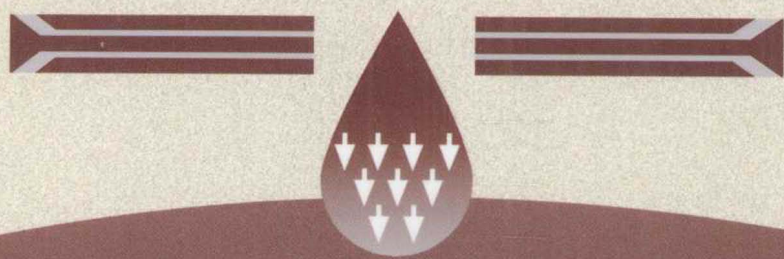


彭永臻 / 著

SBR 法污水生物 脱氮除磷及过程控制



科学出版社

SBR 法污水生物脱氮除磷 及过程控制

彭永臻 著

科学出版社

北京

序

SBR法即序批式活性污泥法。早在1914年,活性污泥法在产生之初就是采用间歇进水、排水的方式运行的,但由于其运行操作繁琐,当时又缺乏自动控制设备和技术,它很快被连续式活性污泥法所取代,并几乎被淘汰与遗忘。直到20世纪80年代以后,自动监测与控制的硬件设备与软件技术,特别是电子计算机的飞速发展,为SBR法的应用与发展注入了新的活力。目前,由于该工艺具有工艺流程简单、处理效率高、运行方式灵活和不易发生污泥膨胀等优点,已成为中小型污水处理厂的首选工艺,并在全世界广泛应用。在我国,有30%~40%日处理5万吨以下的污水处理厂都采用SBR法。近年来,随着城镇污水处理厂排放标准的日趋严格,对于出水氮磷的排放提出了更高的要求。如何提高SBR工艺的脱氮除磷效率,并在此基础上节能降耗,对于该工艺的应用与发展具有重要意义,同时出版一本关于SBR法运行、控制和优化方面的专著是很必要的。

彭永臻教授是国内最早系统开展SBR法污水处理理论研究与应用的研究者之一,围绕着SBR法的基础研究、技术研发、设备集成、过程控制、推广应用等,先后完成了10余项国家和省部级的科研项目,取得了一些创新性的研究成果。2009年“SBR法污水处理工艺与设备及实时控制技术”还荣获了国家科学技术进步二等奖和省部级自然科学二等奖;他培养的博士生关于SBR法脱氮除磷和过程控制的博士学位论文,有2篇获得“全国百篇优秀博士学位论文”奖,1篇获得提名奖。该书总结了作者二十多年来的研究成果和实践以及近年来SBR工艺的发展,对SBR的基础理论、脱氮除磷、运行优化、过程控制和实践应用等做了较系统的归纳和分析。相信该书的内容不仅对水污染控制的研究人员有所借鉴,对污水处理领域的工程技术人员也会有很好的参考价值。

中国工程院院士 钱 易
清华大学教授

2011年11月

前 言

近年来,虽然我国污水处理率不断提高,但是由氮和磷污染引起的水体富营养问题不仅没有解决,而且有日益严重的趋势。这就要求我们在提高污水处理率的同时,进一步严格控制污水处理厂氮和磷的排放。因此,在我国污水处理工艺中应用脱氮除磷新技术,并应用过程控制系统,实现污水厂稳定、高效、低耗运行至关重要。

SBR(Sequencing Batch Reactor)法是一种序批式运行的活性污泥法,具有工艺流程简单、运行方式灵活、可控性好、不易发生污泥膨胀与抗污水水质水量的冲能力强等优点,已经成为中小城镇污水及工业废水的首选处理工艺。目前,国内40%左右的中小城镇污水及20%左右的工业废水处理都采用SBR法。

为了加强与同行的交流,向我国污水处理领域的设计、运行、管理和研究人员介绍SBR法污水处理工艺的最新理论、研究进展和应用经验等情况,提高污水处理技术人员的操作水平、增强其常见问题的分析能力,从理论层次上提出基本的解决方法,出版一本关于SBR法运行、控制和优化方面的专著是很必要的。

