

基于 Aspen Plus 的高氨氮垃圾渗滤液 汽提处理工艺模拟

马楠柯, 刘志洋, 杨纯*

(湖南工业大学生命科学与化学学院, 生物医用纳米材料与器件湖南省重点实验室, 湖南 株洲 412007)

摘要:采用 Aspen Plus 软件对高氨氮垃圾渗滤液(30 000 L/h, 8 000 mg/L NH_4^+)的汽提工艺流程进行模拟, 探究了理论板数、回流比、蒸汽流量及碱液用量对垃圾渗滤液的处理效果和氨氮脱除率的影响规律。根据垃圾渗滤液的处理指标和衡量投资操作费用, 对上述操作参数进行优化。结果表明, 在优化操作参数下, 汽提塔塔顶 NH_3 流量为 219.31 kg/h; 塔底出料废液的 pH 为 7.562, 氨氮脱除率达 96.3%。此研究结果为实际工业处理高氨氮垃圾渗滤液提供了参考。

关键词:垃圾渗滤液; Aspen Plus; 模拟; 汽提; 氨氮脱除

中图分类号: TQ02

文献标志码: A

文章编号: 0253-4320(2022)10-0217-06

DOI: 10.16606/j.cnki.issn0253-4320.2022.10.042

Simulation of stripping process for high-concentration ammoniacal nitrogen landfill leachate based on Aspen Plus software

MA Nan-ke, LIU Zhi-yang, YANG Chun*

(Hunan Provincial Key Laboratory of Biomedical Nanomaterials and Devices, College of Life Sciences and Chemistry, Hunan University of Technology, Zhuzhou 412007, China)

Abstract: Aspen Plus software is used to simulate the stripping process for landfill leachate with high-concentration of ammoniacal nitrogen (30 000 L·h⁻¹, and 8 000 mg·L⁻¹). The influences of the number of theoretical plate, reflux ratio, steam flow and alkali dosage on the treatment effect of landfill leachate and the removal of ammoniacal nitrogen are explored. According to the treatment index of landfill leachate and the cost of investment and operation, these operation parameters are optimized. The results show that under the optimized operation parameters, the flow of NH_3 at the top of stripper tower is 219.31 kg·h⁻¹, the pH of discharge liquid at the bottom of stripper tower is 7.562, and the removal of ammoniacal nitrogen is 96.3%. The results provide a reference for the practical industrial treatment of waste leachate containing high concentration of ammoniacal nitrogen.

Key words: landfill leachate; Aspen Plus; simulation; stripping; removal of ammoniacal nitrogen

随着生态文明理念的不断深入以及对“无废”城市的建设需要, 对生活垃圾的减量化与资源化处理迫在眉睫^[1]。目前, 我国的垃圾处理方式主要以卫生填埋为主, 不可避免地导致垃圾渗滤液的产生。以合肥某垃圾填埋厂为例^[2], 设计填埋量为 1 200 t/d, 垃圾渗滤液的设计处理规模高达 600 t/d。垃圾渗滤液中含大量重金属离子与有机物, 成分和质量随填埋时间会发生很大变化^[3]。由于有机污染物种类多, 难以通过物理化学方法去除, 因此需要加入生物处理工序。然而垃圾渗滤液中氨氮浓度较高^[4], 导致渗滤液中 C/N 比严重失调^[5], 会抑制后续生物处理阶段微生物的活性^[6], 从而给生物处理过程带来极大困难。另一方面, 大量氨氮污染物会

引起水体富营养化, 产生大量藻类使水体通气不良, 造成水生植物大量死亡, 水体发黑发臭^[7]。 NH_3 会影响鱼类体内的正常代谢, 还对生理造成损伤甚至组织病变^[8]。 NH_4^+ 在硝化作用下会转化为硝酸根离子和亚硝酸根离子, 人体若摄入过量亚硝酸根离子会引发高铁血红蛋白症^[9]。

目前, 一般的氨氮废水处理的主要方法有吸附法^[10]、折点氯化法^[11]、化学沉淀法^[12]、汽提法^[13-14]、焚烧^[15]、电化学氧化法^[16-17]及生物脱氮法^[18-19]等。各处理方法都具有各自的优缺点。其中汽提法需要先将废水进行升温处理消耗一定能量, 再通过水蒸汽使氨氮废水中的溶解性气体和挥发性物质(NH_3)向气相转移, 因此低浓度氨氮

收稿日期: 2022-04-29; 修回日期: 2022-08-06

基金项目: 国家自然科学基金项目(22106042); 湖南省教育厅项目(20C0621, 20C0644)

作者简介: 马楠柯(1992-), 女, 博士, 讲师, 研究方向为化工流程模拟, 863466818@qq.com; 杨纯(1987-), 男, 博士, 讲师, 研究方向为环境化工, 通讯联系人, yangchunyc@hut.edu.cn。

