

研究简报

处理城市生活污水的兼气流化床研究

沈永明 王炳礼

(中国市政工程西南设计院)

张自杰 吕炳南

(哈尔滨建筑工程学院)

郭扬善 郑元景

(北京市环境保护科学研究所)

江运通 钱望新

(中国市政工程中南设计院)

一、前 言

利用两相生物流化床进行好气性处理时,床中生物反应所得氧量取决于回流量的大小和回流水中的溶解氧浓度。如以空气作为氧源,常压充氧时,回流水一次带入床体的氧量较少,为满足床中生化反应需氧,必须依靠加大回流倍数。这样做势必增加能耗。因此,如欲保留流化床工艺的高效特点,又要减少能耗,有必要另辟新的技术途径。

在生化处理中,前人研究表明,处理系统中除去单位重量 BOD_5 所需的溶解氧量不是常数,它将受到氧化程度的影响。一般认为,需氧量与 BOD_5 除去量之比在 1.6 至 0.65 之间。为此,我们认为可以利用这一客观存在的现象,通过运转方式的调整,减少供氧量,并依靠兼气菌的代谢活动来达到净化目的,这有可能是节省电耗的可取途径之一。本研究即为利用低氧去除特性和生物流化床高效特点,使两者有机结合以达到在低动力消耗下,高效去除污染质的目的。

二、试验设备、材料与运转方式

兼气床的运转工艺流程示意如图 1。流化床与充氧池均用有机玻璃制作,内径 80 毫米。流化床有效高度 3.1 米,床中装填粒径 0.3—0.6 毫米的普通建筑砂,初始填装高度

0.6 米。充氧池中填有 $\phi 19$ 毫米(内切圆直径)纸质蜂窝。反应器总容积 25.64 升。

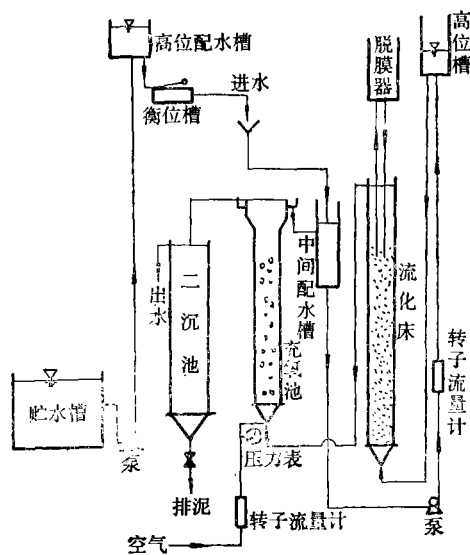


图 1 兼气床工艺流程示意图

试验原污水系居民区经初次沉淀的生活污水。为了了解处理系统的适应性,在某些运转阶段中,曾掺入部分高浓度工业废水。

试验共分六个阶段进行,运转条件如表 1。

砂载体挂膜后,每天约抽提 $\frac{1}{8}$ 砂量经专门研制的脱膜器脱膜后,砂回入床体。

表 1 各阶段运转条件

序号	原污水性质	进水量 (l/hr)	回流量 (l/hr)	上升流速 (m/hr)	供氧方式	温度(°C)	起止日期
I	城市生活污水	36	114.0	30	低供氧	20±2	80.12.3—81.2.7
II	城市生活污水	55.8	94.2	30	低供氧	20±2	81.3.9—81.4.19
III	城市生活污水加工业废水	54.0	146.0	40	低供氧	20—24	81.4.20—81.6.5
IV	城市生活污水加工业废水	37.2	162.8	40	低供氧	24—27	81.6.5—81.7.15
V	城市生活污水	18.0	182.0	40	高供氧	20±2	81.2.9—81.4.19
VI	城市生活污水加工业废水	18.0	182.0	40	高供氧	20—24	81.4.20—81.6.5

三、试验结果

(1) 效率

兼气床探索性试验历时两个多月,其稳

态运转结果表明,在平均回流比 1:3.16 的条件下,通过一次回流带入床体的溶解氧量平均 12.64 毫克, BOD₅ 去除量达 46.49 毫克,也即去除 1.0 公斤 BOD₅ 平均需氧 0.27 公斤。

