

摘 要

随着城市生活污水的不断增长,人们也越来越重视对城市生活污水的处理,这就要求我们采用更有效污水处理控制方案来满足日益严格的出水水质及经济效益的要求。活性污泥法污水处理是当前世界上处理工业有机污水和城市生活污水的主要途径。本文的主要目的是讨论活性污泥过程的建模和控制方法,开发一个活性污泥过程仿真器,通过该仿真器可以增强使用者对不同的过程配置、控制策略的理解,从而便于使用者对城市污水处理系统的控制,提高活性污泥法污水处理的效率。

论文第一部分介绍了活性污泥 1 号模型 ASM1,对模型表述形式、污水的水质特性及组分构成作了详细的说明。

论文第二部分主要介绍活性污泥的降阶模型。为了控制应用的需要,本文首先分别建立了缺氧池和好氧池的时变线性状态空间模型,然后把好氧池和缺氧池的时变线性状态空间模型结合起来得到由缺氧和好氧两部份构成的前硝化活性污泥系统的时变双线性模型,最后简单描述了理想状态下沉淀池的模型。

论文第三部分介绍基于 MATLAB 图形用户界面 (GUI) 的活性污泥法污水处理计算机模拟及仿真软件的开发,并通过图例具体介绍了该软件的功能及使用方法,同时简单介绍了该仿真软件中使用到的仿真算法及计算的一般程序。

论文最后主要通过输入不同气候条件的输入组分数据,采用外加碳源控制、溶解氧浓度监控控制和内回流流速控制三种典型的控制策略,分析本研究开发的仿真软件在活性污泥过程的应用。

关键词: 污水处理, 活性污泥法, 计算机仿真器, 控制

ABSTRACT

With the increasing municipal wastewater loads, people pay more attentions to the municipal wastewater treatment, so it is the requirement that we develop more efficient procedures for wastewater treatment plants to meet the stricter requirements on effluent quality and economics. The activated sludge process has been extensively utilized for the secondary treatment of industrial and municipal wastewater. The aim of this thesis is primarily to propose and illustrate methods for modeling and control of activated sludge processes, develop a simulator for the activated sludge process, in order to possibly strength the users' knowledge for different process plants and the control strategies, and possibly improve process efficiency.

The first part of the thesis introduces the activated sludge model No.1 (ASM1), and illustrates the representative method, the characters of the water quality and the different components in detail.

The second part of the thesis includes a derivation of reduced order models for the activated sludge process. Firstly, the paper introduces the derivation of time-varying linear state-space models for the anoxic part and the aerobic part. Secondly, by integrating the anoxic part model with the aerobic part model, we can get the resulting models — a time-varying bilinear state-space model for the activated sludge prenitrication system. Finally, we simply introduce a settler model under the ideal condition.

In the third part, a MATLAB-GUI (graph user interface) based computer simulator of the activated sludge process is developed. An overview of its functions and applications, the algorithms and procedure of simulation are given.

Finally, three representative control strategies, such as the control of external carbon flow rate, the supervision control of the DO process and the control of internal recirculation flow rate, are used in the simulator under different weather conditions, in order to analysis the practicability and feasibility of the simulator.

KEY WORDS: wastewater treatment, activated sludge process, computer simulator, control

第一章 绪论

城市生活污水处理是环境保护领域的一个重要课题，生化方法在这方面得到了广泛的应用。废水生物处理的基本思想就是利用微生物的新陈代谢作用将废水中能危害环境的有害物质吸收并转化掉。采用生物处理法进行废水的无害化处理，比较经济，而且处理效率高，技术也比较成熟。因此，在可能的情况下，首先应考虑采用生物处理法。活性污泥法作为生物处理方法的典型代表，在城市生活污水的二级处理中占有重要地位。它是应用最广泛的城市污水处理工艺之一，也是当前世界上处理城市生活污水的主要途径。

1.1 活性污泥工艺的简介

废水生物处理工艺发展至今，根据其工艺特点可分为两大类^[1-2]：一类为活性污泥法（即悬浮生长系统），其特点是生物质以絮凝体的形式在废水中悬浮生长，吸附并降解废水中的有机污染物质；另一类即为生物膜法（即附着生长系统），其特点是生物质附着在填料或载体上生长，吸附并降解废水中的有机污染物质。就目前而言，大型污水处理厂的污水处理工艺方法大部分为活性污泥法，而且关于活性污泥法的研究文献在数量上占有很大优势^[1-3]。

活性污泥法是处理城市污水最广泛采用的方法之一，它能从废水中去除溶解的和胶体的可降解有机物以及能被活性污泥吸附的悬浮固体等其它一些物质，无机盐类（磷和氮的化合物）也能被部分去除，类似的工业废水也可以用活性污泥法处理。活性污泥法既适用于大流量的废水处理，也适用于小流量废水处理，运行方式灵活，运行费用较低，但管理要求较高。

构成活性污泥法的三个基本要素^[2]，一是引起吸附和氧化分解作用的微生物群体，即活性污泥（生物质）；二是废水中有机物，它是处理对象，也是微生物的食料；三是溶解氧，没有充足的溶解氧，好氧微生物既不能生存也不能发挥氧化分解作用。当然保证微生物、有机物和溶解氧的充分接触也是系统高效稳定运行的重要条件，一般通过曝气装置来实现。因此，活性污泥法研究的基本问题应包括如下三个方面：（1）活性污泥（生物质）的增长和衰减规律；（2）

活性污泥（生物质）对有机污染物的转化和去除的过程和规律；（3）氧传递和需氧规律。

1.2 活性污泥数学模型的发展

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导出，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。

1.2.1 传统的活性污泥模型

传统的活性污泥模型始于 20 世纪 50 年代中期，其中最具有代表性的有 EcKenfelder 等^[4]基于 VSS（挥发性悬浮固体）积累速率经验公式提出的活性污泥模型；McKinney 等^[5]基于污泥全混合假设提出的活性污泥模型和 Lawrence-Mccarty 等^[6]基于微生物生长动力学理论提出的活性污泥模型。这三种模型均假设：（1）反应在稳态条件下进行，即整个反应器（曝气池）中的微生物浓度不随时间变化，进水基质浓度也不随时间变化；（2）反应系统只有两种组分，即微生物和以 BOD₅ 或 COD 指标表示的底物；（3）反应器全混合，微生物和底物的浓度不随位置变化。显然，这些模型都对实际的生化反应系统作了很大简化，其区别仅在于有机物降解速率表达式和活性污泥组分划分的差异。由于模型计算结果可基本满足活性污泥工艺的要求，且具有模型变量易测、动力学参数确定及方程求解方便等特点，这些模型迄今仍广泛用于活性污泥的工艺设计^[10-12]。

但是，由于这些模型只考虑了污水中含碳有机物的去除，不能解释和描述废水生物处理中常见的有机物“快速去除”和出水中有机物浓度随进水浓度变化的现象，也不能很好地预测实际观察中存在的有机物浓度增加时，微生物增长速率变化的滞后效应。此外，Monod 方程本身并不能预测有机物浓度降低时活性污泥过程的瞬变响应，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，但无法精确地模拟废水处理中氧利用的动态变化，不能很好地描述活性污泥系统的动态特性。

1.2.2 活性污泥的动态模型

活性污泥的动态模型分为四类，即基于经验积累和“*If...Then*”推理规则的语言模型、基于时序描述的黑箱机理模型、基于活性污泥动力学理论的常微分方程（组）集中参数模型和以偏微分方程（组）表达的分布参数模型。这四类模型各有优缺点，以集中参数模型为目前的主要应用模型^[13]。

较早从事活性污泥动态模拟研究的是 J. F. Andrews^[14]，他提出“存储—代谢”概念，将系统中的微生物划分为活性生物体、储存物质和惰性代谢产物三部分，从而建立了第一个活性污泥动态模型。该模型引入底物在活性污泥（生物絮体）中的存储机理，区别溶解底物和非溶解底物的去除过程，因而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，以及耗氧速率的瞬变响应特性。

Jones 等^[15]提出了 Water Research Commission “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（活性污泥）增长的情况下完成，强调非存活细胞的代谢活性，并以此解释传统的 Monod 动力学根据有机物的去除预测微生物生长时往往高于实际值的现象。

Mogens Henze 等^[7]在总结前人工作的基础上，提出国际水污染控制与研究协会（IAWPRC）活性污泥模型（activated sludge model No.1，简称 ASM1）。该模型综合了有机物氧化、硝化和反硝化作用，将水中的有机物划分为易生物降解和缓慢生物降解两大类，并以其存在形态划分为溶解性和非溶解性底物，认为易于生物降解的有机物是唯一可被微生物生长过程利用的底物，而非溶解性底物须先经过捕集、机械截留等途径被活性污泥吸附，然后再在活性污泥细胞外水解成易降解的有机物，才能被生长过程利用。此外，模型对活性污泥生物絮体的组成也做了定性划分。由于该模型着重于生物处理过程的基本原理，综合考虑了可能影响反应的各种环境因素，并以矩阵形式表述各基本反应过程及相关的组分，不仅便于计算机编程计算，而且给出了生化过程物质变化的明确图像，目前已发展成为国际上污水处理新技术开发、工艺设计方法研究，以及计算机模拟软件开发的通用平台。基于 ASM1 开发的工艺软件能有效地模拟实际污水厂的运行情况，尤其是市政污水处理系统的运行和设计。

1995 年，Mogens Henze 等^[8]在 ASM1 的基础上，进一步提出国际水质协会 IAWQ 活性污泥模型 ASM2。与 ASM1 相比，ASM2 引入了磷积累生物（PAOS），

增加了生物除磷过程、厌氧水解、酵解及与聚磷菌有关的四个反应过程。但实际应用中, ASM1 和 ASM2 均存在一定困难, 主要原因在于进水水质的分析测定和模型参数的实际校正。由于 ASM 系列模型本身含有水中 COD、氮、磷等溶解性和非溶解性、惰性和非惰性物质, 有些不能直接测量, 有些分析测定方法尚未规范。另一方面, 模型中几十个参数, 除了产率系数等少数几个外, 其他参数均随环境条件变化。虽然 IAWQ 提出了各参数的参考值, 但使用中仍需根据实际工况对各模型参数进行校正。另外, 从控制理论看, ASM1 和 ASM2 模型的可辨识性较差, 常常根据同一实测数据会得到不同的估计参数组合, 因而增加了过程模拟的不确定性。

1999 年, 国际水质协会正式发布了 IAWQ 活性污泥模型 ASM3^[11]。该模型修改了 ASM1 的某些缺陷, 增加了有机物的存储过程, 将以水解反应代表的衰减过程改为用内源呼吸过程解释, 从而更逼真地展示了衰减过程。由于 ASM3 将异氧菌的“死亡—再生”循环过程与硝化菌的衰减过程清晰地分开了, 使得 ASM3 的 COD 数据流图比 ASM1 简单了许多。但迄今为止, ASM3 模型尚未经过大量的不同的试验数据验证, 模型结构对存储现象的描述还有待改善。

以上活性污泥动态模型为基于活性污泥动力学理论的常微分方程(组)集中参数模型和以偏微分方程(组)表达的分布参数模型, 其优点在于其着重于生物处理过程的基本原理, 基于过程的机理分析, 综合考虑了影响反应的各种因素, 以描述系统中的物理、化学和生物学现象的科学和工程学知识为基础, 依照物质传递、转化和动力学关系, 采用物料和能量平衡的方法而建立。这类模型往往涉及求解一系列的微分和偏微分方程, 以获得系统的时变特性, 是国际上污水处理新技术开发和工艺设计方法研究的主要基础; 但是同时由于该模型的建立是基于生物反应过程基本原理, 使得其缺点在于首先要求研究人员对微生物的反应过程有一个清楚的了解, 才能依照物质传递、转化和动力学关系建模; 其次由于这类模型中很多的参数不可直接在线测量得到, 使得模型的可辨识性较差, 增加了过程模拟的不确定性。

与此平行的另一类活性污泥动态模型, 是基于系统辨识技术建立时间序列模型, 来模拟活性污泥的运行和控制, 如 Berthouex 等(1975)用一阶 AR 模型描述污水厂的进水 BOD₅; Naghdy 等(1991)用 ARIMA 模型预测进水流量和负荷; Novotny^[16]用 ARMA-TF 模型描述进、出水 BOD 和 SS 之间的关系等。

这一类模型为基于时序描述的黑箱机理模型，对于这类模型的研究不需要对微生物反应过程机理清楚了解，只要求知道研究需要的过程输入和输出，根据系统辨识技术辨识出模型参数，从而即可得到系统的时间序列模型。这类模型是通过输入输出数据理论分析得到动态模型的，从而提高了模型的可辨识性，可以实现对过程模拟的理论分析。

1.3 控制策略的综述

对污水处理过程进行控制不仅可以提高系统的性能、产率和可靠性，而且还可以增加系统的稳定性、降低操作成本及加快启动过程。人工控制策略在污水处理过程中的应用已有比较长的历史，早在二十世纪三十年代在芝加哥就已经使用了常规的控制技术来控制污泥回流比。但自动控制策略的应用由于对系统特性认识的不足、测量手段的欠缺等原因使得其发展比较缓慢，大多的研究还仅停留在理论上^[17-26]。

1.3.1 污水生化处理过程控制

为了使污水生化处理过程安全、平稳地运行，以达到优化的目的，必须对处理过程进行自动控制。通常进行以下的污水处理过程控制。

(1) 解氧 (DO) 浓度控制：好氧池中的氧气不足和过量都会导致污泥生存环境的恶化。当氧气不足时，一方面由于好氧池中丝状菌会大量繁殖，最终产生污泥膨胀；另一方面由于好氧菌的生长速率降低而引起出水水质的下降。而氧气过量（即过量曝气）会引起悬浮固体沉降性能变差，能耗也会过高；另外，含有过高溶解氧的污泥回流到厌氧区（或缺氧区），会抑制该区厌氧菌的生长。由于溶解氧的控制涉及到微生物的生长环境以及处理过程的能耗，因此，DO 控制一直是研究的重点。

(2) 污泥回流控制：污泥中附着大量的微生物，通过污泥回流确保生化池的微生物达到一定浓度。污泥回流少，生化池的微生物浓度（用混合液悬浮固体浓度 MLSS 表示）偏低，细菌的生长率下降，影响污水处理效果，并且污泥回流过少，意味着污泥排放量的增加，从而增加了沉淀池的水力冲击，影响沉淀池的固液分离效果，使一些本来可沉淀在池底的颗粒性有机物随出水一道排除。

(3) 污泥排放控制：生化反应所产生的污泥一部分通过污泥回流控制回流到生化池，剩余的污泥需要通过污泥排放控制排出。通过污泥排放控制保持污泥泥龄在某一适当的范围。目前，一般通过污泥层高度控制来达到污泥排放控制目的。

(4) 水流量控制：生化处理过程作为二级处理过程，一般在预处理过程包括了用于均衡的平衡池。这样尽管进水污水的流量波动剧烈，但通过平衡池的均衡可以使生化处理过程的进水得到缓冲，也就是说，采用自动控制技术控制生化处理的进水。进水流量大小决定了有机污水在系统中的平均滞留时间的长短，而有机污水同曝气池中微生物之间的新陈代谢活动主要在水力滞留实际内发生，即水力滞留时间很大程度上决定了曝气池中反应进行的程度，故进水量的变化往往会使系统中所有的变量都受到影响；另外细菌对污水中底物浓度的阶跃变化非常敏感。因此，为了缓和曝气池中进水量的变化而使细菌有一个适应的过程，需要采用一定的策略对进水流量进行控制。

(5) pH 值控制：曝气池中好氧菌的繁殖对 pH 值大小有一定的要求，pH 值会影响氧化分解反应的速度，此外，出水的排放标准对 pH 也有严格的限制，因此，在污水生化处理过程需要进行 pH 控制。

(6) 加炭控制：在好氧区和厌氧区，通过硝化和反硝化，达到除氮的目的。而在反硝化过程中，需要含炭物质作为反硝化过程的电子供体。根据污水成分决定是否进行加炭控制，如果污水有含炭的有机物，则以该有机物为炭源，保证充分的反硝化反应；如果污水中炭源不足，应投加易于生物降解的炭源有机物如甲醇，此时需要实施加炭控制。加炭控制过程中，硝酸盐浓度作为过程输出，炭作为过程输入。

1.3.2 城市污水处理的自动控制现状

近年来，污水处理的基础理论及处理工艺日趋成熟，但是污水处理的自动化水平仍然十分落后。一般的生化污水处理过程控制为递阶的二层控制，上层控制主要完成各变量的设定值计算，如溶解氧设定值、污泥回流设定值计算等，一般采用最优控制、模糊控制、专家控制等控制方法；下层控制是设定值控制，即根据上层计算的设定值与实际值的差进行反馈（前馈）控制，现有的文献^[17-26]多为研究常规的控制策略，其控制手段主要有开关控制、比例控制、PID 控制

等，也有诸如自适应控制、模糊控制等高级控制。上述的控制方法在国外往往是对过程中的某个变量进行控制，而且绝大多数的成果尚处于实验阶段，而国内对污水处理自动化技术的研究相对较少。

国内的城市污水处理厂一般多采用 PLC 构成计算机监控系统，实现对全厂设备运行状态的集中监控。污水处理厂控制系统的整体构想一般包括两步：首先根据特性曲线、数学模型、有关规则及测定值等对各处理单元的工艺控制过程参数进行系统分析，对工艺控制过程及系统中的各单元进行分解得到工艺过程控制整体构想；其次是根据主要干扰的频率和振幅确定相应工艺过程控制任务（工艺过程优化、工艺过程稳定及工艺过程保护），协调工艺各单元之间的关系，确立整体工艺控制过程，实现中央控制系统的控制。因而目前城市污水处理厂的自动控制系统仅仅是处理系统的设备开启和关闭的自动控制，数据的采集和收集及其自动显示等功能，尚缺乏工艺的自动控制，无法利用水质监测仪表把现代的计算机控制技术与生物化学反应特性结合起来，实现对生化系统的监视和控制。

污水处理过程自动控制技术之所以发展不快，是因为：（1）对微生物生命活动机理了解的不是很清楚，不能够得到合适的过程动态模型，致使基于数学模型的控制策略无法应用。20 世纪 80 年代以来，生化反应模型和计算机技术在污水生物处理过程中的应用日趋广泛。由于传统控制方法往往是根据被控对象的数学模型来设计控制器，因此，寻找能够精确反应污水生化处理过程的数学模型一直是研究的热点。生化反应过程的数学模型研究经历了简单的拟合试验数据模型、可以反应动态特性的动力学模型及根据污水微生物处理过程动态特性进行辨识建立其模型几个阶段^{[4][7-9][27-28]}。虽然国际水质协会先后推出了三个活性污泥模型，但是，从控制的角度来看，ASM1 和 ASM2 模型的可辨识性较差，增加了过程模拟的不确定性。而 ASM3 模型结构复杂，不利于在线控制，其有效性尚待实践检验。（2）测量手段不成熟，致使一些关键水质参数不能实时监测。污水水质参数的检测技术是当前制约污水处理过程实时在线控制的主要因素。众所周知，污水水质主要由生化需氧量(BOD)、化学需氧量 (COD)、固体物质 (SS)、总氮 (TN)、总磷 (TP) 等参数描述，而反映污水有机物含量的关键参数 BOD、COD 不能实时检测，致使很多污水处理厂凭借工作人员的经验进行控制，自动化水平低，运行成本高且无法保证出水水质。目前水质

参数检测的研究主要体现在传感器上, 由于普通传感器在测量的精确性、可靠性等方面不能得到保证, 因此生物传感器的研究越来越热。不容乐观的是生物传感器的寿命短、测量范围窄、稳定性差且造价高。根据污水处理过程中各参数的相互关联关系, 构建估算数学模型, 利用一些较易测量的参数估计出待测参数, 是当前解决水质参数检测的一种有效方法^[4]。

1.4 本研究的主要内容、方法及意义

活性污泥法污水处理过程具有多变量、强非线性、严重不确定性、建模困难等特点, 且标志污水水质的关键参数不能在线测量, 控制目标不能用过程参数直接表示, 是一个典型的复杂过程。对于这个复杂过程控制策略都是针对处理过程中的某个参数而提出的, 比如污泥回流比、溶解氧浓度等, 而将整个污水处理过程按照多变量系统考虑的控制方法尚未见到文献报道。目前, 我国污水处理厂的运行控制从总体上说仍然存在很多不足, 这不可避免地制约了污水处理技术水平的发展, 也是我国水污染状况未能得到根本改善的重要原因之一。污水处理系统的运行控制问题是其自身的特性所决定的, 进入污水厂的废水流量、组分和浓度都不断在变化, 环境条件和系统本身的特性也可能不断变化, 这些变化都将影响处理系统中物质传递、迁移和转化过程的平衡。本文的研究正是在这样的背景下提出的。

1.4.1 本研究的主要内容及方法

西方发达国家应用活性污泥数学模型从事污水处理工艺开发、辅助设计及实现污水处理厂运行管理的精确控制已经相当普遍, 而我国在活性污泥数学模型应用方面的研究还很滞后, 距离世界水平相差较大, 本研究的目的是开发活性污泥工艺计算机模拟与仿真软件, 通过计算机模拟技术与中间试验相结合, 大幅度节省时间、人力和物力, 实现工艺试验研究、工艺设计和运行管理的优化, 促进数学模型在国内的应用。主要内容及方法如下:

(1) 活性污泥法 1 号模型 (ASM1) 的理论分析。

(2) 活性污泥过程的降阶模型: 结合活性污泥法 1 号模型 (ASM1) 的建模原理, 根据活性污泥反应机理推导出本研究所需的污水处理过程状态空间降阶模型。

(3) 活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件的开发：使用 Matlab 的图形用户界面 (GUI) 工具，针对上述推导得出的活性污泥过程降阶模型，编写活性污泥过程的污水处理计算机模拟与仿真软件，并通过图例介绍该软件的使用方法及其功能。

(4) 计算机模拟与仿真软件的应用：在不同的气候条件下输入活性污泥组分数据，结合不同控制策略对活性污泥过程进行模拟实验，以验证该计算机模拟与仿真软件的模拟结果，确认其准确性和精确性。