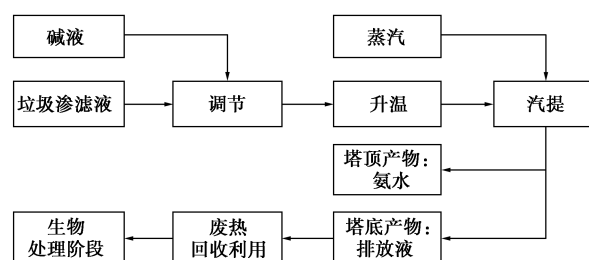
废水使用吹脱汽提法并不经济。但考虑对 NH_3 的回收利用,此法非常适合中高浓度的氨氮废水的处理。张星^[20]在处理高浓度氨氮废水时,控制反应温度 55°C 、压力 -0.04 MPa 、 $\text{pH} = 13$ 、水蒸汽进气量 $0.26\text{ m}^3/\text{h}$ 、反应时间 1.5 h ,最终氨氮去除率达 97.77% 。

随着“双碳”目标的提出及绿色能源发展的要求,垃圾处理厂的处理方法也需不断改革和创新。针对垃圾渗滤液的高氨氮性,可优先考虑进行综合处理及资源化利用。本文中采用汽提法对 $8\ 000\text{ mg/L NH}_4^+$ 的高氨氮垃圾渗滤液进行预处理,设计处理量为 $30\ 000\text{ L/h}$ 。使用 Aspen Plus 软件模拟整个汽提工艺流程,通过研究汽提塔理论板数、回流比、蒸汽流量以及碱液用量对垃圾渗滤液的处理效果以及塔顶氨回收的影响规律,从而对操作参数进行优化。

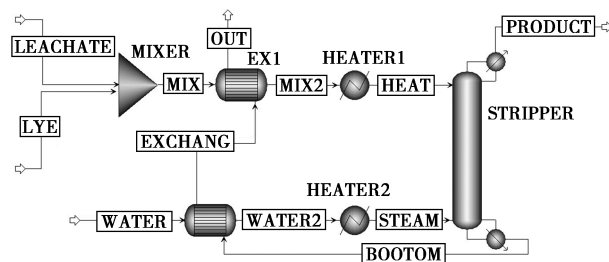
1 流程简述

提高体系温度与增加溶液中氢氧根离子浓度会促进体系中 NH_3 的生成,因此需对垃圾渗滤液进行升温 and 调节 pH 的预处理,再将其引入汽提塔进行汽提。汽提塔有 2 股出料,塔顶出料为氨水,塔底出料为排放液。由于塔底产物流量大、温度高,为了减少整个汽提系统的热负荷,应将这部分热量用于垃圾渗滤液的预热或蒸汽的生产。因此,可构建汽提法预处理垃圾渗滤液的工艺流程,如图 1(a) 所示。

根据工艺流程简图,使用 Aspen Plus 对具体的工艺流程进行模拟,如图 1(b) 所示。垃圾渗滤液进料 LEACHATE 与碱液进料 LYE 在混合器 MIXER 中混合;经碱液调节 pH 后的垃圾渗滤液 MIX 流向加热器 EX1 和 HEATER1 进行加热;加热后的垃圾渗滤液 HEAT 流向汽提塔 STRIPPER。工艺水 WATER 经加热器 EX2 和 HEATER2 加热后生成蒸汽 STEAM,进入汽提塔 STRIPPER。汽提塔 STRIPPER 分为汽提塔塔顶出料 PRODUCT 和塔底出料 BOTTOM。由于塔底出料 BOTTOM 流量大、温度高,为了能使生物处理正常运行,需降低温度。通过回收利用塔底出料 BOTTOM 中的大部分热量,达到减少整个体系的热负荷和降低生产成本的目的。因此,塔底出料 BOTTOM 首先进入换热器 EX1 利用其高品位热能生产蒸汽,然后进入换热器 EX2 预热 MIX,回收低品位热能后,OUT 流通股流出预处理工艺体系。



(a) 工艺流程



(b) 模拟流程

图 1 汽提法预处理垃圾渗滤液的工艺流程简图及对应的 Aspen Plus 模拟流程

2 流程的建立

2.1 物性方法的选择

合理的物性方法是准确进行模拟计算的关键。在 Aspen Plus 中选择电解质系统模板,输入 H_2O 、 NH_3 、 NH_4Cl 和 NaOH 组分。由于整个体系的 pH 大于 7,无盐酸生成,需删除生成盐酸的相关化学反应。物性方法中选择 ELECNRTL,电解质模拟方法中选择真实组分方法,设置亨利组分为 NH_3 。体系有关化学反应方程式如表 1 所示。

表 1 体系有关化学反应方程式

序号	反应种类	化学反应方程式
1	平衡	$\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{OH}^-$
2	平衡	$\text{NH}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{NH}_4^+ + \text{OH}^-$
3	溶解	$\text{NaOH} \rightleftharpoons \text{Na}^+ + \text{OH}^-$
4	溶解	$\text{NH}_4\text{Cl} \rightleftharpoons \text{NH}_4^+ + \text{Cl}^-$

