



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

**Modificación en el sistema de regeneración del
catalizador de reformación catalítica para disminuir las
interrupciones del proceso**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de
refinación de petróleo**

Autor: Ing. Dainery Ramos Capote

Matanzas
2018



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E
INGENIERÍA QUÍMICA



CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO
SEDE: CIENFUEGOS

**Modificación en el sistema de regeneración del
catalizador de reformación catalítica para disminuir las
interrupciones del proceso**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de
refinación de petróleo**

Autor: Ing. Dainery Ramos Capote

Tutores: Esp. Yosvany González Mazorra

Dr.C Yoney López Hervis

Matanzas

2018

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, Dainery Ramos Capote, mayor de edad, vecina de Calle 81 entre 16 y 18 No. 1609-B, Tulipán, Cienfuegos, identificada con 92110436018, autora del presente trabajo denominado:

Modificación en el sistema de regeneración del catalizador de reformación catalítica para disminuir las interrupciones del proceso.

Declaro que soy la única autora del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Para constancia se firma el presente documento a los ____ días del mes _____ de _____.

Dainery Ramos Capote

DEDICATORIA

*A mi niñita Briana por ser el tesoro más grande que existe para mí.
A mi familia porque sin el esfuerzo y apoyo de ustedes no hubiese llegado
hasta aquí.*

AGRADECIMIENTOS

A todas aquellas personas que me ayudaron de una forma u otra a la realización de este trabajo. Especiales agradecimientos a Serguei Varela Pared por su esfuerzo, dedicación y ayuda infinita.

A todos mis mas sinceros agradecimientos

Muchas Gracias

RESUMEN

En el proceso de regeneración del catalizador de reformación catalítica se han generado interrupciones debido a afectaciones en equipamientos, principalmente en los enfriadores por aire A-204, es por ello que en este trabajo se caracterizó el proceso de reformación catalítica así como los procedimientos para llevar a cabo la regeneración del catalizador. Además se determinó que la cantidad de hidróxido de sodio utilizada es 4.5 veces inferior al requerido para neutralizar todos los gases ácidos. Fue necesario obtener un modelo de simulación que representa el proceso para realizar la evaluación de 7 variantes que consistieron en la disminución del área de intercambio del enfriador por aire A-204, combinado con la utilización del enfriador con agua E-208, donde se determinó que todas las variantes garantizaron el enfriamiento de los gases generados en el proceso hasta la temperatura requerida de 40 °C. También se realizó un estimado de costo de cada variante donde se comprobó que, en todas las variantes se requieren modificaciones en los 12 mazos del enfriador por aire A-204 que permitan independizarlos y que las variantes donde no se utiliza el enfriador por agua E-208 en el esquema de enfriamiento presenta mayor costo de inversión. Al final se realizó un estudio de factibilidad económica que demostró que los indicadores de rentabilidad son positivos en todas las variantes y empeoran en el orden ascente de las mismas. A partir de todos los elementos técnicos y económicos se seleccionó la variante VII que consiste en operar el enfriador por aire con dos mazos de los 12 disponibles sin el enfriador por agua E-208 durante las operaciones de regeneración del catalizador, de esta forma es posible disminuir los días de parada de 45 a 10 a un costo de inversión de \$ 298 410, además se disminuye el costo de mantenimiento anual en \$ 480 650 al sustituir solo dos mazos del enfriador por aire y sin el enfriador por agua E-208.

ABSTRACT

In the process of regeneration of the catalyst of catalytic reformation, interruptions have been generated due to damages in equipments, mainly in the air coolers A-204, that is why in this work the catalytic reforming process was characterized as well as the procedures to carry out the regeneration of the catalyst. In addition, it was determined that the amount of sodium hydroxide used is 4.5 times less than that required to neutralize all acid gases. It was necessary to obtain a simulation model that represents the process to perform the evaluation of 7 variants that consisted in the reduction of the exchange area of the air cooler A-204, combined with the use of the water cooler E-208, where it was determined that all the variants guaranteed the cooling of the gases generated in the process up to the required temperature of 40 ° C. An estimate of the cost of each variant was also made, where it was proved that, in all variants, modifications are required in the 12 air cooler A-204 bundles that allow them to be independent and that the variants where the water cooler is not used E- 208 in the cooling scheme presents higher investment cost. In the end, an economic feasibility study was carried out which showed that the profitability indicators are positive in all the variants and worsen in the ascending order of the same. Taking into account all the technical and economic issues , the variant VII was selected, which consists in operating the air cooler with 2 bundles of the 12 available without using the water cooling heat exchanger E-208 during the catalyst regeneration operations, thus allowing decrease the non operational days from 45 to 10 at an investment cost of \$ \$ 298 410, the maintenance costs was also decrease in \$ 480 650 by replacing only 2 air cooler bundles and without using the water cooling heat exchanger E-208.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPITULO 1: REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	3
1.1. Generalidades de la reformación de nafta	3
1.2. Esquemas de reformación catalítica.....	3
1.3. Proceso de regeneración.....	4
1.4. Neutralización de gases ácidos.....	5
1.5. Generalidades de los enfriadores por aire	6
1.6. Simulación de procesos.....	12
1.7. Estimación de costos	16
1.8. Factibilidad económica	17
1.9. Conclusiones parciales	19
CAPITULO 2: MATERIALES Y MÉTODOS.....	21
2.1. Generalidades del proceso de regeneración	21
2.2. Metodología empleada para el tratamiento estadístico de los datos	24
2.3. Metodología para la evaluación de la neutralización de los gases ácidos.....	26
2.4. Metodología para la simulación del proceso.....	28
2.5. Metodología empleada para la evaluación de los enfriadores por aire	33
2.6. Metodología para la estimación de costos.....	37
2.7. Evaluación económica o estudio de factibilidad.....	37
CAPITULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	40
3.1 Selección de los parámetros de operación, composición del gas de reciclaje y el flujo de hidróxido de sodio.....	40
3.2 Evaluación de la neutralización de los gases ácidos	41
3.3 Validación del modelo	42
3.4 Análisis de las variantes estudiadas	43
3.5 Determinación del costo de las variantes analizadas	45
3.6 Estudio de factibilidad de las variantes estudiadas	47
CONCLUSIONES.....	48
RECOMENDACIONES	49
BIBLIOGRAFÍAS.....	50
ANEXOS	53

INTRODUCCIÓN

Durante la reactivación de la refinería Camilo Cienfuegos, en el año 2007, se llevó a cabo un proceso inversionista que incluyó el cambio del catalizador del proceso de reformación catalítica, previsto por el proyecto original (KP-108), por un catalizador de tecnología de punta de la serie RG (RG-682) suministrado por la compañía francesa AXENS. El catalizador requiere la dosificación constante de una disolución formada por un compuesto orgánico de cloro para mantener activa la función ácida durante la operación y durante la regeneración también requiere la dosificación de un compuesto orgánico de cloro puro para dispersar el platino contenido en el catalizador.

Desde la arrancada de la planta en el 2008 se han llevado a cabo 10 regeneraciones y en todas se han generado interrupciones en el proceso debido a afectaciones en equipamientos, principalmente en los enfriadores por aire A-204, provocado por problemas de corrosión.

Problema de Investigación:

¿Cómo disminuir las interrupciones del proceso de regeneración del catalizador de reformación catalítica?

Hipótesis de la Investigación:

Si se modifica el esquema y parámetros del proceso de regeneración es posible disminuir las interrupciones en el mismo.

Objetivo General:

Determinar las modificaciones tecnológicas requeridas que permita la operación continúa durante el proceso de regeneración del catalizador.

Objetivos Específicos:

1. Evaluar técnicamente el proceso de neutralización de los gases ácidos que se generan en el proceso de regeneración.
2. Evaluar posibles modificaciones al sistema de intercambio térmico.
3. Determinar el impacto económico de las propuestas analizadas.

CAPITULO 1: REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1. Generalidades de la reformación de nafta

Los cortes de nafta que se obtienen por destilación directa de cualquier tipo de petróleo presentan un número de octano muy bajo (45 a 55), y serían inaplicables para la gasolina que requieren los automóviles modernos (octanajes de 80 a 100). Es necesario entonces modificar la estructura química de los compuestos que integran las naftas, y para ello se utiliza el proceso de reformación en el que a condiciones de presión moderada y alta temperatura, se promueven reacciones catalíticas conducentes a la generación de compuestos de mayor octano como son los aromáticos y las isoparafinas. Simultáneamente en las reacciones se produce hidrógeno, que se utiliza en la misma refinería en los procesos de hidrotratamiento. Las reacciones son promovidas por catalizadores basados en γ -alúmina como soporte de metales activos (platino-renio o platino-estaño) (Fong, y otros, 2015).

1.2. Esquemas de reformación catalítica

Los procesos de reformado se clasifican en continuos, cíclicos y semirregeneradores, en dependencia de la frecuencia de regeneración del catalizador. El equipo para los procesos continuos está diseñado para permitir el retiro y reemplazo del catalizador durante el funcionamiento. Como resultado, el catalizador puede regenerarse continuamente y mantenerse en un alto nivel de actividad (tal como se realiza en el craqueo catalítico). Puesto que los depósitos de coque y el equilibrio termodinámico hacia el rendimiento en reformado se favorecen con las presiones de operación bajas, la principal ventaja de la unidad de tipo continuo es la posibilidad de mantener actividades altas del catalizador, mediante regeneración continua del mismo. A fin de evaluar qué tipo de proceso se ha de utilizar, se debe realizar un cálculo económico en donde se debe evaluar, para el sistema de regeneración continua, los mayores costos de inversión de capital y los posibles menores costos de operación debidos a los caudales de reciclado de hidrógeno y las presiones necesarias para mantener el depósito de coque a niveles aceptables menores (UTN-FRRo., 2014).

La unidad semirregeneradora se halla en el otro extremo del espectro y posee la ventaja de costos de capital mínimos.

La regeneración precisa la unidad fuera de servicio. Según el rigor de la operación, la regeneración requiere intervalos de 6 a 12 meses. Para minimizar los depósitos de coque y consecuentemente la pérdida de actividad del catalizador, se utilizan caudales de reciclado y presiones de operación altas.

El proceso cíclico constituye un compromiso entre estos dos extremos y se caracteriza por tener un reactor de reserva además de los que están en funcionamiento, en el cual se puede regenerar el catalizador sin parar la unidad. Cuando la actividad del catalizador en uno de los reactores en funcionamiento cae por debajo del nivel deseado, el reactor se aísla del sistema y se regenera por admisión de aire caliente que elimina por combustión al carbón. Después de la regeneración se utiliza para reemplazar el siguiente reactor que precise la regeneración (UTN-FRRO., 2014).

1.3. Proceso de regeneración

La regeneración oxidante es el proceso al cual se recurre cuando la actividad y capacidad selectiva del catalizador ya no pueden compensarse por la variación de los parámetros regulables, en principal, de la temperatura del proceso y de la dosificación del compuesto orgánico de cloro, dentro de los límites prescritos por la carta tecnológica de la planta (Usagaua, 2014).

La regeneración oxidante consiste en quemar el coque depositado por medio de la mezcla gas-aire inyectada bajo presión de nitrógeno y a la temperatura a la entrada en el lecho del catalizador. El proceso consta de varias etapas complejas, donde los gases generados en el mismo conjuntamente con parte del inyectado circulan en ciclo cerrado o semicerrado por los mismos intercambiadores que se utilizan durante la operación.

Etapas del proceso de regeneración

El proceso de regeneración se desarrolla en dos etapas:

1. Combustión del coque: Reduce la cantidad de coque por debajo de 0,1 % peso.
2. Reactivación del catalizador: se realiza con el objetivo de restaurar las funciones metálicas y ácidas del catalizador.

Combustión del coque

El proceso del coque se realiza en tres pasos bien definidos:

- Primera combustión.
- Segunda combustión
- Prueba de quema

Incrementando el contenido de oxígeno y la temperatura a la entrada del reactor desde 0,1 % y 460 °C respectivamente hasta 1 % y 520 °C en la prueba de quema, garantizando así la combustión segura del coque contenido en el catalizador.

Dentro de la reactivación del catalizador se encuentran las siguientes etapas:

- Oxidación
- Calcinación
- Enjuague del sistema y secado
- Enfriamiento
- Reducción del catalizador
- Sulfuración del catalizador

1.4. Neutralización de gases ácidos

La neutralización con bases volátiles como amoníaco o aminas ligeras, complementadas por la adición de inhibidores orgánicos de adsorción (fílmicos) como aminas, amidas, imidazoles o imidazolinas, compuestos sulfurados variados, etc. pero todos con radicales carbonados de cadena mediana y larga poseen mayor o menor volatilidad, algunos son gaseosos y otros pasan a fase vapor a las temperaturas de operación. Esto permite la neutralización rápida y efectiva de los gases ácidos, así como la distribución uniforme del inhibidor sobre la superficie de los metales constructivos durante la condensación respectivamente (Domínguez, y otros, 2012).

Sin embargo, en reactores, no es posible el uso de neutralizantes volátiles con nitrógeno amínico ni los inhibidores fílmicos, ya que constituyen venenos catalíticos y afectan el catalizador polimetálico empleado de Platino-Renio, sobre un soporte de alúmina y con una adición de compuesto orgánico de cloro.

Esto es debido a que todo compuesto orgánico cuyo grupo funcional, múltiple enlace o heteroátomo posea algún par de electrones no compartidos, podrá adsorberse específicamente (químicamente) como un par ácido-base de Lewis sobre los centros activos del catalizador impidiendo su acción, por lo que constituyen venenos catalíticos.

Es por eso que la tecnología original contempla la inyección de soluciones básicas neutralizantes de los gases corrosivos, concretamente la de hidróxido de sodio (NaOH(ac)) al 2 %. No se conoce la efectividad anticorrosiva de esta medida durante la regeneración del catalizador menos clorado, pero sí se sabe que resulta poco efectiva para las nuevas condiciones operativas, incluso aumentando la concentración de la solución de hidróxido de sodio hasta el 4 %.

