

CAMBIO EN MODO DE OPERACIÓN DEL HCK CON PROCESAMIENTO DE LCO Y PRODUCCIÓN DE KEROSENE EN ESPECIFICACIÓN – ERA

Lino Jesús Colman Llamozas, ENAP, lcolman@enap.cl

Oswaldo Heredia, ENAP Aconcagua, oheredia@enap.cl

Sinopsis

Objetivo: Cambio de operación de la unidad hidrocraqueo (HCK) para producir Diésel de ultra bajo azufre por indisponibilidad de hidrotratadora de diésel (HDT), procesando diésel de las unidades de destilación primaria y recuperando la corriente de LCO de la unidad de Cracking Catalítico. Adicionalmente obtener una corriente de kerosene de bajo 50 ppm de azufre en especificación de Kerosene Domestico.

Desarrollo:

- Evaluación de condiciones operacionales preliminares con Licenciantes de Catalizador (Topsoe)
- Ajustes en principales variables de proceso para estabilizar la zona de reacción y fraccionamiento del HCK bajo la alimentación de Diésel Vs. VGO.
- Verificar alineamientos disponibles con margen de control para la admisión de LCO al HCK.
- Ajustar Zona de reacción para admisión de LCO manteniendo calidades del diésel de venta.
- Evaluación y chequeo de kerosene en calidad de venta, kerosene doméstico.

Resultados:

- Producción de Diésel A de 1800 m3/d, durante detención de mantenimiento mayor de HDT.
- Procesamiento de **8000** m3/ de LCO, recuperados como producto valioso (diésel ultra bajo azufre) vs Fuel Oil.
- Extracción de kerosene en especificación de Kerosene con bajo azufre (Domestico) en el orden de 200 m3/d,

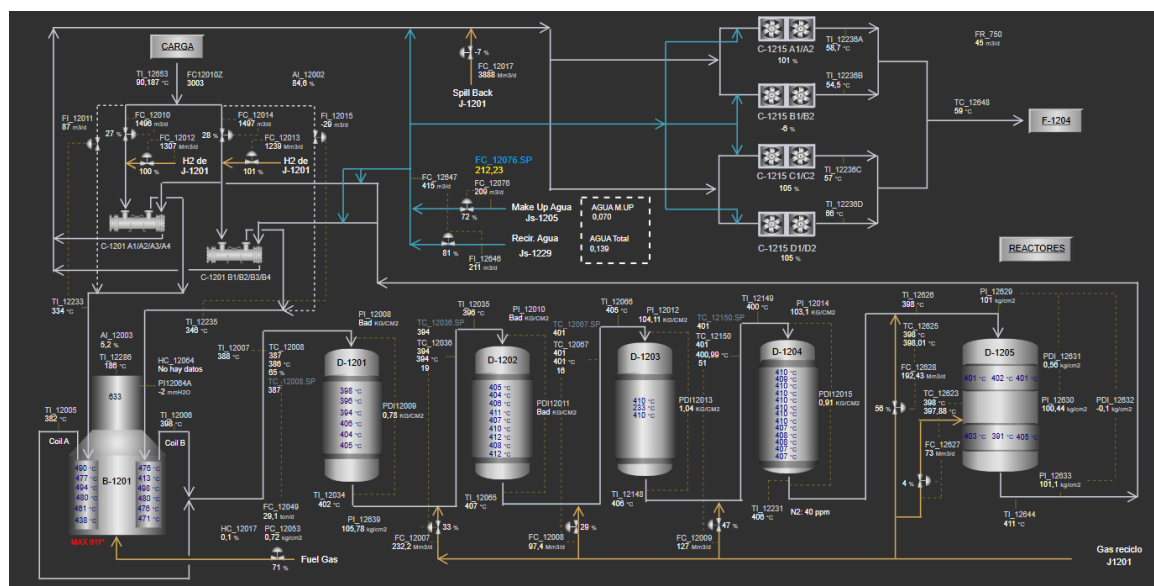
Introducción

La unidad HCK está basada en el proceso Unicracking de UOP, proceso versátil para hidrocrackeo fracciones pesadas de petróleo en productos más livianos y de mayor valor comercial. Para este caso la alimentación a la unidad es gas oil de vacío (HVGO + fracción de gasóleos livianos).

