

内循环三相厌氧生物流化床降解 精对苯二甲酸废水的研究

臧传利¹, 王进明¹, 陈英文¹, 祝社民², 沈树宝¹

(1. 南京工业大学国家生化工程技术研究中心, 江苏 南京 210009;

2. 南京工业大学材料科学与工程学院, 江苏 南京 210009)

摘要:以火山岩为载体, 制作了内循环式厌氧生物流化床, 通过好氧预挂膜、快速排泥、逐步提高负荷法启动, 启动时间约 47 d。运行稳定后, 当精对苯二甲酸(PTA)废水的 COD 为 (4 752.3 ± 41.2) mg/L 时, 在水力停留时间(HRT)为 (17.3 ± 1.2) h、有机负荷(OLR)为 6.5 kg COD/(m³·d) 条件下, COD 去除率达 (64.0 ± 4.4)% , 对苯二甲酸(TA)去除率达 (65.1 ± 1.3)% , 生物膜量达 (13.3 ± 0.2) mgVSS/g 载体。对载体进行扫描电镜分析(SEM)得知, 载体内为封闭孔, 厌氧生物主要生长于载体表面孔内。观测产量为 Y_{obs} 0.057 gVSS/g COD, 载体生物基质利用速率为 0.83 g COD/(gVSSd)。

关键词:厌氧流化床; 精对苯二甲酸; 火山岩; SEM; 水力停留时间

中图分类号: X703.1

文献标识码: A

文章编号: 0253-4320(2011)06-0074-04

Degradation of PTA wastewater in a internal loop three phase anaerobic fluidized bed reactor

ZANG Chuan-li¹, WANG Jin-ming¹, CHEN Ying-wen¹, ZHU She-min², SHEN Shu-bao¹

(1. National Biochemical Engineering Technique Research Center, Nanjing University of Technology, Nanjing 210009, China; 2. College of Material Science and Engineering, Nanjing University of Technology, Nanjing 210009, China)

Abstract: Using lava rock as carrier, the anaerobic bi-oreactor is set up with the method of aerobic pre-coating treatment of carrier and rapid clean up of sludge. The start-up phase is 47 days. In the operation period, when the COD of PTA wastewater is (4 752.3 ± 41.2) mg/L, the HRT of the AFBR is (17.3 ± 1.2) hours and the organic loading rate (OLR) is 6.5 kgCOD/(m³·d), the COD removal rate and TA removal rate are (64.0 ± 4.4)% and (65.1 ± 1.3)% , respectively. The biomass on the carrier is (13.3 ± 0.2) mg VSS/g carrier. Analysed by scanning electron microscope (SEM), the interior pores of the lava rock is hermetic and the anaerobes is mainly grown in the pores of exterior surface. The observed sludge yield (Y_{obs}) is 0.057 g VSS/g removal COD and the carrier substrate utilization is 0.83 g removal COD/(g VSSd).

Key words: AFBR; PTA; lava rock; SEM; HRT

精对苯二甲酸(PTA)是重要的化工原料, 每生产 1 t PTA 要产生 3 ~ 10 m³ 废水, 该废水具有 COD 浓度高、水量大、难降解物质多、易对生化处理系统造成冲击等特点^[1]。厌氧生物技术以其诸多优点而被广泛应用于各种废水的处理^[2-4], 但现有 PTA 废水厌氧生物处理技术, 如升流式厌氧污泥床(UASB)、厌氧滤池(AF), 存在效率低、高水力负荷率条件下生物量容易损失等缺点^[5-6]。厌氧生物流化床(AFB)技术以小而多孔的颗粒为载体将微生物固定在其表面, 并通过一定的三相分离器对悬浮生物及气、液、固进行分离, 具有占地面积小、反应器内生物浓度高、水力停留时间(HRT)短等优点而日益受到人们重视^[7-9]。

