

# 基于 CFD 的气体分散器对全混厌氧发酵搅拌影响数值模拟

杨学志

(上海环境工程设计研究院有限公司, 上海 200085)

**摘要:** 搅拌是全混厌氧消化工程中不可或缺的工艺。适当的搅拌形式可优化流场模拟,使发酵物料分布更加均匀,从而提高沼气的产量和有机物的去除率。气体分散器的结构直接影响全混厌氧消化罐内搅拌效果。在原兰州全混厌氧消化罐 A 型气体分散器模型的基础上构建了 B、C 两种结构的气体分散器,并通过 CFD 多相流模型模拟分析 3 种分散器结构对全混厌氧消化罐内搅拌流场的影响。结果表明:在沼气流量为  $500 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  时, A、B、C 型分散器的引流能力分别为  $8200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 、 $6560 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 、 $9200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,优化后的 C 型分散器比原 A 型引流能力提高了 12%,可增强全混厌氧消化罐内搅拌强度。

**关键词:** CFD; 数值模拟; 气体分散器; 厌氧发酵; 搅拌

中图分类号: S216.4; X703 文献标志码: B 文章编号: 1000-1166(2022)03-0073-07

DOI: 10.20022/j.cnki.1000-1166.2022030073

**Numerical Simulation of Stirring Effects of Complete Mixed Anaerobic Fermentation Based on CFD / YANG Xu-zhi / (Shanghai Environmental Engineering Design and Research Institute, Shanghai 200085, China)**

**Abstract:** Stirring is an indispensable process for complete anaerobic fermentation engineers. Adopting appropriate stirring method can optimize flow field morphology which results in enhancing biogas production and organic pollutant removal. The structure of the gas disperser will directly affect the mixing effect of complete mixed anaerobic digestion tank Biogas mixing. In this study, B and C type of gas disperser is invented, and numerical simulated by CFD. When amount of biogas is  $500 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , the drainage capacity of type A, B and C dispersers is  $8200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,  $6560 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,  $9200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  respectively. Drainage capacity of type C gas disperser is 12% higher than the original type A, and can enhance the mixing strength in complete mixed anaerobic digestion tank.

**Key words:** CFD; numerical simulation; disperser; anaerobic fermentation; mixing

随着垃圾分类的实施,有机垃圾的收集量与日俱增。在众多处理工艺中,厌氧发酵因能将大部分有机物转化为沼气进行利用,且具有较大的环保效益、能源效益及减排效益,得到大规模应用,是解决环境污染的有效节能减排技术手段<sup>[1]</sup>。全混厌氧消化工艺在餐厨垃圾、畜禽粪便、果蔬垃圾等行业中得到广泛应用<sup>[2]</sup>。目前全混厌氧消化采用的搅拌工艺主要有叶轮式机械搅拌、水力搅拌、气动搅拌三种<sup>[3]</sup>,而采用机械搅拌存在事故率高、搅拌范围小、能耗大等劣势<sup>[4]</sup>,单独水力搅拌因其耗能巨大在全混厌氧消化领域应用较少,而一种采用气体搅拌形式的工艺因罐内部无动力结构,不易积砂在行业内逐渐得到推广使用。但选择的气体搅拌器的结构形式对全混厌氧消化罐流场形态有重大影响,进而影

响发酵效率。

计算流体学(Computational Fluid Dynamics, CFD)是使用数值方法在计算中对流体力学的控制方法进行求解,从而预测流体的流动。近 20 年 CFD 得到了飞速发展,其计算方法和理论模型及技术不断完善和丰富,并在试验和工程应用得到广泛应用<sup>[5-7]</sup>。利用其数值模拟技术可以突破实验环境的空间与空间限制,经济高效地解决实际问题,并在沼气实验和工程两个维度都证明了 CFD 方法对沼气流场模拟计算的准确性。本文以兰州某全混厌氧消化罐采用的气体分散器为研究对象,构建了不同结构形式的气体分散器,来考察各种气体分散器对全混厌氧消化罐内流场形态影响。

