

UASB反应器结构与性能的研究

陈 坚 伦世仪 杨 虹 杨志军

(无锡轻工业学院发酵工程系, 无锡)

借助于刺激响应实验,发现本中试规模(15m^3)UASB的布水系统能保证反应器起动后每 3.8m^3 有一个布水点就可使基质分布均匀,实验验证反应器的床部和层部可分别用两个完全混合流描述,而沉降区则近似于多级串联混合流,并且在床部存在沟流($<12.2\%F$)和死区($7.3\%V_r$),层-床之间存在着反向流($300\%F$);三相分离器的分离功能主要由两个循环流和沉降区的作用来完成,其内部污泥的分布与分离模型相一致,分离效率在实验的有机负荷范围内保持在80%—90%。

关键词 UASB反应器; 厌氧废水处理; 布水系统; 流动模型

70年代以来,国外开发了上流式厌氧污泥层(简称UASB)反应器,它是废水高速厌氧处理工艺中最典型的一种。它能滞留高浓度活性生物量,同时又不需要污泥沉淀分离、辅助脱气、机械搅拌、回流污泥和流出液的装置和相应的能耗,因而已得到广泛应用^[1-3]。

UASB反应器的特点之一在于它的床-层系统^[4]。床部由密度较大和沉降性能优良的活性污泥构成,其污泥浓度可达 $50-100\text{kgSS}/\text{m}^3$ 。位于床部之上的层部主要是由于床部产生的气体上升冲击的结果,其污泥浓度一般小于 $20\text{kgSS}/\text{m}^3$ 。UASB的另一个特点是在其顶部设有一个器内分离装置^[5],能高效地分离气(沼气)-固(污泥,即生物量)-液(废水)。通过层部上升的气-固-液在三相分离器作用下,气体通过气室导出,污泥返回悬浮层,而被处理的废水则从反应器顶部溢出。图1为UASB反应器示意图。

尽管近10年来国内已有少量UASB装置投入生产,一些单位也曾进行过UASB反应器处理各种废水的中试研

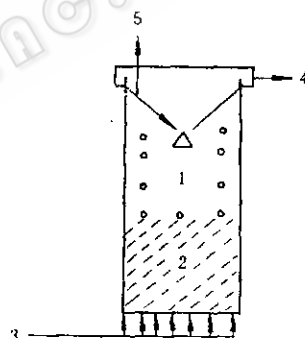


图1 UASB反应器示意图

Fig.1 UASB reactor Schematically

1. 污泥层 Sludge blanket
2. 污泥床 Sludge bed
3. 进水 Influent
4. 出水 Effluent
5. 气体 Gas

究^[6-8],但由于缺乏对反应器结构与性能的研究,大型装置的设计停留在依靠经验数据的水平上。本研究着重于一种对UASB反应器结构与性能的实验方法的完善,并在 15m^3 UASB反应器中进行了验证,以期为试验型UASB反应器的结构评价、改良和比拟放大提供参考。

本文于1989年8月7日收到。

研究方法

(一) 布水系统性能

图2为实验采用的UASB反应器底部布水系统示意图。本实验分别在起动初期和起动结束后,采用不同数目的进水点,根据示踪试验中的F曲线法^[9],进行了两次布水均匀性的测试。在反应器不同高度测定示踪剂(Cl^-)浓度的径向分布,得到示踪剂浓度(C)与时间(t)的相关曲线。表1为实验时反应器取样口的设置情况及两次实验时反应器的过程条件。

