

无沉降器催化裂化装置的必要性和可行性分析

宋健斐, 魏耀东, 陈建义, 时铭显

(中国石油大学(北京)重质油国家重点实验室, 北京 102249)

摘要:目前的分子筛催化裂化工业装置基本上是沿用微球合成硅铝催化裂化工艺的装备,保留再生器和反应器,增加提升管。结果油气的反应过程转移至提升管反应器内,原来的反应器蜕变为沉降器。随着催化裂化工艺技术的改进,这些装备的不适应性逐渐凸现,有些甚至形成了工艺运行的瓶颈,如沉降器中大空间的存在造成了油气的二次裂化反应和油气结焦等问题,尤其是对于重油催化裂化工艺。在叙述沉降器的演变,油气的二次裂化反应,停留时间,结焦等问题的基础上,分析了取消沉降器的必要性,同时提出几种无沉降器催化裂化工艺装置方案,讨论了技术上的可行性,以期能从装备上提高催化裂化工艺技术的水平。

关键词:催化裂化工艺;无沉降器;无沉降器催化裂化;技术分析

中图分类号:TE624.41

文献标识码:A

文章编号:0253-4320(2009)06-0069-05

Analysis of necessity and feasibility of fluidized catalytic cracking unit without a disengager

SONG Jian-fei, WEI Yao-dong, CHEN Jian-yi, SHI Ming-xian

(State Key Laboratory of Heavy Oil Processing, China University of Petroleum, Beijing 102249, China)

Abstract: The fluid catalytic cracking (FCC) equipment remains yet unimproved when the amorphous alumina catalysts are replaced by zeolite catalysts, the regenerator and reactor are still kept, and the riser reactor is added, which makes the original reactor transformed to be the disengager, because the cracking reaction of oil gas happens inside the riser reactor. With the advance of the FCC technology, some of the equipment are unadapted for the operation of fluid catalytic cracking unit perfectly and efficiently. The original reactor contains a large volume space, which results in over cracking of oil gas and coke deposition, especially for the RFCC process. Based on the evolution of the reactor function, the non disengager fluid catalytic cracking (NODFCC) unit is proposed according to the problems in the secondary cracking of oil gas, resident time and coking. The reasonableness and feasibility of the NODFCC device are to be explored. The result is helpful to the development of the new FCC technology.

Key words: fluid catalytic cracking; non disengager; NODFCC; technical analysis

催化裂化工艺自 20 世纪 40 年代工业应用以来,一直是国内外石油公司开发新技术的主要领域,相继开发了适用于不同目的的催化裂化工艺,已经形成了催化裂化工艺系列家族,如两段提升管催化裂化工艺 (TSRFCC)、多产气体烯烃和优质汽油的 MGG 工艺、多产异丁烯和异戊烯的 MIO 工艺、多产异构烷烃的催化裂化 MIP 工艺、以常压渣油为原料多产液化气和汽油的 ARGG 工艺等^[1-4]。尽管各个公司所开发的催化裂化工艺有所不同,但从装备角度看,反应和再生系统的具体装备形式并没有本质区别,基本采用再生器与沉降器两器方式进行催化剂的循环。再生器用于待生催化剂的再生,而沉降器主要用于催化剂的沉降、催化剂和油气的分离及

待生催化剂的汽提,油气的反应过程是在提升管反应器内进行的^[4-5]。

目前的分子筛催化裂化工艺装置不是配合分子筛催化裂化工艺重新开发的配套装备,而是在微球合成硅铝催化裂化工艺装置基础上发展起来的,至今几乎所有的催化裂化装置基本上沿用了微球合成硅铝催化裂化工艺装备,保留再生器和反应器,仅增加了提升管。催化裂化工艺技术的进步并未使配套的工艺装备发生相应的改进。因此随着催化裂化工艺技术的改进和提高,这些沿用的工艺装备的非适应性和存在的弊病逐渐凸现,有些甚至形成了催化裂化工艺运行的瓶颈,尤其是重油催化裂化工艺装置沉降器形成的大空间,易于导致油气二次裂化反应

