

“九五”国家重点科技攻关成果
给水和废水处理新技术丛书

生物膜法污水处理技术

建设部科技司组织编写
丛书总主编 聂梅生

刘雨 赵庆良 郑兴灿 编著

中国建筑工业出版社

图书在版编目(CIP)数据

生物膜法污水处理技术/刘雨, 赵庆良, 郑兴灿编著. —北京:
中国建筑工业出版社, 2000
(“九五”国家重点科技攻关成果给水和废水处理新技术丛书
/聂梅生主编)
ISBN 7-112-01370-5

I. 生… II. ①刘… ②赵… ③郑… III. ①生物膜-污水处理-
技术 ②生物膜反应器-污水处理-技术 IV. X703

中国版本图书馆 CIP 数据核字(2000)第 13710 号

责任编辑 何苗 俞辉群
责任设计 汤小平

国家“九五”重点科技攻关项目
给水和废水处理新技术丛书
生物膜法污水处理技术
建设部科技司组织编写
丛书总主编 聂梅生

刘雨 赵庆良 郑兴灿 编著

*

中国建筑工业出版社出版、发行(北京西郊百万庄)

新华书店总店科技发行所发行
印刷厂印刷

*

开本: 787×1092 毫米 1/16 印张: 字数: 340 千字
2000 年 月第一版 2000 年 月第一次印刷
印数: 1—2000 册 定价: 40.00 元

ISBN 7-112-01370-5

TU · 1006(8825)

版权所有 翻印必究

如有印装质量问题, 可寄本社退换

(邮政编码 100037)

内容简介

以生物滤池的问世为标志的生物膜反应器技术已经走过了 100 多年的发展历程，与活性污泥法一起共同成为现代污水处理技术的最重要组成部分。研究与实践均已经表明，在许多情况下，生物膜法不仅能代替活性污泥法用于城市污水和工业废水的二级生物处理，而且还具有一些独特的优点，如运行稳定、抗冲击负荷、更为经济节能、无污泥膨胀问题、具有一定的硝化与反硝化功能、可实现封闭运转防止臭味等。随着配套技术与材料的突破性进展，近年来生物膜工艺得到了广大研究者和工程技术人员的极大关注，发展相当迅速，对生物膜特征的认识和基础理论研究不断加深，已有的实际工艺日臻完善，同时出现了多种新型的生物膜反应器工艺和各种组合工艺，逐步形成了一套较完整的生物膜法污水生物处理工艺系列。

针对生物膜技术发展迅速并得到国内外工程界高度重视的现实情况，以及国内读者迫切希望较全面了解生物膜技术的最新理论发展和应用实践的实际需要，本书全面、系统和深入地阐述了有关生物膜反应器的原理与实际应用，充分反映生物膜反应器技术在污水处理领域的国内外最新研究进展和应用，并根据作者多年研究经历和体会，系统介绍了生物膜反应器及反应过程的研究方法，本书对生物膜技术的工程应用和进一步研究具有重要的指导和参考作用，对进一步研究与开发高效、节能、省地、低成本、低费用的生物膜反应器新工艺可以起到积极的推动作用。

全书共 10 章，第 1 章概述了生物膜反应器的发展沿革、类型、特征和发展趋势；第 2 章阐述了微生物在载体表面的固定机理、特性和各种影响要素；第 3 章详细介绍了各种生物膜载体、载体选择和细胞固定技术；第 4 章论述了生物膜的净化机理、增长动力学、基质去除动力学及动力学参数；第 5 章介绍了生物膜微生物能量代谢的 PIRT 理论、HERBERT 理论、分离理论及数学模型；第 6 章详细描述了各种生物膜分析技术，包括生物膜的含量确定、组分测定、厚度测定、活性分析、结构观察和活性标记等；第 7 章全面分析了影响生物膜反应器运行的主要工艺参数和环境因素；第 8 章系统介绍了生物滤池、生物转盘和淹没式生物滤池等典型生物膜反应器工艺的原理、构造、池型、工艺流程及设计计算；第 9 章综合介绍了各种实用新型生物膜反应器工艺和复合式生物膜反应器工艺的原理、特性和应用；第 10 章系统介绍了生物膜/悬浮生长联合处理工艺的联合方式、工艺类型、工艺及相关处理设施的设计考虑等。

本书内容详尽、系统全面，既体现了国内外最新研究成果，具有先进性和理论深度，又展现了工程应用情况及前景，具有较高的针对性和实用性，可供从事水处理和环境保护的研究、设计与运行管理人员、高等院校教师和研究生、本科生以及其他与环境科学与工程有关的专业技术人员参考使用。

总 序

聂梅生

我国水处理技术的发展历程是与不同历史时期的经济、社会发展及人民生活水平密切相关的。总体来看,在给水处理与废水处理技术方面曾经历了以解决量的需求为主要目标的第一阶段,此间的水处理技术主要是围绕着满足水量供应为主题展开;经济的快速发展引发了环境污染问题,随着水污染形势日趋严峻,水处理技术开始了以环境保护为背景的第二阶段,这期间的技术研究围绕着去除各类污染物以达到水质指标为目的而进行;全球性的环境污染和资源短缺引发了人们对发展问题的重新思考,可持续发展观念的提出使现阶段环境领域的技术逐步发生了战略性转折,这期间水处理技术不仅由单项技术走向综合集成并加速产业化、市场化转移,更重要的是逐步走向以人为本的发展道路,这正是可持续发展的最终目标。

本丛书作为国家“九五”重点科技攻关项目的成果之一,希望能反映我国水处理技术的前沿,并以此献给从事给水和废水处理事业的广大读者。

1999年11月

前 言

在当今世界，污水处理技术的不断发展和工程应用已经成为维系社会经济可持续发展的必要组成部分。基于物理、化学和生物学原理的各种污水处理工艺不断出现，其中生物处理技术的应用最为广泛，已经成为城市污水和有机工业废水处理的主流工艺。

在污水生物处理工艺的发展和应用中，活性污泥法和生物膜法一直占据主导地位。随着新型滤料的开发和配套技术的不断完善，与活性污泥法平行发展起来的生物膜工艺技术得以快速发展，既独立又几乎已经结合到污水处理的各种其他工艺中，这是因为生物膜法具有诸多优点，包括：处理效率高，耐冲击负荷；体积小，便于运行管理，困扰活性污泥法的污泥膨胀问题在此得以消除；可以维持较高的污泥龄，生物相相对稳定，具有较高微生物量，水力停留时间大为缩短；对毒性物质和冲击负荷具有较强的抵抗性；可以实现封闭式运转，解决臭味问题，等等。因此，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。

本书作为“九五”国家重点科技攻关计划《污水处理与水工业关键技术研究》项目（编号 96-909）《城市污水处理技术集成与决策支持系统建设》专题（编号 96-909-01-01）的污水处理技术集成化系列研究成果之一，基于作者多年来在国内外从事生物膜反应器研究的最新成果与亲身体会，旨在全面、系统和深入地阐述有关生物膜反应器的原理与实际应用，充分反映生物膜反应器技术在污水处理领域的国内外最新研究进展和应用，如生物膜在载体表面的固定机理、生物膜微生物的能量代谢理论、复合式生物膜反应器、生物膜/悬浮生长联合处理工艺等，并根据自身的多年研究经历，系统介绍了生物膜反应器及反应过程的研究方法，包括生物膜厚度、生物膜量、生物膜活性的各种测量、测定技术以及模型的选择等。我们期望本书的出版对进一步研究、探索和应用高效、节能、省地、低成本、低费用的生物膜反应器新工艺起到积极的作用。

本书第 2、3、4、5、6 章由刘雨编写，第 1、7、8、9 章由赵庆良编写，第 10 章由郑兴灿、晋荣编写。全书由赵庆良统稿、郑兴灿定稿。

本书的编写工作由建设部科技司组织领导，并得到国家城市给水排水工程技术研究中心的大力支持，在此谨表示衷心的感谢。

由于编著者水平有限，经验不足，书中错误和不当之处在所难免，热忱欢迎同行前辈和广大读者批评指正。

刘雨 赵庆良 郑兴灿

1999 年 11 月

目 录

第 1 章 污水处理中的生物膜与生物膜反应器.....	1
1.1 污水与污水生物处理.....	1
1.1.1 污水的来源与污染物.....	1
1.1.2 污水生物处理工艺.....	2
1.2 生物膜.....	3
1.2.1 生物膜及其形成过程.....	3
1.2.2 生物膜的微生物相.....	4
1.3 生物膜反应器.....	6
1.3.1 生物膜反应器的发展沿革.....	6
1.3.2 生物膜反应器的类型与技术现状.....	7
1.3.3 生物膜反应器的特征.....	11
1.3.4 生物膜反应器的发展趋势.....	12
第 2 章 微生物在载体表面的固定机理.....	14
2.1 微生物固定的一般过程.....	14
2.1.1 微生物向载体表面的运送.....	14
2.1.2 可逆附着过程.....	15
2.1.3 不可逆附着过程.....	15
2.1.4 固定微生物的增长.....	16
2.2 微生物固定动力学.....	16
2.2.1 可逆附着动力学.....	16
2.2.2 微生物不可逆附着模型.....	18
2.3 影响微生物固定的重要因素.....	20
2.3.1 悬浮微生物浓度.....	21
2.3.2 液相 pH.....	22
2.3.3 液相离子强度.....	23
2.3.4 悬浮微生物的活性.....	25
2.3.5 载体表面结构与性质.....	27
2.3.6 水力剪切作用.....	28
2.3.7 接触时间.....	31
2.4 硝化细菌在载体表面固定的措施.....	31
2.4.1 载体表面处理.....	31
2.4.2 微生物表面改良.....	34
第 3 章 生物膜载体的选择与细胞固定技术.....	36

3.1 生物膜载体的种类.....	36
3.1.1 无机类载体	36
3.1.2 有机类载体	36
3.2 生物膜载体的选择原则.....	38
3.2.1 机械强度	38
3.2.2 物理形态	38
3.2.3 生物、化学及热力学稳定性.....	39
3.2.4 亲疏水性及表面电性.....	39
3.2.5 孔隙度及表面粗糙度.....	39
3.2.6 比重	39
3.2.7 对生物膜活性的影响.....	40
3.2.8 可再用性	40
3.2.9 价格	40
3.3 实用微生物固定技术.....	40
3.3.1 表面吸附固定技术.....	40
3.3.2 键联固定技术.....	41
3.3.3 细胞间自交联固定技术.....	41
3.3.4 多聚体包埋技术.....	42
3.3.5 孔网状载体截陷固定技术.....	44
3.4 各种固定技术的比较.....	44
第4章 生物膜增长及底物去除动力学.....	47
4.1 生物膜净化机理.....	47
4.2 生物膜增长的一般描述.....	48
4.3 生物膜增长动力学.....	50
4.3.1 生物膜增长速率方程.....	51
4.3.2 Capdeville 生物膜增长动力学体系.....	56
4.4 底物去除动力学.....	60
4.4.1 反应-扩散模式	60
4.4.2 表面反应模式.....	67
4.5 动力学参数的确定.....	73
4.5.1 生物膜的比增长率.....	73
4.5.2 底物比去除率 (q_{obs})	75
4.5.3 生物膜产率系数 (Y_{obs})	75
4.5.4 生物膜最大活性厚度(Th_a) _{max}	76
4.5.5 生物膜密度 ()	77
4.5.6 半级反应常数 ($k_{1/2}$)	78
4.5.7 有效扩散系数 (D_e)	78
4.5.8 生物膜理论最大活性厚度(Th_a) _{max} ^T	78
4.6 附录	79

4.6.1 Monod 方程的理论推导	79
4.6.2 底物在生物膜的扩散能力	81
4.6.3 生物膜理论中常用速率表达式	82
第 5 章 生物膜微生物的能量代谢理论	83
5.1 PIRT 维持能方程	83
5.2 修正的 PIRT 维持能方程	85
5.3 微生物内源呼吸代谢	86
5.4 PIRT 理论与 HERBERT 理论的比较	87
5.5 微生物能量代谢分离理论	88
5.5.1 富底物培养的特性	88
5.5.2 底物过度利用动力学	88
5.5.3 富底物条件下微生物产率模型	89
5.5.4 富底物条件下能量分离模型	92
5.5.5 微生物能量代谢生物数学模型一览	93
5.5.6 模型验证	93
5.5.7 微生物能量分离理论的工程意义	97
第 6 章 生物膜分析技术	99
6.1 生物膜重量的确定	99
6.1.1 生物膜干重	99
6.1.2 生物膜 TOC	100
6.1.3 生物膜 COD	100
6.1.4 生物膜多聚糖	100
6.1.5 生物膜总蛋白质	100
6.2 生物膜厚度的确定	101
6.2.1 直接显微法	101
6.2.2 微米计阻力法	102
6.2.3 微米计电导法	102
6.2.4 膜侧线法	102
6.2.5 间接计算法	102
6.3 生物膜活性分析	103
6.3.1 ATP 法	103
6.3.2 INT 法	104
6.3.3 TTC 法	105
6.3.4 DNA 法	105
6.3.5 总蛋白质法	106
6.3.6 耗氧率的测定	106
6.3.7 活性胞平板计数法	108
6.4 生物膜结构与活性观察	108
6.4.1 生物膜一般结构与种群分布	108

6.4.2 桔黄夹氮萘染色-荧光显微镜观察.....	109
6.4.3 生物膜结构的电镜观察.....	109
6.4.4 INT 标记活性生物膜法.....	110
6.5 附录.....	110
6.5.1 典型生物过程的测量参数.....	110
6.5.2 典型生物过程自动监控示意图.....	111
第7章 影响生物膜反应器运行的主要因素.....	112
7.1 进水底物浓度.....	112
7.2 营养物质.....	115
7.3 水力停留时间与负荷率.....	116
7.3.1 完全混合间歇反应器.....	117
7.3.2 完全混合连续反应器.....	117
7.3.3 完全混合连续串联反应器.....	118
7.3.4 推流反应器.....	118
7.3.5 扩散推流反应器.....	118
7.4 水力剪切力.....	120
7.5 溶解氧.....	123
7.6 pH 值.....	124
7.7 温度.....	124
7.8 抑制及毒性作用.....	125
第8章 典型生物膜反应器工艺.....	128
8.1 生物滤池.....	128
8.1.1 普通生物滤池.....	128
8.1.2 高负荷生物滤池.....	133
8.1.3 塔式生物滤池.....	138
8.1.4 厌氧生物滤池.....	140
8.1.5 活性生物滤池.....	142
8.2 生物转盘.....	143
8.2.1 好氧生物转盘.....	144
8.2.2 厌氧生物转盘.....	148
8.3 淹没式生物滤池.....	149
8.3.1 淹没式生物滤池的构造.....	149
8.3.2 淹没式生物滤池的池型.....	150
8.3.3 淹没式生物滤池的典型工艺流程.....	152
8.3.4 淹没式生物滤池的设计与计算.....	152
第9章 实用新型生物膜反应器工艺.....	155
9.1 生物流化床.....	155
9.1.1 两相流化床.....	155
9.1.2 三相流化床.....	158

9.1.3 厌氧流化床	158
9.2 厌氧生物膜膨胀床	159
9.3 微孔膜生物反应器	161
9.4 移动床生物膜反应器	162
9.5 复合式生物膜反应器	164
9.5.1 活性污泥-生物膜反应器	164
9.5.2 序批式生物膜反应器	166
9.5.3 升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池	168
9.5.4 附着生长污水稳定塘	171
第 10 章 生物膜/悬浮生长联合处理工艺	174
10.1 概述	174
10.2 生物膜/悬浮生长联合处理工艺类型	174
10.2.1 活性生物滤池 (ABF) 工艺	176
10.2.2 普通生物滤池/固体接触 (TF/SC) 工艺	177
10.2.3 粗滤池/活性污泥 (RF/AS) 工艺	177
10.2.4 生物滤池/活性污泥 (BF/AS) 工艺	178
10.2.5 普通生物滤池/活性污泥 (TF/AS) 工艺	178
10.2.6 其他联合处理工艺	179
10.3 联合处理工艺的设计要点	179
10.3.1 主要设计考虑因素	180
10.3.2 生物膜反应器	183
10.3.3 悬浮生长反应器	183
10.3.4 其他联合处理工艺	185
10.3.5 污泥产生与沉降	186
10.3.6 出水水质与氮、磷营养物去除	187
10.4 联合处理工艺处理设施的设计	191
10.4.1 生物膜反应器	191
10.4.2 悬浮生长反应器	192
10.4.3 其他联合处理工艺	192
10.5 生物膜出水澄清要求与能力	192
主要参考文献	194
索引	212

第1章 污水处理中的生物膜与生物膜反应器

任何一个地区或环境，只要有人类的日常生活和生产活动存在，就必然会产生污水，而这些污水如果未经任何处理就排放到水环境中，就不可避免地造成水环境的污染，危害人民身心健康，危害工农业生产。污水中的污染物质种类繁多，但主要是有机污染物，一般多采用生物处理法予以去除。在污水的生物处理工艺中，微生物根据其生长条件或处于悬浮生长状态，或处于附着生长状态，附着生长的微生物便形成了生物膜。自本世纪初污水生物处理技术出现以来，应用附着微生物的生物膜反应器就一直发挥着不可忽视的作用，在科技快速发展的今天，其作用亦愈来愈大，其应用也越来越广。本章将首先对污水的来源与污染物、生物膜及生物膜反应器分别加以简要阐述，使读者对此有一个概括性的了解。

1.1 污水与污水生物处理

1.1.1 污水的来源与污染物

污水是人们在生活与生产过程中使用过的含有各种污染物的水，主要来源于城镇的住宅、工厂和各种公共建筑设施。例如，在人们的日常生活中，盥洗、淋浴、洗涤和卫生设备等均排出生活污水；在工农业生产中，几乎所有的工厂、厂矿或车间亦均排出工业废水。我国的污水水量相当庞大，据统计，自 1985 年以来，我国污水年排放总量一直维持在 350~400 亿 m^3 左右，1997 年污水排放量达到最高值 416 亿 m^3 ，其中工业废水排放量 227 亿 m^3 ，市政污水排放量 189 亿 m^3 ，污水中化学需氧量（COD）排放量达 1757 万 t，其中工业废水 COD 排放量 1073 万 t，市政污水 COD 排放量 684 万 t。

一般说来，污水中的主要成分仍然是水，占 99.9% 或更高，而全部固体物质仅占 0.1% 或者更低些（秦麟源，1989）。这些固体物质在水中以悬浮态（粒径 $>1 \mu m$ ）、溶解态（粒径 $<0.1 \mu m$ ）和胶体状态（粒径介于 $0.001\sim 0.1 \mu m$ 之间）的形式存在，其量的多寡，也就反映了水中污染物质的含量和水受污染程度的高低。

污水中的污染物质按其化学性质可以分为无机物和有机物。无机污染物主要包括无机盐（如 SO_4^{2-} 、 S^{2-} 和 Cl^- 等）、酸、碱、重金属（如 Hg、Cd、Cr、Pb、Zn、Cu 等）离子、毒性无机物（如 CN 和 As 等），以及氮（N）、磷（P）等植物性营养物质，这些污染物质大多数主要来源于生产或应用含这些物质的特种工业，在污水排入城市排水管网前多采用物理、化学或物理化学法进行去除该类污染物的特种处理。有机污染物主要包括以碳（C）元素为主要化学成分的植物性污染物质（如蔬菜、果皮及各种植物碎片等）和以 C、N 为主要化学成分的动物性污染物质（如人畜粪便和动物组织碎片等），对于中等强度的污水来讲，75% 的悬浮固体和 40% 的可滤过性固体均为有机物质（Metcalf & Eddy, 1991）。

污水中的有机污染物质种类繁多，成分复杂，但对于生活污水来说，归纳起来主要有蛋白质（40%~60%）、碳水化合物（25%~50%）和油脂（10%），此外还含有一定量的尿

素 (Metcalf & Eddy, 1991)。蛋白质是构成动物体的主要成分,它除含有 C、H 和 O 外,还含有约 16% 的 N,其分子量在 2 万至 2 千万之间,有的溶于水而有的则不溶于水,其来源主要是动物类食品(如瘦肉等)和植物类食品(如各种豆类等)。碳水化合物广泛存在于自然界中,主要有糖类、淀粉、纤维素和木质素,其化学组分主要是 C、H 和 O,低分子量的糖类溶于水而其他高分子量的则不溶于水。油脂也是食物的主要组成成分,主要源于动植物油和动物的脂肪,多数不易溶于水。

有机污染物的共同特点就是不稳定,在水环境中进行氧化分解消耗水中的溶解氧,而在缺氧或厌氧的条件下则发生腐败发酵,释放出 H_2S 、 NH_3 和 CH_4 等有毒并具臭味的气体,恶化水质,破坏水体。在受到有机物严重污染的水体中,水中溶解氧接近于零,水生生态平衡遭到破坏,水生生物的生长受到抑制或死亡,如鱼类在溶解氧低于 4 mg/L 的水体中就不易生存。同时,有机物又是包括病原菌在内的很多微生物的食物,水中有机物增多,为微生物的繁衍创造了更为有利的条件,也就意味着水传播疾病增加的可能性。因此,控制与去除水中的有机污染物是污水处理工程中的主要任务之一,使污水中挟带的污染物质(主要是有机物),通过微生物的代谢活动予以转化与稳定,正是污水生物处理的主要目的。

由于污水中的有机物的种类非常多,已有的分析技术难以将其逐一区分和定量,且在实际工程中似乎也没有这个必要,因而常采用以下几个综合污染指标来反映污水中有机污染物的浓度,即生化需氧量、化学需氧量、总需氧量和总有机碳等。生化需氧量(BOD)是在有氧的条件下微生物降解有机物所需的氧量,因该生化过程进行得很慢(如在 20°C 时需时 120 d 以上),在实际中常采用 20°C 培养 5 d 的五日生化需氧量(BOD_5)作为检验指标, BOD_5 约等于全生化需氧量(BOD_{20})的 70%~80%。化学需氧量(COD)是用 $K_2Cr_2O_7$ 等强氧化剂在酸性条件下氧化污水中的有机物所消耗的氧化剂量折合成的氧量(O_2),因能有 98% 左右的有机物均可被氧化,故 COD 能够较完全地代表水中有机污染物的总量。总需氧量(TOD)是在 900°C 的高温条件下将污水中能被氧化的有机物质燃烧氧化生成稳定的氧化物(诸如 CO_2 、 H_2O 、 NO_2 和 SO_2 等)时所消耗的氧气量,多通过 TOD 分析仪测定。总有机碳(TOC)是以 C 元素含量来反映污水中有机物总量的一种水质指标,它是在 950°C 高温下以铂为催化剂使水样气化燃烧后测定气体中 CO_2 的含量,由此确定水样中的 C 元素总量,并在此总量中减去碳酸盐等无机 C 元素含量(通过低温 150°C 燃烧获得)即可得到总有机碳 TOC 的值,多通过 TOC 分析仪进行测定。对大多数污水来讲, BOD_5 、COD 和 TOC 等指标之间都存在着一定的关系,它们之间的具体比值随不同性质的污水而异,对于生活污水,有机物污染指标之间的比值基本稳定,例如(秦麟源, 1989), $BOD_5/COD = 0.40\sim 0.44$, $BOD_5/TOC = 1.38$, $COD/TOC = 3.13\sim 3.45$ 。此外, BOD_5/COD 的比值可以用来判断常规污水是否易于生化处理,一般认为 BOD_5/COD 大于 0.3 的污水才适合于采用生化处理。

1.1.2 污水生物处理工艺

污水生物处理的主要去除对象就是呈溶解态和胶体状态的有机污染物质,利用微生物的新陈代谢作用使之转化成为稳定的无害化物质。在发达国家,为控制水体的有机污染普遍采用二级生物处理工艺,如美国约有污水处理厂 18000 座,其中 84% 为二级处理厂;英国共有处理厂约 3000 座,几乎全部是二级生物处理厂;日本有城市污水处理厂 630 座,村镇污水处理厂 2000 座,其中二级生物处理厂和深度处理厂占 98% 左右;瑞典人口虽少,

但却有 1540 座城市污水处理厂，其中有 91% 为二级生物处理厂（钱易与米祥友, 1993）。以上这些数字均表明，污水生物处理工艺在改善水体卫生状况及水污染控制方面起着不容低估的作用。

按照反应过程中有无氧气的参与，污水生物处理可分为好氧处理工艺和厌氧处理工艺两大类，前者多用于处理中等浓度以下的城市污水，而后者则多用于处理高浓度的有机污水和污水生物处理中所产生的污泥。

按照污水处理生物反应器中微生物的生长状态，污水生物处理还可划分为悬浮生长工艺和附着生长工艺（固定膜），前者以活性污泥法为代表，微生物在曝气池内以活性污泥的形式呈悬浮状态，而后者则以生物膜法为代表，微生物以膜状固着在某种载体的表面上。活性污泥法是当今世界范围内应用最为广泛的一种生物处理工艺，具有处理能力高、出水水质好等优点，但传统活性污泥法的基建与运行费用较高、能耗较大、管理也较复杂、易出现污泥膨胀和污泥上浮等问题，对 N、P 等营养物质去除效果有限，因而近 20 多年来研究者们在对活性污泥法本身改进的同时，又致力于寻找活性污泥法的替代工艺或革新与代用处理技术。生物膜法作为与活性污泥法平行发展起来的生物处理工艺，在许多情况下不仅能代替活性污泥法用于城市污水的二级生物处理，而且还具有一些独特的优点，如运行稳定、抗冲击负荷、更为经济节能、无污泥膨胀问题、具有一定的硝化与反硝化功能、可实现封闭运转防止臭味等。正是因为如此，自 70 年代以来，生物膜工艺又引起广大研究者和工程师们的极大兴趣（Marshall, 1984）。

1.2 生物膜

1.2.1 生物膜及其形成过程

微生物细胞几乎能在水环境中的任何适宜的载体表面牢固地附着，并在其上生长和繁殖，由细胞内向外伸展的胞外多聚物使微生物细胞形成纤维状的缠结结构，便被称之为生物膜。可见，生物膜是由固定在附着生长载体上的并经常镶嵌在有机多聚物结构中的细胞所组成。

生物膜是在惰性载体表面形成的，有时均匀地分布在整个载体表面，而有时却非常不均匀；有时仅由单层的细胞所组成，而有时却相当厚，随着营养底物、时间和空间的改变而发生变化。由于生物膜主要是由微生物细胞和它们所产生的胞外多聚物所组成，因而生物膜通常具有孔状结构，并具有很强的吸附性能。结果，我们所观察到的生物膜通常还含有大量被吸附和镶嵌于内的溶质和无机颗粒，从这个角度上说，生物膜是由有生命的细胞和无生命的无机物所组成的结构。

按照 Characklis (1990) 的研究，生物膜的累积形成是以下物理、化学和生物过程综合作用的结果：

1. 有机分子从水中向生物膜附着生长载体表面运送，其中有些被吸附便形成了被微生物改良的载体表面（图 1-1a）；
2. 水中一些浮游的微生物细胞被传送到改良的载体表面，其中碰撞到载体表面的细胞一部分在被表面吸附一段时间后因水力剪切或其他物理、化学和生物作用又解吸出来，而另一部分则被表面吸附一定时间后变成了不可解吸的细胞（图 1-1b）；

3. 不可解吸的细胞摄取并消耗水中的底物与营养物质，其数目增多；与此同时，细胞可能产生大量的产物，有些将排出体外。这些产物中有一些就是胞外多聚物，将生物膜紧紧地结合在一起，由此，微生物细胞在消耗水中底物能量进行新陈代谢时便使得生物膜形成累积（图 1-1c）；

4. 进入水中，或者细胞在增殖时亦可以向水中释放出游离的细胞（图 1-1d）。

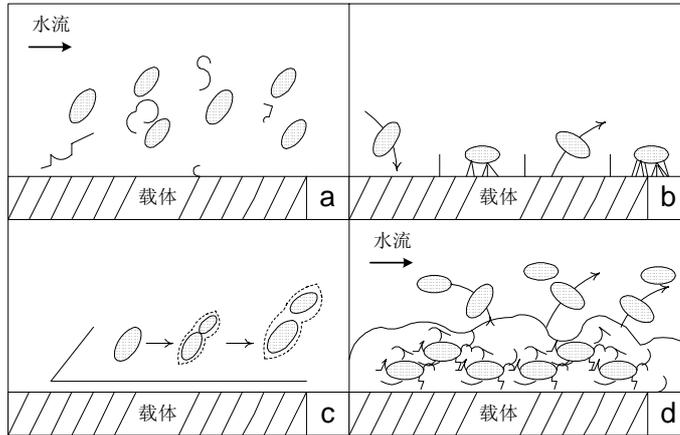


图 1-1 生物膜在附着生长载体表面的形成过程

1.2.2 生物膜的微生物相

如前所述，生物膜主要是由微生物及其胞外多聚物所组成，这些只有在光学显微镜下才能观察到具体形态的微生物，形态迥异，种类繁多，但归纳起来主要有细菌、真菌、藻类（在有光条件下）、原生动物和后生动物等，此外还有病毒。这些微生物体，有的细胞结构简单（如原核生物），有的细胞结构则较复杂（如真核生物），而病毒只是非细胞的组织结构。

1. 细菌

细菌是生物膜的主体，而其产生的胞外多聚物为生物膜结构的形成奠定了基础。生物膜上细菌的种类取决于其生长速率和生物膜所处的环境，诸如水中营养状况、附着生长状况、细菌在生物膜中所处的位置和温度等环境条件。根据所需营养的不同，细菌可分为无机营养型的自养菌和有机营养型的异养菌，其中异养菌是生物膜中的主要细菌类型，能够从流经生物膜表面的水中获得足够的能量底物。

按照细菌的生存是否需要和有无氧气，异养菌又可分为好氧异养菌、厌氧呼吸型异养菌、厌氧异养菌和兼性厌氧菌四类。好氧异养菌只能在有氧气存在的条件下生长，它们在呼吸过程中分解复杂的有机分子并从中获得能量，并将电子通过一系列电子受体最终传给氧气，氧气便形成水。化学能以这种形式被转化成三磷酸腺苷（ATP）形式，以便于微生物合成，在呼吸过程中，每个分子葡萄糖约形成 38 个分子的 ATP (Brock *et al.*, 1984)。呼吸是最为有效的能量代谢过程，底物中的 C 除了用于细胞自身合成外，其余的 C 均以

CO₂ 的形式释放出来。厌氧呼吸型异养菌是在厌氧条件下用氧以外的物质作为电子受体, 如硝酸盐等, 电子通过电子传递系统转移给硝酸盐并使硝酸盐还原成 N₂。尽管每 mol 葡萄糖释放出的 ATP 少于有氧的情况, 但厌氧呼吸仍是一个有效的能量产生过程。厌氧异养菌仅在没有氧气的条件下生长, 这些细菌从发酵反应中获得能量, 使有机化合物部分分解成低分子的化合物如乙醇、乳糖、乙酸、琥珀酸等及释放一些 CO₂。与好氧呼吸相比, 发酵反应是不完全的, 每分子的葡萄糖仅产生 2 个分子的 ATP (Brock *et al.*, 1984)。其他厌氧菌还能进一步发酵分解低分子的有机物, 如硫酸盐还原菌, 在更低氧化还原电位和没有硫酸盐存在的条件下, 甲烷菌亦可以利用这些低分子产物(包括 CO₂ 和 H₂)并从中获得能量, 最终产生甲烷。兼性厌氧菌既能在厌氧条件下进行发酵反应, 也能在有氧的条件下利用电子传递链将电子传递给氧, 这类细菌的数量亦相当大。

生物膜中常出现的细菌种类有(俞辉群等, 1988): 球衣菌、动胶菌、硫杆菌属、无色杆菌属、产碱菌属、甲单胞菌属、诺卡式菌属、色杆菌属、八叠球菌属、粪链球菌、埃希式大肠杆菌、副大肠杆菌属、亚硝化单胞菌属和硝化杆菌属等。

2. 真菌

真菌是具有明显细胞核而没有叶绿素的真核生物, 大多数具有丝状形态, 包括单细胞的酵母菌(在一定条件下亦形成菌丝)和多细胞的霉菌。真菌可利用的有机物范围很广, 特别是多碳类有机物, 故有些真菌可降解木质素等难降解有机物。当污水中有机物的成分变化、负荷增加、温度降低、pH 降低和溶解氧水平下降时, 很容易滋生丝状菌。

生物膜中常出现的丝状菌有(俞辉群等, 1988): 瘤胞属、灿烂微重真菌、红色浆霉、水镰刀霉、白地霉、皮状丝胞酵母等; 此外, 有时也出现茎点霉属、乳节水霉、纤细腐霉、红酵母属、毛霉属和水霉属等。

3. 藻类

藻类是受阳光照射下的生物膜中的主要成分, 如在明渠和溪流的岩石上就经常发现有藻类, 普通生物滤池表层滤料的生物膜中及附着生长污水稳定塘的填料上(Zhao & Wang, 1996)亦有大量的藻类。一些藻类如海藻是肉眼可见的, 但绝大多数却只有在显微镜下才能观察到, 有的只是单细胞, 而有的则是多细胞结构。由于藻类含有叶绿素, 故藻类能够进行光合成, 亦即将光能转化成化学能。尽管藻类不是生物膜主要的微生物类群, 但藻类却作为水生环境中生产者是受阳光照射下水体中的生物膜微生物的主要构成部分。由于出现藻类的地方只限于生物膜反应器中表层很小部分, 因而对污水净化不起很大作用。

生物膜中常出现的藻类有(俞辉群等, 1988): 小球藻属、绿球藻属、席藻属、颤藻属、毛枝藻属和环丝藻属等。

4. 原生动物

原生动物是动物界中最低等的单细胞动物, 在成熟的生物膜中它们不断捕食生物膜表面的细菌, 因而在保持生物膜细菌处于活性物理状态方面起着积极作用。原生动物或者以胞饮方式(一部分细胞壁凹入摄取外部环境中大分子并夹紧形成其体内液泡)摄取有机物, 或者以噬菌的方式吞噬细菌、藻类和其他粒子并消化作为它们的营养物质。在诸如滴滤池的污水处理生物膜反应器中经常可以观察到原生动物捕食并因此而影响生物膜累积和性能的情况。从微观角度上讲, 浮游的原生动物甚至通过在生物膜内运动产生紊动而影响生物膜的深处的传质情况。原生动物主要包括鞭毛类、肉足类、纤毛类和孢子类。

生物膜中经常出现的原生动物有(俞辉群等, 1988):鞭毛类, 气球屋滴虫、圆珠背钩虫、粗袋鞭虫、尾波豆虫、粗尾波虫、侧弹跳虫和活泼锥滴虫等;肉足类, 变形虫属、简便虫属和表壳虫属等;纤毛虫类, 侧盘盖虫、螭状独缩虫、沟钟虫、钩刺斜管虫、集盖虫、巧盖虫、八条纹钟虫、有肋盾纤虫和珍珠映毛虫等。在 1 mL 的生物滤池的生物膜污泥中通常可见肉足类 100~4600 个, 鞭毛虫类 200~13000 个, 纤毛虫类 500~10000 个, 无论在种属和个数方面, 纤毛虫类都占有很大比例。

5. 后生动物

后生动物是由多个细胞组成的多细胞动物, 属无脊椎型。生物膜中经常出现的有轮虫类(旋轮虫和蛭型轮虫等)、线虫类(如双胃线虫和杆线虫属)、寡毛类(爱胜蚓、颤蚓属和水丝蚓属)和昆虫(如毛蠓属)及其幼虫类。

综上所述可见, 生物膜上的微生物相十分丰富, 形成了由细菌、真菌和藻类到原生动物和后生动物的复杂的生态体系, 这些微生物的出现与是否占优势常与污水水质和生物膜所处的环境条件相关, 如负荷适当时常出现独缩虫属、聚缩虫属、累枝虫属、集盖虫属和钟虫等; 负荷过高, 真菌类增加, 纤毛虫类在绝大多数情况下消失, 可以见到的有屋滴虫属、波豆虫属、尾波虫属等鞭毛类; 负荷较低时可观察到盾纤虫属、尖毛虫属、表壳虫属和鳞壳虫属。后生动物如轮虫和线虫等大量出现时, 能使生物膜快速更新, 生物膜中的厌氧层减少, 不会引起生物膜肥厚, 且生物膜脱落量也少; 如果扭头虫属、新态虫属和贝日阿托氏菌属等出现时, 表明生物膜中的厌氧层增厚等。可见, 微生物膜上的生物相可以起到指示生物的作用, 由此可以检查、判断生物膜反应器的运转情况及污水处理效果。

1.3 生物膜反应器

如前所述, 污水和其中的污染物的产生是不可避免的, 只要存在有机污染物, 就会滋生和繁衍大量以细菌为主体的微生物, 在合适的环境条件下只要有附着生长载体存在, 细菌等微生物就会在此载体表面形成生物膜, 而生物膜上的微生物通过其自身的新陈代谢就会分解水中的有机污染物。通过人工强化技术将生物膜引入到污水处理反应器中便形成了生物膜反应器。从广义上来讲, 凡是在污水生物处理的各工艺中引入微生物附着生长载体(或称之为滤料、填料等, 视具体工艺而言)的反应器, 本书中均定义为生物膜反应器, 包括以生物膜为主体的生物膜反应器, 还包括引入生物膜的复合式生物膜反应器。下面简要阐述有关生物膜反应器的发展沿革、生物膜反应器的类型与技术现状、生物膜反应器的技术特征和生物膜反应器的发展趋势, 以使读者对此有一个全面而系统的了解。

1.3.1 生物膜反应器的发展沿革

生物膜反应器是污水生物处理主要技术之一, 它与活性污泥法并列, 既是古老的、又是发展中的污水生物处理技术。

在 19 世纪末期的 1893 年, 英国进行将污水在粗滤料上喷洒进行净化试验取得了良好的净化效果, 作为生物膜反应器的生物滤池开始问世, 并从此开始用于污水处理的实践。

在 20 世纪 20~30 年代, 开始建造了许多生物膜反应器系统, 其主要形式就是生物滤池。与微生物处于悬浮生长状态的活性污泥法相比, 虽然生物滤池具有生物量高和净化效果较好等优点, 但由于其水量负荷和 BOD 负荷均较低、环境卫生条件也较差、处理构筑

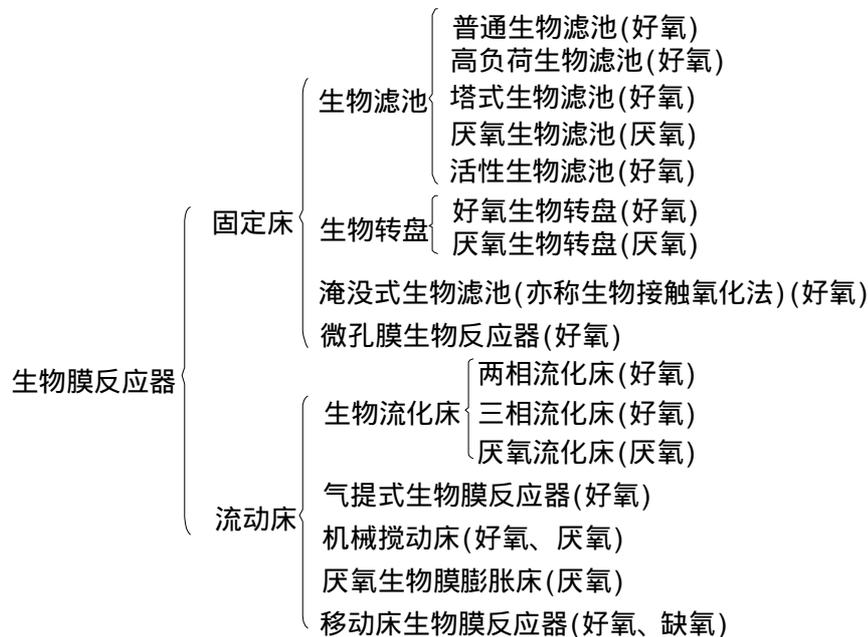
物占地面积较大且有可能被脱落的生物膜堵塞等缺点，在 40~50 年代生物滤池有逐渐被活性污泥法取代的趋势。

在此期间，作为生物膜反应器的生物滤池的填料主要是碎石、卵石、炉渣和焦炭等实心拳状的无机性天然滤料，一般具有比表面积小和空隙率低等缺点。到了 60 年代，新型的有机合成材料开始大量生产，广泛使用的有由聚乙烯、聚苯乙烯和聚酰胺等制成的波纹板状、列管状和蜂窝状等有机人工合成填料，其比表面积和空隙率大大增加。再加上环境保护对水质要求的进一步提高，生物膜反应器获得了新的发展。到了 70 年代，除了普通生物滤池(Trickling Filters, 也称为滴滤池)外，生物转盘(RBC)、淹没式生物滤池(Submerged Biofilm Reactor)和生物流化(Fluidised Bed)技术都得到了比较多的研究与应用。近年来，生物膜反应器以其独特的优势更受广大研究者和工程师们的关注，又涌现出大量新型的单一或复合式生物膜反应器(Hybrid bio-reactors)，如微孔膜生物反应器(Membrane Biofilm Reactor)、气提式生物膜反应器(Air-lifts)、移动床生物膜反应器(Moving Bed Biofilm Reactor)、复合式活性污泥生物膜反应器(Hybrid Activated Sludge-Biofilm Reactor)、序批式生物膜反应器(Sequencing Batch Biofilm Reactor)、升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池(UASB-AF)及附着生长稳定塘(Attached-growth Ponds)，等等。

由此可见，生物膜反应器发展迅速，由单一到复合，有好氧亦有厌氧，逐步形成了一套较完整的污水生物处理工艺系列。

1.3.2 生物膜反应器的类型与技术现状

为使读者对生物膜反应器的类型有个概括性的掌握，这里将其系统划分如下：



根据生物膜反应器内微生物附着生长载体的状态，生物膜反应器可以划分为固定床和流动床两大类。在固定床中附着生长载体固定不动，在反应器内的相对位置基本不变；而在流动床中附着生长载体不固定，在反应器内处于连续流动的状态。基于操作时是否有氧

气的参与，各生物膜反应器或者处于好氧状态，或者处于缺氧和厌氧状态。

近年来，生物膜反应器已经渗透和复合到污水生物处理的其他工艺中，形成各种各样的复合式生物膜反应器，其主要类型有：

复合式生物膜反应器	}	活性污泥-生物膜反应器
		序批式生物膜反应器
		升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池
		附着生长污水稳定塘

下面对上述各生物膜反应器及技术应用现状加以简要介绍。

1. 生物滤池

生物滤池是生物膜反应器的最初形式，随着对其研究的不断深入和实际运行经验的不断积累，生物滤池已由原来承受较低负荷的普通生物滤池逐步发展成为承受较高负荷的高负荷生物滤池和塔式生物滤池，此外还有处于无氧操作条件下的厌氧生物滤池和与活性污泥曝气池串联在一起的活性生物滤池。在生物滤池处理污水的过程中，经过预处理的污水以滴状喷洒在滤池表面，经过一段时间在填料表面形成生物膜，待生物膜成熟后，栖息在生物膜上的微生物即摄取流经膜表面的污水中的有机物作为营养，从而使污水得以净化。

因为生物滤池已是比较成型的生物膜反应器工艺，近年来人们研究的主要目标是它的硝化与反硝化功能，如 Parker 等人（1997）对两座实际生产规模的用于硝化的生物滤池的处理效率和生物膜控制技术进行研究，认为控制反冲洗和捕食性微生物可以达到良好的除氮效果；Palsdottir & Bishop（1997）对实际生产规模的塔式生物滤池的研究表明，干扰硝化进行的主要因素是存在于生物膜内的捕食性蜗牛；Vayenas 等人（1997）推导出了描述生物滤池的硝化与反硝化过程的动态模式并且由中试规模生物滤池的实验数据进行了验证，用以预测氨氮、亚硝酸盐氮和硝酸盐氮沿滤池深度和生物膜厚度方向的浓度分布；Schramm 等人（1997）经研究发现硝化菌在生物膜表层形成的细胞生物膜较厚，等等。

2. 生物转盘

生物转盘亦称旋转生物接触器（RBC），是由一系列平行的旋转圆盘、转动横轴、动力及减速装置和氧化槽等部分组成。自 1954 年在当时的西德建造第一套半生产性生物转盘以来，目前已在国际范围内得到普遍应用。当圆盘面积的 40%~50% 浸没于污水时，盘片上的生物膜吸附污水中的有机物，圆盘转动离开污水，生物膜上的固着水层从空气中吸收氧，被吸附的有机物在微生物酶的作用下氧化分解，从而使污水得到净化，此种操作的称之为好氧生物转盘。当圆盘面积全部浸于污水中时，由于没有吸氧过程，圆盘盘片仅是微生物的附着生长载体，此种操作的称之为厌氧生物转盘。

与生物滤池的状况相似，近年来人们多开展 RBC 用于硝化与反硝化的研究并取得积极成果（Gupta *et al.*, 1994; Okabe *et al.*, 1996）。Martin 等人（1997）为改进处理生活污水和工业废水的实际生产规模的三级 RBC 处理厂，将二次沉淀池污泥进行回流，对 BOD₅ 和 SS 的去除率分别提高约 50% 和 40%。Su & Ouyang（1997）将 RBC 生物膜引入到厌氧/缺氧/好氧工艺（A²/O）中，把较长生物固体停留时间（SRT）的生物膜和较短 SRT 的悬浮生长污泥有效地结合在一起，用以去除城市污水中的有机碳、氮和磷带来很大的实际效益。

还有一项对 RBC 改进的工艺是在 RBC 后设置固体接触 (SC) 操作单元, 即形成 RBC/SC 处理系统来提高总的污染物去除效率, 如 SS、总 COD 和溶解性 COD 的去除率可分别提高 26%、18% 和 17% (d'Antonio *et al.*, 1997)。在增加 RBC 的盘片比表面积和提高生物膜量方面, Radwan & Ramanujam (1997a, 1997b) 采用多孔的尼龙纸附着于盘片上, 用于在实验室内处理合成的 2,4-二氯酚的研究, 并讨论水力负荷、进水浓度和 C/N 比对 2,4-二氯酚去除的影响, 推导出相应的数学模式。对于超负荷运转的 RBC 进行补充曝气可改善其性能并能适应不同的有机负荷率 (Surampalli & Baumann, 1997)。采用总有机碳 (TOC) 而非 BOD 和 COD 来表达处理高浓度食品加工污水 RBC 的高负荷率, 发现反应器处理效率和进水的一些参数相关性较好 (Wilson, 1997)。此外, Yeh 等人 (1997) 还研究了流量与进水有机负荷对厌氧 RBC 性能的影响, 其结论是当水力停留时间 HRT=32 h 时, 厌氧 RBC 处理进水 COD 为 3248~12150 mg/L 的高浓度污水非常有效。

3. 淹没式生物滤池

淹没式生物滤池亦称生物接触氧化法, 1971 年在日本首创, 近 20 余年来, 该技术在国内外国都得到了广泛的研究与应用, 用于处理生活污水和某些工业的有机污水。所谓淹没式生物滤池就是在池内充填一定密度的填料, 污水浸没全部填料并与填料上的生物膜广泛接触, 在微生物新陈代谢功能的作用下, 污水中的有机物得以去除, 污水得以净化。淹没式生物滤池多在有氧状态下运行, 充氧方式可以是污水预先充氧曝气再流经填料, 也可以是在池内设有曝气装置。

由于污水处理厂内传统的悬浮生长工艺占地面积较大, 在场地有限的条件下, 为较大程度地去除营养物质, 便可考虑采用类似于淹没式生物滤池的附着生长工艺, 如采用较大比表面积的聚苯乙烯球的 Biostyr 反应器系统便使得所设计的处理厂非常紧凑 (Borregaard, 1997)。有关的实际运行结果表明 (Renolds *et al.*, 1997), 采用淹没式生物滤池处理污水, COD 去除率大于 70%, 出水中 NH_4^+-N 浓度低于 5 mg/L, 且几乎不含有苯、单体硫、油脂和酚等污染物。Terayama 等人 (1997) 对中试规模的淹没式生物滤池和硝化池进行连续 18 个月的试验研究表明, BOD 和 SS 的去除率均大于 95%, 总氮 TN 的去除率约为 75%, 这种独特的硝化技术对于寒冷地区特别适用。采用塑料做为生物膜载体的厌氧/好氧淹没式生物滤池还可有效地处理垃圾渗滤液并抗冲击负荷 (Smith, 1995)。关于 pH 对淹没式生物滤池的影响, Villarderde 等人 (1997) 认为具体表现在不适的 pH 值会造成微生物失活、底物受限制和游离氨的抑制等方面。此外, Sakai 等人 (1994) 还考查了淹没式滤池采用磁各向异性的管状生物膜载体情形, 因磁力作用, 可在 15 min 内于载体表面形成生物膜, 这种反应器在 HRT=1 h 及进水 COD 为 200 mg/L 的条件下, 总 COD 去除率可达 80% 左右。

4. 生物流化床与气提式生物膜反应器

生物流化床用于污水处理领域始于 70 年代初期并率先在美国和日本进行广泛的研究与应用。所谓生物流化床, 就是以砂和活性炭等颗粒物质为载体充填于生物反应器内, 因载体表面附着生长着生物膜而使其质变轻, 当污水以一定流速从下向上流动时, 载体便处于流化状态。按照使载体流动的动力来源的不同, 生物流化床一般可分为以液流为动力的流化床和以气流为动力的三相流化床两大类。在两相流化床中, 按照进入流化床的污水是否预先充氧曝气, 床体又可处于好氧状态和厌氧状态, 前者主要用于处理污水中的有机污染物, 而后者则主要用于去除污水中的亚硝酸盐和硝酸盐等。

气提式生物膜反应器和机械搅动床是与三相流化床相似的生物膜反应器,只不过是作用于填料生物膜上的剪切力更大(如前者)或此力来源于空气以外的其他驱动力,如后者的机械搅拌。

近年来,生物流化床已经发展成为一种较有前景的污水生物处理工艺,这主要归因于反应器内微生物流失速率较低、勿需污泥回流、不堵塞且保持较高的固-液接触面积等(Cooper & Atkinson, 1981)。在这类生物膜反应器中,硝化与反硝化仍然是研究者最为关注的,如 Lazarova 等人(1997)曾采用循环流的气提式生物膜反应器研究其硝化性能,发现在较高 COD/NH₄⁺-N 比值的条件下具有较高的硝化速率;Welander 等人(1997)采用悬浮载体生物膜技术用以对垃圾渗滤液进行硝化,在 20°C 和水力停留时间 HRT=14 h 时可达 40 g NH₄⁺-N/(m³·h) 的硝化速率;运行在负荷率为 5 kg NH₄⁺-N/(m³·h) 的气提式生物膜反应器在硝化时可达 99% 的氨的转化率(Garrido *et al.*, 1997)。此外,流化床与气提式生物膜反应器的水力学状况也是研究者感兴趣的课题,因为它影响到使载体悬浮的状况和传质,如 Heijnen 等人(1997)推导出内循环式三相气提式生物膜反应器处理污水时的简化水力学模式;Gjaltema 等人(1997)对气提式反应器进行一系列研究,发现水力学状况和载体颗粒间碰撞控制生物膜的形成,载体的粗糙度越大越利于生物膜的形成,这与 Liu(1994)的研究结果一致。再有,有关生物流化床与气提式生物膜反应器的数学模式也是研究者一直在探讨的课题,如 Yu & Rittmann(1997)针对三相流化床的床体高度、气-液-固三相所占比例等条件推导出预测污染物去除的数学模式,与试验数据吻合较好。

5. 厌氧生物膜膨胀床

厌氧生物膜膨胀床是为优化污水处理甲烷发酵工艺于 1974 年研究和开发出来的,与生物流化床相似,它也是在多为圆柱形结构的床内填充细小的砂、砾石、无烟煤和塑料等固体颗粒作为微生物附着生长的载体,但污水从床底部流入时仅使填料层处于膨胀而非流化状态,即颗粒间仍保持互相接触。曾经有报道表明(Stonach *et al.*, 1986),厌氧生物膜膨胀床处理系统可用来处理多种不同类型的污水,包括生活污水、糖浆发酵污水、合成污水、牛粪便污水和乳清污水等,对 COD 小于 600 mg/L 的低浓度污水的处理亦是非常有效的。

6. 微孔膜生物反应器

微孔膜生物反应器是最近几年引起研究者们关注的一种革新的生物膜反应器,它采用特制的微孔膜使待处理污染物质与微生物分开的方式、通过逆向扩散进行传质并通过微生物氧化作用去除污水中的有机污染物。该工艺主要用于处理有机工业废水中毒性或挥发性的有机污染物(Ergas & MacGrath, 1997),如在处理含 100 mg/L 甲苯的污水时对甲苯的去除率达 98% 以上。采用多孔纤维的微孔膜生物反应器能使 O₂ 从膜的一侧透过微孔膜传到另一侧的生物膜,可大幅度减少 O₂ 散逸到空气中的可能性,并使得应用纯氧更为经济(Brindle *et al.*, 1997)。Freitas dos Santos 等人(1997)曾研究两种微孔膜的生物膜反应器系统,发现生物膜过厚是运行中的主要问题,并提出了相应的控制措施。Pavasant 等人(1997)曾推导出数学模式用来预测污染物的轴向浓度分布并用试验数据进行了验证,同时发现该种反应器的限速步骤主要是污染物在生物膜内的传质阻力。

7. 移动床生物膜反应器

移动床生物膜反应器是近年来颇受研究者重视的另一种革新型生物膜反应器,它是为

解决固定床反应器需定期反冲洗、流化床需使载体流化、淹没式生物滤池堵塞需清洗滤料和更换曝气器的复杂操作而发展起来的 (Rusten *et al.*, 1995)。在移动床生物膜反应器中, 装填有短管状聚乙烯塑料填料, 这些填料随反应器内混合液的回旋翻转作用而自由移动, 在好氧反应器中这种回旋力是由曝气提升力而提供的, 而在缺氧反应器中则来自于机械搅拌桨。当采用连续流操作方式时, 该反应器可成功地用于经初沉后污水的硝化; 而当采用间歇流操作方式时, 则又可成功地用于反硝化 (Fitch *et al.*, 1998)。该处理工艺可靠, 易于操作, 适用于设计小型污水处理厂或改造已有的超负荷运转的活性污泥处理系统 (Pastorelli *et al.*, 1997a, 1997b)。

8. 复合式生物膜反应器

复合式生物膜反应器是近些年来发展较快、引起研究者极大兴趣的复合处理工艺, 这些反应器将各单一操作的优点复合在一起, 使反应器的净化功能极大提高。有代表性且进行深入研究的复合式生物膜反应器主要有复合式活性污泥-生物膜反应器 (赵庆良, 1997; Huang *et al.*, 1997; Huang & Zhao, 1997)、序批式生物膜反应器 (Fang *et al.*, 1993)、升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池 (Lettinga, 1993) 及附着生长稳定塘 (Zhao & Wang, 1996), 详见本书第 9 章的内容。

综上所述, 生物膜反应器的类型众多, 有的已经多年应用于污水处理的生产实践, 有的则正处于研究阶段或将要应用于实际, 还有的只是刚刚于试验室内研究开发出来的新型工艺有待于进一步总结研究。还应说明的是, 上面所述的生物膜反应器尽管多有好氧与厌氧之分, 但即使在好氧生物膜反应器中, 好氧与厌氧微生物总是共存的, 尤其是对于生物膜较厚的情况, 溶解氧仅能通过扩散达到微生物膜的表层, 深层的生物膜通常处于缺氧或厌氧状态从而伴随发生着厌氧反应过程。

1.3.3 生物膜反应器的特征

生物膜反应器用于处理污水技术源远流长, 近年来, 其各种类型又得到比较多的研究与应用, 这主要是因为它与传统的活性污泥法相比操作方便、剩余污泥少、抗冲击负荷和适用于小型污水处理厂等 (Fitch *et al.*, 1998)。具体说来, 该工艺具有如下几个方面的特征。

1. 微生物相多样化, 生物的食物链长, 并能存活世代时间较长的微生物

由于生物膜上的微生物没有象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, 生物膜反应器为微生物的繁衍、增殖及生长栖息创造了安稳的环境, 除大量细菌生长外, 还可能出现大量真菌 (丝状菌), 线虫类、轮虫类及寡毛虫类出现的频率也较高。由此看来, 生物膜上能够栖息高次水平的生物, 在捕食性纤毛虫、轮虫类、线虫类之上还栖息着寡毛虫和昆虫, 因而在生物膜上能形成较长的食物链。又由于生物膜附着生长在固体填料上, 其生物固体平均停留时间 (即污泥龄) 较长, 因此在生物膜上能够生长世代时间较长、增殖速度慢的微生物, 如硝化菌等。

2. 微生物量多, 处理能力大, 净化功能显著提高

由于微生物附着生长并使生物膜具有较少的含水率, 单位反应器容积内的生物量可高达活性污泥法的 5~20 倍, 因而生物膜反应器具有较大的处理能力。又由于有世代时间较长的硝化菌生长繁殖, 生物膜反应器不仅能有效地去除有机污染物, 而且更具有一定的硝化功能, 因而其净化功能显著提高。

3. 污泥沉降性能良好，易于固液分离；剩余污泥产量少，降低污泥处理与处置费用

由生物膜上脱落下来的污泥，因所含动物成分较多和比重较大，且污泥颗粒个体较大，因而具有良好的污泥沉降性能，易于固液分离。在生物膜中，因较多栖息着高次营养水平的生物、食物链较长，因而剩余污泥量明显减少，特别是在生物膜较厚时，底部厌氧层的厌氧菌能够降解好氧过程合成的剩余污泥，从而使总的剩余污泥量大大减少，因而可减轻污泥处理与处置的费用。

4. 耐冲击负荷，对水质、水量变动具有较强的适应性，并能处理低浓度的污水

生物膜反应器受水质、水量变化而引起的有机负荷和水力负荷波动的影响较小，即或有一段时间中断进水或工艺遭到破坏，反应器的性能亦不会受到致命的影响，恢复起来也较快。再有，生物膜反应器系统可处理进水 BOD 低于 50~60 mg/L 的污水，使其出水 BOD 低至 5~10 mg/L，这点是活性污泥法无可比拟的。

5. 易于运行管理，减少污泥膨胀问题

生物膜反应器由于具有较高的生物量，一般不需要污泥回流，因而不需要经常调整反应器内污泥量和剩余污泥排放量，易于运行的维护与管理。另外，在活性污泥法中，因污泥膨胀问题而导致的固液分离困难和处理效果降低一直困扰着操作管理者，而生物膜反应器由于微生物附着生长，即使丝状菌大量繁殖，也不会导致污泥膨胀，相反还可以利用丝状菌较强的分解氧化能力，提高处理效果。

除了以上所述好氧生物膜反应器的优点。对于厌氧生物膜反应器来讲，它还有一些独到的特征：不仅适用于处理城市污水和低浓度有机污水，更适合于处理进水 BOD 浓度高达 15000 mg/L 的高浓度有机污水；无需曝气充氧设备，因而节省能源；有机物容积负荷率高，一般可达 5~10 kgCOD/(m³·d)；去除有机物 COD 的同时可产生 0.35~0.45 m³/kgCOD 的沼气；耐冲击负荷能力强，并可降解多种有机污染物。

除上面所述的生物膜反应器的好的特征外，当然它也存在着不足，如需要较多的填料和支撑结构，在不少情况下基建投资超过活性污泥法；出水常常携带较大的脱落的生物膜片，大量非活性细小悬浮物分散水中使处理水的澄清度降低；厌氧生物膜反应器启动需时较长且处理水往往达不到排放标准等。但综合比较起来，生物膜反应器还是有着活性污泥法等其他处理工艺不可代替的优势。

1.3.4 生物膜反应器的发展趋势

由于生物膜反应器本身内在的优点，近年来国内外一些专家学者均对此进行更为深入的研究，内容涉及到生物膜载体的开发与改良、微生物在载体表面的固定机理与技术、生物膜增长与对有机物的去除等，因而使得对生物膜反应器的研究进一步向纵深发展。

随着对生物膜的有关特征的认识和基础理论研究的逐步加深，已有的实际应用工艺诸如生物滤池和生物转盘等更趋于日臻完善，更出现了生物流化床和微孔膜生物反应器等新型的生物膜反应器工艺与系统，同时亦有研究者将生物膜的优势引入到悬浮生长污水处理系统形成各种组合工艺，充分利用各自的优点。在去除污染物方面，研究者从去除不同来源的有机物、营养物方面更是取得了丰硕的成果。

今后，生物膜反应器的研究将更趋向于进一步探讨微生物在载体表面的固定机理，开发工程实际中普遍适用的微生物固定技术，优化生物膜结构及各种反应器工艺系统。进一步使各种膜反应器系统的净化功能更为广谱与高效，使其净化功能进一步提高。深入研究

生物膜微生物的增长及底物去除动力学和生物膜微生物的能量代谢。生物膜反应器更朝着节能和自动化控制方向发展。

第2章 微生物在载体表面的固定机理

生物膜在载体表面形成的第一步是微生物在载体表面的附着。随着后来的微生物在给定的环境下繁殖、增长最终发展成为具有一定厚度及密度的生物膜。因此，微生物在载体表面的附着过程是生物膜形成的关键一步，它将直接影响生物膜的生物及生理功效以及生物膜反应器的启动运行周期。本章将系统介绍微生物在载体表面附着固定机理，它将对载体的优化生物膜反应器的最佳运行提供指导。

2.1 微生物固定的一般过程

微生物在载体表面附着固定过程可以看做为载体表面与微生物表面间的相互作用，大量研究表明微生物在载体表面附着固定一方面取决于细菌表面特性，另一方面依赖于所用载体的表面物理化学特性 (Dolowy, 1980; Mozes *et al.*, 1992; Liu *et al.*, 1993; Liu, 1994, 1995)。从理论上讲,细菌在载体表面附着、固定过程可以划分为以下几个步骤(见图 2-1)：

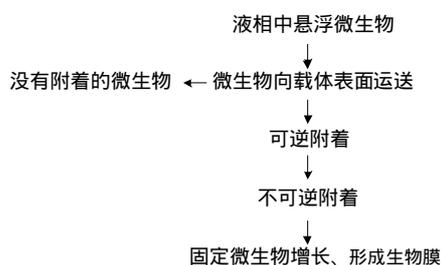


图 2-1 微生物在载体表面固定一般过程

很显然，整个微生物附着、固定过程与载体、微生物以及环境因素密切相关。下面详细讨论每一步机理。

2.1.1 微生物向载体表面的运送

细菌从液相向载体表面的运送主要是通过以下两种方式完成的：

1. 主动运送：这种方式是指细菌借助于水力动力学及各种扩散力向载体表面迁移；
2. 被动运送：它是由布朗运动、细菌自身运动、重力或称沉降作用完成。

一般来讲，主动运送是细菌从液相转移到载体表面的主导力量，特别是在动态环境中，它是细菌长距离移动的主导力量。另一方面，细菌一般都非常小，通常在 $1.0\ \mu\text{m}$ 左右。在尺度上，细菌可按胶体粒子处理 (Daniels, 1980; Liu, 1990; Rauxhet *et al.*, 1990)，细菌自身的布朗运动增加了细菌与载体表面的接触机会。值得强调的是，在细菌附着、固定静态实验中，由浓度扩散而形成的悬浮相与载体表面间的浓度梯度对细菌从液相向载体表面移

动起着不可忽视的直接作用 (Zobell, 1943)。悬浮相中的细菌正是借助于上述各种力从液相被运送到载体表面,促成了细菌与载体表面的直接作用,因而我们可以讲在整个生物膜形成过程中,这一步是至关重要的。

2.1.2 可逆附着过程

微生物被运送到载体表面后,二者间将直接发生接触,通过各种物理或化学力作用使微生物附着固定于载体表面。在细菌与载体表面接触的最初阶段,微生物与载体间首先形成的是可逆附着。微生物在载体表面的可逆附着实际上反映的是一个附着与脱析的双向动态过程。原因在于,环境中存在的水力学力或是简单的布朗运动或是细菌自身的运动都可能使已附着在载体表面的细菌重新返回悬浮液相中去。微生物可逆附着的概念是 Marshall 等人 (1971) 明确提出的。一般讲,造成这种可逆附着过程的力主要是物理及化学相互作用,在这一阶段,我们认为生物力,即微生物增长,不起主要作用。直到目前,微生物可逆附着的概念已被广泛接受,并被应用于微生物在载体表面附着动力学研究中 (Daniels, 1980; Busscher *et al.*, 1984, 1986; Escher *et al.*, 1990; Rouxhet *et al.*, 1990; Liu, 1994, 1995)。表 2-1 汇总了在可逆附着过程中可能起作用的各种物理及化学力。

物理力	化学力	斥力
范德华力	氢键, 酯化反应等	范德华力
异电引力	离子对的形成 (例如: $-\text{NH}_3^+ \dots \text{OOC}^-$)	粒子空间位阻
热力学力	第	同电斥力等
表面张力	$\text{O} \cdot \text{Ca}^{2+} \cdot \text{OOC}^-$ 离子桥键等	
表面自由能		
表面功		
表面临界张力		

表 2-1 中各种力对细菌可逆附着的贡献或影响取决于载体及细菌的表面特性。Marshall 等人 (1971) 直接测定了 *Archobacter R8* 在玻璃表面的附着固定,他们发现随着液相离子浓度的增加, *Archobacter* 细胞在玻璃表面的附着是以可逆方式进行的,并发现在离子浓度为 0.08 M NaCl 时,细胞附着量达到最大为 3000 细菌/cm²。Mozes 等人 (1987) 同样报导了细菌可逆附着的实验数据,他们所用的细菌在清水中不能附着于载体表面,然而当逐渐增加悬浮相离子浓度时可逆附着发生了。这些实验事实清晰表明微生物在载体表面的可逆附着过程与环境中存在的物理化学力密切相关。最后必须指出,在微生物附着固定过程中,各种热力学力同样影响细菌在载体表面附着的可逆性程度,实验表明细菌的附着可逆性与微生物—载体间的自由能水平相关。Busscher 等人 (1984, 1986) 报导了疏水性的 *Streptococcus Mitis T9* 菌在亲水性的玻璃表面的附着过程是可逆的,但是亲水的 *S. Sanquis* 菌在疏水玻璃上的附着却是不可逆的。

总而言之,微生物的可逆附着取决于微生物与载体表面间力的作用强度。

2.1.3 不可逆附着过程

不可逆附着过程是可逆过程的延续。这种不可逆附着过程通常是由于微生物分泌一些

粘性代谢物质所造成的，例如多聚糖等。这些体外多聚糖类物质起到了生物“胶水”作用，因此这阶段附着的细菌不易被中等水力剪切力所冲刷掉。在实际运行中，若能够保证细菌与载体间的接触时间充分，即微生物有时间进行生理代谢活动，那么不可逆附着固定过程就可发生。事实上，可逆与不可逆附着的区别就在于是否有生物聚合物参与细菌与载体表面间的相互作用。值得指出，不可逆附着是形成生物膜群落的基础。

2.1.4 固定微生物的增长

经过不可逆附着过程后，微生物在载体表面获得一个相对稳定的生存环境，它将利用周围环境所提供的养分进一步增长繁殖，逐渐形成成熟的生物膜。

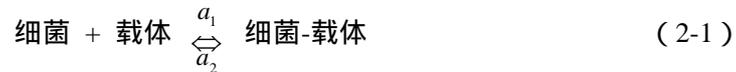
2.2 微生物固定动力学

如前所述，微生物附着、固定过程可划分为可逆及不可逆附着固定过程。本节将主要介绍在这两个过程中微生物在载体表面的附着固定动力学机制。

2.2.1 可逆附着动力学

微生物可逆附着概念提出后，一直缺少系统描述这一过程的动力学模型，这使人们对这一过程的认识带有较强的经验色彩。Liu (1990, 1994, 1995) 对微生物可逆附着动力学进行了较为系统的研究。在反应动力学基础上，建立起了一套简明、实用、具有清晰物理意义的微生物可逆附着动力学模型。下面着重介绍 Liu 的动力学体系。

微生物在载体表面的可逆附着过程可表述为：



式中 a_1 、 a_2 ——细菌附着及反附着常数。

正如前所述，微生物在载体表面的可逆附着过程主要是一种物理化学力起作用的过程，即可归结成物理化学反应动力学问题。图 2-2 为亚硝化细菌 (*Nitrosomonas*) 在聚乙烯 (PE)、聚丙烯 (PP) 以及聚苯乙烯 (PS) 表面的附着积累曲线。

图 2-2 清楚表明，亚硝化细菌的附着过程遵循一级可逆反应动力学。这一现象同样得到其它学者的认同 (Escher *et al.*, 1990; Mozes *et al.*, 1992)。Liu (1994, 1995) 明确提出微生物在载体表面的可逆附着行为遵守一级可逆反应动力学准则。

根据方程式 (2-1)，微生物附着固定速度可表示为：

$$-\left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{adh}} = a_1 X - a_2 X_f \quad (2-2)$$

式中 X ——在时间 t 时悬浮微生物浓度， ML^{-3} ；

X_f ——在时间 t 时单位悬浮相体积内微生物在载体表面的附着浓度， ML^{-3} ；

a_1 ——附着常数， T^{-1} ；

a_2 ——反附着常数， T^{-1} 。

由微生物质量平衡可以给出：

$$X_f = X_0 - X \quad (2-3)$$

式中 X_0 ——悬浮微生物初始浓度， ML^{-3}

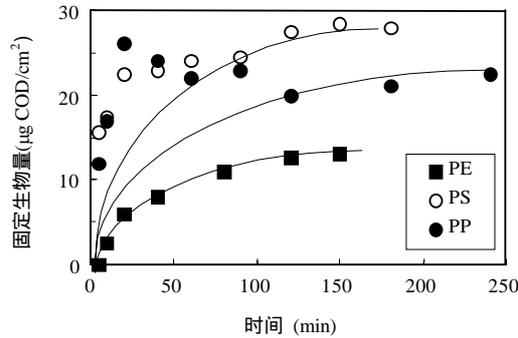


图 2-2 亚硝化细菌在 PE、PP 及 PS 表面积累曲线 (Liu, 1994)

当微生物附着达到平衡时，则有

$$X_{fe} = X_0 - X_e \quad (2-4)$$

及

$$\frac{X_{fe}}{X_e} = \frac{a_1}{a_2} \quad (2-5)$$

式中 X_{fe} ——平衡状态下微生物附着量， ML^{-3} ；
 X_e ——平衡状态下悬浮微生物浓度， ML^{-3} 。

整理方程式 (2-2) 至 (2-5)，可以得到

$$-\left(\frac{dX}{dt}\right)_{adh} = (a_1 + a_2)(X - X_e) \quad (2-6)$$

对方程式 (2-6) 两边积分有：

$$-\int_{X_0}^X \frac{1}{X - X_e} dX = \int_0^t (a_1 + a_2) dt \quad (2-7)$$

则

$$\frac{X_0 - X_e}{X - X_e} = e^{at} \quad (2-8)$$

式中 a ——微生物附着总常数 ($a = a_1 + a_2$)， T^{-3} 。

把方程 (2-3) 代入方程 (2-8) 得到：

$$X_f = (X_0 - X_e) \frac{e^{at} - 1}{e^{at}} \quad (2-9)$$

根据方程 (2-4)， $X_0 - X_e$ 项可被 X_{fe} 代替，则

$$X_f = X_{fe} \frac{e^{at} - 1}{e^{at}} \quad (2-10)$$

对于给定的过程来讲， X_{fe} 为一常数，它反映平衡状态微生物在载体表面的附着能力，把方程 (2-10) 两边进一步除以载体与细菌间接触表面积，可获得一个以单位表面附着为变量的动力学模型：

$$B = B_{\max} \frac{e^{at} - 1}{e^{at}} \quad (2-11)$$

式中 B —— t 时刻微生物表面附着量, ML^{-2} ;

B_{\max} ——可逆附着中微生物平衡附着量或称最大附着量, ML^{-2} 。

如前所述,可逆附着反应发生于载体与微生物接触的最初阶段,一般讲接触时间较短。这样根据泰勒级数,指数项 e^{at} 可简化为:

$$e^{at} \approx at + 1 \quad (2-12)$$

即
$$B = B_{\max} \frac{at}{at + 1} \quad (2-13)$$

经简化处理后,可逆附着动力学常数 (a 和 B_{\max}) 可通过下列方程的斜率及截距求得:

$$\frac{1}{B} = \frac{1}{a \cdot B_{\max}} \frac{1}{t} + \frac{1}{B_{\max}} \quad (2-14)$$

根据方程 (2-14), 图 2-3 给出了图 2-2 中实验数据的线性化结果, 由此可以看到实验数据与方程 (2-14) 的预见是非常一致的。

方程 (2-13) 已在实际微生物附着动力学及载体表面优化研究中得到了应用 (Moreau, 1993; Moreau *et al.*, 1994; Liu, 1995)。值得强调的是方程 (2-13) 不仅揭示了微生物可逆附着的机制, 同时它为研究各种物理、化学因素对微生物可逆附着的影响提供了有用的工具, 这将在下节中详细讨论。

2.2.2 微生物不可逆附着模型

在这一阶段, 已附着、固定的微生物开始其各种生理活动, 可用如下过程模式描述:



式中 a_3 ——生物膜或固定微生物净积累常数, T^{-1} 。

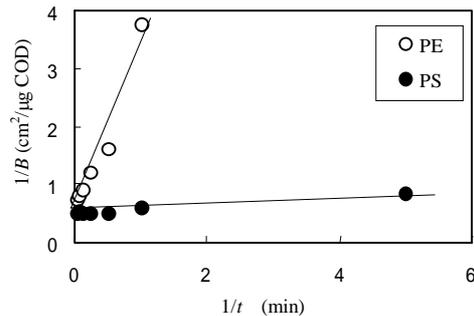


图 2-3 根据方程 (2-14) 对图 2-2 中实验数据的线性化处理

Bryers 等人(1981)在连续运行的管式反应器(tubular reactor)中详细研究了方程(2-15)的动力学过程。其实验结果表明在生物膜形成初期, 生物量积累过程遵循一级反应动力学(见图 2-4)。

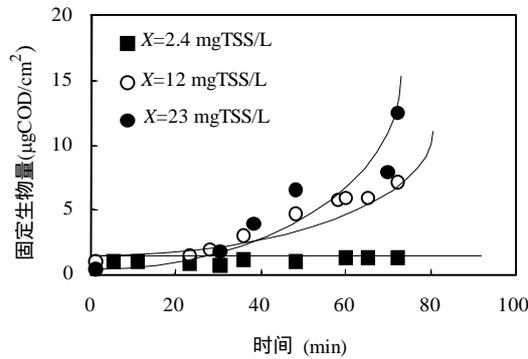


图 2-4 生物膜积累随时间变化 ($R_e=17200$ 及 $\mu=0.28h^{-1}$)

Bryers 等人 (1981) 提出：

$$\frac{dB}{dt} = a_3 B \quad (2-16)$$

在一个连续运行的生物反应器中，早期生物膜形成速率主要依赖以下两个因素：一是微生物与载体表面接触频度；再则是悬浮微生物的增长活性。大量实验表明微生物与载体间的接触频度直接取决于悬浮微生物的浓度、微生物体的性质以及水力学强度，这些通常由可测定的悬浮微生物浓度 (X) 和雷诺数 (R_e) 表示。至于悬浮微生物的活性可通过其增长比速度 (μ) 来描述。基于此，Bryers 等人 (1981) 提出 a_3 可用如下复合函数表示：

$$a_3 = a'_3 X^\alpha R_e^\beta \mu^\gamma \quad (2-17)$$

式中 a'_3 —— 早期生物膜比增长率；

α, β, γ —— 经验常数。

为进一步实验确定 α, β 和 γ ，固定 X, R_e 和 μ 中任何两项时，研究第三项对 a_3 的影响， a_3-X, a_3-R_e 及 $a_3-\mu$ (系数分别为 $a_3^*, a_3^{**}, a_3^{***}$) 关系分别列于图 2-5 至图 2-7。

经数值分析处理可得到如下关系：

$$a_3 = a_3^* X \quad (2-18)$$

$$a_3 = a_3^{**} R_e^{-1} \quad (2-19)$$

$$a_3 = a_3^{***} \mu \quad (2-20)$$

综合方程

$$\frac{dB}{dt} = a_f \frac{X - \mu}{R_e} B \quad (2-21)$$

经积分后得到：

$$B_{(t)} = B_0 e^{a_f \frac{X - \mu}{R_e} t} \quad (2-22)$$

式中 a_f —— 早期生物增长比速率；

B_0 —— 在不可逆过程中 $t=0$ 时微生物固定量， ML^{-2} 。

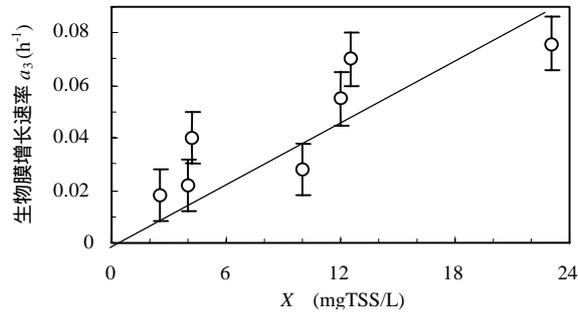


图 2-5 a_3 — X 间关系 (Bryers *et al.*, 1981) ($R_e=17200$ 及 $\mu=0.28 \text{ h}^{-1}$)

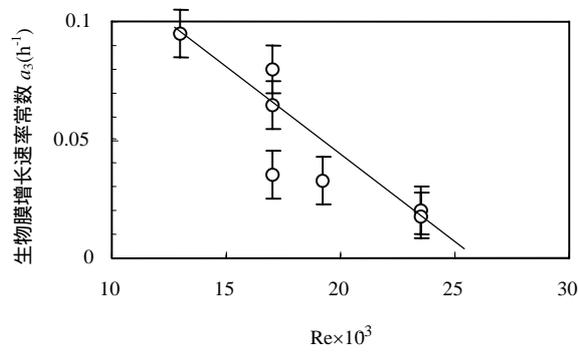


图 2-6 a_3 — R_e 间关系 (Bryers *et al.*, 1981) ($X=12 \text{ mgTSS/L}$ 及 $\mu=0.28 \text{ h}^{-1}$)

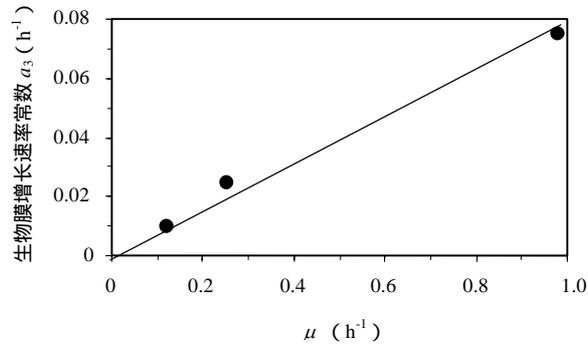


图 2-7 a_3 — μ 间关系 (Bryers *et al.*, 1981) ($X=18 \text{ mgTSS/L}$ 及 $R_e=17200$)

必须一提的是, Bryers 等人 (1981) 所得到的方程 (2-22) 是一个经验方程, 只适用于描述生物膜发展的初始阶段中生物膜积累的变化。关于生物膜增长动力学将在后面章节中详细介绍。毫无疑问, 对生物膜形成早期可逆及不可逆附着、固定的动力学探讨, 将有助于人们进一步弄清生物膜形成的机制, 以及如何控制生物膜的增长过程。

2.3 影响微生物固定的重要因素

影响微生物在载体表面附着、生长的因素很多, 但可归纳为三大类, 即微生物的自身

性质、载体表面性质以及环境特性。根据以上三大类的划分，这里总结了影响微生物附着、固定的多种可能因素，见表 2-2。

影响微生物在载体表面固定的因素 (Liu, 1994)

表 2-2

微生物性质	载体表面性质	环境特性
A. 种类	A. 表面亲水性	A. pH
B. 培养条件	B. 表面电荷	B. 离子强度
C. 活性	C. 表面化学组成	C. 水力剪切
D. 浓度	D. 表面粗糙度	D. 温度
		E. 与微生物接触
		F. 环境组成

在本节中，我们将结合提出的动力学模型重点讨论以下几种因素对微生物附着、固定的影响。

2.3.1 悬浮微生物浓度

在给定的系统中，悬浮微生物浓度代表了微生物与载体间的接触频度。一般讲，随悬浮微生物浓度的增加，微生物与载体间的可能接触的几率也随之增高。Fletcher (1977)、Daniels (1980)、Bryers 等人 (1981)、Escher 等人 (1990) 以及 Liu (1995) 报导了大量实验事实，表明在附着微生物的密度与悬浮微生物浓度间存在着一正比例关系。Liu (1994, 1995) 应用其所发展的可逆附着过程动力学模型 (方程 2-14)，研究了在静态实验中初始硝化细菌浓度对硝化细菌在 PS 表面固定速率 (a) 及最大附着量 (B_{\max}) 的影响，见图 2-8 和图 2-9。

如图所示，当初始悬浮硝化细菌浓度从 0 增至 30 mg MLSS/L 时，硝化细菌附着固定速率 (a) 呈线性增加。然而，随着 X_0 进一步增加，硝化细菌的附着固定速率常数趋于一稳定值。

这些结果表明，在微生物附着固定过程中存在着一个临界悬浮微生物浓度。显然，随着悬浮微生物浓度的增加，微生物借助浓度梯度的运送得到加强。正如图 2-8 所示，在临界值 X_0 以前，微生物从液相传送、扩散到载体表面是控制步骤。一旦超过此临界浓度，微生物在载体表面的附着、固定受到有效表面积的限制，不再依赖于悬浮微生物的浓度。

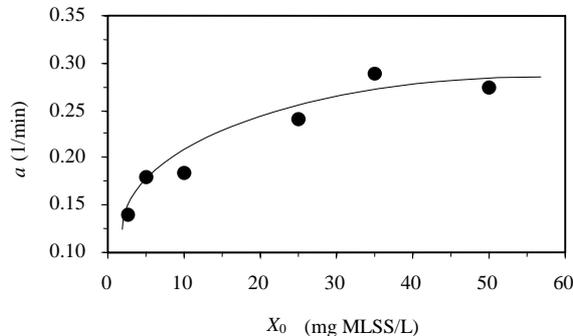
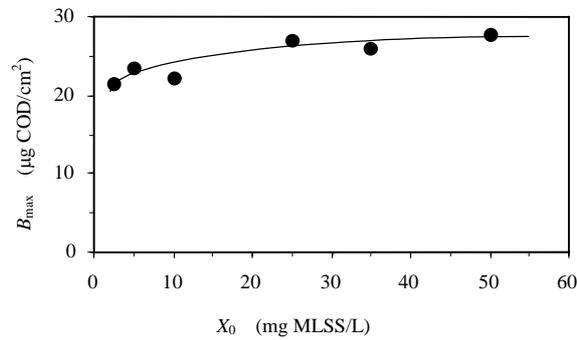


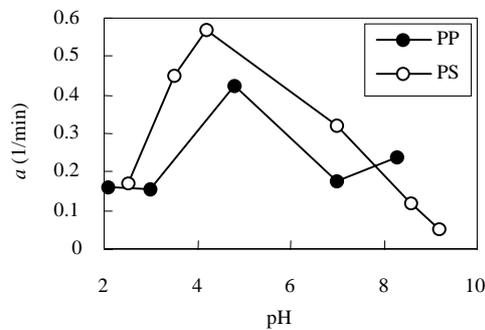
图 2-8 悬浮硝化细菌浓度对 a 的影响 (Liu, 1994)

图 2-9 悬浮硝化细菌浓度对 B_{max} 的影响 (Liu, 1994)

值得注意的是, B_{max} 并不随 X_0 的变化而变化, 这一点是容易理解的, 因为 B_{max} 代表附着固定平衡状态的微生物在载体表面的量, 它由微生物及载体表面特性所决定。

2.3.2 液相 pH

除了等电点以外, 细菌表面在不同环境下带有不同的电荷。不同的菌种, 其等电点在实测过程中也是不尽相同的, 一般是在 $\text{pH}=3.5$ 左右。液相环境中, pH 的变化将直接影响微生物的表面电荷特性。当液相 pH 值大于细菌等电点时, 细菌表面由于氨基酸的电离作用而显负电性; 当液相 pH 值小于细菌等电点时, 细菌表面显正电性。由 pH 引起的细菌表面电性的变化将直接影响细菌在载体附着固定的动力学过程, Liu (1994, 1995) 通过静态实验系统研究了 pH 在 2.5~10.0 范围内变化时, 硝化细菌在 PP 及 PS 表面附着固定的动力学。图 2-10 清楚地显示了液相 pH 的变化对硝化细菌固定速率常数的影响。

图 2-10 液相 pH 对硝化细菌固定速率的影响 (Liu, 1995)

令我们感兴趣的是, 图 2-10 给出了两条相似的峰形曲线。在 $\text{pH}=4.8$ 附近, 硝化细菌在 PP 及 PS 表面的固定速率常数同时达到最大。通过 Zeta 电位的测定, Liu (1994) 进一步证实了硝化细菌的等电点在 $\text{pH}=4.8$ 左右。在尺度上, 细菌与胶体颗粒相近, 因而被处理为胶体粒子, 这在理论上是可以接受的 (Marshall *et al.*, 1990; Gingell *et al.*, 1980; Rouxhet *et al.*, 1990)。胶体稳定性理论可为图 2-10 中的实验结果提供令人满意的解释。由于 Zeta 电位的存在, 在带电的细菌周围形成稳定的双电层或溶剂化结构。Liu (1994, 1995) 认为正是这种表面溶剂化结构阻碍了微生物与载体表面的有效接触; 另一方面, 这种溶剂化结

构同样会引起细菌与细菌之间的空间位阻，这都不利于微生物在载体表面附着和固定。当微生物处于其等电点环境中时，情形与上述完全不同。在等电点时，细菌表面 Zeta 电位趋于零，表面溶剂化结构基本消失，这时的微生物在液相中处于一种极端稳定状态，为了减少表面自由能，微生物趋于吸附到载体表面或自由聚集，以达到新的稳定。这种分析与图 2-10 中所观察到的实验结果是一致的。

至于液相 pH 对 B_{\max} 的影响，图 2-11 表明当液相 pH 超过 7.0 时， B_{\max} 微弱降低，然而这些变化并不显著。

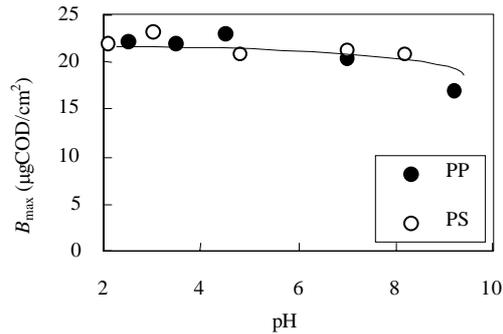


图 2-11 液相 pH 对硝化细菌在不同载体表面的 B_{\max} 影响 (Liu, 1995)

2.3.3 液相离子强度

显然，液相离子强度将直接影响悬浮微生物的表面电荷，特别是影响细菌周围的双电层结构，根据 Lewis 酸-碱理论，液相离子强度可由下式计算：

$$IS = 0.5 \sum C_i Z_i^2 \quad (2-23)$$

式中 IS ——离子强度；
 C_i ——离子 i 的浓度， ML^{-3} ；
 Z_i ——离子 i 的电荷数。

在 Liu (1994, 1995) 的研究中，选用了硝化细菌作为研究对象，硝化细菌 (*Nitrosomonas*) 一般是培养于无机环境下，以无机碳 (如 NaHCO_3) 为唯一碳源，在这种菌种的培养过程中，液相离子强度可以达到很高的水平。图 2-12 及图 2-13 分别显示了液相离子强度的变化对 a 及 B_{\max} 的影响。

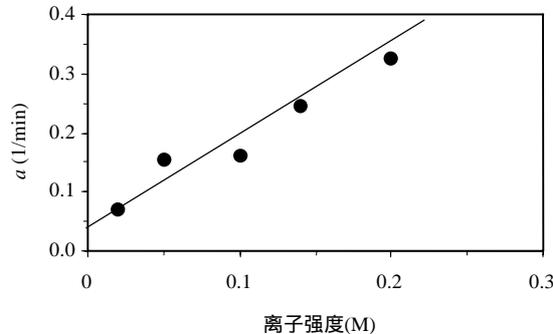
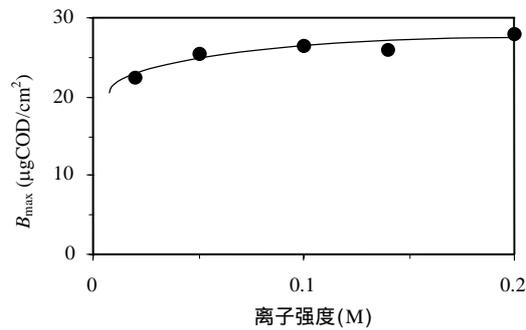


图 2-12 液相离子强度对 a 的影响 (Liu, 1995)

图 2-13 液相离子强度对 B_{max} 的影响 (Liu,1995)

正如前所述,液相离子强度同样不影响 B_{max} ,但它对硝化细菌的固定速率常数 a 的影响是非常显著的。

随着离子强度的增加,硝化细菌与载体表面的分离作用趋于最小。有关离子强度对微生物在悬浮相中稳定的影响,胶体化学中的 DLVD 理论提供了定性及定量解释,见图 2-14。

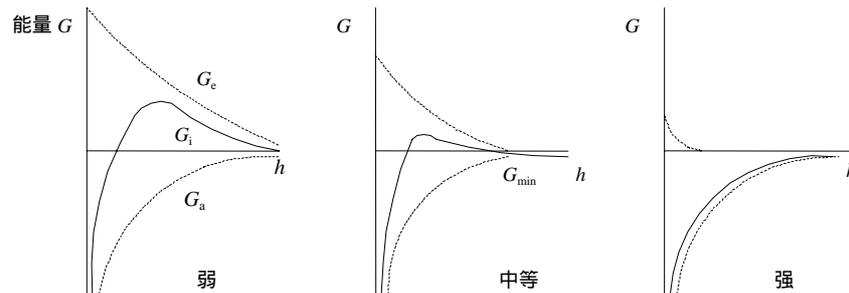


图 2-14 在不同离子强度下细菌与载体表面间相互作用能的变化

根据 DLVD 理论,对于微生物及载体表面带有相同电荷的体系,当主体溶液中离子强度较低时,微生物在接近载体表面时要超越显著的势能壁垒,这使得微生物与载体表面间接触得相当困难或不可能。

随着溶液中离子强度的进一步增加,细菌周围扩散层被压缩,而使排斥力起作用;电势能就会减少。换言之,总势能曲线在较远的距离处有一个很小的极小值,形成微生物与载体间的弱引力范围,若向悬浮液中进一步添加电解质,总势能曲线的形状随之进一步变化,最后使微生物与载体表面处于接近状态。事实上,Liu (1994) 应用 X 光电子表面分析仪 (XPS) 测定了在给定实验条件下,硝化细菌及所用 PS 载体表面均带有负电荷,这就为上述理论解释提供了基础。

在生物活性方面,Watson (1965) 报导:在液相 NaCl 浓度小于 0.45 M 时,随着 NaCl 浓度的增加,硝化细菌活性增加,见图 2-15。

图 2-15 为图 2-12 的结果提供了生物学解释。有关悬浮微生物活性对细菌附着、固定的影响将在下面详细讨论。

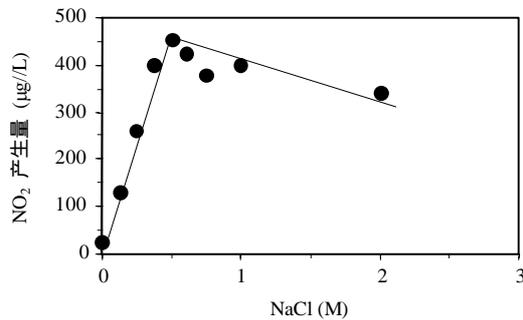


图 2-15 液相 NaCl 浓度对硝化细菌活性的影响 (Watson, 1965)