(二) 反应器内流体流动模型

1. 模型的建立: 可以用 R_1 、 R_2 、 R_3 分别代表反应器中的床部、层部和三

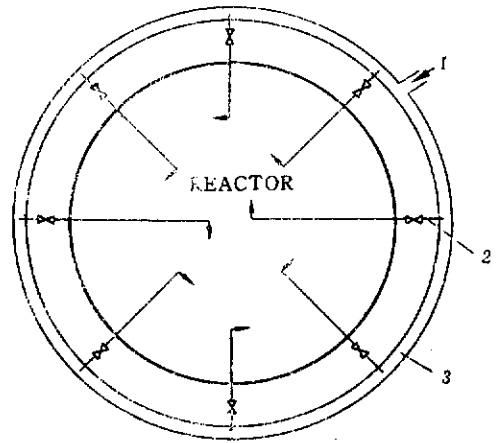


图2 UASB反应器布水系统示意图

Fig.1 The influent distribution system of the UASB reactor

1. 进水 Influent
2. 支管 Branch pipe
3. 总管 Influent pipe

表1 进水分布系统实验取样点设置和过程条件

Table 1 Locations of the sample points and process conditions in influent distribution experiment

取样点 Samp. points	高 度 Height (mm)	插入深度 Depth (mm)	所处位置 Locat.	实验次数 Expt. No.	进水点 Influent points	产气量 Gas prod. (m ³ /h)	示踪剂量 Trace amount (kg)	有机负荷 Org. load (kg COD/ m ³ ·d)	COD去除率 COD removal rate(%)
S ₂ —S ₅	300	300	R ₁	1	8	0.25	3	2	87
6—9	1670	1100, 0 200, 600	R ₂	2	2	0.75	3	5	86

相分离器的沉降区。在反应器稳态运行时,由于污泥的沉降和顶部三相分离器的作用使得床-层之间和分离器-污泥层之间存在着污泥的回流。反应器内部气-液-固的流向及分布如图3(a)所示。

本中试UASB反应器刚完成启动时,其 R_1 部分的高径比值远小于1.0。由于进水分布均匀,所产生的沼气不但使 R_1 也使 R_2 内的气-液-固三相体系获得较充分的混合。因而可以认为 R_1 及 R_2 内的流体流态分别接近于全混流。

由于沼气泡大量生成上升,可以设想有少量液体被诱导上升而未被菌体充分作用,故在模型中导入沟流 F_k , F_k 是相当

于未被菌体作用的基质流量。布水点过少、进水流速过快也会产生类似的效果。

R_1 是稠厚的污泥床或颗粒污泥床,特别在布水不均匀的情况下将有明显的死区,死区以 V_d 表示。

理想的三相分离器应能避免污泥进入三相分离器的沉降区,这样可以认为 R_3 中的流体流型接近活塞流。实际上往往有污泥进入并沉集在沉降区内,可以设想,随着进入污泥的多少以及水中可降解有机物浓度的高低,则可能不同程度地偏离活塞流。在这种情况下可视为多级串联全混流模型,其模型参数串联全混流釜级数 N 可用示踪法测求。

综合 R_1 、 R_2 、 R_3 中不同的流型, 可得到描述本中试UASB反应器流体流动动力学状态模型(图3(b))。

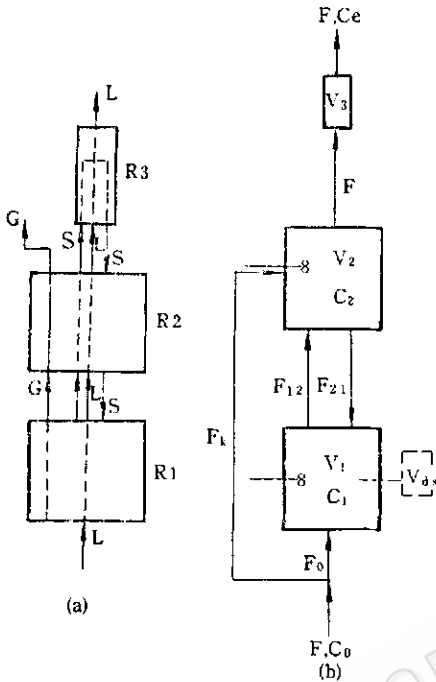


图 3 (a) 反应器中三相流动及分布模型
(b) 不同区域流体流态模型

Fig.3 (a) Three phase flow and distribution model
(b) Fluid flow pattern model in different regions

L , 液体 Liquid G , 气体 Gas S , 固体 Solid
 R_1 , 污泥床 Sludge bed R_2 , 污泥悬浮层 Sludge blanket R_3 , 沉降器 Settler