本试验以火山岩为载体, 利用内循环式厌氧生物流化床, 通过好氧预挂膜方式对高浓度 PTA 废水进行降解研究。

1 材料与方法

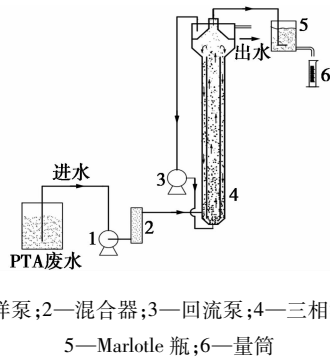
1.1 试验装置

试验所用内循环流化床外套筒内径 70 mm, 高 770 mm, 内套筒内径 34 mm, 高 710 mm, 流化床顶部高 170 mm 内置三相分离器。为使载体流化, 内套筒安装时高于外套筒底部 20 mm, 流化床流化有效体积约为 2.8 L, 总体积 5.5 L。以火山岩为载体, 粒径 0.25 ~ 0.80 mm, 密度 2.64 × 10³ kg/m³, 反应器启动时投加量为 1.0 kg, 装置如图 1 所示。

收稿日期: 2011-01-21; 修回日期: 2011-02-20

基金项目: 国家“863”计划项目(2009AA05Z313); 国家自然科学基金项目(50872052); 国家水专项(2008ZX07101-003); 江苏省环保厅项目(2009002); 江苏省科技厅资助项目(BE2010196)

作者简介: 臧传利(1984-), 男, 硕士生, 从事工业废水水处理研究; 沈树宝(1957-), 男, 博士, 教授, 博士生导师, 研究方向为工业水污染控制、酶工程、环境工程、环境电化学等, 通讯联系人, 025-83587349, zsbshen@126.com。



1—进样泵;2—混合器;3—回流泵;4—三相流化床;
5—Marlotte 瓶;6—量筒

图1 厌氧流化床装置示意图

1.2 试验方法

PTA 生产废水来自扬子石化有限公司水厂净二车间厌氧滤池 (AF) 进水 (高温 $55 \sim 60^\circ\text{C}$, HRT $50 \sim 63$ h, COD 去除率 $65\% \sim 70\%$)。其水质如下: COD $4\,500 \sim 6\,800$ mg/L, 对苯二甲酸 (TA) 质量浓度 $1\,700 \sim 2\,200$ mg/L, pH $3 \sim 5$, 挥发性悬浮固体 (VSS) 质量浓度 $70 \sim 130$ mg/L。

流化床进水: 进水为经自然沉解后澄清废水, pH $6.5 \sim 7.0$, COD: N: P = $200: 5: 1$, 酵母膏 0.3 g/L (运行稳定后停加), $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 0.15 g/L, $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ 0.1 g/L, $\text{CoCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 0.13 g/L, $\text{Ni}(\text{NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 0.02 g/L, $\text{MnCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ 0.5 g/L。

研究表明, $100 \sim 200$ mg/L Ca^{2+} 可增加细胞膜通透性, 利于多糖释出和生物固定化, 但 Ca^{2+} 加量过多易在反应器内沉淀形成结垢^[10], 故本实验在启动初期 Ca^{2+} 加入量为 200 mg/L, 当 COD 提高至 $2\,500$ mg/L 时 Ca^{2+} 加入量为 100 mg/L, 运行稳定后 Ca^{2+} 加入量为 50 mg/L。

启动阶段: 研究表明, 由于厌氧生物特别是甲烷菌增殖缓慢, 直接接种厌氧污泥厌氧反应器通常需要 $2 \sim 6$ 个月才能启动, 而通过好氧预挂膜方式启动可缩短启动时间^[11-13]。本实验在中温 $33 \sim 35^\circ\text{C}$ 条件下, 由好氧培养 10 d 后 (空气 80 L/h, 溶解氧 (DO) $2.2 \sim 3.5$ mg/L, 进水 COD $2\,000$ mg/L), 接种 VSS 13.3 g/L 上述 AF 厌氧污泥 1.5 L, 闷罐 24 h 后, 逐步提高进水负荷。启动时 COD 为 $1\,000$ mg/L, $5 \sim 7$ d 后提高进水 COD, 每次增加 500 mg/L, 直至 COD 为 $4\,500$ mg/L。

