

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

DEPARTAMENTO DE HIDROCARBUROS

**ANALISIS Y OPTIMIZACION DE UNA UNIDAD
DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO (FCC.)
(APLICADO A LA REF IN ~~EN~~ "LA PAMPILLA")
PETROPERU**

**TES IS PARA OPTAR EL GRADO DE
INGENIERO DE PETROLEO**

JESUS BRIONES CABELLO

LIMA — PERU

1 9 7 2

ANALISIS Y OPTIMIZACION DE UNA UNIDAD DE CRAQUEO

CATALITICO FLUIDO (FCC)

(Aplicado a la Refinería "La Pampilla"

INTRODUCCION:

- I Descripción general del Proceso de Craqueo Catalítico Fluído

- II Efectos de las variables en los rendimientos de los productos de una Unidad de Craqueo Catalítico Fluído
 - 1. Variables de Proceso
 - 2. Propiedades de la carga
 - 3. Propiedades del catalizador

- III Unidad de Craqueo Catalítico Fluído de la Refinería "La Pampilla"
 - 1. Descripción de la Unidad
 - 2. Balance Térmico Reactor-Regenerador
 - 3. Cálculo de la circulación de catalizador
 - 4. Variables de operación : efectos de los rendimientos
 - 5. Influencia de la calidad de la carga
 - 6. Influencia del catalizador

- IV Correlaciones y ecuaciones desarrolladas para la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído de la Refinería "La Pampilla"

1. Bases matemáticas - Regresión líneal
2. Ecuaciones entre las variables independientes y dependientes

V Análisis económico y optimización de las variables de operación de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído de la Refinería "La Pampilla"

VI Conclusiones

VII Apéndice General

ooooOOOoooo

INTRODUCCION

Para que se pueda obtener el máximo provecho de las instalaciones in dustriales, donde los rendimientos y características de los productos, dependen en un alto grado de las condiciones de operación, es necesario el conocimiento de las correlaciones existentes entre estas condiciones de operación, los rendimientos y las características de los pro ductos. Ese conocimiento permitirá operar, en cada situación específica, en condiciones que produzcan resultados más ventajosos y así optimizar una unidad de proceso.

La bibliografía técnica y las experiencias obtenidas transmiten varias informaciones en base a las cuales se procura establecer las ecuaciones entre las variables independientes y dependientes de una determinada unidad de proceso; sin embargo las características propias de diseño, detallamiento mecánico y rango de valores de las variables pueden tener influencia decisiva en los resultados.

Cuando se dispone de una unidad piloto, que provea resultados extrapolables a los de la Unidad Industrial, se puede desarrollar un trabajo meticuloso y preciso, de establecimiento de correlaciones, sin embargo éstas se pueden obtener también de los resultados de las corridas de prueba realizadas en la Unidad Industrial. Cuando se desea establecer correlaciones teniendo como base las anotaciones diarias de las condiciones de operación de la Unidad, la falta de precisión de los datos tiene que ser compensada con un mayor número de éstos.

En el presente trabajo se describe un conjunto de tentativas hechas pa ra establecer correlaciones que ligen las condiciones de operación y

los rendimientos de los productos y sus calidades, para la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído de la Refinería "La Pampilla", llegando así a establecer las condiciones que optimizen la operación de esta Unidad.

Se ha seleccionado de los Registros Diarios de Operación un gran número de datos operacionales, esperándose que las tendencias medias observadas representen satisfactoriamente los efectos de las condiciones operacionales sobre los rendimientos; sin embargo es necesario aclarar que más importante que el valor absoluto de las predicciones deducibles a partir de las correlaciones aquí establecidas, es sin duda el análisis de la importancia relativa de cada variable y del sentido de variación que ellas imprimen en la operación de la Unidad.

Otra finalidad de este análisis es mostrar la técnica utilizada en la obtención de las correlaciones, pues el método empleado en el manejo de los datos, en el establecimiento matemático de las ecuaciones y en el análisis estadístico de los resultados podrá ser provechoso para todos aquellos que afronten problemas similares. Estos datos también servirán de valiosa fuente de información para los que tienen interés en obtener datos sobre unidades de Craqueo Catalítico en general y la Unidad existente en la Refinería "La Pampilla" en particular.

C A P I T U L O I

DESCRIPCION GENERAL DEL PROCESO DE CRAQUEO

El término "Craqueo" se aplica a todas las reacciones de descomposición que experimentan las sustancias orgánicas, especialmente los hidrocarburos que tienen como causa fundamental la aplicación del calor. Siendo el principal objetivo la manufactura de productos ligeros de mayor valor.

1.1 Craqueo Térmico

La primera información de Craqueo Térmico data desde principios de 1800, cuando se craqueaba aceites animales para obtener componentes ligeros que eran reportados en registros químicos como una curiosidad. Más tarde fueron otorgadas patentes británicas describiendo el uso de altas temperaturas y altas presiones de Destilación para aumentar los rendimientos de combustible de petróleo para lámparas. A principios de 1900 aumentó rápidamente el mercado para la gasolina y esto estimuló el desarrollo del proceso de craqueo tipo batch, fue patentado por primera vez por el Dr. M. Burton de la Standard Oil Co.; en 1943, se estimó por lo menos el 50% de las gasolinas en el mundo era producido por Craqueo Térmico.

Este proceso consistía en el calentamiento de una fracción pesada de Destilación del Crudo (Gas Oil) que a condiciones de presión y temperatura ingresaba a una cámara de reacción llamada "Soaker" en donde se le daba el tiempo adecuado, para que las reacciones de Craqueo se desarrollaran por sí mismas, como resultado de estas reacciones que se desenvolvían

en el curso del día se formaba coque, disminuyendo la capacidad del Soaker, obligando a usar otro de reserva mientras se hacia la limpieza al primero.

Los productos ligeros eran obtenidos por el tope y los pesados por el fondo que podían ser reciclados si se deseaba. Este proceso se operaba con una presión de 300 a 600 psig. y un rango de temperatura de 850 - 1100° F.

El Craqueo Térmico, en general, comprende reacciones de hidrogenación, polimerización, isomerización y muchas otras. Sin embargo, la reacción química principal comprende la formación de un radical libre por la pérdida casual de un átomo de hidrógeno de otro radical libre seguido de una ruptura de enlaces β de un átomo de carbono deficiente en hidrógeno. Por eso, se pueden encontrar todas los posibles enlaces grandes de carbón en el producto de craqueo térmico. Los radicales libres pueden sufrir mayor deshidrogenación de Olefinas y Parafinas, que luego se isomerizan o polimerizan. Los naftenos no pueden convertirse en aromáticos, pero las cadenas laterales de los aromáticos pueden romperse si hay más de un átomo de carbono.

Según la carga de alimentación y las condiciones de operación, el craqueo térmico puede ser usado también para reformar naftas, reducir la viscosidad de los aceites residuales pesados, también se usa en el "Coking" de residuales pesados.

1.2 Craqueo Catalítico:

Antes de la aceptación general del Craqueo Térmico (aproxi-

madamente 1913) las gasolinas de motor se obtenían de la Destilación directa del crudo. Por eso, el rendimiento de gasolina era sólo el 20% en volumen, siendo su número octano de 50-55. Con la introducción del Craqueo Térmico y el Plomo Tetraetílico (1925), las calidades y rendimientos aumentaron, hasta el punto en que por el año 1935 el rendimiento fue de 60% volumen por barril de crudo, obteniéndose gasolinas de 79 octanos. Sin embargo estas gasolinas producidas térmicamente, tenían una baja calidad por su contenido de olefinas y diolefinas (compuestos que polimerizan formando gomas) y no respondían bien a los compuestos antidetonantes del Plomo Tetraetílico y por ese entonces la demanda de gasolina de alto octanaje había aumentado debido a la Segunda Guerra Mundial.

El uso de catalizadores ácidos para modificar los rendimientos y calidad de los productos craqueados fue descubierto hace mucho tiempo. En efecto M. Mc Afee de la Gulf Oil había ensayado un proceso comercial utilizando un catalizador de Cloro Aluminico a 500-550°F y a presión atmosférica por el año 1915. La reacción funcionó, pero el proceso falló, principalmente por - que el catalizador era muy caro y difícil de separar del residuo.

El primer proceso comercial con éxito no llegó hasta 20 años después cuando Eugene Houdry (Socony Vacuum y después Sun Oil) inventó un proceso para utilizar arcilla activada (un material ácido sílico aluminico) en un proceso de craqueo de cama fija, Houdry descubrió también que el carbón que se forma en la arcilla durante la reacción puede ser quemado, restaurándose de esta manera la actividad de la arcilla (regeneración).

Por el año 1923, estaban en operación o en construcción 24 unidades Houdry, siendo la carga total de 330,000 B/D. Este proceso era cíclico, consistiendo de un ciclo de diez minutos de reacción, diez minutos para cambiar válvulas de purga y 10-20 minutos para quemar el carbón dependiendo del stock de carga. Un sistema de intercambio de calor de sal fundida fue usado para extraer el calor durante la regeneración (quemado del coque) y transferir calor durante el ciclo de reacción. Socony Vacuum que había estado varias veces afiliado con Houdry en 1930, desarrolló su propio proceso, el TCC (Thermofor Catalytic Cracking). Este proceso empleaba un catalizador circulante que fluía por gravedad a través de una zona de reacción hacia un tubo elevador, por gravedad a través de un horno para quemar el carbón y de nuevo hacia el tubo elevador. El catalizador usado primero fue granular (malla 8) y luego un catalizador de arcilla. Por el año 1943 se craqueó catalíticamente 300,000 B/D de gas oil por el proceso TCC. Otro proceso de cama fija importante fue el empleado por Phillips Petroleum Co., el proceso "Ciclo versión" empleando un catalizador de Bauxita (Alumina). Este proceso no tuvo tanta cabida comercial como los de circulación.

1.3 Craqueo Catalítico Fluído

Las unidades de Craqueo Catalítico con catalizador circulante son extraordinarias desde el punto de vista mecánico, con una cantidad de mecanismos de procesos ingeniosos para la circulación del catalizador, transferencia de calor, etc.

Sin embargo, numerosos problemas de operación llevaron a la Standard Oil de New Jersey a investigar sistemas que emplea-

ban aceite "Slurry" es decir aceite de reciclo que contenía cantidades pequeñas de catalizador fino. El éxito inicial de esta técnica en los reactores estimularon a continuar los estudios en los sistemas de mezcla sólido-vapor. Esto, asu vez dió como resultado el invento del proceso real llamado "Craqueo Catalítico Fluído" el más importante de todos los procesos de refinación.

Para establecer los lechos fluidizados fue suficiente el grado de deslizamiento entre los gases y sólidos y lo que es más importante su exacto paralelismo con la dinámica de un sistema de fluídos. Se encontró que si podría establecerse un diferencial de densidad entre dos segmentos de un sistema de fluidización de sólidos, el fluído podía fluir en la dirección del segmento de menor densidad y que la cantidad de fluído era controlado por diferencial de presión a través de una válvula.

Una vez que se descubrió este principio básico y sumándose a esto la gran necesidad de obtener gasolina de alto octanaje para suplir los requerimientos de la Segunda Guerra Mundial, la comercialización de este proceso aumentó rápidamente. Como resultado de este requerimiento el gobierno de los EE. UU. decretó una patente general, abarcando el craqueo catalítico de todas las compañías, bajo la famosa "Recomendación 41". Aunque la Standard Oil Development N. J. , organizó el proceso junto con la M. W. Kellogg y la Standard Oil de Indiana, otras compañías que suministraron investigación y desarrollo fueron la Anglo Iranian Oil, Shell, Texaco y la Universal Oil Products.

La primera Unidad de Craqueo Catalítico funcionó en Mayo 1942, en Baton Rouge, Louisiana, en la Refinería de la Standard Oil de New Jersey. Esta inició sus operaciones con un catalizador de 13% alumina- sílice producido por la Davison Chemical Co. en su planta de Curtis Bay Maryland.

El proceso de craqueo catalítico fluído , emplea un catalizador en forma de esferas pequeñísimas que se comporta como fluído cuando se mueve con los vapores de hidrocarburos.

El catalizador se circula continuamente de la zona de reacción a la zona de regeneración. Además de promover, la acción catalítica, el catalizador es el vehículo de transmisión de calor de una zona a la otra; estas dos zonas son dos recipientes separados; reactor y regenerador . El proceso de Craqueo Catalítico Fluído consta de dos secciones : Catalítica y Fraccionamiento, las cuales operan juntas, de una manera integrada.

La Sección Catalítica consiste del Reactor y del Regenerador, los que junto con el tubo elevador y las bajantes forman el circuito de circulación del catalizador. El catalizador circula ascendiendo por el tubo elevador al reactor, baja por el agotador al regenerador y por medio de la bajante del regenerador re - gresa al tubo elevador.

Las corrientes de reciclo y carga fresca, llamada carga combinada entran a la unidad por la base del tubo elevador donde se vaporizan y calientan a la temperatura del Reactor por el catalizador caliente. La mezcla de vapores de aceite y catalizador sube por el tubo elevador, llegando al Reactor. La desintegración del gasóleo comienza inmediatamente que entra en contacto con el catalizador en el reactor. Los productos de desintegra

ción , en fase vapor, continúan por la línea de vapores del reactor y van a la fraccionadora.

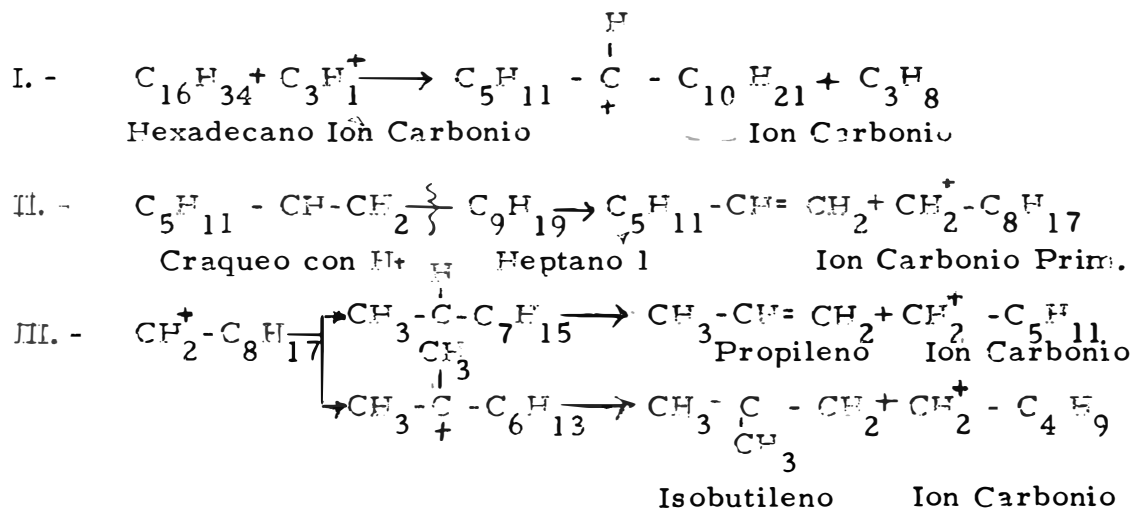
El carbón se deposita en el catalizador circulante en la zona de reacción. El catalizador ahora gastado fluye del reactor al regenerador donde se quema el carbón. El calor de combustión eleva la temperatura del catalizador a 1100° - 1300° F, siendo la mayor parte de este calor transferido a la carga en el tubo elevador. En la sección de Fraccionamiento los vapores del reactor destilan , el gasóleo de recicló regresa al tubo elevador para nueva desintegración y los productos: aceite clarificado, aceites cíclicos, de desintegración, gasolina es_utabilizada y el gas húmedo salen de la planta. La gasolina es_utabilizada y el gas húmedo se bombean y se comprimen respectivamente a la planta de concentración de gases para una nueva separación.

1.4 Reacciones del Craqueo Catalítico

En este capítulo se resumirán las reacciones químicas que se desarrollan en el Craqueo Catalítico, que son opuestas a aquellas que ocurren en el Craqueo Térmico. El mecanismo exacto de las reacciones no se conoce, sin embargo se ha discutido y se ha publicado bastante sobre esta área. El problema para determinar la naturaleza exacta de estos mecanismos es la dificultad en describir y proveer los ácidos naturales de la Sílica y el aluminio presentes en los catalizadores amorfos. Sin embargo, el uso de zeolitas (Sílicatos aluminícos cristalinos) en los catalizadores de Craqueos modernos, ha ayudado en las técnicas de investigación.

El Craqueo Catalítico posiblemente comienza con una olefina producida por el craqueo térmico. En este punto, esta olefina puede ganar un átomo de hidrógeno de una parafina, y se convierte en un "ion carbonio" (una parafina con hidrógeno deficiente en electrón) creando al mismo tiempo un ion carbonio de la parafina. Esto, aparentemente ocurre en un medio ácido del catalizador. Una vez que se disponga de iones carbonios en la mezcla, pueden reaccionar en una variedad de formas hasta en craqueo. La transferencia de hidrógeno también puede ocurrir especialmente en las reacciones catalizadas con Zeolita.

A continuación se muestra un mecanismo simplificado de la reacción propuesta de craqueo del ion carbonio.



CAPITULO II

EFEECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACION EN LOS RENDIMIENTOS DE LOS PRODUCTOS DEL CRAQUEO CATALITICO FLUIDO

En la zona de reacción (tubo elevador y Reactor) de la Unidad de FCC se produce el craqueo de la carga, el resultado de las reacciones de craqueo desde el punto de vista termodinámico es una absorción de calor, ya que las reacciones de craqueo son endotérmicas.

Durante la fase de reacción como resultado de las reacciones de craqueo se deposita coque(hidrocarburo fuertemente deshidrogenado) sobre el catalizador obturando sus centros activos y disminuyendo su actividad total. Este coque, sub-producto de las reacciones de craqueo es eliminado del catalizador por combustión en el Regenerador.

La combustión de coque es exotérmica, siendo las temperaturas permisibles en el Regenerador más altas que en el Reactor. El calor producido por la combustión del coque es aprovechado para suministrar el calor necesario para elevar la temperatura de la carga a la temperatura de reacción. El balance térmico entre el Reactor y Regenerador y el transporte de catalizador de un recipiente al otro es asegurado por la circulación del catalizador que se convierte así en un parámetro fundamental de la operación de la Unidad de Craqueo Catalítico.

En resumen, la combustión del coque en el regenerador, produce el calor necesario para suplir el calor de reacción del craqueo. Las reacciones producen a su vez el carbon necesario para la combustión, siendo el nexo entre ambas etapas, la circulación del catalizador. Resulta de esta manera que la formación de coque y su subsecuente combustión es la clave para examinar las variables de operación.

Cabe mencionar que la capacidad de una unidad de craqueo catalítico está generalmente limitada por su capacidad de quemar coque (limitaciones de aire, temperatura en el regenerador, tiempo de residencia para la combustión, etc.).

Las variables que afectan la producción de coque son la calidad de la carga, calidad del catalizador y la conversión. La conversión a su vez depende de las condiciones de operación. Dentro de este aspecto, se describe a continuación la influencia de las condiciones de operación y de la conversión sobre los rendimientos de los productos de la Unidad de Craqueo Fluído.

Para estudiar la influencia de las variables de operación se acostumbra hablar de intensidad (ó severidad de craqueo y de conversión).

Para una carga determinada la intensidad o severidad es tanto mayor cuando las condiciones de operación son más severas, es decir que la conversión es más elevada.

2.1 Variables de Proceso

2.1.1 La Conversión. -

Para un hidrocarburo puro, se define como la

cantidad de este producto desaparecido en el tiempo. Para una fracción compleja de petróleo la conversión expresa la cantidad de gasolina y gases producidos. Si I es el % en volumen de productos cuyo punto de ebullición es superior al punto final de ebullición de la gasolina, la conversión queda definida por:

$$C = 100 - I$$

La conversión así determinada se conoce también como conversión hasta 430° F y no es una medida muy correcta ya que asume que todo material en los productos con punto de ebullición mayor de 430° F no ha sido convertido y proviene de la carga incluso el coque. Por ejemplo si el punto inicial de ebullición de la carga es de 600° F, todo producto con punto de ebullición menor de 600° F, ha sido convertido de la carga, pero como la conversión solo mide hasta el punto 430° F, los productos entre 430° F y 600° F no están siendo considerados como provenientes de la reacción sino de la carga. Por lo tanto debemos decir que el significado de la conversión real cambia con el punto inicial de ebullición de la carga. Una mejor medida de la conversión es la llamada conversión 20%, que expresa el % de productos sobre carga con punto de ebullición menor al 20% de la TBP de la carga.

2.1.2 Tiempo de contacto, velocidad espacial y relación cataliz/oil (c/o)

Un catalizador fresco es extramadamente activo, pero la formación de coque obtura sus centros activos y su actividad decrece rápidamente; al cabo de 30 minutos de trabajo, en contacto con una carga cualquiera, la actividad del catalizador puede ser la millonésima parte de la inicial.

La actividad media durante la fase de craqueo es función de la duración de esta fase. Por otro lado la actividad del catalizador regenerado es función de la cantidad de coque remanente, que contiene después de la regeneración, la actividad de un catalizador regenerado es siempre menor a la de un catalizador fresco.

Se ve así que la intensidad del craqueo es elevado, no solo si la cantidad del catalizador por unidad de carga es importante sino también si la actividad media es elevada. Dos parámetros traducen esta primera influencia: la velocidad espacial y la relación catalizador/aceite, la segunda será discutida en el párrafo 2.3.

La velocidad espacial ($M/hr/M$) representa el flujo en peso por hora de carga relacio-

nado al peso del catalizador en la zona de reacción; la velocidad espacial es también expresada a partir de volúmenes y se anota $v/hr/v$.

La relación c/o , es la relación del flujo por hora en peso del catalizador y el flujo en peso por hora de la carga.

2.1.3 TEMPERATURA DEL REACTOR. -

La temperatura del reactor se determina por el contenido de calor de la carga y por la cantidad de catalizador que está circulando a través del tubo elevador con la carga de alimentación (Relación Catalizador/Áceite) aumentando la temperatura del reactor, aumentará la conversión, pero la misma carga puede ser desintegrada a la misma conversión a diferentes temperaturas del reactor ó cambiando la relación de carga combinada. De hecho, los cambios en la temperatura del reactor se usan generalmente para ajustar el nivel de conversión después de haber fijado las demás variables.

Un aumento en la temperatura del Reactor (A conversión constante) produce los siguientes efectos:

1. - Mayor rendimiento de Gas Seco.
2. - Un aumento en la producción de propano-butano
3. - Disminución en el rendimiento de gasolina
4. - Aumenta el número octano claro de la gasolina

Un cambio de la temperatura del reactor produce un aumento en la conversión y una disminución directa en el % del coque, sin embargo el aumento de la temperatura del reactor, por medio del aumento de la conversión afecta indirectamente el rendimiento del coque.

Una relación entre las variables de operación y la conversión será de la forma:

$$\frac{C}{100-C} = f(ABPTFRV)$$

Donde C, representa la conversión y los otros términos representan a las demás variables de operación (temperatura del reactor, velocidad espacial, presión, relación, catalizador/aceite, calidad de la carga, conversión, etc.). Todos los valores excepto F que es la constante de la velocidad de craqueo de la carga, representan factores básicos que afectan la intensidad de las reacciones de craqueo y el producto de estos factores se puede llamar intensidad de craqueo(I). Entonces la relación anterior se convierte:

$$\frac{C}{(100-C) F} = I$$

2.1.4 Tiempo de contacto -

En el craqueo catalítico fluído, el tiempo de contacto Θ (en minutos) está definido por:

$$\Theta = \frac{60}{M/hr/M. C, \Theta}$$

Si M/hr/M permanece constante para un rate de carga dada (se mantiene estable el nivel del reactor) y si c/o aumenta Θ decrece, el catalizador tendrá menor tiempo entr

regeneraciones y será más activo dando mayor conversión.

Por ejemplo, si el nivel del reactor se aumenta:

- a) Aumenta el catalizador en la zona de reacción y aumenta el % de carbón
- b) Aumenta θ entre regeneraciones y disminuye la actividad promedio del catalizador y la conversión.

El resultado neto de aumentar el inventario del nivel de catalizador del reactor tiene pequeña influencia sobre el aumento en la conversión que la velocidad espacial puede tener en una variación de un craqueo normal.

Para un determinado $M/hr/M$ cuanto más elevado es C/O menor será el tiempo de contacto y la actividad media del catalizador será más elevada. Es decir que C/O y $M/hr/M$ tiene efectos inversos sobre el craqueo.

2.2 Propiedades de la carga:

2.2.1 El rendimiento y la calidad de los productos de craqueo catalítico estará relacionados con las propiedades físicas y químicas de la carga.