笔者自20世纪80年代末就开始从事SBR法的研究和实践,围绕SBR法的基础理论、技术研发、设备集成、推广应用等,先后完成了20余项国家和省部级的科研项目。本书是在笔者主持的国家自然科学基金重点项目、国家自然科学基金国际重大合作项目以及国家“863计划”等项目研究的归纳与总结基础上完成的,并融入了多年来对SBR法的理解和分析。希望本书的出版能够对促进我国污水处理领域理论和技术的进步做一点贡献,特别是能为SBR法的稳定高效运行提供一些借鉴。

全书共分为6章。第1章SBR法的发展和理论基础,由序批式反应器的基本原理引出SBR法,介绍了SBR法的产生与发展沿革,并对SBR法的基本原理、流程、运行模式、优缺点做了分析与归纳。第2章SBR法生化反应动力学,主要从动力学角度分析了SBR工艺硝化反硝化和除磷等过程的反应机理与影响因素。第3章SBR法的控制理论和方法,是本书的重点章节之一,详细介绍了SBR法控制理论与研究进展,归纳了实时控制技术在SBR法处理生活污水、啤酒废水、含盐废水及垃圾渗滤液等中的应用研究成果,给出了其控制参数DO、ORP和pH的变化规律。第4章SBR法污水生物脱氮除磷新理论和新方法,是本书的又一重点章节,主要介绍了目前国内外生物脱氮除磷新理论新技术在SBR法中的应用,涉及短程硝化反硝化与实时控制策略、SBR法反硝化除磷原理与影响因素、同步硝化

反硝化和好氧反硝化以及厌氧氨氧化等基本理论与技术方法。第 5 章 SBR 法的研究新进展,以近年来 SBR 法的试验研究为基础,介绍了 SBR 法在运行方式、好氧颗粒污泥技术和活性污泥种群优化等方面的研究新进展。第 6 章 SBR 法脱氮除磷提标改造工程案例,本章结合多年的研究成果,通过三个典型示范工程,详细介绍了 SBR 法运行时序的优化和鼓风机的节能变频控制等节能降耗关键技术在提标改造中的应用。

北京工业大学水污染控制研究团队的学术骨干杨庆、张为堂、顾升波、孙洪伟、张树军、刘秀红、张良长、吴蕾、张宇坤、王希明、郭春艳、王赛、刘甜甜及其他研究生参加了相关课题的研究及书稿的部分编辑、图表制作与文献整理等工作,杨庆和张为堂对全书进行了校对,在此深表谢意!多年来,本团队的 40 余名博士和硕士研究生先后参与了相关的科研工作和工程应用实践,发表了大量学术论文,积累了宝贵的 SBR 法运行与调试的经验,为本书的出版做出了重要的贡献,对此一并表示感谢!

还要感谢国家自然科学基金委员会、科技部、教育部、住建部、北京市科学技术委员会、北京市教育委员会、北京城市排水集团有限责任公司和安徽国祯环保节能科技股份有限公司等部门与单位多年来的资助、帮助、支持和合作!

能够得到中国科学院科学出版基金及时和重要的资助,深表谢意!同时要感谢哈尔滨工业大学李圭白院士、张杰院士和清华大学蒋展鹏教授积极推荐本书申请中国科学院科学出版基金!感谢科学出版社朱丽编辑为书稿的修改和出版所付出的辛勤劳动!

在此,还要特别感谢清华大学钱易院士为拙作作序,并为书稿的内容、编排和技术术语等的修改提出了宝贵的意见!

