廊道式曝气池曝气设备的检测*

同济大学　胡家骏　编译

活性污泥法曝气池的功能常受制于氧的传递速率，氧的传递速率则决定于曝气设备的性能。

实验表明，氧传递速率同氧饱和不足量（进行曝气的液体，氧饱和时的氧浓度与曝气时的氧实际浓度之差）成正比。

$$\left(\frac{do}{dt}\right)_T = K_L'a(C_S' - C)$$

式中：$\left(\frac{do}{dt}\right)_T$——氧传递速率（毫克/升/时）；

C_S'——氧饱和浓度（毫克/升）；

C——实际（瞬时）氧浓度（毫克/升）；

$K_L'a$——氧传递总系数（1/时）。

氧传递总系数是反映曝气设备性能的一个重要参数。它的测定有赖于曝气池氧传递速率的测定。本文以实例介绍廊道式曝气池氧传递速率的测定方法，并附带简介测定氧传递总系数的方法。

（一）基本概念

1936年，Kehr[1]报导了在连续流水池中流水的混和情况，他的结论是少的水池基本上处在完全混和状态。Thomas和Mckee[2]对水池中的流水混和状况作出了最重要的研究，提出了反映廊道式曝气池中纵向混和的数学关系式，常为后人所采用。1963年Dawkins[3]采用一个轴向弥散模型和一次代谢反应导出一组表述活性污泥过程的公式。Grieves, Milbury和Pipes[4-10]对活性污泥法曝气池中的混和和反应速率作出了一系列的研究，考察有关混和的轴向弥散和容积分配的模型，指出团流曝气系统(Plug flow aeration Systems)与完全混和曝气系统相比，出流的质量较好。Murphy和Timpany[11]指出轴向弥散模型最能反映习用的气泡曝气池中的混和状况，这种曝气池的处理效果比完全混和曝气池较好。Boykt[12]对一个大曝气池继续Murphy和Timpany的研究，也认为轴向弥散模型是适用的。他们相信，习用活性污泥系统基本上是完全混和系统。

在廊道式曝气池中，氧的传递速率$\left(\frac{do}{dt}\right)_T$常不能满足氧的需要速率$\left(\frac{do}{dt}\right)_D$，混合液处

---

* 本文依据Ross E. Mckinney于1979年10月9日在美国水污染控制协会52届年会上发表的Testing Aeration Equipment in Conventional Activated Sludge Plants一文和1979年10月在同济大学讲学时的记录稿编译。

在缺氧状态；当供应的氧量达到一定程度，氧的需要速率才低于氧的传递速率，混合液才出现有氧状态。池中沿流程各断面上混合液的氧需要速率是逐渐下降的，如果水流处在严格的团流状态并缺氧时，需氧速率的下降速率应等于供氧速率，也就是氧传递速率。但是，如上所述，在廊道式曝气池中确实存在着纵向混和。因此，沿程各断面上混合液的氧需要速率的下降，可能是由两个因素造成的。一个因素是微生物的代谢作用，另一个因素则是曝气池后段中因得到处理而含有有机物较低的混合液的回流稀释作用。

实测的结果表明，廊道式曝气池中混合液氧需要速率的递降和溶解氧的变化大致如图1所示。氧需要速率的变化规律基本上分为三段：起端的氧需要速率很高，约在1/3的池长内以较高的速率下降到较低的数值，同时，混合液处在缺氧状态；接着，氧需要速率的下降速率有所减弱，而混合液仍处在缺氧状态；最后，氧需要速率下降平缓，接近不变，混合液则转入有氧状态。据此可以推测：在第三段池子中，微生物主要进行内源代谢，故反应速率很低，混合液氧需要速率下降平缓；在第一段池子内除存在微生物的生长繁殖和有机物的转化外，还存在着明显的纵向混和，故混合液氧需要速率大大高于第二段；在第一段和第二段池子内，溶入混合液的氧气全数用于微生物的呼吸。

