



ELSEVIER

Contents lists available at ScienceDirect

Engineering

journal homepage: www.elsevier.com/locate/eng



Research
Green Chemical Engineering—Review

流化床生物反应器在污水处理中的应用研究和进展综述

Michael J. Nelson, George Nakhla, Jesse Zhu*

Particle Technology Research Center, The University of Western Ontario, London, ON N6A 5B9, Canada

ARTICLE INFO

Article history:

Received 30 April 2017

Revised 15 May 2017

Accepted 16 May 2017

Available online 15 June 2017

关键词

污水

污水生物处理

流化床技术

生物流化床反应器

生物营养物质去除

生物膜技术

生物颗粒

高效过程

摘要

污水处理是保护环境和人类健康的重要过程。目前,最经济有效的污水处理方法为生物处理法,如运行时间较长的活性污泥法。然而,随着人口的增长,对新型高效污水处理技术的需求越来越迫切,流态化技术虽然已展示出能够提高许多化学与生化处理过程的效率,但尚未在大型污水处理过程中得到广泛的应用。循环流化床生物反应器(CFBBR)污水处理技术的研究始于加拿大西安大略大学,在该技术中,载体颗粒表面会形成一层含细菌与其他微生物的生物膜,并在反应器中呈流化状态;流态化固有的良好混合和质量传递特性,使得该技术在生活污水和工业污水处理过程中均具优势。实验室阶段和中试阶段的研究均证实了CFBBR可去除污水中90%以上的碳源、80%以上的氮源,且污泥产量少于活性污泥法的1/3。由于该技术的高效性,CFBBR还可被用于传统方法难以处理的高有机碳污水处理,且具有占地面积小的优势。同时,CFBBR在动态负荷试验(进水量和进水浓度变化)中也展现了良好的抗冲击和恢复性能。总的来说,CFBBR是一种高效的污水处理方法,可在较短的水力停留时间和较小的反应器体积内处理更多的污水。此外,该反应器的紧凑设计将有助于在偏僻地区建造独立的污水处理系统。

© 2017 THE AUTHORS. Published by Elsevier LTD on behalf of the Chinese Academy of Engineering and Higher Education Press Limited Company. This is an open access article under the CC BY-NC-ND license (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/4.0/>).

1. 引言

1.1. 污水生物处理

污水处理是保护环境和人类健康的重要过程。污水中的污染物和细菌会严重破坏水资源,从而进一步损害与污染水相接触的人类和动物的健康。数个世纪以来,由于自然环境能够降解污染物,因此人类直接将污水排入自然环境中,而无需处理。但是,随着人类污染物排放量的增加,仅靠自然降解已不可能;污水排放量已经远超自然降解能力的极限,因此污水在排放之前必须经过处理,否则将严重危害环境和人类健康。现今,各种建筑物(居民住宅、工厂、商业、医院等)中产生的污水

通常被收集起来送入污水管道系统中,之后通过管道和泵站(保持污水流动)送达污水处理厂。已经开发出许多成熟的技术可以有效地处理污水。但随着人口不断增加,产生越来越多的污水,从而导致污水处理的需求剧增[1]。

为了满足日益增长的污水处理需求,需要建设新的污水处理厂,同时现有的污水处理厂也需要改造和扩建。建设新的污水处理厂以及扩建都需要占用大量的土地资源,但由于城市的扩张,可用于建设污水处理厂的空间越来越少。为了解决这个问题,与传统污水处理技术相比,更需要能在较短时间内处理更多污水的新型高效技术。加拿大西安大略大学开发出一种新的技术——

* Corresponding author.

E-mail address: jzhu@uwo.ca

循环流化床生物反应器(CFBBR), 现已被证实可高效处理污水[2]。本文包含了在西安大略大学完成的关于CFBBR系统的实验室和中试规模的研究内容, 所使用的污水主要来自城市污水和其他各种工业污水。

污水中需要被处理的主要污染物为碳、氮和磷, 其中包括有机化合物、氨氮、磷酸盐和许多其他污染物。污水中的颗粒状和胶体状固体也需要被移除, 同时对人类有害的病原体更需要被稳定或者消除[1]。

传统污水处理厂(WWTP)的污水首先进入一级处理阶段, 通过物理分离方法, 如格栅、重力沉降, 去除污水中较大的固体, 然后进入二级处理阶段, 大多数的生物处理过程在此阶段发生, 最后进入三级处理阶段, 该阶段主要是化学沉淀和消毒(如有必要的话)。图1为污水处理厂使用活性污泥系统处理污水的基本流程。

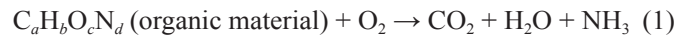
污水生物处理过程发生在二级处理阶段, 该过程是在生物反应器内通过微生物的生长来完成的, 即通过微生物的代谢过程消耗污水中的污染物。生物处理过程一般有两种形式: 悬浮生长和附着生长。在悬浮生长中, 微生物群(絮体)可在混合液体中自由游动或者漂浮, 该混合是通过叶轮或底部曝气等机械过程来完成。最著名的悬浮生长工艺为活性污泥工艺, 如图1所示。附着生长也被称为固定膜, 它是指在载体介质上形成一种由细菌、颗粒物、胞外聚合物和胶体组成的生物膜(图2)。附着生长工艺中的载体一般为碎石或者塑料颗粒, 理想的载体是多孔的且有粗糙的表面, 从而可以更有效地附着微生物[1]。

常见的污水处理主要有四个过程, 分别为好氧有机物的氧化、硝化、反硝化和生物除磷, 通过这些过程可除去大部分的碳、氮和磷。这些过程由不同的微生物在

不同的环境条件和基质中完成[1]。基于细胞合成碳源的不同, 将这些微生物分为两类: 消耗有机碳的异养型微生物和消耗无机碳的自养型微生物。环境条件分为三类: 好氧(氧气存在)、缺氧(很少或者没有氧气, 但硝酸盐存在)和厌氧(既无氧气又无硝酸盐)[1]。

1.1.1. 好氧有机物的氧化过程

异养型细菌通过氧化有机物来获取能量, 然后将其用于新生物的合成, 基本反应方程式如下:



如反应式(1)所示, 有机物(如 $C_5H_7O_3N$)在氧气作用下, 可以被降解为二氧化碳、水和氨[1]。

1.1.2. 硝化过程

自养型细菌以氨氮为电子供体进行固碳反应, 将无机碳转化为有机碳。该氧化还原反应将氨氮转化为亚硝氮, 然后进一步将亚硝氮转化硝氮, 而产生的能量可用于细胞的其他功能。由于自养型细菌的较低产率和生长速率, 液体中的大部分生物可降解有机物必须先被移除, 否则异养型细菌的生长占优势并与硝化细菌竞争, 导致硝化细菌的流失。



反应式(2)所示的是以氨氮作为电子供体将无机碳(HCO_3^- 和 CO_2)转化为有机碳, 部分氨氮也被用于新细胞合成。反应式(3)为将氨氮转化为硝氮的总反应方程式[1]。

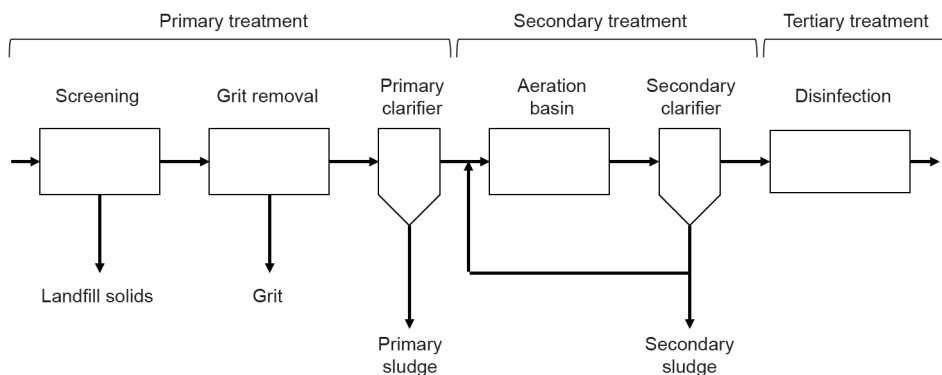


图1. 传统污水处理厂的基本流程。

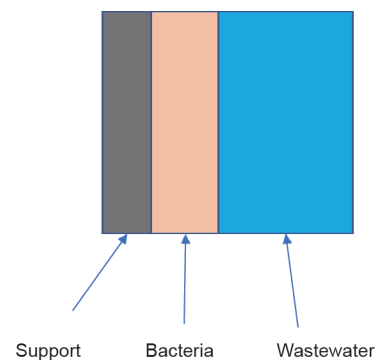
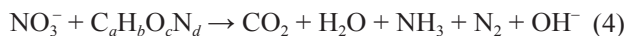


图2. 附着生长工艺。

1.1.3. 反硝化过程

某些细菌含有硝酸还原酶，在它们的电子转移链中以硝酸盐代替氧气作为电子受体，通过一系列反应，硝酸盐被还原为氮气，而氮气由于其低溶解性而形成气泡从水中脱出。必须指出的是，该过程仅能在低溶氧和高硝氮浓度下发生(缺氧环境)，否则硝酸还原酶的活性将会被抑制[1]。