由于笔者才疏学浅,书中不足和错漏之处难免,恳请同行专家与广大读者不吝指教。

彭永臻

2011 年 11 月于北京工业大学

目 录

序

前言

第 1 章 SBR 法的发展与理论基础	1
1.1 引言	1
1.1.1 连续流反应器	1
1.1.2 序批式反应器	2
1.2 序批操作反应器的理论基础	3
1.2.1 序批操作反应器的物料衡算	3
1.2.2 序批操作反应器的基本方程	4
1.2.3 序批操作反应器的性能分析	6
1.2.4 序批操作反应器的动力学实验	11
1.2.5 序批操作反应器和半序批操作反应器的设计	16
1.3 SBR 法的基本原理和特点	19
1.3.1 SBR 法的发展沿革	19
1.3.2 SBR 法的基本原理与操作流程	25
1.3.3 SBR 法的特点	29
参考文献	40
第 2 章 SBR 法生化反应动力学	41
2.1 生化反应动力学基础	41
2.1.1 酶促反应动力学基础	41
2.1.2 微生物的生长和基质利用动力学	46
2.2 SBR 法硝化反硝化反应动力学	51
2.2.1 SBR 法硝化反应动力学	51
2.2.2 SBR 法反硝化反应动力学	54
2.3 SBR 法除磷反应动力学	64
2.3.1 生物除磷反应动力学	64
2.3.2 环境因素对生物除磷的影响	65
2.4 SBR 法反应动力学数据分析	71
2.4.1 微分法	71
2.4.2 积分法	74

2.5	SBR 法数学模型研究进展及其应用	77
2.5.1	SBR 法建模基本步骤	77
2.5.2	数学模型分类	78
2.5.3	机理模型的研究进展和应用现状	79
2.5.4	统计模型的研究进展	84
2.6	数学模型在 SBR 法中的应用前景与展望	87
2.6.1	当前 SBR 法污水处理数学模型存在的主要问题	87
2.6.2	SBR 法数学模型的发展方向	87
	参考文献	88
第 3 章	SBR 法的控制理论和方法	90
3.1	SBR 法的过程控制理论和方法概述	90
3.1.1	过程控制的基本理论和方法	90
3.1.2	常见的过程控制结构	93
3.1.3	污水处理厂控制系统的概述和分类	97
3.1.4	过程控制的优点和意义	101
3.1.5	SBR 法过程控制的发展历程	101
3.1.6	SBR 法过程控制的分类	102
3.2	传统控制理论和方法在 SBR 法中的研究和应用	103
3.2.1	定时控制的概述	103
3.2.2	SBR 定时控制的设计	104
3.2.3	SBR 定时控制在国内外的应用	106
3.2.4	SBR 定时控制的特点和局限性	109
3.3	基于传感器的 SBR 法在线实时控制	109
3.3.1	基于污染物传感器的 SBR 的实时控制	109
3.3.2	基于间接参数传感器的 SBR 实时控制	110
3.3.3	根据参数经验值	118
3.3.4	参数经过简单处理	118
3.3.5	参数经过复杂处理	133
3.3.6	应用其他类型传感器对 SBR 进行实时控制	134
3.3.7	通过优化进水流速对 SBR 进行实时控制	140
3.4	处理不同废水过程中 DO、pH、ORP 等控制参数的变化规律	141
3.4.1	啤酒废水	141
3.4.2	含盐生活污水	151
3.4.3	垃圾渗滤液	155
3.4.4	豆制品废水	156

3.4.5	制药废水	161
3.5	SBR 法智能控制研究与应用现状	166
3.5.1	模糊控制	166
3.5.2	神经网络控制在 SBR 法中的应用	189
3.5.3	专家系统在 SBR 法中的应用	193
	参考文献	195
第 4 章	SBR 法污水生物脱氮除磷新理论、新方法	202
4.1	生物脱氮的反应机理	202
4.1.1	生物脱氮的生化机理	202
4.1.2	生物除磷的基本原理与影响因素	210
4.2	SBR 短程生物脱氮新工艺研究	227
4.2.1	实现短程生物脱氮的各种方法和策略分析	227
4.2.2	SBR 法短程深度脱氮实时控制策略及其稳定性	232
4.2.3	生活污水短程硝化反硝化稳定性影响因素	242
4.2.4	SBR 法短程生物脱氮的快速启动方法研究	252
4.2.5	基于实时控制的 SBR 法短程深度脱氮中试研究	255
4.3	SBR 法在双污泥反硝化除磷工艺中的应用	276
4.3.1	反硝化除磷工艺的基本原理	276
4.3.2	反硝化除磷工艺的影响因素	288
4.3.3	SBR 法双污泥反硝化除磷工艺的应用前景	295
4.4	同步硝化反硝化的理论和研究现状	296
4.4.1	同步硝化反硝化机理及特点	297
4.4.2	实现同步硝化反硝化的控制因素	301
4.4.3	亚硝酸型同步硝化反硝化	303
4.4.4	好氧反硝化	311
4.4.5	SBR 法中同步硝化反硝化现象及研究现状	313
4.5	厌氧氨氧化脱氮及在 SBR 的应用	317
4.5.1	厌氧氨氧化的发现与理论提出	317
4.5.2	厌氧氨氧化菌的代谢机理和生理特性	318
4.5.3	厌氧氨氧化工艺的影响因素	320
4.5.4	厌氧氨氧化理论与技术在 SBR 工艺中的应用	323
	参考文献	331
第 5 章	SBR 法的研究新进展	344
5.1	脉冲式 SBR 法深度脱氮与实时过程控制	344
5.1.1	脉冲式分段进水 SBR 法的研究与应用背景	344