1.4.2 本研究的意义

国外已经提出了不少用于污水处理过程建模和仿真的商业软件，开发的这些计算机应用软件可以提高城市污水处理厂的工艺控制水平，推进活性污泥数学模型的发展和应用。国外开发的仿真软件可以针对使用者所定义的污水处理系统进行动态仿真，并用图形表示出仿真结果；还可以输入从实际系统中得到的测量值，仿真器可以将该值与仿真结果进行比较和分析并输出比较曲线；还能够就选择的参数对仿真器进行线性灵敏度分析；利用测量数据对用户定义的系统各参数进行估计。国内在这个领域的研究还相当落后，本研究使用 Matlab 设计出活性污泥过程工艺仿真软件来实现对活性污泥过程的控制，为科研试验提供广阔的空间，以最小的代价和最小的风险系数，获得最可行的设计方案，最后投入到试验室的试验中，从而可以降低科研经费的投入，达到节省人力、物力和财力，提高科研水平和效率。

第二章 活性污泥 1 号模型 (ASM1) 的理论分析

国际水质协会(IAWQ)于 1983 年成立了活性污泥通用模型国际研究小组,并于 1986 年在已有的各种污水生物处理数学模型的基础上,提出了活性污泥 1 号数学模型 (Activated Sludge Model No.1, ASM1)^[7]。该模型主要适用于污水生物处理的设计和运行模拟,着重于污水生物处理的基本过程、原理及其动态模拟,包括了碳源氧化、硝化和反硝化作用等反应过程。该模型用一个微分方程组来描述活性污泥过程中曝气池内各组分浓度随时间变化的情况,是一个集中参数模型。本章将通过该模型的表述方式、污水水质特性参数、组分构成及组分浓度的物料平衡方程对模型描述的污水生化处理过程加以说明。

2.1 活性污泥 1 号模型的表述形式

IAWQ 活性污泥模型在表述方面最主要的特征是采用矩阵的形式来描述活性污泥系统中各种组分的变化规律和相互关系,行号用 j 表示,列号用 i 表示。矩阵最上面一行从左到右列出了模型所包含的各种反应组分,左边第一列从上到下列出了各种生物反应过程,最右边的一列从上到下列出了各种生物反应的速率表达式。矩阵元素为计量系数,表明组分 i 与过程 j 的相互关系。如果某一组分不参与过程变化,相应的计量系数为零,矩阵中用空项表示。计量系数前的正负号表示该组分在转换过程中的增减情况。这种矩阵格式可以非常方便地描述所有可能的转化过程对所有组分的影响及各组分的表现转化速率(见表 2-1)^[7]。

序号为 i 的组分表现转化速率可由下式计算:

$$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j \quad (2-1)$$

式中 v_{ij} 表示 i 列 j 行的化学计量系数; ρ_j 表示 j 行的反应过程速率 (ML^3T^{-1})。

例如计算快速可降解有机物 (S_s , $i=2$) 的表现转化速率为:

$$r = \sum_j v_{2j} \rho_j = v_{21} \rho_1 + v_{22} \rho_2 + v_{27} \rho_7 \quad (2-2)$$

再将表中所示的化学计量系数和反应过程速率表达式代入式(2-1),可得:

$$\begin{aligned}
r_2 = & -\frac{1}{Y_H} \hat{\mu} \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{B,H} \\
& - \frac{1}{Y_H} \hat{\mu} \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_g X_{B,H} \\
& + k_h \frac{X_S / X_{B,H}}{K_x + (X_S / X_{B,H})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}
\end{aligned} \tag{2-3}$$

表 2-1 最右边的“反应过程速率 ρ ”中使用“开关函数”这个概念来反映由于环境因素改变而产生的遏制作用，即反应的进行与否。对于需要电子受体的反应过程来说，开关函数的概念尤为重要。例如，只有在反应器中存在溶解氧，硝化细菌才能繁殖，也就是说硝化作用必须有溶解氧的参与，否则不论氨氮的浓度高低，都不会存在硝化作用。因此，ASM1 模型在硝化过程速率表达式中设置了溶解氧开关函数 $S_O/(K_O+S_O)$ 作为硝化反应的开关， K_O 选用一个很小的数值。当溶解氧 (S_O) 趋于零时，开关函数 $S_O/(K_O+S_O)$ 趋于零，则硝化速率也趋于零；当溶解氧 (S_O) 趋于一定浓度时，开关函数 $S_O/(K_O+S_O)$ 趋于 1，即硝化作用可以顺利进行。

类似地，反硝化过程的速率表达式中也设置了开关函数 $S_O/(K_O+S_O)$ 。当溶解氧浓度趋于零时，开关函数趋于 1，反硝化作用能顺利进行；反之，溶解氧升高到一定浓度后，开关函数趋于零，反硝化作用趋于停止。

2.2 污水的水质特性及组分构成

对于组分的表示，有如下约定：颗粒性物质用 X 表示，溶解性物质用 S 表示；下角标表示不同种类的成分，如 B 表示生物质， S 表示基质， O 表示溶解氧。

由表 2-2 可知，组分 3-7 和组分 12 都是颗粒性物质， X_I 表示惰性颗粒性物质， S_I 表示惰性溶解性物质。在表 2-1 中可以看出，由于 X_I 和 S_I 在生物反应器内不发生任何反应，既不增加也不减少，因此其所在的列中不包含任何系数。但是，当进水中饱和 X_I 时，它将以一定的速率在系统中积累，其累积速率由污泥停留时间 (SRT) 与水力停留时间 (HRT) 的比值决定。至于 S_I 的出现对模型的建立和求解并无实质影响，仅仅是提醒我们，废水中通常含有一些难降解的溶解性物质。

表2-1 活性污泥法 ASM1过程表述

组分 \rightarrow i	反应过程速率 ρ_j [ML^3T^{-1}]													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	
f_i 过程	S_i	S_s	X_i	X_s	X_{BH}	X_{BA}	X_p	S_o	S_{NO}	S_{NH}	S_{ND}	X_{ND}	S_{AUX}	
1 异养菌的好氧生长		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left(\frac{S_o}{K_{OH} + S_o} \right) X_{BH}$
2 异养菌的缺氧生长		$\frac{1}{Y_H}$			1			$\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$	$-\frac{1-Y_H}{2.86Y_H}$	$-i_{XB}$			$\frac{1-Y_H}{14} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\hat{\mu}_H \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_p X_{BH}$
3 自养菌的好氧生长						1		$\frac{4.57}{Y_A} + 1$	$-\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			$-\frac{i_{XB}}{14} - \frac{1}{14}$	$\hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_o}{K_{O_A} + S_o} \right) X_{BA}$
4 异养菌的衰减				$1-f_p$	-1		f_p					$i_{XB} - f_p i_{XP}$		$b_H X_{BH}$
5 自养菌的衰减				$1-f_p$		-1	f_p					$i_{XB} - f_p i_{XP}$		$b_A X_{BA}$
6 溶解性有机氮氨氮化										1			$\frac{1}{14}$	$k_d S_{ND} X_{BH}$
7 絮结有机物的水解		1		-1										$k \frac{X_s/X_{BH}}{K_X + (X_s/X_{BH})} \left[\frac{S_o}{K_{OH} + S_o} \right]^{+\eta_n} \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) X_{BH}$
8 絮结有机氮的水解														$\rho_7 (X_{ND}/X_s)$
9 转换速率 [ML^3T^{-1}]	$r_i = \sum_j v_{ij} \rho_j$													

X_{ND} 表示颗粒性可生物降解有机氮，由微生物衰减而产生，可通过慢速可生物降解有机物的水解反应而被去除。

表 2-2 ASM1 模型中包含的组分

符号	名称	单位(M 为质量, L 为长度)
S_I	溶解性不可降解有机物	$M(\text{COD})/L^3$
S_S	溶解性快速可生物降解有机物	$M(\text{COD})/L^3$
X_I	颗粒性不可生物降解有机物	$M(\text{COD})/L^3$
X_S	慢速可生物降解有机物	$M(\text{COD})/L^3$
X_{BH}	异养菌	$M(\text{COD})/L^3$
X_{BA}	自养菌	$M(\text{COD})/L^3$
X_P	生物固体衰减而产生的惰性物质	$M(\text{COD})/L^3$
S_O	溶解氧	$M(-\text{COD})/L^3$
S_{NO}	硝酸盐和亚硝酸盐形式的氮	$M(\text{N})/L^3$
S_{NH}	$\text{NH}_4\text{-N}$ 和 $\text{NH}_3\text{-N}$	$M(\text{N})/L^3$
S_{ND}	溶解性可生物降解有机氮	$M(\text{N})/L^3$
X_{ND}	颗粒性可生物降解有机氮	$M(\text{N})/L^3$
S_{ALK}	碱度	mol

X_S 表示慢速可物降解基质，该组分分子量较大，属胶体性颗粒物质，必须通过细胞外水解反应才能被生物质利用。生物质衰减 (decay) 过程将产生新的难降解基质 X_P ，而生物质分解 (lysis) 过程将产生新的慢速降解基质 X_S 。事实上，生物质对 X_S 的利用率非常小，因而我们假设生物质对 X_S 不直接发生作用，而是通过水解反应将 X_S 水解为易生物降解基质 S_S ，它同废水本身含有的 S_S 一同被生物质吸收利用。

X_{BH} 表示活性异养生物质。 X_{BH} 在好氧环境下利用相应的基质得到增殖，并通过衰减过程产生生物质残骸。

X_P 即为生物质残骸，它是生物质代谢的产物之一，为难生物降解性物质，我们在实验中认为 X_P 不发生任何生化反应，其物化性质与 X_I 类似。

S_S 表示易生物降解基质。凡能够应用生物处理的废水，通常其中所含的易生物降解成分应占相当大的比例。活性生物质可在好氧环境下对 S_S 降解，其中一部分用于合成新的生物质，另一部分通过生物质的呼吸作用转化为其它简单且稳定的物质。因此，通过生物质的降解作用可以去除 S_S ，而生物质自身的衰

减和分解将产生 X_S , 该部分 X_S 和废水中本来就有的 X_S 一起在水解酶的作用下转化为易生物降解的基质 S_S , 从而继续为生物物质所利用。

S_O 表示废水生物处理过程中的溶解氧。由表 2-1 可知, 氧的利用率仅与异养生物物质好氧生长有关, 而与生物物质的衰减无关。这与传统观点^[29]相异。由分解再增长模式可知, 在计算与微生物衰减直接相关的需氧量时, 通常是间接地通过生物物质衰减产生慢速降解基质 X_S , 进而引起生物物质增殖这一过程的需氧量来计算的^[30]。

S_{NO} 表示由自养菌好氧生长而产生的硝酸态氮, 可以通过异养菌的缺氧生长去除污水中的 S_{NO} 。由于亚硝酸盐是硝化过程中的中间产物, 为简化起见, 模型中假定硝酸盐氮是氮氧化的唯一形式。

S_{NH} 表示由溶解性可降解有机氮的氨化反应而产生的可溶性氨氮, 可以通过微生物的增长及自养菌的好氧生长来去除污水中的可溶性氨氮。可溶性氨氮的主要作用是作为自养菌好氧生长的能源, 同时氮也可结合到微生物中, ASM1 模型中用系数 $(-i_{XB})$ 表示异养菌和自养菌生长过程中所用的氮。

S_{ND} 表示由颗粒性有机氮水解反应而产生的可溶性有机氮, 可以通过氨化作用将可溶性有机氮转化为氨氮。

S_{ALK} 表示废水中的碱度 (HCO^3)。碱度的引入是为了对可能抑制某些生物过程的低 pH 值环境进行早期预测。由于自养生物物质对低 pH 值非常敏感; 并且自养菌的增殖过程还将破坏废水中的碱度。如果废水所含碱度不足, 自养生物物质的增殖将终止。这是因为缺少必需的营养物 (碳) 以及 pH 值下降, 二者抑制了自养生物物质的活性。影响碱度破坏的另一项因素为反硝化作用, 在适宜的废水处理系统中, 可以通过硝化反应产生碱度, 从而在一定程度上可以补偿碱度损失。

X_I 表示惰性颗粒性有机质, 它絮凝在活性污泥中, 在系统中不会被降解。

S_I 表示惰性溶解性物质, 在系统中也不会被降解。

2.3 组分浓度的物料平衡方程^[31]

ASM1 模型包括上述 13 个组分和 8 个子过程 (即: 异养菌好氧生长、异养菌缺氧生长、自养菌好氧生长、异养菌衰减、自养菌衰减、可溶性有机氮的氨化、被吸着缓慢降解有机碳的水解和被吸着缓慢降解有机氮的水解), 一般只考虑活性污泥的四个基本过程: 微生物 (异养菌和自养菌) 的生长和衰减过程、

有机氮的氨化过程以及固体有机物的水解过程。在已知的系统边界条件内，我们可得到生化反应器的物料平衡方程为：

$$\text{输入量} - \text{输出量} + \text{反应生成量} = \text{累积量} \quad (2-4)$$

$$\frac{d\xi}{dt} = r(\xi) + \frac{Q}{V}(\xi_{in} - \xi) \quad (2-5)$$

其中 ξ 和 ξ_{in} 分别为反应器向量和所有组分的输入浓度向量， Q 为进水速率， V 为生化反应器体积， Q/V 得到稀释速率 D ， $r(\xi)$ 可从式 (2-1) 演化为如下：

$$r(\xi) = S \cdot \rho(\xi) \quad (2-6)$$

其中 S 为化学计量系数矩阵， $\rho(\xi)$ 为八个子过程的反应动力学向量。

相对于参与某一子过程反应的某一组分，可以写出一个反应动力学方程，以表示该组分浓度在该子过程反应中随时间的变化情况。对于该子过程，则可以写出一个或几个组分的反应动力学方程。在构成这若干个动力学方程时，以某一组分的生长或衰减的反应动力学方程作为基本的方程，其它组分的反应动力学方程以该基本动力学方程为基础经过系数调整来获得。根据这个方法及式 (2-4) 到式 (2-6) 可以得到活性污泥过程各组分浓度的物料平衡方程如下：

异养菌浓度的反应动力学受到好氧生长、缺氧生长和衰减三个不同过程的影响，因而我们可以得到异养菌浓度的物料平衡方程为：

$$\frac{dX_{BH}}{dt} = \left[\hat{\mu}_H \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left\{ \left(\frac{S_o}{K_{OH} + S_o} \right) + \eta_R \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right\} - b_H \right] X_{BH} + D(X_{BH,in} - X_{BH}) \quad (2-7)$$

由于自养微生物在缺氧环境下不生长，所以自养菌浓度的物料平衡方程相对简单些：

$$\frac{dX_{BA}}{dt} = \left[\hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_o}{K_{OA} + S_o} \right) - b_A \right] X_{BA} + D(X_{BA,in} - X_{BA}) \quad (2-8)$$

可生物降解底物的浓度由于异养菌的生长而降低（在好氧和缺氧条件下），同时难降解底物的水解速度加快，因而可以得到溶解性快速可生物降解有机质浓度的物料平衡方程为：

$$\frac{dS_s}{dt} = \left[-\frac{\hat{\mu}_H}{Y_H} \left(\frac{S_s}{K_s + S_s} \right) \left\{ \left(\frac{S_o}{K_{OH} + S_o} \right) + \eta_R \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right\} + k_h \frac{X_s/X_{BH}}{K_x + X_s/X_{BH}} \left\{ \left(\frac{S_o}{K_{OH} + S_o} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right\} \right] X_{BH} + D(S_{s,in} - S_s) \quad (2-9)$$

根据死亡——再生原理, 由于对死亡细菌的再利用, 使得难降解底物的浓度增加, 同时又由于水解过程使得难降解底物的浓度减少, 因而可以得到难降解有机质浓度的物料平衡方程为:

$$\frac{dX_S}{dt} = (1 - f_P)(b_H X_{BH} + b_A X_{BA}) - k_h \frac{X_S/X_{BH}}{K_X + X_S/X_{BH}} \left\{ \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right\} X_{BH} + D(X_{S,in} - X_S) \quad (2-10)$$

最简单的组分浓度物料平衡方程是惰性固体颗粒浓度的方程, 该惰性固体颗粒是由于微生物衰减而产生的:

$$\frac{dX_P}{dt} = f_P(b_H X_{BH} + b_A X_{BA}) + D(X_{P,in} - X_P) \quad (2-11)$$

与方程(2-10)相似, 颗粒性可生物降解有机氮的浓度由于微生物的衰减而增加, 同时由于水解过程而降低, 因而可以得到如下的微分方程:

$$\frac{dX_{ND}}{dt} = (i_{XB} - f_P i_{XP})(b_H X_{BH} + b_A X_{BA}) - k_h \frac{X_{ND}/X_{BH}}{K_X + X_S/X_{BH}} \left\{ \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right\} X_{BH} + D(X_{ND,in} - X_{ND}) \quad (2-12)$$

由于受到氨化和水解作用的影响, 因而可以得到溶解性可生物降解有机氮的浓度物料平衡方程为:

$$\frac{dS_{ND}}{dt} = \left[-k_a S_{ND} + k_h \frac{X_{ND}/X_{BH}}{K_X + X_S/X_{BH}} \left\{ \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right\} X_{BH} + D(S_{ND,in} - S_{ND}) \right] \quad (2-13)$$

在硝化过程中可溶性氨氮的浓度降低, 同时由于溶解性有机氮的氨化也使可溶性氨氮的浓度降低, 因而其浓度物料平衡方程相对复杂一些:

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = \left[-i_{XB} \hat{\mu}_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left\{ \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right\} + k_a S_{ND} \right] X_{BH} - \hat{\mu}_A \left(i_{XB} + \frac{1}{Y_A} \right) \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \right) X_{BA} + D(S_{NH,in} - S_{NH}) \quad (2-14)$$

仅有两个过程中包含硝酸态氮: 在硝化过程中硝酸态氮浓度增高, 而在反硝化过程硝酸态氮浓度将降低, 因而可以得到硝酸态氮浓度的物料平衡方程为:

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NO}}{dt} = & -\hat{\mu}_H \eta_\epsilon \left(\frac{1-Y_H}{2.86Y_H} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) X_{BH} + \\ & \frac{\hat{\mu}_A}{Y_A} \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \right) X_{BA} + D(S_{NO,in} - S_{NO}) \end{aligned} \quad (2-15)$$

污水生化处理过程中，由于异养菌和自养菌的好氧生长需要消耗溶解氧，从而使得溶解氧浓度降低，因此可得到溶解氧浓度的物料平衡方程为：

$$\begin{aligned} \frac{dS_O}{dt} = & -\hat{\mu}_H \left(\frac{1-Y_H}{Y_H} \right) \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OH} + S_O} \right) X_{BH} \\ & - \hat{\mu}_A \left(\frac{4.57-Y_A}{Y_A} \right) \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{OA} + S_O} \right) X_{BA} + D(S_{O,in} - S_O) \end{aligned} \quad (2-16)$$

下面将对上述浓度的物料平衡方程组中的一些参数及符号做一些简要说明。由于 X_i 和 S_i 在污水生化处理过程中不会被生物降解，因而文献[31]把 X_i 和 S_i 浓度的物料平衡方程定义为零，即 $\frac{dX_i}{dt} = 0$ ， $\frac{dS_i}{dt} = 0$ ；由于碱度在反应中为消耗物质，当碱度适当时其本身并没有参与其他组分的反应，因此这里没有定义碱度的物料平衡方程。式(2-15)中的因子 2.86 为硝酸氮转化为氮气的过程消耗的氧气量，此值为理论值，意味着如果所有加入反硝化反应器中的有机物仅转化成二氧化碳和水，那么去除一克的 COD 将需要 $1/2.86 = 0.35$ 克的硝酸氮。相似地，式(2-16)中的 4.57 为氨氮氧化为硝酸氮过程中的理论需氧量，即每克氨氮要消耗 4.57 克氧气。由于在模型中使用了死亡——再生理论，因此异养菌的衰减速率与传统的用于描述内源衰减的衰减参数不同，而是一个相当大的值。如果用 b'_H 表示传统的衰减参数，则异养菌的衰减速率与传统的衰减参数间的关系为：

$$b_H = \frac{b'_H}{1 - Y_H(1 - f_p)} \quad (2-17)$$

可以看到在 ASM 模型中对于自养菌的衰减速率系数 b_A 在数值上与传统的衰减参数是相等的。系数 f_p 用来描述微生物衰减产生的内源颗粒性物质所占的百分比，因此 f_p 受到死亡——再生理论的影响。如果我们建立的是内源衰减模型，系数 f_p 将假设近似为 0.2 (即 20%)，然而为了得到相同数量的内源颗粒性物质，则要降低微生物的再利用率。如果通过传统衰减方式来定义微生物衰减产生的内源颗粒性物质所占的百分比，则可以得到 f'_p 和 f_p 的关系如下：

$$f_P = \frac{1-Y_H}{1-Y_H f_P'} f_P' \quad (2-18)$$

由于在适度的溶解氧浓度条件下,溶解氧和过程其他动力学的耦合相对弱一些,所以在以后的分析中没有对溶解氧的物料平衡方程线性化,可以在单个溶解氧控制环路中通过调整曝气速率对溶解氧浓度进行调节,因此可以把控制变量 S_O 作为附加的输入变量。

通过上述分析,由于总状态向量 ξ 中的 S_I , X_I , S_{ALK} 和 S_O 变量不予考虑,所以可以定义一个 9×1 维的状态向量 x 和一个 10×1 维的输入向量 u (该输入变量中不包含 $S_{I,in}$, $X_{I,in}$, $S_{ALK,in}$ 和 $S_{O,in}$,但是前面我们已经把 S_O 也作为一个输入变量),则可以把式(2-7)到式(2-15)的物料平衡方程总结为如下的简单形式:

$$\frac{dx(t)}{dt} = f(x(t), u_{10}(t), D(t)) + B(x(t), u_{10}(t), D(t)) \cdot u(t) \quad (2-19)$$

其中 $u_{10}(t)$ 表示第十个输入变量(即溶解氧浓度 S_O), f 和 B 均为各个组分、溶解氧浓度和稀释速率的函数。

2.4 本章小结

本章详细介绍了LAWQ提出的活性污泥1号模型,分析了该模型中包含的水质特性及组分构成,并根据污水生化过程中的物料平衡原理及基本的反应动力学方程建立了各个组分浓度的物料平衡方程,这些方程对于校准及后面活性污泥过程简化模型的建立是必不可少的。

第三章 活性污泥过程的降阶模型

在前面第二章中我们已经介绍了广泛应用于活性污泥过程 (ASP) 仿真中的 IAWQ 活性污泥 1 号模型 (ASM1)^[7] 的组分及每个组分的非线性微分方程的表达式, 同时在文献[32-33]中对整个微生物反应器模型也有介绍。但是由于 ASM1 模型非常复杂, 所以很难把该模型直接应用于控制器的设计或对系统的理论分析中。为了设计基于模型的控制器, 本章将结合一些简单假设^[34]条件对组分数目进行简化, 从而得到降阶的 ASM1 状态空间模型。对模型进行降阶的主要目的是在保持 ASM1 中基本的反应机理及系统结构的基础上, 用低阶的数学模型描述系统。减少系统组分的另外一个原因是由于 ASM1 模型中有些组分是不可测量的, 通过减少适当的组分, 可以得到我们需要的可测变量。

