

Aumento de capacidad y máximo LCO en la unidad de FCC de Bahía Blanca

Juan Manuel Vargas, Osvaldo Mina y Ana Lucía Colagreco
Petrobras Energía S. A - Bahía Blanca- Argentina
Control de Operaciones y de Procesos

Juan Manuel Vargas

Ingeniero Químico, graduado en la Universidad Nacional del Sur - B. Blanca. Argentina y Post-grado en Procesamiento de Polímeros - PLAPIQUI - UNS - CONICET.

Trayectoria Laboral: Jefe Ingeniería de Procesos - Tecnología - Ref. B. Blanca Período: Nov 2003 - Actualidad; Jefe Area Servicios Auxiliares - Operaciones - Ref. B. Blanca Período: Agosto 2002 - Nov 2003; Ingeniero de Procesos de FCC - Ingeniería - Ref. B. Blanca Período: Agosto 1996 - Agosto 2002; Jefe de Turno - Operaciones - Ref. B. Blanca Período: Junio 1990 - Agosto 1996; Asistente de Puesta en Marcha Unidad FCC - Operaciones Período: Enero 1989 - Junio 1990. Experiencia Laboral Anterior: Profesional de apoyo - Polímeros - PLAPIQUI/UNS/CONICET Período: Enero 1988 - Enero 1989; Capacitador Personal Operativo- Central Termoeléctrica DEBA Período: Enero 1987 - Enero 1988.

Ana Lucía Colagreco

Ingeniera Química, graduada en la Universidad Nacional del Sur - B. Blanca. Argentina.

Trayectoria laboral: Ingeniera de Procesos de la unidad de FCC e Hidrotratamiento- Tecnología – Ref. B. Blanca Marzo 2004 Actualidad; Tareas de gestión en el área mantenimiento. - PROFERTIL S.A. Período: Mayo 2003 - Marzo 2004. Pasante en el área Control de la Producción. -Ref. B. Blanca. Período: Junio 2000- Junio 2002.

Sinopsis

La unidad de craqueo catalítico (FCC) de la refinería Dr. Ricardo D. Eliçabe instalada en la ciudad de Bahía Blanca (Argentina) fue puesta en servicio a fines del año 1989. Es un modelo diseñado para procesar 1250 m³/d de VGO (gas oil de Vacío).

Durante el paro por mantenimiento realizado en diciembre del 2003 se realizaron modificaciones simples en el convertidor:

- Reducción de la penetración de los dispersores de carga en el riser.
- Instalación de dos nuevas termocuplas en la zona de descarga del ciclón superior del despojador.
- Aumento de diámetro en la cañería de vapor al anillo de fluidización a la válvula controladora de temperatura PV2.
- Reformas en la traza y válvulas de retención de las cañerías de vapor a las aireaciones del stand pipe agotado.

Junto con las modificaciones de hardware se realizaron cambios en los caudales de vapor a las aireaciones de los dos stand pipe (catalizador regenerado y agotado) y las inyecciones de vapor al riser (lateral y vertical). Además se modificó la matriz catalítica con el objetivo de producir destilados medios y se comenzó a dosificar zeolita ZSM-5 para contrarrestar las pérdidas de octanaje ocasionadas por la disminución de severidad en la reacción.

El principal objetivo del trabajo es mostrar las modificaciones de hardware y operativas realizadas en la unidad de FCC logrando aumentar en un 20 %v la capacidad de procesamiento, obteniendo un rendimiento volumétrico de LCO (light cycle oil) superior al 30% y procesar hasta un 6 % en volumen de RAT/ slop wax.

Introducción

La unidad de craqueo catalítico de la refinería Dr. Ricardo D. Eliçabe instalada en la ciudad de Bahía Blanca (Argentina) fue puesta en servicio a fines del año 1989. Es un modelo diseñado para procesar 1250 m³/d de VGO.

Durante el paro por mantenimiento realizado en diciembre del 2003 se realizaron pequeñas modificaciones en el convertidor:

- Reducción de la penetración de los dispersores de carga en el riser.
- Instalación de dos nuevas termocuplas en la zona de descarga del ciclón superior del despojador.
- Aumento de diámetro en la cañería de vapor al anillo de fluidización a la válvula controladora de temperatura PV2.
- Reformas en la traza y válvulas de retención de las cañerías de vapor a las aireaciones del stand pipe agotado.

