

研究报告

简捷硝化-反硝化过程处理焦化废水的研究

耿艳楼

(河北轻化工学院环工系, 石家庄 050018)

钱 易 顾夏声

(清华大学环工系, 北京 100084)

摘要 简捷硝化-反硝化过程处理焦化废水具有去除负荷高、出水浓度低、可节省反硝化碳源等优点。试验表明, 当系统进水 COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 和 TN 浓度分别为 1204.8、274.3 和 443mg/L, 系统总水力停留时间为 26.2h 时, 系统出水 COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 、 $\text{NO}_2^- \text{-N}$ 、 $\text{NO}_3^- \text{-N}$ 和 TN 浓度分别为 36.3、12.1、9.25、2.46 和 44.4mg/L。试验结果还证明本文所采用的系统确实处于简捷硝化-反硝化状态。

关键词 硝化, 反硝化, 焦化废水。

焦化废水中含有大量有机物和氨氮, 且有相当一部分有机物难被生物降解。采用传统生物法处理, 虽然出水中的酚、 BOD_5 等指标基本上能满足排放要求, 但 COD 和 $\text{NH}_3\text{-N}$ 却很难达到排放标准^[1-6]。

尽管近年来新开发的焦化废水处理工艺能够在一定程度上满足处理要求, 但还存在着不少缺点。如水力停留时间长, 需要投加粉末活性碳、混凝剂或补充碳源, 使得处理运行费用增加。

为了提高焦化废水中有机物、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除效率, 本文以内循环式生物反应器作为好氧反应器, 以固定床反应器作为缺氧反应器和厌氧反应器, 进行了简捷硝化-反硝化过程 ($\text{NH}_3 \rightarrow \text{NO}_2^- \rightarrow \text{N}_2$) 处理焦化废水的试验。

1 试验

1.1 设备及工艺流程

试验设备及工艺流程见图 1。

1.2 试验用水

试验所用焦化废水取自石家庄市焦化厂。焦化废水未经蒸气脱氨和溶剂脱酚, 其氨氮浓度为 1750mg/L, COD 浓度为 13000mg/L。由于氨氮和 COD 浓度偏高, 试验过程中进行了不同程度的稀释。另外, 还向其中补充了一定量的磷

源。

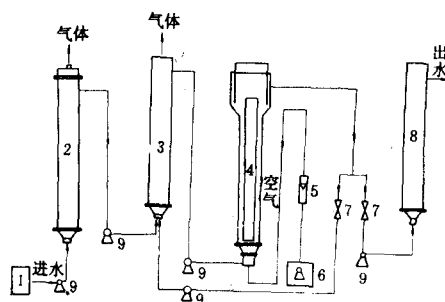


图 1 设备及工艺流程图

1. 配水槽 2. 厌氧反应器 (容积 9L, $\text{HRT}=9\text{h}$) 3. 一级缺氧反应器 (容积 5L, $\text{HRT}=5\text{h}$) 4. 好氧反应器 (容积 7.2L, $\text{HRT}=7.2\text{h}$) 5. 流量计 6. 空压机 7. 阀门 8. 二级缺氧反应器 (容积 5L, $\text{HRT}=5\text{h}$) 9. 泵

1.3 测定项目及方法

COD: 标准重铬酸钾法^[13]

$\text{NH}_3\text{-N}$: 标准滴定法^[13]

$\text{NO}_2^- \text{-N}$: 标准法^[7]

TN: 标准法^[7]

$\text{NO}_3^- \text{-N}$: 一次标准加入法^[8]

亚硝酸菌和硝酸菌: 平板计数^[9]

NO_2^- 反硝化细菌和 NO_3^- 反硝化细菌: 三管法计数^[10]

1992 年 8 月 25 日收到修改稿。

异养菌：平板计数

1.4 试验过程

1.4.1 系统的启动

为了实现简捷硝化-反硝化过程, 在系统启动过程中采取了如下措施:

(1) 在好氧反应器启动阶段, 优先培养出大量亚硝酸细菌.

(2) 在缺氧反应器启动阶段, 优先培养出大量亚硝酸盐还原菌. 在好氧反应器和缺氧反应器启动的同时, 进行厌氧反应器的启动. 待各反

应器培养驯化出各自所要求的菌种后, 将各反应器按图 1 所示连接起来, 进行系统的启动.

