

Aumento de Utilización de Topping y Vacío en Refinería La Teja, ANCAP

Claudia Kalamar, Gonzalo Abad, José Pastorino y Eduardo Dias Castrillon (ANCAP); Andrea Heins (ENERGY PERFORMANCE); Daniel Paz (TECHINT)

ckalamar@ancap.com.uy; gabad@ancap.com.uy; jpastorino@ancap.com.uy; edias@ancap.com.uy; andrea.heins@energyperf.com; dpaz@techint.com

Sinopsis

La Refinería La Teja de ANCAP posee una Unidad de Destilación Atmosférica y una Unidad de Destilación al Vacío cuya capacidad original era de 37,000 bpd de crudo. Estas unidades fueron ampliadas en una remodelación que se llevó a cabo en el año 2003, para alcanzar una capacidad nominal de la Destilación Atmosférica de 50.000 bbl/d y de la Destilación a Vacío de 18,000 bbl/d. A pesar de la implementación del proyecto mencionado, actualmente la planta no alcanza en forma sostenida estas capacidades, llegando a valores del 93%.

Debido a la creciente demanda interna de combustibles en Uruguay, existe un fuerte incentivo de aumentar en forma sostenible la capacidad de procesamiento de crudo. Es por esto que en el año 2012 ANCAP encaró un proyecto de Ingeniería Básica para sostener un procesamiento mínimo de 50,000 bpd de crudo.

Luego de un proceso de licitación abreviada, la empresa TECHINT resultó adjudicataria del proyecto, incluyendo en su propuesta la participación de ENERGY PERFORMANCE para el desarrollo del Estudio de Cuellos de Botella y el diseño de proceso de la ampliación.

Se realizó un exhaustivo trabajo en conjunto entre ANCAP, TECHINT y ENERGY PERFORMANCE. Las principales etapas del mismo fueron:

1. **Identificación de cuellos de botella:** se desarrolló el modelo de simulación de las unidades, calibrando el *Caso Base* a partir de un Test Run (TR) procesando un crudo de referencia; simulación rigurosa de los hornos de destilación atmosférica y al vacío y del tren de precalentamiento de crudo; evaluación de los internos de las columnas involucradas (desnaftadora, torre atmosférica, torre de vacío, estabilizadora de gasolina).
2. **Eliminación de cuellos de botella:** las principales limitaciones de procesamiento se encontraron en los hornos y en el tren de precalentamiento de carga, es por esto que se trabajó sobre ambos frentes para determinar las modificaciones requeridas para incrementar la capacidad, alcanzando un límite de 54,300 bpd.
3. **Desarrollo de modificaciones:** una vez identificadas las modificaciones necesarias, se realizó la ingeniería básica de las mismas.

Este trabajo describe la metodología desarrollada para la identificación de cuellos de botella, así como las modificaciones propuestas para alcanzar el objetivo de incremento de capacidad de procesamiento de crudo en Refinería La Teja con mínimos cambios en las instalaciones.

1 Introducción

La Refinería La Teja de ANCAP posee una Unidad de Destilación Atmosférica y una Unidad de Destilación al Vacío cuya capacidad original era de 37,000 bpd de crudo. Estas unidades fueron ampliadas en una remodelación que se llevó a cabo en el año 2003, para alcanzar una capacidad nominal de la Destilación Atmosférica de 50.000 bbl/d y de la Destilación a Vacío de 18,000 bbl/d. A pesar de la implementación del proyecto mencionado, actualmente la planta no alcanza en forma sostenida estas capacidades, llegando a valores del 93%.

Debido a la creciente demanda interna de combustibles en Uruguay, existe un fuerte incentivo de aumentar en forma sostenible la capacidad de procesamiento de crudo. Es por esto que en el año 2012 ANCAP encaró un proyecto de Ingeniería Básica para alcanzar un procesamiento mínimo de 50,000 bpd de crudo.

Luego de un proceso de licitación abreviada, la empresa TECHINT resultó adjudicataria del proyecto, incluyendo en su propuesta la participación de ENERGY PERFORMANCE para el desarrollo del Estudio de Cuellos de Botella y el diseño de proceso de la ampliación.

Para cumplir con el objetivo del proyecto se dividió el mismo en tres etapas, las cuales se describen a continuación:

- **ETAPA 1 - Identificación de cuellos de botella:** en esta etapa se acordaron las Bases de Diseño y se desarrollaron los modelos de simulación que sirvieron para analizar la condición actual de la planta.
 - ✓ *Caso Base:* dado que la Refinería La Teja procesa crudos importados en el mercado spot, lo que determina variación en cuanto a calidad y rendimientos, ANCAP definió como crudo de diseño para este proyecto una mezcla de crudos “Mesa” y “Santa Bárbara”, en una proporción de 60%-40% respectivamente. Esta mezcla era la más representativa del promedio de crudos recibido por la refinería.
 - ✓ *Modelo de simulación del Caso Base:* a partir de un Test Run procesando 41,000 bpd del crudo de referencia mencionado, se desarrolló el modelo de simulación de ambas unidades (Topping y Vacío), la simulación del tren de precalentamiento de crudo y cálculo riguroso de los hornos de destilación atmosférica y al vacío y. También se evaluaron de manera rigurosa los internos de las columnas involucradas (desnaftadora, torre atmosférica, torre de vacío, estabilizadora de gasolina). El desarrollo de todas las simulaciones ajustadas de acuerdo al Caso Base permitió contar con modelos validados para evaluar el incremento de procesamiento de crudo.
 - ✓ *Modelo de simulación con incremento de carga:* a partir de los modelos ajustados, se fue incrementando el caudal de crudo procesado y evaluando todo el equipamiento hasta encontrar los principales cuellos de botella. Las limitaciones más importantes se encontraron en ambos hornos y en el tren de precalentamiento de carga.
- **ETAPA 2 - Eliminación de cuellos de botella:** una vez identificados los principales cuellos de botella se trabajó sobre ambos frentes (hornos y tren de intercambio) para determinar las modificaciones requeridas en el equipamiento para lograr el incremento de capacidad. Se alcanzó un límite de 54,300 bpd de carga.
- **ETAPA 3 - Desarrollo de modificaciones:** una vez identificadas las modificaciones necesarias, se realizó la ingeniería básica de las mismas, definiendo las nuevas condiciones de proceso de los equipos, verificando el equipamiento existente (torres, bombas, verificaciones hidráulicas), especificando y diseñando el nuevo equipamiento necesario y las instalaciones asociadas. Se efectuó además el diseño mecánico de los nuevos intercambiadores de calor, y del side stripper, un diseño preliminar de piping y una estimación de costos para la implantación del Proyecto. En todas las etapas se trabajó de manera conjunta y con una constante participación del equipo de refinería asignado al proyecto.

2 Desarrollo

2.1 Etapa 1: Identificación de cuellos de botella

2.1.1 Simulación del Caso Base

Las unidades de destilación atmosférica y al vacío cuentan con tres trenes de intercambio y una torre desnaftadora antes del horno principal de la destilación atmosférica. En las *Figuras 1 a 4* se muestran esquemas simplificados de las unidades de proceso estudiadas.