体系中存在 2 组化学平衡反应,即水的电离平衡和氨气在水中的电离平衡。反应平衡常数表达式为:

$$\ln(K_{\text{eq}}) = A + B/T + C \cdot \ln T + D \cdot T \quad (1)$$

式中, K_{eq} 是反应平衡常数; T 是开尔文温度。

采用 Aspen Plus 内部的反应平衡数据库,平衡反应式 1 和 2 中 A、B、C、D 的系数如表 2 所示。

表2 平衡反应式中的各系数值

序号	A	B	C	D
1	132.89888	-13445.9	-22.4773	0
2	-1.256563	-3335.7	1.4971	-0.0370566

2.2 模型模块的选取

垃圾渗滤液进料 LEACHATE 与碱液进料 LYE 的混合采用 MIXER 模块。加热器 EX1、EX2 采用 HeatX 模块,加热器 HEATER1、HEATER2 采用 Heater 模块。汽提塔 STRIPPER 采用 RadFrac 模块,选择部分气相冷凝器(饱和液相回流),无再沸器;HEAT 流股顶部进料,STEAM 流股底部进料。

2.3 流股及设备初始参数设置

使用汽提法对 8 000 mg/L NH_4^+ 的高氨氮垃圾渗滤液进行预处理,该渗滤液 pH 为 8,设计处理量为 30 000 L/h。由于 Aspen Plus 不允许人为调节电解质中 OH^- 的浓度来改变物料的 pH,因此需要在渗滤液中添加 NaOH 以达到模拟所需的 pH。渗滤液中添加 577 mg/L 的 NaOH 物质时,垃圾渗滤液的 pH 达到 8。根据表 1 中化学反应方程式 4 进行计算,1 h 内垃圾渗滤液中铵离子的摩尔量为 $n = m(\text{NH}_4^+)/M(\text{NH}_4^+) = (8\ 000\ \text{mg/L} \times 30\ 000\ \text{L}) / (18 \times 1\ 000) \approx 13\ 333\ \text{mol}$,因此垃圾渗滤液中的 NH_4^+ 的摩尔流量为 13 333 mol/h。若要使全部 NH_4^+ 与 OH^- 离子反应生成 NH_3 ,根据表 1 中反应方程式 2 进行计算,得到 OH^- 的摩尔流量也为 13 333 mol/h。但由于垃圾渗滤液的 pH 为 8,含有一定的氢氧根离子,因此可设置 LYE 流股中氢氧化钠液浓度为 10 mol/L,流量为 1 290 L/h。Aspen Plus 中各流股的初始参数设置如表 3 所示。

表3 各流股的初始参数设置

流股	压力/kPa	温度/℃	流量	相态
LEACHATE	101.325	25	30000 L/h	液相
LYE	101.325	25	1290 L/h	液相
STEAM	111.325	130	3000 kg/h	气相

设置好各流股初始参数后,还需设置设备的初始参数。为便于收敛,暂不考虑塔底出料的热量回收;即采用 HEATER1 代替 EX1 和 HEATER1, HEATER2 代替 EX2 和 HEATER2,对整个工艺流程进行简化。混合器 MIXER、汽提塔 STRIPPER、加热器 HEATER1 和 HEATER2 的初始参数设置如表 4 所示。

表4 设备的初始参数设置

设备	参数	数值
MIXER	不设置	不设置
STRIPPER	计算类型	平衡
	理论塔板数	20
	冷凝器	部分气相
	再沸器	无
	有效相态	气-液相
	回流比	1
	垃圾渗滤液物料进口位置	2
HEATER1	蒸汽物料进口位置	20
	第一塔板压力	101.325 kPa
	温度	90℃
HEATER2	压力	101.325 kPa
	温度	90℃
HEATER2	压力	111.325 kPa

2.4 垃圾渗滤液处理指标

HJ 564—2010《生活垃圾填埋场渗滤液处理工程技术规范》中指出,生活垃圾填埋场渗滤液处理工艺可分为预处理、生物处理和深度处理 3 种,并推荐 3 种方法联合使用。汽提法处理氨氮渗滤液是采用物理法对渗滤液中的氨氮进行脱除预处理。经预处理后再采用生物处理对有机污染物、氮、磷等进行处理。生物处理工艺分为厌氧生物处理法与好氧生物处理法,其中厌氧生物处理法适宜的 pH 为 6.5~7.8,温度适宜为 20~38℃。因此,本研究要求汽提塔塔底产物的 pH 不得超过 7.8,以免对后续的生物处理造成影响。

