

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
VALPARAÍSO – CHILE



**“EVALUACIÓN DE DESEMPEÑO
ENERGÉTICO DE UNIDAD DE
REFORMACIÓN E IDENTIFICACIÓN DE
OPORTUNIDADES DE MEJORA”**

MATÍAS IGNACIO URRUTIA BUSTOS

**MEMORIA DE TITULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO**

**PROFESOR GUÍA
SR. DANIEL RAMÍREZ**

**INGENIERO CORREFERENTE
CAROLINA MELO M.**

MAYO - 2019

A mis padres y hermano

RESUMEN EJECUTIVO

El presente trabajo propone identificar oportunidades de mejora asociadas a los balances energéticos y desarrollarlas a nivel de ingeniería conceptual en la unidad de Reformación de ENAP Refinerías Aconcagua con el fin de reducir el consumo energético y consecuentemente disminuir el índice de intensidad de energía del análisis Solomon.

En ENAP Refinerías Aconcagua, entre los años 2014 y 2016 el análisis Solomon entregó índices de 103% y 110% respectivamente; sin embargo, el índice para las unidades de Reformación en el año 2016 fue de 99%. Para efectos de esta memoria, se realizaron los balances de todos los *utilities* del área y se obtuvo que específicamente, para la unidad de Reformación, en el año 2017, se alcanzó un índice de 105%. Frente a esta estadística los consumos de fuel gas y eléctrico fueron los que sobrepasaron el límite por diseño.

En la realización del balance de condensado se encuentra la oportunidad de instalar una placa orificio de diámetro 5,6 mm como mejor opción para medir el condensado del equipo C-381. Con esta medida el flujo de condensado permitirá cerrar balances energéticos de la unidad de Reformación a un costo de USD 6.000.

En el balance eléctrico, se detecta que el primer intercambiador de calor C-371 no genera una transferencia óptima para disminuir la temperatura hacia los intercambiadores C-374 (A, B, C, D, E, F, G, H). Ello implica la utilización de los ocho equipos para enfriar el flujo. También afecta a la temperatura del flujo dirigida al horno B-371 la que no logra el valor de diseño, entonces el horno debe consumir una mayor cantidad de fuel gas.

El cálculo del ensuciamiento de los tubos del intercambiador arroja valores que implican recomendar acortar el periodo de limpieza de cuatro años a dos para ahorrar 128 MMBtu/d de fuel gas y 4,3 MMBtu/d de consumo eléctrico, esto correspondería a un ahorro total de USD 723.000.

La simulación de la zona de la torre debutanizadora E-371 lleva a recomendar la instalación de un cuarto intercambiador en los equipos C-377 A/B/C para aumentar la temperatura de fondo de la torre y así disminuir el consumo de fuel gas en el *reboiler* B-372 en 170 MMBtu/d, el ahorro es de USD 466.000/año.

Por otra parte, el flujo de reformato disminuirá su temperatura lo que permitirá un ahorro de 84 ton/h de agua en el intercambiador C-379.

Finalmente, con la implementación de las medidas anteriormente nombradas se disminuiría el consumo energético en 303 MMBtu/d y se lograría alcanzar un índice de 99%.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

1.	INTRODUCCIÓN.....	9
2.	Objetivos.....	10
2.1	Objetivo General.....	10
2.2	Objetivos Específicos.....	10
3.	Antecedentes.....	11
3.1	Información de la Empresa.....	11
3.2	Materia Prima: Petróleo Crudo.....	12
3.3	Proceso de Refinación del Petróleo.....	12
4.	Alcance.....	16
5.	Balances Energéticos Unidad Reformación.....	17
5.1	Balance Energético de Vapor.....	18
5.2	Balance de Condensado.....	22
5.3	Balance Eléctrico.....	25
5.3.1	Obtención de consumo eléctrico.....	29
5.4	Balance de Fuel Gas.....	30
5.5	Análisis balances totales.....	32
6.	Análisis Solomon.....	36
6.1	Índice de Intensidad de Energía.....	37
7.	Identificación de oportunidades de mejora asociada a los balances energéticos.....	40
7.1	Oportunidad en Balance Condensado.....	40
7.2	Oportunidad en Balance Eléctrico.....	42
7.3	Oportunidades en Balance de Fuel Gas.....	48
8.	Desarrollo de oportunidades de mejora.....	60
8.1	Instalación de medidor de flujo para condensado de condensador de superficie C-381.....	60
8.2	Reducción de mantención de intercambiador de calor C-371.....	63
8.3	Instalación de un cuarto intercambiador de calor en el tren de intercambiadores C-377 A/B/C.....	66
8.4	Evaluación de limpieza cada dos años en <i>reboiler</i> B-372.....	73

9.	Conclusiones	76
10.	Recomendaciones.....	77
11.	Referencias.....	78
12.	Anexos.....	79

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Tipos de vapores generados y utilizados en el área de procesos.	19
Tabla 2. Consumo de vapor de 150# con los datos de diseño.....	21
Tabla 3. Valores promedios de los consumos y generaciones de vapor en el año 2017.	21
Tabla 4. Presión de los condensados y su lugar de almacenamiento.....	23
Tabla 5. Consumo eléctrico de las bombas centrífugas según valores de diseño.	26
Tabla 6. Consumo eléctrico de intercambiadores de enfriamiento por aire según datos de diseño.....	27
Tabla 7. Consumo eléctrico de compresores primera fase de recontacto.....	27
Tabla 8. Consumo eléctrico de bombas centrífugas con valores de operación.	28
Tabla 9. Consumo eléctrico de los intercambiadores de enfriamiento por aire, datos de operación.	28
Tabla 10. Consumos de fuel gas en Horno B-371 según datos de diseño.	31
Tabla 11. Consumo de fuel gas en Reboiler B-372 según valor de diseño.	31
Tabla 12. Consumo operacional de fuel gas en Horno B-371 y Reboiler B-372.	32
Tabla 13. Consumo total final de cada balance energético según valores de diseño.	32
Tabla 14. Consumo total final de cada balance energético según valores de operación.	34
Tabla 15. Comparación de consumo eléctrico de diseño y operación en equipos de bombas centrífugas y compresores.....	43
Tabla 16. Comparación consumo eléctrico de diseño y operación en los intercambiadores de enfriamiento por aire.	43
Tabla 17. Lista de componenets puros para simulación.....	67
Tabla 18. Curva ASTM D86 de hidrocarburos en la corriente de reformato.	68
Tabla 19. Especificaciones de intercambiador C-377 D.....	71
Tabla 20. Ahorros generados mediante la simulación de un cuarto intercambiador C-377.	73
Tabla 21. Composición de fuel gas de la unidad de Reformación en ingeniería básica.	77

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Ubicación Enap Refinerías Aconcagua en la comuna de Concón.	11
Figura 2. Esquema Simplificado de la Unidad de Reformación de Enap Refinerías Aconcagua.....	14
Figura 3. Esquema de utilities presentes en la Unidad de Reformación.	17
Figura 4. Esquema conceptual de generación y consumo de vapor.	18
Figura 5. Balance de vapor en Unidad de Reformación.....	20
Figura 6. Variación del flujo de agua tratada en el año 2017.	24
Figura 7. Esquema conceptual del suministro de fuel gas en Enap Refinerías Aconcagua.....	30
Figura 8. Distribución de consumo energético, valores de diseño.....	33
Figura 9. Distribución de consumo energético en caso de operación.....	34
Figura 10. Índices de intensidad energética desde los años 2014 a 2018.....	38
Figura 11. Comparación de energía total consumida con energía estándar consumida entre los años 2014 y comienzos del año 2018.	39
Figura 12. Esquema de trampas de vapor en compresores J-373 A y B.....	40
Figura 13. Esquema que representa el paso de vapor sobrecalentado en el equipo J-371 y luego el envío del condensado a la matriz de 400/500.	41
Figura 14. Temperaturas de salida de intercambiadores C-371 y C-372 que al mezclarse forman el flujo de entrada al intercambiador C-374. Variación de temperatura de salida de intercambiador de enfriamiento por aire C-374 en el año 2017.	44
Figura 15. Flujo de alimentación en el año 2017 a la unidad de Reformación.....	45
Figura 16. Ejemplo de ensuciamiento por corrosión en tubos de intercambiadores de calor. (Thermopedia, 2011)	47
Figura 17. Mantenimiento de intercambiador de calor C-371 en Octubre del año 2016.	47
Figura 18. Variación de temperatura en el flujo de salida del intercambiador C-371 y el efecto en el consumo energético del fuel gas desde el año 2010 a 2014.	50
Figura 19. Variación del factor de ensuciamiento en el intercambiador de calor C-371.	51
Figura 20. Porcentaje de Olefinas en flujo de alimentación a la unidad de Reformación entre los años 2010 a 2014.	51
Figura 21. . Variación de temperatura en el flujo de salida del intercambiador C-371 y el efecto en el consumo energético del fuel gas entre los años 2014 a 2017.	53
Figura 22. Comportamiento de factor de ensuciamiento en intercambiador C-371 entre los años 2014 a 2017.....	54
Figura 23. Porcentaje de Olefinas en flujo de alimentación a la unidad de Reformación entre los años 2014 a 2017.	55

Figura 24. Temperatura de flujo de salida desde equipo C-378 en condiciones normales de operación.	56
Figura 25. Temperatura de flujo de salida desde equipo C-378 en caso de flujo hacia solventes.	56
Figura 26. Composición de flujo alimentación a unidad de Reformación y temperatura de humos de reboiler B-372.	58
Figura 27. Variación de temperatura de humos de equipo B-372 Reboiler entre los años 2000 a 2017.	59
Figura 28. Representación de una placa orificio en una cañería.	60
Figura 29. Representación de un transmisor de caudal másico.	61
Figura 30. Fotografía de cañería en terreno, en donde la longitud es suficiente para la instalación de meter run.	62
Figura 31. Bomba Centrífuga J-382 A, no posee instalación de plan API 11 - 13.	63
Figura 32. Comparación de proyección de consumo energético con limpieza cada dos años y sin limpieza en dólares por día.	64
Figura 33. Comparación de proyección de consumo energético con limpieza cada un año y sin limpieza en dólares por día.	65
Figura 34. Valor de ensuciamiento límite para monitorear temperaturas del intercambiador C-371	66
Figura 35. Simulación de caso real de operación de la Torre Debutanizadora E-371.	69
Figura 36. Simulación de caso cuarto intercambiador C-377 D.	71
Figura 37. Intercambiadores de calor C-377 A/B/C en la unidad de Reformación.	72
Figura 38. Diferencia de temperatura de humos vs temperatura de gases en la zona de convección del equipo B-372.	74
Figura 39. Comparación del consumo de fuel gas en caso de sin limpieza a los tubos de la zona de convección y con limpieza.	75

1. INTRODUCCIÓN

Enap Refinerías S.A. es una empresa consciente de que la sostenibilidad debe estar presente en cada una de sus operaciones y, por ello, se implementan medidas de eficiencia energética para cumplir con dicho objetivo. Prueba de ello es la obtención durante el año 2017 de la certificación del Sistema de Gestión de Energía basado en la ISO 50001, versión 2011.

Esta norma Internacional tiene por objeto apoyar a las organizaciones con el fin de lograr una mejora continua en el rendimiento energético, y de esta manera promover el uso racional y eficiente de la energía para reducir los costos asociados, así como las emisiones de gases de efecto invernadero y otros impactos ambientales relacionados.

La empresa participa desde el año 1990 de la metodología Solomon. Ésta es una herramienta de benchmarking para compararse con las distintas refinerías a nivel mundial. Uno de los resultados arrojados por ésta metodología es el índice de intensidad de energía (EII), que analiza el desempeño energético de la refinería y permite ver el estado de cada unidad.

En éste informe se analizará la unidad de Reformación, que posee como materia prima la nafta que se transforma en gasolina de 97 octanos, además, se produce gas licuado (LPG) y gases livianos. Ésta unidad representa aproximadamente el 7,8% del consumo energético de la refinería.

Los índices de los últimos años indican que no se está operando al mismo nivel de las demás unidades a nivel mundial. Por esta razón se recomienda realizar balances de los *utilities* de la unidad, los que corresponden a los balances de vapor, electricidad, condensados y Fuel gas para contrastar con los valores de *datasheet* o de la ingeniería básica.

2. Objetivos

En el desarrollo del informe a entregar en Enap Refinerías Aconcagua se fijan como objetivos:

2.1 Objetivo General

- Evaluar el desempeño energético de la unidad de Reformación mediante el análisis Solomon de los años 2014 y 2016, y su comparación con el año 2017. El análisis del año 2017 se hará mediante la obtención del índice de intensidad de energía de ese año.

Adicionalmente se consideran los siguientes objetivos específicos.

2.2 Objetivos Específicos

- Levantamiento de datos de los *utilities*, es decir, realizar los balances de vapor, fuel gas, electricidad y condensados a través de *datasheet*, ingeniería básica de la unidad de reformación y datos PI.
- Identificación de oportunidad de mejoras asociados a los balances energéticos, según condiciones de diseño y a las que se está operando.
- Desarrollo de las oportunidades de mejora a nivel de ingeniería conceptual.

3. Antecedentes

3.1 Información de la Empresa

Enap Refinerías S.A. es una filial de la Empresa Nacional del Petróleo (ENAP), Chile, vigente desde el 1 de enero de 2004, como resultado de la fusión de las sociedades Petrox S.A. y Refinería de Petróleo y Refinería de Petróleo Concón S.A..

La filial depende funcionalmente de la Línea de Negocios de Refinación y Comercialización (R&C), encargada de desarrollar las actividades relacionadas con la refinación de crudo para la producción de combustibles y otros derivados del petróleo. Asimismo, la Gerencia de Logística, con dependencia de ENAP (Enap Refinerías S.A., 2017), se preocupa de la gestión de transporte y almacenamiento de éstos y su posterior venta a las compañías distribuidoras, tanto al mercado nacional como al extranjero.

Una de las líneas de negocios de la Empresa Nacional de Petróleo es Enap Refinerías Aconcagua (ERA) ubicada en la comuna de Concón (figura 1). Ésta planta se encarga de la elaboración de productos importantes como gas licuado, gasolinas, kerosenes, petróleos diésel.



Figura 1. Ubicación Enap Refinerías Aconcagua en la comuna de Concón.

3.2 Materia Prima: Petróleo Crudo

El petróleo crudo es un líquido encontrado en la tierra y formado principalmente de hidrocarburos, compuestos orgánicos y pequeñas cantidades de metal. La presencia de los hidrocarburos varía entre 50% a 97% dependiendo del tipo de petróleo crudo y la forma en que fue extraído. Compuestos orgánicos como el nitrógeno, oxígeno y azufre se encuentran entre 6% a 10% de petróleo crudo mientras metales como cobre, níquel, hierro y vanadio se encuentran en menos del 1% del total de la composición.

En 2017 Enap Refinerías S.A. cubrió el 98% de sus requerimientos de petróleo crudo con importaciones provenientes de Latinoamérica y el 2% con importaciones provenientes de Europa. (Enap Refinerías S.A., 2017)

3.3 Proceso de Refinación del Petróleo

La refinación del petróleo posee un primer proceso de Destilación en donde el crudo es precalentado y enviado a una columna de destilación. Mientras la temperatura del crudo en la columna de destilación se eleva, el crudo comienza a separarse en diferentes componentes, llamados fracciones. Cada fracción corresponde a un diferente tipo de producto del petróleo, dependiendo de la temperatura a la que la fracción se separa de la mezcla de crudo.

Un segundo proceso correspondería a Cracking y Reformación. Las fracciones pesadas son de más bajo valor que las livianas es por ello que en las refinerías se lleva a cabo el Cracking. Este sistema se utiliza para romper las moléculas en fracciones livianas y es utilizado mayormente para producir gasolina y fuel jet.

En el caso del proceso de Reformación, es utilizado en fracciones livianas de bajo valor para producir más gasolina.

Dentro de las instalaciones de Enap Refinerías Aconcagua se encuentran las siguientes áreas importantes involucradas en la refinación del petróleo: las áreas de Fraccionamiento, Cracking, Hidrógeno y Coker.

El desarrollo de esta memoria se centrará en la unidad de Reformación la cual pertenece al área de Hidrógeno. Ésta planta opera mediante un proceso moderno de regeneración continua de catalizador (CCR) y su principal objetivo es la producción de reformato e hidrógeno. En la figura 2 se muestra un esquema simplificado de la unidad de Reformación.

