

下向流厌氧流化床(DAFB)常温处理 屠宰废水试验研究

龙腾锐 何强 夏志祥 郝以琼

(城建系)

摘 要 本文研究了下向流厌氧流化床(DAFB)常温处理高浓度有机废水(屠宰废水)的工况,并对反应器运行性能的影响因素进行了分析。结果表明,在自然常温条件下,当进水COD浓度高于5000mg/l,容积负荷率16kgCOD/m³·d时,去除率可保持在80%以上。

关键词 厌氧流化床,下向流厌氧流化床,屠宰废水,高浓度有机废水

前 言

厌氧流化床(AFB)是1974年开发的厌氧生物处理新工艺,它沿用了化工设备中流化床强化传质的特点,在床体内装入细小颗粒作为微生物栖居的场所。由于颗粒粒径小,比表面积大(可达2000~3000m²/m³)^[1],使由生物生长形成的高活性生物粒子与污水间具有巨大的接触表面。通过回流,使生物粒子处于流化状态,既避免了堵塞,又使微生物与污水之间能得到充分而均匀的混合,强化了传质过程,从而具有较大的有机物净化能力^[2]。

目前,美国、日本、瑞典、荷兰等国对厌氧流化床进行了广泛的研究,并已逐步投入了

表1 国外厌氧流化床部分生产规模试验^[3]

废水类型	COD负荷 (kgCOD/m ³ ·d)	COD去除率 (%)	停留时间 (d)	载 体	温 度 (℃)	备 注
饮料废水	9.6	77	0.25	0.6mm当量粒径砂		阿勒巴姆州
大豆加工废水		65	0.83			Sutton 等
酵母发酵水	20	75	0.133		37	Gist-Brocades公司
酱油废水	13		1	0.4mm当量粒径砂		美国中西部
啤酒废水	22	70	0.1	0.2mm当量粒径砂	37	荷兰

本文1990年9月3日收到。

生产性应用。表1为国外部分生产性装置的一些参数。

在国内,对AFB的研究主要还是局限于小试阶段,许多问题尚待深入研究和解决。已见报道的研究单位有中科院成都生物研究所、同济大学、兰州铁道学院、广州能源所、清华大学、天津大学和重庆建筑工程学院等。

1 试验装置与试验过程

1.1 试验装置和材料

图1为本试验装置及流程图。

下向流厌氧流化床(DAFB)反应器由有机玻璃制成,总高2250mm,总有效容积41L。部分设计参数见表2。进水和回流分别用IZJT型柱塞式计量泵和WZ-250型自吸清水泵。回流量和沼气产气量分别用LZB型玻璃转子流量计和LML-2型湿式气体流量计计量。

载体选择试验结果表明^[4],陶粒具有流化速度小、易于挂膜(约10d左右)、微孔丰富(压汞法测定平均微孔直径480nm,微孔表面积11.5m²/g)以及价格低廉(350元/m³)等优点,故本试验采用0.5~1.0mm(当量粒径0.71mm, $\rho_s=1.73\text{g/m}^3$)的陶粒(M600)作为生物载体。接种污泥取自西安城市污水处理厂污泥消化后的浓缩池,污泥活性试验表明,污泥活性较差,最大比COD去除速率仅为

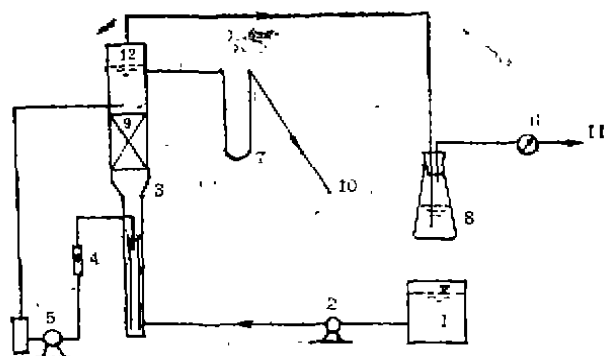


图1 DAFB试验装置及流程示意图

- | | | |
|-----------|----------|-------------|
| (1) 进水水箱 | (2) 进水泵 | (3) 反应器 |
| (4) 转子流量计 | (5) 回流泵 | (6) 湿式气体流量计 |
| (7) 出水水封管 | (8) 水封瓶 | (9) 过滤层 |
| (10) 出水管 | (11) 出气管 | (12) 气室 |

