

NUEVO CATALIZADOR E INTERNOS PARA LA UNIDAD HDS

YPF SA

COMPLEJO INDUSTRIAL LUJÁN DE CUYO

ÍNDICE

1	INTRODUCCIÓN	1
2	DESCRIPCION GENERAL DE LA UNIDAD	1
3	ANTECEDENTES	2
4	ULTIMO CICLO OPERATIVO	3
5	NUEVO CICLO, NUEVO CATALIZADOR	5
5.1	CARGA DE CATALIZADOR	6
5.2	ACTIVACION DEL CATALIZADOR	7
5.2.1	SECADO DEL CATALIZADOR	8
5.2.2	ENJUAGADO DEL SISTEMA Y SULFURIZACIÓN DEL TK-576 BRIM	8
6	ULSD CON NUEVA TECNOLOGÍA	10
6.1	INTERNOS ORIGINALES	10
6.2	NUEVOS INTERNOS HALDOR TOPSØE VLT	10
6.2.1	PLATOS DISTRIBUIDORES	11
6.2.2	SCALE CATCHERS	11
6.2.3	NUEVO QUENCH VORTEX MIXER	12
6.2.4	MENOS DUMP TUBES	13
7	INSTALACIÓN DE LOS NUEVOS INTERNOS	13
8	MONITOREO DE LA UNIDAD	15
8.1	CARACTERIZACIONES DE CARGA Y PRODUCTO	15
8.2	MONITOREO DE LAS VARIABLES OPERATIVAS	16
8.3	USO DEL MODELO CINÉTICO	16
8.4	EVOLUCION DEL CICLO ACTUAL	17
9	CONCLUSIONES	19
ANEXOS		I
ANEXO 1: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (PFD)		ii
ANEXO 2: ESQUEMA DE CARGA DE LOS REACTORES		iii

INDICE DE FIGURAS

Figura 1: Consumo de Gasoil en Argentina en los últimos 15 años	2
Figura 2: Evolución WABT del último ciclo	4
Figura 3: Evolución del ΔP de los reactores en el último ciclo	4
Figura 4: Distribución de flujo reactores D-701 A/B	5
Figura 5: Esquema de carga actual de los reactores D-701A y D-701B	6
Figura 6: Curva de activación del catalizador (incluye secado, enjuagado y sulfurizado)	9
Figura 7: Comparación entre la distribución originada por ambos platos (viejo y nuevo)	11
Figura 8: Efecto de los canastos en la distribución de flujo	12
Figura 9 Diseño antiguo (izq.) y nuevo vortex mixer (der.)	12
Figura 10: Proceso de instalación de los nuevos internos	13
Figura 11: Inspección de las piezas en el almacén de la refinería	14
Figura 12: Montaje de las piezas en el simulador	14
Figura 13: Montaje definitivo de las piezas dentro de los reactores	15
Figura 14: Distribución de flujo con los nuevos internos	18
Figura 15: Evolución DP actual	19

INDICE DE TABLAS

Tabla 1: Variables operativas del último ciclo	3
Tabla 2: Tipo y densidades de carga de los catalizadores en los reactores	7
Tabla 3: Blend de carga a la unidad	17
Tabla 4: Comparación del SOR de ambos ciclos	17

NUEVO CATALIZADOR E INTERNOS PARA LA UNIDAD HDS

1 INTRODUCCIÓN

En el siguiente trabajo se presenta en forma detallada el cambio de tecnología que se realizó en la unidad de hidrotratamiento de Diesel, HDS, de la Refinería Luján de Cuyo.

El cambio tecnológico consistió en el reemplazo de internos donde se pasó de platos distribuidores de campana a platos de última generación y el cambio de catalizador donde se instaló uno que permita obtener un producto de bajo contenido de azufre en un futuro cambio de especificaciones.

Se mostrará también la situación operativa de la unidad en el último ciclo y el impacto del cambio tecnológico en el nuevo ciclo operativo que comenzó en el mes de noviembre del año 2008.

2 DESCRIPCION GENERAL DE LA UNIDAD

La unidad de Hidrotratamiento de Diesel del Complejo Industrial Luján de Cuyo, también denominada HDS, es una unidad de tecnología **Exxon**. Entró en servicio en el año 1988 y fue diseñada para hidrotratar las corrientes de Diesel de las unidades de Coquización Retardada de la Refinería (Coque I y Coque II).

La capacidad de diseño es de **1981 m³/d** (83 m³/h).

La unidad venía cargada con un catalizador CoMo distribuido en los dos reactores con los que cuenta la unidad. El volumen total de catalizador en los reactores es de 129 m³. En los últimos ciclos se estuvo utilizando catalizador NiMo y la especificación de azufre con la que se opera la unidad es de un máximo de 1000 ppm.

En el **anexo 1** se encuentra el diagrama de flujo de proceso de la planta. Este PFD, para una fácil interpretación se dividió en subcircuitos, cada uno indicado con un color diferente pero básicamente como todo hidropceso consta de dos secciones bien diferenciadas: un circuito de alta presión y un circuito de baja presión.

- **Circuito de alta presión**: Este circuito está comprendido entre el envío de la bomba de carga J-704 A/B y el separador de alta presión F-702. Comprende el precalentamiento de carga y reactores.

El primero está formado por un tren de intercambiadores de calor donde se lleva la temperatura del pool de carga a 285°C. Primero se precalienta con la corriente de fondo del stripper de producto y luego con la corriente efluente del reactor. Hay un horno con el que se hace el ajuste final de temperatura, pero sólo es en los

momentos que es necesario, por lo que permanece apagado la mayor parte del tiempo.

El sistema de reacción consiste de dos reactores en serie, D-701A y D-701B y cargan tres (3) lechos fijos de catalizador. Dos de estos lechos están en el reactor D-701A con inyección de quench entre medio y el reactor D-701B posee un solo lecho de catalizador.

El gas de tratamiento utilizado consiste de la mezcla del gas de reciclo que se trata con DEA en una absorbidora y del gas de reposición proveniente de las unidades de Hidrógeno y Reformado Catalítico.

- **Circuito de baja presión:** A La corriente líquida que se separa del separador de alta presión se la stripea en una torre de platos para ajustar las propiedades del Gasoil a los valores de destilación establecidos por el sistema de calidad.

Como subproductos se obtiene una nafta y gases que son enviados a otras unidades para su tratamiento.

3 ANTECEDENTES

El consumo de Gasoil en Argentina se vio incrementado en los últimos años por lo que hubo que verse en la necesidad de aumentar la producción del mismo.

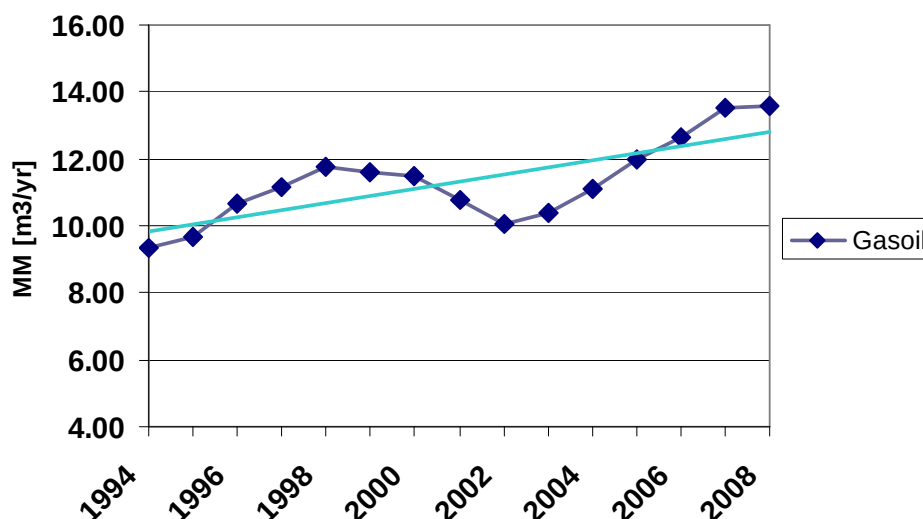


Figura 1: Consumo de Gasoil en Argentina en los últimos 15 años

Fuente: Secretaría de Energía de la Nación Argentina

Si bien la unidad está diseñada para procesar un caudal de carga de 83 m³/h se hizo un análisis de los equipos instalados y se vio que con mínimas modificaciones se la podía llevar a procesar un caudal de **135 m³/h**. Máximo caudal de gasoil que se produce en la actualidad.