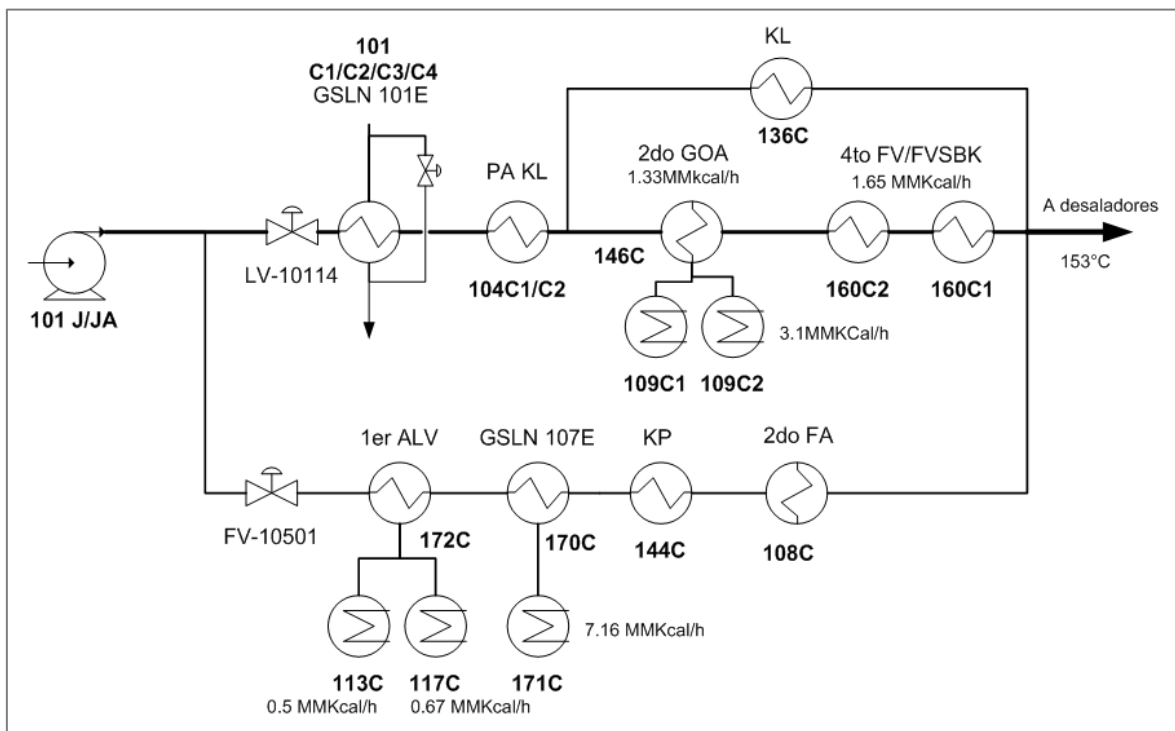


Figura 1: Esquema original del Tren Frío

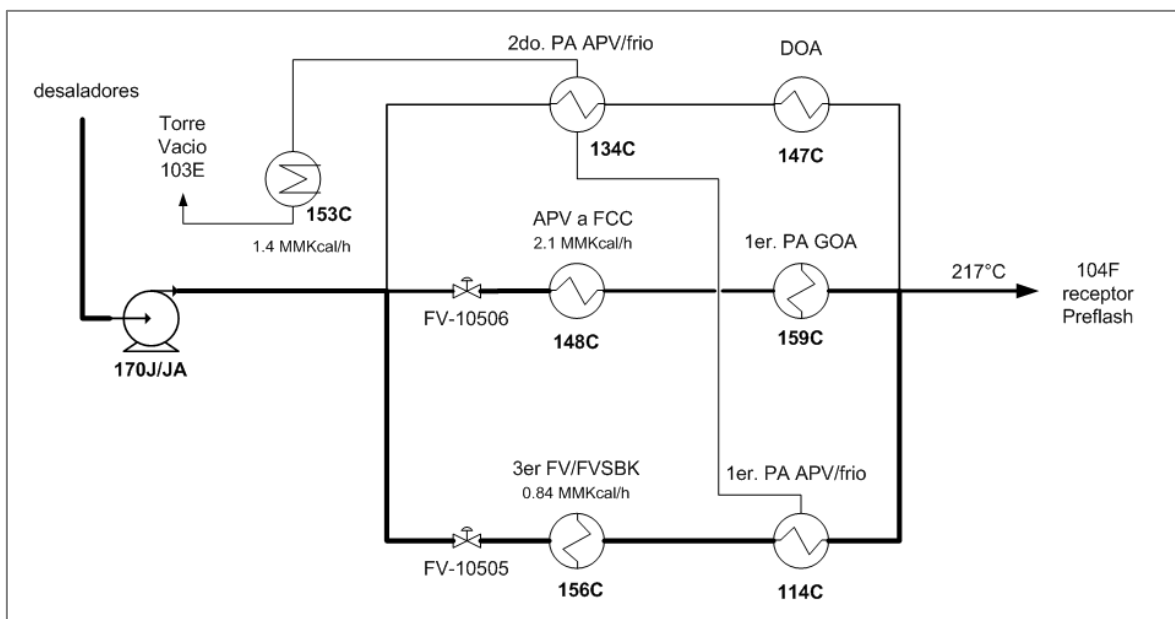


Figura 2: Esquema original del Tren Intermedio

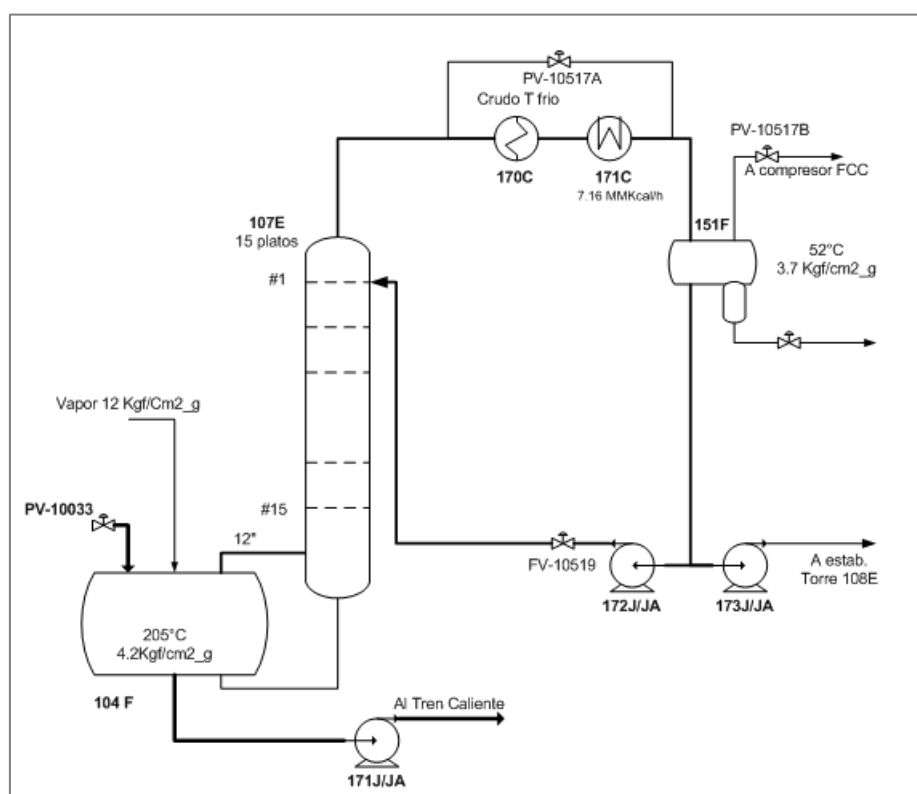


Figura 3: Esquema original de la Torre Desnafiadora (Preflash)

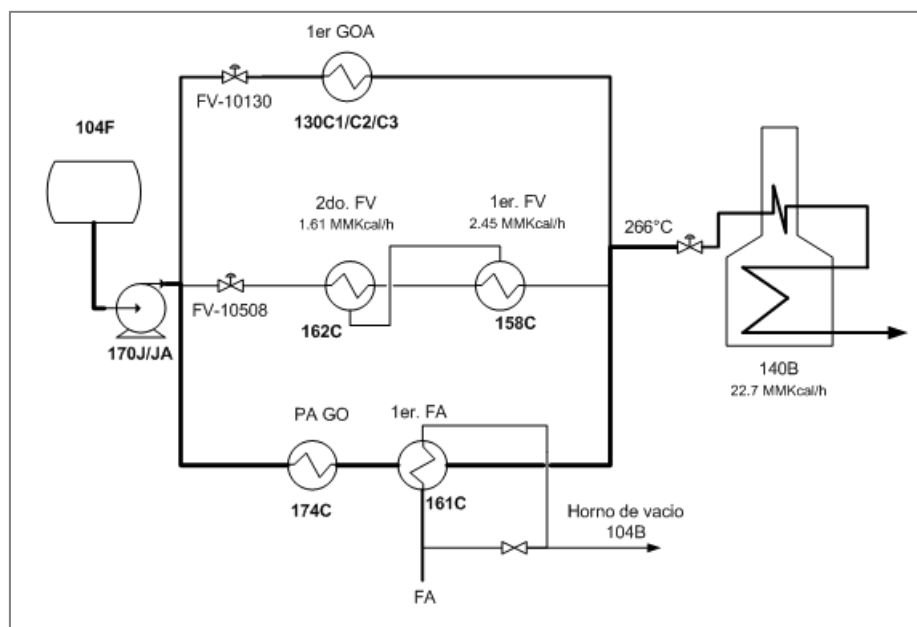


Figura 4: Esquema original del Tren Caliente y Horno de Crudo

Para esta etapa se partió del Caso Base definido a partir de un Test Run (TR) con el crudo de referencia Mesa-Santa Bárbara en una proporción 60/40.

Los datos del TR incluyeron datos operativos (presiones, temperaturas y caudales) obtenidos de mediciones en línea (DCS) o mediciones locales. Además se realizaron análisis de laboratorio de la mayoría de las corrientes de producto de la unidad, de acuerdo al siguiente detalle:

Cromatografía:

- Salida fase líquida del receptor 152-F (estabilizadora de gasolina)
- Salida Fase gaseosa del Receptor 102-F
- Salida Fase gaseosa del Receptor 151-F.
- No se encontraba disponible al momento del TR el sacamuestra de gases del 152-F

Destilación ASTM D-86:

- Gasolina de 107-E
- Gasolina de 102-F
- Gasolina estabilizada (GE)
- Kerosene Liviano (KL)
- Kerosene pesado (KP)
- Gasoil (GO)

Destilación ASTM D-2887:

- Diesel (DIE)
- Residuo atmosférico (RA)
- Aceite Liviano de Vacío (ALV)
- Aceite Pesado de Vacío (APV)

Para el crudo carga no se dispuso de análisis de laboratorio sino que fue provisto por ANCAP el assay de la base de datos. A efectos de la simulación, se compuso a partir de los ensayos de laboratorio de los productos, con sus rendimientos correspondientes.

No se contó con caracterización de las corrientes de Residuo de Vacío (RV), Gasoil Barométrico (GB) e incondensables del sistema de vacío, para estos casos se utilizaron las corrientes determinadas por simulación.

Con todos los datos de partida mencionados se desarrolló el modelo de simulación del Caso Base utilizando el simulador HYSYS de AspenTech. A continuación se muestran los resultados de la simulación: en la *Figura 5* aparecen los rendimientos obtenidos por simulación de la unidad de Topping y se comparan con los del TR; en la *Figura 6* se comparan los resultados de simulación y laboratorio de las curvas de productos de la columna de Topping; y en la *Figura 7* se muestra la curva de crudo provista por ANCAP y la compuesta a partir de los productos, utilizada como carga en la simulación.