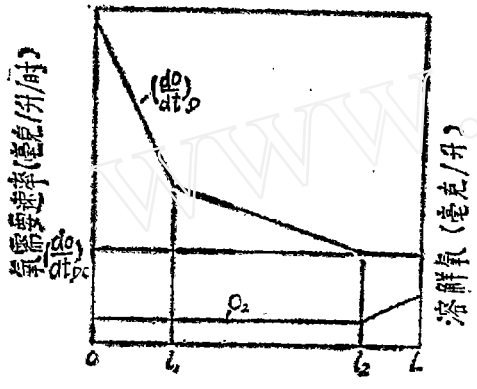

图 1

按照上述概念，廊道式曝气池中第二段和第三段交界处断面（相当于图1中l_2处的断面）上的混合液氧需要速率（相当于图1中的$\left(\frac{do}{dt}\right)_{DC}$）应等于曝气池的氧传递速率。实测数据表明，第二段线段的坡度（每小时$\left(\frac{do}{dt}\right)_D$的下降值）也等于氧传递速率，即在第二段池子中混合液的氧需要速率的下降主要是由于微生物的生长繁殖和有机物的转化。

（二）实　　例

（1）琼岛东厂，密尔沃基市，威州

这个厂有20个曝气池，每池有两个廊道，每个廊道长112.8米，宽6.7米，深4.6米，如图2所示。曝气系统由扩散板组成；每池池底铺板3150块，分45组，每组7列，每列9块；每块0.3米见方，扩散板总面积约占曝气池面积的20%。

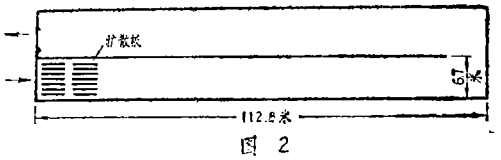

图 2

1978年7月27日，对两个曝气池进行了测定。每池取9个试样，取样点贴近池面，均匀分布于全长，如图2所示。因为池面混合液中大都含有空气泡，故试样的溶解氧在取样桶内测定。一俟测得溶解氧，试样立即倒入一个容积为1升的广口塑料瓶，加盖，迅速摆晃25次，使试样具有足够的溶解氧；随即测定试样的氧吸取速率（即混合液的$\left(\frac{do}{dt}\right)_D$）。测定在曝气池池顶过道上进行，采用黄泉牌54型测氧仪直接读出DO值。在下午6点时，2号曝气池的混合液流量为0.37米^3/时，空气流量为1.32米^3/秒；6号曝气池则分别为0.4米^3/秒和2.02米^3/秒。混合液温度为23℃。

测得的数据列在表1中。从DO看，曝气池是缺氧的。在第2号池中，终点的DO是2.2毫克/升；由于取样点可能受出口堰引起的水面波动所影响，DO值可能偏高了。在第6号池中，中点的DO是1.8毫克/升；这是取样点处在涡流造成的。

表1　　溶解氧和氧需要速率（琼岛东厂污水处理厂）

取样点	2号池		6号池	
	$\left(\frac{do}{dt}\right)_D$（毫克/升/时）	DO（毫克/升）	$\left(\frac{do}{dt}\right)_D$（毫克/升/时）	DO（毫克/升）
0	324	0.7	238	0.5
$\frac{1}{8}$ 1	288	0.5	252	0.6
$\frac{1}{4}$ 1	144	0.5	108	0.6
$\frac{3}{8}$ 1	103	0.5	84	0.6
$\frac{1}{2}$ 1	96	0.5	66	1.8
$\frac{5}{8}$ 1	84	0.5	48	0.6
$\frac{3}{4}$ 1	72	0.5	42	0.7
$\frac{7}{8}$ 1	60	0.8	36	4.3
1	36	2.2	34	6.7

根据表1数据，点绘得图3。可以看出，池子起端的氧需要速率很高，在$\frac{1}{4}$长的池子内降落得很快，随后降落速率就减低。在2号池子的终点，混合液似乎已进入内源代谢；如果终点的DO确实反映混合液已处于有氧状态，则2号池的氧传递速率应在36毫克/升/时以上。池的最后$\frac{1}{8}$内氧需要速率下降24毫克/升/时，据此估计2号池的氧传递速率也是36毫克/升/时。在6号池内，$\frac{7}{8}$1处已进入有氧状态，此时氧需要速率也是36毫克/升/时；如果按中段氧需要速率的下降速率估计，6号池的氧传递速率约为30毫克/升/时。