表 2 试验结果汇总表

序 号	II	III	IV	V	VI
进水量(升/小时)	55.8	54	37.2	18	18
总反应时间(分)	27.56	28.49	41.35	—	—
好气床反应时间(分)*	—	—	—	61.36	61.36
进 水	COD _{Cr} (mg/l) (196.4—214.9)	239.18 (168.23—314.08)	227.39 (143.11—316.26)	185.48 (123.45—226.57)	229.80 (151.41—374.43)
	过滤 COD _{Cr} (mg/l) (60.38—122.86)	—	143.92 (81.65—253.56)	—	—
	BOD ₅ (mg/l) (49.71—84.8)	105.55 (70.8—138.20)	112.49 (78.0—150.4)	57.6 (43.8—77.66)	94.59 (53.13—168.6)
	SS (mg/l) (53—158.5)	102.88 (52.5—157.5)	—	115.5 (94—149.5)	87.13 (42.5—118.0)
出 水	COD _{Cr} (mg/l) (42.73—94.12)	105.23 (29.91—138.2)	84.26 (64.22—120.21)	83.64 (61.78—120.04)	75.20 (51.62—110.87)
	过滤 COD _{Cr} (mg/l) (33.23—79.99)	78.82 (28.94—129.2)	66.8 (37.62—99.07)	65.57 (44.32—94.8)	64.76 (20.56—101.79)
	BOD ₅ (mg/l) (10.8—20.7)	28.36 (11.12—42.8)	15.29 (9.4—26.85)	17.88 (12.72—21.5)	15.68 (8.27—31.8)
	SS (mg/l) (33.0—75.5)	44.62 (21.0—74.5)	—	56.4 (38—93)	41.39 (10—60.5)
去 除 率	COD _{Cr} (%)	56.5	56.84	62.9	54.9
	BOD ₅ (%)	74.19	73.13	86.4	68.95
	SS (%)	52.88	56.77	—	51.17
投 配 负 荷	COD _{Cr} (kg/m ³ ·day)	9.74	12.08	7.9	4.55
	BOD ₅ (kg/m ³ ·day)	3.40	5.34	3.92	1.41
	SS (kg/m ³ ·day)	5.97	5.20	—	2.85
回流量 (l/hr)	94.2	146	162.8	132	182
气体流量计读数 (m ³ /hr)	0.06—0.08	0.15—0.20	0.4	—	0.08
气体出口压力 (kg/cm ²)	0.3	0.3	0.25	—	0.85
回流比	1:1.69	1:2.7	1:4.38	1:7.3	1:10.1

* 好气床总反应容积为 18.4 升。

这个结果预示着以低氧方式运转的兼气床,很有可能降低电耗。

其后的兼气床与好气床运转试验结果,见表 2。

从 II、III 运转结果可以看出,当进水 BOD₅ 浓度在 65—105 毫克/升范围之内时,兼气床出水 BOD₅ 可低于 20—30 毫克/升, BOD₅ 去除率达到 75% 左右。因此,可以推断,包括初级处理在内,系统总 BOD₅ 去除率可接近 90%,足以达到二级处理的一般要求。在 III 运转条件下,水、气比为 1:3.96,回流比 1:2.7。该指标说明,总的动力消耗是较低的。同时,投配负荷也高达 5.0 公斤 BOD₅/米³·日,反应器效率要比习惯活性污泥法高得多。

污水处理所希望达到的出流水质可高可低,这不但受到环境保护要求的约束,更重要的是受到决定实施这些措施所需要的经济、能源、技术等因素的限制。而在生化构筑物中,装置的效率及出流水质好坏,决定于总的反应速率。限制总反应速率的因素包括传质、供氧以及微生物的代谢反应速率等。从 III、IV 两次运转结果表明,在低供氧运转的兼气流化床中,供氧是限制反应速率的主要因素。因此,出流水质可以通过供氧的调节来满足,具有充分的回旋余地。IV 的运转结果也证实了这种情况,当负荷适当降低时,在与 III 接近的水质条件下,出水 BOD₅ 去除率有相当程度的提高。所以,当运转工况条件适当调整之后,兼气床工艺同样可以取得良

好的出流水质。当然,这种调节仍是在需氧最低限度范围之内进行的,并不是意味着完全转入好气性状态,相对来讲,电耗仍较低。

与兼气床平行运转的好气床试验结果反映出,即使在 VI 的运转条件下,为满足床中氧量需要,回流比已高达 10 倍,水气比达 1:6.42,所以,如再提高负荷运转,回流比将更高,最终结果也不会超出国外同类试验的范围。因此,从能源、经济观点考虑,本阶段试验已满足对比要求。当然,无论从国外试验或我们过去专门进行的好气床研究结果来看,只要能满足床中需氧要求, BOD₅ 容积负荷一般可达 6 公斤/米³·日以上。