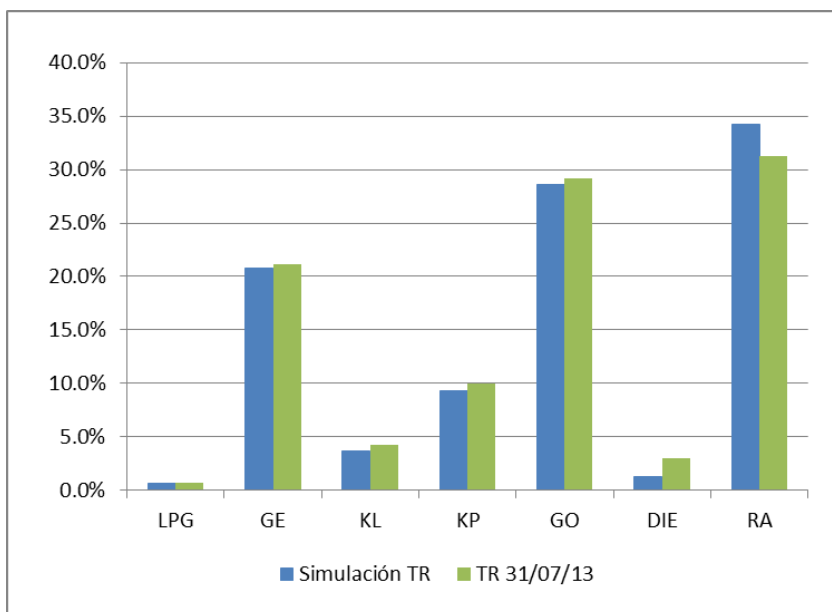


Figura 5: Comparación de rendimientos de TR y simulación

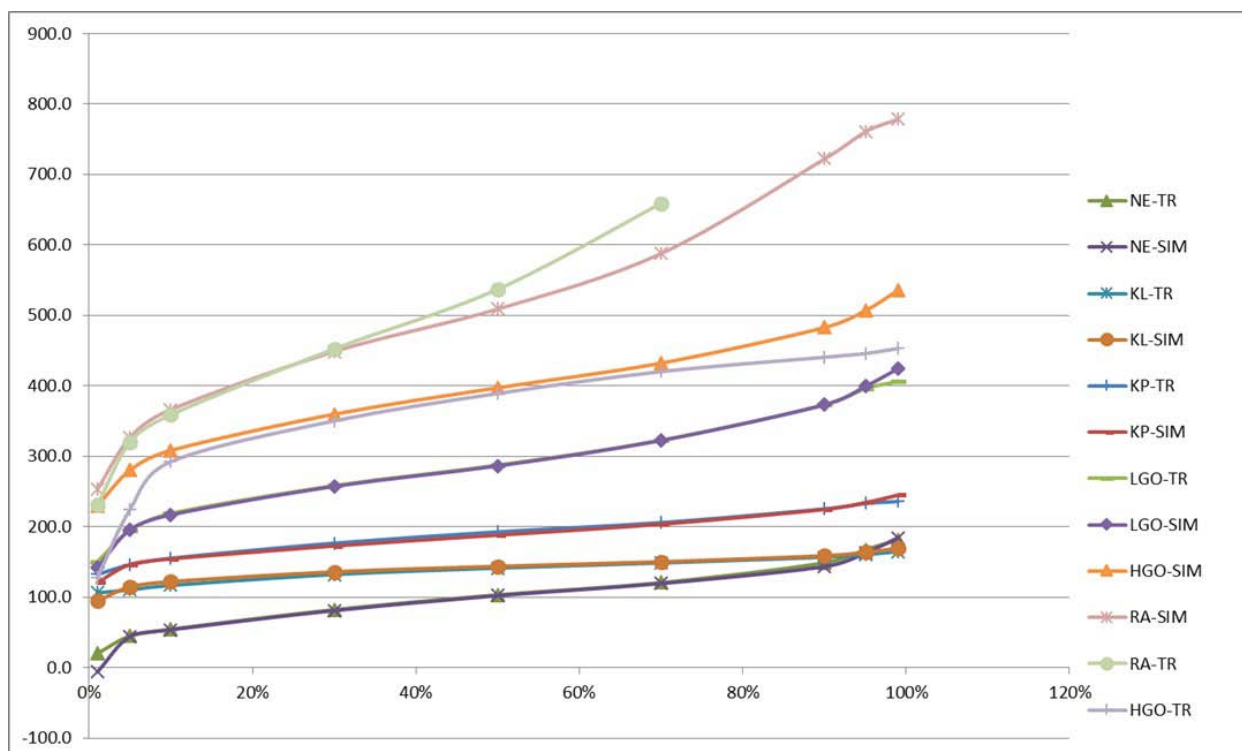


Figura 6: Comparación de curvas de crudo y productos de TR y simulación

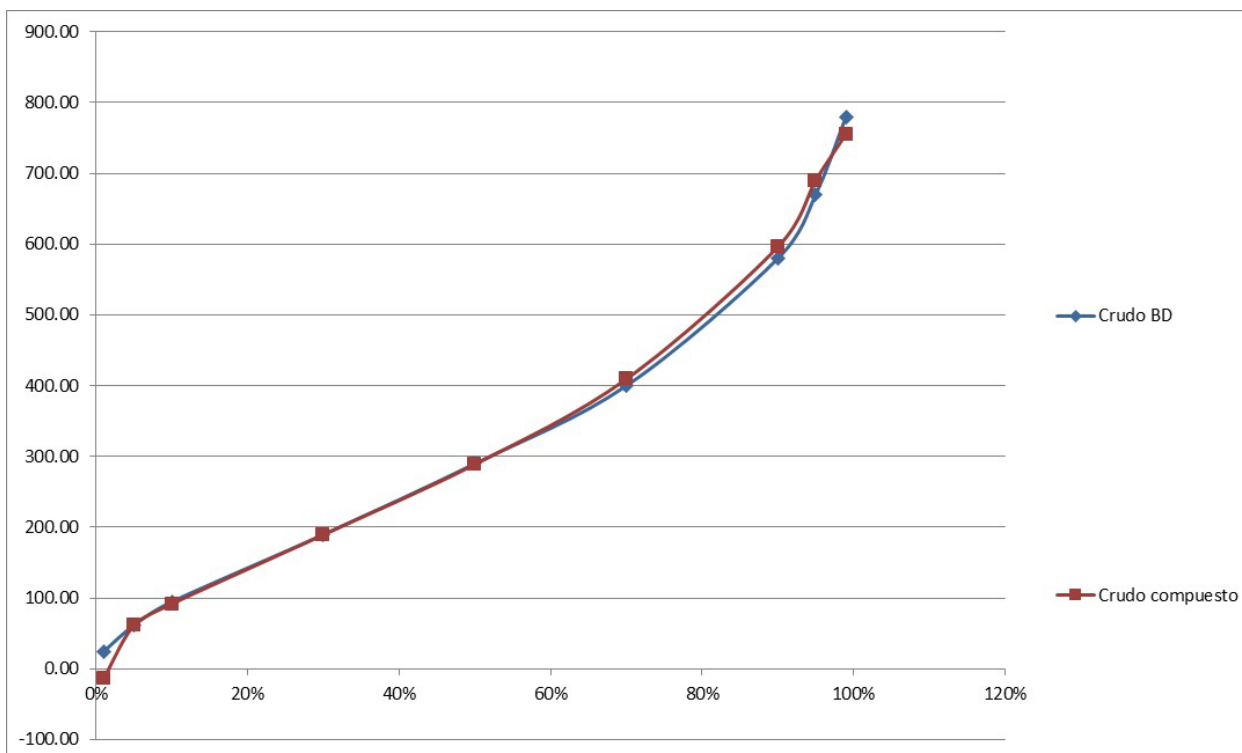


Figura 7: Comparación de curvas de crudo Base de Datos (BD) y compuesto a partir de los productos

Referencias:

- Crudo BD: crudo de bases de diseño (assay de base de datos)
- GE: Gasolina Entera
- KL: Kerosene Liviano

- KP: Kerosene Pesado
- DIE: Diesel
- GO: Gasoil
- RA: Residuo Atmosférico
- TR: resultado de laboratorio del Test Run
- SIM: resultado de simulación

Como se puede ver, tanto los rendimientos como las curvas de calidad de los productos ajustan muy bien, salvo el residuo atmosférico (RA) que aparece incompleta la curva de laboratorio, por tratarse de un producto muy pesado, y que para el caso de la simulación se reconstruyó haciéndolo coincidir con la parte final de la caracterización del crudo de diseño.

2.1.2 Evaluación del equipamiento para el Caso Base

2.1.2.1 Columnas fraccionadoras

Todas las columnas se analizaron de manera rigurosa, tanto desde el punto de vista de fraccionamiento como hidráulico. No se encontraron limitaciones en ninguno de los dos aspectos.

Del análisis hidráulico surge que tienen bajos factores de inundación, tanto de Jet como de Downcomer, no siendo estos una limitación al incremento de capacidad. A continuación se resumen cada uno de los casos.

✓ Fraccionadora de Topping, 101-E

Se determinó que esta columna opera en forma aliviada, presentando un muy buen fraccionamiento en las zonas KL-KP y KP-GO, equivalentes a 80% y 83% de eficiencia global (platos teóricos/platos reales), respectivamente.

Análisis hidráulico:

- Jet Flood: 42-50%
- Downcomer Flood: 26-37 %

✓ Torre Desnftadora, 107-E

Esta columna opera en forma aliviada, con un reflujo inferior al de diseño, incluso muy inferior al caudal nominal de la bomba correspondiente, 172-J.

Análisis hidráulico:

- Jet Flood: 52-49%
- Downcomer Flood: 19-17 %

✓ Estabilizadora de gasolina, 108-E

Esta columna opera en forma aliviada.

Análisis hidráulico:

- Jet Flood: 29-31%
- Downcomer Flood: 27-33%

✓ Fraccionadora de Vacío, 103-E

Esta columna posee rellenos estructurados y los factores de inundación de la misma están entre 49% y 73% en los diferentes lechos, por lo que no presenta una limitación desde el punto de vista hidráulico para las condiciones del TR.

2.1.2.2 Tren de Precalentamiento de Crudo

Se simularon de manera rigurosa todos los intercambiadores de calor que conforman el tren de precalentamiento de carga a Topping y Vacío utilizando los programas *EDR* de AspenTech y *Xist* de Heat Transfer Research Inc. Se determinaron los factores de ensuciamiento (fouling factors) que mejor ajustaban las temperaturas medidas en el TR. En muchos casos se encontró que los factores de ensuciamiento calculados son excesivamente altos, del orden de 10 a 50 veces más que los factores más altos estipulados por la norma TEMA y las buenas prácticas internacionales. Estos valores tan altos pueden deberse a un ensuciamiento excesivo, a bypasses abiertos de los intercambiadores (no relevados durante el TR) o con pérdidas en las válvulas, a ineficiencias mecánicas de los equipos o a una suma de todos los factores mencionados anteriormente.

Se verificaron además, los informes de inspección de los equipos que surgen de la simulación como más comprometidos y se encontró que los 144-C, 158-C, 160-C12, 161-C y 162-C presentaban obstrucciones tanto de tubos como de carcasa por deposición de sedimentos.

Por otro lado, se observa que hay equipos con velocidades muy bajas de ambos lados, lo cual favorece el ensuciamiento por mecanismos de sedimentación de sólidos (principalmente antes del desalador) y por deposición de asfaltenos en el tren de mayor temperatura.