反应式(4)与反应式(1)较为相似，都是将有机物氧化为二氧化碳、水和氨氮。然而，在反应式(4)中，作为电子受体的是硝酸盐而非氧气，并且硝酸盐被还原为氮气离开系统[1]。

1.1.4. 生物除磷过程

除了生物质合成除磷外，强化生物除磷(EBPR)过程在磷含量较高时也会发生。EBPR是由聚磷菌(PAO)来完成的，大量的磷酸盐被这些微生物以多聚磷酸盐形式储存在体内，这种代替三磷酸腺苷(ATP)的储能方法是在好氧代谢途径无法作用时进行的(如氧气缺乏条件下)。

EBPR过程分为两个阶段：第一阶段为厌氧过程，该阶段PAO利用储存的磷来吸收和储存有机物(乙酸和脂肪酸)，并将磷释放到水体中；第二阶段为好氧过程，该阶段PAO以储存的脂肪酸作为能源，将水体中的磷吸收，并以多聚磷酸盐形式储存在体内。这些微生物会在澄清区沉淀并循环回整个过程的起始阶段，而剩余污泥将被排出。在EBPR过程中，磷最终储存在PAO中并随剩余污泥排出[1]。

1.2. 流化床生物反应器

流态化是指通过上升流体将床体中的颗粒悬浮的过程。流态化有很多优势，包括良好的混合、强化传质、较大的比表面积、颗粒和温度分布均匀等。流态化在20世纪20年代首次被提出并用于煤气化[3]，而它的第二个主要应用始于20世纪40年代，为流化催化裂化[4]。以上均为气固流态化，之后发展并应用于其他过程。后来开发了液固(LS)和三相(气液固或GLS)流态化，其被证明在生化过程中具有很大的潜力和应用[5]。这两种流态化形式的基本概念和功能将在接下来的两部分进行讨论。

1.2.1. 流态化

液固(LS)流态化是通过上升液体的流动使床体中的

固体颗粒悬浮或者夹带。目前存在若干个流化区域，而污水处理中常用到的两个区域分别为传统和循环流化区域。图3和图4[5]分别为传统流化系统和循环流化系统。在传统流化区域中，液体的速度不足以将颗粒从反应器顶部带出[3]；而在循环流化区域中，较高的液体速度可将颗粒从反应器顶部带出，之后再通过循环管将带出的颗粒返回反应器的底部[6]。

气液固(GLS)三相流态化类似于液固流态化，不同之处在于其配有气体分布器和液体分布器。在三相流态化中，颗粒是在液体和气泡共同作用下流态化的。如同液固流态化，三相流态化的操作区域也有传统和循环区域[7]。然而，根据反应过程的特殊需求，可能仅一个床体有气体分布器，该床体为三相流态化装置。本文中讨论的反应过程以此装置为基础。

1.2.2. 循环流化床生物反应器原理

流化床生物反应器(FBBR)是液固流化床的一种应用，根据处理方式的不同，这些生物反应器以单床体或者双床体系统运行。FBBR系统的处理方式为附着生长，微生物附着在能够流化的载体上，并在载体表面形

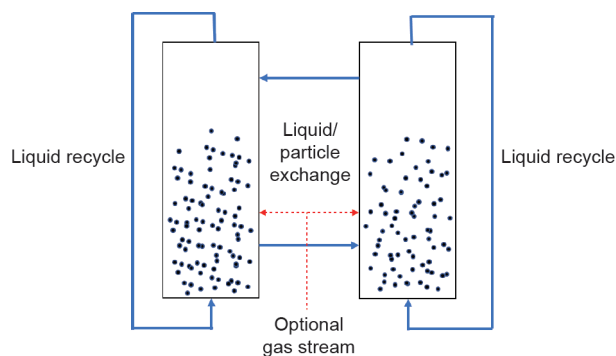


图3. 传统的双流化床系统示意图(改编自Ref.[5])。

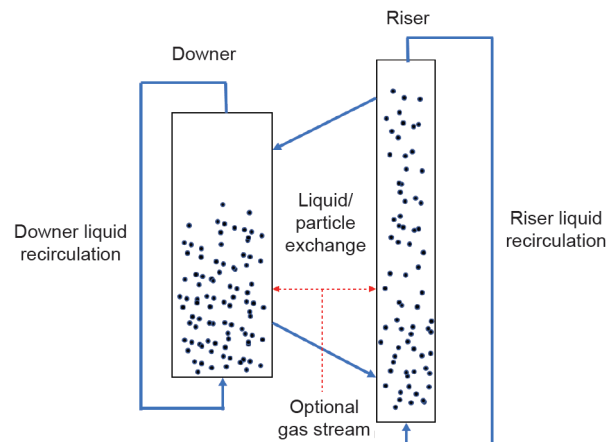


图4. 带颗粒循环的流化床示意图(改编自Ref.[5])。

成生物膜(图5)[1]。床体中的流态化靠循环的污水或者气流(如有曝气过程)来实现[5]。

类似于所有的流态化过程,FBBR技术拥有混合性好、传质强、比表面积大等优点。相比于其他附着生长系统(如固定膜活性污泥和移动床生物反应器系统)所使用的颗粒,FBBR系统所用的颗粒较小且有良好的微生物附着性能,使得颗粒表面形成的生物膜较厚,因此与污水相接触的生物膜表面积比在传统附着生长系统中的更大。污水中基质与生物膜接触面积的增大也使得该系统能降解难处理的污水。此外,FBBR已经被证明可以处理更大负荷的污水,而且相比于传统的生物反应器,该反应器可在更短的水力停留时间(HRT)下操作。

2. 循环流化床生物反应器

西安大略大学发明的循环流化床生物反应器是双床体系统,可以维持两种不同的环境,有利于生物处理过程的进行[5]。CFBBR主要由好氧区(较高溶氧量)和缺氧区(低溶氧量,高硝氮量)构成,这使得该系统能够实现硝化和反硝化反应。CFBBR系统也可以在两个床体有颗粒交换的情况下操作,此法使得颗粒表面的生物在好氧区和缺氧区之间循环,从而增强生物的除磷过程[8]。目前,CFBBR系统已经完成了生物处理城市污水和垃圾渗滤液的实验室和中试规模的研究。

2.1. 研究进展

2.1.1. 实验室规模反应器

CFBBR-1

CFBBR系统采用实验室规模的反应器(CFBBR-1)进行测试,包括上行床、下行床以及在两个床体顶部的液固分离器。图6[9]为该系统的装置图,CFBBR-1的构造与图4的循环流化床相似,均有颗粒在上行床和下行床之间循环。在CFBBR-1系统中,上行床是在循环流态化区域操作,而下行床则是在传统流态化区域运行,液固两相在顶部的液固分离器内分离。颗粒由上行床顶部进入下行床,下行床中的颗粒层比上行床的更紧实,当富含微生物的颗粒从上行床进入下行床时,颗粒表面的生

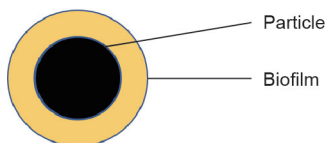


图5. 生物膜颗粒。

物膜由于颗粒间的摩擦碰撞而脱落,结果使颗粒的密度增加,从而增强了传统流化床内的下行流动,之后颗粒从下行床的底部进入上行床的底部,开始新一轮的颗粒循环。当液体进入下行床顶部的液固分离器中,其含有的大部分悬浮固体[挥发性悬浮固体(VSS)和总悬浮固体(TSS)]被分离后,形成污泥,而分离出的富含硝酸盐的液体一部分循环回下行床用于颗粒流化,另一部分流向上行床用于颗粒流化和反硝化过程。在此装置中,载体颗粒为火山岩,其平均直径为0.67 mm,堆积密度和真实密度分别为 $1720 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ 和 $2560 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$,比表面积约为 $9000 \text{ m}^2\cdot\text{m}^{-3}$ [9]。

在CFBBR-1系统中,下行床为好氧区(三相流化床),可以实现生物有机氧化过程和氨氮硝化过程,上行床为缺氧区(两相流化床),可以实现硝酸盐的反硝化过程,该系统也被证实可实现强化生物除磷过程(EBPR),但无法与专门设计的EBPR系统相比,这是因为CFBBR缺乏EBPR所需要的厌氧环境[1]。表1[9]是CFBBR系统进

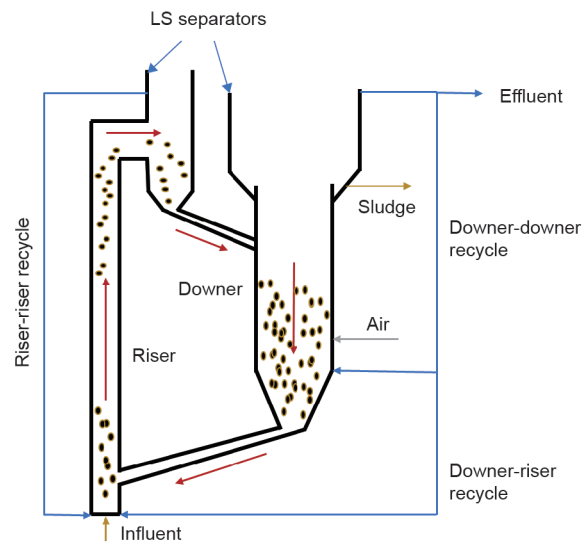


图6. CFBBR系统中气液固的流向设计示意图[9]。

表1 CFBBR系统中进水和出水的水质[9]

Parameter	Influent	Effluent
COD	273	26
SCOD	73	21
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	19	0.7
$\text{NO}_3^-\text{-N}$	0.5	6.5
TN	31.2	8.6
TP	3.8	0.8
TSS	144	4
VSS	118	3

COD: chemical oxygen demand; SCOD: soluble chemical oxygen demand; TN: total nitrogen; TP: total phosphorus; TSS: total suspended solids; VSS: volatile suspended solids.

