



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Química

**Dimensionado de una Unidad de Craqueo
Catalítico en Fase fluida (FCC) para su
representación en impresora 3D en FABLAB-UVa**

Autor:

Nicolás Bayón Verdugo

Tutor:

Juan García Serna

**Dpto. Ingeniería Química y Tecnología del
Medio Ambiente**

Valladolid, junio de 2020.

1 TABLA DE CONTENIDO

2	RESUMEN	5
3	INTRODUCCIÓN.....	7
3.1	Estructura del trabajo	8
4	ANTECEDENTES.....	9
4.1	El Petróleo.	9
4.2	Refino del petróleo.....	10
4.2.1	Evolución del proceso de refino.	10
4.2.2	Procesos de refino	12
4.3	Tipos de refinería	13
4.4	Unidades de conversión, FCC	16
4.4.1	Reacción.....	17
4.4.2	Catalizador	19
4.5	FABLAB UVa.....	20
5	Objetivos	23
5.1	Objetivos generales	23
5.2	Objetivos específicos	23
6	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	24
6.1	Diagrama de bloques.....	24
6.2	Descripción general	25
6.3	Diagrama de flujo.....	27
6.4	Balance de materia.....	28
6.5	Descripción detallada	29
6.5.1	Sección 100. Pretratamiento.....	29
6.5.2	Sección 200. Generación de vapor y reacción.....	30
6.5.3	Sección 300. Separación de productos de reacción.	32
6.6	Estrategia de Control y Control Básico	34
6.6.1	Control de quemadores del horno (H-101) de precalentamiento de la alimentación al Riser.	34
6.6.2	Generación de vapor	34
6.6.3	Control de oxidación en el regenerador (RG-201).....	35
6.6.4	Control de la torre de destilación (DC-301).....	35
7	DISEÑO DE EQUIPOS.....	36
7.1	Ciclones	36

7.2	Riser	39
7.3	Lecho fluido del regenerador	40
8	MODELO 3D	43
8.1	Descripción del modelo.	43
9	CONCLUSIONES	52
10	BIBLIOGRAFÍA.....	55

2 RESUMEN

El petróleo es una mezcla formada por una infinidad de compuestos orgánicos, en su mayoría hidrocarburos insolubles en agua de tipo parafínico, olefínico, nafténico y aromático. Debido a esto, para su empleo es necesario separarlo en sus diferentes fracciones mediante el proceso de refino de petróleo. Existen diferentes tipos de refino del petróleo en función del grado de conversión. El objetivo principal de una refinería de petróleo es obtener la mayor cantidad y tipo de productos de mayor valor añadido, sin embargo, los productos de mayor valor han ido cambiando a lo largo de la historia, y con ellos, ha sido necesario crear nuevos procesos que permitan cumplir con la demanda. Desde que apareciera la primera refinería de petróleo, que consistía en una destilación simple, hasta la actualidad, han ido surgiendo nuevos procesos que permiten obtener un mayor rendimiento en diésel, queroseno o naftas, según la demanda. A las refinerías actuales se las denomina de conversión profunda, son aquellas que producen cero de fuelóleos, y esto lo producen en gran medida gracias a las unidades de conversión, como es la unidad de craqueo catalítico en lecho fluido (FCC). Esta unidad se alimenta de fuelóleos procedentes de la unidad de vacío y obtiene como productos GLP, naftas o diésel.

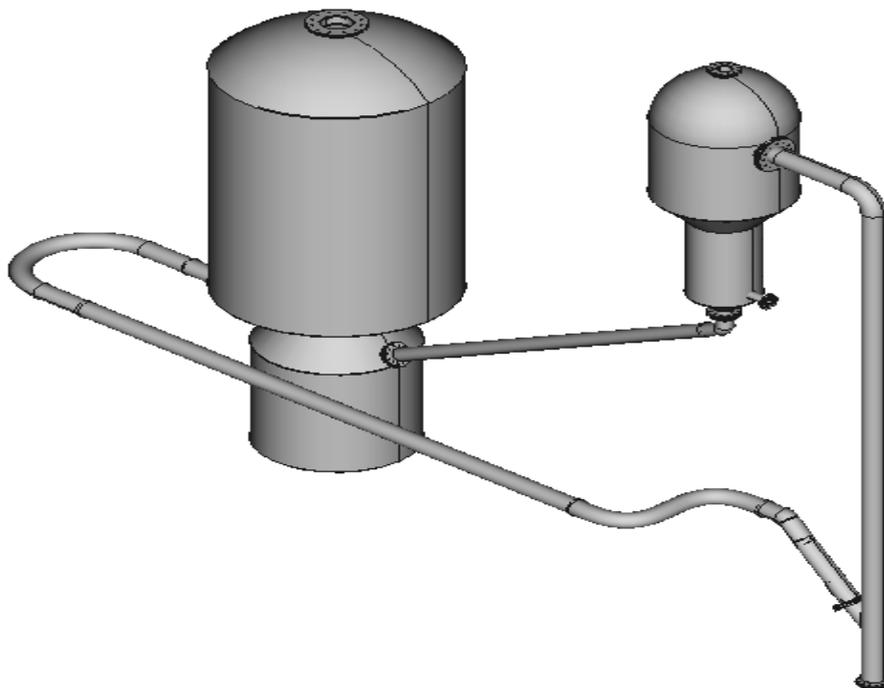
Desde hace tiempo las grandes compañías de ingeniería dedicadas a la industria petroquímica realizaban modelos y maquetas a escala de las refinerías para poder apreciar la envergadura de estas y así conocer el proceso de forma más sencilla. En la actualidad, con el desarrollo de software 3D y con la impresión 3D esto es algo mucho más sencillo de hacer y puede utilizarse con otros fines, como por ejemplo el académico.

En la unidad de FCC pueden diferenciarse 6 bloques que son el pretratamiento de la alimentación, sistema de generación de vapor, riser, separación y stripping, regenerador y separación de productos. Estos bloques, a su vez se dividen en 3 grandes secciones, sección 100 (pretratamiento de alimentación), sección 200 (Reacción, separación del catalizador, generación de vapor y regeneración de catalizador) y sección 300 (separación de los productos de reacción en sus diferentes fracciones). Con esta división en secciones se plantea un diagrama de

flujo y un balance de materia en el que se parte de una corriente de 177,5 t/h de fueloil pesado y se obtienen 38,15 t/h de GLP, 81,1 t/h de naftas, 34,43 t/h de diésel ligero, 13,49 t/h de fueloil pesado y energía, que se emplea para la regeneración del catalizador y para la generación de vapor. Para garantizar el correcto funcionamiento de la unidad es de vital importancia disponer de un sistema de control básico. Este sistema se encarga de garantizar que el proceso se efectúa de forma correcta y además juega un papel importante en la seguridad del proceso.

Para poder hacer un diseño 3D a escala de los equipos principales de un FCC es necesario diseñarlos previamente. Los equipos a diseñar son los ciclones empleados para la separación y evitar arrastres del catalizador, riser y un lecho fluidizado en el que se quema el coque depositado en la superficie del catalizador.

Con todos los equipos dimensionados ya se puede iniciar el diseño en 3D, para el diseño se utiliza como software FreeCad. En este diseño se incluyen todos los equipos dimensionados con una escala de 1:10. Una vez completo el diseño, está listo para poder imprimirse mediante impresión 3D. Esta impresión de los equipos permite utilizarlos en un ámbito académico facilitando la visualización y la comprensión del proceso, algo que viendo un FCC en la realidad es muy difícil de comprender.



3 INTRODUCCIÓN

El consumo energético de la sociedad actual es muy elevado. El modelo energético, sin duda, va a cambiar en las próximas décadas hacia un modelo más sostenible económica, social y medioambientalmente. Sin embargo, a día de hoy, el petróleo y los combustibles fósiles asociados continúan siendo una de las principales fuentes de energía y de productos tanto para la industria, como en nuestros hogares.

El petróleo es una mezcla de miles de compuestos orgánicos, principalmente hidrocarburos insolubles en agua. Aunque su composición en su mayoría son hidrocarburos, también puede contener compuestos inorgánicos como el azufre o el nitrógeno asociados, que marcarán la calidad y el posterior tratamiento y uso del petróleo.

El proceso de refino del petróleo se inicia con la destilación o fraccionamiento del crudo extraído. En este proceso se separa el petróleo en diferentes grupos en función del número de hidrocarburos. Aquí, los productos obtenidos dependen de las características del crudo que se procesa. Sin embargo, estos productos de destilación apenas tienen aplicaciones en sí mismos, y es necesario realizar más transformaciones sobre ellos, para así obtener productos de mayor valor y utilidad, como son las gasolinas de alto octanaje. Uno de los procesos que se llevan a cabo en una refinería y a partir del cual se obtienen productos de mayor valor es el craqueo. El craqueo consiste en romper mediante tratamiento térmico las largas cadenas de hidrocarburos obtenidas de la destilación, para obtener hidrocarburos más simples y que tienen mayor valor. Una variante es el craqueo catalítico en lecho fluido (FCC), donde se emplean catalizadores en flujo continuo que permiten llevar a cabo esta operación en unas condiciones de presión y temperatura más suaves. (Kraus, 1998)

Desde hace tiempo, las grandes compañías de ingeniería dedicadas a la industria petroquímica realizaban modelos y maquetas a escala de las refinerías para poder apreciar la envergadura de estas y poder estudiar el proceso y posibles mejoras de manera más sencilla. Elaborar esas maquetas implica mucho tiempo y trabajo, que se ha evitado en las últimas dos décadas utilizando herramientas actuales, como pueden ser los modelos y la impresión 3D.

El modelado 3D es el proceso de desarrollo de una representación matemática de cualquier objeto tridimensional a través de un software especializado. Al producto obtenido se le denomina modelo 3D. A parte de su visualización en una computadora, el modelo también puede crearse físicamente usando dispositivos de impresión 3D.

La impresión en impresora 3D de modelos a escala proporciona una manera sencilla de mostrar y comprender equipos que en la realidad resultan complejos o difícil acceder hasta ellos. De ahí la importancia de emplear la impresión 3D con fines académicos.

Otra herramienta de aprendizaje accesible para todo el mundo en la actualidad es el uso de videotutoriales. Con ellos, ahora mismo todo el mundo tiene la posibilidad de emplearlos para adquirir nuevos conocimientos de una manera rápida y sencilla.

3.1 Estructura del trabajo

Este trabajo se divide en dos partes bien diferenciadas: por un lado, se encuentra la ingeniería básica de proceso, y por otro el diseño de piezas y equipos con software 3D.

La primera parte está compuesta por el diagrama de bloques, diagrama de flujo, balance de materia y descripción del proceso. En esta parte se describe el funcionamiento de cada uno de los equipos que componen el FCC, así como de su función.

La segunda parte está compuesta por el diseño de piezas y su montaje 3D para formar los equipos principales.

Ambas partes se relacionan entre sí, de forma que se han utilizado los datos obtenidos en el balance de materia para hacer un diseño aproximado de los equipos principales, que posteriormente serán representados en modelo 3D.

4 ANTECEDENTES

4.1 El Petróleo.

El petróleo es una mezcla formada por una infinidad de compuestos orgánicos, en su mayoría hidrocarburos insolubles en agua, de tipo parafínico, olefínico, nafténico y aromático. Además, suele llevar un porcentaje entre el 0,5 y 3% de nitrógeno y azufre asociados a cadenas orgánicas (p.e. mercaptanos). Sus características vienen marcadas por su composición, de esta forma, por ejemplo, tenemos crudos “dulces” (aquellos con poca cantidad de azufre) o crudos “ácidos” (con mayor cantidad de azufre), que requieren más operaciones de refinado para cumplir con las especificaciones actuales de los productos refinados (Gary, Handwerk and Kaiser, 2007).

Existen numerosos criterios para clasificar el petróleo, algunos de ellos son:

- En función de su origen.
- En función de su composición.

De esta forma tenemos petróleos de base parafínica, aquellos en los que predominan los hidrocarburos saturados o parafínicos, son los más deseados ya que de ellos se obtienen elevados porcentajes de naftas y aceite lubricante. Petróleos de base asfáltica o nafténica, en los que predominan los hidrocarburos etilénicos, compuestos naftánicos y bencénicos o aromáticos. Estos producen elevado residuo de asfalto y son los menos deseados. Y por último tenemos petróleos de base mixta, que tienen una composición intermedia de las dos anteriores. La mayoría de yacimientos mundiales son de base mixta.

- En función de su gravedad API.

Proviene de las siglas en inglés de American Petroleum Institute, y es una medida de la densidad del crudo en comparación a la del agua a la misma temperatura. Así se diferencian crudos livianos o ligeros (gravedad API mayor que 31.1° API), medio o mediano (gravedad API entre 22.3-31.1° API), crudo pesado (gravedades entre 10-22.3° API) y extra pesado (gravedad menor a 10° API).

4.2 Refino del petróleo.

El objetivo principal de una refinería de petróleo es producir la máxima cantidad y tipo de productos de valor añadido y funcionalidad específica a partir de petróleo. Para ello, en una refinería se realizan una gran cantidad de procesos físicos y químicos que son capaces de transformar el petróleo.

El proceso íntegro de refino del petróleo comienza con la destilación o fraccionamiento del petróleo crudo que extraemos de los yacimientos. A partir de este proceso obtenemos productos que dependen directamente de la composición del crudo que se procesa. Algunos de los productos obtenidos son el residuo atmosférico, gasoil, queroseno, naftas o gases ligeros. La gran parte de estos productos de destilación se convierten a su vez en productos de mayor utilidad y valor mediante operaciones físicas y químicas que modifican la estructura física y molecular de los hidrocarburos. Algunas de estas operaciones son el craqueo o el reformado. Con este proceso se consigue romper las largas cadenas de hidrocarburos en hidrocarburos más simples y de mayor valor. Sin embargo, aún hay que someter a los productos resultantes a operaciones de tratamiento y separación como la extracción o el hidrotratamiento, que permiten obtener el producto final deseado.

Sin embargo, no todas las refinerías están enfocadas a la obtención de productos finales de alto valor. Por ello existen diferentes tipos de refinerías, que van desde las más sencillas, las cuales se limitan generalmente a realizar la destilación atmosférica y al vacío, hasta las más completas, llamadas refinerías integradas, en las cuales se hace desde el fraccionamiento, conversión, tratamiento y mezcla con lubricante, combustibles pesados y fabricación de asfalto, y, en ocasiones, procesado petroquímico (Kraus, 1998).

4.2.1 Evolución del proceso de refino.

Desde que se inauguró la primera refinería en 1861, hasta la actualidad, el proceso de refino ha sufrido innumerables modificaciones y evoluciones, en gran parte provocadas por las necesidades de demanda de cada época.

La primera refinería constaba únicamente de una destilación atmosférica simple donde se obtenía como producto principal el queroseno y como subproductos alquitrán y naftas (hidroskimming). Durante los primeros años, el producto de mayor demanda fue el queroseno, hasta que dos acontecimientos revirtieron esta situación. La invención de la luz eléctrica provocó que se redujera la demanda de queroseno, y la invención del motor de combustión interna provocó un aumento de la demanda de gasóleo diésel y de gasolinas (naftas). A estos acontecimientos le siguieron la Primera y Segunda Guerra Mundial, donde continuó aumentando la demanda de gasolinas. Ante un aumento de la demanda tan importante, era esencial buscar otras alternativas a la destilación atmosférica y de vacío para aumentar el rendimiento de naftas y gas-oil, de ahí que se desarrollaron nuevos procesos para ello. Estos procesos son el craqueo térmico, catalítico o el reformado.