En estos 20 años que lleva la unidad en servicio, no solo se tuvo la necesidad de incrementar el caudal de carga procesada sino que también se vio la necesidad de

cambiar lentamente el blend de carga. Es decir que no sólo se procesan las corrientes de Diesel de las unidades de Coquización retardada sino que también se procesa Diesel de la unidad de FCC y algo de nafta de Coquer componente que genera muchos dolores de cabeza.

Los inconvenientes que genera la nafta de coque serán explicados en el capítulo de catalizadores pero básicamente estas naftas tienen un contenido muy alto de diolefinas que a altas temperaturas forman gomas y son los causantes de taponamiento en el circuito de precalentamiento y en el primer lecho de catalizador limitando la operación de la unidad y obligando a operar con ciclos cortos (generalmente los ciclos son de 4 años). Es decir que el limitante no es la desactivación del catalizador sino el alto ΔP que se genera en el sistema por formación de gomas.

El último ciclo operativo comenzó en septiembre del 2002 y duró 6 años. Debido a lo mencionado anteriormente, en el 2006 hubo que hacer una parada para descargar y tamizar del catalizador debido al alto ΔP que se tenía.

4 ULTIMO CICLO OPERATIVO

El último ciclo operativo comenzó en el año 2002 con el catalizador DN200 de Criterion. Este catalizador es del tipo NiMo, un catalizador tipo 1 y a lo largo de estos 6 años presentó una muy buena actividad y performance en la unidad logrando el objetivo deseado de azufre.

Analizando las variables operativas del ciclo anterior se tuvo:

	SOR	EOR
Carga, m ³ /h	113	
Temperatura de reactores, °C		
Entrada D-701A	261.04	272.66
Salida D-701A	322.97	330.20
Entrada D-701B	319.90	323.92
Salida D-701B	337.01	345.88
WABT, °C	315.87	320.97
Consumo químico de H ₂ , Nm ³ /m ³	83.00	
Rendimientos, wt%		
Fuel Gas	0.41	1.08
Nafta	7.13	6.27
Gasoil	92.46	92.65
Diesel SG	0.856	0.865
Pérdida de carga, kg/cm ²		
D-701A	1.14	4.77
D-701B	2.00	2.24
Azufre en el producto, wtpm	994	

Tabla 1: Variables operativas del último ciclo

Luego de 6 años de operación el catalizador presentaba actividad remanente. Las predicciones con el modelo cinético indicaban que el catalizador no soportaba un ciclo operativo más y menos lo iba a aguantar con un cambio de especificaciones de por medio. La máxima WABT es de 343°C. La figura 2 representa la evolución de la WABT a lo largo del último ciclo.

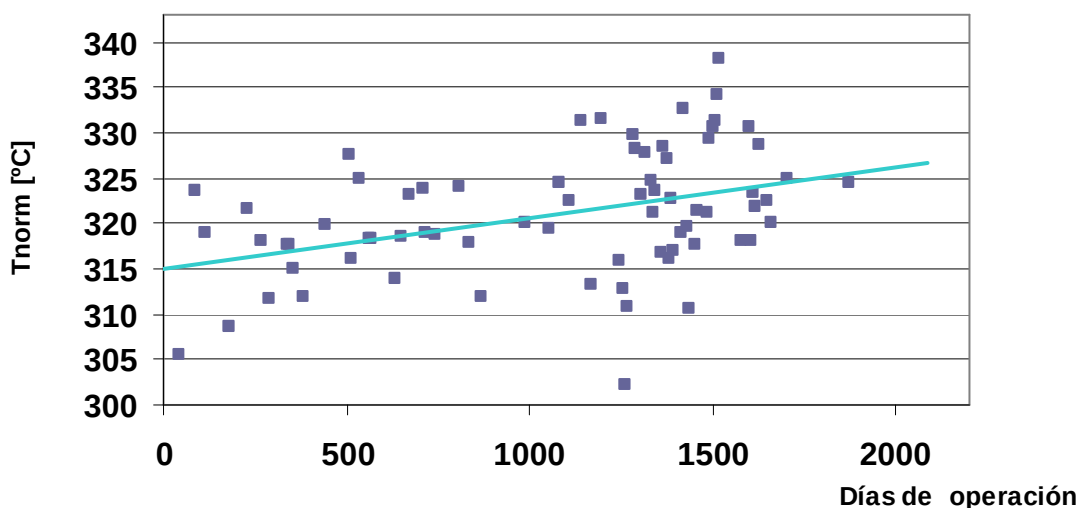


Figura 2: Evolución WABT del último ciclo

Por tal motivo se solicitó el reemplazo del catalizador por uno nuevo que pudiera cumplir las especificaciones de combustibles en un escenario actual con un contenido de azufre de 1000 ppm y un escenario futuro de 50 ppm de azufre en el Gasoil.

Otro punto que justificaba el cambio del catalizador era el alto ΔP (figura 3). Se había sobrepasado el valor de ΔP de diseño (7 kg/cm² en ambos reactores) y la resistencia mecánica del catalizador se veía comprometida: se encontraba particulado en el agua de la bota del separador de alta presión.

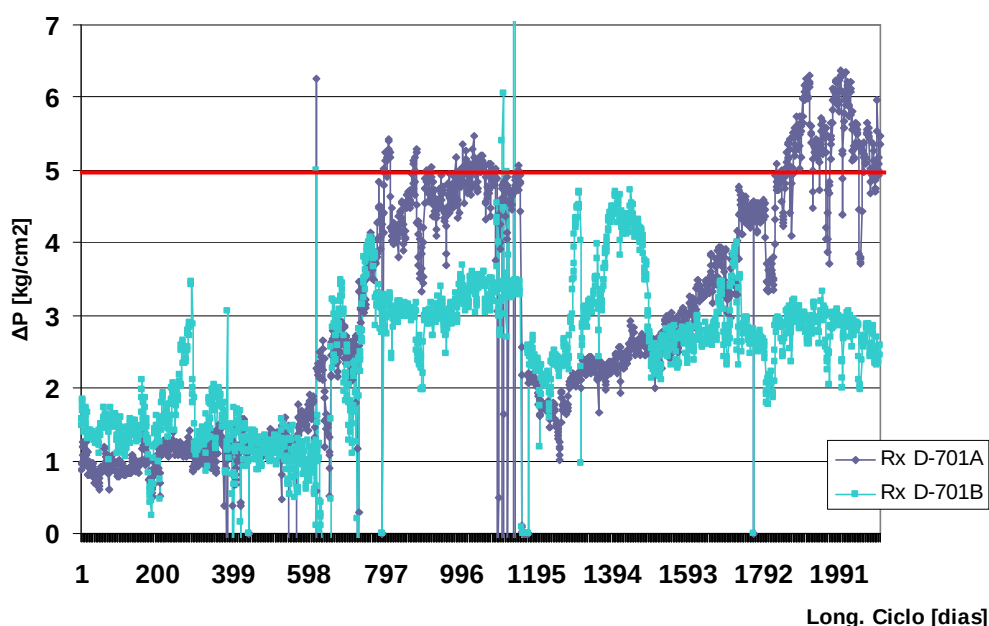


Figura 3: Evolución del ΔP de los reactores en el último ciclo

Con estos antecedentes expuestos en los párrafos anteriores, la distribución de flujo de los reactores no era buena. Siguiendo el perfil de temperaturas de los reactores se podía ver como había canalizaciones a lo largo de los lechos. Las buenas prácticas dicen que se tiene una buena distribución de flujo en los reactores cuando las diferencias de temperatura axial como radial son inferiores a los **5°C**.