Entre las propiedades, las que más signifi -

ficado tienen son: el punto de ebullición promedio, distribución y tipo de carbonos, la concentración de Nitrógeno Básico y el total de Azufre.

No todas estas propiedades son necesarias para calcular el rendimiento de cada producto craqueado.

La tabla N° 1 muestra estas propiedades.

PRODUCTO	% Átomos de Carbono en la estructura				N° Básico	Total de Sulfuro	
	Punto Ebullición Prom.	Frac. Aromática		Frac. Saturada			
		Naf-tenos	Para finas	Naf-tenos			Para finas
Coque	X	X			X	X	
Gasolina	X			X	X		
Total Gas	X	X		X	X		
Isobuteno	X	X		X			
Butano Normal	X	X		X			
Propileno	X	X		X			
Propano	X				X		
Etano y Ligeros	X	X		X			
Octanaje de la Gasolina		X		X	X		

TABLA N° 1 : Significado de la influencia en los rendimientos de los productos de Craqueo

2.2.2 Para estudiar con mayor detalle la influencia de la calidad de la carga en el Craqueo Craque-

tico debemos considerar que es lo que sucede en el Craqueo Catalítico de Hidrocarburos Puros:

- a. Las parafinas craquean preferentemente en aquellas uniones donde se producen fragmentos que contienen tres o cuatro carbonos. Las parafinas normales tienden a craquear en enlace γ -Carbono y muy del centro de la molécula, de manera que la producción de Metano y Etano sea bajo. Las cadenas grandes tienden a craquear simultáneamente en diferentes sitios.
- b. Los naftenos (cicloparafinas), también tienden a producir fragmentos de tres o cuatro átomos de carbono y craquean tanto en el anillo como en la cadena, especialmente si la cadena contiene más de tres átomos de carbono.
- c. En los aromáticos sustituidos el enlace de anillo es selectivamente atacado, dejando en el extremo un anillo de aromático descubierto. Esta reacción se hace más extensiva, si los grupos sustituidos contienen más de tres átomos de Carbono.
- d. Las olefinas, reaccionan como las parafinas excepto que mucho más rápidamente. Además ocurren muchas reacciones secundarias y auxiliares.

Los siguientes análisis son necesarios para definir las propiedades esenciales de las cargas para Craqueo Catalítico:

- Gravedad Específica API a 60° F
- Destilación ASTM
- Índice de Refracción
- Porcentaje en peso de azufre
- Viscosidad cinemática de 100° F y 200° F
- Separación de los saturados por Sílice GEL
- Distribución del tipo de Carbono

Para encontrar la distribución del tipo de Carbono. En el Laboratorio se utiliza el método n-d-M, que requiere únicamente el conocimiento del índice de refracción y de la densidad (a 68° F, a no ser que el contenido en parafina sólida exija trabajar a 158° F) junto con el peso molecular.

Está basado en relaciones lineales entre la composición de las fracciones de Hidrocarburos y las propiedades citadas, antes y después de una supuesta hidrogenación. Las relaciones se expresan por las ecuaciones.

$$\text{Porcentaje de C} = \frac{a}{m} + b \Delta d + c \Delta n$$

Donde "Porcentaje de C", es la proporción del Carbono presente, distribuida en estructuras aromáticas, nafténicas y parafínicas;

a, b, c son constantes, m es el peso molecular. Δd y Δn son las diferencias en densidad e índice de refracción entre los valores determinados para la muestra y los correspondientes a un Hidrocarburo Teórico de peso molecular infinito.

El peso molecular se puede determinar con una fórmula empírica que correlaciona aproximadamente el peso molecular con el punto de ebullición promedio (MABP) para las cargas de Craqueo Catalítico.

$$MABP = 212.5 + 1.496 \text{ Peso Molecular}$$

O bien, se puede determinar con ayuda de curvas ya establecidas.

Utilizando el método n-d-M en el Laboratorio, encontramos para la carga:

a. C_n = % de átomos de Carbono en los anillos nafténicos.

C_p = % de átomos de Carbono en los anillos parafínicos

C_a = % de átomos de Carbono en los anillos aromáticos

b. Separación de la fracción saturada de la carga por Silica GEL

c. Análisis de la fracción saturada, de donde se halla:

C_p^s = % de átomos de Carbono en los Iso y N parafinas, como también las cadenas laterales en anillos nafténicos.

C_n^s = % de átomos de carbono en anillos nafténicos.

d. Tomando la diferencia:

$$C_n - C_n^s = C_n^a, \quad C_p - C_p^s = C_p^a$$

C_n^a = % de átomos de carbono en anillos nafténicos condensado en anillos aromáticos.

C_p^a = % de átomos de Carbono en las cadenas parafínicas en anillos aromáticos y en estructuras nafténicas aromáticas asociadas.

Nota: s y a denotan asociación con las fracciones saturadas y aromáticas respectivamente.

2.2.3 Influencia de las Propiedades de la carga en los rendimientos de los productos de Craqueo Catalítico:

a. Punto de Ebullición Promedio:

Al aumentar el punto de ebullición promedio de la carga, resulta ^{un} aumento en los rendimientos de todos los productos craqueados, lo cual se muestra por el aumento en el nivel de conversión, como se detalla en la figura N° 1. La correlación indica que el punto de ebullición promedio no tiene influencia en el número octano de gasolina. Esto nos dice que generalmente el cambio de Número Octano acompañado de un aumento o disminu

ción en el rango de ebullición de la carga, es el resultado de un cambio en el tipo de distribución de Carbonos.

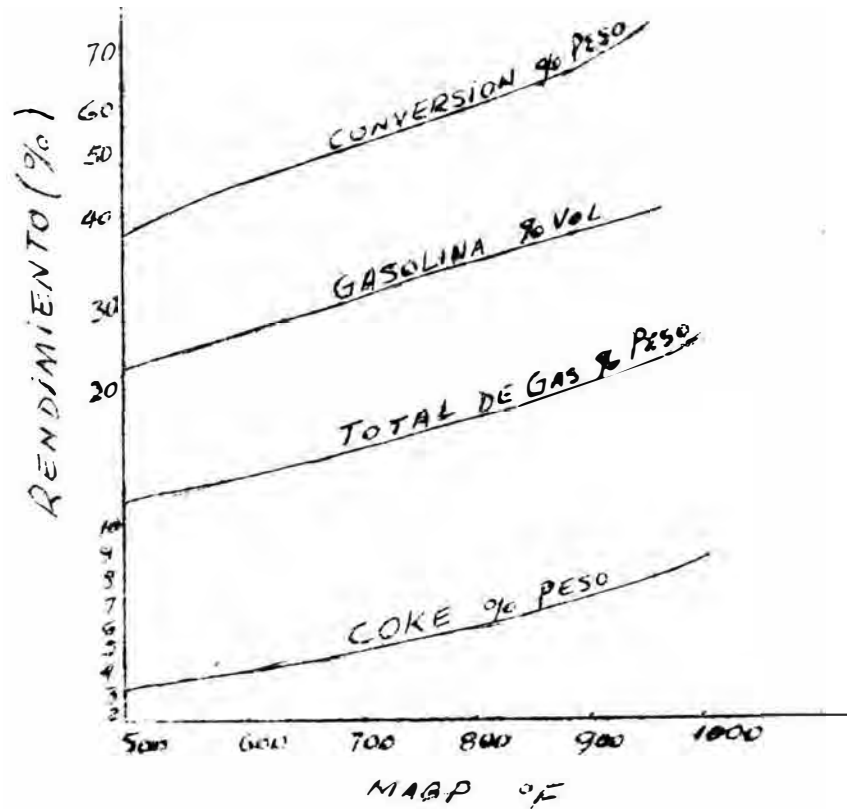
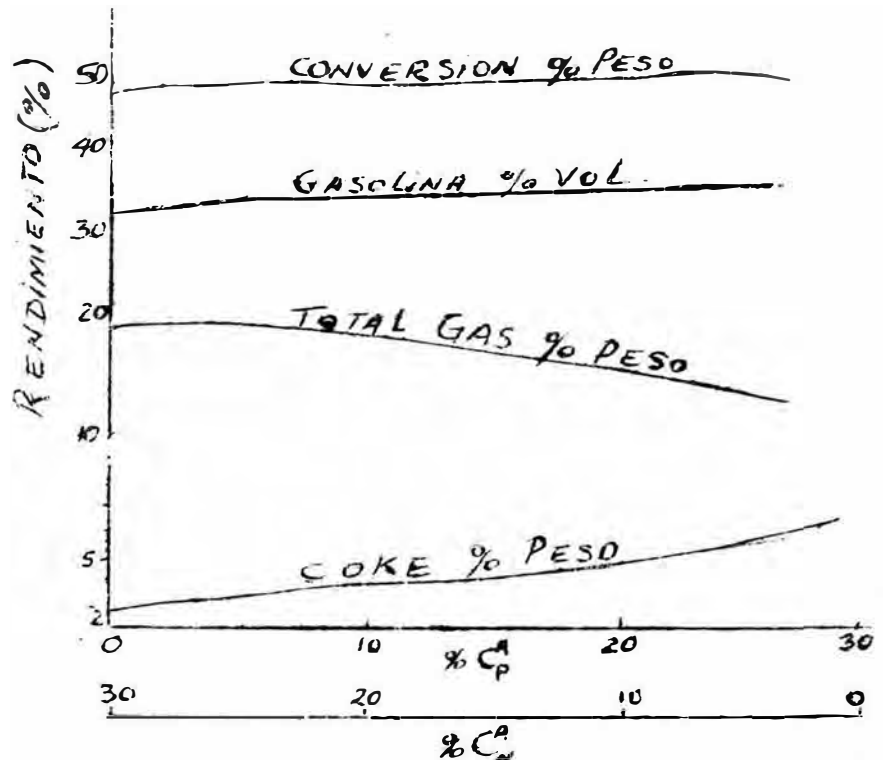


Fig. # 1

- b. Modificando la distribución de parafinas y naftenos de una fracción aromática:

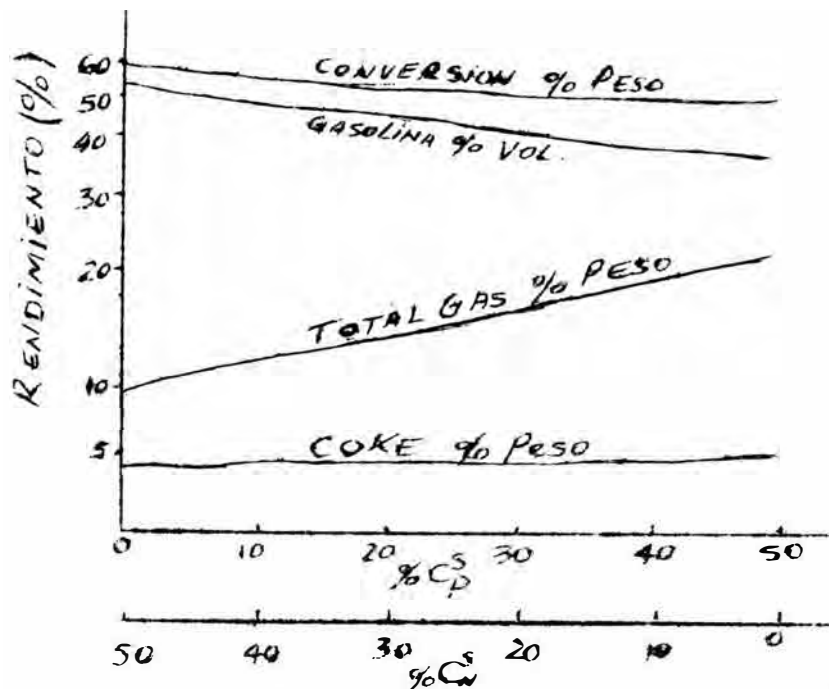
Incrementando el contenido de carbonos en las parafinas disminuye el rendimiento del total de gas, el número octano de la gasolina y aumenta el coque. El rendimiento de la gasolina permanece constante, pero hay

una ligera disminución en la conversión. Estas modificaciones se presentan en la Fig. N° 2.



Sin embargo, un cambio en la distribución nafteno/parafina de una fracción saturada da lugar a un aumento en el rendimiento total de gas y una disminución en el rendimiento de gasolina y número octano de la misma, el coque permanece constante sin ningún cambio. Esto se puede ver en la Fig. N° 3.

Fig. # 3



- c. Si se incrementa el porcentaje de C_5^S a expensas del porcentaje de C_5^A aumenta el rendimiento del total de gas y disminuye ligeramente el rendimiento de coque. Intercambiando átomos de Carbono Nafténico entre aromáticos y fracciones saturadas generalmente no se tiene ningún efecto en la distribución de los productos. Estos efectos se detallan en las Figuras N° 4 y N° 5 respectivamente.

Fig. # 4

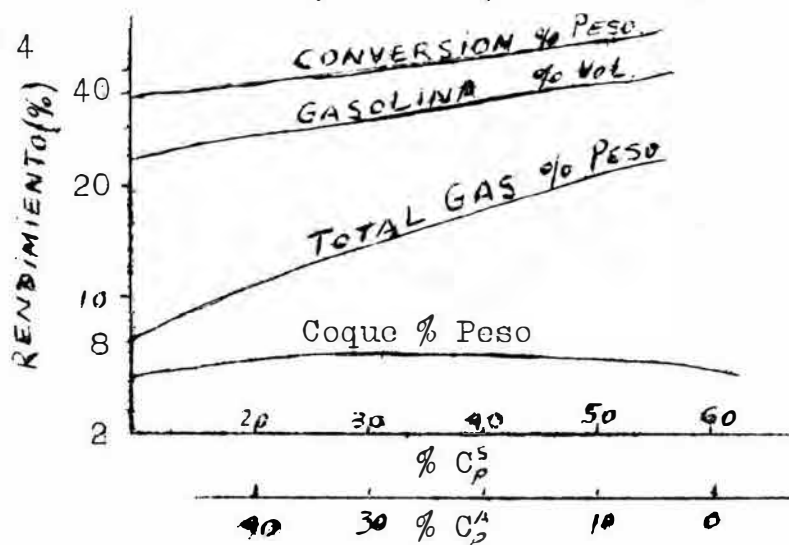
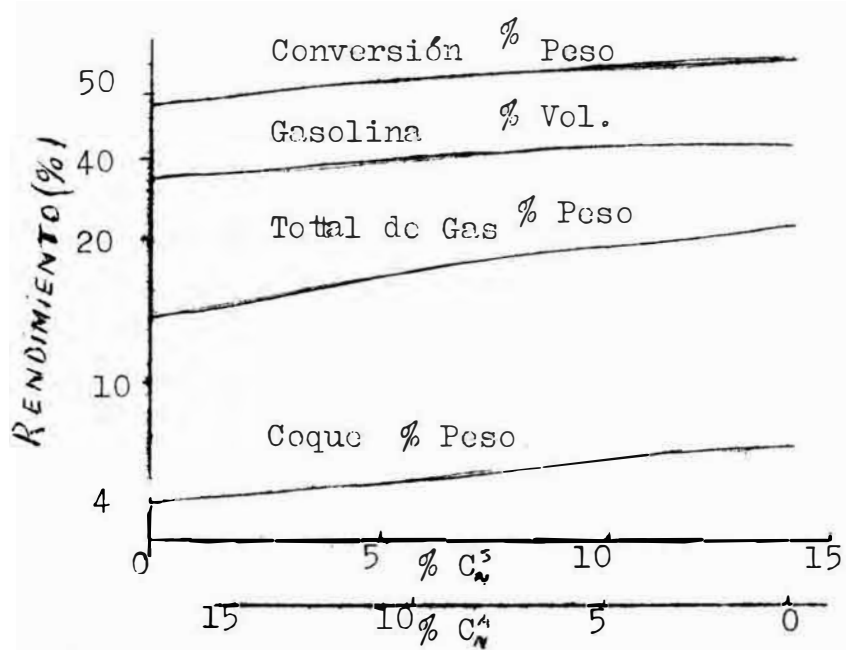


Fig. # 5



d. Aumentando el porcentaje de C_p^S , disminuye por algún tiempo el porcentaje de C_n^A , produce un aumento en el total de gas y baja el número octano de la gasolina.

Aumentando el porcentaje de C_n^S , disminuye por algún tiempo el porcentaje de C_p^A , también aumenta el rendimiento de gas, pero aumenta el número octano de la gasolina.

Las figuras N° 6 y N° 7 nos muestran este efecto:

Fig. # 6

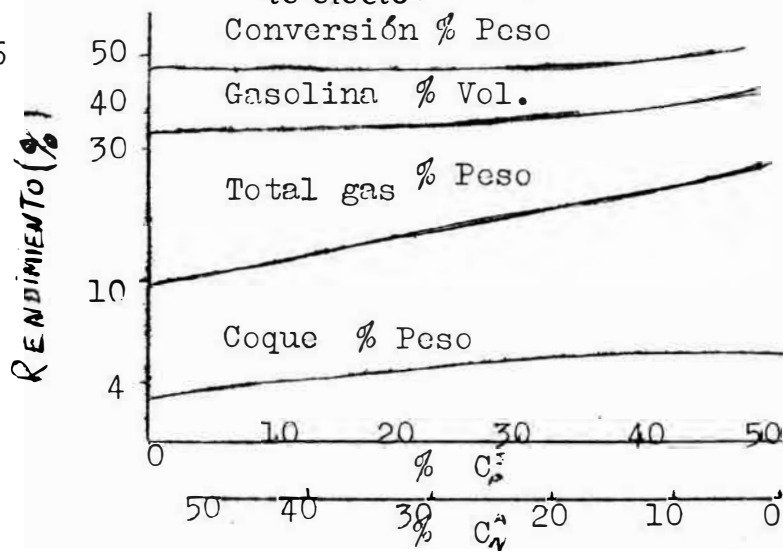
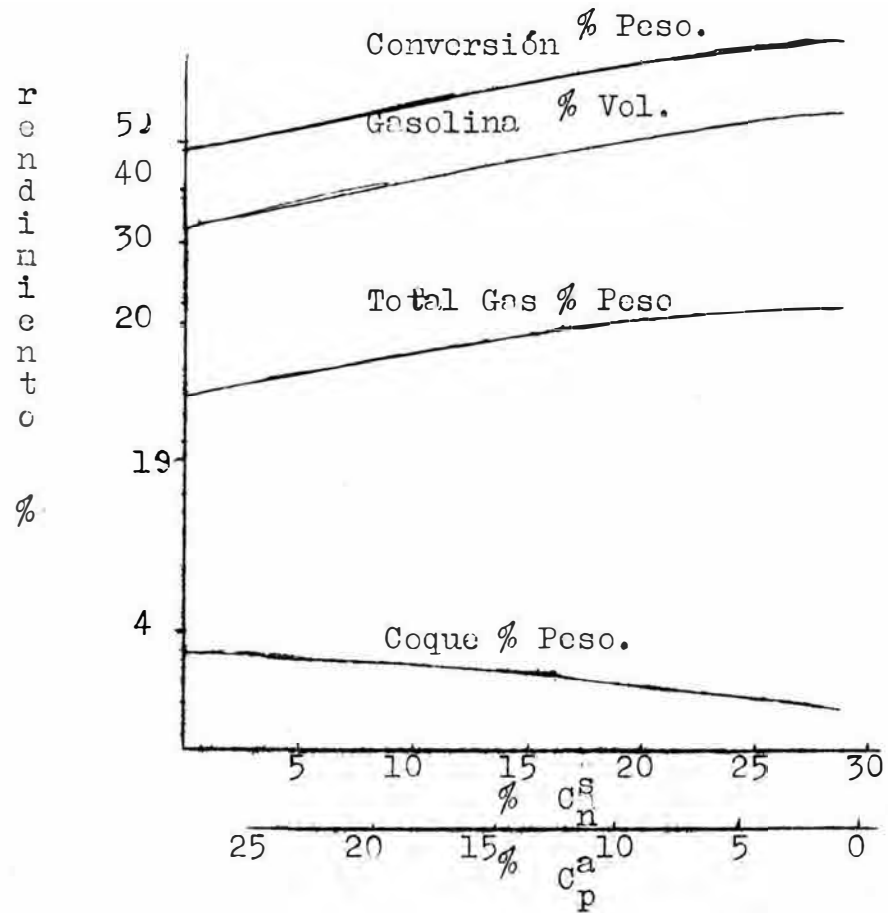


Fig. # 7



e. Gravedad API:

Un cambio en esta característica de la carga, será debido a una modificación en el rango de ebullición o en el tipo de crudo del cual proviene esta carga. Si la gravedad API aumenta debido a que el crudo del que proviene la carga es más parafínico (tiene un mayor "K" UOP), puede anticipar los siguientes cambios:

La carga se craqueará más fácilmente, aumentando la conversión o será posible una

reducción en la temperatura del Reactor a conversión constante, podrá observarse un aumento en el rendimiento de gasolina y los productos tenderán a ser menos olefínicos.

El factor de Caracterización UOP (Universal Oil Products) viene definido por la fórmula:

$$K = \frac{T^{1/3}}{d}$$

Donde T, es el punto medio de ebullición en grados Rankine y d, es la densidad relativa a 60°F.

g. Metales:

La mayoría de los crudos contienen compuestos metálicos, los cuales pueden entrar a la Unidad de Craqueo Catalítico, ya sea por arrastre o porque los compuestos sean volátiles. De los metales comunes Níquel, Vanadio, Hierro, Sodio y Cobre son particularmente nocivos. Cuando se depositan en forma activa en el catalizador cambian la distribución del producto, ocasionando un aumento de producción de Hidrógeno, produciendo envenenamiento del catalizador, es decir que éste se desactiva. UOP ha establecido una relación del

contenido de metales en el catalizador de equilibrio (de una unidad de Craqueo Catalítico Fluído) llamado factor metálico que viene dada por la fórmula:

$$FM = 0.97 Fe + 0.04994 V + 10(0.0009 Cu + 0.0220 Ni)$$

FM	=	Factor metálico % peso
Fe	=	Contenido de hierro (% peso) en el catalizador de equilibrio
V	=	Contenido de Vanadio (% peso) en el catalizador de eq.
Cu	=	Contenido de Cobre (% peso) en el catalizador de equilibrio
Ni	=	Contenido de Niquel (% peso) en el catalizador de equilibrio

Cuando FM es mayor que uno, hay peligro de envenenamiento del catalizador.

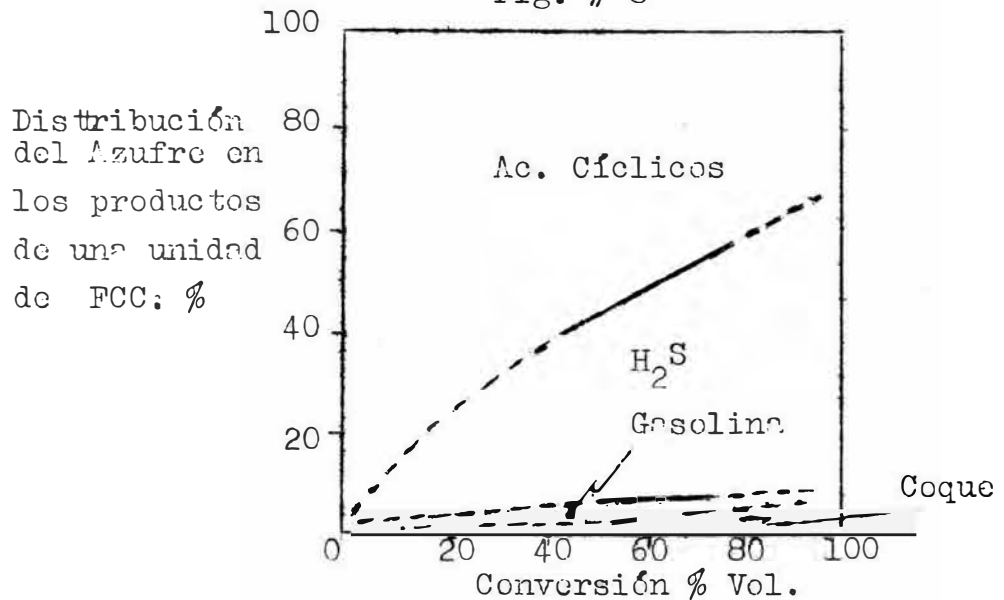
h. Azufre:

El azufre es tan indeseable en la carga de plantas de Craqueo Catalítico, como lo es en la carga de cualquier planta de una refinería, pues ocasiona corrosión del equipo y aumenta la dificultad en el tratamiento de los productos. El contenido de azufre en una gasolina catalítica con un punto final de ebullición de 400° F, tendrá más o

menos 10% del contenido total de azufre que tenga la carga fresca, pero esta cantidad puede aumentar rápidamente, si la temperatura final de ebullición pasa de 400° F, como es de esperarse, mientras mayor sea el contenido de azufre en la gasolina, menor será su susceptibilidad al plomo tetraetílico.