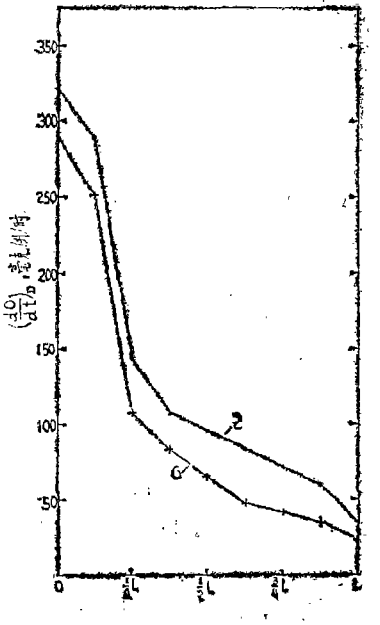

图3

(2) 南岸污水厂，密尔沃基市，威州

这个厂有24个曝气池。每池长112.8米，宽9.1米，深4.6米。每池铺设扩散板2448块，布置方式类似琼岛东厂，其总面积约占池面积的22%。与琼岛东厂不同，它有初沉池，曝气池为单廊道。

在1978年9月29日，对第22号曝气池进行测定。混合液逗留时间为6.5小时，液温20℃，MLSS2200毫克/升。空气流量为0.64米^3/秒。

测定连续进行两次，数据列于表2中，其氧需要速率并点绘于图4中。在第一次测定中，测定点的间距为4.9步。鉴于在琼岛东厂测定时所得DO值很低，故在第一次测定中有1/3左右的测点专测DO值。鉴于在第一次测定中，好些相邻的氧需要速率的值相差不大，故在第二次测定中删去了一半测点。

表 2　　溶解氧和氧需要速率（南岸污水厂）

第一次测定			第二次测定		
取样点 米	$\left(\frac{do}{dt}\right)_D$ 毫克/升/时	DO 毫克	取样点 米	$\left(\frac{do}{dt}\right)_D$ 毫克/升/时	DO 毫克
0	126		0	126	1.4（液面） 0.2（液底）
4.9	108		5.6	103	0.6 0.1
9.8	86				
14.7	61		12.3	77	0.8 0.1
19.6	51		19.1	48	0.6 0.1
24.5	45	0.3（液面）	32.4	39	0.7 0.1
29.4	33				
34.3	30				
39.2	30				
44.1	27	1.2（液面） 0.8（液底）	45.9	29	1.7 0.7
49.0	24	1.0 0.8			
54.0	21	1.5 0.9			
58.9	21	1.5 1.0	58.8	27	2.3 1.5
63.8	21	1.4 1.0			
68.7	20	1.4 1.0			
73.6	18	1.0 1.0	72.3	23	1.9 1.4
78.5	18	1.1 0.4			
83.4	18	0.8 0.4	85.8	21	0.8 0.2
88.3	18	0.5 0.3			
93.2	18	0.6 0.2			
98.1	18	0.5 0.2	98.1	18	0.8 0.2
103.0	18	0.4 0.2			
107.9	18	0.4 0.2			
11.28	18	0.3 0.2	112.8	18	0.2 0.2

氧需要速率从起始的126毫克/升/时很快的下降到61毫克/升/时。氧需要速率的下降速率开始减慢，到氧需要速率约达33毫克/升/时为止；坡度再次改变，到21毫克/升/时为止；最后，维持18毫克/升/时。第二次测定的数据在中段与第一次测定有些出入。从DO数据可以看出，测得的数据不象琼岛那样明确。其原因之一是第22号池的扩散板采用两种不同的规格，28%的池长采用中档透气量的扩散板，其余采用低档透气量的扩散板。此外，空气流量也不同，前段多于后段。在第一次测定中，78.5米采样点液面DO为1.1毫克/升，而

到终点时却为 0.3 毫克/升，且氧需要速率基本不变。从表中数据可以看出，在池的中段出现有氧状态，其位置约与扩散板规格的变化位置相合。扩散板规格变化的影响应作进一步的研究。