收稿日期:2009-02-11

基金项目:国家自然科学基金项目(20876170);国家重点基础研究发展规划项目(2004CB217803)

作者简介:宋健斐(1979-),女,博士,讲师,从事过程装备的教学与科研,010-89734620, songjif@cup.edu.cn。

和油气结焦等问题。为此笔者在对沉降器的演变、油气的二次裂化反应、油气的停留时间、油气结焦等问题分析的基础上,指出沉降器存在的弊病,提出了无沉降器催化裂化工艺(Non Disengager Fluid Catalytic Cracking, NODFCC)装置的设想,以期能从装备结构上提高催化裂化工艺技术的水平。

1 沉降器功能的蜕变

世界上第一套催化裂化工业装置诞生于 1936 年,采用固定床反应器和小球催化剂,催化裂化反应和催化剂再生为间歇式操作。20 世纪 40 年代初出现了移动床(Thermostor Catalytic Cracking, TCC),同时也开发了流化床催化裂化技术(Fluid Catalytic Cracking, FCC),流化催化裂化工艺的催化剂分别采用小球催化剂($\Phi 2 \sim 4 \text{ mm}$)和微球催化剂($\Phi 20 \sim 100 \mu\text{m}$),采用再生器与沉降器两器循环催化剂进行反应和再生,实现了连续式操作,其中油气的反应是在反应器的密相床层内进行的。20 世纪 60 年代初,分子筛催化剂的开发成功,极大地促进了流化催化裂化技术的发展,以提升管为反应器的各种类型的催化裂化装置相继投入工业生产并应用至今,完全取代了密相床层反应的流化催化裂化工艺。我国第一套密相流化床催化裂化工业装置于 1965 年 5 月在中国石油抚顺石油二厂建成投产,第一套提升管

反应器催化裂化工业装置于 1974 年 8 月在中国石油玉门炼油厂成功运转^[4]。

沉降器在催化裂化工艺中的作用与催化裂化工艺的发展密切相关。回顾催化裂化工艺的发展历程,沉降器的作用随着催化剂的发展,其功能也在发生变化。由于催化剂由微球合成硅铝催化剂发展到分子筛催化剂,催化剂活性大大提高,对于分子筛催化剂这种快速失活的催化反应体系而言,反应时间由几分钟缩短到几秒,早期流化催化裂化装置的密相床层反应器(图 1)不再进行油气的反应,目前的作用仅仅作为催化剂颗粒的沉降空间,已经演变为沉降器(图 2)。油气的反应过程由密相床层反应转变为快速床反应,反应地点由沉降器转移至提升管反应器内。原来反应器的功能蜕变为一个包容旋风分离器的压力、保温空间,已经失去了原来作为反应器的作用。

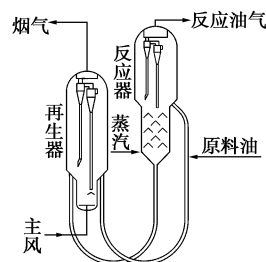


图 1 IV 型催化裂化工艺流程

(上接第 68 页)

(2) 通过将不同解法与实验值进行对比,确定了本文研究条件下动态模型的求解策略:ODE45 解法适于求解全回流开工和加溶剂全回流动态模型;ODE15s 解法和 ODE23s 解法适于求解产品采出动态模型,其中 ODE23s 的计算过程相对更快捷。