La figura N° 8 muestra para una determinada carga de gasóleos la variación de la distribución de azufre en los productos de Craqueo Catalítico fluído con la conversión.

Fig. # 8



Para una conversión típica de la mitad del Azufre es convertido a H₂S, la mayoría del resto van en los aceites cíclicos y pequeñas cantidades son distribuidas en la gasolina y el coque. La distribución exacta de azufre

en el H_2S , gasolina, aceites cíclicos y coque varía con el tipo de carga, tipo de catalizador, conversión y variables de proceso (estudios realizados muestran que las variables significantes son la velocidad espacial y el tipo de carga). Se encontró que el cambio de velocidad espacial tiene influencia en el aumento de azufre en la gasolina, por ejm. al incrementar la conversión por reducción de la velocidad espacial (mayor tiempo de residencia) se reduce el contenido de azufre. Cuando se aumenta la conversión, con la temperatura del reactor, hubo menor efecto en el contenido de azufre en la gasolina. A una conversión constante, usando catalizador zeolita (mayor actividad) se producen gasolinas que contienen más azufre. Evidentemente, el aumento del azufre no se produce por el catalizador zeolítico, sino debido a las altas velocidades espaciales que se emplean en este caso.

2.3 Propiedades del Catalizador

El catalizador que se usó en las primeras Unidades de Craqueo Catalítico Fluído, era una arcilla natural finamente molida y que se le daba un tratamiento químico para mejorar,

su función acídica. Más tarde se desarrollaron catalizadores completamente sintéticos, los cuales no eran superiores solo catalíticamente sino que tenían partículas que eran esferas casi perfectas, lo cual mejoraba el desempeño de las unidades de craqueo.

El comportamiento de un catalizador es igual al de un Colloide, es decir que cuando el polvo es adecuadamente aireado, se comporta como un líquido, permitiendo de esta manera la circulación y la factibilidad de colocar instrumentos para medir el flujo, temperatura, etc.

2.3.1 Catalizador Sintético:

Los catalizadores sintéticos se preparan químicamente y generalmente son catalizadores microesféricos con las propiedades físicas deseables de alta actividad inicial y buena estabilidad. Estos pueden ser amorfos y cristalinos. Su composición en % peso es como sigue:

	Amorfos		Cristalinos o Zeolitas		
	Baja Alum.	Alta Alum.	XZ-25	XZ-36	DZ-7
Al_2O_3	13.00	28.00	31.00	36.00	35.00
SiO_2	86.80	71.60	68.46	63.44	
Na_2	0.03	0.04	0.06	0.07	0.23
Fe	0.03	0.03	0.08	0.09	0.20
SO_4	0.30	0.60	0.40	0.40	

Pérdida por ignición @ 1500° F	13.00	11.13.00	12.00	12.00	13.00
Volumen Poro cc/gr.	0.77	0.70-0.88	0.60	0.55	0.47
ABD gr/cc	0.43	0.39-0.46	0.52	0.55	0.56
Conversión % Vol.	50.00	58.00	84.00	88-89	89.00

2. 3. 2 Propiedades primarias de un Catalizador:

2. 3. 2. 1 Area Superficial (S. A.)

Es el área total presentada por el catalizador y se determina por absorción de Nitrógeno. Se expresa en m²/gr. Disminuye con el uso, desactivación del catalizador, desgaste y taponamiento de los poros. Es una medida de la actividad del catalizador.

2. 3. 2. 2 Volumen del poro (P. V.)

Es el volúmen total de los poros del catalizador, determinado por absorción de Nitrógeno. Se mide en cc/gr.

2. 3. 2. 3 Densidad aparente (A. B. D.)

Representa el peso por unidad de volúmen del catalizador. Se determina pesando el catalizador contenido en un volúmen de 25 cc. Se expresa en gr/cc.

2. 3. 2. 4 Contenido de Al_2O_3

Es el porcentaje en peso de Al_2O_3 , del catalizador de equilibrio. Es una indicación de la calidad del catalizador en uso, tiene influencia en la actividad del catalizador; depende de la calidad del catalizador fresco, que se va oxidando y de los factores que lo deactivan.

2. 3. 2. 5 Contenido de metales

Las pruebas efectuadas en el Laboratorio, determinan el contenido de Sodio, Hierro, Níquel, Vanadio y Cobre, principales contaminantes del catalizador y principales responsables de la desactivación y envenenamiento del catalizador. En general provienen de la misma carga de gasóleos, el hierro y el níquel son producidos en parte por abrasión de catalizador sobre las partes internas de la unidad. El contenido de carbón, que se reporta como porcentaje en peso, es el carbón depositado sobre el catalizador durante la operación y que idealmente puede ser eliminado por combustión en el Regenerador.

2.3.2.6 Medida de las partículas:

El porcentaje en peso de las partículas de catalizador menores de 20, 40 y 80 micrones y el tamaño promedio (APS) de las partículas de catalizador se reportan en micrones. Las propiedades fluídas del catalizador son una función del tamaño de las partículas. La distribución de las partículas de catalizador para una Unidad de Craqueo Catalítico, es el resultado de un equilibrio entre el desgaste, trabajo de los ciclones, carga, reposición y tipo de catalizador.

2.3.3 Propiedades derivadas del catalizador:

2.3.3.1 Conversión:

Es una medida de la actividad del catalizador y se determina procesando un gasóleo bajo condiciones estandarizadas, en presencia del catalizador en prueba. El producto resultante se destila hasta 400°F, la relación de residuo de la destilación al volumen de muestra procesada expresada en porcentaje en volumen, es la conversión.

2.3.3.2 Factor de producción de Carbón (CF)

Es una indicación de la actividad y se

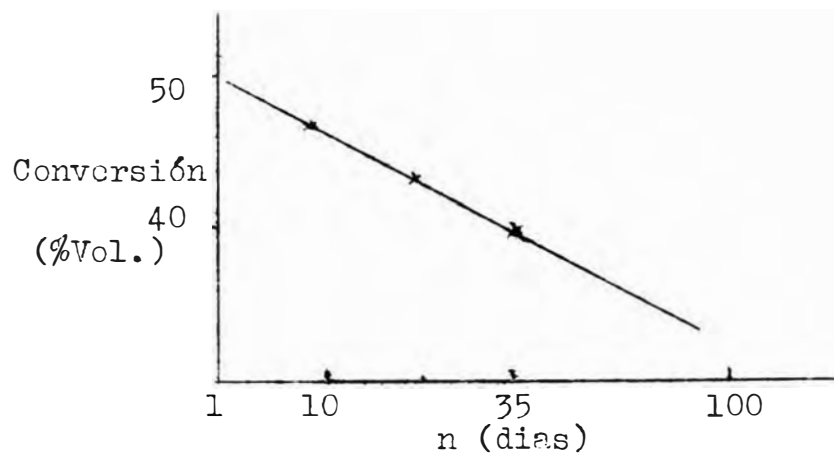
lectividad del catalizador, un alto valor puede ser indicio de envenenamiento del catalizador.

2. 3. 4 Catalizador de Equilibrio :

Se sabe que el catalizador no interviene directamente en las reacciones del Craqueo Catalítico, más bien las acelera, las orienta e inhibe reacciones parásitas, sin embargo no permanece inmutable durante el proceso, se desactiva con el tiempo (ó sea pierde parte de sus características gradualmente) y se recubre de carbón (coque) lo que también le hace perder su actividad, haciéndose necesario eliminar este carbón para volverlo a sus condiciones de trabajo, esta eliminación se hace con aire (regeneración) y así obtenemos el catalizador de equilibrio.

2. 3. 4. 1 Cálculo de la actividad del catalizador de equilibrio de una unidad de Craqueo Catalítico Fluído. -

En papel logarítmico si graficamos % conversión vs. tiempo (días).



Ottenemos una recta cuya ecuación es:

$$A = K - c \log n$$

En donde :

A	:	actividad (Conversión)
K	:	Constante (actividad inicial)
c	:	Pendiente de la recta
n	:	Tiempo (días)

Cálculo:

Consideramos la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído como un reactor completamente fluidizado, con inventario total de catalizador : 1.

Llamamos a : cantidad de catalizador añadido y removido como una fracción del inventario de catalizador por día.

Entonces e^{-an} : Fracción del catalizador usado remanente del inventario después de n días.

ae^{-an} : Fracción del elemento diferencial del catalizador usado en n días.

Por tanto la actividad de equilibrio:

$$A = K - c \int_0^{\infty} ae^{-an} dn - c \int_0^{\infty} \frac{ae^{-an}}{\log n} dn$$

$$A = K - \frac{ca}{2.3} \int_0^{\infty} \frac{e^{-an}}{e} \text{Ln } n \, dn$$

Ya que $\int_0^{\infty} a e^{-an} \, dn = \text{Invent. total: } 1$

Por tanto la actividad de equilibrio:

$$A = K - \frac{c}{2.3} \int_0^{\infty} e^{-x} (\text{Ln } x - \text{Ln } a) dx$$

$$A = K + \frac{c}{2.3} \int_0^{\infty} e^{-x} \text{Ln } a dx - \frac{c}{2.3} \int_0^{\infty} e^{-x} \text{Ln } x \, dx$$

$$A = K + \frac{c}{2.3} \text{Ln } a - \frac{c}{2.3} \int_0^{\infty} e^{-x} \text{Ln } x \, dx$$

Integral definida

2.3.4.2

Teoría de la formación de Carbón en el Catalizador:

1. WHSV = peso de carga por hora por velocidad espacial, su unidad es hora⁻¹

$$\text{ó sea : } W/H/WC$$

en donde:

W : peso de carga (aceite)

H : hora

WC : Masa de catalizador

2. Θ : Tiempo de contacto o de residencia

Es el tiempo (en minutos) en el cual la carga está en contacto

con el catalizador desde el punto de encuentro (parte inferior del tubo de levantamiento) hasta el reactor.

3. Z : c/o

Es la relación de lbs/hr de catalizador a las lbs/hr. de carga ó sea:

$$\frac{WHSV \text{ } \Theta}{60} = \frac{1}{Z}$$

Esta fórmula también se puede escribir:

$$c/o = \frac{60}{W/H/WC/\Theta}$$

Forma generalizada aplicable a cualquier catalizador, cualquier carga y cualquier temperatura. Ecuaciones encontradas por el Dr. Voorhies.

$$C_c = A \Theta^n$$

$$C_f = B V^m$$

$$C_f = \frac{60 C_c}{W \Theta}$$

$$\therefore B V^m = \frac{60 A \Theta^n}{W \Theta} = \frac{60 A \Theta^{n-1}}{W}$$

Por último reemplazando no s queda:

$$V = \left(\frac{60 A}{B W} \right)^{1/m} \left(\frac{1}{\Theta} \right)^{\frac{1-n}{m}}$$

C_c : cantidad de coque que hay en el catalizador y que se está formando o quemando:

$$\frac{\text{lbs/hr coque}}{\text{lbs/hr cataliz.}}$$

V : Conversión

W : W/Hr/WC

AyB : Constantes : f (catalizador, tipo de carga,)

n y m: Potencias que es una función de la naturaleza del catalizador (según UOP
n = 1/2)

Cf Carbón en la carga de alimentación

En unidades de craqueo catalítico fluído se acostumbra expresarse refiriéndose a la relación catalizador /carga , que es una función de Θ y W.

$$\text{Sabemos que: } \frac{\text{cat.}}{\text{carga}} = Z = \frac{60}{W \Theta}$$

$$\text{Sustituyendo para } W = \frac{60}{Z \Theta}$$

$$V = \left(\frac{A}{B} Z \right)^{\frac{1}{m}} \Theta^{\frac{n}{m}}$$

$$\text{pero : } \Theta = \frac{60}{WZ}$$

$$\text{Luego : } V = (60)^{\frac{n}{m}} \left(\frac{A}{B} \right)^{\frac{1}{m}} (Z)^{\frac{1-n}{m}} \times \left(\frac{1}{W} \right)^{\frac{n}{m}}$$

C A P I T U L O I I I

UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO DE LA REFINERIA

"LA PAMPILLA"

3.1 Descripción de la Unidad:

El Craqueo Catalítico Fluído es un proceso para convertir hidrocarburos pesados (usualmente en el rango de ebullición del gasóleo) a hidrocarburos ligeros más valiosos (especialmente aquellos en el rango de ebullición de la gasolina y gases licuados. Las reacciones se realizan en la presencia de un catalizador a condiciones controladas de temperatura, presión y tiempo de residencia.

El término "Unidad de Craqueo Catalítico Fluído", describe la unidad de proceso en la cual el catalizador consiste de partículas muy pequeñas, que al contacto con el vapor, se comporta como un fluído. Este catalizador fluidizado fluirá y es circulado de un recipiente a otro. La circulación del catalizador es usada para transferir calor del regenerador al reactor, para permitir obtener en recipientes separados las reacciones de craqueo y la regeneración del catalizador y para establecer y controlar la temperatura de la reacción del craqueo. Las secciones de fraccionamiento y concentración de gases contienen

el equipo necesario para condensar y separar la corriente de vapores del reactor en productos especificados.

3.1.1 Descripción general. -

La carga fresca consistente en gasóleos provenientes de la Unidad de Destilación junto con los recíolos (fondos de la columna principal y aceite cíclico pesado) es enviada al tubo ascendente del reactor, donde la carga combinada encuentra al catalizador proveniente del regenerador (usualmente a 1100-1200° F) vaporizándose por efecto de la temperatura.

La mezcla de catalizador y vapores de hidrocarburo aproximadamente a 885-930° F suben por el tubo ascendente y entran al reactor. Estos vapores de la carga elevan el catalizador fluidizado, produciéndose las reacciones de craqueo, en las que por rompimiento de las moléculas de hidrocarburos se producen nuevos compuestos más ligeros y coque, el cual se deposita en la superficie de las partículas del catalizador.

La mayor parte de las reacciones de craqueo tienen lugar mientras el catalizador y los vapores suben por el tubo ascendente hacia el reactor; el resto de las reacciones es completado en el lecho denso del reactor.

Una plancha convexa en el fondo del reactor, encima de la entrada del tubo elevador, asegura una

distribución uniforme de los gases en el reactor. Después que el catalizador y los vapores de petróleo pasan a través de la plancha perforada, la reducción en la velocidad permite que el catalizador se separe de los vapores de hidrocarburos, excepto las partículas más finas que son separados en un ciclón de una etapa situado en la parte superior del reactor. Este reduce el contenido de catalizador de los vapores a una concentración que no es incómoda para el fraccionador. Los gases de hidrocarburos pasan luego al fraccionador para ser separados en varias fracciones. Los finos de catalizador que son retenidos en el ciclón regresando al lecho del catalizador del reactor a través del tubo del fondo del ciclón.

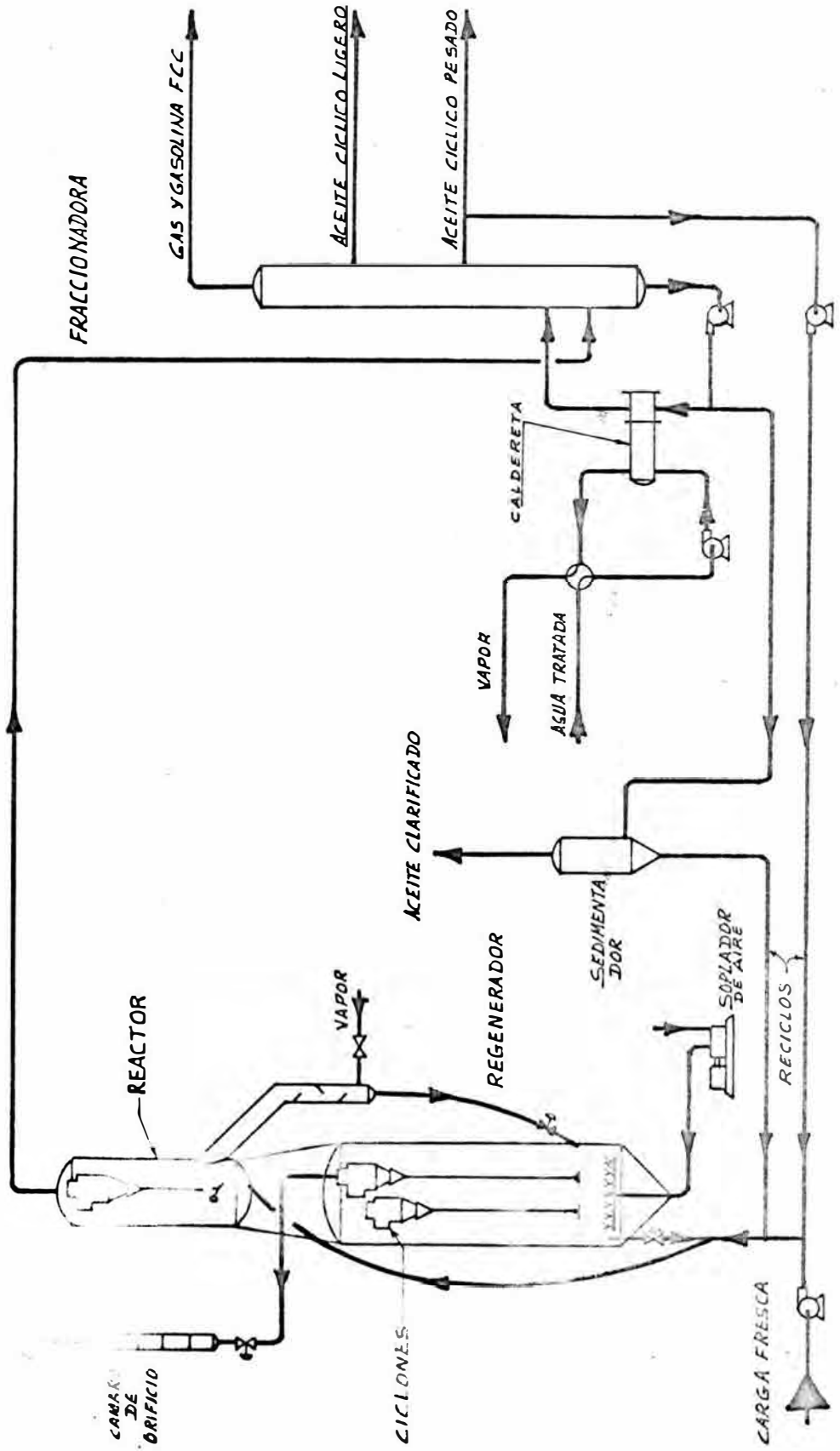
Como resultado de las reacciones de craqueo en el tubo ascendente y el reactor se produce una deposición de coque en el catalizador. Este catalizador "gastado" del reactor baja a través del stripper en contracorriente con vapor de agua, el cual, desplaza los gases de hidrocarburo de los espacios entre las partículas del catalizador. El catalizador libre de estos gases sale del stripper y pasa al tubo de bajada. Una válvula deslizante en el tubo de bajada restringe el flujo de catalizador de tal manera que se tenga un nivel adecuado de catalizador en el reactor. El catalizador gastado que entra al regenerador es puesto en contacto con una corriente de aire para quemar el carbón.

del catalizador. En el regenerador el catalizador gastado entra al lecho denso del catalizador, el cual es fluidizado por el aire que ha sido distribuido por un sistema de tuberías con toberas. La combustión de la materia carbonosa depositada en el catalizador comúnmente llamado coque ó carbón aumenta la temperatura del catalizador aproximadamente a 1200° F. El catalizador regenerado pasa luego al tubo de bajada del regenerador y luego de pasar a través de la válvula deslizante del catalizador regenerado se mezcla con la carga combinada y se reinicia el ciclo de operación, Este flujo de catalizador regenerado caliente del tubo de bajada del regenerador es controlado con la válvula deslizante, de tal manera que se obtenga la temperatura constante deseada en el Reactor.

Los gases producidos en la combustión del coque se elevan a través del regenerador y salen por dos ciclones de dos etapas. De la parte superior del Regenerador estos gases pasan a través de una válvula deslizante, la cual es regulada por un controlador de la presión diferencial reactor-regenerador y a través de la cámara de orificio reductora de presión, sale a la atmosfera.

La figura N° 9 muestra esquemáticamente la Unidad de Craqueo Catalítico de la Refinería "La Pampilla".

Fig. N° 9



(V E R F I G . # 9)

3.1.2 Descripción de los equipos principales. -

A. Reactor:

El reactor es el recipiente de acero superior en la estructura reactor-regenerador. Sus principales funciones son:

- a) Suministrar una zona en la cual se realice la reacción final del craqueo.
- b) Proporcionar un espacio para la separación del catalizador y los vapores de petróleo
- c) Proporcionar un lugar para el ciclón, el cual recupera un gran porcentaje de los finos del catalizador arrastrados por los gases.

B. Regenerador. -

Es un recipiente de acero al carbono forrado in-

ternamente con concreto. Está situado en la parte inferior de la estructura reactor-regenerador. Sus funciones son:

- a) Proporcionar un lugar para quemar el carbón del catalizador gastado que regresa del reactor.
- b) Proporcionar un lugar para los ciclones de dos etapas situados en la parte superior del regenerador donde la mayor parte de los finos del catalizador (que están escapando con los gases de combustión) son recuperados y retornados a la fase densa del lecho catalítico, a través de los tubos de bajada de los ciclones.

Los gases que salen de los ciclones pasan a través de la válvula deslizante regulada por el controlador de presión diferencial reactor-regenerador, y luego a través de la cámara de orificios, la cual tiene por objeto reducir la erosión de la válvula deslizante.

C. Stripper del Catalizador:

Es un recipiente que se encuentra acoplado al costado del reactor cerca al fondo de éste. Este dispositivo consiste de tres platos deflectores perforados, los cuales están instalados a un ángulo de 45° . Estos deflectores tienen por objeto proporcionar una mejor distribución de vapor de agua para stripping, el cual entra por debajo del plato deflector inferior.

El coque formado por el catalizador en el tubo ascendente y reactor es una mezcla de carbón e hidrocarburos pesados. El vapor de agua desplaza a los vapores de hidrocarburos que ocupan el espacio entre las partículas del catalizador.

D. Ciclones.:

El aire ó vapores de hidrocarburos que dejan el lecho catalítico, lleva consigo una cantidad de catalizador. Las partículas más pesadas regresan al lecho por gravedad, pero las partículas más pequeñas deben ser recuperadas por medio de un equipo especial. Para esta unidad se dispone de un ciclón de simple etapa en el reactor y dos ciclones de dos etapas para el regenerador.

Los ciclones consisten de una cámara en espiral con una entrada tangencial. Los gases de hidrocarburos ó de combustión salen por la parte superior del ciclón, mientras que el catalizador sale por el fondo cónico y entra a la tolva de separación. Los gases que entran a la cámara en espiral son forzados a una trayectoria circular lanzando al catalizador hacia afuera y dejando un gas relativamente libre de catalizador en el centro.

E. Columna Fraccionadora:

La Sección Fraccionadora de la unidad de Craqueo Catalítico Fluido, es muy similar a la de

una unidad de Destilación de crudo. En ambos casos la gasolina es el producto superior y los productos más pesados son obtenidos en extracciones laterales. La operación de la Fraccionadora de la Unidad FCC difiere en dos aspectos importantes:

- a) Por el domo sale una gran cantidad de gases juntamente con la gasolina
- b) Mientras que la entrada de calor a una fracciónadora es siempre minimizada, la carga para una fraccionadora de FCC son vapores sobrecalentados y la liberación de calor es la operación mayor.

Los vapores del reactor entran en el fondo de la Torre Fraccionadora a una temperatura aproximada de 900°F y deben ser enfriados a 650°F de poder iniciar el fraccionamiento. Los gases del reactor están por lo tanto en contacto con una gran corriente de lodos circulada desde el fondo de la fraccionadora a través del generador de vapor de fondos de la columna y del intercambiador de carga fresca, regresando 6 platos arriba del fondo de la fraccionadora. Este sistema de circulación de lodos enfrían y lavan los vapores del catalizador arrastrado. Una corriente que se saca de la circulación de lodos es llevada al asentador de lodos donde se recupera el catalizador asentado en el fondo y una corriente de lodos "diluidos" se recircula por el tubo elevador al reactor. El aceite clarifi-

cado proveniente del domo o del asentador de los dos se envía como producto a tanques.

Los vapores desrecalentados llegan a la sección de recirculación pesada y pasan a través de 4 platos hacia el plato de extracción de aceite cíclico pesado. La recirculación pesada puede obtenerse como producto y recircularse hasta su terminación al reactor.

El aceite cíclico ligero, sale del plato de extracción y la corriente de recirculación es dirigida al rehervidor del agotador y luego a través de un enfriador al absorbedor de esponja como aceite pobre (esto en la Sección de Recuperación de Gases). El aceite rico del absorbedor regresa a la fraccionadora arriba del plato 8. El aceite cíclico ligero que va al agotador, después de su agotamiento se enfría y se envía a tanques.