Junto con estas modificaciones de hardware se realizaron cambios en los caudales de vapor a las aireaciones de los dos stand pipe (catalizador regenerado y agotado) y las inyecciones de vapor al riser (lateral y vertical). Además se modificó la matriz catalítica con el objetivo de producir destilados medios y se comenzó a dosificar zeolita ZSM-5 para contrarrestar las pérdidas de octanaje ocasionadas por la disminución de severidad en la reacción.

Para realizar este trabajo se recibió colaboración de CENPES (centro de investigación de PETROBRAS en Brasil), y Fábrica Carioca de Catalizadores S.A., junto a personal propio de diferentes áreas de la refinería.

Objetivo

El principal objetivo del trabajo es mostrar las modificaciones de hardware y operativas realizadas en la unidad de FCC logrando aumentar en un 20 %v la capacidad de

procesamiento, obteniendo un rendimiento volumétrico de LCO superior al 30% y procesar hasta un 6 % en volumen de RAT/ slop wax.

Desarrollo

Se realizaron modificaciones al diseño de la unidad y ajustes de variables operativas para solucionar problemas reincidentes en la circulación del catalizador y brindar confiabilidad operativa.

Descripción de la unidad

- *Capacidad:* 1250 m³/día (52 m³/hr.)
- *Inventario Catalizador:* 35 Toneladas
- *Regenerador:* Combustión completa
 - Ciclones de 2 etapas
 - Distribuidor aire tipo grilla
- *Reactor:* Riser Externo
 - 6 boquillas de carga tipo casquete ranurado
 - 1 Ciclón salida del Riser
 - 1 Ciclón a la salida de gases del despojador
- *Stripper:* Conos y anillos
 - 2 anillos de vapor (stripping y fluidización)

Tabla N° 1: Propiedades de la carga de diseño

Crudo de Origen	Medanitos	PM	435
GOV	100%	C Arom., %vol	18,6
SG / API	0,9 / 26.0	C Naft., %vol	16.4
RCC, %p	0,6	C Paraf., % vol	65
Azufre, %p	0,5	K UOP	12,02
N total, ppm	800	Dest. ASTM-2887, °C	
N básico, ppm	200	P.I.	210
Punto de Anilina, ° C	97	10%	374
Níquel, ppm	0,1	30%	413
Vanadio, ppm	0,2	50%	453
Hierro, ppm	0,3	70%	493
Sodio, ppm	0,1	90%	541

Tabla N° 2: Condiciones operativas de diseño

Tipo de Operación	Diseño	
	Máx. Gasolina	Máx. LCO
Carga fresca , m3/d	1250	
T Rx, °C	516	474
TCC, °C	288	343
TFDN, °C - comb. total	710	682
TFDIL, °C	738	760
P Rx, kgf/cm2	1,69	
P Rg.,kgf/cm2	2,39	
Circulación, t/min	4,8	3,8
C/O	6,1	4,8
CCR, %p	< 0,05	
Aire / Coque	14,3	14,3
Vapor disp.,%p	1	1,3
Vapor Stripping kg/t	2	2,2

Tabla N° 3: Rendimientos de diseño

Rendimientos, %V	Diseño	
	Máx. Gasolina	Máx. LCO
Gas seco %p	3,01	1,5
GLP	27	16
Nafta	62.8	57
LCO	15	26
HCO	-----	4
OD	5	5
Coque %p	6,1	5,2
Conversion, %V	80	65

Modificaciones de hardware

1-Anillo bota de PV2 (TCV)

Por diseño la línea de alimentación de vapor al anillo de la PV2 es de 1” Sch 80, la velocidad del vapor en la línea es de 152.4m/seg correspondiendo a 1/3 de la velocidad sónica. Esta velocidad es suficiente para provocar vibración en las líneas, la cual es transmitida al anillo

con riesgo de ruptura de las grampas de fijación del anillo. En la parada anterior por mantenimiento se habían observado dañadas las grampas de fijación.

Por esta razón es que CENPES recomendó realizar el cambio en el diámetro de la línea de alimentación de vapor del anillo de la bota de PV2 a un valor de 1.5" Sch 80.

