



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO
FLUIDIZADO (FCC-2) DE LA REFINERÍA “MIGUEL HIDALGO”**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

RODRIGO VAZQUEZ FERNANDEZ



CIUDAD UNIVERSITARIA, CDMX

2017



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: Profesor: Montiel Maldonado Celestino

VOCAL: Profesor: Rivera Toledo Martin

SECRETARIO: Profesor: Álvarez Maciel Carlos

1er. SUPLENTE: Profesor: Rojas Rodríguez Alma Delia

2° SUPLENTE: Profesor: Rodríguez Castañeda Ileana

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos (LSyOP)

Edificio de Ingeniería Química, Conjunto E

Facultad de Química

Universidad Nacional Autónoma de México.

ASESOR DEL TEMA:

I.Q Celestino Montiel Maldonado

SUPERVISOR TÉCNICO:

I.Q Ileana Rodríguez Castañeda

SUSTENTANTE:

Rodrigo Vázquez Fernández

Agradecimientos y Dedicatorias:

A mi familia

Por ser mi principal inspiración en la vida, por todo su cariño y apoyo; sin ellos no estaría aquí. También por enseñarme a disfrutar la vida en cualquier momento, a sonreír siempre y luchar hasta el final por lo que uno quiere.

A Betsy

Por ser mi motor, mi apoyo y mi todo.

A mis tutores y sinodales.

Por brindarme su apoyo y tiempo brindarme todas las facilidades para realizar este trabajo.

A la UNAM

Por creer en mí y ser mi alma mater



"Convendría sentir menos curiosidad por las personas y más por las ideas."

Marie Curie



Contenido:

1. Objetivos	9
2. Introducción	9
3. Generalidades	10
3.1 El petróleo	10
3.2 Refinación	14
3.3 Procesos de Separación	14
3.4 Procesos de conversión	15
3.5 Procesos de mejoramiento	16
3.6 La industria en México	17
3.7 Refinería Miguel Hidalgo	19
4. Craqueo Catalítico Fluidizado	20
4.1 Breve Historia del Proceso	20
4.2 Importancia en la refinería	20
4.3 Productos Principales	21
4.4 Modelo Cinético de desintegración Catalítica	22
5. Descripción del proceso	26
5.1 Alimentación	27
5.2 Reacciones químicas	29
5.3 Riser	31
5.4 Reactor-Separador	32
5.5 Agotador	32
5.6 Regenerador	33
5.7 Catalizador	33
5.8 Operación	34
5.9 Sección de fraccionamiento	36
5.10 Sección de recuperación de gases	36
6. Simulador de procesos	37
7. Simulación de la "Unidad FCC"	39
7.1 Introducción	39
7.2 Entorno de la Simulación	40
7.3 Alcance	40
7.4 Desarrollo	40
8. Análisis y Resultados	63



9. Conclusiones.....	71
10. Bibliografía.....	79



Lista de tablas imágenes y gráficas.

Tablas

1. Composición general del petróleo	11
2. Clasificación del petróleo según su densidad	11
3. Tipos de crudo en México.....	11
4. Infraestructura del Sistema Nacional de Refinación	18
5. Características de la alimentación a la unidad FCC	41
6. Características del catalizador.....	42
7. Condiciones de operación del regenerador	42
8. Condiciones del ambiente	43
9. Diseño geométrico de la sección catalítica	43
10. Rendimiento del producto y sus propiedades.....	63
11. Resultados a la salida del Riser	64
12. Comparación de datos reales de operación contra datos obtenidos del simulador.....	64
13. Porcentaje de error para los componentes principales a la salida del reactor en relación al flujo volumétrico y másico	68
14. Variación de la conversión en función del flujo de alimentación.....	70
15. Valores máximos, mínimos de RON y MON de la UFCC-2.....	76

Imágenes

1. La industria petrolera en México.....	12
2. Esquema de refino que comprende la destilación atmosférica y al vacío....	15
3. Refinerías, oleoductos y poliductos	17
4. Refinería Miguel Hidalgo.....	19
5. Modelo de 3 lumps (Weekman1968)	23
6. M Modelo de 4 lumps (Yen, Cols, Lee 1989).....	24
7. Modelo de 5 lumps (Corella 1991).....	24
8. Modelo de 10 lumps (Jacob y Cols 1976).....	25
9. Esquema propuesto por Jhon y Wociechowsky (1975)	26
10. Unidad FCC; modelo Orthoflow	27



Graficas

1. Comparación de porcentajes de flujo volumétrico a la salida del Riser	65
2. Comparación de porcentajes de flujo másico a la salida del Riser	66
3. Comparación de porcentajes de conversión total en masa y volumen	67
4. Porcentaje de error en los flujos volumétricos de los principales productos, a la salida del riser	68
5. Porcentaje de error en los flujos volumétricos de los principales productos a la salida del riser	69
6. Porcentaje de conversión total en peso y volumen en función del flujo de alimentación de al riser	71
7. Porcentaje de conversión en peso de gasolina en función de flujo de alimentación al riser	71
8. Flujo de alimentación contra porcentaje de conversión en peso de fondos y ACL.....	72
9. Comparación de porcentajes de flujo másico a la salida del Riser	73
10. Porcentaje de conversión en peso de productos principales en función al flujo de alimentación	74
11. Flujo de gasolina en función de la variación de temperatura a la salida del riser.....	75
12. Variación de la temperatura de salida del riser contra valores de RON	76



1. Objetivos.

El presente trabajo tiene por objetivos:

- Llevar a cabo la simulación del proceso de craqueo catalítico fluidizado mediante un simulador de procesos (Aspen HYSYS V8.8)
- Realizar un análisis comparativo de las condiciones de alimentación, operación y productos obtenidos por el simulador y los datos de la planta.
- Resaltar la importancia del conocimiento y aptitudes que el usuario de un simulador de procesos debe tener, mediante la obtención de resultados concretos y significativos.
- Establecer las bases de una metodología para llevar a cabo una simulación para que sea un punto de apoyo para posteriores trabajos relacionados al proceso FCC.

2. Introducción

El carbón, el gas natural y el petróleo se han almacenado durante millones de años, alrededor de todo el mundo nos proporcionan no sólo energía, sino también materias primas para cubrir las necesidades económicas, de energía del mundo moderno. En ningún sector de producción industrial es tan completa la dependencia entre la energía y materia, como en la industria química, que se ve modificada por cualquier variación en la disponibilidad de las mismas. Los simuladores de proceso surgen como herramienta para representar y realizar previsiones en cambios de operación, reconfiguraciones, de una refinería sin necesidad de hacerlo de manera física otorgando un alto beneficio económico. La refinería Miguel Hidalgo de PEMEX es un caso totalmente de estudio, principalmente por su importancia y repercusión que tiene en México; ya que abastece de combustibles y productos para la industria petroquímica de la zona centro del país. En una refinería existen distintos tipos de procesos, ya sean químicos o físicos. Uno de los más importantes es el craqueo catalítico fluidizado (también llamada desintegración o conversión catalítica en lecho fluidizado, pero nos inclinaremos más por el primer nombre ya que en México es más común reconocerlo de esa manera).



Muchas veces se le llama al craqueo catalítico fluidizado “el corazón de una refinería” puesto que lleva a cabo la recuperación y transformación de los “fondos” (productos pesados y de poco valor económico) de las columnas de destilación atmosférica y de vacío, en productos de alto valor económico, también a esta unidad llegan las corrientes de otros procesos de características similares dentro de la misma refinería, que como ya se mencionó son transformadas en productos de los cuales resalta la gasolina. La Unidad FCC-2 (**FCC Fluid Catalytic Cracking** por sus siglas en inglés) ubicada en la refinería “Miguel Hidalgo” fue analizada, representada y puesta en el marco de una simulación para este trabajo.

3. Generalidades

3.1 El Petróleo

El petróleo es la materia prima de la industria química; es de naturaleza hidrocarbonada y está constituido por una mezcla compleja de diferentes tipos de los hidrocarburos, se compone básicamente de carbono e hidrógeno, con un pequeño porcentaje de otros elementos como azufre, nitrógeno y metales integrados en las estructuras de hidrocarburos. Entre las diversas teorías existentes sobre su origen, la más aceptada admite su origen orgánico, formado a partir de residuos animales y vegetales sometidos a determinadas condiciones de temperatura y presión, que junto a una acción bacteriana anaeróbica dio lugar a los hidrocarburos. El petróleo fluye entre varias capas sedimentarias de la tierra hasta que se concentran en unas formaciones geológicas, no permeables y porosas, que constituyen lo que se denomina como yacimiento. Los yacimientos pueden localizarse en la tierra y bajo el mar a diferentes profundidades que pueden llegar a varios miles de metros. Los procedimientos de extracción varían según el tipo y condiciones del yacimiento¹. La constitución del petróleo tiende a tener variaciones según el área geográfica, pero se ha establecido un rango de proporciones de los componentes más abundantes en él, mismos que se muestran en la tabla 1.

¹ Refino del petróleo, Tecnología y economía, James H. Gary, Glenn E. Handwerk. ED. Reverté



Elementos	% en peso
Carbón	84-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0-2
Nitrógeno	0-2

Tabla 1. Composición general del petróleo

Como consecuencia de su origen, condiciones, evolución y antigüedad, los crudos tienen diferente composición en cuanto al tipo y cantidad de familias químicas de las que están formados. Dada la gran diversidad de crudos de petróleo existente, es necesario disponer de una metodología que permita conocer su calidad y características. El conocimiento de estas propiedades permite una diferenciación entre los crudos en términos de "ligero" o "pesado", que permite una primera valoración de sus dificultades de procesamiento.

	Densidad °API	Densidad (g/cm ³)
Extra pesado	<10	>1
Pesado	10-22.3	1-0.92
Mediano	22.3-31.1	0.92-0.87
Ligero	31.1-39	0.87-0.83
Súper ligero	>39	<0.83

Tabla 2 Clasificación del petróleo según su densidad.

Fuente: <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>

En el caso de México, existen principalmente 3 tipos de crudo comercial empleado para llevar a cabo los procesos de refinación.

	Densidad °API	% de Azufre en peso
Itsmo	33.6	1.3
Maya	22	3.3
Olmeca	39.3	0.8

Tabla 3 Tipos de crudo en México Fuente: <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>



Contenido de azufre: Es común encontrarlo en forma de compuestos orgánicos que abarcan todo el rango de destilación del crudo, desde tiofenos en el residuo pesado, hasta sulfuros y disulfuros en rangos de productos más ligeros; provoca que el crudo o la alimentación sean más difíciles de fraccionar por lo que se debe remover previamente, la forma más común de hacerlo es transformarlo en H₂S, mediante hidrotreamiento catalizado a condiciones severas de temperatura y presión. Los compuestos ligeros de azufre pueden removerse también mediante el uso de mercaptanos para su posterior extracción con sosa u otro solvente.

Grados API: Es la expresión de la densidad relativa del crudo y sus derivados a 60°F; entre más grados API tenga una mezcla, significa que es más rica en componentes ligeros, y por el contrario entre menos sean los grados API, la mezcla contendrá mayor cantidad de compuestos pesados:

$$\text{Grados API} = \frac{141.5}{\text{gravedad específica}} - 131.5$$

Curva de destilación ASTM: Se utiliza para el control de la calidad y producción de la planta, se obtiene al destilar y condensar una muestra de una fracción de crudo y registrar la temperatura de los vapores producidos contra la cantidad de destilado condensado. Existen varios tipos de métodos de destilación ASTM, pero los que son útiles para este trabajo son:

- *Destilación ASTM D86*, se aplica en gasolinas, querosenos y gasóleos y productos con características similares
- *Destilación ASTM D1160* se aplica a fracciones pesadas y productos que pueden ser parcial o completamente vaporizados a una temperatura máxima de 400°C en un intervalo de presión de 6.55 a 0.133 kPa

Curva TBP: En la destilación TBP, una muestra de fracción de crudo se caracteriza a través de una destilación en una columna que contiene 100 etapas reales de equilibrio y con una tasa de reflujo tan alta como 100 a 1. El destilado se obtiene de la división de la muestra en las fracciones que la componen. Las curvas de destilación TBP (por sus siglas en inglés True Boiling Point, "temperatura de ebullición real") distinguen a los diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa.



3.2 Refinación

Se conoce como **refinación** al conjunto de procesos que se aplican al petróleo crudo con la finalidad de separar sus componentes útiles, además de adecuar sus características a las necesidades del mercado y que la sociedad demanda. Esta transformación se logra mediante los procesos de destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrodesulfuración, craqueo térmico, craqueo catalítico fluidizado, alquilación y reformación catalítica, entre otros.

La refinación del petróleo es una industria cuya operación y economía depende en gran medida de la calidad del crudo que procesa y de la calidad de los productos obtenidos. La calidad del crudo suele variar debido a las características de la región de donde es extraído y/o a las posibilidades de importación que tenga el país. La demanda actual que se tiene en el mundo de gasolinas y combustibles se ha visto aumentar principalmente por el incremento del sector automotriz y de transporte. Muchas refinerías suelen modificar constantemente las condiciones de operación de sus plantas o incluso implementar reconfiguraciones mayores en el diseño y operación para buscar cumplir con las demandas de producción y calidad. Para realizar dichos cambios es necesario realizar cálculos que representen en forma adecuada el comportamiento de los equipos y del proceso, ya que un error al momento de implementar los cambios puede tener consecuencias negativas, en la parte económica y de seguridad de la planta.

3.3 Procesos de separación

Los principales procesos de separación que se llevan a cabo en una refinería son:

- *Destilación (atmosférica y al vacío)*
- *Absorción*
- *Extracción*
- *Cristalización*
- *Adsorción*

La destilación se ha posicionado como el proceso físico por excelencia en la separación (fraccionamiento) de petróleo en una refinería. Es un proceso que aprovecha las propiedades mismas de los hidrocarburos para generar el fraccionamiento del petróleo en distintas corrientes que contienen mezclas de hidrocarburos con puntos de ebullición similares, y que pueden ser productos finales o intermedios para posteriores procesos.

A continuación en el siguiente esquema se muestra la importancia de los procesos de separación al inicio del procesamiento del petróleo.

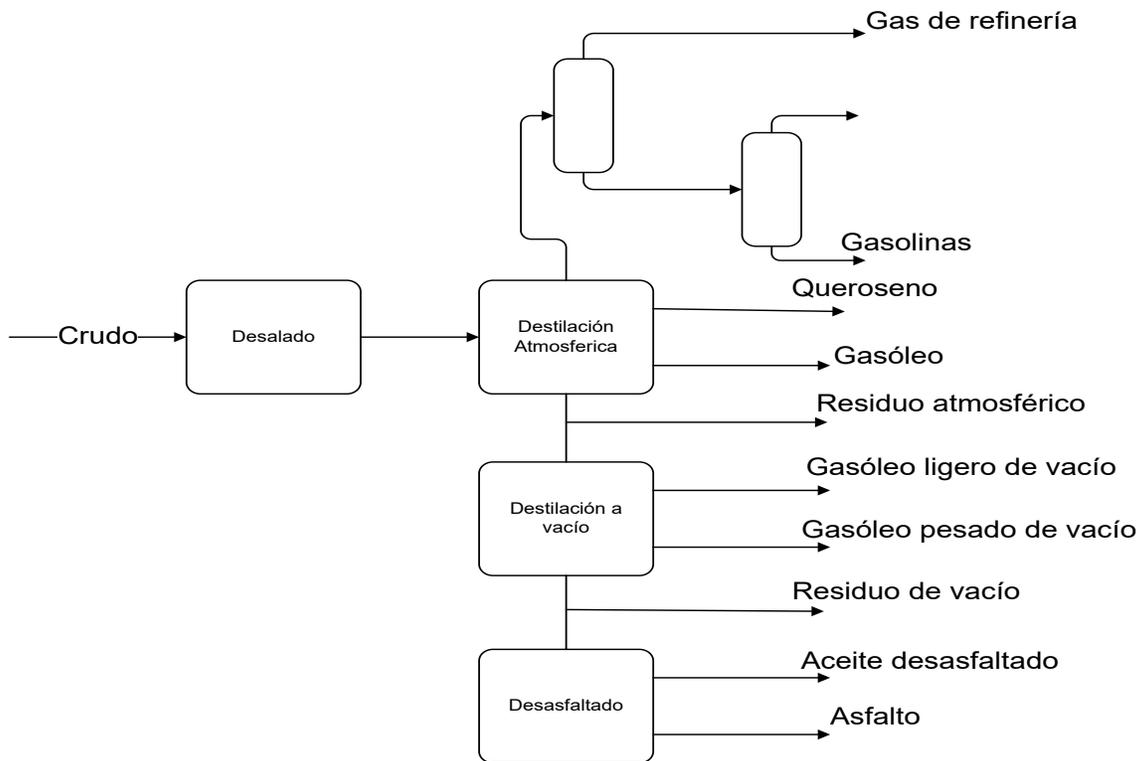


Imagen 2. Esquema de refinación del petróleo que comprende la destilación atmosférica y al vacío.

3.4 Procesos de conversión

Los procesos de conversión provocan reacciones químicas que rompen (descomponen) moléculas de gran tamaño y alto punto de ebullición de hidrocarburos de escaso valor económico, dando lugar a moléculas más pequeñas para mezclar con gasolina, combustible pesado, combustible diesel, materias primas de petroquímicos y otros productos ligeros de alto valor económico.



Las unidades de conversión forman el núcleo central de las operaciones de refinación modernas debido a que: permiten que las refinerías alcancen altos rendimientos, brindan flexibilidad operativa para mantener la elaboración de productos ligeros conforme a las fluctuaciones normales en la calidad del petróleo; permiten además el uso de los crudos sulfuroso pesados. Cuanto más pesado (o más denso) es el crudo, más alta es su proporción de C/H. Del mismo modo en un petróleo crudo, en particular cuanto más pesada es la fracción del punto de ebullición más alta es su proporción de C/H

Los procesos de conversión de mayor relevancia son:

- *Craqueo Catalítico Fluidizado o Desintegración Catalítica Fluidizada (FCC por sus siglas en inglés)*
- *Coquización*
- *Hidro craqueo o Hidrodesintegración.*

En términos generales, la reducción de la proporción de C/H se puede lograr de alguna de estas maneras; ya sea mediante el desecho del exceso de carbono (en forma de coque) o la adición de hidrógeno. El FCC y la coquización adoptan la primera opción; el hidro craqueo sigue la segunda opción.

3.5 Procesos de mejoramiento.

Los procesos de mejoramiento provocan reacciones químicas que combinan o reestructuran las moléculas en los flujos de bajo valor para producir otros de mayor valor comercial, el principal ejemplo es la obtención de una mezcla de componentes de gasolina con alto octanaje y bajo contenido de azufre. Todos los procesos de mejoramiento emplean catalizadores, incluyen moléculas de hidrocarburo pequeñas y se aplican a la producción de gasolina.

Entre los procesos de mejoramiento más importantes se encuentran:

- *Reformado Catalítico*
- *Alquilación*
- *Isomerización*
- *Polimerización*
- *Esterificación*

3.6 La industria de la refinación en México.

La industria de la refinación en nuestro país presenta distintos retos, entre los que se encuentran la creciente demanda de los productos derivados del petróleo misma que se vincula al desarrollo económico del país. El compromiso en el cuidado del medio ambiente a través de la elaboración de combustibles cada vez más limpios y el de mejorar y/o actualizar el proceso de refinamiento del petróleo.



