

PUESTA EN MARCHA DE UNIDAD PRODUCTORA DE HIDRÓGENO (HMU)

Luana Daniela Bertolini, Raízen Argentina, luana.bertolini@raizen.com.ar

1. Sinopsis

En el contexto del cumplimiento de la resolución de Argentina que busca regular el contenido máximo de azufre en naftas y gasoil, en diciembre 2024 Raizen Argentina puso en servicio la primera unidad productora de hidrógeno (Hydrogen Manufacturing Unit – HMU) de la Refinería de Buenos Aires.

La HMU combina gas natural y vapor de agua de alta presión sobrecalentado para, a través de las reacciones de reformado y water-gas shift, producir una corriente rica en hidrógeno y dióxido de carbono. Esta corriente de proceso es luego enviada a unidades de adsorción (Pressure Swing Adsorption – PSA) para ser purificada hasta un 99,9% y ser enviada a las distintas plantas que requieren el producto.

El principal desafío de esta unidad radica en la integración energética de su diseño. En primer lugar, el núcleo de la unidad es su horno reformador, que proporciona el calor necesario para que la reacción de reformado, endotérmica, ocurra, siendo la única fuente de calor de toda la unidad. En su zona convectiva se encuentran todos los precalentadores de proceso y sobrecalentadores de vapor y agua de caldera.

En segundo lugar, los gases reactivos que no se convierten, principalmente monóxido de carbono y metano, se recirculan al horno para aprovechar su poder calorífico. Por otro lado, el exceso de vapor de agua reactivo se condensa, se despoja de gases ácidos y se retorna al proceso para ser reinyectado en la reacción como vapor de agua.

Finalmente, la gran cantidad de energía generada en el horno se utiliza para la generación y exportación de vapor de alta presión a la red interna de la refinería.

Este trabajo tiene como objetivo compartir aspectos técnicos, aprendizajes y proyecciones sobre la carga de catalizador de los distintos reactores, la puesta en marcha y la continuidad operativa, considerando las particularidades de la integración de esta unidad.

2. Introducción

En el contexto del cumplimiento de la resolución de Argentina que busca regular el contenido máximo de azufre en naftas y gasoil aumentó en la Refinería de Buenos Aires de Raízen Argentina la necesidad de H₂ disponible para las reacciones de desulfurización de naftas y gasoil. Previo a diciembre del 2024, todas las unidades hidrotratadoras se alimentaban de hidrógeno proveniente de la unidad de platforming. Sin embargo, previo a la puesta en marcha de las nuevas plantas HDS fue necesario diseñar, construir, comisionar y poner en marcha una nueva planta productora de hidrógeno, tecnología nueva para la refinería.

Este trabajo tiene como objetivo describir el funcionamiento de la planta HMU (Hydrogen Manufacturing Unit – HMU), distintas partes involucradas y proceso de puesta en marcha y ajuste de los primeros seis meses de operación. Se agrega también al análisis un detalle de los aprendizajes de las distintas marchadas de la planta.

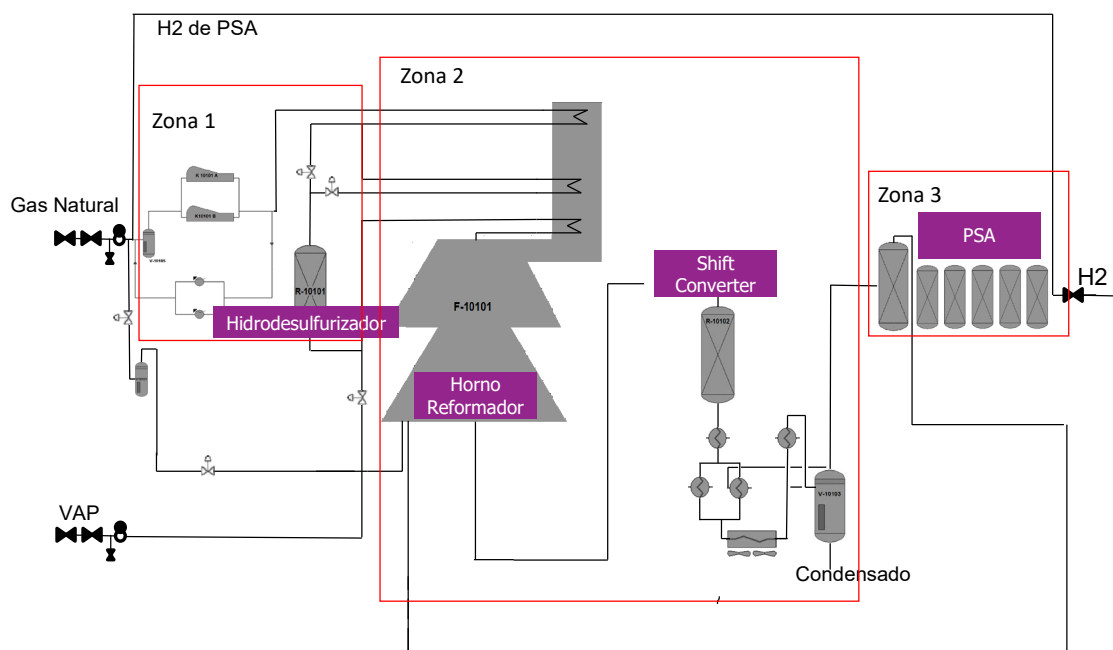


Ilustración 1: Esquema completo de la unidad. UBFW – agua de caldera no tratada / VAP – vapor de alta presión / BFW – agua de caldera / PSA – Pressure Swing Adsorbent

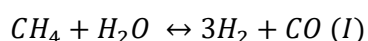
Se distinguen 3 zonas en la planta:

1- Purificación:

La unidad productora de hidrógeno de la Refinería de Buenos Aires tiene como alimentación una corriente de gas natural directa de la red que es comprimida hasta 40barg para entrar al sistema de purificación. Los catalizadores de reformado y WGS no pueden recibir alimentaciones con contenido del orden de las partes por millón de azufre, por lo tanto en primera instancia se tiene un reactor desulfurizador para eliminar estos componentes.