2.3.4 悬浮微生物的活性

在环境工程及应用微生物研究领域，通常用微生物的比增长率 (μ) 来描述微生物的活性，即单位质量微生物的增长繁殖速率。

在研究微生物活性对生物膜形成最初阶段的影响时，关键是如何控制悬浮微生物的比增长率 (μ)。Liu (1994) 在其对硝化生物膜的研究中，应用如下实验装置来实现对 μ 的有效控制，见图 2-16。

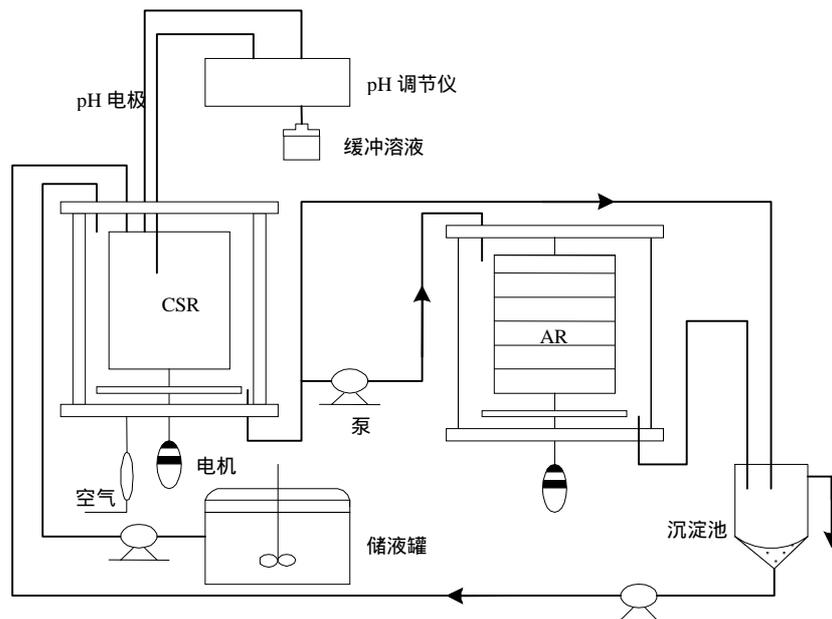


图 2-16 研究生物膜形成初期动力学的流动系统 (Liu, 1994)

悬浮微生物的比增长率由悬浮培养系统稳态泥龄控制。图 2-17 和图 2-18 分别给出了在不同悬浮硝化细菌活性下，硝化细菌在 PS 载体表面的附着、成膜动力学。

显然，当 μ 从 0.075 d^{-1} 增加至 0.13 d^{-1} 时，固定微生物 COD 及多聚糖几乎增加一倍。

同时，我们注意到，在较高悬浮硝化细菌活性下，其初始固定速率同样较快。图 2-19 进一步给出了硝化生物膜初始形成速率与悬浮细菌比活性间的关系。

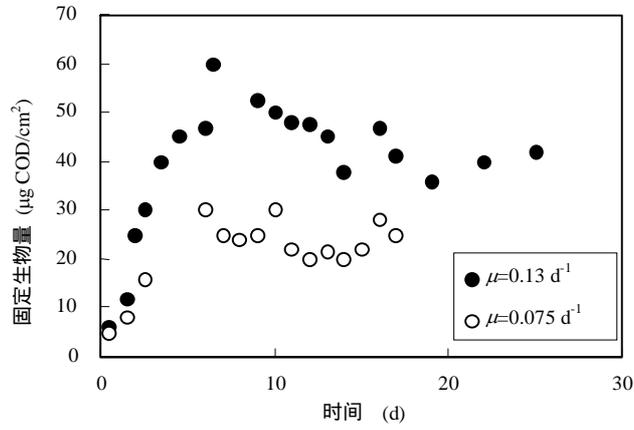


图 2-17 不同活性下硝化细菌在 PS 表面固定动力学 (Liu, 1994)

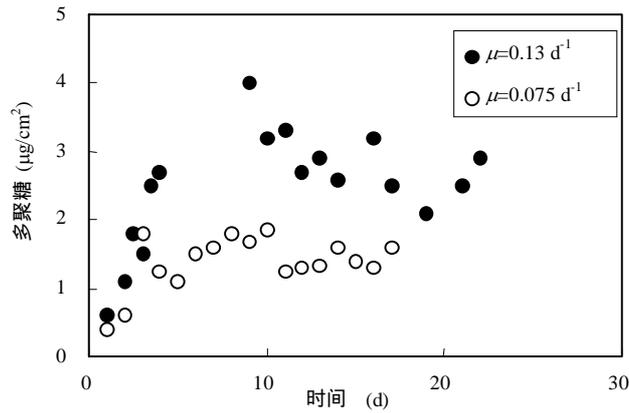


图 2-18 不同活性下多聚糖在 PS 表面积累动力学 (Liu, 1994)

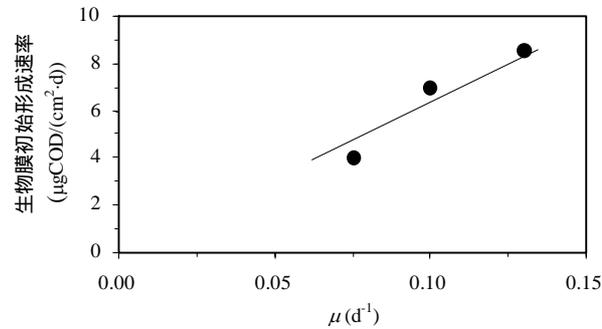


图 2-19 悬浮硝化细菌比活性 (μ) 与硝化生物膜初始形成速率的关系 (Liu, 1994)

以上这些结果清楚的表明硝化细菌在 PS 载体表面的附着固定量及初始速率均正比于悬浮硝化细菌的活性。Bryers 等人 (1981) 同样报导了在异氧生物膜形成过程中, 悬浮细菌活性对其最初成膜速率的影响 (参见图 2-7)。这些实验现象可从以下三个方面得到解释。

1. 正如图 2-18 所示, 当悬浮细菌的生物活性较高时, 其可分泌体外多聚糖的能力较强。大量事实表明, 这种粘性的体外多聚糖在细菌与载体之间起到了生物粘合剂作用, 使细菌较为容易的实现在载体的附着、固定, 这一点在 Fletcher 等人 (1973) 的实验中同样得到了证实。

2. 微生物所处的能量水平直接与它们的增长率相关 (Fletcher, 1977; Liu, 1994)。当 μ 增加时, 悬浮微生物的动能随之增加, 这些能量有助于克服在固定过程中微生物载体表面间的能垒, 正如图 2-19 所示, 这使得细菌初始积累速率与悬浮细菌活性成正比。

3. 值得一提的是, 微生物表面结构将随着其活性的不同而相应变化, Herben 等人 (1990) 同样发现了悬浮细菌活性对细菌在载体表面的附着固定过程的影响。然而, 他们进一步确定了在不同活性下的微生物的表面。结果表明, 细菌表面的化学组成, 如 O/C、[(C-O)+(C-N)]/C 及 C=O/C 等官能团的量随细菌活性的变化有显著变化。Wastson 等人 (1980) 报导了硝化细菌的表面结构, 例如细胞膜等随悬浮细菌活性的变化有显著变化。正如前面所述, 细菌表面的这些变化将直接影响微生物在载体表面的附着、固定动力学过程。上述结果表明由于悬浮微生物活性变化而引起的细菌表面生理状态或分子组成的变化是有利于细菌在载体表面附着、固定的。作为结论, 悬浮微生物的培养历时是影响细菌在载体表面附着、固定的重要因素之一。

2.3.5 载体表面结构与性质

在微生物附着、固定过程中, 载体表面的电荷性及表面粗糙度将直接影响微生物附着动力学过程。在正常生长环境下, 微生物表面带有负电荷, 如果通过一定的表面改良技术使载体表面具有正电性, 这将使微生物在载体表面附着、固定过程更易进行。现在常用的载体材料有多种, 但其中较为普遍的是聚物质, 如 PE、PP、PS 及 PVC 等。经过一定的表面处理, 如化学氧化、低温等离子体处理 (Liu, 1994, 1995), 均可使这些材料表面带正电荷。图 2-20 表明, 在动态实验中, 硝化细菌在未经处理的 PS (带负电荷) 表面以及经过低温等离子体 Fe^{3+} 覆盖技术处理的 PS 表面的附着固定动力学。

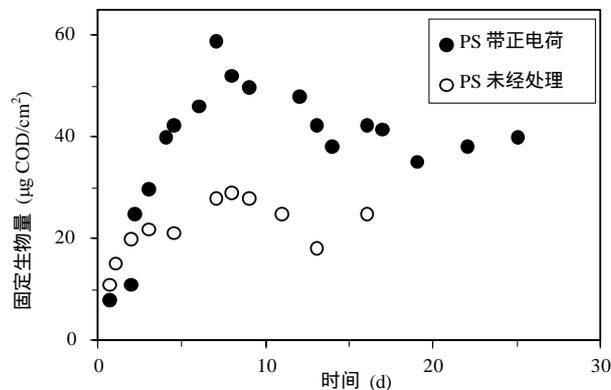


图 2-20 载体表面电性对硝化细菌固定的影响 (Liu, 1994)

从图中可以看出，在经处理的 PS 表面硝化细菌固定量是未经处理的 PS 表面上的 1.5 倍。事实上，未经处理的 PS 表面带有负电荷，而经过低温等离子体 Fe^{3+} 覆盖技术处理后，PS 表面显正电性。简言之，细菌在带有正电性的载体表面更容易实现固定。Changui 等人（1987）和 Mozes 等人（1992）同样报导了相似的实验结果。

载体表面的粗糙度有利于细菌在其表面附着、固定，主要由于以下两方面的原因：一是与光滑表面相比，粗糙的载体表面增加了细菌与载体间的有效接触面积，二是载体表面的粗糙部分，如孔洞、裂缝等对已附着的细菌起到屏蔽保护，使它们免受水力学剪切的冲刷作用。Verrier 等人（1981）的实验结果表明，载体表面的孔洞及裂缝有效改善了甲烷菌在不同聚合物材料上的初始附着、固定。Asther 等人（1990）及 Liu（1994）同样报导了当载体表面粗糙度增加时，细菌在不同载体表面的附着、固定能力得到极大的改善。Messing 等人（1979）调查了载体表面孔径大小对微生物附着、固定的影响，其结果表明，载体表面最佳孔径应是微生物体长的 4~5 倍。图 2-21 描述了不锈钢表面不同粗糙度对细菌固定的影响。

很明显，落到缝隙中的细菌可以受到很好的保护，而在较平表面的细菌由于受到水力剪切力的作用，从载体表面被冲刷掉的可能性非常大。事实上，在实际生物膜载体的选择以及生物膜反应器设计中，工程师及研究人员已把载体表面粗糙度作为一个重要因素加以考虑。

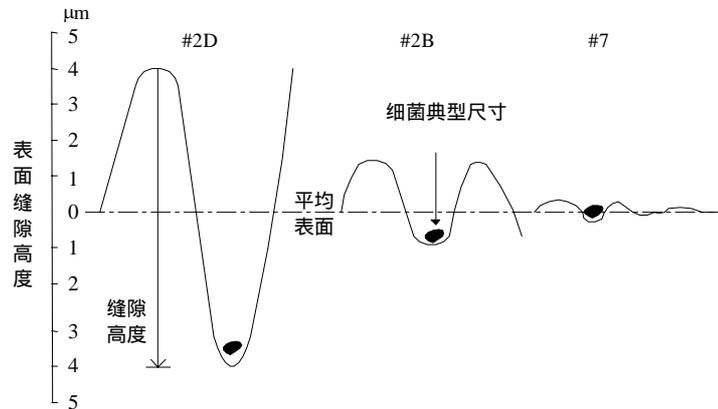


图 2-21 不锈钢管表面粗糙度尺寸与细菌大小比较 (Characklis, 1990)

2.3.6 水力剪切作用

在生物膜形成初期，环境水力学条件是一个至关重要的因素，它直接影响生物膜能否培养成功。在实际水处理中，水力剪切力的强弱决定了生物膜反应器启动周期。单从生物膜形成角度讲，弱的水力剪切作用有利于细菌在载体表面的附着和固定。然而在工业生物膜反应器中，需要一定强度的水力学力以维持反应器中的完全混合状态。如何正确选择或确定生物膜反应器中的水力学条件，是生物膜反应器设计者面临的一个难题。最常用的定量描述水力剪切作用对细菌在载体表面固定、附着技术是辐射型流动室 (Radial Flow Chamber)，简称 RFC。这种技术目前可应用于在不同水力剪切作用下，生物膜形成的早

期动力学研究 (Fowler *et al.*, 1980; Callow *et al.*, 1993; Characklis *et al.*, 1990)。RFC 是由两个平行的同心圆组成，两盘之间有一窄缝，通常为 0.5 至几个毫米，见图 2-22。

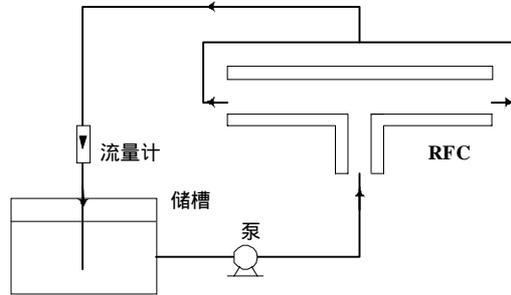


图 2-22 RFC 实验装置

微生物培养液通过泵以一定的流速泵入 RFC 中心，然后呈辐射状从盘边缘流出，返回培养液槽。在 RFC 内，沿着盘半径方向，随着流体表面增加，流体线速度及盘间水力剪切力下降。因此，在进水口附近试验盘承受最大水力剪切作用，而在出水边缘，其剪切作用最小。图 2-23 给出了典型的水力剪切与细菌在试验盘表面固定的关系。

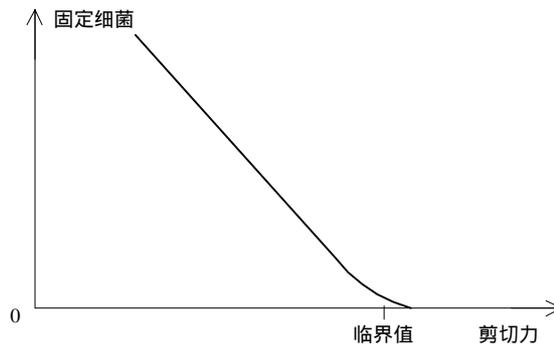


图 2-23 RFC 中剪切力与固定细菌一般关系

当水力剪切力超过某个值时，细菌基本上不能在载体表面附着、固定，此值被称为临界剪切，它在实际生物膜反应器设计及运行控制中具有指导意义。

下面我们将集中讨论如何确定 RFC 中的水力学分布，RFC 可以用图 2-24 表示。

RFC 中沿半径方向的流速分布可按下式计算：

$$U = \frac{3F}{\pi\gamma h} \left[\frac{z}{h} - \left(\frac{z}{h} \right)^2 \right] \quad \text{Re} < 2000 \quad (2-24)$$

根据此流速分布，进而可以计算出水力剪切力的分布：

$$\tau = \mu \frac{du}{dz} = \frac{3F\mu}{\pi\gamma h^2} \quad \text{Re} < 2000 \quad (2-25)$$

式中 μ —— 粘度。

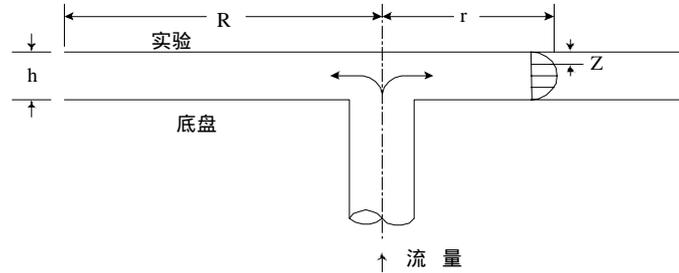


图 2-24 RFC 中沿半径方向的流速分布

Callow 等人 (1993) 应用 RFC 技术研究了在不同水力剪切力作用下海洋硅藻在玻璃上的附着固定过程, 其结果见图 2-25 和图 2-26。

很显然, 在半径小于 20 mm 内, 硅藻基本不能在玻璃表面附着、固定。正如上面所讲, 20 mm 处所对应的水力剪切力可看做是其临界剪切力 (12 N/m^2)。

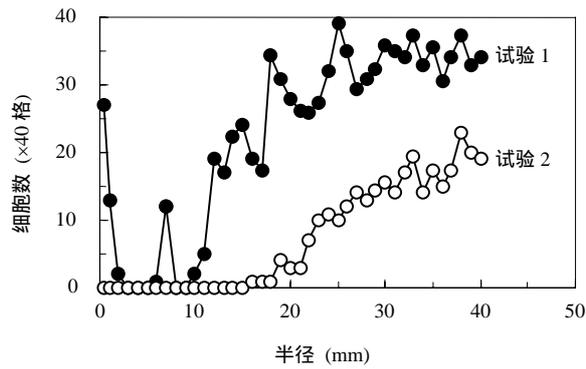


图 2-25 RFC 中固定微生物沿受试盘半径的分布 (Callow *et al.*, 1993)

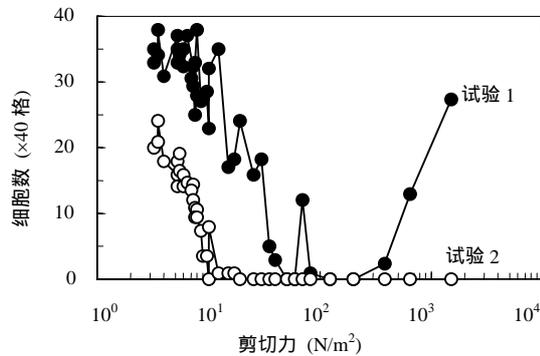


图 2-26 RFC 中水力剪切对微生物在受试盘上固定的影响 (Callow *et al.*, 1993)

可见,水力剪切力的强弱直接影响早期生物膜形成过程,这在实际生物膜反应器进行中是值得注意的问题,对于临界剪切力的了解,有利于掌握生物膜反应器内水力学条件,使其在优化条件下运行。

2.3.7 接触时间

微生物在载体表面附着、固定是一个动态过程。微生物与载体表面接触后,需要一个相对稳定的环境条件,必须保证微生物在载体表面停留一定的时间,完成微生物在载体表面的增长过程,这是容易理解的。

2.4 硝化细菌在载体表面固定的措施

常用的硝化细菌在载体表面附着、固定的方法有两大类:一是通过载体表面的改性,正如前述,在正常微生物生长环境下,其表面带有负电荷,因此人们一直希望通过载体表面处理技术使载体表面带有正电性,这将大大缩减微生物与载体间的斥力作用,无疑将改变、加快微生物的附着、固定过程。二是通过细菌表面的改性,主要是在微生物表面吸附一些正离子物质包括无机离子及有机分子。

2.4.1 载体表面处理

做为生物膜的载体,目前最常用的是聚合物(Polymer),然而这些材料的表面通常带有负电性,为了有效地强化细菌在载体表面的附着、固定过程,近20年来人们一直致力于载体表面处理技术的研究。下面简单介绍一些常用的载体表面处理方法。

1. 化学氧化—铁离子覆盖技术

这种技术是把要处理的生物膜载体浸于重铬酸钾溶液中30 min~1 h,然后用清水冲洗经重铬酸钾溶液氧化后的载体。Liu(1994, 1995)应用X光表面分析仪(XPS)确定了经重铬酸钾溶液氧化前后,PE、PS、PP及PVC表面官能团组织的变化,结果表明,含氧官能团显著增加,载体表面呈现较强的负电性。然后,把氧化后的载体置于0.05~0.1 M FeCl₃溶液中30 min,以使Fe³⁺通过正负电荷作用覆盖到载体表面。Liu等人(1996)分析结果表明,经过这样处理的载体表面Fe/C原子比可达到0.05,表面为正电性,这一技术已在颗粒状载体表面处理中得到应用,一次处理量可达上百公斤或更多。值得注意的是,在实际应用中,化学氧化过程将产生大量的废酸液给环境造成二次污染,它阻碍了这一方法大规模工业化的应用。

2. 低温等离子体氧化—离子覆盖技术

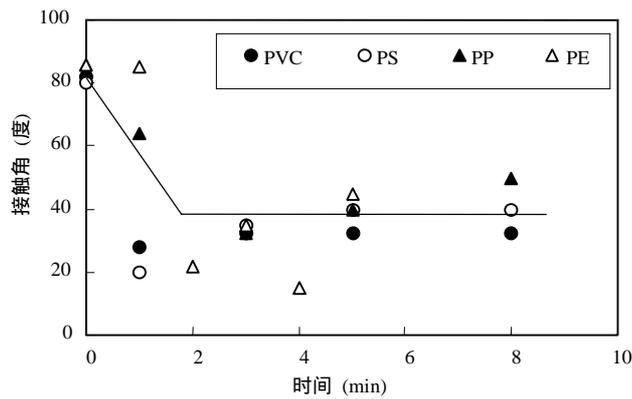
低温等离子技术目前广泛应用于不同材料的表面处理中。它可以改变材料表面的诸多物理化学性质,如亲水性、可燃性、强度可塑性及表面静电性等(Westerdahl *et al.*,1974; Ashida *et al.*,1982; Yasuda *et al.*,1977; Moss *et al.*,1986; Clark *et al.*,1987; Liu, 1990, 1994; Liu *et al.*,1996; 刘雨等, 1997)。在生物膜载体表面处理中,我们感兴趣于通过低温等离子体处理改变载体表面的静电性。低温等离子体是一群在高频率电磁场下产生的活性离子群,这些等离子体在轰击载体表面时,可以在载体表面产生大量自由基。Ashida等人(1982)利用不同种低温等离子轰击PE表面,其结果列于表2-3。

表2-3清楚表明,与未经处理的PE表面比较,经上述等离子体氧化后的PE表面不同程度的增加了官能团的数量。

Liu (1990, 1994) 应用圆管等离子发生器, 详细研究了轰击时间以及等离子体功率对载体表面性质的影响。在其研究中, 载体表面性质的变化是由表面水接触角决定。一般讲, 载体表面官能团越多, 极性就越大, 水接触角越小。图 2-27 所示为在功率 60 W、气体压强 0.075 MPa 下 PE、PP、PS 及 PVC 四种载体表面水接触角随氩气等离子体中轰击时间的变化。

PE 表面每 1000 个 C 原子中所拥有的不同官能团数 (Ashida *et al.*, 1982) 表 2-3

官能团	-OH	>C=O	-CH ₃	RCH-CHR'	RCH=CH ₂
未处理 PE	0.0	0.0	8.5	0.0	0.8
氩-空气等离子体	0.0	0.0	38.4	2.1	10.2
氩气等离子体	0.4	0.8	67.6	3.0	5.5
氮气等离子体	0.8	0.3	54.7	2.6	7.1
氧气等离子体	2.3	6.7	23.8	1.2	2.6
水蒸气等离子体	2.6	2.6	60.3	3.2	6.3

图 2-27 载体表面接触角随等离子体轰击时间的变化 (Liu *et al.*, 1996)

当轰击时间小于 3 min 时, 随着轰击时间的增加, 水在四种载体表面的接触角显著下降。当轰击时间超过 3 min 时, 水在载体表面的接触角基本不随轰击时间变化。

根据图 2-27 的曲线变化, 转折点处所对应的轰击时间即为最佳处理时间, 约 1.5 min。Liu 等人 (1996) 指出, 在实际应用中轰击时间应略大于最佳处理时间, 建议选为 3 min 较为合适。Liu (1990, 1994) 同样研究了在给定处理时间 3 min、气体压强为 0.075 mbar 下, 不同功率的氩气等离子体对 PE、PP、PS 及 PVC 表面水接触角的影响, 见图 2-28。

在图 2-28 上观察到了与图 2-27 相似的变化趋势。当氩气等离子体功率超过 20 W 后, 水在四种载体表面的接触角不再变化。最佳等离子体功率可选定为 20 W, 但正如上面所述, 在实际过程中, 一般选择等离子体功率略大于最佳功率。Liu (1990) 建议为 30 至 40 W 为妥。在此研究基础上, Liu (1994) 进一步研究了不同种等离子体对 PE、PP、PS 及 PVC 的表面氧化能力。发现在所研究的 Ar、H₂O、O₂、CO₂ 及 NH₃ 气等离子体中, Ar 气等离子体对上述四种载体表面氧化性最强。这些将为正确操作运行低温等离子反应器处理生物

膜载体表面提供指导。

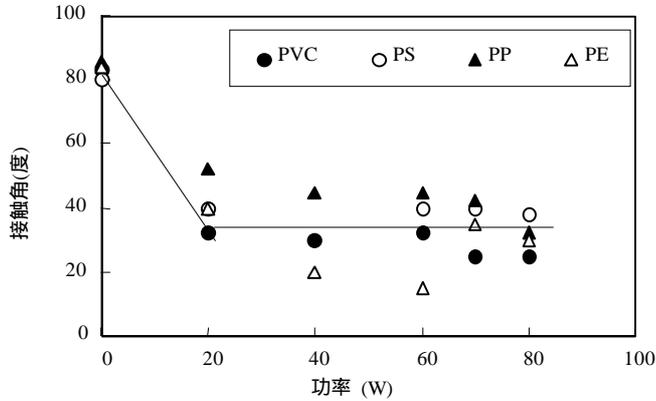


图 2.28 载体表面接触角随等离子体功率的变化 (Liu *et al.*,1996)

经低温等离子体处理后的载体表面富有大量的负电基团。为避免污染，可将载体直接放置于 0.1 M FeCl_3 溶液中，保持 30 min~1 h 的接触，然后用清水小心清洗，经低温等离子氧化— Fe^{3+} 覆盖技术处理后的 PE、PP、PS 及 PVC 表面 Fe/C 原子比一般在 0.05 至 0.1 之间，其表面正电性得到有效改善。载体与细菌间的静电吸附加快了微生物在载体表面的附着、固定过程。

3. 正电性胶体颗粒在载体表面沉积技术

这一技术主要是通过把载体置于正电性胶体溶液 (Fe_2O_3 , $\text{Al}(\text{OH})_3$ 等) 中通过悬浮液中胶体颗粒在载体表面的沉积作用而实现其在载体表面的附着，没有附着的胶体颗粒可通过层流水轻轻去除。图 2-29 给出了 Fe_2O_3 胶体溶液中胶体颗粒浓度与在玻璃表面所沉积附着的胶体颗粒浓度之间的关系。

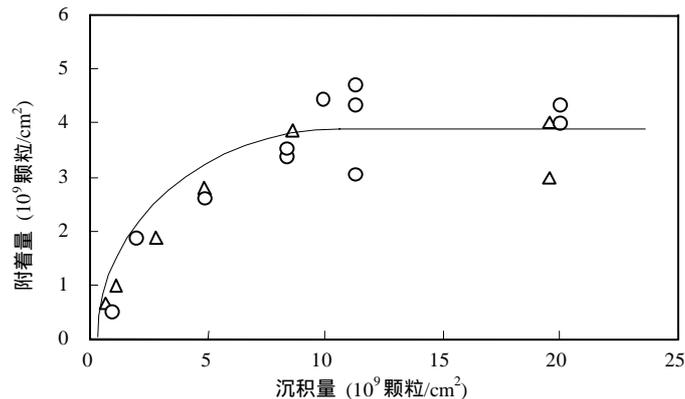


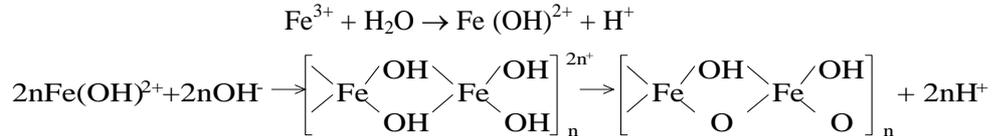
图 2-29 Fe_2O_3 在液相中浓度与沉积在玻璃表面的 Fe_2O_3 颗粒浓度关系 (Mozes *et al.*,1992)

Mozes 等人 (1992) 用电子显微镜检查了沉积后的玻璃表面，他们发现 Fe_2O_3 胶体颗粒在玻璃表面的最大沉积覆盖接近于单分子吸附的最大容量。Mozes 等人 (1985) 成功地

应用这种技术固定酵母菌，使其转化的能力提高近一倍。

4. 水合盐离子吸附技术

Fe^{3+} 、 Al^{3+} 等多价阳离子通常与水反应形成水合离子，即多核离子。例如 Fe^{3+} 离子溶于水，首先形成单核碱式络合物，然后逐渐发展为多核化合物如下：



Fe^{3+} 在水溶液中形成的这些多核络合物在一定的条件下很容易沉积到载体表面。Mozes 等人 (1992) 发现载体的存在能加快 O-OH 基的形成，然后在载体表面附着。应用这种技术，Mozes 等人 (1987) 成功地处理了玻璃及多聚合材料表面，使载体表面负电性得到显著降低。必须指出，虽然这种技术应用于不同菌类在不同载体表面固定，但只适用于实验室小规模研究。一般 Fe 碱式络合物可由 $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3$ 配制，要求控制溶液 pH 在酸性范围内。

5. 有机多价正离子的吸附

一般讲，有机正离子较为容易被吸附到具有负电性的载体表面，形成大量的弱键。所被吸附的有机多价正离子所剩余的正电基团可与细菌表面的负电基团作用，进而加快了细菌的附着、固定过程。在生物膜载体表面处理中，常用的有机多价正离子有：*Chitosan*、*deae-dextran* 及 *polyethylenimine (PEI)* 等等 (Doren *et al.*, 1989; D'soaza *et al.*, 1986; Bucks *et al.*, 1988)，这些化合物的结构列于图 2-30。

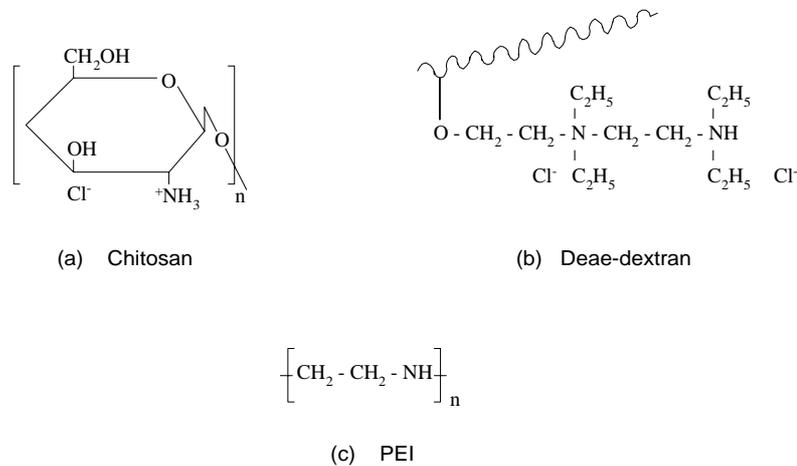


图 2-30 常用的有机多价正离子结构

值得指出的是，随着目前科技水平的迅猛发展，人们更倾向于直接在载体的加工制作过程中控制其表面物理化学特点，这样可减弱对载体表面后处理的需要。总而言之，载体表面技术的选择要根据实际需要进行。

2.4.2 微生物表面改良

正如前面讨论，微生物表面一般常有负电性，人们曾经利用微生物吸附一些正电离

子如 Al^{3+} 、 Fe^{3+} 达到使微生物表面带有正电性的目的。Mozes 等人 (1985, 1991) 发现通过 Al^{3+} 吸附作用后的微生物虽然在玻璃平板表面的固定速度显著增加, 然而经 Al^{3+} 吸附后固定的微生物活性明显降低。因此, 原则上讲利用微生物表面改良方法以达到提高微生物在载体表面固定的途径是不可取的, 而且是难于控制的。

第3章 生物膜载体的选择与细胞固定技术

目前细胞固定作为一种常用的生物技术在环境工程、生物工程及诸多相关领域得以广泛应用，其原因在于生物膜细胞固定生物技术与传统悬浮生物系统相比具有突出的特点，这些特点或优势主要反映于以下各点：利于细胞分离；反应器中可达到较高的细胞浓度；连续系统中，微生物增长率不仅依赖于反应器的稀释率；通过优化载体体积特征，可达到微生物最大活性；提供了在同一反应器中同时固定不同种微生物的可能性；可以影响细胞形态、生理及代谢等等；具有抗冲击负荷及抑制性物质的能力。

然而，所有上述细胞固定的特点，均与正确选择生物载体及相应的固定技术密切相关。生物载体不是任意的，而是建立在一整套标准基础上的一种科学行动。本章将对生物膜载体的种类、特性、选择原则以及各种常用固定技术一一做出详细讨论。这些对基础研究以及工程技术领域的科研人员、工程设计者均有重要参考价值，并为他们提供这方面的理论指导。

3.1 生物膜载体的种类

本节所指的生物膜是广义的，所有通过一定媒介附着、固定的生物活性体或物质均称之为生物膜，它包括固定细菌及固定酶，在整个固定细菌及固定酶过程中，都需要某种媒介来承担或完成固定。这种媒介物质通常广义上称为生物膜载体。目前所应用的生物膜载体种类非常广泛，但从根本上可以划分为两大类，即无机类载体及有机类载体。

3.1.1 无机类载体

这种载体主要为无机材料构成，它们在生物膜技术发展的各个阶段，均起到了不可估量的作用。从最早的砂石到今天广为应用的活性炭均为无机类载体。在当今生物膜技术发展中，常用的无机类载体通常有：砂子，碳酸盐类石，各种玻璃材料，沸石类，陶瓷材料，碳纤维，矿渣，活性炭（包括颗粒及粉状活性炭），金属类（如铝和不锈钢），等等。

大多数无机类载体机械强度相对较好，然而自身比重较大，不适宜做流化态运行，以上事实表明无机类载体已在实践中得到不同程度的应用，表 3-1 列举了一些有关的应用实例。必须指出的是，无机类载体由于自身的缺点（例如比重较大），在目前所使用的悬浮载体生物膜反应器中的应用受到限制。在这种情况下，大量不同种类的有机类载体在生物膜反应器技术中受到越来越广泛的重视。

3.1.2 有机类载体

有机类载体是目前在生物膜技术发展中最受人们关注的生物膜载体。随着聚合物加工技术的不断进步，具有不同功能的聚合物载体不断出现，这些载体在强度、比重等各方面都具有较为明显的特点，在实际应用中最为广泛。有机类载体主要有：PVC，PS，PE，PP，各类树脂，塑料（包括各类泡沫材料），纤维，明胶，等等。

应该指出，目前在文献中所报导的有机类载体种类较多，很难全部列出。原则上讲，只要满足做为生物膜载体条件，所有有机物均可应用，表 3-2 列举了一些常用有机类载体在生物技术中的应用实例。

无机类载体在实际中的应用

表 3-1

载体	反应器所持生物膜湿重 (kg/m ²)	反应器类型	参 考
平板玻璃	0.073	生物膜反应器	Atkinson 等人 (1968)
铝 板	2.0	生物膜反应器	Atkinson 等人 (1968)
矿 渣	0.24 ~ 1.7	填充床	
岩 石	0.24 ~ 1.7	填充床	
玻 璃	4-12.2×10 ⁻³	搅动式生物膜反应器	
玻 璃	1×10 ⁻³	搅动式生物膜反应器	
玻 璃	0.2	生物膜反应器	Bungay 等人 (1969)
玻 璃	12×10 ⁻⁴	生物膜反应器	Zobell (1946)
不 锈 钢	—	管状生物膜反应器	Characklis 等人 (1990)
活 性	—	生物滤床	Hua 等人 (1996)
玄 武 岩	—	气提式反应器	Kowok 等人 (1998)

常用有机类生物载体在实际中应用

表 3-2

载体	反应器所持生物膜湿重 (kg/m ²)	反应器类型	参 考
塑料	0.25	RBC	kornegay 等人 (1968)
塑料	0.48 ~ 1.44	滤床	
塑料	0.12 ~ 2.55	滤床	
网球	0.71	滤床	
PVC	0.1 ~ 0.25	完全混合式反应器	Liu (1990)
PP	0.1 ~ 0.25	完全混合式反应器	Liu (1990)
PE	0.1 ~ 0.25	完全混合式反应器	Liu (1994)
PS	0.1 ~ 0.25	完全混合式反应器	Liu (1994)
PS	0.05 ~ 0.1	气提式搅拌床	Moreau 等人 (1994)
PS	0.05 ~ 0.1	三相流化床	Lertpocasombut (1991)
离子交换树脂	-	完全混合式反应器	Himes 等人 (1987)
塑料软性填料	-	稳定塘	Zhao 等人 (1996)

有机类生物载体可以根据生物过程的需要，加工成各种形状，以便最好地满足反应器物理、生物特性的需要，特别是聚合物类型有机载体在工业实践中已得到广泛应用。在实际工作中，一方面我们可以根据特殊需要对生物膜载体表面性质进行改性(请参见第 2 章)，另一方面可以选用已经商品化的工业载体直接应用于生物膜反应器。表 3-3 列举了一些国外已商品化的生物膜载体，仅供参考。

商品化微型生物载体

表 3-3

名称	制造商	载体结构	比重	形状	尺度 (μm)	比表面 (m^2/g)
Biocarrier	Bio-Rad (USA)	Pdy-acry Lamide	1.04	球状	$\phi 120\sim 180$	5000
Biosilon	Nunc (Denmark)	PS	1.05	球状	$\phi 160\sim 300$	225
Cytodex1	Phoromacia (Sweden)	Dextran	1.03	球状	$\phi 131\sim 220$	6000
DE-52	Whatmen (UK)	Microgranular Cellulose	-	柱状	$\phi 40\sim 50, L 80\sim 400$	-
Superbeads	Flow Labs (USA)	Dextran	-	球状	$\phi 135\sim 205$	5000~6000

3.2 生物膜载体的选择原则

对于研究者及工程师来讲,根据什么样的原则进行生物膜载体的选择是生物膜反应器技术成功与否的关键一步。生物膜载体选择得当、正确,就可以达到反应器高效运行。然而,一旦错误地选用了不适宜的生物载体,甚至可能导致整个生物膜过程的失败,或需付出沉重的运行、管理代价。在实际中,生物膜载体的选择应遵循以下所述原则。

3.2.1 机械强度

在大多数生物膜过程中都存在着不同强度的水力剪切作用以及载体之间的摩擦碰撞过程,特别是在气提式生物反应器、搅拌床及三相流化床中,这些作用更为明显。因此,做为生物膜载体必须具有与所使用生物技术相应的机械强度。一般讲,生物膜反应器从启动至稳定运行需要较长的时间。如果生物膜载体本身不具有一定的机械强度,那么在反应器运行过程中势必引起不同程度的破损而丧失其功能,这将使得生物膜反应器中所持有的生物量呈不规则变化。在污水生物处理过程中,其直接后果是导致出水水质的扰动。因此,正确选择生物膜载体的第一步是确定其机械强度是否可以满足所用生物膜反应器的需要。一般讲,聚合物类生物膜载体强度良好。

3.2.2 物理形态

生物载体的物理形态主要是指其几何形态,包括空间体积及形态两方面因素。

1. 空间体积

载体的空间体积主要是指通常所说的载体大小,生物膜载体的大小是根据研究目的及反应器种类确定的,它可以变化的幅度很宽,例如从直径十几 cm 的球状载体到粒径只有几十 μm 的微型载体等。在固定床中,生物膜载体的空间体积变化较大,而在流化床等一系列需悬浮生物载体的生物膜反应器中,载体空间体积的确定应在水力学实验基础上做出优化选择。一般讲,单个生物膜载体的空间体积越大,其所具有的比表面积越小,即单位载体质量所能提供的生物膜增长面积较小。另外,在确定空间体积时必须考虑到传质效率、能量损耗及操作运行的方便性等。

2. 形状

文献中所报导的生物载体形状各异,根据生物膜反应器类型及实验目的不同各有选择。目前常用载体形状主要有球状、颗粒状、管状、圆柱状、平板式、长方或立方状以及软性载体。生物膜载体的形状直接决定其比表面的大小,另外不同形状的载体所具有的传质效率及对微生物所起的屏蔽作用也不相同。在选择生物膜载体的形状时,可考虑以下几个方

面的因素：载体所提供的表面积尽可能大；对固定微生物有较好的保护作用；具有较好的传质特性；尽可能减少载体间的碰撞几率（特别是在悬浮载体生物膜反应器中）；减少反应器的运行能耗；减少堵塞及便于反冲洗（特别是对固定床）。很显然，生物膜载体的选择并不是盲目的，它存在很强的目的性。

3.2.3 生物、化学及热力学稳定性

生物膜反应器系统是一个繁杂的多元体系。生物膜载体必须具有较好的生物、化学及热力学稳定性，这样才能使得载体本身不参与系统内生物化学反应。因此在选择生物载体时必须考虑到稳定性问题。

1. 生物稳定性

生物膜在代谢过程中会产生各种各样的代谢产物，这些代谢产物有些会对载体产生腐蚀作用。在实际应用时，生物膜载体的生物化学稳定性是必须认真加以考虑的，Liu (1994) 提出有关载体生物化学稳定性应从以下几个方面加以考虑：抗生物膜微生物对载体的腐蚀；载体具有惰性，不参与生物膜的生物化学反应；载体本身是不可生物降解的。

在生物膜反应器工程中，应避免使用金属及易生物降解材料做为微生物固定的载体。

2. 化学稳定性

微生物生存的介质是由各种化学成分组成的。当生物膜载体置于这样介质中时，生物膜载体的化学稳定性就显得重要了。简而言之，生物膜载体必须对环境中所发生的化学反应表现为最大的惰性，并具有抗环境的化学腐蚀能力。

3. 热力学稳定性

生物膜载体的热力学稳定性狭义指对周围温度变化的惰性反应，例如在厌氧生物膜反应器中运行温度有时可达到 40℃ 左右。

3.2.4 亲疏水性及表面电性

载体表面的亲疏水性及表面电性对生物膜形成的影响已在第 2 章中详细介绍了。根据物理化学中体系自由能最小原则，亲水性微生物易于在亲水性载体表面附着、固定，而疏水性载体有利于疏水性微生物在其表面的固定。微生物在其生存环境的 pH 值条件下，一般带有负电荷。为了利用静电吸引力促进微生物固定，载体表面若带有正电性将是有利于生物固定过程的进行（请参见第 2 章）。载体表面亲疏水性及电性是可以通过对载体表面的改性完成的，或直接在载体材料加工过程中得以实现的。

3.2.5 孔隙度及表面粗糙度

生物膜载体表面的孔隙度及表面粗糙度通过以下途径直接影响生物膜形成、发展及稳定过程：增加了载体与微生物接触的有效面积；可以保护固定微生物免受过强水力剪切作用；减缓由于载体间的碰撞所造成的固定微生物失落速度；在某种程度上，有利于传质效率的提高。因此，生物膜载体表面具有一定的孔隙度及粗糙度有利于生物膜反应器的成功运行。

3.2.6 比重

生物膜载体的比重对于悬浮载体生物膜系统即流动床的运行是一个必须考虑的因素。载体比重过大，造成载体悬浮困难或是能耗过高。然而，若载体比重过小，又不易维持载体在反应器中的一些流态。因此，对流化床或其他载体需要悬浮的生物膜反应器，载体的比重一般控制在 1.03~1.10 间为佳。

3.2.7 对生物膜活性的影响

做为生物膜载体，其本身必须对固定微生物无害、无抑制性作用，这是选择生物载体的最基本要求。如果固定细胞或酶技术应用于生产各种生物制品，那么载体本身必须对人类机体无害。因此，在环境生物技术领域，所选用的载体材料不能显著影响固定微生物的生物活性，这是选择载体的又一基本要求。

3.2.8 可再用性

从经济角度讲，生物膜载体应具有可再用性，这一点在大规模工业过程中更具有重要性。从工程角度讲，一般应避免选用一次性材料作为污水生物处理技术中的载体。

3.2.9 价格

在选用生物膜载体时，价格因素也是工程师需要考虑的因素之一。在载体的性能及价格间做出优化选择，即要兼顾两者。在不影响设计或研究目标时，一般选用廉价载体为宜。

3.3 实用微生物固定技术

关于细胞及酶的固定研究在文献中已有大量报导，所用的固定技术各式各样，但从本质上讲，不外忽于以下几种主要技术，在本章我们将做详细讨论。事实上，微生物固定技术是根据其固定机制不同而划分的。

3.3.1 表面吸附固定技术

表面吸附固定技术是指微生物与载体表面间直接发生作用，进而实现微生物在载体表面的固定，它可分为自然吸附固定以及通过化学键作用产生表面吸附的两种形式。在大多数生物膜反应器起动的早期，所应用的都是表面吸附固定原理。一般来讲，在应用表面吸附固定技术时，不需要在微生物与载体系统中加入其他介质。值得指出，表面吸附固定技术是最常用的生物膜反应器接种方式之一，它具有简单、易行的特点，表 3-4 列举了一些通过表面吸附法固定细胞的应用实例，同时表 3-5 给出了通过此法实施固定酶的应用例子。

从表 3-4 及表 3-5 中可以清楚看到，表面固定技术在环境工程以及生物工程中的应用是极为普遍的。图 3-1 给出了表面吸附作用示意图。

表面吸附技术在细胞固定中的应用

表 3-4

细 胞	固定目的	载 体	参 考
<i>Animal cells</i>	繁殖	离子交换树脂	Himes 等人 (1987)
<i>Animal cells</i>	繁殖	交联明胶	Nilsson 等人 (1982)
<i>Aspergillus niger</i>	生产柠檬酸	PP	Anderson 等人 (1980)
<i>Azotobacter vinelandii</i>	固氮	离子交换树脂	Diluccio 等人 (1988)
<i>Fusarium flocciferum</i>	降解酚	硅藻土	Anselmo 等人 (1989)
活性污泥微生物	污水处理	活性炭	Messing (1982)
<i>Nitrifying bacteria</i>	污水处理	PS	Liu 等人 (1996)
活性污泥微生物	污水处理	PVC	Capdeville 等人 (1990)
<i>Zymomonas mobilis</i>	乙醇生产	棉纤维	Anon (1981)
<i>S.Carlsbergensis</i>	乙醇生产	孔隙玻璃	Ghommith 等人 (1982)

表面固定技术在酶固定中的应用 (Zaborsky, 1973)

表 3-5

酶	载体	酶	载体
<i>Acid phosphatase</i>	炭或硅片	<i>Urease</i>	金属或玻璃平板
<i>ATPase</i>	微孔滤膜	<i>Papain</i>	玻璃
<i>ATPdeminate</i>	DEAE-纤维素膜	<i>Leucine aminopeptidase</i>	磷酸钙胶
<i>Glucose oxidase</i>	玻璃	<i>Lactate dehydrogenase</i>	微孔滤膜

3.3.2 键联固定技术

键联固定技术,通常是指微生物可以通过与载体表面的某些活性基团形成共价键的形式固定到载体表面,其示意过程如图 3-2 所示。这种固定方式要求生物膜载体表面具某种活性基团,通常可对载体表面进行改性,达到携带活性基的目的。表 3-6 给出了这种固定方法在实际中应用的例子。

共价键固定技术的实际应用

表 3-6

细胞	目的	材料	参考
<i>Acetobaeter species</i>	生产醋	氧化钛	Kennedy (1978)
<i>Aspergillus niger</i>	葡萄糖酸	聚合物	Nelson (1976)
<i>E.coli</i>	青霉素	带有胶基的载体	Jack 等人 (1977)
<i>Nitrifying bacteria</i>	硝化反应	具有 Fe^{3+} 的聚合物	Liu (1994)
<i>E.coli</i>	耗氧率	氧化铝	Kennedy 等人 (1976)

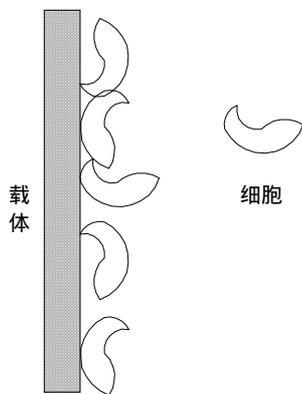


图 3-1 表面吸附示意图

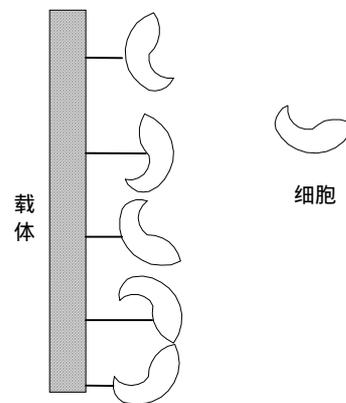


图 3-2 键联固定示意图

3.3.3 细胞间自交联固定技术

细胞间自交联是自然界普遍存在的一种现象,如活性污泥系统中菌胶团的形成以及厌氧污泥床中颗粒污泥的产生均是通过细胞间自交联实现的。为了进一步强化细胞间或酶间的这种自交联程度,可以人为的加入一些交联剂形成细胞间的稳固结合。表 3-7 及表 3-8 列举了一些实际应用例子。图 3-3 为通过交联剂固定细胞酶的示意图。交联剂在活性污泥系统中也有应用,有时人为地向曝气池内投加一定量的交联剂能得到更好的菌胶团,它有利于

二沉池中泥水分离及有助于控制曝气池内微生物浓度。

细胞间交联技术的应用实例

表 3-7

细 胞	交联剂	参 考
<i>Arthrobacter species</i>	聚合型电解质	Bungard 等人 (1979)
<i>Aspergillus niger</i>	聚合型电解质	Lee 等人 (1974)
<i>Lactobacillus</i>	聚氨基葡萄糖	Tsumura 等人 (1976)

通过交联剂固定酶实例 (Zaborsky, 1973)

表 3-8

酶	交联剂	注 释
<i>Alcohol dehydrogenase</i>	glutaraldehyde	首先吸附于赛璐玢膜上
<i>Alkaline phosphatase</i>	glutaraldehyde	首先吸附于珂罗酊膜上
<i>Catalase</i>	glutarddehyde	首先吸附于塞璐玢膜上
<i>glucose oxidase</i>	glutaraldehyde	首先吸附于塞璐玢膜上
<i>Urease</i>	glutaraldehyde	首先吸附于塞璐玢膜上或胶体硅片上

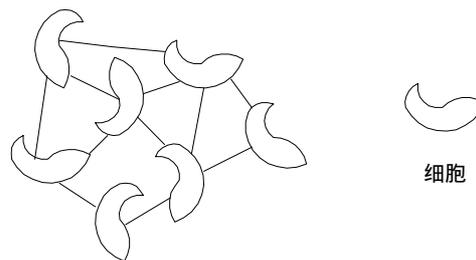


图 3-3 细胞或酶间通过交联剂固定

3.3.4 多聚体包埋技术

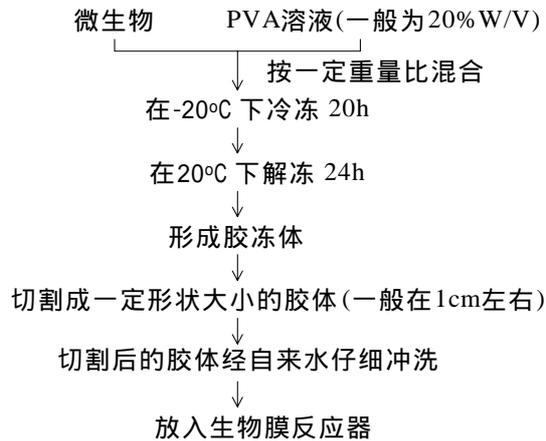
多聚体包埋是指通过某些多聚体化合物包裹微生物，从而达到固定微生物的目的。目前，该种技术在文献中已有大量报导，特别是在生物工程领域。由于研究目的不同，所选用的多聚体包埋剂也不尽相同。在污水生物处理中，人们应用较多的包埋剂为 PVA 及海藻酸等。经过多聚体包埋处理后的微生物分布于多聚体骨架内，可以将它们制成颗粒或方块状等不同形状的材料。值得强调的是，多聚体在包埋了微生物后，一般其机械强度不够理想，加之微生物在包埋体中的增长，使得包埋体的破损率较高。这些无疑在一定程度上限制了多聚体包埋技术在污水生物处理中的大规模应用。在污水生物处理领域，目前应用最多的包埋剂是 PVA。

低温冷冻 PVA 法固定微生物具有如下优点：准备费用低；容易操作；由于没有其他添加剂的加入，对微生物毒害作用低。

经低温冷冻所制成的 PVA 胶冻在生物反应器内的使用寿命取决于反应器内物理化学、水力学及微生物活性状况等一系列条件。PVA 胶冻的破损是一个渐进现象，随着运行时间加长，破损现象将变得越来越显著，有时严重影响反应器的正常运行。大多数实验表明，

PVA 胶冻体在生物反应器内有效运行时间一般不会超过 100 d, 有时甚至更短。表 3-9 列举了一些目前比较常用的包埋剂, 表 3-10~表 3-13 给出了应用多聚体包埋剂固定细胞的应用实例。

应用冷冻 PVA 进行包裹微生物的方法示之于下:



一些常用多聚体包埋剂

表 3-9

包埋剂	参 考	包埋剂	参 考
纤维酚	Linko 等人 (1980)	醋酸纤维酯	Dinelli (1972)
聚氨酯	Tanaka 等人 (1979)	琼脂糖	Himmler (1985)
活性 PVA	Klein 等人 (1982)	藻朊酸盐	Scherer 等人 (1988)
PVA	Manecke 等人 (1983)	聚丙烯酰胺凝胶	Nabe 等人 (1979)
聚苯烯	Hackel 等人 (1975)	<i>K-carrageenan</i>	Deo 等人 (1984)
硅胶	Tschang 等人 (1980)		

利用聚丙烯酰胺凝胶包埋不同种属微生物实例

表 3-10

细 胞	参 考	细 胞	参 考
<i>Acetobacter xylinum</i>	Nabe 等人 (1979)	<i>Escherichia freundii</i>	Saif 等人 (1975)
<i>Achromobacter butyri</i>	Murata 等人 (1979)	<i>Penicillium chrysogenum</i>	Morikawa 等人 (1979)
<i>Aspergillus niger</i>	Horitsu 等人 (1985)	<i>Corynebacterium dismutans</i>	Sarkar 等人 (1983)
<i>Corynebacterium glutamicum</i>	Slowinski 等人 (1973)	<i>E. coli</i>	Sato 等人 (1975)

目前, 围绕微生物的包埋技术进行了大量的研究工作, 但是文献中所报导的研究中很少有人系统考察包裹在多聚体中的微生物增长、繁殖会对包埋剂结构产生何种影响。根据 Liu (1994) 的分析, 微生物在包埋剂结构中的增长一方面有利于水体净化 (如以污水生物处理为目的) 或是有利于获得生物代谢产物, 另一方面对包埋剂主体结构存在不利的影响。表 3-14 归纳对比了这些因素的作用。

多聚体包埋技术有两大特点，一是可快速、简捷地获得固定微生物；二是可以选择性地同时固定不同菌属的微生物。

藻朊酸盐包埋不同微生物实例

表 3-11

细 胞	参 考	细 胞	参 考
<i>Aspergillus niger</i>	Linko (1981)	<i>Hansenula polymorpha</i>	Hiemstra 等人 (1983)
<i>Candida tropicalis</i>	Hackel 等人 (1975)	<i>Lactobacillus delbruekii</i>	Tipayang 等人 (1982)
<i>Clostridium butyricum</i>	Krouwel 等人 (1983)	<i>Methanosarcinius barkeri</i>	Scherer 等人 (1981)
<i>Glucorobacter oxydans</i>	Adlercreutz (1986)	<i>Pachysolen tannophilus</i>	Slininger 等人 (1982)

K-Carrageenan 包埋不同微生物实例

表 3-12

细 胞	参 考	细 胞	参 考
<i>Acetobacter aceti</i>	Osuga 等人 (1984)	<i>Propionibacterium species</i>	Yongsmith 等人 (1982)
<i>Breiribacterium flavum</i>	Takata 等人 (1980)	<i>Saccharomyces bayanus</i>	Wada 等人 (1979)
<i>Corynebacterium</i>	Sarkar 等人 (1983)	<i>Saccharomyces cervisiae</i>	Bisping 等人 (1982)
<i>Dismutans</i>	Nishida 等人 (1979)	<i>Trichoderma reesei</i>	Frein 等人 (1982)
重整 <i>E.Coli</i>	Berry 等人 (1988)	<i>Zymomonas mobilis</i>	Amin 等人 (1988)
<i>Penicillium chrysogenum</i>	Deo 等人 (1984)		

PVA 包埋不同种微生物

表 3-13

细 胞	参 考	细 胞	参 考
<i>Activated sludge microorganisms</i>	Asano 等人 (1992)	<i>Denitrifying bacteria</i>	Nilsson 等人 (1982)
<i>Methanogenic bacteria</i>	Karube 等人 (1980)	<i>Activated sludge microorganisms</i>	Myoga 等人 (1991)

包埋微生物增长的有利及不利方面对比

表 3-14

包埋微生物增长的有利方面	包埋微生物增长的不利方面
保证了生物催化剂的周期性反应活性 在反应器中可以获得高细胞密度 有利于有用代谢产物的形成	导致细胞从包埋剂中浅漏到液相 加重扩散阻力 破坏包埋剂结构，使其损耗

3.3.5 孔网状载体截陷固定技术

顾名思义，这种技术主要是利用孔网状载体的特殊结构截陷微生物，达到使其固定的目的。这种方法主要是利用载体的特殊空间结构对固定微生物起到屏护作用。目前，各国学者已开发出各种孔网状载体并广泛应用于工业实践中。表 3-15 列举了一些孔网状载体在细胞固定中应用的实例。

3.4 各种固定技术的比较

上面所介绍的各种微生物固定技术由于采用的材料及方法不同，在实际应用中较强

的针对性及各自不同的优缺点。选用时,要结合研究工作及工程反应器的目的性合理取舍。Liu (1990,1994)对第三节中提到的各种固定技术曾做了评述,这些评述也是局限于个人的认识及经验水平。为参考起见,表 3-16 根据 Liu (1994)的评述列举了不同微生物固定技术的对比,从该表中可以看到,各种方法所具有的优缺点不尽相同。

值得指出的是,在第三节中所介绍的各种微生物固定技术,在污水生物处理领域都有成功应用的例子,它们极具工程实用价值。

应用孔网状载体固定微生物实例

表 3-15

细 胞	载 体	参 考
Aspergillus niger	聚氨酯泡沫塑料	Lee 等人 (1989)
Aspergillus species	中空纤维	Chung 等人 (1987)
Capsicum frutescens	聚氨酯泡沫塑料	Mavituna 等人 (1981)
Canobacter	聚乙烯泡沫	Affolter 等人 (1986)
Humicola species	中空纤维	Hwang 等人 (1988)
Methanogen species	聚氨酯泡沫	Fynn 等人 (1982)
Nocardia mediterranei	中空纤维	Chung 等人 (1987)
Saccharomyces	不锈钢网球	Atkinson 等人 (1979)
Trichoderma reesei	不锈钢网球	Webb 等人 (1986)

各种固定技术的对比 (根据 Liu,1994 扩展)

表 3-16

固 定 方 法	优 点	可 能 缺 点
表面吸附固定技术	1、简单,便宜 2、对微生物活性没有变 3、可选用载体类型多 4、载体可再生回用	1、固定初期受各种环境因素影响 2、细胞与载体间作用力较弱,需较长时间完成初始固定过程
键联固定技术	1、受环境因素影响较小 2、细胞与载体间作用力较强	1、可能改变细胞活性基 2、可选用载体相对较少 3、费用较高
细胞间自交联固定技术	1、细胞间交联紧密 2、可保留大部分细胞活性 3、可选用交联剂较多	1、准备过程中损失部分细胞活性 2、不适合应用于大分子底物系统 3、机械强度相对较弱
多聚体包埋技术	1、没有对细胞产生化学修饰 2、易于固液分离 3、可工业化操作	1、增加了扩散阻力 2、准备工艺复杂 3、导致细胞部分失活 4、不适于大分子底物系统 5、机械强度较弱,可使用寿命较短
孔网状载体截陷固定技术	1、对细胞活性没有影响 2、易于固液分离 3、可工业化操作 4、载体可根据要求制作 5、对固定细胞有保护作用	1、局部扩散阻力增剂增加

表 3-17 进一步明确显示了不同方法在固定同一种酶时，被固定酶与自由酶相比各种物理化学以及生物化学特性的变化。

应用不同方法固定氨基酰化酶后酶各种性质的变化 (Chibata *et al.*, 1976) 表 3-17

性 质	自由氨基 酰化酶	通过离子键键联到 DEAE- Sephadex 上	通过共价键固定在碘代 乙酰基纤维酯上	包埋在聚丙烯酰 胺凝胶
最佳 pH	7.5-8.0	7.0	7.5-8.0	7.0
^a 活化能 (Kcal/mol)	6.9	7.0	3.9	5.3
^b 最佳 Co ²⁺ 浓度 (MM)	0.5	0.5	0.5	0.5
^a K _m (mM)	5.7	8.7	6.7	5.0
^a V _{mar} (mol/h)	1.52	3.33	4.65	2.33
^c 活性半周期 (d)		65 d (50)		48 d (37)
热稳定性 (%)				
60 10 min	62.5	100	77.5	78.5
70 10 min	12.45	87.5	62.5	34.8

注：^a所用实验在 37 及 pH 为 7.0 进行；^b保留活性；^c失掉 50% 的酶活性所需时间；K_m = 米门方程中半饱和常数；
V_{max} = 酶最大反应速率

总之，每一种固定技术均有其一定的适用范围，在实际工作中，必须根据研究目标选择合适的微生物固定技术，才能达到最理想的效果。

第4章 生物膜增长及底物去除动力学

生物膜技术在污水处理领域中，作为一种有机污水及含营养物的各种污水的好氧处理技术而发展起来。特别是在近二十年中，生物膜技术在污水生物处理领域得到了极大的发展，各种新型生物膜反应器不断出现（参见第9章）。所有这些技术的进步，都离不开人们对生物膜增长及底物去除动力学的深入认识与理解。可以这样讲，生物膜增长及底物去除动力学是当今各种生物反应技术发展的理论基础。

4.1 生物膜净化机理

生物膜法是使微生物附着在载体表面上，污水在流经载体表面过程中，通过有机营养物的吸附、氧向生物膜内部的扩散以及在膜中所发生的生物氧化等作用，对污染物进行分解。活性污泥法和生物膜法的区别不仅在于净化微生物固着方式不同，而且重要在于扩散过程在生物膜动力学行为中是一个必须考虑的因素。在生物膜反应器中，污染物、溶解氧及各种必需营养物首先要经过液相扩散到生物膜表面，进而到生物膜内部，只有扩散到生物膜表面或内部的污染物才能有机会被生物膜微生物所分解与转化，最终形成各种代谢产物（ CO_2 、水等）。在生物膜的最外层形成以好氧性微生物为主体的生物膜层，而在好氧层的深部由扩散作用制约了溶解氧的渗透往往形成厌氧区。在这里，由于厌氧菌的作用，硫化氢、氨和有机酸等物质容易积累。但是，如果体系供氧充分，厌氧层的厚度会被压缩至某一限度，形成的有机酸在异氧菌的作用下转化为 CO_2 和水，而氨及硫化氢在自养菌作用下被氧化为各种稳定盐类，使整个生物膜反应器保持活性。此外，在生物膜反应器中，由于微生物被固着在载体上，因此与污水的水力停留时间没有直接的影响关系，增殖速度慢的微生物也能够生长繁殖，例如硝化细菌等。正因如此，生物膜上的微生物在种属上是多种多样的而且可以形成稳定的生态系统。图 4-1 为生物膜净化机理的图解模型。

在实际应用中，由于生物膜反应器所处理污水的组成通常不是单一的组分，故生物膜的生物相是相当丰富的，形成了由细菌、真菌等一系列微生物群体所组成的较为稳定的生态体系。这些不同菌种随生物膜厚度的变化有一定的分布，例如上层多为异养菌，而下层则多为各种自养菌。毫无疑问，细菌是生物膜中对有机物氧化分解起重要作用的微生物，在生物膜中所观察到的细菌种类基本有：硝酸盐还原菌，蛋白质 H_2S 生成菌，白朊分解菌，硫酸还原菌，硫细菌，氨氧化菌，硝化细菌等等。除细菌外，在生物膜中发现真菌也是较为普遍的，其中主要有：镰刀霉属，地霉属等等。真菌对某些细菌难于降解的人工合成有机物有一定的降解能力。与活性污泥系统相比，在生物膜反应器中原生动物及后生动物的出现与否与反应器类型密切相关的。通常，原生动物及后生在生物滤池及生物接触氧

化法中载体表面存在，然而对于三相流化床或是生物扰动床这类生物膜反应器，生物相中原生动物及后生动物量非常少。

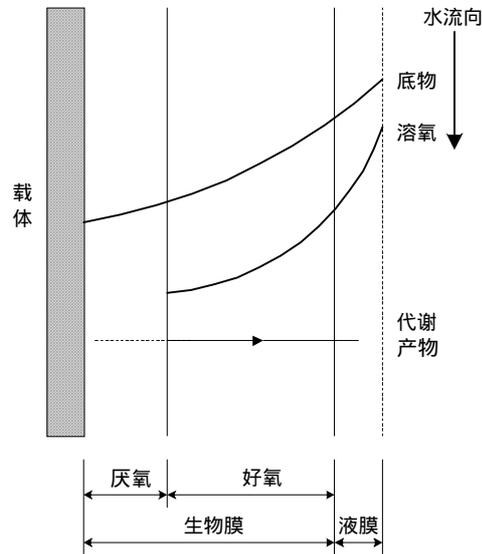


图 4-1 生物膜去除底物过程简明图示

综上所述，在生物膜法中，污水有机物及其他污染物的去除是依靠生物膜的正常代谢活动和保持好氧层膜的生物活性，因此底物及溶解氧与生物膜接触并扩散到生物膜中，是保证生物膜发挥生物氧化作用的前提条件。

4.2 生物膜增长的一般描述

微生物在经过不可逆的附着过程后，固着在载体表面的微生物开始通过代谢环境所提供的底物进行繁殖、增长。生物膜的增长过程一般认为与悬浮微生物的增长过程相似。主要经历适应期、对数增长期、稳定期及衰减期 (Sanders, 1966; Hoehn *et al.*, 1973; LaMotta, 1976a; Rittmann *et al.*, 1981; Charackles *et al.*, 1990)。在大量试验事实上，法国 Capdeville 教授等人于 1990 年左右对生物膜的增长过程进行了详细划分。Capdeville 等人 (1990, 1992) 认为生物膜整个增长过程由如下六个阶段组成：

1. 潜伏期或称适应期

这一阶段是微生物在经历不可逆固着过程后，开始逐渐适应生存环境，并在载体表面逐渐形成小的、分散的微生物菌落。这些初始菌落首先在载体表面不规则处形成。这一阶段的持续时间取决于进水底物浓度以及载体表面特性 (Belkhadir *et al.*, 1988; Capdeville *et al.*, 1990; Liu *et al.*, 1994a; Mareau *et al.*, 1994)。必须指出，在实际生物膜反应器启动时，要控制这一阶段是很困难的。

2. 对数期或称动力学增长期

在适应期形成的分散菌落开始迅速增长，逐渐覆盖载体表面。在此阶段由于由有机物、

溶解氧及其他营养物的供给超过了消耗的需要，固着微生物以最大速度在载体表面增长。一般在动力学增长期末，生物膜厚可达几十个 μm 。在动力学增长期，我们通常可观察到如下现象：生物膜多聚糖及蛋白质产率增加；底物浓度迅速降低，即污染物降解速率很高；大量的溶解氧被消耗，在此阶段后期，供氧水平往往成为底物进一步去除的限制性因素；生物膜量显著增加，在显微镜下观察到的生物膜主要由细菌等活性微生物组成。

大量实验事实表明在此阶段结束时，生物膜反应器的出水底物浓度基本达到其稳定值，这意味着生物膜去除底物的能力亦趋向于最大。可见，在生物膜反应器实际运行中，动力学增长阶段起着非常重要的作用，它决定了生物膜反应器内底物的去除效率及生物膜自身增长代谢的功能。

3. 线性增长阶段

生物膜的这一增长阶段是基于大量实验数据而提出的。人们发现当生物膜动力学增长期结束后，在生物膜增长曲线上出现一线性增长阶段，即此时生物膜在载体表面以恒速率增加。这一阶段的重要特点有：出水底物浓度不随生物量的积累而显著变化；对于好氧生物膜，其耗氧率保持不变；在载体表面形成了完整的生物膜三维结构。

既然在线性阶段生物膜量的增加并没有贡献于底物去除的提高，那么这些增加的生物量在生物代谢角度看应不具有生物活性。基于此，很多学者提出生物膜的生物量可以按照生物活性划分为两类，即活性生物量 (M_a)，主要负责降解进水底物，它处于新生菌落及已经存在菌落的表面和边缘部分；而非活性物质 (M_i) 代表在底物降解过程中不再起任何作用的生物膜量，这些非活性生物量主要集中在菌落内部。图 4-2 给出了 M_a 及 M_i 分布示意图。

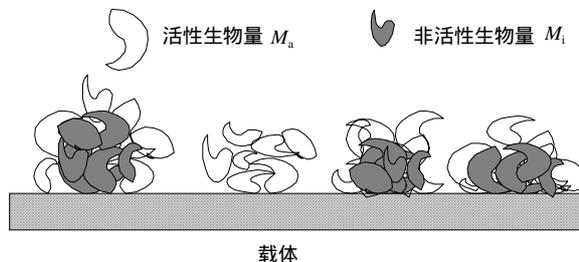


图 4-2 M_a 及 M_i 在生物膜内的分布

显然生物膜总量为 M_a 及 M_i 之和，即：

$$M_b = M_a + M_i \quad (4-1)$$

式中 M_b ——生物膜总量。

大量实验表明在生物膜动力学增长期末，活性生物量已经达到其最大值 $(M_a)_{\max}$ ，与此对应，生物膜反应器应在液相达到稳态 (Belkadir *et al.*, 1988; Capdeville *et al.*, 1990, 1992; Liu *et al.*, 1994a, 1996; 刘雨等, 1997)。在生物膜增长线性阶段所观察到的生物膜总量的积累主要源于非活性物质。大量实验表明在生物膜内活性物质所占比例很小，且随生物膜总量的增长呈下降趋势。一般非活性物质在生物膜内的积累因生物膜菌种特性及环境条件不同而变化 (Acangeli *et al.*, 1992; Lazarova *et al.*, 1994; Liu, 1997, Zhang *et al.*, 1994)。从目前

的研究结果看,导致非活性物质在生物膜积累的主要原因有:可剩余有效载体表面饱和;随着生物膜中细菌密度的增长,襟辍作用变得较为明显,另外有毒或抑制性产物的积累,使部分活性生物量受抑制或丧失了其生理活性。

Belkhadir 等人(1988)认为活性生物量在生物膜中的增长潜力是与载体表面未被覆盖率成正比,换言之,非活性物质将随载体表面逐渐趋于饱和而在生物膜内迅速积累。Christensen 等人(1988)同时提出,存在于生物膜微生存环境中的代谢产物以及在生物膜内的二级代谢产物可能对细菌活性起到抑制或毒性作用,致使微生物失去活性,丧失分解底物的能力。

从实用角度讲,生物膜的线性积累阶段对底物去除并没有明显的贡献。然而在流化床反应器中,生物膜的线性增长可以改变生物颗粒的体积特性。

4. 减速增长期

由于生存环境质量的改变以及水力学作用,这一段内生物膜增长率逐渐放慢。减速增长期是生物膜在某一质量和膜厚上达到稳定的过渡期。在减速增长期,生物膜对水力学剪切作用极为敏感(Rittmann *et al.*, 1981),水力剪切作用限制了新细胞在生物膜内的进一步积累,生物膜增长开始与水力剪切作用形成动态平衡。值得注意的是,在高溶解氧生物膜反应器中,生物膜结构疏松,这时生物膜对水力学剪切作用更为敏感。

在实际生物膜反应器运行中,经常可以观察到在减速增长期内,出水中悬浮物浓度明显增高,这一部分附加悬浮物正是由生物膜在水力剪切力作用下脱落所造成。在减速增长期末,生物膜质量及厚度都趋于稳定值,此时生物膜系统自身运行接近稳态。

5. 生物膜稳定期

这一阶段的主要特点是生物膜新生细胞与由于各种物理力所造成的生物膜损失达到平衡。在此阶段,生物膜相及液相均已达到稳定状态。一般讲,生物膜稳定期的长短,与运行条件诸如底物供给浓度、剪切力等密切相关。在实际生物膜反应器运行中,生物膜稳定期的维持一直被认为是过程稳定性的必要保证,然而在近几年发展起来的三相流化床等中,存在高底物浓度、高剪切力情况下,这一阶段存在时间很短,甚至不出现。

6. 脱落期

生物膜脱落是一种随机想象。随着生物膜的成熟,部分生物膜发生脱落。影响这一现象的因素很多,生物膜内部细菌自解、内部厌氧层过厚以及生物膜与载体表面间相互作用的改变等均可加速生物膜脱落。另外,某些物理作用,诸如作用于生物膜上的重力及剪切等变化也可引起膜脱落现象发生。特别值得注意的是,在实际生物膜反应器运行中,往往由于进水中含有抑制或毒性物质,导致附加的生物膜脱落。生物膜反应器运行在此阶段具有如下特点:由于生物膜脱落,造成出水悬浮物浓度增高,直接影响出水水质;由于生物膜部分脱落无疑影响到底物降解过程,其结果是使底物去除率降低。从实际应用角度讲,生物膜反应器应避免运行在脱落期。

根据上面对生物膜增长规律的分析,从底物去除的角度来看,我们可以得到如下几点重要结论:在动力学增长末期,活性生物量达到其最大值,此时在生物膜反应器中液相达到稳定状态,这时生物膜一般很薄,不超过 50 μm ;在生物膜稳定期末,生物膜相达到其稳定状态,这时的生物膜厚可达到数百 μm 。图 4-3 表示了生物膜的整个生长变化过程。

4.3 生物膜增长动力学

生物膜增长动力学的研究主要在于发展、建立一套模拟方程或者是可用于描述发酵、污水处理及微生物生态系统的模型。在动力学研究中,速率方程是最常用的基本手段之一,它刻画了一个反应过程的速率变化,因此如何建立生物膜增长过程各种相关速率方程是研究生物动力学的基础。通常,在已知反应过程机理时,可通过理论分析建立相应的速率方程。为描述目前机理尚不清楚的过程时,可以通过实验曲线回归,建立经验速率模型。事实上,如果单纯从反应机理出发,那么在描述生物反应过程动力学的模型中就需要设置大量动力学参数及建立一系方程式,它使得模型体系过于繁杂化,同时给速率常数确定在统计意义上带来不确定性。鉴于此,在实际研究生物膜增长动力学时,我们采取理论与经验相结合,建立简单、实用的模型体系。

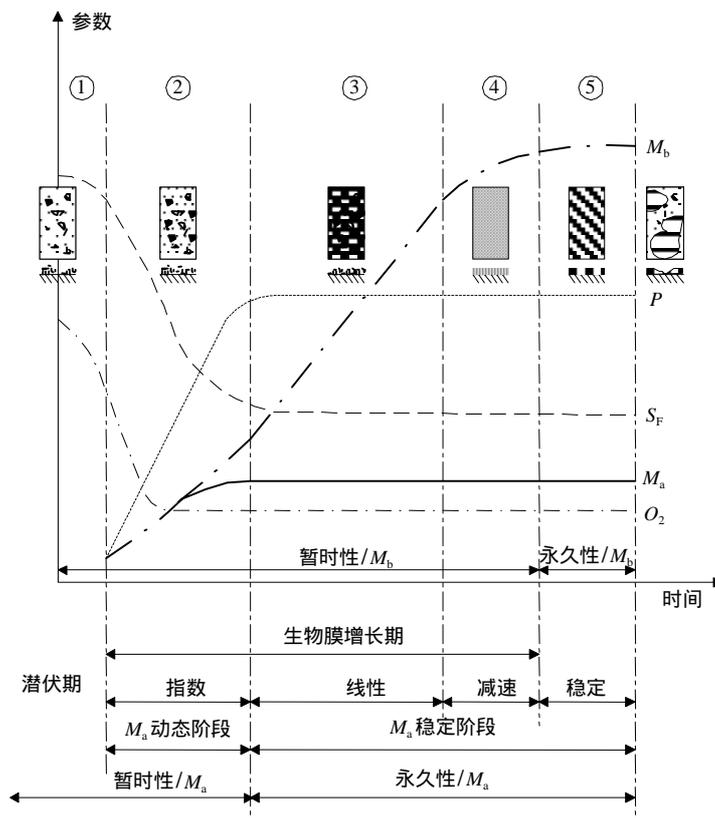


图 4-3 生物膜增长过程及底物去除图示 (Capdeville *et al.*, 1992)

4.3.1 生物膜增长速率方程

下面所介绍的各种增长速率方程适用于非结构系统,即系统中的生命体是由质量及细

胞数组成,并假设细胞组成在整个实验过程中不变。这些在实践中是可以做得到的,例如微生物处于间歇反应器中的指数增长期以及在连续反应器的稳定状态等。下面将介绍的速率方程事实上不仅适用于生物膜体系,而且适用于悬浮培养中微生物的增长。

1. 指数增长模型

指数模型是人类认识细胞分裂规律中最早提出的有关生物增长的数学方程,正如上所述,指数亦称对数增长是生物增长过程中的一个重要阶段。当微生物增长、繁殖所需的先决条件,如能源、碳源、外部电子接受体(如需要的话)以及适宜的物理、化学环境(pH、温度和溶解氧等)得到满足时,对于某一时间增量 Δt ,微生物浓度的增量 ΔX 与现存微生物浓度 X 成正比,即:

$$r_X = \mu X \quad (4-2)$$

式中 r_X ——微生物增长速率, $\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$;
 μ ——微生物比增长率, T^{-1} ;
 X ——微生物浓度, ML^{-3} 。

Pirt (1975)指出只要微生物成分不变,环境条件维持稳定,那么微生物的增长就会遵守方程(4-2)。但在实际污水处理过程中,环境条件是变化的,微生物指数增长很难维持,在生物膜反应器中方程(4-2)可简化成如下方程:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (4-3)$$

积分方程(4-3),得到:

$$X = X_0 2^{\frac{t}{g}} \quad (4-4)$$

式中 g ——微生物增长世代时间, T ;
 X_0 ——初始微生物浓度, ML^{-3} 。

方程(4-4)中的微生物世代时间可由下式计算:

$$g = \frac{\ln 2}{\mu} \quad (4-5)$$

显然,微生物世代时间是随比增长率(μ)而变化的。在微生物生长过程中存在着诸多环境因素直接影响 μ 值,在污水生物处理中,最重要的影响因素是限制性营养物浓度(S),其他影响因素还包括温度、pH、离子浓度以及抑制性物质浓度等等,即

$$\mu = f(S, \text{温度}, \text{pH}, \text{离子浓度}, S_{N1}, S_{N2}, \dots, S_{Nn}) \quad (4-6)$$

式中 S_{Ni} ——生长介质中第*i*种组分浓度, ML^{-3} 。

由此可见,微生物世代时间在微生物增长过程中不是一成不变的。

2. 逻辑方程

指数速率方程虽然简便,但在实际应用中其局限性较大,只能描写微生物增长过程中一特定阶段的性质。根据在微生物所有生化反应中均有不同种酶参加这一特性,有充分理由认为微生物在整个代谢过程中所进行的是一种生物自身催化反应。很多学者认为可借鉴催化化学中自身催化反应动力学描述生物增长过程(Belkhadir *et al.*, 1988; Trulear *et al.*, 1982; Capdeville *et al.*, 1990, 1992),并提出用如下逻辑方程描述微生物增长过程中常见的S形曲线(参见图4-4):

$$r_x = \mu_{\max} X \left(1 - \frac{X}{X_{\max}}\right) \quad (4-7)$$

式中 μ_{\max} ——最大比增长率， T^{-1} ；
 X_{\max} ——最大生物量浓度， ML^{-3} 。

然而，方程（4-7）并没有反映出底物浓度对增长速率的影响，尽管如此，方程（4-7）在生物或悬浮培养中经常被用来描述系统中生物量的积累过程。

Capdeville 等人（1990,1992）对方程（4-7）进行系统研究，并结合活性生物量及非活性物质概念，扩展了方程（4-7）的内涵，这将在以下做详细讨论。最后必须指出，方程（4-7）反映的是一种典型的自我催化-抑制过程。当微生物浓度逐渐接近其最大值时，微生物增长速率放慢，直至为零（参见图 4-5）。

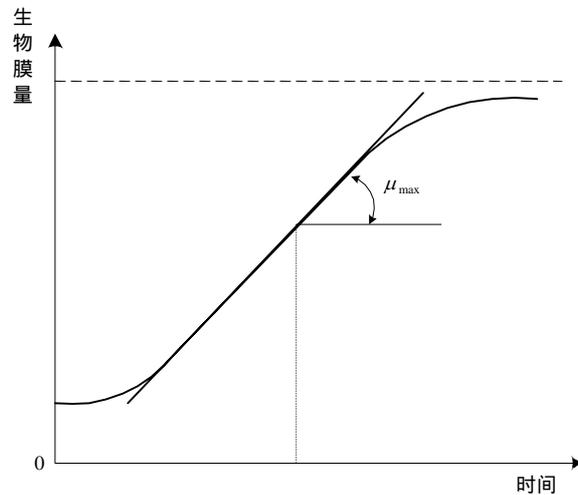


图 4-4 生物膜量积累的 S 形曲线

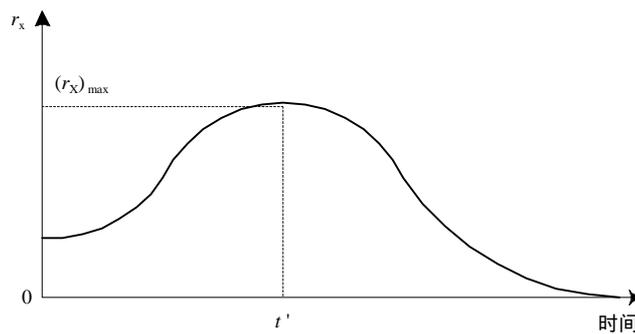


图 4-5 r_x 随时间变化

3. 饱和速率方程

饱和速率方程即 Monod 方程，它是目前应用最广泛的微生物增长速率模型。Monod 方程是法国微生物学家 Monod 在 1942 年提出的，它的形式如下：

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{S + K_S} \quad (4-8)$$

式中 S ——限制型底物浓度, ML^{-3} ;
 K_S ——半饱和常数, ML^{-3} 。

方程(4-8)描述了微生物增长在零级到一级反应间的变级数动力学行为。根据方程(4-8),可以区分如下两种特殊情况:

当 $S \gg K_S$ 时, $\mu = \mu_{\max}$, 此时微生物增长不依赖于底物浓度水平,即遵守底物零级反应动力学准则;

当 $S \ll K_S$ 时, $\mu = \frac{\mu_{\max}}{K_S} S$, 此时微生物增长率是底物浓度的一级反应动力学。

可见, Monod 方程的重要性在于揭示了微生物增长特性与限制性底物浓度间的定量关系。在生物膜反应器中,当应用 Monod 方程时,必须考虑到扩散以及质量传递阻力对整个增长速率的限制作用。自从 Monod 方程提出后,各国学者围绕这一方程进行了大量的研究工作,然而遗憾的是一直没能从理论上严格证明此方程,使之停留在半经验方程水平。最近, Merchuk 等人把化学工程中传质理论应用到微生物增长过程中,第一次较为严格地从理论上论证了 Monod 方程(参见 4.6 节)。最后需指出, Monod 方程与酶动力学以及 Langmuir 等温吸附方程具有共同特点,即主体都具有活性基团,在高浓度时主体反应活性基团达到饱和状态。

如何正确确定 Monod 方程中的动力学常数 μ_{\max} 、 K_S 一直是人们关注的焦点之一。因为这些常数从不同侧面揭示了微生物增长的各种行为与特性。最大比增长率 (μ_{\max}) 反映的是微生物本身最大增长、繁殖潜力,而半饱和常数 (K_S) 的大小代表了微生物与底物间相互亲和程度的不同。下面我们针对 Monod 方程,详细介绍几种确定 μ_{\max} 及 K_S 的方法,这些方法各有利弊,在实际应用时要根据具体情况加以选用。

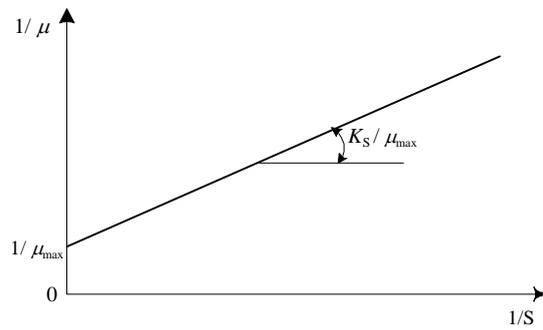
(1) 线性回归法

通过对 Monod 方程进行不同形式的线性化处理,可以确定其中的各动力学常数,主要方法有:

a. Lineweaver-Burk 法

$$\frac{1}{\mu} = \frac{1}{\mu_{\max}} + \frac{K_S}{\mu_{\max}} \frac{1}{S} \quad (4-9)$$

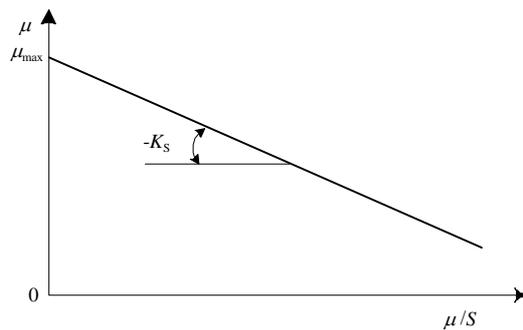
方程(4-9)表明 $\frac{1}{\mu}$ 对 $\frac{1}{S}$ 作图应为直线,其截距为 $1/\mu_{\max}$,而斜率即为 K_S/μ_{\max} (参见图 4-6)。在应用此法确定 μ_{\max} 及 K_S 时,特别值得注意的是,如果比增长率及底物浓度较低,这些在 $1/\mu-1/S$ 直线上的对应点将决定方程(4-9)的斜率,使得 K_S/μ_{\max} 值在这种情况下变化较大,但是 μ_{\max} 值却可以由方程(4-9)的截距较为精确地计算出。

图 4-6 Lineweaver-Burk 法确定 μ_{\max} , K_S

b. Eadie-Hofstee 法

$$\mu = \mu_{\max} - K_S \frac{\mu}{S} \quad (4-10)$$

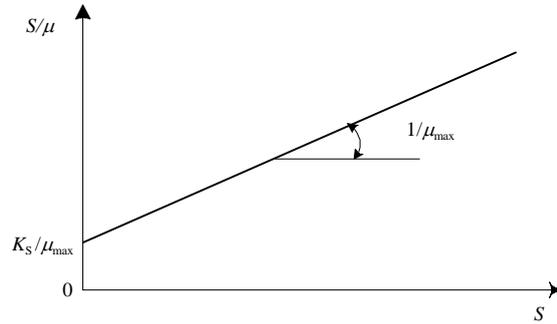
此法是通过 $\mu - \mu/S$ 间的线性化处理，从其截距获得 μ_{\max} ，而斜率为 K_S （参见图 4-7），方程（4-10）的两个坐标参量均含有待测定变量 μ ，特别是当 μ 较小时，将给 K_S 的估计带入较大的误差。

图 4-7 Eadie-Hofstee 法确定 μ_{\max} 及 K_S

c. 未定法

$$\frac{S}{\mu} = \frac{K_S}{\mu_{\max}} + \frac{S}{\mu_{\max}} \quad (4-11)$$

方程（4-11）的截距通常接近原点，给确定 K_S 值带来较大误差，相反可以相对精确的计算出 μ_{\max} 。

图 4-8 根据方程 (4-11) 确定 μ_{\max} 及 K_S

从上述几种方法中可以看到，线性回归法具有简单、快捷的特点，然而在实际应用中容易引入较大的随机误差。在很多情况下，线性回归法不能给出有关动力学常数的最佳估计。甚至有时给出错误值。已有研究表明，用上述几种线性回归法处理同一组实验数据时，往往得到对 K_S 及 $1/\mu_{\max}$ 的不同估计，见表 4-1，因此在应用上述线性回归法确定 K_S 及 $1/\mu_{\max}$ 时一定更慎重，并加以理性判断。

(2) 非线性回归法

目前各种数值分析技术较为成熟，处理非线性方程最好直接应用非线性回归技术。必须看到，从理论意义上讲，应用 Monod 方程的线性式确定 μ_{\max} 及 K_S ，违反了最小二乘原则。正如表 4-1 所示，按照统计学标准，非线性回归结果是对 μ_{\max} 及 K_S 最合理的估计。

根据不同方法所计算的 μ_{\max} 及 K_S 的统计比较 (Characklis *et al.*, 1990) 表 4-1

方程	μ_{\max}		K_S		R.S.S.
	平均 (h^{-1})	S.D. (%)	平均 (g/m^3)	S.D. (%)	
方程 (4-9)	0.30	32	1.1	37	151
方程 (4-10)	0.40	4	2.5	25	292
方程 (4-11)	0.27	14	0.7	29	0.15
非线性回归法	0.37	7	1.6	32	0.03

注：S.D.=标准方差 (Standard Deviation)

R.S.S.=剩余方差和 (Residual Sum of Squares)

4. 内源呼吸代谢

内源呼吸代谢是指在某些特殊环境条件下，微生物通过自身分解代谢为其生存提供能源。它是与微生物增长相反的过程，导致系统中微生物量的降低。在生物膜反应器中，当底物浓度低即生物处于饥饿状态时，内源呼吸代谢将起重要作用，它对生物膜反应器运行主要有以下两方面影响：生物膜产率下降；出水中代谢产物成分增多。

Herbert (1956) 提出微生物内源呼吸速率方程为：

$$r_E = k_d X \quad (4-12)$$

式中 k_d ——内源呼吸系数， T^{-1} 。

在实际生物过程中所观察到的微生物增长速率事实上应为真实增长速率与内源呼吸

率之差。

4.3.2 Capdeville 生物膜增长动力学体系

上面所介绍的生物膜增长速率方程只考虑了生物膜总量的增加，而缺少对生物膜结构的系统描述。法国 Capdeville 教授所领导的实验室在过去十年内另辟蹊径，根据他们所提出的活性生物量与非活性物质的概念，对生物膜增长动力学进行了全方位的系统研究，建立了一套完整的生物膜增长动力学模型。他们的工作大大丰富了人们对生物膜增长特性的认识。正如前所述，总的生物膜量 (M_b) 是由活性生物量 (M_a) 以及非活性生物量 (M_i) 所组成，即

$$M_b = M_a + M_i \quad (4-13)$$

载体表面净活性生物量的积累速率为：

$$\left(\frac{dM_a}{dt}\right)_{\text{net}} = r_{Ma} - r_{Mi} \quad (4-14)$$

式中 r_{Ma} ——活性生物量积累速率；

r_{Mi} ——非活性物质积累速率。

Belkhadir 等人 (1988) 认为活性生物量的增长发生于生物膜动力学增长期，即：

$$r_{Ma} = \mu_0 M_a \quad (4-15)$$

式中 μ_0 ——最大比增长率， T^{-1} 。

方程 (4-15) 表明活性生物量的增长是底物浓度的零级反应，即活性生物量浓度的一级反应动力学。Capdeville 等人 (1990, 1992) 认为生物膜内非活性物质的积累速率取决于生物膜自身浓度 (禁锢作用) 以及抑制性物质的浓度，即：

$$r_{Mi} = k_1 C_i M_a \quad (4-16)$$

式中 k_1 ——生物膜失活性系数， $M^{-1}L^3T^{-1}$ ；

C_i ——抑制性产物浓度， ML^{-3} 。

很显然，抑制性代谢产物浓度 C_i 与生物膜的种群密度成正比，即

$$C_i = \alpha M_a \quad (4-17)$$

式中 α ——常数。

把方程 (4-17) 代入方程 (4-16) 则有

$$r_{Mi} = k_2 M_a^2 \quad (4-18)$$

式中 k_2 —— αk_1 。

将方程 (4-15) 及方程 (4-8) 代入方程 (4-14)，则

$$\left(\frac{dM_a}{dt}\right) = \mu_0 M_a - k_2 M_a^2 \quad (4-19)$$

方程 (4-19) 中 k_2 是一常数，可通过如下方式求得。在生物膜动力学增长期末，活性生物量增长趋于达到其最大值，即

$$\left(\frac{dM_a}{dt}\right) = 0, \text{ 而 } M_a = (M_a)_{\text{max}} \quad (4-20)$$

