**NOMBRE DEL SUB-EVENTO**

**SIQ Comisión I: XII Conferencia "La Ingeniería Química: Desarrollo, potencialidades y sus retos"**

**Título**

**Evaluación del reactor de craqueo catalítico diseñado para la Fase I del Proyecto Expansión.**

***Evaluation of the catalytic cracking reactor designed for Phase I of the Expansion Project.***

**Elizabeth Yera Suárez1, Liusmar Maturell Rodríguez2, Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas3**

1- Elizabeth Yera Suárez. Refinería Cienfuegos S.A, Cuba. eyera@cuvenpetrol.cu

2- Liusmar Maturell Rodríguez. Refinería Cienfuegos S.A, Cuba. lmaturell@cuvenpetrol.cu

3- Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas. Refinería Cienfuegos S.A, Cuba. globelles@cuvenpetrol.cu

**Resumen:**

El craqueo catalítico fluidizado juega un papel fundamental en una refinería de petróleo con proceso de conversión media, donde la efectividad del catalizador y su operación exitosa determinan su rentabilidad. En tal sentido es objetivo del presente estudio, evaluar qué consecuencias operacionales experimentará el reactor de craqueo catalítico fluidizado al procesar diferentes corrientes de alimentación. En el estudio se realiza una consulta bibliográfica fundamentando el proceso de craqueo catalítico y las herramientas fundamentales para su evaluación. Se determina utilizar el *software Petro-SIM 6.0,* con la utilidad *FCC-SIM 6.0* para la calibración del reactor y posterior evaluación del mismo. Se obtiene el modelo simulado del reactor utilizando las herramientas antes mencionadas. En la validación del mismo se obtienen errores relativos por debajo del 10 % y con el análisis de sensibilidad se determina que sigue un comportamiento adecuado del proceso. El modelo se utiliza para la evaluación del reactor con las dietas Leona 22, Urals y Sahara *Blend*. La misma reporta que la alimentación a partir del procesamiento del crudo Urals es la mejor opción, pues cumple con los requisitos físico-químicos e hidráulicos de la planta, mientras que el Leona 22 y el Sahara *Blend* no son procesables porque no cumplen con los requerimientos hidráulicos. Se realizan además recomendaciones para el procesamiento de los mismos bajo otras condiciones.

Palabras claves: simulación, craqueo catalítico, evaluación.

***Abstract:***

*The fluidized catalytic cracking plays a fundamental role in an oil refinery with medium conversion process, where the effectiveness of the catalyst and its successful operation determine its profitability. This study has the goal to evaluate the operational consequences that will experience the fluidized catalytic cracking reactor when processing different feed currents. In the study, a bibliographic consultation is carried out, basing the catalytic cracking process and the fundamental tools for its evaluation. It is determined to use Petro-SIM 6.0 software, with the FCC-SIM 6.0 utility for reactor calibration and subsequent evaluation. The methodology used to calibrate the reactor using the aforementioned tools is presented and were obtain relatives error below 10 %. The model used for the evaluation with the Leona 22, Urals and Sahara Blend diets is validated by determining the relative error after the reactor is calibrated and with a sensitivity analysis to check the behavior of the reactor. The evaluation reports that the Urals is the best option, since it meets the hydraulic and physical-chemical requirements of the plant, while the Leona 22 and the Sahara Blend are not processable in the plant because they do not meet the hydraulic requirements. Recommendations are also made for processing them under other conditions.*

Palabras Claves: Simulación; Craqueo catalítico, Evaluación.

*Keywords: Simulation; Catalytic cracking, Evaluation.*

**1. Introducción**

Para muchos especialistas, el craqueo catalítico fluidizado (FCC), es la clave para la rentabilidad y su operación exitosa determina si la refinería es o no competitiva en el mercado actual [9].

Los autores [2-7-3] coinciden que la función del proceso FCC es convertir fracciones pesadas de petróleo y de bajo valor comercial en productos de alta calidad como la gasolina de alto octano a partir del uso de un catalizador de naturaleza zeolítica. Además, como subproductos se obtienen aceites pesados y gases ligeros que son utilizados como combustible dentro y fuera de la refinería.