Se puede resumir la evolución del proceso de refino en la siguiente tabla(Kraus, 1998):

Año	Nombre del proceso	Finalidad del proceso	Subproductos del proceso
1862	Destilación atmosférica	Producir queroseno	Nafta, alquitrán, etc.
1870	Destilación al vacío	Lubricantes (originales) Cargas de craqueo (decenio 1930)	Asfalto, residuo Cargas de coquificador
1913	Craqueo térmico	Aumentar gasolina	Residuo, combustible para barcos
1916	Desmercaptanización	Reducir azufre y olor	Azufre
1930	Reforma térmica	Mejorar índice de octano	Residuo
1932	Hidrogenación	Eliminar azufre	Azufre
1932	Coquización	Producir materiales base para gasolina	Coque
1933	Extracción de disolventes	Mejorar índice viscosidad del lubricante	Aromáticos
1935	Desparafinado de disolventes	Mejorar punto de goteo	Ceras
1935	Polimerización catalítica	Mejorar rendimiento gasolina e índice de octano	Cargas petroquímicas
1937	Craqueo catalítico	Gasolina de mayor octanaje	Cargas petroquímicas
1939	Ruptura de la viscosidad	Reducir la viscosidad	Más destilado, alquitrán
1940	Alquilación	Aumentar octanaje y rendimiento de la gasolina	Gasolina de aviación de alto octanaje
1940	Isomerización	Producir carga de alquilación	Nafta
1942	Craqueo catalítico de líquidos	Aumentar rendimiento y octanaje de la gasolina	Cargas petroquímicas
1950	Desasfaltado	Aumentar la carga de craqueo	Asfalto
1952	Reforma catalítica	Convertir nafta de baja calidad	Aromáticos
1954	Hidrodesulfuración	Eliminar azufre	Azufre
1956	Desmercaptanización con inhibidores	Eliminar mercaptano	Disulfuros
1957	Isomerización catalítica	Convertir en moléculas de alto índice de octano	Cargas de alquilación
1960	Hidrocraqueo	Mejorar calidad y reducir azufre	Cargas de alquilación
1974	Desparafinado catalítico	Mejorar punto de goteo	Cera
1975	Hidrocraqueo de residuos	Aumentar rendimiento en gasolina de los residuos	Residuos pesados

Tabla 1: Cronología del proceso de refino.

La demanda de naftas y diésel ha ido aumentando hasta la actualidad, lo que provoca que procesos para aumentar el porcentaje de naftas y diésel sean indispensables para poder obtener rendimiento del proceso. Cada país tiene una orientación distinta de su parque automovilístico y su consumo interior. Por ejemplo, España está muy orientada hacia el diésel desde los años 80 dónde se promovió su uso, siendo alrededor de un 30/70 gasolina/diésel.

4.2.2 Procesos de refino

Los procesos y operaciones de refino se dividen básicamente en: separación, conversión, tratamiento, formulación y mezcla, operaciones auxiliares y operaciones fuera de proceso (Kraus, 1998).

- Separación. Aquí separamos el petróleo crudo físicamente, mediante fraccionamiento en torres de destilación atmosféricas y de vacío, en grupos de moléculas de hidrocarburos con diferentes intervalos de temperaturas de ebullición, que se denominan “fracciones”.
- Conversión. Los procesos de conversión más utilizados para modificar el tamaño y/o la estructura de las moléculas de hidrocarburos son:
 1. Descomposición (división) mediante hidrocraqueo, craqueo térmico y catalítico, y coquización.
 2. Unificación (combinación) mediante procesos de alquilación y polimerización.
 3. Alteración química mediante isomerización y reformado catalítico.
- Formulación y mezcla. Proceso que consiste en mezclar y combinar fracciones de hidrocarburos con aditivos y otros componentes con el objetivo de obtener productos finales con unas propiedades específicas de rendimiento idóneo.
- Operaciones auxiliares de refino. Algunas de las operaciones necesarias en todas las refinerías para dar soporte al procesado de hidrocarburos son la recuperación de residuos ligeros; eliminación del agua amarga (sour wáter, agua con restos de azufre o nitrógeno); la recuperación de azufre, y el tratamiento de gases ácidos y gas residual. También son operaciones auxiliares la provisión de catalizadores, reactivos, provisión de calor, frío, aire comprimido, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y gases combustibles.

- Instalaciones de las refinerías que no forman parte del proceso. En todas las refinerías encontramos multitud de instalaciones que sirven de soporte a las operaciones de procesado. Algunas de las más habituales son la producción de calor y frío; movimiento de productos de un lugar a otro; almacenamiento de productos en depósitos; expedición y manipulación; las llamas y sistemas de descarga de presión; hornos y calentadores; alarmas y sensores; muestreo, verificación y la inspección. Y por otro lado se encuentra sistemas que no intervienen para nada en el proceso de refino, pero son esenciales, como el sistema de protección contra incendios o abastecimiento de agua.

4.3 Tipos de refinería

En función de los procesos de refino que tengan lugar en una refinería tenemos cuatro tipos de refinería (Gary, Handwerk and Kaiser, 2007).

- **Topping**

Estas refinerías únicamente cuentan con unidades de destilación atmosférica o topping y con ciertas operaciones de apoyo esenciales. No tienen capacidad de modificar el rendimiento natural de los petróleos crudos. Se limitan a obtener las fracciones del petróleo. Por ese motivo, no son viables económicamente, salvo que se añadan a ellas unidades de conversión.

- **Hydroskimming**

Es muy simple, se limita a fraccionar el crudo y a tratar los productos obtenidos para que cumplan las especificaciones exigidas. Es el esquema más antiguo, que se adaptaba a las altas demandas de fuelóleos sin especificaciones rigurosas. Se encuentran en desaparición. Entre algunos de los servicios de apoyo con los que cuentan son el reformado o unidades de hidrotreatmento, que permiten convertir las naftas en gasolina y eliminar el exceso de azufre de los productos refinados.

Un esquema general de este tipo de refinerías puede ser el siguiente,

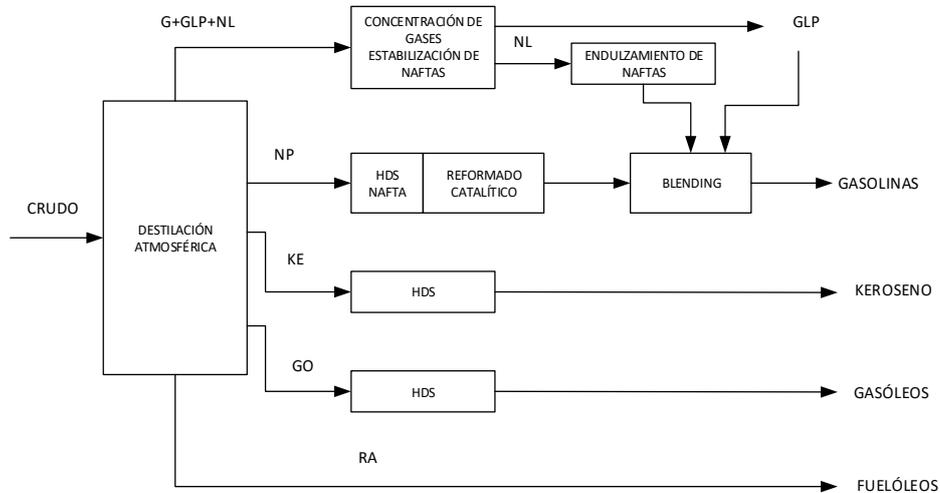


Ilustración 1: Esquema general de una refinería de Hidroskimming

- **Refinerías de conversión**

Este tipo de refinerías contienen además de los procesos presentes en los dos tipos anteriores, unidades de craqueo catalítico e hidrocrqueo. Con estas refinerías se consigue obtener un mayor rendimiento en cuanto a naftas y diesel ligero. Un esquema general puede ser:

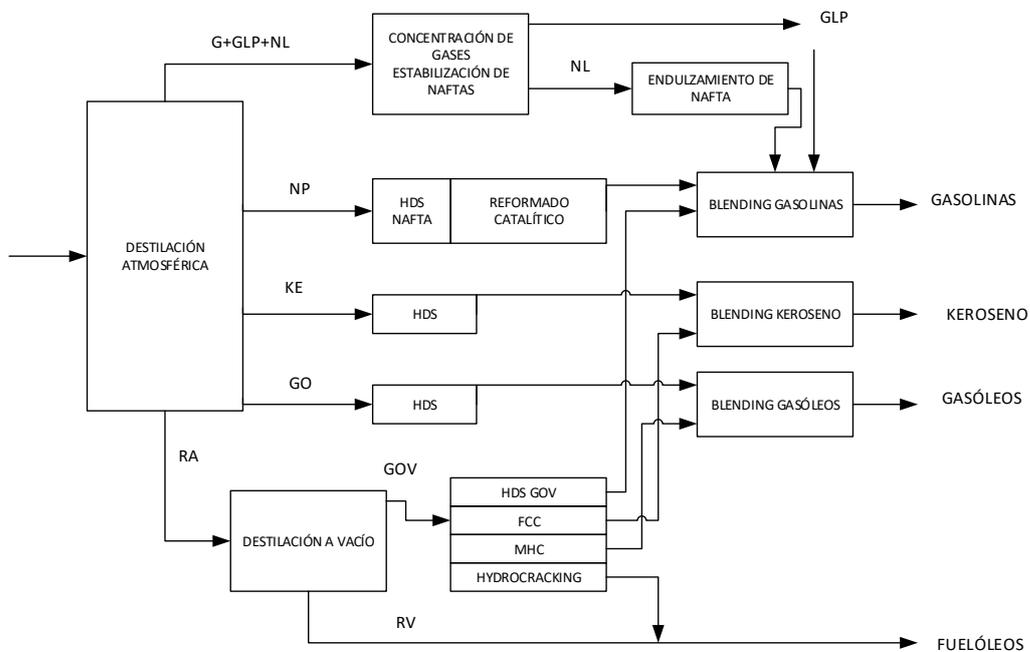


Ilustración 2: Esquema general de una refinería de conversión.

- **Refinerías de conversión profunda.**

Son las más completas de todas las que se han citado, y se caracterizan por producir cero de fuelóleos. Poseen todos los procesos citados de las refinerías anteriores, a los que hay que sumar; craqueo catalítico fluidizado (FCC), viscorreducción, isomerización, alquilación, craqueo con vapor o coquización. Se puede encontrar un esquema del proceso que se sigue en este tipo de refinerías en el libro de refino de petróleo de James Gary (Gary, Handwerk and Kaiser, 2007)

4.4 Unidades de conversión, FCC

Con el paso de los años, la demanda de los productos derivados del petróleo ha ido cambiando. Mientras que al principio el producto de mayor demanda era el fueloil, ahora los productos de mayor demanda, aproximadamente un 70% de la demanda total, son las gasolinas (naftas), queroseno o el diésel. Estos productos se obtienen en intervalos de ebullición $<360^{\circ}\text{C}$, y su demanda es muy superior a la cantidad que se puede obtener de ellos mediante fraccionamiento del crudo.

Por este motivo, las fracciones pesadas del crudo, que se destilan por encima de 360°C , como son los gasóleos pesados se someten a procesos de conversión, para así obtener gasolinas o diésel ligeros, productos de mayor demanda. El porcentaje total de fracciones que destilan por encima de 360°C es muy elevado, por ello su conversión es esencial para dar viabilidad económica al proceso y, sobre todo, para cumplir la demanda.

En estas unidades de conversión, partimos de largas cadenas hidrocarbonadas que componen el gasóleo pesado. Estas cadenas, al someterse a unas determinadas condiciones de presión y temperatura, se rompen formando cadenas de un peso molecular menor y obteniendo un mayor porcentaje de naftas y diésel ligero. A este proceso, se le denomina craqueo, y puede ser térmico, catalítico o hidrocraqueo.

El craqueo térmico es el que primero se desarrolló. En él, se somete a las largas cadenas hidrocarbonadas a altas temperaturas y presiones, para romperlas. Este proceso es altamente endotérmico, y consume una elevada cantidad de energía, y pronto se intentó sustituir por un proceso en el que las condiciones de presión y temperatura no fueran tan extremas. Surgió así el craqueo catalítico. En él, la presencia de un catalizador hace que estas condiciones sean más moderadas, en torno a 400°C y presión cercana a la atmosférica. El catalizador utilizado en este proceso se inactiva muy rápidamente y su coste es muy elevado. Por ello, se desarrolló un sistema de regeneración continua del catalizador. Son las Unidades de Craqueo Catalítico en Lecho Fluido, sus siglas en inglés son FCC (Fluid Catalytic Cracking).

En la actualidad, estas unidades de conversión se consideran el núcleo central de todas las refinerías ya que permiten:

- Alcanzar altos rendimientos de naftas, diésel y otros productos más livianos valiosos.
- Proporcionan al proceso de refinado una cierta estabilidad en cuanto a la obtención de productos de mayor demanda. Esto se debe a las diferencias que existen entre diferentes tipos de crudos. En la actualidad los crudos cada vez tienen peores características en cuanto a su composición, lo que hace que las unidades de conversión sean esenciales para poder cumplir con la producción de productos de mayor demanda.
- Permiten que los crudos pesados con un alto contenido en azufre también tengan valor económico.

Se ha comentado la función principal de estas unidades de conversión, así como su importancia dentro del proceso de una refinería. Sin embargo, para conocer más en profundidad el funcionamiento y la operación que tiene lugar en un FCC es necesario conocer la reacción que se produce en él.

4.4.1 Reacción

La principal diferencia entre el craqueo térmico y el catalítico reside en el mecanismo de reacción. Para el craqueo catalítico el proceso de reacción es un proceso iónico donde se producen una elevada cantidad de reacciones, simultáneas y consecutivas. Es un proceso en el que participan los carbocationes. Un carbocatión consiste en un átomo de carbono que posee una carga positiva dentro de una molécula. Esta carga positiva favorece la unión con otro ion con carga negativa.

Los productos obtenidos en el craqueo catalítico resultan de la acción de una serie de reacciones primarias y secundarias. Las reacciones primarias son aquellas en las que se produce la ruptura inicial de un enlace Carbono-Carbono y la rápida neutralización del ion_carbonio.(UNT-FRRo, 2017) Existen diferentes tipos en función del tipo de hidrocarburo en el que sucedan, así tenemos:

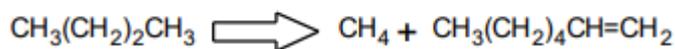
- Parafina → Parafina + olefina.

- Alquil nafteno → Nafteno + olefina.
- Alquil aromático → Aromático + olefina.

Esta reacción se puede explicar de la siguiente manera y en cinco etapas (Rao, 1990)(Gary, Handwerk and Kaiser, 2007):

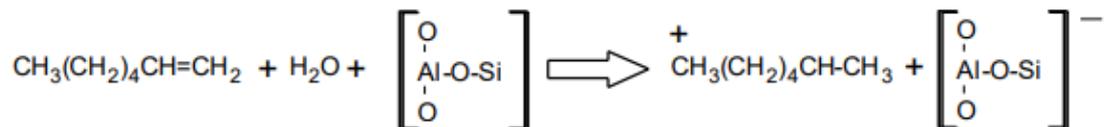
1. Reacción de iniciación.

Se produce por la acción de las elevadas temperaturas. Se produce la ruptura de una parafina formando una parafina y una olefina.



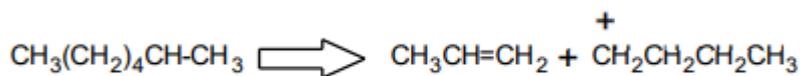
2. Transferencia de un protón.

La olefina formada en la etapa anterior adiciona un protón procedente del catalizador, formando así un ion carbonio.



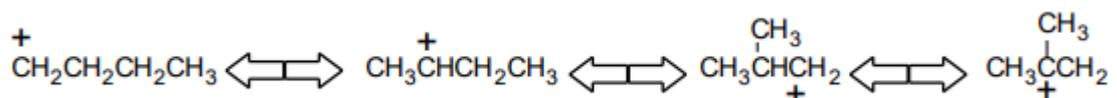
3. Escisión beta.