结合方程 (4-19) 及 (4-20) 有：

$$k_2 = \frac{\mu_0}{(M_a)_{\max}} \quad (4-21)$$

式中 $(M_a)_{\max}$ ——最大活性生物量浓度， ML^{-2} 。

将方程(4-21)代入方程(4-19)，可以获得

$$\left(\frac{dM_a}{dt}\right)_{\text{net}} = \mu_0 M_a \left[1 - \frac{M_a}{(M_a)_{\max}}\right] \quad (4-22)$$

经对方程(4-22)积分后可得到如下 M_a 表达式：

$$M_a = (M_a)_0 \frac{e^{\mu_0 t}}{1 - \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} (1 - e^{\mu_0 t})} \quad (4-23)$$

式中 $(M_a)_0$ ——对于动力学增长期起点的初始固着活性生物量， ML^{-2} 。

方程(4-23)给出了在生物膜增长过程中活性生物量变化的动力学模型。在此模型推导过程中。考虑了 M_a - M_i 之间的相互作用及影响，因此应更具有普遍意义。如果 $(M_a)_0 \ll (M_a)_{\max}$ ，并且在相对小的范围内，方程(4-23)可被简化为经典微生物指数增长方程，即

$$M_a = (M_a)_0 e^{\mu_0 t} \quad (M_a)_0 \ll (M_a)_{\max} \quad (4-24)$$

这说明，只有当生物膜内非活性物质的积累可以忽略时，生物膜增长才遵循指数规律。

为了进一步推导 M_i 的表达式，将方程(4-21)代入方程(4-18)得到 M_i 的速率表达式：

$$r_{M_i} = \frac{dM_i}{dt} = \frac{M_a^2}{(M_a)_{\max}} \mu_0 \quad (4-25)$$

将方程(4-23)进一步代入方程(4-25)，则有

$$\frac{dM_i}{dt} = \frac{\mu_0}{(M_a)_{\max}} \left[\frac{(M_a)_0 e^{\mu_0 t}}{1 - \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} (1 - e^{\mu_0 t})} \right]^2 \quad (4-26)$$

经对方程(4-26)积分后得到：

$$M_i = (M_a)_{\max} \ln \left[1 - \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} (1 - e^{\mu_0 t}) \right] + (M_a)_0 \frac{1 - e^{\mu_0 t}}{1 - \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} (1 - e^{\mu_0 t})} \quad (4-27)$$

方程(4-27)揭示了在生物膜增长过程中非活性物质积累规律，将方程(4-23)及方程(4-27)代入方程(4-13)可得到生物膜总量积累的表达式：

$$M_b = (M_a)_{\max} \ln \left[1 - \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} (1 - e^{\mu_0 t}) \right] + \frac{(M_a)_0}{1 - \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} (1 - e^{\mu_0 t})} \quad (4-28)$$

方程 (4-23)、(4-27) 及 (4-28) 构成了系统描述生物膜增长的生物数学模型族。这些方程从生物膜结构组成角度,清楚地揭示了其增长动力学行为的变化。图 4-9 给出了 M_a 、 M_i 及 M_b 随时间变化规律。

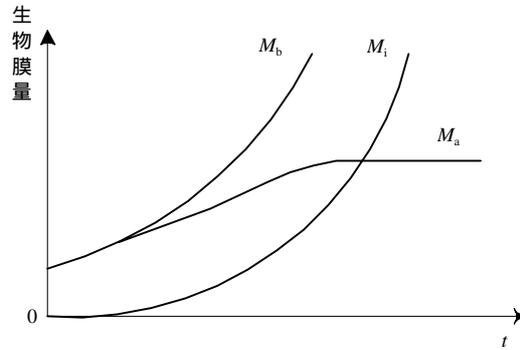


图 4-9 M_a 、 M_i 及 M_b 的模型模拟

如果取一相对短的时间区,对应于生物膜动力学增长阶段,方程 (4-28) 可以近似为:

$$\frac{dM_b}{dt} \approx \mu_0 M_b \quad (4-29)$$

方程 (4-29) 与图 4-9 所示是一致的,即在生物膜动力学增长期,增长与非活性物质积累,活性生物量的增长占主导。

当生物膜增长进入前面所述的线性增长阶段,即把生物膜增长放于较长时间尺度观察,则方程 (4-27) 及方程 (4-28) 可被简化为如下形式:

$$M_i = \mu_0 (M_a)_{\max} t + (M_a)_{\max} \left[\ln \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} - 1 \right] \quad (4-30)$$

及

$$M_b = \mu_0 (M_a)_{\max} t + (M_a)_{\max} \left[\ln \frac{(M_a)_0}{(M_a)_{\max}} + 1 \right] \quad (4-31)$$

方程 (4-30) 及方程 (4-31) 为线性方程,并具有同样的增长速率 $\mu_0 (M_a)_{\max}$, 这从理论上证明了在生物膜线性增长阶段,生物的积累主要源于非活性物质的事实。必须看到,通过目前的实验手段,很难直接测量 M_a 及 M_i 的数值,而可直接观察到的是生物膜总量即 M_b 的变化。对上述模型体系的检验,只能通过对方程 (4-28) 的实验验证间接进行。图 4-10 为在厌氧生物膜反应器中所观察到的生物量变化与方程 (4-28) 预测的比较。显然,理论预测与实验点间的重合性是令人满意的。

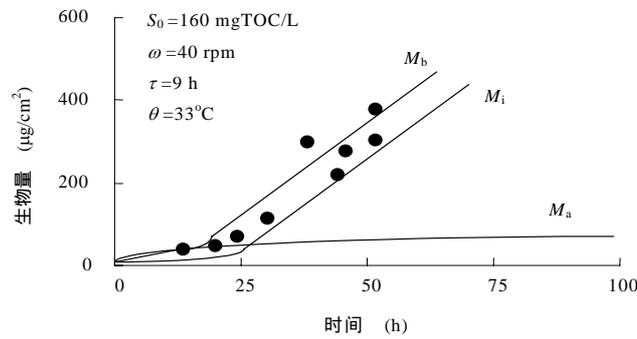


图 4-10 方程 (4-28) 的理论预测与实验数值间的比较 (Cepdeville *et al.*, 1992)

如何合理的确定方程 (4-23) (4-27) 及 (4-28) 中的各项动力学常数, 如 μ_0 、 M_a 及 $(M_a)_{\max}$, 是应用它们的必要条件。根据方程 (4-29), μ_0 可由方程 (4-32) 的斜率求得:

$$\ln M_b = \mu_0 t + C \quad (4-32)$$

Liu (1994) 利用这一方法确定了在不同实验条件下硝化生物膜的比增长率, 见图 4-11。

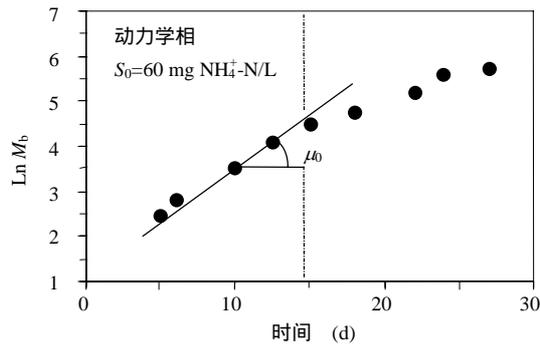


图 4-11 根据方程 4-32 确定的硝化生物膜比增长率 (Liu, 1994)

从统计学角度看, 当实验点相对较小时, 利用方程 (4-32) 所求得的 μ_0 值往往不能是真值的合理估计。正如在上面一节中所指出, 最好应用非线性优化处理非线性方程。为此, Capdeville 等人 (1992) 根据非线性最优化理论中的 Hooke-Jeeves 方法处理 M_a 、 M_i 及 M_b 方程, 进而求得 $(M_a)_0$ 、 $(M_a)_{\max}$ 及 μ_0 等一系列常数。

方程式 (4-23) 式 (4-27) 及式 (4-28) 的意义在于它们使人们清楚地认识到, 在水质净化过程中, 真正起作用的并不是所观察的生物膜总量, 而只是其中活性生物量部分。当活性生物量 M_a 达到其最大值 $(M_a)_{\max}$ 后, 生物膜反应器在其他运行参数不变的情况下, 出水水质达到稳定状态, 即这时的出水水质不因生物膜总量的进一步增加而得到明显改变。事实上, 在生物膜增长后期生物膜量的增长主要是非活性物质的积累。根据 Liu (1997) 的研究结果, 在硝化生物膜反应器中, $(M_a)_{\max}$ 与稳态时 M_b 之比, 在不同实验条件下变化

范围为 0.5~0.06。由此可见,非活性物质在生物膜内的积累是非常显著的,然而这部分生物膜的积累在水质净化过程中是没有实际意义的。正因如此,近几年内有学者提出了薄层生物膜反应器概念,这一概念强调生物膜活性与生物量间的有机结合,不片面强调生物膜总量的作用(Liu *et al.*, 1994a, 1994b; Liu *et al.*, 1996; Liu, 1997)。Liu (1997)发现,硝化生物膜在其膜厚为 20 μm 时,对底物代谢活性最高,随生物膜逐渐加厚,其活性迅速降低。这些新的认识为今后发展新一代薄层生物膜反应器奠定了理论基础,同时也为三相流化床、扰动床等生物反应器的运行、设计提供理论指导。

4.4 底物去除动力学

在生物膜反应器中底物去除动力学是建立在分子扩散理论基础之上的。早期研究表明,底物在生物膜内的扩散与非均相化学的催化反应过程极为相似(Bird, 1960; Levenspiel, 1962),它主要包括两个步骤,即扩散与反应。现在广泛应用的生物膜反应-扩散理论正是基于这一点而推导、建立的(Hoehn *et al.*, 1973; Atkinson *et al.*, 1974; Harremoos, 1976, 1977, 1978; LaMotta, 1976a; Rittmann *et al.*, 1978; Suidan *et al.*, 1985)。然而近几年的研究成果表明,生物膜反应-扩散理论的基本假设中存在若干明显不合理因素,使得这一理论在许多情况下不能正确得描述底物去除力学(Capdeville *et al.*, 1990, 1992; Liu *et al.*, 1994a, 1994b; Liu *et al.*, 1996; Liu, 1997)。在前人研究成果基础上, Liu 在 1996 年至 1997 年间,提出了薄层生物膜反应器动力学,建立了研究生物膜动力学行为的新方法,以下将主要探讨生物膜反应-扩散模式及生物膜表面反应机制。

4.4.1 反应-扩散模式

在生物膜系统内,一般认为物质在液相及生物膜相的传递过程将影响各种反应速率。物质传递可由下列两种机制完成:(i) 扩散,即在固相或液相内,物质从高浓度向低浓度方向的运动现象;(ii) 平流,它是指在一相内或相界而上由于流体运动而形成的物质传递方式。在生物膜系统内,一般认为平流运输可以忽略。

生物膜反应-扩散模式是根据以下四点基本假设推导、建立的:

- (1) 生物膜结构均匀(如:厚度均匀,表面平滑);
- (2) 生物膜处于稳定态,即厚度一定;
- (3) 对于底物浓度,生物膜反应动力学为零级,即 $r_s = k_{0v} = C$,其中 k_{0v} 是单位生物膜体积在单位时间内所去除底物的能力,亦称生物膜特征动力学常数 ($\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$);
- (4) 在生物膜内底物运输是通过分子扩散完成的,并且这种扩散是单一方向的,同时对液膜阻力不予考虑。

图 4-12 为底物在生物膜内扩散的图解过程。

根据上述基本假设,底物在生物膜内的扩散满足 Fick 定律,即:

$$J_x = D_s \frac{dS_f}{dx} \quad (4-33)$$

式中 J_x ——底物在 x 处的通量, $\text{ML}^{-2}\text{T}^{-1}$;
 D_s ——底物扩散系数, L^2T^{-1} ;

S_f ——生物膜内 x 处底物浓度, ML^{-3} 。

图 4-13 给出了在生物膜内一微分截面上所发生的扩散与反应过程。

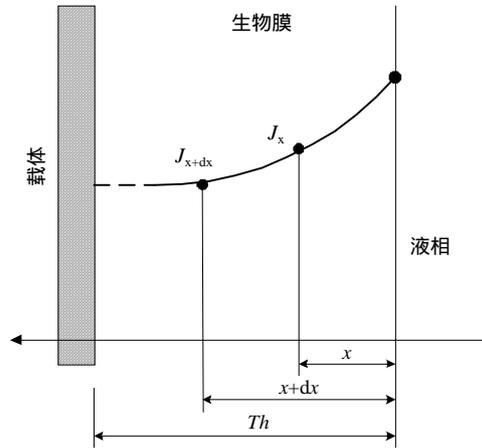


图 4-12 底物在生物膜的扩散

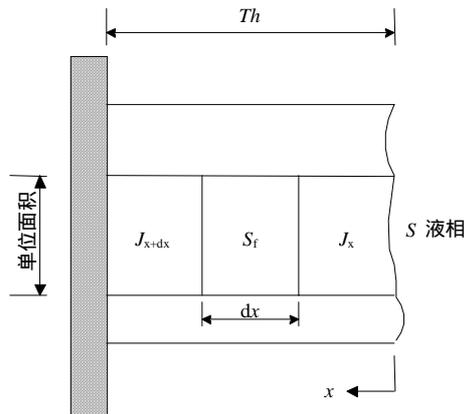


图 4-13 单元生物膜内物质平衡示意图

根据图 4-13, 在稳态下有:

$$\text{进入-出水} = \text{消耗} \quad (4-34)$$

即

$$J_x = J_{x+dx} = r_s dx \quad (4-35)$$

合并方程 (4-33) 及方程 (4-35) 得到:

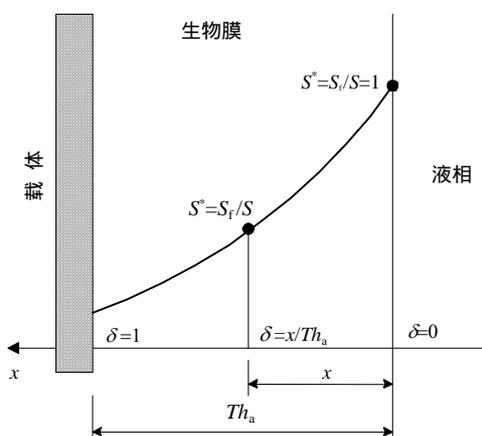
$$D_e \frac{d^2 S_f}{dx^2} = r_s = k_{0v} \quad (4-36)$$

方程 (4-36) 为生物膜反应-扩散理论基本方程。很多学者曾经尝试应用完整的 Monod

方程代替方程(4-36)中的 r_s 项,然而发现在这种情况下方程(4-36)没有直接解,只能通过数值积分法得到数值解,这些数值解往往不具有真实的生物学意义(Atkinson *et al.*, 1974; Rittmann *et al.*, 1978; Roques, 1980; Suidan *et al.*, 1985)。为了求得方程(4-36)的合理解,Harremoes (1976)认为 Monod 方程中的饱和常数(K_s)在生物膜反应中很小,即在生物膜发生对底物而言的非零级反应的可能性不大。因此,他提出 k_{0v} 可以在模型发展中看做为常数,这一近似处理大大简化了方程(4-36)的积分求解过程。

根据底物在生物膜内的扩散能力,可把生物膜分为薄层生物膜及厚层生物膜两种。薄层生物膜是指底物可以扩散到整个生物膜内,其特点是在底物降解整个过程中,生化反应速率将是过程控制步骤;而底物在厚层生物膜内只能扩散到某一厚度,与薄层生物膜相比,此时扩散速率是过程的决定步骤。下面根据薄、厚生物膜概念,对生物膜反应-扩散理论进行详细讨论。

1. 薄层生物膜



图中 S_f = 生物膜内底物浓度 (ML^{-3}); S = 液相中底物浓度 (ML^{-3}); S^*, δ = 无量纲变量;

Th_a = 活性生物膜厚度, 或称为可扩散生物膜厚度 (L)。

边界条件

$$(i) \quad x = 0, \delta = 0 \text{ 及 } S^* = \frac{S_f}{S} = 1$$

$$(ii) \quad x = Th_a, \delta = 1 \text{ 及 } \frac{dS^*}{d\delta} = 0$$

坐标变换

$$\delta = \frac{x}{Th_a}$$

$$\frac{dS_f}{dx} = \frac{d(S^*S)}{d(\delta Th_a)} = \frac{S}{Th_a} \frac{dS^*}{d\delta} \quad (4-37)$$

$$\frac{d^2 S_f}{dx^2} = \frac{d}{dx} \left(\frac{dS_f}{dx} \right) = \frac{S}{Th_a^2} \frac{d^2 S^*}{d\delta^2} \quad (4-38)$$

根据方程 (4-36) 有：

$$\frac{d^2 S^*}{d\delta^2} = \frac{k_{ov} Th_a}{D_e \cdot S} \quad (4-39)$$

根据 Tiels 数 (ϕ) 定义生物穿透率 () 为：

$$\beta^2 = \frac{1}{\phi^2} \quad (4-40)$$

则

$$\beta^2 = \frac{2D_e S}{k_{ov} Th_a^2} \quad (4-41)$$

即

$$\frac{d^2 S^*}{d\delta^2} = \frac{2}{\beta^2} \quad (4-42)$$

根据 Fick 定律，在 $x=0$ 时， $J_{x=0}=J^*$ (界面通量)，则有：

$$J^* = k_{ov} Th_a \quad (4-43)$$

及

$$Th_a = \left(\frac{2D_e S}{k_{ov}} \right)^{\frac{1}{2}} \phi \quad (4-44)$$

将方程 (4-44) 代入方程 (4-43) 有：

$$J^* = \frac{1}{\beta} (2D_e k_{ov})^{\frac{1}{2}} S^{\frac{1}{2}} \quad (4-45)$$

或

$$J^* = \frac{1}{\beta} k_{1/2} S^{\frac{1}{2}} \quad (4-46)$$

式中 $k_{1/2}$ ——半级反应常数， $= (2D_e k_{ov})^{1/2}$ 。

方程 (4-45) 或者 (4-46) 即称为薄层生物膜半级反应方程。对于薄层生物膜来讲， $1。$

生物膜活性厚度

$$Th_a = \frac{1}{\beta} \left(\frac{2D_e S}{k_{ov}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4-47)$$

2. 厚层生物膜

边界条件

$$(i) \quad x=0, \delta=0 \text{ 及 } S^* = \frac{S_f}{S} = 1$$

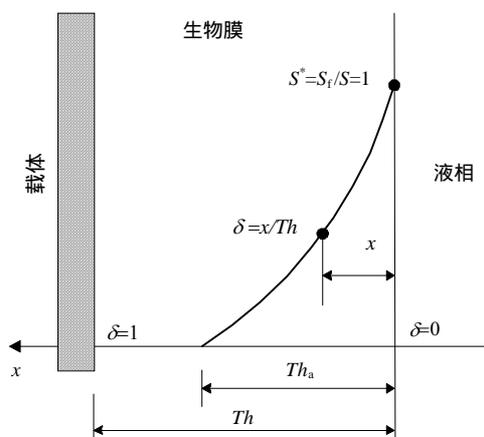
$$(ii) \quad x=Th_a, \delta = \frac{Th_a}{Th} \text{ 及 } S^* = 0 \quad \frac{dS^*}{d\delta} = 0$$

坐标变换

$$\delta = \frac{x}{Th}$$

$$\frac{dS_f}{dx} = \frac{d(S^*S)}{d(\delta Th)} = \frac{S}{Th} \left(\frac{dS^*}{d\delta} \right) \quad (4-48)$$

$$\frac{d^2S_f}{dx^2} = \frac{d}{dx} \left(\frac{dS_f}{dx} \right) = \frac{S}{Th^2} \left(\frac{d^2S^*}{d\delta^2} \right) \quad (4-49)$$



其中 Th = 生物膜总厚度 (L)

根据方程 (4-36) 有：

$$\frac{d^2S^*}{d\delta^2} = \frac{k_{0v}Th^2}{D_eS} \quad (4-50)$$

根据 Thielts 数 (ϕ) 定义生物膜穿透率 ()：

$$\beta^2 = \frac{1}{\phi^2} \quad (4-51)$$

则

$$\beta^2 = \frac{2D_eS}{k_{0v}Th} \quad (4-52)$$

即

$$\frac{d^2S^*}{d\delta^2} = \frac{2}{\beta^2} \quad (4-53)$$

根据 Fick 定律在 $x=0$ 时, $J_{x=0} = J^*$ (界面通量)：

$$J^* = k_{0v}Th_a \quad (4-54)$$

$$Th_a = \beta Th \quad (4-55)$$

$$Th = \left(\frac{2D_e S}{k_{0v}} \right)^{\frac{1}{2}} \phi \quad (4-56)$$

将方程 (4-55) 及 (4-56) 代入方程 (4-54) 得到：

$$J^* = (2D_e k_{0v})^{\frac{1}{2}} S^{\frac{1}{2}} \quad (4-57)$$

或 $J^* = k_{1/2} S^{\frac{1}{2}} \quad (4-58)$

式中 $k_{1/2}$ ——半级反应常数, $k_{1/2} = (2D_e k_{0v})^{1/2}$ 。

方程 (4-57) 或方程 (4-58) 亦称为厚生物膜半级反应动力学方程。

活性生物膜厚

$$Th_a = \left(\frac{2D_e S}{k_{0v}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4-59)$$

从上述推导中我们可以看到, 薄层生物膜与厚层生物膜在底物降解动力学上没有本质区别, 只是底物在生物膜内扩散程度不同而已。从中我们可以得到如下结论：

(i) 对于薄层生物膜 ($\beta < 1$), 与生化反应相比, 底物扩散较快, 即在此种情况下, 生物膜内的生物化学反应速率为整个底物降解过程的控制步骤。

(ii) 如果生物膜较厚 ($\beta > 1$), 底物不能扩散到整个生物膜内, 这时底物降解由扩散速度决定。

可以看出, 生物膜过程由于存在反应与扩散相互作用, 其动力学机制远比悬浮培养系统复杂。图 4-14 及图 4-15 分别给出了在薄层及厚层生物膜内在不同穿透系数 (β) 的情况下底物浓度的分布情况。

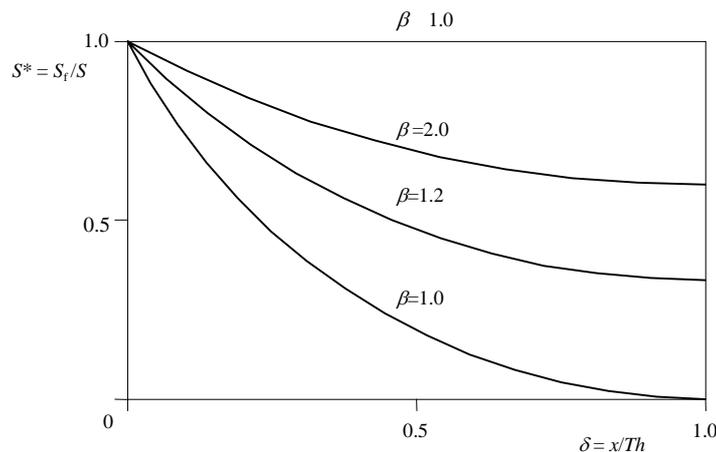


图 4-14 在可完全穿透生物膜内底物浓度的分布 (Harremoes, 1978)

事实上,生物膜的穿透系数是随膜厚变化的。图 4-16 进一步显示了底物在生物膜表面的通量随生物膜厚的变化规律。值得一提的是,在稳态下生物膜表面通量 F^* 等于生物膜底物的表面去除率 (R)。

从图 4-16 上可清楚看到,当生物膜厚度小于某一临界值时,随膜厚的增加,表面通量如方程 (4-54) 所预测呈线性增加,一旦生物膜厚度超过此临界值, F^* 不再随膜厚而变化。这表明当生物厚度小于其临界值时,生物膜处于反应控制区,临界点以后,生物反应过程呈现为扩散控制。因此,我们定义反应控制与扩散控制区间的转折点 ($\beta=1$) 所对应的生物膜厚度为生物膜最大活性厚度 $(Th_a)_{\max}$ 。很显然,图 4-16 也提供了如何实验确定 $(Th_a)_{\max}$ 的方法,这将在 4.5 节中详细介绍。

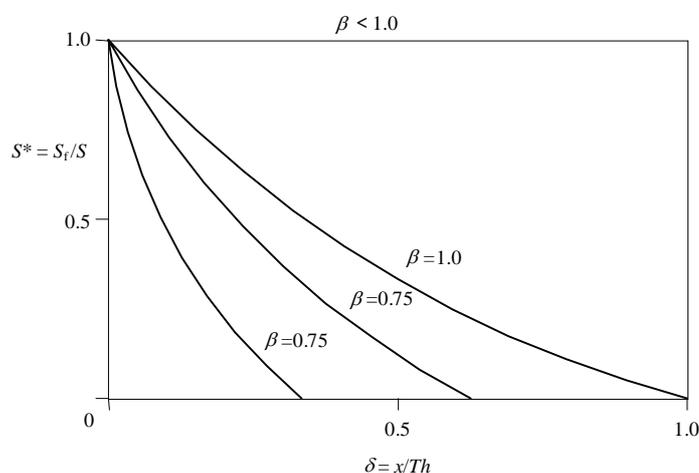


图 4-15 在部分穿透生物膜内底物浓度的分布 (Harremoes, 1978)

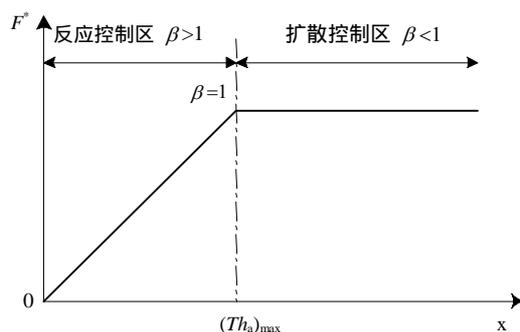


图 4-16 生物膜表面通量随膜厚的变化

最后必须指出,尽管生物膜反应-扩散理论目前得到广泛承认及应用 (Kornegay *et al.*, 1968; Hoehn *et al.*, 1973; Harremoes, 1976, 1977, 1978; LaMotta, 1976a; Onuma *et al.*, 1982;

Rittmann *et al.*, 1980, 1981; Characklis *et al.*, 1990), 然而最新研究成果表明在生物膜反应-扩散理论的基本假设中存在严重的缺欠。正是这些不合理的假设导致了该理论对生物膜动力学参数的过高估计, 不能真实反应生物膜增长与反应特性 (Capdeville *et al.*, 1990, 1992; Liu *et al.*, 1994a, 1994b; Moreau *et al.*, 1994; Liu *et al.*, 1996; Liu, 1997)。为了正确认识生物膜特性, 以及纠正反应-扩散理论不正确之处, Liu 及其同事从新的角度研究了生物膜增长及反应特性, 提出了生物膜表面反应模式。

4.4.2 表面反应模式

为了完善生物膜反应动力学机制, Liu 等人在 1994 年至 1997 年做了大量工作。在介绍表面反应模式以前, 有必要剖析一下生物膜反应-扩散理论的不足或不正确之处, 这将有利于表面反应模式的发展、建立。

生物膜反应-扩散理论自 20 世纪 70 年代得到完善后, 各国学者围绕这一理论进行了大量工作, 发表了数百篇学术论文。遗憾的是, 人们只是一味地应用这一理论确定不同种群特性的生物膜及底物去除的各种动力学参数, 并没有对这一理论所提供的方法从基本上分析一下它们的可靠性。目前文献中报导的有关生物膜动力学参数间在较大的差异, 没有可比性。表 4-2 为不同学者根据反应-扩散理论所计算的葡萄糖扩散系数, 很显然, 这些数据间存在较大差异。

葡萄糖扩散系数值

表 4-2

参 考	葡萄糖扩散系数 ($\times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$)	参 考	葡萄糖扩散系数 ($\times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$)
LaMotta (1976a)	6.4	Rittmann 等人 (1980)	5.6-7.0
Williamson 等人 (1976)	5.6-7.0	Onuma 等人 (1982)	0.7
Haremoes (1978)	0.6-6.0	Characklis 等人 (1983)	2.1-3.5

如果反应-扩散理论存在不合理处, 那么这些不合理点究竟是什么? Liu 等人 (1996; 1997) 在仔细研究了生物膜反应-扩散理论后, 提出该理论在以下几个方面存在严重不合理性:

(1) 生物膜活性的均匀分布

生物膜反应-扩散理论认为, 生物膜活性沿膜厚方向均匀分布, 即在生物膜内对于给定底物浓度, 只要底物能够扩散到任一厚度, 生物膜都具有相同的活性, 正如前边所述, 根据生物膜反应-扩散理论, 生物膜活性厚度为液相底物浓度的函数:

$$Th_a = \left(\frac{2D_e}{k_{ov}} \right)^{\frac{1}{2}} S^{\frac{1}{2}} \quad (\beta = 1) \quad (4-60)$$

根据方程 (4-60), Haremoes (1977) 提出对于一个具有 200 μm 厚的稳态生物膜系统, 只要液相葡萄糖浓度增至 1300 mg/L , 那么葡萄糖就可以在整个生物膜内扩散, 他认为这时生物膜整体都具有活性, 换句话讲, 整个生物膜在这种情况下具有相同的生物活性。

生物膜反应-扩散理论所做的这种假设意味着生物膜内非活性区的微生物永远保持与活性区微生物相同的生长潜力。而实际生物膜系统并非处于反应-扩散理论所假想的理想

状态。正如前所述(本章 4.2 节),随着生物膜细胞密度的增加,生物膜自身禁锢作用将显著起来,诸如代谢产物抑制等严重影响生物膜的活性均匀分布,特别是大量研究表明在生物膜内非活性物质的积累是普遍存在的现象(Capdeville *et al.*, 1990, 1992; Lazarova *et al.*, 1994; Liu *et al.*, 1994a, 1994b, 1996; Zhang *et al.*, 1994)。Liu 等人(1994a, 1996)从理论及实验两方面第一次系统论证了随生物膜厚度的增长,生物膜活性变化呈现反 V 字形曲线。由于生物膜内存在非活性物质,生物膜反应-扩散理论所假设的生物膜内活性均匀分布说是不能成立的,它片面强调了扩散的作用,而忽视了生物膜在结构具有不均匀性这一事实。

(2) 生物膜表面均匀、平滑

这是生物膜反应-扩散理论的又一基本假设。根据这一假设,在计算生物膜界面通量(J^*)时就可用载体表面代替实际生物膜表面,即

$$J^* = \frac{Q(S_0 - S)}{A_0} \quad (4-61)$$

式中 Q ——进水流量, L^3T^{-1} ;
 A_0 ——载体表面积, L^2 。

问题在于生物膜反应-扩散理论关于生物表面均匀、光滑的假设是否符合实际情况?通过光学显微镜以及电子显微镜所观察到生物膜表面根本不是均匀、平滑的,而是呈现随机起伏状(Capdeville *et al.*, 1992; Liu *et al.*, 1994a)。生物膜表面起伏程度与生物膜种群特性以及环境条件密切相关。观察表明厌氧生物膜表面起伏较小,但是好氧生物膜,特别是在溶解氧较高体系内,生物膜表面呈明显犬齿状。图 4-17 展示了反应-扩散理论所假设的生物膜表面与实际生物膜表面状态的对比,由此可以清楚看到,生物膜与底物间实际接触,反应面积远远大于载体表面。实际底物在生物膜界面通量应为:

$$J^* = \frac{Q(S_0 - S)}{A} \quad (4-62)$$

式中 A ——生物膜实际表面积, L^2 。

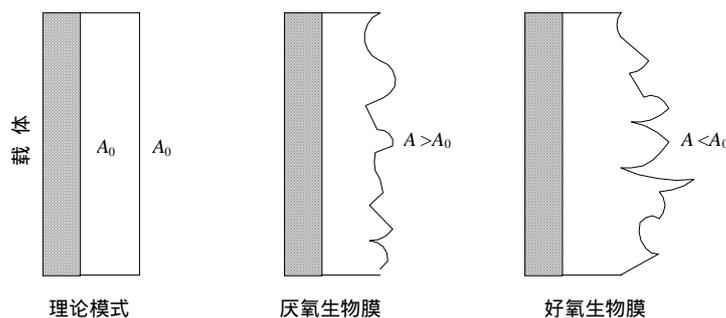


图 4-17 生物膜表面状态

由方程(4-62)所计算的通量 J^* 将远远小于根据方程(4-61)计算所得值。换言之,在反应-扩散理论中凡是与 J^* 相关的参数不可避免地被过高估计,例如最大活性生物膜厚

度，等等。

(3) k_{0v} 为常数

在生物膜反应-扩散理论中，假设 k_{0v} 为常数，这一假设使得对方程 (4-36) 的求解过程大为简化，但问题在于这一假设在实际中是否具有合理性。在生物膜反应-扩散理论中， k_{0v} 值通常是从图 4-16 中线性斜率求得的，这将在下面详细介绍。由于反应-扩散理论对生物膜表面通量进行了过高估计，其结果无疑会导致对 k_{0v} 值同样的过高估计。LaMotta (1976a) 在其有关生物膜动力学研究中发现， k_{0v} 随进水底物浓度 (S_0) 而变化。随其后，文献中陆续报导了一些类似的实验事实 (Belkhadir *et al.*, 1988; Capdeville *et al.*, 1990, 1992; Liu, 1994)。图 4-18 至 4-20 汇集了在同种生物膜反应器中所观察到的 k_{0v} 与 S_0 的关系。

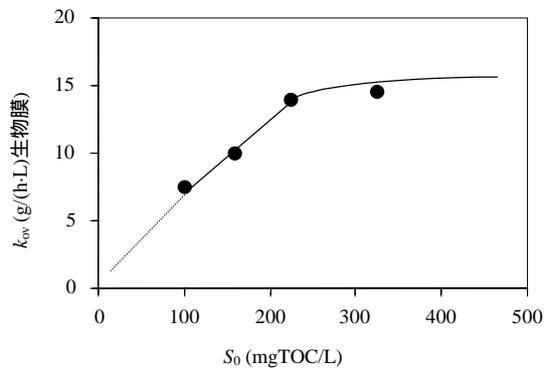


图 4-18 厌氧生物膜反应器中 k_{0v} - S_0 关系 (Belkhadir *et al.*, 1988)

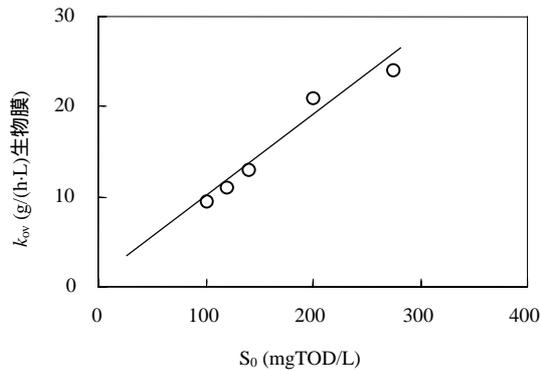


图 4-19 好氧异养性生物膜反应器中 k_{0v} 与 S_0 的关系 (Capdeville *et al.*, 1990)

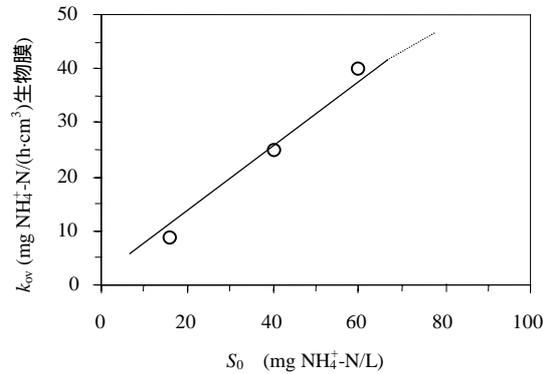


图 4-20 硝化生物膜反应器中 k_{OV} 与 S_0 的关系 (Liu *et al.*, 1994a)

基于图 4-18 至 4-20 所介绍的实验结果, 法国 Capdeville 教授所领导的实验室最早提出了描述 S_0 对 k_{OV} 影响的经验方程:

$$k_{OV} = (k_{OV})_{\max} \frac{S_0}{S_0 + K_{s0}} \quad (4-63)$$

式中 $(k_{OV})_{\max}$ —— k_{OV} 最大值;
 K_{s0} —— 常数, ML^{-3} 。

以上实验数据表明 k_{OV} 是生物膜本质特性常数、不随环境条件而变化的说法显然是极为不妥当的。

(4) 生物膜密度

在生物膜反应-扩散理论中, 假定生物膜结构均匀, 然而它并没有考虑生物膜密度对生物膜立体结构的影响。根据生物膜质量平衡, 我们有:

$$A_0 M_b = \rho A_0 Th \quad (4-64)$$

$$\text{即} \quad Th = \frac{M_b}{\rho} \quad (4-65)$$

方程 (4-65) 表明对于给定生物膜量而言, 生物膜厚度与密度成反比。然而在应用生物膜反应-扩散理论确定生物膜活性厚度时, 并没有考虑膜密度的影响。

从上述分析中可以清楚地看到, 生物膜反应-扩散理论在发展、建立过程中存在很多不合理之处, 这些使得该理论的普遍性受到质疑。如何合理描述生物膜反应动力学问题自然被提出来了。为了解决这一问题, Liu 等人从新的角度对生物膜反应特性进行了详细地研究。

在以往研究中, 人们一直根据反应-扩散理论, 把底物在生物膜表面通量或底物在表面去除率作为研究生物膜反应动力学的重要参数, 这导致了如上所述的一系列问题。Liu 等人 (Liu, 1994; Liu *et al.*, 1994a, 1994b; Liu *et al.*, 1996; Liu, 1997) 在生物膜反应动力学研究中利用生物膜比活性指标描述生物反应特性。在微生物培养过程中, 微生物的比活性通常可由底物比去除率 (q) 刻划, 即:

$$q_{obs} = \frac{Q(S_0 - S)}{A_0 M_b} \quad (4-66)$$

式中 q_{obs} ——观察到底物比去除率， $\text{MM}^{-1}\text{T}^{-1}$ 。

而生物膜对底物的表面去除 (R) 可用下式计算：

$$R = \frac{Q(S_0 - S)}{A_0} \quad (4-67)$$

图 4-21 给出了在不同运行条件下硝化生物膜反应器 q_{obs} 及 R 随生物膜厚度的变化曲线，很显然，表面去除率 R 的变化遵守反应-扩散理论所给定的模式。然而，值得注意的是， q_{obs} 随膜厚的变化基本呈现反-V 字形曲线，即随膜厚增加， q_{obs} 迅速增加。直到一转折点后，随膜厚的进一步增加，生物膜比活性反而急速下降。这种变化规律在进水底物浓度较高时更为明显。这些实验数据清楚表明，生物膜内活性分布不均匀。根据图 4-21 至 4-24，Liu 等人 (1996) 提出，对应于最大生物膜活性的膜厚为其最大活性厚度 $(Th_a)_{\text{max}}$ 。可以看到，在较低进水浓度时，由生物活性所定义的 $(Th_a)_{\text{max}}$ 与由反应-扩散理论所定义的 $(Th_a)_{\text{max}}$ 间相异并不很大，但对于较高进水氨氮浓度情况下，两者间相差很大。Liu 等人 (1996) 认为生物膜比活性的变化是受生物膜内活性生物量影响的，而表面去除率反映的则是生物膜总量的变化，并根据活性生物量 (M_a) 及非活性物质 (M_i) 的概念，定量地解释了在图 4-21 至图 4-24 中所观察到 q_{obs} 曲线。正如在本章 4.2 节中所述，总生物膜量 M_b 为：

$$M_b = M_a + M_i \quad (4-68)$$

将方程 (4-68) 代入方程 (4-66) 中有：

$$q_{\text{obs}} = \frac{Q(S_0 - S)}{A_0(M_a + M_i)} \quad (4-69)$$

则

$$q_{\text{obs}} = q_{\text{true}} \frac{M_a}{M_a + M_i} \quad (4-70)$$

式中

$$q_{\text{true}} = \frac{Q(S_0 - S)}{A_0 M_a} \quad (4-71)$$

为真实比底物去除，只与活性生物量相关，它反映了生物膜活性群体特征，为生物膜本质常数。

方程 (4-70) 同时等价于：

$$q_{\text{obs}} = q_{\text{true}} \frac{M_a / M_i}{1 + M_a / M_i} \quad (4-72)$$

方程 (4-72) 的重要意义在于，它第一次从理论上揭示了生物膜活性是由生物膜内活性生物量与非活性物质之比决定的。有理由认为 M_a/M_i 比是调控生物膜群落代谢的重要参数，这在以往有关生物膜的研究中是不曾认识到的。对于方程 (4-72) 可区分以下两种情况：

(1) 当 $M_a > M_i$ 时，即当活性生物量增长繁殖较非活性物质积累快时，随着 M_a 的增加， q_{obs} 将同时增加，直至达到其最大值，这一现象通常发生于生物膜动力学增长期。

(2) 当 $M_a < M_i$ 时，即当非活性物质在生物膜内积累速率高于活性生物量增长率时， q_{obs} 开始随生物量的进一步积累而下降。

方程 (4-72) 表明生物膜比活性的下降程度取决于 M_a/M_i 比值变化。事实上，在图 4-21 至图 4-24 中， q_{obs} 曲线的折转点，正是反映了生物膜活性生物量增长占主导向非活性物质积累为主过渡的事实。根据生物膜比活性所确定的硝化生物膜厚度一般小于 25 μm ，这意

味着氨氮生物氧化反应只在很薄的一部分表层生物膜内发生，这时扩散阻力将不是反应的限制性因素。由于生物膜活性是由 M_a/M_i 决定的，即使底物有能力扩散到生物膜层内，由于非活性物质的存在，其所对应的生物膜也不能有效地进行生物化学反应。Liu 等人认为，生物膜反应基本在其表面层进行，这是由于组成生物膜的及活性物量大都积中在生物膜表层。因此整个生物膜反应趋于表面反应机制。这一研究为进一步研究生物膜表面反应机制提供了有效方法。

在生物膜表面反应模式中，主要考虑生物膜活性及生物膜种群密度对生物膜反应行为的作用。Liu (1997) 的研究结果表明，随底物浓度的增高，生物膜密度增加，在这种情况下，如方程(4-65)所示，生物膜活性厚度可由下式估计：

$$(Th_a)_{\max} = \frac{(M_a)_{\max}}{\rho} \quad (4-73)$$

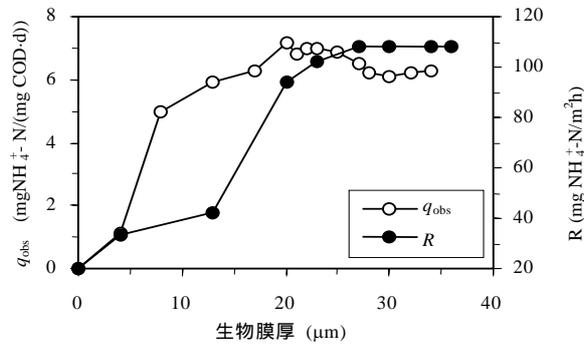


图 4-21 硝化生物膜反应器中 q_{obs} 、 R 随膜厚的变化 (Liu *et al.*, 1996)

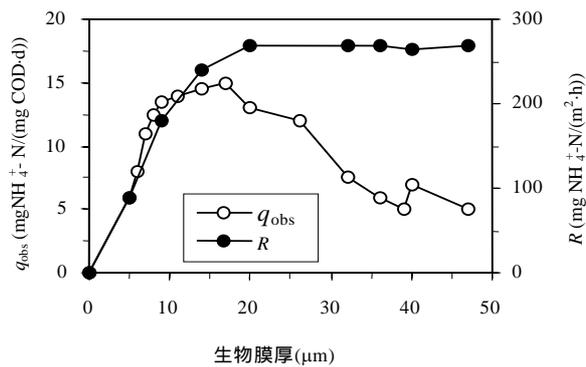
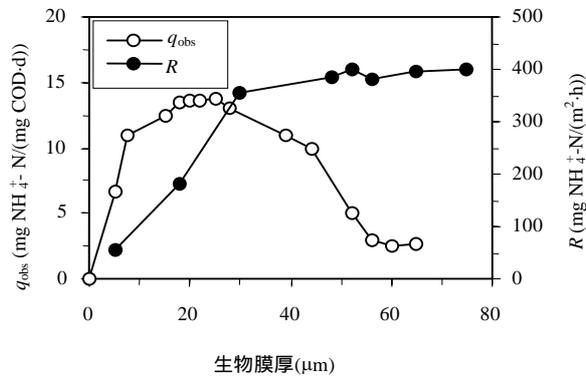
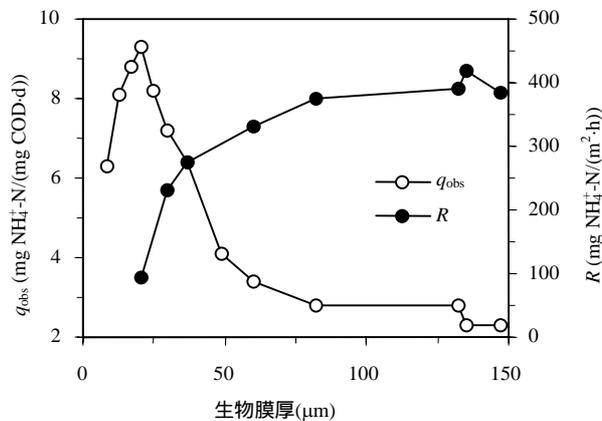


图 4-22 硝化生物膜反应器中 q_{obs} 及 R 随膜厚的变化 (Liu *et al.*, 1996)

图 4-23 硝化生物膜反应器中 q_{obs} 及 R 随膜厚的变化 (Liu *et al.*, 1996)

在生物膜反应器中,有大量事实表明 $(M_a)_{max}$ 随进水底物浓度变化不大(Belkhadir *et al.*, 1988; Capdeville *et al.*, 1990, 1992; Moreau *et al.*, 1994; Liu, 1994)。因此,生物膜密度将直接影响生物膜活性厚度的估计。在考虑了生物膜密度的因素下所估计的生物膜活性厚度一般小于20 μm (Liu, 1997),所有这些均为生物膜表面反应模式提供了理论及实验支持。生物膜表面反应模式揭示了生物膜在结构及活性分布上的不均匀性,更符合实际情况,有关这一方面的研究工作,现在还仍在进行中。

图 4-24 硝化生物膜反应器中 q_{obs} 及 R 随膜厚的变化 (Liu *et al.*, 1996)

4.5 动力学参数的确定

在以上几节讨论中,曾经引入了许多生物膜反应过程动力学参数,这些参数从不同角度揭示了生物膜的各种特性,在基础理论研究及工程设计中均有较高的价值,正确估计、

计算这些参数的方法更为重要。下面将介绍几种常用生物膜动力学参数的确定方法。由于生物膜反应-扩散理论自身存在诸多不合理之处,因此在应用由此理论所产生的技术方法时一定要谨慎。

4.5.1 生物膜的比增长率

微生物的比增长率 (μ) 是描述增长繁殖特性最常用的参数之一,它反映了微生物增长的活性。微生物比增长率的定义式为:

$$\mu = \frac{dX/dt}{X} \quad (4-74)$$

从理论上讲,当获得微生物增长曲线 ($X-t$) 后,可通过任一点的导数及对应 X 值计算出微生物增长过程中 t 时刻对应的比增长率 (图 4-25)。

必须强调,实际操作过程并非如此简单,其原因在于缺少定量描述微生物增长各阶段的动力学模型。目前,文献中所报导的生物膜比增长率主要有两类:一是动力学增长阶段的比增长率,亦称生物膜最大比增长率,二是整个生物膜过程的平均增长率。

(1) 生物膜最大比增长率 (μ_0)

根据方程 (4-74),生物膜在动力学增长期遵循如下规律:

$$\frac{dM_b}{dt} = \mu_0 M_b \quad (4-75)$$

积分后有

$$\ln M_b = \mu_0 t + C \quad (4-76)$$

显然, $\ln M_b-t$ 图上线性部分所对应的斜率即为 μ_0 (图 4-26)。这一图解法是目前最经常应用的确定生物膜比增长率的方法,同时它也被用来确定悬浮生物培养中微生物比增长率 (Rao *et al.*, 1966; Benfield *et al.*, 1980; Pitter *et al.*, 1990)。

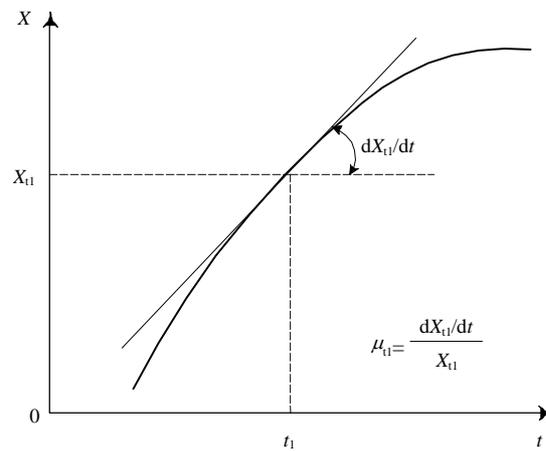
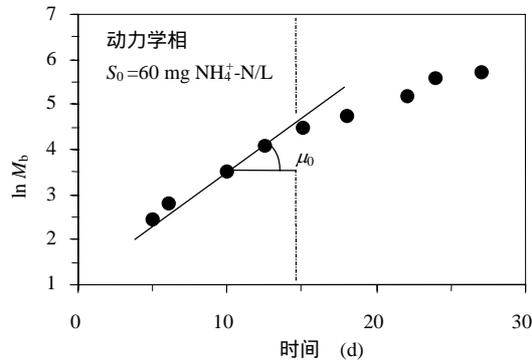


图 4-25 比增长率的积分求法

图 4-26 硝化生物膜 μ_0 的确定 (Liu, 1994)(2) 生物膜平均比增长率 ($\bar{\mu}$)

生物膜平均比增长率一般是根据下式计算

$$\bar{\mu} = \frac{\frac{M_{bs} - M_{b0}}{X}}{M_{bs}} \quad (4-77)$$

式中 M_{bs} ——生物膜稳态时所对应生物量, ML^{-2} ;
 M_{b0} ——初始生物膜量, ML^{-2} 。

生物膜平均比增长率反映了生物膜表观增长特性。由于生物膜成长过程中往往伴随着非活性物质的积累,因此从严格生物学意义讲, $\bar{\mu}$ 并不能真实反映生物膜群体的增长特性,这一点在应用生物膜平均比增长率时必须牢记。

4.5.2 底物比去除率 (q_{obs})

生物膜反应器中底物比去除率可由方程(4-66)计算。在实际过程中,底物比去除率反映了所研究生物膜群体的生物活性,底物的去除率越高,说明生物膜生化反应活性越高。在污水生物处理过程中,研究者以及工程师往往更加感兴趣于底物比去除率。

4.5.3 生物膜产率系数 (Y_{obs})

所观察到的生物膜产率系数 (Y_{obs}) 是指微生物在利用、降解底物的过程中自身增长的能力,它被定义为每消耗单位底物浓度时生物膜自身生物量的积累,即

$$Y_{obs} = \frac{A_0}{V_0} \frac{dM_b/dt}{dS/dt} \quad (4-78)$$

式中 Y_{obs} ——观察到的生物膜产率系数, MM^{-1} ;
 V_0 ——生物膜反应器有效体积, L^3 。

产率系数在生物膜研究中具有重要意义,它揭示了生物膜群体合成于能量代谢间的相互耦合程度。方程(4-78)中 $V_0 (dS/dt)$ 可由下式表示:

$$V_0 \frac{dS}{dt} = Q(S_0 - S) \quad (4-79)$$

同时将方程(4-75)及方程(4-79)代入方程(4-78)中有:

$$Y_{\text{obs}} = \frac{A_0 \mu_0 M_b}{Q(S_0 - S)} \quad (4-80)$$

对于处于稳态的生物膜, 我们有 $M_b = M_{\text{bs}}$ 及 $S = S_e$, 则

$$Y_{\text{obs}} = \frac{A_0 \mu_0 M_{\text{bs}}}{Q(S_0 - S)} \quad (4-81)$$

式中 S_e —稳态下生物膜反应器出水底物浓度, ML^{-3} 。

方程(4-81)可以用来估计生物膜产率系数, 图 4-27 为硝化生物膜的产率系数随 S_0 的变化曲线。

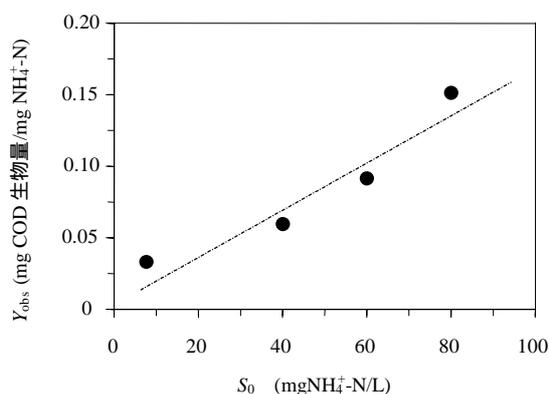


图 4-27 硝化生物膜的 Y_{obs} 随 S_0 的变化关系 (Liu, 1994)

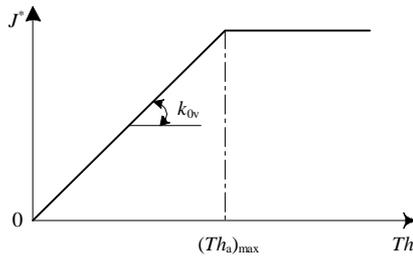
从图 4-27 可以看到, 随进水氨氮浓度的增加, 硝化生物膜的产率系数呈增长趋势。图 4-27 中的产率数据与图 4-21 至图 4-24 是一致的, 它们同样证实了非活性物质在较高进水底物浓度时更为显著。合成非活性物质所需能量要比合成活性细胞小得多, 这就造成了合成微生物活性生物量的产率更小于非活性物质的产率。Billen (1976) 曾报道在硝化细菌的悬浮培养系统中, Y_{obs} 是在 0.060~0.14 mg C/mg N 内变化, 其数据与图 4-27 中 Y_{obs} 值有可比性。

4.5.4 生物膜最大活性厚度 $(Th_a)_{\text{max}}$

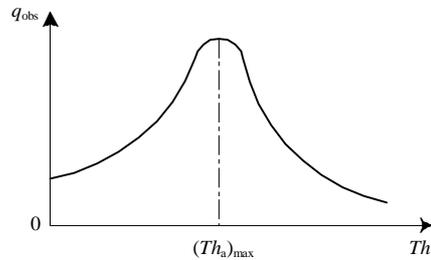
关于生物膜活性厚度的确定方法已在本章 4.3 节涉及到, 在此简要回顾一下。

(1) 根据反应-扩散模式确定 $(Th_a)_{\text{max}}$

生物膜反应-扩散理论表明 $J^* = k_{0v} Th_a$, 即 k_{0v} 为常数条件下, J^* 随 Th_a 呈线性变化。因此可根据实验中得到的 J^* 对观察到的生物膜厚度作图, 见图 4-28。

图 4-28 根据反应-扩散模式确定 $(Th_a)_{\max}$ (2) 根据表面反应模式确定 $(Th_a)_{\max}$

表面反应模式提出利用底物比去除率作为描述生物膜活性特征参数,在 $q_{\text{obs}}-Th$ 图上确定 $(Th_a)_{\max}$,见图 4-29。

图 4-29 根据生物膜表面反应模式确定 $(Th_a)_{\max}$

有关上述两种方法的利弊之处已在上面详细讨论过,不再重述。表 4-3 介绍了根据以上两种方法所确定的硝化生物膜最大活性厚度,两者之间在进水浓度较高时差异很大,其中原因已经在前面探讨过。在应用上述两种方法处理文献中所发表的数据时,同样可以发现类似的规律,见表 4-3。

根据不同方法确定的硝化生物 $(Th_a)_{\max}$ (Liu *et al.*, 1996)

表 4-3

S_0 (mgN/L)	$(Th_a)_{\max}$ (μm)	
	反应-扩散模式	表面反应模式
16	22.5	19.0
40	16.0	14.0
60	36.0	28.0
82.5	75.0	20.0

4.5.5 生物膜密度 ()

生物膜的湿密度在生物膜反应器中很难得到。目前在文献中所报导的生物膜密度一般为生物膜平均干密度。经实验测定生物膜量 (M_b) 及生物膜膜厚 (Th) 后,平均密度可通过 M_b-Th 图求得,即:

$$M_b = \rho Th \quad (4-82)$$

方程 (4-82) 的斜率即为生物膜平均密度。图 4-30 给出了硝化生物膜反应器中在不同进水氨氮浓度下 M_b - Th 的关系曲线,其斜率即为硝化生物膜平均密度。图 4-31 进一步给出了硝化生物膜密度随进水氨氮浓度的变化规律。

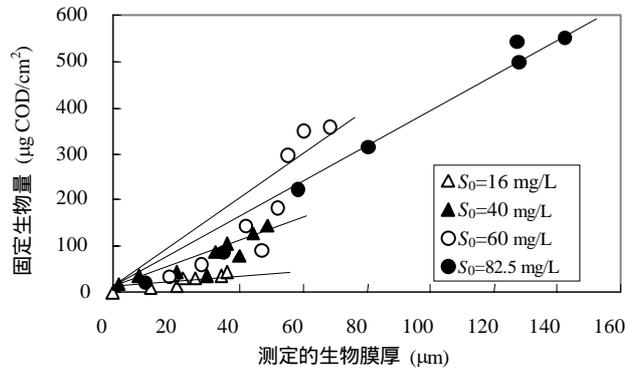


图 4-30 硝化生物膜在不同条件下的平均密度 (Liu, 1997)

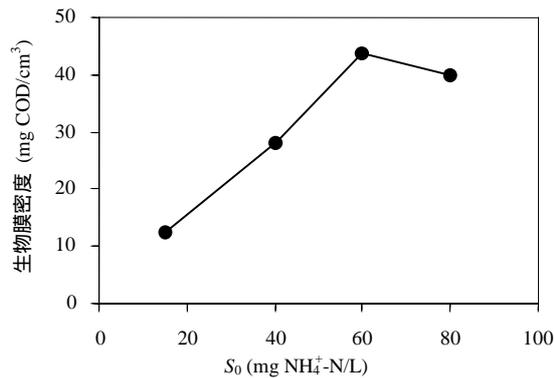


图 4-31 硝化生物膜反应器中 J - S_0 关系 (Liu, 1997)

正是这种生物膜密度随进水浓度的变化关系导致了 k_{0v} 亦随进水浓度而变化。值得强调的是,确定生物膜密度的准确性受测定生物膜膜厚的方法所决定。文献报导的生物膜密度可高达 $42\sim 109\text{ mg/cm}^3$ (Williamson *et al.*, 1976),可低至 13 mg/cm^3 (Oga *et al.*, 1991),这取决于生物膜的种群特性及环境条件。一般认为当生物膜内存在大量丝状菌时,其结构疏松,膜密度因此较低,另外当反应器中溶解氧浓度较高时,同样观察到不规则的生物膜结构。

4.5.6 半级反应常数 ($k_{1/2}$)

此常数是生物膜反应-扩散理论所特有的。根据方程 (4-58),当生物膜反应器达到稳态时有:

$$J^* = k_{1/2} S_e^{1/2} \quad (4-83)$$

式中 S_e ——稳态时生物膜反应器出水底物浓度, ML^{-3} 。

因此, $k_{1/2}$ 可通过 $J^*-S_e^{1/2}$ 的斜率求得,图 4-32 为在硝化生物膜反应器中 $J^*-S_e^{1/2}$ 的关系。半级反应常数综合了底物扩散特性 (D_e) 以及生物膜反应特性 (k_{0v}),它在生物膜反

应-扩散理论中具有重要意义，是一个综合性的动力学常数。

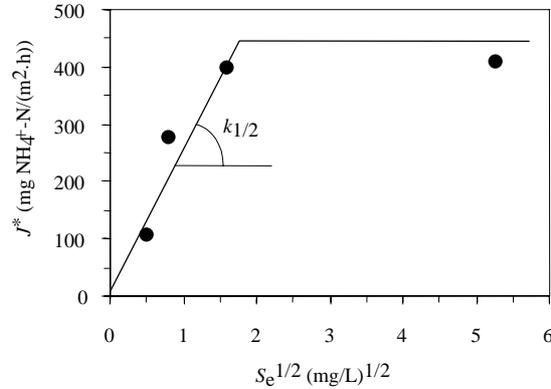


图 4-32 确定硝化生物膜半级反应常数 (Liu, 1994)

4.5.7 有效扩散系数 (D_e)

有效扩散系数反映了底物的扩散能力。根据方程 (4-57) 及 (4-58) 有：

$$k_{1/2} = (2D_e K_{0v})^{\frac{1}{2}} \quad (4-84)$$

在确定了 $k_{1/2}$ 及 k_{0v} 后, D_e 可由方程 (4-84) 计算出。不同的底物其扩散系数不尽相同, 表 4-2 列出了一些关于葡萄糖的扩散系数值。

4.5.8 生物膜理论最大活性厚度 $(Th_a)_{\max}^T$

根据生物膜反应-扩散理论, 在生物膜体系达到稳态时方程 (4-59) 表明：

$$(Th_a)_{\max}^T = \left(\frac{2D_e S_e}{k_{0v}} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (4-85)$$

表 4-4 给出了根据方程(4-85)所计算的 $(Th_a)_{\max}^T$ 与反应-扩散理论图解法(参见图 4-28) 所获得的最大活性膜厚 $(Th_a)_{\max}$ 的比较。

表 4-4 中的数据表明所计算的生物膜理论最大活性厚度与实验确定的生物膜最大活性厚度间存在明显差异性。造成这些差异的主要因素可归纳为如下两点：一是虽然两种方法外表形式不同, 但都是以反应-扩散理论为基础的, 因为生物膜反应-扩散理论自身存在不合理性在某种意义上讲必然导致这种差异; 二是实验误差及这些误差在理论计算中的积累。

硝化生物膜理论最大活性厚度与反应-扩散图解法的比较 (Liu, 1994) 表 4-4

S_0 (mgN/L)	$(Th_a)_{\max}^T$ (μm)	$(Th_a)_{\max}$ (μm)
16	42.7	22.5
40	14.3	16.0
60	41.9	36.0
82.5	337.4	75.0

4.6 附录

4.6.1 Monod 方程的理论推导

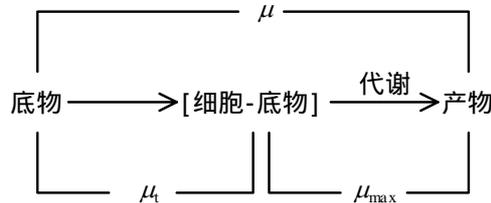
Monod 方程作为描述微生物增长的基本方程之一，在 20 世纪得到了最为广泛的应用。关于这一方程的理论认识不论是对研究者还是工程师们都是有益的。Monod 方程自从 1942 年提出后，由于没有能够从理论上对此方程加以推导、论证，它一直被认为是一种半经验方程。1995 年，Merchuk 等人（1995）把化学工程中传质阻力理论引入到微生物增长动力学中，在著名的“Biotechnology and Bioengineering”杂志上发表了他们关于 Monod 方程的理论证明。他们的证明过程简捷、思路清楚，下面将详细介绍一下有关他们对 Monod 方程的证明。

Merchuk 等人（1995）认为微生物限制性培养是一个单一的质量传递作用，那么底物从液相到细胞表面的传递通量（ N_s ）可以写成：

$$N_s = h_s (S - S_c) \quad (4-1a)$$

式中 h_s ——限制性底物的总传质系数；
 S_c ——底物在细胞表面的浓度。

微生物反应过程中，底物代谢是通过以下两步完成的：底物从液相到细胞里的传递；底物在细胞里的代谢。基于此，Merchak 等人（1995）假设：限制性底物比代谢率不依赖于底物浓度，即 μ_{\max} ；底物从液相到细胞的运输、传递依赖于底物浓度。因此底物整个代谢过程可抽象为：



根据传递阻力理论，从底物到产物的过程总阻力可表述为：

$$\frac{1}{\mu} = \frac{1}{\mu_t} + \frac{1}{\mu_{\max}} \quad (4-2a)$$

式中 μ_t ——底物从液相对细胞的比传递率；
 μ ——整个过程的比增长率；
 μ_{\max} ——细胞代谢的最大比增长率。

方程（4-2a）显示生物代谢过程的增长力是由 μ_t 及 μ_{\max} 组成的，解方程（4-2a）的关键是如何确定 μ_t 的表达式。

每单位反应体积内细胞的面积 A_c/V 为：

$$\frac{A_c}{V} = \left(\frac{\text{细胞面积}}{\text{单位细胞体积}} \right) \left(\frac{\text{单位细胞体积}}{\text{单位反应体积}} \right) \quad (4-3a)$$

在不失一般意义的前提下，细胞可以被看做是球状的，则

$$\text{细胞比表面积} = \frac{D_c^2}{\frac{1}{6}\pi D_c^2} = \frac{6}{D_c} \quad (4-4a)$$

式中 D_c ——细胞表观直径, L。

$$\text{则} \quad \frac{A_c}{V} = \frac{6}{D_c} \frac{X}{\rho_c} \quad (4-5a)$$

式中 X ——微生物浓度, ML^{-3} ;

ρ_c ——细胞密度, 即单位细胞体积所拥有的细胞质量, ML^{-3} 。

根据方程(4-1a)及(4-5a), 摄取底物的限制性速率为

$$(-r_s) = N_s \frac{A_c}{V} = \frac{6h_s X}{\rho_c d_c} (S - S_c) \quad (4-6a)$$

如果底物降解过程完全由底物传递率所控制, 那么与底物传递所对应的微生物可达到的比增长率就是 μ_t , 则

$$\mu_t = \frac{-r_s}{X} Y_{Xs} \quad (4-7a)$$

式中 Y_{Xs} ——微生物产率, M^{-1} 。

将方程(4-6a)代入方程(4-7a)有:

$$\mu_t = \frac{6Y_{Xs}h_s}{\rho_c d_c} (S - S_c) \quad (4-8a)$$

将方程(4-8a)进一步代入方程(4-2a), 则

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \left(\frac{6Y_{Xs}h_s}{\rho_c d_c} \right) (S - S_c)}{\mu_{\max} + \left(\frac{6Y_{Xs}h_s}{\rho_c d_c} \right) (S - S_c)} \quad (4-9a)$$

方程(4-9a)中底物在细胞表面的浓度 S_c 是未知的, 但通常可以认为 S_c 远远小于底物在液相的浓度(S), 即 $S_c \ll S$, 这样方程(4-9a)可简化为:

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \left(\frac{6Y_{Xs}h_s}{\rho_c d_c} \right) S}{\mu_{\max} + \left(\frac{6Y_{Xs}h_s}{\rho_c d_c} \right) S} \quad (4-10a)$$

方程(4-10a)可整理为:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (4-11a)$$

其中

$$K_s = \frac{\mu_{\max}}{\left(\frac{6Y_{Xs}h_s}{\rho_c d_c} \right)} \quad (4-12a)$$

显然, 方程(4-11a)即为著名的 Monod 方程。作为整个推导过程的另一重要结果是,

方程 (4-12a) 第一次清晰地阐明了 Monod 方程中半饱和常数 K_s 的物理意义。为了便于分析, 方程 (4-12a) 可整理为如下等价表达式:

$$K_s = \frac{\mu_{\max}}{Y_{Xs}} \frac{1}{h_s} \frac{1}{\frac{6}{d_c \rho_c}} \quad (4-13a)$$

式中 $\frac{\mu_{\max}}{Y_{Xs}}$ ——最大比底物去除率 q_{\max} , 表明 K_s 与微生物活性相关;

$\frac{1}{h_s}$ ——反映了传质对 K_s 的影响, 可见 h_s 越大, K_s 越小;

$\frac{1}{\frac{6}{d_c \rho_c}}$ ——反映了细胞比表面积对 K_s 的影响。

因此, K_s 是一个生物过程中的综合参数, 它与生物反应活性、传质特性以及微生物自身几何性质相关。必须看到, Merchuk 等人的工作从理论上成功地证明了 Monod 方程, 并定义了其中的饱和常数 K_s , 这使得 Monod 方程从二参数体系 (μ_{\max} , K_s) 简化为单一参数体系。从理论上讲, 根据方程 (4-13a), 可以计算出 K_s 。

4.6.2 底物在生物膜的扩散能力

底物在生物膜的扩散能力*

附表 4.1

生物膜类	扩散底物	相对扩散能力 (%)	温度 ()	测量技术	文献
硝化生物膜	氧化	85	20	瞬变通量	Williamson 等人 (1976)
	NO ₂ ⁻	85	20		
	NO ₃ ⁻	93-100	20		
污水处理生物膜	氧气	20-80	20	瞬变通量	Matson 等人 (1976)
	葡萄糖	30-50	20		
污水处理生物膜	氧气			稳态通量	Omuma 等人 (1982)
微生物膜	氧气			瞬变通量	Bungay 等人 (1969)

注: *根据 Karel 等人 (1985)

4.6.3 生物膜理论中常用速率表达式

生物膜理论中常用速率表达式汇总一览表

附表 4.2

动力学表达式*	SS 或 D**	阻力***	反应器类型	文献
$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S}$	SS	I	固定膜	Atkinson 等人 (1968)
$q = q_{\max} \frac{O}{K_o + O}$	SS	I	扰动床	
$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S}$	SS	I/E	流动床	Toda 等人 (1975)

84 第4章 生物膜增长及底物去除动力学

$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S}$	SS	I/E	流动床	Atkinson 等人 (1979)
$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S}$	D	I	填充柱	Rittmann 等人 (1980)
$q = q_{\max} O$	SS	I/E	填充柱	Ghommidh 等人 (1982)
$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \left(\frac{O}{K_o + O} \right)$	PSS	I/E	生物膜	Benefield 等人 (1985)
$\mu = k$	SS	I/E	填充滤床	Rodrigues 等人 (1983)
$\mu = k$ $\mu = k_s$	SS	I	填充床	Beg 等人 (1985)
$q_{o2} = k$	D	I	生物膜	Bungay 等人 (1969)
$q_{o2} = k$	SS	I	固定细胞球	Yano 等人 (1961)
$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \left(\frac{O}{K_o + O} \right)$	PSS	I	气提式	Wagner 等人 (1988)
$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{S}{K_o + S} \right) \left(\frac{O}{K_m + S + S^2/k_i} \right)$	D	I	流化床	Worden 等人 (1986)
$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{S}{K_s + S + S^2/k_i} \right) \left(\frac{O}{K_o + O} \right)$	D	I	流化床	Tang 等人 (1987)

注：*S=底物浓度，O=溶解氧浓度； μ =比增长率； μ_{\max} =最大比增长率；q=底物比去除率； K_s =饱和常数；K=其他动力学常数下标。 **SS=稳定状态，D=动力学状态；PSS=假想稳定状态。 ***I=内部扩散阻力；E=外部质量传递阻力。

第5章 生物膜微生物的能量代谢理论

生物膜微生物在利用底物时，要经历许多不同的生物化学反应，其中最重要的是合成代谢与能量代谢，能量代谢亦可称为分解代谢。能量代谢使结构复杂的有机物大分子酶解，释放出其分子结构中固有的自由能。微生物将这些化学能转变为能被其利用的生物能物质三磷酸腺苷（ATP）。同时，合成代谢利用能量代谢所产生的 ATP 进行生物合成反应，其结果是使生物量增加。由此可见，微生物是依靠、利用能量代谢中释放的能量活动的，并利用这些能量驱动合成代谢的进行。图 5-1 为三磷酸腺苷的水解反应。综上所述，能量代谢与合成代谢是微生物全部生理活动的基础，本章将探讨经典微生物代谢理论以及近几年所取得的最新研究成果。

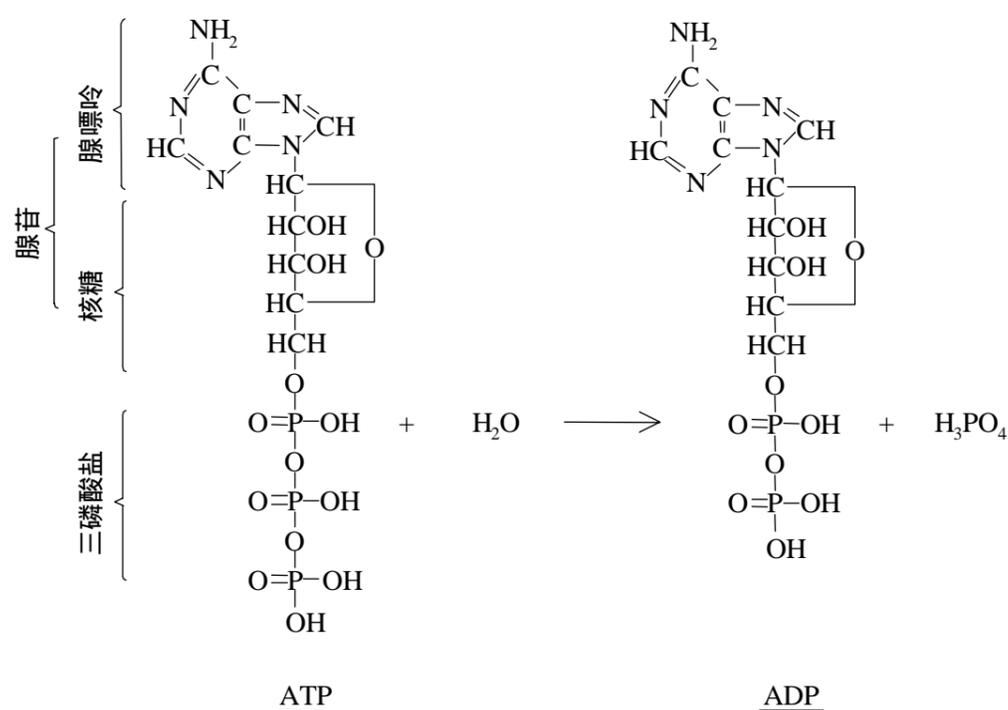


图 5-1 三磷酸腺苷水解 (Pelczar *et al.*, 1972)

5.1 PIRT 维持能方程

微生物的生理过程是通过合成代谢与能量代谢完成的。对于生物膜微生物同样也是这样，在经典微生物增长动力学中，一般认为底物的消耗只用来满足微生物合成代谢以及与合成代谢相关的能量代谢的需要。例如在 Monod 方程中只考虑了与增长相关的底物利用。Pirt (1965) 提出微生物除了合成代谢以及与其相连的能量代谢以外，微生物还将氧化利用部分底物为维持微生物生命功能而提供能量。Pirt (1965) 把这部分底物的消耗定义为微生物的维持能代谢，并提出底物总的消耗是与增长相关的底物利用与维持能量代谢所消耗的

底物之和，即：

$$\Delta S = \Delta S_g + \Delta S_m \quad (5-1)$$

式中 ΔS ——底物总的消耗；

ΔS_g 、 ΔS_m ——分别为与增长相关的底物利用以及与维持能代谢相关的底物消耗。

方程(5-1)的速率表达式可写成：

$$\frac{dS}{dt} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_g + \left(\frac{dS}{dt}\right)_m \quad (5-2)$$

Pirt (1965) 提出，为维持生命提供能量的底物的利用速率与现阶段的生物量成正比，这一关系可以表示为：

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_m = m_s X \quad (5-3)$$

式中 m_s ——比例常数，其物理意义为每单位时间内单位生物量由于维持代谢而消耗的底物，即用于维持微生物生命的能量的比底物利用率。

将方程(5-3)代入(5-2)得到：

$$\frac{dS}{dt} = \left(\frac{dS}{dt}\right)_g + m_s X \quad (5-4)$$

将方程(5-4)两端分别除以微生物量 X ，则有

$$\frac{dS}{dt} \frac{1}{X} = \frac{\left(\frac{dS}{dt}\right)_g}{X} + m_s \quad (5-5)$$

方程(5-5)中， $(dS/dt)/X$ 为观察到的底物比利用率 (q_{obs})，而 $(dS/dt)_g/X$ 为与增长相关的底物比利用率 (q_g)，则：

$$q_{obs} = q_g + m_s \quad (5-6)$$

由微生物产率概念得到：

$$Y_g = \frac{\mu_g}{q_g} \quad (5-7)$$

式中 Y_g ——微生物真实产率；

μ_g ——微生物真实比增长率。

Pirt (1965) 认为在微生物内源呼吸，亦即自解可以忽略的条件下，有

$$\mu_g = \mu_{obs} \quad (5-8)$$

式中 μ_{obs} ——微生物观察到的比增长率。

将方程(5-8)代入方程(5-7)，然后再代入方程(5-6)有

$$q_{obs} = \frac{\mu_{obs}}{Y_g} + m_s \quad (5-9)$$

方程(5-9)即为著名的 Pirt 维持能方程，它揭示了 $q_{obs} - \mu_{obs}$ 间的线性变化关系。方程(5-9)在实践中的重要意义在于通过实验测得 $q_{obs} - \mu_{obs}$ 数据后，可通过该方程求出 Y_g 与 m_s 值。在过去 30 多年内围绕 Pirt 维持能方程各国学者做了大量研究工作，确定各种不同微生物的维持能比利用率 (m_s)，从这些数据中试图了解微生物能量代谢的特性。

方程 (5-9) 说明, 比底物利用率与比增长率的关系将给出一条直线, 其斜率为 $1/Y_g$, 而截距为 m_s , 见图 5-2。

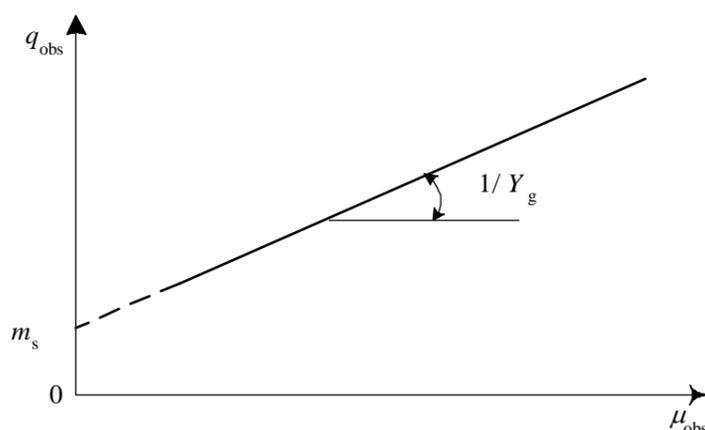


图 5-2 q_{obs} 与 μ_{obs} 的关系

值得强调的是 Pirt 维持能方程只限于限制底物的微生物过程, 它不适用于富底物的微生物培养过程。

5.2 修正的 PIRT 维持能方程

Pirt 维持能方程在 1965 年提出以后, 为研究微生物的维持能代谢行为以及确定与增长相关的微生物产率提供了方法。然而, 后续的大量实验表明 m_s 随实验条件、特别是底物性质而变化 (Hempfling *et al.*, 1975; Anderson *et al.*, 1980; Neijssel *et al.*, 1975, 1976a)。Anderson 等人 (1980) 发现大肠杆菌的比呼吸率 (SOUR) 与其比增长率不相关, 而且 SOUR 的变化远远大于 ATP 合成的需要。基于这些实验事实, 很多学者认为微生物的维持系数 (m_s) 可能并不象最初 Pirt (1965) 假设的那样为常数, Neijssel 等人 (1976b) 提出微生物的维持能是由以下两部分组成: (i) 为保持细胞自由完整性所需要的能量; (ii) 为实现微生物潜在增长能力所需的能量。按照这一假设, Neijssel 等人 (1976b) 对 Pirt 方程 (5-9) 进行修正, 提出:

$$q_{\text{obs}} = \frac{\mu_{\text{obs}}}{\gamma_g} + m_s + c\mu_{\text{obs}}m_s \quad (5-10)$$

式中 c ——负值。

随后, Pirt 本人于 1982 年同样对方程 (5-9) 进行了修正, 他认为 m_s 是由与增长速率不相关项 (m_s') 以及与增长速率相关项 m_s'' 组成。根据这一观点, 方程 (5-9) 可被修正为:

$$q_{\text{obs}} = \frac{\mu_{\text{obs}}}{\gamma_g} + m_s' + m_s''(1 - k\mu_{\text{obs}}) \quad (5-11)$$

式中 k ——变量, 根据底物的供给水平而变化。在限制底物条件下, $k=1$; 而在富底物条件下, $k>1$ 。

值得注意的是, 在方程 (5-10) 及 (5-11) 中所引用的变量 c 与 k 均未有任何物理意义, 而且在实际中很难确定他们的数值。相比较而言, 方程 (5-11) 比方程 (5-10) 更具有合理性。方程 (5-11) 在数值上部分解释了 m_s 随底物的变化。但是, 不论方程 (5-10) 还是方程 (5-11) 都没有能够从生物代谢机理对实验现象进行论述。如何正确认识 Pirt 维

持能理论将在下面详细讨论。

5.3 微生物内源呼吸代谢

Pirt 在建立其维持能方程时，假设微生物内源呼吸代谢可以忽略。然而，在目前包括活性污泥法及生物膜废水生物过程中，通常考虑由于内源呼吸而引起的微生物在系统内量的变化。在实际工程设计中，考虑内源呼吸代谢的另一重要原因是由于微生物自身的解体直接影响出水水质的变化。在内源呼吸作用发生时，细胞开始消散，并且死亡率较高。其直接结果是微生物比增长率下降。Herbert (1958) 提出微生物维持生命所需要的能量是通过内源代谢来满足的，也就是说，维持细胞生命功能所需要的能量并不是向 Pirt 理论所认为的，通过氧化一部分外部底物而获得的，而是通过细胞自身的氧化作用得到满足的。由此，系统内微生物量的平衡可以写成：

$$\Delta X_{\text{obs}} = \Delta X_{\text{g}} - \Delta X_{\text{e}} \quad (5-12)$$

式中 ΔX_{obs} ——实际观察到微生物增长量；

ΔX_{g} ——微生物真实增长量；

ΔX_{e} ——通过内源呼吸消耗的微生物量。

方程 (5-12) 可用速率表示为：

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{obs}} = \left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{g}} - \left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{e}} \quad (5-13)$$

内源呼吸阶段，微生物的自解速率与现阶段的微生物量成正比，即：

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{e}} = K_{\text{d}} X \quad (5-14)$$

式中 K_{d} ——比例常数，其物理意义为在单位微生物量每单位时间内由于内源呼吸作用而消耗掉的微生物量，通常称为微生物自解或衰减常数。

将方程 (5-14) 代入方程 (5-13) 得到：

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{obs}} = \left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{g}} - K_{\text{d}} X \quad (5-15)$$

微生物真实增长速率 $(dX/dt)_{\text{g}}$ 可表示为：

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{g}} = Y_{\text{g}} \left(\frac{dS}{dt}\right)_{\text{g}} \quad (5-16)$$

在 Herbert 内源代谢理论中，假设所有被利用的底物都用于增长作用，而维持能来源于细胞本身氧化作用。只有在此条件下，方程 (5-16) 才成立。将方程 (5-16) 代入方程 (5-15) 得到下式：

$$\left(\frac{dX}{dt}\right)_{\text{g,obs}} = Y_{\text{g}} \left(\frac{dS}{dt}\right)_{\text{g}} - K_{\text{d}} X \quad (5-17)$$

用 X 分别除以方程 (5-17) 两侧，则有

$$\mu_{\text{obs}} = Y_{\text{g}} q_{\text{g}} - K_{\text{d}} \quad (5-18)$$

根据上述假设：

$$q_{\text{g}} = q_{\text{obs}} \quad (5-19)$$

式中 q_g ——与增长相关的底物比利用率

整理方程 (5-18) 和方程 (5-19) 得到表达式：

$$q_{\text{obs}} = \frac{\mu_{\text{obs}}}{Y_g} + \frac{K_d}{Y_g} \quad (5-20)$$

方程 (5-20) 说明，在微生物比增长率较高时，即微生物生化活性较高时， μ_{obs}/Y_g 这一项远大于 K_d/Y_g 这一项。随着微生物比增长率下降，微生物生化活性变小时， μ_{obs}/Y_g 也随之下降，当 $\mu_{\text{obs}}=0$ 时， μ_{obs}/Y_g 等于零，此时 $q_{\text{obs}}=K_d/Y_g$ 。因此，微生物内源呼吸将随着微生物生化活性的降低而得到加强。

根据方程(5-20)，经实验测得 $q_{\text{obs}}-\mu_{\text{obs}}$ 数据组后，可图解求得 K_d 及 μ_{obs}/Y_g (见图 5-3)。

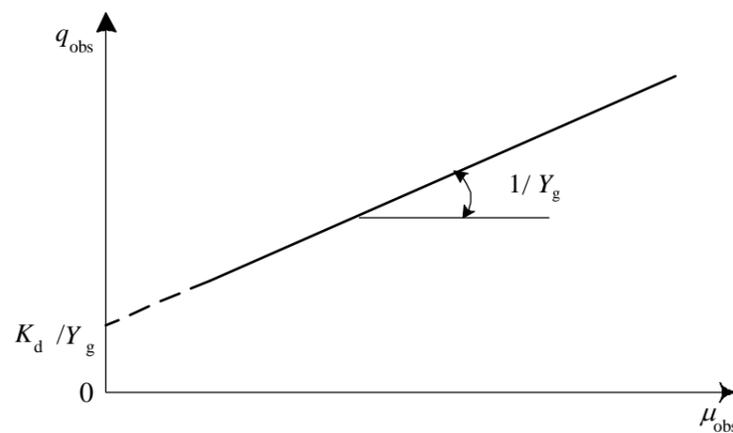


图 5-3 方程 (5-20) 的图解

5.4 PIRT 理论与 HERBERT 理论比较

Pirt 维持能方程是建立在底物平衡基础之上，而 Herbert 内源呼吸代谢方程是以系统中生物量平衡为依据而推导的。比较方程 (5-9) 及 (5-20)，不难发现：

$$m_s = \frac{K_d}{Y_g} \quad (5-21)$$

这表明微生物即可通过消耗部分底物或者通过自身氧化而获得其所需要的维持能。值得注意的是，Pirt 理论及 Herbert 理论孤立了微生物通过利用底物进行的维持代谢以及内源代谢，表 5-1 列举了 Pirt 方程与 Herbert 方程的对比。

微生物的观测产率 Y_{obs} 可以写成：

$$Y_{\text{obs}} = \frac{\mu_{\text{obs}}}{q_{\text{obs}}} \quad (5-22)$$

用方程 (5-9) 代入方程 (5-22) 中的 q_{obs} ，可得下式：

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y_g}{1 + \frac{Y_g m_s}{\mu_{\text{obs}}}} \quad (5-23)$$

Pirt 方程与 Herbert 方程对比

表 5-1

Pirt 方程 (5-9)	Herbert 方程 (5-20)
基于底物平衡	基于生物量平衡
通过氧化部分底物提供维持能	通过生物体自身氧化提供维持能
$\mu_g = \mu_{obs}$	$q_{obs} = q_g$
$m_s = \frac{k_d}{\gamma_g}$	$K_d = Y_g m_s$
确定 m_s, Y_g	确定 K_d, Y_g

将方程 (5-20) 同样代入方程 (5-22) 中的 q_{obs} , 有

$$Y_{obs} = \frac{Y_g}{1 + K_d / \mu_{obs}} \quad (5-24)$$

方程 (5-23) 及 (5-24) 分别揭示了在 Pirt 及 Herbert 假设条件下, 微生物观测产率对比增长率的依赖性。同时还可以看到, 不论是维持代谢还是内源代谢都将导致微生物观测产率不同程度的降低。

综上所述, Pirt 理论及 Herbert 理论是对同一事物从不同的方面进行了描述。

5.5 微生物能量代谢分离理论

根据底物供给水平, 微生物培养 (包括悬浮以及固定培养过程) 可以被划分为两大类: 一是限制底物培养, 二是富底物培养, Monod 方程、Pirt 方程等都是针对微生物限制底物的培养过程而推导、建立的。直到目前, 人们对微生物在富底物条件的代谢行为缺少定量的认识。本节将重点讨论在富底物条件下微生物能量代谢的特性。

5.5.1 富底物培养的特性

在富底物条件下, 微生物所需的能源物质处于过剩状态, 大量实验表明, 微生物在富底物条件下的代谢行为与限制底物条件相比具有很多的特殊性, 主要表现为: 比底物利用率显著增加; 微生物产率明显下降; 耗氧率远远大于生产 ATP 所需; 中间代谢产物丰富, 等等。

很多学者试图应用 Pirt 维持能理论解释在富底物条件下所观察到的微生物种种特殊代谢行为, 遗憾的是均未取得成功 (Stouthamer *et al.*, 1973; Tempest *et al.*, 1984; Chang *et al.*, 1993)。特别是令人感到困惑的是为什么在富底物条件下微生物产率会随底物浓度的增加而减小。这些问题一直困扰着微生物学、环境生物技术领域的研究者, 并且一直悬而未决, 致使一些著名微生物学家认为微生物产率的数据从本质上不能用精确的生物能学以及/或生理代谢解释 (Tempest *et al.*, 1984)。

值得注意的是这些学者不成功之处在于没有突破经典维持能概念的束缚, 把与非增长相关的底物消耗统统归于微生物维持代谢。

5.5.2 底物过度利用动力学

大量实验数据表明在富底物条件下, 比底物利用率有明显增加。一般认为底物过剩可使得微生物选择生理意义上讲最容易的代谢途径, 即避开中间代谢产物抑制。这将延长其

代谢途径，降低了能量的利用率。因此，微生物要想获得同样的能量，就需消耗更多的底物。

在限制底物条件下，微生物的合成代谢与能量代谢是处于耦合状态，即生物能的产生是根据生物合成需要而进行的。然而在富底物条件下，有过剩的能源存在，微生物很难调整其代谢水手与底物水手相适应，其结果是能量代谢与合成代谢分离。能量代谢产生的能量（ATP）并没有全部用于生物合成，这时，ATP的产率与细胞产率不直接相关，通过能量代谢产生的部分能量在底物条件下溅溢掉。综上所述，富底物微生物培养的重要特性之一是由于能量代谢与合成代谢分离所造成的底物过度消耗（Overutilization）。如何正确描述底物过度消耗动力学是研究底物条件下微生物代谢行为的重要一步。

针对微生物连续培养，Zeng 等人（1995）提出在富底物条件下，底物的过度消耗可由下式表达：

$$\Delta q_w = (\Delta q_w)_{\max} \frac{C_s - C_s^*}{C_s - C_s^* + K_s^*} \quad C_s \geq C_s^* \quad (5-25)$$

式中 Δq_w ——比底物过度利用率；

$(\Delta q_w)_{\max}$ ——最大比底物利用率；

C_s ——底物浓度；

K_s^* ——常数；

C_s^* ——限制底物培养中的临界底物浓度。

方程（5-25）表明当底物浓度大于某临界底物浓度 C_s^* 时，一部分底物将由于合成-能量代谢分离而消耗掉，但并不贡献于微生物的增长。 $C_s = C_s^*$ 时， Δq_w 为零，即在底物限制的微生物培养中，底物过度消耗可以不考虑，这时合成与能量代谢处于耦合状态。