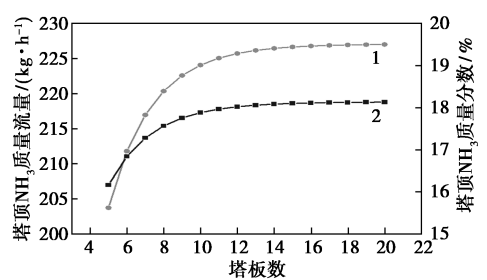
3 优化及灵敏度分析

3.1 理论板数

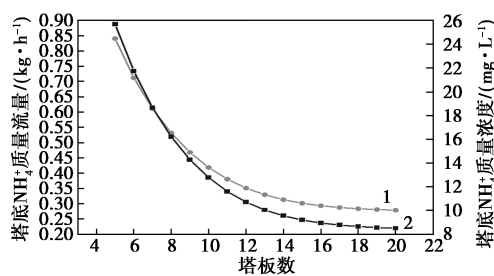
Aspen Plus 中模拟的塔板数一般都为理论板数,是基于气液两相组成互为平衡且温度相等,上升蒸汽与回流液充分接触,忽略传质、传热阻力等影响进行计算的。由于在实际生产中有太多因素影响汽提传质过程,因此在工程设计时通常先计算理论板数,然后通过小试确定塔板效率,从而确定实际塔板数。随着理论板数的增加,塔顶与塔底的分离效果更好,但塔板数过多会增加设备费用,因此需考察理论塔板数对塔顶出料中 NH_3 、塔底出料中 NH_4^+ 的质量流量与浓度、塔底出料中 NH_3 的质量流量与 pH 的影响。

由图 2(a) 所示,当理论板数为 5~13 块时,随塔板数的增加,塔顶出料中 NH_3 的质量流量与质量

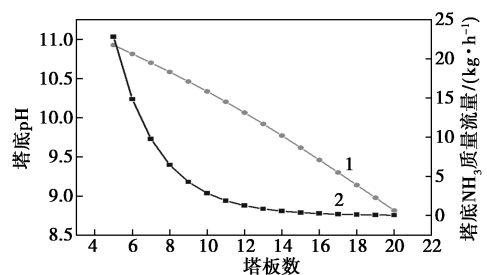
分数增加较为明显,而理论板数为 14~20 块时,理论板数的增加对塔顶出料中 NH_3 的质量流量与质量分数影响不大。由图 2(b) 所示,当理论板数为 5~13 块时,随塔板数的增加,塔底出料中 NH_4^+ 的质量流量与浓度减少较为明显;而理论板数为 14~20 块时,塔底出料中 NH_4^+ 的质量流量与浓度的减少趋于平缓。随理论板数的增加,塔底出料的 pH 几乎呈线性减少。这是由于塔板数的增加,增强了气液传质效果,使得塔底 NH_3 浓度迅速减少,从而导致 pH 的降低,结果如图 2(c) 所示。最终,确定汽提塔的理论板数为 16。



1— NH_3 质量流量;2— NH_3 质量分数
(a)与塔顶出料中 NH_3 流量、质量分数的关系



1— NH_4^+ 质量流量;2— NH_4^+ 质量浓度
(b)与塔底出料中 NH_4^+ 流量、浓度的关系



1—pH;2— NH_3
(c)与塔底出料中 NH_3 流量、pH 的关系

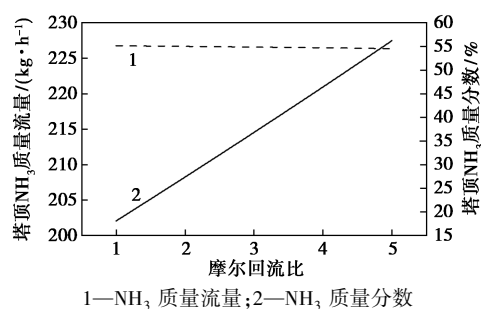
图 2 理论板数与各参数的关系

3.2 摩尔回流比

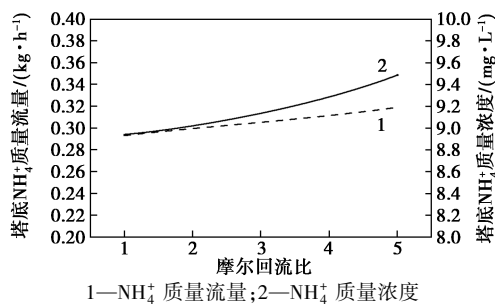
由图 2(a) 和图 2(b) 可知,当理论板数大于 15 块后,塔板数基本不影响塔顶出料中 NH_3 、塔底出料中 NH_4^+ 的流量及浓度,说明理论板数促进传质的效果趋于饱和。若要提高塔顶出料中 NH_3 浓度,就需调整汽提塔的回流比。因此,继续探究摩尔回流比