Se produce una ruptura del enlace carbono-carbono en posición beta para formar un ion carbonio y olefina.



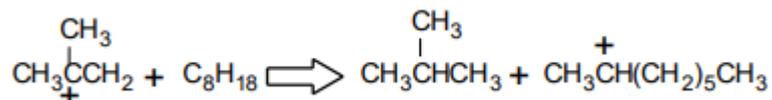
4. Reordenamiento del ion carbonio.

El ion carbonio se reordena hasta una estructura más estable. Esta estructura es la de ion carbonio terciario, es decir, con tres enlaces carbono.



5. Transferencia de un protón.

Se transfiere un protón procedente de una parafina, formando así un ion carbonio grande, y una parafina pequeña.



De esta forma quedaría completa una secuencia de la reacción que tiene lugar durante el craqueo. Quedaría formado un ion carbonio grande que volvería a realizar esta secuencia de reacciones de forma constante. Esta es la secuencia básica que se repite, sin embargo, puede verse modificada puntualmente en función del tipo de hidrocarburo del que se parta.

Para el caso de hidrocarburos nafténicos la principal reacción que tiene lugar es la deshidrogenación del anillo, formando compuestos aromáticos. Para temperaturas superiores a los 540 °C también se produce la ruptura de enlaces carbono-carbono del anillo y de las cadenas ligadas. Para las naftas de 9 o más átomos de carbono, la deshidrogenación es muy alta, dando lugar a nafta de alto octanaje.

Para hidrocarburos aromáticos con grupos alquilo, la reacción se da únicamente cuando esta cadena alquílica es suficientemente larga, produciéndose la ruptura de éstas cadenas laterales. La reacción no afecta al anillo de benceno. La ruptura se produce de forma predominante en el enlace carbono-carbono adyacente al anillo.

4.4.2 Catalizador

Para el craqueo catalítico pueden utilizarse tres clases de catalizadores; alúmino-silicatos naturales; combinaciones de alúmina-silicio sintéticas y amorfas; o catalizadores de alúmina-silicio sintéticos cristalinos denominados zeolitas. La mayoría de los procesos actuales utilizan catalizadores del tipo zeolitas, o bien una mezcla de zeolitas y alúmino-silicatos sintéticos amorfos (UNT-FRRo, 2017). Las ventajas que presentan las zeolitas respecto al resto de catalizadores son:

- Tienen una actividad más alta.

- Dan mayores rendimientos de naftas para una determinada conversión.
- Con ellas se generan naftas con mayor índice de octano.
- Generan una menor cantidad de coque. Que se deposita sobre la superficie del catalizador.
- La producción de isobutano se ve incrementada. Esto es, gasolinas de mayor octanaje.
- Se obtienen conversiones más altas por paso sin craqueo excesivo.

El catalizador es emplea en forma de pequeñas partículas que poseen una superficie específica muy elevada. El diámetro de partícula oscila entre las 20 y 80 micras, en función del tipo de catalizador utilizado.

Otro aspecto fundamental del catalizador es su capacidad para regenerarse. Es fundamental que el coque que se deposita sobre su superficie, inactivándolo, pueda quemarse con facilidad. Para la eliminación de este coque se utiliza el llamado regenerador, donde se quema este coque de la superficie generando calor y catalizador "activo" listo para volver a emplearse. Este proceso de regeneración se da de forma continua.

4.5 FABLAB UVa

"FabLab" es la abreviatura de Fabrication Laboratory. Originalmente es una idea del MIT (Massachusetts Institute of Technology) con la idea de crear un lugar donde todo el mundo pueda utilizar herramientas de fabricación y electrónica con elevada calidad y con desarrollos de software de código abierto. Dan la posibilidad del prototipado rápido a cualquier usuario, de forma que las ideas se puedan traducir en una realidad tangible en poco tiempo y con un gasto muy bajo. Son una ventana a la innovación (Millner, 2015).

En la Universidad de Valladolid se crea el FABLAB con el objetivo de apoyar e incentivar el desarrollo de productos destinados a materializar resultados de investigación de fin de grado, máster o tesis doctorales. Todos los servicios y equipamiento del FABLAB Valladolid están disponibles para cualquier estudiante de grado, postgrado o máster, así como cualquier grupo de investigación de la Universidad de Valladolid.

FABLAB UVa está equipado con los siguientes equipos de impresión 3D (Valladolid, 2020).

- **Creality Ender 3.** Es la impresora más pequeña de la que se dispone. Permite dar vida a tus ideas y prototipos mediante la tecnología de impresión 3D FDM de un solo extrusor para crear pequeñas piezas de plástico en PLA y ABS de forma sencilla.
- **Crealty CR10S.** También trabaja con tecnología de impresión 3D FDM de un solo extrusor. Permite crear piezas de plástico en PLA y ABS. Se caracteriza por su gran tamaño, permitiendo diseñar piezas de hasta 300 x 300 x 400 mm. En FABLAB UVa se cuenta con dos unidades.
- **BCN3D Sigma R19.** Pertenece a la gama alta de impresoras 3D. Permite crear piezas imposibles con la tecnología de impresión 3D FDM de dos extrusores, ya sea combinando diferentes materiales o colores. Ideal para hacer duplicados o espejos con un gran acabado.
- **Ultimaker 3.** Es una impresora 3D de alta gama que utiliza la tecnología de impresión 3D FDM de dos extrusores para crear piezas combinando diferentes materiales y colores. Imprime piezas de hasta 215 x 215 x 200 mm.
- **FORMLABS Form 2.** Es la mejor impresora del mercado con la tecnología SLA. Permite crear piezas de alta resolución y prestaciones que pueden alcanzar las biomédicas usando la impresión 3D por estereolitografía.
- **DLP Anycubic Photon.** Impresora 3D de resina con tecnología SLA/DLP.

- **Delta WASP 4070.** Impresora industrial que permite imprimir grandes volúmenes gracias a su área de trabajo de Ø400x h 700 mm así como con una gran variedad de materiales plásticos.



Ilustración 3: Delta WASP 4070 FABLAB UVa

Para comprender mejor las características de cada una, se van a comentar las diferentes tecnologías con las que están equipadas. (Robotics, 2016)

- **FDM.** Tecnología basada en filamentos en la que un cabezal controlado mediante temperatura extruye de forma precisa un material termoplástico capa a capa sobre una plataforma de construcción.
- **SLA.** Utiliza resinas sensibles a los rayos UV. La resina se solidifica mediante el paso de un láser.
- **DLP.** Son semejantes a las anteriores, pero un proyector DLP para enviar la capa de la imagen del objeto que solidificará la resina.

5 Objetivos

5.1 Objetivos generales

El objetivo de este proyecto es diseñar y representar en software 3D (como FreeCad) los equipos principales que intervienen en una Unidad de Craqueo Catalítico en Lecho Fluido de una refinería, para su posterior impresión en impresora 3D y ser utilizados con fines académicos o representativos.

5.2 Objetivos específicos

Para poder llegar al diseño de los equipos, primero se ha debido conocer todos los equipos y el proceso que tiene lugar en un FCC, para ello se han fijado los siguientes objetivos específicos:

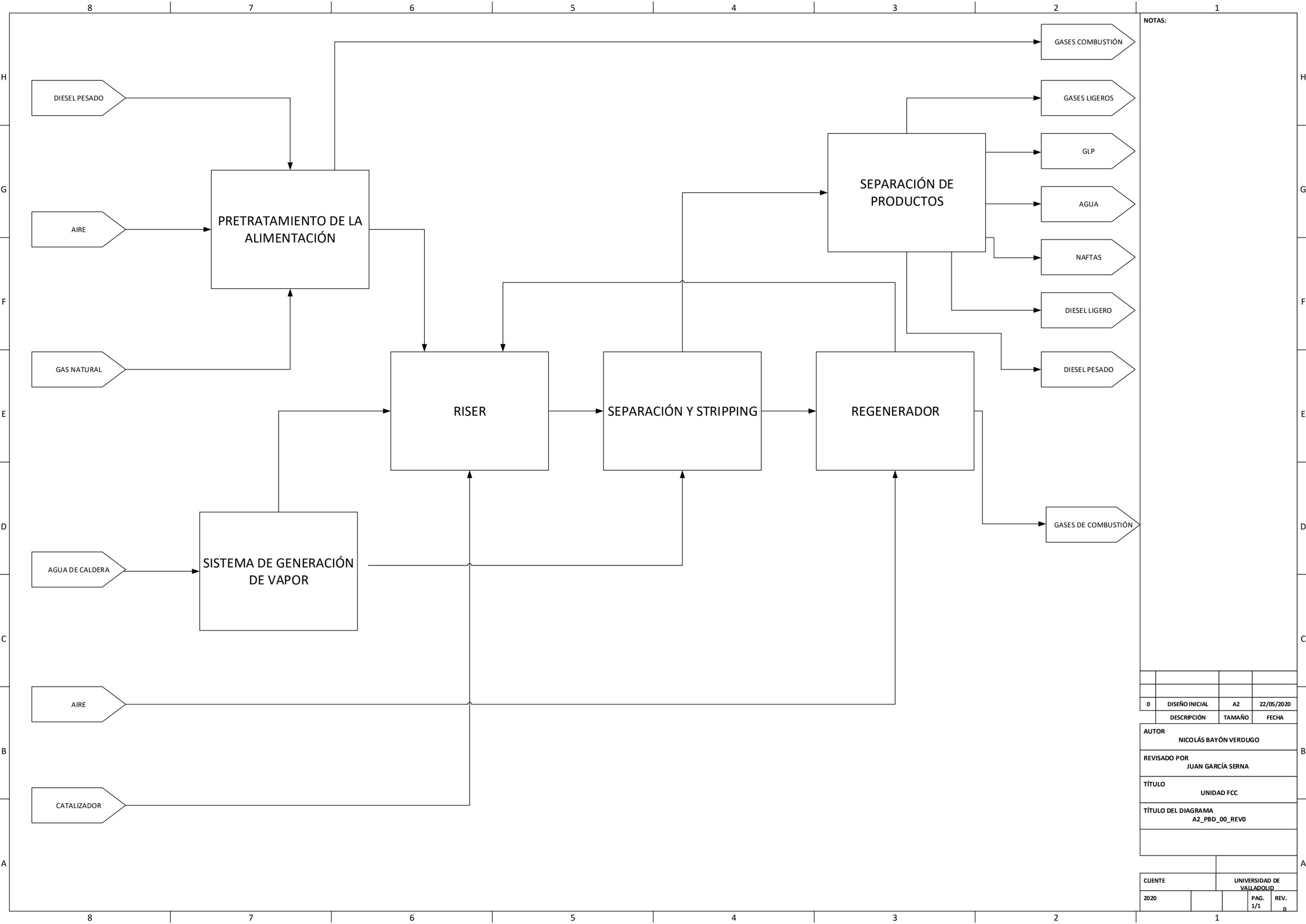
- Presentar la importancia del FCC dentro de una refinería.
- Realizar un diagrama de bloques y una descripción general del funcionamiento del FCC.
- Realizar un balance de materia a todas las corrientes y de todos los componentes que forman este FCC. Elaborar un diagrama de flujo de la Unidad completa donde aparezcan todas las corrientes necesarias que intervienen en el proceso. Con ambas cosas, realizar una descripción detallada del proceso.
- Establecer un sistema de control básico para garantizar el correcto funcionamiento.
- Diseñar los equipos principales del FCC para su posterior representación en FreeCad y su impresión 3D en FABLAB UVa.
- Mostrar el manejo del software FreeCad para equipos complejos relacionados con la Ingeniería Química mediante videotutoriales.

Nota: uno de los objetivos de este trabajo era la representación física en el FABLAB UVa de las piezas creadas, no obstante, dados los inconvenientes resultantes de la declaración del estado de alarma desde el 16 de marzo de 2020 debido a la crisis sanitaria COVID-19 esto no ha sido posible. Por ello se ha incluido un último objetivo creando videotutoriales de manejo del software utilizado.

6 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

6.1 Diagrama de bloques

Ver diagrama “A2_PBD_00_REVO” a continuación,



NOTAS:

0	DESCRIPCIÓN	TAMAÑO	FECHA
0	DISEÑO INICIAL	AZ	22/05/2020

AUTOR
NICOLÁS BAYÓN VERDUGO

REVISADO POR
JUAN GARCÍA SERNA

TÍTULO
UNIDAD FCC

TÍTULO DEL DIAGRAMA
A2_PBD_00_REV0

CLIENTE	UNIVERSIDAD DE VALLADOLID
2020	PAG. 1/1
	REV. 0

6.2 Descripción general

La Unidad de Craqueo Catalítico la podemos dividir en tres secciones bien diferenciadas.

- Sección 100, pretratamiento de la alimentación.
- Sección 200, núcleo central de la Unidad. Aquí tiene lugar la reacción de Craqueo de hidrocarburos, la separación del catalizador del resto de hidrocarburo, la regeneración del catalizador y la generación de vapor empleado en el proceso.
- Sección 300, la separación en las diferentes fracciones de los productos de reacción y su estabilización.

En la Unidad de Craqueo Catalítico en Lecho Fluido se parte de una corriente de diésel pesado proveniente de diferentes zonas del proceso como pueden ser la torre de Topping o la Unidad de Destilación a Vacío. Debido a que mediante el fraccionamiento del petróleo o la destilación a vacío no se cumple la demanda de gasolinas o diésel, es necesario someter al diésel pesado a otros procesos para su conversión en estos productos de mayor demanda.

