

可持续 污水-废物处理技术

Sustainable Treatment Technologies of Wastewater-Waste

■ 郝晓地 著



中国建筑工业出版社

可持续污水-废物处理技术

Sustainable Treatment Technologies of Wastewater-Wastes

郝晓地 著

中国建筑工业出版社

图书在版编目 (CIP) 数据

可持续污水 – 废物处理技术/郝晓地著. —北京: 中国
建筑工业出版社, 2006

ISBN 7 - 112 - 08271 - 4

I. 可... II. 郝... III. 污水处理 IV. X703

中国版本图书馆 CIP 数据核字 (2006) 第 033938 号

责任编辑: 于 莉 田启铭

责任设计: 赵 力

责任校对: 张树梅 王金珠

可持续污水 – 废物处理技术

Sustainable Treatment Technologies of Wastewater-Wastes

郝晓地 著

*

中国建筑工业出版社出版、发行 (北京西郊百万庄)

新华书店经销

北京嘉泰利德公司制版

印刷厂印刷

*

开本: 787 × 960 毫米 1/16 印张: 32 $\frac{3}{4}$ 字数: 552 千字

2006 年 6 月第一版 2006 年 6 月第一次印刷

印数: 1—3000 册 定价: 56.00 元

ISBN 7 - 112 - 08271 - 4

(14225)

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)

本社网址: <http://www.cabp.com.cn>

网上书店: <http://www.china-building.com.cn>

Preface

Conventional wastewater-waste treatment processes consume energy for aeration for COD oxidation and nitrification, and thereby result in considerable loss of chemical energy by COD oxidation (about 14 MJ/kg COD as metabolic heat) and CO₂ emissions into the atmosphere. Moreover, COD requirement for denitrification and biological phosphate removal and sludge production are also key problems for conventional processes. Facing increasingly stricter effluent standards, wastewater treatment plants (WWTPs) will cause more energy and organic carbon consumption and thus higher CO₂ emissions and larger sludge production if conventional processes have to be used.

Today, water problems have to be solved in a more integrated and innovative way and sustainability has become a major concern. Therefore, developing more sustainable processes is becoming essential. What is pursued in sustainable processes is to minimize COD oxidation, CO₂ emissions and sludge production, recovery of phosphate, and finally effluents recycle. In fact, the effluents resulting from tertiary treatment have a good quality to be recycled. For this reason, developing sustainable biological nutrient removal (BNR) processes can almost simultaneously contribute to two key water problems: i) deterioration on quality, and ii) shortage on quantity. This is like killing two birds with one stone.

Sustainable development has become a global theme. Under this theme, industrial, agricultural and municipal sectors should develop so-called sustainable technologies.

Ten years ago, we raised a concept towards more sustainable wastewater-wastes treatment technologies and developed some appropriate technologies. As a visiting scholar and a PhD candidate, Mr. Hao Xiaodi contributed to our sustainable BNR programs and helped to develop such innovative technologies. Mr. Hao accomplished and successfully defended his PhD thesis within so short a two-year period in our laboratory, which indicated he fully understood not only the connotation of sustainable wastewater-wastes treatment technologies but also did better in the research and development of this area.

Now, Dr. Hao intends to publish his Chinese academic book, “Sustainable Treatment Technologies of Wastewater-Wastes”, which, I think, must be an efficient way to let Chinese experts, engineers and even managers understand European sustainable concepts and technologies.

I had two academic visiting experiences in China. China gave me a strong impression on the incompatibility of its economic development and environmental pollution. I understand that the central government of China has fully realized this problem and is converting its attention of economic development to “scientific development” followed by “recycled economy”. In this aspect, European ideas and technologies should happen to hold the same views of Chinese. In fact, I found that there had been a lot of European wastewater treatment processes introduced in China. If China could learn from European experiences and lessons in economic development and environmental protection in time, China can avoid the way of “economic development first and pollution control latter”.

No doubt, Dr. Hao’s academic book, “Sustainable Treatment Technologies of Wastewater-Wastes”, is useful in the Chinese time of “scientific development and innovation” and/or “recycle economy”, which not only raises concepts and theories but

also gives technical guides and practical processes. If China could make foreign things serve it, it must get twice the result with half the effort. I wish Dr. Hao's book to have such a function even though I cannot understand Chinese at all. I believe that Dr. Hao's Chinese description in his understanding with sustainable ideas and technologies is much better than his English description.

In the season of the Chinese Spring Festival, I wish Chinese readers to have a happy new year!



M. C. M van Loosdrecht, prof. ir. dr.
The Kluyver Laboratory of Biotechnology
Delft University of Technology

January 29, 2006
Delft, the Netherlands

序 一

传统污水 – 废物生物处理工艺 COD 氧化及硝化因需要曝气而消耗能量，因此，在氧化 COD 的过程中损失大量的化学能（每 kg COD 约含 14×10^6 J 代谢热），并导致大量 CO_2 释放大气。进而言之，反硝化和生物除磷对 COD 的需求与剩余污泥也是传统工艺比较突出的问题。面对日益严格的出水排放标准，如果仍以传统工艺应对问题，污水处理厂将会消耗更多的能量和有机碳源，同时排放更多的 CO_2 ，并产生大量的剩余污泥。

当今，水的问题必须以一种综合又新颖的方式加以解决。在此方面，水的可持续发展已成为首要的考虑。因此，发展具有可持续性的工艺便显得十分必要。可持续性工艺所追求的目标为：最少的 COD 氧化，最低的 CO_2 排放，最小的污泥产量，回收磷，最后使处理水回用。事实上，来自三级处理的出水水质足以满足回用水标准。正因如此，发展可持续性生物营养物去除工艺（BNR）能够同时解决两个关键的水问题：1）水质恶化；2）水资源短缺。这实际上相当于一石两鸟的作用。

可持续发展已成为世界性主题。在这一主题下，工业、农业、市政部门应该发展所谓的可持续性技术。十年前，我们首先提出了可持续污水/废物处理技术的概念，并为之发展了一些相应技术。作为一位访问学者和博士研究生，郝晓地先生在我们实验室工作期间对我们提出的可持续性生物营养物去除工艺做出了相当的贡献，并帮助我们发展了一些新颖技术。郝先生在我们实验室短短两年时间里便完成博士论文并成功答辩表明，他不仅完全理解了可持续污水/废物处理技术的内涵，而且在这一领域的研发工作亦表现突出。

现在，郝博士打算出版他的中文学术著作，“可持续污水/废物处理技术”。我认为，这对中国专家学者、工程技术人员、技术管理人员及时了解欧洲的可持续工艺概念与技术是一种捷径。

我曾有过两次学术访问中国的经历。中国在经济发展和环境污染方面的不相适应给我留下了深刻的印象。我理解，中国政府已充分认识到了这一问题的严重性，正将她的经济发展注意力转向“科学发展”，并倡导“循环经济”。在此方面，欧洲的概念和技术应该说与中国的目标不谋而合。事实上，我发现在中国已有很多欧洲污水处理工艺目前正在应用。如果中国在经济发展和环境保护方面及时从欧洲汲取经验与教训，中国应该可以避免走“首先发展经济，然后再治理污染”的路子。

无疑，郝博士的学术论著，“可持续污水－废物处理技术”，在中国目前提倡“科学发展与创新科研”及“循环经济”的形势下是十分有用的。这本书不仅提出了概念与理论，同时也指出了技术发展方向，并描述了实际工艺。如果中国在环境保护方面能够做到“洋为中用”，这将是事半功倍的事情。虽然我一点也不懂中文，但我希望郝博士的著作具有这样一种作用。我认为，郝博士用中文描述他所理解的可持续概念与技术比他用英文描述的更为准确。

在中国新春佳节来临之际，我祝中国读者新年快乐！



马克·梵·洛斯德莱特 博士、教授

2006 年 1 月 29 日于

荷兰代尔夫特理工大学 Kluyver 生物技术实验室

荷兰代尔夫特

马克·梵·洛斯德莱特，荷兰皇家科学院（KNAW）院士；国际水协（IWA）战略委员会主要成员、生物营养物去除（脱氮除磷）专家组主席、生物膜工艺专家组主席、活性污泥工艺数学模型工作组核心成员、生物膜工艺数学模型工作组负责人、《Water Research》（水研究）责任编辑。

序 二

传统的污水生物处理技术虽然能够有效地去除 COD、N、P 等污染物，但在处理过程中要消耗较多的能源和资源。污水中的 COD 是一种潜在的绿色能源，所以，对于以去除 COD 为目的的二级生物处理工艺来说，实际上等于“以能消能”。再者，传统的污水生物处理技术往往是以单纯地消除所谓污染物，即净化水质为目标，一般并不考虑由于耗能所带来的 CO₂ 释放问题。因此，传统的污水处理的后果往往是在水质得到净化的同时，因 CO₂ 这种能够产生温室效应的气体排放而导致大气污染。这就使传统的污水处理技术在实质上不可避免地带有将水污染转嫁于大气污染之嫌。显然，如果以综合环境质量标准作为考量的基础，则通过传统的污水处理技术所取得的环境效益不能说是适宜的。

在全球普遍强调可持续发展战略的今天，对污水处理同样也应该考虑可持续技术研发问题。从可持续发展的角度来看，污水应该首先被看作是能源与资源的载体，而不应将其再视作为污染物。例如，污水本身是一种可以重复利用的水资源，污水中的 COD 是一种含能物质，污水中的磷是一种可以回收再生的潜在磷资源，污水的温度也是一种可以加以利用的能源……因此，可持续污水处理技术应该是变单纯的“处理”为有意识的“回收”。进而言之，可持续污水处理所采用的技术本身也应该具有能量与资源消耗量最低的特点。所以说，可持续污水处理技术应当具有两个层次的涵义，一是回收污水中蕴藏的能源和资源，二是处理技术本身能源和资源的消耗量是最低的。只有这样，才能保证污水处理与生态环境和谐统一，使污水处理走上可持续发展的良性轨道。

实现可持续污水处理首先需要我们转变观念，改变我们以往强调污水资源化

那种不惜消耗能源和资源将污水中所谓的“污染物”去除殆尽后再加以利用的传统思路。换句话说，传统观念中将再生水视为“主”产品的思路在可持续处理技术的框架下应看作是“副”产品，因为将污水中 COD、N、P 等所谓“污染物”作为主产品加以回收之后，污水自然也就得到了充分净化，完全可以达到回用的目的。

基于上述考虑，作者郝晓地同志在他即将出版的专著“可持续污水/废物处理技术”中，将欧洲可持续污水处理技术的理念、思路、技术以及他本人的学术研究成果汇集成书，在书中高度概括了当今世界最新的可持续技术研发动态。“洋为中用”历来是我国环境保护技术中普遍采用的策略与方法，毕竟西方发达国家在这一领域比我们先行一步。在我国目前强调科学发展观的今天，建设节约型社会以及发展循环经济已被提到十分重要的战略地位，这就需要我们环境保护工作者应与时俱进，及时引进和吸收西方发达国家一切有利于我国朝着既定目标前进的新生事物。郝晓地同志的这本专著无论从理念、思路到技术在我国可持续污水处理领域均称得上是奠基之作，从开篇到结尾均使我有一种耳目一新之感。

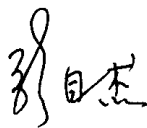
郝晓地同志作为我的硕士研究生早在 20 年前，已显示出他对科学研究和环境保护事业的热爱与追求。毕业后尽管他在国内工作单位所处的研究环境与条件十分有限，但他丝毫没有放松对他所热爱专业的更高目标的追求。借几次欧洲学术访问与合作研究之际，他的研究成果非常显著，已有 20 余篇学术论文在《Water Research》（《水研究》，英国）、《Biotechnology and Bioengineering》（《生物技术与生物工程》，美国）、《Journal of Environmental Engineering》（《环境工程》，美国）等国际著名学术刊物上发表。他在荷兰代尔夫特理工大学（TU Delft）国际著名的 Kluyver 生物技术实验室合作研究期间所取得的有关可持续生物营养物去除的学术成就异常突出，仅用 2 年时间便完成了一般人需要 4 年才能

完成的博士论文并取得博士学位，令欧洲人对中国人的学术表现刮目相看。所有这些情况足以说明郝晓地同志在这一领域的研究水平与能力。

纵观全书，透视着作者郝晓地同志具有较宽的国际学术视野和较高的学术站位。该书不仅介绍了欧洲可持续污水处理技术的发展现状与未来走向，更重要的是它体现出一种全新的技术思想。

我能够成为本书的首批读者，并为之作序，感到十分荣幸。

深信本书的出版能为我国可持续污水处理技术指明发展方向和工艺研发的目标。



2006 年初春于哈尔滨

前 言

在全球普遍倡导可持续发展理念影响下，我国已将建设节约型社会和走循环经济道路的经济发展模式摆到了极高的战略位置。资源与能源的日益匮乏使得人们不断反思传统污水/废物处理技术，继而产生了发展可持续污水/废物处理技术的思想与行动。与传统观念不同，可持续污水处理技术首先将污水视为资源与能源的载体，其次强调以回收为目的的可持续技术本身资源与能源消耗量应最低。

基于这样一种技术思想，本书首先对传统污水处理技术中存在的弊端一一作了剖析。在此基础上，提出了发展可持续污水/废物处理技术的基本思路，并指出了相应技术发展方向。在突出有机物（COD/BOD）能源化、磷/硫（P/S）资源化、污泥内源减量化、营养物质（N、P）生态化、异常现象最小化、应用技术空间化、技术集成无害化、技术研发速度化、运行管理数字化、管理体制最优化的技术框架下，将当今世界已有、在研、概念技术集成一体呈现给读者。

本书主要根据作者近年来国内外研究成果并参考大量国际相关学术文献汇集而成。本书并非单纯介绍技术，主要是体现一种新学术思想下的国际技术发展动态。目前，国内外许多热点研究问题和方向，如亚硝化（SHARON）、厌氧氨氧化（ANAMMOX）、反硝化除磷、反硝化除硫、磷回收、硫回收、产氢（ H_2 ）/产甲烷（ CH_4 ）、零排放海水淡化、生态卫生、颗粒化污泥技术、污泥膨胀控制技术、污泥内源减量化技术、生态循环技术、数学模拟技术等，在本书中均有涉及。

缩略语英中文对照表

A/B	Adsorption/Biodegradation	吸附/生物降解法
A ₂ N	Anaerobic-Anoxic-Nitrification	厌氧-缺氧-硝化系统：双污泥反硝化除磷系统
AF	Anaerobic Filtration	厌氧滤池
AFC	Alkaline Fuel Cell	碱性燃料电池
ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation	厌氧氨（氮）氧化
APGs	Annual Performance Goals	年执行目标
APMs	Annual Performance Measures	年执行措施
AQUASIM	水系统模拟软件	
ASM1	Activated Sludge Model No1	活性污泥 1 号模型
ASM2	Activated Sludge Model No2	活性污泥 2 号模型
ASM3	Activated Sludge Model No3	活性污泥 3 号模型
ATU	烯丙基硫脲：硝化抑制剂	
BABE	Biological Augmentation Batch Enhanced	生物强化/间歇富集
BAP	Biomass Associated Product	生物体相关产物
BAS	Biofilm Aeration Suspended-Bed	生物膜气提悬浮床
BCFS®	Biologische-Chemische-Fosfaat-Stikstof verwijdering	生物/化学除磷脱氮工艺
BFB	Biofilm Fluid Bed	生物膜流化床
Bio-P Removal	生物磷去除	
BNR	Biological Nutrient Removal	生物营养物去除

BOD	Biochemical Oxygen Demand	生物化学需氧量
BOT	Build Operation Transfer	建设、运行、转让：项目建设融资的一种方式
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite	完全自养脱氮工艺
CIRCOX		内循环型气提反应器
CSLM	Confocal Scanning Laser Microscopy	激光共焦扫描显微镜
COD	Chemical Oxygen Demand	化学需氧量
CSTR	Complete Stirred Tank Reactor	完全混合式反应器
CWSRF	Clean Water State Revolving Fund	国家清洁用水周转基金
DPB	Denitrifying Phosphorus-removing Bacteria	反硝化除磷细菌
DWSRF	Drinking Water State Revolving Fund	安全饮用水周转基金
EBPR	Enhanced Biological Phosphate Removal	强化生物除磷
Ecosan	Ecological Sanitation	生态卫生
EGSB	Expanded Granular Sludge Bed	颗粒状厌氧污泥膨胀床
EPS	Extracellular Polymetric Substances	胞外聚糖
FC	Fuel Cell	燃料电池
FGD	Fule Gas Desulfurization	燃烧尾气脱硫技术
FISH	Fluorescence In Situ Hybridization	荧光原位杂交技术
FWS	Fish and Wildlife Service	美国鱼类及野生动植物保护协会
GAOs	Glycogen Accumulating non-poly-phosphate Organisms	糖原聚合细菌
GIS	Geographic Information System	地理信息系统
GPRA	Government Performance and Results Act	政府执行与效果评价法
HMO	Heterotrophic Micro-organisms	异养微生物
HRT	Hydraulic Retention Time	水力停留时间
IC	Inter Circulation	内循环反应器
IWA	International Water Association	国际水协
MAP	$\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	六水磷酸氨镁（鸟粪石）
MCFC	Molten Carbonate Fuel Cell	熔融碳酸盐燃料电池
MF	Micro-Filtration	微滤
MLSS	Mixed Liquor Suspended Solids	混合液悬浮固体
MLVSS	Mixed Liquor Volatile Suspended Solids	混合液挥发性悬浮固体

MPB	Methane Production Bacteria	产甲烷细菌
MPRSA	Marine Protection, Research, and Sanctuaries Act	海洋保护、研究和禁猎法
MSW	Municipal Solid Waste	市政固体废弃物
MYPs	Multi-Year Plans	多年发展计划
NPDES	National Pollutant Discharge Elimination System	国家污染物排放消减体系
OCFO	Office of the Chief Financial Officer	首席财政官办公室
OGWDW	the Office of Ground Water and Drinking Water	环保署水源及饮用水管理部
OHO	Ordinary Heterotrophic Organisms	常规异养微生物
OSP	Office of Science Policy	科研政策办公室
OWM	Office of Wastewater Management	污水管理部
PAFC	Phosphoric Acid Fuel Cell	磷酸燃料电池
PAOs	Phosphate Accumulating Organisms	聚磷菌
PCD	Programmed Cell Death	程序化细胞死亡
PCR	Polymerase Chain Reaction	聚合酶链反应
PE	Photosynthetic Efficiency	光合作用效率
PEMFC	Proton Exchange Membrane Fuel Cell	质子交换膜燃料电池
PFR	Plug Flow Reactor	推流式反应器
PHA	poly-Hydroxyalkanoate	聚- β -羟基-链烷酸酯：细胞聚合物
PHB	poly-Hydroxybutyrate	聚- β -羟基-丁酸酯：细胞聚合物
PHV	poly-Hydroxyvalerate	聚- β -羟基-戊酸酯：细胞聚合物
PWSS	Public Water System Supervision	公共供水系统管理计划
RAC	Risk Assessment Council	危险评估委员会
RARE	Regional Applied Research Effort	区域科研成果报告
RBCOD		易生物降解底物
RO	Reverse Osmosis	反渗透法
RSP	Regional Science Program	区域研发计划
SBR	Sequence Batch Reactor	序批式反应器
SDWA	Safe Drinking Water Act	安全饮用水法

SHARON	Single Reactor for High Ammonium Removal Over Nitrite	中温亚硝化
SMP	Soluble Microbial Products	溶解性微生物产物
SND	Simultaneous Nitrification/Denitrification	同步硝化/反硝化
SOFC	Solid Oxide Fuel Cell	固体氧化物燃料电池
SOLEPUR		猪粪尿土壤净化系统
SPC	Science Policy Council	科研政策委员会
SRB	Sulfate Reducing Bacteria	硫酸盐还原菌
SRF	State Revolving Fund	国家周转基金
SRT	Sludge Retention Time	固体停留时间 (污泥龄)
SV	Settling Velocity	污泥沉降比
SVI	Sludge Volume Index	污泥体积指数
TN	Total Nitrogen	总氮
TP	Total Phosphorus	总磷
TS	Total Sulfur	总硫化物
TS	Total Solids Content	总固含量
TUD	TU Delft	代尔夫特理工大学 (荷兰)
UAP	Utilization Associated Products	底物利用相关产物
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Bed	升流式厌氧污泥床
UCT	University of Cape Town	开普敦大学 (南非)
UF	Ultra-Filtration	超滤
UIC	Underground Storage Tanks	地下填埋控制计划
USEPA	United States Environmental Protection Agency	美国环境保护署
VFAs	Volatile Fatty Acids	挥发性有机酸
WATS	Wastewater Aerobic/anaerobic Transformations in Sewers	下水道污水在好氧/厌氧条件下的转化模型
WCED	World Commission on Environment and Development	世界环境与发展委员会
WHO	World Health Organization	世界卫生组织
WQC	Water Quality Criterion	水质标准
WQS	Water Quality Standard	水质规范

目 录

Preface	3
序一	6
序二	8
前言	11
缩略语英中文对照表	12
第 1 章 概论	1
1.1 环境与可持续发展	1
1.1.1 环境问题	1
1.1.2 可持续发展的定义	1
1.1.3 可持续发展与环境的关系	3
1.2 可持续发展的城市	3
1.3 城市可持续污水/废物处理、利用	5
1.3.1 传统城市排水/卫生工程方式的弊端	5
1.3.2 可持续污水/废物处理、利用基本思路	10
1.4 可持续污水处理技术发展方向	11
1.4.1 有机物尽可能实现能源化	11
1.4.2 有机物转化能源的有效途径	12
1.4.3 氮、磷可持续转化途径	14
1.4.4 污泥减量技术发展趋势	19
1.4.5 发展节省占地型空间反应器	20
1.4.6 实现生态循环技术	23

1.4.7	有效控制污泥膨胀是实现活性污泥法可持续发展的关键	25
1.4.8	厌氧处理是回收有机能源的重要技术手段	25
1.4.9	污水/尾气中硫的控制与回收是未来可持续技术研发的一个新亮点	26
1.4.10	利用数学模型实现研发、设计、优化工艺的可持续性	27
1.4.11	理念更新与体制变革有利于可持续技术的推广应用	27
第2章	污水除磷工艺的现状与未来：去除向回收转变	29
2.1	传统除磷工艺	30
2.1.1	金属离子沉淀工艺	30
2.1.2	人工湿地处理系统	32
2.1.3	传统生物除磷工艺	34
2.2	强化生物除磷工艺（EBPR）	36
2.2.1	生物除磷工艺基本概念	36
2.2.2	外加碳源的影响	37
2.2.3	环境因素的影响	38
2.2.4	EBPR 工艺的发展——反硝化除磷	40
2.2.5	聚磷菌种群的研究	41
2.3	生物除磷工艺的发展沿革	42
2.3.1	强化生物除磷原理	42
2.3.2	强化生物除磷工艺发展沿革	43
2.4	磷的回收利用	45
2.4.1	鸟粪石	46
2.4.2	磷回收的其他方法及磷酸盐溶解微生物的作用	47
2.5	未来技术研究与发展方向	48
第3章	可持续污水生物脱氮除磷技术	51
3.1	侧流富集/主流强化硝化升级工艺——BABE 技术	51
3.1.1	研发背景	51
3.1.2	技术概念	52

3.1.3	发展过程	53
3.1.4	试验效果	54
3.1.5	应用前景	56
3.2	反硝化除磷原理与工程实践	57
3.2.1	生物除磷代谢模型	57
3.2.2	生物除磷的工程原理	58
3.2.3	反硝化除磷单污泥 UCT 系统	60
3.2.4	反硝化除磷单污泥 BCFS [®] 系统	61
3.2.5	反硝化除磷双污泥系统	61
3.2.6	反硝化除磷节省 COD 之作用	62
3.3	可持续除磷脱氮 BCFS [®] 工艺：流程、结构与控制	63
3.3.1	技术概述	63
3.3.2	工艺创新	64
3.3.3	工艺构造	66
3.3.4	过程控制	68
3.3.5	工艺要点	68
3.4	可持续污水生物脱氮除磷技术概念工艺	68
3.4.1	可持续生物脱氮除磷工艺技术基础	69
3.4.2	反硝化除磷工艺	70
3.4.3	厌氧氨（氮）氧化脱氮技术原理及应用前景	71
3.4.4	可持续生物脱氮除磷概念工艺	76
3.5	可持续技术工程杰作——荷兰鹿特丹 DOKHAVEN 污水处理厂	80
3.5.1	历史背景	80
3.5.2	排放标准紧缩与处理工艺升级	81
3.5.3	处理厂总揽	82
3.5.4	污水处理工艺流程	83
3.5.5	自动控制	84
3.5.6	污泥处理流程	85
3.5.7	除磷脱氮	87
3.5.8	通风、尾气利用与处理	89

3.5.9	运行安全性	90
3.5.10	运行效果及设计参数	90
3.6	从污水处理过程中回收磷技术动态	93
3.6.1	为什么要从污水中回收磷	94
3.6.2	磷回收的方法与形式	95
3.6.3	研究与应用实例	95
3.6.4	磷回收与污泥管理的关系	96
3.6.5	磷回收技术展望	97
3.6.6	回收磷的经济效益	99
3.7	化粪池设置与污水脱氮除磷的关系	100
3.7.1	化粪池的原始功能与负面效应	100
3.7.2	化粪池对集中式污水处理厂处理效果的影响	101
3.7.3	集中式污水处理厂取代化粪池功能可行性分析	101
3.7.4	取消化粪池的几点建议	102
3.7.5	结语	103
3.8	无磷洗衣粉对控制水体富营养化的实际作用	103
3.8.1	洗衣粉禁磷后的国内外情况	103
3.8.2	含磷洗衣粉对水体富营养化的实际作用	104
3.8.3	磷——一种无毒、无害、性能卓越的洗衣粉成分	105
3.8.4	从污水中回收磷——维持含磷洗衣粉的前提	106
3.8.5	结语	108

第4章 污水生物处理系统中的内源过程与污泥减量

4.1	概述	109
4.2	内源过程	110
4.2.1	细胞维持	111
4.2.2	死亡和隐性生长	118
4.2.3	捕食作用	121
4.3	小结	122

第5章 空间反应器技术现状与发展趋势	124
5.1 生物膜/颗粒污泥空间反应器理论、设计与应用	124
5.1.1 引言	124
5.1.2 颗粒状生物膜在环境生物工程中的应用	127
5.1.3 工程方面	134
5.1.4 结语	151
附录5-I 颗粒状生物膜反应器的设计标准	151
附录5-II 术语	154
5.2 极具工程化潜力的好氧颗粒污泥技术	155
5.2.1 引言	155
5.2.2 形成条件与机理	155
5.2.3 对C、N、P的降解与转化	162
5.2.4 其他研发进展	165
5.2.5 结语	168
第6章 生态循环技术概略	169
6.1 污水直接膜过滤用于农业灌溉	169
6.1.1 适合农灌的污水与病原菌去除方法	169
6.1.2 膜分离技术在污水处理中的应用范围	170
6.1.3 污水膜过滤效果与应用前景分析	171
6.1.4 污水直接膜过滤用于农灌可行性试验	172
6.1.5 操作方式对污水直接膜过滤通量影响试验	177
6.2 自然生物法处理猪粪尿技术	184
6.2.1 引言	184
6.2.2 土壤法处理猪粪尿	185
6.2.3 渗滤液的处理	190
6.2.4 同步硝化/反硝化(SND)	196
6.3 生态卫生——可持续、分散式污水/废物管理方式	203
6.3.1 世界性的水危机与生态卫生危机	204
6.3.2 传统污水管理系统的缺陷	204

6.3.3	生态卫生系统	207
6.3.4	生态卫生应用前景分析	212
6.4	尿液分离与源控制卫生排水系统	212
6.4.1	源控制卫生概念	213
6.4.2	尿液利用与处理	215
6.4.3	粪便处理	216
6.4.4	尿液分离对后续污水处理工艺的影响	217
6.4.5	尿液分离与源控制卫生排水系统能耗分析	219
6.5	利用混合菌群活性污泥法实现生物可降解塑料 PHA 的合成	220
6.5.1	引言	220
6.5.2	PHA 工业生产情况	221
6.5.3	厌氧-好氧活性污泥 PHA 生产工艺	222
6.5.4	好氧瞬时供料 PHA 生产工艺	224
6.5.5	污水有机物组成对 PHA 性质的影响	227
6.5.6	结语	228
6.6	海水淡化 + 风能发电 + 盐业化工——三位一体的清洁生产技术	228
6.6.1	引言	228
6.6.2	三位一体的清洁生产技术	229
6.6.3	海水淡化现状与未来	230
6.6.4	风能——潜在的清洁能源	231
6.6.5	晒盐——传统海盐生产方式	234

第 7 章 污泥膨胀形成机理及控制措施的研究现状和进展

7.1	对丝状细菌的研究	237
7.2	对污泥膨胀形成机理的认识	238
7.2.1	扩散选择理论	238
7.2.2	动力学选择理论	238
7.2.3	贮存选择理论	239
7.2.4	一氧化氮假设理论	240
7.3	污泥膨胀的控制修复措施	240

7.3.1	好氧选择器	242
7.3.2	非曝气选择器	242
7.4	对污泥膨胀研究的进展	245
7.4.1	生物学研究方面研究进展	245
7.4.2	数学模型的应用	246
7.5	亟待解决的问题	247
7.5.1	污泥颗粒结构	248
7.5.2	细菌的鉴定及其生理学特征	248
7.5.3	颗粒底物的作用	248
7.5.4	聚合物贮存	248
7.5.5	选择器	249
7.5.6	污泥膨胀的控制和监视	249
7.5.7	数学模型	249
7.6	污泥膨胀成因、控制要点	249
第 8 章 厌氧生物处理技术回顾及能源利用形式前景展望		251
8.1	引言	251
8.2	生物产甲烷原理及其应用现状	253
8.2.1	生物产甲烷原理	253
8.2.2	生物产甲烷工艺	255
8.2.3	产甲烷原料	256
8.2.4	沼气利用	257
8.3	生物产氢原理及其技术发展方向	260
8.3.1	暗发酵生物产氢	261
8.3.2	光生物产氢	263
8.3.3	生物产氢反应器的设计	264
8.3.4	氢气利用技术的发展方向	267
8.4	能量载体的选择	269
8.5	结语	270

第 9 章 生物除硫理论与技术研究进展	273
9.1 含硫化合物及其危害	273
9.1.1 含硫化合物及其对环境影响	273
9.1.2 SO_2 来源及其危害	273
9.1.3 酸雨形成及其危害	274
9.1.4 H_2S 来源及其危害	275
9.2 硫的自然循环	276
9.2.1 还原作用	276
9.2.2 氧化作用	277
9.2.3 三废处理中含硫物质的转化	278
9.3 硫酸盐还原菌 (SRB) 的影响	279
9.3.1 SRB 的分类及代谢机理	279
9.3.2 硫酸盐还原菌与产酸菌、产甲烷细菌的关系及影响因素	279
9.4 硫化物的生物去除	282
9.4.1 硫化物的生物氧化	283
9.4.2 反硝化除硫	283
9.5 下水道中硫化物的生成与控制	285
9.5.1 污水管道中的硫循环	285
9.5.2 H_2S 气体转化的影响因素	286
9.5.3 管道中 H_2S 释放经验模型研究	286
9.6 生物除硫工艺	287
9.6.1 反硝化除硫工艺	287
9.6.2 采矿废水除硫工艺	288
9.6.3 尾气生物脱硫工艺	289
9.6.4 人工湿地去除生活污水中的硫	290
9.7 小结	290
第 10 章 数学模型在污水处理技术中的作用与应用实例	292
10.1 数学模型方法及污水处理工艺模型	292
10.1.1 模型方法——“黑箱”→“灰箱”→“白箱”	292

10.1.2	污水处理工艺模型	293
10.2	数学模拟技术——设计、优化、研发污水处理工艺的超级辅助工具	294
10.2.1	数学模型发展历程	295
10.2.2	数学模拟工具	304
10.2.3	模拟试验与工程	305
10.2.4	方案比较与工艺设计	306
10.2.5	问题诊断与运行优化	306
10.2.6	试验定向与工程放大	307
10.2.7	结语	308
10.3	模拟 A_2N 双污泥反硝化除磷系统试验	308
10.3.1	引言	308
10.3.2	模拟和化学计量	310
10.3.3	模拟模型分析	313
10.3.4	结果与讨论	315
10.3.5	结论	321
10.4	模拟比较 BCFS [®] 与 A_2N 工艺性能	322
10.4.1	引言	322
10.4.2	模拟方法	323
10.4.3	模拟结果	326
10.4.4	讨论	334
10.4.5	结论	335
10.5	模拟评价脱氮除磷工艺中反硝化除磷细菌 (DPB) 的综合环境影响	336
10.5.1	引言	336
10.5.2	研究方法	337
10.5.3	结果与讨论	341
10.5.4	结论	347
10.6	模拟评价生物脱氮除磷工艺中磷回收促进生物除磷作用	347
10.6.1	引言	347
10.6.2	研究方法	349
10.6.3	结果与讨论	350

10. 6. 4	结 论	354
10. 7	模拟分析自养脱氮生物膜工艺 (CANON) 敏感性	355
10. 7. 1	引 言	355
10. 7. 2	模型与模拟	357
10. 7. 3	结果与讨论	359
10. 7. 4	结 论	368
10. 8	模拟分析温度及动态进水对自养生物膜脱氮工艺 (CANON) 性能的影响	368
10. 8. 1	引 言	368
10. 8. 2	研究方法	370
10. 8. 3	结果与讨论	373
10. 8. 4	结 论	381
10. 9	模拟预测 ANAMMOX 细菌在生物膜系统的脱氮作用	382
10. 9. 1	引 言	382
10. 9. 2	模拟方法	383
10. 9. 3	结果与讨论	385
10. 9. 4	结 论	391
10. 10	模拟评价亚硝化—厌氧氨氧化生物膜工艺中氧的消耗	391
10. 10. 1	引 言	391
10. 10. 2	模拟方法	392
10. 10. 3	结果与讨论	393
10. 10. 4	结 论	396

第 11 章 国外水管理体制与经验 410

11. 1	实践中不断完善美国水管理政策与经验	410
11. 1. 1	水管理体制概况	410
11. 1. 2	水源及饮用水管理	411
11. 1. 3	污水管理	415
11. 1. 4	湿地和海洋水域系统管理	419
11. 1. 5	科学技术发展管理	420
11. 1. 6	资金管理	422

11. 1. 7	结语	423
11. 2	荷兰水管理体制及水务局职能	423
11. 2. 1	水务局——荷兰最古老的组织形式	424
11. 2. 2	水管理体制	424
11. 2. 3	水务局管理职能及与政府关系	425
11. 2. 4	水务局的组织机构与选举办法	425
11. 2. 5	水务局协会与作用	426
11. 2. 6	经费来源	427
11. 2. 7	21 世纪水政策	427
11. 2. 8	水务局任务与目标	428
11. 3	走向良性的水经济——以色列管水用水经验	431
11. 3. 1	水资源立法	431
11. 3. 2	水资源管理部门	432
11. 3. 3	水资源配置	433
11. 3. 4	水资源价格体系	433
11. 3. 5	水资源淡化工程	435
11. 3. 6	现状与对策	436
11. 3. 7	结语	437
	参考文献	438
	后记	496

第 1 章 概论

1.1 环境与可持续发展

1.1.1 环境问题

环境问题古已有之，随着生产力的发展，各个阶段的环境问题有所不同。产业革命以后，生产力有了极大的发展，特别是近 40 年来，科学技术突飞猛进，人类从自然界提取的资源越来越多，排放的废弃物也与日俱增。全球平均每年排入环境的工业废渣达 30 亿 t，各种污水 5000 亿 t，各种气溶胶 10 亿 t。这些污染物向环境的排放，最终以公害的形式或各类环境问题给公众的生命财产带来严重的危害。其损害主要反映在：

- (1) 危害人类健康；
- (2) 耗竭不可再生资源存量及环境对废物的消纳容量；
- (3) 引起固定资产、土地等价值的损失；
- (4) 破坏自然景观；
- (5) 危及后代的生存和发展。

1.1.2 可持续发展的定义

在新世纪里，保护人类的生存环境，实施可持续发展战略已经成为国际社会“和平与发展”永恒主题的主要内容之一！新的人类文明已经来临，但它的实现需要各行各业以及全人类的共同努力。为了解环境与可持续发展的关系，我们有必要首先就可持续发展的定义作一了解，以便于我们从各自不同的行业角度通过转变传统观念和运用技术手段逐渐逼近我们既定的战略目标。

可持续发展的定义：

“可持续发展” (Sustainable Development), 也称“永续发展”。它是1987年联合国“世界环境与发展委员会”(World Commission on Environment and Development, WCED) 发表“我们共同的未来”(Our Common Future) 报告中首先诠释的观念, 该观念不仅在世界各国引发了广泛的影响, 同时也成为全世界最重要的思潮之一。

WCED 在报告中, 定义“可持续发展”为: “既能满足当代人的需要, 同时不损及未来世代人满足其需要之发展”(Development that meets the needs of the present without compromising the ability of future generations to meet their own needs) (WCED, 1987)。

另一广泛被接受之可持续发展定义 (Moldan and Billharz, 1997) 系指1992年在巴西里约热内卢 (Rio de Janeiro) 召开的“联合国环境与发展大会”(UN Conference on Environment and Development) [又称地球高峰会议 (Earth Summit)] 所通过的“21世纪议程”(Agenda 21) 之全部内容, 而该“21世纪议程”更将可持续发展的理念规划成为具体的行动方案 (action plan), 迄今已有130余个国家成立国家级的可持续发展委员会。

虽然不同的国家、不同的组织和不同的专家对可持续发展的理解和释义略有不同, 但这些定义的大致方向一致, 可用中国两句极为朴素的语言概括之, 那就是在资源与能源上要做到“细水长流”, 在发展方面要“留有后劲”! 借此可知, 我们中国人实际上从古时候起便早已有了朴素的可持续思想, 这一点从我国古代著名思想家孔子的一些主张可得到旁证, 如“钓而不纲, 弋不射宿”(《论语·述而》); “山林非时不升斤斧, 以成草木之长; 川泽非时不入网罟, 以成鱼鳖之长”(《逸周书·文传解》)。1975年在湖北云梦睡虎地11号秦墓中发掘出1100多枚竹简, 其中的《田律》清晰地体现了可持续发展的思想 (“春二月, 毋敢伐树木山林及雍堤水。不夏月, 毋敢夜草为灰, 取生荔, 毋毒鱼鳖, 置阱罔, 到七月而纵之”), 这也是中国和世界最早的环境法律之一。“与天地相参”可以说是中国古代生态意识的目标和理想。西方的一些经济学家如马尔萨斯 (Malthus, 1820年)、李嘉图 (Richardo, 1817年) 和穆勒 (Mill, 1900年) 等的著作中也较早认识到人类消费的物质限制, 即人类的经济活动范围存在着生态边界。

总之, 可持续发展战略的核心是经济发展与保护资源、保护生态环境的协

调一致，是为了让子孙后代能够享有充分的资源和良好的自然环境。可持续发展是一个长期的战略目标，需要人类世代代的共同奋斗。现在是从传统增长到可持续发展的转变时期，因而最近几代人的努力是成功的关键，必须从现在做起，坚定不移地沿着可持续发展的道路走下去。

1.1.3 可持续发展与环境的关系

实现持续发展是人类的基本目标和基本任务。持续发展是能够长期延续的发展，1987年世界环境与发展委员会提出可持续发展的总原则是：“今天的人类不应以牺牲今后几代人的幸福为代价来满足自己的需要”，这个原则已被广泛接受。环境破坏是一个特殊的问题，它不像教育、医疗卫生、营养和预期寿命，可能随着经济发展而改善，它有时会由于这种发展而遭到破坏，受害者并不是享受发展结果的收益者，而可能是继承遭受已破坏环境的后代人。环境对经济发展具有推动和约束的双重作用。合理的保护和改善环境为发展提供物质基础。环境对发展的约束是由于不合理的发展破坏了环境所致。合理的发展又为治理环境提供更多的资金和技术。持续发展的核心思想是在经济发展的同时，注意保护资源和改善环境，使经济发展能持续进行下去。实际上，持续发展对于不同国家和地区，其选择和-content是不尽相同的。中国的持续发展道路，首先应保证满足全体人民的基本需求；在此基础上尽快建立资源节约型的国民经济体系，从掠夺性开发向集约性经营转变，合理保护资源，提高资源的利用率，维持生态平衡和持续发展能力；进而实现社会、政治、经济、技术、管理等方面的全方位转变，建立有效、协调、创新的持续发展机制。

“可持续发展”一词一经提出，即在世界范围内逐步得到认同并成为大众媒介使用频率最高的词汇之一，这反映了人类对自身以前走过的发展道路的怀疑和抛弃，也反映了人类对今后选择的发展道路和发展目标的憧憬和向往（尽管尚有若干模糊）。人们逐步认识到过去的发展道路是不可持续的，或至少是持续不够的，因而是不可取的。惟一可供选择的道路是走可持续发展之路。

1.2 可持续发展的城市

现代人类社会正向着城市化进程迈进，以城市为中心的生产、生活方式乃是地球人过去、目前以及未来一贯的追求目标。因此，城市的可持续发展或者

说可持续发展的城市，对人类既定的可持续发展战略目标的实现起着举足轻重的作用。然而，世界上还没有一家研究机构能够对可持续发展城市的构成做出权威性的定义。我们可以在技术书籍中找到各种各样的定义，而且不同的奖励项目（如杜拜奖、赛塔玛县资助的国际可持续发展城市协会地方首创奖、欧洲可持续发展城市奖等），以及各种各样的会议宣言和宪章，都对可持续发展城市的构成提出了不同的标准。以下总结对可持续发展城市的定性理解及其所涉及的几个方面。

一个可持续发展的城市应该是一个面向未来，具有正确的指导、精心的组织、准备和装备的城市。对于一个已为长期可持续发展制定了相应计划的城市，我们认为，这个可持续发展的城市可以用以下几点加以描述：

（1）精心规划的城市

这个城市应该是一个协商领导、透明决策、合理规划的城市；领导层能够在保护文化遗产价值的基础上，以长远的眼光看问题；地方政府应该能够充分利用当地人群的各种各样的利益、能力、知识和技术作为解决问题的一种资源。

（2）公平的社区

地方的社区应该是和平而又互相尊重的；明确依据经济的贫困和富有进行划分；对那些处于经济发展落后的人群给予关心。

（3）和谐的社区

这个地方的社区应该能够提供相应的教育和知识；居民能够认识到对社区负有的责任，并通过个人的计划采取积极的行动。

（4）认真管理的城市

城市应该能够在全面分析的基础上，进行系统的规划，为环境质量和条件制定目标，利用各种指标监控城市进展，衡量所取得的成就；决策者在决定投资前应该对项目的负面影响进行评价（环境影响评价）。

（5）资源高效型城市

城市应该能够利用像生态预算、ISO14000 等环境管理系统高效利用基础设施，有效控制自然、人力和财政资源的使用。

（6）生态城市

生态城市应该能够提供高质量的生活和美好的发展前景，提供洁净的空气和淡水，提供足够的绿色空间供休闲娱乐，为动植物提供足够的栖息地，保护森林

并逐步扩大其面积，防止土壤土质下降和侵蚀，将能源供应逐渐向可再生能源转化，制定计划并支持推行步行、自行车、公共交通等环境友好的交通手段。

(7) 全球性的城市

建立并保持与世界上大城市的联系，建立友好城市，加入例如国际可持续发展城市协会这样的组织，参加如“水资源保护运动”、“城市气候保护运动”这样的国际运动或网络。

1.3 城市可持续污水/废物处理、利用

综上所述，可持续发展包含两大方面的内容：一是对传统发展方式的反思和否定，二是对规范的可持续发展模式的理性设计。就理性设计而言，可持续发展具体表现在：工业应当是高产低耗，能源应当被清洁利用，粮食需要保障长期供给，人口与资源应当保持相对平衡等许多方面。可持续发展战略目标的实现需要全社会、各行业的共同努力，具体到以城市为生产、生活中心的人类来说，它首先提出并号召人们要变革人类沿袭已久的生产方式和生活方式。

实现可持续发展城市的内容较多，而其中“资源高效型城市”与“生态城市”的目标与本书内容最为密切。因此，在城市排水/卫生工程领域应首先指出传统习惯和技术思维与可持续发展思路的相悖之处，并以可持续的方式提出新的排水/卫生现代思维与工程技术理念。

1.3.1 传统城市排水/卫生工程方式的弊端

1. “以能消能”、污染转嫁

传统城市排水/卫生系统以收集、输送、处理和排放生活污水、商业排水、工业污水、雨水径流为主要目的。无论是生活污水、商业排水还是工业污水、雨水径流，凡是混合在一起而受污染了的水通称为城市污水，它们一般被认为是没有利用价值、甚至对水环境还存在潜在危害的废弃物。因此，传统截留、汇集、处理城市污水的目的就是采用一切可能的技术手段，以消耗大量资源、能量为代价将污水中所谓的各种污染物质去除殆尽。现代污水生物处理技术固然可以有效去除有机物（COD/BOD）、氮（N）、磷（P）等污染物，但处理过程所消耗的资源与能源量的确较大。

对于以去除 COD 为主要目的的二级生物处理工艺来说，在很大程度上这种

做法无异于是“以能消能”。事实上，污水中的 COD 是一种潜在的绿色生物质能，每 1kg COD 约含 14MJ 的代谢热。以曝气方式通过微生物的新陈代谢作用降解 COD 除形成“以能消能”的既成事实外，由于曝气对能量（主要指以化石燃料产生的能源，如电）的消耗还会引起大量二氧化碳（ CO_2 ）向大气排放。结果，在“以能消能”为代价而获得水质净化的同时又污染了大气，以至于这种传统的污水处理方式事实上成为一种污染转嫁的技术手段，即将水污染演变为产生温室气体的大气污染。

除有机物净化需耗氧外，氨氮硝化也需要通过曝气消耗大量的氧，这一点与有机物氧化在表现形式上是完全一样的，客观上需要通过消耗能量方能达到曝气的目的。因此，传统污水处理技术最重要特点、也是此处被称之为的弊端就是以释放 CO_2 从而牺牲大气环境容量为代价的。

众所周知，我国是《京都协议》的签约国。这一议定书旨在限制各国温室气体排放量，以减少对气候变化和环境的影响。议定书规定，在 2008 ~ 2012 年期间，发达国家的温室气体排放量，要在 1990 年的基础上平均削减 5.2%，其中世界排量最大的美国应削减 7%，欧盟 8%，日本 6%。虽然我国是发展中国家，人均排放量远低于发达国家，对已造成的全球温室气体效应不负历史责任，在公约中暂不承担减排义务，但目前我国已是世界第三大能源生产国，也是仅次于美国的第二大能源消费国，每年消费的能源占世界总消费量的 1/10。据世界能源委员会统计，中国 CO_2 排放量仅次于美国，居世界第二位，占全球总排放量的 13.5%。由于经济持续高速发展，预计我国 CO_2 排放量在全球所占比例将继续增加，到 2020 年将超过美国成为世界第一排放大国。我国既不承担减排义务，又是世界主要污染源的特殊地位，使我国的能源发展态势越来越受到国际社会的广泛关注，在国际上面临着巨大的政治、经济和外交压力。由于最大环境空间的存在，我国不可能长期游离于国际社会之外。因此，对减排做出承诺只是时间问题。

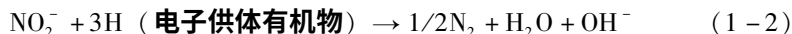
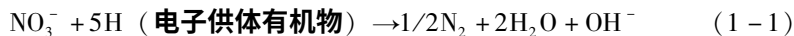
关于传统污水处理技术“以能消能”、污染转嫁的缺点可从图 1-1 中获得更为直观的理解。

2. 消耗资源、不考虑物质循环

(1) 反硝化消耗碳源

反硝化是传统污水处理中所应用的最重要脱氮技术，而碳源（COD/BOD）

在反硝化过程中的作用是至关重要的。在反硝化过程中，硝酸盐在缺氧（anoxic）条件下，被异养的反硝化细菌作用而还原成亚硝酸盐，再转化为氮气等。反硝化细菌利用硝酸盐和亚硝酸盐中的氮作为电子受体， O_2 作为受氢体生成 H_2O 和 OH^- 碱度，有机物则作为碳源及电子供体提供能量并得到氧化稳定。生物反硝化过程可简单地用以下化学计量式表示：



由上述表达式可知，每转化 1g 亚硝酸盐氮 ($NO_2^- - N$) 为 N_2 时，需有机物（以 BOD 表示）1.71g；每转化 1g 硝酸盐氮 ($NO_3^- - N$) 为 N_2 时，需有机物（以 BOD 表示）2.86g。同时产生 3.57g 碱度（以 $CaCO_3$ 计）。

如果污水中含有溶解氧（DO），则完全反硝化也需要考虑部分有机物以 O_2 作为电子受体而被氧化的耗量，即所需总碳源有机物（以 BOD 表示）的量可用下式计算：

$$C = [DO] + 2.86 [NO_3^- - N] + 1.71 [NO_2^- - N] \quad (1-3)$$

实际上，上述关于反硝化总有机碳量表达式亦可用来表示碳氧化与反硝化两者对有机物的总消耗量。换言之，在传统污水处理过程中，有机物的氧化过程分别由碳氧化和反硝化共同承担。如果有机物首先被碳氧化所消耗，那么反硝化便会因碳源的缺乏而受阻。在工程应用中，为解决这一实际问题，不得不向污水（或曝气池）中投加易于生物降解的碳源有机物，一般加入甲醇。如此一来，反硝化消耗碳源的问题便成了传统污水处理的又一特点，或是本文中提及的缺陷。

(2) 除磷而未考虑回收磷

传统上，向曝气池或污水中投加化学药剂是除磷常见的化学方法。但是这种方法的缺陷就是仅以单纯的去除为主，需要消耗大量的化学药剂。再者，化学沉淀而形成的化学污泥一般脱水性能很差，在工程上比较难以最终处置。况且，如果直接向曝气池中投加化学药剂，势必将混合液中污泥龄较低的细菌，如硝化细菌等也一并沉淀，使得硝化效果变差，并且会直接影响到反硝化的效果。

生物除磷，其原理是利用磷细菌过量摄磷的原理，以细胞的形式将污水中的磷转移到生物污泥中。生物污泥虽较之化学污泥容易脱水，但剩余污泥的最

终处置问题一直是传统污水处理令人烦恼的事情。

再者，在污水处理厂运行中，许多污泥或污水管道常常会因溶解性磷酸盐遇金属盐而发生沉积、结垢现象，致使输送污泥、污水的管道壁会变得越来越厚，直至完全堵塞。这种现象直接导致污水处理厂运行管理方面的不正常和更换、维修管道的不经济。

事实上，在一方面强调从污水中除磷的同时，全人类目前又面临着磷矿产资源日益枯竭的危险。如果污水中的植物性营养物质，特别是磷能被加以回收、利用而达到去除的目的，无疑将对节约地球有限资源起到积极的作用。

在一般知识范围和认识水平上，人们认为当今威胁人类生存的两大资源性危机当数“能源危机”和“水危机”，很少有人意识到人类食物赖以需要的营养物，特别是磷的危机。长期以来，人们习以为常地认为“万物生长靠太阳”，好像只要阳光存在，我们的食物来源便有了基本保障。其实，太阳只不过是组成生态系统非生物部分的一个必要成分，而另一个必不可少的成分——营养却很少被人们提及。进而言之，生态系统的生产者——绿色植物（或藻类）在利用光能将二氧化碳和水转变为有机体（光合作用）的同时，氮、磷等无机营养元素缺一不可。否则，生态系统的其他环节必将失灵、瘫痪。营养在生态系统中的作用和重要性可从人类赖以生存的农业生产中获得直观的理解。设想一下，只有阳光和水的作物生长将会是怎样一种景象？其结果一定是庄稼弱不禁风，果实必将颗粒无收！这就是为什么农民要不断地对庄稼施用农家肥和化肥的原因。农家肥也好，化肥也罢，作物实际上利用的是其中的氮、磷、钾等营养元素。因此，营养对保持生态系统的稳定性至少具有与太阳同等的作用。

众所周知，太阳光是一种可持续利用的能源，植物生长对它的持久依赖性毋庸置疑。然而，对营养而言，情况不尽相同。各种生物维持生命所必需的营养化学元素虽然众多，但生物体全部原生质中约有 97% 以上是由氧、碳、氢、氮和磷 5 种元素组成（硫、钙、镁、钾等构成另外 3% 微量元素）。这些主要的化学元素在生物圈的生物地质化学循环中运动，形成水（ H_2O ）、碳（C）、氮（N）、磷（P）四大物质/元素循环。 H_2O 、C、N 循环可形成物质或元素真正的循环，它们在生态系统中借助自然现象不断循环往复，中间过程虽有形式或形态上的变化，而可利用量保持基本不变。令人遗憾的、也是人类不愿看到的是，P 却与 H_2O 、C、N 在自然环境中的循环路径大相径庭。

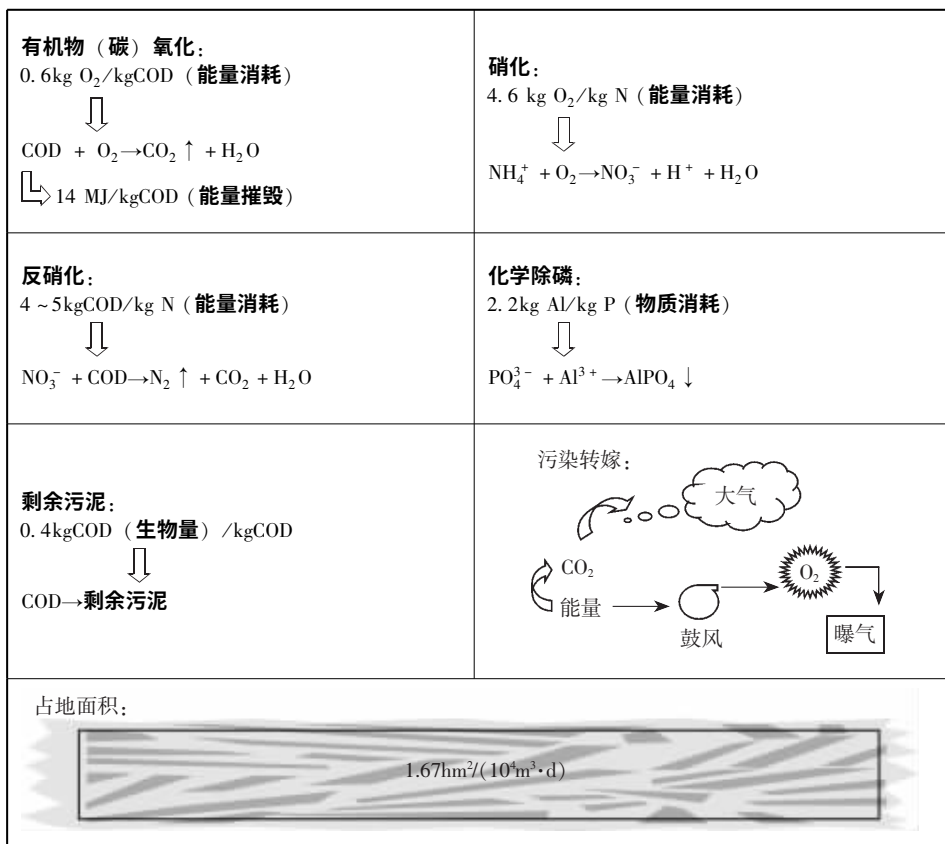


图 1-1 传统
污水处理技术
主要弊端

磷在自然界中主要以天然磷酸盐岩石、鸟粪层岩石等形式存在。磷在人工开采使用或经天然侵蚀后，其归宿大多是通过陆地河流流入大海，最终沉积在深海的沉积层中。沉入深海中的磷只有很少一部分可通过浅海鱼类或海鸟被带回陆地，而绝大部分的沉积磷需经漫长（上千万甚至亿万年）的地质活动后才有可能被重新提升到陆地上来，以至于磷在生物圈中绝大部分是单向流动，从而使之成为一种不可更新、难以替代的宝贵资源。目前，世界已探明的磷储量仅够人类再使用不足 100 年的时间。我国磷储量虽然位居世界第三位，仅次于摩洛哥和美国，但实际现有 27 亿 t 折标（ $\text{P}_2\text{O}_5 = 30\%$ ）磷矿储量仅够维持我国再使用 70 年左右的时间，这其中还包含有绝大部分（90% 以上）的非富磷矿（ $\text{P}_2\text{O}_5 < 30\%$ ）。如果仅以富磷矿磷储量（ $\text{P}_2\text{O}_5 \geq 30\%$ ）计算，我国富磷矿储量（占总磷矿储量的 8.4%）仅能维持我国使用 10 ~ 15 年的时间。由此可见，我国

同世界其他国家一样，也面临着磷矿产资源日益枯竭的危险。

人类对磷的利用主要（近90%）是合成磷肥供农业生产使用。磷对人类社会的生存和发展之重要性由此可见一斑。相形之下，全球同样面临的水危机和石油危机显得就不如磷危机那样急迫，因为水只要通过合理的管理和有效的治理就有望逐渐恢复所需要的水量 and 水质，石油资源耗尽之后，今后完全有可能以其他能源取代之。因此，潜在的磷危机后果可能更加可怕，它将很快对人类的可持续发展构成严重威胁！面对现实，人类虽不会束手无策，但是，只有观念的率先改变才能促使人们从主观意识变为改变客观现状的行动。为此，变“万物生长靠太阳”这一传统信条为“万物生长靠营养”这一现代认识显得至关重要。

3. 产生大量剩余污泥

可以说，传统污水生物处理在保证良好的出水水质上是相当经济有效的，但其致命的缺点是产生大量剩余污泥（约为污水处理量的1%~2%）。这些污泥处理与处置问题不仅我国未能很好地解决，世界各地也没有寻求到十全十美的办法。但污泥如不妥善处理，势必对环境会造成严重的二次污染。传统的污泥处理工艺包括浓缩、消化、脱水及最终处置等步骤。这不仅需要大量的基建投资（约占污水处理厂总投资费用的40%~60%），而且还存在许多运行与管理问题。同时污泥的各种处置方法在实际工程应用中也存在这样那样的问题。

图1-1显示，从污水中每去除1kg有机物（COD）便会产生0.4kg的生物污泥（以COD计）。可见，剩余污泥量是十分可观的。

4. 占用大量土地

传统污水处理技术，特别是活性污泥法，随着现代社会的发展有些问题已经无法回避。最明显的就是它的占地问题，这与可持续城市发展目标是背道而驰的。从整体上看，我国城市污水处理厂的平均规模占地为 $1.669\text{hm}^2/(10^4\text{m}^3\cdot\text{d})$ 。尽管大型污水处理厂 $[(20\sim40)\times 10^4\text{m}^3/\text{d}]$ 的规模占地 $[0.732\text{hm}^2/(10^4\text{m}^3\cdot\text{d})]$ 都显著优于中、小型污水厂（ $20\times 10^4\text{m}^3/\text{d}$ 以下），尤其是规模占地指标仅为小型污水厂的1/3，但是传统平面设计的污水处理厂占地问题在很多城市依然是较为头疼的事情。

1.3.2 可持续污水/废物处理、利用基本思路

在全球普遍强调可持续发展战略的今天，各行各业都应对可持续发展有所

贡献，污水处理当然也不能例外。从可持续角度看，污水应该首先被看作是能源与资源的载体，而不应将其视作为污染源或污染物。例如，污水中的 COD 是一种能源物质，污水水量本身是一种可以复用的水资源，污水中的磷为潜在可以回收的磷源，污水余温又是低品位能量源泉等等。因此，可持续污水处理应该是变传统的“处理”方式为现代的“回收”方法。进言之，可持续污水处理所采用的技术本身也应该具有能量与资源消耗较低之特点。可以说，可持续污水处理技术应具有两层涵义，一是回收污水中蕴藏的能量/资源，二是处理技术本身能量/资源消耗量要很低。可持续污水处理技术的另外一个核心要点，就是最大限度地避免副产品成为污染大气（如 CO_2 ）或土壤（如剩余污泥）的帮凶。再者，就是技术实施时构筑物的占地面积要小，最好能向着空间方向发展。只有这样，才能保证污水处理与总的生态环境效益和谐统一，使污水处理走上可持续发展的良性轨道。

可持续技术的实施和具体应用也依仗于一个合理而有效的水管理体制。因此，在强调技术革新的同时，软环境的改革和完善必须要比技术改革先行一步，这方面我们可以借鉴国外优秀的经验和管理模式，洋为中用。

我国目前正处于经济高速发展时期，环境问题显得十分的突出。经济建设本身需走可持续发展的道路，治理环境污染和保护环境质量同样需要可持续环境技术。虽然我国环境保护事业正处于发展的起步阶段，好似一张没有多少图画的纸张，但这恰恰为我们绘制更优美的图画提供了广阔的空间。换言之，在环境技术方面我们应该跟踪国际趋势，绕过西方发达国家走过的老路，径直同国际最新环境理念与技术接轨。否则，将会重蹈西方发达国家覆辙，造成日后走回头路，并为此付出不可估量的时间与经济的双重损失。

1.4 可持续污水处理技术发展方向

新技术的出现总是在发现原有技术缺陷的基础上，从概念到研发再到应用而一步步发展起来的。可持续污水处理技术的概念也正是循着这一方式首先在欧洲国家（荷兰）提出思路，同时开始研发和付诸实施的。本节则针对上节中罗列的传统污水处理技术之弊端，分别论述可持续技术的发展方向与趋势。

1.4.1 有机物尽可能实现能源化

传统污水处理中有机物的直接稳定氧化到 CO_2 已被称之为“以能消能”的

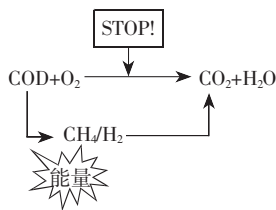


图 1-2 有机物转化能源途径

不可持续方式。因此，为了稳定而氧化的传统有机物去除方式应尽可能避免。原则上，污水中的有机物除满足反硝化脱氮和生物除磷碳源需要量外，多余的有机物则应首先考虑将其转化为能源物质，如甲烷（CH₄）、氢气（H₂）等。这样做一方面可节省因曝气而消耗的能量，另一方面使用有机物产生的能量可减少外部能量的消耗。如此这样，总的 CO₂ 排放量便可大大减少，从而最大限度地避免了污染转嫁的问题。图 1-2 为这一思路的概括。

1.4.2 有机物转化能源的有效途径

在有机物转化能源方面目前存在多种途径，如传统的甲烷方式、现代的氢气方式等。究竟哪一种属于清洁能源方式，而且在工程上又容易实现？对此，以下加以专门分析和论述。

如图 1-3 所示，作为污水中的主要有机污染物的 COD 最终稳定至 CO₂ 是它的自然归宿。然而，使 COD 最终稳定至 CO₂ 却存在着两种不同的技术途径：

- (1) 靠消耗外部能源供氧使 COD 直接生物氧化稳定至 CO₂（传统方式）；
- (2) 先使 COD 形成含能物质（CH₄、H₂ 等），利用其中化学能后再稳定至 CO₂（可持续方式）。

不论采用何种方式，污水中 COD 虽然都会最终形成 CO₂，但以可持续方式可大大减少外部能源的使用量（甚至不用），也就相当于减少了外部能源发电时产生的 CO₂ 排放量。换言之，以消耗大量外部能源去摧毁污水中含能物质（COD/BOD）的最终结果实际上是一种污染的转嫁方式，即在使污水得到净化

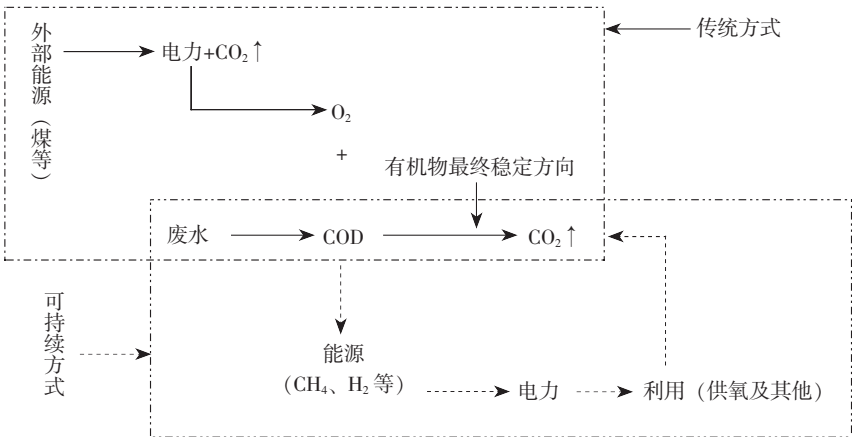


图 1-3 传统及可持续污水处理过程能源消耗/利用与 CO₂ 释放关系

的同时却因消耗大量外部能源产生的 CO_2 污染了大气。

实际上, 污水中 COD 含有大量化学能, 每 1kgCOD 约能产生 $1.4 \times 10^7\text{J}$ 的代谢热。因此, 污水中潜在的有机能源回收与利用有着重要的现实意义, 对全球可持续发展战略定会会有所贡献。

既然污水中 COD 是一种潜在的有机能源, 污水处理工艺设计便应根据 COD 转化能源途径考虑具体的工程化 (即产业化) 措施。对量大、面广的城市污水而言, 含在污水中的 COD (特别是溶解性 COD) 直接转化能源在工程上往往事倍功半。因此, 应先对污水中的 COD 进行分离后再实施转化。我们知道, 污水中的 COD 分别以固体性与溶解性两种形式存在。固体性的 COD 可以简单通过直接沉淀 (如一次沉淀) 予以分离, 然后以被收集的污泥形式 COD 进行能源转化。而对溶解性的 COD 来说, 直接沉淀显然难以奏效。这就需要通过生物合成途径先将溶解性 COD 转化为固体细胞形式的生物污泥, 然后通过泥、水分离 (中间或二次沉淀) 以剩余污泥方式转化能源。在工程上, 实施溶解性 COD 转化生物细胞的方法是, 以极短的固体停留时间 ($8 \sim 25\text{h}$) 或水力停留时间 ($15 \sim 30\text{min}$), 让细菌最大限度地合成细胞菌体, 如 A/B 法中的 A 段。以此种方式获得的生物污泥几乎不存在污泥的自身氧化 (内源呼吸) 作用, 最大限度地避免了 COD 的直接氧化。总之, 污水中 COD 在转化能源前应首先以污泥形式从水中分离出来, 如图 1-4 所示。

对污泥形式的 COD 转化能源如图 1-4 所示, 存在三种理论途径。第一种途径是对分离的污泥形式 COD 直接焚烧进行发电。虽然这种能量转换方式可利用的能量效率较高, 可达 80% 左右, 但在工程上实施所需的设备较多, 污泥焚烧厂的兴建规模也很大。具体地说, 首先是要对高含水率 ($95\% \sim 97\%$) 的污泥进行大规模机械脱水处理或以堆肥方式蒸发水分, 然后还需有复杂的焚烧、发电设备。因此, 这种方法在实际中的应用实例并不多见。

第二种途径是将污泥厌氧消化, 将 COD 转化为能源物质——甲烷后发电利用, 这实际上是一种传统的 COD 能源转化方式。虽然这种能源转化方式的效率

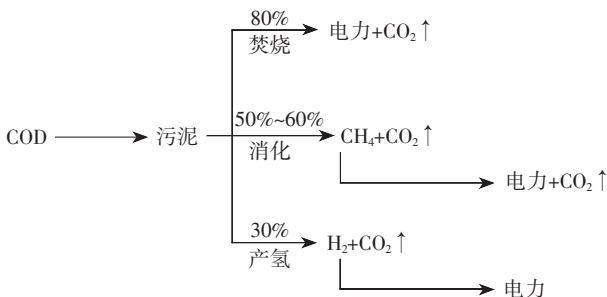


图 1-4 污水中 COD 转化能源途径及效率

一般只有 50% ~ 60%，但是它所需的设备相对较为简单，很容易进行工程化。因此，这种途径过去、目前至少在欧洲污水处理实践中已成为时尚。

近年来，人们对污泥/污水厌氧消化机理的不断深入研究中发现，通过控制反应所需条件可以产生氢气 (H_2)。于是，国际上不少学者对生物制氢发生了浓厚兴趣。开展这方面的科学研究无可非议，但是生物制氢完全是一种自然现象，即使通过人工强化也难突破 30% 的 COD 能量转化效率。从另一角度看，虽然 H_2 本身属于一种清洁能源，用它发电不产生 CO_2 ，但是，不可忽略的是这种 H_2 的产生同样源于 COD。如图 1-4 所示，在 H_2 产生的同时也伴随着 CO_2 的出现。从这个意义上说，从 COD 中靠生物获得的 H_2 同 CH_4 一样，并非是不产生 CO_2 的清洁能源。而靠太阳能/风能电解水 ($H_2O + \text{太阳能/风能} \rightarrow H_2 + O_2$) 获得的 H_2 才是真正意义上的清洁能源。综合这两方面的考虑，污泥转化能源的第三种理论途径—— H_2 不太可能成为今后取代 CH_4 而成为行之有效的具体工程措施。

即使是对于以处理而并非回收为目的传统污水生物处理工艺来说，从可持续发展的角度看，处理过程中产生的剩余污泥不应成为一种负担，而应尽可能将其转化为有用的能源—— CH_4 ，以减少消耗外部能源造成的 CO_2 排放。因此，在研究污泥的处理/处置问题时不应仅仅局限在污水净化的投资——效益分析上，要把它扩展到包括大气在内的大环境来考虑问题。

1.4.3 氮、磷可持续转化途径

1. 缩短硝化与反硝化路径

传统硝化是一个两步过程，即首先由氨氮氧化到亚硝酸氮（亚硝化或短程硝化）进而亚硝酸氮继续氧化到硝酸氮（硝化）的过程。由于在常温下亚硝化细菌生长率较硝化细菌生长率要小，所以，硝化细菌的数量在天然水体和污水处理中的数量要比亚硝化细菌多，以至于亚硝化过程所形成的亚硝酸氮很快会被硝化过程所利用。因此，在天然水体和污水处理过程中很少能观测到亚硝酸氮存在的现象。

然而，无论从硝化还是反硝化的角度看，如果以亚硝酸氮为终点或中心来考虑问题，这将比以传统硝酸氮为终点或中心的转换途径在可持续性方面要合理得多。图 1-5 显示，以亚硝酸氮为终点的硝化比完全的硝化能节省 25% 的氧量，同时以亚硝酸氮为中心的反硝化较传统反硝化（从硝酸氮开始）可节省 40% 的有机碳源（以 COD 计）。由此可见，缩短硝化路径，同时也意味着缩短

了反硝化的路径。因此，实现短程硝化与反硝化路径技术的核心所在是如何实现亚硝化。

2. 厌氧氨（氮）氧化（ANAMMOX）

长期以来，人们普遍认为自然界存在着如图 1-6 所示的氮循环。传统污水处理脱氮工艺中便应用了硝化与反硝化的原理。除了上节中提及的耗氧（硝化耗氧占整个污水处理厂的约 50%）与耗碳源（反硝化一般消耗原水总碳源的 50% 以上）的缺陷外，硝化与反硝化用于污水生物脱氮有着较好的效果。直到 20 世纪 90 年代初，人们用硝化与反硝化解释不了污水处理过程中某些特殊情况下“莫名其妙”的氮损失现象时，才对传统氮循环过程产生了质疑。

在污水处理实践中，荷兰研究人员无法解释厌氧流化床中低碳源情况下大量氨氮/硝酸氮的消失现象。于是，推测该处理系统中可能存在着一类特殊细菌，它们能在厌氧的情况下以某种化合物作为电子接受体直接将氨氮氧化为氮气。根据系统成分和理论分析推断，可以充当电子接受体的化合物应该是亚硝酸氮。因此，在自然界应该存在着如图 1-7 所示的反应过程。

荷兰代尔夫特理工大学 Kluiver 生物技术实验室的科学家对推测中厌氧氨（氮）氧化现象进行了微生物学和生物化学方面的科学实验。结果证实自然界的确存在着一类细菌，它们确实可以在厌氧的情况下以亚硝酸氮作为电子接受体将氨氮直接氧化为氮气和水，只不过这类细菌有着很长的世代时间（11d）才一

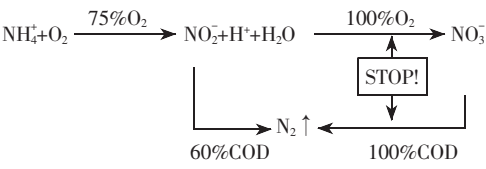


图 1-5 短程硝化与反硝化路径

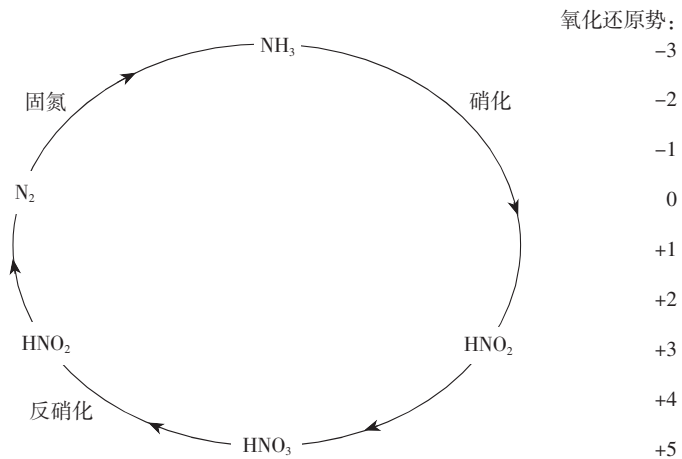


图 1-6 传统氮循环

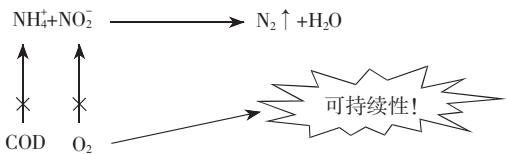


图 1-7 ANAMMOX 反应表达式

直未能引起人们的注意。这一新的氮转换过程被定义为厌氧氨（氮）氧化（ANAMMOX）反应。这个反应不需氧与有机物的参与，因此，是一个典型的自养过程。

ANAMMOX 的发现不仅补充和完善了自然界传统氮循环过程（图 1-8），它对污水处理脱氮提供了可靠的理论基础。事实上，ANAMMOX 系统（如处理垃圾渗滤液的生物转盘）和世界范围北海向北海过渡的斯卡格拉克海峡的海底沉积层表面交界处；在哥斯达黎加—海湾海底）相继报道发现世界上第一座用于处理污泥消化液的 ANAMMOX 反应器在污水处理厂中投入运行。

显然, 实现 ANAMMOX 的一个先决条件是需要污水中存在有亚硝酸氮。如上所述, 天然水体和污水处理过程中一般很难出现大量亚硝酸氮积累的现象。所以, 在 ANAMMOX 之前或与 ANAMMOX 同时以工程手段实现亚硝化目标是必不可少的。对于活性污泥系统来说, 虽然实验中可能存在许多实现亚硝化的技术办法, 但是, 目前工程上能应用的亚硝化技术仅限于利用硝化细菌在中温 (35℃) 时的生长率不同而研发并应用的 SHARON 技术。此外, 利用硝化细菌

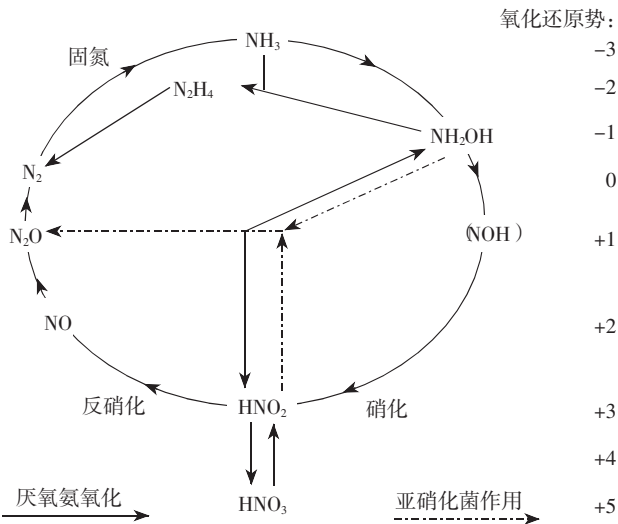


图 1-8
氮网络

对氧的亲和性的不同可以很容易在生物膜系统中实现亚硝化。

将 ANAMMOX 及新发现的一些亚硝化细菌 (Nitrosomonas) 的特殊作用补充到传统氮循环 (图 1-6) 中便形成了如图 1-8 所示的氮网络。

3. 生物脱氮与生物除磷有机结合——反硝化除磷

长期以来,生物除磷是建立在一类被称之为聚磷菌 (PAOs) 过量摄取溶解性磷酸盐的机理上的。此类细菌在动态条件下,即厌氧环境释放磷 (PO_4^{3-}) / 贮存有机碳源 (PHB) 为前提条件,在好氧环境中能将 PO_4^{3-} 再次过量摄入细胞中并以剩余污泥形式从水中分离。因此,厌氧条件配合好氧条件形成了传统生物除磷的原理。

在污水生物脱氮除磷的实践中,工程技术及研究人员又发现了一类在缺氧条件下可以进行过量摄取磷的细菌。这类细菌以硝酸氮 (NO_3^-) 为电子受体,氧化细胞内贮存的碳源物质 (PHB) 摄磷,同时,它们也承担着反硝化脱氮的任务。因此,这类细菌实际上是将传统反硝化脱氮与生物除磷有机地合二为一,起着脱氮与除磷的双重作用。这类细菌被定义为反硝化除磷细菌 (DPB)。反硝化除磷细菌的作用原理可用图 1-9 形象描述。

反硝化除磷细菌将脱氮与除磷合二为一后的最明显优点是对有机碳源 (COD) 和供氧量的节省,这一点从图 1-9 中可以看出:原来反硝化脱氮和生物除磷各需要 1 份 COD,而在反硝化除磷细菌的作用下只需要 1 份;原在专性好氧条件下才能完成的摄磷作用在反硝化除磷细菌的作用下被节省了。理论上讲,反硝化除磷细菌工程化后可至少减少 50% 的 COD 和 30% 的供氧量。COD 的减少不仅意味着污泥量的大幅度减少 (50%),而且也意味着多余 COD 可以

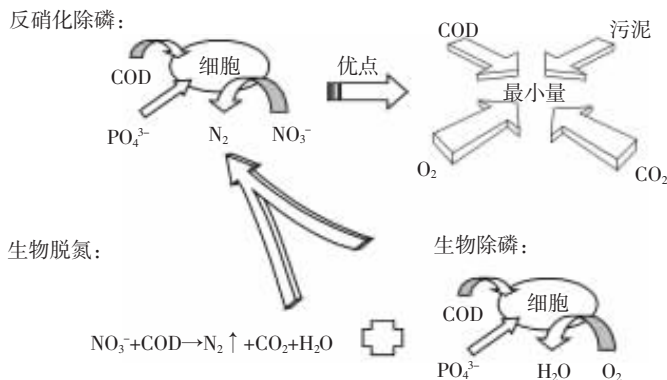


图 1-9 反硝化除磷细菌的作用原理与工程化优点

被转化为有机能源。无论是曝气量的减少，还是多余 COD 的能源转化均暗示着因耗能减少而带来的 CO_2 排量的减少。因此，反硝化除磷工程化后可同时做到如图 1-9 所示的 4 个最小量。

4. 化学与生物除磷的有机结合

传统上，化学除磷也是常用的污水除磷手段。但是，化学沉淀因遵循溶度积的原理，一般对出水要求不是很高情况下的宏量磷去除效果比较明显，在接近溶度积时沉淀便显得十分困难。换句话说，如果沉淀物溶度积较大，离子处于饱和时的浓度便较高，这样一来，要想通过化学沉淀来获取满意的低浓度出水就不容易实现。

与化学除磷不同，生物除磷有一个十分明显的特点，那就是聚磷细菌（PAOs 与 DPB）对磷的亲性和极强。在其他环境条件不受限制的情况下，聚磷细菌可将水环境中的溶解性磷酸盐全部吸收到细胞体内，在同水分离后几乎可以使水环境中的磷酸盐浓度变为 0。这就是生物除磷为什么在工程应用中占主导地位的主要原因。然而，如上所述（图 1-9），生物除磷另外一个明显的特点就是需要有充足的有机碳源（COD），这对很多我国城市污水水质（特别是合流制排水系统）情况来说一般是难以满足的。

如果能将化学宏量除磷特点与生物微量除磷特点两者合二为一，便有可能在充分利用两种方法各自优势的同时，因化学宏量除磷而节省大量生物除磷所

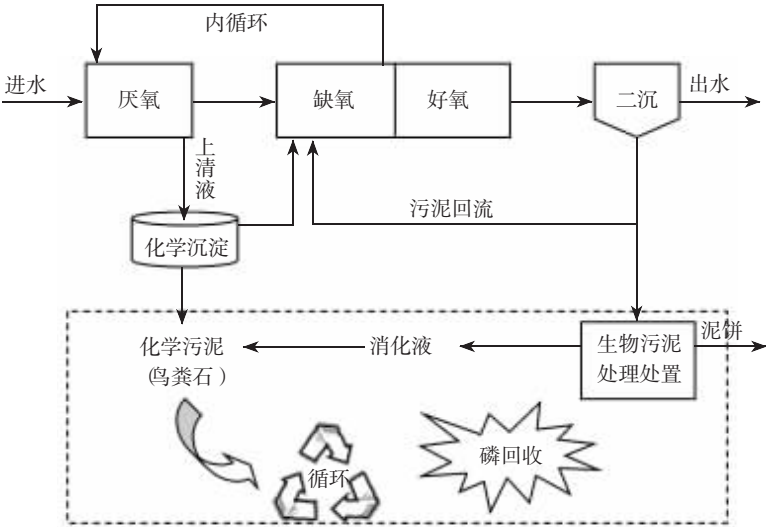


图 1-10 化学与生物除磷结合及磷回收

需碳源。需要指出的是，此处提及的化学除磷非传统意义上的向曝气池或二沉池出水中投加化学药剂。向曝气池投加化学药剂可能导致污泥龄长或生长率低的细菌，如硝化菌、聚磷菌等被同时沉淀而减少生物量的现象；而直接向出水中投加化学药剂会出现因溶度积限制而使沉淀效果不佳的问题。最理想的磷酸盐化学沉淀之处应该是在厌氧单元末端，使一部分混合液泥、水分离后对上清液（因厌氧释放磷而含较高磷酸盐浓度，一般 $> 20\text{mg P/L}$ ）进行较完全的化学除磷；磷沉淀后的上清液再进入后续好氧/缺氧单元生物摄磷。图 1-10 以标准的 UCT 工艺显示了化学与生物除磷结合工艺以及化学除磷方式和具体部位。

5. 从污水处理过程中回收磷

在磷的问题上，一方面如前所述，全球目前正面临着磷矿产资源的日益匮乏；另一方面为控制水体富营养化而要求从污水中除磷。因此，有必要将污水除磷与回收磷统筹考虑，变传统单一的“去除殆尽”为可持续意义下的“回收利用”。事实上，人类在生活、生产中使用磷后，磷的最终归宿是以水为载体而流入深海的沉积层中。可见，为了节约地球现有有限的磷矿产资源而实现部分磷的循环利用，惟一可能回收磷的场合便是对污水和动物粪便的处理过程之中。

由于污水处理日益强调对营养物的去除，所以，将去除与回收一并考虑的工程方案便突显可能。结合上述化学除磷与生物除磷的特点，可以肯定，在设置生物除磷的污水处理工艺中，从两处实施磷回收最容易实现且效果最好：1) 从厌氧单元末端分离的上清液中；2) 从污泥消化液中（见图 1-10）。研究及工程实践表明，以鸟粪石（MAP： $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ）形式回收磷较为现实，因为鸟粪石成分容易被直接或间接用作为优质肥料。目前世界上最高品位的磷矿石折标（ P_2O_5 ）为 46%（折标 30% 即为富矿），而鸟粪石折标为 52%。可见，鸟粪石实际上就相当于富矿磷矿石。

目前，有关从污水处理过程中回收磷的国际会议已在欧洲举办过三次，欧洲磷酸盐研究联合会（CEEP）的奋斗目标是在 2005 年实现磷工业在原料中使用 50% 的回收磷。

1.4.4 污泥减量技术发展趋势

传统活性污泥法目前仍然是国内外主流污水生物处理技术。但是，传统活性污泥法产生的剩余污泥量大、为处理、处置剩余污泥所需巨额投资的问题长

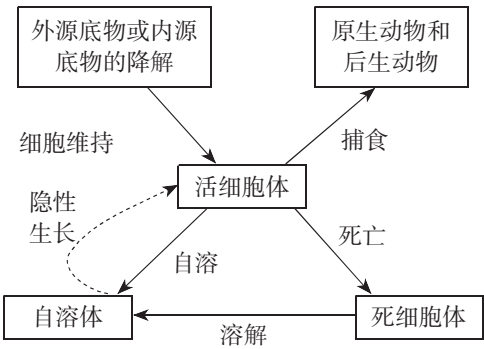


图 1-11 污水生物处理系统中的内源过程

期困扰着人们。尽管剩余污泥本身是一种潜在的有机能源，理论上本不应成为污水处理的累赘，但实际上现行能源政策以及能源价格的不合理，使剩余污泥能源化在经济上不可能成为一种推动污泥处理、处置的动力，致使目前国内多数污水处理厂仅仅运行对污水的处理而往往忽视或干脆省略污泥转化能源单元。今后虽然随着能源政策与价格的必然改革可能会促使污泥向着能源化的方向转化，但是，剩余污泥量尽可能少依然是众望所归。

在污泥减量技术方面，除了像上述反硝化除磷

从微生物作用机理方面可自然实现污泥减量的目的外，通过对微生物内源过程的详细研究也有可能从根本上弄清生物量的微观生态过程，从而研发出污泥自行减量的工艺。图 1-11 描述了污水生物处理系统中的内源过程的概貌，研究应向着量化微生物内源过程，并以数学模型描述整个过程的方向发展，从而为实现内源污泥减少工艺奠定理论基础。

1.4.5 发展节省占地型空间反应器

传统活性污泥法工程应用时一般为平面布置，即所谓的平面反应器。平面反应器在设计时首先要考虑的是整个工艺的占地问题。工艺可靠与占地面积往往是矛盾的，传统活性污泥法在这方面表现得尤为突出，因此，也就是呈现出如上所述不可持续的特点。活性污泥工艺在城市内部、企业、土地价值寸土寸金的地方很难推广应用。因此，发展节省占地型生物反应器，或者向着空间反应器方向发展不但成为目前，也是今后污水处理工艺的重要工程应用方向。在这方面，生物膜技术和颗粒污泥反应器技术值得深入研究和应用。

污水生物处理技术主要依赖于悬浮增长的微生物（活性污泥）和附着增长的微生物（生物膜）。传统上，污水生物处理多以活性污泥工艺为代表，特别是针对城市污水的处理。近十年来，生物膜处理工艺获得国内外学者的高度重视，主要原因有以下几点：

- (1) 现实中存在着许多流量大、浓度低的污水亟待处理；
- (2) 自然形成的混合生长微生物很容易形成生物膜；

(3) 生物膜工艺能以很高的生物浓度运行, 且无需生物量分离与回流装置, 容易实现紧凑的反应器;

(4) 生物膜具有污泥龄长, 适合世代时间较长的微生物生长繁殖;

(5) 生物膜中微生物食物链长, 动物性微型动物的比例较高, 污泥量较活性污泥至少要少 $1/4$ 。

目前, 污水处理过程中所使用的生物膜工艺基本有两种形式: 静态生物膜(如滴滤池)和动态生物膜(如生物转盘、流化床、厌/好氧颗粒污泥反应器——RBC, BAS, CIRCOX, UASB, EGSB, IC, BIOLIFT 等)。滴滤池在污水处理过程中的应用已超过了一个世纪, 其设计运行被认为已经成熟。生物转盘、生物流化床反应器和颗粒污泥反应器的应用历史相对较短, 它们的设计与运行原理正趋向成熟。

以生物流化床为代表的有载体生物膜反应器的生产化应用为生物处理技术向着空间方向发展奠定了应用基础, 它们是节省占地型生物反应器中最突出的工程实例(见图 1-12)。细小载体上生长的生物膜是流化床高生物量产生的基础。

然而, 在流化床中形成的另外一种形式的生物膜——无载体支撑的颗粒状污泥亦可在反应器中形成较高的生物量。颗粒状污泥反应器首先在厌氧生物反应器中发现并应用, 如在 UASB、EGSB 中。在这些反应器中, 污泥容积负荷率可高达 $40\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 这与传统活性污泥或生物膜工艺 $0.5 \sim 2\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 容积负荷率相比提高了 $20 \sim 80$ 倍。在厌氧反应器中, 颗粒状污泥具有极好的沉淀性能, 这就为在反应器中形成高生物量创造了良好的条件, 同时, 也不需再单独设计沉淀池进行泥水分离。

尽管 UASB 等工艺目前已被广泛用于工程实际, 但是有关颗粒污泥的形成机理仍然是当今世界研究人员共同关心和探讨的问题。然而, 有一点可以肯定的是, 颗粒污泥绝非是厌氧生物反应器的专利,

图 1-12 荷兰某地生物流化床污水处理装置





图 1-13 反应器中的好氧颗粒污泥

这种现象在好氧生物反应器中也同样存在。有研究人员认为，细菌在生长环境方面有一种特点，与絮凝体内相比，它们更喜欢在悬浮状态下生长，而与生物膜或颗粒状污泥相比，细菌则较容易在絮凝体内生长。这是因为在絮凝体、生物膜或颗粒状污泥内存在着基质扩散的限制。细菌只有在特殊环境条件下才可能被迫在絮凝体、生物膜或颗粒状污泥内生长。在具有酸化细菌、硝化细菌和反硝化细菌的低紊动系统中已发现了污泥颗粒化现象，而好氧污泥颗粒化现象则被发现存在于高紊动系统中。图 1-13 为实验中的好氧颗粒状污泥形状。

颗粒状污泥有效增长实际上是生物膜生长的一种特殊情况。有实验和模拟研究结果显示，生物膜结构是生物膜生长与剥离的一种净剩结果。生物膜生长主要由基质负荷率和生长率决定，而生物膜剥离则由剪切力决定。当基质负荷率与剪切力之间能达到一种良好的平衡关系时，一种平滑、牢固的生物膜便可以形成。因此，在好氧、快速增长的颗粒污泥反应器中必须施加一种很高的剪切力，在实验与工程中这可以靠高的气流产生剧烈的紊动来实现。

好氧活性污泥的颗粒化实际上等于是对传统活性污泥絮凝体的浓缩和放大，使其在粒径和密度上均大幅度增加。以颗粒状污泥取代活性污泥絮凝体的优点不仅仅在于可使生物量大幅增加，它还直接导致污泥优越的沉淀性能。从运行的角度来看，污水处理的沉淀过程是一个时间相对较长的静止阶段。因此，这个静止阶段的时间应该尽可能地缩短。短的沉淀时间意味着污水处理的水力停留时间 HRT 较短。换句话说，单位时间内处理相同体积污水所需反应器体积便会相应减小。为此，通过控制较小的沉淀时间，使具有高速沉淀性能（ $> 10\text{m/h}$ ）的颗粒污泥才能停留在反应器内（见图 1-14），其余低速沉淀的生物污泥（如丝状菌、絮凝体）颗粒污泥没有机会沉淀而被带出反应器。凭借沉淀时间差别选择颗粒污泥需要较长的沉淀路径，因此，需要较高的反应器，而 H/D （高度/直径）比大的反应器所需的占地面积便很小。结果，另外一种空间反应器形成。

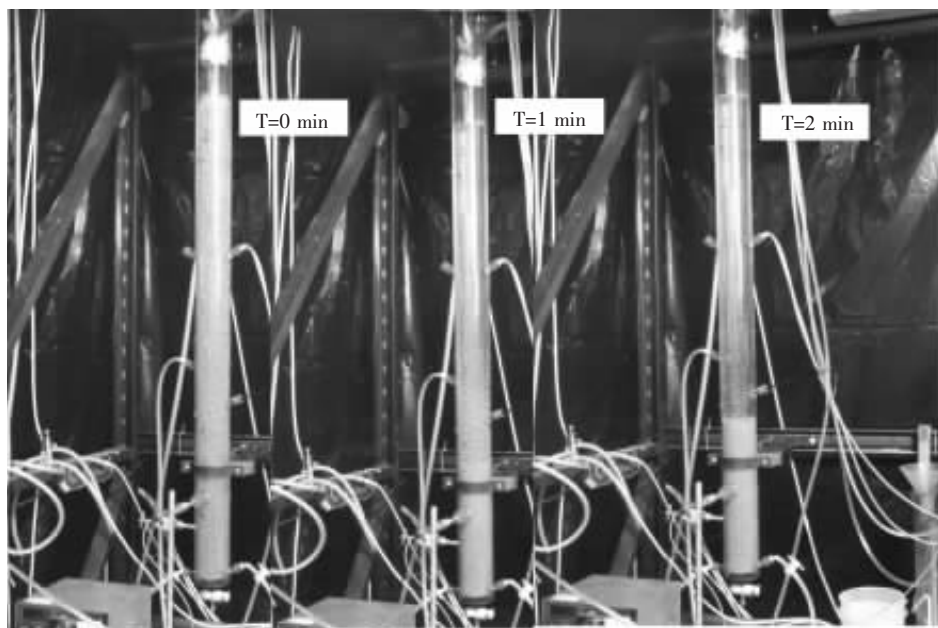


图 1-14 好氧颗粒污泥沉淀效果

1.4.6 实现生态循环技术

传统上，人们将污水视为一种无用而又具有污染水体水质能力的废弃物。因此，污水处理的实质就是要动用一切技术手段，运用工程方法，以消耗能源、资源为代价，将污水中的污染物质去除殆尽的过程。虽然因水资源的短缺而使人们意识到污水资源化的重要性，但这还是没有从根本上摆脱以去除污染物为主要目的的传统污水处理思路。事实上，污水除了“水”这一污染物媒介主体具有回用价值外，污水中所含所谓众多污染物也具有潜在的回收、利用价值。对水体富营养化来说，污水中的氮、磷是植物性的营养元素，它们能诱发水体中藻类过量增长而出现“水华”或“赤潮”现象。然而，氮、磷对陆地植物与作物来说同样也能起到植物性营养元素的作用。如果保留污水中的营养物质，或在污水源头分离营养物质，那么，不仅可以利用污水中的“水”资源，而且同时也利用了污水中的“肥”资源。这样做并不存在太多技术上的困难，只不过需要一种新的思路而已。

实际上，将污水中“水”、“肥”资源一并纳入回收、回用的考虑是一种符合生态规律的古老而又有着新意的思路。在当今强调可持续发展的今天，循环经济愈来愈成为今后人类奋斗的主要目标。因此，视污水为资源、能源载体的

技术思路也是今后新技术的必然发展方向。在此方面,国内外目前有两种新思路值得注意,以下简要介绍。

1. 污水直接膜过滤后灌溉农田

在污水资源化问题上,过去人们虽然也提倡过污水农灌,但现在似乎很少有人对此再感兴趣,其中不少理由显得有些牵强。无论怎样,农业是人类活动中最大的耗水用户(约占人类总用水量的80%),对水质需求在全部用户中也最低。如此说来,与其将污水中所谓污染物质去除后再直接或间接配合施肥灌溉农田,倒不如将污水中对农作物生长有益的有机物、氮、磷、钾等营养成分保留下来,让它们与水一道作为“营养液”灌溉农田。如图1-15所示。实际上,生活污水(或城市污水)中只有病原菌和病毒才称得上是对人体健康构成危害的成分。只要以适当处理方式将污水中的病原菌和病毒去除殆尽,污水便能直接灌溉农作物。这样一来,不仅实现了水、肥资源的双重生态循环,还能省去为去除有机物与氮、磷而必需的二、三级处理工艺。可见,污水在去除病原菌和病毒后直接灌溉农田不失为一种最为经济、最为有效、最接近生态的资源化方式,可能会具有“一石三鸟”的功效。

2. 生态卫生(Ecosan)

“生态卫生”(Ecosan),是一种在生态上和经济上均体现出可持续性特点的污水管理与卫生系统,旨在增进现有污水/废物收集、处理系统向着更可持续的“循环经济”方向发展的全新生态经济理念。这种理念的前提视污水和其中的废物为资源与能源的载体。按照这一观念的理解,人类生活中根本就不存在废物,所有生命物质的产物都可被作为原材料加工再利用,而现在所谓的废物就会成

为生态圈中物质流和能量流闭合循环中的一个环节,因此,这与可持续发展的经济战略模式息息相关。

生态卫生的概念首先在德国提出,并很快在欧洲许多国家得到响应。与现行的传统卫生工程系统(收集→输送→处理→排放)不同,生态卫生概念强调从源头将各种污水/废物按不同的成分与去向分门别类地收集处理、循环利用。尽管这种理念目前还不可能从根本上彻底

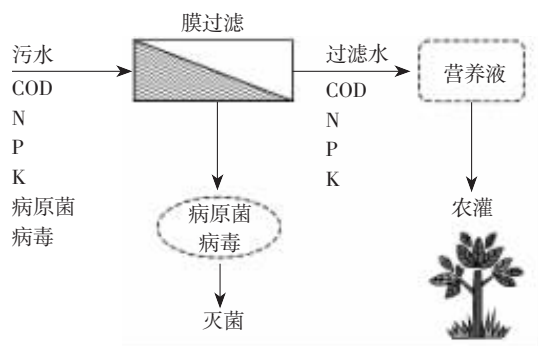


图 1-15 污水膜滤用于农灌原理

推翻已有的城市卫生工程系统，但是它的提出一方面肯定了像中国这样的发展中国家广大乡村地区传统卫生习惯中带有原始生态特点的内容，另一方面不仅为发达国家更为发展中国家城镇及小城市规划与建设提出了一个崭新的课题。由于生态卫生的概念迅速得到全球有识之士的肯定与青睐，所以，国际水协（IWA）在其专业委员会中已将生态卫生单独列为一个专业组。

我国是一个发展中国家，经济空前的发展水平正带动着城市化进程的不断加快。在城市化进程过程中，存在着片面追求西方发达国家的所谓现代文明生活现象，而对自己传统生活习惯中符合可持续发展或生态经济原理的东西不加分析地全盘否定。实际上，我们广大农村地区传统卫生习惯中的很多做法隐含着生态卫生概念中的许多环节。因此，我们有必要在全面了解生态卫生概念的基础上，认真总结自己传统生活习惯中值得保留的东西，并在此基础上设计出适合自己特点的新的生态卫生系统。

1.4.7 有效控制污泥膨胀是实现活性污泥法可持续发展的关键

活性污泥法作为污水生物处理主流工艺在可持续技术概念下亦将发挥重要作用。然而，活性污泥工艺在实际运行中常常被“污泥膨胀”现象所困扰，常常使之不能发挥正常作用，甚至导致工艺运行失败。所谓活性污泥膨胀是指活性污泥质量变轻、体积膨胀、沉降性能恶化、污泥指数（SVI）增高（达400mL/g以上），以至于在二沉池内不能正常沉淀。

污泥膨胀是一个非常复杂、难于控制、修复的问题，涉及到微生物生理学、形态学、反应动力学、反应器理论以及物质扩散理论等方方面面的问题。几十年来研究人员对此问题做了大量的研究与调查工作，但到目前为止，就连引起丝状细菌增殖的最根本原因也未能给出一个非常完善的解释，就更不用说提出行之有效的控制措施了。如今，污泥膨胀现象在全球范围内普遍存在，已成为制约活性污泥工艺发展的重大难题之一。

虽然目前在活性污泥运行实践中已获得一些控制污泥膨胀的技术手段，但大多是根据运行经验所总结出的一些宏观控制措施，还不能从根本上以防患未然的方式彻底解决问题。因此，从发挥活性污泥法正常运行的角度出发，从而使之走向可持续发展的良性轨道，今后很有必要从微观机理上深入研究污泥膨胀的诱因，从而从原理上研发防止污泥膨胀出现的技术措施和相应的运行策略。

1.4.8 厌氧处理是回收有机能源的重要技术手段

污水中有机物、剩余污泥、动物粪便或其他有机废物中含有大量能源物质。

以回收这些有机物中潜在能源为目的的厌氧工艺是可持续技术研发的重要方向之一。如前所述,单纯的有机物好氧处理是一种“以能消能”的非可持续技术。惟有厌氧处理才有可能将有机物转化为可以利用的能量物质。厌氧处理既是传统技术,又是发展中的技术。传统厌氧技术以甲烷(CH_4)产物为主要能源物质,这些技术不仅已广泛应用于市政污水剩余污泥的消化处理,而且在农村作物秸秆(Biomass)消纳并产生沼气(CH_4)方面亦得到全面普及。

近年来,国内外研究人员将厌氧处理技术发展的焦点集中于生物产氢(H_2)环节。众所周知, H_2 是有机物厌氧转化 CH_4 过程中的一种中间产物。由于 H_2 本身是一种清洁能源,加之它又能从有机废物中产生,所以,将生物产氢作为厌氧技术研究的重点也就有了冠冕堂皇的理由。然而,在有机物厌氧转化能源问题上存在着本章述及的观点,即将有机物是以传统方式转化为 CH_4 还是以现代观点转化为 H_2 。从有机物中转化而来的 H_2 ,一方面存在着 CO_2 产生以及对有机物能量利用率较低问题,另一方面产氢过程控制和 H_2 的提纯等技术与应用可能较为复杂。所以,在厌氧技术究竟向哪一个方向发展的问题上目前国内外仍存在着很大争议。

然而,厌氧技术作为回收有机物能源的重要手段这一点是不容置疑的。在未来厌氧技术研发问题上首先要解决的是方向问题,这就需要无论是赞同产 CH_4 还是产 H_2 的一方不仅应从理论上阐明发展相应技术的理由,而且要通过研发来演示各自技术的适用性及成本。

1.4.9 污水/尾气中硫的控制与回收是未来可持续技术研发的一个新亮点

传统污水处理主要将有机物、氮、磷作为去除对象,而对硫却疏于控制,有关硫控制技术的研发相对滞后。硫对环境的污染主要是指硫氧化物和硫化氢对大气的污染以及硫酸盐对水体的污染和硫化氢在下水道中产生恶臭等现象。

因二氧化硫及硫化氢气体排放带来的酸雨、恶臭等环境问题日益突出,所以,目前对污水、尾气中含硫化合物的控制显得十分的必要。传统上对含硫有害物质的处理主要采用的是物理化学法,不但不能彻底去除有害物质,而且需要较高的运行费用。以洗涤的方式转移到水中,最终采用污水处理的方式予以解决。在此方面,污水生物处理方法优势明显,可以通过硫转化细菌设法将有害含硫物质转化为硫酸根或形成硫单质、重金属硫化物予以回收/利用,这将对社会、环境及经济效益产生积极的影响。例如,可以通过反硝化除硫方式去除

厌氧消化过程中产生的硫化氢气体，同时得到较纯的甲烷；通过生物除硫与化学除硫结合方式去除尾气中二氧化硫气体，并以单质硫的方式予以回收。此外，可以通过有效手段抑制下水道中硫化氢气体的产生等。

1.4.10 利用数学模型实现研发、设计、优化工艺的可持续性

自1987年国际水协（IWA，前身为IAWQ/IWPRC）正式发表活性污泥1号数学模型（ASM1）以来，推动了数学模型的实际应用。随后，活性污泥2号（ASM2）、2号D（ASM2D）、3号（ASM3）等数学模型相继发表，并开始在实践中应用。在此基础上，描述包括反硝化除磷在内的代尔夫特除磷代谢模型（Delft model）也很快问世并成功用于工程实践。与此同时，描述生物膜结构的一维（1D）与多维（2D、3D）生物膜模型也都顺序建立。生物膜数学模型的建立对污水生物处理工艺来说无疑是如虎添翼，它们与活性污泥模型一道可以全方位地应用于工程实践与实验研究。数学模拟表面上是对污水处理过程进行数字化模拟，实际上，成熟的模拟技术对污水处理工艺方案比较、工艺流程设计、工艺运行优化、新工艺研发等均是一种高效、经济的有力工具。虽然数学模拟结果不能百分之百地代表现实，但借助它们的辅助作用在诸多方面可以起到事半功倍的效果。

国际上对数学模拟技术的应用目前正方兴未艾，数学模拟技术已从原本学术范畴上升为工程与研究应用领域。欧美、日本等国家不少工程技术公司已广泛开始应用模拟技术研发新工艺，变“小试——中试——应用”传统研发模式为“小试——模拟——应用”这一现代研发模式。仅仅从对中试环节的跨越所带来的经济与时间上的双重节省便可看出数学模拟技术的诱人之处。况且，它们在技术研发的首端（小试）与末尾（运行）同样可以大显身手，所以说，数学模拟技术不失为一种超级辅助工具。一句话，数学模拟技术是一种省时、省力、省钱、省物的捷径方法，不仅本身具有可持续的技术特点，而且有助于推动可持续技术的发展。

1.4.11 理念更新与体制变革有利于可持续技术的推广应用

新技术的应用、推广关键是观念的更新，更需一个贯彻落实新思路、新技术的好的管理体制。事实上，我们有很多思路和技术难以实行的根本原因是我们在水的问题上存在一个不合理、甚至是制约水技术发展的体制。在中国，水务管理体制存在管理分割、城乡分割、水资源管理分割、机构重叠、职责交叉、

依法行政主体不清现象——地下水、地表水、污水处理各为其政。在这方面，我们应该向世界上水管理制度好、成效显著的国家学习。应该将水资源保护、供水、节水、蓄水、排水、防洪、污水处理、再生水利用纳入统一管理，彻底治理多龙管水混乱、扯皮的局面。在此方面，荷兰等欧洲国家的经验非常值得我们借鉴。

第 2 章 污水除磷工艺的现状与未来： 去除向回收转变

随着社会的发展与进步，在日常生活和工农业生产活动中，产生和排出大量的污水是不可避免的。未经处理的污水会破坏生态环境，威胁人类健康，直接排放危害极大，会造成不可预知的消极后果。因此，积极地建设污水处理设施，在污水被排放河流、湖泊和海洋等自然水体之前，对其进行有效的净化处理是必不可少的。

现代处理工艺中，污水厌氧处理扮演着重要角色。通过厌氧处理，可以有效地降低污水的 COD 值，极大地改善污水的可生化性，显著提高后续好氧处理效率。但是，在厌氧消化过程中会生成大量氮、磷等营养物质，而氮、磷却是水体富营养化的罪魁祸首。当前，在全球范围内水体富营养化现象变得愈来愈严重，氮、磷超量排放越来越严重地威胁着全球的淡水资源。特别是磷的含量，对引起水体富营养化特别敏感，一般认为当水体中总磷达到 0.015mg/L 时就可以引起水体富营养化。所以，污水在从污水处理厂排出之前必须除磷。目前除磷的工艺方法多种多样，有的已应用于大型污水处理设施，而有的还处于实验阶段，正通过实验室模拟运行不断改进。在已经实际应用的除磷工艺中，主要有金属离子沉淀工艺、人工湿地工艺、微生物吸附工艺和先进的强化生物除磷工艺（EBPR）。

另一方面，磷又是十分宝贵的地球有限资源。Isherwood 指出，尽管优质磷矿石含磷丰富且价格相对低廉，但以目前的开采速度计算，磷矿石将在 100 年之内被耗至殆尽。那时将不得不转向使用劣质磷矿石，从而增加了磷的提纯费用，大大加重需磷各行业特别是农业生产的负担。面对如此严峻的形式，专家们进行了深入的思考，并从污水除磷的过程中得到了启发。如上所述，污水中

含有一定量甚至是非常可观的磷，那么是否可以从污水中回收这些磷从而有效地缓解磷资源短缺的压力呢？目前这一课题引起了人们广泛的兴趣，正受到越来越多的关注，相应大量的基础研究工作已经展开。从污水中回收磷是一项生物可持续发展技术，根本性地从观念上由过去的单一“去除”转向“回收”。若能实现在处理污水的过程中回收有巨大价值的磷资源，这对于环境保护和可持续发展具有双重意义。

本文首先总结传统除磷工艺类型，介绍目前这些工艺的应用状况以及工艺上的改进。随后重点说明强化生物除磷工艺（EBPR），论述了其基本概念、外加碳源的作用、脱氮除磷的关系、环境影响参数，并介绍了关于聚磷菌（PAOs）菌群研究的最新进展。本文也简要介绍如何通过生产鸟粪石（struvite）实现磷元素回收。最后围绕污水除磷和回收磷这一课题，提出了研究工作的方向。

2.1 传统除磷工艺

2.1.1 金属离子沉淀工艺

污水中磷的存在形式取决于污水的类型，通常是以正磷酸盐（ H_2PO_4^- ， HPO_4^{2-} ， PO_4^{3-} ）、聚磷酸盐和有机磷形式存在。经过厌氧处理，聚磷酸盐和有机磷大部分被转化为正磷酸盐。所以，通过向污水中加入金属离子，能生成不溶性磷酸盐固体并以沉淀的形式析出，这就是离子沉淀除磷的基本原理。可选择加入的离子主要有钙离子、铝离子、铁离子以及近期开始使用的镁离子。目前，离子沉淀工艺用于污水除磷在商业上已取得了广泛的应用。

1. 石灰沉淀除磷

由于原料价格低廉且操作简便易行，石灰用于污水除磷有着悠久的历史。在污水中加入方解石，即会形成磷酸钙沉淀 [即羟磷灰石（ $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$ ）]，能够有效地去除磷元素。而加入含有水合硅酸钙的人工合成晶体原料，析出磷酸盐晶体，也取得了良好的除磷效果。根据 Moriyama 等人的研究，本工艺的除磷效率在 75% ~ 85% 之间。

在钙沉淀除磷的过程中，碳酸盐的形成和存在会抑制羟磷灰石的生成，从而影响除磷效率。当 $\text{pH} = 8.0$ 时，碳酸盐的存在会显著地降低磷酸盐的沉淀速

率；但在 $\text{pH} = 9.0$ 时此现象并不明显。这说明溶液的 pH 值是决定碳酸盐对反应影响程度的关键因子。究其原因，当碳酸盐存在时会与磷酸盐发生竞争，这种竞争使得能与磷酸盐反应的自由钙离子大大减少。此外，碳酸钙会与磷酸钙一起从溶液中沉淀出来，这种情况当 $\text{pH} = 9 \sim 10$ 之间时尤其严重，使得沉淀中磷元素的比例大大降低。

2. 铝盐沉淀除磷

氢氧化铝 ($\text{Al}(\text{OH})_3$) 是一种优良的吸附剂，在污水中能与正磷酸盐和缩聚磷酸盐迅速发生反应生成沉淀。而对于污水中的有机磷，只有在 pH 值较低 (3.6) 时，氢氧化铝才能与之反应生成沉淀。通过对 $\text{Al}(\text{OH})_3$ 及磷酸盐沉淀 AlPO_4 进行理论分析，发现加入明矾后，正磷酸盐去除的原因不是因为生成了磷酸铝沉淀，而是由于生成了羟基磷酸铝沉淀。研究人员还发现，氧化铝的高效吸附能力具有持久性。根据 Huang 等人的研究，已经风干的明矾污泥仍具有较强的吸附能力，经 20min 的反应仍能使污水中的磷减少 55% 左右。另外通过加入高分子聚合电解质可以提高沉淀效果，常用的有丹宁酸、合成阴离子聚合电解质和黏土等。

沉淀过程中生成的铝化合物，其类型和生成量取决于污水中的有机物质，其表面性质则取决于溶液的组成。有些有机物质（如丹宁酸）会抑制磷酸盐沉淀的生成，因为在反应中它们能包裹在无机铝离子的周围，这就降低了铝离子对磷的吸附效果，而且研究还发现这种抑制作用会随着有机物质浓度的增加而相应地增大。所以为了尽量减少这种影响，在用铝盐进行除磷时应选择在工艺的末端加入，因为此时有机物质的浓度较低，因而可以获得较好的除磷效果。

3. 铁盐沉淀除磷

目前，利用其他工业生产的副产品实现除磷的研究已取得进展，具有良好效果的新工艺也已经研发出来。例如，钢铁工业中鼓风高炉的副产品——炉渣，就具有非常好的磷吸附能力。这种混合物含有大量的铁元素，在污水中能够释放出铁、镁和钙等金属离子并形成氢氧化物，从而起到凝结剂的作用，实现磷元素的沉淀去除。通过对同时含有硅砂、石灰石和金属氧化物的几类反应物进行研究，发现活性氧化铝和产自于炼钢高炉的铁钙氧化物表现出了非常好的吸附性能。在 1h 内，它们都能够将污水中的磷去除 99% 以上。

铁盐除磷的机理目前已进行了深入的研究。研究人员把硫酸亚铁分别加入

到三种市政污泥中，结果发现都产生非溶解性的亚铁磷酸盐——蓝铁矿。而其中在两类经厌氧消化的污泥中，大约有 60% ~ 67% 的铁元素表现为氧化蓝铁矿；而在另一类普通活性污泥中，这一数值仅为 57% 左右。但是，这一反应也会产生副作用，即污泥中的磷元素含量会上升。根据 Yamamoto-Ikemoto 等人的研究，向曝气池中加入氯化亚铁控制污泥膨胀的同时也会去除大量的磷元素，而且铁盐在抑制磷酸盐释放和硫化物生成方面也同样有效。此外，铁离子还能同钙、铜和锌等离子结合起来除磷，其主要原理是表面吸附作用。对钙、铜、锌和三价铁离子吸附能力的研究发现，当反应器中钙和锌的浓度大于磷酸盐的浓度时吸附能力明显增强。

4. 镁盐沉淀除磷

镁盐用于除磷是近几年刚刚兴起的一种新工艺，具有许多优点，能够改善污泥的消化，提高污泥的稳定性。在厌氧污泥消化器中加入氢氧化镁，能显著减少悬浮固体和 COD 的量，提高产气率，降低磷酸盐和氨氮的浓度，且磷的去除率也非常高，而工艺所需的反应时间取决于反应器中磷酸盐的初始浓度以及氢氧化镁的加入量。在 pH 高达 10.5 时，Shin 等人测得氨氮和磷的去除率可同时分别达到 83% 和 97%。目前对本工艺的认识和研究才刚刚开始，还有待进一步的实验和工艺可行性论证。

以上分别介绍了四种金属离子沉淀除磷工艺。现阶段，这些化学沉淀除磷工艺在商业上已经被广泛运用。但从实际情况来看，这些工艺的发展潜力并不大。这些工艺方法只是未来污水除磷的次要方法。因而到目前为止，在这一领域理论研究和工艺研发的进展不是很大。

2.1.2 人工湿地处理系统

湿地系统用于污水处理这一概念的提出已有几十年的历史。尽管如此，关于湿地系统的重视和研究是近几年才刚刚兴起的，关于其净化能力以及工艺改进等方面的研究成果也仅仅是近几年才大量发表于各种专业文献之中。

1. 传统人工湿地系统基本概念及其除磷机理

人工湿地系统是一种经济且技术要求低的环境污染控制工艺，目前主要用于污水处理。对于湿地系统的概念，可形象地描述为一个容器，其体积可大可小且长有大量水生植物，在某些情况下也存在陆生植物。在整个系统中，入流废水或水平或垂直地从一端缓慢地流到另一端，污染物质在流动过程中被

截留或吸收，这样污水即被净化成了洁净的出水。

湿地系统的净化能力是多方面的，首先体现在植物的过滤和吸收能力上。湿地系统中的植物，特别是大型水生植物，其淹没或半淹没的根系对污水具有过滤作用，能够截留悬浮固体降低 COD，是良好的大型生物过滤器；同时氮、磷又是植物生长的营养物质，湿地中的植物会通过根系吸收利用污水中的氮、磷元素，从而进一步减少了污水中的污染物。再次，湿地系统的净化能力又体现在微生物对污染物质的降解上。在淹没于污水的植物根系中，附着生长着大量的微生物，它们能够有效地将污水中不易被植物吸收利用的污染物质降解为能够被吸收的营养物质，从而促进了污水的净化效果，提高出水质量。最后，人工湿地系统内填充的衬层也具有一定的截留吸附作用。

人工湿地系统具有良好的除磷能力，Korner 和 Vermaat 对浮萍及其相关微生物（主要是藻类和细菌）的净化能力进行了研究，发现污水中接近 75% 的营养物质被去除。其中，浮萍大约去除了污水中总磷的 52%，剩余部分则是相关微生物的贡献。

2. 人工湿地系统的发展和改进

尽管人工湿地系统有着低耗高效、技术含量要求低的种种优点，但其不足之处也是十分明显的。首先，湿地系统的出水水质在很大程度上受到环境因素的影响。在当前对出水水质要求更加严格的形势下，如何做到在不断变化的外部环境因素下，有效地控制湿地系统的运行从而取得稳定达标的出水这一问题亟待解决。另外，湿地系统在处理难降解废水时能力显得不足，出水水质较差，如何改进工艺从而尽可能地提高其净化能力也是目前面临的研究课题。

针对以上问题，研究人员对人工湿地系统进行了进一步的研究，目前已取得了许多新进展，并提出了工程湿地（engineered wetland）的概念。工程湿地属于人工湿地的概念范畴，但又对人工湿地作了许多改进。在工程湿地系统中，可以根据不断变化的气候环境和不同的入流水质，有意识地改变湿地系统的运行参数和运行方式，从而实现对湿地系统的操控，以达到出水水质稳定的目的。比如，可以控制入流的流速，或者根据水质情况设置循环，使含有某一污染物的污水在湿地的某一特定区域被循环处理，以充分利用这一区域的特定净化能力。另外，填充对某污染物具有特定吸附能力的衬层也是有效的选择。在必要的情况下，也可以使用加热、添加化学物质或曝气等非常规方法；而在种植植

物方面，应该选择具有相应生物修复能力的植物。工程湿地还可以同其他处理工艺（如滴滤和 EBRP 等）结合起来，从而降低各自的负荷以提高系统总的净化能力。

上文中已经提到，湿地系统中填充的衬层对污染物具有吸附能力。衬层是湿地系统的重要组成部分，起到架构湿地系统结构的作用或供植物生长于其上，其性能的优劣在很大程度上影响着系统的净化效果。在除磷工艺中，应选择使用具有高效磷吸收能力的活性吸附剂作为衬层，同时还要求吸附剂具有足够的水力传导能力。在一个具有水平地下流的人工湿地，Drizo 等人通过合成污水对系统的除磷能力进行测试，同时选择具有良好物理化学性质和磷吸收能力的页岩作为系统的衬层。测试结果表明，无论湿地系统是否种有植物都表现出了绝对高效的除磷能力，在为期一年的试验中磷的去除效率都在 98% ~ 100% 之间。另外研究人员还发现，在选择土壤作为衬层时来自不同地区的土壤样品其性能有着很大的不同。Sakadevan 等人在实验中发现，来自新南威尔士和澳大利亚的土壤样品性能最优，而有的样品其性能表现很差。

目前，一种新型的湿地系统建设模式已在非洲提出。此湿地系统主要用于从市政污水中脱氮除磷。新的建设模式不仅要求湿地具有净化能力，同时还强调具有一定的景观作用。在新思路的指导下，系统中设计有池塘，种植有观赏性的植物，以达到处理污水和为居民提供休闲娱乐场地的双重作用。

综合考虑，湿地系统是污水处理的可行途径，能够在有限的资源条件下建设运行。湿地系统处理效果好、运行维护费用低，即使在发展中国家也完全经济可行，这有助于环境保护在全球范围内的发展。随着湿地系统理论的发展和技术的创新，比如有目的地选择植物、衬层的种类和大小，特别把湿地设计成工程湿地，实现对系统的操控，这些都使得湿地系统在那些土地资源有优势的地区成为可供选择的良好污水处理工艺。

2.1.3 传统生物除磷工艺

生物除磷，即是在生物反应器内通过微生物的作用实现磷的去除。而这种微生物的作用，即磷元素的去除机理，可以总结为两种：一种是通过生物对磷元素的直接吸收利用，即传统生物除磷工艺；另一种则是借助于活性污泥中特定微生物对磷元素的超量吸收能力，把磷元素以聚磷酸盐的形式贮存在生物体内，即是在下文中着重介绍的强化生物除磷工艺（EBPR）。

1. 传统生物除磷

在传统生物除磷工艺中，人们希望通过某一单一微生物种群的作用实现除磷，这主要包括细菌和微藻。这一领域的研究历史悠久，众多的成果报告已发表于各种专业文献，涉及到了多类微生物种群，其中蓝细菌表现出了较强的除磷能力。Sawayama 发现嗜热性的蓝细菌 *P. laminosum* 在 43℃ 的条件下，经 48h 的停留时间能使二级污水处理工艺出水的磷从 6.62mg/L 降到 0.02mg/L。但这些单一菌种易受到环境因素的影响，在实际的运行中如何维持一定浓度的微生物量从而使工艺稳定是需要克服的难题。

对于单细胞的微藻，主要困难在于净化完成后如何使大量的微藻细胞同水体分离。目前，有效的做法是让微藻细胞固定在球形的凝胶颗粒上生长，通过凝胶颗粒沉淀实现水藻分离。Lau 等人通过实验得出结论，虽然这样做会使微藻的生长速率下降，但经过三天的处理，污水中超过 95% 的氮和 99% 的磷被去除，而悬浮微藻在相同时间内的氮磷去除率大约为 50%。可见，处理效果明显提高。这一过程中氮、磷去除的机理主要是微藻的吸收和凝胶颗粒的吸附作用。

2. 传统生物除磷的发展

由于单一微生物在营养物去除功能上的某些缺陷和工艺运行上的不稳定性，把几种微生物结合起来共同用于污水处理越来越受到人们的关注。比如可以通过几种生物的结合同时实现对乙酸、丙酸、氨氮、硝酸盐和磷酸盐的有效去除，而这是单一生物所不能实现的。

当前这一研究方向的热点是使用促进生长细菌和微藻结合的工艺，即选择使用特定的菌种利用其对微藻的生长和营养物吸收的促进作用。至于促进作用的机理，主要是通过调节被作用植物的荷尔蒙代谢和矿物质吸收，强化这些单细胞植物的净化能力。同时，这些单细胞的植物也会像高级植物一样对这些特定细菌做出相应的反应，从而进一步强化这种促进作用。而且，通过这种人工结合（目前在自然界尚未发现），在很大程度上改变了微藻类被作用植物细胞内的细胞学、生理学和生物化学反应路径和产物。在半连续工艺中对合成污水进行实验，发现这种结合工艺比单独使用微藻能够显著地提高系统对氨氮和溶解性磷酸盐去除能力。而且在最近这一工艺在市政污水上的实验也取得了成功。

从总体上来看，传统生物除磷工艺在技术上并没有取得突破性的进展，尽管使用凝胶颗粒实现水藻分离的方法以及多种微生物结合的工艺都具有很好的

商业应用前景。而且传统生物除磷工艺也仅是非主流的工艺途径，仅在条件成熟的情况下是一种可供考虑的选择。

2.2 强化生物除磷工艺（EBPR）

如上所述，目前磷是环境保护中一个极其矛盾的焦点。一方面，污水中磷的过量排放已对环境造成了极大的危害，全球范围内水体富营养化随处可见，赤潮现象不断发生，所以污水除磷是必须的。另一方面，磷元素又是极其稀缺的自然资源。当前对磷矿石的超量开采必然导致不久的将来磷资源极度匮乏以及生产成本直线上升，所以，如何从污水中回收宝贵的资源又是每一个环保专业人员所必须重视的。

生物强化除磷工艺（EBPR）正好适应了这一形势，满足了从污水中除磷的同时回收磷资源的要求。EBPR 工艺不同于任何以往的除磷工艺，污水中的磷不是生成了不可溶化学沉淀物或是为有机体所吸收利用成为有机体的组成部分，而是被活性污泥中的特定微生物——聚磷菌（PAOs）超量吸收，并以聚磷酸盐的形式贮存在聚磷菌细胞内，这就为我们回收磷提供了可能。所以说，本工艺是一项可持续环境生物技术，应该进行深入研究和广泛推广，使工艺更加成熟并在磷回收上取得突破，从而促进社会发展造福人类社会。

2.2.1 生物除磷工艺基本概念

生物强化除磷工艺基于聚磷细菌的选择性富积，即通过改变活性污泥微生物生存的环境状态，使微生物不断在厌氧（绝对厌氧，无硝酸盐存在）和好氧两种状态下生长存活，从而选择驯化出一定数量具有 EBPR 能力的菌群。在工艺的微观方面，还涉及到了多种生物合成聚合物的代谢循环。其具体的诱导驯化机制是这样的：

厌氧状态下，活性污泥中作为菌种的微生物充分吸收污水中丰富的有机物质，并以生物聚合物的形式贮存于细胞内（主要是 PHA 和糖原）。这一代谢过程所需的能量主要来自其细胞内贮存的聚磷酸盐。聚磷酸盐是一种高能分子，在厌氧状态下水解并放出大量的能量，为微生物吸收有机底物并在细胞内把这些有机底物转化为 PHA 所用。与此同时，聚磷酸盐水解生成了正磷酸盐并释放到污水中，所以厌氧状态下 PHA 合成的同时伴随着正磷酸盐的释放。另外，微

生物体内的另一聚合物——糖原也提供一定的能量。但 PHA 的合成属于还原反应, 糖原的主要作用是提供还原力, 从而调节细胞内的氧化还原平衡。当驯化环境变为好氧状态时, 污水中有机物已被大量吸收转化, 此时微生物则利用胞内贮存的 PHA 提供生长所需的能量和碳源。而且, 微生物在生长的同时不断从污水中超量吸收磷, 并再次以聚合物的形式 (聚磷酸盐) 贮存在体内, 从而平衡聚磷酸盐在厌氧状态时的消耗。之所以称为超量, 是因为此时吸收的磷大大超过了厌氧时所释放的磷, 这就使得新加入污水中的磷也被有效吸收, 因而出水中磷被大大降低达到了除磷的目的。可见, 正是通过这种交替厌氧、好氧动态的驯化, 使得活性污泥中某些具有超量贮磷能力的微生物被选择, 其胞内的代谢路径被相应地诱导。这些微生物在反应器中的数量不断增加并最终成为优势种群, 从而使 EBPR 工艺达到稳定运行, 而这些具有超量聚磷能力的微生物我们统称之为聚磷菌 (PAOs)。

EBPR 工艺产生了富磷活性污泥, 这些污泥一部分作为接种污泥被循环回厌氧反应器, 另一部分则作为剩余污泥被排出。这样, EBPR 工艺在理论上便得到了完美的解释, 正常运行后便可以取得高效稳定的除磷效果。从反应器类型上讲, 无论采用连续式的推流反应器还是使用 SBR 反应器都可以完全达到本工艺的要求。

2.2.2 外加碳源的影响

在 EBPR 工艺的接种驯化阶段, 厌氧反应器中要有足够的有机物供聚磷菌合成 PHA, 这就需要加入碳源物质。常用的碳源物质有乙酸、葡萄糖, 但不同的碳源物质会使得微生物合成的聚合物有所不同。

在本工艺的驯化过程中乙酸是优质的碳源, 能够被微生物快速高效的吸收到体内并合成 PHA (主要是 PHB)。同时, 乙酸被快速吸收还能间接地促进正磷酸盐的释放, 这样就为好氧时吸收磷创造了前提。Ahn 等人研究发现, 在污泥沉淀及向厌氧池转移的过程中加入乙酸, 能有效地促进正磷酸盐在污泥层中的释放, 而在随后的好氧状态下几乎所有的正磷酸盐都被微生物吸收。而当葡萄糖被作为主要碳源加入时, 其效果不如使用乙酸那么明显, 释放的正磷酸盐较少, 且微生物合成的 PHA 中 PHV 的比例增加。

葡萄糖作为碳源效果比乙酸差, 其原因是多方面的。众所周知, 在厌氧条件下葡萄糖同样能被微生物以糖原的形式贮存在体内, 糖原的合成同 PHA 的合

成可能是同时的也可能是交替的。存储的糖原有时候并不能提高 EBPR 工艺的效率，它能促进微生物从污水中吸收各种底物合成 PHA，但致命的是它无法促进微生物在厌氧状态下有效地释放正磷酸盐。另一个原因是当葡萄糖作为碳源时，能够选择出这样的微生物种群：在好氧状态下不能合成聚磷酸盐而只能代替以合成糖原来平衡厌氧时的能量损耗；相应地在厌氧条件下也无正磷酸盐释放，而这却是 EBPR 工艺中最基础的一步反应。所以，当这些生物种群在反应器中占优势时 EBPR 工艺自然不能取得成功。

要使以葡萄糖为底物的 EBPR 工艺取得成功，反应器中就必须存在至少两类微生物——产乳酸菌（LPO）和聚磷菌。尽管葡萄糖被产乳酸菌转化为其他物质（可能是乳酸聚合物），但一定量的 PHA 仍然可以由聚磷菌在厌氧状态下合成，只是合成的 PHA 比预期的要少。所以，当环境改变为好氧态时，PHA 和其他存储的物质被代谢，污水中的磷酸盐被吸收聚集，EBPR 工艺达到稳定运行。另外研究人员还发现，PAOs 的聚磷能力与其体内贮存的碳水化合物（主要是 PHA）的量有关，存在着一定的相互作用。当体内碳水化合物含量高时，PAOs 的聚磷能力强；反之，则 PAOs 的聚磷能力相应下降。因而可以说污水中正磷酸盐的吸收速率与胞内的 PHA 量成函数关系。所以提高除磷效果的关键是让 PAOs 在厌氧状态下尽可能多地贮存 PHA，这也就为我们选择何种性质的底物提供了参考标准。

2.2.3 环境因素的影响

环境因素对 EBPR 工艺的诱导驯化过程以及稳定运行都有重要影响，合理地控制或避免这些因素的影响是 EBPR 工艺成功的关键。这些环境参数主要有 pH、温度、停留时间、聚磷菌细胞能量态、污水磷酸盐浓度以及一些其他因素，现对其作用一一表述。

1. pH

一般来说，在 EBPR 的驯化过程中较低的 pH 有利于增强聚磷菌的吸收能力。根据最近研究成果，对五座不同污水处理厂的污泥菌种进行实验，将其生长的 pH 从通常的 7.5 降为 5.5 发现，在随后的 EBPR 工艺中它们的正磷酸盐吸收能力分别有 50% ~ 143% 的增加。McGrath 等人对 100 株活性污泥中的微生物进行测试，发现当 EBPR 工艺被控制在其最佳 pH 5.0 ~ 6.5 之间时，有 34 株表现出了聚磷能力。但情况也不完全如此，Bond 在研究中发现，通过升高厌氧状

态下的 pH 能有效改善反应器较差的 EBPR 能力, 其原因可能是促进了厌氧状态下正磷酸盐的释放并抑制了非聚磷细菌的生长。

2. 温度

EBPR 工艺在低温下 (5℃ 左右) 运行效果较好, 在常温下降低工艺的运行温度能提高工艺的效果。究其原因, 则可归结为厌氧区内各种微生物同聚磷菌对底物的竞争。在低温条件下竞争的强度降低, 因而聚磷菌数量增加, 工艺效率提高。通过在长时间段内不断地改变温度研究其对 EBPR 工艺的影响, 结果表明温度的改变对好氧状态下正磷酸盐吸收的影响是轻微的, 而对 PHA 代谢、氧消耗以及细菌生长的影响是显著的。

3. 停留时间

一定的固体停留时间对于 EBPR 工艺的成功非常重要。首先获得一定数量的聚磷菌需要有足够的停留时间; 同时某些非聚磷的兼性细菌会在驯化阶段与聚磷菌竞争, 所以在 EBPR 工艺最初的调试运行阶段, 厌氧状态不能太短应保证菌种的驯化增殖。另外, 好氧态也不应太长, 要与厌氧态结合对应起来。比如, 若厌氧态较短而好氧态较长, 这样聚磷菌在厌氧态合成的 PHA 相对较少因而消耗的能量即聚磷酸盐也相对较少。在好氧状态下这些聚磷菌就不需要大量的摄取磷以补偿聚磷酸盐的消耗, 从而使聚磷菌的吸收能力不断退化, 进而 EBPR 工艺的除磷能力渐渐下降。总体上来说, 要取得较好的除磷效果污泥停留时间 (SRT) 不应少于 15d。

4. 聚磷菌细胞能量态以及污水磷酸盐浓度

聚磷菌对聚磷酸盐的合成和降解受到其细胞能量态和胞外磷酸盐浓度的影响, 且污水中的磷酸盐浓度较低时会抑制聚磷菌的生长。在磷酸盐和胞内能量都丰富的状态下, 聚磷菌能把超量的磷酸盐转化为聚磷酸盐, 这有助于聚磷菌在磷酸盐和能量匮乏或耗尽的状态下存活。当磷酸盐匮乏时, 贮存的聚磷酸盐水解, 正磷酸盐在跨膜质子梯度的作用下被释放, 补充污水中的磷酸盐; 当细胞的能量态下降胞内能量不足时, 可以从 ATP 获得或经由聚磷酸盐水解进行补充。因此, 维持 EBPR 工艺的稳定运行, 应在磷酸盐丰富的状态下调试运行。

5. 其他因素

除以上所述几种主要因素外还有一些控制参数也要引起足够重视。首先是好氧状态下的曝气量, 过分曝气会严重影响 EBPR 工艺的效率, 其原因是 PHA

被耗尽导致磷酸盐吸收停止。另外，污水中镁、钾和钙等金属离子的浓度对 EBPR 也有影响。这些金属离子是聚磷酸盐的组成成分，提高其浓度有利于聚磷酸盐的合成。同时由于这些元素在聚磷酸盐中的含量不同，即存在着一定的比例关系，所以其在污水中的比例也影响着 EBPR 的表现。

EBPR 的恶化也可以由无聚磷能力的糖原聚合细菌（GAOs）的过量增殖引起。这类微生物的代谢过程与聚磷菌极其相似，只是它们在好氧时不聚磷而是聚集糖原，在厌氧时从糖原的水解获得能量而不是从聚磷酸盐水解获得。另外，暴雨引起的水质改变、厌氧区过高的硝酸盐浓度都对 EBPR 有影响。

2.2.4 EBPR 工艺的发展——反硝化除磷

如上所述，某些微生物能够在好氧条件下超量摄取磷元素这一事实已被证实，并且已在实际运行中取得成功。但随着对营养物生物去除工艺（BNR）研究的发展，发现某些在缺氧条件下具有反硝化功能的兼性微生物同时也具有超量吸收磷元素的能力。这种缺氧条件下同时进行的反硝化和除磷现象被称为“反硝化除磷”，且为区别于传统的好氧聚磷菌，把这类具有反硝化除磷能力的菌群称之为反硝化除磷菌（DPB）。到目前为止，专业人员已对 DPB 做了大量深入的研究，成果主要有：

- （1）常规的除磷工艺系统中即存在相当数量的 DPB；
- （2）在缺氧状态下 DPB 能够以硝酸盐为电子受体，同时实现反硝化和聚磷；
- （3）磷元素以及 PHA 等有机物质在 DPB 细胞内的代谢途径与传统的聚磷菌相似，其摄取磷元素的能力也基本相同。

反硝化除磷现象的发现，提高了 EBPR 工艺的效率，推动了 EBPR 工艺的发展。根据新的发现，可以对传统 EBPR 工艺进行改进，设置为厌氧、缺氧和好氧三段式，强调缺氧状态的磷吸收。根据 Chuang 和 Ouyang 的测试，这一系统的效率分别为：有机物去除率 96.5%，总氮去除率 70%，而总磷去除率达到了惊人的 100%，即磷元素被完全去除。此外，Ahn 等人通过 SBR 反应器研究了 EBPR 中不同电子受体对其微生物群落的影响。实验设置了三种电子受体状态（即电子受体分别为氧、硝酸盐以及氧和硝酸盐皆存在），实验结果发现，不同的电子受体都能使生物群落发生相应的改变。而更重要的发现是，在硝酸盐和氧都存在条件下驯化出的微生物在缺氧状态下摄取磷元素的能力显著增强，这说明

DPB 的存在可以提高 EBPR 工艺的效率。这一观点已被大量研究证实; Merzouki 和 Shoji 都曾提到, 厌氧池中存有一定量的硝酸盐能促进 DPB 的生长, 从而增强缺氧状态下正磷酸盐的吸收。

反硝化除磷使得脱氮和除磷可以在同一反应器内同时发生, 这具有许多显著的优点。DPB 能够以硝酸盐为电子受体, 这就大大减少了氧的耗量, 节省了许多充氧曝气的费用。另外, 硝酸盐为 DPB 体内贮存有机物的氧化电子受体, 所以反硝化在不需要大量外加碳源的条件下顺利进行。这样就节省了进水中 COD 的消耗, 也从根本上减少二氧化碳气体的排放。污水中未被消耗的 COD 会最终通过沉淀以剩余污泥的形式被去除, 这部分污泥可以用来生产沼气, 这不仅有效地降低了系统的产泥量而且还获得了相当一部分的能量。专家指出, 从沼气生产中获得的能量要多于常规污水处理中曝气、脱水和焚烧所需的能量。这说明反硝化除磷也是一项可持续生物技术, 从根本上解决常规脱氮工艺对大量外加碳源的需求, 因而本工艺具有非常好的发展前景, 应进行大量的基础研究以取得实际工艺运行过程中的最大效益。

2.2.5 聚磷菌种群的研究

EBPR 工艺的成功依赖于反应器中一定数量聚磷菌 (PAOs) 的存在。经过在厌氧和好氧两种状态下的交替诱导驯化, 那些在厌氧态下能迅速高效地吸收有机物而在好氧态下能超量摄取磷的生物菌群被选择出来, 成为了生物反应器中的优势菌群。这一过程是自然选择的结果, 所以具有相当的稳定性, 这便是 EBPR 工艺成功的基础所在。

长期以来, 人们一直假定 PAOs 由某一种或几种特定的微生物构成。但是, 近来的研究表明 EBPR 工艺中聚磷现象并不是某一特定种属微生物所独有的, 聚磷现象是普遍的。虽然某些菌种在数量上有优势, 但从系统和分类上来说, EBPR 工艺中的微生物表现出了多样性, 存在着大量不同的菌属群落, 且通过分子方法还可以检测到大量的未知菌属。根据从其他微生物系统得到的启发, 形成这一现象的原因可能是聚磷菌不能以单菌种存在, EBPR 工艺中不同菌属之间可能存在着必不可少的相互作用。但到目前为止, 并没有发现某一或某些菌种是 PAOs 的存活与生长所必须的, 也没有任何单一的菌种能表现出完全的 EBPR 能力。因而, 基本的 PAOs 群落结构尚未被清晰地描述出来。相应地, 在 EBPR 中利用基于生态原理的方法对 PAOs 进行选择, 从而抑制其他非聚磷微生物的生

长，这一工作也没有得以有效开展。

为克服以上难题，大量的 PAOs 菌群探测工作已经展开。主要思路有两种：一是直接方法，即在光电显微镜下直接观测和分类；二是间接方法，通过分析微生物的分子和生物化学性质进行区分。这些方法取得了一定的成果，证实了 *Acinetobacter spp.* 这一菌属确实存在于 EBPR 工艺中。但根据目前的知识，此菌属并不一定是 EBPR 工艺中的主要微生物，Mino 就曾对此做过深入的研究与论证。近几年来，这一领域的鉴定工作已成为环境生物学的研究热点，已有多项新技术被采用，如基于细胞遗传学和分子生物学原理的荧光原位杂交技术（FISH）以及聚合酶链反应（PCR）等。在这些技术的辅助下，发现了大量具有 EBPR 能力的菌属，而在目前这些菌属都应被认为是 EBPR 工艺的参与者。

另外研究还发现，EBPR 工艺中磷酸盐的去除并不完全是由于聚磷菌的超量摄取。微生物的细胞团以及相关胞外聚糖（EPS）也起到了相当作用。根据 Oosthuizen 和 Cloete 的研究，约 57% ~ 59% 的磷元素被细胞团和胞外聚糖吸收。特别是胞外聚糖，平均存储了 23% ~ 30% 磷元素，起到了类似于贮磷仓库的作用。

综上所述，EBPR 工艺将是目前以及今后主要的生物除磷方法。或许在未来的除磷工艺中，EBPR 工艺将占到统治地位。通过与磷回收工艺的结合，EBPR 必将在今后的污水处理工艺中变得日益重要。同时还应看到，EBPR 工艺的发展还处在起步阶段，最基本的生物群落结构尚未确定，因而还需要大量的基础研究。而就目前的情况来说，EBPR 的处理效果已令人满意，这又从另一方面提高了人们对 EBPR 的期待，因为 EBPR 的应用前景显然不是现在所能描述的。

2.3 生物除磷工艺的发展沿革

2.3.1 强化生物除磷原理

随着水体富营养化程度日益严重，各国都出台了更为严格的出水水质排放标准，导致现有大部分污水处理厂被迫升级、改造。在污水处理工艺升级、改造时，不仅要满足脱氮除磷的需要，而且应尽可能降低工艺运行的能源消耗量和化学药剂使用量。在这种背景情况下，强化生物除磷（EBPR）工艺应运而生。

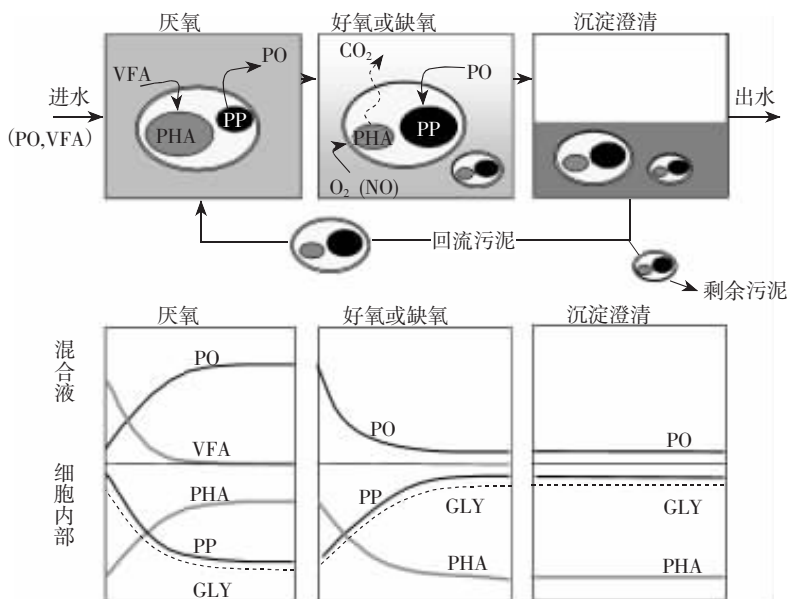


图 2-1
EBPR 工艺原理及各种相关化合物的变化过程

EBPR 技术的关键是使活性污泥在厌氧-缺氧-好氧区之间形成动态循环。在此种运行模式的驯化作用下，活性污泥中的聚磷菌（PAOs）在厌氧环境下的释磷量及在缺氧/好氧环境下的摄磷量达到比普通活性污泥高 3~7 倍的程度，这种现象被称为 PAOs 的过量释磷或摄磷。随着厌氧/缺氧/好氧过程的交替进行，PAOs 可以在活性污泥中形成稳定种属，并占据较大优势进行过量摄磷，从而使磷以多聚磷酸盐（poly-P）的形式积聚在活性污泥细胞之中，并达到非常高的程度（PAOs 在好氧/缺氧条件下所摄取的磷多于在厌氧条件下所释放的磷），最后通过富磷污泥作为剩余污泥排放而达到去除污水中磷的目的，其工艺原理见图 2-1。

2.3.2 强化生物除磷工艺发展沿革

目前，国内外 EBPR 工艺正向着工艺紧凑、节能高效方向发展，以下就 EBPR 工艺发展的历程作一简要介绍。

图 2-2 (a) 所示的 A/O 工艺是最基本的 EBPR 工艺，也称两段 Phoredox 工艺。该工艺前段为厌氧池（A-Anaerobic），PAOs 在厌氧池中吸收转化一大部分有机物，同时释 PO_4^{3-} ；然后混合液流入好氧池（O-Oxic），被转化贮存的有机物 PHA 以 O_2 作为电子授予体氧化分解，同时 PAOs 超量摄取水环境中的 PO_4^{3-} ；富含 poly-P 的 PAOs 污泥经沉淀后作为剩余污泥排放，从而使污水中磷

得到去除。

图 2-2 (b) 所示的为五段 Phoredox 工艺, 1975 年由 Barnard 等人从 Bar-denpho 工艺变型而来。该工艺在 A/O 工艺的基础上在厌氧区与好氧区间增设了缺氧区, 并在好氧区与缺氧区间设置了内回流, 以强化 NO_3^- 的反硝化过程。为保证 NO_3^- 的去除和磷的有效摄取, 在第一个好氧区后又顺序设置了一个缺氧区和一个好氧区。

图 2-2 (c) 所示的为 A^2/O 工艺, 也称厌氧/缺氧/好氧同步脱氮除磷工艺。五段式 Phoredox 工艺虽提高了除磷效果, 但工艺显得过长, 使工程造价过高。因此, 将五段式 Phoredox 工艺后两个好氧区与缺氧区省略后变成为三段式 Phoredox 工艺, 即 A^2/O 工艺。这样的工艺设计不仅可实现同步脱氮除磷过程 (反硝化脱氮与生物除磷分属两类不同细菌: 普通异养菌与 PAOs), 在随后的运行实践中也发现了反硝化除磷细菌 (DPB) 的反硝化除磷现象 (同一类细菌 DPB 同时完成反硝化脱氮与生物除磷过程)。

图 2-2 (d) 所示是 1984 年 Ekama 等人提出的 UCT (University of Cape Town) 工艺。为完全排除厌氧池内 NO_3^- 对释磷的干扰, UCT 工艺不是将污泥直接回流到厌氧池而是首先回流到缺氧池, 在缺氧池内反硝化将 NO_3^- 尽可能去除后, 再进入厌氧池与污水混合。在 UCT 工艺的运行实践中也发现了 DPB 的反硝化除磷现象。

图 2-2 (e) 所示的 Johannesburg 工艺是对 UCT 工艺的变型, 是在污泥回流线上单独设置了一个用于去除 NO_3^- 的反硝化缺氧池, 从而避免了 UCT 工艺中回流交叉的现象, 使工艺运行更易控制。

图 2-2 (f) 所示的 MUCT 工艺也是对 UCT 工艺的改进, 称之为改良型 UCT 工艺。同样是为了解决 UCT 工艺中从好氧区至缺氧区内回流中所携带的 NO_3^- 会回流至厌氧区的隐患, 所以, 将缺氧区一分为二, 各尽其责, 使工艺更加清晰有效, 这种顺序直线型流程在工程上较 Johannesburg 工艺更易实现。

图 2-2 (g) 所示的是 BCFS[®] 工艺, 以 UCT 或 MUCT 工艺为基础, 1996 年由荷兰 Van Loosdrecht 等人根据 DPB 反硝化除磷的原理设计而成。从工艺流程上看, BCFS[®] 工艺较 UCT 工艺增加了两个反应池。第一个增加的反应池是介于 UCT 工艺的厌氧池与缺氧池中间的接触池, 可起到第二选择池的作用, 用于抑制丝状菌生长。第二个增加的反应池是混合池 (交替曝气: 缺氧或好氧), 介于

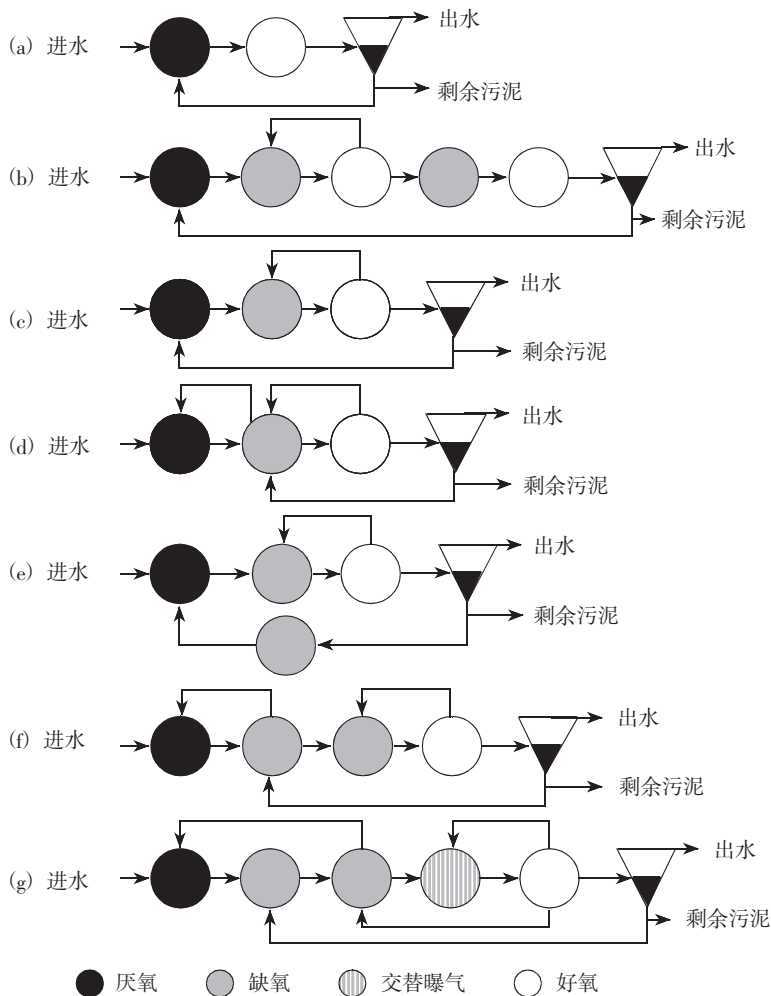


图 2-2 强化生物除磷工艺流程图

- (a) A/O 工艺;
 (b) Phoredox 工艺;
 (c) A²/O 工艺;
 (d) UCT 工艺;
 (e) Johannesburg 工艺;
 (f) MUCT 工艺;
 (g) BCFS[®] 工艺

UCT 工艺缺氧池与好氧池之间，目的是形成低氧环境以获得同时硝化与反硝化，从而保证出水含有较低的总氮浓度。在工程上，BCFS[®] 工艺以 5 个同心圆反应池与 1 个中心化学除磷池为结构设计，使工程量减至最低。

2.4 磷的回收利用

前已述及，磷是十分宝贵、十分稀缺的不可再生资源，且按照目前的开采量计算含磷丰富的磷矿石将在 100 年之内被耗尽。污水处理厂排出的活性污泥

(即生物固体)含有相当数量的磷元素,从中进行回收并作为工业上磷肥生产的原料是可行的。另一方面,目前对排出污泥的磷含量要求越来越严格,而回收磷恰好缓解了这一压力。所以从污水中回收磷具有“一石二鸟”的作用。尽管目前这些含磷污泥还主要被当作污染物来看待,但这种观念正在慢慢发生转变。

传统除磷工艺主要是金属离子沉淀,生成的磷酸盐为非溶解性的不能被用来生产肥料。尽管如此,目前通过其他技术而非离子沉淀的方法实现从市政污水处理厂中回收磷已成为可能。从经济上来考虑,回收进入污水处理厂总磷的10%~80%是可行的,且生产出的含磷产物在质量上要优于目前的磷矿石。在这些非离子沉淀的方法中,最具潜力的则是生物营养物去除工艺(BNR),特别是其中的EBPR工艺。

2.4.1 鸟粪石

从污水中回收磷,最具发展前景的是六水磷酸铵镁($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, MAP),即通常所说的鸟粪石。根据Gaterell等人的研究,每年仅西欧可收回的磷肥量(以 P_2O_5 计)就将达到270000t。所以,从理论上讲产量是非常可观的。目前这一课题已引起了研究人员的广泛重视,在日本把小量回收的鸟粪石作为肥料使用的研究已经开展。

1. 生成条件

一定的条件下,污水处理系统中能够自动生成鸟粪石。这些条件包括:存在高浓度的溶解性磷和氨氮,悬浮固体的浓度较低且pH在7.5以上;污水中鸟粪石的组成成分同时存在且分子之比约为: $\text{Mg}^{2+}:\text{NH}_4^+:\text{PO}_4^{3-}=1:1:1$ 。因此要使鸟粪石有效地生成,就应在反应器中创造并尽可能满足这些条件。首先,通常的市政污水中氨氮含量丰富而镁含量不足,所以加入适量的镁是必需的,这同时也提高了污水的pH。但在污水中加入氯化镁、盐卤等廉价含镁化合物也会使磷在短时间内(约10min)发生反应沉淀出来,降低了溶解性磷的浓度不利于产物生成。升高pH的方法有很多,简便常用的有:可以加入氢氧化钠,但价格比较昂贵;也可以通过曝气,从污水中吹脱二氧化碳。鸟粪石的生成速率与溶解性磷在反应器中浓度有关,浓度越高速率越大。另外,增加反应器的搅拌强度也能有效地提高生成速率。

2. 生产潜力与方法

从上述的生成条件可知,设计出满足这些条件的工艺流程,实现从污水中

大量生产鸟粪石是完全可行的。对于具体的磷回收区域及反应构筑物，郝晓地与 van Loosdrecht 建议：一是在厌氧池末端设置一挡流板，抽取少量富磷上清液，用专一的反应器沉淀并回收磷；磷沉淀后的上清液继续流回后续缺氧/好氧反应池。二是将含高浓度磷酸盐以及氨氮污泥消化液一并引入磷回收反应器进行磷回收。这样做不仅可避免因鸟粪石自然生成可能会堵塞污水处理工艺中各种管道的弊端，而且在专一的反应器中可以充分利用磷浓度高的特点高效生成高纯度的鸟粪石。

目前，生产鸟粪石并无成型的固定模式，反应器的类型也是多种多样。近来，一个鸟粪石结晶反应器在日本开始运行，在污泥厌氧消化后的滤出液中添加氢氧化镁生产鸟粪石。pH 通过加入氢氧化钠控制在 8.2 ~ 8.8 之间。经过 10d 的反应，生成的鸟粪石晶体小球直径在 0.5 ~ 1.0mm 之间。

鸟粪石含有氮、磷元素，所以其回收必然会降低剩余污泥中氮、磷的含量，特别是对于磷元素的影响将非常明显。污水中 N:P 的比例通常为 8:1，而鸟粪石中二者比例为 1:1，所以从理论上讲回收鸟粪石可以使污水中氮降低 12.5%。但以目前的技术水平，污水中的磷不可能被完全回收生产鸟粪石，所以相应的氮减少量要低于 12.5%。回收鸟粪石降低污泥中的磷含量具有以下优点：改善了剩余污泥的性质，使之作为肥料的适用性更强，也不会因磷含量高产生水体富营养化造成二次污染；降低了污泥处理的难度，缓解了因严格的污泥排放标准带来的环保压力。

3. 用途

鸟粪石具有许多用途。最显而易见的则是被当作生产化肥的原料，也可以用来做防火面板和水泥。现今，鸟粪石作为肥料很有发展潜力。目前比较有价值的是把鸟粪石直接作为慢效肥料使用，可用于观赏植物、果树、蔬菜、森林等，具有可一次性大量加入、肥效长，对作物无害的优点。

由于目前鸟粪石的提纯技术还不成熟，所以在短期内鸟粪石用于清洁剂、食物和化妆品这些产业还不可能。但随着优质磷矿石价格的不断上涨，工业部门不得不被迫使用劣质矿石。这必将推动鸟粪石提纯方法的研究，也将进一步扩展其应用领域。所以说，含磷丰富的鸟粪石应用前景是非常光明的。

2.4.2 磷回收的其他方法及磷酸盐溶解微生物的作用

一些其他的磷回收方法于近几年被大量提出，尽管某些方法的除磷机理还

不十分明确。对污泥进行加热实现磷回收是一种简单有效的方法。在 70°C 时对污泥加热 1h, 能使生物固体中的聚磷酸盐被大量分解释放。再加入氯化钙进行沉淀, 能获得污泥中总磷的 75% 左右。还可以利用具有高吸附能力的物质对磷吸附截留实现磷回收, 反应所得混合物可以用来做肥料。例如高炉炉渣就能够吸附污水中的磷, 反应过程中钙离子同磷酸盐生成羟磷灰石沉淀, 这也说明炉渣的除磷机理主要是生成钙磷沉淀。工艺生成的混合物为羟磷灰石, 是一种非溶解性的磷酸盐, 作为肥料使用则必须有效率高、费用低的溶解工艺。目前看来, 这一瓶颈或许可以通过磷酸盐溶解细菌 (PSB) 和磷酸盐溶解真菌 (PSF) 取得突破。

PSB 和 PSF 都是普通的土壤微生物, 种类繁多分布广泛, 几乎在任何耕地和林地中都可以存活。这些微生物被施于田地后能产生大量的有机酸, 可以将一同加入的鸟粪石、羟磷灰石等不溶性磷酸盐溶解, 使得非溶解性磷酸盐直接作为肥料使用成为可能。这在经济和环境上具有重大意义, 可以有效解决回收的磷酸盐难于利用的尴尬难题, 从而在根本上促进磷回收技术的研究与发展; 另一方面, 环境问题最终由环境方法来解决, 体现了生态平衡与环境和谐的巨大优势所在。

面对优质磷矿石将在不到 100 年的时间内被耗尽的严峻事实, 寻找新磷源就变得极其紧迫和重要。鸟粪石作为化肥工业最具潜力的磷矿石替代品具有非常好的应用前景, 可以直接作为肥料使用或者是仅仅需要简单的工业加工, 如使之颗粒化或与其他物质混合。此外, 可以通过肥料工业中的某些方法来进一步地改善鸟粪石的性质, 比如使用磷酸提高其溶解性, 使之作为肥料取得令人更加满意的效果。一方面, 不断严格的污泥排放标准和要求环境不再受磷污染的规定给环保工作带来了压力; 另一方面, 优质磷矿石的不断被耗尽和随之上涨的价格也要求寻找新的磷源。这一切必将推动鸟粪石作为磷矿石替代品的研究与开发, 这既是环保的要求也是工业的需要, 对未来的工业生产具有重大意义。

2.5 未来技术研究方向

水体富营养化是一个全球性的环境问题, 主要是由于氮、磷等营养物在环

境中的超量排放引起的。随着不断严格的环保法规，这些营养物必须被有效去除，这一方面给环保工作带来了巨大压力，同时也推动了现有污水处理工业的快速发展。

向污水中投加金属离子或聚合物通过沉淀除磷是非常有效的，但当前所关注的焦点问题不仅仅是除磷，而是在去除的同时达到回收磷资源的目的。因为磷将是非常稀缺的资源，回收磷有益于工业生产和社会发展。目前，三级污水处理把磷作为不可利用的污染物去除，并和其他污染物质一起以污泥的形式被排出。所以，需要通过某一工艺使磷在被去除的同时与其他废物分离，这样磷元素就能作为肥料或在其他需磷的产业中被循环使用。

不断成熟的鸟粪石、羟磷灰石结晶技术推动了磷回收利用的发展。而最佳的方法是把 EBPR 工艺同结晶技术结合起来，这样可以节省沉淀反应所需的药剂，提高反应污水的磷含量，减少反应器容积，最终从根本上降低生产成本。

生物除磷技术是磷回收利用的基础，而 EBPR 工艺则是这些生物技术的代表，所以对 EBPR 工艺原理的良好理解和其生物群落结构的充分认识是必不可少的。但目前在群落结构的认识上遇到了很大困难。由于 EBPR 工艺中的一些微生物是无法通过培养获得的，所以传统的驯化培养技术无法取得有效的成果。进一步的研究需要更先进的微生物探测技术，这样一来以核糖体 RNA 为目标的核苷酸探针技术被广泛使用，杂交技术也快速有效地发展起来。为了对群落结构有直观的认识，直接观察不同 EBPR 工艺中的各种 PAOs 分布情况和作用表现是非常重要的，因而分子生物学的知识以及分子方法都将被应用。此外还发现，EBPR 工艺中各种不同种类的 PAOs 都表现出相同的代谢机理，这说明决定新陈代谢的关键基因在这些微生物中可能是普遍存在的。这些技术和发现都在不断推动着群落结构认识的发展前进，并最终解开谜底走向明朗化。

通过以上对各种除磷以及回收工艺的了解和研究，我们认为应在以下方向继续开展深入的研究和实验：

(1) 应继续对 EBPR 工艺中的可培育菌种进行分离，并利用分子方法对目前不可培育菌种进行探测，认识其特征和作用。要完成对 PHA、糖原、乙酸、正磷酸盐以及污泥的含磷量这些基本参数的测定，这或许会发现 EBPR 工艺的某一特征与已知菌种之间的某些联系。

- (2) 应实现对决定聚磷酸盐代谢基因的操控，以提高基因表达效果。
- (3) 应开发出独立且经济高效的污水鸟粪石、羟磷灰石回收工艺。
- (4) 应对这两种具有可能性的肥料（鸟粪石和羟磷灰石）及其工业加工的附带产物进行土地肥效试验。
- (5) 对磷酸盐溶解微生物同鸟粪石、羟磷灰石结合使用的效果进行论证，分析出这些微生物能否代替通常的化学处理。
- (6) 进一步深入对工程湿地的认识和研究。

第3章 可持续污水生物脱氮除磷技术

3.1 侧流富集/主流强化硝化升级工艺——BABE 技术

世界各国污水排放标准的不断提高导致污水处理技术不断更新。对已建污水处理工艺的升级来说，升级首先要满足的就是脱氮。污水单纯生物脱氮从技术角度来说已不存在任何难点，但对升级工艺而言，硝化能力不足常常成为众多污水处理厂脱氮效果的瓶颈，特别是在低水温（低于 15℃）的情况下。

大多已建污水处理厂需要不增加主流线（污水处理）曝气池体积而可以强化硝化能力的升级工艺。这样一来，在侧流线（污泥回流）上考虑问题便显得十分重要。在此情形下，荷兰某工程咨询公司与荷兰代尔夫特理工大学（TU Delft）Kluyver 生物技术实验室一道新近研发了一种旨在提高活性污泥硝化能力的侧流富集/主流强化的升级工艺——BABE 技术。该项技术在实验室小试的基础上，借助于数学模拟技术已直接用于荷兰某污水处理厂升级改造。

本文介绍这种工艺的研发背景、技术概念、发展过程、应用效果等方面的情况，并对应用前景作简要分析。

3.1.1 研发背景

强化硝化能力最简单的工程措施可以靠加大曝气池体积的传统方法来实现，但曝气池体积增大势必带来占地与投资问题。况且，曝气池体积增大还会加速异养菌对 COD 的降解，使反硝化可有效利用的碳源减少。因此，大多数待升级的污水处理厂不希望仅靠加大曝气池体积的做法来提高硝化能力。

对此，20 世纪 90 年代针对强化活性污泥硝化能力的研究和应用渐渐增多，但大都仍在主流线上想办法。例如，一种途径是在曝气池中增加固定硝化细菌

的数量,或是在曝气池中放置填料。另外一种途径是在主流线外以独立于主流线的发酵装置(可导致最低所需污泥龄)培养硝化细菌,然后再接种于曝气池中。然而,在曝气池中放置填料以及硝化细菌的独立培养同样会带来投资问题。再者,经硝化细菌独立培养而被接种的菌属未必与曝气池中原有菌属相同。换句话说,被接种的硝化菌属不一定适应主流线环境条件,因此也就难以发挥其强化硝化能力的作用。

进入21世纪以来,有关污水处理技术方面的研究热点正向着经济、适用的脱氮工艺方向迈进。从污水处理工艺宏观角度看,单独去除来自于消化池污泥消化液中的氮负荷会明显改善主流线脱氮效果。污泥消化液是消化污泥脱水后形成的液体,其特点是体积小(仅为处理水量的1%)、温度高(约30℃)、氨氮浓度高(750~1500mg N/L,平均为进水总氮负荷的15%),大多数污水处理厂一般将其回流到主流工艺与污水一并处理。显然,若能对这股浓度高、流量小并带有余温的消化液单独处理,将会以极为经济的投资使出水氮浓度明显改观。

为达到上述目的,除了最新在荷兰研发并应用的SHARON技术外,还有已成熟应用于工程实际的空气或蒸汽吹脱法、三相流化床、膜生物反应器(MBR)等技术。然而,在以侧流方式刺激硝化细菌生长、繁殖,并使之回流到主流工艺,用以强化主流工艺硝化能力方面,SHARON工艺似乎存在缺陷。虽然SHARON工艺能以极为有限的体积(或水力停留时间)、经济的成本和较高的效率将氨氮转换为亚硝酸氮,但SHARON出水中仅含单一的亚硝化菌,且均为游离细菌(分散状,非絮凝体)形式,它们一旦被回流到主流工艺,很容易被较高形式的微生物(原生动物等)所捕食。因此,SHARON工艺不适合用来强化主流工艺的硝化能力。在此情形下,一种适合于侧流富集硝化细菌,主流强化硝化能力的新工艺——BABE技术应运而生。

3.1.2 技术概念

BABE一词为英文“Bio Augmentation Batch Enhanced”缩写,意为“生物强化/间歇富集”。BABE技术的基本思路为,以侧流方式用消化液中氨氮刺激硝化细菌生长,并使之回流至主流工艺,以强化主流工艺的硝化能力。BABE技术一个关键特性是要让一部分来自于主流工艺二沉池的回流污泥进入BABE反应器(图3-1),使硝化细菌以絮凝体形式悬浮增长。消化液中带有余温的高浓