本章的结构如下: 3.1 节主要介绍缺氧池线性时变状态空间模型的降阶过程, 同时分析该模型的可辨识性; 3.2 节主要介绍由缺氧和好氧两部份构成的前硝化活性污泥系统的时变双线性模型的建立; 基于文献[35], 3.3 节将介绍沉淀池建模问题; 3.4 节是对该章内容的总结。

3.1 缺氧池状态空间模型

在对模型降阶之前, 我们首先研究后硝化系统中的缺氧池, 对该缺氧池提出必要的假设条件。

模型降阶假设如下:

- (1) 该缺氧区的微生物反应是用 ASM1 描述的, 且该部分反应池中微生物溶液处于完全混合状态。
- (2) 缺氧区的总体积为常值 $V[m^3]$
- (3) 该区的溶解氧浓度为零, 即 $S_O = 0[mg/l]$
- (4) 外加碳源的影响可以表示为快速可生物降解的有机底物数学模型 ($S_S(t)[mgCOD/l]$) 的一部分。
- (5) 可溶性化学需氧量 (COD) 中不包含慢速可生物降解的有机底物 $X_S(t)[mgCOD/l]$ 。

稀释速率为 $D(t) = Q(t)/V$ ，其中 $Q(t)$ 为时变的进水流量。控制输入即为稀释浓度^[36]：

$$u(t) = \frac{Q_c(t)}{V} S_{s,c}(t) \quad (3-1)$$

其中 $Q_c(t)$ 为外加碳源的流速， $S_{s,c}(t)$ [mgCOD/l] 为外加碳源中 COD 的浓度。

由假设条件(1)，(2)和(4)，通过物料平衡原理，我们可以得到完全混合状态下缺氧池中氮浓度 $S_{NO}(t)$ 和快速可生物降解有机底物 $S_s(t)$ 的动态方程：

$$\frac{dS_{NO}(t)}{dt} = -R(t) + D(t)(S_{NO,in}(t) - S_{NO}(t)) \quad (3-2)$$

$$\frac{dS_s(t)}{dt} = \alpha R(t) + D(t)(S_{s,in}(t) - S_s(t)) + H(t) + u(t) \quad (3-3)$$

其中下标 in 表示缺氧池中的进水， $H(t)$ 为水解速率。从假设(3)、式(2-15)和式(3-2)、式(2-9)和式(3-3)可以看出：

$$R(t) = \frac{1 - Y_H}{2.86 Y_H} \hat{\mu}_H \left(\frac{S_s(t)}{K_s + S_s(t)} \right) \left(\frac{S_{NO}(t)}{K_{NO} + S_{NO}(t)} \right) \eta_g X_{BH}(t) \quad (3-4)$$

$$\alpha = -\frac{2.86}{1 - Y_H} \quad (3-5)$$

其中 Y_H 为异养菌的产率系数；未知变量 $R(t)$ 表示时变浓度和常值参数，该未知变量表示过程速率项。对于式(3-4)和式(3-5)中的参数及缺省值的说明可参考文献[7]。

一般地，由于 $S_s(t)$ 是不可直接在线测量得到的，所以当我们用式(3-2)和式(3-3)进行控制时会存在一定困难。实际上，滤波采样得到的 COD 标准测量值通常被认为等于 $S_s(t)$ 的值^[34]。然而，所有的易溶性可生物降解物质没必要是快速可生物降解的，而且颗粒性可生物降解物质可能是慢速可生物降解的。在文献^[35]中对 COD 包括的组分有一定介绍，其中提到可溶性 COD 应该包括快速可生物降解的有机底物 $S_s(t)$ 、可溶性惰性有机物 $S_I(t)$ 和部分慢速可生物降解的有机底物 $X_s(t)$ 。

在假设条件(5)下，为了得到可溶性 COD 的近似状态空间表达式，我们需要定义一个新的状态变量来表示 $S_s(t)$ 和 $S_I(t)$ 的总和。由于 $S_I(t)$ 是惰性的，所以我们可以认为该值不受微生物反应的影响，即 $S_I(t)$ 的动态特性可以表示为：

$$dS_I(t)/dt = D(t)(S_{I,in}(t) - S_I(t))。$$

引入新的状态变量 $S_{COD}(t) = S_S(t) + S_I(t)$ ，则式 (3-2) 和式 (3-3) 变为：

$$\frac{dS_{NO}(t)}{dt} = -R(t) + D(t)(S_{NO,in}(t) - S_{NO}(t)) \quad (3-6)$$

$$\frac{dS_{COD}(t)}{dt} = \alpha R(t) + D(t)(S_{COD,in}(t) - S_{COD}(t)) + H(t) + u(t) \quad (3-7)$$

由 $R(t) = r_{S_S}(t)S_S(t)$ 的关系，我们可以得到式 (3-4) 的完整过程速率项为：

$$r_{S_S}(t) = \frac{1 - Y_H}{2.86Y_H} \hat{\mu}_H \left(\frac{1}{K_S + S_S(t)} \right) \left(\frac{S_{NO}(t)}{K_{NO} + S_{NO}(t)} \right) \eta_g X_{BH}(t)$$

由于 $S_S(t)$ 值很难通过在线测量得到，所以为了得到如式 (3-6) 和式 (3-7) 所示的可观且可控的状态空间表达式，我们需要用可在线测量的 $S_{COD}(t)$ 代替 $S_S(t)$ ，即从 $S_S(t) = S_{COD}(t) - S_I(t)$ ，可以得出： $R(t) = r_{S_S}(t)(S_{COD}(t) - S_I(t))$ 。假设 $S_{COD} > 0$ ，则通过下列恒等式可以求出 $r_{S_{COD}}(t)$ ：

$$R(t) = r_{S_S}(t) \frac{S_S(t)}{S_S(t) + S_I(t)} S_{COD}(t) = r_{S_{COD}}(t) S_{COD}(t) \quad (3-8)$$

则式 (3-6) 和式 (3-7) 变为：

$$\frac{dS_{NO}(t)}{dt} = -r_{S_{COD}}(t) S_{COD}(t) + D(t)(S_{NO,in}(t) - S_{NO}(t)) \quad (3-9)$$

$$\frac{dS_{COD}(t)}{dt} = \alpha r_{S_{COD}}(t) S_{COD}(t) + D(t)(S_{COD,in}(t) - S_{COD}(t)) + H(t) + u(t) \quad (3-10)$$

写成状态方程形式：

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} \dot{S}_{NO}(t) \\ \dot{S}_{COD}(t) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} -D(t) & -r_{S_{COD}}(t) \\ 0 & \alpha r_{S_{COD}}(t) - D(t) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} S_{NO}(t) \\ S_{COD}(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} u(t) \\ &+ \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} D(t)S_{NO,in}(t) \\ D(t)S_{COD,in}(t) \\ H(t) \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (3-11a)$$

其中控制输入 $u(t)$ 为稀释浓度，把 $S_{NO}(t)$ 作为输出，即 $y = S_{NO}(t)$ ，可以得到系统的输出方程为：

$$y = \begin{bmatrix} 1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} S_{NO}(t) \\ S_{COD}(t) \end{bmatrix} \quad (3-11b)$$

式 (3-11a) 右边最后一项表示扰动项：其中 $\begin{bmatrix} D(t)S_{NO,in}(t) \\ D(t)S_{COD,in}(t) \end{bmatrix}$ 表示可测量的扰动； $H(t)$

为水解速率，表示不可测量的扰动。

如果任意时刻 $r_{s_{\text{cod}}}(t) \neq 0$ ，根据文献[36]对于时变线性系统的可控性及可观性的分析，我们可以得出式(3-11)所示的模型为可控且可观测的，证明如下：

证明：(1) 可控性

对于如式(3-11)所示的线性时变系统，根据文献[36]中关于线性时变系统的能控性秩判据，通过计算，可以求出：

$$M_0(t) = B(t) = \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix}$$

$$M_1(t) = -A(t)M_0(t) + \frac{d}{dt}M_0(t) = \begin{bmatrix} r_{s_{\text{cod}}}(t) \\ D(t) - \alpha r_{s_{\text{cod}}}(t) \end{bmatrix}$$

因为我们假设任意时刻 t 时 $r_{s_{\text{cod}}}(t) \neq 0$ ，则可以看出 $[M_0(t):M_1(t)]$ 对任意时刻 t 时的秩均为 2，所以系统在任意 t 时刻是完全可控的。

(2) 可观性

同理，根据文献[36]中关于线性时变系统的能观性秩判据，通过计算，可以求出：

$$N_0(t) = C(t) = [1 \quad 0]$$

$$N_1(t) = N_0(t)A(t) + \frac{d}{dt}N_0(t) = [-D(t) \quad -r_{s_{\text{cod}}}(t)]$$

由假设任意时刻 t 时 $r_{s_{\text{cod}}}(t) \neq 0$ ，从而可以得到在任意时刻 t 时

$$\text{rank} \begin{bmatrix} N_0(t) \\ N_1(t) \end{bmatrix} = \text{rank} \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ -D(t) & -r_{s_{\text{cod}}}(t) \end{bmatrix} = 2$$

所以系统在任意时刻 t 时是完全可观测的。

上面我们介绍的是单个缺氧池情况的模型，下面我们将扩展到包括两个缺氧池系统的模型。同样我们在模型降阶前也需要假设两个缺氧池的体积为常值 V ，且用下标 1 和 2 分别表示不同的缺氧池。与上述单个缺氧池模型类似，我们可以得到如下的状态空间表达式：

$$\begin{bmatrix} \dot{S}_{\text{NO},1}(t) \\ \dot{S}_{\text{NO},2}(t) \\ \dot{S}_{\text{COD},1}(t) \\ \dot{S}_{\text{COD},2}(t) \end{bmatrix} = A(t) \begin{bmatrix} S_{\text{NO},1}(t) \\ S_{\text{NO},2}(t) \\ S_{\text{COD},1}(t) \\ S_{\text{COD},2}(t) \end{bmatrix} + Bu(t) + G_d d(t) + G_h H_i(t) \quad (3-12a)$$

把 $S_{NO}(t) = \begin{bmatrix} S_{NO,1}(t) \\ S_{NO,2}(t) \end{bmatrix}$ 作为输出, 即 $y = S_{NO}(t) = \begin{bmatrix} S_{NO,1}(t) \\ S_{NO,2}(t) \end{bmatrix}$, 可以得到系统的输出方程为:

$$y = \begin{bmatrix} 1 & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} S_{NO,1}(t) \\ S_{NO,2}(t) \\ S_{COD,1}(t) \\ S_{COD,2}(t) \end{bmatrix} \quad (3-12b)$$

其中 $d(t)$ 表示可测量的扰动, $H_i(t)$ 为不可测量的扰动:

$$d(t) = \begin{bmatrix} D(t)S_{NO,m}(t) \\ D(t)S_{COD,m}(t) \end{bmatrix} \quad (3-13)$$

$$H_i(t) = \begin{bmatrix} H_1(t) \\ H_2(t) \end{bmatrix} \quad (3-14)$$

系统矩阵为: $A(t) = \begin{pmatrix} F_1(t) & F_2(t) \\ 0 & F_3(t) \end{pmatrix}$

其中

$$F_1(t) = \begin{bmatrix} -D(t) & 0 \\ D(t) & -D(t) \end{bmatrix}$$

$$F_2(t) = \begin{bmatrix} -r_{S_{COD,1}}(t) & 0 \\ 0 & -r_{S_{COD,2}}(t) \end{bmatrix}$$

$$F_3(t) = \begin{bmatrix} \alpha r_{S_{COD,1}}(t) - D(t) & 0 \\ D(t) & \alpha r_{S_{COD,2}}(t) - D(t) \end{bmatrix}$$

输入矩阵为: $B = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \\ 0 \end{bmatrix}$

扰动矩阵为

$$G_d = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}, \quad G_h = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3-15)$$

其中 $r_{S_{COD,1}}(t)$ 和 $r_{S_{COD,2}}(t)$ 为转化反应速率项, 可用下式表示:

$$r_{S_{COD,i}}(t) = \frac{R_i(t)}{S_{COD,i}(t)}, \quad i=1,2 \quad (3-16)$$

3.1.1 增广状态空间模型

由于在实际的污水处理厂 (WWTP) 中还是比较难在线测量出可溶性 COD (S_{COD}) 的值, Olsson 和 Newell^[39] 认为在线估计可溶性 COD 的可能方法就是建立污水中 COD 的测量值和测量的总有机碳 (TOC) 之间的经验关系式。

在这一节中, 主要介绍可溶性 COD 的在线估计。通过集中不可测量的 ASM1 变量, 我们可以得到与总悬浮固体量 (TSS) 和总 COD 量相关的新变量。

为了得到测量变量, 定义新的集中变量如下:

$$X_{TSS}(t) = X_B(t) + X_I(t) + X_S(t) \quad (3-17)$$

其中总的活性生物量 $X_B(t) = X_{BH}(t) + X_{BA}(t)$, 即 $X_B(t)$ 为异养菌和自养菌生物量总和。 $X_I(t)$ 包括由于单位生物量衰减而产生的惰性颗粒物质, 其他变量定义为 $X_{TSS}(t)$ 和 $S_{COD}(t)$ 的和:

$$X_{COD}(t) = X_{TSS}(t) + S_S(t) + S_I(t) = X_{TSS}(t) + S_{COD}(t) \quad (3-18)$$

其中 $X_{COD}(t)$ 可以看成是总的 COD 量, 把反应速率代入式 (3-17) 和式 (3-18) 中, 由物料平衡我们可以得到新的方程式如下:

$$\frac{dS_{NO}(t)}{dt} = -R(t) + D(t)(S_{NO,in}(t) - S_{NO}(t)) \quad (3-19)$$

$$\frac{dX_{TSS}(t)}{dt} = -\alpha Y_H R(t) + D(t)(X_{TSS,in}(t) - X_{TSS}(t)) - H(t) \quad (3-20)$$

$$\frac{dX_{COD}(t)}{dt} = -2.86R(t) + D(t)(X_{COD,in}(t) - X_{COD}(t)) + u(t) \quad (3-21)$$

由式 (3-18) 可以得到 $S_{COD}(t) = X_{COD}(t) - X_{TSS}(t)$, 把该式代入式 (3-8), 可以得到:

$$R(t) = r_{S_S}(t) \frac{S_S(t)}{S_S(t) + S_I(t)} (X_{COD}(t) - X_{TSS}(t)) = r_{S_{COD}}(t) (X_{COD}(t) - X_{TSS}(t)) \quad (3-22)$$

把式 (3-22) 代入式 (3-19) 至式 (3-21) 中, 得到:

$$\frac{dS_{NO}(t)}{dt} = -D(t)S_{NO}(t) + r_{S_{COD}}(t)X_{TSS}(t) - r_{S_{COD}}(t)X_{COD}(t) + D(t)S_{NO,in}(t) \quad (3-23)$$

$$\frac{dX_{TSS}(t)}{dt} = (\alpha Y_H r_{S_{COD}}(t) - D(t))X_{TSS}(t) - \alpha Y_H r_{S_{COD}}(t)X_{COD}(t) + D(t)X_{TSS,in}(t) - H(t) \quad (3-24)$$

$$\frac{dX_{COD}(t)}{dt} = 2.86r_{S_{COD}}(t)X_{TSS}(t) - (2.86r_{S_{COD}}(t) + D(t))X_{COD}(t) + D(t)X_{COD,in}(t) + u(t) \quad (3-25)$$

由关系式 $X_{COD,in}(t) = X_{TSS,in}(t) + S_{COD,in}(t)$ ，可以得到式 (3-23) 至式 (3-25) 所表示系统的状态空间表达式为：

$$\dot{z}(t) = \begin{bmatrix} -D(t) & r_{S_{COD}}(t) & -r_{S_{COD}}(t) \\ 0 & \alpha Y_H r_{S_{COD}}(t) - D(t) & -\alpha Y_H r_{S_{COD}}(t) \\ 0 & 2.86r_{S_{COD}}(t) & -2.86r_{S_{COD}}(t) - D(t) \end{bmatrix} z(t) + \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 1 \end{bmatrix} u(t) + \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & -1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} D(t)S_{NO,in}(t) \\ D(t)X_{TSS,in}(t) \\ H(t) \\ D(t)S_{COD,in}(t) \end{bmatrix} \quad (3-26a)$$

其中 $z(t) = [S_{NO}(t) \quad X_{TSS}(t) \quad X_{COD}(t)]^T$ ，方程式最右项为过程扰动项，水解速率 $H(t)$ 可被看成是不可测量的过程扰动， $\begin{bmatrix} D(t)S_{NO,in}(t) \\ D(t)X_{TSS,in}(t) \\ D(t)S_{COD,in}(t) \end{bmatrix}$ 为可测量的过程扰动。

如果仅考虑 $S_{NO}(t)$ 一个输出，即 $y = S_{NO}(t)$ ，则可以得到系统的输出方程为：

$$y = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} S_{NO}(t) \\ X_{TSS}(t) \\ X_{COD}(t) \end{bmatrix} \quad (3-26b)$$

从式 (3-26) 可看出由该状态方程表示的系统是不可观测的。

上面介绍的是单个缺氧池情况的模型，下面我们同样将分析扩展到包括两个缺氧池系统的模型。根据单个缺氧池模型的建模方法，我们可以得到如下的状态空间表达式：

$$\dot{z}_n(t) = F(t)z_n(t) + G(t)g(t) \quad (3-27)$$

其中 $z_n(t) = [S_{NO,1}(t) \quad S_{NO,2}(t) \quad X_{TSS,1}(t) \quad X_{TSS,2}(t) \quad X_{COD,1}(t) \quad X_{COD,2}(t)]^T$ ，下标 1 和 2 分别表示不同的缺氧池，矩阵 $F(t)$ 包括前面介绍的转化反应速率项 $r_{S_{COD,1}}(t)$ 和 $r_{S_{COD,2}}(t)$ ， $g(t) = [u(t) \quad D(t)S_{NO,in}(t) \quad D(t)X_{TSS,in}(t) \quad H_1(t) \quad H_2(t) \quad D(t)S_{COD,in}(t)]^T$ ，上面分析的变量均为未知时变且需估计的变量。系统矩阵 $F(t)$ 定义为：

$$F(t) = \begin{pmatrix} F_1(t) & F_2(t) & F_3(t) \\ 0 & F_4(t) & F_5(t) \end{pmatrix}$$

其中

$$F_1(t) = \begin{bmatrix} -D(t) & 0 \\ D(t) & -D(t) \end{bmatrix}$$

$$F_2(t) = \begin{bmatrix} r_{S_{COD,1}}(t) & 0 \\ 0 & r_{S_{COD,2}}(t) \end{bmatrix}$$

$$F_4(t) = \begin{bmatrix} \alpha Y_H r_{S_{COD,1}}(t) - D(t) & 0 \\ D(t) & \alpha r_{S_{COD,2}}(t) - D(t) \\ 2.86 r_{S_{COD,1}}(t) & 0 \\ 0 & 2.86 r_{S_{COD,2}}(t) \end{bmatrix}$$

$$F_5(t) = \begin{bmatrix} -\alpha Y_H r_{S_{COD,1}}(t) & 0 \\ 0 & -\alpha Y_H r_{S_{COD,2}}(t) \\ -2.86 r_{S_{COD,1}}(t) - D(t) & 0 \\ D(t) & -2.86 r_{S_{COD,1}}(t) - D(t) \end{bmatrix}$$

输入及扰动向量的系数矩阵为：

$$G(t) = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ 1 & 0 & 1 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

3.1.2 参数辨识

分析了系统的模型，接下来我们将研究系统状态空间表达式 (3-26) 中的未知参数 $r_{S_{COD}}(t)$ 在理论上的可辨识性。为此我们使用泰勒级数展开的方法^[32-34]来分析 ASP 模型参数辨识问题。

结论 3.1.1: 如果下列假设条件：

- (1) $r_{S_{COD}}(t)$ 和 $D(t)$ 为不随时间变化的常值；
- (2) 氮的浓度 $S_{NO}(t)$ 和 $S_{NO,m}(t)$ 可通过在线测量得到；
- (3) 总悬浮固体的浓度 $X_{TSS,m}(t)$ 和 $X_{TSS}(t)$ 也可在线测量得到；
- (4) 输入的可溶性 COD ($S_{COD,m}(t)$) 也可在线测量得到

成立, 则式 (3-26) 中的反应速率项 $r_{S_{COD}}(t)$ 理论上是可辨识的。

假设条件 (4) 只是在本节的研究分析中成立; 假设条件 (1) 在实际问题中也是不成立的, 但为了本节研究理论上参数辨识的需要, 我们假设条件 (1) 也仅在本节成立。如果假设条件 (1) 到 (4) 在本节中均是成立的, 且 Y_H 已知, 我们对结论 3.1.1 可得到如下的证明。

对式 (3-23) 进行微分得到:

$$\ddot{S}_{NO}(t) = -D\dot{S}_{NO}(t) + r_{S_{COD}}\dot{X}_{TSS}(t) - r_{S_{COD}}\dot{X}_{COD}(t) + D\dot{S}_{NO,in}(t) \quad (3-28)$$

从式 (3-23) 和式 (3-25) 中的 $X_{COD,in}(t) = X_{TSS,in}(t) + S_{COD,in}(t)$, 以及式 (3-28), 可以得出常值反应速率项的表达式, 该表达式中仅包括必要的状态变量及 $S_{COD,in}(t)$:

$$\dot{X}_{COD}(t) = -\frac{1}{r_{S_{COD}}}\ddot{S}_{NO}(t) - \frac{D}{r_{S_{COD}}}\dot{S}_{NO}(t) + \dot{X}_{TSS} + \frac{D}{r_{S_{COD}}}\dot{S}_{NO,in}(t) \quad (3-29)$$

由式 (3-23) 可以得到:

$$X_{COD}(t) = -\frac{1}{r_{S_{COD}}}\dot{S}_{NO}(t) - \frac{D}{r_{S_{COD}}}S_{NO}(t) + X_{TSS} + \frac{D}{r_{S_{COD}}}S_{NO,in}(t) \quad (3-30)$$

合并方程式 (3-30)、式 (3-29) 和式 (3-25), 我们可以得到反应速率值为:

$$r_{S_{COD}} = \frac{D^2\Delta S_{NO}(t) + D\Delta\dot{S}_{NO}(t) - D\dot{S}_{NO}(t) - \ddot{S}_{NO}(t)}{\Omega(t) + 2.86\dot{S}_{NO}(t) - \dot{X}_{TSS}(t) + DS_{COD,in}(t) + u(t)} \quad (3-31)$$