Los vapores de gas y gasolina salen del domo de la fraccionadora, los vapores de gasolina se condensan y recogen en el acumulador. El gas del acumulador se envía a la Unidad de Recuperación, así como la gasolina inestabilizada.

Cálculo de la cantidad del Coque Quemado:

- A. Análisis Orsat típico de los gases de combustión del regenerador:

$$= \frac{21.5 \text{ moles de O}_2}{100 \text{ moles gas comb.}}$$

Por lo tanto 21.5 es la cantidad de moles de O_2 del aire utilizados para producir 100 moles de gases de combustión, como salen solamente 14.45 moles de O_2 como CO_2 y CO que dan entonces : $21.50 - 14.45 = 6.05$ moles de O_2 que han pasado a agua por 100 moles de gases de combustión.

E. Carbón e Hidrógeno:

$$\frac{17.7 \text{ Moles de C}}{100 \text{ mol. gas comb.}} \times \frac{12 \text{ lbs. C}}{\text{Mol. de C}} = \frac{212.4 \text{ lbs. carbón}}{100 \text{ mol gas comb.}}$$

De acuerdo a la combustión de agua



$$H_2 \text{ (en el coque)} = 6.05 \times 2 \times 2 = \frac{24.20 \text{ lbs de H}_2}{100 \text{ mol gas comb.}}$$

$$\therefore \frac{212.4 + 24.20}{100 \text{ mols. de gas comb.}} = \frac{236.6 \text{ lbs de coque}}{100 \text{ mols. de gas comb.}}$$

F. La cantidad de aire requerido:

$$\frac{81.5 \text{ moles de N}_2}{100 \text{ moles gas comb.}} \times \frac{28 \text{ lbs aire}}{\text{Mol N}_2} = \frac{2282 \text{ lbs Aire}}{100 \text{ mols de gas Comb.}}$$

$$\frac{21.5 \text{ Moles de O}_2}{100 \text{ mol gas comb.}} \times \frac{32 \text{ lbs aire}}{\text{Mol O}_2} = \frac{688 \text{ lbs aire}}{100 \text{ mol gas comb.}}$$

$$\text{De E y F : } \frac{2970 \text{ lbs de aire}}{100 \text{ mol gas comb.}} = \frac{12.5 \text{ lbs de aire}}{\text{lbs de coque}}$$

$$\frac{236.6 \text{ lbs de coque}}{100 \text{ mol gas comb.}}$$

G. Considerando que el aire neto típico para una carga de 7000 B/Dy 6.5 % de coque (corregido por la humedad) al

regenerador es :

$$71,947 \frac{\text{lbs. aire seco}}{\text{hora}}$$

Por lo tanto:

$$\frac{71,947 \text{ lbs. aire seco/hora}}{12.5 \text{ lbs. aire/lbs. coque}} = 5810 \frac{\text{lbs. coque}}{\text{hora}}$$

si se multiplica lbs. coque/hr. por lbs. carga fresca/hr. se obtendrá el % de carga fresca convertido en coque (en nuestra Refinería varía de 6 - 7% en peso).

H. Calor de Combustión:

Para la primera reacción de $C \rightarrow CO_2$ ($C + O_2 \rightarrow CO_2$)

$$\frac{212.4 \text{ lbs. de carbón}}{100 \text{ moles gas comb.}} \times \left(\frac{10.8}{17.7} \right) \times 14155 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } (C \rightarrow CO_2)} =$$

$$= 1.334 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{100 \text{ mol. gas comb.}}$$

Para la segunda reacción de $C \rightarrow CO$ ($C + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO$)

$$\frac{212.4 \text{ lbs. de carbón}}{100 \text{ moles gas comb.}} \times \left(\frac{6.9}{17.7} \right) \times 3964 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } (C \rightarrow CO)} =$$

$$= 0.33 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{100 \text{ mol gas comb.}}$$

Para la tercera reacción de $H_2 \rightarrow H_2O$ ($H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$)

$$24.20 \frac{\text{lbs } H_2}{100 \text{ mol gas comb.}} \times 51662 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } (H_2 \rightarrow H_2O)} =$$

$$1.25 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{100 \text{ mol gas comb.}}$$

Luego el calor de combustión total será:

$$10^6 (1.334 + 0.33 + 1.25) = 3.414 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{100 \text{ moles gas comb.}}$$

Por lo tanto, el calor generado por libra de coque será:

$$\frac{3.414 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{100 \text{ moles gas comb.}}}{236.6 \frac{\text{lbs. coque}}{100 \text{ mol. gas comb.}}} = 14,400 \frac{\text{BTU}}{\text{lbs. coque}}$$

El total de calor de combustión será:

$$14,400 \frac{\text{BTU}}{\text{lbs. coque}} \times 5810 \frac{\text{lbs. coque}}{\text{hora}} = 89.6 \times 10^6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr.}}$$

3.3 Balance Térmico Regenerador - Reactor:

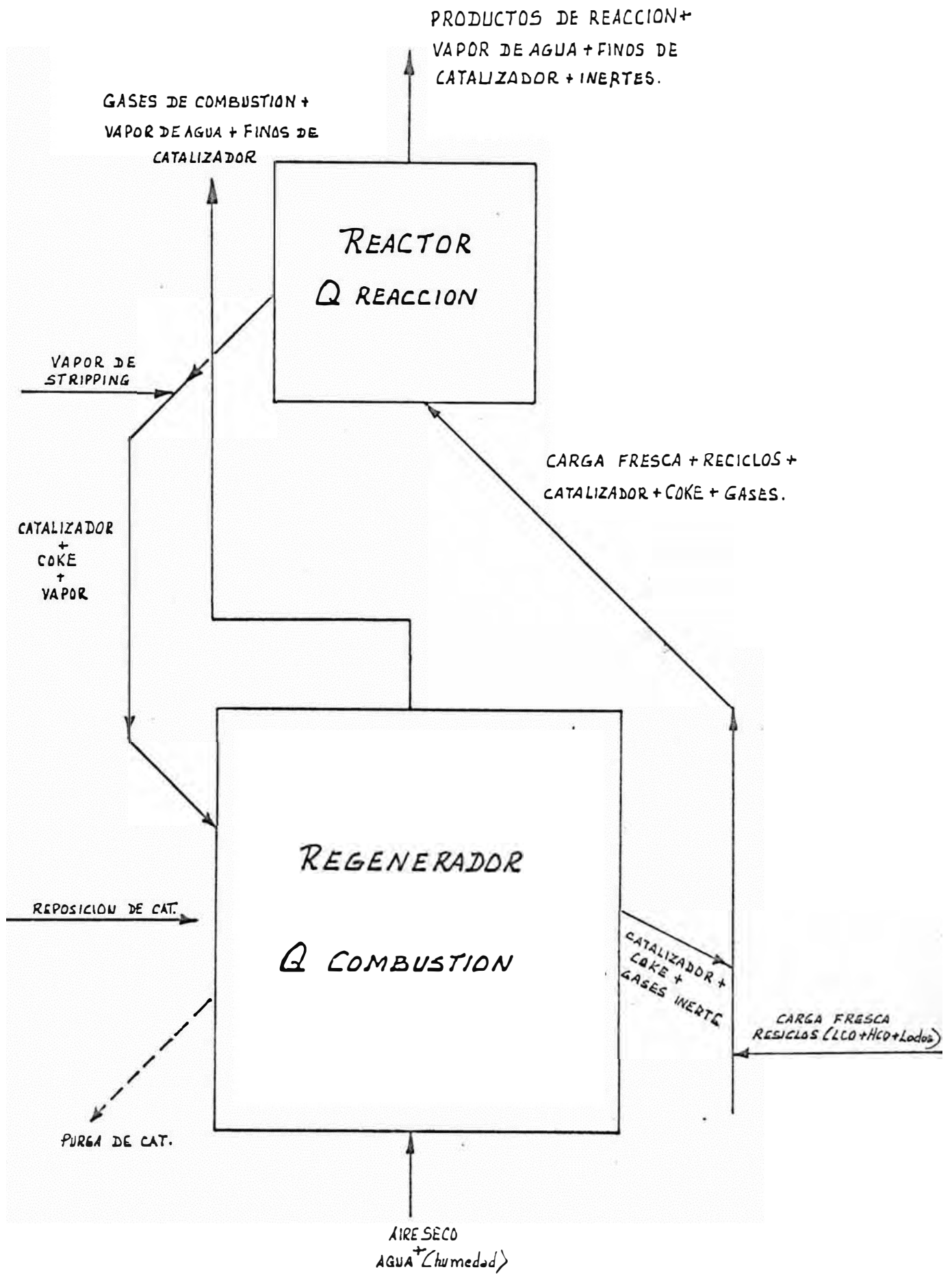
De acuerdo a la primera ley de la Termodinámica "La Energía total de un sistema no se crea ni se destruye", que expresado para el balance térmico sería:

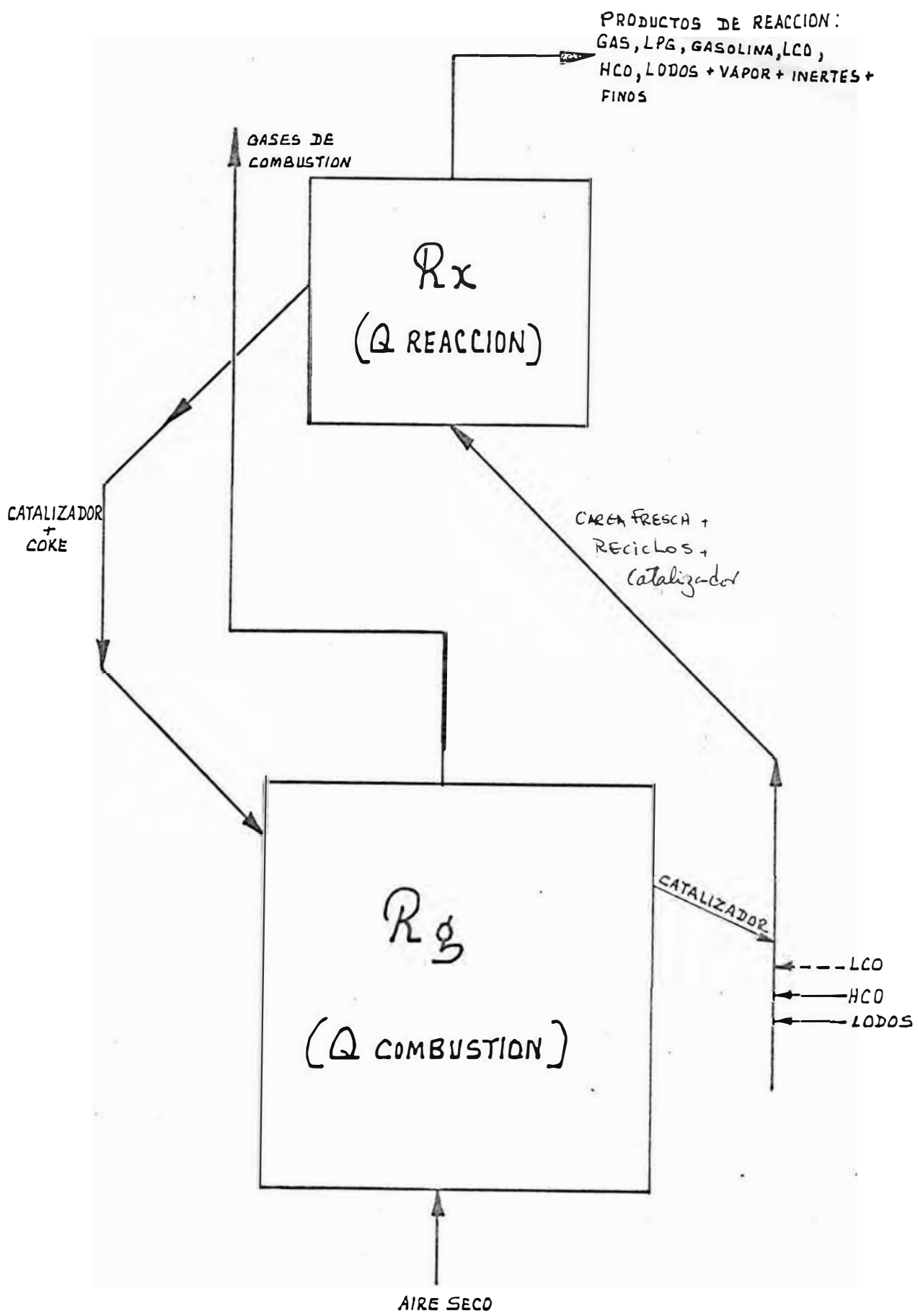
$$\text{Energía que entra al sistema} = \text{Energía que sale del sistema} + \text{Energía acumulada en el sistema}$$

Se asume como despreciable las entalpías H de :

- la purga y reposición de catalizador
- lo removido por el vapor de stripping
- lo removido por el vapor de agua del aire y
- el flujo de inertes al reactor.

DIAGRAMA PARA EL BALANCE TERMICO:





3. 3. 1 Balance Térmico en el Reactor (Rx). -

Temperatura Base: Temperatura de la fase densa del
Reactor (900° F)

Entalpías (BTU/hr)

Productos de craqueo, vapor, inertes, y finos : $H = 0$

Carga fresca	:	H_1
Reciclos	:	H_2
Vapor de stripping	:	H_3
Coque	:	H_4
Calor de Reacción	:	ΔH_5
Pérdidas de calor	:	QR_x
Catalizador	:	$- H_{c1}$
		<hr/>
		$\Sigma HR_x = 0$

3. 3. 2 Balance Térmico en el Regenerador (Rg). -

Temperatura Base : Temperatura en la fase diluída del
Regenerador (1168° F)

Entalpías (BTU/hr.)

Aire	:	H_I
Coque	:	H_{II}
Calor de combustión	:	$-\Delta H_{III}$
Pérdidas de calor	:	QR_g
Catalizador	:	H_{c2}
		<hr/>
		$\Sigma HR_g = 0$

Relaciones para el cálculo de entalpías:

Nomenclatura:

Entalpía de los reciclados BTU/hr.

h	:	Entalpía de la carga BTU/hr
T_{cc}	:	Temperatura de la carga combinada °F
T_{Rx}	:	Temperatura del reactor, °F
T_{Rg}	:	Temperatura del regenerador, °F
T_B	:	Temperatura base °F
$h_{vap T}$:	Entalpía del vapor a su temperatura T, °F
$h_{vap B}$:	Entalpía del vapor a la temperatura base, °F
H_{c1}	:	Entalpía del catalizador en el reactor
H_{c2}	:	Entalpía del catalizador en el regenerador

Reactor:

Carga	:	$H_1 = (\text{lbs/hr}) (h T_{cc} - h T_B)$
Reciclos	:	$H_2 = (\text{lbs/hr}) (h T_{Rx} - h T_{cc})$
Vapor de stripping:	:	$H_3 = (\text{lbs/hr}) (h_{vap T} - h_{vap B})$
Coque	:	$H_4 = (\text{lbs/hr}) C_p (T_{Rx} - T_B)$
Calor de reacción:	:	$\Delta H_5 = \text{Calculado con fórmula (*)}$

$$(a) \sum HR_x = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + \Delta H_5 - QR_x - H_{c1} = 0$$

Regenerador:

Aire	:	$H_I = (\text{lbs/hr}) C_p (T_{aire} - T_B)$
Coque	:	$H_{II} = (\text{lbs/hr}) C_p (T_{Rx} - T_B)$
Calor de combust.:	:	$\Delta H_{III} = \text{Calculado con fórmula (**)}$

$$(b) \sum HR_g = H_I + H_{II} + \Delta H_{III} - Q_{rg} - H_{c2} = 0$$

- (*) El calor de reacción en el Reactor, varía con la conversión Dart y Oblad (Chem. Eng. Process, Vol. 45 N° 2, Feb. 1949, pag. 110) encontraron la siguiente formula:

$$\Delta H_5 = 91.7 C_F \times q \quad \text{BTU/hr}$$

q = Calor de reacción BTU/lb

C_F = Carga fresca Ton/D

- (**) El calor de combustión. - Es costumbre considerar al coque como una mezcla de C e H y determinar su calor de combustión a partir del porcentaje de estos elementos. El % de H₂ en el coque puede ser determinado con el análisis Orsat de los gases. Emerson y Wanderlich (Pet. Rf. vol, 35, N° 2 - Enero 1958, pag. 135) encontraron la siguiente fórmula para el calor de combustión del coque.

$$q = 3960 + 10150 \left(\frac{\text{CO}_2}{\text{Co} + \text{CO}_2} \right) (1 - \text{H}/\text{K}) + 57.520 \left(\frac{\text{H}}{\text{K}} \right), \text{ BTU/lb}$$

$$q = 8.71 + 22.33 \left(\frac{\text{CO}_2}{\text{Co} + \text{CO}_2} \right) (1 - \text{H}/\text{K}) + 126.54 \left(\frac{\text{H}}{\text{K}} \right) \times 10^6, \text{ BTU/ton.}$$

$$\text{como } Q = \left(\frac{\text{K}}{24} \right) q = \Delta H_{\text{III}}$$

$$\Delta H_{\text{III}} = \left[0.363 + 0.931 \left(\frac{\text{CO}_2}{\text{Co} + \text{CO}_2} \right) (1 - \text{H}/\text{K}) + 5.277 \left(\frac{\text{H}}{\text{K}} \right) \right] \times \text{K} \times 10^6, \text{ BTU/Ton}$$

Donde (H/K), fracción de H₂ en el coque y CO y CO₂ en el Orsat.

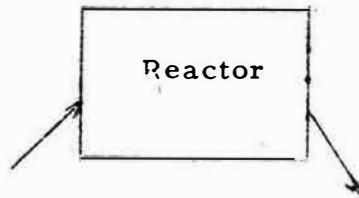
Entalpía del Catalizador en el Reactor y Regenerador:

De la igualdad (a) y (b') se puede encontrar:

$$\text{En el Reactor: } H_{cl} = (H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 - QR_x)$$

$$\text{En el Regenerador: } H_{cl} = (H_I + H_{II} + H_{III} - QR_g)$$

Otra forma de determinar las entalpías del catalizador en el reactor:



$$H'_{cl} = C \times C_p (T_{rx} - T_b)$$

$$-H''_{cl} = C \times C_p (T_b - T_{rg})$$

$$\text{Sumando } H'_{cl} - H''_{cl} = C \times C_p (T_{rx} - T_{rg}) = -H_c = C \times C_p (T_{rg} - T_{rx})$$

$$\text{o sea: } -H_{cl} = C \times C_p (T_{rg} - T_{rx})$$

C = Circulación de catalizador lb/hr.

C_p = Calor específico del catalizador, BTU/lb°F

H_{cl} = Entalpía del catalizador, BTU/hr

De la misma manera se determina en el regenerador .

3.3.3 Cálculo de la Circulación de catalizador. -

Objetivos. -

- a) Determinar la relación catalizador/carga (variable de operación)
- b) Determinar el desgaste de tuberías y válvulas, por donde circula el catalizador.

Ejemplo de un Balance Térmico Reactor-Regenerador y cálculo de la circulación del catalizador.

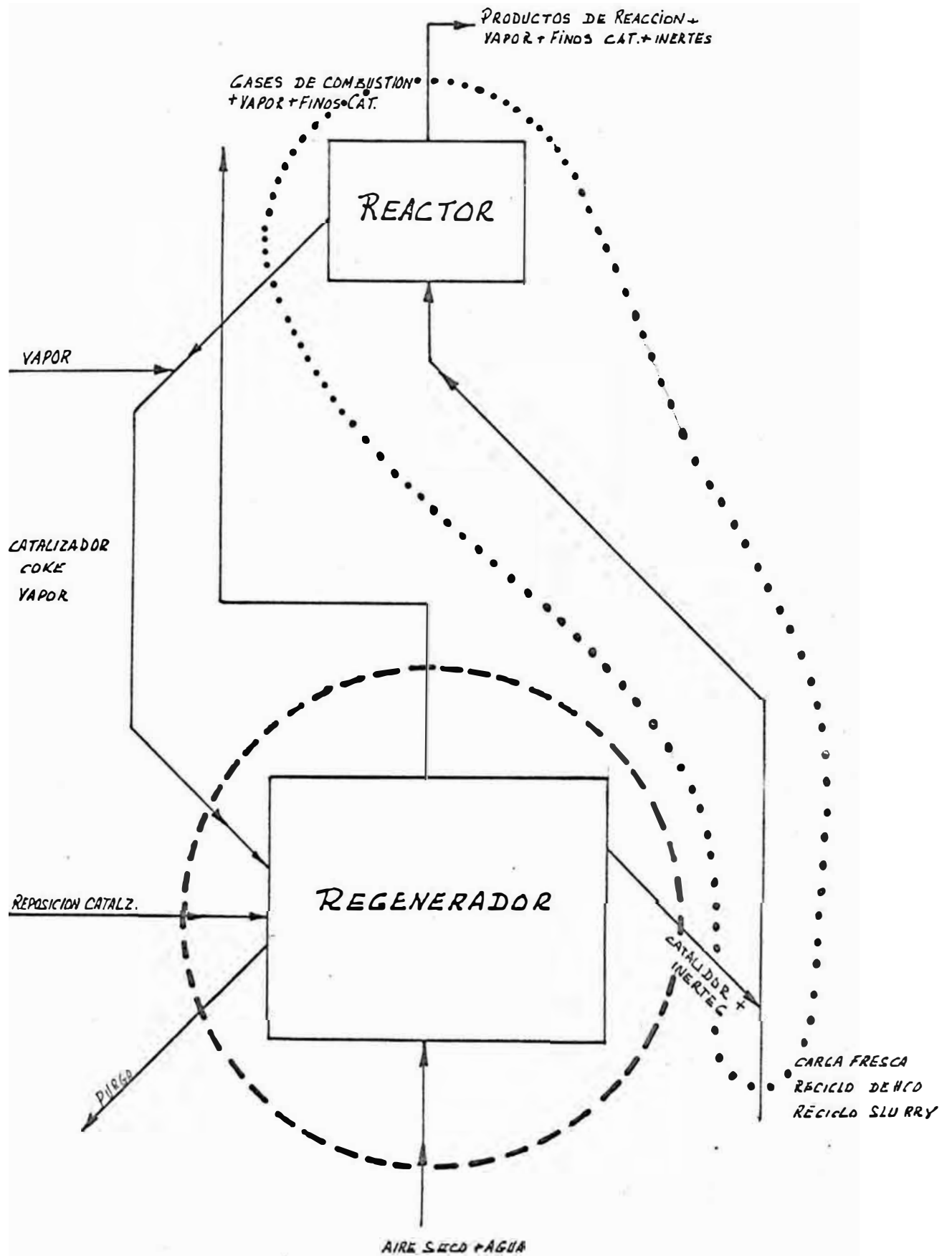
(VER FIGURA # 9a)

Según la figura 9a encerramos con línea continuada lo que entra y lo que sale del reactor y con línea punteada lo que sale y lo que entra al Regenerador.

Balance Térmico en el Reactor. -

Tomando como temperatura base: 900°F (Temperatura de la fase densa del Reactor). El cuadro que se presenta a continuación detalla el balance térmico de los productos que enfrían

Fig. # 9a



y que salen del Reactor. Se considera lo que entra como negativo y lo que sale como positivo.

	BPD	lbs/hr	T °F	T _B °F	ΔH BTU/lb	BTU/hr x 10 ⁶
Carga fresca	7000	-91879	344	900	-420	40
Reciclo de HCO	424	- 8729		900	-425	4
Reciclo de Slurry	233					
Vapor stripping**		- 1474	300	900		0.5
Gases inertes *	-	-	-	-	-	-
Coque		5810	900	900	0	0
Calor de reacción		91879			110	10
Pérdida de calor						QRx
Catalizador ***		-C	1168	900	64	-64C
Prod. reacción + vapor + inertes	-	-	-	-	-	-

Haciendo el Balance de los BTU/hr se tiene:

$$54.5 + Q_{rx} - 64C = 0 \quad (1)$$

El ΔH se encuentra en las curvas de contenido de calor, desarrolladas por la Shell. Cuando la temperatura real es menor que la temperatura base las ΔH son negativas.

* La cantidad de inertes hay que estimarla (UOP dió lbs/hr inertes = 0.00135 C lbs/hr de catalizador que circula) que para nuestro caso es tan pequeño que se desprecia.