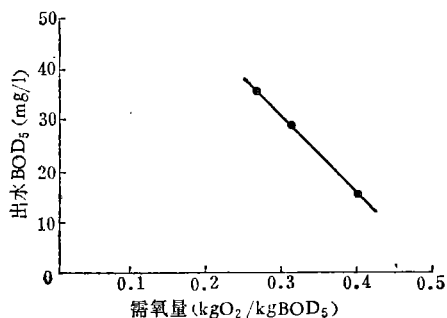
(2) 氧的供给

两种供氧方式对比试验结果表明,以生物流化床工艺处理城市生活污水时,有意识地限制供氧,同样可取得良好的处理效果,而相应的动力消耗有较大幅度的下降。表 3 汇总了各次运转的进、出水溶解氧浓度以及 BOD₅ 的去除情况。数据表明,好气床去除一公斤 BOD₅ 大约需氧 1.11 公斤。而用兼气床处理,大致为 0.3—0.4 公斤,约比完全好气性处理节省氧量 60—70%。

图 2 绘制了兼气床出水 BOD₅ 与需氧量之间的关系。图 2 表明,当进水 BOD₅ 浓度在 100 毫克/升左右时,出流水质随着供氧量的增加而提高。当达到每去除一公斤 BOD₅ 需氧 0.4 公斤时,即可得到良好的出流水质。如出流水质限制稍宽,相对的供氧量可有较大幅度的节省。

表 3 去除单位重量 BOD₅ 所需氧量的对比

运转方式	运转编号	进水 DO (mg/l)	充氧池控制 DO 浓度 (mg/l)	回流比	回流带入 床体中的 DO 量 (mg)	流化床生水 DO 浓度 (mg/l)	进 水 BOD ₅ (mg/l)	出 水 BOD ₅ (mg/l)	流 化 床 去 BOD ₅ 除量 (mg)	去除公斤 BOD ₅ /kgO ₂	kgO ₂ /去 除公斤 BOD ₅
兼 气 床	II	0	4.0—5.0	1.6	7.2	0—0.2	65.1	16.8	24.15	3.44	0.29
	III	0	4.0—5.0	2.7	12.15	0—0.2	105.55	28.36	38.06	3.23	0.31
	IV	0	4.0—5.0	4.3	19.35	0—0.2	112.49	15.29	48.60	2.5	0.40
好气床	VI	0	4.0—5.0	10.1	45.45	1.0—2.0	94.59	15.68	39.46	0.90	1.11

图2 兼气床出水 BOD_5 与需氧量关系

(3) 兼气床产泥率测定

在 II 运转阶段中,对剩余污泥的产率进行了测定。经计算,去除 1.0 公斤 BOD_5 产生 1.09 公斤剩余污泥。以上产泥量既包括了由于合成作用所生成的活性细胞量,也包括了生物吸附及生物凝聚作用自液相中分离出来的 SS。严格地讲,该产泥率并不完全是细胞

合成量的概念。

上述结果与普通习惯法的产泥率相比,要高一些。但这与 Jeris 等人的估计,即供氧量高,产泥量少,供氧量低,产泥量多是完全一致的。

(4) 负荷问题

从工程设计实践出发,确定合理的设计负荷十分重要。为了明确象流化床之类高效工艺的负荷控制因素,将本研究结果与国外有关资料对比于表 4。表 4 数据反映出,在悬浮物负荷基本相同的情况下, BOD_5 负荷甚至可相差一倍以上。说明了即使在出水水质基本相同的条件下, BOD_5 投配负荷的高低与试验装置规模的大小无关,而与悬浮物负荷有着较密切的关系。

表 4 数据还表明,入流污水混和样品 BOD_5 值与污水中的悬浮物浓度,存在着三

表 4 同类型污水的负荷比较

研究地点	流化床反应器容积 (m^3)	进 水		进 水 负 荷 条 件			
		BOD_5 (mg/l)	SS (mg/l)	污泥负荷 ($kgBOD_5/kgVSS \cdot day$)	悬浮物负荷 ($kgSS/kgVSS \cdot day$)	BOD_5 容积负荷 ($kgBOD_5/m^3 \cdot day$)	悬浮物容积负荷 ($kgSS/m^3 \cdot day$)
加拿大 Oriilia	10.4	67	104	0.25	0.40	3	4.66
加拿大 Burlington	0.21	95	109	0.30	0.43	4	5.53
美国纽约州 Nassan	0.95	94	65	0.62	0.43	8	5.53
本研究 (I)	0.018	91.95	104.0	—	—	4.51	5.1
本研究 (II)	0.026	65.1	114.37	—	—	3.4	5.97
本研究 (III)	0.026	105.55	102.88	—	—	5.74	5.20

