全混式厌氧反应器搅拌方式分析与优化*

朱洪光　毕峻玮　石惠娴
（同济大学现代农业科学与工程研究院，上海 200092）

【摘要】 采用流体动力学模型对全混式厌氧反应器内的流场进行三维稳态数值模拟。研究搅拌器不同安装方式对上层和下层扰动的影响，以达到消除上层结壳和扰动下部污泥层的目的。结果显示，单纯提高搅拌器的安装高度难以改善运行情况。双层搅拌方式下，4.3 m 层流速较原始安装位置可提高 90.90%，0.2 m 层流速可提高 20.94%。工程实践表明，改造后的搅拌方式可以有效减少浮渣，同时扰动污泥，提高运行效率。

关键词：厌氧反应器　完全混合式　搅拌方式　计算流体动力学
中图分类号：S216.4；TK6　　**文献标识码**：A　　**文章编号**：1000-1298(2011)06-0127-05

Analysis and Optimization of Different Mixing Method in Completly Mixed Digesters

Zhu Hongguang　Bi Junwei　Shi Huixian
(*Modern Agricultural Science and Engineering Institute*, *Tongji University*, *Shanghai* 200092, *China*)

Abstract

The characteristics of the flow field in completly mixed biogas digester were studied by computational fluid dynamics (CFD). Effects of different installation way of agitator to the disturbances in the upper and lower layer were analyzed. The results showed that increasing of agitator mounting height was difficult to improve the flow. Therefore, the double-mixing was used in the biogas digesters. Compared to the original installation, flow speed could increase by 90.90% in the 4.3 m layer and 20.94% in the 0.2 m layer with the double-mixing. The actual project also showed that this modified method could reduce scum, disturb sludge and improve operational efficiency.

Key words　Anaerobic reactor, Completly mixed, Mixing mode, Computational fluid dynamics

引言

规模化沼气工程作为生物质能源开发技术之一，已经成为当今研究热点和重要应用领域。在规模化应用中，浮渣问题是沼气工程中存在的突出问题。大多数沼气池在静止状态下，都会分为 3 层：上层为漂浮的浮渣层，中层为浓度较低的中间层，下层为污泥层。生物降解过程大多发生在污泥层中，在这层中可生物降解的有机物在缺氧的情况下产生甲烷、二氧化碳和其他一些微量元素，如氢气、硫化物、氮等。多数生物菌种都集中在污泥层。浮渣层有潜在的产甲烷能力，许多浮渣物质都是未经分解的轻质有机物，而中间层的产甲烷能力最低[1]。

沼气池运行一段时间后，一部分发酵原料上浮产生浮渣，日积月累进而形成结壳。比如上海港某集中供气工程内，运行 3 个月，有近 2 m 厚的浮渣并形成结壳。主要发酵原料是猪粪与芦笋的混合物。结壳的形成，导致池内产生的沼气集聚受阻，有效容积和贮气室体积减小，原料利用率降低，产气量减少。结壳严重时，还会使正常的沼气池变成废池。为解决浮渣问题，首先要在厌氧发酵前的预处理阶段进行剪切，切断长的杂草。其次，还需考虑如何在

收稿日期：2010-12-08　修回日期：2011-02-25
* 国家自然科学基金资助项目(51078287)、“十一五”国家科技支撑计划资助项目(2008BADC4B05、2008BAJ08B0)、上海市科委资助项目(07DZ12050)和上海市科委科技发展基金资助项目(09391910700)
作者简介：朱洪光，副教授，主要从事以沼气为中心的生物质能源工程研究，E-mail：zhuhg@tongji.edu.cn

反应器内使浮渣与发酵液充分混合,通过生物降解和水力循环减少浮渣。各地的沼气工作者研制了一些沼气搅拌和破壳装置,但因增设了比较复杂的装置,推广困难。或者采用“休池”等方法,即每年让沼气池停止运行 5 ~ 7 d[2]。但这不适合较大型的沼气工程。