各反应器及系统启动的详细过程将另行发表.

1.4.2 系统的运行

在系统运行过程中, 为了保持亚硝酸菌和亚硝酸盐还原菌的优势, 加强了好氧反应器和缺氧反应器之间的回流, 使好氧反应器中形成的亚硝酸快速进入缺氧反应器进行反硝化. 系统运行条件见表 1.

表 1 系统运行条件

反应器	流量 (L/h)	pH	温度 (°C)	气量 (m ³ /h)	DO (mg/L)	HRT ¹⁾ (h)
厌氧反应器	1.0	7.0-9.0	23-27	0	0	9.0
一级缺氧反应器	6.0	7.0-8.5	23-27	0	0	5.0
好氧反应器	6.0	6.5-7.5	23-27	0.1	4.8-8	7.2
二级缺氧反应器	1.0	7.5-8.5	23-27	0	0	5.0

1) HRT 为水力停留时间, 各反应器 HRT 均以进水流量为基础进行计算

2 试验结果及分析

2.1 COD 的去除

表 2 出水 COD 浓度 (mg/L)

反应器	系统进水 COD 浓度 (mg/L)			
	265.5	493.6	746.6	1204.8
厌氧反应器	230.8	449.2	660.1	1104.4
一级缺氧反应器	71.53	106.4	133.6	180.9
好氧反应器	56.16	72.25	77.35	81.28
二级缺氧反应器	23.75	26.88	33.51	36.33
系统总去除率 (%)	91.1	94.6	95.5	97.0

从表 2 可以看出, 随系统进水 COD 浓度的增加, 各反应器出水 COD 浓度均有所增加. 当系统进水 COD 浓度为 1204.8mg/L 时, 系统出水 COD 浓度仅为 36.33mg/L, COD 去除率高达 97%.

各反应器 COD 去除负荷随进水 COD 浓度的变化见图 2. 可以看出, 厌氧反应器和二级缺氧反应器 COD 去除负荷几乎不随进水 COD 浓度变化而变化, 一级缺氧反应器和好氧反应器的

COD 去除负荷则随进水 COD 浓度的增加几乎成直线规律迅速增加. 这说明一级缺氧反应器和好氧反应器在 COD 去除方面起主要作用. 由于控制了较短的厌氧反应时间, 使之主要作用不是去除 COD, 而是改变复杂有机物的结构, 为后续反硝化作用提供高质量碳源, 为有机物的高效好氧处理创造良好条件. 各反应器在去除 COD 方面的作用可从图 3 中更加直观地看出.

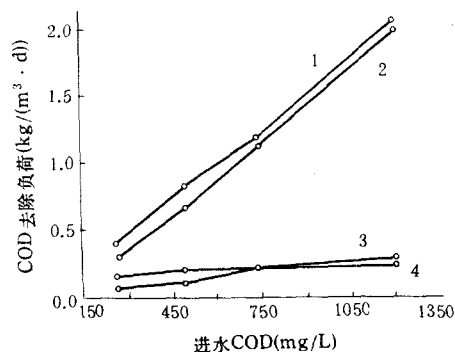


图 2 各反应器 COD 去除负荷与进水 COD 浓度关系曲线
1. 一级缺氧 2. 好氧 3. 厌氧 4. 二级缺氧

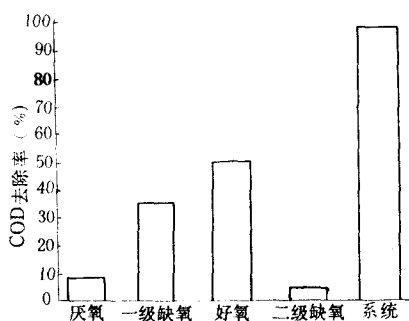


图3 各反应器对进水COD的去除率(系统进水COD浓度1104.4mg/L)

2.2 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除

表3 出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度 (mg/L)

反应器	系统进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度 (mg/L)			
	47.54	89.82	155.4	274.3
厌氧反应器	53.70	98.32	172.5	299.2
一级缺氧反应器	4.06	12.92	36.56	56.58
好氧反应器	0.00	2.99	4.57	5.95
二级缺氧反应器	2.70	5.70	8.70	12.10
系统总去除率 (%)	94.30	93.65	94.40	95.59