其中:

$$\begin{aligned} \Delta S_{NO}(t) &= S_{NO,in}(t) - S_{NO}(t), \quad \Delta X_{TSS}(t) = X_{TSS,in}(t) - X_{TSS}(t) \\ \Omega(t) &= D(\Delta X_{TSS}(t) - 2.86\Delta S_{NO}(t)) \end{aligned}$$

从上面的分析结果可以看出, 由于 $r_{S_{COD}}(t)$ 和 $S_{COD}(t)$ 总是作为一个整体变量考虑, 所以如果 $S_{COD}(t)$ 不能在线测量得到, 我们也不能辨识出 $r_{S_{COD}}$ 的值。如果 TSS 和 $S_{COD,in}(t)$ 可以测量得到, 且 $D(t)$ 为常数, 那么由模型 (3-26) 我们至少可以从理论上辨识出 $r_{S_{COD}}$ 的值。

上面我们分析的是 Y_H 已知的情况, 但是如果 Y_H 未知, 结果又该如何呢? 对于 Y_H 未知的情况, 我们有如下的结论:

结论 3.1.2: 如果在结论 3.1.1 中的假设条件及下列附加假设条件:

(7) 水解速率 $H(t)$ 为常数

成立，则异养菌产率系数 Y_H 理论上是可辨识的。

下面我们将对结论 3.1.2 作简单的证明。为了研究未知 Y_H 值的理论辨识，我们同样用到前面介绍的泰勒级数展开。假设条件(1)到(7)成立，对式(3-24)进行微分，我们可以得到：

$$\ddot{X}_{TSS}(t) = -D\dot{X}_{TSS}(t) + \beta r_{S_{COD}} \dot{X}_{TSS}(t) - \beta r_{S_{COD}} \dot{X}_{COD}(t) + DX_{TSS,in}(t) \quad (3-32)$$

其中 $\beta = \alpha Y_H$ ，合并式(3-32)和式(3-28)，我们可以得出 β 的表达式为：

$$\beta = \frac{\ddot{X}_{TSS}(t) - D\dot{X}_{TSS}(t)}{\dot{S}_{NO}(t) - D\Delta\dot{S}_{NO}(t)}$$

其中 $\Delta X_{TSS}(t)$ 和 $\Delta S_{NO}(t)$ 与已知 Y_H 值的情况一样，由于 α 为常数，则可以辨识出 Y_H 的值。

3.2 活性污泥生化反应过程的双线性模型

在这一节我们将分析由一个完全混合状态的缺氧池、一个完全混合状态的好氧池及一个沉淀池构成的简单系统，如图 3-1 所示：

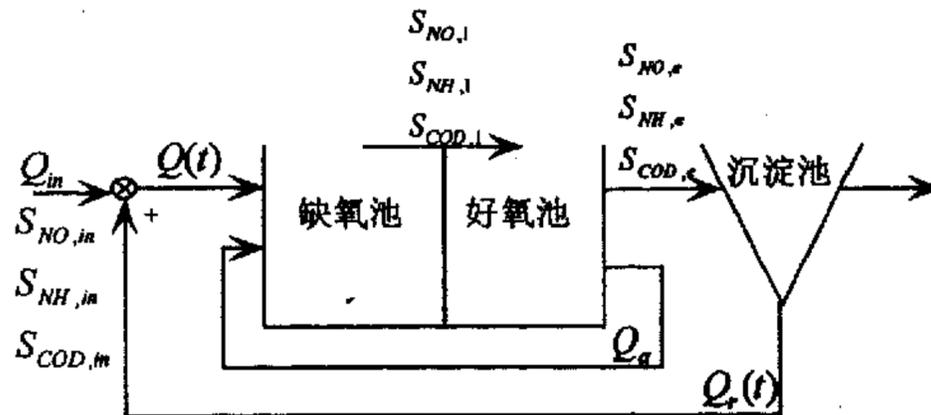


图3-1 具有一个好氧池和一个缺氧池的活性污泥过程示意图

用双线性系统结构对非线性系统建模，我们通常要对非线性系统做很多恰当地近似，在文献[40]中提到用于状态空间模型双线性近似的有关问题，在本节我们将用一个六维的双线性状态空间模型简单描述活性污泥 1 号模型 (ASM1)。为了保持 ASM1 中一些基本的反应机理，我们在该节中也要同 3.1 节中一样采用一些简化假设。

模型中的六个元素描述了两个反应池中氮的浓度 $S_{NO}(t)$ 、可溶性 COD 浓度和氨 $S_{NH}(t)$ 的浓度这三个不同组分的动态特性，我们在图中分别用下标 1 和 e 代表缺氧池和好氧池的组分，进水组分用下标 in 代表。

3.2.1 好氧池模型

在这一节中我们先研究好氧池的模型，3.1节中提到的假设条件也适用于本节，且还包括下列附加假设条件：在沉淀池中不发生生化反应，且不考虑沉淀池的动态特性。从附加的假设条件可以看出，沉淀池中的可溶性物质不受到影响，因此当建立可溶性组分的数学模型时，我们可以不考虑沉淀池的影响。

由上述附件的假设条件可知，出水和回流污泥中的可溶性组分的浓度 S_r 可以近似看成等于好氧池中可溶性组分的浓度，即 $S_r = S_e$ ，则根据物料平衡原理可得出好氧池中可溶性组分的方程为：

$$\frac{dS_e(t)}{dt} = -R_e(t) + D(t)(S_1(t) - S_e(t)) + \frac{Q_a}{V}(S_1(t) - S_e(t)) \quad (3-33)$$

其中 $R_e(t)$ 为总的反应速率项， Q_a 为回流速率， $D(t) = Q(t)/V$ 为稀释速率，进水和污泥回流总量为 $Q(t) = Q_m(t) + Q_r(t)$ 。

由式(3-33)及物料平衡原理，可得到完全混合好氧池的 $S_{NO,e}(t)$ ， $S_{COD,e}(t)$ 及 $S_{NH,e}(t)$ 的动态特性方程为：

$$\frac{dS_{NO,e}(t)}{dt} = -\bar{R}_1(t) + \bar{R}_2(t) + D(t)(S_{NO,1}(t) - S_{NO,e}(t)) + \frac{Q_a}{V}(S_{NO,1}(t) - S_{NO,e}(t)) \quad (3-34)$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{COD,e}(t)}{dt} &= \alpha_1 \bar{R}_1(t) - \bar{R}_3(t) + D(t)(S_{COD,1}(t) - S_{COD,e}(t)) \\ &+ \frac{Q_a}{V}(S_{COD,1}(t) - S_{COD,e}(t)) + \bar{H}_e(t) \end{aligned} \quad (3-35)$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NH,e}(t)}{dt} &= -\alpha_3 \bar{R}_1(t) + \alpha_2 \bar{R}_2(t) - \alpha_4 \bar{R}_3(t) + Am_e(t) \\ &+ D(t)(S_{NH,1}(t) - S_{NH,e}(t)) + \frac{Q_a}{V}(S_{NH,1}(t) - S_{NH,e}(t)) \end{aligned} \quad (3-36)$$

其中 $\bar{H}_e(t)$ 和 $Am_e(t)$ 分别表示水解和氨化速率，而反应速率可表示为：

$$\bar{R}_1(t) = \frac{1 - Y_H}{2.86Y_H} \hat{\mu}_H \left(\frac{S_{S,e}(t)}{K_S + S_{S,e}(t)} \right) \left(\frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO,e}(t)}{K_{NO} + S_{NO,e}(t)} \right) \eta_g X_{BH,e}(t) \quad (3-37)$$

$$\bar{R}_2(t) = \frac{1}{Y_A} \hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH,e}(t)}{K_{NH} + S_{NH,e}(t)} \right) \left(\frac{S_O(t)}{K_{OA} + S_O(t)} \right) X_{RA,e}(t) \quad (3-38)$$

$$\bar{R}_3(t) = \frac{1}{Y_H} \hat{\mu}_H \left(\frac{S_{S,e}(t)}{K_S + S_{S,e}(t)} \right) \left(\frac{S_O(t)}{K_{OH} + S_O(t)} \right) X_{BH,e}(t) \quad (3-39)$$

$$\alpha_1 = -\frac{2.86}{1-Y_H}, \quad \alpha_2 = -(i_{XB}Y_A + 1), \quad \alpha_3 = -\alpha_1\alpha_4, \quad \alpha_4 = Y_H i_{XB} \quad (3-40)$$

其中 Y_A 为自养菌产率系数, 对于式 (3-37) 到式 (3-40) 中的参数及缺省值可参考文献[7]。

由式 (3-38) 可以定义 $\bar{R}_2(t) = \bar{r}_{S_{NH}}(t)S_{NH,e}(t)$, 用 $S_{COD,e}$ 代替式 (3-37) 和式 (3-39) 分子中的 $S_{S,e}$, 得到 $\bar{R}_i(t) = r_{S_{COD,i}}(t)S_{COD,e}(t)$, $i = 1, 3$, 从而可以把式 (3-34) 到式 (3-36) 改为:

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NO,e}(t)}{dt} = & -r_{S_{COD,1}}(t)S_{COD,e}(t) + r_{S_{NH}}(t)S_{NH,e}(t) \\ & + D(t)(S_{NO,1}(t) - S_{NO,e}(t)) + \frac{Q_a}{V}(S_{NO,1}(t) - S_{NO,e}(t)) \end{aligned} \quad (3-41)$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{COD,e}(t)}{dt} = & \alpha r_{S_{COD,1}}(t)S_{COD,e}(t) - r_{S_{COD,3}}(t)S_{COD,e}(t) + \bar{H}_e(t) \\ & + D(t)(S_{COD,1}(t) - S_{COD,e}(t)) + \frac{Q_a}{V}(S_{COD,1}(t) - S_{COD,e}(t)) \end{aligned} \quad (3-42)$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NH,e}(t)}{dt} = & -\alpha_3 r_{S_{COD,1}}(t)S_{COD,e}(t) - \alpha_4 r_{S_{COD,3}}(t)S_{COD,e}(t) + \alpha_2 r_{S_{NH}}(t)S_{NH,e}(t) \\ & + D(t)(S_{NH,1}(t) - S_{NH,e}(t)) + \frac{Q_a}{V}(S_{NH,1}(t) - S_{NH,e}(t)) + Am_e(t) \end{aligned} \quad (3-43)$$

3.2.2 缺氧池模型

在 3.1 节中介绍了描述 $S_{NO,1}(t)$ 和 $S_{COD,1}(t)$ 动态特性的数学模型, 因此 3.1 节中的假设条件 (1) 到 (5) 也适用于本节的研究。由假设条件 (3) 可知该缺氧池过程中只有一个过程速率对系统有影响, 所以一般缺氧池的动态特性模型一般比好氧池相对简单些。在式 (3-11) 所示的模型中考虑 $S_{NH,1}$ 和系统的内回流动态, 我们可以得到如下的模型方程式:

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NO,1}(t)}{dt} = & -r_{S_{COD}}(t)S_{COD,1}(t) + D_r(t)S_{NO,e}(t) \\ & - D(t)S_{NO,1}(t) + \frac{Q_a}{V}(S_{NO,e}(t) - S_{NO,1}(t)) + D_m(t)S_{NO,m}(t) \end{aligned} \quad (3-44)$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{COD,1}(t)}{dt} = & \alpha_1 r_{S_{COD}}(t)S_{COD,1}(t) + D_r(t)S_{COD,e}(t) + \bar{H}_1(t) + u_3(t) \\ & - D(t)S_{COD,1}(t) + \frac{Q_a}{V}(S_{COD,e}(t) - S_{COD,1}(t)) + D_m(t)S_{COD,m}(t) \end{aligned} \quad (3-45)$$

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NH,1}(t)}{dt} = & -\alpha_3 r_{S_{COD}}(t) S_{COD,1}(t) + D_r(t) S_{NH,e}(t) + D_{in} S_{NH,in}(t) \\ & - D(t) S_{NH,1}(t) + \frac{Q_a}{V} (S_{NH,e}(t) - S_{NH,1}(t)) + Am_1(t) \end{aligned} \quad (3-46)$$

其中 $D_r(t) = Q_r(t)/V$ 为污泥回流稀释率, $D_{in}(t) = Q_{in}(t)/V$ 为进水稀释率, $u_3(t)$ 为外加碳源。

3.2.3 活性污泥生化反应过程的完整模型

本节中我们将结合前面介绍的缺氧池和好氧池模型, 把控制变量定义为:

$$u_1(t) = Q_a, \quad u_2 = \frac{S_o}{K + S_o} \text{ 及 } u_3(t), \text{ 从而可以得到活性污泥生化反应过程的完整}$$

模型。在把两个模型结合在一起之前, 我们首先假设如下两个附加条件:

- (1) 缺氧池及好氧池的体积都为常值 $V[m^3]$;
- (2) $K = K_{OH} = K_{OA}$;

则两个反应池的组分动态可以用双线性状态空间表示为:

$$\dot{x}(t) = A(t)x(t) + N_1(t)x(t)u_1(t) + N_2x(t)u_2(t) + B_u u_3(t) + B_d \bar{d}(t) + B_w \bar{w}(t) \quad (3-47)$$

其中系统状态向量为:

$$x(t) = [S_{NO,1}(t) \quad S_{COD,1}(t) \quad S_{NH,1}(t) \quad S_{NO,e}(t) \quad S_{COD,e}(t) \quad S_{NH,e}(t)]^T$$

系统扰动向量为:

$$\begin{aligned} \bar{d}(t) &= [D_{in}(t)S_{NO,in}(t) \quad D_{in}(t)S_{COD,in}(t) \quad D_{in}(t)S_{NH,in}(t)]^T, \\ \bar{w}(t) &= [\bar{H}_1(t) \quad Am_1(t) \quad \bar{H}_e(t) \quad Am_e(t)]^T \end{aligned}$$

系统矩阵为:

$$A(t) = \begin{pmatrix} A_{anox}(t) & D_r(t)I \\ D_r(t)I & A_{aerob}(t) \end{pmatrix}$$

其中:

$$A_{anox}(t) = \begin{bmatrix} -D(t) & -r_{S_{COD}}(t) & 0 \\ 0 & \alpha_1 r_{S_{COD}}(t) - D(t) & 0 \\ 0 & -\alpha_3 r_{S_{COD}}(t) & -D(t) \end{bmatrix}$$

$$A_{aerob}(t) = \begin{bmatrix} -D(t) & -\hat{r}_{SCOD,1}(t) & 0 \\ 0 & \alpha_1 \hat{r}_{SCOD,1}(t) - D(t) & 0 \\ 0 & -\alpha_3 \hat{r}_{SCOD,1}(t) & -D(t) \end{bmatrix}$$

I 为 3×3 维的单位阵。

进一步定义：

$$N_1(t) = \begin{bmatrix} -\frac{1}{V} I & \frac{1}{V} I \\ \frac{1}{V} I & -\frac{1}{V} I \end{bmatrix}, \quad N_2(t) = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & n_2(t) \end{bmatrix}$$

其中

$$n_2(t) = \begin{bmatrix} 0 & \hat{r}_{SCOD,1}(t) & \hat{r}_{SNH}(t) \\ 0 & -\alpha_1 \hat{r}_{SCOD,1}(t) - \hat{r}_{SCOD,3}(t) & 0 \\ 0 & \alpha_3 \hat{r}_{SCOD,1}(t) - \alpha_4 \hat{r}_{SCOD,3}(t) & \alpha_2 \hat{r}_{SNH}(t) \end{bmatrix}$$

$$\hat{r}_{SNH}(t) = \bar{r}_{SNH}(t)/u_2, \quad \hat{r}_{SCOD,1}(t) = \bar{r}_{SCOD,1}(t)/(1-u_2), \quad \hat{r}_{SCOD,3}(t) = \bar{r}_{SCOD,3}(t)/u_2$$

输入矩阵 $B_u = [0 \quad S_{SO}/V \quad 0 \quad 0 \quad 0 \quad 0]^T$

系统扰动矩阵为：

$$B_{\bar{a}} = \begin{bmatrix} I \\ 0 \end{bmatrix}, \quad B_{\bar{v}} = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

其中 I 为 3×3 维的单位阵。

3.3 沉淀池模型

文献[35]中把沉淀池分为三层（如图 3-2 所示），且假设每层都处于微生物溶液完全混合状态，从而得到的沉淀池模型是我们在本节乃至整个研究中的重要依据。

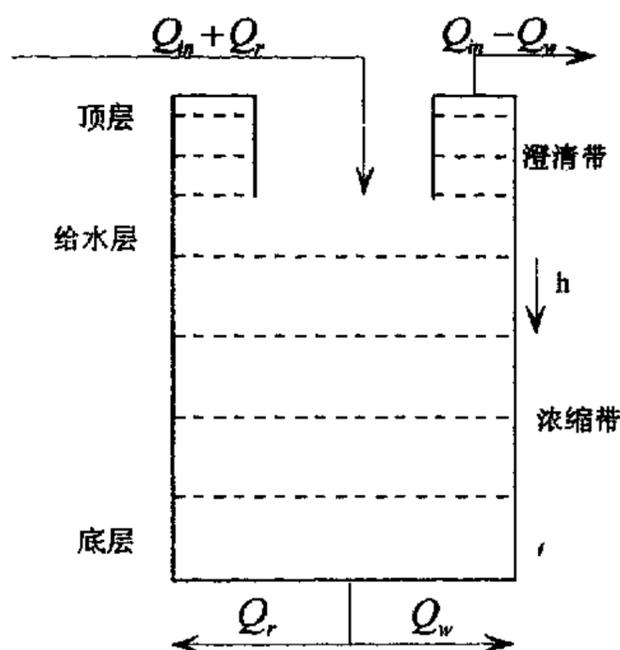


图 3-2 沉淀池一维空间模型

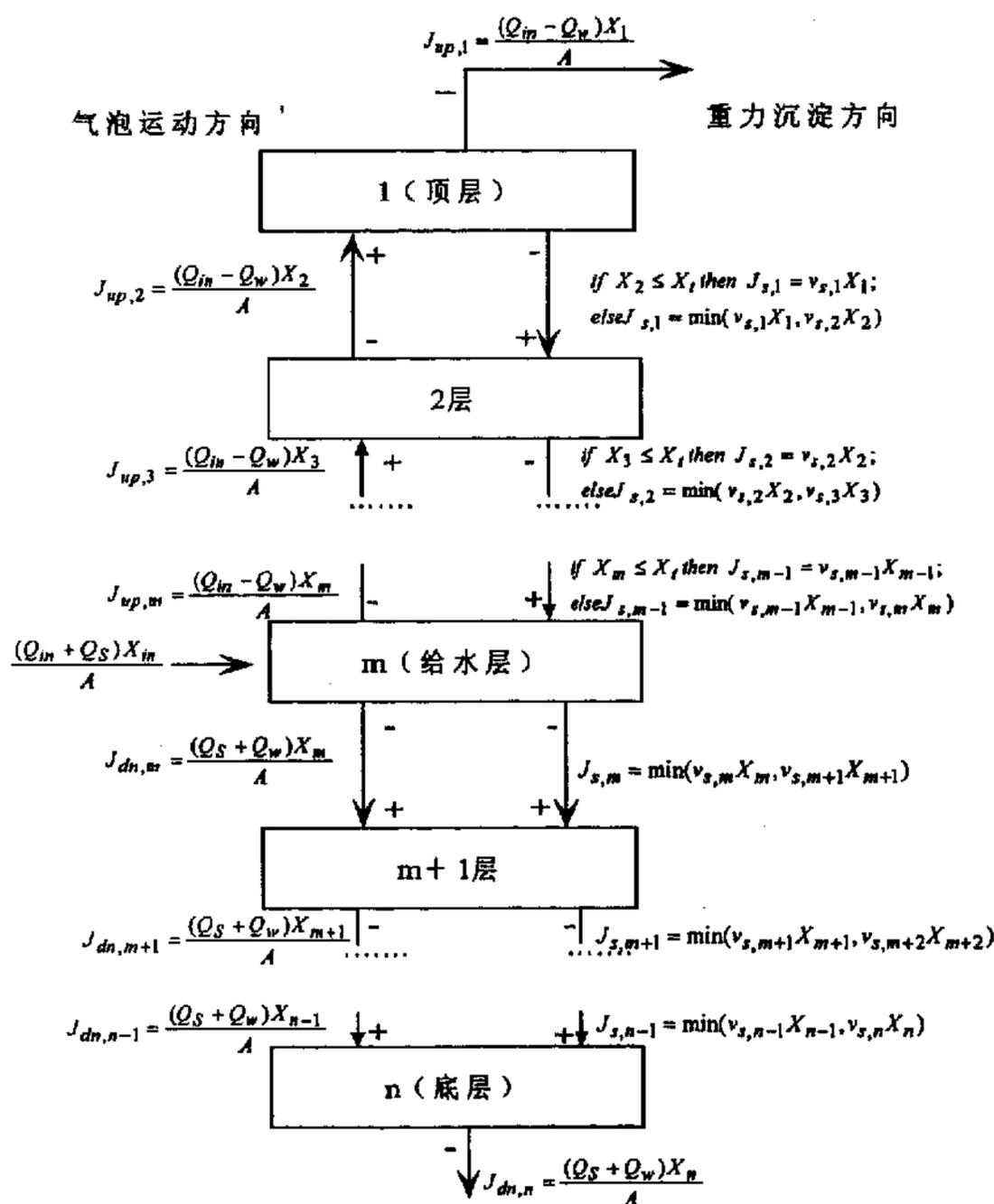


图 3-3 沉淀池中各层的物料平衡示意图^[35]

文献[35]把由于重力作用产生的固体颗粒流量 J 当成是速度 v_s 和污泥浓度 X 的函数: $J = v_s(X)X$, 对于第 i 层的浓度可以表示为: $\frac{dX_i}{dt} = \frac{1}{h} \Delta J_i$, 其中 ΔJ_i 为