Esta alimentación es convertida en productos de bajo peso molecular, maximizando, usualmente, las naftas y destilados. Simultáneamente con el hidrocrackeo, el azufre, nitrógeno y oxígeno son casi completamente removidos y las olefinas son saturadas, dando con esto, productos que estarán compuestos, esencialmente, de una mezcla o de parafinas, naftenos y aromáticos.

La unidad está compuesta por un diagrama de 4 reactores en serie (D-1201/2/3/4) cargados con catalizador de hidrotratamiento y un quinto reactor (D-1205) cargado con catalizador activo para hidrocrackeo, el cual cuenta con una sección intermedia de quench para el control de temperatura de reacción más finos. La presión de operación es de 98 kg/cm² (g), con admisión de hidrogeno make up a 99 % de pureza y gas de reciclo variable entre los 82 – 88 %v/v de hidrógeno al no contar con sección de tratamiento de aminas. En la sección de stripper principal E-1201 se obtiene gasolina direccionad a tratamiento 1 o FCC, en E-1202 columna fraccionadora se realiza la separación de los principales productos valiosos: Nafta P-1203 (a la unidad de estabilización y separación de nafta E-501 / E-7/E-3de refinería); kerosene P-1204 (al pool de kerosene que dependiendo de sus propiedades puede segregarse como kerosene domestico o aviación); Diesel P-1205 direccionado al pool de Diesel conformado por la corriente proveniente de la unidad HDT la cual aporta el 85% más el diésel del MHC cuando esta en este modo de operación de manera esporádica (usualmente opera en modo kerosene y 20 días/ año en modo nafta cuando NHT se encuentra en cambio de catalizador); Gasoil no convertido P-1210 direccionado al cracking catalítico FCC, apuntando a obtener una conversión entre el 50 – 55 %.

Imagen # 1: Sección de reacción HCK.



Escenario de refinería 2 trimestre 2025

Paro de mantención mayor unidades de las unidades: Fraccionamiento 1, vacío 1, Tratamiento de livianos, E-3 / E-7, E-501; Unidad Hidrotratadora de Diésel (HDT); Unidad de coquificación Retardada (DCU – Coker). Cambio de operación de la unidad MHC a modo nafta por indisponibilidad de NHT (cambio de quemadores Low NOX en hornos de reacción y estabilización).

Durante el periodo de paro 01/04/25 – 25/05/25, surge la necesidad de mantener la unidad HCK en servicio como hidrotratadora de diésel virgen de fraccionamiento II, (se cuenta con histórico de operación 2022 durante falla en J-1807 compresor de reciclo HDT; 2020 paro de mantención mayor de HDT) con la finalidad de mantener la producción de diésel en ERA, tomando en cuenta que el HDT procesa todo el diésel de topping, diésel ligero del DCU, Nafta del DCU y gran parte del LCO del FCC, la indisponibilidad de esta unidad lleva el cambio de operación del HCK.

Por ser el HCK un hidrocraqueador, se solicita la menor generación de productos livianos (gasolinas + naftas) por indisponibilidad de unidades de proceso para su separación y procesamiento. Se visualiza la oportunidad de procesar LCO en el HCK y obtener producto valioso desde esta corriente que bajo la condición de refinería (indisponibilidad del HDT) se alinearía en su totalidad a catting / fuel oil. Dicha corriente por su característica molecular ayudará a la estabilización de los catalizadores del HDS (D-1201/1202/1203/1204) minimizando la posibilidad de arranques de temperatura en el reactor D-1205 de hidrocraqueo debido a su actividad y presencia de zeolita, lo cual se confirma con TOPSOE licenciante del esquema catalítico, donde a su vez recomiendan minimizar la severidad en ambas zonas de reacción e ir ajustando de manera ascendente según la calidad de los productos.