运行阶段: 进水 COD 提高至 $5\,000$ mg/L 后运行一段时间待去除效果稳定后, 以逐渐提高进水流速方式增加负荷, 减少 HRT 以提高处理效率。

1.3 分析方法

COD: 标准重铬酸钾法; TOC: 岛津 TOC-V CSN 仪器测定; VSS: 标准称重法; 苯甲酸 (TA) 含量测

定: UV-Vis^[14]; 生物膜量采用 550°C 、 15 min 焙烧法^[15]; 载体表面观察: 运行稳定后, 取适量载体用去离子水冲洗数次, 后用戊二醛固定扫描电镜 (SEM) 分析^[16]。

2 结果与讨论

2.1 不同阶段运行情况

启动阶段 47 d, 反应器出水从 VSS 3.2 g/L 逐渐降至 0.13 g/L, COD 去除效果逐渐升高并稳定在 75% 左右。启动完成后, 提高进水 COD 为 $5\,000$ mg/L, 运行稳定后, 逐步提高进水流速, 使 HRT 保持在 20 h 左右, 各个阶段运行效果如下:

阶段 I ($1 \sim 46$ d): 启动阶段。启动初期, 接种的污泥在流化床多以悬浮污泥存在, HRT 在 $40 \sim 45$ h, COD 去除效果较差; 随着厌氧生物在载体上附着, 剩余污泥逐渐排出, PTA 降解效果逐渐变好。值得注意的是, 启动第 29 、 34 d, 出水 VSS 分别为 0.16 、 0.10 g/L, HRT 为 $30 \sim 38$ h, 此后反应器内溶液澄清, 表明厌氧生物已经逐渐在载体上挂膜成功, 可以推断对 PTA 废水降解主要由载体上的厌氧生物起作用。 $36 \sim 47$ d 进水 COD $4\,000$ mg/L, COD、总碳浓度 (TOC)、TA 去除率均维持在 75% 左右。

阶段 II ($47 \sim 60$ d): 运行稳定阶段。此阶段, 进水 COD 逐步从 $4\,000$ mg/L 提高到约 $5\,000$ mg/L, 有机负荷 (OLR) 约 3.3 kg COD/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$), 在 HRT $30 \sim 35$ h 条件下, COD 去除率仍能保持 75% 左右。因试验操作失误, 第 50 、 51 d 进水 COD 分别为 $5\,743$ 、 $5\,632.2$ mg/L, OLR 4.37 kg COD/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$), 负荷冲击致使部分厌氧生物脱落, 流化床内溶液逐渐变黑, 出水中 VSS 增高至 0.81 g/L, 但恢复进水 $3 \sim 5$ d 后, 出水中 VSS 逐渐降至 0.11 g/L 左右, COD 去除率仍可达到 75% 左右。故可认为, 稳定运行后该厌氧流化床可以耐受一定的负荷冲击。

阶段 III ($60 \sim 90$ d): HRT 优化阶段。研究表明流化床有相对较高的处理效率, 为此进行 HRT 优化、提高处理效率研究。为减少负荷冲击, 降低进水 COD 使得 OLR 与阶段 II 一致, 运行 $3 \sim 5$ d 后逐渐提高 OLR, 第 74 d 进水 COD 提高至 $5\,000$ mg/L, OLR 达到 6.5 kg COD/($\text{m}^3 \cdot \text{d}$), HRT 仅为 $17 \sim 20$ h, COD、TOC、TA 去除率达到 $62\% \sim 67\%$ 。此阶段研究表明, 在较短的 HRT 时间下及高的 OLR 条件下, 该内循环式厌氧流化床对 PTA 废水仍有较高的处理效率。

2.2 载体 SEM 分析

通过扫描电镜对挂膜前后的载体分析表明,火山岩载体表面粗糙,含孔较少,如图 2(a)。好氧预挂膜后生物主要生长于载体表面的孔内,但表面仍有部分好氧生物附着,如图 2(b)。厌氧生物生长缓慢,在高的水力剪切下,载体表面附着的少量好氧生物在水力冲击的作用下逐渐被剥离,载体粗糙表面逐渐光滑,厌氧微生物主要生长于载体孔内,如图 2(c)。