从表3可以看出,废水经过厌氧反应器和二级缺氧反应器后, $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度不仅没有降低,反而有所增加,且增加的程度随进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的增加而加强(见图4),这主要是含氮有机化合物在无氧条件下发生氨化作用的结果。进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度增加的同时,进水中含氮有机化合物的浓度也在增加,所以氨化作用随进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的增加而加强。

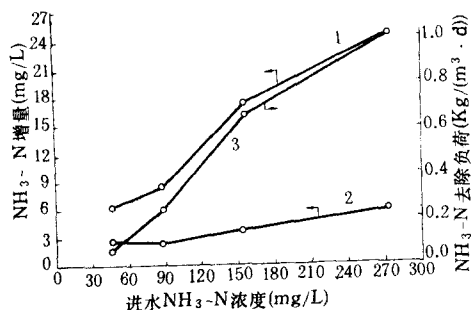


图4 厌氧和缺氧反应器中 $\text{NH}_3\text{-N}$ 增量以及好氧反应器 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除负荷与进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度关系曲线
1. 厌氧 2. 二级缺氧 3. 好氧反应器 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除负荷

$\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除主要是在亚硝酸菌和硝酸菌作用下产生硝化反应的结果,所以 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除几乎完全发生在好氧反应器中。随进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的增加,好氧反应器 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除负荷也增加(图4)。

从表3还可看出,当系统进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度高达274.3mg/L时,系统出水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度只有12.1mg/L, $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除率为95.59%。

2.3 $\text{NO}_2\text{-N}$ 的形成与去除

在简捷硝化-反硝化过程中, $\text{NH}_3\text{-N}$ 的去除主要是亚硝酸菌和 $\text{NO}_2\text{-N}$ 反硝化菌作用的结果。该过程如图5所示。可以看出,简捷硝化-反硝化过程省去了 $\text{NO}_2\text{-N}$ 向 $\text{NO}_3\text{-N}$ 的转化和 $\text{NO}_3\text{-N}$ 再反硝化为 $\text{NO}_2\text{-N}$ 这两个步骤,因而其具有可以缩短反应时间,节省反硝化碳源、减少剩余污泥量等优点。

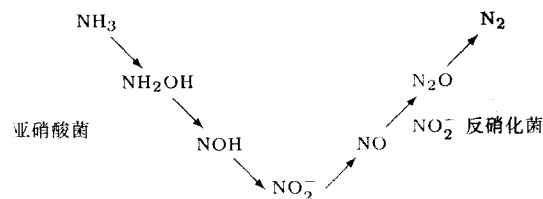


图5 简捷硝化-反硝化过程

试验过程中 $\text{NO}_2\text{-N}$ 的测定结果见表4。

表4中, $\Delta(\text{NO}_2\text{-N})$ 表示好氧反应器出水和进水 ($\text{NO}_2\text{-N}$) 浓度之差, $\Delta(\text{NO}_x\text{-N})$ 表示好氧反应器出水和进水 ($\text{NO}_2\text{-N} + \text{NO}_3\text{-N}$) 浓度之差。 $\Delta(\text{NO}_2\text{-N}) / \Delta(\text{NO}_x\text{-N})$ 比值越大,表示 $\text{NH}_3\text{-N}$ 氧化后形成的 $\text{NO}_2\text{-N}$ 越多,形成的 $\text{NO}_3\text{-N}$ 越少。

从表4可以看出,好氧反应器中去除的 $\text{NH}_3\text{-N}$ 主要形成了 $\text{NO}_2\text{-N}$,在较高进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度下尤其如此,另外还可看出,当进水 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度高达274.3mg/L时,系统出水的 $\text{NO}_2\text{-N}$ 和 $\text{NO}_3\text{-N}$ 分别只有9.25和2.46mg/L,这说明由 $\text{NH}_3\text{-N}$ 转化而来的 $\text{NO}_2\text{-N}$ 和 $\text{NO}_3\text{-N}$ 通过第一级和第二级缺氧反应器的反硝化作用得到了很好地去除。

表 4 出水 NO_2^- -N、 NO_3^- -N 浓度 (mg/L)