收稿日期: 2021-12-23 修回日期: 2022-01-11

作者简介: 杨学志(1986-)男,工程师,主要研究方向为有机垃圾资源化利用与废水处理。

## 1 模拟对象与数学模型

### 1.1 模拟分析对象与条件

为分析气体分散器对全混厌氧消化罐内部流场的具体影响,基于兰州某果蔬全混厌氧消化罐构建了一个循环系统,并在原 A 型气体分散器的基础上

提出了 B、C 两种新构造的气体分散器,分析不同构造的气体分散器对全混厌氧消化罐内流场影响。本文以 8000 m<sup>3</sup> 全混厌氧消化罐为例,对 3 种分散器进行模拟分析,全混厌氧消化罐内 3 种气体分散器(从左至右分别为气体分散器 A 型、B 型、C 型)详见图 1,全混厌氧消化罐设备参数如表 1。

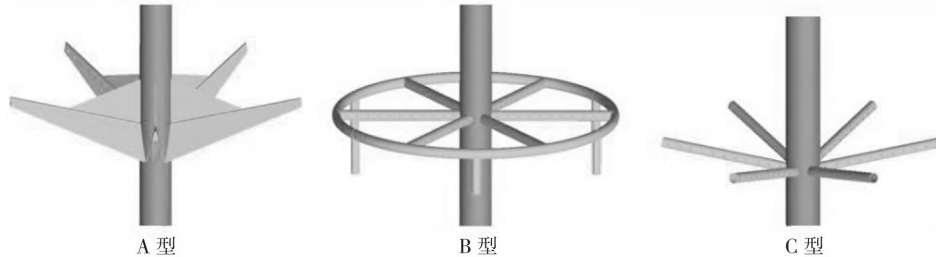


图 1 气体分散器示意图

表 1 全混厌氧消化罐设备参数表

名称	厌氧罐尺寸 m	套筒 m	液位高度 m	沼气流 量 (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	释放器入口 压力 (Mpa)	中央套筒 直径 m	底部循 环流量 (m <sup>3</sup> ·h <sup>-1</sup> )	进料量 (m <sup>3</sup> ·d <sup>-1</sup> )	进料含固率 %	罐内温度 °C	罐内含固率 %
型号	φ20.66×24.87	20.55	22.78	500	0.13	2	700	360	13.5	38±2	4~10

### 1.2 数值模型

数值模拟必须遵行流体力学的守恒方程,这些基本方程包括:连续性方程、动量守恒方程、能量守恒方程、组分守恒方程等。其公式分别为:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho u_i) = 0 \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho u_i) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j}[\eta \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j}\right)] - \frac{\partial p}{\partial x_i} + \rho g_i \quad (2)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho c_p T) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho c_p u_j T) = \frac{\partial}{\partial x_j}(\lambda \frac{\partial T}{\partial x_j}) + w_f Q_f \quad (3)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_f) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho u_j Y_f) = \frac{\partial}{\partial x_j}(D \rho \frac{\partial Y_f}{\partial x_j}) - w_f \quad (4)$$

式中:  $\rho$  为流体密度, kg·m<sup>-3</sup>;  $u_i, u_j$  为流体速度, m·s<sup>-1</sup>;  $T$  流体温度, °C;  $t$  为时间, s;  $Y_f$  为组分  $f$  的质量分数;  $D$  的扩散系数, m<sup>2</sup>·s<sup>-1</sup>;  $w_f$  为组分  $f$  的反应速率, mol·L<sup>-1</sup>·s<sup>-1</sup>;  $\eta$  为动力粘性系数, m<sup>2</sup>·s<sup>-1</sup>;  $g_i$  为  $i$  方向上的重力加速度, m·s<sup>-2</sup>;  $c_p$  为定压比热容, J·kg<sup>-1</sup>·°C<sup>-1</sup>;  $\lambda$  为导热系数, W·m<sup>-1</sup>·°C<sup>-1</sup>;  $Q_f$  组分  $f$  的反应热, kJ·mol<sup>-1</sup>。

在计算工程案例时大多数问题都属于湍流流动,因此需要使用相对数值更加简便高效的湍流模型,因此整体方程中一般还需要做湍流模型来封闭方程组,另外特殊问题还需要构建相应数学模型以封闭方程组。