微生物间歇培养中一个重要的控制参数就是初始底物浓度（ S_0 ）与初始微生物浓度（ X_0 ）之比，即 S_0/X_0 比值代表了微生物间歇反应的能量水平。在对富底物间歇性微生物培养的研究中，Liu（1996a）提出如下方程来描述底物的过度利用：

$$\Delta q_w = (\Delta q_w)_{\max} \frac{S_0/X_0 - (S_0/X_0)_{\min}}{S_0/X_0 - (S_0/X_0)_{\min} + K_{s/X}} \quad (S_0/X_0) \geq (S_0/X_0)_{\min} \quad (5-26)$$

式中 $K_{s/X}$ ——与 S_0/X_0 相关的饱和常数；

$(S_0/X_0)_{\min}$ ——限制底物的间歇培养的临界 S_0/X_0 比值。

方程（5-26）中， $(S_0/X_0)_{\min}$ 一般认为在 1.0 左右（Liu, 1996a; Liu *et al.*, 1998）。可以看到，当 (S_0/X_0) 比接近 $(S_0/X_0)_{\min}$ 时， Δq_w 趋于零。值得指出的是方程（5-25）及方程（5-26），在微生物能量代谢历史上，第一次明确提出了底物过度消耗与环境中底物水平的关系。图 5-4 及 5-5 表示了 Δq_w 随 C_s 及 S_0/X_0 的一般变化关系。

5.5.3 富底物条件下微生物产率模型

富底物条件下微生物培养的一个重要特性是微生物观测产率（ Y_{obs} ）随底物浓度的增加而降低。围绕解决这一问题，各国学者进行了大量研究工作，令人遗憾的是由于没有突破经典 Pirt 维持代谢理论，没有取得任何突破性进展（Rao *et al.*, 1966; Brooke *et al.*, 1990; Chang *et al.*, 1993; Ghigliazza *et al.*, 1996），这一问题成为了微生物学领域的难题之一。

1. 底物平衡方程

在以往的研究，各国学者把与非增长相关的底物消耗统统归于细胞的维持代谢。然而，

在富底物条件下，一部分底物通过能量溢途径消耗。Liu (1996a, 1996b) 提出在富底物条件下，总的底物消耗 (ΔS) 可由下式描述：

$$\Delta S = \Delta S_g + \Delta S_m + \Delta S_w \quad (5-27)$$

式中 ΔS_g ——与增长相关的底物利用；
 ΔS_m ——与维持代谢相关的底物消耗；
 ΔS_w ——与能量溢相关的底物消耗。

方程 (5-27) 第一次明确肯定了富底物条件下必须考虑由于能量溢而造成的底物消耗 ΔS_w 。当 $\Delta S_w=0$ 时，方程 (5-27) 转化为 Pirt 理论中的基本方程 (5-1)。图 5-6 为底物在微生物代谢过程中的流向。

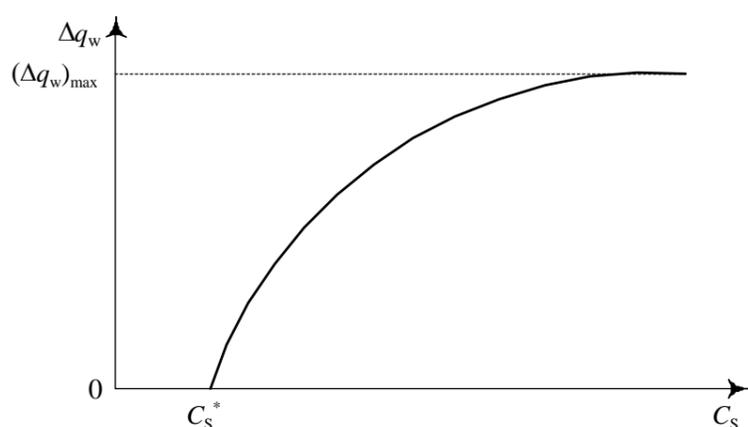


图 5-4 连续培养中 Δq_w - C_s 变化关系

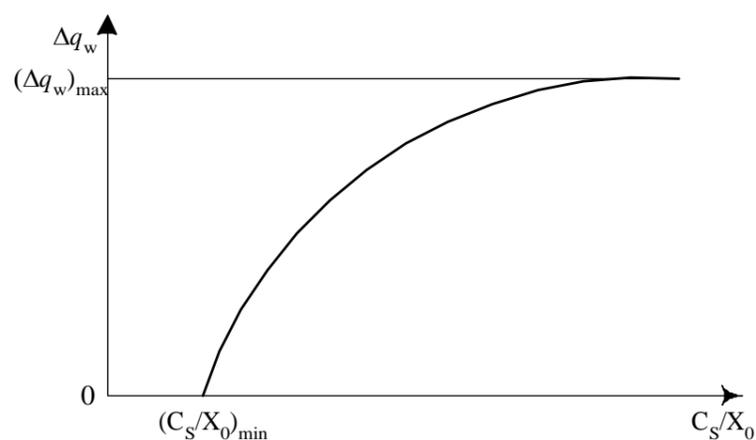


图 5-5 间歇培养中 Δq_w - S_0/X_0 变化关系

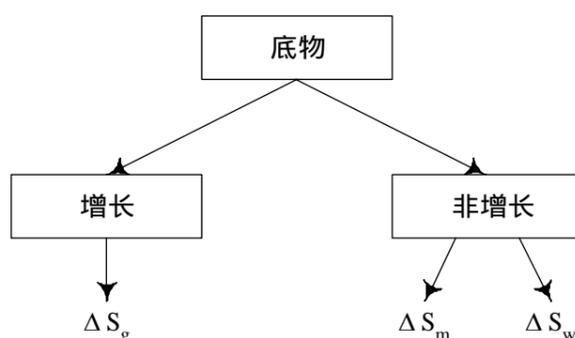


图 5-6 底物流向图示

2. 间歇培养的产率模型

在上述讨论的基础上，Liu (1996a) 成功地建立富底物条件下、微生物在间歇培养中的产率模型，下面将详细介绍这一工作。

用微生物增量 ΔX 除以方程(5-27)两侧得到：

$$\frac{\Delta S}{\Delta X} = \frac{\Delta S_g}{\Delta X} + \frac{\Delta S_m}{\Delta X} + \frac{\Delta S_w}{\Delta X} \quad (5-28)$$

根据产率概念，提出以下表达式：

观测产率 (Y_{obs})：

$$Y_{\text{obs}} = \frac{\Delta X}{\Delta S} = \frac{\mu_{\text{obs}}}{q_{\text{obs}}} \quad (5-29)$$

与维持代谢相关产率 (Y_m)：

$$Y_m = \frac{\Delta X}{\Delta S_m} = \frac{\mu_g}{m_s} \quad (5-30)$$

与能量溢相关产率 (Y_w)：

$$Y_w = \frac{\Delta X}{\Delta S_w} = \frac{\mu_g}{\Delta q_w} \quad (5-31)$$

真实产率 (Y_g)：

$$Y_g = \frac{\Delta X}{\Delta S_g} = \frac{\mu_g}{q_g} \quad (5-32)$$

将方程(5-29)至(5-32)代入方程(5-28)得到下式：

$$\frac{1}{Y_{\text{obs}}} = \frac{q_g}{\mu_g} + \frac{m_s}{\mu_g} \quad (5-33)$$

用方程(5-26)置换方程(5-33)中的 Δq_w 项：

$$\frac{1}{Y_{\text{obs}}} = \frac{q_g}{\mu_g} + \frac{m_s}{\mu_g} + \frac{(\Delta q_w)_{\text{max}}}{\mu_g} \frac{S_0/X_0 - (S_0/X_0)_{\text{min}}}{S_0/X_0 - (S_0/X_0)_{\text{min}} + K_{s/X}} \quad (5-34)$$

在底物的限制性培养中，Pirt 理论表明 μ_{obs} 等于 μ_g ，而且在这种情况下， Δq_w 可以忽略，这时方程(5-34)可以简化为著名的 Pirt 维持能方程。由此可见，方程(5-34)更具有一般意义，换句话说讲，Pirt 方程只是方程(5-34)的一种特例。

在有关富底物条件下微生物间歇培养的研究中， (S_0/X_0) 比值一般均远大于 $(S_0/X_0)_{\text{min}}$ (Chudoba *et al.*, 1992; Chang *et al.*, 1993; Liu *et al.*, 1998)，因此方程(5-34)可以进一步简化为：

$$\frac{1}{Y_{\text{obs}}} = \frac{q_g}{\mu_g} + \frac{m_s}{\mu_g} + \frac{(\Delta q_w)_{\text{max}}}{\mu_g} \frac{S_0/X_0}{S_0/X_0 + K_{s/X}} \quad (5-35)$$

方程(5-35)可以进一步整理为：

$$\frac{1}{Y_{\text{obs}}} = \frac{1}{(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}} + \frac{1}{(Y_w)_{\text{min}}} \cdot \frac{S_0/X_0}{S_0/X_0 + K_{s/X}} \quad (5-36)$$

式中 $(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}$ ——限制底物条件下最大观测产率；

$(Y_w)_{\min}$ ——与能量溢相关的最大产率。

Y_{obs} 及 $(Y_w)_{\min}$ 分别由下式定义：

$$(Y_{\text{obs}})_{\max} = \frac{\mu_g}{q_g + m_s} \quad (5-37)$$

$$(Y_w)_{\min} = \frac{\mu_g}{(\Delta q_w)_{\max}} \quad (5-38)$$

在 Liu (1996a) 的研究中, 他认为 $(Y_{\text{obs}})_{\max}$ 与 $(Y_w)_{\min}$ 不随 S_0/X_0 变化, 为特征常数。可应用简单的图解法确定方程 (5-36) 中的各项常数, 当 S_0/X_0 趋于零时, $1/Y_{\text{obs}}-S_0/X_0$ 曲线的截距为 $1/(Y_{\text{obs}})_{\max}$ 。为取得 $(Y_w)_{\min}$ 及 $K_{S/X}$ 值, 方程 (5-36) 可重新整理为：

$$\frac{1}{\frac{1}{Y_{\text{obs}}} - \frac{1}{(Y_{\text{obs}})_{\max}}} = (Y_w)_{\min} K_{S/X} \frac{1}{S_0/X_0} + (Y_w)_{\min} \quad (5-39)$$

用 $1/[1/Y_{\text{obs}}-1/(Y_{\text{obs}})_{\max}]$ 对 $1/(S_0/X_0)$ 做图, 给出一条直线, 其斜率为 $(Y_w)_{\min}K_{S/X}$, 而截距为 $(Y_w)_{\min}$ 。值得提出的是, 方程 (5-36) 第一次清楚表明微生物产率的变化是与能量代谢分离程度紧密相连的。方程 (5-36) 可以使得大量微生物产率数据在生物能学水平得到合理的、定量的解释与描述。

3. 连续培养的产率模型

Liu (1996b) 认为方程 (5-27) 至方程 (5-33) 同样适用于富底物条件下微生物的连续培养过程。将方程 (5-25) 代入方程 (5-33) 的 q_w 项, 得到：

$$\frac{1}{Y_{\text{obs}}} = \frac{q_g}{\mu_g} + \frac{m_s}{\mu_g} + \frac{(\Delta q_w)_{\max}}{\mu_g} \frac{C_s - C_s^*}{C_s - C_s^* + K_s^*} \quad (5-40)$$

经整理后得到与方程 (5-36) 相似的方程, 即：

$$\frac{1}{Y_{\text{obs}}} = \frac{1}{(Y_{\text{obs}})_{\max}} + \frac{1}{(Y_w)_{\max}} + \frac{C_s}{C_s + C_s^*} \quad (5-41)$$

方程 (5-41) 中的 $(Y_{\text{obs}})_{\max}$, $(Y_w)_{\min}$ 同样由方程 (5-37) 及方程 (5-38) 定义, 方程 (5-36) 及方程 (5-41) 构成了系统描述富底物条件、微生物观测产率的生物数学模型体系。值得强调的是方程 (5-36) 及 (5-41) 对于悬浮以及固定培养均适用。

5.5.4 富底物条件下能量分离模型

早在 1960 年或更早的时候, 各国学者已经认识到, 在某些培养条件下, 微生物的合成代谢与能量代谢处于分离状态 (Forrest, 1969; Stouthamer, 1977; Westerhoff *et al.*, 1982; Russell *et al.*, 1995; Liu, 1996a, 1996b, 1998)。在过去的几十年内, 如何定量描述富底物条件下能量分离的问题一直没有得到解决, 遗留至今。

1. 间歇培养中能量分离模型

方程 (5-36) 及方程 (5-41) 清楚表明, 当微生物处于合成代谢与能量代谢分离状态时, 其观测产率下降。Liu 等人 (1998) 认为微生物在限制底物及富底物条件下的观测产率的差别反映了富底物微生物培养中合成-能量代谢的分离程度。根据微生物产率的变化, 提出了能量分离系数的概念并定义为：

$$E_u = \frac{(Y_{\text{obs}})_{\text{max}} - Y_{\text{obs}}}{(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}} \quad (5-42)$$

式中 E_u ——能量分离系数。这一变量反映了在富底物条件下，生物能转化为生物量的效率的降低。对于底物限制性培养， Y_{obs} 接近于 $(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}$ ，则 E_u 亦趋于零。

根据方程 (5-36)，确定 $(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}$ 值后，可由方程 (5-42) 计算出对应的 E_u 值。把方程 (5-36) 代入方程 (5-42) 中，经整理后得到：

$$E_u = E_{u,\text{max}} \frac{S_0 / X_0}{S_0 / X_1 + K_{s/X}^*} \quad (5-43)$$

式中 $E_{u,\text{max}}$ ——最大能量分离系数；

$K_{s/X}^*$ ——与产率相关的饱和常数。

上式中 $E_{u,\text{max}}$ 、 $K_{s/X}^*$ 分别由下式定义：

$$E_{u,\text{max}} = \frac{(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}}{(Y_{\text{obs}})_{\text{max}} + (Y_w)_{\text{min}}} \quad (5-44)$$

$$K_{s/X}^* = \frac{(Y_w)_{\text{min}}}{(Y_{\text{obs}})_{\text{max}} + (Y_w)_{\text{min}}} K_{S/X} \quad (5-45)$$

可见， $E_{u,\text{max}}$ 、 $K_{s/X}^*$ 可通过方程 (5-44) 及 (5-45) 计算得到。方程 (5-43) 在微生物学研究中第一次定量得阐述了能量代谢分离与 S_0/X_0 的关系。

2. 连续培养中能量分离模型

将方程 (5-41) 代入方程 (5-42)，Liu 等人 (1997) 得到：

$$E_u = E_{u,\text{max}} \frac{C_s}{C_s + K_y^*} \quad (5-46)$$

式中 $E_{u,\text{max}}$ 由方程 (5-44) 定义，而 K_y^* 由下式给出：

$$K_y^* = \frac{(Y_w)_{\text{min}}}{(Y_{\text{obs}})_{\text{max}} + (Y_w)_{\text{min}}} K_S^* \quad (5-47)$$

方程 (5-46) 定量描述了能量分离与连续培养中底物浓度的关系。

5.5.5 微生物能量代谢生物数学模型一览

由 Liu 等建立的生物数学模型为微生物增长过程中的能量代谢提供了定量的信息，它使得人们对微生物能量代谢的认识从定性上升到定量新阶段。这些生物数学模型对微生物悬浮培养以及生物膜过程均适用。表 5-2 汇总了与微生物能量代谢相关的生物数学模型，这些模型已在废水生物处理工程以及基础研究中得到应用。

5.5.6 模型验证

Pirt 方程提出以后，得到了很多实验数据的支持，在此不做有关其模型验证的讨论。下面主要用富底物条件下微生物能量代谢模型体系进行实验论证研究。

1. 间歇培养中 Y_{obs} 模型的验证

为了验证方程 (5-36)，Liu 等人进行了大量富底物条件下的间歇性实验工作 (Liu, 1996a; Liu *et al.*, 1998; 刘雨等, 1998)。图 5-7 为实验数据与方程 (5-36) 预测的比较。显然，方

程(5-36)与实验数据吻合非常好,这从实验角度表明方程(5-36)的正确性。图5-7表明 Y_{obs} 随 S_0/X_0 的增加显著降低,当 S_0/X_0 等于8.0时, Y_{obs} 降低了50%。从中可以看到,在富底物条件下,由于能量溅溢而造成的底物消耗远远大于维持代谢的底物消耗。为了进一步验证方程(5-36),Liu(1996)采用了Chang等人(1993)的实验数据,结果见图5-8。

可见方程(5-36)能够令人满意地定量解释 Y_{obs} 实验数据。

微生物能量代谢模型一览

表5-2

		间歇培养	连续培养
限制底物	Pirt 方程	$\frac{1}{Y_{obs}} = \frac{1}{Y_g} + \frac{m_s}{\mu_{obs}}$	$\frac{1}{Y_{obs}} = \frac{1}{Y_g} + \frac{m_s}{\mu_{obs}}$
	Herbert 方程	$\frac{1}{Y_{obs}} = \frac{1}{Y_g} + \frac{K_d/Y_g}{\mu_{obs}}$	$\frac{1}{Y_{obs}} = \frac{1}{Y_g} + \frac{K_d/Y_g}{\mu_{obs}}$
富底物	Liu 底物 Δq_w 方程	$\Delta q_w = (\Delta q_w)_{max} \frac{S_0/X_0 - (S_0/X_0)_{min}}{S_0/X_0 - (S_0/X_0)_{min} + K_{S/X}}$	
	Zeng 底物 Δq_w 方程		$\Delta q_w = (\Delta q_w)_{max} \frac{C_s - C_s^*}{C_s - C_s^* + K_s^*}$
	Liu's Y_{obs} 方程	$\frac{1}{Y_{obs}} = \frac{1}{(Y_{obs})_{max}} + \frac{1}{(Y_w)_{min}} \cdot \frac{S_0/X_0}{S_0/X_0 + K_{S/X}}$	$\frac{1}{Y_{obs}} = \frac{1}{(Y_{obs})_{max}} + \frac{1}{(Y_w)_{min}} \frac{C_s - C_s^*}{C_s + K_s^*}$
	Liu's E_u 方程	$E_u = E_{u,max} \frac{S_0/X_0}{S_0/X_0 + K_{S/X}^*}$	$E_u = E_{u,max} \frac{C_s}{C_s + K_y^*}$

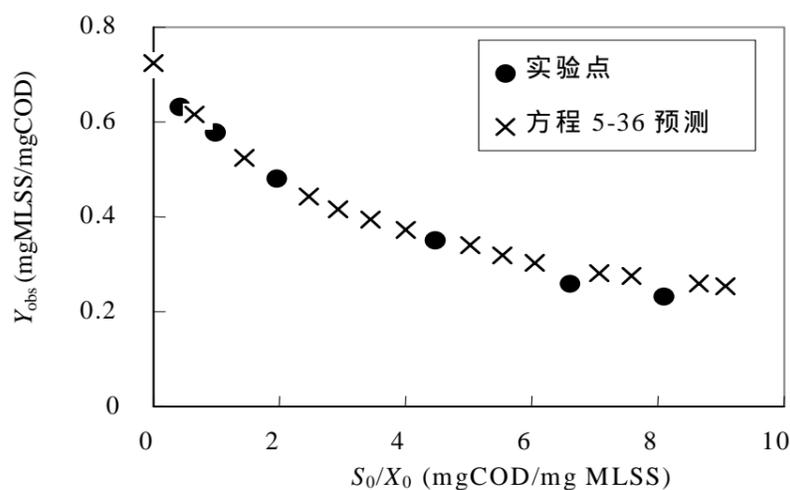


图5-7 Y_{obs} - S_0/X_0 关系

$(Y_{obs})_{max}=0.72$ mgMLSS/mgCOD; $(Y_w)_{min}=0.1$ mgMLSS/mgCOD; $K_{S/X}=26.6$ mgCOD/mgMLSS (Liu et al., 1998)

2. 连续培养的 Y_{obs} 模型的验证

Liu(1996b, 1998)应用Brooke等人(1990)发表的在连续培养系统中获得的 Y_{obs} 数据验证了方程(5-41),见图5-9及5-10,可见模型预测与实验数据非常符合,这表明方程(5-41)是令人满意的。从图5-9及5-10中可以看到,当甲醇浓度较高时,观测产率与 $(Y_{obs})_{max}$ 相比下降了近2/3,这说明在富底物连续培养中,大部分底物利用并没由直接贡献于新生物体的合成,而是通过能量溅溢途径浪费掉。富底物条件下 Y_{obs} 模型第一次定量地论证了与能量溅溢相关的底物消耗是不可忽视的,且占有重要比例。由于这样一部分底物

通过能量代谢分离消耗掉，使得富底物微生物培养中各种中间代谢产物丰富，可使研究人员从中选择有价值的生物产品，这在生物医药化工中有重要意义。

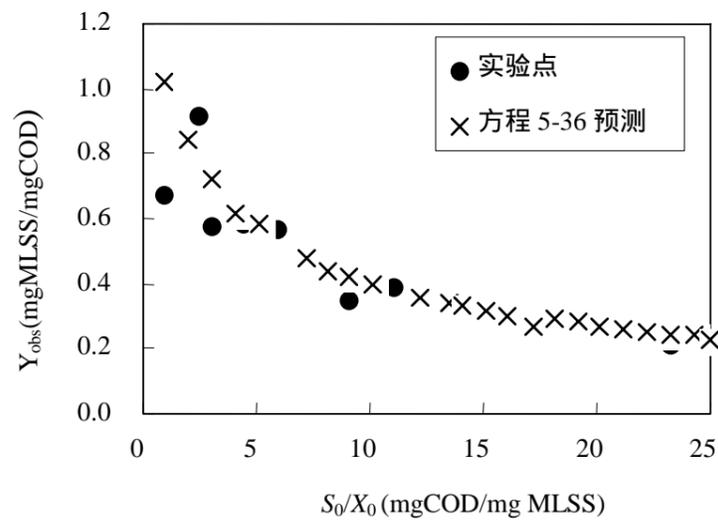


图 5-8 $Y_{\text{obs}}-S_0/X_0$ 关系

$(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}=1.33 \text{ mg MLSS/mg COD}$; $(Y_w)_{\text{min}}=0.13 \text{ mg MLSS/mg COD}$; $K_{s/x}=32.9 \text{ mg COD/mg MLSS}$ (Liu, 1996a)

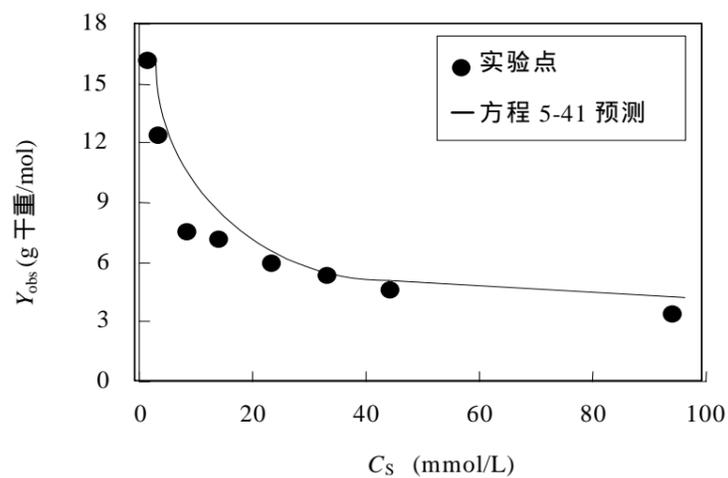


图 5-9 连续培养中 Y_{obs} 与 C_s 关系

$(Y_{\text{obs}})_{\text{max}}=20.0 \text{ g/mol}$; $(Y_w)_{\text{min}}=4.18 \text{ g/mol}$; $K_s^*=23.6 \text{ mmol/L}$ (Liu, 1996b)

3. 间歇培养的 E_u 模型验证

利用图 5-7 及 5-8 上的 $Y_{\text{obs}}-S_0/X_0$ 数据，Liu 等人 (1998) 计算了对应 E_u 值，其结果见图 5-11 及 5-12。可见，当 S_0/X_0 大于 5.0 时， E_u 值达到了 0.5，这表明在总的底物利用之中，50% 以上的底物消耗是通过能量溢途径浪费掉，并没有贡献于微生物合成。不论是在生物膜反应器还是活性污泥系统均发现在富底物条件下，能量代谢水平高于合成代谢的需要，导致合成与能量代谢严重分离，很显然，Pirt 维持能理论不能合理解释这些现象。

在废水生物处理技术中，间歇反应经常用来确定微生物增长动力学以及底物利用动力学的各项参数，同时它也是研究底物可生物降解特性的重要手段。正如方程 (5-36) 及 (5-43) 所示，在富底物条件下，整个微生物间歇培养行为均受 S_0/X_0 比的影响。Liu (1996a) 指出为了避免 S_0/X_0 对动力学参数确定的影响，实验应选择 S_0/X_0 接近 $(S_0/X_0)_{\text{min}}$ 的值，特别是所确定动力学参数用于工程设计时，更应如此。

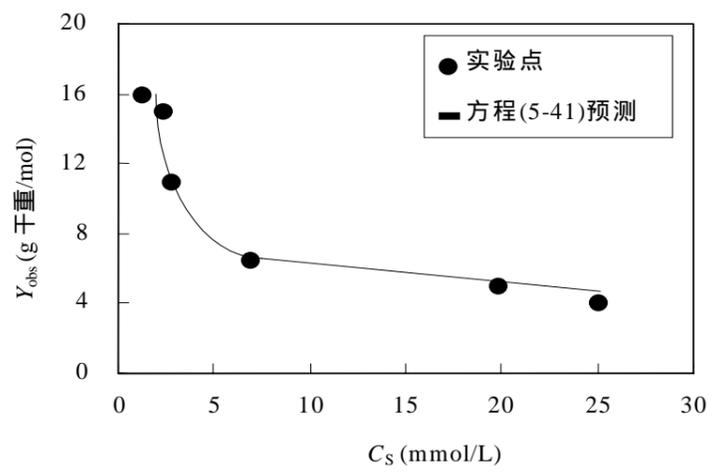


图 5-10 连续培养中 Y_{obs} -与 C_s 的关系

$(Y_{obs})_{max}=20$ g/mol; $(Y_w)_{min}=2.5$ g/mol, $K_s^*=22.4$ mmol/l (Liu,1996b)

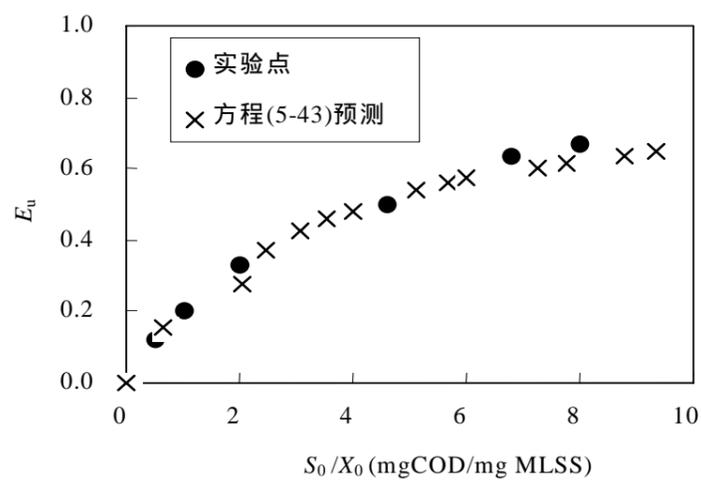


图 5-11 E_u - S_0/X_0 关系

$E_{u,max}=0.88$, $K_{s/x}^*=3.24$ mg COD/(mgMLSS·L) (Liu et al.,1998)

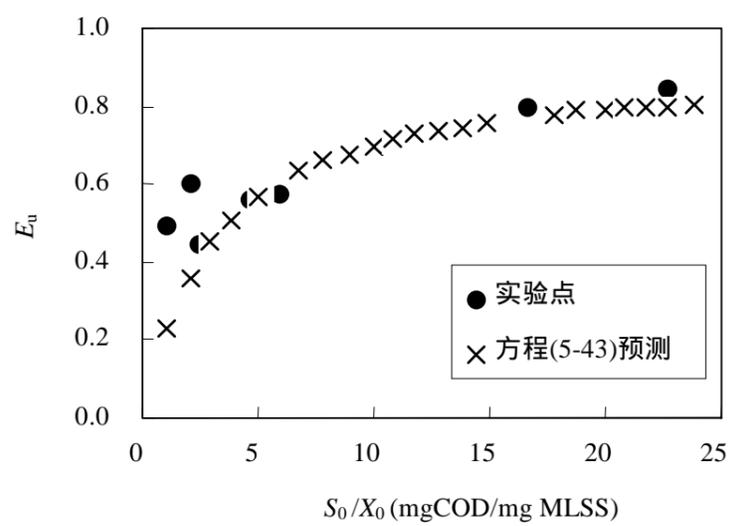


图 5.12 E_u - S_0/X_0 关系

$E_{u,max}=0.91$, $K_{s/x}^*=2.96$ mg COD/(mgMLSS·L) (Liu et al.,1998)

4. 连续培养的 E_u 模型验证

Liu 等人 (1997) 以及 Liu (1998) 利用图 5-9 及 5-10 上的 Y_{obs} - C_s 数据, 计算了对应的 E_u 值, 验证了方程 (5-46), 见图 5-13 及 5-14。由此可见, 方程 (5-46) 能令人满意地

描述报导的实验数据。从图 5-13 及 5-14 中可以看到当剩余甲醇浓度大于 10 mmol/L 时，能量分离系数已达到 0.7，这意谓着 70% 的底物消耗是与微生物增长相分离的。

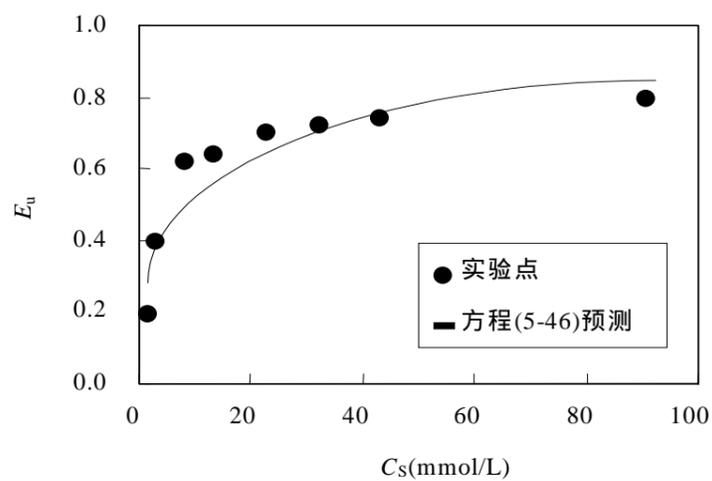


图 5-13 E_u - C_s 关系 (数据源于图 5-9)

$$E_{u,\max}=0.83, K_{s/x}^*=4.08 \text{ mmol/L}$$

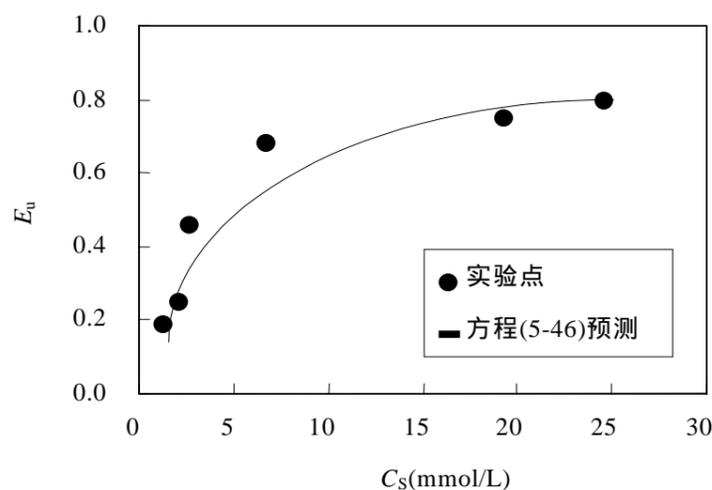


图 5-14 E_u - C_s 关系 (数据源于图 5-10)

$$E_{u,\max}=0.89, K_{s/x}^*=2.49 \text{ mmol/L (Liu et al., 1997)}$$

Lertpocasombut (1991) 在研究三相流化床生物膜反应器时发现，当生物膜较薄时（小于 50 μm ），大部分底物最后以 CO_2 形式排掉。随后应用与质谱在线相联的生物反应器，精确测定了底物的最后分配形式。结果表明，当生物膜反应器在较高负荷下运行时，55% 以上的有机碳被转化为 CO_2 ，10% 左右的有机碳被同化到微生物中，1% 左右的有机碳存在于中间代谢产物中，剩余部分则残留。Liu (1994,1997) 同样发现在薄层生物膜反应器中，能量代谢水平高于合成代谢水平。从环境工程角度看，在去除有机污染物的同时，不产生过量的剩余生物量，这正是环境工程师所希望的。

5.5.7 微生物能量分离理论的工程意义

上述介绍的微生物能量分离理论不仅对于微生物学、环境生物技术等领域的基础研究有重要意义，同样对于工程技术的创新具有理论指导意义。当微生物处于能量代谢分离状态时，事实上，它应具有很高的生物活性，其生物活性并没有受到影响，所改变的只是底物氧化后的最终形式。应用微生物能量分离理论，在生物膜反应器设计时，可以控制固定

生物量，使其保持较高水平的能量代谢。这样可以减少过剩生物量的形式，避免生物膜的脱落而造成的水质变化，同时简化了操作过程，这一思想已在实践中得到证实（Liu *et al.*, 1996; Liu, 1997）。

目前活性污泥法在我国以及世界各国大量应用，该方法最大的弊端是在净化污水的同时每年产生数量惊人的剩余污泥，其含水率可达 99%。现在剩余污泥多采用厌氧消化处理，其处理费用已占据了整个污水处理费用的 40% 至 65%（Zhao *et al.*, 1997）。根据微生物能量代谢分离理论，Liu（1996a）以及刘雨等（1997）提出了解决这一难题的新技术。他们认为当微生物处于能量分离状态时，其产率可大幅度下降（见图 5-7 至 5-10），这时剩余污泥产量将按同比例减少，这一技术为彻底解决剩余污泥问题指明了方向。

第6章 生物膜分析技术

任何一个生物过程的特性是通过其生物化学、生物、化学以及物理过程表述的，生物膜做为生物过程中的一种也不例外，因此生物膜的分析技术主要是围绕定量或定性刻画上述四个过程而发展起来的。根据基础研究以及工程实践的需要，本章重点介绍分析生物膜的生物化学、生物、化学以及物理特性的定性及定量方法。

6.1 生物膜重量的确定

与微生物的悬浮培养不同，生物膜是固定在载体的表面，很难直接测量生物膜重。一般常用的方法是在分析以前，首先把生物膜从载体表面剥落下来。生物膜的剥落技术在生物膜多项分析中起着关键作用，剥落回收率的高低直接影响其他分析的精确度。因此，首先介绍几种常用并被证明有效的生物膜剥落技术。

1. 机械剥落

对于形状规则、表面光滑的载体可考虑用简单的剥落法使生物膜脱离载体表面。这种方法简单、易于操作，但不适用于表面具有孔隙或粗糙度较大的载体。这种方法业已在生物膜反应器研究中得到广泛应用（Liu, 1994; Huang *et al.*, 1996）。

2. 超声剥落

对于形状不规则载体，显然机械剥落法不适用了，这种情况下可先将生物载体置于水中然后利用超声波冲击剥落生物膜。一般超声波发生器的功率可调节，可根据具体情况选择合适的工作功率。实践表明此种方法剥落效果令人满意（Liu, 1995）。

3. 超声+化学剥落

生物膜与载体之间通常是由体外多聚物所胶联。在这种情况下，若使用单纯的超声波进行生物膜剥落，一般需要超声波的功率较高，作用时间较长。考虑到生物膜体外多聚物的特性，Liu（1994, 1995）提出可将生物载体首先置于 1 M 的碱液中，并在 60~80 保持 30 min 的水浴。经过这样处理后生物膜与载体表面的胶联程度大大降低，这时再经过超声波处理，可在较低的功率及较短的作用时间下得到非常好的剥落效果。实践表明，经这种方法处理后，增长在多聚物载体（PE、PP、PS 和 PVC）表面的生物膜，99% 以上被剥落（Liu, 1995, 1996, 1997; Moreau *et al.*, 1994）。剥落后的生物膜可用于各种分析之用。

6.1.1 生物膜干重

在生物膜剥落后，生物膜干重的测量与悬浮微生物干重的测定基本一样，其分析方法如下；首先从生物膜反应器中取出一定量的生物膜载体，用蒸馏水轻轻冲洗，以便去除未固定的生物量。经过洗涤生物载体，可应用前面所述的方法进行生物膜剥落的操作。剥落后，含有生物膜的溶液经事先称重的 0.45 μm 滤膜过滤。把滤膜置于温控在 105 的烘干箱内，烘至恒重。实践表明烘干时间在 30 min 左右即可。过滤前后滤膜的重量之差即为剥落

生物膜重。最后可把生物膜绝对干重折算成单位载体表面或单位反应器体积所有的生物膜量。生物膜干重是生物膜参数中最为常用的 (Hoeln *et al.*, 1973; Trulear *et al.*, 1982; Tijhuis *et al.*, 1992; Moreau *et al.*, 1994; 赵庆良, 1997)。

由于生物膜干重反映的是生物膜总重量的概念, 然而正如第 4 章所指出, 生物膜的生物化学活性只与其活性生物量相关。为了获得较准确的活性生物量信息, 在生物膜研究中, 常常选用可挥发性生物膜重。在测量了生物膜干重后, 将样品再置于 550 的马福炉内灼烧到恒重, 一般 15 min 即可。经灼烧后总干重的失重即为可挥发性生物膜部分, 与干重相比, 挥发性生物膜量反映了生物膜中有机组分的含量。

6.1.2 生物膜 TOC

细胞的结构骨架主要是由有机碳组成。通过测定生物膜总有机碳含量, 即 TOC, 可间接了解生物膜膜重的变化。特别是对于硝化生物膜等增长缓慢的微生物, 其生物膜量一般较少, 不使用直接干重法测量。在这种情况下, 生物膜 TOC 的分析更具有准确性。

目前, TOC 的分析已经仪器化, 不仅可方便、快捷地分析可溶性 TOC 含量, 同样可测定微生物中的 TOC 含量。经过剥落后, 含有生物膜的样品经酸化后, 可直接注入 TOC 分析仪进行热解, 有机物全部转化为二氧化碳, 最终得到样品的总有机碳含量。目前, 已商业化的 TOC 分析仪器牌较多, 日本的 Shimazu 5000 和美国的 Astr 2000 等型均为微机控制, 带有自动取样器的全自动 TOC 分析。

6.1.3 生物膜 COD

与 TOC 一样, 生物膜的化学需氧量 (COD) 同样可间接描述生物膜重, 这种方法在生物膜反应器动力学研究中应用较广 (Bryers *et al.*, 1981; Liu, 1995, 1997)。生物膜 COD 的分析, 关键在于生物膜剥落。经验表明在生物膜 COD 分析中, 超声波加碱液剥落法效果好 (Liu *et al.*, 1996)。剥落后的生物膜样品可由传统法测定生物膜 COD, 也可应用半自动法测定 (Jirka *et al.*, 1975)。

6.1.4 生物膜多聚糖

多聚糖 (Polysaccharides) 是细胞增长过程中的一种代谢物质。特别是细胞外多聚糖 (Exopolysaccharides) 在细胞固定以及形成生物膜过程中起着重要作用。多聚糖在细胞的分泌、积累与细胞活性及数量有关, 它在生物膜研究中是经常测定的参数之一。多聚糖的测定可根据 Dubois 等人 (1956) 提出的苯酚—硫酸比色法, 方法如下: 生物膜经剥落后悬浮于溶液中, 将其 pH 调到中性, 完全混合后, 取 1 mL 悬浮样品放入清洁试管内, 然后加入 1 mL 的 50 g/L 的苯酚溶液, 经 10~20 s 的振荡混合后, 再加入 5 mL 95% 的硫酸溶液, 让其在黑暗中反应 10 min。反应结束后, 再振荡 10 s, 最后置试管于 20~30°C 水浴中 10 min。水浴后, 在 490 nm 处比色分析。

苯酚—硫酸比色法在确定生物膜多聚糖研究中已经非常成功 (Belkhadir *et al.*, 1988; Capdeville *et al.*, 1990; Liu *et al.*, 1994)。

6.1.5 生物膜总蛋白质

蛋白质是活性细胞的重要组成部分。与上述生物膜重量概念相比, 生物膜总蛋白质最重要的特性在于它反映了生物膜的活性。一般认为生物膜总蛋白质的含量不超过生物膜总重的 5% (Lazarova *et al.*, 1994; Liu *et al.*, 1994)。目前较为常用的细胞总蛋白质的分析方法是 Bradford (1976) 提出的。这种方法与其他蛋白质分析方法相比具有简便、省时、准确度

高的优点。具体分析方法如下：第一步要准备 Bradford 试剂，取 100 mg Brilliant indocyanin G 溶于 50 mL 乙醇中，然后加入 100 mL 85% 的磷酸溶液，轻轻震动混匀，最后加入超纯水，并定容至 1000 mL，然后对其过滤处理，所得到滤液即为 Bradford 试剂。经超声波加碱液剥落的生物膜样品，经加入磷酸把其 pH 值调到中性。完全混合生物膜悬浮液后，取 1 mL 样品放入清洁试管中，然后加入 5 mL Bradford 试剂，振荡混合 10 s 后，让其在黑暗处反应 10 min。结束后，在 595 nm 处比色分析。Bradford 所提出的细胞总蛋白质分析法在好氧异养生物膜、厌氧生物膜、硝化生物膜动力学研究中应用极为广泛 (Belkadir *et al.*, 1988; Capdeville *et al.*, 1990; Acangelis *et al.*, 1992; Liu *et al.*, 1994, Moreau *et al.*, 1994)。

6.2 生物膜厚度的确定

与悬浮微生物系统相比，生物膜厚度是生物膜特有的参数。生物膜反应扩散理论研究的重要对象之一就是底物在不同膜厚时的传质、反应行为。准确测定生物膜厚度是研究生物膜增长动力学、底物去除动力学以及了解生物膜形态的实验基础。生物膜厚一般在几十至几百 μm ，有时仅有几 μm (Liu, 1994)。显然，传统的宏观测量方法对于生物膜来讲就不再适用了。根据实践经验，在此介绍几种常用、有效的生物膜厚度的测量方法。

6.2.1 直接显微法

该方法是利用显微镜对生物膜表面以及载体表面两次对焦成像，通过物镜的移动距离得到生物膜厚，其工作原理如图 6-1 所示。

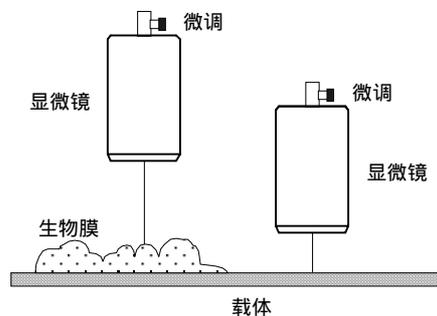


图 6-1 直接显微法工作原理

具体操作方法如下：生物膜样品从反应器中取出后，直接放置于显微镜观察平台上并加以固定。选定观察倍数（一般为 100 倍）后，对生物膜表面进行对焦，直到获得清晰图象，记下此时的显微镜微调刻度数。然后继续通过微调钮调节物镜对载体表面进行对焦直至获得对载体表面的清晰图象，记下此时的微调钮读数。两次成像时，微调钮读数之差，经校正后，即为所测生物膜厚。一般应用此法时，测量次数不小于 10 次，在生物膜表面各处测量后取其平均值做为生物膜的观察厚度。在 Liu (1994, 1997) 的研究中，所用显微镜的微调钮每旋转一周，物镜在垂直方向上变化 0.1 mm，即微调钮每个单位的变化相当于物镜 1 μm 的垂直运动。实验结果表明应用该方法可把生物膜厚度精准测量到几个 μm 。

值得指出的是，好氧生物膜在溶解氧较高的环境中，生物膜表面呈明显丝状结构，此

时直接显微法的应用就受到限制，这时可选用其他方法测量生物膜厚。

6.2.2 微米计阻力法

生物膜是附着于载体表面进行增长、繁殖的，生物膜的零厚度是从载体表面算起的。如果能够确定生物膜表面相对载体表面的位置，即可得到生物膜厚度。微米计阻力法正是基于此原理，利用生物膜与载体表面的机械阻力不同而设计的。其工作原理如图 6-2 所示。

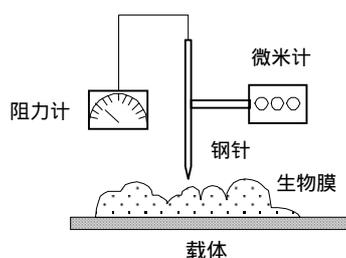


图 6-2 微米计阻力法工作原理

与阻力计相联的钢针固定于微米计上，由微米计控制并记录钢针的垂直方向运动。同时在运动中，钢针所受到的阻力则由阻力计显示出来。当钢针在空气中运动时，阻力计显示为零。继续降低钢针，一旦钢针接触到生物膜表面，阻力计指针开始摆动，记下此时微米计读数为 h_1 。然后，继续降低钢针，当钢针接触到载体表面时，阻力计指针突然剧烈摆动，此时微米计读数为 h_2 。生物膜测量厚度即为 $h_2 - h_1$ 。在生物膜表面不同位置测量后，最后取平均值为观察生物膜厚度。

6.2.3 微米计电导法

微米计电导法适用于生物膜与载体间存在明显导电差异的情况。特别是当载体为导电性材料时，应考虑采用微米计电导法。该法基本原理与微米计阻力法相似，不同之处在于微米计电导法是利用生物膜与载体界面间导电性的变化确定生物膜厚度（见图 6-3）。当探针在空气中运动时，电导计指示为零。一旦探针与生物膜表面接触时，电导计开始偏转。当探针继续降至与载体表面接触时，电导计指针将剧烈摇摆。与探针相连的微米计在这两种状态的读数之差即为生物膜厚度。

6.2.4 膜侧线法

膜侧线法工作原理与上述方法不同，它是通过对生物膜载体侧面进行显微成像，然后根据图象照片上的生物膜侧线直接测量计算膜度，其原理如图 6-4 所示。该方法的优点在于经显微镜放大成像的生物膜侧线，可用直尺进行测量。在不同侧线处侧量后，取其平均值为观察的生物膜厚度。这种方法是法国 Capdeville 教授所领导的实验室在 80 年代完善的，并成功用于测定厌氧及好氧生物膜的厚度。

6.2.5 间接计算法

对于许多形状不规则或具有孔隙结构的载体，其生物膜厚度很难应用上述方法测得。对于这样的载体情况，可通过理论计算获得生物膜表观膜厚度，详细计算方法请参阅第 4 章。

上面介绍了 5 种实用生物膜厚度的测定技术，在实际应用过程中，应根据具体问题加

以合理的选择。

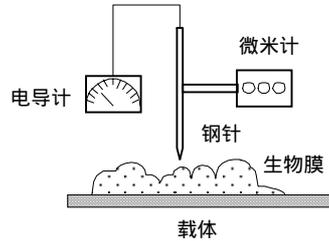


图 6-3 微米计电导法工作原理

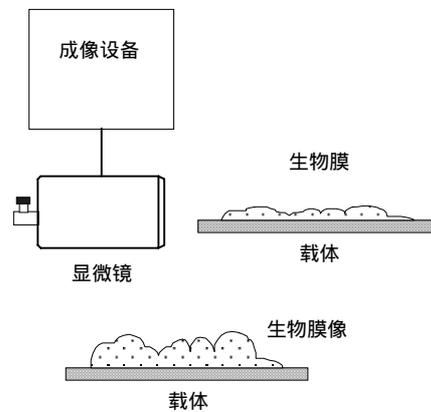


图 6-4 膜侧线法工作原理

6.3 生物膜活性分析

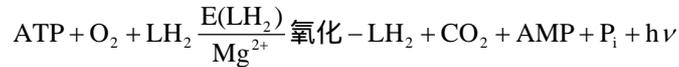
正如在第 4 章中所讨论的，生物膜中的活性物质虽然在生物膜总量中的比例很小，但是正是这些活性物质担负着所有生物化学反应进行的任务。因此，了解生物膜在生化反应过程中活性的变化，对生物膜反应器的优化控制和管理具有重要意义。本节将重点介绍几种常用的关于生物膜活性的分析方法。

6.3.1 ATP 法

ATP 做为生物能源在整个微生物代谢过程中起着重要作用。微生物利用环境所提供的底物，通过异化作用产生能量（ATP）。在同化过程中，微生物利用这些 ATP 合成新的细胞物质。因此，细胞中 ATP 水平反映了微生物代谢水平。当微生物代谢状态一定时，ATP 的含量是相对稳定的。目前测定 ATP 的方法很多，主要可分为直接测定及间接测定两种。直接测定方法主要有：荧光素-荧光素酶法和紫外吸收定量薄层层析法。间接测定法主要是通过测定细胞内含磷量后再折算为 ATP，主要有磁共振测磷法和比色测磷法。

由于方法不同，所依赖的检测原理各不相同。目前，最常用的是荧光素-荧光酶法。下面主要介绍这种方法。

荧光素法测定 ATP 的理论基础是生物荧光反应。在有荧光素酶存在时, ATP 可与荧光素 (LH₂) 反应发出荧光, 其光量与 ATP 量成正比。通过荧光计记录反应产生的荧光量, 即可计算出 ATP 含量, 反应式如下:



式中 P_i——无机磷酸盐;

hν——光能;

E(LH₂)——荧光素酶。

目前荧光素、荧光素酶、基质以及萃取细胞内 ATP 的试剂已商品化 (Simpson *et al.*, 1989)。实践表明应用该方法可准确、快速确定细胞中 ATP 的含量。ATP 分析的关键在于萃取, 目前荧光法测定 ATP 通常采用内加标物法。常用的 ATP 萃取剂有二甲基亚砷以及三羟甲基氨基甲烷—盐酸缓冲剂等。下面介绍 Martin (1979) 提出的利用二甲基亚砷萃取 ATP 的荧光分析方法。其方法如下:

试剂:

- (1) 磺化吗啉丙烷缓冲剂: 0.01M, PH=7.4;
- (2) 二甲基亚砷萃取液: 用试剂 (1) 配得 90% 的溶液;
- (3) ATP 标准溶液;
- (4) 荧光—荧光酶。

ATP 萃取:

剥落后的生物膜样品, 经完全混合后取出 0.1 mL, 然后加入 0.9 mL 二甲基亚砷萃取液振荡 15 s, 静止反应 12 min。最后加入 5 mL 磺化吗啉丙烷缓冲剂, 振荡 15 s。把萃取液放置于冰水中备用, 分析应尽快完成。

内标法确定 ATP:

- (A) 200 μL 萃取液;
- (B) 200 μL 缓冲剂;
- (C) 200 μL 萃取液+200 μl ATP 内标准液;
- (D) 100 μL 荧光素-荧光素酶溶液。

计算:

$$\text{ATP含量} = \frac{(A-B)X}{C-A}$$

式中 X——内标 ATP 浓度, 一般可定为 10⁻⁷M 或 5×10⁻⁷M。

6.3.2 INT 法

微生物脱氢酶活性直接与微生物对底物的代谢水平相关, 可用它描述生物膜活性的变化 (Lertpocasombut, 1991; Nguyen, 1989)。与下面将介绍的 TTC 法分析生物膜脱氢酶相比, INT 法最具较为简单和操作方便的特点, 其方法如下: 取剥落后的生物膜样品, 经离心分离后回收生物量。回收的生物量重新悬浮于 10 mL 的超纯水中, 经超声波混合均匀, 备用。

所需反应试剂:

2 g/L TNT;

2 g/L Nalidic 酸；

30 g/L 酵母膏。

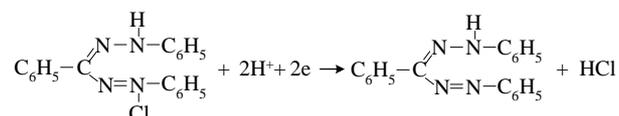
操作：

取 1 mL 生物膜样品，加入 1 mL INT，然后顺序加入 0.1 mL Nalidic 酸以及 0.1 mL 酵母膏，上述混合液在 29℃ 下培养 1 h。1 h 后加入 1 mL 37% 的甲醛终止反应。样品经离心分离后，回收生物量，然后加入 5 mL 甲醇萃取，经 10 s 超声波作用，使甲醇与生物量充分混合，静止反应 30 min 后，在 490 nm 处对样品进行分析。在 INT 方法中，生物膜比活性最后表示为单位生物膜量在 490 nm 处的光密度。上述方法在实际生物膜或悬浮微生物活性研究中已得到广泛的应用（Koopman *et al.*, 1984; Graf *et al.*, 1984; Trinet, 1988; Chung *et al.*, 1989; Nguyen, 1989; Lertpocasombut, 1991）。

6.3.3 TTC 法

微生物的所有生物化学反应中都有不同的酶参加，酶是生物化学反应的重要催化剂。在污水生物处理过程中，酶催化污水中的各类有机物进行氧化还原反应。做为重要酶类之一，脱氢酶能使被氧化有机物的氢原子活化并传递给特定的受氢体。因此，在实践中常用单位时间内单位生物量的脱氢酶脱氢能力描述微生物的酶活性以及微生物对有机物氧化分解能力。

测定微生物脱氢酶的关键在于合适的外源受氢体，当把外源受氢体引入生化反应中时，经脱氢酶活化的氢原子将被外源受氢体接受，就可以通过分析外源受氢体的变化直接测定脱氢酶的活性，外源受氢体一般为受氢后能够发生颜色变化的物质。目前，常用的外源受氢体有：甲烯蓝，受氢后变成无色的还原性甲烯蓝，以及无色的氧化三苯基四氮唑（TTC），TTC 受氢后变成红色的三苯基甲胍（TF）。利用比色法，通过测定光密度做定量分析。目前最常用的外源受氢体为 TTC，TTC 与氢离子发生如下反应：



脱氢酶活性越高，活化的氢离子就越多，TTC 转化为 TF 的量就越多，其结果是红色 TF 的色度越深。通过测定相应的光密度，可得到反应后 TF 的生成量，进而求得脱氢酶活性。经剥落后的生物膜样品通过离心分离回收生物量。回收后的生物量需用生理盐水洗涤三次，然后再用生理盐水定容至 25~50 mL，可根据生物量多少确定定容体积。取 1~2 mL 生物量样品放入试管中，顺序加入 3 mL Tris-HCl 缓冲液（pH 7.4）和 1 mL TTC 溶液，然后加入基质溶液至 10 mL。将试管摇匀后立即放入 37℃ 水浴中反应 10 min 左右（时间长短可根据显色而定），反应结束后，加入 1~2 滴浓硫酸中止反应。向试管中加入 5 mL 丙酮，经振荡混合后，在 90℃ 下水浴 5~10 min，对 TF 进行萃取，通过离心分离回收萃取液，然后在 485 nm 处比色分析其对应光密度，最后在标准曲线上查出对应的 TF 值即可。

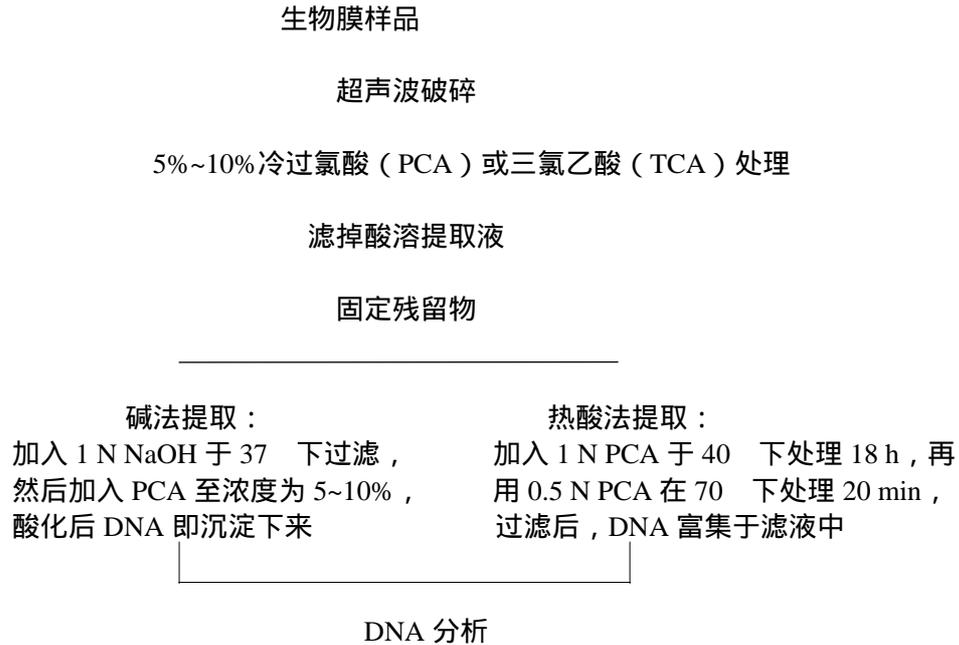
6.3.4 DNA 法

DNA 即脱氧核糖核酸，是组成细胞的重要大分子之一，是构成生物的主要物质基础，在细胞增长繁殖过程中，DNA 最重要的作用是直接参与生物遗传信息的传递过程，是遗传的物质基础。

DNA 主要集中在细胞核内, 要想测定 DNA 含量, 第一步必须将细胞破碎, 然后从细胞物质中提取出 DNA 进行分析。目前, DNA 的分析技术已较为成熟。值得强调的是, 在 DNA 测定整个过程中, 关键在于细胞破碎以及核酸组分的分离。分离后的 DNA 样品可用紫外吸收法或二苯胺显色法等测定 DNA 的含量。

1. DNA 提取

经剥落后的生物膜可按下面流程操作, 提取 DNA。



2. DNA 测定

研究表明, 由于 DNA 分子中的嘌呤环和嘧啶环的共轭双键在 260 nm 处有紫外特征峰, 因此对于处理后的 DNA 样品可在 260 nm 处测定其含量。经验表明, 如果待测 DNA 样品中含有酸溶性核苷酸或低聚多核苷酸, 在测定前应在样品中加入钼酸铵-过氧酸沉淀剂, 使上述大分子核酸沉淀, 然后取上清液在 20 nm 处测定 (俞毓馨等, 1990; Lazavora *et al.*, 1994)。

6.3.5 总蛋白质法

参见本章第 6.1 节。

6.3.6 耗氧率的测定

微生物耗氧率是研究好氧生物过程中的重要参数之一。在微生物能量代谢过程中氧气是电子受体, 耗氧率直接反映了微生物代谢速率。在污水生物处理领域, 经常应用微生物耗氧率研究微生物增长动力学、底物利用动力学, 测定污水可生物降解性, 讨论有毒或抑制性物质对生物过程中作用等等。从一般意义上讲, 耗氧率可以反映对好氧生物过程中的各个方面信息。因此, 微生物耗氧率已成为研究污水生物处理过程的重要参数之一。

以前, 微生物的耗氧率通常是由瓦勃氏呼吸仪测定。瓦勃氏呼吸仪的工作原理是: 在恒温不断搅拌的条件下使一定量的微生物与底物在定容的反应器中进行接触反应, 微生物在代谢中不断消耗溶解氧, 同时释放出二氧化碳。与反应器相连的测压计上测得氧的利用

以及 CO_2 释放所造成的净压力变化。如果在反应器中央盛有 KOH 的小杯，则 CO_2 可被全部吸收。此时压力计所反应的压力变化完全是微生物耗氧造成的。根据氧的分压，可计算出消耗的氧量。瓦勃氏法比较繁杂，不易操作。随着溶氧电极的迅速发展，现在人们可以用简单的溶氧电极法快速测定微生物的耗氧率 (Huang *et al.*, 1997)，其具体方法如下：

取一 BOD 瓶，加入所需底物溶液，然后置于 25℃ 水浴中。当瓶内溶液温度达到 25℃ 后开始充氧至完全饱和，这时马上插上溶氧电极，使 BOD 瓶密封。磁力搅拌开始，在不同时间记录溶氧变化 (见图 6-5)。

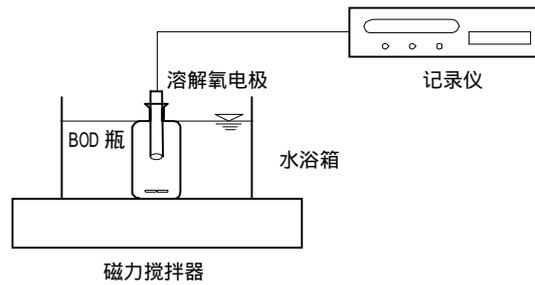


图 6-5 微生物耗氧率测定装置

实验中，溶解氧 (DO) 随时间的典型变化见图 6-6。根据线性部分的斜率即可计算出微生物耗氧率 (OUR)。在污水生物处理过程中，比耗氧率 (SOUR) 更能反映微生物的活性。SOUR 是指单位重量的微生物在单位时间内所利用的溶解氧量，根据微生物量可由 OUR 计算得到。

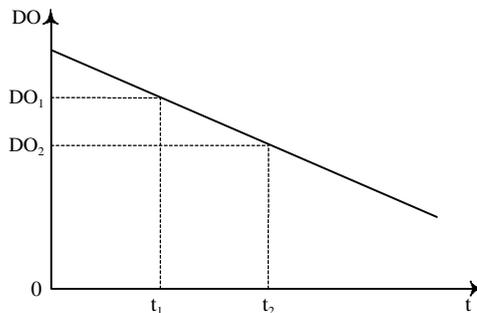


图 6-6 BOD 瓶中 DO 的变化曲线

根据图 6-6，OUR 可计算如下：

$$\text{OUR} = \frac{\text{DO}_1 - \text{DO}_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{mgO}_2/(\text{L} \cdot \text{h}))$$

则

$$\text{SOUR} = \frac{\text{OUR}}{X} \quad (\text{mg O}_2/(\text{mgMLVSS} \cdot \text{h}))$$

式中 X ——生物量浓度，以 MLVSS 表示。

6.3.7 活性胞平板计数法

平板计数法认为在固体培养基上所生长的菌落是由一个单细胞繁殖而成。根据菌落数可以计算出待测菌液中活菌数量，这种方法在生物膜研究中应用较少。文献中有报道在饮用水生物膜体系应用此方法确定生物膜中活细菌数量。

首先采用机械或其他不损伤生物膜微生物的方法剥落生物膜，并使其均匀混合于一定体积无菌水中。取 1 mL 该样品利用无菌水按 10 倍数作一系列稀释。稀释时应尽量使微生物细胞分散开，否则易生长出连片菌苔。水样稀释倍数以最后平板培养后长出的菌落在 30~100 个之间为宜。稀释后，取 1 mL 充分混合的水样灌入无菌平皿中，然后倾入约 20 mL 已融化并冷却到 45℃ 左右的营养琼脂培养基，转动培养皿，使水样与培养基充分混合。待培养基凝固后，把培养皿倒置于 37℃ 的培养箱培养 24 h。平板计数法需要空白实验校正。一般每个稀释度做三个平行样，可根据以下公式计算活菌总数：

每 mL 未稀释菌液中活菌总数 = (同一稀释度的菌落平均数 - 空白实验菌落数) × 稀释倍数

一般空白实验中菌落为零。以上操作均需无菌条件下进行。根据每 mL 未稀释菌液中活菌数乘以其体积，即为生物膜样品中所含活细胞总数。

除平板计数法外，也可应用液体稀释法、滤膜过滤计数法等测定生物膜中活细菌数。

6.4 生物膜结构与活性观察

生物膜的结构与活性是刻画生物膜特征的两个重要参数。一般认为生物膜的结构与活性取决于：(1) 生物膜种群特性；(2) 底物浓度以及底物特性；(3) 污水流量；(4) 底物分子在膜中的扩散系数；(5) 反应器的水力学条件；(6) 生物膜对底物的利用速率；(7) 生物膜的增长速率；以及(8) 其他各种物理化学因素，如溶解氧、温度及 pH 等等。

6.4.1 生物膜一般结构与种群分布

在微生物利用底物的过程中，生物膜的厚度将会随之增加。经过一定时期后，生物膜的厚度将会达到使底物在穿透微生物膜的整个厚度以前已被利用掉了（参见第 4 章）。同时由于溶解氧的扩散只能达到某一厚度，在生物膜深处形成厌氧区。生物膜的宏观结构是增长及水力剪切作用的共同结果。根据溶解氧的扩散，生物膜在结构上可分为两层，一是好氧生物膜层，再则是厌氧生物膜层。依据底物在生物膜内的扩散，生物膜在功能结构上同样可划分为两部分，一是底物利用区，二是生物膜微生物饥饿区。处于饥饿区的生物膜微生物为了维持生命，必须利用他们自身的细胞物质代谢产生生命维持能。处于该区的微生物一般失去了粘附于载体的能力，因而很容易脱落。至于生物膜内的微观结构，较为复杂，目前对之认识仍很缺乏。一般认为生物膜的微观结构是按生理功能以及环境条件的最优化原则而构造的。

对于混合种群生物膜，在生物膜内部存在一定的种群分布。一般讲，好氧菌在膜外部表层，而厌氧菌则集中于生物膜内部深层。增长率较高的菌一般集中生长在膜的外表层，而增长率较底的菌种往往处于膜的内层。以硝化细菌为例，在混合种群的生物膜中，硝化细菌与异养菌的分布如图 6-7 所示：

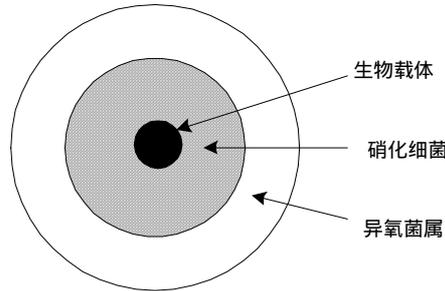


图 6-7 异氧菌及硝化菌在生物膜中的分布 (Tijhus *et al.*, 1994)

生物膜作为一个功能有机体，其种群分布是按照系统的各种功能需求而优化组成的。Liu (1997) 指出，生物膜的种群分布不是种群间的一种简单组合，而是依据生物整体代谢功能最优化原则有机组成配置的。

6.4.2 桔黄夹氮萘染色-荧光显微镜观察

目前，选用为生物膜载体的大多数物质均是不透明的，因此常规光学（可见光）显微镜不能应用于生物膜的观察。桔黄夹氮萘染色法主要是针对不透明载体而发展的。其主要操作方法如下：从生物膜反应器中取出一定的含有生物膜的载体样品。取出的样品在去离子水或蒸馏水中轻轻洗 1~2 次，然后把载体样品置于 0.01% 的桔黄夹氮萘溶液中，染色 30 min。染色结束后，用乙醚或醇类溶液，轻轻滴洗载体样品，直至洗出液近为无色。经过上述染色处理的生物膜载体样品可直接放于荧光显微镜下观察。大量实验表明，这种方法对于非透明生物载体的观察是非常有效的，而且准备工作相对简单，易于操作。

值得一提的是，桔黄夹氮萘是强致癌物质，在整个操作过程中必须配带手套，在通风柜中进行，废液要集中收回处理。安全防范措施必须依照有关规定进行。

6.4.3 生物膜结构的电镜观察

光学显微镜受其工作原理的限制，在高倍放大时，很难得到高清晰度的图象，而且其放大倍数也较低，往往不能满足实际需要。原则上讲，显微镜的分辩率取决于应用光波长。电子波长比光波小几万倍，如果用电子束代替传统的光束探测样品，那么分辩率将提高几个数量级。目前电子显微镜主要有以下几种：透射式电子显微镜，扫描式电子显微镜和扫描隧道电子显微镜等。

一般来讲，透射式电子显微镜适合于观察超薄样品的内部结构，而扫描式电子显微镜（简称扫描电镜）主要用于观察物体表面形貌。扫描隧道电子显微镜是 80 年代初发明的，它的分辩率可达到 1/10~1/100 nm 级，即可进行金属及半导体原子形态观测。目前在生物膜领域应用最为广泛的是扫描电镜，因此本节主要介绍扫描电镜在生物膜观察中的应用。

应用扫描电镜观察生物膜形态，其重要的步骤是生物膜样品的准备。根据 Lertpocasombut (1991) 及 Liu (1994) 的实践，生物膜的样品分析采用以下步骤。

(1) 固定

采用试剂为 Glutaraldehyde (3%)、Osmium (1%) 和 $\text{KH}_2\text{PO}_4\text{-Na}_2\text{HPO}_4$ 缓冲液 (pH=7.38)。

上述试剂由 $\text{KH}_2\text{PO}_4\text{-Na}_2\text{HPO}_4$ 缓冲液配制。把生物膜样品放于 gluteraldehyde 溶液中进行 1 h 的固定，1 h 结束后，用蒸馏水冲洗 2~3 次，然后置于钨 (Osmum) 溶液中固定 2 h，然后用水洗净。

(2) 脱水干燥

扫描电镜操作是在真空无水状态下进行的,因此对样品的脱水操作是观察成功与否的至关重要一步。干燥方法有:自然干燥、真空干燥、冷冻干燥以及临界点干燥。前三种方法对生物样品均有或大或小的损伤。临界点干燥则对样品一般没有影响,在电镜操作中是广为应用的干燥、脱水技术,一般要对样品进行初步脱水处理后,方可应用临界点技术进一步干燥。

(A) 乙醚脱水

把经过固定处理的样品依次顺序置放于 30%、50%、70%、89%、90%及 100%的乙醇中进行梯式脱水处理,样品在每一乙醇浓度下处理时间为 10 min。

(B) 临界点干燥

经乙醇初步脱水的样品置于 CO₂ 临界点干燥器中,进行临界点干燥处理。干燥后的样品用金属胶粘于观察平台上置于干燥器中备用。

(3) 表面金属化处理

扫描电镜是利用电子光束作光栅状扫描以获取样品表面形态信息,因此样品表面必须能够反射电子,即要求表面能够导电。目前常用的方法是对样品表面进行金属喷镀处理,可用真空喷镀法或用离子溅射法,喷镀金属一般为金或合金,如金-钯合金等。

(4) 样品观察

经上述处理后样品即可进行电镜观察,可取得高清晰度图象,扫描电镜的放大倍数可达 20 万倍或更高。

6.4.4 INT 标记活性生物膜法

INT 标准活性微生物法是 Packard 等人(1971,1985)系统提出的,该方法通过 INT(即 2-(p-iodophenyl)-3-(p-nitrophenyl)-5-phenyl tetrazolium chloride)对活性生物膜进行标记,然后可在光学显微镜下直接观察。具体方法如下:从生物膜反应器中取出一定生物载体,用生理盐水仔细冲洗;然后,把生物膜载体样品置于 0.2%的 INT 溶液中进行 30~35℃ 下,避光培养 2~6 h。INT 通过微生物的酶反应被还原为红色的 INT-formazan。这一反应是活性微生物特有的酶反应,通过在显微镜下观察,可获得直观的生物膜活性分布情况。目前,这一方法已在生物膜活性标记中得到广泛的应用,具有直观、简便的特点(Moreau *et al.*, 1994; Lazarova *et al.*, 1994)。

6.5 附录

6.5.1 典型生物过程的测量参数

生化参数:氨基酸,ATP,碳水化合物,细胞组成,酶活性,代谢中间物,NAD/NADH,DNA/RNA,总蛋白质,多聚糖,维他命;

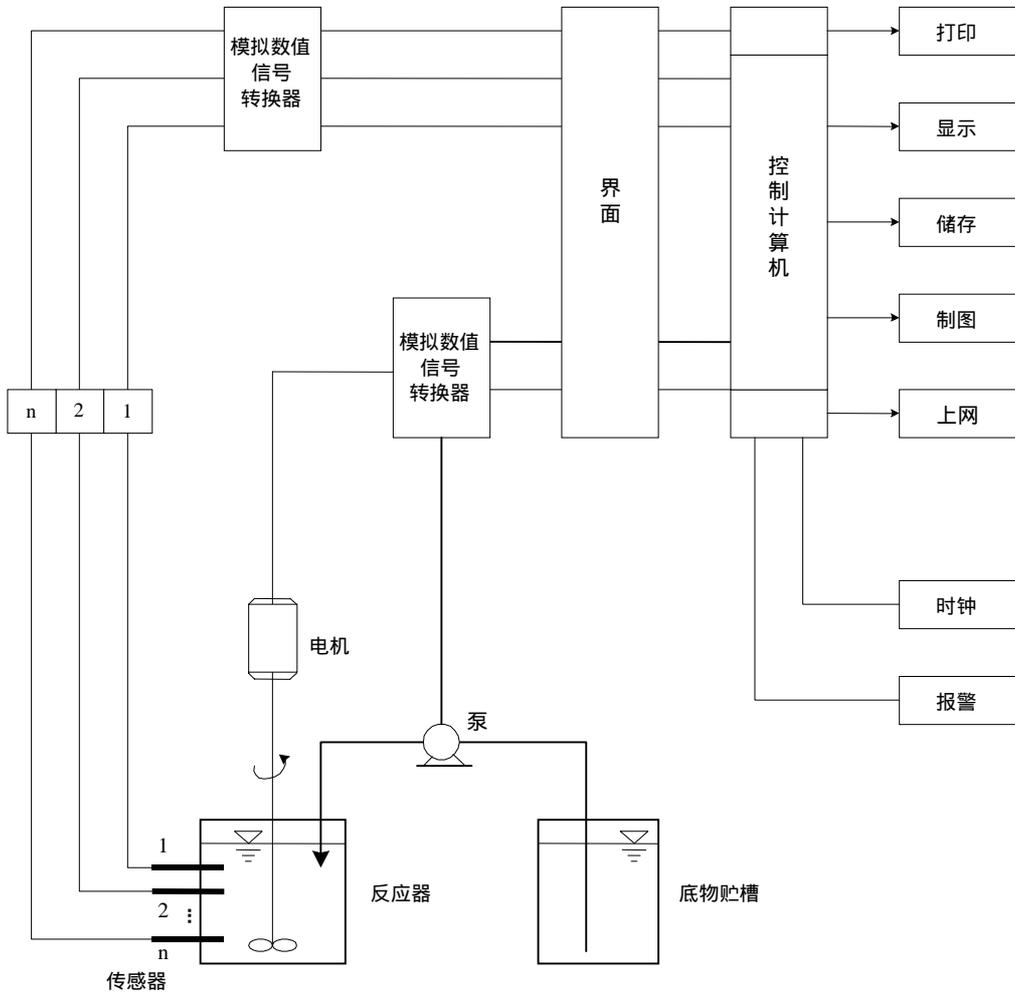
生物参数:细胞及分布,自聚合,世代时间,基因稳定及变异,细胞形态,细胞大小,总细胞计数,活细胞计数,生物总量,固体物停留时间,细胞沉淀性能;

化学参数:氨基酸,二氧化碳,溶解氧,导电性,抑制物,代谢中间物,离子强度,pH,氧化还原电位,营养物组成,底物成分;

物理参数:搅动程度,颜色,气体流速,进水流量,热交换,反应器液位,粘度,剪

切力，温度，渗透压，水力停留时间。

6.5.2 典型生物过程自动监控示意图



第7章 影响生物膜反应器运行的主要因素

无论是单一的或者是复合式生物膜反应器，其净化有机污染物的过程都是或者部分是由附着生长在载体表面的微生物来完成的，而这些微生物又都生活在各自形成的特定环境中，因而与环境条件关系极为密切。环境条件的改变都势必影响到生物膜反应器的运行并因此对净化功能产生影响。在各种影响因素中，其中最主要的有生物膜反应器的进水底物浓度、营养物质、水力停留时间、生物膜周围的水力剪切力、溶解氧水平、pH 值、温度和某些污染物对微生物的抑制与毒性作用。在生物膜反应器去除污水中有机污染物的工程实际中，需要设法创造微生物适宜的生活环境。了解影响生物膜反应器运行的主要因素，可以使生物膜反应器达到较佳的运行状态，使处理后的出水达到令人满意的效果。

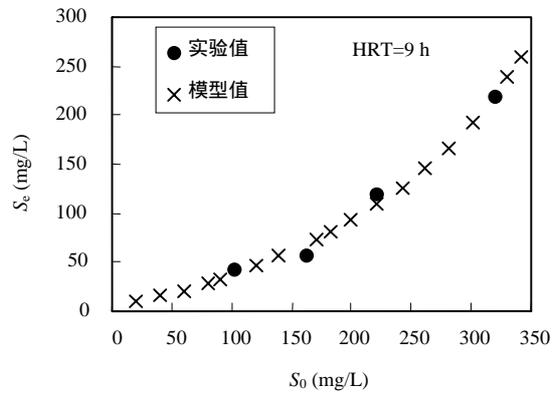
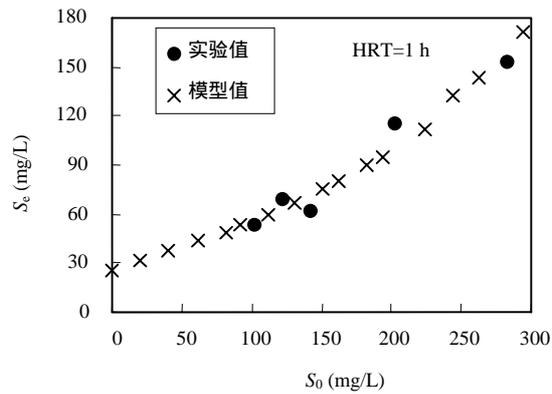
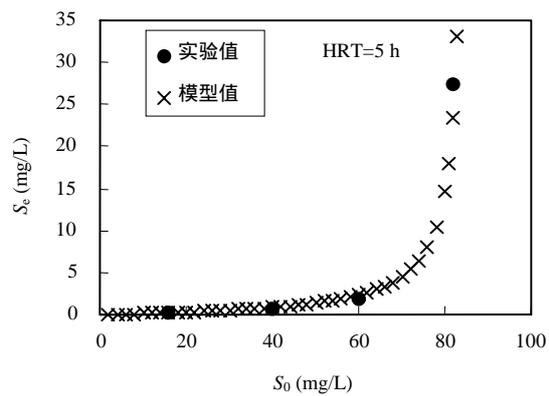
7.1 进水底物浓度

在生物膜反应器处理污水过程中，由于污水中有机物组分是生物膜微生物食物与能量的主要来源，因而污水流量及其中的有机物含量就是影响反应器性能的重要因素之一。污水中有机物浓度在长时间或短时间内的改变均可导致微生物生长形式的改变，结果必然会影响到处理水的水质和反应器的处理效率以及剩余污泥的产生量。导致污水流量、浓度及组成改变的原因主要有季节性变化、工业废水的冲击负荷、污泥处理回流水及渗滤水等。对于工业废水排入的情况，进入反应器中的污水浓度及组分主要取决于工业废水的类别；对于渗滤水，主要取决于雨水径流，尽管雨水能起到稀释污水中有机污染物的作用，但由于水力负荷增加会对后续沉淀池造成负面的影响，从而影响到最后处理水的水质。虽然生物膜反应器具有一定的抗冲击负荷的能力，但亦会因此而造成反应器的失效。

一般说来，污水中含有的大部分有机物和部分无机物都可作为微生物的营养源而加以利用，这些可被微生物利用并在酶的催化作用下而进行生物化学转化的物质均称之为底物，如若污水生物处理过程工艺用来去除其中的有机污染物，则底物就是可生物降解的有机物的量；而在用以去除氮的硝化反应工艺过程中，则底物就是可为微生物降解和利用的氨氮的量。

为了全面了解进水底物浓度的改变对生物膜反应器所造成的影响，作者在对生物膜反应器进出水底物浓度相关性的小试研究中（刘雨和赵庆良, 1996），从厌氧生物膜反应器、异氧-好养生物膜反应器和硝化生物膜反应器三个方面，深入地考察了进水底物浓度（ S_0 ）对生物膜反应器稳态出水水质（ S_e ）的影响，试验结果分别见图 7-1 至图 7-3。

从这三个图中可以看出，稳态出水中污染物的浓度（TOC、TOD 和 NH_4^+-N ）均随进水底物浓度的变化而变化，特别是在较高的底物浓度条件下生物膜反应器的性能所受扰动更为敏感。

图 7-1 厌氧生物膜反应器中 S_c 随 S_0 的变化 (TOC)图 7-2 好氧生物膜反应器中 S_c 随 S_0 的变化 (TOD)图 7-3 硝化生物膜反应器中 S_c 随 S_0 的变化 ($\text{NH}_4^+\text{-N}$)

从以上三个图中还可以看出,生物膜反应器出水中的底物浓度(S_c)与进水底物浓度(S_0)

之间并非呈线性关系，而是呈现半 U 形曲线。目前文献中所提出的 S_0 - S_e 经验关系式不论其形式如何均可归于线性表达式，而这些模型都不能对所观察到的大量非线性 S_0 - S_e 关系作出合理的解释 (Connolly *et al.*, 1992; Liu & Capdelle, 1994)。为了更好地描述 S_0 对生物膜反应器的影响，这里根据底物去除动力学推导出了 S_0 - S_e 模型表达式 (刘雨和赵庆良, 1996)：

$$S_e = K \frac{S_0}{S_{0,c} - S_0} + S_{en} \quad (7-1)$$

式中 $S_{0,c}$ ——临界进水底物浓度，从理论上讲它代表了生物膜反应器所能承受的最大进水底物浓度；

S_{en} ——处理水中非生物降解的底物浓度；

K ——浓度系数。

当 $S_0 \ll S_{0,c}$ 时，亦即当生物膜反应器远远未达到它所承受的最大负荷时，式 (7-1) 可简化成下列线性形式：

$$S_e = \frac{K}{S_{0,c}} S_0 + S_{en} \quad (7-2)$$

很显然，如果进水底物负荷大于底物去除率，底物就会从反应器中流失，正是由于底物供给与其去除之间存在着这种内在联系，也就决定了 S_0 - S_e 之间的关系。当增加单位进水底物浓度就会引起相应的出水水质改变时，该生物膜反应器被定义为“被底物击穿”，因此，方程式 (7-1) 的稳定性可用如下的边界条件来保证：

$$\frac{dS_e}{dS_0} = 1 \quad (7-3)$$

从理论上讲，对于任何一个给定的 S_0 都存在对应的 S_e ，即当 $S_0 < S_{0,c}$ 时，方程 (7-1) 可按连续性方程处理。与 S_0 相比，方程式 (7-3) 的进水底物浓度被定义为实际临界进水浓度 $S_{0,c}^p$ 。方程式 (7-1) 两边对 S_0 求导并将式 (7-3) 代入则得：

$$S_{0,c}^p = S_{0,c} - \sqrt{K S_{0,c}} \quad (7-4)$$

在生物膜反应器的设计和实际运行过程中， $S_{0,c}^p$ 概念的引入具有重要的意义，它反应了生物膜反应器实际能承受得最大进水底物浓度。

根据模型表达式 (7-1) 所得的计算结果亦示之于图 7-1 至图 7-3 中，显然计算值与试验结果吻合得很好。表 7-1 列出了模型计算时与各生物膜反应器相对应的 K 、 $S_{0,c}^p$ 和 S_{en} 值，从中可以看出以下几个事实：在硝化生物膜反应器中不易生物降解的氨氮浓度 (S_{en}) 为零是很容易理解的；在厌氧及异氧-好养生物膜反应器出水中非生物降解有机物主要有两个来源，一是原污水中所含，再则是微生物代谢所产生的副产物。表 7-1 中的数据还表明，在给定的停留时间 (HRT) 下，所研究的三种生物膜反应器在最大进水底物浓度下均已处于穿透状态，即生物膜微生物对底物的氧化去除能力已达到了所研究条件下的饱和状态。

为了进一步验证底物去除动力学模型 (式 7-1) 的普遍适用性，图 7-4 还比较了其他研究者 (Namkung *et al.*, 1986) 在研究进水底物浓度对生物膜代谢产物的影响时报导的 S_0 - S_e 数据与模型预测结果，相应的动力学参数也列于表 7-1 中，可见两者吻合得相当好，这进一步验证了模型的合理性。

动力学模型参数

表 7-1

	厌氧生物膜 (mg TOC/L)	好氧生物膜 (mg TOD/L)	硝化生物膜 (mg NH ₄ ⁺ -N/L)	Namkung 等人 (1986) (μg C/L)
$S_{0,c}$	552.25	557.30	85.5	85.5
$S_{0,c}^p$	256.8	282.70	76.3	76.3
S_{en}	3.62	26.3	0	0
K	158.04	135.3	1.0	1.0

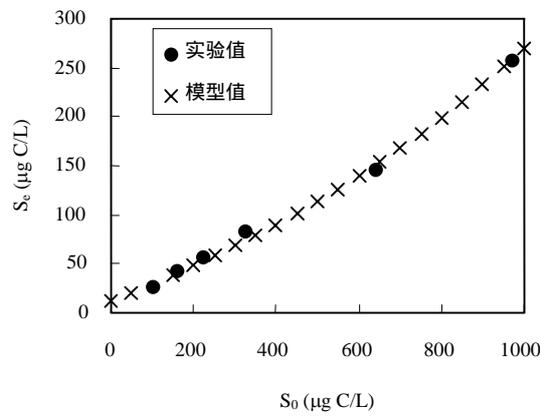


图 7-4 文献中试验数据与模型预测结果的比较

7.2 营养物质

生物膜上的微生物与悬浮生长的活性污泥一样，在其新陈代谢过程中需不断地从外界环境中汲取营养物质并获得能量以合成新的细胞物质。因此，生物膜微生物所赖以生长环境中所含营养物质的多寡及其相互之间的比例就决定了微生物细胞的合成、生长及繁殖，也就影响到生物膜反应器的处理效能。

一般来讲，微生物所需的营养物质应包括组成细胞的各种元素和产生能量的物质。根据对微生物细胞化学组成的分析结果，微生物细胞主要是由碳、氢、氧、氮、磷和硫所组成，还含有钠、钙、镁、钾、铁以及锰、铜、钴、镍和钼等。尽管各种微生物细胞的化学组成各不相同，但在正常情况下，其化学组成较稳定，一般可用下列实验式表示细胞内各主要元素的含量，即细菌为 $C_5H_7NO_2$ 或 $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$ ，真菌为 $C_{10}H_{17}NO_6$ ，藻类为 $C_5H_8NO_2$ ，原生动物为 $C_7H_{14}NO_3$ 。

在细菌细胞内，含水量很高，约占 80%，以维持其正常新陈代谢活动，细菌细胞中各组分及重量百分数示之于如下：

细菌细胞 (100%)

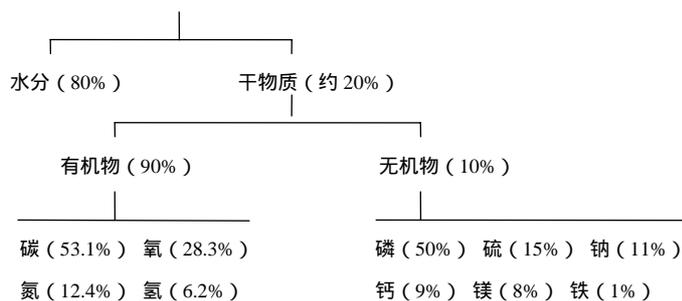


图 7-5 细菌细胞组分及其重量百分数 (秦麟源, 1989)

从图 7-5 所示的细菌细胞组成的元素可以看出,细菌对营养物质的要求主要是碳源(在量上以 BOD_5 表示)和氮源,还有作为无机营养物质的磷源。在污水的好氧生物处理工艺中,各主要营养物质的比例一般取 $BOD_5:N:P = 100:5:1$,而厌氧生物处理工艺中其比例一般取 $BOD_5:N:P = 200\sim 300:5:1$ 。

在采用生物膜反应器处理污水时,生物膜微生物是以污水中所含的物质作为营养物的,为使生物膜反应器正常运行,污水中所含的营养物质应比例适当。一般来讲,生活污水中均含有丰富的碳源,含有淀粉、纤维素、糖、有机酸、酚等有机物的工业废水亦含有大量的碳源,因而在大多数情况下碳源不是营养物质的限制因素。污水中含有的各种含氮化合物,如有机态的蛋白质、蛋白胨、氨基酸和尿素与无机态的气态氮、铵盐和硝酸盐等,均可作为微生物的氮源,不过不同种类微生物对以上氮素的要求也不同,营养配比中的氮应以氨氮来计算。生活污水因混入粪便,一般含磷量较高,能够满足微生物对磷源的要求。然而,在有些情况下,若污水中营养物质不能满足上面所提的要求时,应向污水中投加补充相应的碳源、氮源或磷源。例如,有些含碳量低的工业废水在进行处理时,可另加生活污水、米泔水或淀粉浆料等使 BOD_5 不低于 100 mg/L ,再如在反硝化过程中投加甲醇、醋酸盐等外加碳源;有些含氮量低的工业废水在进行处理时,可添加尿素、硫酸铵或氨水等;有些工业废水缺乏磷源时,则应另外投加过磷酸钙或磷酸等。

综上所述,生活污水中的营养物质是比较丰富和齐全的,采用生物膜反应器处理时,一般不需要额外投加碳源、氮源或磷源;有机工业废水因其来源不同,可能缺乏三者之一,好氧处理时应按 $BOD_5:N:P = 100:5:1$ 的比例投加相应的营养物质。另外,在考虑工业废水采用生物处理时,最理想的情形是在其经过预处理除去对微生物有害的物质后与生活污水一齐处理。

7.3 水力停留时间与负荷率

水力停留时间指的是待处理污水在反应器内的平均逗留时间,也就是污水与生物反应器内微生物作用的平均反应时间,多以下式表示:

$$\theta = \frac{V}{Q} \quad (7-5)$$

式中 V ——生物反应器的容积, m^3 ;

Q ——污水的平均日流量, m^3/d ;
 θ ——平均水力停留时间, d 。

下面将首先从生物反应器的分析方面来阐述某一污染物去除率与水力停留时间的关系, 然后分析停留时间对反应器性能的影响。

在污水生物处理工程中所采用的各种生物反应器, 若按操作方法来分通常有间歇式反应器(序批式)和连续流反应器两类; 而按物料的流态则可分为完全混合反应器和推流反应器。结合上述两种分类方法, 则污水生物处理工程中有以下几类基本反应器类型: 完全混合间歇反应器、完全混合连续反应器、完全混合连续串联反应器和推流反应器, 此外还有介于理想的完全混合和推流之间的扩散推流反应器。

7.3.1 完全混合间歇反应器

如图 7-6 所示。某一反应物在反应开始即 $t=0$ 时一次投入反应器, 经过一定的反应时间 $t=\theta$ 时, 该反应物浓度由 $t=0$ 时的 S_0 变为 t 时刻的 S_e 。根据物料平衡式可得:

$$V\left(\frac{dS}{dt}\right)_{\text{积累}} = V\left(\frac{dS}{dt}\right)_{\text{反应}} \quad (7-6)$$

假设反应遵循一级反应的规律, 即

$$-\left(\frac{dS}{dt}\right)_{\text{反应}} = kS \quad (7-7)$$

则
$$\frac{dS}{dt} = -kS \quad (7-8)$$

积分整理可得:

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{e^{k\theta}} \quad (7-9)$$

式中 k ——反应速度常数。

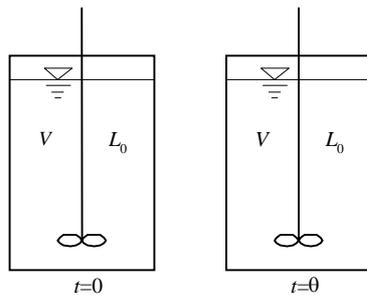


图 7-6 完全混合间歇反应器

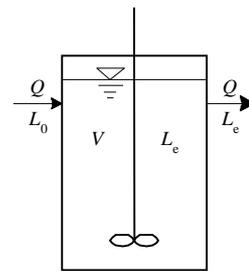


图 7-7 完全混合连续反应器

7.3.2 完全混合连续反应器

如图 7-7 所示。某一反应物以流量 Q 和浓度 S_0 连续投入反应器, 反应后该物质以流量 Q 和浓度 S_e 从反应器连续排出, 反应器内该物质的浓度与出流的浓度相同。根据稳态条件下该物质的物料平衡式可得:

$$QS_0 = QS_e + V \left(\frac{dS}{dt} \right)_{\text{反应}} \quad (7-10)$$

假设反应遵循一级反应，即

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_{\text{反应}} = kS_e \quad (7-11)$$

