



# ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

## CURSOS ESPECIALES DE TECNOLOGOS

Evaluación de la Sección Catalítica de la  
Unidad de F. C. C. de la Refinería  
de Esmeraldas

# MONOGRAFIA

PREVIA A LA OBTENCION DEL TITULO DE TECNOLOGO EN  
ELECTROMECANICA DE REFINERIAS

**Mariano Molina A.**

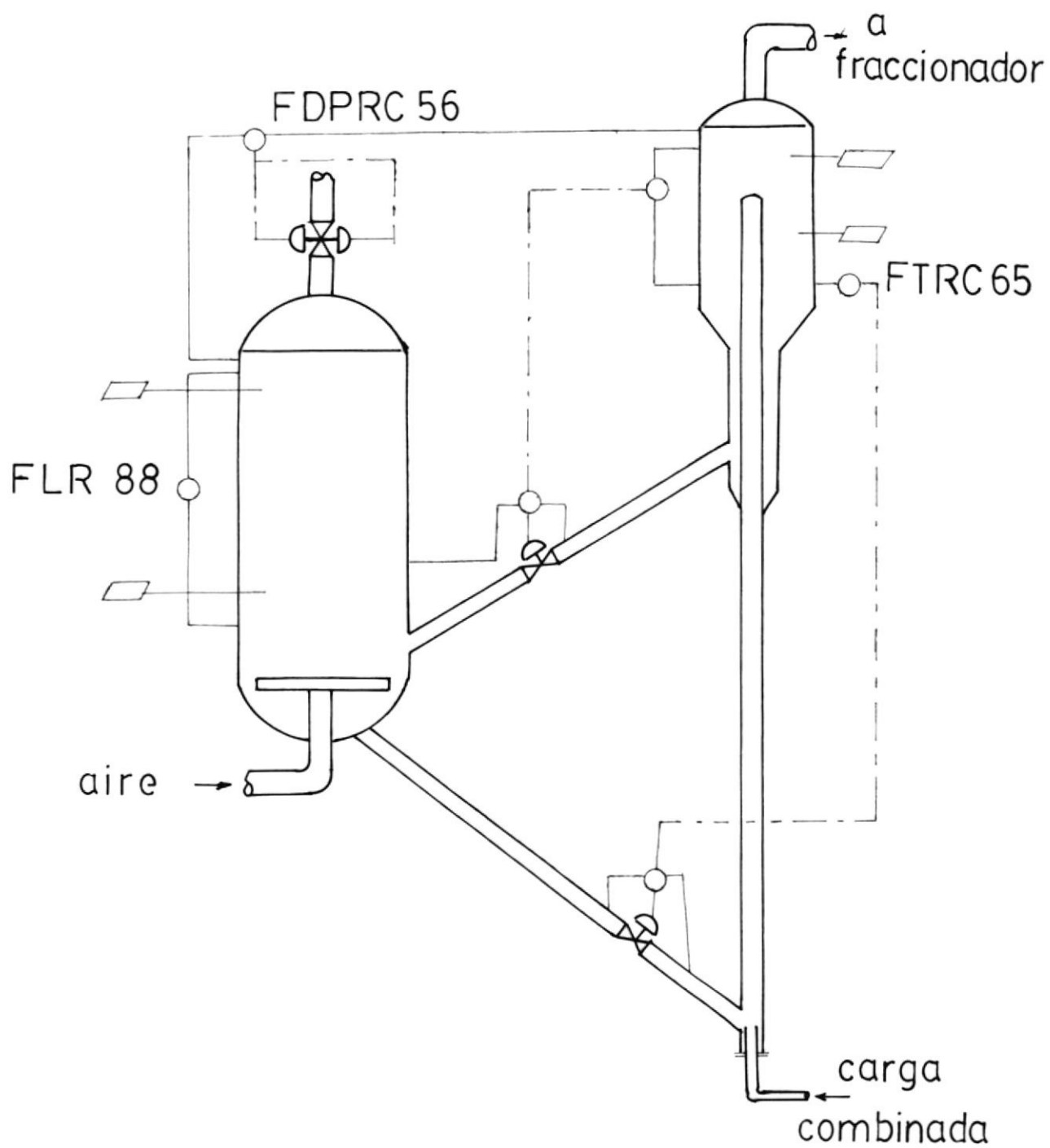
**Adolfo Valverde Z.**

GUAYAQUIL - ECUADOR

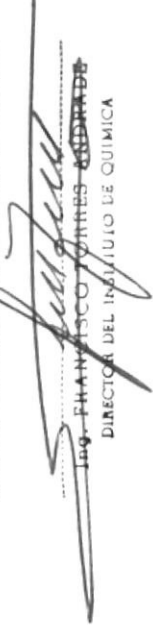
**1.984**

SECRETARIA  
GENERAL

# SECCION CATALITICA



**REVISADO POR:**  
ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL



DR. FRANCISCO TORRES  
DIRECTOR DEL INSTITUTO DE QUÍMICA

## PROLOGO

La desintegración catalítica constituye uno de los procesos más importantes de la industria del petróleo, debido a su complejidad y rendimientos económicos.

El objetivo primordial de éste trabajo es el de transmitir nuestros conocimientos y experiencias alcanzada através de ocho años de labores, en la operación y manejo de los diferentes equipos que constituyen esta unidad, y que van hacer de mucha utilidad para la formación del personal vinculado con el proceso de refinería.

Porque un operador que conoce los equipos y como trabajan, bien sea que actualmente este ocupado en la operación del mismo o no, está mejor preparado para comprender y analizar los diferentes cambios que puede ocurrir en una o varias variables operacionales y le permita alcanzar óptimos resultados, así como una mayor seguridad en su trabajo.

Un trabajador capacitado será más conocedor y de mayor valor en cualquier trabajo.

## INDICE

Página

### CAPITULO I

#### GENERALIDADES

1.1	Reseña historica .....	1
1.2	Teoría del cracking. Tipos de cracking ....	4
1.2.1	Cracking térmico .....	4
1.2.2	Cracking catalítico fluido .....	5
1.3	Catalizadores .....	
1.3.1	Propiedades del catalizador .....	6
1.3.2	Actividad del catalizador .....	7
1.3.3	Resistencia al desgaste .....	9
1.3.4	Venenos del catalizador .....	10
1.4	Principios del cracking catalítico fluido.	11
1.5	Avances en tecnologia de craqueo catalí- tico .....	13

### CAPITULO II

#### EQUIPOS

2.1	Equipos y funcionamiento .....	18
2.1.1	Tubo elevador al reactor .....	18
2.1.2	Reactor .....	19
2.1.3	Despojador de catalizador .....	21
2.1.4	Bajante al reactor .....	21
2.1.5	Regenerador .....	22
2.1.6	Bajante del regenerador .....	23

2.1.7	Calentador de aire (FH2) .....	24
2.1.8	Chimenea .....	24
2.1.9	Ciclones .....	25
2.1.10	Válvulas deslizantes .....	27

## CAPITULO III

### CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE EL PROCESO

3.1	Condiciones de diseño .....	30
3.2	Variables de proceso .....	
3.2.1	Reactor .....	31
3.2.2	Flujo de carga .....	32
3.2.3	Temperatura de la carga combinada .	33
3.2.4	Relación de circulación .....	33
3.2.5	Composición de la recirculación ...	34
3.2.6	Temperatura del reactor .....	36
3.2.7	Nivel del reactor .....	37
3.2.8	Presión del reactor .....	38
3.2.9	Relación catalizador/aceite .....	39
3.2.10	Flujo de vapor de agotamiento ....	40
3.3	Variables de proceso .....	
	Regenerador.....	42
3.3.1	Post-combustión .....	42
3.3.2	Presión del regenerador .....	44
3.3.3	Nivel del regenerador .....	45
3.3.4	Aire de regeneración .....	47
3.3.5	Distribución del aire .....	48

	Página
3.3.6 Aceite de antorcha .....	49
3.3.7 Encarbonamiento .....	50
3.3.8 Agua de atomización .....	51
3.4 Balance térmico .....	52
3.5 Balance de presión .....	56
3.6 Analisis de laboratorio y pruebas gene - rales .....	59
3.7 Control rutinario del proceso .....	65

#### CAPITULO IV

##### MANTENIMIENTO

4.1 Paro programado para mantenimiento de la unidad .....	69
4.2 Primer paro programado .....	69
4.2.1 Estado del equipo y reparaciones realizadas .....	70
4.3 Segundo paro programado .....	77
4.3.1 Estado del equipo y reparaciones realizadas .....	79

#### CAPITULO V

##### EVALUACION

5.1 Analisis de los problemas y consecuencias en la operación .....	91
5.2 Evaluación de las reparaciones realizadas en el paro, resultados en la operación...	99

5.3 Consideraciones que deben ser observadas en la ampliación .....	103
5.4 Recomendaciones .....	105
5.5 Informes anexos .....	107

## I GENERALIDADES

### 1.1.- RESEÑA HISTORICA.

El hecho de que del petróleo se podía obtener productos valiosos, dio inicio a una industria que ha transformado completamente el modo de vida de la humanidad.

La industria petrolera nace porque es posible refinar el crudo. De ahí la importancia de la refinación .

La refinación consiste en un conjunto de procesos tanto físicos como químicos a los que se someten los diferentes tipos de petróleos para obtener combustibles, así como materias primas para la petroquímica.

Los orígenes de la destilación son mucho más antiguos que la industria petrolera en sí , ya en el descubrimiento del pozo Drake (1859) había plantas refinadoras de carbón y otras materias.

El acontecer más importante al comienzo de éste siglo es el uso de la desintegración o craqueo térmico que vino a ser uno de los pasos más importantes en la industria . Es en éste punto en que la competencia tecnológica se hace más notoria.

En 1928 aparece la versión semicontinua del proceso de coquificación retardada. También en ésta época se comienza a usar unidades de viscosidad. Este proceso ha adquirido un nuevo auge y actualmente se usa

en la obtención de destilados intermedios.

La reacción del craqueo térmico se lleva a cabo a altas temperaturas y presiones y producía gasolinas de pobre calidad y grandes cantidades de gases ricos en componentes de poco valor comercial y gran cantidad de ceras útil solamente como componentes del fuel oil.

Justamente antes de la segunda guerra mundial (1936) se descubrió un catalizador que permitía la reacción de craqueo a temperaturas algo más bajas y a presiones mucho más bajas que aquellas utilizadas en el proceso de craqueo térmico y sin embargo producía un porcentaje más alto de componentes de mejor calidad y mayor valor comercial. Antes del uso de los métodos de desintegración el rendimiento de gasolina era de 26 %, con el craqueo catalítico se puede obtener entre 47 - 70 % dependiendo del tipo de crudo.

Su desarrollo se debe en gran parte al francés Eugene Houdry, quien dedicó dos décadas a conseguir un catalizador que pudiera desintegrar el gasóleo y a su vez pueda ser regenerado.

. Un catalizador es un material que modifica la velocidad de una reacción sin alterarse químicamente.

El proceso Houdry consistía en un sistema de reactores de lecho fijo que trabajan en ciclos de regeneración. La operación así era cíclica empezando

con un catalizador altamente activo y finalizando -  
con un catalizador de muy baja actividad.

Para estabilizar la operación se diseñó un sistema que permitía circular el catalizador continuamente a la zona de reacción y luego a la zona de regeneración. Se ensayaron varios sistemas y en 1941 aparecen las versiones fluidizadas del FCC y TCC. En 1963 se comienza a usar zeolitas como catalizadores. Es éste cambio el que da aliento al FCC que había perdido importancia ante la mayor efectividad de otros procesos. Los nuevos catalizadores traen consigo ventajas en sus propiedades que entre otras son: menor sensibilidad al envenenamiento por metales, mayor estabilidad física aún a muy altas temperaturas, además de una mayor selectividad y actividad catalítica en las reacciones deseadas. El uso de las zeolitas también provoca cambios en los procesos haciendo los más fáciles de diseñar y de operar. La regeneración es mejorada y las emisiones de compuestos de azufre son menores.

La desintegración catalítica es aún hoy en día uno de los procesos catalíticos en gran escala más usados en el mundo.

## 1.2.- TEORIA DEL CRACKING.- TIPOS DE CRACKING.

El propósito de cualquier proceso de craqueo es - cambiar largas moléculas de hidrocarburo en moléculas cortas. En una refinería el proceso de craqueo - está diseñado para cambiar las moléculas de gasóleos en un rango de ebullición de 200 - 540 °C a moléculas que ebullicen en el rango de las gasolinas y de hidrocarburos más livianos.

Estos hidrocarburos de cadenas más cortas tienen mayor valor que los gasóleos de los cuales se derivan . Cualquier otro producto es por lo general no deseable.

La desintegración de las moléculas de hidrocarburos se las puede realizar de dos formas: térmica y catalíticamente. El proceso catalítico ha desplazado casi completamente al proceso térmico por la ventaja de que la reacción de desintegración se efectúa a temperaturas y presiones menores produciendo al mismo tiempo gasolina de mayor octanaje, gases más estables y menos productos residuales.

### 1.2.1.- CRACKING TERMICO.

En la Refinería de Esmeraldas se lleva a cabo este tipo de cracking en la unidad de viscorreducción - (SEVIA) cuya capacidad es de 12600 b/d provenientes de los fondos de la unidad de vacío con una temperatura de 486 °C a través de los hornos y zona de reac-

ción térmica y a una presión de 4 Kg/cm<sup>2</sup>. Se caracteriza por producir gasolina de regular calidad, y 4 - 5 % de rendimiento con alto contenido de compuestos de azufre y gran cantidad de productos pesados que servirán de base para la obtención de diferentes tipos de fuel-oil y asfaltos.

Por lo tanto el craqueo térmico consiste en una desintegración molecular de hidrocarburos pesados en más livianos mediante altas temperaturas y presiones altas con obtención de productos de baja calidad y gran cantidad de residuos pesados.

#### 1.2.2.- CRACKING CATALITICO FLUIDO. FCC.

El proceso de desintegración catalítica fluida se caracteriza porque la reacción de desintegración se efectúa a más bajas temperaturas y presiones que el cracking térmico, produciendo al mismo tiempo mayor cantidad de gasolinas de alto octanaje, gases livianos más estables y menor cantidad de productos residuales pesados.

En la Refinería de Esmeraldas la unidad de FCC - Tiene una capacidad de 12600 b/d de carga fresca provenientes de la unidad de vacío y produce gasolinas de 92 octanos ( 75 % de conversión y 62 % de rendimiento en gasolinas).

Por lo mencionado podemos concluir diciendo que el craqueo catalítico fluidizado es aquel que se rea

liza la desintegración molecular a bajas temperatura. y bajas presiones con obtención de gasolinas de óptima calidad y baja producción de residuos pesados.

### 1.3.- CATALIZADORES.

#### 1.3.1.- PROPIEDADES DEL CATALIZADOR.

El catalizador usado en el proceso de craqueo catalítico fluido, es un sólido, no un fluido; en las primeras unidades desintegradoras catalíticas de proceso fluido, era una arcilla natural finamente molida compuesta principalmente de dióxido de silicio y óxido de aluminio. Al principio la arcilla natural era tratada químicamente para mejorar su función, más tarde se desarrollaron catalizadores sintéticos, los cuales eran superiores no sólo catalíticamente sino que eran esferas casi perfectas lo cual mejoraba en el desempeño de las plantas.

Las partículas sólidas se producen en esferas microscópicas cada una de las cuales tiene una estructura porosa parecida a la de una esponja.

Para que un catalizador sea bueno ésta debe presentar una área grande de contacto ya que el efecto catalítico del íntimo contacto entre éste y el aceite, y el efecto de catalización aumenta en relación directa a la superficie de contacto.

El catalizador fresco tal como se recibe del vendedor puede tener hasta cinco veces el área del catali-

zador de equilibrio. Tan pronto como el catalizador fresco entra en reacción, el carbón llena sus poros parcialmente y éste no puede moverse completamente con la regeneración perdiendo parte de su actividad debido principalmente a la obstrucción de los poros con la correspondiente pérdida de área de contacto.

### 1.3.2.- ACTIVIDAD DEL CATALIZADOR.

La actividad de ambos catalizadores, el fresco y el de equilibrio se miden procesando una muestra de gasóleo standard sobre el catalizador usado con el peso del catalizador de referencia usado para dar la misma conversión.

Si 18 gr. de catalizador bajo prueba da 20% de conversión y la misma conversión se obtiene con 6 gr. de referencia la actividad del catalizador muestra será:

$$6 / 18 \times 100 = 33$$

Se observa que la prueba de actividad mide la habilidad del catalizador para convertir gasóleo, pero ignora relatividad.

Hay varios métodos aceptados para medir la actividad del catalizador. El valor de actividad en la mayoría de éstos métodos se expresan en unidades con diferentes significados. Ningun método se ha aceptado como el mejor ya que cada uno reporta el desempeño de el catalizador bajo un juego de condiciones las más aceptables para el usuario.

Aumentando la actividad del catalizador permitirá una reducción en la severidad de la desintegración - requerida para una determinada conversión por lo tanto se obtendrá una mejor distribución de productos.

Una vez que el catalizador entra en la unidad por actividad por exposición al vapor y altas temperaturas.

Un caso extremo de desactivación por altas temperaturas ocurre, cuando el catalizador se sella con una película vidriosa de catalizadores fundidos. Esto se conoce con el nombre de "Sinterización" y un catalizador sinterizado sufre un decrecimiento radial de actividad. Cuando un catalizador se desactiva o se contamina con metales es necesario retirarlo, descartarlo y reemplazarlo con catalizador fresco.

La estructura porosa del catalizador tiende a hacerlo frágil y puede partirse en partículas más pequeñas en un proceso llamado "Atrición". Esto pesa sobre el tamaño de las partículas y puede ser el resultado de la colisión del catalizador en las paredes de la vasija o con otras partículas del catalizador. La atrición también puede ser causada por golpes térmicos como lo sería la entrada de agua de emergencia sobre el catalizador a altas temperaturas.

La actividad del catalizador es una medida de la capacidad de trabajo del mismo. Es uno de los factores más importantes en la operación de una unidad FCC

para poder conseguir el máximo rendimiento. En ésta forma la actividad sirve para definir un aspecto de la eficiencia de producción, podemos considerarla como una medida de habilidad del catalizador para lograr la reacción de una carga de gasóleo que tenga un rango definido de destilación para conseguir un grupo de productos diferentes de la carga.

Puesto que el catalizador es supremamente caro se recomienda evitar las condiciones que causan envenenamiento, desactivación o daño físico.

### 1.3.3.- RESISTENCIA AL DESGASTE.

La resistencia al desgaste del catalizador se mide por la cantidad de finos producida soplando aire a alta velocidad a través de un catalizador de muestra por un número determinado de horas. Un buen catalizador tendrá un promedio de desgaste de 0,2% por hora.