水和出水水质的某一组实验数据。

CFBBR-2

实验室规模反应器研究的另一种系统为双流化床生物反应器(CFBBR-2或者TFBBR), 图7[10]为该装置的示意图。如同CFBBR-1, CFBBR-2也是由两个床体组成: 好氧区和缺氧区, 但这两个床体的高度相同, 且均在传统流态化区域内操作, 与图3所示的构造相似。由于两个床体均在传统区域内操作, 因此无连续交换颗粒。由于在实验中发现了颗粒循环对CFBBR处理能力的影响不大, 仅在要求强化生物除磷过程中是必要的, 因此发明了CFBBR-2系统。若需要CFBBR-2的颗粒循环, 可通过两床体顶部和底部安装的叶轮来推动颗粒周期性循环, 这使得颗粒循环可独立于系统操作, 颗粒从好氧床体底部进入缺氧床体中, 接着从缺氧床体的顶部进入好氧床体中, 完成一次循环[10]。CFBBR-2系统的两个床体尺寸相同, 该尺寸可根据所需的水力停留时间来设计。

由于CFBBR-2系统的两个床体均在传统流态化区域内操作, 作用在生物膜上的剪切率与CFBBR-1系统相比要低, 这导致更低的脱离速率和更长的固体停留时间(SRT), 从而使得整个系统的表观生物产量极低。CFBBR-2的表观固体产量为 $0.06\sim 0.071 \text{ g(VSS)} \cdot \text{g(COD)}^{-1}$ [10], 远低于CFBBR-1的表观固体产量 $[0.12\sim 0.16 \text{ g(VSS)} \cdot \text{g(COD)}^{-1}]$ [9]。CFBBR-2的生物营养物去除(BNR)能力和出水水质与CFBBR-1相似。表2[10]是CFBBR-2(TFBBR)系统进水和出水水质的某一实验数据。

CFBBR-2系统在不同的有机负荷(OLRs)—— $1.3 \text{ kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 、 $1.7 \text{ kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 和 $2.3 \text{ kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 下进行了测试。出水水质和BNR效率在这些有机负荷下变化不大, 表2为有机负荷为 $2.3 \text{ kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 时的出水水质。当有机负荷超过 $2.3 \text{ kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 时,

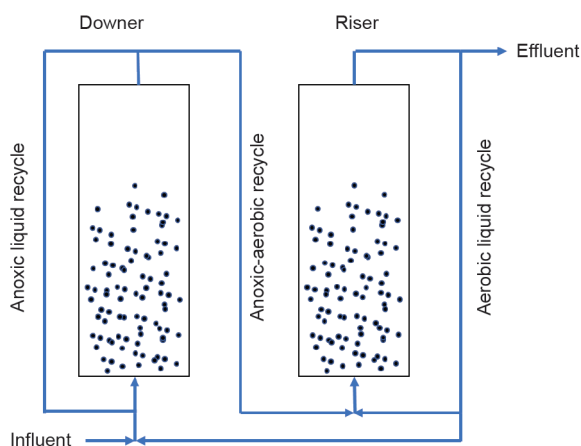


图7. CFBBR-2(TFBBR)系统的装置示意图[10]。

化学需氧量(COD)的去除效率开始降低, 原因是剪切力的增大导致了生物的脱离。然而, 在较低的OLR下, 实验室规模和中试规模的CFBBR-2所测得的生物脱离速率远低于CFBBR-1系统, 这使得CFBBR-2的SRT更长[10]。

2.1.2. 中试规模

实验室规模的研究成功后, 在加拿大伦敦市阿德莱德污水处理厂建立了一个中试规模反应器, 并对其进行了测试。阿德莱德污水处理厂是伦敦市六大污水处理厂之一, 日均处理量为 $27\,500 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ [11]。该中试反应器与实验室规模反应器的构造、设计和操作方式基本相同, 图8为该中试系统的结构图[12]。

中试系统所用的载体颗粒为火山岩, 与实验室规

表2 CFBBR-2 (TFBBR) 系统的进水和出水水质[10]

Parameter	Influent	Effluent
COD	262	20
SCOD	234	9.5
$\text{NH}_4^+\text{-N}$	26.1	0.5
$\text{NO}_3^-\text{-N}$	0.7	3.9
TN	29.5	5.4
TP	4.4	3.8
TSS	27	16.3
VSS	19	12

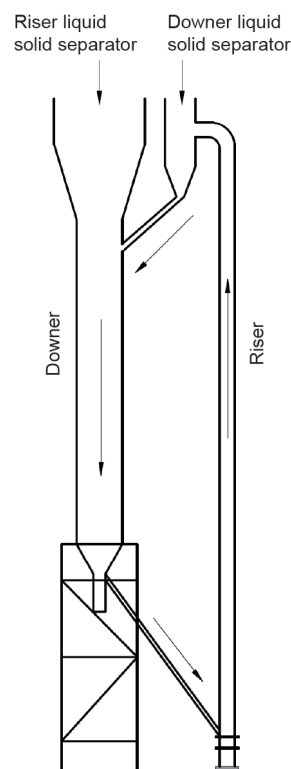


图8. 中试规模的CFBBR结构图[12]。

模系统所用的载体颗粒相比, 颗粒直径(平均粒径为0.67 mm)和堆积密度($1720 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$)都较小。中试规模的CFBBR的设计处理量为 $5 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, 并实现了接近于实验室规模系统的去除效率[12]。从出水水质来看, 该系统的VSS和磷浓度很低, 在无二沉池和化学除磷过程的情况下, 依然可以达到二级出水水质的要求。由此可见, 该系统可以处理高固体含量的污水, 且出水的固体产量较低, 这使得在以后处理生活污水的过程中可减少反应器的体积以及建造澄清池的成本[13]。表3 [12]为中试规模CFBBR三个阶段的进水和出水水质数据, 阶段I~III的平均进水量分别为 $2880 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ 、 $4320 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ 和 $5800 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ 。表4 [9,10,12,14,15]是关于实验室阶段和中试阶段CFBBR以及其他设备BNR效率的总结。

传统活性污泥法好氧区的HRTs约为4~24 h[1], 而CFBBR可在更短的HRT下获得相同的营养物质去除效率, 这表明了CFBBR系统应用于生物营养物质去除过程的高效性。

2.2. 动态负荷下的应对

评价污水处理系统的一个重要方面是即使在动态负荷下, 仍可高效地处理污水, 且生物营养物质去除能力未明显下降。动态负荷有两种常见的形式: 一种为进水的突然增大, 而进水营养物质负荷不变, 使得进水水质被稀释, 如降雨情况下的进水[16]; 另一种为有机负荷的冲击, 即进水中的有机物或固体浓度异常增高, 而进水量

保持不变[1]。这两种动态负荷均在加拿大伦敦市阿德莱德污水处理厂的中试系统中进行了测试。

2.2.1. 潮湿天气流

潮湿天气流是任何污水处理厂在常降雨、降雪地区的挑战, 进水量的增大将减少水力停留时间, 从而导致系统处理效率的降低, 出水中的污染物浓度升高。在极端情况下, 污水完全未经过处理, 通过旁路流出。这些情况都会导致对环境的破坏[1]。

潮湿天气流在阿德莱德污水处理厂的中试规模反应器内进行了测试, 将干净的自来水加入进水中, 以此提高进水的体积流量来模拟潮湿天气流, 原进水是经过格栅过滤后的生活污水, 开始的体积流量为 $5 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ 。干净的自来水的加入首先使进水量增加至 $10 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, 然后增加到 $20 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, 每个阶段维持的时间均为潮湿天气流的平均时间4 h[17]。以 $5 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ 的流量为基础, $10 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ 和 $20 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ 对应的流量峰值为2和4, 流量峰值4是设计污水处理系统应对潮湿天气流的常用参数[17]。

如2.4.2节所述, 在中试反应器的稳态测试中, 化学需氧量(COD)、总氮(TN)和总磷(TP)的去除效率分别稳定在90%、80%和70%左右。在动态测试中, 出水水质和营养物的去除能力明显下降, 但仍在可接受范围内。该结果是可以预料的, 效率的降低主要是受到高负荷水力的影响[16]。稳态和动态的出水水质以及BNR效率总结于表5和表6[17]。

表3 中试规模的CFBBR进水和出水的水质数据[12]

Parameter	Phase I ($2880 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$)		Phase II ($4320 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$)		Phase III ($5800 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$)	
	Influent	Effluent	Influent	Effluent	Influent	Effluent
TCOD	332 ± 42	26 ± 3	349 ± 38	39 ± 8	496 ± 152	45 ± 7
SCOD	71 ± 14	13 ± 4	100 ± 16	15 ± 4	117 ± 23	23 ± 5
$\text{NH}_4^+ \text{-N}$	22.1 ± 5.2	1.2 ± 0.5	24.6 ± 2.9	0.9 ± 0.3	25.8 ± 1.1	9.5 ± 0.9
$\text{NO}_3^{\text{dmr-}} \text{-N}$	0.9 ± 0.6	3.6 ± 1.2	0.4 ± 0.1	4.7 ± 1.3	0.4 ± 0.1	2.8 ± 0.6
TP	4.9 ± 1	1 ± 0.1	4.2 ± 0.8	1.2 ± 0.2	5.9 ± 0.6	1.2 ± 0.4
TSS	217 ± 27	11 ± 2	219 ± 26	22 ± 6	443 ± 174	27 ± 6
VSS	174 ± 28	9 ± 2	171 ± 23	16 ± 5	315 ± 106	21 ± 6

TCOD: total chemical oxygen demand.