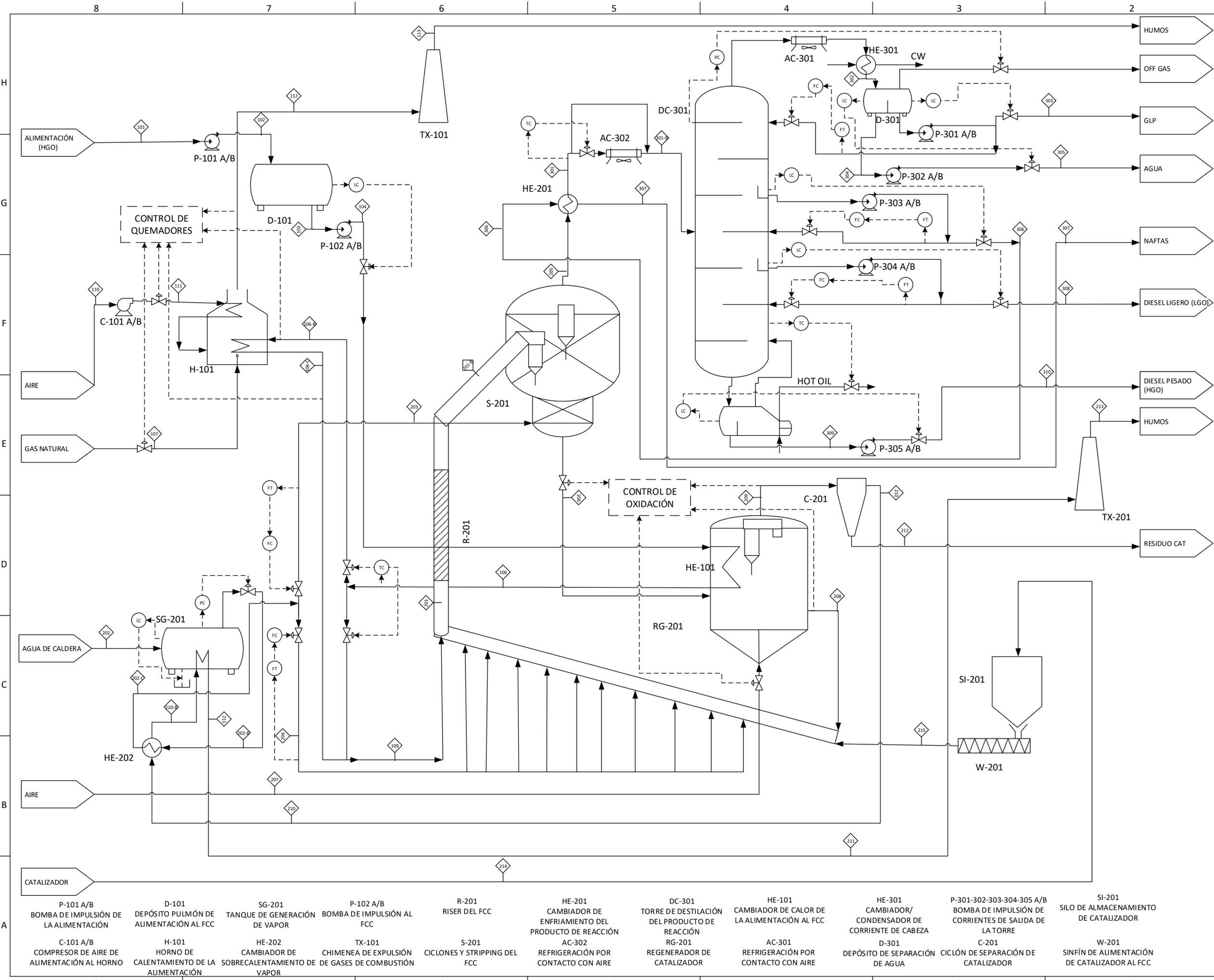
Para que tenga lugar esa transformación (reacción de craqueo), el fueloil pesado que se utiliza como alimentación debe presentarse en unas determinadas condiciones de presión y sobre todo temperatura. Para ello, se somete a un pretratamiento a la alimentación. En este pretratamiento lo que se consigue es que alcance la temperatura deseada y la presión necesaria para cubrir todo el proceso. Una vez que se han alcanzado esas condiciones, se introduce en el reactor llamado riser. Consiste en un reactor tubular, donde se pone en contacto el diésel pesado con el catalizador en unas determinadas condiciones de presión y temperatura. Al final del riser ya se obtienen los productos de reacción, como son el GLP, Naftas o diésel ligero y el catalizador desactivado. Posteriormente al riser, se han de separar el catalizador de los hidrocarburos, para ello se emplean ciclones. Un aspecto importante y empleado en todas las unidades de una refinería es la inyección de vapor constante. Esto quiere decir, que a lo largo del proceso se inyecta vapor en las corrientes con el objetivo de evitar la coquización. En ese proceso no es menos, y además de la inyección de vapor en diferentes puntos del proceso, se somete a un

stripping al catalizador desactivado, con el objetivo de minimizar la coquización sobre su superficie. Para generar todo el vapor utilizado en la Unidad se dispone de un sistema de generación de vapor

Llegado a este punto, el catalizador sigue un proceso y los hidrocarburos otro distinto. Los hidrocarburos se dirigen a una torre de fraccionamiento donde se separan en sus diferentes fracciones (prácticamente listas para su comercialización), mientras que el catalizador se dirige al regenerador, donde se produce la combustión del coque depositado en la superficie, responsable de la desactivación. De esta forma se obtiene catalizador regenerado que se alimenta de nuevo al riser en un proceso continuo.

6.3 Diagrama de flujo

Ver diagrama “A2_PFD_00_REV2” a continuación,



NOTAS GENERALES

- La corriente de alimentación al RISER se calentará hasta los 350°C con el calor que se produce en el regenerador. Si este calor no fuera suficiente para alcanzar esa temperatura, o durante el arranque de la unidad, la alimentación se calentará en un horno con gas natural. Este proceso se regula mediante un lazo de control.
- La línea 214 de suministro de catalizador trabaja en discontinuo. Cargando el silo (S-201) cuando es necesario.
- Para enfriar la corriente de la salida de productos del FCC (205) se utiliza la corriente de Naftas obtenida en la torre de destilación. Si de esta forma no se enfría lo suficiente, se dispone de un sistema de refrigeración por contacto con aire (AC-302)

- Hay un sistema de generación de vapor (SG-201), donde entra agua en su punto de ebullición a 100°C, y allí se genera vapor a 157°C. Para generar vapor utilizamos el calor del regenerador (RG-201).

NOTAS:

2	REV_2	A2	21/05/2020
1	REV_1	A2	03/01/2020
0	DISEÑO INICIAL	A2	09/12/19
REV.	DESCRIPCIÓN	TAMAÑO	FECHA

AUTOR			
NICOLÁS BAYÓN VERDUGO			
REVISADO POR			
JUAN GARCÍA SERNA			
TÍTULO			
UNIDAD FCC			
TÍTULO DEL DIAGRAMA			
A2_PFD_00_REV2			
CLIENTE		UNIVERSIDAD DE VALLADOLID	
2020		PAG. 1/1	REV. 0

- | | | | | | | | | | | |
|---|--|--|--|---------------------------------------|--|---|--|--|---|---|
| P-101 A/B
BOMBA DE IMPULSIÓN DE LA ALIMENTACIÓN | D-101
DEPÓSITO PULMÓN DE ALIMENTACIÓN AL FCC | SG-201
TANQUE DE GENERACIÓN DE VAPOR | P-102 A/B
BOMBA DE IMPULSIÓN AL FCC | R-201
RISER DEL FCC | HE-201
CAMBIADOR DE ENFRÍAMIENTO DEL PRODUCTO DE REACCIÓN | DC-301
TORRE DE DESTILACIÓN DEL PRODUCTO DE REACCIÓN | HE-101
CAMBIADOR DE CALOR DE LA ALIMENTACIÓN AL FCC | HE-301
CAMBIADOR/CONDENSADOR DE CORRIENTE DE CABEZA | P-301-302-303-304-305 A/B
BOMBA DE IMPULSIÓN DE CORRIENTES DE SALIDA DE LA TORRE | SI-201
SILO DE ALMACENAMIENTO DE CATALIZADOR |
| C-101 A/B
COMPRESOR DE AIRE DE ALIMENTACIÓN AL HORNO | H-101
HORNO DE CALENTAMIENTO DE LA ALIMENTACIÓN | HE-202
CAMBIADOR DE SOBRECALENTAMIENTO DE VAPOR | TX-101
CHIMENEA DE EXPULSIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN | S-201
CICLONES Y STRIPPING DEL FCC | AC-302
REFRIGERACIÓN POR CONTACTO CON AIRE | RG-201
REGENERADOR DE CATALIZADOR | AC-301
REFRIGERACIÓN POR CONTACTO CON AIRE | D-301
DEPÓSITO DE SEPARACIÓN DE AGUA | C-201
CICLÓN DE SEPARACIÓN DE CATALIZADOR | W-201
SINFÍN DE ALIMENTACIÓN DE CATALIZADOR AL FCC |

6.4 Balance de materia

Ver tabla “**Balance de materia_REV2**” a continuación,

Propiedad	Unidad	101	102	103
De	-	IN	P-101 A/B	D-101
A	-	P-101 A/B	D-101	P-102 A/B
Flujo másico	kg/h	177480.00	177480.00	177480.00
Flujo molar	mol/h			
Caudal	m ³ /h	169.03	169.03	169.03
Temperatura	°C	200.00	200.00	200.00
Presión	barg	0.00	0.50	0.00
Densidad	kg/m ³	1050.00	1050.00	1050.00
Estado	-	Liquido	Liquido	Liquido
Fracción másica de vapor	-	0.00	0.00	0.00
Fracción másica de líquido	-	1.00	1.00	1.00
Fracción másica de sólido	-	0.00	0.00	0.00
Flujo másico	kg/h	177480.00	177480.00	177480.00
Catalizador	kg/h	0.00	0.00	0.00
Agua	kg/h	0.00	0.00	0.00
CO ₂	kg/h	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	kg/h	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	kg/h	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	kg/h	0.00	0.00	0.00
Vapor	kg/h	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	kg/h	177480.00	177480.00	177480.00
GLP	kg/h	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	kg/h	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	kg/h	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	kg/h	0.00	0.00	0.00
Coke	kg/h	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	kg/kg	1.00	1.00	1.00
Catalizador	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Agua	kg/kg	0.00	0.00	0.00
CO ₂	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Vapor	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	kg/kg	1.00	1.00	1.00
GLP	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	kg/kg	0.00	0.00	0.00
Coke	kg/kg	0.00	0.00	0.00

Propiedad	104	106	106-B	106-C
De	P-102 A/B	HE-101	L-106	H-101
A	RG-201	L-109	L-109	L-109
Flujo másico	177480.00	177480.00	177480.00	177480.00
Flujo molar			0.00	0.00
Caudal	169.03	507.09	169.03	507.09
Temperatura	200.00	350.00	200.00	350.00
Presión	2.00	1.60	2.00	1.60
Densidad	1050.00	350.00	1050.00	350.00
Estado	Líquido	L/V	Líquido	L/V
Fracción másica de vapor	0.00	0.85	0.00	0.85
Fracción másica de líquido	1.00	0.15	1.00	0.15
Fracción másica de sólido	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo másico	177480.00	177480.00	177480.00	177480.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	177480.00	177480.00	177480.00	177480.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	1.00	1.00	1.00	1.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00

Propiedad	107	109	110	111
De	IN	H-101	IN	C-101 A/B
A	H-101	R-201	C-101 A/B	H-101
Flujo másico	1796.54	177480.00	31000.00	31000.00
Flujo molar	112.28		1074.90	1074.90
Caudal	2427.76	208.80	25409.84	25409.84
Temperatura	25.00	350.00	20.00	40.00
Presión	0.50	1.60	0.00	0.50
Densidad	0.74	850.00	1.22	1.22
Estado	Gas	Gas	Gas	Gas
Fracción másica de vapor	1.00	1.00	1.00	1.00
Fracción másica de líquido	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica de sólido	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo másico	1796.54	177480.00	31000.00	31000.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	23776.70	23776.70
Oxígeno	0.00	0.00	7223.30	7223.30
Gas Natural	1796.54	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	177480.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.77	0.77
Oxígeno	0.00	0.00	0.23	0.23
Gas Natural	1.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	1.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00

Propiedad	112	113	201
De	H-101	TX-101	L109+L204+L208
A	TX-101	OUT	R-201
Flujo másico	32796.54	32796.54	893370.08
Flujo molar			
Caudal	33989.54	33989.54	178674.02
Temperatura	600.00	600.00	500.00
Presión	0.50	0.50	1.00
Densidad	0.96	0.96	5.00
Estado	Gas	Gas	S/G
Fracción másica de vapor	1.00	1.00	-
Fracción másica de líquido	0.00	0.00	-
Fracción másica de sólido	0.00	0.00	-
Flujo másico	32796.54	32796.54	893370.08
Catalizador	0.00	0.00	709920.00
Agua	4042.22	4042.22	0.00
CO2	4940.49	4940.49	0.00
Nitrógeno	23776.70	23776.70	0.00
Oxígeno	37.14	37.14	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	5760.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	177480.00
GLP	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	210.08
Fracción másica	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.00	0.00	0.79
Agua	0.12	0.12	0.00
CO2	0.15	0.15	0.00
Nitrógeno	0.72	0.72	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.01
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.20
GLP	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00

Propiedad	201-B	202	202-B
De	R-201	IN	SG-201
A	S-201	SG-201	HE-202
Flujo másico	893370.08	9720.00	9720.00
Flujo molar		540.00	540.00
Caudal	178674.02	9.72	18532.96
Temperatura	450.00	100.00	140.00
Presión	1.00	1.00	3.50
Densidad	5.00	1000.00	0.52
Estado	S/G	Líquido	Gas
Fracción másica de vapor	-	0.00	1.00
Fracción másica de líquido	-	1.00	0.00
Fracción másica de sólido	-	0.00	0.00
Flujo másico	893370.08	9720.00	9720.00
Catalizador	709920.00	0.00	0.00
Agua	0.00	9720.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00
Vapor	5760.00	0.00	9720.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00
GLP	38158.20	0.00	0.00
Naftas (C10)	81108.36	0.00	0.00
Diesel (C18)	34431.12	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	13488.48	0.00	0.00
Coke	10503.92	0.00	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.79	0.00	0.00
Agua	0.00	1.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.01	0.00	1.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00
GLP	0.04	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.09	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.04	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.02	0.00	0.00
Coke	0.01	0.00	0.00

Propiedad	202-C	203	204	205
De	HE-202	L-202	L-202	S-201
A	R-201, S-201	S-201	R-201	HE-201
Flujo másico	9720.00	3960.00	5760.00	176906.16
Flujo molar	540.00	220.00	320.00	-
Caudal	18532.96	7861.26	11434.56	176906.16
Temperatura	157.00	157.00	157.00	450.00
Presión	3.50	1.00	1.00	0.80
Densidad	0.50	0.50	0.50	1.00
Estado	Gas	Gas	Gas	Gas
Fracción másica de vapor	1.00	1.00	1.00	1.00
Fracción másica de líquido	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica de sólido	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo másico	9720.00	3960.00	5760.00	176906.16
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	9720.00	3960.00	5760.00	9720.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	38158.20
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	81108.36
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	34431.12
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	13488.48
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	1.00	1.00	1.00	0.05
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.22
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.46
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.19
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.08
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00

Propiedad	206	207	208	209
De	S-201	IN	RG-201	RG-201
A	HE-101	RG-201	R-201	C-201
Flujo másico	720423.92	120000.00	710059.09	130364.83
Flujo molar	-	4160.89		-
Caudal	847.56	58961.43	835.36	176123.48
Temperatura	500.00	25.00	600.00	600.00
Presión	0.80	0.80	1.00	1.00
Densidad	850.00	2.04	850.00	0.74
Estado	L/S/G	Gas	Mezcla	Gas
Fracción másica de vapor	-	1.00	0.00	1.00
Fracción másica de líquido	-	0.00	-	0.00
Fracción másica de sólido	-	0.00	-	0.00
Flujo másico	720423.92	120000.00	710059.09	130364.83
Catalizador	709920.00	0.00	709849.01	70.99
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	37744.08
Nitrógeno	0.00	92038.83	0.00	92038.83
Oxígeno	0.00	27961.17	0.00	510.93
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	10503.92	0.00	210.08	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.99	0.00	1.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.29
Nitrógeno	0.00	0.77	0.00	0.71
Oxígeno	0.00	0.23	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.01	0.00	0.00	0.00