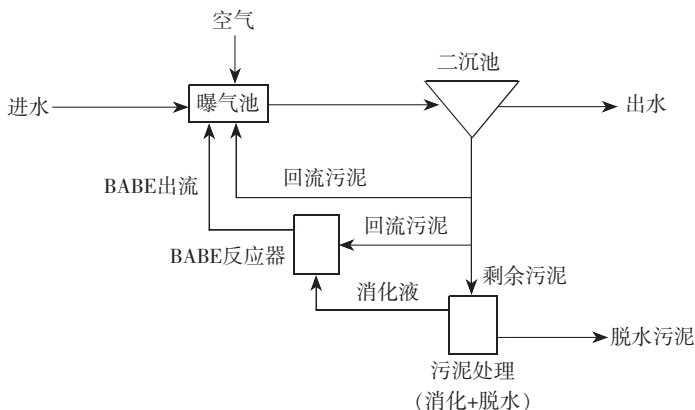


图 3-1
BABE 反应器
技术概念及工
艺流程

度氮在 BABE 反应器中能够增强活性污泥的硝化能力。主流工艺接种了在 BABE 反应器被富集的硝化细菌后硝化能力会被提高，氮的去除效率也会随之提高。以这种方式接种于主流工艺的硝化菌属显然始于曝气池，所以接种不存在不同菌属的问题。

在 BABE 反应器内，氨氮顺序被氧化为亚硝酸氮和硝酸氮，同时也因此产生酸度。为了迅速转换氨氮，必须要中和一部分所产生的酸度。对此，虽然可以通过投加苛性钠的方式达到目的，但建议最好应用反硝化方式来增加碱度。反硝化可以靠施加外部碳源（如甲醇），也可以利用已存在于活性污泥内的内部碳源（如 PHA）来实现。利用内部碳源实现反硝化是 BABE 技术的一个主要特点，这样可以节省相当多的甲醇或苛性钠投加量，甚至有可能完全省略。甲醇或苛性钠的节省量取决于氮负荷、消化液碱度、进入 BABE 反应器的污泥类型和数量以及所希望的 BABE 反应器出水硝酸氮浓度等情况。

BABE 反应器以间歇（SBR）工作方式运行，分 4 个阶段（进水、反应、沉淀、排水），有些步骤亦可同时进行。反应过程可以在一个反应器内以硝化——反硝化交替方式进行，也可考虑在两个具有内循环的反应器内分别进行硝化和反硝化。BABE 反应器有效体积由消化液氮负荷与出流中硝酸氮浓度决定。BABE 反应器体积可以通过增加固体浓度的方式减小。最大容许固体浓度取决于污泥指数（SVI）与沉淀阶段的时间长度。然而，污泥沉淀并不需要十分完全，因为污泥最终要被回流至主流工艺接种污泥。

3.1.3 发展过程

因为 BABE 技术原理相对较为简单，所以在实验室小试的基础上，借助于

数学模拟技术很容易上升到大规模工程应用或现场试验，这将大大缩短技术转化为生产力的时间。

Garmerwolde 污水处理厂进出水情况 表 3-1

参 数	进 水	出 水	处理效率 (%)
Q (m^3/d)	69400	69400	-
COD (mg/L)	403	67	83
BOD ₅ (mg/L)	154	9.5	94
TKN (mg N/L)	47	17.3	63
NH_4^+ (mg N/L)	33	14	58
NO_3^- (mg N/L)	-	9.3	-
TN (mg N/L)	47	27	43
TP (mg P/L)	5.3	1.3	75
MLSS (mg/L)	112	21	81

为考察 BABE 技术在实际工程中的应用效果，一项由荷兰“应用水研究基金 (STOWA)”资助的 BABE 技术升级试验已在荷兰 Garmerwolde 市政污水处理厂 (原始设计仅满足 COD/BOD 去除，升级试验前进出水情况见表 3-1) 完成，并于 2002 年 1~6 月进行了现场处理效果调查。在嵌入 BABE 反应器之前，Garmerwolde 污水处理厂年平均出水总氮浓度超过了 10mg N/L。数学模拟技术显示，嵌入 BABE 反应器后可使该处理厂出水总氮浓度降至规定的 10mg N/L 以下。由于 Garmerwolde 污水处理厂拥有 6 条平行的高负荷活性污泥处理流程 (每个曝气池体积为 2520m³)，且彼此之间，曝气池、二沉池、污泥回流等单元相互独立，所以可以在一条处理流程上嵌入 BABE 反应器，而选择另外两条流程作为对比工艺。于是，现场调查可以针对以下三种流程进行：

- (1) 嵌入接纳污泥消化液的 BABE 反应器的流程 (BABE 流程)；
- (2) 未接纳污泥消化液也没有嵌入 BABE 反应器的流程 (对比流程 1)；
- (3) 接纳污泥消化液但未嵌入 BABE 反应器的流程 (对比流程 2)。

3.1.4 试验效果

在现场调查期间，BABE 反应器中的污泥浓度为 3400mg VSS/L (6400mg SS/L)，污泥龄 (SRT) 为 2.4d，实际运行温度为 23℃ (因该处理厂消化污泥

脱水前与大量外来低温污泥混合)。BABE 反应器实际工作情况见表 3-2。

BABE 反应器出流情况

表 3-2

参 数		BABE 出流
NH ₄ ⁺	(mg N/L)	86
NO ₃ ⁻	(mg N/L)	61
NO ₂ ⁻	(mg N/L)	25
TN	(mg N/L)	172
COD	(mg/L)	156
硝化效率	(%)	75
反硝化效率	(%)	66

对 BABE 反应器过程控制的基本目标就是以最低的石灰投加量（调节 pH）完成最大的硝化细菌富集量。之所以需要用石灰调节 pH 是因为该处理厂消化液碱度太低（由于在污泥脱水时投加了铁盐）。在没有投加外部碳源的情况下，BABE 反应器在完成 75% 的硝化效率的同时亦实现了 66% 的反硝化效率。表 3-3 列出了嵌入 BABE 反应器的流程及另外两个对比工艺的现场调查结果。表 3-3 显示，嵌入 BABE 反应器的流程确实可以降低主流工艺出水氨氮的浓度。这表明，由 BABE 反应器所富集的硝化细菌对主流工艺的活性污泥微生物成分产生了明显的影响。对污泥进行微生物组成分析揭示，在 BABE 反应器中所富集的硝化细菌确实已经存在于主流工艺的活性污泥之中。

BABE 反应器中硝化细菌富集对主流工艺出水氮浓度的影响

表 3-3

Garmerwolde 污水处理厂	出水中氨氮浓度 (mg N/L)	硝化速率 (23℃) [mg N/ (g VSS · d)]
BABE 流程	5.2	104
对比流程 1	9.9	65
对比流程 2	13.3	87

因为所嵌入的 BABE 反应器利用的是一个处理厂内闲置的污泥浓缩池（有效容积为 1250m³），所以其大小并不是最佳体积。通过对主流及侧流工艺建立

联合数学模型,并应用实际工艺参数模拟显示,存在一个最佳的 BABE 反应器体积 (300m^3) 左右,它能使主流工艺的氨氮浓度进一步降至 2mg N/L 以下。这主要是由于体积减小导致污泥龄缩短,从而使硝化细菌在 BABE 反应器内的内源衰减率降低,因而增加了主流工艺中的硝化细菌数量。换句话说, BABE 反应器因污泥龄的缩短而导致本身硝化效率降低,但可以使整个处理工艺的硝化/脱氮能力提高。这不仅已从现场调查数据中得到印证,而且数学模拟与物料平衡更为清晰地显示,在总的出水氮浓度不变的情况下, BABE 反应器硝化能力从 90% 下降为 75% 后使得主流工艺的硝化能力提高约 4%。因此,一个较小 BABE 反应器的体积具有一举两得之功效。

模拟也显示, BABE 反应器中硝化细菌对主流工艺接种的影响随着温度的降低 (低于 15°C) 而增强。这是因为温度低时主流工艺中的硝化细菌数量较高温时要少得多。所以,低温时接种来自 BABE 反应器的污泥能相对较多地增加主流工艺中的硝化细菌数量。因此, BABE 反应器的作用在冬季要比夏季明显。

3.1.5 应用前景

现场试验已经初步证实,作为一种升级技术 BABE 反应器不失为一种简单、有效的工艺选择。这一适用性技术特别适合于主流工艺中硝化能力不足的情况 (特别是水温低于 15°C 时),接种也会对一些工艺中硝化细菌易受环境等条件变化影响的情况起到均衡微生物的作用。BABE 技术适合于任何已建成的污水处理厂、任何需升级的活性污泥工艺。特别是因 BABE 反应器所需体积小而作用大这一特点,使得这种升级技术具有很大的市场应用潜力。BABE 技术可以说已经成熟,不需进一步试验验证便可直接工程应用。

荷兰 's-Hertogenbosch 污水处理厂将是第一个应用 BABE 技术的处理厂。该厂目前日处理能力为 $56500\text{m}^3/\text{d}$,曾在 2000 年做过增加磷去除的升级改造 (增设厌氧与缺氧单元)。但升级后氮的去除并不理想,超过了年平均 12mg N/L 的标准。考虑到这种情况以及未来水量及负荷的进一步增加,经过各种方案 (SHARON, SHARON + ANAMMOX, CANON 与 BABE) 比较后最终选定以 BABE 方式继续对该处理厂升级,特别是针对冬季低温情况下硝化能力较弱的情形。新的 BABE 反应器已于 2005 年 9 月投入运行。

3.2 反硝化除磷原理与工程实践

3.2.1 生物除磷代谢模型

从印度研究人员 Srinath 等人于 1959 年首次提及废水生物除磷现象以来, 各国科学家对生物除磷机理进行了长达 20 余年的摸索研究。然而, 早期生物除磷研究往往以实际废水处理工艺为主要研究对象, 且注意力大多集中于好氧条件下的生物摄磷过程, 并没有注意磷的厌氧释放同好氧摄取之间的关系。直到 20 世纪 80 年代初, 荷兰研究人员 Rensink 才首次报道了好氧摄磷与厌氧放磷过程之间存在着某种必然联系。在此基础上, 生物除磷的一个完整生化代谢模型才由后续一些科学家完善、定型。图 3-2 显示了这个已基本定型的生物除磷生化代谢模型。

一般认为, 废水中的基质 (COD) 首先在厌氧条件下被转化为细菌细胞内的聚物质——PHA (即 PHB + PHV, 以 PHB 为主要成分), 这个过程所需的能量来源于细胞内多聚磷酸盐。结果, 磷酸盐被释放到细胞之外。当环境改变为好氧条件后, 由于环境中缺乏 COD 而使得在厌氧条件下贮存的 PHB 被用来充当基质。借助基质所提供的能量, 细菌在此条件下过量摄取环境中的磷酸盐而在细胞内形成多聚磷酸盐, 细菌同时得到增殖。此外, 在好氧条件下糖原也得到补充。在好氧条件后分离增殖的细菌, 磷便能随细菌细胞而被排除。聚磷细菌 PAOs 细胞内的磷含量可高达 12% (以细胞干重计), 而普通细菌细胞的磷含量仅为 1% ~ 3%。可见, 生物聚磷后的细菌分离可有效将废水中的磷酸盐脱除。

兼性反硝化细菌生物摄/放磷作用被确认不仅拓宽了磷的去除途径, 而且, 更重要的是这种细菌的生物摄/放磷作用将反硝化脱氮与生物除磷有机地合二为一。这就为可持续废水处理工艺的发展奠定了十分有力的技术基础。如图 3-2 所示, 在缺氧 (无氧但存在硝酸氮) 条件下, 反硝化除磷细菌 DPB 能够像在好氧条件下一样, 利用硝酸氮充当电子接受体, 产生同样的生物摄磷作用。在生物摄磷的同时, 硝酸氮被还原为氮气。显然, 被 DPB 合并后的反硝化除磷过程能够节省相当的 COD 与曝气量, 同时也意味着较少的细胞合成量。

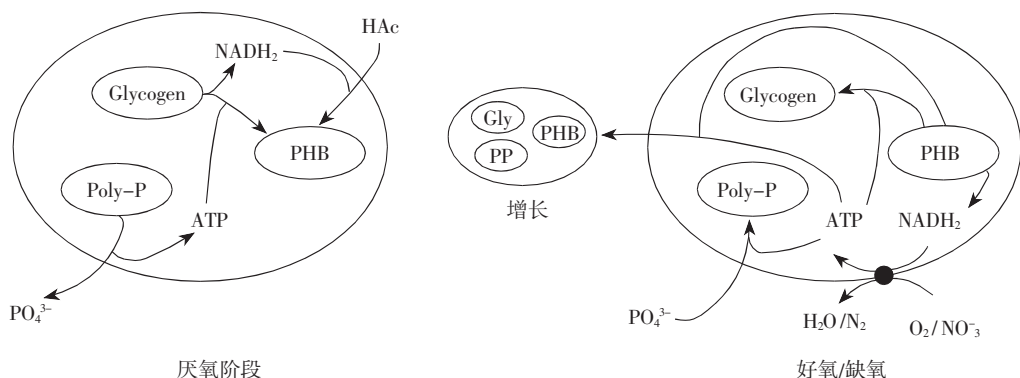


图 3-2 生物除磷生化代谢模型

HAc: 醋酸 (COD) Glycogen: 糖原 Poly-P: 多聚磷酸盐 ATP: 三磷酸腺苷
PHB: 聚-β-羟基-丁酸 NADH₂: 烟酰胺腺嘌呤二核苷酸 (辅酶)

污水生物磷去除由聚磷菌 (PAOs) 或反硝化除磷菌 (DPB) 来完成。对于反硝化除磷而言, 工艺必须结合硝化过程, 为 DPB 提供充足的硝酸氮。因此, 反硝化除磷在很大程度上取决于适当的工艺组合, 工艺组合不仅要满足 PAOs/DPB 的最佳环境条件, 而且也必须同时满足硝化细菌的最佳环境条件。PAOs/DPB 及硝化细菌可以混合在具有厌氧、缺氧与好氧机制的同一污泥系统中, 也可以以硝化细菌与 PAOs/DPB 分离的形式存在于两种彼此独立的污泥系统中。将硝化细菌与 PAOs/DPB 分离设置可以分别满足两类细菌不同污泥龄需要, 特别是硝化细菌对较长污泥龄的需要。这样一来, 两类细菌都能在各自最佳的条件下生长。

3.2.2 生物除磷的工程原理

生物除磷工艺主要取决于能够在细胞内贮存大量多聚磷酸盐 (poly-P) 细菌的聚积。这意味着生物除磷工艺效率直接与 PAOs 或 DPB 的生长有关。因此, 进水需要首先在一严格的厌氧区内同污泥混合。在厌氧区内, 存在于原水中或者由发酵 (水解) 过程转化而来的挥发性有机酸 (VFAs) 能够被 PAOs 或 DPB 在细胞体内以 PHB 的形式聚集, 而传统异养微生物在此阶段失活 (见图 3-2)。一个好的厌氧反应器设计主要取决于污水的性质。如果来自于厌氧下水道的污水在输送过程中已部分被发酵为 VFAs, 则需要一个较小体积的厌氧反应器; 如果污水中不含 VFAs (例如来自于好氧下水道), 厌氧反应器的体积则必须由较

慢的发酵和水解过程来决定，一般会要求一个较大体积的反应器。生物除磷的工程原理示于图 3-3，相应生物除磷机理参见图 3-2。

在厌氧阶段，基质（VFAs）被 PAOs 或 DPB 摄取，导致磷酸盐被释放到液相中。在聚磷菌细胞内，VFAs 以聚磷酸作为主要能源而被贮存为 PHB。同时，糖元也被转化为 PHB，作为乙酸转化的主要 NADH 源和附加的 ATP 源（参见图 3-2）。在好氧/缺氧阶段，PAOs/DPB 生长并在细胞内聚集磷酸盐。由于细胞的净增长，被聚集的磷酸盐（poly-P）可以剩余污泥的形式被去除。PAOs/DPB 具有一种十分明显的竞争特点，它们可以在细胞内聚集 VFAs 而不需要任何外部电子接受体。因为磷酸盐以剩余污泥被去除，所以，生物除磷需要一个相对较短的污泥龄（SRT）。因此说，没有剩余污泥的排出，便不存在生物除磷的作用。

如果剩余污泥产量不足以生物除磷，则需要应用化学除磷工艺。在此方面，Phostrip（磷分离）工艺最早于 20 世纪 60 年代首先由 Levin（1966）设计并应用（图 3-4）。一部分回流污泥被引入一个维持厌氧环境的“磷分离罐”（stripper），并向磷分离罐中加入乙酸或原水，以刺激磷的释放。当泥、水分

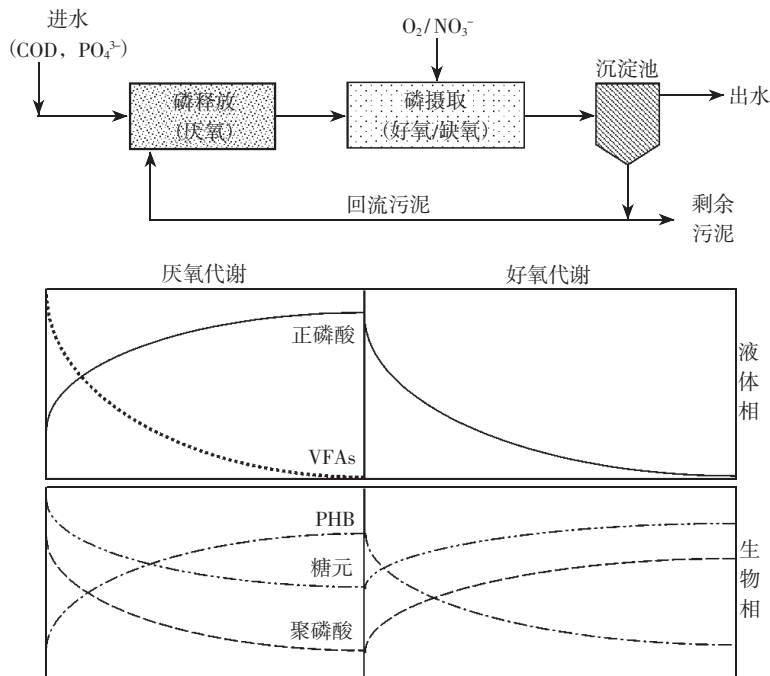


图 3-3
生物除磷的工程原理

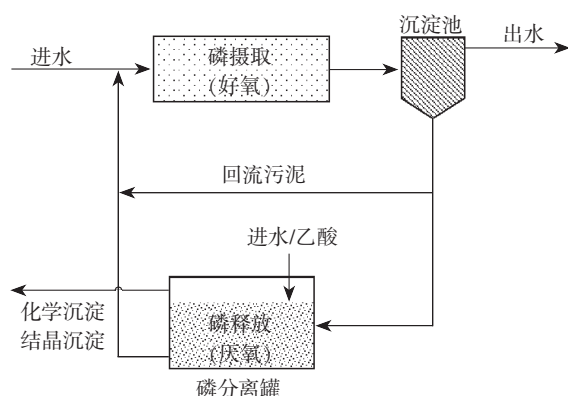


图 3-4 Phostrip（磷分离）工艺流程

离后，上清液便成为磷酸盐富集的水流，因此可被投以化学药剂进行混凝沉淀或结晶沉淀。

在某些情况下可以化学除磷补充生物除磷。例如，进水 COD/P 比太低，不足以产生足够的聚磷细菌进行生物除磷；或者是因为 SRT 被延长而特别用来满足硝化细菌的生长，导致较低生长率，亦即较低生物净增长量。生物与化学除磷结合具有将化学宏量除磷效果明显与微生物过程具有高选择性这两个特点合二为一的优点。如果出水磷的浓度

要求很低，仅靠化学除磷去完成任务，则需要投加过量化学药剂，这显然是不经济的。而磷细菌对磷酸盐具有很高的亲和性，因此在化学药剂使用量很低的情况下，生物除磷可以达到 0.1 g P/m^3 这样低水平的出水浓度。Smolders 等人 (1996) 的实验显示，单独生物除磷至少需要有 22:1 的 COD/P 存在。而生物过程（厌氧段）被用来仅仅浓缩磷，并以化学除磷方式宏量去除磷，生物除磷过程对有机物的需要量（COD/P）可锐减到 2:1。进言之，改变直接向曝气池中投加化学药剂的传统化学沉淀方式还可以避免将 SRT 较短的细菌（如硝化细菌）也一并沉淀的缺陷。

3.2.3 反硝化除磷单污泥 UCT 系统

一种将生物脱氮与除磷相结合的基本工艺最早诞生于南非，即著名的 UCT 工艺，其流程见图 3-5。为了防止硝酸氮进入厌氧池，含硝酸氮的回流污泥首先被引入缺氧池，以进行充分的反硝化作用，之后，不含硝酸氮的混合液再部分循环到厌氧池。通过这种方式，硝酸氮对生物除磷的影响被降低到最小程度。硝酸氮对磷释放的负面影响由常规异氧反硝化菌（无反硝化除磷作用）同 PAOs 直接竞争所引起。这种竞争总是由常规异氧反硝化菌所赢得。当混合液从厌氧池进入缺氧池时，反硝化除磷作用可以在此出现。事实上，循环 A 被证明对聚积 DPB 是十分有益的。在缺氧池中不能被摄取的剩余磷酸盐可以在进入好氧池后以 O_2 作为电子受体被进一步完全摄取。

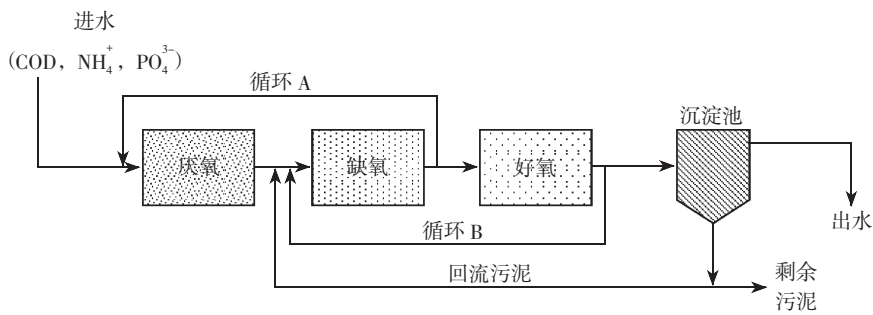


图 3-5
标准 UCT 工艺
流程

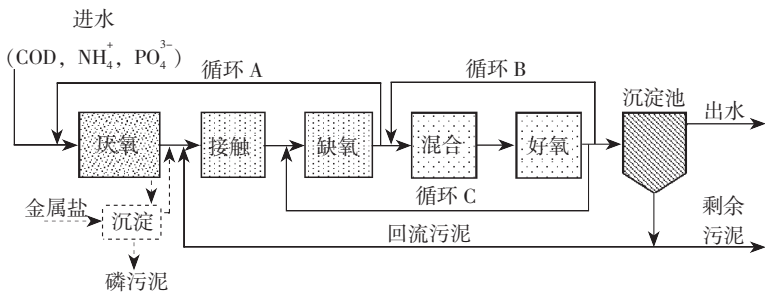


图 3-6
BCFS® 工艺流程

3.2.4 反硝化除磷单污泥 BCFS® 系统

一种变型的 UCT 工艺——BCFS® 发展并应用于荷兰，它基本上是基于 Pasveer 氧化沟和 UCT 工艺之上的。BCFS® 工艺具有与氧化沟相同的 SRT，与 UCT 不同的是，BCFS® 工艺被扩展为 5 个反应单元、3 个内循环和一个内部除磷单元（见图 3-6）。这种变型方式极大地改进了 UCT 的工艺性能，而且较好地利用了可以获得有机物质。有关 BCFS® 的详细工艺特征及应用情况将在本章第 3 节中详细描述。

3.2.5 反硝化除磷双污泥系统

为了有效地演示反硝化除磷的潜力，一个概念工艺由 Kuba（1996）等人设计并实验。虽然磷可以在缺氧环境下被去除，但是还得有一个好氧段来满足硝化提供硝酸盐在缺氧环境下作为 DPB 电子接受体的需要。在上述单一污泥系统中，DPB 与硝化细菌同时存在，混合污泥要经历厌氧、缺氧、好氧所有三个阶段。有研究已经表明，为完成充分的硝化而设置的较长好氧区间对最佳的反硝化除磷来说是不适宜的。在长时间的好氧区间，大量的细胞贮存物质 PHB 会被 PAOs 或 DPB 氧化，导致较少的细胞内 COD（PHB）剩下来用于反硝化除磷。因此，可以断言，将硝化细菌与 PAOs/DPB 分离将是最理想的，即使用双污泥

系统。用于反硝化除磷的双污泥系统的基本工艺流程如图 3-7 所示, 该工艺流程已被命名为 A_2N 工艺。

在上述双污泥系统中, 硝化细菌与 DPB 分离生长, 专性好氧 PAOs 因此不能存在。这种双污泥系统可以依靠在主流线以外(侧流)使用一个用于专门培养硝化细菌的好氧生物膜反应器来实现。这样的系统虽然增加了额外的反应单元, 但 DPB 暴露于氧气以及好氧 COD 的损失的问题迎刃而解。这种形式的双污泥系统可分别控制硝化细菌和反硝化除磷细菌。所以, 工艺设计优化将存在更多可能性。

双污泥系统中一个瓶颈问题是在 DPB 污泥流(图 3-7 中分流 [b])中可能存在残余 NH_4^+ 。在厌氧段后, DPB 污泥同含高 NH_4^+ (原水中带进) 及 PO_4^{3-} (释放而来) 浓度的上清液(图 3-7 中分流 [a])分离。上清液中的 NH_4^+ 在分离的硝化反应器中可完全被氧化为 NO_3^- ; 而残留在 DPB 污泥中的 NH_4^+ 被直接输送到了缺氧段, NH_4^+ 在此只能靠稀释和 DPB 的生长利用减低浓度。很显然, 双污泥系统中的脱氮取决于“分流比” $[[a]/([a] + [b])]$ 。分流比增加(即固、液分离效果得到改进), 脱氮效率随之增加。

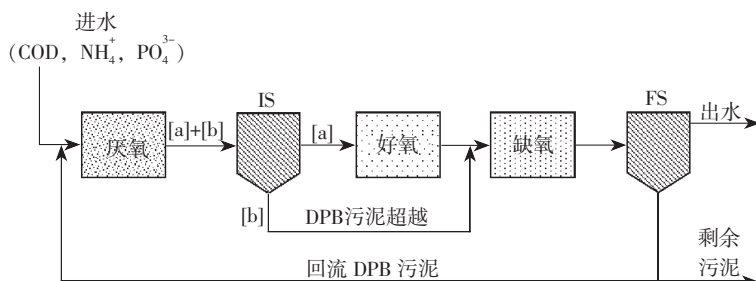
双污泥系统的除磷性能目前仍在研究之中。尽管被分离的硝化反应器能够实现硝化细菌与 DPB 细菌 SRT 的分别控制, 但双污泥系统较全面的工艺性能以及投资等仍有待于进一步弄清。另一方面, 是否在缺氧反应器后需要增加一个好氧反应器还不十分清楚, 因为一个较高的 COD/N 比容易导致反硝化除磷所需的电子接受体(NO_3^-)不足。附加好氧反应器能有效补充电子接受体(O_2), 以用于进一步的除磷和聚磷菌的再生。

3.2.6 反硝化除磷节省 COD 之作用

理论和实验均揭示, 反硝化除磷能够节省大量 COD 和耗氧量。COD 的节省

图 3-7 用于反硝化除磷的双污泥系统基本流程

IS: 中间沉淀池;
FS: 最终沉淀池;
[a]: NH_4^+ 与 PO_4^{3-} 富集上清液; [b]: DPB 污泥



归因于反硝化与生物除磷的结合；耗氧量的降低与硝酸氮取代氧作为 PHB 氧化的电子接受体有关。在结合的生物脱氮与除磷工艺中，较少 COD 需要量将直接导致较少的剩余污泥产量。

在生物除磷过程中，如果没有 DPB 存在，专性好氧 PAOs 便会完全以氧作为电子接受体氧化 PHB。在此情形下，常规反硝化必须寻求外部（或内源）碳源来还原硝酸氮为氮气。以这种方式，脱氮和除磷分别由两类不同的微生物（聚磷菌和异养反硝化菌）来完成。显然，两种彼此独立的过程均需要 COD 进行反硝化和生物除磷。结果，在这样一种分离的工艺中，确实需要较高 COD 的消耗量。

反硝化除磷将反硝化和生物除磷合二为一，所以，反硝化除磷所需的 COD/N 和 COD/P 应该比彼此独立的反硝化和生物除磷要低得多。如果污水中含有较高的 COD/N 与 COD/P 比值，多余的颗粒状 COD 完全可以提前在一预沉单元（如一次沉淀池）中被分离，以用作厌氧发酵产生甲烷。不论是 COD 甲烷化还是曝气量的减少均能节省大量能源，继而也就可以导致排放大气的 CO₂ 量有效减少。

3.3 可持续除磷脱氮 BCFS[®]工艺：流程、结构与控制

3.3.1 技术概述

实现反硝化除磷能分别节省约 50% 和 30% 的 COD 与氧的消耗量，相应减少剩余污泥量 50%。反硝化除磷在原理上是通过一种兼性反硝化细菌（DPB）独特的生物摄/放磷作用而实现的，这种被确认了的生物除磷新途径将反硝化脱氮与生物除磷有机地合二为一。这就是反硝化除磷可节省能源与资源的原因所在，因而被誉为可持续的处理技术。事实上，实践中已盛行生物除磷 UCT 工艺（或 A²/O 法）存在着不少 DPB 细菌，尽管 UCT 的设计原理仅仅是基于对专性好氧聚磷细菌（PAOs）所需环境条件的工程强化。在工程实践中，为最大程度地从工艺角度创造 DPB 的富集条件，荷兰代尔夫特理工大学（TU Delft）Kluyver 生物技术实验室研发出一种变型的 UCT 工艺—BCFS[®]，并在 10 座升级或新建污水处理厂中实际应用。不仅如此，BDG 还与 WGS 公司合作，构思出了独具匠心的同心圆式反应池结构，实现了紧凑的工艺设计。

BCFS[®]工艺除突出可持续方面的特点外，最大的优点就是能保持稳定的处理水质，使出水总磷 $< 0.2 \text{ mg P/L}$ ，总氮 $< 5 \text{ mg N/L}$ 。这与我国不少工程技术人员或运行管理人员所持的生物除磷工艺不成熟或不过关之观念形成了巨大反差。显然，对生物除磷原理认识不充分或运行管理中在线控制薄弱可能导致我们上述认识上的误区。为此，有必要对在荷兰已经十分成熟的 BCFS[®]工艺从流程、结构、控制等方面的情况做详尽介绍，以供我国工程技术人员与运行管理人员参考。

3.3.2 工艺创新

1. 反应池

从流程上看，BCFS[®]工艺在主流线上较 UCT 工艺增加了两个反应池。第一个增加的反应池介于 UCT 工艺（图 3-5）的厌氧与缺氧池中间，即图 3-6 中所示的接触池。虽然以推流方式运行的厌氧池相当于一个厌氧选择池所起到的作用，但厌氧池出水中所含少量溶解性水解产物（COD）仍可为丝状菌生长创造机会，例如，高级脂肪酸能诱发 *Microtrix Parvicella A* 类丝状菌繁殖。工程理论与运行实践均已证明，在厌氧池与缺氧池之间增设一个接触池可起到第二选择池的作用。在不曝气的接触池中，回流污泥与来自于厌氧池的混合液充分混合，以吸附剩余 COD。吸附过程最短仅需 10 min 即可完成，所以一个小容积的接触池可以奏效。因接触池是缺氧的，所以来自于回流污泥中的硝酸氮能被迅速反硝化脱除。在此情形下，丝状菌生长异常缓慢，因为来自于二沉池的回流污泥已在好氧池中得到充分再生，回流至接触池后有能力吸附几乎所有来自于厌氧池的剩余 COD。这样，接触池中的出水 COD 浓度几乎已接近二沉池出水浓度。为了防止污泥膨胀，回流污泥的吸附能力应该很强，这可以通过控制好氧池中的曝气强度来实现。在接触池中，DPB 亦开始利用硝酸氮反硝化除磷，这个过程在缺氧池中继续进行。实际运行情况表明，80 ~ 120 mL/g（夏季 80 mL/g，冬季 100 mL/g，最大 120 mL/g）的 SVI 值是 BCFS[®]工艺特有的污泥指数。

BCFS[®]工艺在主流线上增加的第二个反应池是混合池（缺氧或好氧），介于 UCT 工艺缺氧池与好氧池之间，目的是形成低氧环境以获得同时硝化与反硝化，从而保证出水含有较低的总氮浓度。这个新增设的反应池体积约为全部反应池总体积的 1/3，仅在以下三种情况时方适当曝气：

- (1) 好氧池溶解氧 (DO) 浓度太低;
- (2) 混合池中氧化还原电位 (REDOX) 太低 ($< -150\text{mV}$);
- (3) 缺氧池中 REDOX 太低。

即使对混合池曝气, 其 DO 也维持在较低浓度 ($\leq 0.5\text{mg/L}$), 因为要保证同时的硝化与反硝化发生, 以及反硝化除磷能够继续。实际运行中, 混合池每天曝气 8 ~ 12h。与也占系统体积 1/3 的好氧池合计, 污泥总的好氧时间大约为半天, 这样能保证污泥再生充分, 并获得一个稳定的 SVI 值。

混合池的增设除保证硝化与反硝化分别在好氧池与混合池中以各自最大反应速率进行外, 它还能保证污泥充分再生 (好氧池) 时不影响硝酸氮有效去除 (混合池)。因为污泥的再生程度能被控制, 所以, 低负荷时 (如周末) 污泥 (磷细菌) 中 PHB 与糖原的最低含量能被保证, 这意味着可保持较好的磷酸盐去除率。独立设置混合池与好氧池的益处总结如下:

- (1) 最大程度再生污泥而无影响反硝化或除磷风险之虞;
- (2) 容易控制 SVI 值;
- (3) 最大程度利用 DPB 以获得最小量污泥产量;
- (4) 负荷高时可通过额外曝气使系统运行稳定;
- (5) 负荷低时可通过减少曝气使系统运行稳定;
- (6) 通过 REDOX 和 DO 在线监测可以获得容易的过程控制和稳定的运行。

2. 在线分离、离线沉淀 (化学) 除磷单元

众所周知, 采用生物除磷技术主要是为了减小化学药剂使用量。然而, 生物除磷在以下两种情况时效果不佳: (1) 满足硝化而使污泥龄过长 (如可能超过 50d); (2) 进水中 COD/P 比值过低。在 BCFS® 工艺中, 污泥龄通常被设计以满足硝化细菌增长所需要的生长条件, 容易导致较低的污泥产量, 使得随以污泥形式而被排出的磷酸盐量受到限制。进水中 COD/P 比值低于 20 不利于 PAOs/DPB 的增长。

工程上为对付生物除磷因上述原因受限问题, 可通过 Phostrip (磷分离, 图 3-4) 工艺来加以解决。然而, 在线进行磷的化学沉淀会因沉淀剂在污泥中的聚集而影响硝化菌活性。作为一种工程上的解决方案, 厌氧池末段富磷 (一般为 30 ~ 40mg P/L, 甚至更高) 上清液可以被抽出, 以离线方式在一沉淀单元内投以铁盐或镁盐予以沉淀回收 (图 3-6 虚线示意)。富磷上清液可以通过在厌

氧池内末端液面下设置两块挡水板形成相对静止的局部沉淀区而被抽出。在线沉淀分离的好处就是省去了离线沉淀分离的额外装置及污泥回流设备。从厌氧池中抽取的富磷上清液可视进水水质以及污泥龄长短等情况而随时调整。运行经验表明,被抽取的富磷上清液平均为进水量的10%。这种带有在线磷分离(上清液)与离线磷沉淀的生物与化学除磷结合方式显然与现有处理技术原理不太一致,因此,冠以缩写术语—BCFS[®]表示。

以生物除磷辅以化学除磷这种工艺创新方式充分利用了PAOs/DPB对磷酸盐具有很高的亲和性这一特点,非常容易获得极低的出水正磷酸盐浓度(接近0mg P/L)。生物摄磷与化学磷沉淀结合还能在保证良好出水水质的前提下使得COD使用量大为降低。实验表明,完全生物除磷需要22mg COD/mg P,而生物摄磷与化学沉淀相结合会使最低COD需要量降至2mg COD/mg P。

3. 混合液内循环

与UCT工艺相比,BCFS[®]工艺增加了两个内循环B与C(图3-6中)。UCT工艺原有的内循环A是为了分别维持一个较严格的厌氧区和缺氧区,以防硝酸氮与氧的进入。因为回流污泥被直接引入了接触池,所以,从好氧池设置内循环C到缺氧池十分必要,起辅助回流污泥向缺氧池补充硝酸氮的作用。内循环B的设置能在好氧池与混合池间建立循环,以增加硝化或同时硝化与反硝化的机会,为获得良好的出水氮浓度创造条件。内循环的流量可通过在线监测的氧化还原电位(REDOX)来控制。

3.3.3 工艺构造

BCFS[®]工艺首先从升级改造原有污水处理工艺开始,在原有工艺(如氧化沟等)的基础上再设计增加厌氧、接触、缺氧等单元。对新建的BCFS[®]工艺,荷兰BDG与WGS工程咨询公司一道设计出新颖的5个同心圆反应池与1个中心除磷池结构,如图3-8所示。这种紧凑的工艺构造至少在目前是最为经济的工程设计,其优点如下:

- (1) 有可能使用预制钢筋混凝土;
- (2) 最小化混合液推进器的数量;
- (3) 最小化输水管线的长度;
- (4) 最小的占地面积;
- (5) 推流与完全混合流结合使工艺能达到最大的稳定性并使工艺控制变得

容易、简单。

图 3-9 显示了一个在荷兰已建成并投入运行的 BCFS[®]工艺现场图片，背景圆形池为二沉池。

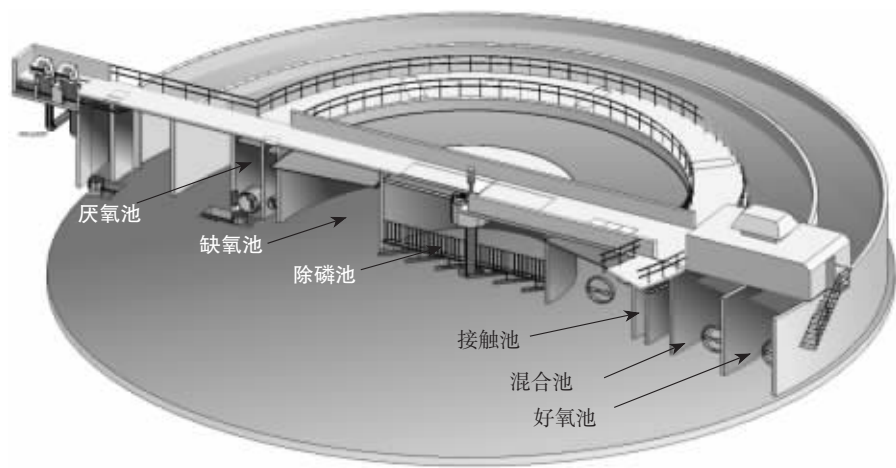


图 3-8 独特的 BCFS[®] 工艺构造



图 3-9 荷兰一已建成投产的 BCFS[®] 工艺现场图片

3.3.4 过程控制

BCFS[®]工艺已实现计算机自动控制，主要通过三个 REDOX 与两个 DO 在线监测仪来执行。三个 REDOX 探头（电极）分别安置在厌氧池、缺氧池与混合池的末端；REDOX 的读数分别控制着三个内循环流量。当 REDOX 读数超过一定数值时，需减少内循环流量。厌氧池的 REDOX 被控制在 $-450 \sim -300\text{mV}$ 之间（ -450mV 对应最大流量， -300mV 对应最小流量）；缺氧池 REDOX 范围在 $-150 \sim 0\text{mV}$ 之间；混合池 REDOX 范围在 $-100 \sim 50\text{mV}$ 之间。

3.3.5 工艺要点

BCFS[®]工艺是稳定的活性污泥工艺，除氮脱磷效果极佳，这已被 10 个已运行的 BCFS[®]污水处理厂实践所证明。BCFS[®]工艺优点总结如下：

- (1) 低而稳定的 SVI 使工艺稳定性极强；
- (2) 磷去除率极高，几乎能完全去除正磷酸盐；
- (3) 氮的去除率超过 90%，出水氮浓度大约只有 5mg N/L ；
- (4) 仅通过 REDOX 和 DO 的在线监测便能实现容易且经济的过程控制；
- (5) 抗冲击负荷能力强；
- (6) 通过选择反硝化除磷菌，可使化学药剂投量最低；
- (7) 出水中含盐量最小；
- (8) 比传统污水处理厂污泥量少 10%；
- (9) 回收磷成为可能；
- (10) 较小的容积和面积；
- (11) 通过使用同心圆反应池和中心除磷池达到最低的建造成本。

3.4 可持续污水生物脱氮除磷技术概念工艺

当今世界，废水处理的主要对象为有机物（COD）、氨氮和磷酸盐。传统上，COD 和氨氮的脱除一般由生物氧化和硝化/反硝化完成；磷酸盐或通过细菌的生物聚集或化学沉淀去除。传统工艺存在以下弊端：

- (1) COD 氧化和硝化耗能巨大，且在 COD 氧化中，无形中失去贮存在 COD 内的大量化学能（每 kgCOD 约含 14MJ 代谢热）；
- (2) 反硝化与磷的生物聚集均需消耗 COD；

(3) 剩余污泥量大;

(4) 耗能造成大量二氧化碳 (CO_2) 释放, 并进入大气。

废水排放标准的不断收紧是目前世界各国普遍的发展趋势; 以控制富营养化为目的的氮、磷脱除已成为各国主要的奋斗目标。无疑, 应对日趋严格的排放标准, 传统工艺会因上述弊端而雪上加霜。在此情形下, 发展可持续废水处理工艺变得势在必行。所谓可持续废水处理工艺就是朝着最小的 COD 氧化、最低的 CO_2 释放、最少的剩余污泥产量以及实现磷回收和处理水回用等方向努力。这就需要以较综合的方式来解决废水处理问题, 即废水处理不应仅仅是满足单一的水质改善, 同时也需要一并考虑废水及所含污染物的资源化和能源化问题, 且所采用的技术必须以低能量消耗 (避免出现污染转嫁现象)、少资源损耗为前提。

发展新颖的废水生物处理工艺依赖于在微生物学及生物化学方面的新发现或新认识。荷兰研究人员 Mulder 在十年前发现了“厌氧氨(氮)氧化”现象。与此同时, 南非、荷兰、日本等国科学家对生物摄/放磷代谢机理重新认识后确定了“反硝化除磷”新途径。这两种新技术的研发与应用对发展可持续废水生物处理工艺具有划时代意义的推动作用。本节以“厌氧氨氧化”和“反硝化除磷”技术为蓝本, 详细介绍它们的技术原理、工艺流程以及在欧洲的应用情况; 在此基础上提出一个以转换有机能源(甲烷)、回收磷化合物(鸟粪石)和回用处理水(非饮用目的)为目标的可持续城市废水生物脱氮除磷技术概念工艺。

3.4.1 可持续生物脱氮除磷工艺技术基础

目前欧洲以单一去除 COD 为目的的废水处理工艺已不多见, 代之以脱氮除磷为主要对象的生物营养物去除 (BNR) 工艺。一方面, 这是迫于废水排放标准不断提高的压力; 另一方面, COD 氧化以能耗能, 同可持续废水处理概念相悖。进言之, 传统生物脱氮除磷工艺以 COD 作为电子受体, 这就使得利用 COD 这一潜在绿色能源的可能性变得渺茫。从这个意义上说, 废水处理过程中应最大限度地降低 COD 消耗量并使过剩的 COD 甲烷化。这样一个概念对实现可持续废水处理起着举足轻重的作用。

在废水生物除磷实践中, 南非开普顿大学 (UCT) 研究人员最早发现专性好氧细菌不是惟一对磷的生物摄/放起作用的菌种, 兼性反硝化细菌也有着很强

的生物摄/放磷现象。反硝化细菌的生物摄/放磷作用被荷兰代尔夫特理工大学 (TU Delft) 和日本东京大学 (UT) 研究人员合作研究确认, 并冠名为“反硝化除磷”(Denitrifying Dephosphatation)。在磷的生物摄/放过程中, 反硝化除磷细菌以硝酸氮取代氧作为电子接受体, 也就是说反硝化除磷细菌能将反硝化脱氮和生物除磷这两个原本认为彼此独立的作用合二为一。显然, 在结合的脱氮除磷过程中, COD 和氧的消耗量均能得到相应节省。比较传统的专性好氧细菌磷去除工艺, 反硝化除磷细菌能分别节省约 50% 和 30% 的 COD 与氧的消耗量, 相应减少剩余污泥量 50%。在反硝化除磷过程中由于 COD 需要量的大为减少, 过剩的 COD 因此能被分离、并使之甲烷化, 从而避免 COD 单一的氧化稳定(至 CO_2)。由于曝气能量的减少以及过剩 COD 甲烷化后能量的产生, 这种综合的能量节约最终会导致释放大气的 CO_2 量明显减少。因此, 具有反硝化除磷细菌富集的处理系统可以被视为可持续处理工艺。

传统上, 两个已得到充分确认的生物途径, 硝化 ($\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_3^-$) 与反硝化 ($\text{NO}_3^- \rightarrow \text{N}_2$) 被应用于废水处理的生物脱氮。这种传统生物脱氮途径从可持续角度看并不是最佳的, 因为充分地氧化氨氮到硝酸氮首先要消耗大量能源(因曝气), 其次, 还需要有足够碳源(COD)来还原硝酸氮到氮气。对这一传统脱氮途径的改进可借助于新近由荷兰 TU Delft 研发的一种中温亚硝化技术—SHARON 来实现。在亚硝化/反硝化脱氮途径中, 亚硝酸氮为仅有的中间过渡形态。这一途径无论对氧化 ($\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_2^-$) 还是还原 ($\text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$) 均能起到最小量化的作用, 意味着 O_2 和 COD 消耗量的双重节约。显然, 亚硝化/反硝化脱氮途径可以成为一种可持续的脱氮技术。

此外, 荷兰代尔夫特理工大学研究人员几乎在同一时期还通过实验确认了一种新的氨氮转换途径, 这使得氨氮以亚硝酸氮作为电子接受体而被直接氧化至氮气成为可能。这种厌氧条件下的氨氮氧化与亚硝化过程(如 SHARON 工艺)相结合在工程上能够实现氨氮的最短途径转换, 这就意味着生物脱氮过程中能源与资源消耗量的最小化完全可能。废水处理过程中氮的所有可能转换途径被显示于图 3-10。与传统脱氮工艺相比较, 很明显, 由厌氧氨氧化与亚硝化工艺相结合的氮的完全自养转换方式是一种最可持续的废水脱氮途径。

3.4.2 反硝化除磷工艺

上节提及的 UCT 与 BCFS[®] 工艺双污泥工艺中存在着相当数量的 DPB, 已将

反硝化除磷变为现实。 A_2N 可以说是完全意义上的反硝化除磷工艺，但这种工艺距工程应用仍有一定距离。

3.4.3 厌氧氨（氮）氧化脱氮技术原理及应用前景

1. 自养脱氮技术原理

如图 3-11 所示，厌氧氨（氮）氧化辅

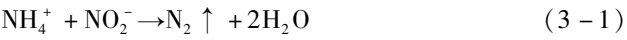
以亚硝化是实现自养脱氮的最有效途径。

厌氧氨氧化与中温亚硝化均是近十年来由

荷兰代尔夫特理工大学 Kluiver 生物技术实验室所开发的新工艺。近年来，发生于生物膜内的亚硝化现象也愈来愈受到人们的重视，因为生物膜内的亚硝化同厌氧氨氧化或反硝化结合能实现氨氮的短途径转换。

(1) 厌氧氨（氮）氧化（ANAMMOX）

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



这一反应中的 Gibbs 自由能甚至比好氧氨（氮）氧化（硝化）的还高，所以，能够支持自养细菌生长。早在 20 世纪 70 年代中期，Broda 便从自由能理论计算中预测到自然界应该存在着 ANAMMOX 现象，但它的现实发现是在理论预测 10 年之后。荷兰人 Mulder 首先在用于反硝化的流化床中发现了这一现象。起

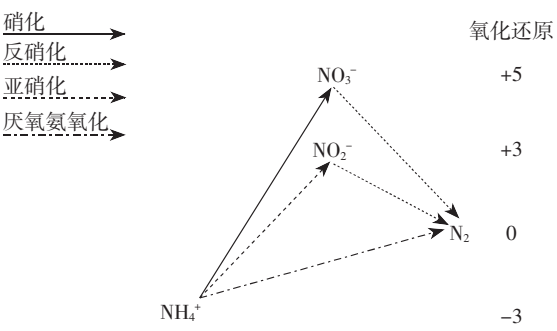


图 3-10 废水生物脱氮的可能途径

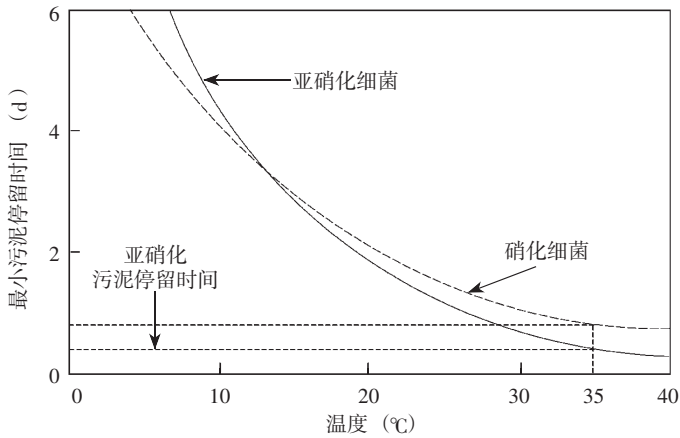
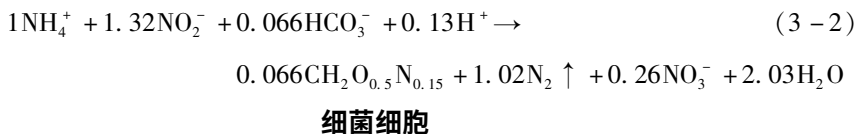


图 3-11 亚硝化细菌与硝化细菌在温度与最低污泥龄之间的关系

ANAMMOX 作用的微生物已被成功地分别在实验室流化床与 SBR 反应器中培养、富集到一定浓度,合成培养基为氨氮与亚硝酸氮的混合物。ANAMMOX 微生物的增长率与产率是非常低的,但是氮的转换率却为 $0.25 \text{ mg N}/(\text{mg SS} \cdot \text{d})$,这与传统好氧硝化的转换率旗鼓相当。ANAMMOX 反应在 $10 \sim 43^\circ\text{C}$ 的温度范围内具有活性,适宜的 pH 为 $6.7 \sim 8.3$ 。

ANAMMOX 无需有机碳源存在,碳酸盐/二氧化碳是 ANAMMOX 微生物生长所需的无机碳源。ANAMMOX 总实验计量化学式由式 (3-2) 所表示,它是 ANAMMOX 分解 [式 (3-1)] 与合成的总的表达式。ANAMMOX 一个令人惊奇的性质是它在反应过程中需要转换部分亚硝酸氮到硝酸氮,正如式 (3-2) 所示。因为 ANAMMOX 由自养微生物所完成,所以,为固定 CO_2 并使之还原为有机碳需要有一个电子供体。理论上,两种基质、氨氮 (氧化到亚硝酸氮) 及亚硝酸氮 (氧化到硝酸氮) 均可担当此任,但在现实中显然仅亚硝酸氮被用于此目的。



(2) 中温亚硝化 (SHARON)

中温亚硝化英文简称 SHARON,氨氮氧化的终产物为亚硝酸氮。众所周知,常温下的硝化是一个由两种不同的自养细菌所完成的生物化学过程:第一步,氨氮首先被氧化到亚硝酸氮 (亚硝化);第二步,亚硝酸氮继续被氧化成硝酸氮 (硝化)。在环境温度下 (如典型的 $10 \sim 20^\circ\text{C}$),硝化细菌比亚硝化细菌增长速率要快。这暗示着亚硝酸氮作为一种中间过渡形态难以聚集浓度存在于环境温度之下。然而,当温度增高之后,出现与常温下相反的情况,因为硝化细菌在温度提高后其增长率变得比亚硝化细菌要低。根据反应的活性能,荷兰研究人员 Hunik 绘出了亚硝化细菌与硝化细菌在温度与最低污泥龄之间的关系,如图 3-11 所示。图 3-11 揭示,靠细致地选择污泥龄,硝化细菌完全有可能被从系统中排除,而仅仅使亚硝化细菌保持在反应器中。

SHARON 工艺的基本工作原理便是利用了温度高有利于亚硝化细菌增殖这一特点,使硝化细菌失去竞争。此外,温度高有利于提高细菌的比增长率,这

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

虽然 SHARON 工艺选择了快速增长的亚硝化细菌，但这样的微生物对氨氮具有较低的亲和性（即在反应动力学中具有较高的半饱和常数 K_s ）。在实际中，这将导致出水含有较高浓度的氨氮（ $10 \sim 100\text{mg N/L}$ ）。因此，SHARON 工艺最适合于处理具有一定温度的高浓度（ $>500\text{mg N/L}$ ）氨氮废水。实验表明，亚硝化过程在 pH 下降到 6.4 左右时停止，因为在此 pH 条件下硝化细菌变得活跃起来。对 SHARON 工艺来说，最佳的运行 pH 在 6.8 ~ 7.2 之间。

（3）生物膜内亚硝化

亚硝酸氮在生物膜内的聚集是亚硝化的另一种形式，这种现象已在一些实验中低溶解氧浓度（ $0.5 \sim 1.5\text{mg O}_2/\text{L}$ ）的情况下被观察到，并被确认存在于现实之中。硝化细菌与亚硝化细菌间对氧的亲性和性之差别，以及传质限制等因素影响这两种微生物在生物膜内的数量。许多研究人员从实验中已广泛地观察到，亚硝化细菌对氧的亲性和常数（即半饱和常数）比硝化细菌要低很多。如果生物膜内的溶解氧受限制，这两种微生物间的竞争必定发生。竞争的结果总是亚硝化细菌获胜。在一个生物膜系统中，快速增长的细菌倾向于占据生物膜的表层。微生物的这种性质对亚硝化细菌的增长非常有利，因为在环境中低 $\text{DO}/\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 比值情况下氧通常是限制性基质，不足以向生物膜内部扩散。生物膜内微生态进化的结果将是硝化细菌消失，而亚硝化细菌大量繁殖，至少在生物膜的表层情况如此。

2. 自养脱氮工艺

（1）自养脱氮工艺应用现状与前景

ANAMMOX 工艺的出现以较可持续方式为工业废水或生活污水脱氮处理创造了新的技术条件。ANAMMOX 与一亚硝化工艺相结合，氨氮能够被直接自养

转换到氮气。以此种方式脱氮，传统上需以有机电子供体（COD）支持反硝化的问题便被完全避免。因此，废水中较多的 COD 便有可能被分离而转化为甲烷。进言之，一半以上的曝气量（为硝化）能被节约。与 ANAMMOX 相结合的亚硝化工艺可以 SHARON 方式或者在生物膜内实现。

（2）SHARON 与 ANAMMOX 结合工艺

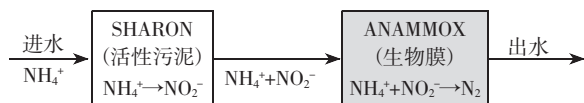
这种自养脱氮工艺如图 3-12 所示，主要针对高浓度氨氮废水。进水首先进入一悬浮增长、无污泥停留的 SHARON 单元，运行最佳温度为 35℃。目前，世界上 SHARON 工艺的首例工程应用已在荷兰鹿特丹的 Dokhaven 污水处理厂内实现；它被用于污泥消化液（含有 1000 ~ 1500mg N/L 氨氮）反硝化的前处理（亚硝化）。这个 SHARON 亚硝化单元以实验室 2L 小试反应器为基础，通过数学模拟直接放大到现场 1500m³ 处理构筑物。几年实际运行情况表明，这个亚硝化处理单元性能良好，亚硝化率几乎可达 100%（需控制 pH）。

事实上，上述 SHARON 亚硝化单元是为今后以 ANAMMOX 方式处理污泥消化液所做的前期技术准备。目前，对图 3-12 所示 SHARON 后接 ANAMMOX 的完全自养脱氮工艺已完成全部实验室研究工作。

作为 ANAMMOX 的前处理单元，实验室中 2L 小试的 SHARON 亚硝化反应器（SBR）在 30 ~ 40℃ 条件下运行，总的氮负荷为 1.2mg N/L，pH 不受控制。SHARON 反应器以 pH 不受控制方式运行的结果将是不完全亚硝化。实验表明，有 53% 的消化液氨氮被亚硝化（见表 3-4）。换句话说，SHARON 反应器的出水实际上是氨氮与亚硝酸氮的混合液。这恰好就是 ANAMMOX 反应器所需的最佳进水基质。经一个运行在 30 ~ 37℃ 的 2L ANAMMOX 反应器处理后，来自 SHARON 反应器混合液中的亚硝酸氮则全部被去除。根据 ANAMMOX 的实验计量式（3-2），在 SHARON 反应器中 57% 的氨氮亚硝化应是在 ANAMMOX 反应器中全部去除氨氮与亚硝酸氮的最佳转换率。实验表明，在

SHARON 反应器中氨氮的亚硝化率完全受 pH（6.5 ~ 7.5）控制。所以，要想得到一个理想的亚硝化率可以靠控制 pH 来实现。

图 3-12 SHARON 与 ANAMMOX 相结合的自养脱氮工艺流程



SHARON 与 ANAMMOX 结合自养脱氮小试氮平衡 表 3-4

项 目 (mg N/L)	SHARON		ANAMMOX
	进水	出水→进水	出水
$\text{NH}_4^+ - \text{N}$	1.18	0.55	0.07
$\text{NO}_2^- - \text{N}$	0	0.60	0
$\text{NO}_3^- - \text{N}$	0	0	0.15
$\text{NO}_x^- - \text{N}$	0	0	0

鹿特丹 Dokhaven 污水处理厂污泥消化液目前反硝化脱氮处理单元将会在不久的将来被 ANAMMOX 工艺所取代，有关 ANAMMOX 工程应用的中试正在设计之中。无疑，这将为高浓度氨氮的可持续脱除建立世界上首座示范工程。

(3) 生物膜内自养脱氮工艺 (CANON)

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

CANON 工艺的工作原理参见图 10-23，以式 (3-1) 表示的 ANAMMOX 计量化学式为依据。在支持同时硝化与 ANAMMOX 的生物膜系统中，通常存在三种不同的自养微生物：亚硝化细菌、硝化细菌、厌氧氨氧化细菌。这三种细菌相互间竞争氧、氨氮与亚硝酸氮。如上所述，由于亚硝化细菌与硝化细菌间对氧的亲合性不同以及传质限制等因素，亚硝酸氮在生物膜表层的聚集是可能的。当氧向内扩散到被全部消耗后，厌氧层出现，厌氧氨氧化细菌便有可能在此生长。随着未被亚硝化的氨氮与亚硝化后的亚硝酸氮扩散至厌氧层，ANAMMOX 反应便能进行。CANON 工艺总的化学计量式由式 (10-32) 表示。可见，环境中的氨氮与溶解氧是决定 CANON 工艺的两个关键因子。

虽然目前 CANON 工艺在世界范围内仍处于研发阶段，还没有真正的工程应用，但是它必将会给可持续废水脱氮技术带来革命性的变革。在 ANAMMOX 微生物学研究成果的基础上，我们所做的数学模拟技术已对 CANON 工艺的各个未知因素和影响因子进行了理论分析，辨认了主要影响因子，从而为 CANON 工艺的工程应用提供了有力的中试基础。

3.4.4 可持续生物脱氮除磷概念工艺

1. 概念工艺

以 BCFS[®] 工艺为代表的反硝化除磷及 CANON 工艺为代表的厌氧氨氧化作为可持续脱氮除磷关键技术, 荷兰—中国大学间合作研究提出了一针对城市废水处理的可持续脱氮除磷概念工艺, 如图 3-13 所示。这个概念工艺突出 COD 甲烷化、磷酸盐回收以及处理水回用等与可持续性密切相关的内容。

为了有效转换废水中过剩 COD 为甲烷, 早年德国人开发的 A/B 法中 A 段概念用于浓缩 COD。A 段采用很短的污泥龄 (8~25h); 以这种方式, 细菌快速繁殖, 约 70%~80% 的悬浮状和溶解状的进水 COD 能被合成为细菌细胞。在 A 段后生物污泥被沉淀分离, 然后被送往污泥消化池进行消化、转化。与来自于二沉池的生物污泥相比较, 由 A 段产生的污泥有着较好的可消化性, 最终会导致较低的消化剩余污泥 (熟污泥)。A 段浓缩 COD 的同时, 也必然将相当数量的氮、磷合成于细菌细胞之中。

经 A 段处理之后水/物流被分成两股: (1) 泥水分离后的上清液; (2) 通往消化池的污泥。上清液中所剩 COD 刚好被用来脱除剩余的氮和磷。显然, 对这股水/物流采用 BCFS[®] 工艺脱除氮、磷能最小化 COD 的消耗量; 从 BCFS[®] 工艺中产生的高磷含量污泥也被送往消化池消化。消化后产生的消化液一般含有很高的氮、磷浓度, 且水温较高 (应至少为 30℃)。一些以回收磷酸盐为目的的现场实验表明, 污泥消化液是污水处理厂中最理想的磷源回收之处。因此, 污泥消化液首先被引入一沉淀单元内, 通过投加镁化合物 (如氯化镁等) 形成磷酸铵镁化合物 (MAP—鸟粪石) 而分离出磷。鸟粪石能被用作植物生长所需之磷源。磷被回收后的消化液采用 CANON 工艺脱除浓度仍然很高的氨氮最为合适, 因为消化液几乎不含 COD, 加之较高水温对获得较完全的厌氧氨氧化率十分有利。

虽然经 CANON 工艺处理后的出水氨氮浓度一般并不能直接达到排放标准, 但此股水流流量很小, 同来自于 BCFS[®] 工艺的出水 (大流量、低浓度) 混合后能被稀释到排放标准以下。当考虑回用时, COD、N、P 已分别达标 (排放标准) 的出水只需经简单的后处理便可实现回用于非饮用目的。

2. 效率分析

为了定量说明图 3-13 所示概念工艺所能完成的处理效率, 此处以荷兰

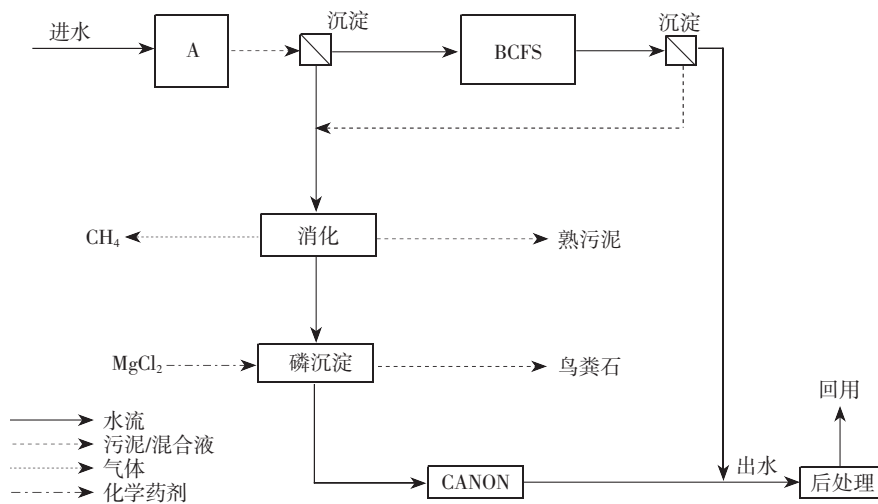


图 3-13 可持续城市废水处理脱氮除磷概念工艺

一正在建设中的城市污水处理厂所接收的水质、水量为例进行处理效率分析。该处理厂所接收的平均污水量为 $8500\text{m}^3/\text{d}$ ；平均水质如下： $\text{COD} = 625\text{mg/L}$ 、 $\text{TKN} = 60\text{mg N/L}$ 、 $\text{TP} = 9.5\text{mg P/L}$ 。

根据经验数据，约有 40% 的进水总氮在 A 段中能被合成到细菌细胞中。如果以离心机来分离消化液，高达 1200mg N/L 的氨氮会出现在消化液中。假设来自 A 段普通生物污泥含氮、磷量分别为 8% 和 2%（来自于 BCFS[®] 工艺生物污泥磷含量可高达 12%）；进入消化池的污泥 COD 有一半可转化为甲烷（这些假设数据均为实际经验值）。理论上，这意味着高达 300mg P/L 的磷酸盐可能存在于消化液中。可见，从消化液中回收磷酸盐是十分必要的。

以上述经验数据及 15°C 水温为依据，可借助于数学模拟以及各处理单元可达到的实际处理效率建立有关 COD、N、P 的物料平衡，计算结果详见图 3-14。按 40% 进水氨氮在 A 段内被合成到细菌菌体内计算，则相应应有 74% 的进水 COD（其中约 1/3 被氧化供合成能量之用）和 60% 的进水总磷在 A 段内被转化。剩余 26% 的 COD 被引入 BCFS[®] 工艺，以去除剩余 60% 的氮（至出水到 8mg N/L ）和 37% 的磷（至出水到 0.5mg P/L ）。BCFS[®] 工艺以 20d 污泥龄运行，产生的剩余污泥量很少（仅为进水总 COD 的 6.6%）。

因约 50% 污泥形式的 COD 在消化阶段被转化为甲烷，所以，相应会有一半的氮、磷由于细胞的分解而释放到环境中（消化液）；另一半 COD、N、P 则以

熟污泥形式存在。如果使用氯化镁作为沉淀剂，消化液中 97% 的磷能以鸟粪石形式沉淀，这相当于有 46.2% 的进水磷可被回收。

CANON 工艺被作为最后一个处理单元，处理磷回收后氨氮含量仍然很高的消化液。对 CANON 工艺的数学模拟表明，在 30℃，如果工艺参数控制得当，可以达到 90% 的总氮去除率。尽管 CANON 工艺并不能将消化液中的氨氮去除殆尽，但此股水流流量较小，同来自于 BCFS® 工艺很大出水流量混合后并不会使总的出水浓度升值太高。在此例中，出水总的 COD、N、P 的浓度分别为 30mg/L（非生物降解性）、9mg N/L 和 0.6mg P/L。

3. 可持续性

上述举例分析中，COD 直接氧化（分解）而生成 CO_2 的数量被减低到了最小程度。A 段中 26% 的 COD 的分解是为另外 48% 的 COD 合成提供能量，是生

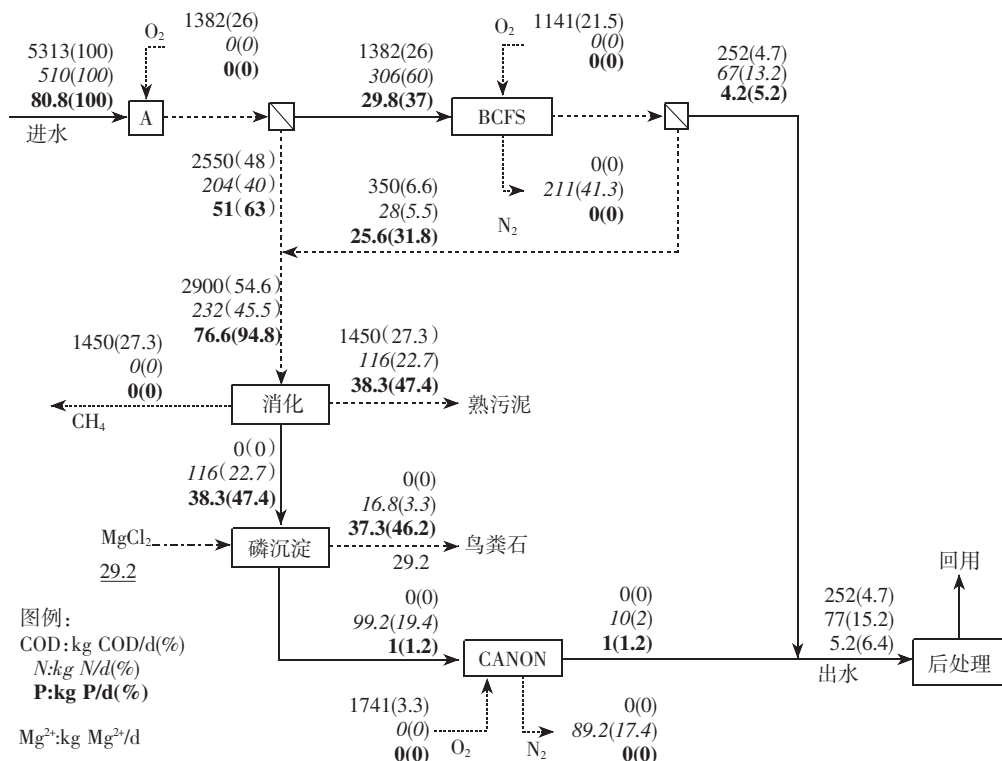


图 3-14 概念工艺物料平衡

物污泥形成（COD 浓缩）所必不可少的条件；A 段后剩余 26% COD 刚好被用于反硝化除磷，而非简单分解。因为仅 60% 的进水总氮负荷需经反硝化除磷脱除，所以，脱氮所必需的碳源（COD）也相应节省。这样，被节省或过剩的 COD（共 48%）便能被用于甲烷化。再者，无论是 COD 氧化、反硝化除磷，还是亚硝化都能节省很多耗氧量，因此，概念工艺的可持续性显而易见。以传统工艺为基准，概念工艺的可持续性会显得更为直观。为此，将概念工艺与传统工艺计算所得重要处理效率数据见表 3-5。

可持续与传统废水生物处理工艺主要技术指标比较 表 3-5

技术参数	可持续工艺	传统工艺
O ₂ 消耗量		
kg O ₂ /kg N 被去除	2.6	4.65
kg O ₂ /kgCOD 被去除	0.29	0.6
脱氮 COD 消耗量		
kgCOD/kg N 被去除	1.4	4~5
甲烷生产量		
kg CH ₄ - COD/kgCOD 被去除	0.28	0
剩余污泥量		
kg SS - COD/kgCOD 被去除	0.29	0.4
磷酸盐回收量		
kg P/kg P 被去除	0.49	0
CO ₂ 释放量减少量		
(%)	18	0
处理水回用后处理难易程度	简单	复杂

与传统工艺相比较，概念工艺在表 3-5 所列的各个方面均具可观的可持续性。

4. 工艺评估

概念工艺中虽涉及多个处理单元，但像 A/B 法、BCFS[®] 工艺，污泥消化、磷酸盐回收等多已用于工程实际，并取得了良好的运行效果。在建筑结构方面，新颖的 BCFS[®] 工艺同心圆平面设计（图 3-8）成为真正意义上的 UNITANK 构造。尽管 CANON 工艺仍在研发之中，但实验、现场观察以及对其所做的数学模

拟无疑会加速它在工程中的应用。因此,概念工艺并不存在任何技术方面的难题。

多个处理单元被合并于概念工艺中无疑会导致基础建设(工程建设与材料等)费用增高。然而,概念工艺之可持续性的贡献必将降低运行管理费用(主要是电力消耗和污泥处置)。此外,磷酸盐回收与处理水回用还能带来潜在的经济价值,对缓解磷与水资源危机有现实意义;显著减少的 CO_2 释放量对控制温室效应也有着不可低估的积极作用。

3.5 可持续技术工程杰作——荷兰鹿特丹 DOKHAVEN 污水处理厂

荷兰鹿特丹 DOKHAVEN 市政污水处理厂始建于 1979 年,负责处理来自鹿特丹市中心、南部与西部部分地区城市污水。其主体污水处理工艺构筑物完全置于地面附近存在大量居民住宅的地下,使之成为荷兰乃至世界污水处理厂建设史上为数不多的经典工程之作。同时,因其污水与污泥处理工艺升级时不断采用着世界上最先进的工艺流程,如 SHARON(中温亚消化)与 ANAMMOX(厌氧氨氧化)等现代技术已生产化应用于其污泥消化液的脱氮处理之中,从而使它成为世界上技术装备最为先进的污水处理厂。它的总占地面积仅相当于普通处理厂的四分之一,这意味着它不仅在能源与材料消耗方面有着很大程度上的可持续意义,而且在节省占地方面亦呈现出十分紧凑的可持续特点。此外,该处理厂在通风尾气的利用与处理、防振、消声等方面的工程措施也有独到之处。

本节从 DOKHAVEN 污水处理厂兴建的历史背景、工艺沿革、除磷脱氮、污泥处理、尾气处理、过程控制、安全防护等方面——介绍该处理厂的概况,并以列表方式总结处理工艺运行效果以及各工艺环节设计参数与构筑物和设备的具体尺寸。目的是使国内同行在跟踪先进污水处理工艺设计以及升级过程的同时,了解发达国家在污水处理设施建设方面的阶段性与总体发展思路以及具体工程实施办法。

3.5.1 历史背景

1977 年荷兰 ZHEW 水务局决定在鹿特丹兴建 3 个市政污水处理厂,以处理

从鹿特丹市排放的全部污水。其中一个打算建在鹿特丹市中心的污水处理厂场址选定在当时成了一大难题。在市中心 Vaanplein 附近建处理厂不仅耗资巨大,而且也存在着很多棘手的问题,例如,通向新马斯河的截流下水道不得不改变方向而穿过鹿特丹市中心地区。这些实际问题迫使市政当局寻找另外较为合适的场址,这就最后选定了 DOKHAVEN——一个已有一个世纪历史但已被废弃多年的船坞码头。

由于地表可用面积的限制以及周围已经存在大量居民住宅,污水处理构筑物不得不选择全地下式结构,而且能够利用的最大地下占地面积也仅为传统工艺所需面积的 1/4。DOKHAVEN 污水处理厂于 1979 年决定兴建;1981 年开始施工;1987 年 11 月 3 日正式开始运行,荷兰女王贝娅特丽克丝亲自出席了运行开工剪彩仪式。

因占地所限,在污水处理工艺的现场不可能再兴建污泥处理与处置设施,只好将污泥送往距 DOKHAVEN 主场地 600m 以外的另一场地进行单独处理。同时,利用这一场地对从地下式全封闭污水处理工艺中排出的尾气进行必要的处理并排放。

实际上,从 DOKHAVEN 污水处理厂投入运行的伊始,污水排放标准便不断提高。这意味着处理工艺必须顺应时代的要求不断升级与变型。在此方面,DOKHAVEN 污水处理厂不仅在设计时便采用了当时最先进的 A/B 法,而且在近两年内又及时吸收了刚刚研发于荷兰的最新脱氮技术——SHARON 与 ANAM-MOX 工艺,最大限度地以较可持续的方式降低出水中氮的排放浓度。

3.5.2 排放标准紧缩与处理工艺升级

根据欧洲委员会“地面水污染协定 (75/440/EEC 及 79/869/EEC)”与“市政污水处理协定”(91/271/EEC),荷兰为满足境内“地面水污染协定”的目标,相应制定了自己严格的排放标准——“市政污水排放规范”。污水处理厂出水不仅要满足这个规范对出水水质的要求,而且还不得不满足对臭味与噪声控制的需要,即满足“环境管理协定”所规定的内容。

原始工艺设计(1980 年)并未考虑对氮、磷的去除(见表 3-6)。而新的“市政污水排放规范”明确规定从 1995 年起对磷的排放限制,而且从那时起对氮的限制也逐渐由对 TKN(凯氏氮=有机氮+氨氮)的控制转向对总氮的控制。显然,原始的设计不能满足对营养物去除的要求,需要进行升级。对于除磷而

言，因场地的限制不得不在原始的生物处理过程主流线上补充化学除磷步骤。而对脱氮来说，及时对污泥消化液采用了刚刚在荷兰研发出来的 SHARON 和 ANAMMOX 工艺。污泥消化液仅占全场进水总量的 1%，而所含氮的负荷却占了总进水氮负荷的 15%。因此，对这股小水量集中脱氮处理可显著地降低总的出水氮排放浓度。

逐渐收紧的排放标准与目前处理结果 表 3-6

指 标 (mg/L)	分阶段排放标准			处理结果
	1980 年设计值	1995 年起	2006 年后	目前出水水质
BOD ₅	20	20	20	4
TKN	20	20	—	7.7
总 N	— *	—	20	24
总 P	—	1	1	0.8
MLSS	30	30	30	2

* 表示未作要求。

3.5.3 处理厂总揽

处理厂污水处理工艺全部设计于地下。首先，从原船坞地面向海平面以下 7~8m 要挖去厚厚的淤泥层，紧接着向下是 3~4m 厚的砂层。原船坞码头便建在砂层以下的隔水（新马斯河）层上，因此，污水处理工艺流程也只能建在这个隔水层上。污水处理工艺施工采用干式法。处理构筑物现场原为码头，而现今已变成一个拥有 5hm² 面积的公园，它是当地居民闲暇时娱乐、休闲的好去处，污水处理厂便建在他们脚下。

全地下污水处理工艺构筑物占据 2 层，总平面面积为 4hm²。它的处理能力为 47 万当量人口（P. E.），其中大约 30% 来自于服务区域内商业污水。污水处理厂进水依靠 5 个终端泵站通过压力管道导入。原设计中的污泥消化液也通过压力输送回到处理厂（现已单独处理）。暴雨季节，处理厂最大小时处理能力为 19000m³。

处理工艺为二级，首先去除悬浮物，然后为 2 段生物处理工艺（A/B 法）。最后，处理水用泵抽入地上的马斯河排放。处理厂的主要投资用于防护性措施，以保证周围居民免于臭味、振动或噪声的干扰。

污水处理过程中产生的污泥用泵送往 600m 以外的另一处约 1hm^2 的地上场地单独处理。污泥首先浓缩，然后消化。消化过程产生的甲烷用于发电，供应处理厂用电。每年，从污泥消化产品——甲烷中产生的电量相当于 2750 个荷兰家庭的用电量。最后，消化后的脱水污泥被运往鹿特丹以南的一个专用焚烧场作最终焚烧处置。

消化上清液（消化液）原设计为回流到污水处理工艺流程再行处理。但因 2006 年后对氮的控制将完全改用总氮标准，所以，原设计显然不能满足要求（见表 3-6），必须寻求新的方法进行升级。由于原污水处理工艺场地根本无余地再行扩建，所以，DOKHAVEN 处理厂经过长时间的技术比较，最终选定了以 SHARON + ANAMMOX 工艺处理消化液中高浓度氨氮的方案。

3.5.4 污水处理工艺流程

DOKHAVEN 污水处理工艺流程如图 3-15 所示。进水靠场外 5 个终端污水泵站以及污泥消化液回流泵通过压力管线被导入进水池（1）。每条压力管线在处理厂内均可控制开启；发生故障时进水也可通过跨越管线而直接排入新马斯河。进水首先进入细格栅（2）；存在四组用于去除漂浮物与纤维物质的细格栅。每组细格栅包括 2 个孔径为 5mm 的转鼓，水流垂直进入，截留杂物靠水力挤压

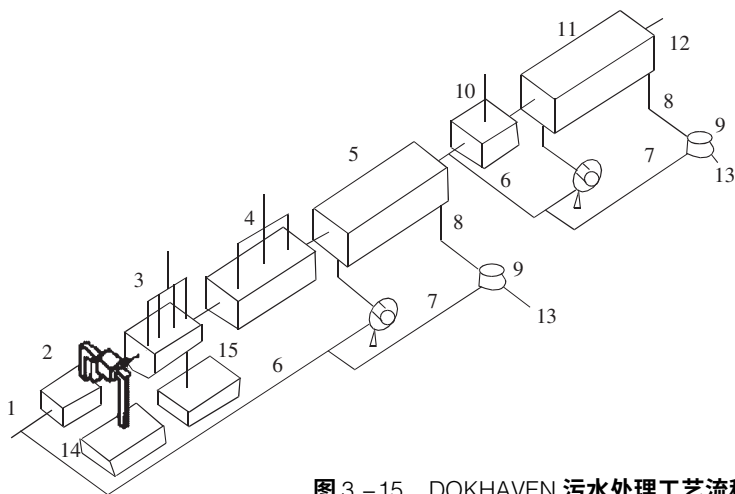


图 3-15 DOKHAVEN 污水处理工艺流程

1 - 进水；2 - 细格栅；3 - 沉砂池；4 - A 段曝气池；5 - 中间沉淀池；6 - 回流污泥；7 - 剩余污泥回流；8 - 浮渣去除；9 - 污泥调节池；10 - B 段曝气池；11 - 最终沉淀池；12 - 出水排放马斯河；13 - 剩余污泥至另一处理厂地；14 - 格栅截留物排除；15 - 沉砂排除

后收集。

通过格栅后，进水及此前回流的部分污泥经过一个配水槽被平行分为8股，各自进入一个完全相同的曝气沉砂池（3）。沉淀砂粒通过底部刮砂机排出并被冲洗后运出。

然后，进水以及部分回流污泥进入8个平行的A段曝气池（4）。因雨季时污水同雨水混合，所以，雨季时的曝气池停留时间最短，为15min；旱季时的正常停留时间为30min。在A段曝气池中，COD因细菌作用被减少大约80%，同时，氮和磷也会因细菌合成或化学沉淀而显著减少。在A段曝气池中，铁盐、混凝剂与絮凝剂配合细菌代谢使用，主要作用是化学除磷。如果曝气池表面出现泡沫现象，还要投加除泡剂。

8个平流式中间沉淀池（5）负责对来自A段曝气池（浸没式微孔曝气）的混合液沉淀分离。底部刮泥机以及水面浮渣撇除板清除沉淀污泥与浮渣。回流污泥（6）靠16台大功率水泵回流至格栅前（旱季时），而在雨季时污泥直接回流进入A段曝气池。不断产生的剩余污泥（7）和被撇除的浮渣（8）通过一个调节池送往污泥处理部分。

由中间沉淀池分离的上清液（中间出水）依次进入4组B段曝气池（每组中设4个表面曝气器）。自动控制阀门让B段曝气池保持一个恒定的水位，以确保稳定的运行。对B段曝气池来说，存在着一个最大的允许接纳水量。如果中间出水流量超过 $14500\text{m}^3/\text{h}$ ，多余的水量将被直接排入新马斯河，这种情况显然只在雨季时才会出现。B段曝气池再去去除85%进入的有机物，加上A段曝气池较早已去除的约80%，两段曝气总有机物去除率为96%。在B段曝气池中，氨氮通过硝化作用被氧化为硝酸氮。污泥在最终沉淀池（11）中沉淀分离，回流污泥（6）返回B段曝气池；剩余污泥（7）和浮滓（8）通过一个调节池送往污泥处理部分；最终出水靠出水泵排入有着较高水位的新马斯河。

整个污水处理工艺流程的水力停留时间为12h，而传统工艺的停留时间往往需要48h（如在荷兰广泛采用的氧化沟系统）。

3.5.5 自动控制

大量计算机被用于控制水泵的开启、在线水质/控制参数测量与仪表控制。计算机实际上负责着DOKHAVEN处理厂大部分日常运行与监测工作，它们协调着污水与污泥处理工艺，控制着水泵站，保持着与鹿特丹市负责管理排水系统

的中心通讯与控制室的联系。

原则上, DOKHAVEN 处理厂的污水与污泥处理部分均不需要人工操作。因此, 全厂包括工人在内的管理人员编制仅为 27 名, 并实行着正常的周末与假日休假制度, 无论班工作需要。处理厂遇故障或事故时完全能以失灵后仍安全运行模式工作。同时, 监视服务系统自动通过计算机报警。中心控制单元为分散式, 总控制系统被分成 8 个子系统。这些子系统全装备有大量的可编程逻辑控制器 (PLC)。一旦总控制系统瘫痪, 每一个子系统仍可独立工作。

控制室富余一套操作系统。一套运行系统的失灵意味着运行仍能一如既往地正常工作。控制室也存储着过时数据和数据通讯库; 数据通讯库将污水处理、污泥处理以及排水系统终端泵站三者间相互联系起来。

自从 1987 年 DOKHAVEN 投入运行以来, 随着信息技术的发展它的自动控制系统不断得到更新和优化。其新的自控系统于 1999 年开始使用, 控制理念那时起便已现代化, 从而保证着满意的出水水质, 并使之不断得到改进。

目前, 处理过程中的各种控制参数 (如 pH、溶解氧、氧化还原电位等) 以及各种污染物浓度 (如 COD、氨氮、磷酸盐、硝酸氮等) 已全部实现在线监测与控制。

3.5.6 污泥处理流程

有机污泥作为一种能源载体, 首先考虑将其中的有机物转化为含能气体——甲烷。以此为核心, 形成如图 3-16 所示的污泥处理工艺。来自于污水处理过程产生的剩余污泥在进入污泥消化池 (5) 前存在两种不同的浓缩方法。来自于 A 段曝气池的剩余污泥和浮渣在浓缩前先经过一个细格栅 (1) 过滤, 然后平行进入 2 个重力浓缩池 (2)。沉淀污泥含水率为 94%; 分离出的上清液再回到污水处理工艺进一步处理。

来自于 B 段曝气池的剩余污泥和浮渣则进入不同的线路。首先, 进入一个带搅拌器的调节池, 以求得到完全混合均匀。然后, 污泥进入一带式浓缩池, 使污泥含水率同样降至 94%。浓缩过程使用絮凝剂, 以利于污泥脱水分离。被脱除的水分同样再回到污水处理工艺进一步处理。

经两种不同浓缩方式浓缩后的污泥一同进入 2 个相同的消化池。消化池温度保持在 33℃, 停留时间约为 30d。为了保持消化池内污泥的良好混合, 800m³/h 消化气由射流管打入消化池。消化气被贮存在贮气罐 (13) 中, 由热

电厂（14）发电和供热。自发电力被用于本厂污水与污泥处理过程电力供应。热电厂也具有应急发电厂的功能。当由消化气产生的电力不足时，发电厂补充天然气进行发电。若消化气过剩，多余的气体则被燃烧后通过大烟囱（15）排放。热电厂产生的余热被用于加热消化污泥和冬季办公室取暖等场合。

消化后的熟污泥进入调节池（6），并在此投加絮凝剂以利于最终脱水。最终脱水靠2台离心机完成，每台离心机的处理能力为 $40\text{m}^3/\text{h}$ 。离心脱水后的污泥含水率为70%，被贮存于2个贮泥罐（9）中，等待运出场外焚烧处置。原设计中污泥消化液被回流至污水处理工艺进一步处理。

污泥消化液含有相当高的氨氮浓度（最高可达 1500mg N/L ），水温为 28°C 。如此高的氮负荷进入污水处理工艺会加重氮的去除负担。正因为如此，采用最新的 SHARON + ANAMMOX 技术对污泥消化液实施单独脱氮处理是近年来 DOKHAVEN 污水处理厂升级的最现代措施。世界上第一座生产性 SHARON 反应器（11）已于1998年10月开始在此运行，世界上第一座 ANAMMOX 反应塔（12）也在2002年6月投入运行。

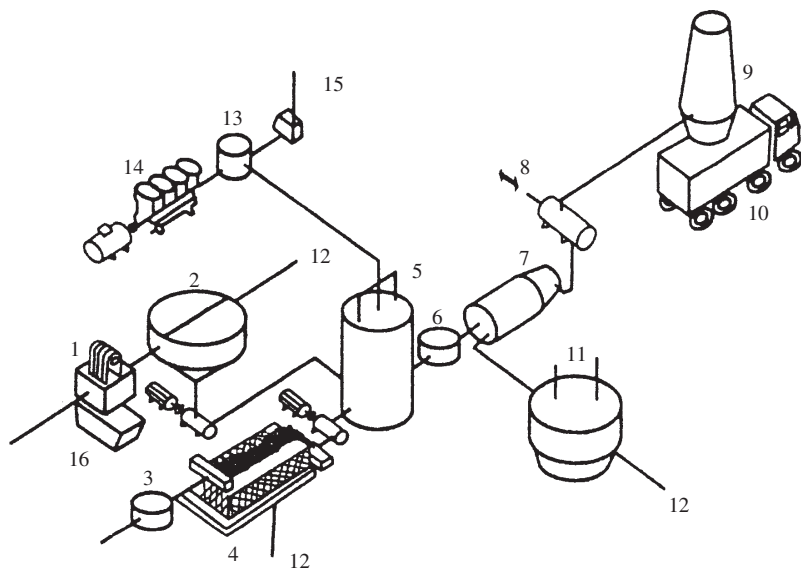


图 3-16
污泥处理工艺
流程

1 - 细格栅；2 - 重力浓缩池；3 - 调节池；4 - 带式浓缩机；5 - 消化池；6 - 调节池；7 - 离心机；8 - 污泥泵；9 - 贮泥罐；10 - 运至污泥焚烧厂；11 - SHARON 反应器；12 - 至 ANAMMOX 反应塔；13 - 贮气罐；14 - 燃气发电机；15 - 高空燃烧烟囱；16 - 被去除固体处置

3.5.7 除磷脱氮

DOKHAVEN 污水处理厂在它 1987 年投入运行后已被升级多次。除经济利益的驱动外，主要是因为环境标准的不断收紧。出水对磷的限制早在 1995 年便已非常严格，要求出水磷的浓度最高标准为 1mg P/L 。这意味着原始设计不能满足排放要求，处理工艺必须升级。因受场地限制，一种精心设计的化学方法被选择在 A 段曝气池进行除磷，这是因若在 B 段曝气池实施化学除磷会影响硝化过程。一种铁盐、一种混凝剂、一种絮凝剂被结合在一起用于化学除磷，被称为“三药剂”方法。这种特殊的方法比传统化学方法能节省 40% 的运行费用。因此，可做到环境与经济效益上的双赢。

从 2006 年起对出水氮的限制将由现在的凯氏氮（TKN）改为总氮控制。显然，原始设计不能满足新的要求，不得不寻求适合该处理厂特点的新方法。SHARON 和 ANAMMOX 这两项最新的现代技术因此成为了单独处理污泥消化液的首选。根据 SHARON 技术原理，带余温的污泥消化液刚好满足中温亚硝化对温度的需要。SHARON 技术除节省 $1/4$ 供氧量的特点外，还具有低的投资费用、低的运行费用、不产生化学副产品、运行维护简单、启动容易、对高进水 SS 浓度不敏感、无异味等运行优势。图 3-17 为一 SHARON 工艺的现场图片。



图 3-17
SHARON 工艺
实际构筑物

SHARON 反应器使一半的氨氮氧化至亚硝酸氮（无需控制 pH），剩余一半氨氮与转化而来的亚硝酸氮（进水总氨氮的一半）刚好形成 ANAMMOX 所需的摩尔关系（1:1），使氨氮和亚硝酸氮自养直接转化为氮气。与传统的硝化/反硝化过程相比，SHARON + ANAMMOX 过程可使运行费用减少 90%， CO_2 排放量减少 88%、不产生 N_2O 有害气体、无需有机物、不产生剩余污泥、节省占地 50%，具有显著的可持续性与经济效益特点。图 3-18 显示了气体循环 ANAMMOX 反应塔现场实物图片（利用一废弃浓缩池改建而成）。经 SHARON + ANAMMOX 对污泥消化液单独进行脱氮处理可使整个处理厂出水氮浓度下降至少



图 3-18
ANAMMOX 反
应塔现场实物
图片

5mg N/L, 与原始设计相比出水刚好能满足未来出水标准。

3.5.8 通风、尾气利用与处理

因为 DOKHAVEN 污水处理厂污水处理工艺部分置于全地下, 所以, 通风以及被污染的空气(尾气)处理便成为处理厂中工程上必须要妥善解决的问题, 以保证室内存在良好的工作环境和工艺过程有充足的空气供应, 同时, 尾气排放又不致污染大气。

好的工作环境包括防止凝结水出现, 避免有毒、有害气体散发, 因此, 通风便显得十分重要。全地下设置的处理构筑物不可能实现自然通风, 所以, DOKHAVEN 处理厂便选择了压差通风系统: 处理工艺区内压力低于各工艺区间连接走廊压力。因此, 即使工艺区通往连接走廊的门是开着的, 工艺区被污染的空气也不会进入走廊。在走廊系统中, 共需 66000m^3 外部空气和 34000m^3 循环空气。所有这些空气中, 由于压差每小时会损失 4600m^3 。走廊系统中的空气也用于一些工艺区的通风, 如最终沉淀区、化学药剂区、沉砂冲洗区等。

在中间与最终沉淀区的空气受到轻微污染, 而这些区域是工作人员经常出现的地方。按规定, 这些区域的 H_2S 含量不得超过 $0.1\text{mg}/\text{m}^3$, 所以, 中间沉淀池也需要用外部空气通风。中间沉淀区被外部通风交换出的尾气被用于 A 段曝气池与曝气沉砂池曝气, 在曝气供氧的同时将 H_2S 等有害气体生物转化。一些重污染工艺区的空气也使用来自于中间沉淀区受轻微污染的尾气通风。走廊系统中的空气被用于最终沉淀区通风, 其尾气大部分被用于 B 段曝气池曝气, 一小部分也用于 A 段曝气池曝气, 同样具有供氧与转化有害气体的双重作用。从中间与最终沉淀区被交换出的多余尾气通过地下管道被送往污泥处理区, 经 60m 高架烟囱排放大气。

重污染空气出现在被封闭的工艺区, 此处 H_2S 含量很高, 不允许工作人员无保护措施进入。这些被封闭的工艺区通风靠来自于轻污染区尾气进行。办公与服务楼、车间、变压器室以及高、低压区域用外部空气通风。这部分尾气因未受到污染, 可直接排入大气。

显然, 来自重污染工艺区的尾气不能被直接通风排出, 应该被妥善进行尾气处理。对此, DOKHAVEN 处理厂采用了湿式化学气体洗涤系统。该系统由三个平行的通道组成, 其中一条留作备用。每一通道的处理能力为 $45000\text{m}^3/\text{h}$ 。每组通道均由三级组成。在前两级, 重污染尾气用次氯酸钠漂白剂与氢氧化钠溶

液洗涤。次氯酸钠可氧化硫化物到硫酸盐，使 H_2S 不再出现。在第三级仅仅使用氢氧化钠溶液，以去除残余的氯化物和微量有味气体化合物。脱矿化物水被用作清洗水，以避免尾气清洗系统受石灰或碳酸钙的侵蚀。

污泥处理区的空气也可能受到污染。可能出现污染的工艺区全被加盖、封闭，并采用机械通风。被污染的尾气通过 2 个四级化学洗涤装置处理。在前三级中，被污染的尾气用次氯酸钠漂白剂与氢氧化钠溶液洗涤。在第四级中，仅仅采用氢氧化钠溶液洗涤。

3.5.9 运行安全性

污水能够将一些危险物质带入处理厂，所以，现场必须有足够的防范措施，以保障厂内工作人员以及附近居民的安全。另外，还应存在有效的防振与消声设施。

倘若附近地区有爆炸物发生爆炸（此种情形在荷兰曾发生过），爆炸物就会通过下水道流入处理厂。为避免此类事故发生，处理厂已采取了下列一些具体的安全防范措施：

（1）所有工艺过程以及可能接触可燃气体混合物的其他地方必须严格按照安全标准建造。

（2）所有终端泵站以及处理厂各个环节要配备易燃、易爆气体检测系统。一旦检测到这些气体的存在，控制系统便会自动将运行工艺转向事故安全运行模式。

（3）终端泵站的液位仪应予以格外保护。

（4）设有一容积为 35m^3 的可燃物临时贮存空间。

（5）热电厂设有应急发电设备。

距离处理厂最近 4m 便存在居民住宅。显然，当地居民不愿受到任何干扰。然而，处理厂众多的机器、水泵恰恰会产生巨大的振动和大量的噪声，特别是那些通风系统与分流设备。为了最大限度地减少可能产生的任何干扰，整个处理厂被分割成若干小的部分，并以泥浆与玻璃做成分隔墙。为了防止振动影响附近居民，水泵和其他设备全被安装在弹性混凝土底座上。进一步的抗噪声措施是在生产区与上部的服务区间设置 110cm 厚的地板，以阻隔所有振动和噪声。

3.5.10 运行效果及设计参数

DOKHAVEN 污水处理厂 1999 年上半年处理效果及运行参数见表 3-7；处理厂污水与污泥处理设备尺寸及设备选型见表 3-8。

DOKHAVEN 污水处理厂 1999 年上半年处理结果

表 3-7

项目	(单位)	数值		
受纳负荷	(当量人口)	470000		
流量	(m ³ /d)	121000		
处理效率	(%)	A 段	B 段	总计
BOD ₅		76	85	96
TKN		24	81	86
TN		24	17	37
TP		68	41	81
活性污泥参数		A 段	B 段	
污泥浓度	(mg SS/L)	2000	3100	
污泥负荷	[g BOD ₅ /(g SS·d)]	3	0.13	
SVI	(mL/g)	66	106	
消化污泥产量				
全厂	(t/d)	16.7 (干重)		
产生电量	(kWh/年)	5500000		

DOKHAVEN 污水处理厂构筑物及设备明细

表 3-8

污水处理	污泥处理
设计负荷	细格栅
470000 当量人口	1 组; 流量: 510m ³ /h; 栅间距: 3mm
9100m ³ /h (旱季)	带式浓缩池机
19000m ³ /h (雨季)	剩余污泥调节池: 900m ³
14250m ³ /h (最大 B 段进水量)	处理能力: 90m ³ /h 或 700kg 干固体/h
格栅	重力浓缩池
4 组; 流量: 7 200m ³ /h	2 组; ϕ 23.6m, $H=3$ m
转鼓直径: 1000mm	干固体负荷: 36kg/(m ² ·d)
孔径: 5mm	污泥体积: 530m ³ /d (含水率 94%)
曝气沉砂池	SHARON 反应器(1999 年 1 月起运行)
8 组: 14×3.5×4.33 ($L\times W\times H$) (m)	1 组; ϕ 19.5m, $H=5.75$ m
停留时间: 5.4min	流量: 550m ³ /d
粗泡曝气	水力停留时间: 3d
总曝气能力: 925~3 850m ³ /h	好氧停留时间: 24h
吸砂泵: 4 台; 流量: 30m ³ /h	温度: 35℃
2 个 18m ³ 沉砂贮存罐	pH: 7~7.2

续表

污水处理	污泥处理
A 段曝气池 8 组：39.6×3.5×4.32 ($L\times W\times H$) (m) 停留时间：15min 污泥负荷：3kg BOD ₅ / (kg SS·d) 细泡曝气 总曝气能力：4 900~21 800m ³ /h 干固体浓度：1.5~2kg SS/m ³	污泥消化池 2 组； ϕ 22m， $H=23$ m 停留时间：33℃时 28d 消化后污泥体积：600m ³ /d (含水率 96%) 熟污泥调节池：900m ³ 脱水熟污泥贮存罐 2 个；体积：150m ³ ；停放时间：2.5d； $H=14$ m
中间沉淀池 8 组：60.5×13.1×2.6 ($L\times W\times H$) (m) 停留时间：50min 表面负荷：3m ³ / (m ² ·h) 链式刮泥机：16 套 污泥回流泵：16 台；流量：190~630m ³ /h A 段剩余污泥调节池：38m ³	ANAMMOX 反应器 (2002 年 6 月起运行) 1 组； ϕ 2.2m， $H=18$ m ($V=70$ m ³) 流量：550m ³ /d 水力停留时间：3h 设计负荷：800kg N/d 温度：35℃ pH：7.5
B 段曝气池 4 组：27.2×27.2×4.0 ($L\times W\times H$) (m) 停留时间：50 min 污泥负荷：0.15kg BOD ₅ / (kg SS·d) 表面曝气：16 台 干固体浓度：3kg SS/m ³	离心机 2 套；处理量：40m ³ /h
最终沉淀池 8 组：83.1×17.2×2.5 ($L\times W\times H$) (m) 停留时间：120min 最大容许流量：14250m ³ /h 表面负荷：1.25m ³ / (m ² ·h) 链式刮泥机：16 套 污泥回流泵流量：310~710m ³ /h B 段剩余污泥调节池：35m ³	
出水泵站 水泵：6 台 每台流量：3400m ³ /h	

3.6 从污水处理过程中回收磷技术动态

经济与环境协调发展必然导致污水排放标准不断在世界各国升级。目前,以控制水体富营养化为目的的污水除磷脱氮技术因此正从发达国家渐渐向发展中国家转移。在中国,城市污水的除磷脱氮处理也逐渐成为水环境治理所必需的条件,污水处理厂的排放标准中已加入了氮和磷的水质指标。就北京而言,为了满足不断提高的水体质量标准的要求,新建的两座 20 万 t/d 处理规模的污水处理厂已经采用除磷脱氮处理技术,并对原采用二级有机物处理工艺的高碑店污水处理厂进行了除磷脱氮工艺改造。对此,以硝化/反硝化、生物磷聚集、反硝化除磷、厌氧氨氮氧化 (ANAMMOX) 等为作用机理的生物营养物去除工艺在目前和将来很长一段时间内仍是污水处理技术发展的主导性工艺。

与氮不同,磷在自然界主要以磷酸盐岩石以及鸟粪石和动物化石的天然磷酸盐矿石存在。磷在人工开采或天然侵蚀后,最终归宿是深海的沉积层中。沉入深海的磷只有很少一部分可通过浅海鱼类或海鸟返回陆地,以至于磷在生物圈中大部分是单向流动,从而成为一种不可更新的宝贵资源。在现有技术、经济水平条件下,已探明的世界磷储量仅够人类再用 100 年。为此,磷的可持续利用问题已急迫地摆在了世人面前,从生产、生活中的各个环节实现磷的人工再循环利用也就成了资源与环境管理方面的国际热点研究课题。就污水处理而言,变传统的“处理”为现代的“回收”越来越得到世界各国学者与政府的高度重视,特别是从污水中实现磷回收。

从污水中回收磷一方面是因可持续发展的需要,另一方面是由于污水除磷脱氮已在或正在许多国家实施。对此,有关从污水中回收磷的国际会议到目前为止已召开过 3 届。从 1998 年 5 月在英国召开的第一届起到 2001 年 3 月在荷兰召开的第二届,乃至 2004 年 6 月在英国举办的第三届,在 6 年时间内,各国学者已从单纯的基本概念迅速转向应用研究或实际应用。从第二届会议有 260 多人出席情况看,来自世界各地水工业、管理部门、研究单位的企业家、管理者、科学家等从各自不同的角度对从污水中回收磷已产生了浓厚兴趣。

我国虽为发展中国家,但可持续发展是我们的一项基本国策,污水除磷脱氮也渐渐开始在各地开展。为使我国在污水处理发展目标上尽可能同国际发展

趋势保持同步，特此撰文介绍从污水中回收磷的国际研究与应用情况。本文以“第二届从污水与动物粪便中回收磷”国际会议近60位发言者的论文观点与结论为依据，从回收磷的基本概念、应用实例、污泥管理、应用技术、经济分析等方面进行扼要阐述。

3.6.1 为什么要从污水中回收磷

各国因控制水体富营养化的环境目标要求，需将磷从污水中去除，以免使其排入“敏感水域”。各国/洲为此制定政策并付诸实施意味着磷将被转移到污水处理过程产生的污泥之中。欧洲环境政策研究所估计，“欧盟市政污水处理协定91/271”在欧洲的全面实施会导致每年约240000t磷酸盐（以P计）被转移到污泥中。

在欧洲，大约53%的污泥目前正被用作肥料直接返还农田，污水中的磷因此以土壤肥料形式实现有效的自然循环。然而，污泥的农业利用越来越受到来自民间与政府的压力，以至于含磷污泥直接返还农田这种“自然”循环途径正被逐渐封死。为此，从磷的可持续利用角度，有必要从现在起研发从污水或污泥中分离磷的技术，最大程度地实现污水磷回收。“磷回收”因此指的是某种工艺，它能实现磷酸盐从污水中以有效形式回收，并能被磷酸盐或肥料工业所利用，而不是将其转移到污泥之中。

现实中存在四种推动污水磷回收的主要因素：

（1）污泥管理的改进

磷回收能减少具有除磷功能污水处理厂的污泥量，从而改进对污泥的管理。磷回收也能明显地改善污泥特性（如焚烧），或改进污泥在水泥制造中的使用限制。

（2）可持续发展

因磷酸盐是不可更新、不能替代的宝贵资源，所以，从污水中回收磷用于再循环利用不失为一种资源与环境管理良策。

目前，瑞典已制定出一项国策，目标是从污水中回收75%的磷用于再循环。为了接近这一目标，瑞典正要求污水处理厂安装磷回收装置，以此作为对污泥焚烧颁发许可证的一种附加条件。

（3）改进生物营养物去除工艺的运行效果

通过降低回流至处理工艺首端污泥消化液中磷的含量，磷回收能改进生物

除磷的效率及可靠性。

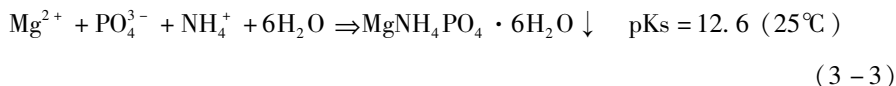
(4) 回收磷的潜在市场价值

回收磷的市场价值取决于回收磷的化学组成、回收产品的质量以及当地市场情况。例如，日本一家公司对以鸟粪石形式回收的磷能取得约 300 美元/t 的市场价格。

3.6.2 磷回收的方法与形式

磷回收或以纯粹的化学方法或以生物与化学相结合的方法来实现。在近期，磷回收最有可能在设有生物除磷脱氮的污水处理厂内实现，因为这些处理厂内的某些环节（如厌氧池或污泥消化池）能产生高浓度溶解性磷酸盐的液流，特别适合于可再生的鸟粪石、磷酸钙、磷酸铝等以沉淀形式分离。相应于当地特殊情况（如污泥中磷酸盐的含量对水泥制造可能成为障碍），或相应于一些新技术（离子交换、膜技术、新的生物技术等）的出现，其他磷回收途径与形式也可能应运而生。

鸟粪石的化学成分为 $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ，英语缩写名为 MAP。鸟粪石的溶解度极低，0℃ 时仅为 0.023g/100mL 水。其沉淀反应表达式如下：



各种磷酸盐沉淀形式均需要碱性条件，pH 一般在 8.5 ~ 9.0 时方能获良好的沉淀效果。

3.6.3 研究与应用实例

在目前对污水回收磷的研究与应用中，以鸟粪石沉淀形式回收磷的实例居多，其次是磷酸钙和磷酸铝，对磷酸铁的研究与应用也有个例。

1. 鸟粪石

意大利 Triviso 污水处理厂，在污泥脱水上清液线路上安装了生产性鸟粪石结晶装置，采用吹脱方法（脱除 CO_2 提高 pH）沉淀磷酸盐。初步试验结果表明，55% ~ 64% 的进水磷酸盐能够沉淀到回收颗粒上。

日本岛根（Shimane）县污水处理厂，安装有三套已运行的处理来自于该厂污泥消化液的鸟粪石回收装置。 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 与 NaOH 以 1:1 摩尔比例关系投入污泥消化液，以增加 pH，使鸟粪石以小颗粒状在流化床内沉淀。磷回收装置目前能实现 90% 的溶解性磷酸盐回收，保证生物除磷达标运行。

日本北九州 Hiagari 污水处理厂，安装有一个中试流化床鸟粪石沉淀反应器，处理污泥脱水上清液，使用海水作为鸟粪石沉淀的镁源。大约 70% 的溶解性磷酸盐通过曝气可以在反应器内完成沉淀，而不需投加化学药剂。

日本大阪市 Minami AEC 污水处理厂，安装有鸟粪石沉淀装置。pH 用氢氧化钠提高至 8.8，以污泥焚烧装置中气体脱除清洗液作为镁源，可在反应器中实现 50% 磷回收。

英国 Slough 污水处理厂，安装有鸟粪石沉淀装置，处理污泥脱水上清液。反应器带有搅拌装置，靠曝气来完成。氢氧化镁将被用来为鸟粪石沉淀提供镁源和 pH 升高之用。

澳大利亚布里斯班 Oxley Creek 污水处理厂，安装有鸟粪石沉淀装置。中试结果表明，94% 的进水溶解性磷酸盐能在 pH = 8.5 的（投加氢氧化镁）情况下沉淀。

以上实例中的污水处理工艺均带有生物营养物去除功能。

2. 磷酸钙

荷兰 Geestmerambacht 污水处理厂，安装有回收磷酸钙的生产性流化床反应器（Crystallactor[®]），处理溶解性富磷上清液，靠投加氢氧化钙形成小颗粒状磷酸钙沉淀作为回收形式。三套这样的生产性装置已在荷兰运行。被回收的磷酸钙能获得良好的处置特性，含磷量大约为 11%。

3. 磷酸铝

磷酸铝能被 Thermphos 工艺（荷兰）用作原料。

4. 磷酸铁

瑞典 Helsingborg 化学除磷污水处理厂，安装有磷酸铁 Krepro[®] 沉淀装置。被回收的磷酸铁为磷酸亚铁，磷含量约为 10%，用作肥料生产。

3.6.4 磷回收与污泥管理的关系

实施污水磷回收计划意味着进水中相当一部分磷能被转移到再生磷酸盐产品之中，而不是将其留在污泥里。这样，既可减少污泥产量，又能改善污泥特性。

未经处理的污泥直接返还农田在欧洲已不再适用（欧盟协定 1999/31），污泥填海也被停止（欧盟协定 91/271），这势必导致今后对污泥处理与处置费用大大升高。此时，磷回收因可以使污泥减量而使其对环境与经济产生较大影响。

有研究认为,对生物营养物去除污泥回收 75% 的磷可减少 3% ~ 3.8% 的污泥干固体重量。该项研究还估算,因磷回收,污泥焚烧后灰分的产量也将显著下降,大约减少 12% ~ 48%。这预示着对污泥焚烧灰分处置费用大大节省。研究也显示,磷回收也解决了污泥在水泥制造使用中的限制 ($\leq 1\%$ 的 P 含量),因为磷酸盐能降低水泥的耐力。

3.6.5 磷回收技术展望

1. 磷酸盐作为磷酸铁回收利用的适用性

在污水处理过程中,磷酸铁在以铁盐除磷的化学工艺、Krepro[®]工艺或其他一些污泥处理工艺中均可见到。但对磷酸铁作为肥料的价值目前仍存在着争议,尽管有研究表明磷酸铁能够被生物吸收或生物转化为可溶性磷。显然,仍需较多的工作评估和理解不同形式磷酸铁在不同类型土壤和土壤代谢中植物的可获得性。

2. 生物磷去除工艺回收磷之前景

在生物除磷污水处理厂中安装磷回收装置已成趋势。有人对全欧洲进行了两个月的调查后总结,从市政污水处理厂中回收磷在现有可用技术条件下,仅仅对具有生物除磷的活性污泥工艺是可行的,因为这些工艺不但具有一个厌氧区域(在此生物聚积的磷酸盐从污泥中释放出来),而且设有一个富磷上清液与污泥分离过程。富磷上清液为磷回收反应器提供适宜的进水,通过沉淀或结晶将磷酸盐分离出来。例如,荷兰的 BCFS[®]生物营养物去除工艺在系统内可提供含有较高浓度溶解性磷酸盐上清液,特别适合于以沉淀方式回收磷。

在生物除磷工艺中,当遇缺氧环境时污泥倾向于释放正磷酸盐。在生物除磷与厌氧污泥消化相结合的处理厂中,这种现象特别容易出现,也会出现在污泥脱水线路上。因此,仔细地研究污水处理工艺流程,特别是污泥处理工艺,这对在生物营养物去除工艺中确认适合于磷回收的液流(高溶解性磷酸盐、低悬浮固体含量)十分必要。

3. 磷酸盐沉淀技术应用前景

从目前所报道的研究与应用情况来看,从污水中回收磷的主要形式为鸟粪石、磷酸钙、磷酸铝和磷酸铁。在以沉淀形式回收的这些磷酸产品中,鸟粪石可以直接作为缓慢释放磷肥或在肥料生产中被利用,但不能被磷酸盐工业利用;磷酸钙能被工业磷酸盐利用进行再循环(荷兰);磷酸铝可被特种磷回收工艺用

作原料（荷兰），但不能被其他磷酸盐工业或肥料工业利用；磷酸铁作为肥料生产原料的价值仍存在着争议。

综合各方情况，鸟粪石与磷酸钙被认为是最有前景的磷回收途径，也是目前应用与研究最多的内容。为此，针对鸟粪石与磷酸钙沉淀，第二届国际会议特设专题，分别讨论了影响鸟粪石与磷酸钙沉淀的技术与经济关键因素。

有效的鸟粪石沉淀需要：（1）低悬浮固体，因为 MLSS 干扰有效的鸟粪石沉淀，干扰形成适合于处理与再生的沉淀形式（小颗粒状），并导致不希望存在的有机物含在污泥中；（2）优化镁加入量，因为镁的使用对鸟粪石回收来说是最主要的耗费之处，便宜的镁源（海水、工业副产品等）使用可以产生明显的经济优势；（3）优化 pH 调节，因为投加碱度提高 pH 才适宜于鸟粪石沉淀，其结果会增加运行管理费，通过吹脱 CO_2 （通过曝气）可以实现 pH 提高，从而节约化学药剂费用。

经济可靠的磷酸钙沉淀需要：（1）避免碳酸钙干扰；（2）优化反应 pH；（3）避免来自污水中其他无机离子与有机分子的干扰；（4）不同形式磷酸钙沉淀之间平衡与转换。

正在进行的研究显示，对磷酸盐沉淀产生限制作用的化学原理理解正在迅速改观。有理由相信，目前正在进行的研究工作（载体材料的使用、改变反应器设计、对一定的干扰因素选择性进行屏蔽）在未来几年内能开发出更为有效的沉淀工艺。

4. 其他磷回收技术途径

除了上述已经确认的磷回收途径外，也存在着许多其他可能的磷回收途径。这包括从污泥或污泥焚烧灰分中回收磷，以及从污水处理主流线路上回收磷。

从污泥或污泥焚烧灰分回收磷在荷兰已有专门工艺，但污水中所含的铁、铜、锌对回收工艺构成结构性障碍，因为生活用管道系统直接导致污水中这些元素的存在。

一个从污水处理主流线上以盐水再生离子交换（REM-NUT[®]工艺）回收鸟粪石的技术已诞生在意大利，该工艺接纳活性污泥或滴滤池二级出水。在 REM-NUT[®]工艺中，阳离子与阴离子交换剂等量使用，容许从污水中去除等量摩尔的 NH_4^+ 与 PO_4^{3-} ，多余的 NH_4^+ 由传统处理法负责。这一工艺能从污水中去除 95%

以上的磷酸盐，并产生适合于鸟粪石沉淀的浓缩液。

一种使用聚合物的离子交换除磷装置已在美国安装，它采用的是一种特殊设计的磷酸盐选择树脂。传统阴离子交换工艺的主要限制之一是硫酸盐在污水中总是以比磷酸盐高的浓度存在，阴离子交换树脂优先选择硫酸盐，而不是磷酸盐。为了克服这样的竞争，在该情况下树脂与铜一并装入，以增加磷酸盐比硫酸盐的亲水性。这种树脂从低浓度含磷污水（ 2.5 mg P/L ）中能去除 95% 的磷酸盐，并产生适合于鸟粪石或磷酸钙沉淀的浓液。

一种主要由氢氧化锆与正铁化合物构成的选择性吸附剂回收磷的工艺正在日本试验，采用硫酸水解与热处理方法从污泥中提取溶解性磷酸盐。在吸附剂使用氢氧化钠再生后产生磷酸钠，适合于磷酸盐工业利用。污泥中 68% 的磷可以采用此工艺回收，产生一种含有 89% 的磷酸钠产品（17% P）。

三种最近研发的针对磷去除并回收的工艺 Krepro[®]、Cambi/KRE-PRO 与 Bio-Con 已在瑞典应用或研究。前两个工艺以磷酸铁形式回收污泥中的磷，后一个工艺从污泥焚烧灰分中回收磷酸盐。

一项旨在提高生物磷去除污泥中磷含量的研究正在北爱尔兰进行，目的是将生物与化学过程相结合，让细菌的作用变成磷沉淀反应的载体。目前的研究目标是优化厌氧磷释放，以便在细菌周围产生较高的表面磷酸盐浓度，再投加钙或镁盐导致磷酸盐沉淀在细菌表面产生。

此外，从源头实现尿液分离而达到消除与回收磷（鸟粪石）并举的研究正在瑞典进行。荷兰也已开始进行这方面的理论研究工作。

3.6.6 回收磷的经济效益

研究与管理人員一致认为，被回收的磷酸盐产品的销售价格不可能成为磷回收的主要推动力，而其他一些因素，诸如减少污泥产生量、改进污泥管理、可持续发展（再循环）的压力、生物磷去除性能改进等等才是磷回收的主要推动力。然而，被回收磷产品的潜在市场价值在评估磷回收工艺的经济学指标时不失为一个重要的参考因素。

尽管已有被回收的磷酸盐产品以满意的价格出售给磷酸盐工业或肥料工业的实例，但对它们的市场价格到目前为止仍不是很清楚。其低值可能为 340 美元 /t P（欧洲磷酸盐矿石到岸价），中间价为 700 美元 /t P（农用化肥价），而最高价因个例而异。

3.7 化粪池设置与污水脱氮除磷的关系

目前,无论是大城市还是小城镇、无论是新城还是旧城、无论是南方还是北方,铺设城市下水道截污、集中兴建市政污水处理厂处理城市污水似乎已成趋势。在此情形下,作为原始简单处理污水的设施——化粪池便显得多余。如果在兴建集中式污水处理厂的城市规划与建设中能够取消化粪池,这一举措在宏观上意味着节省占地、节约投资、改善生活环境、避免意外事故发生;从微观作用来说,取消化粪池会改善集中污水处理厂污水处理效果,特别是以控制水体富营养化为目的的三级脱氮除磷效果。

本节就化粪池的原始功能、负面效应、建设费用、环境效益、技术管理等方面内容作简要介绍;分析取消化粪池对改善污水生物脱氮除磷效果的影响;探讨兴建集中式污水处理厂趋势下取消传统化粪池的可行性;提出有关取消化粪池的具体管理与技术建议。

3.7.1 化粪池的原始功能与负面效应

化粪池是时代产物,是一种比较简单的初级污水处理构筑物。它的作用机理主要是靠重力沉淀对沉淀截留的悬浮有机污染物(COD/BOD)进行厌氧消化分解。在城市化发展进程还十分缓慢、城市基础设施建设还十分落后的年代,特别是处在城市排水系统尚未普及,还顾不上考虑污水处理的特定情况下,化粪池作为一种简易的污水处理设施,原意是在污水排放水体前能得到一定程度的稳定处理。我国有关设计规范或设计手册关于设置化粪池的规定也正是基于这方面的考虑,如《给水排水设计手册》里规定在以下两种情况宜设置化粪池:

(1) 没有城市污水处理厂时,生活粪便污水应设化粪池,经化粪池处理合格后的水方可排入城镇下水道或水体;

(2) 城镇虽有生活污水处理厂的规划,但其建设滞后于建成生活小区,则应在生活小区内设置化粪池。

正因为有设计规范的约束,目前在很多地方对新建楼宇的项目审批中仍然有化粪池的设计要求,甚至设计化粪池被行政审批部门理解为一种必不可少的“环保”措施,没有考虑集中式城市污水处理厂与化粪池间的关系;也有很多人认为在兴建集中式污水处理厂情况下仍有必要设置化粪池,因为化粪池可以减

轻污水处理厂的有机物处理负荷。这样的规范要求和对化粪池功能的认识导致化粪池遍布城区的各个角落,使化粪池管理以及安全隐患问题日益凸现。例如,在实际应用中由于疏于管理,化粪池经常出现堵塞溢流或渗水的问题,不仅起不到应有的处理能力,反而成了一种污染源。更严重的是化粪池沉积物厌氧发酵产生的甲烷气体遇明火会发生爆炸伤人事故,这种情形屡见报端。

此外,化粪池的建设费用也是不容忽视的问题。按广东省建设砖砌化粪池的概算价格计算,建设一座容积为 $20 \sim 80\text{m}^3$ 的化粪池的造价(直接费用)在 $3 \sim 13$ 万元之间。据统计,2002 年仅广州市就有化粪池 3 万多个。可见,遍布中国各城市的化粪池其基建投资应是一笔不小的数字。

由于化粪池的兴建使本来就紧张的城市可绿化空地进一步萎缩。据资料显示,若取消化粪池,每幢房子周围的绿化面积将会有所增加,人均增加绿地面积约 0.5m^2 。

3.7.2 化粪池对集中式污水处理厂处理效果的影响

化粪池对污水的简易处理主要是通过截留、沉淀、厌氧分解等物理与生化过程达到去除病原菌和降解部分有机物的目的。在一般情况下,污水在化粪池内经 $12 \sim 24\text{h}$ 的沉淀后,原始 $100 \sim 350\text{mg/L}$ 的悬浮固体(SS)约 $60\% \sim 70\%$ 可被沉淀;原始 $100 \sim 400\text{mg/L}$ 有机物(BOD_5)约可去除 $20\% \sim 30\%$;对氮、磷的去除则微不足道。

城市污水处理厂通过城市下水管网系统收集、输送污水至处理厂集中处理。通常的城市污水处理采用二级或三级处理工艺;二级处理对有机物(BOD_5)去除率高达 90% 以上;三级处理对氮、磷的去除亦可高达 90% 以上。相形之下,化粪池净化污水的作用则显得十分微不足道。但是,化粪池对少量有机物的降解却可能导致以脱氮除磷为目的的三级处理存在碳源不足的现象。为控制水体富营养化的影响,目前城市污水处理正逐步实现或升级改造为三级处理。生物脱氮除磷需要污水中有足够的碳源方能顺利实现,经硝化和反硝化途径脱氮,每去除 1g N 约需 $4 \sim 5\text{g COD}$;经聚磷菌(PAOs)好氧渠道过量摄磷,每去除 1g P 约需 25g COD 。因此,在兴建集中式城市污水处理厂情况下再设置化粪池,对脱氮除磷而言反而起了负作用,造成进入污水处理厂所需碳源不足。实践证明,市政污水处理厂在脱氮除磷方面碳源不足是制约脱氮除磷效果的主要原因。

3.7.3 集中式污水处理厂取代化粪池功能可行性分析

近年来,在国民经济持续、快速、健康发展过程中,我国城市化进程也进

入了快速发展阶段。自 1990 ~ 2003 年我国城市排水管道长度增加了 2.2 倍, 城市污水处理厂由 80 座增加到 612 座。进入新世纪后我国政府加大了城市污水处理基础设施建设的投资力度, 城市排水管网和污水处理厂建设明显加快, 城市污水处理率稳步提高, 对改善和提高城市区域及其周边水环境质量发挥了重大作用。由此可知, 随着城市基础设施的不断完善, 一大批集中式污水处理厂将相继建成, 这标志着我国污水处理事业将发展到一个崭新的阶段。

无论是大城市还是小城镇、新城或老城、南方或北方, 城市下水道的普及、完善和城市污水处理厂的陆续兴建确实显得化粪池的作用已失去它的传统意义, 它对有机物的原始净化功能完全可以交由市政污水处理厂去完成。这样做有如下诸多优点:

(1) 可将分散建设的化粪池资金集中使用到污水处理厂建设中去, 变分散处理为集中处理。实际上, 在市政污水处理厂存在的情况下, 继续设置化粪池等于是对污水处理设施的重复建设, 不仅浪费建设资金而且也占用宝贵的城市土地。

(2) 化粪池的处理功能交由污水处理厂完成后相当于增加了 20% ~ 30% 进水有机物负荷, 这对生物脱氮除磷效果的提高无疑是至关重要的。

(3) 城市中不设化粪池也从根本上避免了甲烷气体爆炸等可能带来的负面影响。

实践证明, 城市污水将主要依赖于集中式污水处理厂处理, 在这样的城市取消传统化粪池是完全可行的。目前, 广州市已率先在全国取消了兴建化粪池的管理规定, 上海、常州、杭州等城市在新建住宅区时也考虑不再兴建化粪池。随着国民经济发展, 传统理念应不断更新, 城市规划与市政建设也应与时俱进。

3.7.4 取消化粪池的几点建议

上述分析表明, 在城市集中式污水处理厂普遍建设的情况下, 不仅新规划城区不应再设计化粪池, 即使是对已存在化粪池的老城, 也应考虑取消化粪池, 将其废弃或改作他用。实践中, 目前造成取消化粪池难以实施的主要原因是由于设计规范的内容严重滞后于城市发展的速度和规模。因此, 有关方面应对此问题展开全面的论证, 具体问题具体分析, 应在规范中修正化粪池设置的有关规定, 明确有集中式污水处理厂的城市/城镇可以考虑完全取消化粪池。

取消化粪池后, 建议建筑物室内的污、粪水管采用合流制, 室内少数设一

根立管，便于住宅室内空间的使用；室外的管线也应相应减少，使施工更为简单。

对于已经设置化粪池的老城区，化粪池可以废弃，填埋后用作绿化用地，或清理、改造用作中水或雨水利用的贮水池。

3.7.5 结语

在集中式市政污水处理厂兴建情况下取消化粪池设置，让污水直接排入污水处理厂集中处理，不仅在宏观上可以节省大量分散占地和资金，而且可以发挥集中式污水处理厂对氮、磷等营养物质通过三级处理有效去除的能力。为了可持续城市发展目标的实现，希望业内专家和管理人士高瞻远瞩，重新审视和规划我国城市排水体制与设施问题，逐步取消化粪池，充分发挥污水处理管网和污水处理厂的作用，使我国城市水污染控制以及城市水环境得到明显改善。

3.8 无磷洗衣粉对控制水体富营养化的实际作用

近年来，国内许多洗衣粉/洗涤剂生产厂家纷纷效仿国外，开始生产一种所谓无磷、环保洗衣粉。短短几年时间，无磷洗衣粉已经占领了洗涤用品市场的半壁江山，而且大有全面取代含磷洗衣粉之趋势。然而，洗衣粉禁磷后的实际功效果真是众望所归，能有效遏制水体富营养化吗？

3.8.1 洗衣粉禁磷后的国内外情况

瑞士、意大利、美国、日本等发达国家于 20 世纪七八十年代率先实行洗衣粉禁磷。但到目前为止，并没有调查结果显示这些国家湖泊等地面水体水质有了根本性的改变。这表明，这些国家的水体富营养化现象可能主要由其他来源（土壤侵蚀、动物粪便、地表径流、岩石侵蚀等）的营养物质以及一些特定物理因素（温度、阳光、流速等）所引起，因而仅仅通过洗衣粉禁磷实现控制水体富营养化无异于杯水车薪。

在我国太湖地区，从 20 世纪末也开始采取洗衣粉禁磷措施。禁磷后，进入污水处理厂污水中的磷浓度有所降低，约减少了 $1/4$ 。禁磷后的第二年（2000 年）与禁磷前相比较：21 个监测断面中，磷浓度上升的有 11 个，占监测断面总数的 52.4%；下降的有 6 个，占 28.6%；持平的有 3 个，占 14.3%。因此可以看出，洗衣粉禁磷措施只是影响入湖河道磷浓度的因素之一，但不是影响入湖

河水中磷浓度变化的主要因素，所以禁磷措施对湖体水域磷浓度降低和富营养化程度控制作用不大。

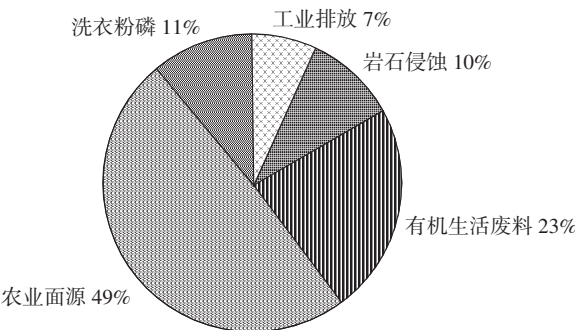
在我国的滇池地区，1998 年后实行了洗衣粉禁磷措施，而禁磷后的这些年并没有观测到滇池水体富营养化有明显好转迹象。到 2002 年，滇池草海水质劣于 V 类，主要污染指标总磷、总氮等均超劣 V 类标准；外海水质主要污染指标亦为氮、磷，水质总体也列为劣 V 类。2003 年第二、三季度，滇池草海水体总体水质仍为劣 V 类，主要超标项目还是总氮和总磷；与上年比较，外海水质略有好转，但仅仅是由劣 V 类变为 V 类而已。需要指出的是，有关滇池水质监测数据是在昆明市市政污水处理普及率已达 80% 的情况下获得的。换句话说，洗衣粉禁磷外加一道污水脱氮除磷防线也未能使滇池水质有质的变化。

3.8.2 含磷洗衣粉对水体富营养化的实际作用

根据欧洲经验，洗衣粉中的磷含量仅仅占流入地表水体总磷负荷的 11%，见图 3-19。就生活污水中的磷负荷而言，洗衣粉中所含的磷估计一般不超过生活污水总磷负荷的 1/3。换言之，生活污水中超过 2/3 的磷负荷由人体排泄废物（主要为尿液，约占 50%）、食物废料和其他有机废料所致。由此可见，仅靠洗衣粉禁磷的确难以控制水体富营养化这一现象，而对点源的控制最终不得不通过建设具有营养物去除功能的污水处理设施来达到目的。

在我国滇池磷负荷的来源中，农业面源污染也不在少数。在被调查的滇池流域，单位面积磷肥使用数量远远高于全国平均水平，土壤中有效磷平均含量高达 189.51mg/kg。由于化肥有效利用率很低（磷肥利用率只有 10%~20%），且表施多于深施，这就进一步造成肥料的有效利用率低下。因而农田地表中大

图 3-19 地表水含磷来源



量氮、磷通过径流进入地表水体，最终加剧滇池水体的富营养化。另外，矿山对滇池磷负荷量也有很大影响。滇池地处磷矿区，直接流经磷矿区的河流有柴河、晋宁大河、东大河等，这些河流每年每平方公里向滇池输入总磷 355kg，暴雨期总磷浓度高达 30mg/L 以上。

上述国内外经验表明，不仅洗衣粉禁磷对控制水体富营养化作用不大，即便是

通过污水处理达到对点源的全面控制，可能也不会让这一令人烦恼的现象立刻消失，这是因为地表水体中还有近 $2/3$ 的磷负荷来自于非点源等污染源。根据世界经济与发展组织提出的湖泊、水库营养化分类标准，年平均总磷 84.4mg P/m^3 ，总氮 1875mg N/m^3 即可定义为富营养化。按照这个标准，水体中的磷含量只要在很低水平时便可导致水体富营养化发生。其实，很多水体中即使在完全没有污水排入的情况下，单就非点源流入的磷负荷已足以导致富营养化现象。当然，这还要取决于其他营养成分（氮、硅酸盐等）与物理条件（温度、阳光、水流等）是否适合诱发富营养化。这便是欧美等国家洗衣粉禁磷多年后却出现尴尬局面的原因所在。

显然，仅仅是洗衣粉禁磷或实施污水除磷等点源控制措施并不能有效遏制水体富营养化现象，只有在首先完成对非点源磷控制的情况下实施洗衣粉禁磷方可能露出它的“英雄本色”。而且，这还需要有完善的污水处理设施作后盾。率先实行洗衣粉禁磷的欧美国家经过 $10 \sim 20$ 年却未能如愿以偿，残酷事实促使人们反思洗衣粉禁磷的必要性和紧迫性。事实上，即便是在欧盟国家内部，也并非是所有国家都开始实行洗衣粉禁磷。到目前为止，欧盟甚至还没有达成共识的洗衣粉禁磷统一法令。在已实行禁磷的国家，一些是全面禁止，如意大利和比利时；另一些是部分禁止，如奥地利和德国；而还有些并没有明确的禁磷法令，完全靠自我约束来禁磷，如荷兰及北欧诸国。在希腊、卢森堡、葡萄牙、西班牙等国，如今仍然尚未采取法令或自我约束等行动实行洗衣粉禁磷。在欧盟国家之外，瑞士、加拿大、美国的 27 个州实行禁磷；而日本只在一些敏感水域实行禁磷。

3.8.3 磷——一种无毒、无害、性能卓越的洗衣粉成分

实际上对消费者来说，含磷洗衣粉既是洗涤效果最好，也是最经济、使用量最小的洗涤用品。如果没有水体富营养化之虞，洗衣粉中的磷既不对人体健康构成危害，也不对环境产生毒害作用，而这在众多化学元素中是独一无二的。可以说，磷作为洗衣粉的重要成分在卫生性、安全性等方面都是具有绝对保障的。

磷在洗衣粉中以三聚磷酸钠（STPP）的形式存在，主要起表面活性剂亲水“骨架”作用，具有如下一些重要功能：

（1）抑制硬水、土壤中的钙、镁离子的影响；

- (2) 重新溶解残留在洗衣机中的钙、镁化合物;
- (3) 防止钙、镁水垢沉积在洗衣机加热部件上;
- (4) 完全清除化纤上的脏物与水垢,以防再沉积;
- (5) 使洗涤过程的碱度稳定在适当水平;
- (6) 有助于破碎较大的脏物颗粒,使之被清洗出去;
- (7) 水解油渍与油脂,以利洗涤去除;
- (8) 有助于洗衣粉的制造、储存、使用;
- (9) 有利于洗衣粉溶解,特别是粒状洗衣粉。

实际上,磷在洗衣粉中的作用效果要优于任何其他化学成分,且用量最少。如果使用非磷成分的替代品,如浮石、聚羧酸(PCAs)、柠檬酸、氮川三醋酸(NTA),首先是洗涤效果大打折扣,其次是用量极大(0.7g STPP 相当于 0.9g 浮石外加 0.2g PCAs;表面活性物质用量将增加 5% ~ 15%),况且替代品对环境的潜在影响目前尚不十分清楚。无磷洗衣粉对环境最直接的影响表现在产生较多悬浮物或污泥。瑞典斯德哥尔摩水务局最近对此作了一项评估,结果令人吃惊,无磷洗衣粉使污水中悬浮物的浓度上升 10 倍以上,致使污泥量成倍增加。

3.8.4 从污水中回收磷——维持含磷洗衣粉的前提

有一点可以肯定,也是各国学者的一致共识,无论洗衣粉禁磷与否污水处理设施一般都需要逐步建设。而洗衣粉含磷或无磷所产生的污水处理费用差异的大小主要取决于污泥的产量、生物与化学除磷工艺的选择、母需除磷污水处理厂所占比例等。毫无疑问,无磷洗衣粉所产生的大量悬浮物最终将以剩余污泥的形式累积于污水处理厂中,成为了不可回收、没有利用价值的废物。相反,通过未来会普遍采用的磷回收/循环,能够有效地平衡从污水中除磷的经济与环境影响。这样一来,含磷污泥将被转换为有回收价值的有用资源。正因如此,洗衣粉中的磷酸盐被誉为可持续性的洗衣粉成分。

实际上早在 20 世纪 90 年代初,欧盟便出台了污水脱氮除磷的纲领性文件:“市政污水处理协定(91/271)”。该文件硬性规定,凡是处理量超过 10000 当量人口(实际人口 6000 ~ 8000 人)、排放到富营养化敏感水域的污水处理厂必须设置脱氮除磷设施。即使是在有较少人口居住的乡镇或社区,该文件也规定应有“适当”的污水处理设施。从污水中去除的磷或者以污泥形式返还农田,或

以可以回收/利用的化合物形式予以回收。由于污泥中所含重金属及潜在的二次污染问题,含磷污泥作为肥料返田各国已日趋限制。因此,目前从污水处理过程中回收磷渐渐成为欧美等国家政府、专业组织、水工业部门等积极倡导的做法。

磷在地球上是一种贮量十分有限的矿产资源。磷在工业、农业、生活等使用过程中呈单项流动,并最终通过地面水体流入大海,沉入深海的沉积层中。因此,磷是一种不可自然再生的资源。就全球而言,现在已探明的磷储量仅够人类使用不足 100 年的时间,而我国磷矿的开采量最多也只有 70 年左右的时间,这其中还包括了绝大多数的劣质磷矿。陆地上若是没有了磷,首先影响到的是人类的食物来源,人类所面临的将是庄稼弱不禁风、颗粒无收,这比起人们目前普遍担心的“水危机”、“能源危机”在时间上显得更为可怕。可见,磷危机已成为世界各国实现可持续发展的一大障碍。所以,现在世界上许多国家都非常重视磷的可持续发展问题。从磷的可持续利用角度看,人类只能在磷随水流入大海之前以工程技术手段最大限度地截留并回收方能延缓磷资源的匮乏速度。因此,从污水中回收磷成为人工循环利用磷的一种可能。为此,欧洲磷酸盐工业协会 (CEEP)、化肥工业、水工业等行业组织已向欧盟提出研发从污水处理过程中回收磷的研究计划,以减少对天然磷矿藏使用量。CEEP 目标是在 10 年内实现 25% 的洗涤剂磷酸盐用量从污水处理过程中回收。实际上,从污水中回收的磷其最好用途是直接或间接用作农业与园艺业的肥料。因此,从 2005 年起 CEEP 期望所有磷酸盐工业今后有 50% 的磷原料来自于回收磷 (除从污水中回收外,也可从动物废料中回收)。

正因为如此,近年来带有回收磷功能的污水处理厂得到了快速的发展。例如,位于日本岛根县的 Unitika 污水处理厂 ($5000\text{m}^3/\text{d}$), 安装了 3 套从污泥消化液中回收鸟粪石的装置。氢氧化镁与氢氧化钠以 1:1 的摩尔比投入到污泥消化液中,从而使鸟粪石以细小晶体的形式在流化床中沉淀生成,该装置能回收 90% 的溶解性磷。意大利 Triviso 污水处理厂,在脱水上清液中安装鸟粪石沉淀装置,并采用曝气吹脱水中溶解二氧化碳的方式提高 pH 值。初步实验结果显示,能够回收进水中 55% ~ 64% 的溶解性磷。此外,荷兰、英国等国家也不甘其后,也相继研发和建设了一些能够进行磷回收的污水处理工艺和污水处理厂,如 BCFS[®] 工艺。

3.8.5 结语

综上所述，在控制水体富营养化问题上，从洗衣粉禁磷入手并非上策。即使洗衣粉全面禁磷，也不能有效遏制水体富营养化。相反，可能还会带来一些新的环境问题！鉴于此，国外对洗衣粉“绿色标签”的定义标准有所降低，即使是所谓环保型洗衣粉配方中也容许有一定量的磷酸盐存在，因为磷酸盐是最佳的也是最密实的洗衣粉“骨架”。例如，不仅北欧诸国的“白天鹅”生态标签与泰国绿色标签计划，而且欧盟最近更新的生态标签全都容许将磷酸盐列入洗衣粉合格成分（磷酸盐含量可达27%）。

国外对洗衣粉从“禁”磷到“限”磷是在走过了一段相当艰辛的道路之后方得出的结论。对此，更有国外学者倾向于既不禁磷也不限磷，而是保留传统含磷洗衣粉配方，对转移到污水中的磷通过处理予以回收，使之成为一种可持续发展的资源物质。我国在控制水体富营养化的问题上才刚刚起步，国外的经验和教训应该成为我们的前车之鉴。否则，我们在这个问题上有可能会步西方国家之后尘，这势必重蹈他人之覆辙。

第 4 章 污水生物处理系统中的内源过程与污泥减量

4.1 概述

随着水污染的日益严重，对各种污水进行经济有效的处理势在必行。目前，全球范围内已有数以万计的污水处理厂正在运行，且随着环境意识与环保要求的提高必将有更多的污水厂行将建设。

污水生物处理以高效低耗的突出优点被广泛应用于污水处理，以活性污泥和生物膜为代表的污水生物处理工艺在水污染治理方面已取得了巨大成功。然而，现有的污水生物处理工艺并不完善，一些缺陷日益突出。其中，最引人注目的就是大量剩余污泥的产生。污泥处理的费用异常之高，大约占到污水处理厂建设和运行总费用的 50% ~ 60% 左右。大量的剩余污泥以及高昂的处理费用已成为制约污水生物处理技术进一步发展的主要因素之一。因此，如何从根本上彻底解决剩余污泥减量问题已成为当今世界普遍关注的一个焦点。

那么在污水生物处理系统内生物污泥是怎样产生的呢？众所周知，污水生物处理依赖于系统内微生物对污染物质的降解，微生物在降解污染物质的同时取得生长所需的原料并生成能量，生成的能量通常被用于细胞维持和推动细胞生长。细胞维持是指维持细胞正常的生理状态，因而用于细胞维持的能量需要被优先满足。可见，生物污泥的形成过程即是细胞生长的过程。

根据上述能量的细胞利用原则，要想从根本上达到污泥减量的目的，应尽可能地使生物降解过程中所产生的能量被用于细胞维持而不是细胞生长。事实

上, 污水生物处理系统中能够影响污泥生成的过程很多。除细胞维持外, 细胞死亡以及原生动物和后生动物的捕食也会直接引起系统内生物量的减少。所有这些能够引起生物减量的过程涉及到了一系列的微生物学、生物化学以及生态反应机制, 在污水生物处理系统中被统称为内源过程。显然, 通过合理强化这些微观过程可以从根本上减少污泥产量。

事实上, 内源过程对整个生物处理系统的运行也会产生重要影响。内源过程消耗了相当数量的电子受体, 好氧条件下内源呼吸大约消耗了 COD 去除总耗氧量的 50% 以上。内源过程还将直接影响到微生物群落结构, 进而影响系统的处理效率等。

然而, 目前对内源过程的各个方面知之甚少, 对这些过程的定义尚没有形成一致的看法。因而, 非常有必要从微观角度对内源过程开展基础性研究, 以全面认识系统内微生物的内源过程, 从根本上获得有效减少剩余污泥产量、提高系统处理效率的技术策略, 实现污水生物处理的可持续发展。本文从污泥减量角度出发, 概述了现阶段对污水生物处理系统内源过程研究的进展, 希望以此为基础推动研究的进一步深入。

4.2 内源过程

污水生物处理系统是一个非常复杂的生态系统, 系统内的微生物主要以各种细菌为主, 同时还存活有一定数量的原生动物和后生动物。所谓污水生物处理系统的内源过程, 即是指系统中细菌内部、细菌之间以及细菌同原生动物和后生动物之间的复杂作用过程, 主要涉及到了细胞维持、细胞死亡和溶解、隐性生长、原生动物和后生动物捕食等, 如图 1-11 所示。具体说来, 内源过程则可以从两个层面上来分析:

1) 从细胞水平来看, 微生物细胞都需要一定的能量来维持正常的生理状态, 所以在污水生物处理系统中总要有一定量的底物被用来提供细胞维持能量而不是用来生成生物体。这一过程发生在细胞内部, 是一个内源代谢的过程, 它会影响到系统内生物量增长, 一般不会引起细菌数量的减少, 但有可能引起细菌质量减少(如细菌饥饿状态下的内源呼吸情况);

2) 从整个系统来看, 细菌细胞的死亡以及原生动物和后生动物的捕食都将

直接引起系统内生物量的减少，即表现为细菌数量减少。

然而，在污水生物处理系统中内源过程究竟对生物污泥的产生具有多大影响呢？而这些影响又因哪些环境因素或工艺运行参数的改变而改变以及如何变化呢？到目前为止，这些问题都尚未得到一个较为全面的解释。正因如此，在活性污泥数学模型（ASMs）中内源过程被大为简化；在1号、2号以及2d号模型中，内源过程被简单表示为死亡—再生过程；在3号模型中，内源过程被简单描述为微生物内源呼吸。在这些模型中，仅用一个综合系数表达内源过程各个方面的协同作用效果。由于一些并行过程发生，这些模拟方法都不能有效地描述内源过程，所以造成了现有模型不能准确地预测剩余污泥产量，更不用说通过调整工艺参数来达到优化运行效果同时使污泥量减少的目的。

为了对内源过程有一个清晰的认识，并逐步实现对它的量化过程，现分别从细胞维持、细胞死亡、溶解和隐性生长，以及原生动物和后生动物捕食三个方面对内源过程进行论述。

4.2.1 细胞维持

污水生物处理基于微生物对污染物质的降解原理。污水中的有机污染物质被微生物降解后生成新的微生物体并放出二氧化碳（ CO_2 ）和水（ H_2O ），细菌在这种过程中成为执行任务的微生物主体。

长期以来，在细菌生长过程中是否所有底物都被用来生长这一问题上始终困扰着人们。经过几十年的不断探索，莫诺最终在实验中证实了细菌的产率与其生长速率有关，这说明底物并不是完全用于生物体生成，而细胞维持似乎是细菌生命活动中的一个最基本要求。

1. 细胞维持的特点与测定

究竟什么是细胞维持呢？简单地来说，细胞维持就是维持细胞的正常生理状态。为此，需要有一定的能量来保障细胞的基本生命活动，这些基本生命活动包括维持细胞内膜质子电势、更新蛋白质和核酸等胞内物质、物质运输以及细胞运动等，而这一能量称为细胞维持能量。

细菌的生理状态又会受到细菌的生存环境影响，其中最为突出的就是生存环境内底物和营养物的影响。根据底物以及营养物丰富程度不同，可以将细菌的生长状态分为三类：

- 1) 非限制性生长, $\mu = \mu_{\max}$;
- 2) 限制性生长, $\mu < \mu_{\max}$;
- 3) 饥饿状态。

显然,在前两种状态下都有外源底物存在,细菌生长和细胞维持所需的能量都源自于外源底物的代谢;而在饥饿状态下没有外源底物存在,细菌的维持能量来自于PHA、糖原等胞内贮存物质(内源底物)的降解乃至细胞组织的自身氧化,即内源代谢,此时通常表现为生物量(首先是细菌质量上,其次还有可能是细菌数量上)的减少以及氧(O_2)或硝酸盐(NO_3^-)等电子受体的消耗。需要说明的是,在第二种状态下细菌受到的生长限制作用可能是由于底物的不足,也可能是由于氮(N)、磷(P)、钾(K)等营养元素的限制。一般而言,底物不足时,营养元素相对过剩,在这种情况下的细菌生长被称为“底物不足”(Substrate-limited)生长;而营养元素限制时底物相对过剩,此时的细菌生长被描述为“底物丰富”(Substrate-sufficient)生长。因此,判断细菌属于底物不足生长还是底物丰富生长的依据是细菌生存环境内底物和营养元素相对比例的高低。对于异养细菌来说,底物不足或丰富实质上就是碳源相对于营养元素的不足或丰富;对于自养菌来说,能源和碳源相对于营养元素都有可能分别处于不足或丰富状态。

(1) 外源底物存在时的细胞维持

Ducleaux 最先从理论上提出底物被分别用于生物体生长和细胞维持两个方面。在此基础上,Pirt 对细胞维持能量的概念进行了全面阐述,提出维持能量即是细胞除去用于生长之外的所有能量消耗;这种维持能量相对于一定数量的细菌来说是一定的,不随生长速率的变化而变化。基于这两种假设,Pirt 同时提出了生物体产率(Y)与比增长速率(μ)的经验关系式,

$$\frac{1}{Y} = \frac{1}{Y_G} + \frac{m}{\mu} \quad (4-1)$$

式中 Y_G ——理论最大产率,即假定维持能量为零时的产率;

m ——比维持系数,即为单位时间内单位生物体为提供维持能量所消耗的底物量。

显然,在生长速率较低时维持能量需求会对生物体产率产生较大影响。这意味着在污水生物处理系统中,降低生物体生长速率有助于减少污泥产量。

然而,随着内源代谢研究的不断深入, P_{irt} 有关维持能量的理论受到了挑战。Neijssel 和 Tempest 根据 P_{irt} 公式 (4-1) 提出了底物比消耗速率 (q) 和比增长速率 (μ) 的关系式,更加清晰地阐明了底物在细菌生长过程中的分配关系。

$$q = \mu/Y_G + m \quad (4-2)$$

式中 q ——底物比利用速率。

基于这一公式以及实验结果,他们发现菌种 *Klebsiella aerogenes* 在底物丰富的条件下的消耗速率明显高于底物不足时的消耗速率。对此,他们解释为碳源丰富的状态下细菌的维持能量需求升高了,且维持能量随着生长速率的变化而变化。这突显出 P_{irt} 有关维持能量的理论存在着明显的缺陷。为此, P_{irt} 重新给出了一个修正模型,以描述不同底物状态下细胞维持与细胞生长以及底物消耗之间的关系。

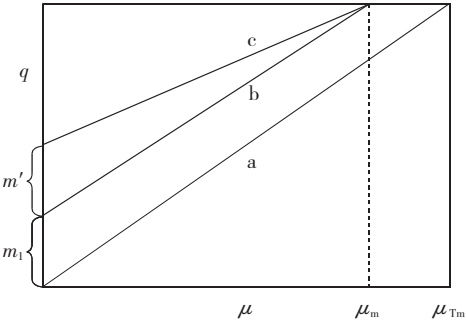
$$q = \frac{\mu}{Y_G} + m_1 + m' (1 - k\mu) \quad (4-3)$$

式中 m_1 ——恒定维持系数项,与生长速率无关;

m' ——与生长速率相关的维持系数项。

那么,为什么底物丰富会使维持能量升高呢?对此, Westerhooff 给出了进一步的解释:合成代谢和分解代谢并不一定始终都是紧密偶联的,在碳源丰富的状态下会产生能量泄漏,即所谓的解偶联现象;亦即分解代谢过程中所产生的能量并非完全用于生长和维持,一部分能量会以代谢中间产物分泌、代谢路径转移以及无效耗能循环等途径散失,而正是这部分能量在 Ducleaux 理论下被认为是用于维持了,因而得到升高了的表观维持能量。其中,起能量散失作用的无效耗能循环等途径是为了在底物丰富状态下,也即营养物为生长限制因素时,提高细菌同某些营养物的亲和性并增加对这些离子跨膜运输的能力。此外,有人在实验中还进一步观察到, N 元素不足通常会引起细胞生理状态的变化,而 P 元素或 K 元素不足则会导致强烈的解偶联现象发生。

总结以上理论可以看出,生长环境内底物与营养物的比例对细菌的生长有重要影响,如图 4-1 所示。当环境内底物处于不足状态时,分解代谢和合成代谢紧密偶联,底物利用效率高;此时,分解代谢产生的能量可以认为被完全用



a: 理想状态 ($m=0$);
b: 底物不足 (m 为常数, $m=m_1$);
c: 底物丰富 (m 随 μ 变化, $m=m_1+m'(1-k\mu)$)

图 4-1 能源底物比利用速率 q 与比增长速率 μ 关系图

于细胞生长和细胞维持，此时单位生物量的维持能量为常数 m_1 ，与生长速率无关（见图 4-1 中 b 斜线）。当底物处于丰富状态时，会发生解偶联现象，底物利用效率低；此时单位生物量的维持能量随比增长速率的增大而减小（ $m=m_1+m'(1-k\mu)$ ）（见图 4-1 中 c 斜线）；当细菌处于最大生长速率时，即此时微生物生长既不受底物限制也不受营养物质限制，生物体的维持能量表现为定值 m_1 。

(2) 外源底物匮乏时的细胞维持

在外源底物匮乏时，细菌处于饥饿状态，细菌通常会通过所谓的内源代谢过程分解 PHA、糖原等胞内贮存物乃至氧化自身组织，从而提供维持能量，满足细菌最基本的生命活动。在这种情况下，通常会观测到 O_2 或 NO_3^- 等电子受体的消耗，以及生物量的减少，即细菌发生了负增长（negative growth）现象。实际上，在 Pirt 的经验公式提出之前，Herbert 就曾认为细胞维持能量对生物体产率的影响可以理解为生物体的负增长。

$$\frac{dx}{dt} = (\mu - a) x \tag{4-4}$$

式中 a —比维持速率。

维持系数 m 和比维持速率 a 的关系为：

$$m = a/Y_G \tag{4-5}$$

在外源底物存在时，由于细菌生长生物量增加，Pirt 因此认为负增长的概念与实际情况不符。然而，在饥饿状态下由于维持能量的需求，生物量不断减少，负增长现象确实会发生。显然，负增长的概念是指在外源底物匮乏时微生物的增长情况。

另一个重要的问题是在外源底物匮乏时细菌的维持能量需求也会发生相应的改变。Wells 和 Russell 指出，外源底物存在条件下，正常生长的 *Fibrobacter succinogenes* 细菌的维持速率系数大约是其饥饿状态下维持速率系数的 3 倍。可见，在饥饿状态下细胞维持能量需求降低了。对此现象，Wells 和 Russell 认为是饥饿状态下细菌细胞内钾离子浓度下降是直接原因之一。事实上，当细菌生长速率非常低时其维持能量即已经开始降低，这一现象已分别在 *Escherichia coli*、

Bacillus polymyxa 以及 *Paracoccus denitrificans* 等细菌的纯种培养实验中得到证实。对此 van Verseveld 等人认为是细菌胞内鸟苷四磷酸 (ppGpp) 和鸟苷五磷酸 (pppGpp) 积累的结果, 它们能够抑制 RNA 的转录和蛋白质的延长, 而细菌在饥饿状态下的这一反应被称为应急反应 (stringent response), 近几年随着分子生物学的发展细菌细胞的应急反应已被广泛证实。

(3) 污水生物处理系统内微生物维持能量的特点

由于受到污水生物处理系统自身特点的影响, 系统内微生物的细胞维持过程也有其与众不同之处, 总结如下:

污水生物处理系统中的微生物以污水中的污染物为底物。由于污水中的污染物浓度相对较低, 所以系统内的微生物处于生长受限状态。系统内微生物的生长速率一般较低, 大约为 $0.02 \sim 0.2 \text{ d}^{-1}$, 且大都处于紧迫反应的代谢状态, 维持能量需求相对较低。另一方面, 污水中相对于 N、P、K 等营养物质来说底物相对不足, 即微生物处于底物不足的生长状态, 因而其分解代谢和合成代谢紧密偶联, 生成的能量被全部用于细胞生长和细胞维持。

此外, 污水生物处理系统的另一个特点是动态进水, 水质、水量在时间上有着较大变化, 特别是近几年随着 SBR 等间歇式反应器的引入更加突出了这一特点。这样一来, 使得系统内的微生物处于时而底物丰富 (feast period) 时而底物匮乏 (famine period) 的生存状态。为适应这一特点, 保持一个相对稳定的生长速率, 系统内微生物的代谢特征也发生着相应的改变: 在底物相对丰富状态, 它们能够将部分溶解性底物以 PHA 或糖原的形式贮存起来, 同时实现细胞生长和细胞维持; 而在底物匮乏时, 它们又能够将这些贮存物分解为细胞生长和细胞维持所需的能量和碳源。

Van Aalst-van Leeuwen 等人以 *Paracoccus pantotrophus* 纯种培养实验为基础, 提出了底物丰富——底物匮乏交替状态下微生物的代谢模型。模型中细胞维持过程被描述为细菌对 ATP 能量的消耗, 且这一能量消耗在底物丰富与底物匮乏状态下相同。Benu 等人基于此代谢模型作了进一步的实验研究, 发现微生物能快速吸收短链脂肪酸等溶解性底物, 即底物丰富状态持续时间非常短。此时, 约有 60% 的底物被用于合成胞内聚合物, 且当系统的污泥龄大于 2d 时这一比例分数恒定, 而在缺氧环境下这一比例为 40% ~ 50%。在底物匮乏状态下, 胞内聚合物被用来实现生物体生长和细胞维持, 但此时微生物的生长速率明显低于

底物丰富状态时的生长速率，因而此时聚合物的降解在很大程度上是为了满足细胞的维持能量需求。但是随着污泥龄的延长，两种状态下微生物的生长速率都明显下降，实验中发现好氧环境下当泥龄达到 19.8d 时两种状态下的生长速率趋于一致。

从整体上看，同直接的利用底物生长相比，聚合物形成和降解的代谢过程有助于减少污泥产量。但是，底物时而丰富时而匮乏并不能完全代表污水生物处理系统内微生物的生存状态。这是因为，只有污水中的溶解性短链脂肪酸能够被微生物快速吸收合成聚合物，而实际污水中还含有大量颗粒有机物，它们需要经过水解过程才可以被缓慢降解。目前，颗粒有机物存在对聚合物合成的影响以及对细胞维持的影响尚无深入的研究。

2. 维持能量的测定

目前，对于细胞维持能量的测定主要有两种方法。一种是基于 Pirt 理论，利用恒化器（chemostat）测定不同稀释速率时的微生物产率，通过公式（4-1）利用不同比增长速率时的产率可以计算出细胞的维持能量需求（恒化器中稀释速率等于比增长速率 $D = \mu$ ）。但是，这种方法存在着一定的缺陷，特别是在测定低生长速率微生物的维持能量时这些缺陷更加突出。在恒化器中，低生长速率即意味着低稀释速率，而低稀释速率（ $< 0.05\text{h}^{-1}$ ）将导致恒化器内底物浓度不均匀。另外，恒化器仅限于测定外源底物存在即微生物处于生长时的维持能量，而不适用于处于饥饿状态微生物维持能量测定。

为克服恒化器的上述缺陷，近几年有人提出一种新的微生物维持能量测定方法。此方法同样借助于恒化器，但出水中的微生物被膜全部截留在反应器内，这样的反应器通常被称为截留恒化器（retentostat）或膜生物反应器（MBR）。随着反应器内微生物浓度的增加，底物与微生物的比值（F/M）逐渐降低，底物中用于细胞维持的比例逐渐上升，微生物的生长速率不断下降。最终，微生物会因底物的匮乏而停止生长，反应器内微生物浓度达到恒定状态，此时底物被全部用于细胞维持，因而可以直接确定出微生物的维持能量。

两种方法相比，用截留恒化器测定的微生物维持能量明显偏低。Tappe 等人通过两种方法分别测定了 *Nitrobacter winogradskyi* 的维持能量，发现通过恒化器得到的数值约为截留恒化器中所测数值的 3~4 倍。这也证明了低生长速率时微生物的维持能量会随之降低。那么，维持能量从何时开始降低，又将以怎样的

规律变化呢？目前这些问题尚不得而知。如上所述，在污水生物处理系统内微生物的生长速率一般较低，因而用截留恒化器测得的维持能量将更加接近实际情况。无论如何，进一步的研究以及设计更加合适的维持能量测定方法都将是非常必要的。

一些研究人员也尝试从能量的角度去计算微生物维持能量。Heijnen 等人以热力学为基础提出了基于 Gibbs 能量的化能微生物产率系数计算方法。以此方法为基础，Tijhuis 等人通过总结文献中的数据得出在底物不足状态下只有温度对维持能量有显著影响，并以 Gibbs 能量的形式给出了底物不足时化能微生物维持能量计算公式：

$$\text{好氧时 } m_E = 5.7 \exp \left\{ \frac{-6.94 \times 10^4}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right\} \quad (4-6)$$

$$\text{厌氧时 } m_E = 3.3 \exp \left\{ \frac{-6.94 \times 10^4}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right\} \quad (4-7)$$

然而，如同 Heijnen 所指出的那样，上述热力学方法假定大多数微生物都以常规的生物化学途径进行分解代谢和合成代谢，所以，若所研究的微生物以某些非常规的途径进行代谢，则计算结果也有可能不准确。

3. 细胞维持在污泥减量中的应用

根据图 4-1，从以上讨论中可以看出，要实现污水生物处理过程中的污泥减量，则应尽可能地使系统内的微生物维持在低增长速率的状态。此时，为首先满足细胞维持能量的需求，底物被主要用于细胞维持而不是细胞生长。在实际过程中，低增长速率即意味着长泥龄，也即低底物浓度/生物量（F/M）比。这一现象早就受到了人们的注意，并为剩余污泥产生这一难题提供了新的途径。而事实也证明，氧化沟等泥龄较长的处理工艺的确能有效地减少系统的污泥产量。此外，通过提高生物固体浓度来实现低生长速率，Low 和 Chase 曾观测到生物固体浓度从 3g/L 增加为 6g/L 能使污泥产量减少 12%，而系统对污染物的去除却并不受影响；而当生物固体浓度从 1.7g/L 提高到 10.3g/L 时更是取得了 44% 的污泥减量效果。显然，合理利用微生物对细胞维持能量的需求可以取得相当可观的污泥减量效果。近几年来，研究人员又发现某些物质会破坏分解代谢和合成代谢之间的偶联，导致能量泄漏，发生解偶联现象，进而可以有效地减少系统的污泥产量。这些能够引起解偶联的物质被称为解偶联剂（uncoupler），而目前文献报道中减量效果最好的解偶联剂是三氯苯酚（TCP）。

4.2.2 死亡和隐性生长

在污水生物处理系统中,系统内的微生物会受到饥饿、抗生素作用、病毒感染或机械损伤等作用的威胁,所以微生物的死亡在所难免。死亡将直接导致系统内微生物数量的减少,并随之引起系统内一系列的内源过程。本节将以微生物程序化死亡理论为基础,简要概述污水生物处理系统内微生物死亡、自溶和隐性生长的过程。由于对原生动物和后生动物死亡的研究尚不深入,这里只对系统内主要的微生物——细菌进行讨论。

1. 程序化细胞死亡理论

不利的环境条件会引起细菌的死亡。而近几年的研究发现,导致细菌死亡的本质原因似乎是由细菌本身所控制的,即细菌的死亡过程是由其自身基因控制的细胞自杀过程,这一过程被称为程序化细胞死亡(PCD)。程序化死亡对于细菌,特别是细菌种群在各种不利生存条件下的存活有着重要意义。细菌细胞自身、细菌之间通过各种程序化策略来适应各种不利的存活环境,从而避免整个种群全部死亡;幸存的细菌将承担起延续整个种群的使命。下面以孢子形成为例具体说明细菌的程序化死亡的意义。

通常来说,在不利的生存环境下某些细菌会生成孢子,以避免死亡。孢子形成过程的能量消耗极大。Lewis认为,在孢子形成过程中母细胞将首先发生自溶,从而为其他同属细胞提供形成孢子所需的营养物质。然而,Gonzales-Pastor等人的研究成果显示,孢子形成是一个程序化的紧迫反应过程。他们认为,进入孢子形成过程的细胞能够产生一种致死因素和一种信号蛋白质,致死因素和信号蛋白质将使同类的细胞由形成孢子转向自溶。自溶释放的营养物质被这些即将形成孢子的细胞利用,从而阻止其自身的孢子形成过程,这一过程又被称为自相残杀。孢子形成在经历了最初的阶段后将是不可逆转的,这是一个不利的因素,因为若在孢子形成过程中细菌的生存环境突然转变为正常状态,则这些正在形成孢子的细胞将处在一个非常不利的竞争位置。而自相残杀策略的意义就是确保了细菌种群内一定数量细菌具有相当的生命活性,从而在生存环境变为正常状态时能够实现种群的迅速繁殖和延续,这也充分体现了细菌群落的整体性。由此可见,在不利生存环境下细菌的死亡率有可能是非常大的,对此应该给予足够的重视。

需要说明的是,自动溶解可能是最常见的细菌程序化死亡现象,通常表现

为由肽聚糖水解酶引起的细胞壁自动分解。自动溶解现象可能是引起细胞死亡的最直接原因，而自溶酶可能是程序化死亡路径的终极目标。然而，如图 1-11 所示，在某些情况下细菌细胞可能不以自动自溶的方式死亡，而仅仅是失活成为死亡细胞体。这种可能性目前尚没有深入的研究。事实上，肽聚糖的合成和水解是细胞壁生成所必须的，而某些自溶酶也是细胞正常生长过程中的产物。在细胞生长受到抑制或停止时，肽聚糖合成和水解过程将会失衡，所以细胞壁的自溶现象将是不可避免的。

2. 污水生物处理系统内的细菌死亡

在污水生物处理系统内，细菌的死亡并没有得到足够的重视，微生物死亡对系统的影响也因此常常被忽略。然而，近来的研究表明，系统内细菌的死亡不可忽视。Moussa 等人在对硝化活性污泥系统的模拟中表明，当泥龄为 30d 时系统内活性细菌体仅占生物体总量的 33%。而 Oviedo 等人在对活性污泥进行的饥饿试验中发现，最初阶段细胞自溶就引起了生物体总量的显著减少；进一步的细胞计数实验表明，总细胞数量的细胞死亡率为 0.123d^{-1} ，而活细胞的死亡率为达到了 0.261d^{-1} 。这与 Urbain 等人此前的实验结论十分相似。Oviedo 等人还在实验中研究了饥饿状态对微生物群落的影响；实验发现，在饥饿状态下原生动物的数量会有非常明显的下降。此外，Suttle 认为在自然水体中的微生物群落中每天大约有 10% ~ 20% 的细菌因病毒感染而发生自溶。因此，因病毒感染而引起的细菌死亡也不可忽视。

在污水生物处理系统内，污染物的去除主要依赖于活性细菌体的降解。因而，非常有必要把系统内的活性细菌体同死亡生物体区分开来，从而更加准确地评估系统的处理能力。此外，细菌的死亡又意味着系统内生物量的减少，因而对生物体进行活性区分也有助于准确计算系统的污泥产量。细菌的死亡可以用死亡率来表示，即单位活性细菌体在单位时间内死亡的分数的分数。显然，死亡率会受到各种工艺参数和进水水质的影响。由于死亡过程的复杂性以及污水生物处理系统的多变性，所以，目前尚无法准确地测定细菌的死亡率。这将是今后进一步深入研究的重点。

3. 自溶体和隐性生长

如上所述，细菌细胞的死亡可能以直接自溶的形式完成，也可能以先形成死亡细胞体再溶解的方式完成。然而，细胞死亡的最终结果都是形成了细胞自

溶体。在污水生物处理系统内，自溶体将在常规异养微生物（OHO）的作用下水解为溶解性物质，并进而作为二级底物被吸收利用。常规异养微生物的这种以自溶体为底物的生长过程被称为“隐性生长”。

很明显，水解过程是自溶体向溶解性底物转化的关键过程，也是隐性生长的控制过程。通常，自溶体在水解过程中被认为形成了溶解性底物和惰性物质两部分。然而，目前对于污水生物处理系统内水解过程的理解也存在着一些争议。其中，溶解性微生物产物（SMP）学派致力于水解过程中溶解性微生物产物和惰性物质的产生，所以在考虑污泥减量时 SMP 学派的观点可能更适合于用来解释自溶体的水解过程。

