

Thorex 流程离心萃取器验证台架实验

赵皓贵^{1,2,3}, 李 峥^{1,2}, 于 婷⁴, 李晴暖^{1,2}, 张 岚^{1,2,*}

1. 中国科学院 上海应用物理研究所, 上海 201800;

2. 中国科学院 核辐射与核能技术重点实验室, 上海 201800;

3. 中国科学院大学, 北京 100049; 4. 中国原子能科学研究院 放射化学研究所, 北京 102413

摘要: 钍基核燃料后处理 Thorex 流程的发展倾向于酸式进料, 单循环。基于 30 级 $\phi 10$ mm 环隙式离心萃取器台架系统, 对酸式进料、单循环 Thorex 流程工艺进行台架实验验证。实验结果表明: 全流程钍回收率为 99.994%, 铀回收率为 99.30%, 钍中去铀分离因子 $SF_{U/Th}$ 为 1.5×10^2 , 铀中去钍分离因子 $SF_{Th/U}$ 为 2.2×10^4 。增加 1B 工艺段(钍铀分离段)补萃级数应可以进一步提高铀回收率。

关键词: 钍基核燃料; 后处理; Thorex 流程; 离心萃取器

中图分类号: TL241 **文献标志码:** A **文章编号:** 0253-9950(2018)01-0023-07

doi: 10.7538/hhx.2017.YX.2016075

Experimental Verification of Thorex Process in Multi-Stage Centrifugal Extractors

ZHAO Hao-gui^{1,2,3}, LI Zheng^{1,2}, YU Ting⁴, LI Qing-nuan^{1,2}, ZHANG Lan^{1,2,*}

1. Shanghai Institute of Applied Physics, Chinese Academy of Sciences, Shanghai 201800, China;

2. Key Laboratory of Nuclear Radiation and Nuclear Energy Technology, Chinese Academy of Sciences, Shanghai 201800, China; 3. University of Chinese Academy of Sciences, Beijing 100049, China;

4. China Institute of Atomic Energy, P. O. Box 275(26), Beijing 102413, China

Abstract: The one-cycle acid Thorex process is recommended for thorium-based fuel reprocessing. Experimental verification of Thorex process was performed by 30 stages $\phi 10$ mm centrifugal extractors. The results show that the recovery of Th and U are 99.994% and 99.30%, respectively. The $SF_{U/Th}$ and $SF_{Th/U}$ are 1.5×10^2 and 2.2×10^4 , respectively. A higher recovery of U should be attained if the stages for supplement extraction of 1B section are increased.

Key words: thorium-based nuclear fuel; reprocessing; Thorex process; centrifugal extractor

钍基核燃料后处理流程中以基于磷酸三丁酯 (TBP) 为萃取剂的 Thorex (thorium-uranium

extraction) 流程研究最多, 应用最广泛。Thorex 流程起初由美国橡树岭国家实验室 (ORNL) 在

收稿日期: 2016-08-31; 修订日期: 2016-11-07

基金项目: 中国科学院战略性先导科技专项——钍基熔盐堆核能系统(XDA02030000)

作者简介: 赵皓贵(1987—), 男, 山西应县人, 硕士, 助理研究员, 放射化学专业, E-mail: zhaohaogui@sinap.ac.cn

* 通信联系人: 张 岚(1974—), 男, 安徽淮南人, 博士, 研究员, 放射化学专业, E-mail: zhanglan@sinap.ac.cn

网络出版时间: 2017-08-17; 网络出版地址: <http://kns.cnki.net/kcms/detail/11.2045.TL.20170817.1404.008.html>