对塔顶出料中 NH_3 、塔底出料中 NH_4^+ 的质量流量与浓度,塔底出料中 NH_3 的质量流量与 pH 的影响。

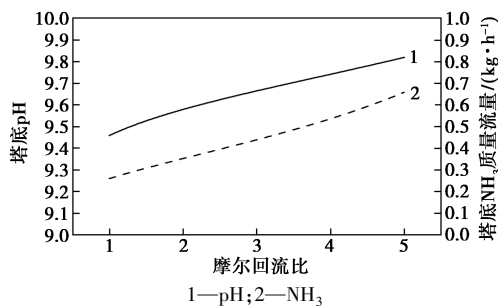
从图 3(a) 可知,随摩尔回流比的增加,塔顶出料中 NH_3 的流量略微减少,但质量分数呈线性增加。当摩尔回流比为 2 时,塔顶出料中 NH_3 的质量分数约为 25%。由图 3(b) 可知,塔底出料中 NH_4^+ 的流量及浓度随摩尔回流比的增加而增加。当摩尔回流比大于 2 时,随着它的增加,塔底出料中 NH_4^+ 浓度的增加比质量流量的增加更快,这是由于塔底出料中水的质量流量与摩尔回流比不呈比例增加所造成的。由图 3(c) 可知,当摩尔回流比为 1~5 时,塔底出料中 NH_3 质量流量与 pH 随摩尔回流比的增加而增加,基本呈线性关系。因此,影响塔顶出料中的 NH_3 浓度的最主要因素为回流比;同时随着回流比的增加,塔底出料的 NH_4^+ 浓度、 NH_3 质量流量及 pH 也会增加。操作中需要控制塔顶 NH_3 的浓度,回流比不宜过大,在 2 左右为宜。



1— NH_3 质量流量;2— NH_3 质量分数
(a)与塔顶出料中 NH_3 流量、质量分数的关系



1— NH_4^+ 质量流量;2— NH_4^+ 质量浓度
(b)与塔底出料中 NH_4^+ 流量、浓度的关系



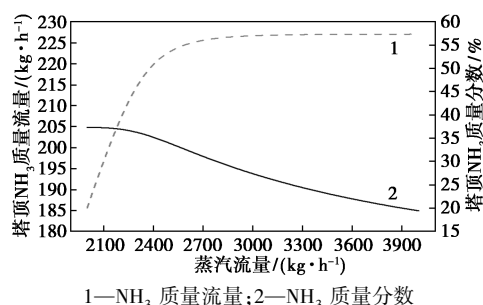
1—pH;2— NH_3
(c)与塔底出料中 NH_3 流量、pH 的关系

图 3 摩尔回流比各参数的关系

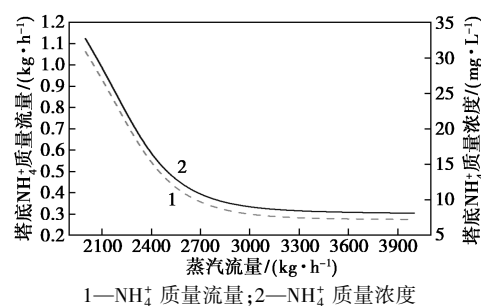
3.3 蒸汽流量

若增加蒸汽流量,可增加传质推动力,尽量将氨从垃圾渗滤液中脱除;但同时会增加蒸汽的成本,而且也会增加塔顶水的流量,从而降低塔顶出料中 NH_3 的浓度。若蒸汽流量过少会导致传质不足,垃圾渗滤液中的氨脱除不完全,因此有必要考虑蒸汽流量对汽提塔出料中流量、浓度及 pH 的影响,从而确定最终的蒸汽流量。采用 Aspen Plus 中灵敏度分析功能,以蒸汽流量为自变量,继续探究蒸汽流量为 2 000~4 000 kg/h 时,对塔顶出料中 NH_3 、塔底出料中 NH_4^+ 的质量流量与浓度、塔底出料中 NH_3 的质量流量与 pH 的影响。经过上述分析,最终确定汽提塔的理论塔板数为 16,摩尔回流比为 2;其他流股与设备的参数设置不变。

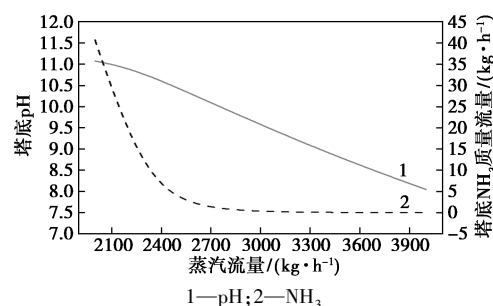
由图 4(a)可知,当蒸汽流量为 2 000~3 000 kg/h 时,随蒸汽量的增加,塔顶出料中 NH_3 的流量增加;当蒸汽流量为 3 000~4 000 kg/h 时,塔顶出料中 NH_3 的流量基本不变,说明蒸汽流量超过 3 000 kg/h 时,汽提塔内氨-水蒸汽的传质效果不再改变。当蒸汽流量超过 2 200 kg/h 时,每增加 1 000 kg/h 的蒸汽,塔顶出料中 NH_3 的质量分数约减少 10%。由图 4(b)可知,当蒸汽流量为 2 000~2 400 kg/h 时,随蒸汽流量的增加,塔底出料中 NH_4^+ 的浓度与质量流量线性减少。当蒸汽流量从 2 400 kg/h 增加到 3 300 kg/h 时,塔底出料中 NH_4^+ 的浓度与质量流量缓慢减少。当蒸汽流量超过 3 300 kg/h 时,塔底出料中 NH_4^+ 的浓度与质量流量基本不变。如图 4(c)所示,当蒸汽流量为 2 000~2 300 kg/h 时,塔底出料中 NH_3 流量随蒸汽流量的增加线性减少。当蒸汽流量从 2 300 kg/h 增加到 3 000 kg/h 时,塔底出料中 NH_3 的流量缓慢减少。当蒸汽流量达到 3 000 kg/h 后,塔底出料中几乎无 NH_3 。当蒸汽流量从 2 300 kg/h 增加到 4 000 kg/h 时,塔底出料的 pH 线性减少。当蒸汽流量为 3 000~3 500 kg/h 时,塔顶出料中 NH_3 流量比较稳定,质量分数不至于太