根据 SMP 学派的传统观点，溶解性微生物产物（SMP）由底物利用相关产物（UAP）和生物体相关产物（BAP）共同构成的。其中，UAP 为微生物在利用底物时产生的溶解性产物，而 BAP 为生物体水解过程中产生的溶解性产物。实质上，生物体相关产物即为自溶体在水解过程中形成的溶解性物质，而惰性物质即是水解剩余的不可生物降解的自溶体，因而会在系统内积聚起来并将最终以剩余污泥的形式排出。那么，在水解过程中会有多大比例的自溶体以惰性物质的形式残留呢？或者，是否所有的自溶体都能够被水解呢？Heijnen 曾在实验中发现，污水处理系统中并没有惰性物质的积累现象。对此，van Loosdrecht 和 Henze 认为，或许所谓的惰性物质并不是绝对不可降解的，它们有可能是缓慢降解的或仅仅可以被某些泥龄非常长的微生物降解。如果这样，惰性物质的存在与否则仅仅取决于固体停留时间（SRT）的长短。如果 SRT 足够长，则可能没有惰性物质的积累；反之，惰性物质的积累将是不可避免的，且积累量也将取决于 SRT 的长短。此外，惰性物质是否积累也有可能受到温度等运行参数的影响，因为不同运行条件下水解酶的活性会有较大不同。然而，这些解释还仍然停留在假设阶段，还需要实际实验来验证。

基于自溶体的隐性生长的过程也不可忽视。在这一过程中会有相当数量的新细胞生成，因而可以补偿因死亡而引起的活性细胞数量的减少。需要特别强调的是，对于混合菌种的隐性生长过程，产率系数有可能非常高，这可以从前述的 Heijnen 和 van Dijken 的理论中得到证明。但是，目前对于混合菌种活性污泥系统的隐性生长过程尚无实验研究，而 Mason 在对纯菌种 *K. pneumoniae* 隐性生长的研究中指出其隐性生长产率约为 0.4。

4.2.3 捕食作用

污水生物处理系统中原生动物和后生动物通常被认为是出水水质的指示性生物。对此,在活性污泥工艺和生物膜工艺中都作了大量的研究。近几年来,原生动物和后生动物对悬浮细菌的捕食作用开始受到重视。

1. 捕食作用的原理

在污水生物处理系统内,相对于细菌来说,原生动物和后生动物属于高营养水平微生物,因而能量通过捕食作用从细菌转移到原生动物和后生动物时,将会因低效的生物转化而形成能量损失。所以,从本质上说捕食作用引起了系统内额外的能量损耗,这就是捕食作用能够引起系统内生物体总量减少的原因。若能选择出最佳的工艺运行条件,则可以使损失的能量最大,而生成的生物量最小,从而最大程度地达到减少系统内生物量的目的。

实质上,在处理系统中原生动物和后生动物对悬浮细菌的捕食能力是相当可观的。Lee 和 Ghyoot 就曾分别报道了由于原生动物和后生动物对硝化细菌的过分捕食而致使污水生物处理系统脱氮能力恶化现象。Batla 和 Gaudy 在原生动物不存在的条件下测得异养菌的衰减速率由 0.4d^{-1} 降为 0.05d^{-1} , van Loosdrecht 和 Henze 认为这同样可归因为原生动物的捕食作用。此外,在厌氧或缺氧反应器内微生物的衰减速率较低,这也可解释为这些状态下原生动物的活性受到了抑制。需要指出的是,一些研究人员认为相对于原生动物,蠕虫等后生动物可能会因其细胞体积优势而具有更强的捕食能力。

2. 原生动物和后生动物的生理特性

在污水生物处理系统中存活有相当数量的原生动物和后生动物,其中以原生动物为主。研究人员发现原生动物约占活性污泥总干重的 5%,即意味着每毫升活性污泥有 50000 个原生动物细胞。这其中又大约有 70% 的原生动物为纤毛虫,在好氧池的混合液中纤毛虫的数量可以达到 $10^7/\text{L}$ 。

为深入认识原生动物对生物体衰减的作用,研究人员开展了一系列针对捕食过程的特性研究。研究发现,原生动物对细菌的捕食具有选择性。首先是捕食尺寸的选择性,即原生动物比较易于捕食中型的细菌。所以,若适合于被捕食的细菌数量不足则会抑制捕食作用。受到细胞尺寸的限制,原生动物并不能直接捕食活性污泥絮凝体。但是, Hantula 和 Bamford 曾发现某些细菌具有抗絮凝的能力,从而可以补充悬浮细菌的数量促进捕食作用。

其次是对细菌种类的选择性。研究发现,某些细菌具有对捕食作用的抵抗能力,它们能够减轻或完全逃避掉被原生动物捕食。通过以上这些选择性,原生动物的捕食作用能够使微生物作出各种相应的反应,进而使系统内的微生物群落结构也发生改变。Sherr 等人认为由于捕食和竞争的选择压力,污水生物处理系统中能够快速生长的细菌具有竞争优势,这将进一步加速底物的消耗。原生动物和后生动物的排泄物也会对系统产生影响,特别是捕食过程中不能够被完全代谢的细菌细胞壁将以惰性物质的形式在系统内积累。

3. 原生动物和后生动物活性的测定

如何定量地描述原生动物和后生动物的捕食能力,从而有效地评估捕食作用对系统内生物量减少的贡献呢?最初,原生动物和后生动物的捕食能力被表示为捕食速率,即每小时内每个原生动物或后生动物所捕食的细菌数量。近几年,研究人员开始测定原生动物和后生动物的耗氧曲线(OUR),以确定它们的活性,从而间接地确定其在污水生物处理系统内的贡献。Moussa 等人测得泥龄为 30~100d 的硝化系统中原生动物和后生动物的活性为 12%~15%,而曹秀芹等人在常规活性污泥系统中也测得了 15%~30% 左右的原生动物活性。

4. 捕食作用在污泥减量中的应用

以生态原理为基础,近年来双反应器污水处理系统被提出并得到了深入的研究,以探求利用原生动物的捕食作用最大限度地减少污泥产量的产生。在双反应器系统中,前面的反应器为恒化器模式的完全混合好氧反应器,固体停留时间非常短以促进悬浮细菌的生长并抑制原生动物的生长。后面的反应器可以是传统的活性污泥系统也可以是生物膜系统,污泥龄长且运行环境有利于原生动物的生长以强调对细菌的捕食作用。实验显示这一系统与传统处理系统相比污泥产率的确显著降低。然而,由于前面的反应器没有污泥回流,所以需要足够大的体积以保证足够长的固体停留时间供悬浮细菌生长,这必然意味着较大的占地面积和较高的基建费用。所以,实际工程中可能并不太适于建设双反应器系统。但无论如何,双反应器系统给了我们工艺设计方面的新启发。在未来,或许可以根据生态原理设计具有可持续性的新处理工艺。

4.3 小结

本综述主要结论有:

1. 污水生物处理系统中的内源过程涉及了一个非常广泛的作用机制范围，主要包括细胞维持、细胞死亡、细胞自溶和隐性生长以及原生动物和后生动物的捕食等。

2. 系统内生物体的量受到上述各种机制过程的影响。单一的生物体衰减速率常数根本不能反映实际情况，这也将必然引起对污泥产量预测的不准确性。

3. 维持能量必须被优先满足，以维持细胞的正常生理状态。

4. 细菌的维持能量会因其生存环境条件的不同而变化，而最突出的影响因素就是外源底物的相对丰富程度。

5. 污水生物处理系统内，微生物处于低生长速率甚至饥饿状态，底物相对不足，因而代谢产生的能量全部用于生长和细胞维持，没有解偶联现象发生。

6. 不利的生存环境状态会引起细菌死亡，这种死亡可以以直接自溶的方式进行完成也可以以先失活为死细胞然后再溶解的方式进行。但无论如何，死亡过程都是由基因控制的，被称为程序化死亡（PCD）。

7. 相当数量的高等微生物（原生与后生动物）存在于污水生物处理系统中。它们对细菌的捕食作用、总衰减速率有较大影响，而这种捕食作用在以前并没有受到应有的重视。

8. 通过强化维持、死亡和捕食等内源过程可以有效地减少系统内的生物体产量，从根本上达到污泥减量的目的。

第5章 空间反应器技术现状与发展趋势

由于可持续发展的需要，污水生物处理反应器从传统平面占地型向空间节地型方向发展已成为目前和今后反应器发展的重要趋势。让反应器“竖”起来的技术关键是增大反应器内的生物量。在此方面，生物膜或颗粒污泥成为技术发展的重要基础。生物膜这一源于天然土壤自然净化过程的传统技术在现代技术的推动下已展露出新的发展后劲。颗粒污泥已不再是厌氧技术的专利，这一现象已扩展为好氧、缺氧环境下普遍存在的特殊情况。以这两项技术为基础，空间反应器正日新月异地不断发展，本章将总结和论述这些技术以及反应器的理论、设计与工程应用。

5.1 生物膜/颗粒污泥空间反应器理论、设计与应用

5.1.1 引言

絮凝体、生物膜等微生物聚集体在污水生物处理中占有极其重要的地位，与处于悬浮状态的分散细菌相比，在过滤或沉淀时，它们更容易从液体中分离。絮凝体是指分散细菌和微生物菌落聚集在一起形成的聚集体。生物膜通常是指在某种介质表面许多细菌粘附在一起形成的复杂孔状结构，类似于胞外聚合物。粘附在静止固体表面的聚合物称作静态生物膜；生长在悬浮载体表面的聚合物叫做动态生物膜或颗粒状生物膜，它们往往能够形成大而稠密的颗粒物。近年来，一种与颗粒状生物膜相类似的颗粒状微生物聚集体（亦称为颗粒状污泥）被发现并培养成功，它们也是大而稠密的颗粒物，但没有载体的支撑。

微生物聚集体（絮凝体或生物膜）与它们的生长环境一起形成了明显的固、

液两相，这一突出特点使得这一生物技术具有以下优点：

(1) 当降解能力受微生物浓度限制时，可通过延长微生物在反应器内的停留时间来提高反应器的降解能力。当停留时间为零时（如标准恒化器环境），微生物浓度完全由底物浓度决定，这样就不能保障反应器具有足够的降解能力。因而，当进水底物浓度较低时，必须提高生物固体停留时间以确保反应器具有足够的降解能力。由微生物聚集体的沉淀特性可知，生物体能较容易地从混合液中沉淀分离并保留在反应器内。进言之，颗粒状生物膜与颗粒状污泥同絮凝体相比更易于实现泥水分离，从而形成较高的所需微生物浓度，而且它们的比表面积（传质面积）亦很大，高于静态生物膜的传质面积。

(2) 底物（如氧、碳源、氮源）需要穿过固、液两相分界面进入到聚集体内部才能被微生物分解代谢。这一过程依赖于扩散作用，因而必然在聚集体内形成底物浓度梯度。底物在聚集体内的渗透深度与生物聚集体的孔隙率、底物浓度、固/液界面的底物传递速率以及底物在聚集体内的反应速率有关。溶解度较小的底物（如氧气）的渗透深度一般较小（氧气渗透深度一般在 $100 \sim 150 \mu\text{m}$ ）。

(3) 由于底物在扩散时存在浓度梯度，使得聚集体内微生物在生长时也存在生长速度梯度。因而聚集体内存在层状结构，生长在聚集体外层的是世代时间较短的微生物，而生长在聚集体内部的则是世代时间较长的微生物。微生物聚集体的这种层状结构，使世代时间较长的微生物受表面剪切力的影响较小，从而不易被冲刷而脱落。这样一来，就不仅要考虑微生物的最大生长速率，对于特定的反应器条件对微生物最大生长速率的影响也要给与足够重视（比如在抑制剂存在的情况下）。

对于某特定反应器，上述三者之间的相关程度与聚集体的物理和结构性能（尺寸、密度、孔隙率和沉淀速度等）有关。由于絮凝体的厚度较薄（ $10 \sim 150 \mu\text{m}$ ）且孔隙率较大，因此底物在其内的扩散传递速率要大于在颗粒状污泥和厚度介于 $0.5 \sim 3 \text{mm}$ 之间的生物膜内的传递速率。因此，与生物膜工艺相比，利用絮凝体的处理工艺（如活性污泥工艺）对底物浓度和微生物的分布梯度的要求相对低。另一方面，生物膜和颗粒状污泥的沉淀性能都要优于絮凝体（一般情况下，颗粒状生物膜和絮凝体的沉淀速度大约分别为 40m/h 和 5m/h ），因而它们易于停留在生物反应器内。由于颗粒状生物膜和颗粒状污泥的物理特性

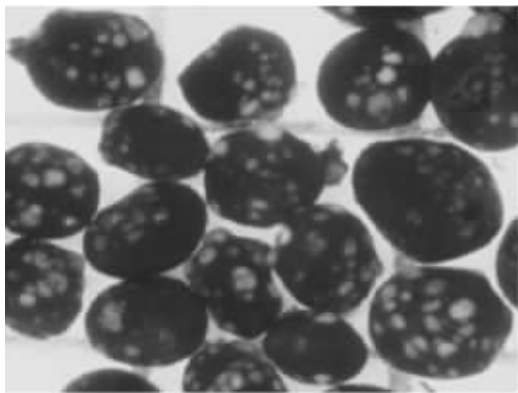
和结构性能相似，因而它们的水动力学、质量传递和反应特征等性质也十分类似。因此，在本文中可以将它们统称为颗粒状生物膜来研究（图5-1）。

当进水中底物浓度较大（大于 10gCOD/L ）和微生物生长速率较大（增长速度大于 0.1h^{-1} ）时，在相对较短停留时间内底物代谢将生成大量微生物，因而此时微生物在反应器内停留并无益处。对于工业发酵来说，使用的底物浓度通常较大，此时生物膜的形成是不必要的有时甚至是有害的，而在工业过程中应用固定化细胞技术其范围也是十分有限的。Furusaki、Schugerl、Godia 和 Sola' 等人曾介绍过几种生物膜反应器在工业中的应用（如发酵、酶制造、抗生素生产等）。除了在污水处理中利用生物膜反应器外，生物膜反应器在工业中大规模应用极为少见。

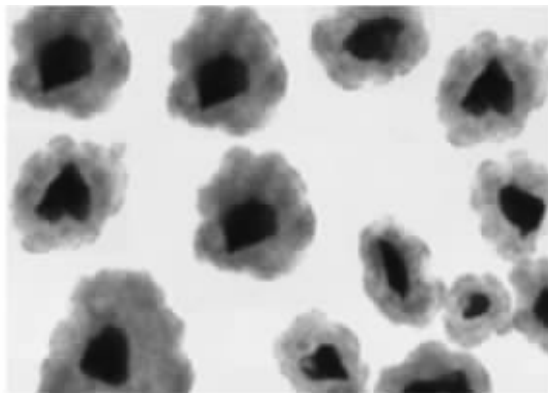
生物膜工艺广泛应用于环境生物技术领域，原因有三：

- （1）待处理的污水具有流量大、浓度低的显著特点；
- （2）工艺利用自然形成的混合微生物，很容易形成生物膜；
- （3）生物膜工艺能以较高的生物浓度运行，且无需生物量回流装置。

以滴滤池为代表的静态生物膜工艺应用于污水处理已有一个世纪，且它们在工程设计和运行中已相当成熟。颗粒状生物膜反应器的应用则是相对较新的概念，尽管它们的设计和运行原理已直接或间接为人所知，但仍然缺乏足够的理论支持。以下就颗粒状生物膜反应器的应用及实例予以综述。



(a)



(b)

图5-1 颗粒状生物膜

(a) 厌氧颗粒污泥（粒径约为 1.5mm ）；(b) 颗粒状生物膜（厚度约为 1.7mm ）

污水处理过程是利用静态生物膜（如滴滤池）、颗粒状生物膜（如升流式厌氧污泥床 UASB、生物膜流化床 BFB、生物膜气体悬浮床 BAS）和絮凝体（如活性污泥工艺）这三种不同形态的微生物聚集体降解有机底物的过程。在污水处理应用中需要一定的设计和运行标准，从而确定采用哪种处理工艺。图 5-2 所示为底物浓度与流量关系曲线，这些曲线把整个图分为几个区域，不同区域分别对应于不同的工艺系统（详见附表 5-I）。

这些不同区域的特性如下：

- A. 长污泥龄时微生物呈悬浮游离状生长状态。
- B. 较大流量运行时，絮凝体和颗粒状生物膜易流失，反应器内仅存留静态的生物膜，应将反应器设计成扁平状，即占地面积较大。
- C. 流量和负荷适合于颗粒状生物膜反应器的状态（下文予以讨论）。
- D. 在具备泥水分离和生物量回流的条件下，流量和负荷适合于絮凝体工艺（如活性污泥法）的状态。这一区域部分与适合于颗粒状生物膜的区域（C 区域）相重叠。
- E. 高负荷低流量区域，适合于 UASB 反应器。污泥存留在反应器内不需要分离和回流。
- F. 沉淀性能较差，对污水处理不利。

5.1.2 颗粒状生物膜在环境生物工程中的应用

颗粒状生物膜反应器应用于污水处理的工艺有：UASB、BFB、EGSB、BAS、

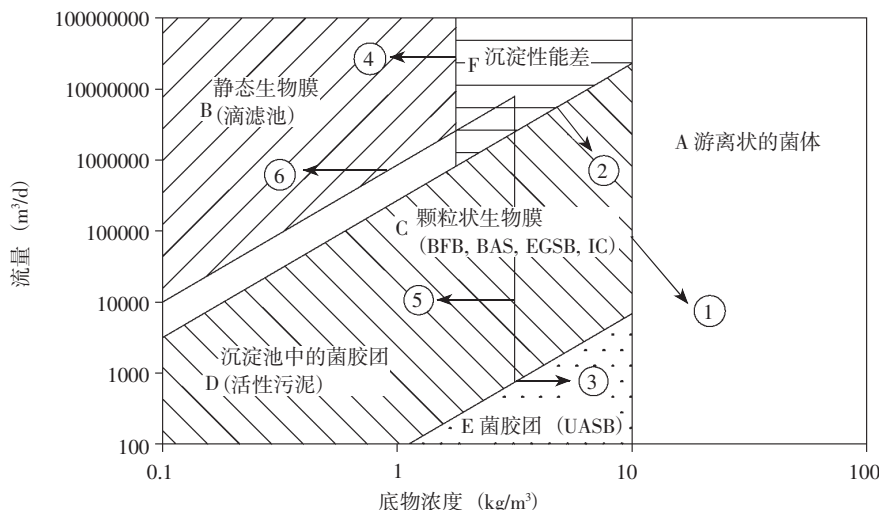


图 5-2 絮凝体与生物膜工艺在应用时底物浓度与流量的关系曲线

IC。前三种工艺 [图 5-4 (a)、(b)、(c)] 内的颗粒物因水流的向上流动而处于流化状态。BAS 工艺 [图 5-4 (d)] 是对反应器进行曝气而使颗粒物呈流化状, 而 IC 工艺 [图 5-4 (e)] 则是通过反应生成的气体循环使固体和液体混合。颗粒状生物膜的优缺点见表 5-1。颗粒状生物膜反应器的设计特点和在工业中的应用情况分别见表 5-2 和表 5-3。

颗粒状生物膜的优缺点 表 5-1

优 点	缺 点
(1) 固体的最终沉淀流速较大 (50m/h, 活性污泥仅为 5m/h), 易于固液分离;	(1) 载体表面形成生物膜, 因而要求启动时间较长;
(2) 微生物浓度大 (30kg/m ³ ; 活性污泥多为 3kg/m ³);	(2) 生物膜厚度难以控制;
(3) 比表面积大 (3000m ² /m ³ ; 滴滤池为 300m ² /m ³);	(3) 生物膜的过度生长导致颗粒物流失;
(4) 微生物浓度及传质面积较大, 导致基质转化速率亦较大 [20kg O ₂ / (m ³ · d); 而在滴滤池和活性污泥工艺中仅为 3kg O ₂ / (m ³ · d)];	(4) 大型流化床工艺配水不均匀, 能耗大
(5) 工艺布置紧凑, 占地面积少; 污泥龄较长, 剩余污泥少	

颗粒状生物膜反应器的设计特点 表 5-2

反应器类型	研发企业	流动形式	液体流速 (m/h)	H/D	混合
BFB	HY-FLO, Ecolotrol (美国); ANAFLUX, Degremont (法国); OXYTRON, ANYTRON, Dorr-Oliver (美国)	升流	10 ~ 30	2 ~ 5	液体
UASB	BIOPAQ, Paques (荷兰)	升流	0.5 ~ 1	0.2 ~ 0.5	产气
EGSB	BIOBED, Biothane (荷兰)	升流	10 ~ 15	4 ~ 5	液体, 产气
IC	IC, Paques (荷兰)	混合	底部 10 ~ 30 顶部 4 ~ 8	3 ~ 6	产气
BAS	CIRCOX, Paques (荷兰)	混合	2.4 ~ 4.8	4 ~ 5	气体

1. 应用历史

尽管使用生物流化床处理给水和污水的历史可追溯到 20 世纪 40 年代, 但至 20 世纪 70 年代早期仍然没有出现颗粒状生物膜反应器。1976 年纽约曼哈顿大学因用 BFB 工艺从污水中脱氮而获得美国专利。BFB 第一次商业化应用出现

在 20 世纪 70 年代中期的美国 Pensacola 市，该系统处理市政污水时利用硝化和反硝化原理脱氮。BFB 技术在工业水处理中的商业化应用出现在 20 世纪 70 年代末期，当时美国 Ecolotro 公司设计的 HY-FLO 工艺被应用于美国 Birmingham 一家饮料瓶装厂。至 20 世纪 80 年代早期，BFB 工艺已大规模应用于工业废水处理工艺中，如碳氧化、硝化、反硝化和厌氧处理。

当前，具有巨大应用前景的工艺是升流式流化床，工艺能在不设载体的情况下形成颗粒状污泥。升流式厌氧污泥床工艺（UASB）于 20 世纪 70 年代末首创于荷兰，在 1978 年荷兰 Halfweg 市首次利用 UASB 工艺在厌氧状态下处理甜菜生产厂低浓度废水（处理规模：200m³）。EGSB 和 IC 工艺是由 UASB 工艺演化而来，与传统 UASB 工艺相比，Biothane 公司的 EGSB 工艺和 Paques 公司的 IC 工艺其反应器内液体升流速度较高。

从 20 世纪 80 年代末期，对 BAS 工艺的基础和应用研究得以不断开展，Gist-Brocades、TNO（荷兰应用研究科学院）、TU Delft（荷兰代尔夫特理工大学）均参与了研发，并最终提出了 CIRCOCX 工艺的概念。之后，Gist-Brocades 研发出了 CIRCOCX 型气提反应器并获得了专利，而 Paques 公司则推动了本工艺的商业化发展。

厌氧预处理与好氧后继处理相结合的生物膜工艺，已被多次证明是性价比非常好的污水有机物去除方法（图 5-3）。厌氧 IC 反应器与 CIRCOCX 好氧气提技术结合，现已被应用于荷兰一家大型啤酒厂废水的处理。运行一年后，这种新工艺对总的 COD 和溶解性的 COD 的去除率分别达到 80% 和 93.5%，而两个反应器的容积负荷分别为 14kg/(m³·d) 和 10kg/(m³·d)。

图 5-3 巴西某啤酒厂采用 Paques 的 CIRCOCX（前，140m³）和 IC（后，385m³）反应器处理废水



颗粒状生物膜反应器应用实例 表 5-3

工艺系统	发展趋势	应用实例	设计参数
BFB, 法国 Degremont 公司的 ANAFLUX 工艺	用以矿石作载体的厌氧升流型 BFB 工艺 (BIOLITER280) 处理酿酒厂、食品加工厂、造纸厂废水	法国, Haboudin 淀粉厂 (1993)	$N = 1, D = 6\text{m}, RC = 60\text{kgCOD/d}, OLR = 12000\text{kgCOD/d}, \eta_{\text{cod}} = 80\%$
BFB, 美国 Dorr-Oliver 公司的 OXYTRON、ANYTRON 工艺	用以砂粒或活性炭为载体的流化床工艺可利用碳氧化、硝化、反硝化等原理处理城市污水和工业废水	加拿大, Ont 焦炭加工厂 (1996)	$D = 9\text{m}, Hc = 8.5\text{m}, N = 2, OLR = 6690\text{kgCOD/d}, RC = 10.5\text{kgCOD/d}, Q_w = 1104\text{m}^3/\text{d}$
UASB, 荷兰 Paques 公司的 BIOPAQ 工艺	利用含颗粒污泥的工艺对高浓度污水进行厌氧处理	新西兰, 惠灵顿酿酒厂 (1996)	$N = 1, OLR = 6750\text{kgCOD/d}, RC = 15\text{kgCOD/d}, V = 450\text{m}^3$
EGSB, 荷兰 Biothane 公司的 BIOBED 工艺	结合 UASB 和 BFB 工艺优点厌氧处理高浓度污水 (如食品加工厂、酿酒厂、造纸厂、化工厂、发酵厂和制药工业的废水)	荷兰, 鹿特丹化工厂 (用甲醇生产甲醚, 1993)	$H = 17.3\text{m}, OLR = 2880\text{kgCOD/d}, V = 220\text{m}^3, Q_r = 2400\text{m}^3/\text{d}, N = 1, HRT = 2.7\text{h}, Q_w = 144\text{m}^3/\text{d}, U_L = 6.3\text{m/h}, RC = 13.1\text{kgCOD/d}, U_G = 0.65\text{m/h}$
IC, 荷兰 Paques 公司的 IC 工艺	工艺由顶部互相连通的两个 UASB 反应器组成 (分别为低负荷和高负荷), 气体在第一段内被收集并用于产生内循环, 可用于厌氧处理高浓度污水	荷兰, Rosendaal 糖果厂 (用菊苣根生产安茴酰牛扁碱和果糖, 1995)	$N = 1, H = 22\text{m}, OLR = 35000\text{kgCOD/d}, \eta_{\text{cod}} = 70\% \sim 80\%, RC = 31\text{kgCOD/d}, V = 1100\text{m}^3, X = 31\text{kg/m}^3$
BAS, 荷兰 Paques 公司的 CIRCOX 工艺	使用生长在载体 (砂粒和黑陶岩) 上生物膜的气提技术, 处理制药和酿酒工业废水 (厌氧工艺预处理) 和城市污水	荷兰, Enschede 酿酒厂	$V = 230\text{m}^3, RC = 31\text{kgCOD/d}, Q_w = 2245\text{m}^3/\text{d}, F/M = 0.2\text{kgBOD}/(\text{kg MLSS} \cdot \text{d}), H = 19\text{m}, HRT = 1.3\text{h}, N = 1$

注: N : 反应器单元的个数; D : 反应器柱的直径; H : 反应器柱深; V : 反应器体积; OLR : 有机物负荷; RC : 反应器的处理能力; η : 去除效率; HRT : 水力停留时间; U_L : 液体流速; U_G : 气体流速; F/M : 营养物质与生物量的比值; X : 挥发性悬浮固体浓度; Q_w : 污水流量; Q_x : 循环流量。

2. UASB 工艺

UASB, 升流式厌氧污泥床工艺 [图 5-4 (a)], 其原理类似于 BFB 工艺, 但其表面流速较小, 因而其水力动力学状态较为平稳。UASB 工艺概念的构建基于厚度约为 1~4mm 致密颗粒状污泥。污水通过配水系统从反应器底部进入, 经过厌氧污泥床 (微生物浓度大约在 60~70kg/m³ 之间) 向上流动, 可溶性 COD 在厌氧微生物的作用下迅速转化为生物气体 (主要成分是甲烷)。对于反应器内的水力状态, 水流和产气污泥向上流动, 当到达沉淀分离区后致密颗粒污泥粘附的气体被脱除收集, 因而由于重力作用污泥颗粒又下沉到反应器底部,

这样一来上升的产气污泥与下沉的脱气污泥就在反应器内部形成了垂直方向上的持续对流,这样就保证了反应器内污泥与污水的充分混合。根据以上理论可以得出,该工艺可以取得较高的微生物浓度因而可以在较大的有机负荷率($10 \sim 15\text{kgCOD/m}^3$)下运行,所以水力停留时间一般较短(小于48h)。

升流式厌氧污泥床的缺点是,随着工艺运行时间的延长,反应器内积累着大量的进水中的悬浮物,进而反应器的处理能力不断减小。为了克服这一缺点,人们设计出了BFB、EGSB和IC工艺。

3. BFB 工艺

BFB,生物膜流化床工艺[图5-4(b)]。待处理的污水经泵提升后进入反应器的底部,反应器内充满细小的颗粒物(常是粒径为 $0.2 \sim 0.8\text{mm}$ 的砂粒)。反应器内的污水流速应确保其内的细小颗粒物处于流态化。由于细小颗粒物的比表面积较大,在其表面生长的微生物浓度可达 $10 \sim 40\text{kg/m}^3$ 。采用好氧工艺处理污水时,需要对反应器内的污水进行曝气,这一过程通常通过一定比例的污水在反应器和曝气器之间循环流动来实现,在曝气器中空气或纯氧与污水充分接触。反应器内的需氧量越大液体的循环流量也越大,为了克服循环流量太大的缺点常采用的方法是对反应器直接曝气(如三相BFB工艺)。

BFB工艺常用来处理因有机化合物或无机化合物(如氨氮)引起的水污染,因为这些物质的降解处理过程一般需要较长的生物固体停留时间(一般大于15d),而出水却要求保证较低的悬浮固体浓度(小于 100mg/L)。

OXYTRON反应器和ANYTRON反应器分别是的BFB工艺好氧型和厌氧型结构商业化应用的典型代表,由Dorr Oliver公司开发。20世纪80年代,大众汽车公司为了处理其生产车间的废水,安装了12组好氧型BFB工艺。1982年,Muscatine IA的一家大豆蛋白质加工厂安装的四组厌氧型BFB工艺开始运转。几年前,Dorr Oliver公司的BFB工艺被选做处理焦炭工业废水的处理方法,其中的酚负荷高达 1120kg/d 。该工艺的反应器由直径9m、高8.5m的塔状结构组成,工艺还包括控制纯氧接触扩散的氧气压缩机和检测与控制流化床膨胀度的系统装置。

为了处理COD容积负荷率超过 $20\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的发酵工业废水,Biothane公司修建了几座两相厌氧型BFB工艺。最早的两个处理厂建于20世纪80年代中期,分别在荷兰的代尔夫特和法国的Prouvy。

20 世纪 80 年代中期, Degremont 公司开发了一种新工艺, 即在厌氧升流式反应器内使用无机矿物质作为生物膜载体。1986 年这种工艺在工业中首次用于处理啤酒废水。从那以后, 为了处理各种工业废水, Degremont 公司在世界范围内兴建了 25 座采用 ANAFLUX 工艺的处理厂。这种工艺的微生物浓度较大 ($30 \sim 90\text{kg}/\text{m}^3$), 且液体升流速度也较大 ($5 \sim 10\text{m}/\text{h}$) 从而使污水与微生物充分接触, 所以这种工艺的处理效率非常高。

4. EGSB 工艺

EGSB, 膨胀颗粒污泥床工艺 [图 5-4 (c)], 兼有 UASB 和 BFB 工艺的特点。反应器内液体升流速度 ($10\text{m}/\text{h}$) 和气体流速 ($7\text{m}/\text{h}$) 接近于 BFB 工艺的液体升流速度和气体流速, 微生物在反应器内呈颗粒状生长。厌氧型 EGSB 工艺可以在较高的负荷下 [可达 $30\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$] 处理化学、生物化学、生物科技工业的废水。Biothane 公司兴建了许多基于 EGSB 工艺的处理厂, 用以处理不同的工业废水 (如食品、化学和制药工业等)。

5. BAS 工艺

BAS, 生物膜气体悬浮反应器 [图 5-4 (d)], 由相连的升流区和降流区两部分组成。该工艺有外循环和内循环等多种类型, 但这两种类型的反应器的运行原理相同。气体从反应器的底部喷射而出, 沿升流区向上运动并停留在其顶部。内循环型 BAS 反应器的气体可以通过降流区得以再循环并为反应器内发生氧化作用提供所需要的氧。由于升流区和降流区的积气量不同, 导致它们的混合液密度不同, 进而引起升流区和降流区之间的液体循环。当循环液体流速较大时, 处于悬浮状的颗粒物随循环液体一起循环。因此, 可以认为反应器内的颗粒物与液体处于完全混合状。气提技术在污水处理中的应用有两类, 分别为好氧和厌氧型 BAS 工艺。BAS 工艺最初是应用于经厌氧预处理后的工业废水。在厌氧处理时, 生化反应产生气体的向上流动促使混合液向上流动, 混合液在降流区内依靠重力向下流动, 进而反应器内污水实现了循环流动。

CIRCOCX (内循环型气提) 反应器是 BAS 工艺商业化的具体应用, 为好氧型反应器, 该工艺具有以下特点: 生物负荷较高 ($4 \sim 10\text{kg}/\text{m}^3$)、水力停留时间短 ($0.5 \sim 4\text{h}$)、微生物的沉淀速度大 ($50\text{m}/\text{h}$) 和微生物浓度大 ($15 \sim 30\text{kg}/\text{m}^3$) 等。在荷兰 CIRCOCX 型 BAS 工艺已被用于处理城市污水。现今, 对于初沉池的出水, 可以利用包括两个 CIRCOCX 反应器、一个 BAS 反应器和一个用于反硝化 BAS 反

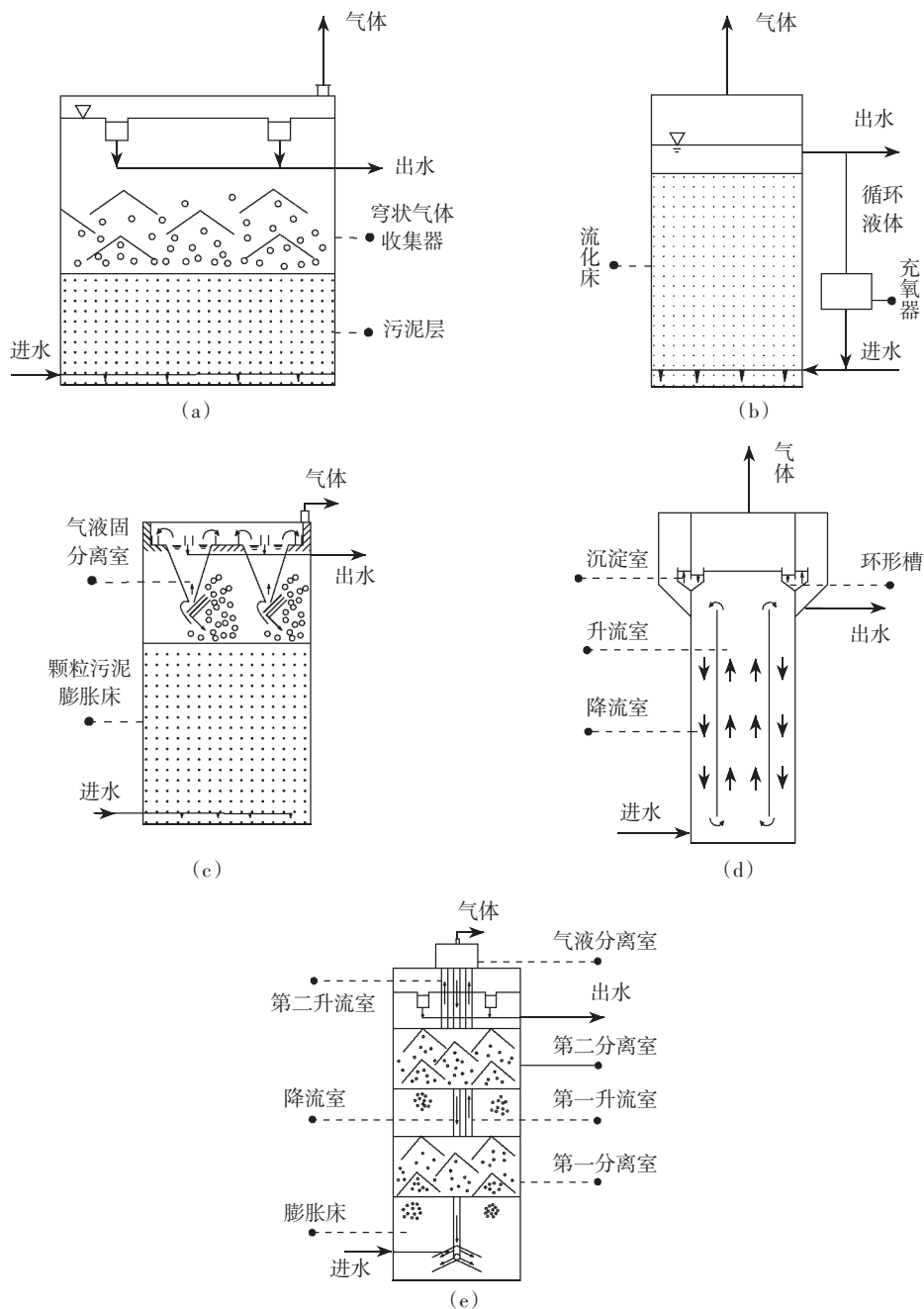


图 5-4 生物膜反应器装置

(a) UASB; (b) BFB; (c) EGSB; (d) BAS; (e) IC

应器的工艺进行处理。该工艺的 BOD 和氮的去除率较高,出水水质较好。目前,大约有 20 个基于此类工艺的处理厂在运行。

基于内循环型气提反应器的概念模型,法国的 Cie Lyonnaise des Eaux 公司开发的新型生物膜反应器——TURBOFLO,主要用来对污水进行二级和三级处理。反应器含有一个充满高密度聚乙烯颗粒(粒径:0.2 ~ 0.5mm;密度:860kg/m³)的矩形池。法国的 Evry 市污水处理厂就部分采用了这种工艺。

BIOLIFT 工艺是由法国的 OTV 公司开发的一种外循环型 BAS 反应器,法国的 Maxeville 的污水处理厂采用了这种工艺。

6. IC 工艺

IC,内循环反应器工艺[图 5-4(e)],由两个顶部连通的类似于 UASB 工艺的反应器组成,它们分别是高负荷和低负荷的反应器。第一反应器隔室内含有膨胀颗粒污泥层,在此大量的 COD 被转化为气体,这些气体在第一分离室中被收集并用于产生气提。气提使污水和污泥沿升流室向上流动至顶部的气液分离室,进而气体从液体中分离;脱除了气体的泥水混合物依靠重力沿同径的降流室流到反应器的底部,进而产生了内循环流。在底部隔室内液体的向上流速为 10 ~ 20m/h。第一隔室内的出水进入低负荷隔室内被进一步处理,在此余下的可生物降解 COD 被进一步去除。这一隔室内的液体流速通常为 2 ~ 10m/h。另外,IC 工艺通常由高 25m、横截面面积相对较小的狭窄的直立柱体组成。

目前,欧洲已有数座正在运转的 Paques 公司的 IC 工艺。建在荷兰一家啤酒厂的废水处理工艺是曾报道过的大型工艺之一。该工艺由 6 个体积均为 162m³ 的 IC 反应器组成,反应器的 COD 设计负荷率为 24kg/(m³ · d)。目前最大的反应器(高 22m,直径 9.5m,容量大约为 1500m³)建在爱尔兰的 ADM 和中国的中亚化工。

5.1.3 工程方面

1. 颗粒状生物膜的发展

生物膜反应器的正常运行,取决于反应器内较高的微生物浓度和颗粒状生物膜的稳定形成,因此,反应器内的载体应完全被生物膜所覆盖。此外,生物膜颗粒表面应尽可能的平滑,否则将很容易被冲出反应器。

在生物膜反应器内,一方面生物膜不断生长、互相粘附,另一方面生物膜又不断脱落,当新形成的生物膜远远大于脱落的生物膜时,便形成了稳定的生

物膜。因而生物膜的形成受多种因素影响，如微生物在载体表面的吸附与脱落的平衡状况、微生物在载体表面的粘附、生物膜的生长和脱落状况等。在稳态下，生物膜的生长和脱落之间的平衡决定了生物膜的物理结构，进而影响着颗粒状生物膜的沉淀和流态化等性能。

(1) 生物膜的形成

Heijnen 提出假设认为：在理想的完全混合反应器内，只有在水力停留时间小于最大生长速度倒数（稀释比大于最大生长速率）的条件下，生物膜才能在载体表面形成。Tijhuis 等人在研究气提反应器内陶粒表面的好氧异养生物膜的形成状况时，证实了这一假说。他们发现反应器在运行初期吸附在载体表面的微生物有 95% 以上被冲掉并流出反应器。研究发现，生物膜的脱落量以及因此引起的生物膜累积受反应器内载体间相互碰撞的摩擦阻力的影响。最后他们得出下述结论：在气提反应器内，生物膜比表面积脱落速率是纯载体浓度的函数，而与底物的表面负荷率和生物膜的厚度无关；由于在工艺运转初期纯载体浓度不断减小，导致因碰撞摩擦而引起的生物膜脱落速率减小，进而可知生物膜的厚度与时间表现为显著的非线性增加关系。

Gjatema 等人利用充满悬浮载体（普通型、粗糙型、亲水型和憎水型玻璃球；砂粒；陶瓷颗粒等）的气提反应器，研究不同载体对微生物粘附力的影响及单底物和多种底物下对形成生物膜的影响。结果显示，在气提反应器中水动力学和颗粒间的碰撞摩擦控制着生物膜的形成。增加载体表面粗糙度有利于形成生物膜，而载体表面的物理化学性能对形成生物膜的影响并不明显。

生物膜的形态在一定程度上受底物的表面负荷和水流剪切力影响。在常规表面负荷率和较大剪切力作用下形成平滑坚硬的生物膜，而在高负荷率和较小的剪切力下形成的生物膜较粗糙。生物膜的强度与生物膜形成初期的脱落作用力的大小以及底物负荷有关。

(2) 生物膜脱落

生物膜脱落，是指微生物从生物膜表面脱落到混合液中。引起生物膜脱落的原因主要有四个不同的方面：捕食作用（如生物膜表面原生动物捕食）、老化脱落作用（生物膜周期性大片的老化脱落）、侵蚀作用（水流剪切力使表面的微生物不断脱落）和磨损作用（类似于侵蚀作用，引起的原因是颗粒间的相互碰撞）。在控制生物膜反应器处理能力的各种机理中，对于生物膜脱落机理尚未有

足够的研究,生物膜脱落速率是水动力学、生物膜形态及载体的性能等参数的复杂函数。

对生物膜脱落控制机理,专业人员已对不同的生物膜反应器进行了研究,如固—液两相的 BFB 反应器、三相 BFB 反应器和 BAS 反应器。

Chang 等人在实验室内利用 BFB 工艺,在不同的液体流速及载体浓度下对生物膜脱落速率系数和生物膜总累积量进行了测算。结果显示,载体颗粒间的摩擦及水流的紊动性增加时,形成的生物膜较密实且厚度较小。生物膜脱落速率系数往往随载体浓度增加和载体的雷诺数增加而增加,且水流的紊动性和流化床内的摩擦对生物膜脱落的影响最大。Gjaltema 等人利用 BAS 工艺,研究反应器在运行初期微生物从载体上脱落机理时,也得到了类似结论。有报道称,生物膜的脱落速率主要由载体颗粒和附有生物膜的载体颗粒之间的碰撞摩擦决定,而水动力学和底物负荷率对其影响较小。碰撞发生时,导致附有生物膜载体颗粒被侵蚀,进而颗粒体积不断减小,而对于附有生物膜载体颗粒的破损情况可以忽略不计。Kwok 等人在研究悬浮状生物膜生长状态时也证实了这些结论。

Nicolella 等人研究 BFB 工艺中生物膜脱落速率时发现,液体流速增加时生物膜脱落速率系数显著增加,而载体浓度和水流剪切力对其的影响较小。研究中他们还发现液体流速在 $1 \sim 10\text{mm/s}$ 时生物膜的脱落速率非常小,这与那些利用流化床工艺处理污水时获得的结论相类似。

生物膜脱落(主要是因为裸露载体的碰撞摩擦)对 BAS 工艺运行状况有显著影响。一方面,生物膜形成过程中需要裸露载体,但它们又对生物膜的形成起阻碍延缓作用,在工艺运行初期表现得尤为明显;另一方面,裸露载体能在一定程度上阻止生物膜的过度生长,否则生物膜的过度生长会降低反应器的处理能力。气提反应器内固体处于完全混合状态,但在 BFB 反应器内裸露载体颗粒会在反应器底部累积,而附有较厚生物膜的载体颗粒会聚集在反应器的顶部。因此,在 BFB 工艺内用颗粒间的相互碰撞来控制生物膜的生长过程要比气提反应器难得多。

2. 颗粒状生物膜水动力学特征

设计颗粒状生物膜反应器需要有生物膜载体的水动力学知识。由于生物膜的生长,生物膜颗粒的粒径、密度、外形和表面粗糙度不断地变化,因而对反

应器的水动力学性质有较大的影响。

颗粒状生物膜反应器的合理设计和成功运行依赖于对颗粒状生物膜的沉淀性能和流态化等特征的了解认识，如流化床的高度就是液体流速的函数。流化床的高度是确定固体停留时间和生物膜比表面积的依据。另外，鉴于生物膜层状结构的影响，需要对相关文献中的流态化条件进行修正。

(1) 终端沉淀速度

单一球形颗粒物做自由沉淀时的终端沉淀速度可表示为：

$$u_t = \left[\frac{4g(\rho_s - \rho_l)}{3C_D\rho_l} \right]^{0.5} \tag{5-1}$$

由于各种工艺中生物膜厚度和载体不尽相同，式（5-1）中颗粒状生物膜的密度 ρ_s 值为 $1100 \sim 1500\text{kg/m}^3$ 。阻力系数 C_D 是载体的雷诺数的函数，雷诺数的计算公式为 $Re_t = \rho_l d_s u_t / \mu_l$ 。据报道，大多数工艺中颗粒状生物膜处于过渡态 ($1 < Re_t < 100$) 的流体中。另外，使用砂粒 ($0.5 \sim 1\text{mm}$) 等惰性载体的工艺较容易形成生物膜颗粒。在此种流态下平滑坚硬球体的阻力系数可表示为：

$$C_D = 18.5Re_t^{-0.6} \tag{5-2}$$

颗粒状生物膜并非严格的球形，因此不能用式（5-2）来计算阻力系数及沉淀速度。建议使用其他的经验式来估算 C_D ，然后再用式（5-1）计算沉淀速度。表5-4中列出了可供选择的计算阻力系数的经验方程式，曲线如图5-5所示。由图5-5知，在给定的雷诺数范围内颗粒状生物膜的阻力系数大于同径的球体的阻力系数。

生物膜颗粒的 u_t ， C_D 和 n 的关系式 表 5-4

Re_t	C_D	n	u_t
7 ~ 90	$29.6Re_t^{-0.6}$	$4.4Re_t^{-0.1}$	$0.8u_t$
		$4.4Re_t^{-0.1}$	u_t
50 ~ 100	$17.1Re_t^{-0.47}$		u_t
20 ~ 100		$30Re_t^{-0.505}$	u_t
40 ~ 90	$36.66Re_t^{-0.67}$	$10.35Re_t^{-0.18}$	u_t
10 ~ 50		$8.733Re_t^{-0.341}$	u_t
50 ~ 100		$9.11Re_t^{-0.21}$	u_t
15 ~ 87	$24/Re_t + 21.55Re_t^{-0.518}$		u_t
40 ~ 90	$24/Re_t + 14.55Re_t^{-0.48}$	$4.526Re_t^{-0.0126}$	u_t

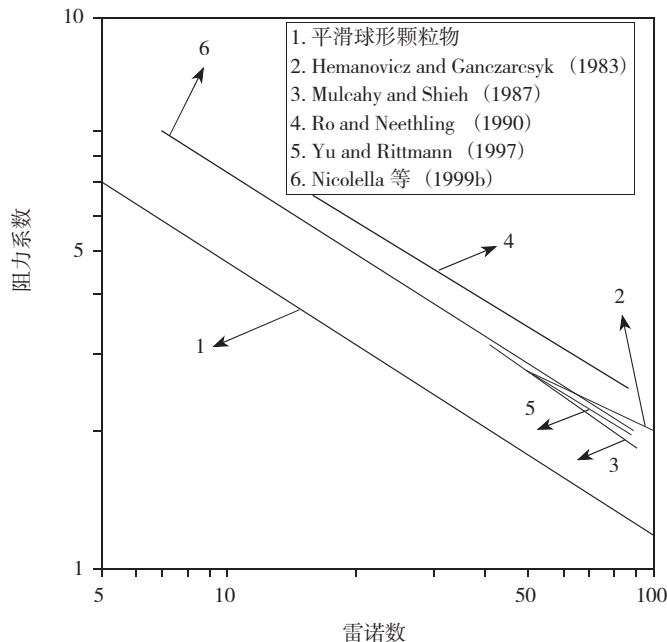


图 5-5 颗粒状生物膜的阻力系数和其雷诺数的关系曲线

Nicolella 等人通过研究，提出了一个计算颗粒物终端沉淀速度的公式，根据其他专业人员的结论称这一关系式计算出错率仅为 10%：

$$\frac{(C_D)_{\text{生物颗粒}}}{(C_D)_{\text{净颗粒}}} = 1.6 \tag{5-3}$$

根据研究，颗粒状生物膜的阻力系数随其表面粗糙度的增加而增加。为此 Ro 和 Neethling 在研究时引入了一个形状参数和一个形态参数，但在实验中他们发现两参数的值很接近，因而它们的有效性还需进一步的论证。Nicolella 等人在研究时发现，颗粒状生物膜阻力系数与坚硬平滑颗粒阻力系数之比与生物膜厚度无关，因此，颗粒状生物膜的粒径变化对阻力系数的影响可忽略。他们还发现，在载体的雷诺数减小至 0.001 时，实测的阻力系数近似于用关系式求得的坚硬平滑颗粒物阻力系数的值。由此可见，影响颗粒状生物膜阻力系数的主要因素是表面粗糙度。

(2) 膨胀特征

Richardson 和 Zaki 提出的经验关系式被广泛用于描述悬浮状坚硬球形颗粒物的膨胀特征，其表达式为：

$$\varepsilon_1^n = u_1/u_i \tag{5-4}$$

由于颗粒物的粒径远小于反应器直径，Richardson 和 Zaki 认为在黏滞系数 $\varepsilon = 0$ 时，速度 u_i 与颗粒物的自由沉淀速度 u_t 一样，且膨胀系数 n 仅是流态的函数。另外，依据颗粒状生物膜的雷诺数介于 $1 < Re < 500$ ，他们还提出：

$$n = 4.4Re_t^{-0.1} \quad (5-5)$$

就 BFB 工艺而言，到目前为止一些研究人员仍采用 Richardson 和 Zaki 方程来描述（即在对数坐标纸上绘出孔隙度和液体流速之间的线性关系曲线）膨胀床的性能。因而，必须完全确定参数 n 和 u_i 对系统物理性质的依赖关系。图 5-6 是依据不同的研究人员在研究颗粒状生物膜反应器时得到的膨胀系数 n 与雷诺数的关系曲线。Nicolella 等人在研究时计算所得的膨胀系数与 Richardson 和 Zaki 研究坚硬平滑载体流化床时获得的结论一致，但其值却远小于在研究生物床时的估计值。另外，Nicolella 等人实验中测得的 u_i 与 u_t 的比值约为 0.8，这与 Richardson 和 Zaki 测得的值不同，但却与近年的研究结果一致。Nicolella 等人还指出由式 (5-4) 中的两个参数可推出生物流化床的高度是流态化速度的函数，这在相关文献也曾有过报道。

有人指出，可将实验中测得的膨胀系数数据与 Richardson 和 Zaki 的式 (5-4) 联合使用，通过非线性方法来估测 BFB 工艺内的生物膜厚度和反应器内微生物

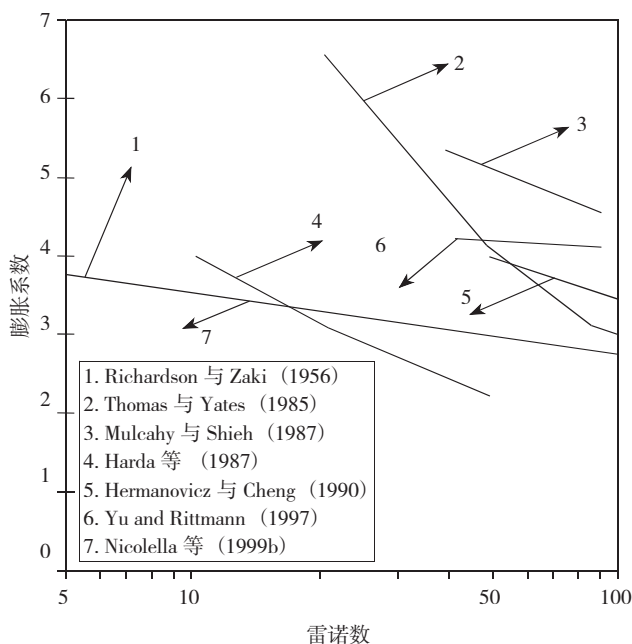


图 5-6 颗粒状生物膜的膨胀系数与雷诺数的关系曲线

浓度。利用这种方法来估计流化床工艺的生物膜厚度和微生物浓度时,只需检测沿床高度方向的液体流速和生物流化床的结构性能参数。但在其他生物膜系统中,如不测量其他变量则不能有效地估测生物膜厚度和反应器内的微生物浓度。

(3) 生物膜过度生长的影响

颗粒状生物膜工艺也存在某些缺点,如在工艺运行过程中生物膜的厚度、密度、形状等不断变化,而这将引起反应器内的物质传递、生化反应和水动力学特征等随时间不断变化,这些变化最终将影响工艺的正常运行。反应器运行稳定时,微生物在载体表面不断生长繁殖,由于此时仅仅存在因水流剪切力和颗粒间碰撞引起的微生物的脱落,所以生物膜量的平衡会由于增长量远大于脱落量而被破坏,即出现了生物膜过度生长情况。又因为微生物密度总小于载体密度(其湿密度通常为 1100kg/m^3),生物膜厚度的增加引起了生物床体混合状态和流态化特征的变化,这最终将引起生物床的膨胀。此外,由于生物膜的形成必将导致颗粒物总体密度的减小,这样就容易引起颗粒状生物膜丢失及活性生物体进入水泵等一系列问题。因而需要进行过滤以截留颗粒物,同时去掉颗粒物上的生物膜并把新生成的干净(不再附有生物膜)颗粒物返回到反应器。这样就需要额外的投资用以颗粒物分离设备,如选用振动筛选机等。鉴于此,为了抑制生物膜的过度生长,研究人员提出了一些新的具有去除多余生物膜能力的反应器模型,比如在反应器的顶部设分离室,利用水流剧烈振荡产生的剪切力使载体表面的生物膜脱落。这样,同一装置内就同时含有两个不同的固态相:一个是完全被生物膜所覆盖;而另一个所覆盖的生物膜厚度相对较薄,甚至没有生物膜覆盖。鉴于水动力学特征不同,两个固态相应分别设在不同的反应隔室内。

3. BAS 工艺的流态

在 BAS 工艺中,喷射的气体用于保持颗粒状生物膜处于悬浮状态。在反应器的实际运行中,通过在升流区底部安装导管实现对反应器充气。这样升流区内不断有气体充入,因而引起升流区内同降流区内液体密度产生差异,进而在反应器内产生循环流动(升流区内液体向上流动,降流区内液体向下流动)。BAS 反应器的循环流量是一重要的设计和运行参数,循环流量对积气量、扩散系数、液体混合度和气液固的最佳流态都有影响。由于不同的循环流速,进入

降流区内的气体也存在不同的状态（详见下文中气体流动状态部分）。好氧工艺的循环流速应确保足够多的气体进入降流区后再次进入升流区，这样可使充气量达到最大值。此外，存在着一个供气速率的最小值，当低于此值时循环流速就不能维持颗粒的稳定悬浮状态。因此，循环流速应至少大于颗粒物的沉淀速度，只有这样才能确保颗粒物处于悬浮状。反应器的几何尺寸（高、直径、通风管道的尺寸等）、曝气量和固体负荷对循环流速、混合效果、积气量和颗粒物是否处于悬浮状有影响。

（1）液体循环

为了得到两相气提工艺的积气量、循环压力和液体流速之间的关系，研究人员提出了许多不同的水动力学模型。这些模型多数是基于曝气时的能量平衡和动量平衡理论建立的。其中的关键参数是反应器内的摩擦阻力，如池底和顶部的转角流等。摩擦阻力系数可用曾建立在单相流和两相管流上的标准关系式来估计，或通过实验来测定。

大多数的三相气提反应器的水力模型选用的是外循环型工艺，工艺中的载体体积较小、密度接近水的密度，而系统的流体特征则类似于两相流。另外还有些工艺模型正处于研究中，这些模型中的水力状况处于状态1和状态2之间。Heijnen等人曾利用动量平衡建立了一个模型，用来检测内循环型气提工艺中通过降流区的循环气体流量（如小试装置 0.4m^3 ，实用装置 300m^3 ）。Garcia-Calvo等人提出了相似的模型，用以描述三相气提工艺的流体特征。另外，此模型还可用来推测液体和固体的循环流速、积气量和反应器内固体级配，且可以描述工艺中固体的三种流态（拥挤床、流化床和完全混合）。为验证模型的有效性，研究者们对在不同条件下测得的实验数据进行了模拟，如工艺中采用不同的载体（粒径： $0.1 \sim 3\text{mm}$ ，密度： $2550 \sim 3700\text{kg/m}^3$ ）、内循环和外循环型工艺装置、不同的规模（ $0.02 \sim 284\text{m}^3$ ）等。

van Benthum提出了一种新的工艺概念，在原理上为BAS工艺的改进，这种工艺可同时进行硝化和反硝化反应。工艺由两部分组成，即进行硝化反应的三相（颗粒状生物膜、水、气）内循环型气提工艺及拓展部分。这一拓展部分主要是进行反硝化反应，为两相（颗粒状生物膜、水）的下向流床体，且外径同前者。一些研究人员称，可利用这种工艺在构造上的特点，即用好氧区的富余水头来控制两相反应器的液体流速及两个反应器的循环流量比。

(2) 固相流态

三相 BAS 工艺的固相存在三种状态。随着气体流量的增加, 固相依次变化为拥挤床 (沉淀固体)、流化床 (无固体回流) 和循环床 (完全混合)。在拥挤床条件下, 升流区内处于气/液两相混合状态而降流区内为单一液相, 这种状态对生物膜反应器的运行是不利的。使易沉降的固体物质悬浮的条件是:

$$\varepsilon_G - (\rho_s/\rho_l - 1) \times \varepsilon_s^0 \geq 0 \quad (5-6)$$

固体相的最初分配决定了拥挤床向流态化或循环状的转化。当气体流速 u_G 从零增大至最小流态化流速 u_{Gmf} 时, ε_s^0 的值则对应着最初沉淀在升流区底部的固体颗粒物的量。当气体流速从较大值减小到最小流态化流速时, 若升流区与降流区内混合相的表观密度相同, 则式 (5-6) 成立, 即 $\varepsilon_s^0 = \varepsilon_{sr} - \varepsilon_{sd}$ 。一些研究人员称, 两种 ε_s^0 值的不同与迟滞作用的影响有关。

BAS 工艺的流态化性能类似于两相的 BFB 工艺。可用下述关系式来区分流化状和循环状:

$$u_{lr} \geq u_t \quad (5-7)$$

升流区内液体流速大于颗粒物的沉淀速度时, 固体颗粒物能够通过降流区循环。因而, 使 BAS 反应器符合循环床的运行模式是设计 BAS 工艺的根本准则。

(3) 气相流态

研究人员对气体流速不断增加时的三相 BAS 反应器进行了研究, 发现基于反应器的体积不同 ($0.001 \sim 100\text{m}^3$) 反应器内分别存在着三种气体流态:

1) 无气体进入降流区。气体流速较小且循环液体不能携带气泡进入降流区, 降流区内液体流速小于气泡上升流速。

2) 气体进入降流区但无气体循环。当降流区内液体流速等于气体上升流速时, 气体被带入降流区。固体颗粒物可能处于悬浮状, 但并非一直处于这种状态。

3) 气体参与循环。此时进入降流区的气体完全参与循环并最终再次进入升流区。且降流区内气体没有沿轴向的分布, 液体的下降流速大于气体的上升流速, 因而液体携带的大量气泡在降流区内向下运动。升流区中气体流量等于曝气量和循环气体流量之和 (总和大于曝气量), 这样可以节约一部分的能量。固体颗粒物处于完全悬浮状, 但不排除有不完全的悬浮状态情况的存在。

图 5-7 对 Nicolella 等和 Bakker 等研究两相 BAS 反应器时对应的积气量进行了对比。由曲线可看出两者的情形相近： $\varepsilon_G - u_G$ 曲线的坡度存在两次突变和一个平缓区，分别对应于无气体进入降流区（状态 1）和气体完全循环（状态 3）的转变，这种突变在图 5-7 中用两条垂直的线段表示。图 5-7 还引入了 Bakker 等人研究中的循环流速，状态 2 转变到状态 3 时，液体流速迅速增加，另外，当气体流速增加时，状态 2 的循环液体流量几乎不变而状态 3 的循环流量迅速增加。van Benthum 等人研究中试装置（ 1m^3 ）（气/液两相和气/液/固三相内循环型 BAS 反应器）时也得到了相似的结论。

一般情况下，反应器规模增加，状态 1 和状态 2 的影响将减小。在大型反应器中状态 1 难于实现，而状态 2 和状态 3 之间的转变与曝气装置的设计及反应器的几何尺寸有关。

4. 传质

颗粒状生物膜反应器可以被归类为气/液/固三相反应器。固相，即悬浮在液体中的颗粒状生物膜。气相，即好氧工艺中充入的空气或纯氧或厌氧工艺中产生的气体（ CO_2 、 CH_4 、 H_2S 、 N_2 ），通常以扩散气泡的形式在混合液内移动。好氧工艺中，氧气从空气泡经混合液扩散到生物膜颗粒内部，并在此反应消耗（图 5-2）。因而，气/液之间，液/固之间的物质传递系数以及反应的动力学参数对于气/液/固三相反应器的设计极其关键。

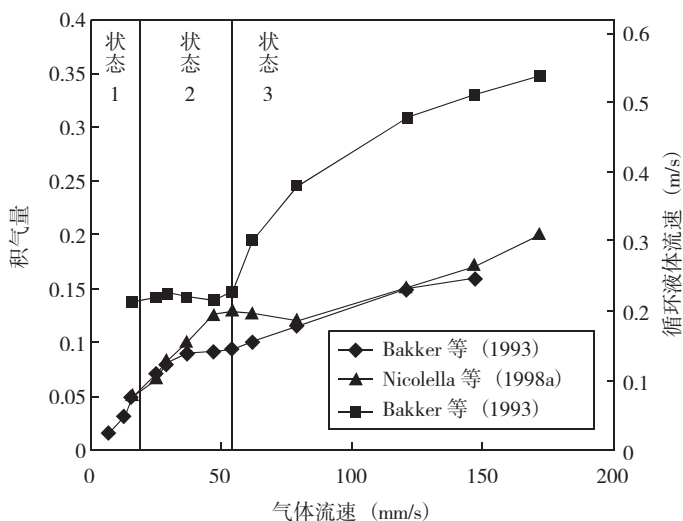


图 5-7 气提反应器内不同流态下的积气量与循环流速的关系曲线

研究生物膜反应器时,需要选用适当的方法来检测反应器内气体传质系数(K_{La})和动力学参数。瞬间气体检测技术常被用来检测气体传质系数(K_{La}),最近这种技术被应用于BAS工艺。对于生物膜工艺的液/固传质系数,研究人员提出了新的监测方法。新方法需要分析生物膜反应器内的耗氧速率的相关资料及检测反应器内的生化需氧量,利用这种方法可以检测气/液、液/固传质系数和生物膜内反应速率等参数。

(1) 积气量和气/液传质

积气量和气/液传质系数等参数对三相生物膜反应器设计和运行意义重大,研究人员对此进行了深入的研究。对于两相(固/液)反应器和固/液泥浆反应器设计参数的选取,需要通过大量的实验数据资料来获得。而对于比较特殊的气/固/液三相反应器,其各种填料颗粒相对于各种不同液体的质量分数以及反应器的规模对于整个工艺效果的影响尚不能有效地描述。

气体在气/液/固相间的体积分数(积气量 ε_G)对气提生物膜反应器(如BAS和IC工艺)处理能力有显著影响。气体在液相的停留时间、气/液间传质面积和反应器的设计容积与给定运行条件下的积气量有关。另外,积气量和气泡的直径对气泡与液体的接触面积及气液两相间的质量传递有影响。在气提反应器中的气体流速对积气量的影响巨大,因而气体流速对积气量和气液间传质系数的影响获得了广泛的研究。

流态化气/固/液三相状态下的水动力学和物质传递已获得了深入的研究,而对于气提三相反应器来说这还仅仅处于起步阶段。目前,用于三相反应器水动力学和物质传递研究的大多数系统规模都较小。此外,研究人员还对各种不同材质载体颗粒的影响进行了研究:玻璃珠,塑料小球,聚苯乙烯颗粒,活性炭颗粒,热催化活性镍合金颗粒,钙藻酸盐和陶粒等。Ryhner等人在研究中发现,若三相BFB工艺中洁净砂粒的数量增加则气/液间的传质系数将减小(大致为 $0.02 \sim 0.04 \text{ s}^{-1}$)。Nicolella等人对BAS工艺进行研究后指出,固体负荷增加积气量则减小。Miyahara和Kawate研究时发现,对于密度较小的载体颗粒当固体滞留量(solid hold-up)大于0.2时积气量迅速减小。表5-5为已有报道的三相曝气反应器内的积气量与气/液传质系数的相关数据。小型反应器($0.001 \sim 0.01 \text{ m}^3$)的水动力学性能可以用现有的经验模型和理论模型来研究。Heijnen等人通过研究,提出了大体积三相BAS工艺($0.1 \sim 500 \text{ m}^3$)的水动力学模型。

三相曝气池中常见的积气量和气/液传质的表达式 表 5-5

工艺系统	参数的取值	积气量的表达式	气/液传质的表达式
AL; L 水, 电解液, 甘油和乙烯乙二醇水溶液; G 气体; S 玻璃珠和青铜球	$d_S = 0.08 \sim 0.2\text{mm}$, $\rho_S = 4680 \sim 8770\text{kg/m}^3$ $u_t = 0.165 \sim 2.44\text{m/s}$, $u_G = 0.03 \sim 0.15\text{m/s}$, $h_c = 1.5\text{m}$, $d_c = 100 \sim 300\text{mm}$, $d_r = 60 \sim 190\text{mm}$	$\left[\frac{\varepsilon_G}{(1 - \varepsilon_G)^4} \right] / \left[\frac{\varepsilon_G}{(1 - \varepsilon_G)^4} \right]_0$ $= \left[1 + \left(\frac{u_t}{u_G} \right)^{0.067} \times 0.17 \left(\frac{C_S}{\rho_S} \right)^{0.091} \left(\frac{\rho_l \sigma_1^3}{g u_1^4} \right)^{0.043} \right]^{-1}$	$[k_{la}] / [k_{la}]_0 = \left[1 + 0.099 \left(\frac{C_S}{\rho_S} \right)^{0.069} \times \left(\frac{\rho_l \sigma_1}{g u_1^4} \right)^{0.023} \left(\frac{u_t}{u_G} \right)^{0.046} \right]^{-1}$
DTFB; L 水; G 气体; S 玻璃珠, 活性炭颗粒	$d_S = 0.3 \sim 0.7\text{mm}$, $\rho_S = 1500 \sim 2500\text{kg/m}^3$, $u_t = 0.023 \sim 0.0935\text{m/s}$, $u_G = 0 \sim 17.069\text{m/s}$, $h_c = 1.22\text{m}$, $d_c = 76\text{mm}$, $d_r = 500\text{mm}$		$\frac{[k_{la}]}{[k_{la}]_0} = 0.143 \times \left[1 - 31.5 \left(\frac{\varepsilon_S Re_t}{Re_S} \right) \right] \times \left(\frac{\varepsilon_S Re_t}{Re_S} \right)^{0.002} (1 - \varepsilon_S)^{10.31}$
FB; L 水; G 气体; S 玻璃珠	$d_S = 0.05 \sim 8\text{mm}$, $\rho_S = 2510 \sim 2950\text{kg/m}^3$, $u_L = 0.046 \sim 0.116\text{m/s}$, $h_c = 1\text{m}$, $d_c = 140\text{mm}$		$k_{la} = 0.39 \left(1 - \frac{\varepsilon_S}{0.58} \right) u_g^{0.67}$
AL; L 水; G 气体; S 塑料球	$d_S = 2.6 \sim 12.7\text{mm}$, $\rho_S = 1046 \sim 1135\text{kg/m}^3$, $u_L = 2 \sim 9\text{m/s}$, $u_G = 0.03 \sim 0.15\text{m/s}$, $h_c = 1\text{m}$, $d_c = 148\text{mm}$, $d_r = 60 \sim 100\text{mm}$	$\varepsilon_G = \frac{0.4 \sqrt{Fr'}}{1 + 0.4 \sqrt{Fr' \left(1 + \frac{u_L}{u_G} \right)}}$	
FB; L 水; G 气体; S 玻璃珠, 活性炭颗粒	$d_S = 0.53 \sim 0.755\text{mm}$, $\rho_S = 2338\text{kg/m}^3$, $u_L = 0.05 \sim 0.5\text{m/s}$, $u_G = 0.013 \sim 0.1\text{m/s}$, $h_c = 4.1\text{m}$, $d_c = 285\text{mm}$, $\varepsilon_S = 0.02 \sim 0.165$		$k_{la} = 0.99 u_G^{0.5} u_L^{0.97} d_S^{-0.27} \times (1 - \varepsilon_S)^{0.53} (1 - 0.89 \sqrt{h} + 0.2h)$

颗粒粒径的大小会影响颗粒的最终沉淀流速 u_i 。然而,颗粒的最终沉淀流速对升流区和降流区内 $\Delta \varepsilon_s$ 的不同有直接影响。反过来 $\Delta \varepsilon_s$ 又影响着系统的水力性能。若升流区的积气量大于降流区的积气量,这样两部分的密度就不同,进而引起液体和气体的循环。Nicolella 等人研究了 BAS 工艺中不同粒径的陶粒载体对积气量的影响。他们发现,此载体的最终沉淀流速变化范围 (19 ~ 129 mm/s) 大于载体表面粘附有生物膜时的最终沉淀流速的变化范围 (30 ~ 49 mm/s); 随着颗粒物的沉淀流速增加积气量则减小。他们还发现颗粒物的尺寸对水力状况有影响,这一结论与其他的研究人员在研究类似的工艺时得出的结论类似,也与 Livingston 和 Zhang 的结论一致。

Bello 等人研究了 BAS 工艺中升流区和降流区的错流部分的面积比 (A_d/A_r) 对水力状况和物质传递的影响。当 A_d/A_r 在 0.11 ~ 0.69 变化时,通过测量两相的内循环和外循环型工艺的积气量和气/液间的气体转移速率系数,根据 A_d 与 A_r 这两个参数间存的关系进而可以将相关方程式简化。

(2) 液相与固相间的传质

浸没在液体中的颗粒物的传质一般利用边界层理论描述,表达式为:

$$Sh = 2.0 + C \times Re^n \times Sc^m \quad (5-8)$$

求解上述表达式时,需计算颗粒物的雷诺数。计算三相反应器内颗粒物的雷诺数时,会涉及到液/固间的传质问题,为此常用 Kolmogoroff's 的振荡理论来限定。计算雷诺数的表达式为:

$$Re = \frac{\varepsilon d_s^4}{\nu^3} \quad (5-9)$$

式中 ε 是能量消耗速率。

在分析质量传递相关数据时,常假设整个生物膜反应器内的能量消耗速率是一致的。且可用下式计算:

$$\varepsilon = u_G \times g \quad (5-10)$$

Kolomorgoff's 的振荡理论被广泛地用于研究曝气池、流化床和气提反应器内的传质。为此,常用式 (5-8) 计算时,施密特数 (Sc) 的指数为 1/3。图 5-8 为一些研究人员在研究三相反应器时得到的相关曲线。表 5-6 列出了一些研究人员研究中使用的工艺装置及其特性。Nicolella 等人在研究 BAS 工艺的传质时,依据实验所得数据拟合出如下关系式:

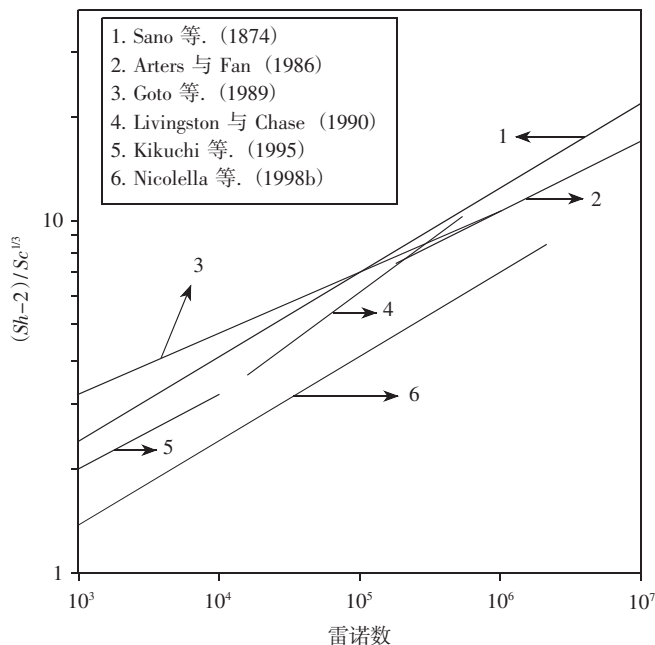


图 5-8 三相射流反应器内固相与液相间的传质系数

$$Sh = 2.0 + 0.65 \times \left(\frac{\varepsilon d_s^4}{v^3} \right)^{0.241} \times Sc^{\frac{1}{3}} \quad (5-11)$$

研究人员在检测颗粒状生物膜反应器内液/固传质系数时，发现其值小于报道过的坚硬载体的值（约为后者的 15%）。由此可知，生物膜反应器内液/固传质条件比较苛刻。

曝气池中悬浮物的液固扩散关系式 表 5-6

反应器	颗粒物	u_G (mm/s)	Sc	$Re = \frac{\varepsilon d_s^4}{v^3}$	Sh
BC	离子交换树脂, 安息香酸, 高锰酸钾, B 型沥青页岩, $\varepsilon_S = 0.03 \sim 0.07$, $d_S = 0.06 \sim 0.833\text{mm}$	0 ~ 170	217 ~ 1410	$1 \sim 10^7$	$0.4Re^{1/4} \times Sc^{1/3} + 2$
FB	安息香酸, $\rho_S = 1298\text{kg/m}^3$, $d_S = 1.8 \sim 4.4\text{mm}$	0 ~ 260	1960 ~ 3500	$2.5 \times 10^5 \sim 4.8 \times 10^9$	$0.695Re^{0.2} \times Sc^{1/3} + 2$

续表

反应器	颗粒物	u_G (mm/s)	Sc	$Re = \frac{\varepsilon d^4}{\nu^3}$	Sh
BCDT	离子交换树脂, $\varepsilon_s = 0 \sim 0.015$, $d_s = 0.55 \sim 0.92\text{mm}$	1 ~ 10	143	$10^3 \sim 10^6$	$2 + 1.01Sc^{1/3} \times Re^{0.173}$
BCDT	离子交换树脂, $\varepsilon_s = 0.04 \sim 0.1$, $d_s = 0.655 \sim 1.119\text{mm}$	0 ~ 60	400	$1.5 \times 10^4 \sim 6.77 \times 10^5$	$0.275Re^{0.274} \times Sc^{1/3} + 2$
BC, FB	离子交换树脂, $\varepsilon_s = 0 \sim 0.015$, $d_s = 0.55 \sim 0.92\text{mm}$	0 ~ 100	300 ~ 600	$10 \sim 10^4$	$0.47Re^{0.21} \times Sc^{1/3} + 2$
BAS	生物膜 $\varepsilon_s = 0.05 \sim 0.15$, $d_s = 0.47 \sim 1.95\text{mm}$	2 ~ 27	400	$10^3 \sim 2 \times 10^6$	$0.275Re^{0.274} \times Sc^{1/3} + 2$

(3) 生物膜内的传质和反应

颗粒状生物膜反应器的特征是大量的微生物粘附在载体表面而形成生物膜。生物膜具有层状结构的特征，只有底物扩散到生物膜内部才能发生反应。因此，反应速度受分子扩散速度的限制，进而工艺的处理效率受扩散速度的限制，且当生物膜的厚度越大时处理效率就越低。

生物膜内的底物浓度与底物的扩散速度和底物的转化过程有关。前者可用 Fick 理论的扩散速率系数来描述。污水中的扩散系数一般为清水的 80% ~ 90%。在生物膜工艺中，底物浓度往往大于底物对生物膜的亲和系数，且生物膜表面的底物浓度可用发生生化反应时底物从液相突然进入固相的转变来计算。计算表达式如下：

$$\beta = \sqrt{\frac{2De \times C_f^i}{k_0 \times \delta^2}}$$

(5-12)

当 $\beta > 1$ 时，底物全部透过生物膜，底物流量与生物膜表面的底物浓度是零次幂的关系：

$$\beta > 1 \Rightarrow Ns = K_0 \times \delta$$

(5-13)

当 $\beta < 1$ 时，部分底物渗透到生物膜内，底物流量是生物膜表面的底物浓度的 0.5 次幂：

$$\beta < 1 \Rightarrow Ns = \sqrt{2De \times K_0 \times C_f^i} \quad (5-14)$$

零级反应的反应速率常数为 K_0 可以用下式计算:

$$K_0 = u_{\max} \times X_f/Y \quad (5-15)$$

5. 混合及规模扩大的影响

颗粒状生物膜反应器内液体的混合效果对相与相之间的传质、反应物的浓度分布及最终的反应产物有影响。因此,反应器的轴向混合效果是反应器的设计和优化的重要参数。流化床系统和 BAS 具有不同的混合特征,在 BAS 工艺内的固/液两相常被当作为理想混合,而在流化床系统中固/液和气/液/固系统中的轴向混合常用轴向扩散模型来分析。在这些系统中,反应器内颗粒物尺寸及密度的不同使得床体内颗粒物因最终沉速的不同而分级,因而在反应器的底部常常聚集着沉淀流速较大的颗粒物。研究流化床与 BAS 工艺的混合特征最常用的方法是刺激响应方法。

(1) 流化床工艺

BFB 工艺中,由于颗粒状生物膜的粒径和密度的不同引起床体内的颗粒物分层,生物膜厚度较大的颗粒位于床的顶部,而生物膜较薄或无生物膜粘附的颗粒位于床的底部。颗粒物在床体内的分层主要是因为它们受到的阻力和浮力不同而引起的,进而影响着颗粒物的最终沉淀流速。为此,一些研究人员开发了相关的模型来研究 BFB 工艺内的颗粒物分层情况。研究人员发现,颗粒物的分层使得颗粒状生物膜的粒径、生化降解速度、生物膜组成和活性沿床的高度变化。如在厌氧型 BFB 工艺中,葡萄糖营养菌的活性从床的底部到顶部不断减小,而产甲烷菌的活性在床的顶部最大。另外,由于床体顶部生物膜厚度较大,进而限制了传质、降低了反应器的处理能力。

目前,液/固两相和三相流化床内的轴向混合被广泛地研究。然而,对含有类似于颗粒状生物膜颗粒的流化床,其轴向混合却少有研究涉及。这其中,Tang 和 Fan 曾测定过颗粒密度较小 ($1.05 \sim 1.3 \text{ kg/m}^3$) 的液体流化床轴向扩散系数。据研究,横向扩散系数与床的高度无关,但随液体表面流速的增加而增加。一些研究人员称,流化床内颗粒物的密度越大,工艺受轴向混合效果的影响越大。因此,颗粒物的密度对工艺的轴向混合影响重大。有些研究人员还发现,BFB 工艺的产气量对工艺的水力状况和混合效果有影响;反过来,它们又影响工艺的处理能力,且在高负荷反应器中其处理能力有可能会

下降 10% ~ 15%。

液体流化床的轴向扩散速率系数随工艺的深/径 (H/D) 比增加而降低。因此, 实验装置和工业装置的混合性能有所不同。实验装置的深/径比较大 ($H/D > 10$), 一般大于小试装置和工业装置的深径比 ($H/D < 5$) (参见表 5-2)。工业装置的轴向混合效果要优于小型反应器。因此, 在建设 BFB 工艺处理污水时, 工艺规模的选择在一定程度上要考虑反应器内的轴向混合效果。

尽管 UASB 和 EGSB 工艺的水力状况类似于流化床, 但简单的轴向扩散模型不足以描述它们的混合性能。Bolle 等人研究时, 将工业装置中的 UASB 工艺的各部分尺寸均缩小 1/20 (即 UASB 试验模型), 发现污泥层和污泥床类似于发生短流的混合池, 而沉淀池类似于推流工艺。污泥层和污泥床的短流与表面气体流速有关。另外, 工艺不发生短流时, 床的最佳设计高度约为 3.5 ~ 4m。

(2) BAS 工艺

BAS 工艺由升流区、降流区、底部、顶部和沉淀池等相互关联的几部分组成。BAS 工艺的混合效果受池内固/液循环和沉淀池的反混效果等因素影响。升流区的混合效果优于降流区的混合效果, 且两相工艺的混合效果要优于三相工艺的混合效果。

常用轴向扩散模型来研究 BAS 工艺的混合效果。据报道, 工艺的轴向扩散系数随曝气量的增加而增加。其主要原因是曝气量较大时能够产生较大的漩涡, 类似于循环流速较大时产生的效果。

据报道, BAS 工艺的轴向扩散优于流化床工艺。Schoutyens 等人在研究时, 测得两种工艺的轴向扩散系数分别为 $3 \sim 10^{-2} \text{ m}^2/\text{s}$ 和 $4 \sim 16 \times 10^{-4} \text{ m}^2/\text{s}$ 。

Heijnen 等人研究时发现 BAS 工艺的小试装置 (0.25 m^3) 与工业装置 (280 m^3) 的积气量相近, 这就意味着 BAS 工艺的规模对传质和混合效果的影响较小。

Heijnen 进一步研究了两相和三相颗粒状生物膜反应器的处理规模对生物膜的构造、生物膜的脱落、液体的混合、气/液和液/固间传质的影响:

1) 在不同处理规模的工艺内曾发现一些微生物 (如悬浮松散的微生物及生长在器壁表面的微生物) 的出现会降低工艺的处理效率。在三相分离室内, 呈悬浮状生长的微生物及微生物代谢残渣聚集在一起依靠重力下沉。进而, 可以

将这些呈悬浮状生长的微生物及微生物的代谢残渣去除, 维持沉淀池内颗粒状生物膜的沉淀流速一致。

2) 由上可知, 生物膜脱落在很大程度上是由于颗粒物之间的相互碰撞摩擦所致, 尤其是颗粒状生物膜工艺。在两相工艺中, 由于颗粒物的分级, 裸露的载体集中在反应器的底部, 因此碰撞摩擦仅发生在生物膜颗粒之间。载体间的碰撞摩擦的频率随载体的浓度增加而增加。另外, 两相工艺在按比例扩大应用时应保持液体流速不变。三相工艺中, 生物膜颗粒与裸露的载体混杂在一起, 反应器规模的扩大对其的影响甚微。

3) 三相 BAS 工艺降流区内气体的循环流量对氧气的传输有一定的影响。如前所述, 小型反应器在状态 1 (无气泡循环) 和状态 2 (部分气泡进入降流管但不参与循环) 下运行。生产性工艺多在状态 3 (所有的气泡均参与循环) 下运行, 显然反应器内充满气体有利于氧气的扩散传输。

5.1.4 结语

在过去的几十年里, 颗粒状生物膜反应器技术 (UASB、BFB、EGSB、IC、BAS) 得到了较好的发展, 且已应用于工业和城市污水处理中。本文引述了几个目前尚在运行的工艺, 并分析和讨论了它们的设计和运行中的相关参数。生物膜的形成机理、水力条件、混合性能、传质机理和化学变化过程等被较深入地研究, 同时建立了相关的经验关系式和理论模型, 可以利用这些关系式和理论模型来推测相关参数和变量, 有利于工艺的设计和运行。

颗粒状生物膜反应器中生物膜脱落机理还需要进一步的研究。虽然生物膜脱落机理是颗粒间的相互碰撞但脱落速率并没有设计标准, 仍缺乏这方面的理论知识, 需要进一步的研究。

类似于厌氧颗粒污泥, 在好氧条件也亦培养成功颗粒污泥 [见图 5-1 (a)]。目前, 有关好氧颗粒污泥反应器的研发工作正在广泛进行, 其中, 以荷兰代尔夫特理工大学的 van Loosdrecht 教授等人的研究成果最为显著, 已申请并获得好氧颗粒污泥反应器的国际发明专利。

附录 5-I 颗粒状生物膜反应器的设计标准

5-I.1. 生物膜的形成条件

当稀释比 ($D_H = 1/\tau_H = Q/V$) 大于最大比增长速率 $u_{\max}$ 时, 在生物膜反应器内易形成生物膜。其表达式为:

$$1/\tau_H = Q/V > u_{\max} \quad (5-11)$$

一些研究人员发现稀释比小于最大比增长速率时也能形成生物膜，但由前文分析知这种生物膜多处于悬浮状。

在好氧工艺中，工艺处理效率的限制因素是氧气在气/液两相之间的传质，工艺的尺寸可依据有机物负荷（ $F_c = Q/C$ ）、耗氧量（ Y_0 ）和氧转移系数（OTR）设计。其表达式为：

$$V = \frac{F_c}{OTR} = \frac{Y_0 \times Q \times C}{OTR} \quad (5-12)$$

把式（5-12）代入式（5-11）整理后可得生物膜的形成条件为：

$$C < \frac{OTR}{Y_0 \times u_{\max}} \quad (5-13)$$

图5-2中的划线区域是假定氧的最大转移速率系数为 $10\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 、耗氧速率系数为1、最大比增长速度为 1d^{-1} 时依据颗粒状生物膜和絮凝体的应用所绘出的曲线。

5-1.2. 颗粒滞留条件

颗粒物滞留在反应器内的条件是液体的表面流速 $u = Q/A$ 必须小于颗粒物的沉淀速度 u_t ：

$$u = Q/A < u_t \quad (5-14)$$

利用方程（5-14）计算时，假定反应器为圆柱形，进而体积可表示为液体流速和深/径比（ $\alpha = H/D$ ）的函数。表达式如下：

$$V = a \times \frac{Q}{u} \times \sqrt{\frac{4 \times Q}{\pi \times u}} \quad (5-15)$$

将式（5-A5）和式（5-A2）联合求解，可得颗粒物停留在生物膜反应器内的条件为：

$$Q < \frac{\pi \times u_t^3 \times C^2 \times Y_0^2}{4 \times \alpha^2 \times \text{OTR}^2} \quad (5-16)$$

图5-2的 $C-Q$ 曲线是在颗粒状生物膜和絮凝体的沉淀流速分别为 30m/h 和 5m/h 、最大氧转移速率系数为 $10\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 、深/径比 $\alpha = 5$ 条件下绘出的曲线。

5-1.3. 液/固传质的限制因素

生物膜反应器内液/固传质速率限制了工艺的效率。就好氧工艺而言，假设

生物膜表面的氧浓度忽略不计，氧气从液相扩散进入生物膜表面的流量可表示为：

$$N = K_{LS} \times C_L \quad (5-17)$$

单位体积的氧转移速率（OTR）是流量 N 和生物膜厚度 a 的乘积，其表达式为：

$$OTR = N \times a \quad (5-18)$$

若反应器内的生物膜比表面积较小（如，静态生物膜反应器），工艺的处理效率的限制因素是液/固传质。假设 $K_{LS} = 1\text{m/d}$ ， $C_L = 8\text{g/m}^3$ ，在比表面积为 $200\text{m}^2/\text{m}^3$ 的静态生物膜反应器中氧的最大转移速率为 $2\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。将此值带入式（5-13）并绘出相应的曲线（见图 5-2 的曲线 4）。

5-14. 微生物分离的限制因素

絮凝体工艺（活性污泥法）在应用时主要受微生物分离效果（使用沉淀）的限制。絮凝体的沉淀性能不佳（ $u_t < 5\text{m/h}$ ），并且絮凝体工艺中挥发性固体的浓度被限制在 $3\text{kg}/\text{m}^3$ 左右。反过来它们又限制了工艺的处理能力。工艺的处理能力可表示为营养物浓度与微生物浓度的比值，即反应器的有机物负荷与生物量的比值 $[F/M = Q \times C / (V \times X)]$ 。

$$OTR = Y_0 XF/M \quad (5-19)$$

设计活性污泥工艺时常选用的参数是 F/M 。传统工艺中，其取值为 $0.3 \sim 1.5\text{kgCOD}/(\text{kg SS} \cdot \text{d})$ 。 $F/M = 1\text{kgCOD}/(\text{kg SS} \cdot \text{d})$ 和 $Y_0 = 1$ 时，活性污泥工艺中氧的最大扩散速率系数为 $3\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。由式（5-13）计算的结果绘出的相应的曲线（见图 5-2 的曲线 5）。

若沉淀池的表面积不变，当沉淀池的固体负荷增加，在停留时间内达到设计要求的出水水质是不现实的。沉淀池体积的选择并没有太多的规定，为此沉淀池的体积应尽可能的大，但最佳设计方案的沉淀池体积应不大于曝气池体积。例如，若假定沉淀池与反应器的体积比 γ 为一定值，活性污泥工艺的应用范围可用下面的 $C-Q$ 关系式限定：

$$Q = \frac{\pi \times q^3 \times C^2 \times Y_0^2}{4 (\alpha/\gamma)^2 \times \text{ORT}^2} \quad (5-110)$$

上式中， q 为沉淀池的溢流比； α 和 q 的值可参考各种污水处理工艺的值。

若将 $q = 2\text{m/h}$ ， $\alpha = 0.5$ ， $\gamma = 5$ 代入式（5-110）、式（5-13）可绘出相

应的曲线 (见图 5-2 的曲线 6)。

附录 5-II 术语

a 比表面积 (m^2/m^3)

A 面积 (m^2)

C 浓度 (kg/m^3)

C_D 阻力系数

d 直径 (m)

De 扩散系数 (m^2/s)

D_H 稀释速率 (d^{-1})

F_C 有机物负荷 (kg/d)

F/M (营养物与微生物量的比值,
 $\text{kgCOD}/\text{kg SS}$)

Fr 弗诺德数

g 重力加速度 (m/s^2)

h 高度 (m)

K_0 无规则运动速率 [$\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$]

希腊字母

α 深/径比

β 反应级数变化特征

δ 生物膜厚度

γ 沉淀池与反应器的体积比

ε 黏滞系数

μ 动力黏度 [$\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{s})$]

下标

c 反应器

d 下向流

f 生物膜

G 气体

K_{La} 单位体积的气液转移系数 (h^{-1})

K_{LS} 液固转移系数 (m/h)

n (N) 底物流量 [$\text{kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]

OTR 氧迁移速率 [$\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$]

q 溢流速率 [$\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$]

Q 体积流量 (m^3/d)

Re 雷诺数

S_C 施密特数

Sh 舍伍德数

u 流速 (m/s)

V 体积 (m^3)

X 微生物浓度 (kg/m^3)

Y 微生物内源呼吸系数

Y_0 耗氧速率系数

ν 运动黏度 (m^2/s)

ρ 密度 (kg/m^3)

ρ_s 颗粒状生物膜的密度 (kg/m^3)

$\mu_{\max}$ 最大比增长速率 (d^{-1})

τ_H 停留时间 (d)

L 液体

r 上向流

S 固体

t 极限

5.2 极具工程化潜力的好氧颗粒污泥技术

5.2.1 引言

传统污水处理工艺多利用活性污泥法来处理污水，其主要缺点是占地面积大，剩余污泥量多。在传统活性污泥法中微生物呈絮状生长，絮凝体在完成反应后作为混合液流入二沉池，借助重力作用沉淀分离后回流并作为剩余污泥排放。由于传统活性污泥法中的污泥浓度不高（ $2000 \sim 4000 \text{mg/L}$ ），絮凝体沉淀性能不佳（沉淀速度仅为 1m/h 左右），使得曝气池与沉淀池占地面积很大。因各国排放标准日趋严格，所以采用传统活性污泥法处理污水时，就需要靠较大的内外循环流量和较长的水力停留时间来满足出水标准，其结果是导致资源、能源消耗量甚大，不符合可持续发展的需要。就目前城市发展速度来看，在未来若干年内大城市中将不具备兴建传统污水处理工艺所需要的占地条件。

为了克服传统污水处理工艺的上述缺陷，各国学者将研发新的污水处理工艺的注意力集中于具有微生物浓度高、处理效率高的反应器，其中生物膜反应器是人们研发的重点。在生物膜反应器中，微生物浓度可高达活性污泥法的数倍至数十倍。例如，生物膜气提悬浮床（BAS）已成功应用于处理各种污水。该工艺具有平面占地面积与剩余污泥量极小的特点，但工艺不足之处在于它的设计较为复杂，施工难度较大，尤其是三相（固、液、气）分离器的设计和施工。因此，生物膜反应器在应用时存在诸多不便。

众所周知，厌氧颗粒污泥法占地小、处理效率高、剩余污泥量低，但它主要针对 COD 浓度高的污水处理效果才最为显著。随着人们生活水平的提高，平均用水量也不断增加，这就使得城市污水的 COD 浓度逐渐降低，因此利用厌氧颗粒污泥法直接处理城市污水时，其优势并不明显，甚至还会存在诸多不便。与此同时，国外一些研究人员在研究好氧反应器时，亦发现了污泥颗粒化现象。为此，不少研究人员对好氧颗粒污泥产生了浓厚的研究兴趣。目前为止，有关好氧颗粒污泥反应器的研发十分广泛，本文对好氧颗粒污泥技术的发展理念及国际研发现状作一综述。

5.2.2 形成条件与机理

颗粒污泥由密实的微生物聚集体形成，由于它的密实性使得颗粒污泥的密

度较活性污泥絮凝体有了很大提高,从而可加速污泥沉淀速度以改善污泥沉降性能。同时,密实的颗粒污泥可大大提高反应器内污泥浓度和工艺的处理效率,进而减少污水处理工艺的占地面积及处理费用。在已过去的二十多年里,研究者们对厌氧颗粒污泥作了许多研究。由于颗粒污泥的形成,反应器内微生物浓度大幅度提高,使所处理的 COD 负荷率亦相应提高,所以,厌氧颗粒污泥反应器特别适合于处理高浓度有机废水。实际上,颗粒污泥并非厌氧反应器的“专利”,一些研究人员在研究好氧反应器时,亦发现了污泥颗粒化现象。若可以同厌氧反应器一样,在好氧反应器内获得颗粒污泥,这将对污水处理产生巨大的影响。

1. 形成条件

到目前为止,许多研究人员对好氧颗粒污泥的形成及稳定性影响因素进行了一定的研究,研究主要集中于以下几个方面:溶解氧、有机物负荷率、沉淀时间、水力停留时间、剪切力、微生物疏水性、曝气量等。

(1) 溶解氧

最初的好氧颗粒污泥是在采用纯氧曝气的升流式好氧污泥床中发现的。随后,有研究表明,在好氧污泥床反应器内直接采用空气曝气也能培养出好氧颗粒污泥。

于是,研究人员对溶解氧饱和度与形成好氧颗粒污泥之间的关系进行了研究,Mosquera-Corral 等人利用序批式反应器(SBR)在不同溶解氧饱和度下运行对此关系进行了研究。研究中采用的溶解氧饱和度分别为 100% 和 40%。工艺在溶解氧饱和度为 40% 下运行时,尽管 10d 后有好的氧颗粒污泥出现,但其粒径较小且不稳定,容易被水流带出反应器。工艺在溶解氧饱和度为 100% 下运行时,5d 后便有好氧颗粒污泥出现,16d 后颗粒污泥的平均粒径约达到 2mm。工艺运行稳定后,将溶解氧饱和度减小到 40% 后继续运行。随着运行时间的延长,好氧颗粒污泥表面生长出大量的丝状菌,比重减小,沉淀性能变弱,最终使好氧颗粒污泥破碎,随丝状菌一起流出反应器,导致运行失败。Dangcong 等人的试验研究亦发现,SBR 工艺在溶解氧浓度为 1mg/L (相当于 20℃ 饱和溶解氧的 10%) 下运行时,也能够观察到细小的颗粒物(粒径为 0.3 ~ 0.5mm),但这些颗粒物在沉淀时易结成较大的絮凝体,并不能够形成完整的好氧颗粒污泥,沉淀性能不是很好(沉淀速度仅为 2.5m/h)。由此可见,好氧颗粒污泥的形成需

要有较高的溶解氧浓度。

(2) 有机负荷率

Tay 等人对序批式 (SBR) 好氧污泥床在不同有机物负荷率下运行能否形成好氧颗粒污泥进行了研究。试验采用人工合成污水, 主要成分为葡萄糖和肉汤, 有机物负荷率分别为 $1\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 、 $4\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 和 $8\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 。试验结果显示, 首先出现好氧颗粒污泥的是有机物负荷率为 $4\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的反应器; 有机物负荷率为 $8\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的反应器出现好氧颗粒污泥的时间迟于前者 2d, 但形成的好氧颗粒污泥与前者结构相比较松散, 比重和沉淀速度相对较小; 而有机物负荷率为 $1\text{kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的反应器几乎无好氧颗粒污泥出现。

Liu 等人试验研究了序批式 (SBR) 好氧污泥床在不同 COD 负荷率下运行时对好氧颗粒污泥形成和稳定性的影响。试验采用的进水 COD 浓度为 $500 \sim 3000\text{mg/L}$ 。研究表明, 在所采用的进水 COD 浓度下均能形成好氧颗粒污泥, 且形状和紧密程度相似。同时, 他们还研究了 COD 负荷率对好氧颗粒污泥粒径、紧密度、强度、表面微生物细胞疏水性等的影响。随着 COD 负荷率的增加, 好氧颗粒污泥的粒径稍有增加但稳定性却有所减小, 颗粒污泥表面微生物细胞疏水性与原接种污泥相比得到了很大程度的提高。进而推测在 COD 浓度为 3000mg/L 左右时, 对形成好氧颗粒污泥的影响甚微, 影响的主要因素可能是表面细菌的疏水性等。

Tay 等人利用序批式 (SBR) 好氧污泥床, 试验研究了不同碳源对好氧颗粒污泥的影响。研究中采用的碳源分别为葡萄糖和醋酸盐, 将这两种不同碳源对形成好氧颗粒污泥的沉淀速度、粒径、形状、表面微生物细胞疏水性、强度、微生物的活性、稳定性进行了比较。结果显示, 有机物不同对好氧颗粒污泥上述相关性质的影响可以忽略不计, 但是, 好氧颗粒污泥中微生物的多样性与碳源有密切联系, 碳源不同好氧颗粒污泥内微生物种类有所不同。由此推论, 可利用微生物在生长时对有机物的选择性来培养相应好氧颗粒污泥来降解富含这种有机物的污水。

(3) 沉淀时间

理论分析可知, 沉淀时间较短时, 意味着只有沉淀速度足够大的颗粒物才能停留在反应器内。在工艺运行初期反应器内污泥量会出现减小的现象, 其主

要原因是沉淀速度较小的丝状菌和絮凝体被上升的水流带出了反应器。较短的沉淀时间有利于选择比重大、结构密实的颗粒物，进而会提高反应器内微生物的浓度、增加反应器的负荷率及提高处理效率。

McSwain 等人利用序批式（SBR）好氧污泥床，试验研究了沉淀时间对形成好氧颗粒污泥的影响。试验条件为，在水流剪切力（曝气量为 275L/h）等运行条件均相同时，选用的沉淀时间分别为 2min 和 10min。结果显示，尽管在两种情况下均有好氧颗粒污泥出现，但仅在沉淀时间为 2min 的条件下所形成的好氧颗粒污泥较完整、形状规则、结构紧密；而沉淀时间为 10min 的反应器在运行四个月后，好氧颗粒污泥性能开始恶化。可见，较短的沉淀时间有助于选择沉淀速度较大的颗粒物。好氧颗粒污泥及尺寸见图 5-9，其沉淀效果见图 1-14。

（4）水力停留时间

Pan 等人对序批式（SBR）好氧污泥床在不同的水力停留时间下运行能否形成好氧颗粒污泥进行了试验研究。据报道，采用较短水力停留时间（1h）运行时，水流冲击力较大，使得大部分微生物被水流冲出反应器，结果导致试验失

败。采用较长的水力停留时间（24h）运行时，此时的水力条件较平缓，虽然反应器内能够形成好氧颗粒污泥，但好氧颗粒污泥结构较松散近似于絮凝体，沉淀速度较小，并非预期设想那样会有好的颗粒污泥形成。水力停留时间控制在 2~12h 时，由于反应器内的水力选择使得好氧颗粒污泥趋于稳定，此时好氧颗粒污泥结构密实、强度大，好氧颗粒污泥沉淀性能好，混合液中挥发性固体物质浓度保持较高水平，污泥容积指数（SVI）较小，进而 COD 的去除率较高、剩余污泥量少。

（5）剪切力

好氧反应器内，剪切力的大小在一定程度上取决于曝气量的大小。曝气时水流紊动会产生相应的剪切力，而剪切力的大小会影响好氧颗粒污泥的形成、粒径大小等。Tay 等人试验研究了曝气量对好氧颗粒污泥的形成、结构和代谢等方面的影响。结

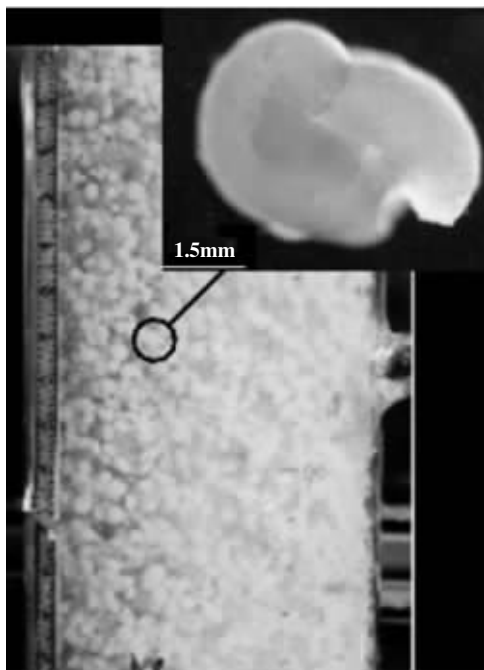


图 5-9 好氧颗粒污泥及尺寸

果显示,曝气量(即水流剪切力)的大小对形成好氧颗粒污泥与否及其相关性的影响显著。在表面气体上升流速大于 1.2cm/s 时,反应器内形成的好氧颗粒污泥结构紧密、形状规则,且随着表面气体上升流速的增大好氧颗粒污泥粒径呈减小的趋势,而其稳定性则呈增大趋势。表面气体上升流速仅为 0.3cm/s 时,反应器内仅存有微生物絮凝体并无颗粒污泥出现。研究中,他们还发现水流剪切力会促使好氧颗粒污泥产生多聚糖,增大氧的利用效率,提高好氧颗粒污泥表面微生物细胞疏水性和增大好氧颗粒污泥比重,而多聚糖的产生有助于使好氧颗粒污泥形成稳定结构。剪切力越大,形成的好氧颗粒污泥越紧密、粒径较小且沉淀速度较大,进而反应器内微生物浓度较大、处理效率提高。

(6) 进水方式

SBR 反应器采用间歇式进水,其运行方式为基质丰富→基质匮乏式循环运行,该运行方式有助于选择沉淀性能好的颗粒污泥。工艺采用间歇进水时,与丝状菌相比,呈絮状的细菌对基质的吸收速率较大。呈絮状的细菌将吸收的基质贮存于体内,且在基质匮乏时用贮存的基质来维持生长和代谢。同时,这种呈絮状的细菌在工艺运行的过程中易于使污泥实现颗粒化。为此,McSwain 等人试验研究了间歇式进水对好氧颗粒污泥结构的影响。研究中采用三个系列试验装置同时运行,沉淀时间、曝气量、容积负荷率等其他参数均相同,各系列惟一区别是进水方式的不同。进水方式分别为:系列 1 厌氧不搅拌进水 90min;系列 2 厌氧不搅拌进水 60min 后,曝气混合搅拌进水 30min;系列 3 厌氧不搅拌进水 30min 后,曝气混合搅拌进水 60min。结果显示:三个系列的 MLSS 浓度分别为 9.0g/L 、 6.8g/L 和 3.2g/L ,SVI 分别为 46mL/g 、 60mL/g 、 114mL/g 。经显微镜观察发现,随曝气进水时间的增加(较弱的基质丰富/基质匮乏环境)反应器内丝状菌的量迅速增加,且系列 2 和系列 3 形成的好氧颗粒污泥性能不稳定,仅系列 1 能够形成结构密实、平滑的颗粒污泥。由此可见,在沉淀时间、曝气量、容积负荷率等参数不变时,较强的基质丰富/基质匮乏环境(脉冲式进水方式)有助于形成结构密实、光滑的好氧颗粒污泥,其主要原因在于这种进水方式有助于选择呈絮状的微生物并抑制丝状菌的生长,最终实现污泥的颗粒化。

(7) 微生物细胞疏水性

到目前为止,微生物细胞疏水性对污泥颗粒化的影响机理并不十分清楚。Liu 等人在研究中发现,微生物细胞疏水性对污泥颗粒化有重要影响,其有助于

微生物之间的粘附、有助于异养细菌和硝化细菌的颗粒化,这有可能是异养细菌和硝化细菌颗粒化的最初驱动力。他们在报道中还声称,含异养细菌和硝化细菌的好氧颗粒污泥的疏水性较好,这种好氧颗粒污泥的疏水性是传统活性污泥法微生物絮凝体的两倍之多。为此,他们还进一步研究了影响好氧颗粒污泥疏水性的相关因素。研究结果显示,较大的水流剪切力和水力筛选有助于增加微生物细胞的疏水性,而有机物负荷率对其影响较小。微生物细胞的疏水性越强越有助于微生物之间的相互粘附,进而形成好氧颗粒污泥。

(8) 微生物生长速率

由前文所述,好氧颗粒污泥的形成需要较大的溶解氧饱和度。然而,污水处理工艺的运行费用中有很大大一部分是由于曝气所带来的动力消耗,况且,溶解氧浓度过高对反硝化脱氮不利。鉴于上述原因,能否在较低的溶解氧浓度下获得好氧颗粒污泥是好氧颗粒污泥工艺应用于实际时有待解决的关键问题之一。

一些研究人员对生物膜形态进行研究时发现生长速率较慢的微生物有助于形成稠密而稳定的生物膜,而生长速率较慢的微生物对氧的消耗速率相对较低。那么,好氧颗粒污泥的情形是否与生物膜的情形一致呢?如果这样,好氧颗粒污泥需要较大溶解氧饱和度的问题便有可能迎刃而解。对此,一些研究人员开展了针对性研究。de Kreuk 等人研究了在低溶解氧浓度下培养生长速率较慢的微生物对好氧颗粒污泥稳定性的影响。

在好氧颗粒污泥工艺中欲降低微生物的生长速率,需要将易降解的有机物转化为缓慢降解的有机物(如细胞聚合物——PHB)。PHB 可被一些细菌贮存在菌体内,如聚磷菌(PAOs)和聚糖原菌(GAOs),它们对有机物转化为 PHB 过程的效率较高。de Kreuk 等人研究中采用序批式气提反应器(SBAR)对此进行了试验研究。试验运行周期为 3h,其中,厌氧无搅拌进水 60min(从反应器底部进水),曝气 112min,沉淀 3min(能够停留在反应器内的颗粒物的沉淀速度大于 12m/h)和出水 5min。在厌氧进水阶段,生长速率较慢的 PAOs 和 GAOs 能够迅速且有效地将易降解的有机物转化为不易降解的 PHB 或糖原等聚合物贮存于细菌细胞体内,使生长速度较快的异养细菌在曝气条件下获得有机物的机会大为降低,从而导致其生长速度明显降低。

试验第一阶段,以普通活性污泥接种,溶解氧饱和度不加控制(饱和溶解氧状态),且在 52d 前加入抑制剂烯丙基硫脲(ATU)抑制硝化细菌生长。运行

仅 4d 后出现颗粒污泥, 9d 后絮凝体完全消失, 到 21d 反应器内形成的好氧颗粒污泥平均粒径为 1.1mm。连续运行在 115 ~ 233d 期间, 系统达到稳定状态, 形成的好氧颗粒污泥结构密实、形状规则、性能稳定, 好氧颗粒污泥粒径为 1.1 ~ 1.6mm (平均为 1.3mm), 且近似于球形 (球形率为 0.66 ~ 0.76; 1 = 球形, 0 = 线形); 好氧颗粒污泥的密度由 56g TSS/L 生物量体积增加到 97g TSS/L 生物量体积 (灰分约占 30% ~ 40%), 反应器内干污泥含量为 8.5g VSS/L 反应器体积; 8min 污泥容积指数为 24mL/g, 远小于 100 ~ 150mL/g 的活性污泥 30min 污泥容积指数; 污泥停留平均时间为 40d。

试验第二阶段从 233d 后开始, 从第一阶段不控制溶解氧的饱和度转为控制其为 40%。运行两周后这一变化导致好氧颗粒污泥出现破碎现象。但是, 与好氧状态下的基质丰富/基质匮乏进水方式不同, 2 周后颗粒污泥又开始恢复原样, 且与先前不控制溶解氧 (100% 饱和度) 状态下的情形完全一样。此时好氧颗粒污泥的表面无丝状菌存在, 且沉淀性能较佳 (8min 的污泥容积指数为 20mL/g)。

为进一步降低曝气所带来的动力消耗和提高同步硝化和反硝化脱氮能力, 溶解氧饱和度被进一步降低为 20% (第三阶段)。结果发现, 溶解氧的进一步降低对形成的好氧颗粒污泥并无任何影响, 且好氧颗粒污泥性能稳定, 平均粒径为 1.3mm, 球形率为 0.69, 表面亦无丝状菌存在。

除 de Kreuk 等人外, 研究缓慢生长微生物对好氧颗粒污泥稳定性影响的人还有 Liu 等人。据报道, 生长速率较慢的硝化细菌有助于提高好氧颗粒污泥的稳定性。

序批式气提反应器 (SBAR) 采用厌氧底物供给/好氧贮存物反应有助于培养 PAOs 和 GAOs 这样生长速率较慢的微生物, 从而提高好氧颗粒污泥在较低溶解氧浓度下的稳定性, 而且还能够提高工艺对 C、N、P 的去除效率。

此外, Tay 等人还研究了细胞内聚合物 (PHB) 含量对好氧颗粒污泥的形成和稳定性的影响。结果显示, 细胞内聚合物有助于形成稳定的好氧颗粒污泥。

2. 形成机理

好氧颗粒污泥的形成需经过一系列的过程, 从接种悬浮状活性污泥开始, 到紧密的微生物小颗粒形成, 至好氧颗粒污泥出现, 最后形成稳定的好氧颗粒污泥。好氧颗粒污泥的形成和它的稳定性影响因素很多。到目前为止, 对好氧颗粒污泥的形成机理还没有产生统一的理论。基于前人的研究成果, 经归纳整

理后得出好氧颗粒污泥形成机理中的几个主要因素：

(1) 沉淀时间。沉淀时间选定后，即可以计算出最小沉淀速度，只有沉淀速度大于最小沉淀速度的好氧颗粒污泥才能够停留在反应器内。沉淀时间的选择恰当与否直接影响到好氧颗粒污泥的粒径、反应器内的微生物浓度、污泥容积指数，进而影响反应器的处理效率。最佳沉淀时间约为 2min 左右。

(2) 剪切力。剪切力的大小会影响到好氧颗粒污泥的稳定性，只有好氧颗粒污泥中微生物的生长与因剪切力等作用而脱落的微生物量平衡时，好氧颗粒污泥粒径才会维持不变、性能才能趋于稳定。剪切力越大，形成的好氧颗粒污泥越紧密、粒径较小且沉淀速度较大，进而反应器内微生物浓度较大、处理效率较高。然而，剪切力的产生必然会带来相应的能耗，所以好氧颗粒污泥反应器内的最佳剪切力还有待进一步研究。

(3) 选择性培养生长速率较慢的微生物。好氧颗粒污泥本身对溶解氧浓度要求相对较高，而提供溶解氧所需的过量曝气会消耗大量能量。解决这一矛盾行之有效的途径是选择性培养生长速率较慢的微生物，以降低对溶解氧的消耗速率。欲降低微生物总的生长速率则需通过某些微生物（PAOs、GAOs 等）的作用将水中易被生长速率快的异养细菌等微生物吸收的碳源转化为难以被其再利用率高的细胞聚合物（PHB），同时又不会影响到生长速率较慢微生物的代谢。通过选择生长速率较慢的微生物抑制生长速率较快的异养细菌等微生物的生长，可以克服低溶解氧浓度对形成好氧颗粒污泥的影响。这一过程有助于在低溶解氧浓度下形成结构紧密、稳定性好的好氧颗粒污泥。

(4) 微生物细胞疏水性。微生物细胞疏水性有助于微生物之间的相互粘附、有助于异养细菌和硝化细菌的颗粒化，细胞疏水性有可能是异养细菌和硝化细菌颗粒化最初的驱动力。

5.2.3 对 C、N、P 的降解与转化

由于氧气扩散深度的限制，使得好氧颗粒污泥呈现层状结构（图 5-10），好氧颗粒污泥内的微生物主要有生长在表层的异养细菌、中间层的硝化细菌及最内层的反硝化细菌和聚磷菌（PAOs）等组成。Jang 等人在试验研究中利用光学显微镜观察好氧颗粒污泥的结构及微生物种类时确实在外层和中间层发现了一定数量的硝化细菌。

好氧颗粒污泥的优点不仅仅是其沉淀性能优良，而且据一些研究人员报道，

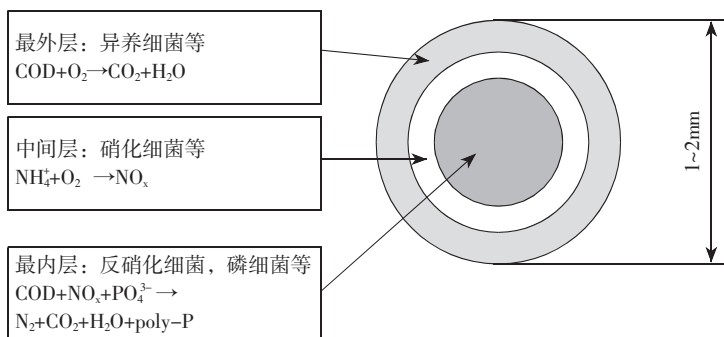


图 5 - 10 好氧颗粒污泥的层状结构及降解与转化过程

好氧颗粒污泥的处理效率也要优于传统的活性污泥处理系统。

1. 好氧颗粒污泥对 N 的去除

好氧颗粒污泥对氮的代谢原理可用图 5 - 10 中的相关代谢方程来描述。好氧颗粒污泥中同时含有硝化细菌和反硝化细菌（异养菌），这种现象在传统活性污泥法的絮凝体内虽可以存在但不稳定。反应器内溶解氧浓度对氮的去除效率有直接影响，一方面硝化反应需要氧，而另一方面反硝化反应又必需在无氧的条件下才能发生。如何才能使好氧颗粒污泥实现同步硝化与反硝化，从而达到最佳氮的去除效率？在不同溶解氧饱和度下，Beun 等人研究了好氧颗粒污泥对氮的去除效率。据报道，溶解氧浓度降低时，并不影响好氧颗粒污泥对氮的去除效率。其主要原因是虽然溶解氧浓度降低硝化反应速率减小，但反硝化反应速率加大，且氮的总去除效率并没有因溶解氧浓度降低而减小，反而有所增加。反硝化除磷细菌（PAOs; DPB）利用贮存的 PHB 作为碳源、 NO_3^- 作为电子受体转化为 N_2 ，既降解了有机物又达到去除氮的目的。他们还声称，根据试验与模拟结果可知，溶解氧饱和度约为 40% 时，氮的去除率可以达到较大数值（约 80%）。然而，溶解氧饱和度降低对好氧颗粒污泥的长期稳定运行有着一定的不利影响。尽管前文也谈到选择缓慢生长的微生物可以在较低的溶解氧浓度下培养出好氧颗粒污泥，但这一理论目前还不成熟，应用于污水处理工艺之前仍然需进一步研究。

2. 好氧颗粒污泥对 P 的去除

好氧颗粒污泥对磷的去除效率很高（达 94%），主要是通过聚磷菌（PAOs）厌氧进水和好氧反应将磷以细胞内多聚磷酸盐的方式去除的（通过排泥）。在进水中 P 的浓度为 19.6mg P/L， $\text{COD/P} = 20.2$ ，反应器内微生物增长速率为 0.25g

MLVSS/g COD 时, 计算得知好氧颗粒污泥中的磷含量为 0.20g P/g MLSS, 远大于相关文献中报道的生物膜工艺中微生物体内 P 的含量 (约为 0.02 ~ 0.14g P/g MLSS)。由此可见, 好氧颗粒污泥对磷的去除不仅仅是通过生物单一途径, 还有一部分是由于磷在颗粒污泥内部的化学沉淀作用被去除, 就像早先有人对生物膜系统以及强化生物除磷工艺中所作描述那样。这一点或许也可以从颗粒污泥灰分的增加得到解释, 因为好氧脉冲式进水颗粒污泥灰分含量仅为 6%, 而在富集培养聚磷菌 (PAOs) 的颗粒污泥中灰份含量高达 30% ~ 41%。另外, 从颗粒污泥的外观颜色亦可说明磷沉淀现象, 因为大多数颗粒污泥外观呈白色 (但也有少量呈浅褐色的)。呈浅褐色颗粒污泥灰分为 17.2%, 而呈白色的颗粒污泥灰分高达 50.4%。这足以说明白色颗粒污泥中磷沉淀化合物的存在。

Dulekgurgen 等人也研究了 SBR 工艺中好氧颗粒污泥对磷的去除率。工艺采用活性污泥接种, 培养一段时间后, 反应器内出现好氧颗粒污泥。待好氧颗粒污泥性能稳定后, 检测进水和出水中磷的浓度 (分别为 20.8mg/L 和 0.1mg/L), 磷的去除率高达 99.6%。他们还声称, 由于曝气产生的大量泡沫会影响磷的去除效率。Wu 等人在研究中也得到了类似的结论, 但磷的去除率稍低。

3. 同步去除 COD、脱 N 与除 P

在设计紧凑型同步去除 COD、脱氮、除磷的污水处理工艺方面, 好氧颗粒污泥反应器应该是一种可选方案。众所周知, 在序批式气体反应器 (SBAR) 中容易获得好氧颗粒污泥, 且好氧颗粒污泥如图 5-10 所示呈层状结构。这种独特的稳定微生态结构使得好氧颗粒污泥工艺能够实现同步去除 COD 并达到脱氮、除磷的目的。SBR 工艺在厌氧进水阶段, 易于培养生长速率缓慢的反硝化脱氮除磷菌 (PAOs: DPB) 和聚糖原菌 (GAOs), 它们在厌氧进水时能够迅速将易降解的有机底物转化为缓慢降解的有机物 (PHB) 贮存于细胞体内, 与此同时反硝化脱氮除磷菌释放体内贮存的多聚磷酸。在好氧曝气阶段, 好氧颗粒污泥外层及中间层的硝化细菌在有氧的条件下将污水中的 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 转化为 $\text{NO}_3^- - \text{N}$, 由于氧气扩散深度的限制, 在好氧颗粒污泥的内层出现缺氧层和厌氧层, 这样处于好氧颗粒污泥内层的 DPB 利用体内贮存的有机碳源以 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 作为电子接受体降解体内贮存 PHB (COD) 的同时将 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 转化为氮气排入大气, 同时 DPB 会过量吸收磷酸盐贮存于体内成为多聚磷酸盐。当颗粒污泥被排除系统时, 细胞体内的多聚磷酸盐以及颗粒污泥中沉淀的磷最终随剩余污泥而

排出系统。

de Kreuk 等人对好氧颗粒污泥同步去除 COD、脱氮、除磷的问题作了深入试验研究。研究结果显示, 这种处理工艺的处理效率主要受溶解氧饱和度的限制。在溶解氧的饱和度不控制时, 反硝化不完全, 总 N 去除效率仅为 34%, 磷的吸收去除率达到 95%, COD 的去除率接近 100%。为了增加反硝化速率, 需减小氧气的扩散深度, 为此氧气饱和度被控制在 40%, 结果显示磷的吸收去除率为 97%, 在运行初期 (前 35d) 氮的去除率达到 98%。然而随运行时间的延长, 好氧颗粒污泥的结构和形态发生变化、形状各异、不再是近乎规则的圆球且出现裂纹, 进而氮的去除效率降低为 50% ~ 70%。为了进一步增大反硝化速率, 溶解氧饱和度被减小为 20%, 此时磷的平均去除率为 94%。90d 后出水中 P 的含量增加, 其主要原因是污泥龄太长 (71d)。在 30d 前, 出水中各种 N 浓度变化趋势不大, 30d 后发现硝化反应速率减小、总 N 去除率降低, 但 78d 后硝化反应速率恢复、出水中无 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 存在, 且反硝化反应所消耗的 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 速率大于硝化反应速率, 总氮平均去除率为 94%。

5.2.4 其他研发进展

1. 对悬浮物的去除

Schwarzenbeck 等人在研究中采用 SBR 工艺中的好氧颗粒污泥处理富含颗粒物的麦芽糖加工废水。研究发现, 在进水中总 COD 负荷率为 $3.4\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 时, 有机颗粒物的含量约为 0.9g TSS/L , 总 COD 的去除率为 50%, 溶解性的 COD 的去除率为 80%。粒径在 $25 \sim 50\mu\text{m}$ 的颗粒物所含有的 COD 的去除率高达 80%, 而粒径大于 $50\mu\text{m}$ 的颗粒物中 COD 的去除率仅为 40%。追踪实验结果显示, 颗粒物中 COD 的去除主要归因于好氧颗粒污泥中含有一定量的原生动物, 其能够捕食细小的有机颗粒物, 颗粒物的粒径越小去除效率越高。

2. 对有毒物质的降解

Tay 等人在好氧条件下以醋酸盐作为微生物碳源培养出了能够降解苯酚的好氧颗粒污泥。四个系列反应器同时运行, 工艺在运行初期没有投加苯酚, 待形成的好氧颗粒污泥性能稳定后向系统内加入苯酚, 浓度分别为 0、0.6、1.2 和 $2.4\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, 好氧颗粒污泥迅速适应了苯酚负荷, 且一周后性能稳定。结果显示, 能降解苯酚的好氧颗粒污泥沉淀性能良好、代谢能力较好, 微生物浓度稳定, COD 和苯酚的去除效率较高。投加的苯酚负荷为 0.6 和 $1.2\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$

两个反应器内并没有观察到好氧颗粒污泥受苯酚毒性的影响,惟一不足之处在于在运行初期对苯酚的降解能力略显不足。施加苯酚负荷为 $2.4\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 的反应器内,由于投加初期,颗粒污泥不具备降解苯酚的能力,能够检测到苯酚在反应器内积累,当好氧颗粒污泥适应了高负荷的苯酚环境后,积累的苯酚负荷迅速消失。

Xu 等人研究了在不同 $\text{pH} = 2 \sim 7$ 条件下好氧颗粒污泥对 Ni^{2+} 的吸收效率。结果显示,因 pH 的不同,好氧颗粒污泥对 Ni^{2+} 的吸收受到明显影响。此外,他们还声称,好氧颗粒污泥对 Ni^{2+} 的吸收能力还与好氧颗粒污泥与 Ni^{2+} 之间的静电引力的大小有关。研究中还发现好氧颗粒污泥中还含有一定量的其他金属离子,如 K^+ 、 Mg^{2+} 、 Ca^{2+} 等。

由此可知,可以在培养出好氧颗粒污泥后向反应器内投加有毒物质,这样可以培养出不同类型的好氧颗粒污泥。这一研究思路将为好氧颗粒污泥反应器处理有毒工业废水提供了一个新的研究方向。

3. 沉淀速度计算方法

在传统活性污泥法中,常用区域沉降速度来描述污泥的沉淀性能,如 Vesilind (1986) 模型,其计算沉淀速度的表达式为:

$$V_s = V_0 e^{-kX} \quad (5-16)$$

式中 V_s ——沉淀速度;

V_0 ——初期沉淀速度;

k ——经验常数;

X ——微生物浓度。

用式 (5-16) 计算沉淀速度时,絮凝体的粒径是忽略不计的。然而由前所述,好氧颗粒污泥粒径很大,有的甚至超过了 2mm ,因此在描述和计算其沉淀速度时,式 (5-16) 已不再适用。为此一些研究人员对好氧颗粒污泥沉淀速度的计算方法进行了研究,并给出了相应的计算模型,如 Liu 等人。他们在研究中建立了计算好氧颗粒污泥沉淀速度模型,模型显示好氧颗粒污泥的沉淀速度 (V_s) 是污泥容积指数 (SVI)、好氧颗粒污泥的粒径 (d_p) 及好氧颗粒污泥浓度 (X , 以 MLSS 或 MLVSS 计) 的函数。计算表达式如下:

$$V_s = \frac{\alpha \times d_p^2 \times e^{-\beta X}}{\text{SVI}} \quad (5-17)$$

式中 α 、 β ——经验常数。

他们用式 (5-17) 计算所得的好氧颗粒污泥沉淀速度与研究中的实测结果吻合度较好, 而用式 (5-16) 计算所得的沉淀速度与实测结果误差太大。式 (5-17) 不仅可用于计算好氧颗粒污泥的沉淀速度, 还可用于计算厌氧颗粒污泥的沉淀速度。在设计好氧颗粒污泥反应器时, 好氧颗粒污泥的沉淀速度是一个重要的设计参数, 式 (5-17) 为好氧颗粒污泥的实际应用奠定了理论基础。

4. 工程化可行性评价

好氧颗粒污泥工艺的诸多优点给污水处理工艺向着高效、节省占地方向发展带了技术曙光。目前好氧颗粒污泥工艺在研发进展方面取得的长足进步令人们对它的工程化前景产生了憧憬。这种技术能否取代传统活性污泥法而成为未来城市污水处理潜力巨大的技术呢? 回答这个问题首先要对好氧颗粒污泥工艺进行工程化评价和技术经济比较。对此, de Bruin 等人进行了深入的探讨, 将好氧颗粒污泥工艺与传统活性污泥法进行工程化比较, 重点评价两种工艺在占地面积、处理负荷、基建投资和运行费用等方面优劣, 从而得出有价值的工程技术和运行管理方面的信息。

污水处理厂总平面面积计算一般是在所有处理构筑物 and 建筑物占地面积总和基础上乘以 1.3 的空间系数。de Bruin 等人据此计算显示, 好氧颗粒污泥工艺的占地面积仅为传统活性污泥法的 25%。可见, 好氧颗粒污泥工艺是一种占地面积极小、结构十分紧凑的工艺, 这对人口密度较大的城市来说具有潜在的竞争力。

在工艺费用方面 (包括基建总投资和运行费用), de Bruin 等人经过经济比较后认为, 好氧颗粒污泥工艺的总投资远低于传统活性污泥法; 只将好氧颗粒污泥反应器作为单独处理的工艺投资费用要低于后续悬浮物去除沉淀池的工艺 (因为单独好氧颗粒污泥反应器工艺出水因含较高的污泥悬浮物往往不能达标排放)。另外, 从年均总运行费用来看, 单独好氧颗粒污泥反应器工艺和后续悬浮物去除沉淀池工艺在处理单位污水 (m^3) 时所需费用分别比传统活性污泥法低 17% 和 7% 左右。美中不足之处在于, 好氧颗粒污泥工艺设备初期投资费用较大, 占基建总投资费用的 40% ~ 45% (传统活性污泥法为 25% ~ 30%)。

de Bruin 等人在计算处理单位污水 (m^3) 年均总运行费用时考虑了土地价格及雨季污水流量的影响。由于好氧颗粒污泥工艺结构紧凑, 使得好氧颗粒污泥工艺受土地价格的影响要小于传统活性污泥法。与传统活性污泥法不同, 雨

季污水流量增加会严重影响以旱季流量标准所设计的好氧颗粒污泥工艺的稳定运行。解决这一问题的办法是在工艺设计的伊始便对雨季流量可能带来的水量负荷留有反应器冲击负荷空间。但这样势必导致反应器体积过大，带来投资上的不经济。因此，好氧颗粒污泥工艺适合处理雨/旱季污水流量相差不大的场合。

5.2.5 结语

由前人研究成果可知，在序批式 SBR 工艺内能够培养出好氧颗粒污泥，且工艺运行稳定、处理效果良好。由好氧颗粒污泥的优点可知，用含有好氧颗粒污泥的工艺处理污水，其工艺内的微生物浓度高（60g MLVSS/L 生物量体积），剩余污泥量小，污泥容积指数 SVI 相对较小，能够同时实现硝化、反硝化脱氮及除磷，工艺占地面积远远小于传统污水处理工艺（约 1/4），而且运行成本相对较低。由于当前城市化的进程不断加快，城市中将不再具备兴建传统污水处理工艺所需要的占地条件。可以预见，好氧颗粒污泥工艺在不久的将来将具有良好的发展前景。

到目前为止，尽管许多研究人员对好氧颗粒污泥进行了一系列的试验研究，但仍然存在许多盲点。如对好氧颗粒污泥的形成机理并没有形成统一的理论，还需要进一步深入研究；好氧颗粒污泥的最佳运行工况（即设计好氧颗粒污泥工艺时的控制参数如何选取）也需要进一步探讨。由此可见，好氧颗粒污泥作为发展中的工艺在真正用于处理城市污水和工业废水之前还需要进行大量的试验研究工作。就其优点看，不久的将来定会出现好氧颗粒污泥工艺的运行实例。在这方面，荷兰代尔夫特理工大学 Kluyver 生物技术实验室起到了带头作用，van Loosdrecht 教授所领导的研究组目前已开始同荷兰工业界合作，进行好氧颗粒污泥的中试研究工作，并取得了阶段性成果，中试试验装置见图 5-11。



图 5-11 序批式气提好氧颗粒污泥反应器 (SBAR) 中试装置

第6章 生态循环技术概略

6.1 污水直接膜过滤用于农业灌溉

由于全球性水资源短缺问题，污水城市资源化与雨水城市利用等问题已引起人们的广泛关注。污水城市资源化与雨水城市利用虽目标为非饮用水，诸如，冲洗厕所、浇洒道路、灌溉绿地、冲洗车辆、补充水景、建筑用水等场合，但满足水质要求一般需要二级以上的处理程度。为满足水质要求而被去除的污染物通常为悬浮物、浊度、有机物、病原菌/病毒，甚至还包括氮、磷等植物性营养元素。

在污水资源化问题上，过去人们虽然也提倡过污水农灌，但现在似乎很少有人对此再感兴趣，其中不少理由显得有些牵强。无论怎样，农业是人类活动中最大的耗水用户，对水质需求在全部用户中也最低。如此说来，与其将污水中所谓污染物质去除后再直接或间接配合施肥灌溉农田，倒不如将污水中对农作物生长有益的有机物、氮、磷、钾等营养成分保留下来，让它们与水一道作为“营养液”灌溉农田。实际上，生活污水（或城市污水）中只有病原菌和病毒才称得上是对人体健康构成危害的成分。只要以适当处理方式将污水中的病原菌和病毒去除殆尽，污水便能直接灌溉农作物。这样一来，不仅实现了水、肥资源的双重生态循环，还能省去为去除有机物与氮、磷而必需的二、三级处理工艺。可见，污水在去除病原菌和病毒后直接灌溉农田不失为一种最经济、最有效、最接近生态的资源化方式，可能会具有“一石三鸟”的功效。

6.1.1 适合农灌的污水与病原菌去除方法

与传统的土地处理法不同，此处污水灌溉农田限定为生活污水（或严格控

制的城市污水), 并限定仅在农作物生长期实施灌溉, 以确保营养物(即污水中的污染物)主要通过作物吸收而转化。为此, 像硝酸氮污染地下水这样的问题便不易出现。对农作物生长而言, 污水含盐量是需要特别注意的有害成分, 因为各种农作物对水中盐分的耐受程度是不一样的。

因此, 被选择用于污水灌溉农田的适当技术除要求有完全的病原菌和病毒去除能力外, 也应具有一定的脱盐效果。在此方面, 膜分离技术具有明显优势, 只要所选择的膜孔径恰当, 不但病原菌/病毒能够被完全筛滤, 一部分盐分也能被脱除。研究发现, 即使是微滤膜也能对细菌和病毒起到良好的分离效果。例如, 一体式中空纤维膜(膜孔径 $0.1\mu\text{m}$) 处理生活污水, 其膜过滤出水中大肠菌群数小于 $1\text{个}/\text{mL}$ 。研究人员把孔径为 $0.03\mu\text{m}$ (超滤) 和 $0.1\mu\text{m}$ (微滤) 的膜过滤出水进行比较发现, 膜孔径的大小对病毒的去除影响不大, 二者出水中的病毒浓度在同一个数量级上, 运行稳定时病毒含量都在 $10\text{PFU}/\text{mL}$ 。由此可见, 直接用超滤或微滤膜过滤污水, 完全可能达到去除细菌和病毒的目的。随着制造工艺的提高和市场发展的趋势, 膜分离技术的性能已变得越来越好、膜的价格也越来越低, 为此, 有人已将膜分离技术喻为“二十一世纪的水处理技术”。污水直接膜过滤用于农业灌溉的原理如图 1-15 所示。

6.1.2 膜分离技术在污水处理中的应用范围

继膜分离技术自 20 世纪 60 年代被引入污水处理领域以来, 它们的应用范围基本上分三种类型, 且均与生物处理配合使用, 属于两种技术的有机结合:

(1) 固—液膜分离 + 生物处理方法采用超滤(UF)或微滤(MF)膜组件截留生物污泥并使之回流生物反应池;

(2) 气体渗透膜用于生物处理反应池, 实现无气泡氧转移给细菌利用。同时, 膜也用作生物膜生长的支撑介质, 使氧透过介质膜从一侧转移至生物膜, 而营养物从另一(液体)侧向生物膜转移;

(3) 提取膜(非多孔性硅树脂膜)工艺被设计用于从有毒工业废水中提取(转移)可降解的有机污染物, 供后续的生物处理单元降解。

膜分离技术直接用于过滤原污水的研究与应用还不多见, 目前仅在韩国、澳大利亚和荷兰等地进行过相关的试验。其中, 只有荷兰正在进行的试验以膜直接过滤原污水用于农业再循环利用为目的。膜分离技术的这种新用途可能会成为在污水处理领域应用的第四种类型。

6.1.3 污水膜过滤效果与应用前景分析

荷兰研究人员使用孔径为 $0.03\mu\text{m}$ 管状膜,进行了直接过滤城市污水的试验;试验用原水水质为: $\text{MLSS} = 142 \sim 235\text{mg/L}$, 浊度 $= 98 \sim 192 \text{ NTU}$, $\text{COD} = 430 \sim 740\text{mg/L}$, $\text{BOD}_5 = 155 \sim 280\text{mg/L}$, 总氮 $= 43 \sim 93\text{mg N/L}$, 总磷 $= 4.4 \sim 10.5\text{mg P/L}$ 。试验结果表明,在膜的污水通量达 $1001/(\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar})$ ($1 \text{ bar} = 98.69\text{kPa}$) 的情况下,对悬浮物、浊度、有机物、营养元素、细菌、病毒等的去除率分别为: $\text{MLSS} = 99.99\%$ 、 $\text{NTU} = 99.99\%$ 、 $\text{COD} = 60\%$ 、 $\text{BOD}_5 = 50\%$ 、 $\text{N} = 20\%$ 、 $\text{P} = 40\%$ 、 $\text{K} = 20\%$ 、 $\text{Cl}^- = 10\%$ 、细菌 $= 99.99\%$ 、病毒 $= 99.99\%$ 。从试验结果看,经膜直接过滤后的污水是仅含溶解性植物营养物质的无(病原)菌无(病)毒、透明度很高的液体,是一种名副其实的植物“营养液”。

荷兰研究人员在他们试验研究结果的基础上,结合农作物生长对水分与肥分的特定需求参数,进行了污水灌溉农田时作物生长期间水分与肥分的物料平衡计算。以半干旱地区种植小麦、大豆、玉米三种旱作作物为例,来自一个 5000 当量人口城镇污水经膜直接过滤后可灌溉 10hm^2 面积的土地,并提供充足的作物养分,即便全年没有降雨量。

参照我国生活污水(或城市污水)水质特征,对比现行“农田灌溉水质标准”(GB5084-92),膜直接过滤后的污水完全可以满足旱作作物灌溉水质需要,甚至有可能用于水作作物和蔬菜种植。中国是一个农业大国,农业用水量占到全国总用水量的 80% 以上,同时,农作物生长对肥料的需求亦大得惊人。因此,污水农业资源化潜力巨大。综合中国水资源短缺与水污染并存的水环境现状以及资源匮乏与财力有限的现实,污水直接膜滤后灌溉农田不失为一种经济有效的污水处理与利用方式,特别适合小城镇分散式处理。

在强调可持续发展的今天,生态经济(或循环经济)将逐渐在全球扮演主角经济发展模式,它是 21 世纪世界各国环境保护必然的战略选择,因为它能有效地化解环境与发展之间的尖锐矛盾。经过工业革命近 300 年的消耗之后,可供人类利用的自然资源已经所剩无几,人类必须寻求新的发展道路,生态经济正是最重要的选择之一。新的文明时代必然伴随着新产业的出现,废物/水再利用产业的兴起就是人类社会步入环境文明时代的重要标志,是历史发展的必然趋势。污水直接膜过滤能达到“去除糟粕,保留精华”的目的,它的研发创意便直接源于生态经济的思想,它能最大程度地促使水分与养分的循环、持久

利用。

6.1.4 污水直接膜过滤用于农灌可行性试验

1. 试验装置与试验方法

(1) 试验用膜

试验用膜为微滤膜和超滤膜。其中微滤膜分为无机微滤膜（陶瓷膜）和有机微滤膜。无机微滤膜为非对称式多孔道陶瓷膜；有机微滤膜为中空纤维膜。两类膜的技术参数见表 6-1。

试验用膜基本参数 表 6-1

项 目	膜的种类	CMF-M-200	FL5003-LT	FL5003-LT-M
		陶瓷膜（微滤）	有机膜（超滤）	有机膜（微滤）
纯水通量	[L/(m ² ·h)]	800 (0.1MP)	102 (0.2MPa)	180 (0.15MPa)
制造材料		α-Al ₂ O ₃ /ZrO ₂	聚丙烯腈	聚丙烯腈
膜表面孔径	(nm)	200	80000 (MWCO)	200
膜组件长度	(mm)	1000	380	380
膜表面积	(m ²)	0.22	0.247	0.247
膜组件通道数		19	350 (纤维根数)	350 (纤维根数)
膜组件外径	(mm)	30	1.5 (膜丝外径)	1.5 (膜丝外径)
膜通道内径	(mm)	4	0.9 (膜丝内径)	0.9 (膜丝内径)
适用 pH 范围		1~14	5.5~9.5	5.5~9.5

(2) 试验装置

试验装置如图 6-1 所示。膜的操作方式为错流过滤（cross flow）开放系统。进料泵提供膜组件所需要的错流速度 and 操作压力。通过对阀门 1、2 的调整可以实现不同的操作压力和错流速度。浓缩液返回到料液箱，产生的渗滤液收集后作为膜组件的反冲洗用水。反冲洗泵所能提供的反冲洗压力为 0.3MPa。

(3) 试验方法

在正式进行污水过滤之前用清水测定膜的清水通量，作为膜的原始通量。最初在膜的污水试验过程中，每隔一定时间（10min）就要停止正常操作，进行反冲洗（用过滤后的水或清水），反洗时间 30~120s 不等，视具体运行情况而定。每次试验结束后，再对膜进行清水通量测试，以判断其污染程度。若清水

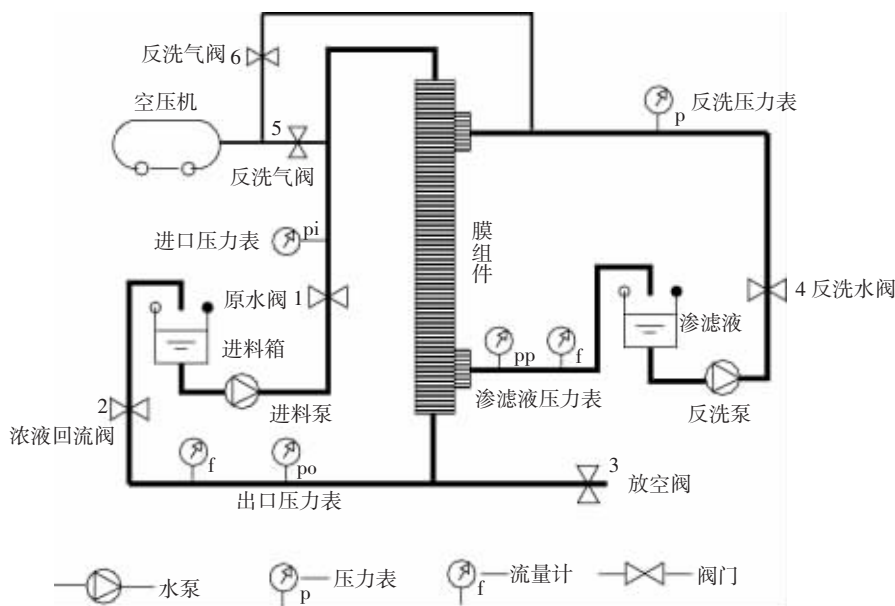


图 6-1 试验装置示意图

p_i 为进口压力，
 p_o 为出口压力，
 p_p 的渗透液压力。

通量维持在膜原始清水通量的 80% 以上，不需化学清洗，只进行反洗即可，可连续试验。

本试验的主要目的是探求膜的最佳运行工况点，即在保证出水水质稳定的情况下如何防止膜过早污染，以最大限度地延长膜的工作周期。为此，需在试验中采用大量试验进行探索。使得操作压力、错流速度（污水在孔道内的流速）和通量在经济上达到优化。

考虑到污水的水质变化情况，需对各个试验工况进出水水质进行水样分析，包括 COD、总氮、总磷、浊度、悬浮物（MLSS）、细菌总数等。分析方法按照国家水质分析方法—1997 执行。

（4）原水水质

试验用原污水为北京某学院公寓生活污水，水质成分见表 6-2。

（5）试验步骤

在试验期间，渗透通量、操作压力、错流速度和污水温度分别记录。膜组件操作压力和错流速度均由进水泵提供；通过控制阀门 1、2 的开度以获得相应的操作压力和错流速度。其中操作压力通过进出口及渗透液出口处的压力表读取。

试验用原污水水质 表 6-2

参 数	原污水		
	最大值	最小值	平均值
浊度 (NTU)	205	50	130
悬浮物 (MLSS) (mg/L)	125	86	112
COD (mg/L)	544	130	260
总氮 (mg N/L)	150	95	120
总磷 (mg P/L)	12	4. 8	9
细菌 (10 ⁶ 个/mL)	360	2	24
大肠杆菌 (10 ⁶ 个/100mL)	160	7. 9	50

在一个试验工况结束后，膜用自来水，以 0.3MPa 的压力反洗。若膜组件污染严重，则通过化学法清洗。陶瓷膜的化学清洗方法包括碱洗 [次氯酸钠 NaClO，0.5% (V/V)] + 酸洗 [HNO₃，0.75% (V/V)] 的混合清洗方式；有机膜的化学清洗方法主要为碱洗 [次氯酸钠 NaClO，0.75% ~ 1% (V/V)] 最后用自来水冲洗膜表面。

2. 试验结果

(1) 污水直接膜过滤可行性试验

在整个试验中两类膜表现出良好的化学稳定性，进而保证了出水水质的稳定性。在整个试验期间，膜组件没有受到损伤，并且持续稳定地获得了所期望的渗滤液。污水直接膜过滤后，在悬浮物去除率达 100% 的同时，对细菌的去除率也高达 99.9% 以上。与此同时，对病毒去除也保持与细菌相同的水平（有待进一步证实并探讨其截留机理）。因此，可以认为该渗滤液作为农作物的灌溉用水，在健康安全性方面可以得到保证。作为农作物生长所需的 N、P 等营养元素，大部分以溶解性成分被保留在渗滤液中（表 6-3）。表 6-3 显示，过滤后的渗滤液的确是一种名副其实的植物“营养液”。

(2) 膜的截留作用

试验中采用的膜对于悬浮物、浊度以及绝大部分细菌来说，是一个非常好的截留屏障；本试验采用的微滤膜（包括陶瓷膜和有机膜）孔径为 0.2μm，采用的超滤膜，其截留分子量为 80000 Dalton。两类膜的截留机理主要为机械截留作用，即膜具有截留比它孔径大或相当微粒等杂质的作用，即筛分作用。这一

结果已被早期学者发现，并可以通过污水中颗粒粒径分布加以解释（图 6-2）。图 6-2 显示，原水中大多数颗粒粒径分布在 20 ~ 30 μm ，小于膜名义孔径（0.2 μm ）的颗粒几乎不存在。所以，两类膜对悬浮物的截留率均高达 100%。由于污水中浊度大部分由悬浮物和胶体物质构成，所以，在悬浮物去除的同时原水的浊度去除率亦高达 99% 以上。对于有机物而言，构成 COD 的主要成分多为溶解性，所以，微滤膜对 COD 的去除率较低，约为 40% 左右。同理，污水中 N、P 绝大部分也是溶解性的，所以，本试验中两类膜对二者的去除率分别维持在 25% 和 40%。至于 P 的截留率高于 N 的截留率，其原因可能是一方面磷酸盐与水中其他物质发生络和反应，另一方面可能是磷更易与污水中颗粒物质结合，因而导致较高去除率。

原污水与渗滤液组分及相应去除率 表 6-3

参 数	陶瓷膜	微 滤	超 滤	平均去除率（%）		
	（0.2 μm ）	（0.2 μm ）	（80000MWCO）	陶瓷膜	微滤	超滤
浊度（NTU）	<1	<1	0	>99	>99	100
悬浮物（MLSS）（mg/L）	—	—	—	100	100	100
COD（mg/L）	140	95	67	33	55	68
总氮（mg N/L）	90	86	80	25	22	28
总磷（mg P/L）	5.2	5.6	5.4	42	38	40
细菌总数（个/mL）	2×10^4	2.2×10^4	2×10^3	99.9	99.9	99.99
大肠杆菌（个/100mL）	<5000	<1000	<200	99.99	99.99	99.999

膜孔径作为天然屏障可以近乎 100% 地截留大肠杆菌。尽管病毒的物理尺寸小于细菌，但试验及他人研究均发现，微滤膜对于病毒具有同样截留作用。微滤膜实际可截留小于其孔径病毒的机理可能有如下三种情形：（1）病毒作为细菌的寄生体而随细菌一并截留；（2）膜在过滤过程中水中微粒物质会在膜表面发生积累从而形成更为致密的动态分离层，游离病毒被阻截在分离层表面；（3）膜的微观孔道非直壁式而呈曲曲弯弯的迷宫态（如非对称膜），游离病毒被膜内孔壁所截留。

（3）工艺出水灌溉冬小麦的试验

试验过程中，为说明工艺出水用于农作物灌溉的可行性，我们用渗滤液和

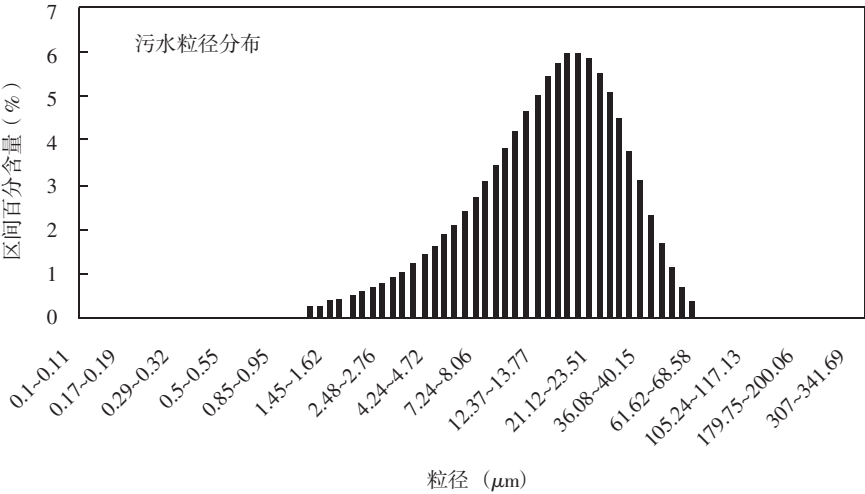


图 6-2 原水中粒径分布图

其他方式进行了植物/作物灌溉对比试验。其中，农作物选用冬小麦为试验对象。灌溉试验由 3 块试验田（各 35cm × 45cm）组成；于 2003 年 10 月 15 日，各播种冬小麦 8g。灌溉分别用清水（纯自来水）、渗滤液和常规灌溉（即自来水外加化肥）实施，以 1#、2#、3#分别表示。

试验进行中，观察、拍照记录各个试验田中的小麦生长发育情况。待到 2003 年 6 月 1 日收获期时，除 1#小麦的麦穗较小、较短，麦杆细以外。2#、3#小麦的生长情况基本相同，这初步证实了渗滤液与常规灌溉在水、肥方面的作用完全相同。收获后的小麦按麦穗长度、麦穗数和麦粒重量三项指标加以对比，其结果见表 6-4。

3 组试验田收获小麦对比情况				表 6-4
对比项目 试 验 田	麦穗数量 (穗)	麦穗长度 (cm)	麦粒重量 (g)	麦穗单重 (g/穗)
1#	112	5.5 ~ 6.5	86	0.76
2#	131	6.0 ~ 7.0	113	0.86
3#	91	6.0 ~ 7.0	73	0.80

表 6-4 所列冬小麦试验结果表明：（1）渗滤液作为灌溉用水肥效显著，较之清水灌溉和常规灌溉的小麦，麦穗单重分别提高 13% 和 7.5%；（2）渗滤液

与常规灌溉的小麦，在麦穗长度上及颗粒饱满度上是相同的，说明渗滤液可以满足冬小麦生长的营养要求；（3）渗滤液作为冬小麦灌溉用水完全可满足其对其水、肥的双重需要。

3. 结论与建议

（1）试验结论

尽管本试验的膜组件有些方面有待改进，但仍可以获得如下的试验结果：

- 1) 应用膜技术直接处理污水的工艺是可行的；
- 2) 污水中所有悬浮物和绝大部分胶体物质可被去除，溶解性物质得以大部分保留；
- 3) 总氮、总磷、COD 等对于植物生长有益的元素可被大部分保留下来；
- 4) 两类膜对细菌去除率亦达到 99.9% ~ 99.99% 以上，大肠杆菌的去除率达到 99.99% ~ 99.999%；病毒也有相同水平的去除；
- 5) 渗滤液作为灌溉用水肥效显著，较之清水灌溉和常规灌溉的小麦，麦穗单重分别提高 13% 和 7.5%。

（2）试验建议

- 1) 进一步研究应着重放在放大设计上；
- 2) 试验应主要针对行之有效的膜清洗方法；
- 3) 对渗滤液灌溉农田的健康安全性应作定量研究；
- 4) 探寻有效的灌溉方法和场合；
- 5) 探求微滤膜截留细菌、病毒的机理；
- 6) 进一步探寻膜过滤作为新型消毒方法与常规方法的经济比较。

6.1.5 操作方式对污水直接膜过滤通量影响试验

在使用膜技术直接过滤污水方面，获得满意的通量，最大限度地降低膜污染，是膜技术应用的关键。在影响膜通量的众多因素中，操作方式是膜技术成功应用于污水直接膜过滤的关键。作为一种全新理念下的储备技术，在取得污水直接膜过滤灌溉农作物试验的基础上，本试验旨在研究微滤陶瓷膜直接过滤生活污水的影响因素及最佳操作方式。

1. 试验装置与方法

（1）试验用膜、装置及污水水质

试验用膜为非对称式多孔道无机微孔陶瓷滤膜，型号为 CMF-M-200，相

关技术参数见表 6-1。试验装置如图 6-1 所示。试验用原污水为生活污水,水质成分详见表 6-2。

(2) 试验方法

每次进行污水过滤之前用清水测定膜的清水通量,作为膜的原始通量。试验初期,依据运行状况,每运行 10min 后进行 30~120s 的反冲洗(使用过滤液或自来水),反冲洗压力为 0.3 MPa。每次试验结束后,再对膜进行清水通量测试,以判断其污染程度。若此时的清水通量大于过滤前清水通量的 80%,仅采用自来水反冲洗,不需化学清洗,否则需要采用化学清洗。化学清洗主要包括碱洗[次氯酸钠 NaClO , 0.5% (V/V)] + 酸洗[HNO_3 , 0.75% (V/V)] 的混合清洗方式,最后用自来水冲洗膜表面。

试验的主要目的是探求操作方式改变对膜通量的影响,在此基础上,探求最佳运行工况。为此,对膜组件操作压力、错流速度、温度、气/水两相流等影响因素进行了大量的试验研究,同时还对恒压操作与恒通量操作进行了对比。试验期间,分别监测了错流速度、操作压力、料液温度等。

2. 试验结果

在整个试验中陶瓷膜表现出了良好的化学稳定性,从而保证了出水水质的稳定性。在整个试验期间,膜组件没有受到损伤,并且持续稳定地获得了所期望的渗滤液。通过操作方式的调整,可以在较低能耗下,最大限度地降低或减缓膜污染的发生程度和频率,从而获得持续、稳定、高产的渗滤液。

(1) 错流速度对于通量的影响

由于污水中存在颗粒状污染物,所以造成通量逐渐出现衰减现象,其原因包括:1) 膜孔的堵塞;2) 颗粒吸附在膜孔表面,造成膜孔变小、变窄;3) 颗粒物质在膜表面形成污染层等。从污水中的粒径分布可知,污水中颗粒的长度平均值为 $7.77\mu\text{m}$,中位径为 $21.51\mu\text{m}$,均大于膜的名义孔径 $0.2\mu\text{m}$ 。因此,可以排除膜堵塞和孔道变窄的情况,污染物质在膜表面形成的动态污染层应该成为膜通量下降的主要原因。错流过滤方式可以有效地减小动态污染层厚度,为此本试验研究了错流速度对通量的影响,试验结果见图 6-3。

图 6-3 显示,错流速度由 2.0m/s 上升到 2.8m/s 和 3.7m/s 时渗透通量由 $106\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 增加至 $127\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 和 $133\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。由此可知,增大错流速度有助于提高渗透通量。但随着错流速度的增加,渗透通量的增加趋势减小,

如错流速度由 2.0m/s 增至 2.8m/s 渗透通量增加了 16% ；而错流速度由 2.8m/s 增至 3.7m/s 渗透通量仅增加了 4.7% 。其原因可能是污水在膜通道内达到一定程度紊流状态时（根据雷诺数计算，在错流速度大于 1.0m/s 时，孔道内为紊流状态），紊流的强弱不再是决定膜通量提高的主要因素。因此，存在临界流速这一控制膜污染的关键参数。在该流速以下膜表面积累的污染层得不到有效削弱，而在该流速之上通量增幅不明显，反而会带来不必要的能耗浪费。而临界流速的大小与临界操作压力之间有着某种联系，即只有在临界操作压力下对应的错流速度才是临界流速。由于影响膜通量衰减的因素很多，临界流速可能会在某一数值上下小范围波动。

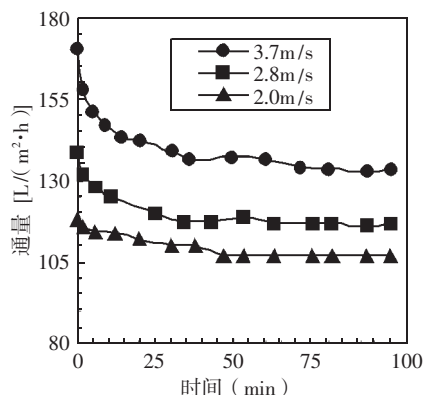


图 6-3 错流速度对于通量的影响
(TMP=0.08MPa)

(2) 操作压力对于通量的影响

对于压力推动型膜过滤过程，操作压力是最直接的影响因素。陶瓷膜在过滤过程中存在临界压力，在该压力之下，操作压力与膜通量呈正比关系；而在临界压力之上，由于膜污染加剧等因素的影响，操作压力不再与通量存在线性关系。此临界压力下对应的膜通量称为临界通量（Critical flux）。确定临界压力有助于选择合适的操作压力，这对降低能耗，获得较高膜通量，避免过滤操作条件恶化具有十分重要的现实意义。

操作压力对通量的影响如图 6-4 所示。操作压力由 0.06MPa 增加到 0.08MPa 时，通量由 $63.9\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 剧增到 $123\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，增幅达 48% ；而操作压力由 0.08MPa 增加到 0.1MPa 时，通量仅增加了 13.8% ；继续增加操作压力到 0.12MPa 后，通量非但没有持续增加反而迅速减小。由此可知，的确存在一个临界操作压力，超过临界压力，膜污染异常严重，这是因为在较高操作压力下，污水中的细小微粒在高压下向膜内表面聚集，其速度大于微粒脱离膜表面的速度，微粒在膜表面形成污染层，引起通量的快速衰减。

当操作压力低于临界压力，压力的增加对通量的增加有积极的影响。在过滤时操作压力需要克服膜组件的沿程水头损失，而较小的操作压力不能完全克服沿程水头损失，进而导致膜组件的利用效率降低。同时，压力过低会使膜的一部分孔道不能打开，使实际过水面积减小，从而引起膜组件的浪费。试验研

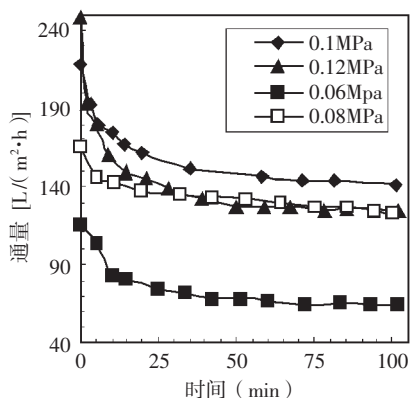


图 6-4 操作压力与通量关系

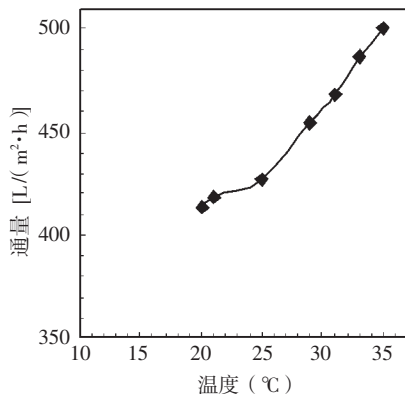
($V_c = 3.0\text{m/s}$)

图 6-5 温度与清水通量关系

究发现, 工艺的临界操作压力在 0.1MPa 附近, 相应的临界流速为 3.0m/s , 此时的渗透通量为 $140\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, 如图 6-4 所示。

(3) 温度对于渗透通量的影响

一般情况下, 温度升高, 会使溶液的黏度下降、悬浮颗粒的溶解度增加、传质扩散系数增大、促进膜表面溶质向主体运动、减小浓差极化层厚度, 从而提高错流速度, 增加膜通量。温度对通量的影响如图 6-5 和图 6-6 所示。图 6-5 为陶瓷膜清水通量随温度的变化情况。对于清水而言, 温度每升高 1°C , 通量增加 $1\% \sim 2\%$, 清水通量与温度基本上呈线性关系。

在过滤生活污水时, 所表现出来的通量与温度关系不同于清水通量 (图 6-6)。随着料液温度的增加, 初期膜通量并没有增加, 反而在减小。但运行 40min 后, 通量开始小幅回升。初期通量的减小归因于膜表面污染层厚度的增加; 随后由于膜表面污染层达到动态平衡, 温度升高会使大分子形成的动态污染膜减薄, 进而获得较高的膜通量。

(4) 气/水两相流对渗透通量的影响

有研究表明, 在错流过滤中, 在膜组件进口端适当加入气体, 如氮气, 可提高其孔道内的紊流程度, 进而增强对膜表面污染层的剪切携带作用, 这会对通量的增加有所帮助。在研究试验后期, 对在膜组件进口处通入压缩空气形成的气/水两相流进行了试验。与单一液相流相比, 渗透通量提高非常明显, 详

见图 6-7。在操作压力为 0.1MPa 时，未加入压缩空气时的平均渗透通量为 $99\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，加入空气形成气/水两相流时的渗透通量为 $111\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，通量增幅达 12%。经过近 80min 的通气操作，渗透通量仍没有下降的趋势。停止进气后，平均渗透通量立即减小为 $104\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。可见，气/水两相流对提高渗透通量的作用十分明显。

研究发现，气/水两相流对通量的影响类似于错流速度，如图 6-8 所示。加入空气形成气/水两相流会增加孔道内紊流程度，进而消弱膜表面污染层的影响。操作压力 0.1MPa 时，加入空气形成气/水两相流，运行稳定后通量为 $126\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，与错流速度为 2.2m/s 时的通量 $102\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 相比增加了 23.5%，同时错流速度由 2.2m/s 增加为 3.8m/s 时的通量由 $102\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 增加到 $114\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ ，通量提高了约 11.8%。

这就说明通过增加气体，可以在较低流速下达到高流速冲刷效果，从而大大降低过滤水泵流量与扬程。在开放系统中，水泵的作用一方面要提供操作压力，另一方面还要提供错流速度，这就要求水泵有较高的扬程，从而导致运行成本随之升高。因此，在操作现场有气源的情况下，可以通过在进水端加入压缩空气形成气/水两相流，以此来降低所需水泵的扬程。

然而，试验发现，空气量的增加与通量增长并非呈正比，相反通量会相应减小，如图 6-9 所示。操作压力为 0.1MPa 时，随着压缩空气量的增加，渗透

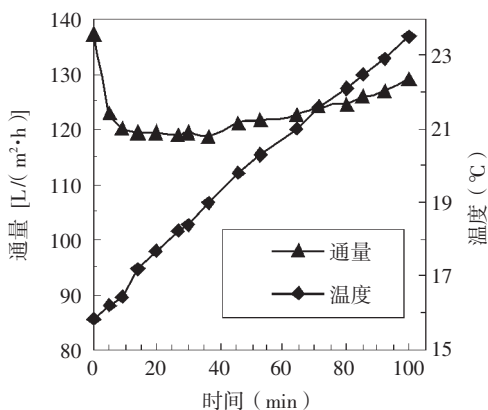


图 6-6 温度对通量的影响

(TMP = 0.08MPa; $V_c = 3.6\text{m/s}$)

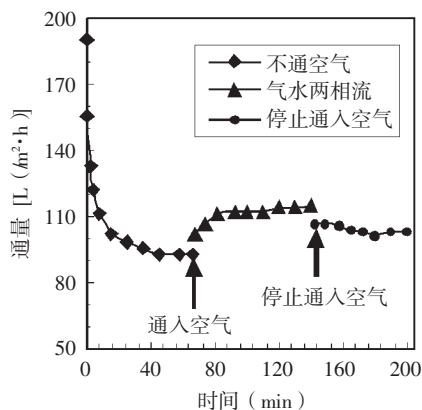


图 6-7 气/水两相流对通量的影响

(TMP = 0.1MPa; $V_c = 2.2\text{m/s}$)

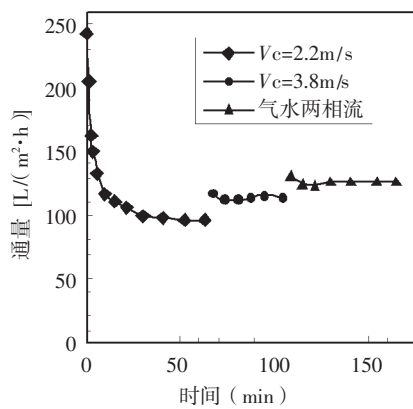


图 6-8 气/水两相流与膜面流速对通量的影响 (TMP =0.1MPa)

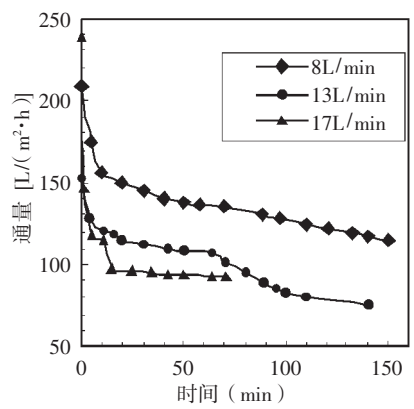


图 6-9 气/水两相流中空气量对通量的影响 (TMP =0.1MPa)

通量不增反降。分析原因可能是随着水中溶解气泡增多，形成了溶气水，本应通过水的产水通道被气体所占据，从而引起了渗透通量的下降。所以，选择恰当的空气量，一方面可以减缓膜表面的污染，提高渗透通量。另一方面，又不会造成能耗不必要的浪费。

(5) 恒压操作与恒通量操作对比

有研究认为，采用恒定通量运行（即开始操作时渗透通量维持在较低值，随着时间的延长和污染的不断加剧，操作压力不断升高，但自始至终使通量保持稳定），可以减缓膜污染，从而有效地延长膜清洗的周期。同时也有不同的观点认为，维持渗透通量恒定，对获得较高通量、延长膜的清洗周期不利。