20 世纪 50 年代开始研究,主要用于 ^{233}U 的生产。其处理对象为辐照铝包壳钍靶件,其中钍燃料芯可利用 Thorex 试剂进行溶解,而 Al 包壳可共溶解或在钍溶解前用化学法去除。共溶解引入的 Al^{3+} 可络合 F^- 从而减弱其对溶解器的腐蚀。同时为强化裂片及镉的去污,若采用缺酸进料时, Al^{3+} 可作为盐析剂提高 Th、U 分配比。此外选择性溶解实际操作难度较大,故溶解方式多采用 Al-Th 共溶解^[1]。这个阶段代表性流程为 Thorex No. 1 Process^[2-3]、Thorex No. 2 Process^[2-9]等,进料方式可为酸式或缺酸进料, Al^{3+} 起主要盐析作用。其中 Thorex No. 1 Process 以二异丁基甲醇和 TBP 为萃取剂,可实现 Pa、U 和 Th 的相互分离及与裂片去污,但由于实用性差,研究工作相对较少。Thorex No. 2 Process 的萃取剂为 42% TBP,流程在 1AF(1A 料液)、1AS(1A 洗涤酸)中引入 Al^{3+} 。该流程可实现钍铀共去污及钍铀分离,Pa 进入 1AW(1A 水相废液)中以硅胶吸附或衰变为 U 后再萃取回收。此流程由于实用性好,ORNL 在 1952—1959 年间对之进行了大量研究。

为了处理不锈钢包壳的压水堆燃料(燃料溶解为剪切-浸取方式,少量 Al^{3+} 以 Thorex 试剂引入),ORNL 在吸收 KAPL Thorex 流程^[3](Al- HNO_3 盐析,1AF,1AS 均为酸式)的基础上于 1961 年提出了以 HNO_3 为盐析剂的酸式 Thorex 流程(acid Thorex)^[10-11]。酸式 Thorex 流程以 30% TBP 为萃取剂,可缺酸进料,在萃取剂进料口附近级引入 13 mol/L 浓硝酸,保证了体系的盐析效果。以 HNO_3 为盐析剂相比于以 Al^{3+} 为盐析剂具有明显优点:① 浓缩后的液体废物是 Al-Thorex 流程的十分之一;② 萃取柱级高度(stage height)约为 Al-Thorex 流程的二分之一;③ Th、U 收率及裂片去污相当于或好于 Al-Thorex。后续 Thorex 发展主要是以酸式 Thorex 为基础的改进。

随着石墨基体球形燃料在 HTGR、AVR、THTR 反应堆的应用,德国、美国对酸式 Thorex 流程进行了改进以应对上述燃料的特点,如铀浓度高、燃耗更深等。石墨基体燃料的溶解方式为粉碎-焚烧-浸取或粉碎-浸取。德国 Kűchler 等^[12]于 1971 年提出了双循环 Thorex 流程(Dual cycle Thorex process)。该流程第一循环酸式进料去除大部分裂片产物,Th、U 共反萃后进入二循环。第二循环缺酸进料,进一步提高裂片去污,

并完成钍铀分离。U 浓度高会导致更易出现 Th 的三相,该流程适当提高了 AX(1A 萃取剂)/AF 流比。文献[13]以燃耗为 54 000 MWd/Mt 的乏燃料对该流程进行了热验证。后续文献[14-15]又提出改进的单循环 Thorex 流程(single cycle Thorex process),该流程为酸式进料、单循环,钍铀进行分离而不是共反萃。该流程提出的出发点如下:① Th 产品中 ^{228}Th 、U 产品中 ^{232}U 的存在使得追求过高的去污因子意义不大,双循环必要性不太大,此外,Dual cycle Thorex 中 1A、2A 槽 HNO_3 浓度分布非常类似,缺酸工艺下水解的 Zr 在酸性条件下又迅速转化为易萃形态,缺酸对 Zr 去污提高倍数有限;② Dual cycle Thorex 中钍铀共反萃时,会出现 Th-DBP 沉淀。反萃酸度 0.5 mol/L 以上时可避免 Th-DBP 生成。故尽量避免钍铀共反萃。此外美国 General Atomic Company 在 1976—1977 年间对处理 HTGR 燃料的 Thorex 流程进行了研究改进^[16-17]。我国清华大学^[18]、中国科学院上海原子核研究所(现为中国科学院上海应用物理研究所)^[19]都曾对钍基高温气冷堆燃料后处理进行了相关研究。总的来看,Thorex 流程的发展倾向于采用酸式进料的单循环工艺。此外,相比于 Purex 流程,Thorex 流程的研究相对较少,仍需进行深入的研究。