对模型进行质量衡算可以得到:

$$V_1 \frac{dC_1}{dt} = F_0 C_0 + F_{21} C_2 - F_{12} C_1 \quad (1)$$

$$V_2 \frac{dC_2}{dt} = F_k C_0 + F_{12} C_0 - F_{21} C_2 - F C_2 \quad (2)$$

$$F_0 = F - F_k \quad (3)$$

$$F_{12} = F_{21} + F_0 \quad (4)$$

$$V_r = V_1 + V_2 + V_3 + V_d \quad (5)$$

$$Ce|t/\tau + \theta_{R3} = C_2|t/\tau \quad (6)$$

$$\theta_{R3} = V_r / F \cdot \tau \quad (7)$$

由上述方程组经数学处理可得到 $C_1(t)$ 、 $C_2(t)$ 、 $Ce(t)$ 。

2. 参数的确定: 根据模型应与反应器中实际工作状态相一致的原则, 确定模型中参数 V_1 、 V_2 、 V_3 、 V_d 、 F_{21} 、 F_k 。

测定反应器中污泥纵向分布, 确定 h_1 、 h_2 , 根据:

$$V'_1 = h_1 \times \frac{\pi}{4} R^2 \quad (8)$$

$$V'_2 = h_2 \times \frac{\pi}{4} R^2 \quad (9)$$

$$V'_3 = V_r - V'_1 - V'_2 \quad (10)$$

将 V'_1 、 V'_2 、 V'_3 分别作为 V_1 、 V_2 、 V_3 的最佳估计值。

测定反应器中 COD 去除率的纵向分布, 确定 E_1 、 E_2 、 E_3 、 E , 根据 COD 去除率与气体产量的对应关系, 下式成立:

$$E_1/E = G_1/G \quad (11)$$

由于 F_{21} 的产生是 R_1 中气体上升要求液体填充的结果, 因此 F_{21} 与 G 成正比, 有:

$$F_{21} = k_1 G_1 = k_1 \frac{E_1}{E} G \quad (12)$$

(12)式给出了 F_{21} 的估值。

理论上 F_k 的数值可在 $0-F$ 之间, 但 F_k 的存在将是 R_2 产气的重要原因之一, 在假设 F 中基质在 R_1 中、 F_k 中基质在 R_2 中完全降解的条件下, 可以得到:

$$F_k = \frac{E_1}{E} F \quad (13)$$

(13)式算出的 F_k 比实际值偏大, 为 F_k 的最大估值。

3. 实验方法和数据处理: 采用示踪剂的阶梯输入法。示踪剂为 $LiCl$, 主要

是考虑 Li^+ 不易被污泥吸附并且测定简便和准确度高^[10]。

数据处理用自编 Basic 程序, IBM-PC 241-1 型计算机。通过对 V_1 、 V_2 、 V_3 、 F_{21} 、 F_3 的试差, 得到与实测值最吻合的示踪剂浓度与时间的相关曲线, 从而最终确定了流动模型。

(三) 三相分离器

1. 分离模型(见图4): 部分附着有气泡的污泥在上升过程中由于折流板 a 的偏挡, 气泡与污泥脱离进入气室, 污泥则由本身的沉降作用而返回 R_2 中;

大部分液体、固体和少量气体由狭道 c 进入, 由于污泥回流区中高污泥浓度和少量气泡使得在此区内和区外流体形成密度差, 从而产生循环流①②, 这个循环流有助于污泥的回流和避开沉降区, 并且在位置上将液体上升和污泥回流的途径加以分开;

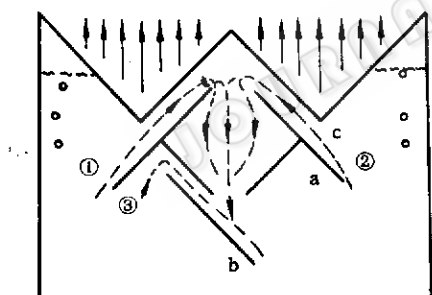


图 4 分离模型示意图

Fig.4 The diagram of the separate model

三相分离器底部 b 挡板处存在第三个小循环流③, 加强了污泥的回流;