项目中,将应用成熟、精确和高效的数值模拟方法对全混厌氧消化罐内的多相流动进行数值模拟。

### 1.3 模型建立与网格划分

全混厌氧消化罐主要有发酵区料液、储气区两个主要部分,因沼气采用循环搅拌,因此气体搅拌主要影响的是液相部分,所以本模拟主要以液相作为模拟计算对象,由于罐体尺寸较大,底部循环喷嘴、气体分散器尺寸较小,因此该部分采用四面体网格<sup>[4]</sup>,其余采用六面体网格进行划分,并对气体分散器区域与底部喷嘴区域采用局部加密,网格总数约为 360 万,整体和分散器局部网格见图 2。

### 1.4 计算方法与模型

使用 VOF 多相流模型<sup>[8]</sup>对全混厌氧消化罐内的多相流动进行模拟,在分析全混厌氧消化罐模型和进料条件的前提下,本文将全混厌氧消化罐内物料含固率取中值并将其当作一种“液体”进行处理;水相当作另外一种液体进行处理,沼气按照甲烷 60%、二氧化碳 40% 考虑,其余气体忽略不计,由于在厌氧发酵过程中二者不参与液体反应,在模拟过程中根据其体积比当作单一气体进行处理,使用自定义的气体状态方程对沼气的密度进行模拟,沼气密度仅考虑压力变化,厌氧罐体温度保持恒定, 38°C,并使用 simple 算法<sup>[4]</sup>和基于压力的分离变量对模

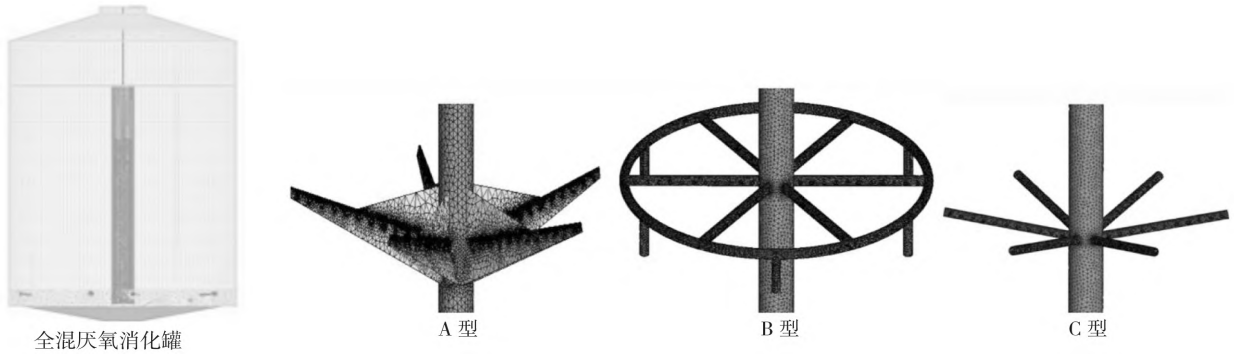


图2 厌氧罐及气体分散器网络划分

型进行求解,使用 K-Omega SST 湍流模型进行湍流模拟<sup>[9]</sup>,并使用 DPM 模型对浮渣和固体颗粒进行轨迹跟踪模拟,用于考察期流动特征。

## 2 不同分散器模拟结果对比

### 2.1 不同分散器对全混厌氧消化罐流场模拟结果对比

#### 2.1.1 全混厌氧消化罐内总体流动模拟结果

图3是各不同结构气体分散器(从左至右分别为A型、B型、C型,余同)的全混厌氧消化罐体流动模拟结果,从图3可以看出,在相同工况条件下3种气体分散器形式的全混厌氧消化罐内总体流场相差并不是太大,但气体分散器的结构导致罐内流场会略有差别,C型气体分散器带来的流场不仅有纵向截面的流动,还会有一定的轴向循环流动,对罐体内部混合均匀性相对更好。