Se dirá que un catalizador con gran resistencia al desgaste es el deseado, sin embargo; un catalizador de tal dureza erosionará más rápidamente el equipo y no producirá los finos necesarios para mantener la distribución del tamaño de las partículas necesario para una operación normal.

Si se usa una mezcla de catalizador normal y uno duro el catalizador duro molería al catalizador normal, produciendo una cantidad excesiva de finos.

#### 1.3.4.- VENENOS DEL CATALIZADOR.

Si se usa una mezcla de gasóleos como carga en una unidad de FCC tenemos que los compuestos metálicos - pueden entrar a la planta catalítica ya sea por arrastre o porque los compuestos sean volátiles y se destilan en la preparadora de carga.

De los metales comunes; níquel, vanadio, hierro, - cobre, son particularmente nocivos; cuando se depositan en forma activa en el catalizador cambian la distribución del producto promoviendo un aumento de producción de hidrógeno. Estos contaminantes tienen que ser depositados en el catalizador para que puedan ser efectivos y se ha observado frecuentemente el porcentaje de éstos contaminantes en el catalizador, es casi igual a las partes por millón del metal en la carga. El análisis del contenido de metales en el catalizador no es un indicador infalible de su actividad productora de hidrógeno, pues los metales pueden ser activos o inactivos.

La contaminación de sodio en el catalizador puede deberse a la presencia de sales de sodio en la carga o en el agua de espresado. Las sales de sodio ablandan la estructura del catalizador y permiten incrustaciones a bajas temperaturas.

Los resultados de envenenamiento metálico son:

- 1.-Un aumento de la cantidad de hidrógeno.
- 2.-Un aumento en el contenido de olefinas en el pro--

ducto.

3.- La medida más valiosa del grado de envenenamiento metálico, es la relación de Hidrógeno / Metano en el producto total. Una relación de más de 1,0 en volúmen significa un grado significativo de envenenamiento. La limpieza de una carga con respecto a los metales se juzga por su factor metálico:

$$F_m = Fe + V + 10 ( Ni + Cu )$$

El sodio es un "fundente" disminuye el punto de fusión del catalizador y es probablemente la causa más común de sinterización del catalizador.

El azufre es tan indeseable en la carga a plantas catalíticas como lo es en la carga de cualquier planta refinadora; provoca corrosión del equipo y aumenta la dificultad en el tratamiento de productos; mientras mayor sea el contenido de azufre en la gasolina, menor será su susceptibilidad al tetraetilo de plomo.

#### 1.4.- PRINCIPIOS DEL CRACKING CATALITICO FLUIDO.

El proceso de craqueo catalítico fluido emplea un catalizador en forma de esferas muy pequeñas que se comportan como un fluido cuando se mueve con vapores de hidrocarburos. El catalizador se circula continuamente de la zona de reacción a la de regeneración, además de promover la acción catalítica, el catalizador es el vehículo de transmisión de calor de la zona de regeneración a la zona de reacción. Es decir el cata-

lizador debe fluir desde el reactor en donde ocurre el craqueo y se deposita el carbón al regenerador -- donde se quema el carbón del catalizador y luego vuelve al reactor.

La planta de FCC de la refinería de Esmeraldas modelo UOP consta de dos secciones: catalítica y fraccionamiento, las cuales operan juntas de una manera integrada. La sección catalítica objeto de nuestro estudio consiste: El reactor y el Regenerador, los que juntos con el tubo elevador de carga, y las bajantes forman el circuito de circulación de catalizador.

El catalizador circula ascendiendo por el tubo elevador al reactor, baja por el agotador al regenerador y por medio de las bajante del regenerados regresa al tubo elevador. Para establecerse ésta circulación, una vasija debe necesariamente operarse a mayor presión, o estar por encima de la otra vasija de manera que el catalizador fluya por gravedad, pero el flujo de regreso sería un problema. Este problema se soluciona - en líquidos por una bomba y en gases por un compresor; en éste caso el medio no puede ser bombeado ni comprimido debido a la alta erosión que impone sobre el equipo. Sin embargo esto se logra mediante el incremento de la presión en dicha bajante, la misma que es igual a la presión de la vasija ( reactor ) más la presión - hidrostática ejercida por la cabeza de presión de la columna de catalizador que se forma a lo largo de ésta

bajante.

Los flujos de recirculación de fondos y carga fresca llamados carga combinada entran a la sección catalítica por la base del tubo elevador donde se vaporizan y calientan hasta la temperatura de reacción con el calor que es cedido por el catalizador caliente. La mezcla de vapores de aceite y catalizador suben por el tubo elevador y entran al reactor. La desintegración del gasóleo comienza inmediatamente que entra en contacto con el catalizador regenerado en el tubo elevador y continúa hasta que los vapores se separan del catalizador en el reactor.

Los productos de la desintegración 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 y lo denominamos catalizador gastado, el mismo que fluye del reactor al regenerador para su regeneración. El calor de combustión eleva la temperatura del catalizador hasta  $650^{\circ}\text{C}$  siendo la mayor parte de éste calor transferido a la carga en el tubo elevador.

#### 1.5.- AVANCES EN TECNOLOGIA DE CRAQUEO CATALITICO.

Una novedad en el craqueo catalítico tipo FCC está en el proceso de combustión continua controlada y esencialmente completa, para convertir el CO en  $\text{CO}_2$  en el

sistema de regeneración que se realizaba anteriormente en calderas de CO.

Al nuevo proceso frecuentemente se lo denomina de regeneración a alta temperatura, pero más apropiado es denominarlo " Proceso de Combustión Controlada de monóxido de Carbono. CCC ".

La tendencia a las temperaturas de regeneración más alta ha sido continua desde hace 15 o más años porque son efectivas para reducir el contenido de carbón en los catalizadores de tamices moleculares que es absolutamente indispensable para lograr actividad zeolítica y selectividad en casi todas las operaciones.

Es así como temperaturas del orden de  $1150^{\circ}\text{F}$  ( $621^{\circ}\text{C}$ ) en el lecho denso del regenerador eran típicas en los años cincuenta, las de  $1200^{\circ}\text{F}$  ( $648.8^{\circ}\text{C}$ ) se volvieron comunes en los años sesenta y la de  $1250 - 1300^{\circ}\text{F}$  - ( $676,6 - 704,4^{\circ}\text{C}$ ) se popularizan a comienzos de los años setenta.

A medida que las temperaturas se acercaban a  $1300^{\circ}\text{F}$  ( $704,4^{\circ}\text{C}$ ) la posibilidad de iniciar la post-combustión descontrolada en el regenerador también aumentaban. Más aún, las más altas velocidades que se usan para mejorar el contacto del aire con el catalizador en muchos de los regeneradores de nuevo diseño hicieron tal fenómeno menos perjudicial para el catalizador.

Dada la necesidad de mejorar la remoción del carbón del catalizador y habida cuenta de la posible reg

tricción en la cantidad permisible de CO para descargar a la atmósfera era inevitable que se tratara de inventar un modo de lograr combustión continua y controlada de CO en unidades de FCC.

Todos los diseños rinden combustión esencialmente completa de CO a CO<sub>2</sub> ( menos de 500 ppm de CO en gases de chimenea para diseños específicos) y completa regeneración del catalizador hasta bajar el contenido de carbón a 0,02 - 0,05 % en peso.

El costo de la modificación del equipo varía con las instalaciones individuales entre medio y varios millones de dólares.

Los datos comerciales contenidos en lo publicado hasta ahora son de los procesos de la AMOCO y de la UOP.

La Cities Service Oil Co. al dar cuenta de una -- instalación de la Amoco en una de sus tres unidades de FCC. modelo 11 convertida en la refinería de Lake Charles, Luisiana decía, lo siguiente de los resultados de la modificación:

- 1.- El contenido de carbón del catalizador regenerado se mantuvo en 0,05 % en peso, o menos.
- 2.- El rendimiento de coke de la carga fresca disminuyo de 20 a 25 % bajo conversión constante, y aumento la recuperación de producto.
- 3.- La actividad del catalizador de equilibrio permánico constante bajo régimen constante de reemplazo

de catalizador fresco.

4.- La emisión de CO en chimeneas se redujo a menos de 500 ppm y la descarga de hidrocarburos diferentes a metano bajaron a menos de 5 ppm.

5.- La existencia de catalizador de la unidad se redujo en 100 toneladas.

6.- Los regímenes de recirculación de catalizador disminuyeron y mejoraron las presiones diferenciales de las válvulas deslizantes.

La UOP también ha publicado los resultados de una comparación comercial de una operación de FCC con y sin la modificación de CCC e indican que existe una reducción de 25 % de rendimiento de coke bajo índice de conversión ligeramente reducido, los rendimientos de olefinas,  $C_3$ ,  $C_4$ , así como el índice de octanos aumentaron ligeramente, a consecuencia del régimen más bajo de circulación y a la presencia de catalizador más caliente.

En resumen todo parece indicar que los nuevos procesos CCC redundan en mejores rendimientos, los cuales pueden asociarse con la mejorada actividad zeolítica, es decir, menor rendimiento de coke y más rendimiento de gasolina. El rendimiento de coke, además, puede bajar aún más a consecuencia de las bajas relaciones de C/A y de las más altas temperaturas de la mezcla reaccionante. Esta última puede producir también rendimientos ligeramente más altos de gas seco

y de olefinas livianas, así como gasolinas de más octanaje.

La evaluación económica de la justificación de un proceso de CCC depende además del rendimiento actual de la unidad; es decir hay que determinar que tanto aumentara el rendimiento y cuales son los rendimientos que valen la pena.

Los defensores del proceso dicen que éste suele - resultar económico, pero varios de los refinadores - principales no estan del todo convencidos.

Mientras tanto ya se perfilan en el horizonte nuevos catalizadores que podrían desempeñar el mismo papel siempre que los metales de las unidades puedan resistir temperaturas de los 1300 a 1400 °F ( 704 a 760 °C ).

Todo parece indicar que la opción de CCC para craqueadora catalíticas no será efímera, ya sea que se efectúe por medios mecánicos, catalíticos o ambos.

## II EQUIPOS

### 2.1.- EQUIPOS Y FUNCIONAMIENTO.

El diseño moderno UOP de una unidad de FCC consiste en dos secciones:

A.- La sección catalítica.

B.- La sección de fraccionamiento.

Los equipos principales que constituyen la sección catalítica son: tubo elevador (riser), reactor, despojador o agotador de catalizador (stripper), bajante del reactor, regenerador, bajante del regenerador, quemador auxiliar o calentador de aire (FH2), chimenea ciclones, válvulas deslizantes (válvulas corredisas).

#### 2.1.1.- TUBO ELEVADOR AL REACTOR . ( RISER).

El tubo elevador al reactor consiste de un tubo vertical a través del cual la mezcla de vapores y catalizador asciende hasta llegar al reactor.

La carga combinada entra al tubo elevador por medio de una boquilla extendida dentro de la " Y " en la base del tubo elevador a una temperatura aproximada de  $320^{\circ}\text{C}$ . La mezcla resultante del catalizador aceite es elevada a la temperatura del reactor aproximadamente  $516 - 522^{\circ}\text{C}$  por el uso del calor sensible del catalizador regenerado ( $670^{\circ}\text{C}$ ).

A medida que la carga y el catalizador ascienden por el tubo elevador ocurre casi la total reacción d

de cfaqueo y un mínimo porcentaje se lleva a cabo en el lecho del reactor.

La densidad del catalizador en el tubo elevador es alrededor de 5 lb/pie<sup>3</sup>, y si por algún trastorno grave la cantidad de aceite se redujera el catalizador en el tubo elevador se asentaría y se taparía con una masa de catalizador de alta densidad ( 50 lb/pie<sup>3</sup>). Para evitar éste tipo de problema podemos inyectar vapor por las conecciones existentes en el tubo elevador, previstas para éste propósito. Se puede también inyectar vapor en la base del tubo elevador usando para ello la válvula de control F-Frc 89, la misma que puede abrirse desde el cuarto de control, de está manera el tablerista debe tomar acción inmediata en una emergencia para prevenir el taponamiento en el tubo elevador. Por lo general casi todas las emergencias es lo primero que el tablerista debe hacer.

#### 2.1.2.- REACTOR.

Las funciones convencionales del reactor han sido cambiadas considerablemente con el sistema del nuevo tipo de elevador (Quik-Quench) que provee un contacto muy corto del catalizador.

En efecto el reactor es sólo un recipiente que contiene a la parte superior del elevador y sus dos etapas de ciclones.

Las reacciones requeridas son llevadas a cabo en el tubo elevador en una formación de coque mínimo. La mezcla de los productos de reacción y el catalizador salen del elevador al reactor y pasa a través de dos pares de ciclones de primera y de segunda etapa; los cuales remueven el catalizador que va atrapado en los vapores que van a través de la línea de transferencia hacia la fraccionadora.

El catalizador gastado separado en los ciclones de primera y segunda etapa caen a través de sus respectivas piernas, las mismas que en su parte inferior están provistas de válvulas de lengüeta, para evitar cualquier posible contraflujo en los ciclones.

La temperatura de reacción es controlada mediante el P-TRC 65 que reposiciona la válvula deslizante de catalizador regenerado ( bajante del regenerador), para regular el flujo del catalizador regenerado a través del tubo elevador.

Las principales funciones del reactor son:

- a.- Proporcionar una zona para la desintegración final de los vapores de hidrocarburo.
- b.- Proporcionar espacio para la separación del catalizador y los vapores de hidrocarburo.
- c.- Proporcionar espacio para los ciclones en los que se recupera la mayor parte del catalizador arrastrado, regresándolo al lecho de catalizador.

2.1.3.- DESPOJADOR DE CATALIZADOR ( STRIPPER).

El despojador de catalizador rodea la parte superior del elevador, el catalizador agotado que deciende del reactor pasa alrededor del elevador en el despojador.

El vapor de agotamiento desplaza los vapores de - hidrocarburos que rodean el catalizador y regresa - los vapores al reactor, el catalizador que baja fluye a través de siete deflectores perforados, de despojamiento en contracorriente con el vapor de agotamiento ascendente; la cantidad de vapores de despojamiento la controlamos abriendo o cerrando desde el panel la válvula del F-FRC70.

2.1.4.- BAJANTE DEL REACTOR.

El catalizador gastado abandona el despojador a través de la bajante del reactor (catalizador agotado), en la cual está la válvula deslizante de catalizador agotado.

La columna del catalizador en la bajante del reactor produce presión suficiente para vencer la presión diferencial entre el reactor y el regenerador, y ocasiona el flujo por la válvula deslizante, la misma que es reposicionada por el F-LRC 57 que controla el nivel del reactor.

La bajante del reactor tiene además una junta de expansión que le sirve para absorber la expansión

relativa del reactor y regenerador. Para asegurar libre movimiento y prevenir empaquetaduras con catalizador las juntas de expansión son aereadas así como las cúpulas de las válvulas deslizantes.

#### 2.1.5.- REGENERADOR.

El regenerador es un recipiente con un revestimiento interno cuatro pulgadas de concreto refractario aislante, unido a un soporte reforzado. Este revestimiento es necesario para proteger la pared de metal del recipiente de las altas temperaturas a las cuales opera el regenerador y deberá mantener la cubierta exterior del regenerador bajo los 232 °C en todo momento.

El regenerador incluye la sección de la base "grilla" de distribución de aire y ciclones, más provisiones para el calentamiento del regenerador con aire, para calentamiento del regenerador mediante aceite de antorcha (torch-oil), para enfriamiento con vapor o agua de atomización para emergencias y para retirar o adicionar catalizador en forma continua o intermitentemente.

En el regenerador el carbón o coke que se ha acumulado en el catalizador durante la reacción de craqueo es quemado por aire distribuido uniformemente a través del regenerador por la grilla en el fondo del mismo y a alta temperatura.

El aire de combustión para la regeneración del catalizador es suministrado por un compresor centrífugo movido por una turbina de vapor de 600 PSIG.

En la combustión del carbón se genera una gran cantidad de calor que calienta al catalizador hasta la temperatura requerida para el craqueo.

Un controlador diferencial de temperatura, el F-DTRC 222 se ha instalado en el regenerador, éste instrumento mide y controla la diferencial de temperatura entre; la fase densa, diluida y/o gases de chimenea regulando el flujo de aire a la atmósfera ( venteo), del soplador registrado por el F-FR 30.

Los gases de la combustión pasan a través de los ciclones los cuales remueven la mayoría del catalizador arrastrado por los gases de combustión y lo devuelven a la fase densa mientras que los gases salen por la parte superior del regenerador pasando a través de las válvulas deslizantes de la chimenea, las mismas que controlan la presión del regenerador mediante señal del F-DPRC 56, luego los gases continúan por un silenciador hacia la atmósfera.

#### 2.1.6.- BAJANTE DEL REGENERADOR.

El catalizador regenerado caliente abandona el regenerador a través de la bajante del regenerador en la cual se halla instalada la válvula deslizante de catalizador regenerado.

Esta bajante está bridada en la " Y " en la base del tubo elevador.

La posición de la válvula deslizante de catalizador regenerado es regulada por el controlador de temperatura del reactor. Esta bajante también está provista de una junta de expansión al igual que la bajante del reactor.

#### 2.1.7.- CALENTADOR DE AIRE (FH2).

El calentador de aire a fuego directo es un quemador de gas combustible que se usa para calentar la unidad durante el proceso de arranque, está situado en la línea principal de descarga de aire del soplador (compresor de aire F-C1), antes de la grilla de distribución de aire del regenerador.

Normalmente el FH2 se prende solamente durante el arranque, sin embargo en unas ocasiones con muy baja carga puede usarse cuando la unidad está en operación o en ciertas situaciones especiales que tienen que ver con una combustión anormal del carbón en el catalizador del regenerador .

#### 2.1.8.- CHIMENEA.

Está situada en la parte superior del regenerador y su función principal es permitir la salida de los gases de combustión hacia la atmósfera, está provista interiormente de varios platos o bandejas perfora

das, además de un silenciador relleno de virutas metálicas cuyo fin es provocar una caída de presión y por lo tanto el ruido excesivo que provoca la salida de dichos gases.

#### 2.1.9.- CICLONES.

Una cantidad apreciable de catalizador es arrastrada por los gases que salen del reactor y regenerador.

Las partículas más pesadas tienden a regresar al lecho debido a la fuerza de gravedad pero las más pero las más pequeñas deben ser recuperadas con equipo especial como son los ciclones.

En la unidad de FCC de la refinería de Esmeraldas se ha provisto de cuatro ciclones (primarios) de simple paso en el reactor y dos juegos de ciclones de dos pasos (primarios y secundarios) en el regenerador.