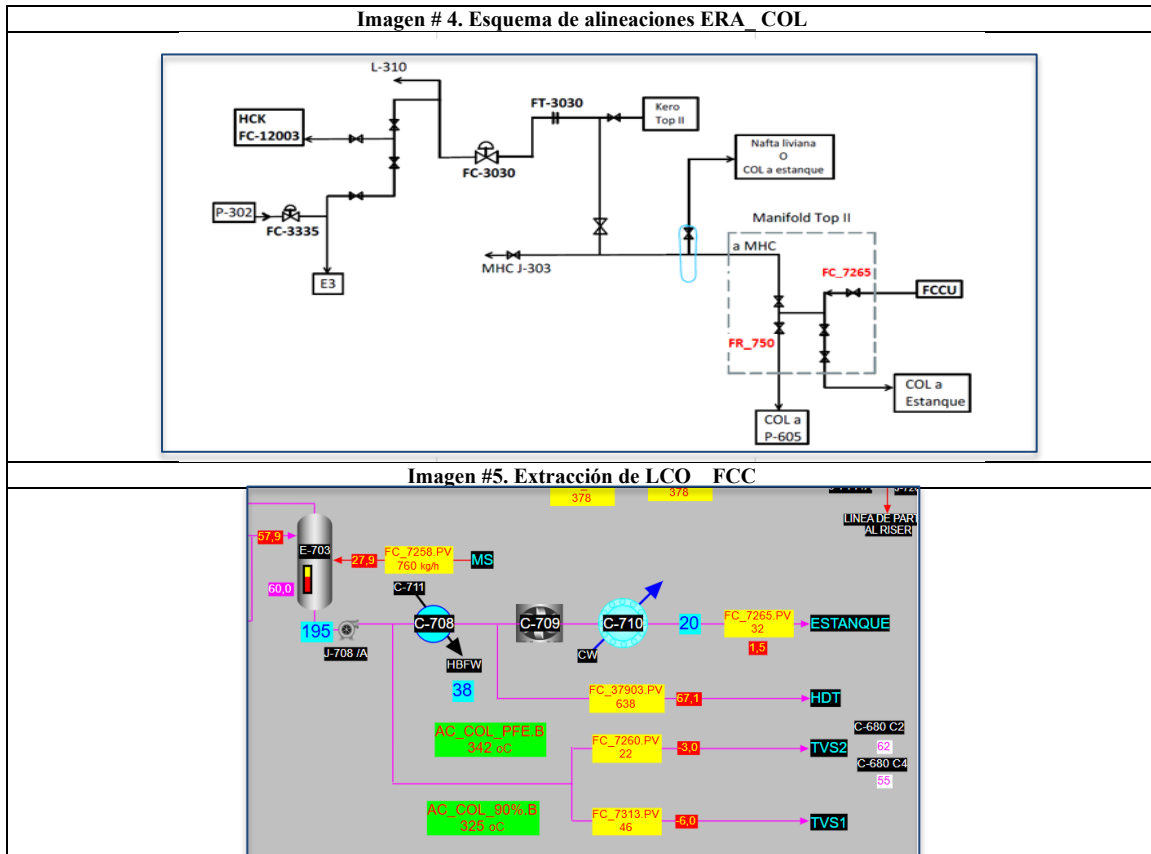
Desarrollo:

1. Ajustes en principales variables de proceso para estabilizar la zona de reacción y fraccionamiento del HCK bajo la alimentación de Diésel Vs. VGO.