2- Reacción: Reformado + Water Gas Shift (WGS):

El sistema de reacción en sí mismo involucra dos reactores en serie. Primero un horno reformador donde los reactivos ingresan al reformer para reaccionar según:



Esta reacción es fuertemente endotérmica, por lo que se diseña dentro de un horno que provee la energía necesaria para la misma. Este horno tiene como fuentes de combustión gas natural y el reciclo de gases reactivos no convertidos en H_2 o en CO_2 . La combustión, si bien no es el tema principal de este trabajo, se menciona como crítica ya que una combustión uniforme implica una temperatura de reacción uniforme a lo largo del catalizador. Se tiene un sistema de doble quemador (Ver Ilustración 5) – uno que consume gas natural y el otro el *tail gas* (gases reactivos no convertidos). Se cuenta, además, con dos terrazas de quemadores, siendo la inferior de mayor capacidad de combustión y la superior menor. El *tail gas* es alimentado sin una controladora, pasa directamente hacia el horno desde la PSA.

El horno consta de dos zonas, la zona radiante donde sucede la reacción y la zona convectiva donde se da la integración energética. Todos los intercambiadores de calor de la unidad destinados a precalentar reactivos, agua del domo o sobrecalentar vapor están ubicados en esta zona.

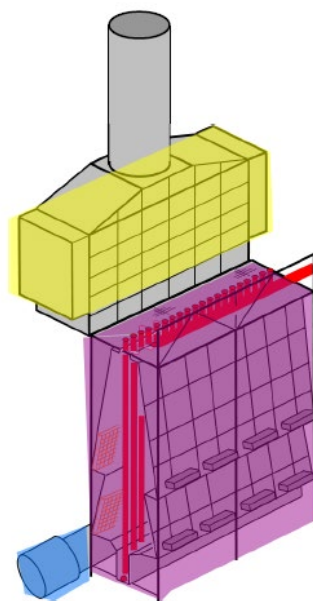


Ilustración 2: Esquema del horno reformador. Zona superior amarilla, convectiva. Zona inferior rosa, radiante. En la zona radiante se detallan dos terrazas de quemadores y los tubos de catalizador verticales en rojo



Ilustración 3: Quemadores duales en servicio



Ilustración 4: Quemador dual. Picos de gas natural y difusor de tail gas

Desde el lado de proceso, al ingreso del reformer se encuentra el punto de mezcla donde entran en contacto el vapor de alta presión sobrecalentado, previamente atemperado para controlar temperatura de entrada a reacción, y el gas natural desulfurizado. Se tiene un control automático que regula los caudales en función del ratio *steam to carbon* (S/C), un ratio molar calculado con muestras de composición de gas natural diarias para asegurar un exceso de vapor en reacción. El exceso de vapor cumple dos funciones, en primer lugar desplazar el equilibrio hacia productos y mejorar la conversión de metano. En segundo lugar, como fluido de velocidad para asegurar buena distribución de flujo a través del catalizador. El flujo de reactivos es precalentado en la zona inferior de la cámara convectiva y distribuido uniformemente a través de *pigtails* (cañerías pequeñas de entrada a los tubos de catalizador).

El ya mencionado catalizador está ubicado en tubos verticales (en el caso de la HMU de la Refinería de Buenos Aires, 34 tubos). La carga de catalizador se llevó a cabo durante el comisionado de la planta, utilizando el método de *socket*. Es crítico para la carga del catalizador asegurar igualdad de pérdida de carga a través de cada uno de ellos, porque, caso hubiera zonas o tubos preferenciales, implicaría un menor flujo a través de otros tubos llevando a zonas calientes que puedan comprometer la integridad del tubo.



Ilustración 5: tubos de catalizador desde arriba (izq.) | carga de catalizador en tubos (der.)

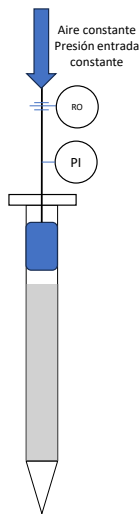
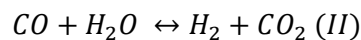


Ilustración 6: esquema de dispositivo para medición de pérdida de carga

Durante el comisionado de la planta se construyó un dispositivo (Ilustración 6) cuya función era generar un flujo de aire a través del tubo y medir la pérdida de carga a través de él. Este dispositivo incluyó una conexión a un compresor de aire, una serie de manómetros y una vejiga para sellar el tubo y asegurar circulación de aire descendente hacia el tubo. En función a esto, y al esquema de carga recomendado por el licenciataro, se compactaron con vibraciones los tubos asegurando la misma densidad y pérdida de carga.

Aguas abajo del reformado, está el reactor de WGS que convierte el monóxido no reaccionado según:



Esta reacción, a diferencia de la anterior, es fuertemente exotérmica, por lo que a la entrada tiene un reboiler cuyo objetivo es enfriar el Syngas desde valores mayores a 800°C hasta cercanos a 300°C. Como contrapartida, en este reboiler se produce vapor que vuelve al domo de recuperación.

3- Purificación de productos:

Una vez reaccionado, el Syngas atraviesa un tren de enfriamiento que involucra agua de caldera, aire y agua de enfriamiento para alimentar la PSA (Pressure Swing Adsorbent). Esta unidad consta de 5 lechos que combinan carbon activado y tamices moleculares que separan a través de adsorción física el H₂ puro (99.9%) de los contaminantes. Los ciclos de la PSA son ciclos de presión, asegurando que mientras un lecho esté presurizado, está adsorbiendo contaminantes. Mientras que en los pasos de desorción se despojan de contaminantes, es decir reactivos no convertidos y CO₂ que, como fue mencionado, son recirculados hacia el horno para su combustión. Todos los lechos están en servicio y trabajan de manera paralela a travessando diferentes ciclos para asegurar una producción de H₂ continua y constante.

Por último, la planta HMU tiene como particularidad la generación de vapor tanto para reacción como para exportación. El vapor no reaccionado es condensado y recirculado a través de una columna de strippeo para eliminar los compuestos ácidos de CO₂ disueltos.