反应器		系统进水 NH_3 -N(mg/L)			
		47.34	89.82	155.4	274.3
NO_2^- -N	厌氧反应器	0	0	0	0
	一级缺氧反应器	0.90	2.59	8.00	11.64
	好氧反应器	3.24	11.48	30.09	53.14
	二级缺氧反应器	0.44	0.44	9.53	9.25
NO_3^- -N	厌氧反应器	1.50	2.43	3.25	10.92
	一级缺氧反应器	2.28	4.87	6.58	9.91
	好氧反应器	4.04	6.51	8.18	10.57
	二级缺氧反应器	0.83	1.22	2.04	2.46
$\Delta(\text{NO}_2^- \text{--} \text{N})$					
$\Delta(\text{NO}_x^- \text{--} \text{N})$					
	好氧反应器	0.57	0.84	0.93	0.98

2.4 TN 的去除

随进水 TN 浓度增加, 各反应器出水 TN 浓度均有所增加, 系统 TN 总去除率略有下降(表 5)。这主要是因将有机氮转化为 NH_3 -N 的氨化细菌的增长速度小于进水 TN 浓度增加的速度, 致使增加的有机氮来不及转化便随出水排出, 最终导致出水中 TN 浓度增加, 系统 TN 去除率下降。综合表 3-5 的数据可以得出如下数据:

当进水 TN 浓度为 150.1mg/L(对应于进水 NH_3 -N 浓度为 89.82mg/L) 时, 出水中有机氮占总氮的 31%, 当进水 TN 浓度为 443.0mg/L(对应于进水 NH_3 -N 浓度为 274.3mg/L) 时, 出水中有机氮占总氮的 46%。可见出水 TN 的增加确实主要是有机氮的增加。

表 5 出水 TN 浓度 (mg/L)

反应器	进水 TN(mg/L)		
	150.1	243.3	443.0
厌氧反应器	144.2	236.8	435.8
一级缺氧反应器	38.8	58.6	115.9
好氧反应器	29.0	46.9	96.4
二级缺氧反应器	10.66	18.20	44.39
系统总去除率 (%)	92.9	92.5	90.0

2.5 细菌计数

为了考察系统运行过程中亚硝酸菌、硝酸菌、异养菌等的数量变化, 考察系统是否处于简捷硝化-反硝化状态运行, 以及系统经过较长

时间运行后亚硝酸菌是否仍占优势, 在系统运行开始和结束时进行了细菌计数, 计数结果见表 6。开始时系统进水 COD 和 NH_3 -N 浓度分别为 493.6 和 89.82mg/L, 系统运行 60d 后, 系统进水 COD 和 NH_3 -N 浓度分别为 1204.8 和 274.3mg/L。

表 6 反应器内载体细菌数 (个/ml载体)

菌种	好氧反应器 (开始时)	系统运行 60d 后	
		好氧反应器	一级缺氧反应器
异养菌	3×10^6	1×10^9	
亚硝酸菌	2×10^{10}	7×10^{14}	
硝酸菌	3×10^7	2×10^{10}	
亚硝酸反硝化菌			2×10^8
硝酸反硝化菌			2×10^6

对比两次细菌计数结果不难发现, 随着运行过程的进行, 亚硝酸菌和硝酸菌的数量均有所增加, 不仅增加速度超过了异养菌, 而且两者在数量上也占优势, 相比之下, 亚硝酸菌又占绝对优势, 约为硝酸菌数量的 1 万倍。这说明系统确实处于简捷硝化-反硝化状态运行, 并且经过较长时间运行后, 亚硝酸菌仍为优势。细菌计数结果同时还解释了为什么好氧反应器中 NH_3 -N 的主要氧化产物为 NO_2^- -N。

反硝化菌计数结果表明, 一级缺氧反应器中存在着大量反硝化菌, 且 NO_2^- 反硝化菌数量多于 NO_3^- 反硝化菌, 这解释了为什么由 NH_3 -N 转化而产生的大量 NO_2^- -N 和 NO_3^- -N 能够在缺氧反应器中得到比较彻底的去除。

2.6 焦化废水处理过程比较

简捷硝化-反硝化过程处理焦化废水的情况

同传统硝化-反硝化过程的 COD 等去除情况比较见表 7.