En las Tablas 1 y 2, se resumen las condiciones de performance de los intercambiadores, donde se pueden ver caídas de presión, velocidades y los factores de ensuciamiento determinados por simulación.

HxRig Name		101-C1234	104-C12	136-C	146-C	160-C12	172-C	170-C	144-C	108-C	156-C	114-C	148-C	159-C
HxRig Description														
Duty	M*KCAL/HR	6.98	3.50	0.04	0.88	0.60	1.04	0.91	0.40	0.86	1.21	4.59	0.82	0.14
Area	M2	811.84	354.60	36.07	25.98	161.12	119.23	226.08	20.44	89.65	187.65	251.63	165.79	4.76
LMTD	C	63.8	46.2	10.4	72.6	77.8	128.2	55.5	66.2	132.1	124.9	60.4	85.7	109.2
FT Factor		0.975	0.971	0.941	0.994	0.998	0.970	0.974	0.984	0.953	0.988	0.885	0.967	1.000
Hx Rig Tube temp. out	C	94.8	129.0	133.7	196.3	200.2	60.0	92.3	106.0	183.1	239.8	210.0	183.0	294.0
Hx Rig Shell temp. out	C	107.0	137.0	138.0	138.0	144.0	132.6	125.0	150.9	134.0	156.0	222.4	230.8	190.0
Hx Rig Tube DP	KG/CM2	1.74	0.11	0.06	0.34	6.00	0.86	0.20	0.89	0.17	5.72	0.30	0.01	0.11
Hx Rig Shell DP	KG/CM2	0.09	0.18	0.01	0.34	0.10	0.01	0.02	0.08	0.03	0.15	0.13	0.04	0.02
Hx Rig Tube velocity	M/SEC	2.03	0.82	0.68	1.85	0.99	1.08	0.72	1.97	0.40	1.13	1.28	0.32	1.17
Hx Rig Shell velocity	M/SEC	8.35	0.59	0.11	0.83	0.51	0.10	2.47	0.35	0.25	0.66	0.49	0.25	0.19
Hx Rig Shell fouling req.	HR-M2-C/KCAL	0.0008	0.0045	0.0004	0.003	0.0203	0.0208	0.0008	0.0105	0	0	0.0012	0.004	0.066

Tabla 1

HxRig Name		134-C	147-C	174-C	161-C	162-C	158-C	130-C123	193-C	191-C12
HxRig Description										
Duty	M*KCAL/HR	1.97	0.80	4.05	1.54	0.88	0.85	2.13	1.98	1.84
Area	M2	128.67	115.47	285.19	26.72	70.15	79.13	327.05	32.50	189.55
LMTD	C	48.9	59.4	49.6	95.4	112.6	96.0	23.7	106.8	35.4
FT Factor		0.938	0.772	0.697	0.991	0.992	0.990	0.918	0.987	0.803
Hx Rig Tube temp. out	C	185.0	202.1	248.0	342.5	225.0	258.0	240.0	244.5	81.9
Hx Rig Shell temp. out	C	203.4	198.7	239.3	269.0	311.0	329.1	215.5	170.2	117.1
Hx Rig Tube DP	KG/CM2	0.42	0.12	0.39	4.65	0.02	0.01	0.11	0.12	0.06
Hx Rig Shell DP	KG/CM2	0.30	0.01	0.19	0.34	0.02	0.05	0.07	0.07	0.07
Hx Rig Tube velocity	M/SEC	1.20	1.08	1.50	3.66	0.41	0.30	1.00	1.17	0.87
Hx Rig Shell velocity	M/SEC	0.68	0.08	0.61	0.91	0.24	0.31	0.37	1.70	0.41
Hx Rig Shell fouling req.	HR-M2-C/KCAL	0.0039	0	0	0.0079	0.0108	0.0158	0	0.0029	0.0002

Tabla 2

El factor de ensuciamiento determinado por simulación (en las tablas “Hx Rig Shell fouling req.”) se calcula con la simulación rigurosa de la geometría de cada intercambiador, a partir de las condiciones de caudales y

temperaturas de entrada medidas en el TR y fijando una de las temperaturas de salida (también medida). Con estos valores el simulador calcula qué factor de ensuciamiento cumple la condición establecida. Este será un factor de ensuciamiento “global”, es decir, la suma de ambos ensuciamientos lado carcasa y lado tubos, vistos como una única resistencia a la transferencia de calor. Si además, existiera algún factor de los mencionados anteriormente que perjudicara la performance del equipo (por ejemplo by passes) estos quedarían englobados en el “Fouling Factor”.

En las tablas anteriores, los valores marcados en rojo son los que exceden los valores típicos de ensuciamiento para estos servicios y, en el caso de las velocidades, son aquellos que se encuentran por debajo de los valores recomendados. Los valores indicados en verde son los valores de temperatura que se ajustaron con los valores medidos en planta para el día del TR.

Si bien la cantidad de área instalada en el tren de precalentamiento de carga es alta, el hecho de contar con varios ramales en paralelo sumado a las bajas velocidades en algunos intercambiadores hace que la eficiencia del intercambio se vea limitada y deba ser mejorada para una mayor capacidad de procesamiento.

2.1.2.3 Hornos

✓ Condición de Diseño

En el caso particular de los hornos, dada la complejidad de estos equipos, se modelaron en primera instancia en las condiciones de diseño, fijando los parámetros operativos tomados de la hoja de datos original de Lummus (licenciante de los equipos), ingresando todas las características e internos de acuerdo a los planos de diseño.

Como no se contaba con los datos de la carga de diseño, se utilizaron datos de cargas similares que produjeran valores de vaporización de salida semejantes a los del diseño original, y se verificó la concordancia entre el calor transferido de diseño y el calor transferido obtenido por cálculo.

Una vez convergidos los resultados a valores similares a los de la hoja de datos, se analizaron los parámetros de flujos térmicos, velocidad másica y lineal, velocidad crítica, temperatura de gases a la salida de radiación o Bridgewall Temperature (BWT), temperaturas de film y piel de tubos, caída de presión en tubos y perfil de tiraje. Se verificaron regímenes de flujo y condiciones de sobrecalentamiento localizadas y dry out.

✓ Condiciones de Test Run.

Se tomaron los datos operativos del TR utilizado como referencia para el Caso Base. Se fijaron el caudal de carga, las características del combustible (según datos de análisis), exceso de aire y calor liberado calculado, así como las condiciones de presión y temperatura de salida del horno, y se determinó por cálculo la temperatura de entrada de la carga, el calor transferido y la temperatura de los gases de salida de convección, que corresponderán al calor liberado que se ingresó como dato.

El calor liberado de TR se obtuvo a partir de la medición de caudal de fuel gas y fuel oil, utilizando el análisis cromatográfico del gas para calcular el Poder Calorífico Inferior (PCI) del mismo, mientras que para el fuel oil se usó una densidad de 1,000 kg/m³ y un PCI de 9,500 kcal/kg (39.77 MJ/kg).

Asumiendo que el calor liberado es un dato (así como el caudal de carga y las condiciones de salida), para el análisis de la concordancia entre valores calculados y medidos, pueden tomarse como referencia la temperatura de entrada de la carga como la temperatura de salida de los gases de la zona de convección. Idealmente, del cálculo se debería obtener buena concordancia sobre ambos valores, pero en este caso, el horno de vacío no tiene medición confiable de la temperatura de entrada de la carga (se mueve en un rango de 290 a 305°C), y además no se cuenta con la destilación TBP de las cargas procesadas en la fecha del Test Run, por lo que se utilizó la resultante de la simulación de la torre de destilación atmosférica.

De acuerdo a esto, se consideraron válidas las medidas de temperatura de gases de salida de la zona de convección (se analizaron varios valores de test run), y se utilizaron estos parámetros como referencia sobre los cuales deberían converger los valores calculados.

De los primeros cálculos con factores de fouling típicos para los combustibles utilizados, se originaron valores de temperatura de gases a la salida de la convección mucho más bajos que los medidos, indicando que si los bancos convectivos estuvieran más limpios, la zona de convección de ambos hornos debería enfriar más los gases que lo que se observó en la realidad. Dada esta condición, para cada horno se fue *aumentando el fouling en la zona de convección* hasta lograr que la temperatura de salida de los flue gases de la zona de convección resulte aproximadamente coincidente con la temperatura medida.

El hecho de que las temperaturas de gases medidas resulten apreciablemente más altas que las calculadas usando factores de fouling típicos para fuel oil indica, en principio, un fenómeno de ensuciamiento severo, aunque es posible que se esté superponiendo al fouling la posibilidad de taponamientos y mal distribución de los gases causada por eventuales acumulaciones de carbón acompañadas de roturas de internos (placas soporte, curvado de tubos, rotura de deflectores –corbelling–).

Cuando el depósito de sólidos sobre las superficies empernadas de los tubos convectivos es suficientemente grueso, se taponan parcialmente los espacios entre tubos, forzándose el pasaje de los gases a través de trayectorias preferenciales de fuga. Adicionalmente, por recalentamiento suelen producirse roturas de las orejas soporte de las placas, y de las mismas placas soporte de los tubos de convección, llegando a causar curvado de tubos y deformaciones de los mazos. Y aún pueden existir vanos libres para el pasaje lateral de los gases, causados por deterioro de los deflectores longitudinales (corbelling).

Estas fallas generan corrientes de fuga y trayectorias preferenciales en las que los gases no intercambian calor con los tubos y tienen un mismo efecto de decrecimiento de la eficiencia térmica de los bancos convectivos que se traduce en altas temperaturas de salida de gases de la caja de convección.

A esto se hace mención, cuando se indica la *posibilidad* de que pueda existir alguno de los daños descriptos (traducido en fouling, y/o mal distribución y y/o bypass), y que deberá corroborarse por inspección luego de una limpieza completa de la caja convectiva.