Como es conocido, la velocidad de reacción entre un ácido y una base es muy grande, aún más si ambos son electrólitos fuertes como el ácido clorhídrico y el hidróxido de sodio. Para el caso de la neutralización de ácidos débiles con bases fuertes el proceso es más lento que para el caso anterior y aun así las velocidades son muy altas (Domínguez, y otros, 2012).

1.5. Generalidades de los enfriadores por aire

Los enfriadores por aire constan de un haz de tubos con colectores (tubos de recolección), un ventilador provisto de motor eléctrico, dispositivos de regulación y la parte de soporte. El intercambio de calor se efectúa por el principio de contracorriente. El ventilador hace pasar el aire a través del espacio inter tubular. El haz de tubos se enfría desde el exterior. A costa de evacuación del calor por la superficie se enfría el producto que fluye dentro de los tubos. Para lograr que el aire se distribuya uniformemente por toda la superficie refrigerante de los tubos el ventilador se conecta con los haces de tubos mediante difusores. Los tubos, los colectores y los bastidores forman secciones. Los colectores vienen provistos de cubiertas desmontables o de tapones lo que le ofrece la posibilidad de limpiar la superficie interior de los tubos (Erij, y otros, 1988).

Enfriadores de Corriente Inducida y Forzada

Las unidades de corriente forzada empuja el aire a través de la superficie aleteada del haz de tubos. Los ventiladores se colocan debajo del haz. En los enfriadores de corriente inducida, el aire es arrastrado a través de la superficie aleteada del haz de tubos y los ventiladores se colocan encima del haz.

En teoría, la principal ventaja del uso de unidades de corriente forzada es que requieren menos potencia en el ventilador. Esto se cumple cuando el incremento en la temperatura del aire sobrepasa los 30 °C.

Los intercambiadores enfriados por aire son, generalmente, dispuestos en bancos con varios intercambiadores instalados de lado a lado. La altura del haz por encima de la superficie debe ser la mitad de la longitud de los tubos en el haz para producir una velocidad de entrada igual a la velocidad superficial.

El diseño de corriente forzada ofrece mejor accesibilidad al ventilador para el mantenimiento y ajuste de las paletas. Además, este diseño proporciona un ensamble del ventilador que no permite su exposición a la corriente de aire caliente que abandona la unidad, por lo que el costo estructural es menor y la vida útil del equipo es mayor.

El diseño de corriente inducida proporciona una distribución más equitativa del aire a través del haz, debido a que la velocidad del aire cerca del haz es relativamente baja. Este diseño es más apropiado para intercambiadores diseñados para una aproximación cercana entre la temperatura del producto a la salida y la temperatura ambiente del aire. En estas unidades es menos probable la recirculación del aire caliente, puesto que la velocidad del aire a la salida es mucho mayor que en las unidades de tiro forzado. Además, permite la instalación de estos equipos de enfriamiento de aire encima de otros equipos como intercambiadores de coraza y tubos o arreglos de doble tubo.

En los servicios en que el cambio repentino de temperatura podría causar derrame y pérdida de producto, las unidades de corriente inducida proporcionan mayor protección puesto que solo una parte de la superficie está expuesta a lluvia, granizo o nieve (Bejan, y otros, 2003).

Haz de tubos

Las partes principales del haz de tubos son los tubos aleteados y los cabezales. El cabezal más común es el de tapón, el cual consiste en una caja soldada al haz. El otro tipo de cabezal más utilizado es el de cubierta plana. Este cabezal es atornillado, lo que permite el acceso directo a los tubos.

Otros tipos de cabezales son los de cubierta semiesférica integral (Bonnet) como en los intercambiadores de coraza y tubos que permiten la distribución del fluido. Los de tipo serpentin son utilizados en ocasiones que se manipulen fluidos muy viscosos.

El área libre neta para el flujo de aire a través del haz es alrededor del 50% del área superficial del haz. La velocidad superficial estándar del aire a través del haz de tubos está entre 1,5 – 3,6 m/s.

Tubos

Los tubos más usados son los de 25,4 cm de diámetro exterior. La altura de las aletas varía desde 12,7 – 15,9 mm, el espaciado entre aletas desde 3,6 – 2,3 mm y el paso triangular de los tubos desde 50,8 – 63,5 mm. La razón entre la superficie extendida y la superficie exterior desnuda varía entre 7 – 20.

Los tubos de 38 mm de diámetro son utilizados para gas de combustión y aplicaciones petroquímicas.

La longitud de los tubos es variable y puede ser tan grande como 18,3 m. Cuando la longitud de los tubos sobrepasa los 12,2 m generalmente se requieren tres ventiladores por sección. Frecuentemente las longitudes de los tubos varían desde 6,1 – 12,2 m.

Construcción de tubos aleteados

Los tipos de tubos aleteados más comunes son los que se muestran en el anexo 1 y se describen a continuación:

1. Incrustados: aletas de aluminio de sección rectangular, las cuales son fijadas bajo tensión y mecánicamente incrustadas a una profundidad de $0,25 \pm 0,005$ mm en forma de espiral.
2. Integral: el exterior de un tubo de aluminio en el cual las aletas han sido formadas por extrusión, unidas mecánicamente al tubo interior.

3. Apoyado solapado: aletas de aluminio en forma de L fijadas bajo tensión sobre la superficie exterior de un tubo, con el tubo totalmente cubierto por el pie solapado bajo y entre las aletas.
4. Apoyado: aletas de aluminio en forma de L fijadas bajo tensión sobre la superficie exterior de un tubo completamente cubierto por el pie entre las aletas.
5. Unidas: tubos en los cuales las aletas son unidas a la superficie exterior por galvanización o soldadura.

Ventiladores

Los ventiladores de flujo axial son equipos de gran volumen y baja presión. El diámetro del ventilador se selecciona para una presión de 0.25 kPa. La eficiencia total del ventilador es de alrededor de 75 % y la del motor generalmente tiene una eficiencia mecánica mínima de 95 %. Generalmente los ventiladores tienen entre cuatro y seis paletas. El diámetro de los ventiladores es ligeramente menor que el ancho de la sección.

El Instituto de Normalización Americano del Petróleo (API Standard) limita la velocidad del ventilador a 61 m/s para construcciones típicas.

El ventilador debe estar a una distancia mínima del haz de tubos de $\frac{1}{2}$ a $\frac{3}{4}$ del diámetro del ventilador para enfriadores de tiro forzado y de $\frac{1}{2}$ del diámetro del ventilador para tiro inducido.

Las paletas pueden ser de aluminio, plástico moldeado, plástico laminado, acero comercial, acero inoxidable o Monel.

Para mover el ventilador se pueden utilizar motores eléctricos o turbinas de vapor. La velocidad del aire debe estar entre 3,8 – 10,2 m/s.

Consideraciones de Diseño:

- **Temperatura de bulbo seco:** El valor que se selecciona debe ser igual o mayor del 2,5% de la temperatura media de los cuatro meses consecutivos de mayor temperatura. Como la temperatura del aire en los lugares industriales es frecuentemente mayor que en los lugares donde se reporta esa temperatura, es aconsejable adicionar entre (1 – 3) °C al valor tabulado.

- **Recirculación de aire:** Los vientos, localización y elevación de las construcciones, equipos hornos, etc., requiere consideración al diseñar estos equipos. Todos los enfriadores de un módulo deben ser del mismo tipo (tiro forzado o tiro inducido). Los módulos deben estar alejados para evitar la recirculación de aire.
- **Operación en condiciones extremas:** Además de lo discutido anteriormente el diseño debe tener en cuenta lluvias, vientos fuertes, congelación de la humedad sobre las aletas, etc.
- **Ruido:** Dos ventiladores idénticos tienen un nivel de ruido de 3 dB más que uno solo, mientras que el nivel de ruido de ocho ventiladores idénticos es 9 veces mayor que un solo ventilador. Los niveles de ruido de una planta son afectados por la posición de los intercambiadores, la superficie refractiva cerca del ventilador, la dureza de estas superficies y el ruido de equipos adyacentes.
- **Requerimientos de espacio:** Algunas unidades enfriadas por aire son instalados encima de otros equipos. Algunas plantas evitan tales instalaciones debido a los problemas de seguridad que puede traer esto a la planta.
- **Seguridad:** Las pérdidas o fugas en unidades enfriadas por aire van directamente a la atmósfera y pueden causar riesgo de incendio o riesgo de escape de tóxicos. Sin embargo, los grandes volúmenes de aire manejados en estos equipos reducen considerablemente la concentración de sustancias tóxicas.
- **Corrosión atmosférica:** Los intercambiadores enfriados por aire no deben ser colocados cerca de vapores corrosivos o humos de chimeneas pase a través de ellos.
- **Incrustaciones para el lado del aire:** Generalmente despreciable.
- **Limpieza:** Limpieza química o mecánica para el lado de los tubos tiene que ser bien establecida.
- **Resistencia de las uniones:** Las vibraciones y el estrés térmico afectan la resistencia de las uniones y esto afecta directamente la transferencia de calor.

- **Aproximación de temperaturas:** El acercamiento de temperaturas, la cual es la diferencia entre la temperatura de salida del proceso y la temperatura de bulbo seco de diseño del aire tiene un mínimo práctico de (8 – 14) °C. Cuando se requiere una temperatura de salida del fluido de proceso menor, se puede equipar de una cámara de humidificación de aire para reducir la temperatura de entrada del aire hasta la temperatura de bulbo húmedo. Entonces es posible una aproximación de 5,6 °C.
- **Factor de corrección de la diferencia media de temperaturas:** Cuando las temperaturas de salida de ambos fluidos son iguales, el factor de corrección para un intercambiador de coraza y tubos 1 – 2 es aproximadamente 0,8. Para un intercambiador enfriador por aire de un paso, el factor de corrección es de 0,91; para dos pasos, 0,96 mientras que para tres pasos es de 0,99 cuando es flujo en contracorriente.
- **Costo de mantenimiento:** El mantenimiento para equipos enfriados por aire comparados con enfriadores de coraza y tubos indica que los costos de los enfriadores por aire son aproximadamente entre un (30 – 50) % del costo de los equipos enfriados por agua.
- **Costos de operación:** La potencia requerida para intercambiadores enfriados por aire es una función de flujo de aire, el servicio requerido, el incremento de la temperatura del aire y la aproximación de la temperatura.

Parámetros de diseño

Como se indica en la figura, los tubos pueden ser acomodados según un arreglo triangular o cuadrado “en línea”. Los diferentes pasos entre tubos son designados como P_t : paso transversal (m), P_l : paso longitudinal (m) y P_d : paso diagonal (m).

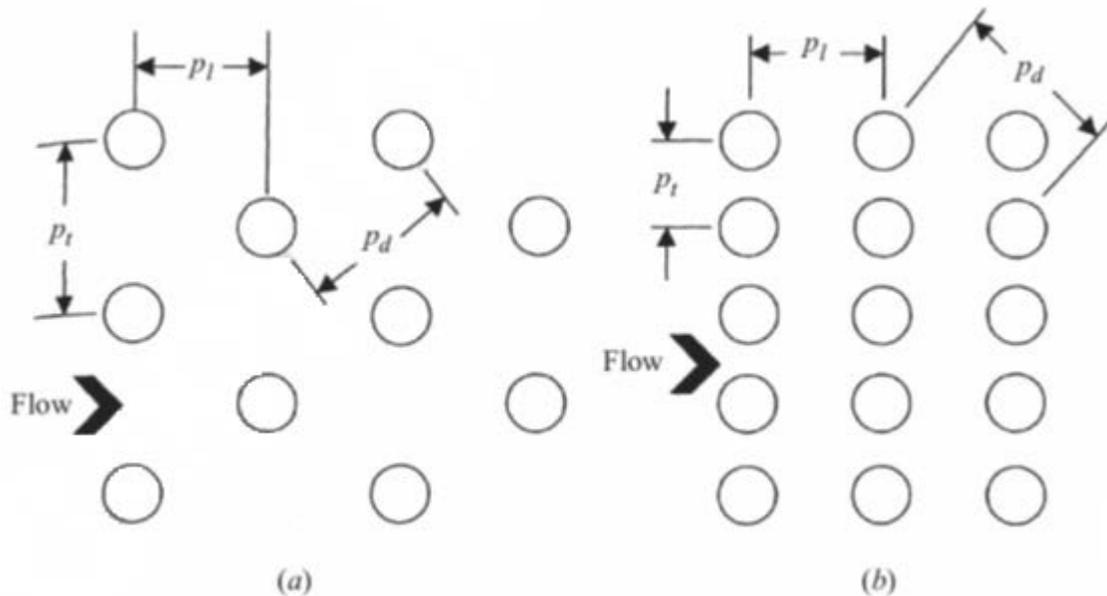


Figura 1.1: Arreglo de tubos. a) Triangular b) En línea. Fuente: Bejan y otros, 2003.

1.6. Simulación de procesos

La simulación se define como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de éstos se lleva a cabo por medio de programas de computadora y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso (Sifuentes, y otros, 2000).

La simulación de un proceso empieza por el desarrollo de un programa capaz de repetir las características de comportamiento de dicho proceso ante las variaciones en sus variables. Como es imposible repetir exactamente dichas características, deben aproximarse para que la simulación sea lo más real posible, lo que se logra mediante el planteamiento del modelo matemático que lo represente (Sifuentes, y otros, 2000).

La simulación, desde el punto de vista de la ingeniería química, es la solución de las ecuaciones de balance de materia y energía para procesos químicos en estado estacionario o dinámico, así como del dimensionamiento y la obtención de costos de los equipos involucrados en un proceso (López, y otros, 2008).

La simulación de procesos conlleva la computación mediante software de los modelos que describen los procesos químicos, físicos, biológicos, así como otros procesos técnicos y operaciones unitarias. Los requisitos básicos para su aplicación requieren un conocimiento profundo de las propiedades químicas y físicas de los componentes puros y mezclas, de las reacciones, y de los modelos matemáticos que, en combinación, permiten el cálculo de un proceso usando la computación (López, y otros, 2008).