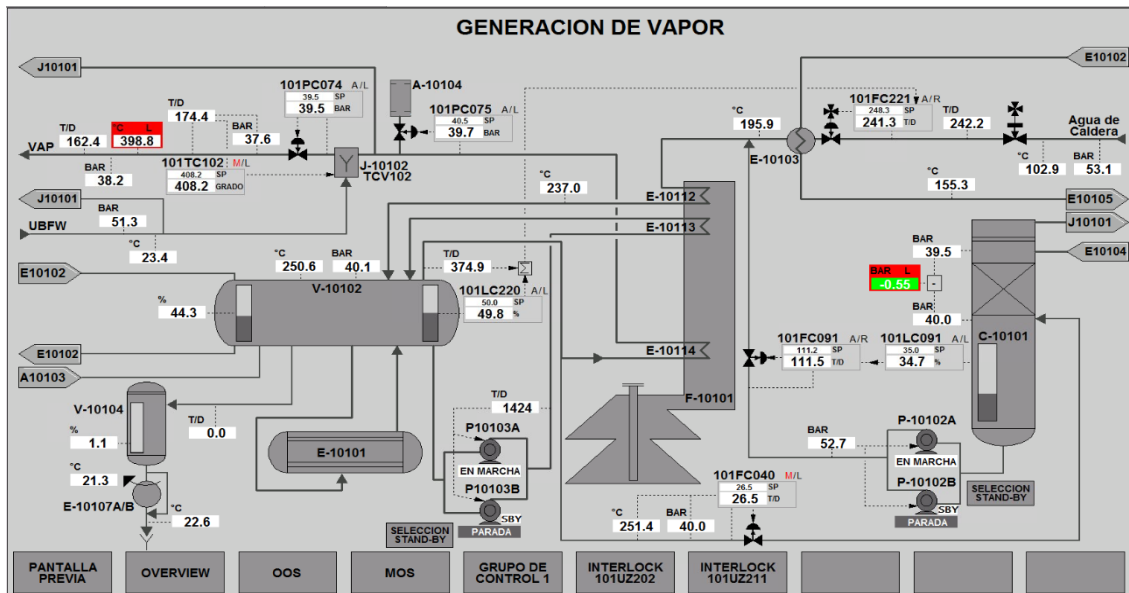


Ilustración 7: Esquema de generación de vapor

A principios del mes de diciembre del 2024 se pone en marcha la planta descrita siguiendo lineamientos de licenciatario. Se detalla en la sección siguiente las distintas fases de puesta en marcha acompañada cada sección de aprendizajes posteriores.

3. Desarrollo

a. Encendido y calentamiento del reformer

Como fue descrito anteriormente, el horno reformador es el corazón energético de la planta. Es el único sistema que consume combustible con el objetivo de calentar el sistema de reacción y, de manera integral, producir vapor para la propia reacción como para exportación. Para el encendido, además de asegurar todos los sistemas de salvaguarda y circulación tanto a través de las líneas de proceso (ver 3.b para detalle) como por el sistema de agua de enfriamiento, se debe asegurar vacío en el hogar.

El encendido de quemadores tiene un esquema simétrico para lograr el menor desbalance térmico posible en el horno. Según el la Ilustración 8 debajo, se encienden los quemadores en forma cruzada iniciando por la pareja 1-8, seguida de la 4-5 y así sucesivamente. No solo se busca la simetría de carga térmica, sino también encender en primer lugar la terraza inferior, de mayor capacidad de combustión, y posteriormente la superior siguiendo el encendido cruzado.

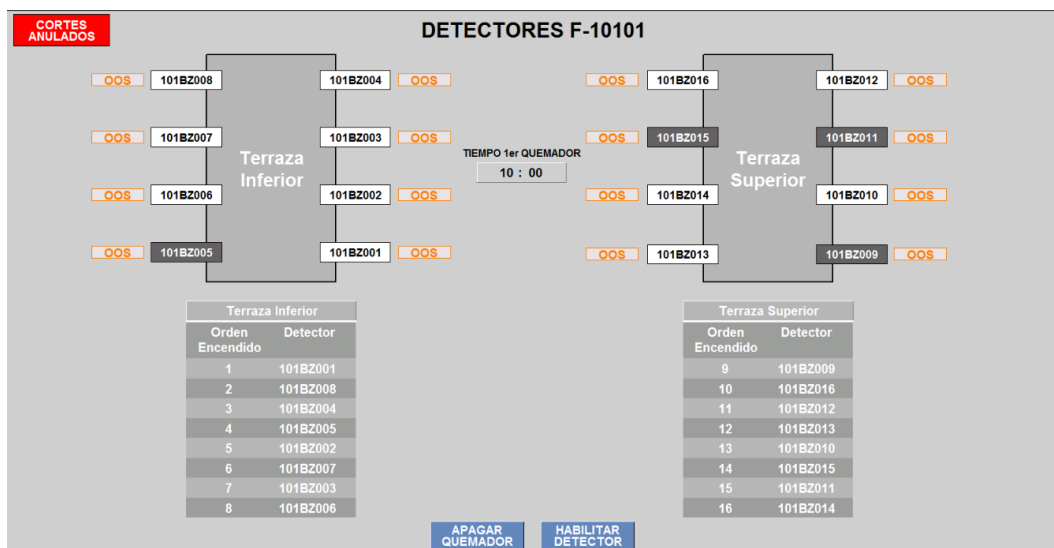


Ilustración 8: secuencia de encendido de quemadores

Para el seguimiento de simetría y estabilidad térmica del horno se tiene un par de termocuplas en el hogar, equidistantes, que deben indicar igualdad de temperatura. En el mes de noviembre/diciembre se tuvieron dos momentos de encendido del reformer. En primer lugar se encendió para el secado de refractario con una temperatura máxima de 540°C – menor a los 750°C de Puesta en Marcha (PEM). En esta primera oportunidad se verificó que, únicamente con el encendido de quemadores simétricos no era suficiente para mantener una diferencia de temperatura mínima, adjuntos debajo los gráficos de las temperaturas comentadas mostrando una diferencia máxímá de casi 70°C.