载体上未观察到某单一菌种为优势的菌群,生物膜菌群主要由甲烷杆菌、甲烷丝状菌、甲烷八叠球菌构成,见图 2(d)、图 2(e)。由于厌氧生物为高度集群的生物种群,在流化床中,甲烷丝状菌、甲烷杆菌、甲烷八叠球菌构成致密的菌群可能减少高紊流及水力剪切所造成的冲击,使生物量流失减少,继而保持较高的生物活性。图 2(f) 为火山岩载体内部剖面扫描电镜图,结果表明火山岩载体内部多为封闭孔,微生物无法生长。

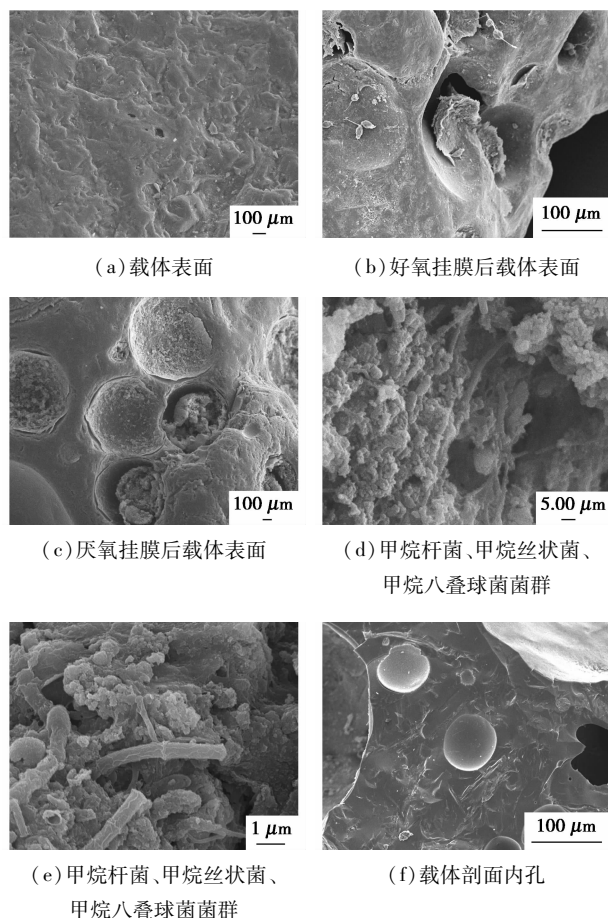


图 2 载体 SEM 图

有报道指出,因高紊流和高剪力区的存在,厌氧生物通常几周或几个月才会形成的生物膜表面将会

受到破坏,从而使得光滑载体表面很难形成生物膜,加上过高的有机负荷冲击,使得反应器内生物总量较低,继而影响运行效果^[17]。粗糙载体可以减少厌氧流化床启动时间^[16,18],但也有学者研究表明,多孔的载体基质利用率并不高,如硅藻土其生物量高出砂粒 4~8 倍,但利用率仅为 0.5 gCOD/(gVSS·d),而光滑砂粒则为 2.25 gCOD/(gVSS·d)^[17]。

2.3 厌氧流化床效能评价

本文以 74~90 d 所记录的 COD 数据、TA 数据、进水流速、VSS 及产气量计算了反应器的生物观测产量、基质利用率、COD 流向、CH₄ 理论产量,对此反应器进行了效能评价(数据见表 1)。

观测产量 Y_{obs} 是以基质去除与相关的固体产量测定值为基础^[19],反映出水 VSS 与 COD 去除量的关系。其中出水中 VSS 量视为观测生物产量(Y_{obs})为每克 VSS 去除 COD 的克数。

基质利用率 Y_{us} 为反应器中总生物量每天基质利用效率,生物量以 VSS 表示, Y_{us} 为每克 VSS 每天去除 COD 量。考虑载体磨损 10% 及载体所占的体积 0.5 L,其中 $MLVSS = MLVSS_{eff} \times 5 L + MLVSS_{air} 1 kg \times 0.9$ 。