La característica fundamental de la unidad de craqueo catalítica es la unión de dos unidades: un reactor con una temperatura alrededor de 500 0C, donde el hidrocarburo suministrado en fase vapor se fragmenta en contacto con el catalizador a alta temperatura, y un regenerador que opera sobre los 680 0C, a donde se envía el catalizador ya agotado y se reducen los depósitos de carbono hasta el 0,4 – 0,8 % peso. Pasados 5 − 10 minutos las partículas calientes se devuelven al reactor [8].

Típicamente las unidades de FCC se conforman de las secciones: reacción-regeneración, fraccionamiento y finales ligeros, en las dos últimas se obtienen los productos de valor comercial [4].

La unidad moderna FCC puede aceptar una amplia gama de materias primas [5].Dicha alimentación proviene de los fondos de la destilación atmosférica o de los destilados y/o fondos de la torre de vacío [6].

El inyecto a la unidad constituye una de las variables más importantes. Sus características inciden sobre la conversión, funcionamiento y la calidad de los productos obtenidos. Su calidad está determinada por los tipos y proporciones de los hidrocarburos que lo constituyen, además por la cantidad y características de las impurezas presentes en el mismo, así como por el proceso de refinación que las generó. Un cambio en la calidad de la carga puede conllevar a la necesidad de cambiar: el flujo de alimentación programado de la misma, los parámetros tecnológicos e incluso algunos aspectos del diseño [2-7].

El craqueo catalítico es un proceso complejo y se deben lograr tres equilibrios para su buen funcionamiento y estabilidad [2-5]: equilibrio de calor o energía, llamado balance térmico, equilibrio de presiones, llamado balance de presiones y equilibrio químico o de coque, llamado balance de carbono.

La complejidad de mantener estos equilibrios estriba en la relación existente entre las muchas variables que intervienen en el proceso ya que la alteración en una variable hace que otras variables se ajusten por sí mismas, para que el convertidor encuentre su nuevo punto de equilibrio, lo que acarrea también alteraciones en los rendimientos y calidad de los productos.

En tal sentido, la Refinería Cienfuegos S.A, objeto de estudio, fue reevaluada para procesar la mezcla de crudos constituida por 12% volumen de crudo Merey 16 y 88 % volumen de Mesa 30. Debido a la baja disponibilidad del segundo, se sugirió la utilización de crudos de oportunidad que por lo general son más pesados y con mayor contenido de contaminantes. Por lo que es necesario identificar posibles impactos operacionales, tanto en las unidades existentes como en las nuevas que forman parte del Proyecto Fase I, con el propósito de asimilar los diferentes crudos manteniendo los rendimientos esperados.

Con el fin de identificar estos posibles impactos operacionales y proponer los cambios operacionales necesarios ante cambios de dieta, es objetivo del trabajo obtener un modelo de simulación que permita evaluar diferentes alimentaciones. Para ello se seleccionó el simulador gráfico de procesos *Petro-SIM* que combina la destacada tecnología *Profimatics* de KBC con un amplio conjunto de modelos de reactor estándares de KBC, que incluye: *Fluid Catalytic Cracker* (FCC-SIM) para craqueo catalítico del fluido.

* Escribe un texto o la dirección de un sitio, o bien, [**traduce un documento**](https://translate.google.com.cu/?tr=f&hl=es-419)**.**
* [**Cancelar**](https://translate.google.com.cu/?tr=t&hl=es-419)
* **Mostrando traducción para** **acid-treated natural aluminosilicates, *amorphous* synthetic silica-alumina combinations, crystalline synthetic silica-alumina catalysts called zeolites or molecular sieves**
* **En su lugar, traducir del** **acid-treated natural aluminosilicates, morphous synthetic silica-alumina combinations, crystalline synthetic silica-alumina catalysts called zeolites or molecular sieves**

**2. Metodología**

La unidad está diseñada con capacidad de 2841 t/d de una mezcla de aceite no convertido de hidrocraqueo y aceite de la unidad de hidrocraqueo leve para la etapa expansión y 2150,4 t/d de aceite de vacío (VGO) de destilación al vacío en Fase 1.

El diseño de los equipos fue concebido para tres posibles modos de operación: maximizar gasolina, maximizar destilado y Fase I.