流经第 i 层的固体颗粒流量差, h 为每一层的高度。由图 3-3 及 $\frac{dX_i}{dt} = \frac{1}{h} \Delta J_i$, 可以得到如下的污泥浓度方程:

$$\begin{aligned} \frac{dX_1}{dt} &= \frac{1}{h} (J_{up,2} - J_{up,1} - J_{S,1}) \\ \frac{dX_i}{dt} &= \frac{1}{h} (J_{up,i+1} - J_{up,i} + J_{S,i-1} - J_{S,i}) \quad 2 \leq i < m \\ \frac{dX_m}{dt} &= \frac{1}{h} \left(\frac{(Q_{in} + Q_S) X_{in}}{A} - J_{up,m} - J_{dn,m} + J_{S,m-1} - J_{S,m} \right) \\ \frac{dX_j}{dt} &= \frac{1}{h} (J_{dn,j-1} - J_{dn,j} + J_{S,j-1} - J_{S,j}) \quad m+1 \leq j < n \\ \frac{dX_n}{dt} &= \frac{1}{h} (J_{dn,n-1} - J_{dn,n} + J_{S,n-1}) \end{aligned}$$

沉淀池速率为: $v_{S,i} = v_0 e^{-r_h(X_i - X_{min})} - v_0' e^{-r_p(X_i - X_{min})} \quad 1 \leq i \leq n, \quad 0 \leq v_{S,i} \leq v_0'$

沉淀池模型中的参数如下表 3-1 所示:

表 3-1 沉淀池模型参数^[35]

最大的理论沉淀速度 $v_0 = 712\text{m/d}$;	最大的实际沉淀速度 $v_0' = 340\text{m/d}$
沉淀的抑制参数 $r_h = 4.26 \times 10^{-4} \text{m}^3/\text{g}$;	沉淀缓慢的固体浓度参数 $r_p = 5.0 \times 10^{-3} \text{m}^3/\text{g}$
进水固体的非沉淀因子 $f_{ns} = 5.0 \times 10^{-4}$;	沉淀池表面积 $A = 0.55\text{m}^2$
出水可达到的最小悬浮固体浓度 $X_{min} = f_{ns} X_{in} \text{g/m}^3$;	悬浮固体临界浓度 $X_c = 3000 \text{g/m}^3$
沉淀池层数 $n = 10$;	给水层所在层数 $m = 7$;
每一层的高度 $h = 0.1$ 米	

3.4 本章小结

本章主要是对活性污泥过程模型的降阶, 通过一定的假设条件减少活性污泥过程中不可测量的组分, 降低了活性污泥过程动态建模的难度。本章首先分别对单个缺氧池和单个好氧池模型降阶, 然后扩展到对多个缺氧池和多个好氧池的模型降阶, 再把这两个模型结合起来, 从而得到整个活性污泥生化反应过程的降阶模型, 最后简单介绍了沉淀池的模型。

第四章 活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件的开发

在前面章节中我们已经讨论了 ASM1 模型的相关内容，并建立了反应器和沉淀池的活性污泥过程降阶模型。本章将介绍由五个连续的简单反应器和一个二沉池构成的处理过程（见图 4-1），并介绍基于 ASM1 降阶模型开发的计算机模拟与仿真软件对该过程的仿真功能。

4.1 仿真过程系统介绍

污水中的氮元素大多是以氨化的形式（即 NH_4^+ ）存在。在好氧条件下， NH_4^+ 被微生物氧化成硝酸盐（ NO_3^- ），这个过程被称为硝化过程。然而我们希望出水中硝酸盐的浓度最小，因此为了减少硝酸盐的浓度，在缺氧的条件下微生物将把硝酸盐转化为氮气（ N_2 ），该过程即为活性污泥过程常用的反硝化过程。为了去除污水中过多的氮，好氧及缺氧条件都是必不可少的。这样就需要在活性污泥过程中加入两个常用的设备结构，即前硝化和后硝化系统^[41]。

后硝化系统中最先进行曝气（好氧池）过程，然后进行反硝化（缺氧池）过程。由于这种结构可以使得缺氧池中的易生物降解有机物紧缺，从而会限制反硝化作用。因此为了保证反硝化过程有效地进行，需要从外界加入碳源，混合液不进行回流。

在前硝化系统中，进水先进入缺氧池进行反硝化过程，然后再进入好氧池进行曝气。由于进水直接先进入缺氧池，从而使得反硝化过程有足够的有机物，因此无需从外界再加入碳源。同时为了保证污水除氮的效率，一般要进行混合液回流。

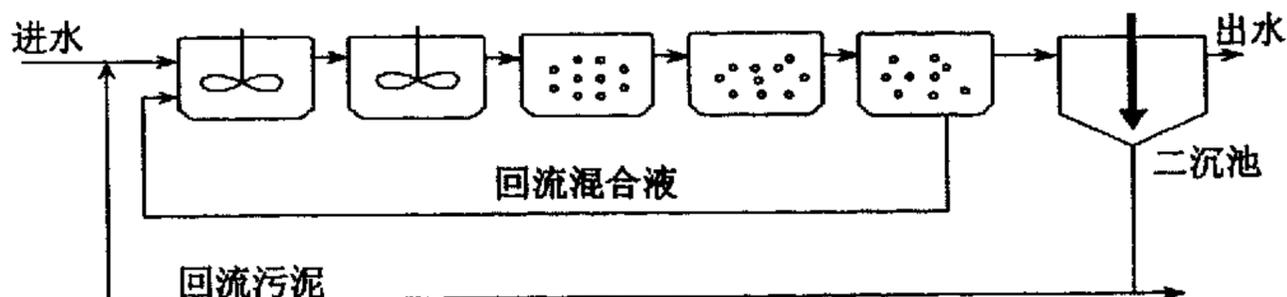


图 4-1 典型仿真系统流程示意图

本仿真模型选用了如上图 4-1 所示的结构，且各个反应器中的微生物溶液

处于完全混合状态，图中前两个池中未加入空气的搅拌池，后三个为曝气池。从上图我们可以看出该过程为前硝化处理系统，如果将回流混合液回流量设为零，在搅拌池中通入足够多的氧气，曝气池中停止通入氧气就可以达到一个后硝化系统。上述图中的前硝化系统具有如下特性：

- (1) 由五个连续生化池和一个二次沉淀池构成
- (2) 池 1 和 2 没有加入空气，但池中的微生物溶液处于完全混合状态
- (3) 池 3, 4 和 5 的曝气可以达到 10hr^{-1} 的最大 $K_L a$ 值
- (4) 在池 3 和 4 中 $K_L a$ 的缺省值为 10hr^{-1} ，而池 5 中的值为 3.5hr^{-1}
- (5) 池 3, 4 和 5 中的饱和 DO (溶解氧) 浓度为 $8\text{gO}_2\text{m}^{-3}$
- (6) 在二沉池中无生化反应，把二沉池分为 10 层
- (7) 两个循环：从第五个生化池到第一个生化池的混合液内循环；从二沉池到第一个生化池进水端的污泥回流循环 (由于二沉池中无生化反应，则二沉池回流污泥中的溶解氧浓度等于第五个生化池的溶解氧浓度)
- (8) 废弃污泥从二沉池底端排除

4.2 仿真软件中的仿真算法介绍

我们在第二章及第三章对活性污泥法污水处理系统进行动态建模，得到了一系列的微分方程组。为了得到仿真结果，我们需要利用数值计算的方法对 $\frac{dZ}{dt} = \frac{Q}{V}(Z_m - Z) + R$ 形式的活性污泥微分方程组进行求解。由于活性污泥法过程是具有集中参数特征的过程，对其由微分方程组构成的数学模型我们可以用四阶龙格-库塔法^[42]求解，其一般算法如下：

若有微分方程 $\frac{dy}{dt} = f(t, y)$ ，已知 $t = t_n$ 时， $y = y_n$ ，时间 t 迭代计算的步长为 h ，则在 $t = t_{n+1}$ 时， $y_{n+1} = y_n + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)/6$

其中

$$\begin{aligned} k_1 &= h \cdot f(t_n, y_n) & k_2 &= h \cdot f(t_n + h/2, y_n + k_1/2) \\ k_3 &= h \cdot f(t_n + h/2, y_n + k_2/2) & k_4 &= h \cdot f(t_n + h, y_n + k_3) \end{aligned}$$

由以上方程可知，只要已知初始时刻的 y 值，即可通过迭代计算，算出任意时刻 y 的数值。

针对本仿真软件中活性污泥数学模型的特点,我们从上述一般的四阶龙格-库塔法推出如下的算法:

$$\begin{aligned} \frac{dy_i}{dt} &= f_i(t, y_1, \dots, y_N), \quad i=1, \dots, N \\ k_1^i &= f_i(t_k, y_1^k, \dots, y_N^k) \\ k_2^i &= f_i(t_k + \frac{h}{2}, y_1^k + \frac{h}{2}k_1^i, \dots, y_N^k + \frac{h}{2}k_1^i) \\ k_3^i &= f_i(t_k + \frac{h}{2}, y_1^k + \frac{h}{2}k_2^i, \dots, y_N^k + \frac{h}{2}k_2^i) \\ k_4^i &= f_i(t_k + h, y_1^k + hk_3^i, \dots, y_N^k + hk_3^i) \\ y_i^{k+1} &= y_i^k + \frac{h}{3}(\frac{1}{2}k_1^i + k_2^i + k_3^i + \frac{1}{2}k_4^i) \quad t_{k+1} = t_k + h \end{aligned}$$

式中 y_i^k 为采样时刻 k 时第 i 个有机物质的浓度, $k_1^i, k_2^i, k_3^i, k_4^i$ 为第 i 个有机物质的四阶龙格-库塔外推系数。对于步长 h 的选择,我们在该仿真过程中根据不同的组分采取不同的步长:设定颗粒性组分、可溶性组分和溶解氧的步长分别为 10 分钟、1 分钟和 1 秒钟。

4.3 活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件的功能介绍

根据第三章得出的活性污泥法工艺设计模型,我们利用 Matlab^[43-45]图形用户界面(GUI)在 Windows 平台上开发出活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件,通过模拟活性污泥法处理系统中各物质的变化来辅助工艺设计。

4.3.1 活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件的功能

该软件中活性污泥法工艺采用的数学模型是在 ASM1 模型的基础上,结合一些特定的因素加以修正得出的。软件以对话框的形式供用户修改水质特性和动力学参数,以适用于特定的污水处理系统。在此软件中我们着重于生物处理的基本过程、原理及其动态过程模拟,包括了 ASM1 号模型的碳源氧化、硝化和反硝化等反应过程,并考虑了异养型和自养型微生物、多种基质组分、硝态氮和氨氮等 13 种物质的平衡。

通过此仿真软件我们可以对不同运行情况下的污水处理系统的出水进行估计,同时也可以利用仿真软件对控制策略的实施效果进行仿真,从而对不同控制策略进行比较。通过对不同处理工艺的模拟,可以获得稳态和动态的出水效

果，因而主要有以下几个功能：

- 仿真。可以针对不同的处理工艺进行动态仿真，仿真结果用图形表示；另外可以输入从实际系统中得到的测量值，仿真器可以将该值与仿真结果进行比较和分析，输出比较曲线。
- 计算。可以通过进水特性、温度系数和动力学常数设置对混合液浓度、生物固体、溶解氧、硝化作用及出水等进行计算。
- 控制方案的选择。在对软件的组态过程中我们加入了一些控制环节并可以选择控制方案，对出水水质中的某些指标进行控制。
- 教学。能够清晰地使工艺中各种生物过程之间的相互联系与作用形象化，使纯理论的东西图像化。

4.3.2 活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件的使用方法

该软件主要包括两个部分：GUI 主界面（如图 4-2 所示）及大量对话框。这两个部分主要实现四个功能：存储仿真数据结果、对模型参数进行估计、用户可以根据实际需要修改系统参数设定值、用户可以采用不同的控制算法对过程进行控制。在图 4-2 所示的主界面中包括了“系统参数输入”、“装置特性参数输入”、“进水平均浓度输入”，这三个输入控制键主要用于控制系统仿真所需的各种参数输入对话框；还包括“输出稳态响应曲线”及“显示最终稳态值”这两个输出的相关控件，通过这两个控件用户可以查看输出曲线以及参数值；另外还包括一个“进行仿真”的控件，通过该控件可以进行仿真，即为 GUI 与仿真算法之间的接口；对于界面左下角的坐标轴输出的即为稳态响应曲线，仿真曲线的横坐标为时间（单位为天），纵坐标为浓度，单位与该组分的输入浓度一致，用户可以从右下方的下拉菜单中选择需要的组分，查看不同组分在左面坐标轴中的曲线图。接下来将具体介绍该仿真软件中的各个控件。

点击“系统参数输入”可以弹出如图 4-3 所示的对话框，在该对话框中主要输入的是系统所需的动力学和化学计量参数。第二章已经介绍了 ASM1 模型包括异养菌和自养菌共 14 个动力学参数，还包括 5 个化学计量参数，我们可以通过设定不同的参数来对不同的活性污泥污水处理环境进行分析。

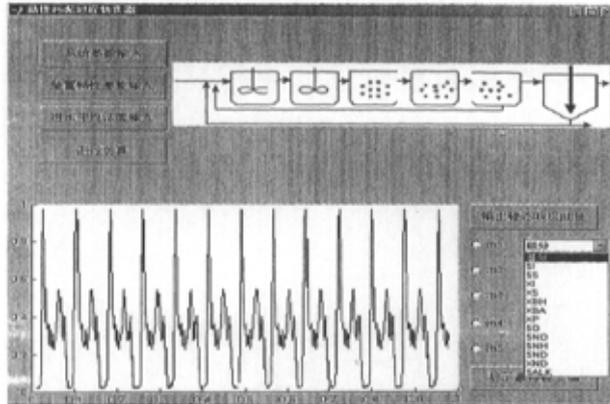


图 4-2 GUI 仿真软件主界面

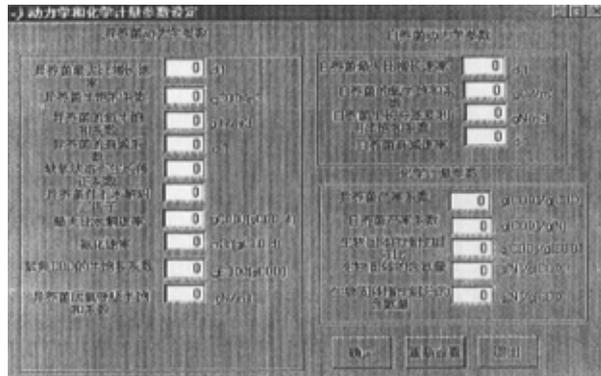


图 4-3 动力学和化学计量参数设定

点击“装置特性参数设定”可以在弹出的对话框（如图 4-4 所示）中对装置的特性参数进行设定。装置的特性参数主要包括五个反应池的容积、沉淀池

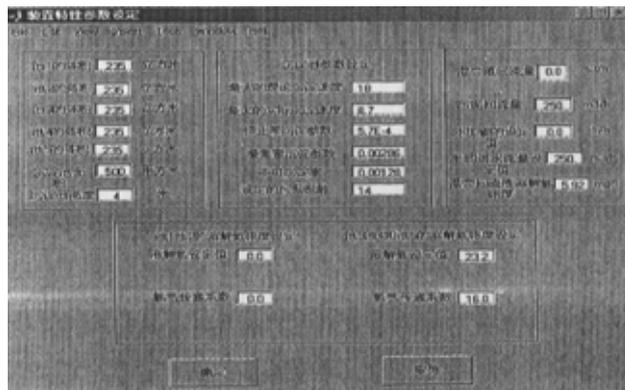


图 4-4 装置特性参数设定

的面积及高度、回流混合液流量、各反应器的溶解氧浓度等，通过该对话框用

用户可以自行改变这些值，对污水处理过程重新组态。

点击“进水平均浓度输入”，可以在弹出的对话框中（如图 4-5 所示）设定系统进水中的各组分浓度初始值，从而可以得到不同进水浓度情况下的出水情况。在第二章中已经介绍了活性污泥法中包括 13 种组分，可以自己输入这些浓度，同时如果用户有自己的现场数据文件，也可以通过加载输入组分浓度的数据文件。

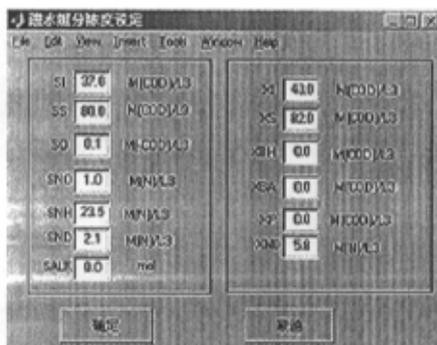


图 4-5 进水组分浓度设定

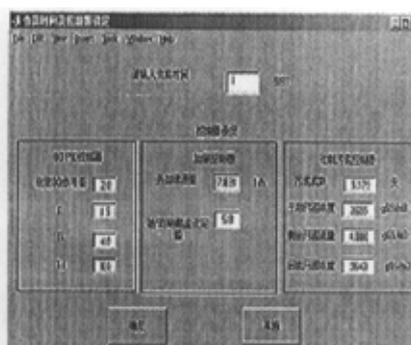


图 4-6 仿真时间及控制器设定

通过前面三个输入参数的设定，就已经把整个系统所需的参数基本设定好了，然后就可以点击“进行仿真”按钮，弹出的对话框（如图 4-6 所示）包括“仿真时间设定”来设定仿真衰减时间及“控制器设定”来选择不同的控制方案，设定不同控制器参数实现对活性污泥过程的控制，然后“确定”即可进行系统仿真。

对于活性污泥过程中的控制器，可以用如下结构图（如图 4-7 所示）表示：

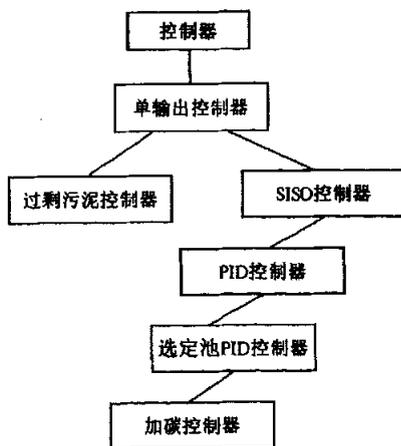


图 4-7 活性污泥过程中控制器结构图

“控制器”层为所有控制器的最高层，该层用于设置一个控制器的名称。

“单输出控制器”为该活性污泥仿真器中所有采用的控制器的上级层，该层仅有一个输出，且仅控制一个变量，但可以有多个输入。一个单输出控制器可以作为其他单输出控制器的从控制器。“SISO 控制器”为单输入单输出控制器，该控制器增加了一个从采样器采样的功能。“PID 控制器”描述的是一个离散时间的 PID 控制器，该控制器被用于执行输出从 u_{\min} 到 u_{\max} 的微分 PID 控制，即控制信号 u 可以用式 (4-1) 和式 (4-2) 所示的形式计算：

$$\Delta u_n = K \left(e_n - e_{n-1} + \frac{h}{T_i} e_n + \frac{T_d}{h} (y_n - 2y_{n-1} + y_{n-2}) \right) \quad (4-1)$$

$$u_n = \begin{cases} u_{\max} & \text{if } u_{n-1} + \Delta u_n > u_{\max} \\ u_{n-1} + \Delta u_n & \text{if } u_{\min} \leq u_n \leq u_{\max} \\ u_{\min} & \text{if } u_{n-1} + \Delta u_n < u_{\min} \end{cases} \quad (4-2)$$

其中 y 为被控变量， e 为控制误差， h 为采样时间间隔，下标 n 意味着在采样时刻 n ， K ， T_i 和 T_d 为 PID 参数。当 $T_i = 0$ 时，在本研究的仿真器中我们看作是 $T_i = \infty$ 的情况，因而控制信号 u 变为：

$$u_n = K e_n - \frac{T_d}{h} (y_n - y_{n-1}) \quad (4-3)$$

对于该控制信号的计算，我们在 Matlab 的 M 文件中编写相应的程序实现。“选定池 PID 控制器”中用户可以选择前面所给出的仿真系统中前五个反应池的任何一个作为研究对象，然后使用该控制器反应池进行采样分析。“加碳控制器”主要用于控制外加碳源量。“过剩污泥控制器”主要用于控制过剩的污泥流量，在该控制器中主要用如式 (4-4) 所示的物料平衡方程，通过期望的污泥泥龄及四个采样值 $V_a \cdot SS_m$ ， Q_{out} ， SS_{out} 和 SS_e 来计算过剩污泥流量。

$$Q_e = \frac{V_a \cdot SS_m \cdot \frac{1}{\theta} - Q_{out} \cdot SS_{out}}{SS_e} \quad (4-4)$$

其中 Q_e 为过剩的污泥流量 (m^3)， V_a 为曝气池容积 (m^3)， SS_{out} 为出水中悬浮固体 (SS) 的浓度 (gSS/m^3)， SS_m 为曝气池的平均污泥浓度 (gSS/m^3) θ 为污泥泥龄的设定值 (天)， Q_{out} 为出水流量 (m^3)， SS_e 为剩余污泥中的悬浮固体浓度 (gSS/m^3)。但是由于时间有限，我们在仿真器中只列出了 (如图 4-6 所示) 的三种控制器的设定，对于溶解氧浓度的自适应控制，以及上面提到的其他控制器，仅用 MATLAB 的 M 文件编写程序实现，没有加入到该仿真器的

图形用户界面中，只在仿真器运行时可以通过内部函数调用来实现对不同控制的选择。

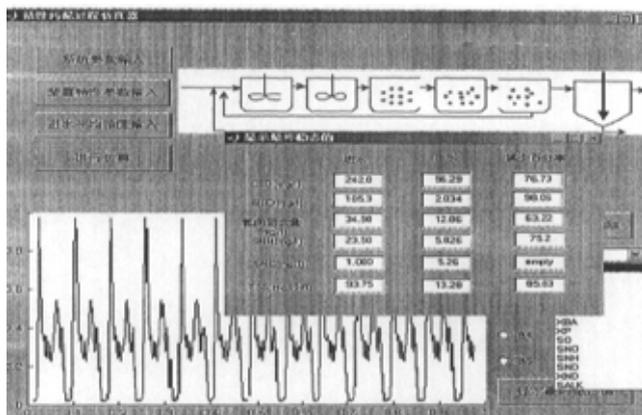


图 4-8 显示最终稳态值

仿真结果主要通过“输出稳态响应曲线”及“显示最终稳态值”两个控件描述。通过在界面中对组分及反应器的选择，可以在界面左下部的坐标轴中显示出不同变量的仿真曲线图（如图 4-2 所示）。点击“显示最终稳态值”可以显示出进水及出水的一些重要组分的浓度（如图 4-8 所示，图 4-5 所示的进水组分浓度可以随着仿真过程而改变），主要用于用户观察系统达到稳态时的输出，便于用户了解各个反应器的污水处理效果及最终出水的效果。