表4 几种生物反应器的BNR效率的总结

Name	Source	HRT (h)	EBCT (h)	SRT (d)	OLR ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	COD (%)	N (%)	P (%)	Biomass yields [$\text{mg}(\text{VSS}) \cdot \text{mg}(\text{COD})^{-1}$]
CFBBR-1	[9]	2.04	0.82	44–56	3.36	91	78	85	0.12–0.135
CFBBR-2	[10]	2.88	0.98	72–108	2.23	97	84	12	0.071
Pilot CFBBR	[12]	2.03	1.5	20–39	4.12	90	80	70	0.12–0.16
UASB	[14]	3.2	—	—	2.6	34	—	—	—
AnMBR	[15]	7.92	—	—	5.9–19.8	58	—	—	—

HRT = V_{Reactor}/Q ; EBCT = $V_{\text{Compacted bed}}/Q$ (empty bed contact time); UASB: upflow anaerobic sludge blanket; AnMBR: anaerobic membrane bioreactor.

表5 中试规模CFBBR的稳态和动态的出水水质[17]

Parameter	5 m ³ ·d ⁻¹		10 m ³ ·d ⁻¹		20 m ³ ·d ⁻¹	
	Influent	Effluent	Influent ^a	Effluent	Influent ^a	Effluent
TCOD	578	41	289	64.2	144.5	63
SCOD	192	20	96	24.5	48	22
NH ₄ ⁺ -N	35.2	0.9	17.6	2	9.8	3.4
NO ₃ ⁻ -N	< 0.06	5.4	< 0.03	5.7	< 0.2	6.9
PO ₄ ⁻ -P	—	< 1	—	0.5	—	0.4
TP	12.5	1.3	6.3	1.8	3.2	2.7
TSS	443	32	221.5	—	111	38
VSS	339	22	169.5	—	85	—

^a Estimated from 5 m³·d⁻¹ influent data.

表6 中试规模CFBBR在动态负荷测试下的BNR效率[17]

BNR efficiency	5 m ³ ·d ⁻¹	10 m ³ ·d ⁻¹	20 m ³ ·d ⁻¹
COD removal (%)	90	75	49
N removal (%)	80	39	23
P removal (%)	70	43	16

在潮湿天气流的模拟实验中，中试系统的有机物和营养物的去除率有所降低。当实际进水流量为设计流量的2倍(10 m³·d⁻¹)时，去除效率和出水水质均在可接受的范围内[18]；然而，当进水流量为设计流量的4倍时，去除效率和出水水质变得很差，无法达到出水要求。结果表明，该系统的最大潮湿天气流可接受范围为10~20 m³·d⁻¹，也就是说，可能是设计流量的3倍(15 m³·d⁻¹)时。CFBBR系统可在无二沉池或者无除磷化学添加剂的情况下连续运行。

与其他固定膜技术应对动态负荷的能力相比，

CFBBR也可达到相似的出水水质和去除效率。表7 [17, 19–21]比较了CFBBR和几种不同过程的效率。

除了系统应对动态负荷的能力外，另一个重要因素是系统的恢复能力，即系统多久能恢复到稳态时的出水水质和去除效率。传统技术的实验研究表明：在持续2 h峰值为2.5的情况下，恢复时间需要7~15 d[1]。CFBBR的水力负荷过载实验对恢复能力的研究表明：该系统可以在峰值结束后24 h内完全恢复。表8[17]为CFBBR的水力负荷过载实验所测的附着生物量、硝化反应速率和反硝化反应速率的变化值。

2.2.2 有机物的冲击负荷

有机物浓度的突然升高会影响系统内生物作用的进行。在可利用氧浓度未增加的情况下，由于好氧异养型细菌具有较高的生物产率和较快的基质利用速率，因此

表7 动态负荷下各工艺的出水水质和营养物去除率的比较

Process	Source	HRT (h)	Influent (¹ COD, ² NH ₄ , ³ TSS, ⁴ TN) (mg·L ⁻¹)	Effluent (¹ COD, ² NH ₄ , ³ TSS, ⁴ TN) (mg·L ⁻¹)	Removal (¹ COD, ² TN, ³ TP)
Submerged fixed-film	[19]	3.2	¹ 450, ³ 120, ⁴ 80	¹ 65, ² 11, ³ 19	¹ 90%, ² 80%
		0.7	—	¹ 110, ² 55, ³ 30	¹ 75%, ² 20%
Moving bed	[20]	1.4	¹ 527, ² 18.5	¹ 121, ² 11, ³ 53	¹ 75%
		0.4	—	¹ 230, ² 18, ³ 104	¹ 56%
Biological aerated filter	[21]	2.0	¹ 235	¹ 57, ³ 19	¹ 85%
		0.8	—	¹ 138, ³ 41	¹ 35%
CFBBR	[17]	3.2	¹ 578, ³ 443, ⁴ 61	¹ 47, ² 1, ³ 31	¹ 90%, ² 80%, ³ 70%
		0.8	—	¹ 65, ² 4.7, ³ 50	¹ 49%, ² 23%, ³ 16%

表8 动态负荷研究期间的生物特征[17]

Parameter	Before overload	During overload	24 h after overload
Anoxic biofilm [mg(VSS)·g(particles) ⁻¹]	16.7	15.4	15.6
Aerobic biofilm [mg(VSS)·g(particles) ⁻¹]	6.9	6.2	6.3
Nitrification {g(NH ₄)·[g(VSS)·d ⁻¹] ⁻¹ }	0.12	0.08	0.1
Denitrification {g(NO ₃)·[g(VSS)·d ⁻¹] ⁻¹ }	0.34	0.28	0.31

生物可降解有机物浓度的增加会导致异养型非硝化细菌量大于自养型硝化细菌量, 结果导致硝化细菌的流失, 使得整体的硝化反应效率降低。由于硝化细菌的生长速率较慢, 大量硝化细菌的流失使得系统很难恢复, 最终使得营养物的去除效率降低, 从而导致出水COD和氨氮浓度的增加[1]。

在研究实验室规模的CFBBR-2处理合成污水期间, 测试了有机物的冲击负荷对该系统的影响, 有机物的冲击负荷是以阶梯式增长进水中的COD浓度来实现的。进水中的COD浓度开始设置为 $420 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, 之后增至 $720 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 并维持4.5 h, 最后增至 $1200 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 并维持4 h, $1200 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 的进水COD浓度对应的OLR为 $13.2 \text{ kg}(\text{COD}) \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 。液体循环量和曝气速率在冲击负荷实验时保持不变[22]。

在实验过程中, 如所预测的一样, 由于异养型细菌的主导优势和溶氧的不足, 硝化反应效率从95%降低至49%, 溶解氧在上行床和下行床中均达到最低值, 分别为 $0.0 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 和 $2.5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, COD的去除率的降幅尽管没有硝化反应效率大, 但也有所降低, 从93.4%降至64.1%。1.8 h后, 从出水水质可看出, 进水冲击负荷的急剧增加使得COD的去除率和硝化反应效率明显降低。

比硝化速率(SNR)的测试结果证实了硝化反应效率的降低, 结果显示在10 h有机物的冲击负荷后, 生物活性降低了15%, 该结果表明15%的硝化细菌在冲击负荷实验中被冲走。尽管生物活性发生改变, 但系统中所测得的总附着生物量并未发生太大改变。

2.3. 中水回用

CFBBR系统除了在无其他处理(澄清池或化学添加)的情况下, 出水可达到二级出水水质的标准外, 还可以产出非饮用水水质的出水, 如可用于农业灌溉或工业应用的出水等。为了重新利用处理过的水, 需对其进行合理的消毒, 即在无需大量化学药品或能量的情况下消毒。但合理的消毒过程需要满足生化需氧量(BOD)和TSS的浓度均低于 $30 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ [18], 因为满足这些条件后, 使用紫外线(UV)消毒较为合理[9]。CFBBR在稳态运行情况下是可以达到这些要求的, 而在动态负荷下出水需要经过一些其他处理(如澄清池或化学添加), 即可达到该标准。

2.4. 其他设计的考虑、问题和挑战

2.4.1. 蠕虫捕食

污水处理系统中的固体停留时间(SRT)对固体产量

有很大的影响, 更长的SRT会导致更低的污泥产量, 这是因为有更多的生物被降解[23]。固体产量也会受到系统中大型生物体的影响, 这些生物体可以消耗掉污泥, 如原生生物、后生生物和寡毛类蠕虫。由于较长的SRT可为这些捕食者提供更多的时间来消耗微生物, 因此较长的SRT有利于捕食者的生长[24,25]。在过去二十多年里, 有大量关于利用蠕虫降低污水系统中固体产量的研究, 大部分都是在活性污泥系统和二沉池之间加一个独立的蠕虫反应器[26]。