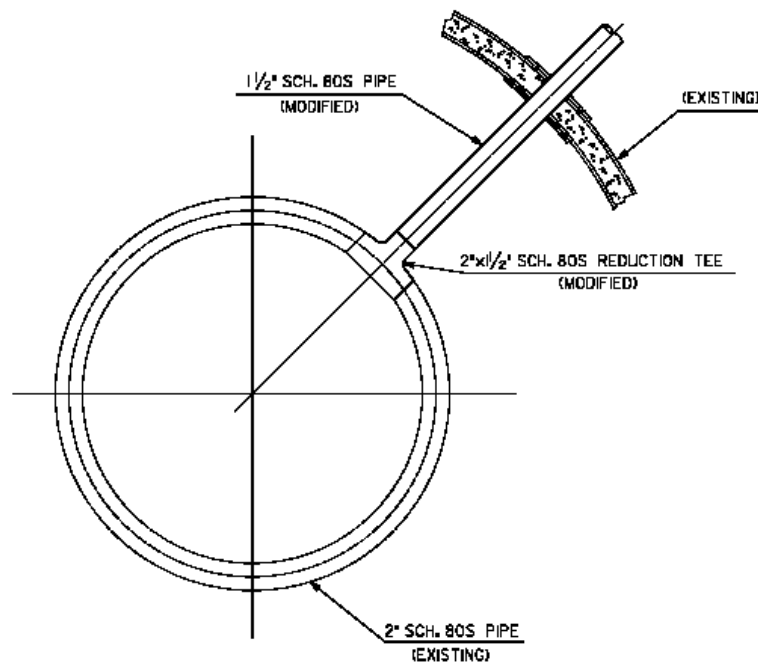


Figura N° 1

2-Inyectores de carga

Por diseño las seis boquillas penetraban en el riser hasta una distancia de 88 mm. de la pared. Así el diámetro alcanzado por el chorro de carga era de 255 mm. que corresponde a un 35 % de la sección transversal del riser. El catalizador en esta región de pick up contorna la carga quedando junto a la pared en un área equivalente a 65% del riser antes de mezclarse con la misma. Esta situación tiende a causar craqueo térmico generando los siguientes efectos indeseables:

- Aumento innecesario del delta coque y por lo tanto aumento del rendimiento de coque, afectado así el balance de calor de la unidad.
- Aumento de la producción de gas combustible.
- Aumento en la producción de diolefinas precursoras de deposición de coque en el vaso separador, ciclones y líneas de transferencia.
- Mayor tendencia a ocurrencia de post quemado en el regenerador durante el craqueo de cargas más pesadas.

La recomendación dada por CENPES fue reducir la longitud de las 6 boquillas de inyección de carga de 918 a 852 mm. Ver figuras.