少量污泥随液体流入沉降区, 由于区内流体上流速度很慢, 污泥在自身沉降作用下与液体再次分离。

图5给出了确定分离模型试验时所采用的取样口位置。实验中通过比较取样口 12 和 S_{10} 处的示踪剂浓度随时间的变化曲线以确定①②循环流是否存在; 通过分析

S_{13} 、 S_{15} 和出水示踪剂的浓度以确定沉降区内的流体流型; 通过测定 S_8 、 S_{11} 处示踪剂浓度以确定小循环流是否存在。

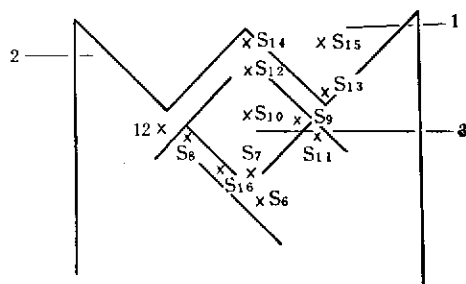


图 5 三相分离器取样口示意图

Fig.5 Locations of sample points in separator

1. 沉降区 Settle compartment
2. 气室 Gas collector
3. 污泥回流区 Sludge circulation region

2. 分离效率和污泥分布: 所谓三相分离器的分离效率是针对进出分离器的水中所含的悬浮固形物而言的, 其定义式如下:

分离效率

$$E_s = 1 - \frac{\text{出水中悬浮固体 } X_e}{R_2 \text{ 中悬浮固体 } X_2}$$

实验中对不同有机负荷运行下的反应器, 多次测定了分离效率和分离器内部污泥分布, 以分析分离器结构和分离模型的合理性。

(四) 流程和分析

1. 试验流程和水质情况: 图6为本试验采用的中试流程图, 其中反应器容积 15m^3 , 直径 2.2m , 高 4.0m 。试验中用的酒糟废水水质为:

总 COD 与 BOD_5 分别为 24370mg/L 和 18578mg/L , 总 N 与点 P 分别为 1015.8mg/L 和 116mg/L , 挥发酸 537mg/L , 碱度 953.8mg/L , SS 为 4.09g/L , pH 为 $4.0-4.2$ 。

2. 分析项目: COD、 BOD_5 、总 N、总 P、SS、VSS、有机酸、pH 均采用标

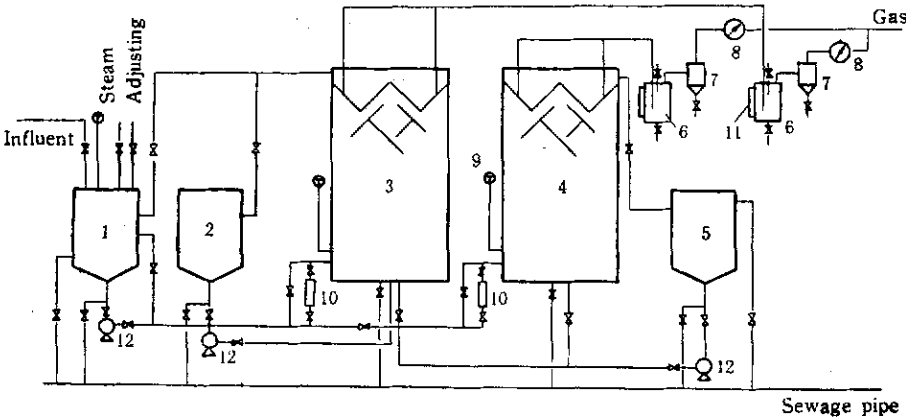


图 6 UASB 反应器处理回糟废水中试流程图

Fig.6 Flow sheet of the pilot-plant UASB system

1. 调节罐 Adjusting tank 2. 缓冲罐 Buffer tank 3,4. UASB 反应器 reactor
5. 沉降罐 Settling tank 6. 水 封 Water seal 7. 气水分离器 Gas-water separator
8. 气 表 Gas meter 9. 温度表 Thermometer 10. 流量计 Flow-meter 11. 液位计 Liquid level meter 12. 泵 Pump