Los ciclones consisten de una cámara en espiral con una entrada tangencial.

Los gases con catalizador llegan a la corneta o entrada del ciclón primario con cierta velocidad, al pasar y cerca de la entrada de la corneta aumenta su velocidad; como la entrada de los vapores es tangencial se abre al cuerpo del ciclón donde giran a gran velocidad impartiendo fuerza centrífuga a los gases, como las partículas de catalizador son mucho más densa que los gases son forzadas hacia la pared del ciclón y caen por su sección cónica a la pierna. Los

gases al centro de la cámara están relativamente libres de catalizador y salen por la parte superior.

El catalizador a través de la pierna es regresado al lecho cuando halla la suficiente altura de catalizador en la pierna para vencer la caída de presión a través del ciclón, por lo tanto siempre que las piernas no estén selladas habrá inversión del flujo y los ciclones cesarán de operar.

Las piernas de los ciclones del reactor las cuales no están normalmente sumergidas en el lecho del catalizador, están provistas de una válvula check.

Las piernas de los ciclones primarios del regenerador están normalmente selladas con el lecho de catalizador y están provistas de chapas protectoras para cubrir el fondo de las piernas de la descarga directa de aire de la grilla; mientras que los ciclones secundarios tienen sus respectivas válvulas check.

La eficiencia de recobro de catalizador de los ciclones varía con la velocidad de los vapores y el tamaño de las partículas de catalizador.

A baja velocidad de vapor se reduce el efecto centrífugo en el ciclón u y no se separan las partículas que sí lo son a velocidad normal, por consiguiente los gases de salida contienen más catalizador que lo normal.

A alta velocidad aumenta la caída de presión en el ciclón con un nivel más alto de catalizador en la pi.

erna. La excesiva velocidad del aire causada por la baja presión del regenerador, o trastornos en la presión causará una marcada pérdida en la eficiencia de los ciclones con pérdida del catalizador del regenerador.

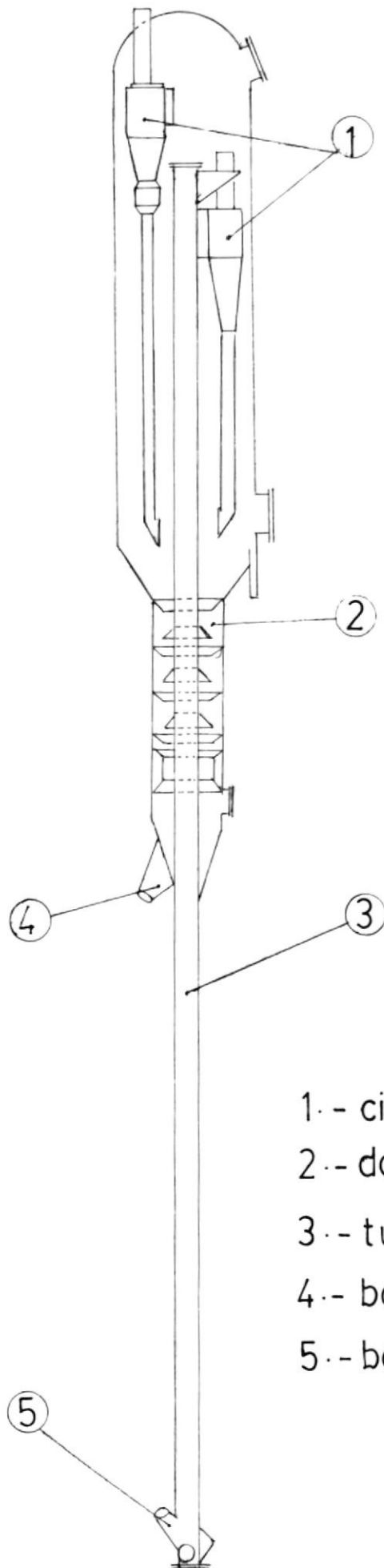
#### 2.1.10.- VALVULAS DESLIZANTES.

Estas son un tipo especial de válvulas que se las utiliza para que operen en condiciones de corrosión muy severas y a altas temperaturas; son accionadas - hidráulicamente o mediante un volante manual engranado para operación de emergencia en caso de fallas hidráulicas.

El sistema de aceite hidráulico provee la fuerza necesaria para accionar las válvulas deslizantes de catalizador agotado, regenerado y las de chimenea.

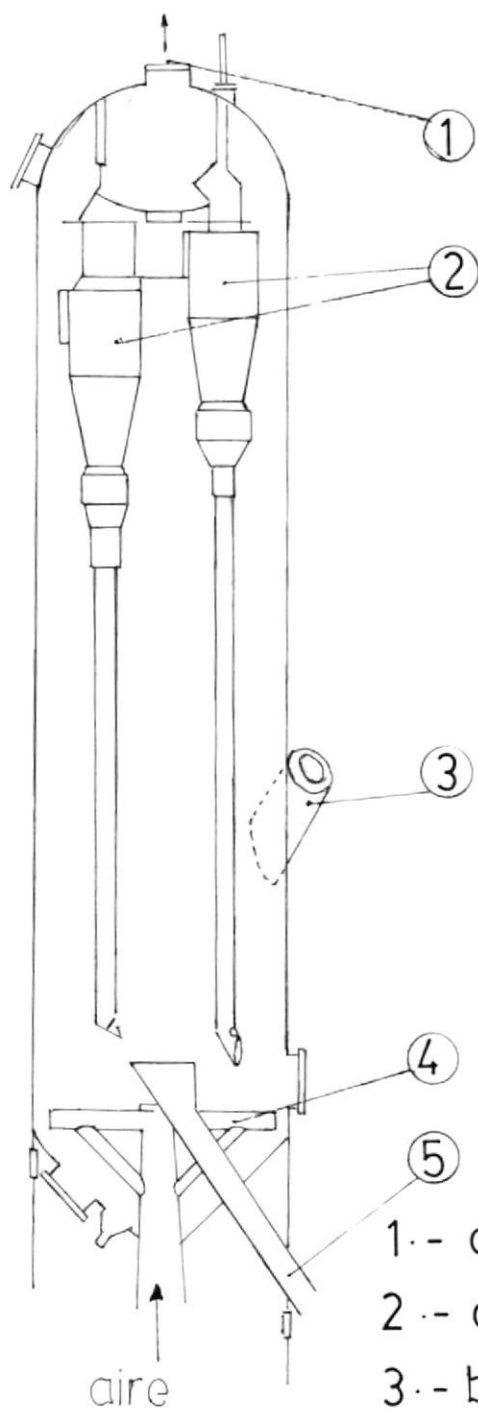
El aceite que va a cada válvula pasa por un posicionador automático el cuál dirige el flujo a un lado u otro del cilindro hidráulico, dependiendo de la señal que sea recibida del control automático, la cantidad de aceite hidráulico necesario para mover las válvulas deslizantes varía de tiempo en tiempo, por eso, para mantener la bomba de aceite en operación continua existe una línea de retorno continuo - desde la descarga de bomba al recipiente de baja presión controlado por el F-FRC 204.

# REACTOR



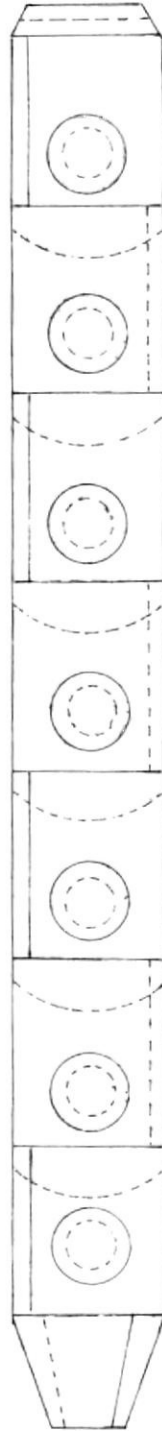
- 1.- ciclones
- 2.- despojador
- 3.- tubo elevador
- 4.- bajante cat. gast.
- 5.- bajante cat. reg.

# REGENERADOR

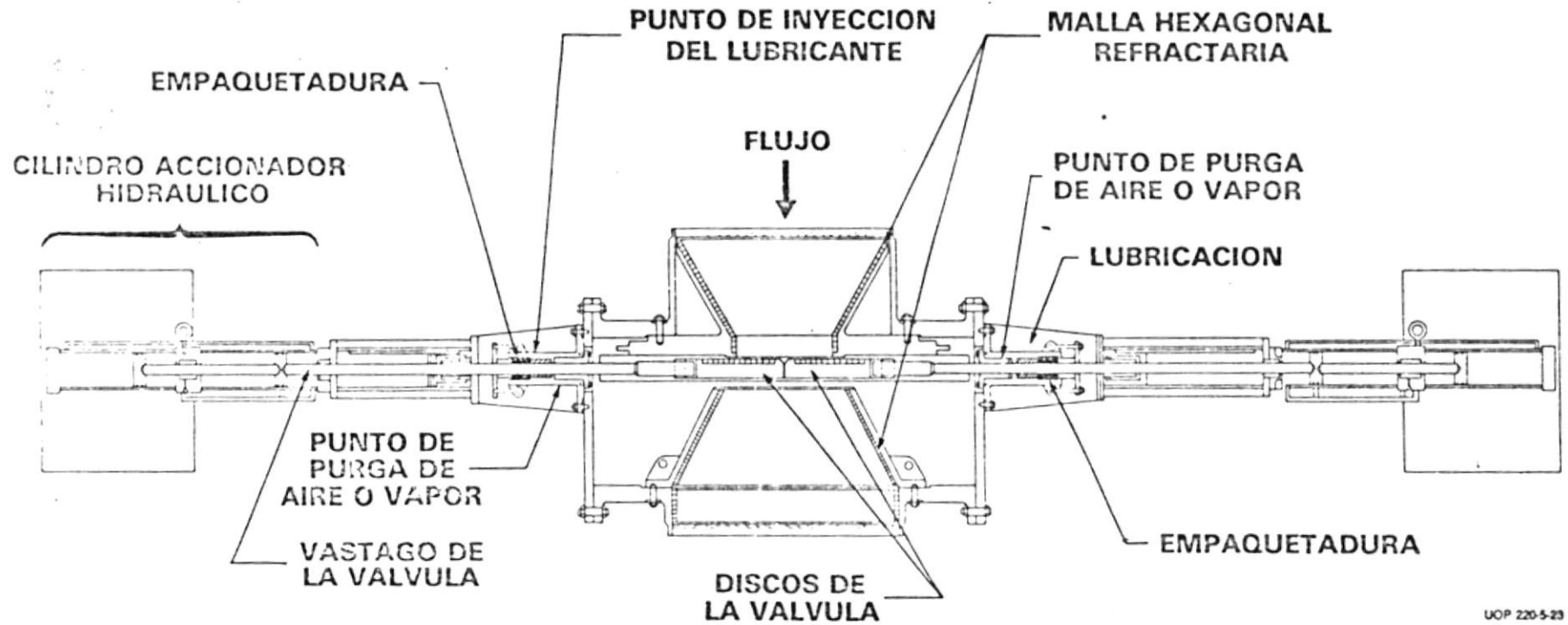


- 1.- chimenea
- 2.- ciclones
- 3.- bajante cat. gas.
- 4.- grilla
- 5.- bajante cat. reg.

C H I M E N E A



# VALVULA DESLIZANTE (SLIDE VALVE)



UOP 220-5-23

### III. CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE EL PROCESO.

#### 3.1.- CONDICIONES DE DISEÑO.

La planta de FCC, ha sido diseñada para procesar 12.600 BPD (2.000 M<sup>3</sup>/D ), de carga fresca compuesta por una mezcla de gasóleo proveniente de la unidad d de vacío con una gravedad relativa de 0,89 (28-32<sup>o</sup>API) a una conversión de 75% en volumen con un catalizador zeolítico y operando a una rata de CFR = 1,085, con una temperatura de reacción de 520<sup>o</sup>C y un rendimiento de 60 % en volumen de gasolina; tiene la facilidad de operar hasta con el 60 % de carga como mínimo, bajo éstos valores se vuelve inestable la operación.

Entre los productos que se obtienen tenemos los siguientes:

- 1.- Una corriente gaseosa de la cima de la fraccionadora compuesta principalmente por LPG ( C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> ), que se une los gases provenientes de las unidades de destilación atmosférica y reformación para ser enviados a procesar en GAS-CON.
- 2.- Una corriente líquida de la cima de la fraccionadora compuesta por gasolina inestabilizada que se envía también a GAS-CON a ser procesada.
- 3.- Una corriente de aceite cíclico liviano ( ACL ).
- 4.- Una corriente de aceite cíclico pesado ( ACP ).
- 5.- Una corriente de aceite clarificado ( lodos ).

### 3.2.- VARIABLES DE PROCESO.

#### 3.2.1.- REACTOR.

La sección catalítica y la de fraccionamiento deben operar juntas como si fuesen una sola unidad, pero es conveniente discutir en cada sección, las variables de proceso independientemente, aunque es imposible realizar un cambio en el proceso de cada sección sin afectar a las demás.

El propósito de una unidad de FCC es el de convertir la carga de aceite pesado a productos más ligeros y de mayor valor, y se ha hecho convencional en la desintegración catalítica hablar del porcentaje de conversión.

El término conversión aplicado al proceso de craqueo puede definirse como: " El porcentaje en volumen de la carga de gasóleo que se convierte en productos diferentes al gasóleo "; generalmente se consideran gasóleos aquellos hidrocarburos que ebullen por encima de 220°C o 400°F.

Así por ejemplo: si 12.600 BPD de carga son craqueados y producen 1.250 BPD de ACL, 550 BPD de ACP, y 1.350 BPD de Aceite Clarificado; la conversión es el 75 %.

$$\text{CONVERSION} = 100 \times \left( 1 - \frac{\text{BPD de gasóleo producido}}{\text{BPD de carga fresca}} \right)$$

El nivel de conversión es uno de los factores importantes en la determinación de la cantidad de coke y de los rendimientos de gasolina y producto más livianos que se producen en una determinada carga.

El efecto del nivel de conversión con la producción de coke es directo, es decir, al aumentar la conversión aumenta la producción de coke; en cambio el efecto de rendimiento de gasolina no es siempre tan definitivo como el carbón. Un incremento en la conversión no siempre resulta en un incremento en el rendimiento de gasolina ya que hay un punto de los rendimientos disminuidos, el cual un incremento de conversión resulta en un incremento de producción de carbón y gases a expensas de la recuperación de líquidos para escoger la conversión apropiada depende básicamente de los requerimientos de los productos en la refinería y de la cantidad de la carga.

### 3.2.2.- FLUJO DE CARGA.

Una unidad de FCC admitirá algunas variaciones en el flujo de la carga a conversión constante, y variaciones aún mayores si es posible, si se desea una alta conversión a bajo flujo de carga, y una baja conversión a altos flujos de carga, ya que el cambio en relación óptima de carga Combinada tenderá a mantener la carga total al reactor casi constante.

De hecho a muy bajos flujos de carga es recomen-

ble mantener generalmente una alta relación de carga combinada.

### 3.2.3.- TEMPERATURA DE LA CARGA COMBINADA.

La temperatura de carga combinada podrá aumentar por medio de dos métodos :

- A.- Aumentando la temperatura de la carga fresca.
- B.- Aumentando la temperatura del reciclo.

En cualquiera de los dos casos anteriores se aumenta la cantidad de calor que se introduce al reactor.

Un incremento de unos  $55^{\circ}\text{C}$  en la temperatura de la carga combinada producirá los siguientes efectos aproximados :

- 1.- Reducir la conversión en 4,0 %.
- 2.- Aumentar la temperatura del regenerador en  $11^{\circ}\text{C}$ .
- 3.- Reducir el rendimiento de carbón en 5,0 %.
- 4.- Reducir la relación Catalizador/Aceite ( C/O ).

### 3.2.4.- RELACION DE CIRCULACION.

La relación de circulación se determina generalmente fijando la relación de la carga combinada la - cuál se define :

$$\text{C.F.R.} = 1 + \frac{\text{BPD recirculación total.}}{\text{BPD carga fresca.}}$$

Si a una conversión constante, la relación de la carga combinada aumenta desde un valor bajo, aumenta

ría también el rendimiento de la gasolina a un punto definido por arriba del cuál no podrán obtenerse rendimientos mayores.

Por lo tanto se recomienda operar a una relación de carga combinada tal que asegure sólo rendimiento máximo de gasolina, y no mayores.

Un incremento de 0,1 en CFR, producirá los siguientes efectos aproximados:

- 1.- Aumento del rendimiento de la gasolina si CFR está abajo del óptimo.
- 2.- Un 1 - 2 % de aumento en la conversión.
- 3.- Un 0,3 % de aumento en el rendimiento de carbón.
- 4.- Un cambio de la temperatura del regenerador, el cuál depende de la composición de la recirculación.
- 5.- una baja en el punto de ebullición medio del gasóleo total de desintegración (aceite cíclico).
- 6.- Un aumento en el punto de escurrimiento del gasóleo total de desintegración.
- 7.- Un aumento de la carga de la sección fraccionadora la cuál requiere ajustes apropiados.

### 3.2.5.- COMPOSICION DE LA RECIRCULACION.

La composición de la recirculación depende en su mayor parte del tipo de la carga y del nivel de con

versión.

El operador puede sin embargo hacer más ligera la recirculación total sacando lodo clarificado a almacenamiento; normalmente, se recircula suficiente lodo espeso del fondo del asentador de lodos al reactor para regresar todo el catalizador arrastrado, mientras suficiente lodo clarificado es regresado a almacenamiento para controlar la temperatura del fondo de la fraccionadora.

Si el rendimiento de aceite clarificado se reduce la recirculación de lodos aumenta en cantidad semejante mientras las demás corrientes de recirculación se reducen para mantener una relación constante en la carga combinada; la temperatura del fondo de la fraccionadora permanecerá casi constante, pero como la recirculación total es más pesada, la temperatura de la fase densa del regenerados tenderá a elevarse.

Si la unidad está operando ya sea a máxima relación de combustión de carbón o a máxima temperatura del regenerador, es recomendable aligerar la recirculación total aumentando al máximo la extracción de lodos clarificados, si la unidad opera a temperatura baja en el regenerador, generalmente se obtendrá una operación de mayor rendimiento, reduciendo la producción de lodos clarificados y aumentando el peso del lodo recirculado.

En una unidad de FCC, la corriente principal de re

circulación se compone de: recirculación de aceite cíclico pesado y recirculación de lodos; las proporciones de éstas corrientes en forma relativa son de importancia para balancear la operación de la sección de fraccionamiento o lograr la máxima temperatura de la carga combinada.