Revisadas las alineaciones necesarias para cambiar a modo diésel el HCK, se realizan ajustes principalmente en las zonas de reacción y fraccionamiento, donde en primera instancia se estabilizará la extracción de diésel por los colectores de kerosene, diésel y fondo de la torre E-1202 GONC, dejando los controles regulatorios en servicios y fuera de operación los controles avanzados de punto final de P-1204 (Kerosene) y T90 °C del P-1205 (diésel). Resumen de los principales de los principales ajustes:

EQUIPO	INSTRUMENTO	VALOR
D-1201		325 °C
D-1202		325 °C
D-1203		325 °C
D-1204		325 °C
D-1205		< 5 °C; 320°C
B-1202	TC-12259	315°C
E-1201		
- P°	PC-12043	7,2 kg/cm2
- Vapor Fondo	FC-12041	1700 kg/h Partida. Luego ajusto a 1100 kg/h
- T° Entrada Torre	TC-12251	255°-260°C
- T° Plato "5"	TC12277	140°-160° (154°C).
- Reflujo Tope	FC-12043	150-400 m3/d
- P-1202 Gasolina	FC-12042	0 m3/d Reflujo Total
- Gases en F-1208	FI-12044	2.7 Mm3/d
F-1204	PC-12016	98 kg/cm2
E-1202 Tope		
- P°	PC-12039	0,2 kg/cm2
- T° Tope	TC-12261	125°C. Luego a 120°C
- Reflujo Tope	FC-12032	150-250 m3/d
- P-1203 Nafta	FI-12036	0 m3/d Reflujo Total
E-1202 Kerosene		
- Colector de Kerosene	TI-12263	207°C – 214°C
- Reflujo Kerosene Sobre Colector	FC-12023	2500 m3/d
- Reflujo Kerosene Bajo Colector	FC-12031	900 - 1100m3/d
- Kerosene a TK	FC-12022B	300 – 350 m3/d
- T° Reflujo de Kerosene	TI-12354	180°C – 210°C
- T° Tope Stripper de Kerosene	TI-12271	160°C – 170°C
- T° Bajo Colector de Kerosene	TI-12262	225°C – 230°C
- GONC a Reboiler C-1213	FC-12035	125°C – 130°C
E-1202 Diésel		
- Colector de Diésel	TI-12265	270°C – 273°C
- Reflujo Diésel Sobre Colector	FC-12027	2800 m3/d
- Reflujo Diésel Bajo Colector	FC-12031	800 – 950 m3/d
- Diésel a TK	FC-12022B	800 – 830 m3/d
- T° Bajo colector de Diésel	TI-12264	280°C
- T° Tope Stripper de Diésel	TI-12268	271°C
- Vapor a Stripper de Diésel	FC-12033	50 kg/h
E-1202 Fondo		
- Vapor Fondo	FC-12028	520 kg/h
- GONC	FC-12024	780 m3/d

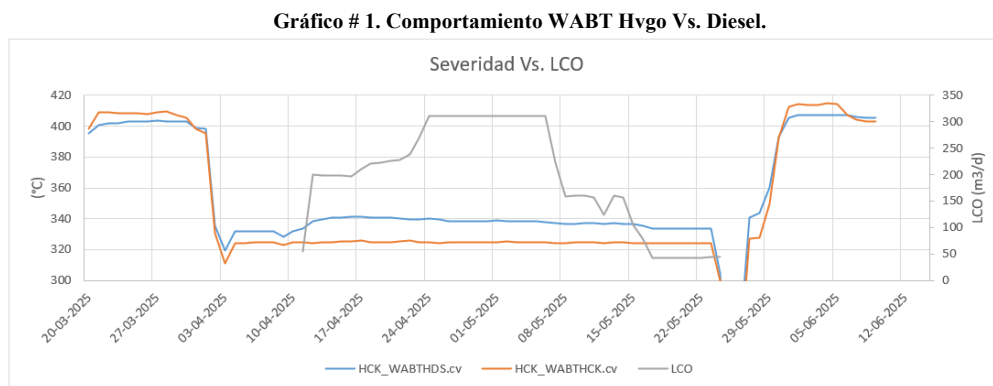
Se verifican las alineaciones disponibles para lograr la extracción de diésel en cada colector, con la intervención de sistemas manuales y de control para tal fin, logrando conectar límite de batería de la unidad HCK con el blending de diésel, así mismo se deja en funcionamiento conectores para el kerosene y GONC a diésel a través de puentes en líneas de diésel C y SLOP.