种相对关系,即: $BOD_5 > SS$ 、 $BOD_5 \approx SS$ 、 $BOD_5 < SS$ 。在需要达到出流水质相近的情况下,当 BOD_5 浓度 $\approx$ SS 浓度时,二者投配负荷也接近相等, $BOD_5 < SS$ 时, BOD_5 投配负荷下降,而 $BOD_5 > SS$ 时, BOD_5 负荷明显上升。说明了在生物流化床工艺中, BOD_5 投配负荷的确定,需要结合 SS 负荷综合考虑。

四、结 论

本研究通过对多种试验装置和运转方

式,以及不同水质的长期试验证实:

在低供氧条件下,兼气床的 BOD_5 容积负荷可达 3.0—5.0 公斤 $BOD_5/m^3 \cdot 日$ 。两种供氧运转条件相比,好气床处理后水质较好,但动力消耗高,兼气床处理在出流水质达到与好气床接近时,动力消耗较低,比好气床稍差的情况下,动力消耗低得多。

兼气床工艺污泥产率较高,但污泥的构成不同于活性污泥法中的剩余污泥,其中有相当部分为未经分解的 BOD 成分,对采用甲烷发酵法回收生物能量颇为有利,从能源回

收利用角度来说,是合理的。

通过本研究证实,利用高效处理工艺处理生活污水或以生活污水为主的城市污水时,除需考虑 BOD 负荷外,尚需综合考虑 SS 负荷。在城市污水处理工艺研究中,注意这方面特点是十分必要的。

参 考 文 献

[1] 小島貞男等,用水と废水, 20, (1), 24 (1978)。

- [2] Sutton, P. M. et al., Dorr-Olivers OXITRON System Fluidized Bed Water and Wastewater Treatment Process', Paper Presented at Biological Fluidized Bed Treatment of Water and Wastewater Conference (1980).
- [3] Cooper, P. F. et al., *Wat. Pollut. Control*, **79** (2), 286 (1980).
- [4] Jeris, J. S., et al., *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, **49**, 816(1977).

从工业废液泡沫富集钪的研究*

柯家骏 李希明

(中国科学院化工冶金研究所)

天津化工厂氯化车间生产四氯化钛,其原料为钛铁矿砂经电炉冶炼后的高钛渣,在沸腾氯化炉内加炭氯化得 $TiCl_4$ 产品。我国某些钛矿中常含有微量钪,高温氯化时钪呈 $ScCl_3$ 进入炉尘,在现生产中此炉尘是用水冲入排水沟中,钪则以 Sc^{3+} 形式进入排水里,对此工业废液进行分析,其中含 Sc^{3+} 平均约 30—50 毫克/升。

近年来,钪在电光源材料和原子能工业中的特殊用途,已引起人们注意钪的提取和回收^[1]。关于钪及其化合物的毒性尚未确定,曾有人试验将 $ScCl_3$ 溶液分别用静脉或内腹膜注射入白鼠体内,其 24 小时的致死剂量分别为 440 和 24 毫克/公斤,主要是沉积在肝和脾脏中^[2]。

目前,上述工业废液是全部排放进入渤海湾,这不仅造成贵重金属流失,而且严重污染环境。为此,需寻找处理此种含氯化物的废液、并分离回收钪的方法。对于这种含钪极低的稀溶液,直接用一般的萃取或离子交换法处理是较困难的。本研究是试验用泡沫富集法进行处理的可能性。此法也称为离子

浮选法^[3],即在溶液中加入少量表面活性捕收剂,使其选择性与某种金属离子形成化合物,并附着于气泡上,气泡上升形成泡沫层,从而与大量的液体分开,达到分离与富集的目的。

本文是用含碳原子 8—12 的饱和脂肪酸钾盐作表面活性捕收剂,以癸酸钾的试验效果最好,钪可富集在泡沫产物中,然后再用其它方法进一步处理和提纯。

实 验

用直径 40 毫米、高 150 毫米的圆玻璃柱装置进行试验。在圆柱底部装有 G-3 型玻璃砂滤板,孔径 5—10 μ ,压缩空气经转子流量计计量后,通过此多孔分布板,在液体内部形成气泡,并不断在柱内上升。含钪的氯化物溶液是配制成含 Sc^{3+} 30 毫克/升,酸度 0.2N,分别用 1% 的含碳原子 8—12 的饱和脂肪酸钾盐(辛酸钾、癸酸钾和月桂酸钾)的水溶液,按与 Sc^{3+} 反应化学计量所需用量 1.5 倍加入到

* 杜士奎同志进行化学分析,王宝峰同志协助红外光谱分析。