表 7 焦化废水处理效果比较

工 艺	项 目	指 标			
		COD	$\text{NH}_3\text{-N}$	$\text{NO}_3^- \text{-N}$	$\text{NO}_2^- \text{-N}$
硝化-反硝化 ^[11] (厌氧-缺氧-好氧) HRT=38.4h	系统进水 (mg/L)	1245.2	245.8		
	系统出水 (mg/L)	75.5	4.9	185.1	0.14
	系统去除负荷 ($\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{d}$)	0.73	0.15		
硝化 (活性污泥法) HRT=48h	系统进水 (mg/L)	557	100		
	系统出水 (mg/L)	237	0.3	110.8	0.15
	系统去除负荷 ($\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{d}$)	0.16	0.05		
简捷硝化-反硝化 (厌氧-缺氧-好氧) HRT=21.2h	系统进水 (mg/L)	1204.8	274.3		
	系统出水 (mg/L)	36.33	12.1	2.46	9.25
	系统去除负荷 ($\text{kg}/\text{m}^3\cdot\text{d}$)	1.07	0.24		

从表 7 可以看出,简捷硝化-反硝化过程同传统硝化-反硝化过程相比,具有更高的 COD 和 $\text{NH}_3\text{-N}$ 去除负荷,更低的出水 $\text{NO}_3^- \text{-N}$ 浓度,但简捷硝化-反硝化过程出水 $\text{NO}_2^- \text{-N}$ 偏高,这一问题有待于进一步解决,尽管如此,简捷硝化-反硝化过程总的脱氮效果远远优于传统硝化-反硝化过程.

根据厌氧反应器和好氧反应器的出水 COD 和 $\text{NO}_x^- \text{-N}$ 浓度以及好氧反应器和一级缺氧反应器之间的混合液回流流量,可以计算出一级缺氧反应器的进水 COD 和 $\text{NO}_x^- \text{-N}$ 浓度,再结合一级缺氧反应器的出水 COD 和 $\text{NO}_x^- \text{-N}$ 浓度,便可得出一级缺氧反应器进出水的 COD 和 $\text{NO}_x^- \text{-N}$ 浓度差值.如果假设一级缺氧反应器所去除的 COD 完全是反硝化菌作用的结果,那么便可得出一级缺氧反应器反硝化的碳氮比,且该比值为最大值,因为一级缺氧反应器所去除的 COD 不可能完全是反硝化菌作用的结果.这里之所以选择一级缺氧反应器来考察简捷硝化-反硝化过程中反硝化的碳氮比,主要是因为反硝化作用主要发生在一级缺氧反应器中.

根据上述方法可计算出随进水 COD 和 $\text{NH}_3\text{-N}$ 浓度的增加,一级缺氧反应器反硝化的碳氮比介于 2.1—4.4 之间,其平均值为 3.1,该值远小于文献所报道的转化 $1\text{mgNO}_3^- \text{-N}$ 约需要 6.3mg COD 的结论^[11].这说明简捷硝化-反

硝化过程具有可节省反硝化碳源的优点,这一优点恰好弥补了焦化废水反硝化碳源不足的缺点.

3 结 论

(1) 简捷硝化-反硝化过程处理焦化废水是可行的,且具有去除负荷高,节省反硝化碳源、反硝化效果好等优点.

(2) 系统进水 COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 和 TN 浓度分别为 1204.8、274.3 和 443mg/L,系统 HRT 为 26.2h(厌氧 9h,一级缺氧 5h,好氧 7.2h,二级缺氧 5h),好氧反应器和一级缺氧反应器之间的混合液回流比为 5:1 时,系统出水 COD、 $\text{NH}_3\text{-N}$ 和 TN 浓度分别为 36.33、12.1 和 44.39mg/L,出水 $\text{NO}_2^- \text{-N}$ 和 $\text{NO}_3^- \text{-N}$ 浓度分别为 9.25 和 2.46mg/L.

(3) 该试验系统中,厌氧反应器的主要作用不是去除 COD,而是改变复杂物质的结构,为后续反硝化过程提供高质量的碳源,为好氧处理创造良好前提条件.