(a) 与塔顶出料中 NH_3 流量、质量分数的关系



(b) 与塔底出料中 NH_4^+ 流量、浓度的关系



(c) 与塔底出料中 NH_3 流量、pH 的关系

图 4 蒸汽流量与各参数的关系

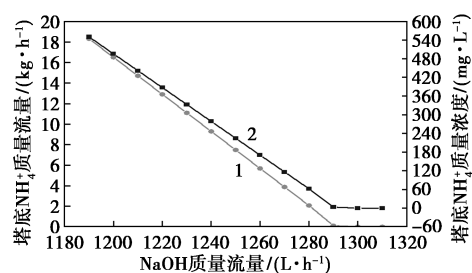
小;塔底出料中 NH_4^+ 的流量与浓度较小,塔底出料的 pH 也较小。综合以上分析,最终选择蒸汽流量为 3 300 kg/h 较为合适。

3.4 碱液用量

塔底流出液的 pH 约为 9,达不到生物处理的要求(6.5~7.8),因此需进一步降低 pH。上述分析可知,可通过增加理论板数、回流比和蒸汽流量降低塔底流出液的 pH。若通过增加理论板数增强传质效果,以减少塔底出料中 NH_3 流量从而减少 pH,会增加设备投资费用。若通过增加回流比,由于塔顶 NH_3 浓度的限制,回流比不能太大;同时也会增加操作费用。因此,调节回流比操作范围有限。若通过增加蒸汽流量,会导致塔顶 NH_3 质量分数达不到要求,同时增加生产成本。总之,上述操作对塔底流出液 pH 的影响有限。通过分析该工艺流程,塔底 OH^- 的最大来源是汽提前增加的碱液量,因此探究碱液用量的影响非常必要。

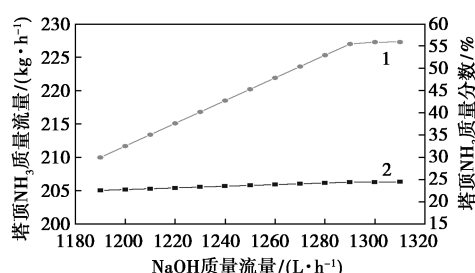
如图 5(c)所示,当碱液用量为 1 190~1 280 kg/h 时,塔底出料中 NH_3 的流量与 pH 缓慢上升。当碱液用量为 1 290 kg/h(临近计算值)时,塔底出料中 NH_3 的流量急剧增加。当碱液用量为 1 300 kg/h 时,塔底出料中 NH_3 的流量下降。由图 5(a)和图 5(b)推测,当碱液量超过计算值时,料液中的 NH_4^+ 基本与 OH^- 反应生产 NH_3 随水蒸汽被带向塔顶。同时,由于碱液含水,碱液的增加会对塔底游离

的 NH_3 造成稀释,导致塔底出料中 NH_3 的流量下降。从图 5(a)和图 5(b)可知,可通过增加碱液用量来降低塔底出料中 NH_4^+ 的量,增加塔顶 NH_3 的收益。但碱液投加过多,会引起塔底出料 pH 的升高。而汽提法处理垃圾渗滤液的最终目的之一是调节其 pH,塔顶 NH_3 仅作为副产物次要考虑,因此需要考虑严格控制碱液量的投加,以此达到经济效益与处理效果的平衡。最终确定碱液用量为 1 245 kg/h。