El proceso de obtención de reformato comienza con una corriente de alimentación en la unidad de Hidrotratamiento de Nafta Pesada (NHT) ya que se deben eliminar los compuestos como azufre, nitrógeno y metales, pues son venenos para el catalizador utilizado. La composición de este flujo de alimentación está formado principalmente por parafinas, trazas de olefinas, naftenos y aromáticos.

Las parafinas se caracterizan por poseer una cadena de carbonos con enlace simple y saturado con átomos de hidrógeno, las olefinas se forman durante el proceso y son similares a las parafinas pero con al menos un enlace doble entre dos carbonos, los naftenos son cicloparafinas y los aromáticos poseen el anillo benceno.

Idealmente, se requiere un flujo de alimentación de alta composición de naftenos para el proceso de reformación por eso si la composición de parafina sobrepasa el 65% se habla de un “caso pobre” de flujo de alimentación, en caso contrario, es decir, que su composición de parafina sea inferior, se denomina “caso rico” (Beccari & Romano, 2006). La planta de reformación puede operar con un flujo de alimentación de hasta 60.000 kg/hr.

El flujo de alimentación se mezcla con gas desde el compresor de reciclo J-371 y se dirige al intercambiador de calor C-371 a 21,5 kg/cm² g y 86 °C, donde se precalienta con el último efluente del reactor D-371. Luego ingresa al horno B-371 donde se aumenta la temperatura hasta aproximadamente 543 °C y entra al primer reactor D-371.

Las reacciones que se generan en el reactor son endotérmicas por lo cual es necesario que el flujo de salida vuelva al horno para mantener la temperatura de reacción y así seguir la reacción en el siguiente equipo. Lo anterior ocurre hasta el cuarto reactor que es el último.

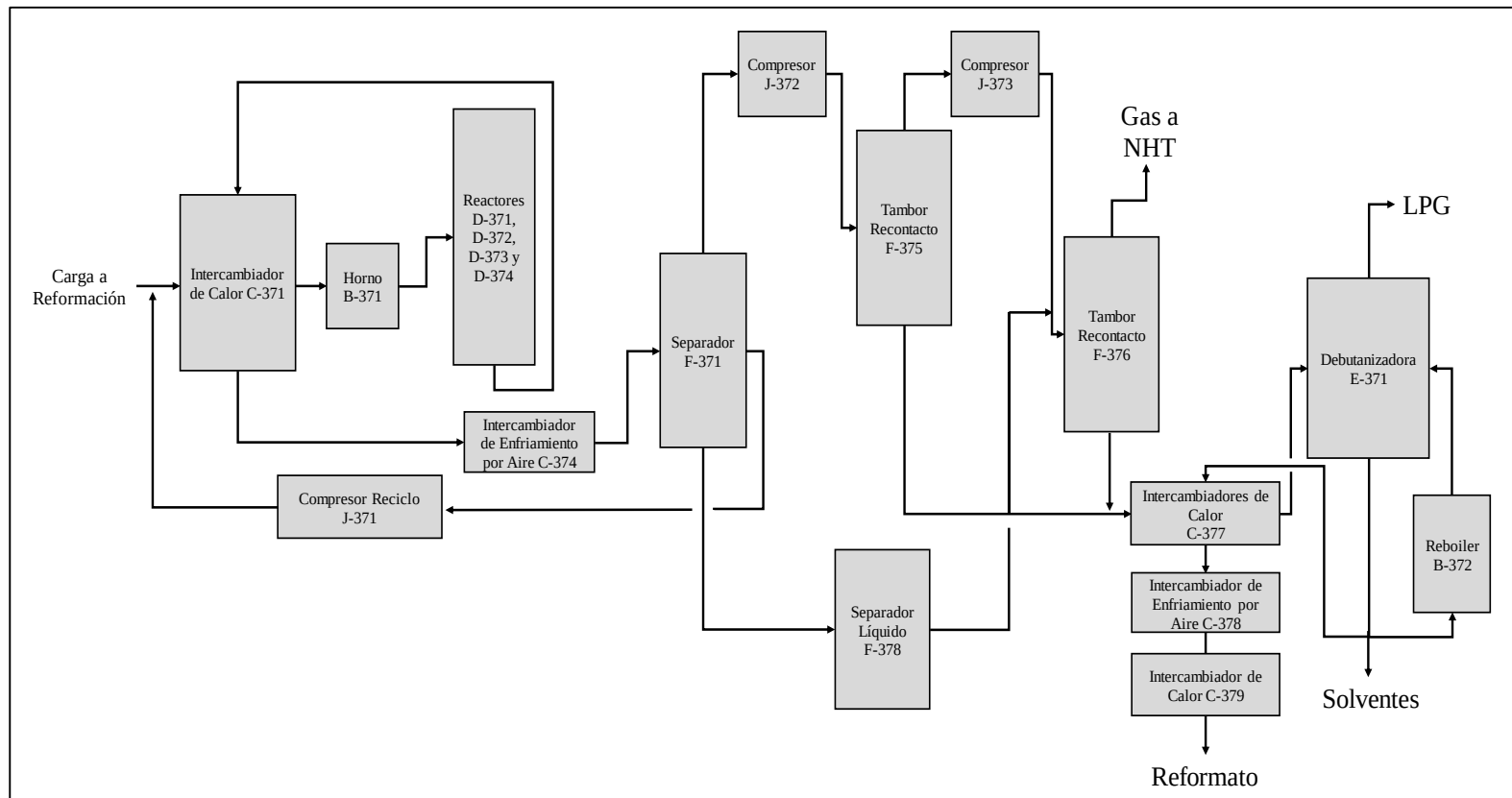


Figura 2. Esquema Simplificado de la Unidad de Reformación de Enap Refinerías Aconcagua.

La corriente que abandona el último reactor es enfriada parcialmente, por el intercambiador de alimentación combinada C-371, y luego enfriada a 37 °C en el aerocondensador de producto C-374 antes de pasar al separador F-371.

En el separador F-371 el flujo es dividido en un líquido condensado y en una corriente de gas rica en hidrógeno. Parte de este gas es reciclado a los reactores a través del compresor de reciclo J-371. El gas restante es enviado al tambor de succión F-375 por los compresores de gas neto J-372, previo a una remoción de cloro. Además, en él se separa cualquier presencia de líquido. Luego el gas es impulsado a 39 kg/cm²g por el compresor de gas neto J-373, para juntarse con el líquido del separador F-371 y luego bajar su temperatura a 37°C en el enfriador C-376.

El líquido condensado y la corriente de gas son separados en el tambor de recontacto F-376. Posteriormente, el gas separado es enviado a la Planta NHT a 38 kg/cm²g. Mientras el líquido pesado es bombeado a la debutanizadora E-371 que luego lo envía al intercambiador C-377 A/B/C para alcanzar una temperatura de 181 °C. La columna debutanizadora E-371 tiene como objetivo separar el LPG desde el reformato obtenido.

El reformato que sale del fondo de la debutanizadora posee un flujo de aproximadamente 49.000 kg/hr (cuando no está activado el flujo a Solventes) y pasa por un proceso de enfriamiento encargado por una serie de intercambiadores de calor para disminuir su temperatura a 30 °C e ir a almacenamiento. (Reform, 2013)

4. Alcance

El desempeño de la unidad de Reformación en el año 2017 se obtiene mediante su consumo real de energía y su energía estándar. El consumo real se consigue mediante el gasto de los equipos que se encuentran en operación de la unidad y la energía estándar es una fórmula específica para cada unidad de la refinería y está definida por el análisis Solomon.

El desarrollo de los balances de *utilities* en la unidad considera equipos como compresores, condensadores, bombas centrífugas o turbinas, intercambiadores de calor, horno y *reboiler*. La herramienta PI *ProcessBook* ayuda en la recopilación de datos de operación diarios y en el caso del consumo energético se requiere de la observación de los medidores en terreno dentro de la *Switch House* de la planta.

En la realización de los balances se debe tomar en cuenta que en la unidad existe generación y consumo de vapor, y además tres tipos de vapor que se opera a distintas presiones (baja, media y alta presión). Los flujos de condensados son formados mediante equipos condensadores o trampas de vapor luego de ser utilizados en los equipos del proceso.

El consumo eléctrico en la unidad de Reformación viene dado principalmente por los compresores, bombas centrífugas y los intercambiadores de calor de enfriamiento por aire. En la unidad de Reformación se encuentran dos equipos de consumo de fuel gas: el horno B-371 y el *Reboiler* B-372.

La obtención del índice de intensidad de energía y los balances de los *utilities* del año 2017 permitirá evaluar el estado de la unidad de Reformación, y en caso de que el desempeño no demuestre el nivel que el análisis Solomon entrega de las otras unidades de Reformación, se procederá a buscar oportunidades de mejoras en los balances realizados para disminuir el consumo energético y así poder lograr índices cercanos a los proporcionados por Solomon.

5. Balances Energéticos Unidad Reformación

Enap Refinerías Aconcagua cuenta con un completo sistema de suministro energético capaz de proveer de forma continua a sus distintas divisiones de operación. La matriz energética de ERA está compuesta principalmente por cuatro tipos de energía: vapor, condensado, electricidad y fuel gas.

La unidad de Reformación, como proceso dentro de la refinación del petróleo, posee un consumo energético que abarca las cuatro energías anteriormente mencionadas. En la figura 3 se muestra un esquema de las energías utilizadas en la unidad de Reformación.

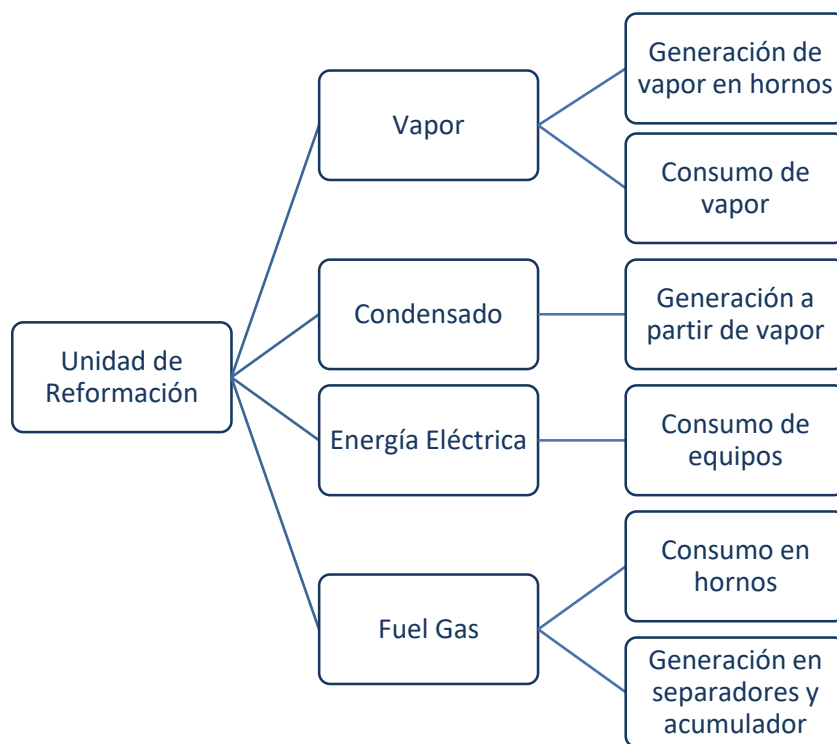


Figura 3. Esquema de utilities presentes en la Unidad de Reformación.

El consumo energético requiere control para verificar las condiciones operacionales que se estén utilizando y así ejecutar medidas en caso de mayor consumo. Dentro de los alcances de la memoria se solicita el desarrollo de balances

energéticos de vapor, electricidad, condensados y fuel gas de la unidad de Reformación.

A continuación se realizan los balances de las cuatro energías consumidas en la unidad. En los resultados energéticos de diseño se obtuvo información desde la ingeniería básica de la unidad de reformación y también, los datos operacionales desde el programa *PI ProcessBook* o en terreno.

5.1 Balance Energético de Vapor

La generación de vapor en ENAP Refinerías Aconcagua es proporcionada por una planta de suministros a través de cinco calderas de tipo acuotubulares, las que generan vapor de 600 psi de presión, para abastecer a las distintas áreas de ERA. También, existen una serie de calderetas en la misma área de procesos que aportan vapor a la matriz.

En este último sector la unidad de Reformación ocupa un rol importante ya que mediante el horno genera vapor de alta presión para consumo en la unidad y también aportar a la matriz. En la figura 4 se muestra un esquema conceptual de la generación y consumo de vapor en la unidad de Reformación.

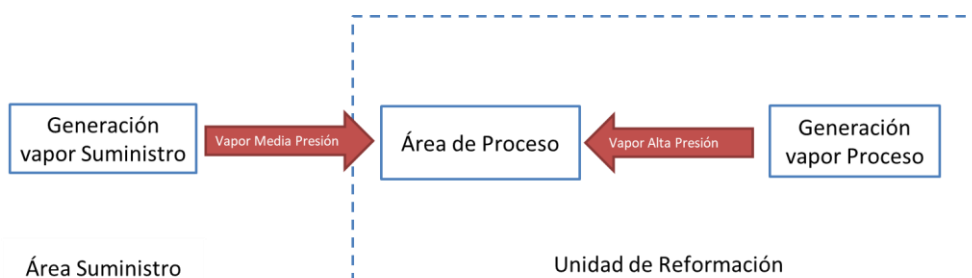


Figura 4. Esquema conceptual de generación y consumo de vapor.

En base a los requerimientos de proceso, el vapor se produce en tres niveles de presión distintos: Alta presión 600 psig, Media presión 150 psig y Baja presión 50 psig. En la tabla 1 se muestra los distintos tipos de vapor generados y utilizados en el área de procesos. No obstante, existen otros tipos de vapor que son a presiones de 15 psig, 10 psig y 100 psig que se emplean en el área de suministros.

Tabla 1. Tipos de vapores generados y utilizados en el área de procesos.

Servicio	Presión kg/cm ² g				Temperatura °C			
	Normal	Máx.	Mín.	Diseño	Normal	Máx.	Mín.	Diseño
Vapor de alta presión (HP)	39,7	41,8	39,7	45,7	370,0	390,0	370,0	400,0
Vapor de media presión (MP)	11,5	12,0	10,2	12,3	270,0	300,0	SAT	343,0
Vapor de baja presión (LP)	3,0	3,5	2,1	5,3	166,0	177,0	SAT	210,0

La unidad de Reformación posee generación de vapor de alta (VAP) y baja (VBP) presión, y, por tanto, de acuerdo a su necesidad, consume vapor ambas presiones.

En la generación de VAP se utiliza el equipo horno B-371 y la generación de vapor de baja es producto del consumo de vapor de alta presión en algunos equipos.

El VAP generado en la unidad de Reformación se origina mediante un flujo de agua tratada (Boiler Feed Water, BFW) proveniente de un sistema de desmineralización que elimina las impurezas y luego pasa por un equipo desaireador para retirar la presencia de oxígeno disuelto y los gases no condensables contenidos.

La cantidad de caudal de agua tratada que se dirige a los coils de la zona de convección del horno B-371 dependerá de las condiciones del flujo de carga a Reformación.

El agua tratada es precalentada en los coils del economizador y enviada por control de nivel al tambor desgasificador de vapor F-380. El agua desde este equipo luego vuelve a la zona de convección del horno B-371 mediante una bomba para la generación de vapor, o también mediante un control de temperatura puede aumentar la temperatura del agua tratada de entrada. El vapor generado de alta presión vuelve al equipo desgasificador para separarse y nuevamente se dirige a los coils de la zona de convección para ser sobrecalentado.

El VAP sobrecalentado, vapor de 600#, es enviado a los equipos consumidores de la unidad de Reformación y a la matriz de vapor de 600#. Los equipos que lo consumen, son los compresores de gas de reciclo y los de recontacto. A su vez, los compresores de segunda etapa recontacto J-373 A y B operan al mismo tiempo y se encuentran en sistema paralelo, es decir, el flujo de vapor dirigido a estos equipos se divide por la mitad para suministrarse a cada compresor. Ellos tienen una capacidad de 11,8 ton/h. En la figura 5 se expone el balance de vapor en el área de proceso de la unidad de Reformación.

