粒与滤料的接触机会，提高的截污效率和过滤容量。纤维素清洗方便、耐磨损。使用寿命长。

(2) 技术特性

高效纤维过滤设备适用水质范围宽, SS 在 10 ~ 1 000mg/L 范围内都可以使用该种技术; 过滤效率高, 对 SS 的去除率可以到到 100%; 过滤速度快 (20 ~ 120m/h); 截污容量大 (30 ~ 120kg/m³); 自耗水率低 (1% ~ 2%); 不需要更换滤元 (滤元使用寿命不低于 10 年)。

(3) 应用领域

高效纤维过滤技术可有效去除水中的悬浮物、有机物、胶体等物质, 达到国家杂用水水质标准和景观用水和循环冷却水水质要求。现在被广泛的应用于电力、石油、化工、冶金、造纸、纺织、游泳池等各种工业用水和生活用水的回用处理。

(4) 工程实例

吉林某热电厂工业废水和生活污水回用工程:

- ① 处理水量: 10 000t/d。
- ② 回用目的: 循环冷却水。
- ③ 工艺流程: 如图 16 - 8 所示。



图 16 - 8 高效纤维过滤工艺流程图

- ④ 主要技术指标: 吨水运行费用为 0.25 元。进出水指标见表 16 - 8。

9. DGB 吸附城市污水地下回灌工艺

表 16 - 8 进 出 水 指 标

近年来, 随着工业化进程的加快和经济的迅猛发展, 水资源严重短缺已成为制约我国经济社会发展的重要因素, 同时我国每年产生大量污水, 污水回用成为必然趋势。利用 DGB 吸附剂 (一种新的吸附剂) 对污水处

项 目	进 水	出 水	去除率 (%)
COD	200 ~ 300mg/L	<20mg/L	>90
BOD ₅	80 ~ 100mg/L	<5mg/L	>95
SS	50 ~ 100mg/L	<5mg/L	>90

理厂二级出水进行深度处理的工艺, 可以使城市污水经地下回灌后作为新水源加以利用。

(1) 工艺原理

DGB 吸附剂 (以下简称 DGB) 是北京市矿冶研究总院研制的, 以无机矿物和碳为原料, 采用物理和化学相结合的方法研制而成。DGB 本身无毒, 不含重金属, 失效后可以再生循环使用, 也可直接焚烧处理, 没有二次污染。其平均粒径约 10 μ m, 比表面积 0.82m²/mg。其吸附去除水中有机物的原理和活性炭相似, 主要基于其巨大的比表面积。

(2) 工艺流程

由于 DGB 粒径很小, 吸附处理后, 难以从水中分离, 因此进行了 DGB 与混凝、沉淀协同处理的研究, 其目的是利用混凝、沉淀作用将 DGB 从水中迅速分离出来, 同时又利用混凝剂本身对有机物的去除效果, 减少 DGB 的用量。混凝剂采用聚合氯化铝, 配成 5g/L 溶液待用; 混凝所用的实验装置为 JB 型混凝实验仪, 无级变速。DGB 吸附处理后出水可采用土

壤渗滤方式回灌入地下含水层，以进一步去除、降解水中剩余的有机物。实验中，DGB 处理后出水进入模拟土壤渗滤的土壤柱，土壤柱厚 3m。

工艺流程为：二沉池出水→DGB 吸附→聚合氯化铝混凝沉淀→土壤柱。

(3) DGB 投加量的确定

对城市污水而言，经过深度处理，剩下的溶解性有机物多是难生物降解且对人体有害的，它们数量多，浓度低，控制、测量单一组分较困难。而集体参数 DOC 测量方法相对简便，通过降低 DOC 值可达到控制单一有机物组分的目的，因此 DOC 是回灌水水质标准中最重要的指标之一。参考国外地下水回灌标准和工程运行经验，并结合我国国情，二级生化出水经深度处理后回灌地下，水质应满足 $\rho(\text{DOC}) < 3\text{mg/L}$ 的建议要求。

10. SDR 污水处理与回用工艺

SDR 系列污水处理设备是利用经一定驯化的微生物种群，通过生物降解污水中的各种有机物质，并通过二级沉淀和必要的消毒处理去除其它的有害物质，杀死有害病菌，使处理后的污水达到排放标准，或回用于浇灌绿地，冲洗道路、厕所等。SDR 污水处理设备适合处理生活污水，是一种工艺先进，污水处理效果好，且管理方便的污水处理回用工艺。