完全混合式(CSTR)厌氧反应器是较为常用的一种反应器形式。在完全混合式厌氧反应器中,为了使进料与厌氧污泥充分接触反应均会设有搅拌装置。因此,设计搅拌器的时候,除考虑使反应器内物料充分混合的同时,也对搅拌器的安装位置及构造进行相应的改造以起到破除浮渣的作用。常用的机械搅拌方式有罐顶立式搅拌器、侧伸式搅拌器、斜式搅拌器[2]。典型机械搅拌形式是在顶部伸入搅拌器。但对容器体积较大、物料粘度大的反应器,侧伸式搅拌器效率更高。侧伸搅拌装置在类似于水的流体中进行混匀操作时,比顶部插入式搅拌器在设备投资和操作费用方面便宜很多[3]。而且,由于具有搅拌桨直径相对较小、安装位置比较特殊、要求搅拌功率较小等特点[3],侧伸式搅拌器广泛应用于烟气脱硫行业、石油化工行业及造纸等行业[4],特别是在大型贮槽中,输入少量的功率便可得到较好的搅拌效果。

近年来,国内外学者广泛应用计算流体动力学(computational fluid dynamics,简称 CFD)技术来优化反应器结构[5~6]。但研究大多集中在顶伸式搅拌器[7~9],对侧伸式搅拌的报道较少[10~12]。现有的此类搅拌器设计大都依赖经验。

本文对实际工程中全混式厌氧反应器内的混合过程进行数值模拟。研究不同搅拌方式对混合物以及浮渣破除的影响。采用数值模拟对搅拌方式进行优化。在实际运行的工程中观察浮渣的积累情况,并利用数值优化结果对工程进行改造和试运行。

1 研究方法

1.1 试验对象

试验观察所用的反应器位于上海市崇明岛某集中供气基地。采用全混式沼气反应器,矩形构架,反应器内部尺寸为 3.8 m × 3.8 m × 4.8 m(长 × 宽 × 高),液面高度为 4.5 m,反应器容积为 69.3 m^3。沼气池为钢砼结构,为了保温,在其外壁和底部加设 7 cm 厚的闭泡聚苯泡沫板,并在顶部覆盖塑料薄膜,壁面有盘管加温。在沼气池的某一侧壁中间距池底高 800 mm 处安装一台搅拌机进行搅拌。搅拌机参数为:三叶开启式涡轮搅拌桨直径 400 mm,额定功率 2.5 kW,额定工作频率 50 Hz,转速 740 r/min。图 1 所示全混式沼气反应器和搅拌方式为本试验的原型,即后述搅拌方式设计方案 A,其他设计方案都是在此基础上的改进方案。

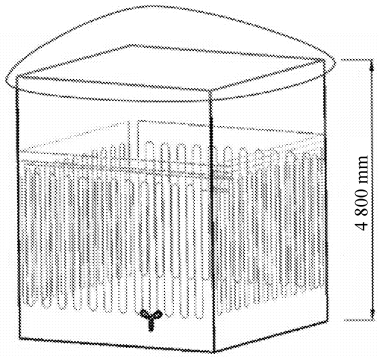

图 1 全混式沼气反应器结构图

Fig. 1 Digester structure

1.2 数值模拟

数值模拟采用软件 Fluent 6.3。其对控制方程的求解基于有限体积法。模型的基本方程主要包括连续性方程(质量守恒方程)和动量守恒方程,没有考虑温度变化,所以不包含能量守恒方程。在每个网格单元内求解各传递变量的守恒方程,即质量守恒方程和动量守恒方程。

质量守恒方程为

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \mathrm{div}(\rho \boldsymbol{\mu}) = 0 \tag{1}$$

式中 ρ——密度 t——时间

$\boldsymbol{\mu}$——速度矢量

其通用方程为

$$\frac{\partial \rho T}{\partial t} + \mathrm{div}(\rho \boldsymbol{\mu} \phi) = \mathrm{div}(\Gamma \mathrm{grad}\phi) + S_\phi \tag{2}$$

式中 ϕ——通用变量,在不同方程中分别代表 u、v、w、湍流动能 k 和湍流耗散率 ε 等变量,其中 u、v、w 为速度矢量 $\boldsymbol{\mu}$ 在 x、y、z 方向的分量