** Con presión del Regenerador y la temperatura base recurrimos a las tablas de vapor y encontramos el ΔH para el vapor de stripping.

$$\Delta H \text{ inertes} = C_p \text{ inertes (temp. salida de } \approx 0 \text{ BTU/lb gases del Rg - Tb)}$$

$$\Delta H \text{ coque} = C_p \text{ coque (temp. del coque } \approx 0 \text{ BTU/lb en el Rx - Tb)}$$

*** $\Delta H_{\text{catalizador}} = C_p \text{ cat. (Temp. del catal. } \approx 64 \text{ BTU/lb en Rg - Tb)}$

	lbs/hr	T	TB	ΔH
Catalizador que entra	-C	1170	900	64
Catalizador que sale	C	900	900	0

Se considera que:

$$C_p \text{ coque} \approx 0.22 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \quad (\text{Dado por UOP})$$

$$C_p \text{ catalizador} \approx 0.24 - 0.25 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \quad (\text{Dado por UOP})$$

$$C_p \text{ aire} \approx 0.241 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \quad (\text{Perry})$$

T = Temperatura real

T_B = Temperatura Base

Balance Térmico en el Regenerador. -

Para el balance térmico en el regenerador se toma como temperatura base : 1168°F (Temperatura de la fase diluída del regenerador). El cuadro que se presenta a continuación muestra el balance térmico de los elementos que entran y que sa-

len del regenerador. Igualmente se considera lo que entra como negativo y lo que sale como positivo.

	lbs/hr	T °F	TB °F	ΔH BTU/lb	BTU/hr x 10 ⁶
Coque	-5810	900	1168	-59	0.35
Aire seco	-71947	290	1168	-210	15.00
Agua	-1000	290	1168	-200	0.20
Vapor arrastrado	-	-	-	-	-
Calor de combustión	-	-	-	-	-89.60
Pérdidas de calor					Q _{Rg}
Catalizador*	-C	900	1168	-64	64C
Gases de combustión	-	-	-	-	-
Vapor + Finos		1168	1168	0	0
Inyección de catalizador	-a				0
Purgas de catalizador	b				0

Haciendo el balance de los BTU/hr. se tiene:

$$-74 + Q_{rg} + 64A = 0 \quad (2)$$

El calor de los gases de combustión es exotérmico:

$$\Delta H \text{ coque} = C_p \text{ Coque} (900 - 1168) = -59 \text{ BTU/lb}$$

$$\Delta H \text{ aire seco} = C_p \text{ aire} (290 - 1168) = -210 \text{ BTU/lb}$$

$$\Delta H \text{ vapor de agua}$$

$$\Delta H \text{ vapor arrastrado}$$

} lo encontramos en las tablas de vapor

$$* \Delta H \text{ catalizador} = C_p \text{ catalizador} (900 - 1168) = 64 \text{ BTU/lb}$$

	lb/hr	T°F	TB°F	ΔH
Catalizador que entra	-C	900	1168	-64
Catalizador que sale	C	1170	1168	--

Resumiendo se tiene:

$$\text{Balance térmico del reactor} : 55.0 + Q_{rx} - 64 C = 0 \quad (1)$$

$$\text{Balance térmico del regenerador} : -74.0 + Q_{rg} + 64 C = 0 \quad (2)$$

Según UOP las pérdidas de calor se reparten : 1/3 para el reactor y 2/3 para el regenerador ó sea :

$$Q_{rg} = 2 Q_{rx} \quad (3)$$

Resolviendo las ecuaciones (1) (2) y (3) se tiene:

$$Q_{rx} = 19/3 \times 10^6 = 6 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{rg} = 12 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{y } C = 0.95 \times 10^6$$

Circulación de catalizador 950,000 lb/hr.

3.4 Efectos de las variables en los rendimientos de los productos de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído. -

Una Refinería, una Planta o una Unidad de Proceso puede considerarse en primer lugar como una "red" por donde circulan líquidos y gases, esta idea va asociada al equipo necesario para el manejo de fluídos: tuberías, válvulas, tanques, bombas, compresores, etc.

De esta primera consideración deducimos nuestras primeras variables de operación que son las características hidráulicas

de flujo de flujidos; estas son: flujo, nivel y presión.

En segundo lugar, en una refinería suceden intercambios térmicos, asociemos a esta idea todo el equipo de intercambio de calor, intercambiadores, condensadores, calentadores, rehervidores, hornos, etc. y de aquí extraemos nuestra cuarta variable de operación, la temperatura.

En tercer lugar, en una Refinería, los procesos pueden comprender tanto transferencia de materia (destilación, absorción, etc) como reacciones químicas, operaciones que para realizar se necesitan de presiones y temperaturas y en caso de ciertas reacciones se requiere además de catalizadores. Para el caso concreto de unidades de Craqueo Catalítico, interesa los efectos que el cambio de estas variables ocasionan sobre el proceso (rendimientos y calidad de los productos).

Variables de operación. -

Las variables de operación en una Unidad de Craqueo Catalítico se puede agrupar en variables independientes, variables dependientes y la conversión.

Variables independientes. -

Estas son determinadas por las condiciones de operación y características de la carga. Dentro de estas se puede considerar:

- a. Temperatura del reactor
- b. Velocidad espacial
- c. Presión
- d. Temperatura de precalentamiento de la carga
- e. Calidad de la carga
- f. Calidad del catalizador

a) Temperatura del reactor. -

Es la principal variable operacional, enteramente independiente, y de acción bastante sensible. Es fijada indirectamente por el contenido de calor de la carga combinada, por la cantidad de catalizador que circula a través del tubo elevador con la carga y por la temperatura de este catalizador regenerado.

El efecto de esta variable se manifiesta en que al aumento de la temperatura en el reactor, aumenta la conversión (un aumento de 40° F en la temperatura del reactor aumenta la conversión un 3% aproximadamente). Aumenta el número de octano de la gasolina. Aumenta el rendimiento de gas y su carácter olefínico. A conversión constante disminuye el rendimiento de gasolina en beneficio del gas. Disminuye el coque. El efecto de la temperatura del reactor, sobre el número octano y sobre la conversión se muestra en la figura N° 10

b) Velocidad espacial. -

En desintegración catalítica normalmente se habla de la velocidad espacial en peso (W. H. S. V). y se tiene que:

$$W. H. S. V. = \frac{\text{lbs/hr. carga fresca}}{\text{lbs. catalizador en el reactor}}$$

Cuando se opera a carga constante en una unidad determinada se acostumbra observar el efecto de nivel del reactor, lo que nos dá la medida del peso de catalizador en el reactor. Al aumentar el nivel del reactor, aumenta el tiempo en el cual están en contacto los

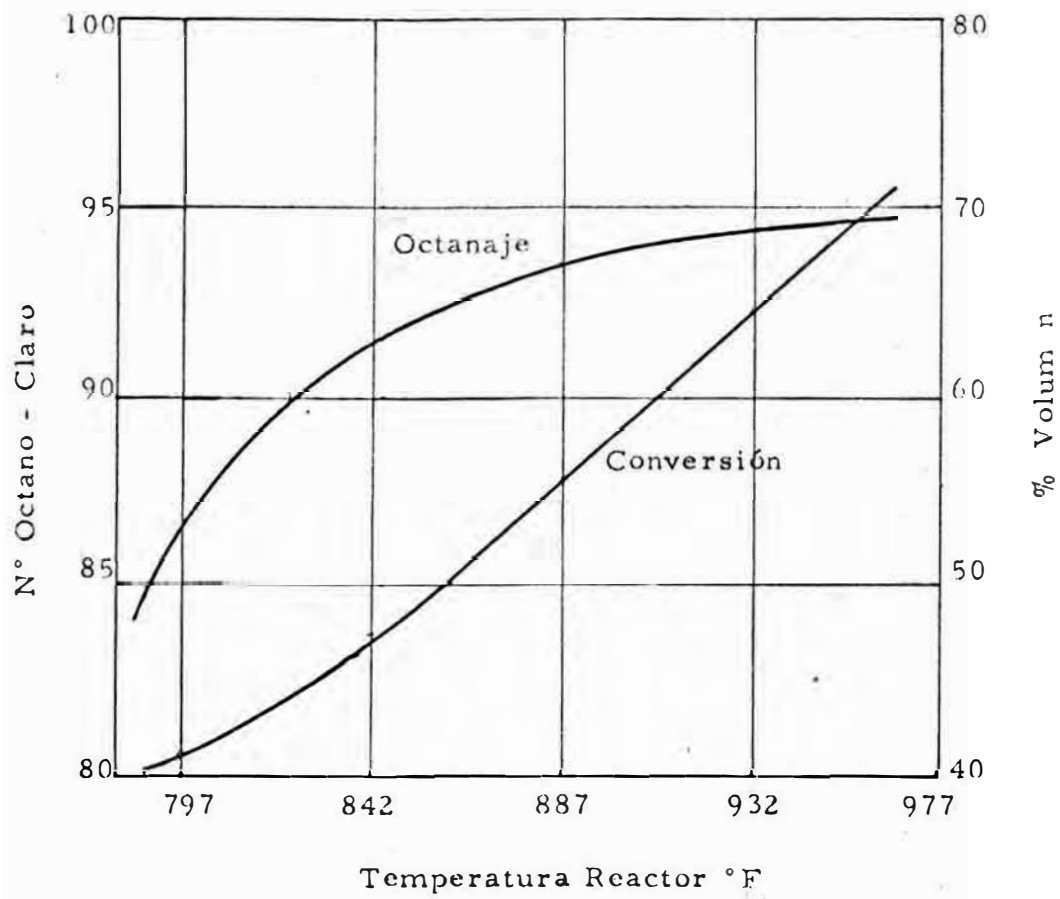


FIG. N°10 - EFECTO DE LA TEMPERATURA DEL REACTOR

vapores de aceite con el catalizador y por lo tanto, esto elevará la conversión. El aumento de tiempo de residencia del catalizador, aumenta el rendimiento de carbón, al mismo tiempo que el rendimiento de gasolina disminuye. Aumenta también la temperatura del regenerador; hace bajar el contenido de olefinas en los productos líquidos. La figura # 11 muestra el efecto de la velocidad espacial.

c) La presión. -

Presión del Reactor. - Un aumento de presión del reactor producirá los siguientes efectos, aunque en forma no muy pronunciada:

Aumento en la conversión

Aumenta la temperatura del Rg.

Hay disminución en la velocidad del catalizador en el reactor, es decir la velocidad a la entrada del ciclón.

Presión del Regenerador. - Un aumento en la presión del regenerador. Mejorará la regeneración del catalizador y disminuirá el arrastre. Aumenta la eficiencia de los ciclones dentro de los límites de los mismos. Mejora ligeramente la distribución de aire.

La figura #12 presenta algunos de los efectos de la variación de la presión.

d) Pre-calentamiento de la carga. -

Aumentar la temperatura de la carga fresca es una manera de aumentar la temperatura de la carga combinada y por lo tanto, el calor de entrada del reactor. Un

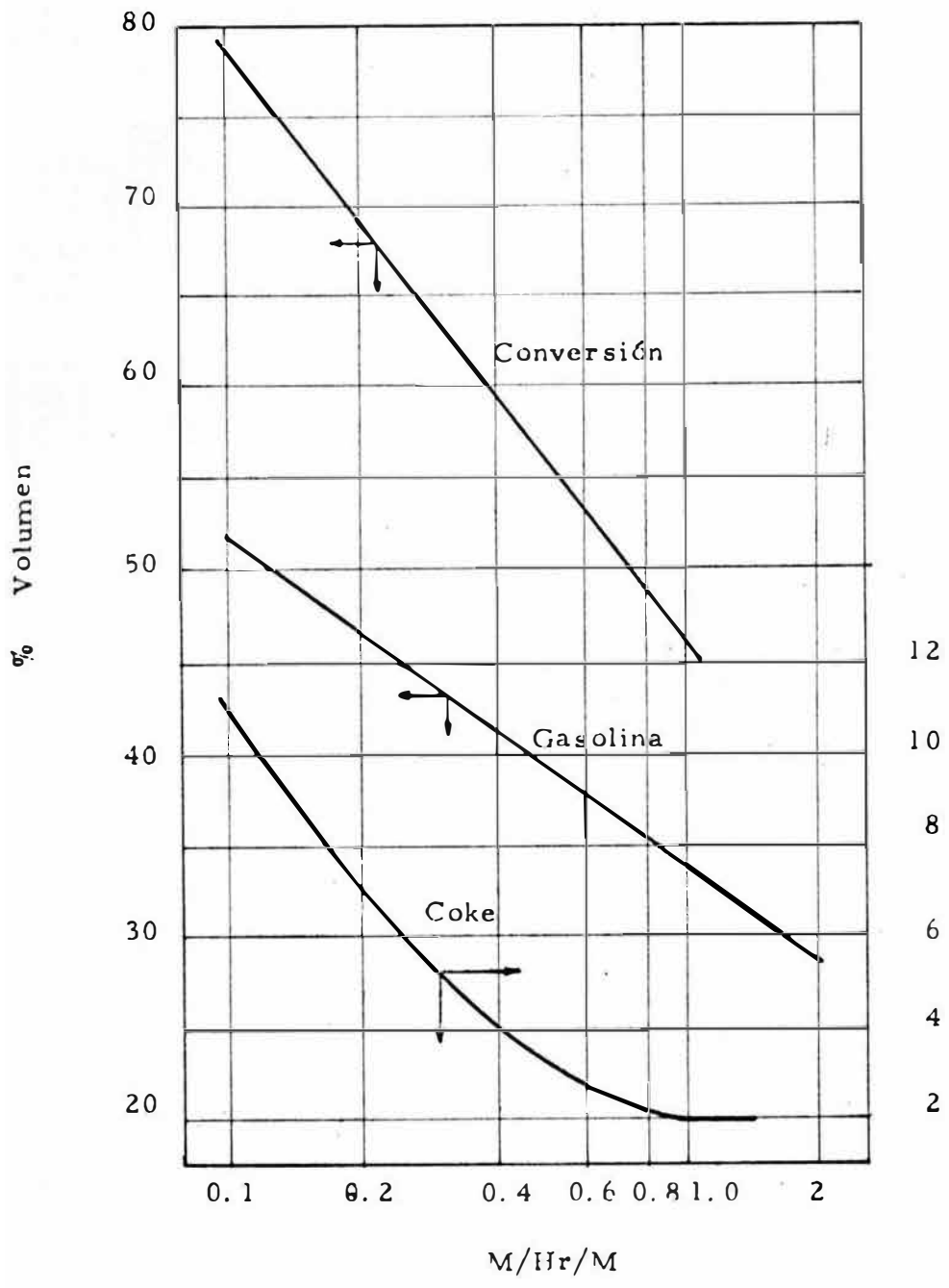


FIG. N° 11 EFECTO DE LA VELOCIDAD ESPACIAL (M/Hr. /M)

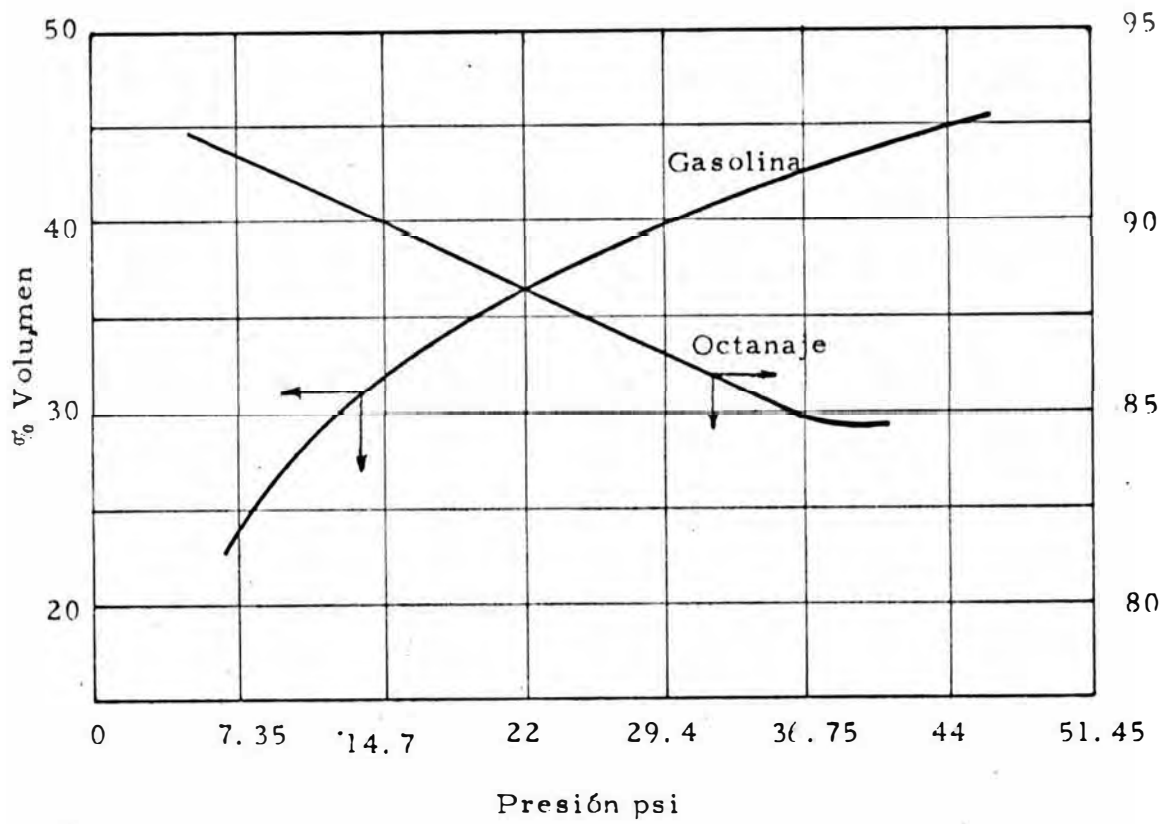


FIG. N° 12 EFECTO DE LA PRESION

aumento de temperatura en la carga produce los efectos siguientes:

- Reduce la conversión
- Aumenta la temperatura del regenerador
- Reduce la producción de carbón
- Reduce la relación catalizador/aceite

Relación de recirculación o relación de carga, combinada (RCC).

Se define y se calcula de la forma siguiente:

$$RCC = \frac{\text{EPD de carga fresca} + \text{BPD de recirculación}}{\text{BPD de carga fresca}}$$

Los efectos que produce un aumento de la relación de carga combinada son:

- Aumento en el rendimiento de gasolina
- Aumento de la conversión
- Baja ligeramente el número octano
- Hay un pequeño aumento en el rendimiento de coque
- Produce un cambio en la temperatura del regenerador, que depende de la composición de la recirculación

La figura # 13 detalla el efecto de la relación de la carga combinada sobre el rendimiento de gasolina.

e) Calidad de la carga y del catalizador. -

Estas variables fueron discutidas en el capítulo N° 2.

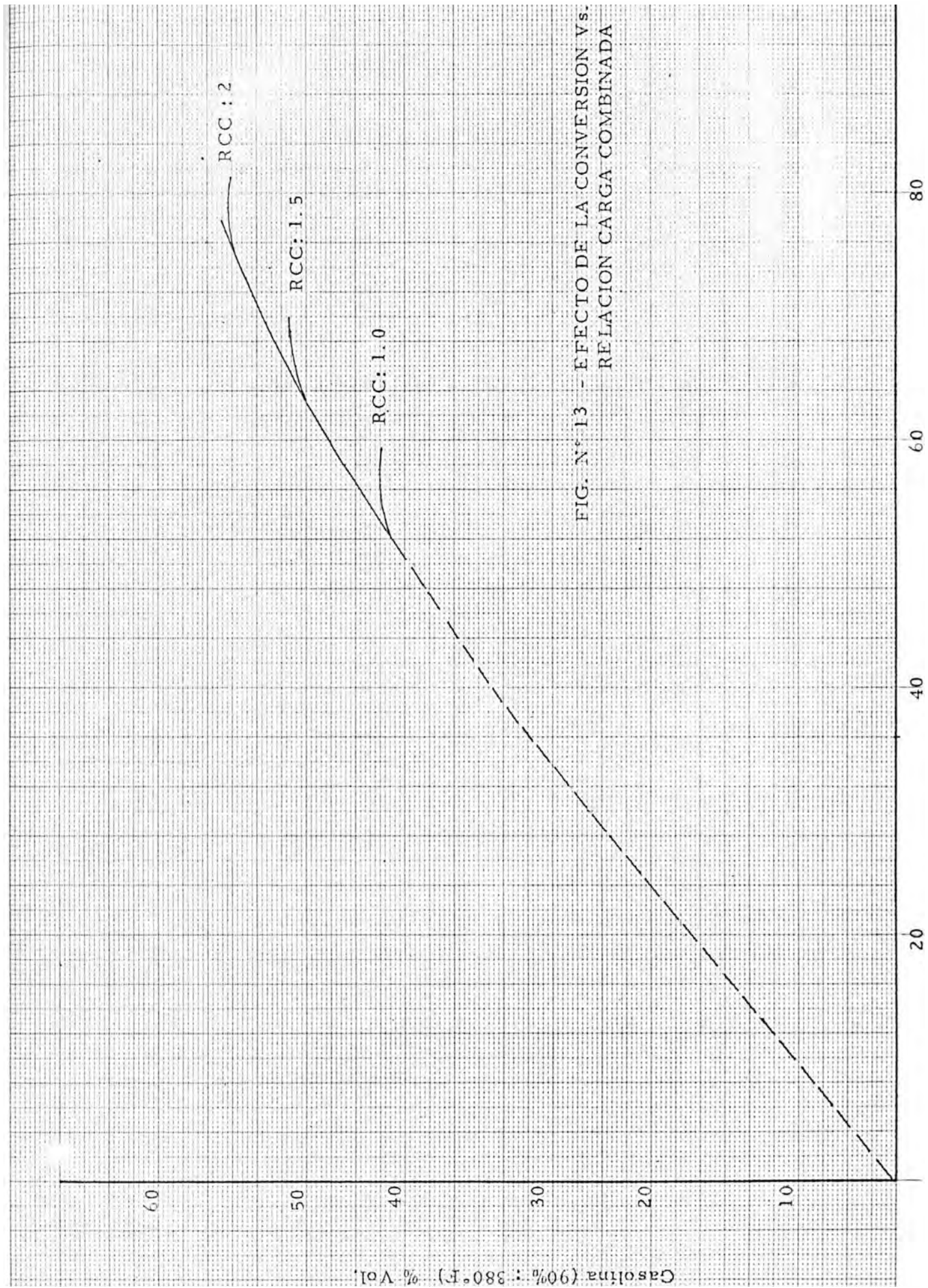


FIG. N° 13 - EFECTO DE LA CONVERSION Vs.
RELACION CARGA COMBINADA

Variables dependientes. -

Estas son determinadas por los rendimientos y características de los productos:

a) Conversión. -

Se puede considerar la conversión desde dos puntos de vista: de un lado, es una variable dependiente determinada por las condiciones de operación y características de la carga y en otro sentido es una de las variables independiente que determina el rendimiento de coque. En resumen, estas variables fijan (para una carga y un catalizador dado) la extensión del craqueo (medido en forma general por la conversión) y la calidad en los productos.

Se define como el porcentaje de gas y gasolina producidos a partir de un gasóleo (generalmente obtenido de la destilación al vacío) y se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Conversión} = \left(\frac{\text{BPD de gasóleo desintegrado}}{\text{BPD de carga fresca}} \right) \times 100$$

El efecto de esta variable en los rendimientos de los productos es que al aumentar la conversión:

Aumenta la gasolina, el coque, el número octano de la gasolina, el gas, el butano; disminuye ligeramente la producción de aceites cíclicos, y notablemente la producción de residual.

La figura 14 y 15 muestran gráficamente el efecto de la conversión.