蠕虫捕食的影响在实验室规模的CFBBR中进行了研究。该系统中蠕虫在下行床的活性较高, 可消耗从下行颗粒表面脱落出的生物膜。当颗粒进入上行床后, 生物膜将会在颗粒表面再生, 直至颗粒返回到下行床继续循环[27]。

总之, COD和氮源同时去除可在有蠕虫捕食的系统实现, 而且BNR的效率与之前的一些研究相一致, 但由于该系统含蠕虫捕食过程, 使得其固体产量比其他实验低, 观测固体产量为 $0.082 \text{ g}(\text{VSS}) \cdot \text{g}(\text{COD})^{-1}$ 。

2.4.2. 碳氮比对BNR效率的影响

由于高COD浓度会降低硝化细菌的活性, 使得硝酸盐的产量降低, 进而强化了反硝化细菌的活性[1], 因此在实验室规模中研究了碳氮比对COD和氮源同时去除的影响, 不同碳氮比是通过固定氮负荷、改变COD负荷实现的。实验中分别对COD:N为10:1、6:1和4:1进行了测试, 保持EBCT不变(0.82 h)。结果显示, 三个阶段中总的COD去除率变化不大, 均可达到90%以上, 而上行床和下行床中消耗的COD总量有所不同。在COD:N为10:1时, 大约37%的COD在上行床中被氧化, 此阶段较低的比例是由于硝化反应产生的硝酸盐量最少。当COD:N为4:1时, 约57%的COD在上行床中被氧化, 这一较高的比例是因为产生的硝酸盐量较多。结果还表明, COD:N越小, 总氮的去除率越小, COD:N比例为10:1、6:1和4:1时, 对应的总氮的去除率分别为91%、82%和71%。前两个阶段的出水水质均达标, 而第三阶段的出水水质未达标, 需要进行其他处理以达到排放标准[18]。三个阶段的固体产量均较低, 这与其他CFBBR的研究相一致, 它们的固体产量为 $0.11 \sim 0.15 \text{ mg}(\text{VSS}) \cdot \text{mg}(\text{COD})^{-1}$ [28]。

3. 高强度污水处理

除了生活污水(MWW), CFBBR还被用于处理垃圾

渗滤液和炼油污水；厌氧生物流化床(AnFBBR)被用于处理剩余污泥(初沉和二沉)和生物乙醇制造产生的酒精水。

3.1. CFBBR 原型的应用

3.1.1. 垃圾渗滤液

垃圾渗滤液是垃圾中的有机废物被生物降解后与水混合形成的，其中含溶解性化学需氧量(SCOD)、氨氮和其他污染物的高浓度溶液。由于垃圾渗滤液具有毒性，因此对其进行有效的处理是非常必要的，若未经有效处理，垃圾渗滤液中的高浓度COD、氨氮、重金属以及许多其他污染物都会严重地破坏环境。此外，垃圾渗滤液的低碳氮比使得生物处理过程很困难。随着排放标准越来越严格，结合物理和化学方法的传统生物处理过程已无法有效地处理垃圾渗滤液[29]。

除了进行生活污水的测试，阿德莱德污水处理厂的中试CFBBR还被用于处理垃圾渗滤液。该系统集好氧和缺氧条件于一体，使其能达到更高处理标准的要求。CFBBR系统处理垃圾渗滤液的物理操作与生活污水相同，缺氧上行床在快速流态化区域中操作，好氧下行床是在传统流化区域操作。在垃圾渗滤液的处理过程中，CFBBR是在无颗粒循环的情况下运行[30]。

垃圾渗滤液取自加拿大伦敦市W12A渗滤液处理厂，在中试CFBBR中进行了不同负荷的测试。表9[30]总结了所用的三种流量和对应的负荷值。表10[30]为不同阶段的进水和出水的水质数据。

CFBBR的固体产量很低，阶段I~III的产量分别为 $0.13 \text{ g(VSS)} \cdot \text{g(COD)}^{-1}$ 、 $0.15 \text{ g(VSS)} \cdot \text{g(COD)}^{-1}$ 和 $0.16 \text{ g(VSS)} \cdot \text{g(COD)}^{-1}$ ，这与用CFBBR处理生活污水的产量相似。在第二阶段OLR为2.15的情况下，CFBBR的COD、氨氮和磷去除率分别为85%、80%和70%，这些去除效率与处理生活污水的效率相似。然而，由于进

表9 CFBBR处理渗滤液的操作条件[30]

Parameter	Column	Phase I	Phase II	Phase III
Influent ($\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$)	—	650	720	864
Avg. OLR [$\text{kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$]	—	1.9	2.15	2.6
EBCT (d)	Aerobic	0.43	0.38	0.32
	Anoxic	0.12	0.11	0.09
HRT (d)	Aerobic	0.89	0.81	0.67
	Anoxic	0.27	0.25	0.21
SRT (d)	Aerobic	26	21	18
	Anoxic	18	17	13

水浓度很高，导致处理垃圾渗滤液的实际出水浓度比较高。表11[30–34]比较了CFBBR和其他处理方法去除COD的效率。

3.1.2. 炼油污水

CFBBR也被用于处理另一种高浓度的污水——炼油污水。炼油污水来自于畜牧业和食品加工业，其是由有机废物料混合形成的高浓度有机物和营养物污水。如同其他高浓度的污水，炼油污水在排放到市政污水系统之前需要经过处理以达到特定的出水标准[35]。为了对其进行研究，在加拿大汉密尔顿市的一个炼油污水厂搭建了实验室规模的CFBBR-1，该系统以火山岩为载体颗粒(直径为0.67 mm、堆密度为 $1720 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$)。该研究分三个阶段进行，有不同的进水流量和OLR[36]，表12[36]为该反应器的操作参数总结。

CFBBR处理炼油污水有很好的效果。在OLR最高的阶段I，COD去除率高于90%，而氨氮去除率为

表10 渗滤液进水和出水的水质[30]

Parameter	Influent	Effluent		
		Phase I	Phase II	Phase III
TCOD	1259	195	197	302
SCOD	1025	149	153	245
TSS	263	56	60	58
VSS	156	38	37	44
NH_4^+-N	360	34.6	35.4	54.7
NO_3^--N	3.1	57.5	59.9	63.9
TP	6.2	1	1	1.2

表11 渗滤液处理方法的比较

Reactor type	Influent COD ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	HRT (h)	COD removal (%)	Source
CFBBR	1259	8	85	[30]
Trickling filter	800–1350	4.5	52	[31]
UASB	1120–3520	24	77	[32]
MBBR	1740–4850	36	60	[33]
FBBR	1100–3800	34	82	[34]

表12 炼油污水处理的操作参数总结[36]

Parameter	Column	Phase I	Phase II	Phase III
Influent flow ($\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$)	—	2 ± 0.1	1.5 ± 0.05	1 ± 0.05
OLR [$\text{kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$]	—	14.6	11	7.3
HRT (h)	Anoxic	9.36	12.24	18.48
	Aerobic	39.6	52.8	79.2
EBCT (h)	Anoxic	5.52	7.36	11.04
	Aerobic	14.16	18.88	28.32
SRT (d)	Anoxic	2	4.8	20
	Aerobic	3.2	7.1	33

79%，固体产量与其他CFBBR的研究相似，均值为 $0.12 \text{ g(VSS)} \cdot \text{g(COD)}^{-1}$ 。表13[36]为反应器进水和出水的参数。

尽管CFBBR有很高的COD和氨氮去除效率，但由于进水COD浓度高，使得该研究所有阶段的出水COD浓度均大于 $1000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ，无法达到排放要求(典型污水排放值为 $300 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ [18])，且其他的一些参数也超过了排放标准。然而，CFBBR的高去除效率和低固体产量表明了其在炼油污水处理的应用潜力。延长炼油污水的水力停留时间可提高其处理性能，此外，通过多级处理过程或者化学反应能够提高反应器的处理性能，使得CFBBR的出水达到排放标准。

3.2. 厌氧流化床反应器

TFBBR(CFBBR-2)被用作厌氧反应器处理高强度和高固体含量的污水，如剩余污泥和用玉米造乙醇的酒糟水。厌氧生物流化床(AnFBR)的示意图如图9[37]所示，类似于CFBBR，厌氧反应器利用附着在载体介质上的生物膜处理污水，但该过程中的微生物为厌氧微生物，只需要厌氧的环境(其无需好氧或缺氧环境)，因此仅需用单个反应器，且在传统流化区域中操作[37]。由于厌氧微生物对环境的要求，该系统必须维持 37°C 和pH为6.8~7.4的理想操作条件[1]。

3.2.1. 市政污水污泥

市政污水污泥是污水处理过程的副产物，初沉污泥是污水经过格栅、除砂后在初沉池里产生的，主要为有

机物。活性污泥在二沉池中沉淀，随后变成成为浓缩废活性污泥(TWAS)。TWAS主要是活性微生物，包括活性污泥中的细菌和其他微生物。由于TWAS的主要成分是活性微生物，因此一般处理TWAS所花费的时间较长[38]。