S_ϕ——单位体积源项,可以表达为线性的或非线性的

Γ——扩散系数[13] T——温度,K

湍流模型采用标准 $k-\varepsilon$ 模型,该模型在单相流的流场模拟方面与实际较吻合,已成功应用于类似问题的分析[14]。对搅拌桨区域而言,主要的模拟方法包括多重参考系法(multi-reference frame,简称 MRF)和滑移网格法(sliding grid,简称 SG)等,目前应用最广泛。在同样的计算条件下,两种方法的计算结果基本一致,但 MRF 的计算量较小。

采用 GAMBIT 划分网格,模型中网格类型均选用非结构化的四面体网格。模拟计算时,叶轮的旋转采用 MRF 进行模拟,桨叶及其附近流体区采用旋转坐标系,其他区域采用静止坐标系。这种方式要

求划分不同的计算区域，搅拌桨附件划分一个圆形区域以区分其他位置。本例中网格的数量已经足够描述所要求的流动状态。本文中的计算采用有限体积法来离散方程，对流项的离散采用一阶迎风格式，压力-速度耦合采用 SIMPLE 格式。壁面附近的区域采用标准壁面函数。模拟类型设为定常模拟，对流场进行模拟时，将各流动变量的收敛残差定为 10^{-4}。

1.3　搅拌方式设计

图 1 所示工程建立初期的搅拌方式存在较为严重的浮渣积累、结壳情况，此工程正常运行时的单位容积产气率在 0.65 ~ 0.95 $m^3/(m^3 \cdot d)$ 之间。浮渣结壳发生后产气率几乎为零。结壳的产生导致池内产生的沼气集聚受阻，有效容积减小，原料利用率降低，产气量减少。每次在完成清理浮渣后 3 个月左右，又重新发生结壳现象，产气量骤降[15]。这主要是因为单层单桨的安装位置靠下 800 mm，不能满足工程上同时搅拌底部污泥和搅动上部以防止结壳的需要。

鉴于原单层单桨的不足，本试验对反应器搅拌方式作如下改进设计：①提高单层单桨的安装位置。在原距离底面高度为 800 mm（方案 A）基础上，设置 2 250 mm（方案 B）和 3 000 mm（方案 C）2 个方案。②设双层单桨搅拌方式 1 个（方案 D）。③设双层直单、斜双桨搅拌方式 1 个（方案 E）。5 种不同搅拌方式设计见表 1。方案 D、E 的设计见图 2。其中左侧为立面图，右侧为俯视图。对于双层单桨的安装角，文献[16]提供了最大 22.5°的安装建议，但为圆柱形反应器，本工程试验为矩形反应器，调整为 25°安装角；双层直单、斜双桨的下层斜双桨下倾 60°。

表 1　不同搅拌方式设计

Tab.1　Design of different mixed modes

参数	单层单桨			双层单桨	双层直单、斜双桨
	方案 A（原型）	方案 B	方案 C	方案 D	方案 E
转速/$r \cdot min^{-1}$	740	740	740	均为 740	直单 740，斜双均为 540
桨叶直径/mm	400	400	400	均为 400	均为 400
距底高度/mm	800	2 250	3 000	上层 3 375，下层 1 125	直单 3 375，斜双 1 100、1 650