1.6.1. Softwares utilizados en la simulación de procesos químicos

Los simuladores de procesos están dedicados fundamentalmente a la industria con el objetivo de mejorar e incrementar la eficiencia de las mismas a permitir hacer simulaciones de diferentes procesos antes de que ocurran en realidad, las cuales producen resultados que pueden ser analizados para una futura realización de los mismos. Existe una gran variedad de simuladores de procesos dentro de ellos se encuentran:

- **CHEMCAD**

Utilizado fundamentalmente en la esfera industrial CHEMCAD nace en 1984 cuando un profesor universitario formó un equipo para desarrollar un simulador de procesos para computadoras personales PC. El simulador fue vendido a la sección de software de McGraw Hill (COADE) y luego siguió siendo desarrollado y distribuido por Chemstations Inc. CHEMCAD ha venido evolucionando durante estos años para convertirse en un paquete de módulos que abarca cálculo y diseño de intercambiadores de calor (CC-THERM), simulación de destilaciones dinámicas (CC-DCOLUMN), simulación de reactores por lotes (CC-ReACS), simulación de destilaciones por lotes (CC-BATCH), simulación de redes de tuberías (CC-SAFETY NET). Este sistema es muy usado en todo el mundo, para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales (Pacheco, 2006).

- **HYSYS**

Es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos. Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos. Fue adquirido por AspenTech en el 2004 por lo que es desarrollado en la actualidad por Aspen Technology. Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos. Posee un entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como para régimen dinámico. Es un software para la simulación de plantas petroquímicas y afines (Henaó, y otros, 2002).

- **ASPEN PLUS**

Utilizado fundamentalmente en la esfera industrial. El Sistema Avanzado para Ingeniería de Procesos - *Advanced System for Process Engineering* (ASPEN) es un mercado líder en herramientas de modelado de proceso de diseño conceptual, optimización y monitoreo de desempeño para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Desarrollado en la década de 1970 por investigadores del *Massachusetts Institute of Technology* (MIT) y comercializado desde 1980 por una compañía denominada AspenTech. Aspen Plus es un simulador estacionario, secuencial modular (en las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones).

Actualmente es posible que sea el más extendido en la industria. Se ha utilizado para modelar procesos en industrias: química y petroquímica, refinó de petróleo, procesamientos de gas y aceites, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa y otros. Aspen Plus tiene la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales, e incluye comportamiento de iones y de electrólitos.

Además modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra. Posee herramientas para cálculos de costes y optimizaciones del proceso, generación de resultados en forma gráfica, en tablas y otros (Aspen Technologic, 2015).

- **Petro-SIM™**

Es una herramienta de trabajo en la que se obtiene una modelación ideal de un proceso productivo. Esta herramienta se utiliza para supervisar los rendimientos de un proceso productivo de petróleo o gas, para comparar el diseño de una planta de proceso con el comportamiento que debe llevar. Se utiliza para conocer las propiedades que debe tener las entradas y salida al proceso productivo, es empleado además en las industrias de separación de aire (Petro-SIM™, 2005).

Este programa carece de complicaciones, al ser amigable y manipulable para el usuario, cuenta con una base completa para los procesos de refinación, petróleo y gas, el entorno de simulación modular estacionario y dinámico.

Para el caso de estudio este programa establece el estado de equilibrio gas líquido a través de la Ley de Henry. Para propósitos generales los modelos de la ecuación de estado de SRK y Peng-Robinson (PR) son los más usados. El PR es recomendado para sistemas con hidrocarburos, agua, aire y gases de combustión, componentes típicos en una planta de fuerza.

- **PRO II con PROVISION**

Es un programa de simulación de procesos en estado estacionario diseñado por la empresa Simulation Sciences, muy utilizado en la industria del gas natural, refinación de petróleo, petroquímica y química en general. Este programa permite modelar el comportamiento operacional de plantas químicas y cuantificar el efecto que tiene modificar los valores de ciertas variables sobre el proceso. El programa cuenta con una amplia variedad de componentes en la librería y los métodos termodinámicos de predicción de propiedades con las más avanzadas y flexibles técnicas de cálculos de operaciones unitarias, también permite la entrada de datos mediante comandos específicos (en un lenguaje entendido por el usuario) para proporcionar al ingeniero

de procesos las facilidades computarizadas de cálculos referentes a balances de masa y energía necesaria para modelar muchos de los procesos en estado estacionario (Martínez, Alonso, López, & Rocha, 2000).

Mediante este programa se pueden modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y tuberías y evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor (rigurosos o no), mezcladores, columnas (despojadoras, fraccionadores, de extracción), reactores, compresores, bombas, tambores flash, separadores trifásicos, divisores, ciclones, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica (Invensys SIMSCI-ESSCOR , 2007).

La selección del simulador a utilizar depende principalmente de:

- a) La licencia para la utilización del programa.
- b) La posibilidad del programa de representar el proceso bajo estudio.
- c) El conocimiento del programa por el usuario.
- d) Modelos termodinámicos mas potentes que permitan la obtención de un resultado mas representativo.
- e) Facilidad de mostrar los reportes de resultados.
- f) Facilidad de exportar datos a otros programas de computación.
- g) Interfaz de usuario amigable.

1.7. Estimación de costos

En todas las etapas del proceso de diseño, la estimación de la inversión de capital total y el costo anual de fabricación son cruciales para la evaluación de alternativas de procesamiento. La Association for advancement of cost engineering international (AACE, aacei.org) diferencia cinco clases de estimaciones de costos de proyectos los cuales designa como clase 1, 2, 3, 4 y 5. Una estimación de clase 5 está asociada con el menor nivel de definición o madurez de un proyecto y una estimación de clase 1 con el más alto (Anexo 2).

Cinco características son usadas para distinguir una clase de estimación de otra: el grado de definición del proyecto, uso final de la estimación, metodología de la estimación, exactitud y esfuerzo para prepararlo.

El grado de definición del proyecto es la característica primaria usada para identificar una clase de estimación (Santillana, y otros, 2014).

1.8. Factibilidad económica

Plantea (Acevedo, y otros, 2010) que a través del estudio de la factibilidad económica se pretende definir, mediante la comparación de los beneficios y costos estimados de un proyecto, si es recomendable su implementación y posterior operación.

Los componentes típicos que lo conforman son:

- Análisis de mercado
- Análisis técnico
- Análisis financiero

Análisis de mercado

El estudio de mercado tiene como fin determinar si existe o no una demanda que justifique el proyecto sujeto a estudio. Se obtienen como resultado de este análisis las proyecciones para asegurar inversionistas basándose en un mercado potencial que hace factible la venta para recuperar el capital y generar a través de una oferta un flujo de caja positivo. Además permite seleccionar procesos, plantas y equipos y efectuar estimaciones económicas.

La demanda es la cuantificación de la necesidad real de una población de compradores con poder adquisitivo suficiente para obtener un determinado producto que satisfaga dicha necesidad.

La oferta señala dónde se encuentran localizadas las principales características de la competencia, indicando mecanismos que se usan para lograr la satisfacción del cliente, el mercado que abarca y precios.

Indica también los factores que influyen en el comportamiento de la oferta (políticos, estacionales, etc.), considera si existe necesidad de importaciones y menciona los factores que limitan o favorecen el aumento o disminución de la oferta en el mercado.

Análisis técnico

Tiene como objetivos suministrar información que permita cuantificar el monto de las inversiones y el costo de las operaciones requeridas a través de un estimado de costos. y ventas. Se tiene en cuenta la capacidad de la planta y el programa de producción.

Análisis financiero

A través del análisis financiero se puede ordenar y sistematizar la información de carácter monetario que proporcionan los componentes anteriores para determinar su rentabilidad en correspondencia con el período establecido para realizar la evaluación económica.

Los indicadores financieros más comúnmente utilizados para medir la rentabilidad de un proyecto que genera ingresos son: el Valor Presente Neto, la Tasa Interna de Retorno y el Tiempo de Pago.

Estos indicadores son estimados a partir del flujo de caja que se conforma teniendo en cuenta los siguientes elementos:

- Inversiones (Inv.) (Incluye Capital de Trabajo)
- Ingresos (I) (Precios x Volumen de Producción)
- Costos © (Materia Prima, Otros Costos ligados a la producción)
- Gastos Operativos (GO) (Salarios Administrativos, Depreciación, Servicios Contratados)
- Otros impuestos y Contribuciones (OIC) (En caso de Aplicar)
- Impuesto Sobre la Renta (ISLR)
- Depreciación/Amortización (D)

Valor Presente Neto:

Es el valor actual de todos los flujos de caja netos esperados, descontados al año base. Para el cálculo de los valores presentes (VP), se deberán descontar los flujos de caja de los años posteriores al año base, utilizando la tasa de descuento; que es la tasa que representa el valor al cual el inversionista está dispuesto a arriesgar su capital. Generalmente en la industria del petróleo se utilizan tasas de descuento del 10%.

Un valor presente neto positivo indica que el proyecto sujeto a estudio es factible pues es capaz de generar suficientes ingresos que permiten pagar la inversión y los costos de operación.

Tasa Interna de Retorno:

Toda propuesta de inversión que genere ingresos debe tener una tasa interna de retorno (TIR). La tasa interna de retorno es aquella tasa de interés que hace el valor presente neto igual a cero, es decir que iguala los flujos de ingresos y egresos con la inversión inicial. Valores típicos entre 10 y 15% son aceptables.

Tiempo de Pago:

Tiempo necesario para que la suma de los flujos de caja anuales, sean igual a la inversión. El resultado se mide en años contados a partir del primer año de operación del proyecto (Maturell, 2015).

1.9. Conclusiones parciales

1. La regeneración se realiza cuando la actividad y capacidad selectiva del catalizador ya no pueden compensarse por la variación de los parámetros regulables, principalmente por la presión y temperatura.
2. El costo de mantenimiento de un intercambiador de calor de tubos y coraza supera al enfriador por aire entre (30-50) % aproximadamente.

3. La simulación de procesos es ampliamente utilizada en la evaluación de procesos en la industria del petróleo lo que permite a los especialistas reducir el tiempo de trabajo, mejorar procesos y realizar las evaluaciones técnicas y económicas.
4. Los simuladores analizados en el capítulo 1 pueden ser utilizados en el caso de estudio, se selecciona el simulador PRO/II por ser el mas utilizado en la refinería Camilo Cienfuegos para la evaluación de equipos de intercambio de calor
5. Dentro de las clases de estimación de costos analizados en el capítulo se selecciona un grado de exactitud Clase 5 para el estimado de costo debido a la poca información disponible.

CAPITULO 2: MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Generalidades del proceso de regeneración

La unidad de reformación catalítica de nafta pesada de la refinería Camilo Cienfuegos está encargada de la obtención de gasolinas de alto octanaje, durante el proceso de producción, el catalizador utilizado se impregna de coke que debe ser eliminado una vez al año mediante el proceso de regeneración, que se realiza en varias etapas, las cuales se describen a continuación:

Primera combustión

La combustión generalmente comienza con una concentración de oxígeno de 0,1% en volumen en el gas que entra en el reactor. Mientras se produce la combustión, el caudal de aire debe ajustarse para limitar el aumento de temperatura a través del lecho de catalizador a 50°C o para mantener la temperatura de salida del reactor a 440°C máximo.

Cuando la variación de temperatura entre la entrada y la salida es negativo (-2 / 3°C) en el último reactor y cuando la concentración de oxígeno a la salida de la última etapa de reacción es igual a la concentración de oxígeno en la entrada de la primera etapa de reacción, la fase de combustión se considera completa.

Segunda combustión

Cuando se completa la primera combustión y las temperaturas del reactor son estables a 400°C, la temperatura de entrada se incrementa progresivamente a 480°C en 4 horas con una concentración de oxígeno de 0,5 a 1% en volumen en el gas de recicló.

Un aumento máximo de temperatura de 30°C a través del lecho de catalizador es aceptable, correspondiente a una temperatura máxima dentro de los reactores de 510°C.

Prueba de quema

Cuando se completa la segunda combustión el contenido máximo de oxígeno en el gas a la entrada del reactor debe ser 1% en volumen, en estas condiciones se

incrementa la temperaturas de entrada del reactor a 520°C en una hora. Después de realizada esta prueba se pasa a la etapa de oxicloration.

Oxicloración

A la temperatura de 520°C, a la entrada de cada reactor se pondrá en marcha la inyección del compuesto clorado puro y se comienza con la recirculación de hidróxido de sodio (NaOH (ac)). La inyección de la solución alcalina será con el fin de obtener una buena neutralización del ácido clorhídrico. Las cantidades de percloroetileno a adicionar están de acuerdo con la relación molar H₂O/Cl sea de 20:1 y con respecto al peso del catalizador (Anexo 3). Esta etapa se da por terminada cuando se obtenga sostenidamente por un periodo de cuatro horas mínimo 40 ppm de cloruro de hidrógeno (HCl (g)) en el gas de reciclo, esto trae consigo a que sea la etapa donde se consume la mayor cantidad de compuesto orgánico clorado.

Calcinación

Aumentar la concentración de oxígeno hasta 12 vol. % en una hora. Luego se mantienen las condiciones a temperatura de lecho de 510°C durante 6 horas sin exceder una temperatura del reactor de salida de 520°C.

Enjuague del sistema y secado

Al final de la fase de calcinación a temperatura de lecho de 510°C, se detiene la circulación de hidróxido de sodio (NaOH (ac)) y se drena dicha disolución en todos los puntos bajos y fríos.

El hidróxido de sodio se enjuaga con agua limpia, luego se drena cuidadosamente en todos los puntos bajos y fríos. Posteriormente se detiene la inyección de agente clorado tan pronto como se detenga el agua de lavado.

Enfriamiento

A 350 °C los hornos y el compresor de reciclado se cierran y la sección de reacción se despresuriza y purga con nitrógeno para obtener un contenido residual de oxígeno no superior al 0,3% en volumen.