El horno de topping 140-B, se verifica intercambiando aproximadamente el duty de diseño, y liberando alrededor de 4% más calor que el valor de diseño. El sistema de quemadores está diseñado para liberar cómodamente esa cantidad de calor y las dimensiones de la cámara permiten alojar las llamas sin peligro de lamido de tubos. Este horno está operando en estas condiciones (con la convección sucia), al límite de su capacidad, con los materiales de placas de escudo y soportes de radiación (de la parte superior de ambos firebox) expuestos a altas temperaturas que afectan la vida útil del material y que es de prever que causen daños en el tiempo.

El horno de vacío 104-B, se verifica intercambiando aproximadamente 7% menos que el duty de diseño, con un rendimiento ligeramente inferior al de diseño, consumiendo un 4% más que el calor liberado de diseño. El sistema de quemadores está diseñado para liberar cómodamente la cantidad de calor calculada y las dimensiones de la cámara permiten alojar las llamas sin peligro de lamido de tubos.

En ambos hornos se observa un fenómeno de fouling intenso (probablemente superpuestos a bypass y/o deterioro de los internos), que causa el incremento en el consumo de combustible, así como la elevada temperatura de salida de gases de la convección. Se calculan altas temperaturas de pernos y alta temperatura de BWT, esta última mayor a la recomendada para el material de placas del escudo y soportes de tubos radiantes. Ambos equipos estarían operando al límite de su capacidad, con los materiales de placas de escudo y soportes de radiación (de la parte superior de ambos firebox) expuestos a temperaturas altas que pueden afectar la vida útil del material.

2.2 Etapa 2: Eliminación de cuellos de botella

2.2.1 Metodología utilizada

Una vez identificados los principales cuellos de botella de la unidad, que son los hornos de la unidad 140-B y 104-B, y el tren de precalentamiento de carga, se procedió a incrementar capacidad analizando modificaciones menores. Previamente, se definieron como modificaciones “menores” las siguientes:

- Cambios de conexión del tren de intercambio.
- Instalación de nuevos intercambiadores, siempre que sea factible y no haya limitaciones de layout (la disponibilidad de espacio libre en planta es escasa).
- Cambio de internos o modificaciones de columnas que no afecten ni el diámetro ni la altura de los recipientes.
- Modificaciones en los hornos que se puedan implementar en un paro de mantenimiento de la unidad.
- Cambio de impulsor en bombas o modificaciones de aquellos equipos de los cuales está planificado su reemplazo por otras causas independientes de este proyecto.

Para esto se trabajó en dos frentes en paralelo:

- Propuesta de modificaciones en los hornos para incrementar su capacidad de intercambio de calor y evitar limitaciones hidráulicas.

Análisis de oportunidades de mejora del tren de intercambio con el objetivo de aliviar el requerimiento de carga térmica en los hornos y poder utilizar la disponibilidad de los mismos para incrementar la carga a la unidad. Una vez definidas las modificaciones en los hornos y conocido el nuevo duty disponible en cada uno, se trabajó en el tren de intercambio tratando de incrementar tanto la temperatura de entrada al horno como la temperatura del 104-F, recipiente previo a la torre desnaftadora 107-E, con el objetivo de incrementar el desnaftado y disminuir el caudal y la exigencia del horno.

En el caso de la desnaftadora 107-E también se trabajó incluyendo un corte lateral que se enviará directamente a la unidad de Hidrotratamiento de Diesel (HDS) junto con el gasoil atmosférico. Este corte lateral genera un alivio adicional al horno por menor caudal.

Una vez determinada la temperatura óptima de trabajo del 104-F, se trabajó en reconexionar el tren de intercambio de manera de aprovechar mejor las corrientes calientes para precalentar el crudo carga y disminuir el duty requerido en el horno de Topping. Con el nuevo valor de duty se estimó cuánto se podría incrementar el caudal de carga para que el duty siga siendo el de operación en condición segura (valor que fue determinado en el estudio de los hornos durante la Etapa 1).

Se realizó un proceso iterativo donde se fue incrementando carga, trabajando en el tren de intercambio y chequeando los hornos para cada nueva condición. El límite se encontró en el valor de 360 m³/h de carga (54.3 kbpd) para el crudo de diseño (Mesa 60% - Santa Bárbara 40%).

Una vez alcanzado el nuevo caudal de procesamiento, se verificó de manera rigurosa todo el equipamiento de la unidad y se ajustó la simulación en Hysys para que refleje todas las modificaciones propuestas.

2.2.2 Modificaciones propuestas

A continuación se describen las modificaciones propuestas para el alcanzar el procesamiento de 360 m³/h de carga, de manera sostenible. Previamente, en las Figuras 8 a 11 se muestran los esquemas de procesos de la unidad modificada, indicando en rayado los equipos y líneas nuevos.