Imagen 3. Refinerías en México Fuente: <http://www.industriapetroleramexicana.com/2010/07/la-refinacion-en-mexico/>

Aunado a esto existe una incertidumbre respecto a la disponibilidad de crudos cada vez más pesados que requerirán de procesos más complejos para la obtención de los productos petrolíferos que requiere el país. PEMEX-Refinación, es el organismo encargado de que esto suceda; produce, distribuye y comercializa petrolíferos en todo el territorio mexicano; lleva por nombre: “Sistema Nacional de Refinación” y la tabla 4 muestra cómo está constituido:



6 Refinerías distribuidas de la siguiente manera:			
#	Nombre	Capacidad (MBPD)	Zona de abastecimiento
1	Cadereyta	275	Norte
2	Madero	190	Centro y Golfo de México
3	Minatitlán	185	Sur y Península de Yucatán
4	Salina Cruz	330	Litoral del Pacífico
5	Salamanca	245	Región Central y lubricantes para todo el país
6	Tula	315	CDMX
Además de:			
Oleoductos (km)		4647	
Poliductos (km)		9115	
Embarcaciones		Buques	7 propios y 13 arrendados
Transporte terrestre		Auto tanques	1324 propios y 2639 fletados
		Carro tanques	525 propios y 369 fletados
Terminales de almacenamiento		77 Terminales terrestres	22 Pacífico
			20 Norte
			20 Centro
			15 sur
		15 Terminales marítimas	9 Pacífico
			5 Golfo
Estaciones de servicio		7940	

Tabla 4. Infraestructura del Sistema Nacional de Refinación. Fuente PEMEX, Refinación

3.7 Refinería Miguel Hidalgo

La Refinería Miguel Hidalgo fue la primera planeada de forma integral con plantas de proceso de hidrocarburo de alta capacidad. Se encuentra localizada en el Estado de Hidalgo, en el municipio de Tula de Allende, a 82 km al norte de la Ciudad de México. La primera etapa de su construcción se inauguró el 18 de marzo de 1976, con una capacidad inicial de procesamiento de 150 MBPD



Imagen 4. Refinería Miguel Hidalgo.

Fuente: <http://www.gob.mx/presidencia/articulos/reconfiguracion-de-la-refineria-miguel-hidalgo-de-tula>

Sus instalaciones ocupan un área total de 749 hectáreas, que se encuentran estratégicamente situadas por encontrarse entre los principales productores de aceite crudo y el mayor consumidor de combustible. Esta refinería es considerada como una de las más importantes en el país por su capacidad instalada, y la porción del mercado que controla, ya que procesa el 24% de crudo total que se refina en México, actualmente tiene una capacidad de 325 MBPD. El área productiva está integrada por 10 sectores de proceso que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistemas de bombeo y almacenamiento de productos y un sector de servicios auxiliares.



La refinería Miguel Hidalgo cuenta con certificados de calidad en los productos: Turbosina, Propileno, Gasóleo Industrial, PEMEX Diesel, y Gasolina PEMEX Magna, destacando que esta última tiene el certificado de calidad con validez internacional. La alimentación de la mezcla de crudo para la refinería contiene: 40% Maya y un 60% Istmo.

4. Craqueo Catalítico Fluidizado

4.1 Breve Historia Del Proceso

Aunque el craqueo catalítico es un proceso del que se tienen conocimientos desde principios del siglo XX, la primera aplicación industrial que se llevó a cabo formalmente fue en un proceso de lecho fijo desarrollado por E. Houdry en el año de 1936. Este proceso evolucionó rápidamente convirtiéndose en el proceso de lecho móvil (Thermofor Catalytic Cracking) que permitió mayor capacidad de procesamiento, mejor distribución y mayor tiempo de contacto entre la alimentación y el catalizador. Años más tarde comenzaron a operar unidades de lecho fluidizado denominadas "FCC" (Fluid Catalytic Cracking); esta tecnología permitió reducir el tamaño de la unidad mejorando el mantenimiento y disminuyendo el costo inicial, la producción de coque y mejorar la actividad catalítica. Se logró una mejor comprensión de la fluidización de sólidos, también el desarrollo de catalizadores zeolíticos con mayores actividades que permiten obtener más rendimiento de productos, conversiones mayores y aprovechamiento del calor.¹

4.2 Importancia y función en la Refinería.

La función del proceso de craqueo catalítico fluidizado (FCC) es convertir fracciones pesadas de petróleo y de bajo valor comercial en productos de alta calidad; es la productora de gasolina por excelencia, pero puede operarse para producir grandes cantidades de propano. El craqueador catalítico es la principal fuente de carga de olefinas livianas a las unidades de alquilación.

¹ W.R. Grace & Co.-Conn. Grace Davison Guia para el craqueo catalítico fluidizado parte uno. 1993 cap. 1



La flexibilidad de operación de las unidades de FCC, permite no sólo satisfacer sus requerimientos normales de producción, sino también cargas craqueadas adicionales de otras unidades de la refinería. El proceso FCC es también considerado clave en la rentabilidad del proceso de refinación del petróleo y determina la competitividad de las refinerías dentro del mercado actual. Los beneficios derivados del craqueo catalítico en lecho fluidizado, en términos de la superior calidad de los productos y los bajos costos operacionales han sido un gran aporte para el mundo. Los problemas de contaminación ambiental que se generan con la emisión de óxidos de azufre y nitrógeno, hidrocarburos no quemados, y el consumo de combustibles automotrices, ha obligado a los refinadores a reformular las gasolinas y otros combustibles que producen a fin de reducir las emisiones tóxicas al medio ambiente. Es por esto que el proceso FCC ha tomado mayor relevancia en los últimos años.

4.3 Productos principales del proceso FCC

Los productos principales que se obtienen como resultado del craqueo catalítico son:

- Gas combustible o LP: Es una mezcla de hidrocarburos ligeros como el propano y butano comprimidos y licuados cuyo uso como combustible puede ser tanto doméstico como industrial.
- Propano/Propileno: Son compuestos con valor útil para otros tipos de industria y como combustible.
- Butanos/butilenos: Son de utilidad para otras industrias e incluso para uso en la propia refinería.
- Aceite cíclico ligero: Es un producto pesado rico en compuestos aromáticos.
- Fondos obtenidos en la fraccionadora.

Y principalmente la **Gasolina**: Que es una mezcla de hidrocarburos líquidos volátiles que tienen un rango de ebullición en común, de 100 a 400°F (30-205°C) y es el producto que se busca obtener principalmente. El Instituto Americano del Petróleo (API; American Petroleum Institute por sus siglas en inglés) reporta al menos 40 tipos de gasolina; de las cuales cerca del 90% del total de la gasolina producida es usada como gasolina para automóviles, la principal diferencia entre los tipos de gasolina que existen es el contenido de antidetonante y sus correspondientes rendimientos.



4.4 Modelo cinético para el craqueo catalítico

La desintegración catalítica es muy importante en la refinación del petróleo, por tanto es importante disponer de un esquema cinético que permita predecir el rendimiento de los productos de interés comercial a un modelo matemático. La descripción de mezclas complejas de hidrocarburos mediante el agrupamiento de un gran número de compuestos en un número pequeño de pseudocomponentes o "lumps", los cuales se han usado para dar aproximadamente una idea de la termodinámica, estequiometría y cinética de dichas mezclas. En el caso del craqueo catalítico fluidizado se considera el agrupamiento de componentes en base a intervalos de ebullición, por ejemplo, la gasolina es un pseudocomponente con intervalo de temperaturas de ebullición entre 34 y 220°C.

Existen 3 principales factores que se consideran para la elección del esquema de "lumps" apropiado para describir un sistema reaccionante:

- a) Capacidad analítica. En la medida de lo posible, se debe medir la composición de los productos de la reacción con suficiente detalle.
- b) Suficientes lumps. La composición de los lumps seleccionados debe ser suficiente para predecir los rendimientos y las propiedades de los productos de interés.
- c) Exactitud. Diferentes cargas con la misma composición de los lumps deben proporcionar similares composiciones de los productos de la reacción.

Con la disponibilidad actual de herramientas computacionales más poderosas y técnicas de análisis químico más sofisticadas, se pueden llevar a cabo estudios cinéticos, modelamientos y simulación de sistemas reaccionantes altamente complejos mediante la técnica del "lumping" (agrupamiento por pseudocomponentes). En las reacciones químicas de craqueo (desintegración) catalítica es muy complicada la descripción completa del sistema reactivo en términos de componentes puros ya que la información que se requiere es mucha, la cual se obtiene con análisis de laboratorio (espectroscopía de masas, cromatografía, etc.). Actualmente es muy difícil implementar un sistema en línea de análisis dentro de una refinería, con la finalidad de optimización y control.

El primer modelo cinético para reacciones catalíticas fue desarrollado por Blanding (1953) quien consideró dos lumps, el reactivo (gasóleo) y el producto (gasolina, gases y coque) suponiendo una cinética de segundo orden. Y un desarrollo teórico formal de "lumping" fue presentado por Kuo y Wei (1969).

A continuación se muestra un breve desarrollo de los principales modelos cinéticos aplicados al craqueo catalítico.

Modelo cinético de 3 lumps. El modelo cinético de 3 pseudocomponentes, es propuesto por Nace y Weekman (1970). Ellos consideran que la conversión de gasóleos durante el proceso de craqueo catalítico puede representarse a partir de una reacción de pseudo-segundo orden acoplado con un decaimiento de primer orden de la actividad del catalizador, y suponen una reacción de pseudo-primer orden para la gasolina. También para este modelo se consideran flujo pistón para la fase gaseosa y tiempos de residencia pequeños del vapor con relación al tiempo de desactivación del catalizador, resolviendo la ecuación diferencial de continuidad para producir un modelo isotérmico de la conversión en reactores de lecho fluidizado. El modelo se resolvió de forma analítica y aplicado a diferentes gasóleos con composiciones y propiedades diversas, con eso se mostró el efecto de diferentes cargas en las constantes cinéticas, correlacionándolas con la relación de aromáticos y nafténicos presentes en estas cargas.

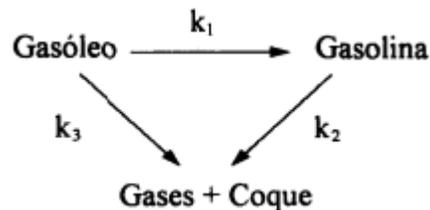


Imagen 5. Modelo de 3 lumps (Weekman, 1968) Fuente: "Estudio cinético de las reacciones de desintegración catalítica de gasóleos"

Modelo cinético de 4 lumps. El modelo de 4 pseudocomponentes fue propuesto por Yen (1987) y Lee (1989) y que es similar al de 3 lumps, la diferencia radica en la formación de coque, el cual se considera como un lump independiente, este modelo supone que el gasóleo se desintegra en gasolina, gases y coque los cuales se resuelven analíticamente considerando operación isotérmica; cabe señalar que en este modelo y el anterior las constantes dependen directamente del tipo de alimentación.

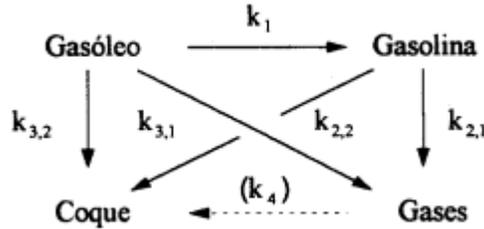


Imagen 6. Modelo de 4 lumps (Yen, Cols, Lee 1989) Fuente: "Estudio cinético de las reacciones de desintegración catalítica de gasóleos"

Modelo cinético de 5 lumps. Existe más de un modelo cinético para el esquema de 5 lumps: Larocca (1990) propuso uno de ellos, en él consideró desagrupar al gasóleo en 3 lumps de acuerdo a su composición química, parafinas, naftenos y aromáticos. Los otros dos lumps son gasolina y gases más coque.

El otro modelo fue propuesto por Corella (1991) quienes consideran que en el modelo cinético de 4 lumps, el gasóleo puede desagruparse en 2 lumps para tener la fracción de ACL y ACP. (Aceite Cíclico Ligero y Aceite Cíclico Pesado respectivamente.)

Corella y Cols (1991a) desarrollaron un modelo cinético de 5 lumps el cual toma en cuenta una fracción más pesada que la gasolina obtenida durante el craqueo:

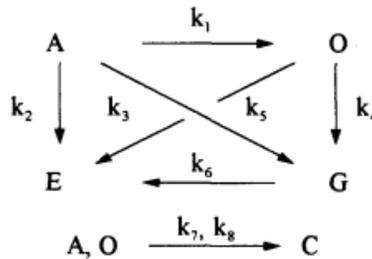


Imagen 7. Modelo de 5 lumps (Corella 1991) Fuente: "Estudio cinético de las reacciones de desintegración catalítica de gasóleos"

Donde A representa la carga ($P_{eb} > 350^{\circ}\text{C}$), O, el gasóleo ligero ($221-350^{\circ}\text{C}$); G, los gases ($P_{eb} < 36^{\circ}\text{C}$) y C, coque.

Modelo cinético de 10 lumps. El modelo de 10 lumps desarrollado por Jacob y Cols (1976) se basa en el modelo de Weekman, separando el gasóleo de carga en grupos funcionales de hidrocarburos, parafinas, naftenos, aromáticos y átomos de carbono entre anillos aromáticos tanto para la fracción ligera como para la pesada

de la alimentación, además contiene como lumps a la gasolina y los gases más coque. La ventaja de este modelo es que las constantes cinéticas son independientes de la composición de la carga.

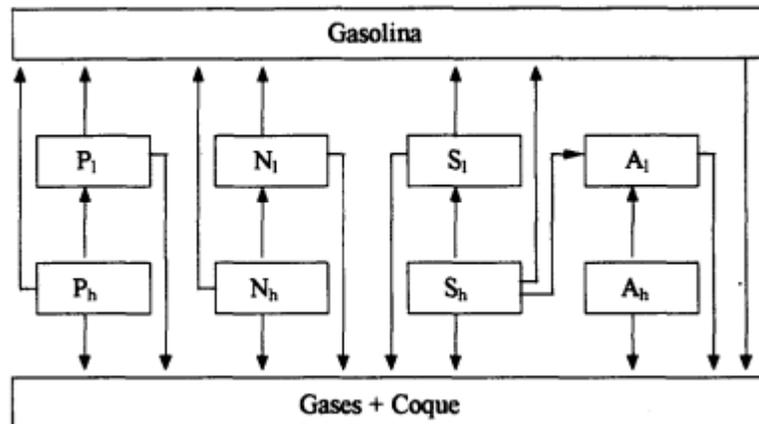


Imagen 8. Modelo de 10 lumps (Jacob y Cols 1976) "Estudio cinético de las reacciones de desintegración catalítica de gasóleos"

Donde:

- P_h es % peso de moléculas parafínicas. ($343^\circ\text{C}+$)
- N_h es % peso de moléculas nafténicas. ($343^\circ\text{C}+$)
- S_h es % de moléculas aromáticas. ($343^\circ\text{C}+$)
- A_h es % peso de átomos de carbono entre anillos aromáticos. ($343^\circ\text{C}+$)
- P_1 es % peso de moléculas parafínicas. ($221-343^\circ\text{C}+$)
- N_1 es % peso de moléculas nafténicas. ($221-343^\circ\text{C}+$)
- S_1 es % de moléculas aromáticas. ($221-343^\circ\text{C}+$)
- A_1 es % peso de átomos de carbono entre anillos aromáticos. ($221-343^\circ\text{C}+$)

Modelos con más de 10 lumps. John y Wociechowsky (1975) propusieron un esquema de reacción para la desintegración catalítica de gasóleos en el cual se detalló la composición del gas; como gases primarios se consideraron el propileno, n-butano y los butenos, los cuales pueden formarse directamente a partir del gasóleo y de la gasolina, y como gases secundarios formados únicamente a partir de la desintegración catalítica y los butenos, el coque, metano, etano, etileno, propano, e isobutano.

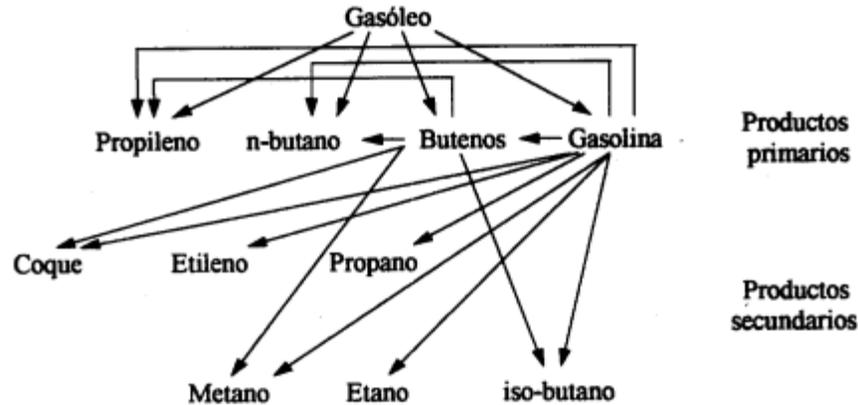


Imagen 9. Esquema propuesto por Jhon y Wociechowsky (1975) "Estudio cinético de las reacciones de desintegración catalítica de gasóleos."

5. Descripción del proceso FCC

Dentro de la industria de refinación del petróleo, el proceso de craqueo (o desintegración) catalítico fluidizado es uno de los más complejos, porque involucra sistemas que interactúan dinámicamente, estableciendo equilibrios térmicos, químicos y mecánicos muy delicados. El "proceso FCC", desde un punto de vista global opera bajo condiciones cercanas al equilibrio térmico, puesto que el catalizador transfiere calor de las regiones calientes (regenerador) a las regiones frías (reactor).

El proceso de craqueo catalítico, consiste en 3 secciones principales:

1. Reacción
2. Regeneración
3. Fraccionamiento.

Las dos primeras comprenden lo que se conoce como el convertidor catalítico. En la refinería Miguel Hidalgo se encuentra el modelo Orthoflow diseñado por la compañía Kellogg y que a continuación se muestra en la imagen 10. Posteriormente se desarrollaron cada una de las partes más importantes de dicha unidad.

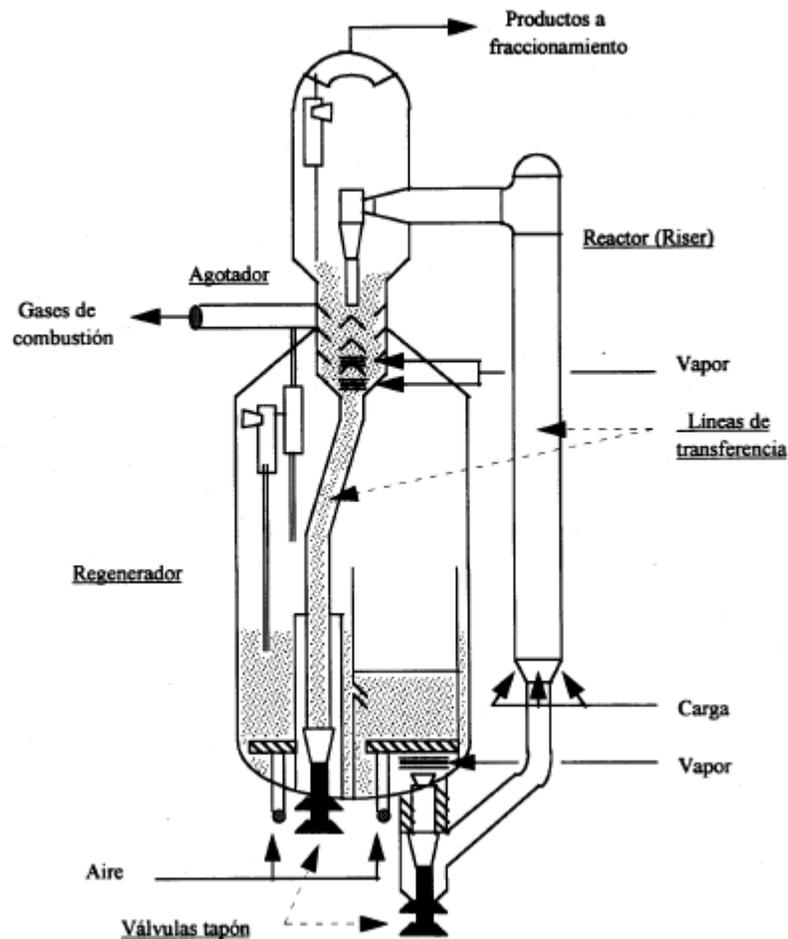


Imagen 10. Unidad FCC Modelo Orthoflow. Fuente: "Estudio cinético de las reacciones de desintegración catalítica de gasóleos".