第一次测定的数据表明，氧传递速率为 33 毫克/升。单从 DO 数据看，第一次测定表明氧传递速率在 45～27 毫克/升/时之间，第二次测定表明氧传递速率在 39～29 毫克/升/时之间。当氧需要速率低于 33 毫克/升/时时，混合液出现有氧状态，氧传递速率也变了。从该厂的运行数据分析，氧传递速率为 31 毫克/升/时，与上述 33 毫克/升/时接近。

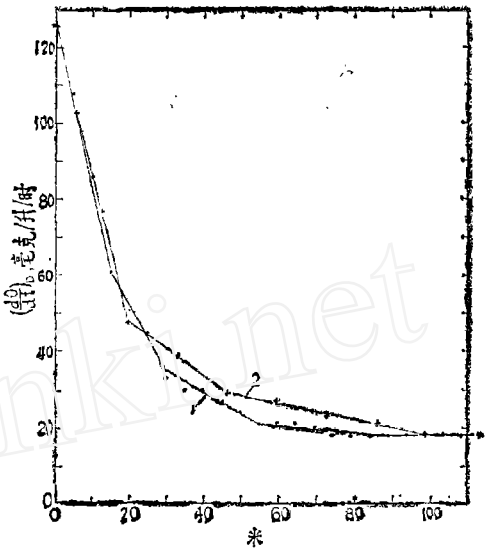

图 4

(3) 底特律污水厂，底特律市，密执安州

底特律污水厂有一个曝气池，既可采用空气曝气，也可采用纯氧曝气，以便进行比较。如图 5 所示，这池由 10 个廊道组成，廊道长 40 米，宽 18.3 米，深 9.1 米。每个廊道的曝气系统由 4 组曝气器组成，布气管设在廊道中心线上，84 个曝气器设在布气管的两侧。曝气器离液面距离为 3.7 米。曝气系统两侧设有高度为 5.5 米的纵向障板，两障板间距为 1.8 米。障板的设置使液流产生横向回流。在测定前不知道这种不常见的布置方式，因此采样点选择不当，而恶劣的天气又阻止重测。

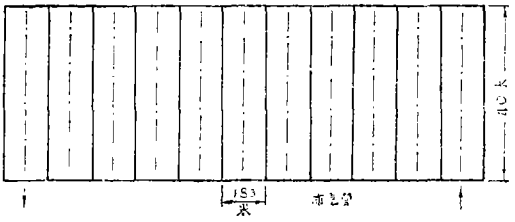
图 5

测定在 1978 年 12 月 20 日进行，天气非常不好，很冷，测定刚结束就下雨，当晚下雪。因为天气冷，测定氧需要速率时要特别注意。混合液用采样桶取出后立即倒进一个广口保暖瓶中，加盖，剧烈摇晃 25 次，立即在现场作氧需要速率测定。测定时，液温为 15℃。DO 则在液面和液底两处测定，数据如表 3 所示。DO 值的总趋势是随着流程方向上升，但有相当大的波动。液底 DO 值都低，基本上表明缺氧；

表 3　　氧需要速率和溶解氧浓度（底特律污水厂）

采样点	氧需要速率（毫克/升/时）	溶解氧浓度（毫克/升）	
		液面	液底
1	162	1.8	0.3
2	162	2.1	0.3
3	96	3.4	0.4
4	48	4.3	0.3
5	51	3.4	0.6
6	45	2.9	0.3
7	38	3.7	0.3
8	27	2.1	0.4
9	22	4.0	0.4
10	30	4.4	0.4
11	30	2.3	0.9

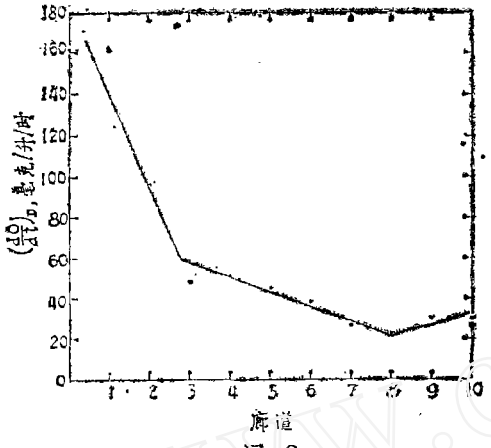

图 6

天气不允许等待 DO 仪读数降至最低值，使读数受到限制。测定时的空气流量为 82.6 米^3/秒，混合液流量为 8.8 米^3/秒（初沉池出流约为 6.6 米^3/秒，回流污泥约为 2.2 米^3/秒），曝气时间约为 2.13 小时。混合液黑而粘度似油。测定时，DO 电极每次都被油状污泥包裹，要不断清洗。整个测定的条件是不理想的。