3. Ajustar Zona de reacción para admisión de LCO manteniendo calidades del diésel de venta.

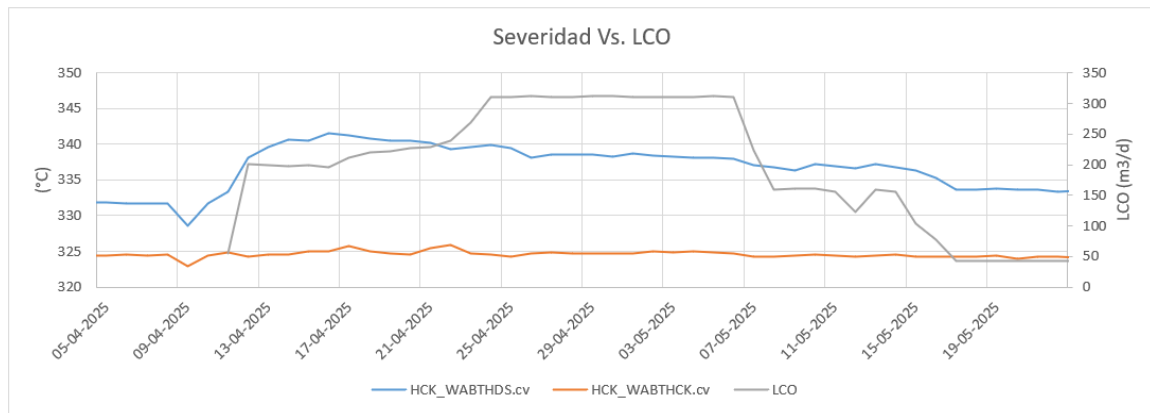
El 01/04/25 se procede a la detención de la unidad HDT para dar inicio al paro de mantención, de igual forma se inicia el proceso de cambio de modo del HCK, iniciando con la disminución progresiva de severidad en la zona de reacción y desplazamiento por 24 horas con diésel.

La zona de reacción como se puede observar en grafico #1 pasa de WABT en los reactores de HDS de 402 °C a **330 °C**, mientras que el reactor de hidrocrackeo se nivela en **325 °C** Vs. 408 °C en operación con HVGO.



Luego de revisar los círculos de admisión de LCO y prueba fallida donde no se tenía control de admisión, el 12/04 se comienzan a admitir 200 m3/d de LCO contra muestra de productos.

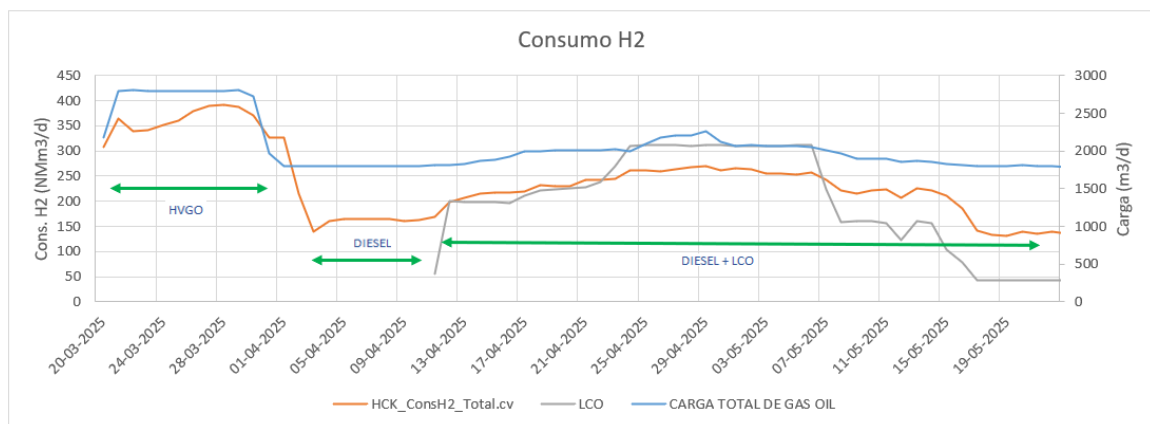
Gráfico # 2 Modificación WABT Vs. LCO.