表2 试验设备部分设计参数

编号	名称	高度 (mm)	内径 (mm)	容积 (L)	备 注
1	反应区	1000	140	15.4	
2	颈缩区	100	—	2.2	
3	澄清区	1000	193	29.3	其中顶部200mm高为气室
4	中心套管	420	80	—	置于反应区下部
5	实际澄清区	800	193	23.4	区内放置 $\phi 50$ 塑料框架球,高为30cm

0.1kgCOD/kg_{VSS}·d。本试验所用的试验污水为新鲜屠宰废水,COD为2000~6000mg/l,BOD₅为1700~3800mg/l,水温为26~33℃,水色呈深褐色。

1.2 试验过程

整个试验过程分为三个阶段:启动阶段、负荷运行阶段和同负荷下停留时间(HRT)的影响试验阶段。

1.2.1 启动阶段

本试验采用一次性接种方式。接种时,将2升陶粒和4.5升污泥混合后一次加入反应器。

以低浓度屠宰废水灌满后密封反应器,静置 24h,然后间歇进水间歇回流,进水 COD 浓度 1000mg/l 左右,进水流量 1.5l/h,每天进水 12h。

启动初期,载体与污泥分层现象严重,回流导致污泥流失较多,故两周后又重新加泥 4 升和陶粒 2 升,开始连续进水连续回流,进水流量 2.2l/h, COD 浓度 2000mg/l 左右,膨胀率维持 5% 左右,产气量明显增加, COD 去除率也逐步上升,启动一个月后,产气量达 1.1l/l·d, COD 去除率稳定在 80% 以上,至此认为启动阶段结束。

在此期间,挂膜后比重较轻的陶粒处于载体上层,挂膜载体层厚度日益增加,表明挂膜速度较快,只是在反应器底部,由于水流搅动大,水力剪切力大,挂膜情况较差。

1.2.2 负荷运行阶段

该阶段初期,仍保持启动结束时的水力停留时间和进水浓度,此时容积负荷为 3.7kgCOD/m³·d,产气量明显上升, COD 去除率达 70% 以上。随后,进水 COD 浓度增加到 3000mg/l,负荷为 4kgCOD/m³·d,去除率开始稳定在 85% 以上。

在以后的运行中,进水 COD 浓度维持在 5000mg/l 左右,容积负荷分别为 7, 10, 14.5 和 16kgCOD/m³·d,每个负荷段均稳定运行 1~2 周, COD 去除率均能达到 80% 以上。

以上所提及的容积负荷为总容积负荷,计算中容积包括了反应区和澄清区。而事实上,在澄清区并无大量的生物反应,折算成反应区容积负荷为 42.6kgCOD/m³·d。

1.2.3 同负荷下水力停留时间的影响试验阶段

为考察水力停留时间对反应器运行性能的影响,进行了同一负荷下水力停留时间的影响试验,在该阶段,容积负荷一直保持在 10kgCOD/m³·d 左右,水力停留时间分别为 8, 12, 16, 24h,每个阶段均稳定运行 1~2 周。

2 试验结果与分析

2.1 试验结果

负荷运行期的试验结果如表 3 所示,图 2~图 4 是根据试验数据得出的主要参数逐日变化图。

表 3 负荷运行期试验结果

序	进水 COD (mg/l)		COD 去除率 (%)	膨胀率 (%)	HRT (h)	去除 COD 产 气转换率 m ³ /kgCOD (去除)	进水容积负荷 (kgCOD/m ³ ·d)		稳定运 行时间 (d)
	范 围	均 值					范 围	均 值	
负	2290~3380	2740	85	50	17.5	0.44	3.2~4.2	3.7	13
荷	4240~5248	4950	84	50	17.0	0.35	6.3~9.1	6.9	16
运	4450~5900	5150	83	125	11.4	0.23	9.4~14.8	10.8	12
行	4300~5550	4950	81	125	8.1	0.21	13.0~17.1	14.5	7
期	4100~6300	5300	81	125	8.0	0.23	14.0~19.3	16.0	7

试验结果表明,当进水 COD 浓度在 5000mg/l 左右,容积负荷达 16kgCOD/m³·d 时, COD 去除率可达 80% 以上,水力停留时间可缩短至 8h,容积产气率达 3l/l·d,去除 COD 产气转换率为 0.23m³/kgCOD (去除)。