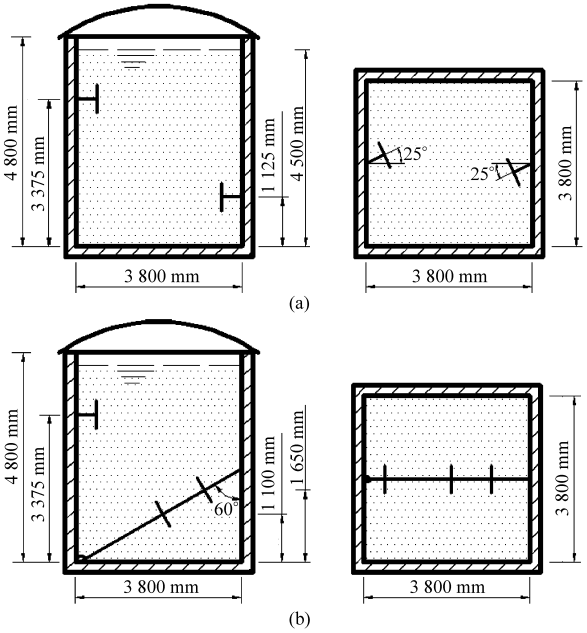

图 2　方案设计示意图

Fig. 2　Schematic design

（a）方案 D　（b）方案 E

2　速度场模拟结果

为了更好地对速度场进行分析，将反应器剖为 3 个面，1 个竖直剖面和距液面分别为 0.2、4.3 m 2 个水平剖面。

图 3 为方案 A、B、C、D、E 的竖直剖面速度场，图中数字代表所在位置流场等值线的速度值，单位是 m/s。

为了表示水流作用在浮渣层的作用力，和对下部污泥层的扰动情况，对距离液面 0.2、4.3 m 的水平剖面进行分析。分析 0.2 m 层上的速度分布是因为速度分布影响污泥的混合情况。分析 4.3 m 层上的速度分布，是因为速度的波动越大，对浮渣层的扰动越剧烈。采用平均值、标准差、峰度来表示波动情况。标准差反映数值相对于平均值的离散程度。峰度反映与正态分布相比某一分布的尖锐度或平坦度。正峰值表示相对尖锐的分布，负峰值表示相对平坦的分布。标准差越大，峰度越小，则速度波动越大。试验结果如图 4、5 及表 2 所示。