随着乏燃料燃耗加深,铀等易裂变核材料浓度的提高,溶剂辐照损伤及核临界安全是后处理面临的两大问题。由于在应对上述问题的独特优势,离心萃取器在后处理厂的某些工艺段及后处理流程研发领域具有非常大的应用前景。本课题组根据需求搭建了一套 30 级 $\phi 10\text{ mm}$ 环隙式离心萃取器台架实验系统,并完成了 U 提取流程的冷台架实验验证,效果令人满意。前期的水力学研究亦表明,该台架也可胜任 Thorex 流程工艺下的正常运行。

本工作拟利用此台架系统对文献[15]所推荐的酸式单循环 Thorex 流程工艺进行验证,以期更好地了解流程中 Th、U 的行为,为后续 Thorex 的研究改进提供基础。

1 实验部分

1.1 设备与试剂

$\phi 10\text{ mm}$ 环隙式离心萃取器,清华大学核能与新能源技术研究院;台架控制系统,中国电子科技集团公司第八研究所;注射泵,兰格恒流泵有限

公司;电子秤,太原太航电子科技有限公司;METTLER TOLEDO T70 全自动电位滴定仪,梅特勒-托利多国际贸易有限公司;PerkinElmer Optima 800 电感耦合等离子体发射光谱仪(ICP-OES)、PerkinElmer NEXION 300 D 电感耦合等离子体质谱仪(ICP-MS),珀金埃尔默仪器有限公司。

磷酸三丁酯、硝酸、碳酸钠、氢氧化钠标准碱、EDTA 标准液等均为分析纯,国药集团化学试剂有限公司;正十二烷,分析纯,阿法埃莎(中国)化学有限公司;硝酸钍、硝酸铀酰为实验室配制的储备液。

各水相料液制备:按一定比例加入浓硝酸、储备液等配制所需料液,分析后调料,最终各料液的成分分析列于表 1。

表 1 各料液组分分析、运行流速

Table 1 Chemical composition and flow rate

液流	组分分析	流速/ (mL · min ⁻¹)
1AF	231 g/L Th, 2. 27 g/L U, 1. 01 mol/L HNO ₃	0. 5
1AT	12. 92 mol/L HNO ₃	0. 1
1AS	0. 10 mol/L HNO ₃	0. 5
1AX	30% TBP-十二烷	4. 5
1BS	30% TBP-十二烷	0. 75
1BX	0. 401 mol/L HNO ₃	3. 75
1CX	0. 010 mol/L HNO ₃	1. 5
1CF	含 U 有机相	2. 1

有机相制备:按体积比配置30%TBP/正十二烷,用 $\omega=2.5\%$ 碳酸钠溶液和 0. 1 mol/L 硝酸等体积交替洗涤,每次 10 min,各洗 3 次,最后用去离子水洗 2~3 次至中性。利用 8 mol/L 酸饱和法测定 TBP 浓度。

1. 2 台架运行

本实验所验证酸式进料的单循环 Thorex 流程工艺参照文献[15]提出的工艺,流程为图 1 所示。其中 1A 工艺段为钍铀共去污工艺段,1AX、1AT、1AF 和 1AS 分别为 1A 段萃取剂、盐析酸、料液和洗涤酸。在此工艺段钍铀被萃取至有机相 1AP 走向 1B 段。1B 工艺段为钍铀分离段,1BS 和 1BX 分别为 1B 段补萃剂和钍反萃酸。在此工艺段,钍被反萃至水相 1BT,铀仍保留在有机相

1CF 中走向 1C 段。1C 工艺段为铀反萃段,利用铀反萃酸 1CX 将铀从有机相反萃至水相 1CU 中。实验中各工艺段级数:1A 为 16 级,1B 为 14 级,1C 为 8 级。图 1 中数字为各液流进料级,各液流组分及运行流速列于表 1。运行中离心萃取器转速设为 4 000 r/min,单级离心萃取器混合室体积约 1. 2 mL,由此计算出各工艺段两相接触时间。1A 萃取段、1A 洗涤段、1B 反萃段、1B 补萃段和 1C 反萃段的两相接触时间分别约为 13、14、8、16 s 和 20 s。