就本试验而言，因为试验装置开始设计时并未考虑恒通量操作，所以维持恒通量操作精度不足，加之污水中悬浮物较多，所以试验大多采取的是恒压操作。但是，为了比较恒压操作与恒通量操作的优劣，试验后期尽可能地作了一些恒通量操作尝试。试验结果表明，如果选取适宜的通量作为工艺维持通量，在能耗降低方面是有益的。如图 6-10 所示，当通量维持在 $120\text{L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 时，试验初期，压力剧烈变化，之后随着操作时间的延长，压力逐渐呈平稳上升趋势。运行 30min 后，操作压力上升变缓慢，可以恒定维持在 $0.065 \sim 0.07\text{MPa}$ 之间。可见，选取适当的初始通量值，对于实现恒通量操作是有必要的。

如图 6-10 所示, 恒通量操作运行结束时操作压力为 0.07MPa。采用 0.07MPa 为恒压操作维持压力, 稳定运行时的通量仅为 92 ~ 95L/(m²·h), 与恒通量操作稳定运行时可获得 118 ~ 120L/(m²·h) 通量相比, 通量降低近 20%。可见, 恒通量操作与恒压操作相比在通量增加或能耗减少方面具有一定优势。图 6-10 显示, 恒通量操作稳定时的操作压力不高, 对水泵扬程的要求就会降低, 从而可降低运行成本。

3. 结论与建议

(1) 试验结论

1) 在操作压力为 0.1 MPa, 错流速度在 3.0m/s 时, 陶瓷膜的平均渗透通量可以维持在 140L/(m²·h), 为本试验最佳工艺运行参数;

2) 错流速度为工艺运行中的主要控制参数之一, 其能够控制渗透通量的大小及在一定程度上遏制膜污染。在一定操作压力下应该存在一个最优错流速度, 在最优速度之下污染加剧, 从而导致通量的衰减;

3) 料液温度的升高, 会降低溶液的黏度、增加悬浮物的溶解度、增大传质扩散系数、促进膜表面溶质向主体运动、减小浓差极化层厚度, 从而提高错流速度, 增加膜通量;

4) 气/水两相流, 可提高其孔道内的紊流程度, 进而增强对膜表面污染层的剪切携带作用, 可以有效地遏制膜污染, 进而增加渗透通量;

5) 就节约能耗而言, 陶瓷膜更适宜采用恒通量低压操作。

(2) 试验建议

- 1) 从单位产品的能耗上确定最佳的操作方式;
- 2) 进一步分析是否存在惟一临界压力、临界流速、临界通量值;
- 3) 建立上述操作参数对应的模型, 从理论上给予解释;
- 4) 膜组件的物理性质改变后, 膜通量的变化情况。

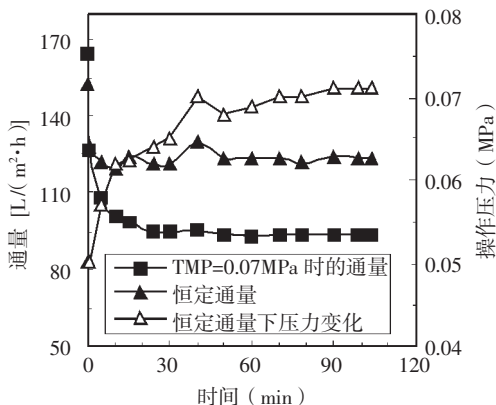


图 6-10 恒定通量与恒压通量的对比

($V_c = 2.5\text{m/s}$)

6.2 自然生物法处理猪粪尿技术

6.2.1 引言

动物粪便、尿液中含有大量有机物和氮、磷等营养物质，是非常好的农家肥料。然而，当近代畜产养殖业实行集中化甚至工业化养殖后（如在欧美等国家），畜产养殖所产生的动物粪便、尿液等混合液已远远超出当地农作物种植对营养的需求，以致形成营养过剩的现象。过剩的动物粪便、尿液混合液（特别是猪粪尿）如果不能很好地进行无害化处理、处置，势必会对地表水、甚至地下水造成严重污染。例如，在欧洲土地相对较少、地表水资源相对丰富的国家（如法国、荷兰等国），这种情形显得更是格外突出。因此，有必要面对这种窘迫，针对畜产养殖业为使用者（大多为农民）研发一些简单、有效、便于操作的动物粪便、尿液混合液处理、稳定技术。

就面广、问题严重的猪粪尿问题，法国农业环境工程研究院（CEMAGREF）研发出一种工艺适合养殖业农民使用的猪粪尿自然生物处理系统，包括土壤净化系统和土壤渗滤液水处理系统。该系统首先利用土壤中微生物作为处理媒介（简称 SOLEPUR）对猪粪尿进行生物过滤处理；土壤渗滤液视水质情况再行处理。现场中试研究发现，经 SOLEPUR 工艺处理过的猪粪尿为清澈透明的渗滤液，猪粪尿中的 COD、P 和 N 的去除率分别为 99.9%、99.9% 和 80%，余下的 N 在土壤中由于硝化作用以硝酸盐氮的形式存在于渗滤液中。

试验证明，SOLEPUR 对猪粪尿中有机物、磷的去除效率极高，处理后所收集的渗滤液除氮以外基本达标。然而，渗滤液中由于土壤微生物硝化作用转化而来的硝酸氮（50 ~ 320mg N/L）浓度很高，直接排放会导致地表水及地下水污染。因此，需对渗滤液中高浓度硝酸氮进行妥善处理后方能排放。就富含硝酸氮的渗滤液而言，利用微生物反硝化作用应该足够有效地将硝酸氮去除。然而，反硝化需要有足够的外加碳源，因为渗滤液中的有机物经土壤净化作用已消失殆尽。作为城市污水或工业废水，常常可以通过投加甲醇这种外加碳源的方式进行反硝化。但是，SOLEPUR 所研发的技术用户为农民，即使是较为廉价的甲醇农民们往往也不愿为之付出。因此，针对富含硝酸氮的渗滤液需因地制宜地选择可用碳源进行反硝化。事实上，猪粪尿便是一种可以利用的有效碳源。但

是，猪粪尿中亦含有氨氮等其他成分，用它作为碳源反硝化有可能在去除硝酸氮的同时将猪粪尿中带入的氨氮保留，以至于总的氮平衡结果出现零去除、甚至是负去除现象。因此，在利用猪粪尿作为外加碳源反硝化时需要研究氨氮同步转化问题。

实践表明，硝化和反硝化生物过程是去除污水中氨氮与硝酸氮最有效的方法。在城市污水处理工程实践中，利用污水中有机碳源或外加碳源（如甲醇），以活性污泥方式便有效进行生物脱氮。固然，这种传统污水处理技术完全也可以用于上述渗滤液的脱氮处理。但是，对农民来讲这似乎就是一种高技术，对他们而言不仅运行管理复杂，而且运行成本对他们来说也显得“高昂”。因此，低成本、少能耗、易管理的方法才适合农民应用。是否能利用天然水体自净作用同步去除渗滤液中的硝酸氮与氨氮？如果可行，渗滤液中高浓度的硝酸氮问题以及猪粪尿作为外加碳源所带入的氨氮问题便能迎刃而解。尽管在污水处理实践中，人们已发现了同步硝化/反硝化（SND）现象，但在天然水体自净过程中是否发生同步硝化/反硝化还不是十分清楚，甚至存在着争议。这就需要通过试验进行研究，以探索利用天然水体生物净化过程同步去除渗滤液中硝酸氮和猪粪尿中氨氮的可行性。

本节内容介绍 SOLEPUR 系统处理猪粪尿的原理、过程以及处理效果；以试验方式描述利用天然水体生物净化过程同步去除渗滤液中硝酸氮和猪粪尿中氨氮的可行性。

6.2.2 土壤法处理猪粪尿

SOLEPUR 工艺是在美国开发的 BLWRS（Barrier Landscape Wastewater Renovation System）工艺基础上演化而来的。但前者的出水（过滤液）需在一开口反应器内进行间歇式的反硝化以去除硝酸氮。SOLEPUR 工艺对猪粪尿的处理原理包括氨气挥发、土壤截流、植物吸收和土壤微生物转化 4 个环节。猪粪尿在被均匀喷洒在土壤表面的过程中，一部分气态氮（ NH_3 ）挥发进入大气；呈颗粒固体状的物质则被截流于土壤表面；液体在通过土壤下渗过程中土壤表面植物吸收一部分有机物及氮、磷等营养物质外；大部分有机物和氨氮被土壤微生物稳定和转化。表观观察，黑稠发臭的猪粪尿经半年左右时间后在土壤防渗层底部形成清澈透明的渗滤液，并透过底部排水系统重力排出。渗滤液水质分析表明，渗滤液中有机物含量极低，但硝酸盐浓度较高（详见

表 6-5)。

猪粪尿及经土壤处理后的渗滤液水质 表 6-5

参 数	浓度 (mg/L)				去除率 (%)
	猪粪尿		渗滤液		
	平均值	变化范围	平均值	变化范围	
COD	76000	38000 ~ 114000	49	20 ~ 100	99. 9
BOD ₅	—	—	3	0. 1 ~ 8	—
TOC	27600	22000 ~ 35600	15	10 ~ 20	99. 9
TKN	5225	4300 ~ 6800	7. 3	2 ~ 15	99. 9
NH ₄ ⁺ - N	3450	2700 ~ 4400	0. 4	0. 1 ~ 1. 1	99. 9
NO ₃ ⁻ - N	0	0	134	53 ~ 323	—
NO ₂ ⁻ - N	0	0	0. 1	0 ~ 0. 6	—
TP	1750	1500 ~ 2200	0. 2	0 ~ 0. 7	99. 9

中间试验 SOLEPUR 工艺含有三个功能不同的处理构筑物（详见图 6-11）。主要处理构筑物为表面种有黑麦草的土地，占地面积为 3280m²，黑麦草利用猪粪尿中的营养物质等成分生长。防渗膜将该区域的土壤与周围土壤完全隔离，防渗膜上铺设 DN100 的 PVC 集水管（埋深为 80cm）。每年春季至秋季（3 ~ 11 月）猪粪尿被间断、均匀地喷洒到该区域土壤表面。土壤平均猪粪尿利用率约为 10 ~ 20mm/年，表示为氮的年平均负荷约为 5000kg N/（hm² · 年）。每年 9 月底，土壤的吸湿能力饱和，渗滤液则从底部集水系统依靠重力从集水管中流出。渗滤液经水泵输送至容积为 450m³ 的储水池（BT）。若水质没

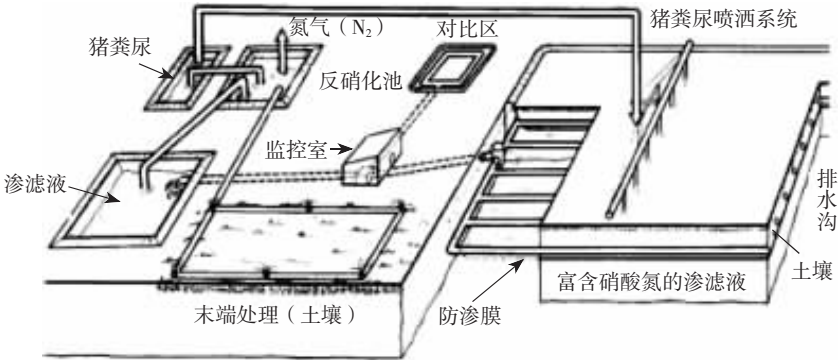


图 6-11
SOLEPUR 工
艺流程示意图

有达到排放标准，将储水池的水输送至另一处理构筑物，即容积为 350m^3 的反硝化反应池（BR）。BT、BR 及容积为 150m^3 的猪粪尿储存池均为倒梯形，内部铺设防渗膜，避免污染地下水。渗滤液经反硝化后用于浇灌第三处理构筑物的草地（末端处理）。

1. 土壤法处理能力

SOLEPUR 工艺土壤的主要成分为粉质黏土（63.4%），其余为黏土（14.1%）和沙子（22.9%）。粉质黏土含 1.82% 的碳和 0.178% 的氮，pH 为 5.6。中试 SOLEPUR 中的土壤法经 5 年试验研究，土壤仍具有较强的处理能力。如表 6-5 所示，该人工土壤层能够去除几乎 100% 的 COD 和 P，且能够实现完全的硝化反应。

（1）碳的去除

1991 ~ 1994 年期间，浇灌于土壤表面的猪粪尿约为 $3919\text{m}^3/\text{hm}^2$ ，年平均负荷相当于 $980\text{m}^3/(\text{hm}^2 \cdot \text{年})$ 。在此基础上，进一步强化猪粪尿喷洒量，每次喷洒的 TOC 约为 $3.8\text{t}/\text{hm}^2$ ，相当于 $20 \sim 25\text{t COD}/(\text{hm}^2 \cdot \text{年})$ ，相应的 COD 约为 $80\text{t COD}/(\text{hm}^2 \cdot \text{年})$ （ $200\text{kgCOD}/(\text{hm}^2 \cdot \text{年})$ ）。

对 SOLEPUR 工艺出水水质连续监测表明，土壤法处理猪粪尿后的出水清澈，猪粪尿中的有机物负荷几乎被完全去除（表 6-6）。最后两次排水期间，对出水水质进行密集式监测，发现 COD 值均小于 $50\text{mg}/\text{L}$ ，相应的 COD 去除率约为 99.9%（猪粪尿中的 COD 含量约为 $50000 \sim 100000\text{mg}/\text{L}$ ）。出水 BOD_5 几乎检测不出（ $1 \sim 5\text{mg}/\text{L}$ ）。此外，1993 ~ 1994 年间，还对出水中溶解性总有机碳浓度进行了监测，结果表明为 $10 \sim 15\text{mg}/\text{L}$ 。

猪粪尿及 SOLEPUR 渗滤液中碳组分及含量

表 6-6

参 数	进水（猪粪尿）（mg/L）	出水（渗滤液）（mg/L）	去除效率（%）
总固体	66000	5	99.9
总有机碳（TOC）	27600	15	99.9
COD	76000	50	99.9
BOD_5	22700	3	99.9

（2）氮的去除

在 SOLEPUR 工艺中，氮年平均加载负荷约为 $5000\text{kg N}/(\text{hm}^2 \cdot \text{年})$ ，其

中，有 2/3 为氨氮（ $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ ），其主要来源于猪的尿液及未消化的食物、代谢产物、肠道细菌及肠道黏膜中的有机氮。

土壤内氨氮由两部分组成：一部分为所喷洒的猪粪尿所带入，另一部分则为进入土壤中的有机物经生物降解所释放出的氨氮。土壤中的氨氮一部分被在土壤上所种植的黑麦草在生长期所吸收；一部分用于土壤中微型动物的生长繁殖需要；还有一部分氨氮被硝化细菌氧化为亚硝酸氮或硝酸氮，这部分氮溶于渗滤液，土壤含量甚少。当土壤吸收能力饱和时，相对较容易渗出硝酸氮。大量的喷洒猪粪尿有助于在土壤中形成缺氧环境，对反硝化脱氮十分有利。

猪粪尿及 SOLEPUR 渗滤液中氮组分及含量 表 6-7

参 数	进水（猪粪尿）（mg/L）	出水（渗滤液）（mg/L）	去除效率（%）
TKN	5225	7.3	99.9
$\text{NH}_4^+ - \text{N}$	3450	0.4	99.9
$\text{NO}_3^- - \text{N}$	0	134	-
$\text{NO}_2^- - \text{N}$	0	0.1	-

由表 6-7 可知，渗滤液中亚硝酸氮、氨氮及总凯氏氮（TKN）含量很小，分别为 0.1mgN/L、0.4mgN/L 和 7.3mg N/L，可忽略不计。然而，随着猪粪尿喷洒量的增加，硝酸氮的含量显著增加。在每次排水期间（当年 10 月～次年 3 月）硝酸氮的平均渗出量为：前两年为 200kg N/hm²；第三年为 400kg N/hm²；最后一年为 800kg N/hm²。若猪粪尿中的含氮量为 5000kg N/（hm²·年），土壤处理法对氮的去除率约为 85%。

（3）各种元素去除

1991～1994 年期间，喷洒于土壤表面的营养物质磷和钾年平均负荷分别为 1466kg P/（hm²·年）和 1707kg K/（hm²·年）；金属铜和锌的年平均负荷分别为 40kg Cu/（hm²·年）和 54g Zn/（hm²·年）。

监测土壤渗滤液水质后发现，渗滤液中磷的含量几乎检测不出（<0.1mg P/L）（表 6-8）。尽管土壤中可溶性磷浓度日益增多（尤其在土壤的表层，0～20cm），如从 1991 年的 0.062mg P/L 增至 1994 年的 2mgP/L，但土壤对喷洒于其表面的大量猪粪尿中磷的去除率几乎不变。由此可知，土壤对喷洒于其表面的猪粪尿中磷的去除效率近似于 100%。

猪粪尿及 SOLEPUR 渗滤液中被稳定去除的元素及含量 表 6-8

参 数	进水 (猪粪尿) (mg/L)	出水 (渗滤液) (mg/L)	去除效率 (%)
总磷 (TP)	1750	<0.1	99.9
钾 (K)	1800	90	95.0
铜 (Cu)	41	<0.005	99.9
锌 (Zn)	55	<0.1	99.9

试验研究结果显示,猪粪尿中的钾较容易从土壤中渗滤出来,且渗滤液中钾的浓度逐年增加,在最后一个排水年度达到了 15mg K/L。

由表 6-8 可知金属铜和锌几乎全部被土壤截流,且排出的渗滤液中几乎检测不出这些金属的存在。

2. 土壤物理化学性质变化

在 SOLEPUR 工艺试验中,监测了喷灌猪粪尿对土壤物理化学特性的影响。

由表 6-9 中营养物质含量可知,尽管过量地喷洒猪粪尿于土壤表面,但土壤仍具有较强的处理和净化能力,这便可以解释为什么渗滤液中营养物质含量较少。例如,渗滤液中没有检测出磷的存在,大部分磷留存于土壤之中(约 85%);铜和锌与磷类似,存在于土壤中的铜和锌分别为总量的 89% 和 83%。

喷洒于土壤表面的猪粪尿中有 20% 的氮被土壤固定化吸收,这就意味着气态氮(NH_3/N_2)的减少,产生气态氮的形式有喷洒猪粪尿于土壤表面时氨气(NH_3)挥发或冬季期间土壤内部的反硝化作用(N_2),它们也是 SOLEPUR 工艺脱氮的主要途径。

投加 5 年猪粪尿后表层土壤 (0~20cm) 物理化学特性的变化 表 6-9

参 数	1991	1995
pH	5.9	7.2
阳离子交换容量 (meq/100 g)	8.4	13.7
TN (%)	0.18	0.28
有机物 (%)	3.6	5.5
总碳 (%)	1.82	2.83
C/N	10	10
可利用磷含量 (mg P/kg)	158	1225
钾 (mg K/kg)	173	394
铜 (EDTA) (mg Cu/kg)	2.8	32
锌 (EDTA) (mg Zn/kg)	2.7	40

6.2.3 渗滤液的处理

由于土壤的硝化作用使得渗滤液中硝酸氮浓度较高（表6-7），因此渗滤液不便直接排放。为此，在土壤处理工艺之后，设有反硝化反应池，用于去除渗滤液中的硝酸氮。由于渗滤液中的碳源甚少，所以在反硝化时需要加入一定量的碳源。为此，在实验室及现场均进行了渗滤液反硝化可行性研究。在现场试验中，使用猪粪尿作为碳源，控制 C/N 比值进行反硝化可行性试验。实验室中选用的碳源为除猪粪尿外还有乙醇。为了进一步确定反硝化速率及猪粪尿中可利用碳源量，对不同的 C/N 比值和硝酸氮浓度进行了大量的试验研究。通过外加碳源对渗滤液进行反硝化，渗滤液中的硝酸氮可大部分被去除，以 N₂ 的形式排入大气，但同时也会产生大量的 N₂O，这与 pH 值及亚硝酸氮的浓度有关。

1. 现场试验

利用富含硝酸氮的渗滤液进行反硝化现场试验研究为期4年，共进行了12组监测分析，其中具有代表性的有4组试验结果见表6-10。

具有代表性的渗滤液反硝化试验				表 6-10	
试验时间		11. 26 ~ 12. 24	1. 20 ~ 3. 2	3. 15 ~ 3. 29	10. 2 ~ 11. 21
试验序号		1	2	3	4
NO ₃ ⁻ - N (mg/L)	进	78	112	106	69
	出	0. 5	36	0. 1	7. 0
NO ₂ ⁻ - N (mg/L)	进	0	0. 7	1. 3	-
	出	1. 2	11	0. 1	-
COD (mg/L)	进	-	600	2190	900
	出	-	135	880	-
COD/NO ₃ ⁻ - N (初期)		11	5. 3	21	13
反硝化速率 (kg N/d)		0. 7	0. 5	3 ~ 4	0. 7
所需时间 (d)		28	>41	<7	>51

试验初期，从渗滤液储水池中抽取 150 ~ 250m³ 的渗滤液至反硝化反应池与 3 ~ 8m³ 的猪粪尿混合。混合完全后，停止搅拌，在不扰动的情况下进行反应。反硝化出水大部分用于浇洒绿地（末端处理），剩余混合液用于接种进入下一循环。

试验中对 C/N 的影响进行了广泛试验研究，选用的 C/N 比值为 3:1 ~ 25:1，并且得到了具有代表性的 4 组如表 6-10 所示的现场试验数据。

由于 C/N 的不同，硝酸氮的去除率有所不同，去除率在 0.5 ~ 1kg N/d ~ 3 ~ 4kg N/d 之间变化。受投加猪粪尿量不同及反应温度变化的影响，完成反硝化所需时间也不一样，大致所需时间为 7 ~ 60d。由表 6-10 可知，试验 1 为较典型的反硝化过程。

在反硝化过程期间，发现有明显的亚硝酸氮积聚现象，如图 6-12 所示。尽管在反硝化末期，亚硝酸氮会完全消失，但在某些试验中（如第 2 组试验）仍能观察到亚硝酸氮仍有过量残余存在（11mg N/L），主要原因是受碳源的限制（试验初期 $\text{COD}/\text{NO}_3^- - \text{N} = 5.3$ ；反应结束时 $\text{COD} = 135\text{mg/L}$ ）。为了检验亚硝酸氮的积聚是否与猪粪尿中碳源释放速率较慢有关，补充实验室试验，采用了较容易被微生物利用的碳源（乙醇）进行研究。为了确定富含硝酸氮渗滤液在反硝化过程中的影响因素，对不同的 C/N 比值及不同的硝酸氮浓度进行了大量的试验研究。

2. 实验室乙醇作为碳源试验

试验在 60L 的塑料容器内进行。取一定量的 SOLEPUR 工艺渗滤液，并从以前现场试验研究的反硝化反应池内取 5L 混合液进行接种，两者完全混合后硝酸氮的含量为 106mg N/L。加入一定量的乙醇，此时 C/N 比值为 2.9。

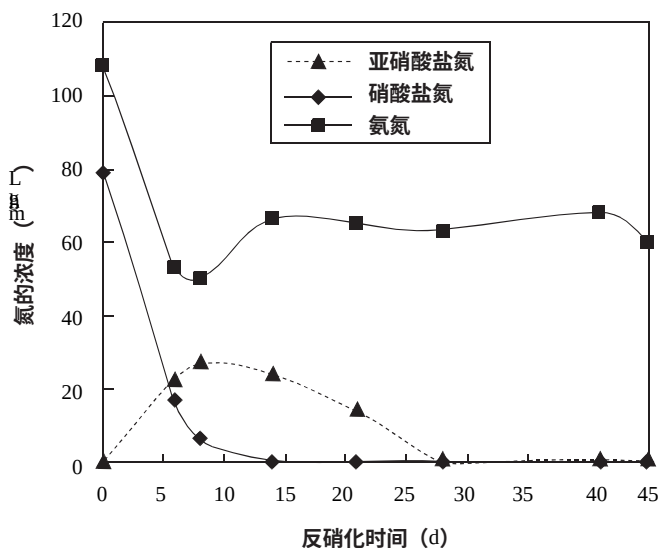
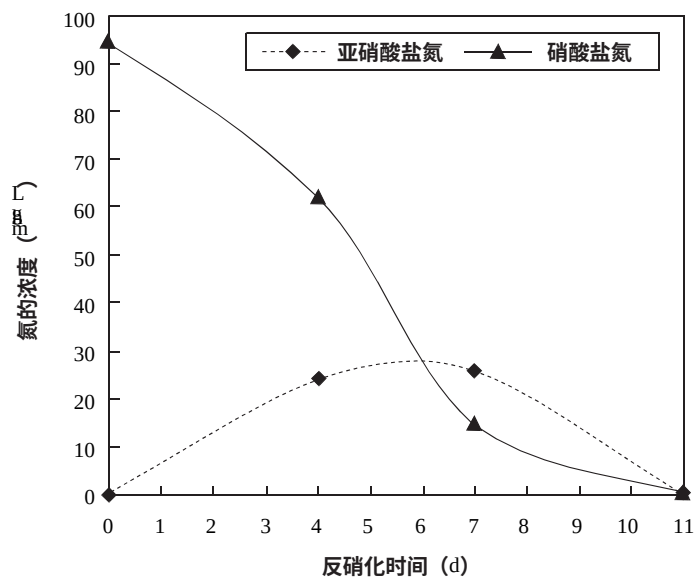


图 6-12 一组较完全的反硝化过程试验

图 6-13 乙醇作为碳源时反硝化过程



在反硝化期间，硝酸盐及亚硝酸盐的浓度变化如图 6-13 所示。总体上看，利用乙醇作为碳源时反硝化所需时间（大约 10d）要小于采用猪粪尿为碳源时反硝化所需时间（平均值大于 30d），但仍能够发现短暂的亚硝酸盐积聚现象。此时氮的去除率较大，平均反硝化速率为 8.8mg N/(L·d)，相比之下，采用猪粪尿为碳源的平均反硝化速率仅为 0~3mg N/(L·d)。图 6-13 显示，无论采用何种碳源，在反硝化期间均存在短时间的亚硝酸盐积聚现象，这就意味着亚硝酸盐的短时间积聚与混合液内反硝化细菌的种类有关，其中某些细菌的首要功能是将硝酸盐转化为亚硝酸盐。

3. C/N 比值对反硝化过程的影响

现场试验已经证实，C/N 的不同对反硝化速率有着重要的影响。虽然 Narkis 等人及 Chudoba 等人声称，以甲醇作为碳源，反硝化所需的 $COD/NO_3^- - N$ 为 3.75~4.5，其他研究人员也声称完成彻底的反硝化所需的 $COD/NO_3^- - N$ 为 6，但是，在使用其他碳源时（如糖类物质、猪粪尿等）所需的 $COD/NO_3^- - N$ 为 5.9~9。

由于猪粪尿本身不仅是碳源，同时其中也含有大量的氨氮等其他待处理的化合物，因此，就需要确定最佳的猪粪尿投加量。为此，在实验室内对不同的 $COD/NO_3^- - N$ 进行了广泛的试验研究。

试验用反应器为 60L 的聚乙烯塑料容器，里面装有浓度为 $113\text{mg NO}_3^- - \text{N}/\text{L}$ 的渗滤液 50L。向反应器内分别加入 0L、0.4L、2L 和 6L 的猪粪尿，此时的 $\text{COD}/\text{NO}_3^- - \text{N}$ 分别为 0、1.5、6.9 和 20.7（相应的 C/N 分别为 0、0.5、2.5 和 8.2）。混合液发生反硝化最早的是 C/N 比值最大的反应器，仅需 4d。8d 后 C/N 为 2.5 的反应器也完成了反硝化反应，而 C/N 为 0 和 0.5 的反应器无任何反硝化迹象。

另一种使猪粪尿中碳源与反硝化所需碳源相匹配的方法是保持 COD 的含量为定值，调整硝酸盐氮的浓度。猪粪尿与渗滤液完全混合后，COD 含量为 $550\text{mg}/\text{L}$ 、 BOD_5 为 $330\text{mg}/\text{L}$ 、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 为 $47\text{mg N}/\text{L}$ 、 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 为 $1.4\text{mg N}/\text{L}$ 、pH 值为 7.6。通过加入一定量的硝酸钾调节反应器内硝酸盐氮的含量，试验研究选用的硝酸氮浓度为 $10\text{mgNO}_3^- - \text{N}/\text{L}$ 、 $50\text{mgNO}_3^- - \text{N}/\text{L}$ 、 $100\text{mgNO}_3^- - \text{N}/\text{L}$ 、 $150\text{mgNO}_3^- - \text{N}/\text{L}$ 和 $200\text{mg NO}_3^- - \text{N}/\text{L}$ （实测氮含量分别为 $7\text{mgN}/\text{L}$ 、 $47\text{mgN}/\text{L}$ 、 $98\text{mgN}/\text{L}$ 、 $142\text{mgN}/\text{L}$ 和 $189\text{mg N}/\text{L}$ ）。将各种 $\text{COD}/\text{NO}_3^- - \text{N}$ 比值的试验混合液分别装入 18 个容积为 500mL 的聚乙烯瓶，并将它们封口后置于水温为 $21 \sim 23^\circ\text{C}$ 中的自然温度水浴之中，以培养反硝化细菌及进行反硝化试验。试验期间，每次测样取 3 个聚乙烯瓶监测硝酸盐氮的浓度值，并取 3 个监测数据的平均值作为最后试验数据结果。如图 6-14 所示，在较低硝酸盐氮浓度（如 $10\text{mgN}/\text{L}$ 和 $50\text{mg N}/\text{L}$ ），即

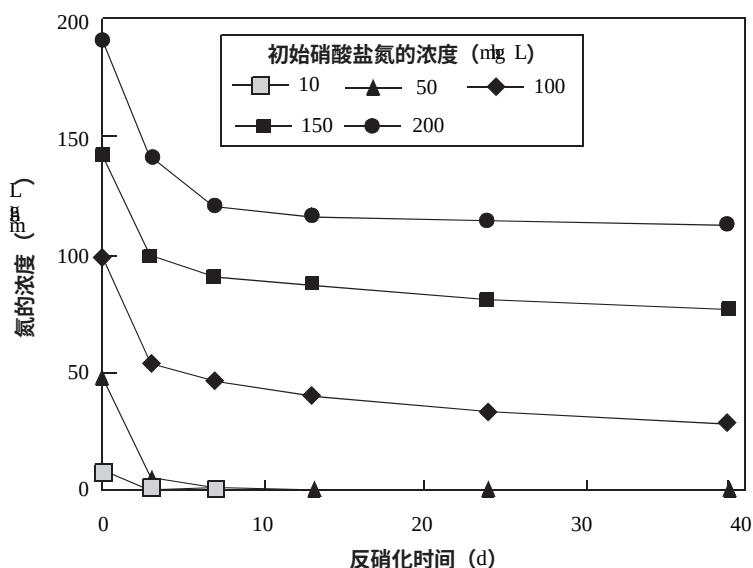


图 6-14
不同硝酸盐氮浓度下的反硝化进程

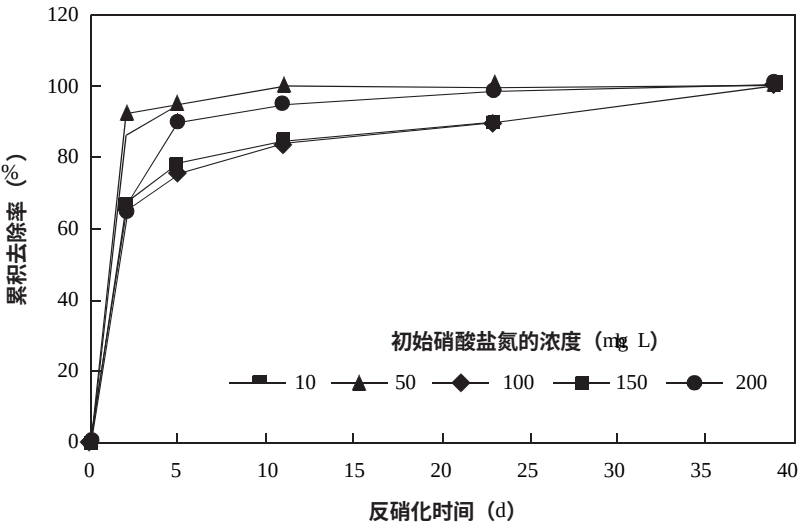


图 6-15 反硝化氮的累积去除率

在较高的 $COD/NO_3^- - N$ (79:1 和 12:1) 下，完成反硝化脱氮所需时间仅为 3d 和 7d。其他 $COD/NO_3^- - N$ 水样经过 7~10d 后，反硝化脱氮速率达到较大值，此后硝酸氮浓度几乎维持不变，这反映出碳源不足限制了反硝化反应继续进行。40 d 后，试验终止，此时反应瓶内硝酸氮浓度的平均值分别为 0mgN/L、28mgN/L、77mgN/L 和 112mg N/L，对应的硝酸氮去除率分别为 100%、100%、71%、46% 和 41%。因此，在各反应瓶内 COD 含量相同情况下，每个反应瓶内被去除的硝酸氮的量分别为 7mgN/L、47mgN/L、70mgN/L、65mgN/L 和 77mg N/L。图 6-15 为 40d 内总氮的累积去除率曲线，它表明在前 7~10d 总氮的去除率已达到总去除率的 80%。同时也反映了猪粪尿中有 80% 的碳源较容易被反硝化利用，余下 20% 的碳源释放速率相对较慢。

4. 讨论

(1) 缩短反硝化时间

猪粪尿较适宜作为反硝化的外加碳源。根据图 6-14 和图 6-15 可知，初始 COD 相同时，在 40d 内完成完全反硝化所需 $COD/NO_3^- - N$ 比值为 7:11。虽然 $COD/NO_3^- - N$ 为 7:11 足以导致完全反硝化，但反硝化平均速率仍受不容易被利用的 20% 碳源所限制，总的反硝化速率较慢。因此，只有易被微生物利用的碳源能满足反硝化所需时，才能使利用猪粪尿作为碳源的反硝化在较短时间内完成。故须将最小 $COD/NO_3^- - N$ 比值增大 20%，即达到 8.75:1 时才

为最佳的 $\text{COD}/\text{NO}_3^- - \text{N}$ 比值。

渗滤液与猪粪尿混合液中反硝化细菌的含量对反硝化速率有明显的影响。由于反硝化后的渗滤液混合液被间歇抽出排放，在下一循环反应时反应器内反硝化细菌含量便相对减少，新的反应循环便需要一定的细菌培养时间。在新的反应循环中，若能使反应池内保留有较多的反硝化细菌，反硝化速率则能够明显增加。

实验室及现场反硝化试验均在未搅拌的条件下进行反应。反硝化细菌多沉积在反应器池底部，因此反硝化仅发生在沉积物附近区域，使得反应器内存在硝酸氮和碳源的浓度梯度，它们也限制了反硝化的反应速率。显然，减小这种浓度梯度，可以加快反硝化反应速率。在实践中可以通过以下两种方法消除浓度梯度的影响。一是在反硝化池内投加填料，类似于生物滤池，这样可以增加有活性的微生物与底物的接触面积。当反硝化完成后排水时，大量的反硝化细菌停留在反应器内，为下一轮运行接种提供便利。另一种加快反硝化速率的方法是对混合液进行搅拌。

(2) 余氨的去除

使用猪粪尿作为碳源的一个问题是，渗滤液和猪粪尿混合液经反硝化处理后出水含有一定量的氨氮和碳源。因此，需有后处理措施解决这个问题，其中，灌溉或其他土壤利用可能为最佳后处理方式。对于玉米或其他需氮肥较高的作物在生长期利用含有氨氮的反硝化出水进行灌溉是可行的，这对农作物的生长是有利的。

5. 小结

(1) 利用猪粪尿作为外加碳源反硝化去除渗滤液中硝酸氮是有效的。

(2) 由于 C/N 比值的不同，完成完全反硝化所需时间为 7 ~ 60d，硝酸氮去除率约为 0.5 ~ 1kg N/d。

(3) 以猪粪尿作为外加碳源时，完成完全反硝化所需 $\text{COD}/\text{NO}_3^- - \text{N}$ 比值为 7:11。为了加快反硝化速度，需要增加较容易被反硝化利用的碳源的量，即增加猪粪尿的投加量，此时相应的 $\text{COD}/\text{NO}_3^- - \text{N}$ 为 8.75:11。

(4) 在实验室及现场反硝化试验过程中，均发现了短时间亚硝酸氮积聚现象，但反硝化结束后其含量亦减小为痕量。这可能是由于 N_2O 产量增加所致。但仍需对反硝化所产生的气体进行深入研究。

(5) 反硝化反应器内投加填料,可增大微生物与底物的接触面积及反应器内反硝化细菌的数量,进而增加了反硝化反应速率。

(6) 混合液搅拌能够加大反硝化反应器的混合效果,减小底物及微生物的浓度梯度,进而增加反硝化反应速率。

6.2.4 同步硝化/反硝化(SND)

如上所述,土壤过滤法处理猪粪尿时,渗滤液中存在大量的硝酸氮,在利用猪粪尿为外加碳源进行简单的反硝化处理时,不能去除因加入猪粪尿而带入的氨氮。其结果,总氮去除效率很低,甚至会出现负值情况(输入氨氮大于去除硝酸盐氮时)。显然,仅仅反硝化过程是不可能同时脱去这两种形式氮的,从氨氮开始生物脱氮,硝化是不可逾越的过程。

硝化就是在有氧条件下,硝化细菌将氨氮氧化为硝酸盐氮的过程;反硝化就是在缺氧条件下,反硝化细菌利用碳源将硝酸盐氮转化为氮的各种气体的过程。若在天然水体中,能实现同步硝化/反硝化,则同时去除硝酸氮和氨氮的过程自然也能实现。天然水体可以从大气复氧和藻类的光合作用得到氧源,完全存在硝化的可能性,同时由于大气复氧及藻类的光合作用均受水深的限制,即水体中存在缺氧甚至厌氧环境,满足反硝化发生条件。因此,利用天然水体生物净化过程同时去除渗滤液中硝酸氮和猪粪尿中氨氮具有实际可行性。

1. 试验材料与方法

以塑料容器(6L与60L)作为模拟天然水体自净过程的反应器。6L容器盛水深22cm(见图6-16),共3组平行试验:第一组(2个容器,加填料与不加填料)用来培养悬浮和附着增长的微生物,观察可能发生的初始反应情况;第二组用来观测纤维填料表面生物量增长以及反应增强情况(3个容器);第三组用来观测硝化对光合作用的依赖程度。此外,还有一组试验是在水深35cm的60L(2个,加填料与不加填料)容器中进行,重复验证小容器中得到的结果。

第一组试验,加填料的反应器,浸入水中5束直径为120mm的环状纤维填料,用尼龙绳每隔40mm连接环状塑料盘片,共有盘片5个,人造纤维丝81000根。这相当于每个纤维盘片增加了 2.2m^2 的微生物附着面积。渗滤液取自试验现场,猪粪尿取自附近的养猪厂,两者按一定比例混合均匀后进行反应。

第一组试验结束后,立刻进行第二组试验。将第一组试验结束后不加填料的(对照)反应器中留下约100mL混合液,而加填料的容器保留全部已生长有

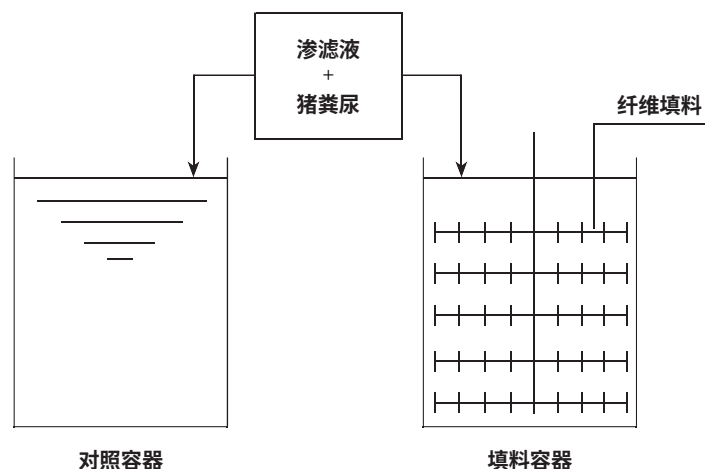


图 6-16
试验装置图

生物膜的纤维盘片，为第二组试验接种。同时，增加一个 6L 容器，盛放新鲜猪粪尿与渗滤液混合液（类似第一组试验中的对照试验）。

若反硝化停止（可能是碳源不足），向容器中加入几滴乙醇，进一步观察和评价碳源对反硝化的影响，同时，观测纤维填料上微生物的生长情况。若碳源过剩，向反应器中加入少许 KNO_3 ，以比较对照容器和纤维填料容器的反硝化潜力。

在 60L 容器试验中，除在纤维填料容器中加入更多的填料外，其余与第一组试验条件一样，室温 $16 \sim 20^\circ\text{C}$ ，采用室内自然光源。

第三组试验考察硝化与光合作用的关系，用无填料的对照容器（1 个）进行。首先将此容器置于无光线的黑暗环境中（与大气相通），经一段时间黑暗试验后再移置容器有光线的地方，与其他试验条件完全相同。

2. 试验结果

(1) 初期试验结果

6 L 容器中得到的初步试验结果如图 6-17 所示。正如前文现场试验所述，猪粪尿和渗滤液混合后，混合液内含有氨氮和硝酸盐氮（猪粪尿和渗滤液体积比为 $1:20 \sim 1:100$ ）。试验开始 15d 后，硝酸盐氮浓度迅速减小，反硝化速率为 $0.6 \text{ mg N}/(\text{L} \cdot \text{d})$ 。与以前文所述的反硝化速率 [可达 $3 \text{ mg N}/(\text{L} \cdot \text{d})$] 相比，此值较低。由于碳源限制，此后一周左右的时间内，硝酸盐氮基本不变，而随后又开始增加。本组试验中，初始 COD (BOD_5) 浓度是 $380 (120) \text{ mg/L}$ 。硝

酸氮的增加与发生的硝化有关。

氨氮的变化也存在三个阶段，短期内初步减少，几周内维持不变，长期缓慢减少。初期氨氮减少与现场试验结果相同，主要是因为细菌固定吸附作用。在5~15d，氨氮不变，15d后逐渐减少，45d后氨氮为0。氨氮完全消失即硝化已经完成。这一点可以从硝酸氮的增加得到印证。

理论上，在天然生物系统中硝化与藻类光合作用有关。氨氮经历了初期短暂减少后浓度保持了一定时期不变表明，此时正是藻类生长时期。较浅的水深有利于光的直射，藻类繁殖迅速。一旦光合作用发生，硝化细菌便开始繁殖，并利用藻类产生的初生态氧和混合液中CO₂进行硝化反应。由图6-17知，发生硝化反应时，反硝化似乎已停止。但并不意味着在天然生物系统中不存在同步硝化/反硝化现象。由前文所述知，碳源不足是限制反硝化的主因。如37d后，对照与填料容器中COD（BOD₅）浓度较低，分别是245（31）mg/L和263（34）mg/L，其限制了反硝化反应速率。

初期试验（第一组）用于微生物的繁殖。在对照（C）和填料（F）容器中没有观测到氨氮和硝酸氮变化的明显区别。45d前，变化情况都几乎一致，难以发现填料容器中生物膜状况。

47d后，向两个容器中分别加入易生物降解的碳源——乙醇，观测碳源对

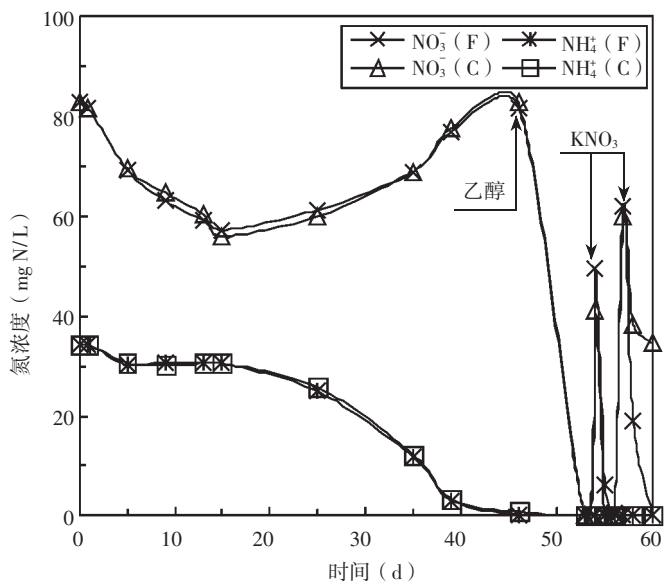


图6-17 6L
容器初期试验
结果

反硝化的影响。加入几滴乙醇，COD（ BOD_5 ）迅速增加，分别为 1840（1470）mg/L 和 1570（1250）mg/L。随后，82mg N/L 的硝酸氮在不到 6d 内完全消失。硝酸氮的迅速减少证明反硝化需要充足的碳源，同时也说明容器中已存在足够的反硝化细菌。

在 53d 和 64d 时分别向容器中加入少量 KNO_3 ，评价残余乙醇量及反硝化潜力。如图 6-17 所示，第一次加入 KNO_3 后，硝酸氮迅速消失；第二次加入 KNO_3 后两容器表现情形有些不同，在对照容器中残余硝酸氮浓度保持在 35mg N/L，而填料容器里的硝酸氮浓度却降低到了 0。这表明，附着生长的生物膜在填料反应器中对反硝化产生了明显的作用。

(2) 6L 容器后续试验

为证实纤维填料对反硝化进程的影响，第一组试验后紧接着进行了第二组试验。试验时，增加一个没有接种的 6L 容器（ Co ），用于比较。猪粪尿和渗滤液混合均匀后加入上述三个容器，纤维填料容器（F）的硝酸氮立刻减少，而其他两个对照容器（C 与 Co ）2 周后才开始下降，如图 6-18 所示。氨氮变化趋势也类似，如图 6-18 所示。由此知，第一组试验结束后纤维填料表面的生物膜有助于硝化与反硝化的发生。尽管碳源有限（初始 COD = 490mg/L），但 15 d 后在填料容器（F）中仍观测到了同步硝化/反硝化。初始 COD 相同时，两对照容器里硝酸氮浓度到 30d 后不再减小，反而随后上升（硝化所致）；然而，纤维填料容器的硝酸氮浓度减少的趋势 70d 后才停止，且其内氨氮比对照容器提前 2 周降低为 0。可见，纤维填料能有效地增加系统的生物量，继而提高生化反应速度。

如图 6-18 所示，接种容器（C）与背景容器（ Co ）在硝化、反硝化速率上几乎无明显差别。这表明，接种或不接种对生物量的增加没有太大影响。但用生长有大量生物膜的纤维填料接种，情形和对照容器明显不同，正如前已述及的那样。

当硝酸氮停止下降后，向容器中加入几滴乙醇（同初期试验做法）。短时间内，硝酸氮迅速减小（图 6-18）。这表明，全部脱氮仍需投加大量的猪粪尿作为碳源，但投加猪粪尿同时也会带入氨氮。

前述试验证实在开放式天然水体中存在同步硝化/反硝化，即可利用天然生物过程有效脱氮。

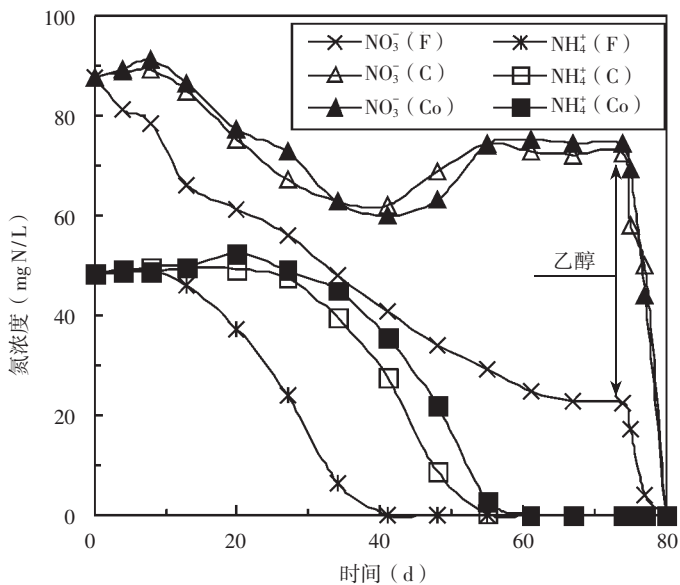


图 6 - 18 6L 容器后续试验结果

(3) 60L 容器附加试验

第二组试验结束后，用 60L 容器试验验证前述试验结果，其为 6L 反应器试验的重复性试验。

根据 6L 反应器试验结果，在 60L 容器中投加更多的猪粪尿，提高初始 COD 值。现场试验表明，当 $COD/NO_3^- - N$ 为 7:1 时可实现彻底反硝化。据此，配制混合液的 COD 为 1420mg/L。

试验结果如图 6 - 19 所示。大量的猪粪尿与渗滤液混合使得氨氮初始浓度很高，进而从猪粪尿带入的 120mg/L 氨氮需通过硝化与反硝化去除。而渗滤液中含有 70mg N/L 的硝酸氮，故需要去除的氮共有 190mg N/L。理论上需要 1330mg COD/L 完成反硝化，加入的 1420mg COD/L 能满足需要。

6 L 容器试验中，反硝化很快发生，而硝化在 2 周后进行。因为存在充足碳源，本试验在 2 周后发现同步硝化/反硝化现象，56d 后硝酸氮完全消失，88d 后氨氮完全消失。从硝酸氮和氨氮变化曲线知，一旦氨氮转化为硝酸氮，硝酸氮立即被反硝化去除。56d 后，该现象显得非常明显。试验表明，反应器中的反硝化速率高于硝化速率。氮全部消失后，对照区和纤维填料容器里剩余 COD 分别为 415mg/L 和 530mg/L，所以利用猪粪尿为碳源，且 $COD/NO_3^- - N = 7:1$ 实现完全反硝化是可行的。

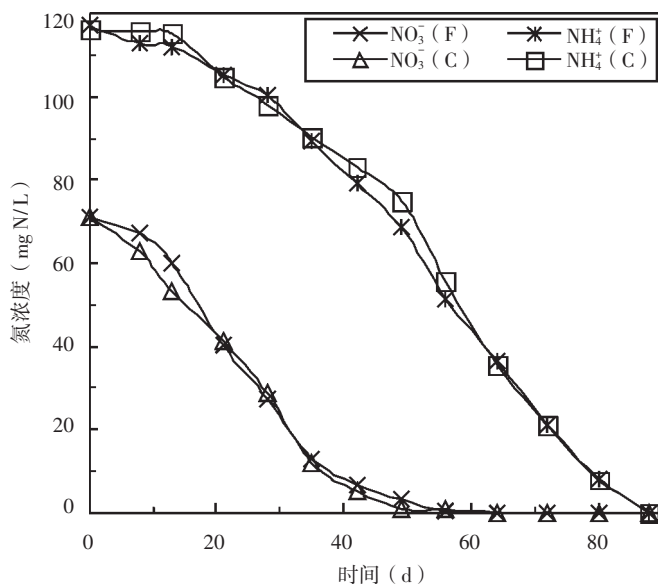


图 6-19
60L 容器重复
试验结果

开放式大容器试验进一步证实了天然生物过程在处理转化硝酸氮和氨氮中的作用，可用猪粪尿为外加碳源进行反硝化。同时，通过纤维填料上生长的生物膜能提高同步硝化/反硝化进程。

(4) 硝化依赖于藻类光合作用供氧试验

第三组试验首先利用小容器（6L）在隔绝光线但通大气的暗室内进行。硝化需要氧源，而氧气主要来自藻类的光合作用，从理论推测在此初始试验条件下不应出现明显的硝化现象。

如图 6-20 所示，10d 后由于反硝化作用渗滤液中的硝酸氮全部消失。与前述各组试验不同，氨氮在 30d 内无明显下降趋势，反而在 4 周后略有上升。通过溶解氧（DO）或气味判断，该容器水环境在 12d 前处于缺氧状态；硝酸氮消失后转入厌氧状态。在厌氧环境下，固定在有机物中的有机氮因有机物的厌氧降解而氨化。进而 30d 后会产生少量氨氮，故出现氨氮稍微增加。试验结果证实，在本试验条件下，没有光合作用便没有硝化发生！大气复氧不足以导致硝化。

为了进一步证实光合作用对硝化的供氧作用，62d 时将容器转移至有光线环境中，以观察硝化是否能够发生。此后氨氮开始呈现减少态势，102d 后氨氮完全消失，且减少趋势与上述试验类似。进而可以断定，光合作用确实是硝化的

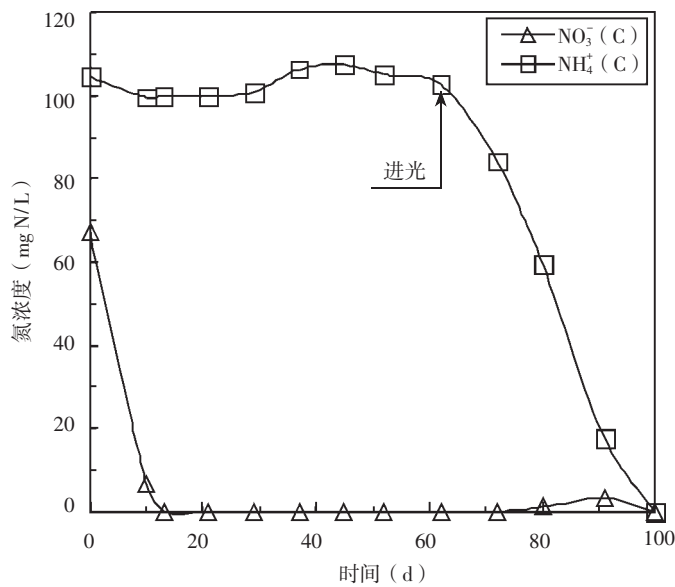


图 6-20
藻类光合作用
对硝化的影响
试验

主要氧源。

3. 讨论

硝化在白天发生而反硝化在白天或夜间均可发生。白天，在 6 ~ 60L 容器测得的 DO 浓度为 0.2 ~ 0.6mg/L，硝化发生在这样低的 DO 值下说明，藻类光合作用所产生的初生态氧相当于一种极微孔曝气器提供的氧，氧的转移与利用率极高，所以，存在较好的硝化作用。而在相同 DO 条件下，反硝化在白天发生于絮凝体或生物膜内部的微缺氧层状结构中；在夜间因宏观环境的缺氧则会普遍发生。

据文献报道，在传统活性污泥法中 DO 至少维持在 2mg/L 以上才能保证完全的硝化。虽然在氧化沟中可观测到 DO 在 1.0mg/L 时可出现完全硝化的作用，但是传统活性污泥法在 DO < 1mg/L 的情况下完全的硝化几乎不会发生。低 DO 下出现的完全硝化归因于较长的污泥停留时间，这为传质提供了有利条件。

如图 6-17 和图 6-20 所示，硝化和反硝化通常均经历很长的反应时间。理论上讲，系统中较多的生物量可以加速反应过程。在填料上附着生长的生物膜为藻-菌共生体提供了生长、栖息之地，从而为加速反应创造了条件。因此，缩短硝化与反硝化反应时间在实践中是完全有可能实现的。此外，从试验结果可以看出，与对照试验比，纤维填料试验可去除更多的硝酸氮。这是因为当系

统中出现较多异养菌后，异养菌能及时利用碳源发生反硝化而去除硝酸氮。否则，异养菌首先利用氧氧化碳源，以致造成碳氧化与反硝化竞争碳源的不利现象。

4. 小结

对于高氨氮、高硝酸氮的渗滤液或污水，利用天然水体自然生物净化过程脱氮是具有实用价值。基于此理论和研究中得到的数据，得出如下结论：

(1) 在模拟天然水体自然生物净化过程试验中，实现同步硝化/反硝化过程是完全可能的。即通过天然水体自然生物净化过程去除渗滤液或污水中氨氮和硝酸氮是可行的。

(2) 藻类光合作用提供硝化反应所需氧气。在黑暗环境下，由于光合作用不能发生，硝化反应即被抑制。

(3) 白天 DO 在 0.2 ~ 0.6 mg/L 范围内变化，在这样低 DO 浓度下硝化仍能进行，主要是由于细菌与基质（氨氮和硝酸氮）间存在着较长的接触时间。

(4) 以猪粪尿作为外加碳源时，要想达到完全反硝化需保证初始拥有较高 COD 值。

(5) 填加纤维填料有助于缩短完全硝化与反硝化所需的反应时间。在填料上生长的生物膜，加大了细菌与藻类和基质的接触面积，因此而缩短了反应时间。

(6) 对于以渗滤液脱氮为主的自然净化工艺设计来说，关键是需要确定一个浅得足以让自然光线能够完全射入池/塘底的水深。这个合适的水深还有待于进一步的研究。

6.3 生态卫生——可持续、分散式污水/废物管理方式

“生态卫生” (Ecological Sanitation, Ecoscan)，它是一种在生态上和经济上均体现出可持续性特点的废水管理与卫生系统，旨在增进现有污水/废物的收集、处理系统向着更可持续的“循环经济”方向发展的全新生态经济理念。这种理念的前提是视污水和所含废物为资源与能源的载体。按照这一理念的理解，人类生活中根本就不存在废物，所有生命物质的产物都可被作为原材料加工再利用，而现在所谓的废物就会成为生态圈中物质流和能量流闭合循环中的一个

环节。因此，这个概念与可持续发展的经济战略模式息息相关。

生态卫生的概念首先在德国提出，并很快在欧洲许多国家得到响应。与现行的传统卫生工程系统（收集→输送→处理→排放）不同，生态卫生概念强调从源头将各种污水/废物按不同的成分与去向分门别类地收集处理、循环利用。广义上的生态卫生还包括雨水的利用、贮存和渗流，固体有机废物的处理和重复利用，废水处理中能源输入的最小化，固/液废物中所含物质能的处置和利用等。尽管这种理念目前还不可能从根本上彻底否定现有的城市卫生工程系统，但是，它的提出一方面肯定了像我国这样的发展中国家广大乡村地区传统卫生习惯中带有原始生态特点的事实，另一方面也为发达国家，更为发展中国家城镇及小城市分散式污水/废物处理提出了一个崭新的课题。由于生态卫生的概念迅速得到全球有识之士的肯定与青睐，所以，国际水协（IWA）在其专业委员会中已将“生态卫生”单独列为一个专业组。

我国是一个发展中国家，经济正以空前的速度发展，并带动着城市化进程不断加快。在城市化进程中，存在着片面追求西方发达国家“现代文明”生活的现象，以至对自己传统生活习惯中符合可持续发展或生态经济原理的东西不加分析地全盘否定。实际上，我们广大农村地区很多传统卫生习惯的细微之处都隐含着生态卫生环节。因此，我们有必要在全面了解生态卫生概念的基础上，认真总结自己传统生活习惯中值得保留的东西，并在此基础上设计出适合自己特点的新的生态卫生系统。为了这样一种目的，本节介绍生态卫生概念与系统。

6.3.1 世界性的水危机与生态卫生危机

据联合国有关机构的评估报告，目前由于全球可用水资源缺乏及环境污染引起的水危机和生态危机有严重恶化的趋势。世界卫生组织（WHO）报告指出：全球大约 15 亿人没有清洁饮用水，大约 25 亿人没有足够的卫生设施或污水处理设施。全球范围内存在着污水未经处理或稍加处理就直接排放的问题。在第三世界国家，90% 以上的污水都未经处理就直接排放；在发展中国家有 80% 的疾病和 19% 的死亡都是因水污染而引起的。随着城市的发展，人口的增加，这种形式会变得越来越糟，所以，现在我们急需一种既安全又可持续发展的普及型城市卫生系统。生态卫生概念就是在这样的背景下应运而生的。

6.3.2 传统污水管理系统的缺陷

传统卫生、污水处理系统可用图 6-21 来描述。目前，发达国家比较普遍



图 6-21
传统卫生、污
水管理系统

采用的是集中式污水处理系统，这也是许多发展中国家纷纷效仿的污水处理模式。这种系统就是通过污水收集管道收集污水，然后经市政污水处理设施集中处理后排放。从生态和经济的角度看，这种集中式污水处理系统存在着很多弊端，最为明显的是高昂的建设投资和运行管理、维修费用，以及以自来水作为载体输送废物造成的高耗水型生活方式。据粗略估算，每人每年仅仅冲洗 35kg 粪便和 500L 尿液就要消耗掉 15000L 自来水。所以，对于发展中国家，集中式污水处理系统并非最佳卫生方式。

其次，人口密度的增加和地下水的污染（由农业面源污染以及垃圾渗滤液中油、酚等造成），传统意义上的污水分离系统如厕所和化粪池也不是最佳卫生方案。冲厕不但把水冲变成了“黑水”（black water），更重要的是冲走了大量

的植物养分；化粪池亦存在着诸多问题，如下渗、污染地下水、管理不当会引发爆炸、影响后续集中式污水处理脱氮除磷效率等等。

此外，传统集中式污水处理系统直接破坏了土壤肥力，因为粪便中有用的营养物和微量元素无法回流到农业生产中去。即使污水处理最后产生的剩余污泥有可能被应用到农田中去，但也仅仅使生活废料中很少一部分营养物能重新回到土壤层中，绝大部分或是流失（如氮），或是进入到水循环当中。另一方面，为了保证食品供应，还要耗费大量能源和使用一些不可更新的矿物资源（如有限的磷资源将可能在 100 年左右的时间枯竭）来生产化肥。在发达国家，经三级处理后的污水中仍含有 20% 的氮、5% 的磷和 90% 的钾，排放后仍有可能引起环境污染（水体富营养化）和卫生问题（有毒藻类滋生）；此外，荷兰

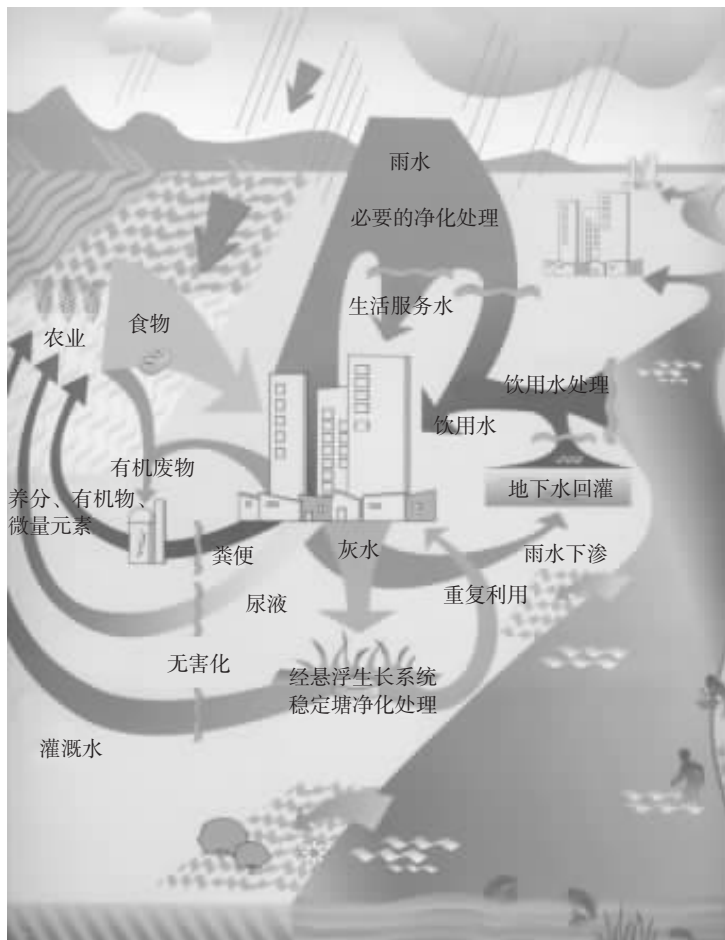


图 6-22

生态卫生系统

蒙、药剂残渣（如抗生素）的排放也会造成水体污染。从目前欧洲国家通行或将实行的做法来看，污水处理厂产生的剩余污泥将被限制返回农田，因为其中重金属（如镉）和其他的有毒物质（如多氯联苯，PCB）浓度太高。

实际上，集中式污水收集、处理系统不过是末端治理而已，即使是处理过的污水仍然存在着污染受纳水体的可能。最主要的弊端是它从根本上改变不了主要靠自来水稀释和输送废物，使生活废料转移至水循环中这一事实。这就是目前水污染的主要原因，也是引起环境破坏和卫生危害的根源。

6.3.3 生态卫生系统

1. 概念

生态卫生是基于对物质流和能量流的考虑，适应于当地条件的生态经济上可持续的污水管理系统。它并不是一种所谓的“高科技”，只是建立了一种新的物质处理/循环理念，是物质的自然属性。这种理念就是不把污水和污水中的废物当作污染物来看待，不是千方百计地将其处理后“排放”，而是要竭尽所能地予以“回收”后再利用，亦即从污染物产生的源头以物质循环方式处理废物，做到生活中污物的“零排放”，从而保护、涵养淡水，促进健康生命。

生态卫生是系统内部物质流（水、营养元素等）的闭合循环，如图6-22所示。生态卫生系统能够恢复人体排出的营养物量和生产农业作物所需营养物量之间的自然平衡。在理想的情况下，生态卫生系统通过正确的处理后应用到农业中，能够几乎完全恢复生活污水中的营养物和微量元素。通过这种方式帮助保持土壤肥力和保证长期的食品安全，同时最大限度降低水污染程度，也保证了水的经济利用和最大限度的重复利用，达到地下水回灌等目的。

2. 生态卫生系统——分散式污水/废物管理系统

为获取最大的生态卫生效益，生态卫生着重病原菌的灭活和人粪便养分的再利用。病原菌的灭活关键是从源头上控制，彻底切断其传播途径；人粪便养分的再利用也需要从源头上分散处理。简而言之，就是要对污染物进行分散处理，即建立一种分散式的污水/废物管理系统。

生活污水可细分为“灰水”（grey water），“黄水”（yellow water），“棕水”（brown water）和“黑水”（black water）。灰水主要指厨房用水，沐浴用水和清洗水等；黄水指尿液或含少量冲洗水的尿液；棕水主要指含粪便、手纸的冲厕

水；黑水指尿、粪未经分离的冲厕水。其中，灰水虽然所占污水体积很大，但养分含量很低，大部分养分都含在黄水和棕水之中。正常成年人每年每人排泄尿液 400 ~ 500L，排便约 50L；排泄物中所含养分以氮（5.5kg）、磷（0.8kg）、钾（2kg）为主，其中 80% 以上的养分均存在于尿液中（见表 6 - 11）。

家庭生活污水典型特征 表 6 - 11

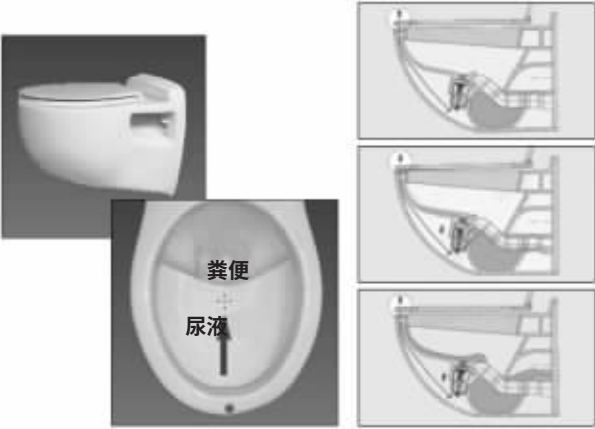
营养物 负荷 [kg/(人·年)]	体积 [L/(人·年)]	灰水 (25000 ~ 100000)	尿液 (~ 500)	粪便 (~ 50)
N: ~ 4 - 5		~ 3%	~ 87%	~ 10%
P: ~ 0. 75		~ 10%	~ 50%	~ 40%
K: ~ 1. 8		~ 34%	~ 54%	~ 12%
COD: ~ 30		~ 41%	~ 12%	~ 47%

基于上述污水各组成成分中的不同特点，可分别对各种污物进行分散处理。

(1) 黄水处理

正常人的尿液是没有致病微生物的，基本上不需要处理，通过如图 6 - 23 所示的粪、尿分离式便器分离收集后的尿液可以稍加稀释或不经稀释直接应用在农业生产中。如果经传统便器粪、尿混合收集后再分离处理，尿液便被粪便污染了，这种含有病原菌的尿液至少需要储存（如在玻璃钢贮尿罐）半年后才能用于农业生产中。另外，为降低尿液的运输费用，应力求减少黄水的处理体

图 6 - 23 尿
液 分 离 便 器
(瑞 典 NoMix
型) 实 物 图 片



积, 一般可以采用蒸发脱水的办法加以处理。

(2) 灰水处理

灰水中含氮低, 不需要硝化和反硝化。但由于洗涤剂的使用, 含磷量相对较多, 对此, 可以通过鼓励人们使用无磷洗涤剂来降低灰水中磷的含量。灰水分散处理的工艺通常采用内进水垂流式人工湿地(图6-24), 但不适用于人口密集区。现在有人正研究采用SBR工艺对灰水进行处理, 再经三级处理, 可重复利用作为中水使用。由于膜技术的兴起, 灰水再利用的前景十分广阔。另外, 灰水经慢慢滤池处理后还可用于地下水回灌。

(3) 棕水处理

棕水主要成分是人体粪便, 粪便中含有很多植物养分, 但同时也含有很多致病微生物, 如肠道寄生虫等, 所以还不能直接利用, 必须无害化后才能施于农田。为了达到粪便养分的循环利用, 通常要经过以下处理步骤: 脱水与稳定停留(预堆肥阶段)→二次脱水→高温堆肥阶段→三级处理。

根据上述步骤, 经过预堆肥8~12个月, 必须再进行高温堆肥1年, 才能使最后的固体残留物变成富含养分的土壤改良剂, 而最终达到粪便养分的再利用。具体的棕水处理设施可采用“Roltebehaelter”地下堆沤罐(图6-25), 它主要起预堆肥作用, 即进行棕水处理的第一步。

(4) 黑水处理

未经尿、粪分离的冲厕水(或再包括有机废物)就是黑水, 也即目前集中

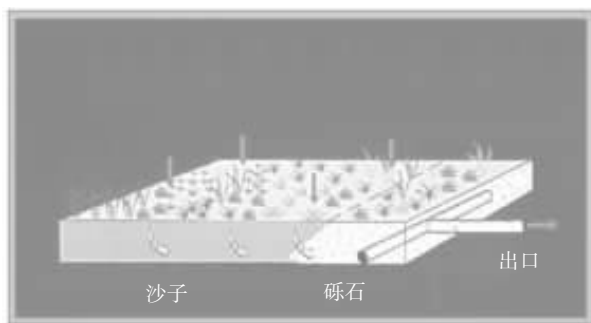


图6-24 内进水垂流式人工湿地

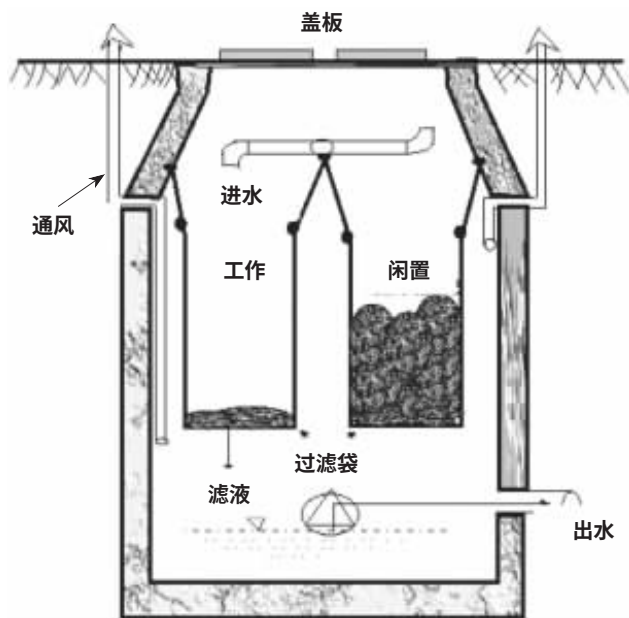


图6-25 Roltebehaelter 地下堆沤罐

式污水收集、处理系统的主要处理对象。黑水中所含生物质能和植物性营养成分（含氮 90% 以上）很多，为回收能源与养分，可采用真空—沼气发生系统予以处理。黑水先由真空系统，如真空厕所（图 6-26）收集后，再在沼气发生罐中进行高温厌氧发酵，产生的沼气可用于发电，残留物再加处理可用做农肥。



图 6-26
真空厕所

（5）黑水/棕水——灰水循环再利用工艺

该工艺的工作原理是将黑水/棕水、灰水分别（或分散）处理，灰水经过生物与膜技术处理后可重复作为安全的服务水，这样可使淡水使用量降低 80% 左右；黑水/棕水经回收、固液分离和膜处理后单独用作冲厕水。这种工艺经济技术可行，特别适用于水资源缺乏地区，工艺流程见图 6-27。

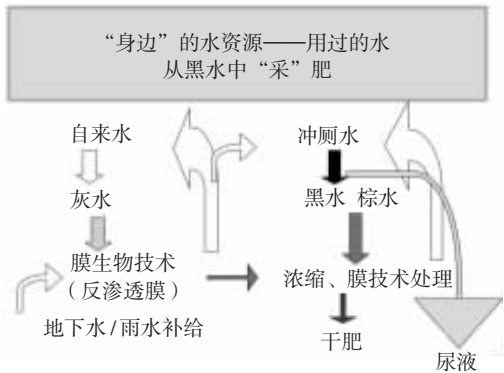


图 6-27 黑水/棕水—灰水循环工艺

分散式污水管理系统可大大改善现有的污水处理系统，实现水和养分的回收利用，达到“污水/废物零排放”，最终收到良好的社会、经济、生态效益。

3. 生态卫生——一种多领域、跨学科实现卫生工程与物质循环的综合系统

生态卫生不仅仅局限于生活用水供应及其技术方面，它涉及到农业发展系统、废物管理系统、具有特殊作用的植物运用、能源领域、卫生健

康、城镇规划、经济等。要成功实施与应用之，要考虑诸多因素，如图 6-28 所示。

生态卫生项目还需要当地具备一定的条件，且需要伴随对用户的生态原理的教育，正确地使用维护生态卫生设施。还应重视消费者服务选择的重要性，特别是允许妇女在生态卫生决策与推广中与男性发挥一样的作用。



图 6-28 生态卫生与诸相关领域的关系

4. 生态卫生系统的优点

(1) 为自然界物质与生命循环建立一个封闭圈，促进了有机物、微量元素、水资源和能源的使用和安全卫生的恢复，可切断某些人畜病疫的传播途径，尤其是通过沼气发酵改善了公共与家庭卫生环境，是一种新的生态哲学理念。

(2) 成本低，维护费用少；分散式厕所对粪便的处置，可从中回收经过处理后的料液，用作农肥提高农业生产力。

(3) 卫生处理粪便，从而减少病原菌通过人畜禽粪便进水体、土壤，污染环境，最终改善卫生与健康状况，促进宏观生态安全与社会经济发展。

5. 生态卫生系统的不足

(1) 对人畜疾病的病原菌及某些病毒与寄生虫卵指标测试不够。

(2) 生物过滤塘中的生物多样性种植尚不多，一般只选择了芦苇。

(3) 有一些地下室的玻璃钢粪便罐在夏天尚有蚊虫、苍蝇和气味等问题，这些粪便罐对发展中国家而言价格昂贵。

(4) 目前的生态卫生系统主要集中在都市、城镇与人口密集区，如学校、办公楼、居民区、医院、宾馆公厕等处，对边远贫困地区的推广不够。

6. 生态卫生环境需不断改进与完善

(1) 为保证卫生安全，可考虑对某些生态卫生装置处理人粪便之后再加上投放药片进一步消毒的工序。

(2) 优化生态卫生装置的设计，水力滞留期，厌氧处理、兼性处理、好氧处理、过滤处理各段的容积需要优化，生物塘的生物多样性种植与利用也需要

进行优化，并优化最终出水的排灌与再用。

(3) 加强出水的卫生监测力度，建立最终出水排放的系列卫生标准（病原菌、病毒、寄生虫等），而不仅仅参考环境排放标准。

6.3.4 生态卫生应用前景分析

为了改变现有生活与环境污染状况，也为了可持续发展，生态卫生这一新理念应运而生。然而，生态卫生是一项艰巨的卫生改革任务，虽然在欧洲和非洲一些国家已取得了一些成功，但要使更多的人理解公共卫生与农业收成和经济效益的关系等还需要一定的时间。特别是面对城市化建设，对生态卫生与上述各领域的依赖关系的理解，以及全社会对生态卫生的重视等方面，还要走很远的一段道路。

从传统习惯上看，中国各地实际上已有了超过 1000 年的原始生态卫生的实践，农家肥使用实践便带有朴素的生态卫生思想。因此，中国具有极大机会发展和完善生态卫生系统的机会。目前，德国有关部门正集世界各地经验，已开始在我国的一些中小城市寻求和实施生态卫生系统或分散污水处理系统。

生态卫生应纳入我国社会经济可持续发展的主要课题，并应作为“小康”建设工作的一个内容来加以推广。结合我国的卫生、环境、能源、区划、农业及经济开发的需要，可建立起一个强大的中国生态卫生产业。

6.4 尿液分离与源控制卫生排水系统

传统市政污水收集与管理系统主要以防止细菌在城区内传播为目的。因此，室内卫生与城市排水工程在很长一段时期内曾经是城市污水管理体系的重点，将家庭污水通过下水道收集并统一排放或集中处理后排放一直是城市排水系统普遍采用的标准模式。20 世纪中叶以来，人类赖以生存的自然环境因受到人为因素的干扰而显得愈来愈加“脆弱”，很多自然水体自净容量已超饱和。在此情形下，人们不得不把对城市排水管理体系的注意力从仅仅是防止细菌传播转移到保护水体质量上来，沿用集中式污水收集系统，不断将污水处理工艺升级，如以控制水体富营养化为目的的三级处理。在三级处理工艺中，污水处理成本主要被脱氮除磷所控制。将硝化（脱氮的前提）引入活性污泥工艺会使反应池

体积显著增加，并导致 60% ~ 80% 的额外能量消耗。除磷，或者需要投加化学药剂进而后续处置无机污泥，或者需要增加反应池体积，实施“强化生物除磷”（EBPR）。

人类一方面要从污水中去除氮、磷等这样的植物性营养性元素，而另一方面在农业生产中却因缺乏氮、磷而不得不以某种技术方式从自然资源中索取营养物质。磷只能从磷矿石中生产，而磷矿石无论在量与质上均已近枯竭，况且，磷酸盐的冶炼还会产生大量的危险物质。工业固氮需要消耗大量能源。从 20 世纪末起，可持续发展已成为众望所归的全球经济发展模式，不仅仅人类生活，各行各业也都必须为之做出努力。虽然“可持续”性不太容易量化，但定性来说，从废物/水中回收和利用有价值的资源与能源对“可持续性”在很大程度上定会有重要贡献。因此，存在于污水中的营养元素应尽可能地被回收、利用，而不应被单一地从污水中去除，以最小化来自自然资源所生产的化肥。

虽然氮、磷等营养物质从污水中回收有着较大潜力，但污水中这些元素浓度很低的性质使得回收在经济上与能量上看均十分昂贵。几项研究已经显示，市政污水中氮负荷的 80% 与磷负荷的 50% 来自于人类排泄的尿液。尿液分离并收集能大大地改善营养物质回收的可行性，因为尿液中氮、磷浓度通常是污水中的几百倍。将尿液分离后直接、间接利用乃是目前欧洲一些国家（如瑞典、丹麦、德国、奥地利、荷兰等国）分散式污水处理的一个热点研究方向，这涉及到尿液的收集与贮存、营养元素的利用或提取，同时也影响到后续污水的处理与利用。本文将针对这些内容，首先介绍以尿液分离为中心的源控制卫生概念；接着述及尿液分离的具体方法与尿液中营养元素的利用方式；最后讨论尿液分离后对粪便与污水处理的影响；尿液分离回收营养元素的能耗问题也将被讨论。

6.4.1 源控制卫生概念

传统上，生活住宅排水为混合污水，即尿液、粪便、洗涤/洗浴等的混合流，习惯上被称为“黑水”。如果将各种居家液流单列开来，黑水还可进一步被细分为“灰水”、“黄水”和“棕水”。灰水由来自厨房与卫生间的洗涤、洗浴水组成；黄水指尿液 [含或不含冲洗水；人的尿液量约为 $1.3\text{L}/(\text{人} \cdot \text{d})$]，传统冲洗尿液水量为 $35\text{L}/(\text{人} \cdot \text{d})$ ，现代源控制冲洗尿液水量仅为 $0.7\text{L}/(\text{人} \cdot \text{d})$]；

棕水则代表粪便以及手纸和冲洗水。表 6-11 为德国研究人员对组成黑水的各种成分特征所做的调查汇总。

表 6-11 清晰地显示，尿液（黄水）对家庭生活污水中的营养物质贡献最大；灰水虽体积最大，但对营养物质的贡献最小；粪便（棕水）的体积比尿液小约 10 倍，但含有近一半的有机物负荷和大量的病原菌。表 6-12 进一步列出了各种液流成分的物质特征。尽管粪便中含有大量病原菌，但它能被灭菌处理后作为良好的土壤调节剂。尿液可被贮存并简单处理后用作农业肥料。灰水可经不同的生物处理方法处理进而后续砂滤，过滤形成的中水可以回用或进行地下水回灌。

家庭生活污水物质特征 表 6-12

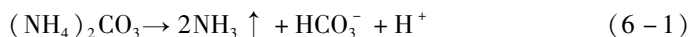
液 流	特 征
1. 棕水	• 卫生上的主要决定成分； • 由有机物、营养物及微量元素组成； • 可改善土壤质量，增加土壤持水性
2. 黄水	• 卫生上的次要决定成分； • 含有大量的对植物有益的营养成分； • 可能含有荷尔蒙或医药残留物
3. 灰水	• 不涉及主要的卫生问题； • 最大的污水量成分； • 几乎不含营养物质（使用无磷洗涤产品情况下）； • 可能含有残留的洗涤剂成分

与源控制卫生概念相关的技术目前已可得到。尿液与粪便分离式便器不失为一种从源头分离两者的实用技术，目前这种便器已在瑞典、丹麦、德国、荷兰等欧洲国家开始使用。这种便器内有两个收集器（如图 6-23 所示，NoMix 型）：前端为收集尿液之用；后端则与常规便器别无二样，用来收集粪便。借此便器，尿液以及冲洗水可用管道单独收集并被转移至专门贮存的容器中长时期贮存，以备简单处理后回用于农业生产。粪便可用极少量的水冲洗后用管道收集，并与来自厨房和花园的一些可生物降解物质一同处理（堆肥法）。堆肥后的最终产物可用作花园以及农业土壤调节剂。

其实，源控制卫生概念的主要内容是实施尿液分离。尿液分离后的粪便与灰水可按上述技术要点分别处置，也可以将余下的粪便和灰水混合后输送到污水处理厂作集中处理，这样可以省去营养物去除步骤，从而简化处理工艺。

6.4.2 尿液利用与处理

尿液相对来说是无菌的，无需作灭菌处理便能够被用作作物养分。然而，由于粪便的污染，病原菌可能侵入尿液。对此，如果尿液在被（农业）施用前贮存6个月以上，尿液用作肥料所带来的卫生方面的危险将减至最低程度。但是，尿液是一种有着高营养物浓度（8180mg N/L, 670mg P/L, 2160mg K/L）、很不稳定的液体，其主要成分是尿素 $[(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3]$ 。在贮存期间，由于尿素分解细菌的水解作用，尿素很容易被分解为分子态氨（ NH_3 ）与重碳酸盐，使pH升高[见式（6-1）]。高的pH会导致在尿液中形成磷酸钙、鸟粪石（ $\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ）、方解石等沉淀。尿液长期贮存的结果往往是90%的总氮以 NH_3 形式存在；pH甚至达9左右；至少30%的磷被沉淀。尿液中绝大部分氮以 NH_3 形式存在时会使 NH_3 在运输、搅动、泼洒应用时因挥发而损失。因此，最好在尿液贮存时有效防止尿素分解。具体做法是在尿液中投加硫酸或醋酸，以降低pH。



一般来说，在尿液分离后对氮的利用存在两种目标，或者如上所述被稳定后直接或间接作为肥料利用，或者被生物方法转换为氮气后再通过工业固氮工艺生产合成氨。从可持续发展的角度看，资源的回收与保护应该成为尿液分离的首要目标。在对尿液直接应用不适合的场合，例如，尿液收集地距应用点运输距离太长，有可能对环境产生许多不利影响时，从尿液中化学分离氮（间接利用）或生物脱氮也可节省后续污水处理的能量与资源消耗。

尿液分离后直接用作肥料时一般先要进行体积缩减处理（体积减少5~10倍），常用的技术有蒸发、部分冷冻、反渗透等。分散式收集的尿液可用罐装车每年分两次运送至专门工厂进行体积缩减处理。浓缩后的尿液主要被作为尿素肥料而应用于农业生产。自从瑞典实践尿液分离以来，瑞典农民已经开始在地下贮存罐中贮存被收集并被转运来的尿液，以用于他们的农业生产。现场试验表明，为了防止 NH_3 的挥发以及高pH可能对农作物造成损害，尿液被酸化（ $\text{pH} < 5$ ）完全可以充当一种良好的肥料。但是尿液不能过量使用，以避免因大量盐分进入土壤而导致农作物产量降低。

分离后的尿液中营养物也可以鸟粪石沉淀形式予以回收后再用作肥料。根据尿液中的氮、磷含量,若以全部氮作为回收目标,尿液中所含的磷量则明显不足。因此,除了鸟粪石沉淀所必需的镁源(一般为 MgO)外,一定量的磷源(如磷酸)也必须投加,这样才能达到回收全部氮的目的。一项最新的调查表明,被回收的鸟粪石在市场上是对传统肥料最具竞争力的一种替代品。与尿液分离对城市排水管理系统所获得的益处相结合,鸟粪石回收途径被广泛看好是改进目前污水管理方式可持续性的一种主要应用方式。

另外,尿液中的氮也可以氨吹脱的方式脱除,然后用酸溶液吸收后回收,如形成 $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 。

在对尿液直接或间接利用不现实的场合,对尿液中的氮进行生物脱除便成了另外一种技术途径。对此,传统硝化 + 异养反硝化途径以及现代亚硝化 (SHARON) + 自养反硝化 (ANAMMOX) 途径成为技术选择。因后者耗氧量较少、不需要消耗有机物 (COD),所以,SHARON + ANAMMOX 途径已被广泛认为是理想的可持续技术途径。

6.4.3 粪便处理

建立在源控制卫生概念基础上的粪便处理可以借助于刚刚开始应用的一种新技术——Rottebehaelter,即先堆肥池。这种专对粪便以堆肥方式处理的技术通常是建于地下的混凝土池,底部有两个每隔 6~12 个月交替工作的滤床,或两个并排悬挂的过滤袋(图 6-25)。目前这种技术在奥地利、瑞士、德国等国家作为生活污水的预处理正开始不断应用。这一新技术与化粪池等传统技术相比,不破坏人类粪便中对农业有益的营养成分与粪便作为土壤调节剂的功能,不需昂贵的罐式装运车辆。然而,对过滤袋的清理并不是一项简单的工作,仍需今后进一步改进。

先堆肥池一般用预应力混凝土板覆盖(但要方便更换滤袋、检查与清理工作),并留有专门通风口(见图 6-25)。先堆肥池内的一个滤袋充满时,手动将进水管(可转向管)导向另一清空滤袋。由于尿液已被分离,被滤出的液体(滤液)所含营养物质很低,引出后可同灰水一道处理(如进入人工湿地)。

在德国,研究人员对一已在运行的先堆肥池进行了性能调查。他们分别对先堆肥池内工作与闲置的滤袋取样进行分析,结果列于表 6-13。调查结果显示,

先堆肥池内物质特征

表 6-13

参 数	含水率 (%)	燃烧损失 (%)	C (%)	N (%)	C/N	P (%)	K (%)	pH	温度 (℃)
取 样	湿物质	干物质	干物质	干物质		干物质	干物质		
工作滤袋	87.72	95.48	46.6	6.74	1:0.14	0.69	1.07	7.21	18
闲置滤袋	83.14	93.26	50.3	7.16	1:0.14	0.61	1.61	6.30	20

或者工作滤袋，或者闲置滤袋，两个袋中湿物质的含水率均超过堆肥含水率的最佳值（40% ~ 60%）。超过 70% 的含水率必然导致厌氧情况发生。然而，取样时并未嗅到臭味情况；住在周围的居民到目前为止也没有抱怨臭味影响生活的案例。挥发性固体低温、缩减情况表明，滤袋内缓慢的分解过程发生了，这可能引起臭味的低浓度散发，但在开放的空气中不足以影响人的嗅觉。低的 C/N 比说明，滤袋内并没有有效地加入使袋内物质 C/N 比保持在较高水平（1:20 ~ 1:30）的结构膨胀剂。结构膨胀材料也能减少湿物质的含水率，增加粪便物质内的空气流通。闲置滤袋内 pH 低于最佳的 7 ~ 8，这很可能是由于厌氧情况形成了有机酸所致。磷和钾的浓度在两个滤袋内含量均比原粪便中的要低，这显然是因滤液的流失所致。试验表明，在滤袋内适当投加树皮、稻草等结构膨胀材料有助于改进堆肥所需要的最佳条件，如 C/N 比、湿度、溶解氧等。一项试验表明，在堆肥作用之后，滤袋（含或不含结构膨胀材料）可截留原粪便中碳 30% ~ 35%，氮 60% ~ 70%，磷 35% ~ 45%，钾 20%。

6. 4. 4 尿液分离对后续污水处理工艺的影响

尿液分离后的粪便与灰水也可混合后经排水管道集中后统一处理。这种尿液分离与集中处理相结合的排水管理方式今后可能对大、中城市比较现实，特别是在强调营养物去除与中水回用的地方。然而，尿液分离对集中式污水处理工艺的具体影响目前还没有试验能够给出结论。对尿液分离与集中处理相结合的排水管理方式而言，尿液分离在改进污水管理系统方面的作用应该比仅仅回收营养物质显得更为重要。否则，尿液分离会变得顾此失彼。一般性的技术考虑认为，既然尿液分离可去除污水中绝大部分营养物质，所以，在后续污水处理工艺中便有可能省去营养物质去除工艺，从而缩短并简化整个污水处理工艺。

为了事先了解尿液分离对后续污水处理工艺的具体影响，荷兰研究人员对此作了一项数学模拟演示试验。模拟试验以一个已在荷兰应用的营养物去除工

艺——BCFS®作为参考工艺，同时设计一个尿液分离、营养物沉淀回收（鸟粪石）、后续污水处理的推荐工艺（图6-29）。推荐工艺建立在尿液分离后回收营养物并同时处理后续污水（粪便与灰水混合物）的概念之上，按不同液流分别处理、处置尿液与污水。如图6-29所示，尿液（2）与来自污水处理单元的污泥消化液（7）混合后加 MgO 进行化学沉淀处理，以鸟粪石（15）形式回收混合液（8）中的氮和磷。所投加的 MgO 量以全部沉淀混合液中的磷为计量，未能在鸟粪石中被沉淀的多余氮则以后续的 SHARON + ANAMMOX 结合工艺进行自养脱氮处理。

尿液分离后的污水因氮、磷等营养物质已被大部分去除，所以，以 COD 为主的污水（1）与来自 ANAMMOX 反应器的脱氮尾水（10）混合后（3）以较短污泥龄（SRT）进行好氧处理，将污水中的各种形式（颗粒与溶解态）COD 转变为细胞形式 COD，从而回收污水中 COD 所含的能量。生物污泥（MLVSS）氮和磷的成分分别为 9% ~ 12% 和 1% ~ 3%。这意味着在污水处理进水中所必需的 $COD:N:P = 100:5:1$ 之比率情况下，污水（3）中的氮和磷将全部用于细胞合成（产率为 0.63mg 细胞 COD/mg COD）。因此，尿液分离的比例应控制在剩余的营养物质刚好满足污水好氧处理时细胞合成所需的最低营养比率，否则，污水处理还得再额外投加营养物质。

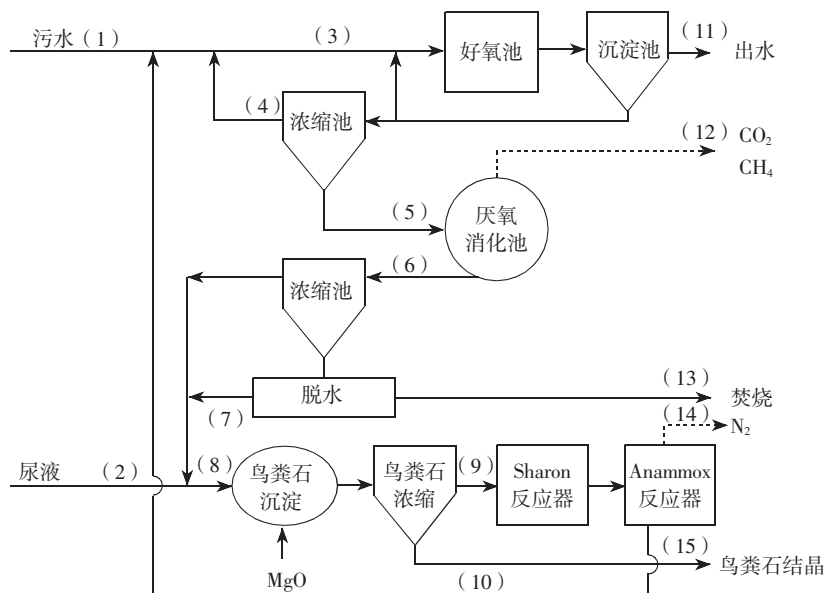


图 6-29 尿液分离、营养物沉淀回收、后续污水处理相结合的推荐工艺

对 BCFS[®]工艺和推荐工艺应用相同的进水 ($Q = 13500\text{m}^3/\text{d}$, $\text{COD} = 537\text{mg/L}$, $\text{TN} = 50\text{mg N/L}$, $\text{NH}_4 = 40\text{mg N/L}$, $\text{P} = 8\text{mg P/L}$ ——荷兰一污水处理厂情况), 参照相同的出水标准 ($\text{MLSS} \leq 10\text{mg/L}$, $\text{COD} \leq 30\text{mg/L}$, 总 $\text{N} \leq 10\text{mg N/L}$, 总 $\text{P} \leq 1\text{mg P/L}$)。通过对所模拟的两个工艺建立数学模型, 分别对两个工艺进行对比性模拟演示试验。

模拟试验结果表明, 以去除氮、磷为目的的三级处理工艺确实可因尿液分离而受益。当分离 60% 左右的尿液时, 出水中的总氮能下降 $2.5 \sim 7.5\text{mg N/L}$ 。进一步提高尿液分离比例, 对出水氮的进一步大幅度下降不太明显; 相反, 可能会因太低的进水氨氮浓度而影响细菌的合成。具有 60% ~ 70% 的尿液分离比例, 尿液分离及后续的污水处理可使出水中氨氮、硝酸氮、磷酸盐浓度均低于 1mg N (P) /L 。进水中颗粒状 COD 中的实际营养物 (氮、磷) 含量与活性污泥对营养物的需要比例决定着以污泥形式去除氮、磷的效率; 活性污泥中常规含量的氮、磷水平暗示, 如果尿液分离比例超过 75%, 有可能全部去除污水中的营养物。尿液分离从根本上可降低污水处理的能量消耗; 以去除氮、磷为目的的三级处理工艺 (BCFS[®]) 通常的能耗为 $6\text{W}/(\text{人} \cdot \text{d})$, 而推荐工艺可使能耗下降到 $1\text{W}/(\text{人} \cdot \text{d})$, 这主要是因为被产生的甲烷对能量的贡献之故, 也因为使用了低能耗的脱氮工艺 (SHARON + ANAMMOX); 尿液分离以及转运尿液的能量消耗不会超过 $7\text{W}/(\text{人} \cdot \text{d})$ 。尿液分离对生物除磷几乎没有影响; 在推荐工艺中, 40% ~ 80% 的磷可被回收, 这主要取决于在污泥消化池与管道中磷的沉淀程度。

6.4.5 尿液分离与源控制卫生排水系统能耗分析

尿液分离与源控制卫生排水系统主要目的就是回收人类生活排泄物中的氮、磷等植物性营养成分, 并使之返还至农业生产, 以最大限度地减少从自然资源中以高额能耗索取有限营养元素。然而, 尿液分离、营养物回收以及后续的污水处理等能耗情况需要事先探明。如果以回收氮、磷为目的的尿液分离在能量方面的消耗比直接从自然界获取营养元素还高, 那这种概念便适得其反, 没有任何实际意义。对此, 瑞士研究人员对尿液分离以及各种附属技术与工业生产化肥的耗能进行了一项专门研究, 研究涉及上述各种提及的工艺或技术。

对各种去除与回收技术进行详细耗能分析、比较表明, 尿液分离后直接作为肥料或以鸟粪石形式间接作为肥料的确比去除氮、磷后再从自然资源中工业

合成化肥所消耗的能量要低。以硝化/反硝化脱氮再工业合成氨的方式利用氮的能耗为 90MJ/kgN (硝化 + 反硝化耗能为 45MJ/kgN , 合成氨能耗为 45MJ/kgN)。若以 SHARON + ANAMMOX 方式脱氮再合成氨, 能耗将降低至 64MJ/kgN (SHARON + ANAMMOX 耗能 19MJ/kgN , 合成氨能耗仍为 45MJ/kgN)。

以工业固氮方式合成氨这种高耗能 (45MJ/kgN) 工艺相比, 尿液分离与回收营养物的工艺便显得具有竞争力。在这方面, 蒸发水分缩减尿液体积最适用、方便, 因为这可极大方便尿液运输与贮存。另一种回收尿液中营养成分的方法为形成鸟粪石沉淀。鸟粪石沉淀形成耗能为 102MJ/kgN , 似乎比上述传统途径生产化肥耗能 (90MJ/kgN) 相比要高。但是, 在所形成的鸟粪石中, 每 kg 氮可同时结合 2.2kg 磷; 而等量的磷肥生产要耗能 64MJ/kgP , 这使得总的氮肥、磷肥的生产耗能高达 154MJ/kgN (P) ($90 + 64$)。显然, 包括了磷在内的能量平衡, 鸟粪石途径回收营养物质能耗并不是很高。

将磷从污水中去除, 再从磷矿石生产磷肥耗能在 57MJ/kgP (经强化生物磷去除工艺除磷 28MJ/kgP 和磷肥生产 29MJ/kgP) 与 78MJ/kgP 之间 (化学除磷 49MJ/kgP 和磷肥生产 29MJ/kgP)。鸟粪石形成耗能为 21MJ/kgP 。尿液中磷的含量太低而不值得使用蒸发法仅仅去回收磷。

回收钾与硫的惟一途径就是直接将浓缩的或稀释的尿液作为肥料使用。钾肥生产的耗能为 11MJ/kgK 。

通过综合氮、磷、钾这些主要营养物的化肥生产所需电耗与化石燃料消耗, 可以计算被收集但未处理的尿液“能量值”。每当量人口所消耗化肥的能耗为 $0.44\text{MJ}/(\text{人} \cdot \text{d})$ [$5.1\text{W}/(\text{人} \cdot \text{d})$], 每当量人口污水处理能耗为 $0.43\text{MJ}/(\text{人} \cdot \text{d})$ [$5.0\text{W}/(\text{人} \cdot \text{d})$]。这意味着 1 个当量人口尿液的能量值为 $0.87\text{MJ}/(\text{人} \cdot \text{d})$ [$10.1\text{W}/(\text{人} \cdot \text{d})$]。这一能量值的绝大部分归因于氮 (91%), 仅仅 6% 归因于磷, 余下的 (3%) 归因于钾。

6.5 利用混合菌群活性污泥法实现生物可降解塑料 PHA 的合成

6.5.1 引言

众所周知, 随着经济和社会的发展白色污染变得越来越严重。目前, 塑

料垃圾以每年 2500 万 t 的速度在自然界中积累, 其填埋、焚烧等处理过程中表现出了许多影响环境的弊端。因此, 加强可降解塑料的研究与开发, 争取在工艺上取得突破并应用于实际, 生产出具有生物可降解性且价格合理的塑料制品, 对于环境保护和可持续发展都具有重要的现实意义。

聚- β -羟基烷酸 (PHA) 是一种可由微生物合成的热塑性塑料, 与聚丙烯具有类似的性质。但 PHA 具有生物可降解性和生物可相容性等独特优点, 且其合成原料为糖和脂肪酸等可再生资源。所以, PHA 的微生物合成能有效地缓解资源紧张和环境危机的现状, 其开发应用前景十分乐观, 许多国家已把它列为重点发展项目。

本文对目前 PHA 生产的国际情况作一综述; 重点介绍通过污水处理中的活性污泥法利用混合菌群生产 PHA 的两种研发工艺; 最后着重讨论不同底物的组成对合成 PHA 性质的影响。

通过污水中的有机物质合成 PHA, 是利用生物技术实现变废为宝的有效途径。一方面, 通过反应降解了有机环境污染物质, 实现了环境保护。另一方面, 把有机环境污染物质转化为具有良好利用价值的环境友好塑料, 这对于可持续发展具有重大现实意义, 可以说是实现环保和可持续发展的最优之路。

6.5.2 PHA 工业生产情况

现阶段 PHA 的合成在工业生产中已经可以实现, 如美国 Monsanto 公司和英国 ICI 公司均以微生物发酵方式生产生物可降解塑料。这些生产工艺大多是利用纯种微生物, 生产原料主要是葡萄糖、丙酸等价格昂贵的有机底物。在工艺运行过程中, 要求灭菌消毒, 保证发酵系统无杂菌存在。因此, 这种 PHA 生产方式与以石油为原料的传统塑料生产工艺相比成本较高; 每 kgPHA 生产成本约为 9 欧元, 而每 kg 合成塑料仅为 1 欧元。因价格昂贵, 目前 PHA 大多应用于医学领域 (如骨骼替代品等), 而在日常生活中的大量使用还不太现实。

为了降低 PHA 的生产价格, 近几年来各国对利用混合菌种和多种底物合成 PHA 的活性污泥法进行了大量的实验研究。活性污泥法具有许多优点:

- (1) 在驯化过程中微生物的选择基于生态原理。因此菌种稳定, 这就为 PHA 的工业化生产创造了前提;
- (2) 混合菌种对工艺的适应性强, 工艺控制简单, 无需灭菌消毒提供纯种环境, 从而降低了工艺运行成本;

(3) 混合菌种可以适应多种不同底物,从而扩大了底物的选择范围,为混合底物应用于生产打下良好基础;

(4) PHA 的生产原料为工业废水甚至市政污水,来源广、价格低,避免了大量购买有机碳源底物的支出,从而降低了 PHA 的生产价格。

所以,活性污泥法与纯菌种单底物生产 PHA 相比更具有现实意义。

由上可见,现阶段及未来的技术研发发展方向应该是从纯菌种单底物的生产工艺向混合菌种多底物的工艺过渡。通过使用廉价的有机底物可以使 PHA 的生产价格降低到原来的一半,大约为每 kg 4 欧元左右。

6.5.3 厌氧-好氧活性污泥 PHA 生产工艺

本工艺始于 20 世纪 70 年代,被称为强化生物除磷工艺 (enhanced biological phosphate removal process, EBPR),主要用于磷的去除。

1. 工艺原理

EBPR 系统中废水从厌氧区进入,微生物在好氧区和厌氧区之间循环。在厌氧条件下,聚磷微生物 (PAOs) 水解体内贮存的多聚磷酸盐以获取能量,从而吸收短链脂肪酸等有机底物贮存于细胞体内作为内部碳源——PHA。在好氧条件下,PAOs 分解贮存的有机碳源 PHA,通过氧化磷酸化获得能量,进行微生物自身的生长并过量地摄取磷。可见,PHA 就是微生物在厌氧条件下吸收有机底物后贮存于细胞内的碳源物质。

2. EBPR 工艺用于 PHA 生产的特点和流程

首先,活性污泥和有机污染物随污水进入厌氧阶段,要求反应器绝对厌氧并且硝酸盐和亚硝酸盐的浓度很低(以抑制异养菌反硝化与磷细菌争夺碳源)。此时,大分子的有机污染物在厌氧和兼性细菌的作用下水解酸化,被分解成乙酸、丙酸等挥发性有机脂肪酸,同时,PHA 聚集微生物(即磷细菌 PAOs)分解聚磷酸盐,主要通过糖原酵解的方式获得还原力(Mino 模型),从而利用酸化得到的短链脂肪酸合成 PHA。在好氧阶段,微生物呈好氧生长,分解 PHA 获取能量和碳源,摄取正磷酸盐并将其转化为多聚磷酸盐贮存于细胞体内。

该工艺的关键所在是驯化出大量具有 PHA 合成能力的微生物,提高微生物在厌氧阶段吸收有机碳源物质的能力。因此,对微生物进行预驯化极为重要。通常先通过人工合成的底物(如在废水中加入乙酸)对活性污泥进行驯化,以增加活性污泥中 PHA 聚集微生物的数量并提高其贮存 PHA 的能力。根据 Chua

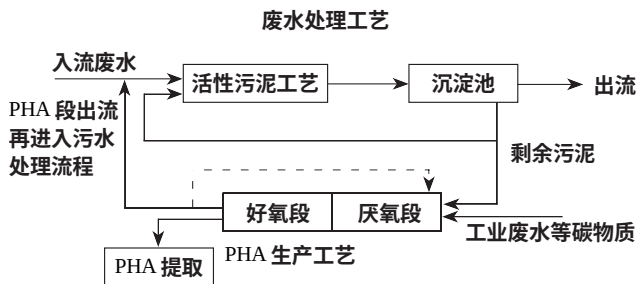


图 6-30 厌氧-好氧活性污泥法生产 PHA 工艺流程模型

等人的研究，通过在市政污水中添加乙酸对活性污泥进行驯化可使 PHA 占细胞干重的质量分数由 21% 提高到 31%。另外 Chua 指出，把 pH 控制在 8~9 之间有利于 PHA 的合成。污泥停留时间（SRT）较短有利于 PHA 的存储；研究发现，SRT 从 10h 减少为 3h 时，PHA 的含量能提高 10% 左右。

图 6-30 所示的是 Chua 等人提出的厌氧-好氧活性污泥法生产 PHA 的理论工艺模型。模型以传统的活性污泥法处理污水为基础，分为传统的活性污泥污水处理工艺和厌氧-好氧 PHA 生产工艺两部分。该工艺模型独具匠心之处是利用活性污泥法中的剩余污泥进行 PHA 的生产，可一并做到污水有效处理和 PHA 合成细菌驯化，并同时达到微生物数量增加和合成能力的提高。这就要求在活性污泥阶段应控制反应器的运行条件，选择出最佳运行参数，以丰富剩余污泥中 PHA 合成细菌的数量和 PHA 的贮存能力。在实际设计中，可以分别从供氧量、碳氮比（C:N）、水力停留时间（HRT）、SRT 和 pH 等方面来考虑最优设计方案。

另外，根据实际情况也可以做一些必要的改进，这可以从两方面进行考虑。当好氧池出水 BOD 不太高时，选择把出流废水引入到活性污泥系统中做到达标排放；当好氧池出水 BOD 较高，特别是含有较多的碳源可以再次利用时，则设置内循环系统使出水回流，提高废水合成 PHA 的利用率。PHA 生产的底物物质一般取自于高浓度的工业废水，其中碳源物质非常丰富。

3. 小结

从以上工艺中可以看出，通过对传统活性污泥工艺的改造和控制工艺参数可以实现 PHA 的生产。Satoh 用驯化过的活性污泥在厌氧-好氧工艺中尝试合成 PHA，取得了 PHA 占细胞干重比例 62% 的良好效果。所以，本工艺具有良好的可行性和非常好的工业应用前景。

6.5.4 好氧瞬时供料 PHA 生产工艺

尽管 Satoh 用活性污泥法获得的 PHA 占干细胞重量达到了 62% 的比例, 但这与通过纯菌种获得的结果 (PHA 占细胞干重 80%) 还有较大差距。近年来人们开始研究好氧瞬时供应养料的混合菌种活性污泥法生产 PHA。

1. 工艺原理

研究表明, 通过控制反应器中的底物浓度, 使微生物处于时而底物丰富时而底物匮乏的状态 (feast and famine state), 能使微生物处于非稳态生长状态。在这样的动态环境下, 当底物丰富时 PHA 在微生物体内的贮存和微生物的增长同时进行, 当底物匮乏时 PHA 则被分解以获取能量和碳源。所以, 只要在微生物生长没有受到限制的条件下 PHA 就能一直在生物体内合成, 且 PHA 合成反应相对于微生物自身增长而言占主要比例 (约占 70%)。当底物长时间较丰富存在于反应器中, 微生物就会产生生理适应性, 使得微生物的生长占优势。据此, 通过动态瞬时供应养料, 使反应器中底物时而丰富、时而匮乏, 以抑制微生物的生长, 驯化出具有强大 PHA 贮存能力的菌群。

2. 工艺特点及运行控制因素

本工艺在微生物方面的最大特点是微生物增长和 PHA 的贮存同时进行, 吸收的有机物用来合成 PHA 和微生物用于自身增长各自所占的比例因反应条件的不同存在较大差异:

(1) 从反应速率方面来看, 微生物和底物的接触时间越长则微生物增长速率越大, 但对底物的吸收速率却无显著影响。所以, 聚合物 PHA 的合成速率为底物的吸收速率和微生物的生长速率之间的差值。因此, 要使微生物大量地贮存 PHA, 应使微生物与底物的接触时间缩短, 以减少底物被微生物用来增长的比例。

(2) 从微生物特征方面来看, 当微生物的泥龄较短时微生物的增长是主要的, 贮存的 PHA 量很少。所以, 工艺过程中应控制工艺运行条件以使微生物的泥龄变长。

另外, 我们知道底物被用于微生物增长的比例还取决于反应器中营养物的浓度, 为了限制微生物的增长、提高微生物聚集 PHA 的能力, 要对反应器中营养物的浓度进行控制。在本工艺中, 加入硫脲以抑制除氨氮之外的其他营养物质, 所以, 氨氮是惟一供微生物生长的氮源。因此, 可以通过控制氨氮的浓度

抑制微生物的增长,进一步使底物转化为聚合物(PHA)的比例增加。Serafim 通过实验得出结论,氨氮浓度是本工艺中重要控制因子,通过对氨氮的限制可以使微生物的增长速率降低从而提高聚合物贮存的产率和产量。

Benu 等人在实验中发现,过高的底物浓度会使微生物合成 PHA 的反应产生抑制作用。为了消除这种抑制作用,Serafim 等人作了深入的实验研究。他们把浓度为 180mmol C/L 的乙酸分两种方式加入到反应器中:连续加入和分批次加入。在分批次加入中,他们把乙酸按 60mmolC/L 浓度分三次加入。加入控制点由溶解氧(DO)控制,即当底物被耗尽时 DO 值会突然上升,此时应尽快加入新的底物。通过对底物被耗尽时微生物进行检测获得了相应的实验结果,连续加入法合成的 PHA 占细胞干重的比例为 56.2%,而分批次加入的比例却高达 78.5%。这与通过纯菌种获得的结果(PHA 占 80%)相差无几,也是目前利用活性污泥法得到的最高实验结果。所以,通过对 DO 的控制、底物分批次加入不仅消除了高浓度带来的抑制作用,还大大提高了 PHA 占细胞干重的比例。

另外,分批次加入底物不仅提高了 PHA 的质量分数,还使得 PHA 的生产时间大大缩短。在 Serafim 的试验中,连续加入法耗时 7h,而分批次加入仅耗时 3 小时 20 分钟。但是否分批次加入次数越多越好呢? Serafim 在新的实验中分四次加入了底物,实验结果是 PHA 的贮存量并无明显的增加,这说明 PHA 的贮存量已基本达到微生物贮存能力的极限。

根据 Serafim 等人的试验结果,若在工艺中对 pH 进行控制会降低聚合物的合成。所以,本工艺中对 pH 值不予控制效果较好,这样的实际工艺运行过程操作简便、可行。

3. 工艺流程及反应器的选择

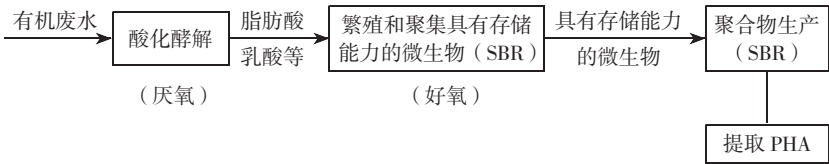
好氧瞬时供料工艺是目前最具应用前景的技术,这种工艺活性污泥微生物贮存 PHA 的能力强、产量大,而且,在本工艺中挥发性脂肪酸等碳源主要被促进转化为 PHA,而不是糖原或其他胞内碳水化合物。在工艺运行中,为了提高污泥贮存聚合物的能力,反应器是在养料断断续续加入的状态下运行的。首先,底物在一个较短的时间段内加入,接着再辅以一个较长的时间段,只进行曝气无养料加入。在这个较长的时间段内,反应器内养料是匮乏的。而这种匮乏状态可以提高微生物贮存 PHA 的能力,这是本工艺的独特之处。反应器就是

在这种养料时而丰富时而匮乏的动态下运行的。

综合所述，可以看出间歇式（SBR）反应器的特点是能较好地满足本工艺的运行要求。所以，好氧瞬时供料工艺通常在 SBR 反应器中运行。首先，在 SBR 反应器中微生物呈非稳态生长，这样就能够驯化选择出大量的具有强大 PHA 合成能力的微生物。其次，SBR 反应器容易控制，可以根据供料周期和反应循环周期的不同随时做出调整，这适应了本工艺的动态运行条件。所以，对本工艺来说，SBR 是最为理想的反应器类型。如果把工艺流程设计成连续式的，则其基本的结构由一个推流式反应器（PFR）和一个完全混合式反应器（CSTR）组成，中间由一沉淀过滤器连接。在此流程中原水从 PFR 流入，PFR 反应器相当于食料丰富期（feast period），而完全混合式反应器相当于食料匮乏期（famine period）。活性污泥经 CSTR 运行其贮存能力得到提高，内循环至 PFR 后与碳源丰富的新鲜污水混合发生反应贮存 PHA，并随出流一起流出。出流被分为两部分，一部分直接流入 CSTR，另一部分流入到污泥浓缩池。浓缩过的污泥将进行 PHA 提取等后续处理。PFR 和 CSTR 的水力停留时间分别由底物的消耗时间和使污泥重新处于“饥饿”状态的时间确定。

图 6-31 所示为 Majone 等人于 1999 年提出的好氧瞬时供料工艺生产 PHA 的模式图。工艺分为厌氧和好氧两个部分，利用经好氧部分增殖和驯化的活性污泥中的混合菌种进行 PHA 生产。在第一阶段（厌氧阶段），高浓度可生物降解的物质在厌氧条件下以较高的速率酸化酵解，分解成乙酸和一些羧酸的混合物，这些物质非常有利于 PHA 合成。第二阶段（完全好氧阶段），活性污泥工艺在 SBR 反应器中以中等有机负荷强度运行，第一阶段产生的脂肪酸周期性加入到 SBR 反应器中。通过对底物的周期性加入，使反应器中的底物浓度处于交替的丰富和匮乏状态（feast and famine state），从而使微生物在丰富状态下贮存底物，在匮乏状态下利用贮存的底物增长，这样就选择并增殖了具有 PHA 贮存能力的微生物种群。这些微生物以剩余污泥的形式进入随后的 SBR 反应器进行 PHA 的聚集生产，反应同样在好氧条件下运行，其有机负荷强度较前一 SBR

图 6-31 好氧瞬时供料工艺流程模型



反应器有所提高,从而饱和了微生物对有机物底物的贮存能力。得到的含有丰富 PHA 的污泥则进入随后的提取工艺。

从以上的工艺模型中可以看到,在开始阶段增加了酸化酵解工艺。这一点是十分重要的,可以从以下两个方面来说明:

(1) 为了降低生产价格,本工艺使用的是价格低廉的工业废水甚至是市政污水,底物成分多种多样。但并不是所有的底物都可以被微生物吸收转化为 PHA,有相当一部分大分子有机物是难以转化、难以吸收的。为了提高底物的利用率,通过预酸化酵解把底物转化为乙酸和别的羧酸的混合物,促进底物的吸收和转化;

(2) 底物的组成对 PHA 的性质会产生影响,通过预酸化酵解可以改善底物的组成,提高异量分子聚合物 P (HB/HV) 在 PHA 中的组成比例,从而优化聚合物 PHA 的性质。本部分内容将在下面进一步深入讨论。

4. 小结

好氧瞬时供料法是新近开发的一种工艺,具有强大的 PHA 生产能力。但仍然存在很多待改进的地方,设计出完善的工艺流程,探索成熟的工艺运行条件还有待于进一步研究和实验。

6.5.5 污水有机物组成对 PHA 性质的影响

如上所述,活性污泥法生产 PHA 是利用多种底物通过混合菌种进行的。菌种的多样性决定了微生物对多种不同底物的适应性,从而可以利用不同底物进行 PHA 生产。而更重要的是可以利用不同底物改变 PHA 的性质,因为不同的底物得到的 PHA 的组成成分是完全不同的,其相应的物理及热力学性质也有相应的变化。

经过大量的实验得出结论,当使用单一底物如乙酸或乳酸时得到的是均聚物 (poly-hydroxybutyrate, PHB)。而单独使用丙酸时则为 PHV (poly-hydroxyvalerate)。当使用两种底物时,丙酸和乙酸或丙酸和乳酸,即当乙酸和乳酸中的一种存在时都将与丙酸生成异量分子聚合物 P (HV/HB)。在通常情况下,利用混合菌种多种底物合成的 PHA 主要成分是均聚物 PHB 和异量分子聚合物 P (HV/HB),而异量分子聚合物的比例与底物的组成有关。PHB 是高度结晶的(结晶度在 55% ~ 80%),所以,其抗冲击强度差且易断裂。异量分子聚合物 P (HV/HB) 的物理和热塑性质取决于其中 PHV 的摩尔分数,相比于 PHB 机械性能较

好, 柔韧性和抗冲击强度有所提高, 且其熔点随 PHV 分数的增加显著降低。P (HV/HB) 比 PHB 表现出了更好的材料性质, 具有更好的工业应用前景。

为了优化 PHA 的性质, 就要尽可能的提高 PHA 中异量分子聚合物的比例, 改善底物的组成, 提高底物中丙酸的浓度。上文中提到的预酸化酵解就是一种改善底物组成行之有效的方法。

6.5.6 结语

混合菌种多种底物活性污泥法生产 PHA 比纯菌种单底物的方法更具有现实可行性。混合菌种使工艺运行简单易于操控, 不需要严格的消毒纯菌环境, 节省了工艺消耗费用。多种底物的使用可以从根本上降低 PHA 的生产价格, 使底物的选择从昂贵的单一底物转向了低廉的混合底物, 使碳源丰富的工业废水、市政污水和有机废料的利用成为可能。这在根本上还要归功于混合菌种的使用, 归功于混合菌种对多种底物的适应性。

当然本法还有许多不成熟的方面, PHA 占细胞干重的比例不是很高, 有可能增加 PHA 的提纯费用。工艺运行的最优条件也不十分明确, 有待进一步的实验。所以, 还要进行更深入的研究, 求得最佳经济效果。

6.6 海水淡化 + 风能发电 + 盐业化工——三位一体的清洁生产技术

6.6.1 引言

就全球经济发展战略而言, 21 世纪是可持续发展战略行将贯彻落实的时代。中国在实施可持续发展战略中, 水的可持续利用问题日益突出。换句话说, 水已经成为制约我国经济社会发展的重要因素。因此, 水的问题引起了政府部门、社会各界的高度重视。各行各业围绕水的发展战略、管理体制、技术路线、市场开发等已开始全方位深入研究。

21 世纪之初, 中国行将实施的新水价机制正向着市场经济方向迈进, 说明水经济时代将在 21 世纪的中国成为热点。这意味着水经济的背后蕴藏着水管理体制的巨大改革和对一些技术应用限制的突破。面对新的机遇和挑战, 仁者见仁, 智者见智。本文结合可持续发展中全球普遍倡导的生态经济特点, 提出一种将水业、能源、盐业三个业已成熟的行业有机结合而形成的一种三位一体的

清洁生产技术。技术拟应用的范围主要涉及沿海与海岛区域，同时也适用于苦咸水地区。

6.6.2 三位一体的清洁生产技术

到 2025 年，全世界将有近 $1/3$ 的人口面临缺水问题，波及的国家和地区多达 40 多个。目前我国 617 个城市中，有 300 个城市缺水，其中 110 个城市严重缺水。沿海地区也不例外，水已经成为制约这些地区经济发展的瓶颈。按国际惯例，一个国家用水量达到水资源可利用量的 20% 便会产生水危机，而到 20 世纪中叶，我国总用水量将增至 8000 多亿 m^3 ，占我国可利用水资源的 28%。因此，对我国来说，淡水资源问题的确是到了迫在眉睫、非解决不可的地步。

我国海岸线的总长为 32647km，当属海洋大国，向海洋要水，开发利用海水资源，进行海水淡化不失为一种解决沿海地区与海岛区域淡水紧缺的有效战略途径。当今，发展海水淡化技术，向大海要淡水业已经成为世界各国的共识。

海水淡化，亦称海水脱盐，一般是通过反渗透或蒸馏法除去海水中盐分并获得淡水的工艺过程。无论是反渗透还是蒸馏法最主要的运行管理费用表现为电耗。化石燃料（如，煤）发电所提供的能量非清洁能源，即使再便宜也存在着发电过程排放 CO_2 ，从而污染大气的问题。事实上，沿海和海岛区域蕴藏着丰富的风力资源，风力发电无疑是一种被全球普遍看好的可持续清洁能源。所以，就近利用风电进行海水淡化不失一种理想的技术组合。海水淡化以目前使用较多的反渗透技术而言，淡水产水率约为处理海水量的 $2/3$ ，而余下的 $1/3$ 则形成含盐量极高的所谓“浓缩液”。一般而言，浓缩液通常被作为副产品或“废弃物”而排回大海。如果浓缩液被当作海盐生产的原料，这无形中等于减少了 $2/3$ 的海水蒸发量，即缩短了 $2/3$ 的晒盐时间进程。因此，将风能发电、海水淡

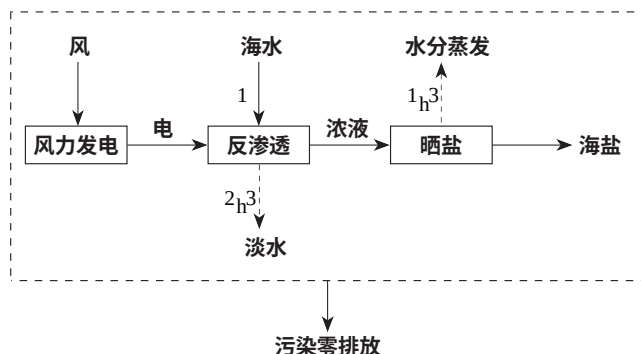


图 6-32 海水淡化、风能发电、盐业化工——三位一体的清洁生产技术示意图

化、海盐生产这三个业已成熟的技术有机结合则可能会产生一个完全没有废弃物与污染物、且完全符合生态经济学原理的新兴产业。这种三位一体的清洁生产技术构想可用图 6-32 来表述。

6.6.3 海水淡化现状与未来

海水淡化技术主要有蒸发法、膜法（反渗透、电渗析）和冷冻法。与蒸发相比，膜法淡化海水具有投资省、能耗低（ $7\text{kWh}/\text{m}^3$ ，而蒸发法为 $65\text{kWh}/\text{m}^3$ ），占地少、建设周期短、操作简便、易于自控、启动迅速等优点。膜法主要指反渗透（RO）技术，它利用半透膜，在压力下允许水透过而使盐分和杂质被截留的技术。因此，膜法，特别是以反渗透（RO）技术为主的膜技术，自 30 年前进入海水淡化技术市场以来，其工程应用一直呈上升趋势。以亚洲地区的日本为例，目前全日本已安装的海水淡化装置总生产能力为 $1.09 \times 10^6 \text{m}^3$ 淡水/d，其中，反渗透装置生产能力便占了 90%。近年来，日本每年平均以新建一座生产能力为 $50000 \sim 60000 \text{m}^3$ 淡水/d 的速度发展反渗透海水淡化技术。日本现有 187 座用于海岛饮用水的反渗透海水淡化装置，总生产能力为 123000m^3 淡水/d。到目前为止，于 1996~1997 年间建成的一座最大的反渗透海水淡化工厂处理能力为 40000m^3 淡水/d。预计到 2005 年底，一座正在建设中有着更大生产能力（ 50000m^3 淡水/d）的反渗透海水淡化工厂将投入运行。

海水淡化是当今世界竞相研究与应用的高新技术，除上述提及的亚洲日本外，北美的美国、欧洲的英国、西班牙、法国等国，以及中东的以色列等国的反渗透技术也已经相当发达，并且相继形成了海水淡化产业。目前，英国的反渗透技术正以 8%~10% 的年增长速度快速发展。在英国，因为膜技术在水处理行业的广泛应用，已出现许多专门从事膜清洗的专业性公司。英国一家膜清洗公司从他们飞速发展的业务中预测，再经过 50 年的时间，今后人类所有的饮用水恐怕都要经过膜处理后才能饮用。这不仅仅是因为膜能够截留像盐分这样的化学物质，而且它也能截留病原菌与病毒。

相形之下，我国的海水淡化技术研究始于 20 世纪的 50 年代，经过近半个世纪的发展也有了长足进展和一些经验，但由于国人对反渗透等淡化技术应用的认知仅停留在过高的生产成本上，所以，目前以反渗透为主的海水淡化技术在国内还没有形成大规模应用的局面。

能耗是决定反渗透海水淡化技术生产成本的关键。然而，反渗透的能量消

耗已比传统蒸发法低若干倍（如上所述）。如果考虑将反渗透膜料液侧排出的高浓缩液中的能量回收，如带动水轮机、多级离心泵等，则可回收其中 80% ~ 90% 的能量，从而使反渗透脱盐的能量消耗节省 35% 左右。虽然反渗透海水淡化的综合成本估计为 5 ~ 10 元/m³ 淡水，但与专家目前估计的“南水北调” 5 ~ 20 元/m³ 的综合成本相比较，反渗透海水淡化技术的优势在经济上初露端倪。况且，此处述及的反渗透海水淡化是与风能、产盐综合为一体的生态经济或清洁生产技术。事实上，美国有资料认为，远程调水超过 40km，成本将超过海水淡化。

综上所述，可以看到海水淡化具有广阔的应用前景。我们还应该看到，在海水淡化综合成本逐渐下降的同时也应注意到海水淡化所需的动力消耗主要来源于化石燃料，如煤、石油。换句话说，传统海水淡化技术正在用一种不可再生的非清洁能源来换取另一种资源的使用。显然，现在的工业化经济模式已不能维持经济的进步。当我们目光短浅的为保持现行经济模式而努力的时候，我们正在耗尽地球的有限资源，同时也污染着生存的环境。可以说，目前经济繁荣的同时也暗示着现行经济发展模式的长远前景是生态赤字。因此，伴随着可再生的清洁能源问题解决，反渗透海水淡化不失为解决我国沿海与海岛区域水资源匮乏的一项行之有效的技术措施。

6.6.4 风能——潜在的清洁能源

上述分析得知，未来我们将需要海水淡化，我们更需要为海水淡化提供清洁能源。那么，在沿海与海岛区域蕴藏着巨大的风能便是一种潜在的清洁能源。

1. 世界风力发电的现状

现代风能工业于 20 世纪 80 年代初在加利福尼亚诞生。到了 20 世纪 90 年代对环境保护的要求日益严格，特别是要兑现减少排放 CO₂ 等温室气体的承诺，风电的发展进一步受到鼓励。1999 年 10 月 5 日，欧洲风能协会的一项国际能源研究报告指出，到 2020 年，风能可提供世界电力需求的 10%，并为此创造 170 万个就业机会，同时在全球范围减少 100 多亿 t CO₂ 废气排放。风电技术经过 20 年的开发日臻成熟，商业化风电价格已经下降了 80%，风电成本已从 20 美分/kWh 持续下降到 3 美分/kWh。

全球风电发展在近十年有极快速的进展，每年以近 40% 的速度增长。根据欧洲风能协会的统计，2002 年全球新增风电装机容量为 686.8 万 kW，从而使世

界累计风电装机容量超过 3100 万 kW。其中以德国与丹麦最为突出。丹麦是开发风电最早的国家且在风电机组技术和生产方面仍处于领先地位；德国风电装机总量 8753MW，居世界第一。欧盟风电发展规划目标是 2010 年要达到 40GW，2020 年达到 100GW，届时风电的比例将超过 10%。亚洲的风电到 2002 年初，装机总容量已达到 2220MW，占世界风电装机总容量的 9.1%。

2. 我国风力资源

我国幅员辽阔，风能资源较为丰富。根据全国气象台部分风能资料的统计和计算，中国风能分区及占全国面积的百分比见表 6-14。

中国风能分区及占全国面积的百分比 表 6-14

指 标	丰富区	较丰富区	可利用区	贫乏区
年有效风能密度 (W/m ²)	>200	150~200	50~150	<50
年≥3m/s 累计小时数 (h)	>5000	4000~5000	2000~4000	<2000
年≥6m/s 累计小时数 (h)	>2200	1500~2200	350~1500	<350
占全国面积的百分比 (%)	8	18	50	24

据中国气象科学研究院估算，全国风功率密度为 100W/m²，风能资源总储量约 3226GW，可开发和利用的陆地上风能储量有 253GW（依据陆地上离地 10m 高度资料计算）；每年风速在 3m/s 以上的时间近 4000h 左右，一些地区年平均

风速可达 7m/s 以上，具有很大的开发利用价值。

据最新科技报道，日本已开发出垂直轴风车（见图 6-33）。该风车最大特点是可以利用各个方向的风，在风速达到 3m/s 时即可发电。这样一来，风速需达 ≥6m/s 时才适合经济发电的传统认识便受到挑战。换句话说，这种新型风力发电机的问世会使得我国可利用的风力发电资源至少增加 1 倍。该风电机组由于采用静音设计，所以也适合于住宅密集区。可见，随着科技的不断进步，人类利用风能的能力将不断加强。



图 6-33 日本新近研发的垂直轴风车

3. 我国风电发展远景规划

我国并网型风力发电机组逐渐发展起来，到 2001 年底装机

容量为 399.9MW。“十五”期间，风力发电发展重点是：一是新建设 100MW 风电场约 3~5 座（包括海上风电场），并取得规模效益；二是鼓励有风能资源但还未建设一座风电场地区的电力企业或非电力企业开发风电项目。到 2004 年 9 月止，中国已经建有 41 个风电场，风电装机容量已达 68.5 万 kW，本土化生产的最大风电机组功率为 750kW。据统计，我国陆地可利用的风能资源达 2.53 亿 kW，目前仅开发了尚不足总量的 0.3%。预计 21 世纪将是我国风能大发展时期，风力发电总装机目标：2005 年达到全国电力工业总装机容量的 0.5%，即 1500MW 左右。2010 年争取达到 3000MW。有些部门预测以 2000MW 为目标值，按现在 1.05 万元/kW 的设备价值计算，风力发电新的设备产值将是 210 亿人民币。

4. 有关风电的政策扶持

我国政府近年来对风力发电事业，提供的一系列优惠政策，为中国的风力发电发展提供了新动力。如国家计委于 1996 年提出“乘风计划”。支持风电立项，协调各方关系，并积极着手制定风电发展优惠政策，力图解决风电并网、风电电价、设备进口关税和增值税问题；国家计委和科技部于 1999 年 1 月以“计基础 [1999] 44 号”文发出《关于进一步支持可再生能源发展有关问题的通知》。文件规定对于银行安排基本建设贷款的项目给予 2% 的财政贴息；国家经贸委与财政部、国家税务总局协调后，2002 年经国务院批准，决定给予风力发电减半征收增值税的优惠（即由 17% 降至 8.5%）（2002 年 4 月 29 日《北京日报》）。2005 年 2 月 28 日第十届全国人民代表大会常务委员会第十四次会议通过了《再生能源法》，该法明确规范了政府和社会在可再生能源开发利用方面的责任与义务，确立了一系列制度和措施，包括中长期总量目标与发展规划，鼓励可再生能源产业发展和技术开发，支持可再生能源并网，优惠上网电价和全社会分摊费用，设立可再生能源财政专项资金等。

5. 对于风电产业可持续发展的一些思索

一种新能源的出现能否打破原有的能源框架的束缚，这在很大程度上取决于该种能源的市场竞争能力，即生产成本。据统计，“我国目前风力发电的成本为 0.42~0.72 元/kWh，在没有优惠政策及补贴的前提下，尚无法与火力发电竞争。”但这里需要特别指出的是我们在计算一种能源的综合成本时主要运用的是经济方法而忽略了它在生态方面的价值。如将风力发电和燃煤发电加以比较。

风力发电的成本，反映了涡轮机的制造、安装和维修以及向用户的电力输送。燃烧煤炭发电的成本，包括建造发电厂、开采煤炭、运输煤炭到发电厂和向用户输送电力。这里没有包括的成本是，燃烧煤炭所排放的 CO_2 对气候的破坏——无论是破坏性更大的风暴、冰盖的融化、海平面的上升，或者是创纪录的热浪。这个成本计算也没有酸雨对淡水湖和森林的破坏，或者由于空气污染引起呼吸系统疾病的医疗费用。因此，燃煤发电厂的市场价格，大大低估了它们的成本。

另外我国能源分布状况和能源使用状况的特点是：能源和电力资源多分布在中西部，而能源消耗和使用多分布在东南沿海和中部，这样就造成了大量的电力输送和电力输送设备的建设投资和运行，而东南沿海丰富的风力资源却没有很好的利用来进行风力发电。我国广大的沿海地区储有极其丰富的风能，其稳定性和风速远高于陆地。在海洋环境中，风更稳定，更少紊流，也更少剪切力，因而可设计安装较便宜而寿命更长的风力涡轮发电机组。使用风力发电不但可以解决能源短缺的问题，既可以节省大量的输送设备，又可以实现能源生产的本地产业化。

6.6.5 晒盐——传统海盐生产方式

食盐是人的日常生活中不可缺少的物质。目前制盐的技术主要有盐田法、蒸馏法、电渗析法或冷冻法制盐，以及真空法制盐。就其本质来说制盐的关键就是要去除过多的水分，使其浓缩。海水制盐在各种盐业资源中是最具优势的生产方式。首先，海盐的原料是海水，取之不尽，用之不竭，而井、矿、湖盐资源都是有限资源。其次，中国沿海有广阔的适合建立盐场的滩涂，目前共有 500 多万亩盐田。由于盐田法节约燃料、工艺简单，加之我国有广阔的海岸线，所以我国是海水晒盐产量最多的国家，也是盐田面积最大的国家，年产海盐 1500 万 t 左右，约占全国原盐产量的 70%，占世界原盐总量 30%（目前海盐的世界总年产量约 5000 万 t）。

海盐生产为节约能源而通常靠日晒蒸发水分。这样一来便导致用原海水晒盐生产周期长、效率低下的缺陷。如果应用反渗透技术淡化海水，一方面能产生我们需要的主产品——淡水，另一方面还会产生晒盐所希望的海水浓缩液。以海水淡化后的淡水回收率为 60% ~ 70% 计算，其浓缩液如果被用于晒盐便相当于已蒸发掉 60% ~ 70% 的水分，也就等于缩短海盐生产约 $2/3$ 的生产周期，

或提高约 70% 的生产效率。这样一来，也可极大地缓解海水晒盐场用地的供需矛盾。事实上，膜法正是现代海盐生产的一种高效方式，只不过所强调的主体有所不同而已。

除此之外，借助于反渗透海水淡化产生浓缩液的同时，还可以积极开展对海水中化学物质的提取。海水中化学物质提取是有无限前景的新兴产业，溶解于海水的 3.5% 的矿物质是自然界给人类的巨大财富。不少发达国家已在这方面获取了很大利益。我国对海水化学元素的提取，目前形成规模的有钾、镁、溴、氯、钠、硫酸盐等。在某种程度上，也有助于海水淡化成本的进一步降低。

综上所述我们提出的风能发电、海水淡化与淡化后浓缩液晒盐这种三位一体的生态经济或清洁生产技术构想应该具有广阔的应用前景。

第 7 章 污泥膨胀形成机理及控制措施的研究现状和进展

活性污泥工艺自 20 世纪早期在英格兰被提出以来，经过不断的改进和完善，现已发展成为应用最为广泛的污水生物处理工艺。活性污泥微生物在曝气池中完成生物净化作用后，紧随其后在沉淀池中完成有效的泥水分离至关重要。否则，泥水混合必然恶化出水水质，使回流污泥浓度逐渐降低，继而影响反应器中污泥总量，最终导致工艺失败。在实际运行中，导致二沉池中泥水分离失败的情况时有发生，是运行中最为忌讳但又非常普遍的问题。究其原因，污泥膨胀常常是罪魁祸首。

污泥膨胀，由丝状细菌的过分增殖引起，是活性污泥工艺中的常见问题。一旦发生污泥膨胀现象，将直接导致 SVI 值升高，污泥沉降性能下降，使系统处理效果恶化。同时，污泥膨胀又是一个非常复杂、难于控制修复的问题，涉及到微生物的生理学、形态学、反应动力学、反应器理论以及物质扩散理论等方方面面的问题。几十年来，研究人员对此问题作了大量的研究与调查工作，但到目前为止，就连引起丝状细菌增殖的最基本原因也没能给出一个非常完善的解释，就更不用说提出行之有效的控制措施。如今，污泥膨胀现象在全球范围内普遍存在，已成为制约活性污泥工艺发展的重大难题之一。

本文以活性污泥工艺为基础，对丝状细菌的鉴定、丝状细菌增殖机理以及污泥膨胀选择器控制理论进行文献综述，并从生物和模型两方面简要介绍对污泥膨胀研究的最新进展，最后提出了一系列亟待解决的问题，以期求得研究的进一步发展。

7.1 对丝状细菌的研究

如上所述, 污泥膨胀是由丝状细菌的过分增殖引起的, 所以对活性污泥中丝状细菌的良好认识和充分了解是寻求污泥膨胀控制方法的基础。几十年来, 研究人员和工程技术人员对活性污泥中的丝状细菌进行了大量的研究, 他们希望通过这些研究找出引起丝状细菌增殖的基本机理。另外, 是否活性污泥中的主要丝状细菌都需要被分离鉴定出来, 并且分别从形态学、生理学、动力学以及分类学上作出准确的描述, 从而根据不同的丝状细菌种类施用不同的控制措施? 这些研究都取得了大量的成果。

首先, 丝状细菌的生长在形态上具有一维特性, 而活性污泥中其他微生物的生长则大多在三维空间中同时进行。大量的研究发现, 极少量的丝状细菌就足以引起污泥膨胀 (体积分数达到活性污泥总量的 1% ~ 20% 就有可能发生)。研究还发现, 没有污泥膨胀发生时丝状细菌也能够存在于絮状污泥颗粒中, 甚至一些学者还认为普遍存在的丝状细菌构成了活性污泥颗粒的骨架。此外, 虽然因地理位置和季节的不同丝状细菌的种类组成会有所变化, 但生物营养物去除系统 (BNR) 中的优势丝状菌群主要有以下几类: 微丝菌 (*Microthrix parvicella*), *Type 0092*, *Type 0041* 和 *Type 0675* 型菌。在实际中还发现, 由微丝菌引起的污泥膨胀在冬季和春季比夏季和秋季发生的频率要高; 厌氧和缺氧环境 (如在生物除磷和反硝化系统) 能够有效地控制 *Type 021N*, *Type 0961*, 浮游球衣菌 (*Sphaerotilus natans*) 和发硫菌属 (*Thiothrix sp.*)。

以上这些研究成果都是以丝状细菌形态学为基础的, 因而必然存在着一些不可避免的片面性甚至错误。比如, 一些丝状细菌, 如浮游球衣菌, *Type 1701* 和 *Type 0092* 能够根据生存环境的不同而改变其形态特征; 另外一些丝状细菌虽然在形态上相似, 但它们的生理特征和在分类学上的类别却显著不同。此外, 活性污泥颗粒形态学的研究还不十分完善, 其中大量生物菌属尚未被分离鉴定出来, 所以说对于丝状细菌的研究以及污泥膨胀的控制仅仅是处在一个起步阶段。随着科技的发展, 特别是分子生物技术被引入到污水处理领域, 对活性污泥系统特别是污泥膨胀领域的研究又获得了新的推动力。以 DNA 和 RNA 分析为基础的分子方法, 可以通过特定的基因探针准确有效地分离鉴定出丝状细菌

的种类；通过激光共焦扫描显微镜（CSLM）等微观技术和荧光原位杂交（FISH）等分子方法，能够对活性污泥颗粒进行细致的研究从而准确地描述其结构。

7.2 对污泥膨胀形成机理的认识

对于污泥膨胀的成因研究人员给出了许多不同的解释，但根据这些理论却并没能得出一个有效的污泥膨胀控制方法。尽管如此，这些理论代表了当前人们对污泥膨胀形成机理认识的深度，构成了目前解决污泥膨胀问题的理论框架，也是对形成机理作进一步深入研究的基础。主要研究成果简述如下：

7.2.1 扩散选择理论

最初一些学者指出，在低营养物或氧浓度的条件下，丝状细菌由于其形态学特征，使其与其他微生物相比在底物吸收时具有优势。他们认为由于丝状细菌的面积/体积（ A/V ）比高于非丝状微生物，因而在底物浓度较低的生长环境下物质传递就变得相对容易，这样就使丝状细菌获得了相对较高的生长速率。

后来，研究人员进一步指出絮状污泥颗粒中的丝状细菌具有单向生长特性。实验观测到，当絮状颗粒微生物处于低底物浓度的生长环境下，丝状细菌与其他颗粒内部微生物相比获得了相对较高的底物浓度。这是因为，当底物浓度降低后由于扩散阻力的作用，絮状颗粒内部形成了较高的微观底物浓度梯度，因而颗粒外层的底物浓度稍高于颗粒内部。目前，这一浓度梯度已在实验中观测到。所以，单向生长的丝状细菌就自然地获得了较高的底物浓度而实现了较快的生长，并最终导致了污泥膨胀。Van Loosdrecht 等人通过对生物膜的研究也指出，在底物扩散为控制因素的环境下（即低底物浓度条件下），易于形成丝状的开放式生物膜结构；而在高底物浓度环境下，易形成紧凑平滑的生物膜结构。这些结论与污泥颗粒的情形极其相似，而 Martins 通过对生物膜和絮状颗粒的生长进行比较，进一步阐述了扩散选择理论。

7.2.2 动力学选择理论

Chudoba 等人认为活性污泥的沉降性能与曝气池的搅拌方式密切相关。在实验室条件下利用特定底物和混合菌种发现，低强度的轴向曝气和系统宏观上的较高底物浓度梯度，能够抑制丝状细菌的生长并获得沉降性能良好的污泥。对

此现象 Chudoba 作了推断,他认为促成系统内污泥颗粒生成细菌被选择而丝状细菌被抑制的主要原因,是系统内的宏观底物浓度梯度。

基于以上结论,Chudoba 阐明了动力学选择理论:他认为丝状细菌为慢性生长生物,并假定其与絮状污泥颗粒生成细菌相比具有相对小的最大生长速率($\mu_{\max}$)和亲和系数(K_s);在底物浓度较低的系统(特别是 $C_s < K_s$ 时),如完全混合式系统,丝状细菌的比生长速率高于絮状污泥颗粒生成细菌的比生长速率,因而赢得了对底物的竞争;而在推流式和 SBR 等底物浓度较高的系统中,此时丝状细菌的比生长速率低于絮状污泥颗粒生成细菌的速率,因而其生长受到了抑制。在一些丝状细菌和絮状污泥颗粒生成细菌的纯种实验中这一理论得到了证实。

然而,到目前为止尚无法确切地证明丝状细菌的最大生长速率要普遍比其他活性污泥微生物低。而且,从理论上也无法说明其丝状形态与低生长速率的联系。对于亲和系数 K_s ,目前也没有证据说明其通常较低的原因。若 K_s 具有与底物吸收相关酶的性质,则其与丝状形态并无直接关系。只有把 K_s 看作物质从外界到细胞传递的表观参数,才能和动力学选择理论取得完全一致。此时在絮状污泥颗粒中表观系数 K_s 受到颗粒形状的影响,当颗粒体积和密度越大时则物质扩散的阻力越大,因而测得的 K_s 值也越大。而对于丝状细菌,由于其单向生长特性,所以其 K_s 值相对较小。从这一点上来看,扩散选择理论和动力学选择理论在本质上是是一致的。

7.2.3 贮存选择理论

传统观点认为,在底物丰富的状态下非丝状微生物具有贮存底物的能力,而被贮存物质在底物匮乏时又能够被代谢产生能量或者合成蛋白质。这样一来具有贮存能力的微生物与其他微生物相比就具有了选择优势,特别是当这些微生物处在高度动态的系统中时(如推流式系统、SBR 系统以及选择器系统),这种优势变得更加明显。然而,在最近的一些实验中发现,与沉淀污泥相比膨胀污泥也具有底物贮存能力,其能力基本与非丝状微生物相同甚至更高。通过对某些丝状细菌(如微丝菌)进行纯种或混合菌种实验发现,它们同样具有很强的底物贮存能力。这说明,底物贮存能力并不能完全地用来解释污泥膨胀机理。尽管如此,上述贮存物参与了一系列重要的胞内生化反应,所以在研究膨胀污泥的代谢过程时应给予足够的重视。

7.2.4 一氧化氮假设理论

依据大量的实验结果, Casey 等人提出了一氧化氮假设理论, 对生物营养物去除系统 (BNR) 中的丝状细菌增殖作出了解释: 他们认为反硝化过程中产生的中间产物 (NO_2^- 和 NO) 会在絮状污泥颗粒生成细菌的细胞中积累, 而在丝状细菌细胞中这一过程并不发生。其原因是这两类细菌的反硝化路径不同, 在絮状污泥颗粒生成细菌中反硝化过程要经历一个完整的过程, 即终点为 NO_3^- , 而在丝状细菌中反硝化过程到生成 NO_2^- 就结束了。生物营养物去除工艺中, 系统不断地在缺氧—好氧 (或厌氧—缺氧—好氧) 状态下交替运行, 在缺氧状态下絮状污泥颗粒生成细菌的反硝化过程进行到 NO 后, 由于系统内较低的底物浓度反硝化没有完全进行, 因而引起了 NO_2^- 和 NO 的积累; 当絮状污泥颗粒生成细菌进入好氧状态后, 由于体内积累的 NO 与细胞色素氧化酶作用, 抑制了好氧呼吸过程使电子受体转向了体内的 NO_2^- 、 NO 等, 即发生了好氧反硝化反应, 而本应在好氧状态下发生的颗粒底物水解吸收过程没有得到有效的进行。与此相反, 丝状细菌的反硝化过程只进行到生成 NO_2^- , 所以在好氧状态下不受上述抑制作用的影响, 能够有效地水解吸收有机物质实现自身的生长繁殖。这样一来, 经过一段时间絮状污泥颗粒生成细菌就在与丝状细菌的竞争过程中失败, 并最终导致了系统中丝状细菌的增殖, 这就是一氧化氮假设理论的基本内容。

一氧化氮假说理论有其自身优点, 但也有许多不足之处。比如, *Type 0092* 是活性污泥生物营养物去除系统常见的优势丝状细菌, 但有实验发现它并不能利用 NO_3^- 作为电子受体。这引起了人们对此假设理论有效性的疑问, 因而进一步的生物化学和微生物学研究是必不可少的。

7.3 污泥膨胀的控制修复措施

从根本上来说, 污泥膨胀的控制措施有两种: 基于丝状细菌生理以预防为目的的特殊措施和以修复补救为目的的常规措施。对于常规措施, 主要有加氯氧化、臭氧氧化以及加过氧化氢氧化等方法。其原理相对简单, 由于丝状细菌大都位于絮状污泥颗粒的外表层, 所以易与这些氧化物发生反应从而抑制其生长增殖。在美国加氯氧化的方法被广泛采用, 但加氯会产生一些有害的有机副产物, 所以在欧洲的某些国家这一方法是被限制使用的。常规措施的另一缺陷

是加入的氧化物会影响硝化细菌等长泥龄微生物，它们受到伤害后的恢复期很长，因而有可能导致出水水质恶化。常规方法只是以修复补救为目的的措施，其作用是暂时的，并不能从根本上消除污泥膨胀。而与之相对的，特殊措施是以预防为主的方法，其目标是营造出适于污泥颗粒生成、细菌生存且能抑制丝状细菌增殖的系统环境。所以，特殊措施是根本的可持续的控制措施，应对此进行深入的研究并优先采用。

到目前为止，特殊措施尚未实现以细菌的生理学和动力学原理为基础。尽管如此，根据以上所述污泥膨胀形成机理（主要是扩散选择理论），研究人员认为首先应使易降解底物在高浓度条件下被微生物吸收降解，可以通过在工艺的起始端设置具有推流式水力特征的区域实现，保证易降解底物在这一区域被完全快速地降解。与易降解底物的降解相似的是氧的扩散吸收，若反应区域溶解氧的浓度较低则同样会导致污泥膨胀，因而在推流区的充分曝气也是必不可少的。随着研究的深入，人们提出了选择器概念，以期更加有效地控制污泥膨胀。选择器，从定义上来说可以认为是生物反应器最初的一段，具有较高的宏观底物浓度梯度以及较低的扩散系数；也可以是从主体生物反应器分离出来的一段小型反应器，位于主反应器的前端接收新鲜污水和回流污泥，具有较高的易降解底物降解速率且易降解底物在此区域基本上被完全去除。在这样一个具有选择器的系统中，微生物要分别经历高生长速率和低生长速率两个阶段。在高生长速率阶段（底物丰富阶段也即选择器阶段），微生物充分吸收有机物质并在胞内将其转化为 PHB 等物质贮存起来；而在低生长速率阶段（底物匮乏阶段也即完全混合阶段），微生物体内的 PHB 等贮存物质通常被代谢利用，获得生存所必需的碳源和能量，并使贮存能力得到复原。

选择器被提出之后，迅速得到了在全球范围内的推广应用，目前已成为控制污泥膨胀的主要方法措施。尽管如此，仍时常有关于污泥膨胀发生的报道，是什么原因导致选择器失效？可能是由于选择器设计不够完善，也可能是由于系统暂时反应条件的改变，此外也不排除某些因素影响了非丝状细菌导致了其与丝状细菌竞争的失败，总之到目前为止尚不能对此作出明确的解释。以下对主要的选择器类型及其潜在的缺陷作简要描述，以期求得进一步的研究，从而明确合理地解释以上种种疑问，使选择器运行更加稳定、污泥膨胀控制更加有效。

7.3.1 好氧选择器

到 20 世纪 80 年代, 污水处理的主要任务只是去除有机碳源物质, 因而大多数处理系统采用较高的去除负荷, 去除速率快、泥龄短。在此情况下, 引起污泥膨胀的丝状细菌主要是 021N 型和 1701 型。20 世纪 90 年代以来, 随着更加严格的污水排放标准的出台, 氨氮等营养物也被要求有效的去除。为达到污水处理厂升级改造、增加生物营养物去除能力的目的, 泥龄被延长到 10d 以上, 以确保系统内有足够的硝化细菌数量。此外, 由于间歇式处理系统 (SBR) 具有一定的反硝化能力, 因而也得到了更加广泛地采用。

好氧选择器, 通常设计为小型的曝气混合区或非曝气接触区, 根据大量的实验研究能够有效地预防控制因 021N 型、发硫菌属和浮游球衣菌等丝状细菌引起的污泥膨胀, 但对于微丝菌的控制效果并不理想。对于好氧选择器的设计, 首先接触时间是一个关键的设计参数。选择器的接触时间对污泥沉降性的影响是非线性的, 当接触时间不足时, 溶解性底物不能在选择器内被完全降解去除从而进入主曝气池, 这样一来必然引起丝状细菌的增殖; 而当接触时间稍微过长时, 选择器内底物浓度降低且宏观底物浓度梯度变小, 形成典型的完全混合式反应水力特性, 由前述理论可知这也将引起污泥膨胀的发生。因而, 在高度动态的污水处理系统中 (温度、入流以及负荷都有不同程度的变化), 选择正确的接触时间、做到选择器的合理设计非常不易, 而不合理的设计往往是造成选择器作用失败的原因之一。鉴于以上原因, 在实际工程中常常选择长渠状的推流式系统 (长宽比大于 10:1) 或静态进水的 SBR 系统, 以保证足够的宏观底物浓度梯度从而使系统在高度动态的环境下也能正常运行。另外, 如上文所提到的选择器中曝气充氧也是十分重要的。虽然接触时间较短, 但选择器的需氧量却大约为 15% ~ 30% 溶解性 COD, 因而一定要保证足够的曝气量。

7.3.2 非曝气选择器

随着生物营养物去除工艺 (BNR) 被引入废水处理领域, 长泥龄、底物水解、基质贮存、缺氧好氧环境的交替以及同时硝化、反硝化过程中低溶解氧浓度等因素, 又不同程度地引起了污泥膨胀问题。而在不同反应条件交替的环境下, 代谢作用在生物种群的选择过程中扮演着重要的角色。在 BNR 系统的污泥膨胀控制中, 代谢选择的作用是通过促进非丝状微生物的代谢且同时抑制甚至停止丝状细菌的代谢而实现的。大量的实验发现, 厌氧或缺氧环境能够抑制

021N 型和浮游球衣菌等丝状细菌的生长, 且这种抑制作用无论是在高底物梯度还是在低底物梯度条件下都有着良好的效果。

因而, 人们又引入了非曝气选择器, 分别有缺氧选择器和厌氧选择器两种形式。与好氧选择器一样, 易降解底物应在缺氧选择器或厌氧选择器内被完全降解去除, 以防止其进入随后的好氧阶段引起丝状细菌增殖。非曝气选择器内会因回流液携带或液体表面补充而存有微量的氧, 所以在运行过程中应严格控制运行条件, 否则会导致污泥沉降性能的恶化。此外, 厌氧选择器内也不应有 NO_3^- 存在。由上可知, 非曝气选择器可以为推流式系统也可以为完全混合式系统, 但在实际使用中仍推荐推流式系统, 以保证系统不仅有代谢选择能力同时还具有较高的宏观底物浓度梯度。

1. 缺氧选择器

缺氧选择器的设计标准基于入流污水中易生物降解底物 (RBCOD) 与 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 的比, 但在推流式选择器中相当一部分的易生物降解底物被转化成了生物体细胞内的贮存物质, 因而 $\text{RBCOD}/\text{NO}_3^- - \text{N}$ 比要相对高于完全混合式系统的比值 (约 $7 \sim 9 \text{mg}/\text{mg}$)。但在实际运行中, 由于系统处在一个动态变化的环境且有时在二沉池内也发生一定程度的反硝化反应, 所以很难准确地控制这一比值。因而在缺氧反应器内会有低 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度的情况, 而暂时的厌氧状态也可能出现。但由于在推流式缺氧选择器中, 相当一部分的易降解底物被聚磷菌 (PAOs) 或聚糖原菌 (GAOs) 等异养微生物贮存, 所以低 $\text{NO}_3^- - \text{N}$ 浓度或暂时厌氧状态不一定会对污泥的沉降性能造成伤害。尽管如此, 若缺氧池的贮存能力因某些未知的因素降低, 使得易降解底物未被完全去除而部分进入随后的曝气池, 则污泥膨胀将不可避免的发生。因而目前还需要进一步的研究, 以求得决定厌氧反应器内各种生物竞争结果的关键因素。

2. 厌氧选择器

厌氧选择器的设计, 要以微生物对 RBCOD 的吸收速率和磷释放速率的比值为基础, 以实现磷有效去除的同时保证无 RBCOD 进入曝气池。在绝对厌氧条件下, 脂肪酸 (VFAs) 等简单底物大部分被微生物吸收贮存。这些微生物主要有两大类, 分别为聚磷菌 (PAOs) 和聚糖原菌 (GAOs), 它们在相似的生存环境下都能将底物转化为聚-羟基丁酸 (PHB) 贮存起来。但是, 它们吸收转化底物的能量来源却是不同的, 聚磷菌是通过聚磷酸盐的水解而聚糖原菌则是通过

糖原的分解。这样一来,微生物代谢途径的多样性使得厌氧选择器具有了非常高的有机物去除能力。

而且到目前为止,虽然聚磷菌和聚糖原菌种类繁多,但尚未发现有丝状细菌也具有这样的代谢特性。于是就取得了这样的效果,厌氧反应器中 RBCOD 被 PAOs 和 GAOs 吸收贮存,当进入好氧反应器后其他细菌就逐渐因缺乏底物而在竞争中处于劣势,这样就抑制了丝状细菌的生长增殖。因而,厌氧阶段去除的底物越多,即意味着好氧阶段底物越少,污泥的沉降性能就越好。此外,由于污泥含有大量的聚磷菌或聚糖原菌,形成了密度较大的污泥颗粒进一步提高了其沉降性能。目前已有报道证实,厌氧选择器能够预防和控制包括由微丝菌等引起的大多数污泥膨胀的发生。但厌氧选择器也不是万能的,当入水中含有硫化化合物时就不可以使用,否则会在厌氧环境下生成硫的还原产物,从而引起丝状硫氧化细菌的增殖。

随着缺氧和厌氧选择器的引入使用,或许我们会认为由于非丝状细菌在选择过程中具有优势,污泥膨胀已经得到了完全的控制。但事实并非如此,BNR 系统中优势丝状细菌出现了变化,污泥膨胀现象仍旧不断发生。因此,人们也对缺氧和厌氧选择器控制污泥膨胀的能力产生了疑问。

Albertson 指出,在 BNR 系统中发生污泥膨胀的主要原因是厌氧、缺氧和好氧三个阶段都采用了完全混合式反应器。他认为,通过合理的分级,保持反应器内足够的宏观底物浓度梯度,污泥膨胀是完全可以控制的。而最近在荷兰的研究发现,在实际运行的 BNR 系统中利用严格控制的厌氧、缺氧推流式选择器,能够取得沉降性能良好的污泥(SVI 值一般低于 100mL/g)。所以目前普遍认为,既具有代谢选择作用又能实现高宏观底物浓度梯度的分段推流式缺氧或厌氧选择器足以有效地控制污泥膨胀。基于这一概念,新型的 BNR 工艺流程——BCFS[®]被设计出来并应用于荷兰很多新建污水处理厂或已存污水处理厂的升级改造。然而,也有一些研究指出,分段推流式选择器并不能控制污泥膨胀。

从以上讨论中可以看出,对污泥膨胀控制措施需要作进一步的深入研究,特别是对于前述的一氧化氮假说理论要给予格外的关注,弄清目前存在的主要疑问并合理正确地对其有效性作出解释。另外还应看到,污泥膨胀的形成在有时候是一个长期的过程,某些微不足道的因素经过一段时间的积累就可能导致

整个系统的恶化失效。

7.4 对污泥膨胀研究的进展

随着污泥膨胀现象在全球范围内的不断发生,人们对污泥膨胀的研究也进一步的深入。一方面,研究人员寄希望于不断发展的生物技术,特别是基于分子科学的先进检测方法,继续从生物学方面去认识和研究丝状细菌的形态特征、生理特征,以期得到一个更加有效的通用预防控制方法。另一方面,随着计算机科学的发展和活性污泥模型的引入,研究人员又希望通过数学模型对工艺流程进行模拟,优化出最佳运行参数取得最佳运行工况。以下分别对这两方面的最新进展作简要介绍。

7.4.1 生物学研究方面研究进展

如上所述, Martins 等人根据扩散选择理论和动力学选择理论以及实验中的新发现,对细菌丝状形态的形成机理作了总结并进一步加以阐述。他们认为絮状颗粒中的底物浓度梯度是某些细菌形成丝状形态的本质原因。

首先,底物在絮状颗粒中有一个扩散过程,由于受到扩散阻力的影响形成了以一个微观底物浓度梯度,从颗粒表面到内部底物浓度依次降低;另外在低底物浓度环境下,只有丝状的形态特征(即单向生长性)能使生物体快速容易地伸展到絮状颗粒外表面,处在一个底物浓度相对高的环境下并尽可能地扩大与底物的接触面积,从而实现了较高的底物吸收速率;最后,在以上两方面的作用下,絮状颗粒中那些能够形成丝状形态结构的细菌(被称为丝状细菌)在同其他微生物的生存竞争中获得了优势,实现了增殖生长因而导致了污泥膨胀。而在高底物浓度下,此时可以看作存在一个较高的由混合液到絮状颗粒的宏观底物浓度梯度,从而有效地克服了底物在絮状颗粒扩散过程中的阻力,即在絮状颗粒内不再存有显著的微观底物浓度梯度,因而就没有了形成丝状细菌形态的基础。

基于这一理论,研究人员又对影响丝状细菌增殖的一些因素进行了一系列更为深入的研究,揭示了过去的一些错误结论,验证了一些存在争议的理论,总结如下:

(1) 在高度动态的环境下,只有推流式系统能够保证足够大的宏观底物浓

度强度从而控制污泥膨胀。在以乙酸为底物的实验中发现,无论沉降性能良好的污泥还是沉降性能低劣的污泥,其乙酸最大吸收速率和 PHB 最大合成速率是基本相同的,这显然与当前被广泛接受的竞争机理相矛盾。

(2) 溶解氧浓度与污泥的沉降性能密切相关,曝气量不足则沉降性能下降,且随着降解负荷的增大负面影响的作用越大;PHB 的合成不受溶解氧浓度的影响,而微生物在低生长速率阶段的贮藏物代谢控制机理还需要进一步的研究。

(3) 对于不能被微生物迅速降解的大分子底物(如淀粉),其水解过程是所有反应的控制步骤,而水解过程又受到水解酶的控制,主要发生在絮状颗粒内部或胞外聚糖(EPS)内。所以水解产物能被絮状颗粒中的微生物快速吸收降解,在絮状颗粒内部就没有微观底物浓度梯度存在,这样根据前述的丝状细菌增殖理论可以认为不会有污泥膨胀发生。实验也对此作了证实,用淀粉作底物无论供料方式如何以及溶解氧浓度如何,都取得了沉淀性能良好的污泥。

(4) 在 BNR 系统中,微氧环境可能是导致污泥膨胀的主要原因,因而要尽可能地杜绝氧气进入厌氧阶段和缺氧阶段。为使 BNR 工艺运行稳定有效,使用推流式的分段反应器较好,且要严格控制厌氧阶段或缺氧阶段的反应条件,以防止污泥膨胀的发生获得良好的沉降污泥。

7.4.2 数学模型的应用

国际水协(IWA)活性污泥数学模型工作组发表的活性污泥模型,使广大研究人员看到了数学模型在研究活性污泥等复杂生态系统中的作用。而且,随着对微生物生理学认识的不断扩大和理解的不断加深,这些数学模型又可以不断地升级改进,从而更加正确完善、适用性更强。一个非常明显的例子便是活性污泥3号模型(ASM3),它在1号模型的基础上加入了关于贮存物代谢的内容。然而,尽管这些模型被日益细化完善,但到目前为止,污泥膨胀仍不能得到及时的预测。

关于丝状细菌和非丝状细菌生长的数学模型目前已存在多个版本,这些模型大体上可以分为两大类:一类是考虑了细菌生理学和动力学的模型,另一类是既考虑了细菌生理学和动力学,又考虑了细菌形态学的模型。Lau 等人首先提出了同时涉及到有机底物和溶解氧在絮状颗粒中传递的数学模型。在此模型中,有机底物、溶解氧浓度、絮状污泥颗粒形状以及尺寸等参数被选择用来预测丝状细菌和非丝状细菌的容积生长速率。根据这一模型,柱状的絮状颗粒形状与

球状相比对底物扩散传递的阻力较小，这与最近的实验观测结果是相符的。另外他们还指出，丝状细菌的单向生长特性可以使絮状颗粒形成有利于底物扩散外形。模型还采用了如最大生长速率、底物半饱和常数（亲和系数）等动力学参数，其中，与非丝状细菌相比，丝状细菌的易降解底物半饱和常数相对稍低，这体现了不同的底物扩散阻力的影响。尽管如此，这一模型的结论在其他环境下却不能被采用。首先，这是因为此模型中的动力学参数并不适用于其他丝状细菌和非丝状细菌。其次，活性污泥系统复杂多变，目前其代表性微生物的鉴定结论尚不能令人完全信服，所以现有模型的有效性也存在着疑问。

在随后的研究中，专业人员既考虑了絮状颗粒的微观形态，又开始重视丝状细菌单向生长的特性。Takács 等人最先尝试了在模型中把丝状细菌、非丝状细菌的生理学和形态学特征结合起来。研究中，他们考察了絮状污泥颗粒生成细菌、低溶解氧丝状细菌和低有机负荷丝状细菌三类微生物，分别在不同的底物浓度和溶解氧浓度条件下做模拟。结果显示，在底物扩散传递为控制条件的环境下，当底物和溶解氧受限时丝状细菌会逐渐成为优势菌群。但 Takács 等人并没有就这一现象说明是由于动力学参数的作用还是因为形态学不同的影响。最近的研究结果揭示，基于动力学选择理论的简单数学模型并不能判断丝状细菌和非丝状细菌是否共存于活性污泥系统，只有动力学、固体停留时间和底物浓度三者才能决定哪一种细菌存在于系统。研究还发现，只有某一特定的固体停留时间能使这两种细菌共存，而这显然与骨架理论相矛盾。所以，对此还需要进一步的实验论证，同时还应考虑到贮存速率、死亡速率等因素的影响。此外，建立模型时也要对底物在絮状颗粒中的扩散过程进行充分考虑并合理评估。

总体说来，数学模型有助于对丝状细菌及污泥膨胀的研究，能使一个极其复杂的生态环境系统化、模拟化、数字化变得相对简单便于理解。从以上讨论中还可以看到，细菌形态学和底物扩散过程对细菌竞争结果的影响作用还需要更多的研究，从而更深入地理解在底物浓度梯度控制的环境下丝状细菌和非丝状细菌的竞争关系。