Propiedad	210	210-B	211	212	213
De	C-201	HE-202	SG-201	C-201	TX-201
A	HE-202	SG-201	TX-201	OUT	OUT
Flujo másico	130293.84	130293.84	130293.84	70.99	130293.84
Flujo molar	-	-	-	-	-
Caudal	140822.06	140822.06	241284.89	0.05	241284.89
Temperatura	600.00	600.00	423.00	600.00	423.00
Presión	1.50	1.50	1.20	1.50	1.20
Densidad	0.93	0.93	0.54	1400.00	0.54
Estado	Gas	Gas	Gas	Sólido	Gas
Fracción másica de vapor	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Fracción másica de líquido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica de sólido	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
Flujo másico	130293.84	130293.84	130293.84	70.99	130293.84
Catalizador	0.00	0.00	0.00	70.99	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	37744.08	37744.08	37744.08	0.00	37744.08
Nitrógeno	92038.83	92038.83	92038.83	0.00	92038.83
Oxígeno	510.93	510.93	510.93	0.00	510.93
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.29	0.29	0.29	0.00	0.29
Nitrógeno	0.71	0.71	0.71	0.00	0.71
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Propiedad	214	215	301	301-B	302
De	IN	SI-201	HE-201	AC-302	AC-302
A	SI-201	RG-201	AC-302	DC-301	D-301
Flujo másico	-	70.99	176906.16	176906.16	47878.20
Flujo molar	-	-	-	-	-
Caudal	-	0.05	176906.16	176906.16	73.74
Temperatura	-	25.00	400.00	400.00	40.00
Presión	-	1.00	0.50	0.50	0.00
Densidad	-	1400.00	1.00	1.00	649.33
Estado	-	Sólido	G/L	G/L	Líquido
Fracción másica de vapor	-	0.00	0.95	0.95	0.00
Fracción másica de líquido	-	0.00	0.05	0.05	1.00
Fracción másica de sólido	-	1.00	0.00	0.00	0.00
Flujo másico	0.00	70.99	176906.16	176906.16	47878.20
Catalizador	-	70.99	0.00	0.00	0.00
Agua	-	0.00	0.00	0.00	9720.00
CO2	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	-	0.00	9720.00	9720.00	0.00
Alimentación (HGO)	-	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	-	0.00	38158.20	38158.20	38158.20
Naftas (C10)	-	0.00	81108.36	81108.36	0.00
Diesel (C18)	-	0.00	34431.12	34431.12	0.00
Gas oil pesado (>C30)	-	0.00	13488.48	13488.48	0.00
Coke	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	-	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	-	1.00	0.00	0.00	0.00
Agua	-	0.00	0.00	0.00	0.20
CO2	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	-	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	-	0.00	0.05	0.05	0.00
Alimentación (HGO)	-	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	-	0.00	0.22	0.22	0.80
Naftas (C10)	-	0.00	0.46	0.46	0.00
Diesel (C18)	-	0.00	0.19	0.19	0.00
Gas oil pesado (>C30)	-	0.00	0.08	0.08	0.00
Coke	-	0.00	0.00	0.00	0.00

Propiedad	303	304	305	306	307
De	P-301 A/B	D-301	P-302 A/B	P-303 A/B	HE-201
A	OUT	P-302 A/B	OUT	HE-201	OUT
Flujo másico	38158.20	9720.00	9720.00	81108.36	81108.36
Flujo molar	-	540.00	540.00	-	-
Caudal	68.14	9.72	9.72	108.87	108.87
Temperatura	40.00	40.00	40.00	150.00	29.00
Presión	0.00	0.00	0.50	0.50	0.20
Densidad	560.00	1000.00	1000.00	745.00	745.00
Estado	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Fracción másica de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica de líquido	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Fracción másica de sólido	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo másico	38158.20	9720.00	9720.00	81108.36	81108.36
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	9720.00	9720.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	38158.20	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	81108.36	81108.36
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	1.00	1.00	0.00	0.20
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	1.00	0.00	0.00	0.00	0.80
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
Diesel (C18)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Propiedad	308	309	310	311
De	P-304 A/B	DC-301	P-305 A/B	HE-102
A	OUT	P-305 A/B	HE-102	OUT
Flujo másico	34431.12	13488.48	13488.48	13488.48
Flujo molar	-	-	-	-
Caudal	40.75	12.85	12.85	12.85
Temperatura	220.00	400.00	400.00	235.00
Presión	0.50	0.00	1.00	0.50
Densidad	845.00	1050.00	1050.00	1050.00
Estado	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Fracción másica de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica de líquido	1.00	1.00	1.00	1.00
Fracción másica de sólido	0.00	0.00	0.00	0.00
Flujo másico	34431.12	13488.48	13488.48	13488.48
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	34431.12	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	13488.48	13488.48	13488.48
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00
Fracción másica	1.00	1.00	1.00	1.00
Catalizador	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua	0.00	0.00	0.00	0.00
CO2	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Oxígeno	0.00	0.00	0.00	0.00
Gas Natural	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00
Alimentación (HGO)	0.00	0.00	0.00	0.00
GLP	0.00	0.00	0.00	0.00
Naftas (C10)	0.00	0.00	0.00	0.00
Diesel (C18)	1.00	0.00	0.00	0.00
Gas oil pesado (>C30)	0.00	1.00	1.00	1.00
Coke	0.00	0.00	0.00	0.00

6.5 Descripción detallada

El diagrama de flujo mostrado corresponde a un diagrama general de una Unidad de Craqueo Catalítico en Lecho Fluido que podríamos encontrarnos en cualquier refinería del mundo con la tecnología Exxon Mobile (Sadeghbeigi, 2000). En él se incluyen todos los equipos básicos que permitirían el correcto funcionamiento de la unidad, es decir, es una propuesta básica, sobre la cual pueden introducirse infinidad de modificaciones que permitan aumentar el rendimiento en un sentido o en otro.

El diagrama propuesto es válido para el tratamiento de una alimentación de 177,5 t/h de fueloil pesado que tras una serie de operaciones se transformara en combustibles de menor peso molecular y de mayor valor añadido.

6.5.1 Sección 100. Pretratamiento.

La materia prima es una corriente de fueloil pesado (101) proveniente de otras unidades de la refinería como pueden ser la destilación atmosférica o de vacío. Este fueloil se encuentra en estado líquido a una temperatura de 200 °C y a presión atmosférica. Se hace pasar por una bomba (P-101) que le otorga la presión necesaria para llegar a un depósito de almacenamiento intermedio (D-101), el cual hace de pulmón para garantizar la alimentación a la unidad. En este depósito hay un sistema de control de nivel que permite controlar siempre el volumen de fueloil en su interior. A la salida de este depósito (103) se encuentra otra bomba de impulsión (P-102) que es la responsable de dar toda la presión necesaria al sistema, en este caso se alcanza una presión de 2 barg.

Esta corriente (104) se lleva hasta un cambiador de calor (HE-101), donde se utiliza el calor generado en el regenerador (RG-201) para calentar la corriente de entrada. Tras pasar por este cambiador, la alimentación (106) puede continuar por dos caminos diferentes. En estado estacionario, esta corriente ya ha alcanzado la temperatura de 350 °C, necesaria para que cuando se mezcle con el catalizador se alcance la temperatura óptima para que tenga lugar la reacción de craqueo. Por lo que desemboca directamente en la alimentación al riser (109). El otro camino hace referencia a la situación de arranque de la unidad, cuando no hay posibilidad de calentamiento con el calor generado en el regenerador. En este caso, se lleva la

alimentación (106-B) hasta un horno (H-101) donde se utiliza como combustible gas natural, y se consigue alcanzar la temperatura deseada en la corriente de salida (106-C). Esta corriente desembocaría igualmente en la alimentación al riser (109).

El horno (H-101) se alimenta de gas natural (107) y de aire (110). Para un mayor rendimiento del horno, a la corriente de aire (110) se le hace pasar por la parte superior del horno, donde se precalienta. Para dar la presión necesaria al aire para superar el serpentín de precalentamiento y para acceder a la cámara de combustión del horno se dispone de un compresor (C-101). Para controlar que la combustión y la temperatura alcanzada sea la correcta se dispone de un sistema de control de quemadores que regula las entradas de aire, gas natural y diésel pesado al horno de forma que la operación sea la correcta.

6.5.2 Sección 200. Generación de vapor y reacción.

Aquí se encuentran todos los equipos involucrados en la reacción química, desde el riser, ciclones y stripping, regenerador, generación de vapor y cambiadores de calor.

Se puede dividir a su vez en dos zonas bien diferenciadas, que son la generación de vapor y equipos de reacción y separación.

De la sección descrita anteriormente proviene la corriente 109 que contiene el fueloil pesado que se quiere craquear. Esta corriente viene a unas condiciones de presión y temperaturas adecuadas para que cuando entre en contacto con el catalizador (a mayor temperatura) se inicie el mecanismo de reacción. La corriente 109 desemboca en la línea 201 donde se mezcla con el catalizador regenerado y con vapor previa entrada al riser (R-201).

Una vez mezclado el catalizador, fueloil y vapor se introducen en el riser a una temperatura de 450°C y 1 barg, donde se produce la reacción de craqueo. El producto de esta reacción consiste en una mezcla de hidrocarburos más ligeros, catalizador desactivado y vapor. Esta corriente (201-B) se introduce en otro de los equipos principales, compuesto de ciclones en serie y un stripper (S-201). De aquí obtenemos dos corrientes, una con los hidrocarburos ligeros y el vapor (205) que se

separará posteriormente (Sección 300), y otra que contiene el catalizador desactivado (206) por la adhesión de coque en su superficie. Este catalizador se regenerará de forma continua mediante la combustión del coque que tiene en la superficie. Para ello, se introduce la corriente que contiene el catalizador desactivado en el regenerador (RG-201). El regenerador está compuesto por un lecho fluidizado donde se produce la combustión del coque, obteniendo así catalizador regenerado y gases de combustión. Al catalizador regenerado se le incorpora siempre un pequeño flujo de catalizador nuevo (215), con el objetivo de renovar en todo momento el catalizador y evitar la coquización. Para añadir este catalizador se dispone de un silo (SI-201) que con la ayuda de un sinfín (W-201) se incorporan al sistema de forma automática. El catalizador regenerado y el nuevo vuelven a mezclarse con la corriente de fueloil pesado de alimentación (109) para introducirse de nuevo en el riser y completar así un ciclo de operación. Por otro lado, los gases de combustión generados, tras pasar por una serie de ciclones se aprovechan para la generación de vapor y para el precalentamiento de la alimentación a la unidad (H-201).

Un aspecto muy importante en todas las refinerías es la inyección de vapor en diversos puntos del proceso. Su función es evitar o reducir al máximo la coquización. Aquí, se inyecta vapor en diferentes zonas del proceso, pero la más significativa es para realizar un stripping al catalizador desactivado por la adhesión de coque en su superficie (203). De esta forma se consigue aumentar el rendimiento en hidrocarburos ligeros y disminuir la coquización. También se produce una inyección de vapor multipunto para arrastrar el catalizador (204).

Como el consumo de vapor es muy elevado, se dispone de un sistema de generación de vapor propio, donde se utiliza el calor obtenido en la combustión del coque para su generación. Se parte de una alimentación de agua de caldera (202) a 100°C y 1 barg que introducimos en un depósito que ejerce de calderín (SG-201) y que se encuentra a una presión de 3,5 barg. En el depósito se produce la evaporación del agua gracias al calor aportado por los gases de combustión provenientes del regenerador (210), obteniendo vapor a 140°C y 3,5 barg aproximadamente. Para recalentar este vapor hasta los 157°C deseados, se hace pasar por un cambiador (HE-202) donde se utiliza nuevamente el calor de los gases de combustión. Así se obtienen las corrientes 203 y 204 que se introducen en diferentes puntos del proceso.

Por último, los gases de combustión una vez aprovechados se expulsan a la atmósfera mediante una chimenea (TX-201) en la corriente 213.

6.5.3 Sección 300. Separación de productos de reacción.

El equipo principal es la torre de destilación (DC-301) dónde se separan los hidrocarburos obtenidos en el craqueo en función de sus pesos moleculares.

Previamente a la entrada a la columna, la corriente de salida del riser (205) debe ser enfriada, para evitar que continúe la reacción. Para ello se dispone de un cambiador de calor (HE-302) que lo enfría hasta 400 °C, posteriormente, si la temperatura no es suficientemente baja (y sobre todo en arranques) se dispone de un air-cooler (AC-302) que lo bajará hasta alcanzar los 400 °C. Una vez disminuida la temperatura, se introduce en la torre de destilación (DC-301) donde se separa en sus diferentes fracciones. Las fracciones obtenidas son:

- Por la parte superior obtenemos gases ligeros, GLP (38,15 t/h) y el vapor inyectado a lo largo del proceso (9,72 t/h). Es necesario por tanto separar el vapor del resto de componentes, para ello, tras condensar la corriente gaseosa extraída de la torre mediante un air-cooler (AC-301) y un cambiador que utiliza agua de refrigeración (HE-301), se introduce (302) en un depósito (D-301) que permite separar ambos componentes por sus diferentes densidades. La separación consiste en que la corriente inicial (302) cae en una de las cámaras que posee el depósito (Dividido en dos por un tabique central) de forma que se depositará el GLP en la parte superior y el agua en la parte inferior debido a su diferencia de densidad. El agua quedará en la parte inferior y se extrae del sistema, y el GLP pasará a la otra cámara, de donde será extraído como componente puro para su salida del sistema (303) y para recircular a la torre. Las fracciones más ligeras, que no llegan a condensar en las condiciones de operación del depósito (D-301) se extraen directamente de él en forma de gas.
- La siguiente fracción obtenida es la de las naftas (306-307). Se extrae en estado líquido directamente del plato de la torre. Se obtiene una corriente de 81,1 t/h. Parte se utiliza para la recirculación a la torre, y otra parte

para su salida del sistema, pasando antes por el cambiador HE-301 donde hace la función de refrigerante.

- La siguiente fracción obtenida es la del diésel ligero (308), con un flujo másico de 34,43 t/h. El sistema de extracción de la torre es el mismo que para las naftas. Parte de este diésel se recircula a la torre y parte sale del sistema.
- Por último, la fracción más pesada obtenida es el diésel o fuel oil pesado que no ha reaccionado anteriormente. Esta fracción cae sobre un calderín donde se produce la ebullición de una determinada cantidad de diésel mediante hot-oil, y otra parte se extrae para salir del sistema (310). Tiene un flujo de 13,49 t/h.

6.6 Estrategia de Control y Control Básico

En el diagrama de flujo realizado se ha incluido la instrumentación básica para poder controlar las variables más importantes del sistema.

Los lazos de control incluidos se describen en mayor detalle a continuación.

6.6.1 Control de quemadores del horno (H-101) de precalentamiento de la alimentación al Riser.

El modo de operación planteado es sencillo, consiste en un medidor de flujo de la corriente de entrada (106-B) que envía la señal a un controlador que hace los cálculos necesarios para regular la entrada de aire y de gas natural necesaria para obtener la temperatura deseada en la corriente de salida (106-C). Este controlador varía los caudales de aire y gas natural, no solamente para cumplir con la temperatura de salida deseada, sino también para que la combustión sea correcta. Para ello también se dispone de un medidor de composición de los gases de combustión.

6.6.2 Generación de vapor

Este sistema de control está formado por un medidor de presión del depósito calderín (SG-201) donde tiene lugar el cambio de fase a vapor. Se encarga de asegurar que la presión en su interior es de 3 barg, necesario para obtener vapor a 3 barg. En el depósito calderín también hay un medidor de nivel para asegurar un nivel de agua máximo y mínimo. Por último, se dispone de dos válvulas de control que se encargan de regular el caudal de vapor que inyectamos en el stripping y la cantidad de vapor que se inyecta en diferentes partes del proceso para facilitar el flujo y evitar coquización.

6.6.3 Control de oxidación en el regenerador (RG-201)

Al igual que el controlador de quemadores del horno, se encarga de asegurar una combustión correcta del coque que lleva adherido el catalizador en su superficie. Para ello, dispone de un medidor de flujo de catalizador desactivado y en función de este, del catalizador regenerado que abandona el regenerador y de la composición de los gases de combustión, permite la entrada de un caudal determinado de aire. De esta forma, se asegura un correcto funcionamiento del proceso y la regeneración constante de catalizador.

6.6.4 Control de la torre de destilación (DC-301)

La torre de destilación cuenta con un sistema de control básico para asegurar su correcto funcionamiento. Cuenta con un medidor de presión que regula la apertura o cierre de la válvula de salida de gases ligeros para controlar la presión de la torre. Una sonda de temperatura que regula el caudal de hot-oil utilizado en el calderín. Para controlar el nivel de líquido en los platos se dispone de un sensor de nivel que regula la apertura de la válvula de salida de producto del sistema. También, para las corrientes de recirculación se dispone de un medidor de caudal que permite la recirculación deseada en cada momento.

7 DISEÑO DE EQUIPOS

Previo al diseño del FCC en FreeCad se han dimensionado de forma aproximada los equipos más relevantes, siguiendo los modelos indicados en (Sadeghbeigi, 2000). A mayores de los cálculos realizados, hay equipos que se han dimensionado siguiendo los valores correspondientes a fuentes externas (Puente, 2013).