参考文献

- [1] Hua Chao, Li Xingang. Design and operation of batch extractive distillation with two reboilers[J]. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2007, 15(2): 286 - 290.
- [2] Mehlhorn A, Nougues José M. Using rate-based approach under consideration of different contacting regimes for multicomponent batch distillation simulation[J]. Comput Chem Eng, 1998, 22: S645 - S648.
- [3] Lang P, Modla G, Lelkiz Z. Homoazeotropic distillation of maximum azeotropes in a batch rectifier with continuous entrainer feeding: II. Rigorous simulation results[J]. Comput Chem Eng, 2000, 24(2/3/4/5/6/7): 1429 - 1435.
- [4] Rodriguez-Donis I, Pardillo-Fontdevila E. Synthesis experiments and simulation of heterogeneous batch distillation processes[J]. Comput Chem Eng, 2001, 25(4/5/6): 799 - 806.
- [5] Schneider R, Noeres C. Dynamic modeling and simulation of reactive batch distillation[J]. Comput Chem Eng, 2001, 25(1): 169 - 176.
- [6] Wang L, Li P, Wozny G. A startup model for simulation of batch distillation starting from a cold state[J]. Comput Chem Eng, 2003, 27(10): 1485 - 1497.
- [7] Tapp M, Kauchali S, Hausberger B. An experimental simulation of distillation column concentration profiles using a batch apparatus[J]. Comput Chem Eng, 2003, 58(2): 479 - 486.
- [8] 崔现宝. 带有中间储罐塔的间歇萃取精馏的研究[D]. 天津: 天津大学, 2002.
- [9] 罗祎青. 氢同位素低温精馏动态过程模拟研究[D]. 天津: 天津大学, 2002.
- [10] 魏奇业. 基于 MATLAB/SIMULINK 的间歇精馏模拟研究[J]. 吉林化工学院学报, 2003, 20(2): 1 - 3.
- [11] 韩莉果. 化学交换法分离硼同位素的模拟与实验研究[D]. 天津: 天津大学, 2006.
- [12] Madhusudana R R. A distributed dynamic model for chronoamperometry, chronopotentiometry and gas starvation studies in PEM fuel cell cathode[J]. Chem Eng Sci, 2006, 61: 7393 - 7409.
- [13] Oscar A O. Dynamic simulation of a pilot rotary kiln for charcoal activation[J]. Comp Chem Eng, 2005, 29: 1837 - 1848.
- [14] Crowther A R. The torsional finite elements and nonlinear numerical modelling in vehicle powertrain dynamics[J]. Journal of Sound and Vibration, 2005, 284: 825 - 849. ■

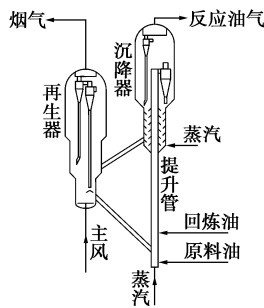


图2 提升管催化裂化工艺流程

但从催化裂化工艺的装备看,受催化裂化装置历史演变过程的影响,至今几乎所有催化裂化装置基本上是沿用了微球合成硅铝催化裂化工艺装置,仍采用再生器与沉降器两器方式进行催化剂的循环,保留原来的反应器,仅增加了提升管反应器。而且至今设计、改造催化裂化装置仍保留有沉降器,催化剂的技术进步并未使装备发生相应的本质改变。这种保留沉降器的装置是不适应分子筛催化剂快速失活催化反应体系的。目前,典型的提升管催化裂化反应-再生装置的主要形式有并列式和同轴式2类。图2是并列式催化裂化工艺装置。一般沉降器多采用直筒式结构,顶部设有内集气室和防焦板,有的装置则采用外集气室和集气管。上段为沉降段,内置旋风分离器(顶旋),由于快速分离器分离效率较高,使一级旋分器入口处的催化剂浓度大大降低,沉降段高度能满足旋风分离器的安装高度和料腿排料的压力平衡即可;下段为汽提段。但由于沉降器包容的空间很大,由此产生了一系列副作用。