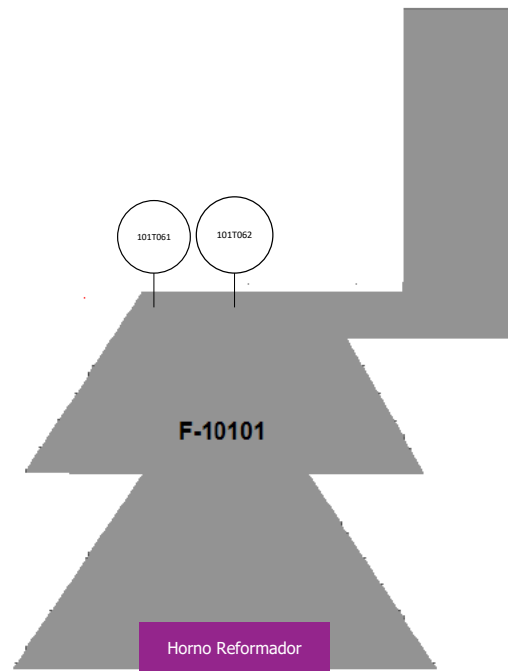


Ilustración 9: Ubicación de termocuplas 061 y 062 – en la zona radiante

El esquema de apertura/cierre de registros fue empírico, realizando pruebas en campo debajo adjuntas (Tabla 1). En el transcurso de 2h se logró ajustar ambas temperaturas, cerrando los registros del lado más frío. Si se sigue la tabla debajo adjunta, en primer lugar se cierran tres puntos los registros del lado frío (lado calle) terraza superior sin grandes resultados. En cambio, el impacto grande existió en el cambio de registros de la terraza inferior que, únicamente con un punto de diferencia, logró equiparar las temperaturas. Como conclusión de esta prueba, se reafirma que el impacto más significativo sobre el horno lo tiene los quemadores de mayor carga térmica y son estos los que influirán de manera prioritaria sobre toda la estabilidad térmica del mismo.

Para la PEM propiamente dicha, se ajustó durante toda la curva de calentamiento los registros, buscando equiparar temperaturas, además de una llama estable; tema del cual no es específico este trabajo.

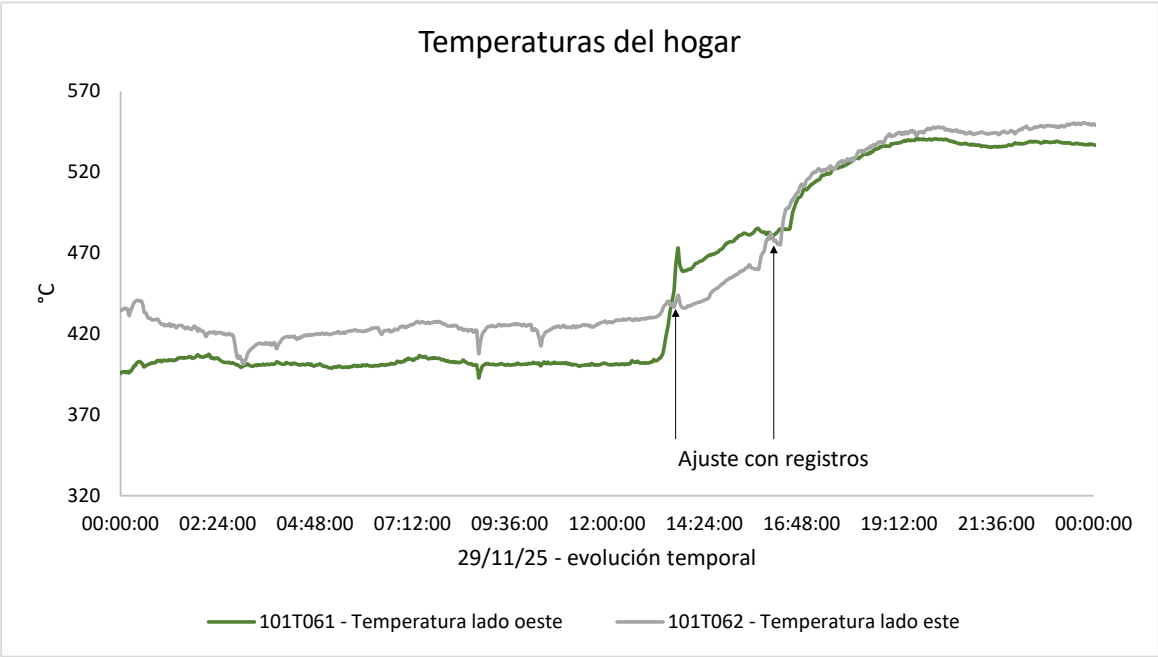


Ilustración 10: Resultado de pruebas con registros – mejora en uniformidad de temperatura en hogar de horno

Fecha/hora	Temperatura		Puntos de apertura de registros - 0 cerrado - 10 abierto																Delta T
			Terraza inferior								Terraza superior								
			Lado Calle				Lado Rio				Lado Calle				Lado Rio				
			TI62				TI61				TI62				TI61				
	Lado Rio	Lado calle	Q1	Q2	Q5	Q6	Q3	Q4	Q7	Q8	Q9	Q10	Q13	Q14	Q11	Q12	Q15	Q16	
101T061.PNT	101T062.PNT																		
29/11/2024 14:00	460	437	7	7	7	7	3	3	3	3	9	9	9	9	5	5	5	5	22,5
29/11/2024 14:20	465	440																	25,0
29/11/2024 14:30	469	442	7	7	7	7	3	3	3	3	8	8	8	8	5	5	5	5	26,3
29/11/2024 14:43	471	448																	22,2
29/11/2024 15:22	482	460	7	7	7	7	3	3	3	3	7	7	7	7	5	5	5	5	22,8
29/11/2024 15:30	481	463																	18,5
29/11/2024 15:42	485	460	6	6	6	6	3	3	3	3	6	6	6	6	5	5	5	5	24,9
29/11/2024 15:59	483	479																	3,3

Tabla 1: pruebas con registros de aire

b. Calentamiento del sistema de reacción

Se diferencian el sistema de reacción de purificación (primer reactor desulfurizador) y el segundo de producción (SMR+WGS (Steam methane reforming + Water Gas Shift)). Ambos según diseño deben ser calentados con nitrógeno circulante a través del reformer, durante la puesta en marcha de la unidad. El primero de ellos no tiene ninguna imposibilidad técnica o de proceso de usar gas natural para el calentamiento, sino de eficiencia y medioambiental. Sin embargo, el segundo esquema de reacción mandatoriamente debe ser calentado con un gas inerte. Alinear vapor demasiado temprano puede ocasionar condensación en catalizadores y, de la misma forma, alinear gas natural sin el suficiente vapor puede generar coquificación en el sistema de reacción.