Las diferencias de temperaturas que se estaban manejando estaban entre los **6°C** y **12°C**.

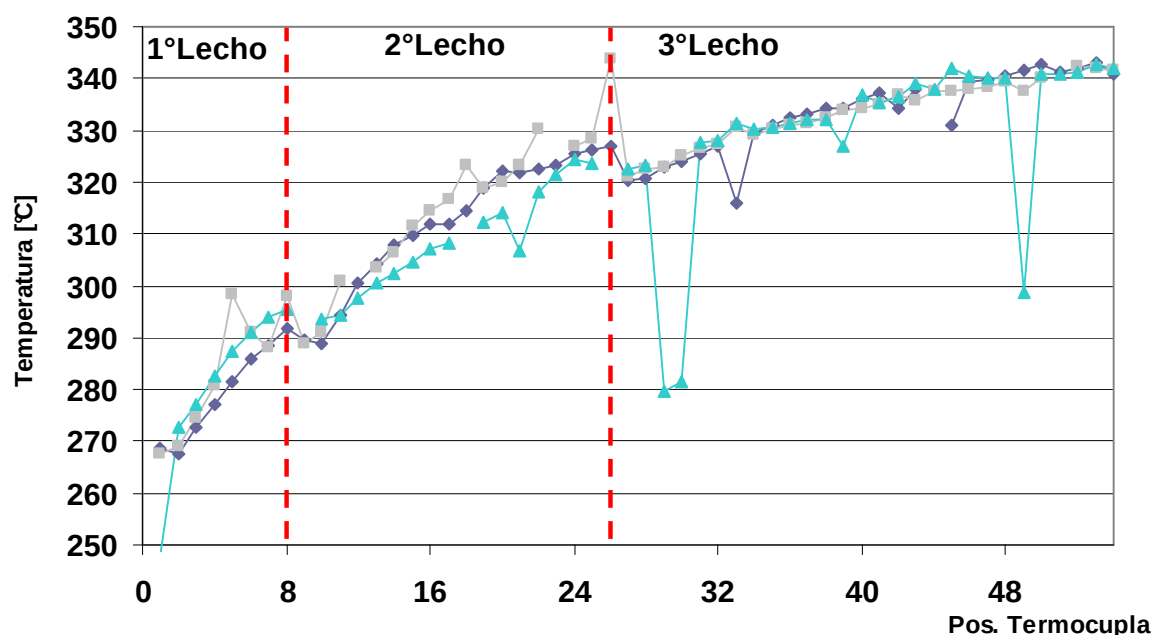


Figura 4: Distribución de flujo reactores D-701 A/B

Son varios los causantes de la mala distribución de flujo en los reactores. El primero y mas evidente es la formación de gomas por las diolefinas de la nafta de coque y a esto se le suma que la hidráulica del sistema no está diseñada para un caudal de carga tan elevado. Es decir que los internos de los reactores no habían sido diseñados para procesar los 135 m³/h. Motivo por el cual se decidió cambiar los internos de los reactores para poder operar la unidad sin inconvenientes en ambos escenarios (actual y de bajo contenido de azufre).

5 NUEVO CICLO, NUEVO CATALIZADOR

Vistas las limitadas expuestas anteriormente y viendo que el catalizador no toleraría un nuevo ciclo de operación y mas aún un cambio de especificaciones de por medio, se reemplazó el viejo DN200 por un catalizador de la nueva generación. Se instaló el nuevo TK-576 BRIM de Haldor Topsøe, catalizador CoMo, del tipo II, con excelente rendimiento en la remoción de azufre y nitrógeno.

Con este cambio la unidad pasó a ser una unidad ULSD. En cuanto sea anunciado el cambio de especificación de azufre en el Gasoil, la unidad será capaz de producirlo sin inconvenientes.

En este nuevo ciclo se tiene un volumen total de 129 m³ de catalizador de tecnología BRIM removiendo el 93% de azufre del Diesel que se procesa en la unidad.

En el apartado de seguimiento de la unidad se detalla la performance del nuevo catalizador.

En este capítulo se describe en forma detallada cómo se realizó la carga de catalizador en el paro y cómo se llevó a cargo la activación del catalizador en la PEM.

5.1 CARGA DE CATALIZADOR

Una vez terminado el montaje de los nuevos internos (ver capítulo correspondiente al montaje de internos) libre los reactores de suciedad y andamios se comenzó con del catalizador.

La carga se realizó con el método de carga con manga (sock loading) y se realizó de acuerdo al diseño realizado por Topsøe. La carga estuvo supervisada en todo momento por técnicos especialistas enviados por Topsøe y personal de procesos y operaciones de YPF.

El esquema de carga de los reactores es el siguiente (figura 5). Consiste en un grading de catalizador TK-711, TK-437 y catalizador principal TK-576 BRIM.

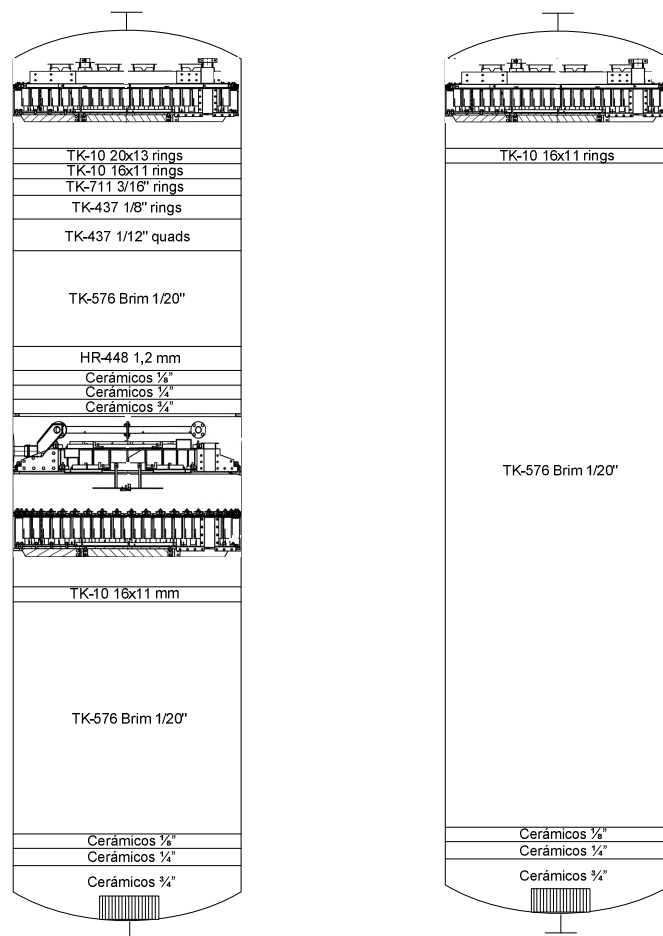


Figura 5: Esquema de carga actual de los reactores D-701A y D-701B

Se controló y se hizo especial hincapié en que la densidad de carga tanto del catalizador principal como del grading para que estuviera de acuerdo a lo especificado por Topsøe. Para ello era necesario parar la carga un par de minutos cada cierto número de tambores cargados, nivelar la superficie, medir la altura y calcular la densidad de carga. En el caso que el lecho estuviera muy denso, se procedía a acortar la longitud de manguera y seguir con la carga.