标准方法^[11]；示踪剂 Cl^- 采用莫尔滴定法^[12]；示踪剂 Li^+ 采用原子吸收法。

结 果 和 讨 论

(一) 布水系统性能的研究

图 7 为第一次布水系统性能实验结果，其中 C_0 为初始示踪剂浓度。由图 7

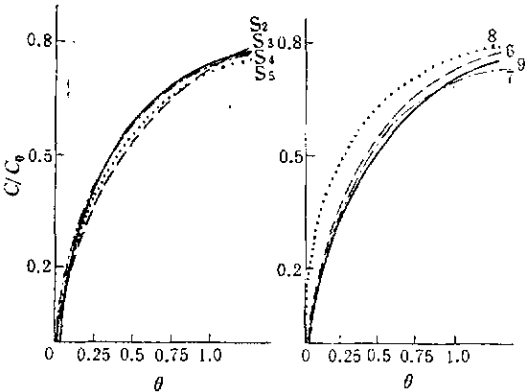


图 7 第一次布水系统性能实验结果
Fig.7 Results of influent distribution experiment 1

$S_2, S_3, S_4, S_5, 6, 7, 8, 9$.
取样点 Sample points

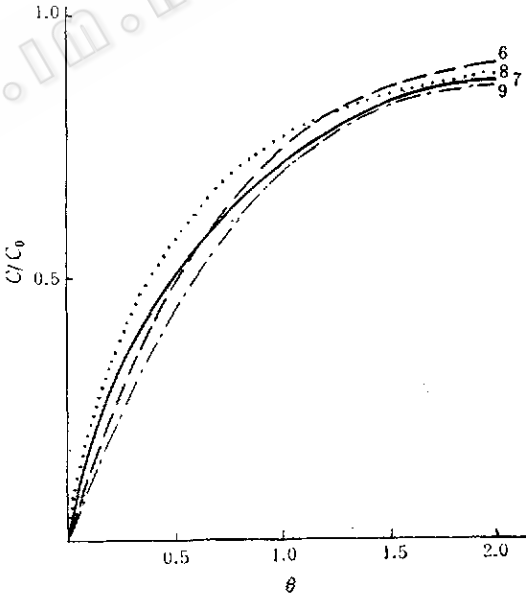


图 8 第二次布水系统性能实验结果
Fig.8 Results of influent distribution experiment 2 6, 7, 8, 9. 取样口 Sample points

可见，在反应器不同高度的布水均匀性均比较令人满意，而且 R_1 中的均匀程度要优于 R_2 。图 8 为第二次实验的结果，尽管此时布水点只有最中心两个，但由于气体

的混合作用，在 R_2 中 仍能取得较均匀的结果。

反应器的底面积为 3.8m^2 ，考虑到第二次实验时，两个进水点均位于反应器的中心，可作为一个考虑，因此可以认为至少每 3.8m^2 有一个布水点即可保证示踪剂均匀分布，也就相当于基质的均匀分布。

但应强调的是，第二次实验是在反应器启动结束后进行的。对于启动初期，反应器中还没有产生足够的气体进行混合，较多的布水点将有利于基质与菌体的充分接触从而加快启动过程。