(1) 工艺特点

① 体积小。主要工艺设备集中于一个罐体内，整个设备可埋入地表以下。因此，设备运行不需采暖保温，设备上面地表可作为绿化或道路用地，不占用地表面积。

② 结构紧凑。坚固的钢结构池体，易于安装调试，大大缩短施工周期。钢结构池体上的互穿网络防腐涂料，防腐寿命长，保证设备运行 10 年以上。

③ 设备中的 AO 处理工艺，采用推流式生物接触氧化池，对水质的适应性强，耐冲击性能好，出水水质稳定，不会产生污泥膨胀，产泥量少，产生的污泥含水量低，设备正常运行后，一般仅需 90d 左右排泥一次。

④ 该设备采用全自动电器控制系统及设备故障报警系统，设备可靠性好，平时无需专人管理，只需每月的定期维护与保养。

⑤ 由于设备埋入地下，对鼓风机采取了消音措施，设备运行时噪音较低，对环境影响小，完全符合居住小区的环境要求。由于工艺要求，须向生化池内鼓风曝气，以供微生物呼吸，难免从水中溢出臭味，直接排入大气，势必污染周围环境的空气，给人们带来不快。而 SDR 设备具有除臭功能，利用改良土壤进行脱臭处理，即当恶臭成分通过土壤层，溶解于土壤所含的水分中，进而通过土壤的表面吸附作用及化学反应进入土壤，最终被其中的微生物分解达到脱臭的目的。

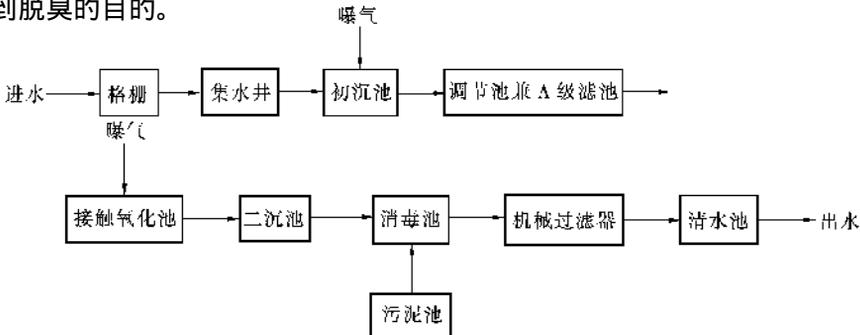


图 16 - 9 SDR 污水处理工艺流程

(2) 工艺流程：如图 16 - 9 所示。

(3) 工作原理

SDR 系列污水处理设备去除有机污染物主要依赖于设备中的 AO 生物处理工艺。其工作原理是在 A 级，由于污水中有机物浓度很高，微生物处于缺氧状态，此时微生物为兼性微生物，它们将污水中的有机氮转化分解成 $\text{NH}_3 - \text{N}$ ，同时利用有机碳源作为电子供体将 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 、 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 转化成 N_2 ，而且还利用部分有机碳源和 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 合成新的细胞物质。所以 A 级池不仅具有一定的有机物去除功能，减轻后序好氧池的有机负荷，以利于硝化作用的进行，而且依靠原水中存在的较高浓度有机物，完成反硝化作用，最终消除氮的富营养化污染。在 O 级，由于有机物浓度已大幅度降低，但仍有一定量的有机物及较高含量的 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 存在。为了使有机物得到进一步氧化分解，同时在碳化作用趋于完成的情况下，硝化作用能顺利进行，在 O 级设置有机负荷较低的好氧生物接触氧化池。在 O 级池中，主要存在好氧微生物及自养型细菌（硝化菌），其中好氧微生物将有机物分解成 CO_2 和 H_2O ；自养型细菌（硝化菌）利用有机物分解产生的无机碳或空气中的 CO_2 作为营养源，将污水中的 $\text{NH}_3 - \text{N}$ 转化成 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 、 $\text{NO}_2^- - \text{N}$ 。O 级池的出水部分回流到 A 级池，为 A 级池提供电子受体，通过反硝化作用最终消除氮污染。