Tan pronto como los contenidos de O_2 (g) y $CO(g) + CO_2$ (g) son inferiores al 0,3% en volumen, el nitrógeno se desplaza por hidrógeno electrolítico y la presión de la sección de reacción aumenta hasta un mínimo de 0,7 MPa.

Reducción del catalizador

El hidrógeno a utilizar para la reducción de los óxidos metálicos debe ser electrolítico para evitar la presencia de hidrocarburos que craquearían y generarían coque sobre el catalizador acortando su vida útil. La pureza de hidrógeno en la mezcla debe estar por encima de 60 % volumen.

Primero se incrementa la presión del sistema a 0,1 MPa y despresuriza al flare desde el tambor separador B-204 (esta operación se repite una vez más).

Luego se incrementa la presión en el sistema a 1,25 MPa y se comprobará por dos horas como mínimo que no existen pérdidas de presión. Se arrancan los compresores C-202 A, B y C y acto seguido se encienden los quemadores del horno F-203 y se sube la temperatura a razón de $25^{\circ}C/h$ hasta $510^{\circ}C$.

Cuando se alcance $400^{\circ}C$ en la entrada del reactor se drena cada una hora el agua en los puntos bajos (línea de drenaje del E-203), en los puntos fríos (enfriadores del circuito 1,2 A-204 y E-208) y en los tambores separadores (B-204 y B-205).

Sulfuración del catalizador.

El paso de sulfuración se ejecuta después de la reducción, cuando las temperaturas del lecho del catalizador se redujeron de $500^{\circ}C$ a $400^{\circ}C$ a una tasa de 30 a $40^{\circ}C/h$.

El paso de sulfuración dura al menos 3 horas a $400^{\circ}C$. El agente de sulfuración recomendado es etilmercaptano (EM), un líquido oloroso con una baja presión de vapor.

La inyección del azufre es ejecutada reactor por reactor comenzando con el reactor R-203, luego el R-204 y finalmente el R-202. Esto permite dar más tiempo al azufre para dispersarse en el último reactor e introducir la carga en la unidad inmediatamente después de la sulfuración del primer reactor (Anexo 4).

2.2. Metodología empleada para el tratamiento estadístico de los datos

Con el objetivo de obtener la composición promedio del gas producto del proceso de regeneración, el flujo promedio de hidróxido de sodio empleado en la neutralización del gas ácido durante la regeneración del catalizador y los parámetros de operación se hace necesario realizar un procesamiento estadísticos de los datos medidos, para ello utilizamos la estadística descriptiva clásica, la cual se ocupa de recoger, ordenar y representar los datos, normalmente en forma de tablas y agrupando los mismos en intervalos para representarlos gráficamente, además calcula estadísticos basados principalmente en la distancia y datos centrados en la media (Blanxart, y otros, 1992).

La herramienta utilizada para realizar los cálculos estadísticos es el software **MINITAB, ver. 15**, perteneciente a la compañía Minitab.inc, el cual permite, a partir de los datos muestreados y utilizando la estadística descriptiva básica, determinar el valor promedio de los mismos a través de estadísticos como:

- **Diagrama de datos con curva normal**

Muestra en forma gráfica la normalidad de los datos y la frecuencia de los mismos, determinando los datos atípicos, los cuales deben ser eliminados del análisis para obtener datos con distribución normal (Compañía Minitab, 2007).

La distribución normal es una distribución con forma de campana donde las desviaciones estándar sucesivas con respecto a la media establecen valores de referencia para estimar el porcentaje de observaciones de los datos. Estos valores de referencia son la base de muchas pruebas de hipótesis, como las pruebas Z y t.

Puesto que la distribución de estos datos es normal, se puede determinar exactamente qué porcentaje de los valores está dentro de cualquier rango específico.

- **Gráfico de caja y bigote**

Las gráficas de caja resumen información sobre la forma, la dispersión y el centro de los datos. Igualmente pueden ayudar a detectar valores atípicos (Compañía Minitab, 2007).

Una gráfica de caja proporciona un resumen gráfico de la distribución de una muestra. La gráfica de caja muestra la forma, tendencia central y variabilidad de los datos.

- **Intervalos de confianza para la media y la mediana**

Se utiliza para estimar una característica numérica de la población que usted considera (por ejemplo, μ , la media de la población) a partir de los datos de la muestra. Los límites superior e inferior de los intervalos de confianza para la media (desviación estándar) (Compañía Minitab, 2007).

Un intervalo de confianza de $(1-\alpha)$ 100 % para la media verdadera va desde:

$$\bar{x} - t_{N-1, \alpha/2} \frac{s}{\sqrt{N}} \quad \text{a} \quad \bar{x} + t_{N-1, \alpha/2} \frac{s}{\sqrt{N}} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Dónde:

\bar{x} es la media.

S es la desviación estándar.

N es el número de valores presentes en la muestra.

$t_{N,\alpha}$ es en general $(1-\alpha)$ 100 % de la distribución t con (N-1) grados de libertad.

Minitab utiliza la interpolación no lineal para calcular el intervalo de confianza para la verdadera mediana (Hettmansperger, y otros, 1986). Este método es una muy buena aproximación para una amplia variedad de distribuciones simétricas que incluyen la distribución normal, la distribución de Cauchy y la distribución uniforme.

- **Valor de la probabilidad (p)**

El valor P es un parámetro de la prueba de normalidad de Anderson-Darling, tiene valores entre 0 y 1 e indica cuán probable es que los datos sigan una distribución

normal, si el valor p es inferior a su criterio (0,05), debe concluir que los datos no siguen una distribución normal (Compañía Minitab, 2007).

Si conoces A_2 se puede calcular el valor p

donde:

$$A'^2 = A^2 * \left(1 + \frac{0.75}{N} + \frac{2.25}{N^2}\right) \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Dependiendo de A'^2 , se calcula p con las siguientes ecuaciones:

$$\text{Si } 13 > A'^2 > 0.600 \quad p = \exp\left(1,2937 - 5,709 * A'^2 + 0,0186(\hat{A}^2)^2\right) \quad (\text{Ec. 2.3})$$

$$\text{Si } 0.600 > A'^2 > 0.340 \quad p = \exp\left(0,9177 - 4,279 * A'^2 - 1,38(\hat{A}^2)^2\right) \quad (\text{Ec. 2.4})$$

$$\text{Si } 0.340 > A'^2 > 0.200 \quad p = \exp\left(-8,318 + 42,796 * A'^2 - 59,938(\hat{A}^2)^2\right) \quad (\text{Ec. 2.5})$$

$$\text{Si } A'^2 < 0.200 \quad p = \exp\left(-13,436 - 101,14 * A'^2 - 223,73(\hat{A}^2)^2\right) \quad (\text{Ec. 2.6})$$

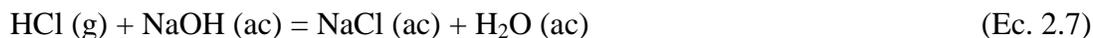
2.3. Metodología para la evaluación de la neutralización de los gases ácidos

La evaluación de la neutralización de los gases ácidos se realiza en dos pasos:

1. Estimación del hidróxido de sodio requerido.
2. Determinación del hidróxido de sodio utilizado.

Estimación de la cantidad de hidróxido de sodio requerida y necesaria

Para la estimación hay que tener presente las siguientes reacciones ácido-base completas:



Se dispone del flujo total de gas en unidad de volumen y la composición del mismo en porcentaje volumétrico como datos de entrada. A partir de estos datos se determina el flujo volumétrico de cada componente.

Para los componentes se obtienen los flujos molares utilizando el Principio de Avogadro, que divide el volumen del componente entre el volumen mol (22,4 L/mol).

Finalmente, una vez obtenidos los flujos molares de cada componente se determina la cantidad de hidróxido de sodio requerida mediante la ecuación:

$$n_{NaOH} = n_{HCL} + 2n_{SO_2} + 2n_{CO_2} + 2n_{H_2S} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Dónde n es la cantidad de moles de cada componente.

Teniendo en cuenta que la masa molecular (M) del hidróxido de sodio es de 40 kg/kmol, se determina la masa de hidróxido de sodio utilizado mediante la siguiente expresión:

$$m_{NaOHcalc} = n_{NaOHcalc} \times M_{NaOH} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Estimación de la cantidad de hidróxido de sodio utilizado

La cantidad de hidróxido de sodio utilizada se fija después de procesar estadísticamente los datos de las regeneraciones realizadas donde se selecciona el valor promedio, a partir del valor promedio de flujo de solución de hidróxido de sodio al 4 % masa de concentración utilizado durante las regeneraciones del catalizador en m³/h, se determina el flujo másico de solución de hidróxido de sodio al 4 % masa mediante la densidad (ρ) de 1043 kg/m³ y la siguiente expresión:

$$m_{sol.NaOH} = V_{sol.NaOH} \times \rho_{sol.NaOH} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Después de determinar el flujo másico de solución de hidróxido de sodio al 4 % masa de concentración se determina la masa de hidróxido de sodio utilizado mediante la siguiente expresión:

$$m_{NaOHreal} = \frac{m_{sol.NaOH} \times C_{NaOH}}{100} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Donde:

C_{NaOH} : Concentración del hidróxido de sodio utilizado durante las regeneraciones.

El paso siguiente es comparar la cantidad de hidróxido de sodio utilizada ($m_{NaOHreal}$) contra la cantidad de hidróxido de sodio calculado a partir de la composición de los gases neutralizados durante la regeneración ($m_{NaOHcalc}$) para determinar si el flujo utilizado de solución de hidróxido es suficiente para neutralizar los gases procedentes de la regeneración del catalizador.

2.4. Metodología para la simulación del proceso

Para la obtención del modelo de simulación de la sección de enfriamiento y separación de los efluentes procedentes del reactor de reformación catalítica de nafta se utiliza el simulador de procesos PRO II en su versión 8.1 desarrollado por SIMSCI ESSOR y se realizan los pasos siguientes:

a) Definir los diagramas de flujo de información , dígrafo y árbol de Steward

A través de los diagramas anteriores se determinan la matriz de ciclos y el orden de cálculo.

b) Definir los datos de las corrientes de entrada determinado

Los datos de las corrientes de entrada se definen a partir de los datos operacionales de la unidad durante la reformación de nafta pesada.

c) Definir los módulos matemáticos

Módulo HEAT EXCHANGER:

Este módulo representa los cálculos de balance de energía de ambos lados del intercambiador, para el mismo se debe introducir el tipo de cálculo deseado para este equipo (evaluación - predicción, flujo de calor fijo, temperatura de salida por los tubos y temperatura de salida de la coraza). El número de tubos por coraza y/o el diámetro de la coraza o el área por coraza.

Como configuración se especifica la misma de acuerdo a los criterios de clasificación de la norma TEMA, para este caso todos son del tipo AES (cabezal móvil con un

paso por la coraza y cabezal flotante con respaldo). Para los deflectores se define el tipo y el porcentaje del corte. Los tubos se caracterizan a través de su diámetro externo e interno, su longitud y el arreglo.

Los datos del intercambiador a evaluar se muestran a continuación:

Tabla 2.1. Datos mecánicos del intercambiador de calor E-208

Coraza					Bafles			
Tipo TEMA	DI mm	Serie	Paral.	Material	N°	Corte %	Sep. Central mm	Tipo
AES	1000	2	1	Acero al carbono	10	20	--	simpl.-seg.

Tubos							
N°	L mm	DE mm	Esp. mm	Sep. mm	Arreglo °	Pases	Material
591	6096	20	2	32	45	4	Acero al carbono

Módulo Air Cooler:

La operación unitaria de *Air Cooler* utiliza una mezcla ideal de aire como medio de enfriamiento (o calentamiento) de una corriente de proceso que requiere una condición de salida.

Se puede definir si uno o más ventiladores circulan el flujo de aire a través de las filas de tubos, para enfriar una corriente de proceso.

Este módulo permite calcular diferentes variables incluyendo:

- El coeficiente global de transferencia de calor, UA.
- El flujo total de aire.
- La temperatura de la corriente de proceso que sale.

Los datos del intercambiador a evaluar se muestran a continuación:

Tabla 2.2. Datos mecánicos del enfriador por aire A-204.

Enfriador por Aire	Mazos						Ventilador			
	N°	Largo/Ancho mm	N° Filas	Tubos x Filas	Tubos x Mazos	N° Pases	N°	Diam. m	Eficiencia %	Flujo Aire Nm ³ /h
1 ^a -204	6	1000	6	21	123	2	2	20	68	simpl.-seg.
2 ^a -204	6	1000	6	21	123	2	2	20	68	simpl.-seg.