Como era de esperarse al admitir LCO se produce una mayor exotermia en los lechos catalíticos, alcanzando en control los 350 °C de WABT en los reactores de HDS con la finalidad de eliminar los contaminantes presentes y mantener la calidad del diésel.

El consumo de hidrógeno sigue el mismo comportamiento de la exotermia a causa del incremento de cargas craqueadas ricas en aromáticos, tal como se evidencia en grafico # 3. Donde el consumo de H2 se incrementa en **35000 Nm³/d** por cada **100 m³/d** de LCO.

Gráfico # 3 Consumo Hidrógeno Make Up

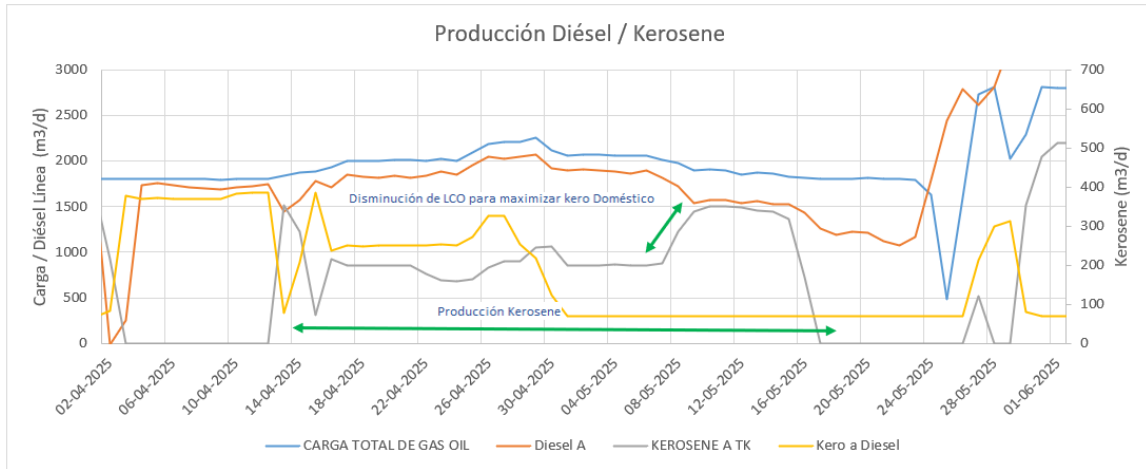


El procesamiento de LCO tuvo un máximo de 310 m³/d durante más de 12 días, donde se privilegió su procesamiento sobre la calidad de kerosene doméstico, y luego es reducido a 150 m³/d para el efecto contrario. Se finaliza el procesamiento el 17/05 antes de culminado el paro de mantención, por disponibilidad de alineación, circuito es usado para retomar la operación de MHC modo kerosene. En total se procesaron **8000 m³** de LCO, siendo un margen positivo en la operación contribuyendo a la utilidad de la empresa.

4. Recuperación de kerosene en calidad de venta.

Se realiza el monitoreo en las calidades principales del diésel y kerosene con la finalidad de ajustar el procesamiento de LCO, manteniendo las propiedades al tener como limitante el incrementar la severidad en el reactor de hidro craqueo por el manejo de productos livianos (gasolina / nafta), siendo este el ajuste lógico para obtener kerosene con mejores propiedades en punto de humo y porcentaje de aromáticos.

Gráfico # 4 Extracciones de diésel / Kerosene



En grafico # 4, se describen los movimientos operativos para mantener las calidades en los productos, donde la producción del colector de kero estuvo segregada hasta el 01/05 entre kerosene a estanque y kero a diésel, luego se corta la extracción a diésel dejándose escurrir internamente en la torre al colector de diésel. Se destaca mayor producción de kerosene al disminuir el procesamiento del LCO.