(4) 投资效益分析

根据工艺设计要求，处理水量 20t/h 地理式 SDR 污水处理设备 1 台、初沉池、调节池按 30t/h 设计。每套 SDR ~ 20t/h 污水设备造价 89.5 万元。如按就近直接排入自然沟渠中，其投资总额不超过 100 万元，加上小区内的管网的敷设，则总投资也仅为 150 万元，而对现有污水管道进行重建和对泵房进行扩建等，其总投资达 400 万元以上，可见利用 SDR 污水处理设备的投资仅为对现有污水管道重建和对泵房扩建的 37.5%，同时出水回用于绿地浇灌等，将大大节约宝贵的水源，其经济效益及社会效益是可观的。

第三节 污水回用中存在的问题和污水回用的前景

1. 污水回用技术应用过程中存在的问题

由于污水回用工程项目的投资在现行水价情况下回收期较长，短期效益不明显，在一定程度上制约了该项技术的推广和应用，主要有以下方面原因：

(1) 管理体制和资金问题。现阶段很多地区没有完全实行水务一体化管理体制，管水部门有水利、城建、环保等，仍然是多龙治水的松散体制，没有形成一个统一部门来统筹考虑水资源的综合利用，也就无法形成水源建设经费的支撑体系，污水回用工程的建设资金渠道因此受到限制，无法形成水源建设的资金筹措机制和支撑体系。

(2) 水资源保护方面存在的问题

在污水回用问题上，建议政府相关部门出台相应的鼓励性政策，大力提倡污水回用，所有新建企业、小区都要搞污水回用处理，尤其是在新建的智能化小区中，必须规划有污水回用系统，以推动污水回用工程技术的发展。

(3) 现行水价及宣传方面存在的问题

现行的各种供水价格过低，仍具有明显的福利性因素，这在一定程度上制约了污水技术的推广。现行水价的价格与价值相背离，有待相关部门尽快理顺，使水价格更加趋于合理。

2. 污水回用的前景

我国淡水资源贫乏，人均占有径流量只有世界平均值四分之一，而且这些水资源时空分布不均匀，开发利用难度大，除此，原本已经极有限的水源还时时面临着水质恶化及水生态系统破坏的威胁，这使得水资源供需矛盾日益加剧，因而人们便开始寻找投资省、见效快、投资成本又低的污水回用技术。目前我国在污水再生回用技术的应用方面已取得了较大进展，污水再生作为一种可利用的第二水源在未来的社会发展以及人们的日常生活中将发挥巨大的潜力，对保护环境、发展经济无疑将产生极其重大的影响。

总的来说，污水回用作为一种解决该问题的一种较好的方法基本上还处于起步阶段，现在的污水回用基本上还处于城市绿化、环卫、清洗马路、园林绿化和江河湖水的补充水上，同时保证热电厂、化工厂、蒸汽厂等企业的使用阶段。

但是随着我国一些城市水源紧缺状况的日趋严重，人们对城市污水再生利用认识的不断提高，污水经过处理再生利用，已成为国际公认的第二水源。由此可知污水回用不仅扩大可利用水资源的范围和水资源的有效利用程度，同时也体现了“优质优用，低质低用”的原则。污水回用对于提高城市水资源利用的综合经济效益、缓解水资源紧缺状况、进一步减少水环境污染以及促进国民经济持续发展，都有着重大意义。

近几年来，国家投入了不少研究经费，做了大量的工作和技术上的准备。据有关资料统计及预测，我国提出2010年实现城市污水处理率达50%以上，对处理后污水按不同的水质要求进行再生回用，并提出建议实现污水处理后60%以上回用。实践证明中。水回用技术是一项行之可行，行之有效的节水技术这一技术的广泛推进，节约了宝贵的水资源，缓和了城市水的供需矛盾、减少了城市排水系统的负担，控制了水污染，保护了生态环境，其所具有的社会效益和环境效益必会带来显著社会效益和经济效益。把污水处理与回用紧密结合，互相促进，有利于推进我国城市污水处理与回用事业的发展，有助于实现“在保持经济较高速发展的同时实现可持续发展”。