Tubos						
N°	L mm	DE mm	Esp. mm	Sep. mm	Arreglo	Material
738	8000	25	2	57x57	straged	AC /Aluminio
738	8000	25	2	57x58	straged	AC /Aluminio

Módulo FLASH:

Este módulo permite múltiples entradas aunque se recomienda una sola y en modo estacionario, divide el contenido del tanque en corrientes de salida por las fases establecidas.

d) Validación del Modelo

Una vez construido el modelo se realiza la validación del mismo a partir de los datos de las corrientes de entrada y parámetros operacionales de la unidad de reformación catalítica adquiridos del sistema de control distribuido y de análisis de laboratorio, los que se muestran a continuación:

Efluente del Reactor

- Flujo: 36 328.4 kg/h
- Temperatura: 483 °C
- Presión: 12.2 kg/cm²(g)
- Densidad: 572.14 kg/m³
- Curva TBP

Por ciento de Destilación	Temperatura
PIE	-252,8
5	-252,8
10	-252,8
30	-34,5
50	72,7
70	120,2
90	152,5
95	189,2
PFE	231,8

Entrada al E-203

- Flujo: 59 339 kg/h
- Temperatura: 82.9 °C
- Presión: 12.0 kg/cm²(g)
- Densidad: 646.16 kg/m³
- Curva TBP

Por ciento de Destilación	Temperatura
PIE	-252,8
5	-252,8
10	-216,2
30	83,2
50	111,1
70	134,0
90	162,2
95	177,9
PFE	194,0

Aire de Enfriamiento

- Flujo: 399 000 kg/h
- Temperatura: 35 °C
- Presión: 0.002 kg/cm²(g)

Agua de enfriamiento

- Flujo: 29 470 kg/h
- Temperatura: 29 °C
- Presión: 4 kg/cm²(g)

Para validar el modelo utilizado se realiza una comparación de los parámetros operacionales reales en la planta con los datos de la simulación utilizando el simulador de procesos PRO II. Este cálculo se realiza a través de la fórmula siguiente:

$$\% \text{ Error} = \frac{(\text{Parámetro Real} - \text{Parámetro Simulado})}{\text{Parámetro Real}} \times 100 \quad (\text{Ec. 2.15})$$

El error calculado debe ser menor del 10%, para que el modelo se ajuste (Himmelblau, y otros, 2000).

e) Simulación de las variantes

Una vez validado el modelo del sistema de enfriamiento del efluente del reactor, el cual se utiliza para enfriar los gases producidos durante la regeneración del catalizador, se sustituyen los datos de algunas corrientes de entrada y parámetros de operación por los valores seleccionados después de procesar estadísticamente los datos obtenidos en el sistema de control distribuido y el laboratorio para el proceso de regeneración del catalizador de la unidad de reformación catalítica de nafta pesada. Posteriormente se simula el proceso donde se analizan las siguientes variantes:

- I. Utilizar dos secciones de 6 mazos cada una en el enfriador por aire A-204, seguido del enfriador por agua E-208 (CASO BASE).
- II. Utilizar 1 sección de 6 mazos en el enfriador por aire A-204, seguido del enfriador por agua E-208.
- III. Utilizar 1 sección de 6 mazos en el enfriador por aire A-204, sin el enfriador por agua E-208.
- IV. Utilizar 1 sección de 4 mazos en el enfriador por aire A-204, seguido del enfriador por agua E-208.
- V. Utilizar 1 sección de 4 mazos en el enfriador por aire A-204, sin el enfriador por agua E-208.

- VI. Utilizar 1 sección de 2 mazos en el enfriador por aire A-204, seguido del enfriador por agua E-208.
- VII. Utilizar 1 sección de 2 mazos en el enfriador por aire A-204, sin el enfriador por agua E-208.

f) Analizar los resultados de la simulación

El siguiente paso es analizar los resultados obtenidos en las variantes bajo estudio para lo que el simulador PRO/II ofrece una gran variedad de reportes de salida para analizar los resultados de la simulación. Estos permiten responder las siguientes preguntas: ¿Los resultados calculados son razonables?, ¿Cómo son los resultados obtenidos comparados con los datos de la planta?, ¿Las diferencias pueden reconciliarse?, ¿Se necesitan los datos más precisos para una mejor caracterización de la alimentación?, ¿El modelo termodinámico utilizado es adecuado?

2.5. Metodología empleada para la evaluación de los enfriadores por aire

La evaluación de los enfriadores por aire se realiza en el simulador PRO II el cual utiliza los datos mecánicos del enfriador por aire A-204, además se utilizan también los parámetros de operación, las propiedades físicas de las corrientes que se generan en la simulación y se basa en la metodología de cálculo planteada en (GPSA, 2012) la cual se describe a continuación:

Primer paso

1. Elegir el coeficiente de transferencia global aproximado (GPSA, 2012).
2. Calcular el aumento aproximado de la temperatura del aire.

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (\text{Ec. 2.16})$$

3. Calcular la diferencia de la temperatura media corregida.

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln(T_1 - t_2)(T_2 - t_1)} \quad (\text{Ec. 2.17})$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \quad (\text{Ec. 2.18})$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

F_t se selecciona de (GPSA, 2012).

$$CMDT = MLDT \times F_t \quad (\text{Ec. 2.20})$$

Dónde:

T_1 y T_2 : Temperatura de entrada y salida del fluido caliente respectivamente.

t_1 y t_2 : Temperatura de entrada y salida del aire respectivamente.

MLDT: Temperatura media logarítmica.

4. Calcular el área requerida.

$$A_x = \frac{Q}{(U_x)(CMDT)} \quad (\text{Ec. 2.21})$$

5. Calcular el área de la cara usando el factor APSF (Área externa del tubo) de la Fig. 10-11 (GPSA, 2012).

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} \quad (\text{Ec. 2.22})$$

6. Calcular el ancho de la unidad con la longitud del tubo.

$$anchura = \frac{F_a}{L} \quad (\text{Ec. 2.23})$$

7. Calcular el número de tubos usando el factor APF (Área externa total) tomado de (GPSA, 2012).

$$N_t = \frac{A_x}{(APF)(L)} \quad (\text{Ec. 2.24})$$

8. Calcular la velocidad de masa del lado del tubo desde el número supuesto de los pases y de la lectura A de la Fig. 9-25 de (GPSA, 2012).

$$G_t = \frac{(144)(W_t)(N_p)}{(3600)(N_t)(A_t)} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

9. Calcular el número de Reynolds modificado.

$$N_R = \frac{(D_i)(G_t)}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

10. Calcular la caída de presión del lado del tubo usando la ecuación 10-14 y la Fig. 10-15 de (GPSA, 2012).

$$\Delta P_t = \frac{fYLN_p}{\phi} + BN_p \quad (\text{Ec. 2.27})$$

Dónde Φ se encuentra en la Fig. 10-19 de (GPSA, 2012).

11. Calcular el coeficiente de película del lado del tubo usando la ecuación de Higo. 10-13 y

$K\left(\frac{C_P\mu}{K}\right)^{1/3}$ de la Fig. 10-12.

$$h_t = \frac{Jk\left(\frac{C_P\mu}{K}\right)^{1/3}\phi}{D_i} \quad (\text{Ec. 2.28})$$

12. Calcular la cantidad de aire.

$$W_a = \frac{Q}{(0.24)(\Delta t_a)} \quad (\text{Ec. 2.29})$$

13. Calcular la velocidad de masa de la cara del aire.

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} \quad (\text{Ec. 2.30})$$

14. Buscar el coeficiente de película del lado aire de la Fig. 10-17.de (GPSA, 2012).

$$h_a = 8.5$$

15. Calcular el coeficiente de transferencia global.

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(AR)(D_o)}{D_i} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t}\right)\left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{at}\left(\frac{A_x}{A_i}\right) + r_{mx} + \frac{1}{h_a} \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Segundo paso

16. Calcular el área mínima del ventilador.

$$\text{área de ventilación/ventilador} = FAPF = \frac{(0.40)(F_a)}{N_f} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

17. Diámetro del ventilador.

$$\text{Diámetro del ventilador} = [4(FAPF/\pi)]^{0.5} \quad (\text{Ec. 2.34})$$

18. Calcule la caída de presión estática del aire usando el factor de caída de presión de aire (F_p) de la Fig. 10-18 y la relación de densidad (DR) a la temperatura ambiente de la Fig. 10-16 de (GPSA, 2012).

$$\Delta P_a = \frac{(F_p)(N)}{D_R} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

19. Calcule el volumen real de aire (ACFM) utilizando DR de aire en la entrada del ventilador.

$$ACFM = \frac{W_a}{(D_R)(60)(0.0749)} \quad (\text{Ec. 2.36})$$

20. Calcule la presión aproximada del ventilador usando DR de aire en el ventilador y el área del ventilador.

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4}\right)} \right]^2 (DR) \quad (\text{Ec. 2.37})$$

21. Potencia de freno aproximada por ventilador, con un 70% de eficiencia de ventilación.

$$bhp = \frac{(ACFM/ventilador)(PF)}{(6356)(0.70)} \quad (\text{Ec. 2.38})$$

2.6. Metodología para la estimación de costos

Después de seleccionar las variaciones tecnológicas requeridas, se determina los diámetros y longitudes de tuberías, dimensión de las válvulas manuales, entre otros.

Se determina el costo del equipamiento a través de los precios de materiales de igual dimensión, adquiridos por Cuvenpetrol durante el año 2017 (Anexo 5). El siguiente paso lógico es determinar el costo total de las modificaciones propuestas.

Para el cálculo de los costos de materiales, ingeniería, construcción, interconexiones y servicios auxiliares de las modificaciones propuestas se utilizan factores de estimación de proporción basados en el costo total del equipamiento. Se utiliza la tabla de relación de porcentajes utilizada por el método de Córcega (Anexo 6).

El tipo de estimado a obtener con la metodología de Córcega es un Clase V con una precisión de $\pm 25 \%$.

2.7. Evaluación económica o estudio de factibilidad

El estudio de factibilidad tiene como objetivo mostrar la rentabilidad de la modificación del sistema de enfriamiento del circuito de regeneración de la sección 200 mediante un análisis diferencial.

Este enfoque de análisis diferencial, consiste en la comparación de dos escenarios de operación, con modificaciones tecnológicas y sin modificaciones tecnológicas. La diferencia entre los dos escenarios constituirá el resultado diferencial, el cual mostrará los rendimientos de la inversión propuesta (Kesavan, y otros, 2009).

2.7.1. Bases para el análisis diferencial

Para elaborar la proyección del estudio de factibilidad se parte del uso de determinadas bases y suposiciones, las que se detallan a continuación:

1. El período evaluado es de 8 años a partir de la implementación de las modificaciones.
2. Los precios que utilizarán corresponden al precio de los materiales adquiridos por la Refinería de Cienfuegos y el precio de la gasolina y nafta pesada se toman de los lieamientos económicos para proyectos de inversión capital, publicados en el 2016 y que muestra la proyección de precios de combsutibles (LEEPIC 2016).
3. El costo de inversión a utilizar será el determinado por la metodología de Córcega, con una estructura de desembolso en un año.
4. Se asume que la inversión sea con fondos propios por lo que no se requiere financiamiento.
5. Se asume una regeneración al año.
6. Tasa de descuento anual del 10%.
7. Se fija el precio del agua y la electricidad durante el período de evaluación de la inversión.
8. Costo de mantenimiento se toma obtenido por Refinería Cienfuegos en la sustitución de los tubos del enfriador por aire A-204 y el intercambiador de calor E-208.
9. Depreciación lineal sobre el valor de la inversión durante el período evaluado, aplicando un valor residual del 10%.
10. Aplicación de una tasa impositiva del 15% sobre los ingresos anuales una vez que haya sido recuperado el valor de la inversión.
11. Contingencias estimadas en 15% del costo de inversión producto de que el Estimado de Costo es Clase V.

Ventas

La implementación de las modificaciones en el sistema de regeneración evita en cada una la sustitución del 100 % de los mazos de tubos del enfriador por aire A-204 y disminución en las ventas debido a los días perdidos de producción y a la disminución de la calidad del producto. El ingreso se determina sobre una base diferencial a partir del incremento de las ventas debido a la disminución del tiempo de parada una vez implementadas las modificaciones en el sistema.

Flujo de Caja (Diferencial)

Los ingresos en el flujo de caja se calculan a partir del incremento de las ventas debido a la disminución del tiempo de parada una vez implementadas las modificaciones en el sistema, además se tiene en cuenta que se comienza a pagar impuestos a una tasa del 30% sobre los ingresos.

CAPITULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Selección de los parámetros de operación, composición del gas de reciclaje y el flujo de hidróxido de sodio.

La tabla 3.1 muestra el resumen estadístico para cada una de las variables tecnológicas durante la operación de oxidación del catalizador de reformación catalítica. Incluye valor medio, valor mínimo y máximo del intervalo de confianza y desviación estándar.

Para la obtención de estos estadísticos se realizaron pruebas de normalidad, utilizando el valor P, como se explica en el capítulo 2, eliminando los valores atípicos en cada muestra.

Tabla 3.1. Resumen de estadísticos para las variables de operación.

Variable	UM	Media	Desv. Est.	Intervalo de confianza	
				Mínimo	Máximo
Te R-202	°C	520,3	2,17	516,28	524,45
Ts-R-204	°C	508,3	6,29	501,50	520,87
T B-204	°C	29,1	1,64	27,1	32,22
P B-204	kgf/cm ²	8,4	0,2216	8,07	8,74
Pd C-202	kgf/cm ²	10,4	0,297	9,89	11,1
Flujo hidróxido de sodio	m ³ /h	13,4	1,925	9,75	16,11
Flujo gas	Nm ³ /h	24 074	1 285	21 985	25 851

En la tabla 3.2 se muestra el resumen estadístico para la composición del gas de reciclaje durante la operación de oxidación del catalizador de reformación catalítica, además se incluye el valor promedio normalizado, este se determina debido a que la suma de los valores medios excedía el 100 %, encontrándose dentro del intervalo de confianza para cada compuesto:

Tabla 3.2. Resumen de estadísticos para la composición del gas de reciclo.

Variable	UM	Media	Desviación Estándar.	Intervalo de confianza		Media Normalizada.
				Mínimo	Máximo	
N ₂	% vol.	92,234	3,804	88	99,54	93,11
O ₂	% vol.	3,917	2,527	0,37	8,45	3,95
CO ₂	% vol.	2,904	1,931	0,1	7,7	2,93
HCl	% vol.	0,003308	0,000781	0,002	0,0042	0,00334

3.2 Evaluación de la neutralización de los gases ácidos

Para el flujo medio de gas del gas de reciclo y la composición media normalizada se determina el flujo de hidróxido de sodio que se requiere para neutralizar los ácidos presentes en el mismo y que se muestra en la tabla siguiente:

Tabla 3.3. Resumen del cálculo del hidróxido de sodio requerido para neutralizar el gas de recirculación.

Variable	UM	valor
Flujo de gas	Nm ³ /h	24 074
Flujo de gas	kmol/h	1075,4
CO ₂ en el gas	kmol/h	31,53
HCL en el gas	kmol/h	0,04
NaOH 100 %	kmol/h	63,1
NaOH 100 %	kg/h	2522,3
NaOH 4 %	kg/h	63057,6
NaOH 4 %	m ³ /h	60,8

En la tabla 3.3 se observa que para neutralizar totalmente el gas de recirculación se requiere un flujo de hidróxido de sodio al 4% de concentración de 60.8 m³/h.