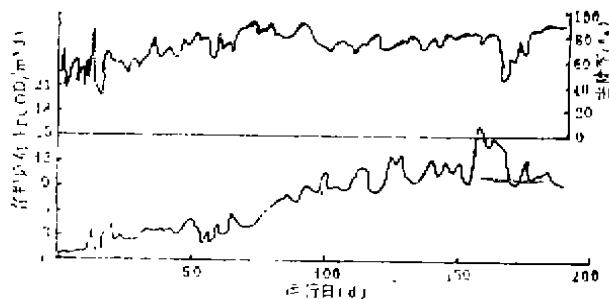


图2 进水容积负荷及COD去除率逐日变化图

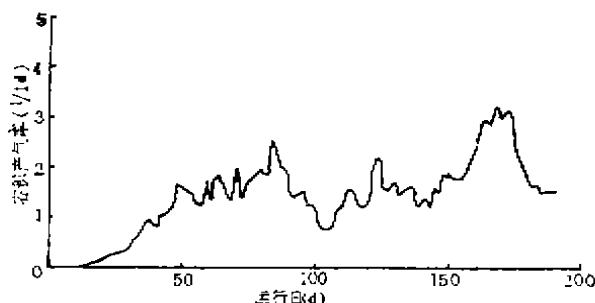


图3 日产气量逐日变化图

试验末期测得附着生物量为 0.256gVSS/g 干陶粒,折合成污泥浓度为 16g/l ,生物膜厚约 $62\mu\text{m}$,污泥负荷 $1.0\text{kgCOD/kgVSS}\cdot\text{d}$ 。

2.2 结果分析

2.2.1 容积负荷对运行性能的影响

图5给出了COD去除率与容积负荷的关系,由图可以看出,各点之间并不呈明显相关

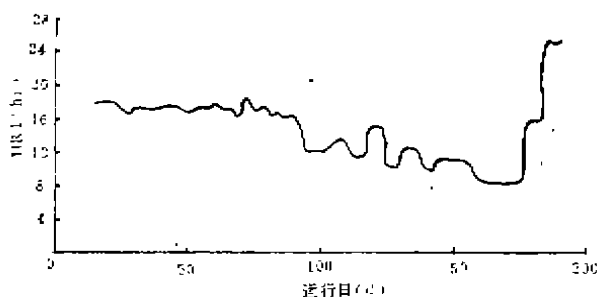


图4 水力停留时间逐日变化图

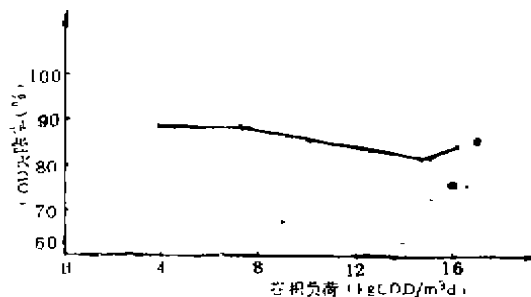


图5 容积负荷与COD去除率关系图

性,这与厌氧微生物生长缓慢有关,本试验中,COD去除率稳定在80%以上7~15日即提高负荷。显然微生物在这样的时间段里远没有达到充分发展的地步,也就是说,现在所取得的数据并非是反应器在该负荷下所能达到的最高COD去除率,故不呈相关性是正常的。

当然,要维持一定的COD去除率水平,每个厌氧反应器都有各自的极限容积负荷,本试验在完成 $16\text{kgCOD/m}^3\cdot\text{d}$ 的容积负荷后,没有再提高负荷做破坏性试验,故 $16\text{kgCOD/m}^3\cdot\text{d}$ 并非本反应器的极限负荷。

2.2.2 水力停留时间对去除率的影响

图6给出了水力停留时间与COD去除率之间的关系曲线,由图可以看出,随着水力停留时间的缩短,COD去除率逐渐降低,且降低的幅度随着水力停留时间的缩短而增大,因试验是维持在同一负荷下进行的,水力停留时间缩短时,进水COD浓度