4.4 活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件计算的一般程序

- (1) 将污水进水水质的分析组分转化为模型组分；
- (2) 根据实际活性污泥法处理工艺的数据统计，对曝气池中的模型组分进行初始化；
- (3) 根据所确定的化学计量系数和动力学参数计算化学计算矩阵；
- (4) 根据不同的时间步长及各个组分的初始值，求解出各个组分的物料平衡导出的常微分方程组；
- (5) 输出结果。

4.5 本章小结

本章主要针对由五个反应池及一个二沉池构成的活性污泥系统，使用

Matlab 的图形用户界面开发设计了活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件，并通过图例具体介绍了该软件的功能及使用方法，同时简单介绍了该仿真软件中使用到的仿真算法及计算的一般程序。

第五章 计算机模拟与仿真软件的应用

数学仿真最主要的目的就是分析不同输入条件下活性污泥过程的各种特性，为今后实际系统的设计及运行提供有益的帮助。第四章主要介绍了计算机模拟与仿真软件的使用方法及功能组成，这一章在不同的气候条件下输入活性污泥组分数据，结合不同控制策略对活性污泥过程进行模拟实验，以验证该计算机模拟与仿真软件的模拟结果，确认其准确性和精确性。

5.1 计算机模拟与仿真软件的可行性与实用性分析

本研究的仿真模型在第四章中（如图 4-1 所示）已经介绍过其具有的特性，在本章进行分析之前我们将先要给定仿真的条件（包括装置的特性及进水组分浓度等特性）：池 1 和池 2 的容积均为 1000 立方米，池 3, 4, 5 的容积均为 1333 立方米；池 3, 4, 5 中最大的曝气系数 $K_L a$ 为 10hr^{-1} ，池 3, 4 的缺省曝气系数为 10hr^{-1} ，池 5 的缺省曝气系数为 3.5hr^{-1} ；池 3, 4, 5 中的饱和溶解氧浓度为 $8\text{gO}_2/\text{m}^3$ ；沉淀池分为 10 层，容积为 6000 立方米（面积为 1500 平方米，深 4 米）；缺省的混合液回流速率为每天 55338 立方米，污泥的回流速率为每天 18446 立方米，剩余污泥每天的排放速率为 3500 千克；生化反应池及沉淀池的物理结构特性参数如表 5-1 所示，系统变量的选择如表 5-2 所示。

表 5-1 生化反应池及沉淀池的物理特性参数

池 1 容积=1000 立方米	池 5 容积=1333 立方米
池 2 容积=1000 立方米	沉淀池深度=4 米
池 3 容积=1333 立方米	沉淀池面积=1500 平方米
池 4 容积=1333 立方米	沉淀池容积=6000 立方米

表 5-2 系统变量的选择

进水流速=18446 立方米/天	污泥回流速率=18446 立方米/天
混合液回流速率=55338 立方米/天	剩余污泥排放速率=3500 千克/天
池 3, 4 的缺省曝气系数 $K_L a = 10\text{hr}^{-1}$ ；池 5 的缺省曝气系数 $K_L a = 3.5\text{hr}^{-1}$	

为了提高仿真结果的可信度，在第二章及第三章中采用的是国际上常用的典型模型：IAWQ 的活性污泥 1 号模型（ASM1）作为生化反应过程模型^[7]，采

用双指数沉淀速率方程描述沉淀过程模型^[35]。在本研究的仿真过程中我们设定在室温 15℃ 的动力学及化学计量学参数值如表 5-3 所示。

表 5-3 15℃ 时的动力学及化学计量参数值

自养菌的产率系数 $Y_A = 0.24$	异养菌的产率系数 $Y_H = 0.67$
生物固体的惰性组分比值 $f_p = 0.08$	生物固体的含氮量 $i_{XB} = 0.086$
生物固体惰性组分的含氮量 $i_{XP} = 0.06$	氨化速率 $k_a = 0.05 \text{ m}^3 / (\text{gCOD} \cdot \text{day})$
异养菌最大比增长速率 $\hat{\mu}_H = 4.0 \text{ day}^{-1}$	异养菌半饱和系数 $K_S = 10.0 \text{ gCOD} / \text{m}^3$
异养菌的氧半饱和系数 $K_{OH} = 0.2 \text{ gO}_2 / \text{m}^3$	异养菌的衰减率系数 $b_H = 0.3 \text{ day}^{-1}$
缺氧条件下 μ_H 的纠正因子 $\eta_g = 0.8$	缺氧条件下水解纠正因子 $\eta_h = 0.8$
最大比水解速率 $k_h = 3.0 \text{ gCOD} / (\text{gCOD} \cdot \text{day})$	
反硝化异养菌的硝酸盐半饱和系数 $K_{NO} = 0.5 \text{ gNO}_3 - \text{N} / \text{m}^3$	
慢速可生物降解基质水解的半饱和系数 $K_X = 0.1 \text{ gCOD} / (\text{gCOD})$	
自养菌最大比增长速率 $\hat{\mu}_A = 0.5 \text{ day}^{-1}$	自养菌的衰减速率 $b_A = 0.05 \text{ day}^{-1}$
自养菌的氨半饱和系数 $K_{NH} = 1.0 \text{ gNH}_3 - \text{N} / \text{m}^3$	自养菌的氧半饱和系数 $K_{OA} = 0.4 \text{ gO}_2 / \text{m}^3$

确定了系统模型及装置特性参数，我们将在三个不同的天气条件（晴天、雨天和暴风雪天）下，系统中的输入组分种类保持不变（如图 5-1 所示），分析该仿真器的实用性。

在本章的实验研究中，我们仅分析对活性污泥影响较大的八种组分在不同气候条件下，在两个星期的仿真周期中对输出水质的影响。一般情况而言，国家规定的期望出水水质指标如（表 5-4）所示：

表 5-4 国家规定污水处理厂二级出水水质指标

氮的总含量 $< 18 \text{ mg} / \text{m}^3$	化学需氧量 COD $< 100 \text{ mg} / \text{m}^3$
可溶性氨氮的含量 $S_{NH} < 30 \text{ mg} / \text{m}^3$	总悬浮固体量 TSS $< 30 \text{ mg} / \text{m}^3$
五日生化需氧量 $BOD_5 < 10 \text{ mg} / \text{m}^3$	

下面我们将分别在不同气候条件下加以说明。

(1) 晴天条件下：

我们这里所说的晴天即为一般条件，在该条件下的两个星期气候没有变化，系统参数也没有变化，由此我们可以得到如图 5-2 所示的出水水质及沉淀池污泥排放速率曲线：

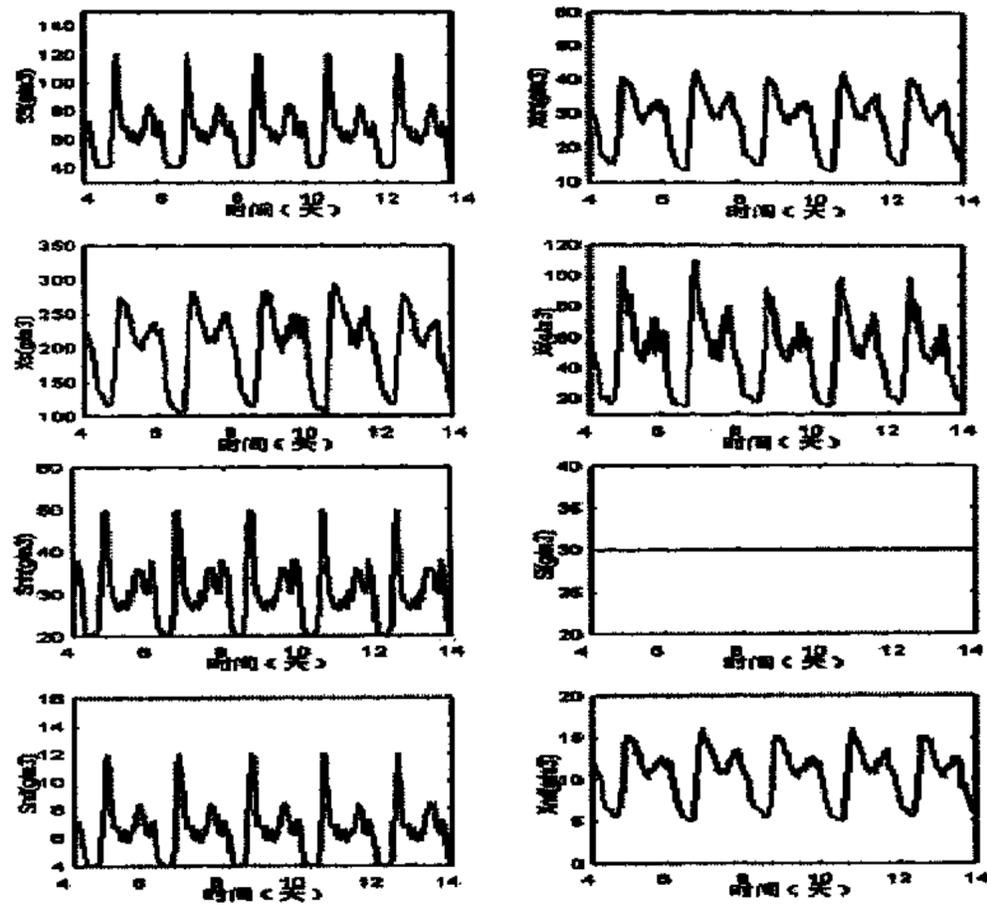


图 5-1 输入的组分浓度值

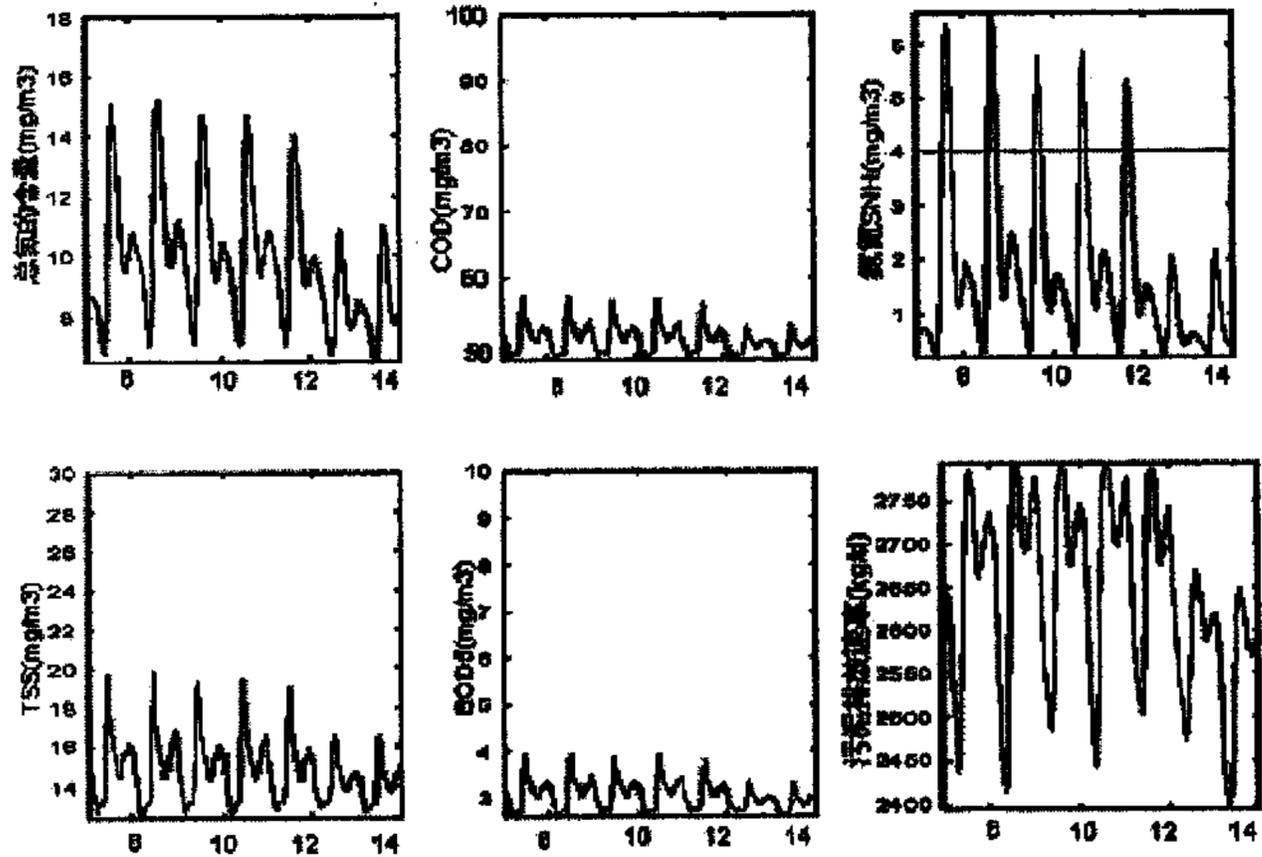


图 5-2 晴天条件下出水水质及污泥排放速率曲线

(2) 雨天条件下:

在该条件下，我们这里指的是在前一个星期天气没有什么变化，而是在第二个星期出现雨天，但是我们假定输入组分种类不发生变化，仅仅是输入组分浓度在第二个星期发生变化，从而我们可以得到如图 5-3 所示的出水水质及沉淀池污泥排放速率曲线。

(3) 暴风雪条件下:

在该条件下,我们也仅仅假定在第二个星期出现暴风雪天气,同样输入组分种类没有发生变化,仅浓度变化,我们同样可以得到如图 5-4 所示的曲线。

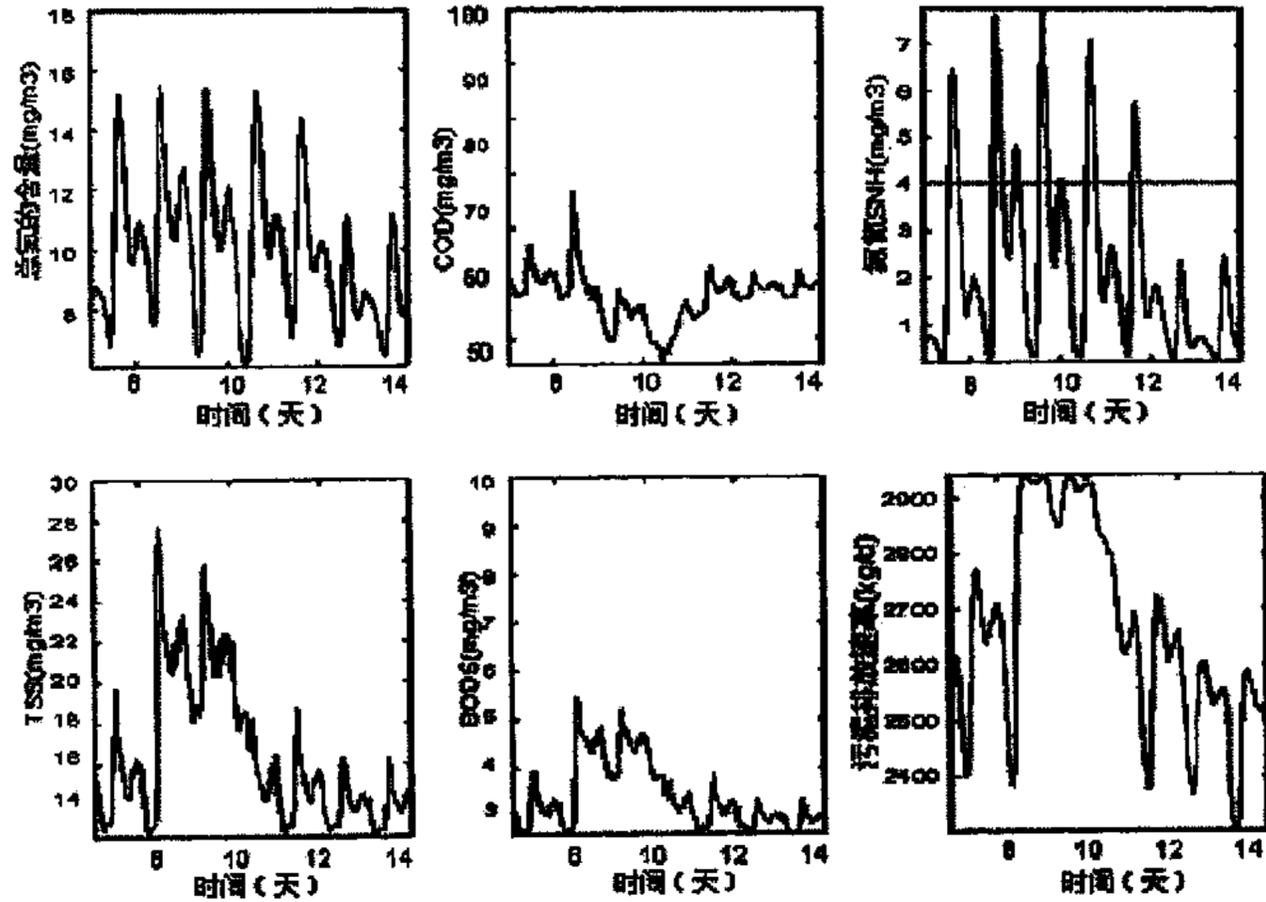


图 5-3 雨天条件下出水水质及污泥排放速率曲线

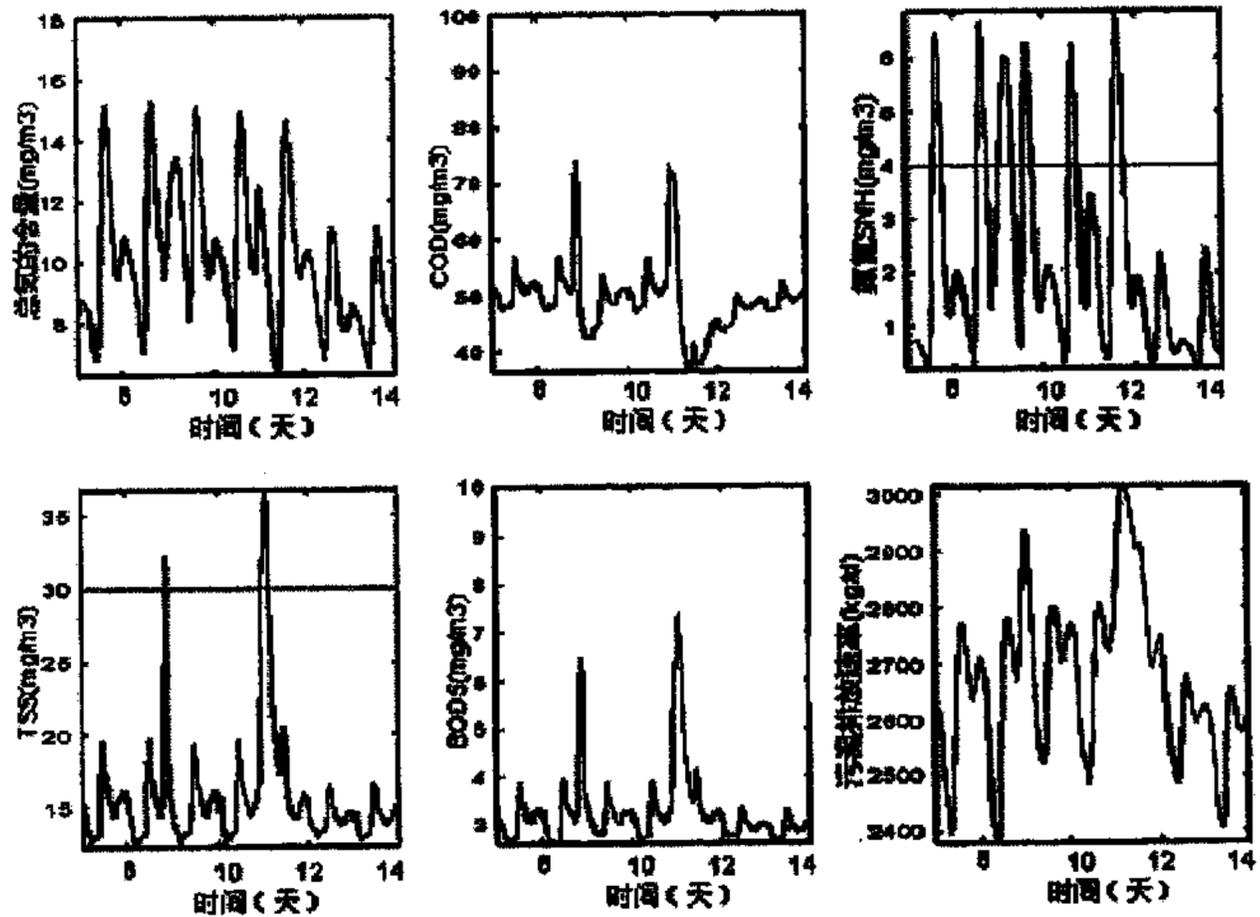


图 5-4 暴风雪条件下出水水质及污泥排放速率曲线

从图 5-2、图 5-3 和图 5-4 中,通过使用第三章中介绍的仿真器模拟活性污泥工艺过程,可以看出在这三种气候条件下得到的出水水质基本符合国家规定

的出水水质指标，只是暴风雪条件下由于固体颗粒性物质增加，从而使得总的悬浮固体含量超出指标。比较三种条件下得到的曲线图，可以看出三种条件下总氮含量和氨氮的含量都几乎没有发生变化，说明这两个指标与气候变化无关。在晴天条件下由于没有外界突变条件，所以所有出水水质在两个星期中比较稳定，污泥排放速率也比较均匀。在雨天条件下，由于第二个星期从第八天开始下雨，且雨天持续三天左右的时间，系统输入组分浓度升高，从而可以看出 COD、TSS 和 BOD₅ 浓度均会变高，然后随天气晴朗又慢慢降低；而污泥的排放由于雨水稀释，使得排放周期变长，但是污泥排放速率变高。在暴风雪条件下，由于暴风雪天气相对于雨天而言，持续时间短，但是强度更大一些，所以系统输入组分有突变性，从图 5-4 中可以看出 COD、TSS 和 BOD₅ 浓度会出现两个峰值，相对雨天更强烈一些；同样使得污泥排放速率变高。

从上述分析可以看出，仿真结果符合理论上系统反应原理，从而可以得出该仿真器在理论实验上还是实用可行的。

5.2 软件在控制策略设计中的应用

第一章已经简单介绍了活性污泥过程中应用的控制策略，第四章中也大体介绍了仿真器中要用到的控制器，本节将介绍应用到该仿真器中的几个比较典型的控制策略。

5.2.1 外加碳源控制

在反硝化过程中，需要含碳物质作为反硝化过程的电子供体。根据污水成分决定是否进行加碳控制，如果污水有含碳的有机物，则以该有机物为碳源，保证充分的反硝化反应；如果污水中碳源不足，应投加易于生物降解的碳源有机物，此时需要实施加碳控制。加碳控制过程中，硝酸盐浓度作为过程输出，碳作为过程输入。如果外加碳源剂量过高就会导致碳源浪费，产生多余的污泥，这样就需要我们控制加碳速率及剂量，使得缺氧池中的氮达到期望值。