参 考 文 献

- 1 吕炳南, 陈志强. 污水生物处理新技术. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学出版社, 2004
- 2 雷乐成等编著. 污水回用新技术及工程应用. 北京: 化学工业出版社, 2002
- 3 肖锦主编. 城市污水处理及回用技术. 北京: 化学工业出版社, 2002
- 4 周彤主编. 污水回用决策与技术. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 5 丁亚兰. 国内外废水处理工程设计实例. 北京: 化学工业出版社, 2000
- 6 周金生, 耿书良. 新型膜法 SBR 系列间歇充氧式生活污水净化装置. 污染防治技术, 2003, 16(3): 61~62
- 7 高俊发, 王彤, 郭红军. 城镇污水处理回用技术. 北京: 化学工业出版社, 2004
- 8 北京市四方技术开发公司. WJZ—H 型生活污水处理及中水回用技术. 中国环保产业, CEPI. 2002, (10): 42~44
- 9 张统. CASS 工艺处理小区污水及中水回用. 给水排水, 2001, 27(1): 64~66
- 10 王彦, 陈为民, 王连俊. 超滤在中水回用中的应用. 中国环保产业, 2002, (6): 30~31
- 11 袁志斌, 王占生等. 小区全面提高生活饮用水水质的建议. 首届居住区水环境国际研讨会论文集. 2002, 417~20
- 12 徐强. 小区污水处理与回用的技术应用. 首届住区水环境国际研讨会论文集. 2002, 4: 21~24
- 13 侯瑞波, 安佩武, 陈晔. 中水回用的分类及水源问题. 建筑技术开发, 2002, 29(10): 41~42
- 14 蒋蕾蕾, 张雪妮. 宁波市实施中水回用的研究. 宁波高等专科学校学报, 2002, 14(2): 19~20
- 15 张轶. 微滤膜技术用于城市中水回用自控系统的特点. 给水排水, 2003, 29(11): 88~89
- 16 邓风. 以城市雨水为水源的中水回用途径初探. 节能, 2002, (2): 39~40
- 17 黄江丽, 闫广平. 住宅小区与公厕污水处理中水回用技术的研究. 吉林化工学院学报, 2001, 18(3): 34~36
- 18 楚广诣, 温成林. 论济南污水处理厂宁水回用初探. 山东环境, 1999, (20): 25
- 19 詹国全. 论污水处理厂增设中水回用系统的意义. 中国环境管理, 2001, (2): 45~46
- 20 成文, 胡永有. 中水回用于节水. 中国环境管理, 2003, 22(5): 38~43
- 21 吕建国, 王文正. 连续微滤与废水综合利用. 甘肃环境研究与监测, 2002, 16(1): 52~53
- 22 皮运正, 吴天宝, 蹇兴超. 用于城市污水地下回灌的 DGB 吸附工艺. 清华大学学报(自然科学版), 2000, 40(12): 18~20
- 23 张文渊. SDR 系列污水处理设备在新区建设中的应用. 环境卫生工程, 2000, 8(1): 20~23
- 24 解晓强, 沙琪, 杨俊才. 我国中水回用状况的分析与展望. 安装, 2003, (4): 17~20
- 25 张自杰. 排水工程. 北京: 中国建筑工业出版社, 1997, 11
- 26 肖锦. 城市污水处理及回用技术. 北京: 化学工业出版社, 2002, 5
- 27 黄利三等. 水处理新工艺新技术与工程方案设计及质量检验标准规范实用全书. 银声音像出版社, 2004
- 28 沁雪, 陈志强. 高负荷内循环生物反应技术处理啤酒废水. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学学报, 2004, 2: 195~198
- 29 炳南, 陈志强. 污水生物处理新技术. 哈尔滨: 哈尔滨工业大学出版社, 2004
- 30 姜成春, 马军, 李圭白. 高锰酸钾强化粉末活性炭吸附效能研究. 哈尔滨建筑大学学报, 2000, 33(6): 40~44
- 31 荣宏伟. SBBR 脱氮除磷试验研究. 2004, 6
- 32 张小满, 曹达文, 高廷耀等. 常规水处理工艺应用粉末活性炭技术的最佳投点选择研究. 给水排水, 1998, 24(2): 29~31