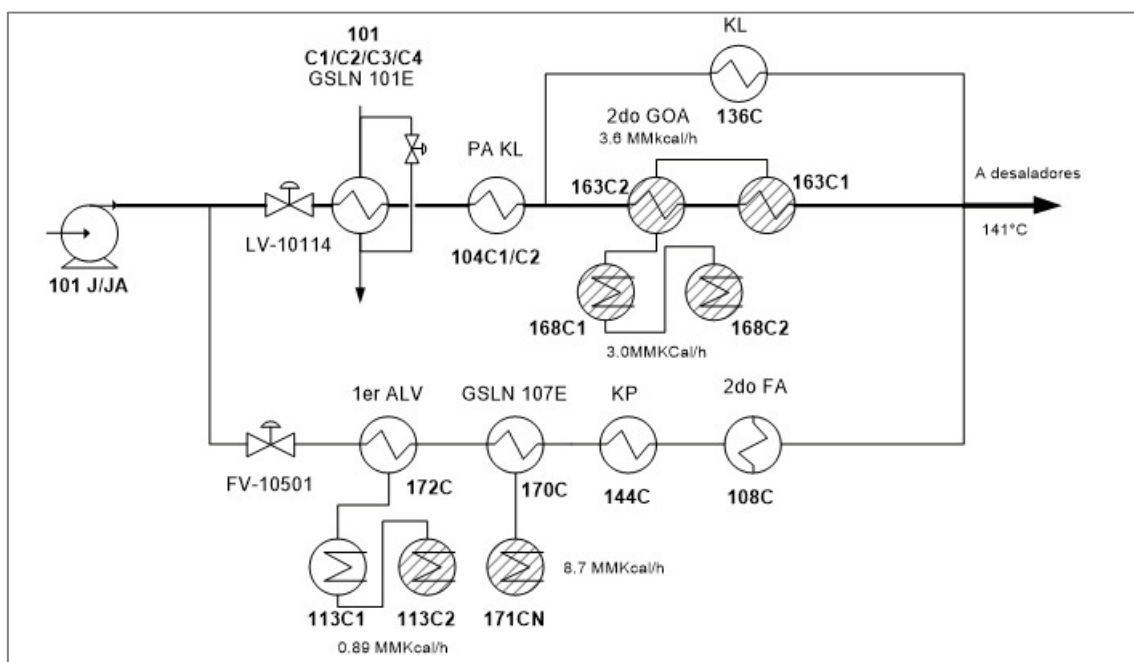


Figura 8: Esquema Tren Frío modificado

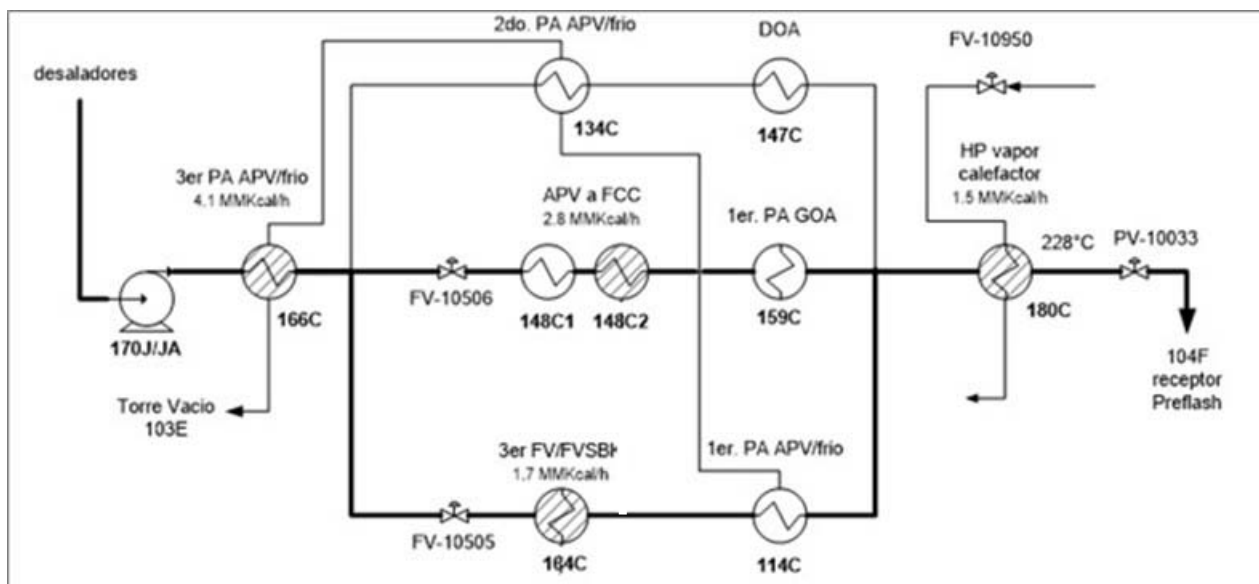


Figura 9: Esquema Tren Intermedio modificado

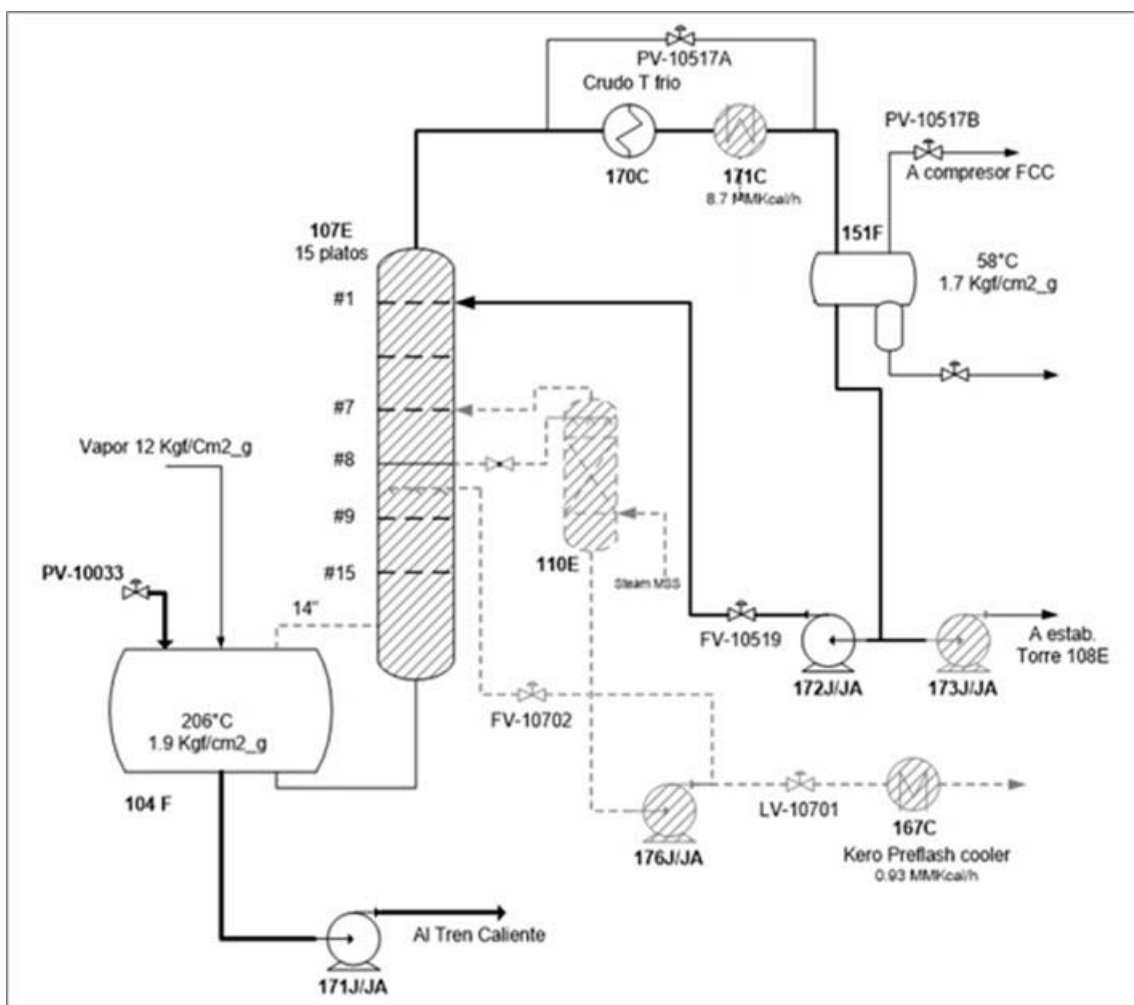


Figura 10: Esquema Torre Desnafiadora (Preflash) modificado

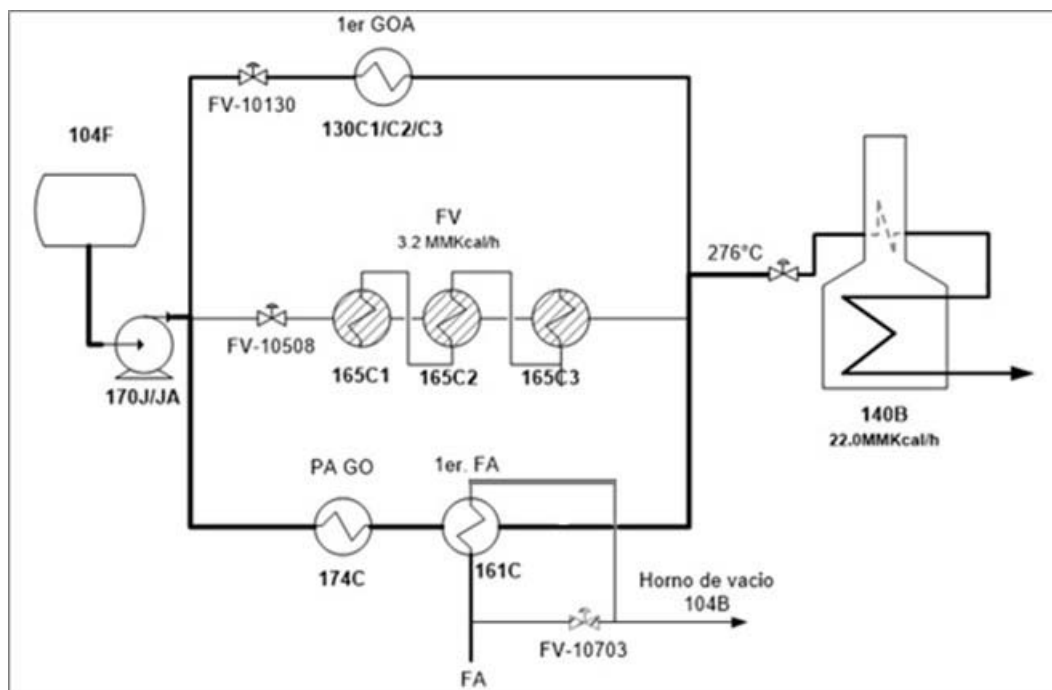


Figura 11: Esquema Tren Caliente y Horno atmosférico modificado

2.2.2.1 Hornos 140-B y 104-B

Se trata de la remodelación de los hornos para aumentar su capacidad de calentamiento, siguiendo los lineamientos del alcance de las modificaciones de baja inversión definidas para esta etapa.

Se plantearon modificaciones en los serpentines de las cajas de convección de ambos hornos, que implican reemplazo de tubos existentes y cambios en el servicio, así como modificaciones en la posición de las bridas de entrada de la carga a los hornos y modificaciones en el piping de alimentación.

A continuación se describen las modificaciones propuestas en cada uno de los hornos.

✓ Horno 140-B

En el caso de este horno se analizaron tres alternativas para modificar la zona convectiva, las mismas se describen a continuación.

- a) Se analizó instalar 16 tubos empernados adicionales, en la zona superior de la caja de convección, encima de la última fila de tubos existentes del actual *Steam Superheater* (STM SPH). Si bien, el espacio para la instalación de nuevos tubos está previsto en los planos originales del equipo, durante la etapa de ingeniería de detalle, se deberá confirmar la existencia de placas soporte instaladas (con los orificios de pasaje para los tubos que se van a agregar). De lo contrario, deberán instalarse soportes adicionales similares a los existentes. En esta propuesta el STM SPH queda intercalado entre filas de proceso y, para el caso de utilizar Fuel Gas como combustible, se obtiene una temperatura de salida del vapor de 4,5 kg/cm²a de 285°.
- b) Se retira el STM SPH actual, se instalan dos filas de tubos de proceso directamente encima de las filas de proceso existentes y se vuelve a instalar el STM SPH (con dos pasos), en la fila del tope de la convección. Con este esquema, circulando vapor de 4,5 kg/cm²a y quemando únicamente Fuel Gas, se obtiene una temperatura de salida del vapor de 250°C (el STM SPH calentaría el vapor desde 148°C a 250°C).
- c) Se retira el STM SPH actual, se instalan dos filas de tubos de proceso directamente encima de las filas de proceso existentes y se vuelve a instalar el STM SPH existente *modificado para circular en un paso*, en la fila del tope de la convección. Con este esquema, circulando vapor de 4,5 kg/cm²a y quemando únicamente Fuel Gas, se obtiene una temperatura de salida del vapor de 261°C (el STM SPH calentaría el vapor desde 148°C a 261°C).

En resumen, si se lleva la fila de tubos del STM SPH hacia el tope, se produce una reducción en la temperatura de salida del vapor sobre calentado. Estos resultados dependen de la relación Fuel Oil/Fuel Gas que se utilice, y siempre será posible modificar la performance aumentando la cantidad de Fuel Oil que se consume para elevar el perfil térmico y recuperar temperatura de salida en el STM SPH de acuerdo a los requerimientos de uso de este vapor. Estas alternativas corresponden al campo de los ajustes durante la operación.

En cualquier caso de los anteriores, las nuevas filas de tubos agregadas van a ubicarse más lejos de la distancia recomendada para la limpieza automática con sopladores de hollín retractiles; por lo que es probable que los nuevos tubos resulten susceptibles al ensuciamiento externo en mayor grado que los existentes. En función de esto, se recomienda considerar la instalación de ventanas de limpieza en las paredes laterales del horno, que resulten accesibles desde plataforma, para realizar limpiezas externas con el equipo en operación.

✓ Horno 104-B

Se propone reemplazar los tubos del actual *Steam Superheater* (STM SPH) por tubos destinados al calentamiento de carga (proceso). Se deberán instalar 16 tubos empernados en las cuatro (4) filas superiores de la caja de convección, reemplazando los tubos existentes del actual STM SPH. Los tubos nuevos serán de material A200-T9 y los actuales tubos del STM SPH deberán retirarse porque no tienen la metalurgia adecuada para reutilizarse con el nuevo servicio.

2.2.2.2 Desnaftadora 107-E

Se priorizó el aprovechamiento de las corrientes calientes con el objetivo de precalentar el crudo carga a la unidad, tanto en el tren caliente, aguas arriba del 140-B, como en el tren intermedio, desde la bomba 170-J hasta el 104-F.

El incremento de temperatura del tren intermedio permitió llegar al acumulador 104-F con una temperatura mayor a la actual lo cual permite un mayor desnaftado del crudo y menor caudal al horno 140-B. Adicionalmente, se evaluó la extracción de un corte lateral en la torre 107-E. Desde el punto de vista del fraccionamiento el objetivo de esta torre es mantener un punto final de la gasolina menor a 185°C (ASTM D86), ya que esta gasolina luego se mezcla con la producida en la fraccionadora principal 101-E para ser estabilizada en la torre 108-E y luego es enviada al complejo de gasolinas.