### 3.2.6.- TEMPERATURA DEL REACTOR.

La temperatura de reacción es la variable más fácilmente modificable por el operador; ésta temperatura resulta del contacto que establece entre el catalizador caliente y la carga, en el elevador del reactor.

La temperatura del reactor se determina por el contenido de calor de la carga combinada y por la cantidad de catalizador circulando a través del tubo elevador con carga combinada (relación C/O ).

Aumentando la temperatura del reactor, aumentará la conversión, pero la misma carga puede ser desintegrada a la misma conversión a diferentes temperaturas del reactor, si se cambia de temperatura o la relación de la carga combinada; de hecho los cambios de la temperatura del reactor se usan generalmente para ajustar el nivel de conversión después de haber fijado las demás variables.

Un incremento de 5°C en la temperatura del reactor aumenta la conversión un 3 % , puede decirse, que

· aumentando la temperatura del reactor aumentan los rendimientos de gas,  $C_3/C_4$  y gasolina, y disminuye el rendimiento del gasóleo catalítico, es sin embargo muy útil tabular el efecto de un aumento en la temperatura del reactor cuando se hagan otros cambios en las condiciones del proceso (de preferencia un aumento de la temperatura en la carga combinada), para mantener una conversión constante.

Un aumento en la temperatura del reactor ( a conversión constante ), producirá los siguientes efectos

- 1.- Un aumento en el rendimiento de gas seco ( $C_2$  y más ligeros ).
- 2.- Un aumento total del rendimiento  $C_3 - C_4$ .
- 3.- Decrece el rendimiento de gasolina de un 1 % por cada  $14^{\circ}C$  de aumento de temperatura del reactor.
- 4.- Un aumento en el contenido de olefinas de todos los productos líquidos.
- 5.- Un aumento en el número de octano claro de la gasolina.

### 3.2.7.- NIVEL DEL REACTOR.

· En toda unidad de FCC se acostumbra ha observar el efecto del nivel del reactor, lo cuál es la mejor medida del peso del catalizador en el reactor, .

Aumentando el nivel del reactor, aumentará el tiempo en el cuál están en contacto los vapores de ace

te con el catalizador y por lo tanto, ésto elevará la conversión también aumentará la probabilidad se que algunos productos se sobrecraqueen a productos más ligeros (por ejemplo la gasolina podría desintegrarse a  $C_4$  y más ligeros ), con una pérdida en el valor del producto.

Generalmente el máximo del producto valioso se obtiene al mínimo nivel del reactor consistente en la conversión deseada obtenida y circulación estable de catalizador; no es recomendable elevar el nivel del reactor tan alto que queden sumergidas las válvulas de las piernas de los ciclones.

### 3.2.8.- PRESION DEL REACTOR.

La presión del reactor no es una variable independiente en el sentido que puede variar a voluntad del operador. Sin embargo la presión del reactor variará cuando cambie la caída de presión a través de la torre fraccionadora o el F-PIC 191, Situado en el acumulador del domo de la fraccionadora.

Los efectos de los cambios de presión del reactor son pequeños comparados a los efectos de las otras variables del proceso, sin embargo un aumento en la presión del reactor producirá los efectos siguientes:

- 1.- Aumento en la conversión.
- 2.- Un aumento en la temperatura del regenerador .

de alrededor de  $3^{\circ}\text{C}$  por  $0,07 \text{ Kg/cm}^2$ .

3.- Disminución en la velocidad del reactor y velocidad a la entrada del ciclón, efectos que disminuyen la carga de catalizador, disminuyen simultáneamente la eficiencia del ciclón.

### 3.2.9.- RELACION CATALIZADOR/ACEITE ( C/O ).

Hay varios factores que pueden alterar la relación Catalizador/Aceite, mientras se mantiene la temperatura constante y puesto que la conversión es afectada por la relación Catalizador/Aceite, es importante darse cuenta que la conversión puede cambiar mientras se mantiene una temperatura constante.

La relación Catalizador/Aceite, es la relación de Lbs/hr. de catalizador circulante sobre Lbs/hr. de carga fresca, o Lbs/hr, de carga combinada.

Un incremento en la temperatura del reactor incrementará la relación Catalizador/Aceite.

Un cambio en la temperatura de la carga combinada o del lecho de catalizador (Fase densa) del regenerador causará un cambio de la relación C/O, a temperatura de reacción constante.

Disminuyendo la temperatura del regenerador se logra un aumento de la relación C/O, ya que cada libra de catalizador lleva menos calor al aceite, y el calor requerido es constante. Aumentando la temperatura del regenerador se logra una reducción en la rela.

ción Catalizador/Aceite.

Al variar las condiciones de proceso que aumentan la relación C/O, se observará probablemente un aumento en el rendimiento del carbón y en la conversión.

### 3.2.10.- FLUJO DE VAPORES DE AGOTAMIENTO.

La función del vapor despojador es agotar los vapores de aceite de los espacios entre las partículas de catalizador, absorbidas en la zona de reacción. La cantidad de vapor requerido para arrastrar los vapores de aceite del catalizador es determinando principalmente por la relación de circulación y es generalmente de 1 - 4 Lbs/Tn de catalizador circulado.

Si la cantidad de vapor usado excede de la necesaria para despojar los vapores de aceite de entre las partículas de catalizador, no se obtendrá ningún beneficio adicional.

Durante la operación normal se requerirá un incremento en el vapor despojador, debido a los siguientes cambios en las condiciones del proceso:

- 1.- Aumento del flujo de carga fresca.
- 2.- Aumento de la circulación.
- 3.- Disminución de la temperatura de la carga combinada.
- 4.- Aumento de la presión del reactor.
- 5.- Disminución de la temperatura del reactor.

### 3.3.- VARIABLES DE PROCESO.- REGENERADOR.

La función del regenerador es quemar el carbón depositado en el catalizador para volverlo a un estado de actividad útil para la reacción y al mismo tiempo dar a la unidad el calor necesario para operar.

La operación del regenerador influye en el funcionamiento del reactor.

El principal efecto que tiene una variación de la temperatura de la fase densa del regenerador es en la relación Catalizador/Aceite. Una temperatura baja en la fase densa de regenerador resulta de una alta circulación de catalizador, que aumenta la conversión y el rendimiento de carbón, pero lo cuál también podría limitar la capacidad de la unidad.

A continuación estudiaremos las variables de proceso del regenerador, pero analizaremos principalmente al fenómeno de importancia secundario de Post-combustión por referirnos a él frecuentemente.

#### 3.3.1.- POST-COMBUSTION ( SOBREQUEMADO ).

En la regeneración del catalizador gastado; el carbón se quema a dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), monóxido de carbono ( $\text{CO}$ ) y agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ).

La combustión completa del carbón a dióxido de carbono tiene lugar en dos fases:

- 1.- La combustión del carbón a monóxido de carbono.



- 2.- Quemando el CO a dióxido de carbono.



En cualquiera de las dos fases anteriores las relaciones con la temperatura son directas es decir, - ambas son reacciones exotérmicas y la mayor cantidad de calor se libera en la segunda fase. La combustión de carbón a monóxido de carbono (1) es suficiente para el propósito de regeneración del catalizador y la completa remoción del carbón del catalizador, no es necesario debido a las condiciones de diseño y a la limitación en cuanto al material de los equipos, a la actividad del catalizador, por lo cuál debemos suministrar al regenerador la cantidad de oxígeno requerida para reducir el carbón a éste nivel; al suministrarse más oxígeno al regenerador se promueve la segunda fase de la combustión del carbón, es decir, la combustión del monóxido de carbono a dióxido de carbono, llamado también POST-COMBUSTION, o sobre quemado, la misma que tiene lugar sobre el lecho del regenerador y en los ciclones y salida de gases de combustión (chimenea).

El operador puede detectar inmediatamente una post combustión, por el progresivo aumento de temperaturas en el regenerador desde la fase densa, hacia la diluida y chimenea a medida que la reacción se va realizando. En efecto, este incremento de temperatura es una excelente medida del exceso de oxígeno presente en el gas de combustión y se usa como criterio para reali-

zar los ajustes necesarios para controlar; hay varios métodos para controlar la post-combustión.

El método más utilizado es el de reducir el suministro de oxígeno; el suministro de oxígeno puede reducirse: disminuyendo el aire de regeneración, o inyectando aceite antorcha ( torch-oil ), que consumirá el oxígeno y reducirá el disponible para la post-combustión.

Es muy importante tener presente que la tendencia a la post-combustión en la unidad aumenta a medida que se incrementa la temperatura en el regenerador, así tenemos que a  $600^{\circ}\text{C}$  alrededor de 0,4 % de oxígeno puede estar presente antes que comience el sobrequemado, sólo será necesario 0,2 % a  $650^{\circ}\text{C}$ .

La temperatura máxima del regenerador la dicta la construcción mecánica del regenerador, sin embargo hay que señalar que: La erosión y perforación de los ciclones y líneas de gases de combustión es mayor a altas temperaturas y altos contenidos de oxígeno.

El contenido de oxígeno es generalmente más importante, así que a temperaturas altas es necesario mantener el mínimo de exceso de oxígeno.

### 3.3.2.- PRESION DEL REGENERADOR.

La presión del regenerador no es directamente controlada, sino únicamente registrada por el F-PR 46 y es igual a la presión del acumulador del domo de la

fraccionadora, más la caída de presión a través de la fraccionadora y la presión diferencial entre el reactor y el regenerador.

La presión del regenerador puede variar independientemente, variando la presión diferencial en el F-DPRC 56 dentro de ciertos límites, manteniendo siempre presiones diferenciales satisfactorias a través de cada una de las válvulas deslizantes de catalizador, específicamente en la de catalizador regenerado.

El efecto de un incremento de la presión del regenerador también incrementará el consumo de vapor de 600# del soplador (mayor capacidad y disminuye la eficiencia de los ciclones), Así mismo el aumento de la presión mejorará la regeneración aunque en la práctica ésta variable casi nunca se la utiliza para éste propósito.

### 3.3.3.- NIVEL DEL REGENERADOR.

En una unidad de FCC el regenerador es el recipiente que contiene el depósito del inventario de catalizador y el no requerido en las bajantes, tubo elevador, reactor y agotador aparecerá en el regenerador; el nivel del regenerador variará ligeramente con las condiciones de operación pero el verdadero control es el flujo relativo de adición o extracción del catalizador.

— un alto nivel en el regenerador aumentará el tiempo.

po de residencia del catalizador en el recipiente, y por lo tanto mejorará la regeneración, pero hay otros efectos de mayor importancia, al aumentar el nivel del regenerador aumenta también la cantidad de catalizador a los ciclones, disminuyendo al mismo tiempo la longitud efectiva de las piernas de los ciclones, tanto que se dificulta más regresar el catalizador de los ciclones al lecho del regenerador. Estas condiciones imponen un límite máximo en el nivel del regenerador.

En vista de que el catalizador se desactivará en cierta cantidad mínima, independientemente de la carga y la composición, hay una tendencia para que el flujo mínimo de reposición de catalizador sea un determinado porcentaje del inventario independientemente del flujo. También si el catalizador es añadido o sacado, el flujo de reposición necesario para mantener actividad constante tenderá a ser menor si el inventario del catalizador es pequeño.

Estas consideraciones constituyen un argumento válido contra operaciones a niveles excesivamente altos del regenerador.

Una desventaja de un bajo nivel del regenerador - que es aparente al operador, es una pérdida de estabilidad de la unidad, la cual se debe a dos efectos. Primero, un gran inventario del regenerador absorberá los efectos de cambios menores en las condiciones de .

operación ya que el cambio de la temperatura del regenerador y por lo tanto del flujo de circulación de catalizador resultante de esos cambio será más pequeño.

Segundo, un lecho poco profundo del regenerador resulta cuando se utiliza una cantidad reducida de oxígeno. Si a través del lecho del regenerador pasan burbujas de aire antes de que se consuma su contenido de oxígeno ocurrirá un sobrequemado o post-combustión u las temperaturas de la fase diluida y de los gases de combustión serán muy variables (altas ). En casos extremos el sobrequemado podría resultar tan severo que para controlarlo sería necesario reducir el flujo de aire por debajo del requerido para una regeneración satisfactoria. Tal situación no es común y generalmente solo sucede cuando es causado ya sea por daños en la grilla o condiciones pobres del catalizador.

#### 3.3.4.- AIRE DE REGENERACION.

La variable más importante de la regeneración y la única disponible para el operador es el flujo de aire . el cual deberá estar siempre de acuerdo a la cantidad de carbón. Si no se suministra el aire suficiente, a la combustión, el carbón aumentará en el catalizador y la unidad se "retrasaría" en el quemado. Si se suministra demasiado aire, habrá exceso de oxígeno en .

los gases de combustión y habrá post-combustión.

El hecho de que un exceso de aire produzca post-combustión, nos dará un método preciso y conveniente para controlar la cantidad de aire.

En la práctica, el operador observará el aumento de temperatura entre la fase densa y los puntos más sensibles en lo alto del regenerador, que pueden ser la fase diluida, la temperatura de la línea de los gases de combustión, y ajustando la cantidad de aire se mantiene constante este aumento de temperatura.

Con el fin de suministrar el control necesario, el flujo principal de aire se mantiene generalmente constante, y se hacen ajustes a una pequeña cantidad de aire que se ventea directamente a la atmósfera.

Mientras la temperatura de la fase densa es siempre una de las temperaturas de referencia, la otra variará de acuerdo a las conveniencias de la operación.

Esta técnica de operación la podemos definir como "control de post-combustión", y se realiza automáticamente usando el F-DTRC 222.

### 3.3.5.- DISTRIBUCION DEL AIRE.

La distribución uniforme del aire es esencial para una buena operación del regenerador. Si está pasando más aire a través de una sección del lecho del regenerador que en otra, la regeneración del catali-

zador no será completa, pero antes que esto ocurra, se verá que el oxígeno no consumido está pasando a través de esa sección del lecho con un mayor flujo de aire y causando un sobrequemado anormal.

La distribución pobre de aire puede deberse a daños en la grilla o debido a la operación con una cantidad de aire substancialmente menor a la que se diseñó para la grilla.

Mientras se hacen modificaciones o reparaciones a la grilla que es el único medio para solucionar este problema, se puede seguir operando reduciendo los efectos mediante la operación a presiones menores o encendiendo el calentador de aire, para aumentar el volumen del aire que pasa a través de la grilla, y por lo tanto, la caída de presión.

### 3.3.6.- ACEITE DE ANTORCHA.

Las boquillas del aceite antorcha permiten que el aceite sea esparcido dentro de la fase densa es decir dentro del lecho del regenerador cuando se necesie carbón adicional para satisfacer los requerimientos de calor de la unidad. El aceite usado no debe contener contaminantes metálicos y su PIE debe estar por encima de  $205^{\circ}\text{C}$  para eliminar el peligro de que se vaporice el aceite antes de la ignición cuando se use durante el arranque de la unidad.

El aceite de antorcha puede utilizarse en periodos

cortos tales como después de una interrupción de carga o recirculación, cuando las temperaturas del regenerador tienden a variar, y después de quemar el exceso de carbón acumulado cuando la unidad ha estado en operación de retraso de quemado. El aceite antorcha no es usado durante operaciones normales.

### 3.3.7.- ENCARBONAMIENTO.(RETRASO EN EL QUEMADO).

Cuando el carbón del catalizador se quema a una velocidad menor que a la que se produce en el reactor, aumenta el contenido de carbón en el catalizador y la unidad se retrasa en el quemado.

Los efectos son contrarios a los que se producen en una post-combustión; razón por la cual el operador debe estar siempre alerta:

- 1.- Manteniendo siempre el mismo patrón de temperatura normal del regenerador.
- 2.- Chequear periódicamente ( C/3hr), el color de el catalizador regenerado.
- 3.- Anticipándose a los cambios en las condiciones de proceso que aumenten el rendimiento de carbón, aumentos de carga y recirculación y bajas en la temperatura de la carga combinada.
- 4.- Observar de cerca los cambios que se hagan en los tanques de carga.
- 5.- Evitando el uso de agua en los ciclones y de aceite de antorcha.

### 3.3.8.- AGUA DE ATOMIZACION.(ESPREADS).

Se tienen cerca de la entrada de cada uno de los ciclones de la primera etapa ( $1^{\text{ro}}$ ); estos atomizadores de agua y vapor se usan para proteger los ciclones de temperaturas excesivas, y se usan solamente durante descontrol de operación.

Pueden usarse brevemente para controlar una post-combustión resultante de un descontrol hasta efectuar una reducción en el flujo de aire, la adición de aceite antorcha o alguna otra acción correctora.

Aunque las espreas son necesarias en tales condiciones, su uso prolongado puede agravar el descontrol bajando la temperatura de la fase densa, reduciendo la velocidad de quemado del carbón y por esto, liberando mayor cantidad de exceso de oxígeno, lo cual permite una post-combustión más intensa.

El agua usada deberá ser siempre condensado, si se usa de lluvias o agua de calderas, hay peligro -- que las sales contenidas en tales aguas puedan promover la sinterización del catalizador.

### 3.4.- BALANCE TERMICO.

Operar una unidad de FCC. balanceada termicamente significa que el calor que entra es igual al calor - que se remueve de ella.

La combustión del carbón producido en el craqueo, suministra todo el calor necesario para operar las - secciones de desintegración y fraccionamiento (con - ecepción del calor del calentador de carga F-H1, el cual no es esencial para el proceso). Alrededor del 20 - 25 % del calor de combustión sale del regenerador hacia la atmósfera en el gas de combustión y el resto es retenido por el catalizador regenerado, el cual suministra el calor requerido para llevar la - carga combinada a la temperatura del reactor y desin - tegrarla.

Al principio, en el desarrollo de la desintegración catalítica, se creía que el rendimiento de carbón de - pendía únicamente de la conversión, de modo que para cada nivel de conversión había un rendimiento de car - bón definido y por lo tanto, se liberaba una cantidad definida de calor de combustión. Si el calor total - perdido en el gas de chimenea y el calor requerido - para llevar a la carga combinada a la temperatura de el reactor no excede al calor de combustión del car - bón, el exceso de calor de combustión no puede ser - removido, la temperatura del regenerador aumentaría - hasta que llegaría a fundir la planta. Este proble--

ma se resolvió quitando el calor excedente del regenerador con serpentines de vapor o recirculando gasóleo craqueado en el tubo elevador para aumentar la cantidad de calor removido del catalizador regenerado.

Trabajos recientes han demostrado que estas primeras ideas estuvieron equivocadas.

El rendimiento de coque no depende del nivel de conversión sino únicamente de las condiciones del proceso. Esta confusión inicial se originó debido a aquellos cambios en las condiciones del proceso que aumentan la conversión también tienden a incrementar el rendimiento del carbón.