7.5 亟待解决的问题

对于污泥膨胀，尽管已作了大量的研究工作但仍在全球范围内普遍发生，

这既是一个工程问题又涉及到了微生物的相关知识。所以,要想对引起丝状细菌增殖的各种因素有全面深入的认识,需要各个学科各个领域内的知识交叉结合,需要细菌生理和形态、扩散、底物动力学和贮存、颗粒底物水解和作用、细菌鉴定和量化分析等知识的积累增加。为此,我们总结了以下几个亟待解决的问题:

7.5.1 污泥颗粒结构

丝状细菌是否真的构成了活性污泥颗粒的结构骨架?对絮状污泥颗粒的结构还需要更多的研究,要借助于先进的微观技术和分子生物技术。

7.5.2 细菌的鉴定及其生理学特征

首先,在动态的BNR系统中典型丝状细菌的代谢过程是否保持不变?目前已知某些丝状细菌在厌氧或缺氧状态下能贮存底物,那么,是否同时它们也能保持生长?通过分子方法,对丝状细菌进行自动检测和定量分析,这些都还需要大量的努力。某些微生物不能通过纯种培养获得,这种情况下就需要使用原位技术。最近,通过FISH技术和微传感器结合使用,实现了同时对细菌群落和其代谢活动进行分析,这样通过此方法也就能对丝状细菌在絮状颗粒中的生长进行研究。

7.5.3 颗粒底物的作用

是否颗粒状底物也会引起污泥膨胀?若是如此,那么又是哪些颗粒底物呢?颗粒底物其主要组分是SBCOD,在污水总COD中占有很大的比重,但到目前为止,关于颗粒底物对污泥膨胀影响作用的研究还很少。根据某些研究人员的假设,由于水解产物没有扩散到絮状颗粒外部而是在其内部被快速吸收,所以有利于颗粒生成细菌的生长增殖。但令人失望的是,像脂类等复杂底物的吸附、水解、吸收以及贮藏机理目前仍不十分清楚,所以对这些机理进行深层次的研究是必需的,以期阐明颗粒底物对丝状细菌的作用。

7.5.4 聚合物贮存

絮状污泥颗粒生成细菌和丝状细菌在底物贮存机理方面是否有所不同呢?贮存的聚合物在活性污泥系统特别是类似于选择器的系统中有着重要作用,但关于高度动态系统中聚合物贮存量同污泥膨胀关系的研究报道仍然很少,而对于贮存物在控制污泥膨胀过程中的具体作用也没有被解释清楚。此外,对聚合物的分析方法也有待进一步的提高。

7.5.5 选择器

对于选择器,目前仅仅是能够减少污泥膨胀的预防性工程措施,还需要更广泛的研究以制定出亟需的设计标准和运行参数。例如,现今仍不明确是否推流式的缺氧和厌氧选择器是急需的,而且目前的设计标准大多都是基于经验观测值。在今后的研究中,要制定出以选择器工作原理为基础的设计指导方针,从而得出有效可靠的工艺运行方案。对选择器的效用也要进行比较研究,分别弄清好氧、缺氧和厌氧选择器在怎样的环境下效果最好。

7.5.6 污泥膨胀的控制和监视

怎样保持选择器的高效可靠呢?在实际工程中,目前多数选择器仅被看作是一种辅助措施,其运行状态以及巨大作用没有得到足够的关心和重视。若要保持选择器这一可靠有效的预防性控制措施,必须对其运行参数严格控制。比如,厌氧选择器中要杜绝存有微量氧和 NO_3^- ,而在缺氧选择器中微量的氧也是不允许的。

丝状细菌的监测系统是否可行有效呢?通过分子生物技术和自动监测分析方法,对丝状细菌进行监测和定量分析,就可以根据微生物种属的变化推断出即将发生的污泥膨胀现象,从而采取预防性的预防控制措施。但在实际中,如何合理有效地改变工艺运行从而体现出预防性措施的作用存在着很大的难度。

7.5.7 数学模型

是否能作出一个控制污泥膨胀的通用模型呢?数学模型是对活性污泥系统进行动态研究的必需工具。比如,若有数学模型作辅助就可以更深入的理解选择器原理,从而实现对选择器以及整个污水处理系统的有效控制和最优化运行。在污泥膨胀的研究中,关键是弄清在底物浓度梯度为控制条件的微环境下细菌的形态学和生理学以及相互关系。这就需要建立一个污泥颗粒模型,模拟丝状细菌的单向生长和污泥颗粒的动态结构,从而对活性污泥不同的沉降性能进行分析。总之,把不断更新的知识 and 理论统一到一个通用的活性污泥模型,是我们所面对的一个巨大挑战,也是一个必须去迎接的任务。

7.6 污泥膨胀成因、控制要点

通过以上分析讨论,对于污泥膨胀成因、控制等方面的研究进展有了一个

全面的认识，主要论点总结如下：

1. 存有多多个丝状细菌增殖机理的假设，但目前为止尚无法证明其中任何一个的有效性。

2. 丝状细菌引起的污泥膨胀本质上是由于污泥颗粒中较高的微观底物浓度梯度引起的。若同时保持系统内高浓度的电子受体、电子供体以及营养物，比如在推流式的选择器中，则可以消除丝状细菌的形态学和生态学优势。

3. 需要对絮状污泥颗粒形态、生长环境、底物扩散和贮藏等关键过程做模型，从而预测絮状颗粒的特征和选择器的效果。

4. 从理论上得到了一个能够有效控制污泥膨胀的活性污泥 BNR 工艺系统模型，它具有以下特征：（1）需要有预处理阶段用以消除脂类等复杂底物，选用推流式的选择器以保持整个系统具有强大的宏观底物浓度梯度；（2）保证推流式的厌氧、缺氧和好氧阶段设计合理正确，杜绝厌氧段有氧和 NO_3^- 存在，杜绝缺氧段有 O_2 存在；（3）保证系统连续曝气，保证好氧阶段 DO 值大于 $1.5\text{mg O}_2/\text{L}$ ，氨氮浓度要控制在 1mg N/L 。

5. 确定了污泥结构、细菌形态和鉴定、颗粒底物作用、聚合物贮存等一系列亟待解决的研究问题。

第 8 章 厌氧生物处理技术回顾及能源利用形式前景展望

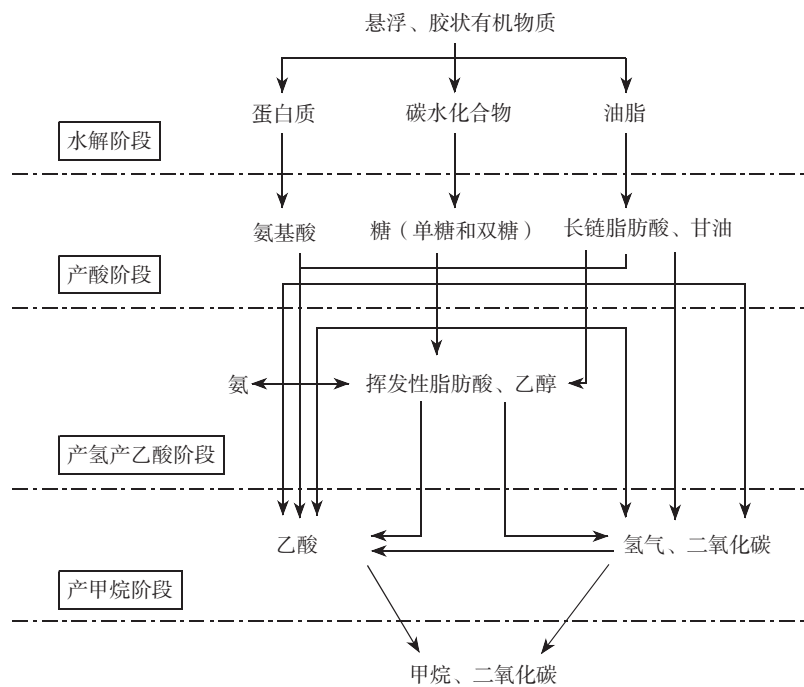
8.1 引言

1881 年, Moigno 在法国杂志上首先发表了关于处理生活污水的自动净化器一文。这便是生活污水厌氧处理的第一次实际应用, 也被视为废水厌氧处理的开端。如今, 100 多年过去了, 厌氧处理技术已广泛应用于污泥消化、生活污水/工业废水和固体废弃物处理等领域, 在环境保护中发挥着重要的作用。目前, 厌氧处理大体可分为“低负荷”系统和“高负荷”系统两大类。

“低负荷”系统采用较长的水力停留时间 (HRT), 生物固体停留时间 (SRT) 与 HRT 相同, 主要用于污泥和固体废弃物的厌氧消化。按总固体物质 (TS) 含量的不同, 厌氧消化又可分为湿式发酵 (含 TS 15% ~ 25%) 和干式发酵 (含 TS > 30%) 两种。在工程上, 具体的厌氧反应器流态分为推流式反应器 (PF) 和完全混合反应器 (CSTR) 等。

“高负荷”系统采用较短的 HRT, 而 SRT 一般远大于 HRT。所有“高负荷”系统的一个基本原理是通过把活性污泥固定在反应器内或从出水中分离并回流至反应器内, 以最大限度地提高反应器中的生物持有量。由此, 反应器的微生物可分为悬浮生长和附着生长两类。应用中的反应器有厌氧滤池 (AF)、升流式厌氧污泥床 (UASB)、膨胀颗粒污泥床 (EGSB) 等。

从转化和利用污水/废物中有机能源角度看, 厌氧处理无疑是可持续污水/废物处理技术的一种典型代表, 它将环境保护和能源回收有机结合于一体。因此, 无论是过去、现在还是未来, 厌氧处理均有着无限的生命力。对



于这种技术的研发和应用必然将继续扩大其范围，今后在发展各种气候条件、各种有机物浓度下均可发挥作用的厌氧反应器方面应该继续给予足够的重视，不断提高现存厌氧反应器处理能力和稳定性也是未来仍需努力工作的技术方向。

在有机物转化能源的问题上，终产物——甲烷（ CH_4 ）长期以来一直是人们津津乐道的能源形式，对它的应用也远不止环境保护领域。在中国等许多发展中国家中，广大农村地区以作物秸秆作为原料生产沼气（实为 CH_4 和 CO_2 的混合物）的技术已相当成熟，实际应用相当普遍。

虽然厌氧反应用于沼气生产已有很长的应用历史，但传统上它主要还是体现环境保护的作用。随着全球能源危机的加剧，其能源生产的潜力得到了前所未有的关注，被视为解决能源危机的一条出路。并且，人们在可持续发展思潮的影响下，对有机物厌氧发酵产 CH_4 过程中出现的中间产物——氢气（ H_2 ）也产生了浓厚的兴趣，这似乎让人们看到了从有机废水/废物中生产清洁能源的希望。于是，近10年来在厌氧处理技术的研发上，生物产氢一时间忽然变得炙手可热。就 H_2 本身而言，它无疑是一种清洁能源，因为它燃烧的

结果是水 (H_2O)，不像 CH_4 燃烧那样涉及到二氧化碳 (CO_2) 的问题。但是，从有机物厌氧反应转化 H_2 的过程必然伴随着 CO_2 的产生 (如图 8-1 所示)。因此，将有机物厌氧产氢视为清洁能源生产技术的观点显然是不够全面的。

本文通过对厌氧处理技术现状的综述，首先从原理上描述产甲烷与产氢的理论。然后，根据反应机理对环境及技术条件的要求描述产甲烷和产氢技术的发展趋势。通过对实现两种不同能源物质技术上的可行性以及经济上的合理性进行分析，最终总结出厌氧处理未来主流技术的发展方向。

8.2 生物产甲烷原理及其应用现状

厌氧反应应用于废水和固体废弃物的处理已经是十分成熟的工艺，反应的最终产物为沼气，是一种可再生能源。早在 20 世纪 80 年代，荷兰就启动了几个从有机废物中生产沼气的研发项目。但由于经济效益的原因，大多数已建项目已被迫中止。随着全球能源危机加剧带来的对可再生能源需求不断增加以及厌氧消化技术不断进步，这一课题又重新得到人们的关注。本节内容从生物产甲烷原理出发，回顾和评价各种厌氧消化技术，讨论甲烷的理论产量，以及可用于甲烷生产的原料、沼气的利用、国际发展现状和前景等问题。

8.2.1 生物产甲烷原理

1. 生物产甲烷基本原理

生物产甲烷的基本原理就是厌氧微生物在厌氧条件下，将有机物质转化为甲烷，并获取能量而生长的过程。厌氧消化可分为 4 个阶段，如图 8-1 所示。

- (1) 水解阶段：不溶性有机物化合物转化为可溶性有机化合物；
- (2) 产酸阶段：可溶性有机化合物转化为挥发性脂肪酸 (VFA) 和 CO_2 ；
- (3) 产氢产乙酸阶段：挥发性脂肪酸转化为 H_2 和乙酸；
- (4) 产甲烷阶段： H_2 和乙酸转化为甲烷。

首先，非溶性高分子有机物 (蛋白质、碳水化合物、油脂等) 在胞外水解酶作用下，分解为可溶性小分子 (氨基酸、糖、长链脂肪酸等)。水解过程通常较为缓慢，是厌氧消化过程的限速步骤。其次，产酸菌分泌水解酶将可溶性有

机化合物转化成挥发性脂肪酸 (VFA) 和乙醇。然后, 在产氢产乙酸菌的作用下, 挥发性脂肪酸 (VFA) 和乙醇转化为乙酸或 H_2 和 CO_2 。最后, 在产甲烷菌的作用下, 乙酸或 H_2 和 CO_2 转化为 CH_4 。反应稳定进行的关键是各个过程保持反应充分、协调一致, 无中间产物的累积。例如, 脂肪酸的累积会导致 pH 值下降, 在此情况下产甲烷菌失去活性, 而这又将导致 pH 值的进一步下降。

2. 影响厌氧消化过程的环境因素

厌氧消化受温度、pH、碱度、毒性等环境因素的强烈影响。

(1) 温度的影响

厌氧消化按温度可分为低温消化 ($10 \sim 20^\circ C$)、中温消化 ($20 \sim 40^\circ C$) 和高温消化 ($50 \sim 60^\circ C$) 3 种。因为在低温条件下微生物生长缓慢, 低温消化需较长的停留时间, 因而需要较大的反应器体积。中温消化需要的反应器体积相对较小, 甲烷产率随温度上升而增加, 在 $35 \sim 37^\circ C$ 时达最大值。高温消化尤其适应于水温较高或需杀灭寄生虫卵的情形。在高温情况下 ($\geq 55^\circ C$ 时), 嗜热菌起主要作用并且活性最大, 但达到此温度时可能需要消耗外源能量。所以, 温度的选择需由能量的需求和产气量综合确定。

(2) pH 和碱度的影响

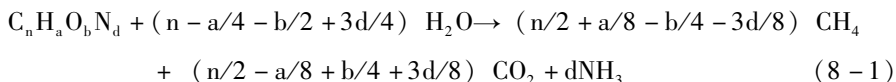
厌氧消化的第一阶段可在很宽的 pH 范围内进行, 而产甲烷过程只能在中性条件下进行。pH 超过 $6.5 \sim 7.5$ 这一范围, 产甲烷速率便会下降。溶液中保持足够的碳酸氢根 (HCO_3^-) 碱度是维持 pH 稳定在合适范围的重要方法。

(3) 毒性影响

过量的 VFA、 NH_3 、 Na^+ 、 K^+ 、 Ca^{+2} 等阳离子对产甲烷菌有毒害作用。硫化物的存在对产甲烷菌也有负面影响, 主要是因为硫化物存在的情况下硫酸盐还原菌 (SRB) 会与产甲烷菌竞争底物 (H_2), 而这种竞争往往以产甲烷菌的失败而告终。

3. 甲烷的理论产量

在厌氧消化中, 可生物降解的 COD 决定甲烷的理论产量。若有机化合物以 $C_nH_aO_bN_d$ 表示, 且假设其全部转化成 CH_4 、 CO_2 和 NH_3 , 则甲烷的理论产量可由式 (8-1) 确定。



产气量的决定因素包括有机物质的可消化性、消化动力学、停留时间和消化温度等。通过控制温度、湿度、微生物活性和废水/废物的成分等可使系统达到最优化。

8.2.2 生物产甲烷工艺

生物产甲烷工艺是已应用于环境保护领域的各种厌氧消化技术，分述如下：

1. 固体废弃物和污泥处理系统

(1) 湿式发酵系统

应用最为普遍的湿式发酵系统为完全混合式（CSTR），适应于 TS 含量为 2% ~ 19% 的污泥处理。目前，这种技术主要应用于动物粪便、剩余污泥、生活垃圾、农业残留物、尿液或这些物质的混合物处理。

推流式（PF）系统应用于未稀释的粪便处理，TS 含量为 10% ~ 12%。TS 含量过低时出现分层问题（分为悬浮层和沉淀层），可在管内设置垂直搅拌装置加以解决。因为颗粒性物质的水解为限速过程，因此应采用较低的负荷。

累积系统（AS）将消化和储存设计于一体，主要适用于农村地区，用于堆肥，也可应用于分散式卫生和回用系统（DeSaR）中的粪便和尿液的消化。

(2) 干式发酵系统

干式发酵系统主要用于 TS 含量大于 30% 的固体废弃物（尤其是市政固体废弃物）的消化。干式发酵能够减小反应器体积和降低加热成本。目前，干式发酵系统已有许多商业化的应用，如 Valorga 工艺、Dranco 工艺、Kompogas 工艺和 Biocel 工艺等。

(3) 两相发酵系统

两相发酵是根据厌氧消化机理所设计的，它能满足各个反应过程具有不同的最佳条件。使各反应过程分别在不同的反应器中进行，以便实现各自的最佳反应条件，从而增大整体的反应速率和产气量。具体方法又可分为湿式和干式两类系统。湿式系统有发展于德国的 BTA 工艺，用于市政固体废弃物（MSW）中有机成分的消化。干式系统有发展于瑞士 BRV 工艺。这是一种厌氧/好氧交替的系统，其厌氧段采用 Kompogas 工艺。还有一种系统是干式发酵后紧随一个湿式产甲烷阶段，即滤床系统。

2. 废水处理系统

应用于废水处理的工艺一般为高负荷系统，系统的 SRT 大于 HRT。活性污

泥通过内、外循环或固定在系统内填充的介质上保持于反应器内。现有的工艺有：厌氧接触消化池（Contact Process）、厌氧固定膜反应器（Anaerobic Fixed Film Reactor, AFFR）、厌氧流化床（Anaerobic Fluidised Bed, AFB）、UASB、EGSB 和 AF 以及复合式厌氧系统（Hybrid System, 即 UASB + AF）等。

8.2.3 产甲烷原料

可用于产甲烷的物质对生物产能具有非常重要的现实意义。原材料的可选范围越广，生物产能的潜力就越大。各种形式存在的有机物质均可用作生物产能的原料，通过生物厌氧反应以实现能源的回收，具体归纳如下：

1. 生活垃圾

包括蔬菜、水果、庭院垃圾（VFY）等生活垃圾中的有机成分。具体包括树叶、残留的蔬菜和水果、所有残留的食物、家畜粪便等。生活垃圾所产沼气中甲烷的含量为 55% ~ 70%。

2. 农业残留物

包括植物修剪后的各种残留物（杂草、马铃薯等）和秸秆等。这类物质非常适合用于生物产甲烷，实现能源回收，且通常比普通的生活垃圾较为清洁。

3. 农家肥

农家肥和其他有机废物（如生活垃圾，杂草等）混合发酵将具有较好的经济效益。这一技术称为“联合发酵”，已广泛应用于丹麦。

4. 污水处理后的剩余污泥

污水处理所产生的剩余污泥包括初沉污泥和二沉池污泥。污泥中的 TS 含量一般为 4% ~ 6%。目前已普遍采用厌氧消化实现其稳定化，但大部分消化装置并未实现运行的优化。Royal 研究表明，停留时间、负荷和搅拌等因素对有机物降解和产气量有显著的影响。这些运行条件影响远大于温度的作用。对这些运行条件进行优化，能提高大约 25% 的产气量。

5. 工业废水

食品加工、饮料和造纸工业产生的工业废水含有很高浓度的有机物质，可通过厌氧消化转化为甲烷，从而实现能源回收。目前，高浓度有机废水厌氧处理已广泛应用。

6. 生活污水

生活污水可分为黑水、灰水和混合污水。黑水是厕所冲洗的出水，为粪便、

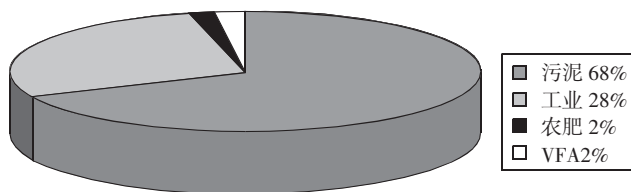


图 8-2 各种原料在产甲烷中的应用比例 (荷兰, 1996)

尿液等的混合物，有机物含量较高且含有大量的病原微生物。灰水是指沐浴、洗刷等优质杂排水，不含粪便，因而病原微生物较少，但有机物含量也较低。混合污水是指黑水和灰水在排水系统中混合而成的污水。混合水浓度较低，采用厌氧处理时可能要消耗外加能源用于加热，不能很好地实现能源的回收。因此，生活污水的分类收集、输送和处理正成为一个发展趋势，比如德国的 ECO-SAN 概念。

各种原料在产 CH_4 中的应用比例如图 8-2 所示。图 8-2 显示，目前产甲烷的主要原料仍为生活污水处理中所产生的剩余污泥和工业废水为主，其他原料仍未得到有效的开发与利用。

8.2.4 沼气利用

厌氧过程中产生的气体实际为混合气体，即所谓的沼气。沼气成分为：55% ~ 75% 的 CH_4 ，25% ~ 45% 的 CO_2 及少量 (0 ~ 1.5%) 的硫化氢 (H_2S) 和微量 (0 ~ 0.05%) 的 NH_3 (均以体积比计)。沼气热值分别介于 22 ~ 30 MJ/m^3 (高热值沼气) 和 19 ~ 26 MJ/m^3 (低热值沼气) 之间。沼气作为能源，基本的利用形式为转化成电能和热能。应用的主要瓶颈是如何实现能量生产和消费之间的平衡。对于热能生产而言，生产成本较低，技术要求也较低，已有很长的应用历史。缺点是热能不易输配，所以一般用于产能所在地的消费。这就造成能量生产和消费之间很难保持平衡，即很可能出现能量生产过剩或不足。尤其在能量生产过剩的情况下，将出现大量的能量损耗。

用于电能生产可避免能量生产和消费失衡问题，因为电能输配易于实现。若产能过剩则通过电网向外输送。否则，可以由电网引进电能。但是，目前沼气发电成本还处于较高的水平。

沼气的具体利用方式包括单纯的热力生产、热电厂 (combined heat and power unit, CHP) 及加工至天然气或汽车燃料。如果沼气的品质足够高，达到天然

气 (H_2 、 CO 、 CH_4 混合物) 品质, 则可直接接入天然气管网。否则, 经加工后作为气体燃料用于热能或电能生产。传统上一般应用于气体燃料加热器/锅炉系统及气体内燃机/气体涡轮机热电厂系统。为了提高能量转化效率, 近年来开发了很多新技术, 其中燃料电池是最重要的发展方向。

1. 热力生产与热电厂 (CHP)

(1) 气体热力系统

沼气可直接应用于对气体燃料要求不高的气体燃料加热器/锅炉系统。但需控制 H_2S 含量低于 $1000\mu\text{L/L}$, 以防止腐蚀作用。此外, 减少气体中的水蒸气可防止对喷嘴造成干扰, 同时也能降低 H_2S 含量。

(2) 气体内燃机和气体涡轮机热电厂 (CHP) 系统

沼气应用于内燃机已是非常成熟的技术。通过内燃机, 沼气一部分转化为电能, 另一部分转化为热能, 并有部分能量损失。小型内燃机的电能转化效率 (产生的电能/沼气能量) 为 $29\% \sim 31\%$, 大型内燃机可达 38% 。沼气热能转化效率可高达 50% 。沼气电能与热能总的转化效率可达 85% , 约 15% 的能量在转化过程中损失。内燃机比涡轮机具有较高的能量转化效率和较低的投资, 但维护费用高于涡轮机。对于沼气涡轮机, 应用于大规模热电厂较为经济。其缺点是当进气量减少时, 能量转化效率降低。

(3) 燃料电池 CHP 系统

沼气应用于燃料电池系统是提高能量利用效率的重要手段, 也是未来的技术发展方向。燃料电池的一个重要特性是容易实现规模缩放, 即随着电池规模的缩小能量转化效率仍能保持较高水平, 而气体燃料加热器/锅炉系统及气体内燃机/气体涡轮机系统随规模缩小能量转化效率将显著降低。这就使其能应用于小规模分散供能系统, 如汽车、家庭用电等。另一特性是排放的废气中, 颗粒性物质显著降低。在燃料电池反应中, CH_4 首先转化为 H_2 , H_2 随后通过电化学过程转化为电能和热能, 最终产物主要为 CO_2 和 H_2O 。理论上电转化效率 $> 50\%$, 热效率约为 35% 。目前有三类燃料电池处于研发阶段: 磷酸燃料电池 (PAFC), 固体氧化物燃料电池 (SOFC) 和熔融碳酸盐燃料电池 (MCFC)。前两类的直接燃料 (可直接输入系统的燃料) 为 H_2 , 后一类为天然气。

PAFC 已大量应用于 $200\text{kW} \sim 2\text{MW}$ 的发电厂, 实际电能转化效率为 41% , 运行温度约 200°C , 可实现热量的回收, 运行条件要求对硫化物和卤化物近于完

全的去除。因此，沼气在进入燃料电池之前需经预处理单元提纯。预处理单元由脱硫装置、氨/盐去除单元、缓冲池及气体分析仪器构成。沼气能量的整体转化效率（热 + 电）为 80%。日本已有将某酿酒厂废水发酵生产的沼气应用于 PAFC 系统的实践。

SOFC 的燃料为天然气，这就需要将沼气加工至天然气品质才能应用于此系统。运行温度为 $>900^{\circ}\text{C}$ ，这一温度条件可使甲烷直接转化为电能和热能。SOFC 也要求对硫化物和卤化物近于完全的去除，但对其他杂质的具有较高的耐受能力。天然气的电能转化效率 $>40\%$ 。在荷兰，将农家肥发酵生产的沼气应用于 SOFC 系统已处于中试阶段。

MCFC，因其直接燃料为天然气，近年来得到了广泛的关注。为了进一步利用这一优势，一个国际协会已致力于研发将天然气作为直接燃料应用于 MCFC 系统的技术，目前已处于中试阶段。在 2000 ~ 2004 年间，欧洲研发了两套不同的沼气加工系统，分别与两套 MCFC 系统相连，并在不同地点运行 2000 ~ 4000h；不同地点的沼气具有不同的来源和品质。这些试验为评估沼气品质差异对整个系统的影响提供了大量的基础数据。MCFC 系统要求对 H_2S 近乎完全地去除。首先，在沼气加工阶段， H_2S 去除至低于 $10\mu\text{L/L}$ 水平。为了进行技术比较，这一国际协会研发了两套加工系统——生物及化学系统。残留的 H_2S 在第二阶段经吸附（如活性炭）进一步得到去除。小试阶段进气中 H_2S 浓度约为 $800\mu\text{L/L}$ ，经处理后浓度降至低于检测限度的水平。中试阶段，进气量为 200L/h 。若进气中 H_2S 浓度保持恒定，系统能将其从 $500\mu\text{L/L}$ 降至 $5\mu\text{L/L}$ 以下。德国 Seaborne 研发中心的电池组件运行了 2500h，能量的平均转化效率为 40%（基于低热值沼气，最大效率为 53%）。运行后对组件的物质分析表明，沼气品质对电池组件无不良影响。基于 MCFC，集沼气生产和利用为一体的系统称为 MTU 燃料电池系统，又称为“HotModule”单元，已处于中试末期，很快将进入商业化阶段。除天然气外，还有很多液体燃料可应用于此系统，如酒精、生物柴油及石油。2004 年，这些液体燃料已在柏林得到应用。进一步的研究方向是生物固体的高温气化。2005 年 5 月，第一套“HotModule”单元已在 Ahlen 开始实际运行，所用燃料为污水处理厂生产的沼气。与此具有相似组分的气体包括垃圾填埋厂生产的沼气和煤矿中的天然气，均可应用于此系统。

虽然燃料电池系统是提高能量利用效率的重要手段，但其运行成本还需得

到持续降低以适应于大规模能量生产。

2. 加工至天然气或汽车燃料

将沼气加工至天然气并配送至天然气管网已得到普遍的应用。在荷兰，1995 年就已有 45% 的沼气加工至天然气。加工过程包括脱水、除硫（活性炭或氧化铁）、除卤化物（活性炭吸附）。进一步的处理是调整 CH₄ 和 CO₂ 的比例，使其与天然气系统的天然气品质一致。加工技术包括化学吸附、压力选择吸附和膜分离。

将沼气加工至汽车燃料在瑞典、捷克、法国等几个欧洲国家及美国和新西兰都已有实际应用。到 1999 年，全球共有 23 个工厂生产沼气并将其加工至汽车燃料。加工后的沼气可用于现有的天然气发动机。硫、水分和颗粒物质必须去除以避免腐蚀作用机械性损坏。CO₂ 必须去除至使甲烷保持 96% ~ 97% 的体积比。

8.3 生物产氢原理及其技术发展方向

生物产氢目前尚处于研发阶段，已知的生物产氢过程见表 8-1。

目前已知的生物产氢过程 表 8-1

产氢过程	基 本 反 应	作用微生物
1. 甲烷转化	a. $C_nH_aO_bN_d + H_2O \rightarrow CH_4 + CO_2 + NH_3$ (8-2)	产甲烷菌
	b. $CH_4 + H_2O \rightarrow H_2 + CO_2$ (8-3)	
2. 水的直接光解	$H_2O + \text{光} \rightarrow H_2 + O_2$ (8-4)	微藻类
3. 光发酵	$CH_3COOH + H_2O + \text{光} \rightarrow H_2 + CO_2$ (8-5)	微藻类，紫细菌
	a. $H_2O + CO_2 + \text{光} \rightarrow C_6H_{12}O_6 + O_2$ (8-6)	
4. 水的间接光解	b. $C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow H_2 + CH_3COOH + CO_2$ (8-7)	微藻类，蓝绿菌
	c. $CH_3COOH + H_2O + \text{光} \rightarrow H_2O + CO_2$ (8-8)	
	总反应 $H_2O + \text{光} \rightarrow H_2 + O_2$ (8-9)	
5. 水气转化反应	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$ (8-10)	发酵菌
6. 两段 H ₂ + CH ₄ 发酵	a. $C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow H_2 + CH_3COOH + CO_2$ (8-11)	发酵菌
	b. $CH_3COOH + H_2O \rightarrow CH_4 + CO_2$ (8-12)	产甲烷菌
7. 高产暗发酵	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow H_2 + CO_2$ (8-13)	发酵菌

生物产氢过程按其途径可以分为两类：

(1) 将化石燃料或 CH_4 转化为 H_2 。基本过程是首先通过厌氧发酵将有机物质转化为 CH_4 ，此过程中 H_2 为中间产物。然后再将 CH_4 转化为 H_2 ，转化过程见表 8-1 中式 (8-2)、式 (8-3)。从反应动力学的角度来看，有机物厌氧发酵产甲烷过程的吉布斯自由能变 (ΔG) < 0 ，是一个自发反应过程。而 CH_4 转化为 H_2 过程 [式 (8-3)]， $\Delta G > 0$ ，为非自发过程。此过程需提供外源能量才能发生。这部分外源能量一部分转化为化学能贮存于 H_2 中，另一部分将不可避免地损失。所以，从可持续角度看，这一生物产氢途径并不可取。

(2) 通过微生物作用直接将各种底物直接转化为 H_2 。此时， H_2 为最终产物。这种产氢过程与厌氧消化过程的一个重要差别在于，发酵过程只有产氢微生物的作用。由于其过程是将各种底物直接转化成 H_2 ，最大限度地避免了转化过程中的能量损失，因此有望成为未来产氢技术的主要发展方向。

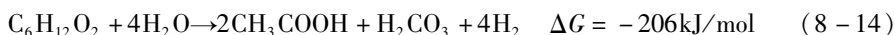
与厌氧产甲烷不同，产氢微生物既可以有机物为底物（发酵细菌），也可以水为底物（光合细菌）。因 H_2 在未来能源格局中的地位将由各种产氢途径经技术经济比较后决定，所以在此也有必要介绍以水为底物的生物产氢途径。

按产氢微生物反应过程是否需要利用光能作为能源可分为暗发酵产氢和光生物产氢两类。本节将具体介绍这两类生物产氢的原理、工艺、反应器设计、发展现状和前景、氢气利用等方面的内容。

8.3.1 暗发酵生物产氢

1. 暗发酵生物产氢的原理

暗发酵生物产氢是在厌氧或缺氧条件下普遍存在的自然现象。厌氧或缺氧条件下，产氢微生物以有机底物为电子供体，以其他化合物提供的质子为电子受体，将有机底物氧化并生产氢气。在此过程中，也有可能以硝酸盐或硫酸盐等化合物为电子受体，从而产生 N_2 或 H_2S 等副产物。虽然很多有机物质都可作为暗发酵生物产氢反应的底物，但 H_2 的理论产量通常以葡萄糖为底物确定。每 1 mol 葡萄糖的产氢量由下式确定：



由上式可知：每 1 mol 葡萄糖的最大产氢量为 4 mol H_2 。此过程葡萄糖并未得到彻底氧化，而是有一部分转化为乙酸。 H_2 的产量受产物中 H_2 分压强烈影响，当其分压较高时，反应趋向于产生更多的乳酸和丙氨酸等副产物， H_2 的产

量大幅减少。

虽然暗发酵生物产氢是一个普遍存在的自然现象，但在有机废物和污水中却观察不到 H_2 的逸出。这是因为在自然环境中存在大量其他微生物。这些微生物以 H_2 作为能源， H_2 一经产出就被迅速地消耗殆尽。因此，创造一个仅适于产氢微生物生长，而其他微生物受到抑制的环境对暗发酵生物产氢具有至关重要的意义。

2. 暗发酵生物产氢工艺

从暗发酵生物产氢的基本反应过程可知，这是一个不彻底的氧化反应。有机物质并未完全氧化成 CO_2 ，而是转化为乙酸或乳酸等中间产物。为了使有机物质中蕴含的化学能够实现充分的转化利用，需通过生物产甲烷或光生物产氢过程将乙酸等中间产物进一步转化为 CH_4 或 H_2 。基于这样的考虑，建立了在暗发酵生物产氢阶段之后增加光发酵产 CH_4 或光发酵产氢的两段发酵工艺。采用光发酵产甲烷作为第二段工艺目前在技术上已是可行的。而采用光发酵产氢作为第二段的两段发酵产氢工艺仍然需要较长时间的发展，这是目前国际上研发的热点，如图 8-3 所示。

目前两段发酵产氢工艺的产气能力为 $425m^3/h$ ($39kg H_2/h$)，产能成本为 19 欧元/GJ。工艺改进的重点将在于光发酵阶段。研发阶段需要解决的两个主要问题是对原料适当的预处理和提高产气量。对于现有的预处理技术，需从效率、

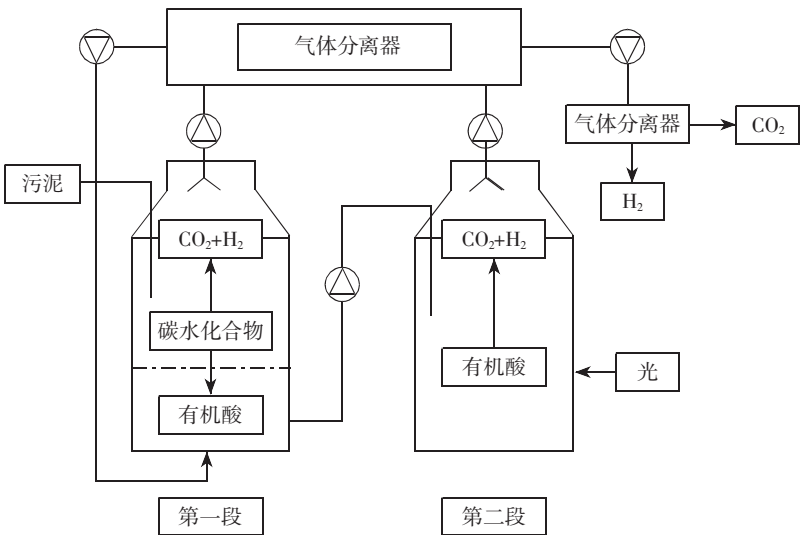


图 8-3 两段
发酵产氢工艺

成本等方面进行优化。对于产气量的提高,通过控制产氢微生物的代谢过程,阻断副产物的生物合成途径以最大限度地减少副产物的产生将会使 H_2 的产量提高。限制营养物以抑制细胞的生长,增强代谢作用也是提高 H_2 产量的一个可行办法。对产物中的 H_2 实现有效分离是提高产气量的关键手段,这是因为 H_2 的产量受产物中 H_2 分压的强烈影响,当其分压较高时,反应趋向于产生更多的乳酸和丙胺酸等副产物, H_2 的产量大幅减少。此外,提高反应器内的活性微生物浓度也是提高产气量的一个思路。

8.3.2 光生物产氢

1. 光生物产氢原理

光生物产氢主要通过光能自养和光能异养两类微生物作用实现。光能自养微生物以光作为能源, CO_2 作为惟一碳源,将水分解为 H_2 和 O_2 ,从而实现 H_2 的生产。光能异养微生物以光作为能源,各种有机物质作为碳源实现 H_2 的生产。

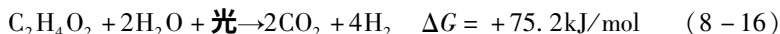
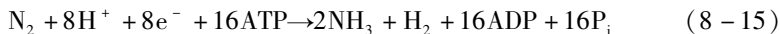
(1) 光能自养微生物产氢过程

光能自养微生物产氢的途径是将 CO_2 转化为有机物质,有机物质进一步光解,最终产物为 H_2 和 CO_2 ,这一过程即为水的间接光解。大部分光能自养微生物产氢均循此过程反应,具体反应历程见式(8-6)、式(8-7)、式(8-8)、式(8-9)。

在厌氧条件下,微藻类能将水直接光解为 H_2 和 O_2 ,此即为水的直接光解[见式(8-4)]。反应的催化剂为氢化酶,对 O_2 十分敏感。因此,此过程易受 O_2 强烈抑制。

(2) 光能异养微生物产氢过程

光能异养微生物产氢途径之一是通过固氮酶的催化作用将 H^+ 转化为 H_2 ,反应方程式见式(8-15);途径之二是将有机底物(乙酸等)转化为 H_2 ,反应方程式见式(8-16),这一过程为吸热反应。固氮酶也对 O_2 十分敏感,且受氨根离子(NH_4^+)的抑制。



2. 光生物产氢工艺

(1) 水的生物光解产氢

水的直接光解产氢工艺基于最简单的光生物产氢过程,转化过程见式(8-4),作用的微生物为微藻类。所利用的光能为太阳光中可见光部分,波长范围是400~700nm。水的直接光解产氢工艺是一个很具吸引力的工艺,因其产氢的原料是廉价而易得的资源,即水和太阳光。此工艺的主要缺陷是产氢的同时有 O_2 的生成。而 O_2 对反应的催化剂——氢化酶有强烈的抑制作用,使得光能的转化效率降低(低于1.5%)。将产生的 O_2 迅速转移出反应器可使转化效率提高至3%~10%。

水的间接光解产氢工艺能从空间或时间上将 H_2 和 O_2 的生产分离(即利用 H_2 和 O_2 生产在反应过程中所处阶段的不同),以避免 O_2 对产氢的抑制作用。在从空间分离 O_2 和 H_2 问题上,基于微藻作用的反应过程已得到深入的研究。反应的第一阶段,微藻通过光合作用将 CO_2 转化成碳水化合物, O_2 为副产物。反应的第二阶段,碳水化合物通过暗发酵转化为乙酸。在第三阶段,乙酸通过光解作用最终转化为 H_2 。所以可以通过使第一和第三阶段反应分别处于不同的反应器来避免 O_2 对产氢的抑制作用。在时间分离 O_2 和 H_2 上,最近的发展是使微藻在反应的第一和第三阶段交替出现,即使第一和第三阶段的运行时间相互错开。

(2) 光发酵生物产氢

光发酵生物产氢工艺基于式(8-5)反应过程,应用微生物为紫细菌。紫细菌细胞中的固氮酶是这一反应过程催化剂。固氮酶的基本作用是氮气转化成氨氮过程的催化剂。同时固氮酶也是产氢反应的催化剂,尤其是在没有氮气存在的条件下。固氮酶对氧气的存在也十分敏感。但氧气并非此过程的抑制因素,因为反应过程无氧气的产生。所利用的太阳光波长范围是400~950nm,光能的转化效率理论上为10%。最终产气中包括80%~90%的 H_2 和10%~20%的 CO_2 。通常应用于两段发酵工艺中的第二段。此工艺的缺陷是固氮酶需要以ATP形式存在的额外代谢能,这将降低单位光能的氢气产量。

8.3.3 生物产氢反应器的设计

无论是水的直接光解产氢工艺还是光发酵生物产氢工艺,相应的反应器大多处于研发阶段,只有少数的大规模应用。反应器的设计应遵循以下原则:

- 1) 因为要实现氢气的收集,反应器应为封闭系统;
- 2) 能够实现一个仅适应于

产氢微生物生长的环境条件。

对于光生物产氢反应器还需遵循：1) 适合以太阳光作为能源；2) 具有很高的表面积/体积比；3) 在光的强度较高时，光合作用效率（PE）将会下降（光的饱和效应），所以为了实现较高的能量转化效率，必须降低光的强度并尽可能地均匀分配至整个反应器等原则。实际操作中采取光产氢微生物先在反应器表面接受光照，然后转入黑暗部分进行反应形成一个光/暗循环的方法以降低光的强度。光/暗循环的持续时间应为微秒或毫秒级，若为几秒至十秒则 PE 没有任何提高，甚至可能下降。暗发酵生物产氢反应器设计可参照生物产甲烷反应器。

光生物产氢反应器大体可以分为三类：垂直圆柱反应器，平板反应器和管状反应器。目前只有管状反应器在德国有大规模应用。这三种反应器的能量转化效率比较如表 8-2 所示。

光生物产氢反应器能量转化效率比较 表 8-2

光生物产氢反应器类型		光合作用（PE）效率（%）
垂直圆柱反应器		8.9 ~ 9.1
平板反应器	A. 垂直	16
	B. 倾斜	10 ~ 20
管状反应器	直径 2.5cm	5.2 ~ 6.8
	直径 5.3cm	7.3 ~ 10.3

从表中可以看出，平板反应器的光合作用效率最高。从理论上讲，管状反应器应具有最高的转化效率，应为其平均光/暗循环时间最短。但表 8-2 的数据并未支持这一观点，原因是可能还有其他因素影响。鉴于平板反应器和管状反应器具有较高的能量转化效率（至少在理论上如此），有必要进一步研究他们实际应用的可能性。

1. 平板反应器

平板反应器由一个深度为 1 ~ 5cm 的透明矩形箱构成，其高度和宽度可适当调整，但实际中一般均小于 1m。反应器的搅拌通过底部穿孔管引入的气体实现（即气提式）。为了创造较高的紊动状态，每 1L 反应器体积必须具有 3 ~ 4L 的送气量。通常在反应器内的一侧安装平板（垂直或倾斜）直接接受阳光照射。

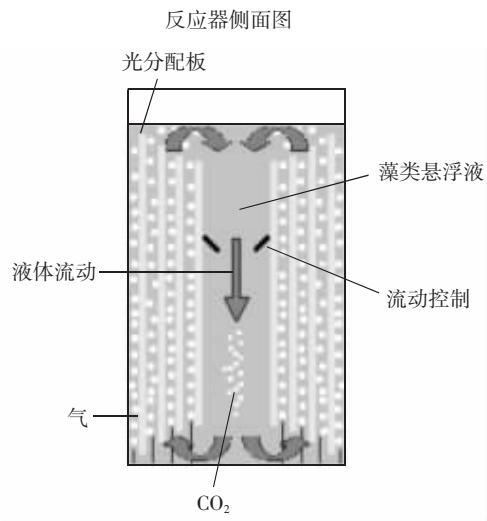


图 8-4 大规模平板生物产氢反应器

光/暗循环时间很短，这正是其具有较高 PE 值的关键原因。这一系统的缺点是鼓风机耗能很高。T. de Vrije 等人认为应把光的收集和生物反应器分离，这样有利于对光的分配以提高 PE 值，但光收集系统的造价很高。Janssen 设计了一个大规模平板光生物产氢反应器，如图 8-4 所示。图 8-5 所示是一个太阳光收集系统的原型，这一反应器只包括一个反应单元，所以在实际应用中容易实现灭菌，并且只需要一个控制单元。

2. 管状反应器

管状反应器由透明的圆管构成，管径为 3 ~ 6cm，管长为 10 ~ 100m。培养液由机械或气升泵提升。圆管的安装可有各种不同的形式：1) 水平放置，用几个或多个 U 形弯连接；2) 垂直放置，盘绕成柱状或圆锥状；3) 垂直放置，用 U 形弯或支管连接成篱笆状；4) 水平或倾斜放置，用支管连接成平行状等等。尽管管状反应器的设计多种多样，但主要区别在于反应器表面的光密度上，在管内的光梯度、液体混合及培养环境等方面都是相似的。与水的光解产氢过程相比，基于固氮酶为催化剂的光生物产



图 8-5 太阳光收集系统的原型

氢过程受氢气分压的影响较小，但氢气的积聚仍然限制了管长。这一问题可通过支管连接多根圆管得到解决。在德国大规模应用管状反应器就采取了这一方法。

8.3.4 氢气利用技术的发展方向

目前为止，氢气的主要应用范围是石油化工或其他工业原料，尚未用作能源。近十年来，人们对以氢气 (H_2) 作为能源产生了浓厚的兴趣，主要基于以下两点考虑：1) 氢气是一种清洁能源，因为它使用的最终产物是水 (H_2O)，没有任何危害环境的物质排放；2) 氢气用于燃料电池 (fuel cells) 系统具有很高的能量转化效率，并且不随燃料电池规模的减小而显著降低，因此可以应用于小规模系统，这就避免了大规模系统在输配和储存上的难题。利用技术的发展方向主要有以下两个方面：燃料电池和 H_2/O_2 涡轮发电系统。二者都能够实现零排放，并且具有很高的能量转化效率。

1. 燃料电池

燃料电池技术对氢气利用具有至关重要的意义。各种燃料电池的类型总结在表 8-3 中。

燃 料 电 池 类 型

表 8-3

燃料电池类型 (FC)	碱性燃料电池 (AFC)	质子交换膜 燃料电池 (PEMFC)	磷酸燃料 电池 (PAFC)	熔融碳酸 盐燃料电池 (MCFC)	固体氧化 物燃料电池 (SOFC)
工作温度 ($^{\circ}C$)	60 ~ 80	60 ~ 90	190	600 ~ 700	800 ~ 1000
余热温度	低	低	中	高	很高
转化效率 (%)	50 ~ 60	50 ~ 60	40 ~ 50	50 ~ 60	50 ~ 60
金属催化剂要求	非严格要求	是	是	否	否
直接利用的燃料	H_2	H_2	H_2	H_2 、CO、 CH_4 (天然气)	H_2 、CO、 CH_4 (天然气)
需 (接近) 彻底 清除的杂质	S、CO、 CO_2	S、CO、 NH_3	S (CO)	S	S

AFC 以浓缩的 KOH 为电解液，20 世纪 60 年代以来应用于太空计划 (阿波罗计划等)。其电能转化效率是所有燃料电池中最高的，但对 CO_2 的存在异常敏

感,这限制了其大规模应用。

PEMFC 以聚合膜为电解质,催化剂为典型的铂 (Pt),负荷为 $0.2 \sim 0.4 \text{ mgPt/cm}^2$ 。若燃料中含 CO,可用 Pt-Ru 合金代替 Pt 作为催化剂。PEMFC 最重要的特性是适合于移动应用,这一特性使人们对它的关注远大于其他燃料电池。PEMFC 对 CO 非常敏感,目前的技术要求 CO 的含量低至 $10 \mu\text{L/L}$ 左右。

PAFC 以高度浓缩的磷酸 (约为 100%) 作为电解液,以 Pt 为催化剂。对于固定应用,PAFC 在很多方面优于 PEMFC,如对 CO 有较高的耐受能力 ($1\% \sim 2\%$);运行余热温度足以把水加热至蒸汽 (而非热水) 加以利用等。

MCFC 以混合碳酸盐 (Li, Na, K) 为电解质。熔融状态的混合碳酸盐具有很高的电导率。高运行温度使得系统无需金属催化剂,也使得燃料中的其他成分 CO、 CH_4 也能实现转化,天然气可直接应用于该系统。主要问题是电解质的高度腐蚀作用严重影响了其使用寿命。

SOFC 以固体陶瓷为电解质。与其他燃料电池都采用平板反应单元不同,SOFC 采用转化效率相对较低的管状反应单元。主要的问题是极高的工作温度很容易导致系统部件的变形,而各部件的热膨胀系数不同,将进一步导致系统损坏。对于平板反应单元此问题更加突出,这正是 SOFC 要采用管状反应单元的原因。解决的思路是研发新材料,使工作温度降至 $500 \sim 700^\circ\text{C}$ 。在此温度下即可应用平板反应单元,能量转化效率将进一步提高。

如上所述,低温燃料电池,尤其是 PEMFC 似乎是实现氢/电转化最合理的选择,因其具有简单、高效的特点。转化效率与单元电压和燃料利用状况正相关。单元电压的范围是 $0.6 \sim 0.8 \text{ V}$ 。对于纯氢燃料取上限值,因为反应过程 H_2 浓度保持不变。从原理上来讲,以氢气为燃料的燃料电池系统结构简单,仅包括燃料电池反应单元、鼓风机、燃料控制系统和直流/交流电转换器。未转化成电能能量可以热能的形式回收 ($60 \sim 80^\circ\text{C}$)。燃料电池 (以氢气为燃料) 从其特性考虑,将适用于分散式发电系统。

2. H_2/O_2 涡轮发电系统

如上所述,燃料电池 (以氢气为燃料) 适用于分散式发电系统。对于集中式发电系统, H_2/O_2 涡轮系统是一个合适的选择,能达到燃料电池的能量转化效率。 H_2/O_2 涡轮发电机实际上就是蒸汽涡轮发电机,除运行第一阶段外可利

用现有蒸汽涡轮发电机技术。高运行温度使其仅适用于大规模发电厂。技术上的主要难点是开发用于 H_2/O_2 燃烧的高温燃烧室和能承受第一阶段高达 1700°C 高温的涡轮叶片。

8.4 能量载体的选择

厌氧反应所转化的能量应以什么样的形式存在？换句话说，甲烷和氢气这两种能量载体究竟应该选择哪一种形式更为合适？这一问题不仅要考虑生产两种能源本身的技术和成本，还需考虑能源的输配、终端利用及污染物排放等因素，即需对能源从生产到最终利用全过程进行综合评价来确定。

从能源的生产来看，甲烷的生产已建立了成熟的工艺，而产氢工艺还处于研发阶段。如前所述，各种产氢工艺可以分为：1) 将化石燃料或甲烷转化为氢气；2) 水的光解产氢；3) 以有机物为底物的发酵产氢，包括暗发酵和光发酵。

对于从化石燃料或甲烷转化为氢气的工艺，由于将不可避免地造成能量损失，所以从长远来看这一思路并不可取。对于水的光解产氢，由于伴随反应过程产生的氧气对反应催化剂—氢化酶有强烈的抑制作用，使得光能的转化效率很低（低于 1.5%）。解决方案是将产生的氧气迅速转移出反应器或从空间和时间上将氢气和氧气的生产分离。这在技术上有很大难度。即使在技术上可以有效实现，在实际应用中也对运行控制提出了非常高的要求。

对于光发酵产氢，由式 (8-16) 可知，这是一个吸热反应 ($\Delta G = +75.2\text{kJ/mol}$)，反应催化剂固氮酶需要消耗以 ATP 形式存在的额外代谢能，这与最大限度实现能源转化的产能目标是相悖的。况且，固氮酶对氨十分敏感，这也对运行控制提出了非常高的要求。

对于暗发酵生物产氢，由基本反应过程可知，这是一个不彻底的氧化反应。有机物质并未完全氧化成 CO_2 ，而是转化为乙酸或乳酸等中间产物。为了使有机物质中蕴含的化学能够实现充分的转化利用，需通过生物产甲烷或光生物产氢过程将乙酸等中间产物进一步转化为甲烷或氢气。如前所述，采用光发酵产氢作为第二段需要消耗以 ATP 形式存在的额外代谢能，在工程应用上也难以实现。而采用光发酵产甲烷作为第二段目前在技术上已是可行的，且能量转化

效率较高。

从能源输配的角度来看, 甲烷的输配完全可以利用现有的天然气系统, 节省了巨大的建设费用。而氢气却需新建输配网络, 投资巨大, 且采用什么样的输配系统目前仍无具体的概念。

从能源的终端利用技术来看, 已有很成熟的天然气利用技术, 甲烷可方便高效的转化为所需的能源形式, 如电能或热能等, 沼气发电的成本为 $0.1 \sim 0.22$ 欧元/kWh。目前氢气还未被作为能源使用, 其终端利用技术的发展重点——燃料电池不但在技术上还存在不少难点, 且对氢气的品质有很严格要求, 势必使其利用成本处于较高的水平 (表 8-3)。

从环境效益来看, 氢气本身虽为清洁能源, 使用过程无 CO_2 的排放, 但除水的光解生物产氢过程外, 其他生物产氢途径都伴随 CO_2 的产生, 与生物产甲烷相比并无显著的环境效益。

总之, 以氢气作为厌氧处理能量的载体在未来很长的时期内并无显著的工程意义。甲烷可能是一种更为合适的选择。

8.5 结语

MaCarty 指出, 随着全球对能源短缺和温室气体排放问题的日益关注, 必须在可再生能源的供应上做出更多努力。厌氧处理从废水、固体废弃物、各种农业和林业残留物中生产甲烷, 具有在处理各种污水和有机固体废弃物的过程中实现资源和绿色能源回收的独特优势, 无疑能够满足这一需求。

就生物产甲烷而言, 其生产、加工、输配和利用都已建立了相应的工艺。目前全球已有超过 125 座厌氧消化处理厂用于市政固体废弃物或工业有机废弃物的处理, 年发电量为 600MW。有超过 1300 座厌氧消化系统用于剩余污泥的消化。有超过 2000 座厌氧系统用于工业废水和垃圾渗滤液的处理。目前, 欧洲的沼气发电量为 1500MW, 2010 年将达 $5300 \sim 6300$ MW, 到那时全球总发电量将达 20000MW。沼气发电的成本现为 $0.1 \sim 0.22$ 欧元/kWh。但仍需进一步优化运行, 重点在于提高产气量与能量转化和利用效率上。对于产气量的提高, 采用“联合发酵”和适当的预处理是行之有效的办法。对于能量转化和利用效率的提高, 燃料电池的开发将发挥至关重要

的作用。此外，还应进一步扩大产 CH_4 原料的范围，尤其是在各种市政有机废物和工业有机废物方面。最终目的是降低其从生产到最终利用全过程的整体成本。

对于暗发酵产氢，两段发酵工艺将是其发展的重点。工艺改进的重点将在于光发酵阶段。研发阶段需要解决的两个主要问题是对原料适当的预处理和提高产气量。对于现有的预处理技术，需从效率、成本等方面进行优化。对于产气量的提高主要有通过控制产氢微生物的代谢过程，阻断副产物的生物合成途径以最大限度的减少副产物；限制营养物以抑制细胞的生长，增强代谢作用；对产物中的 H_2 实现有效分离；提高反应器内的活性微生物浓度也是提高产气量的基本思路。

对于光生物产氢：水的生物光解产氢的能量转化效率低于 1.5%，将氧气迅速转移出反应体系可提高至 3% ~ 10%；光发酵生物产氢的理论能量转化效率为 10% 左右。产能成本为 10 ~ 15 美元/GJ。提高太阳能转化为化学能（氢气）的能量转化效率是研究的重点，基本有以下三条思路：提高产氢微生物对氧气的耐受能力，优化光的收集和传递及生物反应器的设计。研发阶段要解决的主要问题是低成本反应器的开发和提高光合作用的效率及产气量。

对于生物产氢反应器，无论是水的直接光解产氢工艺还是光发酵生物产氢工艺，相应的反应器大多处于研发阶段。反应器的设计应遵循以下原则：因为要实现氢气的收集，反应器应为封闭系统；能够实现一个仅适应于产氢微生物生长的环境条件。对于光生物产氢反应器还需遵循：适合以太阳光作为能源；具有很高的表面积/体积比；在光的强度较高时，光合作用效率（PE）将会下降（光的饱和效应），所以为了实现较高的能量转化效率，必须降低光的强度并尽可能地均匀分配至整个反应器等原则。暗发酵生物产氢反应器设计可参照生物产甲烷反应器。光生物产氢反应器大体可以分为三类：垂直圆柱反应器，平板反应器和管状反应器。目前只有管状反应器在德国有大规模应用。

对于氢气的利用技术主要有以下两个方向：燃料电池和 H_2/O_2 涡轮发电系统。燃料电池适用于分散式发电系统。 H_2/O_2 涡轮系统适用于集中式发电系统。虽然二者都能够实现零排放，并且具有很高的能量转化效率，但在技术上仍存

在难点，且实际运行成本很高。

综上所述，对于厌氧处理过程能量载体的选择，从能源的生产、输配、终端利用和环境效益来看，以氢气作为能量载体在未来很长时期内并无显著的工程意义，甲烷才是一个合适的选择。

第9章 生物除硫理论与技术研究进展

9.1 含硫化合物及其危害

9.1.1 含硫化合物及其对环境的影响

硫元素是生命有机体蛋白质和氨基酸的基本组分，其主要功能是以硫键连接蛋白质分子，成为蛋白质进一步组成生命物质的必要元素。在硫的生物、化学循环过程中，它的各种氧化还原形式的化合物都起着极其重要的作用。当自然的硫循环过程遭到破坏时，必将带来不同程度的环境问题，涵盖水体、大气、土壤等各个方面。硫对环境的主要影响有众所周知的因二氧化硫（ SO_2 ）及硫化氢（ H_2S ）气体排放带来的臭氧层空洞、酸雨问题，也有垃圾填埋及其处理系统产生异味、水体污染产生异味、土壤和水体酸化等问题。除 SO_2 以及 H_2S 直接影响之外，当污水处理厂原水中含有较高浓度硫酸根离子（ SO_4^{2-} ）并存在于厌氧生物反应器时，在硫酸盐还原菌（SRB）的作用下会产生有毒臭气—— H_2S ，甚至毒性更强的硫代硫化物（ $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ ）、联四硫酸盐（ $\text{S}_4\text{O}_6^{2-}$ ）等，导致更加棘手的环境问题。

气体和水体中均含有硫化物。气体中的硫化物主要是 SO_2 、 H_2S 和硫酸（ H_2SO_4 ）雾。水体中的硫化物包括金属与硫形成的化合物、非金属硫化物和有机硫化物等。

9.1.2 SO_2 来源及其危害

SO_2 主要由燃煤及燃料油等含硫物质燃烧产生，其次是来自自然界，如火山爆发、森林起火等产生。它是大气污染物的主要成分之一，世界上 SO_2 年排放量约 $1.5 \times 10^7 \text{t}$ ，占总有害气体量的 $1/4$ 。 SO_2 是无色、有窒息性、有臭味的有毒

气体，具有强烈的刺激性。 SO_2 对人体的结膜和上呼吸道黏膜有强烈刺激性，可损伤呼吸器官导致支气管炎、肺炎，甚至肺水肿、呼吸麻痹。短期接触 SO_2 浓度为 $0.5\text{mg}/\text{m}^3$ 空气的老年或慢性病人死亡率增高；浓度高于 $0.25\text{mg}/\text{m}^3$ 可使呼吸道疾病患者病情恶化；长期接触含 SO_2 浓度为 $0.1\text{mg}/\text{m}^3$ 空气的人群呼吸系统病症增加。另外， SO_2 对金属材料、房屋建筑、棉纺化纤制品、皮革纸张等制品容易引起腐蚀、剥落、褪色而损坏。还可使植物叶片变黄甚至枯死。国家环境质量标准规定，居住区日平均浓度低于 $0.15\text{mg}/\text{m}^3$ ，年平均浓度低于 $0.06\text{mg}/\text{m}^3$ 。

9.1.3 酸雨形成及其危害

当大气中 SO_2 、 NO_2 等气体含量较高时，易导致大气层中的酸性物质增加。当雨水、冻雨、雪、雹、露等大气降水中 $\text{pH} < 5.6$ 时便会出现“酸雨”现象。美国测定的酸雨成分中，硫酸占 60%，硝酸占 32%，盐酸占 6%，其余是碳酸和少量有机酸。这说明 SO_2 是形成酸雨的主要成分。酸雨破坏水土环境，引起经济损失，它可以破坏大面积的森林和农作物。据报道，欧洲和北美一些国家的森林受酸雨危害率高达 30% ~ 50%。我国南方重酸雨区已出现一些严重的森林衰亡现象：重庆市郊区 50% 的松树枯死；峨眉山金顶冷杉的死亡率达 40%；浙江西天目山因酸雨的影响使大片的柳杉死亡；柳州市区和郊区的林木也出现较严重的酸雨危害。植物对酸雨反应最敏感的器官是叶片，叶片受损后会出现坏死斑、萎蔫、叶绿素含量降低、叶色发黄、退绿、光合作用降低，使林木生长缓慢或死亡，使农作物减产。同时，酸雨危害植物表皮及角质层，使植物的抗病虫害能力减弱。酸雨对水生生物也有很大危害，它使许多河湖水质酸化，导致许多对酸敏感的水生生物种群灭绝。当湖泊、河水的 pH 降到 5 以下时，鱼、虾类的生长繁殖便受到严重影响，加之湖河底泥中有毒金属遇酸溶解，更加速了这些水生生物群的死亡。欧洲、北美的许多湖泊因酸雨危害已经变为死湖。酸雨使土壤酸化，土质中的钙、镁等养分被酸溶解，导致土壤养分流失。酸化的土壤抑制了土壤微生物的活性，破坏了土壤微生物的正常生态群落，使有机物的分解减缓，土壤贫瘠，病虫害猖獗。酸雨影响人和动物的身体健康，雨雾的酸性对眼、咽喉和皮肤的刺激，会引起结膜炎、咽喉炎、皮炎等病症。酸雨对建筑物和金属材料的腐损也非常严重，许多城市刚落成或装修一新的建筑物在一场酸雨过后，就失去了美丽的光泽，本来光亮如镜的大理石经酸雨的腐蚀而变得暗淡无光，甚至被层层剥落。

9.1.4 H₂S 来源及其危害

H₂S 为无色气体。具有臭蛋气味，化学性质不稳定，在空气中易燃烧，易溶于水，易溶于醇类、石油溶剂和原油中。在采矿和从矿石中提炼铜、镍、钴等，煤的低温焦化，含硫石油的开采和提炼，橡胶、人造丝、鞣革、硫化染料、造纸、颜料、菜腌渍、甜菜制糖、动物胶等工业中都有硫化氢产生；开挖和整治沼泽地、沟渠、水井、下水道、潜涵、隧道和清除垃圾、污物、粪便等作业，以及分析化学实验室工作者都有接触 H₂S 的机会；天然气、矿泉水、火山喷气和矿下积水，也常伴有 H₂S 存在。由于 H₂S 可溶于水及油中，有时可随水或油流至远离发生源处，而引起意外中毒事故。

H₂S 经黏膜吸收快，皮肤吸收甚少。误服含硫盐类与胃酸作用后产生 H₂S 可经肠道吸收而引起中毒。H₂S 是一种神经毒剂，亦为窒息性和刺激性气体。其致毒作用的主要靶器是中枢神经系统和呼吸系统，亦可伴有心脏等多器官损害，对毒作用最敏感的组织是脑和黏膜接触部位。低浓度 H₂S 中毒症状为头痛、头晕、恶心、呕吐；高浓度 H₂S 中毒症状为昏迷、意识突然丧失、窒息死亡。

急性 H₂S 中毒一般发病迅速，出现以脑和（或）呼吸系统损害为主的临床表现，亦可伴有心脏等器官功能障碍。临床表现可因接触 H₂S 的浓度等因素不同而有明显差异，以中枢神经系统损害最为常见。接触极高浓度 H₂S 后可发生电击样死亡，即在接触后数秒或数分钟内呼吸骤停，数分钟后可发生心跳停止；也可立即或数分钟内昏迷，并呼吸骤停而死亡。死亡可在无警觉的情况下发生，当察觉到 H₂S 气味时可立即嗅觉丧失，少数病例在昏迷前瞬间可嗅到令人作呕的甜味。死亡前一般无先兆症状，可先出现呼吸深而快，随之呼吸骤停。部分病例可发生呼吸系统损害和心肌损害。

为此，居民区大气中 H₂S 最高容许浓度一次测定值为 0.01mg/m³。

因此，有必要在理解硫的自然界循环基础之上，提出相关技术措施以控制上述环境问题。以往对含硫有害物质的处理主要采用的是物理化学法，不但不能彻底去除有害物质，而且需要较高的运行费用。如果能采用生物处理方法，设法将有毒物质转化为硫酸根排放水体或形成硫单质、重金属硫化物予以回收/利用，这将对社会、环境及经济效益产生积极的影响。尾气中的 SO₂ 完全可以洗涤的方式转入水相，最终以生物方法处理或回收。

本章首先从硫的生物、化学循环入手，说明不同形式的含硫物质之间的转化，相关微生物的代谢机理及其相关影响因素。以此为基础，分别介绍硫酸盐还原菌作用下 H_2S 的产生、硫酸盐还原菌与产酸菌（MPB）间的关系及相关影响因素、硫化物的生物去除、污水管道中 H_2S 气体的产生和抑制等理论与技术。

9.2 硫的自然循环

硫元素在自然界生物化学作用和地质变迁作用下在岩石、沉积物、大气以及水体中存在着相对平衡的自然循环。其中主要包括（按年转移量由高到低排列）：硫矿开采、燃料燃烧及金属硫化物溶解、硫酸根还原为单质硫在海底沉积、火山喷发产物、农业用肥施用以及农业非点源径流等。硫元素在自然循环中的某些环节需要依靠微生物的代谢作用来实现，硫的循环过程如图 9-1 所示。

在硫的自然循环过程中，含硫化合物种类较少，这是因为只有少数含硫化合物能够稳定存在于自然界。在硫的自然循环中，有 18 种重要的含硫化合物能够参与微生物代谢过程，成为硫生物循环过程的中间或最终产物。

9.2.1 还原作用

含硫化合物、硫单质的还原主要通过硫化细菌的还原作用来实现。硫化细菌（亦称产硫化氢细菌）能够分解含硫有机物产生 H_2S ，或以 SO_4^{2-} 、 SO_3^{2-} 、单质 S 或 $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ 作为电子受体产生 H_2S （如图 9-1 中的路径 P1、P5），或利用部分 S 元素合成新细胞（如图 9-1 中的路径 P2 和 P4）。一般而言，硫化细菌为严

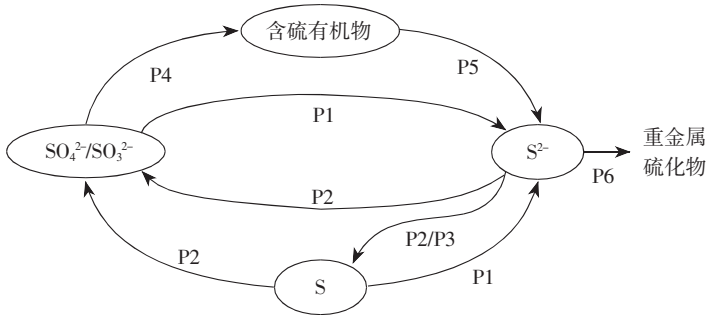


图 9-1
硫的自然循环
过程

P1: 生物还原作用(异化) P2: 生物氧化作用(异化) P3: 自发氧化
P4: 生物还原(同化) P5: 生物还原(异化)、矿化作用 P6: 化学沉淀

格厌氧菌，生长速率相当缓慢，但是有极强的生存能力，广泛存在于自然界中。

对于某些硫酸盐还原菌（SRB）的发现及研究有着较长的历史，这些细菌能够将硫酸盐还原为单质 S 或 S^{2-} ，在不同的 pH 值条件下， S^{2-} 以 H_2S 或 HS^- 的形式存在于水体中，例如，脱硫弧菌（*Desulfovibrio*）、脱硫肠状菌（*Desulfotomaculum*）的作用最为典型，它们最适于生长的温度均为 $30 \sim 38^\circ\text{C}$ 。前期研究表明，能够作为这类细菌电子供体的物质极其有限，一般包括：氢（ H_2 ）、乳酸盐 $[C_2H_4(OH)COO^-]$ 、乙醇（ C_2H_5OH ）和苹果酸盐（ $C_4H_4O_5^{2-}$ ）。随着对硫酸盐还原菌研究的深入，人们逐渐发现，除上述传统菌种以外，还存在着大量其他细菌种属，它们能够利用乙酸盐（ CH_3COO^- ）、苯酚衍生物、果糖（ $C_6H_{12}O_6$ ）以及甲醇（ CH_3OH ）等作为电子供体，产生 H_2S ，例如，脱硫杆菌（*Desulfovibrio*）、脱硫球菌（*Desulfococcus*）。迄今为止，所发现的各类硫化细菌均为嗜温细菌。

1936 年，Pelsh 首次发现了能够将单质硫还原的硫化细菌，然而直到 1976 年才分离出这类细菌。它们同样为厌氧嗜温细菌（有些种属为嗜热细菌），能够以乙酸盐（ CH_3COO^- ）、丙酸盐（ $C_2H_5COO^-$ ）、甲酸盐（ $HCOO^-$ ）、苹果酸盐（ $C_4H_4O_5^{2-}$ ）等为电子供体，将硫单质还原为二价硫离子（ S^{2-} ）。

9.2.2 氧化作用

硫的自然循环过程中产生的 H_2S 最终会形成金属硫化物沉淀，也可以进入水、大气、土壤之中，通过化学或生物作用被氧化，形成单质 S 沉淀或 SO_4^{2-} （如图 9-1 中的路径 P2、P3）。在缺氧条件下， S^{2-} 氧化以生物氧化为主，在有光或硝酸氮（ NO_3^- ）的条件下将 S^{2-} 氧化为单质 S 或进一步氧化为 SO_4^{2-} 。当水体中的溶解氧（DO）含量为 $0.03 \sim 0.3\text{mg/L}$ 时（海洋水体中 DO 平均值）， H_2S 生物氧化速度极快，可完全被氧化为 SO_4^{2-} ，且没有观测到中间产物单质 S 的形成。在上述 DO 状况下，生物氧化速度是自发氧化速度的 25000 倍。由此可见，生物氧化在硫的自然循环中起着举足轻重的作用，这类微生物在自然界中普遍存在，几乎从任何水体内都能分离出。

自然界中能氧化硫化物的微生物种类很多，对于这样的细菌并没有统一的命名；根据其作用，统称为反硫化细菌，主要分为两大类：无色硫细菌和有色硫细菌。由于有色硫细菌大多为光合厌氧细菌，其生长环境既需要无 O_2 ，又需要有光的存在，所以，并未成为生物除硫工艺研究的重点。无色硫细菌需要在

有 O_2 或 NO_3^- 的条件下, 以它们作为电子受体, 氧化硫化物, 获取能量或在细胞内聚集单质 S。迄今为止, 这类细菌的代谢机理尚未得到深入研究, 对这类细菌的了解只限于其表观形态和细胞内单质 S 的形成、氧化。只要有少量 H_2S 和 O_2 共同存在时, 就会存在该类细菌, 其外形比一般原核生物大很多, 它首先将 H_2S 氧化为单质 S 贮存于细胞内, 环境中硫化物被完全消耗掉后, 一旦生物体暴露在有 O_2 环境中, 其细胞内的单质 S 将被氧化、消失。

无色硫细菌氧化 S^{2-}/S 的最终产物均为 SO_4^{2-} 。随着反应的进行, 环境 pH 值逐渐降低, 嗜酸反硫化细菌成为优势种属。嗜酸反硫化细菌的最佳生存 pH 值为 2 左右, 甚至更低, 它们不但能够通过氧化硫化物获得新陈代谢的能量, 还能够通过氧化 Fe^{2+} 来获得能量。

以上所提到的硫细菌在自然界中, 尤其在海洋中普遍存在, 但有研究表明并不是所有的种属在废水、废气或固体废物的生物处理中都占有重要的地位, 只有少数菌属在其中得到了广泛的应用。

9.2.3 三废处理中含硫物质的转化

一般的市政污水中含有含硫有机物 3 ~ 6mg S/L、磷酸盐大约 4mg S/L。根据市政管网中水的硬度不同, 又包含有 10 ~ 20mg S/L 的 SO_4^{2-} 。当污水、固体垃圾渗滤液中含有一定量 SO_4^{2-} 或含硫有机物时, 在长期厌氧状态下会在硫酸盐还原菌 (SRB) 的作用下产生大量 S^{2-} 和 SO_4^{2-} ; 它们在适当的 pH 值条件下还会转化为硫醇 ($C_nH_{2n+1}SH$) 或 H_2S 气体进入大气, 造成环境污染、对厌氧处理中部分微生物产生毒害、腐蚀混凝土构筑物及低碳钢。为控制 H_2S 气体排放及其造成的副作用, 能够应用物理、化学及生物方法将其氧化为 SO_4^{2-} 排放水体, 或氧化为单质 S 予以回收。

另外, 燃煤锅炉烟气中含有大量 SO_2 气体, 排放大气造成酸雨等环境问题。在各种燃烧尾气脱硫 (FGD) 技术中, 首先都是以碳酸氢钠 ($NaHCO_3$) 吸附 SO_2 气体, 形成含有 SO_3^{2-} 的液体, 再进行化学处理, 形成石膏利用或填埋; 也可通过生物处理, 将其转化为单质 S 予以回收利用。

下文基于硫在自然界与三废处理中的循环, 首先介绍对产生 H_2S 起主要作用的硫酸盐还原菌 (SRB) 及其对厌氧消化的影响。然后, 对相关污染控制技术及处理工艺予以介绍。

9.3 硫酸盐还原菌 (SRB) 的影响

9.3.1 SRB 的分类及代谢机理

SRB 种类繁多, 有少数能够以 CO_2 作为惟一碳源进行自养生长, 但是大部分 SRB 是化能有机营养细菌, 可将各种有机化合物作为电子供体或碳源, 将 SO_4^{2-} 还原为 S^{2-} 。然而, 到 2000 年为止, 这类细菌可利用的底物有 80% 并未探明。不同类型的 SRB 所需的底物也不尽相同, 现已确定可作碳源的物质主要有乙酸、丙酸、某些短链脂肪酸、芳香族化合物等。根据所需要的营养物质不同, 有研究人员将 SRB 分为 4 大类: 1) HSRB, 以氢为底物; 2) ASRB, 以乙酸为底物; 3) FSRB, 以含有三个碳以上挥发性脂肪酸 (VFAs) 为底物; 4) 还有一类未命名, 以芳香族化合物为底物。碳源结构决定了微生物优势种群、菌相分布、代谢途径及其限速步骤。而微生物的生长环境, 包括: DO 状态、温度、pH 值和底物浓度等因素对生物的存活及繁殖都有一定的影响。其主要反应如式 (9-1) 所示。



由于 SRB 是严格厌氧菌, 一般以活性污泥工艺为主的污水处理厂中, 混合液交替进入厌氧、缺氧、好氧反应器, 所以, 水路中很难大量存活 SRB。而在污泥厌氧消化阶段, SRB 能够存活甚至大量生长, 与其他厌氧菌相互作用。

9.3.2 硫酸盐还原菌与产酸菌、产甲烷细菌的关系及影响因素

众所周知, 在污泥厌氧消化阶段存在 SRB 对产甲烷细菌 (MPB) 的抑制, 同时又存在 SRB 与其他协同共栖细菌的互养共生关系。SRB 对厌氧消化既有积极意义又有消极影响, 主要依据 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 比值来区分影响的正、负效应。在 SO_4^{2-} 浓度适宜情况下 (即产生的 H_2S 量不会对整个系统产生重大影响), 通过 SRB 有效地消耗 H_2 , 可促进产氢产乙酸反应的顺利进行; 或通过 SRB 不完全氧化丙酸、丁酸等短链脂肪酸为乙酸, 能防止这些脂肪酸在体系内积累, 减轻 MPB 的压力, 有利于产甲烷反应的顺利进行。当生污泥中 SO_4^{2-} 浓度较高时, SRB 对 MPB 存在竞争性和非竞争性抑制: 竞争性抑制主要表现为二者对乙酸的争夺; 非竞争性抑制主要表现为 SRB 代谢产生的高浓度硫化物对 MPB 的毒害。因此, 其抑制作用与碳源、环境 pH、硫化氢浓度、污泥的形态等因素有关。经

过长时间的实验研究表明,二者的竞争与其在反应器内的位置及细胞停留时间无关。

1. $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$

$\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 是决定厌氧消化中是否存在 SRB 对 MPB 抑制的主要因素。一般而言,当污水中的 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 大于 10 时,MPB 必然不会受到 SRB 的抑制作用;而当 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 超过 20 时,系统内很难有 SRB 存在。这是由于 COD 较高时,SRB 可以利用除乙酸外的其他碳源,而乙酸则主要用于 MPB 的代谢。由于 SRB 的作用,不同的 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 条件下,丙酸盐、丁酸盐、甲苯酸盐等有机底物的代谢路径也不尽相同。同时,由于 SRB 是严格厌氧细菌,生长于消化生物膜的最内层,二者的竞争与 SO_4^{2-} 及其他基质向膜内的转移速率也有一定的关系。二者的竞争受多种因素的共同影响,因此, $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 大于 10 并不是一个准确的限定条件,到 1998 年为止并没有实际模拟及实验表明 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 低于 10 时造成污泥消化的失败。当碳源不同时,SRB 对 MPB 产生抑制的临界 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 也不相同。例如,以甲醇作为基质厌氧消化时, $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 为 1 的情况下,系统中仍然只发生产甲烷反应,因此,迄今为止各研究中对于这一指标的说法并不一致。Choi 和 Rim 在 1991 年的研究中观察到,当 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 大于 2.7 时,MPB 占优势;当 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 小于 1.7 时,SRB 占优势;而当 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 介于二者之间时,两种细菌在系统内形成动态竞争。而 Mizuno 等人的研究表明,当 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-} \geq 2$ 时,MPB 占优势,80% 以上的碳源被 MPB 所利用;当 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 为 1.5 时,50% 以上的碳源被 SRB 所利用。Uberoi 在使用连续流恒化器处理高浓度丙酸废水的研究中得出 $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 降至 0.67 以下后,系统内 SRB 才开始显示优势。

总体而言, $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 越大,SRB 对 MPB 的抑制作用越小。但在不同的碳源、pH、污泥形态等因素的影响下, $\text{COD}/\text{SO}_4^{2-}$ 相同时,抑制作用也不尽相同。

2. 碳源

如上所述,根据所利用的碳源不同,可将 SRB 分为 4 大类,不同的碳源结构决定微生物的优势种群,碳源不同时,SRB 与 MPB 的竞争机制也不尽相同。当有机底物为乙酸 (CH_3COOH) 时,SRB 对 MPB 的抑制作用最为明显,主要是因为 SRB 对 H_2 和 CH_3COOH 的亲性和性强于 MPB。除此之外,某些 SRB 与产酸菌也会产生底物的竞争,影响产酸反应的进程,SRB 与产酸菌竞争的底物有

丁酸盐、丙酸盐、甲苯酸盐和乙醇。当 SRB 在与产酸菌的竞争中占优势时并不能说明它们将进一步抑制 MPB 的作用，这是因为存在某种 SRB 能够将上述有机底物不完全氧化为乙酸，作为 MPB 代谢的碳源。如上所述，在碳源不同的条件下，SRB 对 MPB 产生抑制的临界 COD/SO_4^{2-} 也不同，如下表 9-1 所示。

总之，在碳源充足的情况下，SRB 不会对 MPB 产生竞争性抑制；碳源结构不同时，SRB 对 MPB 的抑制作用也有显著的差别。

不同碳源中不利于 MPB 生长的 COD/SO_4^{2-} 表 9-1

碳源类型	丙酸	丁酸	苯甲酸酯
不利于 MPB 生长的 COD/SO_4^{2-}	<5 ~ 10	<1.5 ~ 3	<1

3. pH

对于各种细菌而言，都有适于其生长的最佳、最小和最大 pH 范围。综合所有种属 MPB 的环境影响因素可知，其最佳、最小和最大生长 pH 范围分别为 7.1 ~ 7.5、5.5 和 8.3；而以乙酸为碳源的 SRB 的最佳、最小和最大生长 pH 范围分别为 7.3 ~ 7.6、6.0 和 9.0。由此可得，适合于 SRB 与 MPB 生长的 pH 范围相差无几，但是相比之下，SRB 对于较高的 pH 有更好的耐受力，而 MPB 则更能忍受偏酸性的环境。Visser 于 1996 年进行的研究表明，不同的污泥形态下，影响二者竞争的 pH 范围略有差异：当以颗粒污泥为研究对象时，当 pH 低于 6.9 时，MPB 在系统中占优势；当 pH 介于 6.9 ~ 7.7 之间时，系统中二者的竞争结果则根据其他影响条件而异。Visser 曾指出，当 pH 大于 7 时，MPB 的生长是否受到抑制与系统内总硫离子（TS）浓度相关。

综上所述，pH 超过 7 后，无论其他环境条件如何变化，MPB 受到抑制的程度都将随 pH 的提高而增强。

4. H₂S 及总硫化物（TS）浓度

早在 1990 年，就有相关研究表明，厌氧消化系统中高浓度的 H₂S 对 MPB 有一定的毒理学作用，抑制 MPB 的正常代谢，导致厌氧过程的失败，但一定量的硫化物又能够作为 MPB 生长的硫源。然而，抑制 MPB 生长的临界 H₂S 浓度随环境条件变化而变化，根据不同时期的相关研究可知，临界 H₂S 浓度介于 50 ~ 250mg/L 之间的较大范围。

Stucki 等人 1993 年研究发现, 当厌氧反应器中 H_2S 的浓度超过 50mg/L 时, SRB 利用乙酸产生 H_2S 的反应停止; 在此之前, Widdel 发现一类 ASRB 在 H_2S 的浓度大于 85mg/L 时便受到抑制。

Mizuno 等人分析了同一系统内游离 H_2S 的浓度对 SRB 及 MPB 的影响, 研究表明, 当 H_2S 浓度大于 65mg S/L 时, 系统中 SRB 会受到抑制, 而 MPB 仍保持正常代谢, 直到系统中 H_2S 浓度达到 99mg S/L 时, MPB 才受到抑制。

因此, 当系统中存在一定量的硫化物时反而能够促进厌氧反应器中甲烷的产生。

5. 污泥形态

以悬浮污泥和颗粒污泥进行对比, 在悬浮污泥中, SRB 对乙酸的亲和性优于 MPB; 而在颗粒污泥中, 二者对乙酸的亲和性基本相同。在悬浮污泥中, 硫化物对 MPB 的抑制取决于 H_2S 的浓度; 而在颗粒污泥中, 则取决于 TS 的浓度。由于基质在二者内的传递速度不同、各类细菌在其中的代谢速率不同, 这就决定了上述各影响参数也随之改变。

上述各影响因素相互作用, 共同决定厌氧消化系统中 SRB、MPB 和产酸菌三者之间的抑制及共生关系。无论三者之间的关系如何变化, 只要底物中含有一定量的 SO_4^{2-} , 它们必然共同存在于厌氧系统中。换言之, 势必产生 H_2S 气体, 造成污染。因此, 研究人员更多地将研究焦点聚集在硫化物的控制与去除之上。

9.4 硫化物的生物去除

对于硫化物的去除主要包括: 水相中硫化物的氧化及利用、水相中游离 H_2S 的控制、气相中 H_2S 的污染控制及去除。如上所述, 对硫化物的去除包括物理、化学和生物方法, 而最终选用何种方法进行处理, 需要根据处理水、气的特征参数而定。生活污水中硫酸盐及硫化物的含量较低, 通常的市政污水处理厂无需考虑含硫化合物的去除; 而工业污水、废气的处理通常使用物化处理方式。直到 20 世纪 90 年代, 生物除硫方法在欧洲才受到广泛的关注, 这归功于其高效、节能和环保方面的优越性。无论是对污水还是废气的处理, 最终大多将转化为去除液相中含硫化合物的问题, 主要的处理工艺包括生物滤池、生

物洗涤器、生物膜反应器和悬浮活性污泥系统。

9.4.1 硫化物的生物氧化

硫化物的生物氧化相对化学处理法而言，最主要的优点是氧化速率高、微量效果好，尤其在硫化物含量较低时，更能显示其强大的优越性。Buisman 早在 1994 年便发现，当水中硫化物的浓度为 150mg S/L 时，生物氧化的速度是化学氧化速度的 7 倍；当水中硫化物浓度降低为 10mg S/L 时，生物氧化速度则为化学氧化的 75 倍。而将硫化物直接生物氧化为单质 S 的方法与化学处理方法相比也有许多优势，如可降低运行费用、利用生物方法回收单质 S 再利用、处理过程中产生的硫酸盐及硫代硫酸盐较少、无化学污泥产生、能耗较低等。总的来说，硫化物的生物氧化工艺能够节约 62% 左右的运行费用。

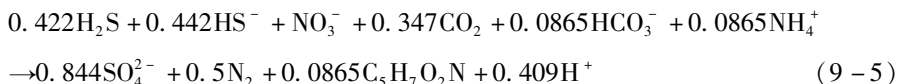
如上所述，反硫化细菌主要包括有色细菌及无色细菌两种，无色细菌在含硫废水及废气的生物处理中有较高研究价值。无色反硫化细菌的种属很多，有自养菌、异养菌，也有兼性细菌，其共同点是能够氧化无机硫化物、单质 S，其中大部分为嗜温细菌；依据种属的不同，适宜其代谢的 DO 要求并不相同，DO 从零到饱和状态都会有相应的反硫化细菌存在。主要反应式如式 (9-2) ~ 式 (9-4)。



从上式能够看出，硫杆菌对于硫化物的生物去除有 2 种路径：1) 利用 O_2 或 NO_3^- 为电子受体，将硫化物完全氧化为 SO_4^{2-} ；2) 将硫化物不完全氧化为单质 S。

9.4.2 反硝化除硫

反硝化除硫细菌就是能够以 NO_3^- 或 NO_2^- 为电子受体将硫化物完全氧化为 SO_4^{2-} 或单质 S 的一类自养硫杆菌。早在 1978 年，就有研究人员提出以硫化物为电子供体的生物反硝化作用，反应式如式 (9-5)。



式 (9-5) 中，所消耗的硫化物及 NO_3^- 的质量比 (S/N) 为 1.96。由于硫化物、单质 S 和硫代硫酸根 ($\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$) 都能作为电子供体实现反硝化，这一比值根据所采用的含硫化合物的变化而变化，即使当硫源完全为硫化物时，反应器结构、运行条件不同，也可能导致这一比值发生变化。同时，有研究表明，高

负荷运行时, 硫化物首先被氧化为单质 S; 而当硫化物浓度较低 (S/N 接近 1.96), 水力停留时间较长时, 大部分硫化物被完全氧化。由此可见, 当 S/N 比发生变化时, 可能会导致生成物组成随之变化。国内对于低负荷条件下同步脱氮脱硫并回收单质 S 的研究中得出, S/N 和硫化物浓度是同步脱氮除硫的主要因素, 两者分别控制在 $5/3$ 和低于 280mg S/L 的水平时能够获得较好的除硫和反硝化效果, 此时, 生成单质 S 的比例最高, 可达到 94%。除此之外, 一些环境因素及工程参数对反硝化除硫的效果也有所影响。

在生物反硝化除硫的环境影响因素中, DO 含量占有很重要的地位。当 DO 值为饱和溶解氧的 1.5% ~ 2% 时, 反硝化除硫的效果最佳; 而当 DO 值升高到饱和溶解氧的 40% 时, 反硝化除硫菌停止代谢。由此可知, 反硝化除硫菌为缺氧微生物, 代谢周期较长, 因此, 对水力停留时间的要求也较高。Gu 等人在发酵罐中所进行的实验表明, 当进水中 NO_3^- 的浓度为 250mg N/L 时, 在水力停留时间 (HRT) 介于 14.3 ~ 30.5h 的条件下, 氮的去除效率为 97.5%。

除 DO 及 HRT 的影响外, pH 在某种程度上也影响着反应的进程。由式 (9-5) 可知, 反应过程产生氢离子, 因此随着反应的进行, pH 逐渐下降。而反硝化反应主要分两步进行: 首先将 NO_3^- 还原为 NO_2^- , 再将 NO_2^- 还原为 N_2 。当反应一段时间后, pH 下降到一定程度, NO_2^- 向 N_2 的转化将受到抑制, 对含硫化合物的利用也将减少。Furumai 的研究表明, 当 pH 降低到 7.4 以下时, 即出现 NO_2^- 的积累现象。为克服这一现象的产生, 可考虑在反应过程中投加石灰, 调节碱度。

当污水中同时含有硫化物和 NO_3^- , 且满足上述环境条件时, 必然产生反硝化除硫的生物代谢过程。利用这一过程, 不但能够在无需碳源的条件下有效去除 NO_3^- , 节约的碳源可以用于消化产能; 而且能够减少游离 H_2S 的排放, 或直接以含 H_2S 的废气作为硫源。由于这一过程是自养过程, 产泥量必然低于通常的异养反硝化过程。

同时, 当原污水中含有 SO_4^{2-} 时, 这一生物代谢也可用于污泥厌氧消化上清液的处理。在 SRB 对 MPB 在厌氧状态下的抑制机理中已提及, 产生的甲烷气体中会夹有部分 H_2S , 利用化学洗涤, 得到相对纯净的甲烷气体和溶有 H_2S 的气洗水; 而上清液中含有高浓度的 NH_4^+ , 经硝化后通入气洗水, 利用其中的 H_2S 进行反硝化, 能够取得一举两得的效果。

然而，反硝化除硫也会带来一些不良结果，其中最大的弊端则是出水中含有较高的 SO_4^{2-} 浓度、pH 和 DO 量都较低，这有待于进一步研究加以解决。

9.5 下水道中硫化物的生成与控制

众所周知，污水管道系统通常处于厌氧状态。COD 通过污水管道中的厌氧细菌异化作用，分解为可降解和能够快速水解的物质，这有利于污水处理厂的脱氮除磷效果。另一方面，含硫有机物在厌氧细菌的作用下生成 H_2S ，产生的环境问题也应该得到重视。近些年来，很多学者对污水管腐蚀、下水道臭气散发的原因、结果和如何抑制等进行了深入的理论研究，这些问题主要源于污水管道内厌氧生物反应所产生的 H_2S 气体。因此，只有有效控制管道中 H_2S 气体的释放才能缓解其造成的危害。

9.5.1 污水管道中的硫循环

若要有效控制各类危害，首先要了解污水管道中的硫循环。Jameel 于 1989 年提出了污水管道中 H_2S 气体的产生模型，如图 9-2 所示。

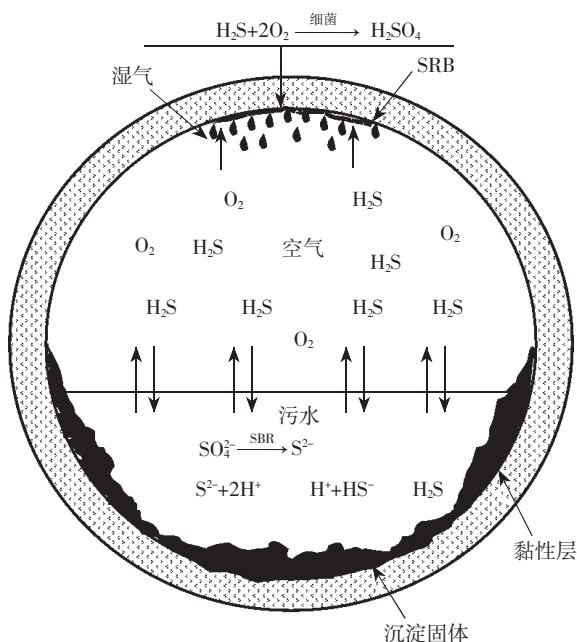


图 9-2
污水管道中
 H_2S 的释放

图9-2为非满流、重力流的管道中硫循环示意图。在重力管道中生物物种较为丰富,以此为例说明各种污水管道中的硫循环途径。管道中产生的上述危害主要是其中微生物作用的结果:在液相中,管道底部与侧壁上的沉淀层及黏性层中含有大量的反硫化细菌,能够将污水中含硫有机物或硫酸盐还原为 H_2S 或其他有恶臭的含硫化合物;在气相中,从水相中溢出的 H_2S 和少量 O_2 被粘附于管道顶部的SRB吸附, H_2S 被氧化为 SO_4^{2-} ,产生酸性物质,腐蚀管道。除此之外,还包括少量金属硫化物和未被完全氧化或还原的单质S在污水管道中的沉积。

为更好的控制污水管道系统内 H_2S 释放,就需要研究其释放的影响因素、动力学原理、预测 H_2S 气体的释放速率。

9.5.2 H_2S 气体转化的影响因素

H_2S 气体的形成主要发生于承压污水管道中,但当重力流管道中流速较低、通风条件较差、温度较高时,也会产生 H_2S 。从整个反应过程而言, H_2S 气体的释放是在管道内气、水两相间的物理-化学过程,与进水水质、环境温度、pH、管道坡度、水力条件和通风条件有密切的关系。

硫化氢根据管网污水的pH的变化,主要以两种形式存在:溶解性 H_2S 和 HS^- ,即便在pH很低的条件下,水中也很难形成大量的 S^{2-} 。而溶解性 H_2S 又能在气、水两相间传递;当液相中产生较多溶解性 H_2S 时,则有利于 H_2S 气体的产生。Boon等人的实验得出,污水的pH在6.5~8的范围内,氧化还原电位介于-200~-300mV之间时,管网中最易产生 H_2S 气体。

近50年来,关于管网中 H_2S 气体释放的研究很多,然而对于 H_2S 气体被其中生物膜再度氧化的相关研究却很少。Nielsen于2005年进行的研究表明,除了上述硫循环外,管道内壁上的生物膜内还存在硫的微循环,使进入气相的 H_2S 可能再度被氧化。当 H_2S 气体负荷高于 $0.5\text{g S}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ 时,生物膜对 H_2S 的氧化速率保持不变,氧化产物为单质S;温度较高时, H_2S 的氧化速率也相对提高(25℃时的氧化速率是20℃时的1.15倍)。

9.5.3 管道中 H_2S 释放经验模型研究

上述关于 H_2S 气体转化的影响因素错综复杂,为有效抑制 H_2S 气体的产生,50年来,众多研究人员建立了各自的经验模型,并在实践中不断完善。

历史最悠久的是 Pomeroy-Parkhurst 经验公式，迄今为止应用最为广泛。这个公式是基于洛杉矶重力管网实地调查数据所完成，包括两大部分：管道内 H_2S 生成速率和再次溶解到水相中速率的预测，其中考虑到了 BOD、管道坡度、污水平均流速、水深和水温的影响。Nielsen 和 Hvitved-Jacobsen 于 1988 年提出适于丹麦承压污水管使用的经验公式，公式中考虑了 COD、温度及污水来源三方面影响因素；1998 年，Nielsen 等人又对其中的温度影响参数进行了修正。直到 2003 年后，Yosngsiri 才提出了向重力流管道中复氧条件下的动力学数学模型，并首次加入了与 pH、流态（以弗劳德数 Fr 考察）和离子强度相关的影响参数，最终与管道中其他有机物代谢情况相结合，形成“下水道污水在好氧/厌氧条件下的转化”模型（WATS）。之后，Lahav 等人又在其增加了 H_2S 气体分压等参数，并与实际情况相结合，证明改进后的模型与实际情况更加吻合。

无论是理论分析还是数学模拟的应用，其最终目的都是很好地控制下水道中 H_2S 气体的释放，主要的控制手段包括：降低水的紊流程度、增加入流污水的碱度、向下水道内充氧、改善通风环境；同时，在可能的条件下，污水管道尽量使用耐腐蚀材料制造或带有内衬保护膜。

9.6 生物除硫工艺

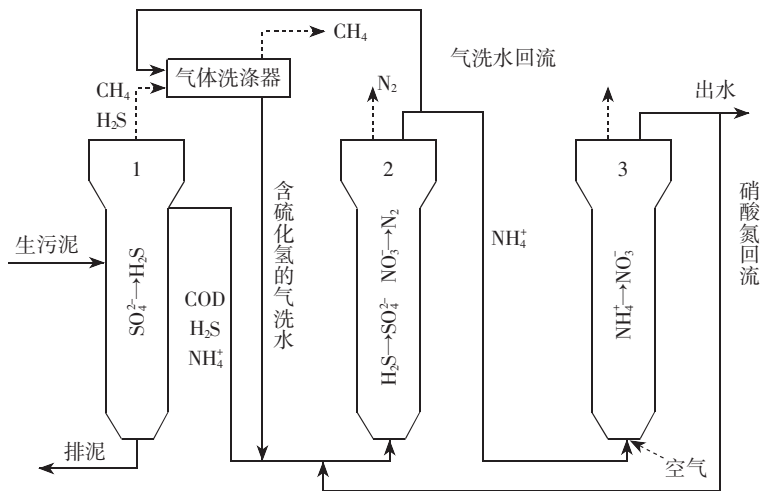
一个完善的生物除硫工艺应该系统地考虑硫细菌及其他共存细菌的相互作用，合理地利用硫循环中的每一个环节，下述几种工艺在充分考虑上述因素之外各有千秋。

9.6.1 反硝化除硫工艺

当污水中含有 SO_4^{2-} 时，进行污泥消化处理后难免产生 H_2S 气体。当处理 COD 浓度很高且含有 SO_4^{2-} 的工业废水时，进行直接厌氧处理的条件下也会有大量 H_2S 气体排出。因此，如果能将 H_2S 与污水的处理相结合，可使处理过程更加经济、高效。

上文关于反硝化除硫原理中也介绍了如何利用反硝化除硫同时处理厌氧消化上清液和尾气。荷兰一家公司针对这一机理设计了一套反硝化除硫工艺，如图 9-3 所示。

图9-3 反硝化除硫工艺



生污泥进入消化系统（1号反应器），消化后的尾气经气体洗涤器，将 H_2S 气体吸收进水相，实现 H_2S 与 CH_4 的有效分离；溶于气洗水的 H_2S 与消化上清液、来自于3号反应器的 NO_3^- 回流液汇合，进行反硝化除硫；2号反应器的出水中含有高浓度 NH_4^+ ，进入3号反应器中实现硝化，硝化液再回流到2号反应器中进行反硝化。整个工艺流程突出了“以废治废”的特征，既实现了高浓度含氮污水的有效处理，又能够去除具有恶臭的有毒气体—— H_2S ，同时得到较纯的 CH_4 。

9.6.2 采矿废水除硫工艺

在各种金属矿产的开采过程中必然产生大量废水，其中不但包含有高浓度的重金属物质，同时也存在大量的含硫化合物。这类污水中的 COD 浓度往往较低，只采用生物方法除硫势必造成碳源不足的现象；而采用化学方法去除重金属时，需要投加大量的化学药剂。为同时去除两种污染物质，又不造成技术问题、降低投资成本，可在利用生物代谢过程的同时辅以化学方法，首先将含硫化合物还原为 S^{2-} ，形成重金属硫化物沉淀得以去除，概念工艺如图9-4所示。

在厌氧池中 SO_4^{2-} 和其他含硫有机物被还原为 S^{2-} ，部分 S^{2-} 与重金属形成沉淀，其余的 S^{2-} 形成 HS^- 与未被还原的 SO_4^{2-} 进入好氧池。在好氧池中 HS^- 被不完全氧化为单质 S ，进入沉淀池沉淀回收。由于 SRB 是专性厌氧微生物，所以在这个工艺中，厌氧池应采用生物膜反应器才能保证 SRB 处于良好的厌氧环

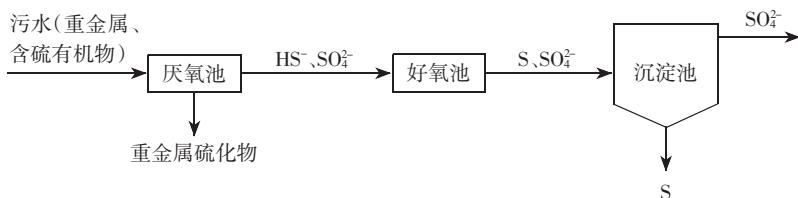


图 9-4 采矿
废水除硫工艺

境中。可考虑与 COD 浓度较高，且其他污染物较少的工业废水（例如面包制造废水）同时处理，来补足生物除硫过程中所需的碳源。

9.6.3 尾气生物脱硫工艺

这里所指的尾气主要包括燃烧尾气—— SO_2 气体和污水管道、厌氧消化产生的 H_2S 气体。对于烟气脱硫技术的研究已有相当悠久的历史，Sbrahimi 于 2005 年提出了一套新型尾气生物脱硫工艺，在工艺特性、能耗、环保等方面都存在一定的优越性，工艺流程如图 9-5 所示。

该工艺将 SO_2 气体和 H_2S 气体的去除相结合，同时也是生物除硫和化学除硫的结合。首先以 NaHCO_3 吸收尾气中的 SO_2 ，以 H_2 和 CO_2 作碳源，利用 SRB 将其还原为 H_2S ；再以 $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 氧化 H_2S ，形成单质 S 予以回收，同时产生 Fe^{2+} ，在 4 号反应器中被氧化为 Fe^{3+} 。这其中，存在两个水路循环和一个气循环：2 号反应器到 1 号反应器的 NaHCO_3 循环、4 号反应器到 3 号反应器的 $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 循环、3 号反应器到 2 号反应器的 H_2S 循环。

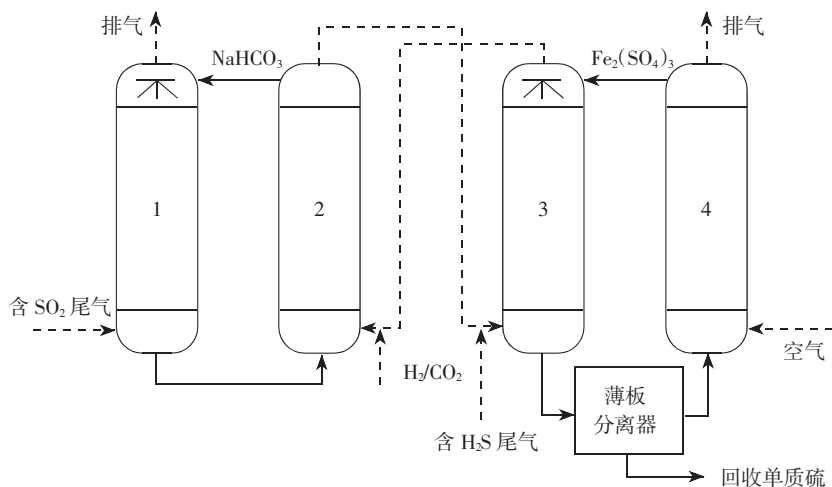


图 9-5 尾气
生物脱硫工艺

9.6.4 人工湿地去除生活污水中的硫

除上述利用水处理构筑物除硫的工艺外,通过建造人工湿地也能够实现含硫有害物的去除。有研究表明,人工湿地在处理生活污水过程中的除硫率高达90%。在湿地中存在大量沼生植物,其根系周围存在 O_2 的浓度梯度,于是在根系周围不同的位置可产生不同的氧化还原反应。但是,人工湿地内的硫循环机理并没有得到充分的研究,湿地设计也处于“黑箱”操作方式。因此,人工湿地用于除硫的机理、影响因素、去除效果等方面都有待于更进一步的研究。

9.7 小结

以往含硫化合物的去除主要应用于工业尾气、矿业废水等含有大量有害含硫化合物的工业废水、废气的处理,主要目的是控制酸雨的产生、有毒硫化物的排放。随着人们环保意识的提高和可持续发展观念的提出,对除硫技术的研究也受到越来越多的学者的关注,除硫技术从原始的物理、化学方法逐渐发展为新型的生物去除方法。如上所述,生物方法与物化方法相比,在投资和环保效益方面都有相当积极的作用。

本章介绍了生物除硫的机理及其应用于废水与有害尾气处理的技术措施。迄今为止,生物除硫技术的研究与应用还处于初级阶段,但无论从技术应用还是环境保护角度出发,对其进行深入研究是十分必要的。如今,已有大量基础微生物学者对自然界硫的生物循环中各环节起主要作用微生物、水生植物最佳代谢环境进行了研究。可以此为基础,从中筛选出能够应用于工程设施的种群,深入研究其代谢机理,用以优化现有的技术措施。同时,从可持续发展的角度出发应尽可能地节省能源,做到“以废治废”,并尽量将含硫有害物质转化为单质S,予以回收再利用。

然而,与其在大量产生有害物质后再设法去除,不如从源头开始设法抑制有害物质的产生。因此,在研究如何去除含硫有害物的同时也有大量学者致力于研究如何抑制下水道中 H_2S 气体的释放。2003年已有研究人员提出了较为完善的数学模型,并在实践中得到了验证。

通过以上对生物除硫工艺的了解和研究,应从以下方面入手,开展深入的研究:

1. 进一步明确三废处理过程中所应用的微生物代谢机理，包括最佳代谢环境、所需底物、所涉及到的生物循环等，根据其机理优化现有的技术措施；
2. 通过对硫化细菌和反硫化细菌的研究，控制反应的进程，设法将最终产物转化为单质 S，进行回收利用；
3. 如何实现单质 S 与生物污泥的有效分离；
4. 深入研究反硝化除硫在污水处理厂中的应用，考虑以污水管道末端及厌氧消化尾气中的 H_2S 作为硫源的可能性；
5. 考察反硝化除硫的出水水质，设法解决出水中高 SO_4^{2-} 浓度、低 pH、低 DO 值的问题；
6. 进一步完善下水道中 H_2S 释放速率经验模型，根据实际情况不断充实和校正模型参数；
7. 深入考察湿地除硫效率的高低。若脱硫率普遍高于 80%，则可对除硫水生植物进行全面、深入的研究，研究湿地除硫的机理，寻找更好的除硫方法。

第 10 章 数学模型在污水处理技术中的作用与应用实例

10.1 数学模型方法及污水处理工艺模型

10.1.1 模型方法——“黑箱”→“灰箱”→“白箱”

模型是描述现实系统的一个抽象概念，它反映实际，但又高于实际，有效的模型可以指导实践。活性污泥系统是一个复杂的微生物生态系统，建立其模型有助于描述和理解活性污泥系统的反应过程，对工艺设计提供理论上的技术指导，而且可以通过模拟活性污泥系统的动态变化及其对各项水质指标的影响，指导实际的生产运行，进而优化运行。

我们熟知的建立模型的方法，一般都是基于对系统的宏观描述。典型的宏观描述方法就是黑箱方法。所谓黑箱就是一个未知系统，其内部结构和机理我们一无所知，只能依据对其外部观测和试验结果来认识其功能和特性。如果对系统的结构和机理已了解得十分透彻，这样的系统便成为了白箱。此外，还有介于黑箱和白箱之间的系统，虽然对它的内部结构和机理略知一二，但又不全知，这样的系统称之为灰箱。

所谓黑箱方法，是指在不打开黑箱的前提下，利用外部观测、试验，通过

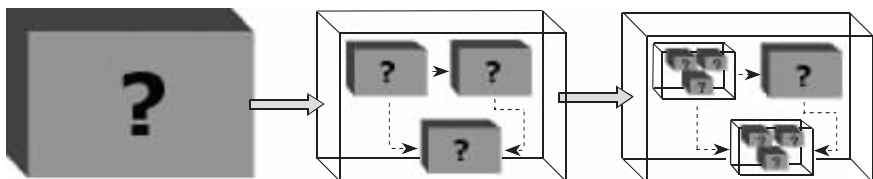


图 10 - 1 黑箱明细化进程

考察它与周围环境的相互联系来研究黑箱的功能和特性，最终探索其结构和机理。现假定有一如图 10-1 所示的未知系统，把它看成黑箱。经过试验观察，能够对整个系统的行为变化逐渐明晰，根据黑箱方法最终可建立模型。拿活性污泥（微生物）的细胞为例，我们可以把整个细胞当成一个黑箱，由此出发可得到最早描述微生物生长的莫诺特（Monod）数学模型，进而建立活性污泥系统模型，如传统的活性污泥模型和 ASM1 等。

随着一些基础研究的不断深入，特别是微生物生理学的发展，人们对细胞内部的代谢机理有了深入的了解，当把这些新发现融入模型时，黑箱就变成了灰箱。灰箱再继续分析下去，根据功能与结构关系原理，可反求其结构，弄清内部机理，就使灰箱越来越“透明”，由此建立起来的活性污泥模型就是生物除磷模型，如 ASM2、ASM2d 等。

随着已成为灰箱的微生物细胞内部的完整代谢机理明朗化，灰箱逐渐成为白箱，最终建立的活性污泥系统模型也就成了所谓的“代谢模型”，如 TUD 模型或 TUD 联合模型。

10.1.2 污水处理工艺模型

按照上述方法建立的数学模型，无论是 ASM_s 系列模型还是 TUD 生物除磷代谢模型，当被用于实践时，必须结合实际污水处理工艺，形成污水处理工艺模型后才能用于工艺设计、运行优化或自动控制。如图 10-2 所示，污水处理

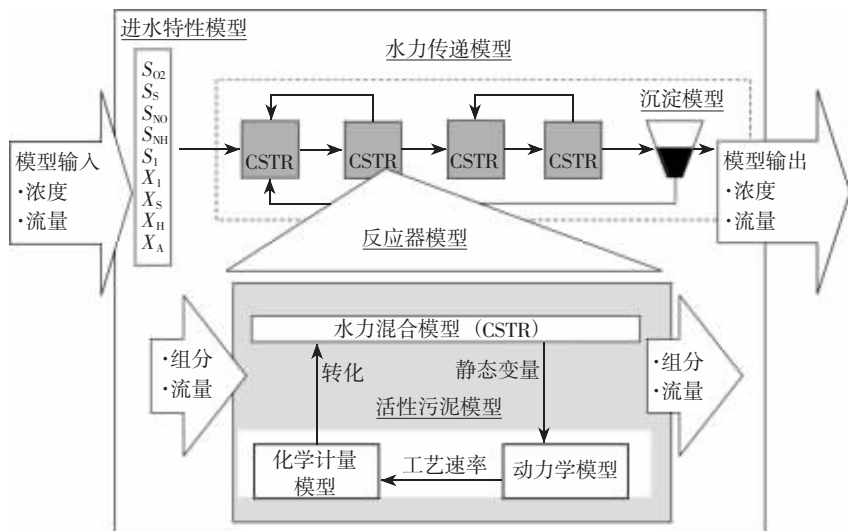


图 10-2
污水处理工艺
模型

工艺模型由进水特性模型、活性污泥模型、反应器模型、水力传递模型和沉淀模型等子模型组合而成，而核心是活性污泥模型。进水特性模型提供水质、水量等模型输入数据；活性污泥模型描述活性污泥系统内发生的生物化学反应；反应器模型反映每个反应器内部的质量传递和水力传递（即水力混合模型）；水力传递模型用以描述不同反应器间的物料传输（如回流污泥和混合液回流）；沉淀池模型反映二沉池中的固液分离现象。

这样的工艺模型建立后，输入进水流量和污染物浓度，并给定某一运行工况，就可进行模型的初始化和后续的模拟试验。

10.2 数学模拟技术——设计、优化、研发污水处理工艺的超级辅助工具

自1987年“国际水协”（IWA，前身为IAWQ/IWPRC）正式发表活性污泥1号数学模型（ASM1）以来，推动了数学模型的实际应用。随后，活性污泥2号（ASM2）、2号D（ASM2D）、3号（ASM3）数学模型相继发表，开始应用。在此基础上，描述包括反硝化除磷在内的代尔伏特除磷代谢模型（Delft model）也很快问世并成功用于工程实践。与此同时，描述生物膜结构的一维（1D）与多维（2D、3D）生物膜模型也都顺序建立。生物膜数学模型的建立对污水生物处理工艺来说无疑是如虎添翼，它们与活性污泥模型一道可以全方位地应用于工程实践与试验研究。数学模拟表面上是对污水处理过程进行数字化模拟，实际上，成熟的模拟技术对污水处理工艺方案比较、工艺流程设计、工艺运行优化、新工艺研发等均是一种高效的工具。虽然数学模拟结果不能百分之百地表现现实，但通过它们的辅助作用在诸多方面可以起到事半功倍的效果。

国际上对数学模拟技术的应用目前正方兴未艾，数学模拟技术已从原本学术范畴上升为工程与研究应用领域。欧美、日本等国家不少工程技术公司已广泛开始应用模拟技术研发新工艺，变“小试→中试→应用”传统研发模式为“小试→模拟→应用”这一现代研发模式。仅仅对中试环节的跨越所带来的经济与时间上的双重节省便可看出数学模拟技术的诱人之处。况且，它们在技术研发的首端（小试）与末尾（运行）同样可以大显身手，所以说，数学模拟技术不失为一种超级辅助工具。

活性污泥数学模型虽在我国早就有了中译本，而且“国际水协”数学模型任务组两位核心成员（M. Henze 与 M. C. M. van Loosdrecht，两人亦为《Water Research》主编和编辑）先后应邀来华举办过专题讲座，但是，数学模拟技术目前在我国总体上仍然停留在学术认知阶段，大多数研究或工程技术人员对它们的实际应用似乎仍然感到陌生。针对这一情况，本文打算在简要介绍数学模型与模拟软件发展历程的基础上，举例说明它们在工艺方案比较、工艺流程设计、工艺运行优化、新工艺研发等方面的作用，以期推动数学模拟技术在我国的应用。

10.2.1 数学模型发展历程

1. 活性污泥模型概述

目前，广泛应用的污水生物处理数学模型，大多针对活性污泥法提出，其基本点是从表示细胞生长动力学的 Monod 方程出发，结合化工领域的反应器理论与微生物学理论，对基质降解、微生物生长等各参数之间的数学关系作出定量描述。

描述生物除碳脱氮的活性污泥数学模型大约开始于 1976 年南非 Barnard 的研究，虽然当时已存在一些模型，但应用还较少，主要因为模型预测能力、数学运算能力有限的缘故。1987 年，IWAQ（前身 IAWPRC，从 2000 年起更名为 IWA，国际水协）正式推出了第一个除碳脱氮的活性污泥模型—ASM1。同时，也开始了对生物除磷的深入研究，到 1995 年，在 Henze 等人公开发表的 ASM2 中就嵌入了生物除磷过程，而且还包括化学除磷。到 1999 年时，Henze 等人又对模型作了进一步扩展，推出了反硝化除磷模型，即 ASM2d。

随着对聚磷菌（PAOs）内部代谢机理的逐渐了解，1994 年又展开了对生物除磷代谢模型的研究。现在，主要存在两种形式的代谢模型，一种主要就是 Smolders、Kuba 和 Murnleitner 等人提出的生物除磷代谢模型，另外一种就是联合代谢模型，如 van Veldhuizen 等人提出的 Delft 生物除磷模型或称 TUD 模型，它是最新的生物除磷代谢模型综合了 ASM2d 中的异养、自养、水解等反应过程后形成的。

2. 传统的活性污泥模型及 ASM_s 系列模型简介

20 世纪五六十年代，国外一些学者引入化工领域的反应器理论和微生物理论，通过基质降解、微生物生长及各参数之间的关系建立了各自的活性污泥法

静态数学模型。这些数学模型仅仅考虑了污水中含碳有机物的去除,不能很好地预测有机物浓度增加时,微生物增长速率变化的滞后效应。因此,传统的活性污泥模型虽然参数求解和计算过程相对简单,但无法精确地模拟污水处理中氧利用的动态变化,不能很好的模拟活性污泥系统的动态特性。

Andrews 最早提出了“存储-代谢”概念,将系统中的微生物分为活性生物体,存储物质和惰性代谢产物 3 个部分,从而建立了第一个活性污泥动态模型,该模型较好地解释了有机物的快速去除现象,微生物增长速率随底物浓度变化的滞后效应以及耗氧速率随底物浓度变化的滞后效应。

Jones 等人提出了“存活-非存活”机理模型,认为有机物的降解可以在不伴随微生物增长的情况下完成,强调非存活细胞的代谢活性。

南非的 Marias 提出了去除碳、氮、磷的动态活性污泥数学模型。不过,所有上述模型由于结构复杂而阻碍了它们的推广和应用。

IAWQ 在总结已有的各种污水生物处理数学模型的基础上,于 1987 年推出了包含除碳脱氮的 ASM1 数学模型。该模型以 1965 年 Pertersen 发明的矩阵形式来描述各组分在反应过程中变化规律和相互关系,并采用了“开关函数”概念来反映因环境因素改变而产生的抑制作用,避免了那些因反应过程不连续特性导致模拟过程中出现的数值不稳定现象。模型中包含 8 个异氧菌、自养菌的生化反应过程,13 种组分,5 个化学计量常数和 14 个动力学参数,但未包括磷的去除,因此使用受到了一定的限制。

1995 年, IWAQ 专家组又提出 ASM2 模型, ASM2 不仅增加了生物除磷和化学除磷过程,还增加了厌氧水解、酵解及与聚磷菌 (PAOs) 有关的 4 个反应过程。模型包括了 19 个组分、19 个反应、22 个化学计量系数和 42 个动力学参数。从 ASM1 到 ASM2 最主要的变化是生物量具有细胞内部结构,其浓度不再简单地用 X_{BM} 来表述。ASM1 中对所有颗粒性有机物和活性污泥总浓度都基于 COD 描述,而 ASM2 包括了作为活性污泥一部分的 X_{PP} ,它是生物除 P 过程模拟的重要变量,但它并不表现为任何 COD。

1999 年, IWA 推出了 ASM2d 模型,对 ASM2 作了进一步完善,ASM2 中假定 PAOs 不具有反硝化功能,而且只能靠细胞内部贮藏物 X_{PHA} 生长,而 ASM2d 包含了反硝化聚磷菌 (X_{DPB}),并增加了 2 个缺氧过程来说明 PAOs 可利用胞内有机贮藏物进行反硝化,使之更加接近实际污水处理工艺和反应过程。模型包

括了 19 个组分、21 个反应、22 个化学计量系数和 45 个动力学参数。

1999 年, IWA 还推出了 ASM3 模型, 该模型所涉及的主要反应过程和 ASM1 基本相同, 但它改变了 ASM1 中的 COD 流向复杂, 异氧菌死亡——再生循环和硝化菌衰减过程的相互干扰等影响因素, 将两组菌体的全部转化过程分开, 引进了有机物在微生物体内的贮存及内源呼吸, 强调细胞内部的活动过程。微生物的衰减采用了微生物内源呼吸理论, 允许衰减过程更适应环境条件, 重点由水解转到了有机物的胞内贮存, 它包含 13 个组分、12 个反应、6 个化学计量参数和 21 个动力学参数, ASM3 包括有机物氧化、硝化和反硝化过程, 没有包括生物除磷过程。

3. 生物除磷代谢模型

由于生物除磷过程的复杂性, 不仅需要大量的动力学反应方程, 而且数量众多的动力学和化学计量学参数限制了模型的校准使用。为减少参数估计的数量, 开始转向对生物除磷工艺代谢过程的研究上, 将模型中的组分关联转化为微生物代谢过程的内在性反应, 从而获得最少的独立反应速率方程和相应最少的动力学表述。

(1) 非反硝化生物除磷代谢模型

第一个描述生物除磷工艺中厌氧和好氧反应过程的代谢模型是 1994 年、1995 年 Smolders 等人提出的。化学计量模型如表 10-1 所示。

在此模型中, 对 PAOs 作如下假设: 只有醋酸盐 VFA 可作为碳源, 因此不必包括水解反应; VFA 在厌氧条件下完全消耗, 不考虑 PAOs 的反硝化; 内部碳源用糖原和 PHA 分别考虑; 不考虑微生物的内源呼吸, 但考虑它的厌氧和好氧维持。另外: (1) 假定 PAOs 利用内部糖原与 VFA 产生 PHA, 将 Manga 等人提出的聚糖原菌 (GAOs) 与 PAOs 的竞争没有引入到模型中, 厌氧 VFA 利用常数远大于 ASM2d 中推荐值; (2) 对于多聚磷酸盐 (poly-P) 的好氧贮存和 PAOs 的好氧生长, 均采用幂函数代替 ASM2d 的表面反应方程来描述, 两种描述的形式相似, 但 PP 反应组分不同, 若内部 PHA 含量高则两个模型的计算结果会有明显差异; (3) 在糖原的好氧发酵过程中, 若厌氧消耗的糖原已补充, 那么停止糖原的补充 (开始时糖原与厌氧段末端 PHA 浓度成比例, 外加 PHA 的厌氧利用与污泥龄成正比); (4) 厌氧维持包括 PP 分解释放正磷酸盐的过程, 好氧维持包括 PHA 的分解过程, 此过程与 PAOs 浓度成正比, 且没有惰性物质的释放。

非反硝化生物除磷代谢反应方程式 表 10-1

厌氧代谢反应		
VFA 摄取	$-\text{CH}_2\text{O}_{\text{VFA}} - \left(\frac{1}{2} + \alpha_1 \right) \text{ATP} - \frac{1}{4} \text{NADH}_2 + \text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.5} + \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-1)
多聚磷酸盐分解	$-\text{HPO}_3 - \text{H}_2\text{O} + \alpha_2 \text{ATP} + \text{H}_3\text{PO}_4^{3+} = 0$	(10-2)
NADH ₂ 生成	$-\text{CH}_{10/6}\text{O}_{5/6} - \frac{1}{6} \text{H}_2\text{O} + \frac{2}{3} \text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.5} + \frac{1}{3} \text{CO}_2 + \frac{1}{2} \text{NADH}_2 + \frac{1}{2} \text{ATP} = 0$	(10-3)
总厌氧化学方程式		
VFA 摄取	$-\text{CH}_2\text{O}_{\text{VFA}} - 0.5 \text{CH}_{10/6}\text{O}_{5/6} - 0.44 \text{HPO}_3 + 1.33 \text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.5} + 0.17 \text{CO}_2 + 0.44 \text{H}_3\text{PO}_4^{3+} - 0.023 \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-4)
维持	$-\text{HPO}_3 - \text{H}_2\text{O} + \text{H}_3\text{PO}_4^{3+} = 0$	(10-5)
总好氧化学方程式		
PAOs 生长	$-1.37 \text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.5} - 0.2 \text{NH}_3 - 0.015 \text{H}_3\text{PO}_4^{3+} - 0.42 \text{O}_2 + \text{CH}_{2.09}\text{O}_{0.54}\text{N}_{0.20}\text{P}_{0.015} + 0.37 \text{CO}_2 - 0.305 \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-6)
多聚磷酸盐形成	$-0.27 \text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.5} - 0.306 \text{O}_2 - \text{H}_3\text{PO}_4^{3+} + \text{HPO}_3 + 0.27 \text{CO}_2 + 1.2 \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-7)
糖原形成	$-1.12 \text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.5} - 0.26 \text{O}_2 + \text{CH}_{10/6}\text{O}_{5/6} + 0.12 \text{CO}_2 + 0.007 \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-8)
维持	$-1.12 \text{CH}_{1.5}\text{O}_{0.5} - 1.125 \text{O}_2 + \text{CO}_2 + 0.75 \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-9)

(2) 反硝化除磷代谢模型

在第一个代谢模型的基础上，1996 年 Kuba 等人又提出了反硝化生物除磷代谢模型，确定了缺氧化学计量方程式，所有缺氧代谢反应见表 10-2。从生理化学的角度看，由于代谢过程机理相同，Smolders 发展的模型可以很方便地用于 X_{DPB} ，但由于微生物差异，虽然化学计量学和动力学结构影响不大，但动力学参数变化较大。Kuba 等人通过试验不仅验证了 PAOs 的反硝化容量，也确定了在没有好氧 PAOs 介入的情况下缺氧反应的系数。反硝化生物除磷代谢模型与 Smolders 提出的模型主要差异在于：（1）Smolders 模型中 VFA 贮存过程不包括 PP 和糖原的开关函数，应引入开关函数阻止当 PP 耗竭时厌氧贮藏 VFA 的发生；（2）糖原的缺氧形成不受糖原补充的限制；（3）厌氧 VFA 利用速率常数和缺氧多聚磷酸盐利用速率常数均为 Smolders 模型中的一半，试验证明只起反硝化作用的 PAOs 不存在，PAOs 可利用氧和硝酸盐作为最终的电子受体；（4）缺氧糖

原产率系数由于反应方程的不同而有较大差异，厌氧维持系数也不同；（5）模型中提出对反硝化聚磷菌最大生长速率小于 PAOs 的现象应进行相应的模拟。

反硝化除磷代谢反应方程式 表 10-2

好氧代谢反应		
氧化磷酸化	$- \text{NADH}_2 - \frac{1}{2} \text{O}_2 + \text{H}_2\text{O} + \delta \text{ATP} = 0$	(10-10a)
PO_4^{3-} 运输	$- \varepsilon \text{H}_3\text{PO}_4^{3-}{}_{\text{外部}}^{\text{out}} - \text{NADH}_2 - \frac{1}{2} \text{O}_2 + \varepsilon \text{H}_3\text{PO}_4^{3-}{}_{\text{内部}}^{\text{in}} + \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-11a)
缺氧代谢反应		
氧化磷酸化	$- \text{NADH}_2 - \frac{2}{5} \text{HNO}_3 + \frac{1}{5} \text{N}_2 + \frac{6}{5} \text{H}_2\text{O} + \frac{\delta}{2} \text{ATP} = 0$	(10-10b)
PO_4^{3-} 的运输	$- \frac{\varepsilon}{2} \text{H}_3\text{PO}_4^{3-}{}_{\text{外部}}^{\text{out}} - \text{NADH}_2 - \frac{2}{5} \text{HNO}_3 + \frac{\varepsilon}{2} \text{H}_3\text{PO}_4^{3-}{}_{\text{内部}}^{\text{in}} + \frac{1}{5} \text{N}_2 + \frac{6}{5} \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-11b)
好氧/缺氧代谢反应		
PHA 分解	$- \text{CH}_{1.5} \text{O}_{0.5} - \frac{3}{2} \text{H}_2\text{O} + \frac{9}{4} \text{NADH}_2 + \frac{1}{2} \text{ATP} + \text{CO}_2 = 0$	(10-12)
PAO 生长	$- 1.27 \text{CH}_{1.5} \text{O}_{0.5} - 0.2 \text{NH}_3 - 0.015 \text{H}_3\text{PO}_4^{3-} - \left(\kappa + \frac{m_{\text{ATP}}}{\mu} \right) \text{ATP} - 0.385 \text{H}_2\text{O} \\ + \text{CH}_{2.09} \text{O}_{0.54} \text{N}_{0.20} \text{P}_{0.015} + 0.615 \text{NADH}_2 + 0.27 \text{CO}_2 = 0$	(10-13)
多聚磷酸盐形成	$- \text{H}_3\text{PO}_4^{3-}{}_{\text{内部}}^{\text{in}} - \alpha_3 \text{ATP} + \text{HPO}_3 + \text{H}_2\text{O} = 0$	(10-14)
糖原形成	$- \frac{4}{3} \text{CH}_{1.5} \text{O}_{0.5} - \frac{5}{6} \text{ATP} - \frac{5}{6} \text{H}_2\text{O} + \text{CH}_{10/6} \text{O}_{5/6} + \frac{1}{3} \text{CO}_2 + \text{NADH}_2 = 0$	(10-15)

（3）代谢模型修正

1998 年 Filipe 等利用连续进水数据对 Smolders 提出的模型进行修正，试验中处理系统中的碳源受限，而不是 Smolders 试验中的磷酸盐受限。从而得到两个模型的主要区别如下：1）当糖原和 PP 浓度变为零时，VFA 的贮存停止；2）PHA好氧多聚磷酸盐（poly-P）贮藏过程中的幂函数改为 ASM2d 中使用的表面反应方程，并将 PP 浓度引入相关的方程；3）两个模型的主要差别是好氧糖原形成的反应过程，修正后的模型不再考虑糖原形成的限制，即厌氧段消耗的糖原不决定好氧段糖原的形成，在任一稳态系统中，好氧条件下补充的糖原不一定最终与其在厌氧的起始浓度相同。修正后的模型更好地预测了系统处于非稳态条件下的情况，如在每一循环中好氧糖原增加直到系统达到稳态。

1999年, Filipe 等人又对 Kuba 等人提出的反硝化除磷模型进行了修正: 将缺氧条件下由于低活性引起的速率降低与部分 PAOs 可利用硝酸盐作为最终电子受体的反应过程区别开来; 多聚磷酸盐的好氧贮藏过程又改用 Smolders 提出的幂函数形式表述, 而不是前一模型的表面反应方程; 糖原的贮藏依据 Kuba 等人建立的模型, 缺氧条件下的 VFA 利用与 PHA 的产生同步, 仅考虑反硝化聚磷菌的缺氧维持。但这些改进未融入 TUD 模型中去。

(4) 完整代谢模型

基于 Smolders 等人的研究成果, 1997年, Murnleitner 等人提出将厌氧、缺氧/好氧生物除磷过程结合的完整代谢模型。此模型与 Smolders、Kuba 等人提出的模型的不同点在于, 认为细菌生长是 PHA 降解、PP 和糖原重组的结果, 从而提出微生物生长的 PHA 消耗, 多聚磷酸盐和糖原产生和维持的动力学表述; 而在 Smolders 等人的动力学结构中, 采用好氧产物形成速率 (如多聚磷酸盐、糖原、微生物的产生) 作为动力学表述的起点来描述反应过程, 以基质 (PHA) 的转化作为结果, 细菌生长, PP 形成和糖原储存速率决定了 PHA 降解速率, 由此, PAOs 的生长有最大速率。从生态角度看, Murnleitner 的新观点——储存积累比耗能生长更重要, 是符合生态逻辑的。因为在与其他微生物细菌的竞争中, PAOs 依靠的就是它的储存能力, 储存物质的迅速补充是他们长期得以生存的首要条件。最大生长速率不是 PAOs 的固有属性, 而是要依赖于环境条件和 PAOs 对 PHA 的最大储存能力的。

Murnleitner 等人对模型的整个动力学结构都作了修改, 我们所引用的就是 Murnleitner 等人提出的动力学模型, 相关速率公式有:

$$r_O = \frac{1}{Y_{X/O}} \cdot r_X + \frac{1}{Y_{PP/O}} \cdot r_{PP} + \frac{1}{Y_{GLY/O}} \cdot r_{GLY} + m_O \cdot C_X \quad (10-16)$$

$$r_{PHA} = \frac{1}{Y_{X/PHA}} \cdot r_X + \frac{1}{Y_{PP/PHA}} \cdot r_{PP} + \frac{1}{Y_{GLY/PHA}} \cdot r_{GLY} + m_{PHA} \cdot C_X \quad (10-17)$$

$$r_O = \frac{-1}{Y_{PHA/O}} \cdot r_{PHA} + \frac{1}{Y_{PP/O}} \cdot r_{PP} + \frac{1}{Y_{GLY/O}} \cdot r_{GLY} + m_O \cdot C_X \quad (10-18)$$

$$r_X = Y_{X/PHA} \cdot r_{PHA} - \frac{Y_{X/PHA}}{Y_{PP/PHA}} \cdot r_{PP} - \frac{Y_{X/PHA}}{Y_{GLY/X}} \cdot r_{GLY} - Y_{X/PHA} \cdot m_{PHA} \cdot C_X \Rightarrow \quad (10-19)$$

$$r_X = \frac{1}{Y_{PHA/X}} \cdot r_{PHA} - \frac{1}{Y_{PP/X}} \cdot r_{PP} - \frac{1}{Y_{GLY/X}} \cdot r_{GLY} - m_X \cdot C_X$$

动力学结构的重新定义必然会引起模型中总化学计量方程式的变化 (见表 10-3)。

此模型认为多聚磷酸盐的好氧贮藏与微生物的 PP 含量成负相关，但与细胞内的 PHA 含量无关；当 PHA 含量增加时， X_{PHA} 的好氧消耗与 PHA 浓度的 $2/3$ 次方成正比；糖原形成速率正比于 PHA 浓度，而反比于糖原浓度；对于多聚磷酸盐和糖原的缺氧贮藏及 PHA 的缺氧消耗过程，引入降低因子解释部分 PAOs 参与反硝化；厌氧维持，引入多聚磷酸盐开关函数表示当组分浓度变得较低时采用多聚磷酸盐维持的厌氧分解减缓。

Murnleitner 总好氧反应方程式

表 10-3

1997 年 Murnleitner 总好氧化学方程式		
PHA 分解	$-\text{CH}_{1.5} \text{O}_{0.5} - 0.14\text{NH}_3 - 0.011 \text{H}_3\text{PO}_4^{3-} - 0.32\text{O}_2$ $+ 0.72\text{CH}_{2.09} \text{O}_{0.54} \text{N}_{0.20} \text{P}_{0.015} + 0.28\text{CO}_2 - 0.23\text{H}_2\text{O} = 0$	(10-20)
多聚磷酸盐形成	$-0.19\text{CH}_{2.09} \text{O}_{0.54} \text{N}_{0.20} \text{P}_{0.015} - 0.218\text{O}_2 - 0.997 \text{H}_3\text{PO}_4^{3-}$ $+ \text{HPO}_3 + 0.038\text{NH}_3 + 0.19\text{CO}_2 + 1.14\text{H}_2\text{O} = 0$	(10-21)
糖原形成	$-0.78\text{CH}_{2.09} \text{O}_{0.54} \text{N}_{0.20} \text{P}_{0.015} - 0.27\text{H}_2\text{O} - 0.22\text{CO}_2$ $+ \text{CH}_{10/6} \text{O}_{5/6} + 0.1\text{O}_2 + 0.012 \text{H}_3\text{PO}_4^{3-} + 0.156\text{NH}_3 = 0$	(10-22)
维持	$-0.89\text{CH}_{2.09} \text{O}_{0.54} \text{N}_{0.20} \text{P}_{0.015} - \text{O}_2$ $+ 0.013 \text{H}_3\text{PO}_4^{3-} + 0.178\text{NH}_3 + 0.89\text{CO}_2 + 0.64\text{H}_2\text{O} = 0$	(10-23)

(5) TUD 联合代谢模型

1999 年，Brdjanovic 将 Murnleitner 提出的代谢模型和 ASM2 模型结合起来形成 TUD 模型，描述反硝化和非反硝化生物除磷过程：假定 VFA 仅能被 PAOs 厌氧消耗，剩余的 VFA 在其他反应段被异养菌生长所利用，引入氧和硝酸盐的开关函数阻止任何缺氧或好氧条件下 PAOs 对 VFA 的利用；假定 X_{PP} 的贮藏与微生物中 X_{PHA} 含量无关，并引入硝酸盐敏感系数； X_{PHA} 的溶胞过程可作为对 PHA 的消耗，去掉 PP 开关函数而将碱度的开关函数包括在内；对于好氧和缺氧维持反应引入 PHA 开关函数，厌氧维持不使用此开关函数；好氧和缺氧糖原形成过程忽略 PP 开关函数和由于氨氮限制引起的速率降低。2001 年，Filipe 等人又对 TUD 模型中厌氧下摄取 VFA 这一反应过程作了改进，一是引入了 PP 限制因素，

即在不同 PP 初始浓度下，VFA 摄取的反应历程有所不同；二是加入了 pH 限制条件，因为如果厌氧下基质不充足，pH 值的影响将很大。但厌氧 VFA 摄取这一反应过程还是以 1994 年 Smolders 等人提出的第一个生物除磷代谢模型中描述的厌氧和好氧反应方程式为基础的。另外，还在 TUD 模型中加入了温度修正因子，从而形成了现在最新的 TUD 联合代谢模型（见附表 I），它仅包括 16 个组分、21 个反应过程、12 个化学计量系数和 18 个动力学参数。

4. 灰箱与代谢机理

ASM2d 和代谢模型建立的基本理念是不同的，ASM2d 主要利用灰箱方法逐步解决细胞内变化机理这一难题，而生物除磷代谢模型是建立在完全清楚的代谢机理基础上的。如图 10-3 所示，上方代表 ASM2d 的灰箱方法，只描述了一种细胞内 COD 储存化合物 PHA，下方代表的是代谢模型机理，而它将细胞内 COD 储存化合物划分得更清楚，有 PHA 和糖原两种，且他们的生成既遵循化学计量方程式，同时也遵循代谢反应机理。代谢模型的核心组成是 3 个代谢产率，分别是 ATP/NADH₂、生物量 Biomass/ATP 和自身维持所需 ATP (m_{ATP})，这些产率都需通过试验确定。图中粗实线代表 PO_4^{3-} ，细实线代表有机 C，虚线代表 ATP 和 NADH₂，其中 ATP 是能量载体，NADH₂ 既可作能量载体也是氧化还原反应中氢的载体，他们都是反应中间产物，所以净变化均为零；参数 α_1 、 α_2 、 α_3 、 δ 、 ε 、 κ 和 m_{ATP} 都是表 10-1 和表 10-2 中代谢反应的系数。

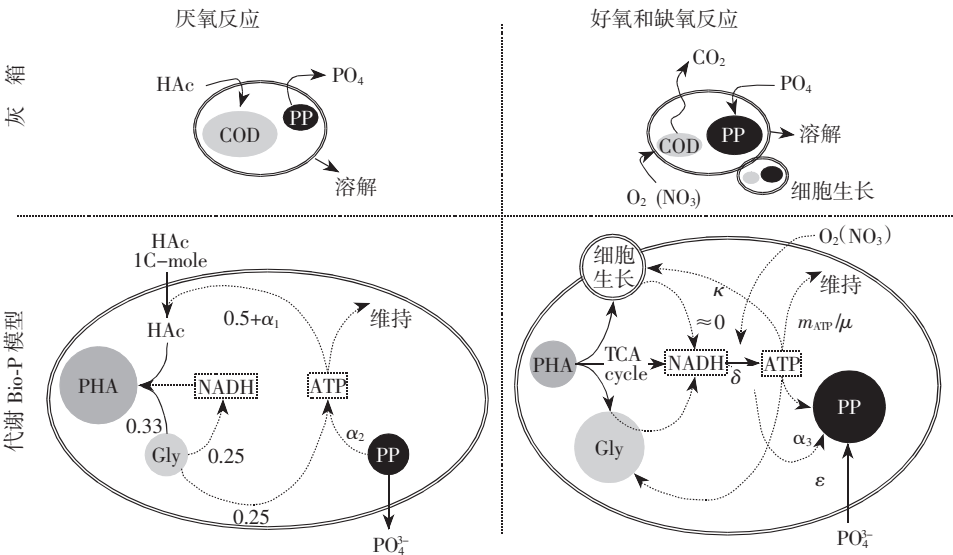


图 10-3 灰箱与代谢机理

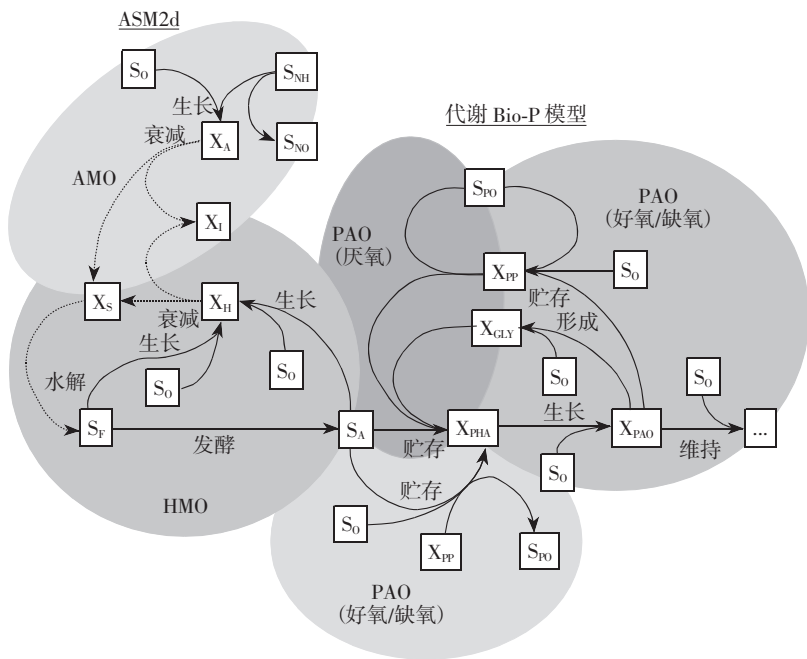


图 10-4
ASM2d 与
Bio-P 代谢模
型的结合

虽然 ASM2d 与生物除磷代谢模型建立的基本观念是完全不同的，但实际上在代谢模型中结合 ASM2d 的异养菌、自养菌以及水解等反应过程是可以实现的，二者重组后就形成了联合代谢模型，即 TUD 模型。图 10-4 就表明了 ASM2d 与生物除磷代谢模型之间是如何建立联系的。粗线代表厌氧时发生的反应，细线代表缺氧或好氧下的反应，点划线代表 NO_3^- 流，另外有 S_0 的方框中同样存在 S_{NO} 。深度不同的阴影代表不同的微生物及其反应过程，其中 AMO（硝化细菌）和 HMO（异养菌）是通过 X_s 建立联系的，即 AMO 的衰减最后会引起 HMO 的生长。另外，从图中可看出，厌氧和好氧下均存在 PHA 的储存。

5. 生物膜模型

数学模型用来描述生物膜微生物组成与物质扩散和反应过程已有 30 余年历史。最初的数学模型将生物膜视为稳定的且仅含有一种细菌的均匀结构，一维物质扩散和生物化学转换为惟一的动力学表述。后来，能够描述多基质、多菌种的一维分层动力学模型建立。虽然这些一维模型可以描述生物膜内多菌种间相互关联的反应，但它们却不能提供生物膜形态学方面的特征，而且生物膜特征参数只能输入而不可能输出。

生物膜结构的异质性从理论认识再经无数试验确认已成为客观事实。因此, 需要有新的二维、甚至是三维数学模型来描述生物膜在空间结构上因异质而存在的各种不同情况, 并将物质扩散与转换、细菌合成动力学与水动力学结合到数学模型中。为此, 多维生物膜数学模型经过几年潜心研究最终于1999年在荷兰代尔夫特理工大学(TU Delft) Kluiver 生物技术试验室完成。多维模型可以预测因环境因素而改变的生物膜异质形态, 即生物膜的一些特征参数, 如表面粗糙度、空隙率、密实度、密度, 甚至细菌的分布等, 都能成为三维模型可输出或可预测的结果。

10.2.2 数学模拟工具

计算机技术的飞速发展大大推动了污水处理数学模型的实际应用。为了应用模型, 除了计算机硬件之外, 应用软件显然必不可少。这样, 导致应用程序大量涌现:

(1) 电子表格, 如 EXCEL, 可有效地用于稳态计算。借助于电子表格, 可以估算与普通微分方程相结合的简单数字程序。

(2) 通用目的模拟工具, 如 MATALAB/Simulink、Mathematica, 能够运算数学模型。一些计算程序从互联网上 (<http://www.iea.lth.se/support/index.htm>) 是可以免费下载的, 这些计算程序对执行与污水处理相关的过程是非常有益的。然而, 这些程序的应用非常耗时, 一般仅局限于熟悉编程的专业人士使用。

(3) 通用工程目的模拟工具, 如 AQUASIM、GPS-X、WEST++、SIMBA、ASIM, 具有开放式模型结构, 可为用户运算模型时提供很大的自由度。一些最基本的反应器类型(如完全混合式与推流式) 常常事先为用户限定。

(4) 封闭式模型结构程序, 如 BIOWIN、EFOR、STOAT、JASS, 可以为用户提供事先限定的、可用于执行特定污水处理工艺的构建模块。脱离事先限定的一套模型参数值, 用户没有自我选择的自由度。一个限定的 JASS (Java based Activated Sludge process Simulator) 版本可以通过互联网 (<http://www.syscon.uu.se/~psa/>) 免费运行。

在上述众多模拟软件中, AQUASIM 应该说最容易掌握, 因为它的界面相对来说比较友好, 而且用户可以根据需要选择或填充所需要的内容和数据。AQUASIM 不仅可以用于悬浮增长的活性污泥数学模型运算, 而且也能进行一维固定生物膜数学模型运算。此外, AQUASIM 还可以进行河流、湖泊水质模型计算。

AQUASIM 界面由 4 个可选择与填充的编辑单元组成, 分别为变量编辑、方程编辑、容器编辑和连线编辑。前两个编辑单元为填写数学模型之用: 在变量编辑单元中输入数学模型所涉及的全部动力学与工艺参数; 在方程编辑单元中输入组成数学模型的动力学方程及相关计量转换系数。后两个编辑单元涉及工艺流程: 在容器编辑单元中可根据工艺设计选择完全混合反应器或生物膜反应器, 并按需要设定反应器体积、涉及变量、初始条件、进水负荷等; 在连线编辑单元中建立工艺流程中各反应器之间的连接以及污泥回流和内循环等。模型运算时间与步长可以事先设定, 计算数据直接以图形方式显示, 结果一目了然。

10.2.3 模拟试验与工程

数学模型用于模拟试验与实际工艺运行过程是其最基本的功能。只有所建立或应用的数学模型模拟运算结果与试验和运行结果相吻合, 才能令人信服数学模型的作用与价值。在此, 例举模拟试验和工程的两个实例, 具体说明数学模型对现实情况的理论模拟。所模拟的试验与工艺均涉及反硝化除磷之生物功能, 本举例中将 Delft 生物除磷代谢模型与 2 号模型中 COD 与氮去除部分相结合组成一个联合模型。

1. 模拟试验

为了演示反硝化除磷的作用, Kuba 等人通过试验室小试对设计的 A_2N 工艺进行了试验研究。 A_2N 工艺为两污泥系统, 硝化 (N) 单独为一污泥体系 (如固定生物膜), 反硝化除磷 [厌氧 (A) + 缺氧 (A)] 则为另一污泥体系, 如图 10-5 (a) 所示。模拟采用 AQUASIM2.0 软件实施, 而试验中所采用的间歇式 (SBR) 方法流态较接近推流式, 所以, 需对 AQUASIM 中仅提供完全混合式反应器加以改造, 使之能用来表示推流式反应器。具体做法是, 将厌氧与缺氧反应器分别化分为 5 个顺序连接、体积相等的小型完全混合反应器 [图 10-5 (b)]。被化分的反应器个数越多, 就越逼近推流式。但权衡运算速度与运算结果的准确性, 此处只选择化分成 5 个。

表 10-7 列出了试验与模拟结果。无论是最终出水还是中间过程, 或是污泥浓度, 模拟结果与试验结果均十分接近。说明联合模型及应用参数准确性较高, 无需再作校正或调整, 用它来模拟试验可信度较高。

2. 模拟工程

上述联合模型在所有动力学参数未变的情况下用于模拟荷兰一实际污水处

理厂反硝化除磷工艺—BCFS[®]，其工艺流程和运行与模拟结果分别见图 10-11 (a) 和表 10-9。表 10-9 显示的运行与模拟结果对比足以证明联合模型用于实际工程模拟后同样具有较高准确度。

10.2.4 方案比较与工艺设计

工程设计中一般要经过方案比较后方能实施工艺设计。传统方案比较往往根据经验或可借鉴工程实例进行，经济的可比性可根据两个选定的工艺在占地、耗材、耗能等方面的信息得出判断，然而，技术方面的可比性常常就靠想当然来推断，很少有运行过程与处理效果的科学预知性。在某种程度上，方案比较演变成了为了比较而比较，形同虚设。此处，利用上述已被验证的联合模型，对接受相同进水的两种反硝化除磷工艺—BCFS[®]与 A_2N 进行模拟运行结果比较。图 10-12 显示了两种工艺被模拟的出水氮与磷的水质与污泥龄和温度之间的关系。可见，内在关系一览无余。模拟还可以显示更多所关心的内容，如污泥浓度、剩余污泥产量等，甚至总耗氧量和反硝化过程中产生的氮气等也能定量显示出来。

传统工艺设计一方面方法本身有着先天的局限性，因为简化米门公式，视有机底物降解遵循一级反应，与真实污水处理情况误差较大。事实上，大多数污水处理情况有机底物降解与底物浓度的关系处于 0~1 级之间。另一方面，工艺设计完成后不太可能预测实际运行后的水质情况，往往只有等污水处理厂建成并运行后方能检验设计方案的正确与否。如果说保守的设计只是带来无谓投资的话，那经验不足的设计便会导致完工后无法补救的缺憾。

借助于数学模拟，传统设计中的种种不足均能事先弥补，无论是出水水质、污泥浓度，还是回流污泥与内循环量等全能根据不同反应池体积、不同工艺条件像图 10-12 一样定量显示出来。数学模型各种反应过程以完全型米门公式表示，模拟时计算机可根据真实的污水处理情况从 0~1 级由微分计算底物的降解速率，从而彻底避免了传统设计中因“近似”表示动力学计算公式而导致计算结果的不准确性。因此，数学模拟辅助工艺设计不仅具有结果的预知性，而且还能准确把握设计方案，使其接近最优化设计。

10.2.5 问题诊断与运行优化

无论工艺设计是否做到了最优化，一旦污水处理厂建成投产后只有通过优化运行才能达到最佳处理效果。这就要求根据已建成的处理工艺流程适时调整工况，同时相应增减曝气、回流、循环、排泥等附属设备的工作能力。如果能

事先了解运行中控制处理效果的关键问题所在，那就有可能针对性地随环境与水量、水质等参数的变化及时地采取工程措施。数学模拟在运行问题诊断方面优势明显。此处仍以上述 BCFS[®]与 A₂N 工艺为例说明。

在以反硝化除磷为主的工艺中，不同温度下自养硝化细菌与除磷细菌的最低污泥龄是运行控制中最为关键的工艺参数。联合模型模拟得出了 BCFS[®]与 A₂N 工艺中最低污泥龄与温度的定量关系（图 10-17）。温度严重影响两类细菌的最低污泥龄，在低温下（<10℃）两类细菌最低污泥龄差别缩小，可视为等同（对 BCFS[®]工艺而言）。因此，运行中可据此随温度增减排泥量而达到控制污泥龄、优化运行的目的。模拟也可以对运行中增减曝气量、回流量、内循环量等对处理效果的影响定量显示，使运行优化具有直接的理论指导。

10.2.6 试验定向与工程放大

污水生物处理新技术的产生完全依仗于在微生物学以及相关的生物化学方面的新发现和新认识。按传统方法，由基础研究成果上升到技术转化生产力一般还要经过必不可少的应用研究阶段，这其中，“小试→中试→应用”似乎是不可逾越的过程。显然，这一漫长的技术转化过程既费时又费力，还常常导致事倍功半的效果。

随着数学模拟技术的普及和应用，这种传统观念正在被逐渐改变。数学模拟技术可以帮助应用研究定向，并直接用来指导试验设计。例如，面对一项新的应用研究，试验过程要涉及的影响因子可能有数个甚至数十个。因此，试验装置往往也就越多才能使研究做得越快、越细、越好。实际上，完全可以借助基础研究的成果，如细菌生理学特征参数等，建立相关反应过程的数学模型，并用数学模型模拟试验的全部过程。数学模拟可以在极短的时间内从众多影响因子中辨认出关键因子，同时还可以排除没有必要研究的次要因子，从而缩窄研究注意力的范围。同时，在小试研究的基础上，通过数学模拟的帮助，可以越过中试过程，使小试结果直接放大为工程应用。因此，数学模拟对试验研究的作用不言而喻。数学模拟还有一些试验研究无法比拟的优点，例如，生物膜特征参数、包括生物膜厚度、密度、空隙率等难以通过试验探明这些参数变化对处理效果的影响。相反，数学模型则可以随心所欲地调整这些参数，模拟探知对过程的相应影响。

厌氧氨（氮）氧化（ANAMMOX）是一个微生物学在氮循环方面的新发现，中温亚硝化（SHARON）是对硝化过程的一个新认识。它们的研究与应用过程

便采用了数学模拟技术的帮助,一方面以模拟结果指导了小试研究方向,另一方面又通过数学模拟直接将小试结果放大为生产应用,从而分别有了世界上第一例的 SHARON 与 ANAMMOX 应用实例。

ANAMMOX 在生物膜中的应用又导致 CANON 工艺的出现。因为 ANAMMOX 细菌是一种繁殖速度极为低下的菌属(增长率 $<0.1\text{d}^{-1}$),所以,对它们进行试验研究将是一个极为耗时的过程。在这种场合下,数学模拟对试验定向研究的优势便突显出来。通过对 CANON 工艺中所涉及的三种自养菌反应过程建立数学模型,并利用 AQUASIM2.0 软件中一维生物膜结构模型,对 CANON 工艺进行了工艺参数、动力学参数、生物膜特征参数等全方位模拟试验。

图 10-24 显示了被模拟的 CANON 工艺中溶解氧对出水水质影响的典型曲线;图 10-25 (a) 显示了在最佳溶解氧条件下的生物膜结构组成。这样一种从模拟结果得来的关系曲线与生物膜结构组成从理论上洞察了制约 CANON 工艺自养脱氮效果的关键因子——溶解氧。如图 10-24 所示,数学模拟还可以将产生的氮气一并显示出来,使结果一目了然,更为直观。反观试验研究,如果要想得到如图 10-24 所示的结果,没有几年的工夫是难以想象的,而图 10-25 (a) 以试验方法几乎是难以实现的。由此可见,通过模拟缩小试验研究注意力范围后可以做到重点突破,大大缩短研发周期,节省大笔科研资金。

10.2.7 结语

污水生物处理数学模型从活性污泥工艺到生物膜工艺,从有机物(COD)去除到营养物(N、P)去除,从外部描述的黑匣子模型到内在联系的代谢模型,经过二三十年的发展已基本完善。特别是近十年间计算机技术突飞猛进的发展使得数学模型的应用变成现实。数学模型可以建立在基础研究(如微生物生理学等)获得的成果基础上;模型可以直接用于小试研究定向,并可以在小试中校正涉及的动力学参数等模型参数;小试结果再加上数学模拟的辅助可以越过中试一步放大为工程设计;模拟也可在最后的工艺运行中起到优化运行的作用。总之,数学模拟技术可以使研发、设计、运行污水处理工艺成为三位一体的超级辅助工具。

10.3 模拟 A_2N 双污泥反硝化除磷系统试验

10.3.1 引言

活性污泥单污泥系统是通过硝化、反硝化及强化生物除磷(EBPR)等过程

实现生物营养物去除的，这对降低地表水体富营养化现象具有重要意义。对于采用生物除磷技术的污水处理厂，减小污泥产量意味着经济利益。然而，在应用单污泥系统时，需要解决以下几个问题：

- (1) 在较低温度下实现完全的硝化反应需要很长的污泥停留时间（SRT 一般大于 15d）；
- (2) 反硝化异养菌与聚磷菌（PAOs/DPB）间存在对有机底物的竞争；
- (3) COD 的好氧氧化或损失；
- (4) 容易出现污泥膨胀现象。

近十多年来，为了克服硝化/反硝化/强化生物除磷工艺（NDEBPR）或强化生物除磷工艺（EBPR）这样的单污泥系统中的上述不足，基于反硝化除磷菌（DPB）的新陈代谢作用，研究人员研发了几种双污泥系统。在这些工艺中，硝化作用与主流线分离，主流线上同时发生反硝化脱氮除磷。以这种方式运行，DPB 和硝化细菌均在各自最佳的生存条件下生长，从而可分别发挥硝化和反硝化（脱氮）除磷的最佳作用。这样，硝化反应所需的最小污泥停留时间不再对脱氮除磷效率起控制作用。由于在厌氧阶段有机底物被 DPB 完全吸收，因此缺氧阶段硝酸氮就成为惟一的电子接受体。在这样的系统中 DPB 处于优势地位，彻底避免了 COD 的好氧氧化损失，因而可以利用初沉池将多余的 COD 沉淀后用于发酵产生甲烷。显然，双污泥系统有助于控制污泥膨胀，因为它的厌氧反应器作用相当于一个类似于推流型流态的选择器。

A_2N 工艺可被认为是双污泥系统的概念工艺，主要包括以下几部分 [详见图 10-5 (a)]：(1) 主流线上的厌氧池（A，主要功能是吸收 COD 和释放磷）；(2) 主流线上的缺氧池（A，主要功能是反硝化除磷）；(3) 侧流线上的硝化池（N，宜选用生物膜反应器）。若进水的 COD/N 值较高，可能会因缺乏足够的电子接受体 NO_3^- 而降低磷的去除效率。针对这种情况，可在缺氧反应池后增设一好氧反应池，以让 DPB 利用曝气提供的 O_2 作为 NO_3^- 的补充电子接受体去吸收剩余磷酸盐。这样经变型后的 A_2N 工艺实际上就形成了 DEPHANOX 工艺。COD/N 值较高时，也可以通过设置初沉池的办法去除一部分 COD，以形成反硝化除磷所需要的正确 COD/N。

Kuba 等人对试验室规模的 A_2N 工艺进行研究，结果表明 A_2N 工艺的脱氮除磷效率十分稳定。据文献报道，在 COD 供给量、耗氧量及污泥产量可分别减小

50%、30%和50%的情况下,仍能够实现同步脱氮除磷。显而易见, A_2N 工艺在同步脱氮除磷方面性能优越,因此,这种工艺的发展潜力很大。

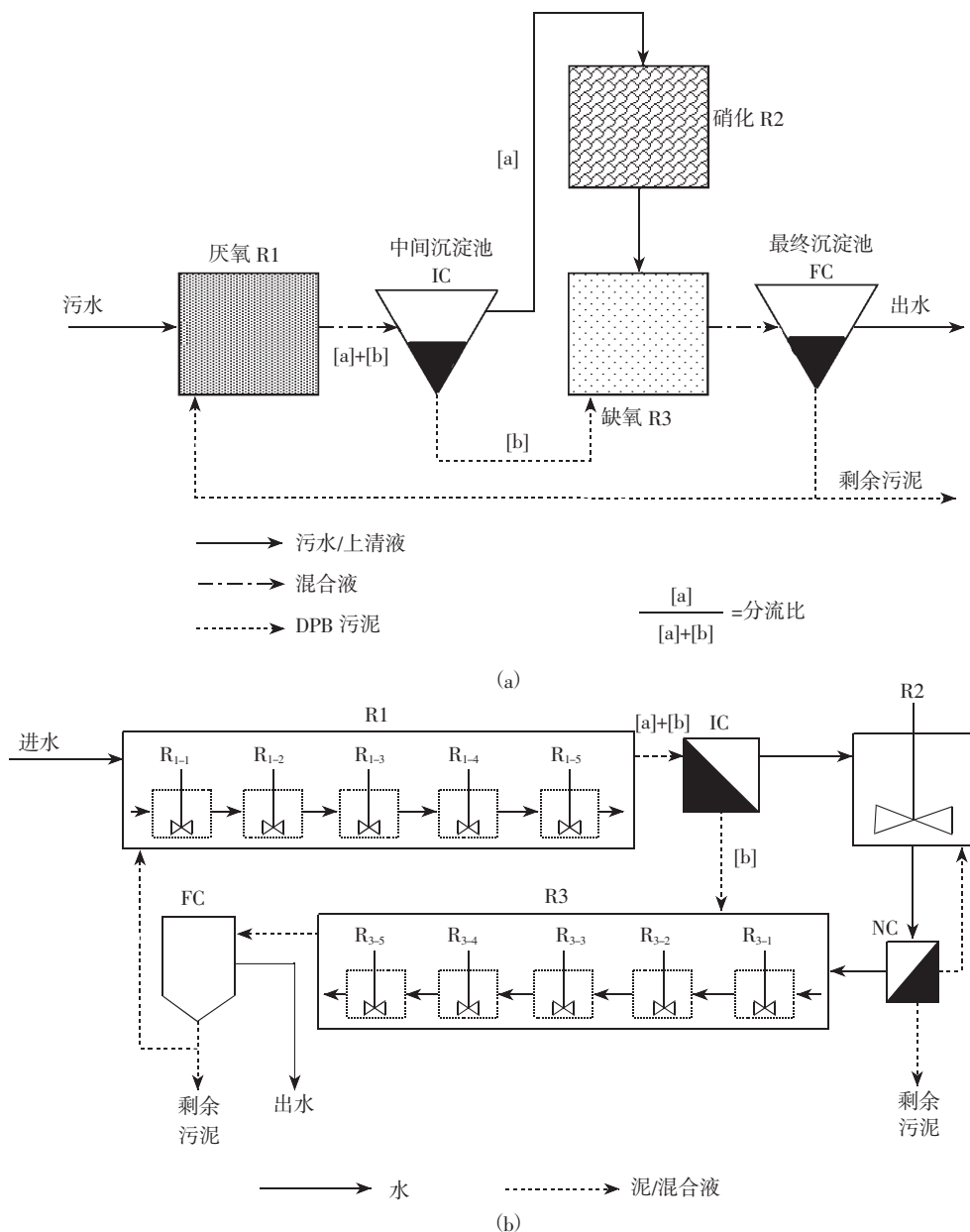
应用 A_2N 工艺时,需要了解工艺的最佳设计参数。在确定工艺参数方面,传统方法常常需要通过中间环节来选定。然而,中试不仅需要大量的经费做后盾,而且需要长时间的运行周期才能得出结果。相形之下,采用现代数学模拟技术则具有许多优势。尽管数学模拟预测结果不可能完全取代实际运行情况,但数学模拟的辅助作用可以在很大程度上减小中试规模和所需时间。利用计算机进行模拟,可以在短短几分钟内得到模拟结果。换句话说,数学模拟辅助中试有助于加快新工艺的发展和对其进行快速评价。

本研究中利用代尔夫特生物除磷代谢模型,模拟微生物对磷的去除过程。模型基于精确描述微生物代谢过程,相关模型参数来自于大量试验室小试结果。这些试验系统有厌氧/好氧、好氧/缺氧、厌氧/缺氧/好氧等各种组合工艺,工艺采用不同的污泥停留时间($SRT=4\sim 20d$)运行。活性污泥2号模型(ASM2)和代尔夫特生物除磷代谢模型(TUD)相结合的联合模型已成功地模拟了荷兰三座污水处理厂的N和P的去除,而且是在没有更改试验室小试获得的模型参数情况下进行的。所有这些肯定的模拟结果使我们有理由相信,联合模型能够被用于评价 A_2N 工艺。

为了确保模型的正确性,首先对 A_2N 工艺试验室小试获得的结果进行模拟。然后,经校核后的模型再用于模拟评价 A_2N 工艺性能,如不同污泥停留时间、温度、COD/N、COD/P和中间沉淀池分流比下的脱氮除磷效果等(详见图10-5)。在试验研究和模拟评价中,醋酸形式的COD作为单一底物。对照实际污水情况,这可以理解为进水中完全可生化降解的那部分COD。若厌氧池的尺寸足够大,则可确保颗粒状COD充分水解,进水中可生物降解的COD便能完全用于生物除磷。模拟借助于AQUASIM 2.0软件包执行。

10.3.2 模拟和化学计量

ASM2和ASM2d均包括了聚磷菌(PAOs)的反硝化作用(DPB),但模型采用的是黑箱方法对PAOs除磷过程进行描述。模型的缺点是没有明确描述和计算微生物对糖原和聚- β -羟基丁酸盐(PHB)的代谢过程。代尔夫特代谢模型几乎与ASM2模型同时提出,它建立于精确描述微生物新陈代谢基础之上。代尔夫特代谢模型已被广泛验证,因此,本研究采用了该模型。异养菌(反硝化细菌)和自养菌(硝化细菌)的活性仍采用ASM2模型予以描述。

图 10-5 A_2N 工艺

(a) 流程图; (b) 模拟模型

本研究中采用的联合模型曾被用于模拟实际污水处理厂的氮和磷的去除。van Veldhuizen 等人在模拟研究后，对模型参数作了一些微小的改动，这些改动使得模拟结果更加趋于稳定。Meijer 等人经模拟结果对比后发现，模型参数的微小变化对标准运行条件下的生物除磷工艺来说，模拟结果并不会受到明显影响。因此，可以用 $f_{\text{PHA}} / (f_{\text{PHA}} + 0.33)$ 代替 $f_{\text{PHA}}^{2/3}$ ，且工艺在描述 PHA 消耗、糖原的形成和聚合物的贮存时引入了 $(f_{\text{GLYmax}} - f_{\text{GLY}}) / ((f_{\text{GLYmax}} - f_{\text{GLY}}) + 0.01)$ 和 $(f_{\text{PPmax}} - f_{\text{PP}}) / ((f_{\text{PPmax}} - f_{\text{PP}}) + 0.01)$ 这样的表达式（详见附表 10 - II）。

本研究中所使用的生物除磷代谢模型与 Veldhuizen 等人（1999）所使用的模型一样，只是对上述部分参数作了细微调整。有关异养菌和自养菌的模型参数直接取自 ASM2 的建议参数。转化方程中间的转换系数，除 i_{NBM} （0.08，微生物 X_{H} 、 X_{PAOs} 和 X_{AUT} 体内 N 的含量）外均直接采用 ASM2d 中相应值； i_{NBM} 的大小依据富集培养时细菌通用化学计量表达式 $\text{CH}_{2.09}\text{O}_{0.54}\text{N}_{0.20}\text{P}_{0.015}$ （包含菌体内贮存的聚合物）计算所得。