El nuevo corte lateral será enviado a la unidad de HDS junto el Gasoil atmosférico, previo un ajuste del contenido de livianos en un nuevo sidestripper a ser instalado aguas abajo de la torre 107-E.

Se consultó con la empresa KOCH-GLISTCH, proveedora de los internos de esta torre, para conocer la aptitud de los mismos para manejar los nuevos caudales de vapor y líquido como consecuencia del aumento de carga a la torre y de la extracción del corte lateral. KOCH-GLISTCH recomendó la sustitución de los platos existentes por otros con mayor área. Se propuso la utilización de platos de válvulas fijas, VG-0 type MINIVALVE™ los que de acuerdo a la evaluación del fabricante pueden operar adecuadamente en el rango de 50-110% de la carga modificada. Así mismo se sustituye el Plato 8 por un plato de extracción Model 611, y se recomienda bloqueo de las ranuras de los vertederos de los platos 9 a 15. La extracción se realizará en el plato N°8 utilizando un plato de extracción total. Luego, una nueva bomba tomará tanto el producto como la corriente de líquido que será enviada al plato inferior como lavado. Se estima un caudal de lavado de 9 m³/h.

El sidestripper será de 2 etapas teóricas. Para asegurarse de no enviar productos livianos a la unidad de HDS se realizó una comparativa del corte lateral de la 107-E con el Kerosene Liviano (KL) que se produce en la 101-E y que también tiene como destino normal la unidad de HDS. En la siguiente tabla se comparan las curvas de destilación ASTM D86 y el flash point de ambas corrientes. Si bien el cálculo de flash point por simulación no es muy riguroso, se considera válido a fines comparativos.

Desde el punto de vista de destilación, solamente el punto inicial del corte lateral es más liviano que el del KL de 101-E, el resto de la curva muestra valores más altos de temperatura para igual porcentaje de destilación.

El flash point es muy dependiente de la cantidad de vapor de stripping que se utilice, con lo cual se recomienda utilizar 500 kg/h. Esto luego se podrá optimizar en la operación en función del valor de flash point real de laboratorio y/o limitaciones de recepción de livianos en la unidad aguas abajo.

PROPERTY	UNIT	Kero Liv 101-E	Corte Lateral 107-E
Flash Point	°C	38.98	44.83
Distillation D86 (%vol.)	°C		
0		121.5	116.3
5		151.3	152.7
10		154.8	162.8
20		158.4	173.3
30		160.9	179.6
40		163.4	184.4
50		165.7	189.0
60		167.9	194.0
70		170.3	199.9
80		173.2	207.9
90		177.7	220.5
95		182.0	230.9
100		194.1	251.5

Tabla 3

El Side Stripper utilizará relleno de la misma firma (Intalox ULTRA™ de KG).

Como consecuencia de la mayor temperatura de operación del 104-F y de la extracción del corte lateral, el caudal de crudo que sigue hacia el horno se ve reducido en un 21% respecto del caso sin modificaciones.

2.2.2.3 *Tren de precalentamiento de crudo*

Dado el alto ensuciamiento determinado en algunos equipos durante la evaluación de los datos del TR, se acordó que los equipos existentes que no se sometan a ninguna modificación se mantendrán con el factor de ensuciamiento determinado para el TR, siendo esta la posición más conservadora. De todas maneras, se mantiene la recomendación de implementar a futuro una política de monitoreo del ensuciamiento y limpieza en operación.

Para los equipos que se diseñen nuevos, se considerarán factores de ensuciamiento recomendados por las buenas prácticas internacionales, en función del tipo de fluido, la velocidad y la temperatura dentro del equipo.

Las modificaciones propuestas en los trenes de precalentamiento de crudo son las siguientes:

✓ *Tren frío*

El equipo 136-C (crudo/KL) que presentaba una alta ineficiencia para la condición de TR se deja fuera de servicio, aunque no se prevé su desmontaje. De esta manera, el crudo queda dividido en dos ramas en lugar de tres, lo cual favorece el aprovechamiento en los otros intercambios y mejora las velocidades dentro de los equipos lo que va a retardar el ensuciamiento.

El intercambio crudo/gasoil que actualmente se realiza en el 146-C se puede aprovechar mucho más, para lo cual se propone el cambio del equipo existente por uno nuevo (163-C).

El equipo 108-C se mantiene en servicio por si hubiera que desviar residuo atmosférico a tanque, pero para el caso de diseño de las modificaciones se encuentra totalmente by-paseado.

La temperatura resultante de este tren es de 144°C. Esto hace que la temperatura del crudo al desalador, a donde se suma el agua a 100°C, quede en 141°C que es un valor adecuado para este servicio.

✓ *Tren intermedio*

Este es el tren que sufre más modificaciones.

Inmediatamente aguas debajo de la bomba 170-J, se propone instalar un equipo completamente nuevo de crudo con circulante de Aceite Pesado de Vacío (APV), que actualmente se termina de enfriar con agua en el 153-C. Este nuevo equipo, 166-C, utiliza la totalidad de la corriente de crudo antes de ser dividida en tres ramales.

El actual 156-C se reemplaza por un equipo nuevo de mayor área, el 164-C, que aprovecha más el calor disponible en la corriente de residuo de vacío.

Actualmente el APV intercambia calor con el crudo en el 148-C. Se propone incorporar una segunda carcasa en serie a este servicio y diseñarla de geometría similar a la existente pero con 4 pasos por tubos con el objetivo de mejorar la velocidad y disminuir la tendencia al ensuciamiento. En este caso, la carcasa existente se mantiene con 2 pasos por tubos y se simula con el factor de ensuciamiento determinado por TR, y la nueva con el ensuciamiento de acuerdo a buenas prácticas.

Una vez que se juntan los tres ramales de crudo, se incorpora un nuevo equipo, 180-C, con vapor de alta presión. Si bien esto genera un consumo energético adicional, el objetivo de este equipo es poder asegurar una temperatura constante a la entrada del 104-F aun cuando haya cambios de calidad de crudo con el consecuente impacto en los rendimientos y en el aprovechamiento térmico. Para el caso de diseño el calor intercambiado en este equipo es muy pequeño, no obstante, para poder contar con el margen mencionado, se diseñó con un duty de 1.5 Gcal/h con un consumo de 3 tn/h de vapor de alta presión (40 kgf/cm²g). Durante la ingeniería de detalle se deberán asegurar todas las medidas necesarias en cuanto a instalaciones y control

para no consumir excesos de vapor y para que el vapor salga totalmente condensado y no genere perturbaciones aguas abajo. También se deberá contemplar la recuperación del condensado generado en el intercambio.

✓ **Tren caliente**

En este tren actualmente hay dos intercambiadores crudo/residuo de vacío (RV) que son muy ineficientes (158-C y 162-C), ambos se encuentran en serie. Se propone reemplazar ambos equipos por un solo equipo más eficiente de 3 carcasas en serie, el 165-C.

Los equipos 174-C y 130-C serán reemplazados por dos equipos nuevos, intercambiadores de placa del tipo “Compabloc”. Estos equipos ya están comprados y se encuentran en proceso de instalación. En ambos casos se asumió que trabajarán en las condiciones de diseño suministradas por el proveedor ALFA LAVAL.

El intercambiador 161-C, crudo/residuo atmosférico (RA), se utilizará parcialmente by-paseado del lado residuo atmosférico porque presenta muy alta caída de presión. Además, al igual que en la operación actual, este equipo servirá para regular y compensar los calores requeridos en los hornos de Topping y de Vacío, ya que a mayor by-pass de RA favorece el horno de vacío y a menor by-pass aliviará el horno de Topping.

✓ **Otros intercambios de calor**

Además de optimizar y adecuar el tren de precalentamiento de crudo para la nueva condición de carga, se verificaron los demás intercambios asociados a otros productos, como los equipos periféricos a la 108-E, torre estabilizadora de gasolina, (efluente-carga, condensador y reboiler) y todos los enfriadores de productos.

En el caso del efluente-carga de la 108-E y del reboiler de la misma torre no se encontraron inconvenientes para cumplir con el requerimiento de la columna.

Con respecto a los enfriadores, se simularon de manera rigurosa todos los intercambiadores con agua de enfriamiento. Se verificaron como aptos para el nuevo servicio diez de los enfriadores existentes y se diseñaron 3 equipos nuevos.

2.2.2.4 Torres fraccionadoras 101-E, 108-E y 103-E

Se verificó el desempeño desde el punto de vista de fraccionamiento e hidráulico de todas las torres de destilación para la nueva condición de carga.

No se encontraron limitaciones en la fraccionadora principal 101-E, ni en la estabilizadora de gasolina 108-E.

En el caso de la torre de vacío 103-E, como posee diferentes lechos de varios tipos de rellenos, se consultó con el proveedor de los internos, SULZER. Analizadas las nuevas condiciones de carga, SULZER propuso el cambio de relleno en la parte inferior del lecho de APV, de M125X a MG90.X a los efectos de mejorar el desempeño hidráulico de la torre y también la sustitución del distribuidor existente del lecho de lavado (con toberas) por uno de gravedad, para disminuir el arrastre de líquidos. La sustitución del tipo de distribuidor inferior implica la reducción de altura del lecho de lavado.

2.2.2.5 Otro equipamiento

En función de las nuevas condiciones de proceso determinadas por simulación, se verificó el resto del equipamiento como ser bombas, acumuladores, principales líneas de proceso, válvulas de control, etc.

A continuación se enumeran los cambios requeridos en estos equipos:

✓ **Bombas:**

Se elaboró la hoja de datos de las bombas requeridas para el nuevo servicio, corte lateral de la torre desnaftadora.

Fueron verificadas las hojas de datos de las bombas existentes para las nuevas condiciones de operación. En tres de los servicios fue identificada la necesidad de modificación del impulsor o del motor.

Si bien de acuerdo a esta verificación la mayoría de los equipos existentes cumple con el servicio futuro, se considera la sustitución de los equipos de diez de los servicios por estar al fin de su vida útil.

✓ **Válvulas de control:**

Se especifican nuevas válvulas de control para control de nivel y caudal de lavado del nuevo corte lateral de la torre desnaftadora, vapor al calentador de crudo y control del by pass de fondo atmosférico al 161-C.