Teorías más recientes indican que el rendimiento del coque depende del flujo de circulación de catalizador, del tiempo de contacto del catalizador con los vapores del aceite, y en menor grado de la composición de los vapores de carga. Si se opera una unidad de FCC, en las condiciones arriba discutidas, en las cuales el calor liberado en el regenerador es mayor que el que está siendo removido y consecuentemente la temperatura del regenerador subirá; pero puesto que la temperatura del catalizador regenerado es mayor, se necesita menos catalizador para satisfacer las necesidades del reactor, y la circulación de catalizador disminuirá. Esta disminución en la circulación de catalizador disminuye el rendimiento de carbón hasta que el calor liberado en el regenerador

iguala al calor que está siendo liberado y el regenerador alcanza el equilibrio a una temperatura mayor. Como puede esperarse, la reducción en la circulación del catalizador disminuye la conversión que puede recuperarse con un aumento de temperatura en el reactor.

Podemos usar esta teoría para investigar el efecto de los cambios en las variaciones del proceso en la sección catalítica; así tenemos:

- A.- Un aumento en la temperatura de la carga combinada.
- B.- un aumento en el flujo de recirculación.
- C.- Un aumento en el nivel del reactor.

El coque es el producto de menor importancia en una unidad de FCC, y las condiciones de operación serán generalmente escogidas para disminuir el rendimiento de carbón. Sin embargo, un mínimo rendimiento de carbón es el requerido producto de un mínimo flujo de circulación de catalizador, que ocurre cuando la diferencia de temperatura entre el reactor y el regenerador es mayor, y por lo tanto, cuando la temperatura del regenerador es máxima. Un método para alcanzar óptimas condiciones de desintegración es el siguiente:

- 1.- Calcular los flujos deseados de carga y conversión.
- 2.- Ajustar al mínimo la relación de la carga combinada (CFR), para un máximo rendimiento de --

gasolina.

- 3.- Ajustar la temperatura del reactor, para alcanzar la conversión deseada.
- 4.- Aumentar la temperatura de la carga combinada hasta obtener la temperatura máxima en el regenerador mientras se aumenta simultáneamente la temperatura necesaria en el reactor para mantener la conversión, siempre y cuando la temperatura del reactor no sea excesiva.
- 5.- De ser posible , disminuya el nivel del reactor y aumente nuevamente las temperaturas de la carga combinada y del reactor.
- 6.- Si la temperatura del regenerador se encuentra todavía abajo del máximo reduzca el aceite -- clarificado y aumente la recirculación de lodos.

**Nota:** Hay una ocasión en la que el regenerador no alcanzará el equilibrio y eso es cuando la unidad ha tenido una "combustión incompleta" o bajo quemado y el carbón acumulado en el catalizador se está quemando a un promedio mayor del que se está formando. En esta situación debe eliminarse el exceso de calor en el regenerador.

Esto se logra recirculando gasolina al tubo elevador para ocasionar un gra aumento en la recirculación del catalizador y en la liberación -- de la cantidad de calor en el regenerador, pero -

· con un pequeño aumento en el rendimiento de carbón. ·

### 3.5.- BALANCE DE PRESION.

El flujo de catalizador circulando en una unidad FCC, depende de pequeñas diferencias de presión que deben estar bajo control preciso en todo momento.

El flujo de catalizador del regenerador al reactor se debe a la diferencia de presión entre los dos recipientes, ayudado por la columna de catalizador en la bajante de catalizador regenerado y opuesto a la caída de presión a través del tubo elevador y la parrilla del reactor. Se observará que un aumento en el nivel del regenerador aumenta la columna de catalizador sobre la válvula y la presión diferencial a través de ella, mientras que un aumento en el nivel del reactor produce un efecto contrario. El catalizador fluye del reactor al regenerador con una diferencial de presión de  $0,35 - 0,5 \text{ kg/cm}^2$ . La presión diferencial a través de la válvula deslizante de catalizador gastado es por lo tanto igual a la columna de catalizador en la bajante y en el agotador, menos la presión diferencial entre el reactor y el regenerador.

Es obviamente esencial una circulación estable del catalizador para que la presión diferencial entre el reactor y el regenerador sea constante, y es también deseable que la presión del regenerador sea lo más estable posible. Estos objetivos se obtienen haciendo que la diferencia de presión entre el reactor y el

regenerador reajusten la posición de la válvula deslizante de gases de combustión. La presión del acumulador del domo de la fraccionadora se controla para -- que la presión del reactor sea igual a esta presión-controlada más la caída de presión a través de la sección de fraccionadora. Por lo tanto, ambas presiones del reactor y del regenerador son relativamente constantes aunque no sean controladas directamente.

Mientras que la primera consideración en el balance de presión es mantener constante la presión diferencial en las válvulas deslizantes, el efecto que los cambios de presión en los recipientes tienen en las velocidades superficiales y en la energía requerida para operar el soplador y el compresor no debe ignorarse.

El aumento de la presión diferencial del reactor-regenerador:

- 1.- Aumentará la presión diferencial de la válvula deslizante de catalizador regenerado.
- 2.- Disminuirá la presión diferencial de la válvula deslizante de catalizador gastado.
- 3.- No afectará las presiones de la fraccionadora y del reactor.
- 4.- Aumentará la presión del regenerador.
- 5.- Aumentará el consumo de vapor del soplador.

Cuando aumente la carga a la fraccionadora, la -- caída de presión a través de este equipo aumentará, ,

y como resultado, las presiones del reactor y del regenerador aumentarán, aunque la presión del acumulador sea constante. Esto es normal, pero si la presión del regenerador es excepcionalmente sensible a las condiciones de la fraccionadora es probable que una sección de la fraccionadora se esté aproximando al punto de inundación.

Debido a la importancia de tener condiciones de presión constante, deben tomarse precauciones especiales para evitar un aumento brusco de presión que podría resultar en una falla del compresor de gas. Se cuenta con un controlador de sobrepresión en el acumulador de la fraccionadora para ventear inmediatamente el gas en tal emergencia. Este controlador debe ser ajustado para que accione rápidamente, y debe ajustarse para que abra alrededor de  $17 \text{ gr/cm}^2$  sobre la presión normal de operación, del domo de la fraccionadora.

3.6.- ANALISIS DE LABORATORIO Y PRUEBAS GENERALES. .

A continuación presentamos un programa de pruebas de control de rutina así como especiales que deben ser realizadas tanto a la carga como a los productos de una unidad de FCC.

CORRIENTE - PRUEBA	METODO	FRECUENCIA.
<u>CARGA FRESCA :</u>		(Horas)
Gravedad específica	ASTM D-237	8
Destilación	UOP 76	24
Carbón Conradson	ASTM D-189	24
K (UOP)	UOP 375	Ocasional
Azufre	ASTM D-129	Ocasional
Metales	Emisión de flama UOP-389	Ocasional
Viscosidad	ASTM D-445	Ocasional
Agua y Sedimento	ASTM D-96	Ocasional
Destilación Hempel	UOP 77	Ocasional

FONDOS DE FRACCIONADORA:

Gravedad específica	ASTM D-287	8
Agua y Sedimento	ASTM D-96	8
o Contenido de cataliz.	UOP 233	
Destilación	ASTM D-1160	Ocasional

ACEITE CLARIFICADO:

Gravedad específica	ASTM D-287	8
---------------------	------------	---

Azufre	ASTM D-129	Ocasional
K UOP)	UOP 375	Ocasional
Agua y sedimento	ASTM D-96	8
o Contenido de cataliz.	UOP 233	

ACEITE CICLICO PESADO:

Gravedad específica	ASTM D-287	8
Destilación	ASTM D-86	8
Azufre	ASTM D-129	24
Punto de inflamación	ASTM D-93	8
K (UOP)	UOP 375	Ocasional
Viscosidad	ASTM D-445	Ocasional
Punto de Escurrimiento	ASTM D-97	Ocasional

ACEITE CICLICO LIVIANO:

Gravedad Específica	ASTM D- 287	8
Destilación	ASTM D-86	8
Azufre	ASTM D-129	24
Punto de inflamación	ASTM D-93	8
K (UOP)	UOP 375	Ocasional
Viscosidad	ASTM D-445	Ocasional
Punto de escurrimiento	ASTM D-97	Ocasional

GASOLINA INESTABILIZADA:

Gravedad específica	ASTM D-287	8
Destilación	ASTM D-86	8

GASES DEL REGENERADOR:

Orsat 8

CATALIZADOR REGENERADO:

% Carbón	UOP 337	24
Densidad aparente*	UOP 254	Mensual
Actividad UOP*	-	Mensual
Tamaño de Partículas*	-	Mensual
Area de contacto*	-	Mensual
volumen del poro*	-	Mensual
Indice de Sintéresis*	-	Mensual
Diámetro del poro*	-	Mensual
Metales*	-	Mensual
Distribución tamaño part.*	-	Mensual

CATALIZADOR AGOTADO:

% Carbón Semanal

\* Efectuado normalmente por los proveedores de catalizador.

PROGRAMA REAL DE ANALISIS QUE SE REALIZAN EN LA REFINERIA DE  
ESMERALDAS EN LA UNIDAD DE F.C.C.

MUESTRA	LABORATORIO	A N A L I S I S
Carga Fresca	Control	Grav esp-Agua y sedimento
Fondos fracc	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Aceite clarif	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Reciclo lodos	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Aceite cic.pesado	Control	Grav.esp-Punto inflamación
Aceite c.liviano	Control	Grav.esp-Punto inflamación y destilación.
Fondos debut	Control	Grav.esp-Destilación-PVR Número de octanos
CATALIZ Gastado	Gases	Contenido de carbón
Cataliz Regener.	Gases	Contenido de carbón
L.P.G.	Analítico	H <sub>2</sub> S-RSH* $\text{COS}$ .
Fondos debut.	Analítico	H <sub>2</sub> S - RSH

‡ TURNO 1 0:00 Hr - 8:00 Hr.

Carga Fresca	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Fondos fracc.	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Aceite clarif	Control	Grav,esp-Agua y sedimento
Ac ciclico pesado	Control	Grav.esp-Punto inflamación

Ac ciclico liv	Control	Grav.esp-Punto inflamación y Destilación
Fondos Debut.	Control	Grav.esp-Destilación

TURNO 2 8:00 Hr - 16:00 Hr.

---

Carga Fresca	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Fondos Fracc	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Aceite clarif.	Control	Grav.esp-Agua y sedimento
Ac ciclico pesado	Control	Grav.esp-Punto de inflam.
Ac ciclico liv	Control	Grav.esp-punto inflamación y Destilación
Fondos Debut	Control	Grav.esp-Destilación
Fondos Debut	Control	# de octanos.
Fondos Debut	Gases	Composición
Domo Debutaniz	Gases	Composición
Domo Splitter	Gases	Composición
Fondo Splitter	Gases	Composición
Gases de chimenea	Gases	Orsat

TURNO 3 16:00 Hr - 24:00 Hr.

---

- ESPECIFICACIONES QUE DEBEN CONTROLARSE EN LOS PRODUCTOS DE LA UNIDAD DE F.C.C.

GASOLINA: Presión de Vapor -PVR:máx 8,5Lb/plg<sup>2</sup>.

Número de octanos:mínimo 91

P.I.E. = 34°C

Destilación: 90% = 193°C máx.

P.F.E. =220°C máx.

AC.C.LIVIANO:

Corte normal: 220°C en adelante.

300°C máximo.

Punto Inflamac: 120°C.

AC.C. PESADO:

Corte normal: 280°C hacia adelante.

Punto Inflamac: 150°C.

AC. CLARIFICADO:

Grav.esp normal = 1,04 a 15,6°C.

L.P.G.:

Composición:

Mínima 40% Volumen líquido

Máxima 0,4% Volumen líquido

de + iso-pentano

neo-pentano

GASOLEO CARGA: Agua y sedimento < 0,05%.

→

Fact Metales → Fe + V + 10( Ni + Cu) ≤ 2,5

3.7.- CONTROL RUTINARIO DEL PROCESO.

Las siguientes son las condiciones a las cuales se opera normalmente la unidad de FCC ,indicando que las mismas pueden variar dentro de ciertos límites según los requerimientos o situaciones especiales de acuerdo a los respectivos instructivos operacionales IO.

Nota: Estos valores son al 90% de capacidad.

<u>VARIABLE</u>	<u>VALORES</u>	<u>CONDICIONES DE OPERACION.</u>
Carga Fresca al reactor	11.568 BPD.	Las deseadas.
Temperatura de salida del F-H1.	316°C	Puede aumentarse si así lo permite la temperatura del regenerador y si es aceptable la reducción en la producción.
Recirculación de lodos	453,5BPD	Para mantener un C.F.R.=1,085.
Temperatura del reactor	522°C	La necesaria para obtener la conversión deseada.
Temperatura de la caega combinada	312°C	Dependiendo de la temperatura del reactor y del regenerador.

Presión del reactor	1,9 Kg/cm <sup>2</sup>	Igual a la presión del acumulador de la fraccionadora más la caída de presión a través de la fraccionadora.
Nivel del reactor	190 cm o 50 %	Generalmente se mantiene constante.
Vapor al elevador lizador	- 0 -	Usado para iniciar la circulación del catalizador en el arranque y para evitar que se tape el tubo elevador en un paro de emergencia.
Gasolina al elevador	- 0 -	Usada para controlar la temperatura del regenerador cuando la unidad está con bajo quemado.
vapor de agotamiento	600 Kg/cm <sup>2</sup>	Se necesita solo el suficiente para separar los gases del catalizador.

REGENERADOR.-

Flujo de aire al regenerador	30.656 Nm <sup>3</sup> /Hr	El necesario para controlar la temperatura del regenerador.
Temperatura de la fase densa	650°C	Normalmente las condiciones de desintegración se varían para máxima temperatura del regenerador.
Temperatura de la fase diluida	666°C	La diferencia entre las temperaturas de la fase densa, la fase diluida, y el gas de combustión, indican la cantidad de exceso de oxígeno presente, y de ellas depende las variaciones en el flujo de aire.
Presión del regenerador	2,1 Kg/cm <sup>2</sup>	Igual a la presión del reactor más la presión diferencial reactor-regenerador.
Nivel del regenerador	200 cm o 80 %	El nivel del catalizador puede variar -

Presión Diferenc. Reactor-Regen. bles	0,30 Kg/cm <sup>2</sup>	del 50 al 90 % con . el inventario de la unidad. Variada para obtener diferenciales esta- bles de la válvula deslizante.
Presión Diferenc. de válvula desliz.	0,35 Kg/cm <sup>2</sup>	Depende de la dife- rencial del recipiente y condiciones del + catalizador.
Vapor a los ciclones	- 0 -	Se usa solamente pa ra controlar sobre- quemado.
Flujo de Aceite de antorcha(torch-oil)	- 0 -	Se usa en el arran- que y para controlar sobrequemado.
Presión del vapor de aceite antorcha	9,5 Kg/cm <sup>2</sup>	Se usa solamente - cuando se va a ato- mizar el aceite an- torcha y normalmente es 0,35 a 0,7 Kg/cm <sup>2</sup> más alto que la pre sión del regenerador.
Presión dela agua enfriam.	12.3 Kg/cm <sup>2</sup>	Se usa solamente en emergencias.

#### IV MANTENIMIENTO

##### 4.1.- PARO PROGRAMADO PARA MANTENIMIENTO DE LA UNIDAD.

Este tipo de paro se lo realiza por recomendación de los propios fabricantes, para realizar inspecciones sobre el estado interno de los equipos o cuando la unidad presenta problemas serios que no permiten su operación normal, o que su rendimiento no es rentable, fallas que no pueden ser corregidas con el manipuleo de las distintas variables porque se deben a daños mecánicos. Según las recomendaciones de la UOP el primer paro debió realizarse antes de los dos primeros años de operación y posteriormente cada dos años.

La unidad de FCC de la refinería de Esmeraldas entro en operación el 4 de Septiembre de 1978 y hasta la fecha se han realizado dos paros programados para mantenimiento. El primero se lo realizó desde el 28 de Marzo al 4 de Mayo de 1981, y el segundo desde el 14 de Noviembre al 25 de Diciembre de 1983, lo que a continuación detallamos a terminos generales.

##### 4.2.- PRIMER PARO PROGRAMADO.

Este paro se inicia después de tres años y medio de operación con algunos paros de emergencia intermedios, tomando en consideración que la mayoría de los paros por emergencia fueron bastante bruscos; generalmente por falla de vapor de 600 PSIG a las turbinas

de los compresores, lo que traía como consecuencia cambios bruscos en las temperaturas tanto del reactor como del regenerador, razón por la cual era de esperarse encontrar serios problemas mecánicos, erosión y posiblemente corrosión, además caída de refractario y desprendimiento de mallas exagonales.

#### 4.2.1.- ESTADO DEL EQUIPO Y REPARACIONES REALIZADAS.

En terminos generales en las inspecciones realizadas se determinó que la corrosión se había presentado en forma moderada en el cono y bajante de catalizador regenerado, y ligeramente en los brazos y la grilla de distribución de aire, mientras que los mayores problemas se observaron en la erosión y desprendimiento de malla y refractario en los ciclones y en forma excesiva en el riser, de otra parte, las fallas combinadas de distorciones y erosión algo severos, se presentaron en las válvulas deslizantes de chimenea y cámara de orificios.

#### REGENERADOR.

El revestimiento interno de refractario se encontró en condiciones de servicio, no así en el interior y exterior de la cámara plena; se efectuó las reparaciones necesarias, especialmente en el lado externo de la cámara en donde existió un desprendimiento en todas las direcciones.

Determinandose que este problema obedece a falta de soportería de concreto refractario, se resolvió incrementar los anclajes en toda la superficie exterior de la cámara plena con reposición de nuevo refractario.

En el interior de la cámara plena se encontró un desprendimiento de refractario en su zona interior inferior y la aparición de pequeñas grietas sin que se considere problema crítico; igualmente a la salida de la cámara se observó desprendimiento de la malla y refractario resistente a la abrasión; toda esta zona fue reparada según recomendaciones dadas.

#### GRILLA DE DISTRIBUCION DE AIRE.

En las inspecciones efectuadas se determinó que la grilla se encontraba en buenas condiciones de servicio. Sin embargo existe tendencia a oxidación por alta temperatura en los diferentes brazos sin que sea un problema crítico.

#### CICLONES DEL REGENERADOR.

Debido a la erosión encontrada en los ciclones primarios y secundarios, fue necesario la reposición de malla y renovación de refractario. Las paredes de los ciclones mostraron desgaste de pared en forma de aberturas, que fueron reparadas con insertos metálicos y revestimiento de concreto resistente a la abrasión.