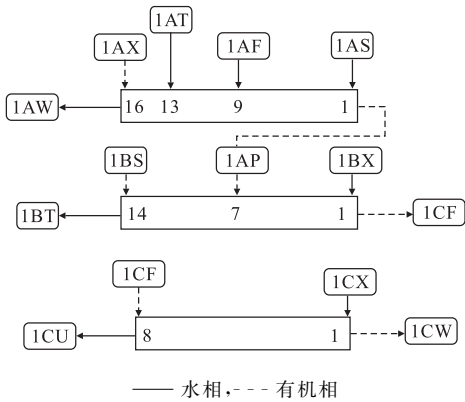


图 1 Thorex 流程图

Fig. 1 Thorex process flowsheet

本实验共使用 30 级离心萃取器,实验采用 1A 和 1B 联动,1A、1B 实验结束后清洗设备进行 1C 的实验操作。1B 平衡后收集其出口有机相作为 1C 的进料。实验运行顺序为先酸试,酸平衡后换钍铀料液。进料时先通重相,重相充满后通轻相。其中 1A、1B 运行 3 h,每 15 min 取瞬时样(1AW,1BT,1CF);1C 运行 1. 5 h,每 15 min 取瞬时样(1CU,1CW);各实验结束后,对各级样进行取样,随后分析各样品中 Th、U、HNO₃ 浓度。

1. 3 分析方法

硝酸浓度分析:用 F⁻ 和 SO₄²⁻ 分别掩蔽 Th⁴⁺ 和 UO₂²⁺ 后,用电位滴定仪滴定分析;常量 Th 分析:以二甲酚橙为指示剂,用 EDTA 络合法滴定;微量 Th、U 分析:用 0. 5 mol/L HNO₃ 稀释样品后,用 ICP-OES 或 ICP-MS 分析。

有机相中硝酸、常量 Th 分析可直接滴定,不需要反萃;有机相中 U 及微量 Th 的分析需用 0. 001 mol/L HNO₃ 等体积连续反萃 2~3 次后,合并水相进行分析。

2 结果与讨论

2.1 1A 工艺段

间隔一定时间所取的各出口瞬时样可评价实验的平衡情况,平衡后各出口 Th、U 浓度可作为相关收率及分离因子的计算依据。1AW 瞬时样分析表明,1AW 中硝酸浓度随着台架运行时间的增加会逐步提高,这是由于酸平衡过渡至 Th、U 料液时,随着 Th、U 的萃取,原本萃入有机相中的硝酸被排挤至水相中,进入 1AW。1AW 中 Th、U 浓度逐步降低,均在约 1 h 平衡,平衡后 Th、U 质量浓度约 2×10^{-3} 、 2×10^{-5} g/L。

各级样的分析更能表征流程中 HNO_3 、Th、U 的行为。图 2(a)、(b)、(c)分别为 1A 各级样两相 HNO_3 、Th、U 浓度分布曲线。

Thorex 流程中由于 Th 分配比较低且容易出现 Th 的第三相,1A 工艺条件的选择既要保证 Th 的回收又要避免三相的生成。酸式 Thorex 流程中 Th、U 萃取的盐析剂为硝酸,提高水相硝酸浓度可显著提高二者的分配比,但酸度太高易导致 Th 三相生成。酸式 Thorex 流程中,高相比

(O/A)的使用及 13 mol/L 盐析酸的引入可满足上述要求。

从图 2(a)可以看出,1A 工艺段各级酸分布呈峰形,第 13 级即盐析酸入口级酸浓度最高,两端 1AX、1AS 入口酸浓度偏低,1AF 入口级有一个拐点。高相比(O/A)可以提高硝酸和金属离子的萃取因子。当引入 1AT 后,可观量的硝酸被萃取,随有机相往洗涤段方向流动,使得整个 1A 工艺段有较高的硝酸浓度,保证了 Th、U 的回收且水相酸浓度特别高的几级位于萃取段,钍浓度较低,避免了 Th 三相的生成。此外高相比使得洗涤段有机相中 Th 浓度低于出现三相时的极限浓度。由图 2(b)、2(c)可以看出在洗涤段中 Th、U 浓度较高且相对平稳,在萃取段 Th、U 浓度较快降低至低水平,说明二者基本被萃入有机相后走向 1B 段中。从各级样的分配比数据来看,U 分配比高于 Th 分配比约一个数量级,且水相硝酸浓度对 Th、U 分配比影响最显著。虽然洗涤段有若干级 Th 分配比小于 1,但较高的流比(O/A)提高了 Th 萃取因子,保证了 Th 的回收。1A 各级样 HNO_3 、Th 和 U 浓度分布与文献[18]报道较吻合。