5.1.2	脉冲式分段进水 SBR 法的基本操作流程	346
5.1.3	脉冲式分段进水 SBR 法的特点	347
5.1.4	脉冲式分段进水 SBR 法的脱氮效率分析	348
5.1.5	SFSBR 工艺的国内外研究现状	352
5.1.6	实际运行中 SFSBR 工艺的影响因素	354
5.1.7	脉冲式 SBR 脱氮工艺性能的小型试验研究	356
5.1.8	脉冲式 SBR 脱氮工艺脱氮性能的中试研究	366
5.1.9	脉冲式 SBR 深度脱氮过程控制研究	369
5.2	SBR 中好氧颗粒污泥的研究进展	373
5.2.1	好氧污泥颗粒化技术的起源与发展	374
5.2.2	好氧颗粒污泥的形成机理	377
5.2.3	好氧颗粒污泥的性质	380
5.2.4	好氧颗粒污泥的稳定性	383
5.2.5	颗粒污泥对有机物及氮磷的去除效能	388
5.2.6	影响好氧颗粒污泥形成与稳定的因素	392
5.2.7	存在的问题与今后的研究方向	395
5.3	SBR 反应器中 N_2O 气体的产生与减量技术	396
5.3.1	DO 浓度对生活污水硝化过程中 N_2O 产生量的影响	396
5.3.2	SRT 对生活污水硝化过程中 N_2O 产生量的影响	400
5.3.3	COD/N 比对生活污水硝化过程中 N_2O 产生量的影响	402
5.4	应用在线过程控制实现 SBR 系统污泥种群结构的优化	406
5.4.1	污泥种群结构优化的基本思想	406
5.4.2	以防止和控制污泥膨胀为目标的污泥种群结构优化理论与方法	410
5.4.3	短程硝化菌群结构优化理论与方法	414
5.4.4	生物除磷系统中污泥种群结构优化理论与方法	417
	参考文献	419
第 6 章	SBR 法脱氮除磷提标改造工程案例	428
6.1	A 城市污水处理厂 CASS 工艺提标改造	428
6.1.1	工艺概况	428
6.1.2	污水处理厂能耗调查	434
6.1.3	工程提标改造	436
6.2	B 城市污水处理厂 CAST 工艺提标改造	442
6.2.1	工艺概况	442
6.2.2	污水处理厂能耗调查	447
6.2.3	工程提标改造	449

6.3 C城市污水处理厂 ICEAS 工艺提标改造	453
6.3.1 工艺概况	453
6.3.2 C城市污水处理厂能耗调查	458
6.3.3 工程提标改造	459

第 1 章 SBR 法的发展与理论基础

1.1 引言

水污染控制工程中污染物的去除,从根本上说,属于化工中的分离过程,就是通过物理、化学和生物方法,借助反应器实现污染物与水的分离,可分为物理单元,化学单元和生物单元。反应器理论是 20 世纪 70 年代,为了建立各种水处理方法间的联系,提高水处理学科的理论水平而引入的。一般说来,水处理工艺中的一切池子都称为反应器,如调节池、沉淀池和曝气池等。反应器按照操作方式的不同主要分为连续流反应器和序批式反应器。其中连续流反应器又称为返混反应器,可分为连续全混反应器和平推流反应器^[1,2]。