- 33 龙腾锐,周键. AB法A段工艺的机理探讨. 中国给水排水,2002,18:20~22
- 34 郑琴. AB法在城市污水中的应用-介绍德国Krefeld污水处理厂. 给水排水,2000,26(2):10~12
- 35 申秀英,许晓路. 投加粉末活性炭的活性污泥法研究进展. 环境科学进展,1994,2(4):23~28
- 36 金伟,李怀正,范瑾初. 粉末活性炭吸附技术应用的关键问题. 给水排水,2001,27(10):11~12
- 37 罗虹,顾平,杨造燕. 投加粉末活性炭对膜阻力的影响研究. 中国给水排水,2001,17(2):1~4
- 38 温沁雪,陈志强. 喷射式循环反应器在废水处理中的应用. 给水排水. 2002,8:22~25
- 39 陈志强,温沁雪,吕炳南,温岩,王丹. 高负荷好氧生物技术在生活污水回用中的应用研究. 给水排水,2004,5:15
- 40 李月中,刘康怀. 高负荷好氧生物法处理味精废水试验研究. 桂林工学院学报,2001,21(1):77~80
- 41 李显,康蔡卫. 介绍HCR废水处理新技术的特点. 广东造纸,1997,4:24~25
- 42 刘康怀,席为民,李月中. HCR-一种高效好氧生物处理技术. 给水排水,2000,26(4):25~28
- 43 曲景奎,周桂英. HCR工艺在造纸废水治理中的应用. 环境污染治理技术与设备,2002,3(1):74~76
- 44 周律,钱易. 好氧颗粒污泥的形成和技术条件. 给水排水,1995,4:11~13
- 45 谢珊,李小明,曾明光等. 好氧颗粒污泥的性质及其在脱氮除磷中的应用. 环境污染治理技术与设备,2003,4(7):70~73
- 46 从厚等编. 分离信息荟萃,2003,(30):21
- 47 New Membrane Technology,2001,(140):2
- 48 Hillis P. Membrane Technology in Water and Wastewater Treatment. The Royal Society Of Chemistry,2000
- 49 Lan B Law. Desalination & Water Reuse,2003,13(1):22
- 50 Redendo J. Desalination & Water Reuse,2001,11(2):37
- 51 刘茉娥等. 膜分离技术应用手册. 北京:化学工业出版社,2001
- 52 Durham B, et al. Desalination,2001,(138):83
- 53 M P del Pino, Durham B, Desalination,1999,(124):271
- 54 郑领英,王学松. 膜技术. 北京:化学工业出版社,2000
- 55 刘茉娥,蔡邦肖,陈益堂. 膜技术在污水治理及回用中的应用. 北京:化学工业出版社,2004
- 56 邵刚. 膜法水处理技术及工程实例. 北京:化学工业出版社,2002
- 57 Rogella F. Desalination & Water Reuse,2002,11(4):9
- 58 角田务. 化学装置,2002,(8):50
- 59 顾国维,何义亮. 膜生物反应器在污水处理中的研究和应用. 北京:化学工业出版社,2002
- 60 H van der Roest. Desalination & Water Reuse,2002,11(4):11
- 61 Abdel Jawad M, et al. Desalination,1997,(109):211
- 62 Abdel Jawad M, et al. Desalination,1997,(124):251
- 63 Abdel Jawad M, et al. Desalination,2002,(142):11
- 64 王从厚,陈勇,吴鸣. 新世纪膜分离技术市场展望. 膜科学与技术,2003,23(4):54~60
- 65 David H, Furukawa P E. Global Status of Microfiltration and Ultrafiltration Membrane Technology. The Newsletter of the Middle East Desalination Research Center, October 17,2002
- 66 Matthew. Barker. Focusing on Asia's Desalination Market. Water & Wastewater Asia,2002,(2):38~39
- 67 中国工程院21世纪中国可持续发展水资源战略研究项目组. 中国可持续发展水资源战略研究综合报告. 中国水利,2000,(8):5~17
- 68 唐受印,戴友芝等编. 废水处理工程. 北京:化学工业出版社,2004
- 69 邵刚. 膜法水处理技术及工程实例. 北京:化学工业出版社,2002