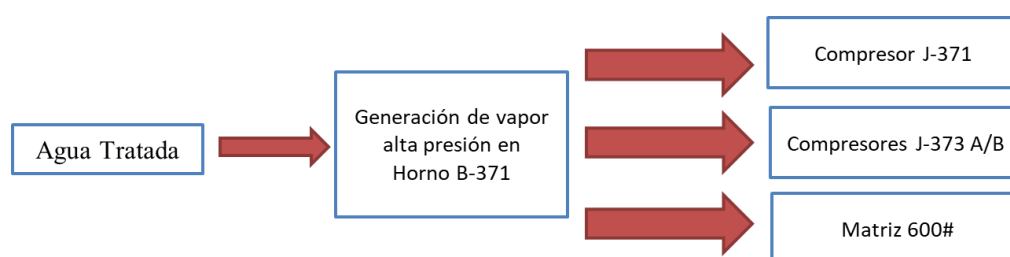


Figura 5. Balance de vapor en Unidad de Reformación.

El máximo consumo de vapor de 0,7 ton/h por el compresor de reciclo es obtenido desde su *datasheet*. Sin embargo, existen otros registros en donde el consumo de vapor del equipo alcanza a 4,1 ton/h. Por lo tanto, no hay claridad del consumo de vapor del compresor.

El vapor de media presión proviene de la matriz de 150# y es consumido principalmente para hacer funcionar las turbinas J-382B y J-383B, además de otros equipos de menor consumo como bombas de lubricación y eyectores.

La unidad de Reformación no posee generación de vapor de media presión. En la tabla 2 se presenta el consumo de vapor de 150# de diseño.

Los principales equipos que generan VBP son los compresores de segunda etapa de recontacto. Esta función también es cumplida por las turbinas J-382B y J-383B y por el tambor de purga continua F-381.

Tabla 2. Consumo de vapor de 150# con los datos de diseño.

Equipo	Consumo Vapor de Media Presión ton/h
Bomba tipo turbina J-382 B	1,0
Bomba tipo turbina J-383 B	3,5
Bomba de lubricación/sello en compresor J-373 A	0,6
Bomba de lubricación/sello en compresor J-373 B	0,6
Eyector de condensador de superficie C-381	0,3
Bomba de lubricación/sello en compresor J-371	1,1

Existe solo un consumo de VBP que ocurre es en las bombas de lubricación del compresor J-371, y luego de ser utilizado se dirige a la alcantarilla como agua. Se asume que el VBP generado corresponde a la suma del vapor utilizado en los equipos anteriormente mencionados.

En la realización de los balances de vapor se obtuvo las mediciones desde el programa PI *ProcessBook* mediante los tags. Los datos utilizados fueron del año 2017 para así ser comparados con los análisis Solomon de los años 2014 y 2016. Los promedios de los consumos y generaciones de vapor del año 2017 se muestran en la tabla 3.

Tabla 3. Valores promedios de los consumos y generaciones de vapor en el año 2017.

Unidad Reformación	Vapor de alta presión, ton/h	Vapor de media presión, ton/h	Vapor de baja presión, ton/h
Generación	15,3	-	21,0
Consumo	10,8	0,8	-

La generación promedio de vapor de alta presión en el año 2017 fue de 15,3 ton/h y el consumo promedio por parte de los compresores fue de 10,8 ton/h. Pero, este consumo no corresponde al total generado debido a que parte del flujo se dirige a la matriz de 600#.

Es necesario señalar que, en este caso, el consumo registrado es menor al valor máximo de diseño ya que la cantidad de vapor requerida por los compresores dependerá de la regulación de presión del proceso en la unidad de Reformación.

El consumo de vapor de media presión operacional es de 0,8 ton/h, es un valor muy pequeño en comparación a las 7,1 ton/h del total que registra el diseño.

Para este tipo de operaciones, el máximo consumo registrado corresponde a 2,5 ton/h pero esta cifra es muy excepcional, pues sólo en algunos días se registran valores sobre 2,0 ton/h. Por lo anterior, se deduce que las turbinas J-382 B y J-383 B no suelen ser utilizadas y son sus homólogos de motor eléctrico las que se encuentran mayormente en operación.

Respecto del VBP, no hay registro de consumo. Éste, debería corresponder a la suma de los consumos de vapor de alta y media presión (se considera el promedio del vapor de media presión porque no se posee con certeza cuándo las turbinas se encuentran en operación) pero existe una diferencia de 9,5 ton/h. El medidor de la generación de vapor de baja presión requerirá de una revisión para verificar sus condiciones de operación.

5.2 Balance de Condensado

Los flujos de condensados son generados mediante equipos condensadores o trampas de vapor provenientes de los equipos del proceso.

El agua condensada posee propiedades que son adecuadas para una reutilización debido a que han tenido un tratamiento previo, por ello que también es importante su medición. Los condensados generados según el tipo de vapor son mostrados en la tabla 4.

Tabla 4. Presión de los condensados y su lugar de almacenamiento.

Tipo de Vapor del sistema kg/cm²g	Presión de descarga kg/cm²g	Almacenamiento
37,6	2,5	B.L., Recuperación vapor de media presión
10,6	2,5	B.L., Recuperación vapor de media presión
3,5	2,5	B.L., Recuperación vapor de media presión

El agua tiene un rol importante en la producción de combustible. Por eso protegerla, como recurso, comenzó a ser una necesidad en la gestión de la industria petrolera.

Por lo anterior, ENAP se ha puesto metas específicas en la gestión tanto del agua como de los condensados. En un contexto de gran presión con respecto a la necesidad de proteger el medio ambiente, un mejor manejo del uso y operación de la energía, este tipo de medidas ha sido una manera socialmente responsable de enfrentar la actual crisis hídrica.

El condensado tiene propiedades químicas mejores que otras aguas residuales, por ello se trata de recuperar el máximo de flujo para reutilizarlo como agua de alimentación a las calderas.

Dentro de las calderas que utilizan el agua tratada BFW se encuentra el equipo B-371 que correspondería al horno de Reformación. Este equipo se encarga de generar el vapor de alta presión para el proceso de la unidad. La cantidad de caudal de agua tratada que se dirige a los coils de la zona de convección del horno B-371 dependerá de las condiciones del flujo de carga a Reformación. En el caso que las condiciones de la carga a Reformación sean “rico”, el flujo máximo de agua tratada es de 18,5 ton/h y para el caso “pobre”, el flujo es de 14,3 ton/h.

El flujo de agua tratada en el año 2017 se mantuvo dentro de los parámetros de diseño. Esto quiere decir que se situó bajo el máximo de flujo rico de 18,5 ton/h, como se aprecia en la figura 6. Los registros demuestran un menor consumo de agua tratada

ya que depende de las condiciones de operación y la regulación de la presión en el tambor desgasificador de vapor F-380.

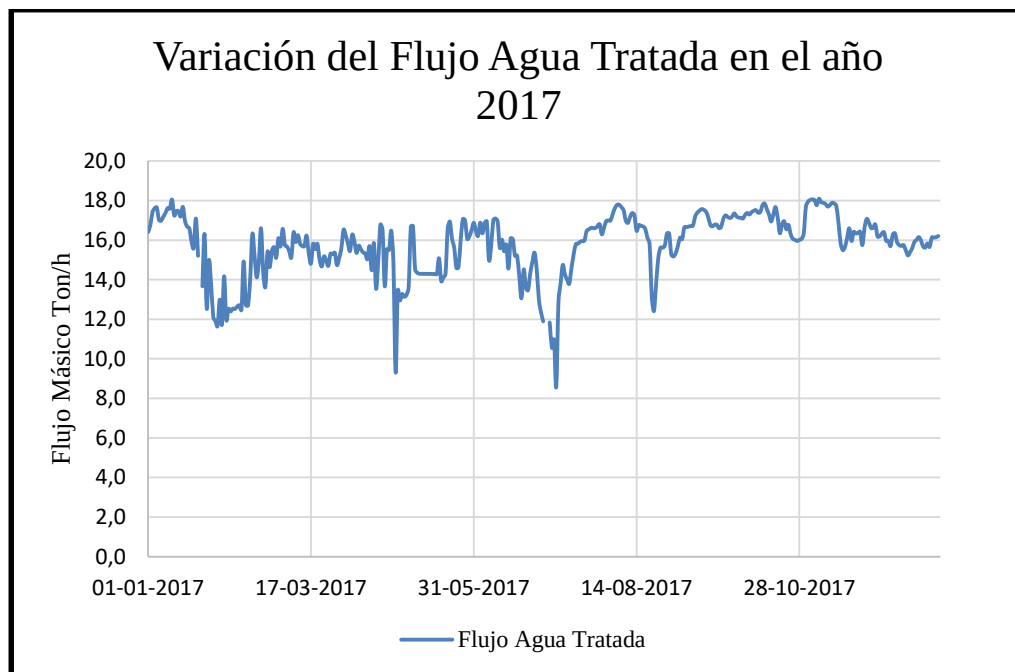


Figura 6. Variación del flujo de agua tratada en el año 2017.

El vapor generado por el flujo de agua tratada se consume en el compresor de gas reciclo J-371 y los compresores de segunda etapa recontacto J-373 A/B. En el caso de la producción de condensado, esto ocurre en la unidad de Reformación, específicamente, en el compresor de reciclo ya que, luego de utilizar el vapor, el equipo lo envía al condensador de superficie C-381. Esto genera un flujo de condensado dirigido al área 400/500 por medio de la bomba centrífuga J-382.

Por otra parte, como fue anteriormente mencionado, los compresores J-373 A/B generan VBP. Éstos poseen trampas de vapor con generación de condensado de baja presión.

En la realización del balance solo se considera el flujo de condensado generado por el condensador de superficie C-381. Los compresores J-373 A/B generan condensado en ocasiones por las trampas de vapor que luego se dirige a los drenajes, de lo anterior, se asume que el flujo es muy pequeño y no afectaría en el balance de

condensado. La bomba centrífuga J-382 A se encuentra después del equipo C-381 y posee una potencia máxima de operación de 0,87 ton/h.

En condiciones de operación, no hay medición del condensado generado por ésta bomba por lo que no es posible determinar el vapor producido por la unidad de Reformación.

5.3 Balance Eléctrico

La entrega de energía eléctrica a la refinería la hace la empresa Chilquinta a través de subestaciones.

La Sub-Estación Concón está compuesta por 4 transformadores monofásicos de 2.000 kVA cada uno. Normalmente se tienen 3 transformadores conectados y uno de reserva montado de tal forma que rápidamente puede reemplazar a cualquiera de los que normalmente están en servicio.

En ENAP Refinerías Aconcagua se encuentran 20 *Switch House* (casetas de interruptores) en donde se ubican las conexiones de suministro eléctrico de acuerdo a los equipos que lo requieren. En el caso de la unidad de Reformación, el consumo viene dado principalmente por los compresores, bombas centrífugas y los intercambiadores de calor de enfriamiento por aire.

En la unidad de Reformación existen tres compresores involucrados en el proceso, el compresor de gas de recicló J-371, los compresores de recontacto primera fase J-372 A/B y los compresores de recontacto J-373 A/B.

Anteriormente en el balance de vapor se mencionó que los equipos J-371 y J-373 A/B consumen vapor de alta presión. Por lo tanto los compresores de la primera fase de recontacto J-372 A/B son los únicos con consumo eléctrico de la unidad.

La energía eléctrica utilizada por diseño varía según el porcentaje de capacidad al que se encuentre operando. Para el caso del balance se considerará su consumo eléctrico al 90%, el que sería de 910 kW cada uno ya que los dos equipos se encuentran en operación.

Las bombas centrífugas involucradas directamente en el proceso de Reformación son desde la J-378 a J-382. Junto a ellas, además funciona la bomba centrífuga J-383 encargada de la recirculación del agua desde el tambor desgasificador de vapor F-380 para la generación de vapor de alta presión.

En la tabla 5 se muestra el consumo eléctrico de diseño de las bombas centrífugas involucradas en el proceso de Reformación.

Tabla 5. Consumo eléctrico de las bombas centrífugas según valores de diseño.

Bombas Centrífugas	Consumo Eléctrico kW
J-378 A	110,0
J-378 B	110,0
J-378 C	(110,0)
J-379 A	33,4
J-379 B	(33,4)
J-380 A	15,0
J-380 B	(15,0)
J-381 A	93,0
J-381 B	(93,0)
J-382 A	6,1
J-382 B	Vapor 150#
J-383 A	37,0
J-383 B	Vapor 150#

El consumo eléctrico encerrado en () corresponde a las bombas de repuesto en caso de mantención o algún tipo falla que ocurra en las bombas originales, por tanto, este consumo no es considerado dentro del balance energético.

Las bombas que poseen consumo Vapor 150# corresponden a las turbinas de vapor de media presión.

Los intercambiadores de calor de enfriamiento por aire se encuentran divididos en tres zonas: tabla 6. El primer equipo correspondería al intercambiador de calor C-374 encargado de enfriar el flujo de proceso de aproximadamente 1.900 m³/d. Éste proviene de la salida del intercambiador C-371. Este equipo es el que posee el mayor consumo eléctrico por diseño, es decir, de 92 kW debido al gran flujo que requiere disminuir su temperatura a 37 °C.

El segundo intercambiador de mayor consumo es el condensador de tope de la torre debutanizadora, el equipo C-380 con un consumo de diseño de 42 kW.

Finalmente, el último equipo es el intercambiador C-378 encargado del enfriamiento de la corriente de reformato que posee un consumo eléctrico de diseño de 10 kW.

Tabla 6. Consumo eléctrico de intercambiadores de enfriamiento por aire según datos de diseño.

Intercambiador de Enfriamiento por Aire	Consumo Eléctrico kW
C-374	92,0
C-378	10,0
C-380	42,0

La obtención del consumo eléctrico operacional se realizó mediante el registro de los amperes de la unidad de Reformatión que marcaban los medidores de cada equipo en un día de operación normal. Estos datos, obtenidos de la *Switch House*, se asumirán como el consumo total del año 2017.

Luego de este registro, mediante cálculos se obtiene los kW de consumo que poseen los equipos. En las tablas 7, 8 y 9 se presentan los resultados del consumo operacional.

Tabla 7. Consumo eléctrico de compresores primera fase de recontacto.

Equipo	Consumo Eléctrico, kW
J-372 A	905,0
J-372 B	734,0

En el caso de los compresores, el consumo eléctrico en los compresores es diferente debido a que operaban a distintos porcentajes de capacidad. Es decir, el compresor J-372 A se encontraba a 90% y el compresor J-372 B a 75% de su potencia total.

Las mediciones de estos equipos fueron un promedio y no se necesitó realizar cálculos ya que se obtenían directamente de la pantalla que se encontraba en cada uno de los equipos. La medición más alta registrada a una capacidad de 90% fue de 930 kW lo que resulta un valor razonable dentro de los parámetros de diseño.

Tabla 8. Consumo eléctrico de bombas centrífugas con valores de operación.

Equipo		Consumo Eléctrico, kW
J-378	A	108,60
J-378	B	-
J-378	C	108,60
J-379	A	39,49
J-379	B	-
J-380	A	6,58
J-380	B	-
J-381	A	-
J-381	B	72,40
J-382	A	5,27
J-382	B	(Vapor 150#)
J-383	A	36,20
J-383	B	(Vapor 150#)

En las bombas centrífugas el único equipo que registró mayor consumo eléctrico fue la bomba J-379. Ella por diseño debería consumir 33,4 kW. En tanto, todos los demás equipos se encuentran operando bajo de las condiciones de diseño.

Tabla 9. Consumo eléctrico de los intercambiadores de enfriamiento por aire, datos de operación.

Equipo		Consumo Eléctrico, kW
C-374	A	14,8
C-374	B	17,1
C-374	C	14,8
C-374	D	-
C-374	E	14,8
C-374	F	19,8
C-374	G	14,8
C-374	H	14,8
C-378	A	9,8
C-378	B	-
C-380	A	13,1
C-380	B	-
C-380	C	14,8
C-380	D	14,8

En el caso de los intercambiadores de calor, el consumo eléctrico posee una mayor variación porque depende de las condiciones en las que se está operando.

Por ejemplo si el flujo de proceso se encuentra a una mayor temperatura se necesitarán ocupar más equipos para enfriar las corrientes. Es el caso del intercambiador de calor C-374 que registra un total de consumo eléctrico de 111,4 kW mayor al de diseño de 92 kW.

5.3.1 Obtención de consumo eléctrico

La instalación eléctrica en la unidad de Reformación constituye un sistema trifásico, por consiguiente para el cálculo del consumo eléctrico de los equipos se utilizará la metodología asociada a esta materia. Este gasto eléctrico viene dado por la potencia activa que se obtiene de la siguiente fórmula:

$$P_{ac} = \frac{3 \cdot I_f \cdot V_f \cdot FP}{1000}$$

Variables:

P_{ac} : Potencia Activa, kW.

I_f : Corriente de fase, AMP.

V_f : Voltaje de fase, Volts.

FP: Factor de Potencia.