表 1 厌氧流化床运行稳定后参数

参数	各项值
进水 COD _{in} /mg·L ⁻¹	4752.3 ± 41.2
出水 COD _{eff} /mg·L ⁻¹	1710.9 ± 27.3
COD 去除率/%	64.0 ± 4.4
进水 TA 质量浓度/mg·L ⁻¹	1240.7 ± 16.5
出水 TA 质量浓度/mg·L ⁻¹	433.3 ± 7.3
TA 去除率/%	65.1 ± 1.3
HRT/h	17.3 ± 1.2
出水 VSS/mg·L ⁻¹	175.3 ± 59.7
OLR/kgCOD·(m ³ d) ⁻¹	6.5 ± 0.3
载体生物量/mgVSS·g ⁻¹ 载体	13.3 ± 0.2
气体产量/L·d ⁻¹	5.6 ± 0.3
CH ₄ 产量/L·d ⁻¹	3.38 ± 0.18
观测产量 Y_{obs} /gVSS·g ⁻¹ COD	0.057
载体生物基质利用速率 Y_{us} /COD·(gVSS·d) ⁻¹	0.83

注:气相色谱法测得甲烷体积分数为 60.5%。

表 1 中,观测产量 Y_{obs} 是以基质去除与相关的固体产量测定值为基础的,定义为生物的生产量与基质的消耗量比值(g 生物体/g 基质)^[19]:

生物体产量 $Y_{obs} = g$ 生物体生产量 / g 基质利用量(消耗量) (1)

进水中 VSS 极低,出水 VSS 比较稳定,视出水中 VSS 为生物体的生产量。

基质利用速率 Y_{us} 是微生物体对基质利用速率或降解速率,可按下式计算:

$$\text{基质利用速率 } Y_{us} = (g \text{ 基质消耗量} / d) / g \text{ 生物体量} \quad (2)$$

其中,生物量以 VSS 表示,考虑载体磨损 10% 及载体所占的体积 0.5 L,则总 $VSS = VSS_{eff} \times 5 \text{ L} + VSS_{att} \times 1 \text{ kg} \times 0.9$,基质比利用速率 Y_{us} 0.89 g 去除 $COD / (gVSS \cdot d)$,总 VSS 中载体上生物量 VSS_{att} 为 93.1%,载体生物基质比利用速率为 0.83 g 去除 $COD / (gVSS \cdot d)$ 。

COD 物料平衡计算如表 2 所示。表中数据基于 PTA 进水 COD_{in} 经处理后主要由 3 部分组成:出水 COD_{eff} ,转化为细胞组织的 COD_{VSS} ,转化为 CH_4 的 COD_{CH_4} [19]。

$$COD_{in} = COD_{eff} + COD_{VSS} + COD_{CH_4} \quad (3)$$

式中, $COD_{VSS} =$ 厌氧生物 COD 当量 \times 厌氧细胞合成产量系数 \times COD 去除量。

其中,厌氧生物 COD 当量为 1.42 $gCOD/gVSS$ [19],细胞合成产量系数 $Y = 0.04 \text{ } gVSS/COD$ [19],由 $V = nRT/p(25^\circ C)$ 得 CH_4 24.46 L/mol,可得 CH_4 的 COD 当量为 0.38 $LCH_4/gCOD$ 。

计算得 CH_4 理论产量为 4.3 L/d,而实际测得 CH_4 产量仅为 3.38 L/d,而厌氧过程中产生的 CO_2 含量一般也较高,推测部分 COD 被厌氧菌以能量代谢方式利用,以 CO_2 形式排出。

由表 1、表 2 知,该反应器内 PTA 废水中碳有机物的碳大部分被转变为具有高能源利用价值的 CH_4 ,此外,对 PTA 废水的降解,载体上微生物起主要作用,载体生物基质利用率 Y_{us} 为 0.83 $g \text{ COD} / (gVSS \cdot d)$,低于前文所述光滑砂粒载体,但高于生物负载量相对较高的多孔载体硅藻土,故该厌氧流化床反应器内相对生物活性较高。

表 2 COD 平衡分析 g/d

COD 流向	COD_{in}	COD_{eff}	COD_{VSS}	COD_{CH_4}
COD	17.8	6.4	0.2	11.2

3 结论

本文通过好氧预挂膜、快速排泥、逐步提高负荷的方式启动内循环厌氧生物流化床,测定其甲烷产

率,并通过 SEM 分析了其载体上微生物生长情况。研究表明,该技术对 PTA 生产废水具有较好处理效果,结论如下:

(1)好氧预挂膜、快速排泥、逐步提高负荷的启动方式可以缩短厌氧流化床启动时间,实验所用厌氧流化床启动时间仅为 40 d。

(2)该内循环式厌氧流化床具有较高的处理效率,当水中 PTA 废水 COD 为 $(4752.3 \pm 41.2) \text{ mg/L}$ 时,在 HRT $(17.3 \pm 1.2) \text{ h}$ 、有机负荷 OLR 6.5 $\text{kgCOD} / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$ 条件下,COD 去除率达 $(64.0 \pm 4.4) \%$,TA 去除率达 $(65.1 \pm 1.3) \%$ 。

(3)对载体上生物量进行分析表明,该流化床内生物活性较高,观测产量 Y_{obs} 为 0.057 $gVSS/gCOD$,载体上负载的生物膜量 $(13.3 \pm 0.2) \text{ mgVSS/g}$,载体基质利用率为 0.83 $g \text{ COD} / (gVSSd)$ 。

(4)对载体进行 SEM 分析得知,厌氧生物主要生长于载体表面孔内,故制备表面多孔的载体可能有利于厌氧生物负载,进而增加反应器内生物量,提高处理废水降解效果。

参考文献

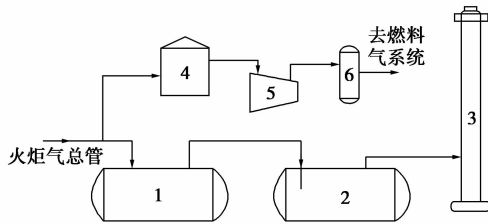
- [1] Joung J, Lee H, Choi H, et al. Influences of organic loading disturbances on the performance of anaerobic filter process to treat purified terephthalic acid wastewater [J]. *Bioresource Technology*, 2009, 100(8): 2457 - 2461.
- [2] Chan Y J, Chong M F, Law C L, et al. A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater [J]. *Chemical Engineering Journal*, 2009, 155(1/2): 1 - 18.
- [3] Tang Y-Q, Fujimura Y, Shigematsu T, et al. Anaerobic treatment performance and microbial population of thermophilic upflow anaerobic filter reactor treating awamori distillery wastewater [J]. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 2007, 104(4): 281 - 287.
- [4] Ye F. Advanced start-up of anaerobic attached film expanded bed reactor by pre-aeration of biofilm carrier [J]. *Bioresource Technology*, 2005, 96(1): 115 - 119.
- [5] Encina PAG, Hidalgo MD. Influence of substrate feed patterns on biofilm development in anaerobic fluidized bed reactors (AFBR) [J]. *Process Biochemistry*, 2005, 40(7): 2509 - 2516.
- [6] 王世明, 崔中利, 李顺鹏, 等. UASB 反应器处理 PTA 废水的研究 [J]. *环境污染与防治*, 2003, 25(4): 237 - 239.
- [7] 韦艳. AF 厌氧反应器处理 PTA 废水的应用与研究 [J]. *中国科技博览*, 2008, (18): 190 - 191.
- [8] Sowmeyan R, Swaminathan G. Performance of inverse anaerobic fluidized bed reactor for treating high strength organic wastewater during start-up phase [J]. *Bioresource Technology*, 2008, 99(14): 6280 - 6284.

(下转第 79 页)

课题,先期已有文献提出这样的概念^[3],但对这方面更深入的分析报道并不多,工业应用也比较少。

2 火炬气回收流程

火炬系统包括火炬放空系统和火炬气回收系统,火炬放空系统主要由火炬管网、分液罐、水封罐、火炬及自动点火系统组成;火炬气回收系统主要由气柜、压缩机系统和缓冲罐组成。典型的工艺流程图如图1所示。