5.1 Alimentación

La habilidad única de las unidades FCC para ajustar automáticamente sus condiciones operacionales, les permite procesar muchos tipos y calidades de alimentaciones, mismas que provienen de gasóleos vírgenes (gasóleos atmosféricos y de vacío), gasóleos craqueados, gasóleos desasfaltados, residuos atmosféricos, residuos de vacío y otros materiales, tales como fracciones de desecho, provenientes del procesamiento de aceites lubricantes. Todas estas cargas son llamadas cargas frescas o cargas de aceite crudo, para diferenciar las de reciclo a la unidad FCC.



Algunas refinerías alimentan gasóleo atmosférico a sus craqueadores catalíticos, sólo cuando necesitan carga adicional para mantenerlos en operación, durante la parada de la unidad de vacío. De tal manera que la cantidad de gasóleo atmosférico cargado a la FCC es muy pequeño, es quizás del 2 al 3 por ciento de la cantidad del gasóleo de vacío cargado. Como ya se mencionó anteriormente la unidad FCC es llamada frecuentemente el corazón de la refinería debido a su importancia en la refinería y a su versatilidad en el craqueo de muchos tipos de alimentaciones. Sin embargo, la calidad de la gasolina y las especificaciones de composición y consideraciones ambientales, pueden limitar los tipos de alimentación que deben ser procesados en las unidades de FCC.

Calidad de alimentación. El impacto de la calidad de la alimentación en el funcionamiento de un craqueador catalítico, puede ejemplificarse en los siguientes aspectos:

- La tendencia a la formación de coque de la carga, afecta el balance de energía de la unidad de FCC.
- Las cargas aromáticas presentan una mayor tendencia a formar coque, que las cargas parafínicas
- El contenido de carbón *conradson* de la carga afecta de manera adversa su selectividad al coque.
- El contenido de Níquel y Vanadio de la carga, también favorecen la formación de coque, ya que causan la deshidrogenación de los productos pesados que pueden formar coque contaminante.

La calidad de la alimentación cargada al craqueador catalítico, es quizá el factor principal que afecta el funcionamiento de la unidad. Por lo tanto, es esencial que la carga sea analizada frecuentemente; las refinerías corren diferentes crudos para obtener un análisis de la alimentación tan frecuentemente como sea necesario, para determinar adecuadamente la calidad del gasóleo que va a la unidad.

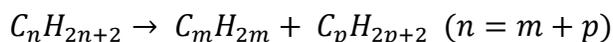


5.2 Reacciones químicas

Las transformaciones que ocurren cuando un gasóleo se desintegra (craquea) catalíticamente en las unidades "FCC" son complejas ya que muchos de los productos primarios reaccionan para formar productos secundarios, también por la complejidad misma de las cargas, compuestas por parafinas, naftenos y aromáticos de peso molecular entre 200-400 aproximadamente. Las reacciones de craqueo involucran la ruptura de los enlaces carbono-carbono y son termodinámicamente favorecidas a altas temperaturas debido a su naturaleza endotérmica. Los productos primarios de la desintegración de gasóleos son parafinas y olefinas en el intervalo de ebullición de la gasolina (C_5 - C_{12}), n-butano, butenos y propileno. Las parafinas y olefinas contenidas en la gasolina se desintegran posteriormente dependiendo de la conversión que se alcance durante la reacción. Los butenos se consideran productos primarios inestables y el propileno y n-butano productos primarios estables.

A continuación se presentan las reacciones principales que suceden en el craqueo catalítico:

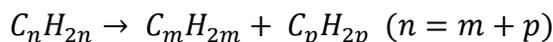
- Desintegración de parafinas a olefinas y parafinas ligeras.



Ejemplo:



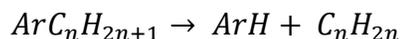
- Desintegración de olefinas a olefinas ligeras.



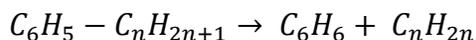
Ejemplo:



- Desalquilación de alquil aromáticos

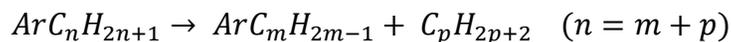


Ejemplo:

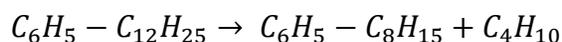




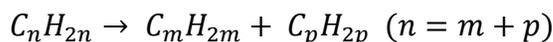
- Reacciones de las cadenas lineales de los anillos aromáticos.



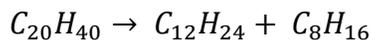
Ejemplo:



- Desintegración de naftenos a olefinas.

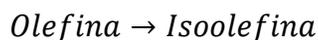


Ejemplo:

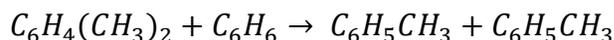


En cuanto a reacciones secundarias, éstas son determinantes para la composición de los productos finales; a continuación se muestran las de mayor relevancia.

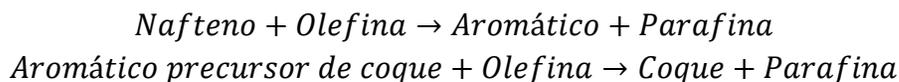
- Isomerización.



- Transferencia de grupo alquilo.



- Transferencia de hidrógeno.



Ejemplo:





Las reacciones de transferencia de hidrógeno son muy importantes en el proceso de desintegración catalítica, ya que están involucradas en muchas de las reacciones secundarias y la composición del producto final depende de la velocidad relativa de estas reacciones. La transferencia de hidrógeno reduce la cantidad de olefinas en el producto, incrementa la selectividad a gasolina, influye en la calidad de la gasolina y contribuye a la formación de coque y consecuentemente a la desactivación del catalizador.

Formación de coque. La rápida desactivación de los catalizadores ocurre cuando una especie carbonosa, el coque, se forma y deposita en la superficie catalítica. La actividad puede recuperarse mediante la combustión del coque depositado. El coque se forma en casi todas las reacciones catalíticas de conversión de hidrocarburos y consiste de anillos aromáticos mono y policíclicos deficientes en hidrógeno conectados por fragmentos alifáticos y alicíclicos con características similares al grafito. En el coque están presentes compuestos como el carbono, el hidrógeno, azufre y oxígeno con un peso molecular entre 940 a 1010. El mecanismo de formación de coque es bastante complejo e involucra una secuencia de reacciones tales como adsorción, deshidrogenación, condensación-polymerización y ciclización de fragmentos deficientes de hidrógeno para formar residuos polinucleares.

A continuación se describen los principales componentes de la unidad FCC, misma que aparece en la imagen 10 (ver pág. 27).

5.3 Riser

El sistema de desintegración tipo "riser" consiste de un tubo elevado que es el reactor en términos prácticos. El gasóleo fresco de carga entra a la planta ya sea caliente a 188°C procedente de la carga de destilación combinada, o frío a 66°C de los tanques de almacenamiento, dicha carga se bombea a través de cambiadores de calor y del calentador de carga para calentarla a la temperatura requerida, la carga calentada se reúne con la recirculación y fluye hacia el riser. En la parte interior del riser, la carga se mezcla con vapor de dispersión y luego se inyecta a través de un juego de boquillas; la carga se reúne con catalizador regenerado y el vapor de fluidización lateral. El catalizador caliente vaporiza la carga, la calienta a la temperatura de reacción y proporciona el calor necesario para la desintegración. La temperatura de salida del riser se controla por la admisión de catalizador, esta temperatura deberá ser de 527°C aproximadamente para la operación de máxima gasolina.



La mezcla de catalizador y vapores fluye en forma ascendente y las reacciones de desintegración se efectúan. La mezcla fluye en el tramo vertical restante del elevador, pasando a la línea horizontal de transferencia para finalmente descender por la bajante vertical hasta la parte inferior de la cámara de separación misma que es la parte final del Riser.

5.4 Separador

En el separador del craqueador catalítico se alojan los ciclones superiores y los ciclones del riser, los ciclones se encargan de separar el catalizador de los vapores producidos, lo cual impide que la reacción continúe y se produzca un fraccionamiento térmico excesivo de los hidrocarburos. Un aproximado del 95% al 97% de los vapores de los ciclones del riser son dirigidos directamente a los ciclones superiores mientras que del 3% al 5% de los vapores quedan retenidos en el catalizador y es arrastrado a las piernas de los ciclones del riser, las cuales están sumergidas en el catalizador que forma el lecho del agotador con el fin de que se forme un sello que impida el flujo de vapores hacia las piernas y se mantenga así dentro del rango mencionado.

5.5 Agotador

Al pasar el catalizador gastado al agotador, es tratado con vapor de agotamiento en contracorriente con el fin de eliminar los vapores de los hidrocarburos que hayan sido arrastrados ya que de llegar al regenerador causarían un aumento en los requerimientos de aire, en la temperatura de la cama del regenerador y en la cantidad de hidrógeno contenida en el coque. El agotador está diseñado con dos anillos de distribución de vapor de media presión uno en la parte superior que distribuye el vapor de agotamiento total utilizado y otro en la parte inferior. En la parte superior se remueve la mayoría de los vapores de hidrocarburos arrastrados mientras que en la sección inferior se cuenta con mamparas para asegurar una combinación lo suficientemente eficiente en el contacto, tiempo de residencia y presión parcial de vapor, para que los hidrocarburos sean difundidos fuera de los poros del catalizador hacia el vapor. El proceso de craqueo produce, como producto indeseado coque; que se deposita sobre las partículas de catalizador disminuyendo su actividad. Para mantener la actividad del mismo a un nivel adecuado, es necesario regenerar el catalizador eliminando por combustión con aire el coque formado. Como resultado el catalizador debe transferirse continuamente del reactor al regenerador y de nuevo al reactor.



5.6 Regenerador

El catalizador gastado fluye del cono del agotador a la pierna de catalizador gastado para llegar al pozo del regenerador, mediante un compresor de aire se fluidiza el catalizador hasta la parte superior del pozo, donde es distribuido uniformemente en la parte superior de la cama del regenerador. En el regenerador, el coque depositado en el catalizador es quemado para poder regresar al catalizador a condiciones en las que pueda ser reutilizado. El coque generado en la reacción y depositado en el catalizador se quema para restaurar la actividad del catalizador a la vez que funciona como combustible formando gases de combustión, el calor producido por la reacción generalmente es suficiente para mantener la temperatura requerida durante una operación normal, sin embargo hay veces en que la cantidad de coque que es quemado no es suficiente para mantener la temperatura de operación requerida, en este caso puede optarse por adicionar un exceso de oxígeno y aumentar la temperatura de salida del riser. El regenerador opera en balance térmico, es decir, la carga de calor que entra es la misma que se remueve, de forma tal que la temperatura del regenerador se mantenga constante. Esto debe ser así porque la temperatura influirá en la carga térmica que lleve el catalizador que es regresado al riser y por tanto en todo el balance energético y material de la unidad.

5.7 Catalizadores de Craqueo

Los catalizadores comerciales que se utilizan en el craqueo catalítico pueden dividirse en 3 clases:

1. Aluminosilicatos naturales
2. Combinaciones de alúmina-silicio
3. Catalizadores de alúmina-silicio sintéticos cristalinos llamados "zeolitas o tamices moleculares"

La mayoría de los catalizadores utilizados en las unidades comerciales de hoy en día son catalizadores de clase 3, o mezclas de clase 2 y 3. La alta actividad del catalizador de craqueo zeolítico permite que el proceso tenga lugar con tiempos de residencia cortos y en consecuencia se ha adoptado en muchas instalaciones para las operaciones de craqueo catalítico fluidizado.

Características del catalizador. El catalizador debe poseer desde el principio una buena actividad y mantenerla durante mucho tiempo, una actividad normal o de equilibrio, el mantenimiento de la actividad se realiza mediante un aporte, continuo u ocasional de catalizador fresco.



Regenerabilidad. Es fundamental que el coque formado sobre el catalizador se queme fácilmente, los factores que favorecen esta combustión son la temperatura elevada del regenerador y la naturaleza del coque depositado, el catalizador de sílice-alúmina permite alcanzar las temperaturas más elevadas de 600-650°C y forma un coque más fácil de quemar.

Contaminantes del catalizador. El comportamiento del catalizador de la unidad FCC, es afectado negativamente por los contaminantes de la carga que se depositan en él. El catalizador es desactivado permanentemente por el vanadio y temporalmente por el nitrógeno. El azufre de la carga se encuentra en todos los productos craqueados requiriendo de tratamiento para su remoción.

El azufre en el coque es convertido a SO_x en el regenerador, siendo necesario frecuentemente el uso de un aditivo para SO_x, en el gas de chimenea. El níquel, cobre, vanadio, hierro y el cobalto, son catalizadores de deshidrogenación; todos estos metales de la carga se depositan en el catalizador de equilibrio circulante y causan que los rendimientos de hidrógeno y coque aumenten.

5.8 Operación

El rendimiento del craqueador catalítico y las metas de calidad de producto, están influenciadas por muchos factores que están sujetos a cambiar con el tiempo. Una razón común para alterar las metas del craqueador catalítico, son las variaciones en la demanda de productos. El aspecto económico debería seleccionar los objetivos para los productos de la unidad. Otros factores como la parada de las unidades y el desarrollo de problemas mecánicos en la FCC, u otras unidades relacionadas, pueden cambiar las prioridades de la unidad.

Consecuentemente en las refinerías se están haciendo ajustes en sus operaciones para alcanzar los objetivos y así optimizar los rendimientos de la unidad. Se debe resaltar que un aumento en la conversión no significa necesariamente un aumento en el rendimiento de gasolina, como es el caso de que un aumento en la temperatura por encima de un cierto nivel puede aumentar la conversión, los rendimientos en coque y en gas y el número de octano, pero disminuir el rendimiento en gasolina. En muchas unidades de FCC, la conversión y la capacidad están limitadas por las posibilidades de combustión de coque del regenerador. Esta limitación puede ser debida o bien a las limitaciones en la compresión del aire o bien a las temperaturas después de la combustión en los ciclones del regenerador de la última etapa.



En cualquier caso las unidades de FCC operan generalmente a la temperatura máxima del regenerador, con la temperatura del reactor y la relación de producción seleccionadas para minimizar el craqueo secundario de la gasolina a coque y gas.

Variables de Proceso. Las variables en la mayoría de los procesos pueden ser documentadas por el cambio de una sola variable a la vez y luego notando su efecto en los rendimientos, operación y calidad de producto.

Además de la naturaleza de la carga, las principales variables de operación que afectan a la conversión y la distribución de los productos son la temperatura de craqueo, la presión, el tipo y actividad del catalizador y la razón de reciclado.

Presión del Reactor. Pocas unidades tienen la opción de hacer cambios significativos en la presión del reactor. Sin embargo, es útil conocer el impacto de la presión del reactor en los rendimientos. Un aumento en la presión del reactor causa un aumento en la conversión y en el rendimiento de la gasolina, con alguna pérdida en LPG y el rendimiento de coque aumenta ligeramente. La presión en contra del soplador de aire aumentará, requiriendo más potencia, pero el compresor de gas se beneficiará de la alta presión de succión. La presión del reactor está generalmente limitada a 15-20 psig por el diseño de la unidad y no se utiliza ampliamente como una variable de operación. Un incremento en la presión aumenta el rendimiento en coque y el grado de saturación de la gasolina, pero disminuye el octanaje de la gasolina. Su efecto sobre la conversión es pequeño.

Reciclo de catalizador. El uso de catalizadores muy activos hace innecesario el reciclo, debido a que se alcanza alta conversión en una pasada de la carga, a través del reactor. Sin embargo aún es usado en unidades, que requieren el calor proporcionado por el coque adicional que el reciclo produce. Las unidades viejas que reciclan finos de los decantadores de fondos también lo usan para devolver los finos de catalizador a la unidad.

Recuperación de Calor. Los costos de la energía y del combustible son la fracción principal de los costos directos de la refinación del petróleo; existe un gran incentivo por conservar el combustible mediante la utilización eficaz de la energía de los gases de salida del regenerador del craqueador catalítico. El control de temperatura en el regenerador resulta más fácil si el carbono que hay sobre el catalizador se quema a monóxido de carbono más que a dióxido de carbono, puesto que el calor implicado es mucho menor. Además del calor de combustión del monóxido de carbono, los gases calientes están a temperaturas de 1000 a 1100 °F y a presiones de 15 a 20 psig.



Debido a la gran escala y pérdida limitada de calor del proceso, los reactores comerciales funcionan en el modo casi adiabático.

5.9 Sección de fraccionamiento

Los vapores efluentes del convertidor, que consisten en hidrocarburos desintegrados catalíticamente, vapor y gas inerte, se alimentan a la columna fraccionadora en donde se separan los diferentes productos. La gasolina y los gases ligeros salen por el domo, de aquí se deriva una corriente de gas seco (H_2 , H_2S , metano, etano y etileno), la cual puede usarse como gas de refinería o enviarse a la planta de recuperación de gases.

También se obtiene una corriente de gas LP rica en propileno y butenos para su uso como carga a las unidades de alquilación y MTBE y un corte de gasolina debutanizada. En forma lateral, se obtiene de la columna fraccionadora una corriente de Aceite Cíclico Pesado ACP, que generalmente se recircula a la misma torre; Aceite Cíclico Ligero ACL que puede usarse como carga a las unidades de hidrodesulfuración de destilados intermedios para la producción de combustible diesel o como diluyente para combustóleos; y aceite decantado, que también se utiliza como diluyente para combustóleos.

5.10 Sección de recuperación de gases

No es más que la recuperación de los gases ligeros que son de gran importancia para la industria química, ya que son la materia prima o productos finales. La unidad FCC involucra como ya se mencionó una sección de craqueo catalítico y una de fraccionamiento, y por último; una sección donde se le dé tratamiento a los productos finales, además de la gasolina, claro está. La sección de recuperación de vapores consta de una torre agotadora-absorbedora, debutanizadora, depropanizadora y depentanizadora.



6. Simulador de Procesos.

La necesidad de nuevos productos, así como la nueva cultura del cuidado del medio ambiente, del ahorro y optimización de energía, direcciona a la ingeniería química para que busque alternativas económicas y factibles para la solución de estos nuevos retos. La simulación de procesos es una herramienta que facilita esta tarea y propone diferentes alternativas para resolver problemas existentes en la industria actualmente.

El desarrollo de simuladores de proceso a nivel mundial se ha desenvuelto con gran rapidez, principalmente debido a:

- Nuevas computadoras con mayor velocidad de procesamiento
- Lenguajes de programación con paradigmas mejor estructurados.
- Cálculos con menor error.
- Modelos matemáticos mejor desarrollados.

La simulación de procesos desde el punto de vista de la ingeniería química es la solución de las ecuaciones de balance de materia y energía para procesos químicos en estado estacionario o dinámico, así como el dimensionamiento y la obtención de un estimado de costos de los equipos involucrados en un proceso. Dentro de la simulación misma existen herramientas que se fundamentan en conceptos e ideas de la ingeniería química tales como: el análisis de métodos numéricos para la solución de ecuaciones tanto algebraicas como diferenciales, el modelado de procesos, operaciones unitarias y fenómenos de transporte, estimación de propiedades, etc. Es de vital importancia que el ingeniero químico actual tenga conocimiento de estas herramientas, porque es de los pocos profesionistas que pueden manipular y entender a los simuladores, para sacarles el máximo provecho posible.