Catalizadores	Carga	Densidad kg/m ³
1° Lecho Reactor D-701A		
TK-10, tableta	Sock	800
TK-711, anillos 3/16"	Sock	460
TK-437, anillos 1/8"	Sock	450
TK-437, cuadra lóbulos 1/12"	Sock	550
TK-576 BRIM, trilobular 1/20"	Sock	730
2° Lecho Reactor D-701A		
TK-10, tableta	Sock	800
TK-576 BRIM, trilobular 1/20"	Sock	730
Reactor D-701B		
TK-10, tableta	Sock	800
TK-576 BRIM, trilobular 1/20"	Sock	730

Tabla 2: Tipo y densidades de carga de los catalizadores en los reactores

5.2 ACTIVACION DEL CATALIZADOR

Una vez que se terminados los trabajos en la unidad y lista la unidad para la puesta en marcha se procedió a realizar la activación del catalizador para dejarlo en las condiciones óptimas de trabajo.

Como bien se sabe, el catalizador recién salido de fábrica está en estado óxido y hay que pasarlo al estado activo, para ello se debe suministrar una cierta cantidad de azufre de acuerdo a las especificaciones del fabricante. Para el TK-576 BRIM la cantidad de azufre que se debe agregar es del **12%**.

En el caso del catalizador de la unidad HDS del CILC el catalizador se proveyó sin sulfurizar.

Es práctica habitual de la refinería utilizar catalizadores presulfurizados por una cuestión de rapidez para la puesta en marcha. Se carga el catalizador y se arranca la unidad. En este caso se consultó con el fabricante y se recomendó la sulfurización in situ con DMDS (dimetil-disulfuro) por lo que se sumaba una tarea más a la PEM: **Sulfurizar el catalizador previo a la activación.**

Para la dosificación del DMDS se contrataron los servicios de la compañía VETEK SA quienes importan este producto y realizan la dosificación inyectando los caudales de producto que se les indique.

A continuación se detallan los pasos para la sulfurización del TK-576 BRIM:

Previo a la inyección de DMDS hay que secar el catalizador y enjuagar el sistema para asegurarse que se tiene buena distribución de flujo y que se limpie el circuito de reacción de impurezas y suciedad que haya quedado depositado en las líneas por las tareas realizadas en el paro.

5.2.1 SECADO DEL CATALIZADOR

Antes de empezar hay que asegurarse que no haya aire en el sistema. Se deben hacer vacíos en el sistema de alta presión hasta asegurarse que el contenido de O_2 sea menor o igual a 0.5% en volumen.

Una vez que se tiene el sistema libre de aire se debe comenzar a subir la presión del sistema hasta el valor de operación y comenzar a circular con gas de reposición al máximo de caudal.

Para eliminar la humedad contenida por el catalizador se debe calentar el gas hasta una temperatura de 150°C con una rampa de calentamiento de 30°C/h. En todo momento hay que revisar el nivel de agua en la bota del separador de alta presión. Cuando se vea que no se junta más agua se da por finalizada la etapa de secado y se prosigue con la siguiente de enjuagado del sistema y a continuación el sulfurizado.

5.2.2 ENJUAGADO DEL SISTEMA Y SULFURIZACIÓN DEL TK-576 BRIM

Una vez realizado el secado del catalizador, se hace circular Gasoil de puesta en marcha para asegurarse que se arrastre toda suciedad que pueda haber en las líneas y circuitos, para ello se debe:

Manteniendo la temperatura de 150°C a la salida del horno se comienza a inyectar gasoil de PEM y se lo deja circulando un par de horas y se chequea que la distribución de temperaturas sea uniforme y los ΔP de los reactores estén en valores normales.

Una vez hecho esto, se debe subir la temperatura a 180°C en una rampa de calentamiento de 25°C/h. Se debe mantener la pureza del gas de reciclo por encima del 60% y al llegar a los 180°C hay que empezar a inyectar el DMDS. La cantidad de agente sulfidante que se inyecta debe ser el total de producto dividido en 20 horas que es aproximadamente el tiempo que lleva la sulfurización (de todas formas esto se va regulando de acuerdo a la necesidad).

La temperatura se debe subir hasta los 225°C y mantener estabilizados los caudales de gas de tratamiento y la pureza de los mismos hasta que aparezca H_2S .

Se debe prestar mucha atención a la pureza del gas de reciclo ya que la sulfurización produce metano y hace que baje la pureza del gas, por lo que se debe purgar el sistema y reponer con gas de reposición.

Se considera que hay formación de H_2S cuando se tienen dos medidas consecutivas de 5000 ppm vol de H_2S (por lo general cuando se inyecta entre el 40 y 60% de DMDS). Las mediciones se deben tomar a intervalos regulares después de haber alcanzado los 225°C. Estas mediciones hay que realizarlas con tubos dräger.

Una vez alcanzado este escalón de temperatura y habiéndose detectado la liberación del H₂S se debe subir la temperatura de entrada al reactor a 350°C a un ritmo de 15°C/h y prever la dosificación del DMDS para el tiempo que resta (aproximadamente unas 12 horas). Se debe revisar el nivel de H₂S cada 2 o 3 hs.

A mayores temperaturas, el catalizador consume más azufre. Si la concentración de H₂S cae por debajo de las 3000 ppm, se debe bajar la temperatura y alternativamente se puede incrementar el caudal de DMDS.

Mantener la temperatura de entrada al reactor en 350°C, cuando las temperaturas de los lechos han estado en o por encima de los 330°C por al menos cuatro horas y que se haya agregado todo el DMDS estequiométrico, la etapa final de la sulfurización se considera finalizada.

A partir de este momento comienza la activación, se introduce gasoil de PEM a caudal normal, se pone en servicio el sistema de DEA. Este producto como está fuera de especificación se debe derivar a tanques para luego reprocesarlo. Se comienza con la inyección de agua en el efluente del reactor y se ajusta la temperatura de entrada al reactor a la especificada a un ritmo de 30 °C/hr.

Mantener del gasoil de puesta en marcha alimentando la planta por un período de 2 días y luego comenzar a introducir lentamente la carga habitual.

Normalizar variables operativas.