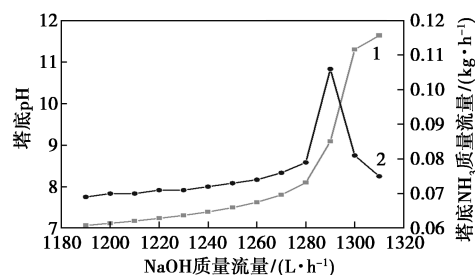
1— NH_3 质量流量;2— NH_3 质量分数

(a)与塔顶出料中 NH_3 流量、质量分数的关系



1— NH_4^+ 质量流量;2— NH_4^+ 质量浓度

(b)与塔底出料中 NH_4^+ 流量、浓度的关系



1—pH;2— NH_3

(c)与塔底出料中 NH_3 流量、pH 的关系

图 5 碱液用量与各参数的关系

3.5 模拟优化结果

通过上述分析,将汽提工艺参数分别设置为:理论板数 16,回流比 2,蒸汽流量 3 300 kg/h,碱液用量 1 245 kg/h。模拟得到塔顶、塔底出料成分及状态,如表 5 所示。在该操作参数下,塔顶 NH_3 流量为 219.31 kg/h,氨氮脱除率达 96.3%;塔底废液的 pH 为 7.562,满足后续厌氧生物处理法的 pH 范围(6.5~7.8)。

表 5 塔顶、塔底出料流股的成分及状态

流股	参数	数值
PRODUCT	温度/°C	92.1
	压力/kPa	101.325
	水流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	634.36
	NH_3 流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	219.31
BOTTOM	温度/°C	100.4
	压力/kPa	116.325
	pH	7.562
	水流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	33420
	NH_3 流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	0.095
	Na^+ 流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	296.155
	NH_4^+ 流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	8.39
	Cl^- 流量/($\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$)	473.23

4 结论

采用 Aspen Plus 软件对汽提法预处理 30 000 L/h 的高氨氮垃圾渗滤液(NH_4^+ 浓度为 8 000 mg/L, pH 为 8)的工艺流程进行模拟,通过分析理论板数、回流比、蒸汽流量及碱液用量对塔顶出料中 NH_3 、塔底出料中 NH_4^+ 的质量流量与浓度,塔底出料中 NH_3 的质量流量与 pH 的影响;并根据垃圾渗滤液的处理指标和衡量投资操作费用,最终确定汽提工艺流程中参数分别为:理论板数 16,回流比 2,蒸汽流量 3 300 kg/h,碱液用量 1 245 kg/h。此时,塔顶出料中 NH_3 流量为 219.31 kg/h,氨氮脱除率达 96.3%;塔底出料废液的 pH 为 7.562,满足后续厌氧生物处理法的适宜 pH 范围(6.5~7.8)。该汽提工艺流程氨氮脱除率较高,塔底废液满足处理指标,可为实际工业处理高氨氮垃圾渗滤液提供参考。

参考文献

- [1] 王业强,李豫.生态文明背景下的“无废城市”建设路径分析[J].城市与环境研究,2020,(4):97-110.
- [2] 冉德超.浅析生活垃圾渗滤液来源变化及产生量控制[J].能源与环境,2017,(6):73-74.
- [3] Xu Z, Zeng G, Yang Z, et al. Biological treatment of landfill leachate with the integration of partial nitrification, anaerobic ammonium oxidation and heterotrophic denitrification [J]. Bioresource Technology, 2010, 101(1):79-86.
- [4] Aziz S, Aziz H, Yusoff M, et al. Landfill leachate treatment using powdered activated carbon augmented sequencing batch reactor (SBR) process: Optimization by response surface methodology [J]. Journal of Hazardous Materials, 2011, 189(1/2):404-413.
- [5] 刘泽槟,朱文浩,陈朝毅,等.垃圾渗滤液处理工艺的研究进展与分析[J].广州化工,2017,45(6):38-41.
- [6] Peng Y, Zhang S, Zeng W, et al. Organic removal by denitrification and methanogenesis and nitrogen removal by nitrification from landfill leachate [J]. Water Research, 2008, 42(4/5):883-892.

(下转第 227 页)

表3 MTO浓缩水处理工艺运行情况分析

序号	浓缩水量/ (t·h ⁻¹)	浓缩水COD/ (mg·h ⁻¹)	稀释后进料量/ (t·h ⁻¹)	出水量/ (t·h ⁻¹)	出油量/ (t·h ⁻¹)	出水COD/ (mg·h ⁻¹)
1	1.5	1001500	5.2	4.0	1.2	1080
2	1.5	1002000	5.3	4.0	1.3	1728
3	1.5	1218000	5.6	4.6	1.0	2960

浓缩水处理工艺原始设计要求入水COD为300 000 mg/L时,出水满足COD≤3 000 mg/L,而实际生产过程中,因入水COD达到1 000 000 mg/L以上,平均COD为1 073 800 mg/L,需对浓缩水进行稀释至COD 300 000 mg/L,则得到入水量约为5.3 t/h。

3.3 经济效益分析

MTO浓缩水处理单元总投资为750万元,占地面积119 m²,处理浓缩水约40 000 t/a,原辅料中双氧水消耗约2 400 t/a,碱量消耗约400 t/a,破乳剂约400 t/a,湿式氧化催化剂约3 t/a,臭氧催化剂约2 t/a,原辅料年均成本约548万元;公用工程消耗年均成本约400万元。MTO浓缩水经深度处理后,COD降至3 000 mg/L以下,既解决了MTO装置因回炼导致生产不稳定的影响,避免了MTO装置因回炼结焦导致的生产停车,提高了MTO装置生产平稳率和产率,又避免了高COD送至污水,影响到生化系统的运行状态,降低处理能力和废水回收利用率。