Como se aprecia en la tabla 3.1 el flujo de hidróxido de sodio inyectado para neutralizar el gas de recirculación ácido representa el 22 % del flujo de hidróxido de sodio requerido para neutralizar totalmente el gas de recirculación.

3.3 Validación del modelo

La validación se realiza usando los datos de los parámetros operacionales adquiridos del sistema de captura de datos operacionales para la sección analizada en el momento de la toma de muestras.

La validación del modelo incluye:

- Ajuste al caso base: Comparación de los valores de las variables obtenidos con el modelo de simulación y los valores de las variables reales (pueden ser datos de diseño o de operación).
- Análisis de sensibilidad: Verificación del comportamiento lógico de respuesta del modelo (Sensibilidad de respuesta del modelo)

Para el ajuste al caso base se realiza una comparación de los parámetros operacionales reales en la planta con los datos de la simulación utilizando el simulador de procesos PRO II. Este cálculo se realiza a través de la fórmula siguiente:

$$\%Error = \frac{(Parámetro Real - Parámetro Simulado)}{Parámetro Real} \times 100$$

El error calculado debe ser menor del $\pm 10\%$, para que el modelo se ajuste.

Tabla 3.4. Resultado de la validación del modelo de simulación.

Parámetro	UM	Valor simulado	Valor Planta	Error relativo (%)
Temp.Salida E-203	°C	121	125	3,6
Temp. salida A-204	°C	48	49	2,8
Temp. Salida E-208	°C	36	38	4,3
Flujo de H ₂ separado en B-204	Nm ³ /h	12 308	11 767	4,6

En la tabla anterior se observa que los parámetros analizados presentan variaciones inferiores al $\pm 10\%$ con respecto al valor del proyecto por lo que se afirma que el modelo se encuentra ajustado.

El análisis de sensibilidad se realiza variando la temperatura del efluente del reactor en ± 7.5 %, manteniendo el flujo de agua en el E-208 constante y se verifica el comportamiento del modelo a través del flujo de vapor separado en el tambor B-204, ver gráfico a continuación:

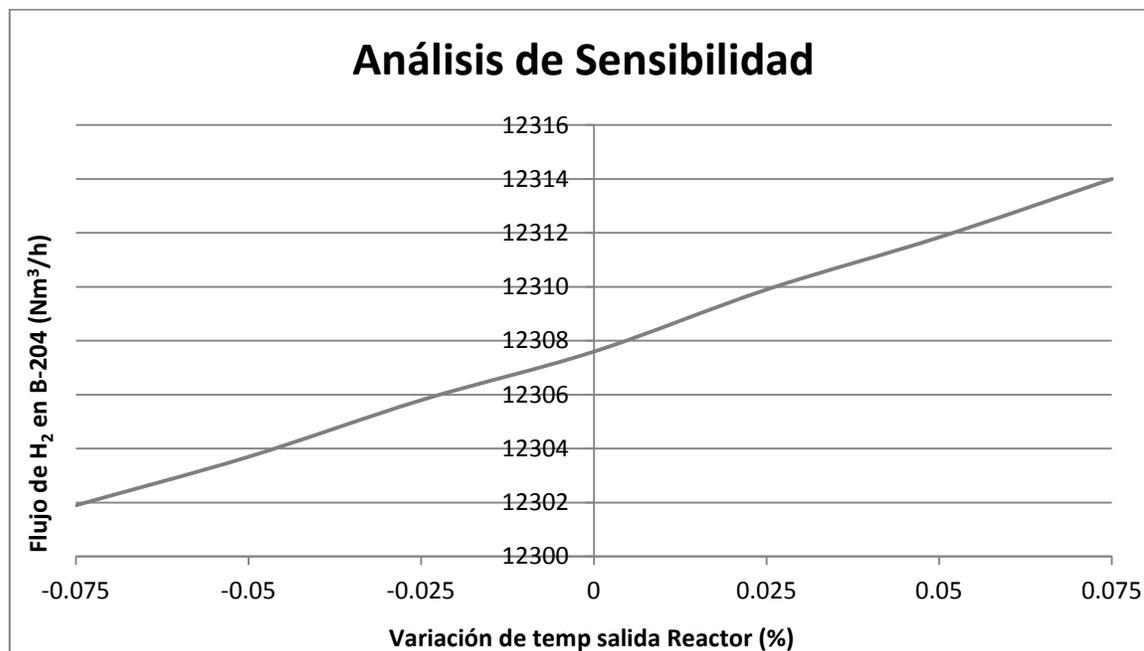


Gráfico 3.1. Comportamiento del flujo de hidrógeno de salida del Tambor B-204 ante variación de temperatura de salida del reactor R-204.

En el gráfico se observa una respuesta lógica del modelo ya que al aumentar la temperatura del efluente a la salida del reactor, manteniendo constante la alimentación de agua de enfriamiento al intercambiador E-208, incrementa la temperatura en el tambor B-204 y por ende aumenta el flujo de la corriente de hidrógeno de recirculación separada en este.

3.4 Análisis de las variantes estudiadas

Se realiza la simulación de las variantes planteadas en la capítulo 2, donde se obtienen los datos operacionales que se muestran en la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Resultado de la simulación del proceso

Parámetros	UM	Var. I	Var. II	Var. III	Var. IV	Var. V	Var. VI	Var. VII
Presión salida reactor R-204	kgf/cm ²	9,7	9,7	9,7	9,7	9,7	9,7	9,7
Temp. salida reactor R-204	°C	508	508	508	508	508	508	508
Presión salida E-203	kgf/cm ²	9,2	9,2	9,2	9,2	9,2	9,2	9,2
Temp. salida E-203	°C	128	128,9	123,7	130,0	125,3	135,6	131,4
Flujo de NaOH	m ³ /h	60,8	60,8	60,8	60,8	60,8	60,8	60,8
Temp. de NaOH	°C	30	30	30	30	30	30	30
Temp. entrada A-204	°C	39,8	39,9	39,4	40,0	39,5	40,6	40,2
Presión salida A-204	kgf/cm ²	9,2	8,3	9,1	8,3	9,1	7,9	8,7
Temp. salida A-204	°C	36,3	37,4	37,1	38,1	37,8	39,3	39,0
Flujo de aire a A-204	kNm ³ /h	1278,3	639,1	639,1	426,4	426,4	213,2	213,2
Temp. aire entrada A-204	°C	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0	35,0
Temp. aire salida A-204	°C	35,7	35,9	35,8	36,1	36,0	36,4	36,3
Presión entrada B-204	kgf/cm ²	8,38	8,33	9,13	8,25	9,05	7,89	8,68
Temp. entrada B-204	°C	30	30	37	30	38	30	39
Flujo de agua de enfriamiento	m ³ /h	123	143	N/A	151	N/A	154	N/A
Presión entrada H ₂ O enf. E-208	kgf/cm ²	5,0	5,0	N/A	5,0	N/A	5,0	N/A
Temp. entrada H ₂ O enf. E-208	°C	29	29	N/A	29	N/A	29	N/A
Presión salida H ₂ O enf. E-208	kgf/cm ²	4,2	4,0	N/A	3,9	N/A	3,9	N/A
Temp. salida H ₂ O enf. E-208	°C	33	33	N/A	33	N/A	33	N/A
Presión B-204	kgf/cm ²	8,4	8,3	9,1	8,3	9,05	7,9	8,7
Temperatura B-204	°C	30	30	37	30	38	30	39
Flujo de recirc. B-204	Nm ³ /h	24 158	24 158	24 213	24 159	24 213	24 167	24 213

En la tabla anterior se aprecia que en todas las variantes analizadas se obtiene una temperatura en el tambor B-204 por debajo de la establecida en el proceso, 40 °C.

Es posible prescindir del intercambiador de calor E-208 y utilizar solo el enfriador por aire para enfriar el gas de recirculación durante el proceso de regeneración del catalizador de la unidad de reformación, pues la bibliografía consultada plantea que el costo de mantenimiento de un intercambiador de calor de tubos y coraza supera al enfriador por aire en al menos 30 %.

En la tabla siguiente se muestran algunos parámetros que ilustran el comportamiento del enfriador por aire A-204 para cada variante analizada:

Tabla 3.6. Parámetros del enfriador por aire

Parámetros	UM	Var. I	Var. II	Var. III	Var. IV	Var. V	Var. VI	Var. VII
MLDT	°C	2,4	3,1	2,8	3,5	3,2	4,3	4,0
Ft		0,985	0,990	0,990	0,993	0,993	0,995	0,995
Área utilizada	m ²	1429,4	1429,4	1429,4	952,9	952,9	476,5	476,5
Área requerida	m ²	1429,5	1429,5	1429,5	952,9	952,9	476,5	476,5
Coef. de transferencia global limpio	kcal/hr-m ² -K	39,5	43,2	43,2	44,8	44,8	46,6	46,6
Coef. de transferencia global actual	kcal/hr-m ² -K	37,8	41,2	41,2	42,6	42,6	44,3	44,2
Velocidad del aire	m/s	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
Caída de presión	kgf/cm ²	0,022	0,070	0,069	0,139	0,147	0,481	0,514

En la tabla anterior se observa que el factor de corrección de la media logarítmica de temperaturas (MLDT) se encuentra dentro de los valores establecidos para este equipo para todas las variantes, además la velocidad del aire entre los tubos se encuentra también dentro de los valores establecidos (1.5 - 3.6 m/s). Relacionado con la caída de presión, a medida que se eliminan mazos, incrementa la caída de presión a través de los tubos, alcanzándose un máximo de 0.5 kgf/cm².

Como que todas las variantes son técnicamente viable se debe determinar el costo que generaría la implementación de cada una de ellas.

3.5 Determinación del costo de las variantes analizadas

Actualmente, no es posible independizar los mazos del enfriador por aire, ni brincar el enfriador por agua E-208 por lo que el costo de implementación de cada variante se enfoca en determinar el costo requerido para independizar cada mazo del enfriador por aire A-204 y brincar el intercambiador por agua E-208 y se realiza mediante la metodología de córcega que se muestra en el Anexo 6, para lo que se utilizan los precios de los materiales mostrados en el Anexo 5.

El primer paso es determinar el costo total de los materiales requeridos en cada variante, primera fila de la tabla 3.7, con los que determina el costo total de la inversión que se muestra en la tabla siguiente:

Tabla 3.7. Estimado de costo

Elementos	MUSD						
	Var. I	Var. II	Var. III	Var. IV	Var. V	Var. VI	Var. VII
Equipamiento		32,05	47,58	32,05	47,58	32,05	47,58
Materiales		53,41	79,30	53,41	79,30	53,41	79,30
Sub total Equipamiento+Materiales		85,46	126,88	85,46	126,88	85,46	126,88
Ingeniería de detalle		34,18	50,75	34,18	50,75	34,18	50,75
Construcción		51,27	76,13	51,27	76,13	51,27	76,13
Supervisión de la construcción		8,55	12,69	8,55	12,69	8,55	12,69
Total dentro del límite de baterías		179,46	266,44	179,46	266,44	179,46	266,44
Servicios auxiliares		7,18	10,66	7,18	10,66	7,18	10,66
Interconexiones		14,36	21,32	14,36	21,32	14,36	21,32
Gastos de puesta en marcha		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SUB TOTAL		201,00	298,41	201,00	298,41	201,00	298,41

Como se aprecia en la tabla anterior se requiere mayor costo total de inversión en las variantes donde no se utiliza el intercambiador E-208 en el esquema de enfriamiento de los gases procedentes de la regeneración del catalizador.

Para el enfriador A-204 se requiere realizar modificaciones en los 12 mazos que permitan independizarlos, por lo que el costo por concepto de materiales para este equipo se mantiene constante en todas las variantes.

3.6 Estudio de factibilidad de las variantes estudiadas

Se realiza el análisis de factibilidad para cada variante teniendo en cuenta la metodología y las premisas planteadas en el capítulo 2 como se muestra en el anexo 7, los indicadores de rentabilidad se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 3.8. Indicadores de rentabilidad económica

Elementos	U/M	Var. I	Var. II	Var. III	Var. IV	Var. V	Var. VI	Var. VII
		CASO BASE						
TIR	%		46,7	61,1	47,6	59,1	48,2	57,8
VAN	MUSD		634	1143	852	1361	1071	1580
Período de recuperación	Años	2,08	1,63	2,06	1,69	2,05	1,74	

Como se aprecia en la tabla anterior todas las variantes analizadas muestran indicadores de rentabilidad favorables. La variante que se propone es la variante VII que consiste en operar el enfriador por aire con 2 mazos de los 12 disponibles sin el enfriador por agua E-208 durante las operaciones de regeneración del catalizador, de esta forma se disminuye los días de parada de 45 a 10 a un costo de inversión de \$ 298 410, lo que permite una disminución del costo de mantenimiento anual respecto al caso base de \$ 480 650 al sustituir solo dos mazos del enfriador por aire y no utilizar el enfriador por agua E-208.

CONCLUSIONES

1. El flujo de hidróxido de sodio que se utiliza para neutralizar los gases ácidos procedente de la regeneración del catalizador corresponde al 22 % del requerido para la neutralización total.
2. Todas las variantes de operación evaluadas garantizan los parámetros de operación del proceso de regeneración del catalizador de la unidad de reformación catalítica.
3. Durante el proceso de regeneración del catalizador de la unidad de reformación catalítica se requiere colocar 48 válvulas manuales que permiten la seccionalización del enfriador A-204 y operar con menor cantidad de mazos, además de realizar un brinco en el enfriador E-208 para evitar su operación.
4. Todas las variantes analizadas muestran indicadores de rentabilidad favorables.
5. Se selecciona la variante VII que consiste en operar el enfriador por aire con 2 mazos de los 12 disponibles sin el enfriador por agua E-208 durante las operaciones de regeneración del catalizador, lo que permite disminuir los días de parada de 45 a 10 a un menor costo de inversión y mantenimiento al sustituir solo dos mazos del enfriador por aire y no utilizar el enfriador por agua E-208.