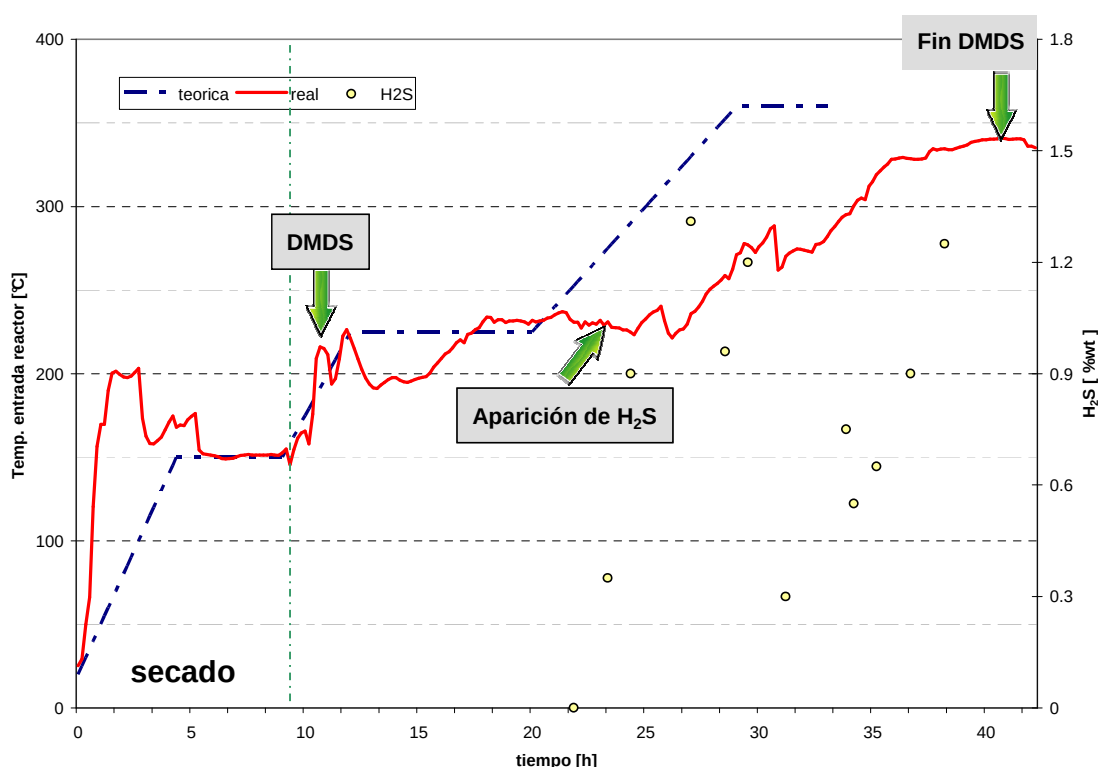


Figura 6: Curva de activación del catalizador (incluye secado, enjuagado y sulfurizado)

6 ULSD CON NUEVA TECNOLOGÍA

Para en un futuro no muy lejano producir combustibles con bajo contenido de azufre en la unidad HDS de Luján de Cuyo no sólo basta con el cambio de catalizador sino que también se debe prestar atención a los internos de los reactores, que son los actores fundamentales para que se pueda conseguir este objetivo.

Obtener un producto de bajo contenido de azufre con un catalizador de última generación requiere una muy buena distribución de flujo.

6.1 INTERNOS ORIGINALES

Como se mencionó en el punto 1, la unidad HDS del Complejo Industrial Luján de Cuyo venía originalmente con internos de reactores de tecnología Exxon.

Estos internos consistían en un conjunto de platos distribuidor para el primer lecho de catalizador y platos redistribuidores para los lechos 2 y 3. Una serie de canastos, 13 en total, ubicados debajo del plato distribuidor del primer lecho para retener la suciedad que entrara a los reactores, un sistema de quench a la salida del primer lecho y 7 tubos para la descarga de catalizador.

Esta tecnología que se tenía instalada era del año '80 y no se había modificado nunca. Los platos del tipo "bubble-cap" con 40 puntos de inyección en el distribuidor y 72 puntos de inyección en los redistribuidores. El sistema de quench del tipo impingement plate que no asegura una mezcla homogénea entre el líquido y el gas de tratamiento. El sistema de canastos, obsoleto ya, causante de problemas de distribución de flujo en los reactores y culpable de que no se pueda cargar más catalizador en los reactores y una unidad que se la opera a una capacidad 1,63 veces superior a la de diseño procesando nafta liviana de Coque tenía una distribución de flujo que dejaba mucho que desear. Véase figura 4.

Se simularon los platos con un sistema de CFD y se vio que operando como lo estaban haciendo la performance no era la deseada, el plato se inundaba con el alto caudal a procesar y un posterior estudio realizado por Topsøe confirmó que los platos eran sensibles a las variaciones de nivel causadas por las variaciones de carga a la unidad.

Estos internos no eran recomendables para trabajar con el nuevo catalizador y mas si se piensa pasar a procesar diesel con bajo contenido de azufre por lo que se decidió reemplazarlos por una tecnología más moderna.

6.2 NUEVOS INTERNOS HALDOR TOPSØE VLT

Dado que la actualización tecnológica era necesaria, se optaron por los nuevos internos Haldor Topsøe VLT.

6.2.1 PLATOS DISTRIBUIDORES

A diferencia de los platos bubble-cap que se tenían, los nuevos platos distribuidores consisten de inyectores con puntos muy próximos entre si y presentan un rendimiento muy bueno respecto a un amplio rango de caudales de carga.

El arreglo de los puntos de inyección es tal que permite una muy buena dispersión de líquido y gas sobre el lecho de catalizador. Los inyectores operan bajo el principio de “asistidos por gas” en el cual el gas fluye a través del inyector y levanta el líquido a través del inyector y luego lo dispersa sobre el catalizador. Los nuevos platos distribuidores presentan una alta estabilidad respecto a grandes relaciones entre líquido y vapor y tienen una muy baja pérdida de carga.

El pequeño espaciado entre los puntos de distribución de los nuevos platos es un parámetro fundamental en la dispersión óptima del líquido sobre el lecho de catalizador resultando en una máxima utilización del lecho.

Un factor que es muy importante en una buena performance del reactor es la habilidad del distribuidor de mantener un nivel aceptable de líquido en el plato para un amplio rango de caudales y temperaturas de operación dados por reducción de la carga procesada o vaporización

Se tiene 10 veces más de puntos de distribución que los platos que el antiguo plato distribuidor y 16 veces más de puntos de inyección en los platos redistribuidores y lo más interesante que el diseño es compacto por lo que permite cargar más catalizador en el reactor.

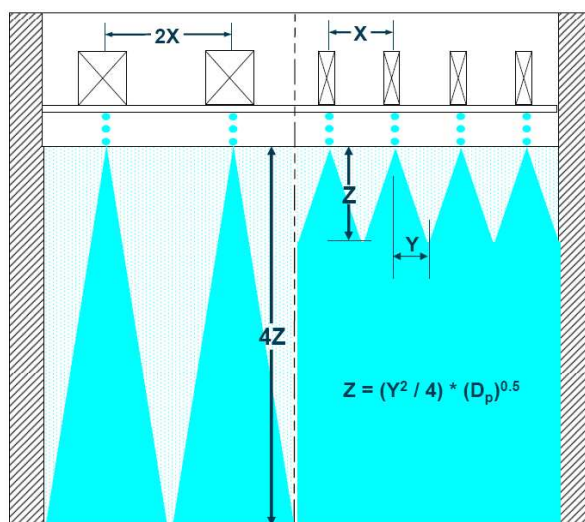


Figura 7: Comparación entre la distribución originada por ambos platos (viejo y nuevo)

6.2.2 SCALE CATCHERS

Se sacaron los antiguos canastos y se instalaron scale catchers. Éstos cumplen la misma función de los anteriores pero con la diferencia que van colocados encima del plato distribuidor, tienen muy baja pérdida de carga y lo mejor de todo es que ayudan a recuperar volumen de reactor para la carga de catalizador.

Al remover los canastos se ganó un volumen equivalente a una capa de 100 mm de altura de catalizador.

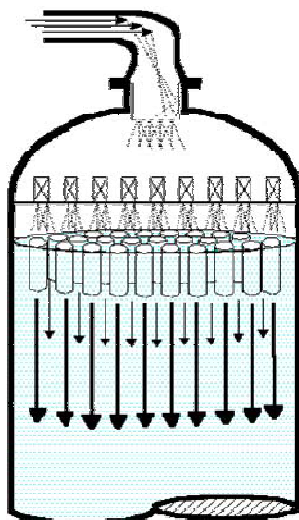


Figura 8: Efecto de los canastos en la distribución de flujo

6.2.3 NUEVO QUENCH VORTEX MIXER

La sección del quench mixer es necesaria en los reactores bifásicos para poner en íntimo contacto el gas con el líquido que sale del lecho de catalizador. La función que tiene es la de obtener una mezcla uniforme de líquido y gas antes de que se vuelva a redistribuir sobre el próximo lecho de catalizador. Un flujo no uniforme resultará en una pérdida de eficiencia.