El **voltaje** de todos los equipos corresponde a 380 V, el **factor de potencia** varía entre 0,9 y 1,0 entonces se asume un factor de potencia de 1,0. La medición en los tableros en Swith House corresponde a la corriente de línea (I_L) con lo cual se puede obtener la **corriente de fase**. El tipo de arreglo triángulo o estrella en el sistema trifásico no afecta a la fórmula de la **potencia activa**, por lo tanto es la misma para ambos casos.

$$I_L = \sqrt{3} \cdot I_{Fase}$$

5.4 Balance de Fuel Gas

El fuel gas producido en la refinería es una mezcla de los procesos de refinación, LPG (suministros internos) y gas natural proveniente desde GNL Quintero (suministro externo). Este combustible gaseoso está compuesto principalmente por metano, etano, propano, butano e hidrógeno. En la figura 7 se muestra un esquema conceptual del suministro de fuel gas.

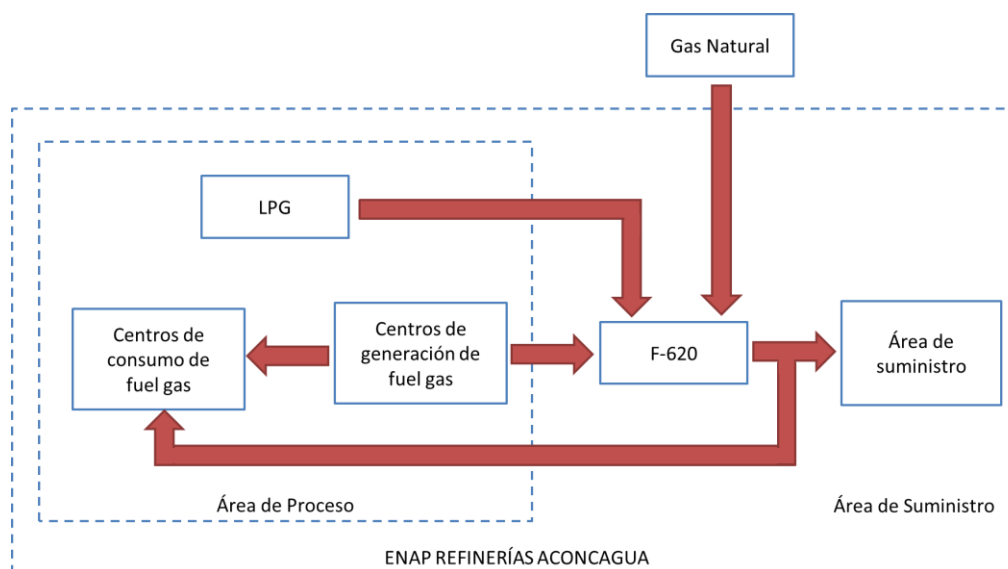


Figura 7. Esquema conceptual del suministro de fuel gas en Enap Refinerías Aconcagua.

En el caso del balance de fuel gas en la unidad de Reformación el equipo F-383 es un tambor de *knockout* que se encarga de distribuir fuel gas a los equipos que consumen este combustible en la unidad. Este tambor lo recibe del acumulador F-620.

Todo el fuel gas generado en las unidades de proceso se envía al acumulador F-620 para su utilización, incluida la unidad de Reformación que envía un flujo con alta concentración de hidrógeno desde el acumulador debutanizador F-379 y del tambor de recontacto F-375.

En la unidad de Reformación se encuentran dos equipos de consumo de fuel gas, estos son el horno B-371 y el *Reboiler* B-372.

El horno B-371 se subdivide en cuatro hornos: Precalentador, Recalentador 1, Recalentado 2 y Recalentador 3.

En la tabla 10 se muestran los consumos de diseño para cada uno. Estos valores de referencia fueron obtenidos desde *datasheet* del horno B-371.

La función de este horno es elevar la temperatura de entrada del flujo de proceso hacia los reactores D-371 a D-374 y así mantener las condiciones necesarias para las reacciones que ocurren en ellos. El consumo de fuel gas de cada horno se encuentra determinado según el tipo de flujo de carga a reformación, es decir, caso rico CCR o pobre CCR.

Tabla 10. Consumos de fuel gas en Horno B-371 según datos de diseño.

Horno B-371	Consumo Fuel Gas caso CCR Rico, MMBtu/h	Consumo Fuel Gas caso CCR Pobre, MMBtu/h
Precalentador	32,1	35,0
Recalentador1	47,5	40,1
Recalentador2	36,0	23,3
Recalentador3	27,5	16,3

El horno B-371 se encuentra en el inicio de la unidad de Reformación y el *reboiler* B-372 se halla en la etapa final. El flujo de fondo de la torre debutanizadora E-371 se divide en dos corrientes, uno es el flujo producto dirigido a *blending* y la otra es una recirculación del flujo de fondo hacia el *reboiler* B-372. En ocasiones también se habilita un tercer flujo hacia la generación de solventes.

El equipo *reboiler* B-372 se encarga de la vaporización de los compuestos livianos presentes en el flujo de fondo de la torre para que luego sean enviados nuevamente a la torre debutanizadora y salgan por el flujo de tope. En la tabla 11 se indica el consumo de diseño de fuel gas del equipo. Solo posee un caso.

Tabla 11. Consumo de fuel gas en Reboiler B-372 según valor de diseño.

Equipo	Consumo Fuel Gas, MMBtu/h
<i>Reboiler</i> B-372	19,8

En la tabla 12 se encuentran los datos de operación del consumo de fuel gas para los equipos horno B-371 y *reboiler* B-372. En comparación con los datos de diseño, los valores parecen menores, es decir, se opera en óptimas condiciones, pero se debe aplicar un factor de capacidad utilizada al valor total de consumo de diseño. Esto sucede porque el valor de diseño total se establece calculando que la unidad opere todo el año normalmente; sin embargo, esto no ocurre puesto que se deben realizar mantenciones que requieren una paralización de la unidad.

Tabla 12. Consumo operacional de fuel gas en Horno B-371 y Reboiler B-372.

Equipos	Consumo Fuel Gas, MMBtu/h
Precalentador	26,7
Recalentador1	32,6
Recalentador2	28,8
Recalentador3	15,9
Reboiler B-372	12,1

5.5 Análisis balances totales

Agrupando los consumos de diseño totales de cada balance y aplicando un factor del 0,92 por la capacidad utilizada de la unidad de Reformación en el año 2017, se obtuvieron los siguientes valores: (tabla 13)

Tabla 13. Consumo total final de cada balance energético según valores de diseño.

Consumo	Diseño	Unidad
Fuel Gas	3.148	MMBTU/d
Vapor	664	MMBTU/d
Eléctrico	473	MMBTU/d
Total	4.286	MMBTU/d

Mediante estos datos de balances se aprecia que el mayor consumo energético en la unidad es el fuel gas con un valor de 3.148 MMBTU/d diarios. Lo sigue el consumo de vapor con 664 MMBTU/d, y finalmente el consumo eléctrico con 473 MMBTU/d.

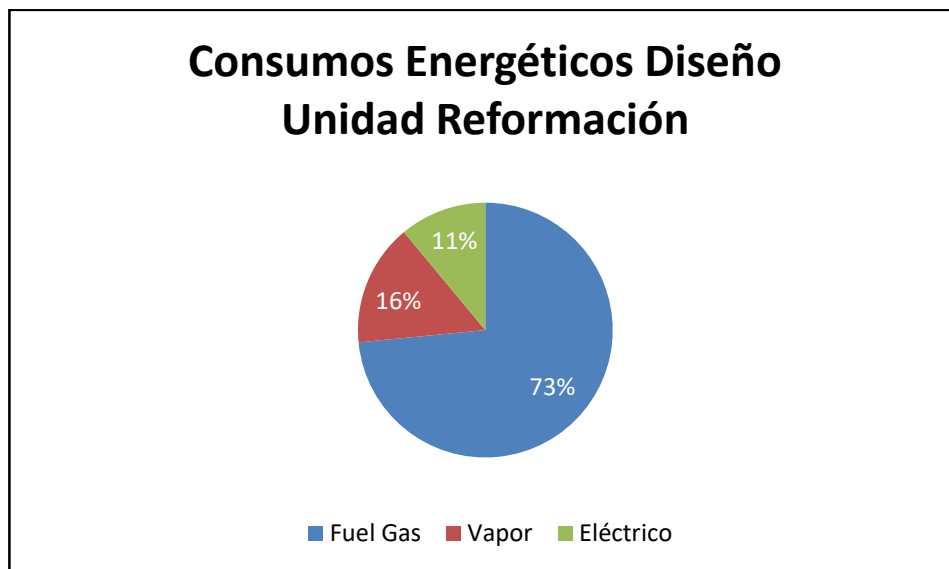


Figura 8. Distribución de consumo energético, valores de diseño.

La energía consumida por el fuel gas en diseño correspondería al 73% del total, es decir, mucho más que las otras energías que no sobrepasan el 30% entre ambas, como se advierte en el gráfico de la figura 8. Esto demuestra la importancia del fuel gas en la unidad de reformación.

En operación, lo deseable es estar en condiciones similares a las de diseño ya que esto demostraría que se encuentra el proceso trabajando bajo los parámetros requeridos. En caso de que las mediciones demuestren un mayor consumo se debe analizar qué equipo está afectando el balance para realizar las respectivas mejoras.

La tabla 14 agrupa los datos de los consumos en operación de fuel gas, vapor y eléctrico. Se debe recordar que los datos obtenidos para el caso de operación fue mediante el programa PI *ProcessBook* en donde las mediciones fueron un promedio del año 2017 cuando la unidad de Reformación se encontraba operando a condiciones normales.

Tabla 14. Consumo total final de cada balance energético según valores de operación.

Consumo	Operación	Unidad
Fuel Gas	3.437	MMBTU/d
Vapor	627	MMBTU/d
Eléctrico	481	MMBTU/d
Total	4.545	MMBTU/d

En relación al consumo de vapor, éste se ve favorecido debido a que disminuyó el requerido en el proceso en 37 MMBTU/d. Los consumos energéticos restantes aumentaron: el eléctrico en 8 MMBTU/d y el de fuel gas fue el que más se elevó con 288 MMBTU/d lo que arrojan un consumo mayor a su diseño.

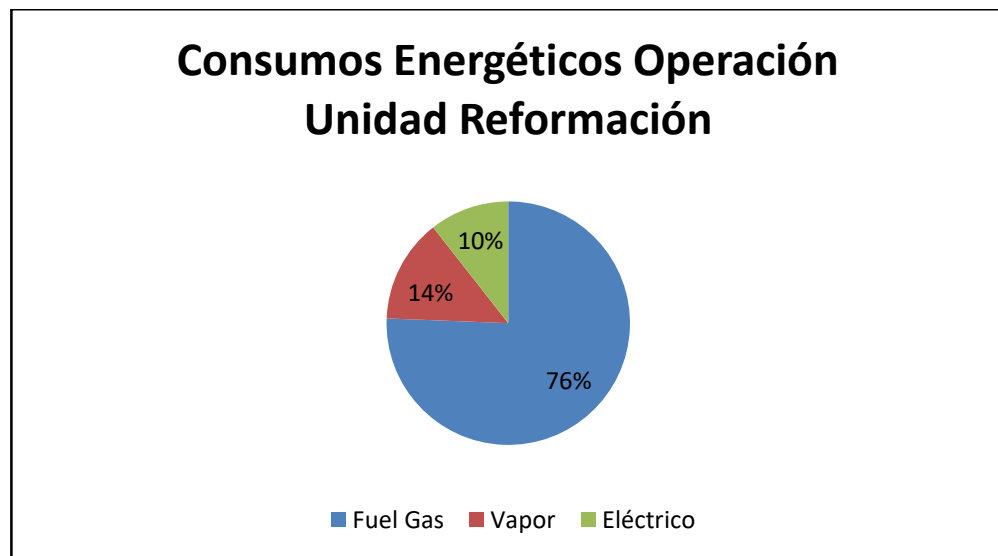


Figura 9. Distribución de consumo energético en caso de operación.

El aumento de fuel gas se debe a un mayor consumo en los equipos horno B-371 o el *reboiler* B-372 o ambos, afectando el porcentaje de participación en el consumo total mostrado en la figura 9. Se realizará un análisis para encontrar que equipo está necesitando más consumo y proponer una oportunidad de mejora. Al poseer un porcentaje de 76% en el consumo energético total de la unidad de Reformación, el fuel gas demuestra que como consumo requiere una mejora importante desde esta perspectiva.

El aumento del consumo eléctrico en 8 MMBTU/d requerirá también una búsqueda de oportunidad de mejora. El balance anteriormente realizado muestra un aumento del gasto eléctrico en los intercambiadores de enfriamiento por aire, por lo que se investigará las causas.

El agua tratada que se utiliza para la generación de vapor de 600# posee un promedio en el año 2017 de 15,6 ton/h, por lo tanto se requirió 2,8 ton/h menos que el diseño.

La generación de condensado según diseño debiera ser de 0,87 ton/h por la bomba centrífuga J-382 A, pero la unidad de Reformación no posee medición del condensado generado por ésta bomba, por lo cual no es posible determinarlo en la unidad de Reformación.

6. Análisis Solomon

Enap Refinerías Aconcagua implementó el método Solomon de la empresa HSB Solomon Associates LLC. Se trata de una metodología patentada de benchmarking para mostrar a sus clientes cómo sus operaciones se encuentran con respecto a sus competidores.

El benchmarking es el proceso mediante el cual se recopila información y se obtienen nuevas ideas, a través de la comparación de aspectos de la empresa con los líderes o los competidores más fuertes del mercado. (Solomon Associates, 2018)

La empresa participante reporta la capacidad para cada unidad. La capacidad de una unidad puede estar operativa todo el año o tener momentos de detención por mantenimiento, por lo tanto, el índice se considera en base a la fracción que opera durante el año.

La metodología de Solomon CPA normaliza los datos de todos los tamaños de plantas, tipos y geografías, lo que permite a los clientes ver dónde se encuentran, realmente, frente a su competencia e identificar áreas específicas donde puede mejorar el rendimiento.

6.1 Índice de Intensidad de Energía

El estudio de Solomon entrega un indicador que analiza el desempeño energético de ERA llamado índice de intensidad de energía, el cual se define como:

$$\text{Índice de Intensidad de Energía (EII)} = \frac{\text{Consumo Real de Energía}}{\text{Energía Estándar}} \cdot 100$$

Dónde:

- Consumo Real de Energía: suma del consumo de energía térmica y energía eléctrica de la unidad.
- Energía Estándar: corresponde a la suma de los consumos de energía estándar de la unidad. El valor se obtiene mediante el resultado de la multiplicación de su carga promedio en un determinado periodo de tiempo y por un factor de energía por unidad de capacidad que entrega Solomon según los resultados de su estudio.

Un EII igual a 100 indica que la refinería (o una respectiva unidad de ésta) se encuentra en la media energética. Es decir, no está operando a máxima eficiencia por lo que se pueden implementar medidas para disminuir el consumo energético.

Los resultados de Solomon de los años 2014 y 2016 arrojan que la unidad de Reformación es la segunda unidad con menor eficiencia energética dentro de la refinería. En el año 2014 el EII fue de 103% y en el año 2016 fue de 110% como se aprecia en la figura 10, esto refleja un aumento considerable entre la brecha del consumo real de energía y la energía estándar de la unidad de Reformación.

En el Anexo A se explica el procedimiento para la obtención de los índices.

En el año 2017, que corresponde al periodo analizado, el índice de intensidad de energía disminuye a 105% lo cual demuestra una mejora en el consumo energético de la unidad con respecto al año anterior. Pero aún es posible implementar medidas para reducir los consumos. Esta disminución ocurre luego del cambio de catalizador de Reformación en los reactores en Octubre del año 2016.