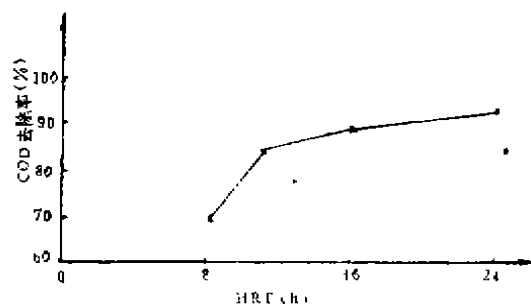


图6 水力停留时间与COD去除率关系图

变小,故可以认为:随着进水COD浓度减小,COD去除率降低。由此可见,下向流厌氧流化床较适宜于处理高浓度废水。

2.2.3 生物相

反应器中的生物相随着运行时间的变动而有所变化。

在启动运行期,载体上的挂膜主要是由粘附作用产生的。根据热动力学理论,载体材料的性能以及细菌特性对粘附具有很大的影响^[5]。最初被吸附的细菌主要是能运动的革兰氏阴性细菌,它们粘附后不断分泌出一些多糖类物质,逐渐覆盖整个表面^[6],在已被生物膜完全覆盖的载体上,其对载体材料的覆盖作用因失去接触面而消失,此时,胞外多聚体如胞外多糖、蛋白质等起到一定的吸附作用,与此同时,丝状菌开始出现,它们互相缠绕,覆盖在原有的生物膜外。最后,球菌逐渐增多而成为优势菌。本试验结束时的镜检表明,球菌和双球菌数量占优势,杆菌、丝状菌次之。丝状菌相互缠绕支撑着生物膜,球菌散布其间。

2.2.4 溶解氧

产甲烷菌的生存条件相当苛刻,作为专性厌氧菌,它们对溶解氧是极为敏感的,产甲烷菌暴露于低浓度的氧环境中,在相当短的时间内即可被杀死。其原因是严格的厌氧微生物和需氧微生物相比,不具有超氧化物歧化酶。当分子氧进入细胞中时,将与含有-SH基等对氧不稳定的成份,如黄素、铁氢还原蛋白等,进行直接作用,还原生成氧,形成过氧化氢、氢氧游离根等,因而导致杀伤^[7]。

另一方面,由于厌氧反应器中,有相当比例的兼性菌和微好氧菌^[8],所以进水中极微量的溶解氧不致于影响工况,但进水泵不能吸入空气,这在试验中是要严格注意的。

2.2.5 关于流化方式的讨论

本试验采用下向流流化方式,即设置中心导流筒反射形成内循环布水方式。这种反射布水,液体存在两个循环。一是由反应器和回流系统组成的外循环,一是在反应区内由射流形成的导流筒与环形区之间的内循环,如图7所示。这样,可使液体与生物粒子得以充分接触。同时,设置中心导流筒后,筒内外液体的空塔流速,在相同回流量条件下较不设导流筒要大些,因而达到同一膨胀率所需回流小些,这就节省能耗。此外,载体挂膜后密度变小,随着膜厚的增加,生物粒子密度越来越小,存在着随出水带出反应器的可能,而在下向流反应器内,由于下向射流作用,防止了载体的外溢。

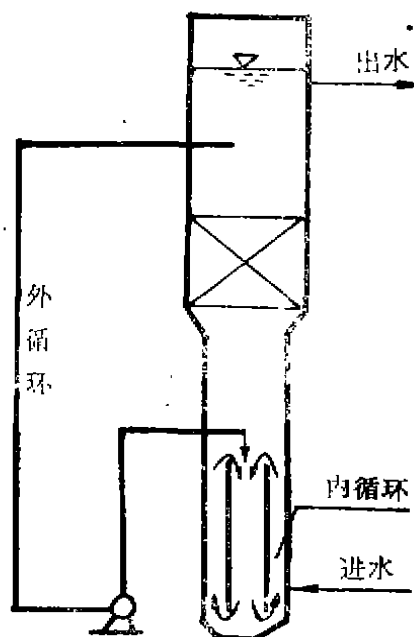


图7 流化床中形成的双循环示意图

3 基质降解动力学模式的推求

本试验结束后,进行了厌氧流化床处理屠宰废水表面面积基质降解动力学模式的推导。该模式的推导建立在下述基本概念基础上:有机物被微生物降解的前提是必须从主体液体传递

扩散入生物膜内,因此,废水中有机物被微生物降解的速率,首先取决于有机物在生物膜内的传递速率和能传递有机物的生物膜表面面积。对生物膜扩散阻力的研究表明,膜的厚度小于0.15mm不影响基质扩散^[9]。该试验中生物膜厚度仅62μm,所以不存在影响基质扩散的问题。这样,系统的处理能力与效率,主要取决于能传递有机物的生物膜表面面积和微生物的生长速率。从这一概念出发,利用Monod微生物生长速率方程,推导了与Monod方程形式上相似的厌氧流化床生物膜表面面积基质降解动力学模型^[10],并根据本试验的数据,求得了相应的动力学常数。