7.1 Ciclones

El ciclón es uno de los equipos más importantes que se emplean dentro de un FCC, ya que después de la reacción, es necesario separar el catalizador de los hidrocarburos producidos tras la reacción que están en estado gaseoso.

A lo largo del proceso hay varios ciclones que se dimensionan a continuación.

- Ciclón grande que separa la gran parte del catalizador una vez que ya se ha producido la reacción catalítica.

Para dimensionarlo, se han empleado ecuaciones de diseño encontradas en *Applied Process Design For Chemical and petrochemical Plants, V1, Ernest E. Ludwig* (Ludwig, 1995) . Para ello, fijamos como objetivo el rendimiento, y a partir de ahí calculamos el resto. En el caso de este ciclón, 95%.

$$r_{dto} = 0.95 = \frac{(D/D_C)}{1+(D/D_C)^2} \rightarrow D_C = 1.606 \cdot 10^{-5} \text{ m}$$

$$D_C = \left(\frac{9 \cdot B_C \cdot \mu}{2 \cdot \pi \cdot N \cdot V_C \cdot \rho} \right)^{0.5} \rightarrow B_C = 0.55 \text{ m}$$

Siendo:

- D, diámetro de partícula a separar = $70 \cdot 10^{-6}$ m.
- D_C, diámetro de corte de las partículas a separar.
- μ, viscosidad de la corriente. Se ha tomado la del aire a esa temperatura. $35 \cdot 10^{-6}$ kg/ms.

- N, número de vueltas que realiza el gas alrededor del ciclón antes de que lo abandone. $N=5$.
- V_c , velocidad de la corriente en la admisión del ciclón. $V_c = 15\text{m/s}$.
- ρ , densidad de la partícula a separar. $\rho = 1410\text{ kg/m}^3$

Una vez que se obtiene el valor de B_c , se puede calcular el resto de dimensiones principales.

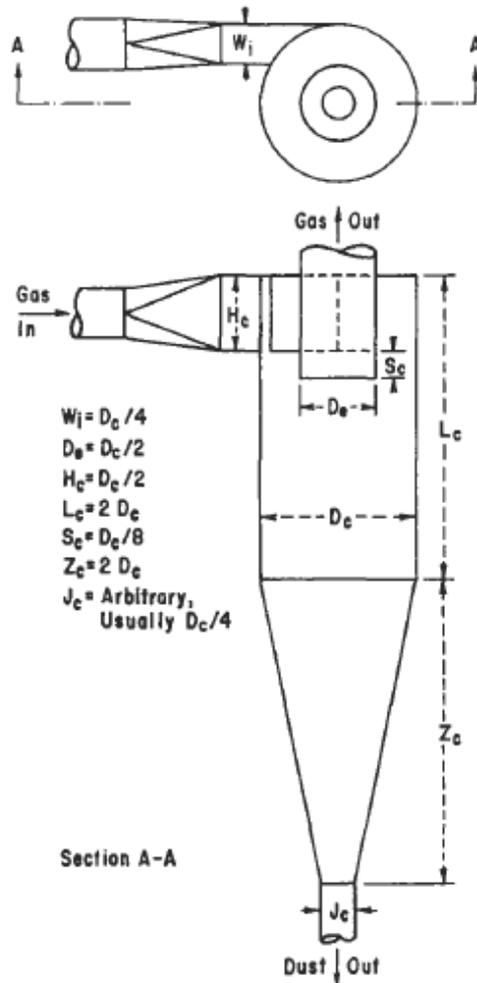


Ilustración 4: Dimensionado ciclón

De esta forma quedaría dimensionado,

- $H_c = 1,1\text{ m}$.
- $W_i = B_c = 0,55\text{ m}$.
- $D_c = 2,2\text{ m}$
- $D_e = 1,1\text{ m}$.
- $L_c = 4,4\text{ m}$.
- $Z_c = 4,4\text{ m}$.
- $S_c = 0,275\text{ m}$.
- $J_c = 0,55\text{ m}$.

Para el resto de los ciclones se ha empleado el mismo mecanismo para su diseño, quedando las siguientes dimensiones:

- Ciclón pequeño en serie que separa el catalizador

Se fija un rendimiento objetivo del 99%, y las dimensiones obtenidas son:

- $H_c = 0,3$ m.
- $W_i = B_c = 0,15$ m.
- $D_c = 0,6$ m
- $D_e = 0,3$ m.
- $V_c = 22$ m/s
- $D_c = 7.035 \cdot 10^{-6}$ m.
- $L_c = 1,2$ m.
- $Z_c = 1,2$ m.
- $S_c = 0,075$ m.
- $J_c = 0,15$ m.

- Ciclón para separar posibles partículas de catalizador arrastradas por el vapor que se emplea en el stripping.

Se fija un rendimiento objetivo del 99%, y las dimensiones obtenidas son:

- $H_c = 0,5$ m.
- $W_i = B_c = 0,25$ m.
- $D_c = 1,5$ m.
- $D_e = 0,5$ m.
- $V_c = 15$ m/s.
- $D_c = 7,03 \cdot 10^{-3}$ m.
- $L_c = 2$ m.
- $Z_c = 2$ m.
- $S_c = 0,125$ m.
- $J_c = 0,25$ m.

- Ciclones en paralelo y en serie (2 a 2) que se encuentran en el regenerador para asegurar que ninguna partícula de catalizador es arrastrada por el lecho fluido. Se ha diseñado para poner dos ciclones en paralelo debido al elevado caudal de la corriente a tratar, y en serie para garantizar una mayor eficacia y minimizar la emisión de partículas a la atmósfera.

Se fija un rendimiento objetivo del 95% para cada ciclón, y las dimensiones obtenidas son:

- Hc = 1,3 m.
- Wi = Bc = 0,55 m.
- Dc = 2,6 m
- De = 1,3 m.
- Vc = 28 m/s.
- Dc = 1,6·10⁻⁵ m.
- Lc = 5,2 m.
- Zc = 5,2 m.
- Sc = 0,325 m.
- Jc = 0,275 m.

7.2 Riser

Para el dimensionado del Riser se han utilizado los valores calculados mediante una simulación de un FCC en EcosimPro obtenidos de fuentes externas.(Puente, 2013)

Para determinar la longitud del riser, se ha determinado las dimensiones y posteriormente se ha determinado el tiempo de residencia. Sabiendo que el tiempo de contacto de los componentes depende mucho del tipo de crudo de partida y de la conversión final deseada. Así los tiempos que se indican varían entre 1 y 10 segundos (Gary, Handwerk and Kaiser, 2007) (Moulijn, Makkee and Diepen, 2013).

Se ha dimensionado el sistema para un bajo tiempo de residencia, dado que el objetivo principal es hacer una representación a escala.

Las dimensiones empleadas son:

- D, diámetro de la sección: 1,1 m.
- Longitud del riser: 46 m.

El tiempo de residencia real del modelo a escala es:

$$\tau = \frac{V}{Q} = \frac{43,71 \text{ m}^3}{17867 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 0,000244 \text{ h} = 0,9 \text{ s}$$

De esta forma, el tiempo de residencia real del modelo no se aleja mucho de los valores teóricos.

7.3 Lecho fluido del regenerador

La unidad de FCC aporta un valor económico muy elevado a la refinería, al convertir un fueloil muy pesado y poco útil, en gasolinas y diésel de alto valor añadido. El catalizador logra hacer la conversión en pocos segundos, como se indicó anteriormente, pero el cracking conlleva una fuerte reducción del hidrocarburo hacia carbono cero (coque), que se deposita en el catalizador y lo desactiva. Para que el proceso pueda funcionar en continuo es necesaria la regeneración del catalizador en un reactor accesorio. Así, en el regenerador se quema el coque depositado en el catalizador para poder reactivarlo. Es un lecho fluidizado, por tanto, debe ser dimensionado para que haya un equilibrio de fuerzas de caída y de arrastre y las partículas puedan fluidizar correctamente mientras están desactivadas, y puedan ser arrastradas cuando ya están activas. Por tanto, se ha dimensionado de forma que la velocidad del aire de entrada sea la adecuada para arrastrar las partículas de catalizador una vez que se ha quemado todo el coque que tienen en su superficie. Para ello, se calcula de forma aproximada la velocidad de arrastre de la partícula de catalizador, siguiendo las pautas de diseño que vienen marcadas en *“Coulson & Richardson’s Chemical Engineering: Particle Technology and Separation Processes”* (Heinemann, 2007).

Para dimensionar correctamente un lecho fluido, la velocidad de operación del aire debe de estar entre la velocidad mínima de fluidización de una partícula de catalizador con coque y la velocidad de arrastre de una partícula de catalizador puro. En este caso se va a emplear la velocidad de arrastre de una particular de catalizador sin coque como velocidad de operación, garantizando así un correcto funcionamiento del catalizador. Hay que tener en cuenta que siempre se producen desviaciones debido a la no uniformidad del tamaño de las partículas.

Para ello, se ha determinado un valor aproximado de la velocidad de arrastre de la partícula de catalizador. Se han considerado partículas esféricas. Para ello, se siguen los siguientes pasos.

Se calcula el valor de la expresión,

$$\frac{2}{3} Ga = \frac{2 * D^3 * \rho(\rho_s - \rho) * g}{3 * \mu^2} = 54,48$$

- D, diámetro de partícula de catalizador. 0,00007 m.
- ρ, densidad del fluido empleado. En este caso aire, 1,2 kg/m³.
- ρs, densidad de la partícula de catalizador. 1400 kg/m³.
- μ, viscosidad del fluido empleado. En este caso aire, 18,25·10⁻⁶ kg/ms.
- g, aceleración de la gravedad 9,8 m/s².

Con este valor se va a la gráfica,

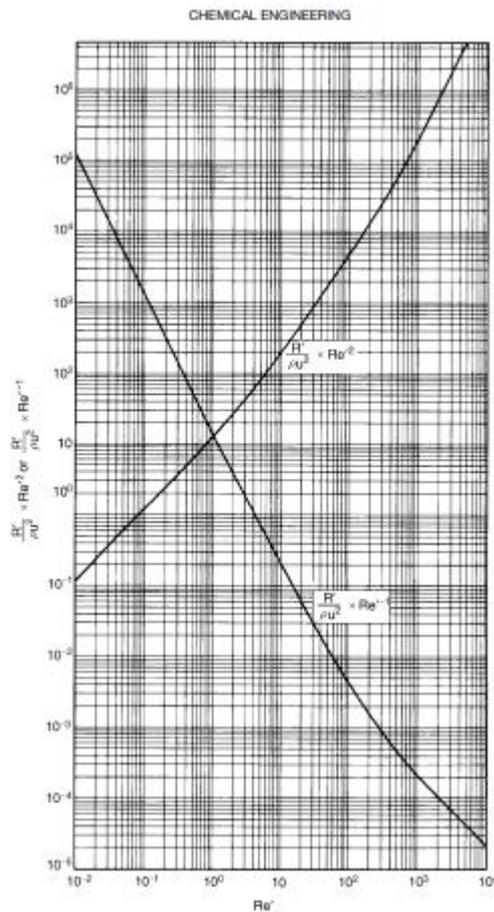


Ilustración 5: (R'/ρ u²) Re'² y (R'/ρ u²) Re'⁻¹ frente Re' para partículas esféricas

Y se determina el valor del número de Reynolds para esa velocidad,

$$Re = 3,8 = \frac{D_p * u * \rho}{\mu} \rightarrow u = 0,49 \frac{m}{s}$$

Con la velocidad y el caudal de aire se puede obtener de forma aproximada el radio del lecho necesario.

$$Q = u * A \rightarrow D = 8 m$$

8 MODELO 3D

Una vez finalizado el diseño de los equipos, ya pueden representarse en modelo 3D.

Para su representación se utiliza el software FreeCad, consiste en un programa de diseño 3D con la particularidad de que es totalmente libre. Para el aprendizaje del manejo de FreeCad se han seguido una serie de video tutoriales, donde explica las herramientas de las que dispone y las operaciones que se pueden realizar con él (Gomez, 2014).



El diseño de los equipos se ha realizado con una escala 1:10. Esto se ha determinado debido a que el objetivo inicial era su posterior impresión en FABLAB, con las impresoras allí disponibles.

Con las dimensiones calculadas y con las especificadas en el modelado de un sistema FCC (Puente, 2013) se ha realizado el diseño.

8.1 Descripción del modelo.

Se han modelado los equipos principales de un FCC, como son el riser, ciclones, stripper y regenerador.

Se parte de la corriente de alimentación sobre la que se añade el catalizador regenerado.

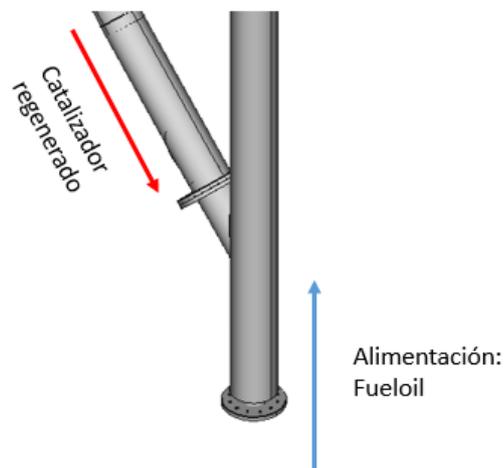


Ilustración 6:Detalle conexión Catalizador-Alimentación

La mezcla de ambas corrientes avanza por el Riser, diseñado de forma tubular, y que se introduce en la carcasa de los ciclones de forma lateral. Es aquí en el Riser donde tiene lugar la reacción de descomposición, con un tiempo de contacto de 2-4 segundos.

Una vez finalizada la reacción, por un lado, queda el catalizador desactivado, y por otro lado los hidrocarburos (GLP, naftas y diésel). Es necesario separarlo, para ello se introduce en un primer gran ciclón, que separa la mayoría de partículas de catalizador de los hidrocarburos gaseosos. Para acoplar la sección circular del riser a la sección rectangular de entrada al ciclón, se ha diseñado una especie de brida que cambia la forma de la sección.

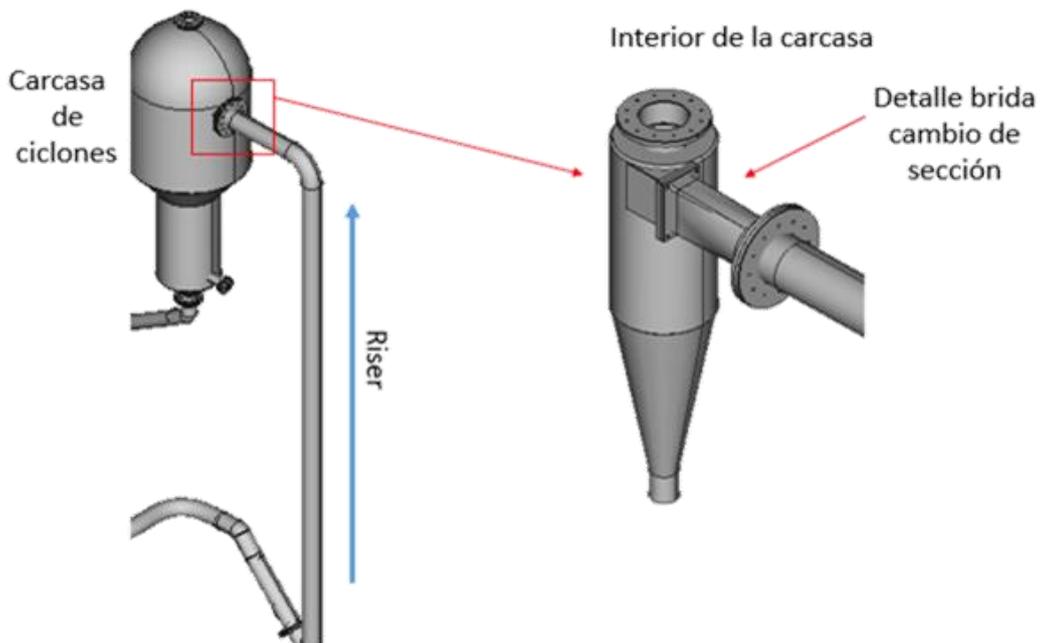


Ilustración 7: Riser y entrada al ciclón

Tras él, por un lado, salen los hidrocarburos, que se dirigen a otro ciclón de menor tamaño en el cual se asegura una perfecta separación de todo el catalizador. Los hidrocarburos abandonan el FCC con dirección a la torre de destilación. Por otro lado, el catalizador se dirige a la zona de stripping, donde la inyección de vapor se encarga de minimizar la adhesión de coque sobre el catalizador, aumentando así el rendimiento en gasolinas.