试验中对工程进行了改造，改为双层搅拌系统。改造后发现工程运行正常，少有结壳现象。目前工程连续运行，为港沿芦笋基地集中供气。

3　讨论

优化的目标是减少浮渣结壳，需要上部扰动大且下部也有扰动，而中间可以有较小速度分布。

3.1　速度分布分析

从图 4、5 中可见，底层 0.2 m 速度分布最不平

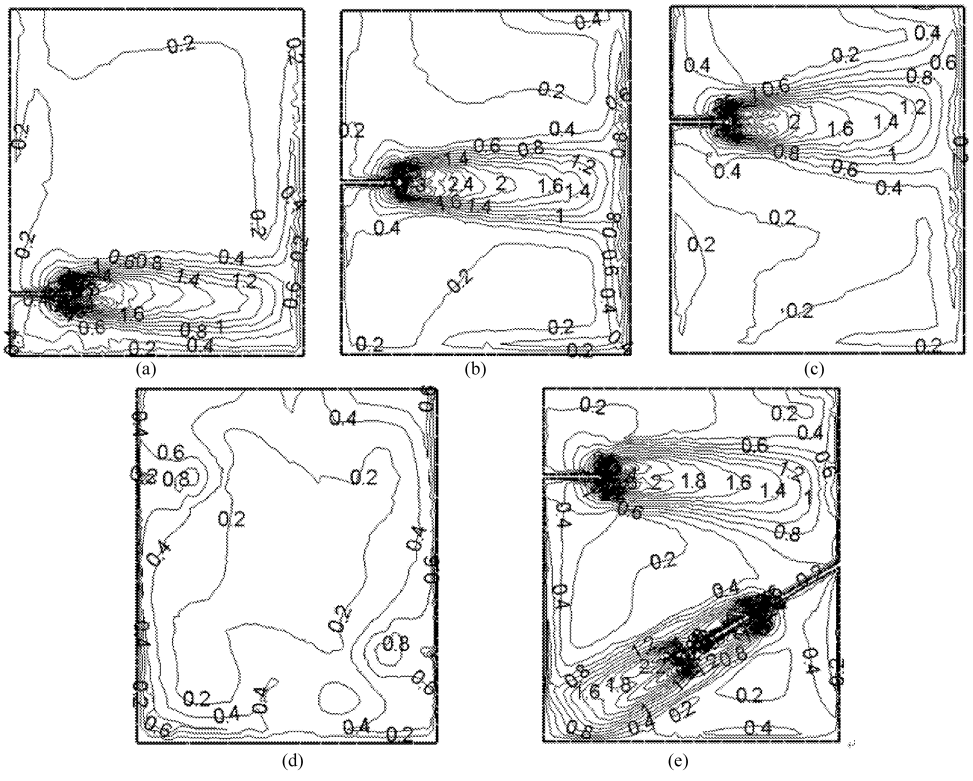

图 3 模拟竖直剖面速度场

Fig. 3 Simulation velocity field of vertical profile

(a) 方案 A (b) 方案 B (c) 方案 C (d) 方案 D (e) 方案 E

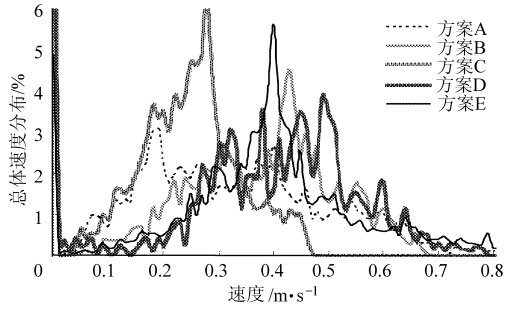

图 4 0.2 m 水平剖面速度分布图

Fig. 4 Velocity distribution of 0.2 m horizontal profile

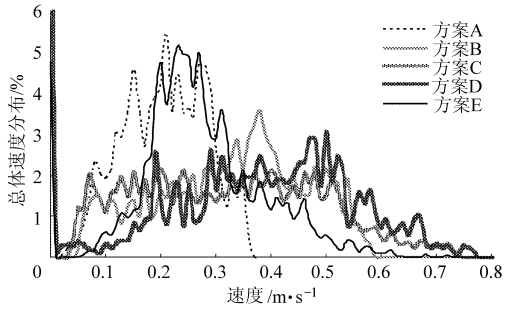

图 5 4.3 m 水平剖面速度分布图

Fig. 5 Velocity distribution of 4.3 m horizontal profile

表 2 水平剖面速度统计

Tab. 2 Velocity statistics of horizontal profile m/s

方案	0.2 m 水平剖面			4.3 m 水平剖面		
	平均值	标准差	峰度	平均值	标准差	峰度
A	0.309 455	0.184 720	-0.404 730	0.185 654	0.090 751	-0.513 420
B	0.350 325	0.161 688	-0.188 320	0.296 798	0.156 168	-0.828 890
C	0.224 523	0.107 810	-0.123 780	0.293 584	0.181 945	-0.864 180
D	0.374 260	0.178 718	-0.014 670	0.354 473	0.184 995	-0.546 460
E	0.442 755	0.245 919	1.376 831	0.265 662	0.117 057	0.803 109

均的是方案 E,其底层搅动作用最强,而方案 D 和方案 A 的扰动作用次之,方案 B 和方案 C 的扰动较弱。

由图 3a 可知,方案 A 的最大流速出现在搅拌桨叶端。桨叶附近流速大,流线集中在搅拌方向的轴线上,其他位置流动速度较小。当搅拌桨叶推出的水流遇到壁面时,水流方向很快改变,向四周扩散,随着离开搅拌叶轮区域距离的增加,流动速度迅速减弱;整个反应器中有很大的区域流速低于 0.4 m/s。由于搅拌器的安装位置靠下,所以经壁面

反射上来的轴向液流在到达液面时速度很小，难以形成强烈的扰动。对上层的冲击很小。实践也表明，此种搅拌器安装方式不能起到防止结壳的作用。由表 2 可以看出，随着搅拌桨位置提高，对上层液面的扰动愈加强烈，平均速度逐渐提高，但安装位置在中间时（方案 B），液面的扰动依然较小。而将搅拌桨提高到 3 000 mm（方案 C）时，液面有了较大的扰动，标准差较大，峰度最小。但反应器下部的平均速度很小，长期运行很有可能发生污泥板结，造成反应器内有效容积的减少，所以要考虑双层搅拌或斜搅拌。

根据 4.3 m 层采样分析可以看出，双层单桨搅拌（方案 D）在此水平面上的压强波动最大，速度标准差为 0.185 995，大于其他搅拌方式。在表 2 中 3 000 mm搅拌的峰度最小，说明其速度分布曲线最陡峭。双层单桨搅拌和直单、斜双搅拌相比，双层单桨搅拌的标准差大，峰度小，速度波动大。双层单桨搅拌对上层的冲击作用最大，可以有效防止结壳出现。相比较而言，直单、斜双搅拌在 4.3 m 层的波动没有双层单桨搅拌强烈，而且平均速度不如双层单桨搅拌。