4 结论

(1)通过对MTO装置浓缩水深度处理技术的工业化应用,既满足了污水装置接收污水的要求,又避免了浓缩水回炼带来的生焦率高的问题,最终实现长周期稳定高负荷运行和能源管理要求。对已建设和新建的同类型MTO装置,建议可通过技术改造

或项目建设期增加浓缩水深度处理技术。

(2)针对MTO装置浓缩水毒性大、常规方法难降解的特点,采用浓缩水预处理、湿式氧化处理工艺、高效臭氧反应的组合处理工艺,改变了传统的浓缩水处理方式。该工艺温度控制在200~250℃和压力控制在4.0 MPa条件下,COD处理效率可达到90%以上,并且工艺氧化速度快,大部分的反应停留时间在30~60 min。

(3)该MTO浓缩水处理工艺二次污染较少,C被转化为CO₂,N被转化为NH₃、NO₃⁻、N₂,卤化物和硫化物被氧化为相应的无机卤化物和硫化物,在反应过程中没有NO_x、SO₂、HCl、CO等有害物质产生。

(4)采用技术先进的、低能耗的气浮装置对进料水中可回收的含油组分进行回收,作为废油外售提高经济效益,同时也减轻了反应系统的运行负荷和生产成本。

参考文献

(上接第222页)

- [7] 邢少铭.太湖流域水安全问题及对策研究[D].长春:吉林大学,2008.
- [8] 窦勇,尚金沛,邵蓬,等.2000—2016年渤海赤潮发生规律及影响因素研究[J].水生生态学杂志,2020,41(6):141-148.
- [9] McNulty R, Kuchi N, Xu E, et al. Food-induced methemoglobinemia: A systematic review[J]. Journal of Food Science, 2022, 87(4): 1423-1448.
- [10] 唐朝春,许荣明.吸附法处理氨氮废水研究进展[J].应用化工,2019,48(1):156-160.
- [11] 丁鑫,高克昌,郝二国,等.超重力强化折点氯化法处理低浓度氨氮废水[J].化工进展,2021,40(7):4083-4090.
- [12] 黄稳水,王继徽,刘小澜,等.化学沉淀法预处理高浓度氨氮废水的研究[J].湖南大学学报:自然科学版,2003,(S1):96-98.
- [13] 陈红霞,罗旭,杜天悦.汽提法处理高浓度氨氮废水实现氨再生的

- [1] 王长青,张西华,宁鹏哥,等.含油废水处理工艺研究进展及展望[J].化工进展,2021,40(1):451-462.
- [2] 魏志明,金光.MTO废水净化的研究[J].河南化工,2018,35(3):35-40.
- [3] 吴秀章.煤制低碳烯烃工艺与工程[M].北京:化学工业出版社,2014.
- [4] 张巍,魏江波.甲醇制烯烃污水生化处理工程设计实例[J].工业用水与废水,2016,47(2):58-61.
- [5] 李宁.非均相催化湿式氧化处理高浓度有机废水研究[D].上海:同济大学,2005.
- [6] 王文元.湿式催化氧化处理含酚工业废水的研究[D].成都:西华大学,2014.
- [7] Zhang Y L, Wei C H, Shi C, et al. Preparation, Characterization and mechanism of Cu-Fe-Ru-La/-Al₂O₃ catalysts for wastewater wet oxidation[J]. Journal of Synthetic Crystals, 2013, 42(7): 1457-1469. ■
- [8] 实验室研究[J].聚酯工业,2019,32(5):25-26.
- [14] 冯正坤,周永松.类蒸汽汽提法预处理变换单元高氨氮酸性冷凝液[J].石油石化绿色低碳,2018,3(1):36-39.
- [15] 唐家毅,刘丽,杜建大,等.垃圾渗滤液浓缩液焚烧处理技术的研究进展[J].现代化工,2022,42(6):83-87.
- [16] 丁晶,舒欣,赵庆良.电化学氧化法处理氨氮废水的影响因素[J].浙江大学学报:工学版,2013,47(5):889-894.
- [17] 吴天.Fenton-电氧化工艺处理垃圾渗滤液纳滤浓缩液的中试研究[J].现代化工,2022,42(2):25-30.
- [18] 程盼,迟媛媛,刘青,等.生物脱氮技术在处理氨氮废水的最新研究进展[J].广东化工,2016,43(3):84-85.
- [19] 李长海,张雅潇,普建国,等.生物法+膜法工艺处理垃圾焚烧电厂渗滤液[J].中国给水排水,2022,38(2):104-109.
- [20] 张星.气提法处理高氨氮浓度污水研究[D].大连:大连理工大学,2011. ■