2 沉降器产生的问题

2.1 油气的二次裂化

油气的催化裂化反应是一种复杂的平行-顺序反应。催化裂化的液收量与反应温度、反应时间等有关,即反应深度对产品的产率分布有重要影响^[5]。从反应机理看,催化裂化反应是原料碳元素和氢元素的重新转移和调整的转化过程。在反应过程中不仅有重质油向轻质油转化的一次裂化反应过程,而且存在着轻质油非理想的二次裂化反应过程。若能在最佳的焦炭产率下进行反应,通过控制提升管内的一次反应,抑制二次反应,则可以有效地提高氢的利用率和碳的有效转化率,这就需要控制好反应深度。但油气与催化剂的接触和反应并非仅仅局限于提升管反应器内。原料在提升管内完成催化裂化反应,反应后的油气进入沉降器,在一定的温度和时间

条件下仍会继续发生反应,造成油气的二次裂化反应。这种二次裂化反应会导致目的产品的损失,即汽油和柴油的损失,干气和焦炭增加。

时间和温度是影响提升管和沉降器内油气二次裂化反应的2个重要因素^[6-7]。温度是油气二次裂化反应进行的必要条件。一般大分子烃类在350℃时开始热裂化,温度低于450℃时,大多数烃类的热裂化速度较低;当温度超过600℃时,所有烃的热裂化速度较高^[4]。沉降器的温度一般为480~510℃,由于进入沉降器的催化剂活性比较小,油气在此温度下的二次裂化反应以热裂化为主。沉降器自身存在很大的油气滞留空间,提供了油气二次裂化反应的空间环境,产生二次裂化反应是不可避免的。

2.2 油气停留时间长

时间对二次裂化反应的影响是通过2种方式进行的:一种是油气与催化剂的接触时间,另一种是油气在高温下的停留时间。催化剂与油气混合物通过提升管反应器的时间为2~4s,改进提升管出口快分器的结构可以减少油气与催化剂的接触时间和油气的平均停留时间。图2是一个典型的采用旋风分离器(简称粗旋)作为提升管出口快分器的沉降器结构示意图。来自提升管出口的总油气量进入沉降器,经过粗旋分离后,油气的80%从粗旋上出口流出,在沉降器上部大空间内缓慢上升,经20s以上的时间进入顶旋;其余部分是粗旋下出口催化剂颗粒夹带10%的油气和催化剂颗粒吸附的10%的油气。前一部分油气从料腿出口流出缓慢上升进入顶旋;后一部分在汽提器内由蒸汽汽提出来,从沉降器下部缓慢上升进入顶旋。粗旋快分器的油气在沉降器内总平均停留时间为20~30s。为消除粗旋出口油气在沉降器大空间弥散的问题,粗旋出口采用承插式结构与顶旋连接^[8-10],消除该部分油气在沉降器内大空间的扩散;为消除粗旋料腿正压差排料、油气从料腿向下喷出的问题,在粗旋下部设置预汽提器^[10],使油气不从料腿向下流出,全部通过粗旋内部上升,同时汽提的催化剂颗粒吸附大部分油气也从粗旋内上行,总平均停留时间降至5~10s。

但上述这些降低油气平均停留时间的措施是在保留沉降器下进行的,仅解决了粗旋上部和下部排出油气停留时间过长的问题,并未解决沉降器下部汽提器汽提出来的少部分油气停留时间过长的问题,实施效果有一定的局限性。沉降器稀相大空间内油气平均停留时间长,是油气发生二次裂化反应的主要地点。实验数据^[7-8]表明至少40%质量

分数的催化裂化产物在传统的沉降器稀相空间内严重返混,而沉积在催化剂上的焦炭量与其停留时间的 1/4 或 1/3 次方成正比,非理想的二次裂化反应主要发生在沉降器的稀相大空间内,其原因就是油气在沉降器内停留时间过长。

2.3 油气的结焦问题

结焦问题是目前重油催化裂化装置面临的亟待解决的问题。结焦问题主要由滞留在沉降器器壁上的结焦形成焦炭产生的。结焦焦炭的脱落堵塞催化剂的循环回路,导致了催化裂化装置频繁地非计划停工^[11-12]。虽然滞留在沉降器器壁上的结焦是总生焦量(进料质量分数的 5%~10%)很小一部分,但就是这部分结焦已经导致重油催化裂化装置频繁地非计划停工,成为影响装置长周期运行的主要障碍之一。