Podemos clasificar los simuladores en:

- a) Simuladores en estado estacionario o en estado dinámico
- b) Simuladores de uso específico



c) Simuladores de uso general: Contienen en su estructura varias operaciones unitarias las cuales pueden ser interrelacionados entre sí, para simular un proceso, por ejemplo: ASPEN PLUS, ASPEN HYSYS, Chemcad, PetroSIM, PRO II.

La simulación de procesos químicos se ha vuelto indispensable para la solución de problemas a nivel industrial porque permite efectuar el análisis y previsión de las consecuencias en las configuraciones de plantas en operación, o en paro por mantenimiento; pero principalmente, se emplea para el diseño de nuevas plantas o equipos. En el desarrollo de la ingeniería de proyectos se emplea para probar la factibilidad técnica y económica de éste; donde se prueban diferentes alternativas de procesos y condiciones de operación que repercuten en la toma de decisiones.

Como ya se mencionó, las aplicaciones de los simuladores son variadas y no sólo se aplican en procesos del petróleo sino también en el ámbito ambiental, de alimentos, el farmacéutico, entre otros. Cabe señalar que en el modelado de procesos se debe establecer desde un principio su enfoque, y su modo de operar; estos son:

1. Análisis de un proceso
2. Diseño de un proceso
3. Optimización del proceso
4. Control del proceso entre otros.

Como en toda actividad, existen ventajas y desventajas de los simuladores de proceso.

Ventajas. El desarrollo de una simulación puede ser relativamente eficiente y flexible; puede ser usada para analizar y sintetizar una compleja y extensa situación real y en algunos casos la simulación es el único método disponible para apoyarse, los modelos de simulación se estructuran y nos resuelve en general problemas trascendentes para uno o varios proyectos. Y por último la simulación permite la inclusión de complicaciones del mundo real.



Desventajas. Un buen modelo de simulación puede resultar bastante costoso, a menudo el proceso de desarrollar un modelo es largo y complicado. La simulación no genera soluciones óptimas a problemas de análisis cuantitativos, en técnicas como cantidad económica de pedido, programación lineal, etc. Cada modelo de simulación es único y no puede compararse ni representar otro que no sea el proceso inicial, en otras palabras, ofrece soluciones e interferencias que no son usualmente transferibles a otros problemas.

7. Simulación de la "Unidad FCC"

7.1 introducción.

Para el desarrollo de la sección de simulación de este trabajo, se utilizó el software comercial ASPEN HYSYS® V8.8. Actualmente, los simuladores computarizados constituyen una gran ventaja para representar el comportamiento de un proceso a distintas condiciones de operación, como una de sus consecuencias es posible ahorrar tiempo y recursos, sin embargo por sí solos y sin una correcta interpretación, pueden representar más un problema que un beneficio.

El desarrollo de la simulación de la unidad FCC puede modelarse de forma independiente a una simulación general de una refinería, puesto que dentro del programa se incluyen precargadas plantillas que representan operaciones unitarias y corrientes de proceso.

- Sistema de caracterización de alimentación a la unidad.
- Regenerador de la unidad catalítica.
- Reactor (riser)
- Caracterización de productos
- Columnas de destilación

El riser y el regenerador son modelos rigurosos, basados en modelos cinéticos, además de que la alimentación del sistema está diseñada para trabajar en conjunto con el sistema de ensayo de HYSYS.



7.2 Entorno de la Simulación

Al ejecutar el simulador de procesos, cabe destacar que existen puntos muy importantes que el usuario debe considerar desde el comienzo de la misma para que la confiabilidad de los resultados sea alta, porque la mayoría de las simulaciones que se realizan en la industria están orientadas a la toma de decisiones, que tienen una gran repercusión en el aspecto económico y de seguridad.

- Es obligatorio tener los conocimientos suficientes para la manipulación e interpretación de datos y resultados.
- La lista de componentes y el modelo termodinámico deben ser los adecuados para representar las propiedades de los componentes químicos involucrados, la (o las) reacciones químicas que suceden, así como el dimensionamiento de equipo, que el proceso requiere.
- La recopilación de datos para la simulación debe ser de una fuente comprobable y fidedigna. En muchas ocasiones se utilizan manuales de operación y diagramas de flujo de proceso.

7.3 Alcance.

La simulación que se presenta en este trabajo está basada en la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC-2) de la refinería "Miguel Hidalgo".

La unidad a simular está compuesta por:

- Convertidor de la FCC con "riser", ciclones, agotador, separador, distribuidor de catalizador gastado y regenerador.
- Torre fraccionadora principal
- Unidad de recuperación de vapores
- Equipo de proceso. Compresores enfriadores y calentadores, omitiendo las redes de intercambio de calor para fines prácticos, ya que no son propósito de estudio para este trabajo.

7.4 Desarrollo de la simulación.

A continuación, se muestran las tablas que contienen la información necesaria para establecer la simulación de la sección de craqueo catalítico.



- Datos de Alimentación:

Alimentación	Gasóleo de vacío
Flujo (m³/h)	265.8
Temperatura °C	177
Presión (kPa)	237.9
Grados API	19.7
Tipo de destilación	D1160
Punto inicial °C	344
5%	356
10%	369
30%	390
50%	419
70%	455
90%	494
95%	504
Punto final °C	546
Fracción de azufre	0.5
Residuo Ramsbottom %	1.13
Contenido de azufre %	2.4
Vanadio (ppm)	4.36
Níquel (ppm)	1.29
Sodio (ppm)	2.11
Hierro (ppm)	0.14
Cobre (ppm)	0.18

Tabla 5. Características de la alimentación. Fuente: Manual de operación Catalítica No.2 IMP

- Información del Catalizador.

Catalizador	A/F-3
Contenido de Aditivo	0
Capacidad calorífica (kJ/kg°C)	1.1
Capacidad calorífica del coque (kJ/kg°C)	1.67
Vanadio en catalizador de equilibrio (ppm)	750
Níquel en catalizador de equilibrio (ppm)	500
Sodio en catalizador de equilibrio (ppm)	2030
Hierro en catalizador de equilibrio (ppm)	1800
Cobre en catalizador de equilibrio (ppm)	20
Inventario de catalizador (ton)	221
Catalizador fresco de reposición (ton/día)	6.4

Tabla 6. Características del Catalizador. Fuente: Manual de operación Catalítica No.2 IMP

- Sección del regenerador.

Flujo de vapor de dispersión (kg/h)	9888
Temperatura del vapor de dispersión (°C)	271
Presión del vapor de dispersión (kPa)	1897
Temperatura a la salida del riser (°C)	521
Flujo de gas de aireación (kg/h)	1165
Temperatura del gas de aireación (°C)	26.67
Presión de gas de aireación (kPa)	151.7
Flujo de vapor de agotamiento (kg/h)	4083
Temperatura de vapor de agotamiento (°C)	271
Presión de vapor de agotamiento (kPa)	1897
Oxígeno en gas de combustión seco (%)	1.5
Flujo de aire húmedo al regenerador (kg/h)	193000
Flujo de oxígeno de enriquecimiento (kg/h)	4200
Presión del oxígeno de enriquecimiento (kPa)	300
Temperatura del oxígeno de enriquecimiento (°C)	100
Flujo de agua al quench (kg/h)	0
Temperatura de descarga del soplador de aire (°C)	380
Densidad de bulo de la cama densa del regenerador (kg/m ³)	400

Tabla 7. Condiciones de operación del Regenerador, Fuente: RECOPIACIÓN del Manual de operación Catalítica No.2 IMP



- Condiciones del aire ambiental.

Presión (kPa)	206
Presión del regenerador (kPa)	275
Temperatura ambiente (°C)	25
Presión atmosférica (kPa)	101
Humedad relativa (%)	70

Tabla 8. Condiciones del ambiente. Fuente: Examples, FCC and Gas Plant HYSYS V8.8

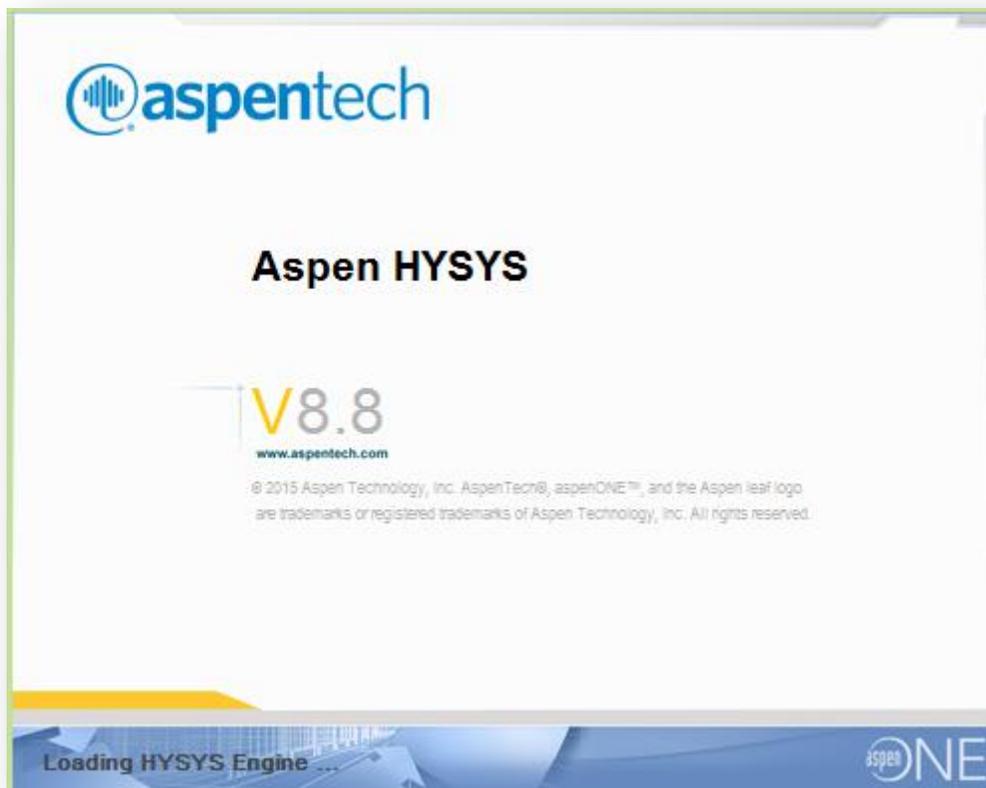
- Diseño geométrico de la sección de craqueo catalítico fluidizado

Altura del riser (m)	28
Diámetro del riser (m)	1.4
Longitud de la zona de terminación del riser (m)	5.5
Diámetro de la zona de terminación del riser (m)	4.5
Altura del agotador (m)	8
Diámetro del agotador (m)	2
Anillo del agotador (m)	1
Altura de la fase densa del regenerador (m)	4
Diámetro de la fase densa del regenerador (m)	13
Diámetro de la fase diluida del regenerador (m)	13
Diámetro de la interface (m)	13
Altura de la entrada a los ciclones del regenerador (m)	6.2
Diámetro de la entrada de los ciclones del regenerador (m)	2.5
Diámetro de la salida de los ciclones del regenerador (m)	1

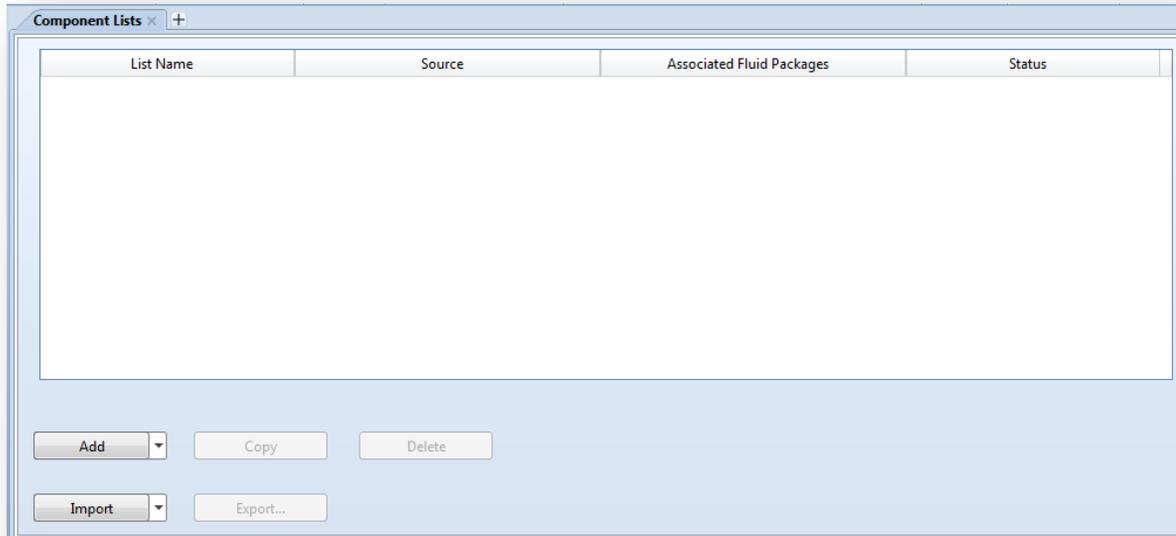
Tabla 9. Diseño Geométrico de la sección catalítica. Fuente: RECOPIACIÓN del Manual de operación Catalítica No.2 IMP y Examples, FCC and Gas Plant HYSYS V8.8

Procedimiento para crear el esquema de simulación.

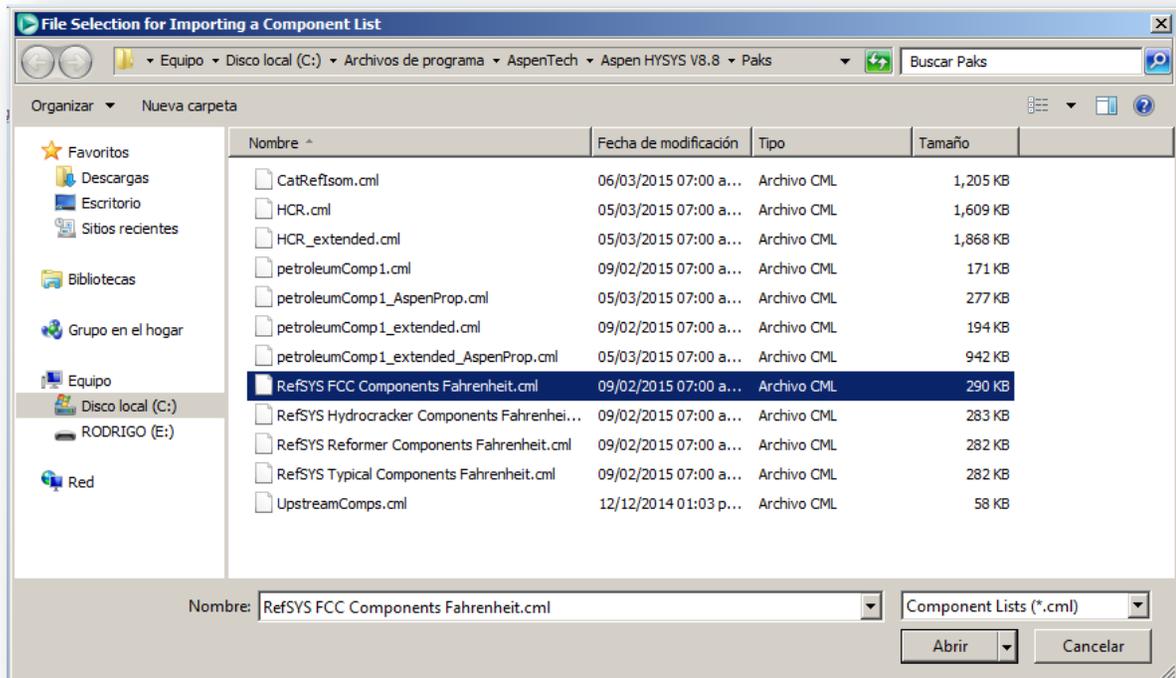
1. Como primer paso se debe "abrir" el software; posteriormente se seleccionará un caso nuevo; totalmente en blanco donde se introducirán los datos mínimos requeridos para el funcionamiento, que el propio simulador solicite.



2. En seguida se muestra una ventana principal que nos indica qué debemos introducir, los componentes que se requieren y sean los adecuados para el proceso en cuestión, ya sea eligiendo componente por componente, (los cuales se muestran en una lista o por medio de un buscador) o importando una lista de componentes precargada para los procesos más comunes.

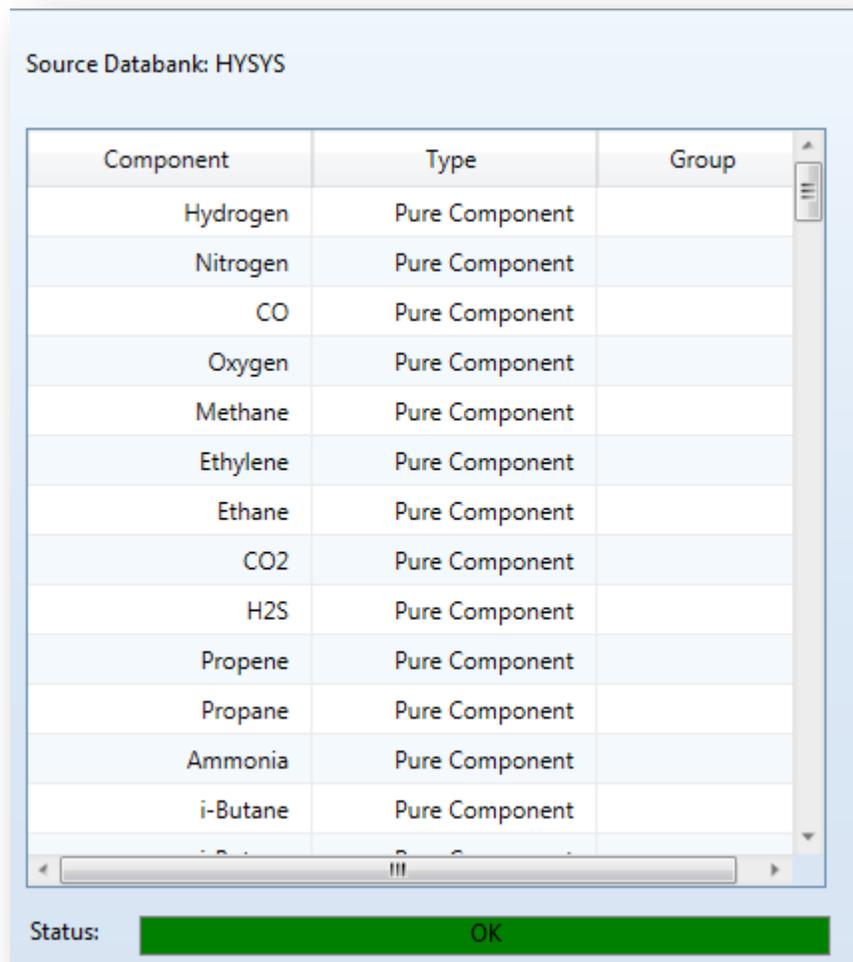


3. Para este trabajo, se optó por elegir una lista predeterminada (RefSYS FCC Components Fahrenheit), misma que le indica al simulador que se tratará de una simulación que involucrará una reacción de craqueo (o desintegración) catalítica.