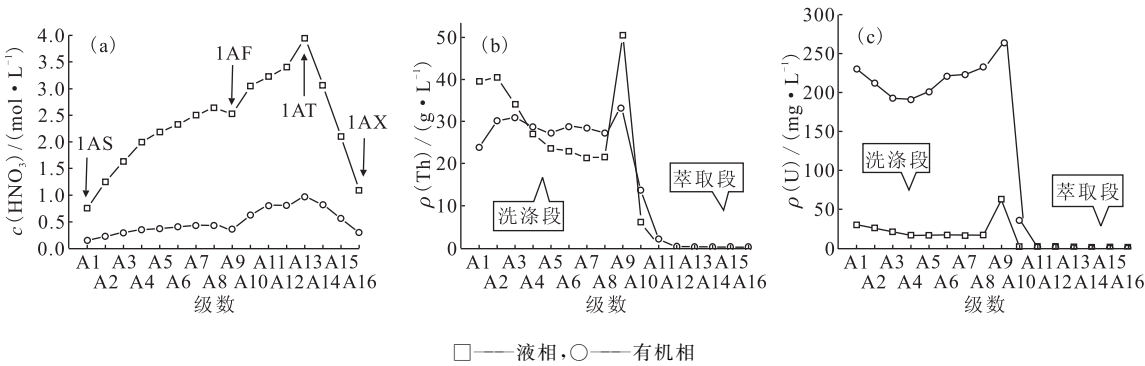


图 2 1A 各级样硝酸(a)、Th(b)、U(c)浓度分布曲线
Fig. 2 HNO_3 (a), Th(b), U(c) concentration profile of 1A section

2.2 1B 工艺段

1BT 瞬时样分析表明:1BT 硝酸浓度稳定在 0.50 mol/L 左右,Th、U 浓度逐渐升高,分别在 120、60 min 达到平衡。1BT 中 U 质量浓度约 2×10^{-3} g/L。1CF(即 1B 槽出口有机相)瞬时样分析表明:1CF 中硝酸浓度约为 0.07 mol/L, U 浓度逐步升高,在 75 min 达到平衡。1CF 中 Th 质量浓度约为 1×10^{-3} g/L。图 3 和图 4 分别为 1BT 瞬时样 Th 浓度变化曲线和 1CF 瞬时样 U 浓度变化曲线。