- 70 王燕飞主编. 水污染控制技术. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 71 刘茉娥等. 膜分离技术应用手册. 北京: 化学工业出版社, 2001
- 72 中国化工防治污染技术协会组织编写. 化工废水处理技术. 北京: 化学工业出版社, 2000
- 73 任南琪, 马放等. 《污染控制微生物学原理与应用》. 北京: 化学工业出版社, 2003. 6
- 74 胡大镛, Carrousel 氧化沟脱氮除磷工艺设计探讨. 环评技术, 2004. 8
- 75 周健, 程吉建, 龙腾锐, 采用脱氢酶进行 AB 工艺 A 段细菌增殖及污泥产生规律的研究. 给水排水, 2004 (8)
- 76 牛克胜, 蒋延梅, 魏伟, 原欣. 淄博市污水处理公司 AB 工艺运行问题及对策. 给水排水, 2004 (2)
- 77 周健, 龙腾锐, 苗利利. AB 法的 A 段处理低浓度城市污水研究. 中国给水排水, 2003 (5)
- 78 林敏兰. 广州市猎德污水处理厂一期工程的设计特点. 中国给水排水, 2003 (8)
- 79 张志刚, 孟广明, 刘志强, 邵长飞. AB 法污水处理工艺的特点及技术管理. 青岛建筑工程学院学报, 2003 (3)
- 80 王建龙, 易红星, 曾杰, 郭建民. AB 工艺在乌鲁木齐河东污水厂的应用. 石河子大学学报, 2003 (4)
- 81 黄建峰. 引进 AB 活性污泥法污水处理技术的消化创新. 福建环境, 2003 (1)
- 82 龙腾锐, 周健. AB 法 A 段工艺的机理探讨. 中国给水排水, 2002 (9)
- 83 周健, 魏小松, 龙腾锐. AB 法 A 段活性污泥沉降性能探讨. 重庆环境科学, 2002 (5)
- 84 何国富, 华光辉, 张波, 韩启涛, 胡玉秀. 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 (1)
- 85 黎耀. 深圳滨河污水厂 AB 法运行实践及分析. 中国给水排水, 2000 (8)
- 86 杜英豪. 浅议 AB 工艺中 A 段的作用. 给水排水, 2000 (3)
- 87 付忠志, 邹利安. 深圳罗芳污水厂一期工程试运行简评. 给水排水, 2000 (1)
- 88 周健, 龙腾锐. AB 法 A 段机理及动力学研究现状. 重庆建筑大学学报, 1999 (6)
- 89 陈锦焕. 淄博污水处理厂设计介绍. 中国给水排水, 1999 (7)
- 90 郭茜, 熊建英, 瞿永彬. AB 法污水处理工艺概况. 环境保护科学, 1998 (5)
- 91 高俊发, 王社平. 污水处理厂工艺设计手册. 北京: 化学工业出版社, 环境科学与工程出版中心, 2003
- 92 韩洪军. 污水处理构筑物设计与计算. 哈尔滨工业大学出版社, 2002
- 93 陈坚, 任洪强, 堵国成, 华兆哲. 环境生物技术应用与发展. 中国轻工业出版社, 2001
- 94 汪大翬, 雷乐成. 水处理新技术及工程设计. 北京: 化学工业出版社, 环境科学与工程出版中心, 2001
- 95 沈耀良, 王宝贞. 废水生物处理新技术——理论与应用. 北京: 中国环境科学出版社, 1999
- 96 沈耀良. 厌氧折流板反应器在废水处理中的研究与应用. 苏州科技学院学报, 2003 (2)
- 97 徐金兰, 王志盈, 李贺. 厌氧折流板反应器 (ABR) 的工艺特征与处理性能. 西安建筑科技大学学报, 2002 (4)
- 98 童昶, 沈耀良, 赵丹, 王承武. 厌氧反应器技术的发展及 ABR 反应器的工艺特点. 江苏环境科技, 2001 (4)
- 99 李刚, 欧阳峰, 杨立中. ABR 反应器性能研究: 回顾与总结. 中国沼气, 2001 (3)
- 100 赵丹, 王承武, 沈耀良, 王惠民. 厌氧折流板反应器 (ABR) 的水动力学及污泥特性. 环境工程, 2001 (2)
- 101 王建龙, 韩英健, 钱易. 折流式厌氧反应器 (ABR) 的研究进展. 应用与环境生物学报, 2000 (5)
- 102 胡细全, 刘大银, 蔡鹤生. ABR 反应器结构对水力特性的影响. 地球科学——中国地质大学学报, 2004 (3)