根据简单的静态物料平衡方程可以构造一个前向-反馈 PI 控制器，改变输入污水流速及外加碳源量，通过调节控制器参数来控制氮含量，其控制算式为：

$$u(t) = (Q(t) + Q_r(t) + Q_s(t)) \left[\frac{1}{\beta} (S_{NO,in}(t) - S_{NO,ref}(t)) - (S_{S,in}(t) - S_S(t)) \right] + K_P (S_{NO}(t) - S_{NO,ref}) + K_I \int_{t_0}^t (S_{NO}(\tau) - S_{NO,ref}) d\tau \quad (5-1)$$

仿真条件基本与前面表 5-1、表 5-2 和表 5-3 中保持不变，为了保持输出悬浮固体含量不要太高，设定污泥泥龄最高为 $300\text{m}^3/\text{day}$ ，式中 $K_P = 0$ ， $S_{NO,ref} = 1\text{g}/\text{m}^3$ 。当输入不同气候条件下的数据时，可以得到使用外加碳源控制器的控制曲线如下图 5-5、图 5-6 和图 5-7 所示，图中第一个图描述了缺氧池中的氮含量及氮的设定值，第二个图描述的是外加碳源量，第三个图描述的是出水中氮的含量。

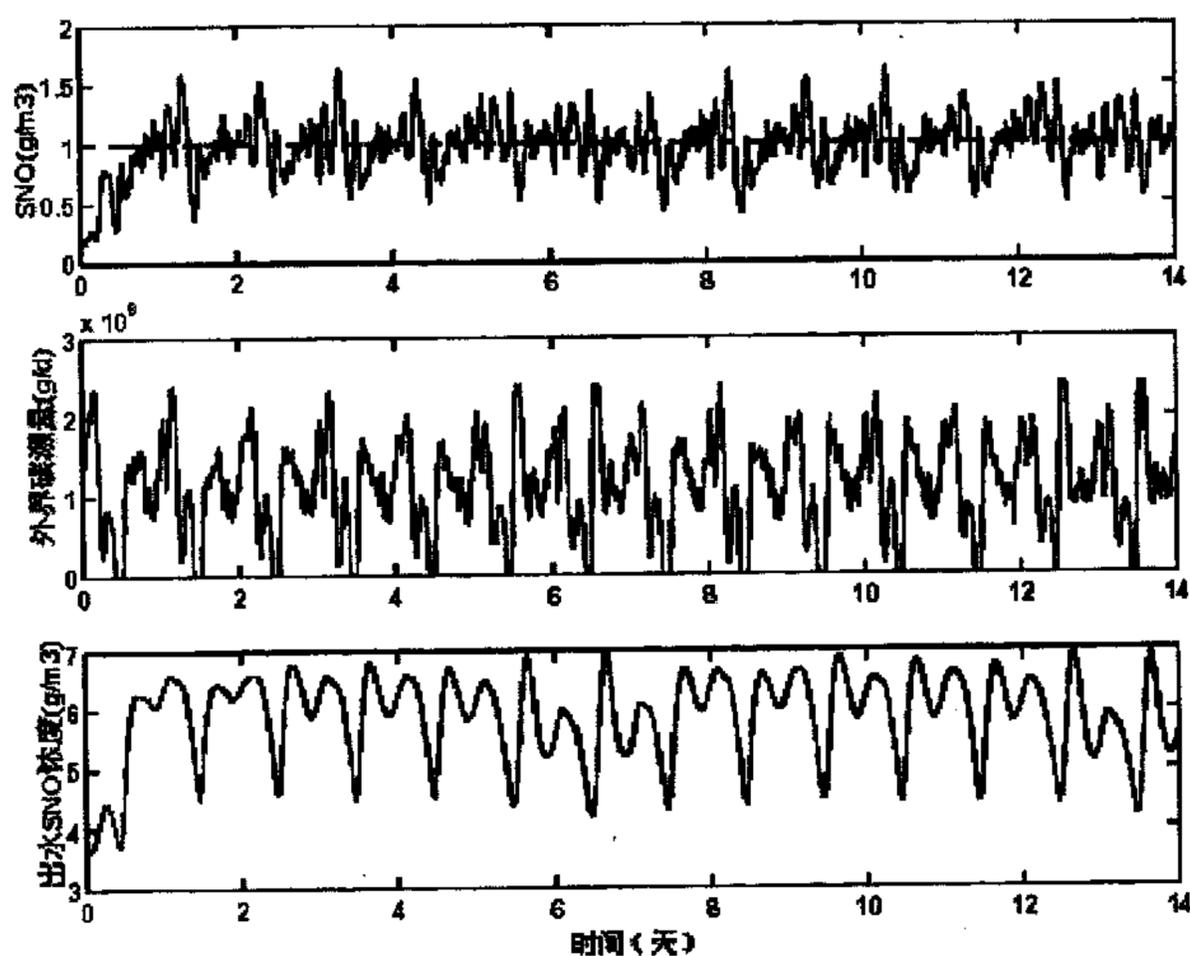


图 5-5 晴天条件下外加碳源控制曲线

通过比较三个图形可以看出，使用前向—反馈 PI 控制器能够较好地控制外加碳源的量，使得缺氧池中氮的含量在设定值上下波动，且波动范围仅在 $[0 \sim 0.5\text{g}/\text{m}^3]$ 。但是由于雨天和暴风雪条件下，输入组分浓度发生变化，因而我们根据不同条件加入碳的剂量也将相对降低，从而使得缺氧池和出水水质中氮的含量会相应降低（如图 5-5、图 5-6 和图 5-7 中第一个曲线图形所示）。

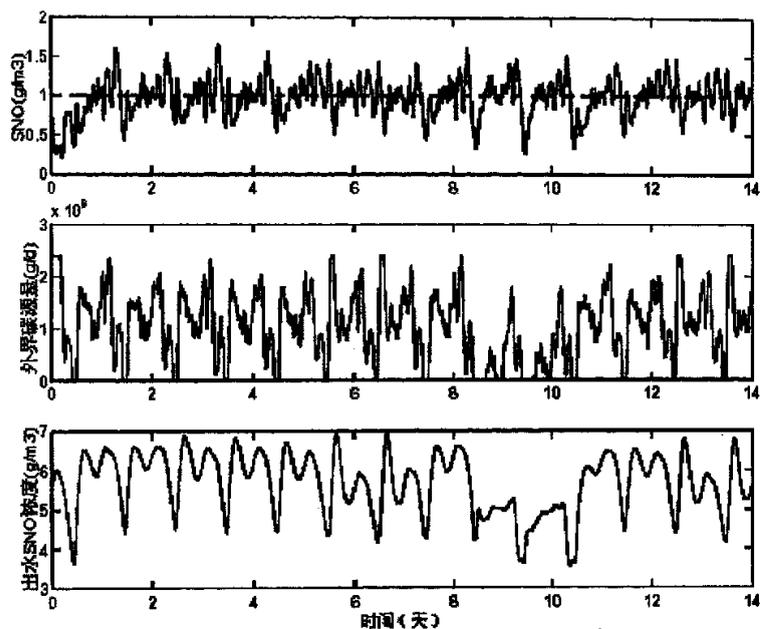


图 5-6 雨天条件下外加碳源控制曲线

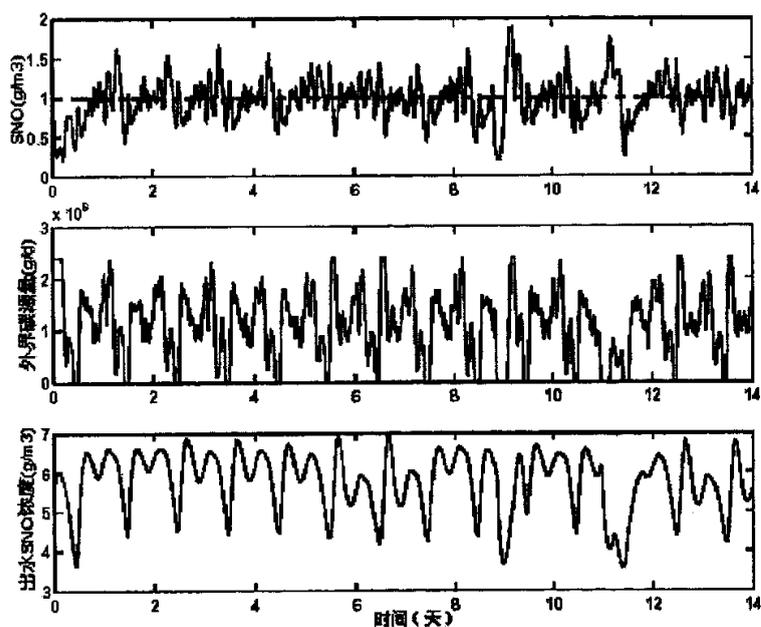


图 5-7 暴风雪条件下外加碳源控制曲线

5.2.2 好氧池中氨浓度的控制

在硝化反应过程中，微生物通过吸收氧气，实现氨态氮到氮的转化。溶解氧过量（即过量曝气）会引起悬浮固体沉降性能变差，能耗也会过高；另外，

含有过高溶解氧的污泥回流到厌氧区（或缺氧区），会抑制该区的厌氧菌的生长。为了提高硝化过程效率，有必要把好氧池中的溶解氧浓度控制在一个设定值，以确保好氧池中氨态氮的浓度保持在一个较低的常值左右。

溶解氧浓度主控制器采用的是简单的PI控制算法（算式如式 5-2），这里主要研究图 4-1 中介绍的第五个好氧池的情况，在第五个好氧池中给定 $S_{NH,5}$ 一个设定值，求取 S_O 的设定值。

$$S_{O,ref}(t) = K_P(S_{NH,5}(t) - S_{NH,ref}) + K_I \int_{\tau=t_0}^t (S_{NH,5} - S_{NH,ref}) d\tau \quad (5-2)$$

由式 5-2，可以得到溶解氧监控控制器^[44]算式为：

$$K_L a = K_P(S_{O,i}(t) - S_{O,ref}(t)) + K_I \int_{\tau=t_0}^t (S_{NH,i} - S_{O,ref}(t)) d\tau, i = 3, 4, 5 \quad (5-3)$$

其中控制参数 $K_P=4.32$ ， $K_I=0.02$ ，从而可以得到给定 $S_{NH,ref}$ 一个阶跃信号时在第五个反应池中溶解氧浓度及氨态氮的浓度（如图 5-8 所示），从图中可以看出 $S_{NH,ref}=1$ 的时候，池 5 中的溶解氧浓度和氨氮浓度几乎没有什么波动，控制器比较稳定。

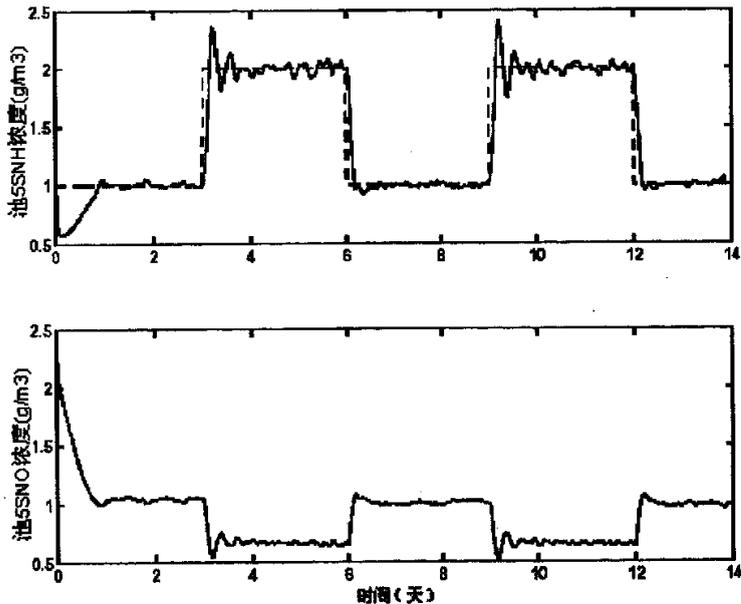


图 5-8 阶跃信号下池 5 的 S_{NH} 和 S_{NO} 浓度

下面将分析不同气候条件下，使用溶解氧浓度监控控制器时输出曲线（如图 5-9、图 5-10 和图 5-11 所示）。该情况下池 5 中氨态氮的设定值为常值 1g/m^3 ，

从三个曲线图中，我们可以看出不论在什么气候条件下，主溶解氧控制器均不能消除池 5 中氨态氮出现的峰值情况，但是对于池 5 中溶解氧浓度的控制相对要好一些；而且在 8 到 12 天出现的雨天和暴风雪天气对池 5 中溶解氧浓度影响的差别不是很明显，但是由于雨天和暴风雪天进水流量的增加，使得氨态氮的浓度相对于晴天来说增大且溶解氧浓度接近其边界值。

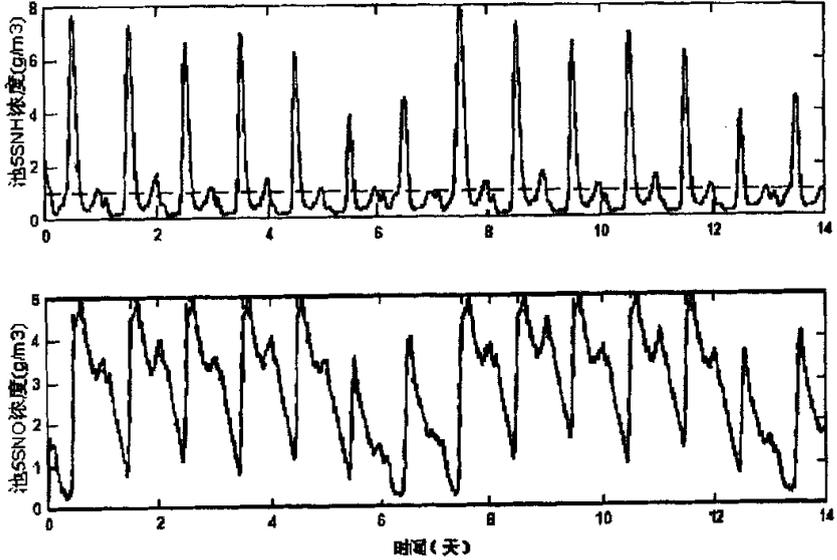


图 5-9 晴天条件下氨浓度控制曲线图

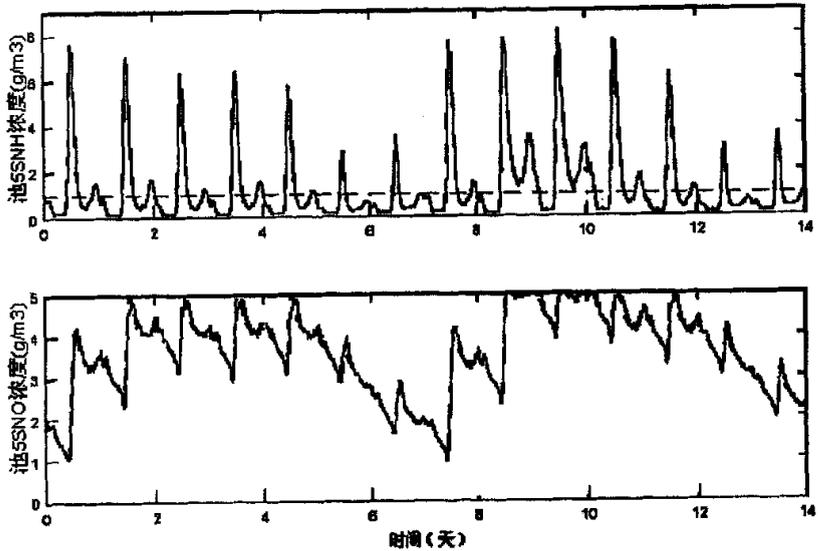


图 5-10 雨天条件下氨浓度控制曲线图

5.2.3 通过内回流控制出水氮的浓度

该控制策略主要是通过污水内回流来控制出水水质中的含氮量，由于前硝化作用使得缺氧池中的氮浓度较低，而到好氧池中由于氨态氮转化成氮，从而使得氮的含量又增高了，因此硝化作用越好，则在第五个反应池中氮的含量越高，相应地氨态氮的含量就越低。这样，可以通过污水回流来控制出水的氮含量保持在一定的期望值。Galarza^[47]等采用合理的控制方案通过调整污水内回流速率来控制氮浓度，取得了最近似给定值的结果。

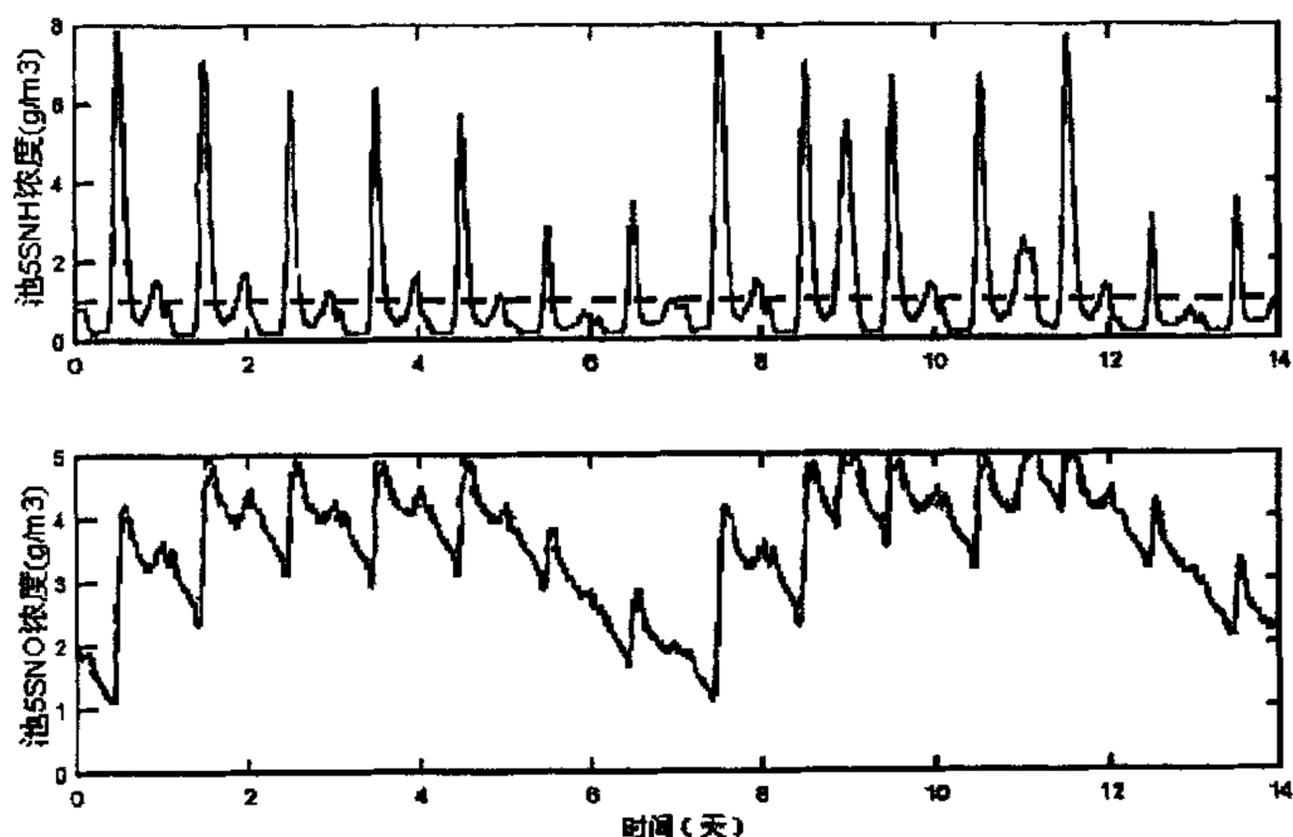


图 5-11 暴风雪条件下氮浓度控制曲线图

为了确定控制器的传递函数，首先要假设：（1）除了硝化和反硝化作用，没有其他的反应影响氮的含量；（2）硝化作用仅发生在好氧池中，而缺氧池仅有反硝化作用；（3）沉淀池没有任何生化反应发生；（4）输入水质中氮的含量为零；（5）当外加碳源时第五个反应池中的 S_{NO} 为零。根据物料平衡原理，为了提高控制性能，减少稳态误差，采用前馈 PI 控制器（算式如式 5-4 所示）控制出水水质中氮的浓度。

$$Q_a(t) = \frac{Q_{in}(t)(S_{NH,in}(t) - S_{NH,aerob}(t))}{S_{NO,ref}} - (Q_{in}(t) + Q_r(t)) \quad (5-4)$$

$$+ K_p(S_{NO,aerob}(t) - S_{NO,ref}(t)) + K_I \int_{t_0}^t (S_{NO,aerob}(\tau) - S_{NO,ref}(\tau)) d\tau$$