初沉污泥和TWAS的消化降解在AnFBR系统中进行测试，起始流量为 $1.8 \sim 16 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ ，对应的HRTs为8.9~1.0天，进水的平均TSS分别为 $38\,989 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ (初沉污泥)和 $34\,834 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ (TWAS)，而平均总化学需氧量(TCOD)分别为 $37\,488 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ 和 $34\,414 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ [37]。表14和表15[37]总结了处理初沉污泥和TWAS的结果。

正如预期，TWAS的处理比初沉污泥更难，这是由于TWAS主要是由活性微生物组成的，很难被降解，而初沉污泥主要由非活性的有机物组成，容易降解。然而，

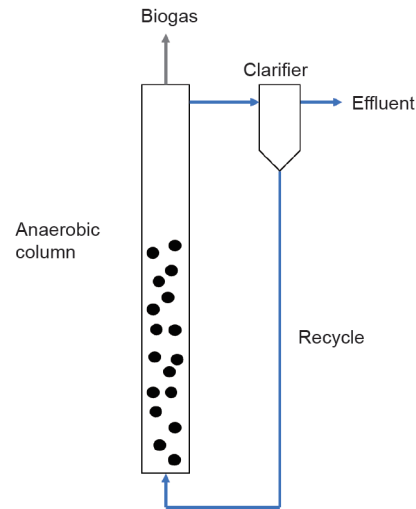


图9. AnFBR系统的示意图[37]。

表13 处理炼油污水的进水和出水参数(单位: $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)[36]

Parameter	Influent	Effluent		
		Phase I	Phase II	Phase III
TCOD	$29\,509 \pm 678$	$3\,151 \pm 586$	$2\,263 \pm 220$	$1\,305 \pm 85$
SCOD	$28\,527 \pm 283$	$1\,466 \pm 465$	$1\,039 \pm 118$	853 ± 32
NH_4^+-N	605.3 ± 6.2	121.8 ± 23.1	94.4 ± 9.6	0.9 ± 0.4
NO_3^--N	3.8 ± 4.4	8.9 ± 2.9	5.5 ± 1.3	3.1 ± 0.7
TP	44.8 ± 5.4	34.6 ± 8.1	27.1 ± 3.3	9.8 ± 2.1
TSS	973 ± 215	$2\,000 \pm 611$	$1\,282 \pm 159$	460.8 ± 48.2
VSS	676 ± 160	$1\,379 \pm 369$	908 ± 89	329.9 ± 51.8

表14 初沉污泥处理的结果[37]

Parameter	Phase I	Phase II	Phase III	Phase IV	Phase V
HRT (d)	8.9	4	1.9	1	1.5
SRT (d)	17.2	6.9	2.9	1.1	1.7
$\text{VSS}_{\text{Eff}} (\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	3 693	6 326	9 364	21 320	18 069
VSS removal (%)	88	79	70	31	42
COD removal (%)	85	79	68	30	42

表15 TWAS处理的结果[37]

Parameter	Phase I	Phase II	Phase III	Phase IV
HRT (d)	8.8	4	1.9	2.6
SRT (d)	16.7	7.2	2.7	2.8
$\text{VSS}_{\text{Eff}} (\text{mg} \cdot \text{L}^{-1})$	9 390	13 300	20 400	17 800
VSS removal (%)	69	56	33	42
COD removal (%)	68	55	34	42

与传统方法相比较, AnFBR在较短的HRT下可以有效地处理初沉污泥和TWAS, 并且由于大量微生物附着在载体上, 从而使得系统的SRT更长[37]。

相比于传统方法, AnFBR可在很短的HRT下获得更高的VSS和COD去除效率, 此外, 在达到该去除效率的同时可以在5~10倍于传统消化池的OLR下运行。表16 [37,39-41]比较了AnFBR和其他几种传统消化方法的处理结果。

3.2.2. 酒糟水

玉米是制造乙醇生物燃料的原料之一, 它经过研磨、发酵后产生乙醇。剩余废料和未发酵玉米液体是一种高强度污水——酒糟水, 在排放之前必须经过处理[42]。尽管酒糟可作为牲口饲料被重新利用, 但是由于脱水过程能耗高, 使得其不是很经济。相反, 厌氧消化是一种合适的处理方法, 它可将酒糟转化为生物气, 通过燃烧回收能源, 同时去除大量的有机成分[43]。

对酒糟水在AnFBR系统中处理的可能性进行了探索, AnFBR进水的OLR接近 $29 \text{ kg(COD)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, 厌氧区的HRT为3.5天, 固体负荷约为 $10 \sim 10.8 \text{ kg(TSS)} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ 。尽管停留时间短, 但AnFBR获得了约88%的TCOD去除效果[37]。表17[37]是主要进水和出水参数的总结。

与其他厌氧消化处理酒糟水技术相比, AnFBR处理酒糟水的性能与处理初沉污泥和TWAS的性能相似。与传统方法相比, AnFBR在较短的HRT下可实现较高的VSS和TCOD去除效率, 表明该系统在处理高COD和高固体废物方面的优势。表18[37,42,44]为AnFBR和其他方法处理效果的比较。

表16 AnFBR与其他传统方法处理初沉污泥和TWAS的能力比较

Reactor type	Sludge type	OLR [kg(COD)·m ⁻³ ·d ⁻¹]	COD removal (%)	HRT (d)	Source
AnFBR	PS	4.2	85	8.9	[37]
CSTR	PS	2.1-2.9	33-47	10-15	[39]
AnFBR	TWAS	4.2	68	8.8	[37]
CSTR	TWAS	1	24	20-40	[40]
AnMBR	TWAS	2.4-2.6	48	7-15	[41]

CSTR: continuous stirred-tank reactor.

表17 酒糟水处理的总结[37]

Parameter	Influent	Effluent
TSS	46 400	9 800
VSS	46 200	9 200
TCOD	129 300	14 400
SCOD	62 000	2 700

4. 建模

利用模拟软件AQUIFAS和BioWin为CFBBR开发了一系列模型。AQUIFAS在单个模型中结合了活性污泥和固定膜动力学, 该模型使用的是半经验方程和二维生物膜模型[45-47]。BioWin将生物膜过程模型作为一维完全动态和稳态模型。AQUIFAS被用于生活污水处理的建模, 而BioWin被用于渗滤液处理的建模。这些模型预测了CFBBR在实验室和中试规模中处理生活污水的性能以及在中试规模中处理渗滤液的性能。

4.1. AQUIFAS 应用于生活污水处理的建模

AQUIFAS将活性污泥和固定膜过程结合起来模拟颗粒生物膜的操作过程, 它利用一些半经验方程包括莫诺方程和生物膜质量传递动力学方程模拟了BNR。通过改变不同负荷条件下的输入参数, 该模型可以计算出理论的出水参数, 并预估颗粒表面的生物膜厚度。AQUIFAS模型曾成功模拟了IFAS和MBBR过程, 这表明其对FBBR过程建模的潜力[48]。

AQUIFAS以中试规模的数据为基础来预测出水参数, 模拟和实际结果的误差在0~60%之间。多数模拟结果与实际结果相似, 偏差在0~30%之间, 特别是COD、氨氮和磷的结果。然而, 悬浮固体的模拟结果与实际结果相差20%~67%, 但结果仍在标准偏差范围内[49]。表19[49]为模拟与实际中试研究的结果比较。

AQUIFAS也被用于模拟CFBBR-2/TFBBR过程, 该模型的迭代过程包含了一个两相和三相的预测流态化模型, 流态化将流化床动力学与BNR效率联系在一起使其更为准确。该模型基于载体类型和尺寸、流体速度、横截面积可估算出床层膨胀率、相含率和比表面积等参数[50]。

将模拟的出水数据与TFBBR的实验结果进行比较, 并在95%的置信区间内进行了双侧t检验的验证。采用了流态化的改进模型比以前建立的AQUIFAS模型有显著的改善, 表20[50]给出了比较结果。

表18 AnFBR和其他传统方法处理酒糟水效果的比较

Reactor type	OLR [kg(COD)·m ⁻³ ·d ⁻¹]	HRT (d)	COD removal (%)	Source
AnFBR	28-30	3.5	88	[37]
CSTR	1.6-3.9	24-40	85-86	[42]
ASBR	9.5	10	90	[44]

ASBR: anaerobic sequencing batch reactor.