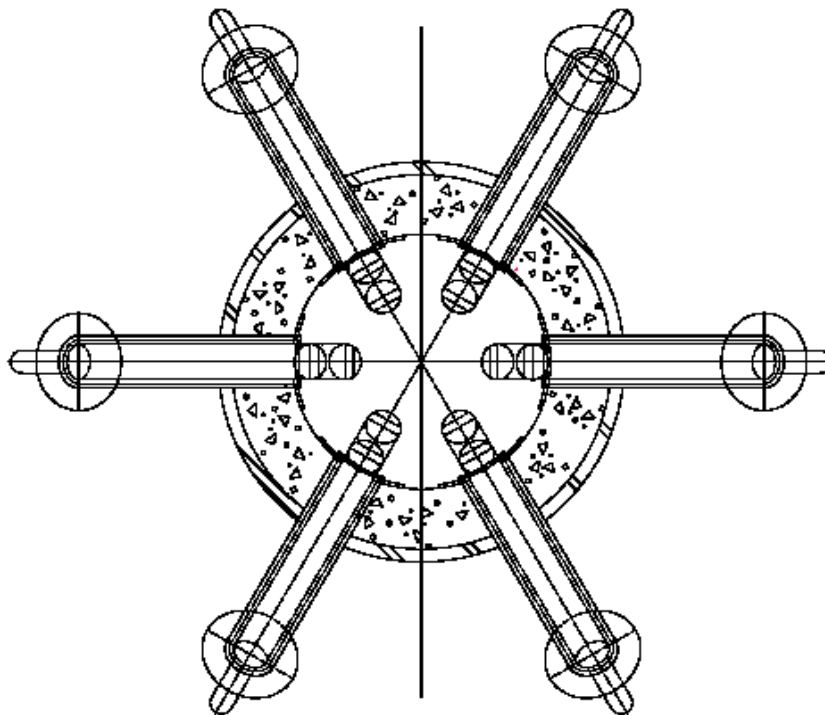


Figura N° 2

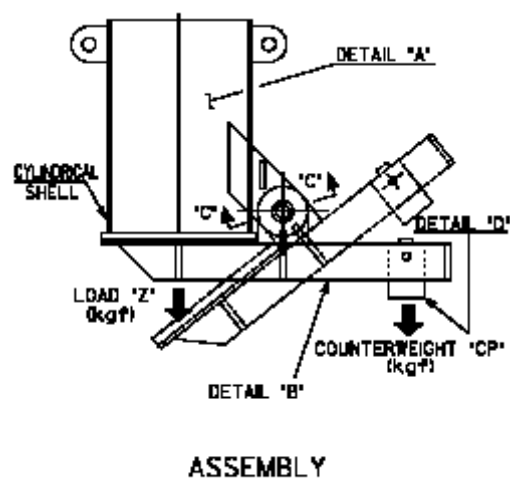
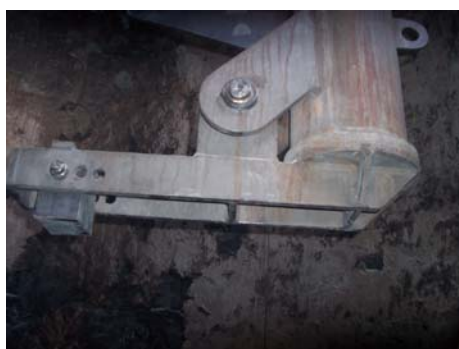


Figura N° 4



Fotografía N° 1: Válvula de contrapeso

4- Skin point en la pierna del ciclón del despojador

Una recomendación operativa realizada por CENPES para evitar la deposición de coque en la válvula de contrapeso es que en los arranques de la unidad se debe introducir la carga cuando la temperatura de la pierna del ciclón del reactor alcance los 470 °C . Para cumplir con el nuevo procedimiento se instaló una termocupla en la pierna del ciclón ubicada 250 mm. debajo de su sección refractada.