El nuevo mixer instalado tiene la facilidad de recibir gas y líquido desde todos los puntos a través de varios orificios de recolección que generan un movimiento centrífugo donde las corrientes líquidas y gaseosas se ponen en contacto íntimo y salen por el orificio del centro.

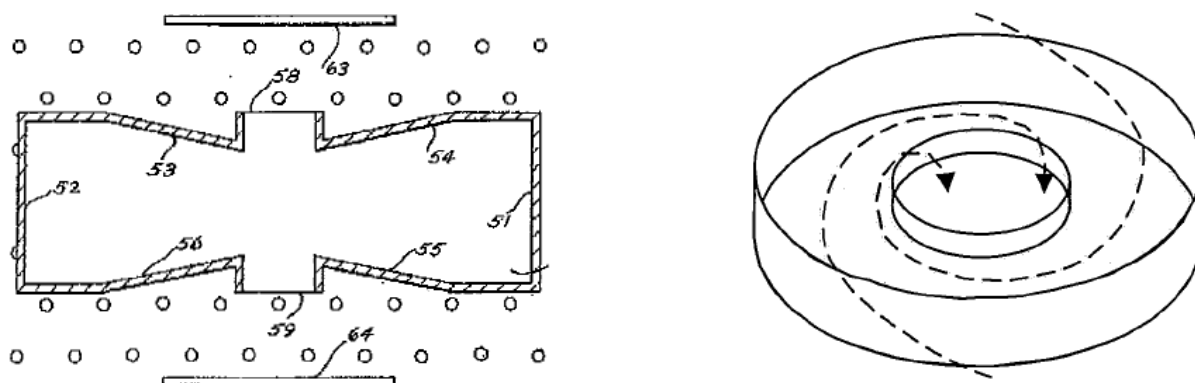


Figura 9 Diseño antiguo (izq.) y nuevo vortex mixer (der.)

6.2.4 MENOS DUMP TUBES

Se realizó un estudio de los internos existentes y se vio que se tenían 7 dump tubes, una cantidad excesiva por lo que se eliminaron 5 de ellos y se dejaron 2 tubos para la descarga de catalizador.

También al tener menos dump tubes se favorece la operación, ya que se bypasea menos líquido entre los dos lechos.

7 INSTALACIÓN DE LOS NUEVOS INTERNOS

El montaje de los nuevos internos se llevó a cabo en forma rápida y simple sin ningún tipo de inconvenientes. Las piezas se colocaron en sus lugares correspondientes sin el menor problema siempre contando con la supervisión y el apoyo de los especialistas enviados por Haldor Topsøe.

Que las piezas se montaran bien, rápido y sin inconvenientes no sólo estuvo en el buen diseño de las mismas sino también en todo el trabajo previo al paro que se realizó para asegurarse que la nueva tecnología que se estaba instalando se realizara sin ningún tipo de dudas ni interrogantes respecto al montaje.

Es por eso que se comenzó con los preparativos desde el primer momento que se recibieron los embalajes y constó de varias etapas:

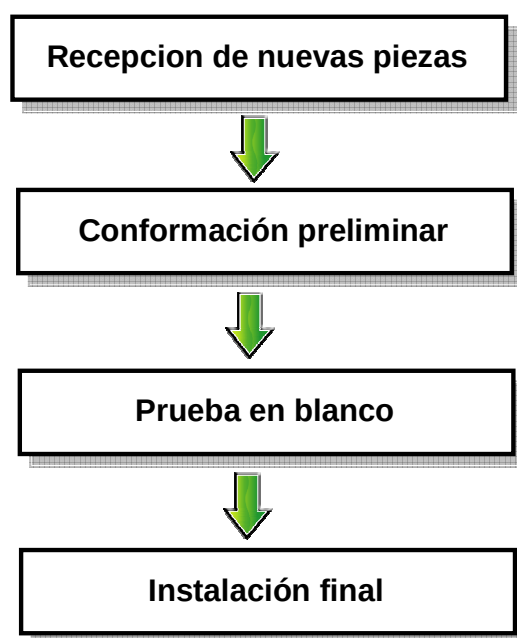


Figura 10: Proceso de instalación de los nuevos internos

1º etapa: Recepción y conformación de las piezas. Apenas arribaron los embalajes con las piezas a los almacenes de la refinería se hizo una conformación preliminar donde se chequearon las cajas y su contenido con los detalles de envío del proveedor. Esto se realizó para ver a simple vista que no faltara nada.



Figura 11: Inspección de las piezas en el almacén de la refinería

2° etapa: Prueba en blanco. Se realizó una prueba en blanco de las piezas recibidas la cual comenzó cuatro meses antes del paro y la prueba se llevó a cabo en un simulador construido especialmente para esta tarea.

El simulador consistía en dos cilindros contruidos con chapa rolada con un diámetro equivalente al diámetro interno del reactor en la sección de los aros soportes. En éstos se soldaron los aros soportes a las alturas correspondientes de acuerdo a los planos constructivos de los reactores. También se simularon las termocuplas, grilla soporte de catalizador, tubo de descarga de catalizador y el pasahombre.

Este simulador sirvió para comprender la ubicación de las piezas, entrenar al personal de la empresa contratista, que son los mismos que realizaron el montaje en el paro y también para ver detalles de instalación y consultar con el fabricante dudas que surgieron.



Figura 12: Montaje de las piezas en el simulador

3° etapa: Instalación definitiva. Llegada la fecha del paro y el momento de realizar la tarea se procedió a la preparación de los reactores para el montaje de los nuevos internos. Una vez descargado el catalizador y limpiados los reactores se armaron andamios en el interior de los mismos y se empezaron a armar los platos.

Se comenzó por el reactor D-701B y luego se siguió con el reactor D-701A donde primero se hizo el montaje del plato redistribuidor y de quench junto con los dump tubes para luego terminar la tarea montando el plato distribuidor con su scale catcher.

En todo momento se tuvo la supervisión y el asesoramiento técnico de especialistas de Haldor Topsøe, quienes inspeccionaban el montaje para que estuviera de acuerdo a sus requerimientos.

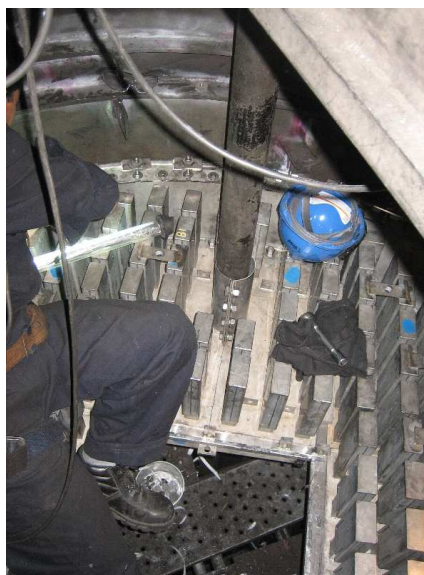


Figura 13: Montaje definitivo de las piezas dentro de los reactores

La práctica del personal contratista que participó en el armado de los platos fue muy buena ya que se ahorro bastante tiempo de paro. Se estima que se ahorraron dos días de paro si no se hubiera entrenado en el simulador.

8 MONITOREO DE LA UNIDAD

El monitoreo de la unidad es permanente y consiste básicamente en hacer un seguimiento de la actividad del catalizador junto con el resto de variables operativas de forma que al notar alguna desviación se ajuste para que el funcionamiento de la unidad sea el óptimo.

El seguimiento que se realiza consiste en:

- Caracterizar la carga
- Caracterizar el producto
- Monitorear las variables operativas
- Usar el modelo cinético para sacar conclusiones

8.1 CARACTERIZACIONES DE CARGA Y PRODUCTO

En una base regular se analizan tanto la carga como el producto para hacer una primer aproximación de cómo está trabajando la unidad.