油气在提升管内进行的催化裂化反应中,主催化反应的同时,由副反应生成焦。焦产生于催化剂的活性中心上,这些焦的形成与催化剂密切相关。但油气进入到沉降器以后,油气在催化剂表面或其他表面上会发生脱氢缩合反应,最后生成焦。沉降器内的结焦主要是一个在温度和时间作用下的热裂化过程^[13]。依据结焦的微观结构和结焦的形成过程分析^[14-15],结焦以液相结焦为主,主要是由油气的重组分液滴在温度和时间作用下发生热裂化产生的。影响油气结焦和滞留的主要因素是油气的停留时间、温降和流动速度。

沉降器的外壳形成巨大的散热面积,易于产生温降。温度降低使未气化、未反应的重组分增多,冷凝的液滴量增大,液滴粘壁的概率增大,生成滞留结焦的机会加大。油气的流动状态不仅决定着油气的停留时间,而且决定着油气对液滴和催化剂颗粒的携带能力和对器壁表面的冲刷能力。由于沉降器的大空间存在,使得油气流动速度较慢,催化剂颗粒浓度低,携带液滴的能力差,对粘壁结焦的冲刷能力比较小,油气中的液滴和催化剂颗粒易于沉积在这些区域的器壁上,并且逐渐累积,是导致结焦长大形成焦炭的一个主要原因。当催化裂化装置操作发生波动或其他因素就会导致焦炭脱落,堵塞催化剂的循环回路,最终造成装置的停工^[11-12]。

3 无沉降器工艺的设想

3.1 对沉降器的要求

目前的催化裂化工艺趋向于高温短接触方式操作,以减少油气的二次裂化反应。这种操作不仅局

限于在提升管内,而且也需要扩展到下游的沉降器内。为此原料在提升管内进行反应之后进入沉降器,通过油气与催化剂的快速分离、油气的快速引出、催化剂的快速汽提有效地防止反应油气的无选择性过度二次裂化反应,减少干气和焦炭产率,以提高原料的转化率和产品的分布^[8-10]。但沉降器自身存在很大的油气滞留空间,一方面提供了油气二次裂化反应的空间环境,另一方面油气平均停留时间长,温度相对比较高,提供了油气二次裂化反应的条件。因此在沉降器存在的前提下很难实现油气和催化剂真正意义上的快速分离和油气的快速引出。基于上述思想将现有催化裂化装置的沉降器取消,形成无沉降器催化裂化工艺装置。这是消除沉降器稀相大空间减少油气二次裂化反应,降低油气停留时间,提高油气流动速度,减少结焦体滞留的有效方法。

取消沉降器后,主要考虑的技术问题是需要设置一个底部汽提器汽提油气上行的通路,同时使油气夹带的催化剂颗粒尽可能低,以减小顶旋的入口浓度负荷。汽提油气上行通路的方式与提升管出口快分器的结构形式密切相关。

3.2 无沉降器的设想和技术方案

3.2.1 提升管出口采用旋流式快分器

图 3(a)结构是传统的旋流式快分器(Vortex Quick Separator, VQS)催化裂化工艺^[10],汽提油气通过封闭罩与沉降器外壳的大空间内缓慢上行,在导流筒承插处进入顶旋入口。图 3(b)结构是取消沉降器的外壳,用旋流式快分器作为提升管出口的分分离器,第二级分离器采用带隔流筒的旋流快分器^[16]。汽提油气通过封闭罩与提升管的环形空间上行进入第二级旋流快分器,一级快分器分离出的颗粒直接进入汽提器中,二级快分器分离出的颗粒经返料管进入到汽提器。图 3(c)结构是多个并联外置旋风分离器(顶旋)作为第二级分离器^[17]。