1.1.1 连续流反应器

1.1.1.1 连续全混反应器

连续全混反应器由一个有进流和出流的容器组成,反应物连续流入反应器,混合物连续流出反应器,是一种开放式反应器。反应器通常在稳态条件下运行,反应器内物料充分混合,物质含量在整个反应器内均匀一致,排出物的成分与反应器中的成分相同,反应器内的反应物浓度不随时间变化,也不随空间变化;通常情况下(但不一定全是),其进出流量平衡。理想状态下,对只含单一流体的情况,假设流体相中的物料混合都非常迅速,从而各组分在整个容器中的浓度都是均匀的;对含有多种流体的容器,假设混合完全,并且对每一种流体其混合都是瞬间完成的,因此流出反应器中的产物组分浓度等于该物料在整个反应器内的浓度。如图 1-1 所示。

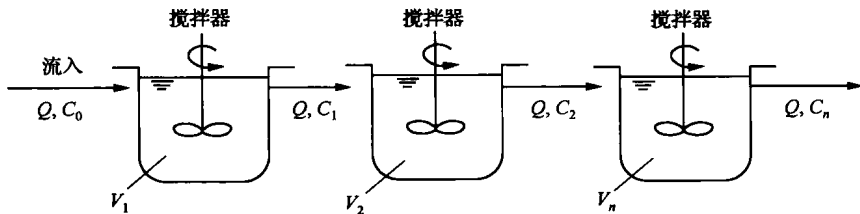


图 1-1 连续全混反应器示意图

1.1.1.2 平推流反应器

平推流反应器也称活塞流反应器,连续稳定流入反应器的流体,在垂直于流动方向的任一截面,各质点的流速完全相同,平行向前流动。进入反应器的物料之间完全没有混合,并且沿反应器轴向上物料之间也完全没有混合,而径向上物料之间混合均匀。这种流动形式近似于很少或没有纵向分散的、长宽比很大的长形敞开池或封闭的管式反应器中的流动形式。稳态操作时,反应器内物料的参数,如浓度、温度等,不随时间发生变化,而沿长度方向发生变化,即反应器内物系参数可随位置而变。如图 1-2 所示。

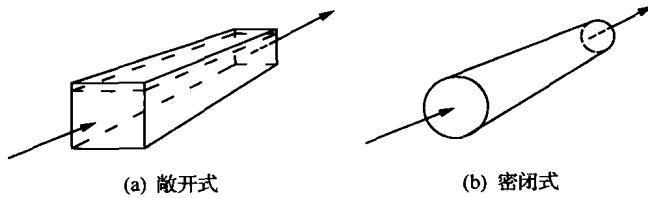


图 1-2 平推流反应器示意图

1.1.2 序批式反应器

反应物在封闭式反应器内“一罐一罐”地进行反应操作,反应完成卸料后,再进料进行下一批的生产,也称为分批操作或序批操作,一般用于小批量、多品种的均质液相反应系统。序批反应器是在非稳态条件下操作的,尽管容器中的成分随反应时间而变化,但是反应器内的成分在任一时刻都是均匀的,浓度、温度处处相等。在废水处理中,序批操作过程就在反应过程中既无水流入,也无水流出(也就是,水流流入,进行反应,然后排出,如此重复循环)。如图 1-3 所示。

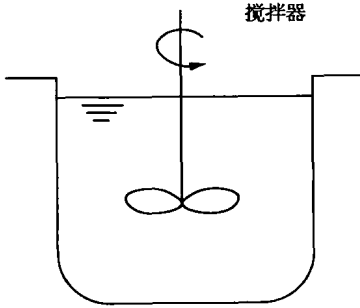


图 1-3 序批反应器示意图

序批反应器操作方式灵活,设备投资省,同一设备可以生产不同品种,具有反应速率高,出水水质稳定,容易控制污泥膨胀等连续流反应器所无法比拟的优点,已经广泛应用于中小规模污水处理厂。在污废水的生物处理中,序批反应器还经常被选用于未经实践检验的新工艺的研发、化学反应动力学研究以及各单因素试验,如短程硝化反硝化、厌氧氨氧化、好氧颗粒污泥等污水处理新工艺新技术都是基于序批反应器提出并实现的。