则

$$QS_0 = QS_e + V k S_e \quad (7-12)$$

整理后可得

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1+k\theta} \quad (7-13)$$

7.3.3 完全混合连续串联反应器

如图 7-8 所示。某一反应物以流量 Q 和浓度 S_0 流经 n 级等容积 V 的反应器，最终以流量 Q 和浓度 S_n 从反应器连续排出，各反应器中该物质的浓度与其出流的浓度相同。由此并结合式 (7-13) 可得最终出流中该反应物的浓度为：

$$\frac{S_n}{S_0} = \left(\frac{1}{1+k\theta} \right)^n \quad (7-14)$$

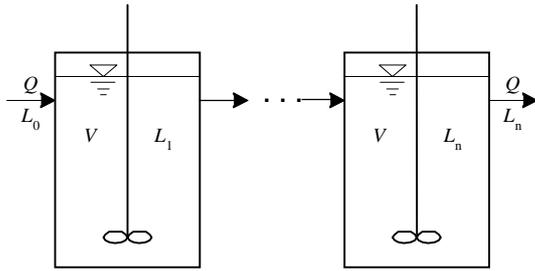


图 7-8 完全混合连续串联反应器

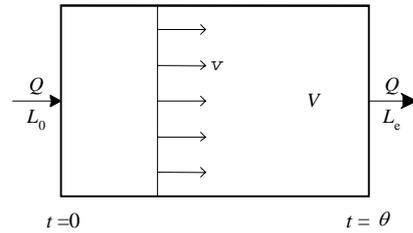


图 7-9 理想推流反应器

7.3.4 推流反应器

如图 7-9 所示。某一反应物以流量 Q 和浓度 S_0 进入反应器，在反应器垂直于流向的横断面上完全混合，各点上该反应物浓度相同，沿反应器的纵向不发生混合，亦即推流反应器可看作是若干个微小单元的完全混合间歇反应器串联而成。根据物料平衡算式同样可以推求得到：

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{e^{k\theta}} \quad (7-15)$$

7.3.5 扩散推流反应器

污水处理生物反应器的流态实际上很难实现理想的完全混合和推流流态，而是多处于两者之间，亦即反应物在推流反应过程中还存在着一定的纵向混合扩散作用。考虑到纵向混合的影响，美国学者 Wehner & William 通过试验研究于 1958 年提出了如下的扩散推流反应器的计算模式：

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{4ae^{\frac{1}{2d}}}{(1+a)^2 e^{\frac{a}{2d}} - (1-a)^2 e^{-\frac{a}{2d}}} \quad (7-16)$$

式中 d ——扩散数, $d = \frac{D}{vL}$, 在理想推流和完全混合反应器中 d 分别为 0 和 ∞ ;

D ——纵向扩散系数, m^2/h ;

v ——断面平均流速, m/h ;

L ——反应器长度, m 。

A ——参数, $a = \sqrt{1+4k\theta d}$, 其中 k 为反应速度常数, 以 h^{-1} 表示。

当 d 值很小时, 式 (7-16) 分母中第二项很小, 可忽略不计, 则该式可简化为:

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{4ae^{\frac{1}{2d}}}{(1+a)^2 e^{\frac{a}{2d}}} \quad (7-17)$$

通过上面对污水处理各种典型的生物反应器的分析, 业已根据反应的物料平衡求得相应的出流中某一反应物随停留时间变化的方程式。由式 (7-9)、(7-13)、(7-14)、(7-15) 和 (7-17) 均可以看出, 对于一定的反应器容积和进水底物浓度来讲, 延长水力停留时间, 该反应物在出流中的浓度 S_e 都将降低, 亦即反应器对该反应物的去除率提高。但在工程实际中, 不能无限制地延长水力停留时间, 因为从式 (7-5) 的变形 $V = \theta Q$ 中可知, 对于一定流量的污水来讲, 延长水力停留时间 θ , 无疑就是在增加反应器的容积 V , 也就是反应器的容积加大, 会增加基建投资。由此可见, 在生物反应器容积的计算中, 一个重要的参数就是水力停留时间 (反应时间) 的确定, 而这个反应时间应根据进入反应器的底物浓度所需要达到的底物去除率来确定。

在生物膜反应器的设计与运行中, 还经常用到另外一个重要参数, 即负荷率, 它将进水量 (或进水底物浓度) 与反应器的特性关联在一起, 因而是影响生物膜反应器净化功能的另一综合评判因素。

负荷率常采用两种表达方式, 即水力负荷率和有机负荷率。水力负荷率多指的是在保证处理水水质要求的前提下, 单位反应器容积在每天内所接受的水量 ($\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$), 在数值上等于 θ 的倒数。对于生物滤池或生物转盘来讲, 水力负荷率通常还分别指单位面积滤料或单位盘片表面积在每天内所接受的并使反应器达到预期处理效果的水量 ($\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$)。有机负荷率多指的是在保证处理水水质要求的前提下, 单位反应器容积在每天内所能承受的有机底物的量 ($\text{g BOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 或 $\text{g COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$), 在数值上等于进水底物浓度 S_0 (以 mg/L 表示) 乘以 θ 的倒数。对于生物滤池或生物转盘来讲, 有机负荷率通常还分别指单位体积滤料或单位盘片表面积在每天内所接受的并使反应器达到预期处理效果的有机底物的量, 其单位分别为 $\text{g BOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 或 $\text{g BOD}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。

由以上关于负荷率的定义可见, 负荷率与水力停留时间 θ 密切相关, 对于一定的进水底物浓度来讲, 负荷率越低, 则水力停留时间越长, 因而反应器出流中的有机物浓度就越低; 反之则越高, 即有机物的去除率下降。

关于适用于各种不同的生物膜反应器的典型负荷率范围详见第 8~10 章。

应该指出的是，做为生物膜反应器的主要优点之一是抗冲击负荷。所谓的冲击负荷指的是在短时间内因反应器接受的水量的突然增大和/或有机底物浓度的骤然提高使反应器的运行超出正常的负荷率范围。与悬浮生长的活性污泥相比，生物膜反应器一般能够在一定程度上承受这样的变化，Chua 等人（1997）的研究结果再一次证明了这一点。在 Chua 的研究中，采用厌氧固定床生物膜反应器处理 COD 浓度为 3000 mg/L 的合成污水，在水力停留时间 HRT 为 5 d 的条件下 COD 的去除率可达到 98.1%，依次缩短 HRT 至 2.5、1.25、1 和 0.5 d 来分别使负荷率增加 2、4、5 和 10 倍，COD 去除率暂时降低到 84.4%~88.3% 的范围，且影响到处理水的 pH 与产气量，然而反应器可在 8 d 内恢复正常的操作。

7.4 水力剪切力

在污水处理的生物膜反应器中，生物膜一经形成，就发挥着去除污水中有机污染物的作用，然而生物膜量不是一成不变的，这主要表现在生物膜脱落而造成生物膜量的减少。除了生物膜上微生物进行内源呼吸而使生物量减少外，生物膜脱落的原因主要有：生物膜内部厌氧层发生厌氧分解产生 CO_2 、 H_2S 、 CH_4 和 NH_3 等气体逸出时，减弱生物膜在载体表面的附着力；生物膜上线虫类等后生动物蠕动会使生物膜松动；再者就是作用于生物膜上的水力剪切力对生物膜的冲刷作用亦使生物膜脱落，等等。尽管造成生物膜脱落的这些因素能在一定程度上起着更新生物膜的作用，但其对生物膜量的损失作用不容低估，特别是作用于生物膜上的水力剪切力直接决定了生物膜厚度与生物膜量，从而也就影响了生物膜反应器的运行效果。

Rittmann（1982）在总结 Trulear & Characklis（1980）用环形套筒生物膜反应器于 30°C 对用葡萄糖配制的污水进行好氧处理试验结果的基础上，得出了在生物膜的表面密度为 0.078 mg/m^3 时生物膜剪切损失速度与套筒旋转速度之间的最小平方的最佳拟合方程式：

$$R_s = -2.66 \times 10^{-4} \omega^{1.16} \quad (7-18)$$

式中 R_s ——生物膜剪切损失速度， $\text{mg}/(\text{cm}^2 \cdot \text{d})$ ；

ω ——反应器内套筒旋转速度， r/min 。

当旋转速度恒定而生物膜的表面密度改变时，生物量越多，剪切损失越大，即剪切损失速度和单位面积上生物膜量可近似看作呈线性关系，于是：

$$\begin{aligned} R_s &= -2.66 \times 10^{-4} \omega^{1.16} \left(\frac{X_f L_f}{0.078} \right) \\ &= -3.41 \times 10^{-3} (X_f L_f) \omega^{1.16} \end{aligned} \quad (7-19)$$

式中 X_f ——生物膜密度， mg/cm^3 ；

L_f ——生物膜厚度， cm 。

为了将 Truler & Characklis（1980）的试验结果应用到其它类型的生物膜反应器中，式（7-19）中 ω 必须与另一基本参数剪切力相关。侥幸的是，他们在试验中还测定了各种 ω 和 X_f 条件下的转矩与摩擦系数，于是可得到剪切力与摩擦系数之间的关系式如下：

$$\sigma = \frac{1}{4} f_a \rho_w (2\pi r \omega)^2 r \left(\frac{1}{60} \right)^2 \quad (7-20)$$

式中 σ ——剪切力, dyn/cm^2 ;
 f_a ——摩擦系数;
 ρ_w ——水的密度; $1 \text{ g}/\text{cm}^3$
 r ——旋转套筒半径, cm 。

将试验时采用的 $r=5.25 \text{ cm}$ 代入式 (7-20) 中可得:

$$\sigma = 0.397 f_a \omega^2 \quad (7-21)$$

当生物膜厚度 L_f 达到 $20\sim 30 \mu\text{m}$ 时, 摩擦系数 f_a 显著增加, f_a 与 L_f 之间的关系式如下:

$$f_a = \begin{cases} 0.01 + 4.33(L_f - 0.003) & \text{当 } L_f > 0.003 \text{ cm} \\ 0.01 & \text{当 } L_f \leq 0.003 \text{ cm} \end{cases} \quad (7-22)$$

将式 (7-22) 代入式 (7-21) 中并经整理可得:

$$\omega^2 = \begin{cases} \frac{\sigma}{3.97 \times 10^{-3} + 1.72 \times (L_f - 0.003)} & \text{当 } L_f > 0.003 \text{ cm} \\ \frac{\sigma}{3.97 \times 10^{-3}} & \text{当 } L_f \leq 0.003 \text{ cm} \end{cases} \quad (7-23)$$

将式 (7-23) 代入式 (7-19) 中可得到如下的生物膜剪切损失速度与剪力的表达式:

$$R_s = \begin{cases} -8.42 \times 10^{-2} (X_f L_f) \left(\frac{\sigma}{1 + 433.2 \times (L_f - 0.003)} \right)^{0.58} & \text{当 } L_f > 0.003 \text{ cm} \\ -8.42 \times 10^{-2} (X_f L_f) \sigma^{0.58} & \text{当 } L_f \leq 0.003 \text{ cm} \end{cases} \quad (7-24)$$

Rittmann & McCarty (1980) 还曾得到由于细胞衰减造成的生物膜损失速率为:

$$R_d = -b X_f L_f \quad (7-25)$$

式中 R_d ——生物膜因细胞衰减造成的损失速度, $\text{mg}/(\text{cm}^2 \cdot \text{d})$;
 b ——比细胞衰减系数, d^{-1} 。

因细胞衰减和水力剪切作用造成的生物膜总损失速度 R_T 为:

$$R_T = \begin{cases} -(X_f L_f) \left[b + 8.42 \times 10^{-2} \left(\frac{\sigma}{1 + 433.2 \times (L_f - 0.003)} \right)^{0.58} \right] & \text{当 } L_f > 0.003 \text{ cm} \\ -(X_f L_f) (b + 8.42 \times 10^{-2} \sigma^{0.58}) & \text{当 } L_f \leq 0.003 \text{ cm} \end{cases} \quad (7-26)$$

将式 (7-26) 两端除以生物膜量 $X_f L_f$ 便可得到生物膜总的比损失系数:

$$b' = \begin{cases} b + 8.42 \times 10^{-2} \left(\frac{\sigma}{1 + 433.2 \times (L_f - 0.003)} \right)^{0.58} & \text{当 } L_f > 0.003 \text{ cm} \\ b + 8.42 \times 10^{-2} \sigma^{0.58} & \text{当 } L_f \leq 0.003 \text{ cm} \end{cases} \quad (7-27)$$

式 (7-27) 表明当水力剪切作用很强时, 可以应用 b' 于稳态条件下的生物膜模式中。

通过上述分析可见, 如果改变摩擦系数 f_a , 便可求得填充床内流经载体的剪切力, 从而可估算出相应的生物膜剪切损失。对于填充圆形颗粒作为载体来说 (Perry & Chilkton,

1973) , 当雷诺数 $R'_e = \frac{d_p u \rho_w}{\mu} \leq 100$ 时 ,

$$f_a = \frac{100}{R'_e} \quad (7-28)$$

式中 d_p ——颗粒直径, cm ;
 u ——表观或空床时水的流速, cm/d ;
 ρ_w ——水的密度, g/cm³ ;
 μ ——水的粘滞度, g/(cm·d)。

于是水力剪切力可由下式计算 :

$$\sigma = \frac{100\mu u(1-\varepsilon)^3}{d_p^2 \varepsilon^3 a (7.46 \times 10^9)} \quad (7-29)$$

式中 ε ——载体的空隙率 ;
 a ——反应器总容积内载体的表面积, cm²/cm³ 或 cm⁻¹。

式 (7-29) 适合于大多数固定床生物膜反应器的情形。

对于填充圆形颗粒载体且 $R'_e = \frac{d_p u \rho_w}{\mu} > 100$ 时, 比如流化床的情形, 则

$$f_a \approx 0.7 \quad (7-30)$$

$$\sigma = \frac{1.4u^2 \rho_w^4 (1-\varepsilon)^3}{d_p \varepsilon^3 a} \quad (7-31)$$

若使床内载体流化, 剪切力必须能够克服载体的负的浮力 (Cleasby, 1972) , 即

$$\sigma \geq \frac{(\rho_p - \rho_w)(1-\varepsilon_0)g}{a} \quad (7-32)$$

式中 ρ_p ——固体载体颗粒的密度, g/cm³ ;
 g ——重力常数, 980 cm/s² ;
 ε_0 ——初始流化时载体的空隙率。

为了进一步从数量上说明各种不同生物膜反应器内水力剪切力对生物膜剪切损失速度所造成的影响, 表 7-2 列出了剪切力、比剪切损失系数 b 和总生物膜损失系数 b' 和为计算这些值所需的其它参数。

由表 7-2 可以看出: 对于固定床应用较大载体颗粒的情况, 水力剪切作用很小, b' 仅比 b 大于 2% ; 而当固定床应用较小载体颗粒的情况, 水力剪切作用增大, b' 为 b 的 125% ; 对于流化床采用比重较大的砂的情况, 因流化速度较大, 水力剪切作用增大, b' 约为 b 的 150% ; 而对于流化床采用比重较轻的活性炭的情况, 因所需流化速度较小, b' 仅为 b 的 118%。

综上所述, 尽管上述试验结果是在一个温度条件下对单一底物进行好氧处理所得到的, 不同细菌、底物或环境条件可能改变上述有关的关系式, 但所有结果均表明水力剪切作用对生物膜量的损失具有很大的影响。

赵庆良 (1998) 在研究不同构型的复合式活性污泥/生物膜反应器处理合成污水和啤酒加工污水时亦曾分析了水力剪切力及机械搅拌桨引起的剪切力对生物膜量的影响, 认为剪

切力是影响生物膜厚度及生物膜量的主要原因之一。

剪切力对不同生物膜反应器的影响实例 (Rittmann, 1982)

表 7-2

反应器类型	固定床	固定床	流化床	流化床
代表性载体	砾石	砂	砂	活性炭
d_p (cm)	0.3	0.02	0.02	0.02
ρ_p (g/cm ³)	2.65	2.65	2.65	1.3
ϵ_0	0.34	0.25	0.375	0.375
T (°C)	20	20	20	20
μ (g/(cm·d))	864	864	864	864
ρ_w	1.0	1.0	1.0	1.0
b (d ⁻¹)	0.205	0.205	0.205	0.205
X_f (g VSS/cm ³)	2.5	2.5	2.5	2.5
L_f (cm)	0.01	0.01	0.01	0.01
u (cm/d)	500	500	7540	1330
σ (dyn/cm ²)	0.022	1.74	5.4	0.98
R_s (mg VSS/(cm ² ·d))	4.6×10^{-5}	1.3×10^{-3}	2.5×10^{-3}	9.3×10^{-4}
b'	0.209	0.257	0.305	0.242
b'/b	1.02	1.25	1.49	1.18

7.5 溶解氧

根据有无氧气的参与, 污水处理生物膜反应器可分为好氧和厌氧两大类, 溶解氧对于任何一种生物膜反应器来讲, 都是影响其运行的主要因素之一。

对于厌氧生物膜反应器来说, 起净化作用的主要是专性厌氧微生物, 它们生长在氧化还原电位 ORP 较低(如产酸菌和产甲烷菌适宜的 ORP 范围分别为-200~-300 mV 和-300 mV 以下)的无氧环境中。如果反应器中引入分子态的 O₂ 或溶解氧, 则由于大多数厌氧微生物可能产生 H₂O₂ 或氧的游离基形式 O₂ 而使自身杀死, 或者由于 O₂ 改变了微生物生活的较低的氧化还原电位条件而使其自身失去活性。

对于好氧生物膜反应器来讲, 起净化作用的主要是专性好氧微生物及兼性微生物, 它们生长在氧化还原电位较高的有氧环境中。为使反应器内有足够的溶解氧供好氧微生物所需, 必须设法从外部供给氧气。如果溶解氧不足, 轻则好氧微生物的活性受到影响, 新陈代谢能力降低, 重则微生物的生长规律遭到影响甚至被破坏。在溶解氧不足的情况下, 对溶氧要求较低的微生物将滋生繁殖, 这样正常的生化反应过程将会受到影响, 污水中有机物的氧化不能彻底进行, 出水中有机物(如 BOD₅) 浓度将升高, 反应器处理效果下降。若在溶解氧严重不足的情况下, 厌氧微生物将大量繁殖, 好氧微生物受到抑制而大量死亡, 这时反应器中的生物膜将恶化变质, 发黑发臭, 处理水水质显著下降。

由以上可见, 溶解氧对两大类微生物种群影响极大, 故对于厌氧反应器来说, 应尽量

避免分子态氧的混入，而对于好氧反应器来讲，应确保有足够的溶解氧，一般以 2~4 mg/L 为宜。氧的供应量过高亦不足取，因为这不仅造成能源浪费或经济上不合理，而且也会因微生物代谢活动增强、营养供应不足而使生物膜自身发生氧化。

7.6 pH 值

尽管生物膜反应器具有较强的耐冲击负荷的能力，但如果 pH 值在大幅度内变化，则会影响反应器的效率，甚至对微生物造成毒性而使反应器失效，这主要归因于 pH 值的改变可能引起细胞膜电荷的变化，进而影响微生物对营养物质的吸收和微生物代谢过程中酶的活性。

一般来讲，每种微生物的生长与繁殖都通常有一个最适 pH 值范围，如一般细菌、放线菌、藻类和原生动物的 pH 值适应范围是在 4~10 之间，但在 pH=6.5~8.5 的中性或碱性的环境中则生长与繁殖最好，pH 值低于 4.5 时真菌将完全占优势。再如厌氧反应器内的产酸菌及产氢产乙酸菌对 pH 值的适应范围为 5.0~6.5，而产甲烷菌对 pH 的适应范围则在 6.6~7.5 之间。为此，在采用生物膜反应器对污水进行处理时，亦应设法使微生物在其最适 pH 值范围的环境下生长与繁殖，以使生物膜反应器正常运转。

当待处理污水的 pH 值过高或过低时，应根据拟选择的生物膜反应器的型式（如好氧或厌氧）适当投加酸或碱调整 pH 值到一个合适的范围；当待处理污水 pH 的值变化幅度较大时，这时可考虑在生物膜反应器前设置调解池以均衡水质。

7.7 温度

温度对生物膜反应器的影响是多方面的，温度改变，参与净化的微生物（主要是细菌）的种属与活性以及生化反应速率都将随之而变化。对好氧生物膜反应器来讲，气体转移速率也将随温度的变化而变化。由此可见，温度是影响生物膜反应器处理效果的又一重要因素。

尽管不同种属的细菌都能在较宽的温度范围内生存，但一般来讲都有其活性最大或生长速度最快的最适温度范围，据此可将细菌分为嗜冷性、适温性和嗜热性三类（Metcalf & Eddy, 1991）。嗜冷性菌（低温菌）可在 -10~30°C 的条件下生长，其最适温度为 12~18°C，水中多数细菌均属于此类；适温性菌（中温菌）可在 20~50°C 的条件下生存，其最适温度为 25~40°C，大多数腐生性细菌及所有寄生性细菌均属此类；嗜热性菌（高温菌）可在 37~75°C 的条件下生长，其最适温度为 55~65°C，堆肥、温泉或火山口区均可发现此类细菌。在污水好氧生物处理中，以中温菌为主，其生长繁殖的最适温度为 20~37°C；而在污水的厌氧生物处理中，参与净化的细菌有产酸菌及产甲烷菌两大类，其中中温性菌的最适温度范围在 20~40°C 之间，而高温性菌的最适温度范围在 50~60°C 之间。

温度对生物膜反应器性能的影响还表现在对生化反应速度的影响方面。生化反应速率与温度之间的关系式为（Metcalf & Eddy, 1991）：

$$r_T = r_{20} \theta^{(T-20)} \quad (7-33)$$

式中 r_T ——水温为 $T^\circ\text{C}$ 时生化反应速率；
 r_{20} ——水温为 20°C 时生化反应速率；
 θ ——温度系数，如对生物滤池来讲 $\theta = 1.02 \sim 1.08$ ，其典型值为 1.035；而对活性污泥来讲 $\theta = 1.00 \sim 1.08$ ，典型值为 1.04；
 T ——温度， $^\circ\text{C}$ 。

由式 (7-33) 可以看出，在取 $\theta = 1.035$ 时，如果温度由 20°C 增加 10°C ，生物滤池内的反应速率可提高 40%；反之如果温度由 20°C 降低 10°C ，生物滤池内的反应速率就会降低 30% 左右。由此可见温度对生化反应速率影响的显著性。

对于大多数运行在好氧状态下的生物膜反应器来讲，温度的影响还体现在氧向污水中转移速率方面，水温上升，水的粘滞性降低，氧的扩散系数提高。表示氧的总传递性的氧总转移系数与温度的关系式为 (Metcalf & Eddy, 1991)：

$$K_L a_{(T)} = K_L a_{(20)} \theta^{(T-20)} \quad (7-34)$$

式中 $K_L a_{(T)}$ ——水温为 $T^\circ\text{C}$ 时氧总转移系数， s^{-1} ；
 $K_L a_{(20)}$ ——水温为 20°C 时氧总转移系数， s^{-1} ；
 θ ——温度系数，其范围为 1.015~1.040，典型值为 1.024。

由式 (7-34) 可以看出，在取 $\theta = 1.024$ 时，如果温度由 20°C 增加到 30°C ，氧总转移系数可提高 27%；反之如果温度由 20°C 降低到 10°C ，氧总转移系数就会减少 22%。由此可见温度对生化反应过程中氧传递影响的显著性。

综上所述，温度影响细菌的生长与繁殖，影响生化反应速率，同时对好氧生物处理工艺中氧的传递产生较大影响。为保证生物膜反应器的处理效果，温度的选择应根据反应器的具体操作方式而定。

一般来讲，由于人们生活和生产行为排出热水，污水的温度通常高于供水的温度；又由于水的比热比空气的比热高得多，因而一年中大部分时间所观测到的污水水温都比当地空气的温度要高，而仅在炎热夏季的几个月里水温低于气温。在应用诸如生物滤池的生物膜反应器处理这些污水时，实际上污水在处理过程中被降温了 (Benzie *et al.*, 1963)，冬季低温时 9 个生物滤池对总 BOD_5 的去除率降低约 33% (Pierce, 1978)。为了减少低温对生物膜反应器造成的负面影响，则可考虑将反应器建于室内、尽量减少回流率和防风等工程措施以减少热能损耗 (Harrison *et al.*, 1988)。

7.8 抑制及毒性作用

在生物膜反应器处理污水的工艺过程中，抑制及毒性作用主要归因于污水中含有过量的复杂有机化合物、重金属、杀虫剂、无机盐、氨和诸如氯气的消毒剂，特别是当有工业废水混入时，这些物质就更容易被检测出来。对微生物的生理功能产生毒害作用（如抑制其增殖或对其灭活）的物质统称为毒性物质。这些毒性物质，有时即使是很少量，也能使微生物失去活性。如果生物膜反应器内发生了微生物的失活，将会发生膜大量脱落现象，以 COD 去除率表示的工艺效率就会随之而降低。尽管生物膜微生物具有被逐步驯化和慢慢

适应的能力，但如果高毒物负荷持续较长时间使毒性物质完全穿透过生物膜，生物膜反应器的性能必然会受到较大的影响。

毒性物质对微生物的抑制与毒性作用主要表现在以下几个方面：直接杀死微生物使细胞壁变性或分裂；使酶变性和失活，如一些含氮、含硫的化合物能与酶争夺辅酶所需的微量金属，汞和铜等重金属离子能与酶及其它代谢产物形成络合物，一些化学物质可能与酶的活性基结合进而阻碍中间产物的形成或阻碍中间产物的进一步分解，一些具有杀菌作用的物质阻碍微生物的能量代谢、核酸的代谢及蛋白质的合成，等等；化学结构与代谢物质类似的有机物“竞争”酶的活性中心与酶相结合，从而抑制中间产物的形成，使酶的催化反应速度降低。

大家知道，在污水生物处理中细菌增长动力学多采用 Monod 表达式：

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (7-35)$$

式中 μ ——比增长速率；
 μ_{\max} ——最大比增长速率；
 K_s ——底物的饱和系数；
 S ——反应器内底物的浓度。

竞争性的抑制作用通过增加 K_s 使得微生物比增长速率减缓，而非竞争性的毒害物质通过降低最大比增殖速率 μ_{\max} 使微生物比增长速率降低，其关系式分别如下 (Henze *et al.*, 1997)：

$$K'_s = K_s \frac{K_{s,I} + C_I}{K_{s,I}} \quad (7-36)$$

$$\mu'_{\max} = \mu_{\max} \frac{K_{s,I} + C_I}{K_{s,I}} \quad (7-37)$$

式中 K'_s ——具抑制作用时的饱和系数；
 $K_{s,I}$ ——抑制系数；
 C_I ——抑制性物质的浓度；
 μ'_{\max} ——具抑制作用时的最大比增长速率。

为此，在污水生物处理过程中应严加控制这些毒性物质，从量的概念上说，应控制毒性物质的浓度在生物处理极限允许浓度范围之内，亦即存在于污水中的毒性物质不影响生物处理构筑物的正常工作。极限允许浓度因生物处理工艺、操作条件、水质成分及环境因素的不同而不同，目前还很难找到统一的严格的标准，需通过试验不断完善来确定生物处理对水中毒性物质的极限允许浓度。表 7-3 列出了有关污水生物处理时的某些毒性物质的极限允许浓度，供研究和运行时参考。

应当指出，表 7-3 中所列数字并非绝对不可逾越的临界值，如果缓缓提高毒物浓度，使微生物得以驯化，反应器便可承受更高一些浓度。

污水生物处理中毒性物质的极限允许浓度 (单位: mg/L)

表 7-3

毒物名称	郑元景等 (1983)	秦麟源 (1989)	毒物名称	郑元景等 (1983)	秦麟源 (1989)
三价铬	10		苯	300 ^a	100
铜	1	5~20	甲苯	200 ^a	
锌	5	5~20	氯苯	10 ^a	100
镍	2		酚	1000 ^a	100
铅	1	1	甲醛	1000 ^a , 200 ^b	100~150
镉	0.2		丙酮	800 ^a	9000
砷	0.2		油脂		30~50
氰	60 ^a , 100 ^b	5~20	苯胺	100 ^b	
氨		100~1000	二乙胺	50 ^b	
游离氯		0.1~1	吡啶	400 ^b	
铬酸盐		5~20	巴豆醛	250 ^b	
砷酸盐		20	二氯甲烷	250 ^b	
亚砷酸盐		5	氯仿	50 ^b	
硝酸根		5000	四氯化碳	50 ^b	
硫酸根		5000	丙烯醛	50 ^b	
醋酸根		100~150	苯甲酸	150 ^b	
氯化钠	10000		柠檬酸	1250 ^b	
氯化钙	20000		丁酸	500 ^b	
硫酸钠	3000		硬脂酸	300 ^b	
硫酸镁	10000		丁醇	420 ^b	
硫化物 (以 S ²⁻ 计)	40	10~30	乙酸乙烯酯	100 ^b	
氯化汞 (以 Hg ²⁺ 计)	0.01				

注: ^a 对曝气池, ^b 对生物滤池

第8章 典型生物膜反应器工艺

迄今为止，应用于污水处理的实用生物膜反应器型式各异，从传统的生物滤池、生物转盘和淹没式生物滤池（生物接触氧化法）到新型的生物流化床、微孔膜生物反应器、厌氧生物膜膨胀床、移动床生物膜反应器和复合式生物膜反应器等，均在工程实践中得到不同程度的应用或处于小试及中试的积极研究阶段。本章将逐一介绍有关传统生物膜反应器的构造、特征及有关工艺流程的设计计算。

8.1 生物滤池

生物滤池是当代污水生物处理系统中认识得最早的处理工艺，是19世纪末发展起来的。早期出现的普通生物滤池水量负荷和BOD负荷都很低，虽净化效果好，但占地面积大，而且易于堵塞。后来除保留此普通滤池外，又开发出了一种伴有处理水回流的、水力负荷和有机负荷都较高的高负荷生物滤池。1951年德国化学工程师舒尔兹又根据气体洗涤塔原理创立了塔式生物滤池，污水、生物膜和空气三者充分接触，水流紊动剧烈，通风条件改善，氧从空气中经过污水向生物膜内的传递过程得到加强，较高的负荷加快了生物膜的生长和脱落，使塔式生物滤池单位体积填料去除有机物的能力有较大的提高；另外，该滤池的问世也使生物滤池占地大的问题进一步得到解决。

8.1.1 普通生物滤池

1. 构造与特征

普通生物滤池主要由池体、滤料、布水装置和排水系统等四部分组成，见图8-1。

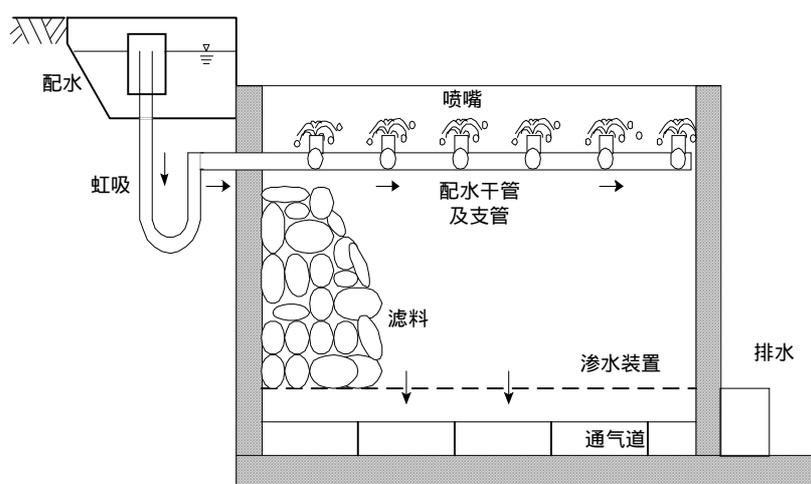


图 8-1 普通生物滤池的组成

池体在平面上多呈方形、矩形或圆形；池壁多用砖石筑造，一般应高出滤料表面 0.5~0.9 m。具有围护滤料的作用，并防止风力对池表面均匀布水的影响；池底一般具有 1%~2% 的坡度，其作用是支撑滤料和排除处理后的污水；池底底部四周设通风孔，其总面积不小于滤池表面积的 1%。

滤料是普通生物滤池的主体，应具备质坚耐腐、比表面积高、空隙率大、适合就地取材等条件，长期以来一般多采用碎石、卵石、炉渣和焦炭等实心拳状无机滤料。但近年来也已广泛使用由聚氯乙烯、聚苯乙烯和聚酰胺等材料制成的呈波形板状、多孔筛状和蜂窝状等人工有机滤料(见图 8-2)，更具有比表面积大(100~200 m²/m³)和空隙率高(80%~95%)的优势。滤料层一般由底部的承托层(厚 0.2 m，无机滤料粒径 60~100 mm)和其上的工作层(厚 1.3~1.8 m，无机滤料粒径 30~50 mm)两层充填而成。

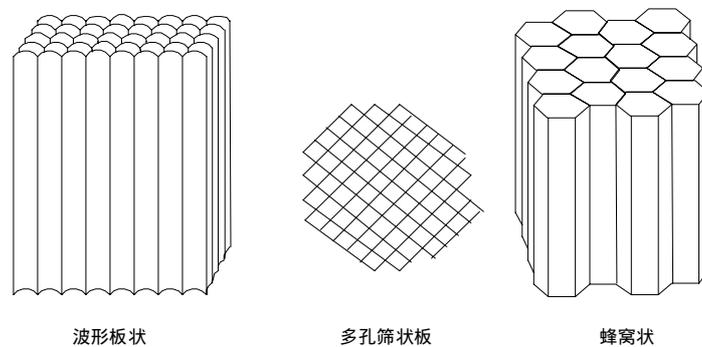


图 8-2 塑料滤料

布水装置多采用固定喷嘴式的间歇喷洒布水系统，主要由投配池、布水管道和喷嘴等几部分组成，向滤池表面均匀地撒布污水。投配池设于滤池的一端或两座滤池的中间，其内设有虹吸装置；布水管道敷设在滤池表面下 0.5~0.8 m，其上设有一系列规矩排列、伸出池面 0.15~0.20 m 的竖管；竖管顶端安装有喷嘴。当污水流入投配池内并达到一定高度后，虹吸装置即开始作用，污水泄入布水管道，并从喷嘴喷出，被倒立圆锥体所阻，向四外分散，形成水花；当投配池内水位降到一定位置后，虹吸被破坏，停止喷水。

除上面所述的间歇喷洒布水系统外，另一种使用较为广泛的是旋转式布水器，主要由固定不动的进水竖管、配水短管和可以转动的布水横管所组成(见图 8-3)，多用于圆形或多边形的生物滤池。横管距滤料表面为 0.15~0.25 m，其数目多为 2~4，也可以更多些或在横管上再设有分叉管；横管上一侧开着直径为 10~15 mm 的小孔，小孔间距从池中心最大向池边逐渐减小，以保证均匀布水。当污水从进水竖管进入配水短管然后分配至各布水横管后，在一定水头(约为 0.25~1 m)的作用下喷出小孔并产生反作用力，从而推动布水横管向水流相反的方向转动，由此保证了向滤池的连续布水。

排水系统位于滤池的底部，包括渗水装置、汇水沟和总排水沟等，其作用是排除处理后的污水并保证滤池的良好通风。渗水装置使用比较广泛的是混凝土板式装置，排水孔隙的总面积不低于滤池总表面积的 20%，与池底之间的距离不小于 0.4 m，其主要作用在于支撑滤料，排出滤池处理后的污水，并保证通风良好；池底以 1%~2% 的坡度坡向汇水沟(宽

0.15 m, 间距 2.5~4.0 m); 汇水沟再以 0.5%~10% 的坡度坡向总排水沟, 总排水沟的坡度不小于 0.5%, 其过水断面面积应小于总断面面积 50%, 沟内流速应大于 0.7 m/s, 以免发生沉积和堵塞现象。

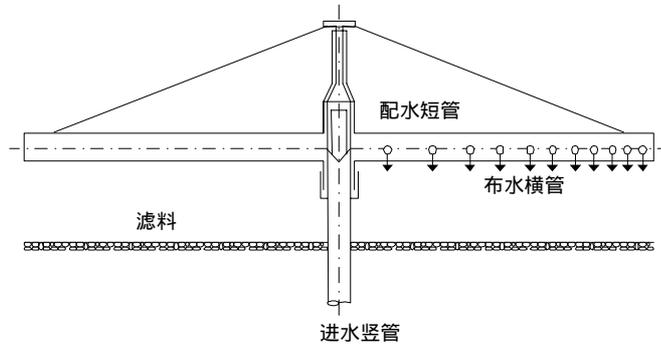


图 8-3 旋转式布水器

2. 设计与计算

普通生物滤池的设计与计算内容一般包括滤料的选定、滤料容积的计算及滤池各部分诸如池深与平面尺寸和排水系统的设计; 再则是布水装置系统的设计与计算。

(1) 滤池

1) 按负荷法计算 表示生物滤池的负荷方式通常有水力负荷和有机负荷两种。水力负荷 q 是指在保证处理水达到要求水质的前提下, 单位体积滤料或单位面积滤池每天可以处理的水量, 单位是 $\text{m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 或 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$; 有机负荷 N 是指在保证处理水达到要求水质的前提下, 单位体积滤料每天所能承受的有机物 (通常以 BOD 表示) 的量, 单位是 $\text{gBOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。根据污水水量与水质和所要求的处理程度, 可由有机负荷 N 按下式计算出滤料的体积:

$$V = \frac{S_0 Q}{N} \quad (8-1)$$

式中 V ——滤料体积, m^3 ;
 S_0 ——滤池进水的有机物浓度, mg/L ;
 Q ——流入滤池的污水设计流量, m^3/d , 一般采用平均流量, 若流量小或变化大时, 可取最高流量;
 N ——有机负荷, $\text{g BOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。当处理对象为以生活污水为主体的城市污水时, 其值根据当地的年平均气温可分别选择 100 (3~6)、170 (6~10) 和 200 (>10) $\text{g BOD}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

滤料体积求得后, 即可按下式计算滤池的平面面积:

$$A = \frac{V}{H} \quad (8-2)$$

式中 A ——滤池的平面面积, m^2 ;

H ——滤池的滤料厚度，即滤池的有效深度，m。它与滤池的负荷直接有关，对于生活污水可取 2 m；对于某些工业废水，须先考虑小型试验设备状况初步选定滤料厚度进行计算。

在求得滤池平面面积后，还应该用水力负荷进行校核：

$$q = \frac{Q}{A} \quad (8-3)$$

对于生活污水，若采用碎石为滤料，则水力负荷应在 $1 \sim 3 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ，否则应做适当调整。

2) 按有机物降解动力学公式计算 有机物在各时刻反应的速度和该时刻水中有机物含量成正比，即：

$$\frac{dS}{dt} = -kS \quad (8-4)$$

或
$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-k't} \quad (8-5)$$

式中 S_0 ——进入滤池的有机物浓度，mg/L；
 S_e ——滤池出水（二沉池出水）的有机物浓度，mg/L；
 k' ——有机物降解反应常数， d^{-1} ；
 t ——污水与滤料平均接触时间，d。

接触时间可用下式求得：

$$t = \frac{CH}{q^n} \quad (8-6)$$

式中 c 和 n ——常数，是滤料和比表面积的函数。

将式 (8-6) 代入式 (8-5) 并整理可得：

$$\frac{S_e}{S_0} = 10^{-kH/q^n} \quad (8-7)$$

式 (8-7) 中 $k=k'C$ ，与有机物是否易于降解有关，而 n 则决定于滤料的特征。对于生活污水，采用碎石做滤料在 20 时的常数 k_{20} 可取 1.875 d^{-1} ，而 n 则可取 0.6；对于工业废水， k 和 n 宜通过试验确定。

不同温度条件下的有机物降解反应常数 K_T 值可用下式来换算：

$$K_T = K_{20} \times 1.035^{T-20} \quad (8-8)$$

根据以上各式，即可求出滤池的水力负荷 q 和滤池各部位尺寸。

(2) 布水装置系统

这里以旋转式布水装置系统为例，介绍生物滤池布水装置系统的有关设计与计算，其内容包括确定所需的水头 H 、采用的转数 n 以及出水小孔的数目 m 及其间距。

旋转式布水器所需的水头主要是用来克服水流经过布水横管的沿程损失以及经过布水小孔的局部损失，计算时还要考虑到由于流量沿布水横管从池中心向外逐渐减少、流速逐渐减小造成的流速恢复水头，计算公式可以近似地写成：

$$H = h_1 + h_2 - h_3 \quad (8-9)$$

式中 H ——旋转布水器的工作水头, m;
 h_1 ——布水横管中沿程水头损失, m;
 h_2 ——出水小孔的局部损失, m;
 h_3 ——布水横管的流速恢复水头, m。

根据水力学基本公式:

$$h_1 = \frac{q^2}{K^2} L = \frac{q^2}{K^2} \cdot \frac{D'}{2} = \alpha_1 \frac{q^2 D'}{K^2} \quad (8-10)$$

$$h_2 = \xi \frac{v^2}{2g} = \frac{\xi}{2g} \left(\frac{q}{\frac{\pi}{4} d^2 m} \right)^2 = \frac{\xi}{2g \left(\frac{\pi}{4} \right)^2} \frac{q^2}{m^2 d^4} = \alpha_2 \frac{q^2}{m^2 d^4} \quad (8-11)$$

$$h_3 = \xi \frac{v^2}{2g} = \frac{\xi}{2g} \left(\frac{q}{\frac{\pi}{4} D^2} \right)^2 = \frac{\xi}{2g \left(\frac{\pi}{4} \right)^2} \frac{q^2}{D^4} = \alpha_3 \frac{q^2}{D^4} \quad (8-12)$$

式中 q ——每条布水横管的污水流量, L/m;
 m ——每条布水横管上布水小孔的数目;
 d ——布水小孔的直径, mm;
 D ——布水横管的直径, mm;
 D' ——旋转布水器直径, mm, 可取生物滤池直径 (mm) 减去 200 mm;
 K ——流量模数, L/s, $K = \frac{\pi}{4} D^2 C \sqrt{R}$, 其中 C 为谢才系数, R 为布水横管的水力半径;
 α_1 、 α_2 、 α_3 ——系数。

将式 (8-10) 至 (8-12) 代入式 (8-9) 中进一步整理可得下列计算式:

$$H = q^2 \left(\frac{\alpha_1 D'}{K^2} + \frac{\alpha_2}{m^2 d^4} + \frac{\alpha_3}{D^4} \right) \quad (8-13)$$

式中 K 值可由表 8-1 查得, 而 α_1 、 α_2 和 α_3 可参照前人的试验数据分别取值为 294×10^{-3} 、 256×10^6 和 81×10^6 , 此时计算出的 H 值的单位为 mm。

流量模数 K 随布水横管直径 D 的变化

表 8-1

D (mm)	50	63	75	100	125	150	175	200	250
K (L/s)	6	11.5	19	43	86.5	134	209	300	580

生物滤池的运转实际表明, 由于悬浮物沉积和孔眼堵塞的影响, 布水器实际的水头损失要比上述计算的结果要大, 因此设计时采用的布水器水头要比计算值增加 0.5~1.0 倍, 一般情况下 H 值约在 0.25~1.0 m 左右。

对于布水器来说, 要尽量做到布水均匀, 就得使单位时间内单位面积滤池接受得污水

量基本相等。设 l_i' 为第 1 至第 i 个孔口的布水面积的半径，则每个孔口的布水面积应相等，即 $\pi l_i'^2 / i = \pi R'^2 m$ ，亦即 $l_i' = \sqrt{i/m} R'$ ，第 i 个孔口的 l_i 应等于：

$$\frac{1}{2}(l_i' + l_{i-1}') = \frac{1}{2}(\sqrt{i/m} + \sqrt{(i-1)/m})R'$$

由此孔口在布水横管上的位置可按式计算：

$$l_i = \frac{1}{2} \left(\sqrt{\frac{i}{m}} + \sqrt{\frac{i-1}{m}} \right) R' \quad (8-14)$$

式中 R' ——布水器半径， $R' = D'/2$ ，m；
 i ——从池中心算起在布水横管上孔口排列序数；
 l_i ——第 i 个孔口中心离池中心的距离，m；
 m ——每条布水横管上布水小孔的数目，由于 $R' - lm$ 就是第 m 孔的中心布水横管

管端之间的距离，即 $R' - lm = R' - \frac{1}{2} \left(1 + \sqrt{1 - \frac{1}{m}} \right) R' = \frac{1}{2} \left(1 - \sqrt{1 - \frac{1}{m}} \right) R' = a$ ，所以

$$m = \frac{1}{1 - \left(1 - \frac{2a}{R'} \right)^2} = \frac{1}{\frac{4a}{R'} \left(1 - \frac{a}{R'} \right)} \approx \frac{R'}{4a} \quad (\text{因为 } \frac{a}{R'} \text{ 一般小于 } 0.05)。$$

每根横管的断面积可按设计流量和设计流速计算决定。为了减少布水横管中水头变化的影响，应使横管采用较低的设计流速，如 1 m/s；而孔口采用较高的设计流速，如 2 m/s 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。布水横管可采用圆形钢管，也可以用钢板焊制成矩形断面，还可以采用铝管或塑料管。布水管每分钟的旋转速度可近似地按下式计算：

$$n = \frac{34.78}{md^2 D'} q \quad (8-15)$$

8.1.2 高负荷生物滤池

1. 构造与特征

高负荷生物滤池与普通生物滤池在构造上基本相同，其不同之处主要有：在平面上多呈圆形；滤料直径增大，多采用 40~100 mm，滤料层亦由底部的承托层（厚 0.2 m，无机滤料粒径 70~100 mm）和其上的工作层（厚 1.8 m，无机滤料粒径 40~70 mm）两层充填而成；多采用连续工作的旋转式布水器。

高负荷生物滤池是在解决与改善普通生物滤池在净化功能和运行中存在问题的基础上而开发的工艺。首先，它大幅度地提高了滤池的负荷率，BOD 容积负荷率比普通生物滤池高 6~8 倍，水力负荷则高达 10 倍；通过限制进水 BOD 值和运行上采取处理水回流等技术措施实现高负荷滤池的高滤率。处理水回流一般可以均化与稳定进水水质，降低进入高负荷滤池的 BOD₅ 值低于 200 mg/L，加大水力负荷，及时冲刷过厚和老化的生物膜从而使生物膜迅速更新并经常保持较高的活性。

回流污水量 (Q_R) 与污水水量 (Q) 之比称为回流比 R ，计算式如下：

$$R = \frac{Q_R}{Q} \quad (8-16)$$

回流比 R 常采用 0.5~3.0, 但有时也高达 5~6 倍。采取处理水回流措施后, 进入高负荷生物滤池的污水总量 Q_T 和经回流水稀释后的污水有机物浓度 S_a 分别计算如下:

$$Q_T = Q + Q_R = (1 + R)Q \quad (8-17)$$

$$S_a = \frac{S_0 + RS_e}{1 + R} \quad (8-18)$$

式中 S_0 ——原污水的有机物 (BOD 或 COD) 浓度, mg/L;
 S_e ——滤池处理水的有机物 (BOD 或 COD) 浓度, mg/L;
 S_a ——滤池进水的有机物 (BOD 或 COD) 浓度, 若以 BOD_5 计, 一般不应高于 200 mg/L。

2. 典型工艺流程

高负荷生物滤池采取处理水回流措施后, 使其具有多种多样的流程系统。图 8-4 所示的便是一级高负荷滤池的典型工艺流程。

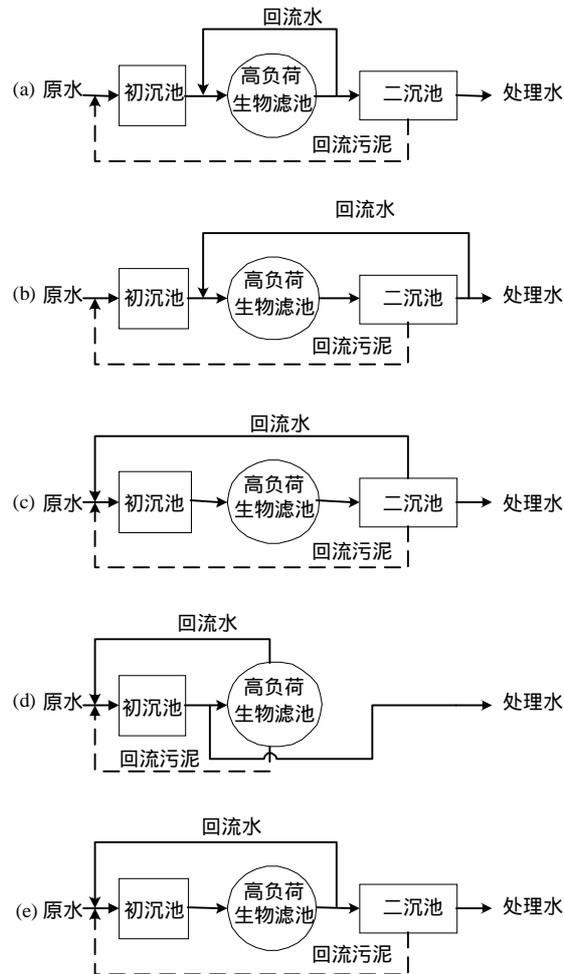


图 8-4 一级高负荷滤池的典型工艺流程

流程 (a) 中滤池出水直接向滤池回流, 并由二次沉淀池向初次沉淀池回流生物污泥, 有助于生物膜的接种; 流程 (b) 中处理水回流至滤池前, 可避免加大初次沉淀池的容积; 流程 (c) 中处理水回流至初次沉淀池, 加大了滤池的水力负荷; 流程 (d) 中滤池出水直接回流至初次沉淀池, 初次沉淀池的效果从而提高并兼做二次沉淀池的功能, 由此免去本流程中的二次沉淀池; 流程 (e) 中滤池出水回流至初次沉淀池前, 生物污泥由二次沉淀池回流至初次沉淀池。上述各流程中以 (a) 和 (b) 的应用最为广泛。

当原水有机物浓度较高、避免单个生物滤池的深度太大或者当处理后的污水水质要求较高时, 可以将两个高负荷生物滤池串联起来使用, 形成两级生物滤池系统。两级生物滤池更具有多种流程系统, 图 8-5 所示便是其中的几种典型的工艺流程, 其中流程 (d) 中设置中间沉淀池的目的是为了减轻第二级滤池的负荷, 避免堵塞, 当然也可以不设。

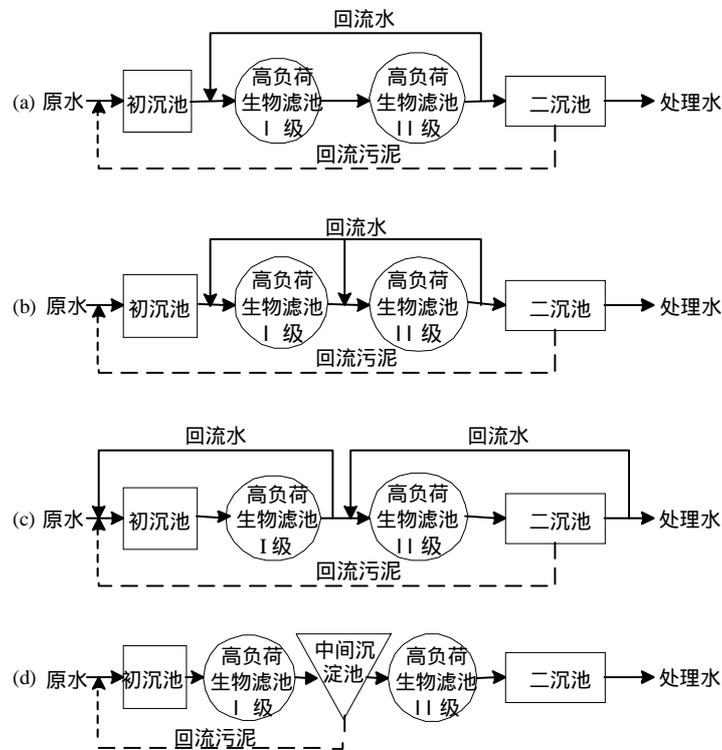


图 8-5 高负荷滤池串联的典型工艺流程

两级生物滤池中常常能进行硝化过程, 因而它不仅对有机物的去除率高达 90% 以上, 而且出水中也能含有硝酸盐和溶解氧。负荷率不均通常是两级生物滤池的主要弊端, 第一级滤池负荷率较高, 生物膜生长快, 脱落生物膜易于积存并产生堵塞现象; 第二级滤池往往负荷率低, 生物膜生长不佳, 滤池容积未得到充分利用。为解决这一问题, 提高两级生物滤池的效率, 可以采用交替配水的两级生物滤池系统, 如图 8-6 所示。在此系统中, 两级串联的两个滤池交替地用作一级滤池或二级滤池, 此时, 两个滤池中滤料的粒径应该相同, 在构筑物的高程布置上也应该考虑到水流方向互换的可能性。此外, 增大占地面积并需污

水的又一次提升是两级生物滤池的另一项弊端，但根据地方条件不允许提高单个滤池的高度时，就可以考虑采用两级生物滤池。

3. 需氧与供氧

生物滤池单位容积滤料的需氧量 O_2 (kg/m^3 滤料) 可按下列公式求定：

$$O_2 = a \text{BOD}_r + bP \quad (8-19)$$

式中 BOD_r ——生物滤池中所去除 BOD_5 量, kg/m^3 ;

a' ——每 kg BOD_5 完全降解所需要的氧量 (kg)。对城市污水, 此值取 1.46 左右;

P ——每立方米滤料上覆盖着的生物膜量 (kg/m^3 滤料), 如滤料的粒径以 50 mm 计, 球形率 $\phi=0.78$, 滤池上层生物膜厚为 2 mm (含水率 98%), 则每立方米滤料上的活性生物量为 $3.2 \text{kg}/\text{m}^3$; 滤池下层生物膜厚为 0.5 mm, 则每立方米滤料上的生物膜量为 $0.8 \text{kg}/\text{m}^3$ 。此时滤池中每立方米滤料上的活性生物膜量的平均值为 $(3.2+0.8)/2=2 \text{kg}/\text{m}^3$;

b' ——单位重量活性生物膜的需氧量, 此值大致是 $0.18 \text{kg}/\text{kg}$ 。

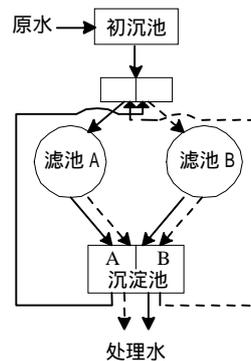


图 8-6 交替配水的两级高负荷滤池

应该指出, 生物膜污泥量是难于精确计算的, 除原污水水质和负荷率等因素能影响生物膜污泥的数量以外, 活性生物膜厚度的不同和其沿滤池深度分布的不同也给生物膜污泥量的计算带来困难。因此, 生物膜污泥量的数据应通过实测取得, 沿滤池的深度按上、下层分别测定, 取其平均值作为设计与运行数据。以塑料作为滤料的生物滤池的生物膜量则可根据生产厂家提供的比表面积、滤料表面上覆盖的生物膜厚度及有关数据进行计算。

生物滤池的供氧是氧气在自然条件下通过池内外空气的流通而转移到水中并进而扩散传递到生物膜内部而实现的。影响生物滤池通风状况的主要因素有滤池内外温差、风力、滤料类型及污水布水量等。滤池内外温差能决定空气在滤池内的流速与流向等, 以下是表达池内外温差与空气流速的经验关系式:

$$v = 0.075\Delta T - 0.15 \quad (8-20)$$

式中 v ——空气流速, m/min ;

ΔT ——滤池内外温差, $^{\circ}\text{C}$ 。

由上式可见, 当 $\Delta T=2$ 时, $v=0$, 空气流通停止。在一般情况下, $\Delta T=6$, 按上式计

算得 $v = 0.3 \text{ m/min} = 432 \text{ m/d}$ ，即每立方米滤料每天通过的空气量为 432 m^3 。因每立方米空气中 O_2 的含量为 0.28 kg ，则向生物膜提供的氧量约为 121 kg ，若考虑氧气的利用率为 5% ，则实际上能够利用的氧量为 6.06 kg 。当考虑每立方米滤料 BOD 负荷率为 1.2 kg/d 、去除率为 90% 时，由式 (8-19) 可计算得每立方米滤料的需氧量为 $1.94 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ ，可见供氧是充足的，运行正常、通风良好的生物滤池在供氧上是不应存在问题的。

4. 设计与计算

高负荷生物滤池的设计与计算内容主要包括确定滤料容积、决定滤池深度和滤池表面积；再则是旋转布水器的设计与计算。在这里主要阐述第一方面的内容。

滤池池体的工艺计算有多种方法，其中以负荷率计算法使用较为广泛，按日平均污水量进行计算。进入滤池的污水，其 BOD_5 值一般应低于 200 mg/L ，否则应采取处理水回流措施。

进入滤池的污水经回流水稀释后的 BOD_5 值可由下式进行计算：

$$S_a = \alpha S_e \quad (8-21)$$

式中 S_a 、 S_e ——同式 (8-18)；

α ——系数，与污水冬季平均温度、年平均气温和滤料层高度有关，按表 8-2 所列数据选用。

公式(8-21)中系数 α 的值 (张自杰, 1996)

表 8-2

污水冬季平均温度 ()	年平均气温 ()	滤料层高度 (m)				
		2.0	2.5	3.0	3.5	4.0
8~10	<3	2.5	3.3	4.4	5.7	7.5
10~14	3~6	3.3	4.4	5.7	7.5	9.6
>14	>6	4.4	5.7	7.5	9.6	12.0

由 S_0 、 S_e 和 S_a 可进一步计算出回流稀释倍数 n 如下：

$$n = \frac{S_0 - S_e}{S_a - S_e} \quad (8-22)$$

式中各符号意义同前。

在求定经回流水稀释后 BOD_5 值与回流稀释倍数后，可按下列三种负荷率法进行池体的工艺计算：

(1) 按 BOD 容积负荷率 N_v 计算

BOD 容积负荷率 N_v 是指每立方米滤料在每天内所接受 BOD_5 量，以 $\text{g BOD}_5/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$ 表示，此值一般不宜高于 $1200 \text{ g}/(\text{m}^3 \text{ 滤料} \cdot \text{d})$ 。由 N_v 可计算滤料容积 V 并进而计算出滤池表面积 A 分别如下：

$$V = \frac{Q(n+1)S_a}{N_v} \quad (8-23)$$

$$A = \frac{V}{H} \quad (8-24)$$

式中 Q ——原污水日平均流量, m^3/d ; 其他符号意义同前。

(2) 按 BOD 面积负荷率 N_A 计算

BOD 面积负荷率 N_A 是指每 m^2 滤料在每天内所接受 BOD₅ 量, 以 $\text{g BOD}_5/(\text{m}^2 \text{滤料} \cdot \text{d})$ 表示, 此值一般介于 $1100 \sim 2000 \text{ g}/(\text{m}^2 \text{滤料} \cdot \text{d})$ 之间。由 N_A 可计算滤池面积 A 并进而计算出滤料容积 V 分别如下:

$$A = \frac{Q(n+1)S_a}{N_a} \quad (8-25)$$

$$V = AH \quad (8-26)$$

(3) 按水力负荷率 N_q 计算

水力负荷率 N_q 是指每平方米滤池表面每天所接受的污水量, 以 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 表示, 其值一般介于 $10 \sim 30 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。由 N_q 可计算出滤池表面积 A 如下:

$$A = \frac{Q(n+1)S_a}{N_q} \quad (8-27)$$

上述各负荷率计算法应属经验计算法, 所提出的各项负荷率的数据一般都是由对运行数据归纳整理后而确定的, 具有一定的实用意义, 但在理论探讨方面尚欠不足。

8.1.3 塔式生物滤池

1. 构造与特征

塔式生物滤池一般高达 $8 \sim 24 \text{ m}$, 直径 $1 \sim 3.5 \text{ m}$, 径高比介于 $1:6 \sim 1:8$ 左右。呈塔状。在构造上主要由塔身、滤料、布水系统以及通风及排水装置所组成, 在平面上多呈圆形, 如图 8-7 所示。

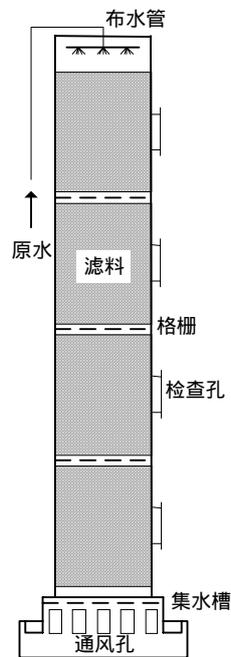


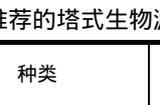
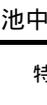
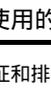
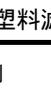
图 8-7 塔式生物滤池

塔身一般可用砖砌筑，也可以在现场浇筑钢筋混凝土或预制板构件在现场组装，还可以采用钢框架结构，四周用塑料板或金属板围嵌，以减轻整个池体重量。塔身沿高度常分数层建造，在分层处设有格栅，格栅承托在塔身上，这样可使滤料荷重分层负担，但各层之间间隔应尽量小，以防止已经在滤料表面上均匀分布的污水重新汇集起来。塔身每层高以不大于 2 m 为宜，以免将滤料压碎。每层还应设检修孔，以便更换滤料；设测温孔和观察孔，以便测量池内温度和观察塔内生物膜的生长情况和滤料表面布水的均匀程度，并取样分析。塔顶上缘应高出最上层滤料表面 0.5 m 左右，以免风吹影响污水的均匀分布。

滤料一般采用质轻的人工滤料，如国内常用的纸蜂窝（容重 20~25 kg/m³）、玻璃布蜂窝和聚氯乙烯斜交错波纹板（容重 140 kg/m³）等。表 8-3 所列举的则是国外推荐使用的塔式生物滤池滤料。

国外推荐的塔式生物滤池中使用的塑料滤料（张自杰,1996）

表 8-3

形状	种类	特征和排列	比表面积 (m ² /m ³)	孔隙率 (%)
波纹	“Flocor” 	塑料薄板制成 1×1×0.6 m	85	98
	“Surfpac” 	聚苯乙烯薄片做成 1×1×0.55 m	187	94
管式	“Cloisonyle” 	塑料管状连续，长度方向与水平成直角排列	220	94
蜂窝	“Surfpac” 	聚苯乙烯薄片 1×1×0.55 m	82	94

布水装置与普通生物滤池及高负荷生物滤池基本相同，对大中型塔式生物滤池多采用电机驱动或水流反作用力驱动的旋转布水器，对小型塔式生物滤池则多采用固定式喷嘴布水系统，也可以使用多孔管和溅水筛板等布水。

通风一般都采用自然通风方式，塔底设有高度为 0.4~0.6 m 的空间，周围留有通风孔，其有效面积一般不小于滤池面积的 7.5%~10%。因塔式生物滤池形状似塔，使滤池内部形成较强的拔风状态，因而通风良好。当然，塔式生物滤池也可采用机械通风，特别是当处理工业废水并吹脱其中的有害气体时，多采用人工机械通风，但是在滤池上部和下部装设吸气或鼓风的风机时要注意空气在滤池表面上的均匀分布，并防止冬季降低池内水温。

塔式生物滤池也属一种高负荷生物滤池，但其负荷远比一般高负荷滤池高，如其水力负荷可达 80~200 m³/(m²·d)，为一般高负荷生物滤池的 2~10 倍；BOD 容积负荷率可达 1000~2000 g/(m³·d)，为一般高负荷生物滤池的 2~3 倍。高额的有机负荷使其生物膜生长迅速，高额的水力负荷又使生物膜受到强烈的水力冲刷，从而使生物膜不断地脱落与更新，并经常保持较好的活性。当然，生物膜生长过速并频繁地脱落，易于产生滤料的堵塞现象，尤其是上层。为此，最好将进水 BOD₅ 值控制在 500 mg/L 以下，否则需要采取处理水回流措施。

塔式生物滤池的优点是占地面积可大大缩小，对水量水质突变的适应性强，即使是受突然变化的负荷影响后，一般也只是上层滤料的生物膜受影响，因此能较快地恢复正常工作。其主要不足是在地形平坦处需要的污水抽升费用较大，并且由于池高使得运行管理也不太方便，但这些都不至于影响具有显著优点的塔式生物滤池在实践中的应用。

2. 设计与计算

塔式生物滤池的设计与计算与普通的生物滤池和高负荷生物滤池相近似，一般包括计算滤料容积、滤池深度和平面尺寸，再则是布水系统的计算等。

滤料容积可根据塔式生物滤池的 BOD_5 容积负荷率或 BOD_u 容积允许负荷率按下列公式进行计算：

$$V = \frac{S_a Q}{N_a} \quad (8-28)$$

式中 V ——滤料容积， m^3 ；
 S_a ——进水 BOD_5 （或 BOD_u ）， g/m^3 ；
 Q ——进水的平均日流量， m^3/d ；
 N_a —— BOD_5 容积负荷（或 BOD_u 容积允许负荷）， $g/(m^3 \cdot d)$ 。

在上式中， N_a 作为 BOD_5 容积负荷率可参考已有相似污水处理站的运行数据（如 N_a 与处理水 BOD_5 值之间的关系）进行选定； N_a 作为 BOD_u 容积允许负荷率主要取决于对处理水 BOD_u 值的要求和污水在冬季的平均温度，可参照文献（张自杰，1996）选定，即在同一处理水要求 BOD_u 值的条件下，温度越低， BOD_u 容积允许负荷率越低，反之则可较高；在同一温度条件下，处理水 BOD_u 值要求越低， BOD_u 容积允许负荷率越低，反之则亦可较高。

塔式生物滤池的表面面积 A (m^2) 可由滤料容积 V (m^3) 除以其有效的工作高度 H (m) 求得。 H 取决于进水 BOD_u ，当进水 BOD_u 为 250 mg/L 时，可取 $H=8 \text{ m}$ ；当 BOD_u 每递增 50 mg/L 至 500 mg/L 时， H 值可相应递增 2 m 。

在表面面积 A 确定以后，需进一步用水力负荷 $q=Q/A$ 进行校核。若计算所得的水力负荷 q 与小型试验的水力负荷 q' 相等，即 $q=q'$ ，说明设计可行；若 $q>q'$ ，应适当减小滤池高度；若 $q<q'$ ，可适当加大滤池高度，或者采用回流或多级滤池串联的运行方式。

8.1.4 厌氧生物滤池

厌氧生物滤池与前面所述的普通生物滤池、高负荷生物滤池核塔式生物滤池的最大不同之处是，它是一种装填滤料的厌氧生物反应器。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，在微生物膜的吸附与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。厌氧生物过程中产生的沼气则收集于滤池顶部的集气罩内并引出池外，而处理水则由厌氧滤池旁侧流出。为了分离处理水中挟带的脱落的生物膜，一般在滤池后需设沉淀池。

滤料依然是厌氧生物滤池的主体部分，常用的有碎石、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，滤料层厚度多不超过 1.2 m ，因滤料的比表面积仅有 $40\sim 50 \text{ m}^2/m^3$ ，孔隙率为 $50\%\sim 60\%$ ，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，仅为 $3\sim 6 \text{ kg COD}/(m^3 \cdot d)$ ，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 5 m 以上，因其比表面积和孔隙率均较大，如波纹板滤料的比表面积达 $100\sim 200 \text{ m}^2/m^3$ ，孔隙率达 $80\%\sim 90\%$ ，因此有机

负荷大为提高，在中温发酵条件下可达 $5\sim 15\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，是前者的两倍，这样的滤池也不易堵塞，因而在生产实践中多被采用。

在厌氧生物滤池中，厌氧微生物总是大部分以生物膜的形式出现，少部分以厌氧活性污泥的形式存在于滤料的间隙中。Hanaki 等人（1994）采用实验室规模的厌氧生物滤池处理不同种污水时生物量及其活性的研究表明：当水力停留时间 $\text{HRT}=3\sim 9\text{ h}$ 时，以挥发性固体 VS 表示的生物量浓度可达到 $1500\sim 8000\text{ mgVS/L}$ ，生物固体停留时间超过 100 d ；由于采用的是底部进水的升流式，底部生物膜量明显高出顶部的生物膜量，但顶部的生物膜的比甲烷活性底部的为高；用以处理葡萄糖污水、卵清蛋白污水和醋酸盐污水时的生物比增长率分别为 $0.13\sim 0.15$ 、 0.10 和 0.039 g VS/gCOD 。

根据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，见图 8-8。在升流式厌氧生物滤池中，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，沼气通过设于滤池顶部最上端的收集管排出滤池。在降流式厌氧生物滤池中，污水进流与处理水出流和升流式恰好相反，但沼气收集管仍设于池顶部上端。由于这两种滤池的操作方式的差异，使得升流式厌氧生物滤池中的大部分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，但总的生物量仍比降流式厌氧生物滤池为高。由于升流式厌氧生物滤池是从底部进水，底部易于堵塞，污泥浓度沿深度分布不均匀，上少下多，上部滤料不能被充分利用，因而实际中可采取处理水回流的方式来降低原污水悬浮固体（如低于 200 mg/L ）及有机物的浓度，提高水力负荷，提高池内水流的上升流速，减少滤料空隙间的悬浮物，减轻堵塞的可能性。再者，通过回流措施可使滤料层中的生物膜量趋于均匀分布，充分发挥滤池作用，提高净化功能。

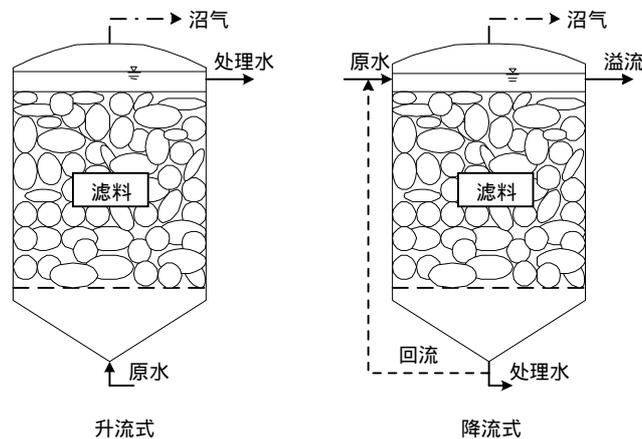


图 8-8 厌氧生物滤池的两种形式

厌氧生物滤池的工艺设计与计算主要是确定其容积，多采用容积负荷法。容积负荷率通常是通过试验或参考已有同类处理厂的运行数据进行确定。在中温发酵（ $30\sim 35$ ）的条件下，厌氧生物滤池采用块状滤料时容积负荷率可选用 $3\sim 6\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。在选定了容积负荷率后，可按下式计算滤池的容积：

$$V = \frac{QS_0}{N_v} \quad (8-29)$$

式中 N_v ——容积负荷率, kg COD/(m³·d)。

表 8-4 和表 8-5 所示分别为国内和国外应用厌氧生物滤池处理不同种污水时的一些参数及性能指标(钱易与米祥友, 1993), 这些数据可供研究和设计时参考。

升流式厌氧生物滤池处理不同种污水的参数与性能指标

表 8-4

污水来源	有机物负荷 (kgCOD/(m ³ ·d))	进水 COD (mg/L)	COD 去除率 (%)	产气率 (m ³ /(m ³ ·d))	HRT (d)	发酵温度 ()	规模 (m ³)
酒糟上清液	4	7000~9000	87.2	3.1	1.6~2.2	28	1
酒糟污水	6.1	164970	60.1	4.15	13	40	26.9
合成脂肪酸污水	20	2400	70	11.6	1	35	10
	1066	14810	70.1	3.34	1.4	35~37	5
豆制品污水	11.1	20320	78.4	5.1	1.8	30~32	2.5
橡胶污水	6	9000	93.2	4.79	1.5	28	30
剑麻脱胶污水	5	9000	88.7	2.5	1.8	28	30
酒精污水	6.25	50000	94	4	8	高温	150, 185
淀粉污水	9.67	2700~12000	82.2	-	1.18	25~30	11.3

国外采用厌氧生物滤池处理不同种污水时的参数与性能指标

表 8-5

污水来源	滤池形式	有机物负荷 (kgCOD/(m ³ ·d))	进水 COD (g/L)	COD 去除率 (%)	产气率 (m ³ /(m ³ ·d))	发酵温度 ()	规模 (m ³)
浓缩黑液的污冷凝水	升流式	7~10	7~8	65~80	2.3~3.3	-	5
浓缩黑液的污冷凝水	升流式	7.7	2~10	80	2.4	30	1700
糖厂阴离子污水	升流式	-	20	55	2.3	35~37	1500×2
甜菜糖污水	升流式	-	9~40	70	11.5	35	100, 50
大豆加工污水	升流式	11.6	7.6	60	1.7	36	205
酒糟污水	升流式	5.4	42~47	70~80	2.5	55	150, 185
小麦淀粉污水	升流式	3.8	4~13	65	-	-	-
奶酪厂污水	降流式	5	1~3	60	-	30	400
酒厂污水	降流式	8~10	70~105	65~70	-	37~40	1300
酒厂污水	降流式	8.9	95	75	-	-	生产规模
牛奶厂污水	降流式	5.8~11.6	4	72.5~93	-	30	500

8.1.5 活性生物滤池

当生物滤池与活性污泥曝气池串联运行在一起形成组合的生物膜-活性污泥工艺、污水与回流污泥一同进入滤池进行生物处理时, 此时的生物滤池称为活性生物滤池, 见图 8-9。

自 1967 年在美国加利福尼亚州开始建造一座处理能力为 5760 m³/d 的活性生物滤池以

来，现在美国、加拿大已有几十座活性生物滤池处理厂投入使用。将生物膜反应器与活性污泥曝气池的组合在一起的类似工艺仍在深入的研究中（Su *et al.*, 1996; Liu *et al.*, 1997）。

活性生物滤池在进水时由于采用了较多的活性污泥回流，滤床中具有大量的活性微生物，滤池中就发生了较高的微生物的同化作用，也就是说活性生物滤池犹如高效的微生物合成器，进水中大量的有机物首先在此被活性污泥所吸附和氧化，并进行微生物的大量合成。但由于污水与活性污泥在此滤池中的停留时间较短，微生物对吸附在活性污泥上的有机物还未完全氧化，故滤池出水尚需在曝气池中进一步曝气处理以达到良好的出水水质。也正是由于活性生物滤池的这种作用，使得后续曝气池的负荷大为减轻且波动减小。试验研究结果还表明，活性生物滤池有较高的耐冲击负荷的能力，即使进水负荷变化较大，滤池处理效果不会有较大的波动。再者，在曝气池前设置活性生物滤池，可以显著改善曝气池的运转工况，克服污泥膨胀问题，整个处理系统的工作十分稳定。

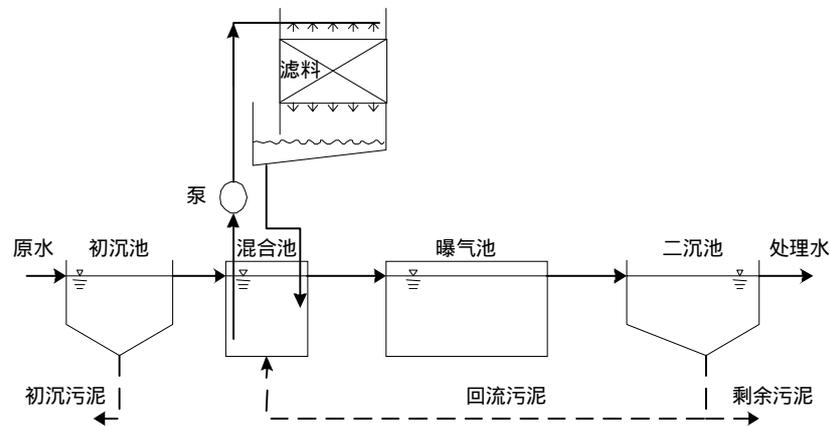


图 8-9 活性生物滤池

活性生物滤池的构造基本上同塔式生物滤池，只是滤床高度较低而已，一般为 5 m 左右。采用的滤料一般有水平放置的木板条（ $20 \times 15 \sim 20 \times 20$ mm），这些板条在滤床中逐层交错排列，板条净间距为 20 mm。此外，还可以采用塑料蜂窝填料，其孔径不小于 25 mm。

活性生物滤池的工艺设计与计算也主要是确定其容积，一般多采用容积负荷率法。活性生物滤池的负荷率按总处理效率 90% 考虑，一般情况下对有机物的去除率为 65%~70% 时，容积负荷率为 $3 \sim 5$ kg BOD₅/(m³·d)，相应水力负荷率为 $120 \sim 200$ m³/(m²·d)；曝气池有机负荷率为 $0.5 \sim 0.6$ kg BOD₅/(kg·d)，相应曝气时间为 1.5~2.0 h。关于活性生物滤池其他的设计参数，可参照文献进行（Benfield & Randall, 1980）。

8.2 生物转盘

生物转盘源于联邦德国，第一套半生产性的生物转盘试验装置是于 1954 年在西德海尔布隆（Heilbronn）污水处理厂建成，至 70 年代仅在欧洲就已有 1000 多座生物转盘。由于生物转盘具有净化效果好和能源消耗低等优点，因而在世界范围内都得到广泛的研究与应

用，并在相应的方面取得很大进展。按照有无氧气的参与，生物转盘一般可分为好氧生物转盘和厌氧生物转盘，下面分别加以阐述。

8.2.1 好氧生物转盘

1. 构造与特征

好氧生物转盘是由盘片、接触反应槽、转轴及驱动装置所组成，见图 8-10。盘片串联成组，其中心贯以转轴，转轴的两端安设在半圆形接触反应槽的支座上。转盘面积的 45%~50% 浸没在槽内的污水中，转轴高出水面 10~25 cm。

当盘片缓慢转动浸没在接触反应槽内缓缓流动的污水中时，污水中的有机物将被滋生在盘片上的生物膜吸附；当盘片离开污水时，盘片表面形成的薄薄水膜从空气中吸氧，同时在微生物酶的作用下被吸附的有机物进行氧化分解，见图 8-11。圆盘不断地转动，污水中的有机物不断分解。当生物膜厚度增加到一定厚度以后，其内部形成厌氧层并开始老化、剥落，脱落的生物膜由二次沉淀池沉降去除。

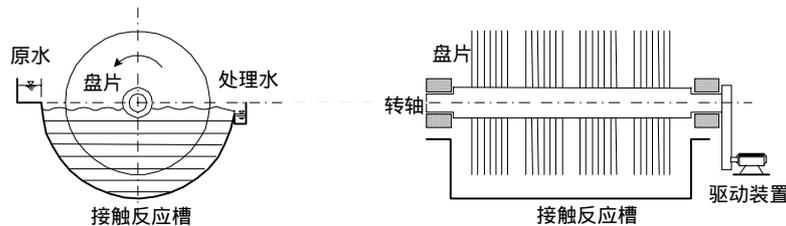


图 8-10 好氧生物转盘

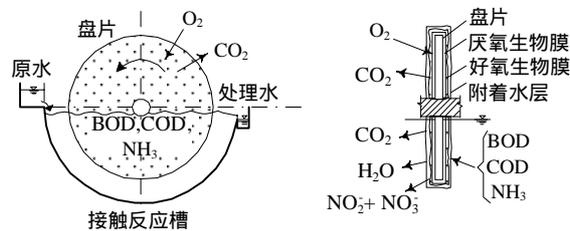


图 8-11 有机物在好氧生物转盘上分解示意图

盘片一般多采用圆形平板或表面呈波纹状的原圆板，直径介于 2.0~3.6 m 之间，若采用现场组装，直径甚至可达 5 m。盘片间距主要取决于盘片直径和生物膜的最大厚度，一般为 10~30 mm，污水浓度高者，取其上限值，以免生物膜堵塞；如采用多级转盘，则前数级的盘片间距为 25~35 mm，后数级为 10~20 mm。盘片多由塑料制成，平板盘片多为聚氯乙烯塑料，而波纹板盘片多用聚酯玻璃钢。

接触反应槽可用钢板制作，也可用砖或钢筋混凝土建造，水泥砂浆抹面再涂以防水耐磨层。其断面形状呈与盘片外形基本吻合的半圆形，以免产生死角。盘片边缘与槽内面应留有不小于 150 mm 的间距，槽底应考虑设有放空管，槽的两个侧面设有锯齿形溢流堰式的进出水设备。接触反应槽的整体尺寸应根据盘片直径和转轴长度确定。

转轴一般采用实心或无缝钢管，直径介于 50~80 mm，两端安装在固定于接触反应槽两

端的支座上。转轴的长度一般在 0.5~7.0 m 之间,不能太长,否则往往由于同心度加工欠佳,易于挠曲变形,发生磨断或扭转,所以其强度和刚度必须经过力学计算以防断裂和挠曲。

驱动装置包括动力设备、减速装置及传动链条等。转盘的转速一般控制在 0.8~3.0 r/min、线速度为 10~20 m/min 为宜,转速过高将有损于设备的机械强度,消耗电能,还由于在盘片上产生较大的剪切力易使生物膜过早剥离。近年来,国外在简化或减少驱动装置方面还引入了一种空气驱动生物转盘,即在转盘的外周设有空气罩,在转盘下侧设有曝气管,在管上均等地安装扩散器,空气从扩散器均匀地吹向空气罩,产生浮力使转盘转动,见图 8-12。该技术具有槽内污水溶解氧浓度高、生物膜活性增强、气量调节转盘转数及易于维护管理等优点。

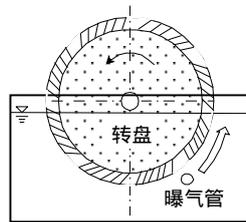


图 8-12 空气驱动生物转盘

2. 典型工艺流程

根据转盘和盘片的布置形式,生物转盘可分为单轴单级式(见图 8-13)、单轴多级式(见图 8-14)和多轴多级式(即单轴单级式串联布置的形式)3种,级数多少主要取决于污水水量与水质、处理水应达到的处理程度和现场条件等因素。

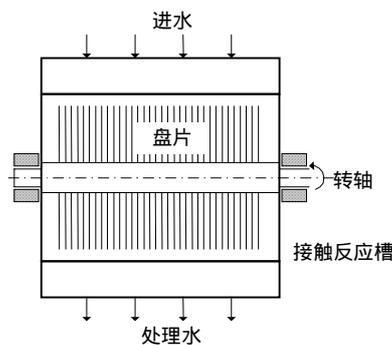


图 8-13 单轴单级式生物转盘

实践表明,处理同一种污水,如盘片面积不变,将转盘分为多级串联运行能显著提高处理水水质和水中溶解氧的含量。同时对生物转盘上生物相的观察表明,第一级盘片上的生物膜最厚,随着污水中有机物的逐渐减少,后几级盘片上的生物膜逐渐变薄,例如当用来处理城市污水时,第一、二级盘片上占优势的微生物是菌胶团和细菌,生物膜干重可达 5 g/cm^2 ,而三、四级盘片上则主要是细菌和原生动,生物膜干重约为 1 g/cm^2 。

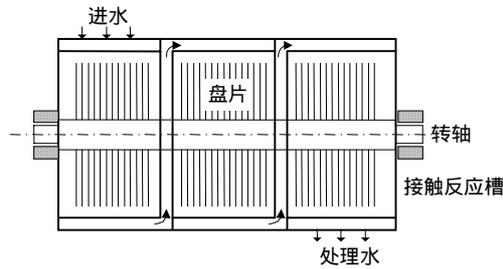


图 8-14 单轴多级式生物转盘

根据生物转盘在整个污水处理流程中的位置，又可分为两级或多级的处理流程，见图 8-15。从第一级到后续的各级中，原污水中有机物浓度逐步降低，有时还可进行脱氮，参见图 8-16。

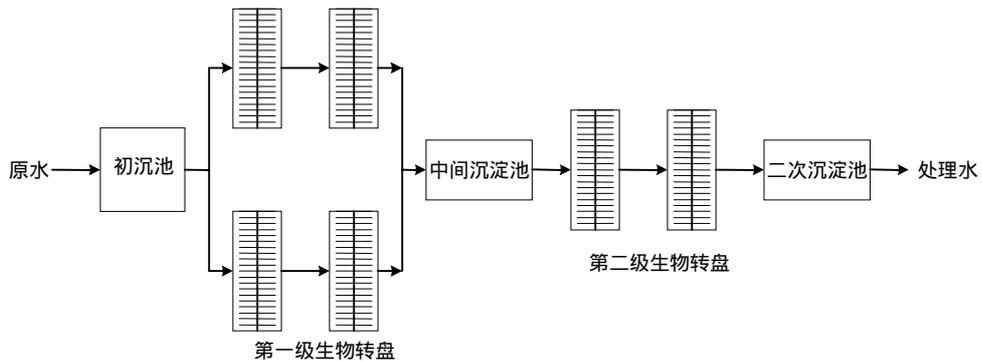


图 8-15 好氧生物转盘的处理流程

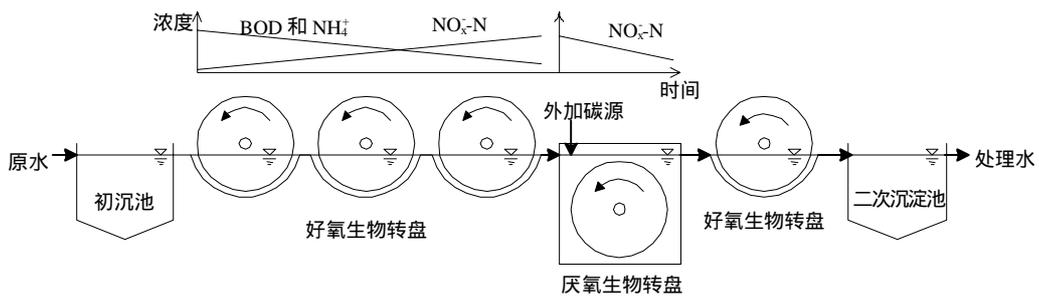


图 8-16 生物转盘内有机物降解及脱氮工艺流程

3. 设计与计算

生物转盘设计与计算的主要内容包括求定所需转盘的总面积，以此为基础进一步求定盘片总片数、接触氧化槽总容积、转轴长度及污水在接触反应槽的停留时间等。

转盘总面积的确定通常采用负荷率法，按照平均日污水流量进行计算。生物转盘的 BOD

面积负荷率 N_A 是指单位盘片表面积在 1 d 内能接受的并使转盘达到预期处理效果的 BOD 的量, 单位以 $\text{g BOD}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 表示; 水力负荷率 N_q 则是指单位盘片表面积在 1 d 内能接受并使转盘达到预期处理效果的污水量, 单位以 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 表示。据此定义, N_A 和 N_q 的表达式分别如下:

$$N_A = \frac{QS_0}{A} \quad (8-30)$$

$$N_q = \frac{Q}{A} \quad (8-31)$$

式中 Q ——平均日污水量, m^3/d ;
 S_0 ——原污水的 BOD_5 值, mg/L ;
 A ——盘片总面积, m^2 。

一般来说, 对于采用生物转盘处理城市污水时, BOD_5 面积负荷率介于 $5 \sim 20 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 而首级转盘的负荷率不宜超过 $40 \sim 50 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。国外根据对处理水水质的要求不同采用 BOD_5 面积负荷率分别为 $20 \sim 40 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (处理水 $\text{BOD}_5 \leq 60 \text{ mg/L}$) 和 $10 \sim 20 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (处理水 $\text{BOD}_5 \leq 30 \text{ mg/L}$)。水力负荷 N_q 在很大程度上取决于原污水的 BOD 值, 对于一般城市污水, 此值多在 $0.08 \sim 0.2 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 之间。

在确定了负荷率值后, 转盘总面积可确定如下:

$$A = \frac{QS_0}{N_A} \quad (8-32)$$

或
$$A = \frac{Q}{N_q} \quad (8-33)$$

转盘的总片数 M 可由转盘总面积 A 来进一步求得, 直径为 D 的圆形转盘或单片转盘面积为 a 的多边形转盘的总片数可分别由下式计算:

$$M = \frac{A}{2 \cdot \frac{\pi}{4} D^2} = 0.637 \frac{A}{D^2} \quad (8-34)$$

或
$$M = \frac{A}{2a} \quad (8-35)$$

两式中分母中的 2 是考虑盘片双面均为有效面积。

假定采用 n 级(台)转盘, 则每级(台)转盘的盘片数 $m = M/n$ 。由 m 可进一步求得每级(台)转盘的转轴长度:

$$L = m(d+b)K \quad (8-36)$$

式中 L ——每级(台)转盘的转轴长度, mm ;
 m ——每级(台)转盘的盘片数;
 d ——盘片间距, m ;
 b ——盘片厚度, 与转盘材料有关, 一般取值为 $0.001 \sim 0.013 \text{ m}$;
 K ——考虑污水流动的循环沟道的系数, 取值 1.2。

接触反应槽的容积与槽的断面形式有关, 当采用半圆形接触反应槽时, 其总有效容积 V (m^3) 和净有效容积 V' (m^3) 分别为:

$$V = (0.294 \sim 0.335)(D + 2\delta)^2 \cdot l \quad (8-37)$$

$$V' = (0.294 \sim 0.335)(D + 2\delta)^2 \cdot (l - mb) \quad (8-38)$$

式中 δ ——盘片边缘与接触反应槽内壁之间的净距, m;
0.294~0.335——系数, 取决于转轴中心距水面高度 r (一般为 0.15~0.30 m) 与盘片 D 直径之比, 当 $r/D=0.1$ 时可取 0.294; 当 $r/D=0.06$ 时可取 0.335。

转盘的旋转速度以不超过 20 m/min 为宜, 但也不能太低, 否则若水力负荷较大, 接触氧化槽内的污水得不到完全混合。最小转数 n_{\min} (r/min) 可由下式计算:

$$n_{\min} = \frac{6.37}{D} \left(0.9 - \frac{1}{N_q} \right) \quad (8-39)$$

所需电机功率可由下式计算得到:

$$N_p = \frac{3.85R^4 n_{\min} m \alpha \beta}{d \times 10} \quad (8-40)$$

式中 R ——转盘半径, cm;
 m ——一根转轴上的盘片数;
 α ——同一电机带动的转轴数;
 β ——生物膜厚度系数, 可取 2(膜厚 0~1 mm)、3(膜厚 1~2mm)和 3(膜厚 2~3mm)。

污水在接触氧化槽内的平均接触时间(停留时间)为:

$$t_a = \frac{V}{Q} \quad (8-41)$$

式中 t_a ——平均接触时间, h;
 V ——氧化槽有效容积, m^3 ;
 Q ——污水流量, m^3/d 。

8.2.2 厌氧生物转盘

厌氧生物转盘在构造上与好氧生物转盘相似, 亦由盘片、接触反应槽、转轴及驱动装置所组成。与好氧生物转盘不同的是, 盘片大部分或全部浸没于水中; 接触反应槽密封, 以利于厌氧反应的进行和收集沼气。厌氧生物转盘的构造如图 8-17 所示, 其中盘片可分为固定盘片和转动盘片, 相间排列, 以防生物膜粘连堵塞, 固定盘片一般设在生物转盘的起端。