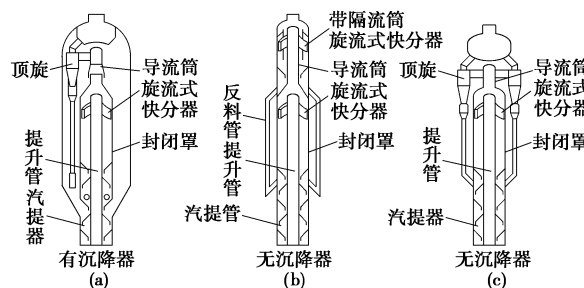


图 3 无沉降器催化裂化工艺(旋流式快分器)与传统工艺对比

汽提油气通过封闭罩与提升管的环形空间上行进入顶旋入口。一般旋风分离器的分离效率高于旋流快分器的分离效率,所以相对图3(b)结构,图3(c)结构的分离效率要高一些,但图3(b)结构更加紧凑。该结构适于并列式催化裂化装置。

3.2.2 提升管出口采用旋风分离器

取消沉降器的外壳,用旋风分离器作为提升管出口的快分器(粗旋),见图4。根据底部汽提器汽提油气上行通路的方式,有多种结构。图4(a)结构是汽提油气通过旋风分离器中心上行,相当于带预汽提器的粗旋^[17]。图4(b)结构为管式沉降器^[18],即将传统的沉降器缩小为一个导流筒,作为汽提器油气上行通路。图4(c)为带导流管的结构,导流管用于输送上行的汽提油气。后2种结构由于为汽提器油气单独设置了上行通路,不影响粗旋的排料和分离效率。用旋风分离器作为提升管出口的快分器后,采用多个并联旋风分离器(顶旋)作为第二级分离器。在处理量比较大时,提升管出口旋风分离器也可以采用2个并联结构。提升管出口采用粗旋的结构应尽可能降低汽提油气夹带催化剂的量,以减小顶旋的分离负荷。该结构适于并列或同轴式催化裂化装置。

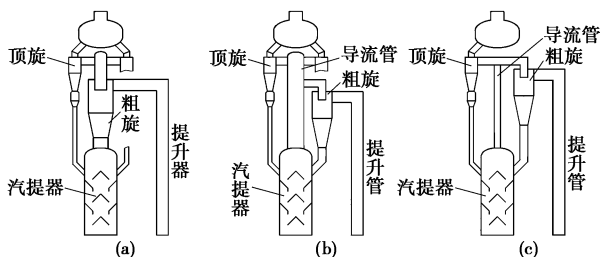


图4 无沉降器催化裂化工艺(旋风分离器)

3.3 无沉降器催化裂化装置的技术特点

与现有保留沉降器的流化催化裂化装置相比,取消传统催化裂化装置的沉降器,可以有效地消除油气滞留的大空间,不存在油气流动的滞留或低速空间,使油气的平均停留时间减少到2~3 s以下,从而避免了由于油气停留时间过长、催化剂与反应产物接触时间过长而引起的二次裂化反应,提高轻油收率,使产品的分布得到改善。同时根除了结焦滞留的空间,避免了以往沉降器存在的结焦问题,保证催化裂化装置的长周期运行。

此外从装备技术上看,取消沉降器也是可行的。无沉降器催化裂化装置采用油气和催化剂快速分离系统,实现气、固高效分离,油气快速引出,并及时高

效汽提,三者组成一体,结构简单且紧凑,大大节省设备费用。在现有装置上改造也易于实施。同时无沉降器催化裂化装置减少了散热面积,还具有一定的节能效果。

4 结论

沉降器的功能对于分子筛催化剂快速失活的快速催化反应体系,已经失去了原来作为反应器的作用。油气的反应过程由密相床层反应转变为快速床反应,反应地点由沉降器转移到提升管反应器内。沉降器蜕变为一个包容旋风分离器和待生催化剂沉降的压力空间。取消沉降器可以消除油气的滞留大空间,提高油气流动速度,降低油气的停留时间,防止结焦问题的产生,抑制油气的二次裂化反应,提高轻油收率,产品的分布得到改善,具有良好的经济技术效果。因此取消沉降器是必要的,从装备技术上看取消沉降器也是可行的,取消沉降器后可以形成新的无沉降器催化裂化工艺装备技术。