1.2 序批操作反应器的理论基础

序批反应器的操作方式是将反应物料按一定比例一次加入反应器,然后开始搅拌,使反应器内物料的浓度和温度保持均匀,经过一定时间,达到反应要求的转化率后,将反应产物一次卸出,所有物料经历的反应时间都相同;之后再加入物料,进行下一轮操作,生产为间歇的分批进行。反应器中的液体组分完全混合,反应过程中反应体系的各种参数(如浓度、温度、pH、DO 等)随着反应时间逐步变化,但不随反应器内空间位置而变化。

1.2.1 序批操作反应器的物料衡算

物料衡算是质量守恒定律的一个具体应用,与反应器中实际流态、混合程度以及操作方法密切相关。物料衡算是反应器动力学计算和反应器设计的基础,通过物料衡算,可推导出反应器的基本方程。

在对反应器进行物料衡算时,必须考虑反应器的流态特点,应尽量选取反应组分浓度、温度等均一的单元,尽量简化计算。例如,对于完全混合式反应器,由于反应器内部各处状态均一,可以把反应器整体作为一个单元来考虑,物料衡算在整个反应器范围内进行;对于推流式反应器,在流体流动方向(轴向)上存在浓度变化,可取垂直于轴向的一个微小体积单位作为物料衡算的基本单元。

对于如图 1-4 所示的反应器内一个微小单元,单位时间内反应物 A 的物料衡算式为:

$$\text{A 的流入量} = \text{A 的排出量} + \text{A 的反应量} + \text{A 的积累量} \quad (1-1)$$

$$q_{nA_0} = q_{nA} + R_A + \frac{dn_A}{dt} \quad (1-2)$$

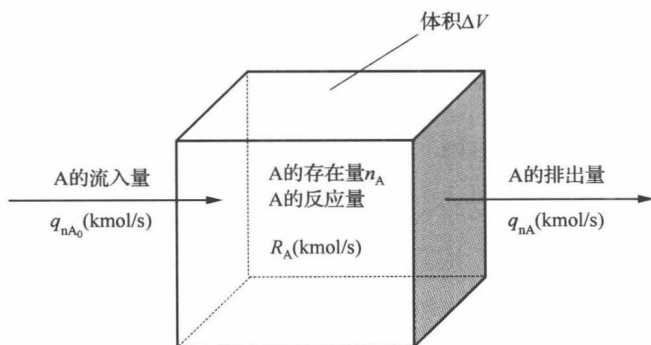


图 1-4 反应器一微小单元内反应物 A 的物料衡算图

式中： q_{nA_0}, q_{nA} ——单位时间内反应物 A 的流入量和排出量, kmol/s;
 R_A ——单位时间内反应物 A 的反应量, kmol/s;
 n_A ——微小单元内反应物 A 的物质的量, kmol;
 t ——反应时间, s。

将 $R_A = (-r_A)\Delta V$ 代入式(1-2), 可以得到反应器的基本方程:

$$q_{nA_0} = q_{nA} + (-r_A)\Delta V + \frac{dn_A}{dt} \quad (1-3)$$

式中： ΔV ——微小单元的体积, m^3 ;
 $-r_A$ ——反应物 A 的反应速率, $kmol/(s \cdot m^3)$ 。

1.2.2 序批操作反应器的基本方程

序批操作反应器的基本方程是序批反应动力学特性研究的基础。通过反应器物料衡算, 分析反应器内各组分浓度的变化以及影响反应速率的各种因素, 可以计算生物化学反应的转化率、反应速率以及目的产物的得率, 可以确定反应时间, 进而揭示序批反应的机理。