En la PEM se logró disponer de un caudal de nitrógeno según manuales de diseño de la planta, sin embargo se encontraron dos puntos de análisis respecto a las temperaturas:

1. Temperatura a la entrada del reactor hidrotratador: mientras que se lograban temperaturas altas a la salida del intercambiador convectivo, no se lograba mantener alta la temperatura a la entrada del reactor (ver en Ilustración 11 el recorte de PID con ubicación de termocuplas y equipos)

Se encuentra la válvula indicada en el PID (Ver Ilustración 11) sin aislación, caliente e irradiando al ambiente. Se logra colocar aislación en la misma y se logra un incremento de

20°C a la entrada del reactor, superando la temperatura mínima de reacción. Esto permitió, en un primer lugar disminuir los caudales de fluido calentador (inicialmente nitrógeno y luego gas natural previo a alineación a reacción de proceso) además de asegurar mejor desulfurización.

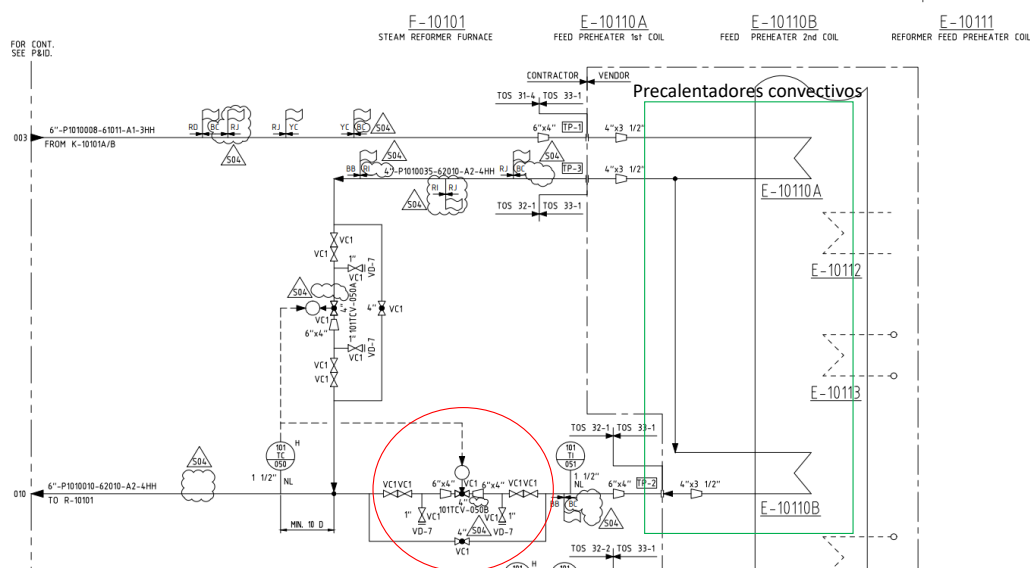


Ilustración 11: en rojo, válvula sin aislación. En verde, precalentadores de entrada al reactor desulfurizador

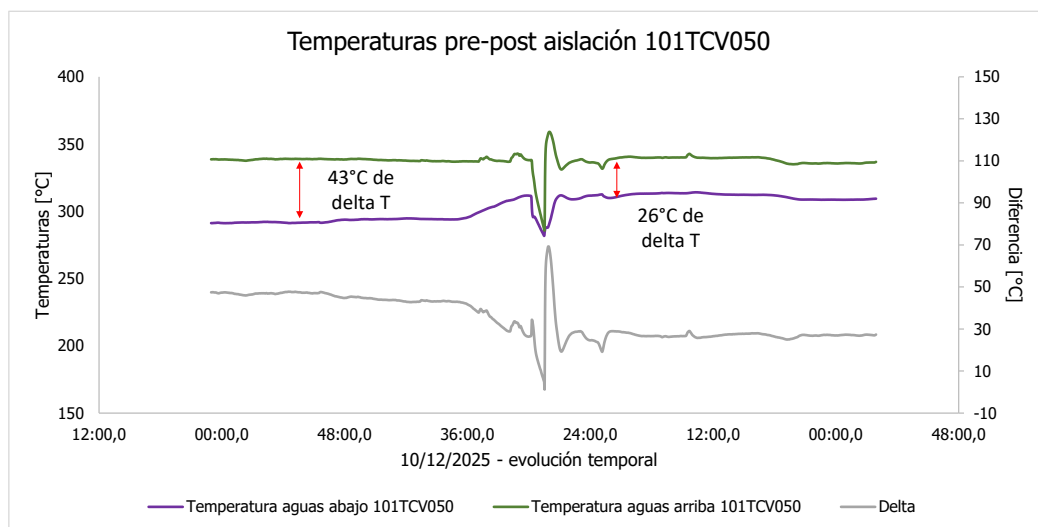


Ilustración 12: gráfico de tendencias de temperaturas antes y después de la válvula TCV050

El segundo aprendizaje sobre esta variable está relacionado con la temperatura máxima a la que puede llegar este reactor previo a la alimentación de gas natural a reacción. Una parte importante de los desafíos de marcha es la capacidad de calentamiento de los sistemas, considerando que inicialmente solo se tiene gas natural alimentando al reformador.

El reformador se debe mantener con bajo ingreso de aire (ver parte 3.c para referencia a este tema) para permitir calentar el hogar a las temperaturas de reacción – sin embargo trae aparejado bajas transferencias de calor en los intercambiadores de la zona convectiva. Esto tiene como contrapartida que la temperatura máxima en la entrada del reactor desulfurizador en marcha sea de 325°C en verano | se esperan valores menores para el invierno.

Conociendo que por encima de 290°C las reacciones de desulfurización tienen lugar, se cambia la temperatura de operación óptima de 370 a 325°C durante marchadas y, una vez alineado a reacción, se lleva el sistema a temperaturas de diseño.

2. Calentamiento del WGS: si bien en la primera marchada se dispuso de la cantidad suficiente de nitrógeno para el calentamiento lento, la disponibilidad de inerte es escasa en operación normal y con menores caudales de nitrógeno no se alcanza la temperatura mínima de diseño para la alineación de vapor.

La criticidad de alineación de vapor a una temperatura mínima tiene como único objetivo evitar la condensación en el catalizador. Dado que la condensación sucede en un par presión/temperatura, se ha resuelto alinear vapor a menores temperatura despresurizando el sistema. El requerimiento de presión en la planta es únicamente una condición necesaria para la purificación en la PSA, por lo tanto mientras la misma se encuentre fuera de servicio, la presión en el sistema de reacción puede ser tan baja como la suficiente como para asegurar circulación en el sistema.