从图 6 中可以看出，氧需要速率线先在 55 毫克/升/时左右转折，然后在 22 毫克/升/时（第九廊道）转折。氧传递速率约为 25 毫克/升/时，因为 DO 值表明混合液在第九廊道接近有氧状态。

测定时的曝气池运行数据收集在表 4 中，借以试估所得氧传递速率的准确性。从表中数字可以看出，初沉池出流的 BOD_5 是很高的，达 270 毫克/升，其中 84 毫克/升来自溶解物。这里的问题是初沉池出流中的大量悬浮固体，它的平均值为 910 毫克/升，其中 548 毫克/升是挥发性的。它的无机部分只是积累在 MLSS 中，使 MLSS 中的无机物很多。根据初沉池出流的 NVSS（非挥发性悬浮固体）和曝气池混合液的 NVMLSS（非挥发性混合液悬浮固体）推算，MLSS 的逗留时间(SRT)约为 16.7 小时。这比一般活性污泥法系统的 SRT 要短得多，给数据的推算带来一个问题。SRT 这样短，要使进入曝气池的复杂的悬浮固体完全代谢是不可能的。从氧传递速率推算，由于有机物代谢而下降的 BOD_5 只有 125 毫克/升，其余下降的 BOD_5 仍以有机物的形式留在曝气池的 MLSS 中，它们好象 NVSS 一样没有参予生化反应。根据活性污泥法系统的基本关系式，可以算得 MLSS 中的活性微生物物质约为 620 毫克/升，没有参予代谢的挥发性悬浮固体约为 2480 毫克/升，非挥发性的悬浮固体约为 2190 毫克/升，加起来得 MLSS 约为 5290 毫克/升，实测的 MLSS 为 5200 毫克/升。这样，按从测定数据估计的氧传递速率推算得的 MLSS5290 毫克/升与实测到的 5200 毫克/升颇为接近。故此，氧传递速率大致是 25 毫克/升。实际上，这个活性污泥法系统代谢的大部分是溶解的有机物，而悬浮的有机物只有一小部分代谢了，其余的留在活性污泥中，随剩余污泥转入其它构筑物。含活微生物少而含惰性物质很高的活性污泥沉降性能良好，因此，虽然有机物没有很好稳定，出流的水质都相当好。

表 4　底特律污水厂曝气池运行数据

初沉池出流	
BOD_5	270 毫克/升
溶解物 BOD_5	84 毫克/升
COD	1163 毫克/升
悬浮固体	910 毫克/升
挥发性悬浮固体	548 毫克/升
磷	13.0 毫克/升
溶解物磷	0.5 毫克/升
pH	7.0
曝气池	
MLSS	5200 毫克/升
MLVSS	3000 毫克/升
后沉池出流	
BOD_5	30 毫克/升
溶解物 BOD_5	12 毫克/升
悬浮固体	36 毫克/升
挥发性悬浮固体	21 毫克/升
磷	0.8 毫克/升

（4）迈克思森污水厂，孟菲斯市，田纳西州

在孟菲斯市，测定了两个污水厂，但这里只讲一个厂。迈克思森污水厂采用吸附再生法（接触稳定法），有吸附池 4 个和再生池 6 个。10 个池子都是双廊道的，尺寸也相同（每个

廊道长 76.2 米，宽 7.3 米)，但液深不同，吸附池和再生池分别为 4.7 米和 4.4米(参看图 7)。每个曝气池有 20 组大气泡曝气器，分别由 20 根立管和 20 根横向布气管供气。这种布置方式增强纵向混和而减弱横向混和。测定时在立管处取样。