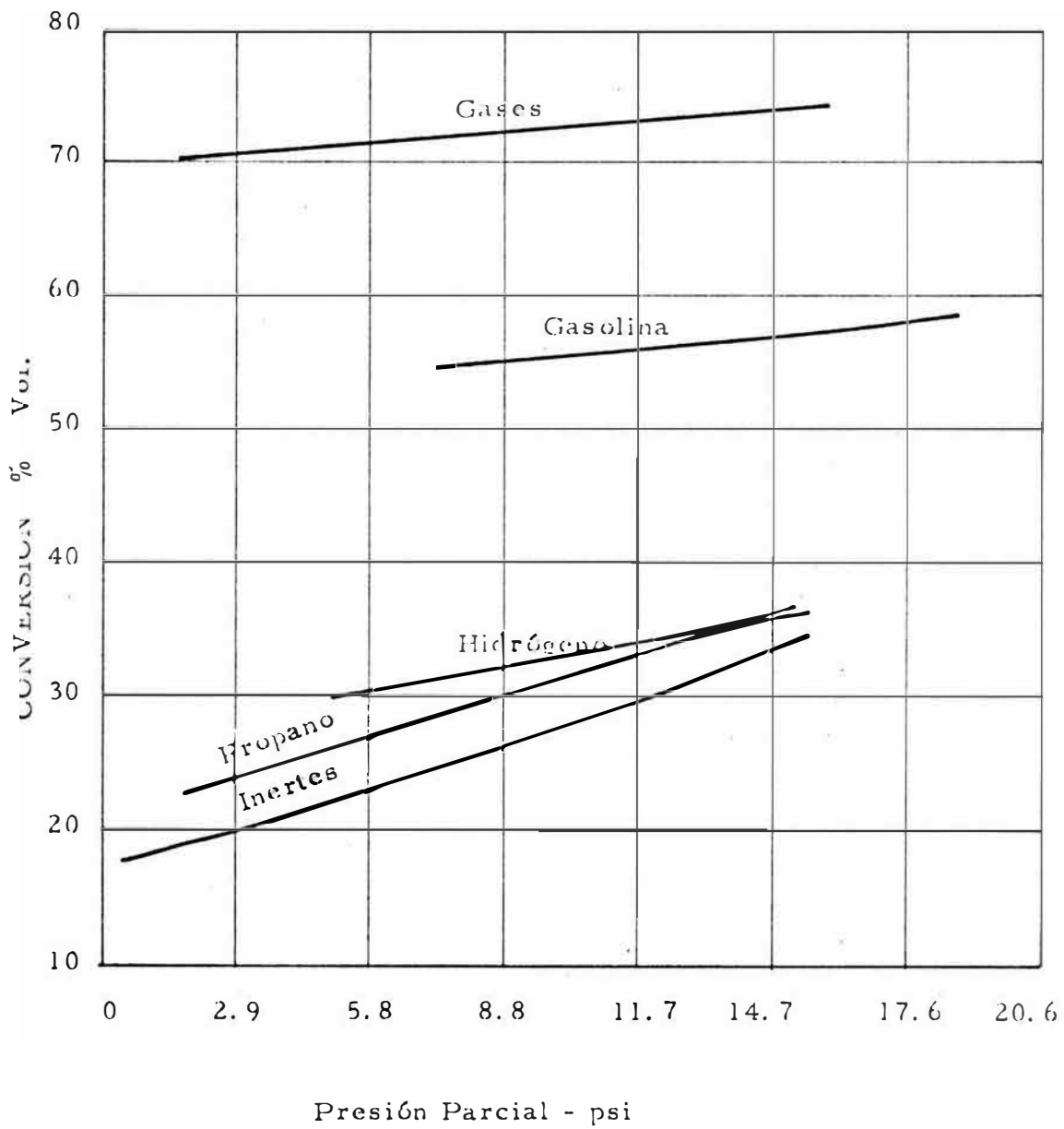


FIG. N° 14 - EFECTO DE LOS PRODUCTOS LIGEROS SOBRE LA CONVERSION

b) Relación Catalizador/aceite. -

Es la relación del flujo por hora en peso del catalizador circulante y el flujo en peso por hora de la carga. Esta variable depende en la conversión deseada, de la temperatura del reactor, de las temperaturas del regenerador y de la temperatura de la carga. Al variar las condiciones de proceso que aumentan la relación catalizador/aceite, se observará probablemente: aumento en el rendimiento del carbón y un aumento en la conversión. La figura #16 muestra el efecto de la relación catalizador/aceite.

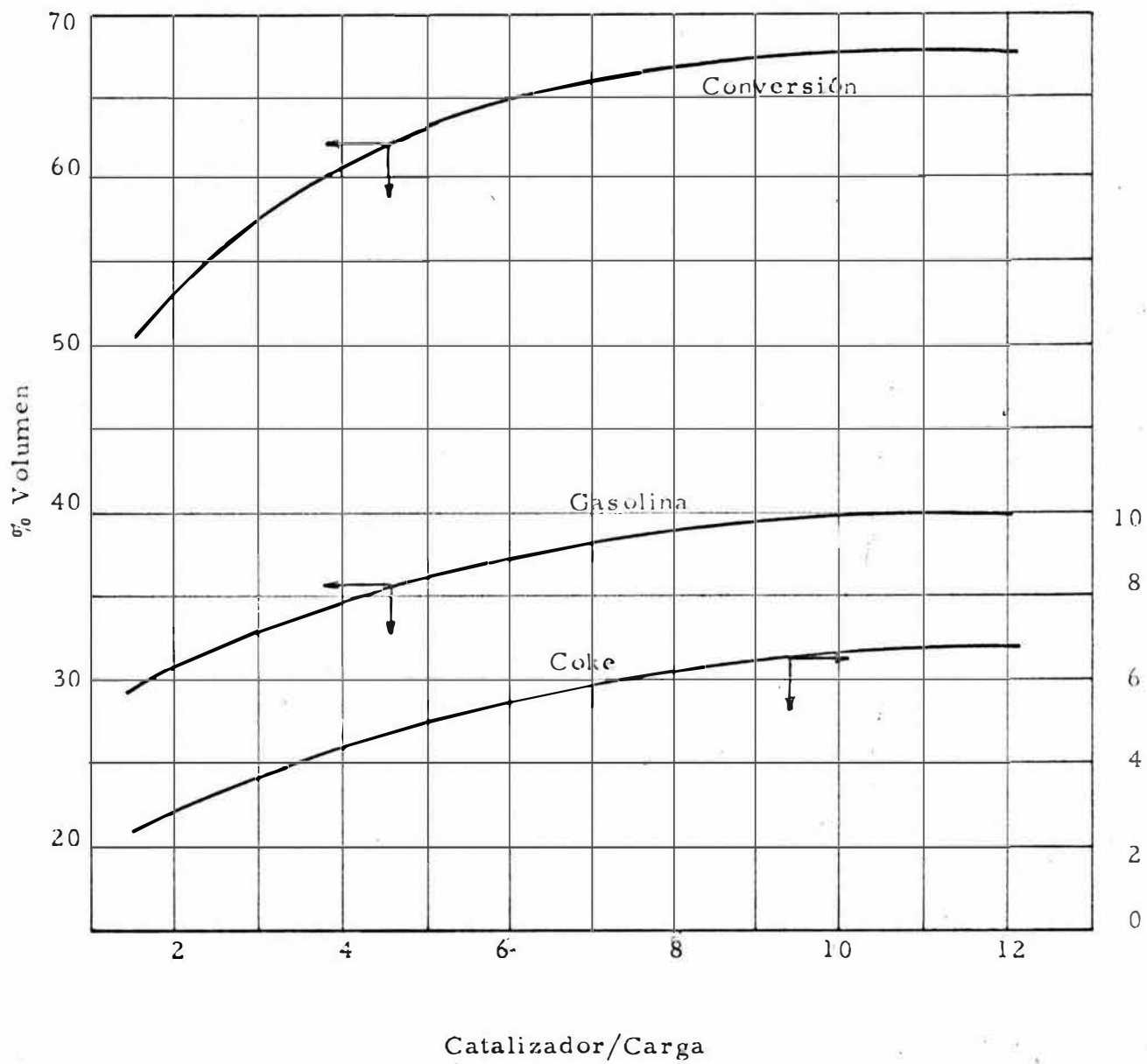


FIG. N° 16 EFECTO DE LA RELACION C/O

C A P I T U L O I V

CORRELACIONES Y ECUACIONES DESARROLLADAS PARA LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO DE LA REFINERIA "LA PAMPILLA"

4.1 Relación entre variables:

Muy a menudo se encuentra en la práctica que existe una relación entre dos ó más variables, por ejemplo: Los pesos de hombres adultos dependen en cierto modo de sus alturas, las circunferencias de los círculos dependen de sus radios, la densidad del gas depende de su temperatura y presión, los rendimientos de los productos de craqueo catalítico dependen de la temperatura del Reactor, de la velocidad espacial, de la calidad del catalizador, etc., es decir que una variable depende de otras varias. Frecuentemente se expresa esta relación, mediante una ecuación matemática que ligue las variables.

Para llegar a determinar una ecuación que relacione las variables, el primer paso es la colección de datos que muestren los correspondientes valores de las variables consideradas.

Los casos que abarcan más de dos variables son tratados de la misma forma que los de dos variables. Por ejemplo : puede exis

tir una relación entre las tres variables X, Y, Z que puede venir dada por la ecuación:

$$Z = A_0 + A_1 X + A_2 Y$$

Que se llama ecuación lineal entre las variables X, Y, Z.

En un sistema de coordenadas tridimensional, esta ecuación representa un plano. Por extensión del método de los mínimos cuadrados, se puede hablar de "Plano de Regresión de Mínimos Cuadrados", de X e Y, éste sería el Plano de Regresión de Z sobre X e Y :

4.2 Ecuación de Regresión:

La ecuación de regresión, es aquella que sirve para estimar una variable dependiente, por ejemplo : X_1 , a partir de las variables independientes X_2, X_3, X_4, \dots y se llama ecuación de regresión de X_1 sobre X_2, X_3, X_4, \dots

Con una notación funcional a veces se escribe esto brevemente como $X_1 = f(X_2, X_3, X_4, \dots)$ que se lee "X₁ es función de X₂, X₃ y así sucesivamente".

Para el caso de tres variables, la ecuación de regresión más sencilla de X_1 sobre X_2 y X_3 , es la lineal, y tiene la forma:

$$X_1 = b_1 + b_2 X_2 + b_3 X_3 \quad (A)$$

El plano de regresión de mínimos cuadrados de X_1 sobre X_2 y X_3 tiene la ecuación (A) donde b_1, b_2 y b_3 son constantes y se determinan resolviendo el sistema de ecuaciones:

$$\sum X_1 = b_1 N + b_2 \sum X_2 + b_3 \sum X_3$$

$$\sum X_1 X_2 = b_1 \sum X_2 + b_2 \sum X_2^2 + b_3 \sum X_2 X_3$$

$$\sum X_1 X_3 = b_1 \sum X_3 + b_2 \sum X_2 X_3 + b_3 \sum X_3^2$$

N = Es el número de conjunto de datos

Recurriendo al archivo de datos, para reunir un conjunto que permita el desarrollo de las correlaciones entre rendimientos de los productos y condiciones de operación, se seleccionó primero un conjunto de datos referente a 50 días de operación, es tos datos fueron tomados para cuatro relaciones de carga com binada y fueron graficados (Ver fig. N° 17). Como se puede no tar, para una determinada RCC el promedio de conjunto de datos tienden a formar una función lineal y lo más adecuado pa ra encontrar las ecuaciones de estas funciones, es utilizar el método de regresión lineal.

Al analizar posteriormente estos datos, se tuvo que hacer una segunda selección, pues en ciertos conjuntos de datos se notaba la falta de alguna información indispensable, e incoherencia entre ciertos valores, se eliminó entonces veinte, quedando un total de treinta conjunto de datos, los que fueron uniformizados a fin de poder ser utilizados sin distorsiones. La tabla N° 1 mues tra estos 30 conjuntos de datos que van a ser utilizados para en contrar las correlaciones respectivas. Esta colección de datos servirá para el desarrollo de trabajos semejantes al presente y al mismo tiempo de fuente de consulta sobre la unidad de craqueo catalítico fluido a ciertas condiciones de operación.

T A B L A N° 1

N°	Fecha	Carga B/D	Rendimientos % Vol.					Conv %vol	Rcc	Trx
			Gas Comb.	Pro- pano	Fu tano	Gas olina	A. Cí clicos			
1	19.10.71	7000	5.26	8.0	12.5	49.2	40.5	59.4	1.20	890
2	16.06.71	7000	3.80	4.7	7.3	45.6	40.1	61.9	1.24	891
3	10.06.71	7000	3.50	6.0	9.2	47.2	41.1	60.4	1.24	883
4	11.06.71	7000	3.50	4.5	10.5	45.6	43.0	62.2	1.25	890
5	27.06.71	7000	4.50	7.9	8.2	46.5	39.8	61.6	1.18	904
6	03.07.71	7000	4.50	7.5	9.0	45.5	42.9	59.3	1.13	895
7	12.07.71	7000	3.60	5.9	7.2	45.5	40.2	59.5	1.18	897
8	15.06.71	7000	4.10	4.4	8.2	46.1	40.2	63.0	1.24	915
9	14.06.71	7000	3.90	5.6	7.0	46.2	40.2	60.8	1.20	897
10	03.07.71	7000	4.50	7.5	9.0	45.5	42.9	60.5	1.18	903
11	05.07.71	7000	4.30	7.4	10.3	43.1	40.8	64.	1.24	900
12	15.07.71	7000	4.40	6.5	9.5	44.0	41.0	60.1	1.22	885
13	01.07.71	7000	4.40	6.1	10.1	45.5	40.4	62.0	1.22	894
14	19.06.71	7000	4.50	5.4	7.9	48.2	40.2	61.3	1.18	908
15	04.07.71	7000	4.40	5.5	8.0	43.7	40.0	62.8	1.24	900
16	20.06.71	7000	4.70	5.7	8.5	49.6	39.5	63.0	1.22	900
17	13.07.71	7000	3.60	6.0	7.3	45.8	41.0	65.4	1.24	903
18	02.07.71	7000	4.40	7.9	9.8	49.8	39.5	63.8	1.22	906
19	06.07.71	7000	4.30	7.3	9.8	43.5	41.7	64.2	1.23	907
20	14.07.71	7000	4.80	7.5	8.8	42.5	42.0	66.3	1.24	906
21	14.08.71	7000	4.50	5.7	8.3	44.0	39.0	63.1	1.20	907
22	11.10.71	7000	6.15	7.8	11.9	44.3	37.7	62.2	1.20	904
23	07.01.71	7000	4.50	7.5	9.3	45.0	38.2	64.0	1.20	912
24	06.01.71	7000	4.35	6.5	9.5	43.2	39.5	64.0	1.20	914
25	10.01.71	7000	4.40	6.0	9.0	42.8	40.3	65.1	1.20	917
26	19.01.71	7000	4.30	7.0	8.2	44.0	41.5	64.6	1.20	915
27	21.01.71	7000	4.80	7.2	8.6	43.8	42.0	66.0	1.22	915
28	05.04.71	7000	4.60	6.8	8.5	43.0	41.3	65.2	1.18	922
29	02.04.71	7000	4.20	6.6	8.4	43.5	40.2	66.0	1.20	923
30	01.04.71	7000	4.30	6.3	8.3	43.8	40.3	67.8	1.21	924
								1947.3	34.38	2756

4.3 Correlaciones:

Al poseer el conjunto de datos operaciones, **hay** un vasto campo para el establecimiento de correlaciones. Hay numerosas variables dependientes, cuya variación sería interesante conocer; el número de variables independientes también es grande y existe una infinidad de métodos a probar, alternándose las combinaciones de variables a la forma de participación de cada una de ellas. En este sentido en el presente trabajo se fijan una serie de limitaciones:

- a) No se incluyen (por no experimentar una variación de - demasiado notable) las propiedades físicas y químicas de los productos **liquidos**, ni la composición de las fracciones livianas (H_2 , C_1 , C_2)
- b) Se ~~excluyen~~ algunas variables dependientes (temperatura y presión del regenerador).
- c) En lo que se refiere a la naturaleza de la carga, aunque se está considerando constante (ya que los datos seleccionados corresponden a un mismo tipo de crudo), cabe mencionar el papel preponderante que desempeña el grado de parafinidad de la carga y su rango de ebullición en la determinación de los rendimientos de los productos. Más adelante, se analizan **séis** variables, dependientes correlacionándose con las variables independientes, determinando de esa manera las ecuaciones que los ligan , para esto:
 1. Se tomaron datos de 50 días de operación
 2. Se hizo la selección de datos para una carga constante, y eliminando datos incoherentes quedarón 30 con-

juntos de datos .

3) Uniformización y correcciones de estos conjuntos de datos:

- Gasolina. - Rendimientos corregidos para Gasolina de PVR (Presión de Vapor Reid) de 10 psi.
- LPG y Butano - Rendimientos separados de Propano y Butano, corrigiendo los rendimientos y descontando el LPG que ingresan de otras unidades, a la Unidad de Recuperación de Gases, obteniéndose rendimientos netos de Propano y Butano (se hizo un balance de gases).

Los rendimientos de la Unidad de FCC dependen de:

1° Calidad de la carga. -

Los datos seleccionados han sido aproximadamente uniformes para una carga (mezcla de gasóleos de destilación al vacío) proveniente de una mezcla de crudos con alto contenido de Crudo Orito (85%). Algunas características de estos gasóleos son:

Rango de ebullición	:	680-950°F
Gravedad °API	:	25
Factor de caracterización UOP	:	11.9
Azufre (% Peso)	:	0.79
Carbon (% Peso)	:	0.18
Punto de anilina °F	:	185
Niquel ppm.	:	0.1
Vanadio ppm.	:	0.1

2° Calidad del Catalizador. -

Tipo sílice alumina (alta alúmina), cuyas propiedades (actividad y otras) son también constantes.

3° La Conversión. -

Que a la vez depende de las condiciones de operación, de las variables de operación y de la calidad del catalizador. Como variables principales de operación se considerará la temperatura del reactor y la relación de carga combinada.

Las demás variables no son consideradas por ser constantes, porque su efecto no es importante ó por ser dependientes de la temperatura del reactor o de la relación de carga combinada.

4. 3. 1 Ecuación para la conversión. -

Conversión. - Definida en el capítulo N° 3, es una función de la temperatura del reactor y de la relación de la carga combinada, para transformar la carga a FCC, en otros productos (gas combustible, propano, butano, gasolina, aceites cíclicos y coque)

$$(Conv = f (Trx , Rcc)$$

(Conv - Conversión, % Vol.

Trx - Temperatura del reactor °F

RCC - Relación de carga combinada

Aplicando el concepto de ecuación de regresión.

$$(\text{Conv}) = A_0 + A_1 (\text{Trx}) + A_2 (\text{RCC}) \quad (1)$$

Formando el sistema de ecuaciones queda:

$$\sum (\text{Conv}) = N A_0 + \sum (\text{Trx}) A_1 + \sum (\text{RCC}) A_2 \quad (2)$$

$$\sum (\text{Conv}) (\text{Trx}) = \sum (\text{Trx}) A_0 + \sum (\text{Trx})^2 A_1 + \sum (\text{Trx}) (\text{RCC}) A_2 \quad (3)$$

$$\sum (\text{Conv}) (\text{RCC}) = \sum (\text{RCC}) A_0 + \sum (\text{Trx}) (\text{RCC}) A_1 + \sum (\text{RCC})^2 A_2 \quad (4)$$

Las ecuaciones (2), (3) y (4) se obtienen de (1) multiplicando por 1, (Trx) y (Rcc) sucesivamente y sumando.

Para poder reemplazar valores en el sistema de ecuaciones obtenemos la Tabla N° 2 de la Tabla N° 1.

Con los datos de la Tabla N° 2, reemplazamos valores en (2) y (3) y (4) obtenemos el sistema de ecuaciones:

$$1947.3 = 30A_0 + 27156 A_1 + 34.38 A_2$$

$$1'763,877 = 27,156 A_0 + 24'586.494 A_1 + 31123A_2$$

$$2236 = 34.38 A_0 + 31,123 A_1 + 39.5 A_2$$

Simplificando, dando aproximación y ordenando las ecuaciones se tiene:

$$58796 = 905 A_0 + 819,550 A_1 + 1037 A_2$$

$$64910 = 1000 A_0 + 905,200 A_1 + 1146A_2$$

$$74539 = 1146 A_0 + 1037,437 A_1 + 1317 A_2$$

TAFIA N° 2

N°	(Conv)	(RCC)	(Trx)	(Conv) _x (Trx)	(Conv) _x (RCC)	(Trx) _x (RCC)	(Trx) ²	(RCC) ²	(Conv) ²
1	59.4	1.20	890	52866	71.28	1068.00	792100	1.44	3528.36
2	61.9	1.24	891	55153	76.75	1104.84	793881	1.54	3831.61
3	60.4	1.24	883	53333	74.90	1094.92	779689	1.54	3648.16
4	62.2	1.25	890	55358	77.75	1112.50	792100	1.56	3868.84
5	61.6	1.18	904	55686	72.69	1066.72	817216	1.39	3794.56
6	59.3	1.18	895	53074	69.97	1056.10	801025	1.39	3516.49
7	59.5	1.18	897	53372	70.21	1058.46	804609	1.39	3540.25
8	68.0	1.24	915	62220	84.32	1134.60	837225	1.54	4624.00
9	60.8	1.20	897	54538	72.96	1076.40	804609	1.44	3696.64
10	60.5	1.18	903	54632	71.39	1065.54	815409	1.39	3660.25
11	64.5	1.24	900	58050	79.98	1116.00	810000	1.54	4160.25
12	60.1	1.22	885	53188	73.32	1079.70	783225	1.49	3612.01
13	62.0	1.22	894	55428	75.64	1090.68	799236	1.49	3844.00
14	61.3	1.18	908	55660	72.33	1071.44	824464	1.39	3757.69
15	62.8	1.24	900	56520	77.87	1116.00	810000	1.54	3943.84
16	63.0	1.22	900	56700	76.86	1098.00	810000	1.49	3969.00
17	65.4	1.24	903	59056	81.10	1119.72	815409	1.54	4277.16
18	63.8	1.22	906	57083	77.84	1105.32	820836	1.49	4070.44
19	64.2	1.23	907	58229	78.97	1115.61	822649	1.51	4121.64
20	66.3	1.24	906	60068	82.21	1123.44	820836	1.54	4395.69
21	63.1	1.20	907	57232	75.72	1088.40	822649	1.44	3981.61
22	62.2	1.20	904	56229	74.64	1084.80	817216	1.44	3868.84
23	64.0	1.20	912	58368	76.80	1094.40	831744	1.44	4096.00
24	64.0	1.20	914	58496	76.80	1096.80	835396	1.44	4096.00
25	65.1	1.20	917	59697	78.12	1100.40	840889	1.44	4238.00
26	64.6	1.20	915	59109	77.52	1098.00	837225	1.44	4173.16
27	66.0	1.22	915	60390	80.52	1116.30	837225	1.49	4356.00
28	65.2	1.18	922	60114	76.94	1087.96	850084	1.39	4251.04
29	65.0	1.20	923	60933	79.20	1107.60	851929	1.44	4356.00
30	67.8	1.21	924	62647	82.04	1118.04	853776	1.46	4596.84
Σ	1947.3	34.38	27156	1763877	2236.00	31123.00	24586494	39.50	126865.23

Resolviendo el sistema de ecuaciones (por determinantes)
se encuentra:

$$A_0 = -125$$

$$A_1 = 0.196$$

$$A_2 = 13$$

Reemplazando estos valores en la ecuación

$$(\text{Conv}) = A_0 + (\text{Trx}) A_1 + (\text{RCC}) A_2$$

$$(\text{Conv.}) = -125 + 0.196 (\text{Trx}) + 13 (\text{RCC})$$

4.3.2 ECUACION PARA EL GAS COMBUSTIBLE;

Gas Combustible: Compuestos livianos (H_2 , C_1 , C_2 , $\text{C}_2^=$) no aprovechados como gas licuado de petróleo (GLP), en este gas están incluidos los gases inertes arrastrados del Regenerador.

$$(\text{Gas comb}) = \text{Gas Combustible } \% \text{ en Vol.}$$

$$(\text{Gas. comb.}) = f(\text{Trx}, \text{Conv.})$$

Aplicando el concepto de ecuaciones de Regresión:

$$(\text{Gas Comb}) = A_0 + A_1 (\text{Trx}) + A_2 (\text{Conv}) \dots \dots \dots (1)$$

Formando el sistema de ecuaciones queda:

$$\sum (\text{Gas Comb}) = NA_0 + \sum (\text{Trx}) A_1 + \sum (\text{Conv}) A_2 \dots \dots \dots (2)$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Gas Comb})(\text{Trx}) &= \sum (\text{Trx}) A_0 + \sum (\text{Trx})^2 A_1 + \\ &+ \sum (\text{Trx})(\text{Conv}) A_2 \dots \dots \dots (3) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Gas Comb})(\text{Conv}) &= \sum (\text{Conv}) A_0 + \sum (\text{Trx})(\text{Conv}) A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv})^2 A_2 \dots \dots \dots (4) \end{aligned}$$

De la Tabla N° 1 obtenemos la Tabla N° 3.