表19 模拟与实际中试研究的结果比较[49]

Parameter	Phase I		Phase II		Phase III		Phase IV	
	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.	Sim.	Exp.
TCOD	35	26 ± 3	37	39 ± 8	45	41 ± 14	49	45 ± 7
SCOD	13	13 ± 3	9	15 ± 4	17	20 ± 8	18	23 ± 5
NH ₄ ⁺	0.8	1.2 ± 0.5	1.1	0.9 ± 0.6	1.4	0.9 ± 0.6	2.4	3.9 ± 0.9
NO ₃ ⁻	5	3.6 ± 1.2	5.5	4.7 ± 1.3	7.1	5.4 ± 1.3	9.9	4.8 ± 0.6
TN	7.9	6.2 ± 1.1	9.7	7.6 ± 1.3	11.5	9.4 ± 1.1	15.7	11.5 ± 1.2
PO ₄ ⁻	0.42	0.7 ± 0.1	0.34	0.5 ± 0.1	0.6	0.7 ± 0.2	0.51	0.6 ± 0.2
TP	1.12	1 ± 0.1	1.1	1.2 ± 0.2	1.9	1.3 ± 0.4	1.39	1.2 ± 0.4
VSS	20	11 ± 2	25	22 ± 6	25	41 ± 20	25	27 ± 6
TSS	15	9 ± 2	19	16 ± 5	17	21 ± 8	19	21 ± 6

表20 模拟与实际数据的比较[50]

Parameter	Feed	Riser exp.	Riser sim.	Downer exp.	Downer sim.
TCOD	398 ± 52	101 ± 40	97.4	50 ± 21	59.6
SCOD	118 ± 24	31 ± 8	36.1	22 ± 5	19.8
NH ₄ ⁺	30 ± 4.5	4.1 ± 0.4	4	0.9 ± 0.4	0.72
NO ₃ ⁻	0.8 ± 0.3	3.2 ± 1.9	3.3	5.1 ± 1.6	5.8
TP	6.5 ± 1.4	—	—	3.2 ± 0.6	6
TSS	214 ± 41	62 ± 30	51.2	33 ± 14	54
VSS	183 ± 30	50 ± 27	43.8	24 ± 10	37

4.2. BioWin 应用于渗滤液处理的建模

利用BioWin对CFBBR处理渗滤液过程进行建模，BioWin将CFBBR系统作为一维完全动态和稳态模型。该模型利用大型污水处理厂的负荷、生物量和生物膜厚度实验数据为基准，还结合了生物不可降解和非胶体状固体(易于测量)的数据[51]。由于垃圾渗滤液含有高浓度的溶解性COD，因此进水的设置参数与典型污水有所不同[52]。表21[52]显示了渗滤液的模拟结果与实际数据的比较。

5. 讨论

5.1. CFBBR

CFBBR在生活污水处理方面展现了其特殊的能力，

在较短的HRTs下可去除90%以上的COD、80%的氮和70%的磷。与传统方法相比，由于CFBBR中基质和生物膜的接触增强，使得它可以处理更高固体负荷的污水。由于CFBBR可以处理未经初沉池的进水，因此该系统的进水无需初沉池，从而减少了投资费用。总的来说，CFBBR相对于传统方法，可在较短的停留时间内处理更多的污水。

CFBBR的较长固体停留时间可降低固体/污泥产量，在某些情况下，其出水的固体浓度较低，如果能达到排放标准，则可以不需要二沉池。即使无法达到排放标准，CFBBR较低的出水固体浓度也可减少所需沉淀池的体积和污泥产量，进而降低初期投资和操作费用。污水处理过程中较低的污泥总产量也可降低后

表21 CFBBR处理渗滤液的模拟和实际数据[52]

Parameter	Feed	Phase I		Phase II	
		Sim.	Exp.	Sim.	Exp.
TCOD	1259 ± 77	236	197 ± 46	235	302 ± 98
SCOD	1025 ± 27	169	153 ± 43	169	245 ± 85
NH ₄ ⁺	360 ± 59	33.7	35.4 ± 13.1	54.7	54.7 ± 11.2
NO ₃ ⁻	3.1 ± 1.5	61.1	59.9 ± 31.1	58.4	63.9 ± 10.3
TP	6.2 ± 1.3	1.5	1.7 ± 0.3	1.8	2.0 ± 0.6
TSS	263 ± 42	60	60 ± 13	58	58 ± 8
VSS	156 ± 30	45	37 ± 5	44	44 ± 8

期污泥处理量，因此可以采用更小的消化池或焚烧炉处理产生的污泥。

5.2. 高强度污水处理

在处理高强度污水方面，CFBBR单个厌氧反应器取得了很好的效果。由于CFBBR可处理高固体量和高浓度COD，所以它适用于处理剩余污泥和酒糟水等类似的废弃物。处理剩余污泥的传统消化池所需成本高且占地面积大，而AnFBR的低停留时间特性使得其可在较小的反应器中处理相同体积的污泥，而且CFBBR的固体/污泥产量很低，因此AnFBR的应用极大地降低了污水处理厂的投资费用。

对于处理来自乳品加工厂或啤酒厂等食品行业的高强度有机废物，AnFBR也是一种很好的选择。使用AnFBR处理这些废水，减少COD和固体浓度，以满足污水排放标准。

5.3. 建模

利用含水层和生物模型进行建模的结果是相当准确的，但参数间的精度变化很大，这需要更多的工作来提高模拟出水固体浓度的准确性。然而，其他参数的估计是准确的，在放大过程中，AQUIFAS和BioWin模型都可以作为CFBBR发展未来模型的可行基础。

6. 展望

关于CFBBR研究的下一步工作是将该设备进行放大，以实现在市政污水处理厂的应用。由于流态化是该技术提高处理能力的关键，因此如何在大型设备中实现稳定的流态化是放大过程应解决的问题。此外，如何使颗粒留在反应器内或者将夹带的颗粒循环回反应器中也是放大过程需考虑的问题。放大过程有两个潜在的方向：一是以实验室和中试规模的设备为基础，设计相同构造的大型流化床；二是在现有的污水处理系统中添加流化床装置以强化其处理能力。如果实现CFBBR的大型化应用，可大幅度降低污水处理厂的前期资金投入和后期操作费用。CFBBR的紧凑型设计，使得其具有小型化和独立化处理污水的潜质，例如，在偏远地区或小型社区内实现一站式污水处理，无需铺设污水管道系统和建设污水处理厂。小型化CFBBR系统还可安装于独栋建筑中，无需铺设污水收集系统和管道系统。污水经过这些小型化设备处理后，若出水达到再使用标准，则可直

接再回收利用，而不是排放到自然环境中。CFBBR的这些潜质可为需要升级的现有处理系统提供更有效的污水处理方法，同时也可为缺乏污水处理的偏远地区提供一种解决方法。

Compliance with ethics guidelines

Michael J. Nelson, George Nakhla, and Jesse Zhu declare that they have no conflict of interest or financial conflicts to disclose.

Nomenclature

CFBBR	循环流化床生物反应器(circulating fluidized-bed bioreactor)
TFBBR	双流化床生物反应器(twin fluidized-bed bioreactor)
LSCFB	液固循环流化床(liquid-solid circulating fluidized bed)
FBBR	流化床生物反应器(fluidized-bed bioreactor)
AnFBR	厌氧流化床生物反应器(anaerobic fluidized-bed bioreactor)
BNR	生物营养物去除(biological nutrient removal)
MWW	城市污水(municipal wastewater)
COD	化学需氧量(chemical oxygen demand)
TCOD	总化学需氧量(total chemical oxygen demand)
SCOD	溶解性化学需氧量(soluble chemical oxygen demand)
BOD	生化需氧量(biochemical oxygen demand)
TN	总氮(total nitrogen)
TP	总磷(total phosphorus)
EBPR	强化生物除磷(enhanced biological phosphorus removal)
PAO	聚磷菌(polyphosphate accumulating organism)
TSS	总悬浮固体量(total suspended solids)
VSS	挥发性悬浮固体量(volatile suspended solids)
PS	初沉污泥(primary sludge)
TWAS	浓缩废活性污泥(thickened waste activated sludge)
DO	溶解氧(dissolved oxygen)
OLR	有机物负荷(organic loading rate)
HRT	水力停留时间(hydraulic retention time)
SRT	固体停留时间(solids retention time)
EBCT	空床接触时间(empty bed contact time)

References

- [1] Metcalf and Eddy Inc. *Wastewater engineering: Treatment and reuse*. 4th ed. New York: McGraw-Hill; 2003.