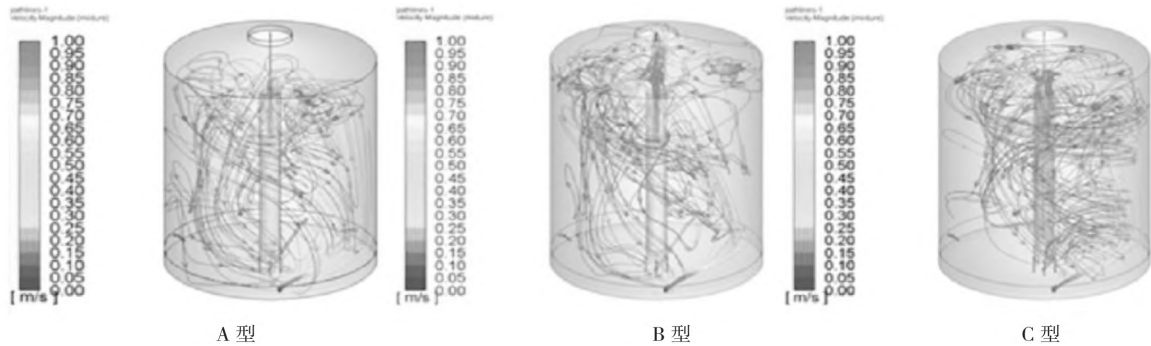


图3 不同结构气体分散器的全混厌氧消化罐体流场

#### 2.1.2 全混厌氧消化罐内沼气回流曲线

图4是全混厌氧消化罐内各气体分散器带来的沼气回流模拟结果,从图4可以看出,气体分散器的结构形式对全混厌氧消化罐内流场影响较大,A型

和C型全混厌氧消化罐内部流场呈现规律性和周期性,B型分散器的全混厌氧消化罐流场较弱且混乱,无规律性,另从图5中心套管内部回流液体截面速度分布情况进行计算统计得出,在沼气循环流量