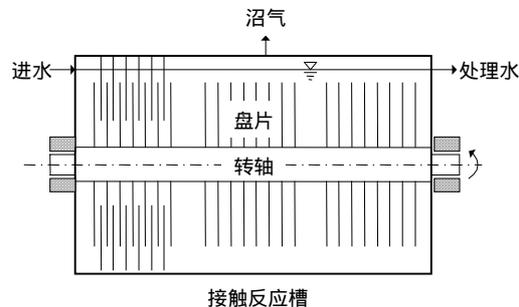


图 8-17 厌氧生物转盘

厌氧生物转盘的设计与计算一般亦按负荷法进行, 在通过试验确定了 BOD 面积负荷率

N_A 后，即可参照式 (8-32) 计算求定盘片总面积。其余详细的设计与计算内容及步骤均可参照好氧生物转盘的情况而定。

厌氧生物转盘目前在国内外尚处于小试及中试阶段，该工艺主要用于处理高浓度含碳有机污水 (Yeh *et al.*, 1997; 钱易与米祥友, 1993)；进行反硝化脱氮 (Metcalf & Eddy, 1991; Okabe *et al.*, 1996; Benefield & Randall, 1980) 与除磷 (钱易与米祥友, 1993) 和进行硫酸盐还原脱硫等。厌氧生物转盘一般还主要用来处理含悬浮物固体浓度较高的污水，并可承受较高的有机物负荷，如在中温操作条件下，有机物面积负荷可达 $40 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 左右，相应的 COD 去除率可达 90% 左右；无需提升污水和处理水回流，因而节能和便于操作；转盘转动时作用在生物膜上的剪力使老化生物膜不断剥落，因而生物膜可经常保持较高的活性；具有承受冲击负荷的能力，处理过程稳定性增强；可采用多级串联的运行方式；便于运行与管理。

8.3 淹没式生物滤池

淹没式生物滤池常被称之为生物接触氧化法，于 1971 年在日本首创，近 10 余年来，该技术在国内外都得到了较为广泛的研究与应用，用于处理生活污水和某些工业的有机污水，并取得了良好的处理效果 (Goncalves *et al.*, 1994; Smith, 1995; Park *et al.*, 1996; 余淦申, 1991)。所谓淹没式生物滤池，就是在池内充填惰性填料，已经预先充氧曝气的污水浸没并流经全部填料，污水中的有机物与填料上的生物膜广泛接触，在微生物的新陈代谢作用下污染物得到去除。淹没式生物滤池的另一种形式是在池内设有曝气装置，向池内供氧并起搅拌与混合作用，污水流经池内填料与生物膜接触，此技术相当于在活性污泥法曝气池内充填供微生物附着、栖息的填料，因而又称为接触曝气法。以下将分别阐述淹没式生物滤池的构造、池型、典型工艺流程和有关的设计与计算。

8.3.1 淹没式生物滤池的构造

淹没式生物滤池主要是由池体、填料床、曝气装置、进出水装置等组成，见图 8-18。

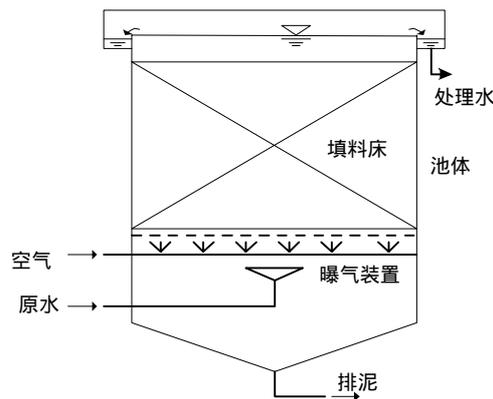


图 8-18 淹没式生物滤池的组成

池体在平面上多呈圆形、矩形或方形，用钢板焊接制成或用钢筋混凝土浇灌砌成。池

体总高度一般约为 4.5~5.0 m，其中填料床高度为 3.0~3.5 m，底部布气层高度为 0.6~0.7 m，顶部稳定水层为 0.5~0.6 m。

填料床是淹没式生物滤池的重要组成部分，它既直接影响到污水处理效果，又关系到接触氧化池的基建费用，故填料的选择应从技术和经济两个方面加以考虑。考虑到生物膜的生长繁殖、充氧与不堵塞，填料床内应填充比表面积大、空隙率高的填料。目前淹没式生物滤池中常采用的填料主要有蜂窝状填料、波纹板状填料及软性与半软性填料等，见图 8-19，有关的特性指标列于表 8-6 中。此外，有些处理厂（站）中仍沿用砂粒、碎石、无烟煤、焦炭、矿渣及瓷环等无机填料。

曝气装置多采用穿孔管布气，孔眼直径为 5 mm，孔眼中心距为 10 cm 左右。布气管可设在填料床下部或其一侧，并将孔眼做均匀布置，而空气则来自鼓风机或射流器。在运行中要求布气均匀，并考虑到填料床发生堵塞时能适当加大气量及提高冲洗能力。当采用表曝机供氧时，则应考虑填料床发生堵塞时有加大转速、加快循环回流提高冲刷能力的可能。

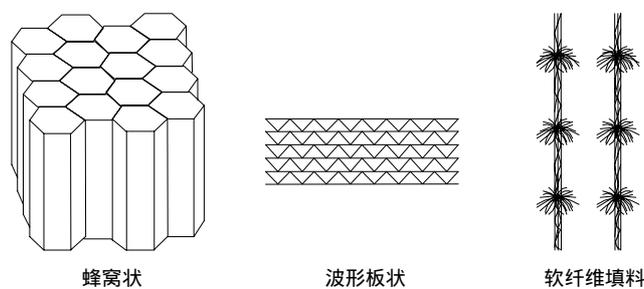


图 8-19 淹没式生物滤池内常用的填料

填料的有关性能指标

表 8-6

填料种类	材 质	比表面积 (m^2/m^3)	孔隙率 (%)
蜂窝状填料	玻璃钢、塑料	133~360	97~98
波纹状填料	硬聚氯乙烯	113, 150, 198	>96, >93, >90
半软性填料	变性聚乙烯塑料	87~93	97
软性填料	化学纤维	~2000	~99

进水装置一般多采用穿孔管进水，穿孔管上孔眼直径为 5 mm，间距为 20 cm 左右，水流喷出孔眼流速一般为 2 m/s。穿孔管可直接设在填料床的上部或下部，使污水均匀布入填料床，污水、空气和生物膜三者之间相互均匀接触可提高填料床工作效率，同时还要考虑到床发生堵塞时有加大进水量的可能。出水装置可根据实际情况选择堰式出水或穿孔管出水。

8.3.2 淹没式生物滤池的池型

根据进水与布气形式的不同，淹没式生物滤池的池型一般有以下 4 种。

1. 底部进水、进气式

如图 8-20 所示，污水与空气都从池体底部均匀布入填料床，填料直接受到水流和气流的搅动，加速了生物膜的脱落和更新，使生物膜经常保持较高的活性，有利于污水中有机

物的氧化与分解，而且有利于防止填料床发生堵塞。

2. 侧部进气、上部进水式

如图 8-21 所示，填料设在池的一侧，空气在无填料的一侧底部进入池内，污水则在填料床上部均匀布入。由于污水的曝气充氧在填料床的外部进行而未直接进入填料床，因而水流与气流对填料的搅动程度要低一些，虽然可致使生物膜的脱落和更新慢些，但由于侧部曝气使得部分水流在池内多次反复充氧，亦有利于污水中有机物的氧化分解。

3. 表曝充氧式

如图 8-22 所示，池中心为曝气区，池上面安装有表面机械曝气装置，而曝气区周围外侧为充填填料的接触氧化区，处理水在其最外侧的空隙上升，从池顶部溢流排走。

4. 射流曝气充氧式

如图 8-23 所示，池型基本上同底部进水、进气式，只是充氧方式采用了射流曝气。射流曝气的工作水来源于填料床上部的稳定水层，这部分水饱和充氧后与进水混合一起进入填料床与生物膜接触，从而进行有机物的接触氧化过程。

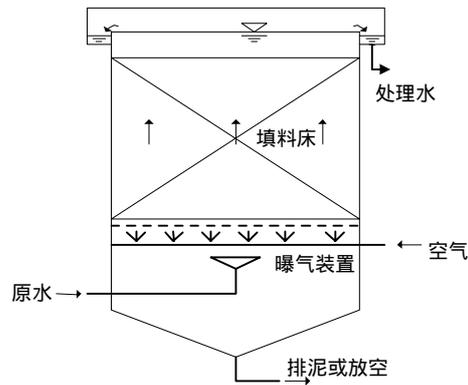


图 8-20 底部进水、进气式淹没式生物滤池

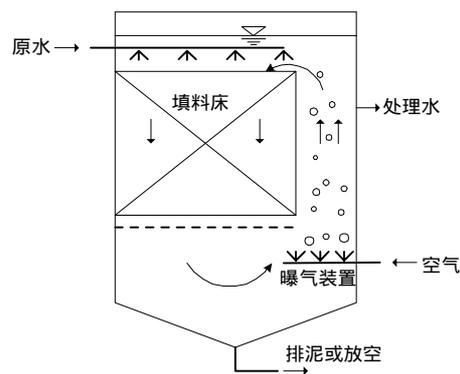


图 8-21 侧部进气、上部进水式淹没式生物滤池

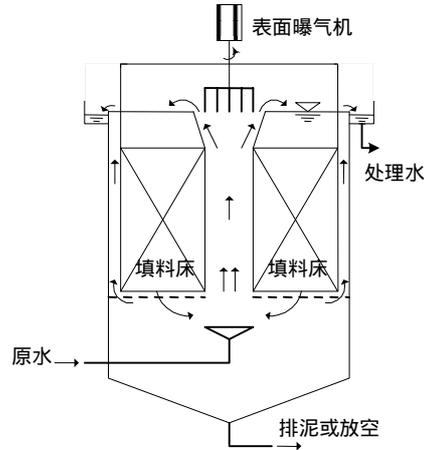


图 8-22 表曝充氧式淹没式生物滤池

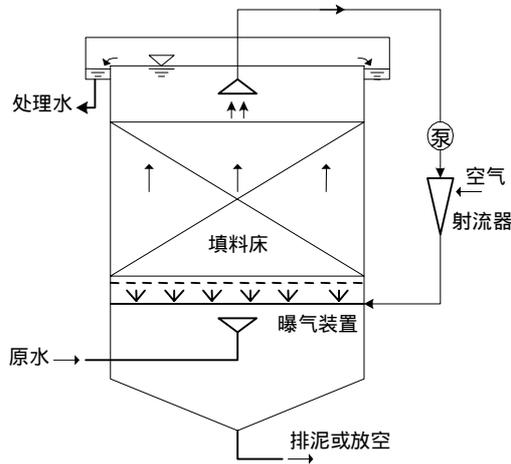


图 8-23 射流曝气充氧式淹没式生物滤池

8.3.3 淹没式生物滤池的典型工艺流程

淹没式生物滤池的工艺流程一般可分为一级（图 8-24a）、二级（图 8-24b）和多级几种形式。在一级处理流程中，原污水经初次沉淀池预处理后进入接触氧化池，出水经过二次沉淀池进行泥水分离后作为处理水排放；在二级处理流程中，两段接触氧化池串联运行，其中间可设有中间沉淀池或免设；而多级处理流程中连续串联三座或以上的接触氧化池。从总体上讲，经初次沉淀池沉淀的污水流入接触氧化池内的微生物处于对数增殖期和减速增殖期的前段，生物膜增长较快，BOD 负荷率亦较高，有机物降解速率也较大，串联运行的后续的接触氧化池内微生物处于减速增殖期的后段或内源呼吸期，生物膜增长缓慢，处理水水质逐步提高。

8.3.4 淹没式生物滤池的设计与计算

淹没式生物滤池的设计与计算内容一般包括确定接触氧化池内填料的容积、总面积、总高度及污水与填料的接触时间等，现就现行的 BOD 容积负荷率计算法和接触时间计算法

分别加以阐述。

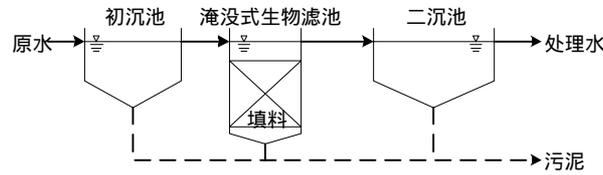


图 8-24a 一级淹没式生物滤池的典型工艺流程

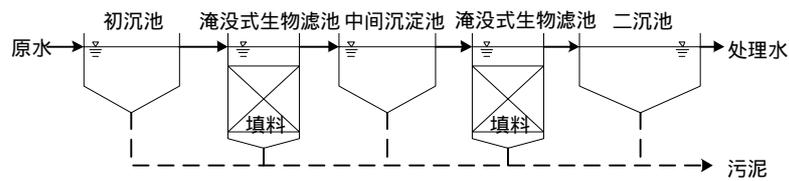


图 8-24b 二级淹没式生物滤池的典型工艺流程

1. BOD 容积负荷率计算法

淹没式生物滤池的 BOD 容积负荷率 N_w 是指每立方米填料每天所能接受 BOD 的量,以 $\text{kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 表示。此值的选定取决于所处理污水的类型及对处理水水质 BOD 的要求,如国内研究者建议当城市污水二级处理或处理印染污水时, N_w 的取值分别为 $3.0 \sim 4.0 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 和 $1.0 \sim 2.0 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; 城市污水处理要求 BOD 分别为 30 mg/L 和 10 mg/L 时, N_w 的取值分别为 $5.0 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 和 $2.0 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。国外研究者建议城市污水进行二级处理时 N_w 值为 $1.2 \sim 2.0 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 当处理水 BOD 值要求达到 30 mg/L 以下时, N_w 值为 $0.8 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$; 进行三级处理时采用的 N_w 值为 $0.12 \sim 0.18 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 当处理水 BOD 值要求达到 10 mg/L 以下时, N_w 值为 $0.2 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

接触氧化池内填料的容积可根据 BOD 容积负荷率 N_w 按下式计算:

$$W = \frac{QS_0}{N_w} \quad (8-42)$$

式中 W ——填料的总有效容积, m^3 ;
 Q ——日平均污水量, m^3/d ;
 S_0 ——原污水 BOD_5 值, g/m^3 或 mg/L ;
 N_w ——BOD 容积负荷率, $\text{g}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。

接触氧化池总面积为:

$$A = \frac{W}{H} \quad (8-43)$$

式中 A ——接触氧化池的总面积, m^2 ;
 H ——填料床高度, m , 一般取 3 m ; 当采用蜂窝填料时, 应分层装填, 每层高 1 m , 蜂窝内切孔径不宜小于 25 mm 。

若采用 n 座 ($n \geq 2$) 接触氧化池, 则每座接触氧化池的面积为:

$$a = \frac{A}{n} \quad (8-44)$$

式中 a ——每座接触氧化池的面积, m^2 , 一般 $a \leq 25 \text{ m}^2$ 以保证布水、布气均匀。

接触氧化池的总高度为:

$$H_0 = H + h_1 + h_2 + (f-1)h_3 + h_4 \quad (8-45)$$

式中 H_0 ——接触氧化池的总高度, m ;

h_1 ——超高, m , 一般取 $h_1 = 0.5 \sim 1.0 \text{ m}$;

h_2 ——填料床上部的稳定水层深, m , 一般取 $h_2 = 0.4 \sim 0.5 \text{ m}$;

h_3 ——填料层间隙高度, m , 一般取 $h_3 = 0.2 \sim 0.3 \text{ m}$;

f ——填料层数;

h_4 ——配水区高度, m , 一般取 $h_4 = 0.5 \text{ m}$, 但当考虑需要入内检修时, $h_4 = 1.5 \text{ m}$ 。

污水与填料的接触时间:

$$t = \frac{AH}{Q} \quad (8-46)$$

式中 t ——污水在填料床内与填料的接触时间, h , 一般要求 $t \geq 2 \text{ h}$ 。

2. 接触时间计算法

所谓接触时间计算法就是根据微生物反应动力学关系式和进出水的水质来先求定污水与填料的接触时间, 由此进一步计算出接触氧化池的总面积和填料容积。

在淹没式生物滤池的处理工艺中, 与一般的微生物悬浮生长和附着生长系统一样, 有机物 BOD 的去除率与其浓度成一级反应关系式, 即:

$$\frac{dS}{dt} = -kS \quad (8-47)$$

式中 S ——滤池内任一时刻有机物 BOD 的浓度, mg/L ;

t ——接触反应时间, h ;

k ——反应速度常数, h^{-1} 。

上式两侧积分并经整理可得:

$$t = k \ln \frac{S_0}{S_e} \quad (8-48)$$

式中 S_0 ——原污水的 BOD 浓度, mg/L ;

S_e ——处理水的 BOD 浓度, mg/L ;

k ——常数, 当接触氧化池内填料的充填率为 $P\%$ (标准充填率为 75%) 时, k 值可由经验公式 $k = 0.33 \times (P/75) \times S_0^{0.46}$ 计算得到。

由式(8-48)可以看出, t 与 S_0 成正比而与 S_e 成反比, 即原水 BOD 浓度越高 (S_0 越大), 对处理水的水质要求越高 (S_e 值越低), 所需的接触反应时间越长。处理城市污水时, 一般宜采用二级处理工艺, 第一级接触反应时间约占总时间的 $2/3$ 左右, 第二级则占 $1/3$ 左右。

此外, 还应指出的是, 在设计淹没式生物滤池时, 接触氧化池内的溶解氧量一般应维持在 $2.5 \sim 3.5 \text{ mg/L}$, 气水比约为 $15:1 \sim 20:1$, 具体取决于待处理污水的类型、原水 BOD 值的高低及对处理水 BOD 的要求。

第9章 实用新型生物膜反应器工艺

第 8 章介绍了有关传统生物膜反应器的构造、特征及有关工艺流程的设计计算,本章将介绍生物流化床、微孔膜生物反应器、厌氧生物膜膨胀床、移动床生物膜反应器和复合式生物膜反应器等新型生物膜反应器的原理与性能。

9.1 生物流化床

流化床用于污水生物处理领域始于 70 年代初期,美国和日本率先进行了多方面的研究工作并取得大量较好的成果(Lazarova & Manem, 1994)。所谓生物流化床,就是以砂、活性炭、焦炭等颗粒为载体充填于生物反应器内,因载体表面附着生长着生物膜而使其质变轻,当污水以一定流速从下向上流动时,载体便处于流化状态。生物流化床是一种强化生物处理、提高微生物降解有机物能力的高效工艺。首先,因载体颗粒较小,总体的表面积大,为微生物的生长提供了充足的场所,因而它提高了单位容积反应器内的微生物量,可高达 10~14 g/L;其次,载体处于流化状态,污水从其下部、左侧和右侧流过时广泛而频繁地与生物膜接触,加之细小而密实的载体在床内的互相摩擦碰撞作用,因而使生物膜的活性提高并加速了有机污染物由污水中向生物膜细胞内的传质过程。

按照使载体流化的动力来源的不同,生物流化床一般可分为以液流为动力的两相流化床和以气流为动力的三相流化床两大类,而其中的两相流化床又可分为有氧参与的好氧流化床和没有氧气参与的厌氧流化床。以下将分别阐述两相流化床、三相流化床和厌氧流化床的有关构造特征及设计计算。

9.1.1 两相流化床

两相流化床是以液流(污水)为动力使载体流化,在流化床反应器内只有作为污水的液相和作为生物膜载体的固相相互接触。按照进入流化床的污水是否预先充氧曝气,两相流化床又可能处于好氧状态或厌氧状态,前者主要用于去除污水中有机污染物和氨氮等,而后者主要用于处理污水中的有机物、亚硝酸盐和硝酸盐等。这里将首先讨论好氧操作的两相流化床。

1. 构造与特征

两相流化床主要由床体、载体、布水装置及脱膜装置等组成。床体平面多呈圆形,多由钢板焊制,有时也可以由钢筋混凝土浇灌砌制。

载体是生物流化床的核心部分,经常应用的有:石英砂,粒径 0.25~0.5 mm,比重 2.50;无烟煤,粒径 0.5~1.2 mm,比重 1.67;焦炭,粒径 0.25~3.0 mm,比重 1.38;颗粒活性炭,直径 0.96~2.14 mm,长度 1.3~4.7 mm,比重 1.50;聚苯乙烯球,粒径 0.3~0.5 mm,比重 1.005。载体在床内的装填高度为 0.7 m 左右。当流化床底部进入污水而使床断面流速等于临界流化速度时,滤床开始松动,载体开始流化;当进水流量不断增加而使床断面流速大于临界流

化速度时，滤床高度不断增加，载体流化程度加大；当滤床中载体颗粒不再为床底所承托而为液体流动对载体产生的上托力所承托，亦即在载体的下沉力和流体上托力平衡时，整个滤床内颗粒出现流化状态。在这种情况下，滤床膨胀率通常为 20%~70%，颗粒在床中做无规则自由运动，滤床孔隙率比原来固定床的高得多，载体颗粒的整个表面都将和污水相接触，致使滤床内载体具有了更大的可为微生物与污水中有机物接触的表面积。

布水装置通常位于滤床底部，它既起到布水作用，同时又要承托载体颗粒，因而是生物流化床的关键技术环节。布水的均匀性对床内的流态产生重大的影响，不均匀布水可能导致部分载体堆积而不流化，甚至破坏整个床体工作。作为载体的承托层，又要求在床体因停止进水不流化时而不致于使载体流失，并且保证再次启动时不发生困难。目前在生物流化床的试验与应用中常采用多孔板、多孔板上设砾石粗砂承托层、圆锥布水结构及泡罩分布板的方式布水（郑元景等, 1983），见图 9-1。

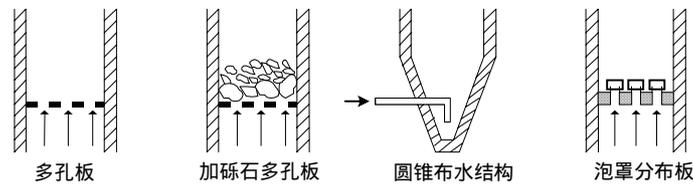


图 9-1 生物流化床的布水装置

脱膜对于生物流化床工艺也是至关重要的，有时单靠滤床内载体之间的相互摩擦还不够，此时应考虑设有专门脱膜装置。目前应用的主要有叶轮搅拌器、振动筛和刷形脱膜机等。叶轮搅拌器（参见图 9-2）是设于生物流化床上部的脱膜装置，已膨胀到控制界面的覆有生物膜的载体被脱膜机沿水平方向吸入，经旋转叶轮（线速度为 1~2 m/s）切割，老化的生物膜与载体剥离，此时载体和剥落的生物膜一起上升至沉淀分离室，由于顶部扩大处流速下降，生物膜因比重较轻而排出流化床体外，而去膜载体则因比重相对较大而返回流化床体内。在振动筛脱膜装置中，用泵将载体从流化床的中上部抽出，再送到振动筛脱除生物膜，脱膜后的载体返回生物流化床，而脱掉的生物膜污泥（含固体物约 1%~3%）则由振动筛排出。

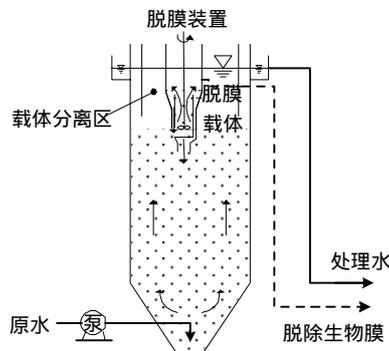


图 9-2 叶轮搅拌器脱膜装置

刷形脱膜机（参见图 9-3）设于生物流化床上部，转动时产生一定的提升力，把膨胀层表面上的一部分带有生物膜的载体提升，刷子剥离生物膜作为剩余污泥被排除，而被剥离生物膜的载体由于比重大又重新返回流化床。

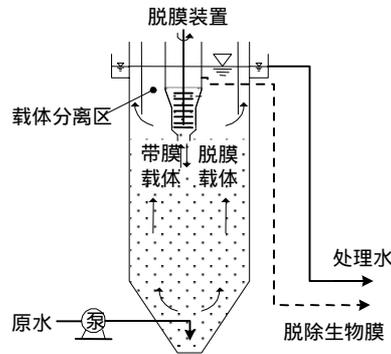


图 9-3 刷形脱膜装置

2. 典型工艺流程

在好氧的两相流化床处理工艺中，一般包括充氧设备、流化床、脱膜设备和二次沉淀池等，如图 9-4 所示。原污水首先流经充氧设备进行预曝气充氧，然后进入两相流化床，流化床出水进入二次沉淀池进行泥水分离，处理后水进行排放。

充氧方式可以采用纯氧或空气为氧源，即原污水在专设的设备中与纯氧或空气中的氧相接触，氧转移至水中使水中溶解氧含量增高。如以纯氧作为氧源且配以压力充氧设备时，水中溶解氧含量可高达 30 mg/L 以上；若采用一般的曝气方式充氧，污水中的溶解氧含量一般大致在 8~10 mg/L 左右。

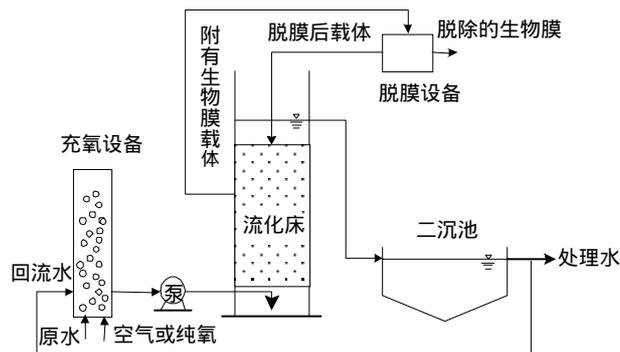


图 9-4 两相流化床处理工艺流程

由于生物流化床内的载体全为生物膜所包覆，微生物高度密集，耗氧速度很大，往往对污水的一次充氧不足以保证微生物对氧的需要；此外，单纯依靠原污水的流量不足以使载体流化，因此常采用使部分处理水回流的方式。回流水循环率 R ，一般按生物流化床的需氧量进行确定，计算公式为：

$$R = \frac{(S_0 - S_e)D}{O_0 - O_e} - 1 \quad (9-1)$$

式中 S_0 ——原污水的 BOD₅ 浓度, mg/L;
 S_e ——处理水的 BOD₅ 浓度, mg/L;
 D ——去除每 kgBOD₅ 所需的氧量, 对城市污水此值一般 1.2~1.4 kg O₂/kgBOD₅;
 O_0 ——原污水中的溶解氧量, mg/L;
 O_e ——处理水中的溶解氧量, mg/L。

R 值确定后还应通过试验校核载体是否流化, 一般应使载体流化为准。

9.1.2 三相流化床

三相流化床是以气体为动力使载体流化, 在流化床反应器内有作为污水的液相、作为生物膜载体的固相和作为空气或纯氧的气相三相相互接触。实际运行经验表明, 三相流化床能高速去除有机物, BOD 容积负荷率可高达 5 kg COD/(m³·d), 处理水 BOD₅ 可保证在 20 mg/L 以下; 便于维护运行, 对水量和水质波动具有一定的适应性; 占地少, 在同一进水水量和水质条件下并达到同一处理水质要求时设备占地面积仅为活性污泥法的 20% 以下。

与好氧的两相流化床相比, 由于空气直接从床体底部引入流化床, 故不需另外再设充氧设备; 又由于反应器内空气的搅动, 载体之间的摩擦较强烈, 一些多余的或老化的生物膜在流化过程中即已脱落, 故亦不需另设专门的脱膜装置。图 9-5 所示的是典型的三相流化床构造及工艺, 流化床本身由床体、进出水装置、进气管和载体等所组成。床体内部通常内设导流管, 起到向上输送载体的作用, 床体上部为载体分离区, 防止载体流出。由于空气的搅动, 也有可能使少部分载体从流化床中随水流出, 此时应考虑设置载体回流泵。当原污水污染物浓度较高时, 可以采用处理水回流的方式稀释进水。

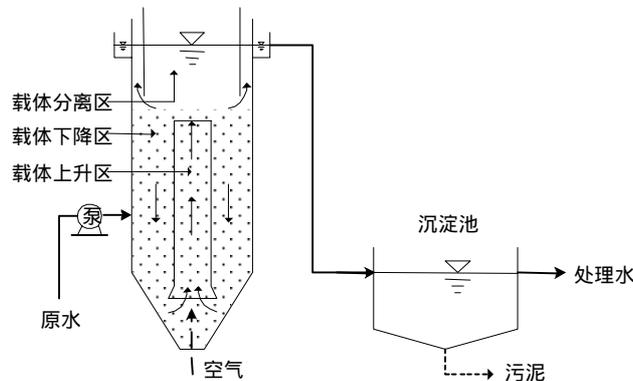


图 9-5 三相流化床构造及工艺

9.1.3 厌氧流化床

厌氧流化床亦属于两相流化床, 与好氧的两相流化床相比, 它不需设充氧设备, 滤床一般多采用粒径为 0.2~1.0 mm 左右的细颗粒填料, 如石英砂、无烟煤、活性炭、陶粒和沸石等, 流化床密封并设有沼气收集装置, 见图 9-6。

该工艺多用来处理 COD 浓度较高的工业生产有机废水, 如酵母发酵废水、土霉素废

水、豆制品废水、啤酒糖化废水、啤酒废水、化粪池污水和屠宰废水等。由于填料处于流化状态,整个滤床填料的紊动、混合条件良好,床内生物膜微生物浓度可达 $20\sim 30\text{ kg VSS/m}^3$ 甚至以上,基质与微生物的接触亦相当充分,致使每单位容积滤床可承受较大的负荷。一般说来,在中温发酵条件下厌氧流化床的有机负荷率可达 $10\sim 40\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

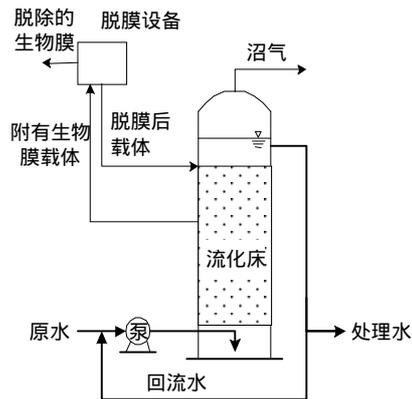


图 9-6 厌氧生物流化床

9.2 厌氧生物膜膨胀床

尽管厌氧消化工艺应用于污水生物处理已经几十年了,但厌氧生物膜膨胀床则是为优化污水处理甲烷发酵工艺于 1974 年研究和开发出来的 (Jewell, 1981)。与生物流化床相似,厌氧生物膜膨胀床亦是在床内填充细小的固体颗粒作为微生物附着生长的载体,但污水从床底部流入时仅使填料层膨胀而非流化,一般其膨胀率仅为 $10\%\sim 20\%$,此时颗粒间仍保持互相接触。

厌氧生物膜膨胀床无疑是又一种强化生物处理、提高有机物降解能力的处理工艺,具体表现在细小填料颗粒为微生物附着生长提供较大的比表面积,可高达 $3000\text{ m}^2/\text{m}^3$ (秦麟源, 1989),单位反应器容积内微生物浓度一般可达 30 g/L ,因而可承受的有机负荷达到 $10\sim 40\text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$;载体处于膨胀状态能防止滤床堵塞;床内微生物固体停留时间较长,从而可减少剩余污泥量等。

典型的厌氧生物膜膨胀床主要是由床体、载体、进出水管和沼气收集管等所组成。膨胀床的床体多为圆柱形结构,由钢板或树脂强化玻璃辅以聚氯乙烯衬里而制成。载体多采用细小的固体颗粒填料,如石英砂、无烟煤、活性炭、陶粒和沸石等,其粒径一般介于 $0.2\sim 1.0\text{ mm}$ 之间。当由厌氧菌形成的生物膜附着在载体上时,生物膜载体颗粒的粒径稍稍增大,一般为 $0.3\sim 3.0\text{ mm}$ 。在污水处理的过程中,尽管污水以上向流的形式垂直流动而使载体颗粒膨胀,但床内每个载体颗粒仍保持在与其它颗粒相邻近的位置上,而非向流化床内的载体那样做无规则的自由流化,见图 9-7 (龙腾锐等, 1989)。

采用厌氧生物膜膨胀床处理污水的典型工艺流程如图 9-8 所示,污水经初次沉淀池沉淀

后从膨胀床底部流入的同时，为使填料层膨胀，需将部分处理水用循环泵进行回流以提高床内水流的上升流速。一般来说，厌氧生物膜膨胀床的膨胀率控制在 20% 左右，对于粒径为 1 mm 左右的砂粒作为填料时滤床的上升流速与膨胀率之间的关系如表 9-1，可供设计时参考。

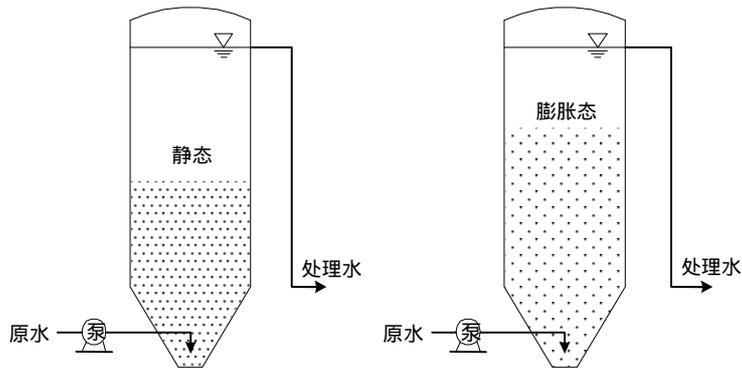


图 9-7 厌氧生物膜膨胀床的载体状态

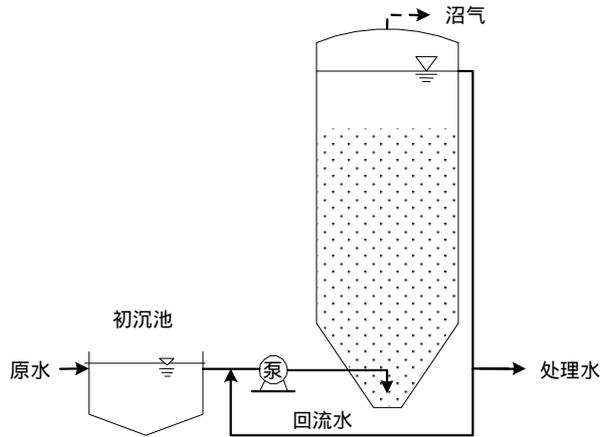


图 9-8 厌氧生物膜膨胀床的工艺流程

滤床的膨胀率与上升流速 (秦麟源, 1989)

表 9-1

膨胀率 (%)	通过滤床断面的上升流速 (m/h)	通过滤床断面的流量 (m ³ /h)
15	30.9	164.0
20	30.0	235.4
25	35.6	27.3

由于厌氧生物膜膨胀床至今仍主要停留在小试及中试研究阶段，这里只能在一般意义

上对膨胀床的工艺设计加以讨论。一般来讲，厌氧生物膜膨胀床的容积可采用有机负荷率 N_v 作为设计参数进行计算确定。有机负荷率应根据不同污水进行试验测定或参照已有的经验数据进行选定，一般在中温发酵的操作条件下，有机负荷率 N_v 大致为 $10\sim 12 \text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 左右。在确定了有机负荷率 N_v 的值以后，即可按照下式求定厌氧生物膜膨胀床的容积：

$$V = \frac{QS_0}{N_v} \quad (9-2)$$

式中 V ——膨胀床的容积， m^3 ；
 Q ——平均日污水量， m^3/d ；
 S_0 ——原污水中的 COD 值， mg/L ；
 N_v ——有机负荷率， $\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

9.3 微孔膜生物反应器

微孔膜生物反应器是近年来引起研究者极大关注的一种革新型的生物膜反应器，主要用来处理有机工业废水中毒性或挥发性的有机污染物，如酚 (Livingston, 1993)、二氯乙烷 (Santos & Livingston, 1994, 1995a, 1995b, 1995c; Pavasant *et al.*, 1996) 和芳香族卤代物 (Peys *et al.*, 1997)，也有研究者用此工艺处理合成污水 COD (Pankhania *et al.*, 1994)、进行硝化 (Brindle & Stephenson, 1996) 及富含氮的污泥液 (Janus & Van der Roest, 1997) 处理等。

在微孔膜生物反应器净化有机污染物的过程中，为避免有毒挥发性污染物与曝气直接接触，解决传统生物反应器中空气吹脱引起污染物挥发的问题，通常采用逆向扩散的操作方式，即含有挥发性有机物的污水与曝气营养物质分开，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，见图 9-9。

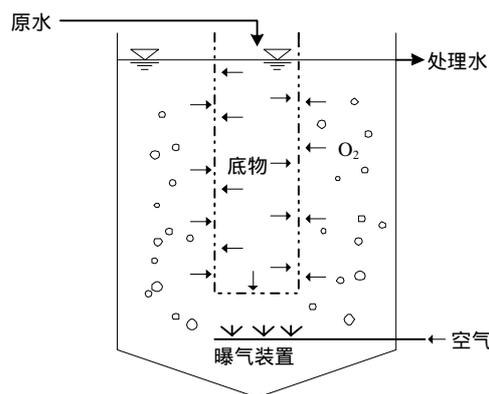


图 9-9 微孔膜生物反应器的净化原理与过程

微孔膜通常是透过性超滤膜，可用做微孔膜的有中空纤维 (Venkatadri & Irvine, 1993)；

Tanyolac & Beyenal, 1994, 1996; Pankhania *et al.*, 1994; Brindle & Stephenson, 1996)、活性炭膜 (Kolb & Wilderer, 1995; Wilderer, 1995) 和硅橡胶膜等 (Venkatadri & Irvine, 1993; Livingston, 1993; Pavasant *et al.*, 1996; Santos & Livingston, 1995c)。

微孔膜生物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都富含有毒或难降解的有机污染物, 这些有机物通常会使一般生物处理系统造成运行失效; 再者, 工业废水中的特种污染物一般都需要特种菌加以代谢方能奏效, 而这些菌在一般的诸如活性污泥法的悬浮生长生物处理反应器中易随水流失, 而采用微孔膜生物反应器可避免有毒物质与微生物直接接触, 并可避免曝气造成污染物的挥发, 还可对特种菌加以固定化, 因而该反应器具有较好的处理效能。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 (Pankhania *et al.*, 1994), 用纯氧曝气, O_2 转移效率达 100%, 有机物最大负荷为 $8.94 \text{ kg COD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 、接触时间为 36 min 时, COD 的去除率为 86%。另一项研究中采用中空纤维的微孔膜生物反应器去除含氮的合成污水 (Brindle & Stephenson, 1996), 当起始的 NH_4^+-N 浓度为 30~50 mg/L 时, 可承受负荷高达 $0.2 \text{ kg NH}_4^+-\text{N}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。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污水的研究表明 (Livingston, 1993), 当流量为 18 L/min、起始酚浓度在 1000 mg/L、停留时间为 6 h 时, 可达到对酚的去除率为 98.5%, 在这里酚得到有效的降解, 微孔膜内生物膜量显著增加, 80% 的碳转化成 CO_2 。

9.4 移动床生物膜反应器

移动床生物膜反应器 (Moving-Bed Biofilm Reactor, MBBR) 是近年来颇受研究者重视的另一种革新型生物膜反应器, 它是为解决固定床反应器需定期反冲洗、流化床需使载体流化、淹没式生物滤池堵塞需清洗滤料和更换曝气器的复杂操作而发展起来的 (Rusten *et al.*, 1995a)。在稳态运行条件下, 当反应器承受较高的有机物负荷时, 表现出良好的有机物去除率 (Ganze *et al.*, 1997)。中试研究结果还表明, 当采用连续流操作方式时, 该反应器可成功地用于经初沉后污水的硝化; 而当采用间歇流操作方式时, 则又可成功地用于反硝化 (Fitch *et al.*, 1998)。该处理工艺可靠, 易于操作, 适用于设计小型污水处理厂或改造已有的超负荷运转的活性污泥处理系统 (Pastorelli *et al.*, 1997a, 1997b)。

在移动床生物膜反应器 (参见图 9-10) 中, 装填有直径约 10 mm、长度约 7 mm 的短管状聚乙烯塑料填料, 比重为 $0.96 \text{ g}/\text{cm}^3$, 内设交叉面支撑、外有鱼鳍状沟棱以增加填料的比表面积。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, 在好氧反应器中这种回旋力是由曝气提升力而提供的, 而在缺氧反应器中则来自于机械搅拌桨。为了防止生物膜载体从反应器内流出, 在反应器出口处设有穿孔板栅网, 网孔尺寸为 $5 \times 25 \text{ mm}$ 。反应器中生物膜比表面积由载体投加数量来控制, 装填容积可高达空床反应器容积的 70%, 相应地反应器内生物膜比表面积可高达约 $400 \sim 500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 。但由于填料外侧表面比免受强烈水力冲刷的内表面生物膜量少得多, 实际可供微生物生长的最大比表面积约为 $350 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (Rusten *et al.*, 1998)。在实际运行中, 移动床生物膜反应器既不需要反冲洗, 也不需要污泥回流, 通过反应器的水头损失亦不大。

移动床生物膜反应器可用于污水处理中的除氮, Rusten *et al.* (1995a, 1995b) 提出的中试规模的硝化和反硝化的污水处理流程如图 9-11 所示。实际运转的研究结果表明, 当水温

介于 7~18 、城市污水的溶解性 COD 低于 100 mg/L 和 TN 浓度为 25 mg/L 时，采用前置反硝化后置硝化工艺，在回流比为 2.0 和空床水力停留时间约为 6 h 的条件下，因 C 源不足仅可达到 50%~70% 的 TN 去除率；而采用前置硝化后置反硝化工艺，在外加适量醋酸盐作为 C 源和空床水力停留时间小于 3 h 的条件下，可以达到 80%~90% 的 TN 去除率。

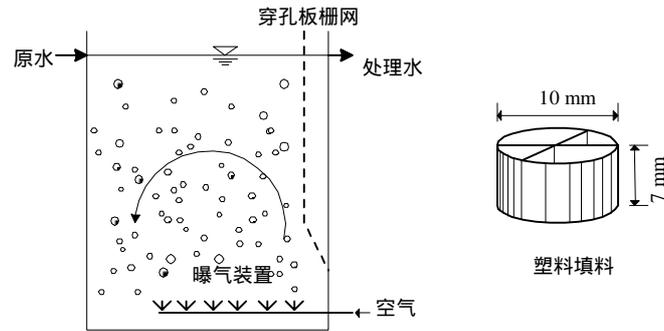


图 9-10 好氧移动床生物膜反应器 (Rusten *et al.*, 1998)

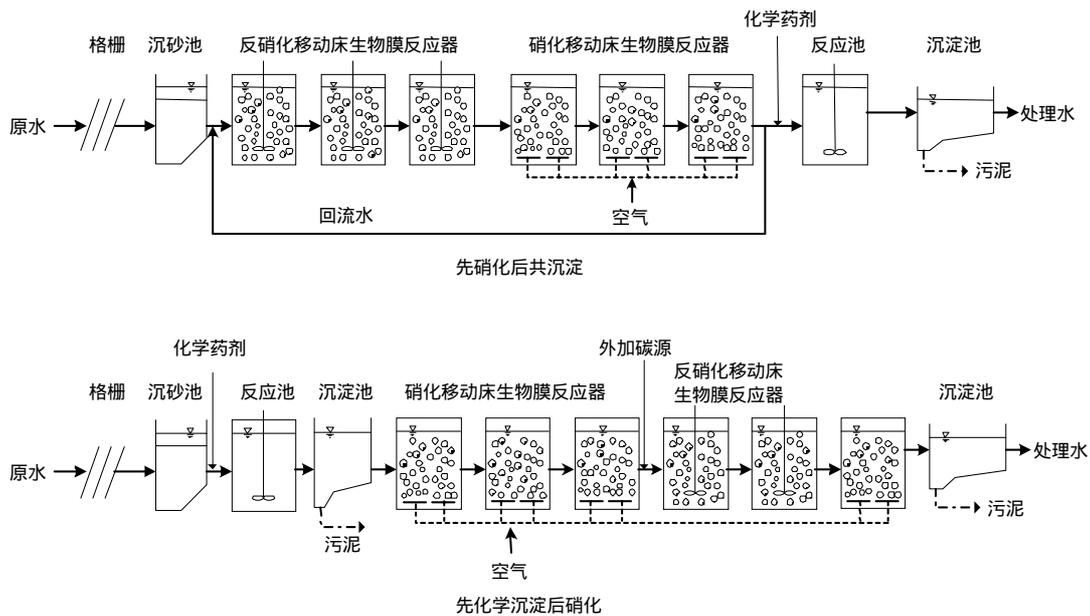


图 9-11 移动床生物膜反应器与化学沉淀组合的处理工艺流程 (Rusten *et al.*, 1995a, 1995b)

有一项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 4~5 h 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% (Broch *et al.*, 1997)。此外，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，用来解决日益增加负荷问题和提高有机物与 P 的去除率，将原有的曝气池改建成曝气均衡池，原有的两座生物滤

池改换成两座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 (Rusten *et al.*, 1996)。采用移动床生物膜反应器与活性污泥法组合工艺用以处理木材加工业纤维污水的一项中试及两项实际规模的研究也表明 (Dalentoft & Thulin, 1997)，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 15~25 kg COD/(m³·d)，无论从技术还是从投资和运行费用方面，该工艺系统都表现出高效、稳定和具有竞争力。

由此可见，移动床生物膜反应器很具发展与应用前景，因建造简单和操作方便，可在不增加反应器容积的条件下改造现有的常规污水处理厂，使之提高对有机物的去除率和达到脱氮除磷的目的。

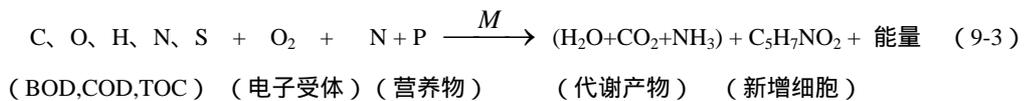
9.5 复合式生物膜反应器

传统的微生物悬浮生长的污水生物处理系统具有一定的可靠性，然而该工艺不仅处理能力与效率有限，而且占地面积较大，这些不足和对污水的脱氮除磷、除微污染物及臭味要求的逐步提高促使研究者们不断探寻和开发一些新型的处理工艺。归纳起来，各种生物膜反应器都具有以下共同的优点，那就是参与净化的微生物多种多样，生物的食物链长，微生物存活的世代时间较长并具有较高的活性；反应器净化效率高，能够承受冲击负荷，污泥沉降性能良好，易于维护运行与管理，等等。正是因为如此，生物膜法不仅作为单独的污水处理工艺，近年来还复合到污水好氧与厌氧处理的其他工艺中，形成复合式生物膜反应器 (Park & Lee, 1996; Su & Ouyang, 1996, 1997)，以发挥各自工艺的优势，克服各自存在的不足，使得生物处理反应器在去除有机污染物方面更为奏效。本节将对 4 种类型的复合式生物膜反应器分别加以阐述。

9.5.1 活性污泥-生物膜反应器

所谓的复合式活性污泥-生物膜反应器是在活性污泥曝气池中投加载体作为微生物附着生长载体，悬浮生长的活性污泥和附着生长的生物膜共同承担着去除污水中有机污染物的任务。众所周知，活性污泥法是自本世纪初问世以来当前世界范围内应用最为广泛的一种二级生物处理工艺，具有处理能力高、出水水质好等优点。

活性污泥对有机物的分解氧化过程可简单地由下式来描述：



由此式可以看出，流入曝气池污水中的有机污染物在曝气池中的氧化分解速率主要取决于溶解氧的水平、营养物质是否充分和活性污泥微生物的浓度。对于提高溶解氧水平来讲，可以通过采用微孔曝气、压力射流曝气或补加纯氧曝气来实现 (Gaudy & Gaudy, 1980)；若 N 和 P 等营养物质不足，可按 BOD₅ N P = 100 5 1 的比例投加一定量的 NH₄Cl 或 H₃PO₄ 等来满足微生物生长的需要。很显然，在满足前两个要求的前提下，微生物的浓度越高，有机物质的氧化速率越大。

活性污泥微生物的增殖一般分为适应期、对数增长期、减速增长期和内源呼吸期等 4 个主要阶段，为了保证活性污泥絮凝体的形成和其在二次沉淀池中有效的沉淀，在实际污

水处理厂的运行中通常控制活性污泥处于减速增长期，而这通常由有机底物量 (F) 与微生物量 (M) 的比值 (F/M) 约在 0.4 来实现。 F/M 值通常由下式来表示：

$$\frac{F}{M} = \frac{QS_0}{XV} \quad (9-4)$$

式中 F/M ——有机底物量与微生物量的比值， $\text{kg BOD}_5/(\text{kg MLVSS}\cdot\text{d})$ ，或 d^{-1} ；

Q ——污水流入曝气池的流量， m^3/d ；

S_0 ——原污水中有机物 BOD_5 浓度， mg/L ；

V ——曝气池的容积， m^3 ；

X ——曝气池混合液挥发性悬浮固体 (MLVSS) 的浓度， mg/L 。

由式 (9-4) 可以进一步看出，有机底物量是由 Q 和 S_0 两个指标来决定的，而对于某城市污水某种有机工业废水来讲， Q 和 S_0 基本上是不能人为控制和改变的；微生物量是由 V 和 MLVSS 来决定的，这两个指标均可由设计者来选定。这就意味着若使活性污泥系统处于稳定的运行状态，增加微生物的浓度，就可以相应地减少所需反应器的容积。从理论上讲，增大回流污泥量可以提高曝气池中微生物的浓度，但亦不能无限制地增大而使曝气池中 MLVSS 的浓度超过 $4\ 000\ \text{mg/L}$ ，否则将造成污泥与处理水在二次沉淀池中分离的困难。

从实际需要的角度上讲，随着城镇社区的发展和生产规模的不断扩大，已建造运行的城市污水处理厂和工厂内部的污水处理站所承受的有机负荷会逐渐增加，因土地有限或价格昂贵均使处理厂站的扩建受到限制，也使研究者们致力于寻找一种有效增加曝气池内微生物浓度的方法。

在增加微生物浓度方面已有研究者在该领域取得积极的研究结果。在 70 年代以后，先后有研究者采用粉末活性炭 (PAC) 改进活性污泥法的污水处理厂性能 (Sublette *et al.*, 1982; Metcalf & Eddy, 1991; Dalmacija *et al.*, 1996)，具有加快有机物代谢、抗冲击与毒物负荷、改善污泥沉降性能和减少在曝气池表面形成泡沫等优点。还有研究表明 (Opella, 1993a, 1993b)，加入密度为 $1.3\ \text{g/cm}^3$ 的无烟煤不仅可以达到与加入 PAC 同样的目的，而且还可以降低工程造价，改进的曝气池在运行 60 d 后，可明显观测到在无烟煤表面形成的生物膜，在约 100 d 后系统达到稳定的运行状态。在联邦德国，尚有研究者 (Morper & Wildmoser, 1990; Morper, 1994) 为提高现有活性污泥处理厂的性能向曝气池中投加 15%~30% 容积的多孔泡沫塑料小方块作为微生物附着生长的载体，可固定的污泥浓度 (MLSS) 在 $10\sim 19\ \text{kg/m}^3$ ，甚至高达 $30\ \text{kg/m}^3$ ，而悬浮的 MLSS 介于 $4\sim 7\ \text{kg/m}^3$ 以满足污泥容积指数 (SVI) 的要求，便于沉淀分离。在美国同样亦有研究者 (Golla *et al.*, 1994; Reddy *et al.*, 1994) 将曝气池前段 $1/3$ 分离出来并向里面以 50 块/L 的比例加入聚氨酯泡沫小方块作为生物膜载体，载体的大小为 $25\times 25\times 12.5\ \text{mm}$ ，孔隙率为 97%，充满污泥时比重接近于 1；投加载体后可在保持 MLSS 在 $900\sim 1700\ \text{mg/L}$ 的基础上增加固定的 MLSS 量 $6500\sim 12000\ \text{mg/L}$ ，经改进的系统在 3 年的运行期间内溶解性 BOD_5 可去除 95%，并可达到 70%~90% 的硝化和 40%~60% 的反硝化，水力停留时间 HRT 控制在 50~90 min。在日本对向曝气池中投加聚氨酯泡沫小方块的类似研究 (Kondo *et al.*, 1992) 也表明了该复合式工艺可以同时达到去除 COD 和反硝化的效果。此外，在美国 (Sen *et al.*, 1994)、法国 (Chudoba & Pannier, 1994)、捷克 (Wanner *et al.*, 1995) 和巴西 (Wartchow, 1990) 还分别有关于采用多孔海绵、塑料网格和塑料泡沫粒等作

为微生物附着生长载体从而提高微生物浓度的报导，并研究处理系统在脱氮方面的性能。

在增加曝气池中微生物量方面，赵庆良（1997）亦曾选用废弃的轮胎颗粒（平均粒径 2.25 mm，比重为 1.12）作为微生物膜附着生长载体，该生物膜载体具有机械强度高、耐磨损、材料易于获得、价格低廉以及废弃物再利用等优点。研究中曾设计并选用三套不同类型、大小及形状的复合式活性污泥-生物膜反应器作为研究对象，分别在实验室和现场进行试验，用于处理人工配制污水、城市污水和啤酒加工污水，并对附着生长生物膜量、厚度及活性进行研究，同时也分别考查了三套反应器的去除有机污染物 COD 的性能。试验结果表明，当作为生物膜附着生长载体的轮胎颗粒在曝气池中的浓度控制在 40 g/L 时，稳定运行条件下轮胎颗粒表面可形成大于 50 mg/g 的生物量，亦即在传统曝气池的 MLSS 为 2000~3000 mg/L 的基础上，可增加 2000 mg/L 以上的附着微生物量。附着生长生物膜的厚度在很大程度上取决于反应器内的曝气强度或由曝气而引起的水力剪切力，在附着生长生物膜量为 50 mg/g 时生物膜的厚度为 255 μm ，而在曝气强度较小的一套反应器中生物膜厚度高达 1255 μm ，相应的生物膜量为 500 mg/g。附着生长的微生物活性随生物膜厚度的增加而降低，在生物膜量为 50 mg/g 时的活性与悬浮生长 MLSS 的活性相比略低，比耗氧速率 SOUR 值为 40~70 $\text{mgO}_2/(\text{g}\cdot\text{h})$ 。与传统的活性污泥法相比，复合式活性污泥-生物膜反应器由于引入轮胎颗粒作为生物膜附着生长载体，有机物 COD 的去除率可提高 50%~80% 左右。

以上报导及作者所研究的结果均表明，复合式活性污泥-生物膜反应器是一种行之有效的提高有机物去除能力的方法，此工艺可用于改建、扩建已有的污水处理厂站，亦可用于指导新建污水处理厂。

9.5.2 序批式生物膜反应器

序批式生物膜反应器是在序批式活性污泥反应器中引入生物膜的一种新型复合式生物膜反应器，近年来亦引起研究者的兴趣。

序批式活性污泥法也称作间歇式活性污泥法，与传统的连续流活性污泥法的主要不同在于曝气、沉淀与澄清均是在同一个反应器内依序进行的，而前者的曝气、沉淀与澄清则是分别在曝气池和沉淀池内同时进行的。该工艺出现在活性污泥法开创的初期，后来因操作烦琐、曝气装置易于堵塞等原因，对活性污泥法长期采用了连续运行的方式。近 20~30 年来，随着自动化程度的不断提高，加之连续式活性污泥法的日趋复杂化，有研究者对序批式活性污泥法重新进行再认识，认为该工艺具有投资少和操作简单等优点（Irvine *et al.*, 1979）。此外，序批式活性污泥法还可有效地控制丝状菌的生长及防止污泥膨胀（Irvine *et al.*, 1979）。再者，该工艺还能有效地进行脱氮除磷（Alleman *et al.*, 1980; Palis *et al.*, 1985; Manning *et al.*, 1985; Wilderer *et al.*, 1987）。

就目前的操作来讲，序批式活性污泥法一般依序进行如下五个工序过程，即进水、反应（曝气）、沉淀、排放和闲置，见图 9-12。每个工序过程的特征如表 9-2 所示。

通过改变序批式活性污泥反应器的操作方式，可以实现对单一的或组合的 C、N 和 P 污染物的去除，参见图 9-13。由该图可以看出，P 的释放和 BOD 的摄取将在厌氧搅拌过程中完成，而 P 的摄取则在好氧搅拌过程中完成。通过改变反应时间，就可以完成硝化或除氮，见图 9-14（Metcalf & Eddy, 1991）。一个周期总的时间可以由 3 h 至 24 h 不等。当进行反硝化时，缺氧段一般需供应碳源，或者是外加碳源，抑或是反应器内微生物进行内源呼吸。

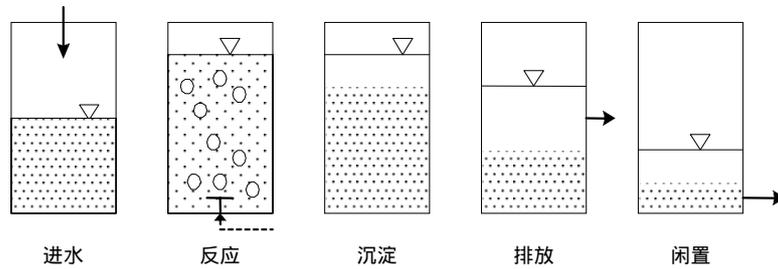


图 9-12 序批式活性污泥法的五个工序

序批式活性污泥法中五个工序的特征

表 9-2

工序	目的	占反应器容积的百分比 (%)	时间 (占整个周期的%)	曝气
1.进水	原水或初沉水流入反应器	25~100	25	有/无
2.反应 (曝气)	完成自进水开始的生化反应	100	35	有/循环
3.沉淀	泥水进行有效沉淀分离	100	20	无
4.排放	排除沉淀后的上清水,可排剩余污泥	100~35	15	无
5.闲置	停滞状态待下一周期开始,可排剩余污泥	35~25	5	有/无

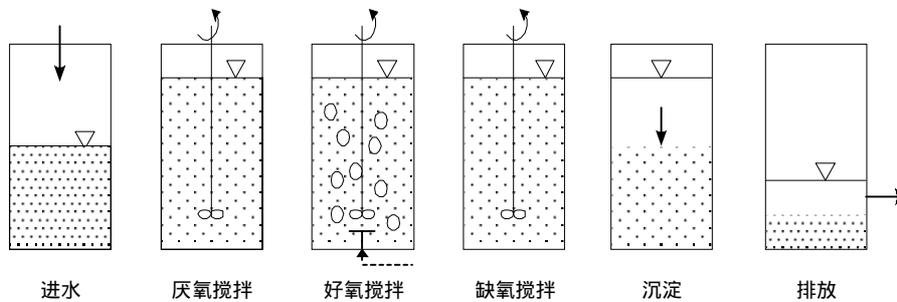


图 9-13 序批式活性污泥法净化有机物的过程

基于上面所述的序批式活性污泥法的工艺过程及有关特征,再加上生物膜反应器所固有的优点,一种新型序批式生物膜反应器就应运而生,它更引起了一些研究者的兴趣。可用于该工艺的生物膜载体有软纤维填料 (Fang *et al.*, 1993)、聚乙烯填料 (Pastorelli *et al.*, 1997) 和活性炭 (Kolb *et al.*, 1997) 等。在净化功能方面,该工艺可用于脱氮除磷或抗冲击负荷等 (Woolard, 1997)。

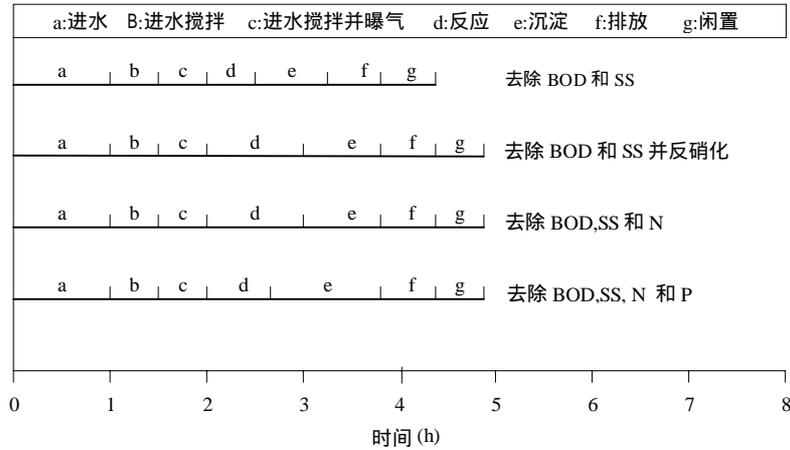


图 9-14 序批式活性污泥法去除 C、N 和 P 的操作时间选择

在 Fang 等人 (1993) 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,发现采用软纤维填料作为生物膜附着生长载体可以更有效地去除 COD 和 $\text{NH}_4^+\text{-N}$,与传统的序批式活性污泥法相比,序批式生物膜反应器因省却沉淀工序而使整个周期缩短,即使悬浮液连续曝气,软纤维填料上生物膜内部也能进行有效的反硝化作用。当进水 COD 浓度为 250~1034 mg/L 和 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 浓度为 25~100 mg/L,或 COD 负荷为 0.56~4.51 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 和 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 负荷为 0.04~0.49 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 时, COD 和 $\text{NH}_4^+\text{-N}$ 的平均去除率分别为 95% 和 57%。至于处理后水中的总悬浮物,其浓度为 150 mg/L 左右,可以没有任何困难地通过沉淀去除出去。

在 Kolb 等人 (1997) 进行的序批式生物膜反应器处理含不易降解有机物的工业废水的研究中,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,可充分利用活性炭的吸附性并减少其再生,减少混合液中有机污染物对细菌的毒性。研究表明,活性炭的使用寿命比单纯作为吸附剂时可延长至少 5 倍,在 24 h 的运行周期内,95% 的苯/二氯酚可以被生物降解,在每一个周期内所加入的三氯乙烷亦有 5% 可以降解,再有,活性炭先吸附然后再进行生物再生降解比两个过程同时进行对有机污染物的去除速率要快。

9.5.3 升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池

升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池是一种新型的复合式厌氧反应器,见图 9-15。反应器底部是设有或没有三相分离器的升流式厌氧污泥床,其内颗粒污泥生物量浓度平均高达 20~30 g/L,而上部则是厌氧生物滤池,用以进一步去除有机污染物,并可防止处理水中挟带大量悬浮物。

升流式厌氧污泥床是于 70 年代中期由荷兰农业大学 Lettinga 教授首创的,由于该反应器具有床内生物量大、承受容积负荷高(一般可达 10 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$,甚至高达 15~40 $\text{kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 、污水在反应器内停留时间短、处理能力大且效果好及构造简单等优点,后来在世界各地均获得了广泛的研究并投诸实际应用 (Lettinga *et al.*, 1983; Lo *et al.*, 1994)。

在构造上,升流式厌氧污泥床主要由进水配水系统、反应区、三相分离器、气室和处

理水排出装置等组成，详见图 9-16。

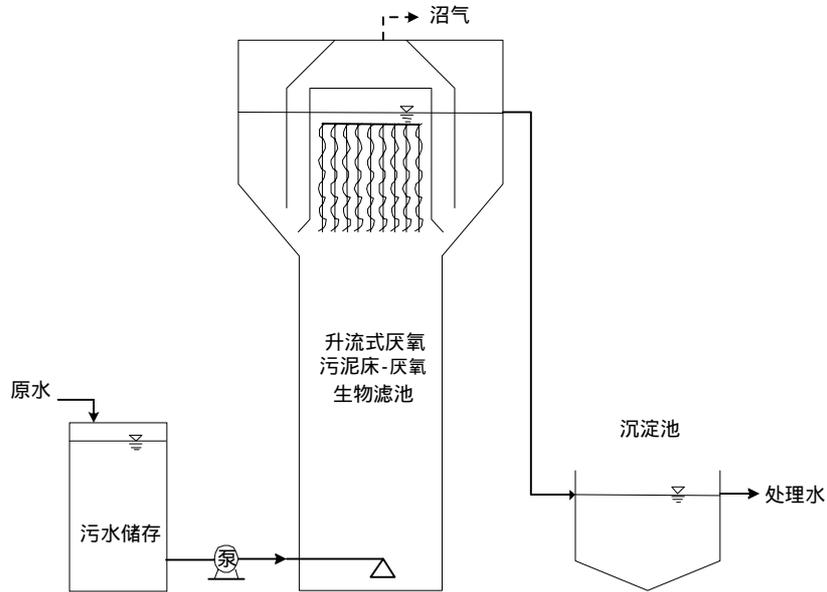


图 9-15 升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池

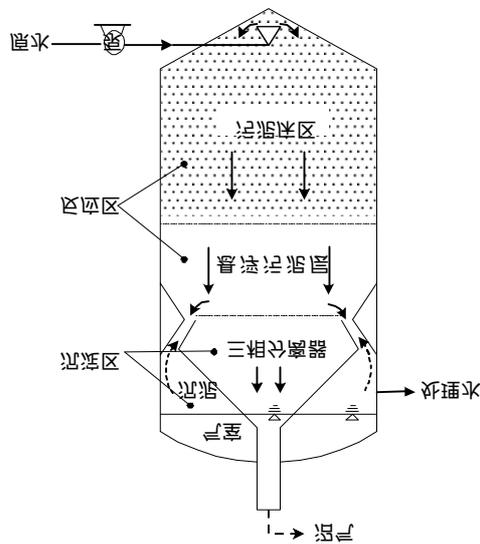


图 9-16 升流式厌氧污泥床的组成

反应区是升流式厌氧污泥床内有机污染物被微生物分解氧化的主要部位，其内存留有大量厌氧污泥，这些具有良好的絮凝和沉淀性能的污泥在底部形成颗粒污泥层，而颗粒污泥层的上面则是由于沼气在上升过程中搅动而形成的污泥浓度较小的悬浮污泥层。

三相分离器（见图 9-17）是升流式厌氧污泥床中进行水、气、泥三相分离、保证污泥

床正常运行和获得良好出水水质的关键部位，污水从厌氧污泥床底部流入与颗粒污泥层和悬浮污泥层进行混合接触，污泥中厌氧微生物分解有机物的同时产生大量微小沼气气泡，该气泡在上升过程中逐渐增大并携带着污泥随水一起上升进入三相分离器。当沼气碰到分离器下部的反射板时，折向反射板的四周，穿过水层进入气室；固液混合液经过反射板后进入三相分离器的沉淀区，污水中的污泥发生絮凝作用，在重力作用下沉降；沉降到斜壁上的污泥沿着斜壁滑回反应区，使污泥床内积累起大量的污泥；与污泥分离后的处理水则从沉淀区溢流堰上部溢出，然后排出升流式厌氧污泥床反应器外。

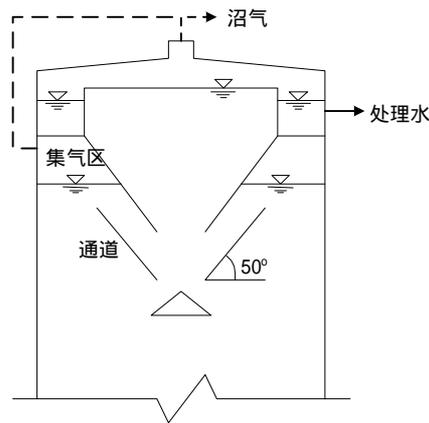


图 9-17 升流式厌氧污泥床的三相分离器

升流式厌氧污泥床的工艺设计与计算内容主要是根据容积负荷率 N_v 确定污泥床的容积。在中温发酵条件下，容积负荷率 N_v 一般取 $10\sim 20 \text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 左右，相应床内污泥浓度为 $20\sim 30 \text{ kg VSS}/\text{m}^3$ 。在选定容积负荷率 N_v 后，即可按下式计算出污泥床反应区的容积：

$$V = \frac{QS_0}{N_v} \quad (9-5)$$

式中 V ——升流式厌氧污泥床反应区的容积， m^3 ；
 Q ——污水设计流量， m^3/d ；
 S_0 ——原污水中有机物 COD 的浓度， kg/m^3 ；
 N_v ——容积负荷率， $\text{kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。

三相分离器是升流式厌氧污泥床设计与计算的另一项主要内容，设计时应满足以下各点：混合液进入沉淀区前必须将其中的气泡予以脱出，为此需在沉淀区外另设集气区；沉淀区的表面水力负荷率应小于 $0.7 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ ，水流进入沉淀区前通过沉淀槽底缝隙的流速不超过 2 m/h ；沉淀槽斜底与水平面的交角不应小于 50° ，以防止污泥在沉淀下来后积聚、产气，使之尽快落入反应区内。

升流式厌氧污泥床的池形一般有圆形、方形和矩形，直径或边长为 $5\sim 30 \text{ m}$ ，污泥床高度为 $3\sim 8 \text{ m}$ 。圆形反应器常用钢板制造，而方形和矩形反应器多采用钢筋混凝土建造。当污水中有机物浓度比较高时，需要的沉淀区面积小，反应区可采用与沉淀区相同的面积和池

形；当污水中有机物浓度低时，需要的沉淀面积大，为保证反应区的一定高度而使反应区的面积不能太大时，则可采用反应区的面积小于沉淀区，即污泥床上部面积大于下部面积的池形。

前已述及，升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池的复合式厌氧反应器就是在同一反应器内将位于下部的升流式厌氧污泥床与上部的厌氧生物滤池有机地结合在一起，充分发挥污泥床内颗粒污泥大与去除有机物效率高、滤池能有效截留生物污泥与悬浮固体的功效。国内有研究表明（孙慧修等, 1992; 祁佩时等, 1992），瓷环或纤维填料均可用做厌氧生物滤池的填料，该复合式厌氧反应器可有效地用来处理啤酒和乳品等高浓度有机污水。

9.5.4 附着生长污水稳定塘

稳定塘是一种比较古老的污水处理技术，从上一世纪末即已开始使用，自 50 年代后得到较快的发展。据统计，当今世界上已有几十个国家采用稳定塘处理技术，如仅美国就有 7000 多个，欧洲 16 个国家有 3500 余座，中国已有 113 座（钱易与米祥友, 1990），而且其数目仍在增多。之所以稳定塘有如此广泛的应用，是因为稳定塘具有基建投资少、运行管理费用低、若控制得当处理水一般能达到二级处理水平，等等。但是在实际运行中发现，稳定塘特别是兼性塘和熟化塘内微生物浓度较低，因而所需停留时间较长，设计有机负荷相对较抵，致使稳定塘占地面积较大，而且负荷增加或冲击负荷均影响稳定塘的净化功能。

附着生长污水稳定塘就是在稳定塘内填置人工制造的附着生长载体，使之成为细菌及藻类等微生物的栖息场所，从而增加稳定塘内微生物的总量。用于附着生长污水稳定塘的填料可以是挡板（Muttamara *et al.*, 1997）、聚偏二氯乙烯纤维绳（Shin *et al.*, 1987, 1988; Polprasert *et al.*, 1989）和软纤维填料（Qi *et al.*, 1993）与盾式纤维填料（Zhao *et al.*, 1996）等。目前此方面技术仍处于研究与开发阶段。

在 Muttamara 等人（1997）采用挡板作为稳定塘内填料的小试研究中，其目的是增加生物膜量和微生物浓度。研究结果发现，当塘内生物膜载体比表面积为 $35.20 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 时，具有 6 个挡板的附着生长污水稳定塘的水力停留时间控制在 5 d 的情况下，TN 和 NH_4^+-N 的去除率分别为 65% 和 90%，随着挡板数目的增多，COD、TN 和 NH_4^+-N 的去除率增加。

在 Shin 和 Polprasert（1988, 1989）的小试与中试研究中，采用聚偏二氯乙烯纤维绳作为生物膜载体，该填料纤维直径为 0.09 mm，绳的直径为 2 cm，每米填料具有比表面积 $7.33 \text{ m}^2/\text{m}$ 和比容积为 0.3 L/m。研究时采用填料装填的密度分别为 0、5%、10%、20% 和 40%，试验结果发现，稳定塘因填置生物膜附着生长载体其净化功能显著改善，填料使塘内附着微生物量增加从而也就增加了总的微生物量；附着生长载体还因截留、吸附悬浮生长微生物致使处理水中 SS 的浓度大大降低，并抗冲击负荷。从 COD 的去除来看，填料装填稳定塘容积的 10% 时其去除率最大。当停留时间为 5d、有机负荷为 $100 \text{ kg COD}/(\text{ha}\cdot\text{d})$ 时，COD 去除率为 82%，比常规稳定塘的去除率提高 8%。总之，无论是模型试验还是中试试验结果均表明，与常规的稳定塘相比，附着生长污水稳定塘由于装填填料，出水水质大为改观，具有较好的去除 COD、N 与 P 和悬浮物 SS 的性能；通过附着及悬浮微生物的摄取作用，附着生长污水稳定塘还可以去除水中大量的 NH_4^+-N ；与此同时，它还能较好地去除 Cd 和 Cr 等重金属，抗冲击负荷及毒物负荷。

Zhao & Wang（1996）在有关附着生长污水稳定塘的中试研究中，曾采用盾式纤维填料作为生物膜附着生长的载体，其比表面积为 $1236 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ，填料及试验流程分别见图 9-18 和

图 9-19。

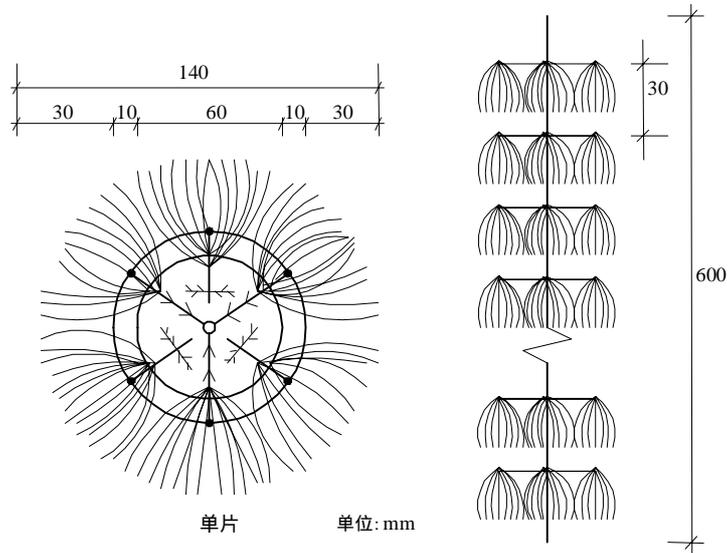


图 9-18 附着生长污水稳定塘试验用盾式纤维填料

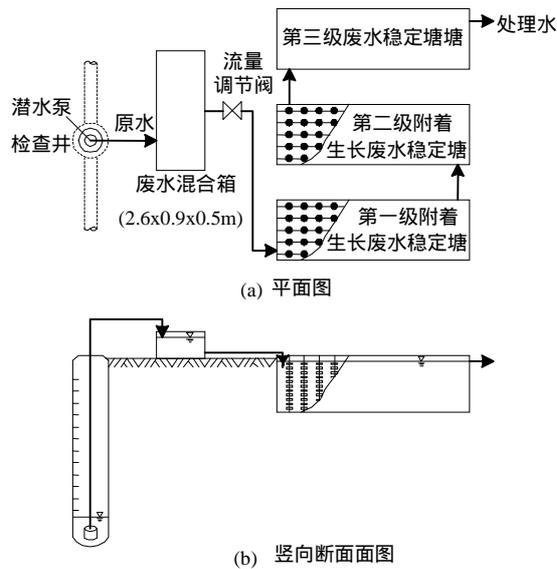


图 9-19 附着生长污水稳定塘的试验流程

研究中首先进行对比试验，以确定塘内填料的最佳装填密度，有关试验结果见表 9-3，并由此可以看出，填料装填稳定塘容积的 22 % 时各污染物指标的去除率最大。

在随后的串联塘系统的研究中，采用水力停留时间 HRT 为 7.5 d，COD 的去除率由冬季的 50% 到夏季的 91.4%，平均去除率为 75.6%；BOD₅ 的去除率由冬季的 49% 到夏季的 95.9%，平均去除率为 90.2%；NH₄⁺-N 的去除率范围为 30.3%~95.9%，亦取决于温度，这与

作者以前在对室内小试稳定塘考查温度影响的试验结果表现出一致的规律 (Zhao & Zhang, 1991)。

填料在不同装填密度下污染物的去除率

表 9-3

装填密度 (%)	COD (%)	BOD ₅ (%)	NH ₄ ⁺ -N (%)
0	10.5~63.5	62.1~85.3	24.8
11	25.0~66.2	67.2~90.1	29.5
22	46.1~70.1	72.2~95.7	39.7

研究中还发现,在稳定塘投诸运行 20 d 后即可在塘内填料上形成成熟的生物膜,位于塘底部填料上生物膜的厚度约为 30~40 μm,而位于塘上部生物膜的厚度为 70~100 μm。由于进水中携带 SS 的缘故,塘系统进水端生物膜厚度稍大些。过了一段时间,由于填料上生物膜底层处于内源呼吸阶段,加之风、雨和水流产生的剪切力的作用,生物膜脱落更新,沉至塘底形成底泥。第一级和第二级附着生长污水稳定塘内底泥的沉积速率分别为每月 4.62 mm 和 6.58 mm。至于附着生长生物膜上的生物相,除了大量的细菌外,更有以颤藻 (*Oscillatoria*)、裸藻 (*Euglena*)、小球藻 (*Chlorella*) 和菱形藻 (*Nitzschia*) 为主要种属的藻类。还有一般稳定塘内没有的诸如钟虫的原生动物和诸如轮虫、线虫和水蚤等的后生动物。为此,每一片填料上都具有一个较为丰富且完整微生物的食物链系统。在白昼,因藻类的光合作用,可观察到大量气泡出现在填料表面,为细菌进行有机物的代谢提供了丰富的溶解氧。

总而言之,稳定塘内由于填置人工生物膜附着生长载体,确实缩短了污水在塘内的水力停留时间,而且提高了稳定塘的净化功能。填料上及其周围可形成大量小的稳定的生态系统,生物相极其丰富,从细菌和藻类到原生动物和后生动物无所不有,稳定塘内的生物量也大大增加,而且改善了微生物在塘内的空间分布。

第10章 生物膜/悬浮生长联合处理工艺

10.1 概述

污水处理厂水线的典型工艺流程包括：机械前处理（粗格栅、细格栅、沉砂池等）、一级处理、二级处理及三级处理。在二级处理中，以生物滤池为代表的生物膜系统和活性污泥法为代表的悬浮生长系统各有优缺点。普通生物滤池（滴滤池）系统具有简单、二沉污泥浓度高、运行费用低、抗冲击负荷、维护量小、动力消耗低等优点，但投资费用高、占地面积较大、固体截留能力较差、有臭味、对温度变化敏感、对运行变化反应差；活性污泥系统出水水质好、运行灵活性大、投资费用低、占地面积较小、臭味小、工艺可控制好、能在不同运行模式下运行，但工艺较复杂、污泥量较大、对冲击负荷较敏感、动力需求和运行费用较高。

经过大量的试验研究和工程实践，根据工程建设和更新改造的实际需求，在某些情况下，二级处理部分采用了生物膜工艺与悬浮生长工艺相结合的联合处理工艺。联合方式主要有两大类，其一是生物膜与悬浮生长同时在同一构筑物内联合发生的复合式工艺，典型工艺为投加悬浮载体的活性污泥工艺；其二为生物膜系统与悬浮生长系统按串联方式联合，其中生物膜反应器类型主要包括塔式生物滤池、普通生物滤池、生物转盘等，悬浮生长反应器主要包括活性污泥曝气池（或小型接触渠）和稳定塘等。对联合处理工艺有多种不同的命名，如两级工艺、串联序列、联合工艺、双重工艺、投料曝气等等。第一类复合式工艺在第9章已经作了介绍，本章主要阐述第二类联合处理工艺。

联合处理工艺的发展起源于70年代中后期，在该时期滤池滤料有了相当大的新发展，尤其是高负荷滤料的出现。起初高负荷滤料主要应用于粗滤池，处理高有机负荷的工业废水。新型滤料使普通生物滤池的有机负荷率能够高于传统石质滤料滤池的10~15倍，并且没有臭味和堵塞问题。这就意味着生物处理工艺可以是高负荷普通生物滤池后续活性污泥。通过这两类工艺的联合，可以使处理工艺具备普通生物滤池简单、抗冲击负荷与维护简单的特点和活性污泥工艺出水水质好、硝化效果好的特点，综合了两者各自的优点，克服了各自的弱点，几乎可以在所有运行情况下正常工作，因而得到广泛的重视。

目前联合处理工艺在美国等国家已经得到广泛应用，尤其是应用于生物膜法和活性污泥法老污水处理厂的更新改造，以克服生物膜法或活性污泥法单一工艺的不足。

10.2 生物膜/悬浮生长联合处理工艺类型

联合处理工艺有各种各样的组合方式，主要决定于原始工艺类型、各个单元的负荷、污泥回流与其他回流的设置及位点，表10-1给出了串联式联合处理工艺采用的单元工艺及

名称。按照有机负荷，联合处理工艺中最经常采用的生物膜反应器主要有采用中、低有机负荷和高有机负荷两类。按照是否设置中间沉淀池，联合工艺可以分为耦联式和非耦联式。图 10-1 为典型联合处理工艺示意图，给出了回流二沉池污泥和再曝气的交替工艺示意。

联合处理工艺中常用的缩写

表 10-1

原始工艺(单级工艺)名称	缩写	联合处理工艺名称	缩写
活性污泥	AS	活性生物滤池	ABF
曝气稳定塘	AL	活性生物转盘	ARBC
生物滤池	BF	生物转盘/活性污泥	RBC/AS
兼性稳定塘	FL	普通生物滤池/固体接触	TF/SC
纯氧曝气活性污泥	POAS	生物转盘/固体接触	RBC/SC
粗滤池	RF	粗滤池/活性污泥	RF/AS
固体接触工艺	SC	生物滤池/活性污泥	BF/AS
普通生物滤池	TF	普通生物滤池/活性污泥	TF/AS
生物转盘	RBC	粗滤池/生物转盘	RF/RBC
固体再曝气	SR	粗滤池/曝气稳定塘	RF/AL
固体接触和再曝气	SCR	粗滤池/兼性稳定塘	RF/FL
选择器	S	粗滤池/纯氧曝气活性污泥	RF/POAS
		联合增强除磷工艺：	
		选择器/活性生物滤池	S/ABF
		普通生物滤池/带选择器固体接触	TF/SCS

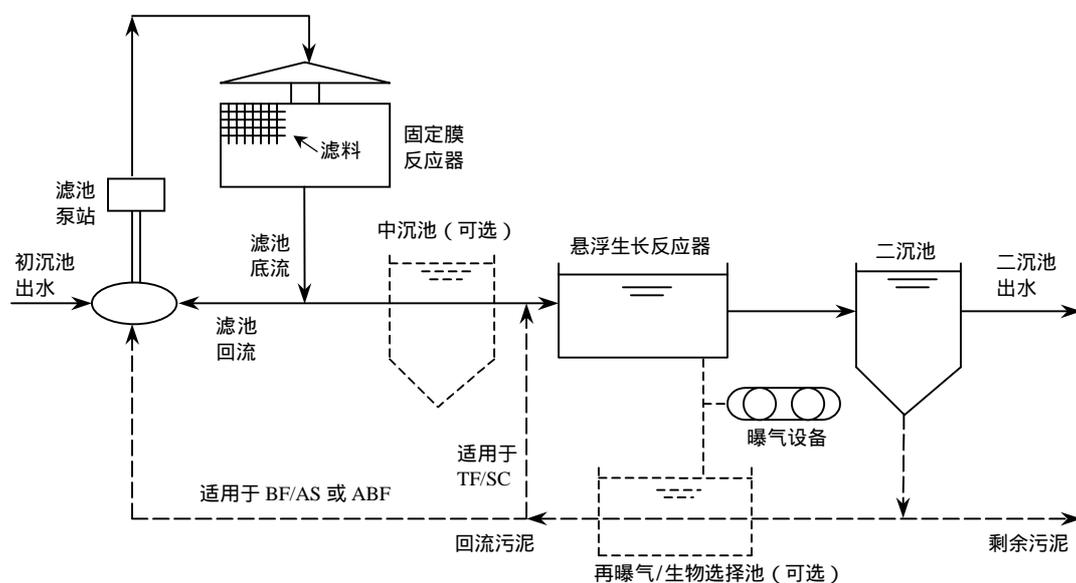


图 10-1 联合处理工艺示意图

耦联式联合工艺包括生物膜反应器(普通生物滤池)和悬浮生长反应器(活性污泥池)，

两者之间不设置中间沉淀池，从工艺流程前端（普通生物滤池）生长并脱落的生物膜结合到工艺后端的悬浮生长生物量中；在某些联合系统的悬浮生长单元中，几乎所有生物量都来源于前端的普通生物滤池。在非耦联的联合工艺中，活性污泥悬浮生长系统之前为完整的生物膜反应器工艺（包括普通生物滤池和沉淀池），可以认为是生物群体明显分离的两段工艺系统，其悬浮生长反应器部分中来源于前端普通生物滤池的生物量相当有限。

在一些联合工艺中，所设计的普通生物滤池部分相当小，仅去除约60%左右的溶解性BOD，后端的悬浮生长单元较大，进一步去除和稳定普通生物滤池出水中残留的有机物，这种类型的工艺包括粗滤池/活性污泥（RF/AS）工艺和生物滤池/活性污泥（BF/AS）工艺。在另一些联合工艺中，普通生物滤池部分较大，溶解性有机物基本上全部得到去除，耦联的悬浮生长单元较小，主要起絮凝和去除普通生物滤池出水悬浮物的作用。这种类型的工艺系统包括普通生物滤池/固体接触（TF/SC）工艺和活性生物滤池（ABF）工艺。

有些联合处理系统将回流污泥回流到悬浮生长单元（TF/SC、RF/AS），有些系统污泥回流到普通生物滤池（ABF、BF/AS），接纳回流污泥的普通生物滤池可称为生物滤池（BF，Biofilter）。在某些情况下，将污泥回流到普通生物滤池可以改善污泥沉降性能，以及改进某些高负荷滤料的性能，尤其是水平木质滤料。

在美国和欧洲，以TF/AS为代表的联合处理工艺技术已经广泛应用于现有污水处理厂的更新改造。由于普通生物滤池出水中存在沉降缓慢、常规沉淀池去除不了的微小和胶态固体颗粒，出水水质往往较差。在已有的普通生物滤池之后增加固体接触单元可以提供絮凝性生物体，使这些细微颗粒能够得到絮凝，并在随后的沉淀池中得到去除，出水水质得到明显改善。在已有的活性污泥系统之前增加普通生物滤池或生物滤池可以明显降低高浓度污水对活性污泥系统的不利影响，前端普通生物滤池或生物滤池降低了进入活性污泥系统的污水浓度，相应降低了工艺需氧量。在活性污泥系统中，如果直接接纳高浓度可快速降解的污水，则容易发生丝状菌污泥膨胀。在联合工艺中，活性污泥单元内的生物量有相当大部分来源于非丝状菌组成的滤池生物量，污泥沉降性能也得到改善。由于前端的滤池吸纳了大部分冲击负荷，冲击负荷对活性污泥系统的影响也相应明显降低。

以下将介绍几种主要的有代表性的联合处理工艺。

10.2.1 活性生物滤池（ABF）工艺

ABF工艺采用较低负荷的普通生物滤池，污泥从二沉池底部回流到普通生物滤池，因而称为活性生物滤池或生物滤池，如图10-2所示。由于回流污泥与初沉池出水混合并在生物膜滤料上循环，因此生物滤池中必须采用高速率的塑料滤料或红杉滤料，而不是石质滤料。许多设计人员认为，在ABF工艺中，如果将回流污泥与初沉池出水混合后再将其布洒于生物滤池上，就能取得更好的污泥沉降性能。支持这种观点的作用机理为，这种运行方式初始食物/微生物比（F/M）和溶解氧浓度高，加上滤池内的推流式构造使异养菌竞争力高于丝状菌，所产生的污泥指数SVI较低。其效果类似于（好氧、缺氧和厌氧）选择器技术的应用结果和纯氧曝气活性污泥法中观测到的结果。

尽管在较低的有机负荷下运行效果良好，但有机负荷升高至 $1.0\sim 1.6\text{ kg BOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 时，采用ABF工艺就难以获得连续稳定的高质量出水（BOD与TSS小于 30 mg/L ）。在寒冷季节，没有短时曝气的ABF工艺表现也不理想。为克服这个缺点，人们对ABF工艺进行了改进，增加了一个相应的小型曝气池。这种改进的方法称为生物滤池/活性污泥（BF/AS）

联合处理工艺 (Harrison & Timpany, 1988)。

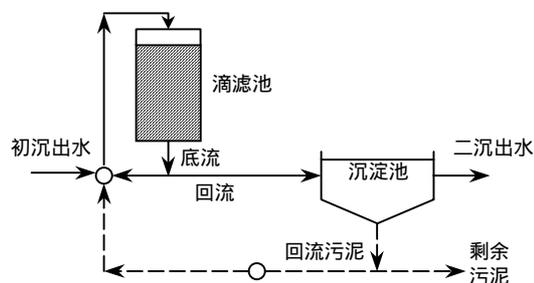


图 10-2 活性生物滤池工艺示意图

10.2.2 普通生物滤池/固体接触 (TF/SC) 工艺

普通生物滤池/固体接触 (TF/SC) 工艺一般包括一个中低有机负荷的生物膜反应器，后续以一个小型接触池，如图 10-3 所示。接触池的容积一般为仅采用活性污泥法时所需容积的 10%~15%。将两者结合起来后，生物膜反应器（即普通生物滤池）的尺寸要比仅采用普通生物滤池时减小 10%~30% (Krumsick *et al.*, 1984)。

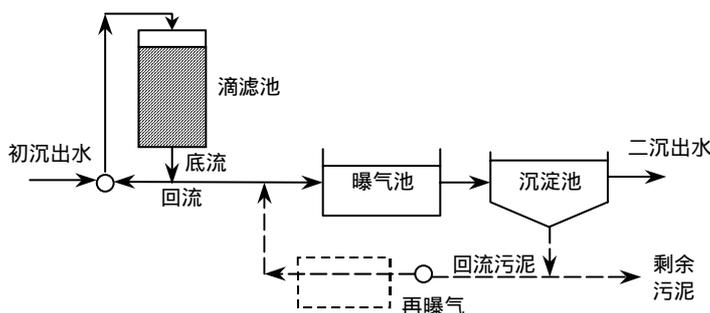


图 10-3 普通生物滤池/固体接触工艺与粗滤池/活性污泥工艺示意图

TF/SC 工艺的优点是活性污泥部分能耗相当低，这是因为普通生物滤池去除了大部分溶解性 BOD。另一个优点是采用这种方法很容易实现已有石质滤池的更新改造，通过增加活性污泥回流（作为生物絮凝剂）改善滤池出水的水质。

传统的 TF/SC 不包括污泥再曝气。如果同时采用固体接触和污泥再曝气，则可以用 TF/SCR 来表示这种运行模式。如果去掉固体接触部分，在悬浮生长部分只采用固体再曝气，则采用 TF/SR 表示这种 TF/SC 运行模式。

10.2.3 粗滤池/活性污泥 (RF/AS) 工艺

对已有活性污泥法污水处理厂进行更新改造的一种常用方法是在活性污泥处理段的前面增加一个粗滤池。这种方法也用于处理含高浓度溶解性 BOD 的污水。在这种方法中，粗滤池容积一般仅为单独采用普通生物滤池时的 15%~30%。曝气池中的水力停留时间一般为单独采用活性污泥工艺时的 35%~50%。

RF/AS 工艺和 TF/SC 工艺具有相同的工艺流程,但在 RF/AS 工艺中使用的普通生物滤池容积要小得多,因此主要靠曝气池部分提供氧气、完成 BOD 去除和进行污泥固体消化。TF/SC 工艺则与此不同,普通生物滤池较大并几乎去除所有的溶解性 BOD,接触池仅起到增强污泥固体絮凝和出水澄清的作用。究竟是采用 TF/SC 还是采用 RF/AS,主要考虑因素是已有处理单元的可利用情况,这些处理单元的利用与否直接影响工程投资与运行费用之间的权衡。

10.2.4 生物滤池/活性污泥 (BF/AS) 工艺

生物滤池/活性污泥 (BF/AS) 工艺与 RF/AS 工艺相类似,不同之处为本工艺的污泥回流与 ABF 工艺相似,如图 10-4 所示。在生物膜反应器上增加污泥回流之后有助于减少丝状菌引起的污泥膨胀,尤其是处理食品加工废水的情况。尽管该方法可以提高污泥的沉降性能,但目前还没有观测到污泥回流能够提高生物滤池的氧传输能力 (Harrison *et al.*, 1984)。