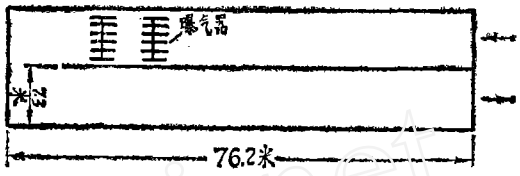

图 7

1979 年 5 月 31 日，在吸附池 A 和再生池 D 作了曝气测定。液温都是 25℃，都严重缺氧。吸附池 A 的混合液流量是 0.5 米^3/秒(其中回流污泥量流量为 0.33 米^3/秒)，混合液的逗留时间是 1.66 小时。空气流量为 2.4 米^3/秒，MLSS 是 4530 毫克/升 (其中 MLVSS 为 2945 毫克/升)。表 5 为吸附池 A 的溶解氧和氧需要速率的测定数据。DO 值基本上是 O，池的终点值除外。终点 DO 值往往偏高，因为受出流堰影响，这里的混合液中常含有气泡。氧需要速率数据点绘在图 8 中，它下降得很快，接着在第一廊道中以等速下降，氧传递速率为 72 毫克/升。第二廊道的氧需要速率数据没有第一廊道那样规则。这可能是调低空气流量造成的。总之，整个曝气池缺氧，池的氧需要速率平均值为 58 毫克/升。

表 5　溶解氧和氧需要速率
(迈克思森污水厂吸附池 A)

采样点 (空气立管编号)	氧需要速率 (毫克/升/时)	液面 DO (毫克/升)
1	384	0.1
3	336	0.1
5	324	0.2
7	312	0.2
9	300	0.1
11	300	0.2
13	264	0.2
15	264	0.3
17	276	0.2
19	252	0.1
20	252	2.0

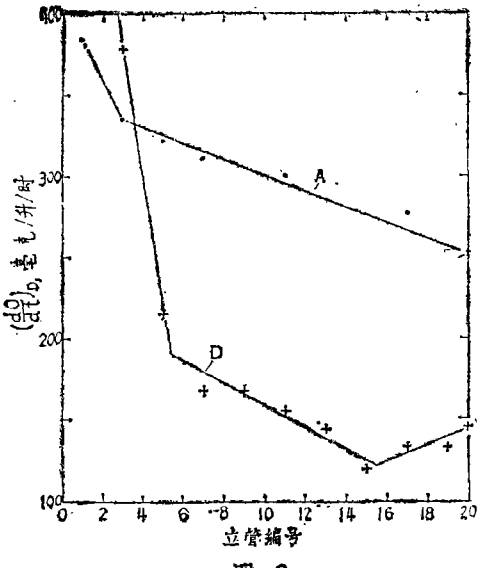

图 8

再生池 D 的污泥流量为 0.2 米^3/秒，逗留时间为 7.5 小时，空气流量为 4.5 米^3/秒，MLSS 为 15575 毫克/升 (其中 8565 毫克/升为 MLVSS)。测定数据如表 6 所示。DO 值很低，虽然沿流程略微上升。近终点时，DO 值下降，反映空气流量降低了。近终点时的氧需要速率上升，很难解说，可能与空气流量的降低有关。这表明空气流量不应降低。这个曝气池的氧传递速率只有 16 毫克/升/时，反映 MLSS 很高时氧的传递有困难。

迈克思森污水厂的运行数据示于表 7。孟菲斯市的污水是很强的。它的溶解物 BOD 很高，使吸附池超负荷，不能得到足够好的出流。吸附池中活性污泥吸附悬浮固体，但溶解物 BOD 的下降必须依靠微生物的代谢作用。再生池中氧传递速率很低，似乎是有机物很高、污泥粘滞度高所造成的，这可能是吸附再生物法的一个关键性问题。在再生池中没有得到稳定的有机物，必然为剩余污泥带到其它处理构筑物。

上面列举的例子清楚地表明，气泡曝气池中的曝气规律具有同一型式，不论池子有几个

表 6　溶解氧和氧需要速率（迈克思森污水厂再生池 D）

采样点（空气立管编号）	氧需要速率（毫克/升/时）	液面 DO（毫克/升）
1	1440	0.1
3	378	0.0
5	216	0.2
7	168	0.4
9	168	0.4
11	156	0.5
13	144	0.8
15	120	0.5
17	133	0.2
19	139	0.2
20	144	0.0