Las piernas de los ciclones primarios (1 y 2) fueron cambiadas por nuevas ya que se determinó que existía un desgaste excesivo con un espesor mínimo de 0,15" frente al original de 0,375", este desgaste se manifestó en forma espiral con una longitud de 15 pies aproximadamente; se instalaron nuevas piernas del mismo material y espesor en una longitud de 19 pies.

No se observó erosión y/o corrosión en las placas defectoras de las piernas, igualmente su soportería se encontró en buenas condiciones.

En los ciclones secundarios (1A y 2A) se observó algunas zonas erosionadas en el ciclón 1A en la pared cerca al techo se observó una abertura debido a erosión, la misma que fue reparada mediante inserto soldado de placa, colocación de malla y nuevo refractario.

Las piernas y la calibración dieron un espesor mínimo de 0,36 " lo que demuestra que no existe desgaste de material.

Las válvulas de lengüeta (trickle valves) estaban en buenas condiciones de servicio.

#### CHIMENEA.

El refractario resistente a la abrasión conque está recubierta internamente mostró algunas zonas que necesitaban recubrimiento superficial de nuevo refractario especialmente desde el plato 1 al 4, mientras

que el cono inferior fue necesario la reparación de su área total además muestra un fuerte adelgazamiento del material en los platos, los mismos que deben ser renovados en el próximo paro.

El silenciador de la chimenea mantenía en buenas condiciones de servicio las juntas de expansión sin embargo muestra destrucción total de los 19 tubos perforados; en esta ocasión no se efectuó ninguna reparación por falta de material, quedando pendiente para el próximo paro.

#### REACTOR.

De las inspecciones realizadas no se observaron defectos que alteren la operación de este equipo a excepción de pequeñas áreas de refractario erosionadas con malla desprendida en donde se efectuó las reparaciones necesarias; además todas las conexiones de instrumentos se encontraron con acumulación de -- coke el mismo que fue eliminado mediante limpieza manual.

#### CICLONES DEL REACTOR.

Externamente se observó una ligera deposición de coke sin que exista problemas de corrosión por debajo de ello.

A la entrada de ambos ciclones se observó un abultamiento del refractario conjuntamente con la malla,

esto debido a que la soldadura original no se ejecutó en cada uno de los exágonos, el resto del cuerpo del ciclón se encuentra en buenas condiciones de servicio.

Las placas de las válvulas de lengüeta mostraron erosión excesiva, pérdida de material, en forma obalada de conformidad al borde del tubo de salida se cambiaron las cuatro placas.

La UOP recomienda el reemplazo con las válvulas tipo flapper con contrapeso para un próximo paro.

Los ciclones del lado del riser muestran erosión en la parte inferior de la zona de choque de flujos a la entrada de los ciclones, esta zona se reparó mediante inserto de placa rolada y recubierta con malla y refractario, el resto de los ciclones se encuentra en buenas condiciones.

Las placas de las válvulas de lengüeta de la misma forma que la de los ciclones del regenerador mostraban desgaste y también fueron cambiadas.

#### TUBO ELEVADOR.

La inspección del refractario interno dejó observar zonas erosionadas en un porcentaje bastante alto, igualmente la malla exagonal en su mayor parte se encontró desprendida de la pared del riser, debido esencialmente a que no tenía suficiente soldadura de refuerzo en cada exágono.

Debido a la falta de espacio físico para efectuar

la reparación de conformidad a las recomendaciones se opto por cortar la parte del riser para así tener varias fuentes de acceso. El tubo cortado una vez re-vestido con concreto fue instalado en su posición y soldado con electrodo de 1 1/4 cromo.

El exterior de la boquilla de inyección mostro degaste por erosión en la zona de choque del flujo de catalizador regenerado; como solución provisional se reinstalo mediante un giro de  $120^{\circ}$ , quedando esta boquilla en sus dos terceras partes en buenas condiciones de servicio.

#### DESPOJADOR DEL REACTOR.

Las paredes del despojador no muestran signos de perdida de material.

La parte interna se compone de los baffles de des -pojamiento y del "steam chest". De la inspección se encontro gran porcentaje de huecos de los baffles ta-ponados con coke, se efectuo limpieza para su comple-ta eliminación.

Las paredes del steam chest no mostraron signo de desgaste los cuatro huecos de drenaje fueron rellena-dos con soldadura por recomendación de la UOP.

#### BAJANTE DEL REACTOR. ( catalizador gastado).

La inspección de la junta de expansión determino la existencia de dos fisuras pequeñas en el primer

fuelle, las mismas que se repararon directamente en el campo mediante saneado y relleno con soldadura tig y alambre de inconel.

En lo que respecta a la válvula deslizante se observó un exceso de erosión en el disco y boquilla de salida, mientras que en menor grado en el vástago y la boquilla de entrada.

#### BAJANTE DEL REGENERADOR.(catalizador regenerado).

La parte de la bajante que se encuentra en el interior del regenerador muestra una fuerte oxidación debida a elevadas temperaturas, dando origen a una disminución de espesor; mediante calibración se obtuvo un valor mínimo de 0,735" frente a 0,945" de diseño. Igualmente se observo cierto desgaste del refractario especialmente cerca a la válvula deslizante. Se reparo mediante recubrimiento superficial.

La junta de expansión de ésta bajante se encuentra en condiciones satisfactorias.

En lo que respecta a la válvula deslizante en el interior y en terminos generales se observa erosión excesiva en el vástago, disco, boquillas de entrada y salida, y guias. El cuerpo está en buenas condiciones.

#### VALVULAS DESLIZANTES DE CHIMENEA.

La inspección se dirigió únicamente a la revisión de los internos, determinándose que la boquilla de entrada, guías y discos fueron deformados excesivamente, problema causado generalmente por altas temperaturas.

El cuerpo de la válvula está en buenas condiciones de servicio, los vástagos no manifiestan erosión anormal, únicamente un ligero desgaste por fricción.

#### 4.3.- SEGUNDO PARO PROGRAMADO.

Este paro se inicia a partir del 14 de Noviembre de 1983, es decir, después de aproximadamente dos años y medio del primer paro programado para mantenimiento, con algunos paros y emergencias intermedias de apreciable magnitud y en circunstancias en que la operación de la unidad se realizaba bajo condiciones críticas; fallas en el sistema de instrumentación, mala calidad de catalizador (desactivado), bajo rendimiento en la producción, lo que hacía suponer daños mecánicos en el equipo en magnitud superior y más severas, que en el paro anterior. También es necesario señalar que las temperaturas en el regenerador especialmente de la fase diluida y chimenea alcanzaban en ciertas ocasiones más de  $700^{\circ}\text{C}$  por lo que se hacía necesario el uso de aceite de antorcha llegando incluso a utilizarse en operación el FH2 que normalmente

se lo utiliza sólo en arranque.

#### 4.3.1.-ESTADO DEL EQUIPO Y REPARACIONES REALIZADAS.

En éste paro se pudo notar que el índice de corrosión había aumentado en relación al paro anterior - afectando en gran parte a los ciclones, bajantes y grilla de distribución de aire, así como en el cono y a lo largo de la chimenea.

#### REGENERADOR.

En la parte superior de éste equipo correspondiente a la unión entre cabezal y cámara plena, se determinaron agrietamientos en el cemento refractario. Por ese motivo fue retirado desde la cámara plena - hacía afuera en todo el perímetro, se incremento el anclaje, finalmente se relleno con monolítico.

La cámara plena presento una casi total pérdida del lining monolítico, tanto interna como externamente, así como de la malla y lining resistente a la abrasión; en el cuello de salida de los gases de combustión.

Luego de reponer los anclajes requeridos se realizo la colocación de los respectivos refractarios en espesores especificados en cada una de las zonas - afectadas.

El cono presento toda la malla exagonal con levantamientos por lo que fue renovada totalmente.

Los internos del equipo presentaron los siguientes problemas.

GRILLA DE DISTRIBUCION DE AIRE.

De conformidad con las inspecciones realizadas junto con un inspector de la UOP no se encontraron daños que impidan el funcionamiento normal de la grilla ; sin embargo se determinó un ligero pandeo en 20 brazos ( 10" bajo su posición normal). Estos fueron retirados para ser repuestos por nuevos de iguales características geométricas y de material.

Se determino en toda la grilla cierta oxidación - por alta temperatura. Los seis soportes, tres superiores y tres inferiores presentaron corrosión por alta temperatura, cuatro de ellos roturas en el cuerpo y fisuramiento en el área de los cordones de suelda vertical, motivo por el cual se realizo el cambio de estos soportes.

Las aletas (12) sobre los tubos distribuidores (3) laterales de 12 pulgadas se encontraron desoldadas, oxidadas por altas temperaturas, con pandeos y fisuras pequeñas. Los separadores respectivos (12) también presentaron igual problema.

Se realizo el cambio total de estas partes utilizando similares nuevas según especificaciones de diseño.

### CICLONES DEL REGENERADOR.

Los ciclones presentaron fisuramientos y roturas pérdidas del lining refractario interno, rotura de pernos en bridas de los ciclones primarios, produciendo la caída de ciclones.

Las piernas de los ciclones primarios presentaron desgaste excesivo por erosión y fueron cambiadas parcialmente.

El ciclón primario lado cabina presentó los nueve pernos de la brida de soporte quebrados, este ciclón se encontró caído 8,2 cm lado este y 6,2 cm lado oeste desde su posición original, se determino un deslizamiento del ciclón 5 cm hacia el noreste y habiendo quedado sostenido unicamente por la parte que le unía al ciclón secundario (crossover) la misma que debido al esfuerzo recibido presentaba fisuras de forma irregular.

El refractario a la entrada del ciclón primario y a la salida de gases que va al ciclón secundario estaba caído.

Todas estas zonas se realizo cambio de mallas hexagonal e instalación resco, luego se realizo cambio de pernos y tuercas realizando un sello con E - 309 entre finales de tuercas y pernos.

El ciclón secundario lado tolvas presentó en la parte superior de la cámara una perforación de forma

irregular cuyas dimensiones aproximadas son 16 x 28 centímetros, también existe una perforación en la parte de la unión con el respectivo ciclón primario de forma más o menos circular con un diámetro mínimo de 5,5 cm y un diámetro máximo de 9 cm aproximadamente, además los nervios de soporte radiales un total de ocho , cuatro de ellos estaban desprendidos (rotos) y uno presenta perforación.

Internamente se determino erosión del refractario y malla de paredes y de techo en un 80 % debido a lo cual se produjeron las roturas y perdidas de espesor en las demás partes del cuerpo hasta valores de 0,25"

Luego de las respectivas reparaciones se prosedió a soldar malla exagonal y colocar refractario resistente a la abrasión en zonas de perdida parcial de refractario se rellenó con resco AA-22.

De la inspección y calibración de las piernas ( primario y secundario) se determinó en la del ciclón primario un desgaste excesivo de una longitud de 12 pies 6 pulgadas, este tramo fue cambiado integralmente con igual material y espesor. En vista de existir varios cordones de soldadura debido a las reparaciones del primer y segundo paro de la unidad; y zonas con espesores bajos, es recomendable realizar un cambio total de piernas en un siguiente paro.

La pierna del ciclón secundario no presentó proble

mas de erosión, sin embargo la válvula de lengüeta ( trickle) presentó un doblamiento hacia arriba habiendo incluso deformado las guías y tope de la misma. Esta fue enderezada a la posición normal, más la regilla de tope quedo con la falla señalada.

El ciclón primario lado tolvas se encontro que los 9 pernos de la brida de soporte superior del ciclón estaban quebrados y sueltos, este ciclón se encontro caído 6,5 cm en el lado norte y 8,5 cm en el lado sur con un deslizamiento hacia el lado oeste de 4 cm des de la posición original sosteniendose en el crossover y en los soportes laterales de las piernas unica mente.

Los pernos y arandelas cambiados coresponden a las especificaciones originales, fueron asegurados con cordones de soldadura E - 308 al final de cada tuerca.

En el tubo de gas en la parte interna posterior a la zona de choque se encontró la pared erosionada, - siendo necesario instalar malla y refractario nuevo.

La brida central de crossover se encontró fisurada internamente, reparandose mediante relleno con E-308,

El ciclón secundario lado cabina presentó deformación en la brida de unión con la base soporte, además cinco de los ocho nervios, presentaban fisuras, hay además en las paredes de la cámara del ciclón una perforación irregular de aproximadamente 12 x 7 cm.

La pierna presenta en la parte superior una fisu-

ra que cubre aproximadamente las dos terceras partes del diámetro con una apertura máxima de 1 cm; Además en la calibración de la pierna del ciclón primario - realizada, presentó un pronunciado desgaste en forma de anillos cubriendo una zona de 7 pies 6 pulgadas , este tramo se remplazo por uno nuevo.

Se recomienda un cambio total de esta pierna el próximo paro , debido a la cantidad de cordones de suelda existentes por las reparaciones realizadas.

En la pierna del ciclón secundario no se registraron daños, la válvula trickle se presentó ligeramente erosionada.

En los ciclones primarios fueron cambiadas las válvulas trickle por las válvulas flapper con contrapeso, según recomendaciones de la UOP quienes aseguran mayor efectividad.

#### CHIMENEA.

Presento dos platos caídos y el resto en su mayor parte erosionados.

El silenciador internamente se encontró destruido, el plato de choque del difusor se encontró inclinado sin presentar ningún servicio al equipo.

Internamente la pared doble en forma de linnig en la cámara de expansión presenta levantamientos y deformaciones debido básicamente a las altas temperaturas y/o contraflujos.

En la parte sur la más afectada se instaló luego de soldar las planchas (platos) malla exagonal y resco. Externamente se tomaron espesores ultrasónica - mente sin detectarse problemas.

#### VALVULAS DESLIZANTES DE CHIMENEA.

Estas válvulas se encontraron en buenas condiciones habiendo recibido mantenimiento algunos días - anteriores al paro programado, en esa ocasión se reemplazó las guías, boquilla de entrada, discos, partes deformadas por las elevadas temperaturas registradas. Así mismo se encontró el vástago lado oeste quebrado y el lado este erosionado, siendo también cambiados. El cuerpo se encontró en buenas condiciones.

#### REACTOR.

Este equipo está revestido con malla exagonal y refractario resistente a la erosión desde el cono 6 pies 3 pulgadas hasta el manguay grande.

La malla exagonal final del cuerpo se presentó en malas condiciones con levantamientos de algunas juntas de suelda rotas, estas fallas fueron corregidas en su mayoría, se realizó un estricto control de la suelda de cada exágono de la preparación y colocación del refractario tipo resco.

El aislamiento al rededor del manguay principal 78 pulgadas, el posterior de 24 pulgadas y las boquillas de la salida del producto 20 pulgadas, se encontraron en mal estado habiendo reparado sólo las dos primeras.

Todas las termocuplas que se encontraron en mal estado fueron cambiadas, los ciclones del reactor no presentaron mayores problemas.

El riser o tubo elevador presento gran cantidad de daños, la malla y refractario así como obalamiento en la zona número dos que fue cortada.

#### BAJANTE DEL REACTOR.

Se encontro en estado general satisfactorio, la válvula deslizante fue reparada integramente.

#### BAJANTE DEL REGENERADOR.

Se encontro con ligeras pérdidas de refractario.

La válvula deslizante fue reparada integramente por cuanto estaba erosionada y con torceduras en el vástago.

El FH2 en su interior tenía gran cantidad de catalizador asentado, recubría las mirillas de observación, el mismo que a simple vista se notaba tenía humedad al rededor del quemador, el catalizador se había acumulado de tal forma que tenía la apariencia

de piedra pomes por su color y por su dureza, se re  
lizó una limpieza total de esta inspección.

V EVALUACION

5.1.- ANALISIS DE LOS PROBLEMAS Y CONSECUENCIAS EN LA OPERACION.

Para analizar las condiciones operacionales de la unidad de FCC antes del último paro programado creemos necesario dividir el analisis en dos etapas. Una comprendida desde el mes de Enero hasta Mayo de 1983 y la segunda que va desde el mes de Junio hasta el 13 de Noviembre de 1983.

PRIMERA ETAPA.

En este lapso de tiempo hay que señalar que la unidad operaba utilizando el catalizador SUPER D -EXTRA en reemplazo al CBZ - 1 que se había utilizado en el arranque inicial de dicha planta. Los rendimientos en gasolina alcanzados con este nuevo catalizador fueron menores a los alcanzados con el CBZ - 1 , lo cual contradecía los rendimientos ofrecidos por sus fabricantes que lo promocionaban como un catalizador de una nueva generación (tanto el SUPER D-EXTRA como el CBZ-1 eran producidos por la DAVISON).

En lo que tiene relación con el perfil de temperaturas en el regenerador cabe señalar lo siguiente:

Como lo veremos en el siguiente cuadro las temperaturas con el super d-extra son más elevadas.



Vista interna de la sección inferior del tubo elevador



Vista interna de la sección superior del tubo elevador  
nótese la cantidad de malla exagonal y refractario caído



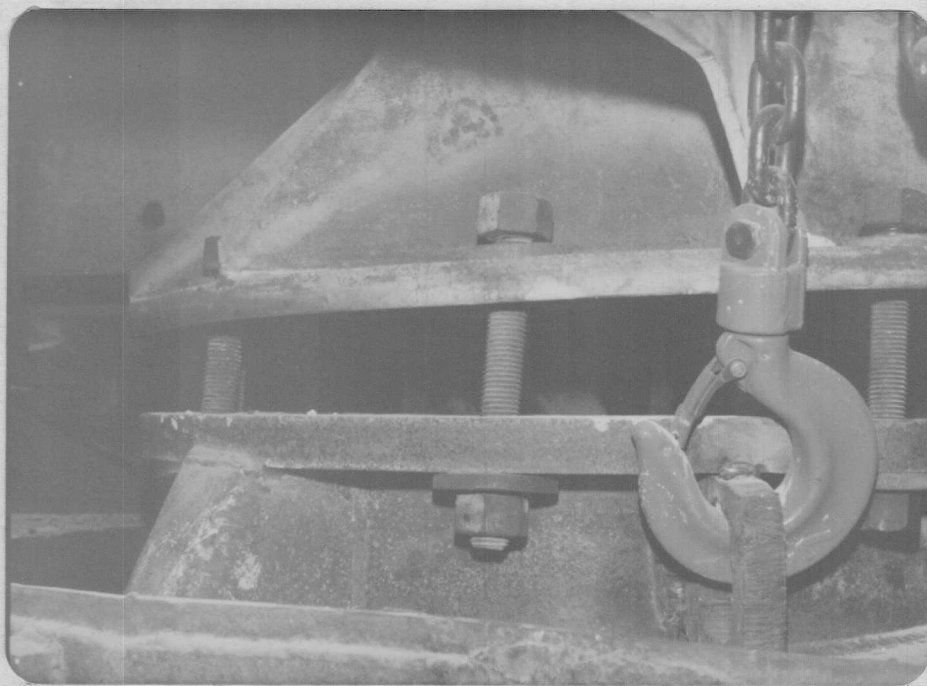
Vista interna de la bajante de catalizador regenerado en donde se encuentra la respectiva válvula deslizante.