模型中使用的一些动力学参数为温度的函数，其基本表达式如下：

$$r_T = r_{20} \cdot \exp \left[-\theta (20 - T) \right] \tag{10 - 24}$$

模型模拟中用到的温度变化系数 θ 同 ASM2 模型。至于 PAOs 的温度变化系数，采用相关动力学参数，即 $\theta = 0.069$ 。有关 PAOs 的化学计量学及动力学系数细节见表 10 - 4。

PAOs 化学计量学与动力学系数 表 10 - 4

表达式	定 义	大小	单位
Y_{PHA}	产率系数（PHA/醋酸）	1.50	g COD/g COD
Y_{PO_4}	产率系数（PO ₄ /醋酸）	0.30 ^a	g P/g COD
Y_{GLY}	产率系数（糖原/醋酸）	0.50	g COD/g COD
$Y_{\text{PHA}}^{\text{O}}$	产率系数（PHA/生物量）	1.39 ^b	g COD/g COD
Y_{PP}^{O}	产率系数（多聚磷酸盐/生物量）	4.37 ^b	g P/g COD
$Y_{\text{GLY}}^{\text{O}}$	产率系数（糖原/生物量）	1.12 ^b	g COD/g COD
$Y_{\text{PHA}}^{\text{NO}}$	产率系数（PHA/生物量）	1.70 ^b	g COD/g COD
$Y_{\text{PP}}^{\text{NO}}$	产率系数（多聚磷酸盐/生物量）	2.92 ^b	g P/g COD
$Y_{\text{GLY}}^{\text{NO}}$	产率系数（糖原/生物量）	1.15 ^b	g COD/g COD
i_{NBM}	微生物 X_{H} 、 X_{PAOs} 和 X_{AUT} 体内 N 的含量	0.08	g N/g COD

续表

表达式	定 义	大小	单位
$f_{\text{GLY}_{\max}}$	最大 f_{GLY}	0.45	g COD/g COD
$f_{\text{PP}_{\max}}$	最大 f_{PP}	0.50	g P/g COD
$q_{\max}^{\text{S}}$	醋酸消耗速率	9.67	g COD/ (g COD · d)
m_{AN}	厌氧维持系数	0.05	g P/ (g COD · d)
m_{O_2}	好氧维持系数	0.07 ^b	g O ₂ / (g COD · d)
$m_{\text{NO}_3^-}$	缺氧维持系数	0.11 ^b	g N/ (g COD · d)
K_{A}^{P}	醋酸亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	4.00	g COD/m ³
$K_{\text{O}_2}^{\text{P}}$	O ₂ 亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	0.70 ^c	g O ₂ /m ³
$K_{\text{NO}_3^-}^{\text{P}}$	NO ₃ ⁻ 亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	0.50	g N/m ³
$K_{\text{ALK}}^{\text{P}}$	碱度亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	0.10	mol HCO ₃ ⁻ /m ³
$K_{\text{NH}_4}^{\text{P}}$	NH ₄ ⁺ 亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	0.05	g N/m ³
$K_{\text{PO}_4}^{\text{P}}$	PO ₄ 增长亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	0.01	g P/m ³
$K_{\text{PP}_4}^{\text{P}}$	PO ₄ 多聚磷酸盐形成亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	3.1	g P/m ³
K_{PP}^{P}	多聚磷酸盐水解亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	0.01	g P/m ³
$K_{\text{GLY}}^{\text{P}}$	糖原亲和 (半饱和) 系数 K_{s}	0.01	g COD/m ³
g_{PP}	多聚磷酸盐形成亲和系数 K_{s} 减少值	0.9 ^d	—
k_{PHA}	PHA 转化速率	7.55	g COD/ (g COD · d)
k_{PP}	多聚磷酸盐形成速率	0.45	g P/ (g COD · d)
k_{GLY}	糖原形成速率	1.09	g COD/ (g COD · d)
$\eta_{\text{NO}_3^-}^{\text{P}}$	缺氧减少系数	1.00 ^e	—

- a 其值依据 Kuba 等人计算所得；
- b 在 Murnleitner 等人结论的基础上，依据 Meijer 等人（2001）的计算所得；
- c 由于氧气扩散速率限制和非理想混合，校核后作为 $K_{\text{O}_2}^{\text{L}}$ 、 $K_{\text{O}_2}^{\text{H}}$ 和 $K_{\text{O}_2}^{\text{P}}$ 通用饱和系数；
- d 最初取值为 0.1，Murnleitner 等人建议；
- e 依据 A₂N 工艺在缺氧条件下 PHB 的消耗和多聚磷酸盐形成所得。

10.3.3 模拟模型分析

Kuba 等人在试验室将两个序批式反应器（SBR）与一个 NO₃⁻ 交换器结合研究 A₂N 工艺。他们所研究的 A₂N 工艺以连续进水方式运行，为此在模拟分析 A₂N 工艺时也选用连续进水方式。研究中除反应器的尺寸和进水流量外，其余参数均直接取自研究所得结论。

在模拟分析中使用 AQUASIM 2.0 计算机软件包。模拟分析中常将试验室序批式反应器（SBR）视作推流式反应器。在 AQUASIM 程序中，厌氧池（R1）和缺氧池（R3）的功能分别是释放磷和吸收磷，将它们均分解为顺序相联的 5 个等体积串联小反应器（单个小反应器流态在 AQUASIM 中选用完全混合式）。这样，被串联在一起的小反应器总体上看流态近似于推流，接近 SBR 反应器的真实流态。好氧池（R2）用于硝化反应，反应器内活性污泥处于完全混合状，污泥停留时间选用 $SRT = 30d$ ，溶解氧浓度 $DO = 2.0g\ O_2/m^3$ 。A₂N 模拟用工艺流程图 10-5（b），相关反应器体积及水力停留时间 HRT 等见表 10-5。

运用 AQUASIM 2.0 程序模拟 A₂N 工艺反应器分组 表 10-5

反应器	体积（m ³ ）	泥水接触时间（h）	水力停留时间 ^a （h）
R1	700	1.5	3.0
R ₁₋₁	140	0.3	0.6
R ₁₋₂	140	0.3	0.6
R ₁₋₃	140	0.3	0.6
R ₁₋₄	140	0.3	0.6
R ₁₋₅	140	0.3	0.6
R2	2565	5.5	7.7
R3	1650	3.5	7.0
R ₃₋₁	330	0.7	1.4
R ₃₋₂	330	0.7	1.4
R ₃₋₃	330	0.7	1.4
R ₃₋₄	330	0.7	1.4
R ₃₋₅	330	0.7	1.4

^a 与 Kuba 等人研究中所用的水力停留时间 HRT 和污泥停留时间 SRT 相同；DPB 和硝化细菌的回流比分别为 1:1 和 1:0.4。

实践证明，硝化反应池 R2 首选生物膜反应器，其工艺结构紧凑、不需要污泥回流装置。为使模拟分析简单化，硝化池 R2 仍选用活性污泥工艺，类似于 Kuba 等人的研究过程。只要 R2 反应器内硝化反应进行彻底，则模拟分析结果与生物膜反应器没有太大区别。

如图 10-5（a）所示，污水首先进入厌氧池（R1），在此与回流污泥完全

混合。在 R1 反应器中, 主要进行吸收有机底物 (醋酸盐) 和释放磷的过程。R1 反应器的出水混合液经中间沉淀池 (IC) 沉淀后开始分流: 一部分为富含 NH_4^+ 的上清液 (流量为 $[a]$), 进入硝化反应池 R2; 另一部分为富含 DPB 的污泥浓缩液 (流量为 $[b]$), 进入缺氧池 R3。R2 反应器内主要含有硝化细菌 (第二污泥系统), 用于硝化反应, 其出水富含 NO_3^- , 进入缺氧池 R3。R3 反应器主要用于脱氮除磷, 磷细菌 (PAOs) 中的反硝化除磷细菌 (DPB) 以 NO_3^- 作为电子受体氧化体内储存的 PHB 并吸收磷酸盐。混合液经最终沉淀池 (FC) 沉淀后, 大部分污泥回流至 R1 反应器, 开始下一轮循环。模拟分析中, 主要控制参数为分流比 $[[a]/([a] + [b])]$, 如图 10-5 所示。

Kuba 等人在研究中所采用的厌氧池、缺氧池和好氧池的泥水接触时间分别为 1.5h、3.5h 和 5.5h, 进水与含 DPB 污泥回流比为 1:1。依据实际条件所设计的模拟 A₂N 工艺进水流量为 $5600\text{m}^3/\text{d}$; 厌氧池 R1、好氧池 R2 和缺氧池 R3 体积分别为 700m^3 、 2565m^3 、 1650m^3 ; 沉淀池 (IC、FC 和 NC) 的沉淀时间均为 0.5h, 所需的相应体积均为 240m^3 。

模拟分析的基本运行参数同研究的相关参数 (详见表 10-6)。除此以外, 模拟分析 A₂N 工艺时, 涉及的参数还有温度、 $\text{NH}_4^+ - \text{N}$ 、SRT、COD/N、COD/P 和分流比。鉴于工艺在实际运行中, 需经一定时间后方能稳定运行, 因此模拟分析选用运行时间为 300d。

Kuba 等人研究时的试验相关参数

表 10-6

参数	数 值	参 数	数 值
分流比	5/7 (71.4%)	$\text{COD}_{\text{biod.}}$ (醋酸)	400mg COD/L
温度	20℃	$\text{PO}_4^{3-} - \text{P}$	15mg P/L
SRT	DPB: 8d、14d 硝化菌: 30d	$\text{NH}_4^+ - \text{N}$	119mg N/L (3.36mg COD/mg $\text{NH}_4^+ - \text{N}$)
			112mg N/L (3.57mg COD/mg $\text{NH}_4^+ - \text{N}$)
			105mg N/L (3.81mg COD/mg $\text{NH}_4^+ - \text{N}$)

10.3.4 结果与讨论

1. 模拟可信度: 一般性能

初步模拟所使用的各工艺及进水参数完全同 Kuba 等人 (1996 年) 所取值:

$T=20^{\circ}\text{C}$ 、 $\text{SRT}=8\text{d}$ 、**分流比** $=71.4\%$ ； $\text{COD}=400\text{g COD}_{\text{biol.}}/\text{m}^3$ 、 $\text{NH}_4^+=119\text{g N}/\text{m}^3$ 、 $\text{PO}_4^{3-}=15\text{g P}/\text{m}^3$ 。模拟结果见表 10-7，该表同时也列出了 Kuba 等人（1996a）的研究结果。

除表 10-7 所列结果外，微生物的增长量对于模拟预测也具有重要参考价值。Kuba 等人研究结果表明，微生物增长量为 $0.25\sim0.28\text{kg MLVSS}/\text{kg COD}$ 。模拟结果为 $0.25\text{g MLVSS}/\text{g COD}$ ，显然与 Kuba 等人的试验结果非常一致。

Kuba 等人的研究中没有检测 DPB 体内所储存的聚合物，如多聚磷酸盐和糖原，这使得进一步对微生物组分进行模拟与结果比较造成困难。模拟结果发现，污泥中 COD 成分主要为 PAOs（ $1145\text{g COD}/\text{m}^3$ ）、PHB（ $865\text{g COD}/\text{m}^3$ ）和糖原（ $455\text{g COD}/\text{m}^3$ ），而异养菌几乎就不存在。由此可见，DPB 在 A_2N 工艺的脱氮除磷过程中确实起主要作用。

A_2N 工艺实验与模拟结果对比（ $T=20^{\circ}\text{C}$ ， $\text{SRT}=8\text{d}$ ，分流比 $=71.4\%$ ） **表 10-7**

参 数	进 水	至 R2 上清液		至 R3 上清液		来自 FC 出水	
	实验 ^a /模拟	试验	模拟	试验	模拟	试验	模拟
COD (mg/L)	400	0	0	0	0	0	0
PO_4^{3-} (mg P/L)	15	66.2	71.7	64.7	67.9	0.1	0.1
NH_4^+ (mg N/L)	119	62.0	68.4	<0.5	0.4	14.0	17.3
NO_3^- (mg N/L)	0	0	0	60.0	67.9	0	0
TSS (mg COD/L)	0	2400 ^b	2465 ^b	— ^c	—	—	—

^aKuba 等人试验；
^b厌氧与缺氧污泥总 DPB（反硝化除磷细菌）浓度；
^c没有试验数据。

2. COD/N 对脱氮除磷的影响

为了进一步检验模型的有效性，对不同 COD/N 比值进水进行了大量的模拟。Kuba 等人为研究 COD/N 对 P、N 去除率的影响，选用的 COD/N 比值分别为 3.36、3.57 和 3.81。模拟中，除采用了与 Kuba 等人研究中相同的 3 个 COD/N 比值外，还向上下限外分别拓展 1 个 COD/N 比值：3.2 和 4.0，相应的 NH_4^+ 浓度分别为 125 和 $100\text{g N}/\text{m}^3$ 。研究和模拟结果分别示于图 10-6。由图 10-6 可知，模拟结果与试验结果基本一致。模拟结果证实了 Kuba 等人的结论，即在

$T = 20^{\circ}\text{C}$ 、 $\text{SRT} = 8\text{d}$ 和分流比为 71.4% 的条件下, 进水中 $\text{COD}_{\text{biol.}}/\text{N} = 3.4\text{g COD/g N}$ 时脱氮除磷效果最佳。在不调整模型参数的情况下, 模拟分析 A_2N 工艺的结论近似于 Kuba 等人的试验结论。由于 Murnleitner 等人先前表示, 用本研究中的模型亦对其他系统进行了吻合性较好模拟预测 (包括细胞内聚合物), 所以, 有理由相信使用这一模型能够评析 A_2N 工艺的性能特点。这些模拟增强了我们对联合模型足以精确描述反硝化除磷过程的想法, 因此, 它能够被放心地应用于对 A_2N 工艺性能的评价和研究。

当 COD/N 比值为 3.2 时虽然 P 去除率仍能够达到 100%, 但出水中含有部分硝酸氮 ($\text{NO}_3^- = 1.5\text{g N}/\text{m}^3$)。 NO_3^- 回流至 R1 反应器内, 会引起异养菌与 DPB 间对 COD 的竞争, 最终导致 P 的去除效率恶化。

如图 10-6 所示, COD/N 的值大于 3.4 时, 尽管 N 的去除率稳定在 85% ~ 88%, 但由于 NO_3^- 的不足, 磷的去除效率会迅速降低。此时模拟结果显示, DPB 菌体内聚积着大量的 PHB ($\text{COD}/\text{N} = 4.0$ 时约是 $\text{COD}/\text{N} = 3.4$ 时的 2.5 倍), 但糖原并没有积累现象。由于 PHB 在缺氧反应池 (R3) 内再生不完全, 结果导致 DPB 回流至厌氧反应器 (R1) 内醋酸不能被全部吸收, 最终 P 的去除效率受限。在实际运行中如果出现此种情形, 可以在 R3 反应器后设置一体积较小的曝气池, 以使 PHB 全部氧化或转化为糖原, 从而使磷酸盐的吸收会得到恢复。这样的工艺改造使 A_2N 工艺实际上就变成了 DEPHANOX 工艺。另一种解决问题的途径就是限制进水 COD 负荷率, 可以通过设置初沉池来沉淀多余 COD 的

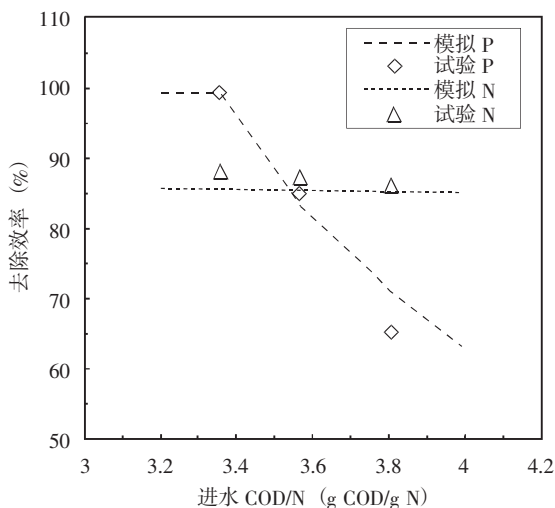


图 10-6
模拟中 COD/N 对 P 和 N 去除率的影响

办法达到目的。被沉淀收集的污泥形式 COD 可用于通过厌氧消化产生甲烷。

3. 分流比对脱氮除磷的影响

Kuba 等人提出了 N 的去除效率与分流比间的理论关系。因为 Kuba 等人提出增加分流比有助于提高 N 的去除效率，所以，模拟将分流比与脱氮除磷效率间的关系进行了描述（见图 10-7）。随着分流比增加，N 的去除效率有所增加，但与 Kuba 等人的预期效率相差甚远。当分流比由 71.4% 增加至 80% 时，N 的去除效率仅仅增加了 3%。所增加的硝化能力的部分 NO_3^- 出现在二沉池出水中。这种情况对 A_2N 工艺不利，因为常规异养反硝化菌可能获得繁殖机会。可以通过控制进水中 COD/N 的比值来优化系统的反硝化性能。在所进行的这些模拟中，COD/N 比值是基于每形成 1mg $\text{N}_2 - \text{N}$ 需要 3.84mg COD 来确定的，这个值与 Kuba 等人中所取 COD/N = 3.80mg COD/mg N 相当。

如图 10-7 所示，P 的去除效率不受高的分流比和出水中高的 NO_3^- 浓度影响。模拟结果显示，出水中的 NO_3^- 随 DPB 污泥回流至 R1 反应器内。但常规异养反硝化菌（即非 PAOs 菌）在此种情形下并未聚集，回流的 NO_3^- 完全被 DPB 作用后脱氮。这可能说明，少量的 NO_3^- 回流对 P 的去除并没有明显的影响，但此种情形仍需要靠试验室来证实。分流比减小至 60% 以下时，P 的去除效率降低至 68%。主要原因在于 NO_3^- 不足，在 R3 反应器内不能实现彻底的反硝化除磷，与前述情形一致。

普通沉淀池的分流比可达 70%，但要实现 80% 的分流比，选用普通沉淀池

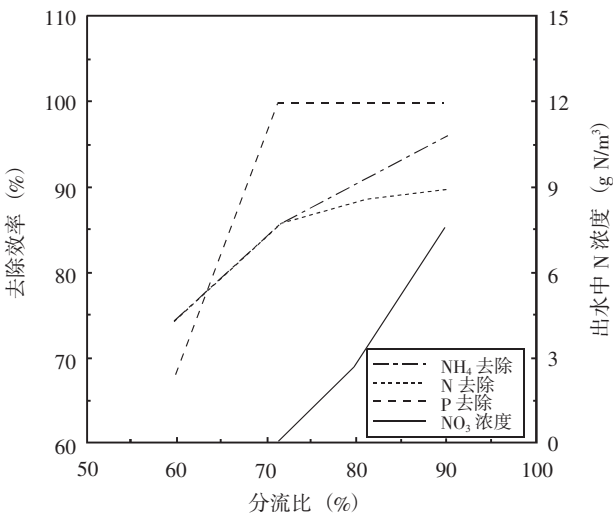


图 10-7
分流比对脱氮
除磷的影响

是难以实现的。然而，可以通过反应器内形成颗粒污泥或使用膜分离技术达到较大的分流比。

4. 污泥龄 (SRT) 对脱氮除磷的影响

Kuba 等人证明 SRT 为 8d 或 14d 时对脱氮除磷效率无明显影响。模拟中选用的 SRT 分别为 3d、5d、8d、14d 和 20d (温度 20°C ; 分流比 71.4%; 进水 $\text{COD}/\text{N}=3.4\text{g COD/g N}$)。SRT 从 20d 减小至 8d 时, N 的去除效率无明显增加趋势 (仅增加了 1%), 详见图 10-8。SRT 较短时氮去除率的增加要归因于污泥产量的增加 (如同化作用消耗 N)。与此同时, P 的去除率也没有太大变化, 几乎恒定在 99%。这一模拟结果与实结果完全一致。

然而, 图 10-8 显示 SRT 为 3d 时, N 和 P 的去除效率明显减小。此时, 模拟结果显示, 系统内无 DPB 存在且在 R1、R2 反应器内仅有非聚磷菌进行新陈代谢。这种工况导致系统的反硝化脱氮除磷能力几乎崩溃, 出水中硝酸盐和磷酸盐浓度迅速增加。由此可知, A_2N 系统内维持 DPB 存在的最小 SRT 为 5d。这一结论与 Brdanovic 和 McClintock 等人的研究结果一致。

5. 温度对脱氮除磷的影响

Kuba 等人的研究温度为 20°C 。为了模拟分析温度对脱氮除磷的影响, 模拟中选用温度为 11°C 、 15°C 、 20°C 、 25°C (SRT = 8d、分流比为 71.4%、进水中 $\text{COD}_{\text{biod.}}/\text{N}=3.4\text{g COD/g N}$)。模拟分析结果见图 10-9。

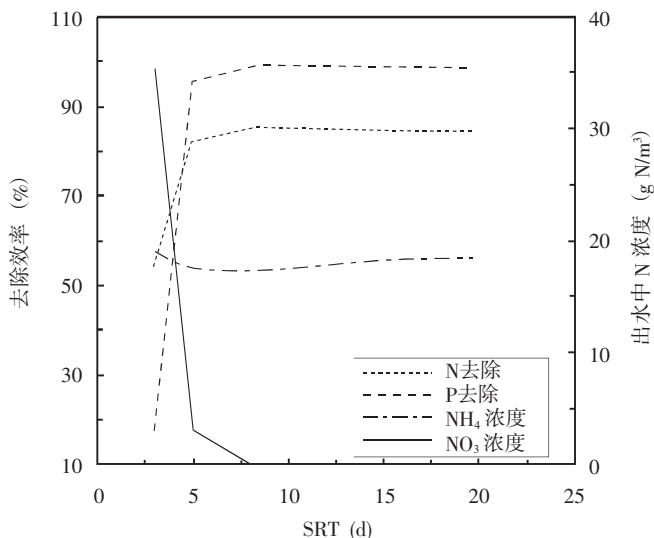
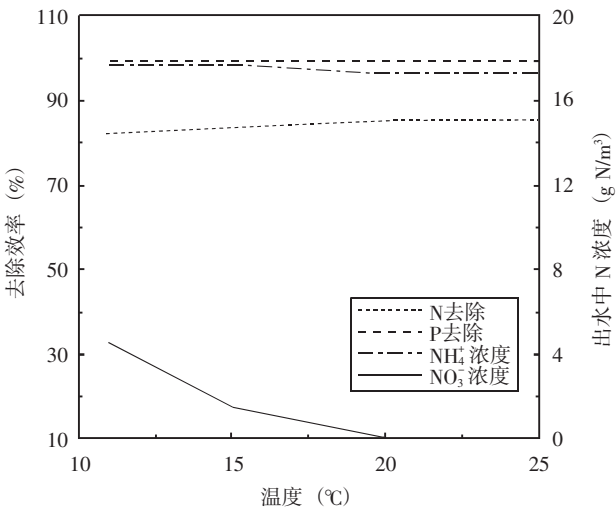


图 10-8
污泥龄 (SRT)
对脱氮除磷的
影响

图 10 -9
温度对脱氮除
磷的影响



由图 10 -9 可知，温度在 11 ~ 25℃ 时，P 的去除效率与温度无关，大约保持在 99% 左右。温度低于 20℃ 时，N 的去除率稍有减小，因为此情况下产生较多的污泥且用于反硝化的 COD 量减小。此时，出水中存在一定量的 NO_3^- ，这表明，为了较彻底的反硝化，应选择较大的 COD/N 比值（大于 3.4g COD/g N）。

6. COD/P 对脱氮除磷的影响

与 COD/N 比类似，COD/P 比也是脱氮除磷的影响因素之一，如图 10 -10 所示。在条件为 $T = 20^\circ\text{C}$ 、分流比 = 71.4%、进水 $\text{COD}_{\text{biol.}}/\text{N} = 3.4\text{g COD/g N}$ 时，不同的 COD/P 可通过进水中 P 的含量予以实现；模拟时进水中磷酸盐的浓度分别为 9g P/m^3 、 12g P/m^3 、 15g P/m^3 、 18g P/m^3 和 21g P/m^3 。Kuba 等人研究中磷酸盐浓度为 15mg P/L ，相当于 $\text{COD}_{\text{biol.}}/\text{P} = 26.7\text{mg COD/mg P}$ 。在 $\text{COD}_{\text{biol.}}/\text{P} = 26.7\text{mg COD/mg P}$ 时，出水中几乎不含有 PO_4^{3-} 和 NO_3^- ，类似于 Kuba 等人所获得的结果。Smolders 等人表示， 22mg COD/mg P 为好氧生物除磷的最小值 COD/P。PAOs 用 O_2 作为电子受体时产率较高，而当以反硝化形式增长时产率较低。因此，可以预见，在缺氧条件下最小值 COD/P 比值应大于 22mg COD/mg P 。模拟结果显示，最佳的 COD/P 为 26.7mg COD/mg P 。COD/P 的最小值与微生物菌体内多聚磷酸盐的最大含量有关。当 COD/P 低于 26.7mg COD/mg P 时，由于微生物增殖量减少而导致出水中含有一定量的

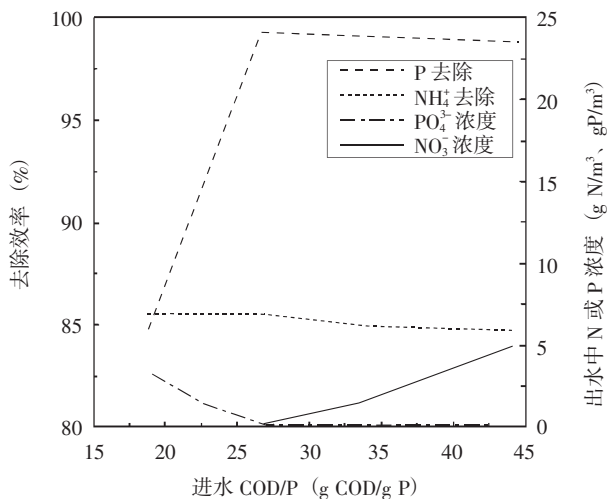


图 10-10
COD/P 比对脱氮
除磷的影响

PO_4^{3-} 。相反,若 COD/P 大于 26.7mg COD/mg P,则 P 的去除较彻底。此时,氧化 PHB 而形成多聚磷酸盐所需的 NO_3^- 较少,因而出水中含有一定量的 NO_3^- 。

10.3.5 结论

本研究中所使用的联合模型是基于代尔夫特生物除磷代谢模型和活性污泥 2 号模型中 COD 和 N 去除部分所建立,完全可用于模拟分析双污泥系统 A_2N 工艺的反硝化脱氮除磷性能评价。

在模型参数几乎不作调整的情况下,联合模型仍可以较好地描述试验室小试所获得的结果。通过模拟,获得到了许多很有价值的信息和参数。模拟演示了 A_2N 工艺在不同 COD/N、COD/P、SRTs、温度和分流比下的合理性能。如前所述,对于一定的进水水质存在一个最佳的分流比,因为 COD/ $NO_3^- - N$ 比实际上是反硝化除磷的控制参数。当 NO_3^- 所形成的量不足时,贮存在细菌体内的 PHB 便积累,而糖原很难被转化形成。若在缺氧池内 NO_3^- 过剩,其会回流至 R1 反应器内,这种情况会影响生物除磷的效率。在实际工艺中,这种不利情况可在 R3 反应器后添加一水力停留时间较短的曝气池予以补充,这样做有助于系统的稳定运行。与中试相比,数学模型更容易实现且能够较准确而全面地反映实际情况。换句话说,数学模型可以减小中试规模。

10.4 模拟比较 BCFS[®]与 A₂N 工艺性能

10.4.1 引言

污水处理在满足日益严格的出水标准的同时,还要兼顾能源消耗、污泥产量、占地面积和化学药剂使用量需要较少的要求。在近一二十年内,BNR将是水体富营养化主要的点源控制手段。试验和运行实践均已表明,硝化、反硝化和强化生物除磷(EBPR)的综合运用对去除污水中的N、P非常有效。

在生物除磷工艺中,专性好氧除磷菌(PAOs)和兼性反硝化除磷菌(DPB)都与P的吸收和释放有关。PAOs中利用硝酸氮作为电子受予体的细菌——DPB被定义为“反硝化除磷细菌”。

反硝化除磷能够减少同步脱氮除磷工艺的氧耗量和有机物需要量。在运行正常的BNR工艺中,DPB能够生长繁殖。实际上,一些较早的BNR工艺,如UCT,具有一定的反硝化除磷能力。在过去的一二十年中,基于对DPB生理、生态的研究,几个新的BNR工艺应用而生。这些新工艺大多采用双污泥系统,也就是硝化污泥与DPB污泥自成系统,将DPB从生物膜硝化反应器(N)中分离出来,使其只在厌氧(A)与缺氧(A)反应器间动态循环。双污泥系统最基本的工艺就是A₂N。

虽然UCT和A₂N工艺都有反硝化除磷能力,但它们的运行方式有所不同。UCT工艺采用的是单污泥系统,即硝化菌、PAOs/DPB和异养菌都混合在同一污泥系统中,而在A₂N工艺中,主流系统只存在DPB,这样,硝化菌所需的最小污泥龄(SRT)就不再受DPB最小SRT的限制。另外,A₂N工艺还可将单污泥系统中脱氮所需的内回流量降至最低。

为了优化工艺设计,需对UCT和A₂N工艺进行工况比较。在这方面,运用数学模拟技术比作中试试验就更为优越,因为数学模拟在几乎不消耗试验材料与经费的情况下对所有工艺参数的影响迅速作出评估。本研究所使用的模型是代尔夫特(TUD)生物除磷代谢模型与活性污泥2号模型(ASM2)中COD和N部分合并之后的模型,即TUD联合代谢模型。利用这个模型,已经对几座大型污水处理厂BNR工艺(一个为Phostrip[®]工艺,另两个为MUCT工艺)的运行工况进行了成功的模拟;三次模拟过程使用的是几乎相同的模型

参数。相同的模型也曾用于评价 A₂N 工艺的优点。鉴于模型具有良好的评价工艺性能的能力,所以,本研究利用 TUD 联合模型对 UCT 和 A₂N 工艺进行性能比较。

本节中首先对荷兰采用 BCFS[®]工艺的某污水处理厂进行初步模拟,以验证 TUD 联合模型的准确性。在此基础上进行广泛模拟,对不同 SRT 和不同温度下的 BCFS[®]工艺进行全面评估。在与该 BCFS[®]污水处理厂进水条件相同情况下,设计一座同等规模的 A₂N 工艺污水处理厂,并对该工艺亦进行模拟评估。在均满足欧洲共同体 (EC) 出水标准的情况下,评价两个工艺的性能,对二者的污泥产量、耗氧量、能耗量等进行比较。所有模拟均在软件平台 AQUASIM 2.0 下运行。

10.4.2 模拟方法

1. 被模拟污水处理厂工艺与进水情况

被模拟污水处理厂采用的是 BCFS[®]工艺,未设初沉池,如图 10-11 (a) 所示。BCFS[®]工艺以三个回流为主要特征, Q_A 、 Q_B 和 Q_C , 内回流量如图 10-11 (a) 所示;污泥回流比采用 1.2;反应器总体积为 12890m³,二沉池体积为 5250m³ (包括扩建预留体积);平均进水量为 6600m³/d。进水水质特性如表 10-8 所示。

被模拟污水处理厂进水水质数据

表 10-8

参 数	单 位	数 值	参 数	单 位	数 值
S_F	g COD/m ³	106	X_{TSS}	g MLSS/m ³	356
S_A	g COD/m ³	97	X_S	g COD/m ³	207
S_I	g COD/m ³	40	X_I	g COD/m ³	156
COD_{sol}	g COD/m ³	243	COD_{tot}	g COD/m ³	606
$S_{NH_4^+}$	g N/m ³	51	$S_{PO_4^{3-}}$	g P/m ³	10.5
N_{tot}	g N/m ³	68	P_{tot}	g P/m ³	9

注:模拟过程中假定 S_{ALK} 为 8mol HCO₃⁻/m³。

2. A_2N 工艺设计

基本型 A_2N 工艺由三个反应器组成：厌氧反应器（A1），缺氧反应器（A2）和硝化反应器（N）。当进水中 COD/N 高于 $3.4g\ COD_{biol.}/g\ N$ ，由于缺少电子受体 NO_3^- ，将发生不完全反硝化除磷。这个问题可通过在缺氧池后加一好氧池加以解决。这样，不能被 NO_3^- 作为电子受体而吸收的剩余磷酸盐便可以利

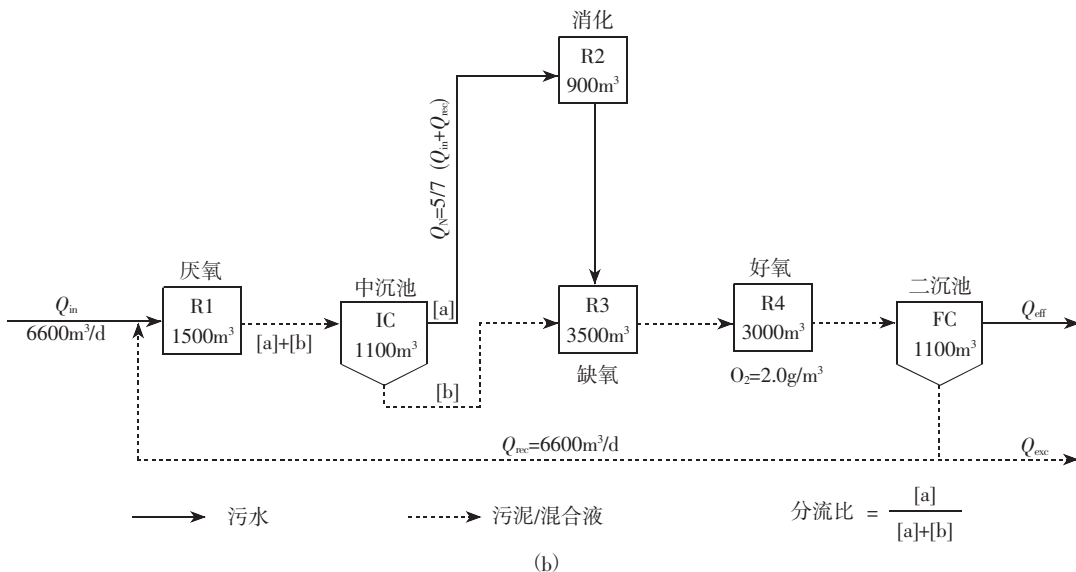
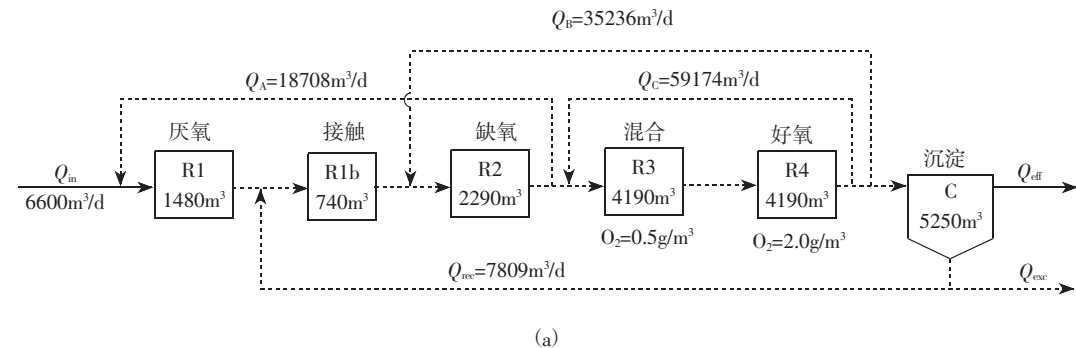


图 10-11 BCFS®和 A_2N 工艺流程简图

(a) BCFS®; (b) A_2N

图中 Q_{in} 为进水流量; Q_{rec} 为回流污泥量; Q_{eff} 为出水流量; Q_{exc} 为剩余污泥量。

用 O₂ 为电子受体而被吸收去除。所增加的好氧池还可以促进 PHB 的完全转化, 从而形成充足的糖原, 摄取大量的磷酸盐。由简单好氧反应器演变而来的 A₂N 工艺其实与 DEPHANOX 工艺相似。

对于表 10-8 所列的进水特性, A₂N 工艺设计中好氧反应池是必不可少的。假设与 BCFS®工艺污水处理厂进水相同, A₂N 工艺设计如图 10-11 (b) 所示。活性污泥反应器总体积为 8000m³。中间沉淀池和二沉池体积均为 1100m³, 水力停留时间 HRT=2h。中间沉淀池到 R2 的分流比为 5/7 (71.4%), 二沉池和 R1 间的回流污泥比保持为 1.0。

3. 模型及参数

TUD 联合代谢模型已经成功地对三座荷兰大型污水处理厂的反硝化除磷工艺进行了模拟。而且, 它也已应用到 A₂N 工艺设计的模拟上。所有模拟结果都与实测的数据基本相符。

本节中所使用的模型与先前所用模型主要不同之处就在于考虑了 PAOs 的水解过程。简单地说, 就是除了原模型中的异养菌水解过程又增加了 PAOs 的水解过程。这主要是出于当 X_{PAO} 超过 X_H 时 (反硝化除磷中常见现象), 为避免 X_S 大量积存而做的调整。这样的考虑是有根据的, 因为真正能起水解作用的细菌只占异养菌的一小部分, 而当 X_{PAO} 超过 X_H 时, 若不考虑 PAOs 的水解则必然存在实际 X_S 大量积存的现象。

生物除磷代谢模型的参数都来自于 Veldhuizen 的研究; COD 和 N 去除的参数均基于 ASM2/2d, 反应方程式中的转化因子也直接取自 ASM2d; 而 $i_{NBM} = 0.08$ (细菌 X_H , X_{PAO} 和 X_{AUT} 中 N 的含量) 是根据细菌计量化学组成成分—— $CH_{2.09}O_{0.54}N_{0.20}P_{0.015}$ (不包括贮存聚合物) 计算而来的。

模型中有几个动力学参数都取决于温度。考虑了温度影响的速率方程式参见式 (10-24)。与异养菌、硝化菌变化有关的温度系数均源自 ASM2/2d。与 PAOs 相关的温度系数都基于 Brdjanovic 的研究, 具体来说, HAc 吸收、磷酸盐摄取、PHB 消耗和糖原形成过程的温度系数分别为 $\theta = 0.09$ 、 0.03 、 0.121 和 0.121 。

PAOs 的化学计量参数和动力学参数参见表 10-4。在缺氧情况下, UCT 和 A₂N 工艺中, PAOs 的衰减因子分别为 $\eta_{NO_3}^p = 0.8$ 和 1。

4. 模拟评估

模型由 AQUASIM 2.0 软件包支持, 混合反应器被选作模拟反应器。

实践中, 与活性污泥反应器内一样, 在沉淀池中也存在着大量生物反应。所以, 在模拟时, 将二沉池分成了两个区: 一个澄清区和一个污泥区。在污泥区, 同样存在着如反应器中的全部 21 个反应过程, 包括水解、PAOs、异养菌、自养菌代谢活动等等。这一区的体积占二沉池总体积的 40%。

理论上, 用生物膜反应器, 如滴滤池, 作为 A_2N 工艺中的硝化反应器 (R2) 较为合适, 因为生物膜反应器结构紧凑、运行简单、易于维持长泥龄、不需要曝气和污泥回流。但为了简化模拟, R2 还是采用了活性污泥混合反应器。实际上, 只要 R2 中发生完全硝化, 那么生物膜与混合反应器模拟结果并不存在任何差别。这样一种模型已成功用于对 A_2N 工艺的评估。有鉴于此, 在模型中需要附加一个硝化污泥的分离和回流装置 (假想装置)。作为一个独立单元, R2 的 SRT 为 30d。

经 300d 的模拟运行, 模拟试验可达稳定运行状态, 由此获得预测结果。

5. 模型运行条件

模拟是在 $T=5^{\circ}\text{C}$, 10°C , 15°C 和 20°C 和 SRT = 5d, 15d, 25d 和 35d 下进行的。在 A_2N 工艺中, SRT 取决于 DPB 的最小 SRT, 而与 R2 中硝化菌 SRT (30d) 无关。 A_2N 工艺中的分流比为 5/7 (71.4%)。

如图 10-11a 所示的 BCFS[®] 工艺中, R3 和 R4 中的溶解氧分别保持在 $\text{DO} = 0.5\text{g}/\text{m}^3$ 和 $2.0\text{g}/\text{m}^3$ 。图 10-11 (b) 所示的 A_2N 工艺中, R4 的溶解氧浓度 $\text{DO} = 2.0\text{g}/\text{m}^3$ 。

10.4.3 模拟结果

1. 模型性能

为了验证 TUD 联合代谢模型, Meijer 等人从被模拟的 BCFS[®] 工艺污水处理厂获得了一组在 $T=15^{\circ}\text{C}$ 、SRT = 35d 下的实测数据。因此, 对 BCFS[®] 工艺的初步模拟也是在 $T=15^{\circ}\text{C}$ 、SRT = 35d 条件下进行的, 实测与模拟结果见表 10-9。

如表 10-9 所示, 无论在对出水水质预测方面还是在对反应池、剩余污泥中固体浓度和溶解物质浓度方面, 模拟结果和实测数据都十分接近。二者间极高的吻合度表明, TUD 联合代谢模型可对污水处理厂运行进行合理预测。因此, 所用的 TUD 模型与模拟模型均可以可靠地对 BCFS[®] 工艺其他方面进行广泛的模拟。

对 A₂N 工艺的模拟模型（与上述 BCFS[®]工艺所用模型参数完全相同）已用 Kuba 等人的试验结果所验证。这也就是说，TUD 模型亦可以准确地预测 A₂N 工艺试验结果。为了与 BCFS[®]工艺进行比较，对 A₂N 工艺模拟在与 BCFS[®]相同模拟工况下进行，即在 $T = 15^{\circ}\text{C}$ ， $\text{SRT} = 5\text{d}$ 和 35d 实施。模拟结果见表 10-10。反应池和剩余污泥中所预测的悬浮固体总浓度接近实际。

荷兰某 BCFS[®]污水处理厂实测与模拟结果对比（ $T = 15^{\circ}\text{C}$ ， $\text{SRT} = 35\text{d}$ ） 表 10-9

参 数	结果 [实测 (模拟)]					
	R1	R2	R3	R4	出水	剩余污泥
COD _{tot} (g COD/m ³)	3951 (3710)	4713 (4802)	4636 (4778)	4752 (4769)	43 (46)	8615 (8535)
COD _{sol} (g COD/m ³)	56 (67)	44 (46)	40 (41)	41 (41)	42 (41)	42 (41)
X _{TSS} ^a (g MLSS/m ³)	3864 (3611)	4632 (4717)	4559 (4694)	4674 (4688)	1 (4)	8344 (8423)
P _{tot} (g P/m ³)	— ^b (117)	— (154)	— (154)	157 (154)	0 (0)	278 (276)
S _{PO₄³⁻} (g P/m ³)	23 (25)	7 (11)	1 (0.7)	1 (0)	0 (0)	0 (0)
N _{tot} (g N/m ³)	— (156)	— (187)	— (183)	— (182)	5 (4)	— (322)
S _{NH₄⁺} (g N/m ³)	— (21)	— (17)	6 (9)	3 (4)	2 (2)	2 (2)
S _{NO₃⁻} (g N/m ³)	0 (0)	0.2 (0.1)	1 (0.7)	2 (2)	3 (2)	3 (0)

^a X_{TSS}：除 X_{pp}在内的所有颗粒态 COD；
^b —：不可测定。

A₂N 工艺模拟结果 (T = 15℃ , SRT = 5d 和 35d) 表 10 - 10

参 数	结果 [SRT = 35d (5d)]					
	R1	R2	R3	R4	出水	剩余污泥
COD _{tot} (g COD/m ³)	7083 (1375)	3333 (3458)	6964 (1264)	6964 (1236)	48 (42)	13570 (2125)
COD _{sol} (g COD/m ³)	115 (121)	41 (40)	63 (44)	41 (41)	41 (41)	42 (4)
X _{TSS} (g MLSS/m ³)	7057 (1242)	3281 (3380)	7057 (1228)	7057 (1199)	7 (1. 4)	13738 (2095)
P _{tot} (g P/m ³)	225 (29)	86 (62)	225 (29)	225 (29)	0. 3 (2. 4)	442 (48)
S _{PO₄³⁻} (g P/m ³)	45 (21)	45 (21)	16 (9. 4)	0. 3 (2. 4)	0. 3 (2. 4)	19 (10. 6)
N _{tot} (g N/m ³)	274 (82)	218 (225)	248 (61)	248 (61)	9. 1 (10. 6)	474 (97)
S _{NH₄⁺} (g N/m ³)	32 (32)	0. 5 (0. 7)	11 (9. 2)	9. 1 (10. 6)	9. 1 (10. 6)	10 (10)
S _{NO₃⁻} (g N/m ³)	0 (0)	27 (25)	0 (1. 2)	0 (0)	0 (0)	0 (0)

2. 模拟出水水质

由于模拟中 BCFS[®] 和 A₂N 工艺的出水都在所有情况下几乎不含 COD_{biod.} (≤5g/m³) , 所以加上 40g/m³ 惰性可溶 COD (S_i) 后, 出水中总的 COD 低于 45g/m³。如此低的 COD 值满足 EC 出水标准。

在不同温度和 SRT 下, 两个工艺出水中的 N - P 浓度见图 10 - 12。在 N < 10g N/m³、P < 1g P/m³ 的出水标准下, 被模拟的两个工艺出水中 N - P 含量不尽相同。如图 10 - 12 (a) 所示, 在 T = 10℃ 以上, SRT = 15d 时, BCFS[®] 工艺出水可以达标。而当 T = 20℃ 时, 满足达标出水所需的最小 SRT 可以缩短至 10d

之内。

图 10-12 (b) 显示, A₂N 工艺可以获得与上述模拟相似的结果。而且, 由于完全分离的硝化过程, A₂N 工艺在整个运行工况下的 N 的去除效果一直很好, 多数情况下出水中的 N 都稳定在 10g N/m³ 下。

在 $T=5^{\circ}\text{C}$ 时, 为保证较低的出水 P 浓度, A₂N 工艺中的 DPB 污泥则需要较长的 SRT (32d)。而相同温度下, BCFS® 工艺在 SRT = 25d 时就可满足 $P < 1\text{g P/m}^3$ 的出水标准。这个结果与 Brdjanovic 的试验发现相符。

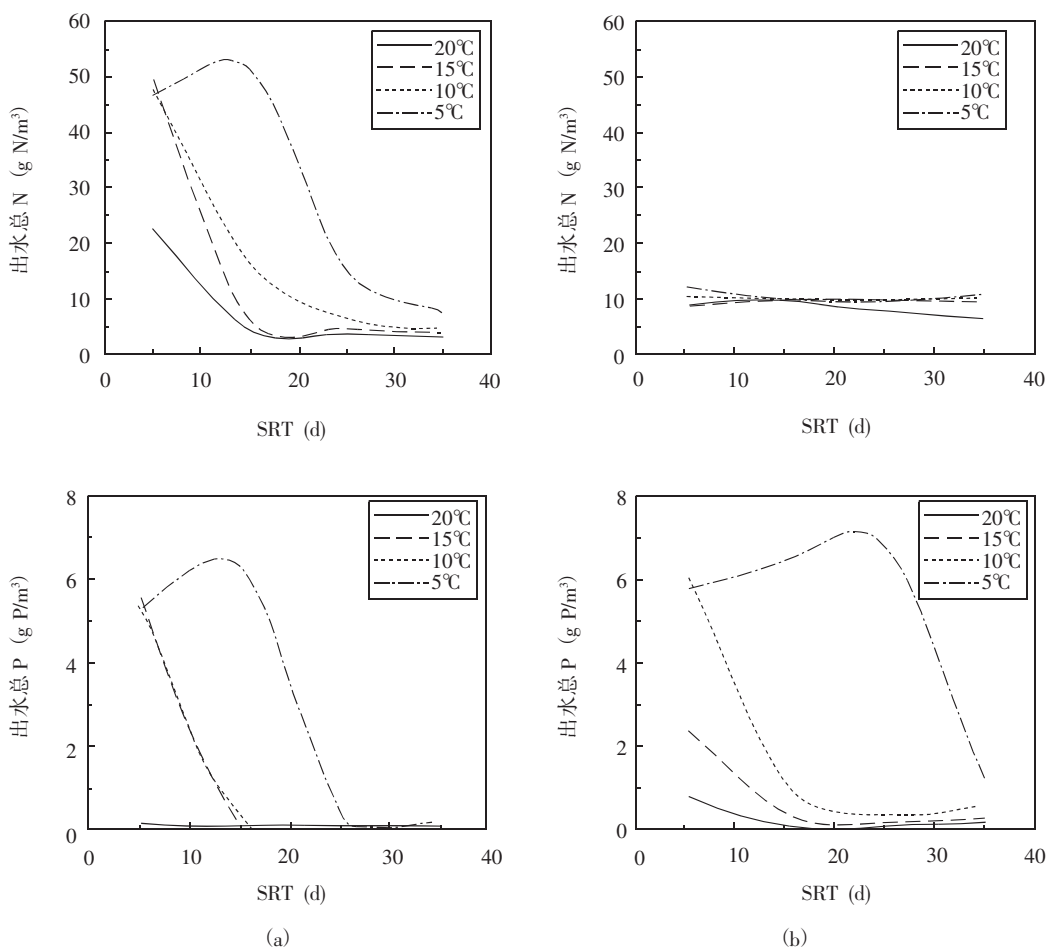


图 10-12 出水 N、P 模拟结果

(a) BCFS®; (b) A₂N

3. 模拟污泥产量

污泥产量可通过排泥量和剩余污泥浓度计算出来。活性污泥系统的 Q_{exc} 可用下面公式计算:

$$Q_{\text{exc}} = \frac{V \cdot Q_{\text{rec}}}{(Q_{\text{in}} + Q_{\text{rec}}) \cdot \text{SRT} - V} \quad (10-25)$$

式中 Q_{exc} ——剩余污泥排放量 (m^3/d);

V ——反应器总体积 (m^3);

Q_{rec} ——回流污泥量 (m^3/d);

Q_{in} ——进水量 (m^3/d)。

在 BCFS[®] 工艺中, 污泥回流至 R1 而不是到 R1 b 中, V 按下式计算:

$$V = \frac{Q_A}{Q_A + Q_{\text{in}}} \cdot V_1 + V_{1b} + V_2 + V_3 + V_4 \quad (10-26)$$

在 A_2N 工艺中, V 则按如下公式计算:

$$V = V_1 + V_3 + V_4 \quad (10-27)$$

式中不包括 V_2 , 因为 A_2N 工艺中的 SRT 取决于 DPB, 而与硝化反应池 (R2) 中的硝化菌无关。

TSS 浓度可由颗粒物浓度按下式换算:

$$X_{\text{TSS}} = \frac{\sum X_i}{1.4 \times 0.72} \quad (10-28)$$

式中: X_i 为颗粒物浓度 (g COD 或 P/m^3), 1.4 ($\text{g COD}/\text{g VSS}$) 是 VSS 到 COD 的转换因子, $\text{VSS}/\text{TSS} = 0.72$ 。

由此, 两种工艺被模拟污泥产量如图 10-13 所示。图 10-13 中的曲线走向清楚地说明了污泥产量与温度和 SRT 的逻辑相关性, 也就是污泥产量随温度和 SRT 的增加而减少。图 10-13 也说明 A_2N 工艺的污泥产量要比 BCFS[®] 工艺高 6% (在 15°C 情况下)。T = 15°C 时的污泥产量具体可见表 10-11。

在 $T = 5^\circ\text{C}$ 时, 两条污泥产量曲线均出现了最低点。由模拟结果判断, 此现象可能和一定 SRT 下 PAOs/DPB 的生长有关。图 10-13 亦说明, 低温下系统中 PAOs/DPB 的世代时间较长。另外在 $T = 5^\circ\text{C}$ 时, 各种颗粒物质浓度如图 10-14 所示, 此图可清楚解释图 10-13 中出现最小值的原因。较低温度下, BCFS[®] 和 A_2N 工艺中的 PHB, 糖原, 多聚磷酸盐 (poly-P) 分别在 $\text{SRT} = 18\text{d}$ 和 $\text{SRT} = 25\text{d}$ 时开始在活性生物体内积聚, 此现象在 1998 年 Brdjanovic 的研究中也有描

述。也就是说当系统中出现 PAOs/DPB 时，污泥产量就会增加。

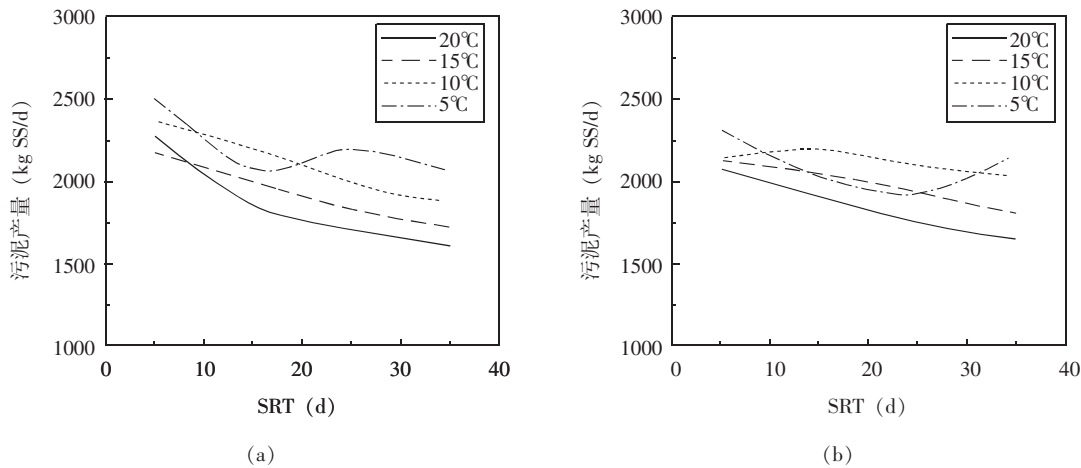


图 10-13 剩余污泥量模拟结果

(a) BCFS®; (b) A₂N

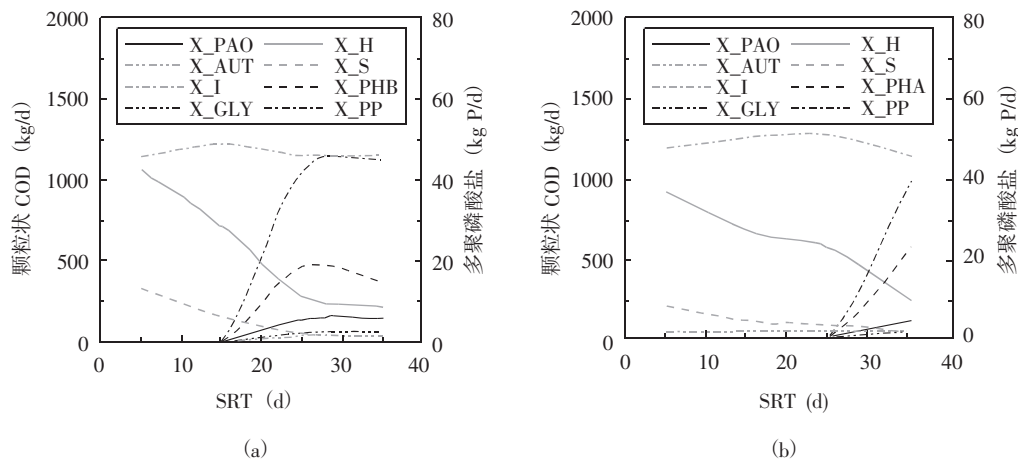


图 10-14 颗粒 COD 浓度模拟结果 (5°C)

(a) BCFS®; (b) A₂N

15℃下污泥产量，耗氧量和 N₂ 产量 表 10 - 11

参 数	SRT (d) (BCFS®/A ₂ N)			
	5	15	25	35
TSS 产量 (g SS/m ³)	2180/2132	1997/2143	1828/1932	1725/1818
O ₂ 消耗量 (g O ₂ /m ³)	1476/2089	2368/2177	2558/2309	2667/2429
N ₂ 产量 (g N/m ³)	0/294	326/310	346/315	355/318

4. 模拟耗氧量

工艺中所有的耗氧量都可直接模拟得出，见图 10 - 15。

如图 10 - 15 所示，BCFS®工艺的平均耗氧量比 A₂N 工艺高 10%（15℃）。这是由于 BCFS®工艺中污泥产量较低（见图 10 - 13），而氨氮氧化量较高（见图 10 - 12）的原因。在 A₂N 工艺中，分流比为 71.4%，所以可直接进入 DPB 主流线的氨氮只有很少一部分。虽然 R3 后附加了好氧反应器 R4，但在 R4 中进入主流线的氨氮仍不能被完全氧化，因为 R4 中的好氧停留时间太短，硝化菌不能生长，无法发生氧化。

在 SRT 较短、温度较低的情况下，BCFS®工艺耗氧量低，这是因为 PAOs 和

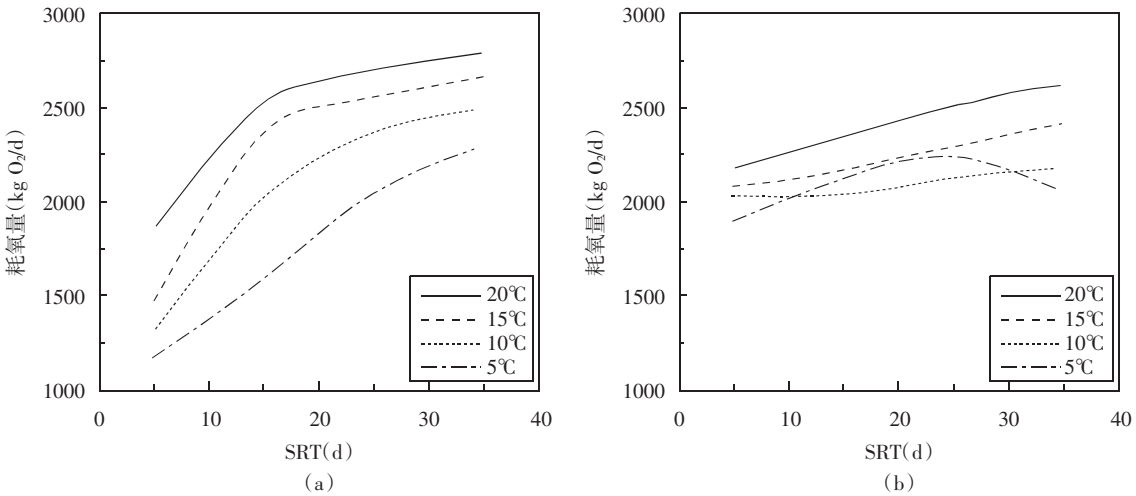


图 10 - 15 耗氧量模拟结果

(a) BCFS®; (b) A₂N

硝化菌在这种情况下要么不存在要么浓度很低。而在 A₂N 工艺中恰恰相反，由于硝化反应池 SRT 设定为 30d，所以硝化菌在系统中一直可保持相当数量，所以导致了在 SRT 短、温度低时，A₂N 工艺耗氧量相对较高。

在 $T=5^{\circ}\text{C}$ 时，A₂N 工艺的耗氧量出现了最大值，如图 10-15 (b) 所示。此最大值是与图 10-13 中的污泥产量最小值相对应的。也就是说，低污泥产量通常伴随高耗氧量。

5. 模拟 N₂ 产量

与耗氧量一样，N₂ 产量也可以直接模拟得出，如图 10-16 所示。这种脱除的 N 量主要与异养反硝化或反硝化除磷直接相关，而与细胞同化即生成新细胞所需 N 组分关系不大。

如图 10-16 (a) 所示，BCFS[®] 工艺中的反硝化既受 SRT 限制也和温度有关；而在 A₂N 工艺中（如图 10-16 所示）反硝化受温度影响很小，也几乎与 DPB 的 SRT 无关。在 SRT 较短、温度较低的情况下，BCFS[®] 工艺中的硝化菌和 PAOs 都很难生长繁殖，这样形成的硝酸盐也就很少，使反硝化几乎无法进行。而在 A₂N 工艺中情况却完全不同，R2 中会有大量硝酸盐生成，并不断流入 R3，无论 DPB 存在与否，异养菌都会对其进行反硝化。

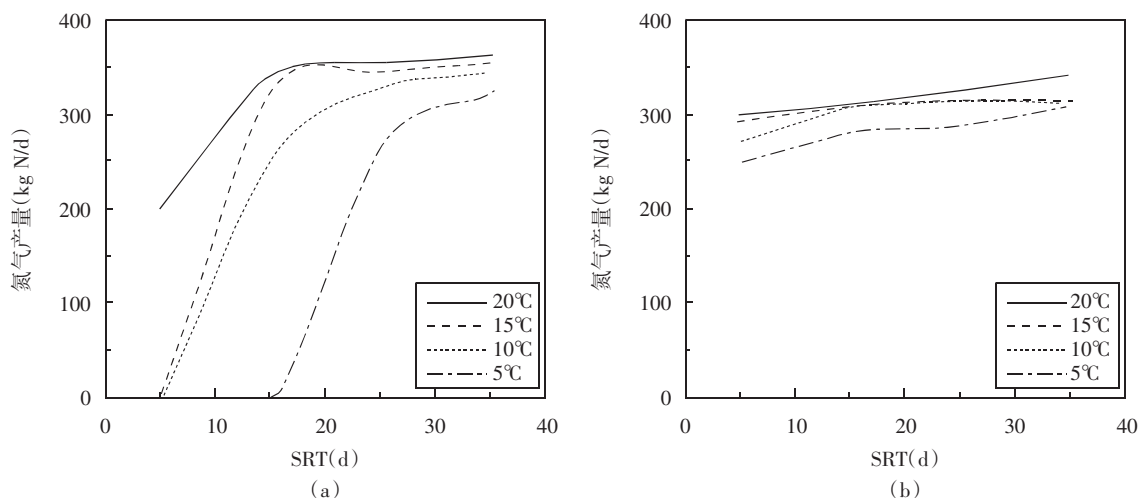


图 10-16 N₂ 产量模拟结果

(a) BCFS[®]; (b) A₂N

如图 10-16 所示，在 $SRT \geq 15d$ 、 $T \geq 10^{\circ}C$ 时，BCFS[®] 工艺中的 N_2 产量比 A_2N 工艺中的要高，这是因为在 BCFS[®] 系统中氨氮被氧化的较多，而异养菌和 DPB 同时执行反硝化。

10.4.4 讨论

1. BCFS[®] 与 A_2N 工艺的性能比较

BCFS[®] 与 A_2N 工艺均有反硝化除磷能力。但在 BCFS[®] 工艺中硝化菌的最小 SRT 通常决定着反硝化除磷过程（见图 10-17），这一点与 A_2N 工艺完全不同。

如图 10-17 所示，虽然 BCFS[®] 工艺 PAOs/DPB 的最小 SRT 要比硝化菌的短，但差别不大，仅 1d 之差。也就是说，实际上可将 PAOs/DPB 与硝化菌的最小 SRT 视为相同。这与 1998 年 Brdjanovic 的试验发现相符。可以肯定地说，只要系统中有硝化菌存在，反硝化除磷就能进行。图 10-17 也表明，低温下（ $< 10^{\circ}C$ ），PAOs/DPB 的生长受温度的影响很大，以至于其最小 SRT 变得比硝化菌还要长。

如图 10-17 所示， $10^{\circ}C$ 以上时，BCFS[®] 和 A_2N 工艺中 PAOs/DPB 生长繁殖所需的最小 SRT 差别不大。但在 $10^{\circ}C$ 下时， A_2N 工艺中 DPB 的最小 SRT 对低温则极为敏感。

图 10-16 中 N_2 产量表明， A_2N 工艺中无论 DPB 存在与否，脱氮效果都很好。这个优势要归功于双污泥系统中完全独立的硝化系统。

A_2N 工艺中利用 R4 去除剩余的 P。剩余的这一小部分 P 在以硝酸盐作电子

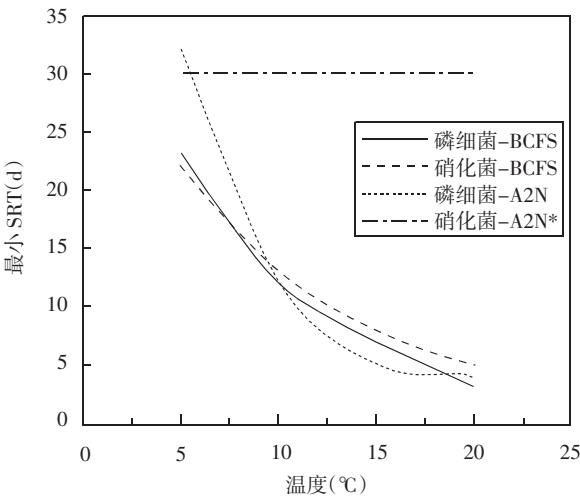


图 10-17 硝化菌和 PAOs/DPB 的最小 SRTs (*SRT = 30d)

受体的 R3 中不能完全被缺氧吸收, 所以要在 R4 中以氧作电子受体作进一步处理。另外, 在 R4 中 PHB 能被完全氧化, PAOs 得以再生。

2. 能量消耗

工艺设计中, 有关能量消耗一般将曝气、污泥回流和混合液回流等一并考虑。另外, 总能量平衡中还应包括剩余污泥产量, 因为剩余污泥中可生降的 COD 可通过消化转化为沼气能源。

图 10-15 表明在 15℃ 时, A₂N 工艺的总耗氧量 (硝化耗氧量也已计算在内) 比 BCFS[®]的低 10% 左右。实际上, 滴滤池更适合作 R2。因为这样, R2 的曝气就可通过自然通风而发生。结果会使 A₂N 工艺中的曝气耗氧量比 BCFS[®]的低 35% (减去硝化与反硝化净耗氧量 2.86kg O₂/kg N)。

在 BNR 污水处理厂中, 必须有污泥和混合液的回流。污泥和混合液回流量越大, 耗能也就越多。如图 10-11 (a), BCFS[®]工艺包括一个 7809m³/d 的外回流和三个总计 113118m³/d 的内回流。而在图 10-11 (b) 显示的 A₂N 工艺中, 外回流量为 6600m³/d, 内回流量 (Q_N) 也仅为 9425m³/d。由此看来, A₂N 工艺可比 BCFS[®]工艺节省 85% 的总回流量。

在 15℃ 下, A₂N 工艺的污泥产量要比 BCFS[®]的高 6%。如果考虑污泥处置的话, A₂N 工艺中的剩余污泥可转化为相当的沼气能源。

3. 占地面积

BCFS[®]工艺中, 反应池总容积为 12890m³, 而在 A₂N 工艺中活性污泥反应器为 8000m³, 硝化反应池占地 900m³ (由生物膜反应器中两个反应系数计算得出: $2g\text{ NH}_4^+ - N / (m^2\text{生物膜} \cdot d)$ 和 $250m^2\text{生物膜}/m^3$ 反应器)。由于 A₂N 工艺中在 R1 后加了中间沉淀池, 所以还需加上它的容积 1100m³ (HRT=2h)。

在 A₂N 工艺设计中, 确定 R3 容积的原则就是要使其含硝酸盐的浓度最低。10℃ 以上时, 3000m³ 是 R3 中硝酸盐浓度接近于零时的最小容积。而在模拟过程中, 这个容积要由混合反应器类型来确定。如果实际中采用推流式反应器, 在保证 R3 中硝酸盐浓度接近于零的同时, 这个容积至少还能节省 1/3。因此, 在 A₂N 工艺中节省 30% 的总容积是可能实现的。

10.4.5 结论

两种 BNR 工艺 (BCFS[®]和 A₂N) 均用 TUD 联合代谢模型 (代尔夫特生物除磷代谢模型和 ASM2/2d 中 COD 和 N 去除部分的综合模型) 进行模拟评价。它

对两种工艺性能的评估足够准确。

BCFS[®]和 A_2N 工艺均具有反硝化除磷能力。在正常温度范围内 ($10 \sim 20^\circ\text{C}$)，两种工艺出水中的 N、P 浓度均可满足 EC 出水标准 ($P < 1\text{g}/\text{m}^3$ 和 $N < 10\text{g}/\text{m}^3$)。

与 BCFS[®]工艺相比， A_2N 工艺剩余污泥产量多 6%，氧化的氮氮量少，相应耗氧量也较低。如果硝化系统考虑采用自然通风曝气方式（如采用生物膜反应器），则它能比 BCFS[®]工艺节省 35% 的总曝气量。 A_2N 工艺还可减少 85% 的污泥和混合液回流量，这也就意味着可大大降低能耗；另外， A_2N 工艺中反应器和二沉池的总容积可期望减少 30%。

硝化菌和聚磷菌（PAOs）或反硝化除磷菌（DPB）的最小 SRT 实际上是相同的。在 A_2N 工艺中分离硝化细菌有利于在低温下产生较好的硝化与反硝化能力。低温对聚磷菌（PAOs）或反硝化除磷菌（DPB）的生长不利，特别是在 A_2N 工艺情况下。

10.5 模拟评价脱氮除磷工艺中反硝化除磷细菌（DPB）的综合环境影响

10.5.1 引言

为了控制水体的富营养化，污水处理厂出水排放标准日趋严格，这不仅使现有污水处理厂需提高其处理效率，而且迫使新建的污水处理厂将脱氮除磷纳入其工艺设计之中。生物营养物去除（BNR）为控制因点源引起的水体富营养化的主要措施。因 BNR 工艺能够实现硝化、反硝化脱氮以及强化生物除磷的功能，所以，诸如 UCT 等 BNR 工艺业已成功用于处理城市污水。

出水排放标准日趋严格的同时，使得污水处理厂的能耗和 CO_2 的排放量显著增加。就环境的综合效益而言，出水排放标准的严格化可能会对其带来负面影响。因此，评价 BNR 工艺性能优劣时，应从环境的综合效益考虑问题。若 BNR 工艺消耗的 COD 量减小，节省的 COD 可用于厌氧消化产生甲烷，提供能量供污水处理厂运行使用。这样，污水处理运行过程中能量消耗以及 CO_2 排放量均会减小。这样的考虑与做法会对综合环境效益产生积极的影响。

BNR 工艺中所含的聚磷菌（PAOs）中存在相当一部分可以进行反硝化除磷的菌种（DPB），这种反硝化脱氮除磷菌能够明显地减小脱氮除磷时对 COD 的

消耗。然而,在试验研究中很难从数量上计量 DPB 在同步脱氮除磷时所节约的 COD 量,使得设计这种工艺时缺乏足够的技术资料。换句话说,在不了解最佳 COD/N、COD/P 的情况下,很难决定初沉池对颗粒状 COD 去除效率。而一旦确定了最佳 COD/N、COD/P 比值,原水中多余的颗粒状 COD 可通过初次沉淀而去除,使之用于厌氧消化产甲烷。同时,初沉池去除颗粒状 COD 也有助于减小曝气池反应容积。

快速解决上述问题的有效途径之一就是采用数学模型进行模拟分析。模拟试验不仅能够决定同步脱氮除磷最佳 COD/N 和 COD/P 比值,还能够证明 DPB 在同步脱氮除磷过程中可以节约 COD。进而, O_2 消耗量、 N_2 生成量、剩余污泥产量乃至 CH_4 产量等均能模拟计算出来。这对评价污水处理厂对环境的综合影响非常方便。

荷兰某镇拟以 BCFS[®] 工艺兴建一污水处理厂(该厂初期设计中未设初沉池)。本研究采用模拟技术解决上述所关注的问题。模拟的首要条件是首先满足出水营养物排放标准($TN \leq 10 \text{ g N/m}^3$; $NH_4^+ - N \leq 1 \text{ g N/m}^3$; $TP \leq 1 \text{ g P/m}^3$)。在此基础上,进一步模拟颗粒状 COD 减少对脱氮除磷的影响,直至获得最佳 COD/N 和 COD/P 比值。在最佳 COD/N 和 COD/P 比值下,可以根据模拟结果计算能量消耗和 CO_2 排放量。

在模拟分析 BCFS[®] 工艺时,采用生物除磷代谢模型(TUD)模拟生物除磷过程,使用活性污泥 2 号模型(ASM2)模拟 COD 与氮的去除。这一联合模型已成功模拟分析了三座实际运行的污水处理厂(一座采用 Phostrip[®] 工艺和两座采用 BCFS[®] 工艺),模拟过程中所采用的动力学等参数基本相同。

本研究采用上述联合模型,使用前人模拟校正后的有效参数,利用拟兴建污水处理厂原始设计参数,对该厂工艺进行模拟分析。模拟分析过程中采用 AQUASIM 2.0 计算机软件进行运算。

10.5.2 研究方法

1. 工艺设计和进水水质

拟兴建的污水处理厂采用 BCFS[®] 工艺,如图 10-18 所示。BCFS[®] 工艺主要特点是:设置 3 个内循环,循环流量分别为 Q_A 、 Q_B 和 Q_C 。回流污泥外循环比维持在 1.2 左右。5 个反应器的总设计容积为 10000 m^3 ,二沉池计算容积为 2800 m^3 。

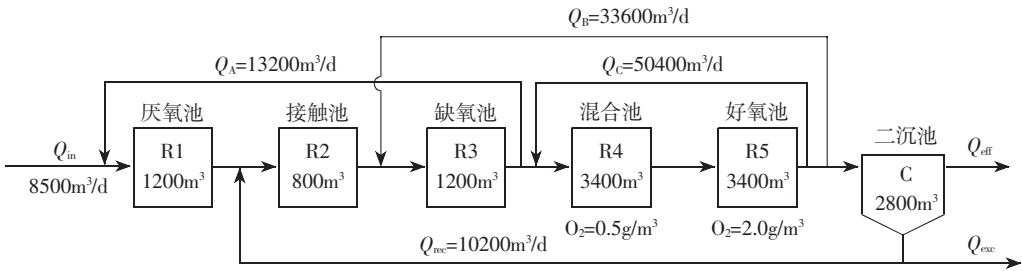


图 10-18 拟兴建的 BCFS® 污水处理厂工艺流程

图中， Q_{in} 为进水流量； Q_{rec} 为回流污泥量； Q_{eff} 为出水流量； Q_{exc} 为剩余污泥量。

拟兴建的污水处理厂日平均流量为 $8500\text{m}^3/\text{d}$ ，进水水质见表 10-12。

进 水 水 质			表 10-12
COD (g O_2/m^3)	BOD ₅ (g O_2/m^3)	TKN (g N/m^3)	TP (g P/m^3)
625	250	60	9.5

2. 解决问题的思路

在模拟分析中，依据 STOWA 方法 (1996)，将进水中的 COD 划分为不同的特征形式 (表 10-13)。依据表 10-13 划分水质及图 10-18 所示工艺流程进行初步模拟分析。由于反应器的设计受反应器内总悬浮固体 (TSS) 浓度 ($\leq 5000\text{g}/\text{m}^3$) 的限制，通常是以污泥龄 (SRT) 来控制反应器内 TSS 浓度。现有的 BCFS® 工艺的 SVI 值均低于 $120\text{mL}/\text{g}$ ，进而可知二沉池的泥水分离效果良好。

SRT 由预期的 TSS 值确定之后，进水中可降解及惰性颗粒状 COD (分别用 X_s 和 X_i 表示) 可按比例去除 (设想中用增设初沉池的方式实现，最大去除率约为 95%)，直至满足欧共体 (EC) 出水排放标准条件。随着 X_s 和 X_i 减少，进水中的 N 和 P 也相应减少，因为在 X_s 和 X_i 内 N、P 的含量分别为 $0.03 \sim 0.04\text{g N}/\text{g COD}$ 、 $0.01\text{g P}/\text{g COD}$ 。在此状态下，所得到的 COD/N 与 COD/P 值即所谓的最佳比值。

为了研究 DPB 在同步脱氮除磷时节省 COD 的作用，将缺氧条件下磷吸收减少系数 η_{PNO_3} 值从原先的 0.8 改为 0。这一举措关闭了模型中的反硝化脱氮除磷反应。因为工艺仍在最佳 COD/N 和 COD/P 下运行，出水中 N、P 的含量必然超过排放标准。这反映出，此时进水中的 COD 量较少，不足以完成完全的

脱氮除磷。在此情形下，按比例增加进水中颗粒状 COD (X_S 和 X_I) 量（仍维持 $\eta_{\text{PNO}_3} = 0$ ），直至出水中 N、P 的含量满足排放标准为止。所增加的 COD 量（以 COD/N、COD/P 计）显然是由于 DPB 作用对 N、P 去除节省的 COD 量。

进水 COD 组分 (g/m^3) 表 10-13

S_A	S_F	S_I	X_S	X_I	$\text{COD}_{\text{par}}^{\text{inf}}$	$\text{COD}_{\text{bio}}^{\text{inf}}$	$\text{COD}_{\text{tot}}^{\text{inf}}$
75	85	35	275	155	430	435	625

在原始进水流量、水质不变的情况下，原始设计反应器体积在保证出水达标前提下可通过模型分析最小化。在此条件下比较，设置初沉池与不设置初沉池时的反应器容积可以进行比较。

3. 选用模型及参数

模拟分析选用的模型及参数同 van Veldhuizen 等人 1999 年的研究报道。微小差别在以前模拟分析的相关报道中有所描述，此处不再复述。

4. 模拟模型评价

模拟分析中使用 AQUASIM 2.0 计算机软件进行模拟运算。用 AQUASIM 模拟污水处理工艺时，各反应器的水力条件只能选择完全混合反应器。为了模拟推流式反应器 R1，将其分为三个相互串联的完全混合反应器。

在实际情况下，二沉池污泥层中存在着细菌活性。因此，在模拟模型中二沉池被分成澄清区和污泥区两个部分。在污泥区，包括水解、PAOs、异养、自养在内的 21 种模型反应均在污泥区中应用。污泥区占二沉池容积的 40%。

拟兴建污水处理厂设计温度为 12°C ，为此模拟分析中也选用 12°C 作为基准温度。为了对比分析，模拟分析中还选用了 20°C 作为对比温度。所有模拟分析运算时间均定为 300d，以保证运行达到稳定状态。

5. O_2 消耗、 N_2 生成及剩余污泥产量

在模拟分析中，为了计算 O_2 消耗和 N_2 生成量，在模型矩阵中多引入了两个参数，分别为不与气相交换的 O_2 和 N_2 。

剩余污泥的产量可通过污泥排放量及排放污泥的浓度计算，计算公式采用式 (10-26)、式 (10-27) 和式 (10-28)。

6. 能量消耗与 CO_2 排放

对于一个完整的污水处理厂, 其应具备污泥处理工序, 如消化、脱水和焚烧等。因此, 必须从整体来衡量污水处理厂的能量与 CO_2 的平衡关系。能量消耗 (E_{con}) 主要有 4 个方面:

- (1) 曝气能耗 (E_{aer});
- (2) 污泥脱水能耗 (E_{dew});
- (3) 污泥焚烧能耗 (E_{inc});
- (4) 污泥消化产甲烷带来的能量 (E_{CH_4})。

净能量消耗 (E^{net}) 可用下式描述:

$$E^{\text{net}} = E_{\text{CH}_4} - E^{\text{con}} = E_{\text{CH}_4} - (E_{\text{aer}} + E_{\text{dew}} + E_{\text{inc}}) \quad (10-29)$$

计算 CO_2 的排放量必须考虑下述 2 个因素:

- (1) COD 氧化 CO_2 ($\phi_{\text{CO}_2}^{\text{COD-oxi}}$);
- (2) 发电 CO_2 ($\phi_{\text{CO}_2}^{\text{pow}}$)。

第一部分 CO_2 排放因 COD 微生物氧化作用、消化及污泥焚烧产生。第二部分 CO_2 则由于发电引起。因 COD 氧化而产生的 CO_2 可假定 1 mol 有机物 CH_2O 予以计算。 CO_2 的排放量可用下述方程式计算:

$$\begin{aligned} \phi_{\text{CO}_2} &= \text{COD}_{\text{CO}_2}^{\text{COD-oxi}} + \phi_{\text{CO}_2}^{\text{pow}} \\ &= [(\phi_{\text{COD}}^{\text{Inf}} - \phi_{\text{COD}}^{\text{eff}}) / \text{COD}_{\text{CH}_2\text{O}}] \times M_{\text{CO}_2} + [-E^{\text{net}} / (\Delta H_{\text{CH}_4} \times \eta)] \times (M_{\text{CO}_2} / M_{\text{CH}_4}) \end{aligned} \quad (10-30)$$

式中: $\text{COD}_{\text{CH}_2\text{O}} = 32 \text{ g COD/mol}$, 单位摩尔的 CH_2O 的 COD 值; $M_{\text{CO}_2} = 44 \text{ g CO}_2/\text{mol}$, CO_2 的摩尔质量; $\Delta H_{\text{CH}_4} = 50 \text{ MJ/kg}$, CH_4 的燃烧热值; $\eta = 0.4$, CH_4 发电效率; $M_{\text{CH}_4} = 16 \text{ g CH}_4/\text{mol}$, CH_4 的摩尔质量。

初沉污泥与二沉污泥消化产生的 CH_4 可用下述转化系数 $\text{CH}_4^{\text{COD}_{\text{CH}_2\text{O}}} = 0.25 \text{ g CH}_4/\text{g COD}_{\text{CH}_2\text{O}}$ 计算。这一系数可通过如下化学计量反应式计算得出:



本研究中假设, 初沉所获得的可降解 COD (X_s) 可以全部转化为 CH_4 ; 剩余污泥中微生物组成的 COD 中 (X_{AUT} , X_{H} , X_{PAO} , X_{PHB} 和 X_{GLY}) 仅 90% 能转化为 CH_4 ; 难降解的 COD 不能用于消化产生 CH_4 。式 (10-29) 中的 E_{aer} 、 E_{dew} 、 E_{inc} 和 E_{CH_4} 计算方法同 van Loosdrecht 等人计算方法, 且假定污泥脱水选用离心法、污泥焚烧温度为 250°C 。

为了简化计算, 假定污泥脱水所产生的高氮浓缩液不再回流至进水处, 而用单独的处理方式予以解决。

10.5.3 结果与讨论

1. 工艺流程模拟

根据原始设计工艺流程（见图 10－18），在进水水质为表 10－12 和表 10－13 所列参数值下，进行初次模拟分析。在温度为 12℃ 和 20℃ 时，反应器内达到期望的 TSS 浓度值（大约 5000g/m³）时所对应的 SRT 分别为 19d 和 21.5d。模拟分析结果见表 10－14。

模 拟 分 析 结 果

表 10－14

参 数 (1)	单 位 (2)	未初沉原水 ($\eta_{\text{PNO}_3}=0.8$) (3)		初沉后进水 ($\eta_{\text{PNO}_3}=0.8$) (4)		初沉后进水 ($\eta_{\text{PNO}_3}=0$) (5)		初沉后进水 ($\eta_{\text{PNO}_3}=0$) (6)	
		12℃	20℃	12℃	20℃	12℃	20℃	12℃	20℃
SRT	d	19	21.5	19	21.5	19	21.5	19	21.5
COD _{tot} ^{inf}	g/m ³	625	625	281	217	281	217	570	476
COD _{bio} ^{inf}	g/m ³	435	435	215	174	215	174	400	340
COD _{par} ^{inf}	g/m ³	430	430	86	22	86	22	375	281
COD _{par} ^{inf} /430	%	100	100	20	5	20	5	87	65
COD _{tot} ^{eff}	g/m ³	43	42	37	36	37	36	41	39
N _{tot} ^{inf}	g N/m ³	60.0	60.0	47.6	45.2	47.6	45.2	510.1	54.6
N _{tot} ^{eff}	g N/m ³	5.5	4.3	10.0	9.9	12.6	14.0	10.0	10.0
NH ₄ ⁺ eff	g N/m ³	0.5	0.2	0.3	0.2	0.3	0.2	0.4	0.2
NO ₃ ⁻ eff	g N/m ³	4.3	3.5	9.2	9.3	11.9	13.4	9.0	9.4
P _{tot} ^{inf}	g P/m ³	9.5	9.5	6.1	5.4	6.1	5.4	9.0	10.0
P _{tot} ^{eff}	g P/m ³	0.2	0.2	0.2	0.2	0.7	1.4	0.2	0.3
PO ₄ ³⁻ eff	g P/m ³	0	0	0	0	0.6	1.2	0	0.1
MLSS	g SS/m ³	5010	5010	1666	952.5	1773	1039	4516	3545
PAOs/MLVSS	%	26.7	210.5	35.1	55.9	19.2	26.6	20.4	23.9
SS _{tot} ^{inf}	g SS/m ³	426	426	88	22	88	22	372	279

续表

参 数 (1)	单 位 (2)	未初沉原水 ($\eta_{\text{PNO}_3} = 0.8$) (3)		初沉后进水 ($\eta_{\text{PNO}_3} = 0.8$) (4)		初沉后进水 ($\eta_{\text{PNO}_3} = 0$) (5)		初沉后进水 ($\eta_{\text{PNO}_3} = 0$) (6)	
		12℃	20℃	12℃	20℃	12℃	20℃	12℃	20℃
$\text{SS}_{\text{tot}}^{\text{eff}}$	g SS/m ³	5.7	5.7	2.0	1.2	2.0	1.2	5.1	4.0
$\text{COD}_{\text{bio}}^{\text{inf}}/\text{N}$	—	7.3	7.3	4.5	3.9	4.5	3.9	6.9	6.2
$\text{COD}_{\text{bio}}^{\text{inf}}/\text{P}$	—	45.8	45.8	35.2	32.2	35.2	32.2	44.4	42.5
$\phi_{\text{ss}}^{\text{exc}}$	kg SS/d	2501	2222	835.1	4010.7	873.7	461.1	2243	1563
OC_{net}	kg O ₂ /d	3246	3553	2104	2005	2112	2028	3156	3078
$\phi_{\text{N}_2}^{\text{prod}}$	kg N ₂ /d	1710.4	192.3	139.3	142.1	126.6	121.3	155.4	157.6

由表 10-14 第 3 列显示模拟结果可知，所设计的工艺流程完全可满足出水排放标准。在 COD/N 和 COD/P 较大时（分别为 7.3、45.8），出水中 N_{tot} 和 P_{tot} 的浓度相对较小（分别小于 5g N/m³ 和 0.5g P/m³）。此时，我们不禁要问，能否通过增设初沉池减小 COD/N 和 COD/P 的比值，将节省的 COD（初次沉淀污泥）用于消化产甲烷呢？当然，实施这一措施的首要条件是在满足出水水质达标排放的前提下。为此，针对该问题，进行了第二组模拟分析。

2. COD/N 和 COD/P 最佳比值

为了检验 COD 减小的可能性，第二组模拟分析采用与初次模拟完全相同的 SRT。不同之处在于，在所设计的工艺流程前假想增设一初沉池，让进水中部分颗粒状 COD ($X_s + X_1$) 在此得到去除。温度为 12℃ 和 20℃ 时，颗粒状 COD ($X_s + X_1$) 的去除率分别为 80% 和 95% 情况下，出水水质可以满足排放标准 ($\text{N}_{\text{tot}} \leq 10\text{g N/m}^3$ 且 $\text{P}_{\text{tot}} \leq 1\text{g N/m}^3$)。模拟分析结果见表 10-14 中第 4 列。

由于进水中颗粒状 COD 减少，此时反应器内 TSS 浓度也迅速减小，如温度为 12℃ 和 20℃ 时分别减小为 1666g/m³ 和 953g/m³。虽然较长的 SRT 有助于增加反应器内的 TSS 浓度，但长的 SRT 也容易限制磷细菌对多聚磷酸盐的积聚。为此，在第二组模拟分析中维持 SRT 不变。

模拟分析结果显示，在原始工艺设计前设置初沉池能够将部分颗粒状 COD 沉淀去除，用于消化产甲烷。在温度分别为 12℃ 和 20℃ 时，颗粒状 COD 分别减

小了 80% 和 95%。以此情形下的进水 COD 为基础, 可以得到最佳的 COD/N 和 COD/P 比值。温度为 12℃ 和 20℃ 时, 最佳 $\text{COD}_{\text{bio}}^{\text{inf}}/\text{N}$ 分别 4.5 和 3.9; 最佳 $\text{COD}_{\text{bio}}^{\text{inf}}/\text{P}$ 分别为 35.2 和 32.2。

3. DPB 在同步脱氮除磷时对节约 COD 的作用

在最佳 COD/N 和 COD/P 条件下, 为了抑制反硝化脱氮除磷菌 (DPB) 的活性, 将缺氧条件下磷吸收减少系数 η_{PNO_3} 从正常值 0.8 变为 0 (仅限模拟分析, 非实际情况)。这也就意味着磷的吸收仅仅发生在好氧反应器内。模拟分析结果见表 10-14 中的第 5 列。

由表 10-14 可知, 此时的出水水质已不能满足排放标准, 出水中的 N、P 浓度均已超标。反硝化脱氮细菌仅为异养菌。这表明, 此种情形下 COD 量不足, 不能使异养菌实现完全的反硝化和 PAOs 好氧吸收磷。显然, 在此情形下要满足出水排放标准就需要增加进水中 COD 的含量。

温度分别在 12℃ 和 20℃ 时, 进水中颗粒状 COD 的含量分别增加到原水中颗粒状 COD 含量的 87% 和 65% 时, 出水水质方能达到排放标准 (原水中颗粒状 COD 含量为 $430\text{g}/\text{m}^3$), 结果见表 10-14 第 6 列。此时, 又可以得到一组 COD/N 和 COD/P 比值。在温度为 12℃ 和 20℃, $\text{COD}_{\text{bio}}^{\text{inf}}/\text{N}$ 分别为 6.9 和 6.2; 而 $\text{COD}_{\text{bio}}^{\text{inf}}/\text{P}$ 分别为 44.4 和 42.5。显然, 这些比值要大于最佳情况所对应的 COD/N 和 COD/P, 显示出 DPB 在同步脱氮除磷时对节约 COD 的确有积极作用。

根据上述两种情况下所得到的 COD/N 和 COD/P 比值, 可以计算出 DPB 在同步脱氮除磷时所节约的 COD 的量。在 12℃ 时, 每去除 1g N 节约 2.4g COD; 每去除 1g P 节约 9.2g COD; 而在温度为 20℃ 时, 每去除 1g N 或 1g P 节约 COD 量分别为 2.3g 和 10.3g。这样, 因 DPB 作用 COD 需求量被减小了 53% ~ 59%, 这一结果与 Kuba 等人在 1996 年研究报道值 (50%) 非常接近。

模拟分析显示, 污泥中 PAOs 的含量存在一定比例。表 10-14 也显示, PAOs 在设与不设初沉池情况下在曝气池中的量是不同的。无初沉池时其含量仅为 26.7% ~ 210.5%, 但设置初沉池后增至 35.1% ~ 55.9% (颗粒状 COD 的去除率为 80% ~ 95%)。这些数据与 van Loosdrecht 等人的实验研究结果相近。

4. 初沉池设置对反应器容积的影响

由第一阶段模拟分析结果显示 (详见表 10-14 第 4 列), 处理为初沉原水而达标排放所需反应器的容积较大。在日平均流量为 $8500\text{m}^3/\text{d}$ 、水质如表 10-12 和

表 10-13 所示情况下，由模拟分析可知，反应器设计容积可以减小。为了比较设置初沉池时反应器容积能够减小的可能性，需要首先对原始设计工艺反应器容积最小化减容模拟。正因如此，进行了第三组模拟分析，以获得原水在未设初沉池情况下满足出水标准时的最小反应器容积数据。模拟分析结果及反应器容积见表 10-15。

最小化反应器容积及设置初沉池时反应器容积的减少 表 10-15

参 数	单 位	最小反应器容积情况		设置初沉池情况	
		12℃	20℃	12℃	20℃
MLSS	g SS/m ³	5040	5040	4985	5006
SRT	d	11	7.5	21	32
COD _{tot} ^{eff}	g SS/m ³	42	42	41	41
N _{tot} ^{eff}	g N/m ³	7.5	7.7	9.9	9.8
NH ₄ ⁺ eff	g N/m ³	1.0	1.0	1.0	1.0
NO ₃ ⁻ eff	g N/m ³	5.8	6.3	10.3	10.3
P _{tot} ^{eff}	g P/m ³	0.2	0.2	0.4	1.0
PO ₄ ³⁻	g P/m ³	0	0	0.1	0.7
V _{tot}	m ³	6200	4040	3190	2000

设置初沉池后，在满足出水排放标准前提下，反应器的理论容积可进一步的减小。为了得到反应器容积减小的相关数据，根据表 10-14 第 4 列中设置初沉池时的进水水质进行模拟分析。模拟分析结果如表 10-15 所示。由表 10-15 可知，与不设初沉池时反应器最小容积相比，设置初沉池后反应器的容积可以减小 50%。

5. 能量消耗与 CO₂ 排放

在表 10-14 所示的两种情形基础上计算能量消耗量和 CO₂ 排放量：（1）不设初沉池（第 3 列）；（2）设置初沉池（第 4 列）。计算结果详见表 10-16。

由表 10-16 可知，氧化 COD 所排放的 CO₂ 量介于 6800 ~ 6900kg CO₂/d 之间。CO₂ 的排放量实际值应为氧化进水的全部 COD 所排放 CO₂ 的量，无论是微生物氧化 COD 产生的，或是消化产甲烷后燃烧产生的（COD→CH₄→CO₂），或是不可降解 COD 在焚烧时产生的 CO₂ 均应计算在内。由于设置初沉池与否的出

水水质稍有不同，所以氧化 COD 所释放的 CO₂ 的量略有差别。设置初沉池后氧化 COD 所释放 CO₂ 的量增加了 1%。

能量与 CO₂ 平衡计算表

表 10 – 16

参数	符号 (2)	不设初沉池		设置初沉池		相对影响 ^f (%)	
		(3)		(4)		(5)	
		12℃	20℃	12℃	20℃	12℃	20℃
初沉池污泥 (kg COD/d)	$\phi_{\text{CODss}}^{\text{pre}}$	0	0	2924	3472	+ 100	+ 100
可降解初沉污泥	$(\phi_{\text{CODbio}}^{\text{pre}})$	(0)	(0)	(1871)	(2222)	(+ 100)	(+ 100)
不可降解初沉池污泥	$(\phi_{\text{CODine}}^{\text{pre}})$	(0)	(0)	(1053)	(1250)	(+ 100)	(+ 100)
二沉池污泥 (kg COD/d)	$(\phi_{\text{CODss}}^{\text{exc}})$	2472	2186	803	370	– 68	– 83
可降解剩余污泥 ^a	$(\phi_{\text{CODbio}}^{\text{exc}})$	(894)	(657)	(397)	(210)	(– 56)	(– 68)
不可降解剩余污泥	$(\phi_{\text{CODine}}^{\text{exc}})$	(1578)	(1529)	(406)	(160)	(– 74)	(– 90)
消化污泥 ^b (kg SS/d)	$(\phi_{\text{SS}}^{\text{dig}})$	1615	1570	1487	1437	(– 8)	(– 8)
能耗 (MJ/d)	E^{con}	– 14090	– 14200	– 10929	– 10128	(– 22)	(– 29)
曝气	(E^{aer})	(– 7466)	(– 8172)	(– 4839)	(– 4612)	(– 35)	(– 44)
污泥脱水	(E_{dew})	(– 363)	(– 353)	(– 335)	(– 323)	(– 8)	(– 8)
污泥焚烧	(E^{inc})	(– 6261)	(– 5675)	(– 5755)	(– 5193)	(– 8)	(– 8)
水加热	$[E_{\text{wat}}^{\text{heat}}]$	[– 2388]	[– 2110]	[– 2198]	[– 1931]	[– 8]	[– 8]
水蒸气	$[E_{\text{wat}}^{\text{evap}}]$	[– 14596]	[– 14180]	[– 13430]	[– 12979]	[– 8]	[– 8]

续表

参数	符号 (2)	不设初沉池 (3)		设置初沉池 (4)		相对影响 ^f (%) (5)	
		12℃	20℃	12℃	20℃	12℃	20℃
水蒸气热 ^d	[E _{w-v} ^{heat}]	[- 2035]	[- 1978]	[- 1874]	[- 1811]	[- 8]	[- 8]
污泥加热 ^d	[E _{SS} ^{heat}]	[- 484]	[- 455]	[- 446]	[- 416]	[- 8]	[- 8]
空气加热 ^d	[E _{air} ^{heat}]	[- 4277]	[- 4021]	[- 3938]	[- 3678]	[- 8]	[- 8]
污泥燃烧热	[E _{inc} ^{prod}]	[19897]	[19342]	[18320]	[17704]	[- 8]	[- 8]
产甲烷量 (kgCH ₄ /d)	ϕ _{CH₄} ^{ss}	223	164	567	609	+ 154	+ 271
初沉池污泥	(ϕ _{CH₄} ^{ss-pre})	(0)	(0)	(468)	(556)	(+ 100)	(+ 100)
剩余污泥	(ϕ _{CH₄} ^{ss-exc})	(223)	(164)	(99)	(53)	(- 56)	(- 66)
甲烷能量 ^e (MJ/d)	E _{CH₄}	4460	3280	11340	12180	+ 154	+ 271
净能量消耗 (MJ/d)	E _{net}	- 9630	- 10920	411	2052	- 104	- 119
进水 COD (kgCOD/d)	(ϕ _{COD} ^{eff})	5313	5313	5313	5313	0	0
出水 COD (kg COD/d)	ϕ _{COD} ^{eff}	353	347	304	297	- 14	- 14
CO ₂ 产量 (kg CO ₂ /d)	ϕ _{CO₂}	8144	8330	6830	6615	- 16	- 21
发电量 (kg CO ₂ /d)	(ϕ _{CO₂} ^{pow})	(1324)	(1502)	(- 57)	(- 282)	(- 104)	(- 119)
COD 氧化 (kg CO ₂ /d)	(ϕ _{CO₂} ^{COD-oxi})	(6820)	(6828)	(6887)	(6897)	(+ 1)	(+ 1)

^a90% 生物污泥 COD；
^b包括初沉池基及剩余污泥中难降解的 COD (ϕ_{COD_{inc}}^{pre} + ϕ_{COD_{inc}}^{exc}) 和 PAOs 中聚合磷 (X_{pp})；
^cE_{inci} = E_{inci}^{cons} - E_{inci}^{prod} = (E_{wat}^{heat} + E_{wat}^{evap} + E_{w-v}^{heat} + E_{SS}^{heat} + E_{air}^{heat}) × (1 + δ_E) - [ϕ_{SS}^{dig} × (1 - f_{ash}^{dig}) × ΔH_{SS}]；
^d250℃；
^eE_{CH₄} = ϕ_{CH₄}^{ss} × η × ΔH_{CH₄}；
^e甲烷发电效率 η = 0. 4
甲烷燃烧热值：ΔH_{CH₄} = 50MJ/kg；
^f计算公式为：[(4) 列 - (3) 列] / (3) 列 × 100% 。

能量消耗与其释放的 CO_2 存在明显差别。如表 10-16 所示, 温度分别为 12°C 和 20°C 时, 初沉池内 COD 去除率分别为 80% 和 95%, 污泥有机物转化为 CH_4 发电而导致 CO_2 的排放量分别减小了 104% 和 119%。换句话说, 设置初沉池后净能量消耗分别减小了 104% 和 119%。这一结论产生的原因有二: (1) 曝气能耗分别减小了 35% 和 44%; (2) 设置初沉池后, 因甲烷燃烧带来的能量分别增加了 154% 和 271%。此外, 污泥脱水和焚烧能耗也被减小了 8%。

总之, 12°C 和 20°C 时, 初沉池内 COD 去除率分别为 80% 和 95% 情形下, CO_2 净排放量分别减小了 16% 和 21%。值得注意的是设置初沉池时导致净能量为正值 (12°C 和 20°C 时分别为 411MJ/d 和 2052MJ/d)。这意味着所产生的甲烷能量足够为曝气所需, 这对综合环境效益有正面影响。

10.5.4 结论

在用数学模型模拟分析了 BCFS[®] 工艺污水处理厂后, 证实磷细菌在同步脱氮除磷时可以节省 COD。根据物料与能量平衡, 通过模拟结果综合评估了被节省的 COD 用于产甲烷对环境的影响。

模拟分析结果显示, 反硝化脱氮除磷菌 (DPB) 在同步脱氮除磷时能够节约 53% ~ 59% 的 COD, 具体值随温度的不同稍有变化。由于 DPB 的作用, 同步脱氮除磷的最佳 COD/N 和 COD/P (可生物降解的 COD) 分别为 $3.9 \sim 4.5\text{g COD/g N}$ 和 $32.2 \sim 35.2\text{g COD/g P}$ 。这就使多余 COD 转化 CH_4 产量增加了 154% ~ 274%, 能耗减少了 104% ~ 119%。能耗减少主要归因于 CH_4 燃烧产生了部分能量以及曝气量的减小, 使得 CO_2 的排放量减小 16% ~ 21%。根据设置初沉池后能量平衡分析可知, 研究案例下的污水处理厂产生的 CH_4 燃烧后产生的能量足够污水处理厂运行中曝气、污泥脱水及污泥焚烧所需。此外, 颗粒状 COD 在初沉池沉淀后能使反应器总容积减小 50%。

总言之, 磷细菌节省 COD 的作用对环境有着总的积极影响。

10.6 模拟评价生物脱氮除磷工艺中磷回收促进生物除磷作用

10.6.1 引言

有研究表明, 污水中营养物去除和磷回收可以结合起来一并进行。近年来,

在污水处理流程中选择适当位置采用化学沉淀方法回收磷的技术越来越受到世界各国学者和工程技术人员的广泛关注。从实用性角度而言,鸟粪石作为磷回收的产品,直接或间接作为农作物和园林植物的肥料具有非常好的应用前景。通过对城市污水处理厂各构筑物物料平衡分析可知,污水生物营养物去除工艺(BNR)中实施磷回收的最佳点是厌氧单元侧流上清液或污泥厌氧消化池产生的消化液。

在荷兰新近研发的生物营养去除工艺——BCFS[®](图10-18)是在对标准UCT工艺的改进,它不仅充分利用了反硝化除磷细菌(DPB)将脱氮除磷合二为一的特性,而且也考虑了通过磷回收达到改进生物除磷效果的措施。以新建的荷兰某污水处理厂BCFS[®]工艺为例,通过物料平衡和模拟技术我们已在生物营养物去除、以鸟粪石形式回收磷、利用被节省COD产生甲烷、防止温室气体(CO₂)排放等方面做了充分的评估。物料平衡与数学模拟结果表明,几乎无需追加任何投资即可将进水中1/3的COD负荷经厌氧污泥消化而转化为可燃气体——甲烷(CH₄),并可通过化学沉淀厌氧消化液中的磷酸盐而以鸟粪石形式回收近50%的进水磷负荷。

实际上,BCFS[®]工艺是化学除磷和生物除磷相结合的营养物去除系统,其主要优点是有较高的生物选择性。如果只采用化学方法除磷而希望达到较低的出水浓度,则需投加过量的化学药剂。相反,聚磷菌(PAOs/DPB)对磷有着非常好的亲合性,在环境条件(主要为C/P)不受限制的情况下生物除磷可以达到0.1mg P/L这样低的出水浓度。化学除磷宏量效果好、生物除磷微量效果佳的这些特点被结合在一起,不仅可以回收磷,而且能起到相对提高生物除磷所需C/P的需要。试验及计算表明,采用生物除磷方法所需的C/P大约为22g COD/g P;如果生物方法被用来在厌氧单元浓缩磷并以化学方式予以侧流回收,则生物除磷所需最小C/P可降至2g COD/g P。

BCFS[®]工艺的固体停留时间(SRT)主要为满足硝化细菌的生长而设计。SRT长,污泥量就少,这将不利于生物除磷。当大量的磷不能通过生物过量吸收方式被排除时,可以结合化学沉淀的方式辅助生物除磷。结合化学除磷最佳的投药点是厌氧池的尾部,此处上清液中磷的富积量可达20~40mg P/L,因此可以最大程度地发挥化学沉淀的作用。以上清液离线方式化学沉淀磷(侧流)不仅可以回收磷,而且也可以避免直接向厌氧池内投加化学药剂时将污泥龄长

的细菌（如硝化菌）沉淀。

显然，在生物营养物去除工艺过程中回收磷，不仅可以回收有限的磷资源，而且可以辅助生物除磷降低出水中磷的含量，同时能将节省的 COD 转换为能源物质。目前，BCFS[®]工艺用于磷回收的工程应用仍在试验研究之中，但通过数学模拟技术可以事先预测一些相关工艺问题。例如，确定最佳厌氧池上清液分流比，聚磷菌（PAOs/DPB）的数量如何受分流比的控制等等。传统试验或实际污水处理厂运行试验固然可以回答上述问题，但这往往需要花费大量的时间和经费。尽管数学模拟结果并不能百分之百与实际试验数据完全吻合，但是作为一种快捷的辅助工具，数学模拟技术目前已广泛地被用于污水处理厂运行优化与问题诊断，通过数学模拟的方式至少可以得到定性的预测结果。

本研究采用数学模拟技术解决上述涉及的问题。所采用的模型在以往的模型研究中已经述及并应用。

10.6.2 研究方法

1. 工艺设计及水质特征

本研究中以荷兰某污水处理厂 BCFS[®]工艺（图 10-18）为例，对所关心的问题进行分析。进水水质见表 10-12。

2. 研究方法

为数学模拟需要，根据荷兰应用水研究基金（STOWA）所推荐的方法，将进水 COD 分为不同组分（表 10-13）。根据图 10-18 所示的工艺流程和表 10-12 列出的污水水质，首先进行初始模拟。

如图 10-18 所示，在厌氧池末端设置挡流板，在池出水部分的上部可形成一个相对静止的沉淀区，由此可将厌氧池中富磷上清液抽出，侧流送往化学沉淀分离池进行磷回收沉淀（鸟粪石）；经过化学沉淀回收磷之后的上清液再返回主流工艺，残余磷可进行后续生物除磷作用。回收的鸟粪石是金属磷酸盐沉淀化合物，可用作肥料，其化学成分为磷酸铵镁（MAP: $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ）。由鸟粪石分子式可知，以化学沉淀的方式去除 1kg 磷（以 P 计）的同时有 2.2kg 氨氮（以 N 计）被去除。假定在化学沉淀过程中磷酸盐的沉淀效率为 95%，则在模拟过程中的 P 和 N 可按此比例排出系统。所获得的 MAP 沉淀总量与上清液侧流比（ $R_{\text{SN}} = Q_{\text{SN}}/Q_{\text{in}}$ ）和厌氧池上清液中磷含量有关。不同侧流比下所

获得的化学磷回收量是不同的,主要取决于厌氧池上清液中磷的浓度。不同的磷回收量将影响出水中 N/P 的含量、磷回收的百分比、系统中 PAOs 的浓度和氧的消耗量等。因此,数学模拟应能够评价不同进水 C/P 下这些问题的变化情况。

在进水 C/P 较低的情况下,MAP 回收可提高生物除磷的效果。在模拟试验中通过逐渐增加磷酸盐负荷来降低 C/P。通过低 C/P 情况下对磷回收的模拟,可以证明 MAP 回收对提高生物除磷效果的作用。为模拟实际情况,进一步采用动态模拟试验验证 MAP 回收对降低系统出水中磷浓度的影响。

3. 应用模型与参数

采用 van Veldhuizen 1999 年发表的模型和参数作为本模拟试验技术基础。对模型中部分参数进行的一些微小调整在以往的论文中已述及。

4. 模型评价

AQUASIM2.0 作为模型应用模拟软件,污水厂各反应池水力特征按完全混合反应器考虑。

实际上,在沉淀池污泥区中含有多种活性生物。在本模型中,最终沉淀池分为两部分:澄清区和污泥区。在污泥区中的具有水解作用的细菌、聚磷菌、异养菌和自养菌与各反应池一样具有一定的活性,可以进行相应反应。污泥区容积占最终沉淀池总容积的 40%。

模拟试验采用以 12℃ 工艺设计温度为准,并以 20℃ 作为对比温度。以连续模拟运行 300d 达到稳定状态后的数据为依据。对动态进水的模拟,先以平均流量达到稳定运行状态,然后再施加动态的变化进水。

10.6.3 结果与讨论

1. MAP 回收对系统性能的影响

原污水碳源充足,在不进行磷回收时,即 $R_{SN} = 0$ 时出水中 N、P 含量可做到可达标 ($\leq 1\text{mg P/L}$ 和 $\leq 10\text{mg N/L}$) 排放,如图 10-19 所示(即 X 轴为“0”处时)。当厌氧池富磷上清液被侧流分流进行 MAP 回收时,二沉池出水磷含量为 $\leq 0.1\text{mg P/L}$,该模拟数据在实际污水处理厂运行实践中已得到印证。随着上清液侧流比的提高,磷回收比(回收磷/进水总磷)也随之提高。但是,当上清液侧流比增加到 20% 时,上清液中磷含量则降至 20mg P/L 。虽然此时磷回收比有所提高,但因上清液中磷浓度降低,所需的侧流量增大。

由于化学磷沉淀去除了一部分 N 和 P，好氧池中 N 和 P 负荷便相对减少，氧的消耗量也有所下降（减少 6% ~ 12%）。如图 10 - 19 所示，在 12℃ 和 20℃ 下的模拟运行结果并无明显差别，只是较高温度下，厌氧池上清液中磷含量略高、系统中 PAOs 浓度较高而已，这是因为高温下水解和发酵速度加快所致。

由模拟结果可知，从磷回收效率和对整个工艺影响考虑，最佳上清液侧流比为 20%。此时，进水总磷负荷中约 60% 的磷可通过鸟粪石形式被沉淀回收。

如图 10 - 19 所示，上清液侧流比为 20% 时出水中 N 的含量略有增加，大于 20% 时出水中的 N 浓度又有所下降。模拟过程表明，上清液侧流比为 20% 时，随着部分 N 元素作为鸟粪石的组分被沉淀去除，系统中硝化细菌的数量因此降低，导致出水中氨氮浓度有增加的趋势。当上清液侧流比大于 20% 时，虽然此时系统中硝化细菌的数量继续下降，但进入好氧池的氨氮数量因较高的磷回收比也大幅下降，所以，这时较少的硝化菌还是足以将进入好氧池的氨氮氧化，从而保持出水中较低的氨氮浓度。因此，图 10 - 19 所示的出水总氮出现了一个

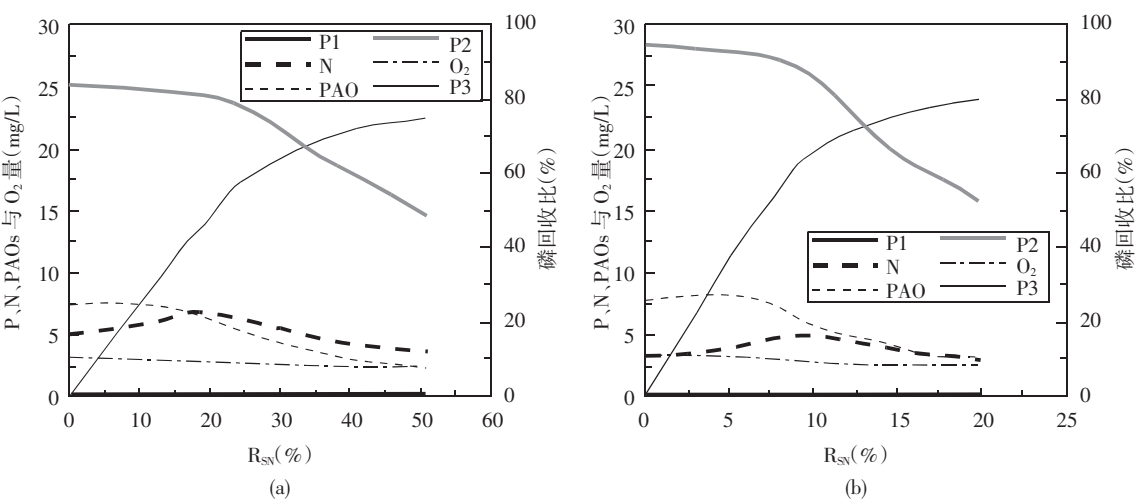


图 10 - 19 MAP 回收对系统性能的影响

P1：出水中总磷（mg P/L）；N：出水中总氮（mg N/L）；PAO：系统中 PAOs 总量（0.01mg COD/L）；
P2：厌氧池上清液含磷量（mg P/L）；O₂：系统总耗氧量（1/10³kg O₂/d）；P3：磷回收比（%）

(a) 12℃；(b) 20℃

小峰值。

厌氧池上清液中磷酸盐的浓度控制着上清液侧流比和化学药剂的投加量。所以，厌氧池上清液中较高的磷酸盐浓度对 MAP 回收十分有利。在实际运行中，回流 A 的流量 (Q_A) 会在很大程度上影响到厌氧池中磷的富积。通过数学模拟， Q_A 对上清液磷浓度影响如图 10-20 所示。由图 10-20 可知，系统出水中磷浓度几乎不受 Q_A 的影响，总是维持在 0.1mg P/L 以下。然而，厌氧池上清液中磷浓度却有明显变化；存在一个最佳内回流比 ($Q_A/Q_{in}=0.3$)，该值使上清液磷浓度达到最高值 (35mg P/L)。为此，在后续的模拟试验中，改用 $Q_A/Q_{in}=0.3$ 进行模拟，进一步研究 MAP 回收对系统性能的影响。

通过持续增加进水磷负荷的方式考察进水 C/P (COD/P) 比，模拟评估了磷回收对生物除磷效果的影响。在采用上述最佳上清液侧流比 ($R_{SN}=20\%$) 的同时，也以无侧流上清液、不进行磷回收的情况 ($R_{SN}=0\%$) 作对比模拟试验。

模拟结果表明，当无侧流上清液、不进行磷回收时， $COD_{biod}/P \leq 20$ 时出水磷浓度明显升高 [图 10-21 (a)]，以至于难以达标排放。图 10-21 (a) 也表明，除厌氧池上清液中磷含量外，诸如 PAOs 数量、出水总氮和耗氧量等参数都保持相对稳定。较高的进水磷负荷意味着在低 C/N 比情况下可获得磷含量较高的厌氧池上清液。

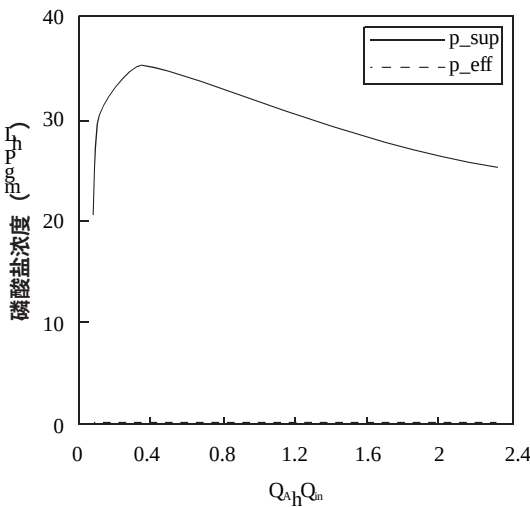


图 10-20 内回流 A 对厌氧池上清液和出水磷浓度的影响 (20℃)

当上清液侧流比为 20% 时，在磷沉淀效率为 95% 的情况下，考察从厌氧池上清液回收 MAP 对生物除磷效果的影响。图 10-21 (b) 描绘了磷回收比、出水中磷含量以及其他方面的信息。保证出水磷含量达标排放 ($P < 1\text{mg P/L}$) 的最小 C/P 从不回收磷时的 20 [图 10-21 (a)] 降低到 10。在进水 C/P 比为 10 时，进水中总磷中有 36% 以 MAP 形式得以回收。可以想象，如果上清液侧流比高于 20%、回收 50% 的进水总磷，达标排放 ($P < 1\text{mg P/L}$) 所需的最小 C/P 还可以进一步降低，但此时需要投加更多的化学沉淀剂。

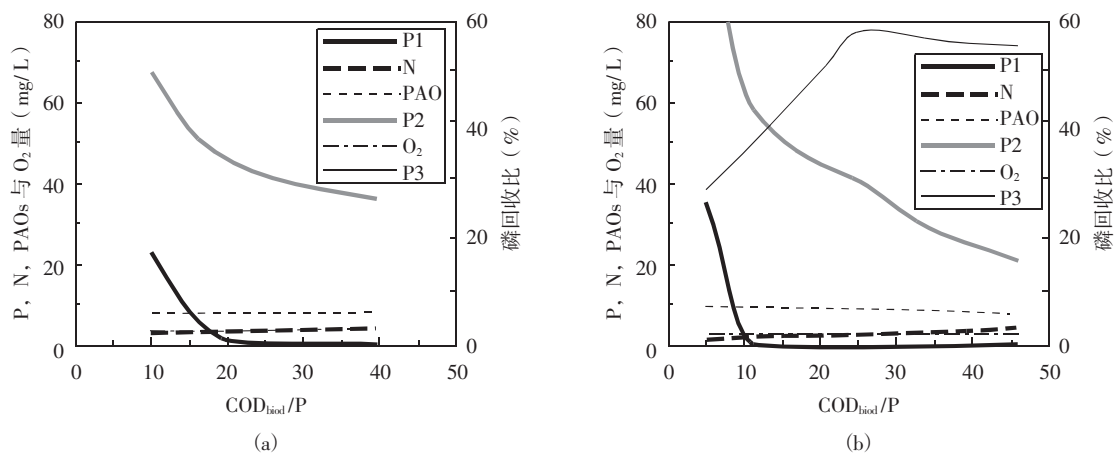


图 10-21 MAP 回收对生物除磷工艺出水水质的影响 (图例同图 10-19)

(a) $R_{SN} = 0\%$; (b) $R_{SN} = 20\%$

2. 动态进水对 MAP 回收和出水水质的影响

上述模拟试验采用的是平均进水流量方式,证明了在低 C/P 比情况下 MAP 回收对生物除磷效果的强化作用。在实际工程应用中,进水量或负荷是不断变化的。采用平均进水流量模拟结果显示,当厌氧池上清液中磷含量较高时可使整个工艺更经济、高效。在动态进水情况下,进入化学磷回收反应器中的磷含量显然也是时刻变化的。如果进水磷负荷变化过大,则有可能需要对工艺运行进行优化。为此,有必要首先通过模拟动态进水情况,考察动态进水对厌氧池上清液和出水磷浓度的影响。

动态模拟试验中进水选取了三种 C/P (15、25 和 45),模拟结果如图 10-22 所示。动态进水只影响到厌氧池上清液磷的富集,但对出水中磷的浓度影响不大,三种 C/P 下始终保持低于排放标准 ($<1\text{mg P/L}$)。三种 C/P 下厌氧池上清液的含磷量分别为 50~53.2mg P/L, 37.3~44.3mg P/L 和 19.3~26.5mg P/L,而相应平均流量进水情况下相同数据为 50.9mg P/L, 40.7mg P/L 和 21.2mg P/L。这表明,动态进水情况下可能需随动态进水情况作一些运行优化,但对进入化学磷回收沉淀池上清液流量的总体影响并不大。当进水水质变化时,每一次都需要重新进行影响评价。

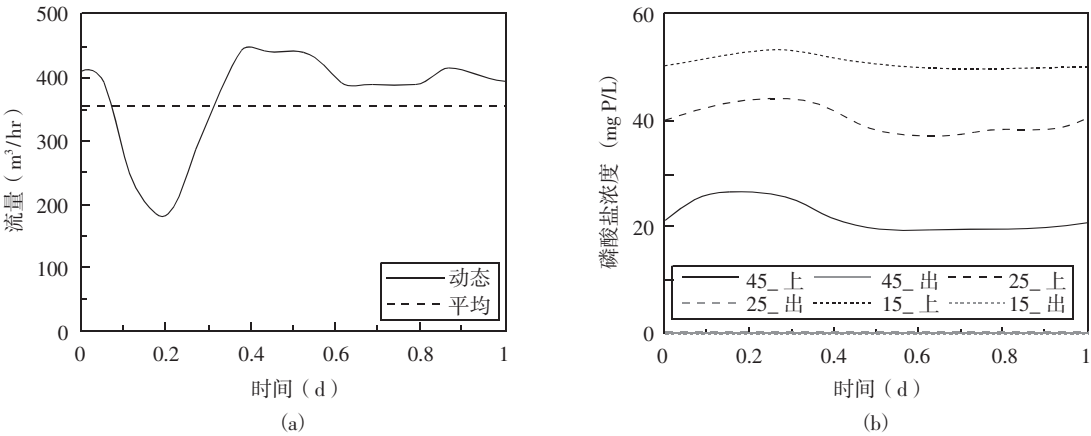


图 10-22 动态进水以及厌氧池上清液和出水中磷的浓度
(a) 进水日变化曲线; (b) 厌氧池上清液和出水中磷的浓度

10.6.4 结论

本研究以代尔夫特 (TUD) 生物除磷代谢模型与活性污泥 2 号模型 (ASM2) 中异养菌和硝化细菌部分相结合, 模拟评价了从 BCFS® 工艺厌氧池上清液中回收磷的可行性, 并考察了磷回收对生物除磷过程的影响 (尤其在进水低 C/P 情况下)。以鸟粪石作为沉淀回收磷化合物, 设定化学沉淀池中磷的沉淀效率为 95%。本研究亦对动态进水情况进行了模拟。相关模拟结果总结如下:

- (1) 磷回收能够提高生物除磷工艺的出水水质, 或降低生物除磷所需要的最低进水 C/P。
- (2) 存在一个最佳上清液侧流比。当侧流比大于此值时将增大磷 P 回收的成本, 而且除磷效果也将受到消极影响。
- (3) 调整内回流 A 的流量达到最佳值时, 可使厌氧池上清液中 P 的浓度达到最大值。
- (4) 本研究中, 在保证出水水质达标 (1mg P/L) 情况下, 进水所需最小 C/P 可由 20 降低到 10, 此时磷的回收率为 36%。
- (5) 动态进水情况下对厌氧池上清液中 P 的富积有些影响, 但进行磷回收时并不影响系统出水中 P 的浓度。

10.7 模拟分析自养脱氮生物膜工艺 (CANON) 敏感性

10.7.1 引言

传统生物脱氮工艺需要消耗大量的 O_2 和 COD, 其缺点主要表现在两个方面。一是能量方面: 消耗 O_2 意味着能量的需求, 需要通过施加外部能量来实现; 消耗 COD 则意味着有用生物能的损失, 因而不能使之转化成甲烷、氢气等清洁能源。所以, 从能量方面看传统脱氮工艺具有能量消耗和损失的缺点, 不符合可持续发展的要求。二是脱氮效果方面, 现阶段污水中的 COD 量并不能满足传统脱氮工艺对 COD 的需求, 因而脱氮效果普遍不理想。近年来, 两种新的脱氮工艺被先后研发出来, 相对于传统工艺它们对 O_2 消耗量和对 COD 需求量都有显著的减少, 因而符合了可持续发展的要求。

第一个新工艺是 SHARON 工艺 (Single reactor system for High - rate Ammonium Removal Over Nitrite), 又被常称作短程硝化工艺。在较高温度下 ($>25^{\circ}C$) 的硝化过程中, 由于氨 (氮) 氧化细菌的生长速率大于亚硝酸氧化细菌的生长速率, 因而引起亚硝酸氧化细菌逐渐被淘汰而氨氧化细菌成为主要的硝化细菌。这样一来, 通过控制反应温度从而使氨氧化细菌取得竞争优势, 就能在适当的条件下实现不完全硝化, 即把硝化过程被控制在第一步, 反应器内亚硝酸氮并不被转化为硝酸氮, 而是不断积累, 这就是 SHARON 工艺的基本原理。实际应用中, 通过与反硝化工艺的结合, SHARON 工艺已被成功应用于处理氨氮含量非常高的污泥消化液, 如在荷兰鹿特丹一个 47 万当量人口规模的市政污水处理厂中即应用了 SHARON 工艺。

第二个新工艺为 ANAMMOX 工艺, ANAMMOX 是英文全称 ANaerobic AMMonium OXidation 缩写, 又常称为厌氧氨氧化工艺。此工艺中, 亚硝酸氮为电子受体, 在自养 ANAMMOX 细菌作用下氨氮和亚硝酸氮被直接转化为氮气, 而且不需要消耗 COD 或添加额外的碳源。

ANAMMOX 现象是近年来才被发现的生物氮循环的一个新途径, 1986 年在厌氧反硝化流化床中被首次观察到。随后, 一些生物膜硝化反应器中的氮损失现象也被相继报道。对于这一现象研究人员给出了许多不同的解释, 有的人称之为好氧脱氨反应, 而绝大多数的观测结论都可以归为好氧和厌氧氨氧化细菌

共同作用的结果。通过对 ANAMMOX 现象的微生物学研究,证明了 ANAMMOX 现象的微生物学本质,并且获得了有关这一反应过程的关键化学计量参数和动力学参数。另外,通过生物化学方面的研究,进一步获得了 ANAMMOX 现象的新陈代谢反应机理。

通过 ANAMMOX 工艺与前置 SHARON 工艺等短程硝化工艺结合,可以将氨氮直接转化为氮气。这样一来,传统反硝化工艺中需要外加电子供体的难题就得到了很好的解决。利用 SHARON 与 ANAMMOX 结合工艺(以两个独立单元或 SBR 的形式)处理不含 COD 只有高氨氮浓度的废水已有了实验研究。对于低氨氮浓度的废水已有专业人士建议使用短程硝化与 ANAMMOX 相结合的生物膜工艺来处理。这种单反应器的氨氮去除工艺被称作 CANON 工艺(Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite)。在实际过程中,控制生物膜内硝化反应的程度使之被控制在亚硝酸氮阶段是完全可能的。当 DO 处于 $1 \sim 2 \text{ mg/L}$ 时,曾在生物膜气提悬浮床反应器(BAS)内观察到稳定的亚硝酸氮积累现象(约占进水总氮浓度的 50%)。通过反硝化作用亚硝酸氮不断被去除,这样一来此生物膜反应器就不仅能够短程硝化具有 SHARON 工艺功能,同时还能稳定地通过以亚硝酸氮为中间体进行短程氮循环途径,从而实现反硝化。这说明单一反应器的氨氮去除工艺在生物膜反应器内是可以实现的,这与许多研究人员的观测结论一致。

ANAMMOX 工艺在微生物学和生物化学方面的进展为建立 CANON 工艺的数学模型提供了基本参数。ANAMMOX 细菌生长速率非常之低($\mu^{\max} < 0.1 \text{ d}^{-1}$),因而通过实验进行相关研究是相当费时的。通过建立数学模型对 ANAMMOX 相关工艺选择的合理性和参数的敏感性进行模拟评估,可以有效地减少实验工作量,从而加快工艺的大规模应用。数学模型建立以化学反应计量常数、动力学常数和工艺参数作为基础。当生物膜反应器中涉及的反应较多时,CANON 工艺中的微生物之间就会存在着复杂的相互作用,这些作用一般通过氮的转化和扩散梯度联系在一起。所以,对进行所建立的 CANON 模型敏感性进行分析,从而确定出关键参数显得非常重要。

本节内容描述 CANON 工艺数学模型建立,分析被预测工艺的动力学常数、生物膜以及工艺参数,从而给出不同工艺和参数之间的联系,通过模拟分析得出的最佳工艺参数还应该通过试验进一步验证。CANON 数学模型的最终目的是为工程设计提供依据。

10.7.2 模型与模拟

1. CANON 工艺

ANAMMOX 工艺可以在紧凑的生物膜系统内实现，如分别在厌氧和好氧生物膜系统内已有应用。CANON 工艺由 ANAMMOX 工艺及硝化工艺组成，其工艺过程在一个单一的反应器内完成。该工艺特别适合于处理含氨氮废水。在这样的废水条件下，CANON 反应器中具有硝化和厌氧氨氧化能力的自养细菌相对于异氧菌具有竞争优势。

在生物膜 CANON 工艺中，亚硝酸氮氧化细菌与氨氧化细菌竞争氧，同时又与 ANAMMOX 细菌竞争亚硝酸氮。亚硝酸氮的积累（如在亚硝酸氮氧化细菌失去优势时）对于实现氨氮去除至关重要。

2. 生物膜反应模型

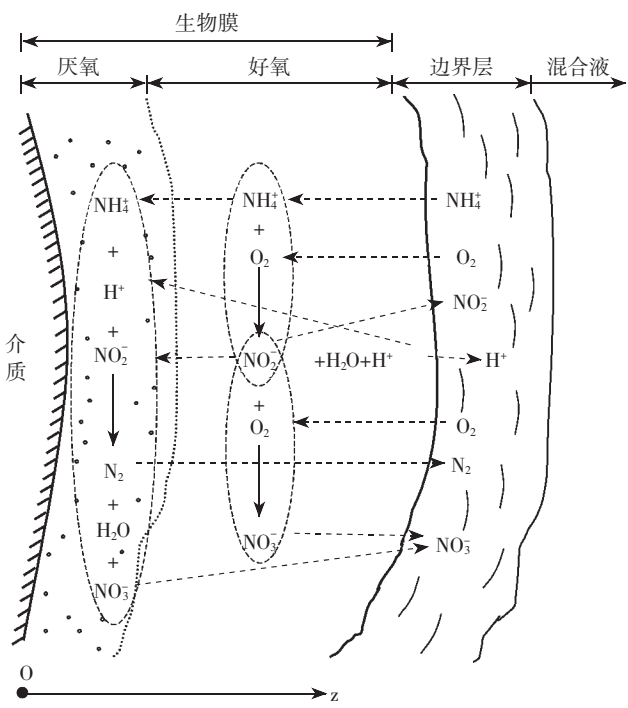


图 10 - 23 CANON 工艺的生物膜反应模型

三种细菌对基质竞争关系

表 10 - 17

基质	亚硝酸菌	硝酸菌	ANAMMOX 细菌
O_2	+	+	-
NH_4^+	+	-	+
NO_2^-	-	+	+

注：+：有竞争力；-：没有竞争力。

CANON 工艺生物膜反应模型如图 10 - 23 所示，其中 ANAMMOX 反应中又增加了 H^+ 和 NO_3^- 两项，以表明在 ANAMMOX 反应中有一部分亚硝酸氮被转化为硝酸氮及 ANAMMOX 过程对 H^+ 的消耗。由于 ANAMMOX 反应是由自养菌完

成的, 所以必须有一种电子供体用以实现对 CO_2 的固定并使之还原为有机碳。现实中, 亚硝酸氮很显然可以充当这种电子供体。此外, 若全面地考虑 ANAMMOX 反应的化学计量表达式, 反应还需要少量的质子 (H^+) 参与。

该反应模型描述了氨氧化细菌、亚硝酸氮氧化细菌和 ANAMMOX 细菌三者对氧、氨氮和亚硝酸氮等底物的竞争。三种自养菌随底物的竞争关系见表10-17。

3. 动力学模型

描述好氧氨氧化细菌 (X_{NH})、好氧亚硝酸氮氧化细菌 (X_{NO}) 和 ANAMMOX 细菌 (X_{AN}) 动力学的一个数学模型在附表 10-II(a) 中被表明, 这个模型与 Koch 等人提出的动力学模型相似 [见附表 10-II(a), 10-II(b)]。两个模型最主要差别在于该数学模型为了准确计算氮的平衡而考虑了微生物自身增长的氨氮消耗, 而由于合成代谢引起的少量硝酸氮生成也被计算在其中。在 ANAMMOX 反应中, 硝酸氮理论产率为 $14\text{mg NO}_3^- - \text{N}/16\text{mg COD}$ 微生物, 相应的比值为 $1/1.14$ 。

同活性污泥 3 号模型一样, 微生物衰减或自溶被统一表述为内源呼吸作用, 且其内源呼吸又被进一步划分为两个过程: 好氧过程和缓慢的缺氧过程。在对 ANAMMOX 细菌的微生物学研究发现, 除了在氧化还原电位低于 -300mV 和高于 100mV 之外, 并没有观测到 ANAMMOX 细菌的衰减现象。ANAMMOX 工艺的模拟包括了好氧和缺氧内源呼吸过程, 其动力学与模拟硝化速率时一致。由于缺氧时的衰减系数非常之小 ($b_{\text{NO}} \times \eta$), 这样做只会产生一个微不足道的误差。

氨氮和硝酸氮并不抑制 ANAMMOX 反应, 但亚硝酸可能抑制 ANAMMOX 反应。当亚硝酸氮浓度超过 100mg N/L 时, ANAMMOX 反应出现失活现象。尽管如此, 亚硝酸氮很少能达到如此高的浓度。因此, 亚硝酸氮对 ANAMMOX 反应的抑制没有被引入到模型的速率公式中。

4. 动力学参数和化学计量方程参数

到目前为止, ANAMMOX 反应动力学参数和化学计量方程参数还只能从 Strous 等人对 ANAMMOX 的微生物学研究成果中获得。这些惟一的动力学和化学计量方程参数被广泛用于描述 ANAMMOX 工艺。根据 Strous 等人的实验测量结果, 30°C 时 ANAMMOX 细菌的最大比生长速率 $\mu_{\text{AN}}^{\text{max}}$ 是 0.0027h^{-1} (相当于 0.065d^{-1})。而 Koch 等人在模型中使用了相对较大的速率常数 0.08d^{-1} (20°C)。ANAMMOX 细菌的活化能为 70kJ/mol , 所以, 如果考虑到温度对 ANAMMOX 反

应的影响, 20°C 时最大比增长速率 $\mu_{\text{AN}}^{\text{max}}$ 的取值为 $\pm 0.03\text{d}^{-1}$ 较为合理。

通过查阅文献可以发现, 对于硝化过程存在着许多不同的动力学描述, 其中与氨氧化细菌和亚硝酸氮氧化细菌相关的动力学常数也在较大的取值范围内变动。而在模拟过程中, 不同的动力学常数必将产生不同的结果。充分考虑各参考文献中的数据对动力学模型是至关重要的。通过对生物膜中亚硝酸氮积累的模拟研究和 SHARON 工艺的实验研究, 可以获得有价值的结论从而选择出适当的参数。使用 Wiesmann 提出的参数, Picioreanu 等人对由 Garrido 等人观测到的生物膜内亚硝酸氮积累现象进行了模拟, 取得了非常好的模拟效果。基于 Wiesmann 和 Hellenga 等人的数据, 本研究中提出了一组 30°C 下与氨氧化细菌和亚硝酸氮氧化细菌相关的动力学和化学计量学参数 [见附表 10 - II (c)]。

5. 模拟的生物膜反应器和模拟参数

CANON 工艺在生物膜中发生, 所以它能被嵌入于水生系统模型软件 (AQUASIM) 的生物膜单元。对于生物膜模拟, 使用了类似 Koch 等人使用过的结构方法。反应器中混合液的体积为 13.2m^3 , 生物膜表面积为 3240m^2 。进水流量为 $50\text{m}^3/\text{d}$, 其中氨氮浓度为 $80\text{g N}/\text{m}^3$, 不含 COD 及 NO_3^- 和 NO_2^- 。生物膜表面负荷为 $1.23\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。生物膜和质量转移系数见附表 10 - II (d)。

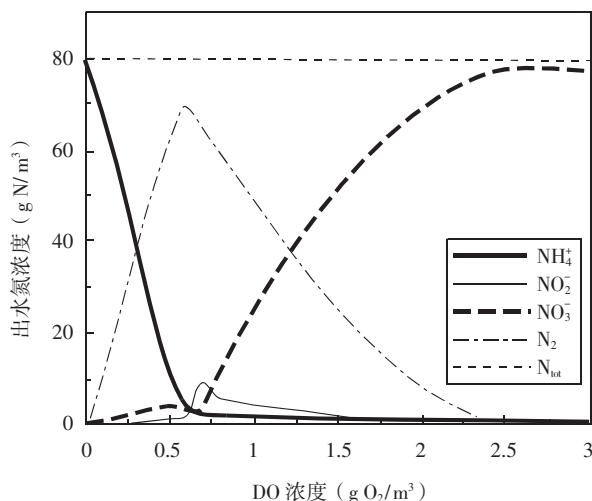
非限定反应器类型被选择用来模拟生物膜部分, 并假定没有固体物质的扩散传递和孔隙率的变化。选择 10 格点计算所选定的生物膜单元。采用 1d、2000 步计算速度进行模拟, 从而确保稳态的条件。

10.7.3 结果与讨论

1. 标准模拟

参数和模型结构确定后 (见附表 10 - II), 就可执行一组标准模拟运行。由于溶解氧 (DO) 这一工艺参数被认为是控制工艺运行效果的决定性因素, 所以在模拟中对液相中不同 DO 下出水氮浓度分别进行模拟评估。图 10 - 24 表示了不同 DO 下对氮转化的模拟预测趋势。 N_2 对应 DO 曲线反映了 ANAMMOX

图 10 - 24 标准模拟下 N 转化与 DO 浓度的关系
($\text{LF}=0.7\text{ mm}$, $\rho=50000\text{g COD}/\text{m}^3$ 且 $\theta=0.75$)



细菌的活性。图 10-24 显示，在 $DO = 0.6 \text{ g/m}^3$ 时氮气产量达到峰值，相应的出水总氮 (N_{tot}) 浓度为 ($< 10 \text{ g N/m}^3$)，氨氮 (NH_4) 的去除率为 95.5% (总氮去除率为 87.5%)。当 DO 在 0.6 g/m^3 处上下波动 0.2 g/m^3 时就会导致氮去除率下降 20%。较高的 DO 会提高亚硝酸氮氧化细菌的活性，但 DO 过低又会限制 NH_4^+ 的氧化。实际过程中，由于混合、负荷变化等因素引起 DO 上下波动 0.2 g/m^3 是常见的现象，特别是在较大的反应器中。因此，控制好 DO 对实现最佳运行工况是十分有益的。

在 $DO = 0.6 \text{ g/m}^3$ 时，短程硝化反应与 ANAMMOX 结合，使氨氮去除率达到 95.5%，而生成的亚硝酸氮最大量仅为 4.3 g N/m^3 。这说明氨氮氧化是硝化过程

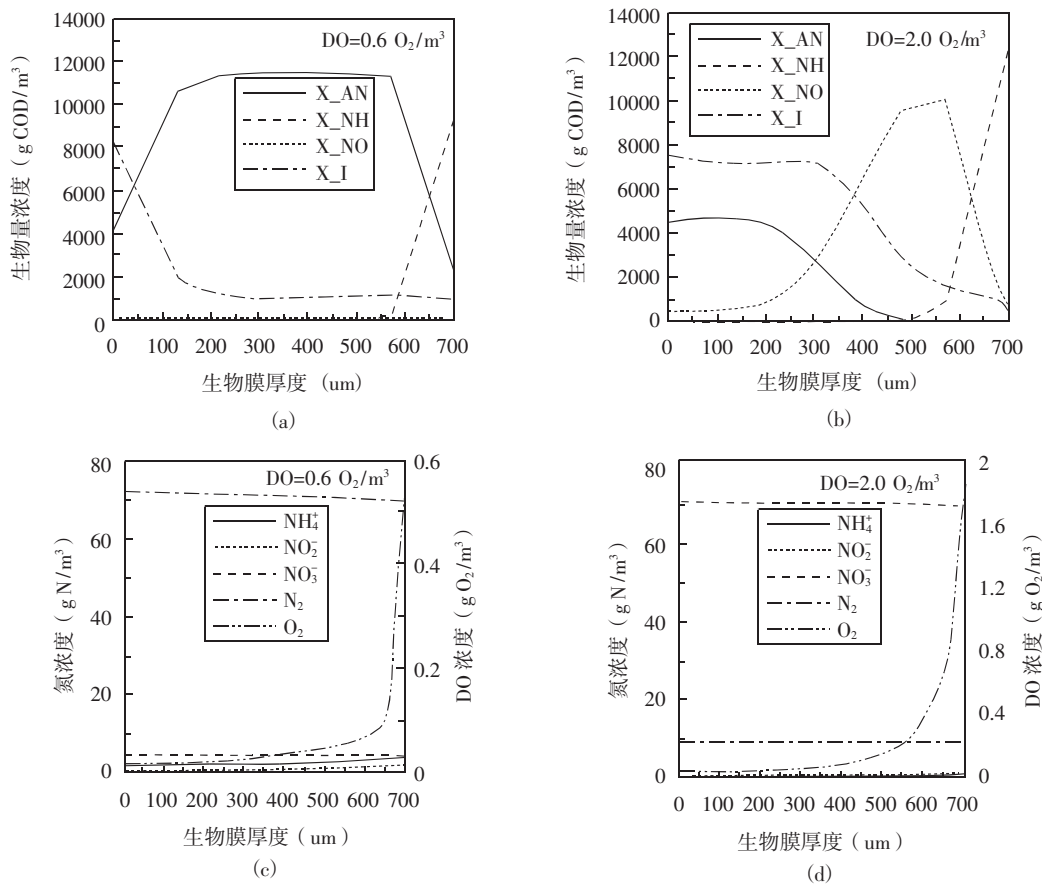


图 10-25 生物膜结构中生物量浓度和底物浓度

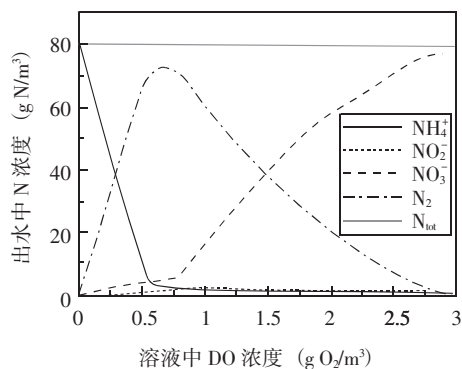
中的主反应, 而亚硝酸氮氧化过程不占优势。图 10-25(a) 和 10-25(c) 表示了污水中 $\text{DO} = 0.6 \text{ g/m}^3$ 时生物膜结构中的微生物浓度和底物浓度的生物膜内部变化情况。从这些图中可以看出, 亚硝酸氮氧化细菌 X_{NO} 在此状态下处于竞争劣势 [图 10-25(a)]。图 10-25(c) 中表示了生物膜上的 NH_4^+ 、 NO_2^- 、 NO_3^- 、 N_2 和 DO 浓度, 它们非常接近于图 10-24 中表示的液相中的相应项目。此外, 图 10-25(c) 也反映出在 ANAMMOX 工艺中有少量 NO_3^- 生成。

在较高 DO 浓度状态下, 硝化反应转向生成大量的 NO_3^- , 这说明亚硝酸氮氧化细菌在与氨氧化细菌和 ANAMMOX 细菌的竞争中取得了优势。图 10-25(b) 反映了 $\text{DO} = 2.0 \text{ g/m}^3$ 时的生物膜生物结构。亚硝酸氮氧化细菌通常在生物膜内一定的厚度处 ($0.4 \sim 0.6 \text{ mm}$) 占优势。如同图 10-25(d) 所示, 亚硝酸氮氧化生成了硝酸氮 (达 70 g N/m^3), 氮主要以 NO_3^- 形式存在。这是因为在生物膜的这个深度范围内, 仅有极少量的 ANAMMOX 菌存在, 所以主要形成了 NO_3^- 。当 DO 进一步增大 ($\geq 2.5 \text{ g/m}^3$), 则氨氧化细菌和亚硝酸氮氧化细菌完全处于优势, 而 ANAMMOX 菌则微乎其微。

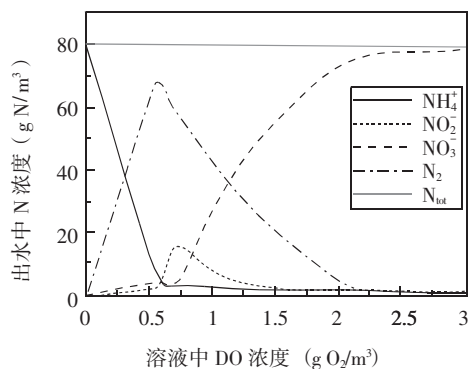
2. 控制 CANON 工艺的关键亲和系数

许多参数, 诸如化学计量参数、生长速率、亲和系数等会影响模拟的结果。相对而言, CANON 工艺相关化学计量参数和微生物生长速率已为研究人员所熟知。模型模拟结果表明, 化学计量参数和微生物生长速率在 $20\% \sim 50\%$ 以内变化对于出水水质无显著影响, 而亲和系数的影响目前还不得而知。因此, 模拟研究的注意力应集中在亲和系数对工艺运行的影响上。由于三种自养型细菌 (好氧氨化细菌 X_{NH} , 好氧亚硝酸细菌 X_{NO} 和 ANAMMOX 细菌 X_{AN}) 互相对氧、亚硝酸氮、氨氮竞争, 因此存在多个相对亲和系数, 它们可能会对整个 CANON 工艺的动力学产生影响。

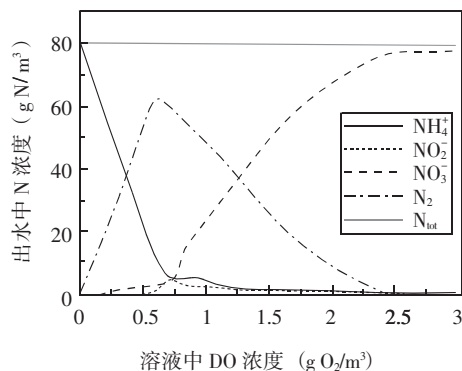
只有在氨氧化细菌的氨氮亲和系数高于 ANAMMOX 细菌的氨亲和系数的情况下, ANAMMOX 细菌才有可能与氨氧化细菌竞争氨氮。根据附表, $K_{\text{NH}_4}^{\text{NH}}/K_{\text{NH}_4}^{\text{AN}} > 30$, 因此, 可以肯定地认为 ANAMMOX 细菌通常能够赢得对氨氮的竞争。其他三种亲和系数的比值, $K_{\text{O}_2}^{\text{NH}}/K_{\text{O}_2}^{\text{AN}}$, $K_{\text{O}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{O}_2}^{\text{NH}}$ 以及 $K_{\text{NO}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{NO}_2}^{\text{AN}}$ 可能也会控制 CANON 工艺动力学过程。理论上讲, 较高的 $K_{\text{O}_2}^{\text{NH}}/K_{\text{O}_2}^{\text{AN}}$ 比有利于好氧氨氧化, 但可能会限制 ANAMMOX 过程。 $K_{\text{O}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{O}_2}^{\text{NH}}$ 和 $K_{\text{NO}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{NO}_2}^{\text{AN}}$, 其作用是阻止亚硝酸氮进一步氧化为硝酸氮, 从而有利于亚硝酸氮的累积。



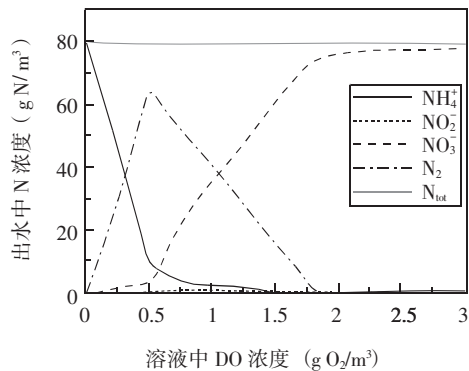
(a)



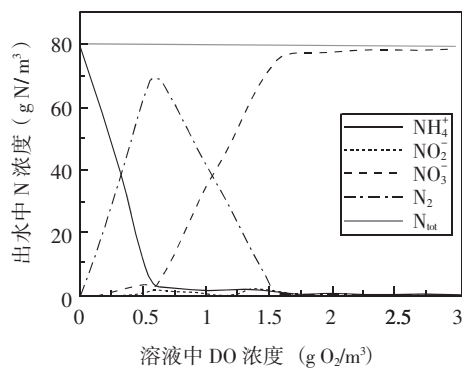
(b)



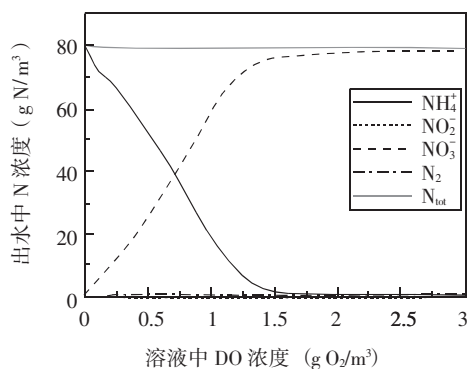
(c)



(d)



(e)



(f)

图 10-26 相对亲和系数对氮转化的影响

(a) $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN} = 6$; (b) $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN} = 600$; (c) $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH} = 1.4$; (d) $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{AN} = 0.17$; (e) $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN} = 4.0$;

(f) $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH} = 0.17$ 、 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN} = 4.0$

ANAMMOX 的活性对 O_2 非常敏感, 甚至很少的 O_2 (0.03mg/L) 就能抑制 ANAMMOX 过程。因此, ANAMMOX 细菌的速率公式当中应当包含一个氧的开关函数 (表 10-18)。事实上, 生物膜中某一厚度处的 O_2 量取决于耗氧微生物对氧的亲系数。由于还不知道相关亲系数确切值 (尤其是对于 ANAMMOX 细菌), 所以进行了两组模拟试验, 分别采用较低的 6:1 [图 10-26(a)] 和较高的 600:1 [图 10-26(b)] 的 $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN}$ 值 (与标准模拟中 $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN} = 60:1$ 作对比)。模拟结果显示, 较宽的亲系数变化范围对出水水质并没有显著影响。当 $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN}$ 值减小时, N_2 的峰值范围较标准模拟变宽了 [图 10-26(a)], 这表明较低的 $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN}$ 的比值会使 ANAMMOX 具有活性的 DO 范围变大。因此, 可以得出这样的结论: $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN}$ 比值的大小不是控制 CANNON 工艺的关键因素。

在标准模拟中, O_2 的相对亲系数即 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH} = 3.7$ ($2.2/0.6$)。提高 $K_{O_2}^{NH}$ 到最大值 (据报道为 1.6g/m^3), 相应地可以得到一个低的 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 值, 为 1.4。采用这个 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 值进行模拟发现, 较之标准情况, 低的 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 值对宏观观测值并无明显影响 [图 10-26(c)]。把 $K_{O_2}^{NO}$ 值降低到最小值 (据报道是 0.1g/m^3), 会产生一个更低的 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 值, 为 0.17, 用这个值 (比标准模拟低 20 倍以上) 进行模拟也观察不到明显氮的转化的变化现象 [图 10-26(d)]。而从理论上讲, 低的 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 值有利于亚硝酸氮的氧化。

降低 $K_{NO_2}^{NO}$ 使之达到最小值 0.2g N/m^3 则 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN} = 4.0$ (标准比值是 110), 此状态下的模拟结果显示于图 10-26(e) 中。理论上, 低的 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN}$ 可以阻碍亚硝酸氮的累积 (或者是有利于亚硝酸氮的氧化), 从而进一步限制 ANAMMOX 过程。然而, 图 10-26(e) 显示, 低很多的 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN}$ 值较之标准状态 (图 10-24) 而言并没有产生不同的氮转化模式。

事实上, 亚硝酸氮的氧化不止是由 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 控制, 而且还由 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN}$ 控制。这两种比值的综合影响效果可能会决定何时亚硝酸氮氧化细菌发生增殖。考虑 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 和 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN}$ 的综合影响效应, 采用图 10-21(d) 和 10-21(e) 表示的值来进行模拟, 结果显示在图 10-26(f) 中。从图 10-26(f) 中可以看到, 液相中几乎没有发生亚硝酸氮的累积现象, N_2 曲线完全消失。根据图 10-26(f), 可以得知, $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 和 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN}$ 是控制 CANON 工艺的两个关键因子。

动力学敏感性分析过程中亲和系数的变化 表 10-18

图	$K_{O_2}^{NH}$	$K_{O_2}^{NO}$	$K_{NO_2}^{NO}$	$K_{NO_2}^{AN}$	$K_{O_2}^{AN}$	$K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{AN}$	$K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$	$K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN}$
10-24	0.6	2.2	5.5	0.05	0.01	60	3.7	110
10-26 (a)	-	-	-	-	0.1	6	-	-
10-26 (b)	-	-	-	-	0.001	600	-	-
10-26 (c)	1.6	-	-	-	-	-	1.4	-
10-26 (d)	-	0.1	-	-	-	-	0.17	-
10-26 (e)	-	-	0.2	-	-	-	-	4
10-26 (f)	-	0.1	0.2	-	-	-	0.17	4

注：‘-’表示相对于标准模拟没有变化。

3. 引起 ANAMMOX 失活的关键动力学条件

在图 10-26(f) 模拟的基础上，更多的 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH}$ 和 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN}$ 的组合被模拟测试，以便找出如同图 10-26(f) 所示的亚硝酸氮容易被氧化而 ANAMMOX 反应失活的条件。在模拟中，ANAMMOX 细菌失去竞争优势可通过 N_2 的消失反映出来（如在液相中 $N_2 - N = 0$ ）。图 10-27 表示了 ANAMMOX 失活的动力学条件，阴影部分表示出此两组相对亲和系数组合使 ANAMMOX 细菌失活的动力学范围。引起 ANAMMOX 失活的相对亲和系数范围是非常窄的，当 $K_{O_2}^{NO}/K_{O_2}^{NH} > 0.2$ 和 $K_{NO_2}^{NO}/K_{NO_2}^{AN} > 3$ 时 ANAMMOX 过程就能顺利进行。

模型预测了一定条件下亚硝酸氧化细菌增殖从而超过 ANAMMOX 细菌成为优势菌种的情况。尽管相关的亲和系数具有不确定性，但从模拟中能引起 ANAMMOX 失活的亲和系数范围来看，在实际过程中并不太可能出现 ANAMMOX 失活的情况。这是因为，从标准模拟亲和系数来看，其值明显不同于阴影部分（引起 ANAMMOX 失活的部分）。总体来说，氨氧化细菌的亲和系数（ $K_{O_2}^{NH}$ ）小于亚硝酸氮氧化细菌的亲和系数（ $K_{O_2}^{NO}$ ）。要使 ANAMMOX 反应失活，则要求 $K_{O_2}^{NH}/K_{O_2}^{NO}$ 之值大于 5。对于亚硝酸氮亲和系数（ $K_{O_2}^{NO}$ ）有价值的信息不多，但是 ANAMMOX 菌的亚硝酸氮亲和常数（ $K_{NO_2}^{AN}$ ）是非常低的。因此可知，假如保持合适的 DO 浓度和一定的氨氮表面负荷，CANON 工艺可以在实际环境中运行良好。

4. 生物膜特性对 CANON 工艺的影响

除氧亲和系数外,一些描述生物膜特性的参数也会影响 CANON 工艺。在这些参数当中,生物膜的厚度和密度(或孔隙率)被认为是关键因素。非常薄的生物膜($< 0.2\text{mm}$),不能够实现 CANON 工艺,因为在好氧条件下厌氧层很难形成。在上述模拟中,采用的是厚度为 0.7mm 的生物膜。在实际运行中生物膜的厚度很容易达到 2mm 。为了获得确切的生物膜厚度对工艺的影响,在进一步的模拟中又另外采用了 0.35mm 、 1.0mm 、 1.5mm 三种不同厚度的生物膜。模拟结果表明,当氮去除率最大时,液相中 DO 值随着生物膜厚度的增加而升高。这一结果是显而易见的,因为在较厚的生物膜中容易形成厌氧层。图 10-28 显示了生物膜厚度与溶解氧浓度以及氨氮去除率(或总氮的去除)之间的关系。

尽管较厚的生物膜有利于提高氮的去除率,但是在模拟中生物膜厚度大于 0.7mm 时并不能进一步提高氮的去除率。厌氧层中缺少诸如氨氮或亚硝酸氮等底物会限制氮的去除。模拟显示,在一定的生物膜氨氮表面负荷条件下存在着最佳的生物膜厚度。因而可以推断,越高的氨氮表面负荷需要越厚的生物膜,以求达到最大的氮去除率。

底物的转化速率依赖于生物膜内相关微生物以及底物浓度。此外,底物在生物膜内的扩散控制了相关微生物对所需底物的吸收转化速度。在固定厚度的生物膜

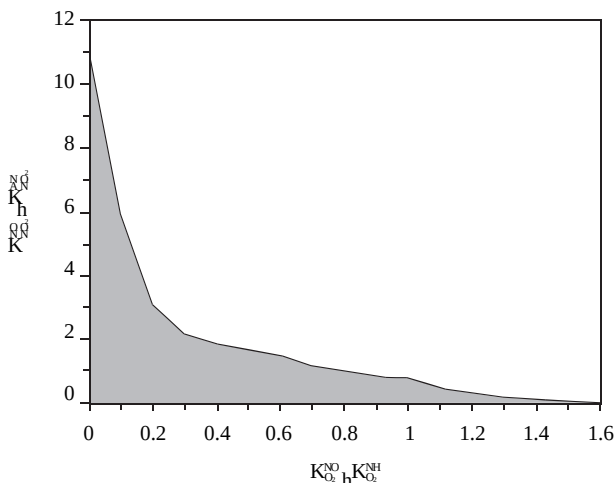


图 10-27 引起 ANAMMOX 失活的关键亲和系数动力学范围

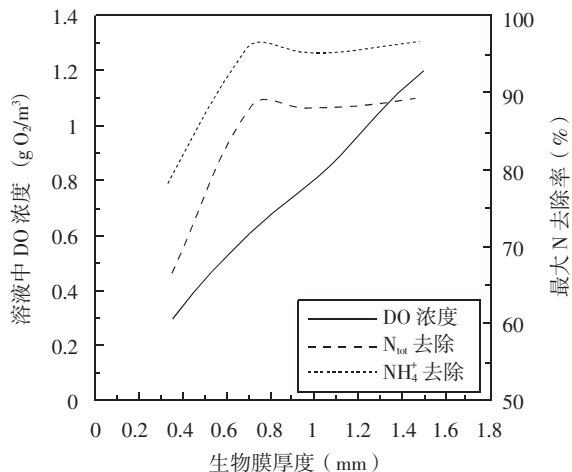


图 10-28 生物膜厚度、溶解氧浓度和总氮去除率三者关系 (LF=0.7mm, ASL=1.23g, $\text{NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 和 $T=30^\circ\text{C}$)

内,微生物浓度由生物膜密度(ρ)和孔隙率(θ)决定。生物量的增加,可以认为是生物膜密度增加或孔隙率下降的结果。在实际中,不同的生物膜反应器会产生不同密度和空隙率的生物膜。但是,通过实验测定这些数值是十分困难的。由于这一原因,这些参数对于工艺运行效果的敏感度需要通过模拟来进一步确定。上述模拟中(图10-28),生物膜的密度为 50000g COD/m^3 。实际过程中生物膜的密度会变化,对于纯的自养菌生物膜来讲可高达 100000g COD/m^3 。为确定高生物量浓度对工艺运行效果的影响,还需要进一步模拟。图10-29表示生物膜密度为 $\rho = 100000\text{g COD/m}^3$ 时的模拟结果。与标准相比(图10-24),曲线分布形状略有不同。这就表明提高生物膜的密度(或微生物的浓度)对工艺运行效果几乎没有影响,但对生物膜的浓度分布图则会有一定影响。

5. 工艺条件对 CANON 工艺的影响

动力学参数变化对出水水质变化并不敏感,只不过影响生物膜参数,如生物膜的厚度等。因此,要取得良好的运行效果只需考虑工艺的运行条件。在模拟中,DO 决定氮的去除率因而被用作主要的工艺控制参数。另一个重要的控制参数为氨氮的表面负荷(ASL),它决定了氨氮去除率最大时的 DO 浓度,还决定着氨氮和 O_2 扩散到生物膜内的通量。这可由 CANON 工艺化学反应计量方程式来解释:

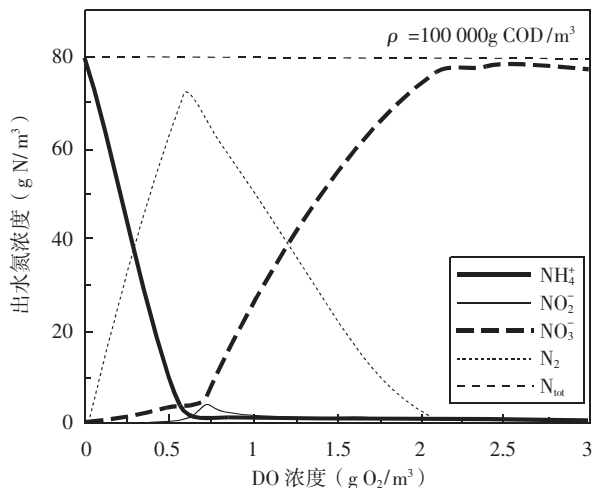
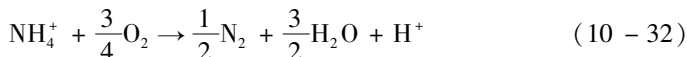


图 10-29 生物膜密度对 CANON 工艺的影响

使用和标准模拟时相同动力学和生物膜参数,对进水氨氮浓度为 80g N/m^3 ,进水流量分别为 $25\text{m}^3/\text{d}$ 、 $100\text{m}^3/\text{d}$ 和 $200\text{m}^3/\text{d}$ 的三种情况进行 CANON 工艺模拟,相应的氨氮表面负荷分别为 $0.62\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 、 $2.47\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 、 $4.94\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ (图10-30)。由模拟结果可知,在最大氮去除率时,越高的氨氮表面负荷就需要越高的 DO 浓度。所以,如果生物膜表面积和厚度一定,生物膜的氮去除能力也就相应固定。因此,增加氨氮表面负荷只会使氮的去除率降低。

Strous 通过小试颗粒污泥 SBR 反应器研究了 CANON 工艺。试验结果表明，在 $DO \leq 0.4 \text{ mg/L}$ 、SRT 约为 20 ~ 30d 时 N_2 产生量非常大。在这个系统中，氨氮的表面负荷较低 [$< 0.2 \text{ g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]，而氮的去除率却高达 85%。通过试验参数和结果对比（表 10-19），可以看出模拟结果（图 10-30）能够很好的表达 Strous 的试验结论。

试验及现场观察相关参数

表 10-19

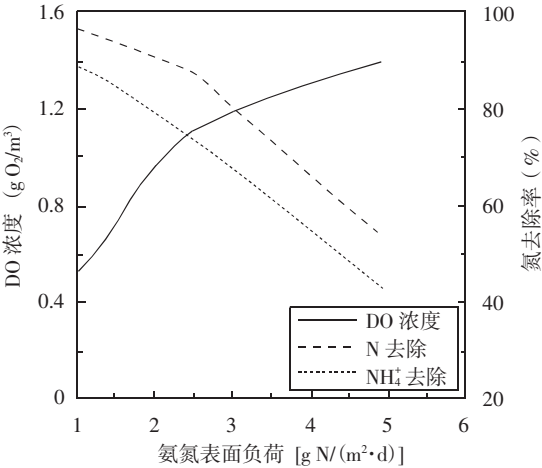
T ($^{\circ}\text{C}$)	ASL [$\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]	DO ($\text{g O}_2/\text{m}^3$)	LF (mm)	N 去除 (%)
30 ~ 34	≤ 0.2	≤ 0.1	1.2 ~ 1.5 ^a	≤ 85
25 ~ 35	2.0 ^b	± 1.0	1 ~ 2	≤ 90
15 ~ 20	3.7 ^b	1.0 ~ 3.0	0.5 ~ 1.0	≤ 70

^a 平均絮凝体直径；^b 设计值。

在好氧条件下，Hippen 和 Siegrist 等人曾分别观察到生物膜系统氮的损失达 70% ~ 90%（表 10-19）。根据图10-30，氨氮的表面负荷在 2 ~ 3.7 $\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时，相应的氮去除率可以达到 60% ~ 80%（或者氨氮去除率达到了 70% ~ 90%）。大致说来，模拟结果与观察结果是相吻合的。

从图 10-30 还可看出，在运行 CANON 工艺时会发生一些问题。一方面，氨氮的表面负荷经常随着流量的变化而变化。当氨氮的表面负荷发生变化，混合液中的 DO 浓度也应作相应调整以求取得最大氨氮去除率。然而，在实际运行中改变 DO 使之与氨氮的表面负荷匹配是非常困难的，特别是比较大的反应器。另一方面，当氨氮的表面负荷超过 $1 \text{ g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时，几乎不能实现完全脱氮。在模拟过程中使用的工艺条件，即氨氮表面负荷为 $2 \text{ g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时相应 DO 浓度

图 10-30 氨氮表面负荷、DO 浓度和氮去除率三者关系（膜厚度 = 0.7mm， $T = 30^{\circ}\text{C}$ ）



为 $1\text{g}/\text{m}^3$ ，对于实际工程而言似乎是最佳的。但是，这种工艺条件只能使氨氮去除率达到 90% 或者总氮的去除率达到 80%。基于上述这些原因，可以看出 SHARON—ANAMMOX 两段式组合工艺将是更为有效的。

10.7.4 结论

结合硝化和 ANAMMOX 功能的 CANNON 工艺可以用数学模型进行描述。通过 AQUASIM 模拟软件生物膜单元输入 CANNON 数学模型，分析了各种参数对 CANNON 工艺运行效果影响的敏感性。

该模型的亲和系数基本上对出水总氮没有影响。相对亲和系数 $K_{\text{O}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{O}_2}^{\text{NH}}$ 和 $K_{\text{NO}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{NO}_2}^{\text{AN}}$ 对氨氧化细菌、亚硝酸氮氧化菌和 ANAMMOX 细菌的竞争有影响。如果 $K_{\text{O}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{O}_2}^{\text{NH}} > 0.2$ 和 $K_{\text{NO}_2}^{\text{NO}}/K_{\text{NO}_2}^{\text{AN}} > 3$ ，亚硝酸氮氧化细菌与 ANAMMOX 细菌相比将失去对亚硝酸氮的竞争能力，与氨氧化细菌相比将失去对氧的竞争能力。事实上，这两个系数比值较低的情况一般是不可能发生的。因此，目前对亲和系数的有限认识足以可靠地使用模拟试验来预测反应器宏观的性能。