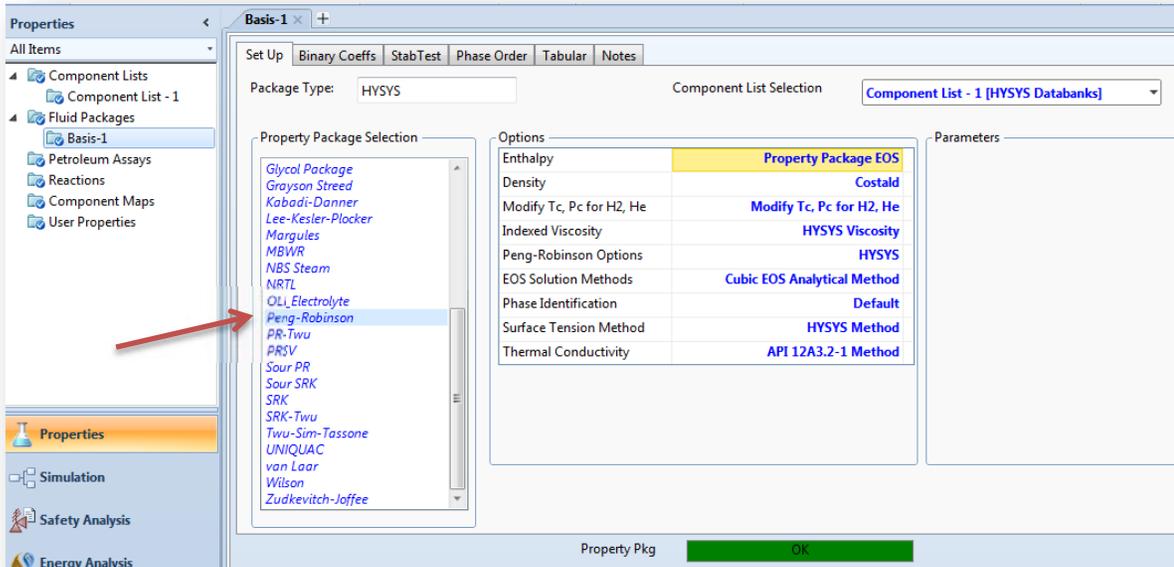




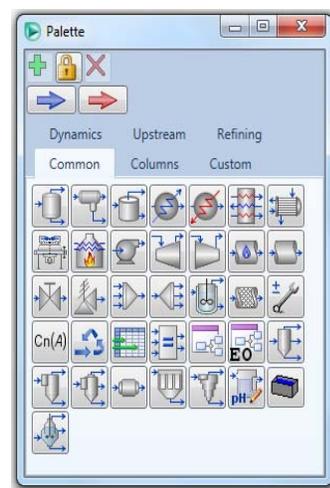
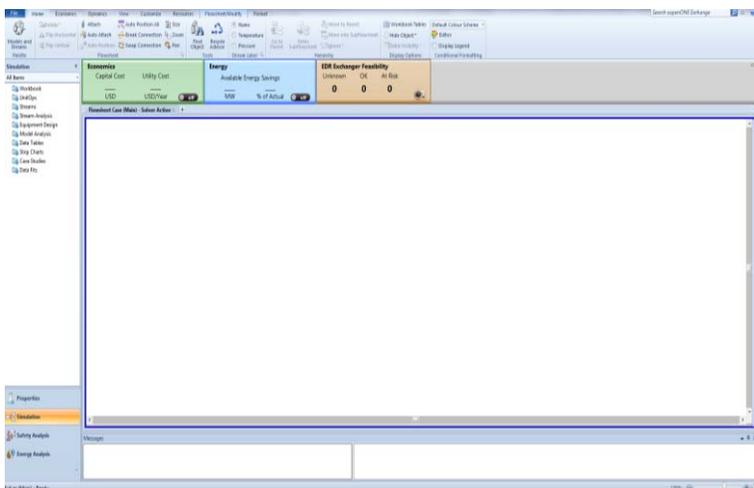
4. Una vez elegida la lista de componentes, se muestra una barra en color verde la cual nos indica que podemos continuar con el siguiente paso.



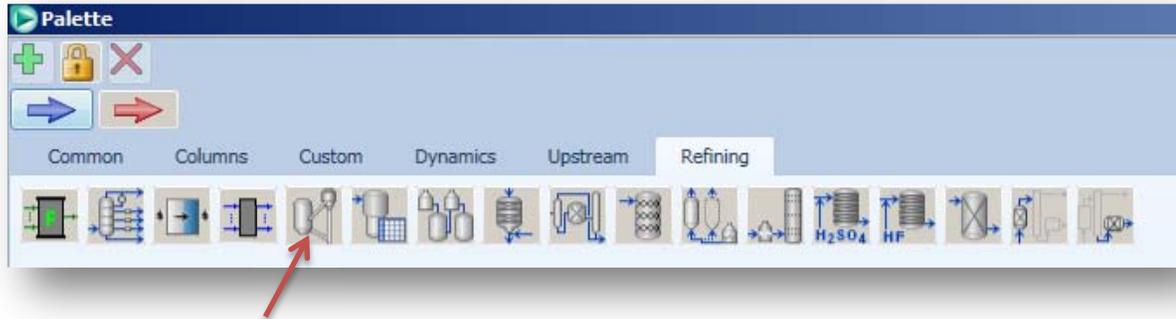
5. Ahora se debe elegir un "paquete de propiedades" o "paquete termodinámico" el cual debe ser el que más se ajuste al tipo de proceso y a las características de los componentes que se va a simular, en este caso se utilizó: PENG-ROBINSON.



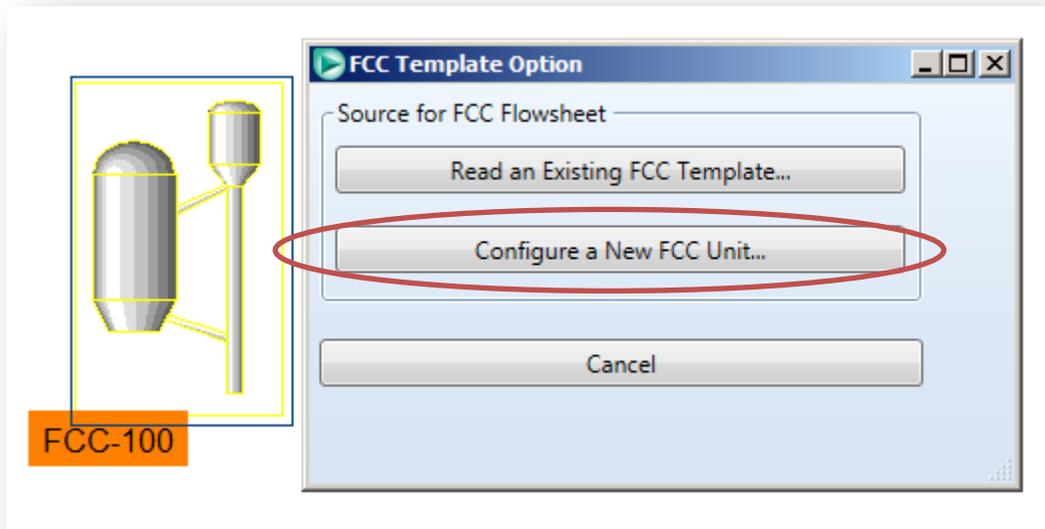
6. Aquí se observa un cambio significativo en el simulador, nos indica que estamos listos para entrar de lleno a la simulación; es importante notar la zona en blanco denominada área de trabajo puesto que ahí se desarrollará el Diagrama de Flujo de Proceso de nuestro trabajo, donde de inmediato se abre una ventana pequeña denominada “paleta” (palette en inglés) que nos proporciona un listado de equipos, corrientes de materia y energía así como modelos precargados de las unidades principales de la refinería.



7. Para fines de nuestro trabajo, en la nueva ventana llamada "palette" se elige la opción de "refining" donde se muestran las unidades más comunes y de mayor relevancia, por supuesto la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.



8. Después de haber seleccionado el ícono de FCC se abrirá inmediatamente otra ventana donde nos dará opciones para arrancar nuestra simulación desde una plantilla que se pudiera ajustar a nuestro modelo o configurar desde cero nuestra unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado; aquí se eligió la segunda opción, o sea desde la configuración de una nueva unidad.





9. Una nueva ventana se abre, para iniciar la configuración. Debemos tener bien en cuenta las características de nuestra unidad a simular, puesto que deben existir los datos en la literatura que el simulador requiere para poder seguir adelante con la configuración.

FCC Configuration Wizard

Riser

- One Riser
- Two Risers
- Allow Midpoint Injection

Regenerator

- One-stage
- Two-stage (Flue Gas in Series)
- Two-stage (Separate Flue Gas)

Fractionator

- Include Fractionator

Next > Configuration (1 of 4) Cancel

10. El siguiente paso se refiere a las dimensiones de la unidad catalítica, longitudes, diámetros, etc. Dichas dimensiones previamente se habrán de recopilar para que la entrada de datos sea más rápida y eficiente.

The screenshot shows the 'FCC Configuration Wizard' dialog box. It is divided into four sections, each with a table of input fields. The 'Riser' section has two rows: 'Total Length [ft]' and 'Diameter [ft]'. The 'Riser Termination Zone' section has two rows: 'Length [ft]' and 'Diameter [ft]'. The 'Stripper' section has three rows: 'Height [ft]', 'Diameter [ft]', and 'Annulus Diameter [ft]'. The 'Regenerator' section has six rows: 'Dense Bed Height [ft]', 'Dense Bed Diameter [ft]', 'Dilute Phase Diameter [ft]', 'Interface Diameter [ft]', 'Cyclone Inlet Height [ft]', and 'Cyclone Inlet Diameter [ft]'. The 'Cyclone Outlet Diameter [ft]' field is not visible in the screenshot. All input fields are currently empty and highlighted in yellow. At the bottom of the dialog, there are buttons for '< Prev', 'Next >', 'Geometry (2 of 4)', and 'Close'.

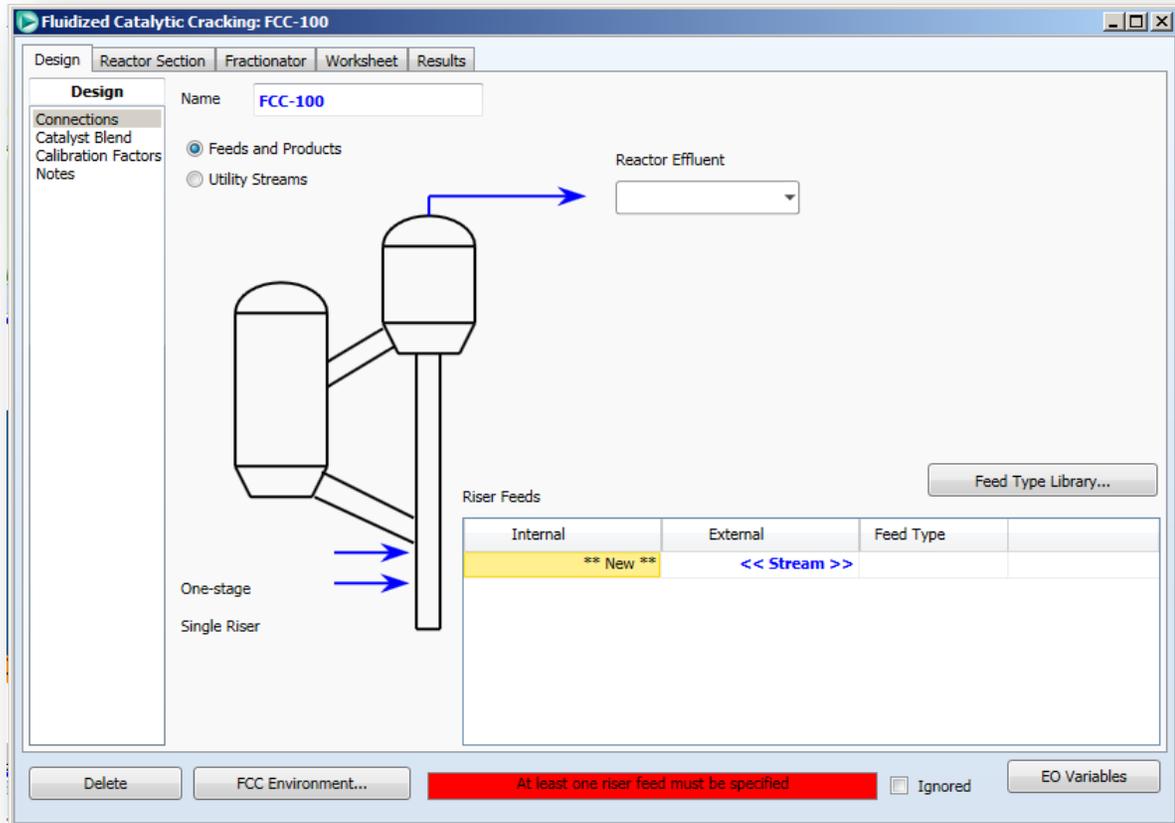
Riser	
Total Length [ft]	<empty>
Diameter [ft]	<empty>

Riser Termination Zone	
Length [ft]	<empty>
Diameter [ft]	<empty>

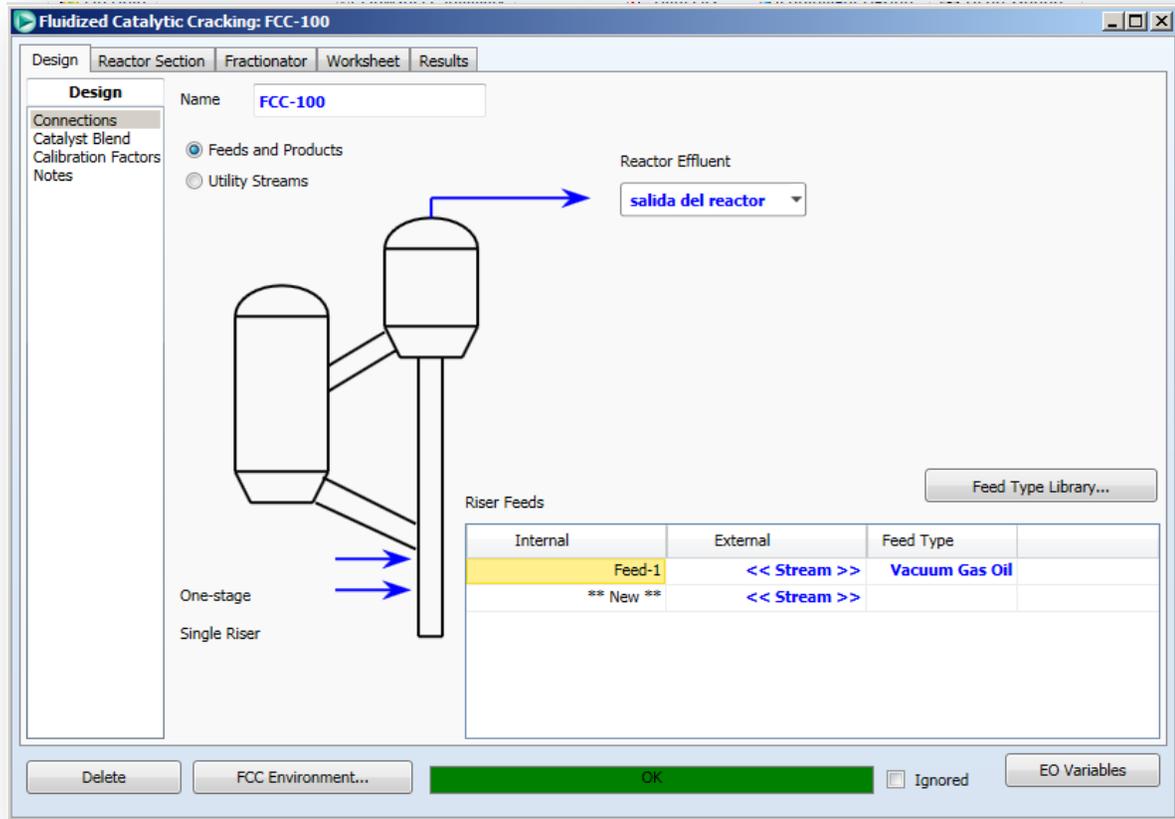
Stripper	
Height [ft]	<empty>
Diameter [ft]	<empty>
Annulus Diameter [ft]	<empty>

Regenerator	
Dense Bed Height [ft]	<empty>
Dense Bed Diameter [ft]	<empty>
Dilute Phase Diameter [ft]	<empty>
Interface Diameter [ft]	<empty>
Cyclone Inlet Height [ft]	<empty>
Cyclone Inlet Diameter [ft]	<empty>
Cyclone Outlet Diameter [ft]	<empty>

11. Una característica de HYSYS es que indica cuando hacen falta datos o se está sobrediseñado por lo que muestra una barra en rojo o amarilla con un mensaje acerca de la situación, que por conocimiento previo y/o intuición, nos da la pauta para corregir la falla.



12. A esta altura, a partir de la siguiente imagen se establecieron los datos de entrada necesarios para esta simulación, por lo que en primer lugar notamos que la barra ha cambiado de color, de rojo a verde con un mensaje en "OK" lo que nos señala es que la unidad ha convergido y que hay resultados que mostrar, mismos que no siempre son los que buscamos y que se deben ajustar hasta obtener los resultados que necesitamos.



13. No siempre un estado de "OK" es una señal que hemos obtenido el resultado que queríamos, hay que hacer modificaciones en algunos rubros que tienen todo que ver con el "feeling" de un ingeniero químico.

En la captura de pantalla anterior se muestran varias pestañas y secciones de una ventana que se habrá al hacer doble clic a la pequeña imagen que representa la unidad de FCC; ahí se muestran en primer plano, el "diseño" de dicha unidad, donde la primera opción es la de las conexiones que se tienen: alimentación (es); servicios auxiliares, efluentes de productos, que probablemente se deberían modificar.

14. Una de las características más importantes que muestra esta ventana es la del catalizador. Ya que debemos indicar las características que debe tener el catalizador a usar, a pesar que para efectos de esta simulación se eligió uno que el simulador recomienda, **A/F-3**. Esto como consecuencia de no tener el dato específico del catalizador que se usa en la unidad FCC real.

The screenshot shows the 'Design' window with the 'Catalyst Blend' tab selected. The window is divided into several sections:

- Design** (left sidebar): Contains 'Connections', 'Catalyst Blend', 'Calibration Factors', and 'Notes'.
- Base Catalyst Blend and Composition** (main area):
 - Table with columns for 'A/F-3' and 'Normalized Total':

	A/F-3	Normalized Total
Weight Fraction	1.0000	1.0000
Zeolite	26.69	26.69
Alumina	37.20	37.20
Rare Earth	3.746e-002	3.746e-002
 - Buttons: 'Catalyst Library...', 'Normalize', 'Blend Details...', 'Export Blend...'
- ZSM-5 Additive** (main area):
 - Table with columns for 'Selectivity' and 'ZSM-5 per Unit Mass of Base Blend':

Selectivity	Standard
ZSM-5 per Unit Mass of Base Blend	0.0000
 - Button: 'ZSM5 Factors'
- Heat Capacities** (main area):
 - Table with columns for 'Catalyst Heat Capacity [Btu/lb-F]' and 'Coke Heat Capacity [Btu/lb-F]':

Catalyst Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.2627
Coke Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.3989

At the bottom of the window, there are buttons for 'Delete', 'FCC Environment...', 'OK', 'Ignored', and 'EO Variables'.

15. Otra pestaña es la sección del Reactor. Donde se especifican la alimentación, y sus características y que se deberán tener incluso antes de este paso.