表 7　迈克思森污水厂运行数据

	入流	出流
BOD_5	823 毫克/升	55 毫克/升
溶解物 BOD_5	369 毫克/升	27 毫克/升
悬浮物 BOD_5	454 毫克/升	28 毫克/升
悬浮固体	588 毫克/升	45 毫克/升
挥发性悬浮固体	476 毫克/升	29 毫克/升
非挥发性悬浮固体	112 毫克/升	16 毫克/升
COD	1308 毫克/升	124 毫克/升
溶解物 COD	604 毫克/升	76 毫克/升
悬浮物 COD	704 毫克/升	48 毫克/升

廊道，不论有机物负荷多大，也不论曝气设备如何。虽然混和型式和氧传递性能有些差别，但是，所有气泡曝气系统具有同样的基本情况则是显见的。测得的数据对验证活性污泥法的基本关系式也是有用的，因为运行数据和氧传递速率数据常常可以一同验算，相互印证。

（三）氧传递总系数 K_La 的测定

曝气池氧传递速率既同曝气系统的性能有关，也同混合液的性质有关，因此不能直接用测得的氧传递速率来反映曝气系统的传氧性能。通常用 20℃ 时的清水氧传递总系数 K_La 作为反映曝气系统的传氧性能参数，供评价和选择曝气器时参考，也可用于设计时估算曝气池的氧传递速率。

为了清除液体性质对氧传递总系数的影响，测定氧传递速率时可以用清水替代混合液；也可以运用上文介绍的方法，即直接在正常运行条件下测定氧传递速率，但是需要在实验室中做一些补充测定。

本文开始时介绍的氧传递速率公式可以改写如下：

$$\left(\frac{do}{dt}\right)_T = \alpha K_L a(\beta C_S - C)$$

式中：K_La——20℃ 时清水氧传递总系数（1/时）；

αK_La——混合液传递总系数，α 为调整系数，在实验室测定；

C_S——20℃ 时清水氧饱和浓度（毫克/升）；

βC_S——混合液氧饱和浓度，β 为调整系数，在实验室测定。

显然，在测得 $\left(\frac{do}{dt}\right)_T$ 和 α 与 β（或 βC_S）的值以后，可以按上式计算 K_La。下面简单介绍测定 α 和 β 的方法。

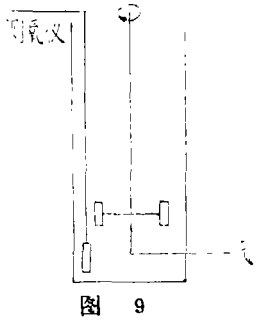

图 9

图 9 是实验室测定装置的示意图。容器容积在 5 升左右。空气流量是可以调节的，并用转子流量计计量。搅拌器的转速也是可以调节的。溶解氧用测氧仪直接读出，电极位置要注意（既要周围有畅通的液流，又要不让小气泡接触电极。

测定 β 值比较简单。把清水放入容器，开动搅拌器和放入空

气。测氧仪读数不再上升时，读数即为C_S。然后换入混合液，作同样操作，即可读得βC_S。两数的比值为β。

测定α时，把清水放入容器，开动搅拌器，并用空气管送入氮气。氮气使溶解氧解析。等测氧仪读数降至O后，送入空气。溶解氧读数最好用自录仪录下，否则定时读数并记下，至读数不变为止。整理记录，录出$\frac{\Delta c}{\Delta t}$和$C$，并点绘在坐标纸上，所得的直线坡度就是$K_La$的值。然后，以混合液换清水，开动搅拌器和直接通入空气，测氧仪出现读数后，按时读数、记录。整理数据并点绘，所得直线的坡度就是αK_La。αK_La和K_La的比值即α。

顺便指出，用$\left(\frac{do}{dt}\right)_T$、$\alpha$和$\beta$算出的$K_La$不是反映曝气器的传氧性能，而是反映整个曝气池的曝气传氧性能，后者同池形和曝气器的布置方式也有关系。

参 考 文 献

〔1〕 Kehr, R. W., "Detention of Liquids Being Mixed in Continuous Flow Tanks", Sew. Works Jour., 8, 6, 915 (Nov., 1936).

〔2〕 Thomas, H. A. and Mckee, J. E., "Longitudinal Mixing in Aeration Tanks", Sew. Works Jour., 16, 1, 42 (Jan., 1944).