模拟结果显示，生物膜的密度并不影响出水水质。仅当生物膜较薄，小于 0.7mm 时，生物膜的厚度才影响氮的去除。最佳的生物膜厚度与氨氮的表面负荷有关。

在工艺参数中，最佳 DO 浓度也就是氮去除率最大时的 DO 浓度，与某一氨氮表面负荷有关。因此，取得最佳运行工况控制 DO 浓度是最为关键的。对于完全脱氮，需要存在低氮负荷和低 DO 浓度的条件。对于 CANON 工艺的实际应用来说，氨氮表面负荷为 $2\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 、DO 浓度为 $1.3\text{g}/\text{m}^3$ 以及生物膜最小厚度为 1mm 可能是最佳的工艺设计参数。这样的设计结果可以使氨氮去除率达到 94% 或总氮的去除率达到 82%。如果需要彻底去除氮，SHARON—ANAMMOX 两段式组合工艺可能更为有效。

10.8 模拟分析温度及动态进水对自养生物膜脱氮工艺 (CANON) 性能的影响

10.8.1 引言

短程硝化与厌氧氨氧化 (ANAMMOX) 组合工艺是非常具有发展潜力的可持续脱氮工艺。目前，由 SHARON 短程硝化反应器和 ANAMMOX 反应器串联相

结合的自养脱氮工艺已在荷兰鹿特丹 Dokhaven 市政污水处理厂被应用于污泥消化液 ($1 \sim 1.5 \text{ kg NH}_4^+ - \text{N}/\text{m}^3$) 的脱氮处理。在 SHARON 反应器中, 在无生物固体停留的情况下 53% 的氨氮被转化为亚硝酸氮, 随后 SHARON 反应器的出水 (氨氮与亚硝酸氮的混合液) 直接进入 SBR 式的 ANAMMOX 反应器。在此 SBR 反应器中氨氮为电子供体, 进水中所有的亚硝酸氮在厌氧条件下被还原为氮气。在整个工艺过程中, 不需要有机碳 (COD) 的消耗, 几乎不产生剩余污泥, 而且曝气所需能量仅为传统脱氮工艺的 40% 左右。

在此基础上, 将短程硝化与厌氧氨氧化结合在同一生物膜反应器中形成了一体式自养脱氮工艺, 即所谓的 “CANON” (Completely Autotrophic N-removal Over Nitrite) 工艺。显然, 这种工艺在工程建设上以及工艺运行上可以节省相当的投资和费用。对一些与 CANON 类似但命名不同工艺的研发也在一些研究单位积极开展之中, 如 OLAND 工艺和好氧脱氮工艺。为探讨 CANON 工艺以生产性规模运行的潜力, 一套数学模型已经研发, 用于模拟同时好氧氨氮氧化、好氧亚硝酸氮氧化和厌氧氨氧化的 CANON 工艺。在 30°C 恒温状态下, 使用 AQUASIM 软件模拟确定了与 CANON 工艺相关的动力学、生物膜以及工艺方面的关键参数。模拟结果显示, 动力学常数和密度、孔隙率等生物膜特征参数对最终出水水质的影响并不明显, 这是因为工艺从根本上主要受扩散过程的控制。当生物膜较薄时其厚度会影响氮的转化, 其原因是此时处于厌氧状态的生物膜体积相对较小, 进而抑制了 ANAMMOX 细菌生长。在 CANON 工艺中, 溶解氧 (DO) 和氨氮表面负荷 (ASL) 已被证实是影响工艺运行效果的两个最关键的因素。

CANON 工艺运行效果决定于反应器内相关细菌间的相互竞争。与亚硝酸氮氧化细菌相比, 在对氧的竞争中通常是氨氮氧化细菌占优势, 而在对亚硝酸氮的竞争中则通常是 ANAMMOX 细菌胜出。由于 CANON 反应器中的自养菌有着不同的生长速率和温度系数, 因此, 温度变化会影响工艺的运行效果。通过对 ANAMMOX 工艺的微生物学研究发现, ANAMMOX 细菌的最佳生长温度在 40°C 附近 ($\pm 3^\circ\text{C}$)。这就意味着低温会使 ANAMMOX 细菌的活性降低。同样, 低温也会使氨氮氧化细菌和亚硝酸氮氧化细菌的活性降低。当温度略高于 20°C 时, 氨氮氧化细菌的生长速率高于亚硝酸氮氧化细菌; 反之, 温度低于 20°C 结果刚好相反。这样一来对于扩大 CANON 工艺的运行规模, 就必须对实际应用过程中

工艺效果对温度的依赖关系进行必要研究。已建立的数学模型可以被用来评估温度对工艺运行效果的影响,这对 CANON 工艺过程可以有一个定性的认识。然而,要做到对工艺的全面定量描述还需要进行必要的中间试验。

在模拟温度的影响时,准确的温度系数 (θ) 非常重要。模型中存在着两类动力学常数:亲和系数 (K_s) 和速率常数 (μ 和 b)。一般说来,亲和系数被认为与底物及其转运蛋白的结合相关,因而 K_s 值类似于反应平衡常数,小范围内的温度变化对其并无影响。生长速率 (μ) 和衰减速率 (b) 是典型的温度依赖速率常数。在 20 ~ 40℃ 之间,ANAMMOX 细菌的活性被发现服从 Arrhenius 定律,因而 Arrhenius 定律可被用来描述 ANAMMOX 细菌的温度依赖性。此外,Arrhenius 定律也适用于对氨氮氧化细菌和亚硝酸氮氧化细菌温度依赖性的描述。

在实际运行过程中,除非设置调节池,否则恒定进水是很少见的,无论是工业废水还是生活污水其流量和水质都是随时间变化的。进水负荷动态变化直接引起 CANON 工艺氨氮表面负荷的变化。以前的研究显示,一定的氨氮表面负荷对应着一个最佳的 DO 值,在既定的氨氮表面负荷下只有同时满足这个最佳 DO 值才能取得最大脱氮效率,即最佳工况时应该是氨氮的表面负荷同传递到生物膜的氧气量符合一定的化学计量关系。在实际运行过程中,氧气的扩散传递受到混合液内 DO 水平的影响:当氨氮表面负荷变化时,若 DO 浓度不能得到相应的调节,则 CANNON 工艺的脱氮效率就不可避免地降低。从工程角度看,确定氨氮表面负荷的变化对 CANON 工艺的影响是非常重要的;同时,找出随氨氮表面负荷变化有效控制 DO 浓度的措施和方法亦具有实际意义。这些问题可以通过数学模拟进行深入研究。

10.8.2 研究方法

1. 温度系数 (θ)

基于标准温度 (通常 293K), 温度对速率常数的影响可用修正的 Arrhenius 方程来表示:

$$r_T = r_{293} \cdot \exp[-E_{\text{act}} \cdot (293 - T)/R \cdot 293 \cdot T] \quad (10-33)$$

温度稍微不同时, 293 · T 项 (绝对温度) 的数值变化不大, 因此该式可简化描述相对标准温度 (20℃) 时的表达式:

$$r_T = r_{20} \cdot \exp[-\theta(20 - T)] \quad (10-34)$$

式中: r_T = 温度 T 时的反应速率; r_{293} = 标准温度下的反应速率 (293°K); E_{act} =

活化能（J/mol 基质）； R = 气体常数 [10. 32 J/(mol · K)]； T = 温度（°K/°C）， θ = 温度系数。

比较式（10－33）和式（10－34）温度系数表达式为：

$$\theta = \frac{E_{\text{act}}}{R \cdot 293 \cdot T} \tag{10－35}$$

当 E_{act} 已知时， θ 便可计算出来。

根据文献，好氧氨氮氧化、亚硝酸氮氧化、厌氧氨氧化的活化能分别为 68kJ/mol、44kJ/mol、70kJ/mol，从而可以计算出有效温度范围内的 θ 值分别为 0. 094、0. 061 和 0. 096。利用已知的温度系数，可得出标准温度（20℃）时好氧氨氧化、亚硝氮氧化以及厌氧氨氧化的生长速率和内源呼吸速率，见表10－20。

20℃时三种自养细菌生长速率、内源呼吸速率和温度系数 表 10－20

符号	定义	数值	单位	温度系数（ θ ）
好氧氨氧化（ X_{NH} ）				
$\mu_{\text{NH}}^{\text{max}}$	最大比增长速率 X_{NH}	0. 80	d ⁻¹	0. 094
b_{NH}	好氧内源呼吸速率	0. 050	d ⁻¹	0. 094
好氧亚硝化（ X_{NO} ）				
$\mu_{\text{NO}}^{\text{max}}$	最大比增长速率 X_{NO}	0. 79	d ⁻¹	0. 061
b_{NO}	好氧内源呼吸速率	0. 033	d ⁻¹	0. 061
厌氧氨氧化（ X_{AN} ）				
$\mu_{\text{AN}}^{\text{max}}$	最大比增长速率 X_{AN}	0. 028	d ⁻¹	0. 096
b_{AN}	好氧内源呼吸速率	0. 001	d ⁻¹	0. 096

2. 生物膜中氨氮表面负荷变化

一个恒定的氨氮表面负荷，2g NH₄⁺ - N/（m² · d），被用于 CANON 工艺效果对温度的依赖性研究，此值与 Hippen、Helmer 和 Siegrist 等人在中试试验中采用的数值相近。以这个数值为基础，对流量和氨氮浓度不断变化的动态氨氮表面负荷作专门研究 [ASL_v，见图 10－31(a)]。该动态氨氮表面负荷的平均值仍为 2g NH₄⁺ - N/（m² · d）[ASL₂，见图 10－31(a)]。

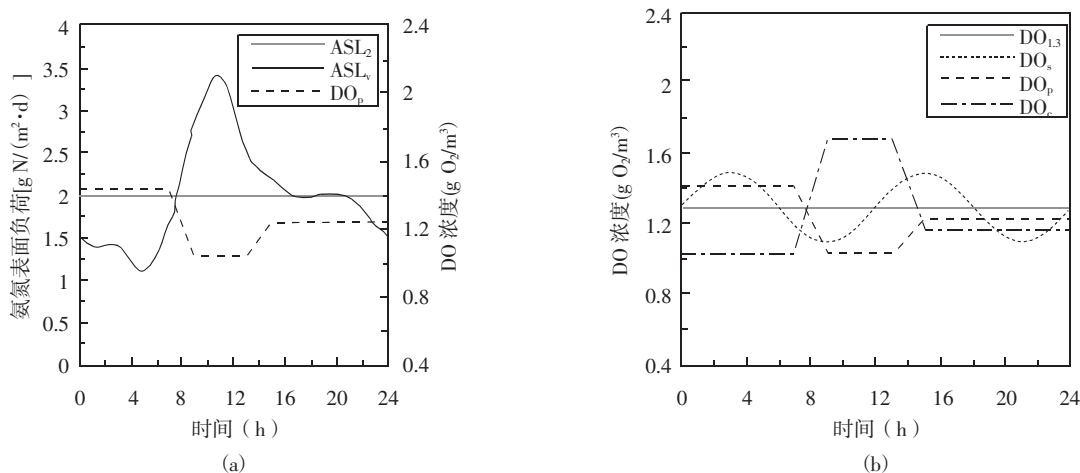


图 10-31 氨氮表面负荷和 DO 浓度每日变化曲线

(a) 动态 NH_4^+ 表面负荷下实际 DO 变化;

(b) 不同 DO 输入变化曲线

3. 模拟方法

把工艺对温度的依赖性引入以前建立的 CANON 模型, 并使之升级至容许温度变化。升级后的模型被结合到 AQUASIM 软件系统的生物膜部分之中。ANAMMOX 细菌被发现在温度为 $10 \sim 43^\circ\text{C}$ 之间时很活跃 (最佳为 $40^\circ\text{C} \pm 3^\circ\text{C}$), 所以对温度依赖性的研究也在相近的温度范围内进行。但由于在 10°C 厌氧氨氧化的活性要低于由 Arrhenius 公式得出的值, 所以模型中采用的温度变化范围为 $15 \sim 40^\circ\text{C}$ 。

前期研究表明, 在恒定温度和固定氨氮表面负荷状态下存在着一个最佳的生物膜厚度。为确定温度与最佳生物膜厚度之间的关系, 对氨氮表面负荷恒定 $[2\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 条件下不同温度时生物膜厚度变化的情况进行了模拟。

20°C 时, CANON 工艺性能以一固定的生物膜厚度 (标准值, 0.7mm) 靠变化氨氮表面负荷 $[0.25 \sim 4\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 的方式进行模拟评估。

事实上, 反应器内氨氮表面负荷的变化常常引起 DO 浓度的变化。在氨氮表面负荷变化的情况下 [图 10-31(a)], 一个被控制 DO 浓度会出现如图 10-31(a) 所示的实际 DO 变化曲线 (DO_p), 这个变化的 DO 接近于 DO 控制仪所能控制的上下边界。一个变化的 DO 输入很可能会影响 CANON 工艺性能。有鉴于此, 实际变化的 DO 曲线 (DO_p) 和一个正弦 DO 曲线 [图 10-31(b) 中 DO_s]

被用来模拟溶解氧对脱氮效率的影响。正弦 DO 曲线方程被用来表示在某一设定 DO 值 [如图 10-31 (b) 中 $DO_{1.3}$] 上下波动的 DO 范围。合理调节、控制 DO 浓度使之与波动的氨氮表面负荷相匹配才能取得最佳脱氮效果。一个严格控制的 DO 输入 [图 10-31 (b) 中 DO_c] 可以使得进入生物膜的氧气量与氨氮的负荷量相一致。

对变化的氨氮表面负荷和 DO 浓度有两种模拟方法。一种是长期输入动态值模拟, 即模拟时输入变化的氨氮表面负荷和 DO 浓度, 直至达到稳定状态, 这样做需要较长的计算时间。另一种是短期动态模拟, 即开始时输入平均氨氮表面负荷和平均 DO 浓度 ($1.3 \text{ g O}_2/\text{m}^3$) 直至达到稳定状态, 然后输入变化的氨氮表面负荷和 DO 浓度 (持续 24h), 这种方法在较短的计算时间即可完成。具体模拟过程参较前研究。

10.8.3 结果与讨论

经过长期和短期的动态模拟发现, 只要都达到稳定状态则最终的结果没有太大区别。长期动态模拟时, 生物膜中生物量并无明显变化, 这很可能是由于相对于生物膜内微生物的世代生长时间而言进水波动时间是非常小的。由于在恒定氨氮表面负荷和 DO 浓度 (平均值) 最佳环境下, 亚硝酸氮氧化细菌并没有竞争优势。因此, 对于动态氨氮表面负荷和 DO 浓度的模拟采用第二种方法。

Koch 等人用相似的模型对低温下 (20°C) 小试规模的 ANAMMOX 序批式 (SBR) 工艺进行了模拟。通过使用人工合成污水 ($\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-$), ANAMMOX 细菌在不同的 SBR 反应器内被成功的培养出来, 接种污泥取自采用硝化生物转盘工艺。在模型中 Koch 等人采用了较高的最大比增长速率 ($\mu_{\text{AN}}^{\max} = 0.08 \text{ d}^{-1}$), 采用此值所获得的模拟 X_{AN} 结果与实际测得的数据不相符 (模拟结果 X_{AN} 数值占总生物量的 20% ~ 25%)。为了弥合实际测得数据, 模拟预测的 X_{AN} 数值 (ANAMMOX 细菌占生物总量的百分比) 在 5% 时方与实测结果一致。实际上, 若采用 Strous 等人测定的最大比增长速率 $\mu_{\text{AN}}^{\max} = 0.028 \text{ d}^{-1}$ (20°C), 模型就能较好地表述所有的现场实测值和 ANAMMOX 细菌的质量百分数 X_{AN} 。

1. 温度依赖关系

图 10-32 分别描述了 20°C 和 30°C 时的模拟结果 [氨氮表面负荷 $\text{ASL} = 2 \text{ g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, 生物膜厚度 $\text{LF} = 0.7 \text{ mm}$]。显然, 低温严重影响工艺的运行效果 [图 10-32 (a)]。与 30°C 时较好的运行状况相比 [最大可达 74% 的

总氮去除率, 图 10-32 (b)], 20°C 时的最大总氮去除率降至约 35% [图 10-28 (a)], 最佳溶解氧 $\text{DO}=0.6\text{ g O}_2/\text{m}^3$ 。在 $\text{DO}=0.6\text{ g O}_2/\text{m}^3$ 之上, 尽管亚硝酸氮逐渐累积并有少量氨氮剩余, 但形成的氮气量却趋于减少。这直接与厌氧氨氧化细菌在低温下存在较低活性有关。 $\text{DO}=1.6\text{ g O}_2/\text{m}^3$ 时, 亚硝酸氮的峰值为 $47\text{ g N}/\text{m}^3$, 原因是低温下厌氧氨氧化细菌的活性低和溶解氧低于 $\text{DO}=1.6\text{ g O}_2/\text{m}^3$ 限制了亚硝酸氮氧化细菌的生长 [图 10-32 (c)]。

20°C 时的模拟结果表明, 低温易使亚硝酸氮在生物膜内累积, 但这并不能直接提高 ANAMMOX 的细菌活性。图 10-32 (c) 显示, 即使 ANAMMOX 细菌

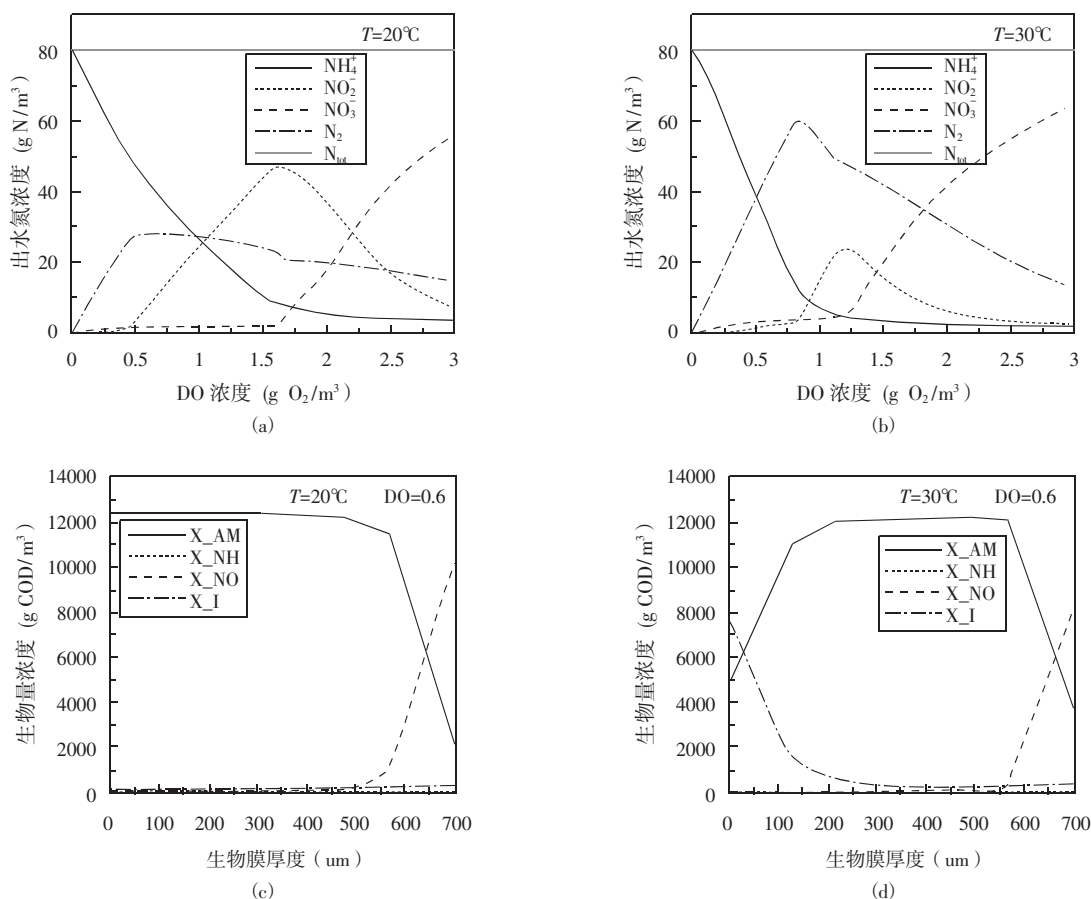
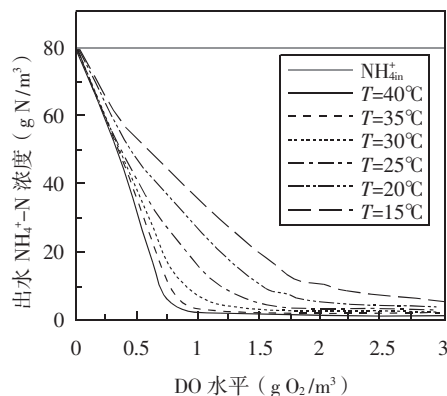


图 10-32 20°C 和 30°C 时模拟结果 [LF=0.7mm, ASL=2g $\text{NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]

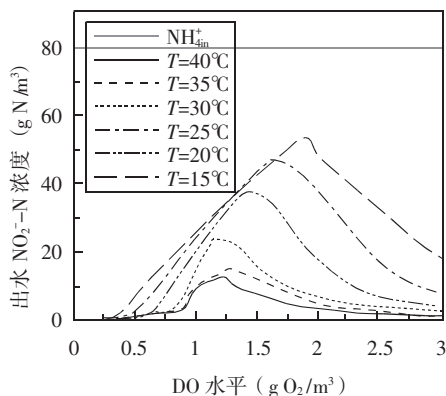
(a) $T=20^{\circ}\text{C}$; (b) $T=30^{\circ}\text{C}$; (c) $T=20^{\circ}\text{C}$ 、 $\text{DO}=0.6\text{ g O}_2/\text{m}^3$; (d) $T=30^{\circ}\text{C}$ 、 $\text{DO}=0.6\text{ g O}_2/\text{m}^3$

在整个生物膜内部繁殖, 其数量也不足以使脱氮达到最佳状况。在这种情况下, 一个较厚的生物膜用于提高 ANAMMOX 细菌活性是必要的。

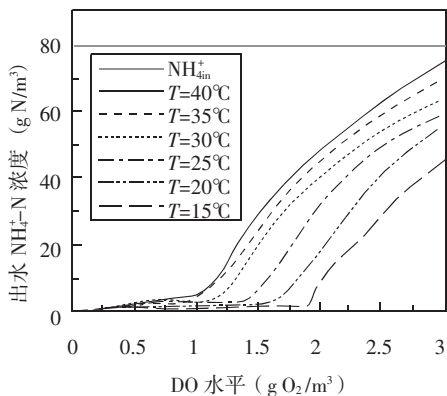
30℃ 时, ANAMMOX 细菌活性得以提高, 此时溶解氧在 $0.6 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ 时的脱氮效率 [47%, 图 10-32 (b)] 便超过了 20℃ 时所获得的最佳脱氮效率 [35%, 图 10-32 (a)]。图 10-32 (d) 表明, 30℃ 时在 $\text{DO} = 0.6 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ 的情况下 ANAMMOX 细菌并没有明显的增殖。这说明在转化率提高的情况下, ANAMMOX 细菌的数量对转化就不再起限制作用。30℃ 时在最佳溶解氧浓度 ($0.8 \text{ g O}_2/\text{m}^3$) 情况下, 0.7mm 的生物膜厚度已含有足够的 ANAMMOX 细菌, 可获取 74% 的总氮去除率。



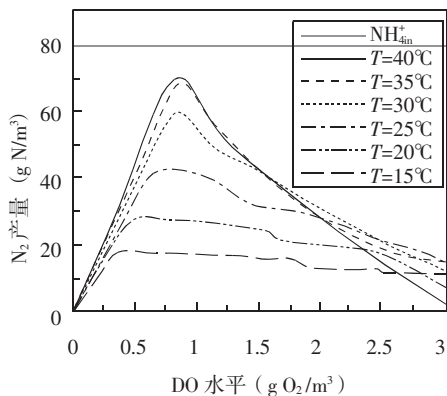
(a)



(b)



(c)



(d)

图 10-33 不同温度下氮的转化 [LF=0.7mm, ASL=2g NH₄⁺-N/(m²·d)]

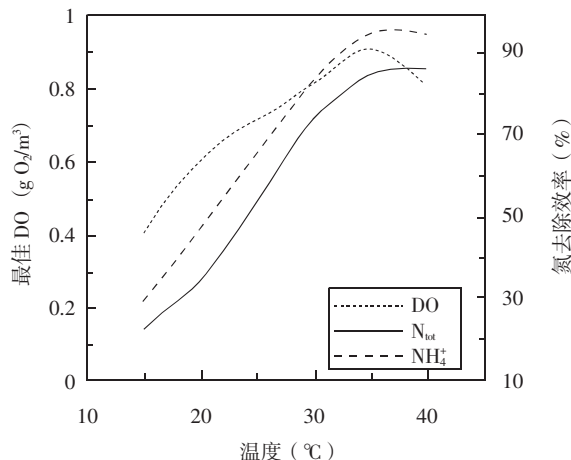
反应器内不同温度条件下,各种氮(氨氮、亚硝酸氮、硝酸氮和氮气)的浓度随着混合液中 DO 浓度水平的不同而变化,这些变化为了比较绘于图 10-33。在生物膜厚度(LF=0.7mm)和氨氮表面负荷 $[2\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 为定值时,氨氮去除率随温度的升高而上升[图 10-33(a)]。同时,亚硝酸氮和硝酸氮的转化也随温度而升高[图 10-33(b)、图 10-33(c)]。由于温度降低氧的穿透深度的提高,因而 ANAMMOX 细菌的数量减少了。此外,低温下 ANAMMOX 细菌的生长速率也降低,随之产生的氮气体量相应减少[图 10-33(d)],从而发生亚硝酸氮累积现象[图 10-33(b)]。通常所指的最大脱氮效率下的最佳 DO 浓度是指氨氮被最大程度氧化为亚硝酸氮时的值。

在温度为 15~20℃ 之间时,亚硝酸氮氧化的转化速率比氨氮氧化的速率要快。而通常情况下观察到的是亚硝酸氮氧化细菌对氧的亲合性较低,所以氨氮氧化细菌在对氧的竞争方面仍能胜出亚硝酸氮细菌而成为优势菌属。DO 浓度对所观测到的各种氮浓度影响主要取决于生物膜的厚度、氨氮表面负荷、生长速率和生物膜密度。图 10-34 显示了脱氮效率为最大时温度对最佳 DO 浓度的影响,此时生物膜厚度为 0.7mm、氨氮表面负荷保持 $2\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。图 10-34 表明,无论总氮还是氨氮去除率均随温度的升高而升高;同时,达到最大脱氮效率时的最佳的 DO 浓度亦随温度升高而上升。

2. 生物膜厚度的影响

图 10-34 温度、溶解氧浓度(DO)与氮去除率的关系

[LF=0.7mm, ASL= $2\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]



在温度变化而氨氮表面负荷恒定时 $[2\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$,对不同的生物膜厚度(0.2~4mm)进行了模拟。在每个不同的生物膜厚度时,都会出现此条件下最佳混合液 DO 浓度下的最大氮气生成量,在此状态下 ANAMMOX 细菌的活性最大。温度、生物膜厚度、最大脱氮效率以及最佳溶解氧浓度之间的关系如图 10-35 所示。

如图 10-35(a)~图 10-35(e)所示,在一定的生物膜厚度范围内氮的去除率随生物膜厚增加而上升。这表明生物膜厚度增加提高了厌氧氨氧化细菌的生存空

间。生物膜厚度超过某一定值后并不能继续提高氮的去除率,这说明每一个温度下都对应着一个最大脱氮效率的最佳生物膜厚度。超过该最佳生物膜厚度并不能提高氮的去除率,相反还需较高的溶解氧水平。换言之,较大的生物膜厚度中存在较多的惰性组分,因而降低了生物膜的容积活性,这样就需要较高的 DO 浓度来维持相同的脱氮效率。因此,图 10-35 (a)~图 10-35 (e) 中每一个脱氮效率的最高点都可以认为是对应着最佳的生物膜厚度的临界点。

温度、最佳生物膜厚度、最大脱氮效率和最佳的溶解氧浓度之间的关系如图 10-35 (f) 所示。从图中可以看出,温度对取得最大脱氮效率的最佳生物膜厚度有显著影响。较低的温度需较厚的生物膜以及较高的溶解氧水平,而实际所需的生物膜厚度与生物膜密度密切相关。自养生物膜的密度通常为 $50\text{kg COD}/\text{m}^3$ 。自养生物膜的密度还与生物膜反应器类型有关,但目前两者之间的确切关系尚不得而知。低温情况下需较厚的生物膜使得利用颗粒状污泥变得可能性较小,因为这种情况下需要半径为 $3\sim 4\text{mm}$ 的颗粒状污泥。采用如此之大的颗粒污泥使得生物膜的比表面积达到 $300\sim 400\text{m}^2/\text{m}^3$,其数值与移动床或固定床生物膜反应器相当。

3. 氨氮表面负荷的影响

如上所述,生物膜较薄会使 ANAMMOX 细菌活性受到限制,这同时也与氨氮表面负荷有关。图 10-35 (a) 揭示了 20°C 时氨氮表面负荷为 $2.0\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 条件下, 2mm 厚生物膜为最佳厚度,相应的最佳 $\text{DO} = 2.5\text{g O}_2/\text{m}^3$, 获到的最大脱氮效率为 74% 。更厚的生物膜并不能提高氮的去除率,相反还需较高的溶解氧浓度,这说明厌氧氨氧化的能力在低温下受到限制。换言之,在该温度下 $2.0\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 的氨氮表面负荷太高,以致不能获得较好的脱氮效果。如果低温下要想得到较高的脱氮效率,降低氨氮表面负荷应该是可行的技术措施。对不同氨氮表面负荷 $[0.25\sim 4\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 、温度为 20°C 、生物膜厚度为 0.7mm 时的工况进行模拟,结果示于图 10-36。

20°C 时较低的氨氮表面负荷非常有利于氮的去除。氨氮表面负荷为 $0.5\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时总氮去除率可达 88% (氨氮去除率为 94%); 当氨氮表面负荷为 $0.25\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时总氮去除率甚至可达 92% (氨氮的去除率为 98%)。如图 10-36 所示,低氨氮表面负荷与低溶解氧相对应。因此,可以得出低温、低氨氮表面负荷、低溶解氧水平条件非常有利于脱氮这一结论。然而,如此低的溶解氧浓度在工程反应器中很难实现。

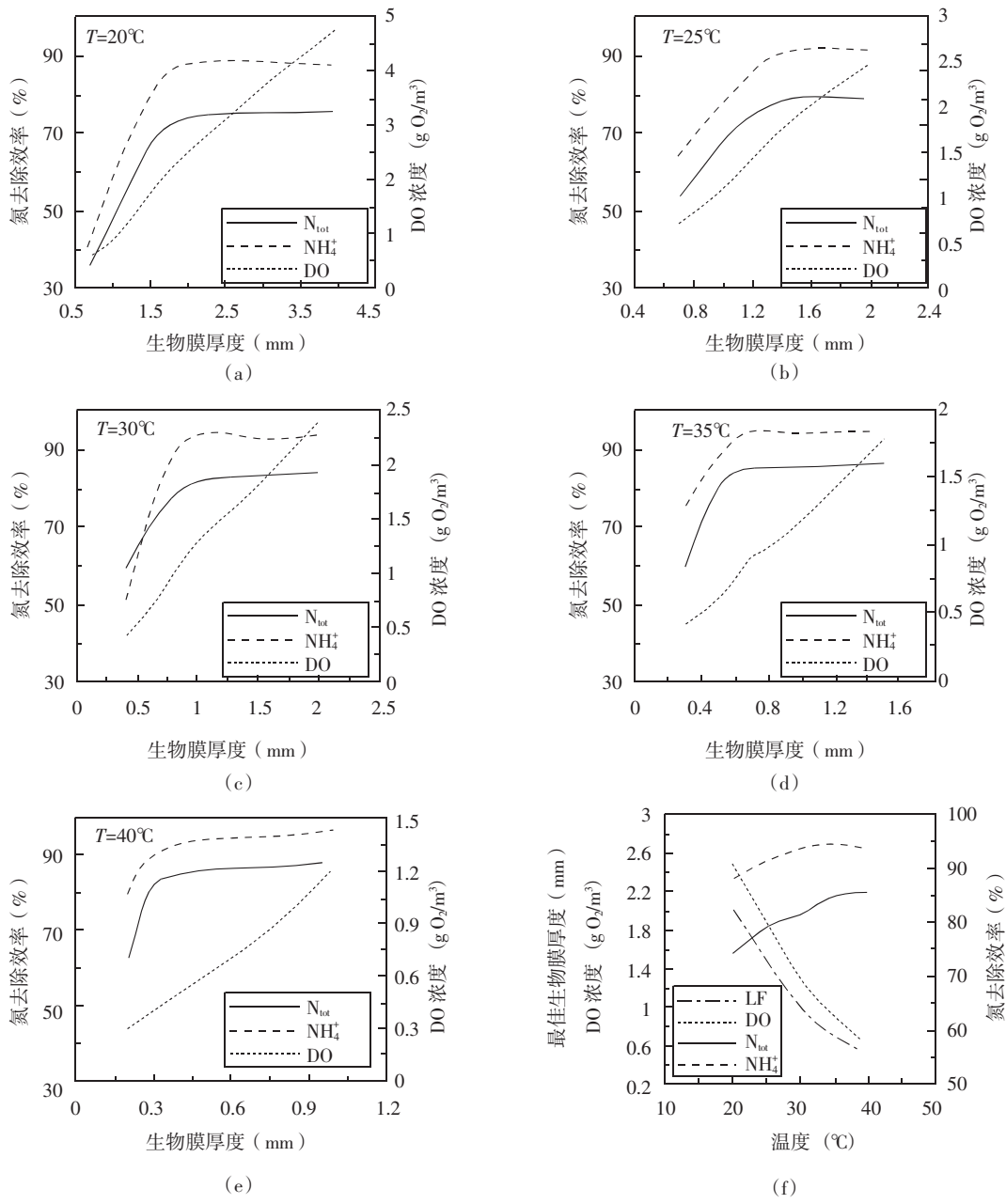


图 10-35 温度、生物膜厚度、脱氮效率与溶解氧浓度之间的关系

(a) $T=20^{\circ}\text{C}$; (b) $T=25^{\circ}\text{C}$; (c) $T=30^{\circ}\text{C}$; (d) $T=35^{\circ}\text{C}$; (e) $T=40^{\circ}\text{C}$; (f) 温度与 LF、DO 及 N 去除率关系

4. 氨氮表面负荷改变引起 DO 变化的影响

图 10-35 (c) 表明, 在氨氮表面负荷为 $2\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 、温度为 30°C 的情况下, 取得最大脱氮效率 (总氮去除率为 82% , 氨氮去除率为 94%) 的最佳生物膜厚度为 1mm , 相应的最佳溶解氧浓度为 $1.3\text{g O}_2/\text{m}^3$ 。因此, 这一生物膜被用来模拟运行参数变化对工艺性能的影响。

前期研究以及目前模拟结果表明, 取得最大脱氮效率的 DO 变化范围非常狭窄, DO 从最佳浓度偏离 $\pm 0.2\text{g O}_2/\text{m}^3$ 就可使得氮的去除率降低 $5\% \sim 15\%$ 。因此, 在实际工程运行中需要有非常灵敏的溶解氧仪来控制 DO 浓度。为了探知在实际情况下因缺乏灵敏度较高溶氧仪而不能对 DO 实施严格控制而导致对工艺性能的影响, 在恒定的氨氮表面负荷条件下 $[2\text{g NH}_4^+ - \text{N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 对正弦变化的动态 DO 输入过程进行了模拟 [图 10-31 (b)], 正弦最大溶解氧浓度变化在最佳水平 $1.3\text{g O}_2/\text{m}^3$ 上下浮动 $0.2\text{g O}_2/\text{m}^3$ 范围内波动 [图 10-31 (b)]。图 10-37(a) 表明, 亚硝酸氮峰值出现在 DO 浓度最高值时, 而氨氮峰值出现在 DO 浓度最低时。一般来说, 正弦溶解氧输入会使总氮去除率降低仅 2% (氨氮去除率降低 1%), 如表 10-21 所示。这表明, 实际操作中并不一定需要采用非常灵敏的溶氧探头来控制 DO 浓度。

在动态氨氮表面负荷下对三种不同形式的 DO 输入进行模拟。在低氨氮表面负荷 (8:00 之前) 下, 恒定 $1.3\text{g O}_2/\text{m}^3$ 的 DO 浓度相对太高, 导致大量氨氮氧化, 以至于形成图 10-37 (b) 中一个亚硝酸氮曲线的峰值。在 8:00 ~ 16:00 之间, 氨氮表面负荷出现峰值情况 [图 10-37 (a)], 这就需要高于 $1.3\text{g O}_2/\text{m}^3$ 的 DO 浓度与之实际需求所对应, 以充分地将氨氮氧化为亚硝酸氮。然而, 此时恒定输入的溶解氧 ($1.3\text{g O}_2/\text{m}^3$) 不足以氧化过量的氨氮, 从而导致氨氮积累, 形成氨氮的峰值 [图 10-37 (b)]。此时, 亚硝酸氮显然是厌氧氨氧化的限制条件。这种情况导致总氮的去除率平均下降 10% , 清楚地显示了动态氨氮表面

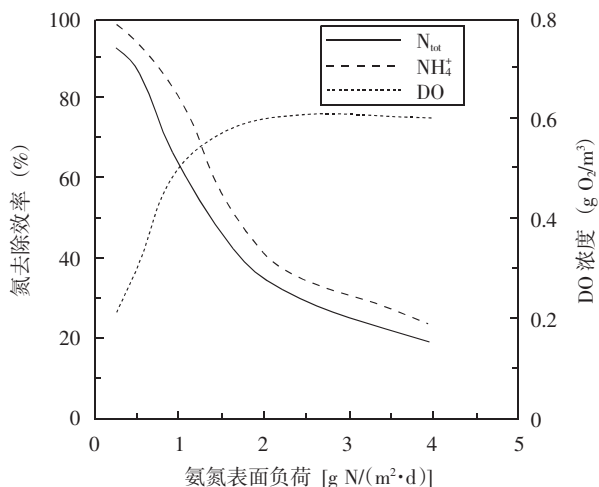


图 10-36 20℃时氨氮表面负荷对脱氮效率的影响
(LF=0.7mm)

负荷对工艺运行效果的影响。

实际上，反应器内溶解氧浓度是随动态变化的氨氮表面负荷不断变化的。氨氮表面负荷高时，溶解氧浓度处于低限，而氨氮表面负荷低，溶解氧浓度则处于高限。对溶解氧的控制通常只能运用一定的范围（如 DO 最高和最低值时）。为描述实际溶解氧变化对工艺性能的影响，在模拟中采用动态变化的氨氮表面负荷 [图 10-31(a)] 和实际情况下的溶解氧变化 [DO_p，见图 10-31(b)]。此时出现 2 个更高的亚硝酸氮和氨氮峰值 [图 10-37 (c)]，表明工艺运行受到了较大的影响，总氮去除率平均下降了 14%。可以预料，氨氮表面负荷变化所引

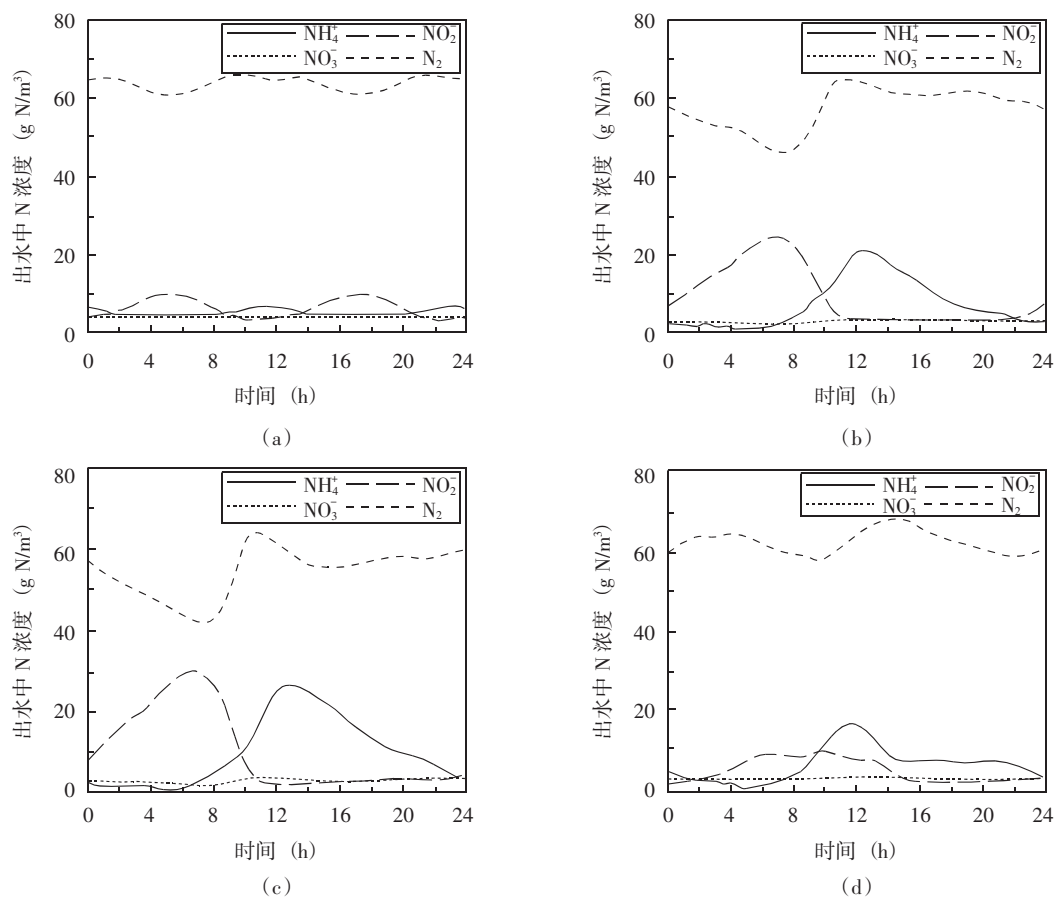


图 10-37 动态氨氮表面负荷和 DO 浓度对工艺性能的影响 [LF = 1mm, ASL = 2g NH₄⁺ - N/(m² · d)]

(a) ASL₂ + DO_s; (b) ASL_v + DO_{1.3}; (c) ASL_v + DO_p; (d) ASL_v + DO_e

起的真实溶解氧变化情况将可能导致氮去除率下降更多。

如果操作中能够准确控制 DO 浓度, 使之与此时的氮负荷相匹配, 那么在氨氮表面负荷变化的情况下仍可得相对较高的脱氮效率。为了实现这一目的在操作中应控制溶解氧的输入量。图 10-37 (d) 显示了 DO 与 ASL 匹配情况下氮的转化模拟曲线。显然, 控制溶解氧的输入有利于提高脱氮效率。简单的溶解氧三级调节措施 [图 10-31 (b)], 使总氮去除效率达 78%。这一数值与氨氮表面负荷及溶解氧水平为恒定值时所获得的数据 (82%) 相近。显然, 在氨氮表面负荷变化的情况下, 准确控制 DO 浓度对 CANON 工艺的优化是必要的。而实际上, 控制溶解氧水平是困难的, 但逐级设置溶解氧浓度使之与表面负荷变化相适应的措施可以奏效。

动态氨氮表面负荷和不同溶解氧浓度下的平均脱氮效率 表 10-21

平均去除率 (%)	氨氮表面负荷常数 ASL_2 [$2g\ NH_4^+ - N/(m^2 \cdot d)$]		氨氮表面负荷 ASL_v [图 10-31 (a)]		
	$DO_{1,3}^*$ (◀)	DO_s [图 10-37 (a)]	$DO_{1,3}$ [图 10-37 (b)]	DO_p [图 10-37 (c)]	DO_c [图 10-37 (d)]
NH_4^+	94	93	90	87	91
总氮	82	80	72	68	78

* $DO = 1.3g\ O_2/m^3$ 。◀: 恒定 ASL 和 DO 时的最大 N_2 量。

10.8.4 结论

以已有数学模型为基础, 在进水负荷变化的情况下, 模拟分析了 CANON 工艺对温度依赖性和运行工况。模拟结果尽管不会定量地反映现实情况, 但从定性角度看能很好地描述这种概念新颖的处理工艺。

模拟结果表明, 低温且氨氮表面负荷恒定情况会极大地影响到 CANON 工艺的脱氮效率, 因为低温下 ANAMMOX 细菌的活性受到抑制。在温度和氨氮表面负荷都为恒定值的条件下, 存在一个获取最大脱氮效率的最佳生物膜厚度。在氨氮表面负荷恒定情况下, 低温需要较厚的生物膜和较高的溶解氧水平来维持较高的脱氮效率。在生物膜厚度一定的情况下, 低温则需氨氮表面负荷及溶解氧浓度在较低的水平才能得到较高的脱氮效率。

生物膜厚度一定的条件下, 改变氨氮表面负荷及溶解氧水平会影响 CANON

工艺的脱氮效率。在氨氮表面负荷固定的情况下, 正弦式变化的溶解氧输入对工艺的运行不会产生较大影响。无论在溶解氧恒定或由于氨氮表面负荷变化而引起 DO 变化的情况下, 变化的氨氮表面负荷都会明显影响工艺的运行性能。氨氮表面负荷与溶解氧浓度水平之间的不匹配是导致脱氮效率下降的一个重要原因。如果在实际操作中能够实现对溶解氧的实时控制, 使之与氨氮表面负荷相匹配则完全可以使 CANON 工艺取得较好的脱氮效果。

10.9 模拟预测 ANAMMOX 细菌在生物膜系统的脱氮作用

10.9.1 引言

近 10 年在污水生物处理过程中及自然界新发现的一种氮的自养转换途径——厌氧氨氧化 (ANAMMOX) 现象呈现出一种潜在的可持续废水生物脱氮技术, 因为在 ANAMMOX 过程中, 不存在 COD 与 O_2 的消耗。世界上第一个用于处理污泥消化液中高氨氮浓度的 ANAMMOX 反应器自 2002 年 6 月起已在荷兰鹿特丹 Dokhaven 市政污水处理厂中投入运行。这个 ANAMMOX 反应器以颗粒状形式污泥运行, 而且在它之前设有一个提供 ANAMMOX 所必需的亚硝酸氮的中温亚硝化反应器——SHARON (该反应器已先期于 1999 年 1 月起投入运行)。

实践中, 几个以生物膜为载体的 ANAMMOX 工艺也已经被证实或正在研发之中。例如, 在德国和瑞士几个处理垃圾渗滤液的生物转盘 (RBCs) 中便发现了明显的 ANAMMOX 脱氮作用, 尽管德国人使用了 Aerobic deammonification (好氧脱氨化) 这样的术语; 比利时根特大学所研发的氧限制情况下的自养硝化—反硝化 OLAND 工艺亦以 ANAMMOX 作用为主。所提及的这些工艺中, ANAMMOX 均出现在氧传递被限制的硝化生物膜的内层空间。进言之, ANAMMOX 也可以出现在微氧情况下具有亚硝化作用的絮状污泥中。原则上, 这些被述及的工艺过程原理基本上是一样的, 即, ANAMMOX 也可以同亚硝化一起发生于同一生物系统中。这样的自养生物膜反应器或污泥反应器已被冠以 “CANON” (Completely Autotrophic Nitrogenremoval Over Nitrite) 这样的术语。尽管目前还没有刻意设计的 CANON 工艺的工程应用, 但我们利用模拟技术已对 CANON 工艺设计进行了广泛的评估。

使用数学模型发展 ANAMMOX 工艺是十分重要的, 因为 ANAMMOX 细菌生长繁殖速度极慢 (生长率 $< 0.1 \text{ d}^{-1}$)。以传统实验方式测试可能影响工艺的众多因素因此需要漫长时间, 而且往往只能得到很有限的有价值信息。尽管数学模型不能完全地替代现实, 但是, 数学模型所预测的趋势能够极大地帮助发展生物工艺, 特别是 ANAMMOX 这样有着极低生长率的细菌。

人们对 ANAMMOX 的实际应用 (无论 Aerobic deammonification, OLAND 或是 CANON 工艺) 一般存在这样的初浅认识, 即进水中应只含氨氮而不应含有 COD, 因为 COD 可能会诱发异养菌大量生长而压缩 ANAMMOX 细菌的生存空间。然而, 现实中只含氨氮而不含 COD 的污水是极其罕见的。为了使 ANAMMOX 的应用范围更广, CANON 工艺必须应对含有 COD 的污水。到目前为止, 文献中既没有实际观测也没有理论预测这方面的信息。因此, 污水中 COD 对 CANON 工艺的潜在影响成为本研究的主题。

评估 COD 对 CANON 工艺影响的数学模型由活性污泥 3 号模型中异养细菌反应和以前我们已建立并发表的 CANON 自养 (亚硝化、硝化与 ANAMMOX) 模型结合而成。这个生物动力学模型已被输入 AQUASIM 模拟软件中的生物膜部分。被结合的数学模型能够模拟生物膜中所涉及到的各种异养与自养细菌活性; COD 氧化、硝化、反硝化、ANAMMOX 等反应及相互作用亦可被一并模拟。

10.9.2 模拟方法

1. 生物膜模型

亚硝化——ANAMMOX 生物膜模型 (CANON) 以好氧及反硝化 COD 去除过程补充后便形成如图 10-38 所示的本研究涉及到的生物膜反应模型。因为存在着 ANAMMOX 与常规反硝化竞争亚硝酸氮的问题, 所以, 常规反硝化被表示为可以分别从亚硝酸氮和硝酸氮同时进行的形式, 实际上这样做更接近于现实。反应模型由 3 种自养菌和常规异养菌组成, 异养菌与自养硝化菌竞争氧, 而与 ANAMMOX 细菌竞争亚硝酸氮。实际上, 图 10-38 所示的模型也可以看作为传统生物膜反应模型被 ANAMMOX 补充后的扩充模型。

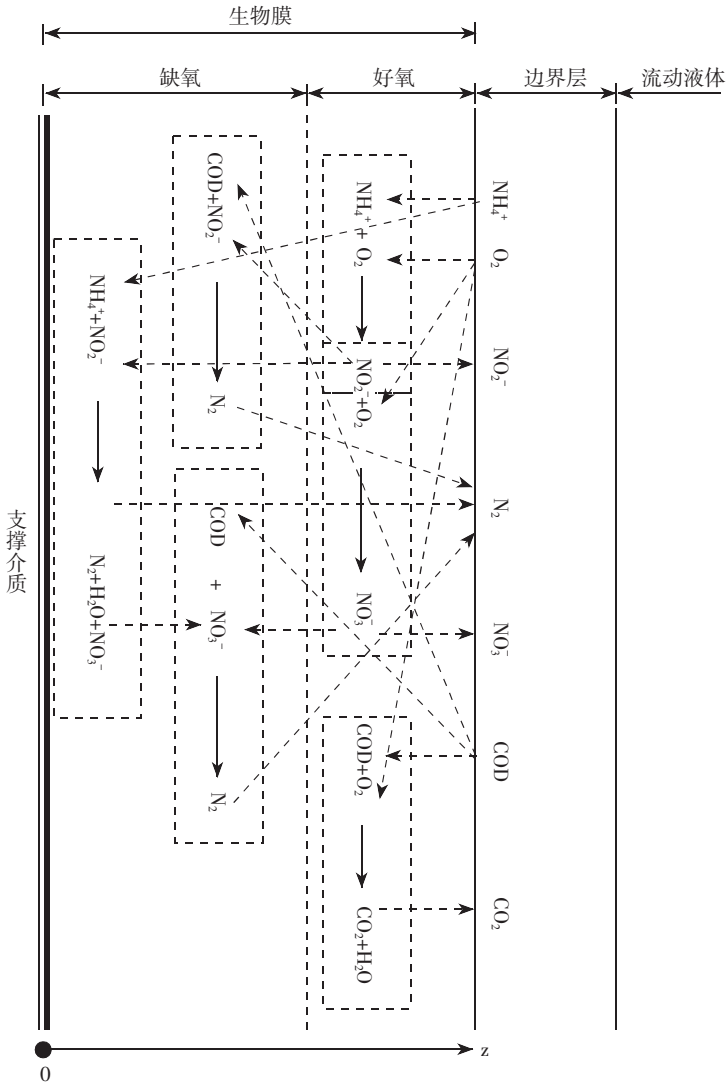
2. 数学模型

描述两步硝化与 ANAMMOX 过程的 CANON 模型我们已经建立并发表。在 CANON 模型中, 3 种自养细菌的增长与内源衰减过程分别用动力学方程表达, 其中, 内源衰减过程采用了类似活性污泥 3 号模型描述方法, 即分别以一个好氧的

和一个缓慢的缺氧过程表示。原则上，缺氧的内源衰减过程需分别以硝酸氮和亚硝酸氮作为反应物表达，但在本研究中为了简化模型只以硝酸氮作为反应物表达缺氧的内源衰减过程。这样的简化方式对模拟结果几乎不会产生什么重要影响。

对于图 10-38 中所涉及的好氧及反硝化 COD 去除过程的描述则直接取自活性污泥 3 号模型，只不过缺氧的常规反硝化分别以硝酸氮和亚硝酸氮作为电子受体而已。这样，常规反硝化与 ANAMMOX 竞争亚硝酸氮的问题便得到解决。

图 10-38 生物膜反应模型



与 CANON 模型的做法一样，异养菌的缺氧内源衰减过程亦仅以硝酸氮作为反应物表达。为了简化模拟过程，颗粒状 COD 的水解过程被省略，因为模拟中可只应用完全溶解态的 COD。此外，假定进水中有足够的碱度，因此，碱度并没有被包括在数学模型中。

自养的 CANON 模型与稍作调整的活性污泥 3 号模型结合便得到了如附表 10-III 所示的图 10-38 生物膜反应模型之数学模型表达式及相关化学计量关系。模型中所涉及到的动力学、计量化学、及组分参数可参见 CANON 模型及活性污泥 3 号模型。

3. 模拟用生物膜反应器及模拟参数

被合并而成的生物膜反应模型之数学模型被输入用于模拟目的的专用软件—AQUASIM。模拟过程所用的模拟反应器和涉

及到的各种参数类似于我们以前的研究。进水流量为 $50\text{m}^3/\text{d}$ 。表面生物膜负荷被用作主要的工艺参数。根据文献,生物转盘的 COD 与氨氮表面负荷一般分别为, $10 \sim 20\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 和 $0.7 \sim 1.6\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 。本研究中,进水氨氮(以 N 计)表面负荷被固定为 $1.23\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$,而进水的 COD 表面负荷在 $0 \sim 12.3\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 之间变化。进水中不含 NO_3^- 与 NO_2^- 。根据实际经验,自养、异养及细胞贮存物质三者的生物膜的密度不同,所以,本研究中三者的生物膜密度(以 COD 计)分别取用 $70\text{kg}/\text{m}^3$ 、 $25\text{kg}/\text{m}^3$ 和 $2500\text{kg}/\text{m}^3$ 。生物膜密度的变化仅仅影响所需的生物膜厚度。本研究中 COD 在水中的平均扩散系数取 $1 \times 10^{-4}\text{m}^2/\text{d}$ 。

10.9.3 结果与讨论

1. COD 对生物膜中 ANAMMOX 的影响

COD 对以 CANON 工艺为代表的自养生物膜脱氮工艺的模拟影响结果被绘制于图 10-39 中。与 CANON 状态下的氮转换相比(图 10-24),COD 对氮的去除没有太大影响[图 10-39(a)~图 10-39(c)]。图 10-39 中 3 种 COD 表面负荷下氮的转换趋势并没有因 COD 的介入而与以前模拟的 CANON 完全自养工艺中的图形(图 10-24)存在很大区别,只不过最大氮气生成量(峰值)所对应的最佳溶解氧(DO)浓度随 COD 表面负荷增加有所增大而已。图 10-39(a)~图 10-39(c)同时也说明,COD 表面负荷越高,完成硝化时所需要的 DO 浓度也就随之增高。这完全与一般的实验观察相一致,因为 COD 氧化与硝化均需要消耗氧,增加 COD 表面负荷势必在生物膜内需要一个较大的氧通量。图 10-39(a)~图 10-39(c)表明,当 DO 处于较低浓度时 COD 便被几乎完全去除,这说明 COD 主要在生物膜外层好氧空间内被去除,几乎不可能再向生物膜内部扩散,以至不能为常规反硝化提供碳源。图 10-39(a)~图 10-39(c)中氮转换图形显示,COD 的介入也使得原本在 CANON 工艺中峰值氮气量对 DO 变化十分敏感的问题(图 10-24)变得趋于缓和。这对处理实际污水无疑十分有利,因为运行中对 DO 的控制变得不必那么非常严格。

如图 10-39(a)~图 10-39(c)所示,硝化开始之时也是反硝化起始之刻。尽管在图 10-38 所示的生物膜在机理上存在 2 种脱氮途径,但模拟结果显示[图 10-39(a)~图 10-39(c)],ANAMMOX 是脱氮的主要贡献者,其氮气产量占总氮气产量的 80% 以上。图 10-39(a)~图 10-39(c)总氮气产量与 ANAMMOX 氮气产量曲线之间的空间为反硝化脱氮产生的氮气量,只占到总

氮气产量的不足 20%。因为 COD 主要在好氧的外层生物膜内被氧化, 所以, 模拟产生的反硝化氮气产量显然由异养菌的内源呼吸过程完成。无论进水中是否存在 COD, 在最佳 DO 浓度时最高均可获得 90% 的氮去除率。进一步的模拟显示, 波动的进水与上述恒定进水所产生的结果并无二样, 这说明只要生物膜在介质表面生长时间和厚度足以让 ANAMMOX 细菌得到大量繁殖, ANAMMOX 便会成为生物膜中脱氮的主要贡献者, 而与进水的水质和水量无关。因此, 一个生长稳定的生物膜对 ANAMMOX 细菌的存在至关重要。假如生物膜经常老化剥

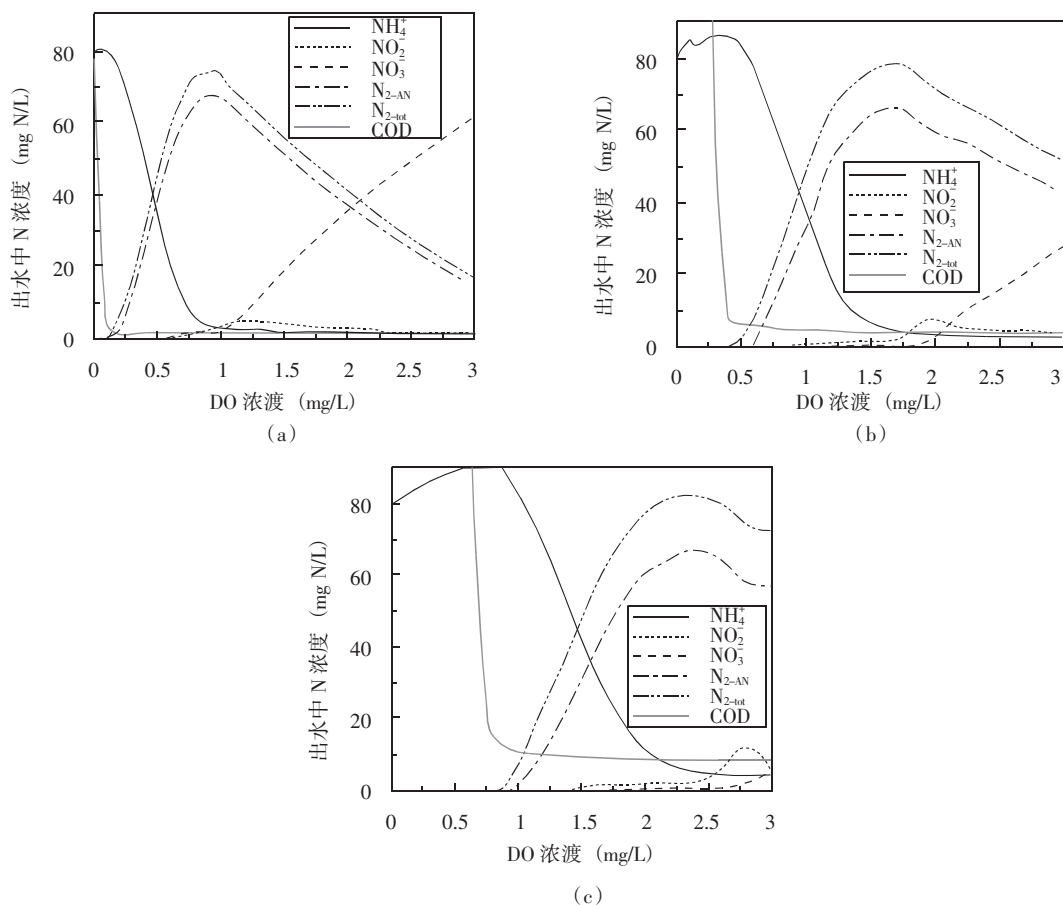


图 10-39 COD 对生物膜内氮转换影响的模拟结果 ($T=30^{\circ}\text{C}$; 生物膜厚度 = 0.7 mm)

(a) COD 表面负荷 = 1.23 g/(m² · d); (b) COD 表面负荷 = 6.17 g/(m² · d); (c) COD 表面负荷 = 12.35 g/(m² · d)

图中: N_{2-AN} —ANAMMOX 氮气产量, N_{2-tot} —总氮气产量

离，像 ANAMMOX 这种生长率极低的细菌肯定没有机会在生物膜中繁殖。然而，生物膜的稳定性取决于反应器的类型及 COD 负荷率，模拟只不过显示一种潜力，即可能性。

图 10-39 (a) 与图 10-39 (c) 中峰值氮气时的生物膜结构图被分别显示在图 10-40 中。正像所期望的那样，异养菌主要分布在生物膜的外层空间。当 COD 表面负荷增加 9 倍后，ANAMMOX 存在的空间的确被异养菌侵占。可想而知，如果生物膜太薄，ANAMMOX 细菌便难以存在。然而，图 10-40 (b) 所显示的 ANAMMOX 量仍足以完成较高 COD 表面负荷 $[12.3\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$ 下的脱氮效率 [图 10-39 (c)]。

图 10-41 进一步总结了 COD 表面负荷、生物膜厚度与脱氮效率（峰值情况）和最佳溶解氧浓度之间的关系。图 10-41 (a) 显示，COD 表面负荷与最佳溶解氧浓度呈线性关系；COD 表面负荷的增加只使 ANAMMOX 脱氮效率略微下降，而使反硝化脱氮效率稍有增加，但总脱氮效率基本不变，保持 90% 左右。图 10-41 (b) 表明，因进水中含有 COD，导致较厚生物膜的需要，以同时满足反硝化与 ANAMMOX 的双重脱氮作用。然而，生物膜的厚度也不能无限制地增加，否则，非但不会进一步增加脱氮效率，反而会导致一个较高最佳溶解氧

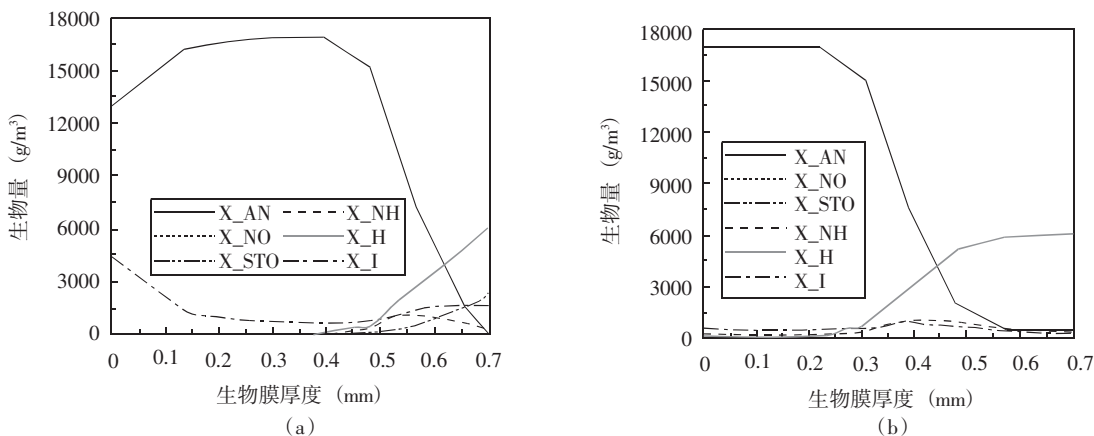


图 10-40 不同 COD 表面负荷下的生物膜结构 ($T=30^{\circ}\text{C}$; 生物膜厚度 $=0.7\text{mm}$)

(a) COD 表面负荷 $=1.23\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, $\text{DO}=0.9\text{g}/\text{m}^3$; (b) COD 表面负荷 $=12.35\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, $\text{DO}=2.4\text{g}/\text{m}^3$

图中: X_{AN} —ANAMMOX 细菌; X_{NH} —亚硝化细菌; X_{NO} —硝化细菌; X_{H} —异养菌; X_{STO} —胞内贮存物; X_{I} —惰性物质

的需要，这是因为膜越厚氧的扩散阻力便越大。在图 10-41（b）所表示的情况下，1mm 为最佳生物膜厚度。应该注意到，确切的最佳生物膜厚度也与生物膜中细菌的密度有关。这又与生物膜反应器的类型（剪切速率）和基质的负荷率相联系。模型所预测的趋势肯定是有效的，但是，确切的数值取决于所选择的反应器类型。

综上所述，可以得出这样的结论，含有 ANAMMOX 细菌的生物膜反应器可以容许进水中 COD 存在。对于实际目的，没有必要对像 CANON 这样的亚硝化——ANAMMOX 生物膜工艺限制进水中的 COD。COD 在生物膜中的去除主要是由于异养菌的好氧化，而非常规反硝化所完成。

2. 对现实情况的模拟预测

实际工程应用中生物膜中的 ANAMMOX 现象主要报告于超负荷的自养生物膜系统，如处理垃圾渗滤液的生物转盘（常温）和氧限制情况下的自养硝化—反硝化 OLAND 工艺。最近，有关天然水体中低温情况下的 ANAMMOX 现象也不断报道。例如，在波罗的海向北海过渡的斯卡格拉克海峡的海底沉积层表面，在黑海海底好氧与缺氧交界处，在哥斯达黎加一海湾海底，均被证实存在明显的 ANAMMOX 现象。这些海底的共同特点是深度少则几百米多达上千米，海底水流异常平稳，水温在 5 ~ 6℃。而一般认为，ANAMMOX 需在中温（30 ~

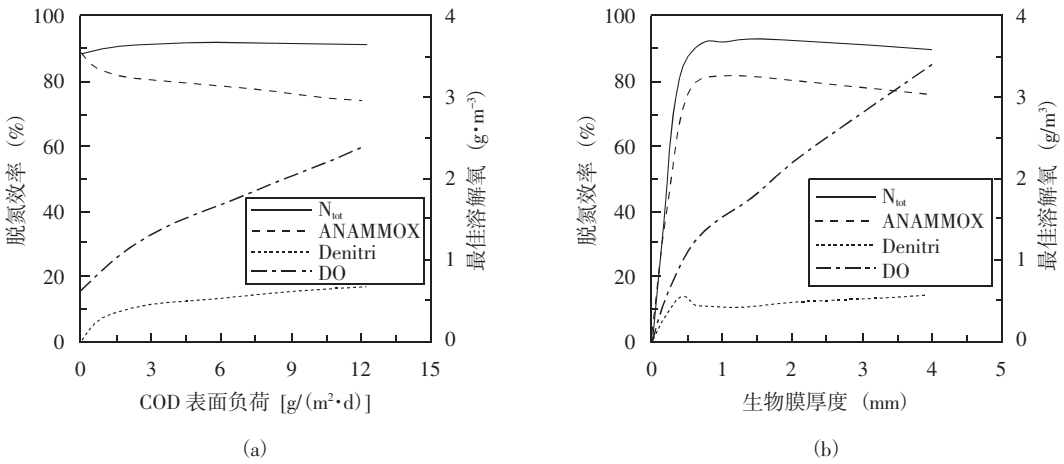


图 10-41 COD 表面负荷、生物膜厚度与脱氮效率和最佳溶解氧浓度的关系（ $T=30^{\circ}\text{C}$ ）

（a）生物膜厚度 = 0.7mm；（b）COD 表面负荷 = $3.09\text{g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$

图中： N_{tot} —总氮；ANAMMOX—ANAMMOX 脱氮；Denitri—反硝化脱氮；DO—最佳溶解氧

35℃)才有可能发生。现实中发现的这些 ANAMMOX 现象使我们产生了从理论上评价和预测常温和低温情况下生物膜中是否有可能存在 ANAMMOX 现象的兴趣。借助于本研究中的数学模型,采用一组生物转盘真实运行数据[氨氮表面负荷=1.23g/(m²·d); COD 表面负荷=8g/(m²·d); DO=2~4g/m³; 生物膜厚度=2mm; T=5~35℃],我们模拟了温度对生物膜净化功能的影响,并以 DO 在 2g/m³ 和 4g/m³ 两个边界溶解氧为特例,绘制出图 10-42。

图 10-42 显示,当温度低于 25℃ 时, COD 去除率略有下降,但在 10℃ 以上仍维持在 90% 以上。5℃ 时, DO 为 2g/m³ 的 COD 明显下降到 80% 以下。然而,5℃ 下 DO 为 4g/m³ 时, COD 去除率仍可维持在较高水平,这说明低温下生物膜系统可以靠采取提高溶解氧的措施来增加 COD 去除率。

温度下降时,无论总氮还是 ANAMMOX 氮去除率都迅速下降,而在低温时的氮去除仍然是 ANAMMOX 的贡献最大。在 DO=2g/m³ 时,温度降至 10℃ 生物膜已完全失去了脱氮功能。然而,溶解氧提高到 4g/m³ 后,脱氮功能再次显现,甚至在 5℃ 时仍可看到少量脱氮现象。对于 DO=4g/m³ 时,在 25℃ 后氮去除效率随温度升高而下降的现象是因为 DO=4g/m³ 在 25℃ 后已超过最佳溶解氧值(产生峰值氮气量的 DO 浓度)。此时,因溶解氧浓度过高而导致硝酸氮产生,从而阻止了 ANAMMOX 的进程。

对现实情况的模拟说明,在低温下的确可以期望 ANAMMOX 发生于生物膜系统中,并仍然成为脱氮的主要贡献者,但是,前提条件是要有一个生长异常稳定的生物膜系统,这也被上述海底自然界中发生的 ANAMMOX 现象所说明。为揭示 ANAMMOX 在生物膜系统中的漫长发展过程,用图 10-42 所表示的现实情况参数(T=20℃; 生物厚度=2mm; DO=3g/m³),图 10-43 模拟了 ANAMMOX 细菌在生物膜中随时间的发展历程以及在达到稳定运行

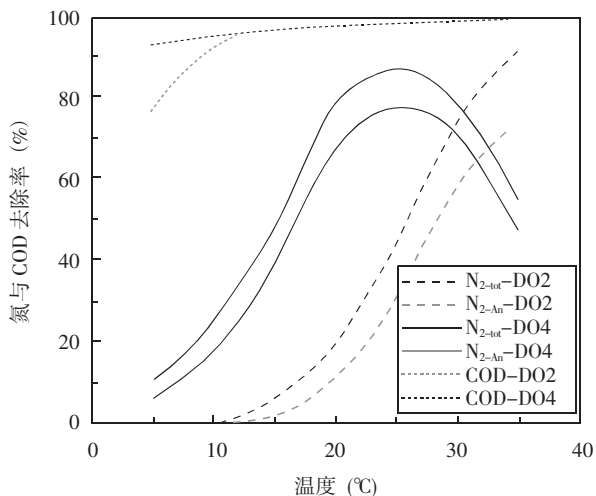


图 10-42 温度与溶解氧对生物膜净化功能的影响

图中: $N_{2-tot}-DO2$ ——DO=2 时总氮去除率;
 $N_{2-An}-DO2$ ——DO=2 时 ANAMMOX 氮去除率;
 $N_{2-tot}-DO4$ ——DO=4 时总氮去除率;
 $N_{2-An}-DO4$ ——DO=4 时 ANAMMOX 氮去除率;
 $COD-DO2$ ——DO=2 时 COD 去除率;
 $COD-DO4$ ——DO=4 时 COD 去除率。

时所需要的时间。异养菌发展很快，只要一两周的时间便可达到 2mm 的厚度。然而，ANAMMOX 细菌却需要相当长的时间才能积累到一定数量。如图 10-43 (b) 所示，ANAMMOX 需要 1000d 才能在限定情况下的生物膜中达到最大数量，而限定情况下的生物膜系统约需要 500d 才能达到稳定的运行状态 [图 10-43 (b)]。也就是说，限定情况下的生物膜不必等到 1000d 而只要一半时间 ANAMMOX 便能发挥最佳作用。这是在假定了生物膜稳定而不常脱落的情况下所作的模拟，虽与现实情况可能有所差别，但模拟反映的趋势无疑是合乎逻辑的，对实际运行系统会有很大程度上的理论指导意义。一句话，在同时存在异养与自养细菌的生物膜系统中，要想发展 ANAMMOX 细菌，必须考虑一种运行稳定的生物膜反应器。而对完全的自养生物膜系统来说，生物膜的发展相对是稳定的，这样的系统完全可能在低温下运行。

综合上述模拟结果与讨论，可以预见，在通常的硝化——异养生物膜系统中 ANAMMOX 细菌存在并繁殖的可能性最大。亚硝化——ANAMMOX 在常规的硝化生物膜系统中可以诱发文献所报告的氮去除现象。然而，市政污水处理生物膜工艺中由 ANAMMOX 所完成的潜在脱氮作用仍需进一步评价，并需通过实验或现场检测不断验证。

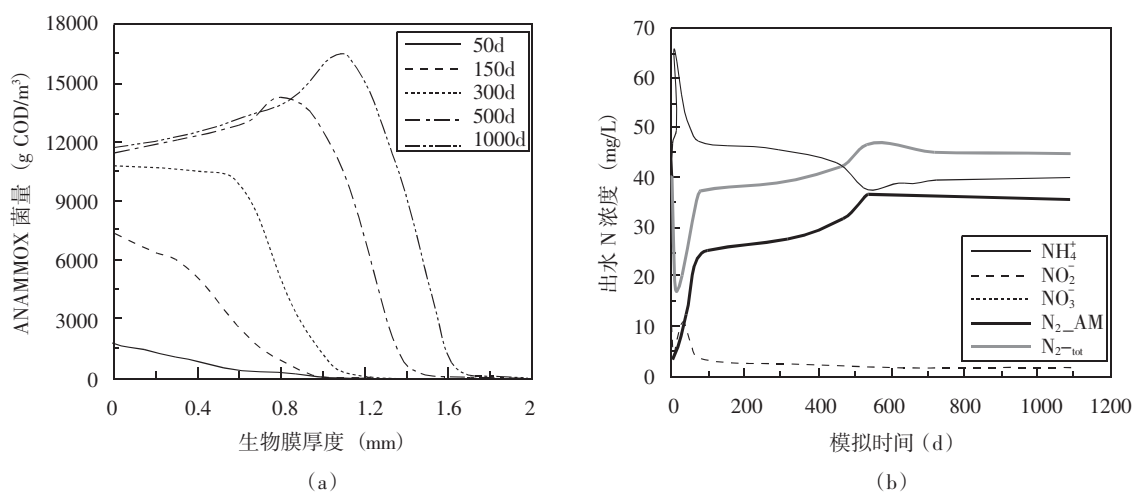


图 10-43 ANAMMOX 在生物膜中的发展进程以及稳定运行时所需要的时间
($T=20^{\circ}\text{C}$; 生物膜厚度 = 2mm; $\text{DO} = 3\text{g}/\text{m}^3$)
(a) 生物膜中 ANAMMOX 随时间发展历程; (b) 达到稳定运行时所需要的时间

10.9.4 结论

一个用于评价 COD 对亚硝化——ANAMMOX 生物膜工艺影响的数学模型由活性污泥 3 号模型中异养细菌部分和已建立的 CANON 自养生物膜数学模型合并而成。该模型能够模拟生物膜中自养菌与异养菌的活性以及所涉及的全部内在反应（碳氧化、硝化、反硝化、厌氧氨氧化）。根据模拟结果与讨论，可以得出以下结论：

- (1) 在稳定运行的硝化生物膜反应器中可以期望 ANAMMOX 活性存在；
- (2) 进水是影响生物膜中 ANAMMOX 细菌发展与积累的主要因素；
- (3) 进水中增加 COD 负荷需要一个较高的溶解氧浓度来完成最佳的 ANAMMOX 脱氮效果；
- (4) 在连续进水的生物膜系统中，ANAMMOX 是氮去除的主要贡献者；
- (5) 低温下生物膜中可以期望 ANAMMOX 活性存在，但需要一个较厚的生物膜，且存在一个较高的溶解氧浓度；
- (6) 有必要通过实验和现场检测进一步评价或验证 ANAMMOX 在硝化生物膜中的存在。

10.10 模拟评价亚硝化—厌氧氨氧化生物膜工艺中氧的消耗

10.10.1 引言

近年来，越来越多的研究兴趣集中于研发厌氧氨氧化（ANAMMOX）反应器。厌氧氨氧化因不需要 O_2 和 COD、污泥产量低，所以，被视为可持续的污水生物脱氮工艺。一些 ANAMMOX 反应器设计基于一个厌氧氨氧化反应器和它前面外加一个亚硝化反应器（如 SHARON）组合而成；也有将 ANAMMOX 和亚硝化结合在一起的生物膜工艺，如 CANON 和 OLAND 工艺，或者好氧脱氮氮工艺。对市政污水实施厌氧氨氧化势必增加城市污水处理系统的可持续性。然而，应用厌氧氨氧化必须面对的问题是这种细菌有着极低的生长率（导致中试耗时、费力）且厌氧氨氧化—硝化生物膜中存在着复杂的内在反应。

针对以生物膜为主的厌氧氨氧化反应器（如 CANON），为了评价其运行工况、加速工艺的工程放大过程，数学模拟是一种非常有力的工具。利用数学模

拟技术, COD 对 CANON 工艺的影响已在上节中作了全面的评价; 模拟利用扩展的 CANON 模型和基于活性污泥 3 号模型中异养转化完成 (图 10-38 和附表 10-III)。与一般的认识不同, 模拟显示出 COD 对处于稳态时的 CANON 工艺几乎没有影响! 这意味着如果控制曝气强度, 在稳定运行的硝化生物膜中可能存在厌氧氨氧化活性。为了很好地控制曝气量, 需要探知生物膜内的耗氧量, 因为工程设计人员和运行管理人员都需要了解这方面的信息后才能做出相应的工艺设计或运行方案。

为了优化 CANON 工艺设计并有效控制处理含 COD 污水的曝气量, 需要了解每一个涉及反应的耗氧量。从普通试验及工艺运行中往往只能知道实际的溶解氧浓度。当知道氧的传质系数后, 可以根据溶解氧浓度计算耗氧量。但是, 由于异养菌和硝化菌均需耗氧、且存在着反硝化和厌氧氨氧化对氧的补偿作用, 使得氧的净消耗在实际试验或检测中难以得知。本节利用数学模拟技术来演示如何预测复杂反应过程净的氧消耗。

本节将利用上节中所提出的 CANON 工艺扩展模型 (CANON + ASM3, 附表 10-III) 演示包括同步厌氧氨氧化、硝化、碳氧化及反硝化这些反应在内净氧消耗。不同工艺与生物膜参数被应用于预测不同工况下净耗氧量变化趋势, 这些信息将有助于工艺设计和实际运行控制。

10.10.2 模拟方法

1. 反应模型与数学模型

一个包括同步厌氧氨氧化、硝化、碳氧化及反硝化在内的生物膜反应模型已在上节中进行了描述 (图 10-38)。CANON 模型及 ASM3 中描述反硝化与碳氧化部分结合形成了生物膜内部反应数学模型 (附表 10-III)。

2. 模拟耗氧量

根据图 10-38 所示的生物膜反应模型, 主要存在 3 个耗氧过程: 氨氮氧化 (亚硝化)、亚硝酸氮氧化 (硝化) 及 COD 氧化 (异养菌碳氧化)。厌氧氨氧化与反硝化对净的氧消耗有直接影响, 因为它们的介入意味着氨氮、亚硝酸氮、COD 氧化时耗氧量的降低。理论上讲, 应该存在着一个净的氧消耗量, 但在实际工艺中因受工艺参数、生物膜参数以及动力学参数的控制, 这一净的氧消耗量仅仅靠试验观察或运行测量是难以确定的。

在数学模型中, 与原始氧项 (通常被控制在保持液体中存在一定的溶解氧

浓度) 平行地附加一个氧项。附加的氧项不控制溶解氧量, 可以被用来计算模拟过程中净的耗氧量。通过这种方式, 生物膜内部反应复杂的耗氧量得以简化, 净耗氧量便可以通过模拟计算得出。

3. 模拟模型

CANON 扩展模型嵌入 AQUASIM 模拟软件生物膜部分。同时, 在 CANON 扩展模型中加入表示耗氧量的附加氧项, 这便是对附表 10 - III 所表示的 CANON 扩展模型所作的惟一变动。

为了与以往模拟分析中结果比较具有一致性, 本节中进行的模拟预测采用与以往模拟中完全相同的参数 (见附表 10 - III)。COD 和氨氮表面负荷被选作工艺参数; 耗氧量也以生物膜表面负荷 $[g O_2/(m^2 \cdot d)]$ 形式予以表示。本节中, COD 与氨氮表面负荷变化范围分别为 $1 \sim 12g COD/(m^2 \cdot d)$ 与 $0.6 \sim 1.6g N/(m^2 \cdot d)$ 。温度与生物膜厚度分别在 $10 \sim 30^\circ C$ 与 $0.4 \sim 2mm$ 之间变化。液体中溶解氧浓度保持在 $0 \sim 4g O_2/m^3$ 。所模拟的耗氧量是模型计算结果的输出, 可以根据生物膜总表面积 ($3240m^2$) 和进水流量 ($50m^3/d$) 换算为生物膜表面负荷形式 $[g O_2/(m^2 \cdot d)]$ 。

相应于前期模拟预测, 5 种工艺情形将在本节中予以模拟:

- (1) 氨氮表面负荷对耗氧量的影响 (I): CANON 情形 (图 10 - 23: $T = 30^\circ C$; 生物膜厚度 = $0.7mm$; COD 表面负荷 = 0);
- (2) 氨氮表面负荷对耗氧量的影响 (II): CANON 扩展模型情形 [图 10 - 38: $T = 30^\circ C$; 生物膜厚度 = $0.7mm$; COD 表面负荷 = $8g COD/(m^2 \cdot d)$];
- (3) COD 表面负荷对耗氧量的影响 [$T = 30^\circ C$; 生物膜厚度 = $0.7mm$; 氨氮表面负荷 = $1.23g N/(m^2 \cdot d)$];
- (4) 温度对耗氧量的影响 [生物膜厚度 = $2mm$, COD 表面负荷 = $8g COD/(m^2 \cdot d)$; ASL = $1.23g N/(m^2 \cdot d)$]; 生物膜厚度对耗氧量的影响 [$T = 30^\circ C$; COD 表面负荷 = $8g COD/(m^2 \cdot d)$, ASL = $1.23g N/(m^2 \cdot d)$]。

10.10.3 结果与讨论

1. 氨氮表面负荷对 CANON 模型中耗氧量的影响

图 10 - 44 显示了不同氨氮表面负荷下净耗氧量的变化曲线。在每一个给定的氨氮表面负荷下, 增加液体中溶解氧的浓度将会导致较高的耗氧量, 这是因为氨氮与亚硝酸氮在较高的溶解氧浓度时需要较多的氧进行氧化作用。当溶解

氧增加到一定水平时净氧消耗趋于平稳，表明此时氨氮和亚硝酸氮大多已被氧化为硝酸氮。在这种状态时，净氧消耗与进水氨氮负荷的完全硝化需氧量（ $4.57\text{gO}_2/\text{g N}$ ，不包括合成所需氮量）成正比。很显然，在此状态下不可能存在厌氧氨氧化活性。斜线耗氧量实际代表着亚硝化、硝化与厌氧氨氧化间复杂内在反应的净结果。

图 10-44 CANON 模型中氨氮表面负荷、溶解氧及耗氧量间关系

$T = 30^\circ\text{C}$ ；生物膜厚度 $= 0.7\text{mm}$ ；
COD 表面负荷 $= 0$ ；

图例：氨氮表面负荷 $[\text{gN}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$

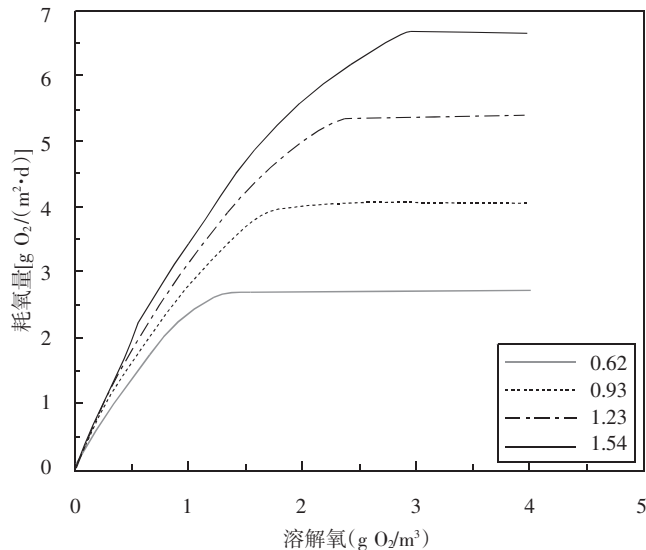
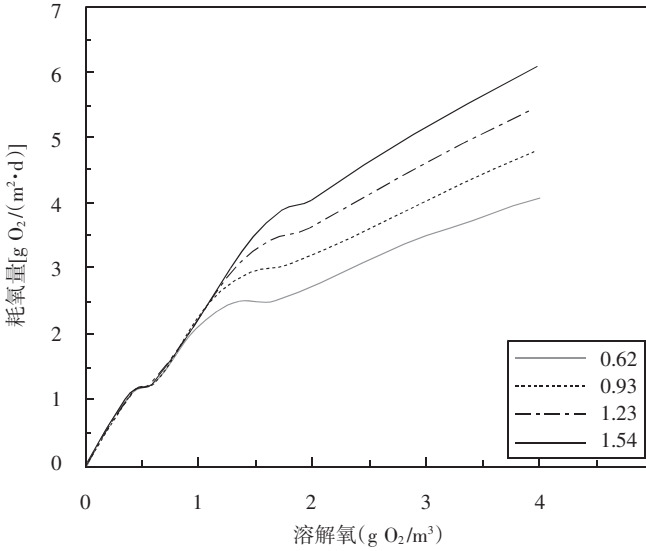


图 10-45 扩展 CANON 模型中氨氮表面负荷、溶解氧及耗氧量间关系

$T = 30^\circ\text{C}$ ；生物膜厚度 $= 0.7\text{mm}$ ；COD 表面负荷 $= 8\text{g COD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ；

图例：氨氮表面负荷 $[\text{g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})]$



在 CANON 工艺中, 因为没用 COD 介入, 主要存在三种自养微生物: 厌氧氨氧化细菌、亚硝化细菌和硝化细菌。亚硝酸氮积累是厌氧氨氧化发生的关键步骤。在最佳的溶解氧浓度附近, 氨氮或者发生亚硝酸氮积累并进行厌氧氨氧化, 或者被进一步氧化为硝酸氮。因此, CANON 工艺的净氧消耗由生物膜中的亚硝酸氮的状态所决定。

2. 氨氮表面负荷对扩展 CANON 模型中耗氧量的影响

图 10-45 显示了 COD 介入进水的模拟结果。与图 10-44 不同, 不存在达到稳定时的耗氧曲线。在这种情况下, 曲线实际代表着生物膜内硝化与 COD 氧化耗氧量之和。COD 介入进水确实增加了净耗氧量。另一方面, COD 介入进水延缓了硝化与厌氧氨氧化的进程, 使产生最大氮气量的最佳溶解氧浓度向较高的水平偏移 (比较图 10-24 与图 10-39)。图 10-45 显示, 尽管出水 COD 在溶解氧为 $0.5 \sim 1.0 \text{ g O}_2/\text{m}^3$ 已变得很低 ($< 10 \text{ g}/\text{m}^3$, 见图 10-39), 但在较低溶解氧浓度 ($< 1 \text{ g O}_2/\text{m}^3$) 下不同氨氮表面负荷的耗氧量没有差别。被去除的 COD 似乎与在此溶解氧范围内所消耗的氧存在着矛盾, 因为在 COD 表面负荷为 $8 \text{ g COD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 的情况下, COD 好氧异化 (分解) 至少需要 $2.9 \text{ g O}_2/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 的耗氧量 (异养菌产率为 $0.63 \text{ g COD}/\text{g COD}$)。从模拟预测显示情况来看, 在较低溶解氧浓度下 COD 贮存起主导作用, 因为 ASM3 中引入了 COD 贮存的概念。

在较高溶解氧浓度时, 好氧 COD 氧化和硝化开始起主导作用, 所以, 耗氧量曲线出现了差别。COD 完全好氧氧化和硝化 (即出现如图 10-44 所示的耗氧曲线平台) 需要较高的溶解氧浓度。例如, 在氨氮表面负荷为 $1.54 \text{ g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时出现耗氧曲线平台 [$10.4 \text{ g O}_2/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$] 的溶解氧浓度约为 $9 \text{ g O}_2/\text{m}^3$, 这个溶解氧水平显然已超出现实范围。

3. COD 表面负荷对扩展 CANON 模型中耗氧量的影响

COD 对厌氧氨氧化与硝化活性的影响主要表现为厌氧氨氧化产生最大氮气量需要一个较高的最佳溶解氧浓度。COD 表面负荷越高, 所需的最佳溶解氧浓度便越高。图 10-46 显示, 不同 COD 表面负荷下的耗氧量并没有太大差别。模拟预测显示, 在较低 COD 表面负荷时 COD 氧化和硝化为主要耗氧过程, 而在较高 COD 表面负荷时 COD 贮存和氧化为主要耗氧过程。可以预料, 耗氧曲线的差别将会出现在较高的溶解氧浓度情况下。

上节模拟预测演示出 COD 氧化主要在好氧情况下完成, 仅有一小部分 COD

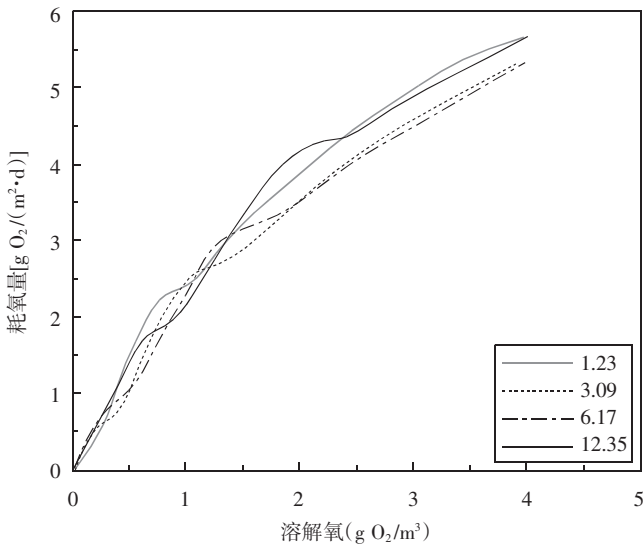


图 10-46 扩展 CANON 模型中 COD 表面负荷、溶解氧及耗氧量间关系
 $T=30^{\circ}\text{C}$ ；生物膜厚度 = 0.7mm；氨氮表面负荷 = $1.23\text{ g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ ；
图例：COD 表面负荷 [g COD/ (m² · d)]

通过反硝化氧化。因此，好氧 COD 氧化确实是净耗氧量中的一部分。根据图 10-44， $1.23\text{ g N}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 氨氮表面负荷完全氧化理论上需要 $5.4\text{ g O}_2/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 耗氧量，而 $1.23 \sim 12.35\text{ g COD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ COD 表面负荷在异养分解中需要约 $0.4 \sim 2.6\text{ g O}_2/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 耗氧量。因此，COD 表面负荷为 $1.23\text{ g COD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时的耗氧曲线（图 10-46 最上端）几乎已经接近耗氧平台曲线 [出现位置大约在溶解氧为 $5\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ，此时耗氧量为 $5.8\text{ g O}_2/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]。但是，COD 表面负荷为 $12.35\text{ g COD}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$ 时耗氧平台曲线的出现需要更高的溶解氧浓度 [DO = $9\text{ g O}_2/\text{m}^3$ ，相应耗氧量为 $8\text{ g O}_2/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$]。

4. 温度对扩展 CANON 模型中耗氧量的影响

温度主要应影响细菌的活性。低温意味着较低的耗氧量，高温相应于较高的耗氧量。图 10-47 显示了温度与耗氧量之间的关系曲线。

5. 生物膜厚度对耗氧量的影响

生物膜厚度增加时，向生物膜内的传质过程就变得困难。所以，一个较厚的生物膜需要一个较高的溶解氧浓度来产生最大的氮气量。换句话说，一个较薄的生物膜对 COD 氧化和硝化非常有利。图 10-48 反应出生物膜厚度与耗氧量之间的关系。较薄生物膜情况下较低耗氧量主要被弱的硝化所限制。

10.10.4 结论

借助于计算机模拟技术，COD 对厌氧氨氧化生物膜工艺曝气量的影响在本

节中进行了评价。模拟预测结果表示了涉及硝化、厌氧氨氧化、碳氧化与反硝化在内的复杂反应净耗氧量。不同的过程与生物膜参数产生不同的耗氧曲线。虽然模拟预测结果不可能完全反映一种现实情况，但理论的预测能够较好地帮助工艺设计师或运行管理人员对所感兴趣的生物膜内部耗氧问题有一个理论上的深刻认识。

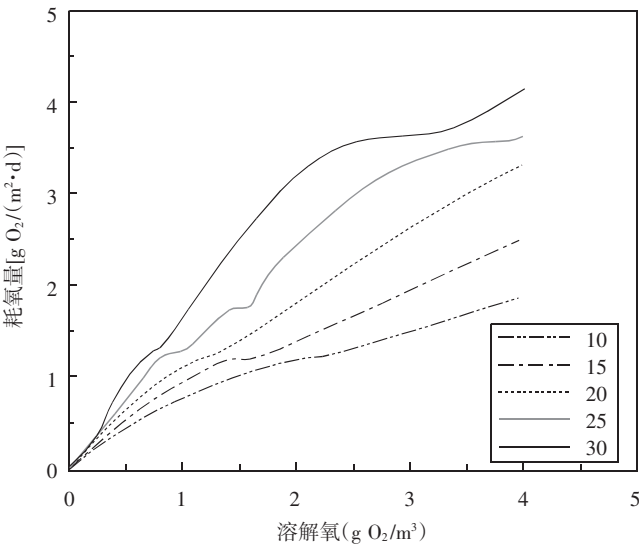


图 10-47 温度、溶解氧与耗氧量
间关系曲线
生物膜厚度 = 2mm; COD 表面负荷 = 8g
COD/(m²·d);
氨氮表面负荷 = 1.23g N/(m²·d);
图例: 温度 (°C)

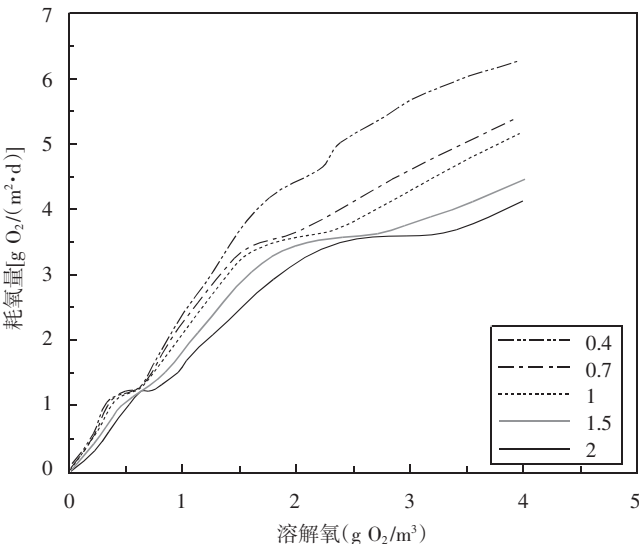


图 10-48 生物膜厚度、溶解氧与
耗氧量间关系曲线
 $T = 30^{\circ}\text{C}$;
COD 表面负荷 = 8g COD/(m²·d);
氨氮表面负荷 = 1.23g N/(m²·d);
图例: 生物膜厚度 (mm)

化 学 计 量 矩 阵

附表 10 – Ia

项 目 过 程	SO_2	S_F	S_A	S_{NH_4}	S_{NO_3}	S_{PO_4}	S_I	S_{ALK}	X_I	X_S	X_H	X_{PAO}	X_{PP}	X_{PHB}	X_{GLY}	X_{AUT}
1. 好氧水解		$1 - f_{SI}$		$c_{1,n}$		$c_{1,p}$	f_{SI}	$c_{1,a}$		- 1						
2. 缺氧水解		$1 - f_{SI}$		$c_{1,n}$		$c_{1,p}$	f_{SI}	$c_{1,a}$		- 1						
3. 厌氧水解		$1 - f_{SI}$		$c_{1,n}$		$c_{1,p}$	f_{SI}	$c_{1,a}$		- 1						
异养菌: X_H																
4. 基于 S_F 生长	$1 - 1/Y_H$	$- 1/Y_H$		$c_{4,n}$		$c_{4,p}$		$c_{4,a}$			1					
5. 基于 S_A 生长	$1 - 1/Y_H$		$- 1/Y_H$	$c_{5,n}$		$c_{5,p}$		$c_{5,a}$			1					
6. 基于 S_F 反硝化		$- 1/Y_H$		$c_{6,n}$	$- 1(1 - Y_H)/2.86Y_H$	$c_{6,p}$		$c_{6,a}$			1					
7. 基于 S_A 反硝化			$- 1/Y_H$	$c_{7,n}$	$- 1(1 - Y_H)/2.86Y_H$	$c_{7,p}$		$c_{7,a}$			1					
8. 发酵		- 1	1	$c_{8,n}$		$c_{8,p}$		$c_{8,a}$								
9. 溶解				$c_{9,n}$		$c_{9,p}$		$c_{9,a}$	f_{XH}	$1 - f_{XH}$	- 1					
聚磷菌: X_{PAO}																
厌氧	10. PHB 的贮存		- 1			Y_{PO_4}		$c_{10,a}$					$- Y_{PO_4}$	Y_{PHB}	$- Y_{GLY}$	
	11. 维持					1		$c_{11,a}$					- 1			
好氧	12. PHB 氧化	$1/Y_{PHB}^0 - 1$		$c_{12,n}$		$c_{12,p}$		$c_{12,a}$				$1/Y_{PAO}^0$		- 1		
	13. PP 的贮存	$- 1/Y_{PP}^0$		$c_{13,n}$		$c_{13,p}$		$c_{13,a}$				$- 1/Y_{PP}^0$	1			
	14. 糖原的形成	$1 - 1/Y_{GLY}^0$		$c_{14,n}$		$c_{14,p}$		$c_{14,a}$				$- 1/Y_{GLY}^0$			1	
	15. 维持	- 1		$c_{15,n}$		$c_{15,p}$		$c_{15,a}$				- 1				
缺氧	16. PHB 的氧化			$c_{16,n}$	$(1 - Y_{PHB}^{NO})/2.86Y_{PHB}^{NO}$	$c_{16,p}$		$c_{16,a}$				$1/Y_{PHA}^{NO}$		- 1		
	17. PP 的贮存			$c_{17,n}$	$- 1/2.86Y_{PP}^{NO}$	$c_{17,p}$		$c_{17,a}$				$- 1/Y_{PP}^{NO}$	1			
	18. 糖原的形成			$c_{18,n}$	$- (1 - Y_{PHB}^{NO})/2.86Y_{PHB}^{NO}$	$c_{18,p}$		$c_{18,a}$				$- 1/Y_{GLY}^{NO}$			1	
	19. 维持			$c_{19,n}$	$- 1/2.86$	$c_{19,p}$		$c_{19,a}$				- 1				
硝化菌: X_{AUT}																
20. 生长	$- (4.57 - Y_A)/Y_A$			$c_{20,n}$	$1/Y_A$	$c_{20,p}$		$c_{20,a}$								1
21. 溶解				$c_{21,n}$		$c_{21,p}$		$c_{21,a}$	f_{XIA}	$1 - f_{XIA}$						- 1

动力学速率表达式

附表 10-Ib

过 程	速 率 表 达 式
1. 好氧水解	$K_h \cdot \frac{f_S}{K_{LX} + f_S} \cdot M_{O_2} \cdot (X_H + X_{PAO})$
2. 缺氧水解	$K_h \cdot \eta_{LNO_3} \cdot \frac{f_S}{K_{LX} + f_S} \cdot l_{O_2} \cdot M_{NO_3} \cdot (X_H + X_{PAO})$
3. 厌氧水解	$K_h \cdot \eta_{fe} \cdot \frac{f_S}{K_{LX} + f_S} \cdot l_{O_2} \cdot l_{NO_3} \cdot (X_H + X_{PAO})$
异养菌: X_H	
4. 基于 S_F 的生长	$\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_A + S_F} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{HPO_4} \cdot M_{ALK} \cdot X_H$
5. 基于 S_A 的生长	$\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_A}{K_{HA} + S_F} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_F} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{HPO_4} \cdot M_{ALK} \cdot X_H$
6. 基于 S_F 的反硝化	$\mu_H \cdot \eta_{HNO_3} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_A + S_F} \cdot \frac{S_{NO_3}}{S_{HNO_3} + S_{NO_3}} \cdot l_{O_2} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{HPO_4} \cdot X_H$
7. 基于 S_A 的反硝化	$\mu_H \cdot \eta_{HNO_3} \cdot \frac{S_A}{K_{HA} + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_F} \cdot \frac{S_{NO_3}}{S_{HNO_3} + S_{NO_3}} \cdot l_{O_2} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{HPO_4} \cdot X_H$
8. 发酵	$q_{fe} \cdot \frac{S_F}{K_{fe} + S_F} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{HALK} + S_{ALK}} \cdot l_{O_2} \cdot l_{NO_3} \cdot X_H$
9. 溶解	$b_H \cdot X_H$
聚磷菌: X_{PAO}	
10. 厌氧 PHB 贮存	$q_S^{\max} \cdot \frac{S_A}{K_{PA} + S_A} \cdot l_{O_2} \cdot l_{PNO_3} \cdot M_{GLY} \cdot M_{PPP} \cdot X_{PAO}$
11. 厌氧生长维持	$m_{AN} \cdot l_{O_2} \cdot l_{PNO_3} \cdot M_{PPP} \cdot X_{PAO}$
12. 好氧 PHB 氧化	$K_{PHA} \cdot \frac{f_{PHB}}{f_{PHB} + 0.33} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot M_{NH_4} \cdot M_{ALK} \cdot M_{PPO_4} \cdot X_{PAO}$
13. 好氧 poly-P 贮存	$K_{PP} \cdot \frac{f_{PP}^{\max} - f_{PP}}{(f_{PP}^{\max} - f_{PP}) + 0.01} \cdot \frac{S_{O_2}}{g_{PP} \cdot K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PP} \cdot S_{PO_4}} \cdot X_{PAO}$
14. 好氧糖原形成	$K_{GLY} \cdot \frac{f_{PHB}}{f_{PHB} + 0.33} \cdot \frac{f_{GLY}^{\max} - f_{GLY}}{(f_{GLY}^{\max} - f_{GLY}) + 0.01} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot X_{PAO}$
15. 好氧生长维持	$m_{O_2} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot X_{PAO}$

续表

过 程	速 率 表 达 式
16. 缺氧 PHB 氧化	$K_{\text{PHA}} \cdot \eta_{\text{PNO}_3} \cdot \frac{f_{\text{PHB}}}{f_{\text{PHB}} + 0.33} \cdot \frac{S_{\text{NO}_3}}{K_{\text{PNO}_3} + S_{\text{NO}_3}} \cdot l_{\text{O}_2} \cdot M_{\text{NH}_4} \cdot M_{\text{ALK}} \cdot M_{\text{PPO}_4} \cdot X_{\text{PAO}}$
17. 缺氧 PP 贮存	$K_{\text{PP}} \cdot \eta_{\text{PNO}_3} \cdot \frac{f_{\text{PP}}^{\text{max}} - f_{\text{PP}}}{(f_{\text{PP}}^{\text{max}} - f_{\text{PP}}) + 0.01} \cdot \frac{S_{\text{NO}_3}}{g_{\text{PP}} \cdot K_{\text{PNO}_3} + S_{\text{NO}_3}} \cdot \frac{S_{\text{PO}_4}}{K_{\text{PP}} + S_{\text{PO}_4}} \cdot l_{\text{O}_2} \cdot X_{\text{PAO}}$
18. 缺氧糖原形成	$K_{\text{GLY}} \cdot \eta_{\text{PNO}_3} \cdot \frac{f_{\text{PHB}}}{f_{\text{PHB}} + 0.33} \cdot \frac{f_{\text{GLY}}^{\text{max}} - f_{\text{GLY}}}{(f_{\text{GLY}}^{\text{max}} - f_{\text{GLY}}) + 0.01} \cdot \frac{S_{\text{NO}_3}}{K_{\text{PNO}_3} + S_{\text{NO}_3}} \cdot l_{\text{O}_2} \cdot X_{\text{PAO}}$
19. 缺氧生长维持	$m_{\text{NO}_3} \cdot \frac{S_{\text{NO}_3}}{K_{\text{PNO}_3} + S_{\text{NO}_3}} \cdot l_{\text{O}_2} \cdot X_{\text{PAO}}$
自养(硝化)菌: X_{AUT}	
20. 生长	$\mu_{\text{AUT}} \cdot \frac{S_{\text{O}_2}}{K_{\text{NO}_2} + S_{\text{O}_2}} \cdot \frac{S_{\text{NH}_4}}{K_{\text{NNH}_4} + S_{\text{NH}_4}} \cdot M_{\text{NPO}_4} \cdot M_{\text{NALK}} \cdot X_{\text{AUT}}$
21. 溶解	$b_{\text{AUT}} \cdot X_{\text{AUT}}$

注: $f_{\text{S}} = X_{\text{S}} / (X_{\text{H}} + X_{\text{PAO}})$ $f_{\text{PHB}} = X_{\text{PHB}} / X_{\text{PAO}}$ $f_{\text{PP}} = X_{\text{PP}} / X_{\text{PAO}}$ $f_{\text{GLY}} = X_{\text{GLY}} / X_{\text{PAO}}$

M 和 I 是模型中的开关函数, 当外部条件变化时, 使方程“开”或“关”。比如, 如果过程 2 中有氧存在, 那么 l_{O_2} 就使反应“关”: $l_{\text{O}_2} = \frac{K_{\text{O}_2}}{K_{\text{O}_2} + S_{\text{O}_2}}$

S_{NH_4} , S_{PO_4} 和 S_{ALK} 的化学计量系数 附表 10 – Ic

S_{NH_4} (1)		S_{PO_4} (2)		S_{ALK} (3)	
$c_{1,\text{n}}$	$i_{\text{NXS}} - i_{\text{NSI}} * f_{\text{SI}} - (1 - f_{\text{SI}}) * i_{\text{NSF}}$	$c_{1,\text{p}}$	$i_{\text{PXS}} - i_{\text{PSI}} * f_{\text{SI}} - (1 - f_{\text{SI}}) * i_{\text{PSF}}$	$c_{1,\text{a}}$	$c_{1,\text{n}}/14 - c_{1,\text{p}} * (1.5/31)$
$c_{4,\text{n}}$	$i_{\text{NSF}}/Y_{\text{H}} - i_{\text{NBM}}$	$c_{4,\text{p}}$	$i_{\text{PSF}}/Y_{\text{H}} - i_{\text{PBM}}$	$c_{4,\text{a}}$	$c_{4,\text{n}}/14 - c_{4,\text{p}} * (1.5/31)$
$c_{5,\text{n}}$	$-i_{\text{NBM}}$	$c_{5,\text{p}}$	$-i_{\text{PBM}}$	$c_{5,\text{a}}$	$c_{5,\text{n}}/14 - c_{5,\text{p}} * (1.5/31) + 1/(64 * Y_{\text{H}})$
$c_{6,\text{n}}$	$i_{\text{NSF}}/Y_{\text{H}} - i_{\text{NBM}}$	$c_{6,\text{p}}$	$i_{\text{PSF}}/Y_{\text{H}} - i_{\text{PBM}}$	$c_{6,\text{a}}$	$c_{6,\text{n}}/14 - c_{6,\text{p}} * (1.5/31) + (1 - Y_{\text{H}})/(14 * 2.86 * Y_{\text{H}})$
$c_{7,\text{n}}$	$-i_{\text{NBM}}$	$c_{7,\text{p}}$	$-i_{\text{PBM}}$	$c_{7,\text{a}}$	$c_{7,\text{n}}/14 - c_{7,\text{p}} * (1.5/31) + (1 - Y_{\text{H}})/(14 * 2.86 * Y_{\text{H}}) + 1/(64 * Y_{\text{H}})$
$c_{8,\text{n}}$	i_{NSF}	$c_{8,\text{p}}$	i_{PSF}	$c_{8,\text{a}}$	$c_{8,\text{n}}/14 - c_{8,\text{p}} * (1.5/31) - 1/64$
$c_{9,\text{n}}$	$i_{\text{NBM}} - i_{\text{NXI}} * f_{\text{XIH}} - (1 - f_{\text{XIH}}) * i_{\text{NXS}}$	$c_{9,\text{p}}$	$i_{\text{PBM}} - i_{\text{PXI}} * f_{\text{XIH}} - (1 - f_{\text{XIH}}) * i_{\text{PXS}}$	$c_{9,\text{a}}$	$c_{9,\text{n}}/14 - c_{9,\text{p}} * (1.5/31)$

续表

S_{NH_4} (1)		S_{PO_4} (2)		S_{ALK} (3)	
				$c_{10,\text{a}}$	$-Y_{\text{PO}_4} * (1.5/31) + 1/64 + Y_{\text{PO}_4}/31$
				$c_{11,\text{a}}$	$-1.5/31 + 1/31$
$c_{12,\text{n}}$	$-i_{\text{NBM}}/Y_{\text{PHB}}^{\text{O}}$	$c_{12,\text{p}}$	$-i_{\text{PBM}}/Y_{\text{PHB}}^{\text{O}}$	$c_{12,\text{a}}$	$c_{12,\text{n}}/14 - c_{12,\text{p}} * (1.5/31)$
$c_{13,\text{n}}$	$i_{\text{NBM}}/Y_{\text{PP}}^{\text{O}}$	$c_{13,\text{p}}$	$i_{\text{PBM}}/Y_{\text{PP}}^{\text{O}} - 1$	$c_{13,\text{a}}$	$c_{13,\text{n}}/14 - c_{13,\text{p}} * (1.5/31) - 1/31$
$c_{14,\text{n}}$	$i_{\text{NBM}}/Y_{\text{GLY}}^{\text{O}}$	$c_{14,\text{p}}$	$i_{\text{PBM}}/Y_{\text{GLY}}^{\text{O}}$	$c_{14,\text{p}}$	$c_{14,\text{n}}/14 - c_{14,\text{p}} * (1.5/31)$
$c_{15,\text{n}}$	i_{NBM}	$c_{15,\text{p}}$	i_{PBM}	$c_{15,\text{a}}$	$c_{15,\text{n}}/14 - c_{15,\text{p}} * (1.5/31)$
$c_{16,\text{n}}$	$-i_{\text{NBM}}/Y_{\text{PHB}}^{\text{NO}}$	$c_{16,\text{p}}$	$-i_{\text{PBM}}/Y_{\text{PHB}}^{\text{NO}}$	$c_{16,\text{a}}$	$c_{16,\text{n}}/14 - c_{16,\text{p}} * (1.5/31) - (1 - Y_{\text{PHB}}^{\text{NO}})/(14 * 2.86 * Y_{\text{PHB}}^{\text{NO}})$
$c_{17,\text{n}}$	$i_{\text{NBM}}/Y_{\text{PP}}^{\text{NO}}$	$c_{17,\text{p}}$	$i_{\text{PBM}}/Y_{\text{PP}}^{\text{NO}} - 1$	$c_{17,\text{a}}$	$c_{17,\text{n}}/14 - c_{17,\text{p}} * (1.5/31) + 1/(14 * 2.86 * Y_{\text{PP}}^{\text{NO}}) - 1/31$
$c_{18,\text{n}}$	$i_{\text{NBM}}/Y_{\text{GLY}}^{\text{NO}}$	$c_{18,\text{p}}$	$i_{\text{PBM}}/Y_{\text{GLY}}^{\text{NO}}$	$c_{18,\text{a}}$	$c_{18,\text{n}}/14 - c_{18,\text{p}} * (1.5/31) + (1 - Y_{\text{GLY}}^{\text{NO}})/(14 * 2.86 * Y_{\text{GLY}}^{\text{NO}})$
$c_{19,\text{n}}$	i_{NBM}	$c_{19,\text{p}}$	i_{PBM}	$c_{19,\text{a}}$	$c_{19,\text{n}}/14 - c_{19,\text{p}} * (1.5/31) + 1/(14 * 2.86)$
$c_{20,\text{n}}$	$-i_{\text{NBM}} - 1/Y_{\text{A}}$	$c_{20,\text{p}}$	$-i_{\text{PBM}}$	$c_{20,\text{a}}$	$c_{20,\text{n}}/14 - c_{20,\text{p}} * (1.5/31) - 1/(14 * Y_{\text{A}})$
$c_{21,\text{p}}$	$i_{\text{NBM}} - i_{\text{NXI}} * f_{\text{XIA}} - i_{\text{NXS}} * (1 - f_{\text{XIA}})$	$c_{21,\text{p}}$	$i_{\text{PBM}} - i_{\text{PXI}} * f_{\text{XIA}} - i_{\text{PXS}} * (1 - f_{\text{XIA}})$	$c_{21,\text{a}}$	$c_{21,\text{n}}/14 - c_{21,\text{p}} * (1.5/31)$

注: i_{NXS} , i_{NSI} , i_{NSF} , i_{NBM} : X_{S} , S_{I} , S_{F} 和 X_{BM} 中的 N 含量 (g N/g COD); i_{PXS} , i_{PSI} , i_{NSF} , i_{PBM} : X_{S} , S_{I} , S_{F} 和 X_{BM} 中的 P 含量 (g P/g COD); f_{SI} , f_{XIH} , f_{XIA} : X_{S} , X_{H} 和 X_{AUT} 中惰性 COD 的分数 (g COD/g COD)。

聚磷菌的化学计量参数和动力学参数

附表 10 – Id

符号	定 义	数值	单 位
Y_{PHA}	厌氧产率系数(PHA/HAc)	1. 50	g COD/g COD
Y_{PO_4}	厌氧产率系数(PO_4 /HAc)	0. 30	g P/g COD
Y_{GLY}	厌氧产率系数(Gly/HAc)	0. 50	g COD/g COD
$Y_{\text{PHA}}^{\text{O}}$	好氧产率系数(PHA/生物量)	1. 39	g COD/g COD
Y_{PP}^{O}	好氧产率系数(PP/生物量)	4. 37	g P/g COD
$Y_{\text{GLY}}^{\text{O}}$	好氧产率系数(Gly/生物量)	1. 12	g COD/g COD
$Y_{\text{PHA}}^{\text{NO}}$	缺氧产率系数(PHA/生物量)	1. 70	g COD/g COD

续表

符号	定 义	数值	单 位
Y_{PP}^{NO}	缺氧产率系数(PP/生物量)	2. 92	g P/g COD
Y_{GLY}^{NO}	缺氧产率系数(Gly/生物量)	1. 15	g COD/g COD
i_{NBM}	X_H, X_{PAOs}, X_{AUT} 中的含 N 量	0. 08	g N/g COD
$f_{GLY_{max}}$	X_{PAO} 溶解产生糖原的最大分数	0. 45	g COD/g COD
$f_{PP_{max}}$	X_{PAO} 溶解产生 PP 的最大分数	0. 50	g P/g COD
q_{max}^s	乙酸消耗的速率常数	9. 67	g COD/(g COD · d)
m_{AN}	厌氧生长维持系数	0. 05	g P/(g COD · d)
m_{O_2}	好氧生长维持系数	0. 07	g O ₂ /(g COD · d)
m_{NO_3}	缺氧生长维持系数	0. 11	g N/(g COD · d)
K_A^P	乙酸的饱和系数	4. 00	g COD/m ³
$K_{O_2}^P$	氧的饱和/抑制系数	0. 70	g O ₂ /m ³
$K_{NO_3}^P$	硝酸盐的饱和系数	0. 50	g N/m ³
K_{ALK}^P	碱度的饱和系数	0. 10	mol HCO ₃ /m ³
$K_{NH_4}^P$	氨氮的饱和系数	0. 05	g N/m ³
$K_{PO_4}^P$	磷的饱和系数	0. 01	g P/m ³
$K_{PP_{PO_4}}^P$	PP 贮存的磷的饱和系数	3. 1	g P/m ³
K_{PP}^P	聚磷酸盐的饱和系数	0. 01	g P/m ³
K_{GLY}^P	糖原的饱和系数	0. 01	g COD/m ³
g_{PP}	聚磷酸盐的饱和修正系数	0. 9	—
k_{PHA}	PHA 贮存的速率常数	7. 55	g COD/(g COD · d)
k_{PP}	PP 贮存的速率常数	0. 45	g P/(g COD · d)
k_{GLY}	糖原形成的速率常数	1. 09	g COD/(g COD · d)
$\eta_{NO_3^-}^P$	缺氧活性降低的修正因子	1. 00	—

亚硝化、硝化和 ANAMMOX 反应化学计量矩阵

附表 10－IIa

项目 过程	S_{O_2} g O_2/m^3	S_{NH_4} g N/ m^3	S_{NO_2} g N/ m^3	S_{NO_3} g N/ m^3	S_{N_2} g N/ m^3	X_{NH} g COD/ m^3	X_{NO} g COD/ m^3	X_{AN} g COD/ m^3	X_I g COD/ m^3
好氧氨氧化细菌(X_{NH})									
1. 生长	$1 - 3.43/Y_{NH}$	$-1/Y_{NH} - i_{NBM}$	$1/Y_{NH}$			1			
2. 好氧内源呼吸	$-(1 - f_{XI})$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$				-1			f_{XI}
3. 缺氧内源呼吸		$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$		$-(1 - f_{XI})/2.86$	$(1 - f_{XI})/2.86$	-1			f_{XI}
好氧 NO_2^- 氧化细菌(X_{NO})									
4. 生长	$1 - 1.14/Y_{NO}$	$-i_{NBM}$	$-1/Y_{NO}$	$1/Y_{NO}$			1		
5. 好氧内源呼吸	$-(1 - f_{XI})$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$					-1		f_{XI}
6. 厌氧内源呼吸		$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$		$-(1 - f_{XI})/2.86$	$-(1 - f_{XI})/2.86$		-1		f_{XI}
ANAMMOX 细菌									
7. 生长		$-1/Y_{AN} - i_{NBM}$	$-1/Y_{AN} - 1/1.14$	$1/1.14$	$2/Y_{AN}$			1	
8. 好氧内源呼吸	$-(1 - f_{XI})$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$						-1	f_{XI}
9. 厌氧内源呼吸		$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$		$-(1 - f_{XI})/2.86$	$(1 - f_{XI})/2.86$			-1	f_{XI}

亚硝化、硝化和 ANAMMOX 反应动力学速率 附表 10 – IIb

过 程	反应速率[g COD/(m ³ · d)]
好氧氨氧化(亚硝化)	
1. X_{NH} 增长	$\mu_{NH}^{max} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}^{NH} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4}^{NH} + S_{NH_4}} \cdot X_{NH}$
2. 好氧内源呼吸 X_{NH}	$b_{NH} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}^{NH} + S_{O_2}} \cdot X_{NH}$
3. 缺氧内源呼吸 X_{NH}	$b_{NH} \cdot \eta \cdot \frac{K_{O_2}^{NH}}{K_{O_2}^{NH} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{NH}$
硝化反应	
4. X_{NO} 增长	$\mu_{NO}^{max} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}^{NO} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2}^{NO} + S_{NO_2}} \cdot X_{NO}$
5. 好氧内源呼吸 X_{NO}	$b_{NO} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}^{NO} + S_{O_2}} \cdot X_{NO}$
6. 缺氧内源呼吸 X_{NO}	$b_{NO} \cdot \eta \cdot \frac{K_{O_2}^{NO}}{K_{O_2}^{NO} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{NO}$
厌氧氨氧化(ANAMMOX)	
7. X_{AN} 增长	$\mu_{AN}^{max} \cdot \frac{K_{O_2}^{AN}}{K_{O_2}^{AN} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2}^{AN} + S_{NO_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4}^{AN} + S_{NH_4}} \cdot X_{AN}$
8. 好氧内源呼吸 X_{AN}	$b_{AN} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2}^{AN} + S_{O_2}} \cdot X_{AN}$
9. 缺氧内源呼吸 X_{AN}	$b_{AN} \cdot \eta \cdot \frac{K_{O_2}^{AN}}{K_{O_2}^{AN} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{AN}$

氨氧化菌、亚硝酸氧化菌和 ANAMMOX 细菌动力学参数 ($T=30^{\circ}C$, pH = 7 ~ 8)

附表 10 – IIc

符 号	定 义	数 值	单 位
好氧氨氧化菌(X_{NH})			
μ_{NH}^{max}	最大增长速率	2. 05	d ⁻¹
$K_{O_2}^{NH}$	氧亲和系数	0. 6	g O ₂ /m ³
$K_{NH_4}^{NH}$	氨氮亲和系数	2. 4	g N/m ³
b_{NH}	好氧内源呼吸速率	0. 13	d ⁻¹
η	内源呼吸速率缺氧减少因子	0. 5	—

续表

符 号	定 义	数 值	单 位
好氧亚硝酸氧化菌 (X_{NO})			
$\mu_{\text{NO}}^{\text{max}}$	最大增长速率	1. 45	d^{-1}
$K_{\text{O}_2}^{\text{NO}}$	氧亲和系数	2. 2	$\text{g O}_2/\text{m}^3$
$K_{\text{NO}_2}^{\text{NO}}$	亚硝酸氮亲和系数	5. 5	$\text{g N}/\text{m}^3$
b_{NO}	好氧内源呼吸速率	0. 06	d^{-1}
η	内源呼吸速率缺氧减少因子	0. 5	—
ANAMMOX 细菌 (X_{AN})			
$\mu_{\text{AN}}^{\text{max}}$	最大增长速率	0. 072	d^{-1}
$K_{\text{O}_2}^{\text{AN}}$	氧的抑制常数	0. 01	$\text{g O}_2/\text{m}^3$
$K_{\text{NH}_4}^{\text{AN}}$	氨氮亲和系数	0. 07	$\text{g N}/\text{m}^3$
$K_{\text{NO}_2}^{\text{AN}}$	亚硝酸氮的亲和常数	0. 05	$\text{g N}/\text{m}^3$
b_{AN}	好氧内源呼吸速率	0. 003	d^{-1}
η	内源呼吸速率缺氧减少因子	0. 5	—
产率			
Y_{NH}	氨氧化菌相应于氨氮的产率	0. 150	$\text{g COD}/\text{g N}$
Y_{NO}	亚硝酸菌相应于亚硝酸氮的产率	0. 041	$\text{g COD}/\text{g N}$
Y_{AN}	ANAMMOX 菌相应于氨氮的产率	0. 159	$\text{g COD}/\text{g N}$
f_{XI}	微生物分解中难降解物质含量	0. 1	$\text{g COD}/\text{g COD}$
i_{NBM}	微生物体内氮的含量	0. 07	$\text{g N}/\text{g COD}$
i_{NXI}	惰性生物量 (X_{I}) 中氮的含量	0. 02	$\text{g N}/\text{g COD}$

生物膜和质量传递系数

附表 10 – II d

参 数	符 号	数 值	单 位
生物膜			
厚度	FL	0. 7	mm
密度	ρ	50000	$\text{g COD}/\text{m}^3$
孔隙度	θ	0. 75	$\text{m}^3 \text{ 液体}/\text{m}^3 \text{ 生物膜}$
质量传递			
水中 NH_4^+ 扩散系数	D_{NH_4}	$1. 5 \times 10^{-4}$	m^2/d
水中 NO_2^- 扩散系数	D_{NO_2}	$1. 4 \times 10^{-4}$	m^2/d
水中 NO_3^- 扩散系数	D_{NO_3}	$1. 4 \times 10^{-4}$	m^2/d
水中 O_2 扩散系数	D_{O_2}	$2. 2 \times 10^{-4}$	m^2/d
水中 N_2 扩散系数	D_{N_2}	$2. 2 \times 10^{-4}$	m^2/d

组分与计量化学矩阵

附表 10 – IIIa

j 过程	组分 >	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	表示 >	S_0	S_S	S_{NH_4}	S_{NO_2}	S_{NO_3}	S_{N_2}	X_H	X_{STO}	X_{NH}	X_{NO}	X_{AN}	X_I
	V	O_2	COD	N	N	N	N	COD	COD	COD	COD	COD	COD
异养微生物(X_H),反硝化													
1 COD 好氧贮存	$c_{1,1}$	-1	$c_{1,3}$						Y_{STO,O_2}				
2 COD 缺氧贮存(NO_3^-)		-1	$c_{2,3}$			$c_{2,5}$	$-c_{2,5}$		$Y_{STO,NO}$				
3 COD 缺氧贮存(NO_2^-)		-1	$c_{3,3}$	$c_{3,4}$			$-c_{3,4}$		$Y_{STO,NO}$				
4 好氧增长	$c_{4,1}$		$c_{4,3}$					1	$-1/Y_{H,O_2}$				
5 缺氧增长(NO_3^-)			$c_{5,3}$			$c_{5,5}$	$-c_{5,5}$	1	$-1/Y_{H,NO}$				
6 缺氧增长(NO_2^-)			$c_{6,3}$	$c_{6,4}$			$-c_{6,4}$	1	$-1/Y_{H,NO}$				
7 X_{STO} 好氧呼吸	$c_{7,1}$								-1				
8 X_{STO} 缺氧呼吸(NO_3^-)						$c_{8,5}$	$-c_{8,5}$		-1				
9 X_{STO} 缺氧呼吸(NO_2^-)				$c_{9,4}$			$-c_{9,4}$		-1				
10 好氧内源呼吸	$c_{10,1}$		$c_{10,3}$					-1					f_{XI}
11 缺氧内源呼吸			$c_{11,3}$			$c_{11,5}$	$-c_{11,5}$	-1					f_{XI}
自养微生物(X_{NH}),亚硝化													
12 好氧增长	$c_{12,1}$		$c_{12,3}$	$c_{12,4}$						1			
13 好氧内源呼吸	$c_{13,1}$		$c_{13,3}$							-1			f_{XI}
14 缺氧内源呼吸			$c_{14,3}$			$c_{14,5}$	$-c_{14,5}$			-1			f_{XI}
自养微生物(X_{NO}),硝化													
15 好氧增长	$c_{15,1}$		$c_{15,3}$	$c_{15,4}$	$c_{15,5}$						1		
16 好氧内源呼吸	$c_{16,1}$		$c_{16,3}$								-1		f_{XI}
17 缺氧内源呼吸			$c_{17,3}$			$c_{17,5}$	$-c_{17,5}$				-1		f_{XI}
自养微生物(X_{AN}),厌氧氨氧化(ANAMMOX)													
18 好氧增长			$c_{18,3}$	$c_{18,4}$	$c_{18,5}$	$2/Y_A$						1	
19 好氧内源呼吸	$c_{19,1}$		$c_{19,3}$									-1	f_{XI}
20 缺氧内源呼吸			$c_{20,3}$			$c_{20,5}$	$-c_{20,5}$					-1	f_{XI}
组分矩阵 $\iota_{k,1}$													
k 守恒常数													
1 COD	g COD	-1	1		-3.43	-4.57	-1.71	1	1	1	1	1	1
2 氮	g N		i_{NSS}	1	1	1	1	i_{NBM}		i_{NBM}	i_{NBM}	i_{NBM}	i_{NXI}
3 离子电荷	Mole +			1/14	-1/14	-1/14							

化 学 计 量 矩 阵

附表 10 – IIIb

SO (1)		S_{NH_4} (2)		S_{NO_2} (3)		S_{NO_3} (4)	
$c_{1,1}$	$Y_{STO,O_2} - 1$	$c_{1,3}$	i_{NSS}				
		$c_{2,3}$	i_{NSS}			$c_{2,5}$	$(Y_{STO,NO} - 1)/2.86$
		$c_{3,3}$	i_{NSS}	$c_{3,4}$	$(Y_{STO,NO} - 1)/1.72$		
$c_{4,1}$	$1 - 1/Y_{H,O_2}$	$c_{4,3}$	$-i_{NBM}$				
		$c_{5,3}$	$-i_{NBM}$			$c_{5,5}$	$(Y_{H,NO} - 1)/2.86 * Y_{H,NO}$
		$c_{6,3}$	$-i_{NBM}$	$c_{6,4}$	$(Y_{H,NO} - 1)/1.72 * Y_{H,NO}$		
$c_{7,1}$	-1						
						$c_{8,5}$	$-1/2.86$
				$c_{9,4}$	$-1/1.72$		
$c_{10,1}$	$-(1 - f_{XI})$	$c_{10,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$				
		$c_{11,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$			$c_{11,5}$	$-(1 - f_{XI})/2.86$
$c_{12,1}$	$1 - 3.43/Y_{NH}$	$c_{12,3}$	$-1/Y_{NH} - i_{NBM}$	$c_{12,4}$	$1/Y_{NH}$		
$c_{13,1}$	$-(1 - f_{XI})$	$c_{13,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$				
		$c_{14,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$			$c_{14,5}$	$-(1 - f_{XI})/2.86$
$c_{15,1}$	$1 - 1.14/Y_{NO}$	$c_{15,3}$	$-i_{NBM}$	$c_{15,4}$	$-1/Y_{NO}$	$c_{15,5}$	$1/Y_{NO}$
$c_{16,1}$	$-(1 - f_{XI})$	$c_{16,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$				
		$c_{17,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$			$c_{17,5}$	$-(1 - f_{XI})/2.86$
		$c_{18,3}$	$-1/Y_{AN} - i_{NBM}$	$c_{18,3}$	$-1/Y_{AN} - 1/1.14$	$c_{18,5}$	$1/1.14$
$c_{19,1}$	$-(1 - f_{XI})$	$c_{19,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$				
		$c_{20,3}$	$i_{NBM} - i_{NXI} * f_{XI}$			$c_{20,5}$	$-(1 - f_{XI})/2.86$

动 力 学 表 达 式

附表 10 – IIIc

<i>j</i>	过 程	过程速率方程 ρ_j , 全部 $\rho_j \geq 0$ [gCOD/(m ³ · d)]
异养微生物(X_H), 反硝化		
1	COD 好氧贮存	$k_{STO} \cdot \frac{S_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_H$
2	COD 缺氧贮存(NO_3^-)	$k_{STO} \cdot \eta_{NO} \cdot \frac{K_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_H$
3	COD 缺氧贮存(NO_2^-)	$K_{STO} \cdot \eta_{NO} \cdot \frac{K_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2} + S_{NO_2}} \cdot \frac{S_S}{K_S + S_S} \cdot X_H$
4	好氧增长	$\mu_H \cdot \frac{S_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{X_{STO}/X_H}{K_{STO} + X_{STO}/X_H} \cdot X_H$
5	缺氧增长(NO_3^-)	$\mu_H \cdot \eta_{NO} \frac{K_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{S_{NO_2} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{X_{STO}/X_H}{K_{STO} + X_{STO}/X_H} \cdot X_H$
6	缺氧增长(NO_2^-)	$\mu_H \cdot \eta_{NO} \frac{K_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2} + S_{NO_2}} \cdot \frac{S_{NO_2}}{S_{NO_2} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{X_{STO}/X_H}{K_{STO} + X_{STO}/X_H} \cdot X_H$
7	X_{STO} 好氧呼吸	$b_{STO} \cdot \frac{S_O}{K_O + S_O} \cdot X_{STO}$ $b_{STO} \geq b_H$
8	X_{STO} 缺氧呼吸(NO_3^-)	$b_{STO} \cdot \eta \cdot \frac{K_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{STO}$
9	X_{STO} 缺氧呼吸(NO_2^-)	$b_{STO} \cdot \eta \cdot \frac{K_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2} + S_{NO_2}} \cdot X_{STO}$
10	好氧内源呼吸	$b_H \cdot \frac{S_O}{K_O + S_O} \cdot X_H$
11	缺氧内源呼吸	$b_H \cdot \eta \cdot \frac{K_O}{K_O + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_H$
自养微生物(X_{NH}), 亚硝化		
12	好氧增长	$\mu_{NH}^{max} \cdot \frac{S_O}{K_O^{NH} + S_O} \cdot \frac{S^{NH_4}}{K_{NH_4}^{NH} + S_{NH_4}} \cdot X_{NH}$
13	好氧内源呼吸	$b_{NH} \cdot \frac{S_O}{K_O^{NH} + S_O} \cdot X_{NH}$
14	缺氧内源呼吸	$b_{NH} \cdot \eta \cdot \frac{K_O^{NH}}{K_O^{NH} + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{NH}$

续表

<i>j</i>	过 程	过程速率方程 ρ_j , 全部 $\rho_j \geq 0$ [gCOD/(m ³ · d)]
自养微生物(X_{NO}), 硝化		
15	好氧增长	$\mu_{NO}^{max} \cdot \frac{S_O}{K_O^{NO} + S_O} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2}^{NO} + S_{NO_2}} \cdot X_{NO}$
16	好氧内源呼吸	$b_{NO} \cdot \frac{S_O}{K_O^{NO} + S_O} \cdot X_{NO}$
17	缺氧内源呼吸	$b_{NO} \cdot \eta \cdot \frac{N_O^{NO}}{K_O^{NO} + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{NO}$
自养微生物(X_{AN}), 厌氧氨氧化(ANAMMOX)		
18	好氧增长	$\mu_{AN}^{max} \cdot \frac{K_O^{AN}}{K_O^{AN} + S_O} \cdot \frac{S_{NO_2}}{K_{NO_2}^{AN} + S_{NO_2}} + \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4}^{AN} + S_{NH_4}} \cdot X_{AN}$
19	好氧内源呼吸	$b_{AN} \cdot \frac{S_O}{K_O^{AN} + S_O} \cdot X_{AN}$
20	缺氧内源呼吸	$b_{AN} \cdot \eta \cdot \frac{K_O^{AN}}{K_O^{AN} + S_O} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot X_{AN}$

第 11 章 国外水管理体制与经验

11.1 实践中不断完善美国水管理政策与经验

美国大陆位于北美洲南部，与位于其西北的阿拉斯加和太平洋中心的夏威夷群岛构成了完整的美国版图，总占地面积为 9372614km^2 。其北临加拿大，南接墨西哥，西部、东南部和东部分别在太平洋、墨西哥湾和大西洋的广阔水域环抱中，形成了美国三大水系统。落基山脉作为最主要的分水岭将太平洋水系和墨西哥湾水系、大西洋水系分割开来。科罗拉多及哥伦比亚两条河横贯落基山脉以西地域，构成太平洋水系。位于墨西哥湾水系的密西西比河全长 6262km ，流域占地 3225000km^2 ，是美国境内最主要的河流，由北至南贯穿整个美国大陆。哈得孙河北起著名的五大湖区，南至大西洋，穿越纽约市东部，全长 520km ，与几条小河一起组成大西洋水系。

这幅青山碧水的美卷，谁会想到早在 20 世纪六七十年代美国工业迅猛发展时期，曾导致近三分之二的内陆水体受到严重污染。然而经过三十多年的不懈努力，美国环境保护署不但在水环境污染治理方面取得了显著成效，而且在实践中不断总结经验，形成了如今相对完善的水管理体系。

11.1.1 水管理体制概况

美国环境保护署（USEPA，简称“环保署”）成立于 1970 年，主要负责改善和修复已破坏的环境、环境科学研究、保护人类健康、环境意识教育等工作，并努力贯彻和改进议会颁布的各项环境法律、法规。环保署下设 12 个平行的管理机构，其中包括资源管理机构、大气环境和放射物管理机构、财政主管机构、研究发展管理机构、固体废物管理机构以及水管理机构等。水管理机构作为一

个独立的体系负责整个美国的水资源保护与开发、饮用水供给与安全管理、污水排放管理、水科学技术研发以及水环境治理与保护等方面的工作。作为整个环保署下设的管理机构之一，水管理机构又与其他各个机构相互配合、相互制约，旨在共同为全美居民提供更加优质的生存环境。

水管理机构设一位主管主持全面工作，日常事务由正、副行政助理负责，并聘请水处理行业的资深专家作为顾问。资源管理部、水政策部以及信息部对行政助理负责，与各专项管理部门配合，处理相关事宜。为更加深入、细致地进行水管理，又将整个体系划分出四个专项管理部门：水源及饮用水管理部、科学技术管理部、污水管理部以及湿地和海洋水域管理部。与此同时，环保署按水域将整个美国划分为 10 个分管区，每个管辖区设置各自的水管理体系，在符合国家大政方针的前提下，因地制宜地进行各自特色管理。美国是联邦制国度，水资源属各州所有，各管辖区将管理权下放给各州。因此，美国的水管理基本上以州为单位进行。由于美国印第安人独特的传统和习俗，其水管理体系又自成一体，为此设置独立的美国印第安环保局，由环保署的水管理机构直接管辖，而不划入任何管辖区。

11.1.2 水源及饮用水管理

环保署水源及饮用水管理部（OGWDW）与各州、印第安部落以及其他相关部门共同负责保护水源、确保供给居民的饮用水安全、健康。为保证美国自来水的健康安全性，美国议会于 1974 年首次通过《安全饮用水法》（SDWA）。此后，它便作为国家法案，由水源及饮用水管理部负责监督执行。该法案通过后至今已修订了四次，最近一次修订于 1996 年完成，其主要内容包括：

- （1）授权环保署设置饮用水水源污染健康标准；
- （2）供水系统及饮用水中发现污染物时需及时告知相关用户，并列入年度水质报告中；
- （3）建立联邦及州政府的相互制约关系，以加强执法力度；
- （4）制定专门为保护地下饮用水源的法律、法规条款；
- （5）要求对受污染地表水源进行杀菌处理；
- （6）为不断升级供水系统，建立一个拥有数十亿美元的州立周转贷款基金；
- （7）要求对所有饮用水源受污染的难易程度进行评估。

1. 给水系统概况

环保署代表各州及印第安部落规范公共供水系统，为全美近 90% 的居民提供服务，通过公共供水系统管理计划（PWSS）实现系统管理。《安全饮水法》将公共供水系统定义为一年至少运行 60d，通过自来水管道为至少 25 位居民服务，或至少有与 15 个工商业及服务业网点连接的系统。全美大约有 160000 个这样的公共供水系统，这些系统不仅仅都是公有的，也有私有的，其中包括 54000 个社区供水系统和 106000 个非社区供水系统。社区供水系统全年为固定用户提供用水，美国多数居民的生活用水由该系统供应，约 81% 的居民生活用水由 7% 的社区供水系统提供。非社区供水系统全年未必为固定用户提供用水，根据对同一用户提供用水的时长将该系统分两类：持续为同一用户供水超过 6 个月的为非短暂非社区供水系统，低于 6 个月的则为短暂非社区供水系统。在所有公共供水系统中，以地下水为水源的供水系统（以中小型系统为主）数量占 91%；大型供水系统通常依赖地表水源，靠公共供水系统服务的美国居民生活用水中有 95.1% 由大型地表水源供水系统提供。在美国南部和西部部分缺水地区也存在以海水作为饮用水水源的供水系统，以海水淡化方式为用户提供生活用水。以美国坦帕湾地区为例，该地区计划到 2008 年使整个地区供水总量分别由地下水、地表水和海水组成，且各占三分之一。经长期研发，美国已使海水淡化成本大大降低，处理成本从原来的 $1.05 \sim 1.85$ 美元/ m^3 降至 0.75 美元/ m^3 以下。

2. 水源评价和保护

防止饮用水水源污染是环保署水源及饮用水管理部的主要工作之一。《安全饮水法》规定，所谓水源即为现在正在使用或可能在日后被使用，作为公共饮用水的河流、小溪、湖泊以及地下水或自用水源（如乡村自备井水源）。

由于水资源归各州所有，1997 年环保署推出《州立水资源评估和保护规范》，说明了环保署认可的水资源评价和保护办法，同时提供了如何将水源评价与保护和《安全饮水法》中的相关条款融合起来的途径，也为各州取得环保署其他政府部门协助提供方法，并且积极提倡在进行水源评价过程中采用地理信息系统（GIS）技术。

在水源保护方面，美国安全参议会认为应从提高公众水环境保护意识入手，提倡全民参与，技术措施只作为辅助。水源保护协会就是一个全民、非赢利性

质的组织，由工业代表、环保主义者和一些关心水源保护的国民组成，目的是保护美国的饮用水资源。为宣传水资源保护，环保署发行了两套袖珍书籍。《水源保护资料目录集》是由环保署投资编纂的，其中包括所有关于水资源保护方面书籍的出版信息以及内容摘要。《饮水水源保护袖珍书》则是由环保署水源及饮用水管理部（OGWDW）出资发行，旨在提高美国居民保护饮用水水源的意识。

如今美国有 200 多个市、县、部落、地区利用各自不同的政策保护其饮用水水源免受污染，例如，分区管理、制定水源健康标准、进一步分项管理等。同时提出涉及范围广泛的各地区特有的法律法规；在调整个别影响水源的污水处理系统、有毒/有害物质以及总氮的源头控制、垃圾填埋的地域限制以及燃料罐的地下存放地点控制等方面都作了详尽的阐述，与政策调节作用相辅相成。

3. 地下水保护

美国目前有近 28.5 亿 m^3 的市政污水、有害和无害固体废物渗滤液、地表径流以及部分处理过的污水通过不同途径排入或渗入地下。因此，环保署建立了地下填埋控制计划（UIC）来保障地下水系统免受填埋污水/废物的污染。一般通过控制填埋井的选址、构筑物的结构设计、运行管理以及关闭有危害的填埋井等手段保护地下水源。《安全饮用水法》中有 8 项与地下填埋控制相关的叙述，要求每个州必须实行地下填埋控制计划，动员全民参加，并规定了地下水填埋控制的两个原则：一是无危害，即规定禁止可能危害地下饮用水水源的一切填埋工程；二是严格符合标准，即要求各州实施地下填埋控制计划时必须满足《安全饮用水法》中规定的最低要求，并在此基础上提出更加严格的要求。

环保署将填埋井分为五个等级，分别容纳不同的污染物。在每年的年度用户信心报告中，环保署会详细地列出各个地区新近开挖的填埋井的种类、数量和位置，并按管辖区分别列出现有的各类填埋井的数量。一类填埋井主要接受工业、市政废物，填埋至低于地下饮用水水位的位置；二类填埋井也可称为钻探井，主要用于开采石油和天然气；三类填埋井主要应用于开采矿产资源；四类填埋井原用于浅层填埋有害或有放射性废物，但由于有害物质埋于地下含水层以上很可能污染地下水体，所以 1984 年环保署便明令禁止使用第四类填埋井处置废物；五类填埋井接收地表径流的补充和处理过的生活污水的地下回灌，在不危害地下水源安全的情况下有效控制地面沉降。除第五类填埋井之外，其

他填埋井都要定期进行内部、外部完整性测试,检测附近地下水水质,并给出完整的监测报告,防止有害物质在不知情的情况下污染地下水体。如检测后发现问题,环保署有权要求关闭任何一个可能污染地下水体的填埋井。由于第五类填埋井在最低地下水位之上,因此 1999 年,环保署对第五类井体标准进行了严格修订,提出国家最低标准。

4. 节水政策

从版图上可以看出,美国是一个水源充沛的国家,但是美国仍然在节约用水方面投入了巨大的人力、财力、物力。据统计,一个美国人平均每天用水 340L,每个美国家庭全年用水约 405m^3 ,比其他发达或发展中国家多出很多。节约用水可以改善水质、维护水生生态、保护饮用水水源,从而优化环境、增进公众健康状态、取得经济效益。美国环保署主要从居民生活用水、工商业用水、公共供水系统三个方面入手,通过教育促进人们的节水行为、改进设备构造和操作系统、引入雨水的利用等措施具体实现节水。环保署水源及饮用水管理部采用临时性缩减和永久性节水两种措施来预防水源短缺,应对干旱季节来临等不利局面。临时缩减一般是为应对已经出现的水源短缺现象而采取的应急性手段,主要包括:

- (1) 减小输水系统的工作压力;
- (2) 控制分配水量。

而永久性节水措施则是为日后更高效的节水方式做准备,需要在日常生活中不断改进,主要包括:

- (1) 以政府补贴方式推动高效节水龙头、马桶及淋浴的使用;
- (2) 通过公众教育的方式达到用户自愿缩减用水的目的;
- (3) 对过高用水量的用户征收更高的费用;
- (4) 在建筑条例中规定使用节水效力高的装置和用具;
- (5) 定期进行检漏抽样调查及水表的测试、维修和替换;
- (6) 工业用水的缩减和回收用水的增加。

1996 年对《安全饮用水法》修订中要求环保署在两年内制定《节水计划规范》,由各州根据各自不同的情况决定是否实行该规范。规范分三个级别规定不同节水措施,不同规模的公共供水系统则实施相应等级的节水措施。不同级别措施见表 11-1。

《节水计划规范》中规定的节水措施

表 11-1

一级措施	二级措施	三级措施
多点水量测量	用水量审计	修复陈旧设施并提高其性能
水量统计和漏失控制	更新、改进系统	水的循环及回用
成本计算及定价	水压管理	制定用水规则
公众节水教育	节约景观用水	资源综合管理

规范中规定，服务人群低于 1 万人的小型公共供水系统采取一级措施；服务人群在 1 万 ~ 10 万人的中型公共供水系统同时采取一级、二级措施；服务人群在 10 万人以上的大型公共供水系统应采用全部一级到三级措施。

5. 公众饮水安全管理

自 1999 年起，按《安全饮用水法》规定，各供水公司必须每年向他们的客户提供用户信心报告，报告中必须包含下列信息：饮用水中发现污染物及其对健康可能造成的影响、供水系统状况以及水源状况。当有违反环保署规定的“短期接触可能对人体健康造成严重影响”的事件发生时，供水公司必须在 24h 内通知公众。如果上述违规事件发生，供水系统必须向传媒发布消息，提供污染事件对人体健康造成潜在影响的信息，发布纠正违规事件的措施和方法以及建议污染事件解决之前是否有必要使用其他水源。

2001 年“9.11”恐怖袭击事件发生之后，美国各供水单位立刻行动起来，提高警惕程度，以防恐怖主义者可能实施的恐怖袭击。这项工作由水安全工作组负责制定安全政策并监督执行。2002 年颁布的《公共健康安全和恐怖主义备战、应对法案》要求对服务人群数量超过 3300 人的供水系统进行评估并制定应急措施。每个供水单位都采取了一系列措施致力于增加供水的安全性，包括员工安全管理培训、加强供水设施的周边管理和配水系统的实时监控等。

11.1.3 污水管理

自 1972 年美国颁布并实施《清洁用水法》至今，其健康水源从原有的三分之一增长到三分之二，为成千上万的美国人带来了广泛的环境、社会和经济效益。环保署污水管理部（OWM）主要负责监督《清洁用水法》的实施，强调高效使用、处理、处置和管理水资源，鼓励保护和修复自然水系，其主要责任包括：

(1) 在《清洁用水法》允许的范围内,按“国家污染物排放消减体系”(NPDES)规定控制水体污染的具体措施,进行生活污水、污泥的处置和利用管理;

(2) 管理、监督水处理基础设施投资计划;

(3) 推荐有领导才能的人完成基础设施投资计划;

(4) 通过教育和实践促进节约用水;

(5) 发布新的水资源管理技术信息;

(6) 从排水水质和成本分析入手,评估各地区点源污染的消除和控制;

(7) 不断完善污水排放的标准、政策和规范,健全污泥管理和为实现达标排放的相关辅助管理;

(8) 评价各地区的排放标准及其相关辅助管理措施;

(9) 负责发放各州水质控制计划贷款,协调各州间为提高水质的合作;

(10) 为各管辖区、州、印第安部落、城市、民间环保协会等组织之间的信息交流提供媒介。

环保署污水管理部下设市政设施建设办公室、排水管理办公室和计划、信息以及资源管理办公室。市政设施建设办公室主要负责在硬件设施建设前审批水处理周转基金的发放及相关事宜;排水管理办公室主要负责执行“国家污染物排放消减体系”的规定,同时按《清洁用水法》的相关规定管理剩余污泥的处置,并进一步完善各项规章制度;计划、信息和资源管理办公室直接向污水管理部主管负责,处理政策、预算、信息管理、技术研发等各方面的日常事务,负责监督各州定期监测境内水体水质是否达标,要求各州每两年递交两份报告:水体全水质报告和受污染水体的水质报告,2002年后将两者合二为一,一并提交。

1. 《清洁用水法》

20世纪六七十年代,美国水污染状况堪忧,导致国会于1972年颁布了《国家水污染控制法》以控制污染,改善水环境;经1977年修订后形成目前《清洁用水法》的雏形。该法案涉及市政、工业污水排放标准,点源污染管理,兴建污水处理厂的资金管理以及非点源污染控制等领域,其宗旨是修复和维护水体的物理学、化学、生物学的完整性。1977年后,环保署在实践中不断发现《清洁用水法》中仍有不尽完善的地方,于是结合其他相关法规修订、补充并完善

了当时的实施法案，使其在控制水污染、保护水体、维持水生生态系统等方面更好地发挥其基础性作用，并使该法从水污染控制领域延伸至其他领域。整个《清洁用水法》有6个系列，从不同角度出发分项说明相关法律条款。其中，100系列中列出了101~121项共21项条款，总体说明了该法案的目的和方针政策，主要强调了与教育、研究相关的各项法律、法规和执行程序；200系列中规定了与水处理构筑物基金相关的21项条款；300系列中共有20项条款，列出污水排放水量、水质的相关标准和执行办法；400系列中包括6项条款，从污染物排放消减体系、污水排海、湿地管理和污泥处置四方面描述污染物排放许可证颁发的要求和相关程序；500系列用19项条款说明了清洁用水的总则；600系列则叙述了7项关于美国水污染控制周转基金的管理和发放条例。

《清洁用水法》中水质规范（WQS）包括三部分内容：水体用途划分、水质标准（WQC）和反水质下降计划。不同用途的水体有与之相适应的水质标准，若水体的水质状况非常好，则实施反水质下降计划，以实现水体保护的更高目标。该法案中有九十余项相关条款，若某处水体经监测发现未达到水质规范的要求时，常会用到其中五方面的内容作为基础，以调整控制水体污染的具体措施。这五方面的内容包括：

- （1）国家污染物排放消减体系：涵盖了点源污染物对地表水体的污染控制和管理；
- （2）319号条款：描述了农业、林业生产的非点源污染控制措施及排放标准；
- （3）404号条款：说明了湿地和其他水体管理办法；
- （4）401号条款：要求污水排放必须经国家允许，以免增加水体的污染物负荷；
- （5）国家周转基金（SRF）：以投资的形式为市政点源污染控制、非点源污染控制和其他相关活动提供资金。

2. 点源污染控制管理

美国经过三十多年的努力，点源污染已基本得到有效控制，并形成了一整套完善的管理体系。兴建污水处理厂，不断发展污水处理技术，提高污水排放标准等控制措施主要是依据《清洁用水法》的相关规定以州为单位实施。环保署则从全局出发，以流域为单位，按“国家污染物排放消减体系”的分水岭控

制战略实现点源污染的整体控制，协调同一流域的几个州之间的相互配合，促进各州相关法律的发展与革新，以便对整个流域进行整体的点源污染监测和控制。

污水排放标准是点源污染控制的重要一环，《清洁用水法》中规定按水体功能不同将其分为六大类，分别制定不同的排放标准。考虑到水体的不稳定性，在水质标准的规定中既有瞬时标准又有平均标准。由于美国现在有部分水体的水质很好，为保护这类水体环保署又提出“反水质退化方案”，当污水符合水质标准的要求，但某项指标高于纳污水体时，仍禁止排放。

3. 非点源污染控制管理

到 20 世纪 80 年代中期，美国点源污染已得到了有效的控制，非点源污染负荷则显得格外突出。调研表明，全国所有河段的三分之一污染负荷是由来自各处的雨水径流带来的。1987 年对《清洁用水法》的修订中加入了 319 号条款，专门用于非点源污染控制管理，主要针对服务人口超过 10 万人的分流制和合流制雨水管道系统的管理和 11 类工业生产区的径流控制提出了多种工程技术方案及非工程技术方案。但环保署并不要求各州都遵循该规定，各地区可以执行各自的非点源控制计划。1999 年 12 月美国推出第二代暴雨控制规范，要求所有地区进行暴雨管理工作，且规定了各地区暴雨管理计划中必须包含的内容。如今美国非点源污染控制管理涵盖内容广泛，主要包括城市合流制污水系统的溢流管理、城市分流制污水系统雨水排放管理、动物养殖场径流管理、采矿区径流管理、农业区径流管理等方面。

4. 污水回用

随着用水量的逐渐增长和水资源短缺的现象相应出现，越来越多的国家转而寻求污水资源作为回用水的可行性。美国是世界用水大国，各企业考虑到经济和技术上的可行性纷纷回用处理后的污水。1980 年环保署颁布了《污水回用导则》，并在此后不断充实，提供最新的回用水信息和详细的回用水范围，介绍国内外最新的回用水处理技术。2004 年版《污水回用导则》建立在以往收集的各种信息和专业人士的研究基础上，高度完善，分别提出了城市、工业、农业、娱乐等方面的污水回用以及地下水回灌的标准和措施，阐述了实现回用的技术措施，说明了污水回用资金的来源，并详细列出了其他国家污水回用的技术和管理措施。

11.1.4 湿地和海洋水域系统管理

在同一水域中的水体、湿地、大陆和大气等环境都是息息相关的。然而，很多国家的管理体制中将这环境因素都一一分割开来，注重分别管理。为更好地实现同一水域内的各种环境资源的协调发展，环保署水管理机构下设湿地和海洋水域管理部（OWOW），采用综合治理的方式协调环保署各管理机构和各州之间的相互配合。

1. 湿地系统管理

湿地作为水资源的重要组成部分有地球之肾的美誉，连接大陆和水体，无论在地表水还是地下水的保护方面都起着举足轻重的作用。通过湿地的天然调节作用可以控制洪涝灾害，保护水体和水生生态系统，减轻水体非点源污染负荷。但一味地增加湿地系统的负荷，最终将导致湿地退化。随着人们对湿地保护意识的提高，湿地管理办公室的工作重点已经从二三十年前的利用政策改为如今的保护政策，提出了“湿地零损失”计划，规定湿地也是美国水体的一部分。其中“湿地零损失”计划是指一定面积的湿地被损坏的同时就要有与之相当面积的已破坏的湿地应得到良好的修复。在1986年颁布的《湿地资源突发事件处理法》（EWRA）中提到，根据美国鱼类及野生动植物保护协会（FWS）的要求，从1998年开始，每十年要更新一次全国至少48个州的湿地系统详图并进行数量统计，为各方面保护工作提供信息资源。

美国其他水系统的所有相关管理权一般都下放给各州、管辖区，在遵循环保署的基本法律法规的基础上分别管理，而湿地系统的清淤和废物填埋管理则由国家统一进行，即使在特殊情况下将权利下放给某个地区，环保署也要监视计划执行的全过程，并在必要时收回计划实施权。《清洁用水法》404号条款中规定湿地清淤和填埋权由环保署和美国工程部队共同管理，其中工程部队主要负责评估申请清淤或填埋的地域是否是湿地系统，并负责实际的工程施工，确保该工程符合要求；环保署则配合工程部队的工作，但环保署有权对工程部队发放的湿地清淤和填埋许可权提出置疑。

在湿地系统的管理上，环保署鼓励采用综合管理方式，按分水岭划分管辖区域，在同一水域内更好的促进湿地管理办公室与环保署其他部门以及各州之间的合作，采取的主要措施包括：

- （1）水域管理计划与湿地保护政策相结合；

- (2) 以国家湿地保护基金支持国家水域管理计划;
- (3) 将洪涝管理和水域管理结合起来;
- (4) 积极召开国家、区域会议, 讨论湿地和水域管理问题。

在《清洁用水法》中明确规定湿地系统的水质同样要符合水体水质规范的相关要求。根据湿地水体的水质分析其纳污的可行性, 具体的技术数据则由水法规、规范办公室提供。当采用湿地系统处理生活污水、截留地表径流中的污染物、填埋废物时, 使用前后都需要对其承受能力进行测评。对湿地来说, 最关键的问题是水质要符合其中水生动植物生长繁殖的环境要求。

2. 海洋、海岸管理

对海洋的管理主要包括海洋生物生存环境的保护, 海洋倾倒、航运等制度管理, 海洋水体的评估和监测等。海洋环境受海岸上游水质、其他入流水源以及附近居民人口等因素影响, 因此对海洋、海岸环境管理和保护的工作则应在整个水域范围内进行。由环保署湿地和海洋水域管理部主要负责, 各州河口计划委员会、海运管理系统和各州捕捞队等组织配合环保署共同进行海洋环境的管理。

1972 年国会颁布《海洋保护、研究和禁猎法》(MPRSA) 用以禁止可能导致海洋水环境恶化和危机人类健康的一切向海洋倾倒废物的行为。如今流入海洋的废物主要包括船只排出的污染物、水生动植物制造的垃圾和人类遗骨等。对于其他废物的流入则由环保署和美国工程部队判断是否允许倾倒, 若允许倾倒, 则由环保署指定倾倒地点。

环保署于 2001 年和 2005 年分别颁布了两次“国家海洋状况报告”, 其中包括海岸、五大湖区以及全美所有的河口在内的环境监测, 详细描述了美国海岸的生态、环境状况。在 2005 年的报告中列出了与 2001 年相比富营养化程度、溶解氧和水的澄清度等方面的区别, 为进一步完善管理提供了参考依据。

11.1.5 科学技术发展管理

科学技术在环保署的各项决策过程中起着举足轻重的作用, 只有在大量认识人类健康科学和生态健康学的基础上发展控制污染的新技术, 人类才能享受更高品质的生活。对此, 环保署既履行着作为管理部门制定规章制度的责任, 同时又负责科研管理和科学信息的交流。环保署科学研究与发展部 (ORD) 考察当前危害人类健康和环境的主要问题, 提出前瞻性的研发战略作为下一步科

研活动的重心，这些技术工作内容显然是环保署管理工作顺利实施的坚强后盾。

1. 科研政策委员会

科研政策委员会（SPC）是科学研究与发展部下设的一个机构，为环保署制定重大的科研政策，促进政策制定和科技信息的协调统一。她的前身是1986年组建的危险评估委员会（RAC），最初的目的就是检查环保署各种危险评估工作。科研政策委员会成立于1993年，取代了先前的危险评估委员会。科研政策委员会与国会、工业界、环保组织及环保署主要成员负责审核并选择国家研发委员会和科研顾问团推荐的立法提案。该委员会由环保署、各管辖区高级管理人员和实验室的高层次科研人员组成，在科研政策制定方面起着重要作用，其主要的工作范围涉及：

- （1）检查和纠正环保署各项计划的实施；
- （2）人类健康及环境危害特征的描述；
- （3）累积风险评价；
- （4）环保署各项计划失误环节评价；
- （5）制定关于危害儿童健康的评估政策；
- （6）调整环保署相关组织机构；
- （7）生态环境经济评价；
- （8）风险评价概率分析。

2. 科研政策办公室

科研政策办公室（OSP）是科学研究与发展部下设的另一个机构，作为研发中心、实验室及环保署的各项规范和计划的桥梁，整合各种科研信息为研究部门服务。她在共享专家意见、科学知识使用最大化和提供合理的科研政策方面发挥着巨大的作用，通过强调科研与管理整体化、促进合作与沟通等手段协调科学研究与发展部内部、环保署的各项计划、各个管辖区之间的关系。

在科研与管理的整体化方面，科研政策办公室召集环保署各相关部门参与研发日程的讨论，通过制定统一的科研制度和政策、管理和监督科学研究与发展部下设科研机构的研发过程、监督执行环保署的各项科学政策等手段，实现科研与管理一体化、调整多年发展计划（MYPs）。科学研究与发展部通过制定5~10年的多年发展计划来指导科研工作的进程，由《政府执行与效果评价法》（GPRA）的年执行目标（APGs）和年执行措施（APMs）两项条款评价多年发

展计划是否成功执行。全美现有 16 项不同研究主题的多年发展计划正在执行中,且每年会得到更新。其主要目的是协调研究机构的研发进程和政府执行部门制定的目标。每个多年发展计划小组都由科学研究与发展部执行理事会(EG)任命一个领导团体负责协调各项工作,同时设立执行制度小组(EGG)改写和更新该计划,负责最终版本的敲定。

在促进科研合作方面,科研政策办公室的职责范围包括召集科学研究与发展部和 10 个环保署管辖区的科研人员探讨重要的学术问题,领导环保署的研究工作,确保其研究计划优先权,促进各实验室和研发中心的科研成果与各项法规、政策的融合。区域研发计划(RSP)作为环保署各管辖区科研发展信息的桥梁,由科研政策办公室负责管理,由各管辖区的高层科研人员及工程人员负责执行。区域科研成果报告(RARE)是区域研发计划的一个组成部分,每年向各区域公布领先的科研成果,尽可能多地为近期的研究提供相关信息。

在促进各地区交流方面,科研政策办公室的主要作用是促进科学研究与发展部与各州、部落之间的交流。考虑到印第安环保署的特殊性,科研政策办公室专门与印第安环保署科研协会沟通,确认对各部落至关重要的环境问题,并列入环保署研究计划中。为促进科学交流与合作,科研政策办公室会定期发起以各类科研项目为主要议题的座谈会、研讨会议,不仅可以增进整个环保署对不同研究领域的了解,而且有助于教育、研究和风险评价计划的开展与实施。

11.1.6 资金管理

环保署下属的首席财政官办公室(OCFO)负责每年统一进行各项环保事业的预算,提出年度预算报告,报告中以资金投入后所要达到的目标为主体,在所列各项目标中分别说明预计投入资金总量、前一年实际投入资金总量以及在本年度预计达到的目标。根据环境情况和投资方向的不同,每年的年度预算报告所包含的具体目标都不相同,但近几年都不乏清洁与安全用水方面的投资,从 2003~2005 年的预算报告中可以看出,专门用于与水管理相关方向的投资一直维持在 30 亿美元左右,占总投资的 40% 左右。

国家清洁用水周转基金(CWSRF)始建于 1987 年《清洁用水法》修订之后,该项基金主要用于水污染治理的管理、实际工程以及科学研究方面的投资,紧接着建立了用于饮用水各项投资的安全饮用水周转基金(DWSRF),二者统称为周转基金(SRF)。二者的前身是“水处理构筑物贷款”,作为与水管理工

作相关的基金，周转基金与其相比最大的区别在于前者的周转流动性。当通过“水处理构筑物贷款”发放贷款时，资金的回收是有限的，只有本金及利息；而通过周转基金为特定部门或计划提供贷款时，资金是以本金加利利润的形式回收的。自周转资金建立并资本化后，资金积累成倍增长。

周转资金作为一项环境基金，旨在降低污水治理和饮用水事业的资金消耗，在资金的管理中必须寻找到环保目标和经济效益的平衡点。种子资金的有效利用最为关键，通过制定长期和短期相结合的投资计划，全面地进行资金管理，保证需要周转资金注入的所有项目都得到资金并实现资金利用最大化。周转资金的管理基本模型包括三方面内容：战略编制、项目管理和项目评价。战略编制中主要注重长远的商业目标，同时要考虑环境需求和财政资源的平衡，通常分四步进行评价：（1）预测短期和长期角度分析需要资金投入的环境问题；（2）预测短期和长期的资金需求量；（3）评估投资项目可能需要的资金数量，考虑其他环境资金来源；（4）平衡环境效益和经济效益，建立短期和长期的资金投入计划。在项目管理过程中进行日常资金管理，必要时需及时调整计划、制定相应的政策，使周转资金的使用达到预期的目的。项目评估工作不仅要在项目结束时进行，在项目实施过程中也要进行实时评估，确认现有的政策是否有助于投资目标的实现，评价项目进展状况和资金投入状况，必要时调整政策以加速项目进程。

11.1.7 结语

美国系统化的水管理工作始于 20 世纪 70 年代，经过三十余年的不懈努力，在实践中不断总结经验完善水管理政策，从饮用水的供给、污水排放控制到水生生态环境的保护与修复等各项水政策方面都取得了长足的发展。与此同时，美国境内的水体状况也大有好转，并继续向更好的方向发展。当今，发展中国家正面临水体严重污染、饮用水源告急的窘境，而美国则走出了一条可供我们借鉴的“先污染后治理”的水管理道路。

11.2 荷兰水管理体制及水务局职能

荷兰位于欧洲西部，西、北两面濒北海，东临德国，南接比利时。荷兰从南到北长约 300km，从东到西宽约 200km，总面积为 41526km²，稍大于比利时，

为德国的 $1/9$ 。有限的国土面积内，至少 80% (34000km^2) 为水、陆纵横交错的地形、地貌。西欧的三大河流，莱茵河、马斯河、斯海尔德河均在荷兰境内入海。荷兰许多区域（主要为西部和北部）地面标高低于海平面，其面积约占全荷兰总面积的 $1/3$ ；最低点位于港口城市鹿特丹附近，低于海平面 6.7m。如果没有众多沙丘和堤坝的阻挡，约 50% 国土面积会常遭水淹，60% 的人口要因此遭殃。