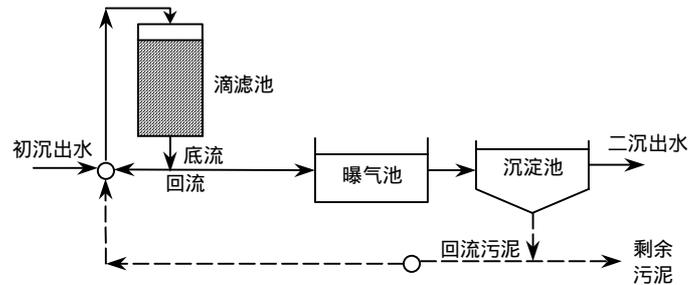


图 10-4 生物滤池/活性污泥工艺示意图

有试验研究表明,经过曝气的污泥回流可降低普通生物滤池臭味,这是因为污泥与进水混合后细菌群体可以代谢进水中存在的硫化物,从而不会以臭味物质形式释放出来。

10.2.5 普通生物滤池/活性污泥 (TF/AS) 工艺

普通生物滤池/活性污泥 (TF/AS) 工艺的有机负荷与 RF/AS、BF/AS 相似。但 TF/AS 工艺具有一个独有的特性,在生物膜反应器和悬浮生长反应器之间设有一个中间沉淀池。在生物膜反应器底流进入悬浮生长反应器之前,中间沉淀池去除反应器上脱落的生物膜污泥,如图 10-5 所示。

采用 TF/AS 工艺的一个主要好处是去除碳 BOD 所产生的污泥可以在第二处理段之前得以分离。当工艺过程需要去除氨氮、第二段工艺单元主要由硝化菌起作用时,常推荐这种工艺。采用本工艺的另一优点是中间沉淀池可以减少生物膜反应器脱落污泥对悬浮生长段的影响。但是,设计人员普遍认为中间沉淀池的设置并不能明显减少需氧量和提高污泥的沉降性。在不需要硝化的情况下,为避免因设中间沉淀池而增加的费用,绝大多数高负荷滤池或粗滤池都设计为 RF/AS 和 BF/AS 模式,而不是 TF/AS。

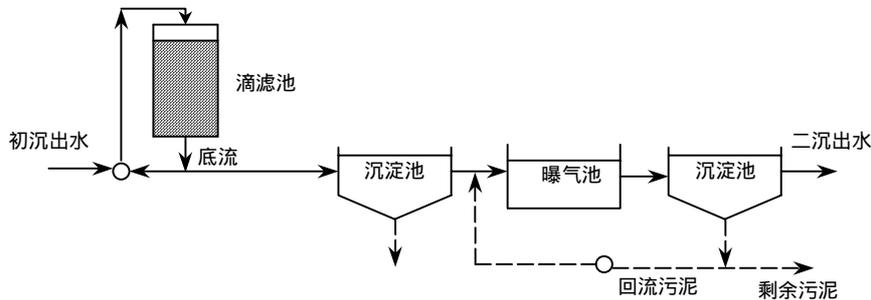


图 10-5 普通生物滤池/活性污泥工艺示意图

10.2.6 其他联合处理工艺

其他的生物膜/悬浮生长联合处理工艺包括活性 RBC (ARBC) 和 RBC/SC。ARBC 的污泥在二沉池和 RBC 工艺的第一段处理单元间回流。RBC/SC 工艺在普通 RBC 工艺后面增加了一个短停留时间的固体接触反应器。

10.3 联合处理工艺的设计要点

联合处理工艺的设计实际上是两种类型反应器之间的平衡，无论对生物膜反应器还是悬浮生长反应器都不能分开来单独设计。良好的设计应该包括对整体综合设施、各单元间相互影响——尤其是对二沉池影响的考虑 (Harrison & Timpany, 1988)。

生物膜反应器作为生物处理的主要工艺时，可以用很多种数学模型对其运行性能进行分析和预测。但是，对一个联合处理工艺的第二处理段，无论是生物膜系统还是悬浮生长系统，却基本上没有可供使用的计算公式。因此，大多数设计者只能根据不同负荷条件和季节情况，采用原始单元工艺的计算公式计算，然后内插出联合处理工艺的预测结果。在实际设计中一般根据中试研究或生产性试验（工程实例）数据确定联合处理工艺的反应器尺寸。表 10-2 列出了美国在采用联合处理工艺时尺寸确定的常用设计标准，供参考。

在 RF/AS 工艺、BF/AS 工艺和 TF/AS 工艺中，首段生物膜反应器提供生物处理所需典型碳需氧量的 30%~50%。但在 TF/SC 或 ABF 工艺中，生物处理所需的所有氧量基本上均由首段的生物膜反应器提供。

在 RF/AS 工艺、BF/AS 工艺和 TF/AS 工艺中，第二段悬浮生长反应器的容积为不使用首段生物膜反应器时所需容积的 15%~50%。TF/SC 工艺中这个比值为 10%~15%。ABF 工艺中，通过回流污泥与初沉池出水混合液在滤池滤料中通过时的水力停留实现悬浮生长接触。

目前，由于对联合处理工艺中相互影响的各种变量还无法进行系统有效的控制，因而无法预先精确估计出处理工艺的运行性能。虽然对大部分变量作了一般性考虑和建议，但设计人员仍然需要在更大的范围内根据设计出水要求和污泥特性选取设计负荷和联合处理工艺模式。

联合处理工艺主要设计标准

表 10-2

联合工艺	近似设计标准	
	范围	常用值
活性生物滤池		
滤料类型	高负荷	高负荷
BOD 负荷(kg/(m ³ ·d))	0.16~1.2	0.48
水力负荷(m ³ /(m ² ·d))	2.0~12	4.8
滤池 MLSS(mg/L)	1 500~3 000	2 000
普通生物滤池-固体接触		
滤料类型	碎石或高负荷	高负荷
BOD 负荷(kg/(m ³ ·d))	0.32~1.2	0.64
水力负荷(m ³ /(m ² ·d))	0.24~4.8	2.4
槽内 MLSS(mg/L)	1 500~3 000	2 000
水力停留时间(h)	0.5~2.0	0.75
曝气池泥龄(d)	0.5~1.5	1.0
回流污泥(mg/L)	6 000~12 000	8 000
槽内混合方式：		
鼓风曝气(L/(m ³ ·min))	75~150	110
机械搅拌(kW/1000 m ³)	11.8~25.6	19.7
RF/AS, TF/AS 和 BF/AS		
滤料类型	高负荷	高负荷
BOD 负荷(kg/(m ³ ·d))	1.2~3.2	2.4
水力负荷(m ³ /(m ² ·d))	2.0~12	2.4
池内 MLSS(mg/L)	1 500~4 000	2 500
水力停留时间(h)	2.0~4.0	3.0
曝气池泥龄(d)	2.0~6.0	3.0
食物/微生物比(kg/(kg·d))	0.5~1.2	0.9
池内供氧量(kgO ₂ /kgBOD 去除)：		
总可用氧量	0.6~1.2	0.9
典型供给值	0.3~0.9	0.6

10.3.1 主要设计考虑因素

在联合处理工艺设计中,除各种环境变量以外,尚需要对以下几个要素加以特别考虑。

1. 初沉池

与其他生物处理系统的工艺设计一样,初沉池出水的悬浮固体量和特性对联合处理工艺的设计选择也有同样的明显影响。试验研究和工程实践表明,与单独的生物膜工艺系统和活性污泥系统一样,初沉池出水中悬浮固体的浓度和性质也会显著影响联合处理工艺的运行性能和污泥产率。在联合工艺中,第一段工艺单元中的滤池滤料类型不同,影响程度也不同。采用石质滤料可以减小初沉池出水高浓度悬浮固体的影响,这是因为石质滤料粒

块之间的空隙狭小，来自进水及滤池中生成的污泥固体在滤池中的停留时间会明显增加。污泥固体停留时间的增加必然可以提高污泥本身的消化（稳定化）程度，使污泥固体总量减少。

2. 能耗

设计人员一般认为，采用生物膜反应器进行生物处理的能耗为悬浮生长反应器所需能耗的 25%~50%。但是，很多设计评估报告证实，悬浮生长段采用微孔曝气并且设计良好的话，生物膜与悬浮生长间的能耗差距会明显缩小。采用联合处理工艺时，有研究实例表明，在处理系统的运行负荷低于设计负荷时，由于设备的不良关闭，看不出生物膜反应器或联合处理工艺运行能耗的节省（Harrison *et al.*, 1984）。一般说来，动力负荷率高时倾向于采用生物膜反应器容积较大的联合处理工艺（如 ABF 或 TF/SC 工艺）。

3. 污泥回流

将生物污泥回流到生物膜反应器能够改善污泥的沉降性能，但还没有证据表明污泥回流能够提高氧的传输和减小第二段悬浮生长反应器的容积。在处理食品工业废水的 ABF 和 BF/AS 工艺系统中，污泥回流的应用相当普遍。在水平流红木滤料滤池中，污泥回流已经广泛应用，用以增加红木滤料与塑料滤料相比显得较小的表面积。当采用水平流滤料、生物污泥以钟乳石状大量生长时，这种表面积增加较明显。采用竖直流塑料滤料时，污泥回流的应用比较有限，但有资料表明有时也能达到与采用红木滤料类似的污泥沉降性能。另据报导，在一些污水处理厂中，污泥回流导致了气味的增加。

4. 臭味

采用生物膜反应器比采用悬浮生长反应器时臭味要浓烈得多，但大多数联合处理工艺都不会产生令人厌恶的气味，虽然如此，设计人员仍需仔细考虑臭味问题产生的可能性。如果在工艺首段或者初沉池中产生臭味问题，那么在联合处理工艺的生物膜反应器设计中怎样控制臭味就是十分重要的考虑因素。大多数臭味问题是在污水处理厂进水含有工业废水或者非有机成分（如氮或硫）时产生的。研究表明，臭味主要取决于污水的特性，并常常与含有高比例的工业废水密切相关。需要指出的是，在联合处理工艺中，生物膜反应器无论其负荷高低，都可能产生同样恶劣的气味，产生臭味问题的主要原因为：1）进入污水处理厂的进水特性，2）水力条件不好，3）通风不畅。

5. 污泥脱落

生物膜反应器内发生的污泥自然脱落可以通过改变流速的方法进行控制，或至少降低到一个有限的额度。试验研究表明，悬浮生长反应器较小的联合处理工艺（ABF 或 TF/SC）对混合液挥发性悬浮固体（MLVSS）变化的敏感性要比悬浮生长反应器大的联合处理工艺（RF/AS 或 BF/AS）大，因而容易带来生物膜污泥的脱落。设计人员应根据滤池本身的工艺设计原则，控制水力负荷，减少生物膜反应器表面的污泥脱落。

6. 软体动物

与传统的 TF 工艺不同，在联合处理工艺中常常有软体动物在污水传输构筑物或者搅拌能量较低的曝气槽内生长。为防止软体动物生长，应注意保持足够的搅拌，减小软体动物在密封构件生长的可能。有些设计人员在生物膜和悬浮生长反应器之间加入一个低速导流箱以促进软体动物的沉淀和去除。

7. 污泥产量

在考虑如何利用已有的石质滤料普通生物滤池时,工艺过程产生的生物污泥量是主要因素。根据有机负荷和水力负荷,石质滤料普通生物滤池产生的污泥量在 0.4~0.7 kg TSS/kg BOD 之间变化。采用塑料或者红木滤料时,由于停留时间的缩短,消化掉的污泥量和平均细胞停留时间(MCRT)都大大缩减,因而这类合成滤料的滤池产生的污泥量一般在 0.8~1.0 kg TSS/kg BOD 之间。即便是在联合处理工艺中也是如此。另外,初沉池出水的水量与特性也会显著影响联合处理工艺的污泥产量和沉淀性能。

8. 已有的处理构筑物

如何继续利用已有的工艺单元以降低投资费用,也常常是影响联合处理工艺选择的重要因素。如果已有的曝气池可以继续利用,从经济角度而言选择悬浮生长段较大的联合处理工艺,如 BF/AS、RF/AS、TF/AS 等工艺会更好。如果是已有普通生物滤池处理厂的更新改造,则选用悬浮生长段较小的工艺,如 TF/SC 等就比较经济。

9. 出水水质

设计人员一般认为,联合处理工艺的出水水质比单独的活性污泥或普通生物滤池工艺要好,或者至少两者相当。联合处理工艺设计和运行较好时,出水 BOD₅ 一般小于 20 mg/L,在某些处理厂甚至达到了 10 mg/L。

10. 占地

联合处理工艺比其他处理工艺的占地通常稍小一点,这是由于两个原因:1)生物膜反应器的高度较大(4.9~9.8 m);2)生物膜段和悬浮生长段的负荷都偏高。但是,占地小并不是选择联合处理工艺的决定因素,因为该项节省并不明显,而且其他工艺通过改进后也能达到类似的占地面积。

11. 布水系统

生物膜反应器的布水系统能极大影响联合处理工艺的性能。设计人员普遍认为,旋转布水器比固定喷嘴布水器更为有效,而且运行比较简便(Harrison & Timpany, 1988)。采用具有再布水能力的水平流红木滤料与横向流塑料滤料可以防止因布水不均产生的问题,但滤料的再布水作用并不能克服固定喷嘴造成的不均匀布水所带来的消极影响。

12. 滤料的选择

在 ABF、BF/AS 等联合处理工艺设计中,必须使用不易堵塞的滤料,如水平流红木滤料或垂直流塑料滤料。水平流滤料、自由流态滤料、尤其是石质滤料的空隙较小,易于形成污泥的积聚。因此,污泥在这类滤料上回流时容易发生滤料堵塞。

研究表明,采用 BF/AS、RF/AS、TF/AS 等有机物负荷较高的工艺时,垂直流滤料的运行性能比水平流滤料的要好或至少相当。采用 TF/SC 等有机物负荷较低的工艺时,水平流滤料的性能一般优于其他类型。

几乎所有类型的滤料都会发生滤料压缩、滤料坍塌或堵塞等问题,这就要求在选择、设计和安装滤料时要小心谨慎。对粗滤池或者有机物负荷高的生物反应器进行滤料选择时应给予特殊考虑。在高水力负荷或高有机物负荷下,可能会超过滤料的承压能力。有些专家还指出,几何形状较复杂的滤料(水平流和自由流)可能会比简单外形的滤料积聚更多的污泥。联合处理工艺设计时应将与滤料选择有关的平行研究、文献研究和实例信息作为设计的基本部分。

13. 温度

还没有可靠的证据表明温度在首段工艺选择中起重要作用。对于去除碳 BOD₅ 的情况，普通生物滤池温度修正系数为 1.015~1.045，还不足以形成显著影响。对于同时去除 BOD₅ 和氨氮的普通生物滤池，温度也不可能成为显著影响参数。一般认为，温度对生物膜在去除率方面的影响比对悬浮生长的要小。

14. 硝化

在需要硝化的情况下，从经济角度考虑，通常倾向于采用悬浮生长工艺，而不是生物膜或联合处理工艺。尤其是对水温较低、硝化菌的活性降低程度比去除 BOD 的异养菌活性降低程度大的情况更是如此。设计人员通常在首段工艺和二段工艺之间加入中间沉淀池以促进联合处理工艺的硝化反应。另外一个方法就是污泥再曝气，因污泥再曝气提供给单位曝气容积的 MCRT 是传统曝气池或曝气槽所能提供的 2~4 倍。

15. 除磷

附着生长和悬浮生长联合处理工艺的除磷通常是采用化学方法，而不是采用生物方法，这是因为大多数生物除磷工艺都要求在前端设有一个厌氧选择器。对大多数联合处理工艺而言，这就要求在生物膜反应器内进行混合液回流，而这常常是不可能的。但设计人员通过在“活性”生物膜反应器前添加旁流选择器（加入挥发性脂肪酸）或厌氧选择器的方法，已经可以只用生物的方法获得磷浓度很低的出水。

10.3.2 生物膜反应器

联合处理工艺设计中要求对首段和二段反应器的大小作出平衡。根据实际中试处理厂的资料，对特定工艺而言，较为适合的标准设计方法是根据 BOD 负荷确定首段生物膜反应器的大小。正如表 10-2 所示，联合处理工艺（如 ABF 或 TF/SC）的负荷可以在 0.2~1.2 kg/(m³·d) 范围内变化，其典型平均值为 0.5 kg/(m³·d)。对于生物膜反应器处理段负荷较高的联合处理工艺，如 RF/AS、TF/AS、BF/AS 等，首段负荷可以采用 1.20~5 kg/(m³·d)，平均设计负荷一般为 2.4 kg/(m³·d)。

一般采用修正的 Velz 公式预测生物膜阶段的出水溶解性 BOD 浓度，以确定二段悬浮生长工艺的尺寸（Albertson & Eckenfelder, 1984）。研究表明，生活污水处理的反应速率常数 K 可能在 0.162~0.268 (L/s)^{0.5}/m² 之间变化。多项研究也表明，流量指数 n （滤料的特性参数）值会随滤料上生物量的变化而变化，对垂直流或水平流滤料 n 值一般为 0.50，而对自由流滤料和石质滤料一般为 0.6~0.7（Daigger & Harrison, 1987）。

由于在联合处理工艺的生物膜段中常采用比单独生物膜反应器中更高的有机负荷，所以在联合处理工艺中经常采用较高的水力负荷，如 0.7~1.4 L/(m²·s)。很多设计人员认为，通过每周一次的短时间高水力负荷运行可以很好地控制污泥脱落。这种方法可以在“平均”水力负荷较低的情况下对滤池施加较高的“瞬间”流量率，从而减少泵送的费用（Albertson, 1989a, 1989b）。

10.3.3 悬浮生长反应器

在确定生物膜反应器工艺以后，一般的设计方法是调节悬浮生长段的容积以保证出水水质和污泥沉降性能都满足要求。表 10-3 给出了生物膜反应器有机物负荷变化时悬浮生长段的设计标准。联合处理工艺中确定悬浮生长段尺寸的最常用方法是 MCRT 算法，也可以根据食物/微生物比（F/M）或水力停留时间（HRT）进行计算。还有一种方法是根据溶

解性 BOD 的去除进行计算。由于最后一种计算方法涉及到的参数太多，应用不是很广泛，故只在本章出水水质部分中对此进行简要讨论。

一般设计标准

表 10-3

工艺	生物膜设计标准		悬浮生长设计标准	
	滤池总有机负荷 ($\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$)	F/M ($\text{kg BOD}_5/(\text{kg MLVSS} \cdot \text{d})$)	MCRT (d)	HRT (h)
传统 AS	-	0.3~0.5	5~15	4~8
传统 TF	0.16~0.32	-	-	-
RF/AS、BF/AS、TF/AS	1.20~3.20	0.7~1.2	2~6	2~4
TF/SC	0.32~1.20	1.5~3.0	0.5~1.5	0.5~2.0

注：MCRT 为悬浮生长污泥量除以每日排出的污泥量；HRT 的计算基于原污水流量。

1. 食物/微生物比 (F/M)

对联合处理工艺而言，F/M 是根据初沉池出水中的 BOD 或 COD 量计算的（忽略生物膜的去除量）。生物量 M 表示的是悬浮生长反应器中混合液的 MLVSS。对 RF/AS、BF/AS、TF/AS 工艺悬浮生长反应器中的 F/M 进行比较，可以发现数值上比传统活性污泥法要高出 2~3 倍。在 TF/SC 工艺中由于曝气池较小，一般不采用食物/微生物比的计算方法。

2. 平均细胞停留时间 (泥龄)

在联合处理工艺中，采用平均细胞停留时间 MCRT（或泥龄 SRT）确定悬浮生长段容积正日趋普遍，具体计算方法与一般活性污泥法类似，计算中对生物膜段的活性生物量仍然忽略不计。计算中所采用的 MCRT 是“有效”MCRT，在这种情况下，对 TF/SC 这类工艺可以将悬浮生长反应器里的固体停留时间降到 0.5 d 以下，对 RF/AS、TF/AS、BF/AS 等滤池负荷较高的工艺可以将该值降到 2~3 d（见表 10-3）。由于传统活性污泥法 MCRT 取值范围为 5~15 d，因此，在联合处理工艺中悬浮生长反应器的体积可以大为节省，虽然这种节省会被首段工艺即生物膜反应器的容积部分抵消。同样，生物膜反应器的滤料类型也会对悬浮生长段的产率和容积需求产生显著影响。

3. 水力停留时间 (HRT)

近年来，无论在传统活性污泥法还是联合处理工艺中，采用水力停留时间确定曝气池容积方法的应用范围都在缩小。一般来讲，传统活性污泥法的 HRT 值在 4~8 h 之间；负荷较大的联合处理工艺系统（BF/AS、TF/AS、RF/AS）的 HRT 值在 2~4 h 之间。生物膜段有机物负荷较低的工艺，如 TF/SC 的设计，HRT 一般小于 1 h，或者干脆与 ABF 工艺一样，曝气池 HRT 极短。

4. 搅拌与曝气要求

最初，联合处理工艺是为粗滤池的应用而设计的，设计中把氧的传输作为最主要的考虑因素，而搅拌能量并未得到重视。但是，现代的联合处理工艺有时也采用 TF/SC 方式。TF/SC 工艺的搅拌作用是很有限制的，并不需要充分搅拌维持氧传输。根据悬浮生长反应器的尺寸，所需最小曝气和搅拌要求会随之变化。但一般情况下，微孔曝气的供气量值是 $0.037 \text{ Nm}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ ，中孔曝气是 $0.02 \text{ Nm}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{min})$ ，机械搅拌的一般最小搅拌标准是 0.118

kW/m^3 。

对曝气池中氧需求量进行预测的实际常用方法是基于氧吸收速率(OUR)的设计方法。例如,一般活性污泥设计中OUR的典型设计平均值是 $30\sim 50 \text{ mg O}_2/(\text{L}\cdot\text{h})$,日最高值为 $60\sim 80 \text{ mg O}_2/(\text{L}\cdot\text{h})$ 。与此相应,高负荷生物膜反应器(RF/AS、BF/AS、TF/AS)后续的悬浮生长反应器的OUR值可采用一般活性污泥法的50%左右,而低负荷生物膜反应器(如TF/SC)后续的曝气池一般采用 $10\sim 20 \text{ mg O}_2/(\text{L}\cdot\text{h})$ 的OUR值。

当悬浮生长反应器前面存在生物膜反应器时,氧需求的波动范围会缩小。有时,氧需求受到内源呼吸或者前面生物膜段周期性污泥脱落的控制。根据联合处理工艺设施的调查结果,计算悬浮生长段的氧需求量时,应将首段的生物膜有机负荷考虑在内。采用合理的计算公式或图表(如图10-6),对于了解不同负荷下的长期平均氧需求量是有帮助的。无论如何,设计中应保证在各种情况下都能满足氧需求量,还包括污泥脱落、温度变化以及其他相关环境因素变化的情况。

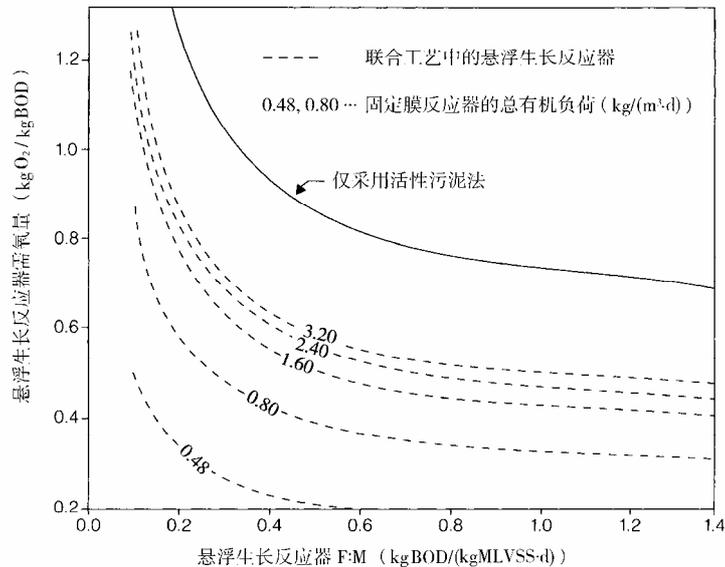


图 10-6 联合处理工艺模式中悬浮生长反应器的需氧量

10.3.4 其他联合处理工艺

大多数联合处理工艺都具有生物膜段和悬浮生长段,形式上多以一个塔式生物滤池作为首段,后续一个小容积的活性污泥反应器,但亦有其他联合形式。例如,在美国大约有20个RF/RBC处理厂,此外还有一些粗滤池/稳定塘工艺也处于运行之中。联合处理工艺中的稳定塘多为兼性稳定塘,但也有连接于生物膜反应器的好氧稳定塘存在。

有些情况下,将活性污泥法与RBC工艺或者带有RBC的固体接触工艺直接组成联合处理工艺。这类联合方法多用于已有污水处理厂的更新改造之中,拟在采用一些改进的技术使已有处理设施能够发挥最大作用。

1. 生物转盘

对于生物转盘(RBC)系统来说,首段的缺氧是一个重要问题。由于从前的设计指导原则不够合理,在处理厂开始运行时,或者对设计良好的处理厂当RBC达到其设计负荷时,都有可能产生此问题。首段RBC的有机负荷一般限制在 $10\sim 15\text{ g BOD}_5/(\text{m}^2\cdot\text{d})$,考虑所有运行段,有机负荷平均后大约为 $2.5\sim 5\text{ g BOD}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 。

确定RF/RBC工艺的反应器容积时,可以采用改良的Velz公式计算首段与二段反应器的相互作用。这类工艺有限的设计经验表明,粗滤池(负荷为 $2\text{ kg BOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$)后续RBC时,RF和RBC的负荷均按初沉池出水计算,此时可以得到优良的出水水质。大多数现有的RF/RBC工艺都不设中间沉淀池。目前尚没有观测到由于生物污泥在RBC上引起的负面作用或效率降低的现象。大多数采用机械驱动的RBC反应器都已改造成为气体驱动或气体扩散的方式,以防止污泥沉积。

2. 稳定塘

粗滤池后续以好氧或兼性稳定塘的联合处理工艺可以有效降低二段的BOD负荷和处理首段产生的生物污泥。但是,若采用稳定塘,就必须考虑出水TSS和藻类过多的问题。采用传统的经验估计或数学模型可以预测该联合处理工艺中生物膜段的性能。至于生物膜段所产生的污泥,可以进入一个单独的消化工艺,亦可在稳定塘中经自然的兼性工艺降解。

10.3.5 污泥产生与沉降

在联合处理工艺中,生物膜反应器部分的污泥产量一般占主要比例。进水中惰性固体的数量与特性也会显著影响工艺的实际污泥产量。例如,一项研究表明,联合处理工艺的MCRT大于 1.0 d 时,增加悬浮生长反应器容积以减小污泥产量的努力只能取得很有限的效果。

图10-7给出了首段生物膜有机负荷高与低的情况下,悬浮段MCRT值不同时,联合处理工艺的不同挥发性污泥产量。图10-7中的上区所示为初沉池出水TSS比下区TSS高50%时的情况。由图看出,初沉池出水中不可生化降解固体在联合处理工艺的污泥产生量中起决定性作用的情况。它还进一步说明,简单地将MCRT增加到 $1\sim 2\text{ d}$ 是无法明显减小污泥产量的。

在美国,通过对43个联合处理工艺处理厂的比较研究,得出的污泥产率为 $0.7\text{ kg TSS}/\text{kg BOD}$,但该值的变化范围较大,为 $0.15\sim 4\text{ kg TSS}/\text{kg BOD}$ 。初沉池的污泥脱落和工作状况变化是污泥产量变化的重要原因。另外,案例分析表明,采用石质滤料的联合处理工艺污泥产量为采用高负荷滤池联合处理工艺系统的35%~50%。

许多设计人员认为联合处理工艺比传统悬浮生长工艺产生的污泥具有更好的沉降性,即SVI值更低。尽管联合处理工艺比较耐冲击负荷,但也会与传统活性污泥法一样发生性能变化和污泥膨胀的问题。事实上,有些设计人员在首段滤池旁设置一条旁路直接给二段的活性污泥单元输送食料(BOD),以防因为生物死亡而产生的沉淀不良。因此,联合处理工艺的污泥沉淀较好而减小二沉池容积的做法是站不住脚的。最好的情况下,通过联合处理工艺可以达到较好的污泥沉淀效果。同样,联合处理工艺的回流污泥浓度与传统悬浮生长工艺的回流污泥浓度是相近的。联合处理工艺处理厂中观察到的回流污泥浓度一般在0.5%~1.5%之间变化,平均值为0.8%。

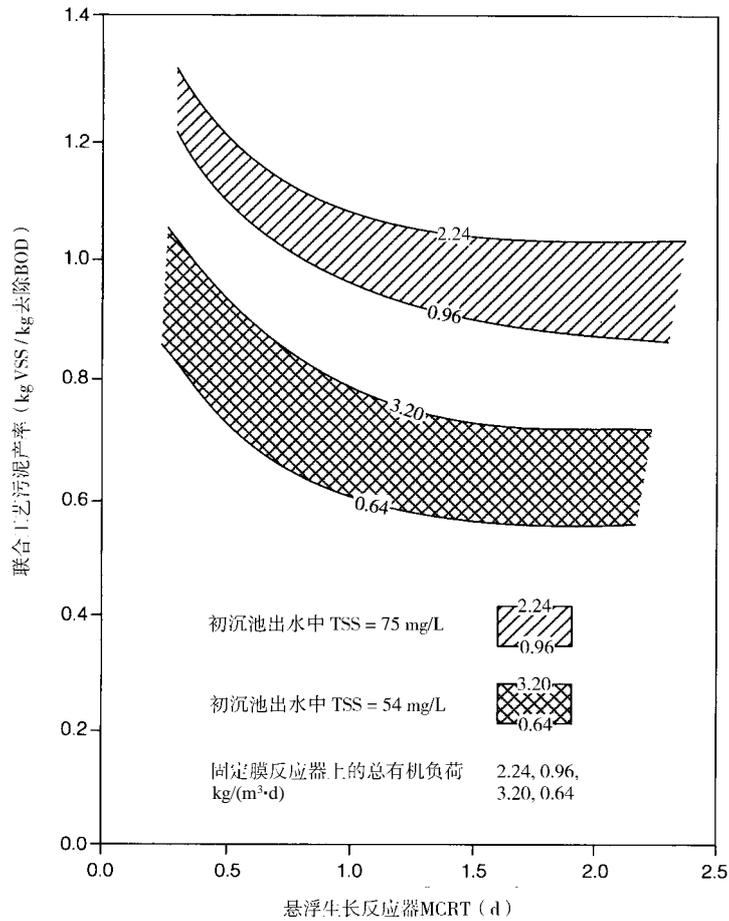


图 10-7 悬浮生长反应器平均细胞停留时间和斜向流生物膜反应器总有机负荷对联合处理工艺污泥产率的影响

10.3.6 出水水质与氮、磷营养物去除

工艺选择中,最重要的考虑因素往往是出水水质达标问题。当仅考虑传统的 BOD、TSS 等污染物指标时,设计决策一般是围绕悬浮生长和附着生长之间的平衡。当考虑到氮、磷等营养物去除时,设计决策就趋于复杂,可能会包括对化学去除方法与生物去除方法的分析与取舍。

1. 出水 BOD 与 TSS 要求

对大多数联合处理工艺而言,出水水质取决于颗粒性 BOD 浓度,而不是溶解性 BOD 浓度。对很多联合处理工艺的实例数据分析表明,如果设计人员仔细考虑悬浮生长和生物膜接触生长间的平衡,任何一种联合方式都能够取得极佳的出水水质。取得优良出水水质的关键因素是:运用现代先进的沉淀池技术,并采用消能中心井和较低的流量率,沉淀池深度为 3.7~4.6 m。

对不同有机负荷条件下 ($0.74\sim 3 \text{ kg BOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$) 的工艺性能比较研究表明,随着二段悬浮生长 MCRT 值的增加,出水中溶解性 BOD 浓度降低,水质变好。出水水质与首段生

物膜反应器的有机负荷无关，即当首段有机负荷与二段 MCRT 处于生活污水范围内时，改变有机负荷不影响出水水质，如图 10-8 所示。然而，生物膜反应器中有机负荷的提高会给出水中带来大量不可沉淀的悬浮固体，如图 10-9 所示。

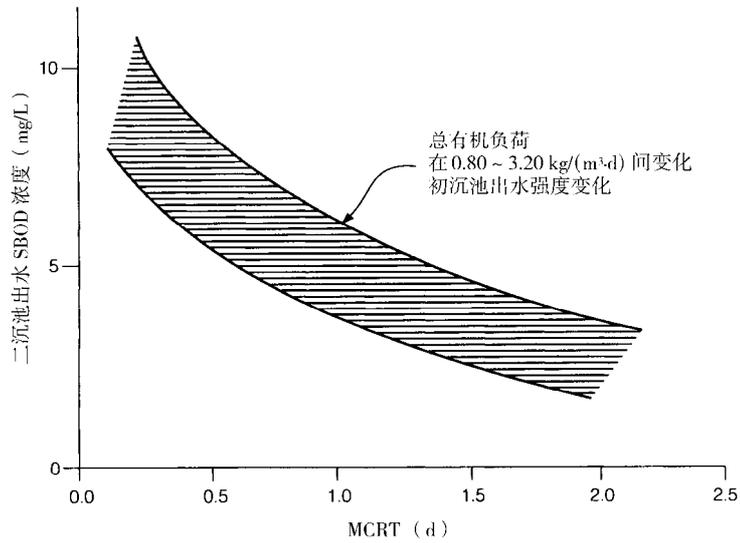


图 10-8 不同平均细胞停留时间和总有机负荷条件下斜向流滤池联合处理工艺的出水溶解性 BOD

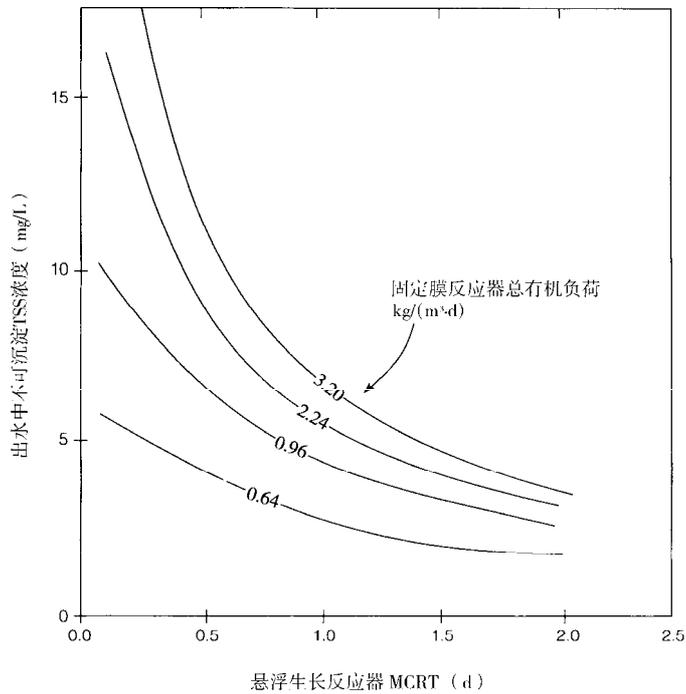


图 10-9 不同平均细胞停留时间和总有机负荷条件下斜向流滤池联合处理工艺的出水不可沉淀悬浮物浓度

在联合处理工艺中，通过增加处理系统的总体 MCRT，第二段的处理能够降低出水中的悬浮固体浓度。将 MCRT 提高到 1.0 d 以上可以使出水中悬浮固体浓度锐减，但 MCRT 增加到 2 d 以上后几乎没有进一步的效果。

传统 Monod 模式和一级动力学方程可用于预测联合处理工艺出水中溶解性 BOD 浓度。理论值认为，一级底物去除可以在 0.02~1 L/(mg MLVSS·d) 间变化。由于该常数变化范围极大，因此，需经中试研究以优化处理设施容积，这对保证出水水质是十分必要的，尤其是出水水质要求 BOD 小于 10~20 mg/L 时。

2. 出水氨浓度要求

通过低负荷联合处理工艺可以取得氨氮硝化的效果。一种方法是，通过计算整个系统的 MCRT 值，对整个系统进行估测分析。另一种方法是，在生物膜和悬浮生长反应器之间设置中间沉淀池，采用 TF/AS 工艺。通常推荐采用第二种方法，因为这种方法提供了较积极的方式确定二段悬浮生长的 MCRT 值。TF/AS 工艺避免了首段生物膜反应器产生的污泥给悬浮生长段带来的负担，否则这种污泥会降低硝化菌的生存竞争力。

在联合处理工艺中，采用的 MCRT 值应该与独自采用活性污泥法等单级工艺时达到硝化时所需的 MCRT 值相等。其中一种设计方法是，给生物膜反应器分配相同的 MCRT，从而能够确定悬浮生长段所需的硝化程度。图 10-10 所示为垂直流塑料滤料生物滤池所需等值 MCRT 的一种估计方法。

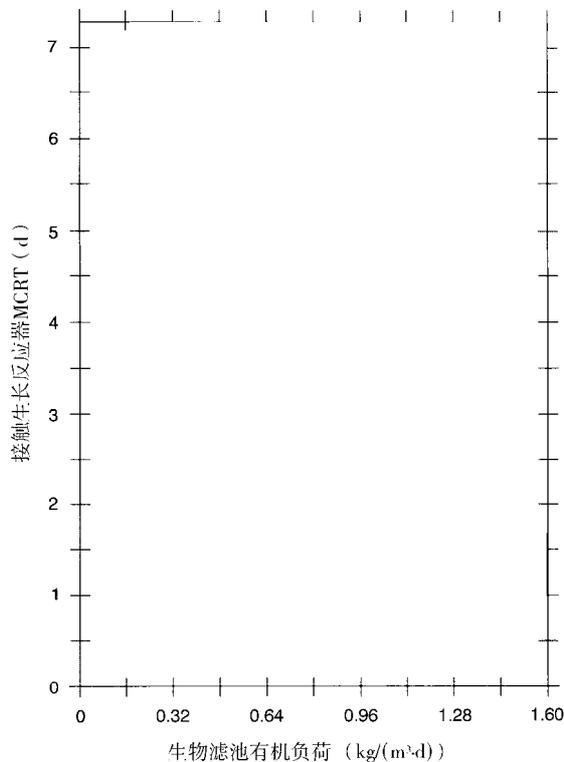


图 10-9 垂直流塑料滤料生物滤池的等价平均细胞停留时间

除了污水处理厂更新改造以外，与单级活性污泥法相比，联合处理工艺中的硝化一般并不节省投资。这是因为联合处理工艺中悬浮生长部分的温度要低于单级活性污泥法，硝化速率相应降低。

3. 出水磷浓度要求

对联合处理工艺除磷的研究表明，添加化学药剂（明矾或三氯化铁）并不影响生物系统对 BOD 的去除效果。在联合处理工艺的初沉池中添加化学药剂除磷是最常用的方法，但引进生物膜反应器和 Bardenpho 工艺的营养物去除改进方法也同样得到了应用。联合处理工艺中，一种减少除磷所需化学药剂用量的方法是采用发酵作用增加除磷微生物量。图 10-10a 表示了一个在旁路选择器中投加挥发性脂肪酸增加生物除磷的方法，而图 10-10b 则表示了接触生长反应器前添加一个厌氧污泥回流装置的示意。还有研究者观察到，引入 RBC 污泥回流能取得更好的沉降性能和除磷效果，如图 10-10c 所示。

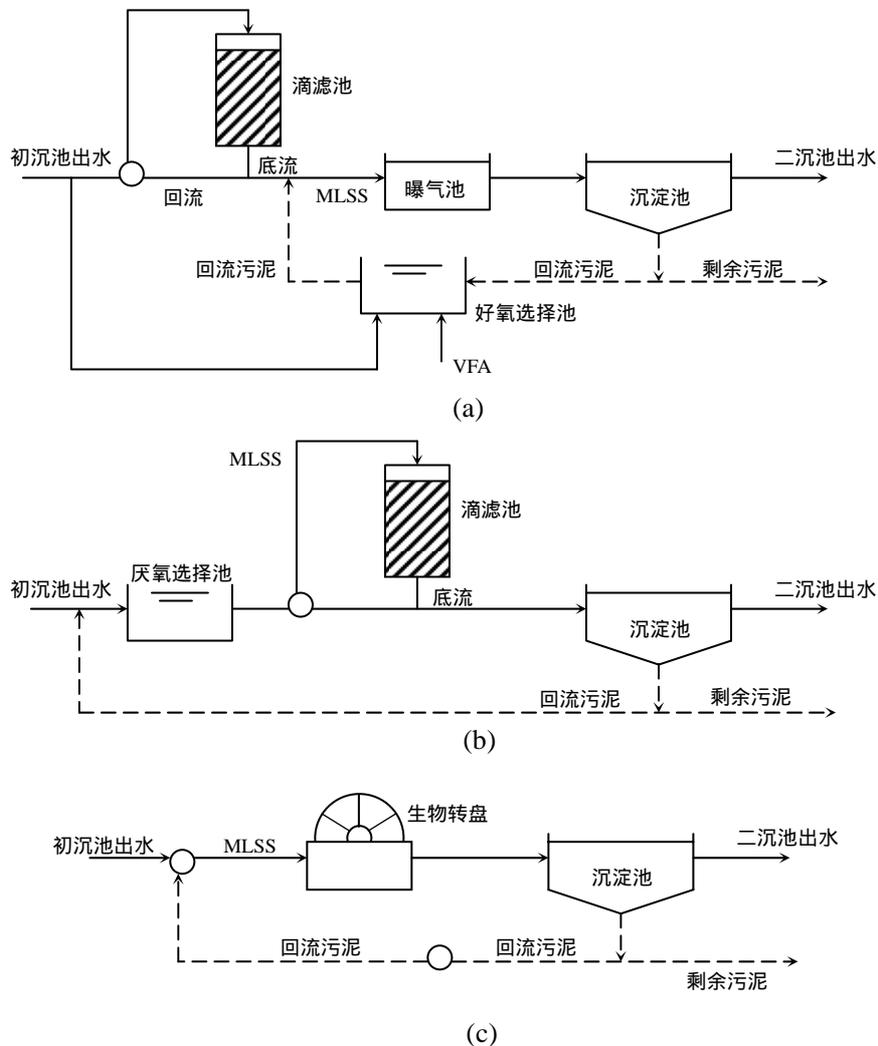


图 10-10 强化生物除磷的联合处理工艺

10.4 联合处理工艺处理设施的设计

在联合处理工艺的处理设施设计中,需要考虑的因素大多数都与其原始工艺相似。设计者应依据原始工艺的设计原则,并结合联合处理工艺的特殊性加以考虑。

采用联合处理工艺系统的污水处理厂的处理设施包括机械处理(粗格栅、细格栅、沉砂池)、进水泵房、一级处理(初沉池)、(滤池泵房)、生物膜反应器(普通生物滤池或塔式生物滤池)、中间沉淀池、悬浮生长反应器(接触渠或曝气池)、二沉池、污泥回流泵房、污泥处理系统等。联合工艺的机械处理、泵提升系统、一级处理和污泥处理部分与单独处理工艺系统相同。

虽然石质滤料滤池可以在各种联合方式中应用,但大多数联合工艺都按照高负荷合成滤料的负荷设计,以尽量减少堵塞、臭味和其他问题,尤其是处理高浓度污水的情况。相应地,在采用石质滤料时,一般是采用塔式生物滤池而不是普通生物滤池的构造形式。

悬浮生长反应器,无论是较大的曝气池还是接触池,或者是再曝气构筑物,在池型构造和水深等方面都没有特殊的规定和要求,但推流式接触渠的长宽比通常为5:1左右。

污泥回流一般考虑设置多个位点,以使处理工艺能够按照多种模式运行,提高工艺运行调整的灵活性,改进污泥沉降性能,确保出水水质。进入生物膜反应器系统的进水一般要考虑旁通,必要时,部分进水还可以直接进入二段的悬浮生长系统。

10.4.1 生物膜反应器

塔式生物滤池是联合处理工艺中应用最为广泛的生物膜反应器。在联合处理工艺中,塔式生物滤池一般都采用较高的流量率。为防止在塔顶出现飞溅和风带来过多的吹积,一般将池体延伸到滤料以上1.5~1.8 m。对于较高的滤池(塔式生物滤池),在中心圆柱上的千斤顶的支撑能够在更换轴承期间支撑滤池臂。对于较低的滤池,通常采用起重机代替千斤顶提起整个构件。

大多数混合滤料的生物膜反应器常采用高负荷滤料,并在上层的移动表面敷设一层承受力较高的滤料。该层是用来保护滤料免受水力剪切破坏和紫外光破坏的。有些设计人员指出,在滤料表面靠近梯子与走道的地方和在中心柱的周围应该设置栅栏,以提供对布水器的安全维护。一些设计人员还采用混合滤料,以减少堵塞并使运行最优化。例如,有一些处理厂的塔式生物滤池表面层采用水平流滤料以使布水更均匀,但是在1.2 m以下却采用垂直滤料以减小堵塞。

由于联合处理工艺中的生物膜反应器一般在较高的有机负荷下运行,因此设计人员还应该注重通风问题。气味常常来自于污水中的无机化合物、滤池污泥的周期脱落或工业废水中易产生气味的组分。有一项工程实例研究表明,采用高速滤料时即使负荷高达 $3.2\sim 4.8 \text{ kg}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ 在滤池底流中仍然有高浓度的溶解氧。某滤料生产商建议每 100 m^2 滤料采用 0.85 m^2 的通风孔通风。对运行中的处理厂进行检查的结果表明,每公斤初沉BOD每日通风面积小于 $0.004\sim 0.006 \text{ m}^2$ 时,自然通风就不够了。联合处理工艺中应用的大多数塔式生物滤池都具有自然通风。寒冷气候下的自然通风设计一般都包括冬天关闭天窗或者通风孔的措施,即使同时具有自然通风和强制通风措施时,也必须具备关闭通风孔的措施。

在不同的文献中,生产商对强制通风的建议值差异很大。如一家生物滤池生产商建议通风量最小应为 $0.06 \text{ m}^3/(\text{kgBOD}\cdot\text{min})$,而另一家则建议负荷在 $3.2\sim 4.8 \text{ kg BOD}/(\text{m}^2\cdot\text{d})$ 之间

时,塔式生物滤池最小采取 $0.16 \text{ m}^3/(\text{kg BOD}\cdot\text{min})$ 的通风量。强制通风设计中,无论采用何种方法计算空气量,当出现严重的气味问题时,必须部分或同时采用气洗涤、覆盖等方法。任何塔式生物滤池的设计都必须考虑气味问题及其预防措施。

10.4.2 悬浮生长反应器

设计人员在设计联合处理工艺的悬浮生长反应器时,必须考虑适当的处理能力降低、分步进水和不同污泥回流量等问题。在联合处理工艺中,处理能力降低是在处理厂不满负荷运行时提供优良出水水质的关键。例如,很多联合处理工艺初始运行时由于塔式生物滤池运行比预期要好(尤其是因为天气温暖或有机负荷比预期情况低时)而只运行几个悬浮生长反应池中的一个。相反,有的工艺中却运行一排大曝气池而不是接触渠。在至少一例情况中,运行者发现大曝气池可以在较低的 DO 浓度和曝气能量下运行,而小的接触渠需要较高的 DO 浓度。另有一些联合处理工艺运行人员从推流二级生物池内中途回流污泥,从而使过长的 SRT 不对硝化和反硝化造成影响。此外还有些联合处理工艺,仅在出水要求极其严格时才作为联合处理工艺运行。当出水要求不甚严格时,二级悬浮生长反应池停止运行,仅作为一个中转传输构筑物。对于该处理厂,在寒冷的冬季仅运行生物滤池工艺,当排放标准严格时才运行联合处理工艺。

灵活性是悬浮生长反应器设计时的关键,许多联合处理工艺处理厂都可以在多种不同的模式下运行。BF/AS 工艺和 RF/AS 工艺常常只需要少量额外资金进行管道配套。有些设计人员倾向于在生物池中采用微孔曝气以增进生物絮凝和减少剪力破坏絮凝体,。但是,大多数联合处理工艺中的生物池采用的却都是中孔曝气或者机械曝气。在联合处理工艺中采用推流生物池效果更好,但并不是必须采用。当必须对硝化进行控制或高流量有可能产生污泥冲刷时,还必须考虑作分步进水的准备,。联合处理工艺生物池对水深要求并不严格,这一点与普通活性污泥法不同,尤其是池中限制因素为混合条件而不是溶解氧时,对水深要求就更不严格。

10.4.3 其他联合处理工艺

包含 RBC 和稳定塘等的联合处理工艺在设计中与其原始工艺基本上没有什么不同,但是当采用 RBC 时,一般需在 RBC 反应器内进行搅拌,以防发生污泥沉降。搅拌作用一般由生物反应器构筑物底部的空气口或者专门的空气扩散器来提供。当采用稳定塘时,为防止污泥沉降,必须考虑设置设计生物膜反应器底流到稳定塘的输送单元工艺。

10.5 生物膜出水澄清要求与能力

生物膜反应器(FGR)的出水澄清与初沉池出水的澄清相似,即水中快速沉降和慢速沉降颗粒相混合,且由于 TSS 比较低,絮凝较难形成。但运行经验表明,处理厂出水中 TSS 浓度过高会导致 BOD_5 浓度过高,这大部分是由于采用了过时的设计标准造成的,即二沉池水深过浅,致使二沉池在超水力负荷条件下运行。

选择适当的设计标准后,可以从初沉池或生物膜反应器出水中去除几乎所有的可沉淀 TSS ($< 0.1 \text{ mL/L}$)。Rector & Stump (1997) 调查了 15 座比较新的 TF 和 TF/SC 处理厂,并将 5~6 年的运行结果作了简化,其调查的目的是确定 TF 处理厂在去除 BOD_5 和硝化联合运行模式下的硝化能力。调查发现,出水 CBOD_5 、TSS 和氨氮的 50% 频率数值要小于污

主要参考文献

- [1] Acangelis J. and Arvin E. (1992) Toluene biodegradation and biofilm growth in an aerobic fixed-film reactor, *Appl. Microbial. Biotechnol.*, 37: 10-517
- [2] Adlercreutz P. (1986) Oxygen supply to immobilized cells. *Biotechnol. Bioeng.*, 28: 223-232
- [3] Affolter D. and Hall D. O. (1986) Long-term stability of photosynthetic electron transport in polyvinyl foam immobilized cyanobacteria, *Photobiochem Photobiophys.*, 12: 193-201
- [4] Albertson O. E. (1989a) Slow down that trickling filter! *Oper. Forum*, 6(1): 15
- [5] Albertson O. E. (1989b) Slow-totion trickling filters gain momentum. *Oper. Forum*, 6(8): 28
- [6] Albertson O. E. and Eckenfelder W.W. (1984) Analysis of process factors affecting plastic media trickling filter performance. *Pro. Sec. Intern. Conf. Fixed Film Biol. Processes*, Washington, D.C.
- [7] Alleman J. E. and Irvine R. L. (1980) Storage-induced denitrification using sequencing batch reactors operation, *Wat. Res.*, 14: 1483-1488
- [8] Amin G., Khallaplla G. and Doelle H.W. (1988) Comprehensive study of D-xylose conversion to ethanol by immobilized growing or non-growing cells of the yeast *pachysolen tannophilus*. *Appl Microbial. Biotechnol.*, 27: 325-332
- [9] Anderson J.G, Blain J.A, Divers M. and Todd J.R. (1980) Use of the disc fermenter to examine production of citric acid by *Aspergillus niger*, *Biotechnol. Lett.*, 2: 99-104
- [10] Anderson K.B. and K. von Meyenburg (1980) Are growth rates of *E coli* limited by respiration, *J. Bacteriol.*, 144: 114-113
- [11] Anon (1981) Production methods in industrial microbiology, *Sci. Am.*, 9: 181-196
- [12] Anselmo A, M., Cabral J.M. and Nouais J.M (1989) The adsorption of *fusarium flocciferum* spores on celite particles and their use in the degradation of phenol, *Appl Microbiol. Biotechnol.*, 31: 200-203.
- [13] Asano H., Myaga H., Asano M., and Toyao M. (1992) A Study of nitrification utilizing whole microorganism immobilized by the PVA-freezing method, *Wat Sci. Technol.*, 26: 1037-1046
- [14] Ashida M., Ikado E., Ueda Y. and Aizawa H. (1982) Properties of low weight polyethylene treated with gas plasma. *J. polymer science*, 20: 3107-3114
- [15] Asther M., Bellon-Fontaine M.N., Capdeville C. and Corriu G. (1990) A thermodynamic model to predict *phanerchaete Chrysosporium* INA-12 adhesion to various carriers in relation to lignin peroxidase production. *Biotechnol. Bioeng.*, 35: 477-482
- [16] Atkinson B. and Daoud I.S. (1968) The analogy between microbiological reactions and heterogeneous catalysis. *Trans Instn Chem Eng.*, 46, 19
- [17] Atkinson B. and Fowler H.W. (1974) The significance of microbial film in fermenters. *Adv. Biochem. Eng.*, 3: 221-277
- [18] Atkinson B. and Rahman F. (1979) Effects of diffusion limitations and floc size distributions on fermenter

- performance and interpretation of experimental data. *Biotechnol Bioeng.*, 21: 221
- [19] Atkinson B., Black G. M., Lewis P.J.S and pinches A. (1979) Biological particles of given size shape and density for use in biological reactors, *Biotechnol. Bioeng.*, 21: 193-200
- [20] Beg S.A. and Hassan M.M. (1985) *Chem Eng. J.*, 30, 1
- [21] Belkhadir R., Capdeville B. and Roques H. (1988) Fundamental descriptive study and modelization of biological film growth. *Wat. Res.*, 22: 59-69
- [22] Benefield L. and Molz F. (1985) *Biotechnol Bioeng.*, 27: 921
- [23] Benefield L. D. and Randall C. W. (1980), *Biological Process Design for Wastewater Treatment*, Prentice-Hall, Inc., USA
- [24] Benzie W. *et al* (1963) Effects of climatic and loading factors on trickling filter performance, *J. Wat. Pollut. Control. Fed.*, 35: 455
- [25] Bery F., Sayadi s., Nasri M., Barbotin J.N and Thomas D. (1988) Effect of growing conditions of recombinant E. coli. in carrageenan gel beads upon biomass production and plasm stability. *Biotechnol. Lett.*, 10: 619-62
- [26] Billen G. (1976) Evaluation of nitrifying activity in sediments by dark ¹⁴C-bicarbonate incorporation. *Wat. Res.*, 10: 51-57
- [27] Bird R.B., Stewart W.E. and Lightfoot E.M. (1960) *Transport phenomena*. John Wiley & sons, Inc.
- [28] Bisping B. and Rehm H. J. (1982) Glycerol production by immobilized cells of *saccharomyces cerevisiae*. *Eur. J. Appl Microbiol Biotechnol.*, 14: 136-139
- [29] Boiler M. *et al.* (1994) Factors affecting nitrifying biofilm reactors. *Water Sci. Technol.*, 29(10): 1.
- [30] Borregaard V. R. (1997) Experience with nutrient removal in a fixed-film system at full-scale wastewater treatment plants, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 129
- [31] Bradford M. M. (1976) A rapid and sensitive method for the quantitation and microgram quantities of protein utilizing the principle of protein-dye binding, *Anal. Biochemistry*, 72: 248-254
- [32] Brindle K. and Stephenson T. (1996) Nitrification in a bubbleless oxygen transfer membrane bioreactor, *Wat. Sci. Technol.*, 34(9): 261-267
- [33] Brindle K., Stephenson T. and Semmens M. (1997) Enhanced biological treatment of high oxygen demanding wastewaters by a membrane bioreactor capable of bubbleless oxygen mass transfer, *Proc. Water Environ. Fed 70th Annu. Conf. Exposition*, Chicago, Ill.
- [34] Broch D. A., Anderson R. and Ophem B. (1997) Treatment of integrated mill wastewater in moving bed biofilm reactors, *Wat. Sci. Technol.*, 35(2-3): 173-180
- [35] Brock T. D., Smith D. W. and Medigan M. F. (1984), *Biology of Microorganisms* (4th ed.), Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ.
- [36] Brooke A. G, Attwood M. M. and Tempest D.W. (1990) Metabolic fluxes during the growth of thermotolerant methylotrophic *Bacillus* strains in methanol sufficient chemostat cultures. *Arch Microbiol.*, 153: 591-595
- [37] Bryers J.D. and Characklis W.G. (1981) Early fouling biofilm formation in a turbulent flow system: overall kinetics. *Wat Res.* 15: 483-491
- [38] Buchs J., Nozes N., Wandrey C. and Roaxhet P.C. (1988) Cell adsorption control by culture conditions.

- Appl Microbiol Biotechnol*, 29: 119-128
- [39] Bungard S.J., Reagan R., Rogers P.J. and Wgncoll K.R. (1979) The use of whole cells immobilized for the production of glucose isomerase. *ASC Symp. Ser.*, 106: 139
- [40] Bungay H.R., Whalen C.W.J. and Sanders W.M. (1969) *Biotechnol. Bioeng.*, 11: 765
- [41] Busscher H.J. *et al* (1984) Measurement of the surface free energy of bacterial cell surfaces and its relevance for adhesion. *Applied and Environmental Microbiol.*, 48: 980-983
- [42] Busscher H.J. *et al* (1986) Reversibility of adhesion of oral streptococci to solids. *FEMS Microbiology Letters*, 35: 303-306
- [43] Byers J. and Choracklis W. (1981) Early fouling biofilm formation in a turbulent flow system. *Wat. Res.*, 15: 483-491
- [44] Callow M.E., Santos R. and Bott F.R. (1993) Adhesion of biofilm in flowing systems, In: Denyer S.P. *et al* (ed), *Microbial Biofilms Formation and Control*, Blackwell Scientific Publication, London, 241-258
- [45] Capdeville B. and Nguyen K. M. (1990) Kinetics and modeling of aerobic and anaerobic film growth, *Wat. Sci. Technol.*, 22: 149-170
- [46] Capdeville B., Nguyen K.M. and Rols J.L. (1992) Biofilm modeling: Structural, reactional and diffusional aspects. In: *Biofilms-Science and Technology*, Ed. by Melo L.F., Bott T.R., Fletcher M. and Capdeville B. , Kluwer Academic publishers, 251-276
- [47] Chang J., Chudoba P. and Capdeville B. (1993) Determination of the maintenance requirements of activated sludge, *Wat. Sci. Technol.*, 28: 139-142
- [48] Changui Q.C., Doren A., Store W.E.E., Mozes N. and Rouxhet P.C. (1987) Surface properties of polycarbonate and promotion of yeast cell adhesion. *J. Chem. Phys.* 84, 276-281
- [49] Characklis W. G. (1990) Biofilm processes, In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 195-231
- [50] Characklis W.C. (1990) Laboratory biofilm reactors. In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 5-89
- [51] Characklis W.G. (1990) Kinetics of microbial transformations. In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 233-264
- [52] Characklis W.G. and Cooksey K.E. (1983) Biofilms and microbial fouling. *Adv. in Appl. Microbiol.*, 29: 93-138
- [53] Characklis W.G., Trulear M.G., Bryers J.D. and Zveler N. (1982) Dynamics of biofilm process: methods. *Wat Res.*, 16: 1207-1216
- [54] Characklis W.G., Turakhia M.M. and Zveler N. (1990) Transport and interfacial phenomena. In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 265-340
- [55] Chen G.H. Gao D.L., Liu Y.J. and Liu Y. (1998) Energy spilling in substrate-sufficient batch culture of activated sludge paper presented in *6th Pacific Rim Biotechnology Conference and Bioexpo '98*, June, 1998. Hong Kong
- [56] Chibata I. and Tose T. (1976) Industrial applications of immobilized enzymes and immobilized cells, In : *Applied Biochemistry and Bioengineering*, Ed. by Wingard L.B. *et al.*, Academic press New York
- [57] Christensen F.R., Kristensen G.H. and Jansen J.L.C.(1988) Biofilm structure: an important and neglected

- parameter in wastewater treatment, *Wat. Sci. Technol.*, 21: 805-814
- [58] Chua H., Hu W. F., Yu P. H. F. and Cheung M. W. L. (1997) Responses of an anaerobic fixed-film reactor to hydraulic shock loadings, *Bioresource Technol.*, 61(1): 79-83
- [59] Chudoba P. and Pannier M. (1994) Nitrification kinetics in activated sludge with both suspended and attached biomass, *Wat. Sci. Technol.*, 29(7): 207-215
- [60] Chudoba P., Capdeville B. and Chudoba J. (1992) Explanation of biological meanings of the S_0/X_0 ratio in batch cultivation, *Wat. Sci. Technol.*, 26: 743-751
- [61] Chung B.H., Chag H.N. and Kim I. H., (1987) Rifamycin B production by *Nocardia mediterranei* immobilized in a dual hollow fiber bioreactor, *Enzyme Microbial Technol.*, 9: 345-349
- [62] Chung Y.C. and Neethling J.B. (1989) Microbial activity measurements for anaerobic sludge digestion, *J. Wat. Pollut. Control. Fed.*, 61: 343-349.
- [63] Clark D.T. and Hutton D.R. (1987) Surface modification by plasma technique. *J. Polymer Sci.*, 25: 2643-2664
- [64] Cleasby J. L. (1972), Filtration, in *Physicochemical Processes for Water Quality Control*, Ed. by Weber W. J. Jr., Wiley-Interscience, New York
- [65] Connolly J. P. et al. (1992), *Modelling the metabolic and physiological activities of microorganisms*. John Wiley & Sons, Inc., 249
- [66] d'Antonio G., Mendia L., Pirozzi F. and Polese A. (1997) Rotating biological contactor-solid contact system for the treatment of wastewater from small communities, *Wat. Sci. Technol.*, 35(6): 109
- [67] D'souza S.F., Melo J.S., Deshpande A. and Nadkarni G.B. (1986) Immobilization of yeast cells by adhesion to glass surface using polyethylenimine. *Biotechnology Letters.*, 8: 643-648
- [68] Daigger G. and Harrison J. (1987) A comparison of trickling filter media performance. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 59: 679.
- [69] Daigger G. et al. (1994) Practical experience with combined carbon oxidation and nitrification in plastic media trickling filters. *Water Sci. Technol.*, 29(10): 189.
- [70] Dalenft E. and Thulin P. (1997) The use of Kaldnes suspended carrier process in treatment of wastewaters from the forest industry, *Wat. Sci. Technol.*, 35(2-3): 123-130
- [71] Dalmacija B., Karlovic E., Tamas Z. and Miskovic D. (1996) Purification of high-salinity wastewater by activated sludge process, *Wat. Res.*, 30(2): 295-298
- [72] Daniels S.L. (1980) Mechanisms involved in adsorption of microorganisms to solid surface. In: Bitton G. and Marshall K.G (eds.) *Adsorption of Microorganisms to Surfaces*, John Wiley & Sons Inc., 8-58
- [73] Deo Y. M. and Gaucter G.M. (1984) Semicontinuous and continuous production of penicillin -G by penicillin chrysoferm cells immobilized in k-carageenan beads, *Biotechnol. Bioeng.*, 25: 285-295
- [74] Diluccio R. and Kirwan D.J. (1988) Effect of dissolved oxygen on nitrogen fixation by *A. Vinelandii*, *Biotenhnol. Bioeng.*, 26: 87-91
- [75] Dinelli D. (1972) Fiber-entrapped enzymes. *Process Biochem.*, 8: 9-12
- [76] Dolowy K. (1980) A physical theory of cell-cell and cell-substratum interaction. In: Curtis A.S.G. and Pitts I.D. (ed) *Cell adhesion and Mobility*, Cambridge University Press, 39-63
- [77] Doren A., Lemaitry J. and Rouxhet P.G. (1989) Determination of the zeta potential of macroscopic

- specimens Using microelectrophoresis, *J. Colloid Interface Sci.*
- [78] Dubois M., Gilles K.A., Hamilton J.K., Rebersp.A. & smith F. (1956) Colorimetric method for determination of sugars and related substances, *Anal. Chem.*, 8: 350-352
- [79] Ergas S. J. and MacGrath M. S. (1997) Membrane bioreactor for control of volatile organic compound emissions, *J. Environ. Eng.*, 123, 593
- [80] Escher A. and Characklis W. (1990) Modeling the initial event in biofilm accumulation In: Characklis W. and Marshall K.C. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Son Inc., 445-485
- [81] Everett J. W. *et al.* (1995) Slowing down a snail's pace. *Oper. Forum*, 12(11): 20.
- [82] Fang H. H. P., Yeong C.L. Y., Book K. M. and Chiu C. M. (1993) Removal of COD and nitrogen in wastewater using sequencing batch reactor with fibrous packing, *Wat. Sci. Technol.*, 28(7): 125-131
- [83] Fitch M. W., Pearson N., Richards G. and Burken J. G.(1998) Biological fixed-film systems, *Water Environ. Res.*, 70(4): 495-518
- [84] Fletcher M. (1977) The effect of culture Concentration and age, time and temperature on bacterial attachment to polystyrene Canadian *J. Microbiol*, 23: 1-6
- [85] Fletcher M. and Floodgate G.D.(1973) An electron microscopic demonstration of an acid polysaccharide involved in the adhesion of a marine bacterium on solid surface. *J General Microbiol.*, 74: 325-334
- [86] Forrest W.W (1969) *Energetic aspects of microbial growth*. Cambridge Univ. Press, London, 65-86
- [87] Fowler H.W. and Mckay A.J. (1980) The measurement of microbial adhesion In: *Micobial Adhesion to Surface*, Ed. by Berkeley R.C.W. *et al.*, Academic Press London, 143-161
- [88] Frein E. M., Montenecourt B.S. and Eveleigh D.E. (1982) Cellulase production by trichoderma ressei immobilization on k-cerrageenan, *Biotechnol. Lett.*, 4: 287-292
- [89] Freitas dos Santos L., Pavasant P., Strachan L., Pistikopilos E. and Livingston A. (1997) Membrane attached biofilms for waste treatment-fundamentals and applications, *Pure Appl. Chem.*, 69: 245
- [90] Fynn G. H. and Whitemor T. N. (1982) Colonization of polyurethane reticulated foam biomass support particles by methanogen species, *Biotechnol. Lett.*, 4: 577
- [91] Ganze C. K., Cashion B. S., Koon J. S., Davoren D. J. and Donohoe C. (1997) Moving bed aerobic treatment of Exxon Baton Rouge chemical plant (BRCP) wastewater, *Proc. Water Environ. Fed. 70th Annu. Conf. Exposition*, Chicago, Ill.
- [92] Garrido J., Campos J., Mendez R. and Lema J. (1997) Nitrous oxide production by nitrifying biofilm in a biofilm airlift suspension reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 157
- [93] Gaudy A. and Gaudy E. (1980) *Microbiology for environmental scientists and engineers*, McGraw-Hill Book Company, New York
- [94] Ghigliazza R., Lodi A., Converti A., Nicdella C. and Rovatti A. (1996) Influence of the ratio of the initial substrate concentration to biomass concentration on the performance of a sequencing batch reactor, *Bioprocess Eng.*, 14: 131-137
- [95] Ghommidh C., Navarro J.M and Durand G. (1982) *Biotechnol. Bioeng.*, 24: 605
- [96] Gingell D, and Uince S. (1980) Long-rang forces and adhesion an analysis of cell-substratum studies . In: Curtis A.S.G and Pitts J.D. (ed) *Cell Adhesion and Mobility*, Cambridge University Press, 1-37
- [97] Gjaltema A., van der Marel N., van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen J.J. (1997) Adhesion and biofilm

- development on suspended carriers in airlift reactors: hydrodynamic conditions versus surface characteristics, *Biotechnol. Bioeng.*, 55: 880
- [98] Golla P. S., Reddy M. P., Simms M. K. and Laken T. J. (1994) Three years of full-scale CAPTOR process operation at Moundville WWSP, *Wat. Sci. technol.*, 29(10-11): 175-181
- [99] Goncalves R. F., Le-Grand L. and Rogalla F. (1994) Biological phosphorus uptake in submerged biofilters with nitrogen removal, *Wat. Sci. Technol.*, 29(10-11): 119-125
- [100] Graf G. and Bengtsson K.W. (1984) Heat production, activity of the electron transport system (ETS), the ratio heat production /ETS-activity, and ATP-turnover as useful tools in benthic ecological field studies, *Arch. Hydrobiol. Beh.*, 19: 249-26
- [101] Gupta S. K., Raja S. M. and Guta A. B. (1994) Simultaneous nitrification-denitrification in a rotating biological contactor, *Environ. Technol.*, 15(2): 145-153
- [102] Hackel U., Klein J., Megnet R. and Wagner F. (1975) Immobilization of microbial cells in polymeric matrices *Eur. J. Appl. Microbiol Biotechnol.*, 1: 291-293
- [103] Hanaki K., Chatsanguthai S. and Matsuo T. (1994) Characterization of accumulated biomass in anaerobic filter treating various types of substrates, *Bioresource Technol.*, 47(3): 275-282
- [104] Harremoes (1976) The Signification of pore diffusion to filter denitrification. *J. Wat Pollut Control Fed.*, 48: 377-388
- [105] Harremoes (1977) Harforder reactions in biofilm and filter kinetics, *Vatten*, 33: 122-143
- [106] Harremoes (1978) Biofilm kinetics. In: *Water Pollution Microbiology*, Ed. by Mitchell R., John Wiley & Sons, Inc., 71-108
- [107] Harrison J. R. (1980) Surveys of plants operating activated biofilter/activated sludge. Paper presented at North. Reg. Conf. Training School Calif. Water Pollut. Control Assoc., Concord, Calif.
- [108] Harrison J. R. (1996) Selector technology for N&P removal. Paper presented at Pacific Northwest Pollut. Control Assoc. Meeting, Spokane, Wash.
- [109] Harrison J. R. and Timpany P. L. (1988) Design considerations with the trickling filter solids contract Process. *Proc. Joint Can. Soc. Civ. Eng., Am. Soc. Civ. Eng. Natl. Conf, Environ. Eng.*, Vancouver, B.C., Can.
- [110] Harrison J. R. *et al* (1988), *O&M of Trickling Filters, RBCs and Related Processes, Manual of practice OM-10*, Water Pollution Control Federation, Alexandria, VA 22314-1994
- [111] Harrison J. R. *et al.* (1984) A survey of combined trickling filter and activated sludge processes. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 56: 1073.
- [112] Heijnen J. J., Hols J., van der Lans G.G.J.M., van Leeuwen H.L.J.M., Mulder A. and Weltevrede R. (1997) Simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two- and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculating regime, *Chem. Eng. Sci.*, 52: 2527
- [113] Hempfling W.P. and Mainzer S.E. (1975) Effects of varying the carbon source limiting growth yield and maintenance characteristics of *E. coli* in continuous culture, *J. Bacterial.*, 123: 1076-1087
- [114] Henze M., Harremoes P., la Cour Jensen J. and Arvin E. (1997), *Wastewater Treatment*, Springer Verlag Berlin Heidelberg New York, 74
- [115] Herben P.F.G, Mozes N. and Rouxhet P.G. (1990) Variation of the surface properties of bacillus

- licheriiformis according to age, temperature and aeration. *Biochimica et Biophysica Acta*, 1033, 184-188
- [116] Herbert D (1958) *Recent Progress in Microbiology*, 381
- [117] Herbert D., Elsworth R., and Telling R. C. (1956) The continuous culture of bacteria: a theoretical and experimental study, *J. Gen. Microbiol.*, 14: 601-622
- [118] Hiemstoa H., Dijkhnizen L. and Harder W. (1983) Diffusion of oxygen in alginate gells related to the kinetics of methanol oxidation by immobilized *Hansenula polymorpha* cells. *Eur., J. Appl. Microbial Biotechnol.*, 18: 189-196
- [119] Himes V.B. and Hu W.S. (1987) Attachment and growth of mammalian cells on microcarriers with different ion exchange capacities, *Biotechnol. Bioeng.*, 18: 189-196
- [120] Himmler G., Paffi G., Rueker F., Katingerl F. and Scheirer W. (1985) A laboratory fermenter for agarose immobilized hybridomas to produce monoclonal antibodies, *Dev. Biol. Stand.*, 60: 91-296
- [121] Hoehn R.C. and Ray A.D. (1973) Effects of thickness an bacterial film, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 45: 2302-2320
- [122] Horitsu H., Adachi S., Takahashi T., Kawai K. and Kawano Y. (1985) Production of citric acid by *Aspergillus niger* immobilized in polyacrylamide gels, *Appl Microbial Biotechnol.*, 18: 358-360
- [123] Huang J. C. and Zhao Q.L.(1997) Hybrid reactor: a wonder for maximizing waste treatment capacity of an existing activated sludge plant, *Proc. of Sino-American Technol. & Eng. Conf.*, Oct.20-23, Beijing
- [124] Huang J.C. and Liu Y. (1996) Nitrification of low -level ammonia in water. In: *Proc. of 10th International Wat. Supply Asso. Conference*, Hong Kong, 605-612
- [125] Huang J.C., Zhao Q.L. and Fung K.L. (1997) Development of a hybrid biological system to increase the treatment capacity of an existing plant, *AITC Technology Digest: Environmental technology*, Hong Kong, 144-147
- [126] Hwang Y.B., Chung B.H., Chang H.N. and Han M.H. (1988) Biological conversion of rifamycin B by live *humicola* sp. cells immobilized in a duel hollow fiber bioreactor. *Bioprocess Eng.*, 3: 159-163
- [127] IAWQ (1992) *Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal* C.W. Randall, J. L. Barnard, and H. D. Stensel (Eds.), Technomic Publishing Company, Lancaster, Pa.
- [128] Irvine R. L. and Bush A. W. (1979) Sequencing batch biological reactors - an overview, *J. Wat. Pollut. Control. Fed.*, 51(2): 235-243
- [129] Irvine R. L., Miller G. and Bhamrah A. S. (1979) Sequencing batch treatment of wastewater in rural areas, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 51(2): 244-254
- [130] Jack T. R. and Zajic J.E. (1977) The enzymatic conversion of L-histidine to urocanic acid by whole cells of *micrococcus luteus* immobilized on carbodiimide activated carboxymethyl cellulose. *Biotechol Bioeng.*, 19: 631-648
- [131] Janus H. M., Van de Roest H. F. (1997) Don't reject the idea of treating reject water, *Wat. Sci. Technol.*, 35(10): 27-34
- [132] Jewell W. J. (1981), Development of the attached microbial film expanded bed process for aerobic and anaerobic waste treatment. In: Cooper P. F., Atkinson B. (eds) *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*. Ellis Horwood, Chichester, 251
- [133] Jirka A.M.and Carter M.J.(1975) Micro semi-auto mated analysis of surface waters for chemical oxygen

- demand. *Anal. Chem.*, 47: 1397
- [134] Karel S.F., Libicki S.B. and Robertson C.R. (1985) The immobilization of whole cells: engineering principles, *Chem Eng. Sci.*, 40: 1321-1354
- [135] Karube I. and Kuriyama S. (1980) Methane production from wastewater by immobilized methanogenic bacteria, *Biotechnol. Bioeng.*, 22: 847-879
- [136] Kennedy J.F. (1978) Microbial cells immobilized and living on solid supports and their application to fermentation processes. *Enzyme Eng.*, 4: 323-328
- [137] Kennedy J.F., Barker S.A. and Humphreys J.D. (1976) Microbial cells living immobilized on metal hydroxides, *Nature*, 261: 242-244
- [138] Klein J. and Manecke G. (1982) New development in the preparation and characterization of polymer-bound biocatalysts. *Enzyme Eng.*, 6: 181-189
- [139] Kolb F. R. and Wilderer P. A. (1995) Activated carbon membrane biofilm reactor for the degradation of volatile organic pollutants, *Wat. Sci. Technol.*, 31(1): 205-213
- [140] Kolb F. R. and Wilderer P. A. (1997) Activated carbon sequencing batch biofilm reactor to treat industrial wastewater, *Wat. Sci. Technol.*, 35(1): 169-176
- [141] Kondo M., Hozo S. and Inamori Y. (1992) Simultaneous removal of BOD and Nitrogen with anaoxic/oxic porous support systems, *Wat. Sci. Technol.*, 26(9-11): 2003-2006
- [142] Kooper P. F., Atkinson B. (1981) *Biological fluidised bed treatment of water and wastewater*, Ellis Horwood, Chichester, England
- [143] Koopman B., Bitton G., Logue C., Bossatt J.M. and Lopez J. M. (1984) Validity of tetrazolium reduction assays for assessing toxic inhibition of filamentous bacteria in activated sludge. In: *Toxicity Screening Procedures using Bacterial Systems*, Marcel Dekker, New York. 147-162
- [144] Kornegay B. H and Andrews J.F (1968) Kinetics of fixed-film biological reactors. *J Wat. Pollut. Control Fed.*, 40: 460-468
- [145] Krouwel P.G., Groot W.J., Kossen N. W. F and van der Lean C.G. (1983) Continuous isopropanol-butanol-ethanol fermentation by immobilized clostridium beijerinckii cells in a packed bed fermenter. *Enzyme Microbiol Technol.*, 5: 46-54
- [146] Krumsick T. A. *et al.* (1984) Trickling filter solids contact process demonstration, Salt Lake City, Utah. Paper presented at *Annu. Conf. Utah Water Pollut. Control Assoc.*, Salt Lake City.
- [147] Kwok W.K, Picioreanu C., Ong S.L., Van Loosdrecht Ng W.J. and Heijnen J.J. (1998) Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a biofilm airlift suspension reactor, *Biotechnol Bioeng.*, 58: 400-407
- [148] LaMotta E.J (1976) Internal diffusion and reaction in biological-film, *Environ. Sci Technol.*, 10, 765-769
- [149] LaMotta E.J. (1976) External mass transport in a biological film reactor. *Biotechnol Bioeng.*, 18, 135-137
- [150] LaMotta E.J. (1976) Kinetics of growth and substrate uptake in a biological film system. *Appl Environmental Microbiol.*, 31: 286-293
- [151] Lazarova V. and Manem J. (1994) Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control, *Wat. Sci. Technol.*, 29(10-11): 319-327
- [152] Lazarova V., Nogueira R., Manem J. and Melo L. (1997) Control of nitrification efficiency in a new

- biofilm reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 31
- [153] Lazarova V., Pierzo v., Fontviell D and Manerm J. (1994) Integrated approach for biofilm, characterization and biomass activity, *Wat. Sci. Technol.*, 29: 345-354
- [154] Lee T.K. and Long M.F. (1974) US pat 3821086
- [155] Lee Y. H., Lee C.W. and chang H. N. (1989) Citric acid production by *Aspergillus niger* immobilized on polyurethane foam, *Appl. Microbial .Biotechnol.*, 30: 141-143
- [156] Lerpocasombut K (1991) Epuration carbonee par film biologique mince dans an reacteur a lit fluidise triphasique. Ph D. thesis TNSA-France
- [157] Lettinga G., Hobma S. W., Hulshof L. W., de Zeeuw W., de Jong P., Grin P. and Roersma R. (1983) Design, operation and economy of anaerobic treatment, *Wat. Sci. Technol.*, 15: 177-195
- [158] Levenspiel O. (1962) *Chemical reaction engineering*, John Wiley & Sons, Inc.
- [159] Linko D (1981) Immobilized live cells. In: *Advances in Biotechnology*, Ed. by Moo-Young M., Robinson C.W. and Vezina C., Pergamon, New York, 711-716
- [160] Linko P., Poutanen K., Weckstrom L. and Linko Y.Y. (1980) Preparation and kinetic behavior of immobilized whole cell, *Biocatalysts. Biochimie*, 62: 387-394
- [161] Liu J., Wang B., Li W., Jin C., Cao X. and Wang L.(1996), Removal of nitrogen from gasification and coke plant wastewaters in A/O submerged biofilm-activated sludge (SBF-AS) hybrid system, *Wat. Sci. Technol.*, 34(10): 17-24
- [162] Liu Y (1994) Dynamique de croissance de biofilms nitrifiants appliques aux traitements des eaux. PhD. Thesis, TNSA-Toulouse, France
- [163] Liu Y (1998) Energy uncoupling in microbial growth under substrate-sufficient Conditions, *Apl. Microbiol. Biotechnol.* (in press)
- [164] Liu Y. (1990) Etude du mecanisme de fixation de bacterieb autotrophe sur de supports thermoplastiques. Master Phil. thesis, ZNSA-Toulous France
- [165] Liu Y. (1994) Dynamique de croissance de biofilm nitrifiant applique aux tracitoment des eaux. PhD. Thesis INSA-Toulouse, France
- [166] Liu Y. (1995) Adhesion kinetics of nitrifying bacteria on various thermoplastic supports, *Colloids and Surfaces B: Biointerfaces*, 5: 213-219
- [167] Liu Y. (1996a) Bioenergetic interpretation on the S_0/X_0 ratio in substrate-sufficient batch culture, *Wat. Res.*, 30: 2766-2770
- [168] Liu Y. (1996b) A growth yield model for substrate -sufficient continuous culture of microorganisms. *Environmental Technol.*, 17: 649-653
- [169] Liu Y. (1997) Estimating minimum fixed biomass concentration and active thickness of nitrifying biofilm. *J. of Environ. Eng. ASCE*, 123: 198-202
- [170] Liu Y. (1997) Estimating minimum fixed biomass concentration and active thickness of nitrifying biofilm. *J. of Environ. Eng.*, ASCE, 123: 198-202.
- [171] Liu Y. (1998) Energy uncoupling in microbial growth under substrate sufficient conditions, *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 5: 500-505
- [172] Liu Y. and Capdeville B (1994) Kinetic behaviors of nitrifying biofilm growth in wastewater nitrification

- process, *Environ. Technol.*, 15: 1001-1013
- [173] Liu Y. and Capdeville B. (1993) Mechanisms involved in adhesion of nitrosomonas onto different thermoplastic supports. In: *Proceeding of and International Conference on the Fundamental Aspects of Bioadhesion and Flocculation*, May, 1993, Louvai-la-Necive Belgium, 19-25
- [174] Liu Y. and Capdeville B. (1994a) Kinetic behaviors of nitrifying biofilm growth in wastewater nitrification process. *Environmental. Technol.*, 15(11): 1001-1013
- [175] Liu Y. and Capdeville B. (1994b) Growth dynamics of nitrifying biofilm in biological nitrogen removal process. *Wat. Sci. Technol.*, 29: 377-380
- [176] Liu Y. and Capdeville B. (1996) Specific activity of nitrifying biofilm in water nitrification process, *Wat. Res.*, 30: 1645-1650
- [177] Liu Y. and Chen G.H. (1997) A model of energy uncoupling for substrate-sufficient culture, *Biotechnol. Bioeng.*, 55: 571-576
- [178] Liu Y. and Wang Q.D. (1996) Surface modification of biocarrier by plasma oxidation-ferric ions coating technique to enhance bacterial adhesion. *J. Environ. Sci. and Health*, A31: 869-879
- [179] Liu Y., Chen G.H. and Paul E. (1998) Effect of the S_0/X_0 ratio on energy uncoupling in substrate-sufficient batch culture of activated sludge, *Wat. Res.* (in press)
- [180] Livingston A. G. (1993) A novel bioreactor for detoxifying industrial wastewater: I. Biodegradation of phenol in a synthetically concocted wastewater, *Biotechnol. Bioeng.*, 41(10): 915-926
- [181] Lo K. V., Liao P. H. and Gao Y. C. (1994) Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors, *Bioresource Technol.*, 47(2): 153-157
- [182] Logan B.E. *et al.* (1990) O_2 limitations in CH_4 and NH_4 utilizing biofilms. *Proc. Am. Soc. Civ. Eng. Conf. Environ. Eng.*, Washington, D.C.
- [183] Manecke G. and Beier W. (1983) *Angew. Makromol. Chem.*, 113: 179-202.
- [184] Manning J. F. and Irvine R. L. (1985) The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 57(1), 87-94
- [185] Marshall K.C. and Blainery B. (1990) Role of bacterial adhesion in biofilm formation and biocorrosion. In: Flemming H. C. and Ciesey G.G. (ed) *Biofouling and Biocorrosion in Industrial water systems*, 29-46
- [186] Marshall K. C., *Interfaces in Microbial Ecology*, Harward University Press, Spring-Verlag, Berlin, 1984
- [187] Martin G. Nam S.H., Vitrac O. and Reinbuit. M. (1979) Utilisation de l'ATP dans les systeme d'epuration biologique: Mise au point d'une technique d'extraction et de dosage de l'ATP dans les bouse active'es. *Eau Ind.*, 32: 46-53
- [188] Martin R.J., Surampalli R. Y. and Berge D. (1997) Improving the performance of a rotating biological contactors by recirculating secondary clarifier solids - a case study, *Proc. Wat. Environ. Fed. 70th Annu. Conf. Exposition, Chicago*, Ill.
- [189] Mashall K.C. Stout R. and Mitchell S.R. (1971) Mechanism of initial events in the adsorption of marine bacteria to surface. *J. General Microbiol*, 68: 337-348
- [190] Matson J.V. and Characklis W.G. (1976) *Wat. Res.*, 10: 877
- [191] Mavituna F., Park J. M., Wilkinson A.K. and williams P.D. (1987) Characteristics of immobilized plant cell reactors. In: *Plant and Animal cells ,Process possibilities*, Ed. by Webb C. and Mavituna F, Ellis

- Horood, 92-115
- [192] Messing R.A. (1982) High-rate continuous waste processor for the production of high BTU gas using immobilized microbes, *Enzyme Eng.*, 6: 173-180
- [193] Messing R.A. and Oppermann R.A. (1979) Pore dimension for an accumulating biomass. *Biotechnol. Bioeng.* 21: 49-58
- [194] Metcalf & Eddy (1991), *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse* (3rd Ed.), McGraw-Hill Inc., 65-70
- [195] Moreau M. Liu Y., Capdeville B., Audic J.M. and Calvez L. (1994) Kinetic behaviors of heterotrophic and autotrophic biofilms in wastewater treatment processes, *Wat. Sci. Technol.*, 29: 385-391
- [196] Morikawa Y., Ohtani K., Karube I. and Suzuki S. (1979) Bacitracin production by whole cells immobilized in polyacrylamide gel, *Antimicrob. Agents Chemother.*, 15: 126-130
- [197] Morper M. R. (1994) Upgrading of activated sludge system for nitrogen removal by application of the LINPOR-CN process, *Wat. Sci. Technol.*, 29(12): 167-176
- [198] Morper M. R. and Wildmoser A. (1990) Improvement of existing wastewater treatment plants' efficiencies without enlargement of tankage by application of the LINPOR process - case studies, *Wat. Sci. Technol.*, 22(7-8): 207-215
- [199] Moss S.J., Jolly A.M. and Tighe B.J. (1986) Plasma oxidation of polymers. *Plasma Chemistry and Plasma Processing*, 6, 401-416
- [200] Mozes N. and Rouxhet P.G. (1992) Influence of surface on microbial activity. In: Melo L.F. et al. (ed), *Biofilms*, Kluwer Academic publishers, 125-136
- [201] Mozes N. and Rouxhet P.c. (1992) Modification of surface for promoting cell immobilization. In: Melo L.F. et al (ed), *Biofilms Science and Technology*, Kluwer Academic Publishers, 69-86
- [202] Mozes N. and Rouxhet P.G. (1985) Metabolic activity of yeast immobilized as supported monolayer. *Appl. Microbial Biotechnol.*, 22: 92-97
- [203] Mozes N., Marchal F., Hermerse M.P., van Haectif J.h., Reuliaux L., Leonard A.J. and Rouxhet P.C (1987) Immobilization of microorganisms by adhesion: Interplay of electrostatic and nonelectrostatic interactions. *Biotechnol. Bioeng.*, 30: 439-450
- [204] Murata K., Uchida T., Tani K., Kato J. Chibata I. (1979) Continuous production of glucose-6-phosphate by immobilized *Achromobacter butry*, *Eur J. Appl. Microbial Biotechnol.*, 7: 45-52
- [205] Muttamara S. and Puetpainboon U. (1997) Roles of baffles in waste stabilization ponds, *Wat. Sci. Technol.*, 35(8): 275-284
- [206] Myoga H., Asano H., Nomura T, and Yoshida H. (1991) Effects of immobilization Conditions on the nitrification treatability of entrapped cell reactor using the PVA freezing method, *Wat. Sci. Technol.*, 23: 1117-1124
- [207] Nabe K., Izuo S., Yamada S. and Chibata I. (1979) Conversion of glycerol to dihydroxyacetone by immobilized whole cells of *acetobacter xylinum*, *Appl. Environ. Microbial.*, 38, 1056-1060
- [208] Nankung E. and Ritmann B.(1986), Soluble microbial products (SMP) formation kinetics by biofilms, *Wat. Res.* 20(6): 795-806
- [209] Neijssel O.M. and Tempest D.W. (1975) The regulation of carbohydrate metabolism in *Klebsiella*

- aerogenes NCTC 418 organisms growing in chemostat culture, *Arch. Microbiol.*, 106: 251-258
- [210] Neijssel O.M. and Tempest D.W. (1976a) Bioenergetic aspects of aerobic growth of *Klebsiella aerogenes* NCTC 418 organisms growing in chemostat culture, *Arch. Microbiol.*, 107: 215-221
- [211] Neijssel O.M. and Tempest D.W. (1976b) The role of energy spilling reactions in the growth of *Klebsiella aerogenes* NCTC 418 in aerobic chemostat culture, *Arch. Microbiol.*, 110: 305-311
- [212] Nelson R. P (1976) US pat. 395580
- [213] Nguyen K. M. (1989) Description et modelisation des films biologique aerobies. PhD. Thesis, INSA-Toulouse, France
- [214] Nilsson I., Ohlson S., Haggstrom L., Molln N. and Mosbach K. (1982) Denitrification of water using immobilized pseudomonas denitrificans cells. *Eur. J. Appl. Microbiol.*, 10: 261-274
- [215] Nishida Y., Sato T., Tosa T. and Chibata I. (1979) Immobilization of *Escherichia coli* cells having aspartase activity with carrageenan and locust bean gum, *Enzyme Microb. Technol.* 1: 95
- [216] Nisson K. and Mosbach K. (1980) Preparation of immobilized animal cells, *FEBS Lett.*, 118: 145-150
- [217] Oga T., Suthersan and Ganczarzyk J.J. (1991) Some properties of aerobic biofilm, *Environ. Technol.*, 12: 431-440
- [218] Okabe S., Oozawa Y., Hirata K. and Watanabe Y. (1996) Relation ship between population dynamics of nitrifiers in biofilms and reactor performance at various C:N ratios, *Wat. Res.*, 30(7): 1563-1572
- [219] Onuma M and Onura T. (1982) Mass-transfer Characteristics within microbial system. *Wat. Sci. Technol.*, 14: 553-565
- [220] Opella F. (1993a) Bioanthracite P - an economical and ecological alternative to the PACT process, presented at the *Int. Specil. Conf. on Microorganisms in Activated Sludge and Biofilm Processes*, Sep. 27-Oct. 1, Paris
- [221] Osga J., Mori A. and Kato J. (1984) Acetic acid production by immobilized acetobacter cells entrapped in a k-carrageenan gel, *J. Ferment Technol.*, 62: 139-149
- [222] Packard T.T. (1985) Measurement of electron transport activity of mciroplankton, *Adv. Aquat. Microbiol.*, 3: 207-261
- [223] Packard T.T., Healy M.L. and Richards F.A. (1991) Vertical distribution of the activity of the respiratory electron transport system in marine plankton, *Limnol. Oceanogr.*, 16: 60-70.
- [224] Palis J. C. and Irvine R. L. (1985) Nitrogen removal in a low-loaded single tank sequencing batch reactor, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 7(1): 82-86
- [225] Palstottir G. and Bishop P. (1997) Nitrifying biotower upsets due to snails and their control, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 247
- [226] Pankhania M., Stephenson T. and Semmens M. J. (1994) Hollow fibre bioreactor for wastewater treatment using bubbleless membrane aeration, *Wat. Res.*, 28(10): 2233-2236
- [227] Park T. J. and Lee K. H. (1996) Dyeing wastewater treatment by activated sludge process with a polyurethane fluidised bed biofilm, *Wat. Sci. Technol.*, 34(5-6): 193-200
- [228] Park T. J., Lee K. H., Kim D. S. and Kim C. W. (1996) Petrochemical wastewater treatment with aerated submerged fixed-film reactor (ASFFR) under high organic loading rate, *Wat. Sci. Technol.*, 34(10): 9-16
- [229] Parker D., Jacobs T., Bower E., Stowe D. and Fenmer G. (1997) Maximizing nitrification rates through