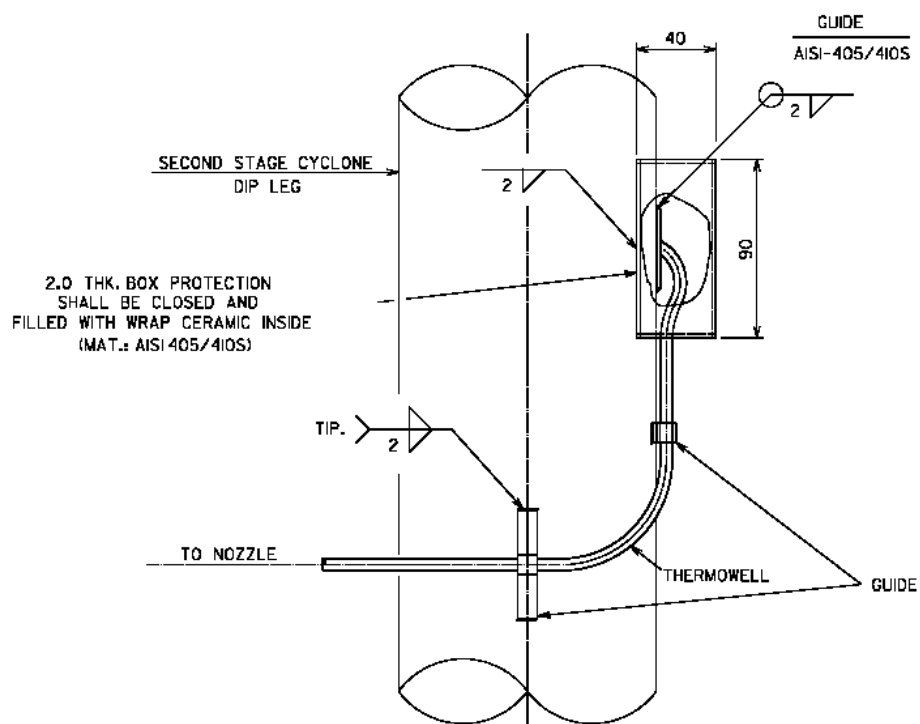


Figura N° 5



Fotografía N° 2

5- Instalación de un nueva termocupla

Se instaló una termocupla en la zona de descarga de la válvula de contrapeso con la finalidad de monitorear esta región del reactor para evitar la formación de coque en el accionamiento de la válvula de contrapeso.



Fotografía N° 3

6- Aeraciones del stand pipe del catalizador agotado.

Se modificaron las trazas de cañería a las aireaciones del stand pipe agotado a fin de mejorar la confiabilidad operativa.

En paros anteriores se evidenciaban roturas y fisuras reincidentes en codos y líneas en general. En la última parada se implementó la utilización de vapor con mayor grado de sobrecalentamiento en estas líneas sin llegar a una solución definitiva del problema. Por este motivo se realizó un estudio de stress a fin de obtener mayor flexibilidad en el diseño de estas líneas.



Fotografía N° 4



Fotografía N° 5

Modificaciones operativas

Para mejorar la circulación de catalizador y lograr una estabilidad en la presión diferencial de las válvulas PV1 (LCV) y la PV2 (TCV) se modificaron caudales de vapor a las aireaciones de los standpipe de catalizador agotado y regenerado. Para las aireaciones Z1 a

Z6 del standpipe agotado, la recomendación fue operar con un caudal total de 90 kg/h (anteriormente se trabajaba en un total de 100 kg./h). Este sistema está controlado a través de dos PIC (controlador de presión) manteniendo un caudal total en cada uno de 45 kg/h.

Para las aireaciones del riser, CENPES recomendó aumentar los caudales de vapor de media presión de 180 a 270 kg/h en el riser vertical y de 180 a 360 kg/h en el riser lateral. También se modificaron los caudales de vapor de media presión al standpipe regenerado, llevándolos a 30 kg/h.

Se adecuaron la válvula de control manual y el rotámetro para los caudales deseados, buscando la máxima flexibilidad para los ajustes operacionales necesarios.

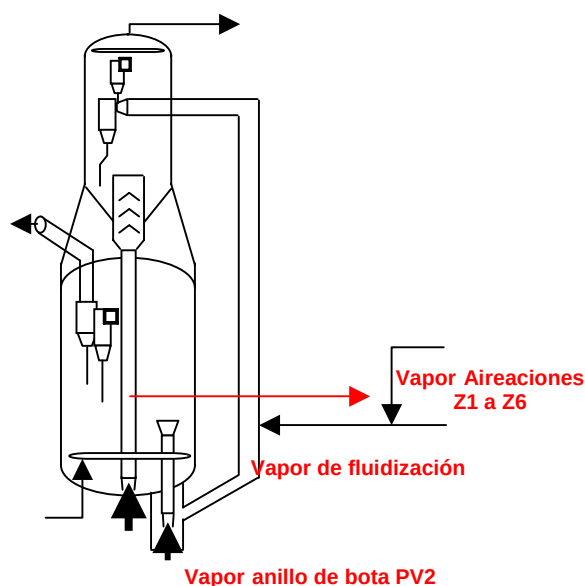


Figura N° 6

Otro cambio operativo realizado fue eliminar la inyección de vapor quench entre las dos etapas de los ciclones del regenerador ya que en paros anteriores hubo fuertes pérdidas de catalizador provocando paro de la unidad. Los ciclones de segunda etapa se encontraron con catalizador compactado y con pérdida de refractario. Existe la posibilidad de entrada de condensado en determinadas situaciones, aportando humedad al catalizador, lo que podría causar obstrucción del ciclón de segunda etapa.

Con las modificaciones operativas y de hardware mencionadas se logró una mayor estabilidad de circulación en la unidad lo cual permitió aumentar la capacidad de procesamiento en un 20 %v. Esto significó incrementar el procesamiento de 1250 m³/d a 1500 m³/d, lo que fue posible gracias a la transferencia interna de GOV desde refinería San Lorenzo.