Fluidized Catalytic Cracking: FCC-100

Design Reactor Section Fractionator Worksheet Results

Reactor Section

- Feeds
- Catalyst Activity
- Riser/Reactor
- Regenerator
- Pressure Control
- Solver Options
- Solver Console
- Advanced
- EO Variables
- Presolve Commands
- Postsolve Commands

Feed Conditions

Feed	Volume Flow [barrel/day]	Mass Flow [lb/hr]	Temperature [F]	Pressure [psia]	Location	S Processed
Feed-1	40128.9	5.48459e+05	350.6	35.00	Riser	0.5000

Total Feed and Dispersion Steam

	Riser	Total
Fresh Feed Volume [barrel/day]	40128.9	4.013e+004
Fresh Feed Mass [lb/hr]	5.48459e+05	5.485e+005
Total Feed Volume [barrel/day]	40128.9	4.013e+004
Total Feed Mass [lb/hr]	5.48459e+05	5.485e+005
Total Feed Preheat Duty [Btu/hr]	161.1	161.1
Total Feed Temperature [F]	350.6	
Steam Mass [lb/hr]	2.226e+004	
Steam to Total Feed Ratio	4.120e-002	
Steam Temperature [F]	519.8	
Steam Pressure [psia]	275.0	

Delete FCC Environment... **OK** Ignored EO Variables

16. En otro apartado se especifican la cantidad de metales presentes en la alimentación e información necesaria para el funcionamiento del catalizador. Estos datos se obtuvieron de la literatura.



The screenshot shows the 'Fluidized Catalytic Cracking: FCC-100' software interface. The 'Reactor Section' tab is active, and the 'Option for Specifying Metals Balance' is set to 'Constant Ecat Metals'. The 'Feed Metals' table shows the following values:

	Feed-1
Vanadium [ppmw]	4.360
Nickel [ppmw]	1.290
Sodium [ppmw]	2.110
Iron [ppmw]	0.1400
Copper [ppmw]	0.1800

The 'Feed Metal Totals and Biases' table shows the following values:

	Total	Bias
Vanadium [ppmw]	4.360	3.249
Nickel [ppmw]	1.290	0.5496
Sodium [ppmw]	2.110	0.3330
Iron [ppmw]	0.1400	-2.229
Copper [ppmw]	0.1800	0.1504

The 'Equilibrium Catalyst' table shows the following values:

Vanadium [ppmw]	750.0
Nickel [ppmw]	500.0
Sodium [ppmw]	2800
Iron [ppmw]	4000
Copper [ppmw]	20.00
Catalyst Inventory [lb]	4.872e+005
Fresh Make Up Rate [lb/hr]	812.2
Equilibrium MAT [%]	69.00

Buttons at the bottom include 'Delete', 'FCC Environment...', 'OK', 'Ignored', and 'EO Variables'.

17. A continuación, está la sección del Riser en la cual debemos introducir valores diferentes tales como: Flujos máxicos y volumétricos, Temperaturas y Presiones. (Que de igual manera se obtuvieron de los manuales de operación de la unidad real).



Fluidized Catalytic Cracking: FCC-100

Design Reactor Section Fractionator Worksheet Results

Reactor Section

- Feeds
- Catalyst Activity
- Riser/Reactor**
- Regenerator
- Pressure Control
- Solver Options
- Solver Console
- Advanced
- EO Variables
- Presolve Commands
- Postsolve Commands

Riser Temperature Control

Riser Outlet Temperature [F]	969.5
Reactor Plenum Temperature [F]	959.0
Catalyst Circulation Rate [lb/hr]	4.046e+006
Cat/Oil Ratio	7.478

Lift Gas Control

Lift Gas Volume [MMSCFD]	0.0000
Lift Gas Mass [lb/hr]	0.0000
Lift Gas Temperature [F]	80.01
Lift Gas Pressure [psia]	22.00

Reactor Stripping Zone

Stripping Steam Rate [lb/hr]	9888
Stripping Steam Temperature [F]	519.8
Stripping Steam Pressure [psia]	275.1
Ratio to Catalyst Circulation Rate (x1000)	2.427

Delete FCC Environment... OK Ignored

18. Luego sigue la sección del regenerador, y de igual manera que en el punto anterior, se deben introducir los valores adecuados para obtener los resultados que estamos buscando; dichos datos fueron obtenidos de la literatura oficial.



The screenshot shows the 'Fluidized Catalytic Cracking: FCC-100' software interface. The 'Reactor Section' tab is active, displaying a table of data for the 'Regenerator' section. The 'Ambient Air Conditions' panel on the right shows input values for Temperature (77.00 F), Pressure (14.65 psia), and Relative Humidity (70.00 %).

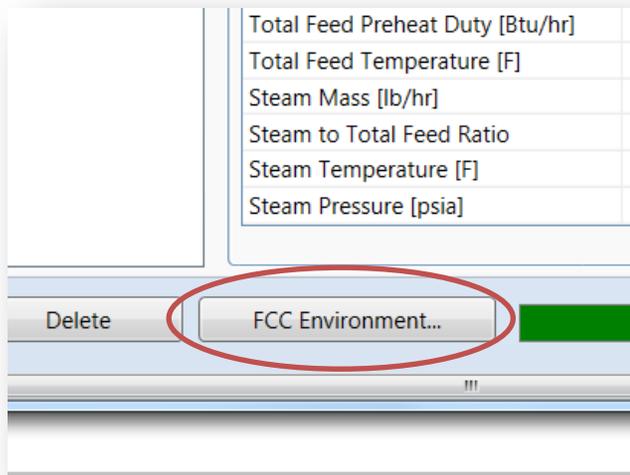
Regenerator	
Dense Bed Temperature [F]	1330
Cyclone Temperature [F]	1334
Flue Gas Temperature [F]	1334
Flue Gas-Dense Bed Delta-T [F]	4.363
Flue Gas O ₂ , Dry [%]	1.500
Flue Gas CO, Dry [%]	1.605
Flue Gas CO ₂ , Dry [%]	16.414
Flue Gas CO/CO ₂ Ratio	9.775e-002
Flue Gas SO _x , Dry [ppmmol]	1698.7
Carbon on Regen Cat (CRC) [%]	0.12
Air Volume Flow, Wet [MMSCFD]	134.8
Air Mass Flow, Wet [lb/hr]	4.237e+005
Enrich O ₂ Volume Flow [MMSCFD]	2.500
Enrich O ₂ Mass Flow [lb/hr]	8786
Enrich O ₂ Pressure [psia]	14.65
Enrich O ₂ Temperature [F]	212.0
Catalyst Cooler Duty [Btu/hr]	7.072e+007
Air Blower Discharge Temp [F]	716.0
Dense Bed Bulk Density [lb/ft ³]	24.97
Catalyst Inventory [lb]	1.558e+005
Flue Quench Water Rate [lb/hr]	0.0000

19. Existe también una sección, para poder controlar la presión en las distintas partes que conforman la unidad. En esta sección se pueden mover los valores para obtener resultados de forma "fina" (sin cambios abruptos).

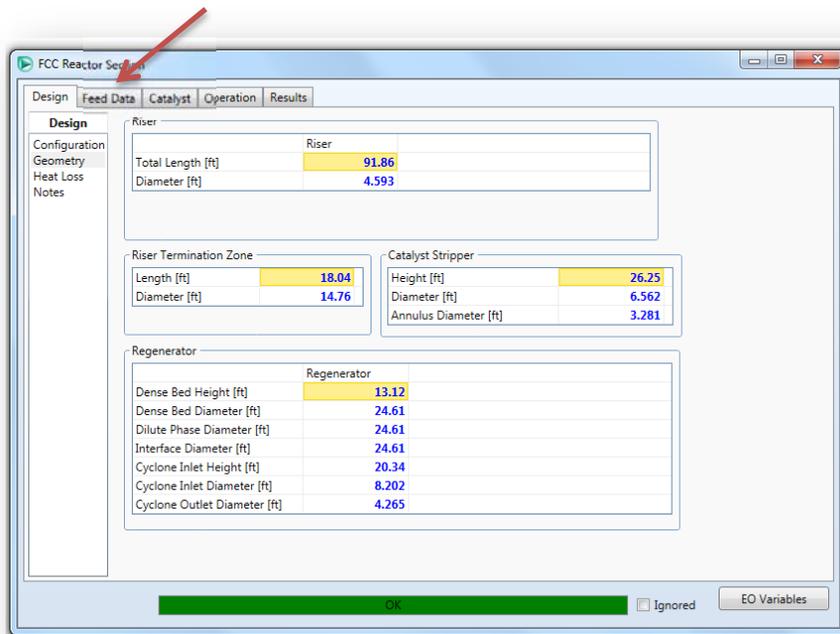
The screenshot shows the 'Pressure Control' section of the software interface. It displays a table with four rows of pressure-related data.

Pressure Control	
Reactor Pressure [psia]	35.97
Regenerator Pressure [psia]	39.97
Regenerator-Reactor Pressure Difference	27.58
Regenerator - Riser Pressure Difference [psi]	3.879

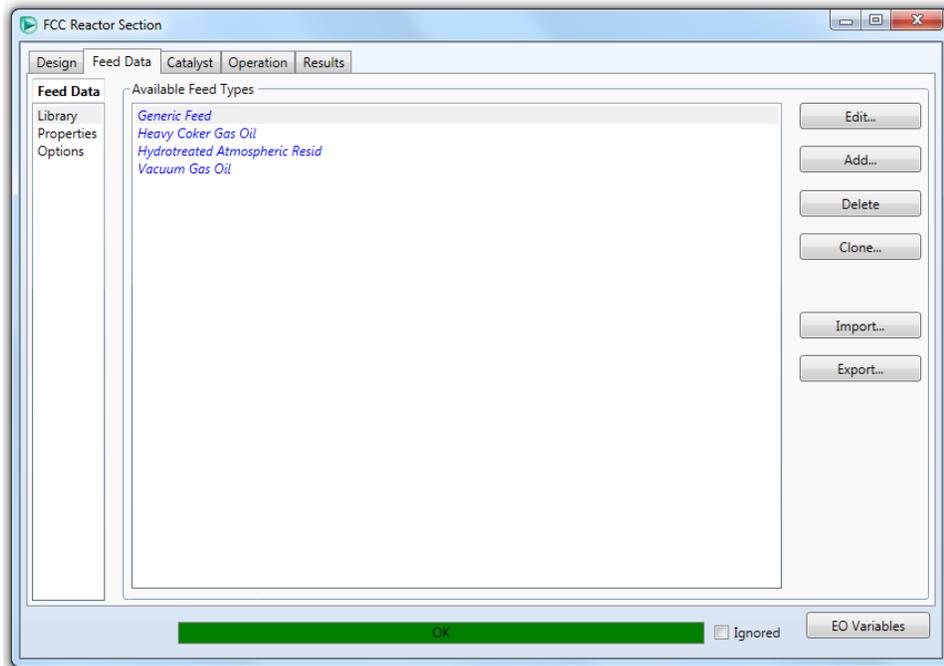
20. La alimentación es determinante para obtener los resultados que buscamos, pues el proceso depende en gran medida de las características y composición de la misma. Para acceder a la configuración de la alimentación debemos dar click en "FCC Environment" lo cual al hacerlo abre un nuevo entorno.



21. Se abre una ventana donde observamos nuevamente la configuración del diseño geométrico, entre otros; pero lo que buscamos es la pestaña "Feed Data":



22. La definición de la alimentación se lleva a cabo en primer lugar con la selección del gasóleo indicado para esta simulación, el cual es "Vacuum Gas Oil" para posteriormente ir al apartado de "properties" (propiedades de la alimentación)



23. Una vez seleccionada la alimentación indicada, se procede a llenar cada casilla para definir la alimentación según la literatura pertinente.



The screenshot displays the 'FCC Reactor Section' software interface. The 'Feed Data' tab is active, showing a list of feeds with 'Feed-1' selected. The 'Properties of Selected Feed' table is as follows:

Property	Value
Name	Feed-1
Feed Type	Vacuum Gas Oil
API Gravity	19.70
Specific Gravity 60F/60F	0.9358
Distillation Type	D1160
Initial Point [F]	651.2 F
5% Point [F]	672.8 F
10% Point [F]	696.2 F
30% Point [F]	734.0 F
50% Point [F]	786.2 F
70% Point [F]	851.0 F
90% Point [F]	921.2 F
95% Point [F]	968.0 F
End Point [F]	1015 F
Basic Nitrogen [ppmwt]	102.0 ppmwt
Total Nitrogen [ppmwt]	2.000 ppmwt
Total/Basic Nitrogen Ratio	1.961e-002
Sulfur Content [%]	2.40 %
Fraction of Feed S Processed	0.5000
Conradson Carbon Residue [%]	1.43 %
Ramsbottom Carbon Residue [%]	1.13 %
RI @ Specified T Meas.(Optional)	<empty>
RI Meas. Temperature (Optional) [F]	<empty>
RI @20C Calc. from Lab Data	<empty>
RI @20C Est. from Bulk Prop.	1.52790
Ca Meas.(Optional)	<empty>
Ca Est. from Total Method	25.31
Viscosity, cSt@210F Lab.(Optional)	<empty>
Viscosity, SUS@210F Lab.(Optional)	<empty>
Viscosity, cSt@210F Est.	7.584
Vanadium [ppmwt]	4.360 ppmwt
Nickel [ppmwt]	1.290 ppmwt
Sodium [ppmwt]	2.110 ppmwt
Iron [ppmwt]	0.1400 ppmwt
Copper [ppmwt]	0.1800 ppmwt

24. Una vez terminada la parte donde se simuló la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, se llevó a cabo la sección de fraccionamiento (Fraccionadora principal) y recuperación de gases, la cual sólo se establecerá en secuencia de imágenes y no tendrá descripción de cada paso a seguir, puesto que la simulación de un sistema de separación por medio de columnas no fue la prioridad de este trabajo escrito, mas sí lo fue durante el desarrollo de la simulación.

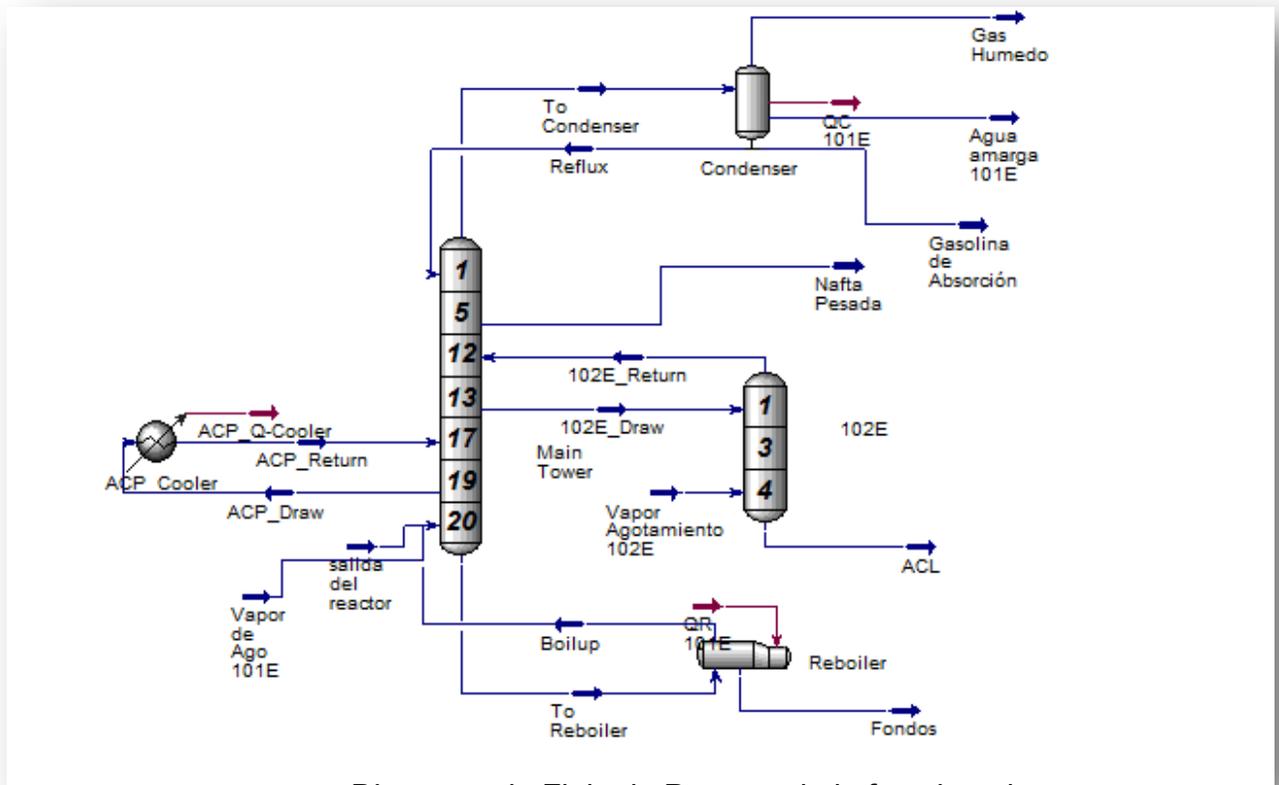


Diagrama de Flujo de Proceso de la fraccionadora principal en ASPEN HYSYS V8.8

25. La simulación de cada equipo, se desarrolló siguiendo los conceptos principales que se enunciaron con anterioridad, primero se obtuvieron los datos necesarios para cada equipo y corriente, obtenidos de la literatura para su posterior tratamiento y ejecución en ASPEN HYSYS.

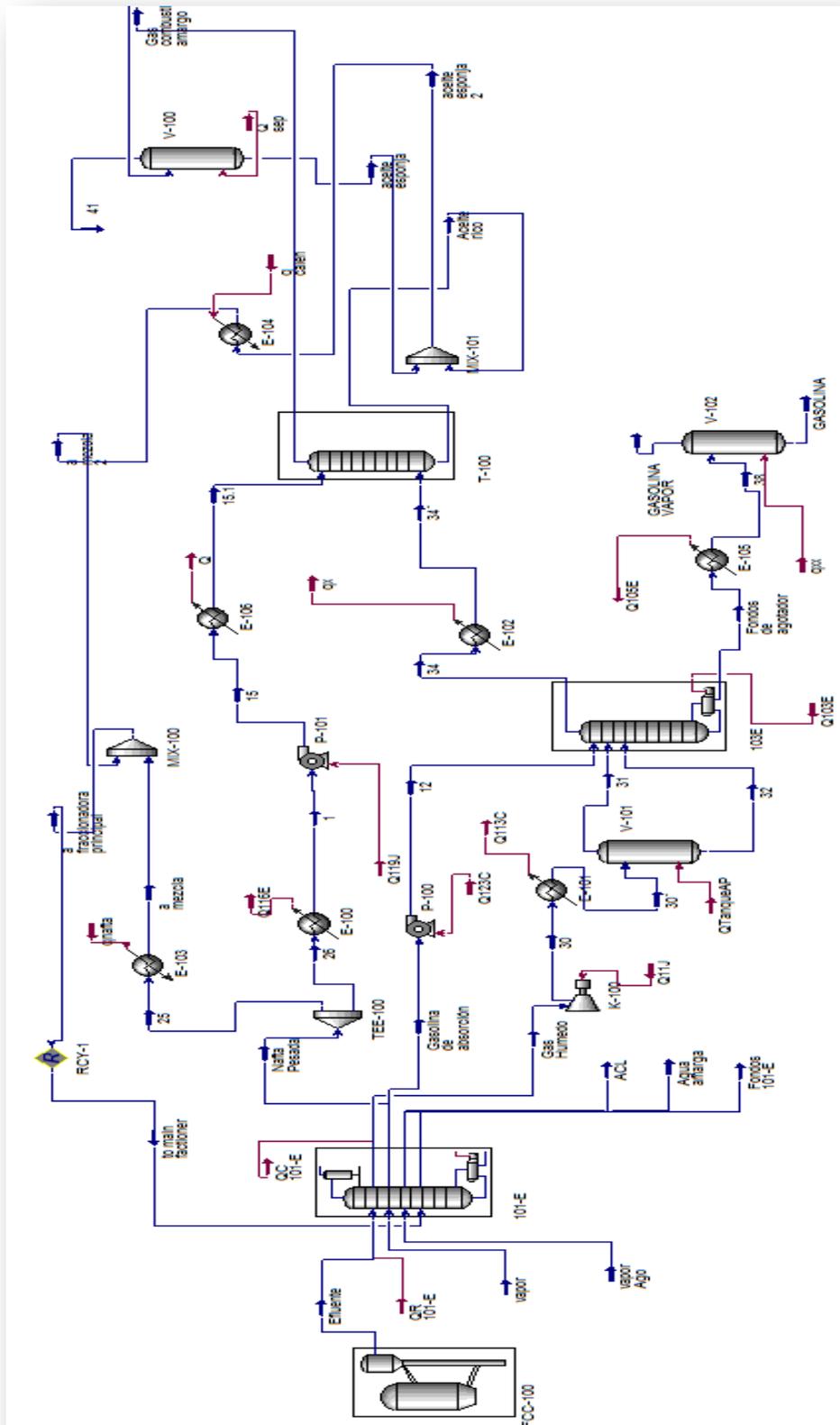


Diagrama de Flujo de Proceso general en ASPEN HYSYS V8.8



8. Análisis y Resultados de la simulación

Para comparar los resultados obtenidos por el simulador y saber el porcentaje de error respecto a los valores "reales", observaremos la tabla 10, con los datos de diseño a la salida del reactor; puesto que a la salida del mismo los productos obtenidos son los que posteriormente se separaran y representan la conversión de las múltiples reacciones que se llevaron a cabo.