RECOMENDACIONES

1. Profundizar en los estudios de corrosión del proceso de regeneración del catalizador con vista a seleccionar los materiales adecuados.
2. Incrementar el flujo de hidróxido de sodio para neutralizar totalmente los gases ácidos que genera el proceso de regeneración del catalizador.
3. Implementar la variante VII que consiste en operar el enfriador por aire con 2 mazos de los 12 disponibles sin el enfriador por agua E-208 durante las operaciones de regeneración del catalizador.

BIBLIOGRAFÍAS

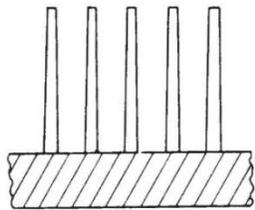
1. M. Adithan, Process planning and cost estimation. New Delhi: New Age International Publishers, 2007.
2. Alfa Laval, «Placas y Carcasa, Packinox», 2005. .
3. Alfa Laval, «Boost your refinery Benefits», 2018. .
4. K. Anderson, Petróleo moderno: Manual básico de la Industria. 2005.
5. E. Ariza, Acevedo y J. Barrios, «Estudio de factibilidad de un proyecto», 2010. .
6. Aspen Technologic, «Aspen Technologic, Inc», 2015. .
7. A. Bejan y A. D. Kraus, Heat Transfer handbook, vol. Volumen 1. Jhon Wiley y sons, 2003.
8. K. Bergeranderson, Petróleo moderno: Un manual básico de la industria. Colorado, 2007.
9. A. Blanco, Manual de evaluación de impactos ambientales: Criterios y procedimientos. Colombia, 2002.
10. Club Planeta, «Factibilidad técnica, económica y financiera», 2016. .
11. A. Creus, Instrumentación Industrial, 5ta Edición. 1995.
12. A. T. De Ruiz, Fong y I. Anayansi, El petróleo y su proceso de refinación. Panamá, 2015.
13. S. DE SANTILLANA, Índice de costos e inversión de capital para commodity químicos. Perú, 2014.
14. J. Domínguez y R. Hing, Introducción a la corrosión y protección de metales. La Habana, 2012.
15. Dunphy, Intercambiadores de placas con juntas. España, 2010.
16. M. Freixa Blanxart, L. Salafranca Cosialls, J. Guardia Olmos, R. Ferrer Puig, y J. Turbany Oset, Análisis exploratorio de los datos: nuevas técnicas estadísticas, vol. 1. Barcelona, 1992.
17. Funke, Intercambiadores de calor de placas soldadas. Alemania, 2008.
18. G FOURNIER y C RAIMBAULT, Manual of process economic evaluation. Paris, 2003.
19. D. González, Guía de intercambiadores de calor: Tipos generales y aplicaciones. Sartenejas, 2002.

20. M. González, Intercambiadores de calor. 2015.
21. GPSA, Engineering Databook, 12th Edition FPS, 2012. .
22. J. Guardia Olmos, L. Salafranca Cosialls, y J. Turbany Oset, Análisis exploratorio de los datos: Nuevas técnicas de Estadísticas. Barcelona, 1992.
23. «Guías de gerencia para proyectos de inversión capital (GGPIC) de petróleos de venezuela», Venezuela, 1999.
24. C. Henao y J. Velez, Uso del paquete de simulación HYSYS. Process. Manual del laboratorio diseño de procesos químicos. Medellín, 2002.
25. T. P. Hettmansperger y S. J. Sheather, Confidence intervals based on interpolated order statistics, statistics and probability letters. 1986.
26. D. Himmelblau y K. Bischoff, Análisis y simulación de procesos. Alemania, 2000.
27. D. Himmelblaw, Principios básicos y cálculos de la ingeniería química, 6ta Edición. Buenos Aires, 1988.
28. K. Humphreys, Project and cost engineer´s handbook. New York, 2005.
29. Ignacio y López, «Conceptos básicos de simulación de procesos», España, 2008.
30. Invensys, «Guia de Usuario de Pro II ver. 8.1», Estados Unidos de America, 2007.
31. D. Q. Kern, Procesos de transferencia de calor. Mexico : Continental, S.A, 1999.
32. R. Kesavan y C. Elanchezhian, Process Planning and Cost Estimation, 2nd Edition. New Delhi: New Age International Publisher, 2009.
33. A. Leland Blank, Ingeniería económica. 1999.
34. V. Martínez, P. Alonso, y J. Rocha, Simulación de procesos en ingeniería química. 2000.
35. L. Maturell, «Selección de un esquema de tratamiento para disminuir la acidez de la nafta craqueda que se obtendrá en la Unidad de Craqueo Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería de Cienfuegos», Matanzas, 2015.
36. Minitab, Minitab Inc. (n.d.). 2007.
37. D. C. Montgomery, Design and analysis of experiments. New York: John Wiley and Sons, 2001.
38. H. Pacheco, Evaluación del software para la simulación de procesos químicos. 2006.
39. J. Page, Conceptual cost estimating manual. Texas, 1996.

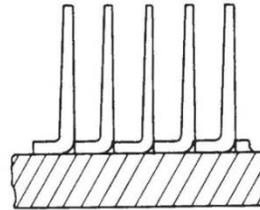
40. M. Paredes, «Procesos catalíticos», Cienfuegos, 2016.
41. PDVSA, «Lineamientos económicos para proyectos de inversión capital», 2016.
42. PDVSA, «Manual de diseño de procesos», 2009.
43. PETRO-SIM, «User Guide KBC Advanced Technologies Copyright KBC Advanced Technologies plc», 2005.
44. M. Rudín, Erij y M. Rásina, Química y tecnología del petróleo y el gas. Moscú, 1988.
45. M. Sifuentes y V. Hugo, Simulación de Procesos en Ingeniería Química. México, 2000.
46. H. Soisson, Instrumentación industrial. México, 1994.
47. K. TIMMERHAUS, Plant design and economics for chemical engineers. 1991.
48. TPIT, Determinación del estimado de costo. Italia, 2014.
49. J. Triviño, Diseño de equipos e instalaciones. España, 2007.
50. R. Usagaua, «Procedimiento de regeneración del catalizador RG 682A», Cienfuegos, 2014.
51. UTN-FRRO, Reformación catalítica. Argentina, 2014.

ANEXOS

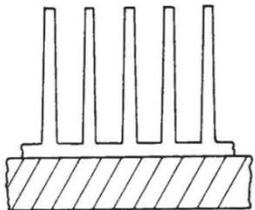
Anexo 1: Tipos de tubos aleteados para enfriadores por aire.



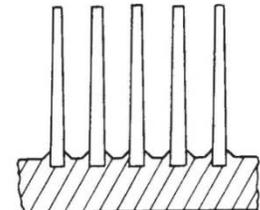
PEGA DE CANTO
(TEMP. DE DISEÑO = 20°C (250°F max.)
(RARAMENTE USADO)



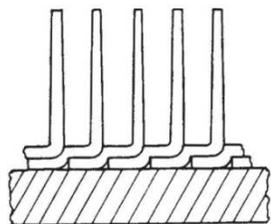
PIE EN TENSION
(TEMP. DE DISEÑO = 150°C (300°F max.)



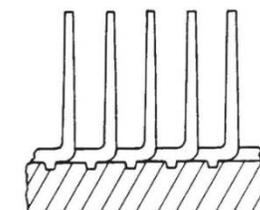
FORZADAS
(TEMP. DE DISEÑO = 260°C (500°F max.)



INCRUSTADAS
(TEMP. DE DISEÑO = 400°C (750°F max.)



PIE DOBLE EN TENSION
(TEMP. DE DISEÑO = 150°C (300°F max.)



PIE CANALIZADO EN TENSION
(TEMP. DE DISEÑO = 260°C (500°F max.)

Fuente: Manual de diseño de procesos, PDVSA. , 2009. S.l.: mdp_05_E_03

Anexo 2: Matriz de clasificación de estimados de costos.

Estimado clase	Definición del proyecto (% de definición completa)	Propósito del estimado	Método de estimación	Rango de precisión (variación en rango bajos y altos)	Esfuerzo de preparación (Índice relativo al costo del proyecto)
Clase 5	0-2	Proyección	Capacidad-factorizada, modelos paramétricos	L: -20 a -50 % H: 30 a 100 %	1
Clase 4	1-15	Factibilidad	Equipamiento-factorizado, modelos paramétricos	L: -15 a -30 % H: 20 a 50 %	2-4
Clase 3	10-40	Autorización del presupuesto o control del costo	Estimación de costo unitario semidetallado con líneas al nivel de montaje	L: -10 a -20 % H: 10 a 30 %	3-10
Clase 2	30-70	Control de licitación u oferta	Estimación de costo unitario detallado con mano de obra, cómputos métricos detallados	L: -5 a -15 % H: 5 a 20 %	4-20
Clase 1	50-100	Chequeo del estimado, licitación u oferta	Estimación de costo unitario semidetallado con cómputos métricos detallados	L: -3 a -10 % H: 3 a 15 %	5-100

Fuente: DE SANTILLANA, S. (2014). Índice de costos e inversión de capital para commodity químicos. Perú.

Anexo 3: Suministro del compuesto orgánico de cloro.

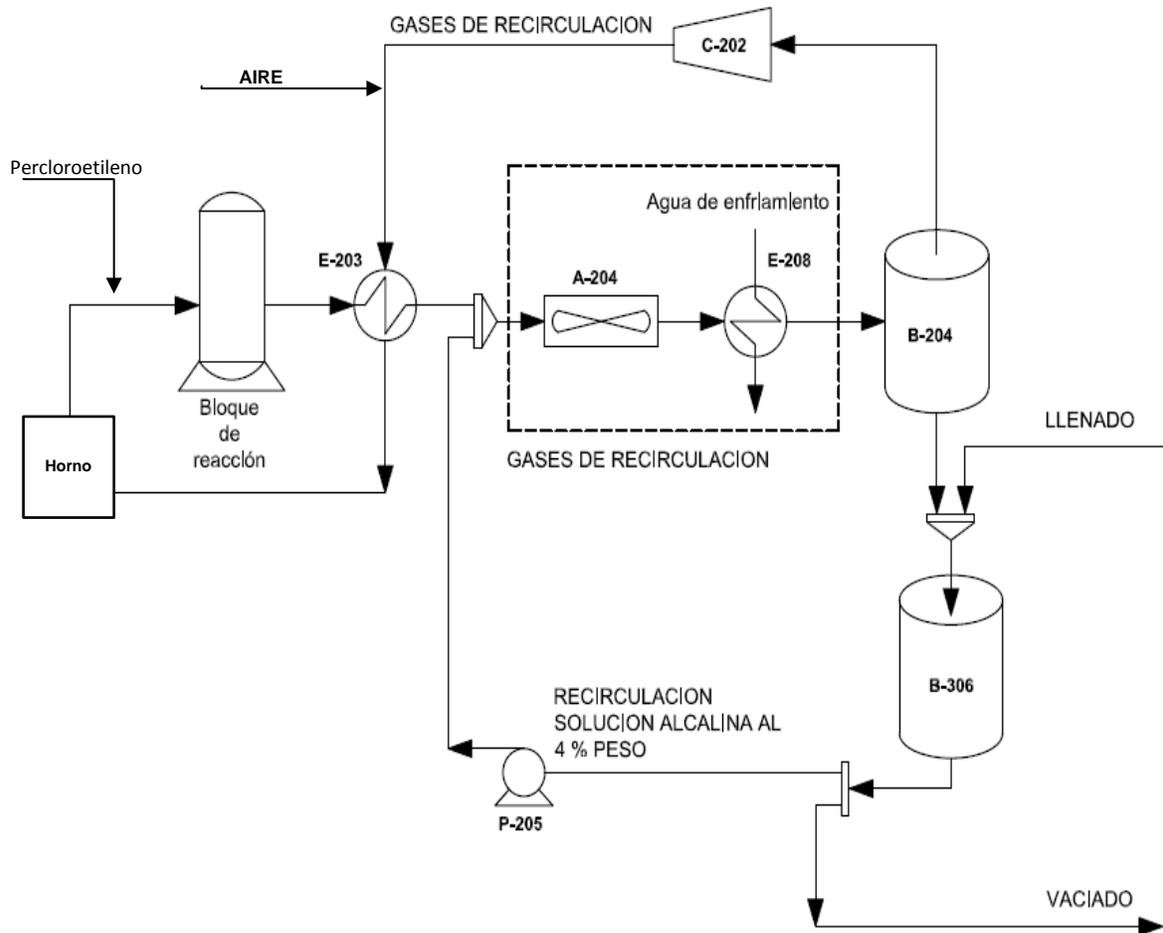
Relación Molar H₂O/HCL = 20/1

Expresado en kg de cloro (CL) por 10 000 Nm³/h de gas de reciclo

Nota: 1 kg de cloro = 0,72 litros de percloroetileno

Temperatura °C	4 bar g	5 bar g	6 bar g	7 bar g	8 bar g	9 bar g	10 bar g	11 bar g	12 bar g	13 bar g	14 bar g	15 bar g
10	1,92	1,60	1,37	1,20	1,07	0,96	0,87	0,80	0,74	0,69	0,64	0,60
15	2,67	2,22	1,90	1,67	1,48	1,33	1,21	1,11	1,03	0,95	0,89	0,83
20	3,66	3,05	2,61	2,29	2,03	1,83	1,66	1,52	1,41	1,31	1,22	1,14
25	4,95	4,13	3,54	3,10	2,75	2,48	2,25	2,06	1,91	1,77	1,65	1,55
30	6,64	5,53	4,74	4,15	3,69	3,32	3,02	2,77	2,55	2,37	2,21	2,07
35	8,79	7,33	6,28	5,50	4,89	4,40	4,00	3,66	3,38	3,14	2,93	2,75

Anexo 4: Esquema simplificado del proceso de regeneración del catalizador de la planta de reformación catalítica.