Se realizó una revisión de estas condiciones y se resolvió realizar las alineaciones cumpliendo con un +20°C de la temperatura de condensación del vapor para cada presión como margen conservador. De esta forma se llevó adelante la última re-marchada sin comprometer la integridad de los catalizadores.

Presión [barg]	Temperatura condensación [°C]	Temperatura mínima (101T030E) según manual [°C]
5	158,9	178,9
6	165	185
7	170,5	190,5
8	175,4	195,4
9	180	200
10	184,1	204,1
11	188,2	208,2
12	191,7	211,7
13	195,1	215,1
14	198,3	218,3
15	201	212

Tabla 2: Tabla de temperaturas mínimas vs presión para alimentación de vapor al reactor WGS

c. Alimentación al reformer

La alineación a reacción es clave tanto como desde el lado proceso como del lado combustión. Se ha encontrado que el punto más crítico para analizar es la inercia térmica de todo el sistema. Como fue múltiples veces comentado, el efecto sobre la transferencia de calor en el reformer afecta la capacidad térmica en toda la planta. Por lo tanto, cuando se alimenta reactivos al horno y comienza la reacción química, la endotermia de la reacción reduce la temperatura de proceso, de skin y la energía disponible para intercambio de la zona convectiva.

El ajuste de temperatura debe ser tan lento como la alineación de gas natural al sistema, manteniendo un exceso de vapor. Por la configuración de la HMU en la Refinería de Buenos Aires, para lograr temperaturas mínimas de reacción de 750°C y caudales de turn-down (es decir mínimos operativos de diseño) se debe operar el horno con muy bajos caudales de aire en exceso.

No se ha logrado un buen control del aire en exceso durante la marchada, el consumo de combustible, cuando este es solo gas natural, está cercano a los valores máximos de diseño de los quemadores por lo que se ha resuelto trabajar el horno con los registros abiertos a mínimo y el damper menor de un 20% abierto. Siempre manteniendo un exceso de aire seguro ($>3\%$) y vacío en el hogar.

Como contrapartida, la circulación de gas natural y posterior syngas (gas de producción del reformer) mejora la transferencia en los intercambiadores de precalentamiento del desulfurizador y a través del WGS, cuya reacción es exotérmica. Las temperaturas de entrada a ambos reactores llegan a valores de diseño una vez los sistemas están alineados a reacción.

El último aprendizaje a tener en cuenta durante la marchada es la disparidad entre temperaturas de proceso y de piel de tubo en los tubos de catalizador. Según recomendaciones de expertos y el licenciatario, las temperaturas de piel de tubo deben tener una diferencia máxima de $20/30^{\circ}\text{C}$. Sin embargo, durante la marchada se encuentra que la diferencia es casi de 100°C . Sobre esto se llegan a dos conclusiones:

1. La inercia térmica de los tubos es menor que la de proceso, existe una diferencia entre ambos de más de 100°C hasta que circula gas natural por el sistema de reacción que se explica por la inercia térmica propia del metal vs el catalizador
2. El aumento de carga en el sistema de reacción implica un acercamiento de las temperaturas de skin (piel de tubo) vs la de proceso. Esto responde a la endotermia de la reacción.

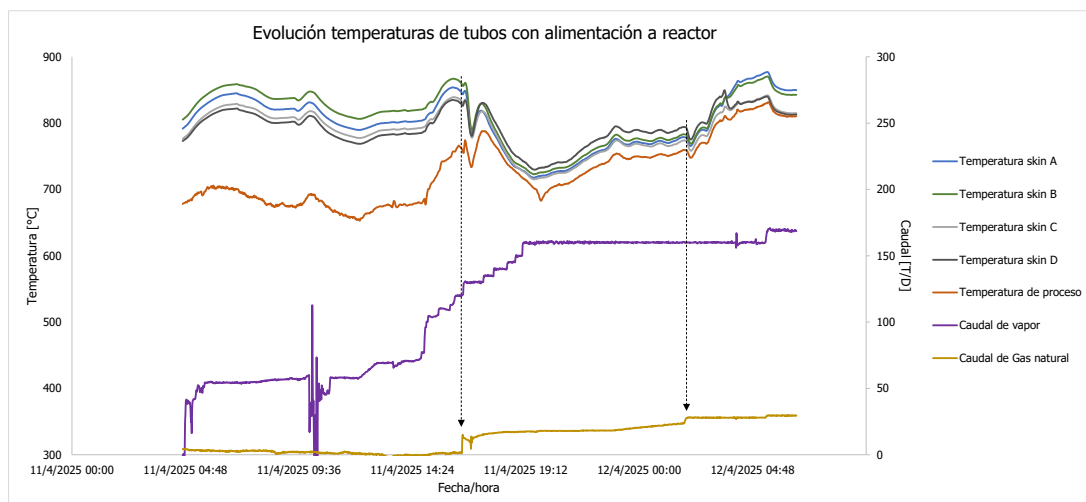


Ilustración 13: Esquema de calentamiento durante la marchada. Posterior a alimentación de Gas Natural se acercan las temperaturas

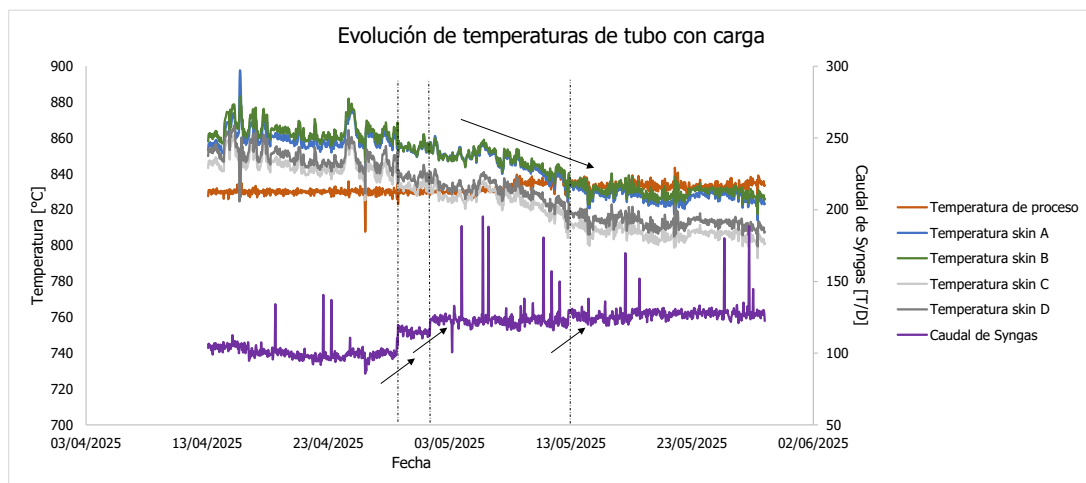


Ilustración 14: Tendencia decreciente de temperaturas de piel de tubo (Skins) con el aumento de gas natural a reacción