Rendimiento del producto y sus propiedades		
Rendimiento	% vol.	% en peso
Conversión	74.6	72.8
Gasolina (C5-430 F ASTM)	57.1	46.4
Butanos-Butenos	17.7	11.2
Isobutano	5.7	3.4
N-Butano	1.4	0.9
Butenos	10.6	6.9
Propano-Propileno	10.1	5.6
Propano	2.2	1.2
Propileno	7.9	4.4
LCO (650 F EP ASTM)	17.3	17.9
HCO+ Fondos (650+)	8.1	9.3
Total C3+ líquido	110.3	
Coque		5.9
C2 y más ligeros		2.8
Hidrógeno		0.14
Metano		1.08
Etano		0.73
Etileno		0.85
Sulfuro de Hidrógeno (H2S)		0.9
Propiedades de productos		°API
Gasolina		54.5
LCO		14.6
HCO + Fondos		0.2

Tabla 10. Rendimientos del producto y sus propiedades. Fuente: Manual de operación Catalítica No 2 IMP



La simulación arrojó resultados similares a los reales, y que a partir de estos, se construyeron las siguientes tablas para ser comparados:

Simulación				
compuestos	bbl/día	lb/hr	%vol Simulación	%peso simulación.
H2S	-	7277.0	-	1.3
Gas combustible	1679.8	20862.6	4.2	3.8
Propano	1612.3	11961.7	4.0	2.2
Propileno	3565.6	27021.3	8.9	4.9
nButano	990.9	8454.3	2.5	1.5
iButano	2114.1	17416.2	5.3	3.2
Butenos	4195.6	37316.7	10.4	6.8
Nafta C5-430F	21154.3	236237.7	52.6	43.1
ACL 430-650F	6642.2	87315.7	16.5	15.9
Fondos 650F+	3760.1	60471.3	9.4	11.0
Rendimiento de coque	-	34123.3	-	6.2
Total	44034.9	548457.9	109.5	100.0
Conversión	-	-	74.1	73.1

Tabla 11. Resultados del simulador la salida del reactor.

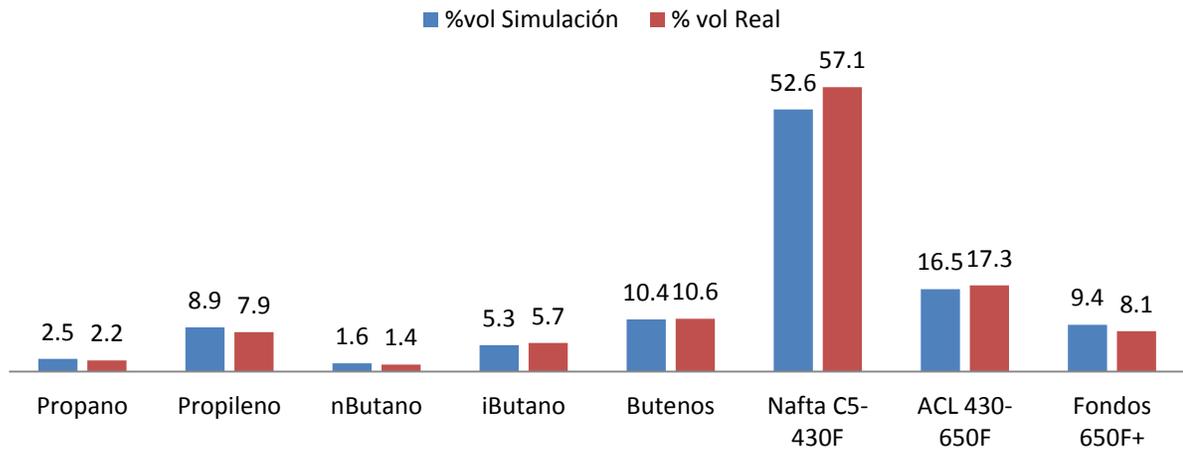
compuestos	Simulación		Real	
	%vol. Simulación	%peso simulación.	% vol. Real	% en peso
H2S	-	1.3	-	0.9
Gas combustible	4.2	3.8	-	
Propano	4.0	2.2	2.2	1.2
Propileno	8.9	4.9	7.9	4.4
nButano	2.5	1.5	1.4	0.9
iButano	5.3	3.2	5.7	3.4
Butenos	10.4	6.8	10.6	6.9
Nafta C5-430F	52.6	43.1	57.1	46.4
ACL 430-650F	16.5	15.9	17.3	17.9
Fondos 650F+	9.4	11.0	8.1	9.3
Rendimiento de coque	-	6.2	-	5.9
Total	109.5	100.0		
Conversión	74.1	73.1	74.6	72.8

Tabla 12. Comparación de datos de operación de diseño contra datos obtenidos del simulador.

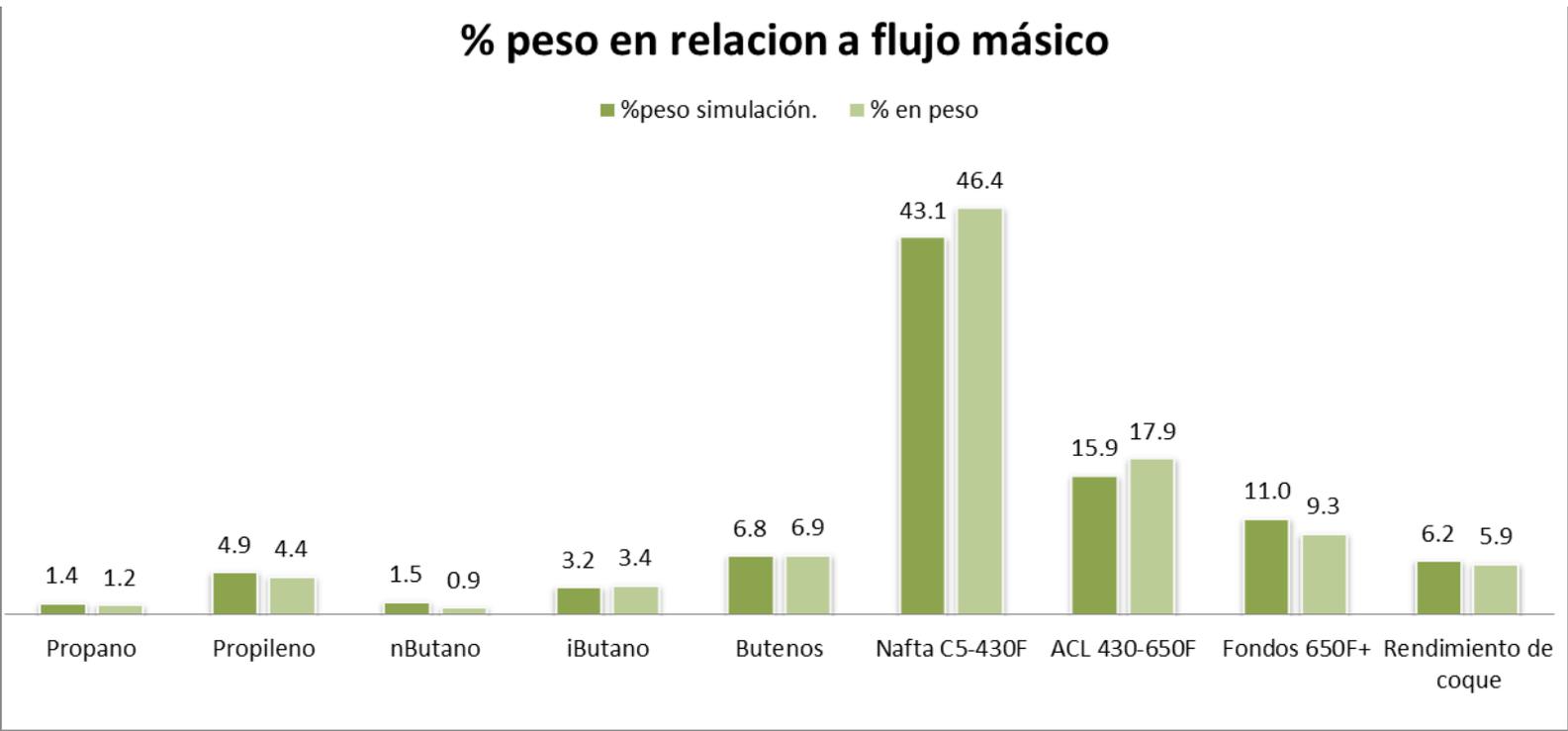


Las gráficas 11 y 12 muestran que los resultados reales y de la simulación en cuanto a los porcentajes de flujos tanto en peso como en volumen, son semejantes y en ocasiones tienen la misma proporción.

% volumen en relación a flujo volumetrico

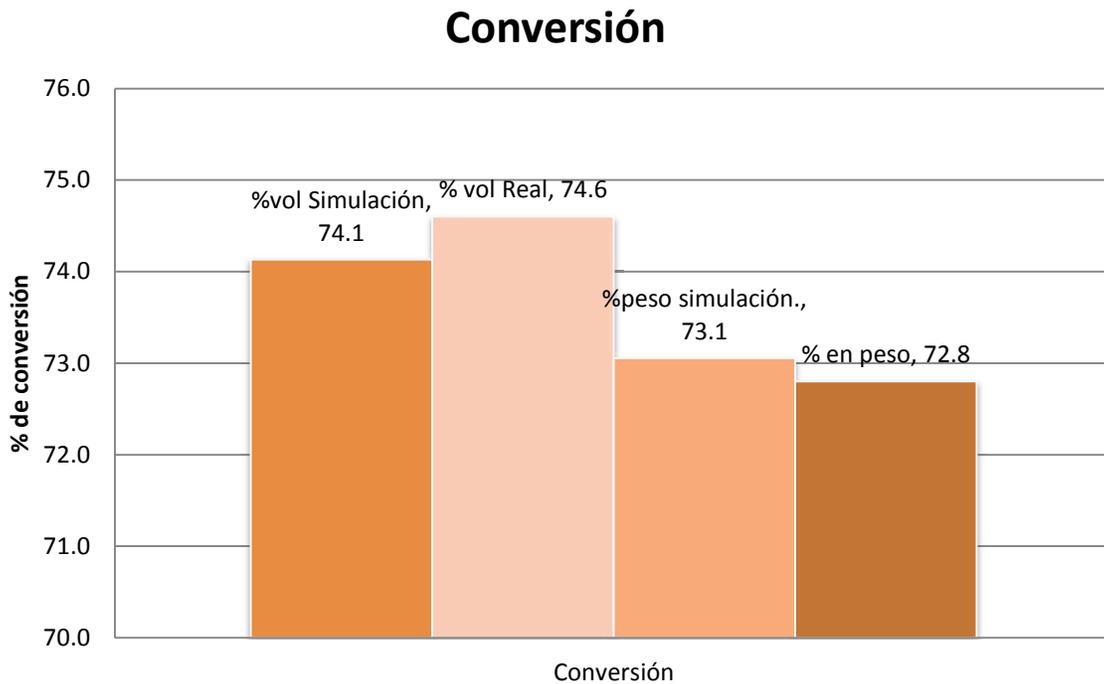


Gráfica 1. Comparación de porcentajes de flujo volumétrico a la salida del Riser.



Gráfica2. Comparación de porcentajes de flujo másico.

La conversión total de la carga se muestra en la gráfica 3, donde de igual manera tenemos resultados similares entre lo reportado en la literatura y los resultados del simulador.



Gráfica 3. Comparación de porcentajes de conversión total en peso y volumen.

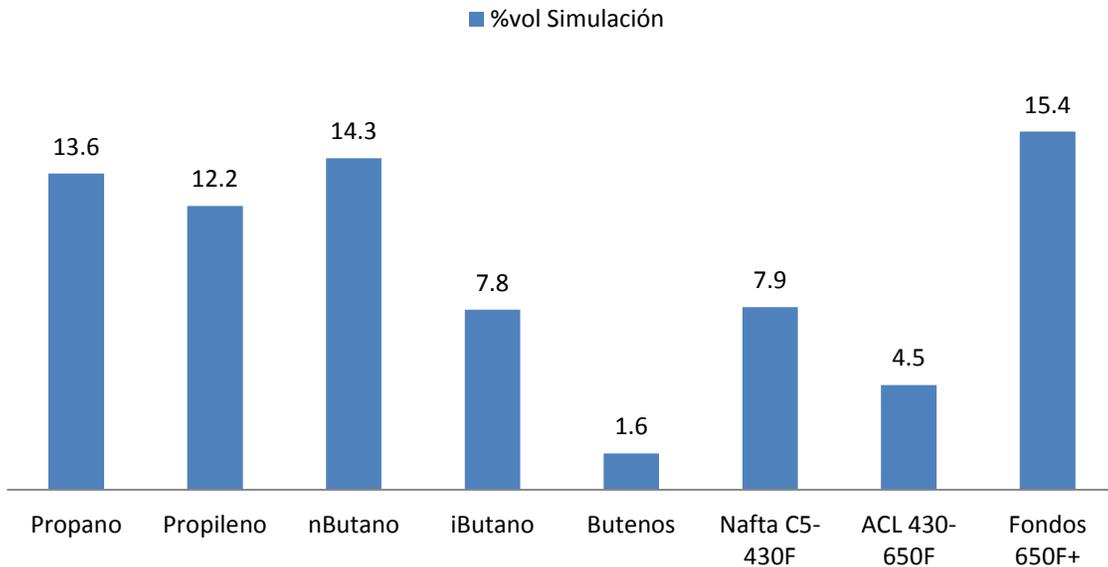
El porcentaje de error es uno de los principales factores que debemos observar, ya que nos indica qué tan alejados o tan cercanos estamos de los resultados que buscamos. Tomando como fundamento lo anterior, se construyó la tabla 13 que muestra los porcentajes de error con respecto al porcentaje de los flujos en términos de su masa y volumen.



compuestos	%error	
	% vol.	% en peso
Propano	13.6	16.7
Propileno	11.2	12.0
nButano	14.3	11.1
iButano	7.8	6.6
Butenos	1.6	1.4
Nafta C5-430F	7.9	7.2
ACL 430-650F	4.5	11.1
Fondos 650F+	15.4	7.5
Rendimiento de coque	-	5.5
Conversión	13.6	16.7

Tabla 13. Porcentaje de error para los componentes principales a la salida del reactor, en relación al flujo volumétrico y másico.

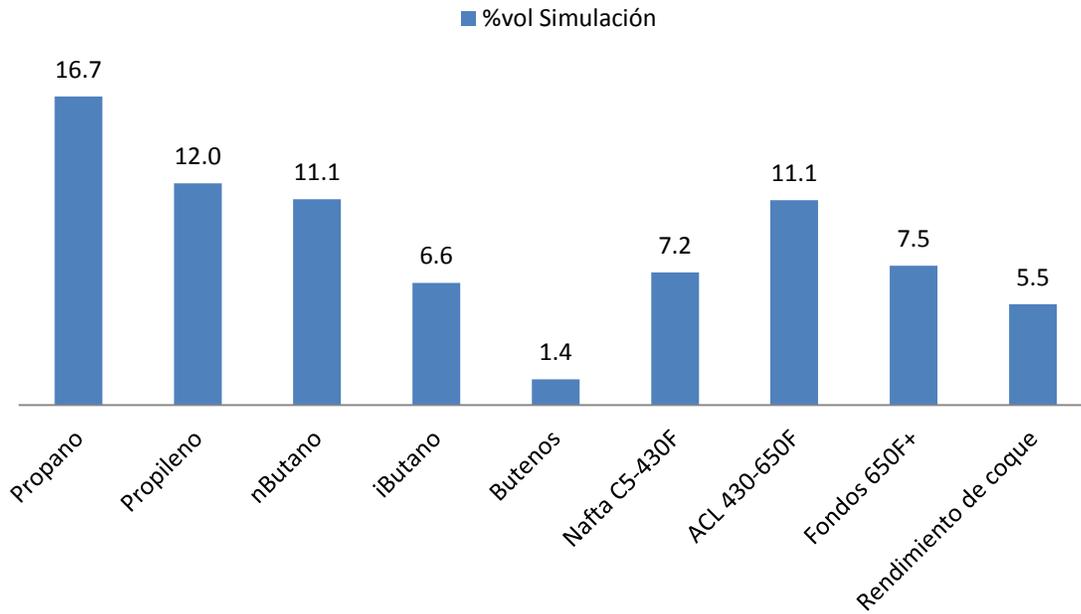
% Error flujo volumétrico



Gráfica 4. Porcentaje de error en los flujos volumétricos de los principales productos, a la salida del Riser.



% Error flujo másico



Gráfica 5. Porcentaje de error en los flujos másicos de los principales productos, a la salida del Riser.



- **Análisis de sensibilidad**

Como parte del análisis de los resultados y en aras de estudiar y observar los cambios que suceden en el proceso FCC, cuando se presenta una variación en el flujo de alimentación o un cambio de temperatura de operación significativo, se propusieron dos corridas, una donde la variable es el flujo de alimentación a la unidad y la temperatura es constante, y la otra donde la temperatura varía y el flujo se mantiene constante.

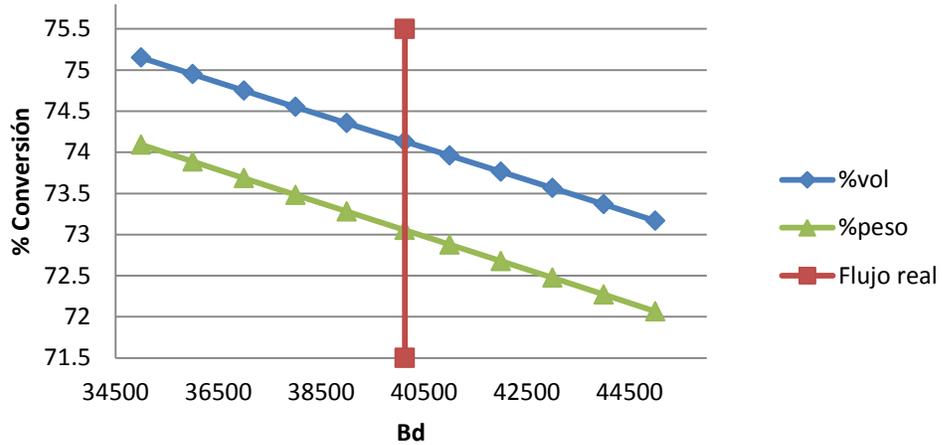
Variación de alimentación.