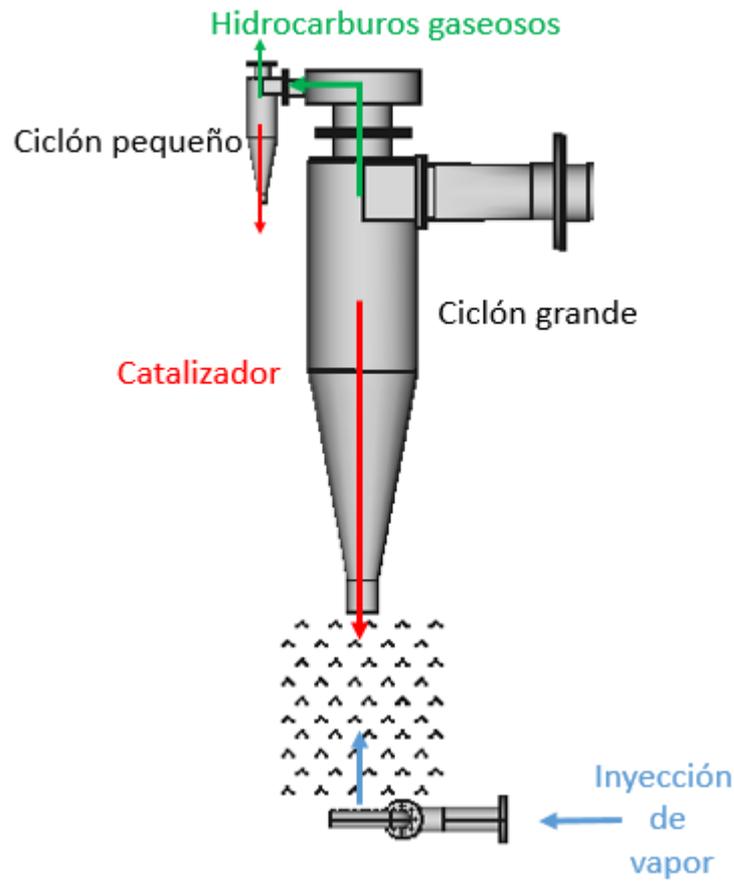


Ilustración 8:Detalle separación de catalizador e hidrocarburos gaseosos

El vapor abandona el equipo una vez ha pasado por un ciclón que asegura que las partículas de catalizador que hayan sido arrastradas no se dirijan a la torre de destilación.

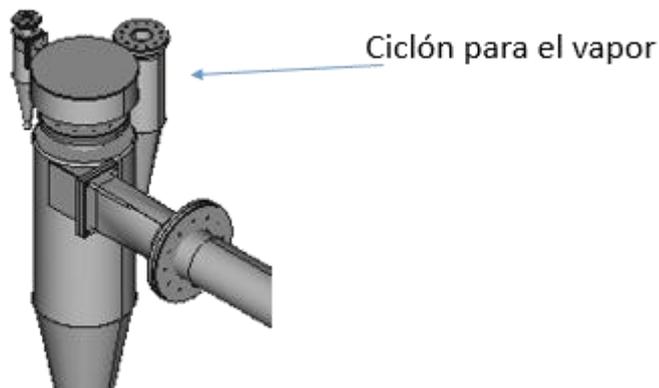


Ilustración 9:Ciclón vapor

Para la inyección de vapor se ha empleado un equipo capaz de repartir el vapor por toda la sección de manera uniforme, además, para un mayor contacto se han dispuesto barras transversales por toda la sección del stripper, asegurando así un mayor contacto.

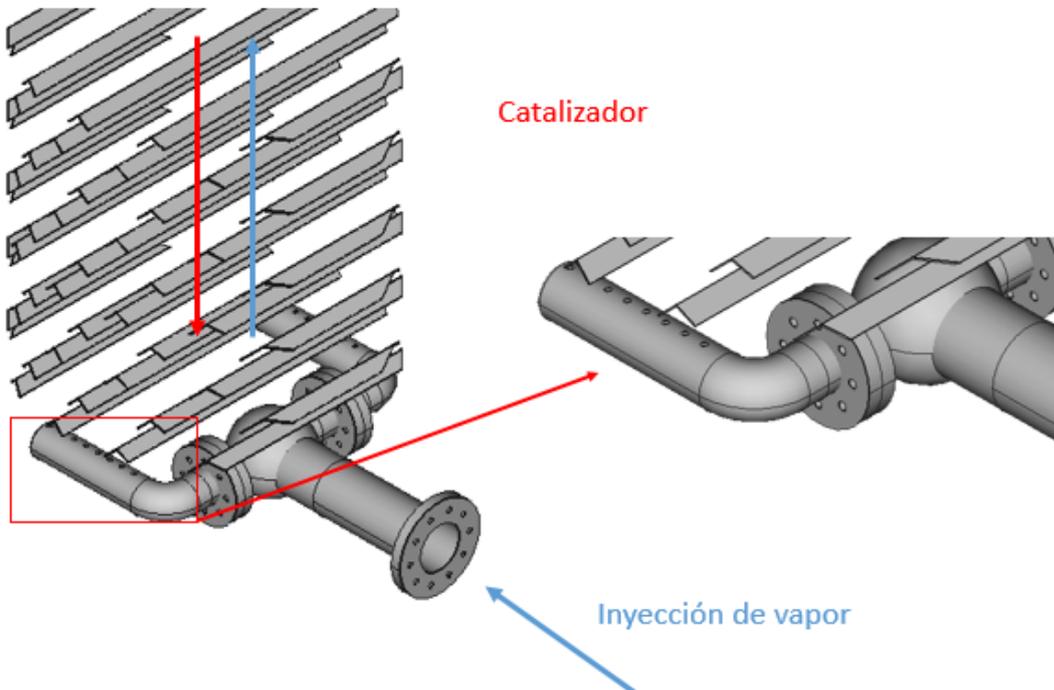


Ilustración 10: Stripping, inyección de vapor

El catalizador desactivado se dirige ahora al regenerador. Este equipo está compuesto por un lecho fluido, donde se quema el coque adherido en la superficie, y una serie de ciclones donde se separan las partículas de catalizador regenerado de los gases de combustión.

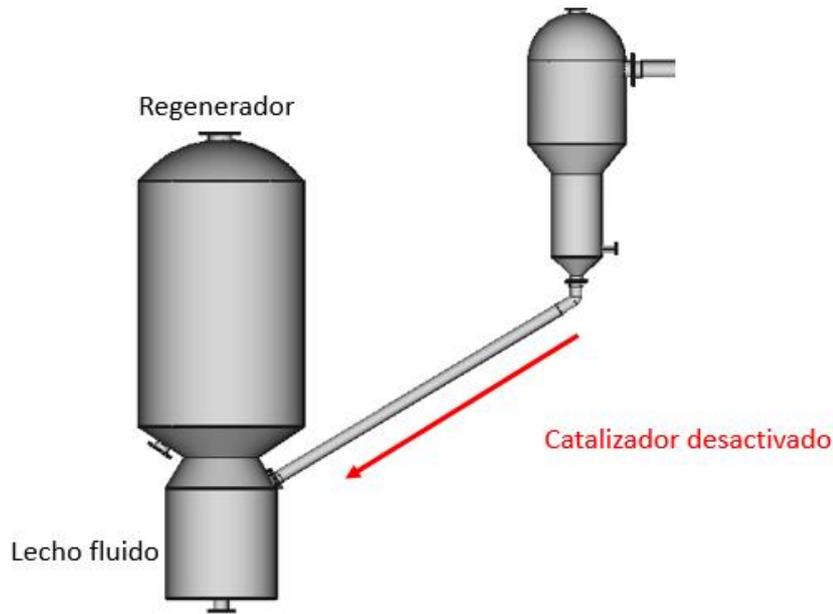


Ilustración 11: Recorrido catalizador desactivado y regenerador

El catalizador entra en el lecho fluido, donde se introduce una corriente de aire por un difusor. Con este aire y con un sistema de encendido, se quema todo el coque adherido. El lecho está diseñado de tal forma que cuando todo el coque ha sido quemado, la partícula de catalizador es arrastrada por el flujo de aire.

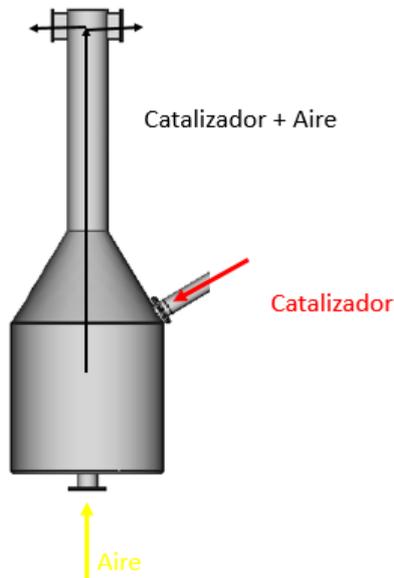


Ilustración 12: Lecho fluido.

El catalizador regenerado se dirige a una serie de ciclones en serie y en paralelo. Esto se debe a los elevados caudales con los que se trabaja. La corriente

de salida del lecho pasa primero por cuatro ciclones, en serie y paralelo 2 a 2. En la siguiente imagen se puede ver con detalle las conexiones diseñadas para conectar los ciclones en serie y en paralelo. También se puede observar las placas de separación, que sirven de soporte para los ciclones.

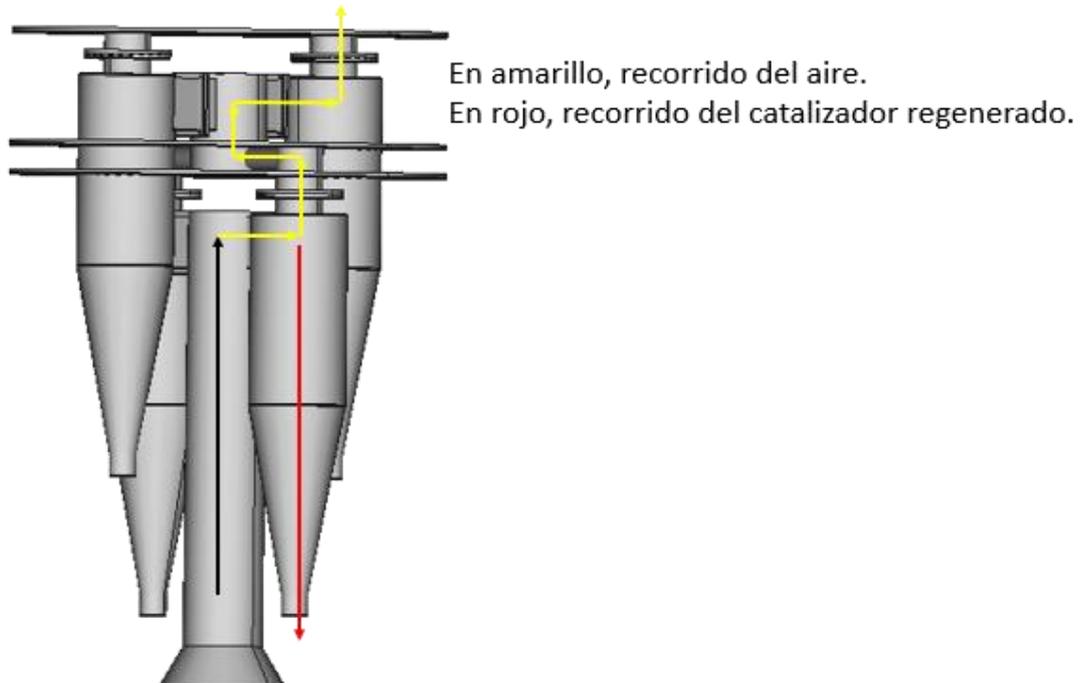


Ilustración 13:Detalle de recorridos en los ciclones del regenerador.

En estos ciclones se separa prácticamente la totalidad del catalizador, que cae a una tolva de recogida para ser recirculado de nuevo al riser. Los gases de combustión abandonan el equipo con una concentración prácticamente nula de partículas.

Una vez ya separado el catalizador regenerado, se ha dispuesto de una placa de recogida, cuya función es la de recoger todo el catalizador y guiarlo hasta la salida del regenerador.

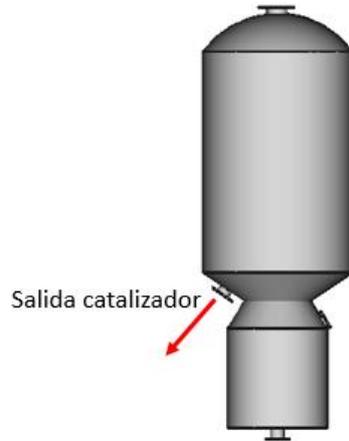


Ilustración 14: Regenerador completo con carcasa.

Así quedaría completo el ciclo, y el catalizador se reutilizaría una y otra vez de una manera continua.

A continuación, se muestra el diseño completo indicando el flujo de cada una de las corrientes y el nombre de los equipos principales.