1—分液罐;2—水封罐;3—火炬;4—气柜;5—压缩机系统;
6—缓冲罐

图1 火炬气回收系统典型流程图

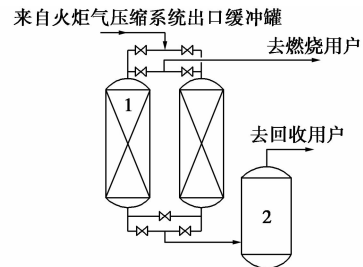
事故状态及非正常工况下排放的火炬气送至火炬系统后,进入分液罐分离携带的液体,随后突破水封,通过火炬筒体在火炬头处放空燃烧。正常排放的火炬气,由于压力低,不能将水封顶开,将进入火炬回收系统,首先进入气柜,缓冲后进入压缩机系统,压缩至一定的压力进入缓冲罐,然后送至全厂燃料气用户进行利用。

3 变压吸附预分离流程

3.1 流程介绍

将变压吸附单元引入到火炬气回收系统中,对

回收的火炬气进行预分离。其进料为图1所示的缓冲罐6的出料。图2为变压吸附预分离流程,将其与火炬气回收系统典型流程(图1)连接起来,组成一完整的含变压吸附的火炬气回收系统流程。



1—变压吸附单元;2—缓冲罐

图2 变压吸附预分离流程

变压吸附预分离单元是流程的重点,主要目的是脱除大部分的氮气组分。因为火炬气大部分来自火炬管网的连续吹扫,其中氮气的含量较高,无论是作为燃料或原料使用,都必须将氮气含量降至一定的浓度,因为前者对于燃料的热值有一定的规格要求,而后者则会因氮气混入到氢气或甲烷中,影响这些产品的品质,并增加深冷单元的能耗。因此,必须设置预分离单元,先脱除火炬气中的大部分氮。

变压吸附预分离单元流出有两股,该股1主要组分是氮气,并含少量氢气和甲烷等,该股如再分离提纯成本高,可直接去往燃烧用户或作为火炬筒体或分子封的连续吹扫气。该股2主要组分为 C_2 、 C_3 等组分及少量氮气(火炬气组分中如有 H_2S 、 CO_2 等酸性气体,则也在该股中)。该股2去回收用户,以进一步分离提纯有价值组分。预分离单元可以用变压吸附、膜分离等单元,但考虑投资成本、

(上接第77页)

- [9] Escudí R, Cresson R, Delgenès J-P, et al. Control of start-up and operation of anaerobic biofilm reactors; An overview of 15 years of research[J]. Water Research, 2011, 45(1): 1-10.
- [10] Reynolds PJ, Colleran E. Comparison of start up and operation of anaerobic fixed bed and hybrid sludge bed/fixed bed reactors treating whey waste water[C]. Amsterdam; In EWPCA Conference, 1986: 15-19.
- [11] 叶芬霞,徐向阳,俞秀娥,等.载体好氧预挂膜处理对厌氧消化反应器启动的影响[J].环境科学与技术,2001,24(1):24-28.
- [12] Heijnen JJ, Mulder A, Enger W, et al. Review on the application of anaerobic fluidized bed reactors in waste-water treatment[J]. The Chemical Engineering Journal, 1989, 41(3): 37-50.
- [13] 何强,龙腾锐,林刚,等.预挂膜加速厌氧生物膜反应器启动的试验研究[J].给水排水,2001,27(5):27-29.
- [14] 何星海,张惠祥,马世豪,等.对苯二甲酸(PTA)生物可降解性的研究[J].环境科学,1992,13(3):18-24.
- [15] 刘雨,赵庆良,郑兴灿,等.生物膜法污水处理技术[M].北京:中国建筑工业出版社,2000:100.
- [16] Hidalgo M D, Garcia-Encina P A. Biofilm development and bed segregation in a methanogenic fluidized bed reactor[J]. Water Research, 2002, 36(12): 3083-3091.
- [17] 斯皮思 R E. 工业废水的厌氧生物技术[M]. 李亚新,译.北京:中国建筑工业出版社,2001:142.
- [18] Gjaltema A, Van der Mare N, Van Loopdrecht M CM, et al. Adhesion and biofilm development on suspended carriers in air lift reactors; Hydrodynamic conditions versus surface characteristics[J]. Biotechnol Bioeng, 1997, 55(6): 880-899.
- [19] 梅特卡夫和埃迪公司. 废水工程: 处理及回用[M]. 秦裕行, 史忠义, 杨文良, 等译. 北京: 化学工业出版社, 2004: 461-462. ■