- 103 徐金兰, 王志盈, 杨永哲, 王磊, 高峰. ABR 的启动与颗粒污泥形成特征. 环境科学学报, 2003 (5)
- 104 沈耀良, 赵丹, 王惠民. ABR 处理高浓度淀粉制品加工废水运行特性的研究. 给水排水, 2002 (9)
- 105 陈洪斌, 张国政, 高廷耀. 厌氧折流板反应器处理豆制品废水的研究. 中国沼气, 1999 (1)
- 106 沈耀良, 王宝贞, 杨铨大, 刘润芬, 许甫庸. 厌氧折流板反应器处理垃圾渗滤混合废水. 中国给水排水, 1999 (5)
- 107 李清雪, 华玉芝. 厌氧折流板反应器处理高浓度有机废水. 河北建筑科技学院学报, 2003 (3)
- 108 龚敏, 赵九旭, 蒲仕刁, 郝洁. ABR 工艺预处理木薯酒精废水的工程应用. 环境科学与技术, 2002(5)
- 109 贺嵩邠, 易辰俞, 戴友芝. 厌氧折流板反应器处理有机磷农药废水的研究. 工业用水与废水, 2002 (4)
- 110 邱波, 郭静, 邵敏, 李朝辉, 李武, 姚武松. ABR 反应器处理制药废水的启动运行. 中国给水排水, 2000 (8)
- 111 武桐, 付军, 刘翔. ABR - SBR 法处理草浆造纸中段废水试验研究. 环境污染治理技术与设备, 2004 (1)
- 112 孙剑辉, 张波, 彭云辉. 新型高效生物处理技术——厌氧折流板反应器. 工业水处理, 2002 (4)
- 113 浜本洋一等. 间歇式活性污泥法废水处理技术. 国外环境科学技术, 1987, 1: 19~24
- 114 沈耀良, 王宝贞编著. 废水生物处理新技术, 理论与应用. 北京: 中国环境科学出版社, 1999
- 115 赵建国, 王怀宇, 王存海. 对 SBR 池和 CASS 池的研究与改进. 环境保护, 2004, 3: 27~28
- 116 孙大群, 边德军, 张文华. 循环活性污泥系统. 长春工程学院学报 (自然科学版), 2001, 2 (3): 15~17
- 117 顾夏声. 水处理微生物学. 北京: 中国建筑工业出版社
- 118 马文漪, 杨柳燕. 环境微生物工程. 南京: 南京大学出版社
- 119 黄铭荣, 胡纪萃. 水污染治理工程. 高等教育出版社
- 120 王建军. 人工湿地在污水处理中的应用初探
- 121 王薇, 俞燕. 人工湿地在污水处理工艺与设计. 城市环境与城市生态
- 122 孙权. 人工湿地在污水处理工艺. 污染防治技术
- 123 郑俊, 吴浩汀. 曝气生物滤池工艺的理论及工程应用. 化学工业出版社, 2005
- 124 吕炳南, 陈志强. 污水生物处理新技术. 哈尔滨工业大学出版社, 2004
- 125 徐丽花, 李亚新. 一种好氧生物处理有机废水的新工艺设备——生物曝气滤池. 给水排水, 1999, 25 (11)
- 126 郑俊, 王晓焱. 水解酸化 - 曝气生物滤池处理啤酒废水. 给水排水, 2001, 27 (1): 48~49
- 127 牛学义. 生物滤床污水处理工艺的应用范围和效率. 给水排水, 1999, 25 (7)
- 128 杜茂安, 邱立平, 冯琦. 曝气生物滤池处理生活污水的试验研究. 哈尔滨建筑大学学报. 2001, 4: 22~24
- 129 张智, 阳春, 邓晓莉, 童代石, 周劲松. 复合变速曝气生物滤池深度处理城市污水研究. 中国给水排水, 2000, 16 (5)
- 130 刘建广. 水解 - 气浮 - 曝气生物滤池工艺在印染废水处理中的应用. 给水排水, 2001, 27 (2): 43~45
- 131 郑俊, 程寒飞, 王晓焱. 上流式曝气生物滤池工艺处理生活污水. 中国给水排水, 2001, 17 (1): 51~53
- 132 李汝琪, 孔波, 钱易. 曝气生物滤池处理生活污水试验. 环境科学, 1999, 20 (5): 69~717.
- 133 李汝琪, 钱易, 孔波等. 曝气生物滤池处理啤酒废水的研究. 环境科学, 1999, 20 (4): 83~85
- 134 李汝琪, 孙长虹, 钱易等. 曝气生物滤池去除污染物的机理研究. 环境科学, 1999, 20 (6): 49~52