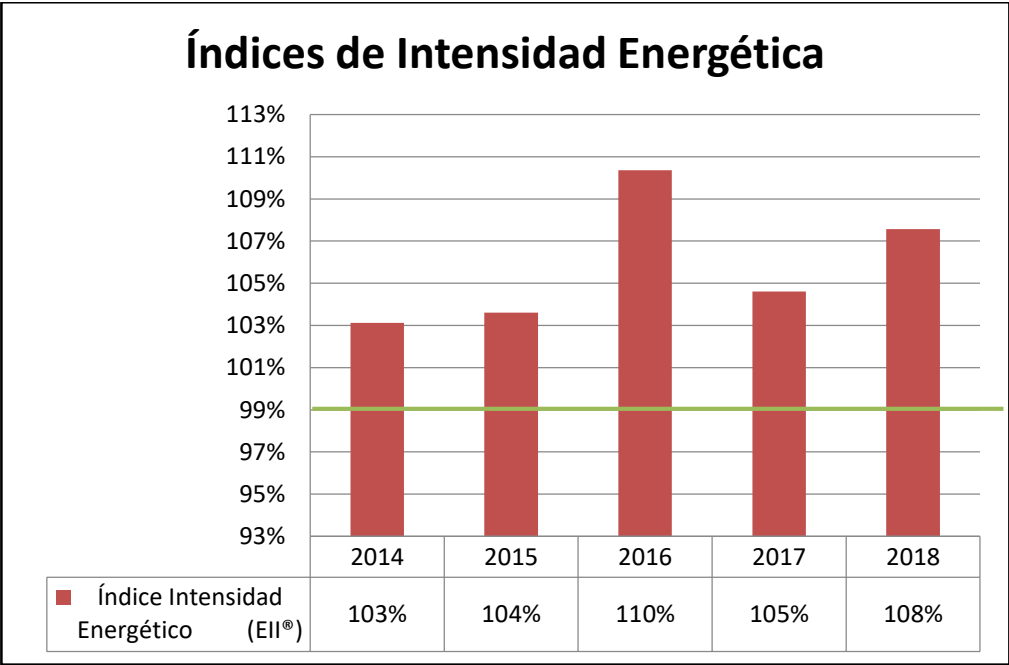


Figura 10. Índices de intensidad energética desde los años 2014 a 2018.

El cambio de catalizador en la unidad de Reformación ocurre, sistemáticamente, cada dos años. Ello explica por qué en el año 2014 el EII es más bajo en comparación a los años posteriores.

A medida que el catalizador se va gastando el EII aumenta ya que la operación de los reactores se verá afectada, por lo tanto necesitará una mayor cantidad de energía térmica y el consumo real de energía se elevará.

El aumento del EII en el año 2016 se debe a que la energía estándar consumida requerida para ese año fue 140 MBTU/d menos al año anterior y como la energía real consumida se mantuvo relativamente constante el índice resultó ser mucho mayor, como se aprecia en la figura 11.

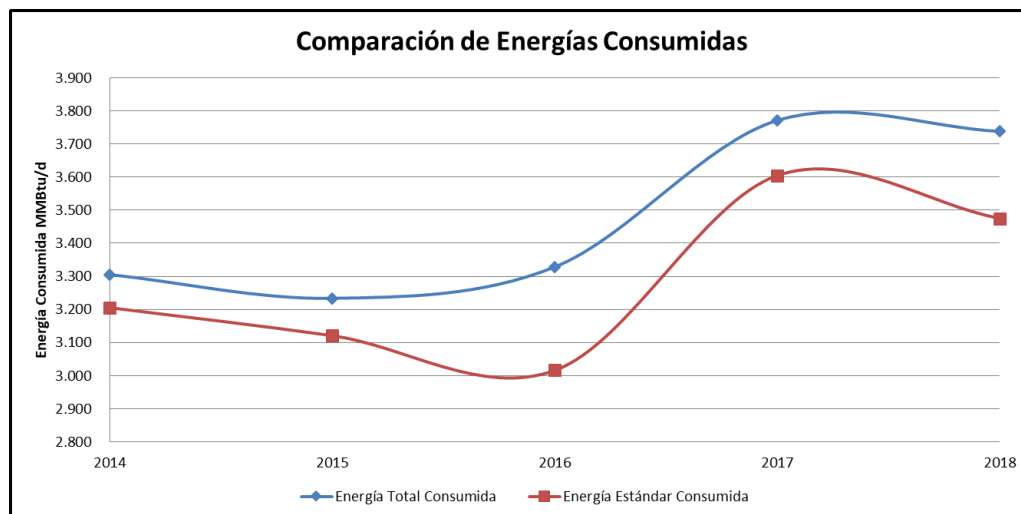


Figura 11. Comparación de energía total consumida con energía estándar consumida entre los años 2014 y comienzos del año 2018.

La capacidad de la unidad de Reformación en el año 2016 fue un porcentaje de 77%, es decir, muy por debajo de los demás años. Hay varias causas que incidieron en este resultado. Por un lado, la paralización de la unidad. Esto fue un factor que influyó en la disminución de la energía estándar consumida y que por consiguiente, se ampliara la brecha con la energía real consumida. Por otra parte, coincidió también con el cambio de catalizador utilizado en los reactores, la contaminación del catalizador pudo ser otro factor que incidiera en el bajo rendimiento de la unidad.

En el año 2017 la capacidad de la unidad fue de 92% y al haber catalizador nuevo resultó que las energías consumidas estándar y real tuvieron una menor brecha. En el periodo de Enero a Marzo de 2018 la capacidad de la unidad disminuyó con respecto al año 2017 lo que generó un aumento en la brecha de las energías consumidas y, por consiguiente, el EII aumento a 108%. Además en éste año correspondió el cambio de catalizador del año 2016, entonces la energía real consumida fue afectada.

Los EII de los años 2017 y 2018 demuestran que existen posibilidades de mejora en la unidad de Reformación. A partir de ello, se fija como meta cumplir con el porcentaje de índice total obtenido por Solomon de las plantas de Reformación del año 2016, el cual corresponde a 99%.

7. Identificación de oportunidades de mejora asociada a los balances energéticos

7.1 Oportunidad en Balance Condensado

En la realización del balance de flujo de condensado de la unidad de Reformación se determina una oportunidad de mejora en la línea de la bomba J-382. El flujo de agua tratada entra al horno B-371 y en su etapa final se obtiene vapor sobrecalentado el que se divide en tres corrientes enviadas a los compresores J-371, J-373 A/B y a la matriz de vapor de 600# (en condiciones de 400 °C y 45,7 kg/cm² g).

El VAP y sobrecalentado al ser utilizado en los compresores J-373 A y B pasa a la matriz de 50#. Ésta matriz corresponde a VBP (aproximadamente 5,3 kg/cm² g) a condiciones de temperatura de 210 °C. En estos compresores se encuentran trampas de vapor para *stream ring drain*, *first stage drain* y *low pressure casing drain*.

El condensado generado en las trampas de vapor no es medido debido a que la generación de condensado es despreciable. El condensado desde las trampas de vapor de los compresores J-373 A y B se envía a la línea de condensados de alta presión como se muestra en el esquema representativo de la figura 12.

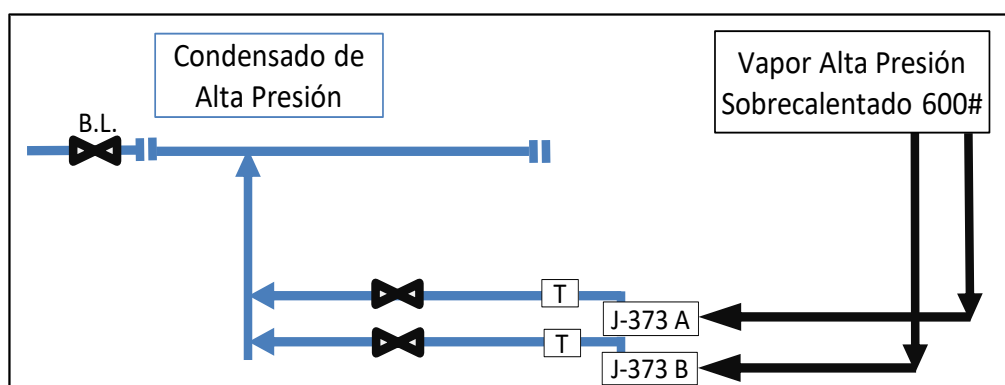


Figura 12. Esquema de trampas de vapor en compresores J-373 A y B.

En el compresor de gas reciclo J-371 el vapor de alta presión luego de ser utilizado es llevado al condensador de superficie C-381 en donde se genera condensado frío y es impulsado a la matriz 400/500 por la bomba J-382 A. (figura 13)

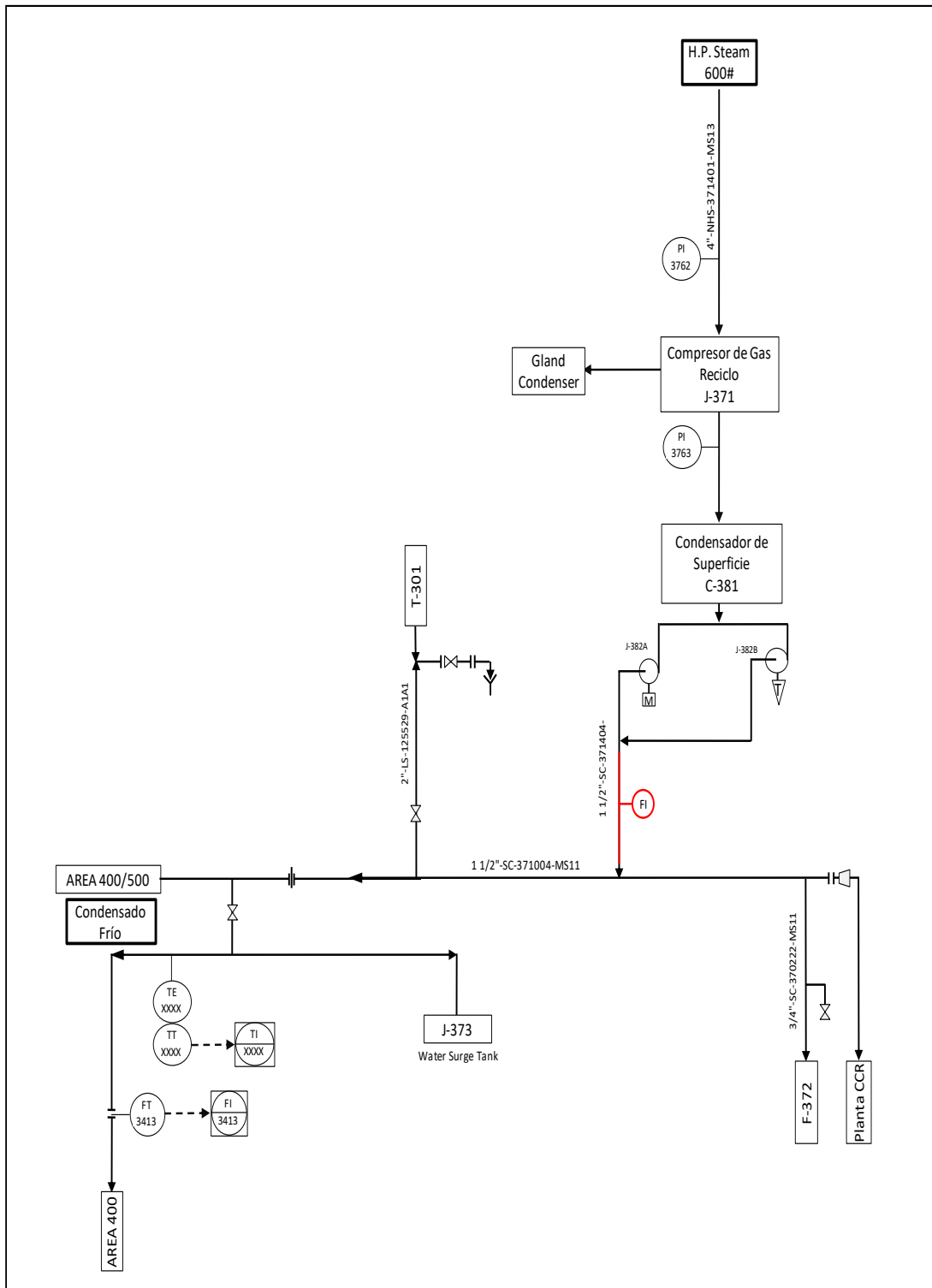


Figura 13. Esquema que representa el paso de vapor sobrecalentado en el equipo J-371 y luego el envío del condensado a la matriz de 400/500.

Las condiciones de diseño de descarga de la bomba ocurren a una presión de 5,6 kg/cm² g y en un flujo máximo posible de condensado de 0,87 m³/h. La cañería posee dimensiones de 1 ½ pulgadas y especificación MS11.

El vapor sobrecalentado de alta presión generado desde las calderas posee medición de temperatura y flujo, y el vapor hacia la matriz de 600# también es medido en su flujo.

Mediante estas mediciones es posible obtener el consumo de operación de vapor de los compresores, pero no se posee un registro exacto del consumo de cada uno. Esto arroja como consecuencia que tampoco se pueda obtener el flujo de condensado generado en el condensador de superficie del compresor de gas reciclo J-371.

La instalación de un medidor de flujo de condensados servirá para obtener el consumo de vapor aproximado de operación del compresor de reciclo J-371 y por consiguiente también el gasto de vapor de los compresores J-373 A y B. La medición del flujo de condensado permitirá cerrar balances energéticos de la unidad de reformación.

7.2 Oportunidad en Balance Eléctrico

En el análisis realizado del año 2017 el consumo de energía eléctrica aumentó en 8 MMBTU/d con respecto al consumo estándar.

Los equipos de compresores y bombas centrífugas que operan en la unidad de Reformación poseen un consumo eléctrico dentro de los parámetros de la unidad (tabla 15), de ello se puede inferir que la diferencia de consumo eléctrico se produjo en los equipos restantes, es decir, en los intercambiadores de enfriamiento por aire.

Tabla 15. Comparación de consumo eléctrico de diseño y operación en equipos de bombas centrífugas y compresores.

	Consumo Eléctrico kW	Consumo Eléctrico, kW
Bombas Centrífugas		
J-378 A	110,0	108,60
J-378 B	110,0	-
J-378 C	(110,0)	108,60
J-379 A	33,4	39,49
J-379 B	(33,4)	-
J-380 A	15,0	6,58
J-380 B	(15,0)	-
J-381 A	93,0	-
J-381 B	(93,0)	72,40
J-382 A	6,1	5,27
J-382 B	Vapor 150#	-
J-383 A	37,0	36,20
J-383 B	Vapor 150#	-
Compresores		
J-372	905,0	930
J-372	734,0	930

En operación, la temperatura del flujo de proceso es mayor a la que debiera por motivos como una mayor temperatura de ingreso a la unidad de Reformación o una mayor temperatura ambiente que afecta los equipos. Esto genera un mayor consumo eléctrico porque se necesitarán más intercambiadores de enfriamiento por aire (Air Cooled Exchanger) para disminuir la temperatura del flujo de proceso a la condición deseada, como se aprecia en la tabla 16.

Tabla 16. Comparación consumo eléctrico de diseño y operación en los intercambiadores de enfriamiento por aire.

Intercambiador de Enfriamiento por Aire	Consumo Eléctrico Estándar kW	Consumo Eléctrico Real kW
C-374	92,0	111,4
C-378	10,0	9,9
C-380	42,0	42,9

El flujo de proceso de salida del intercambiador C-371 (Lado Caliente) junto con un flujo también proveniente del fondo del reactor que es enfriado en el

intercambiador C-372, se mezclan para formar un flujo de temperatura de aproximadamente 105 °C. Éste, es enfriado posteriormente en los intercambiadores C-374 hasta una temperatura de 37 °C.

Un seguimiento del comportamiento de la temperatura de salida de estos intercambiadores durante el año 2017 se puede observar en la figura 14.

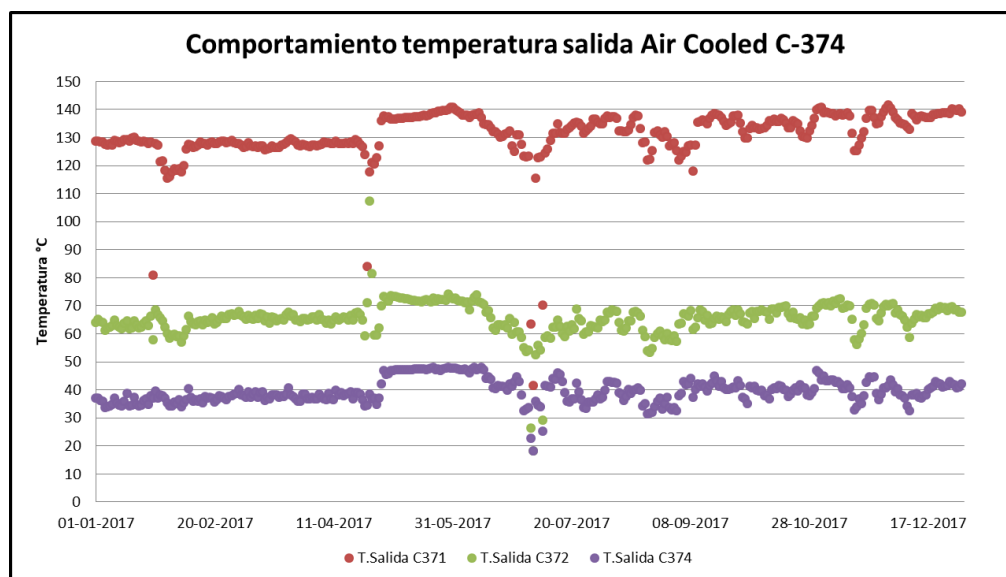


Figura 14. Temperaturas de salida de intercambiadores C-371 y C-372 que al mezclarse forman el flujo de entrada al intercambiador C-374. Variación de temperatura de salida de intercambiador de enfriamiento por aire C-374 en el año 2017.