Para evaluar la unidad se obtiene el modelo de simulación a partir de la calibración del reactor lo que permite predecir los factores de calibración que muestran el comportamiento real del proceso de reacción. Para ello se utiliza la información sobre alimentaciones, productos y condiciones de operación reales en el simulador *Petro-SIM 6.0.* Los datos necesarios para la calibración se recopilan del Libro de Procesos (AXENS, 2011). La termodinámica del proceso la rige el modelo: *Peng-Robinson*. Tras el proceso de calibración se obtiene un nuevo conjunto de datos que requiere ser validado esto se realiza determinándose el error relativo y un análisis de sensibilidad:

$e\_{rel}=\frac{\left|X\_{diseño}-X\_{calculado}\right|}{X\_{diseño}}$ (1)

Para el análisis de sensibilidad se varía el flujo másico de las corrientes de entrada desde el 60-75 % de la capacidad de la unidad. Se determina este intervalo, dado que en el diseño de la planta el licenciante prevé que la unidad no puede operar a menos del 60 % de la capacidad desde el punto de vista hidráulico y no más del 75 % para cargas directas de plantas de vacío. Se analiza el comportamiento de las temperaturas de la cama densa, flujo de aire de combustión y el flujo de catalizador.

Tras obtenerse y validarse el modelo se procede a la evaluación de los distintos gasóleos de vacío donde sus características son obtenidas a partir del análisis de los *assays* de estos crudos (Tabla 1) conciliados con los resultados obtenidos por el departamento de tecnología en evaluaciones anteriores

**Tabla1. Mezclas de crudos utilizadas en la evaluación**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
|  |  | Crudos |  |  |
| **Dietas** | **0API** | **Merey 16** | **Mesa 30** | **Sahara** | **Urals** | **Flujo másico (kg/h)** | **% de carga** |
| Leona 22 | 22 | 52% | 48% |  |  | 67590 | 57 |
| Urals | 30,92 |  |  |  | 100% | 76979 | 65 |
| Sahara Blend | 36 | 25% |  | 75% |  | 57220 | 47 |

En la Figura 1 se muestra el diagrama heurístico de la metodología de calibración del reactor.



**Figura 1. Diagrama heurístico de la metodología de calibración del reactor.**

**3. Resultados y discusión**

El *FCC-SIM 6.0* crea automáticamente una nueva plantilla con un conjunto de componentes predeterminado y un paquete de propiedades para el reactor seleccionado. Entre los módulos principales que se incluyen en el grupo de calibración se encuentran: reactor FCC (FCCU Reactor), columna en *distop* (*Distillation Column Sub-flowsheet, in Distop*), divisor de componentes(*Component splitter*). En la figura 2 se muestra la plantilla utilizada para la calibración del reactor de FCC.



**Figura 2. Plantilla para la calibración del reactor FCC.**

Con todos los datos generados tras la calibración se realiza un análisis comparativo entre las condiciones de diseño y las obtenidas en la calibración del reactor FCC, determinándose el error que se comete al estudiar el sistema con el modelo diseñado, lo que permite definir con qué precisión puede ser utilizado éste para predecir y estudiar la operación del equipo.

**Tabla 2. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos par el reactor de craqueo catalítico.**

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **Reactor elevador** | **UM** | **Diseño** | **Simulación** | **Error (%)** |
| Relación catalizador/alimentación | peso/peso | 8,92 | 8,94 | 0,22 |
| Tiempo de residencia | s | 2 | 2,03 | 1,8 |
| **Regenerador** |
| Temperatura de la fase densa | 0C | 728,9 | 728,6 | 0,041 |
| Temperatura de la fase diluida | 0C | 739 | 739,1 | 0,013 |
| Flujo de aire de combustión | kg/h | 84095 | 84360 | 0,3 |
| Contenido de SOx en el gas de combustión | ppm volumen | 1400 | 1399 | 0,071 |
| Temperatura del gas de combustión | 0C | 738,6 | 738,7 | 0,013 |
| Carbón en el catalizador regenerado | % peso | 0,03 | 0,29 | 3 |
| Flujo de coque | kg/h | 5654 | 5464 | 3,36 |
| Flujo de gas de combustión | kg/h | 90176 | 88820 | 1,50 |
| **Catalizador** |
| Flujo de circulación del catalizador | t/min | 13,3 | 13,36 | 0,5 |