(二) 流体流动模型的研究

图 9 为模型测定时反应器中 SS、COD 纵向分布。由图 9 可得到确定模型中有关参数的一些资料(表 2)。

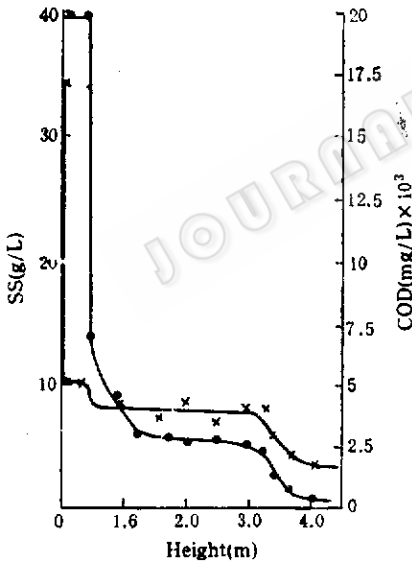


图 9 反应器中 COD、SS 纵向分布
Fig.9 COD and SS of different height in the reactor

图10为 C_1 、 C_2 和 C_e 的模型计算值与实测值的比较曲线。根据(6)，(7)式，考察 $C_e/C_o \sim \theta$ 和 $C_2/C_o \sim \theta$ 曲线。为使误差最小，取 C/C_o 为0.5处计算 θ_{R3} ，结果 $\theta_{R3} = 0.06$ ， $V_{Pf} = 0.9\text{m}^3$ ，

表 2 SS、COD 纵向分布测得资料

Table 2 The information from SS and COD measurment

参 数 Parameter	数 值 Result %	参 数 Parameter	数 值 Result
E_1	71.3	$h_1(\text{m})$	0.45
E_2	12.6	$V_1(\text{m}^3)$	1.71
E_3	6.3	$h_2(\text{m})$	3.20
E	90.2	$V_2(\text{m}^3)$	11.79
E_1/E	79	$h_3(\text{m})$	0.35
E_2/E	14	$V_3(\text{m}^3)$	1.50
E_3/E	7	$G(\text{m}^3/\text{h})$	1.50

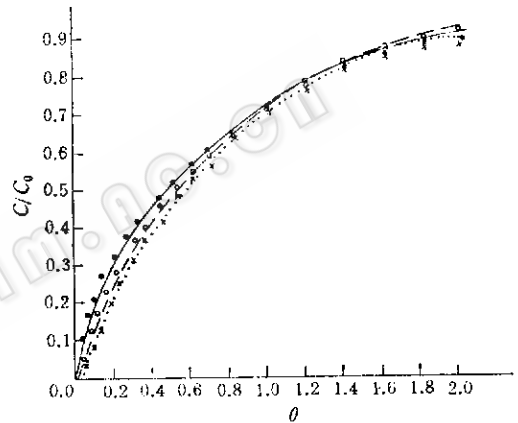


图 10 流体流动模型实验结果和计算值
Fig.10 Results of flow patterns model experiment and the calculated responses of model

• R_1 测量值 Meas. • R_2 测量值 Meas.
× 出水测量值 Effluent meas.
— R_1 计算值 Calc. --- R_2 计算值 Calc.
... 出水计算值 Effluent calc.

$$V_{Pf}/V_3 = 60\%。$$

因此 R_3 中有 0.9m^3 区域类似于活塞流。

表 3 为在给定的试验条件下最终得到的流体流动模型参数。由此可确证，反应器中的工作状态与建立的流体流动模型是相吻合的。

(三) 三相分离器的研究

1. 分离模型：图11、12分别为考察三相分离器内循环流和确定沉降区内流态而进行的实验结果。显然；

表 3 流态实验结果

Table 3 The results of flow patterns experiment

模型参数 Model parameter	$V_1(\%V_r)$	$V_2(\%V_r)$	$V_{Pf}(\%V_r)$	$V_{ds}(\%V_r)$	$F_k(\%F)$	$F_{21}(\%F)$
结 果 Result	10.7	76	6	7.3	12.2	300

过程条件 Process conditions, 反应器 Reactor 15m³, 产气速率 Gas product rate 10m³/m³·d, 有机负荷 Organic load 9.5 kg COD/m³·d

水力负荷 Hydraulic load 0.5m³/m³·d, 进水浓度 Influent 18355 mg/L, 出水 Effluent 1801.6 mg/L, 去除率 COD conversion 90.2%, 流量 Flow 450L/h

取样口12和 S₁₆得到的示踪剂浓度随时间变化曲线非常接近, 由此说明在污泥回流区内和区外确实存在两个循环流;