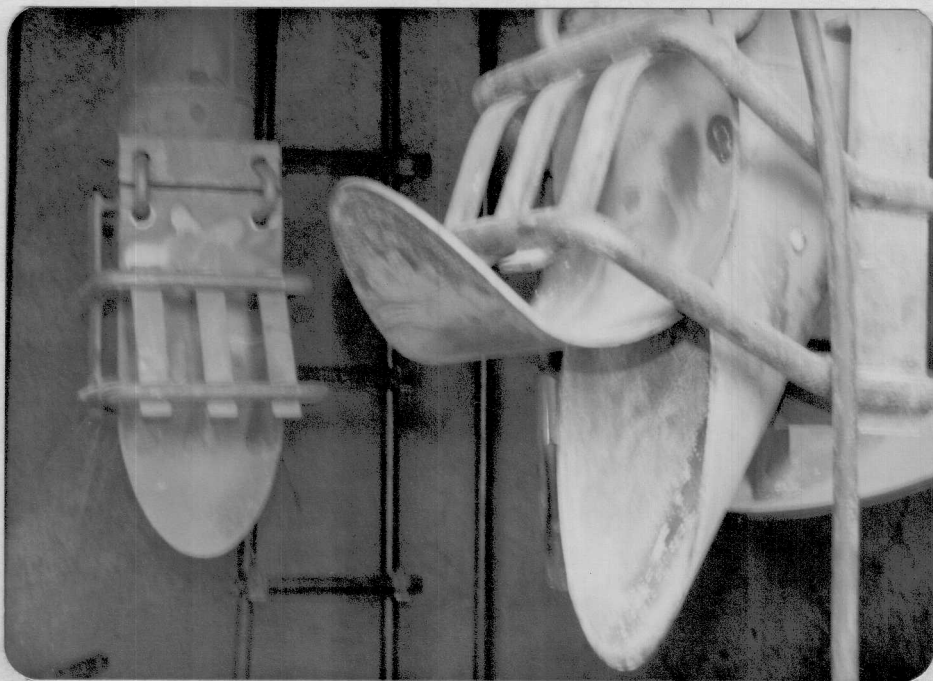
Vista interna del cuerpo y guía de la válvula deslizante de chimenea.



Parte interna de la cámara de un ciclón primario del regenerador. (nótese las perforaciones y caída de malla)



Separación de los ciclones del regenerador con la base de soporte. (se encontró con todos los pernos rotos).



Parte inferior de las piernas de los ciclones secundarios del regenerador. (válvula de lengüeta torcida).



Vista de la parte del cono de la chimenea del regenerador. (nótese erosión y caída de refractario).

	CBZ - 1	Super D-extra	Diseño máx.
Fase densa	640°C	656°C	660°C
Fase diluida	650°C	700-715°C	670°C
Chimenea	680°C	684°C	700°C

Como se puede observar que con el catalizador super D-extra se produce una inversión de temperaturas entre la fase diluida y la de chimenea, esto se debio basicamente a la diferencia en las propiedades físicas de los catalizadores como son: área superficial, tamaño de partículas, cantidad de poros, la densidad, etc. La densidad del CBZ -1 = 0.59, la densidad del SUPER D-EXTRA = 0.77, la densidad del MZ-7X = 0,82.

Sin embargo fué posible operar la unidad hasta el 100 % de capacidad valor que no se había alcanzado con el anterior catalizador por limitaciones en el FC1 ( baja capacidad del soplador de aire) para suministrar aire suficiente para la combustión del carbón necesaria para la regeneración del catalizador.

Durante los meses de Enero y Febrero, la planta opera sin novedades relevantes, y el equipo responde en forma satisfactoria, cuando se presentaban emergencias, estas se superaban en forma normal.

En cambio a partir del mes de Marzo se presentan una serie de emergencias que empiezan a dar como resultado un comportamiento anormal de la unidad, además

que desde el 20 de Abril se evidencia la disminución de la actividad del catalizador por cuanto no existía catalizador fresco en inventario, necesario para reponer las pérdidas y mantener la actividad mediante las adiciones continuas y reposiciones periódicas razón por la cual se hace necesario utilizar nuevamente el catalizador gastado almacenado que ya había sido retirado del regenerador por la baja actividad, el mismo que era una mezcla del CBZ - 1 y SUPER D--EXTRA, las temperaturas del regenerador habían empezado a variar demasiado (altas) por lo que se tornó necesario la utilización de aceite de antorcha en el regenerador para mantener las temperaturas normales con el agravante de desactivar más aún el catalizador, por el uso continuo de aceite de antorcha; Y así tenemos que el 26 de Abril, por baja producción de gases se presenta emergencia en el compresor de gases GC1 . La emergencia más crítica se da el 13 de Abril en las siguientes circunstancias:

Debido a una falsa señal en el panel se observó una caída brusca del flujo de carga de gasóleo a la unidad, lo que hizo presumir el disparo de la bomba de carga ( F P2 A/B), sin embargo al revisarla, no se observó ninguna novedad ya que operaba normalmente; aunque paralelamente ya se había by-paseado carga a la unidad (por seguridad se debe realizar así) por lo que se presentó un pequeño contraflujo del desbalance

de presiones en el reactor-regenerador. Además se detectó fuga por el empaque de la brida de la válvula deslizante de catalizador regenerado. Las temperaturas en la fase densa, diluida y gases de chimenea - llegan hasta los  $900^{\circ}\text{C}$  y el reactor hasta  $560^{\circ}\text{C}$ , en tales circunstancias se decide volver alinear carga al reactor, la unidad responde más o menos normalmente, luego de operar por 2 horas y estando en proceso de estabilización se produce falla en la instrumentación de la válvula deslizante de catalizador regenerado, lo que inestabiliza la presión diferencial del reactor-regenerador produciéndose un largo contraflujo y descontrol total de la combustión en el regenerador por lo que fue necesario: parar la unidad urgentemente, las consecuencias fueron las siguientes:

- 1.- Elevación alta de temperatura ( $900^{\circ}\text{C}$ ) en la parte inferior del regenerador. Esta temperatura está sobre las de diseño del distribuidor de aire.
- 2.- Desactivación casi total del catalizador super D-extra por efecto del contraflujo y altas temperaturas obteniéndose productos fuera de las especificaciones requeridas (no había cracking)
- 3.- Para superar la desactivación del catalizador se cambian las últimas 16 toneladas que había en inventario de catalizador fresco, en consecuencia no se dispone de catalizador fresco para realizar la adición continua necesaria para mantener la actividad del

catalizador.

En el mes de Mayo se presenta una fuga de catalizador en el cono de la cámara de orificios del regenerador (chimenea), lo que obliga a para la unidad - para corregir dicha fuga. En estas circunstancias y para poder mantener en operación la unidad, las autoridades de refinería agilitan la compra emergente de 30 toneladas de catalizador CBZ-1 cuya adición se inicia a fines del mes de Mayo con un rendimiento en gasolina promedio de 54,5 %, y a una capacidad de la unidad del 65 %.

No se logro mayor conversión por existir en el regenerador un porcentaje alto de catalizador desactivado (Super D-extra - CBZ-1) y por el uso continuo de aceite de antorcha.

#### SEGUNDA ETAPA.

A partir del mes de Junio de 1983 se agudiza más la situación de operación anormal de la unidad debido principalmente a la presencia de altas temperaturas en las diferentes fases del regenerador, principalmente en la fase diluida y en la salida de gases de combustión a través de la chimenea, temperaturas que estan por encima de aquellas de operación para las que ha sido diseñado el equipo. A más que se detecta un considerable incremento de pérdidas de catalizador ( 3 % del nivel del regenerador) y taponami-

entos sucesivos en el área de fraccionamiento, especialmente: FE1, FE2, FV6, FRC128, debido principalmente al arrastre del catalizador del reactor a la fraccionadora. También se ve afectado el diferencial de presión en las válvulas deslizantes, en especial en la bajante del regenerador a través de la válvula deslizante de catalizador regenerado, la misma que baja hasta valores de  $0,05 \text{ Kg/cm}^2$ , siendo lo normal  $0,3 \text{ Kg/cm}^2$ , lo que se constituyó en una causa más que limitaba significativamente al operador poder manipular determinadas variables de operación. Debido a las excesivas temperaturas en el regenerador se hizo necesario el uso en forma rutinaria del aceite de antorcha el mismo que por problemas en la válvula de control manual F HC 45 se lo inyectaba sin la debida atomización con vapor, añadiendo con esto una mayor inestabilidad a la operación del regenerador-reactor.

En estas circunstancias en el mes de Agosto se procede a utilizar un nuevo catalizador el MZ-7X de la AKSOCHÉMIE, y se alcanza en el mismo mes un rendimiento de gasolina de aproximadamente 58 %, a una capacidad de carga del 60 %.

En el mes de Septiembre se alcanza una capacidad de operación del 97 % pero con un bajo rendimiento de gasolina, de aproximadamente 48 %; Mientras que el desbalance termico en el regenerador continuaba, a pesar que se seguia utilizando aceite de antorcha,

la unidad operaba en condiciones de post-combustión y combustión completa del coke producto de la reacción del cracking con una relación alta de  $CO_2/CO = 3$  a 4, cuando su valor debe ser alrededor de 1. Esto hacia suponer un daño en la grilla de distribución de aire, lo que traía como consecuencia una mala distribución de aire y una deficiente fluidización del catalizador; de la misma forma la excesiva pérdida de catalizador mostraba pérdida de eficiencia o daños en los ciclones tanto del reactor como del regenerador.

En Octubre de 1983 es enviado un técnico de la UOP para realizar un seguimiento a la unidad. Del informe que envía posteriormente se concluyó que los problemas operacionales se deben a :

- 1.- Poca fluidización del catalizador.
- 2.- Bajas diferenciales de presión en válvulas deslizantes.
- 3.- Mala distribución de aire.
- 4.- Baja diferencial de presión a través de las válvulas deslizantes de chimenea.
- 5.- Presencia de aceite y materiales extraños (alúmina) en el sistema de aire de instrumentos.

En estas condiciones no es posible controlar la combustión en el regenerador, de ahí las altas temperaturas en el regenerador. Posteriormente continúan las emergencias, y el 7 de Noviembre de 1983, al fa-

llar la instrumentación del F' DPRC 56 sale la unidad de operación . Ante esta situación y debido a las exigencias del personal de operación de FCC así como de varios directivos, por esta crítica situación hace que las autoridades de CEPE decidan iniciar el mantenimiento general, el mismo que se inicia el 14 de noviembre de 1983.

En lo que tiene relación al rendimiento y calidad de los productos resultantes del cracking hay que destacar una disminución cada vez mayor de los productos tales como LPG y gasolina, en cambio hubo un aumento considerable en la producción de aceites cíclicos en general, lo que trajo como consecuencias que se aumentara la temperatura y el nivel del fondo de la fraccionadora.

#### 5.2.- EVALUACION DE LAS REPARACIONES REALIZADAS EN EL PARO Y RESULTADOS EN LA OPERACION DE LA UNIDAD,

Una vez terminado el mantenimiento general, el 25 de Diciembre de 1983 se inician los preparativos para el arranque de la unidad, utilizando como catalizador de equilibrio el mismo que fué retirado del regenerador (desactivado), más la adición de 15 toneladas de catalizador fresco MZ - 7X.

Los primeros días de operación no fueron estables y además fué necesario parar la unidad por problemas en el control automático del soplador de aire (FC1)

- y por problemas con el vapor de 600 PSIG. A partir del 4 de Enero de 1984 la unidad opera normalmente al 60% de capacidad con las siguientes mejoras: no se utiliza aceite de antorcha para mantener las temperaturas en el regenerador, buena diferencial de presión en válvulas deslizantes y un rendimiento de gasolina de 48 %. El 5 de Enero se incrementa capacidad al 80 %, a esta capacidad se tiene baja temperatura en fase densa, atraso en el quemado de coque y alta temperatura en chimenea, para lo cual fué necesario realizar un seguimiento más continuo y es así que el 8 de Enero con la unidad al 90 % de capacidad, se logra estabilizar térmicamente el regenerador con las siguientes condiciones de operación : 330°C en el horno FH1 521°C en el reactor, 630°C en fase densa, 640°C fase diluida y 660°C gases de chimenea, con un rendimiento en gasolina de 51 %.

En razón que es necesario incrementar la actividad del catalizador, se realizan retiros parciales y adiciones continuas en el regenerador, y búsqueda de condiciones de operación con el fin de lograr mayor rendimiento en gasolina.

A medida que han ido transcurriendo los días de operación de la unidad y las condiciones de operación tienden a optimizarse y el rendimiento de gasolina va aumentando. En lo que tiene referencia a las perdidas de catalizador estas estan dentro de los límites de

diseño y ya practicamente no existe arrastres de catalizador, que se refleja en la ausencia de taponamientos.

Hasta la fecha podemos decir que a partir del arranque de la unidad se tiene un comportamiento normal con incrementos parciales de conversión de gasolina a medida que aumenta la actividad del catalizador.

Las condiciones actuales ( 11 - 04 - 84) de operación son: capacidad 85 %, 318°C en el horno FH1, 524°C en el reactor, 632°C fase densa, 643°C fase diluida, 676°C gases de chimenea, con un rendimiento aproximado de gasolina de 60 % (igual que con el CBZ-1).

En lo referente al comportamiento del catalizador MZ - 7X se puede concluir, que todavía no existe criterio definitivo, debido a:

- a.- Su utilización se inicio cuando la planta ya tenía problemas mecánicos y en el regenerador existía una mezcla de diferentes catalizadores desactivados por el uso continuo de aceite de antorcha, y contraflujos.
- b.- Al mes de Enero de 1984 se lo puede considerar como el único tiempo que nos permite observar un comportamiento mejor de este catalizador, que a pesar de existir catalizadores desactivados en el regenerador se ha logrado un incremento de rendi

miento de gasolina del 48 % al 60 % a la fecha, con una capacidad de 85 % de carga.

c.- Para poder tener un criterio más exacto debe cambiarse el posible catalizador desactivado que aún puede existir en el regenerador, estimándose su tiempo total aproximado de 5 meses para lograr este propósito.

A continuación presentamos una copia de los análisis del catalizador realizado por los propios fabricantes. También anexamos copias de los informes emitidos sobre el asunto que se esta tratando, por:

- a.- Ingenieros: Carlos Escobar, jefe del departamento de ingenieria, y Ramiro Carrillo.
- b.- Jack Rogers, representante de la UOP.

### 5.3.- CONSIDERACIONES QUE DEBEN SER OBSERVADAS EN LA AMPLIACION.

A continuación nos permitimos presentar las consideraciones que fueron observadas en una ampliación de una unidad desintegradora catalítica de la refinería de Madero, México, tipo EXXON modelo IV.

CARGA ORIGINAL DE DISEÑO.

GASOLEO VIRGEN	20680 BPD
GASOLEO DE LA UNIDAD DE COQUE	5000 BPD
RECIRCULACION DE ACEITE CICLICO PESADO	<u>10700 BPD</u>
CARGA COMBINADA TOTAL	35950 BPD

Se amplio para procesar una mayor carga, consistente en:

GASOLEO VIRGEN	28688 BPD
GASOLEO DESASFALTADO Y DE COQUE	22312 BPD
RECIRCULACION DE ACEITE CICLICO PESADO	<u>10200 BPD</u>
CARGA TOTAL	61200 BPD

Describiremos luego las modificaciones principales de las secciones siguientes:

1.- SECCION DE DESINTEGRACION CATALITICA.

SOPLADORES.

Los sopladores originales, principal y de control se sustituyeron por uno solo de mayor capacidad.

REACTOR.

Se cambio el elevador, cono de alimentación, placa perforada y agotador.

REGENERADOR.

Se aumentó su altura 12 pies.

Se cambió la cámara plena por una de acero inoxidable.

Se adiciono 2 espreas (boquillas) de aceite de an torcha.

Se cambió el elevador de catalizador gastado y po zo de derrame por nuevo de acero inoxidable.

Se instaló una válvula de chimenea adicional.

PRECALENTADOR DE CARGA.

Se sustituyó las bombas de carga y los cambiadores

de calor por equipo de mayor capacidad.

Se adiciono un precalentador de carga de fuego di  
recto.

## 2.- SECCION DE FRACCIONAMIENTO PRIMARIO.

Se utilizó la columna existente, haciendo modificaciones en los internos, cambiando los platos de ca  
chuchas del 11 al 20 por platos de balastras, y los platos 3,4 y5 originalmente de cachuchas por jet.

Posteriormente y como un resultado de este estudio se encontró insuficiente la torre fraccionadora para manejar cargas altas.

Los condensadores del domo de la fraccionadora son adecuados para su nuevo servicio. Sólo se requirió modificar el abastecimiento de agua de enfriamiento con dos corrientes de alimentación en paralelo, una a dos cuerpos y la otra a uno solo, en el lugar del arreglo existente de bancos de tres cuerpos en serie por el lado del agua.

El enfriador de aceite cíclico ligero para almace  
namiento y la caja enfriadora, se cambiaron por unos nuevos de mayor capacidad.

## CONCLUSIONES.

1.- Consideran acertado, la desición de ampliar la -  
planta desintegradora con 20 años de uso (1959) a la  
de construir una nueva.

- 2.- Las pruebas verificadas en la unidad demostraron una capacidad suficiente en las diferentes secciones de la unidad para poder procesar altas cargas, con excepción de la fraccionadora.
- 3.- La fraccionadora puede procesar una carga máxima de 46.000 BPD de carga combinada. Es necesario la instalación de una prefraccionadora para procesar cargas mayores.
- 4.- El índice de octano de la gasolina al trabajar en las nuevas condiciones de operación mejoró de 90 a 92.
- 5.- Al aumentar el rendimiento de gasolina, se disminujó la producción de nafta pesada, aceite cíclico ligero y residuo. El LPG aumentó ligeramente.
- 6.- La estabilidad de la operación quedo demostrada al continuar operando la unidad sin ningun problema y con los mismos rendimientos hasta la actualidad.

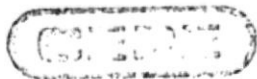
#### 5.4.- RECOMENDACIONES.

Para concluir debemos manifestar que la unidad de FCC en el transcurso que lleva operando, no se le ha dado la importancia que su proceso involucra especialmente en lo que tiene relación a un mantenimientó - eficiente en el momento oportuno; problema este que se deriva basicamente por no tener un stock suficiente de repuestos, ni aún de los equipos más críticos que con regularidad sufren desgastes y requieren -

cambios oportunos o mantenimiento continuo.