Los errores que se cometen al calibrar el reactor de FCC para las condiciones de diseño en su mayoría son pequeños por debajo del 3 %, aunque algunos parámetros oscilan en un 6%. Los mismos no afectan la reproducción adecuada del modelo bajo estas condiciones. Se analizó la alimentación al reactor FCC, los productos: el gas licuado del petróleo (GLP), gas ácido, nafta craqueada, aceite de ciclo ligero, aceite clarificado en todos se mostraron resultados adecuados por lo se puede utilizar el modelo para predecir de forma preliminar cómo serían las características de los productos de la unidad de craqueo catalítico ante cambios de alimentación.

Una vez que se comprueba el ajuste del modelo al caso base se realiza el análisis de sensibilidad a dicho modelo para comprobar su respuesta ante una variación del flujo de alimentación. El modelo mantiene constante la temperatura de reacción manteniendo la severidad en el proceso.

La primera variable analizada es la temperatura de la fase densa la cual disminuye al aumentar el caudal de la carga ya que se genera menos coque en función de la reducción del tiempo de contacto por el aumento de la relación catalizador /aceite, reduciendo el craqueo en la base del reactor elevador.

**Figura 3. Temperatura de la cama densa vs alimentación.**

El caudal de aire para la combustión aumenta debido a la mayor producción de coque en función del incremento en el caudal de carga, aunque el tiempo de contacto disminuya.

**Figura 4. Aire de combustión vs alimentación.**

El flujo de catalizador aumenta para mantener la temperatura de reacción debido al incremento en el caudal de la carga.

**Figura 5. Aire de combustión vs alimentación.**

Para la simulación de cada dieta no se realizan cambios en la temperatura y presión de los gasóleos de vacío. El análisis del reactor de FCC se realiza desde el punto de vista hidráulico y físico-químico. Al analizarse la Tabla 1 y siguiendo las recomendaciones del licenciante se hace evidente que las alimentaciones Leona 22 y Sahara *Blend* se quedan por debajo del 60 % de la carga (1705 t/d), límite hidráulico de la unidad. Por lo que no se podría garantizar el funcionamiento estable de la misma. En la Tabla 3 se muestran los resultados de la evaluación del reactor para los diferentes gasóleos.

**Tabla 3. Resultados de la evaluación del reactor FCC.**

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **Reactor elevador** | **UM** | **Diseño** | **Leona 22** | **Urals** | **Sahara Blend** |
| Catalizador/alimentación | peso/peso | 8,9 | 9,731 | 8,749 | 12,83 |
| Tiempo de residencia | s | 2 | 2,488 | 2,275 | 2,535 |
| Regenerador |  |  |  |  |  |
| Temperatura de la fase densa | 0C | 728,9 | 714,7 | 735,3 | 686,3 |
| Temperatura de la fase diluida | 0C | 739 | 729,1 | 746,2 | 707,5 |
| Carbón en el catalizador regenerado | % peso | 0,03 | 0,0344 | 0,0279 | 0,0452 |
| Flujo de aire de combustión | kg/h | 84095 | 64620 | 74830 | 58940 |
| Contenido de SOx en el gas de combustión | ppm volumen | 1400 | 2084 | 1448 | 1245 |
| Catalizador |  |  |  |  |  |
| Flujo de circulación del catalizador | t/min | 13,3 | 10,96 | 11,22 | 12,23 |

Al analizar los resultados obtenidos tras la evaluación de la unidad se observa que se afecta el ΔT (100C) óptimo entre las temperaturas de la cama densa y diluida del regenerador para el Leona 22 en 50C y en caso del *Sahara Blend* en 11,20C. Este ΔT óptimo lo que garantiza es que se minimicen las reacciones de postcombustión en la cama diluida y en el circuito de salida a la caldera recuperadora. Aunque es muy posible que para estos casos se presencien reacciones de postcombustión, la temperatura de la fase diluida se mantiene por debajo de la temperatura de desactivación del catalizador (750 0C), de la temperatura de la fase diluida del diseño de la Fase I (739 0C) y de la temperatura de diseño para la metalurgia del equipamiento (770 0C).