Con los valores de la Tabla N° 2 y 3 reemplazamos en (2), (3) y (4) obteniendo las ecuaciones:

$$\begin{aligned} 180.90 &= 30 A_0 + 271560 A_1 + 1947.3 A_2 \\ 118343.00 &= 271560 A_0 + 24586494 A_1 + 2236 A_2 \\ 11845.14 &= 1947.3 A_0 + 2236 A_1 + 126865.23 A_2 \end{aligned}$$

Para resolver este sistema de ecuaciones, se procede de la misma manera que se hizo para la ecuación de la Conversión (es decir, haciendo uso de los determinantes)

Resolviendo se obtiene:

$$\begin{aligned} A_0 &= -30 \\ A_1 &= 0.038 \\ A_2 &= 0.0152 \end{aligned}$$

Reemplazando estos valores obtenidos en la ecuación (1)

$$(\text{Gas Comb}) = -30 + 0.038 (\text{Trx}) + 0.0152 (\text{Conv})$$

Si reemplazamos (Conv) por su ecuación ya conocida

$$(\text{Gas Comb}) = -31.9 + 0.041 (\text{Trx}) + 0.197 \text{Rcc}$$

TAFILA N° 3

N°	(Gas Combustible)	(Gas Combustible) (Conv.)	(Gas Combustible) (Trx)
1	5.26	312.44	4681.40
2	3.80	235.22	3385.80
3	3.50	211.40	3090.50
4	3.50	217.70	3115.00
5	4.50	277.20	4068.00
6	4.50	266.85	4027.50
7	3.60	214.20	3229.20
8	4.10	278.80	3751.50
9	3.90	237.12	3498.30
10	4.50	272.25	4063.50
11	4.30	277.35	3870.00
12	4.40	264.44	3894.00
13	4.40	272.80	3933.60
14	4.50	275.85	4086.00
15	4.40	276.32	3960.00
16	4.70	296.10	4230.00
17	3.60	235.44	3250.80
18	4.40	280.72	3986.40
19	4.30	276.06	3900.10
20	4.80	318.24	4348.80
21	4.50	283.95	4081.50
22	6.15	382.53	5559.60
23	4.50	288.00	4104.00
24	4.35	278.40	3975.90
25	4.40	286.44	4034.80
26	4.30	277.78	3934.50
27	4.80	316.80	4392.00
28	4.60	299.92	4241.20
29	4.20	277.20	3876.60
30	4.30	291.54	3973.20
Σ	180.90	11845.14	118343.00

4.3.3 Ecuación para el Propano. -

Propano. - % en volumen, gas licuado que es componente principal del producto comercial LPG (Gas Licuado de Petróleo)

$$(\text{Propano}) = \{ (\text{Trx}, \text{Conv})$$

Aplicamos el concepto de ecuaciones de Regresión:

$$(\text{Propano}) = A_0 + A_1 (\text{Trx}) + A_2 (\text{Conv}) \quad (1)$$

Formando el sistema de ecuaciones:

$$\sum (\text{Propano}) = N A_0 + \sum (\text{Trx}) A_1 + \sum (\text{Conv}) A_2 \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Propano}) (\text{Trx}) &= \sum (\text{Trx}) A_0 + \sum (\text{Trx})^2 A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv}) (\text{Trx}) A_2 \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Propano}) (\text{Conv}) &= \sum (\text{Conv}) A_0 + \sum (\text{Trx}) (\text{Conv}) A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv})^2 A_2 \end{aligned} \quad (4)$$

De la Tabla N° 1 se obtiene la Tabla N°4 . Los valores obtenidos en las Tablas N° 2 y 4 reemplazamos en las ecuaciones (2), (3) y (4).

$$\begin{aligned} 194.7 &= 30 A_0 + 271560 A_1 + 1947.3 A_2 \\ 175,820 &= 271560 A_0 + 24'586494 A_1 + 1'763877 A_2 \\ 11,929 &= 1947.3 A_0 + 1763877 A_1 + 126,865.23 A_2 \end{aligned}$$

Resolviendo este sistema de ecuaciones (usando determinantes) se obtiene:

$$\begin{aligned} A_0 &= -110 \\ A_1 &= 0.130 \\ A_2 &= 0.069 \end{aligned}$$

TABLA N° 4

N°	(Propano)	(Propano) (Conv)	(Propano) (Trx)
1	8.0	475.20	7120.00
2	4.7	290.63	4187.70
3	6.0	362.40	5298.00
4	4.5	279.90	4005.00
5	7.9	486.64	7141.60
6	7.5	444.75	6712.50
7	5.9	351.05	5292.30
8	4.4	299.20	4026.00
9	5.6	340.48	5023.20
10	7.5	453.75	6772.50
11	7.4	477.30	6660.00
12	6.5	390.65	5752.50
13	6.1	378.20	5453.40
14	5.4	331.02	4903.20
15	5.5	345.40	4950.00
16	5.7	359.10	5130.00
17	6.0	392.40	5418.00
18	7.9	504.02	7157.40
19	7.3	468.66	6621.10
20	7.5	497.25	6795.00
21	5.7	359.67	5169.90
22	7.8	485.16	7051.20
23	7.5	480.00	6840.00
24	6.5	416.00	5941.00
25	6.0	390.60	5502.00
26	7.0	452.20	6405.00
27	7.2	475.20	6588.00
28	6.8	449.36	6269.60
29	6.6	435.60	6091.80
30	6.3	427.14	5821.20
Σ	194.7	11929.04	75820.00

Reemplazamos estos valores en la ecuación (1)

$$(\text{Propano}) = -110 + 0.13 (\text{Trx}) + 0.069 (\text{Conv})$$

Reemplazando (Conv) por su ecuación ya conocida:

$$(\text{Propano}) = -118.625 + 0.143 (\text{Trx}) + 0.897 (\text{Rcc})$$

4.3.4 Ecuación para el Butano. -

Butano. - % en volumen, gas componente de producto comercial LPG

$$(\text{Butano}) = f (\text{Trx}, \text{Conv})$$

Aplicando el concepto de ecuaciones de regresión

$$(\text{Butano}) = A_0 + A_1 (\text{Trx}) + A_2 (\text{Conv}) \quad (1)$$

Formando el sistema de ecuaciones:

$$\sum (\text{Butano}) = N A_0 + \sum (\text{Trx}) A_1 + \sum (\text{Conv}) A_2 \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Butano}) (\text{Trx}) &= \sum (\text{Trx}) A_0 + \sum (\text{Trx})^2 A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv}) (\text{Trx}) A_2 \end{aligned} \quad (3)$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Butano}) (\text{Conv}) &= \sum (\text{Conv}) A_0 + \sum (\text{Trx}) (\text{Conv}) + \\ &+ \sum (\text{Conv})^2 A_2 \end{aligned} \quad (4)$$

Los datos obtenidos en la Tabla N° 2 y N° 5 se reemplaza en las ecuaciones (2), (3) y (4) se tiene:

$$\begin{aligned} 269.10 &= 30 A_0 + 271560 A_1 + 1947.3 A_2 \\ 242859.50 &= 271560 A_0 + 24'586494 A_1 + 1763877 A_2 \\ 16459.00 &= 1947.3 A_0 + 1763877 A_1 + 126865.2 A_2 \end{aligned}$$

Resolviendo este sistema de ecuaciones (usando determinantes) se obtienen:

TARLA N° 5

N°	(Putano)	(Butano) x (Conv)	(Putano) x (Trx)
1	12.5	742.50	11125.00
2	7.8	482.82	6949.80
3	9.2	555.68	8123.60
4	10.5	653.10	9345.00
5	8.2	505.12	7412.80
6	9.0	533.70	8055.00
7	7.2	428.40	6458.40
8	8.2	557.60	7503.00
9	7.0	425.60	6279.00
10	9.0	544.50	8127.00
11	10.3	664.35	9270.00
12	9.5	570.95	8407.50
13	10.1	626.20	9029.40
14	7.9	484.27	7173.20
15	8.0	502.40	7200.00
16	8.5	535.50	7650.00
17	7.3	477.42	6591.90
18	9.8	625.24	8878.80
19	9.8	629.16	8888.60
20	8.8	583.44	7972.80
21	8.8	555.28	7981.60
22	11.9	740.18	10757.60
23	9.3	595.20	8481.60
24	9.5	608.00	8683.00
25	9.0	585.90	8253.00
26	8.2	529.72	7503.00
27	8.6	567.60	7869.00
28	8.5	554.20	7837.00
29	8.4	554.40	7753.20
30	8.3	562.74	7669.20
Σ	269.10	16459.00	242859.50

$$\begin{aligned} A_0 &= -103 \\ A_1 &= 0.12 \\ A_2 &= 0.059 \end{aligned}$$

Reemplazando estos valores en la ecuación(1)

$$(\text{Putano}) = -103 + 0.12 (\text{Trx}) + 0.059 (\text{Conver})$$

Si reemplazamos (Conv) por su ecuación ya conocida :

$$(\text{Putano}) = -110.375 + 0.1315 (\text{Trx}) + 0.767 (\text{Rcc})$$

4.3.5 Ecuaciones para la Gasolina:

Gasolina. - % en volumen, producto comercial con rendimiento corregido para un PVR de 10 Psi y para un punto final de 430° F

$$\begin{aligned} (\text{Gasolina}) &= \sum (\text{Trx}, \text{Conv}) \\ (\text{Gasolina}) &= A_0 + A_1 (\text{Trx}) + A_2 (\text{Conv}) \quad (1) \end{aligned}$$

Formando el sistema de ecuaciones:

$$\sum (\text{Gasolina}) = N A_0 + \sum (\text{Trx}) A_1 + \sum (\text{Conv}) A_2 \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Gasolina})(\text{Trx}) &= \sum (\text{Trx}) A_0 + \sum (\text{Trx})^2 A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv}) (\text{Trx}) A_2 \quad (3) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Gasolina})(\text{Conv}) &= \sum (\text{Conv}) A_0 + \sum (\text{Trx}) (\text{Conv}) A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv})^2 A_2 \quad (4) \end{aligned}$$

Con valores de la Tabla N° 2 y N° 6 reemplazamos en (2)

(3) y (4)

$$\begin{aligned} 1352.00 &= 30 A_0 + 271560 A_1 + 1947.3 A_2 \\ 1221.030 &= 271560 A_0 + 24586494 A_1 + 1763877 A_2 \\ 8264.45 &= 1947.3 A_0 + 1763877 A_1 + 126865.23 A_2 \end{aligned}$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones (usando determinantes) se tiene:

TABLA N° 6

N°	(Gasolina)	(Gasolina) (Conv)	(Gasolina) (Trx)
1	49.2	2922.48	43788.00
2	45.6	2822.64	40629.60
3	47.2	2850.88	41677.60
4	45.6	2836.32	40584.00
5	46.5	2864.40	42036.00
6	45.5	2698.15	40722.50
7	45.5	2707.25	40813.50
8	46.1	3134.80	42181.50
9	46.2	2808.96	41441.40
10	45.5	2752.75	41086.50
11	43.1	2779.95	38790.00
12	44.0	2644.40	38940.00
13	45.5	2821.00	40677.00
14	48.2	2954.66	43765.60
15	43.7	2744.36	39330.00
16	49.6	3124.80	44640.00
17	45.8	2995.32	41357.40
18	45.8	2911.04	41494.80
19	43.5	2792.70	39454.50
20	42.5	2817.75	38505.00
21	44.0	2776.40	39908.00
22	44.3	2755.46	40047.20
23	45.0	2880.00	41040.00
24	43.0	2752.00	39302.00
25	42.8	2786.28	39247.60
26	44.0	2842.40	40260.00
27	43.8	2890.80	40077.00
28	43.0	2803.60	39646.00
29	43.5	2871.00	40150.50
30	43.8	2969.64	40471.20
Σ	1352.0	82643.45	1221030.00

$$\begin{aligned} A_0 &= 92 \\ A_1 &= 0.121 \\ A_2 &= 0.984 \end{aligned}$$

Reemplazamos estos valores en la ecuación (1)

$$(\text{Gasolina}) = 92 - 0.121 (\text{Trx}) + 0.984 (\text{Conv})$$

Si reemplazamos (Conv) por su ecuación se obtiene:

$$(\text{Gasolina}) = -31 + 0.072 (\text{Trx}) + 12.8 (\text{Rcc})$$

4.3.6 Ecuaciones para los Aceites Cíclicos:

Aceites cíclicos .- % en volumen, productos componentes del aceite combustible

$$(\text{Cíclicos}) = f (\text{Trx}) (\text{Conv})$$

$$(\text{Cíclicos}) = A_0 + A_1 (\text{Trx}) + A_2 (\text{Conv}) \quad (1)$$

El sistema de ecuaciones será:

$$\sum (\text{Cíclicos}) = N A_0 + \sum (\text{Trx}) A_1 + \sum (\text{Conv}) A_2 \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Cíclicos})(\text{Trx}) &= \sum (\text{Trx}) A_0 + \sum (\text{Trx})^2 A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv}) (\text{Trx}) A_2 \quad (3) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum (\text{Cíclicos})(\text{Conv}) &= \sum (\text{Conv}) A_0 + \sum (\text{Trx})(\text{Conv}) A_1 + \\ &+ \sum (\text{Conv})^2 A_2 \quad (4) \end{aligned}$$

Los valores obtenidos en la Tabla N° 2 y N° 7 reemplazamos en (2), (3) y (4)

$$\begin{aligned} 1223 &= 30 A_0 + 271560 A_1 + 1947.3 A_2 \\ 1103,725.65 &= 271560 A_0 + 24586494 A_1 + 1763877 A_2 \\ 74,799 &= 1947.3 A_0 + 1763877 A_1 + 126865.23 A_2 \end{aligned}$$

Resolviendo este sistema de ecuaciones (usando determinantes) se obtiene:

TAFILA N° 7

N°	(Cíclicos)	(Cíclicos) (Conv.)	(Cíclicos) (Trx)
1	40.50	2405.70	36045.00
2	45.10	2791.69	40184.10
3	41.16	2486.06	36344.28
4	42.99	2673.98	38261.10
5	39.77	2449.83	35952.08
6	42.88	2542.78	38377.60
7	40.20	2391.90	36059.40
8	40.20	2733.60	36783.00
9	40.20	2444.16	36059.40
10	42.88	2594.24	38720.64
11	40.75	2628.38	36675.00
12	41.00	2464.10	36285.00
13	41.44	2569.28	37047.36
14	40.20	2464.26	36501.60
15	40.00	2512.00	36000.00
16	39.50	2488.50	35550.00
17	41.00	2681.40	37023.00
18	39.45	2516.91	35741.70
19	41.71	2677.78	37830.97
20	42.00	2784.60	38052.00
21	38.98	2459.64	35354.86
22	37.69	2344.32	34071.76
23	38.20	2444.80	34838.40
24	39.50	2528.00	36103.00
25	40.30	2623.53	36955.10
26	41.50	2680.90	37972.50
27	42.00	2772.00	38430.00
28	41.30	2692.76	38078.60
29	40.20	2653.20	37104.60
30	40.30	2732.34	37237.20
Σ	1293.00	74799.00	1103725.65

$$\begin{aligned} A_0 &= -272 \\ A_1 &= 0.342 \\ A_2 &= 0.1368 \end{aligned}$$

Reemplazando estos valores en la ecuación (1)

$$(\text{Cíclicos}) = -272 + 0.342 (\text{Trx}) + 0.1368 (\text{Conv})$$

Si reemplazamos (Conv) por su ecuación ya conocida:

$$(\text{Cíclicos}) = -289 + 0.368 (\text{Trx}) + 1.78 (\text{Rcc})$$

4.3.7 Ecuación para el Coque:

Coque. - Que envuelve al catalizador que regresa del reactor a quemarse con aire en el Regenerador dando al mismo tiempo a la unidad el calor necesario para su operación. Para poder estimar la cantidad de coque en la unidad de FCC, usamos una ecuación que fue encontrada por la UOP, que correlaciona la relación decarga combinada y el ΔH de la carga fresca. Esta ecuación tiene la fórmula siguiente:

$$\text{Coque} = \frac{\text{Rcc}}{100} (\Delta H_{cf}) + K$$

Coque = % en peso de coque en la carga fresca

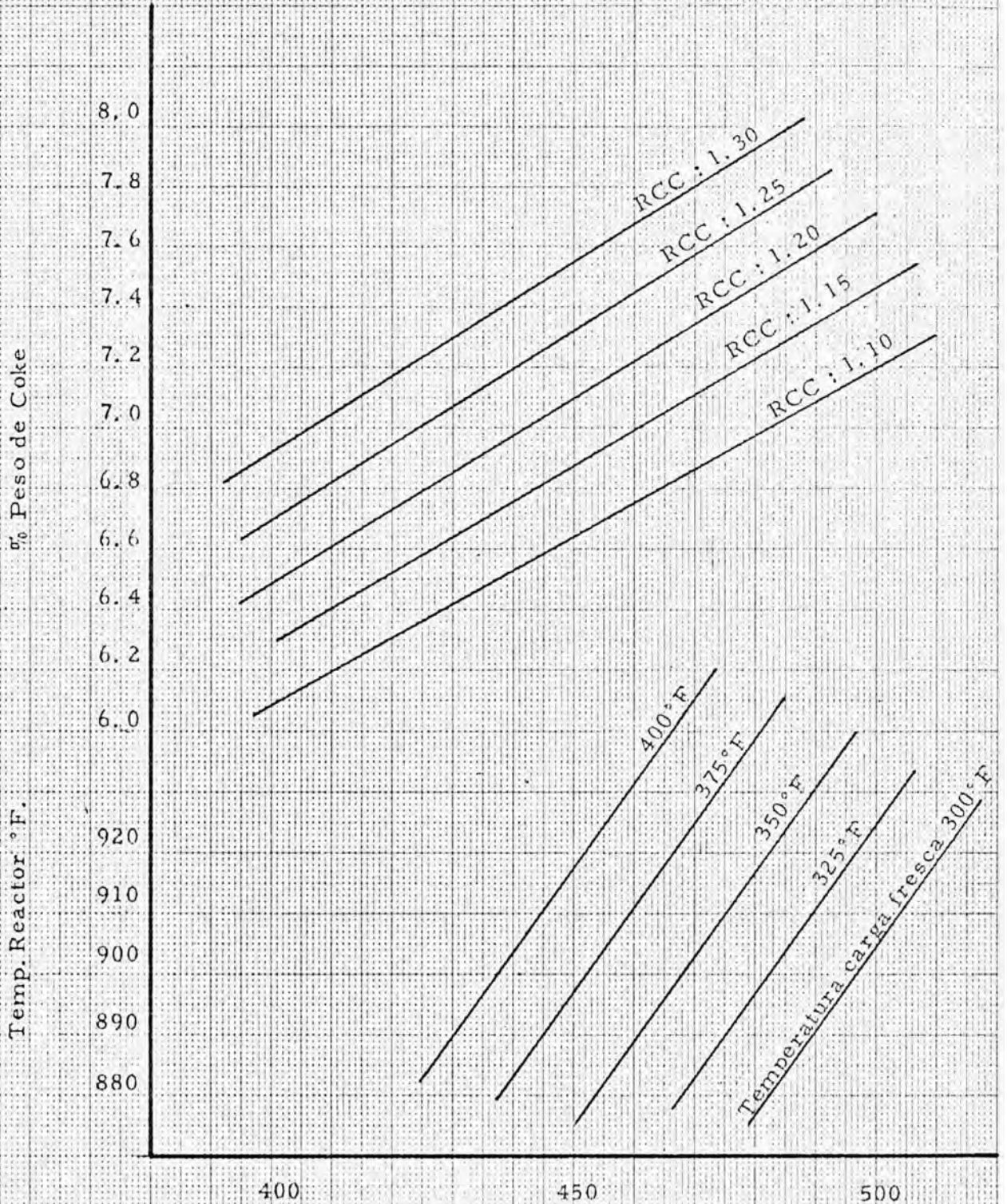
K = Constante para el catalizador = 1.7 (at $\frac{1}{2}$ alúmina)

ΔH_{cf} = Cambio de entalpía de la carga fresca, para pasar de líquido a vapor.

Esta ecuación, está representada gráficamente para varias Rcc temperaturas del Reactor y varias temperaturas de carga fresca de 25-28° API y un $K_{uop} = 11.8 \sim 11.9$

Carga : Gasoleos 25-27 API (70-80% Crudo Orito)

Catalizador : Si - AL, 28%



H_{CF} (De líquido a vapor) BTU/lb.

$$\text{Coke} = \frac{RC}{100} (H_{cf}) + K$$

ANALISIS ECONOMICO Y OPTIMIZACION DE LAS VARIABLES DE OPERACION DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO FLUIDO DE LA REFINERIA LA PAMPILLA,

5.1 En la operación de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluído, aparte de los costos de la materia prima, intervienen costos de operación directos o indirectos.

Entre los primeros se puede mencionar: mano de obra directa, mantenimiento, productos químicos y catalizadores, depreciación, fuerza eléctrica, vapor, etc.

Dentro de los costos indirectos se tiene: Laboratorio, gastos de administración, gastos de centros de costos secundarios tales como inspección de equipos, contabilidad, ingeniería, economía, seguridad, etc.

Desde el punto de vista de su relación con la capacidad de operación los costos se clasifican en Costos Fijos y Costos Variables:

Costos Variables son aquellos que cambian directamente con la producción.

Costos Fijos son aquellos que son constantes, (En el presente caso, depreciación, mano de obra, etc.).

En este estudio sólo se van a considerar aquellos costos variables que generalmente tienen influencia predominante en los costos de operación de la unidad, cuando se aumenta la conversión

(A diferentes temperaturas), siendo los principales el vapor y la electricidad (Para un nivel de adición de catalizador dado. Ver 5-4).

La variación de los otros costos es tan pequeña que se los puede considerar constantes dentro del rango de variación estudiado.

5.2 Determinación de los costos de operación:

1. Anteriormente se mencionó que dentro de los costos directos e indirectos se considerarán como variables (con el aumento de conversión) el vapor y la electricidad; los otros costos se van a considerar constantes, por ser tan pequeña su variación.
2. Después de haber realizado un análisis del listado de los costos de operación (de varios meses) se ha encontrado que los costos que se van a considerar constantes suman 20.06 S/. /BL de carga a la unidad.
3. Con datos estadísticos de las condiciones de operación de la unidad se ha preparado el gráfico N°17h, que detalla el consumo de vapor y electricidad, por cambio de la conversión, a diferentes temperaturas.
4. En la Tabla N°1 se muestra la variación del costo en S/. /BL. de carga, por consumo de vapor y electricidad por aumento de la conversión, que sumado con el costo fijo (20.06 S/. /BL.), obtenemos el costo de operación total de la unidad para diferentes condiciones.

T A B L A N° 1

(Conv) %Vol.	Trx. °F	Consumo de Vapor TM/D.	Consumo de Electricidad Kwhr/Dd10 ³	Costo de Operación \$/BL.		(a.) Vapor + Electric. \$/BL.	(b) Costo de Operación Constante \$/BL.	(a) + (b) Costo de Operación Total \$/BL.
				Por consumo Vapor	P. Consumo Electricid.			
55	880	362	29.80	7.40	1.62	9.02	20.06	29.08
	890	368	30.20	7.58	1.64	9.22	20.06	29.28
	900	371	30.50	7.64	1.66	9.29	20.06	29.35
	910	375	30.80	7.72	1.67	9.39	20.06	29.45
	920	379	31.10	7.80	1.69	9.49	20.06	29.55
60	930	382	31.40	7.86	1.70	9.56	20.06	29.62
	880	408	30.75	8.40	1.67	10.06	20.06	30.12
	890	413	30.95	8.50	1.68	10.18	20.06	30.24
	900	417	31.20	8.60	1.69	10.29	20.06	30.35
	910	421	31.45	8.67	1.70	10.37	20.06	30.43
65	920	424	31.70	8.73	1.72	10.45	20.06	30.51
	930	428	32.00	8.81	1.73	10.54	20.06	30.60
	880	455	31.60	9.37	1.71	11.08	20.06	31.14
	890	459	32.00	9.45	1.73	11.18	20.06	31.24
	900	463	32.20	9.54	1.74	11.28	20.06	31.34
70	910	467	32.50	9.62	1.76	11.38	20.06	31.44
	920	470	32.70	9.68	1.77	11.45	20.06	31.51
	930	474	33.00	9.76	1.79	11.55	20.06	31.61
	880	501	32.40	10.32	1.76	12.07	20.06	32.13
	890	505	32.80	10.40	1.78	12.27	20.06	32.33
70	900	509	33.05	10.49	1.79	12.28	20.06	32.34
	910	513	33.30	10.56	1.80	12.36	20.06	32.42
	920	517	33.50	10.65	1.81	12.47	20.06	32.53
930	521	33.80	10.73	1.83	12.56	20.06	32.62	

5.3 Determinación de la conversión óptima:

1. En la Tabla N° 2 se detalla la cantidad de productos terminados - en barriles - que se puede obtener de 100 Bls. de carga a una determinada conversión (a diferentes temperaturas).
- 2.. Para el cálculo se usó los gráficos de las ecuaciones encontradas en el capítulo anterior.
3. El volumen de productos terminados por su precio ex-refinería, menos los costos de operación y el costo de la carga fresca, nos dá la utilidad bruta en \$/Bl. de carga (Tabla N° 2).
4. Reacomodando los datos de la Tabla N° 2 para una temperatura y diferentes conversiones se tiene la Tabla N° 3, en la que aparece el costo de la carga, el costo de operación y el valor de la producción.
5. Los datos de la Tabla N° 3, han sido graficados según las Figuras N° 18a, 18b, 18c, 18d y 18e, de cuyo análisis se concluye: que en cada uno de ellos, aproximadamente la conversión óptima está comprendida entre 67-68% y la temperatura entre 880°F y 910°F, pues en este rango de la curva se tiene la máxima utilidad bruta. Sin embargo, este análisis, ha optimizado la operación de la unidad de Craqueo Catalítico, aisladamente, sin considerar su efecto global en la Refinería, para lo cual es necesario utilizar modelos matemáticos complejos de Programación Lineal, debido al gran número de variables involucradas.