取样口 S₁₃与 S₁₅的浓度有一定的时间差, 而 S₁₅与出水的浓度则非常接近, 由 S₁₅所处位置可以计算出从 S₁₅至 R₃顶部区域的体积为0.6m³, V₃为1.5m³, 因此这部分混合作用较强的区域为沉降区的40%, 而从 S₁₃到 S₁₅这部分混合程度较差的区域占沉降区的60%, 这个结果与流动模型研究中R₃的流态是对应的。

从 S₈处取样发现堆集有大量的污泥, 使所处的狭道堵塞, 因此不存在第三个小循环流, b 板的设置也是不需要的。

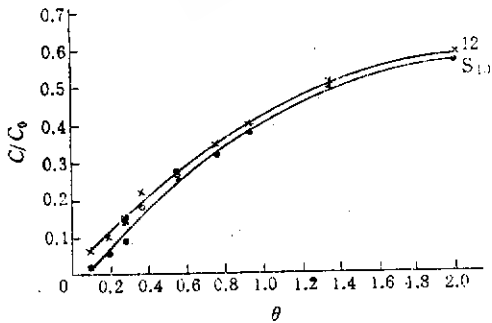


图 11 分离模型实验结果

Fig.11 Results of separate model experiment

12, S₁₀ 取样口 Sample points

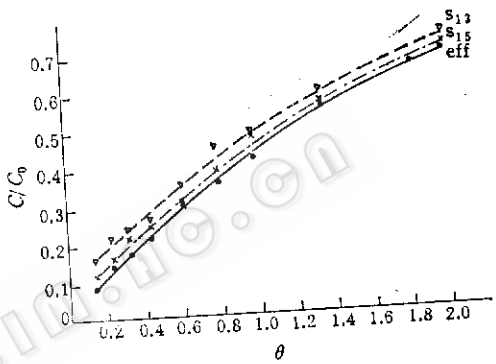


图 12 沉降区流态实验结果

Fig.12 Results of flow pattern experiment in settler

S₁₃, S₁₅, 取样口 Samples eff. 出水 Effluent

流而使污泥回流入 R₂ 中的实验结果是相一致的。

在测定分离模型实验中, 还发现 S₁₅ 处的污泥浓度达7.36g/L, 为 S₁₃ 处(2.46 g/L) 的 3 倍, 由此说明沉降区上部混合流的产生主要是其内污泥对残留于废水中的有机物降解而出现的气体扰动作用。

此外, 在不同的有机负荷下, 三相分离器的分离基本保持在90%左右。考虑到分离效率与污泥的沉降性能、反应器的过程条件和分离器的本身结构有关, 因此在合理结构的基础上随着厌氧污泥沉降性能的不断提 高, 特别是在培养出颗粒污泥以后, 预计分离器的分离效率将有很大提高。