参考文献

- [1] Avidan A A, Edwards M, Owen H. Innovative improvements highlight FCC's past and future[J]. Oil & Gas Journal, 1990, 88(2): 33 - 58.
- [2] McCarthy S J, Raterman M F, Smalley C G, et al. Refiner improves FCC yields using latest process technologies[J]. Oil & Gas Journal, 1997, 95(33): 56 - 59.
- [3] 山红红,李春义,钮根林,等.流化催化裂化技术研究进展[J].中国石油大学学报:自然科学版,2005,29(6):135 - 150.
- [4] 陈俊武.催化裂化工艺与工程[M].2版.北京:中国石化出版社,2005:1 - 24.
- [5] 林世雄.石油炼制工程[M].3版.北京:石油工业出版社,2000:322 - 349.
- [6] 王刚,高金森,徐春明,等.催化裂化过程中热裂化反应与二次反应的研究[J].燃料化学学报,2005,33(4):440 - 444.
- [7] 高金森,徐春明,卢春喜,等.对重油催化裂化反应历程的若干再认识:“新型多区协控重油催化裂化技术MZCC”的提出[J].炼油技术与工程,2006,36(12):1 - 6.
- [8] Chen Ye-Mon. Recent advances in FCC technology[J]. Powder Technology, 2006, 163: 2 - 8.
- [9] Avidan A A, Krambeck F J, Owen H, et al. FCC closed-cyclone system eliminates post-riser cracking[J]. Oil & Gas Journal, 1990, 88(13): 56 - 62.
- [10] 汪申,时铭显.我国催化裂化提升管反应系统设备技术的进展[J].石油化工动态,2000,8(5):46 - 50.
- [11] 中国石化总公司催化裂化装置长周期运行调查组.催化裂化装置长周期运行的调查[J].炼油设计,1998,28(2):6 - 13.
- [12] McPherson L J. Causes of FCC reactor coke deposits identified[J]. Oil & Gas Journal, 1984, 82(37): 139 - 143.

为三维网状结构,配料 b 的颗粒内部是蜂窝状结构。表 1 所示为配料的物性参数^[3]。

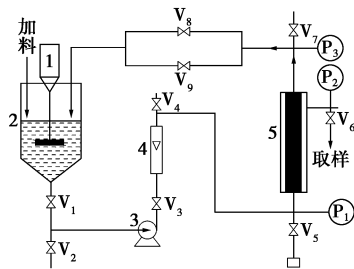
表 1 配料的物性参数

	配料 a	配料 b
密度/ $\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$	2.20~2.50	2.64~3.00
孔隙率/%	95.5	85.2
粒度分布/ μm	5~40	5~40
渗透率/Darcy	0.48	0.40
化学性质	稳定	稳定

仪器:G10-2.4 A 型离心分离机;TG628A 分析天平;无机膜过滤器(孔径为 $1.0\ \mu\text{m}$)。

1.2 试验装置及流程

如图 1 所示,打开配兑罐进料阀门,定量泵入待滤受污 NHD 脱碳液,然后开启搅拌器,按一定比例加入配料,搅拌 15 min。开启阀门 V_1 、 V_3 ,将配兑罐内搅拌混合均匀的受污 NHD 脱碳液泵入无机膜过滤器内进行过滤(严格控制操作压力于 $0.1\ \text{MPa}$)。打开阀门 V_8 、 V_9 ,将膜管截留液回流入配兑罐中,打开阀门 V_6 ,接取滤液且在相同时间间隔内取一次样。