- biofilm control: research review and full-scale application, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 255
- [230] Pastorelli G., Andreottola G., Canziani R., Darriulta C., de Fraja F. E. and Rozzi A. (1997a) Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 35(6): 91
- [231] Pastorelli G., Andreottola G., Canziani R., Darriulta C., de Fraja F. E. and Rozzi A. (1997b) Pilot-plant experiment with moving bed biofilm reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 43
- [232] Pavasant P., Santos L. M. F. D., Pistikopoulos E. N. and Livingston A. G. (1996) Prediction of optimal biofilm thickness for membrane-attached biofilms growing in an extractive membrane bioreactor, *Biotechnol. Bioeng.*, 52(3): 373-386
- [233] Pelczar M.H and Reid R.D. (1972) *Microbiology*. McGraw-Hill Book Company, New York
- [234] Perry R. H. and Chilton C. H. (1973) *Chemical Engineer's Handbook* (5th Ed.), McGraw Hill, New York
- [235] Peys K., Diels L., Leysen R. and Vandecasteele C. (1997) Development of a membrane biofilm reactor for the degradation of chlorinated aromatics, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 205-214
- [236] Pierson D. M. (1978) *Upgrading Trickling Filters*, EPA 9-78-004, U.S. EPA, Office of Water Program Operations, Washington D.C.
- [237] Pirt S. J. (1975) *Principles of microbe and cell cultivation*, Blackwell Scientific, London
- [238] Pirt S.J (1965) The maintenance energy of bacteria in growing culture, *Proc. R. Soc. London. Ser B*163: 224-231
- [239] Pirt S.J. (1982) Maintenance energy: a general model for energy-limited and energy-sufficient growth, *Arch. Microbiol.*, 133: 300-302
- [240] Pitter P. and Chudoba J. (1990) *Biodegradability of organic substances in the aquatic environment*. CRC press, Inc. USA
- [241] Polprasert C. and Charnpratheep K. (1989) Heavy metal removal in attached-growth waste stabilization ponds, *Wat. Res.*, 23: 625-631
- [242] Pujol R. *et al.* (1994) Biofilters: flexible, reliable biological reactors. *Water Sci Technol.*, 29(10): 33.
- [243] Qi P. S., Wang B. Z., Ma F., Zhang J. S. and Li. T. J., (1993) Intensification of a pond by fibrous carriers, *Wat. Sci. Technol.*, 28(7): 117-123
- [244] Radwan K. H. and Ramanujam T. K. (1997a) Influence of COD/NH₃-N ratio on organic removal and nitrification using a modified RBC, *Bioprocess Eng.*, 16(2): 77-81
- [245] Radwan K. H. and Ramanujam T. K. (1997b) Studies on organic removal of 2,4-dichlorophenol wastewaters using a modified RBC, *Bioprocess Eng.*, 16(4): 219-223
- [246] Rao B.S. and Qaudy A. F. Jr. (1966) Effect of sludge concentration on various aspects of biological activity in activated sludge, *J. Wat Pollut control. Fed.*, 38: 794-805
- [247] Reddy M. P., Pagilla K. R., Senthilnathan P. R., Johnson H. W. and Golla P. S. (1994) Estimation of biomass concentration and population dynamics in a CAPTOR activated sludge process, *Wat. Sci. Technol.*, 29(7): 149-152
- [248] Reynolds S. L., Kalluri R. and Schultz T. E. (1997) Down under. submerged system provides better biological treatment, *Ind. Wastewater*, 5(5): 43
- [249] Rittmann B. E. (1982), The effect of shear stress on biofilm loss rate, *Biotechnol. Bioeng.*, 24: 501-506
- [250] Rittmann B. E. and McCarty P. L. (1980), Model of steady state biofilm kinetics, *Biotechnol. Bioeng.*, 22:

- 2343-2357
- [251] Rittmann B. E. and McCarty P.L. (1978) Variable order model of bacterial film Kinetics. *J Environ. Eng.*, ASCE 104: 889-900
- [252] Rittmann B.E. and McCarty P.L (1981) Substrate flux into biofilms of any thickness, *J. Environ Eng.*, ASCE, 107: 831-850
- [253] Rodrigues A., Grasmick A., and Elmaleh S. (1983) *Chem Eng. J.*, 27, B39
- [254] Rogalla F. *et al.* (1990) Nitrification and phosphorus precipitation with biological aerated filters. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 62: 169
- [255] Rogues H. (1980) Fondements theoriques du traitement biologiqued des eaux. Technique et Documentation, Ieme edihiov France
- [256] Rouxhet P. G and Mozes N. (1990) Physical chemistry of the interface between attached microorganism and their supports, *Wat. Sci. Technol.*, 22: 1-16
- [257] Russel J.B. and Cook G. M. (1995) Energetic of bacterial growth: Balance of anabolic and catabolic reactions, *Microbial. Rev.*, 59: 48-62
- [258] Rusten B., Hem L. J. and ødegaard H. (1995a), Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors, *Water Environ. Res.*, 67(1): 75-86
- [259] Rusten B., Hem L. J. and ødegaard H. (1995b), Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors, *Water Environ. Res.*, 67(1): 65-74
- [260] Rusten B., McCopy M., Proctor R. and Siljudalen J. G. (1998) The innovative moving bed biofilm reactor/solid contact reaeration process for secondary treatment of municipal wastewater, *Water Environ. Res.*, 70(5): 1083-1089
- [261] Rusten b., Siljudalen J. G. and Strand H. (1996), Upgrading a biological-chemical treatment plant for cheese factory wastewater, *Wat. Sci. Technol.*, 34(11): 41-49
- [262] Rutter P.R. (1980) The physical chemistry of the adhesion of bacterial and other cells. In: Curtic A.S.G. and Pitts J.D. (ed), *Cell Adhesion and Mobility*, Cambridge University Press, 103-136
- [263] Saif S.R., Tani Y. and Ogata K. (1975) Preparation of glucose phosphate through the transphosphorylation with immobilized cells, *J. Ferment Technol.*, 53,: 380-385
- [264] Sakai Y., Nitta Y. and Takahashi F. (1994) A submerged filter system consisting of magnetic tubular support media covered with a biofilm fixed by magnetic force, *Wat. Res.*, 28(5): 1175-1179
- [265] Sanders W.M. (1966) oxygen utilization by slime organisms in continuous culture, *Air & Wat. Pollut International J.* 10: 253-276
- [266] Santos L. M. F. D. and Livingston (1995b) Membrane attached-biofilm for VOC wastewater treatment, *Biotechnol. Bioeng.*, 47(1): 82-95
- [267] Santos L. M. F. D. and Livingston A. G. (1994) Extraction and biodegradation of a toxic volatile organic compound (1,2-dichloroethane) from wastewater in a membrane bioreactor, *Appl. Microbial. Biotechnol.*, 42(2-3): 421-431
- [268] Santos L. M. F. D. and Livingston A. G. (1995c) Novel membrane bioreactor for detoxification of VOC wastewaters: biodegradation of 2,4-dichloroethane, *Wat. Res.*, 29(1): 179-194
- [269] Sarkar J. M. and Mayan don J. (1983) Alanine synthesis by immobilized *Corynebacterium dismutans* cells,

- Biotechnol. Lett.*, 5: 201-206
- [270] Sato T., Mori T. Tosa T., Chibata I. Furui M., Tamashitak. and Sumi A. (1975) Engineering analysis of continuous production of L-aspartic acid by immobilized *Escherichia coli* cells in fixed beds, *Biotechnol. Bioeng.*, 17: 1797-1804
- [271] Scherer P., Kluge M., Klein J. and Sahn H. (1981) Immobilization of the methanogenic bacterium *Methanosarcina barthelii*, *Biotechnol. Bioeng.*, 23: 1057-1065
- [272] Schramm A., Larsen L., Revsbech N. and Amann R. (1997) Structure and function of a nitrifying biofilm as determined by microelectrodes and fluorescent oligonucleotide probes, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 263
- [273] Sen D., Mitta P. and Randall C. W. (1994) Performance of fixed film media in activated sludge reactors to enhance nitrogen removal, *Wat. Sci. Technol.*, 29(7): 181-184
- [274] Shin H. K. and Polprasert (1987) Attached-growth waste stabilization pond treatment evaluation, *Wat. Sci. Technol.*, 19(12): 229-235
- [275] Shin H. K. and Polprasert (1988) Ammonia nitrogen removal from attached-growth ponds, *J. Environ. Eng.*, 114: 846-863
- [276] Simpson W.J. and Hammond J.R.M. (1989) Cold ATP extracts compatible with constant light signal faredly luciferase reagents. In: *Society for Applied Bacteriology Technical Series*. Vol. 26, Oxford Blackwells.
- [277] Slininger P.J., Bothast R.J., Black L.T. and McChee J.E. (1982) Continuous conversion of D-xylose to ethanol by immobilized *Pachysolen tannophilus*, *Biotechnol. Bioeng.*, 24: 2241-2251
- [278] Slowinski W. and Charm S.E. (1973) Glutamic acid production with gel-entrapped *Corynebacterium glutamicum*, *Biotechnol. Bioeng.*, 15: 973-979
- [279] Smith D. P. (1995) Submerged filter biotreatment of hazardous leachate in aerobic, anaerobic and anaerobic/aerobic systems, *Hazardous Waste & Hazardous Materials*, 12(2): 167-183
- [280] Stouthamer A. M. and Bettenhausen C.W. (1973) Utilization of energy for growth and maintenance in continuous and batch cultures of microorganisms, *Biochim. Biophys. Acta*, 301: 53-70
- [281] Stouthamer A.H. (1977) Energetic aspects of the growth microorganisms. In: *Microbial Energetics*, Cambridge Univ. Press, London, 285-31
- [282] Stronach S. M., Rudd T. and Lester J. N. (1986) *Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg
- [283] Su J. L. and Ouyang C. F. (1996) Nutrient removal using a combined process with activated sludge and biofilm, *Wat. Sci. Technol.*, 34(1-2): 477-486
- [284] Su J. L. and Ouyang C. F. (1997) Advanced biological enhanced nutrient removal processes by the addition of rotating biological contactors, *Wat. Sci. Technol.*, 35 (8): 153-160
- [285] Sublette K. L., Snider E. H. and Sylvester N. D. (1982) A review of the mechanism of powdered activated carbon enhancement of activated sludge treatment, *Wat. Res.*, 16: 1075-1082
- [286] Suidan M.T. and Wang T.T. (1985) Unified analysis of biofilm kinetics. *J. Environ. Eng. ASCE.*, 11: 634-647
- [287] Surampalli R. Y. and Baumann E. R. (1997) Role of supplemental aeration in improving overloaded first-stage RBC performance, *Water Air Soil Pollut.*, 98(1): 1
- [288] Takata I., Tamamoto K., Tosa T. and Chibata I. (1980) Immobilization on *Brevibacterium flavum* with

- carageenan and its application continuous production of h-malic acid, *Enzyme Microb. Technol.*, 60: 431-437
- [289] Tanaka A., Jin I.N., Kawamoto S. and Fukuis, (1979) Entrapment of microbial cells and organelles with hydrophilic urethane prepolymers. *Eur. J. Appl. Microbiol Biotechnol T*, 351-354.
- [290] Tang W.T., Wisecar ver K. Ong Fan L.S. (1987) *Chem Eng. Sci.*, 42: 2123-2134
- [291] Tanyolac A. and Beyenal H. (1994) A mathematical model for hollow fiber biofilm reactors, *Chem. Eng. J.*, 56(1), B35-B59
- [292] Tanyolac A. and Beyenal H. (1996) Effectiveness factor for a hollow-fiber biofilm reactor at maximum substrate consumption, *Chem. Eng. J.*, 62(2): 149-154
- [293] Tempest D.W. and Neijssel O.M. (1984) The status of Y_{ATP} and maintenance energy as biologically interpretable phenomena, *Annu. Rev. Microbiol.*, 38: 459-486
- [294] Tjihuis et. al. (1992) Nitrification with biofilms on small suspended particles in airlift reactors, *Wat. Sci. Technol.*, 26: 2207-2211,
- [295] Tjihuis L., Rekswinkel E., van Loosdrecht M. C. M., and Heijnen J.J. (1994) Dynamics of population and biofilm structure in the biofilm airlift suspension reactor carbon and nitrogen removal. *Wat Sci. Technol.*, 20: 377-384
- [296] Tipayang P. and Kozaki M (1982) Lactic acid production by a new lactobacillus sp nov. immobilized in calcium alginate, *J. Fermet Technol.*, 60: 595-598
- [297] Toda K., Ohtake H. and Asakura T. (1986) Ethanol production in horizontal bioreactor, *Appl. Microbiol Bistechol.*, 24: 97-101
- [298] Trinet F (1988) Etulde du biofilm d'un reacteur a lit fluidoidies triphasique en epuration d'une pollution carbonee. Master Thesis , Univ. de Technolgie de Compiegne, France
- [299] Trulear M. G. and Characklis W. G. (1982) Dynamics of biofilm processes, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 54: 1288-1301
- [300] Tschang C.J., Klefeng H. and Zahn W (1980) *Ger. Offen.* 2917776
- [301] Tsumura N. and Kasumi T. (1976) Immobilization of glucose isonerase in microbial cell. *Fifth Int. Ferment Symp.*, Berlin
- [302] U.S. EPA (1993) *Nitrogen Control Manual*. EPA-6251R-93-010, Office Res. Dev., Cincinnati, Ohio.
- [303] Vayenas D.V., Pavlous S. and Lyberatos G. (1997) Development of a Dynamic model describing nitrification and denitrification trickling filters, *Wat. Res.*, 31: 1135
- [304] Venkatadri R. and Irvine R. L. (1993) Cultivation of Phanerochaete chrysosorium and production of lignin peroxidase in novel biofilm reactor systems: hollow fiber reactor and silicone membrane reactor, *Wat, Res.*, 27(4): 591-596
- [305] Verrier D., Mortier B. and Albagnac G. (1987) Initial adhesion of methanogenic bacteria to polymers, *Biotechnol. Lett.*, 9: 735-740
- [306] Villaverde S., Garcia-Encina P. A. and Fdz-Polanco F. (1997) Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters, *Wat. Res.*, 31: 1180
- [307] Wada M., Kato J. and Chibata I. (1979) A new immobilization of microbial cells; immobilized growing cells using carrageenan gel and their properties, *Eur J. Appl. Microbial. Biotechnol.*, 8: 241-247

- [308] Wagner K. and Hempel D.C. (1988) *Biotechnol. Bioeng.*, 31: 559
- [309] Wanner J., Kucman K. and Grau P. (1988) Activated sludge process combined with biofilm cultivation, *Wat. Res.*, 22(2): 207-215
- [310] Wartchow D. (1990) Nitrification and denitrification in combined activated sludge systems, *Wat. Sci. Technol.*, 22(7-8): 199-206
- [311] Watson S.W. (1965) Characteristics of a marine nitrifying bacterium, *nitrosocystis oceanus* sp.n., *Limnology and Oceanography*, 10: 274-289
- [312] Watson S.W., Valois F.W. and Waterbury J.B.(1980) The family nitrobacteraceae, In: Starr M.P. *et al* (ed), *The Prokaryotes, A Handbook on Habitats Isolation and Identification of Bacteria*, 1005-1022
- [313] Webb C., Fukuda H. and Atkinson B. (1986) The production of cellulase in a spouted bed fermenter using cells immobilized in biomass support particle, *Biotechnol. Bioeng.*, 28: 41-50
- [314] WEF. (1998) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, Fourth Edition, Alexandria, USA
- [315] Welander U. H., Henrysson T. and Welander T. (1997) Nitrification of landfill leachate using suspended-carrier biofilm technology, *Wat. Res.*, 31: 2351
- [316] Westerdaal C.A.L., Schramm E.C. and Levi D.W. (1974) Gas plasma effects on polymer surface, *J Colloids Interface Sci.*, 47: 610-620
- [317] Westerhoff H.V., Lockema J.S., Otto R. and Hellingwat K.J. (1982) Thermodynamics of growth; non-equilibrium thermodynamics of bacterial growth; the phenomenological and the mosaic approach, *Biochim Biophys. Acta.*, 683: 181-220.
- [318] Wilderer P. A. (1995) Technology of membrane biofilm reactors operated under periodically changing process conditions, *Wat. Sci. Technol.*, 31(1): 173-183
- [319] Wilderer P. A. and Dettmer (1987) Simultaneous control of biological phosphorus and sludge settleability. In: Ramadori R. (eds) *Biological phosphorus removal from wastewaters*, Pergamon Press, 67-78
- [320] Williamson K. and McCarty P.L (1976) Verification studies of the biofilm model for bacterial substrate utilization, *J. Wat Pollut. Control Fed.*, 48: 281-296
- [321] Wilson F. (1997) Total organic carbon as a predictor of biological treatment efficiency and kinetic reaction rates, *Wat. Sci. Technol.*, 35(8): 119
- [322] Woolard C. R. (1997) The advantage of periodically operated biofilm reactors for the treatment of highly variable wastewater, *Wat. Sci. Technol.*, 35(1): 199-206
- [323] Worden R.M. and Donaldson T.L (1986) *Biotechnol. Bioeng. Symp.*, 17: 663
- [324] WPCF (1986) *O & M of Trickling Filters, RBCs, and Related Processes*. Manual of Practice No. OM-10, Washington, D.C.
- [325] Yano T., Kodama T. and Tamadam K. (1961) *Agric. Biol. Chem.*, 25: 2419
- [326] Yasuda H. and Marsh H.C. (1977) ESCA study of polymer surfaces treated by plasma, *J. Polymer Sci.*, 15: 991-1019
- [327] Yeh A. C., Lu C. and Lin M. R. (1997) Performance of an anaerobic rotating biological reactor : effects of flow rate and influent organic strength, *Wat. Res.*, 31(6): 1251-1260
- [328] Yongsmith B., Sonomoto K., Tanaka A, and Fukuis (1982) Production of vitamin B12 by immobilized cells of a propionic acid bacterium, *Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 16: 709-740

- [329] Yu. H. and Rittmann B. E. (1997) Predicting bed expansion and phase holdups for three-phase fluidised-bed reactors with and without biofilm, *Wat. Res.*, 31: 2604
- [330] Zaborsky O. (1973) *Immobilized Enzymes*, CRC Press, Cleveland, USA
- [331] Zeng A.P. and Deckwer W.D. (1995) A Kinetic model for substrate and energy consumption of microbial growth under substrate-sufficient conditions, *Biotechnol. Prog.* 11: 71-79
- [332] Zhang T.C. and Bishop P. (1994) Structure, activity and composition of biofilms, *Wat. Sci. Technol.*, 29: 335-344
- [333] Zhao Q. L. and Kugel G. (1997) Thermophilic/mesophilic digestion of sewage sludge and organic waste, *J. Environ. Sci. Health*, A31, 9: 2211-2231
- [334] Zhao Q. L. and Wang B.Z. (1996) Evaluation on a pilot-scale attached-growth ponds system treating domestic wastewater, *Wat. Res.*, 30(1): 242-245
- [335] Zhao Q. L. and Zhang Z. J. (1991) Temperature influence on the performance of oxidation ponds, *Wat. Sci. Technol.*, 24(5), 85-96
- [336] 刘雨 王启东. 生物膜增长动力学模型. 北京轻工业学院学报, 1997, 15: 28-31
- [337] 刘雨 刘健. 低温等离子体技术在生物载体表面处理中的应用. 环境污染与防治, 1997, 19: 1-3
- [338] 刘雨 赵庆良. 生物膜反应器进出水底物浓度相关性研究. 环境科学, 1996, 17(4): 28-30
- [339] 刘雨等. 控制污性污泥法中剩余后产率新技术—微生物合成—能量代谢分离研究. 北京轻工业学院学报, 1997, 15: 39-43
- [340] 刘雨等. 富底物条件下污性污泥微生物合成能量代谢分离研究. 环境科学, 1998, 19: 56~59
- [341] 龙腾锐 郝以琼 潘伯寿编译. 城市与工业废水处理固定膜法的理论与实例. 北京: 中国建筑工业出版社, 1989
- [342] 祁佩时 王宝贞. 复合式厌氧反应器处理高浓度有机污水的研究. 见: 严熙世主编. 水和废水技术研究, 北京: 中国建筑工业出版社, 1992. 358-369
- [343] 钱易 米祥友主编. 现代污水处理新技术. 北京: 中国科学技术出版社, 1993
- [344] 秦麟源编著. 污水生物处理. 上海: 同济大学出版社, 1989
- [345] 孙慧修 周琪. 上流式厌氧污泥床-滤层反应器处理啤酒污水及其动力学研究. 见: 严熙世主编. 水和废水技术研究. 北京: 中国建筑工业出版社, 1992. 347-357
- [346] 王宝贞主编. 水污染控制工程. 北京: 高等教育出版社, 1990
- [347] 余淦申编著. 生物接触氧化处理技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1991
- [348] 俞辉群 全浩编译. 水环境净化及污水处理微生物学. 北京: 中国建筑工业出版社, 1989
- [349] 俞毓馨等. 环境工程微生物检测手册. 北京: 环境科学出版社, 1990
- [350] 张自杰主编. 排水工程(下册), 第三版. 北京: 中国建筑工业出版社, 1996
- [351] 赵庆良. 污水处理复合式生物反应器中生物膜的特性. 哈尔滨建筑大学博士后建站十周年纪念论文集, 1998: 85-96
- [352] 赵庆良. 新型复合式生物反应器处理污水. 哈尔滨建筑大学博士后研究报告. 1997
- [353] 郑元景 沈光范 邬扬善编著. 生物膜法处理污水. 北京: 中国建筑工业出版社, 1983

索引

- A²/O, 9
ATP, 5, 83, 103
BOD, 187
DLVD 理论, 24
DNA, 106
F/M, 165, 176, 184
Fick 定律, 61
Herbert 理论, 87
INT, 105, 111
Lewis 酸-碱理论, 24
Monod 方程, 53, 54, 80
ORP, 123
OUR, 107, 185
pH, 22, 124
Pirt 理论, 87
Pirt 维持能方程, 84, 85
PVA 胶冻体, 43
SOUR, 107
TTC, 105
Zeta 电位, 23
氨氮, 189
半级反应常数, 79
包埋剂, 42
被动运送, 14
比底物利用率, 84
比耗氧率, 107
比增长率, 25
表面粗糙度, 28, 39
表面电性, 39
表面反应模式, 67
表面吸附固定技术, 40
剥落, 108
薄层生物膜, 63
不可逆附着过程, 16
布水装置, 129, 156
沉积技术, 34
旋转生物接触器, 9
冲击负荷, 120
臭味, 181
初沉池, 181
除磷, 183, 190
传质效率, 38, 39
粗滤池/活性污泥, 178
蛋白质, 2
等电点, 23
低温等离子体氧化—离子覆盖技术, 32
滴滤池, 6
底物, 112
底物过度消耗, 89
底物浓度, 112
电荷, 28
电子显微镜, 110
动力学, 16
动力学模型, 114
毒性物质, 126
多聚体包埋, 42
二沉池, 193
反附着常数, 16
反硝化, 9, 163
反应动力学, 16
反应-扩散模式, 61
非活性物质, 49
负荷率, 119
负荷率法, 138

- 附着常数, 16
附着固定过程, 14
附着量, 18
附着生长工艺, 3
附着生长稳定塘, 7, 172
复合式活性污泥-生物膜反应器, 7
复合式生物膜反应器, 7, 8, 11, 165
高负荷生物滤池, 8, 128, 134
固定床, 8
固定酶, 40
固体接触, 9
管式反应器, 19
光学显微镜, 110
海藻酸, 42
好氧处理工艺, 3
好氧生物膜, 109
好氧生物转盘, 144
好氧异养菌, 5
耗氧率, 107
合成代谢, 83
后生动物, 6
厚层生物膜, 63
呼吸, 5
化学需氧量, 1, 2
化学氧化—铁离子覆盖, 32
回流比, 134
回流水循环率, 158
活性基团, 41
活性生物量, 49
活性生物滤池, 143, 176
活性污泥法, 3, 165
活性污泥-生物膜反应, 165
机械强度, 38
极限允许浓度, 127
间歇培养, 89, 94, 96
间歇式反应器, 117
兼性厌氧菌, 5
键联固定技术, 41
降流式厌氧生物滤池, 142
交联剂, 42
胶体稳定性理论, 23
搅拌, 185
接触池, 177
接触时间, 155
截陷固定技术, 44
桔黄夹氮蒽染色法, 109
聚合物, 37
聚合物载体, 36
颗粒污泥, 170
可逆附着, 15
可逆附着动力学, 16
孔网状载体, 44
孔隙度, 39
扩散, 61
扩散推流, 119
雷诺数, 19
连续流反应器, 117
连续培养, 95
联合处理工艺, 174, 179
两级生物滤池, 135
两相流化床, 10, 155
临界进水浓度, 114
流动床, 8
流化床, 155
滤料, 129, 139, 141, 182
面积负荷率, 138, 147
膜侧线法, 102
内源呼吸代谢, 56, 86
能耗, 181
能量代谢, 83
能量分离理论, 98
能量分离模型, 93
能量分离系数, 93
膨胀率, 160
平板计数法, 108
平均细胞停留时间, 184
普通生物滤池, 5, 128
普通生物滤池/固体接触, 177

- 普通生物滤池/活性污泥, 178
曝气, 151, 185
气提式生物膜反应器, 7, 10
亲疏水性, 39
亲水性载体, 39
热力学稳定性, 39
容积负荷率, 138, 140, 142, 144, 154, 171
溶解态, 1
溶解氧, 123
三磷酸腺苷, 5, 83
三相分离器, 171
三相流化床, 10, 155, 158
扫描电镜, 110
上升流速, 160
设计标准, 179
升流式厌氧生物滤池, 142
升流式厌氧污泥床, 169
升流式厌氧污泥床-厌氧生物滤池, 7, 169
生化反应速率, 125
生化需氧量, 2
生态体系, 47
生物固体停留时间, 9
生物接触氧化法, 9, 150
生物流化床, 7, 10, 155
生物滤池, 7, 8, 128
生物滤池/活性污泥, 178
生物膜, 3, 16, 36, 48, 99, 174
生物膜 COD, 100
生物膜 TOC, 100
生物膜比增长率, 74
生物膜剥落技术, 99
生物膜产率系数, 76
生物膜的结构, 108
生物膜多聚糖, 100
生物膜法, 3, 47
生物膜反应器, 7, 36, 112, 128, 155, 183, 192
生物膜干重, 99
生物膜厚度, 101
生物膜活性, 40, 103
生物膜活性厚度, 68, 77
生物膜界面通量, 69
生物膜净化机理, 47
生物膜理论最大活性厚度, 80
生物膜密度, 71, 78
生物膜平均比增长率, 75
生物膜载体, 36, 168
生物膜增长动力学, 51
生物膜重, 99
生物膜总蛋白质, 100
生物膜最大比增长率, 74
生物数学模型, 94
生物相, 174
生物转盘, 7, 9, 144, 186
食物/微生物, 176, 184
食物链, 12
适温性菌, 124
嗜冷性菌, 124
嗜热性菌, 125
疏水性载体, 39
刷形脱膜机, 157
水力负荷, 130
水力负荷率, 119, 138, 148
水力剪切, 29, 30, 39, 120
水力停留时间, 116, 184
丝状菌, 5
塔式生物滤池, 8, 128, 139, 192
碳水化合物, 2
填料, 7, 151, 163
填料床, 151
通风, 140
推流, 117
脱膜, 156
脱氢酶活性, 105
瓦勃氏呼吸仪, 107
完全混合, 117
微孔膜, 162
微孔膜生物反应器, 7, 11, 161
微米计电导法, 102

- 微米计阻力法, 102
 微生物比增长率, 52
 微生物表面改良, 35
 微生物附着固定速度, 16
 微生物固定, 39
 微生物世代时间, 52
 微生物相, 4
 微生物增长率 · 36
 微生物最大活性, 36
 维持能, 84
 温度, 124
 温度系数, 125
 稳定塘, 172, 186
 污泥, 186
 污泥产量, 182
 污泥回流, 181
 污泥膨胀, 12
 污泥脱落, 181
 污染物质, 1
 无机类载体, 36
 无机污染物, 1
 无机性天然滤料, 7
 吸附, 35
 细菌, 4, 5, 14, 47, 115
 显微镜, 101
 硝化, 9, 10, 163, 183
 硝化细菌, 21, 24
 需氧量, 136
 序批式活性污泥法, 167
 序批式生物膜反应器, 7, 167
 悬浮生长, 184 悬浮生长反应器, 192
 悬浮生长工艺, 3
 悬浮生长系统, 174
 悬浮微生物浓度, 19, 21
 旋转式布水器, 130
 淹没式生物滤池, 7, 9, 150
 厌氧/缺氧/好氧工艺, 9
 厌氧处理工艺, 3
 厌氧呼吸型异养菌, 5
 厌氧流化床, 155, 159
 厌氧生物滤池, 141
 厌氧生物膜, 109
 厌氧生物膜膨胀床, 11, 159
 厌氧生物转盘, 149
 厌氧选择器, 183
 厌氧异养菌, 5
 氧总转移系数, 125
 叶轮搅拌器, 156
 液相离子浓度, 15, 24
 移动床生物膜反应器, 7, 11, 163
 异养菌, 5, 47
 抑制及毒性作用, 126
 荧光素法, 104
 营养物浓度, 52
 营养物质, 115
 影响因素, 112
 有机负荷, 130
 有机负荷率, 119, 161
 有机合成材料, 7
 有机类载体, 36
 有机污染物, 1
 有机物降解动力学, 131
 有效扩散系数, 79
 原生动物, 6
 载体, 4, 10, 14, 37, 155, 160, 172
 载体表面性质, 21
 真菌, 5, 47, 115
 振动筛, 156
 直接显微法, 101
 指数模型, 52
 种群分布, 109
 主动运送, 14
 自交联固定技术, 42
 自养菌, 5, 47
 总需氧量, 2
 总有机碳, 2
 最大比增长率, 53
 最大附着量, 18

- performance and interpretation of experimental data. *Biotechnol Bioeng.*, 21: 221
- [19] Atkinson B., Black G. M., Lewis P.J.S and pinches A. (1979) Biological particles of given size shape and density for use in biological reactors, *Biotechnol. Bioeng.*, 21: 193-200
- [20] Beg S.A. and Hassan M.M. (1985) *Chem Eng. J.*, 30, 1
- [21] Belkhadir R., Capdeville B. and Roques H. (1988) Fundamental descriptive study and modelization of biological film growth. *Wat. Res.*, 22: 59-69
- [22] Benefield L. and Molz F. (1985) *Biotechnol Bioeng.*, 27: 921
- [23] Benefield L. D. and Randall C. W. (1980), *Biological Process Design for Wastewater Treatment*, Prentice-Hall, Inc., USA
- [24] Benzie W. *et al* (1963) Effects of climatic and loading factors on trickling filter performance, *J. Wat. Pollut. Control. Fed.*, 35: 455
- [25] Bery F., Sayadi s., Nasri M., Barbotin J.N and Thomas D. (1988) Effect of growing conditions of recombinant E. coli. in carrageenan gel beads upon biomass production and plasm stability. *Biotechnol. Lett.*, 10: 619-62
- [26] Billen G. (1976) Evaluation of nitrifying activity in sediments by dark ¹⁴C-bicarbonate incorporation. *Wat. Res.*, 10: 51-57
- [27] Bird R.B., Stewart W.E. and Lightfoot E.M. (1960) *Transport phenomena*. John Wiley & sons, Inc.
- [28] Bisping B. and Rehm H. J. (1982) Glycerol production by immobilized cells of *saccharomyces cerevisiae*. *Eur. J. Appl Microbiol Biotechnol.*, 14: 136-139
- [29] Boiler M. *et al.* (1994) Factors affecting nitrifying biofilm reactors. *Water Sci. Technol.*, 29(10): 1.
- [30] Borregaard V. R. (1997) Experience with nutrient removal in a fixed-film system at full-scale wastewater treatment plants, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 129
- [31] Bradford M. M. (1976) A rapid and sensitive method for the quantitation and microgram quantities of protein utilizing the principle of protein-dye binding, *Anal. Biochemistry*, 72: 248-254
- [32] Brindle K. and Stephenson T. (1996) Nitrification in a bubbleless oxygen transfer membrane bioreactor, *Wat. Sci. Technol.*, 34(9): 261-267
- [33] Brindle K., Stephenson T. and Semmens M. (1997) Enhanced biological treatment of high oxygen demanding wastewaters by a membrane bioreactor capable of bubbleless oxygen mass transfer, *Proc. Water Environ. Fed 70th Annu. Conf. Exposition*, Chicago, Ill.
- [34] Broch D. A., Anderson R. and Ophem B. (1997) Treatment of integrated mill wastewater in moving bed biofilm reactors, *Wat. Sci. Technol.*, 35(2-3): 173-180
- [35] Brock T. D., Smith D. W. and Medigan M. F. (1984), *Biology of Microorganisms* (4th ed.), Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ.
- [36] Brooke A. G, Attwood M. M. and Tempest D.W. (1990) Metabolic fluxes during the growth of thermotolerant methylotrophic *Bacillus* strains in methanol sufficient chemostat cultures. *Arch Microbiol.*, 153: 591-595
- [37] Bryers J.D. and Characklis W.G. (1981) Early fouling biofilm formation in a turbulent flow system: overall kinetics. *Wat Res.* 15: 483-491
- [38] Buchs J., Nozes N., Wandrey C. and Roaxhet P.C. (1988) Cell adsorption control by culture conditions.

- Appl Microbiol Biotechnol*, 29: 119-128
- [39] Bungard S.J., Reagan R., Rogers P.J. and Wgncoll K.R. (1979) The use of whole cells immobilized for the production of glucose isomerase. *ASC Symp. Ser.*, 106: 139
- [40] Bungay H.R., Whalen C.W.J. and Sanders W.M. (1969) *Biotechnol. Bioeng.*, 11: 765
- [41] Busscher H.J. *et al* (1984) Measurement of the surface free energy of bacterial cell surfaces and its relevance for adhesion. *Applied and Environmental Microbiol.*, 48: 980-983
- [42] Busscher H.J. *et al* (1986) Reversibility of adhesion of oral streptococci to solids. *FEMS Microbiology Letters*, 35: 303-306
- [43] Byers J. and Choracklis W. (1981) Early fouling biofilm formation in a turbulent flow system. *Wat. Res.*, 15: 483-491
- [44] Callow M.E., Santos R. and Bott F.R. (1993) Adhesion of biofilm in flowing systems, In: Denyer S.P. *et al* (ed), *Microbial Biofilms Formation and Control*, Blackwell Scientific Publication, London, 241-258
- [45] Capdeville B. and Nguyen K. M. (1990) Kinetics and modeling of aerobic and anaerobic film growth, *Wat. Sci. Technol.*, 22: 149-170
- [46] Capdeville B., Nguyen K.M. and Rols J.L. (1992) Biofilm modeling: Structural, reactional and diffusional aspects. In: *Biofilms-Science and Technology*, Ed. by Melo L.F., Bott T.R., Fletcher M. and Capdeville B. , Kluwer Academic publishers, 251-276
- [47] Chang J., Chudoba P. and Capdeville B. (1993) Determination of the maintenance requirements of activated sludge, *Wat. Sci. Technol.*, 28: 139-142
- [48] Changui Q.C., Doren A., Store W.E.E., Mozes N. and Rouxhet P.C. (1987) Surface properties of polycarbonate and promotion of yeast cell adhesion. *J. Chem. Phys.* 84, 276-281
- [49] Characklis W. G. (1990) Biofilm processes, In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 195-231
- [50] Characklis W.C. (1990) Laboratory biofilm reactors. In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 5-89
- [51] Characklis W.G. (1990) Kinetics of microbial transformations. In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 233-264
- [52] Characklis W.G. and Cooksey K.E. (1983) Biofilms and microbial fouling. *Adv. in Appl. Microbiol.*, 29: 93-138
- [53] Characklis W.G., Trulear M.G., Bryers J.D. and Zveler N. (1982) Dynamics of biofilm process: methods. *Wat Res.*, 16: 1207-1216
- [54] Characklis W.G., Turakhia M.M. and Zveler N. (1990) Transport and interfacial phenomena. In: Characklis W.C. and Marshall C.G. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Sons Inc., 265-340
- [55] Chen G.H. Gao D.L., Liu Y.J. and Liu Y. (1998) Energy spilling in substrate-sufficient batch culture of activated sludge paper presented in *6th Pacific Rim Biotechnology Conference and Bioexpo '98*, June, 1998. Hong Kong
- [56] Chibata I. and Tose T. (1976) Industrial applications of immobilized enzymes and immobilized cells, In : *Applied Biochemistry and Bioengineering*, Ed. by Wingard L.B. *et al.*, Academic press New York
- [57] Christensen F.R., Kristensen G.H. and Jansen J.L.C.(1988) Biofilm structure: an important and neglected

- parameter in wastewater treatment, *Wat. Sci. Technol.*, 21: 805-814
- [58] Chua H., Hu W. F., Yu P. H. F. and Cheung M. W. L. (1997) Responses of an anaerobic fixed-film reactor to hydraulic shock loadings, *Bioresource Technol.*, 61(1): 79-83
- [59] Chudoba P. and Pannier M. (1994) Nitrification kinetics in activated sludge with both suspended and attached biomass, *Wat. Sci. Technol.*, 29(7): 207-215
- [60] Chudoba P., Capdeville B. and Chudoba J. (1992) Explanation of biological meanings of the S_0/X_0 ratio in batch cultivation, *Wat. Sci. Technol.*, 26: 743-751
- [61] Chung B.H., Chag H.N. and Kim I. H., (1987) Rifamycin B production by *Nocardia mediterranei* immobilized in a dual hollow fiber bioreactor, *Enzyme Microbial Technol.*, 9: 345-349
- [62] Chung Y.C. and Neethling J.B. (1989) Microbial activity measurements for anaerobic sludge digestion, *J. Wat. Pollut. Control. Fed.*, 61: 343-349.
- [63] Clark D.T. and Hutton D.R. (1987) Surface modification by plasma technique. *J. Polymer Sci.*, 25: 2643-2664
- [64] Cleasby J. L. (1972), Filtration, in *Physicochemical Processes for Water Quality Control*, Ed. by Weber W. J. Jr., Wiley-Interscience, New York
- [65] Connolly J. P. et al. (1992), *Modelling the metabolic and physiological activities of microorganisms*. John Wiley & Sons, Inc., 249
- [66] d'Antonio G., Mendia L., Pirozzi F. and Polese A. (1997) Rotating biological contactor-solid contact system for the treatment of wastewater from small communities, *Wat. Sci. Technol.*, 35(6): 109
- [67] D'souza S.F., Melo J.S., Deshpande A. and Nadkarni G.B. (1986) Immobilization of yeast cells by adhesion to glass surface using polyethylenimine. *Biotechnology Letters.*, 8: 643-648
- [68] Daigger G. and Harrison J. (1987) A comparison of trickling filter media performance. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 59: 679.
- [69] Daigger G. et al. (1994) Practical experience with combined carbon oxidation and nitrification in plastic media trickling filters. *Water Sci. Technol.*, 29(10): 189.
- [70] Dalentoft E. and Thulin P. (1997) The use of Kaldnes suspended carrier process in treatment of wastewaters from the forest industry, *Wat. Sci. Technol.*, 35(2-3): 123-130
- [71] Dalmacija B., Karlovic E., Tamas Z. and Miskovic D. (1996) Purification of high-salinity wastewater by activated sludge process, *Wat. Res.*, 30(2): 295-298
- [72] Daniels S.L. (1980) Mechanisms involved in adsorption of microorganisms to solid surface. In: Bitton G. and Marshall K.G (eds.) *Adsorption of Microorganisms to Surfaces*, John Wiley & Sons Inc., 8-58
- [73] Deo Y. M. and Gaucter G.M. (1984) Semicontinuous and continuous production of penicillin -G by penicillin chrysoferm cells immobilized in k-carageenan beads, *Biotechnol. Bioeng.*, 25: 285-295
- [74] Diluccio R. and Kirwan D.J. (1988) Effect of dissolved oxygen on nitrogen fixation by *A. Vinelandii*, *Biotenhnol. Bioeng.*, 26: 87-91
- [75] Dinelli D. (1972) Fiber-entrapped enzymes. *Process Biochem.*, 8: 9-12
- [76] Dolowy K. (1980) A physical theory of cell-cell and cell-substratum interaction. In: Curtis A.S.G. and Pitts I.D. (ed) *Cell adhesion and Mobility*, Cambridge University Press, 39-63
- [77] Doren A., Lemaitry J. and Rouxhet P.G. (1989) Determination of the zeta potential of macroscopic

- specimens Using microelectrophoresis, *J. Colloid Interface Sci.*
- [78] Dubois M., Gilles K.A., Hamilton J.K., Rebersp.A. & smith F. (1956) Colorimetric method for determination of sugars and related substances, *Anal. Chem.*, 8: 350-352
- [79] Ergas S. J. and MacGrath M. S. (1997) Membrane bioreactor for control of volatile organic compound emissions, *J. Environ. Eng.*, 123, 593
- [80] Escher A. and Characklis W. (1990) Modeling the initial event in biofilm accumulation In: Characklis W. and Marshall K.C. (ed) *Biofilm*, John Wiley and Son Inc., 445-485
- [81] Everett J. W. *et al.* (1995) Slowing down a snail's pace. *Oper. Forum*, 12(11): 20.
- [82] Fang H. H. P., Yeong C.L. Y., Book K. M. and Chiu C. M. (1993) Removal of COD and nitrogen in wastewater using sequencing batch reactor with fibrous packing, *Wat. Sci. Technol.*, 28(7): 125-131
- [83] Fitch M. W., Pearson N., Richards G. and Burken J. G.(1998) Biological fixed-film systems, *Water Environ. Res.*, 70(4): 495-518
- [84] Fletcher M. (1977) The effect of culture Concentration and age, time and temperature on bacterial attachment to polystyrene Canadian *J. Microbiol*, 23: 1-6
- [85] Fletcher M. and Floodgate G.D.(1973) An electron microscopic demonstration of an acid polysaccharide involved in the adhesion of a marine bacterium on solid surface. *J General Microbiol.*, 74: 325-334
- [86] Forrest W.W (1969) *Energetic aspects of microbial growth*. Cambridge Univ. Press, London, 65-86
- [87] Fowler H.W. and Mckay A.J. (1980) The measurement of microbial adhesion In: *Micobial Adhesion to Surface*, Ed. by Berkeley R.C.W. *et al.*, Academic Press London, 143-161
- [88] Frein E. M., Montenecourt B.S. and Eveleigh D.E. (1982) Cellulase production by trichoderma ressei immobilization on k-cerrageenan, *Biotechnol. Lett.*, 4: 287-292
- [89] Freitas dos Santos L., Pavasant P., Strachan L., Pistikopoilos E. and Livingston A. (1997) Membrane attached biofilms for waste treatment-fundamentals and applications, *Pure Appl. Chem.*, 69: 245
- [90] Fynn G. H. and Whitemor T. N. (1982) Colonization of polyurethane reticulated foam biomass support particles by methanogen species, *Biotechnol. Lett.*, 4: 577
- [91] Ganze C. K., Cashion B. S., Koon J. S., Davoren D. J. and Donohoe C. (1997) Moving bed aerobic treatment of Exxon Baton Rouge chemical plant (BRCP) wastewater, *Proc. Water Environ. Fed. 70th Annu. Conf. Exposition*, Chicago. Ill.
- [92] Garrido J., Campos J., Mendez R. and Lema J. (1997) Nitrous oxide production by nitrifying biofilm in a biofilm airlift suspension reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 157
- [93] Gaudy A. and Gaudy E. (1980) *Microbiology for environmental scientists and engineers*, McGraw-Hill Book Company, New York
- [94] Ghigliazza R., Lodi A., Converti A., Nicdella C. and Rovatti A. (1996) Influence of the ratio of the initial substrate concentration to biomass concentration on the performance of a sequencing batch reactor, *Bioprocess Eng.*, 14: 131-137
- [95] Ghommidh C., Navarro J.M and Durand G. (1982) *Biotechnol. Bioeng.*, 24: 605
- [96] Gingell D, and Uince S. (1980) Long-rang forces and adhesion an analysis of cell-substratum studies . In: Curtis A.S.G and Pitts J.D. (ed) *Cell Adhesion and Mobility*, Cambridge University Press, 1-37
- [97] Gjaltema A., van der Marel N., van Loosdrecht M.C.M. and Heijnen J.J. (1997) Adhesion and biofilm

- development on suspended carriers in airlift reactors: hydrodynamic conditions versus surface characteristics, *Biotechnol. Bioeng.*, 55: 880
- [98] Golla P. S., Reddy M. P., Simms M. K. and Laken T. J. (1994) Three years of full-scale CAPTOR process operation at Moundville WWSP, *Wat. Sci. technol.*, 29(10-11): 175-181
- [99] Goncalves R. F., Le-Grand L. and Rogalla F. (1994) Biological phosphorus uptake in submerged biofilters with nitrogen removal, *Wat. Sci. Technol.*, 29(10-11): 119-125
- [100] Graf G. and Bengtsson K.W. (1984) Heat production, activity of the electron transport system (ETS), the ratio heat production /ETS-activity, and ATP-turnover as useful tools in benthic ecological field studies, *Arch. Hydrobiol. Beh.*, 19: 249-26
- [101] Gupta S. K., Raja S. M. and Guta A. B. (1994) Simultaneous nitrification-denitrification in a rotating biological contactor, *Environ. Technol.*, 15(2): 145-153
- [102] Hackel U., Klein J., Megnet R. and Wagner F. (1975) Immobilization of microbial cells in polymeric matrices *Eur. J. Appl. Microbiol Biotechnol.*, 1: 291-293
- [103] Hanaki K., Chatsanguthai S. and Matsuo T. (1994) Characterization of accumulated biomass in anaerobic filter treating various types of substrates, *Bioresource Technol.*, 47(3): 275-282
- [104] Harremoes (1976) The Signification of pore diffusion to filter denitrification. *J. Wat Pollut Control Fed.*, 48: 377-388
- [105] Harremoes (1977) Harforder reactions in biofilm and filter kinetics, *Vatten*, 33: 122-143
- [106] Harremoes (1978) Biofilm kinetics. In: *Water Pollution Microbiology*, Ed. by Mitchell R., John Wiley & Sons, Inc., 71-108
- [107] Harrison J. R. (1980) Surveys of plants operating activated biofilter/activated sludge. Paper presented at North. Reg. Conf. Training School Calif. Water Pollut. Control Assoc., Concord, Calif.
- [108] Harrison J. R. (1996) Selector technology for N&P removal. Paper presented at Pacific Northwest Pollut. Control Assoc. Meeting, Spokane, Wash.
- [109] Harrison J. R. and Timpany P. L. (1988) Design considerations with the trickling filter solids contract Process. *Proc. Joint Can. Soc. Civ. Eng., Am. Soc. Civ. Eng. Natl. Conf, Environ. Eng.*, Vancouver, B.C., Can.
- [110] Harrison J. R. *et al* (1988), *O&M of Trickling Filters, RBCs and Related Processes, Manual of practice OM-10*, Water Pollution Control Federation, Alexandria, VA 22314-1994
- [111] Harrison J. R. *et al.* (1984) A survey of combined trickling filter and activated sludge processes. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 56: 1073.
- [112] Heijnen J. J., Hols J., van der Lans G.G.J.M., van Leeuwen H.L.J.M., Mulder A. and Weltevrede R. (1997) Simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two- and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculating regime, *Chem. Eng. Sci.*, 52: 2527
- [113] Hempfling W.P. and Mainzer S.E. (1975) Effects of varying the carbon source limiting growth yield and maintenance characteristics of *E. coli* in continuous culture, *J. Bacterial.*, 123: 1076-1087
- [114] Henze M., Harremoes P., la Cour Jensen J. and Arvin E. (1997), *Wastewater Treatment*, Springer Verlag Berlin Heidelberg New York, 74
- [115] Herben P.F.G, Mozes N. and Rouxhet P.G. (1990) Variation of the surface properties of bacillus

- licheriiformis according to age, temperature and aeration. *Biochimica et Biophysica Acta*, 1033, 184-188
- [116] Herbert D (1958) *Recent Progress in Microbiology*, 381
- [117] Herbert D., Elsworth R., and Telling R. C. (1956) The continuous culture of bacteria: a theoretical and experimental study, *J. Gen. Microbiol.*, 14: 601-622
- [118] Hiemstoa H., Dijkhnizen L. and Harder W. (1983) Diffusion of oxygen in alginate gells related to the kinetics of methanol oxidation by immobilized *Hansenula polymorpha* cells. *Eur., J. Appl. Microbial Biotechnol.*, 18: 189-196
- [119] Himes V.B. and Hu W.S. (1987) Attachment and growth of mammalian cells on microcarriers with different ion exchange capacities, *Biotechnol. Bioeng.*, 18: 189-196
- [120] Himmeler G., Paffi G., Rueker F., Katingerl F. and Scheirer W. (1985) A laboratory fermenter for agarose immobilized hybridomas to produce monoclonal antibodies, *Dev. Biol. Stand.*, 60: 91-296
- [121] Hoehn R.C. and Ray A.D. (1973) Effects of thickness an bacterial film, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 45: 2302-2320
- [122] Horitsu H., Adachi S., Takahashi T., Kawai K. and Kawano Y. (1985) Production of citric acid by *Aspergillus niger* immobilized in polyacrylamide gels, *Appl Microbial Biotechnol.*, 18: 358-360
- [123] Huang J. C. and Zhao Q.L.(1997) Hybrid reactor: a wonder for maximizing waste treatment capacity of an existing activated sludge plant, *Proc. of Sino-American Technol. & Eng. Conf.*, Oct.20-23, Beijing
- [124] Huang J.C. and Liu Y. (1996) Nitrification of low -level ammonia in water. In: *Proc. of 10th International Wat. Supply Asso. Conference*, Hong Kong, 605-612
- [125] Huang J.C., Zhao Q.L. and Fung K.L. (1997) Development of a hybrid biological system to increase the treatment capacity of an existing plant, *AITC Technology Digest: Environmental technology*, Hong Kong, 144-147
- [126] Hwang Y.B., Chung B.H., Chang H.N. and Han M.H. (1988) Biological conversion of rifamycin B by live *humicola* sp. cells immobilized in a duel hollow fiber bioreactor. *Bioprocess Eng.*, 3: 159-163
- [127] IAWQ (1992) *Design and Retrofit of Wastewater Treatment Plants for Biological Nutrient Removal* C.W. Randall, J. L. Barnard, and H. D. Stensel (Eds.), Technomic Publishing Company, Lancaster, Pa.
- [128] Irvine R. L. and Bush A. W. (1979) Sequencing batch biological reactors - an overview, *J. Wat. Pollut. Control. Fed.*, 51(2): 235-243
- [129] Irvine R. L., Miller G. and Bhamrah A. S. (1979) Sequencing batch treatment of wastewater in rural areas, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 51(2): 244-254
- [130] Jack T. R. and Zajic J.E. (1977) The enzymatic conversion of L-histidine to urocanic acid by whole cells of *micrococcus luteus* immobilized on carbodiimide activated carboxymethyl cellulose. *Biotechol Bioeng.*, 19: 631-648
- [131] Janus H. M., Van de Roest H. F. (1997) Don't reject the idea of treating reject water, *Wat. Sci. Technol.*, 35(10): 27-34
- [132] Jewell W. J. (1981), Development of the attached microbial film expanded bed process for aerobic and anaerobic waste treatment. In: Cooper P. F., Atkinson B. (eds) *Biological Fluidised Bed Treatment of Water and Wastewater*. Ellis Horwood, Chichester, 251
- [133] Jirka A.M.and Carter M.J.(1975) Micro semi-auto mated analysis of surface waters for chemical oxygen

- demand. *Anal. Chem.*, 47: 1397
- [134] Karel S.F., Libicki S.B. and Robertson C.R. (1985) The immobilization of whole cells: engineering principles, *Chem Eng. Sci.*, 40: 1321-1354
- [135] Karube I. and Kuriyama S. (1980) Methane production from wastewater by immobilized methanogenic bacteria, *Biotechnol. Bioeng.*, 22: 847-879
- [136] Kennedy J.F. (1978) Microbial cells immobilized and living on solid supports and their application to fermentation processes. *Enzyme Eng.*, 4: 323-328
- [137] Kennedy J.F., Barker S.A. and Humphreys J.D. (1976) Microbial cells living immobilized on metal hydroxides, *Nature*, 261: 242-244
- [138] Klein J. and Manecke G. (1982) New development in the preparation and characterization of polymer-bound biocatalysts. *Enzyme Eng.*, 6: 181-189
- [139] Kolb F. R. and Wilderer P. A. (1995) Activated carbon membrane biofilm reactor for the degradation of volatile organic pollutants, *Wat. Sci. Technol.*, 31(1): 205-213
- [140] Kolb F. R. and Wilderer P. A. (1997) Activated carbon sequencing batch biofilm reactor to treat industrial wastewater, *Wat. Sci. Technol.*, 35(1): 169-176
- [141] Kondo M., Hozo S. and Inamori Y. (1992) Simultaneous removal of BOD and Nitrogen with anaoxic/oxic porous support systems, *Wat. Sci. Technol.*, 26(9-11): 2003-2006
- [142] Kooper P. F., Atkinson B. (1981) *Biological fluidised bed treatment of water and wastewater*, Ellis Horwood, Chichester, England
- [143] Koopman B., Bitton G., Logue C., Bossatt J.M. and Lopez J. M. (1984) Validity of tetrazolium reduction assays for assessing toxic inhibition of filamentous bacteria in activated sludge. In: *Toxicity Screening Procedures using Bacterial Systems*, Marcel Dekker, New York. 147-162
- [144] Kornegay B. H and Andrews J.F (1968) Kinetics of fixed-film biological reactors. *J Wat. Pollut. Control Fed.*, 40: 460-468
- [145] Krouwel P.G., Groot W.J., Kossen N. W. F and van der Lean C.G. (1983) Continuous isopropanol-butanol-ethanol fermentation by immobilized clostridium beijerinckii cells in a packed bed fermenter. *Enzyme Microbiol Technol.*, 5: 46-54
- [146] Krumsick T. A. *et al.* (1984) Trickling filter solids contact process demonstration, Salt Lake City, Utah. Paper presented at *Annu. Conf. Utah Water Pollut. Control Assoc.*, Salt Lake City.
- [147] Kwok W.K, Picioreanu C., Ong S.L., Van Loosdrecht Ng W.J. and Heijnen J.J. (1998) Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a biofilm airlift suspension reactor, *Biotechnol Bioeng.*, 58: 400-407
- [148] LaMotta E.J (1976) Internal diffusion and reaction in biological-film, *Environ. Sci Technol.*, 10, 765-769
- [149] LaMotta E.J. (1976) External mass transport in a biological film reactor. *Biotechnol Bioeng.*, 18, 135-137
- [150] LaMotta E.J. (1976) Kinetics of growth and substrate uptake in a biological film system. *Appl Environmental Microbiol.*, 31: 286-293
- [151] Lazarova V. and Manem J. (1994) Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control, *Wat. Sci. Technol.*, 29(10-11): 319-327
- [152] Lazarova V., Nogueira R., Manem J. and Melo L. (1997) Control of nitrification efficiency in a new

- biofilm reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 31
- [153] Lazarova V., Pierzo v., Fontviell D and Manerm J. (1994) Integrated approach for biofilm, characterization and biomass activity, *Wat. Sci. Technol.*, 29: 345-354
- [154] Lee T.K. and Long M.F. (1974) US pat 3821086
- [155] Lee Y. H., Lee C.W. and chang H. N. (1989) Citric acid production by *Aspergillus niger* immobilized on polyurethane foam, *Appl. Microbial .Biotechnol.*, 30: 141-143
- [156] Lerpocasombut K (1991) Epuration carbonee par film biologique mince dans an reacteur a lit fluidise triphasique. Ph D. thesis TNSA-France
- [157] Lettinga G., Hobma S. W., Hulshof L. W., de Zeeuw W., de Jong P., Grin P. and Roersma R. (1983) Design, operation and economy of anaerobic treatment, *Wat. Sci. Technol.*, 15: 177-195
- [158] Levenspiel O. (1962) *Chemical reaction engineering*, John Wiley & Sons, Inc.
- [159] Linko D (1981) Immobilized live cells. In: *Advances in Biotechnology*, Ed. by Moo-Young M., Robinson C.W. and Vezina C., Pergamon, New York, 711-716
- [160] Linko P., Poutanen K., Weckstrom L. and Linko Y.Y. (1980) Preparation and kinetic behavior of immobilized whole cell, *Biocatalysts. Biochimie*, 62: 387-394
- [161] Liu J., Wang B., Li W., Jin C., Cao X. and Wang L.(1996), Removal of nitrogen from gasification and coke plant wastewaters in A/O submerged biofilm-activated sludge (SBF-AS) hybrid system, *Wat. Sci. Technol.*, 34(10): 17-24
- [162] Liu Y (1994) Dynamique de croissance de biofilms nitrifiants appliques aux traitements des eaux. PhD. Thesis, TNSA-Toulouse, France
- [163] Liu Y (1998) Energy uncoupling in microbial growth under substrate-sufficient Conditions, *Apl. Microbiol. Biotechnol.* (in press)
- [164] Liu Y. (1990) Etude du mecanisme de fixation de bacterieb autotrophe sur de supports thermoplastiques. Master Phil. thesis, ZNSA-Toulous France
- [165] Liu Y. (1994) Dynamique de croissance de biofilm nitrifiant applique aux tracitoment des eaux. PhD. Thesis INSA-Toulouse, France
- [166] Liu Y. (1995) Adhesion kinetics of nitrifying bacteria on various thermoplastic supports, *Colloids and Surfaces B: Biointerfaces*, 5: 213-219
- [167] Liu Y. (1996a) Bioenergetic interpretation on the S_0/X_0 ratio in substrate-sufficient batch culture, *Wat. Res.*, 30: 2766-2770
- [168] Liu Y. (1996b) A growth yield model for substrate -sufficient continuous culture of microorganisms. *Environmental Technol.*, 17: 649-653
- [169] Liu Y. (1997) Estimating minimum fixed biomass concentration and active thickness of nitrifying biofilm. *J. of Environ. Eng. ASCE*, 123: 198-202
- [170] Liu Y. (1997) Estimating minimum fixed biomass concentration and active thickness of nitrifying biofilm. *J. of Environ. Eng.*, ASCE, 123: 198-202.
- [171] Liu Y. (1998) Energy uncoupling in microbial growth under substrate sufficient conditions, *Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 5: 500-505
- [172] Liu Y. and Capdeville B (1994) Kinetic behaviors of nitrifying biofilm growth in wastewater nitrification

- process, *Environ. Technol.*, 15: 1001-1013
- [173] Liu Y. and Capdeville B. (1993) Mechanisms involved in adhesion of nitrosomonas onto different thermoplastic supports. In: *Proceeding of and International Conference on the Fundamental Aspects of Bioadhesion and Flocculation*, May, 1993, Louvai-la-Necive Belgium, 19-25
- [174] Liu Y. and Capdeville B. (1994a) Kinetic behaviors of nitrifying biofilm growth in wastewater nitrification process. *Environmental. Technol.*, 15(11): 1001-1013
- [175] Liu Y. and Capdeville B. (1994b) Growth dynamics of nitrifying biofilm in biological nitrogen removal process. *Wat. Sci. Technol.*, 29: 377-380
- [176] Liu Y. and Capdeville B. (1996) Specific activity of nitrifying biofilm in water nitrification process, *Wat. Res.*, 30: 1645-1650
- [177] Liu Y. and Chen G.H. (1997) A model of energy uncoupling for substrate-sufficient culture, *Biotechnol. Bioeng.*, 55: 571-576
- [178] Liu Y. and Wang Q.D. (1996) Surface modification of biocarrier by plasma oxidation-ferric ions coating technique to enhance bacterial adhesion. *J. Environ. Sci. and Health*, A31: 869-879
- [179] Liu Y., Chen G.H. and Paul E. (1998) Effect of the S_0/X_0 ratio on energy uncoupling in substrate-sufficient batch culture of activated sludge, *Wat. Res.* (in press)
- [180] Livingston A. G. (1993) A novel bioreactor for detoxifying industrial wastewater: I. Biodegradation of phenol in a synthetically concocted wastewater, *Biotechnol. Bioeng.*, 41(10): 915-926
- [181] Lo K. V., Liao P. H. and Gao Y. C. (1994) Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors, *Bioresource Technol.*, 47(2): 153-157
- [182] Logan B.E. *et al.* (1990) O_2 limitations in CH_4 and NH_4 utilizing biofilms. *Proc. Am. Soc. Civ. Eng. Conf. Environ. Eng.*, Washington, D.C.
- [183] Manecke G. and Beier W. (1983) *Angew. Makromol. Chem.*, 113: 179-202.
- [184] Manning J. F. and Irvine R. L. (1985) The biological removal of phosphorus in a sequencing batch reactor, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 57(1), 87-94
- [185] Marshall K.C. and Blainery B. (1990) Role of bacterial adhesion in biofilm formation and biocorrosion. In: Flemming H. C. and Ciesey G.G. (ed) *Biofouling and Biocorrosion in Industrial water systems*, 29-46
- [186] Marshall K. C., *Interfaces in Microbial Ecology*, Harward University Press, Spring-Verlag, Berlin, 1984
- [187] Martin G. Nam S.H., Vitrac O. and Reinbuit. M. (1979) Utilisation de l'ATP dans les systeme d'epuration biologique: Mise au point d'une technique d'extraction et de dosage de l'ATP dans les bouse active'es. *Eau Ind.*, 32: 46-53
- [188] Martin R.J., Surampalli R. Y. and Berge D. (1997) Improving the performance of a rotating biological contactors by recirculating secondary clarifier solids - a case study, *Proc. Wat. Environ. Fed. 70th Annu. Conf. Exposition, Chicago*, Ill.
- [189] Mashall K.C. Stout R. and Mitchell S.R. (1971) Mechanism of initial events in the adsorption of marine bacteria to surface. *J. General Microbiol*, 68: 337-348
- [190] Matson J.V. and Characklis W.G. (1976) *Wat. Res.*, 10: 877
- [191] Mavituna F., Park J. M., Wilkinson A.K. and williams P.D. (1987) Characteristics of immobilized plant cell reactors. In: *Plant and Animal cells ,Process possibilities*, Ed. by Webb C. and Mavituna F, Ellis

- Horood, 92-115
- [192] Messing R.A. (1982) High-rate continuous waste processor for the production of high BTU gas using immobilized microbes, *Enzyme Eng.*, 6: 173-180
- [193] Messing R.A. and Oppermann R.A. (1979) Pore dimension for an accumulating biomass. *Biotechnol. Bioeng.* 21: 49-58
- [194] Metcalf & Eddy (1991), *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse* (3rd Ed.), McGraw-Hill Inc., 65-70
- [195] Moreau M. Liu Y., Capdeville B., Audic J.M. and Calvez L. (1994) Kinetic behaviors of heterotrophic and autotrophic biofilms in wastewater treatment processes, *Wat. Sci. Technol.*, 29: 385-391
- [196] Morikawa Y., Ochiai K., Karube I. and Suzuki S. (1979) Bacitracin production by whole cells immobilized in polyacrylamide gel, *Antimicrob. Agents Chemother.*, 15: 126-130
- [197] Morper M. R. (1994) Upgrading of activated sludge system for nitrogen removal by application of the LINPOR-CN process, *Wat. Sci. Technol.*, 29(12): 167-176
- [198] Morper M. R. and Wildmoser A. (1990) Improvement of existing wastewater treatment plants' efficiencies without enlargement of tankage by application of the LINPOR process - case studies, *Wat. Sci. Technol.*, 22(7-8): 207-215
- [199] Moss S.J., Jolly A.M. and Tighe B.J. (1986) Plasma oxidation of polymers. *Plasma Chemistry and Plasma Processing*, 6, 401-416
- [200] Mozes N. and Rouxhet P.G. (1992) Influence of surface on microbial activity. In: Melo L.F. et al. (ed), *Biofilms*, Kluwer Academic publishers, 125-136
- [201] Mozes N. and Rouxhet P.c. (1992) Modification of surface for promoting cell immobilization. In: Melo L.F. et al (ed), *Biofilms Science and Technology*, Kluwer Academic Publishers, 69-86
- [202] Mozes N. and Rouxhet P.G. (1985) Metabolic activity of yeast immobilized as supported monolayer. *Appl. Microbial Biotechnol.*, 22: 92-97
- [203] Mozes N., Marchal F., Hermerse M.P., van Haectif J.h., Reuliaux L., Leonard A.J. and Rouxhet P.C (1987) Immobilization of microorganisms by adhesion: Interplay of electrostatic and nonelectrostatic interactions. *Biotechnol. Bioeng.*, 30: 439-450
- [204] Murata K., Uchida T., Tani K., Kato J. Chibata I. (1979) Continuous production of glucose-6-phosphate by immobilized *Achromobacter butry*, *Eur J. Appl. Microbial Biotechnol.*, 7: 45-52
- [205] Muttamara S. and Puetpainboon U. (1997) Roles of baffles in waste stabilization ponds, *Wat. Sci. Technol.*, 35(8): 275-284
- [206] Myoga H., Asano H., Nomura T, and Yoshida H. (1991) Effects of immobilization Conditions on the nitrification treatability of entrapped cell reactor using the PVA freezing method, *Wat. Sci. Technol.*, 23: 1117-1124
- [207] Nabe K., Izuo S., Yamada S. and Chibata I. (1979) Conversion of glycerol to dihydroxyacetone by immobilized whole cells of *acetobacter xylinum*, *Appl. Environ. Microbial.*, 38, 1056-1060
- [208] Nankung E. and Ritmann B.(1986), Soluble microbial products (SMP) formation kinetics by biofilms, *Wat. Res.* 20(6): 795-806
- [209] Neijssel O.M. and Tempest D.W. (1975) The regulation of carbohydrate metabolism in *Klebsiella*

- aerogenes NCTC 418 organisms growing in chemostat culture, *Arch. Microbiol.*, 106: 251-258
- [210] Neijssel O.M. and Tempest D.W. (1976a) Bioenergetic aspects of aerobic growth of *Klebsiella aerogenes* NCTC 418 organisms growing in chemostat culture, *Arch. Microbiol.*, 107: 215-221
- [211] Neijssel O.M. and Tempest D.W. (1976b) The role of energy spilling reactions in the growth of *Klebsiella aerogenes* NCTC 418 in aerobic chemostat culture, *Arch. Microbiol.*, 110: 305-311
- [212] Nelson R. P (1976) US pat. 395580
- [213] Nguyen K. M. (1989) Description et modelisation des films biologique aerobies. PhD. Thesis, INSA-Toulouse, France
- [214] Nilsson I., Ohlson S., Haggstrom L., Molln N. and Mosbach K. (1982) Denitrification of water using immobilized pseudomonas denitrificans cells. *Eur. J. Appl. Microbiol.*, 10: 261-274
- [215] Nishida Y., Sato T., Tosa T. and Chibata I. (1979) Immobilization of *Escherichia coli* cells having aspartase activity with carrageenan and locust bean gum, *Enzyme Microb. Technol.* 1: 95
- [216] Nisson K. and Mosbach K. (1980) Preparation of immobilized animal cells, *FEBS Lett.*, 118: 145-150
- [217] Oga T., Suthersan and Ganczarzyk J.J. (1991) Some properties of aerobic biofilm, *Environ. Technol.*, 12: 431-440
- [218] Okabe S., Oozawa Y., Hirata K. and Watanabe Y. (1996) Relation ship between population dynamics of nitrifiers in biofilms and reactor performance at various C:N ratios, *Wat. Res.*, 30(7): 1563-1572
- [219] Onuma M and Onura T. (1982) Mass-transfer Characteristics within microbial system. *Wat. Sci. Technol.*, 14: 553-565
- [220] Opella F. (1993a) Bioanthracite P - an economical and ecological alternative to the PACT process, presented at the *Int. Specil. Conf. on Microorganisms in Activated Sludge and Biofilm Processes*, Sep. 27-Oct. 1, Paris
- [221] Osuga J., Mori A. and Kato J. (1984) Acetic acid production by immobilized acetobacter cells entrapped in a k-carrageenan gel, *J. Ferment Technol.*, 62: 139-149
- [222] Packard T.T. (1985) Measurement of electron transport activity of mciroplankton, *Adv. Aquat. Microbiol.*, 3: 207-261
- [223] Packard T.T., Healy M.L. and Richards F.A. (1991) Vertical distribution of the activity of the respiratory electron transport system in marine plankton, *Limnol. Oceanogr.*, 16: 60-70.
- [224] Palis J. C. and Irvine R. L. (1985) Nitrogen removal in a low-loaded single tank sequencing batch reactor, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 7(1): 82-86
- [225] Palstottir G. and Bishop P. (1997) Nitrifying biotower upsets due to snails and their control, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 247
- [226] Pankhania M., Stephenson T. and Semmens M. J. (1994) Hollow fibre bioreactor for wastewater treatment using bubbleless membrane aeration, *Wat. Res.*, 28(10): 2233-2236
- [227] Park T. J. and Lee K. H. (1996) Dyeing wastewater treatment by activated sludge process with a polyurethane fluidised bed biofilm, *Wat. Sci. Technol.*, 34(5-6): 193-200
- [228] Park T. J., Lee K. H., Kim D. S. and Kim C. W. (1996) Petrochemical wastewater treatment with aerated submerged fixed-film reactor (ASFFR) under high organic loading rate, *Wat. Sci. Technol.*, 34(10): 9-16
- [229] Parker D., Jacobs T., Bower E., Stowe D. and Fenmer G. (1997) Maximizing nitrification rates through

- biofilm control: research review and full-scale application, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 255
- [230] Pastorelli G., Andreottola G., Canziani R., Darriulta C., de Fraja F. E. and Rozzi A. (1997a) Organic carbon and nitrogen removal in moving-bed biofilm reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 35(6): 91
- [231] Pastorelli G., Andreottola G., Canziani R., Darriulta C., de Fraja F. E. and Rozzi A. (1997b) Pilot-plant experiment with moving bed biofilm reactor, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 43
- [232] Pavasant P., Santos L. M. F. D., Pistikopoulos E. N. and Livingston A. G. (1996) Prediction of optimal biofilm thickness for membrane-attached biofilms growing in an extractive membrane bioreactor, *Biotechnol. Bioeng.*, 52(3): 373-386
- [233] Pelczar M.H and Reid R.D. (1972) *Microbiology*. McGraw-Hill Book Company, New York
- [234] Perry R. H. and Chilton C. H. (1973) *Chemical Engineer's Handbook* (5th Ed.), McGraw Hill, New York
- [235] Peys K., Diels L., Leysen R. and Vandecasteele C. (1997) Development of a membrane biofilm reactor for the degradation of chlorinated aromatics, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 205-214
- [236] Pierson D. M. (1978) *Upgrading Trickling Filters*, EPA 9-78-004, U.S. EPA, Office of Water Program Operations, Washington D.C.
- [237] Pirt S. J. (1975) *Principles of microbe and cell cultivation*, Blackwell Scientific, London
- [238] Pirt S.J (1965) The maintenance energy of bacteria in growing culture, *Proc. R. Soc. London. Ser B*163: 224-231
- [239] Pirt S.J. (1982) Maintenance energy: a general model for energy-limited and energy-sufficient growth, *Arch. Microbiol.*, 133: 300-302
- [240] Pitter P. and Chudoba J. (1990) *Biodegradability of organic substances in the aquatic environment*. CRC press, Inc. USA
- [241] Polprasert C. and Charnpratheep K. (1989) Heavy metal removal in attached-growth waste stabilization ponds, *Wat. Res.*, 23: 625-631
- [242] Pujol R. et al. (1994) Biofilters: flexible, reliable biological reactors. *Water Sci Technol.*, 29(10): 33.
- [243] Qi P. S., Wang B. Z., Ma F., Zhang J. S. and Li. T. J., (1993) Intensification of a pond by fibrous carriers, *Wat. Sci. Technol.*, 28(7): 117-123
- [244] Radwan K. H. and Ramanujam T. K. (1997a) Influence of COD/NH₃-N ratio on organic removal and nitrification using a modified RBC, *Bioprocess Eng.*, 16(2): 77-81
- [245] Radwan K. H. and Ramanujam T. K. (1997b) Studies on organic removal of 2,4-dichlorophenol wastewaters using a modified RBC, *Bioprocess Eng.*, 16(4): 219-223
- [246] Rao B.S. and Qaudy A. F. Jr. (1966) Effect of sludge concentration on various aspects of biological activity in activated sludge, *J. Wat Pollut control. Fed.*, 38: 794-805
- [247] Reddy M. P., Pagilla K. R., Senthilnathan P. R., Johnson H. W. and Golla P. S. (1994) Estimation of biomass concentration and population dynamics in a CAPTOR activated sludge process, *Wat. Sci. Technol.*, 29(7): 149-152
- [248] Reynolds S. L., Kalluri R. and Schultz T. E. (1997) Down under. submerged system provides better biological treatment, *Ind. Wastewater*, 5(5): 43
- [249] Rittmann B. E. (1982), The effect of shear stress on biofilm loss rate, *Biotechnol. Bioeng.*, 24: 501-506
- [250] Rittmann B. E. and McCarty P. L. (1980), Model of steady state biofilm kinetics, *Biotechnol. Bioeng.*, 22:

- 2343-2357
- [251] Rittmann B. E. and McCarty P.L. (1978) Variable order model of bacterial film Kinetics. *J Environ. Eng.*, ASCE 104: 889-900
- [252] Rittmann B.E. and McCarty P.L (1981) Substrate flux into biofilms of any thickness, *J. Environ Eng.*, ASCE, 107: 831-850
- [253] Rodrigues A., Grasmick A., and Elmaleh S. (1983) *Chem Eng. J.*, 27, B39
- [254] Rogalla F. *et al.* (1990) Nitrification and phosphorus precipitation with biological aerated filters. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 62: 169
- [255] Rogues H. (1980) Fondements theoriques du traitement biologiqued des eaux. Technique et Documentation, Ieme edihiov France
- [256] Rouxhet P. G and Mozes N. (1990) Physical chemistry of the interface between attached microorganism and their supports, *Wat. Sci. Technol.*, 22: 1-16
- [257] Russel J.B. and Cook G. M. (1995) Energetic of bacterial growth: Balance of anabolic and catabolic reactions, *Microbial. Rev.*, 59: 48-62
- [258] Rusten B., Hem L. J. and ødegaard H. (1995a), Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors, *Water Environ. Res.*, 67(1): 75-86
- [259] Rusten B., Hem L. J. and ødegaard H. (1995b), Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors, *Water Environ. Res.*, 67(1): 65-74
- [260] Rusten B., McCopy M., Proctor R. and Siljudalen J. G. (1998) The innovative moving bed biofilm reactor/solid contact reaeration process for secondary treatment of municipal wastewater, *Water Environ. Res.*, 70(5): 1083-1089
- [261] Rusten b., Siljudalen J. G. and Strand H. (1996), Upgrading a biological-chemical treatment plant for cheese factory wastewater, *Wat. Sci. Technol.*, 34(11): 41-49
- [262] Rutter P.R. (1980) The physical chemistry of the adhesion of bacterial and other cells. In: Curtic A.S.G. and Pitts J.D. (ed), *Cell Adhesion and Mobility*, Cambridge University Press, 103-136
- [263] Saif S.R., Tani Y. and Ogata K. (1975) Preparation of glucose phosphate through the transphosphorylation with immobilized cells, *J. Ferment Technol.*, 53,: 380-385
- [264] Sakai Y., Nitta Y. and Takahashi F. (1994) A submerged filter system consisting of magnetic tubular support media covered with a biofilm fixed by magnetic force, *Wat. Res.*, 28(5): 1175-1179
- [265] Sanders W.M. (1966) oxygen utilization by slime organisms in continuous culture, *Air & Wat. Pollut International J.* 10: 253-276
- [266] Santos L. M. F. D. and Livingston (1995b) Membrane attached-biofilm for VOC wastewater treatment, *Biotechnol. Bioeng.*, 47(1): 82-95
- [267] Santos L. M. F. D. and Livingston A. G. (1994) Extraction and biodegradation of a toxic volatile organic compound (1,2-dichloroethane) from wastewater in a membrane bioreactor, *Appl. Microbial. Biotechnol.*, 42(2-3): 421-431
- [268] Santos L. M. F. D. and Livingston A. G. (1995c) Novel membrane bioreactor for detoxification of VOC wastewaters: biodegradation of 2,4-dichloroethane, *Wat. Res.*, 29(1): 179-194
- [269] Sarkar J. M. and Mayan don J. (1983) Alanine synthesis by immobilized *Corynebacterium dismutans* cells,

- Biotechnol. Lett.*, 5: 201-206
- [270] Sato T., Mori T. Tosa T., Chibata I. Furui M., Tamashitak. and Sumi A. (1975) Engineering analysis of continuous production of L-aspartic acid by immobilized *Escherichia coli* cells in fixed beds, *Biotechnol. Bioeng.*, 17: 1797-1804
- [271] Scherer P., Kluge M., Klein J. and Sahn H. (1981) Immobilization of the methanogenic bacterium *Methanosarcina barthelii*, *Biotechnol. Bioeng.*, 23: 1057-1065
- [272] Schramm A., Larsen L., Revsbech N. and Amann R. (1997) Structure and function of a nitrifying biofilm as determined by microelectrodes and fluorescent oligonucleotide probes, *Wat. Sci. Technol.*, 36(1): 263
- [273] Sen D., Mitta P. and Randall C. W. (1994) Performance of fixed film media in activated sludge reactors to enhance nitrogen removal, *Wat. Sci. Technol.*, 29(7): 181-184
- [274] Shin H. K. and Polprasert (1987) Attached-growth waste stabilization pond treatment evaluation, *Wat. Sci. Technol.*, 19(12): 229-235
- [275] Shin H. K. and Polprasert (1988) Ammonia nitrogen removal from attached-growth ponds, *J. Environ. Eng.*, 114: 846-863
- [276] Simpson W.J. and Hammond J.R.M. (1989) Cold ATP extracts compatible with constant light signal faredly luciferase reagents. In: *Society for Applied Bacteriology Technical Series*. Vol. 26, Oxford Blackwells.
- [277] Slininger P.J., Bothast R.J., Black L.T. and McChee J.E. (1982) Continuous conversion of D-xylose to ethanol by immobilized *Pachysolen tannophilus*, *Biotechnol. Bioeng.*, 24: 2241-2251
- [278] Slowinski W. and Charm S.E (1973) Glutamic acid production with gel-entrapped *Corynebacterium glutamicum*, *Biotechnol. Bioeng.*, 15: 973-979
- [279] Smith D. P. (1995) Submerged filter biotreatment of hazardous leachate in aerobic, anaerobic and anaerobic/aerobic systems, *Hazardous Waste & Hazardous Materials*, 12(2): 167-183
- [280] Stouthamer A. M. and Bettenhausen C.W. (1973) Utilization of energy for growth and maintenance in continuous and batch cultures of microorganisms, *Biochim. Biophys. Acta*, 301: 53-70
- [281] Stouthamer A.H. (1977) Energetic aspects of the growth microorganisms. In: *Microbial Energetics*, Cambridge Univ. Press, London, 285-31
- [282] Stronach S. M., Rudd T. and Lester J. N. (1986) *Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment*, Springer-Verlag Berlin Heidelberg
- [283] Su J. L. and Ouyang C. F. (1996) Nutrient removal using a combined process with activated sludge and biofilm, *Wat. Sci. Technol.*, 34(1-2): 477-486
- [284] Su J. L. and Ouyang C. F. (1997) Advanced biological enhanced nutrient removal processes by the addition of rotating biological contactors, *Wat. Sci. Technol.*, 35 (8): 153-160
- [285] Sublette K. L., Snider E. H. and Sylvester N. D. (1982) A review of the mechanism of powdered activated carbon enhancement of activated sludge treatment, *Wat. Res.*, 16: 1075-1082
- [286] Suidan M.T. and Wang T.T (1985) Unified analysis of biofilm kinetics. *J. Environ Eng. ASCE.*, 11: 634-647
- [287] Surampalli R. Y. and Baumann E. R. (1997) Role of supplemental aeration in improving overloaded first-stage RBC performance, *Water Air Soil Pollut.*, 98(1): 1
- [288] Takata I., Tamamoto K., Tosa T. and Chibata I. (1980) Immobilization on *Brevibacterium flavum* with

- carageenan and its application continuous production of h-malic acid, *Enzyme Microb. Technol.*, 60: 431-437
- [289] Tanaka A., Jin I.N., Kawamoto S. and Fukuis, (1979) Entrapment of microbial cells and organelles with hydrophilic urethane prepolymers. *Eur. J. Appl. Microbiol Biotechnol T*, 351-354.
- [290] Tang W.T., Wisecar ver K. Ong Fan L.S. (1987) *Chem Eng. Sci.*, 42: 2123-2134
- [291] Tanyolac A. and Beyenal H. (1994) A mathematical model for hollow fiber biofilm reactors, *Chem. Eng. J.*, 56(1), B35-B59
- [292] Tanyolac A. and Beyenal H. (1996) Effectiveness factor for a hollow-fiber biofilm reactor at maximum substrate consumption, *Chem. Eng. J.*, 62(2): 149-154
- [293] Tempest D.W. and Neijssel O.M. (1984) The status of Y_{ATP} and maintenance energy as biologically interpretable phenomena, *Annu. Rev. Microbiol.*, 38: 459-486
- [294] Tjihuis et. al. (1992) Nitrification with biofilms on small suspended particles in airlift reactors, *Wat. Sci. Technol.*, 26: 2207-2211,
- [295] Tjihuis L., Rekswinkel E., van Loosdrecht M. C. M., and Heijnen J.J. (1994) Dynamics of population and biofilm structure in the biofilm airlift suspension reactor carbon and nitrogen removal. *Wat Sci. Technol.*, 20: 377-384
- [296] Tipayang P. and Kozaki M (1982) Lactic acid production by a new lactobacillus sp nov. immobilized in calcium alginate, *J. Ferment Technol.*, 60: 595-598
- [297] Toda K., Ohtake H. and Asakura T. (1986) Ethanol production in horizontal bioreactor, *Appl. Microbiol Bistechnol.*, 24: 97-101
- [298] Trinet F (1988) Etude du biofilm d'un reacteur a lit fluidoides triphasique en epuration d'une pollution carbonnee. Master Thesis , Univ. de Technologie de Compiègne, France
- [299] Trulear M. G. and Characklis W. G. (1982) Dynamics of biofilm processes, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 54: 1288-1301
- [300] Tschang C.J., Klefeng H. and Zahn W (1980) *Ger. Offen.* 2917776
- [301] Tsumura N. and Kasumi T. (1976) Immobilization of glucose isomerase in microbial cell. *Fifth Int. Ferment Symp.*, Berlin
- [302] U.S. EPA (1993) *Nitrogen Control Manual*. EPA-6251R-93-010, Office Res. Dev., Cincinnati, Ohio.
- [303] Vayenas D.V., Pavlous S. and Lyberatos G. (1997) Development of a Dynamic model describing nitrification and denitrification trickling filters, *Wat. Res.*, 31: 1135
- [304] Venkatadri R. and Irvine R. L. (1993) Cultivation of *Phanerochaete chrysosporium* and production of lignin peroxidase in novel biofilm reactor systems: hollow fiber reactor and silicone membrane reactor, *Wat. Res.*, 27(4): 591-596
- [305] Verrier D., Mortier B. and Albagnac G. (1987) Initial adhesion of methanogenic bacteria to polymers, *Biotechnol. Lett.*, 9: 735-740
- [306] Villaverde S., Garcia-Encina P. A. and Fdz-Polanco F. (1997) Influence of pH over nitrifying biofilm activity in submerged biofilters, *Wat. Res.*, 31: 1180
- [307] Wada M., Kato J. and Chibata I. (1979) A new immobilization of microbial cells; immobilized growing cells using carrageenan gel and their properties, *Eur J. Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 8: 241-247

- [308] Wagner K. and Hempel D.C. (1988) *Biotechnol. Bioeng.*, 31: 559
- [309] Wanner J., Kucman K. and Grau P. (1988) Activated sludge process combined with biofilm cultivation, *Wat. Res.*, 22(2): 207-215
- [310] Wartchow D. (1990) Nitrification and denitrification in combined activated sludge systems, *Wat. Sci. Technol.*, 22(7-8): 199-206
- [311] Watson S.W. (1965) Characteristics of a marine nitrifying bacterium, *nitrosocystis oceanus* sp.n., *Limnology and Oceanography*, 10: 274-289
- [312] Watson S.W., Valois F.W. and Waterbury J.B.(1980) The family nitrobacteraceae, In: Starr M.P. *et al* (ed), *The Prokaryotes, A Handbook on Habitats Isolation and Identification of Bacteria*, 1005-1022
- [313] Webb C., Fukuda H. and Atkinson B. (1986) The production of cellulase in a spouted bed fermenter using cells immobilized in biomass support particle, *Biotechnol. Bioeng.*, 28: 41-50
- [314] WEF. (1998) Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, Fourth Edition, Alexandria, USA
- [315] Welander U. H., Henrysson T. and Welander T. (1997) Nitrification of landfill leachate using suspended-carrier biofilm technology, *Wat. Res.*, 31: 2351
- [316] Westerdaal C.A.L., Schramm E.C. and Levi D.W. (1974) Gas plasma effects on polymer surface, *J Colloids Interface Sci.*, 47: 610-620
- [317] Westerhoff H.V., Lockema J.S., Otto R. and Hellingwat K.J. (1982) Thermodynamics of growth; non-equilibrium thermodynamics of bacterial growth; the phenomenological and the mosaic approach, *Biochim Biophys. Acta.*, 683: 181-220.
- [318] Wilderer P. A. (1995) Technology of membrane biofilm reactors operated under periodically changing process conditions, *Wat. Sci. Technol.*, 31(1): 173-183
- [319] Wilderer P. A. and Dettmer (1987) Simultaneous control of biological phosphorus and sludge settleability. In: Ramadori R. (eds) *Biological phosphorus removal from wastewaters*, Pergamon Press, 67-78
- [320] Williamson K. and McCarty P.L (1976) Verification studies of the biofilm model for bacterial substrate utilization, *J. Wat Pollut. Control Fed.*, 48: 281-296
- [321] Wilson F. (1997) Total organic carbon as a predictor of biological treatment efficiency and kinetic reaction rates, *Wat. Sci. Technol.*, 35(8): 119
- [322] Woolard C. R. (1997) The advantage of periodically operated biofilm reactors for the treatment of highly variable wastewater, *Wat. Sci. Technol.*, 35(1): 199-206
- [323] Worden R.M. and Donaldson T.L (1986) *Biotechnol. Bioeng. Symp.*, 17: 663
- [324] WPCF (1986) *O & M of Trickling Filters, RBCs, and Related Processes*. Manual of Practice No. OM-10, Washington, D.C.
- [325] Yano T., Kodama T. and Tamadam K. (1961) *Agric. Biol. Chem.*, 25: 2419
- [326] Yasuda H. and Marsh H.C. (1977) ESCA study of polymer surfaces treated by plasma, *J. Polymer Sci.*, 15: 991-1019
- [327] Yeh A. C., Lu C. and Lin M. R. (1997) Performance of an anaerobic rotating biological reactor : effects of flow rate and influent organic strength, *Wat. Res.*, 31(6): 1251-1260
- [328] Yongsmith B., Sonomoto K., Tanaka A, and Fukuis (1982) Production of vitamin B12 by immobilized cells of a propionic acid bacterium, *Eur. J. Appl. Microbiol. Biotechnol.*, 16: 709-740

- [329] Yu. H. and Rittmann B. E. (1997) Predicting bed expansion and phase holdups for three-phase fluidised-bed reactors with and without biofilm, *Wat. Res.*, 31: 2604
- [330] Zaborsky O. (1973) *Immobilized Enzymes*, CRC Press, Cleveland, USA
- [331] Zeng A.P. and Deckwer W.D. (1995) A Kinetic model for substrate and energy consumption of microbial growth under substrate-sufficient conditions, *Biotechnol. Prog.* 11: 71-79
- [332] Zhang T.C. and Bishop P. (1994) Structure, activity and composition of biofilms, *Wat. Sci. Technol.*, 29: 335-344
- [333] Zhao Q. L. and Kugel G. (1997) Thermophilic/mesophilic digestion of sewage sludge and organic waste, *J. Environ. Sci. Health*, A31, 9: 2211-2231
- [334] Zhao Q. L. and Wang B.Z. (1996) Evaluation on a pilot-scale attached-growth ponds system treating domestic wastewater, *Wat. Res.*, 30(1): 242-245
- [335] Zhao Q. L. and Zhang Z. J. (1991) Temperature influence on the performance of oxidation ponds, *Wat. Sci. Technol.*, 24(5), 85-96
- [336] 刘雨 王启东. 生物膜增长动力学模型. 北京轻工业学院学报, 1997, 15: 28-31
- [337] 刘雨 刘健. 低温等离子体技术在生物载体表面处理中的应用. 环境污染与防治, 1997, 19: 1-3
- [338] 刘雨 赵庆良. 生物膜反应器进出水底物浓度相关性研究. 环境科学, 1996, 17(4): 28-30
- [339] 刘雨等. 控制污性污泥法中剩余后产率新技术—微生物合成—能量代谢分离研究. 北京轻工业学院学报, 1997, 15: 39-43
- [340] 刘雨等. 富底物条件下污性污泥微生物合成能量代谢分离研究. 环境科学, 1998, 19: 56~59
- [341] 龙腾锐 郝以琼 潘伯寿编译. 城市与工业废水处理固定膜法的理论与实例. 北京: 中国建筑工业出版社, 1989
- [342] 祁佩时 王宝贞. 复合式厌氧反应器处理高浓度有机污水的研究. 见: 严熙世主编. 水和废水技术研究, 北京: 中国建筑工业出版社, 1992. 358-369
- [343] 钱易 米祥友主编. 现代污水处理新技术. 北京: 中国科学技术出版社, 1993
- [344] 秦麟源编著. 污水生物处理. 上海: 同济大学出版社, 1989
- [345] 孙慧修 周琪. 上流式厌氧污泥床-滤层反应器处理啤酒污水及其动力学研究. 见: 严熙世主编. 水和废水技术研究. 北京: 中国建筑工业出版社, 1992. 347-357
- [346] 王宝贞主编. 水污染控制工程. 北京: 高等教育出版社, 1990
- [347] 余淦申编著. 生物接触氧化处理技术. 北京: 中国环境科学出版社, 1991
- [348] 俞辉群 全浩编译. 水环境净化及污水处理微生物学. 北京: 中国建筑工业出版社, 1989
- [349] 俞毓馨等. 环境工程微生物检测手册. 北京: 环境科学出版社, 1990
- [350] 张自杰主编. 排水工程(下册), 第三版. 北京: 中国建筑工业出版社, 1996
- [351] 赵庆良. 污水处理复合式生物反应器中生物膜的特性. 哈尔滨建筑大学博士后建站十周年纪念论文集, 1998: 85-96
- [352] 赵庆良. 新型复合式生物反应器处理污水. 哈尔滨建筑大学博士后研究报告. 1997
- [353] 郑元景 沈光范 邬扬善编著. 生物膜法处理污水. 北京: 中国建筑工业出版社, 1983