La temperatura de salida del intercambiador C-374, en los primeros meses del año 2017, se mantuvo dentro de los parámetros, pero luego en los meses de Mayo, Junio y principios de Julio las temperaturas se elevaron hasta casi los 50 °C. Luego, el resto del año, las temperaturas volvieron a mantenerse alrededor de los 40 °C.

En términos energéticos, el comportamiento hasta el mes de Julio es más preocupante ya que la unidad estuvo operando de forma normal, es decir con flujo de carga a 2.000 m³/d tal como se representa en la figura 15. Generalmente todos los intercambiadores se encuentran encendidos y en época de invierno o en la noche se apaga uno. Esto genera un consumo eléctrico mayor ya que por diseño deberían estar apagados dos intercambiadores.



Figura 15. Flujo de alimentación en el año 2017 a la unidad de Reformación.

A medida que el año avanzó las temperaturas de salida del intercambiador C-371 aumentaban, lo que, a su vez originó un incremento en la temperatura de salida de los intercambiadores C-374.

Una explicación a esta variación es la pérdida de transferencia de calor en el equipo lo que afectó las temperaturas del proceso. La contaminación de las superficies en donde ocurre la transferencia de calor es generalmente la razón de ésta pérdida, este factor se conoce como ensuciamiento.

El ensuciamiento de los intercambiadores de calor puede definirse como la acumulación de depósitos no deseados en las superficies de transferencia de calor. Este depósito, generalmente es áspero desde el punto de vista hidrodinámico, de modo que se produce una mayor resistencia al flujo del fluido a través de la superficie del depósito.

Las consecuencias de las incrustaciones son, en general, una reducción en la eficiencia del intercambiador y otros problemas operativos asociados, incluida una caída de presión excesiva en el intercambiador.

En algunos intercambiadores de calor, las incrustaciones ocurren rápidamente, en otros, el equipo puede operar durante largos períodos, incluso, quizás varios años,

antes de que se haga evidente un problema. Mucho depende del fluido en particular y de las condiciones bajo las cuales opera el intercambiador.

La naturaleza de los depósitos es extremadamente variable. En algunos ejemplos, los depósitos son duros, tenaces y difíciles de eliminar. Otras acumulaciones son suaves y friables y, por lo tanto, se prestan a la eliminación. Debido a que el intercambiador de calor C-371 opera solo con flujo de proceso (Nafta dulce) es más fácil que se acumule material en los tubos del intercambiador por las características del fluido.

Actualmente se posee un plan para el intercambiador C-371 de un periodo de 4 años, con procedimientos de limpieza en caliente por lado de la carcasa y por el lado de los tubos con la unidad detenida. En el año 2014 se realizó una limpieza en donde 1.355 tubos no pudieron ser limpiados, lo que equivale al 40,4% del total (número de tubos 3.347). También se encontró restos de óxidos de hierro que al ser analizados correspondieron a la corrosión de los propios tubos del equipo.

En el ensuciamiento por esta vía, la propia superficie de transferencia de calor se degenera para formar una capa de conductividad térmica inferior a la del metal original. La resistencia de muchos metales y aleaciones a la corrosión se debe a la presencia de una capa delgada de óxido en la superficie que restringe el flujo de electrones e iones, generalmente necesarios para que ocurra la corrosión.

Esto significa que una capa protectora de óxido puede considerarse como corrosión controlada pero deseable. Al mismo tiempo también representa una resistencia térmica. En general, el espesor de la capa protectora es tal que el flujo de calor no se ve muy afectado. Sin embargo, si las condiciones son tales que la corrosión de la superficie es extensa, entonces las capas de óxido representan un problema de ensuciamiento, en la figura 16 se puede apreciar un ejemplo.



*Figura 16. Ejemplo de ensuciamiento por corrosión en tubos de intercambiadores de calor.
(Thermopedia, 2011)*

Según el último reporte de inspección de Octubre del año 2016 luego de limpiar con agua a alta presión, (figura 17), en una sección de los tubos del intercambiador se encontró en el suelo pedazos de goma o lodo, con lo cual se corrobora la ya existencia de ensuciamiento en los tubos. También fue necesario el uso de vapor para agilizar la limpieza pero no fue posible el aseo total de todos los tubos. Se reportó que la presencia de gomas en el interior de los tubos sugiere la posibilidad de que el flujo de alimentación venga contaminado o no se estén utilizando inhibidores de corrosión.



Figura 17. Mantenimiento de intercambiador de calor C-371 en Octubre del año 2016.

El análisis del consumo eléctrico que involucra al intercambiador de calor C-371 también afecta al consumo de fuel gas como se explicará a continuación.

7.3 Oportunidades en Balance de Fuel Gas

El flujo de carga a reformación corresponde a la nafta caliente hidrotratada mezclado con el gas de reciclo desde el compresor J-371. Este flujo ingresará en una primera instancia al intercambiador de calor de tubos y coraza C-371 en donde aumentará su temperatura inicial de 84 °C a 459 °C (Caso Rico CCR) o 463 °C (Caso Pobre CCR) según datos de diseño. El intercambiador de calor genera transferencia de calor con el mismo flujo de proceso desde la salida del último reactor D-374.

La eficiencia del intercambiador de calor C-371 ha disminuido en el transcurso de los últimos tres años luego de su limpieza en el año 2014 debido a la disminución de la transferencia de calor en los tubos. Esto se ve reflejado en la temperatura de entrada al horno B-371 que ha registrado menores valores en el tiempo por el ensuciamiento generado en los tubos debido a la formación de polímeros y a la acumulación por efectos de corrosión.

También, se registró en el equipo una caída de presión en el equipo mayor a la recomendada por efectos de la rugosidad del ensuciamiento, el cambio en la turbulencia del flujo y la transferencia de calor. Este descenso en la presión fue mayor a lo recomendado, lo que ha requerido un mayor consumo de fuel gas para alcanzar la temperatura deseada a la entrada del reactor D-371.

Por otra parte, la eficiencia del horno B-371 arroja niveles superiores a la eficiencia de diseño con valores entre 89,49% a 89,91%. Si se toma en cuenta que por diseño establece 89,28% de rendimiento, entonces se descartan problemas en el horno B-371.

La temperatura máxima alcanzada en condiciones de operación luego de la limpieza del equipo en el año 2014 es de 440 °C. Valor menor en comparación a las de diseño, que corresponden a 459 °C.

En la figura 18 se encuentra una gráfica de un periodo de 4 años donde se puede apreciar con mayor claridad la disminución de temperatura y el efecto en el consumo energético del fuel gas desde el año 2010 a 2014. Los análisis se hacen cada 4 años porque actualmente la limpieza en el equipo se realiza con esa frecuencia de tiempo.

En el año 2012, en el mes de Agosto, se realizó un paro de mantención del equipo, pero no fue posible la limpieza de todos los tubos debido a que algunos tenían severas obstrucciones. Sin embargo, tenían suficiente utilidad aún. Por otra parte, tampoco se registró la cantidad de tubos obstruidos y “no lavados”.

Luego de la mantención realizada parcialmente, las temperaturas de salida del intercambiador hacia el horno permanecen sobre 500 °C (a flujo máximo de operación de la unidad) solo por unos meses y luego comienzan a disminuir, lo que resulta en un mayor consumo de fuel gas para llegar a la temperatura requerida en el reactor. El consumo de fuel gas no se normalizó bajo el valor de diseño y siguió sobre este, incluso luego de la limpieza de Agosto 2012 por los motivos anteriormente señalados.

Esto provocó que en el periodo 2010 a 2014 se alcanzaran pérdidas energéticas de 46.987 [MMBTU], lo que correspondería a un 4,0 % del total del consumo energético en dicho periodo. Para un análisis más detallado se indaga el ensuciamiento del intercambiador de calor C-371, el cual se aprecia en la figura 19.

El ensuciamiento posee un aumento lento antes de la paralización del equipo en el año 2012, pero posterior a la mantención, se elevó considerablemente hasta la limpieza correspondiente al año 2014. Este aumento pudo ser producto de una rápida formación de gomas durante este periodo debido a un cambio en la composición del flujo de alimentación. Para tales efectos, se realizó un análisis a la composición del flujo.

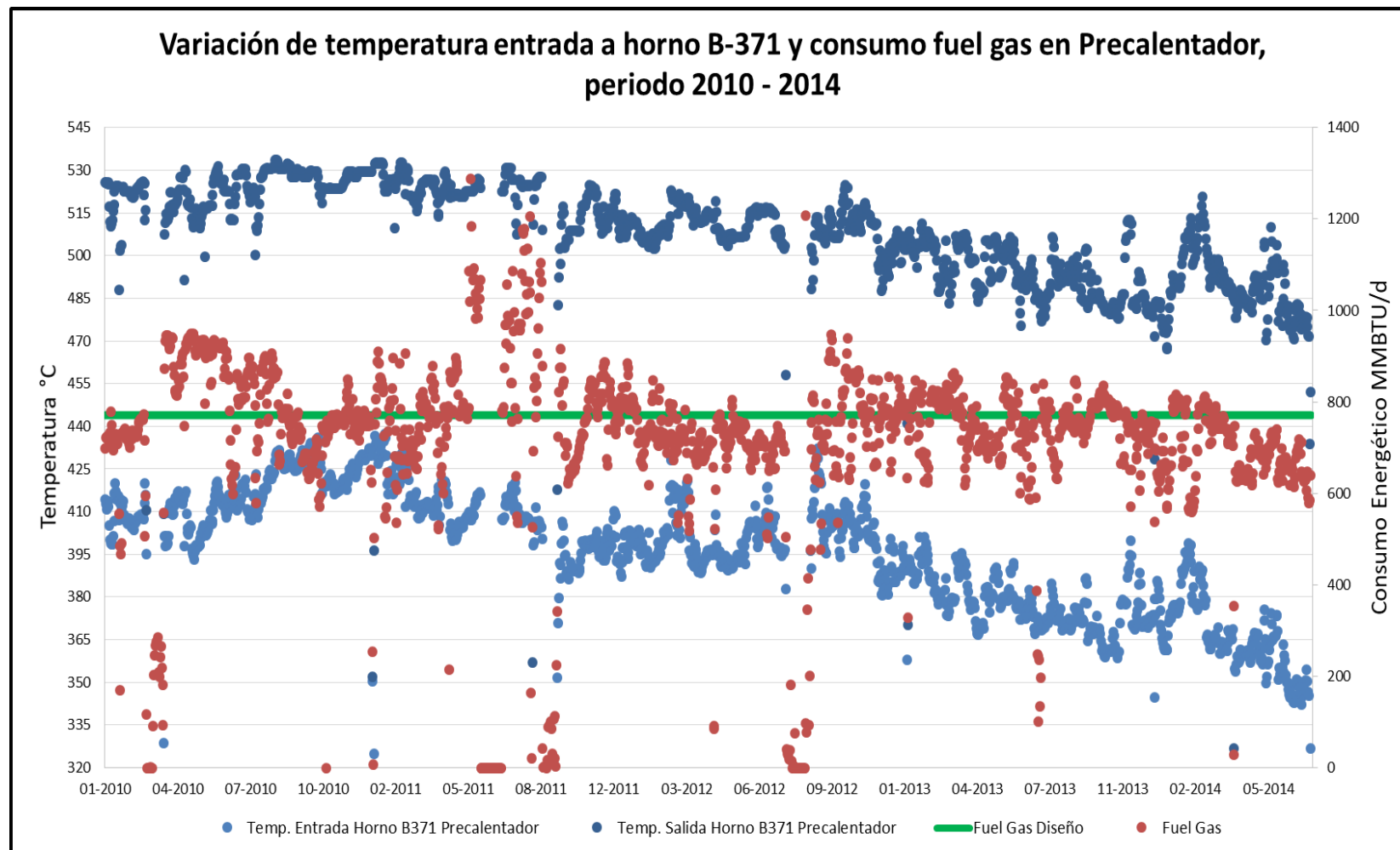


Figura 18. Variación de temperatura en el flujo de salida del intercambiador C-371 y el efecto en el consumo energético del fuel gas desde el año 2010 a 2014.

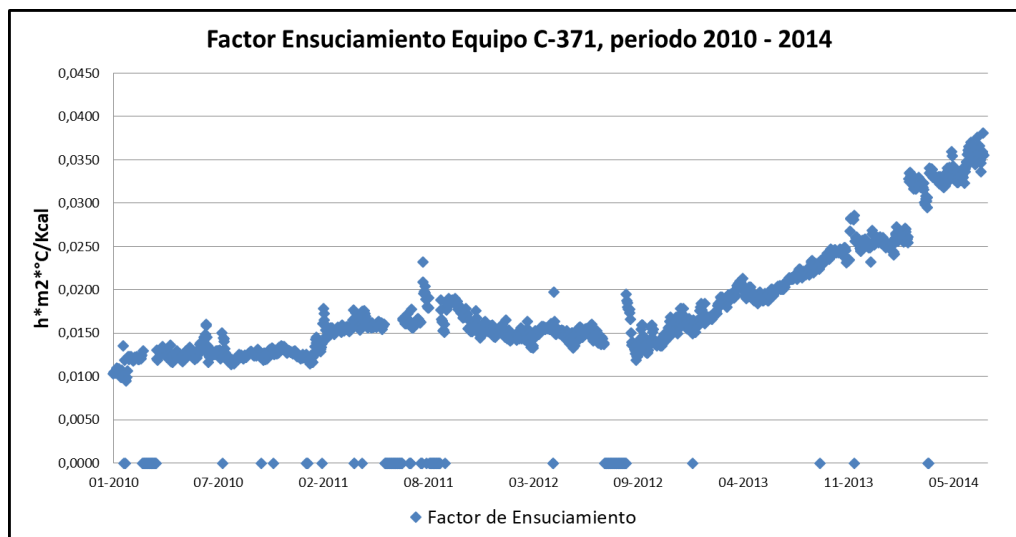


Figura 19. Variación del factor de ensuciamiento en el intercambiador de calor C-371.

El análisis PONA (parafinas, olefinas, naftenos y aromáticos) arroja niveles normales de parafinas, naftenos y aromáticos pero el porcentaje de olefinas tuvo comportamientos irregulares en dicho periodo, como se aprecia en la figura 20.

Las olefinas se generan durante el proceso de refinación del crudo y generalmente se encuentran como trazas o porcentajes bajos de alrededor de 2%.

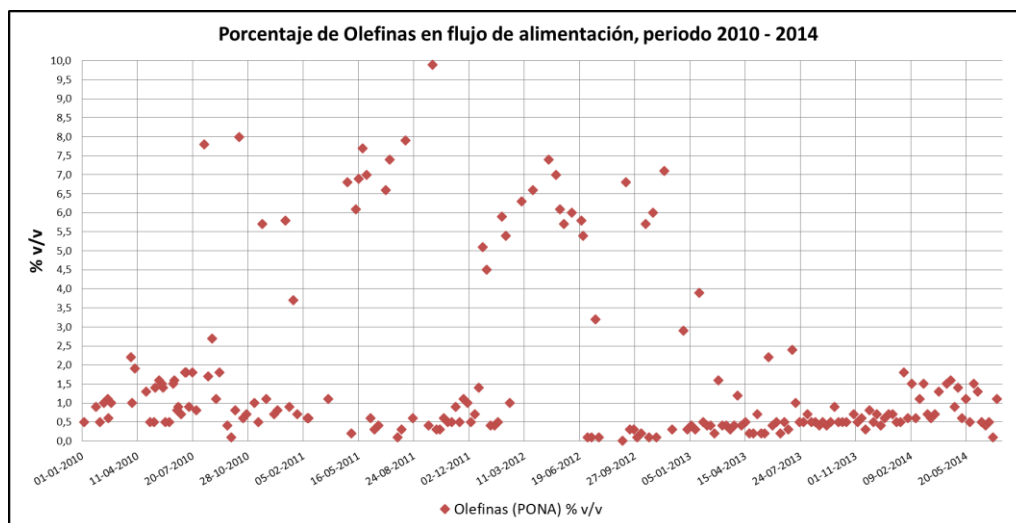


Figura 20. Porcentaje de Olefinas en flujo de alimentación a la unidad de Reformación entre los años 2010 a 2014.