d. PSA – integración energética

El sistema de purificación, tal como fue comentado en la Introducción, produce además de H₂ de alta pureza, una corriente de gas de cola (o tail gas) que se recircula hacia el reformer para reducir el consumo de combustible.

Esta corriente es fuertemente dependiente del porcentaje de hidrógeno en su composición, durante la marcha y previo a ajustes de sintonía de la PSA se tiene un promedio de 30% de H₂ de composición. Además, con el aumento de carga, a diferencia de lo que uno pensaría en un primer momento, disminuye la necesidad de gas natural. Si bien es cierto que se requiere mayor cantidad de energía para mantener el sistema isotérmico, la cantidad de H₂ aumenta. Si bien en porcentaje no cambia, sí lo hace el caudal másico siendo recirculado hacia el reformer (ver Ilustración 15).

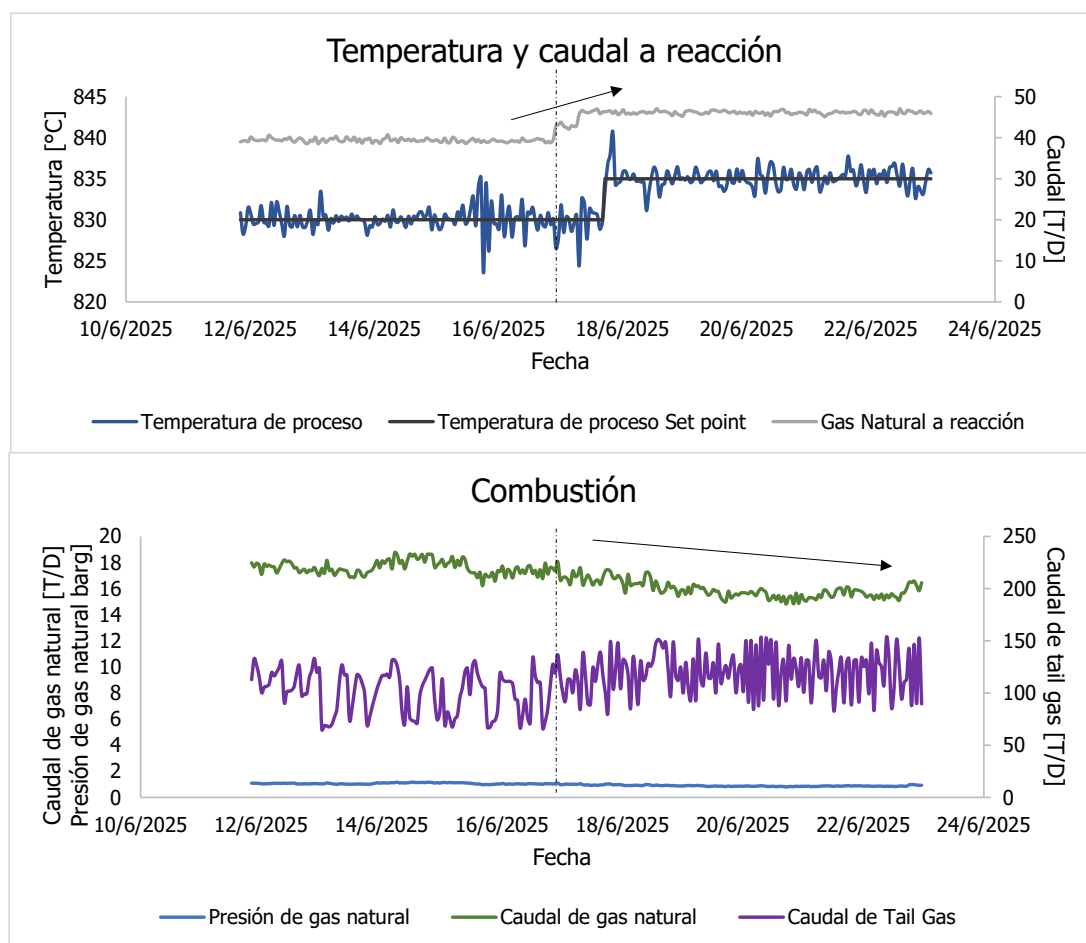


Ilustración 15: Gráfico de tendencias a un aumento de alimentación de gas natural a reacción y de temperatura de proceso, produciendo una mayor cantidad de H₂ y disminuyendo tanto la presión de gas natural como el caudal a combustión

Por último, se comenta que, una vez recirculado el gas de cola, se vuelve posible comenzar el ajuste de registros en el horno para mejorar las llamas en quemadores y el porcentaje de aire en exceso. Se logra también mejorar la transferencia convectiva en la zona superior del reformer abriendo el damper, siendo posible mantener la temperatura de reacción en el horno con menor cantidad de gas natural.

Como contrapartida, al ser tan dependiente de la producción de tail gas, ante una parada o switchover (es decir, pasar de 5 lechos de adsorción a 4 lechos) de la PSA aún no se ha logrado mantener la estabilidad térmica del sistema y se lleva a fuego mínimo por seguridad. La ausencia de un sistema de control en la alimentación de tail gas resulta en una imposibilidad de controlar situaciones de disturbio que impactan directamente sobre el sistema de reacción.

e. Integración de condensado

Vale la pena, también, comentar la integración de condensado que tiene el sistema. Todo el condensado, es decir, el vapor en exceso que no reaccionó para convertirse en hidrógeno, es recuperado.

El sistema de recuperación de condensado tiene, en primer lugar un separador ácido que envía el agua saturada en dióxido de carbono hacia una columna rellena que strippea el CO₂. La alineación de esta columna durante la marcha de crítica y debe ser realizado en un momento específico.