(4) $\text{NH}_3\text{-N}$ 的氧化主要发生在好氧反应器中,且主要氧化产物为 $\text{NO}_2^- \text{-N}$ (约占被氧化 $\text{NH}_3\text{-N}$ 的 98%).好氧反应器中亚硝酸菌为优势菌,并且亚硝酸菌可以在较长的时间内保持优势.

(5) 系统出水 $\text{NO}_2^- \text{-N}$ 浓度偏高,尚需进一步采取措施加强 $\text{NO}_2^- \text{-N}$ 反硝化.

(下转第 41 页)

林木及绿色植被对气温、地温及空气湿度有明显调节作用。应用插入式地温表和气候温、湿度观测箱,分别在空旷地和林分内定时(每隔 2h 观测一次)观测地温、气温。测定结果表明,夏季阴天林内较空旷地气温降低 2.5—3.6℃,地温降低 3.2—4.8℃;晴天林内较空旷地气温降低 3.8—9.3℃,地温降低 4.4—7.5℃。

4.2.3 林分对粉煤灰中有害物质的吸附能力

由于粉煤灰中含有相当量的汞、氟、铅、铬、镉、砷等多种有害物质,会污染粉煤灰复田的土壤和水体。而生长在粉煤灰复田上的树木的根系可广延深扎到粉煤灰深层 190—220cm 处,在吸收自身所需营养成分的同时,也可吸收一定的有害元素和有害物质。但不同树木种类,不同营养器官对粉煤灰中有害物质的吸收能力各不相同。选择吸附能力强的造林树种,对减少粉煤灰复田中有害物质含量,净化水土,减轻污染可起重要作用。经中国矿业大学、农业部环保监测所等单位对粉煤灰复田林地内的柳树、刺槐、楝树、火炬树等 12 个树种的根、枝、叶样品化验测定,对氟、汞的吸收量(干重含量 mg/kg)如下:

(1) 对氟的吸收量:榆树为 90.26,刺槐为 73.5,柳树 J-194 为 49.6,楝树为 33.37,火炬树为 24.42。

(2) 对汞的吸收量:柳树 J-172 为 2.03,火炬树为 0.97,榆树为 0.86,旱柳为 0.78。

测定结果表明,树木的不同营养器官对粉煤灰中有害物质的吸收量有所不同。柳树根、枝、叶,对粉煤灰中氟的吸收量分别为 49.6、10.30 和 32.81(mg/kg),即树木不同营养器官对粉煤灰中氟的吸收量顺序为:根系 > 叶片 > 侧枝。根据

柳树、刺槐不同树木的生物量,可推算出四年生每公顷柳树、刺槐幼林对粉煤灰中氟、铅、汞有害物质的吸收总量为 1.40kg、2.70kg。

4.3 社会效益

利用煤矿塌陷区粉煤灰复田栽花种草、植树造林,建立复层营林生态环境体系,对提高森林覆盖率、扩大森林资源、绿化美化环境、保护自然界生态平衡,有着重大社会效益。此外,可根据煤矿塌陷区自然生态条件,因地制宜,合理规划设计,建立以森林植物造景为主,园林建筑小品为衬托的煤矿塌陷区森林公园,改善和恢复塌陷了的矿区面貌。

5 结论

(1) 利用煤矿塌陷区粉煤灰复田建立复层营林生态环境体系,是一项综合开发性工作,对恢复国土,利用煤矿塌陷区和电厂粉煤灰废弃资源,整治煤矿塌陷区面貌,改善生态环境条件,开创了新途径。

(2) 煤矿塌陷区粉煤灰复田营林试验的成功,不仅可提供木材原料和林副产品,获直接经济效益,还可发挥森林的防风滞尘、调节气候及对粉煤灰中有害物质吸收能力等多功能效益作用,可减轻和防止粉煤灰二次污染。