1.2.2.1 基本方程的一般形式

序批反应操作是一个非稳态操作, 反应器内各组分的浓度随反应时间变化而变化, 但在任一瞬间, 反应器内混合液的成分均一, 反应期间没有物料的进入和排出。

对于图 1-5 所示的序批反应器, 物料分批加入, 反应物分批排出, 式(1-1)中前两项为零, 即单位时间内进入的物料量和单位时间内排出的物料量为零, 此时,

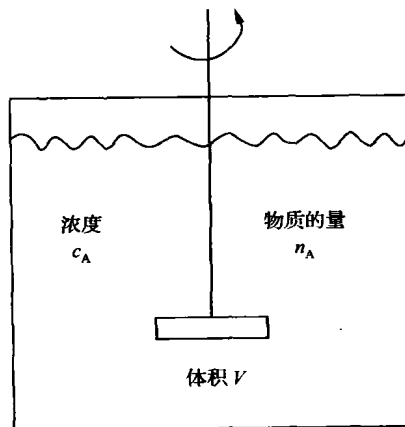


图 1-5 序批反应器的物料衡算图

$q_{nA_0} = 0, q_{nA} = 0$, 反应物 A 的物料衡算关系如下:

$$\text{反应物 A 的积累速率} + \text{反应物 A 的消耗速率} = 0$$

其中,

$$\text{反应物 A 消耗速率} = (-r_A)V$$

$$\text{反应物 A 积累速率} = \frac{dn_A}{dt}$$

因此, 序批反应器物料衡算式可简化为:

$$-\frac{dn_A}{dt} = -r_A V \quad (1-4)$$

式中: n_A ——反应器内反应物 A 的物质的量, kmol;

V ——反应器内反应混合物的体积, 通常指反应器的有效体积, m^3 ;

r_A ——反应物 A 的反应速率;

t ——反应时间, s。

式(1-4)即为序批反应器的基本方程。

以 x_A 表示反应物 A 的转化率, 将 $n_A = n_{A_0}(1 - x_A)$ 代入式(1-4), 可得到以转化率表示的序批反应器的基本方程:

$$n_{A_0} \frac{dx_A}{dt} = -r_A V \quad (1-5)$$

式中: n_{A_0} ——反应器内反应物 A 的初始量, kmol;

x_A ——反应物 A 的转化率, 无量纲。

对式(1-5)进行积分, 可得到转化率与时间的关系式如下:

$$t = n_{A_0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A V} \quad (1-6)$$

1.1.2.2 序批恒容反应器的基本方程

对于序批恒容反应器, 序批反应过程中, 反应混合物的体积不发生变化, 这时 $n_A = V \cdot c_A, dn_A = V \cdot dc_A$, 则式(1-4)和式(1-6)可分别变形为:

$$-\frac{dc_A}{dt} = -r_A \quad (1-7)$$

$$t = c_{A_0} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{-r_A} \quad (1-8)$$

式中: c_{A_0} ——反应器内反应物 A 的初始浓度, $kmol/m^3$;

c_A ——任一反应时间反应物 A 的浓度, $kmol/m^3$;

x_A ——反应物 A 的转化率, 无量纲。

式(1-7)和式(1-8)为序批恒容反应器的基本方程。

对式(1-8)积分, 可得:

$$t = - \int_{c_{A_0}}^{c_A} \frac{dc_A}{-r_A} \quad (1-9)$$

可以看出,序批反应器中达到一定转化率所需的反应时间仅与反应速率有关,与反应器的容积无关。几种简单的反应速率方程的积分式见表 1-1。

表 1-1 单一反应(恒温恒容)的速率方程

反应	反应速率方程	速率方程的积分形式	半衰期 $t_{1/2}$
A→P (0 级)	$-r_A = k$	$kt = c_{A_0} - c_A$	$\frac{c_{A_0}}{2k}$
A→P (1 级)	$-r_A = kc_A$	$kt = \ln \frac{c_{A_0}}{c_A}$	$\frac{\ln 2}{k}$
A→P (2 级)	$-r_A = kc_A^2$	$kt = \frac{1}{c_A} - \frac{1}{c_{A_0}}$	$\frac{1}{kc_{A_0}}$
$\alpha_A A + \alpha_B B \rightarrow P$ (2 级)	$-r_A = kc_A c_B$	$kt = \frac{\alpha_A \ln[(c_{A_0}/c_A)(c_B/c_{B_0})]}{\alpha_A c_{B_0} - \alpha_B c_{A_0}}$	$\frac{\alpha_A}{k(\alpha_A c_{B_0} - \alpha_B c_{A_0})} \ln \left(2 - \frac{\alpha_B c_{A_0}}{\alpha_A c_{B_0}} \right)$
$nA \rightarrow P$ (n 级, $n \neq 1$)	$-r_A = kc_A^n$	$kt = \frac{1}{n-1} \left(\frac{1}{c_A^{n-1}} - \frac{1}{c_{A_0}^{n-1}} \right)$	$\frac{2^{n-1} - 1}{kc_{A_0}^{n-1} (n-1)}$