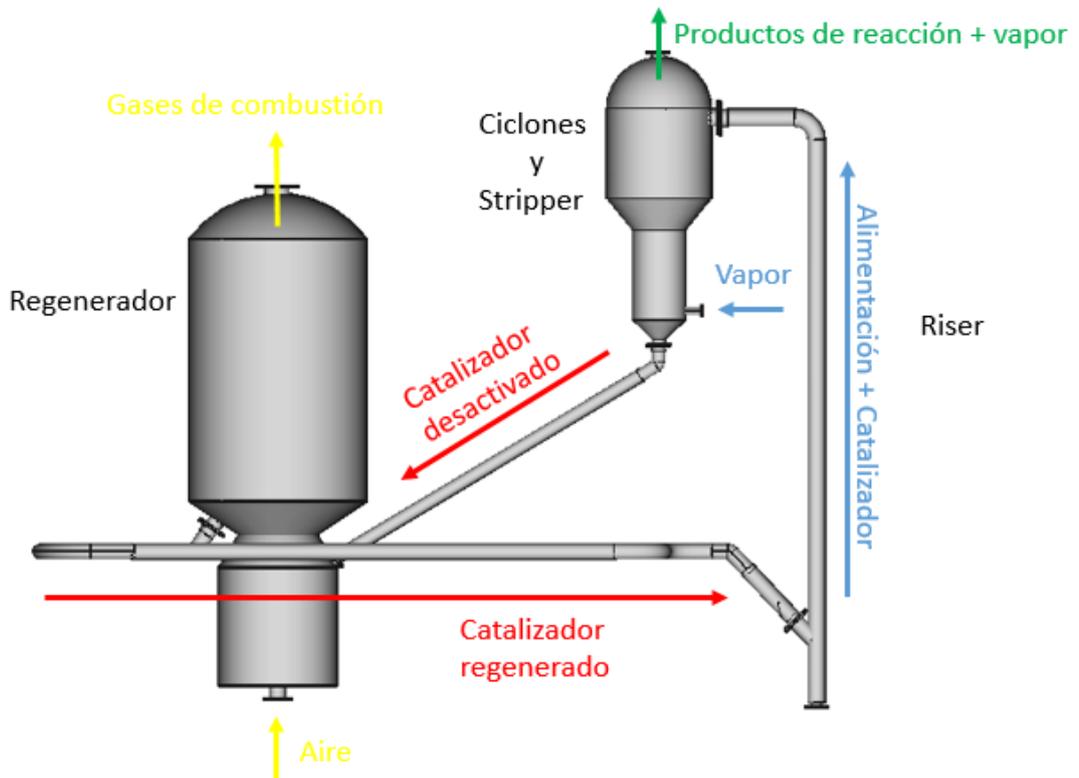


Ilustración 15: Entradas y salidas FCC

Para ver mejor el detalle de las conexiones y de los equipos que hay en el interior, eliminando las carcasas se puede ver,

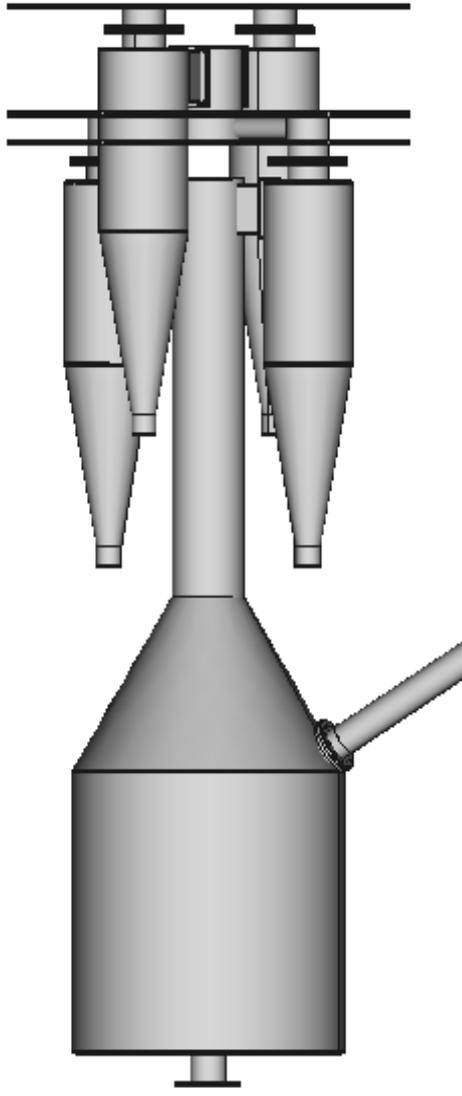


Ilustración 17: Detalle Regenerador.

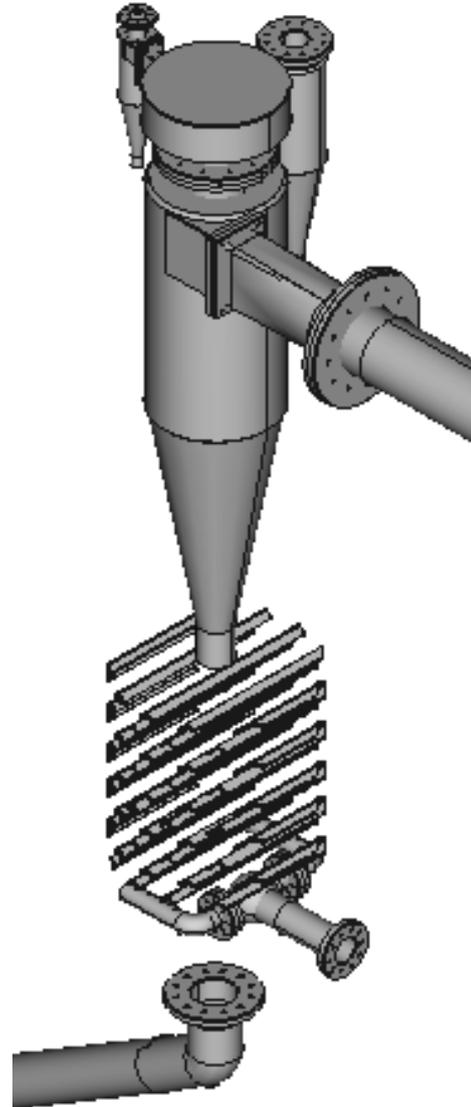


Ilustración 16: Detalle ciclones y Stripper

El modelo 3D completo en FreeCad quedaría,

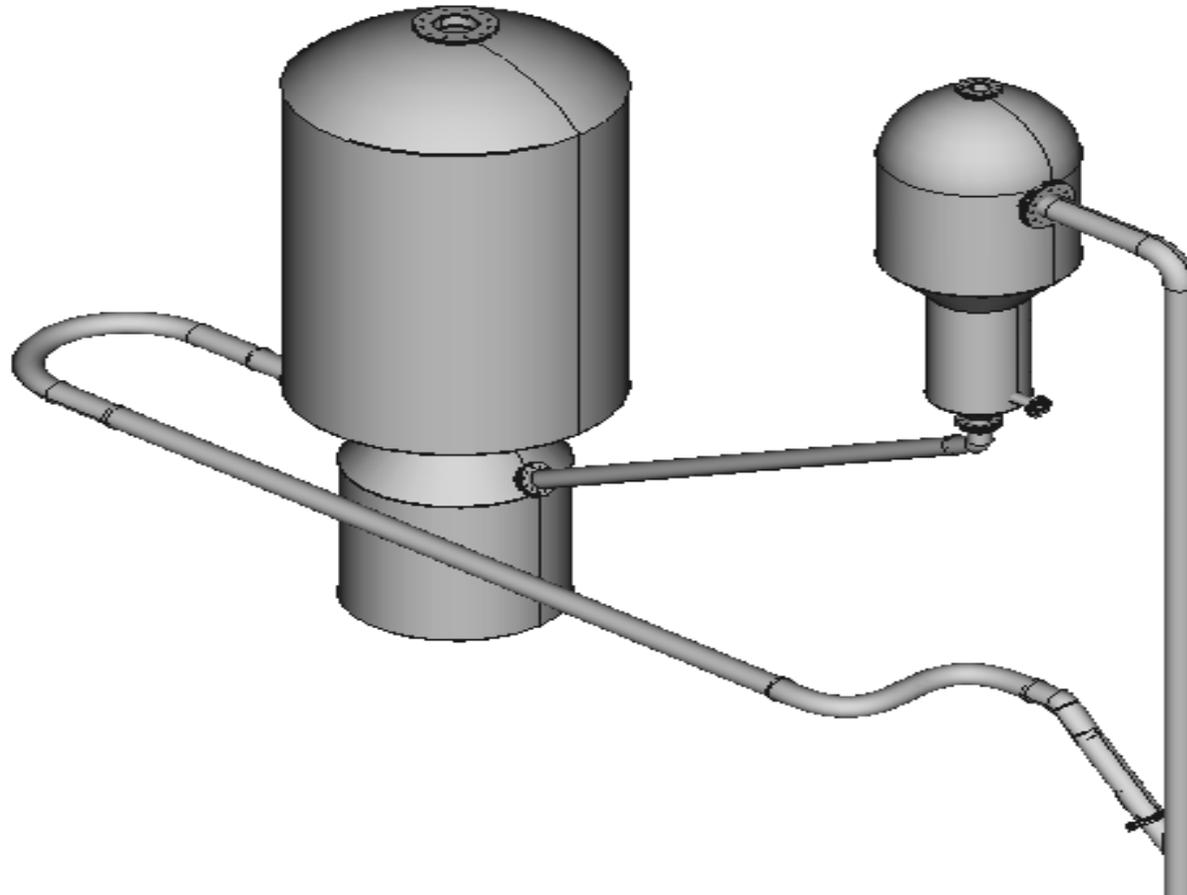


Ilustración 18: Modelo de un FCC en FreeCad.

9 CONCLUSIONES

En el presente Trabajo de Fin de Grado que lleva por título: “**Dimensionado de unidad de craqueo catalítico en fase fluida (FCC) para su representación en impresora 3D en FABLAB-UVa**” se ha diseñado un modelo 3D con ayuda de FreeCad, donde se representan los equipos principales de la unidad de craqueo catalítico en fase fluida (FCC). Este modelo queda diseñado, montado en un conjunto, y queda la posibilidad de imprimirlo por piezas en FABLAB UVa en cualquier momento y montarlo posteriormente.

Las conclusiones principales del trabajo realizado son:

- Para mostrar la importancia real del FCC dentro de una refinería, se ha contextualizado con la situación actual del petróleo. Haciendo referencia a la importancia de los distintos tipos de crudos y a los productos de mayor demanda y su forma de obtenerlos. Al hacer este análisis, se llega a la conclusión de que el proceso de refinado del petróleo que se sigue en cada territorio depende de cuales sean los productos de mayor demanda, ya que, haciendo variaciones en el proceso, se consigue un mayor rendimiento de uno u otro producto. Un ejemplo es España, donde los productos de mayor demanda son el diésel y la gasolina en una proporción 70/30 respectivamente, y las refinerías siguen un proceso orientado a la obtención de estos productos.
- Se ha propuesto un diagrama de bloques FCC, donde los principales bloques son: pretratamiento de la alimentación, sistema de generación de vapor, riser, separación y stripping, regenerador y separación de productos. Hay que destacar que uno de los bloques que se ha identificado es el de generación de vapor, esto se debe al elevado consumo de éste durante el proceso. En base a este diagrama de bloques se ha desarrollado una descripción general del proceso donde a su vez se ha dividido la unidad en tres grandes secciones, con el objetivo de facilitar su comprensión. En esta descripción general se han expuesto las características básicas y necesarias para su correcto funcionamiento.

- El balance de materia se realizó tomando como base la corriente de alimentación a la unidad, 177,5 t/h, el porcentaje de cada uno de los productos obtenidos tras la reacción (Gary, Handwerk and Kaiser, 2007) y las proporciones de catalizador empleadas (Puente, 2013). Una vez completo el balance de materia y energía, se puede observar que el coste energético es muy elevado, por ello, se ha establecido un sistema de integración energética con el objetivo de minimizar este coste. Algo que se ha conseguido en gran medida, por ejemplo, el coste de energía para la generación de vapor o para el calentamiento de la corriente de alimentación es prácticamente nulo en estado estacionario, ya que se emplea calor obtenido en el regenerador para dicha función. Por tanto, se puede decir que únicamente se necesita generar energía de procedencia externa al proceso en la situación de arranque o parada.

Una vez realizado el balance de materia y diagrama de flujo, se traduce en una descripción detallada del proceso, dónde se indican las propiedades y flujos de las corrientes más importantes. A destacar que de una alimentación de 177,5 t/h de fueloil que entran en la unidad, se obtienen 38,15 t/h de GLP, 81,1 t/h de naftas, 34,43 t/h de diésel ligero y 13,49 t/h diésel pesado. Esto significa que, este diseño está encaminado a la producción de gasolinas. Es un diseño propio de un país con una elevada demanda de gasolina en detrimento del diésel (70/30 respectivamente), contrario a España.

- Dentro de un proceso, el sistema de control es de vital importancia para garantizar un correcto funcionamiento de éste. En este caso se ha diseñado un sistema de control básico para garantizar un correcto funcionamiento de la unidad. Dentro del sistema cabe destacar el control de quemadores del horno, y el control de oxidación del regenerador. Algunas de las funciones que tiene el sistema de control son: la criticidad para asegurar la producción deseada, proporcionan seguridad a la instalación, facilitan la manipulación de los parámetros del proceso, permiten flexibilizar el proceso o permiten extraer datos e información en todo momento.

- Se han dimensionado los equipos principales que después se van a representar en FreeCad. Este software es de código abierto y ha demostrado ser más que suficiente para poder hacer una correcta representación, no obstante, se supone que el uso de softwares profesionales de licencia tenga otras herramientas más potentes que puedan ser necesarias en otras circunstancias. Para su diseño se han seguido las pautas y valores aportados por (Puente, 2013), y las ecuaciones de diseño encontradas en (Heinemann, 2007) y (Ludwig, 1995).
- El empleo de videotutoriales ha sido clave para el aprendizaje de FreeCad, sin embargo, algo que se ha echado en falta en estos videotutoriales es que muestren el empleo de FreeCad para un ámbito concreto, como es el diseño de equipos en Ingeniería Química. En los videotutoriales utilizados, se describe en detalle el empleo de las herramientas, mostrando cada una de las funciones que permite FreeCad pero por separado. No se muestra como trabajar con FreeCad en un dibujo en el que se combinen varias de las herramientas de las que dispone. Por ello, y por la imposibilidad de hacer la impresión 3D de los equipos, se han realizado videotutoriales donde se muestra desde el diseño de una simple pieza como puede ser una brida, hasta el montaje de un ciclón completo. El objetivo de estos videotutoriales no es otro que orientar a cualquier usuario de algunas de las formas de trabajar con FreeCad cuando se combinan distintas herramientas en el mismo dibujo. Para realizar estos videotutoriales se ha empleado el programa “OBS Studio”.

10 BIBLIOGRAFÍA

1. Gary, J. H., Handwerk, G. E. and Kaiser, M. J. (2007) *Petroleum refining: technology and economics*. Fifth Edit.
2. Gomez, J. G. (2014) *Tutorial de Freecad (1/40): Presentación - YouTube*. Available at: https://www.youtube.com/watch?v=2_DbFzFV9D4&list=PLmnzOJqIMEzWQV-3ce9tVB_LFH9a91YHf (Accessed: 6 June 2020).
3. Heinemann, R. J. F. . H. J. H. . B. J. R. . B. (2007) *Coulson & Richardson's Chemical Engineering: Particle Technology and Separation Processes*. Fifth Edit, *Chemical Engineering*. Fifth Edit.
4. Kraus, R. (1998) 'Procesos de Refinación de Petróleo', *Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo*, pp. 78.1-78.33. Available at: <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/TextosOnline/EnciclopediaOIT/tomo3/78.pdf>.
5. Ludwig, E. E. (1995) *Applied Process Design*. Third Edit. Houston, TX.: Gulf professional Publishing, Estados Unidos.
6. Millner, A. D. (2015) *Descripción general Fab Labs - MIT Media Lab*. Available at: <https://www.media.mit.edu/projects/fab-labs/overview/> (Accessed: 12 June 2020).
7. Moulijn, J. A., Makkee, M. and Diepen, A. E. V. A. N. (2013) 'Chemical process technology', *Choice Reviews Online*, 51(04), pp. 51-2107-51-2107. doi: 10.5860/choice.51-2107.
8. Puente, J. G. de la (2013) *Modelado de un sistema de Fluid Catalytic Cracking (FCC)*. Valladolid: Universidad de Valladolid, Trabajo Fin de Máster. Available at: <http://uvadoc.uva.es/handle/10324/11696>.
9. Rao, B. K. B. (1990) *Modern Petroleum Refining Processes, 5th Edition*, pp 19-20. Fifth Edit. Nueva Delhi, India.
10. Robotics, N. (2016) *Las tres tecnologías base de impresión 3D - Natural Robotics*. Available at: <https://natubots.com/las-tres-tecnologias-base-impresion-3d/> (Accessed: 12 June 2020).
11. Sadeghbeigi, R. (2000) *Fluid Catalytic Cracking Handbook*. Second Edi. Houston, TX.: Gulf professional Publishing. doi: 10.1016/B978-0-88415-289-

7.50002-0.

12. UNT-FRRo, C. de procesos industriales de la (2017) 'Craqueo Catalítico',
Facultad regional del Rosario Depto. de Ingeniería Química, pp. 1-17.
Available at:
https://www.modeladoeningenieria.edu.ar/images/procesos2/material_de_apoyo/CRAQUEOCATALITICO.pdf.
13. Valladolid, U. de (2020) *FABLAB - FUNGE Innovación*. Available at:
<https://innovacion.funge.uva.es/fablab> (Accessed: 12 June 2020).