荷兰犹如一幅天然水画。一部荷兰史就是荷兰人持续不断与水作抗争的奋斗史。荷兰人在与水进行长期斗争与和平共处的过程中积累了宝贵又丰富的经验，并被世界各国普遍称赞和借鉴。近代，荷兰的治水经验已从单一的水利防洪概念扩展为水利、环保、生态并重这样一种多层次理念。本节介绍荷兰水管理体制以及作为负责管水的水务局职能与工作方式。

11.2.1 水务局——荷兰最古老的组织形式

历史上，荷兰人为了治水，在中世纪（约 13 世纪）便在小范围水域管辖区的基础上自发形成了管水的合作组织——水务所，这便是荷兰最早的民主管理形式（远早于皇室与议会）。早年成立水务所是为了对各个水域管辖区内的水进行控制和有序管理。那时，将内陆积水排向外海是每一位荷兰人都感兴趣的事情，于是他们在各水域管辖区内推举有威信的地主或业主组成管理委员会（管委会），负责管辖区内的排水事务。到 1850 年，全荷兰合作形式的水务所已发展到 3500 个。然而，龙多也有不治水的时候，主要表现在各个水域管辖区各自为政、彼此之间的协调性较差。因此，合并较小的水务所，代之以在大范围水域管辖区内组建较大规模水务局十分必要。100 年后的 20 世纪 50 年代前，水务局已被合并为 2500 个。1953 年 2 月 1 日发生在荷兰西南部那场毁灭性的海水入侵灾害，使荷兰人充分意识到进一步合并水务局的紧迫性和必要性。到 2003 年 1 月，原先众多的水务局已被逐渐合并为 48 个。即使这样，荷兰人认为仍有必要进一步合并，预计到 2005 年将只存在约 25 个水务局。

11.2.2 水管理体制

原始水务所逐渐演变为现代水务局，以一种独特的组织管理形式与三级政府平行存在。荷兰是一个议会制君主立宪国家。中央政府由君主（女王）和部长内阁共同组成。荷兰的政府管理共分三级：中央、省（12 个）以及行政区（572 个）。水务局则独立于各级政府而自成一体。水务局同时也与政党无关，

直接代表民众、业主和地主的利益，在政治上是属于国家化的非盈利专门管理机构。类似于地方政府，水务局也具有非集中式的组织形式。水务局与政府部门的区别就在于它们各自职能范围不同。政府部门负责一般性的事务，如教育、文化、环境、城市规划等等，而水务局的任务只有一个，那就是只对管辖区内的水进行管理。因此，水务局实际上是专业性管理组织，而政府部门为综合性管理组织。按荷兰宪法与水权协定规定，水务局只是分管地方与区域性的水管理工作；中央政府（国家交通与水务部）则负责全国范围的水管理工作，主要指北海、瓦登海、主要河流、河流入海口以及三角洲工程等。

11.2.3 水务局管理职能及与政府关系

水务局主要从事防洪、水量与水质（包括污水处理）的管理的工作。它的实际作用就是平衡各行各业对水不同的、有时甚至是矛盾的需求，具体内容包括：各水域管辖区内的灌溉、引流、排水、水净化，以及运河与河流管理等。

需要说明的是，水务局并不负责居民的饮水供应。这部分工作由自来水公司按市场化原则运作。进而言之，水务局也不负责管理地下水，这一块属于省一级政府的管辖范围。然而，地下水与地表水在客观上存在着一种必然联系，两者共同形成所谓的水系统。在此方面，水务局在它们的综合管理事务中，应尽可能负责协调水管理、环境管理、城市规划与自然保护之间的密切关系。所以，水务局必须广泛地同省、市政府部门、农民和自然与环境保护组织共同合作。同时，水务局也必须与行政区，自来水公司及其他部门一道，积极致力于所谓水链（饮水的生产、输送，废水的收集、输送与净化）的可持续管理。水务局一般也不负责下水道的修建与维护，这是行政区份内的工作。

省政府有权设立与废除水务局，确定水务局从事工作的范围、区域，决定水务局的管理机构组成与人员选举办法。省政府也负责监督水务局的工作与财政收支情况。中央与省政府决定水政策的大部分内容。国家交通与水务部负责制定水管理的立法。中央政府签署有关水的国家政策。除监督水务局的工作外，省政府还制定区域性水政策。然而，省政府所作出的决策同水务局管理规则冲突时亦可被水务局否定（末端监督）。水务局有权制定居民应该遵守的法则以及水务局的征税办法。

11.2.4 水务局的组织机构与选举办法

水务局具有民主选举的管理机构，包括管委会、行政管理和堤坝水督（沿

用古老称谓，现意为水务局行政长官）三级管理体系。管理机构由对水务局事务感兴趣的各方代表组成。参与者感兴趣的水平决定他们对水务管理所需财力贡献的大小，因此，也就决定了他们的参与程度（席位数）。水务局法规规定，感兴趣方可以向管理机构推荐候选人及参与人数。居民、地主、业主等方面的代表被民选直接选进管委会，工业排污者（企业主）被当地商会选进管委会。各方代表在管理机构中的席位数由省一级政府事先确定，所以，选举结果可直接显示拥有席位的个人。对水质控制方面的席位也应留给其他一些感兴趣的参与方，如环境保护部门。管委会（约 30 席）由水务局管辖区内民众每 4 年选举产生一次；行政管理（约 5 席）从管委会中产生；而堤坝水督由中央政府直接任命，为期 6 年。民众投票（一般通过信函或电话方式进行）选举不是针对某一个政党，而是直接面对参与方的个人。水务局的管理机构由技术与管理服务共同支持。这些服务的范围及任务由各个水务局的任务、管辖区域的大小以及管理现状决定。每个水务局的雇员人数从 100 ~ 900 名不等；全荷兰目前各水务局总共约有 10000 人从事水务管理工作。与政府职员一样，水务局管理人员属于国家公务员。

11.2.5 水务局协会与作用

在水务局基础上，设立一个水务局协会（成立于 1927 年），其作用就是代表 48 个水务局和职员工会向议会、中央政府和其他组织（如省政和市政协会）反映情况。水务局协会参与制定与水有关的政府政策、法规和文件的咨询与顾问工作。水务局协会也负责对应提到政府议事日程上的水议题、出版备忘录与报告等提出动议。水务局协会拥有 60 名固定雇员，分别工作在 4 个政策部门和 1 个人事部门。

水务局协会也同国外一些公共组织保持密切合作，以对国际（欧盟）政策施加影响。水务局协会代表所有水务局参加与水管理有关的国际组织。国际同行对荷兰水管理经验亦有浓厚兴趣。荷兰水管理经验对其他国家解决他们同样问题起着重要的作用。海外的水管理经验也会对荷兰产生有益的作用。不论洋为荷用，还是荷为洋用，国际合作都是水世界必不可少的一个组成部分，因为水是相通的。荷兰水务局在国际合作方面都是很积极的，约 60% 的水务局在 30 多个国家存在国际合作项目。其中，同周边拥有共同流域的国家（如德国与比利时）的合作最为密切。

11.2.6 经费来源

水务局各项活动均需要花钱。荷兰所有水务局年财政预算为 26 亿欧元 (2000 年), 其中, 73% 用作运行管理费用 (60% 用于包括污水处理在内的水质管理), 27% 用于投资 (兴建基础设施)。水务局的财政收入来自于对涉及企业和个人所征收的两项税收: 水务费和污染税。两项费/税的收入可以涵盖水务局各项工作总费用的 95%, 剩余 5% 的费用由中央和地方财政补贴。

水务费被用于征收地区的排水、水量保持、道路与水路的修建与维护。这项税收可根据水务局权限, 按居民或财产与土地拥有者分别征收。对土地拥有者的征税率依据土地多寡而定, 即拥有较多土地的人需付较多的水务费。这个原则同样也适用于财产主, 拥有较多财产的人需缴付较多的水务费。就是说, 财产的价值被用来充当征税的尺度。总之, 对水务工作关注的程度决定着各自的税率。平均而言, 1 个家庭为其私宅每年需缴纳 44 欧元水务费, 而 1 个家庭本身需缴纳 30 欧元水务费。农民为其 1 公顷土地需缴纳 65 欧元/年水务费。

对水质管理的费用则从污染税中支出。地表水污染协定规定, 任何排放污水的企业和个人根据谁污染谁付费的原则都必须被征税。污染税依据污染当量进行征收, 1 个污染当量相当于 1 个人每年的污水排放量。2002 年, 1 个污染当量的污染税平均为 48 欧元 (各水务局税率不尽相同, 范围在 40 ~ 62 欧元之间); 1 个家庭按 3 个污染当量计算, 即 144 欧元。企业则按它们排出污水的量和成分交税。污染税的 80% 用于污水处理, 其余 20% 花在与改善地表水水质有关的项目上。

水务费和污染税的税率在各个水务局均是不一样的。一般来说, 一个拥有私宅的家庭每年要缴纳税 (水务费和污染税之和) 约 240 欧元。税率每年都会有所调整, 一些特殊的措施, 如加固堤坝、去除氮磷、处置污泥等, 都会增加水税。很快, 因对污泥的处置费用的增加而会导致污染税的大幅增加。由于未来新的水政策所采取的行动也必然会增加污染税。

11.2.7 21 世纪水政策

荷兰 21 世纪水管理委员会在 2000 年发表了荷兰 21 世纪水政策咨询报告。该项报告是十分必要的, 因为荷兰目前正面临着海平面上升、气候变化、城市化进程加快和地面下陷的问题。报告的中心思想就是, 尽量避免水的无序流动, 要合理规划出水的就近储存空间。根据这一指导原则, 水务局将会逐渐废止用

水泵排水的传统做法。所有水管理当局已经联合起来,选择了分三步走的战略,核心内容就是让多余的水尽可能留在它出现的地方。这意味着不应尽快地排水,而是尽可能地将其以各种形式予以保持。当保持不可能实现时,则应该将之储存在已留好的专用空间。这项工作显然应该通过所有相关参与单位广泛论证后去执行。在别无选择的情况下,那只好排水。因此,除了在技术方面应采取的手段(泵站、筑堤等)外,国土规划对策(如储存空间)也不得不予以考虑。

11.2.8 水务局任务与目标

荷兰目前并不缺水。但水在荷兰境内分布不均匀,也并非十分干净。这就需要适当的水管理工作,将富水地区多余的水排出,向缺水地区输送足够的水。现今,用泵站调节水位、监测水的含盐量、以排放许可证制度严格控制污水排放、不断对地表水取样和监测,所有这些工作都是水管理的内容。一句话,水务局主要负责地方与区域性的地表水水量和水质的管理。这两项工作往往是联系在一起的,很少孤立存在。下面就水量与水质管理等方面的具体内容予以介绍。

1. 水量管理

保护生命财产免于洪水的侵袭是水务局最原始的任务。荷兰有着各种水路系统,如小溪、运河、沟渠、水库、湖泊等等。然而,在高地(东南部)与低地(西南部),对这些水路系统的管理却是不同的。高地要求水系做到储水与防洪并重,低地则要求保证圩田与沼泽的干燥。为此,除自然形成的海堤、沙丘外,水务局还得维护约 3500 km 长的堤坝,以时刻阻止海水与河水的入侵可能。同时,对低洼、人口稠密地区的水库与海埔新生地(圩田)周围约 14000 km 的堤岸也要不时维护,以确保万无一失。

控制水位对农业、建筑以及自然保护均很重要。然而,这些方面常常存在着不同、甚至是矛盾的利益。省政府在这些方面制定特殊水系功能计划,而水务局则制定对限定水系的有效管理计划。水务局在管理计划中必须考虑中央与省政府的政策,省政府最后批准水务局的管理计划。许多水务局还将控制水位高度纳入法规。在一些重点防洪区域,水务局还必须通过配合国家发展计划,负责对一些重点防洪水利工程的兴建、管理、维护,如著名的“三角洲计划”和“三角洲计划大河工程(加固河流堤坝工程)”。

(1) 三角洲计划

自公元 1200 年以来,荷兰已遭受不下 20 次灾害性暴风雨袭击。最近一次是发生在 1953 年 2 月 1 日夜的那场毁灭性海水入侵袭击。春潮与风暴同期而至,淹没了荷兰西南部大部分地区。这场灾难夺去 1835 人的性命,造成 47000 幢建筑与 187 km 的堤坝坍塌,使得三角洲计划成为一个刻不容缓的工程项目。该水利工程围合了荷兰西南部的海湾,于 1986 年 10 月 4 日正式启用。目前,除了西斯海尔德海湾外,其他所有海湾已经被合围。建于东斯海尔德海湾口的半开钢制闸门悬于混凝土之间的大坝上,风暴来临时钢制闸门下沉,将肆虐的大海拒之门外。这种活动坝的工程设计已成为当今世界生态水利工程的典范。

(2) 三角洲计划大河工程(加固马斯河堤坝)

荷兰不仅遭受海水入侵的威胁,而且也面临内陆流经河流洪水泛滥的困惑。因此,河流堤坝的加固与抬高便显得十分重要。1993 年和 1995 年因马斯河在林堡省(东南部)漫溢造成洪水泛滥,众多百姓被迫离开家园。这两次灾难发生后,国家、各省政府以及各水域管辖区很快开始联合实施三角洲计划大河工程,全力以赴加速现存堤坝的加固,并开始在林堡省修建堤防工程。全部工程已在 2000 年完工。

2. 水质管理

20 世纪 70 年代,水质管理的主要目标是,让水干净到适合人使用的程度。而如今,水管理当局负责将水当作生态系统的一个部分。因此,当今对水质管理的目标与途径变得更为广泛。水质管理在很大程度上仍与减少水污染有关。来自荷兰境内的污水已在水务局管辖下的 410 个污水处理厂中进行妥善处理。来自工农业和其他行业的污水通过排污许可证制度或其他立法的严格限制已大为减少。所有这些措施已明显改善了地表水的水质。然而,对来自各种面源的污染还必须给予足够的重视。同时,水路床底污染与源头控制也是应该考虑的水质管理目标。

荷兰地表水具有自然净化 400 万人(目前总人口近 1600 万)排出的污水量的能力。然而,早在 19 世纪这一自净容量便被突破。20 世纪 70 年代末,地表水污染协定开始生效。该协定禁止未经许可向地表水排放污染、甚至是有毒的排泄物。工业废水向城市下水道排污也要有许可证。排放许可证制度对控制水体污染是一项最为有效的措施。立法对水务局兴建和扩建污水处理厂是一个至关重要的推动力。由于处理技术的不断改进,近年来对污水总的处理能力几乎

翻了一番。目前, 410 座污水处理厂处理着全荷兰 90% 以上的生活污水与工业废水。由于严格的排水标准出台, 水务局必须新建或升级现有污水处理厂, 以满足对氮、磷去除的需要。同时, 水务局还得对污水处理过程中产生的剩余污泥进行焚烧、干化或堆肥处理, 因为原本采用污泥作为肥料还田的传统方式因重金属、杀虫剂等产生的二次污染问题已被禁止。

来自农业的径流污染不能像污水那样在一点收集后被处理排放, 常常成为地表水富营养化难以消除的诱因。另外, 来自汽车、飞机的尾气, 航运中泄漏的重金属和多环芳香族化合物也是难以消除的面源污染。降雨会将漂浮在大气中的许多污染物(如重金属等)带到地面形成面源污染。面源污染虽然消除困难, 但水务局也必须与其他政府部门一道, 对此做出积极努力。

在荷兰, 很多水路床底已受到重金属和微量有机物(如多环芳香族化合物和杀虫剂)的污染。水务局目前正面临着在对河、沟等水路床底清淤的同时也一并清污的任务。这就需要对被挖出的淤泥进行妥善处理。按淤泥被污染的等级分类, 1、2 类可直接堆积在堤岸两侧, 3、4 类就必须作除污处理或填埋。填埋需要大量空间, 而淤泥除污处理又十分昂贵。对此, 水务局不得不同省或中央政府合作, 寻求妥善的处置办法。

污水处理固然能在很大程度上消除污染, 但污染的源头控制有时也必不可少, 否则, 常常会做无用功。许多工业企业已改进了他们的生产工艺, 以尽可能地避免有害物质进入废水并流向环境中。然而, 全部工业都实现清洁生产还需要进行大量研究工作。对此, 水务局协会和其他公共管理部门需要同工业企业以及农业生产单位一道探讨污染削减问题。为了这个目的, 一些旨在合作解决环境问题的共同纲领已在许多所涉及的工业企业及花卉业达成一致。居家生活也必须对源头控制污染做出应有的贡献, 而不应只是一味地将所有污染物全都排向下水道。

3. 其他管理

为了确保水的供应与排除, 水路必须畅通。因此, 必须对水路定期维护, 主要内容包括: 1) 从水中及岸边去除植物; 2) 河床清淤; 3) 修理岸边及支撑木桩; 4) 维修水坝及船闸; 5) 控制麝鼠和河鼠。水务局负责安排较大水路, 如内路水系与运河的维护, 各种对策都必须顾及当地的生态特征。较小的水路维护一般由流经地的地主按地方规程实施, 然后由水务局定期检查、验收。

有时,水务局也会对乡村公路修建、完善、维护、保养负责,这只是西南部3个省内水务局的分内工作。其他大多省份的乡村公路全由省或行政区负责。一些水务局也对水路航运管理负责,主要进行水深控制、木桩加固及船闸、吊桥开启等。

水务局一般并不正式管理地下水位,这属于省政府的职责范围。然而,地表水与浅层地下水往往相通,通过地表水确实可以影响地下水位。在过去,对水量管理在很大程度上局限于排水,防止洪涝,并改善对土壤利用的潜力。现在,由于地表水水位在有些地区系统性下降,地下水位也出现相应下降。在有些地方,这已对自然保护、森林以及风景产生不利影响。水务局目前正积极与第三方一道,尝试对那些受地下水位下降损害的地方采取补救措施。

11.3 走向良性的水经济——以色列管水用水经验

11.3.1 水资源立法

以色列水资源缺乏,不足以满足日益增长的需求。为了合理利用水资源,在1955年,以色列首先颁布了一些条例,如《水计量条例》、《钻井取水条例》等,后于1959年正式出台了《水法》(1959年第5719号文件)。《水法》废除了水资源的私人占有制,建立了宏观调控体制,使以色列在水资源配置上实现了资源与用户间的长期互利。以色列《水法》立法原则如下:

- (1) 水资源为公共财产,绝不允许私人占有;
- (2) 任何人有权在公共认可范围内使用水资源;
- (3) 可用总水量少,优先考虑生活用水;
- (4) 集中配置水资源,最佳利用有限水资源;
- (5) 用户可通过代表参与定额供水制度的规定;
- (6) 用户有义务提高水的利用率;
- (7) 政府有权采取适当手段防止水资源污染。

《水法》建立了水缺乏和水需求之间的平衡,将水首先供给民用。《水法》第一章对以色列水资源做出基本规定:“国家的水资源是公共财产;由国家控制并由国家指定用作居民用水和本国发展。”不存在水资源私人所有制或政府所有制。所有水资源属于公民,由国家代为控制,并由国家水委会及其成员代为管

理。“国家水规划”就是要最大限度保护水资源，最佳管理水资源，最优配置水资源。《水法》第四章进一步阐述了取消私人所有制的规定：“任何土地上的人都无权占有位于他们土地之上的、流经他们土地之上的或他们土地附近的水资源。”与国家立法不同，以色列的土地所有权不包括拥有所有土地之上、之下或流经其上的水资源（如水井）的权利，即使水资源完全被用于土地所有者个人，也必须拥有水资源开采许可证。

《水法》虽然取消了水源和水资源的私人所有权，但规定拥有接收和使用的权利：“任何人都有获得和使用水的权利，并受《水法》保护。”由此，建立了水的公有制与个人使用权之间的关系。水的使用权不是独立存在的，而总是隶属于《水法》所认可的用途之中：生活、农业、工业、手工业、商业、服务业和公益事业等（见《水法》第六章）。虽然水源本身不能私人所有，但水的生产、提取和供应等设备可以为私人所有，大多数情况也确实如此。也即水经配置后，是可以由私营企业输送给终端用户的。各种不同的用水，如钻井、汲取、供应、消费、回灌和水处理等，都需要有许可证，且每年颁发一次，有效期一年。在许可证中，对水质、水量、水生产工艺和管理、水供应、提高用水效率和防止污染等方面都作明文规定。如果用水不符合规定条件威胁了水源，水委会则有权收回许可证。

1991 年，《水法》作过一次修改，主要增添了《水资源环境保护》一章。新法反映了环境保护在水资源使用中的重要地位。

11.3.2 水资源管理部门

水委会负责管理全国水资源，保证一段时期内供水稳定，满足生活、工业、农业所需，还负责水经济发展、水源污染防治、开源节流、污水利用以及水政策、计划的制定等。

水委会对国家水源实行管理的根本依据是《水法》。根据《水法》中的定义，水源指：泉水、河水、湖水、水库水和其他水体，还包括污水，而且不分地表、地下，天然或人工，也不管流态如何。水委会是国家服务机构，依照国家基础部政策指导水经济，代表政府最高法律效力，有权决定国家水经济政策。

另外在以色列，有两家性质特殊的国有公司与水相关，一个是国家水规划公司，其主要任务就是负责国家和地区性主要水利工程的设计，另一个就是负责全国输水系统的麦可罗特公司。麦可罗特有限公司是以色列的国有水务公司，负责国家水资源的管理，开发新水资源，保证所有地方的正常用水。政府通过

麦考罗特公司对国家供水网进行运行和管理，并按季节和月份配额将水及时并有保证地输送给用户。

11.3.3 水资源配置

1959 年，随《水法》颁布，依据其确立的水资源配置制度开始实施“水的定额供应”。国家按地方划分“定额供应区”，并相应建立起一系列农业和作物用水定额，每人每天生活用水定额和工业用水定额等。《水法》颁布时，虽未说明水资源配置的先后顺序，但在《水条例》（1976 年第 5736 号文件）中有明确规定（定额供应区内用水法则）：一般在干燥地区内，水资源配置原则为——先市政，后工业，再农业，最后其他。

1. 市政

市政用水包括生活所需、园林绿化、地方服务业、公益事业、贸易、商业等用水，各种配比尚未固定，一般按具体所需分配，但分配水量的差距不能超过 12%，否则市政府将被处以财政罚款。另外，水委会要尽最大努力减少市政水损失，无论是由于管理不善还是市政管网泄漏所致。

2. 工业

对于用水量超过 $5000\text{m}^3/\text{年}$ 的工厂型大用户实行定额供应，并依据用水量标准和产品类型、生产规模等来制定。可按“供水量 = 用水量标准 $\times$ 生产规模”来计算。另外，污水处理不满足排放标准的工厂不能获得用水许可证。

3. 农业

在个体农业和计划农业之间的水资源配置情况是有所不同的。个体农业的水资源配置，根据《水法》，须先统计农民的土地面积，名称和所用水量，然后建立起不同作物的用水定额，最终按照“农业用水量 = 作物种植面积 $\times$ 作物用水量标准”来确定；计划农业的水资源配置则要根据土壤类型、水生产手段和居住区内最多用水单元数来确定，按“最大供水量 = 计划用水单元数 $\times$ 单元用水量标准”来计算。

1999 年，以色列水资源已开采殆尽，水委会做出决定：将农业用水定额减少 40%（以 1998 年的用水定额为基准），在 2000 ~ 2002 年间，又减少 50%。

11.3.4 水资源价格体系

水价是在生产供应者与消费者之间建立起来的用水机制，在“水税”推行的地区，水价即“水税”。

全国用水的 $2/3$ 由麦考罗特公司供应。公司收取的水价是由国家基础部和财政部确定并经以色列议会通过的。水价随消费水平、电费、人均工资等变化而变化。

水价按用途不同可分为三类：生活用水价格、市政服务用水价格、工农业用水价格。

1. 生活用水价格

生活用水价格是在麦考罗特公司销售水价的基础上，再加上市政部门对系统的运行维护和废水处理等的征税，一般约为 $0.7 \sim 1.0$ 美元/ m^3 。

另外，生活水价是随着用水量的增加而不断升高的，即阶梯型水价。居民用水量在 $8\text{m}^3/\text{户}$ 内，采用一级价格；在 $15\text{m}^3/\text{户}$ 内，以 $8\text{m}^3/\text{户}$ 的一级水价为基准，每增加 1m^3 ，水价也相应提高。人口较多的用户享有水价优惠政策，4 人以上的其他家庭成员按 $3\text{m}^3/(\text{月} \cdot \text{人})$ 计。

2. 市政服务用水价格

除生活用水以外的市政用水如地方服务业、公益事业、贸易、商业、园林绿化等用水就属于市政服务用水。其价格由政府后勤部和财政部根据从麦考罗特公司购买时的水价制定。其中园林和绿化用水价格较低，与生活用水一级价格相同。而且只在每年中的 4 ~ 11 月供水，且限量，按 $0.6\text{m}^3/\text{m}^2$ 花园面积的标准，每个花园不能超过 $300\text{m}^3/\text{年}$ 。

3. 工农业用水价格

工农业用水价格较生活用水和市政服务用水价格低，原则上是与麦考罗特公司销售水价相同，但地方政府要收取一定的资源配置费和供水成本费。

工业用水价格：定额内用水，水价为 0.2 美元/ m^3 ；超过定额 10% 以内用水，水价为 0.4 美元/ m^3 ；超过再多，水价为 0.6 美元/ m^3 。

农业用水价格：有效农业用水价格一般不高于 $0.12 \sim 0.14$ 美元/ m^3 。定额内 50% 用水，水价为 0.1 美元/ m^3 ，另外一半 0.14 美元/ m^3 ；超过定额用水 10% 以内，水价为 0.26 美元/ m^3 ，再多则为 0.5 美元/ m^3 。按照作物平均定额用水 $3000 \sim 7000\text{m}^3/\text{hm}^2$ ，计算得年度用水费用约为 $360 \sim 840$ 美元/ hm^2 ，这说明要较高的产量才能平衡这些费用。

4. 水价涉及的其他方面

如果平均水价突然增高（即用水量增加），这意味着系统内部可能存在泄漏

隐患，这时地方政府负责立即修复工作，并承担由此而造成的水损失费用，但只要泄露问题得以妥善解决，地方政府就有权按照生活用水一级水价向用户收取水损失费用。

地方政府至少每 2 月公布一次用户水表记录，收费清单完全基于此记录。如果计费时段内，水价出现任何波动，就先假定此时间段内用水量均匀，然后根据原水价收取变化前水费，按新水价收取变化后水费；如果一段时期内水表不能正常工作，而导致不能确定用户用水量时，地方政府有权按照出问题的前两个月和出问题的后两个月的平均水量收费或根据上一年相应时期的用水量收费。

11.3.5 水资源淡化工程

淡化工程能够将海水/苦咸水或被污染的原水处理成所需水质的水。在过去几年里，以色列发起并支持了三项大型淡化工程，旨在开辟新的供水水源，并使现存供水系统升级。

1. 受污染的井水淡化

城市建设、工业活动，还有多年来对含水层上方可耕地施用化肥和灌溉，使以色列主要地下水源咸化，被污染的程度加深。检测结果发现，在越来越多被开采的水井中，“有害物质”（主要是硝酸盐、重金属和有机物）这一健康指标，超过了以色列健康部的饮用水标准。所以一些水井已被迫关闭，其他的也只能被作为非饮用水，如灌溉和工业之用。

截至 2002 年，以色列水委会已经投资并监督了 3 口水井的修复工作，同时，建立了 2 座井水淡化工厂，每年可生产饮用水 1550000m^3 ，另外还有 19 个工程处于技术评估阶段。大多数工程都是以 BOOT 模式（建设——拥有——运行——转让）运行。BOOT 协议在水井所有者，水供应者和个体经营者间签订。国家提供工程创始所需资金，占全部投资的 40%。宗旨就是要在 2010 年，每年在供水系统中重新引入 50000000m^3 的饮用水。

一般，水井出水是 $80 \sim 200\text{m}^3/\text{h}$ ，处理水成本在 $1.2 \sim 1.4$ 谢尔克（以色列货币单位）/ m^3 ，相当于 $0.24 \sim 0.28$ 美元/ m^3 。

2. 苦咸水淡化

苦咸水指总溶解固体占 $1000 \sim 10000\text{mg/L}$ 的咸水。现在每年要在全国各地的水井中汲取 1.66 亿 m^3 的苦咸水直接作为供水水源。其中， 0.35 亿 m^3 用于工

业（主要是冷却水），余下的用于农业（鱼塘和灌溉）。在埃拉特和阿亚拉地区，每年还要另外淡化 0.1 亿 m^3 的苦咸水，以提供 700 万 m^3 的饮用水，即苦咸水平均利用率或转化率为 70%。

水委会淡化苦咸水旨在增加饮用水量：（1）用处理过的生活污水取代目前工农业使用的苦咸水，而把苦咸水作为增设的淡化厂的原水来源；（2）开发并淡化新的苦咸水水源。目前，每年可利用的苦咸水大约有 2 亿 m^3 ，可生产 0.5 亿 m^3 饮用水。淡化水最终进入供水系统，为了改善其水质，水委会要求淡化后的水质必须高于饮用水标准。

以色列淡化苦咸水选用的是最经济的反渗透工艺，成本一般在 1.4 ~ 1.8 谢克尔/ m^3 （相当于 0.28 ~ 0.36 美元/ m^3 ），取决于工厂大小（经济规模）、原水供给和盐水排放成本等。

3. 海水淡化

2002 年初，以色列政府批准建立了几个总年产达 4 亿 m^3 饮用水的海水淡化厂。所有工程均实行国际竞标。到 2002 年中，公布了 4 个中标工程，每年将提供 3.05 亿 m^3 饮用水。其中 3 个工程受财政部、国家基础部、环境部代表组成的委员会监督，以 BOOT 或 BOO（建设——拥有——运行）方式运行，由政府保证最低销售量。另外一个中标工程由麦考罗特公司监督。水委会是 4 个工程的评估委员会和专家委员会。所有工程完工后，将成为世界上最大的海水淡化工程。

这些工程都将使用海水反渗透工艺，能源自供。与苦咸水淡化工程要求一样，水委会明确指出海水淡化水水质也必须优于饮用水标准。这种优质水与天然水混合后，还有软化水的作用，降低水中氯、钠、硼浓度。这样，不仅居民、工农业用户的饮用水水质被改善，用于农业灌溉的处理水也同时被降低。

淡化水成本大约在 0.5 ~ 0.6 美元/ m^3 ，比世界上其他海水淡化厂的成本低。

11.3.6 现状与对策

以色列正处于水经济危机边缘，水的需求和消耗在不断上升，自然资源却开发殆尽，而且，由于过度开采和人类频繁活动，源水水质还在继续恶化。

面对如此形势，以色列政府制定了总体行动纲领：

- （1）保护现有水资源；
- （2）增加饮用水量，主要通过海水淡化和源水净化；

(3) 大力发展污水的收集和净化处理技术，使再生污水代替饮用水成为农业灌溉用水的主要来源；

(4) 利用提升水价、改善管理、立法等强制手段，加大各部门的节水力度；

(5) 致力于农业技术的开发和利用，使低质水，如回收的污水、苦咸水等能用于农业灌溉。

11.3.7 结语

先天不足的水资源和恶劣的生存环境迫使以色列倾尽全力，开发、利用、保护有限的水资源，他们是否能够解决现在严重的水危机，再创沙漠奇迹，让我们拭目以待。然而对于我们，惟有等待是远远不够的，因为和以色列一样，中国水资源也同样面临着水危机，所以，我们应该积极行动起来，和世界上所有缺水国家一道进行一场艰苦卓绝的“水革命”。

参考文献

- [1] Aertsen A, Michiels C W. Stress and How Bacteria Cope with Death and Survival. *Crit Rev Microbiol*, 2004, 30: 263 ~ 273
- [2] Ahn J, Daidou T, Tsuneda S, Hirata A. Characterization of denitrifying phosphate-accumulating organisms cultivated under different electron acceptor conditions using polymerase chain reaction-denaturing gradient gel electrophoresis assay [J]. *Water Res*, 2002, 36: 403 ~ 412
- [3] Ahn K H, Song Ji-Hyeon, Cha Ho-Young. Application of Tubular Ceramic Membrane for Building Wastewater Reuse [J]. *Water Sci Tech*, 1998, 38 (4-5): 373 ~ 382
- [4] Ahn K H, Yoo H, Lee J W, Maeng S K, Park K Y, Song K G. Acetate injection into anaerobic settled sludge for biological P-removal in an intermittently aerated reactor [J]. *Water Sci Technol*, 2001, 44: 77 ~ 85
- [5] Akkerman I, Janssen M, Rocha J M S, Reith J H, Wijffels R H. Photobiological hydrogen production: Photochemical efficiency and bioreactor design. *Bio-methane & Bio-hydrogen*, Dutch Biological Hydrogen Foundation, 2003
- [6] Akunna J C, Bizeau C, Moletta R. Denitrification in anaerobic digesters: possibilities and influence of wastewater COD/NO₃⁻-N ratio. *Environ Tech*, 1992, 13: 825 ~ 836
- [7] Albertson O E. The control of bulking sludges: from the early innovators to current practice. *J Wat Pollut Control Fed*, 1987, 59(4): 172 ~ 182
- [8] Al-Shahwani S M, Horan N J. The use of protozoa to indicate changes in the performance of activated sludge plants. *Water Res*, 1991, 25: 633 ~ 638

- [9] Ameisen J C. The origin of programmed cell death. *Science*, 1996, 272: 1278 ~ 1279
- [10] Amy K Z, Curry N K. Membrane and Solution Effects on Solute Rejection and Productivity [J]. *Water Res*, 2001, 35(18): 4426 ~ 4434
- [11] Andreasen K, Nielsen P. Growth of *Microthrix parvicella* in nutrient removal activated sludge plants: studies of institut physiology. *Water Res*, 2000, 34(5): 1559 ~ 1569
- [12] Andrews G F, Tien C. The expansion of a fluidized bed containing biomass. *AIChE J*, 1979, 25: 720 ~ 723
- [13] Arbrige M, Chesbro W R. Very slow growth of *Bacillus polymyxa*: stringent response and maintenance energy. *Arch Microbiol*, 1982, 132: 338 ~ 344
- [14] Arters D C, Fan L S. Solid-liquid mass transfer in a gas-liquid-solid fluidized bed. *Chem Eng Sci*, 1986, 41: 107 ~ 115
- [15] Arun V, Mino T, Matsuo T. Biological mechanism of acetate uptake mediated by carbohydrate consumption in excess phosphorus removal systems [J]. *Water Res*, 1988, 22: 565 ~ 570
- [16] Arvin E. Observations supporting phosphate removal by biologically mediated chemical precipitation a review. *Water Sci Technol*, 1983, 15(3 ~ 4): 43 ~ 63
- [17] Association of Water Boards. About Water Boards. P O Box 80200, 2508 GE Den Haag, the Netherlands, 2003
- [18] Association of Water Boards. Success factors in self-financing local water management-a contribution to the Third World Water Forum in Japan 2003. P O Box 80200, 2508 GE Den Haag, the Netherlands, 2003
- [19] Association of Water Boards. The activities of Dutch water boards abroad. P O Box 80200, 2508 GE Den Haag, the Netherlands, 2003
- [20] Austermann U, Meyer H, Seyfried C F, Rosenwinkel K H. Full scale experiences with anaerobic / aerobic treatment plants in the food and beverage industry. *Water Sci Technol*, 1999, 40: 305 ~ 312
- [21] Ayazi Shamlou P, Pollard D J, Ison A P, Lilly M D. Gas hold-up and liquid circulation rate in concentric tub airlift bioreactors. *Chem Eng Sci*, 1994, 49:

303 ~ 312

- [22] ad-nett, Status of Anaerobic Digestion for Animal Waste in The Netherlands, <http://www.ad-nett.org>. 1997
- [23] Badot R, Coulom T, de Longeaux N, Badard M, Sibony J. A fluidized bed reactor: the biolift Process. *Water Sci Technol*, 1994, 29: 329 ~ 338
- [24] Bakker W A M, van Can H J L, Tramper J, de Gooijer C D. Hydrodynamics and mixing in a multiple air-lift loop reactor. *Biotechnol Bioeng*, 1993, 42: 994 ~ 1001
- [25] Barnes D, Bliss P J. *Biological Control of Nitrogen in Wastewater Treatment*. London & New York: E & F N SPON, 1983
- [26] Batla M N, Gaudy A F. Role of protozoa in the diphasic excretion of BOD. *J San Eng Div, ASCE*, 1965, 91, SA3: 63 ~ 69
- [27] Battistoni P, Fava G, Pavan P, Musacco A, Cecchi F. Phosphate removal in anaerobic liquors by struvite crystallization without addition of chemicals: preliminary results [J]. *Water Res*, 1997, 31: 2925 ~ 2929
- [28] Beenackers A A C M, van Swaaij W P M. Mass transfer in gas-liquid slurry reactors. *Chem Eng Sci*, 1993, 48: 3109 ~ 3139
- [29] Bello R A, Robinson C W, Moo-Young M. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Biotechnol Bioeng*, 1985, 27: 369 ~ 381
- [30] Benemann J, *Hydrogen biotechnology: Progress and prospects*. *Feature Hydrogen Biotechnology*, 1996, 14: 1101 ~ 1103
- [31] Benu J J, Direks K, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Poly- β -hydroxybutyrate metabolism in dynamically feed mixed cultures [J]. *Water Res*, 2002, 36: 1167 ~ 1180
- [32] Berends D, Janssen P, Salem S, van Loosdrecht M C M, Uijterlinde C. Ready for business—look at a new method for combining sludge liquor treatment and the augmentation of nitrifying organisms in the mainstream [J]. *Water* 21, 2003 April: 32 ~ 34
- [33] Bernard J, Rovel J M. Fluidized bed reactor with means for ensures homogeneous

- distribution of the fluid to be treated. U S, Patent NO: 4 869 815. 1989
- [34] Berninger U G. The functioning and significance of microbial food webs in fresh-water environments. PhD thesis, der Freien Universität Berlin, 1990
- [35] Berthold G, Karlheine K. Replacement of secondary clarification by membrane separation-results with plate and hollow fiber modules. *Water Sci Technol*, 1998, 38(4-5): 383 ~ 393
- [36] Beudeker R F, Gotschall J C, Kuenen J G. Reactivity versus flexibility in thio-bacilli. *Antonie van Leeuwenhoek*, 1982, 48: 39 ~ 51
- [37] Beun J J, Dircks K, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Poly- β -hydroxybutyrate metabolism in dynamically fed mixed microbial cultures. *Water Res*, 2002, 36: 1167 ~ 1180
- [38] Beun J J, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. N-removal in a granular sludge sequencing batch airlift reactor. *Biotechnol Bioeng*, 2001 Oct 5, 75 (1): 82 ~ 92
- [39] Beun J J, Hendriks A, van Loosdrecht M C M, Morgenroth E, Wilderer P A, Heijnen J J, Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. *Water Res*, 1999, 33(10): 2283 ~ 2290
- [40] Beun J J, Paletta F, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Stoichiometry and kinetics of poly- β -hydroxybutyrate metabolism in aerobic, slow growing activated sludge cultures. *Biotechnol Bioeng*, 2000, 67(4): 379 ~ 389
- [41] Beun J J, Verhoef E V, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Stoichiometry and kinetics of poly- β -hydroxybutyrate metabolism under denitrifying conditions in activated sludge cultures. *Biotechnol Bioeng*, 2000, 68(5): 496 ~ 507
- [42] Beyeler W, Rogers P L, Fiechter A. A simple technique for the direct determination of maintenance energy coefficient: an example with *Zymomonas mobilis*. *Appl Microbiol Biotechnol*, 1984, 19: 277 ~ 280
- [43] Biby G D. Degradable plastics. 2002. <http://www.icma.com/info/polymers.html>
- [44] Boaventura R A, Rodrigues A E. Consecutive reactions in fluidized bed biological reactors: modeling and experimental study of wastewater denitrification.

- Chem Eng Sci, 1988, 43: 2715 ~ 2728
- [45] Bolle W L, van Brugel J, van Eybergen G C, Kossen N W F, Zoetemeijer R J. Modeling the liquid flow in up-flow anaerobic sludge blanket reactors. *Biotechnol Bioeng*, 1986, 28: 1615 ~ 1620
- [46] Bond P L, Erhart R, Wagner M, Keller J, Blackall L L. Identification of some of the major groups of bacteria in efficient and nonefficient biological phosphorus removal activated sludge systems [J]. *Appl Environ Microb*, 1999, 65: 4077 ~ 4084
- [47] Boon A G. Septicity in sewers: causes, consequences and containment. *Water Sci Technol*, 1995, 31(7): 237 ~ 253
- [48] Boonaert C J P, Dupont-Gillain C C, Dengis P B, Dufrene Y F, Rouxhet P G. Cell separation, flocculation. In: Flickinger M C, Drew J W (Eds.). *Encyclopedia of Bioprocess Technology*. New York: Wiley, 1999
- [49] Bortone G, Libelli S M, Tilche A, Wanner J. Anoxic phosphate uptake in the dephanox process. *Water Sci Technol*, 1999, 40(4-5): 177 ~ 185
- [50] Bortone G, Malaspina F, Stante L, Tilche A. Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic /anoxic sequencing batch reactor with separated biofilm nitrification. *Water Sci Technol*, 1994, 30: 303 ~ 313
- [51] Bortone G, Saltarelli R, Alonso V, Sorm R, Wanner J, Tilche A. Biological anoxic phosphorus removal the dephanox process. *Water Sci Technol*, 1996, 34(1-2): 119 ~ 128
- [52] Bouillot P, Canales A, Pareilleux A, Huyard A, Goma G. Membrane bioreactors for the evaluation of maintenance phenomena in wastewater treatment. *J Ferment Bioeng*, 1990, 69(3): 178 ~ 183
- [53] Bourgeois K N, Darby J L, Tchobanoglous G. Ultrafiltration of wastewater, effects of particles, mode of operation and backwash effectiveness. *Water Res*, 2001, 35(1): 77 ~ 90
- [54] Bowker R P G. Treating odors. Bowker and Associates, March 28 2000. <http://www.bowkerandassoc.com/odortrethtml>
- [55] Brauer H. Biological purification of waste gases. *Int Chem Eng*, 1986, 26:

387 ~ 395

- [56] Brdanovic D, van Loosdrecht M C M, Versteeg P, Hooijmans C M, Alaerts G J, Heijnen J J. Modelling COD, N, and P removal in a full-scale WWTP Harlem Waarderpolder. *Water Res*, 2000, 34(3): 846 ~ 858
- [57] Brdanovic D. Modelling Biological Phosphorus Removal in Activated Sludge Systems: [PhD thesis]. IHE and TU Delft, ISBN 90-54104155, A A Balkema, Rotterdam, the Netherlands. 1998
- [58] Brdjanovic D, Logemann S, Van Loosdrecht M C M, Hooijmans C M, Alaerts G J, Heijnen J J. Influence of temperature on biological phosphorus removal: process and molecular ecological studies [J]. *Water Res*, 1998, 32(4): 1035 ~ 1048
- [59] Brogren C, Karlsson H T. Modeling the absorption of SO₂ in a spray scrubber using the penetration theory. *Chemical Engineering Science*, 1997, 52(18): 3085 ~ 3099
- [60] Brouwer M, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Behandeling van sticstofrijke retorstroom oprioolawaterzuiveringsinstallaties, enkelvoudig reactorsysteem voor de verwijdering via nitriet. STOWA raport 96 - 01, STOWA Utrecht, the Netherlands. 1996
- [61] Bryers J D, Characklis W G. Biofilms in water and wastewater treatment. In: Characklis W G, Marshall K C (Eds). *Biofilms*. New York: Wiley, 1990
- [62] Buali A M, Horan N J. Variable morphology in certain filamentous bacteria and implications of this for theories of activated sludge bulking. *Environ Tech Lett*, 1989, 10: 941 ~ 950
- [63] Buffiere P, Fonade C, Moletta R. Liquid mixing and phase hold-ups in gas producing fluidized bed bioreactors. *Chem Eng Sci*, 1998, 53: 617 ~ 627
- [64] Buffiere P, Fonade C, Moletta R. Mixing and phase hold-ups variations due to gas production in anaerobic fluidized bed digesters: influence on reactor performance. *Biotechnol Bioeng*, 1998, 60: 36 ~ 43
- [65] Buffiere P, Steyer J P, Fonade C, Moletta R. Modeling and experiments on the influence of biofilm size and mass transfer in a fluidized bed reactor for anaerobic

- digestion. *Water Res*, 1998, 32: 657 ~ 668
- [66] Buisman C J N, Dijkman H, Prins W, Verbraak P, den Hartog H. Biological (flue) gas desulphurization. *Lucht*, 1994, 4(2): 135 ~ 137
- [67] Buisman C J N, Lettinga G, Paasschens C W M, Habets L H A. Biotechnological sulphide removal from effluents. *Water Sci Technol*, 1991, 24(3 - 4): 347 ~ 356
- [68] Bulthuis B A, Koningstein G M, Stouthamer A H, van Verseveld H W. A comparison between aerobic growth of *Bacillus licheniformis* in continuous culture and partial-recycling fermentor, with contributions to the discussion on maintenance energy demand. *Arch Microbiol*, 1989, 152: 499 ~ 507
- [69] Burgess J E, Parsons S A, Stuetz R M. Developments in odour control and waste gas treatment biotechnology: a review. *Biotechnol Adv*, 2001, 19(1): 35 ~ 63
- [70] Burns R T, Moody L B, Celen I, Buchanan J R. Optimization of phosphorus precipitation from swine manure slurries to enhance recovery [J]. *Water Sci Technol*, 2003, 48: 139 ~ 146
- [71] Caddett J N T. Fuel Cell CHP Using biogas from brewery effluent. *Caddett Renewable Energy Newsletter*, 1999(7): 14 ~ 16
- [72] Carata F, Benu J J, Van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Simultaneous storage and degradation of PHB and glycogen in activated sludge cultures. *Water Res*, 2001, 35: 2693 ~ 2701
- [73] Carley B N, Mavinic D S. The effects of external carbon loading on nitrification and denitrification of a high-ammonia landfill leachate. *J. Water Pollut Contr Fed*, 1991, 63(1): 51 ~ 59
- [74] Carucci A, Lindrea K, Majone M, Ramadori R. Different mechanisms for the anaerobic storage of organic substrates and their effect on enhanced biological phosphate removal (EBPR) [J]. *Water Sci Technol*, 1999, 39: 21 ~ 28
- [75] Casey T G, Wentzel M C, Ekama G A. Filamentous organism bulking in nutrient removal activated sludge systems. Paper 11: A biochemical/microbiological model for proliferation of anoxic-aerobic (AA) filamentous organisms. *Water S A*, 1999, 25(4): 443 ~ 451

- [76] Caseye E, Glennon B, Hamer G. Review of membrane aerated biofilm reactors. *Res Conserv Recyc*, 1999, 27: 203 ~ 215
- [77] CEEP Documents: Phosphates in the environment [EB/OL]. 19th March 2003. <http://www.ceep-phosphates.org/Documents/shwList.asp?NID=4&HID=31>
- [78] Cenens C, Smets I Y, Van Impe J F. Modelling the competition between floc-forming and filamentous bacteria in activated sludge waste water treatment systems—I. Evaluation of mathematical models based on kinetic selection theory. *Water Res*, 2000, 34(9): 2525 ~ 2534
- [79] Cenens C, Smets I Y, Van Impe J F. Modelling the competition between floc-forming and filamentous bacteria in activated sludge waste watertreatment systems—II. A prototype mathematical model based on kinetic selection and filamentous backbone theory. *Water Res*, 2000, 34(9): 2535 ~ 2541
- [80] Chang H T, Rittmann B E, Amar D, Heim R, Ehlinger O, Lesty Y. Biofilm detachment mechanisms in a liquid fluidized bed. *Biotechnol Bioeng*, 1991, 38: 499 ~ 506
- [81] Chang I S, Choo E T. Application of Ceramic Membrane as a Pretreatment in Anaerobic Digestion of Alcohol-distillery Wastes [J]. *J Membrane Sci*, 1990, 87: 131 ~ 139
- [82] Characklis W G. Biofilm processes. In: Characklis W G, Marshall K C (Eds). *Biofilms*. New York: Wiley, 1990
- [83] Chaudari R V, Ramanchandran P A. Three phase slurry reactors. *AICHE J*, 1980, 26: 177 ~ 201
- [84] Chen J M, Hao O J, Al-Ghusain I A, Lin C F. Biological fixed-film systems [J]. *Water Environ Res*, 1995, 67: 450 ~ 459
- [85] Chesbro W R, Evans T, Eifert R. Very slow growth of *Escherichia coli*. *J bacteriol*, 1979, 139: 625 ~ 638
- [86] Chiesa S C. Growth, control of filamentous organisms in activated sludge systems: [PhD Dissertation]. Notre Dame, ID: University of Notre Dame, 1982
- [87] Chisti M Y, Halard B, Moo-young M. Liquid circulation in airlift reactors. *Chem Eng Sci*, 1989, 43: 451 ~ 457

- [88] Chisti M Y, Moo-young M. Gas hold-up in pneumatic reactors. *Chem Eng J*, 1988, 38: 149 ~ 152
- [89] Chisti M Y, Moo-young M. Hydrodynamics and oxygen transfer in pneumatic bioreactor devices. *Biotechnol Bioeng*, 1987, 31: 487 ~ 494
- [90] Chisti M Y. *Airlift reactors*. Amsterdam: Elsevier, 1989
- [91] Choi E, Rim J M. Competition and inhibition of sulfate reducers and methane producers in anaerobic treatment. *Wat Sci Technol*, 1991, 23: 1259 ~ 1264
- [92] Chua A S M, Takabatake H, Satoh H, Mino T. Production of polyhydroxyalkanoates (PHA) by activated sludge treating municipal wastewater: effect of pH, sludge retention time (SRT), and acetate concentration in influent [J]. *Water Res*, 2003, 37: 3602 ~ 3611
- [93] Chuang S H, Ouyang C F. The biomass fractions of heterotrophs and phosphate-accumulating organisms in a nitrogen and phosphorus removal system [J]. *Water Res*, 2000, 34: 2283 ~ 2290
- [94] Chudoba J, dohanyos M, Wanner J. *Biologické čističi odpadních vod (Biological treatment of wastewater)*. SNTL. Prague. 1991. ISBN 80-03-00611-2
- [95] Chudoba J, Grau P, Ottovla V. Control of activated sludge filamentous bulking—II. Selection of microorganisms by means of a selector. *Water Res*, 1973, 7 (10): 1398 ~ 1406
- [96] Chudoba J, Ottovla V, Madera V. Control of activated sludge filamentous bulking—I. Effect of the hydraulic regime or degree of mixing in an aeration tank. *Water Res*, 1973, 7(9): 1163 ~ 1182
- [97] Cicek N, Franco J P, Suidan M T, Urbain V, Manem J. Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated-sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular-weight compounds. *Water Environ Res*, 1999, 64 ~ 71
- [98] Cooper P F, Sutton P M. 1983. Treatment of wastewater using biological fluidized beds. *Chem Eng*, 1983, 391 ~ 392
- [99] Cooper P F, Wheeldon D H V. Complete treatment of sewage in a two-stage fluidized bed systems. Part 1. *Water Pollut Cont*, 1982, 81: 447 ~ 464

- [100] Cooper P F. The use of biological fluidized beds for the treatment of domestic and industrial wastewaters. *Chem Eng*, 1981, 371 ~ 376
- [101] Csizkor Z, Mihaltz P, Czako L, Hollo J. New interpretation of expansion in bio-film-coated particle fluidization. *Appl Microbiol Biotechnol*, 1994, 41: 608 ~ 614
- [102] Curds C R. Protozoa. In *Ecological aspects of used-water treatment*, Vol. 1 The Organisms and Their Ecology. Academic Press, London; 1975(203 ~ 268)
- [103] Curds C R. The ecology and role of protozoa in aerobic sewage treatment processes. *Ann Rev Microbiol*, 1982, 36: 27 ~ 46
- [104] Cuwco, coördinatiecommissie Uitvoering wet verontreiniging oppervlaktewateren; GFT-afvalverwerking, een inventariserende nota. CUWVO werkgroep; Den Haag. The Netherlands. 1994
- [105] Daigger G T, Robbins M H, Marshall B R. The design of a selector to control low F/M filamentous bulking. *J Wat Pollut Control Fed*, 1985, 56(3): 220 ~ 226
- [106] Dalsgaard T, Canfield D E, Petersen J, et al. N_2 production by the Anammox reaction in the anoxic water column of Golfo Dulce, Costa Rica [J]. *Nature*, 10 April 2003, 422: 606 ~ 608
- [107] Dalsgaard T, Thamdrup B. Factors controlling anaerobic ammonium oxidation with nitrite in marine sediments [J]. *Applied and Environ Microbio*, 2002, 68 (8): 2802 ~ 2808
- [108] Dangcong P, Bernet N, Delgenes J P, Moletta R. Aerobic granular sludge-a case report. *Water Res*, 1999, 33(3): 890 ~ 893
- [109] Dauner M, Storni T, Sauer U. *Bacillus subtilis* metabolism and energetics in carbon-limited and excess-carbon chemostat culture. *J Bacteriol*, 2001, 183 (24): 7308 ~ 7317
- [110] Davidson J F, Clift R, Harrison D. *Fluidization*. Oxford: Pergamon, 1985
- [111] Dawes E A, Ribbons D W. The endogenous metabolism of microorganisms. *Ann. Rev Microbiol*, 1962, 16: 241 ~ 265
- [112] de Bruin L M M, de Kreuk M K, van der Roest H F, Uijterlinde C, van Loos-

- drecht M C M. Aerobic granular sludge technology: an alternative to activated sludge? *Water Sci Technol*, 2004, Vol 49(11 ~ 12): 1 ~ 7
- [113] de Groot A. Methane and hydrogen: on the role of enduse technologies in shaping the infrastructure. *Bio-methane & Bio-hydrogen*. Dutch Biological Hydrogen Foundation. 2003
- [114] de Kreuk M K, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Simultaneous COD, Nitrogen and Phosphate Removal by Aerobic Granular sludge. *Biotech. & Bioeng*, 2005, 90: 761 ~ 769
- [115] de Kreuk M K, van Loosdrecht M C M. Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability. *Water Sci Technol*, 2004, 49(11 ~ 12): 9 ~ 17
- [116] de Mes T Z D, Stams A J M, Reith J H, Zeeman G. Methane production by anaerobic digestion of wastewater and solid wastes. *Bio-methane & Bio-hydrogen*. Dutch Biological Hydrogen Foundation. 2003
- [117] de Vrije T, Claassen P A M. Dark hydrogen fermentations, *Bio-methane & Bio-hydrogen*, Dutch Biological Hydrogen Foundation, 2003
- [118] de-Bashan L E, Bashan Y. Recent advances in removing phosphorus from wastewater and its future use as fertilizer(1997 ~ 2003) [J]. *Water Res*, 2004, 38: 4222 ~ 4246
- [119] de-Bashan L E, Hernandez J P, Morey T, Bashan Y. Microalgae growth-promoting bacteria as “helpers” for microalgae: a novel approach for removing ammonium and phosphorus from municipal wastewater [J]. *Water Res*, 2004, 38: 466 ~ 474
- [120] Deckwer W D, Schumpe A. Improved tools for bubble column reactor design and scale-up, *Chem Eng Sci*, 1993, 48: 889 ~ 911
- [121] Deleris S, Geaugey V, Camacho P, Debellefontaine D, Paul E. Minimization of sludge production in biological processes: an alternative solution for the problem of sludge disposal. *Wat Sci Tech*, 2002, 46(10): 63 ~ 70
- [122] Denac M, Uzman S, Tanaka H, Dunn I J. Modeling and experiments on bio-film penetration effects in a fluidized bed nitrification reactor. *Biotechnol Bio-*

eng, 1983, 25: 1841 ~ 1861

- [123] Di Felice R, Nicoletta C, Rovatti M. Mixing and segregation in water fluidized bed bioreactors. *Water Res*, 1997, 31: 2392 ~ 2396
- [124] Di Felice R. Hydrodynamics of liquid fluidization. *Chem Eng Sci*, 1995, 50: 1213 ~ 1245
- [125] Dijkman H, Strous M. Process for ammonia removal from wastewater. Patent PCT/NL99/00446. 1999
- [126] Dionisi D, Majone M, Papa V, Beccari M. Biodegradable polymers from organic acids by using activated sludge enriched by aerobic periodic feeding [J]. *Biotechnol Bioeng*, 2004, 85: 569 ~ 579
- [127] Donnert D, Salecker M. Elimination of phosphorus from waste water by crystallization [J]. *Environ Technol*, 1999, 20: 735 ~ 742
- [128] Douek R S, Livingston A G, Johansson A C, Hewitt G F. Hydrodynamic of an external-loop three-phase airlift reactor. *Chem Eng Sci*, 1994, 49: 3719 ~ 3737
- [129] Doylea J D, Oldringb K, Churchleyb J, Parsons S A. Struvite formation and the fouling propensity of different materials [J]. *Water Res*, 2002, 36 (16): 3925 ~ 3940
- [130] Driscoll C T, Bisogni J J. Use of sulfur and sulfide in packed-bed reactors for autotrophic denitrification. *J Wat Pollut Con Fed*, 1978, 50: 569 ~ 577
- [131] Drizo A, Frost C A, Smith K A, Grace J. Phosphate and ammonium removal by constructed wetlands with horizontal sub-surface flow, using shale as a substrate [J]. *Water Sci Technol*, 1997, 35: 95 ~ 102
- [132] Dulekgurgen E, Ovez S, Artan N, Orhon D. Enhanced biological phosphate removal by granular sludge in a sequencing batch reactor. *Biotechnol Lett*, 2003 May, 25(9): 687 ~ 693
- [133] Dunn I J, Tanaka H, Uzman S, Denac M. biofilm fluidized bed reactors and their application to wastewater nitrification. *Ann N Y Acad Sci*, 1983, 413: 168 ~ 183
- [134] Durot J, Prevot C. Fluid bed reactor for the biological treatment of water. U S, Patent No. 4 707 252. 1987

- [135] Ebrahimi S. Biotreatment of SO_2 and H_2S contaminated gas streams: [PhD thesis]. The Netherlands: Delft University of Technology, 2005
- [136] Eikelboom D H, Andreadakis A, Andreasen K. Survey of filamentous populations in nutrient removal plants in four European countries. *Water Sci Technol*, 1998, 37(4~5): 281~289
- [137] Eikelboom D H. Extra toepassingsmogelijkheden voor protozoa en metazoa bij de zuivering van afvalwater. TNO-rapport no. R88/286, The Netherlands: 1988
- [138] Eikelboom D H. The role of competition between floc-forming and filamentous bacteria in bulking of activated sludge. *Proc Int Biological Approach to Sewage Treatment Process: Current Status and Perspectives*. Perugia, Italy. 1991. 143~149
- [139] Ekama G A, Marais GvR. The implications on the IAWPRC hydrolysis hypothesis on low F/M bulking. *Water Sci Technol*, 1986, 18: 11~19
- [140] Ekama G A, Wentzel M C, Casey T G, Marais GvR. Filamentous organism bulking in nutrient removal activated sludge systems. Paper 6: review, evaluation and consolidation of results. *Water S A*, 1996, 22(2): 147~152
- [141] Ekama G A, Wentzel M C. Difficulties and developments in biological nutrient removal technology and modelling. *Water Sci Technol*, 1999, 39(6): 1~11
- [142] Ellis K V. Trends in wastewater treatment. In *Developing World Water*, Grosvenor Press International, 1990
- [143] Engelberg-Kulka H, Hazan R. Cannibals defy starvation and avoid sporulation. *Science*, 2003, 301: 467~468
- [144] Erdal U G, Erdal Z K, Randall C W. The competition between PAOs (phosphorus accumulating organisms) and GAOs (glycogen accumulating organisms) in EBPR (enhanced biological phosphorus removal) systems at different temperatures and the effects on system performance [J]. *Water Sci Technol*, 2003, 47: 1~8
- [145] Etterer T, Wilderer P A. Generation and properties of aerobic granular sludge. *Water Sci Technol*, 2001, 43(3): 19~26

- [146] Factoids: Drinking Water & Ground Water Statistics for 2004, <http://www.epa.gov/dwgw/>
- [147] Falkentoft C M. Simultaneous removal of nitrate and phosphorus in a biofilm reactor; the aspect of diffusion: [PhD Thesis]. Department of Environmental Science and Engineering Technical University of Demark, 2000
- [148] Fan L S, Fujie K R, Tang W T. Characteristics of draft tube gas-liquid-solid fluidized bed bioreactor with immobilized living cells for phenol degradation. *Biotechnol Bioeng*, 1986, 30: 498 ~ 504
- [149] Fan L S, Ramesh T S, Tang W T, Long T R. Gas-liquid mass transfer in a two-stage draft tube gas-liquide-solid fluidized bed. *Chem Eng Sc*, 1987, 42: 533 ~ 543
- [150] Fan L S. Gas-Liquid-solid Fluidization. Butterworth. Guildford, UK. 1989
- [151] Fardeau J C, Martinez J, Ependages de lisers; consequences sur le phosphore biodisponible et sur la concentration de quelques cation cations dans la solution du sol (Pig slurry applications: effects on bioavailable phosphorus and on cation concentrations in soil solution). *Agronomie*
- [152] Field R W, Wu D, Howel J A. Critical Flux Concept for Micro-filtration Fouling. *Journal of Membrane Science*, 1995, 100: 259 ~ 272
- [153] Frankin R J. Full scale experiences with anaerobic Treatment of Industrial Wastewater; Papers of the Farewell seminar of Prof. dr. ir. Gatzs Lettinga. Wageningen. The Netherlands. 2001
- [154] Frankin R, Koevoets W A A, van Gils, W M A, van der Pas A. Application of the Biobed upflow fluidized bed process for anaerobic wastewater treatment. *Water Sci Technol*, 1992, 25: 373 ~ 382
- [155] Fried J, Mayr G, Berger H, Traunsperger W, Psenner R, Lemmer H. Monitoring protozoa and metazoan biofilm communities for assessing wastewater quality impact and reactor up-scaling effects. *Wat Sci Tech*, 2000, 41: 309 ~ 316
- [156] Frijters C T M J, Eikelboom D H, Mulder A, Mulder R. Treatment of municipal wastewater in a Circox airlift reactor with integrated denitrification. *Water Sci Technol*, 1997, 45: 173 ~ 181

- [157] Frossard E, Bauer J P, Lothe F. Evidence of vivianite in FeSO_4 -flocculated sludges [J]. Water Res, 1997, 31: 2449 ~ 2454
- [158] Fuchs R, Ryu D D Y, Umphrey A E. Effect of surface aeration on scale-up procedures for fermentation process. Ind Eng Chem Proc Des Dev, 1971, 10: 190 ~ 196
- [159] Fukui M, Suh J I, Urushigawa Y. In situ substrates for sulfidogens and methanogens in municipal anaerobic sewage digesters with different levels of sulfate. Water Res, 2000, 34(5): 1515 ~ 1524
- [160] Furumai H, Tagui H, Denji F. Effects of pH and alkalinity on sulfur-denitrification in a biological granular filter. Water Sci Technol, 1996, 34 (1 ~ 2): 355 ~ 362
- [161] Furusaki S. Engineering aspects of immobilized biocatalysts. J Chem Eng Jpn, 1988, 21: 219 ~ 230
- [162] FY 2003 Budget. [http: //www. epa. gov/ocfopage/](http://www.epa.gov/ocfopage/)
- [163] FY 2004 Budget. [http: //www. epa. gov/ocfopage/](http://www.epa.gov/ocfopage/)
- [164] FY 2005 Budget. [http: //www. epa. gov/ocfopage/](http://www.epa.gov/ocfopage/)
- [165] Garcia-Calvo E, Rodriguez A, Parados A, Klein J. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. Chem Eng Sci, 1999, 54: 2359 ~ 2370
- [166] Garrido J, van Benthum W A J, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. Biotechnol Bioeng, 1997, 53: 168 ~ 178
- [167] Gaterell M R, Gay R, Wilson R, Gochin R J, Lester J N. An economic and environmental evaluation of the opportunities for substituting phosphorus recovered from wastewater treatment works in existing UK fertilizer markets [J]. Environ Technol, 2000, 21: 1067 ~ 1084
- [168] Gavroy D, Joly-Vuillemin C, Cordier G, Delmas H. Gas hold-up, liquid circulation and gas-liquid mass transfer in slurry bubble-columns. Chem Eng Res Des, 1995, Part A 73: 637 ~ 642
- [169] Ghyoot W, Verstraete W. Reduced sludge production in a two-stage membrane-assisted bioreactor. Wat Res, 2000, 34(1): 205 ~ 215

- [170] Gjaltema A, Tijhuis L, Van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Detachment of biomass from suspended non-growing spherical biofilms in airlift reactors. *Biotechnol Bioeng*, 1995, 45: 258 ~ 269
- [171] Gjaltema A, van der Marel N, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Adhesion and biofilm development on suspended carries in airlift reactors: Hydrodynamic conditions versus surface characteristics. *Biotechnol Bioeng*, 1997, 55: 880 ~ 889
- [172] Gjaltema A, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Abrasion of suspended biofilm pellets in airlift reactors: Effect of particle size. *Biotechnol Bioeng*, 1997, 55: 206 ~ 215
- [173] Gjaltema A, Vinke J L, van Loosdrecht M C M, Heijnen JJ. Abrasion of suspended biofilm pellets in airlift reactors: Importance of shape, structure, and particle concentrations. *Biotechnol Bioeng*, 1997, 53: 88 ~ 89
- [174] Godia F, Sola C. Fluidized bed bioreactors. *Biotechnol Prog*, 1995, 11: 479 ~ 497
- [175] González J M, Sherr E B, Sherr B F. Size-selective grazing on bacteria by natural assemblages of estuarine flagellates and ciliates. *Appl Environ Microbiol*, 1990, 56: 583 ~ 589
- [176] Gonzalez L E, Bashan Y. Growth promotion of the microalgae *Chlorella vulgaris* when coimmobilized and cocultured in alginate beads with the plant growth-promoting bacteria *Azospirillum brasilense* [J]. *Appl Environ Microbiol*, 2000, 66: 1537 ~ 1541
- [177] Gonzalez-Pastor J E, Hobbs E C, Losick R. Cannibalism by sporulating bacteria. *Science*, 2003, 301: 510 ~ 513
- [178] Gorur S, Vereijken T, Tielbarrrd M. Strict effluent treatment design criteria at brewery with novel anaerobic-aerobic process. Miami Beach, FL: WEFTEC Exhibition and Conference, 1995
- [179] Gosh S, et al. Pilot-scale gasification of MSW by high-rate and two-phase anaerobic digestion. in International symposium on Anaerobic Digestion of Solid waste. Barcelona: Association Water Quality, 1999

- [180] Gostelow P, Parsons S A. Sewage treatment works odour measurement. *Water Sci Technol*, 2000, 41(6): 33 ~ 40
- [181] Goto S, Matsumoto Y, Gaspillo P. Mass transfer and reaction in bubble column slurry reactor with draft tube. *Chem Eng Commun*, 1989, 85: 181 ~ 191
- [182] Griffith P. The rate of death and predation in activated sludge systems incorporating anoxic zones. *Proc. BNR3, IAWQ Brisbane*, 1997, 85 ~ 93
- [183] Grontmij. Guidebook on landfill gas extraction and utilization. Novem contract number. 258320/0020, ed. G. C. engineers, 1997
- [184] Gu J D, Qiu W, Koenig A, Fan Y. Removal of high NO_3^- concentrations in saline water through autotrophic denitrification by the bacterium *Thiobacillus denitrificans* strain MP. *Water Sci Technol*, 2004, 49(5-6): 105 ~ 112
- [185] Gujer W, Henze M, Mino T, et al. Activated Sludge Model No. 3 [J]. *Water Sci Technol*, 1999, 39(1): 183 ~ 193
- [186] Gujer W, Henze M, Mino T, Matsuo T, Wentzel M C, Marais GvR. The activated sludge model No. 2: biological phosphorus removal. *Water Sci Technol*, 1995, 31(2): 1 ~ 11
- [187] Gujer W, Henze M, Mino T, van Loosdrecht M C M. Activated Sludge Model No. 3. *Wat Sci Tech*, 1999, 39(1): 183 ~ 193
- [188] Haas R, et al. Review Report on Promotion Strategies for electricity from renewable energy sources in EU countries, 2001
- [189] Habets L H A, Engelaar A J H H, Groenveld N. Anaerobic treatment of sugarbeet and inuline effluent in an internal circulation reactor. *Water Sci Technol*, 1997, 35: 189 ~ 197
- [190] Hantula J, Bamford D H. The efficiency of the protein-dependent flocculation of *Flavobacterium* sp. is sensitive to the composition of growth medium. *Appl Microbiol Biotechnol*, 1991, 36: 100 ~ 104
- [191] Hao X D, Heijnen J J, Qian Y, van Loosdrecht M C M. Contribution of P-bacteria in BNR processes to overall effects on the environment [J]. *Water Sci Technol*, 2001, 44(1): 67 ~ 76
- [192] Hao X D, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Model-based evaluation of tem-

perature and inflow variation on a partial nitrification-Anammox biofilm process. Water Res, 2002, 36(19): 4839 ~ 4849

- [193] Hao X D, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Model-based evaluation of kinetic, biofilm and process parameters in a one-reactor ammonium removal (CANON) process [J]. Biotechnol Bioeng, 2002, 77(3): 266 ~ 277
- [194] Hao X D, Li H H, Cao X Q. Reuse of wastewater for irrigation after pathogens and viruses trapped with membranes. Singapore: In proceedings of 1st IWA-ASPIRE conference & exhibition, 2005
- [195] Hao X D, Martinez J, Svoboda I. Nitrogen removal from the leachate of SOLE-PUR treated pig slurry. European Water Pollution Control, 1996, 6(4): 31 ~ 36
- [196] Hao X D, Martinez J. Removing nitrate and ammonia from drainage water by simulation of natural biological processes [J]. Water Research, 1998, 32(3): 936 ~ 943
- [197] Hao X D, Nieuwstad Th J. Feasibility of denitrification in airlift-loop reactors. Environ Technol, 1994, 15: 155 ~ 163
- [198] Hao X D, oddema H J, van Groenestijn J W. Conditions and mechanisms affecting simultaneous nitrification and denitrification in a Pasveer oxidation ditch. Bioresource Technol, 1996, 59(2/3): 207 ~ 215
- [199] Hao X D, oddema H J, van Groenestijn J W. Use of contact tank to enhance denitrification in oxidation ditches. Water Sci Technol, 1996, 34(1 ~ 2): 195 ~ 202
- [200] Hao X D, van Loosdrecht M C M, Meijer S C F, Heijnen J J, Qian Y. Model-based evaluation of a two-sludge system with denitrifying phosphate removal [J]. J of Environ Eng, 2001, 127(2): 112 ~ 118
- [201] Hao X D, van Loosdrecht M C M, Meijer S C F, Heijnen J J, Qian Y. Model based evaluation of two BNR processes—UCT and A₂N. Water Research, 2001: 35(12), 2851 ~ 2865
- [202] Hao X D, van Loosdrecht M C M, Meijer S C F, Qian Y. Model based evaluation of denitrifying P removal in a two-sludge system. J. of Environ Engrg,

- 2001, 127(2): 112 ~ 118
- [203] Hao X D, van Loosdrecht M C M. A proposed sustainable BNR plant with the emphasis on recovery of COD and phosphate [J]. Water Sci Technol, 2003, 48(1): 77 ~ 85
- [204] Hao X D, van Loosdrecht M C M. Model-based evaluation of the influence of COD on a partial nitrification-Anammox biofilm process. Water Sci Technol, 2004, 49(11 ~ 12): 83 ~ 89
- [205] Hao X D. Model-Based Optimization of Sustainable Biological Nutrient Removal Processes. the Netherlands: TU Delft, ISBN 90-9014914-7, 2001
- [206] Harada H, Ando H, Momonoi K. Process analysis of fluidized bed biofilm reactor for denitrification. Water Sci Technol, 1987, 19: 151 ~ 162
- [207] Harremoes P, Henze M. Biofilters. In: Henze M, Harremoes P, Jansen J C, Arvin E (Eds). Wastewater Treatment. Berlin: Springer, 1995, 143 ~ 192
- [208] Harremoues P. Biofilm kinetics. In: Mitchell R (Eds). Water Pollution Microbiology. Vol 2. NewYork: Wiley, 1978, 71 ~ 109
- [209] Haskoning, Optimalisatie energiehuishouding slibgistingstallaties; Verhoging van de gasproductie door verbetering van de menging. Novem rapport in het kader van EWAB-programma. nr. 9431, Nijmegen: Haskoning B V. 1994
- [210] Heck J, Onken U. Characteristics of solid suspension in a bubble column with and without draft tube. Chem Eng Sci, 1988, 44: 1743 ~ 1745
- [211] Heijnen J J, Hols J, van der Lans R G J M, van Leeuwen H L J M, Mulder A, Weltevrede R. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full scale two and three phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. Chem Eng Sci, 1997, 52: 2527 ~ 2540
- [212] Heijnen J J, Mulder A, Enger W, Hoeks F. Review on the application of anaerobic fluidized bed reactors in wastewater treatment. Chem Eng J, 1989, 41: B37 ~ B50
- [213] Heijnen J J, Mulder A, Weltevrede R, Hols J, van Leeuwen H L J M. Large scale anaerobic-aerobic treatment of complex industrial wastewater using biofilm reactors. Water Sci Technol, 1991, 23: 1427 ~ 1436

- [214] Heijnen J J, Mulder A, Weltevrede R, Hols P H, van Leeuwen H L J M. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and airlift suspension reactors. *Chem Eng Technol*, 1990, 13: 202 ~ 208
- [215] Heijnen J J, van Dijken J P. Response to comments on “in search of a thermodynamic description of biomass yields for the chemotropic growth of microorganisms” . *Biotechnol Bioeng*, 1992, 42(9): 1127 ~ 1130
- [216] Heijnen J J, van Loosdrecht M C M, Mulder R, Weltevrede R, Mulder A. Development and scale up of aerobic biofilm airlift suspension reactor. *Water Sci Technol*, 1993, 27: 253 ~ 261
- [217] Heijnen J J, van Loosdrecht M C M, Tjihuis L. In search of a thermodynamic description of biomass yields for the chemotrophic growth of microorganisms. *Biotechnol Bioeng*, 1992, 39(8): 833 ~ 858
- [218] Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Werkwijze voor het verkrijgen van korrelvormige groei van een microorganisme in een reactor. NL patent 1005345. 1998
- [219] Heijnen J J, van't Riet K. Mass transfer and heat transfer phenomena in low viscosity bubble column reactors. *Chem Eng J*, 1984, 28: B21 ~ B42
- [220] Heijnen J J. Bioenergetics of microbial growth. *Encyclopedia of Bioprocess technology: Fermentation, Biocatalysis, Bioseparation*. John Wiley & Sons, Inc, 1999, 267 ~ 286
- [221] Heijnen J J. Bioengineering of microbial growth. In: *Encyclopedia of Bioprocess Technology: Fermentation, Biocatalysis and Bioseparation* (Editors: Flickinger M C, Drew S W). John Wiley & Sons, Inc, ISBN 0-471-13822-3, 1999, 267 ~ 291
- [222] Heijnen J J. Biological industrial waste water treatment minimizing biomass production and maximizing biomass concentration. [PhD thesis]. The Netherlands, Delft University of Technology, 1984
- [223] Heijnen J J. Process for preparing biomass attached to a carrier. US patent No. 4 560 479. 1985
- [224] Heijnen J J. Scale up aspects of immobilized cell reactors. *Prog Biotechnol*,

- 1996, 11: 497 ~ 510
- [225] Heinzmann B. Phosphorus recycling in treatment plants with biological phosphorus removal [C]. Cranfield University, UK International Conference Proceedings on Struvite: Its Role in Phosphorus Recovery and Reuse, 17 - 18 June 2004
- [226] Hellinga C, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Model based design of a novel process for nitrogen removal from concentrated flows. Mathematical and Computer Modelling of Dynamical System. 1999, 5(4): 351 ~ 371
- [227] Helmer C, Kunst S, Juretschko S, Schmid M C, K H Schleifer, Wagner M. Nitrogen loss in a nitrifying biofilm system. Water Sci Technol, 1999, 39(7): 13 ~ 21
- [228] Helmer C, Kunst S. Simultaneous nitrification and denitrification in an aerobic biofilm system [J]. Water Sci Technol, 1998, 37(4/5): 183 ~ 187
- [229] Henze M, Grady C P L, Gujer W, Marais GvR, Matsuo T. Activated Sludge Model No. 1, IAWPRC Scientific and Technical Report, No. 1, IAWPRC, London. ISSN: 1010 - 707X, 1987
- [230] Henze M, Grady C P L, Guyer W, Marais GvR, Matsuo T. Activated Sludge Model No. 2, IAWQ Scientific and Technical Report, No. 3, IAWQ, London. ISBN: 1 900222 000, 1995
- [231] Henze M, Guijer W, Mino T, Matsuo T, Wentzel M C, Maraist GvR, van Loosdrecht M C M. Activated sludge model No. 2D (ASM2D). Water Sci Technol, 1999, 39(1): 165 ~ 182
- [232] Herbert. The chemical composition of micro-organisms as a function of their environment. Rec Progress in Microbiol, 1958, 391 ~ 416
- [233] Hermanovicz S W, Cheng Y W. Biological fluidized bed reactor: hydrodynamics, biomass distribution and performance. Water Sci Technol, 1990, 22: 193 ~ 202
- [234] Hermanovicz S W, Ganczarczyk J J. Some fluidization characteristics of biological beds. Biotechnol Bioeng, 1983, 25: 1321 ~ 1330
- [235] Hickey R F, Owens R W. Methane generation from high-strength industrial

- wastes with the anaerobic biological fluidized bed. *Biotechnol Bioeng Symp*, 1981, 11: 399 ~ 413
- [236] Higgins J P, Hurd S, Weil C. The use of engineered wetlands to treat recalcitrant wastewaters [J]. *J Environ Sci Heal*, 2000, 35: 1309 ~ 1334
- [237] Hippen A, Rosenwinkel K H, Baumgarten G, et al. Aerobic deammonification: a new experience in the treatment of wastewaters [J]. *Water Sci Technol*, 1997, 35(10): 111 ~ 120
- [238] Hochman A. Programmed cell death in prokaryotes. *Crit Rev Microbiol*, 1997, 23: 207 ~ 214
- [239] Holst T C, Truc A, Pujol R. Anaerobic fluidized beds: ten years of industrial experience. *Water Sci Technol*, 1997, 36: 415 ~ 422
- [240] Horan N J, Bu Ali A M, Eccles C R. Isolation, identification and characterisation of filamentous and floc-forming bacteria from activated sludge flocs. *Environ Tech Lett*, 1988, 9: 449 ~ 457
- [241] Horan N J. *Biological Wastewater Treatment Systems*. Wiley. Chichester, 1990
- [242] Hoyland G, Robinson P J. Aerobic treatment in Oxitron biological fluidized-bed plant at Coleshill. *Water Pollut Cont*, 1983, 82: 479 ~ 493
- [243] <http://www.ftns.wau.nl/lettinga-associates/technology3.htm>
- [244] http://www.uasb.org/discover/anaerobic_biotechnologies.htm#sulfate
- [245] Huang S H, Chiswell B. Phosphate removal from wastewater using spent alum sludge [J]. *Water Sci Technol*, 2000, 42: 295 ~ 300
- [246] Hvitved-Jacobsen T, Raunkjær K, Nielsen P H. Volatile fatty acids and sulfide in pressure mains. *Water Sci Technol*, 1995, 31(7): 169 ~ 179
- [247] Hvitved-Jacobsen T, Vollertsen J, Tanaka N. An integrated aerobic/anaerobic approach for prediction of sulfide formation in sewers. *Water Sci Technol*, 2000, 41(6): 107 ~ 115
- [248] Hwang S J, Cheng Y L. Gas holdup and liquid velocity in three-phase internal loop airlift reactors. *Chem Eng Sci*, 1997, 52: 3943 ~ 3960
- [249] Hwang S J, Lu W J. Gas-liquid mass transfer in an internal loop airlift reactor

- with low density particles. *Chem Eng Sci*, 1997, 52: 853 ~ 857
- [250] Isherwood K F. Mineral fertilizer use and the environment [A]. International Fertilizer Industry Association. United Nations Environment Program [C]. Paris: IFA/UNEP, 2000, 106
- [251] Israel's Water Economy. Ministry of National Infrastructures, the Water Commission.
- [252] Ivanov M V. Major fluxes of the global biogeochemical cycle of sulfur. The global biochemical sulfur cycle. 1983, 449 ~ 463
- [253] IWA. Microorganisms in activated sludge and biofilm processes III. In: Tandoi V, the International Programme Committee, editors. Rome, Italy: the Third IWA International Specialized Conference on Microorganisms in Activated sludge and Biofilm Processes. London, UK; *Water Sci Technol*, 2002, Vol. 46(1 ~ 2)
- [254] Jaffera Y, Clarkb T A, Pearceb P, Parsons S A. Potential phosphorus recovery by struvite formation [J]. *Water Res*, 2002, 36(7): 1834 ~ 1842
- [255] Jameel P. The use of ferrous chloride to control dissolved sulfides in interceptor sewer. *Wat Pollut Control Fed*, 1989, 61(2): 230 ~ 236
- [256] Jang A, Yoon Y H, Kim I S, Kim K S, Bishop P L. Characterization and evaluation of aerobic granules in sequencing batch reactor. *J Biotechnol*, 2003 Oct 9, 105(1 ~ 2): 71 ~ 82
- [257] Jansen M. Cultivation of microalgae: effect of light/dark cycles on biomass yield. Thesis Wageningen University. Wageningen. The Netherlands. 2002
- [258] Janssen L P B M. Transport phenomena data companion. Deltse Uitgeversmaatschappij, Delft, the Netherlands, 1991
- [259] Jayamohan S, Ohgaki S, Hanaki K. Effect of DO on kinetics of nitrification. *Water Supply (Sweden)*, 1988, 6: 141 ~ 150
- [260] Jeanmaire N, Evans T. Technical-economic feasibility of P-recovery from municipal wastewaters [J]. *Environ Technol*, 2001, 22(11): 1355 ~ 1361
- [261] Jenicek P, Bortone G, Cech J S, Wanner J, Tilche A. New configuration of NDEBPR system—experimental verification with municipal wastewater. *Newsle-*

- ter of the IAWQ Specialist Group on Activated Sludge Population Dynamics, 1993, 5(2): 11 ~ 15
- [262] Jenkins D. Towards a comprehensive model of activated sludge bulking and foaming. *Water Sci Technol*, 1992, 25(6): 215 ~ 230
- [263] Jeon C O, Park J M. Enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor supplied with glucose as a sole carbon source [J]. *Water Res*, 2000, 34: 2160 ~ 2170
- [264] Jeris J S, Beer C, Mueller J A. Waste treatment apparatus. US Patent No. 3 956 129. 1976
- [265] Jeris J S, Owens R W, Hickey R, Flood F. Biological fluidized bed treatment for BOD and nitrogen removal. *J. Water Pollut Cont Fed*, 1977, 49: 816 ~ 831
- [266] Jeris J S. Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized bed reactors. *Water Sci Technol*, 1983, 15: 169 ~ 176
- [267] Jetten M S M, Logemann S M, Muyzer G, de Vries S, van Loosdrecht M C M, Robertson L A, Kuenen J G. Novel principles in the microbial conversion of nitrogen compounds. *Anthonie van Leewenhoek*, 1997, 71: 75 ~ 93
- [268] Jetten M S M, Strous M, van de Pas-Schoonen K T, Schalk J, van Dogen L G J M, van de Graaf A A, Logemann S, Muyzer G, van Loosdrecht M C M, Kuenen J G. The anaerobic oxidation of ammonium. *FEMS Microbiol Rev*, 1999, 22: 421 ~ 437
- [269] Jettten M S M, Horn S J, van Loosdrecht M C M. towards a more sustainable municipal wastewater treatment system. *Water Sci Technol*, 1997, 35(9): 171 ~ 180
- [270] Jewell W, Switzenbaum M S, Morris J W. Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial film expanded bed process. *J Water Pollut Cont Fed*, 1981, 53: 482 ~ 491
- [271] Johansson L, Gustafsson J P. Phosphate removal using blast furnace slags and opoka-mechanisms [J]. *Water Res*, 2000, 34: 259 ~ 265
- [272] Jonbacher. Cogeneration with gas engines, Brochure Jenbacher Energie A. G. See wensite: <http://www.jenbacher.com>. 2002

- [273] Jony H B Od, Koopmans W F, kniff Avd. Conversietechnieken voor GFT-advall; Ontwikkelingen in 1992. Haskoning, Novem and RIUM; Nijmegen. The Netherlands. 1993
- [274] Jorgensen B B. Ecology of the bacteria of the sulphur cycle with special reference to anoxic-oxic interface environments. Phil Trans R Soc Lond, 1982, B298: 473 ~ 497
- [275] Jürgens K, Güde H. The potential importance of grazing-resistant bacteria in planktonic systems. Mar. Ecol Prog Ser, 1994, 112: 169 ~ 188
- [276] Kamall R. Supercritical boiler technology at hemweg power station. Department of Trade and Industry, 2001. <http://www.dti.gov.uk/energy/coal/cfft/cct/pub/bpb003.pdf>
- [277] Kappeler J, Gujer W. Verification and applications of a mathematical model for “aerobic bulking”. Water Res, 1994, 28(2): 311 ~ 322
- [278] Karhadkar P P, Audic J M, Faup G M, Khanna P. Sulfide and sulfate inhibition of methanogenesis. Water Res, 1987, 21: 1061 ~ 1066
- [279] Keasling J D, Van Dien S J, Trelstad P, Renninger N, McMahon K. Application of polyphosphate metabolism to environmental and biotechnological problems [J]. Biochemistry (Moscow), 2000, 65: 324 ~ 331
- [280] Keller J, Yuan Z, Blackall L. Integrating process engineering and microbiology tools to advance activated sludge wastewater treatment research and development. Re/Views in Environmental Science and Bio/Technology, 2002, 1: 83 ~ 97
- [281] Kelly D P. Oxidation of sulphur compounds. The nitrogen and sulphur cycles, 1988, 65 ~ 98
- [282] Kengen S W M, Stams A J M, Vos Wm de. Sugar metabolism of hyperthermophiles. FEMS Microbiol Rev, 1996, 18: 119 ~ 137
- [283] Kennes C, Thalasso F. Waste gas biotreatment technology. J Chem Technol Biotechnol, 1998, 72(4): 303 ~ 319
- [284] Kern-Jespersen J P, henze M. Biological phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. Water Res, 1993, 27(4): 617 ~ 624

- [285] Kikuchi K I, Konno H, Kakutani S, Sugawara T, Ohashi H. Axial dispersion of liquid in liquid fluidized beds in the low Reynolds number region. *J Chem Eng Jpn*, 1984, 17: 362 ~ 367
- [286] Kikuchi K I, Takahashi H, Suggawara T. Liquid-solid mass transfer in a slurry bubble column and a gas-liquid-solid three-phase fluidized bed reactor. *Chem Eng Commun*, 1995, 73: 313 ~ 321
- [287] Kleerbezem R, Mendez R. Autotrophic denitrification for combined hydrogen sulfide removal from biogas and post-denitrification. *Water Sci Technol*, 2002, 45(10): 349 ~ 356
- [288] Koch F. Enhanced phosphorus removal and struvite recovery R & D work in western Canada [C]. *International Conference Proceedings on Struvite: It's Role in Phosphorus Recovery and Reuse*. UK: Cranfield University, 17 ~ 18 June 2004
- [289] Koch G, Egli K, van der Meer J R, Siegrist H. Mathematical modelling of autotrophic denitrification in a nitrifying biofilm of a rotating biological contactor. *Water Sci Technol*, 2000, 41(4 ~ 5): 191 ~ 198
- [290] Koide K, Horibe K, Kawabata H, Ito S. Gas holdup and volumetric liquid-phase mass transfer coefficient in solid-suspended bubble column with draught tube. *J Chem Eng Jpn*, 1985, 18: 248 ~ 254
- [291] König H, Setter K O. Archeabacteria. In Krieg N R, Holt J G (Eds): *Bergey manual of systematic bacteriology*. Vol II. Williams&Wilkins, Baltimore, 1984, 2171 ~ 2253
- [292] Konopka A, Zakharova T, Oliver L, Paseuth E, Turco R F. Physiological state of a microbial community in a biomass recycle reactor. *J Ind Microbiol Biotechnol*, 1998, 20: 232 ~ 237
- [293] Korner S, Vermaat J E. The relative importance of *Lemna gibba* L, bacteria and algae for the nitrogen and phosphorus re-moval in duckweed-covered domestic wastewater [J]. *Water Res*, 1998, 32: 3651 ~ 3661
- [294] Koster I W, Rinzema A, de Vegt A L, Lettinga G. Sulfide inhibition of the methanogenic activity of granular sludge at different pH levels. *Water Res*,

- 1986, 20: 1561 ~ 1567
- [295] Krishna C, van Loosdrecht M C M. Substrate flux into storage and growth in relation to activated sludge modeling. *Water Res*, 1999, 33(14): 3149 ~ 3161
- [296] Kruit J, Hulsbeek J, Visser A. Bulking sludge solved. *Water Sci Technol*, 2002, 46(1 ~ 2): 457 ~ 464
- [297] Kuai L P, Verstraete W. Ammonium removal by the oxygen-limited autotrophic nitrification-denitrification system. *Appl Environ Microbiol*, 1998, 64(11): 4500 ~ 4506
- [298] Kuba T, Murnleitner E, Van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. A metabolic model for the biological phosphorus removal by denitrifying organisms [J]. *Biotechnol Bioeng*, 1996, 52: 685 ~ 695
- [299] Kuba T, Smolders G, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Biological phosphorus removal from wastewater by anaerobic-anoxic sequencing batch reactor. *Water Sci Technol*, 1993, 27: 241 ~ 252
- [300] Kuba T, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Phosphorus and nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of nitrifying dephosphatation and nitrification in a two-sludge system. *Water Res*, 1996, 30(7): 1702 ~ 1710
- [301] Kuba T, Wachtmeister A, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. A metabolic model for biological phosphorus removal by denitrifying organisms. *Biotech Bioeng*, 1996, 52: 685 ~ 695
- [302] Kuba T, Wachtmeister A, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Effect of nitrate on phosphorus release in biological phosphorus removal systems. *Water Sci Technol*, 1994, 30: 263 ~ 269
- [303] Kuroda A, Takiguchi N, Gotanda T, Nomura K, Kato J, Ikeda T, Ohtake H. A simple method to release polyphosphate from activated sludge for phosphorus reuse and recycling [J]. *Biotechnol Bioeng*, 2002, 78: 333 ~ 338
- [304] Kuypers M M M, Slikers A O, Lavik G, et al. Anaerobic ammonium oxidation by Anammox bacteria in the Black Sea [J]. *Nature*, 10 April 2003, 422: 608 ~ 611
- [305] Kwok W K, Picoreanu C, Ong S L, van Loosdrecht M C M, Ng W J, Heijnen

- J J. Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol Bioeng*, 1998, 58: 400 ~ 407
- [306] L R Brown. *Eco-Economy Building an Economy for the Earth*. Earth Policy Institute. 2002
- [307] L Stedman. Cleaning: a must for membranes. *Water* 21, August 2003, 25 ~ 26
- [308] Laanbroek H J, Gerards S. Competition for limiting amounts of oxygen between *Nitrosomonas europaea* and *Nitrobacter winogradsky* grown in mixed continuous cultures. *Archives of Microbiology*, 1993, 159: 453 ~ 459
- [309] Lahav O, Sagiv A, Friedler E. A different approach for predicting H_2S (g) emission rates in gravity sewers. *Water Res*, 2006, 40(2): 259 ~ 266
- [310] Lakay M T, Hulsman A, Ketley D, Warburton C, de Villiers M, Casey T G, Wentzel M C, Ekama G A. Filamentous organism bulking in nutrient removal activated sludge systems. Paper 7: exploratory experimental investigations. *Wat S A*, 1999, 25(4): 383 ~ 396
- [311] Lapinski J, Tunnacliffe A. Reduction of suspended biomass in municipal wastewater using bdelloid rotifers. *Water Res*, 2003, 37(9): 2027 ~ 2034
- [312] Larry L B. *Sulfate-reducing bacteria* [M]. New York and London: Plenum Press, 1995
- [313] Laspidou C S, Rittmann B E. A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass. *Water Res*, 2002, 36: 2711 ~ 2720
- [314] Lau G N, Sharma K R, Chen G H, van Loosdrecht M C M. Integration of sulfate reduction, autotrophic denitrification and nitrification to achieve low-cost excess sludge minimization for Hong Kong sewage. Singapore: the 1st IWA-ASPIRE Conference & Exhibition, 2005 July 10 ~ 15
- [315] Lau O A, Strom P F, Jenkins D. Growth kinetics of *Sphaerotilus natans* and a floc former in pure and continuous culture. *J Wat Pollut Control Fed*, 1984, 56: 41 ~ 51
- [316] Lau P S, Tam N F Y, Wong Y S. Wastewater nutrients (N and P) removal by carrageenan and alginate immobilized *Chlorella vulgaris* [J]. *Environ Technol*,

- 1997, 18: 945 ~ 951
- [317] Lazarova V, Manem J. An innovative process for wastewater treatment: the circulating bed floating reactor. *Water Sci Technol*, 1996, 34: 89 ~ 99
- [318] Lazarova V, Meyniel J, Duval L, Manem J. A novel circulating bed reactor: hydrodynamics, mass transfer and nitrification capacity. *Chem Eng Sci*, 1997, 52: 3919 ~ 3927
- [319] Lee N M, Welander T. Influence of predators on nitrification in aerobic biofilm processes. *Wat Sci Technol*, 1994, 29(7): 355 ~ 363
- [320] Lee N M, Welander T. Reducing sludge production in aerobic wastewater treatment through manipulation of the ecosystem. *Water Res*, 1996, 30(8): 1781 ~ 1790
- [321] Lettinga G, Haandel A C. Anaerobic digestion for energy production and environmental protection, in *Renewable energy; Sources for fuels and electricity*. Johansson T B. et al. Editors. Island Press. California: London. 1993, 817 ~ 839
- [322] Lettinga G, Hulshoff-Pol L W, Zeeman G. Lecture notes: Biological Wastewater Treatment; Part I Anaerobic Wastewater Treatment. Wageningen University and Research; Center Wageningen. The Netherlands. 1991
- [323] Lettinga G, van velsen A F M, Homba S W, de Zeeuw W, Klapwijk A. Use of the upflow sludge blanket reactor concept for biological wastewater treatment especially for anaerobic treatment. *Biotechnol Bioeng*, 1980, 22: 699 ~ 734
- [324] Levenspiel O. *Chemical Reaction Engineering*. New York: Wiley, 1972
- [325] Lewis K. Programmed death in bacteria. *Microbiol Mol Biol Rev*, 2000, 64: 503 ~ 514
- [326] Lexmond M J, Zeeman G. Potential of controlled anaerobic wastewater treatment in order to reduce the global emissions of the greenhouse gases methane and carbon dioxide. University of Wageningen; Wageningen. 1995
- [327] Li X Z, Zhao Q L. Recovery of ammonium-nitrogen from landfill leachate as a multi-nutrient fertilizer [J]. *Ecol Eng*, 2003, 20: 171 ~ 181
- [328] Li Y Y, Lam S, Fang H H P. Interactions between methanogenic, sulfate-reducing and syntrophic acetogenic bacteria in the anaerobic degradation of benzo-

ate. Water Res, 1996, 30(7): 1555 ~ 1562

- [329] Linek V, Vacek V, Benes P. A critical review and experimental verification of the correct use of the dynamic method for the determination of oxygen transfer in aerated agitated vessels to water, electrolyte solutions and viscous liquids. Chem Eng J, 1987, 34: 11 ~ 34
- [330] Lipski A, Friedrich U, Altendorf K. Application of rRNA-targeted oligonucleotide probes in biotechnology [J]. Appl Microbiol Biot, 2001, 56: 40 ~ 57
- [331] Liu Q S, Liu Y. The role of cellular polysaccharides in the formation and stability of aerobic granules. Lett Appl Microbiol, 2001 Sep, 33(3): 222 ~ 226
- [332] Liu Q S, Tay J H, Liu Y. Substrate concentration-independent aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. Environ Technol, 2003 Oct, 24(10): 1235 ~ 1242
- [333] Liu Y H. Relation between sludge carbohydrate content and biological phosphate removal [J]. Water Res, 1998, 32: 1635 ~ 1641
- [334] Liu Y, Wang Z W, Liu Y Q, Qin L, Tay J H. A generalized model for settling velocity of aerobic granular sludge. Biotechnol Prog, 2005 Mar-Apr, 21(2): 621 ~ 626
- [335] Liu Y, Yang S F, Liu Q S, Tay J H. The role of cell hydrophobicity in the formation of aerobic granules. Curr Microbiol, 2003 Apr, 46(4): 270 ~ 274
- [336] Liu Y, Yang S F, Tay J H. Improved stability of aerobic granules by selecting slow growing nitrifying bacteria. J Biotechnol, 2004, 108(2): 161 ~ 169
- [337] Livingston A G, Chase S F. Liquid-solid mass transfer in a three-phase draft tube fluidized bed reactor. Chem Eng Commun, 1990, 92: 225 ~ 244
- [338] Livingston A G, Zhang S F. Hydrodynamic behavior of three-phase (gas-solid-liquid) airlift reactors. Chem Eng Sci, 1993, 48: 1641 ~ 1654
- [339] Lloyd J R, Klessa D A, Parry D L, Buck P, Brown N L. Stimulation of microbial sulphate reduction in a constructed wetland: microbiological and geochemical analysis. Water Res, 2004, 38(7): 1822 ~ 1830
- [340] Lochtman S F W. Proceskeuze en-optimalisatie van het SHARON proces voor slibverwerkingsbedrijf Sluisjesdijk. BODL report, TU Delft, December 1995

- [341] Lourens P, Zoetemeyer R J. Fluidized bed process. US Patent No. 5 116 505. 1992
- [342] Low E W, Chase H A, Milner M G, Curtis T P. 2000. Uncoupling of metabolism to reduce biomass production in the activated sludge process. *Water Res*, 2000, 34(12): 3204 ~ 3212
- [343] Low E W, Chase H A. The effect of maintenance energy requirements on biomass production during wastewater treatment. *Water Res*, 1999, 33(3): 847 ~ 853
- [344] Lu W J, Hwang S J, Chang C M. Liquid mixing in internal loop airlift reactors. *Ind Eng Chem Res*, 1994, 33: 2180 ~ 2186
- [345] Lu W J, Hwang S J, Chang C M. Liquid mixing in two and three-phase internal loop airlift reactors. *Chem Eng Sci*, 1994, 49: 1465 ~ 1468
- [346] MacCarty P L. The development of anaerobic treatment and its future, *Water Science and Technology*. Vol 44. No 8. 2001, 149 ~ 156
- [347] Madoni P. Comparative analysis of the activated sludge microfauna in several sewage treatment works. *Water Res*, 1993, 27: 1485 ~ 1491
- [348] Majone M, Ramadori R, Beccari M. Biodegradable polymers from wastes by using activated sludges enriched by aerobic feeding [J]. *AIDIC Conf Ser*, 1999, 4: 163 ~ 170
- [349] Manoharan R, Liptak S, Parkinson P, Mavinic D. Denitrification of a high ammonia leachate using an external carbon source. *Environ Technol Letters*, 1989, 10: 701 ~ 716
- [350] Marr A G, Nilson E H, Clark D J. The maintenance requirement of *Escherichia coli*. *Ann N Y Acad Sci*, 1963, 102: 536 ~ 548
- [351] Martinez J, Guiziou F. Mise au point et evaluation de la faisabilite d'un procede naturel de traitement du lisier de porcs par le sor (Development, evaluation and feasibility assessment of a soil process for treating pig slurry), *Journ Rech Porcine en France*, 1995, 27: 367 ~ 372
- [352] Martinez J, Hao X D. A field treatment plant for pig slurry. *Water Sci Technol*, 1996, 34(11): 87 ~ 92
- [353] Martinez J, Levillain S. A biological treatment of pig slurry: laboratory and

field study of an in situ drainage water denitrification reactor. Milano: the AGEBC' 94 Conference, 1994

- [354] Martinez J. A soil treatment process for pig slurry with subsequent denitrification of drainage water, *J. Agric Eng Res*, 1997, 66(1): 51 ~ 62
- [355] Martinez J. Nutrients accumulation in soil from intensive pig slurry applications. In: *Animal Waste Management. The Seventh Proceedings Consultation of European Cooperative Research Network on Animal Waste Management* (Hall J E, Ed). Fao, Bad Zwischenahn, 1994, 129 ~ 136
- [356] Martins A M P, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Bulking sludge in biological nutrient removal systems. *Biotechnol Bioeng*, 2003, 86(2): 125 ~ 135
- [357] Martins A M P, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Effect of dissolved oxygen concentration on sludge settleability. *Appl Microbiol Biotechnol*, 2003, 62(5 ~ 6): 586 ~ 593
- [358] Martins A M P, Van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Effect of feeding pattern and storage on the sludge settleability under aerobic conditions. *Water Res*, 2003, 37(11): 2555 ~ 2570
- [359] Martins A M P. *Bulking sludge control: kinetics, substrate storage, and process design aspects*. TU Delft, the Netherlands, ISBN 972-9098-07-7, 2004
- [360] Mason C A, Bryers J D, Hamer G. Activity, death and lysis during microbial growth in a chemostat. *Chem Eng Commun*, 1986, 45: 163 ~ 176
- [361] Mason C A, Hamer G, Bryers J D. The death and lysis of microorganisms in environmental processes. *FEMS Microbiol Rev*, 1986, 39: 373 ~ 401
- [362] Maurer M, Abramovich D, Siegrist H, Gujer W. Kinetics of biologically induced phosphorus precipitation in waste water treatment. *Water Res*, 1999, 32(11): 3193 ~ 3207
- [363] McCarty P L, Beck L, St Amant P. Biological denitrification of agricultural wastewaters by addition of organic materials, *Purdue Univ Eng Ext Ser*, 1969, 135: 1271 ~ 1285
- [364] McCarty P L. Feasibility of the denitrification process for removal of nitrate nitrogen from agricultural drainage waters. Report to San Joaquin District, Dept.

- of Water resources. State University of California, 1966
- [365] McClintock S A, Randall C W, Pattarkine V M, et al. Effects of temperature and mean cell residence time on biological nutrient removal processes. *Water Envir Res*, 1993, 65(5): 110 ~ 118
 - [366] McGrath J W, Cleary S, Mullan A, Quinn JP. Acidstimulated phosphate uptake by activated sludge microorganisms under aerobic laboratory conditions [J]. *Water Res*, 2001, 35: 4317 ~ 4322
 - [367] McSwain B S, Irvine R L, Wilderer P A. The effect of intermittent feeding on aerobic granule structure. *Water Sci Technol*, 2004, 49(11 ~ 12): 19 ~ 25
 - [368] McSwain B S, Irvine R L, Wilderer P A. The influence of settling time on the formation of aerobic granules. *Water Sci Technol*, 2004, 50(10): 195 ~ 202
 - [369] Meesters K. Production of poly-3-hydroxyalkanoates from water streams [M]. Design Report, Delft University of Technology, 1998
 - [370] Meijer S C F, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Metabolic modelling of a full-scale enhanced biological phosphorus removing WWTP. *Water Res*, 2001, 35(11), 2711 ~ 2723
 - [371] Melcer H, Nutt S, Marvan I, Sutton P. Combined treatment of coke plant wastewater and blast furnace blow-down water in a coupled biological fluidized bed system. *J Water Pollut Cont Fed*, 1984, 56: 192 ~ 198
 - [372] Merzouki M, Bernet N, Delgenes J P, Moletta R, Benlemlih M. Biological denitrifying phosphorus removal in SBR: effect of added nitrate concentration and sludge retention time [J]. *Water Sci Technol*, 2001, 43: 191 ~ 194
 - [373] Merzouki M, Delgenes J P, Bernet N, Moletta R, Benlemlih M. Polyphosphate-accumulating and denitrifying bacteria isolated from anaerobic-anoxic and anaerobic ~ aerobic sequencing batch reactors [J]. *Curr Microbiol*, 1999, 38: 9 ~ 17
 - [374] Metcalf Eddy. *Wastewater Engineering: Treatment [M], Disposal, Reuse*. New York, USA: McGraw-Hill Inc, 1991
 - [375] Mino T, Arun V, Tsuzuki Y, Matsuo T. Advances in Water Pollution Control [M]. In: Ramadori R, editor. *Proc. Rome: IAWPRC International Confer-*

- ence on 'Biological Phosphorus Removal From Wastewaters' . Oxford: Pergamon Press, 1987: 27
- [376] Mino T, Van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process [J]. Water Res, 1998, 32: 3193 ~ 3207
- [377] Mino T. Bulking, foaming problems in Japan. Internal document, Department of Environmental and Urban Engineering, The University of Tokyo, 1999
- [378] Mino T. Microbial selection of polyphosphate-accumulating bacteria in activated sludge wastewater treatment processes for enhanced biological phosphate removal [J]. Biochemistry (Moscow), 2000, 65: 341 ~ 348
- [379] Mishima K, Nakamura M. Self-immobilization of aerobic activated sludge—a pilot study of the aerobic upflow sludge blanket process in municipal sewage treatment. Water Sci Technol, 1991, 23: 981 ~ 990
- [380] Mishra P, Sutton P M. Biological fluidized beds for water and wastewater treatment: a state of the art review. In: Rossmore H W (Ed.). Bio-deterioration and Biodegradation. New York: Elsevier, 1991
- [381] Miyahara T, Kawate O. Hydrodynamics of solid-suspended bubble column with a draught tube containing low-density particales. Chem Eng Sci, 1993, 48: 127 ~ 133
- [382] Mizuno O, Li Y Y, Noike T. Effects of sulfate concentration and sludge retention time on the interaction between methane production and sulfate reduction for butyrate. Water Sci Technol, 1994, 30(8): 45 ~ 54
- [383] Mizuno O, Li Y Y, Noike T. The behavior of sulfate-reducing bacteria in acidogenic phase of anaerobic digestion. Water Res, 1998, 32(5): 1626 ~ 1634
- [384] Molinari R. Phosphorous and nitrogen removal from waters and recovery as struvite by using hybrid and integrated membrane operations [C]. International Conference Proceedings on Struvite: It's Role in Phosphorus Recovery and Reuse. Cranfield University, UK. 17 – 18 June 2004
- [385] Monod J. La technique de culture continue, theorie et applications. Ann Inst Pasteur, 1950, 79: 390 ~ 410

- [386] Montastruc L, Azzaro-Pantel C, Biscans B, Cabassud M, Domenech S. A thermochemical approach for calcium phosphate precipitation modeling in a pellet reactor [J]. Chem Eng J, 2003, 94: 41 ~ 50
- [387] Moore S T, Schroeder E D. An investigation of the effects of residence time on anaerobic bacterial denitrification. Water Res, 1970, 4: 685 ~ 694
- [388] Morgenroth E, Sherden T, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J, Wilderer P A. Aerobic granular sludge in sequencing batch reactor. Water Res, 1997, 31 (12): 3191 ~ 3494
- [389] Moriyama K, Kojima T, Minawa Y, Matsumoto S, Nakamachi K. Development of artificial seed crystal for crystallization of calcium phosphate [J]. Environ Technol, 2001, 22: 1245 ~ 1252
- [390] Morohoshi T, Yamashita T, Kato J, Ikeda T, Takiguchi N, Ohtake H, Kuroda A. A method for screening polyphosphate-accumulating mutants which remove phosphate efficiently from synthetic wastewater [J]. J Biosci Bioeng, 2003, 95: 637 ~ 640
- [391] Mosquera-Corral, A de Kreuk M K, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor. Water Res, 2005, 39: 2676 ~ 2686
- [392] Moussa M S, Hooijmans C M, Lubberding H J, Gijzen H J, van Loosdrecht M C M. Modelling nitrification, heterotrophic growth and predation in activated sludge. Water Res, 2005, 39(20): 5080 ~ 5098
- [393] Mousseau F, Liu S X, Hermanovicz S W, Lazarova V, Manem J. Modeling of Turboflo-A novel biofilm reactor for wastewater treatment. Water Sci Technol, 1998, 37: 177 ~ 181
- [394] Mulcahy L T, Shieh W K. Fluidization and reactor biomass characteristics of the denitrification fluidized bed biofilm reactor. Water Res, 1987, 21: 451 ~ 458
- [395] Mulder A, van der Graaf A A, Robertson L A, Kuenen J G. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidised bed reactor. FEMS Microbiol Ecol, 1995, 16: 177 ~ 183

- [396] Mulder J W, van Loosdrecht M C M, Hellinga C, et al. Full scale application of the Sharon process for treatment of reject water of digested sludge dewatering [J]. *Water Sci Technol*, 2001, 43(11): 127 ~ 134
- [397] Murnleitner E, Kuba T, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. An integrated metabolic model of the aerobic and denitrifying biological phosphorus removal process. *Biotech Bioeng*, 1997, 54: 434 ~ 450
- [398] Muroyama K, Fan L S. Fundamentals of gas-liquid-solid fluidization. *AICHE J*, 1985, 31: 1 ~ 34
- [399] Muroyama K, Mitani Y, Yasunishi A. Hydrodynamics characteristics and gas liquid mass transfer in a draft tube slurry reactor. *Chem Eng Commun*, 1985, 34: 87 ~ 98
- [400] Neijssel O M, de Mattos M J T, Tempest D W. Growth yield and energy distribution. In Neidhardt FC, Curtiss III R, Ingraham JL, Lin ECC, Low KB, Magasanik B, Reznikoff WS, Riley M, Schaechter M, Umberger HE, Escherichia coli and Salmonella: cellular and molecular biology, 2nd ed. ASM Press, Washington DC, 1996, 1683 ~ 1692
- [401] Neijssel O M, Tempest D W. Bioenergetic aspects of aerobic growth of *Klebsiella aerogenes* NCTC 418 in carbon-limited and carbon-sufficient chemostat culture. *Arch Microbiol*, 1976, 107(2): 215 ~ 221
- [402] Ngian K F, Martin W R B. Bed expansion characteristics of liquid fluidized particles with attached microbial growth. *Biotechnol Bioeng*, 1980, 22: 1843 ~ 1856
- [403] Nguyen-tien K, Patwari A N, Schumpe A, Deckwer W D. Gas-liquid mass transfer in fluidized bed particle beds. *AICHE J*, 1985, 31: 194 ~ 201
- [404] Nguyen-tien K, Patwari A N, Schumpe A, Deckwer W D. Liquid dispersion in three phase fluidized beds. *J Chem Eng Jpn*, 1984, 17: 652 ~ 653
- [405] Nicolau A, Dias N, Mota M, Lima N. Trends in the use of protozoa in the assessment of wastewater treatment. *Res Microbiol*, 2001, 152: 621 ~ 630
- [406] Nicolella C, Converti A, Di Felice R, Rovatti M. The estimation of the solid size and density in liquid fluidized-bed biological reactors. *Chem Eng Sci*,

- 1995, 50: 1059 ~ 1062
- [407] Nicolella C, Di Felice R, Rovatti M. An experimental model of biofilm detachment in liquid fluidized bed biological reactors. *Biotechnol Bioeng*, 1996, 51: 713 ~ 719
- [408] Nicolella C, Di Felice R, Rovatti M. Biomass concentration in fluidized bed biological reactors. *Water Res*, 1997, 31: 936 ~ 940
- [409] Nicolella C, van Loosdrecht M C M, Di Felice R, Rovatti M. Terminal settling velocity and bed expansion characteristics of biofilm-coated particles. *Biotechnol Bioeng*, 1999, 62: 63 ~ 70
- [410] Nicolella C, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Identification mass transfer parameters in three-phase biofilm reactors. *Chem Eng Sci*, 1999, 54: 3143 ~ 3152
- [411] Nicolella C, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Mass transfer and reaction in a biofilm airlift suspension reactor. *Chem Eng Sci*, 1998, 53: 2743 ~ 2753
- [412] Nicolella C, van Loosdrecht M C M, van der Lans R G J M, Heijnen J J. Hydrodynamic characteristics and gas-liquid mass transfer in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol Bioeng*, 1998, 60: 627 ~ 635
- [413] Nielsen A H, Hvitved-Jacobsen T, Vollertsen J. Kinetics and stoichiometry of sulfide oxidation by sewer biofilms. *Water Res*, 2005, 39(17): 4119 ~ 4125
- [414] Nielsen P H, Hvitved-Jacobsen T. Effect of sulfate and organic matter on the hydrogen sulfide formation in biofilms of filled sanitary sewers. *J Water Pollut Control Fed*, 1988, 60(5): 627 ~ 634
- [415] Nielsen P H, Raunkjær K, Hvitved-Jacobsen T. Sulfide production and wastewater quality in pressure mains. *Wat Sci Technol*, 1998, 37(1): 97 ~ 104
- [416] Nielsen P H, Raunkjær K, Norsker N H, Jensen N A, Hvitved-Jacobsen T. Transformation of wastewater in sewer systems-A review. *Water Sci Technol*, 1992, 25(6): 17 ~ 31
- [417] Norris P R. Acidophilic bacteria and their activity in mineral sulfide oxidation. In: *Microbial mineral recovery*. New York: McGraw-Hill Publ. Cie,

1990. 3 ~ 27

- [418] Nowack B, Stone A T. The influence of metal ions on the adsorption of phosphonates onto goethite [J]. *Environ Sci Technol*, 1999, 33: 3627 ~ 3633
- [419] Nutt S G, Melcer H, Pries J H. Two-stage biological fluidized bed treatment of coke plant wastewater for nitrogen control. *J Water Pollut Cont Fed*, 1984, 56: 851 ~ 857
- [420] Nyakang'o J B, van Bruggen J J A. Combination of a well functioning constructed wetland with a pleasing landscape design in Nairobi, Kenya [J]. *Water Sci Technol*, 1999, 40: 249 ~ 256
- [421] O'flanerty V, Lens P, Leahy B, Colleran E. Long-term competition between sulphate-reducing and methane-producing bacteria during full-scale anaerobic treatment of citric acid production wastewater. *Water Res*, 1998, 32 (3) : 815 ~ 825
- [422] Obradovic B, dudukovic A, Vunjaknovakovic G. Local and overall mixing characteristics of the gas-liquid-solid airlift reactor. *Ind Eng Chem Res*, 1994, 33: 698 ~ 702
- [423] Oliva E, Jacquart J C, Prevot C. Treatment of wastewater at the El Aguila brewery. Mechanization in fluidized bed reactors. *Water Sci Technol*, 1990, 22a: 483 ~ 490
- [424] Omil F, Lens P, Hulshoff Pol L, Lettinga G. Effect of upward velocity and sulphide concentration on volatile fatty acid degradation in a sulphodigenic granular sludge reactor. *Process Biochem.*, 1996, 31(7): 699 ~ 710
- [425] Oosthuizen D J, Cloete T E. SEM-EDS for determining the phosphorus content in activated sludge EPS [J]. *Water Sci Technol*, 2001, 43: 105 ~ 112
- [426] Osborn D W, Nicholls H A. Optimization of the activated sludge process for the biological removal of phosphorus [J]. *Prog Water Technol*, 1978, 10(1/2): 261 ~ 277
- [427] Ostojic N, Les A P, Forbes R. Activated sludge treatment for odor control. *BioCycle*, 1992, (4) : 74 ~ 78
- [428] Overmeire A, Lens P, Verstraete W. Mass transfer limitation of sulphate in

- methanogenic aggregate. *Biotech Bioeng*, 1994, 44(5): 387 ~ 391
- [429] Oviedo M D C, López-Ramírez J A, Márquez D S, Alonso J M Q. Evolution of an activated sludge system under starvation conditions. *Chem Eng Journal*, 2003, 94: 139 ~ 146
- [430] Ozacar M, Sengil I A. Enhancing phosphate removal from wastewater by using polyelectrolytes and clay injection [J]. *J Hazard Mater*, 2003, 100: 131 ~ 146
- [431] Özer A K, Gülabolu M, Bayrakceken S, Weisweiler W. Flue gas desulfurization with phosphate rock in a fluidized bed. *Fuel*, 2002, 81(1): 41 ~ 49
- [432] Painter H A. Nitrification in the treatment of sewage sludge and waste waters. In: J I Prosser (Editor). *Nitrification*. IRL Press, 1986. 185 ~ 212
- [433] Palm J C, Jenkins D, Parker D S. Relationship between organic loading, dissolved oxygen concentration and sludge settle-ability in the completely mixed activated sludge process. *J Wat Pollut Control Fed*, 1980, 52: 2484 ~ 2506
- [434] Pan S, Tay J H, He Y X, Tay S T. The effect of hydraulic retention time on the stability of aerobically grown microbial granules. *Lett Appl Microbiol*, 2004; 38(2): 158 ~ 63
- [435] Pandit A B, Joshi J B. Mass and heat transfer characteristics of three-phase sparged reactors. *Chem Eng Res Des*, 1986, 64: 125 ~ 157
- [436] Parkin G F, Lynch N A, Kuo W C, Van Keren E L, Bhattacharya S K. Interaction between sulfate reducers and methanogens fed acetate and propionate. *Research J WPCF*, 1990, 62: 780 ~ 788
- [437] Pelsh A D. About new autotrophic hydrogenthiobacteria. *Trudy Solyanoi Laboratorii*, vypusk, 1936, 5: 109 ~ 126
- [438] Pereboom J H F, Vereijken T L F M. Methanogenic granule development in full-scale internal circulation reactors. *Water Sci Technol*, 1994, 30: 9 ~ 21
- [439] Perry R H, Green D W. *Chemical Engineers' Handbook*. New York: McGraw-Hill, 1997
- [440] Peters T A, Pedersen F S. MEMCOR-Crossflow Filtration with Gas-backing: Design and Different Applications for a New Technical Concept [C]. Nice 5th World Filtration Congress, 1990

- [441] Petersen B, Temmink H, Henze M, Isaacs S. Phosphate uptake kinetics in relation to PHB under aerobic conditions [J]. *Water Res*, 1998, 32: 91 ~ 100
- [442] Pfennig N, Biebl H. *Desulfuromonas acetoxidans* gen. nov., a new anaerobic, sulfur-reducing, acetate-oxidizing bacterium. *Arch Microbiol*, 1976, 110: 3 ~ 12
- [443] Picioreanu C, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Modelling the effect of oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. *Water Sci Technol*, 1997, 36(1): 147 ~ 156
- [444] Pirt S J. Maintenance energy: a general model for energy-limited and energy-sufficient growth. *Arch Microbiol*, 1982, 133: 300 ~ 302
- [445] Pirt S J. The maintenance energy bacteria in growing cultures. *Proc Roy Soc, Series B*, 1965, 163: 224 ~ 231
- [446] Pocket Guide: Protecting Drinking Water Through Underground Injection Control, EPA816-K-02-001, <http://www.epa.gov/dwgw/>
- [447] Pomeroy R D, Parkhurst J D. The forecasting of sulfide buildup rates in sewers. *Prog Water Technol*, 1977, 9(3): 621
- [448] Randall C W, Barnard J L, Stensel H D. Design and retrofit of wastewater treatment plants for biological nutrient removal. Lancaster, PA: Technomic Publishing Co Inc, 1992
- [449] Ratsak C H, Kooi B W, van Verseveld H W. Biomass reduction and mineralization increase due to the ciliate *Tetrahymena Pyriformis* grazing on the bacterium *Pseudomonas Fluorescens*. *Wat Sci Tech*, 1994, 29(7): 119 ~ 128
- [450] Ratsak C H, Maarsen K A, Kooijman A L M. Effects of protozoa on carbon mineralization in activated sludge. *Water Res*, 1996, 30(1): 1 ~ 12
- [451] Reichert P. AQUASIM 2.0-Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems [M]. EAWAG, Dübendorf, Switzerland, ISBN 3-906484-16-5, 1998
- [452] Reichert P. Concepts underlying a computer program for the identification and simulation of aquatic systems. EAWAG, Dübendorf, Switzerland, ISBN 3-906484-08-4, 1994

- [453] Reis M A M, Serafim L S, Lemos P C, Ramos A M, Aguiar F R, van Loosdrecht M C M. Production of polyhydroxyalkanoates by mixed microbial cultures [J]. *Bioprocess Biosyst Eng*, 2003, 25: 377 ~ 385
- [454] Rice K C, Bayles K W. Death's toolbox: Examining the molecular components of bacterial programmed cell death. *Mol Microbiol*, 2003, 50: 729 ~ 738
- [455] Richardson J F, Zaki W N. sedimentation and fluidization. Part I. *Trans Inst Chem Eng*, 1954, 32: 35 ~ 53
- [456] Rinzema A, Lettinga G. The effect of sulphide on the anaerobic degradation of propionate. *Environ Technol Lett*, 1988, 9(1): 83 ~ 88
- [457] Ritter W F, Eastburn R P. Treatment of Dairy cattle wastes by a barriered landscape wastewater renovation system. *J Water Pollut Contr Fed*, 1978, 50(1): 144 ~ 150
- [458] Rittman B E, Langeman W E. Simultaneous denitrification with nitrification in single channel oxidation ditches. *J Water Pollut Contr Fed*, 1985, 57(1): 39 ~ 45
- [459] Rittmann B E, McCarty P L. *Environmental biotechnology: principles and applications*. New York, NY: Mc-Graw Hill, 2001
- [460] Rittmann B E, Trinet F, Amar D, Chang H T. Measurement of the activity of a biofilm: the effect of surface loading and detachment on a three-phase, liquid-fluidized-bed reactor. *Water Sci Technol*, 1992, 26: 585 ~ 594
- [461] Rittmann B E. How input active biomass affects sludge age and process stability [J]. *J Env Eng*, 1996, 122(1): 4 ~ 8
- [462] Ro K S, Neethling J B. Terminal settling velocity of bioparticles. *Res. J Water Pollut Cont Fed*, 1990, 62: 901 ~ 906
- [463] Robertson L A, Kuenen J G. Aerobic sulphur oxidizing bacteria. In: *The Prokaryotes Vol. I. Factors influencing elemental sulphur production from sulphide or thiosulphate by autotrophic thiobacilli*. *Forum Microbiologie*, 1992, 12: 92
- [464] Roeleveld P J, van Loosdrecht M C M. Experience with guidelines for wastewater characterization in The Netherlands [J]. *Water Sci Technol*, 2002, 45(6): 77 ~ 87

- [465] Ruitenberg R, Kijkman H, Buisman C J N. Biologically removing sulfur from dilute gas flows. *Jom; The journal of the minerals, metals and materials SOC*, 1999, 51(5): 45
- [466] Russell J B, Cook G M. Energetics of bacterial growth: balance of anabolic and catabolic reactions. *Microbiological Rev*, 1995, 59(1): 48 ~ 62
- [467] Ryhner G, petrozzi S, Dunn I J. Operation of a three-phase biofilm fluidized sand bed reactor for aerobic wastewater treatment. *Biotechnol Bioeng*, 1988, 32: 677 ~ 688
- [468] Sakadevan K, Bavor H J. Phosphate adsorption characteristics of soils, slags and zeolite to be used as substrates in constructed wetland systems [J]. *Water Res*, 1998, 32: 393 ~ 399
- [469] Salem S, Berends D, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Bio-augmentation by nitrification in return sludge [J]. *Water Research*, 2003, 37(8): 1794 ~ 1804
- [470] Salem S, Berends D, Heijnen J J, van Loosdrecht M C M. Model-based evaluation of a new upgrading concept for N-removal [J]. *Water Sci Technol*, 2002, 45(6): 169 ~ 176
- [471] Sandelli G J, Spiegel R J. Fuel cell energy recovery from landfillgas. *Journal of Power Sources*, 1992, 37: 255 ~ 264
- [472] Sanger P, Deckwer W D. liquid-solid mass transfer in aerated suspensions. *Chem Eng J*, 1981, 22: 179 ~ 186
- [473] Sano Y, Yamaguchi N, Adachi T. Mass transfer coefficients for suspended particles in agitated vessels and bubble columns. *J Chem Eng Jpn*, 1974, 7: 155 ~ 161
- [474] Satoh H, Iwamoto I, Mino T, Matsuo T. Activated sludge as a possible source of biodegradable plastic [J]. *Water Sci Technol*, 1998, 38: 103 ~ 109
- [475] Saunamäki R. Sludge handling and disposal at the Finnish activated sludge plants. *Wat Sci Tech*, 1988, 20: 171 ~ 182
- [476] Sawayama S, Rao K K, Hall D O. Nitrate and phosphate ion removal from water by *Phormidium laminosum* immobilized on hollow fibres in a photobioreactor [J]. *Appl Microbiol Biot*, 1998, 49: 463 ~ 468

- [477] Schalk J, de Vries S, Kuenen J G, Jetten M S M. Involvement of a novel hydroxylamine oxidoreductase in the anaerobic ammonium oxidation. *Biochemistry*, 2000, 39(18): 5405 ~ 5412
- [478] Schalk J, Oustad H, Kuenen J G, Jetten M S M. The anaerobic oxidation of hydrazine: a novel reaction in microbial nitrogen metabolism. *FEMS Microbiol Lett*, 1998, 158: 61 ~ 67
- [479] Scherer P, Sbarm H. Influence of sulphur containing compounds on the growth of *Methanosarcina barkeri* in a defined medium. *Eur Appl Environ Microbiol*, 1981, 12(1): 28 ~ 35
- [480] Schoutens G H, Guit R P, Zielemann G J, Luyben K C A M, Kossen N W F. A comparative study of a fluidized bed reactor and a gas lift loop reactor for the IBE process. Part II: hydrodynamics and reactor modeling. *J Chem Technol Biotechnol*, 1986, 36: 415 ~ 442
- [481] Schramm A, Santegoeds C M, Nielsen H K, Wagner M, Pribyl M, Wanner J, Amann R, de Beer D. On the occurrence of anoxic microniches, denitrification, and sulfate reduction in aerated activated sludge. *Appl Environ Microbiol*, 1999, 65(9): 4189 ~ 4196
- [482] Schreyer H B, Coughlin R W. Effects of stratification in a fluidized bed bioreactor during treatment of metal working wastewater. *Biotechnol Bioeng*, 1999, 63: 129 ~ 140
- [483] Schugerl K. Biofluidization: application of the fluidization technique in biotechnology. *Can J Chem Eng*, 1989, 67: 178 ~ 184
- [484] Schugerl K. Three-phase-bio-fluidization: Application of the fluidization technique in the biotechnology. A review. *Chem Eng Sci*, 1997, 52: 3661 ~ 3668
- [485] Schwarzenbeck N, Erley R, Wilderer P A. Aerobic granular sludge in an SBR-system treating wastewater rich in particulate matter. *Water Sci Technol*, 2004, 49(11 ~ 12): 41 ~ 46
- [486] Seida Y, Nakano Y. Removal of phosphate by layered double hydroxides containing iron [J]. *Water Res*, 2002, 36: 1306 ~ 1312
- [487] Serafim L S, Lemos P C, Oliveira R, Reis M A M. Optimization of poly-

- hydroxybutyrate production by mixed cultures submitted to aerobic dynamic feeding conditions. *Biotechnol Bioeng*, [J]. 2004, 87: 145 ~ 160
- [488] Sezgin M, Jenkins D, Parker D S. A unified theory of filamentous activated sludge bulking. *J Wat Pollut Control Fed*, 1978, 50(2): 362 ~ 381
- [489] Shah Y T, Kelkar B G, Godbole S P, Deckwer W D. Design parameters estimations for bubble column reactors. *AIChE J*, 1982, 28: 353 ~ 379
- [490] ShaoY J, Jenkins D. The use of anoxic selectors for the control of low F/M activated sludge bulking. *Water Sci Technol*, 1989, 21: 609 ~ 619
- [491] Shapiro J A. Thinking about bacterial populations as multicellular organisms. *Annu Rev Microbiol*, 1998, 52: 81 ~ 104
- [492] Sheintuch M, Tartakovsky B, Narkis N, Rebhun M. Substrate inhibition and multiple states in a continuous nitrification process. *Water Res*, 1995, 29(3): 953 ~ 963
- [493] Sherr B F, Sherr E B, Hopkinson C S. Trophic interactions within pelagic microbial communities: indications of feedback regulation of carbon flow. *Hydrobiologia*, 1988, 159: 19 ~ 26
- [494] Shieh W K, Sutton P M, Kos P. Predicting reactor biomass concentration in a fluidized bed system. *J Water Pollut Cont Fed*, 1981, 53: 1574 ~ 1584
- [495] Shin H S, Lee S M. Removal of nutrients in wastewater by using magnesium salts [J]. *Environ Technol*, 1998, 19: 283 ~ 290
- [496] Shin H S, Lim K H, Park H S. Effect of shear stress on granulation in oxygen aerobic upflow sludge bed reactors. *Water Sci Technol*, 1992, 26(3 ~ 4): 601 ~ 605
- [497] Shockman G D, Daneo-Moore L, Kariyama R, Massidda O. Bacterial walls, peptidoglycan hydrolases, autolysins, and autolysis. *Microb Drug Resist*, 1996, 2: 95 ~ 98
- [498] Shoji T, Satoh H, Mino T. Quantitative estimation of the role of denitrifying phosphate accumulating organisms in nutrient removal [J]. *Water Sci Technol*, 2003, 47: 23 ~ 29
- [499] Siegel M H, Robinson C W. Applications of airlift gas-liquid-solid reactors in

- biotechnology. Chem Eng Sci, 1992, 47: 3215 ~ 3229
- [500] Siegrist H, Gujer W. Demonstration of mass transfer and pH effects in a nitrifying biofilm. Water Res, 1987, 21: 1481 ~ 1487
- [501] Siegrist H, Reithaar S, Koch G, et al. Nitrogen removal loss in a nitrifying rotating contactor treating ammonium-rich wastewater without organic carbon [J]. Water Sci Technol, 1998, 38(8/9): 241 ~ 248
- [502] Sliekers A O, Derwort N, Gomes J L, Strous M, Kuenen J G, Jetten M S M. Completely autotrophic nitrogen removal over nitrite in one single reactor. Water Res, 2002, 36(6): 2475 ~ 2482
- [503] Smolders G J F, van der Mei J, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Stoichiometric model of the aerobic metabolism of the biological phosphorus process. Biotechnol Bioeng, 1994, 44: 837 ~ 848
- [504] Smolders G J F, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Steady state analysis to evaluate the phosphate removal capacity and acetate requirement of biological phosphorus removing mainstream and side-stream process configurations [J]. Water Res, 1996, 30(11): 2748 ~ 2760
- [505] Sorm R, Wanner J, Saltarelli R, Bortone G, Tilche A, et al. Verification of anoxic phosphate uptake as the main biochemical mechanism of the “DEPHAN-OX” process. Water Sci Technol, 1997, 35(10): 87 ~ 94
- [506] Southampton-University. Anaerobic digestion of solid wastes. University of Southampton. 2001
- [507] Spellman F R. Wastewater biosolids to compost. Lancaster, PA, USA: Technomic Publishing Company, 1997, 223 ~ 235
- [508] SRF Fund Management Handbook. EPA 832-B-01 ~ 003. 2001. <http://www.epa.gov/ocfopage/>
- [509] Stefanie J W H, Oude E, Suzanne B I L, Christian L M M, Alfons J M S. Kinetics of acetate oxidation by two sulfate reducers isolated from anaerobic granular sludge. Appl Environ Microbio, 1998, 64(6): 2301 ~ 2303
- [510] Stevens D K, Berthouex P M, Chapman T W. Dynamic model of nitrification in a fluidised bed. J Envir Engrg, 1989, 115(5): 910 ~ 929

- [511] Still D A, Ekama G A, Wentzel M C, Casey T G, Marais GvR. Filamentous organism bulking in nutrient removal activated sludge. Paper 2: stimulation of the selector effect under aerobic conditions. Wat S A, 1996, 22(2): 97 ~ 118
- [512] STOWA. Method for influent characterization. Dutch: Report 96 - 08. 1996
- [513] Strand S E, Harem G N, Stensel H D. Activated-sludge yield reduction using chemical uncouplers. Water Environ Res, 1999, 71(4): 454 ~ 458
- [514] Strous M, Fuerst J A, Karner E H M, Lonemann S, Muyzers G, van de Pas-Schoonen K T, WeBB R, Kunen J G, Jetten M S M. Missing lithotroph identified as new planctomycete. Nature, 1999, 400: 446 ~ 449
- [515] Strous M, Heijnen J J, Kunen J G, Jetten M S M. The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidising micro-organisms. Appl Microbiol Biotechnol, 1998, 50: 589 ~ 596
- [516] Strous M, Kunen J G, Jetten M S M. Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. Appl Environ Microbiol, 1999, 65: 3248 ~ 3250
- [517] Strous M, van Gerven E, Kunen J G, Jetten M S M. Effects of aerobic and micro-aerobic conditions on anaerobic ammonium-oxidising (ANAMMOX) Sludge. Appl Environ Microbiol, 1997, 63: 2446 ~ 2448
- [518] Strous M. Anammox and nitrification. In: Microbiology of anaerobic ammonium oxidation: [PhD thesis]. ISBN 90-9013621-5. the Netherlands. 2000. 63 ~ 81
- [519] Stucki G, Hanselmann K W, Hürzeler A. Biological sulfuric acid transformation: reactor design and process optimization. Biotechn Bioeng, 1993, 41: 303 ~ 315
- [520] Suttle C A. The significance of viruses to mortality in aquatic microbial communities. Microb Ecol, 1994, 28: 237 ~ 243
- [521] Sutton P M, Hurvid J, Hoeksema M. Biological fluidized bed treatment of wastewater from byproduct coking operations: full-scale history. Water Environ Res, 1999, 71: 5 ~ 9
- [522] Sutton P M, Mishra P N. Activated carbon based biological fluidized beds for contaminated water and wastewater treatment: a state of the art review. Water Sci Technol, 1994, 29: 309 ~ 317

- [523] Sutton P M, Mishra P N. Fluidized bed biological wastewater treatment: effects of scale-up on system performance. In: P M Sutton and Associates, Biological Fluidized Beds for Water and Wastewater Treatment: a User's Forum. Conference Proceedings, Ann Arbor, 1990, 1 ~ 12
- [524] Sutton P M, Shieh W K, Kos P, Dunning P R. Dorr-oliver's Oxitron system fluidized bed water and wastewater treatment process. In: Cooper P F, Atkinson F (Eds.). Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater. Chichester: Ellis Horwood, 1980
- [525] Takács I, Fleit E. Modelling of the micromorphology of the activated sludge floc: low DO, low F/M bulking. Water Sci Technol, 1995, 31(2): 235 ~ 243
- [526] Tanaka K, Sumino T, Nakamura H, Ogasawara T, Emori H. Application of nitrification by cells immobilized in polyethylene glycol [J]. Prog Biotechnol, 1996, 11: 622 ~ 632
- [527] Tang W T, Fan L S. Axial liquid mixing in liquid-solid and gas-liquid-solid fluidized beds containing low density particles. Chem Eng Sci, 1990, 45: 543 ~ 551
- [528] Tang W T, Fan L S. Steady state phenol degradation in a draft tube gas-liquid-solid fluidized bed bioreactor. AIChE J, 1987, 33: 239 ~ 249
- [529] Tappe W, Laverman A, Bohland M, Braster M, Rittershaus S, Groeneweg J, van Verseveld H W. Maintenance energy demand and starvation recovery dynamics of *Nitrosomonas europaea* and *Nitrobacter winogradskyi* cultivated in a retentostat with complete biomass retention. Appl Microbiol Biotechnol, 1999, 65(6): 2471 ~ 2477
- [530] Tappe W, Tomaschewski C, Rittershaus S, Groeneweg J. Cultivation of nitrifying bacteria in the retentostat, a simple fermentor with internal biomass retention. FEMS Microbiol Ecol, 1996, 19: 47 ~ 52
- [531] Tay J H, Liu Q S, Liu Y. The effect of upflow air velocity on the structure of aerobic granules cultivated in a sequencing batch reactor. Water Sci Technol, 2004, 49(11 ~ 12): 35 ~ 40
- [532] Tay J H, Liu Q S, Liu Y. The effects of shear force on the formation, structure

and metabolism of aerobic granules. *Appl Microbiol Biotechnol*, 2001 Oct, 57 (1 ~ 2): 227 ~ 233

- [533] Tay J H, Liu Q S, Liu Y; Characteristics of aerobic granules grown on glucose and acetate in sequential aerobic sludge blanket reactors. *Environ Technol*, 2002 Aug, 23(8): 931 ~ 936
- [534] Tay J H, Liu Q S, Lui Y. Microscopic observation of aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. *J Appl Microbiol*, 2001, 91 (1): 168 ~ 175
- [535] Tay J H, Pan S, Tay S T, Ivanov V, Liu Y. The effect of organic loading rate on the aerobic granulation: the development of shear force theory. *Water Sci Technol*, 2003, 47(11): 235 ~ 240
- [536] Tay S T, Moy B Y, Jiang H L, Tay J H. Rapid cultivation of stable aerobic phenol-degrading granules using acetate-fed granules as microbial seed. *J Biotechnol*, 2005 Feb 23, 115(4): 387 ~ 395
- [537] Teixeira de Mattos M J, Neijssel O M. Bioenergetic consequences of microbial adaptation to low-nutrient environments. *J biotechnol*, 1997, 59: 117 ~ 126
- [538] Thomas C R, Yates J G. Expansion index for biological fluidized beds. *Chem Eng Res*, 1985, 63: 67 ~ 70
- [539] Thomas M, Wright P, Blackall L, Urbain V, Keller J. Optimisation of Noosa BNR plant to improve performance and reduce operating costs [J]. *Water Sci Technol*, 2003, 47: 141 ~ 148
- [540] Thommes J, Weiher M, Karau A, Kula M R. Hydrodynamics and performance in fluidized bed adsorption. *Biotechnol Bioeng*, 1995, 48: 367 ~ 374
- [541] Tjihuis L, Hijman B, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Influence of detachment, substrate loading and reactor scale on formation of biofilms in airlift reactors. *Applied. Microbiol. Biotechnol*, 1995, 45: 7 ~ 17
- [542] Tjihuis L, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. A thermodynamically based correlation for maintenance Gibbs energy requirements in aerobic and anaerobic chemotrophic growth. *Biotechnol Bioeng*, 1993, 42(4): 509 ~ 519
- [543] Tjihuis L, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Dynamics of biofilm detachment

- in biofilm airlift suspension reactors. *Biotechnol Bioeng*, 1995, 45: 481 ~ 487
- [544] Tijhuis L, Van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on small suspended particles in airlift reactors. *Biotechnol Bioeng*, 1994, 44: 595 ~ 608
- [545] Tijhuis L. The biofilm airlift suspension reactor: [PhD Thesis]. Delft University of Technology, Delft, 1994
- [546] Tijhuis T, Rekswinkel E, van Loosdrecht M C M, et al. Dynamics of population and biofilm structure in the biofilm airlift suspension reactor for carbon and nitrogen removal [J]. *Water Sci Technol*, 1994, 38: 377 ~ 384
- [547] Trinet F, Heim R, Amar D, Chang H T, Rittmann B E. Study of biofilm and fluidization of bioparticles in a three phase liquid fluidized bed reactor. *Water Sci Technol*, 1991, 23: 1347 ~ 1354
- [548] U M MI-Jung, Yoon Seong-Hoon, Lee C H. Flux Enhancement With gas Injection in Cross flow Ultrafiltration of Oily Wastewater. *Water Research*, 2001, 35 (17): 4095 ~ 4101
- [549] Uberoi V U, Bhattacharya S K. Interaction among sulfate reducers, acetogens, and methanogens in anaerobic propionate systems. *Wat Environ Res*, 1995, 67: 330 ~ 339
- [550] ucleaux. *Traite de Microbiology*. Masson. et Cie. Paris: 1998(208)
- [551] Uemura T, Kondou Y. Membrane technology progress in Japan. *Water* 21, August 2003, 37 ~ 39
- [552] Ueno Y, Fujii M. Three years experience of operating and selling recovered struvite from full-scale plant [J]. *Environ Technol*, 2001, 22: 1373 ~ 1381
- [553] Urbain V, Pys E, Block J C, Manem J. Composition and activity of activated sludge under starvation conditions. *Environ Technol*, 1993, 14: 731 ~ 740
- [554] van Aalst-van Leeuwen M A, Pot M A, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Kinetic modeling of poly- β -hydroxybutyrate production and consumption by *Paracoccus pantotrophus* under dynamic substrate supply. *Biotechnol Bioeng*, 1997, 55: 773 ~ 782
- [555] van Benthum W A J, Derissen B P, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Ni-

trogen removal using nitrifying biofilm growth and denitrifying suspended growth in a biofilm airlift suspension reactor coupled with a chemostat. *Water Res*, 1998, 32(7): 2009 ~ 2018

- [556] Van Benthum W A J, Garrido-Fernandez J M, Tijhuis L, Van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Formation and detachment of biofilms and granules in a nitrifying biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol Prog*, 1996, 124: 239 ~ 248
- [557] Van Benthum W A J, van den Hoogen J H A, van der Lans R G J M, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. The biofilm airlift suspension reactor. Part I: design and two-phase hydrodynamics *Chem Eng Sci*, 1999, 54: 1909 ~ 1924
- [558] Van Benthum W A J, van der Lans R G J M, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. The biofilm airlift suspension reactor. Part II: three-phase hydrodynamics. *Chem Eng Sci*, 2000, 55: 699 ~ 711
- [559] Van Benthum W A J, van der Lans R G J M, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Bubble recirculation regimes in an internal loop airlift reactor. *Chem Eng Sci*, 1999, 54: 3995 ~ 4006
- [560] Van Benthum W A J. Integrated nitrification and denitrification in biofilm airlift reactors: biofilm development, process design and hydrodynamics; [PhD Thesis]. Delft University of Technology, Delft, 1998
- [561] van de Graaf A A, de Bruijn P, Robertson L A, Jetten M S M, Kuenen J G. Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidising micro-organisms in a fluidised bed reactor. *Microbiology (UK)*, 1996, 142: 2187 ~ 2196
- [562] van der Roest H F, Leenen J, Hofstra M, Boeve J, van der Vlist. The Dutch contribution to the MBR development in perspective. *H₂O*, 2001October: 7 ~ 9
- [563] van der Zant E, Claessen V, Hommel B, Berends D. First outing for the BABE process [J]. *Water* 21, 2005 April: 36 ~ 37
- [564] van Dongen U, Jetten M S M, van Loosdrecht M C M. The SHARON[®]-ANAM-MOX[®] process for treatment of ammonium rich wastewater. *Water Sci Technol*, 2001, 44(1), 153 ~ 160
- [565] Van Houten R T, Pol L W H, Lettinga G. Biological sulphate reduction using gas-lift reactors fed with hydrogen and carbon dioxide as energy and carbon

- source. *Biotechnol Bioeng*, 1994, 44: 586 ~ 594
- [566] van Houten R T, Yun S Y, Lettinga G. Thermophilic sulphate and sulphite reduction in lab-scale gas-lift reactors using H_2 and CO_2 as energy and carbon source. *Biotechnol Bioeng*, 1997, 55: 807 ~ 814
- [567] van Loosdrecht M C M, Brandse F A, de Vries A C. Upgrading of wastewater treatment processes for integrated nutrient removal—the BCFS[®] process [J]. *Water Sci Technol*, 1998, 37(9): 209 ~ 217
- [568] Van Loosdrecht M C M, Eikelboom D, Gjaltema A, Mulder A, Tijhuis L, Heijnen J J. Biofilm structures. *Water Sci Technol*, 1995, 32(8): 35 ~ 43
- [569] Van Loosdrecht M C M, Eikelboom D, Gjaltema A, Mulder A, Tijhuis L, Heijnen J J. Biofilm structures. *Water Sci Technol*, 1995, 31: 163 ~ 171
- [570] van Loosdrecht M C M, Hao X D, Jetten M S M, Abma W. Use of ANAMMOX in urban wastewater treatment. *Water Sci Technol, Water Supply*, 2004, 4(1): 87 ~ 94
- [571] van Loosdrecht M C M, Hao X D, Jetten M S M, et al. Use of Anammox in urban wastewater treatment [J]. *Water Sci Technol*, 2003, 48(10): 9 ~ 16
- [572] van Loosdrecht M C M, Henze M. Maintenance, endogenous respiration, lysis, decay and predation. *Wat Sci Tech*, 1999, 39(1): 107 ~ 117
- [573] Van Loosdrecht M C M, Hooijmans C M, Brdjanovic D, Heijnen J J. Biological phosphate removal processes [J]. *Appl Micro-biol Biot*, 1997, 48: 289 ~ 296
- [574] van Loosdrecht M C M, Jetten M S M. Method for treating ammonia-comprising wastewater. PCT/NL97/00482. 1997
- [575] van Loosdrecht M C M, Kuba T, Smolders G, Heijnen J J. Biological removal under denitrifying conditions (in Dutch). *H₂O*, 1992, 19: 526 ~ 530
- [576] van Loosdrecht M C M, Kuba T, van Veldhuizen H M, Brandse F A, Heijnen J J. Environmental impacts of nutrient removal processes: case study. *J of Environ Engr*, 1997, 123(1): 33 ~ 40
- [577] van Loosdrecht M C M, Picioreanu C, Heijnen J J. A more unifying hypothesis for the structure of microbial biofilms [J]. *FEMS Microb Ecol*, 1997,

24: 181 ~ 183

- [578] van Loosdrecht M C M, Pot M A, Heijnen J J. Importance of bacterial storage polymers in bioprocesses. *Wat Sci Tech*, 1997, 35(1): 41 ~ 47
- [579] van Loosdrecht. A comparison between models for biological phosphorus removal. *Med Fac nandbouww Univ Gent*, 1996, 61/4a: 1753 ~ 1760
- [580] Van Niekerk A M, Jenkins D, Richard M G. The competitive growth of *Zoogloea ramigera* and Type 021N in activated sludge and pure culture—a model for low F: M bulking. *J Wat Pollut Control Fed*, 1987, 59(5): 262 ~ 273
- [581] van Nieuwenhuijzen A F, Evenblij H, van der Graaf J H J M. Direct Wastewater Membrane Filtration for Advanced Particle Removal from Raw Wastewater [C]. *Chemical Water & Wastewater Treatment*, 2000, 235 ~ 244
- [582] van Rensburg P, Musvoto E V, Wentzel M C, Ekama G A. Modeling multiple mineral precipitation in anaerobic digester liquor [J]. *Water Res*, 2003, 37(13): 3087 ~ 3097
- [583] van Veldhuizen H M, van Loosdrecht M C M, Heijnen J J. Modelling biological phosphorus and nitrogen removal in a full-scale activated sludge process [J]. *Water Res*, 1999, 33(16): 3459 ~ 3468
- [584] van Verseveld H W, Chesbro W R, Braster M, Stouthamer A H. Eubacteria have 3 growth modes keyed to nutrient flow: consequences for the concept of maintenance and maximal growth yield. *Arch Microbiol*, 1984, 137: 176 ~ 184
- [585] Vandivere P, et al. Biodiversity of solid waste digestors. In *Anaerobic digestion for sustainable development; Papers of the Farewell seminar of Prof. dr. ir. Gatzza Lettinga*. Wageningen, The Netherlands. 2001
- [586] Vellinga S H J. Anaerobic purification equipment for wastewater. US Patent No. 4 609 460. 1986
- [587] Vera L, Villarroel R, Delgado S. Can Microfiltration of Treated Wastewater Produce Suitable Water for Irrigation? [J]. *Water Sci & Tech*, 1998, 38(4 - 5): 395 ~ 403
- [588] Vesilind P A. Theoretical considerations: Design of prototype thickeners from batch setting tests. *Water and Sewage Works*, 1968, 115(7): 302 ~ 307

- [589] Villansenor J C, van Loosdrecht M C M, Picioreanu C, et al. Influence of different substrates on the formation of biofilms in a biofilm airlift suspension reactor [J]. *Water Sci Technol*, 2000, 41(4/5): 323 ~ 330
- [590] Vincent A, Hobson J. Odour control. CIWEN monographs on best practice no. 2. London, UK: Chartered Institution of Water and Environmental Management, 1998. 31
- [591] Visser A, Beeksmā I, van der Zee F, Stams A J M, Lettinga G. Anaerobic degradation of volatile fatty acids at different sulphate concentrations. *Appl Microbiol Biotechnol*, 1993, 40(6): 549 ~ 556
- [592] Visser A, Hulshoff Pol L W, Lettinga G. Competition of methanogenic and sulfidogenic bacteria. *Water Sci Technol*, 1996, 33(3): 99 ~ 110
- [593] Visser A, Nozhevnikova A N, Lettinga G. Sulphide inhibition of methanogenic activity at various pH levels at 55°C. *J Chem Technol Biotechnol*, 1993, 57(1): 9 ~ 14
- [594] Vlekke G J F M. Biological phosphate removal from wastewater with oxygen or nitrate in sequencing batch reactors. *Environ Tech Letters*, 1998, 9: 791 ~ 796
- [595] Wang A J, Du D Z, Ren N Q, Cheng X, Liu C S. Tentative study on new way of simultaneous desulfurization and denitrification. *Chinese J Chem Eng*, 2005, 13(3): 422 ~ 425
- [596] Wang A J, Ren N Q, Liu G M, Du D Z. Change of ecological characteristics due to decrease of COD/SO₄²⁻ ratio during sulfate-reduction. *J. Harbin Institute of Technol*, 2004, 11(2): 151 ~ 155
- [597] Wanner J, Cech J S, Kos M. New process design for biological nutrient removal. *Water Sci Technol*, 1992, 25(4-5): 445 ~ 448
- [598] Wanner J, Grau P. Filamentous bulking in nutrient removal activated sludge systems. *Water Sci Technol*, 1988, 20(4-5): 1 ~ 8
- [599] Ward D M, Winfrey M R. Interaction between methanogenic and sulfate-reducing bacteria in sediments. *Adv. Aquatic Microbiol*, 1985, 3: 141 ~ 179
- [600] Water Primer, EPA 833-K-98-001, May 1998, <http://www.epa.gov/owm/>
- [601] Water Trivia Facts, EPA 80-F-95-001, <http://www.epa.gov/dwgw/>

- [602] WEF. Design of municipal wastewater treatment plants, vol. II. Liquid treatment processes. Manual of Practice No. 8 and ASCE Manuals and Reports on Engineering Practice 76. Alexandria: Water Environment Federation, 1998, 1 ~ 114 [chapter 15]
- [603] Wei Y S, van Houten R T, Borger A R, Eikelboom D H, Fan Y B. Comparison performances of membrane bioreactor (MBR) and conventional activated sludge (CAS) processes on sludge reduction induced by Oligochaete. Environ Sci Technol, 2003, 37(14): 3171 ~ 3180
- [604] Wei Y S, van Houten R T, Borger A R, Eikelboom D H, Fan Y B. Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment. Water Res, 2003, 37: 4453 ~ 4467
- [605] Wellinger A, Lindberg A. Biogas upgrading and utilization. IEA Bioenergy, Task 24: Energy from biological conversion of organic waste. 1999
- [606] Wells J E, Russell J B. The endogenous metabolism of *Fibrobacter succinogenes* and its relationship to cellobiose transport, viability and cellulose digestion. Appl Microbiol Biotechnol, 1994, 41: 471 ~ 476
- [607] Westerhoff H V, Hellingwerf K J, van Darn. Thermodynamic efficiency of microbial growth is low but optimal for maximal growth rate. Proc Natl Acad Sci, USA, 1983, 80: 305 ~ 309
- [608] Widdel F, Hansen T A. The dissimilatory sulfate-and sulfur-reducing bacteria. 1992. http://141.150.157.117:8080/prokPUB/chaphtm/024/01_00.htm
- [609] Widdel F, Pfennig N. Dissimilatory sulfate-or sulfur reducing bacteria. In Krieg N R, Holt J G (eds): Bergey manual of systematic bacteriology, Vol I, Williams&Wilkins, Baltimore, 1984, 663 ~ 679
- [610] Widdel F. Anaerober abbau von Fettsäuren und Benzoesäure durch neu isolierten Arten Sulfat-reduzierender Bakterien: [PhD thesis]. University of Göttingen, Germany, 1980
- [611] Widdel F. Microbiology and ecology of sulfate-and sulfur-reducing bacteria. In Biology of Anaerobic Microorganisms, Ed. Zehnder A J B, New York: John Wiley and Sons, 1988. 469 ~ 585

- [612] Wiesmann U. Biological nitrogen removal from wastewater. *Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology*, 1994, 51: 113 ~ 154
- [613] Wiessner A, Kappelmeyer U, Kuschik P, Kästner M. Sulphate reduction and the removal of carbon and ammonia in a laboratory-scale constructed wetland. *Water Res*, 2005, 39(19): 4643 ~ 4650
- [614] Wilderer P A, Irvine R L, Goronszy M C. Sequencing batch reactor technology. Scientific and Technical Report No. 10. Great Britain: IWA Publishing, 2001
- [615] Wolmarans B, Driessen W. Full scale BIOPAQ UASB installation treating distillery effluent. Port Elisabeth, South Africa: Proceeding of WISA Conference, 1996
- [616] Wolmarans B, Nell B. Biopaq UASB treatment of distillery effluent—From pilot to full scale at SFW Wellington, RSA. *AFRIWATER 96*, Johannesburg, South Africa. 1996
- [617] World Intellectual Property Organization. Method for the treatment of waste water with sludge granules. International Publication Number: WO 2004/024638 A1. March 25 2004
- [618] Wright P C, Raper J A. A review of some parameter involved in fluidized bed bioreactors. *Chem Eng Technol*, 1996, 19: 50 ~ 64
- [619] Wu X L, Guan Y T, Zhang X, Huang X, Qian Y. Phosphorus removal and greenhouse gas N_2O emission in a lime-induced aerobic sludge granule process. *Environ Technol*, 2002 Jun, 23(6): 677 ~ 684
- [620] Xu H, Liu Y, Tay J H. Effect of pH on nickel biosorption by aerobic granular sludge. *Bioresour Technol*. 2005 May 16
- [621] Yamamoto-Ikemoto R, Matsui S, Komori T, Bosque-Hamilton E K. Control of filamentous bulking and interactions among sulfur oxidation-reduction and iron oxidation-reduction in activated sludge using an iron coagulant [J]. *Water Sci Technol*, 1998, 38: 9 ~ 17
- [622] Yarmolinsky M B. Programmed cell death in bacterial populations. *Science*, 1995, 267: 836 ~ 837
- [623] Yasui H, Nakamura K, Sakuma S, Iwasaki M, Sakai Y. A full-scale operation

- of a novel activated sludge process without excess sludge production. *Wat Sci Tech*, 1996, 34(3~4): 395~403
- [624] Yi W G, Lo K V. Phosphate recovery from greenhouse wastewater [J]. *J Environ Sci Heal*, 2003, 38: 501~509
- [625] Yongsiri C, Hvitved-Jacobsen T, Vollertsen J, Tanaka N. Introducing the emission process of hydrogen sulfide to a sewer process model (WATS). *Water Sci Technol*, 2003, 47(4): 85~92
- [626] Yongsiri C, Vollertsen J, Hvitved-Jacobsen T. Hydrogen sulfide emission in sewer networks: a two-phase modeling approach to the sulfur cycle. *Wat Sci Technol*, 2004, 50(4): 161~168
- [627] Yoon S H, Kim H S, Park J K, Kim H, Sung J Y. Influence of important operational parameters on performance of a membrane biological reactor. *Water Sci Technol*, 2000, 41(10-11): 235~242
- [628] Yoshino M, Yao M, Tsuno H, Somiya I. Removal and recovery of phosphate and ammonium as struvite from supernatant in anaerobic digestion [J]. *Water Sci Technol*, 2003, 48(2): 171~178
- [629] Yu H, Rittmann B E. Predicting bed expansion and phase holdups for three-phase fluidized bed reactors with and without biofilm. *Water Res*, 1997, 31: 2604~2616
- [630] Yuan Z, Blackall L. Sludge population optimisation, a new dimension for the control of biological wastewater treatment systems. *Water Res*, 2002, 36(2): 482~490
- [631] Zanin G M, Neitzel I, de Morales F F. Axial dispersion in a liquid fluidized bed of particles akin to immobilized enzymes. *Appl Biochem Biotechnol*, 1993, 39/40: 477~489
- [632] Zeeman G, Sanders W T M, Lettinga G. Feasibility of the on-site treatment of sewage and swill in large buildings. *Water Science Technology*. 2000, Vol 41. No 1: 9~11
- [633] Zeeman G. Sophilic and psychrophilic digestion of liquid manure, sub-department of Environmental Technology. [PHD thesis]. Wageningen University and

- Research: Center Wageningen. 1991
- [634] Zheng C, Chen Z, Feng Y, Hofmann H. Mass transfer in different flow regimes of three-phase fluidized beds. *Chem Eng Sci*, 1993, 50: 1571 ~ 1578
- [635] Zoutberg G R, de Been P. The Biobed EGSB (expanded granular sludge bed) system covers shortcomings of the up-flow anaerobic sludge blanket reactor in the chemical industry. *Water Sci Technol*, 1997, 35: 183 ~ 188
- [636] Zoutberg G R, Frankin R. Anaerobic treatment of chemical and brewery wastewater with a new type of anaerobic reactor: the Biobed EGSB reactor. *Water Sci Technol*, 1996, 34: 375 ~ 383
- [637] 郝晓地, van der Graaf J H J M. 污水资源化新途径——直接膜过滤用于农业灌溉 [J]. *给水排水*, 2003, 29(6): 27 ~ 29
- [638] 郝晓地, van Loosdrecht M. C. M. 荷兰鹿特丹 DOKHAVEN 污水处理厂 [J]. *给水排水*, 2003, 29(10): 19 ~ 25
- [639] 郝晓地, 李会海, 陈新华. 污水直接膜过滤用于农灌可行性试验研究 [J]. *环境工程*, 2006, 24(1), 74 ~ 76
- [640] 郝晓地, 汪慧贞, Mark van Loosdrecht. 可持续生物除磷脱氮 BCFS® 工艺 [J]. *给水排水*, 2002, 28(9): 5 ~ 8
- [641] 郝晓地, 汪慧贞, 钱易, van Loosdrecht M C M. 欧洲城市污水处理新概念——可持续生物除磷脱氮技术 (上) [J]. *给水排水*, 2002, 28(6): 6 ~ 11
- [642] 郝晓地, 汪慧贞, 钱易, van Loosdrecht M. C. M. 欧洲城市污水处理新概念——可持续生物除磷脱氮技术 (下) [J]. *给水排水*, 28(7), 5 ~ 8
- [643] 郝晓地, 曹秀芹, 曹亚莉, van Loosdrecht M C M. 厌氧氨氧化细菌在生物膜系统中起主要脱氮作用的模拟预测 [J]. *环境科学学报*, 2004, 24(6): 1007 ~ 1013
- [644] 郝晓地, 戴吉, van Loosdrecht M C M. 采用数字模拟评价生物营养物去除工艺的除磷效果 [J]. *中国给水排水*, 2006, 22(5): 1 ~ 5
- [645] 郝晓地, 甘一萍, 周军, van Loosdrech M C M. 数学模拟技术在污水处理工艺设计、优化、研发中的应用 (下) [J]. *给水排水*, 2004, 30(6): 16 ~ 18

- [646] 郝晓地, 甘一萍, 周军, van Loosdrecht M C M. 数学模拟技术在污水处理工艺设计、优化、研发中的应用 (上) [J]. 给水排水, 2004, 30(5): 33 ~ 36
- [647] 郝晓地, 甘一萍. 排水研究新热点: 从污水处理过程中回收磷 [J]. 给水排水, 2003, 29(1): 20 ~ 24
- [648] 郝晓地, 宋虹苇, 赵靖. 尿液分离与源头控制卫生排水系统 [J]. 中国给水排水, 2005, 21(6): 24 ~ 27
- [649] 郝晓地, 宋虹苇. 生态卫生——可持续、分散式污水处理新概念 [J]. 给水排水, 2005, 31(6): 42 ~ 45
- [650] 郝晓地, 张晏, 朱景义. 无磷洗衣粉并非控制水体富营养化的灵丹妙药 [J]. 生态环境, 2005, 14(4): 607 ~ 610
- [651] 郝晓地, 朱景义, 曹秀芹. 利用混合菌群活性污泥法实现生物可降解塑料 PHA 的合成 [J]. 生态环境, 2005, 14(6): 967 ~ 971
- [652] 郝晓地, 朱景义, 曹秀芹. 污水强化除磷工艺的现状与未来 [J]. 中国给水排水, 2005, 21(11): 37 ~ 40
- [653] 郝晓地. 荷兰水管理体制及水务局职能 [J]. 给水排水, 2003, 29(9): 26 ~ 30
- [654] 赵义, 郝晓地, 朱景义. 侧流富集/主流强化硝化 (BABE) 升级工艺 [J]. 中国给水排水, 2006, 22(2): 5 ~ 8
- [655] 郝晓地, 宋虹苇, 赵靖. 走向良性运行的水经济——以色列管水用水经验 [J]. 水资源保护, 2006, 22(2): 72 ~ 75
- [656] 郝晓地, 戴吉, Mark van Loosdrecht. 采用数字模拟评价生物营养物去除工艺的除磷效果 [J]. 中国给水排水, 2006, 22(5): 30 ~ 34
- [657] 郝晓地, 陈新华, 戴吉, Merle de Kreuk, Mark van Loosdrecht. 极具工程化潜力的好氧颗粒污泥化技术 [J]. 中国给水排水, 2006, 22(8): 1 ~ 5
- [658] 郝晓地, 朱景义, 曹秀芹. 污泥膨胀形成机理及控制措施研究现状和进展 [J]. 环境污染治理技术与设备, 2006, 7(5): 21 ~ 29

后 记

之前，我一直认为写书应该是一个人在退休之时对自己一生学术思想、科研成果和工作经验的总结，从中锤炼一些值得后人参考、借鉴和回味的东西。然而，回国后几年来的经历使我发现事实并非如此，写书的年龄开始趋于年轻化、低龄化。我想，这可能与当今世界“知识爆炸”年代的知识更新速度有关！新知识的快速传播与不断积累促使人们普遍拿起笔杆子奋笔疾书。再者，不少出版社也转变了工作方式，甚至主动、热情地上门约稿，使年轻人出书的愿望不再是梦。这些现象表明，国人的思想和观念正在悄然变化，可谓是与时俱进。不论每个人出书的原因和动机如何，只要是出好书、出有用的书，不仅出版商乐意发行，读者也会买账。

回国几年来陆续发表了一些方向性和观点性的论文，一些认识或不认识的同行或朋友大都对文章的内容给予了充分的肯定。他们认为，无论是论文观点还是涉及到的技术均具有一定的新意，而且在专业领域具有一定的理论指导意义和实际应用价值。于是，他们鼓励我写书，以便让更多的人系统地了解 and 认识这些学术思想以及技术概念。起初，我顽固地坚持之前我对写书落伍的理解与认识。但最近一两年不断有人告诉我，你应该马上写书，从而使你这些年游学国外的学术思想积淀能为国人所知，以尽快缩短国内外研究思路上的差距。如此说来，出书不应当只是停留在个人经历总结的层面上，更多时候还应以书为媒介，使先进的学术思想或技术理念更有效地服务于社会。这就是说，我对写书的认识是守旧的，未能与时俱进。看来，我还真得把写书这回事儿当真了！

我以为，写书应尽可能地去体现某种思想。在环境保护领域，我国目前缺的不一定是技术本身，而缺的恰恰就是创新的技术思想。实际上，现在很多业已成熟的技术在某种创新的技术思想指导下完全能够集成于一体，形成一种新的技术或技术体系。针对这种情况，结合自己在国内外从事过的研究以及从中悟出的理念和提炼的思路，想尝试一下以技术思想为先导的写书模式。于是，

便产生了构思本书的冲动。

写此书的初衷是希望能够成就一本好书，让读者值得为之付出时间和耐心。主观上，这一愿望与出版商坚持的出书原则是一致的。但客观上，能否被称得上是一本好书还取决于读者的评判。无论最终效果如何，我首先要感谢中国建筑工业出版社对我书稿的首肯，使之不至于在写作过程中便早早夭折，落个滥竽充数的下场。事实上，本书中所提及的一些思路和技术已逐渐开始在国内付诸实施。例如，包括北京在内的一些城市已开始应用数学模拟技术优化污水处理厂运行；天津在沿海城市中将率先从可持续战略角度发展海水淡化、盐业化工、清洁能源三位一体的生态经济；内蒙古鄂尔多斯在国内一些尝试生态卫生技术实践的地区起到了示范带头作用。这表明，本书内容不只是纸上谈兵，更不是天方夜谭，有着较强的可实践性。

本书主要根据本人研究成果并参考国外相关文献整理而成。在写作过程中，李会海、宋虹苇、朱景义、戴吉、陈新华、魏丽、胡沅胜等在资料查阅、归纳分析、编辑整理、文稿校对等方面倾注了大量心血，在此，深表谢意。同时，我也感激妻子及女儿对我写书的理解和支持。

我的硕士导师张自杰老先生在 80 岁高龄之时不仅自己坚持写书，而且十分认真地阅读了本书书稿，并亲自为之写序，这让我再次领略到老一辈知识分子对科学技术的求知欲望和严谨风范。

我的博士导师 M. C. M. van Loosdrecht 教授在穿梭于世界之间繁忙的学术活动中挤出时间为本书写作提供素材和文献资料，不断通过 E-mail 了解我写书的思路与内容，并最后为之作序，这让我感到国际大师级科学家对环境技术在中国研发与应用的倍加关切与鼎力支持。

本书虽力求完美，但难免有不妥和不尽人意之处，还望读者批评指正。

谨将此书作为北京市可持续水与废物循环利用技术“学术创新团队”（BJE10016200611）学术著作开篇之作。



2006 年 5 月 18 日

于北京建筑工程学院

E-mail: haoxiaodi@bicea.edu.cn