Se recomienda la sustitución de las válvulas de control de caudal de reflujo y gasolina de la torre de preflash y de uno de los ramales de crudo del tren caliente, para adecuarse a las nuevas condiciones de operación.

Para cada válvula de control se calculó el CV para las nuevas condiciones de proceso y se lo comparó con el CV de la válvula existente. El estudio se basó en el cálculo hidráulico preliminar realizado para las líneas para la condición de diseño.

✓ **Líneas:**

Se recomienda aumento de diámetro de la línea de carga a la torre de preflash.

✓ **Instrumentos:**

Como parte de sostener las mejoras de caudal de procesamiento identificadas, se instalarán termocuplas en el tren de intercambio para favorecer el monitoreo de la eficiencia del mismo y anticipar necesidades de limpieza.

2.3 Etapa 3: Desarrollo de modificaciones

En forma adicional al alcance de la ingeniería básica, se realizaron los siguientes trabajos;

2.3.1 Diseño mecánico

Diseño mecánico de los equipos de intercambio de calor con BJAC (Settling Plan, Sectional Plan, Bill of Material y Memoria de cálculo). Elaboración de la especificación técnica (SP).

Cálculo mecánico del Side Stripper según el programa *Compress* y emisión de hoja de datos con espesores, pesos y momentos en sus bases, Elaboración de especificación técnica (SP)

2.3.2 Diseño preliminar de piping

Planos de piping para las modificaciones definidas como parte del proyecto. Planos con routing de las cañerías principales a efectos de dar una idea de la magnitud de las modificaciones. Se tomó en cuenta para el routing las limitaciones de espacio de la refinería, proponiendo alternativas de diseño de piping que contribuyan a la operación, diseñando plataformas para la operación de las válvulas de habilitación de intercambiadores de calor.

2.3.3 Estimación de CAPEX

Estimación de costo de las fases de Ingeniería de Detalle, Suministro de Equipos y Materiales y Montaje, con precisión +20%/-30%.

3 Conclusiones

Desde el punto de vista de metodología de trabajo fue fundamental contar con una buena calibración del Caso Base que sirvió de referencia para identificar los cuellos de botella existentes y plantear las propuestas de mejora.

Durante todo el desarrollo del proyecto se trabajó en equipo entre las empresas consultoras y los profesionales de ANCAP, lo que permitió maximizar los resultados alcanzados.

Como conclusiones técnicas, se encontró que:

- ✓ El cuello de botella principal identificado fue la capacidad de los hornos de proceso. Por lo tanto, las modificaciones planteadas tienden al alivio de la carga de los mismos.
- ✓ Las modificaciones en el tren de intercambio tuvieron por objeto el aprovechamiento integral de las fuentes calientes, potenciando la recuperación de calor y minimizando el intercambio de productos con agua de enfriamiento.
- ✓ Estas modificaciones son potenciadas a través del aumento de capacidad de la torre desnaftadora a la que se incluyó un corte lateral adicional, que será parte de la carga de la hidrotratadora de destilados medios. Este incremento de desnaftado a través del corte lateral posibilita un aumento del crudo procesado para duties constantes en los hornos atmosféricos y de vacío.
- ✓ Adicionalmente, se previeron una serie de modificaciones, tendientes a la sostenibilidad del aumento de caudal de procesamiento identificado, a lo largo de la corrida, entre paradas de mantenimiento. Estas modificaciones incluyen el aumento de área de intercambio de calor para precalentar crudo en la zona convectiva de los hornos, para compensar la disminución de eficiencia en operación como consecuencia del ensuciamiento que genera la utilización de fuel oil como combustible.
- ✓ La instalación de un precalentador de crudo con vapor antes de la torre desnaftadora va en la misma dirección: compensar el ensuciamiento del tren y disponer de elementos de maniobra operativa que permitan manejar crudos con rendimientos de corrientes calientes diferentes a los del crudo de diseño.
- ✓ Asimismo se incrementó la instrumentación del tren de intercambio, a los efectos de poder monitorear en marcha el ensuciamiento y tomar decisiones acerca de limpiezas de equipos.
- ✓ Tanto en las modificaciones de equipos, como de piping se tuvo en cuenta las restricciones de espacio de la planta.

En resumen, se cumplió con el objetivo original del proyecto que era determinar las modificaciones necesarias para alcanzar un procesamiento mínimo sostenible de 50,000 bpd de carga a la unidad de Topping, logrando un nuevo esquema de procesos que permitirá correr 54,300 bpd de crudo. Las modificaciones requeridas para alcanzar el objetivo se encuentran dentro del concepto de “modificaciones menores” definidas por ANCAP en sus bases de diseño y actualmente se encuentra en ejecución el desarrollo de la ingeniería de detalle y el suministro de equipos, a los efectos de que las modificaciones identificadas se implementen en el próximo paro programado de la planta, en 2016.

4 Bibliografía

“Refinery Process Modelling”; Gerald L. Kaes; 2008; Kaes Consulting; Georgia, U.S.

“Heat Exchanger Network Synthesis”; Uday V. Shenoy; 1995; Gulf Publishing Company, Houston, Texas, U.S.

“To foul or not to foul”; T. Reg Bott, University of Birmingham; CEP Magazine; Noviembre 2001.

“Combustion Handbook”; Charles E. Baukal Jr.; John Zink Company LLC; Tulsa, Oklahoma, U.S.

5 CV's autores

Andrea Heins

Ingeniera Química de la Universidad de Buenos Aires. Cuenta con 17 años de experiencia en procesos de refinación, petroquímica, procesamiento de Oil&Gas y temas de eficiencia energética. Durante 14 años desarrolló su carrera profesional en YPF, en el ámbito de ingeniería de procesos y gestión de proyectos, en las Direcciones de Tecnología e Ingeniería. En 2012 fundó Energy Performance, donde se desempeña en la dirección general de la empresa y como consultora en procesos y energía, realizando estudios de eficiencia energética, diagnósticos energéticos, implementación de sistemas de gestión de la energía y capacitación. En 2013 obtuvo la certificación de IRCA (International Register of Certificated Auditors) como auditor líder de la Norma ISO 50.001 de Sistemas de Gestión de la Energía.

Desde el 2012 es instructora y miembro activo de la Comisión de Refinación y Subcomisión de Energía del IAPG (Instituto Argentino del Petróleo y del Gas). Participa también de la Comunidad de Líderes Energéticos del CACME (Comité Argentino del Consejo Mundial de Energía) y del grupo de Optimización Energética de ARPEL.

Claudia Kalamar

Ingeniera Química de la Universidad de la República de Uruguay (UDELAR).

Docente de Fisicoquímica en la UDELAR, Facultad de Química, hasta 1990.

De 1990 a 1998 se desempeñó como profesional del Centro de Investigaciones Tecnológicas de ANCAP.

Cuenta con 17 años de experiencia en refinación, desempeñando tareas como ingeniero de operaciones y procesos en las áreas de destilación de crudo y servicios auxiliares en la Refinería Alfredo Vázquez Acevedo (La Teja), de ANCAP, Uruguay.

Desde 2008 se desempeña como Jefe de Ingeniería de Procesos.

Es integrante de Subcomisión de Energía de IAPG en representación de ARPEL y del grupo de Optimización Energética de ARPEL.

Gonzalo Abad

Ingeniero Químico, Universidad de la República Oriental del Uruguay.

Profesional certificado del International Council for Machinery Lubrication, ICML MLA II.

Se desempeña desde 1996 en la Refinería La Teja, Montevideo, donde ha ocupado diversas posiciones como Ingeniero de Staff, profesional asistente del Jefe del área de destilación y actualmente se desempeña como Jefe del área de Destilación desde el año 2008.

Eduardo Dias Castrillon

Ingeniero Químico – Facultad de Ingeniería – Universidad de La República. Montevideo – Uruguay

Actividad Docente:

- Docente de Química Orgánica e investigador científico en el Departamento de Química Orgánica de Facultad de Química, Universidad de la República (1996-2004).

- Instructor de cursos de capacitación e Ingreso de Refinería Dr. Eduardo Acevedo Vázquez (Ex La Teja) En Hornos de Procesos, Química y Fraccionamiento (2009 – actualmente).

Ejercicio de la profesión.

- Profesional de Refinación en Refinería Alfredo Vázquez Acevedo (Ex La Teja) ANCAP (2008-actualmente).
- Ingeniero de QFINA SA Vigilancia tecnológica y producción de activos farmacéuticos (2004-2008)

Daniel Paz

Ingeniero Químico – Facultad de Ingeniería – Universidad de Buenos Aires. Argentina.

Cuenta con 18 años de experiencia en procesos de refinación, petroquímica, procesamiento de Oil&Gas.

Ha trabajado durante 4 años en el diseño y puesta en marcha de plantas de gas natural (ajuste de punto, estabilización de condensados y unidades turbo-expander).

En TECHINT (desde 1998) se ha desempeñado en el Departamento de Procesos trabajando en diferentes proyectos de ingeniería conceptual, ingeniería básica, EPC tanto en Argentina como en el exterior.

José Pastorino

Ingeniero Químico de la Universidad de la República de Uruguay (UDELAR). Buenos Aires.

Cuenta con 35 años de experiencia en Refinación en ANCAP, donde se ha desempeñado con distintas responsabilidades relativas a downstream: Ingeniero de Operaciones (1980 -1988), Jefe de Operaciones (1988 – 1998), Gerente de Refinería y Terminales (2001 -2007) y Gerente de la Unidad de Negocios Energéticos del 2007 a la fecha.

Ha participado en todos los Proyectos de Remodelación de la Refinería de La Teja desde el año 1987 a la fecha, asumiendo responsabilidades de Coordinador de Ingeniería de Proyectos (Proyecto de Remodelación de la Refinería de La Teja, puesta en servicio 1995), Gerente Técnico de Proyecto (Proyecto de Ampliación de la Refinería de La Teja, puesta en servicio 2003) y Asesor de selección de Tecnologías en el Proyecto de Gas Oil y Gasolina de Bajo Azufre, puesta en servicio 2012).

Desde 2012 es miembro de la Academia Nacional de Ingeniería del Uruguay.