3.2　优化总结及对比

沼气工程中，在不要求完全的匀质性、上部和下部有扰动、中间层减少湍流的情况下，双层单桨搅拌结果较好。出于综合考虑，采用双层单桨搅拌的方式进行优化。比较双层单桨搅拌与双层直单、斜双搅拌可以发现，二者对上层和下层的扰动都较大，同时在上下层之间有一定的流速较小的“空白”区域，这有利于活性污泥的沉降，有一定的延长 MRT（微生物停留时间）的作用。方案 D 中双层单桨搅拌有一定的对角，有利用形成上下左右的大循环。而且上层搅拌器便于破壳，下面的搅拌桨可以以较低的速度运行，节省运行成本。

考虑到是对已有工程的优化设计，减少对原有工程的影响，选择双层单桨搅拌方案。由表 1 可知，双层单桨搅拌的 4.3 m 层平均流速比距底高度 800 mm的单层单桨搅拌提高了 90.90% 。0.2 m 层提高了 20.94% 。在改造后的实际运行中，未再发现显著结壳现象。目前工程已连续运行，为港沿芦笋基地集中供气。

4　结论

（1）底层混匀及上层扰动效果改善的程度与安装搅拌桨高度有关，安装高度在 3 000 mm 时的单层单桨或双层上单桨上部扰动最好，底层混匀则是双层直单、斜双搅拌最好。

（2）双层单桨搅拌能改善沼气池内流动状态，增加液面扰动，从而提高破壳效果；同时，双层搅拌能增强底部污泥混合效果，产生整个沼气池内的大循环体系。双层单桨搅拌运行模式具有多样化，以扰动污泥为主时，可只开动下层搅拌器；需破壳时开动上层搅拌器；进料后的短时强搅拌，则上下同时开启。

（3）采用计算流体力学方法，以上层破壳下层扰动为目标对侧伸式搅拌方式的中型沼气池进行快速优化，找到了最佳设计方案。可有效地改善沼气池运行情况，降低设计周期和成本，对于同类问题的设计和完善模式都有一定的借鉴和启发。

参　考　文　献

1　Ong H K，Greenfield P F，Pullammanappllil P C. An operational strategy for improved biomethanation of cattle-manure slurry in an unmixed，single-stage，digester[J]. Bioresource Technology，2000，73(1)：87 ~ 89.

2　宋波，王奕阳. 解决牛粪厌氧发酵中浮渣结壳的几种方法[J]. 可再生能源，2009，27(3)：110 ~ 112.

3　欧舒. 流体混合技术[M]. 王英琛，林猛流，施力田，等，译. 北京：化学工业出版社，1991.

4　方键，桑芝富，杨全保. 侧进式搅拌器三维流场的数值模拟[J]. 石油机械，2009(1)：30 ~ 34.

5　Aubin J，Kresta S M，Bertrand J，et al. Alternate operating methods for improving the performance of continuous stirred tank reactors[J]. Chemical Engineering Research & Design，2006，84(7)：569 ~ 582.

6　Jaworski Z，Dyster K N，Nienow A W，et al. The effect of size，location and pumping direction of pitched blade turbine impellers on flow patterns：LDA measurements and CFD predictions[J]. Chemical Engineering Research & Design，2001，79(8)：887 ~ 894.

7　Byung S C，Bin Wan，Suaan Philyaw，et al. Residence time diatributions in a stirred tank；comparison of CFD predietions with experiment[J]. Ind. Eng. Chem. Res.，2004，43(20)：6 548 ~ 6 554.

8　Vesvikar M S，Al-Dahhan M. Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester using CFD[J]. Biotechnol. Bioeng，2005，89(6)：719 ~ 732.

9　Meroney R N，Colorado P E. CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks[J]. Water Research，2009，43(4)：1 040 ~ 1 050.