推导出的厌氧流化床表面面积基质降解动力学模型为:

$$N_s = N_{SM} \frac{S_e}{K_s + S_e}$$

式中: N_s ——生物膜表面面积基质降解速率 ($\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$)

N_{SM} ——生物膜表面面积最大基质降解速率,本试验为 $43 \text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$

K_s ——半速率常数 (mg/l),本试验为 $698 \text{mg}/\text{l}$

S_e ——流化床中COD浓度 (mg/l)

在根据试验数据求定 N_{SM} 和 K_s 时,其相关系数 ($n=7$) 为 0.913,大于置信度 99% 时的临界相关系数 0.874,故所得 N_{SM} 及 K_s 是可信的。

4 结 论

1) DAFB 处理高浓度屠宰废水时,当进水 COD 浓度在 $5000 \text{mg}/\text{l}$ 左右,容积负荷为 $16 \text{kgCOD}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ 时, COD 去除率可高于 80%,水力停留时间可短至 8 h,容积产气率为 $3 \text{l}/\text{l} \cdot \text{d}$,去除 COD 产气转换率为 $0.23 \text{m}^3/\text{kgCOD}$ (去除)。

2) 厌氧生物颗粒呈黑色绒状,优势菌种为球菌和双球菌,反应器内微生物浓度为 $16 \text{gVSS}/\text{l}$,平均生物膜厚约 $62 \mu\text{m}$ 。

3) 采用具有内循环的下向流反射布水方式有利于充分利用反应器容积、降低回流量、节省能耗,但工艺上如何保证布水的均匀性,仍有待于进一步深入研究。

4) DAFB 处理屠宰废水的生物膜表面面积基质降解动力学模式,可与 Monod 方程形式相似,本试验为:

$$N_s = 43 \frac{S_e}{698 + S_e}$$

参 考 文 献

- 1 Paul·H·Boening et al. Anaerobic Fluidized Bed whey Treatment. Department of Civil Engineering, State University of New York at Buffalo, 1980
- 2 P·F·Cooper. Biological Fluidized Bed Treatment for Water and Wastewater—a review. Water Services 1980, 84 (8)
- 3 马中汉译. 新型废水处理的工业应用. 国外环境科学技术, 1988, (1)
- 4 龙腾锐等. 固液流化床常用填料流化速度的研究. 重庆环境科学, 1989, 11(6)
- 5 D·Vrrier, et al. 厌氧细菌对惰性支持物的粘附和产甲烷生物膜的发育. 第五届国际厌氧

消化讨论会文集, 1988

- 6 刘双江. AAFEB 反应器处理低浓度废水的研究. 浙江农业大学硕士论文, 1987
- 7 钱泽澍, 沼气发酵微生物学. 浙江科技出版社, 1986
- 8 俞辉群等译. 水环境净化及废水处理微生物学. 中国建筑工业出版社, 1986
- 9 龙腾锐等编译. 城市与工业废水处理—固定膜法的理论与实例. 中国建筑工业出版社, 1989
- 10 Long Tengrui, et.al, Research on the Kinetic Model for Slaughter wastewater in the Gas-Liquid-Solid Fluidized Bed Bioreactor. Proceedings of the International Conference on Water and Wastewater, Beijing, China, 1989

(编辑: 刘家凯)

RESEARCH ON THE HIGH-STRENGTH ORGANIC WASTE-WATER TREATMENT IN A DOWN- FLOW ANAEROBIC FLUIDIZED BED (DAFB) AT NATURAL TEMPERATURE

Long Tengrui He Qiang
Xia Zhixiang Hao Yiqun

(Department of Urban Construction)

ABSTRACT The process of treating high-strength organic wastewater (slaughterhouse wastewater) in a downflow anaerobic fluidized bed reactor is studied, and the factors affecting reactor performance are analysed in this paper. The results show that wastewater containing COD above 5000mg/l is successfully treated with volumetric loading rate of 16 kg COD/m³·d at natural temperature, and the COD removal rate is over 80%.

KEY WORDS Anaerobic fluidized bed, downflow anaerobic fluidized bed, slaughterhouse wastewater, high-strength wastewater