Los análisis que se realizan tanto a la carga como al producto son:

- Densidad
- Destilación ASTM D86
- Azufre
- Nitrógeno
- Número de bromo

Con los datos de densidad y destilación se puede monitorear el funcionamiento del stripper y hacer ajustes en la torre separadora. Con los datos de azufre y nitrógeno se tiene el grado de conversión, tanto para la remoción de azufre como la remoción de Nitrógeno y con el número de bromo se tiene una idea del grado de saturación de olefinas que se lleva a cabo en la unidad.

Todos estos datos son importantes al momento de cargarlos al modelo cinético para ver las tendencias y determinar el grado de desactivación del catalizador.

8.2 MONITOREO DE LAS VARIABLES OPERATIVAS

El monitoreo de las variables operativas se hace día a día y se analizan todas las variables tales como:

- Caudal de carga procesada
- Temperaturas
- Diferenciales de presión (tanto en los reactores como el perfil de presiones de la unidad)
- Consumo de hidrógeno
- Pureza del gas de reposición y del gas de reciclo

Como son muchas variables se diseñó una hoja de cálculo que se encuentra vinculada al DCS y recupera los datos necesarios para la evaluación.

Estos datos junto con las caracterizaciones del punto 8.1 se reportan al fabricante del catalizador para que también tenga presente como opera la unidad y cómo evoluciona el catalizador.

8.3 USO DEL MODELO CINÉTICO

Con la caracterización de la carga y del producto y con las variables operativas se puede emplear el modelo cinético del HDS para evaluar la performance del catalizador, determinar la velocidad de desactivación del mismo, entender el porqué de ésta y evaluar distintos escenarios operativos.

El modelo cinético lo tiene el proveedor del catalizador y se obtiene por pruebas en planta piloto.

Teniendo presente los datos analíticos necesarios y ya acordados con Laboratorio de la Refinería una fecha determinada se llevó a cabo un test run para evaluar el funcionamiento del catalizador y hacer ajustes a la planta después del paro.

8.4 EVOLUCION DEL CICLO ACTUAL

El test run de la unidad se realizó a los pocos días de entrar ésta en servicio y sirvió para analizar cómo funciona el nuevo catalizador y comparar los datos obtenidos en el inicio de este ciclo con los del ciclo anterior.

La composición de la carga no se vio afectada, es decir, se procesa la misma carga que se estuvo utilizando en el último ciclo:

Corriente	%
Diesel Coque I y II	68
LCO de FCC II	25
Nafta liviana de Coque II	7
TOTAL	100

Tabla 3: Blend de carga a la unidad

En la siguiente tabla se comparan las variables operativas actuales con las del inicio del ciclo anterior:

	SOR (DN 200)	SOR (TK-576 BRIM)
Carga, m ³ /h	113	132
Temperatura de reactores, °C		
Entrada D-701A	261	257
Salida D-701A	323	314
Entrada D-701B	320	313
Salida D-701B	337	332
WABT, °C	316	306
Consumo químico de H ₂ , Nm ³ /m ³	83	61
Rendimientos, wt%		
Fuel Gas	0.41	0.26
Nafta	7.13	4.24
Gasoil	92.46	95.50
Diesel SG	0.856	0.865
Pérdida de carga, kg/cm ²		
D-701A	1.14	1.54
D-701B	2.00	1.39
Azufre en el producto, wtppm	994	670

Tabla 4: Comparación del SOR de ambos ciclos

Del análisis de la tabla 4 se puede ver que en este ciclo se procesa más carga. Esto es debido al laborioso trabajo de limpieza de intercambiadores de calor y líneas de proceso en durante el paro.

Lo que si es notable es la diferencia entre las temperaturas de entrada y salida del producto en los reactores. Esto muestra a las claras que el catalizador TK-576 BRIM es mucho más activo que el DN 200 que se tenía instalado

Esto mismo se puede ver con la diferencia que hay en la WABT. El ciclo del DN 200 inició en 315°C y el ciclo del TK-576 BRIM inició en 306°C, se tiene que el nuevo catalizador es más activo en 10°C que el anterior.

La desulfurización es del **93%**, donde actualmente se está obteniendo un producto con 670 ppm en promedio cuando la especificación es de 1000 ppm. Esto favorece el blending de gasoil para la formulación de productos.

Otro punto que se analizó fue la distribución de flujo de los reactores, por lo tanto se hizo el perfil de temperaturas y se encontró lo siguiente:

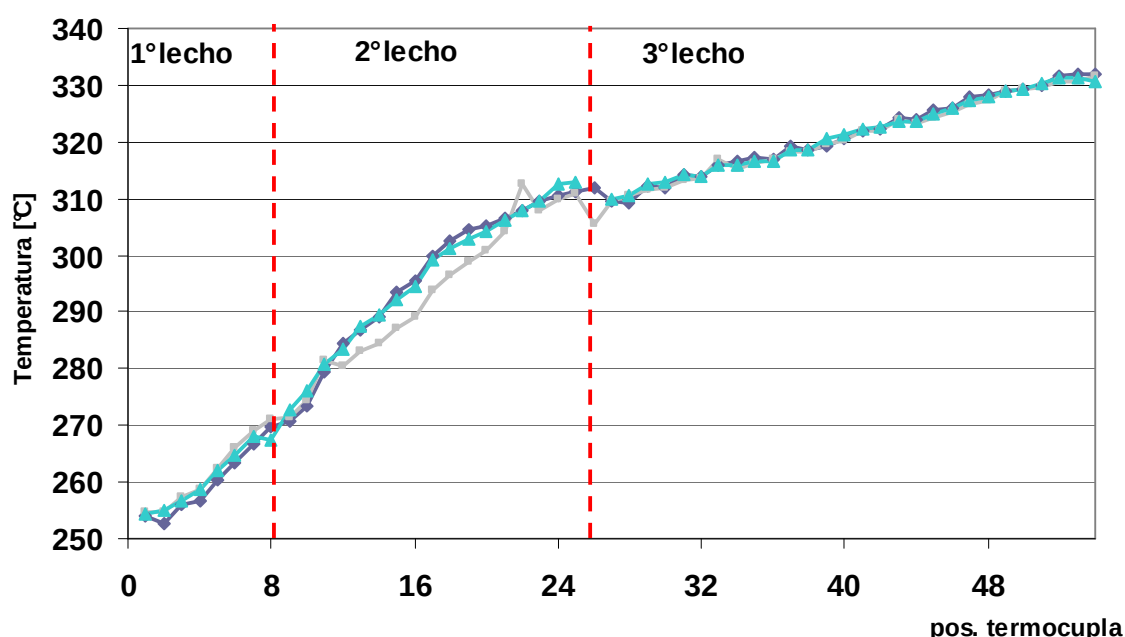


Figura 14: Distribución de flujo con los nuevos internos

En la figura 14 se puede apreciar el funcionamiento de los nuevos internos. Si se la compara con la figura 4 se apreciará la diferencia.

En estos momentos los diferenciales de temperatura están dentro de los límites. Son de 1,5°C en el primer reactor y de 0,5°C en el segundo.

Lo mismo sucede con los diferenciales de presión, están dentro de los valores predichos por Topsøe. Si bien se está en una etapa muy temprana del ciclo, se monitorea esta variable principalmente ya que es la limitante de la unidad.

Como se descubrió que el causante de la acumulación de ΔP en los reactores son las gomas que forman la nafta de coque se está estudiando un sistema de tratamiento químico que ayude a reducir el impacto del ensuciamiento del tren de intercambio + reactor por los compuestos que se forman por la nafta.