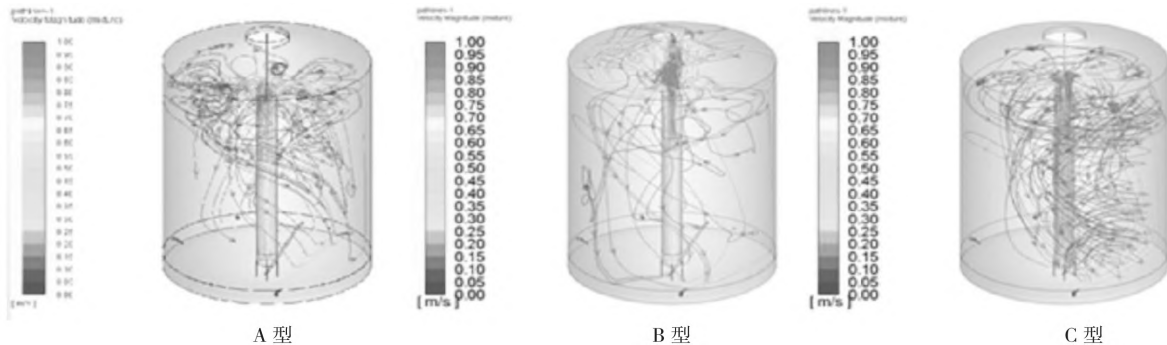


图4 不同结构气体分散器的全混厌氧消化罐体内沼气回流流场

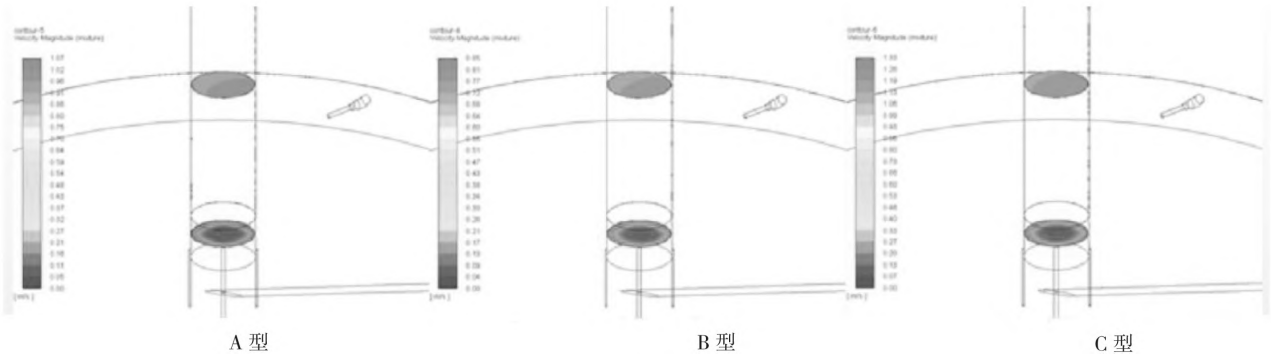


图5 气体分散器在中央套筒内回流液体速度分布

为  $500 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  时, A 型、B 型、C 型气体分散器带动的从中央套筒外进入套筒内的液体流量分别为  $8200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 、 $6560 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  和  $9200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ , 故 C 型气体分散器的引流能力更强, A 型次之, B 型较弱。

### 2.1.3 全混厌氧消化罐内中央套筒回流来源

图 6 为全混厌氧消化罐内中央套筒内回流的流

场模拟结果, 从图 6 中可以看出 A 型、B 型和 C 型分散器带来的中央套筒回流来源一致, 均来自于下洗回流, 但 C 型分散器的回流液体更加均匀, 不仅有径向回流, 还有一部分轴向回流, 这种方式对全混厌氧消化罐内液体的搅拌作用更加明显; 因此从回流来源看 C 型气体释放器带来的搅拌效果相对更好。

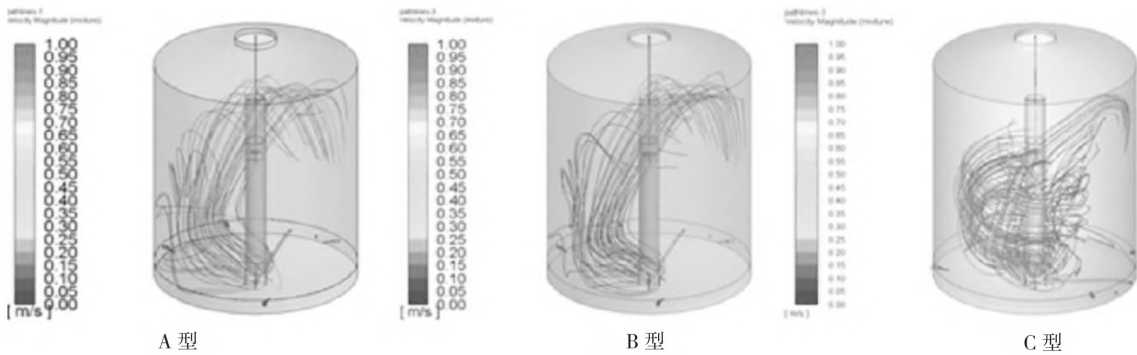


图6 不同结构气体分散器在全混厌氧消化罐内中央套筒内回流液来源

### 2.1.4 全混厌氧消化罐内纵向截面流场模拟结果

图 7 和图 8 是全混厌氧消化罐内不同角度显示的两个流场差别较大的垂直方向剖面的液体流场模拟结果, 从图 7 和图 8 可以看出, C 型气体分散器相对 A 型和 B 型气体释放器在靠近罐壁的四周速度

要大, 表明 C 型结构的反应器带来的回流能力相对更强, 罐内微生物和物料充分接触的机会相对也大, 故其搅拌效果更强, 相对来说 C 型反应器的构造对于罐内搅拌流场更加有利。