Al analizar la Tabla 1 y 3 de los tres gasóleos de vacío correspondientes a las diferentes dietas el que presenta la mejor opción para su procesamiento en el FCC es el Urals, cumple con los requisitos hidráulicos de la planta y fiscos-químicos aunque se le debe realizar la salvedad que aunque las temperaturas en el regenerador cumplen con el ΔT especificado, se encuentran muy cercanas al límite que recomienda el licenciante tanto para la metalurgia del equipo (770 0C), como para la desactivación del catalizador (750 0C). Existen otras posibilidades para disminuir las temperaturas en el regenerador que dadas las condiciones en el simulador no pueden ser evaluadas y presentar los resultados de su cambio, entre ellas serían:

Disminuir el aire de combustión así se desplazaría el balance de carbono aumentando el contenido de carbón en el catalizador regenerado, que como se muestra en la Tabla 3 se queda por debajo del determinado en la Fase I y de esta forma podría disminuir la severidad en el regenerador.

Otra de las variantes que sí pudo ser evaluada en el simulador es no precalentar la alimentación, lo que provoca un desplazamiento del equilibrio térmico en solo 10C. Se podría también, en caso que el incremento de las temperaturas en el regenerador pudiera desactivar el catalizador, inyectar vapor, provocando la desactivación térmica del mismo.

En cambio el Leona 22 puede procesarse físico-químico pero no hidráulicamente siguiendo las recomendaciones del licenciante. El Sahara *Blend* no cumple con ninguno de los dos requisitos porque la nafta craqueada no cumple con los requerimientos de calidad para una gasolina especial (RON=92,9 min y MON=81 min).

La unidad de craqueo catalítico es una planta de operación estable pero con un proceso de arrancada muy complicado por lo que se requiere no ser trabajada por baches. Por tal motivo se requieren de otras estrategias con el fin de adquirir gasóleos de vacío procedentes de una misma dieta incrementando las cargas y se cumplen con las recomendaciones del licenciante.

Se analizaron algunas variables operacionales como se afectan al realizar el aumento de carga (Leona 22) manteniendo una relación 45 % de LVGO y 55 % de HVGO. Estas variables fueron: las temperaturas de la cama densa y fluida, el aire de combustión, circulación del catalizador. Se fijaron variables de alta incidencia como: la temperatura de reacción, la temperatura de inyecto, la temperatura de alimentación del catalizador. Por tanto las variables sujetas a cambio mantuvieron los comportamientos esperados garantizando la severidad necesaria en el proceso para mantener el parámetro principal de calidad de la planta.

**Figura 6 RON y MON estimados vs % de carga.**

Lo más conveniente es operar la planta con esta dieta de un 60-70 % de carga dado que este crudo tiene un mayor contenido de metales pesados con respecto al diseño de Fase I y el simulador utilizado no permite evaluar su impacto en el catalizador.

El Sahara *Blend* además de recomendar aumentar la carga, se necesita en estas condiciones de operación aumentar la severidad en el reactor, esto podría lograrse no precalentando la alimentación e inyectarla a 150 0C, para así aumentar el craqueo térmico en la base del reactor elevador. En la siguiente tabla se muestra los resultados de esta recomendación.

**Tabla 5 Resultados de la evaluación para el reactor de FCC para la recomendación #2**

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| **Reactor elevador** | **UM** | **Sahara *Blend* (T inyecto 150 0C)** | **Sahara *Blend* (T inyecto 180 0C)** |
| Catalizador/alimentación | peso/peso | 13,28 | 12,83 |
| Tiempo de residencia | s | 2,523 | 2,535 |
| **Regenerador** |  |  |  |
| Temperatura de la fase densa | 0C | 686,4 | 686,3 |
| Temperatura de la fase diluida | 0C | 707,1 | 707,5 |
| Carbón en el catalizador regenerado | % peso | 0,045 | 0,0452 |
| Flujo de aire de combustión | kg/h | 60870 | 58940 |
| Contenido de SOx en el gas de combustión | ppm volumen | 1278 | 1245 |
| **Catalizador** |  |  |  |
| Flujo de circulación del catalizador | t/min | 12,67 | 12,23 |