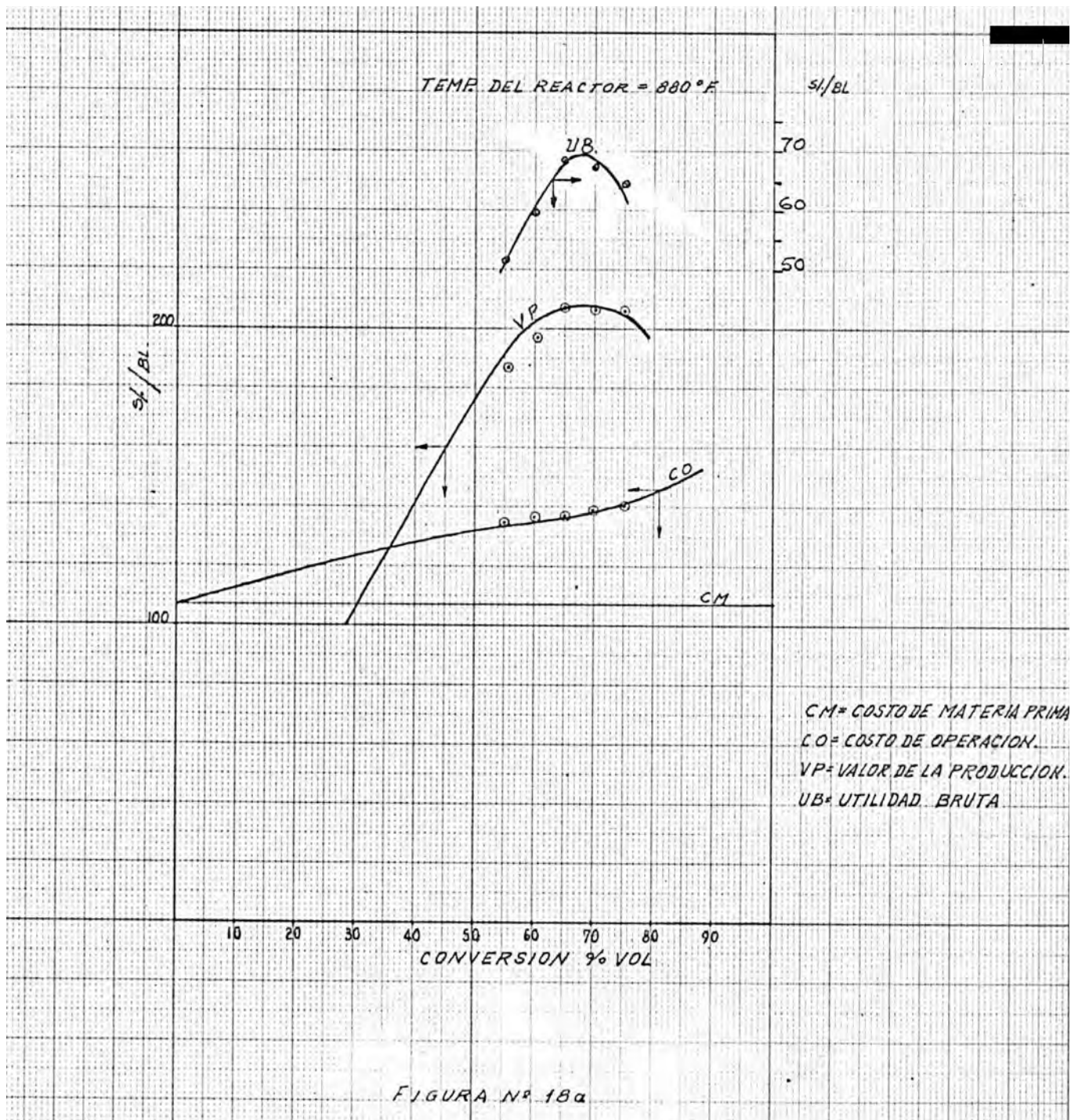
T A B L A

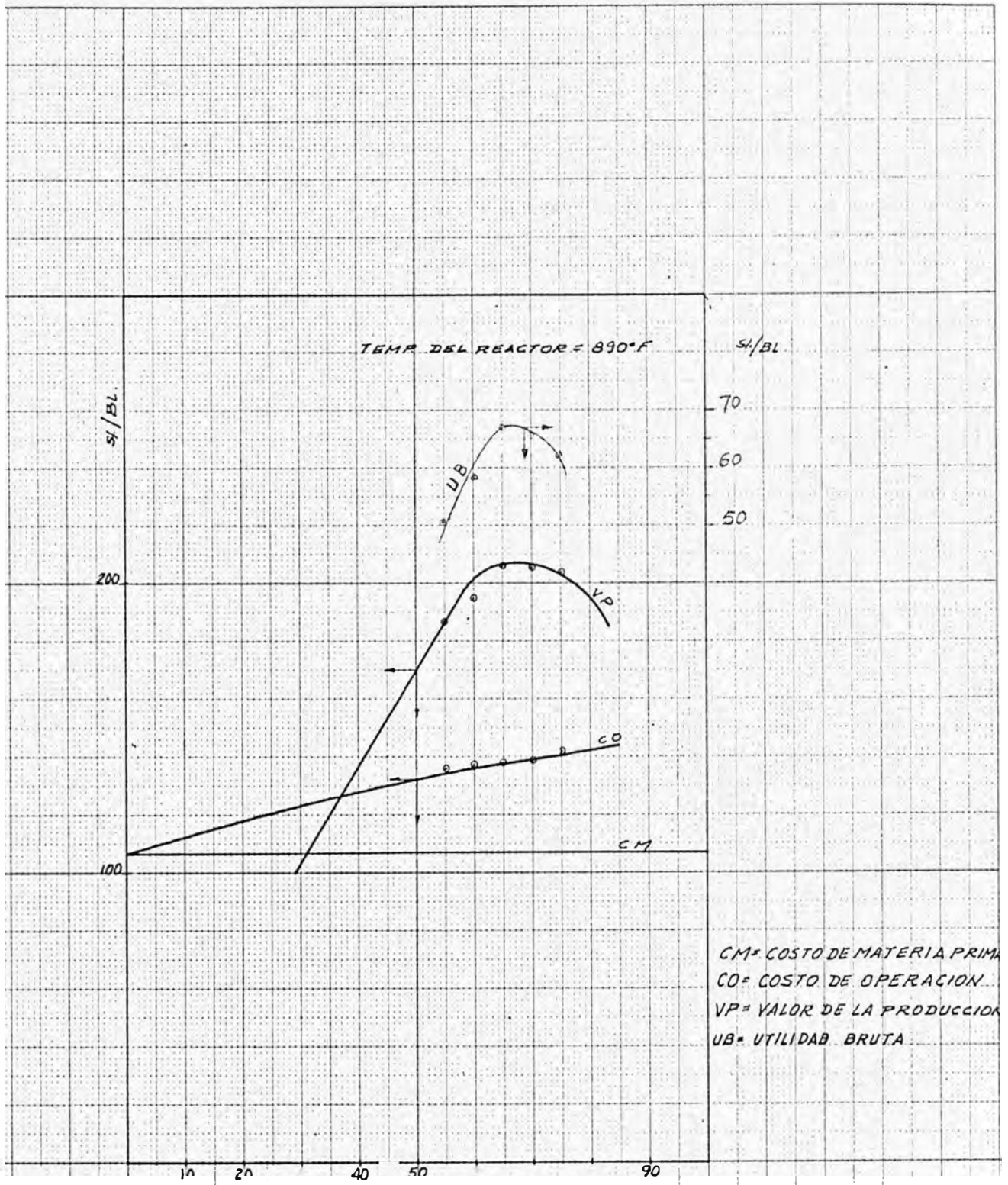
(CONV.) % Vol.	Trx. °F	Bls. de Productos Provenientes de 100 bls. de Carga				Precio de los Productos \$/100 bls. de Carga				Precio Promedio \$/bl. Carga	Costo de la Carga Fresca \$/bl.	Costos de Operación \$ / bl.	Ut. Brd \$/EI		
		Gas	Propano	Butano	Gasolina A. Cíclicos	Gas	Propano	Butano	Casolina Cíclicos						
55	880	4.30	10.60	6.25	39.65	41.30	459.3	1765.7	1041.1	11048.1	4411.3	187.25	106.81	29.08	51.36
	890	4.80	11.70	7.25	38.25	40.60	512.7	1949.0	1207.7	10658.0	4336.5	186.63	106.81	29.28	50.54
	900	6.25	12.75	8.25	37.00	38.80	667.6	2123.9	1374.3	10309.7	4144.2	186.20	106.81	29.35	50.04
	910	7.75	13.85	9.25	35.70	37.50	827.8	2307.1	1540.9	9947.4	4005.4	186.40	106.81	29.45	50.14
	920	8.25	14.20	10.25	34.50	36.10	881.2	2482.0	1707.4	9613.1	3855.8	185.40	106.81	29.55	49.04
	930	8.70	15.00	11.25	33.30	34.80	929.2	2498.7	1874.0	9195.1	2717.0	182.10	106.81	29.62	45.67
	880	5.60	11.00	6.65	44.40	35.40	598.1	1832.4	1107.8	12371.6	3781.1	196.91	106.81	30.12	59.98
60	890	6.10	12.00	7.55	43.20	34.10	651.5	1999.0	1257.7	12037.2	3642.2	195.87	106.81	30.24	58.82
	900	6.55	13.10	8.55	42.00	32.80	699.6	2182.2	1424.3	11702.9	3503.4	195.40	106.81	30.35	58.24
	910	7.00	14.15	9.55	40.80	31.50	747.7	2357.1	1590.8	11368.5	3364.5	194.90	106.81	30.43	57.57
	920	8.50	15.20	10.55	39.50	30.30	907.9	2532.0	1757.4	11006.3	3236.3	194.40	106.81	30.51	57.08
	930	9.00	16.30	11.55	38.30	28.90	961.3	2715.3	1924.0	10671.9	3086.8	193.90	106.81	30.60	56.59
	880	6.00	11.35	6.95	49.40	29.60	640.8	1890.6	1157.7	13764.8	3161.2	206.15	106.81	31.14	68.20
	890	6.50	12.45	7.95	48.20	28.20	694.3	2073.9	1324.3	13430.4	3011.7	205.34	106.81	31.24	67.29
65	900	6.95	13.55	8.85	47.00	26.90	742.3	2257.2	1474.2	13096.0	2872.9	204.44	106.81	31.34	66.29
	910	7.25	14.55	9.85	45.80	25.60	774.4	2423.7	1640.8	12761.7	2734.0	203.34	106.81	31.44	65.09
	920	7.75	15.55	10.85	44.50	24.40	827.8	2600.3	1807.4	12399.5	2606.0	201.32	106.81	31.51	63.00
	930	8.35	16.55	11.85	43.40	22.80	891.8	2756.9	1973.9	12093.0	2435.0	201.50	106.81	31.61	63.08
	880	6.00	11.75	7.15	54.50	23.70	640.8	1957.3	1191.0	15176.4	2531.0	206.00	106.81	32.13	67.06
	890	6.50	12.75	8.15	53.20	22.50	694.3	2123.8	1357.6	14814.6	2403.0	205.00	106.81	32.33	65.86
	900	6.95	13.85	9.15	52.00	21.20	742.3	2307.1	1524.2	14476.3	2264.0	204.27	106.81	32.34	65.12
70	910	7.45	14.85	10.15	50.80	19.80	795.7	2473.7	1690.8	14154.9	2104.6	202.30	106.81	32.42	63.07
	920	8.95	15.85	11.15	49.50	18.70	955.9	2640.3	1857.3	13780.7	1997.2	200.50	106.81	32.53	61.16
	930	9.35	16.90	12.15	48.40	17.20	988.1	2815.2	2094.0	13486.0	1836.9	201.00	106.81	32.62	61.57

T A B L A N ° 3

(Trx)	(Conv.)	Val. Promedio d'la Producc.	Costo de la Carg. Fresca	Costo de Carg.Fresca +Costo de C peración	Utilidad Bruta
°F	% Vol.	<u>S/</u> /BL.	<u>S/</u> BL.	<u>S/</u> / BL.	<u>S/</u> /BL.
330	55	137.25	106.81	135.89	51.36
	60	196.91	106.31	136.93	59.93
	65	206.15	106.31	137.95	68.20
	70	206.00	106.31	138.94	67.06
890	55	136.63	106.31	136.09	50.54
	60	195.37	106.31	137.05	58.82
	65	205.34	106.81	138.05	67.29
	70	205.00	106.81	139.14	65.86
900	55	186.20	106.31	136.16	50.04
	60	195.40	106.31	137.16	58.24
	65	204.44	106.31	133.15	66.29
	70	204.27	106.31	139.15	65.12
910	55	136.40	106.31	136.26	50.14
	60	194.90	106.31	137.23	57.57
	65	203.34	106.81	133.25	65.09
	70	202.30	106.31	139.23	63.07
920	55	185.40	106.31	136.36	49.04
	60	194.40	106.31	137.32	57.03
	65	201.32	106.31	138.32	63.00
	70	200.50	106.31	139.34	61.16
930	55	182.10	106.81	136.43	45.67
	60	193.90	106.81	137.41	56.49
	65	201.50	106.81	138.42	63.03
	70	201.00	106.31	139.43	61.57

- ° - ° - ° - ° -





.. FIG RA N° 18b

Por esta razón y para dar una idea de estas interdependencias mostramos a continuación el efecto económico total en la refinería, al incrementar la conversión en la unidad de craqueo catalítico fluido en 1% por el aumento de inyección de catalizador.

5.4 Efecto económico que tiene el incremento de conversión en la unidad de craqueo catalítico, por el aumento en la adición de catalizador:

1. Efecto volumétrico en la producción: Se va a considerar dos casos: Primer caso.- Conversión=60% y 2do caso.- Conversión= 61%. Para ambos la carga procede de un crudo cuya composición es: Orito =75%, Boliv. =11 y Ceuta= 14%

Carga	Primer Caso		Segundo Caso		Diferencia
	7000 B/D	100 %	7000 B/D	100%	
Gas Seco	410	" 5.6	432	" 5.8	22B/D
GLP.	1250	" 17.0	1310	" 18.0	60 "
Butano	163	" 2.4	190	" 2.6	22 "
Gasolina	3148	" 43.0	3300	" 45.0	152 "
Lco.	1975	" 26.0	1895	" 26.0	-30 "
Hco.	498	" 7.0	390	" 5.2	-108 "
A. Clarific.	337	" 4.5	327	" 4.5	- 10 "
(Ganancia)	(418)	" (5.5)	(525)	" (7.1)	
Trx.	900	°F	900	°F	
Rcc.	1.2		1.2		

El efecto económico de la mayor producción de Butano y gasolina se evalúa como una mayor producción de gasolina de 84 octanos y por lo tanto ahorro en plomo tetraetílico.

Consumo real de plomo Tetraetílico en gasolina-

de 84 octanos.

	<u>Bls</u>	<u>(Ron-0)</u>	<u>(Ron-3)</u>
Gasolina Primaria	3404	61.0	82.4
Gasolina Fcc.	2188	91.0	96.0
Nafta Primaria	885	40.0	60.0
Nafta Reform	1279	89.8	97.5
Butano	<u>228</u>	95.0	105.0
	7984		

Ron-0 de la mezcla = 76.7

Ron-3 de la mezcla = 89.8

Requerimiento de plomo = 0.9 cc/galón para 84.5 ron.

Consumo de plomo x su costo = S/. 40,000.

Consumo de plomo tetraetílico incluyendo mayor producción por aumento de la conversión en la unidad de craqueo catalítico

	<u>Bls.</u>	<u>(Ron-0)</u>	<u>(Ron-3)</u>
Gasolina Primaria	3404	61.0	82.4
Gasolina Fcc.	2341	91.0	96.0
Nafta Primaria	885	40.0	60.0
Nafta Reformada	1279	89.8	97.5
Butano	<u>250</u>	95.0	105.0
	8159		

Ron-0 de la mezcla = 77

Ron-3 de la mezcla = 90

Requerimiento de plomo = 0.85 cc/galón para 84.5 Ron :

Consumo de plomo x su costo = S/. 38,500.

Ahorro en plomo tetraetílico: 40,000 - 38,000 = 1,500 S/Día

Efecto Económico, por el aumento de Adición de Catalizador y como consecuencia incremento de la conversión de 60% a 61 % :

Gas combustible	22 B/D x costo	
Ex-Refinería	=	2350 S/Día
GLP.	58 B/D x costo	
Ex-Refinería	=	9662 S/ Día
Gasolina 84 Ron	153 x costo	
Ex-Refinería	=	22737 S/ Día
Ahorro de plomo	0.05 cc/galón	
x su costo	=	1436 S/ Día
Menor producción de Aceite Industrial		
(148 B/D) x costo Ex-Refinería	=	(15808) S/ Día.
Mayor consumo de catalizador aproximadamente	0.5 TM/D x su costo	= (10,516) S/Día
Mayores costos de operación	(1,400) S/Día	
Efecto en un año de operación	=	<u>3,000 MMS/.</u>

5.5 Nota Aclaratoria. -

Queremos destacar que las cifras consignadas para los costos en este capítulo no corresponden con exactitud a situaciones reales en la Refinería. Han sido colocados solo con propósito ilustrativo y reflejar solamente tendencias generales.

C A P I T U L O VI

CONCLUSIONES

Por ser la materia tratada muy extensa, el presente trabajo es apenas un intento de abrir camino a otras iniciativas en el mismo sentido.

Los resultados aquí expuestos están limitados únicamente a la unidad de craqueo catalítico fluido de la Refinería "La Pampilla", con un tipo definido de carga y catalizador. Muchas otras correlaciones de interés pueden ser desarrolladas para una unidad de craqueo catalítico, pero sin embargo, haber llegado al principal objetivo:

La divulgación del proceso y el desarrollo de las ecuaciones de las variables que rigen a dicho proceso.

Enorme incentivo ofrece el conocimiento de las relaciones entre las variables de operación y rendimientos de los procesos de Refinación que facilita una buena operación y control de una refinería, permite obtener el mejor provecho de una unidad y establecer las condiciones operacionales más adecuadas a una situación específica.

En lo que respecta a la unidad de craqueo catalítico por ser uno de los procesos más importantes, su estudio es un campo de gran actividad práctica por lo que se justifica la realización de otros estudios en esta área, incluyendo principalmente la influencia de la calidad de la carga y el catalizador.

Las conclusiones principales de este estudio son las siguientes:

1. Según la ecuación de la conversión, el aumento de temperatura o el aumento de la relación de carga combinada provoca el aumento de la conversión.

Un aumento de 5° F en el reactor causa aproximadamente una elevación de 1% en la conversión.

2. La producción de gases aumenta con la temperatura del reactor. Para el rendimiento de gas licuado de petróleo, un aumento de 5° F en el reactor provoca un incremento de 1 % en el rendimiento.
3. Como en la ecuación del rendimiento de la gasolina es fun

ción de la temperatura del reactor y de la conversión (crece con la conversión y decrece con la temperatura del reactor) y como la conversión varía con la temperatura del reactor y con la relación de carga combinada, el análisis inmediato de la influencia de estas variables se hace muy complejo.

4. Considerando aisladamente la unidad de craqueo catalítico, se encuentra que la conversión óptima en las circunstancias del estudio es de 67 - 68 % vol. y una temperatura del reactor de 880° - 910°F.
5. Se puede apreciar el efecto económico que se tiene de aumentar en 1% la conversión, obteniendo un incremento en la ganancia de la Refinería de aproximadamente 9.4 MS/D., equivalente a 3 MM S/. x año.
6. Al aumentar la conversión se tiene aumento de producción de gasolina, aumento de octanaje, aumento de producción de gases, disminuyendo la obtención de aceites cíclicos.

7. Considerando la gran importancia que tiene la unidad de craqueo catalítico fluido, por su influencia en la economía de una Refinería, es preciso seguir investigando el efecto de otras variables operacionales citaré el caso de la velocidad espacial que es importantísima en esta unidad, asimismo la influencia que tiene la calidad de la carga en los rendimientos y condiciones de operación de la unidad.
8. Es imprescindible dejar claramente establecido que la optimización económica de la unidad no tiene gran validez amenos que se estudie el efecto conjunto en toda la Refinería, para esto son muy útiles los modelos matemáticos de programación lineal que se están utilizando en Petroperú.
9. En el contenido de este trabajo también se desarrollan una serie de cálculos con la tendencia a establecer: la cantidad de coque que se deposita en el catalizador que es de gran importancia con respecto

Al funcionamiento de la Unidad y particularmente en la economía del proceso, ya que la principal limitación de una Unidad de Craqueo Catalítico es su capacidad para la combustión del coque.

VII APENDICE GENERAL

Bibliografía

- W. L. Nelson : Petroleum Refinery Engineering
Editorial Mc Graw Hill(4ta. edic)
- W. L. Nelson: : Guide to Refinery operating costs
The Petroleum Publishing Co.
(2da. edición)
- Grace(Davison
Chemical) : Catalagram- N° 36 - 1971
Catalagram- N° 37 - 1971
Catalagram- N° 38 - 1971
Catalagram- N° 40 - 1971
- R. F. Kress and
J. S. Smith : Petroleum Refiner - Vol. 40 - N°5
(Mayo 1961)
- J. Eckhouse : The Petroleum Engineer
(Abril 1954)
- H. R. Grane and
J. E. Connor : The Oil and Gas Journal
(Junio 5 - 1961)
- C. R. Olsen and
M. J. Sterba : Chemical Engineering Progress
(Noviembre 1949 - Vol. 45 N° 11)
- R. L. Flanders
(California Research
Corp) : The Oil and Gas Journal
(Marzo 1960) Vol. 58 N° 10

- J. B. Pohlenz : The effect of operational variables
(U. G. P.) in Fluid Catalytic Cracking of Petroleum
- Petróleos Mexicanos : Manual de Operación de la Unidad
(Ref. de Minatitlan-) de Craqueo Catalítico Fluído
- Pedro Paulo Da Poian : Refinacao e Petroquímica (Revis-
(PETROBRAS) ta semestral : Julio/Dic. 1966)
- Dr. A. Voorhies : Tecnología de la Refinación (Curso
(Prof. de la Univer- dictado en la Ref. La Pampilla-Ago-
sidad de Louisiana- to 1971)
USA)
- J. Fernández C. : Seminario de Craqueo Catalítico
(Ing° de Petróleos Fluído
del Perú) (Realizado en Refinería La Pampi-
lla- Febrero 1971)

ooooUUoooo

Nomenclatura

FCC.....	Craqueo Catalítico Fluído
Conv.....	Conversión, % vol.
Trx.....	Temperatura del Reactor
Trg.....	Temperatura del Regenerador
Rx.....	Reactor
Rg.....	Regenerador
Rcc.....	Relación de Carga combinada
H, H.....	Entalpía, BTU/hr
h vap T.....	Entalpía del vapor a la temperatura T
h vap B.....	Entalpía del vapor a la temperatura Base
Cp.....	Calor específico
c/o.....	Lbs/hr de catalizador a lbs/hr de carga
θ	Tiempo de residencia
A.....	Actividad catalizador
q.....	Calor de combustión
WHSV, $M/hr/M$, $V/hr/V$	Velocidad espacial: lbs/hr de carga a lbs. catalizador en el reactor
ppm.....	partes por millón
γ	- Es función de
GLP.....	Gas Licuado de Petróleo
RON.....	Número Octano Research

Kwhr/D.....	Kilowaton hora por día
TM/D.....	Toneladas métricas por día
S/B.....	Soles por Barril de carga
PVR.....	Presión de vapor Reid, psi
Cm.....	Costo de materia prima
CO.....	Costo de operación
Vp.....	Valor de la producción
O ₂	Oxígeno
F ₂ O.....	Agua ó vapor de agua
N ₂	Nitrógeno
Co.....	Monóxido de Carbono
Co ₂	Dióxido de Carbono
Cn.....	% de átomos de carbono en los anillos nafténicos
Cp.....	% de átomos de carbono en la estructura de anillos <u>para</u> fínicos
C _p ^s	% de átomos de carbono en los iso y n parafinas
C _n ^s	% de átomos de carbono en anillos nafténicos (fracción saturada)
Ca.....	% de átomos de carbono en anillos aromáticos
C _n ^a	% de átomos de carbono en anillos nafténicos <u>condensa</u> dos con anillos aromáticos
C _p ^a	% de átomos de carbono en cadenas parafínicas en anillos aromáticos
%.....	Tanto por ciento ó porcen- taje