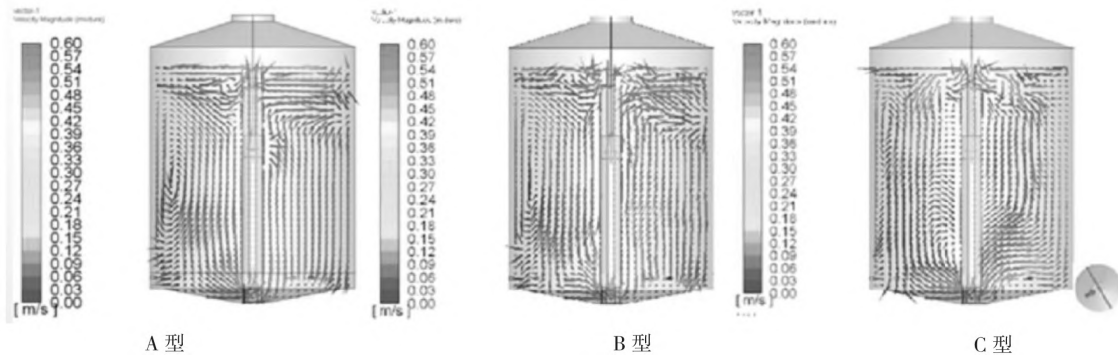


图7 全混厌氧消化罐内 -30°方向剖面速度流场模拟图

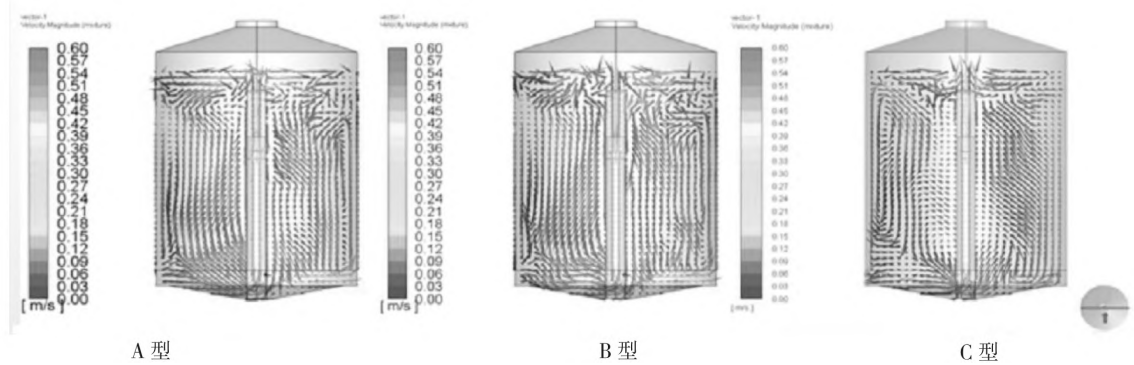


图8 全混厌氧消化罐内 90°方向剖切面速度流场模拟图

2.2 不同分散器对全混厌氧罐内引流能力差异性分析

2.2.1 不同气体分散器在中央套筒内气泡分布对比

图9为不同气体分散器结构从各自释放臂释放气体后在中央套筒内形成的气泡流模拟图,从图9中可以看出气体释放器的结构对中央套筒内气泡流的形状和速度影响很大,C型气体分散器从释放臂出来后气流分布相对更加均匀,“带状流”方向上升

速度大致一致;A型在从释放臂出来后气泡开始有中心聚集的现象,但上升一定高度后也形成了“带状流”,“带状流”方向上速度从内向外逐步降低,而B型气体分散器出现了气流向中心聚集的现象,靠近中心管速度很大,没有形成带状流“带状流”气体更加有利于气体和套筒内的液体进行混合,混合相对均匀,气液混合带来的密度相对更低,从而使中央套筒内外压差更大,导致其引流能力出现差异。