Para cumplir con el objetivo principal de refinería: aumentar la producción de Diesel y mejorar la rentabilidad se adaptaron las condiciones operativas de la unidad de FCC para maximizar la producción de LCO y se reformuló el catalizador.

Reformulación del catalizador

Se encargó al proveedor del catalizador un estudio para la optimización de la unidad de FCC con las nuevos objetivos operacionales: Maximizar el rendimiento de LCO minimizando la producción de fondos y manteniendo el octanaje de la nafta.

Para completar este trabajo se utilizaron herramientas informáticas específicas.

Como resultado del estudio se reformuló el catalizador diseñando uno nuevo para tal fin. Las condiciones de operación propuestas para lograr los objetivos fueron:

Temperatura de reacción: 495 °C

Caudal de carga a FCC: 1554 m³/d

MAT: 58 %p

Nuevas condiciones operativas para maximizar LCO

Temperatura de reacción

En el siguiente gráfico se puede observar la modificación operativa realizada en la temperatura de reacción de 510 a 495 °C

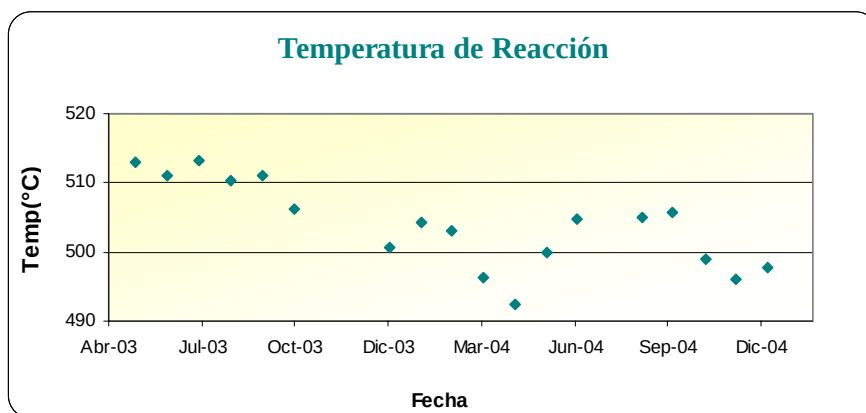


Gráfico N° 1: Temperatura de reacción.

Extracción de nafta pesada a LCO y temperatura de tope fraccionadora principal

Se decidió realizar una obra para generar una nueva extracción en la unidad de FCC. Una parte de la Nafta pesada de la corriente de Absorbente secundario se derivó a la línea de producción de LCO.

La obra consistió en la instalación de una nueva cañería desde el envío de la bomba 306-J (nafta pesada) hasta la entrada de los filtros 380/381-F (LCO). Dicha mejora cuenta con un sistema de control /medición de caudal desde sala de control mediante el lazo FIC-369. (Ver grafico adjunto)

Desde el punto de vista operativo se bajó temperatura de cabeza de 138 a 132 ° C en la fraccionadora principal (301-E) para obtener 2.5 m3/h de nafta pesada, reduciendo el corte de nafta liviana y manteniendo el rendimiento de LCO.

Con la incorporación de nafta pesada aumentó el rendimiento volumétrico de LCO entre 3 y 4 %.