También creemos necesario la implementación de un grupo técnico responsable del seguimiento continuo y permanente que se dedique a investigar los diferentes comportamientos de la unidad así como su optimización, con el fin de lograr los mejores rendimientos, y que tengan un amplio conocimiento operativo de la unidad que no se preocupen sólo cuando ocurren problemas serios que pudieron ser tratados con anticipación si, estos hubiesen sido detectados y analizados con un criterio únicamente técnico, y profesional.

Por último al referirnos a la futura ampliación de esta unidad señalaremos que es necesario el estudio y análisis exhaustivo que provenga de un personal con pleno conocimiento, con visión y capacidad técnica que le permita no sólo acogerse y aprobar criterios y diseños, que los fabricantes o constructores pretendan imponer, tomando en consideración los costos, calidad, garantías y experiencias sacadas no sólo de uno o más casos de ampliación, sino del mayor número posible de ellos. De igual manera creemos que de realizarse una ampliación a esta unidad debe ser de un nivel tal que justifique realmente la inversión a realizarse.



CORPORACION ESTATAL PETROLERA ECUATORIANA  
REFINERIA - ESMERALDAS

MEMORANDO N° 768-83-DCT-I

PARA : ING. HUGO MARTINEZ M.  
JEFE DIVISION CONTROL TECNICA a.i.

DE : ING. CARLOS ESCOBAR  
JEFE DEPARTAMENTO DE INGENIERIA a.i.

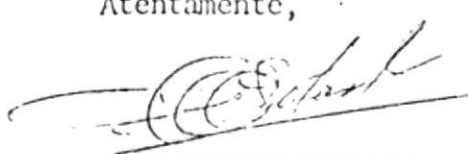
ASUNTO : INFORME SOBRE SEGUIMIENTO A LA OPTIMI  
ZACION DE CONDICIONES DE OPERACION DE  
LA UNIDAD DE F.C.C.

FECHA : 83-11-11

Adjunto para su consideración el informe sobre el acompañamiento realizado a la Unidad de F.C.C., durante las pruebas de optimización realizadas con el asesoramiento del Representante de UOP y la colaboración del Departamento de Operación, Sección SECRA.

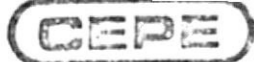
Un aspecto que interesa anotar es que las medidas tomadas por Operación para el control de la Unidad, eran las más convenientes debido al estado crítico de la Unidad, como pudo demostrarse cuando se contó con la colaboración del técnico de UOP. En otras palabras, el personal técnico del área de F.C.C., tiene capacidad suficiente para controlar situaciones emergentes de la Unidad. Sin embargo, es necesario observar también que por el estado crítico del equipo se hacía necesario un control permanente del mismo para poder tomar acción inmediata ante cualquier situación anormal y evitar complicaciones mayores. Lamentablemente el estado anímico del personal no era el más adecuado, por lo que sugiero se realice un análisis completo de la situación que permita dar una solución al problema y devuelva al personal el espíritu de trabajo que requiere Refinería.

Atentamente,



ING. CARLOS ESCOBAR  
JEFE DEPARTAMENTO DE INGENIERIA a.i.

ldes.-



DATOS ENVIADOS A ANZO CHILLE.

Durante los días 21, 22, y 23 de Octubre, se operó por recomendación de UOP con las siguientes condiciones:

- Precalentador de aire 480°C.
- Aceite de antorcha
- Para producir finos y mejorar la fluidización se trabajó con vapor al riser (levantamiento y anillo).

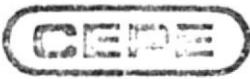
A)	Oct. 22	Oct. 23
Carga fresca (M3/H)	59.76	59.81
Relación de Reciclo	1.033	1.038
Gravedad específica de la carga	0.900	0.949
Temperatura de la carga combinada (°C)	320	325
Temperatura del Reactor (°C)	517	520
Temperatura de la fase densa del Regenerador	649.2	650.9
Temperatura de la fase diluida	754.6	744.3
Temperatura de la cámara plena (°C)	745	736
Temperatura de la chimenea	716.8	715.8
C/O (catalizador/aceite)	7.33	8.03
Rendimiento respecto a carga fresca (% peso)		
Fuel Gas (% peso)	3.12	3.12
LPG	12.16	12.66
Gasolina corregida 90% 380°F	44.73	45.78
LCO	14.2	13.77
HCO	-	-
CCO	19.86	21.31
Coke (% peso)	3.13	3.39
Gasolina 90% (°C)/ PVR (KPa)	203/50	199

ANALISIS ORSAT.

CO	2	1.8
CO2	9.8	11.4
O2	2.6	1.0
Tasa de adición de catalizador (lb/B)	0.17	0.17
Pérdidas de catalizador (lb/B)	0.17	0.17
Aire (MM3/H)	22780	22523

B.- Velocidades de la entrada de los ciclones del regenerador

1ra etapa	145.92	(pies/seg.)
2da etapa	153.03	(pies/seg.)

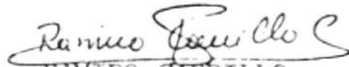


CORPORACION ESTATAL PETROLERA ECUATORIANA  
REFINERIA - ESMERALDAS

Pág. # 2

- C.- Diferenciales de presión: Válvula deslizando catalizador regenerado: 0.14 kg/cm<sup>2</sup>  
Válvula deslizando catalizador agotado: 0.05 kg/cm<sup>2</sup>
- D.- Enviamos muestras de catalizador de los días 21, 22 y 23 de Octubre/83.

Atentamente,

  
RAMIRO CARRILLO.

l des.-

POR : Ing. CARLOS ESCOBAR  
Ing. RAMIRO CARRILLO

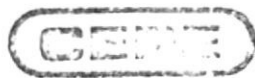
OPTIMIZACION DE CONDICIONES DE OPERACION DE LA UNIDAD DE FCC.

1.- ANTECEDENTES.-

- 1.1.- Desde los últimos días de junio, se inició la adición de catalizador MZ-7X de AKZO-CHEMIE
- 1.2.- Por problemas mecánicos y condiciones anormales en el AP de las válvulas deslizantes de catalizador regenerado y agotado se produjeron con traflujos y extrusión de temperaturas a valores de 800°C-900°C, provocando desactivación térmica del catalizador, en el período anterior a la adición del nuevo catalizador.
- 1.3.- Por la razón expuesta la tasa de adición fue mayor a 0.2, considerado valor normal.
- 1.4.- Operando con el nuevo catalizador se observó un comportamiento anormal:
  - Temperaturas excesivas en la fase diluida y chimenea: 720°C-760°C
  - Pequeña reducción de esas temperaturas con el incremento de aire.
  - Pequeña reducción y estabilización de esas temperaturas con el uso de "Torch oil".
  - Si se pretendía cortar el "Torch Oil", las temperaturas se incrementaban descontroladamente; para reducirlas, se disminuía la actividad del catalizador con bajo rendimiento en gasolina y LPG.
  - Combustión completa, relación alta CO<sub>2</sub>/CO= 3-4, debiendo ser 1.
- 1.5.- En tales condiciones se consultó a los fabricantes del catalizador MZ-7X, a técnicos de UOP y se tuvo en planta el asesoramiento de un técnico de UOP.

2.- ESTUDIO.-

- 2.1.- AKZO CHEMIE: El comportamiento anormal e inusual de la unidad se debe a:
  - Mala distribución de aire
  - Pérdida de finos
  - Exceso de aire



- 2.2.- UOP : La causa debe ser
- Mala distribución de aire
  - Además, pérdida de finos.
- 2.3.- PROGRAMA : Juntamente con Operación Secra y el Representante de UOP se programó atacar el problema mediante:
- Uso del precalentador de aire, F-H2, para aumentar la velocidad del aire y mejorar su distribución.
  - Reducción o corte de " Torch Oil "
  - Reducción de aire
  - Producción de finos mediante vapor.

#### RESULTADOS.-

Las medidas implementadas no dieron prácticamente ningún resultado.

El bajo AP de las válvulas deslizantes hacía imposible controlar automáticamente la temperatura del reactor.

El uso del F-H2 redujo ligeramente las temperaturas, mas no hasta temperaturas normales, demostrando que persistía mala distribución de aire y exceso del mismo. Puesto que el aire tenía suficiente velocidad, la única causa posible es un problema mecánico en la grilla.

En una oportunidad se intentó reducir el aire a la cantidad necesaria teórica, eliminando el exceso que causaba los problemas; sin embargo el resultado fue una reducción de las temperaturas, incluyendo la fase densa, que volvían ineficiente al proceso.

Otro problema es la diferencial de presión en la válvula deslizante de la Chime nea del Regenerador, por la pérdida de platos que no dan suficiente contrapre sión.

Dos análisis consecutivos del catalizador demostraron pérdida de finos que inci den en la fluidización del catalizador y en las diferenciales de presión de las válvulas deslizantes. Una posible causa de las bajas diferenciales de presión es la existencia de obstrucciones en las bajantes.

Se realizaron dos "SURVEY" de presiones, con los que confirmaron las bajas dife renciales de presión en las válvulas deslizantes de catalizador agotado y catali zador regenerado.

Otro problema surgió con el aire de instrumentos; la presencia de aceite y polvo de alúmina, creó obstrucciones en los conductos, provocando fallas en ciertos - instrumentos.

3.- CONCLUSIONES.-

- 3.1.- Las medidas sugeridas por el representante de UOP, a excepción del uso permanente del F-H<sub>2</sub>, había sido implementados ya por Operación Secra.
- 3.2.- Los problemas existentes pueden resumirse en:
- Mala distribución de aire
  - Bajo diferencial en las válvulas deslizantes.
  - Pérdidas de finos.
  - Baja presión diferencial en la válvula deslizante de chimenea.
  - Aire de instrumentos.
- 3.3.- Probables causas.-
- Daños mecánico en la grilla de distribución de aire.
  - Obstrucción en las bajantes.
  - Pérdida de finos en contraflujos o por falla de los ciclones
  - Falta de platos en la chimenea
  - Aceite y polvo de alúmina en el aire de instrumentos.
- 3.4.- Una vez reparada la unidad y con posibilidad de trabajar automáticamente, será posible optimizar las condiciones de operación para el catalizador MZ-7X.

  
Ing. Carlos Escobar

  
Ing. Ramiro Carrillo

- Anexos: - Survey de Presiones  
Reactor -Regenerador
- Datos de Operación y Rendimientos.
  - Reporte de Representante de UOP.

UOP

correspondence



date 1983.10.26

to ING. ALFREDO MONGE FREIRE

SUPERINTENDENTE GENERAL REFINERIA

from MR. JACK ROGERS

U.O.P. REPRESENTATIVE

subject FCC UNIT

After several days of monitoring and changing the operations of the FCC Unit, it is evident there are mechanical and catalyst problems in the Unit.

The catalyst problem is the loss of the fines in the Unit, allowing only the coarse catalyst to remain for circulating and prohibiting good fluidization of the catalyst. To aid in alleviating this problem, a small quantity of blast steam is being injected to the reactor riser, the steam will assist in making smaller particle sizes in the catalyst.

The mechanical problem is the low differential pressure across the regenerated and spent slide valves, part of the differential problem is the catalyst fluidization, however it is possible that a restriction in the stand-pipes or the vessels is preventing the catalyst from flowing freely.

Due to the low differential pressure across the regenerator slide valve it is impossible to control the reactor temperature in the automatic mode of operations, at present time and before the operators were maintaining a higher than normal dense phase temperature in the regenerator to be capable of maintaining sufficient catalyst circulation to hold the reactor temperature, a higher differential pressure across the regenerated catalyst slide valve would assist in eliminating this problem. Another possible problem is the air distributor grid in the regenerator. To assist in better air distribution through the air grid, the air heater was in operation to increase the differential pressure across the air grid, however this has not been successful, in changing the mode of burning in the regenerator. The differential pressure across the flue gas slide valves will create another problem.

.....

DEITY!

B3-10-22

APPUIZAR K INFORMAR



correspondence

date 1983.10.26  
to ING. ALFREDO MONGE FREIRE SUPERINTENDENTE GENERAL REFINERIA  
from MR. JACK ROGERS U.O.P. REPRESENTATIVE  
subject FCC UNIT

....

When the excess air is removed from the regenerator for the controlled burning mode of operations, the slide valves will have difficulty controlling the reactor/regenerator differential, they will be operating in the closed position, due to the loss of the grids in the orifice chamber and not sufficient back pressure on the slide valves.

To summarize the problems :

1. CATALYST FLUIDIZATION.
2. SLIDE VALVES DIFFERENTIALS.
3. AIR DISTRIBUTION ( REGENERATOR AIR DISTRIBUTOR).
4. DIFFERENTIAL PRESSURE ACROSS THE FLUE GAS SLIDE VALVES.
5. OIL AND FOREIGN MATERIAL IN THE INSTRUMENT AIR (CREATING INSTRUMENT PROBLEMS).

In conclusion the FCC Unit in its present condition, is not capable to operate in the controlled burning operation to maintain the lower temperatures in the regenerator, the Unit is being operated in a C O burning mode, this allows excessive temperatures in the upper regenerator, that will damage the internals of the regenerator.

*Jack Rogers*  
*U.O.P. Rep.*

JACK ROGERS

U.O.P. REPRESENTATIVE

Customer: CCFE  
Esmeraldas

Catalyst type : MZ-7X  
Client code : 830813  
Date received : 830908  
Expiring date: 831031  
Tecnico Akzo : 66874

MZ-7X 831006  
MZ-7X 831018  
MZ-7X 831031  
MZ-7X 67254

MZ-7X 830923  
MZ-7X 831009  
MZ-7X 831116  
MZ-7X 67463

MZ-7X 831022  
MZ-7X 831201  
MZ-7X 831221  
MZ-7X 67660

MZ-7X 831214  
MZ-7X 831229  
MZ-7X 840111  
MZ-7X 67954

MZ-7X 840108  
MZ-7X 840125  
MZ-7X 840214  
MZ-7X 68235

MZ-7X 840118  
MZ-7X 840125  
MZ-7X 840214  
MZ-7X 68237

MZ-7X 840127  
MZ-7X 840206  
MZ-7X 840214  
MZ-7X 68343

Chemical analysis :

Fe % : 0.57  
Ca ppm : 30  
Ni ppm : 90  
V ppm : 50  
Ni + V : 140  
S % : 0.07  
Mo % : 0.50  
Al % : -

0.43  
0.49  
0.46  
0.41

0.44  
0.49  
0.46  
0.38

0.47  
0.47  
0.39  
0.40

0.54  
0.54  
0.20  
0.52

0.48  
0.48  
0.56  
-

0.40  
0.40  
0.46  
0.52

Physical Properties:

Crystallinity% : 4.5  
SA m<sup>2</sup>/g : 57  
PV ml/g : 0.25  
APP g/ml : 0.95

3.7  
5.6  
0.24  
0.94

2.4  
5.1  
0.24  
0.96

2.5  
4.0  
0.24  
0.97

3.6  
5.4  
0.24  
0.96

3.5  
4.8  
0.22  
0.95

3.6  
5.1  
0.21  
0.95

Activity data :

ASTM conv. wt% : 67  
rel hydrogen : 1  
rel total gas : 1.11  
rel gasoline : 0.97  
rel cycle oil : 1.03  
rel coke : 1.2

69  
2  
1.10  
0.97  
1.02  
1.3

63  
2  
1.10  
0.97  
1.02  
1.3

66  
2  
1.11  
0.97  
1.00  
1.2

67  
2  
1.06  
0.98  
1.01  
1.3

68  
2  
1.04  
0.98  
1.00  
1.3

69  
2  
1.03  
0.98  
1.00  
1.3

Particle Size Distribution:

-149 micron : 94.0  
-105 micron : 64.0  
- 90 micron : 46.0  
- 80 micron : 30.0  
- 70 micron : 14.0  
- 60 micron : 5.0  
- 50 micron : 0.5  
- 40 micron : 0.  
- 30 micron : 0.

90.0  
56.0  
38.0  
24.0  
11.0  
3.5  
0.6  
0.1  
0.

86.0  
51.0  
31.0  
21.0  
12.0  
3.0  
0.6  
0.  
0.

90.0  
57.0  
37.0  
22.0  
11.0  
4.0  
0.7  
0.1  
0.

89.0  
52.0  
32.0  
18.0  
8.0  
3.0  
0.6  
0.1  
0.

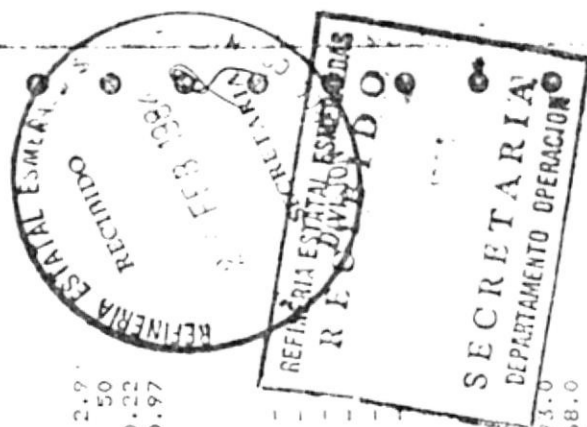
89.0  
54.0  
35.0  
24.0  
13.0  
5.0  
1.0  
0.  
0.

89.0  
54.0  
35.0  
24.0  
13.0  
5.0  
1.0  
0.  
0.

95.0  
66.0  
46.0  
34.0  
21.0  
12.0  
6.5  
1.4  
0.1

96.0  
76.0  
60.0  
48.0  
34.0  
22.0  
13.0  
4.0  
0.5

93.0  
68.0  
51.0  
37.0  
24.0  
13.0  
5.0  
1.3  
0.2



## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Manual de operación de la unidad de desintegración catalítica UOP.  
Esmeraldas, Ecuador 1977
  
- 2.- Revistas Petroleo Internacional. Publicación Pennwell . Tulsa, Oklahoma USA  
Año 39 # 7 Julio 81  
Vol 41 # 6 Junio 83  
Vol 41 # 9 Nov-Dic. 83
  
- 3.- Archivo técnico de la Refinería de Esmeraldas.  
Esmeraldas, Ecuador año 83
  
- 4.- Optimización de la planta FCC de la Refinería de Maderos, México.  
IV Simposium anual de cracking catalítico.  
Amsterdam, Holanda 17 al 19 de Mayo 83
  
- 5.- Reportes Akso Chemie Nederland by Ket Jencat  
Fluid Cracking Catalysts. Telex 79322 año 82
  
- 6.- Informes del departamento de Inspección Técnica de Refinería.  
Esmeraldas, Ecuador Abril 81 - Marzo 84