El vapor que alimenta esta columna es vapor saturado, no sobrecalentado, y es enviado al punto de mezcla de reactivos hacia el reformer. La mezcla previa a la reacción de vapor saturado y vapor sobrecalentado enfría la alimentación de reactivos y, si no es hecho con cuidado, puede llevar a condensación aguas abajo si la atemperación no es regulada.

A esto se le agrega la regulación de la calidad del agua y el vapor que luego es enviado a reacción del domo de recuperación. A diferencia de las calderas de producción de vapor de la refinera, la alimentación de esta es el retorno del agua en exceso, strippeada. Consecuencia de esto, tiene un contenido de ácidos carbónicos que, si bien bajos de concentración, en el domo se concentran y trabajan a pH menores que los recomendados para calderas. La ventana de proceso de pH de la caldera de recuperación de 8, mientras que según normas para vapor de alta presión 40barg se suele trabajar por encima de 9,5.

Como última nota, es clave mencionar la capacidad de la planta de exportar vapor hacia la red de la propia refinera. Se logra aprovechar energía de la zona convectiva del reformer para producir un promedio de 65% de vapor para exportación en relación con el agua de ingreso, para make-up. Se explica esta diferencia de 35% como el agua consumida en la reacción química para producir hidrógeno, logrando así un aprovechamiento del agua utilizada y una integración energética completa del sistema de condensado.

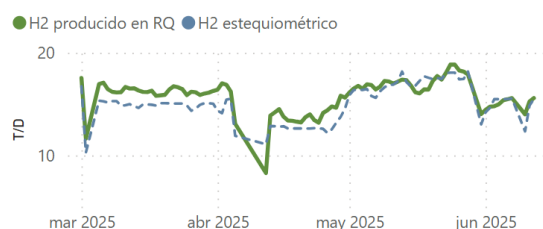
f. Conversión de gas natural

Por último, se menciona la actividad del catalizador durante los primeros meses de operación. Durante los primeros meses (ver Ilustración 16 – desde marzo a junio inclusive) se encuentra un extra de eficiencia promedio de 7% respecto a la de diseño hasta comienzos de mayo.

Además, manteniendo una carga por encima del 60% y la temperatura de proceso de reacción entre 15 y 20°C menores que la temperatura de End Of Run (EOR). Con el correr de los meses la eficiencia se empareja con el diseño sin necesidad de aumentar la temperatura. Incluso a 75% de carga se mantiene esta tendencia trabajando a las mismas temperaturas con 25°C menos que la de EOR.

Esto se explica por la sobre-actividad del catalizador que presenta cuando la planta marcha, entendiéndose que, con el correr de los meses comienza a equipararse con el diseño. Todavía al día de hoy (Jul-25).

Comparación producción de H₂ de reacción con teóricos - estequiométrico y de diseño



Comparación eficiencias - estequiométrica y de diseño

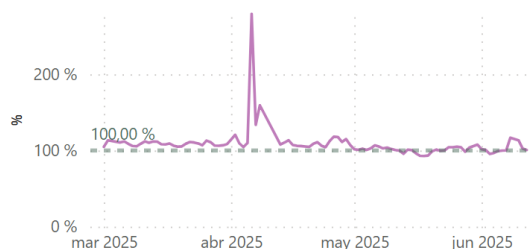


Ilustración 16: Izquierda - producción en [T/D] de hidrógeno en la planta (en RQ) vs de diseño (estequiométrica). Derecha - cociente entre H₂ producido según RQ / H₂ producido según diseño*100

Conclusiones

Durante los primeros seis meses de operación de la unidad de hidrotratamiento (HMU) en la Refinería de Buenos Aires, se ha llevado a cabo un análisis exhaustivo de su desempeño, permitiendo identificar una serie de aprendizajes clave relacionados con la operación de la planta. Este período inicial ha sido fundamental para comprender en mayor profundidad el comportamiento de la unidad frente a los desafíos técnicos y operativos que presenta su diseño. Uno de los principales logros alcanzados ha sido la capacidad de la unidad para generar vapor no solo para su propio consumo, sino también para exportación, lo que representa un hito importante en términos de eficiencia energética. La planta ha demostrado ser autosuficiente en la generación de vapor requerido para la reacción, lo cual contribuye significativamente a la sustentabilidad operativa del proceso.

Desde el punto de vista del rendimiento, la unidad ha operado por encima de las expectativas de diseño. En promedio, se ha registrado un 7% adicional de conversión respecto a lo previsto originalmente, y esto se ha logrado trabajando a temperaturas considerablemente más bajas. Este comportamiento sugiere una mayor eficiencia del sistema de reacción y una posible oportunidad para optimizar aún más las condiciones operativas.

Sin embargo, estos resultados positivos también abren una nueva etapa de desafíos para el equipo técnico de la refinería. Más allá de mantener la unidad en operación continua, será fundamental profundizar en el entendimiento de las tendencias de reacción, la evolución de las temperaturas, la ocurrencia de eventos operativos y los mecanismos de desactivación del catalizador. Este conocimiento permitirá anticipar comportamientos críticos y ajustar parámetros de operación de manera proactiva.

Asimismo, se plantea como objetivo prioritario la optimización del sistema de reacción. Esto incluye mejorar las condiciones de purificación en la unidad de adsorción por cambio de presión (PSA), reducir al mínimo el consumo energético asociado a la combustión, y maximizar la recuperación de hidrógeno dentro del proceso. Estas acciones no solo contribuirán a mejorar la eficiencia global de la unidad, sino que también permitirán avanzar hacia una operación más robusta, confiable y sustentable en el largo plazo.

Breve Cv de los autores

Título y lugar de estudio: Ingeniería Química, UBA

Cargo actual en la empresa: Tecnóloga de procesos

Trayectoria (diferentes empresas en las que hizo su carrera):

- Raízen Argentina:

Tecnóloga de procesos, sector Servicios Esenciales Ago-24 | Actualidad

Tecnóloga de proyectos Jun-23 | Ago-24

- Ternium Argentina:

Ingeniera de procesos en líneas de galvanizado y cincado Jun-21 | Jun 23

Analista de calidad de producto Ene-21 | Jun-21

- Docente universitaria | UBA: Mar-17 | Actualidad