Gráfico # 5 Calidad Diésel

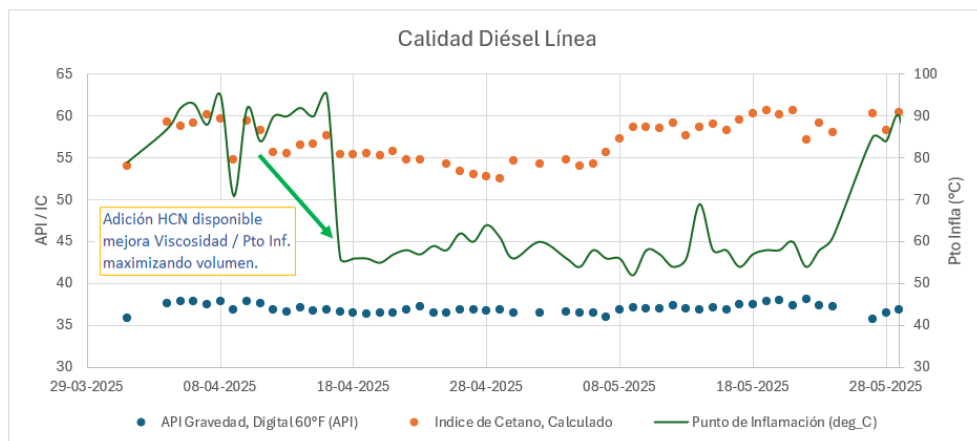
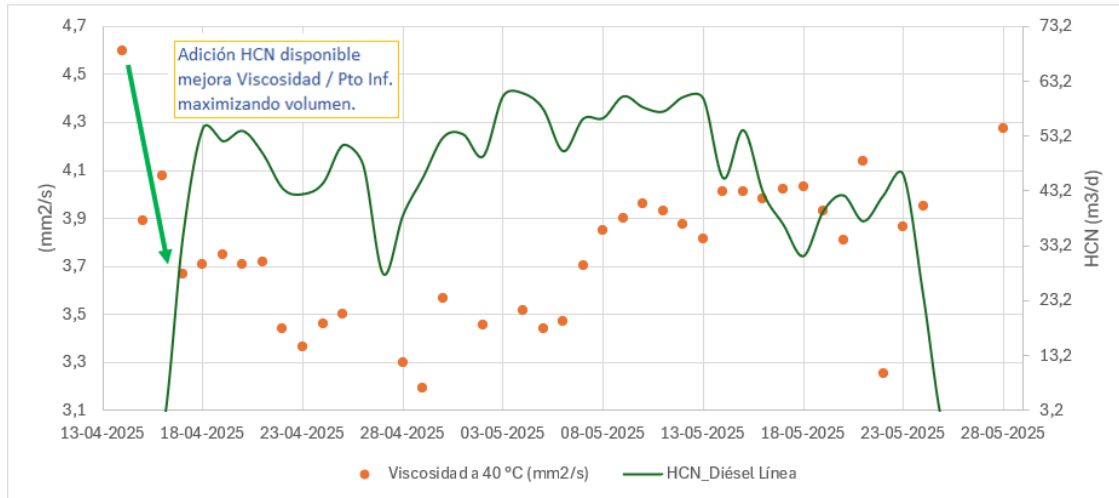