El porcentaje de olefinas debe mantenerse bajo porque la estructura de éstas posee a lo menos dos carbonos unidos por un doble enlace, el cual es reactivo y junto a otros compuestos hacen más fácil la oxidación y polimerización para formar gomas (University of Technology, 2018). Esto se comprueba en los meses antes y después de la mantención de Agosto de 2012, en donde el porcentaje de olefinas superó el 2% e incluso llegó a niveles de 7,5%. Esto generó una mayor formación de gomas dentro de los tubos del intercambiador de calor y permite explicar el aumento del ensuciamiento posterior.

Las condiciones mejoraron considerablemente en el siguiente periodo analizado como se muestra en la figura 21. Esto ocurre luego de la paralización y mantención del año 2014 donde se logró disminuir el factor de ensuciamiento llegando a valores de $0,006 \text{ (h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C)/kcal}$. Estos datos son, incluso, menores al inicio del periodo 2010-2014.

Ésta disminución ayudó a una mejora en la transferencia de calor en los tubos del intercambiador C-371. Durante este periodo el consumo de fuel gas en el horno no sobrepasó el valor de diseño y las temperaturas lograron mantenerse sobre 500°C en la salida del horno. En la figura 22 se aprecia éste comportamiento.

Al completar los dos años, el factor de ensuciamiento alcanza valores de $0,0225 \text{ (h}\cdot\text{m}^2\cdot^\circ\text{C)/kcal}$. Posteriormente se realizó una mantención en Octubre del año 2016.

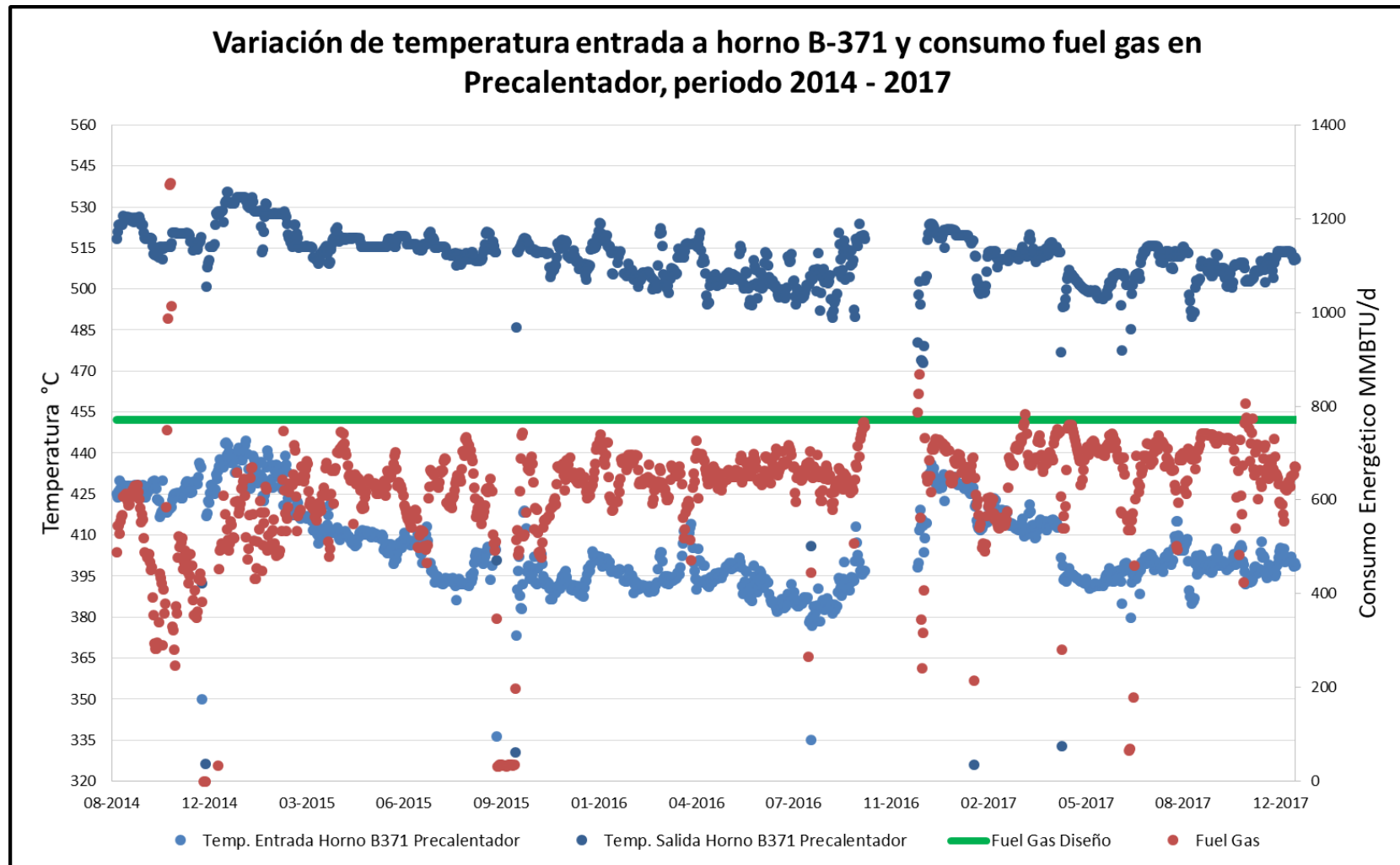


Figura 21. . Variación de temperatura en el flujo de salida del intercambiador C-371 y el efecto en el consumo energético del fuel gas entre los años 2014 a 2017.

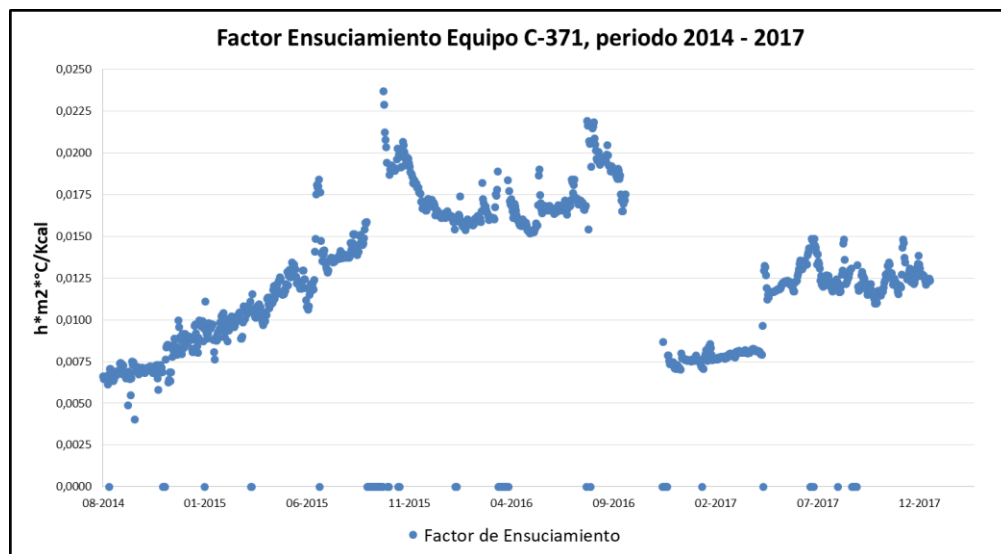


Figura 22. Comportamiento de factor de ensuciamiento en intercambiador C-371 entre los años 2014 a 2017.

Luego de la mantención, las temperaturas del intercambiador de calor logran nuevamente llegar a su máximo valor: 436 °C, y después de pasar por el horno se elevan sobre 520 °C. Ello permite trabajar óptimamente en el reactor. El factor de ensuciamiento disminuye a 0,007 ($h \cdot m^2 \cdot ^\circ C$)/kcal manteniéndose relativamente constante por un tiempo, pero en Abril del año 2017 ocurre una situación externa que cambia el panorama: un sismo de intensidad 6,9 Richter, localizado a 72 kms al Oeste de Valparaíso (Onemi, 2017).

Este suceso generó un aumento sorpresivo en el ensuciamiento del equipo, lo que llevó a la disminución en las temperaturas. Producto de ello, se elevó el consumo de fuel gas, cuidando no sobrepasar el límite de diseño, por lo que las temperaturas rápidamente alcanzaron los valores de 500 °C a flujo máximo de operación.

El nivel de olefinas se mantiene bajo durante éste periodo como se muestra en la figura 23, lo que explica el leve aumento de ensuciamiento en el intercambiador de calor C-371.

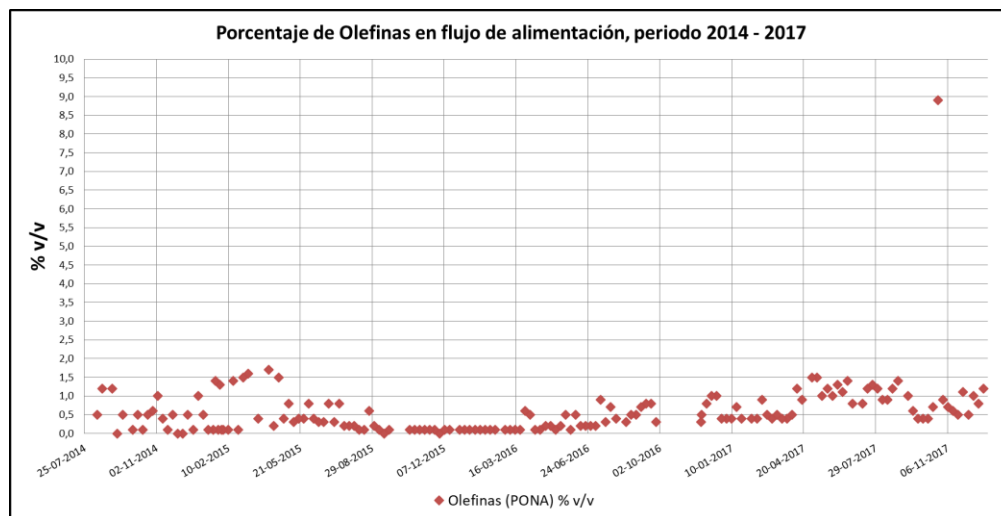


Figura 23. Porcentaje de Olefinas en flujo de alimentación a la unidad de Reformación entre los años 2014 a 2017.

Mediante los antecedentes anteriormente mencionados tanto en el caso del consumo eléctrico como en el fuel gas, se decide disminuir el periodo de mantención del intercambiador de calor C-371 a menos de 4 años. Como oportunidad de mejora se analizarán casos de mantenciones anuales y bianuales.

Otra oportunidad de mejora se detectó en la última etapa de la unidad de Reformación, específicamente en el equipo C-378 ya que el flujo de reformato registra un promedio de temperaturas de salida de 82 °C en el año 2017 y por diseño debería ser de 49 °C.

En esta unidad, en condiciones normales de operación, las temperaturas también se registran sobre la medida de diseño desde la mantención del año 2014, tal como se muestra en la figura 24.

Cuando se habilita el flujo hacia solventes, que puede llegar a un máximo de 300 m³/d, solo se logra disminuir la temperatura bajo diseño en algunos días. Entonces se descarta que la disminución del flujo por el equipo C-378 permita bajar las temperaturas de salida a 49 °C.

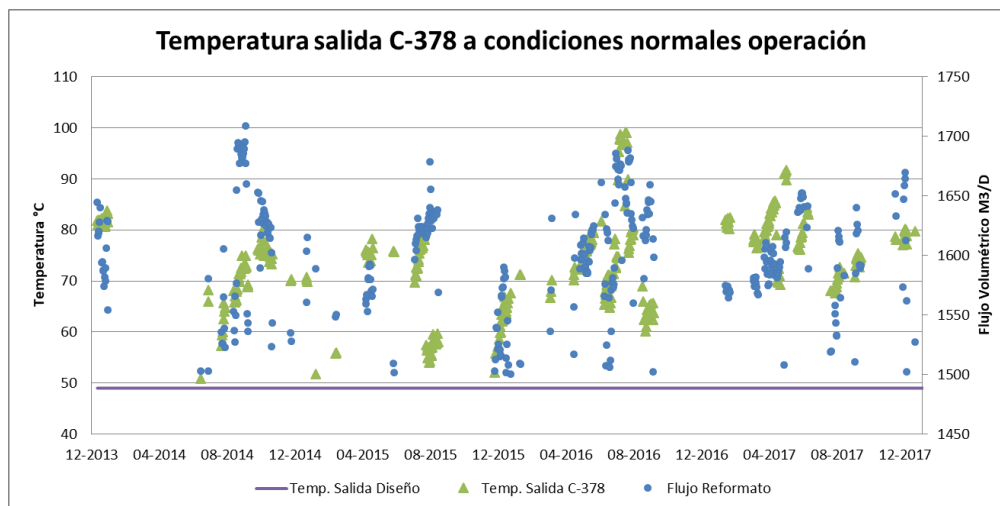


Figura 24. Temperatura de flujo de salida desde equipo C-378 en condiciones normales de operación.

En la figura 25 se aprecia el caso cuando se habilita el flujo hacia solventes en el fondo de la torre debutanizadora.

El intercambiador de enfriamiento por aire C-378, por su estructura, posee problemas de vibración y por ello una mayor probabilidad de detención.

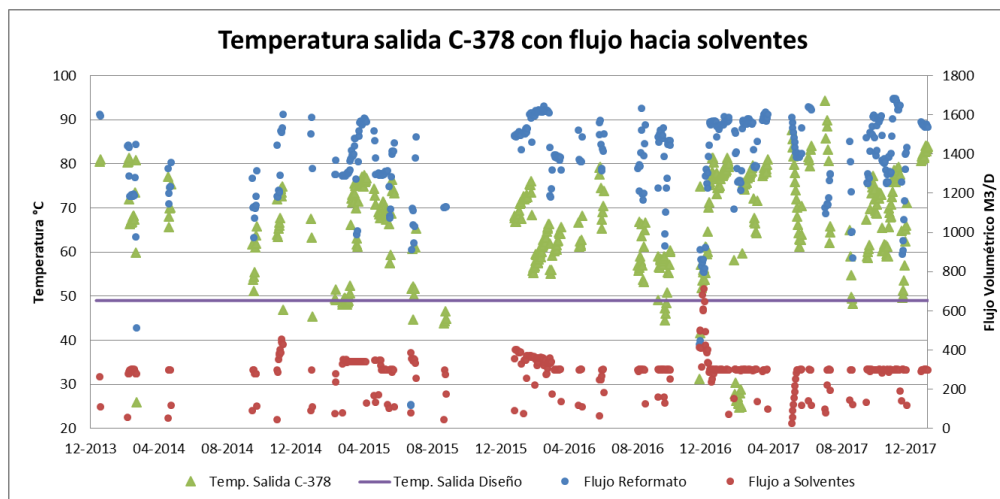


Figura 25. Temperatura de flujo de salida desde equipo C-378 en caso de flujo hacia solventes.

En los meses de Octubre y Noviembre del año 2016 se realizó una limpieza a las aletas del equipo (intercambiadores de calor de enfriamiento por aire mediante

ventiladores), pero como demuestran las figuras 24 y 25, después de esa fecha no disminuyeron las temperaturas.

El equipo C-378 al no poder cumplir su función de enfriar el flujo hasta los 49 °C genera que el reformato utilice más agua de servicio, al pasar por el último enfriamiento en el equipo C-379, para llegar a 30 °C.

Por su parte, el mayor consumo de agua en el intercambiador C-379 aumenta la probabilidad de generación de ensuciamiento en los tubos. También existe la posibilidad de cristalización de sales en el agua de enfriamiento debido a que la temperatura de salida es mayor que la de diseño. Lo anterior dependerá de la condición de saturación del flujo de agua.

La oportunidad de mejora que se observa es la implementación de un cuarto intercambiador de calor en el tren de intercambiadores C-377 A/B/C. Estos intercambiadores se encargan de elevar la temperatura del flujo de entrada a la torre debutanizadora E-371 y también de enfriar el reformato de fondo. La instalación de un cuarto intercambiador mejoraría el enfriamiento del flujo de reformato permitiendo que el equipo C-378 pueda enfriarlo a 49 °C.