（下转第 137 页）

18 张阿玲,申威,韩维建,等. 车用替代燃料生命周期分析[M]. 北京:清华大学出版社,2008.
19 於子方. 氮肥行业节能技术综述[J]. 氮肥技术,2007,28(5):1~6.
20 王小伍,华贲. 对我国氮肥工业的全方位评价[J]. 现代化工,2005,24(4):5~8.
Wang Xiaowu, Hua Ben. Global scope assessment of China's nitrogenous fertilizer industry[J]. Modern Chemical Industry, 2005,24(4):5~8. (in Chinese)
21 齐焉,武雪梅. 2008 年我国硫酸磷肥生产概述[J]. 硫酸工业,2009(2):1~5.
Qi Yan, Wu Xuemei. China's sulphuric acid and phosphate fertilizer production in 2008[J]. Sulphuric Acid Industry, 2009(2):1~5. (in Chinese)
22 陈丽能,林鸿,徐展峰,等. 农村运输机械耗油量数学模型的研究[J]. 浙江大学学报:农业与生命科学版, 2003, 29(2):185~187.
Chen Lineng, Lin Hong, Xu Zhanfeng, et al. Research on the math models of the combustion oil consumption of the farm transport machineries[J]. Journal of Zhejiang Agricultural University: Agric. & Life Sci., 2003, 29(2): 185~187. (in Chinese)
23 狄向华,聂祚仁,左铁镛. 中国火力发电燃料消耗的生命周期排放清单[J]. 中国环境科学,2005,25(5):632~635.
Di Xianghua, Nie Zuoren, Zuo Tieyong. Life cycle emission inventories for the fuels consumed by thermal power in China[J]. China Environmental Science, 2005,25(5) 632~635. (in Chinese)
24 中国电业企业联合会. 2009 年全国电力工业统计年报数据[R].
25 IPCC. 2006 IPCC guidelines for national greenhouse gas inventories[R]. Intergovermental Panel on Climate Change, 2006.
26 何心良. 我国工业锅炉使用现状与节能减排对策探讨[J]. 工业锅炉, 2010(3):1~8.
He Xinliang. The present situations of IB in use and strategy of energy-conservation and emission-reduction in China[J]. Industrial Boiler, 2010(3):1~8. (in Chinese)
27 朱文学,张仲欣,刘建学,等. 我国干燥用热源的研究和应用现状分析[J]. 粮食储藏,2005(4):40~46.
Zhu Wenxue, Zhang Zhongxin, Liu Jianxue, et al. Analysis on current situation of research and application of drying source in China[J]. Grain Storage, 2005(4): 40~46. (in Chinese)
28 中国交通年鉴编辑部. 中国交通年鉴 2009[M]. 北京:中国交通年鉴社,2009.
29 欧训民,张希良. 中国终端能源的全生命周期化石能耗及碳强度分析[J]. 中国软科学,2009(增刊 2):207~214.
Ou Xunmin, Zhang Xiliang. Fossil energy consumption and GHG emissions of final energy by LCA in China[J]. China Soft Science, 2009(Supp.2): 207~214. (in Chinese)
30 吴创之,周肇秋,阴秀丽,等. 我国生物质能源发展现状与思考[J]. 农业机械学报,2009,40(1):91~99.
Wu Chuangzhi, Zhou Zhaoqiu, Yin Xiuli, et al. Current status of biomass energy development in China[J]. Transactions of the Chinese Society for Agricultural Machinery, 2009,40(1):91~99. (in Chinese)

(上接第 131 页)

10 Terashima M, Goel R, Komatsu K, et al. CFD simulation of mixing in anaerobic digesters[J]. Bioresource Technology, 2009,100(7):2 228~2 233.
11 Saeed S, Ein-Mozaffari F,Simant R U. Using computational fluid dynamics modeling and ultras onic doppler velocimetry to study pulp suspension mixing[J]. Department of Chemical Engineering,2007,46(7):2 172~2 179.
12 Hui L K, Benningtona C P J, Dumontb G A. Cavern formation in pulp suspensions using side-entering axial-flowimpellers [J]. Chemical Engineering Science,2009,64(3):509~519.
13 帕坦卡,传热与流体流动的数值计算[M]. 北京:科学出版社,1984.
14 Ranade V V, Bourne J R,Joshi J B. Fluid mechanics and blendingin agitated tanks[J]. Chem. Eng. Sci.,1991,46(8): 1 883~1 893.
15 毕峻玮,朱洪光,石惠娴,等. 沼气池搅拌的 CFD 模拟及温度场验证[J]. 农业工程学报,2010,26(10):283~289.
Bi Junwei,Zhu Hongguang,Shi Huixian,et al. CFD simulation and temperature field validation of biogas digester mixing[J]. Transactions of the CSAE,2010,26(10):283~289. (in Chinese)
16 蔡晓君,吴立志. 侧插式搅拌器结构探讨[J]. 石油化工设备,2001,30(增刊 1):45~46.