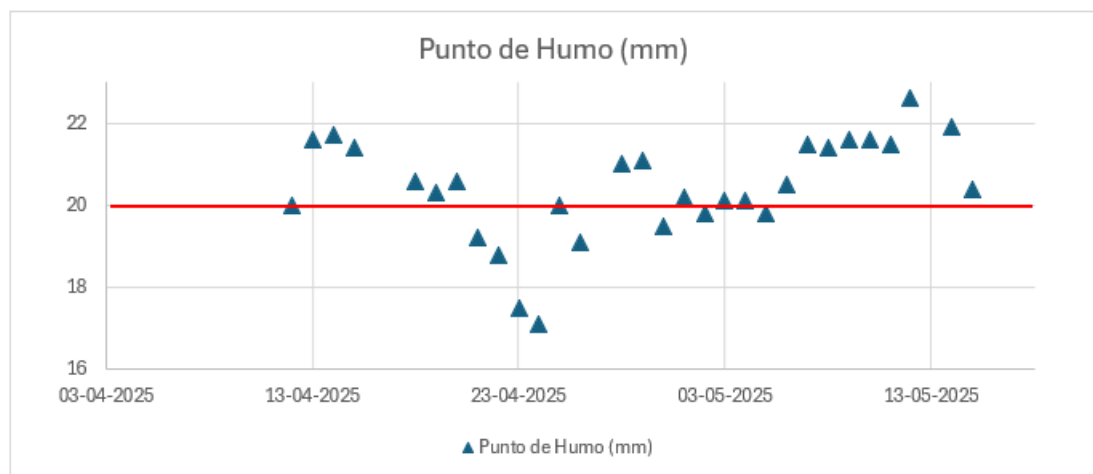
Gráfico # 6 Calidad Diésel



En gráficos 5 y 6 se representa las calidades fundamentales del diésel, donde el índice de cetano y gravedad API están dentro de normativa de venta (IC min 50; API 35), sin embargo, la viscosidad y punto de inflamación se vieron afectadas al extraer la fracción liviana del diésel al maximizar la producción de kerosene, presentando valores de viscosidad a 40 °C sobre los 4.1 mm²/s y puntos de inflamación sobre los 52 °C.

Por tanto, se analiza el balance puntual de gasolina de refinería presentando excedencia de HCN, con existencia de cuadro de control para la admisión de esta corriente al blending de diésel, motivo por el cual se decide de manera controla la admisión de esta para mejorar la viscosidad e incrementar el volumen de diésel de venta controlando el punto de inflamación. Por parte del azufre siempre presento 5 ppm Vs 10 solicitado.

Gráfico # 7 Punto de Humo Kerosene



Referente a la calidad más importante del kerosene, esta relacionada con el punto de humo, para determinar su segregación a kero domestico o kero de aviación. Dicha propiedad fue controlada a priorizando el kero doméstico (> 20mm), sin embargo, durante el periodo se produjeron variaciones

al incrementar el procesamiento de LCO o a la necesidad de producir kero jet. Por parte del azufre se mantuvo en < 5 ppm.

Durante el periodo se produjeron **7900 m³** de kerosene entre las dos calidades requeridas.

Conclusiones

- La unidad HCK bajo el esquema catalítico actual tiene versatilidad para procesar corrientes livianas y pesadas obteniendo productos en especificación.
- Producción de Diésel A de 1800 m³/d promedio, durante detención de mantenimiento mayor de HDT.
- El procesamiento de LCO es posible, considerando los circuitos existentes. Se procesaron 8000 m³ convirtiéndolos en productos valiosos.
- Al igual que en el HDT el procesamiento de cargas aromáticas incrementa el consumo de hidrogeno.
- Se logran obtener 7900 m³ de kerosene en especificación, considerando que el volumen pudo ser mayor al poder incrementar la severidad en zona catalítica.
- Al no contar con fracciones pesadas a hidro craquear, se corre el riesgo de impactar propiedades como viscosidad del diésel al retirar la fracción liviana como kerosene.
- Es necesario la evaluación detallada del procesamiento de LCO en el HCK como carga complementaria a los gasóleos de vacío.

Bibliografía

1. Curso TOPSE – ENAP Hidrotratamiento – Hidrocraqueo. Santiago de Chile 2024.

Breve Cv de los autores:

Lino J. Colman LLamozas:

- Ingeniero Químico, Universidad Rafael Urdaneta, Maracaibo, Venezuela.

Cargo actual en la empresa: Ingeniero de Procesos, ENAP Refinería Aconcagua

- Ingeniero de Procesos – Complejo Refinador Paraguaná – PDVSA.
- Supervisor de operaciones Plantas de Tratamiento de Riles – Ecoriles - Chile

Osvaldo Heredia Cancinos

Ingeniero Químico, Universidad Técnica Federico Santa María

Ingeniero Senior de Procesos, ENAP Refinería Aconcagua