Anexo # 5: Precios de materiales.

Accesorios	P/U Euros
Válvula de cuña de 8" Incluye: Bridas según ASME B16.5 RF Materiales: Cuerpo: Acero Carbono ASTM A216 WCB Asientos: ASTM A105 +Stellite F6 U Trim 5 Cuña: Acero Carbono ASTM A216 WCB +Stellite Accionamiento: Manual	632.76
Válvula de cuña de 6" Incluye: Conexión: Bridas según ASME B16.5 RF Materiales: Cuerpo: Acero Carbono ASTM A216 WCB Asientos: ASTM A105 + Stellite F6 XU Trim 8 Cuña: Acero Carbono ASTM A216 WCB +ER410 Accionamiento: Manual	406.32
BRIDAS DESLIZANTE A-105 RF 300 6"	21.33
Válvula de 1" API 6D A-216 WCB F6 API 600 150 LBS RF Según B16.5 Incluye: Kit compuesto por bridas S.O, espárragos, tuercas, arandelas y juntas	114.45
Tubería DE ACERO S/C, BE, SCH - 80, ANSI B 36.10M, BISEL SEGÚN ANSI B16.25, ASTM A-106 GR B 1"	5.33
Tubería sin soldadura de acero al carbono de 8" ASTM A-106 Gr.B	33.75
Tubería sin soldadura de acero al carbono de 6"ASTM A-106 Gr.B	22.49
Tee 8"	54.00
CODO 90° R/L A234 WPB STD 6".	26.18
CODO 90° R/L A234 WPB STD 8".	36.00
CODO 90° R/L A234 WPB STD 1".	6.00

Anexo # 6: Metodología de estimación de costos clase 5 de Córcega.

EQUIPAMIENTO = M	
MATERIALES = E	M= (0.6-0.7)E
Obra civil y edificios	28%
Obra metalurgica (tuberias y esctructuras)	45%
Instrumentacion	10%
Electricidad	10%
Aislamiento	5%
Pintura	2%
INGENIERIA DE DETALLE	40-50% (E+M)
CONSTRUCCION	50-70% (E+M)
SUPERVISION CONSTRUCCION	10% (E+M)
TOTAL ISBL (Limite de bateria total)	
SERVICIOS AUXILIARES	4% ISBL
INTERCONEXIONES Y OFF-SITES	8% ISBL
GASTOS DE PUESTA EN MARCHA	3-4% ISBL
SUBTOTAL	
CONTINGENCIAS	5-15% SUBTOTAL
COSTO TOTAL DE LA INVERSION	SUBTOTAL + CONTINGENCIAS

Fuente: Maturell, L. (2015). *Selección de un esquema de tratamiento para disminuir la acidez de la nafta craqueda que se obtendrá en la Unidad de Craqueo Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería de Cienfuegos.* Matanzas.

Anexo # 7a: Estudio de factibilidad variante I

	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Precios \$/BI, LEEPIC 2016	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Gasolina B-83		61.34	64.41	70.56	75.17	78.59	82.54	87.11	88.89
Nafta componente		59.30	62.27	68.25	72.75	76.27	80.15	84.82	86.16
		2.040	2.142	2.310	2.425	2.320	2.392	2.285	2.735
Tasa de Descuento	10%								
Días de interrupción al año	45								
Produccion de Gasolina									
Volumen anual de producción, barriles	0								
Produccion de nafta									
Volumen anual de producción, barriles	407579.04								
		Precio							
Consumo anual de Agua enfriamiento, m3/h	0	1.55 \$/m3/h							
Consumo anual de Electricidad, Mw-h	0	168 \$/Mw-h							
Cant operadores	40	Uno por turno, más un cubre vacaciones.							
Salario anual del operador, \$/año	14368								

	AÑOS								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Ingresos, MUSD	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Incremento del valor de la producción		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Costos, MUSD	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Costo Total de Inversión	0.00								
<i>Costo de materiales y equipamiento</i>	0.00								
<i>Costo de construcción</i>	0.00								
<i>Costo de Ingeniería</i>	0.00								
<i>Costo de supervisión de la construcción</i>	0.00								
<i>Otros costos</i>	0.00								
Costos operacionales	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<i>Operadores</i>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<i>Agua</i>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<i>Electricidad</i>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Costo de Mantenimiento		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Depreciación, MMUSD		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Contingencias (15% del Costo de Inversión)	0.0								
Flujo de caja Anual (ADI), MUSD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo de caja Anual Acumulado (ADI), MUSD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Deducción de Impuestos (15%)		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo de caja Anual (DDI), MUSD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo de caja Anual Acumulado (DDI), MUSD	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Anexo # 7b: Estudio de factibilidad variante II

	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Precios \$/Bl, LEEPIC 2016	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Gasolina B-83		61.34	64.41	70.56	75.17	78.53	82.54	87.11	88.89
Nafta componente		59.30	62.27	68.25	72.75	76.27	80.15	84.82	86.16
		2.040	2.142	2.310	2.425	2.320	2.392	2.285	2.735
Tasa de Descuento	10%								
Dias de interrupción al año	30								
Produccion de Gasolina									
Volumen anual de producción, barriles	135859.7								
Produccion de nafta									
Volumen anual de producción, barriles	271719.4								
		Precio							
Consumo anual de Agua enfriamiento, m3	2700	1.55 \$/m3/h							
Consumo anual de Electricidad, Mw-h	930	168 \$/Mw-h							
Cant operadores	40	Uno por turno, más un cubre vacaciones.							
Salario anual del operador, \$/año	14368								

	AÑOS									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	
Ingresos, MUSD	0.0000	277.09	290.94	313.83	329.44	315.18	324.98	310.42	371.59	
Incremento del valor de la producción		277.09	290.94	313.83	329.44	315.18	324.98	310.42	371.59	
Costos, MUSD	231.14	-26.41								
Costo Total de Inversión	201.00									
<i>Costo de materiales y equipamiento</i>	85.46									
<i>Costo de construcción</i>	51.27									
<i>Costo de Ingeniería</i>	34.19									
<i>Costo de supervisión de la construcción</i>	8.55									
<i>Otros costos</i>	21.54									
Costos operacionales	160.43	160.43	160.43	160.43	160.43	160.43	160.43	160.43	160.43	
<i>Operadores</i>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
<i>Agua</i>	4.19	4.19	4.19	4.19	4.19	4.19	4.19	4.19	4.19	
<i>Electricidad</i>	156.24	156.24	156.24	156.24	156.24	156.24	156.24	156.24	156.24	
Costo de Mantenimiento		-212.84	-212.84	-212.84	-212.84	-212.84	-212.84	-212.84	-212.84	
Depreciación, MMUSD		26.00	26.00	26.00	26.00	26.00	26.00	26.00	26.00	
Contingencias (15% del Costo de Inversión)	30.1									
		-391.5695	143.0773	156.9318	179.8211	195.4257	181.1676	190.9671	176.4035	237.5766
Flujo de caja Anual (ADI), MUSD	-391.5695	169.0811	182.9356	205.8248	221.4295	207.1714	216.9709	202.4073	263.5803	
Flujo de caja Anual Acumulado (ADI), MUSD	-391.5695	-222.4885	-39.5529	166.2719	387.7014	594.8728	811.8437	1014.2510	1277.8313	
Deducción de Impuestos (30%)		42.9232	47.0795	53.9463	58.6277	54.3503	57.2901	52.9211	71.2730	
Flujo de caja Anual (DDI), MUSD	-391.5695	126.1579	135.8560	151.8785	162.8017	152.8211	159.6807	149.4862	192.3074	
Flujo de caja Anual Acumulado (DDI), MUSD	-391.5695	-265.4117	-129.5556	22.3229	185.1246	337.9457	497.6265	647.1127	839.4201	

Anexo # 7e: Estudio de factibilidad variante V

	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Precios \$/Bl, LEEPIC 2016	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Gasolina B-83		61.34	64.41	70.56	75.17	78.59	82.54	87.11	88.89
Nafta componente		59.30	62.27	68.25	72.75	76.27	80.15	84.82	86.16
		2.040	2.142	2.310	2.425	2.320	2.392	2.285	2.735
Tasa de Descuento	10%								
Días de interrupción al año	20								
Produccion de Gasolina									
Volumen anual de producción, barriles	226432.8								
Produccion de nafta									
Volumen anual de producción, barriles	181146.2								
			Precio						
Consumo anual de Agua enfriamiento, m ³	4500	1.55	\$/m ³ h						
Consumo anual de Electricidad, Mw-h	1550	168	\$/Mw-h						
Cant operadores	40	Uno por turno, más un cubre vacaciones.							
Salario anual del operador, \$/año	14368								

	AÑOS								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Ingresos, MUSD	0.0000	461.82	484.91	523.06	549.06	525.30	541.63	517.36	619.31
Incremento del valor de la producción		461.82	484.91	523.06	549.06	525.30	541.63	517.36	619.31
Costos, MUSD	343.17	-103.72							
Costo Total de Inversión	298.41								
<i>Costo de materiales y equipamiento</i>	<i>126.88</i>								
<i>Costo de construcción</i>	<i>76.13</i>								
<i>Costo de Ingeniería</i>	<i>50.75</i>								
<i>Costo de supervisión de la construcción</i>	<i>12.69</i>								
<i>Otros costos</i>	<i>31.97</i>								
Costos operacionales	267.38	267.38	267.38	267.38	267.38	267.38	267.38	267.38	267.38
<i>Operadores</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>	<i>0.00</i>
<i>Agua</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>	<i>6.38</i>
<i>Electricidad</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>	<i>260.40</i>
Costo de Mantenimiento		-409.70	-409.70	-409.70	-409.70	-409.70	-409.70	-409.70	-409.70
Depreciación, MMUSD		38.61	38.61	38.61	38.61	38.61	38.61	38.61	38.61
Contingencias (15% del Costo de Inversión)	44.8								
	-610.5494	298.1568	321.2476	359.3964	385.4041	361.6407	377.9731	353.7005	455.6556
Flujo de caja Anual (ADI), MUSD	-610.5494	336.7640	359.8548	398.0036	424.0112	400.2478	416.5803	392.3076	494.2627
Flujo de caja Anual Acumulado (ADI), MUSD	-610.5494	-273.7855	86.0693	484.0729	908.0841	1308.3319	1724.9122	2117.2198	2611.4826
Deducción de Impuestos (30%)		89.4471	96.3743	107.8189	115.6212	108.4922	113.3919	106.1102	136.6967
Flujo de caja Anual (DDI), MUSD	-610.5494	247.3169	263.4805	290.1846	308.3900	291.7556	303.1883	286.1975	357.5660
Flujo de caja Anual Acumulado (DDI), MUSD	-610.5494	-363.2325	-99.7521	190.4326	498.8226	790.5782	1093.7665	1379.9640	1737.5301

Anexo # 7f: Estudio de factibilidad variante VI

	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Precios \$/Bl, LEEPIC 2016	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Gasolina B-83		61.34	64.41	70.56	75.17	78.59	82.54	87.11	88.89
Nafta componente		59.30	62.27	68.25	72.75	76.27	80.15	84.82	86.16
		2.040	2.142	2.310	2.425	2.320	2.392	2.285	2.735
Tasa de Descuento	10%								
Dias de interrupción al año	10								
Produccion de Gasolina									
Volumen anual de producción, barriles	317005.9								
Produccion de nafta									
Volumen anual de producción, barriles	90573.12								
Consumo anual de Agua enfriamiento, m3	6300								
Consumo anual de Electricidad, Mw-h	2170								
Cant operadores	40								
Salario anual del operador, \$/año	14368								

	AÑOS								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8
Ingresos, MUSD	0.0000	646.54	678.87	732.28	768.69	735.42	758.28	724.30	867.04
Incremento del valor de la producción		646.54	678.87	732.28	768.69	735.42	758.28	724.30	867.04
Costos, MUSD	231.14	45.59							
Costo Total de Inversión	201.00								
<i>Costo de materiales y equipamiento</i>	85.46								
<i>Costo de construcción</i>	51.27								
<i>Costo de Ingeniería</i>	34.18								
<i>Costo de supervisión de la construcción</i>	8.55								
<i>Otros costos</i>	21.54								
Costos operacionales	374.33	374.33	374.33	374.33	374.33	374.33	374.33	374.33	374.33
<i>Operadores</i>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
<i>Agua</i>	9.77	9.77	9.77	9.77	9.77	9.77	9.77	9.77	9.77
<i>Electricidad</i>	364.56	364.56	364.56	364.56	364.56	364.56	364.56	364.56	364.56
Costo de Mantenimiento		-354.74	-354.74	-354.74	-354.74	-354.74	-354.74	-354.74	-354.74
Depreciación, MMUSD		26.00	26.00	26.00	26.00	26.00	26.00	26.00	26.00
Contingencias (15% del Costo de Inversión)	30.1								
	-605.4695	226.6243	258.9514	312.3597	348.7705	315.5017	338.3671	304.3854	447.1226
Flujo de caja Anual (ADI), MUSD	-605.4695	252.6281	284.9552	338.3635	374.7742	341.5055	364.3709	330.3892	473.1263
Flujo de caja Anual Acumulado (ADI), MUSD	-605.4695	-352.8415	-67.8863	270.4772	645.2514	986.7569	1351.1277	1681.5169	2154.6432
Deducción de Impuestos (30%)		67.9873	77.6854	93.7079	104.6311	94.6505	101.5101	91.3156	134.1368
	-605.4695	184.6408	207.2697	244.6556	270.1431	246.8550	262.8607	239.0736	338.9895
Flujo de caja Anual (DDI), MUSD	-605.4695	-420.8288	-213.5590	31.0965	301.2396	548.0946	810.9553	1050.0289	1389.0184
Flujo de caja Anual Acumulado (DDI), MUSD	-605.4695	-420.8288	-213.5590	31.0965	301.2396	548.0946	810.9553	1050.0289	1389.0184