参 考 文 献

- 1 Lee C K J. *The Commuueal Forestry Review*. 1986,65(202):23
- 2 淮北矿务局史志办公室编. 淮北矿务局志. 北京:工人出版社, 1988:13—111
- 3 涂忠虞等. 润叶树遗传改良. 北京:科技出版社, 1991:142—276
- 4 吕梁. 水利电力科技. 1983,(3):6
- 5 秦晋蜀. 煤炭环境保护. 1990,(1):46
- 6 曲格平. 环境科学基础知识. 北京:中国环境出版社, 1984:45—216
- 6 Luthy G. J. *WPCF*. 1981, 53(3):312
- 7 国家环保局. 水和废水监测分析法. 第三版北京:中国环境科学出版社, 1989:254
- 8 谢声洛. 离子选择电极分析技术. 北京:人民教育出版社, 1985:252—284
- 9 陈绍铭. 水生微生物学试验法, 上册, 北京:海洋出版社, 1985, 53—58
- 10 赵宇华等. 中国沼气. 1987, 5(2):6
- 11 章非娟等. 中国给水排水. 1989, 5(2):8
- 1 Richard W et al. *Wat. Res.*, 1984, 18(7):71
- 2 Luthy G. *Wat. Res.* 1984, 18(7):125
- 3 Catchpode J K et al. *Wat. Res.* 1972, 6(9):251
- 4 王克正. 化工环保. 1987, 7(2):85
- 5 徐根良等. 环境污染与防治. 1990, 12(4):16

(上接第 6 页)

参 考 文 献

Study on a Shortened Nitrification-Denitrification System for the Treatment of Coke-Plant Wastewater. Geng Yanlou et al. (Department of Environmental Engineering, Hebei Institute of Chemical Engineering and Light Industry, Shijiazhuang 050018): *Chin. J. Environ. Sci.*, 14 (3) 1993, pp.2-6

A shortened nitrification-denitrification system has been found to have the advantages such as high removal of loading, low COD and $\text{NH}_3\text{-N}$ concentrations in effluent and less requirement for carbon in denitrification. When the influent COD, $\text{NH}_3\text{-N}$ and TN concentrations are 1204.8, 274.3 and 443mg/L, respectively (HRT=26.2h), the effluent COD, $\text{NH}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ and TN are 36.3, 12.1, 9.25, 2.46 and 44.4mg/L, respectively. It was also showed in this paper that the system used in this study indeed followed a shortened nitrification-denitrification pathway.

Key words: nitrification, denitrification, coke-plant wastewater.

Study on the Biological Treatment of Organic Wastewater Containing Citric Acid. Rao Handong et al. (Institute of Environmental Protection, North Institute of Design and Research, Ministry of Machinery and Electronics Industry, Shi jiazhuang, 050021): *Chin. J. Environ. Sci.*, 14(3), 1993, pp. 7-12

A stream of wastewater from citric acid production process was treated by using a biological process of the following steps: wastewater from citric acid neutralization→cultivating feed yeast→solubles tank→photosynthetic bacteria(PSB) tank→activated sludge tank. The results from the treatment experiments show that the process is technically feasible. The overall removal of COD_{Cr} and BODs from raw wastewater was as high as more than 98%, and their levels in effluent are in compliance with the national standards for wastewater dis-

charge under GB8978-88. The yield of dry yeast from the treatment process is 1.0 — 1.2%, with a protein content of 46.58%. COD_{Cr} load of 6kg/($\text{m}^3\cdot\text{d}$) can be treated. The rate of TVA utilized exceeds 95%. The mixed PSB species have been also screened, which have higher ability of assimilating an organic wastewater of high concentration.

Key words: fermentation wastewater, citric acid, photosynthetic bacterium, single cell protein, biological treatment.

Mathematical Model for Desilicating from Straw Pulp Black Liquor. Zeng Xiangqin et al. (Department of Chemical Engineering, Gui zhou Institute of Technology, Gui yang 550003): *Chin. J. Environ. Sci.*, 14(3), 1993, pp. 13-16

Straw pulp black liquor contains a great amount of silicon. Close attention has been paid at home and abroad to the development of desilicating method. With SCA-1 flocculent solution as desilicating agent, the experiment was based on a three-factor, quadratic regression orthogonality design. First taking the solution of sodium silicate as model, then studying quantitatively the relationship between the desilicating rate and the silicon content of the solution, the pH value and the adding amount of flocculent SCA-1, we come to the regression equation(1), which is tested and verified by the reuse of the model black liquor and the straw pulp black liquor, thus the regression equation (2) is obtained that fairly fits the result of the experiment and can be used as the instruction of the desilicating technology of the straw pulp black liquor.

Key words: straw pulp black liquor, silicon, mathematical model.

Identification of the Double Directions Control Model for Environmental-Economic System. Tang Bingyong (Institute of