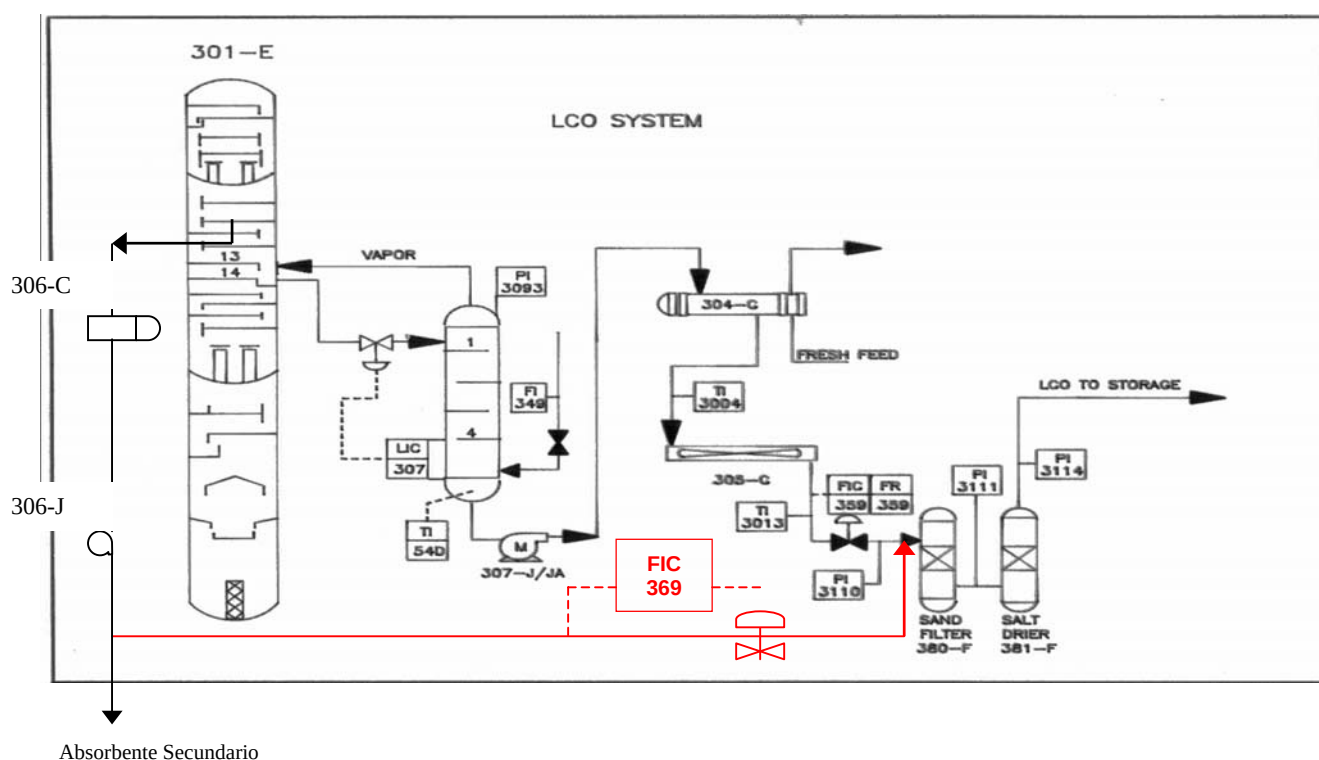


Figura N° 7

Especificación y distribución del LCO

En la siguiente tabla se muestran las propiedades del LCO y de la mezcla Nafta Pesada más LCO.

Tabla N° 5

	LCO	LCO + N. Pesada
Densidad 15°C	0,9094	0,9035
Destilación °C		
Inicial	224	197
10	271	246
20	284	261
30	294	277
40	307	294
50	321	313
60	336	331
70	351	349
80	365	365
90	385	385
95	390	388
Final	> 400	> 400
Color	L 2,5	L 2,5
Índice de cetano	33	
Azufre Total	6460	5950

El contenido de azufre máximo establecido en la especificación de Diesel es de 2500 mg/Kg. Siendo ésta la principal razón que limita la proporción de LCO en la formulación de Diesel. Del volumen de LCO total producido en la refinería el 52% se utiliza para la formulación de Diesel, un 15% para la preparación de Bunker, el 18 % compone el Diesel marino y el último 15% es transferido internamente a unidades de la empresa donde se lo utiliza como diluyente.

Conclusiones

Las modificaciones realizadas en la unidad de craqueo catalítico, tanto operativas como en las instalaciones, han permitido lograr las siguientes mejoras:

- o Aumentar la capacidad de procesamiento en un 20 %v
- o Mejorar la circulación del catalizador
- o Aumentar el rendimiento volumétrico de LCO superando 32 %v.
- o Incrementar la confiabilidad operativa de la unidad.
- o Mantener el octanaje de la nafta catalítica dentro de los valores objetivo operando a baja severidad de reacción.

Como consecuencia directa de estas acciones podemos evaluar un impacto estratégico: promover el autoabastecimiento del mercado interno de combustibles diesel, y un impacto económico valorizado en el orden de 2 MMU\$S/año.