El primer análisis de sensibilidad se inició incrementando el flujo de alimentación al reactor (riser), lo cual provocó una disminución en el porcentaje de conversión conforme el flujo aumentaba. El flujo de operación es **40,128.9 Barriles por día**. En la tabla 14 se muestra la tendencia que tiene la conversión.

bbl/día	%volumen	%peso
35000	75.14	74.09
36000	74.94	73.88
37000	74.74	73.68
38000	74.55	73.48
39000	74.35	73.28
40128.9	74.13	73.05
41000	73.96	72.87
42000	73.76	72.67
43000	73.56	72.47
44000	73.36	72.27
45000	73.16	72.06

Tabla 14. Variación de la conversión en función del flujo de alimentación.

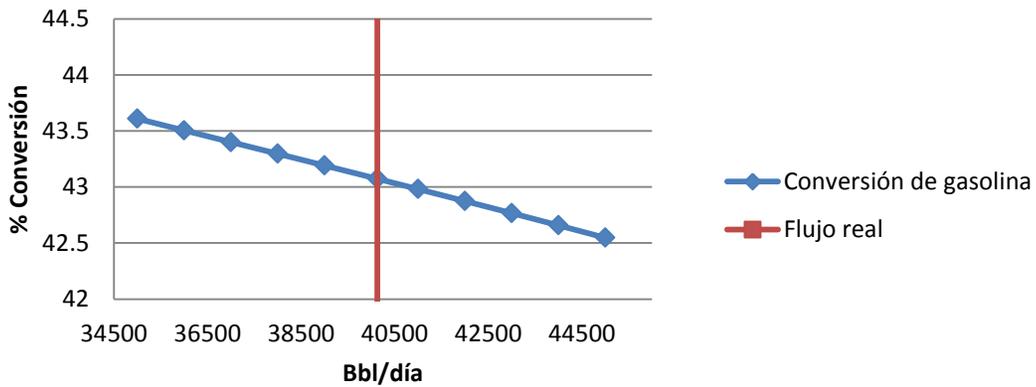
Flujo volumétrico de alimentación vs % Conversión



Gráfica 6. Porcentaje de conversión total en peso y volumen en función del flujo volumétrico de alimentación al Riser

La línea roja, en la gráfica 6 y 7 representa el flujo de alimentación para la operación de diseño. La grafica 7 muestra la misma tendencia para la gasolina, la disminución de su conversión en peso en función al incremento del flujo de alimentación.

Flujo volumetrico de alimentación vs % Conversión

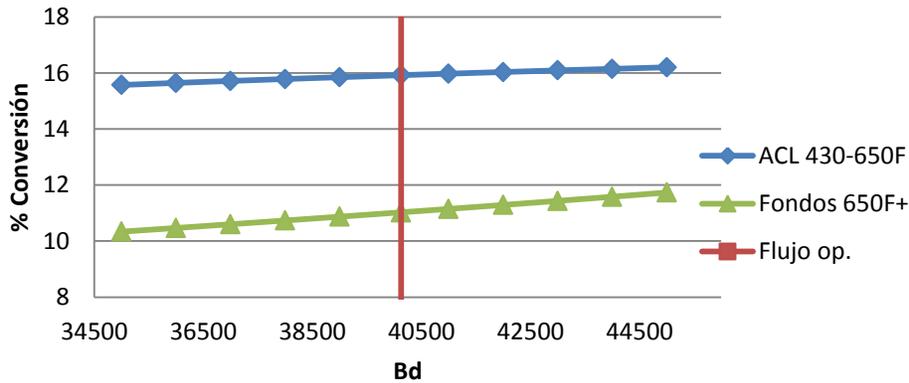


Gráfica 7. Porcentaje de conversión en peso de gasolina en función de flujo volumétrico de alimentación al Riser



En la gráfica 8 se muestra que no todos los productos tienen la misma tendencia al incrementar el flujo de alimentación, en el caso del Aceite Cíclico Ligero (ACL) y de los denominados fondos del craqueador, ocurre que su conversión aumenta.

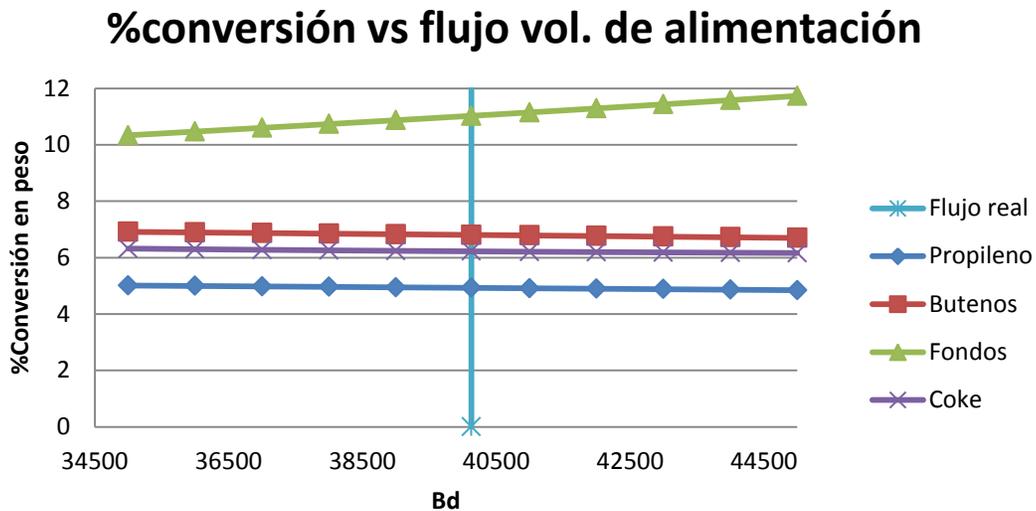
Flujo de Alimentación vs %Conversión en peso



Gráfica 8. Flujo de alimentación contra % de conversión en peso de fondos y ACL

El nivel de conversión es uno de los factores más importantes para determinar la cantidad de coque y los rendimientos de la gasolina y productos más ligeros a partir de una carga dada. La conversión se define como una medida del grado al cual la carga se desintegra en productos más ligeros y coque durante el proceso. La elección del nivel adecuado de conversión depende de los requisitos de producción misma de la refinería, y de la calidad y disponibilidad de la carga.

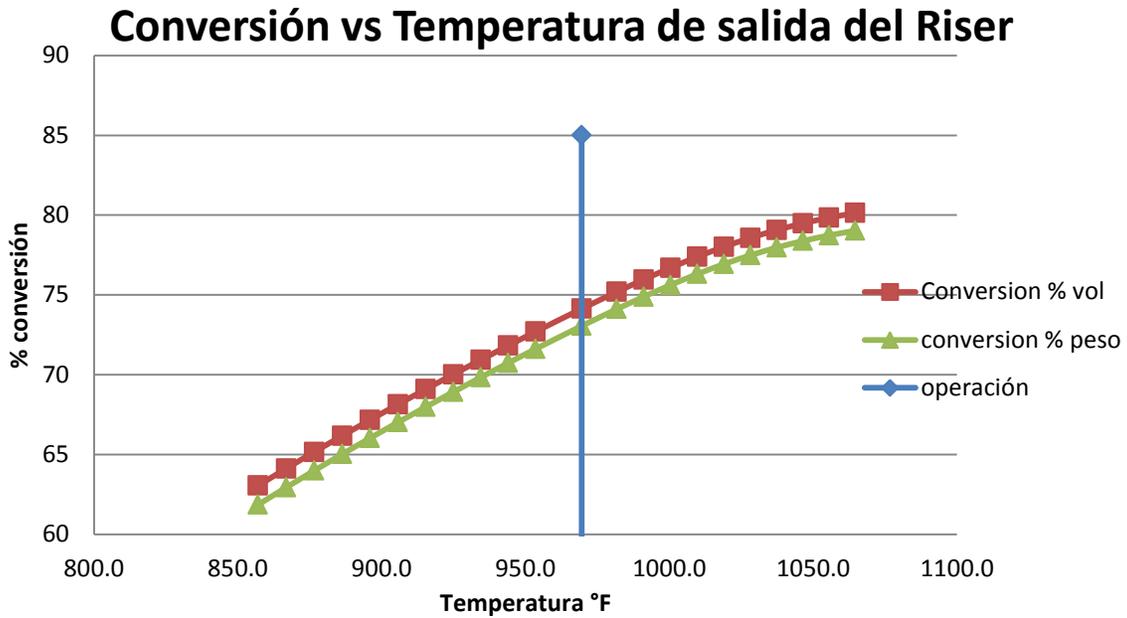
Siguiendo con el análisis de sensibilidad de la variación de flujo de alimentación, se propuso otra gráfica con otros componentes que tienen la misma relevancia que la gasolina, su comportamiento se observa en la siguiente gráfica.



Gráfica 9. Porcentaje de conversión en peso de productos principales en función al flujo de alimentación

Otro análisis de la simulación se realizó variando la temperatura de salida del reactor (riser) y manteniendo constante el flujo de alimentación a la unidad, esto arrojó resultados que en las posteriores gráficas se presentan y analizan. La temperatura de salida del riser óptima de diseño para la operación de la unidad catalítica es de **521°C** ó **969.5°F**.

La gráfica 10 indica un aumento en la conversión tanto en peso como en volumen; al ir aumentando la temperatura de salida del riser; lo que nos podría estar diciendo que lo correcto sería aumentar la temperatura para generar un incremento en la conversión global. De acuerdo a la experiencia en refinerías y en distintos manuales, existe una temperatura límite, la cual no debe ser sobrepasada, ya que esto provoca craqueo térmico, y la consecuencia más importante es que afecta la ruptura de moléculas de forma desproporcionada y no controlada, provocando un rendimiento bajo en la gasolina y generando productos no deseados.

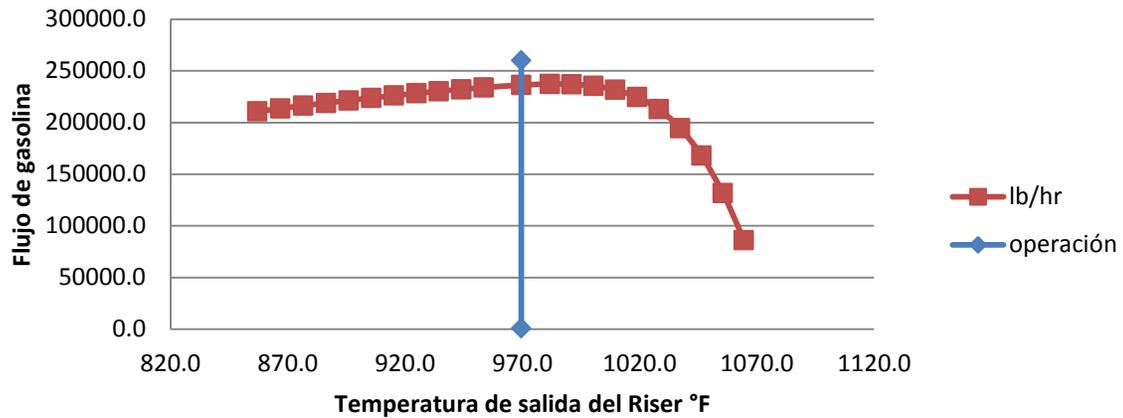


Gráfica 10. Porcentaje de Conversión en función de la variación de temperatura a la salida del riser.

Tomando en cuenta lo anterior, se analizó el comportamiento de la gasolina de forma individual, observamos pues un incremento en la primera mitad de los datos totales, pero justo llegando a la temperatura de operación se observa un máximo de flujo de gasolina para enseguida comenzar a disminuir al ir aumentando la temperatura. Con esto se reafirma el abatimiento de la conversión al sobrepasar la temperatura recomendada.

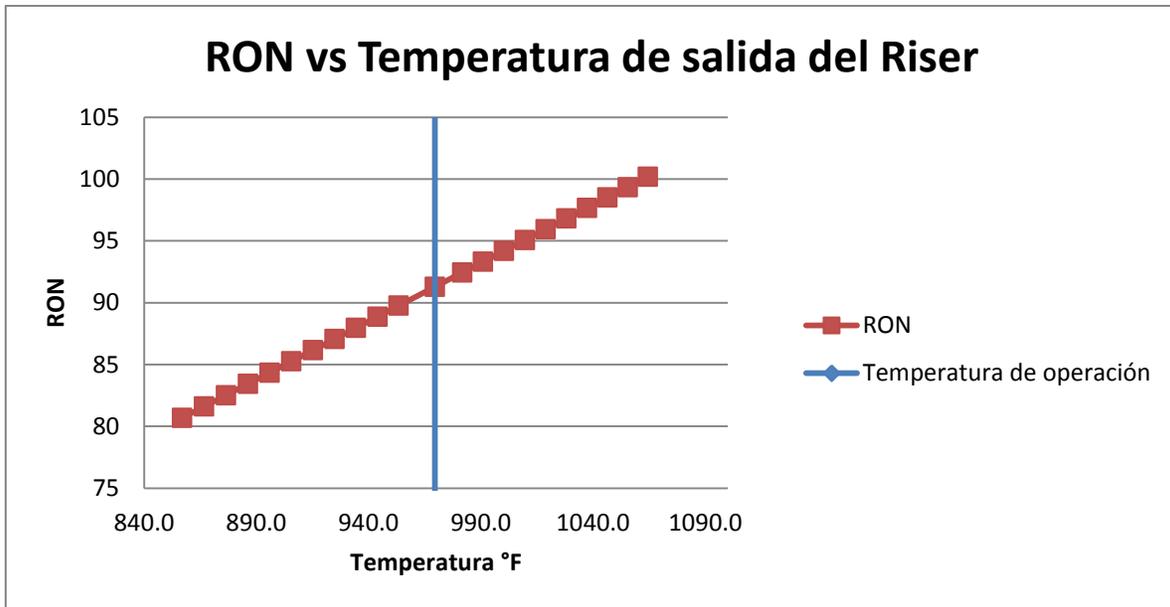


Flujo de gasolina vs Temperatura de salida del Riser



Gráfica 11. Flujo de gasolina en función de la variación de temperatura a la salida del riser.

La calidad de la gasolina es determinante, y es un parámetro muy importante a la hora de especificar los productos, El RON a pesar de incrementar su valor conforme la temperatura aumenta, está restringido a una serie de valores por la producción de gasolina, y un posible craqueo térmico.



Gráfica 12. Variación de la temperatura de salida del Riser contra valores de RON

El valor del RON reportado en la planta FCC-2 de la refinería Miguel Hidalgo en Tula Hidalgo, es el que se presenta en la siguiente tabla:

FCC-2		
	RON	MON
MIN	91	79
MAX	94.2	82
PROM	92.2	80.1

Tabla 15. Valores mínimos y máximos de RON / MON de la planta FCC-2

El valor de RON obtenido en la simulación es de 91.2 por lo que entra en el rango que maneja la tabla, y por lo tanto podemos decir que es una buena representación de lo que sucede en la unidad FCC.



9. Conclusiones

Es importante resaltar la enorme practicidad que tiene el simulador al momento de entregar resultados, al realizar una simulación del algún proceso, además que al trabajar con él, permite hacer modificaciones similares a las que probablemente se dan en la vida real:

- Alimentación a la unidad (calidad, variación de flujo, etc.)
- Condiciones de operación (temperatura, presión, flujo de catalizador, etc.)
- Configuración de la planta (implementación de red de intercambio de calor, adquisición o reemplazo de equipos, etc.)

Como uno de los objetivos del presente trabajo fue resaltar la importancia del conocimiento y aptitudes que el usuario de este tipo de software debe de tener, no solo para su manipulación sino para la traducción e interpretación de datos, que desde mi punto de vista se cumplió dicho objetivo.

Hay que señalar que al no contar con el cien por ciento de los datos necesarios para la simulación, se provocaron desviaciones en los resultados y que pudieran no estar dentro del rango de error permisible. Para disminuir las desviaciones se necesitan datos de operación, datos del diseño geométrico de los equipos, así como un DFP en sus últimas versiones, ya que este tipo de simulaciones se utilizan para iniciar un proyecto, o para la reconfiguración de una planta existente, por lo que su importancia es totalmente significativa. Por otro lado, si se trabajara directamente en el proyecto real y se contara con toda la información necesaria el error disminuiría y los resultados tomarían más relevancia. En cuanto a los resultados y errores mostrados en la sección 8 se deben tomar en cuenta limitantes que influyeron en este trabajo, tales como:

- La caracterización del gasóleo de vacío como alimentación (se modificó sólo una parte, pero las características secundarias ya estaban definidas por el programa)
- El catalizador es similar al que usa la unidad FCC-2 (convendría obtenerse la información completa acerca de él en próximos trabajos)
- El diagrama de flujo de proceso que representa esta unidad (DFP PEMEX) tiene algunos errores, y debería tomarse la última versión disponible.



La gasolina es posiblemente uno de los productos más importantes en la refinación actualmente, es motivo de múltiples estudios de investigación para su obtención y mejoramiento. Retomando la sección 8; la temperatura demostró ser una restricción que no deja obtener el máximo de gasolina; a temperaturas elevadas se puede obtenerla con un valor de RON alto, pero con poco rendimiento de gasolina. En otras palabras, se pueden obtener buenos rendimientos de gasolina pero con una considerable pérdida de Octano, o bien, gasolina de alta calidad (RON) pero poco rendimiento.

Así mismo el esquema de la unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado FCC-2 realizado se convierte en una herramienta de gran utilidad; en la industria química la dependencia entre la energía y la materia es tan estrecha que un cambio en alguna de sus variables provoca cambios de gran magnitud y que repercuten en los productos finales. La simulación nos ayuda a prever escenarios de operación, hacer cambios en la estructura misma de la unidad o de la planta. El conocimiento que hay detrás de cada proceso es extenso, y debe llevarse con cautela, porque la resolución de problemas no siempre se encuentra en algún manual o base de datos, sino en la experiencia misma del ingeniero químico.



10. Bibliografía

1. Jones, D.S. "Elements of Petroleum Processing". John Wiley & Sons, Inc. England. 1995
2. Jones, David S.J and Pujado, "Handbook of Petroleum Processing", Holanda 2006
3. J.S Magee, Maurice M. Mitchel. "Fluid Catalytic Cracking: Science and Technology", Elsevier Science, the Netherlands 1993.
4. James H. Gary, Glenn E. Handwerk "Petroleum Refining". Fourth edition, Marcel Dekker inc. New York, Basel 2001
5. Reza Sadeghbeigi. "Fluid Catalytic Cracking Handbook", Tercera Edición 2012
6. Manual de Operación Catalítica #1, Instituto Mexicano del Petróleo
7. Manual de operación Catalítica #2 Instituto Mexicano del Petróleo.
8. Bases de Simulación, Manual de operación Aspen HYSYS Tech.
9. Pemex. Portal de internet. <http://www.pemex.com>
10. IMP. Portal Internet. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>
11. Pemex refinación. <http://www.ref.pemex.com.mx/>
12. James H. Gary, Glenn E. Handwerk. Refino del petróleo, Tecnología y economía, ED. Reverté
13. W.R. Grace & Co.-Conn. Grace Davison Guía para el craqueo catalítico fluidizado parte uno. 1993 cap. 1
14. Anaya Durand, Manual de temas selectos de ingeniería de proyectos, 1era edición, UNAM 2013