Como se puede observar de forma general los parámetros operacionales en el reactor FCC no se aprecian cambios apreciables, sin embargo se aprecia que aumenta el flujo de circulación del catalizador, el flujo de coque. Al no precalentar la materia prima aumenta el craqueo térmico aumentando la conversión en un 7,57 %. Disminuyen los rendimientos del aceite clarificado en un 2,78 %, aceite de ciclo ligero en un 6,2 %, la nafta craqueada en un 2,27 %. Aumenta la producción del gas licuado del petróleo en un 8,15 % y gas ácido en un 1,68 %. Aunque no se logra el objeto de esta recomendación que era obtener una nafta craqueada que cumpliera con los requerimientos de la gasolina especial (RON=91,61 y MON=80,14) se puede comercializar como gasolina regular.

Logrando que la nafta craqueada producto principal de nuestra planta se vuelva un producto de valor comercial no se logra procesar este producto en el reactor porque no se cumplen los requisitos hidráulicos. Es necesario entonces realizar la misma recomendación que para el Leona 22 aumentar la carga. Se realiza manteniendo la relación 59 % de LVGO y 41 % de HVGO.

Al analizar los resultados se encuentra un comportamiento muy similar al analizado para el Leona 22. En estos resultados el parámetro de mayor atención es el aumento del flujo de catalizador (Figura 7), así como la producción de gas licuado del petróleo la cual podría afectar la capacidad de las plantas aguas abajo. Por lo que se estimaría conveniente trabajar en el 60-65 % de carga.

**Figura 7 Catalizador de circulación vs % de carga.**

**4. Conclusiones**

Se obtiene y valida el modelo, tras la utilización de la metodología para la calibración de reactores de craqueo catalítico fluidizado empleando la utilidad *FCC-SIM 6.0.*

De la evaluación del reactor de FCC con las diferentes alimentaciones Leona 22, Urals y Sahara *Blend* se obtiene:

* El Leona 22 desde el punto de vista físico-químico puede procesarse pero desde el punto de vista hidráulico no. Se recomienda si es posible incrementar las cargas a un 60-70 %.
* El Urals es la mejor opción pues cumple con los requisitos fiscos-químicos e hidráulicos de la planta; aunque se debe analizar otra estrategia de trabajo porque las temperaturas en el regenerador pueden provocar la desactivación del catalizador.
* El Sahara *Blend* no es procesable en la planta porque no cumple con los requerimientos de calidad de la nafta e hidráulicos. Es posible procesar este producto si no se precalienta la alimentación e es inyectada a 150 0C. Además las cargas deben ser incrementadas para trabajar de un 60-65%.

**5. Referencias bibliográficas**

[1]. AXENS. CUVENPETROL S.A. Expansion of Camilo Cienfuegos Refinery. *Catalytic Cracking Unit. Unit 010 (CCU)19 830 BPSD/14 500 BPSD .Process Data Book.* junio de 2011.

[2]. J. Gary and G. E. Handwerk, *Petroleum Refining Technology and Economics.* 4th. 2001.

[3]. D. Hernández *Cracking Catalítico Fluido.* <http://www.gustato.com/petroleo/crackingcf.html>. 2006

[4]. J. Jechura, *Fluidizad Catalytic Cracking.* <http://inside.mines.edu/~jjechura/Refining/07_Catalytic_Cracking.pdf>. 2015

[5]. R. A. Meyers, Handbook Of Petroleum Refining Processes. 3rd Edition, McGraw-Hill Handbooks, 2003

[6]. M. Meza, Procesamiento De Naftas En El Reactor Del Complejo De CCU Del CRP- Cardón 2001

[7]. P. K. Niccum and A. H.Northup, *Economic extraction of FCC feedstock from residual oils,* Houston, Texas: Kellogg Brown & Root LLC *,* 2006

[8]. P. Leprince, *Conversion Processes III,* Paris: Editions Technip, 2001. ISBN 2-7108-0779-3.

[9]. R. Sadeghbeigi, *Fluid Catalytic Cracking Handbook.* 2nd. Texas: Gulf Publishing Company, 2000. ISBN: 0-884415-289-8.