1—搅拌器;2—配兑罐;3—离心泵;4—液体流量计;5—膜组件;
 P_1, P_2, P_3 —压力表; $V_1 \sim V_9$ —阀门

图 1 陶瓷膜澄清受污 NHD 脱碳液工艺流程

1.3 分析测试方法

分别取各操作条件下,相同时间间隔内所取的样品 15 mL 置于离心管中,将离心机转速调至 $10\ 000\ \text{r}/\text{min}$,离心分离 20 min 后,将液体倒出,擦拭管壁上的液珠,用分析天平称量固体杂质及离心管的质量,样品的固含量 ω 的计算公式:

$$\omega = (m_2 - m_1) / 15 \times 1000$$

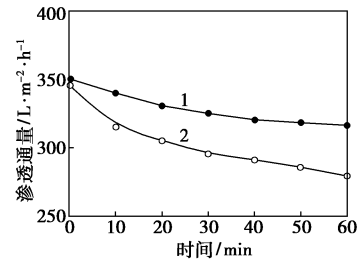
式中 m_1 为离心管质量(g), m_2 代表离心管 +

固体杂质质量(g), ω 为样品的固含量(g/L)。

2 试验结果与讨论

2.1 配料种类对过滤性能的影响

在滤液固含量一定的情况下,配料种类对膜的渗透通量有很大的影响。图 2 为配料 a 和配料 b 对渗透通量的影响。



1—配料 a;2—配料 b

图 2 配料 a、b 对渗透通量的影响

由图 2 可以看出,在配料添加量相同时,添加不同种类的配料,渗透通量随时间的变化却相差较大,即配料 a 的通量衰减与配料 b 相比,比较缓慢。这是因为:①配料 a 的密度较小,悬浮性较好,在原料液中分布均匀;②加入配料 a 可以降低膜的过滤阻力;③配料 a 的多孔结构及其较大的比表面积使其具有较强的吸附性能,使原料液中的细小固体颗粒或胶体被吸附在配料 a 上形成蓬松的无黏性的絮状物,显著降低了膜的污染,减小了膜孔的堵塞,保持了高而稳定的渗透通量^[4],这是配料 a 提高膜渗透通量和截留效果的主要原因。试验结果证明:配料 a 能大大提高过滤能力,改善澄清度,提高生产效率,降低过滤成本。从工业化角度考虑,选取配料 a 对受污 NHD 脱碳液进行预处理具有可行性。

2.2 配料添加量对过滤性能的影响

2.2.1 配料添加量对渗透通量的影响

本试验膜通量分别采用即时膜通量和平均膜通量的 2 种表示方法,即每隔 1 h 测即时膜通量,试验结束后求即时膜通量的平均值即为平均膜通量。在室温、配料种类为 a、跨膜压差为 $0.10\ \text{MPa}$ 的操作条件下,配料添加量对渗透通量的影响见图 3。

(上接第 73 页)

- [13] 梁文杰.石油化学[M].东营:中国石油大学出版社,1995:291-299.
[14] 魏耀东,宋健斐,张锴,等.催化裂化装置沉降器内结焦的微观结构及其生长过程的分析[J].燃料化学学报,2005,33(4):445-449.
[15] 宋健斐,魏耀东,时铭显.催化裂化装置沉降器内结焦物的基本特性分析及其形成过程的探讨[J].石油学报:石油加工,2006,

22(2):39-44.

- [16] 卢春喜,孙风侠,魏耀东,等.新型紧凑型催化裂化沉降器系统的实验研究[J].石油学报:石油加工,2007,23(6):6-12.
[17] 魏耀东,宋健斐,陈建义,等.无沉降器催化裂化工艺装置的设想[J].炼油技术与工程,2008,38(5):9-11.
[18] 魏耀东,宋健斐,陈建义,等.管式沉降器催化裂化工艺装置的设想[J].炼油技术与工程,2008,38(7):1-2. ■