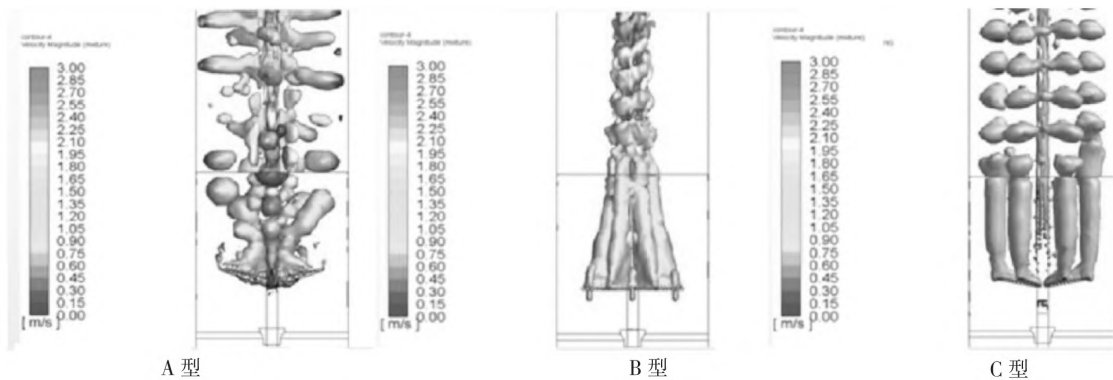


图9 气体分散器出口气泡分布图

2.2.2 不同气体分散器出口压力分布对比

图10和图11分别是不同分散器第一个出气孔中心截面压力分布图和距离气体分散器出气口一定距离在中央套管中截面的静态压力分布图。从图10可以看出在A型气体分散器在贴近气体主管的区域范围内有小范围的低压区域,低压导致气泡会有小范围的向中心聚集的现象发生;B型气体释放器沿释放器方向也有一个明显的低压区,且越靠近中心低压区越大;C型气体分散器无明显的低压区,分布相对均匀。从图11气体释放后一定高度的静压压力分布图可以看出,C型反应器在远离中心管

的方向有一个低压区,A型反应器除主管附近有一个低压区外,其他方向压力分布较为均匀,C型反应器在远离主管方向释放臂远端的垂直上方形成一个低压区,这个低压区有利于气泡继续向外围扩散,也就解释了图9气泡分布的原因。利用VOF软件进行统计,A型反应器65%的气体从气孔溢出,剩余的32.5%气体从远端开放段溢出,底部溢出占地2.5%;B型分散器99.4%的气体从气孔溢出,剩余0.6%从底部3个开口溢出;C型分散器41.6%气体从气孔溢出,剩余的58.4%的气体从释放臂远端开口溢出。

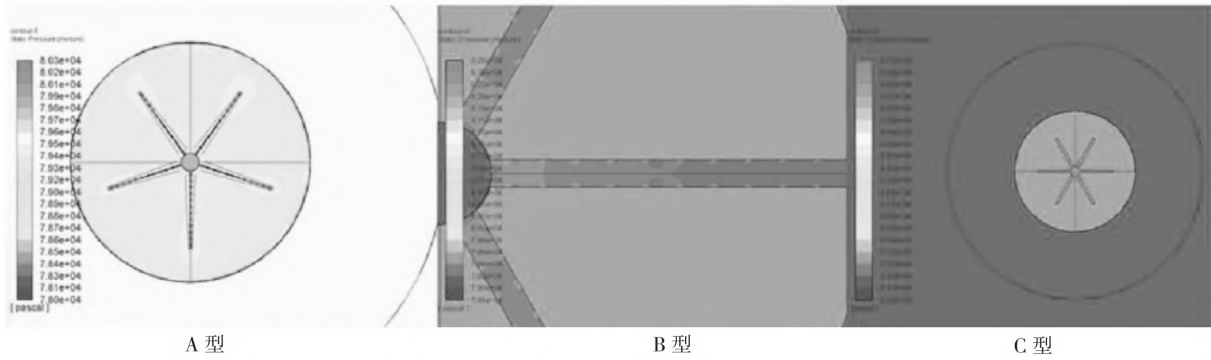


图 10 气体分散器第一个出口截面压力分布图

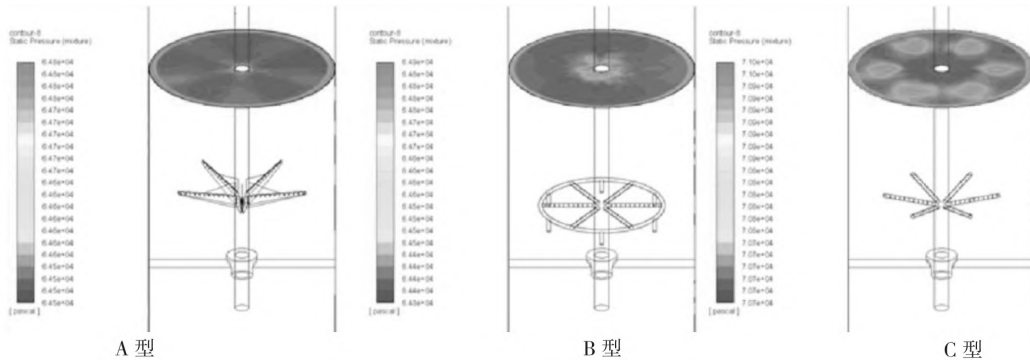


图 11 距离气体分散器出口一定距离截面静态压力分布图

2.3 对比结果讨论

表 2 为全混厌氧罐中央套筒内 3 种气体分散器的特征表,通过不同分散器结构对厌氧罐内流场模拟计算,从全混厌氧消化罐内的搅拌流场多相流可视化分析可以看出,不同结构的分散器引流能力差别较大,其中 C 型分散器最有利于引流,其引流能力和混合能力均较强,另外用 B 型分散器与 A、C 型分散器结构对比,能看出分散器与水平向上呈现一