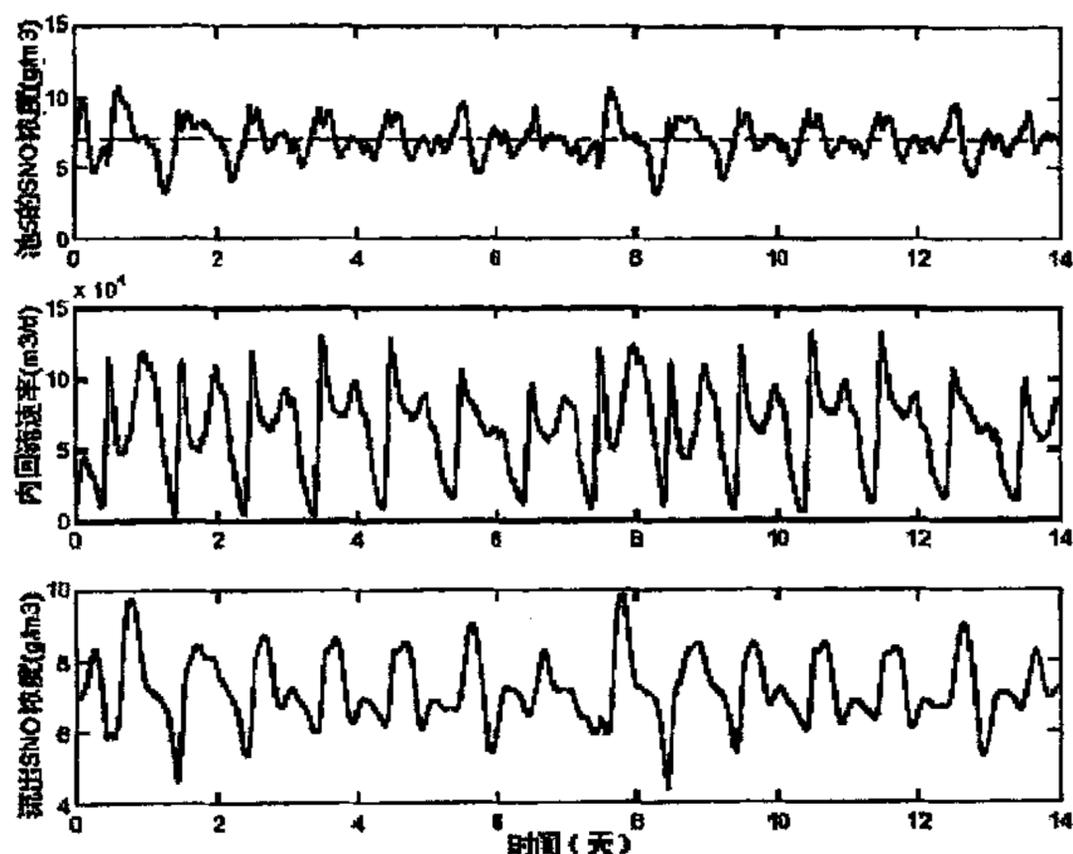


图 5-12 晴天条件下内回流控制曲线图

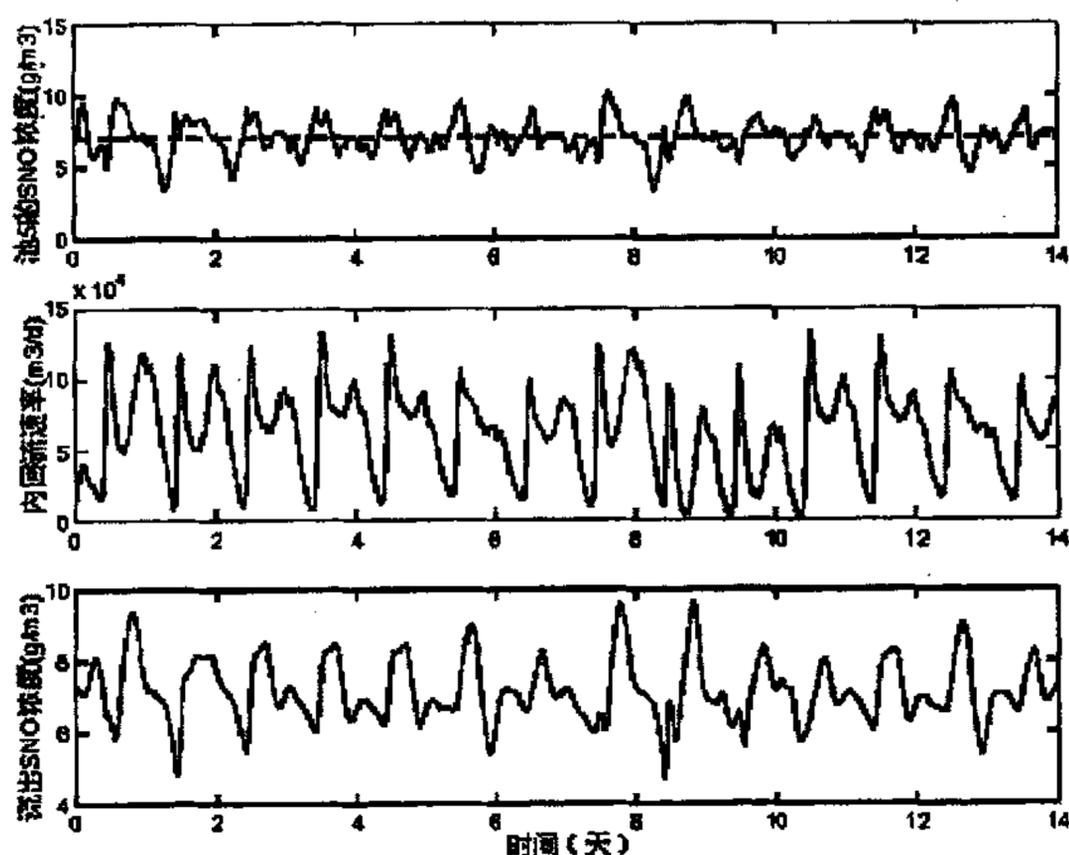


图 5-13 雨天条件下内回流控制曲线图

该仿真实验中的系统装置参数、动力学参数和计量参数均前面相同，只是 S_{NO} 的设定值为 7g/m^3 。同样我们在三个不同的气候条件下，使用（式 5-3）所示的控制算式分析得到的结果如图 5-12、图 5-13 和图 5-14 所示。从图中我们可以看出在这三种气候条件下，池 5 中的 S_{NO} 浓度曲线较为理想，其值在设定值左右波动，但是当遇到雨天和暴风雪天气时其浓度在设定值左右的波动相对大些；对于出水水质中氮的含量也基本波动不大。

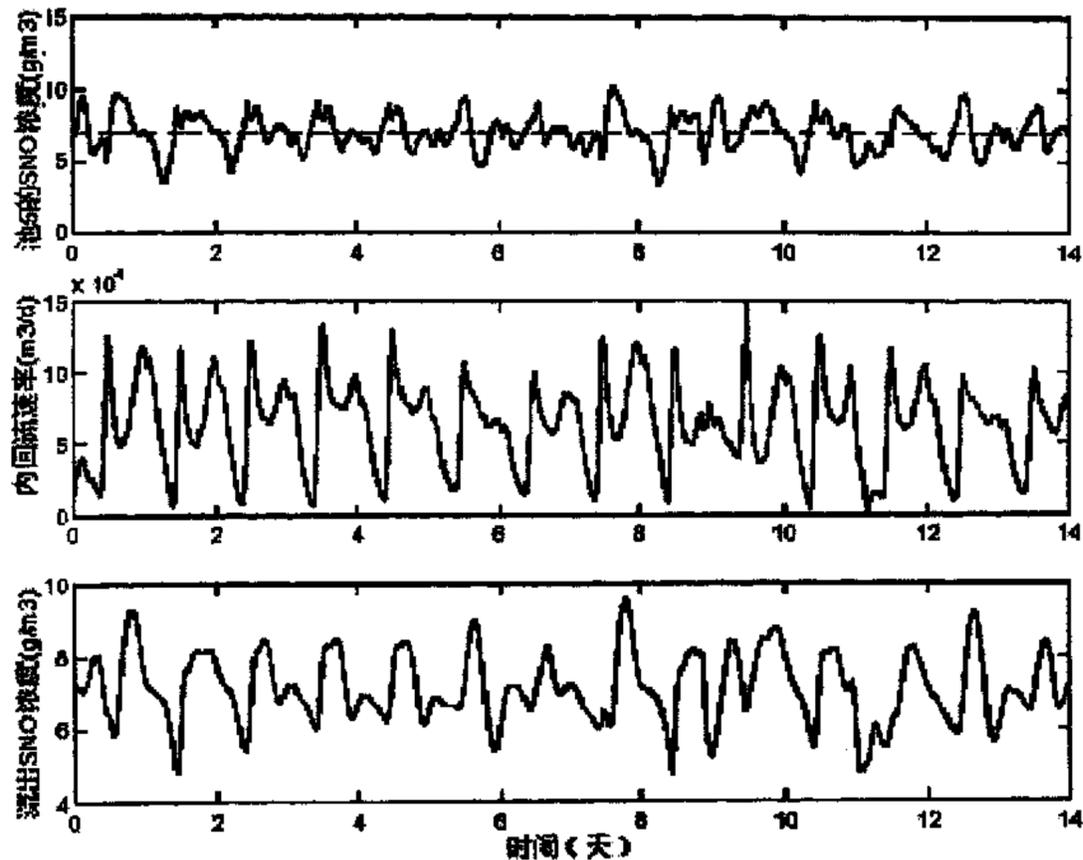


图 5-14 暴风雪条件下内回流控制曲线

5.3 本章小结

本章主要通过输入不同气候条件的输入组分数据，采用外加碳源控制、溶解氧浓度监控控制和内回流浓度控制三种典型的控制策略，分析本研究开发的仿真软件在活性污泥过程的应用。通过实验结果可以看出，结合了前向-反馈控制器的外加碳源控制效果较好一些，该控制策略是提高输出水质中总氮浓度的主要方法，外加碳源控制器的前向控制部分主要提高控制器性能，而加入反馈控制方法则减少了稳态误差的影响。但是该控制策略也存在不足，由于外加碳源控制器在实际应用中需要在线测量出易生物降解含碳物质的浓度，而目前的测量方法尚存在不足处，所以在本研究中仅限于理论实验分析。

当溶解氧传送速率为饱和值时，使用溶解氧监控控制器可以使最后一个好氧池中的氨浓度近似于设定值。这种情况下，微生物吸收氧气，从而需要消耗能量通入空气，但是出水水质中氨的浓度可以得到有效的控制。

最简单的控制策略为内回流控制，该控制器的前向控制部分可以通过简单的物料平衡关系得到，但是从实验结果中看出出水水质中氨的浓度基本能近似于设定值。

第六章 结束语

为了提高污水处理出水水质，降低运行成本，加强对活性污泥法污水处理过程控制，以适应不断提高了的运行效率和环保标准的要求，越来越多的研究者和污水处理厂意识到对污水处理过程进行自动控制的重要性。然而，不恰当的控制策略不仅会增加不必要的费用，甚至还会导致系统崩溃，因此对实际系统进行控制时应对其效果进行预测和权衡。为了解决这个问题，非常有必要建立一个可以为污水处理系统工艺设计、运行及控制系统设计提供指导和帮助的污水处理过程通用仿真软件，本文就是基于这个目的，根据国外已有的一些类似的先进仿真软件，结合国内对活性污泥法的研究，使用 Matlab 的图形用户界面编写了活性污泥法污水处理计算机模拟与仿真软件。

由于污水处理过程相当复杂，所以在对污水处理过程进行仿真时要用到相当多的数学模型和软件，这就构成活性污泥法污水处理仿真器具有如下的作用：

- 辅助污水处理过程的工艺设计
- 一般的操作培训及教育目的（主要使学生能够直观地了解理论的活性污泥法污水处理过程）
- 业务协助：运行、数据分析/简化和控制策略的使用
- 已有污水处理过程的优化及薄弱环节的辨识分析
- 是研究污水处理过程数学模型发展的有利工具
- 实验需要（可以分析采样频率、确定传感器的位置及对系统扰动的分析）

本文首先介绍了活性污泥法污水处理系统中的生化反应（包括微生物的生长和衰减、有机氮的氨化及固体有机物的水解等过程）以及用于本研究的污水处理系统流程结构，通过活性污泥法污水处理系统中微生物的反应原理、物料平衡原理及相关的动力学特性，在一定假设条件下对 ASM1 模型进行必要的降阶，从而确定出本研究所要用到的状态空间模型；然后根据活性污泥法污水处理系统的反应原理及降阶的状态空间模型，编写出基于 Matlab 图形用户界面的计算机模拟及仿真软件，并通过图例具体介绍了该仿真器的构成、功能及使用方法；最后通过对三种不同气候条件（晴天、雨天和暴风雪）下出水水质及污

泥排放速率的分析,从而确定该仿真器在实验研究中的可行性;同时使用溶解氧浓度监控控制、外加碳源控制及内回流控制这三种基本的控制策略,采用 PID 控制、前向-反馈控制等控制算法控制好氧池中氨的浓度、外加碳源的含量、以及回流液中氮浓度的变化,以验证该计算机模拟与仿真软件的仿真结果,确认其准确性和精确度。

虽然该仿真器在实验研究中取得了一定的进展,但是还有很多的问题有待改进和深入研究:

(1) 软件功能的完善:本研究是基于 Matlab 的图形用户界面编写的仿真器,由于时间限制,仅仅加入了几个控制方案,只能够为使用者提供对活性污泥法污水处理系统进行模拟实验的空间,让使用者以极小的代价和最低的风险系数获得最可行的设计方案。但是使用者还需要根据实际污水处理系统的需要添加其他合适的控制方案,以获得实际可靠的仿真结果。

(2) 数学仿真模型的改进:目前研究中使用的数学模型是在假设系统均为理想状态的情况下,基于活性污泥 1 号模型,简化污水中不可测量的组分,从而得到研究需要的降阶模型,该模型与实际的污水处理系统模型还有一定的出入。因而有必要根据国内实际的污水处理系统进一步完善系统数学模型,增强对实际污水处理系统的控制。

(3) 仿真结果与实际应用的结合:由于条件的限制,仿真所采用的参数主要来自文献资料。能针对实际系统对软件内部的参数进行切实地估测,建立适合我国复杂的地域条件下不同的参数体系,用实际参数体系中的参数进行仿真,并将仿真得到的结果与实际系统进行比较,再在此基础上对仿真数学模型作进一步的完善将是今后研究的重要工作。

总之,利用活性污泥数学模型对污水处理过程进行模拟,把控制策略应用到污水处理系统仿真器中,对于提高污水处理过程中计算机应用的水平及科研设计的精度和效率,缩短我国与国际污水处理研究的差距,解决日益严重的水资源危机具有重大的实际意义。

参 考 文 献

- [1] 霍金胜, 活性污泥工艺模型的研究和应用, 天津大学硕士论文, 2001
- [2] 李玉友, 活性污泥法有机物再污染及净化动力学研究, 天津大学硕士论文, 1985
- [3] 张自杰, 林荣忱, 金儒霖, 排水工程(第三版下册), 中国建筑工业出版社, 1996
- [4] Eckenfedler W.W., Connor D.J., *Biological Waste Treatment*, New York: Pergamon Press, 1961
- [5] McKinnery R.E., San J., *Mathematics of Complete-mixing Activated Sludge*, ASCE, 1962, 88(3): 127-138
- [6] Larrence A.W., McCarty P.L., *Kinetics of Methane Fermentation in Anaerobic Treatment*, J. WPCE, 1969, 41(2): 1-17
- [7] Henze M., Grady Jr. C.P.L., Gujer W., Marais G.V.R., Matsuo T., *Activated Sludge Model No.1*, IAWPRC Scientific and Technical Reports No.1, London: IAWPRC, 1987
- [8] Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C., Marais G.V.R., *Activated Sludge Model No.2*, IAWQ Scientific and Technical Reports No. 3, London: IAWQ, 1995
- [9] Gujer W., Henze M., Mino T., Loosdrecht M.V., *Activated Sludge Model No.3*, *Water Science and Technology*, 1999, 39(1): 183-193
- [10] 北京市市政设计院, 简明排水设计手册, 北京: 中国建筑工业出版社, 1990
- [11] 中国市政西南设计院, 给水排水设计手册, 北京: 中国建筑工业出版社, 1986
- [12] 环境工程师手册翻译组, 环境工程师手册: 水污染及处理, 北京: 中国建筑工业出版社, 1986
- [13] Lessard P., Beck M.B., *Dynamic Modeling of Wastewater Treatment Process*, *Environment Science and Technology*, 1991, 25(1): 30-39
- [14] Andrews J.F., *Control Strategies for the Anaerobic Digestion Process*, *Water and Sewage Works*, 1975, 122(3): 62-65
- [15] Jones G.L., *Bacterial Growth Kinetics: Measurement and Significance in the Activated Sludge Process*, *Water Research*, 1973, 7(1): 117-125
- [16] Novotny V., Jones H., Feng X., *Time Series Analysis Models of Activated Sludge Plants*,

- Water Science and Technology, 1991, 23(6): 1107-1116
- [17] Chang W.C., Quyang C.F., Chiang W.L., Hou C.W., Sludge Pre-cycle Control of Dynamic Enhanced Biological Phosphorus Removal System: an Application of On-line Fuzzy Controller, *Water Research*, 1998, 32(3): 727-736
- [18] Tsai Y.P., Quyang C.F., Chiang W.L., Wu M.Y., Effluent Suspended Solid Control of Activated Sludge Process by Fuzzy Control Approach, *Water Environment Research*, 1996, 68(6): 1045-1053
- [19] Tsai Y.P., Quyang C.F., Chiang W.L., Wu M.Y., Construction of an On-line Fuzzy Controller for the Dynamic Activated Sludge Process, *Water Research*, 1994, 28(4): 913-921
- [20] Kabouris J.C., Georgakakos A.P., Parameter and State Estimation of the Activated Sludge Process- II. Applications, *Water Research*, 1996, 30(12): 2867-2882
- [21] Andrews J.F., Dynamic Control of Wastewater Treatment Plants, *Environment Science and Technology*, 1994, 28(9): 434-440
- [22] Kabouris J.C., Georgakakos A.P., Optimal Control of the Activated Sludge Process. *Water Research*, 1990, 24(10): 1197-1208
- [23] Kabouris J.C., Georgakakos A.P., Optimal Control of the Activated Sludge Process: Effect of Sludge Storage, *Water Research*, 1992, 26(4): 507-517
- [24] Sincic D., Bailey J.E., Optimal Periodic Control of an Activated Sludge Process- I , Result for the Base Case with Monod/Decay Kinetics, *Water Research*, 1978, 12: 47-53
- [25] Yeung S.Y.S., Sincic D., Bailey J.E., Optimal Periodic Control of an Activated Sludge Process- II. Comparison with Conventional Control for Structured Sludge Kinetics, *Water Research*, 1980, 14(6): 77-80
- [26] Andrews J.F., Dynamic Models and Control Strategies for Wastewater Treatment Process, *Water Research*, 1974, 8: 261-289
- [27] Puteh M., Minelawa K., Hashimoto N., Kawase Y., Modeling of activated sludge wastewater treatment processes, *Bioprocess Engineering*, 1999, 21: 249-254
- [28] Dong-Jin Choi and Heekyung Park, A Hybrid Artificial Neural Network as a Software Sensor for Optimal Control of a Wastewater Treatment Process, *Water Research*, 2001, 35(16): 3959-3967

- [29] Carlos Filipe, Glen T. Daigger, Evaluation of the capacity of phosphorus-accumulating organisms to use nitrate and oxygen as final electron acceptors: A theoretical study on population dynamics, *Water Environmental Research*, 1999, 17(6): 1140-1150
- [30] Dold P.L., Marais G.R., Evaluation of the general activated sludge model proposed by the IAWPRC task group, *Water Science and Technology* 1986, 18(6): 63-89
- [31] Henze M., Constants in Mathematical Models, IAWPRC Technology Transfer Seminar on Mathematical Modeling of Biological Wastewater Treatment Processes, Rome, Italy
- [32] Bastin G. and Dochain D., *On-line Estimation and Adaptive Control of Bioreactors*, Elsevier, 1990
- [33] Dochain D. and Vanrolleghem P.A., *Dynamical Modelling and Estimation in Wastewater Treatment Processes*, IWA Publishing, 2001
- [34] Jeppsson U., *Modelling Aspects of Wastewater Treatment Processes*, PhD Thesis, Department of Industrial Electrical Engineer and Automation, University Sweden, 1996
- [35] Takács I., Patry G.G. and Nolasco D., A dynamic Model of the Clarification-Thickening Process, *Water Research*, 1991, 25(10): 1263-1271
- [36] Samuelsson P. and Carlsson B., Feedforward control of the External Carbon Flow Rate in an Activated Sludge Process, *Water Science and Technology*, 2001, 43(1): 115-122
- [37] Petersen B., Calibration, Identifiability and Optimal Experimental Design of Activated Sludge Models, PhD Thesis, University Gent, 2000
- [38] 郑钧, *线性系统分析*, 北京: 科学出版社, 1979
- [39] Olsson G. and Newell B., *Wastewater Treatment Systems*, IWA Publishing, 1999
- [40] Mohler R.R. and Kolodziej W.J., An Overview of Bilinear Systems Theory and Applications, *IEEE Transaction on Man and Cybernetics*, 1980, 10(10): 683-688
- [41] Rehnstrom A., Automatic Control of an Activated Sludge Process in a Wastewater Treatment Plant- a Benchmark Study, Master Thesis, 2000
- [42] 易大义, 陈道琦, *数值分析引论(第一版)*, 杭州: 浙江大学出版社出版, 2001
- [43] 苏晓生, *掌握 MATLAB6.0 及其工程应用(第一版)*, 北京: 科学出版社出版, 2002
- [44] 程卫国, 冯峰, 姚东, 徐昕, *MATLAB 5.3 应用指南(第一版)*, 北京: 人民邮电出版社出版, 1999
- [45] 王树伟, *MATLAB 6.5 辅助图像处理(第一版)*, 北京: 电子工业出版社, 2003
- [46] Holmberg U. and Olsson G., Simultaneous DO Control and Respiration Estimation, *Water Science and Technology*, 1989, 21(3): 1185-1195
- [47] Galarza A., Ayesa E., Linaza M.T., Rivas A. and Salterain A., Application of Mathematical Tools to Improve the Design and Operation of Activated Sludge Plants, The first IWA Conference on ICA, 2: 615-622

致 谢

本文是在导师俞立教授的悉心指导下完成的。值此论文完成之际，我首先要向导师表示诚挚的感谢。攻读硕士研究生期间，俞老师在学习上、生活上给予我无私的帮助和悉心的关怀。俞立教授敏锐的思维、深入浅出授课，给予了我极大的感染，使我终身受益。

在攻读硕士研究生期间，杨马英教授严谨踏实的治学态度和认真负责的工作作风给我留下了深刻的印象；陈国定教授严于律己、耐心细致的工作作风也给我留下了深刻的印象；感谢他们在学习给予我的指导和帮助。同时感谢杨海清老师和汤建斌老师，他们在我的研究过程中给予我极大的帮助和鼓励，帮我克服了一个又一个的困难。

感谢师兄徐建明、谢启，师姐高金凤、张峻颖等，他们在学习和找工作上给了我很多的帮助和建议。感谢同窗学友陈飞、刘萍先、郑笑建、熊远生、张小杭、朱先桃等同学对我的帮助，同窗之谊是我今生的美好回忆。

最后将本文献给我的父母及亲人，我所取得的每一点成绩和进步，他们都由衷地为我欣喜，希望能在今后的工作中用刻苦的奋斗和不断的进步来报答他们对我的支持。

作者在攻读硕士学位期间完成的论文

范石美. 污水处理过程的自适应控制. 控制工程, 2004, 11(2): 130-132.