〔3〕 Dawkins, G. S., "Mixing Patterns and Residience Time Predictions", Proc. 18th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., 562 (1963).

〔4〕 Grieves, R. B., Milbury, W. F. and Pipes, W. O., "Mixing Model for Activated Sludge", Proc. 18 th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., 636 (1963).

〔5〕 Milbury, W. F., Pipes, W. O., and Grieves, R. B., "A Laberatory Stu dy of Mixing Conditions in Small Aeration Vessels", Proc. 19th Ind. Waste Conf., Purdue Univ., 927 (1964).

〔6〕 Pipes, W. O., Milbury, W. F., and Grieves, R. B., "Comparison of the Axial Dispersion and Volume Apportionment Methods for Describing Mixing Conditions in an Aeration Tank", Proc. 19th Ind. Wastes Conf., Purdue Univ., 940 (1964).

〔7〕 Grieves, R. B., Milbery, W. F. and Pipes, W. O., "The Effect of Short Circuiting Upon the Completely Mixed Activated Sludge Process", Int. Jour. Air & Water Poll., 8, 199 (1964).

〔8〕 Grieves, R. B., Milbery, W. F. and Pipos, W. O., "A Mixing Model for Activated Sludge", JWPCF, 36, 5, 619 (May 1964).

〔9〕 Milbury, W. F., Pipes, W. O., and Grieves, R. B. "Compartmentalization of Aeration Tanks", Jour. San. Engr. Div., ASCE, 91, SA3, 45 (June, 1965).

〔10〕 Milbury, W. F., Pipes, W. O. and Pipes, W. O., "A Laboratory Study of the Effect of Short Circuiting Upon the Completely Mixed Activated Sludge Process", Int. Jour. Air & Water Poll. 9, 41 (1965).

〔11〕 Murphy, H. A. and Timpany, P. L., "Design and Analysis of Mixing for an Aeration Tank", Jour. San. Engr. Div., ASCE, 93, SA5, 1(Oct., 1967).

〔12〕 Boyko, B. I., "Mixing Studies on a Full Scale Aeration Tank", Ontario Water Resources Comm. Research Pub. No. 19 (Dec., 1968).

苏联有关活性污泥法的几个问题和曝气池的计算法

哈尔滨建筑工程学院　张自杰　编译

一、科研课题和发展方向

近十几年来，环境保护在苏联受到重视，而城市污水处理一直被认为是环境保护的一项重要措施。目前大约有500所科研和设计单位、100所高等院校在从事污水处理的科研、设计和教学工作。

污水处理中的生物化学处理的效果得到公认并广泛用于城市污水和各种有机工业废水处理的实践中。

在最近的一个五年计划中对污水的生物化学处理提出以下各项科研任务：某些有机合成物质生物降解过程的探讨；物质化学结构与生物降解间动力学关系的分析；有机污染物质生物降解过程控制因素的探讨；富氧曝气效应的探讨等，并规定：无论那一项都要进行数学模式的推导。

这些科研课题正在一些科研、教学单位进行着，并取得一些进展，结果创造出能够大大强化生物降解过程的新型生物处理构筑物，如：多室曝气池；混合曝气池以及各种类型的曝气澄清池等。

在这方面规定的发展方向有：开创物理化学——生物处理综合处理系统；使用激发剂激发生物化学降解过程；使用变异菌净化污水；提高活性污泥浓度；扩大生物降解的温度适应范围等。

二、理　论　基　础

在苏联对有机污染物质生物降解通行的理论基础是其生化氧化速度及其动力学关系。

在推流式曝气池，沿曝气池的长度存在着污染物质浓度的变化梯度，污染物质的成分也产生相应的变化，活性污泥必须适应由这一梯度而产生的负荷变化，因此，曝气池的一部分容积用于混合液的非有效时间。

在推流式曝气池内，污染物质的生化氧化速度是变化的，这种处理工艺能够取得任何予期的净化效果。

在完全混合式曝气池，不存在污染物质浓度的变化梯度，氧化速度在正常情况下是同一而恒定的。

活性污泥法变法中的高负荷工艺流程，其基本特征是与污泥中活性细胞相较，污染物质非常丰富。根据化学反应动力学理论，当参加反应一方占有绝对优势时，反应将按零级反应