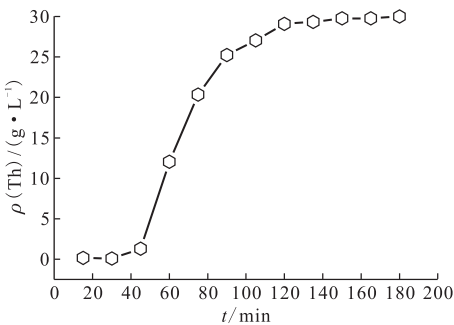


图 3 1BT 中 Th 浓度曲线
Fig. 3 Th concentration profile of 1BT

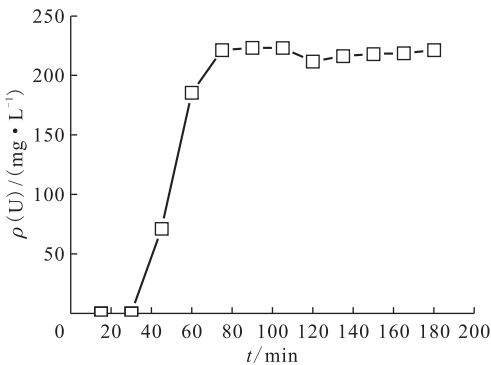


图4 1CF 中 U 浓度曲线

Fig. 4 U concentration profile of 1CF

1B为钍铀分离工艺段,利用一定硝酸浓度下 Th、U 分配比差异实现二者分离,1BX 选用 0.40 mol/L HNO₃。图5(a)、5(b)、5(c)分别为

1B 各级两相 HNO₃、U、Th 浓度分布曲线。从 1B 酸分布来看,1AP 入口酸度最高,由于有机相中硝酸被反萃至水相,往补萃段方向流动,导致 1B 补萃段酸度略高于 1B 反萃段酸度。Th 浓度在补萃段较高且平稳,在反萃段较快下降至低水平,说明 Th 基本被反萃至水相中。U 的行为则是相反的:U 浓度在反萃段较高且平稳,在补萃段下降至低水平,U 基本随有机相走向 1C 段。从分配比数据来看,此条件下的 U 分配比仍较高,而 Th 分配比较低,保证 U 仍保留至有机相中而 Th 被反萃至水相。此外,相比于 Th 浓度在反萃段的下降趋势,U 浓度在补萃段的下降趋势稍平缓,故需要多级传质才能使 U 降低至较低水平。目前 1B 段补萃级数为 7 级,若适当增加补萃级数,应该可以进一步降低 1BT 中 U 浓度。

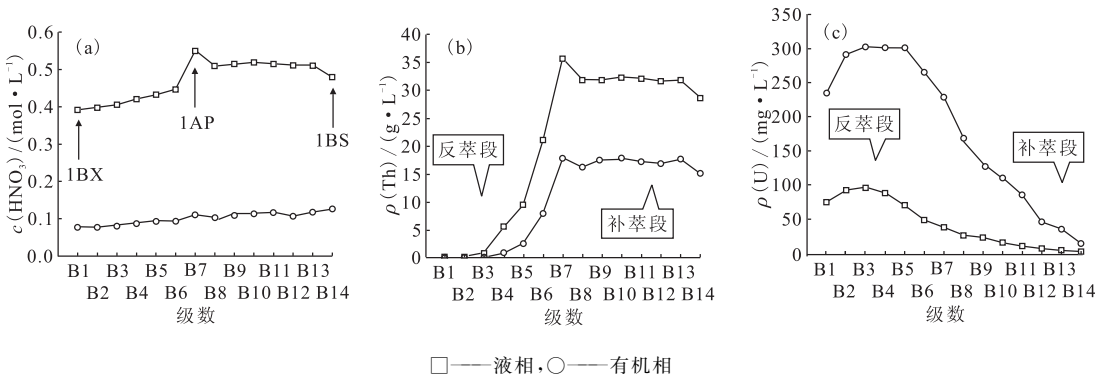


图5 1B 各级样硝酸(a)、Th(b)、U(c)浓度分布曲线

Fig. 5 HNO₃ (a), Th (b), U (c) concentration profile of 1B section

2.3 1C 工艺段

1CU 瞬时样分析表明:1CU 中硝酸浓度为 0.10 mol/L 左右,基本上来源于 1CF 中被反萃下来的硝酸。1CU 中 U 平衡较快,约在 30 min 平衡。1CU 中 Th 浓度偏高,与 1CF 中 Th 浓度偏差较大。这是由于 1C 段的实验是在 1A 段的离心萃取器上进行的,1A 段中 Th 浓度基体较高,即使进行多次冲洗未能将 Th 水平降低至足够低,进而造成 Th 的污染。故 1CU 中 Th 的评价以 1CF 中 Th 为准,1C 槽对 U 反萃效率的评价是有效的,其中 1CW 样中 U 质量浓度约为 8×10^{-5} g/L。图 6 为 1CU 瞬时样 U 浓度变化曲线。

1C 段利用稀酸反萃回收 U,1CX 为 0.01 mol/L HNO₃。图 7(a)、7(b)分别为 1C 段水相硝酸浓度及两相 U 浓度分布曲线。1C 段中硝酸主要来源于 1CF 有机相中的硝酸,故除 1CF 进料级