2. 污泥分布和分离效率: 比较不同有机负荷下分离器的污泥回流区与沉降区进水口两处污泥浓度, 发现前者污泥浓度要远大于后者, 此与在此两区域存在循环

符 号 说 明

List of symbols

C_0 : 进水中示踪剂浓度 concentration of trace in influent (mg/L)	height of blanket (m)
C_1 : 床部示踪剂浓度 conc. of trace in sludge bed (mg/L)	h_3 : 沉降器高度 height of settler (m)
C_2 : 层部示踪剂浓度 conc. of trace in sludge blanket (mg/L)	k : 常数 constant
C_3 : 沉降器示踪剂浓度 conc. of trace in settler (mg/L)	R_1 : 污泥床 sludge bed
C_e : 出水中示踪剂浓度 conc. of trace in effluent (mg/L)	R_2 : 污泥层 sludge blanket
C_{Li} : Li 的浓度 conc. of Li (mg/L)	R_3 : 沉降器 settler
E_1 : 床部 COD 去除率 removal rate of COD in bed (%)	SS : 悬浮固体 suspended solids (g/L)
E_2 : 层部 COD 去除率 removal rate of COD in blanket (%)	t : 时间 time (h)
E_3 : 沉降器 COD 去除率 removal rate of COD in settler (%)	T : 温度 temperature (°C)
E : 整个反应器中 COD 去除率 removal rate of COD in whole reactor (%)	V_1 : 床部体积 volume of bed (m ³)
E_s : 三相分离器的分离效率 separate eff. of three phase separator (%)	V_2 : 层部体积 volume of blanket (m ³)
F : 流量 flow (l/h)	V_3 : 沉降器体积 volume of settler (m ³)
F_{12} : 从床部到层部流量 flow from bed to blanket (l/h)	V_r : 反应器体积 volume of reactor (m ³)
F_{21} : 从层部到床部流量 flow from blanket to bed (l/h)	$V_{p f}$: 活塞流区域体积 volume of plug flow region (m ³)
F_k : 沟流流量 flow of bypassing (l/h)	$V_{d s}$: 死区体积 volume of dead space region (m ³)
G_1 : 床部产气量 gas production in bed (m ³ /h)	VFA : 挥发性脂肪酸 volatile fatty acid (mg/L)
G_2 : 层部产气量 gas production in blanket (m ³ /h)	X_1 : 床部 SS SS in bed (g/L)
G : 反应器总产气量 gas production in whole reactor (m ³ /h)	X_2 : 层部 SS SS in blanket (g/L)
h_1 : 床部高度 height of bed (m)	X_3 : 沉降器 SS SS in settler (g/L)
h_2 : 层部高度	θ : t/τ 相对时间 t/τ relative time
	τ : 反应器的停留时间 retention time of the reactor (h)

参 考 文 献

- [1] Lettinga, G., et al., Proc. of the 4th International Symposium on Anaerobic Digestion, Guangzhou, China, Nov., 279—302, 1985.
- [2] Souza, M.E., Wat. Sci. Tech., 18(12):65—69, 1986.
- [3] Pette, K.C. et al., Proc. of the 2nd International Symposium on Anaerobic Digestion, Trarunte, Germany, Sept., 121—133, 1981.
- [4] Heertjes, P.M. and Van der Meer, R.R., Biotechnol. Bioeng., 20:1577—1594, 1978.
- [5] Van der Meer, R.R. and de Vletter, R.J., Water Pollut. Control Fed., 54:1482—1491, 1982.

- [6] 吴唯民, 水处理技术, 12(3):177—179, 1986.
- [7] Shen Lixian, Poster paper, Proc. of the 4th International Symposium on Anaerobic Digestion, Guangzhou, China, Nov., 416—417, 1985.
- [8] Chen Weiyu, Poster paper, Proc. of the 4th International Symposium on Anaerobic Digestion, Guangzhou, China, Nov., 422—423, 1985.
- [9] Cholette, A. and Cloutier, L., *Can. J. Chem. Eng.*, 35:105—123, 1959.
- [10] Bolle, W.L. et al., *Biotechnol. Bioeng.*, 28:1615—1620, 1986.
- [11] 武汉大学分析化学教研组: 分析化学, 高等教育出版社, 1981.
- [12] 中科院成都生物所: 沼气发酵常规分析, 北京科学技术出版社, 1984.

Studies on Structure and Characteristics of A Pilot Scale UASB Reactor

Chen Jian Lun Shiyi Yang Hong Yang Zijun

(Dept. of Fermentation Eng., Wuxi Inst. of Light Ind. Wuxi)

The influent distribution system, the fluid flow pattern of different regions, the separation model as well as the efficiency of the 3-phase separator of a 15 m³ UASB reactor were studied. By means of stimulus-response experiment, conclusions can be derived that one influent inlet every 3.8m² of bottom surface is good for influent distribution after start-up of the reactor; both the sludge bed and the blanket appear as CSTRs; the settler acts like a CSTRs-in-series model; a short-circuit flow ($<12.2\%F$) and a dead space ($7.3\%V$) occur in the bed; a backmixing flow goes from blanket to the bed ($300\%F$); the separation function of the separator is fulfilled mainly by two circulating flows and the settler as well. The sludge distribution within the separator coincides with the separation model and the separation efficiency reaches 80—90% at different loads in this study.

Key words

UASB reactor; anaerobic digestion; fluid flow pattern; influent distribution