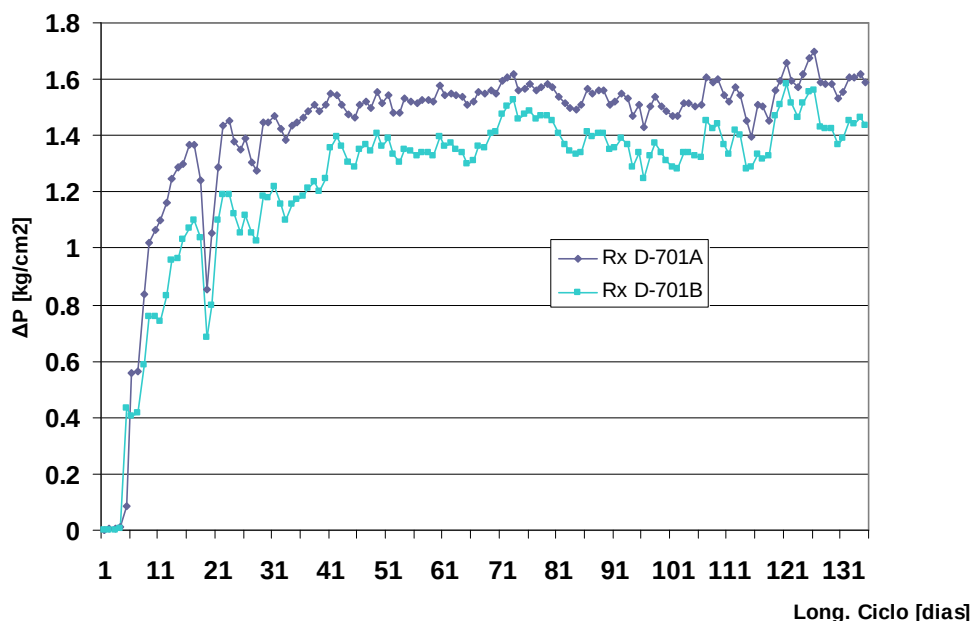


Figura 15: Evolución DP actual

Otra diferencia que sale del análisis de la tabla 2 es el consumo de H_2 más bajo. Esto se explica por el sistema catalítico instalado. Es decir, que el catalizador CoMo consume menos hidrógeno para desulfurizar que el NiMo ya que la remoción de los compuestos difíciles de azufre se puede hacer por vía directa o bien por la ruta de la hidrogenación.

Esta última se ve afectada por la presencia de los compuestos de nitrógeno y por ende el mayor consumo de hidrógeno.

El test run también sirvió para hacer ajustes finos en cuanto al caudal de tratamiento de DEA en la torre absorbidora, caudal de agua de lavado en la línea de efluente del reactor, ajustes en el stripper y corrección del cálculo de la WABT ya que cambiaron las proporciones de catalizador.

9 CONCLUSIONES

Haber realizado el cambio tecnológico en la unidad previendo el cambio de especificaciones de azufre en gasoil fue una decisión muy acertada en el escenario que se está viviendo en la actualidad.

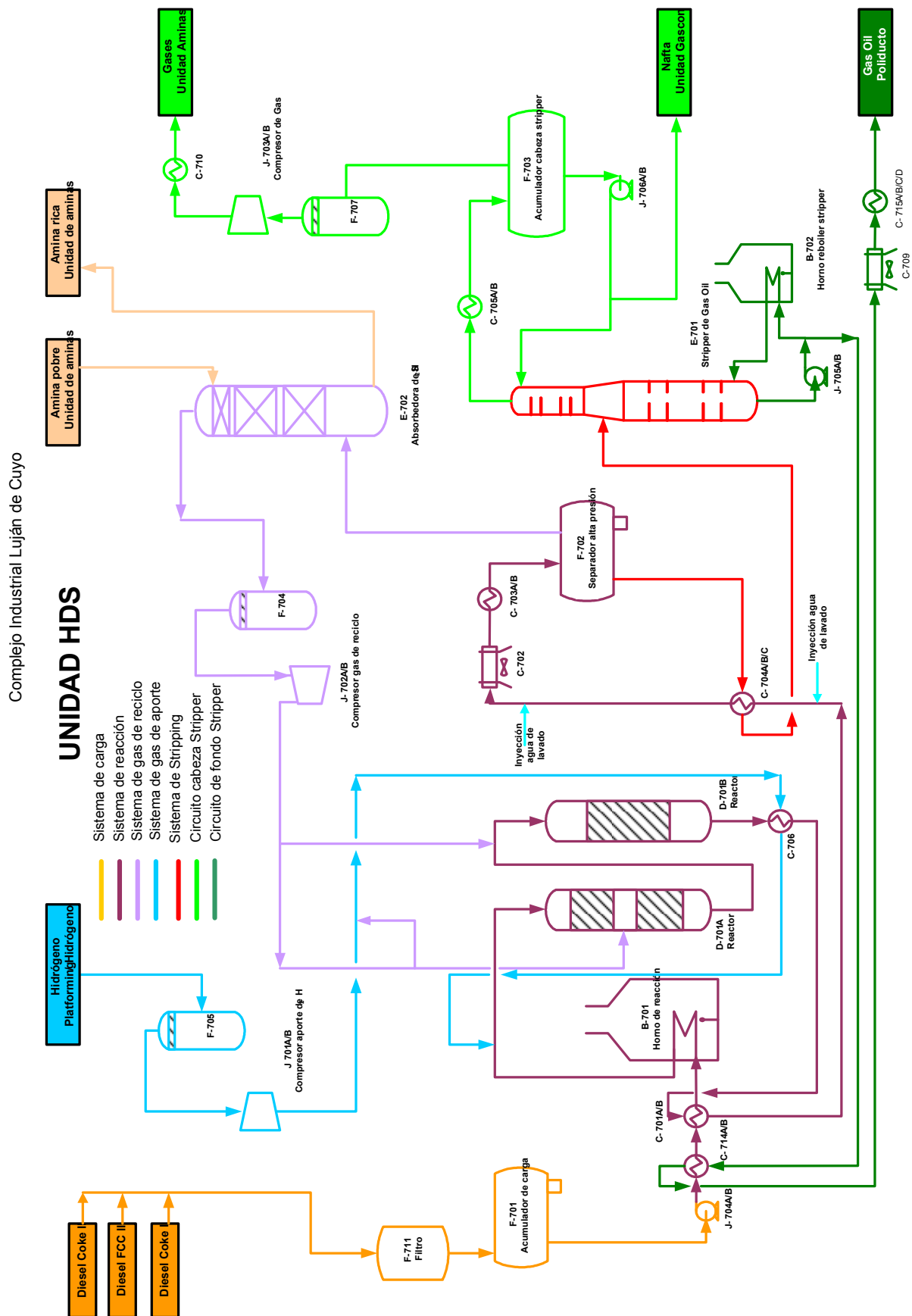
El funcionamiento de la unidad es óptimo, desde la puesta en marcha se está trabajando a plena carga y no se advierten problemas de distribución de flujo y un bajo ΔP en los reactores. Se lleva en servicio cuatro meses y se está manteniendo un nivel de procesamiento que antes no era sostenible.

La desulfurización es del orden del 93%, la velocidad de desactivación del catalizador es muy baja ($0.06^\circ C/mes$) y se tiene un gasoil con un contenido de azufre muy por debajo del valor establecido como máximo (1000 ppm) con muy buena estabilidad al color.

El conjunto catalizador e internos funcionan de acuerdo a las predicciones realizadas por Haldor Topsøe, por lo que se está muy satisfecho del cambio de tecnología y se puede apreciar el logro de tanto tiempo y esfuerzo aplicados en la unidad.

ANEXOS

ANEXO 1: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (PFD)



ANEXO 2: ESQUEMA DE CARGA DE LOS REACTORES