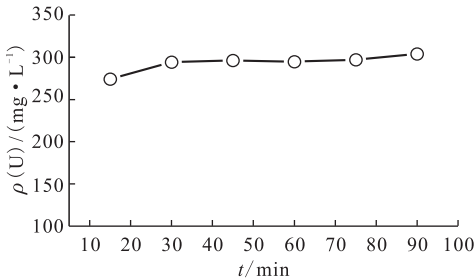


图6 1CU 中 U 浓度曲线

Fig. 6 U concentration profile of 1CU

(C8)酸度较高,约 0.1 mol/L,其他级水相硝酸浓度均较低。硝酸浓度对于 U 分配比影响显著,C8 级 U 分配比为 0.46,其他级为 0.02~0.05。1C 段 U 反萃效率较高,需 4 级即可基本反萃完全,1C 段可适当降低 1CX/1CF 流比,以得到浓度更高的 1CU。

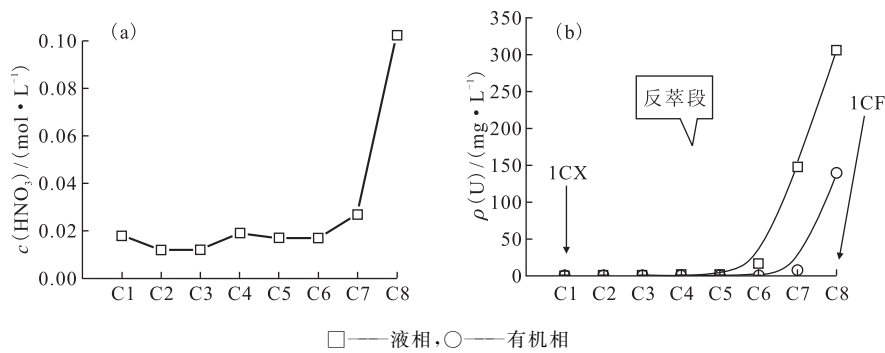


图 7 1C 各级样水相硝酸(a)、两相 U(b)浓度分布曲线
Fig. 7 HNO_3 (aqueous phase)(a), U(b) concentration profile of 1C section

2.4 钍铀收率及相关分离因子

表 2 给出各液流中 Th、U 浓度值相应的物料衡算值,并由此计算出钍铀收率及相关分离因子,列于表 3。1A、1B、1C 的 Th 收率均比较高,可达到 99.99%。1A、1C 的 U 收率也较理想,分别为 99.998%、99.96%,1B 的 U 收率相对偏低,为

99.34%。适当提高 1B 补萃段级数,应可以进一步提高 U 的收率及钍中去铀分离因子。全流程钍回收率为 99.994%,铀回收率为 99.30%;铀中去钍分离因子较高,为 2.2×10^4 ,钍中去铀分离因子为 1.5×10^2 ;铀产品中铀钍比为 214/1,可减小后续铀纯化循环的压力。

表 2 各液流中 Th、U 浓度值及物料衡算值
Table 2 Concentration and mass balance of Th, U in the flows

液流	$\rho(\text{Th})/(\text{g} \cdot \text{L}^{-1})$	$\rho(\text{U})/(\text{g} \cdot \text{L}^{-1})$	出、进口百分比	
			Th	U
1AF	231	2.27	100%	100%
1AW	2×10^{-3}	2×10^{-5}	0.002%	0.002%
1BT	≈ 30.8	2×10^{-3}	$\approx 100\%$	0.66%
1CF	1×10^{-3}	0.22	0.005%	$\approx 100\%$
1CU	1.4×10^{-3}	≈ 0.3	-	$\approx 100\%$
1CW	-	8×10^{-5}	-	0.04%

表 3 流程中 Th、U 收率及分离因子
Table 3 Recovery rate of Th, U and separation factors

工艺段	钍收率	铀收率	钍中去铀分离因子 $\text{SF}_{\text{U/Th}}$	铀中去钍分离因子 $\text{SF}_{\text{Th/U}}$
1A 段	99.998%	99.998%	-	-
1B 段	99.995%	99.34%	-	-
1C 段	-	99.96%	-	-
全流程	99.994%	99.30%	1.5×10^2	2.2×10^4