- [2] Cui Y, Nakhla G, Zhu J, Patel A. Simultaneous carbon and nitrogen removal in an anoxic-aerobic circulating fluidized bed biological reactor (CFBBR). *Environ Technol* 2004;25(6):699–712.
- [3] Kunii M, Levenspiel O. *Fluidization engineering*. 2nd ed. Boston: Butterworth; 1991.
- [4] Jahnig CE, Campbell DL, Martin HZ. History of fluidized solids development at EXXON. In: Grace JR, Matsen JM editors *Fluidization*. New York: Plenum Press; 1980. p. 3–24.
- [5] Zhu J, Zheng Y, Karamanov D, Bassi A. (Gas-)liquid-solid circulating fluidized beds and the potential applications to bioreactor engineering. *Can J Chem Eng* 2000;78(1):82–94.
- [6] Grace JR. High velocity fluidized bed reactors. *Chem Eng Sci* 1990;45(8):1956–66.
- [7] Zheng Y, Zhu JX, Wen J, Martin S, Bassi AS, Margaritis A. The axial hydrodynamic behavior in a liquid-solid circulating fluidized bed. *Can J Chem Eng* 1999;77(2):284–90.
- [8] Patel A, Zhu JX, Nakhla G. Simultaneous carbon, nitrogen, and phosphorous removal from municipal wastewater in a circulating fluidized bed bioreactor. *Chemosphere* 2006;65(7):1103–12.
- [9] Chowdhury N, Zhu J, Nakhla G, Patel A, Islam M. A novel liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor for biological nutrient removal from municipal wastewater. *Chem Eng Technol* 2009;32(3):364–72.
- [10] Andalib M, Nakhla G, Zhu J. Biological nutrient removal using a novel laboratory-scale twin fluidized bed bioreactor. *Chem Eng Technol* 2010;33(7):1125–36.
- [11] Environmental and Engineering Service Department. 2016 annual report. Adelaide wastewater treatment plant. Report. 2017 Feb. Report No.: 7397-96SPH7.
- [12] Chowdhury N, Nakhla G, Zhu J, Islam M. Pilot-scale experience with biological nutrient removal and biomass yield reduction in a liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor. *Water Environ Res* 2010;82(9):772–81.
- [13] Sutton PM, Mishra PN. Fluidized bed biological wastewater treatment: Effects of scale-up on system performance. *Water Sci Technol* 1990;22:419–30.
- [14] La Motta E, Silva E, Bustillos A, Padron H, Luque J. Combined anaerobic/aerobic secondary municipal wastewater treatment pilot-plant demonstration of the UASB/aerobic solids contact system. *J Environ Eng* 2007;133(4):397–403.
- [15] Zhang X, Wang Z, Wu Z, Lu F, Tong J, Zang L. Formation of dynamic membrane in an anaerobic membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Chem Eng J* 2010;165(1):175–83.
- [16] Kim Y, Pipes OW. Solids routing in an activated sludge process during hydraulic overload. *Water Sci Technol* 1996;34(3–4):9–16.
- [17] Chowdhury N, Zhu J, Nakhla G. Effect of dynamic loading on biological nutrient removal in a pilot-scale liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor. *J Environ Eng* 2010;136(9):906–13.
- [18] US EPA. Guidelines for water reuse. Washington, DC: EPA; 2004 Sep. EPA-625/R-04-004.
- [19] Galvez JM, Gomez MA, Hontoria E, Gonzalez-Lopez J. Influence of hydraulic loading and air flowrate on urban wastewater nitrogen removal with submerged fixed-film reactor. *J Hazard Mater* 2003;101(2):219–29.
- [20] Rusten B, McCoy M, Proctor R, Siljudalen G. The innovative moving bed bio-film reactor/solids contact reaction process for secondary treatment of municipal wastewater. *Water Environ Res* 1998;70(5):1083–9.
- [21] Mann AT, Mendoza-Espinosa L, Stephenson T. Performance of floating and sunken media biological aerated filters under unsteady state conditions. *Water Resour* 1999;33(4):1108–13.
- [22] Andalib M, Nakhla G, Zhu J. Dynamic testing of a twin circulating fluidized bed bioreactor (TCFBBR) for nutrient removal from municipal wastewater. *Chem Eng J* 2010;162(2):616–25.
- [23] Janssen P, Rulkens W, Rensink J, van der Roest H. The potential for metazoa in biological wastewater treatment. *Water Qual Int* 1998;(20):25–7.
- [24] Elissen H, Hendricks T, Temmink H, Buisman C. A new reactor concept for sludge reduction using aquatic worms. *Water Resour* 2006;40(20):3713–8.
- [25] Hendrickx T, Elissen H, Buisman C. Design parameters for sludge reduction in an aquatic worm reactor. *Water Resour* 2010;44(3):1017–23.
- [26] Liang P, Huang X, Qian Y. Excess sludge reduction in activated sludge process through predation of *Aeolosoma hemprichi*. *Biochem Eng J* 2006;28(2):117–22.
- [27] Li M, Nakhla G, Zhu J. Impact of worm predation of pseudo-steady-state of the circulating fluidized bed biofilm reactor. *Bioresour Technol* 2013;128:281–9.
- [28] Islam M, Nakhla G, Zhu J, Chowdhury N. Impact of carbon to nitrogen ratio on nutrient removal in a liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor (LSCFB). *Process Biochem* 2009;44(5):578–83.
- [29] Haq I. Environmental impact assessment study: Leaching of chemical contaminants from a municipal dump site Hastal, Delhi (capital of India). *Int J Environ Stud* 2003;60(4):363–77.
- [30] Eldyasti A, Chowdhury N, George N, Zhu J. Biological nutrient removal from leachate using a pilot liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor (LSCFB). *J Hazard Mater* 2010;181(1–3):289–97.
- [31] Gourdon R, Comel C, Vermande P, Vernon J. Fractionation of the organic matter of a landfill leachate before and after aerobic or anaerobic biological treatment. *Water Res* 1989;23(2):167–74.
- [32] Kennedy KJ, Lentz EM. Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *Water Res* 2000;34(14):3640–56.
- [33] Horan N, Gohar H, Hill B. Application of a granular activated carbon-biological fluidized bed for the treatment of landfill leachate containing high concentrations of ammonia. *Water Sci Technol* 1997;36(2–3):369–75.
- [34] Suidan MT, Schroeder AT, Nath R, Krishnan ET, Brenner RC. Treatment of CERCLA (comprehensive environmental response, compensation, and liability act) leachates by carbon-assisted anaerobic fluidized beds. *Water Sci Technol* 1993;27(2):273–82.
- [35] del Pozo R, Tas D, Dulkadiroglu H, Orhon D, Diez V. Biodegradability of slaughterhouse wastewater with high blood content under anaerobic and aerobic conditions. *J Chem Technol Biotechnol* 2003;78(4):384–91.
- [36] Islam M, Chowdhury N, Nakhla G, Zhu J. Treatment of rendering wastewater by a liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor (LSCFB). *Proceed Water Environ Fed* 2009;(12):4111–9.
- [37] Andalib M, Elberbisy E, Mustafa N, Hafez H. Performance of an anaerobic fluidized bed bioreactor (AnFBR) for digestion of primary municipal wastewater treatment biosolids and bioethanol thin stillage. *Renew Energy* 2014;71(3):276–85.
- [38] Vesilind PA, editor. *Wastewater treatment plant design*. London: Water Environment Federation and IWA Publishing; 2003.
- [39] Han Y, Dague R. Laboratory studies on the temperature-phased anaerobic digestion of domestic primary sludge. *Water Environ Res* 1997;69(6):1139–43.
- [40] Bolzonella D, Pavan P, Battistoni P, Cecchi F. Mesophilic anaerobic digestion of waste activated sludge: Influence of solid retention time in the wastewater treatment process. *Process Biochem* 2005;40(3–4):1453–60.
- [41] Dagnew M, Pickel J, Parker W, Seto P. Anaerobic membrane bio-reactors for waste activated sludge digestion: Tubular versus hollow fiber membrane configurations. *Environ Prog Sustain Energy* 2012;32(3):598–604.
- [42] Lee P, Bae J, Kim J, Chen W. Mesophilic anaerobic digestion of corn thin stillage: A technical and energetic assessment of the corn-to-ethanol industry integrated with anaerobic digestion. *J Chem Technol Biotechnol* 2011;86(12):1514–20.
- [43] Andalib M, Hafez H, Elberbisy E, Nakhla G, Zhu J. Treatment of thin stillage in a high-rate anaerobic fluidized bed bioreactor (AFBR). *Bioresour Technol* 2012;121(7):411–8.
- [44] Agler MT, Garcia ML, Lee ES, Schlicher M, Angement LT. Thermophilic anaerobic digestion to increase the net energy balance of corn grain ethanol. *Environ Sci Technol* 2008;42(17):6723–9.
- [45] Sen D, Randall C. Improved computational model (AQUIFAS) for activated sludge, integrated fixed-film activated sludge, and moving-bed biofilm reactor systems, part I: Semi empirical model development. *Water Environ Res* 2008;80(5):439–53.
- [46] Sen D, Randall C. Improved computational model (AQUIFAS) for activated sludge, integrated fixed-film activated sludge, and moving-bed biofilm reactor systems, part II: Multilayer biofilm diffusion model. *Water Environ Res* 2008;80(7):624–32.
- [47] Sen D, Randall C. Improved computational model (AQUIFAS) for activated sludge, integrated fixed-film activated sludge, and moving-bed biofilm reactor systems, part III: Analysis and verification. *Water Environ Res* 2008;80(7):633–45.
- [48] Phillips H, Maxwell M, Johnson T, Barnard J, Rutt K, Seda J, et al. Optimizing IFAS and MMBR designs using full-scale data. In: *Proceedings of the Water Environment Federation 81st Annual Technical Exhibition & Conference*; 2008 Oct 18–22; Chicago, USA. Alexandria: Water Environment Federation; 2008. p. 5002–21.
- [49] Chowdhury N, Nakhla G, Sen D, Zhu J. Modeling biological nutrient removal in a liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor. *J Chem Technol Biotechnol* 2010;85(10):1389–401.
- [50] Andalib M, Nakhla G, Sen D, Zhu J. Evaluation of biological nutrient removal from wastewater by twin circulating fluidized bed bioreactor (TCFBBR) using a predictive fluidization model and AQUIFAS APP. *Bioresour Technol* 2011;102(3):2400–10.
- [51] McGehee M, Gellner J, Beck J, White C, Bruton T, Howard D. BioWin modeling of a three phase reactor IFAS system. In: *Proceedings of the Water Environment Federation 82nd Annual Technical Exhibition & Conference*; 2009 Oct; Orlando, USA. Alexandria: Water Environment Federation; 2009. p. 2730–50.
- [52] Eldyasti A, Andalib M, Hafez H, Nakhla G, Zhu J. Comparative modeling of biological nutrient modeling from landfill leachate using a circulating fluidized bed bioreactor (CFBBR). *J Hazard Mater* 2011; 187 (1–3):140–9.