根据以上各式,可以计算达到某一转化率(或浓度)时所需要的反应时间,也可以计算任一反应时间时的转化率或反应物的浓度。

1.2.3 序批操作反应器的性能分析

1.2.3.1 具有序批全混合反应器的某些特性

序批全混合反应器是一种封闭系统,反应物投入空的容器中,反应进行到预期程度后排出混合液。在这种系统中,在设定的反应时间内,没有物料流入或流出反应器,混合液成分随时间变化,但在任一时刻,整个容器内混合液的成分是均匀的。对于该反应器,可建立如下物料平衡方程:

$$\text{反应物 A 的质量变化速率} = \text{反应物 A 的反应速率} \quad (1-10)$$

如果以 C 表示任一时刻 t 时反应物 A 的浓度,以 V 表示反应器容积,并假定反应速率可用一级动力学描述,则式(1-10)可以用数学式表示为

$$V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{净}} = V \left(\frac{dC}{dt} \right)_{\text{反应}} = V(KC) \quad (1-11)$$

消去容积项,式(1-11)简化为:

$$\frac{dC}{dt} = KC \quad (1-12)$$

如果所考察的是反应物,其浓度随时间而降低,则式(1-12)左边给出负值;如果所考察是生成物,其浓度随时间而提高,则这一项给出正值。

为了计算使反应物达到预期转化率所需要的反应时间,可将式(1-12)在积分限 C_0 和 C_e 之间积分。这里, C_0 表示反应物 A 的初始浓度; C_e 表示反应物 A 的预期浓度。经过数学处理,可以得到式(1-13)。

$$t = \frac{1}{K} \ln\left(\frac{C_0}{C_e}\right) \quad (1-13)$$

由式(1-13)可知,在序批全混合反应器中,所需的反应时间与反应物初始浓度 C_0 和预期浓度 C_e 有关。

在反应阶段,没有废水的流入或流出,引起基质浓度变化的唯一原因是生物转化,序批式反应器的工作模式接近序批全混合反应器。因此,所需的反应时间也可以用式(1-13)来计算。

但是,序批式反应器并非等同于序批全混合反应器。在序批式反应器的运行过程中,除了反应阶段外,还有进水阶段、沉淀阶段、滗水阶段和闲置阶段,所需的实际反应时间一般长于序批全混合反应器。此外,在滗水阶段,序批式反应器的混合液并不完全排除;在下一个循环开始时(进水阶段),反应器并非呈空罐状态,不可能完全以新鲜废水注满整个装置。

1.2.3.2 具有连续流全混合反应器的某些特性

连续流全混合反应器代表了返混的极端情况,反应器入口处的最高反应物浓度瞬时下降为反应器出口处的最低反应物浓度。连续流全混合反应器的流程如图 1-6 所示,反应器通常以稳定状态运行,反应器内基质浓度均匀一致且不随时间变化,反应物连续流入,生成物连续流出。图中, V 表示反应器容积, Q 表示流入和流出反应器的流量, C_0 为进水的初始反应物 A 的浓度, C_e 为出水的生成物浓度。

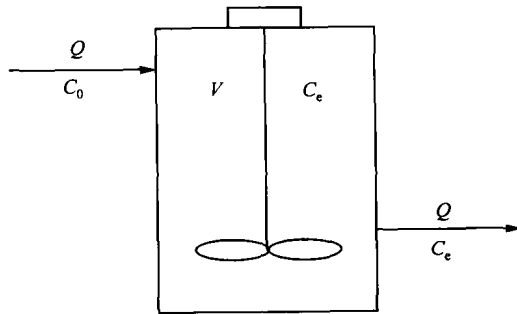


图 1-6 连续流全混合反应器流程示意图

对于连续流反应器的物料平衡,不仅要考虑反应所致的反应物浓度变化,而且