3 结 论

以 1A、1B 联动,1C 独立的方式,在 30 级 $\phi 10 \text{ mm}$ 环隙式离心萃取器组成的台架系统上,对酸式进料、单循环 Thorex 流程工艺进行台架实验验证。相比于混合澄清槽,离心萃取器混合强度大,各级存留体积小,流程达到平衡的时间相对

较短。各级样 HNO_3 、Th、U 浓度分布均比较合理。全流程 Th 回收率为 99.994%,U 回收率为 99.30%,Th 中去 U 分离因子为 1.5×10^2 ,U 中去 Th 分离因子为 2.2×10^4 。Th 回收率较理想,若适当提高 1B 补萃段级数,应可以进一步提高 U 的收率及钍中去铀分离因子。

参考文献:

- [1] Das D, Bharadwaj S R. Thoria-based nuclear fuels: thermophysical and thermodynamic properties, fabrication, reprocessing, and waste management[M]. London: Springer Science & Business Media, 2013: 308-314.
- [2] Gresky A T, Bennett M R, Brandt S S, et al. Progress report: laboratory development of the Thorex process, ORNL-1367 (Rev)[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1952.
- [3] Stoller S M, Richards R B. Reactor handbook; Volume II Fuel reprocessing[M]. Second edition. New York: Interscience Publishers, 1961: 214-223.
- [4] Gresky A T, Bennett M R, Brandt S S, et al. Laboratory development of the Thorex process, ORNL-1431[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1953.
- [5] Gresky A T, Bennett M R, Brandt S S, et al. Laboratory development of the Thorex process, ORNL-1518[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1953.
- [6] Gresky A T, Bennett M R, Brandt S S, et al. Laboratory development of the Thorex process, ORNL-1610[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1954.
- [7] Gresky A T, Wischow R P, Bennett M R, et al. Laboratory development of the Thorex process, ORNL-1757[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1955.
- [8] Wischow R P, Mansfield R G. Laboratory development of the Thorex process, ORNL-1994[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1956.
- [9] Rainey R H, Meservey A B, Mansfield R G. Laboratory development of the Thorex process, ORNL-2591[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1959.
- [10] Rainey R H, Moore J G. Laboratory development of the acid Thorex process for recovery of thorium reactor fuel[J]. Nucl Sci Eng, 1961, 10: 367-371.
- [11] Rainey R H, Moore J G. Laboratory development of the acid Thorex process for recovery of consolidated edison thorium reactor fuel, ORNL-3155[R]. Oak Ridge, Tennessee: Oak Ridge National Laboratory, 1962.
- [12] Küchler L, Schäfer L, Wojtech B. The Thorex two-stage process for reprocessing thorium reactor fuel with high burnup[J]. Kerntechnik, 1971, 13: 319-322.
- [13] Manson B, Pigford T H, Levi H W. Nuclear chemical engineering[M]. McGraw-Hill Book Company, 1981: 522-525.
- [14] Zimmer E, Merz E. Chemical processing of HTR fuels applying either THOREX or PUREX flow sheets[C]. IWGGCR/8, Proc Specialists' Meeting on Gas-cooled Reactor Fuel Development and Spent Fuel Treatment, Moscow, Russian Federation, 1983.
- [15] Lung M. A present review of the thorium nuclear fuel cycles, EUR-17771[R]. Luxembourg: European Commission, 1997: 242-252.
- [16] Reddick G W. Solvent extraction in HTGR reprocessing: Interim development report, GA-A13835[R]. San Diego, California: General Atomic Co, 1976.
- [17] Wilbourn R G. Solvent extraction in HTGR reprocessing: Interim development report II, GA-A15030[R]. San Diego, California: General Atomic Co, 1978.
- [18] 焦荣洲, 何培炯, 刘秉仁, 等. 高温气冷堆 (HTGR) 钍、铀燃料元件后处理萃取流程实验研究[J]. 核科学与工程, 1992, 12(4): 357-363.
- [19] 包伯荣, 王高栋, 钱军, 等. 钍铀燃料后处理 Thorex 流程的改进研究[J]. 核科学与工程, 1992, 12(1): 49-55.