- 135 郭天鹏,汪诚文,陈吕军等. 升流式曝气生物滤池深度处理城市污水的工艺特性. 环境科学,2002,23(1):58~61
- 136 张忠波,陈吕军,胡纪萃. 新型曝气生物滤池 - Biostyr. 给水排水,2000,20(6):15~18
- 137 聂军,王珊珊. 第三代生物膜反应池 BIOFOR. 给水排水,1998,24(10):2627
- 138 Gosman B, Rehm HJ. Oxygen uptake of microorganism s entrapped in calcium alginate. Appl Microbiol Biotechnol,1986,23:163
- 139 Ospina S, Merino E, Ramirez OT, et al. Recombinant whole cell penicillin acylase biocatalyser. BiotechLett,1995,17:615
- 140 朱文亭,颜玲,阎海英等. 循环移动载体生物膜反应器的实验研究. 中国给水排水,2000,16:51~54
- 141 刘焱,杨平,方治华. 生物流化床中生物膜特性与反应器效率的关系. 环境科学进展,1998,7(5):111~122
- 142 俞爱媚,张恒焱,葛海新等. 混凝 - 弹性立体填料生物膜 SBR 法处理染整废水. 环境科学与技术,2001,6:32~34
- 143 郑育毅,廖满琼,林金画. 生物膜 - 活性污泥联合工艺在高浓度工业废水中的应用. 给水排水,2001,27(10):61~62
- 144 Minett and Steve. The Kaladnes Moving Bed Process for Wastewater Treatment at Pulp and Paper Mills [J]. Filtration & Separation,1995,32(5)
- 145 L J Hen ,B Rusten ,H Odegaard. Nitrification in a Moving Bed Biofilm Reactor [J]. Wat. Res. ,1994,28(6)
- 146 Bailey K, Vieth W R, Chotani G K. Analysis of Bioreactors containing immobilized recombinant cells. Ann N Y Acad Sci,1997,417:196
- 147 Bickerstaff GF. Immobilization of enzymes and cells. Immobilization of Enzymes and cells. Ed. by Gordon F B ickerstaff,Human Press,1997,1
- 148 顾国维. 膜生物反应器. 北京:化学工业出版社,2002
- 149 顾平. 中空膜生物床处理生活污水的中试研究. 中国给水排水,2000,1
- 150 李春杰. 膜生物反应器的研究进展. 污染防治技术,1999,1
- 151 何义亮. 厌氧膜生物反应器处理高浓度食品废水的应用. 环境科学,1999,11
- 152 郑祥. 影响 MBR 处理效果及膜通量的因素研究. 中国给水排水,2002,1
- 153 吕炳南. 污水生物处理新技术. 哈尔滨:哈尔滨工业大学出版社,2004,12
- 154 刘锐. 一体式膜 - 生物反应器的水动力学特性. 环境科学,2000,9
- 155 何义亮. 膜生物反应器生物降解与膜分离共作用特性研究. 环境污染与防治,1998,6
- 156 邹联沛. MBR 中 DO 对同步硝化反硝化的影响. 中国给水排水,2001,1
- 157 刘锦霞. 膜生物反应器脱氮除磷工艺的研究进展. 城市环境与城市生态,2001,2
- 158 邹联沛. 膜生物反应器中膜的堵塞与清洗的机理研究. 给水排水,2000,1
- 159 王猛. 膜生物反应器处理生活污水无泡供氧研究. 环境污染与防治,2002,6
- 160 高以恒. 膜分离技术基础. 北京:科学出版社,1989
- 161 邢传宏. 超滤膜 - 生物反应器处理生活污水及其水力学研究. 环境科学,1997,9
- 162 张军. 复合淹没式膜生物反应器脱氮除磷效能研究. 中国给水排水,2000,1
- 163 付国楷. 膜生物反应器的研究与展望. 工业水处理,2003,10
- 164 樊耀波,王菊思. 水与废水处理中的膜生物反应器技术. 环境科学,1995,5
- 165 王薇,俞燕,王世和. 人工湿地污水处理工艺与设计. 城市环境与城市生态
- 166 王维斌. 污水处理中减少污泥产量的方法和机理. 给水排水

- 167 梁鹏, 黄霞, 钱易. 利用红斑瓢体虫减少剩余污泥产量的研究. 中国给水排水
- 168 李彩斌, 汪慧贞. 好氧生物选择器工艺中曝气池运行参数的研究. 给水排水
- 169 范洁、赵秉森论文. 氧化沟工艺中曝气设备的发展概况
- 170 金兆丰, 余志荣主编. 污水处理组合工艺及工程实例
- 171 夏世斌, 刘俊新. 立体循环一体化氧化沟处理城市污水研究
- 172 Zhao Jin - ping Application and Development of Carrousel Oxidation Ditch Process on Wastewater Treatment
- 173 王凯军. 氧化沟的设计方法讨论