定的夹角有利于增强单位气流的引流能力,结合 A、C 释放臂远端开口结构,气体溢出有利于降低或者抑制在靠近主管附近产生因低压导致的气泡聚集现象;对比 A 型和 C 型气体分散器,C 型采用圆管式结构避免气体从开口出溢出,导致更多的气泡从远端溢出,有利于增强中心套管引流能力,且使罐壁处流体有较大速度,结合底部循环,使罐内流体的流动性更好,从而促进其碰撞机会,增加罐内流体的均匀性。

表 2 3 种气体分散器特征

A 型气体分散器	B 型气体分散器	C 型气体分散器
分散器为开放式结构,释放臂与供气主管呈倾角,释放臂为敞开结构,释放臂等距开孔,孔大小为 8 mm,释放臂共 5 个,围绕供气主管均布。	分散器为开放式结构,释放臂与供气主管呈垂直装,释放臂等距开孔,孔大小为 8 mm,并利用外圆环平衡各释放臂压力,圆环设有朝下泄压出口,释放臂围绕供气主管均布。	分散器为开放式结构,释放臂与供气主管呈倾角,释放臂为敞开结构,释放臂等距开孔,孔大小为 8 mm,释放臂共 6 个,释放臂围绕供气主管均布。

3 结论

(1) A、B、C 型气体分散器引流能力差距较大,在提供气量为  $500 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$  的前提下,A 型、B 型、C 型分散器的引流能力为  $8200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,  $6560 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ,  $9200 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ 。

(2) A、C 型分散器结构的带来的沼气回流曲线呈现周期性和规律性,效果均好于 B 型构造分散器。

(3) A、C 型分散器构造有利于抑制气泡向主管聚集,并能中心管上空形成稳定为的“带状流”;B 型分散器趋于向主管聚集,没有形成“带状流”。

(4) A型分散器从释放臂小孔、下部和顶端出口的气量分别为65%、32.5%、2.5%; B型分散器从释放臂小孔、下部出口的气量分别为99.4%、0.6%, C型分散器从释放臂小孔、顶端出口的气量分别为41.6%、58.4%。

#### 参考文献:

- [1] 黄如一, 黄正昕, 冉毅, 等. 利用CFD多相流模型优化设计沼气料液搅拌流场的方法研究[J]. 中国沼气, 2019, 37(05): 57-63.
- [2] 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.
- [3] 黄如一, 赵鑫, 李江, 等. 利用CFD方法优化沼气消化罐内流场形态的研究综述[J]. 中国沼气, 2018, 36(04): 23-28.
- [4] 董胜宝, 王智, 廖晓聪, 等. 全混厌氧罐新型搅拌方式的数值模拟研究[C]. 《环境工程》2018年全国学术年会, 中国北京, 2018.
- [5] Stroot P G, McMahon K D, Mackie R I, et al. Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions-I. Digester performance [J]. *Water Res*, 2001, 35(7): 1804-1816.
- [6] Zhang Y, Yu G, Yu L, et al. Computational fluid dynamics study on mixing mode and power consumption in anaerobic mono-and co-digestion [J]. *Bioresour Technol*, 2016, 203: 166-172.
- [7] Shen F, Tian L, Yuan H, et al. Improving the mixing performances of rice straw anaerobic digestion for higher biogas production by computational fluid dynamics (CFD) simulation [J]. *Appl Biochem Biotechnol*, 2013, 171(3): 626-642.
- [8] 方丁西. 两相流体力学[M]. 长沙: 国防科技大学出版社, 1988.
- [9] 阎超. 计算流体力学方法及应用[M]. 北京: 北京航空航天大学出版社, 2006.