En la misma zona también se detectó que la temperatura de humos del *reboiler* B-372 se encuentra superior al valor permitido. En la figura 26 como un primer análisis se verifica la composición del flujo de entrada a la unidad de Reformación para ver si existe algún cambio en la composición que afecte la temperatura de humos.

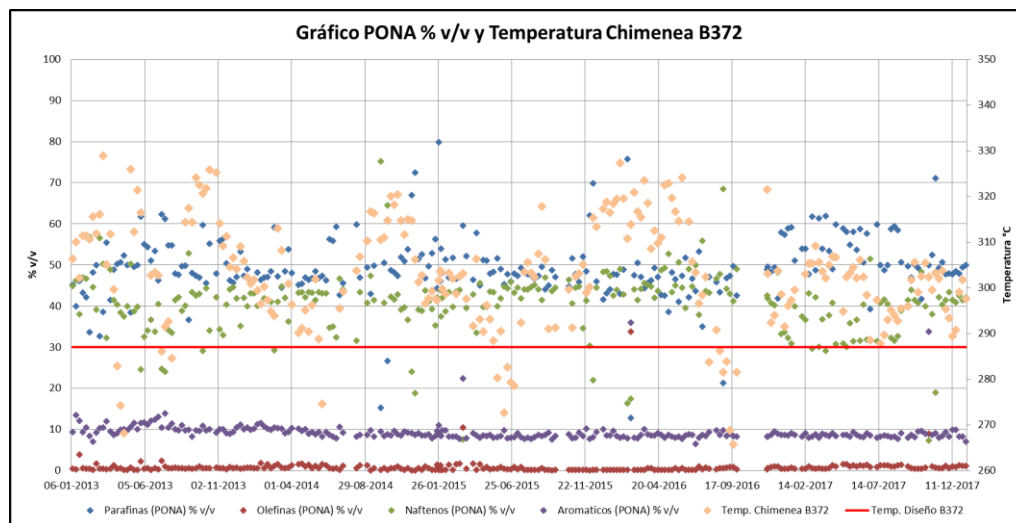


Figura 26. Composición de flujo alimentación a unidad de Reformación y temperatura de humos de reboiler B-372.

Las composiciones de parafinas y naftenos que son las que poseen mayor porcentaje tienen variaciones durante los años pero no se aprecia alguna relación con el aumento o disminución de la temperatura de humos. Las composiciones de olefinas y aromáticos se mantienen casi constantes y en donde existe variación tampoco se encontró relación. Entonces se descarta esta hipótesis.

Mediante un análisis desde el año 2014, se registra que la temperatura de humos se mantuvo la mayor parte del periodo, sobre el valor de diseño de 287 °C. Entonces se realiza un segundo análisis únicamente a la temperatura de humos, para saber desde qué periodo la temperatura supera el diseño.

En la figura 27 se muestra que a inicios del año 2002 las temperaturas comenzaron a registrar un aumento considerable. Este hecho que coincide con la implementación del homogeneizador F-620.

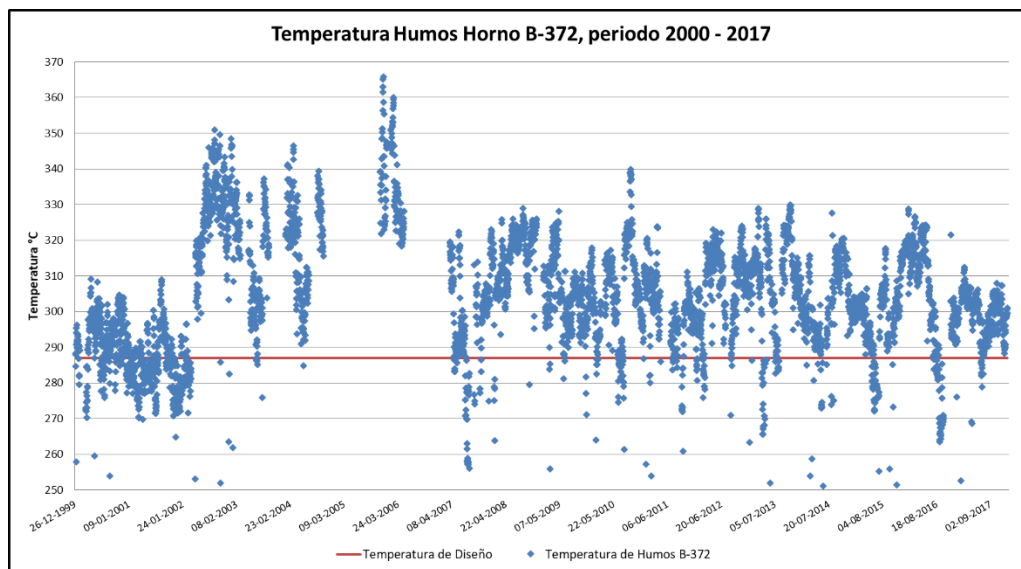


Figura 27. Variación de temperatura de humos de equipo B-372 Reboiler entre los años 2000 a 2017.

El homogeneizador F-620 fue implementado para una mejor recepción y distribución de fuel gas. El equipo también recibe corrientes de hidrógeno que son excesos de algunas unidades como Reformación. Por ejemplo desde el equipo F-379 (Separador de tope de la torre debutanizadora).

El *reboiler* B-372 fue diseñado para operar con un flujo de fuel gas con determinadas concentraciones de oxígeno, nitrógeno, hidrógeno entre otros componentes. La instalación del homogeneizador debió producir alteración en las concentraciones del fuel gas enviado a las unidades de la refinería. Ello generó el aumento de la temperatura de humos del *reboiler*.

Desde el año 2007 hasta la actualidad, la temperatura de humos ha comenzado a estabilizarse manteniéndose en un cierto rango, pero sigue por sobre la de diseño. El equipo opera normalmente aumentando la temperatura del flujo que recircula al fondo de la torre debutanizadora a las requeridas entre 272 a 280 °C, por lo que se concluye que se recomienda fijar una nueva temperatura de humos para el *reboiler*.

En los meses de Octubre y Noviembre del año 2016 se realizó una limpieza en la zona de convección del *reboiler* lo que mejoró las condiciones de operación. Entonces, como otra opción de mejora, se evaluará una limpieza cada dos años que coincidirá con la paralización propuesta para el horno B-371.

8. Desarrollo de oportunidades de mejora

8.1 Instalación de medidor de flujo para condensado de condensador de superficie C-381

Las mediciones de caudal pueden ser por medio de la determinación de la velocidad o por presión diferencial. El método más ampliamente utilizado en la industria es el que se realiza a partir de la presión diferencial. Existen varios tipos de elementos de medida basados en este principio. Los hay para área constante, como los tubos Pitot, placa orificio entre otros y para área variable, como el rotámetro. También existen los transmisores de presión y caudal másico.

Un primer medidor analizado fue la placa orificio. Ella consiste es una restricción con una abertura más pequeña que el diámetro de la cañería en la que está inserta como se muestra en la figura 28. La placa orificio típica presenta un pequeño hueco concéntrico, de bordes agudos.

Esta pieza cumple la función de otorgar una mayor velocidad del fluido que se logra debido a la menor sección del orificio. Ello causa una disminución de la presión de tal forma que la suma de energía potencial, energía cinética y energía interna permanece constante. El caudal puede calcularse a partir de la medición de la caída de presión en la placa orificio.

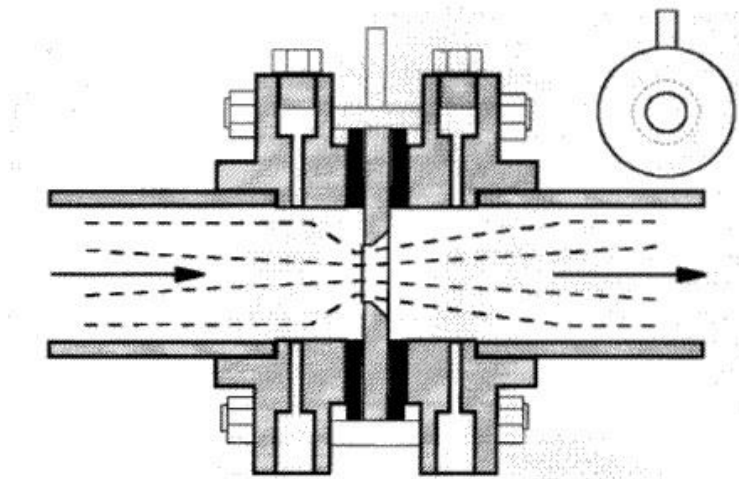


Figura 28. Representación de una placa orificio en una cañería.

La placa orificio es el sensor de caudal más comúnmente utilizado, pero presenta una presión no recuperable considerable debido a la turbulencia alrededor de la misma, lo que ocasiona un alto consumo de energía. Estas placas ofrecen un nivel aceptable de incertidumbre a un bajo costo y una vida útil de gran duración sin necesidad de una mantención regular.

El instrumento que se encuentra más cercano a las condiciones de operación es el de tipo concéntrico. Este tipo de placa orificio posee características que la hacen particularmente apta para esta función: una estructura simple, alta precisión, fácil instalación y reemplazo. Está recomendado para ser usada en contacto con líquidos, gases y flujos de vapor, cuando el número de Reynold se encuentre entre 10.000 a 10^7 . (PRISMA Instruments, 2018)

Un segundo medidor analizado fue el transmisor de caudal másico. Este transmisor utiliza el principio Coriolis (movimiento de cuerpos y rotación de la tierra). La rotación se reemplaza por vibración de uno o dos tubos en U, anclados en sus extremos como se aprecia en la figura 29. Miden directamente el caudal másico, en base a la frecuencia de resonancia de los tubos, la densidad y la temperatura.

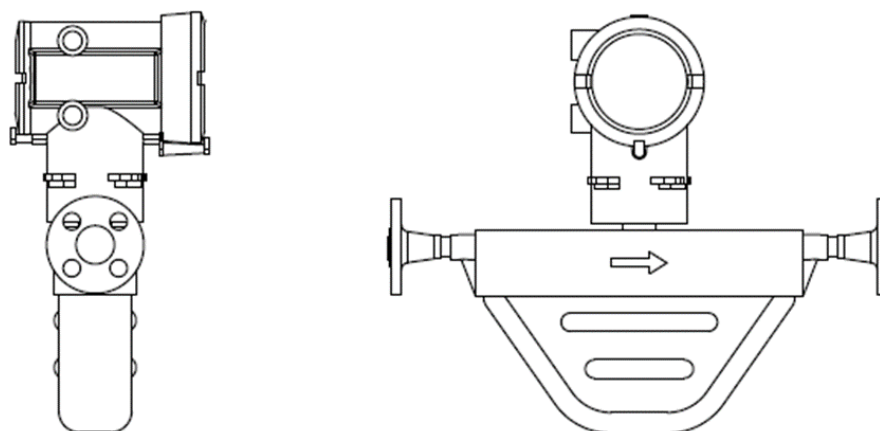


Figura 29. Representación de un transmisor de caudal másico.

Este medidor posee cuatro ventajas claramente decisivas para determinar su uso: en primer lugar, tiene capacidad para operar con casi todo tipo de fluidos, en segundo término posee buena exactitud en líquidos y en gases, también tiene una alta estabilidad en un amplio rango de operación y finalmente, un rango de temperatura de

proceso desde -200°C hasta 350°C. Adicionalmente, es interesante señalar que posee un sistema que independiza al dispositivo contra las cargas y vibraciones externas.

El costo de este tipo de medidor para las condiciones de las cañerías antes nombradas son de aproximadamente USD 14.500 (Dato de “Planilla costos y montaje”). El costo de una placa orificio junto con un transmisor DP presión, flange #150 –XS y una cañería son de aproximadamente USD 6.000 (Dato de “Planilla costos y montaje”).

La placa de orificio es escogida para la medición del caudal del flujo condensado con un diámetro de 5,6 mm ya que es la mejor opción por las condiciones de operación y posee un menor costo. En el Anexo B se explica el cálculo del diámetro de la placa orificio. La instalación requerirá de una extensión del tubo, llamada *meter run*. Ello porque se deberá reemplazar parte de la estructura para la placa de orificio y también ayudará a obtener una mejor medición. El *meter run* tendrá una longitud de 1,3 m (para cañería de diámetro nominal de 40 mm) y como se muestra en la figura 30, existe espacio suficiente para su instalación.

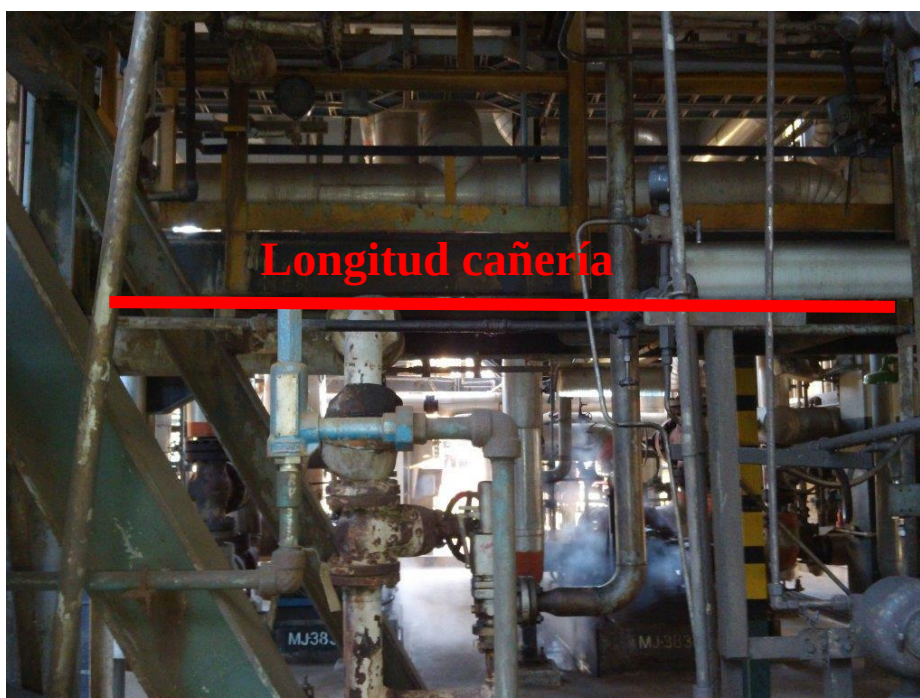


Figura 30. Fotografía de cañería en terreno, en donde la longitud es suficiente para la instalación de *meter run*.

También se verifica la bomba centrífuga J-382 A para ver el sello mecánico utilizado, debido a que la instalación de la placa orificio generará variación de presión en la cañería y si la bomba posee un sello con plan API 11 (Lidering, 2018) de circulación de fluido desde la descarga, puede afectar la presión de éste. En la figura 31 se aprecia que la bomba centrífuga J-382 A no posee el plan API nombrado, entonces es posible la instalación segura de la placa orificio.



Figura 31. Bomba Centrífuga J-382 A, no posee instalación de plan API 11 - 13.

8.2 Reducción de mantención de intercambiador de calor C-371

En el balance de energía eléctrica y fuel gas se analiza la oportunidad de mejora en el intercambiador de calor C-371 para una mejor transferencia en el equipo y así disminuir el consumo eléctrico tanto en el intercambiador C-374 como en el consumo de fuel gas en el horno B-371. Los casos a analizar serán a partir de una mantención cada dos años y otro caso en donde la mantención del equipo es anual.

El primer caso a proponer es la paralización de la unidad durante un mes cada dos años para la limpieza del equipo. El periodo de un mes de mantención es escogido

porque en el año 2014 la detención programada fue de 11 días y se debió incrementar a 28 días. La estimación del ahorro se realiza mediante una proyección del consumo energético (fuel gas) del horno B-371 de la sección llamada “Precalentador”.

Por su parte, el factor de ensuciamiento se asumirá a través de un crecimiento lineal junto con el LMTD ya que el comportamiento de ambos luego de la mantención del año 2014 fue de forma lineal, y el flujo de carga a Reformación y su temperatura se mantienen constantes siendo el promedio del año 2017.

Mediante los datos anteriores se obtiene una temperatura aproximada de salida del intercambiador hacia el horno B-371, denominada sección “Precalentador” y se asume que la temperatura de salida de esta sección, se mantendrá sobre 500 °C. A partir de ese dato, se calcula el consumo energético.

Finalmente, para obtener una proyección en caso de no realizar limpieza luego de los dos años, está debería mantenerse constante a 510 °C. Lo anterior explicado se ve reflejado en la figura 32 que detalla la comparación.

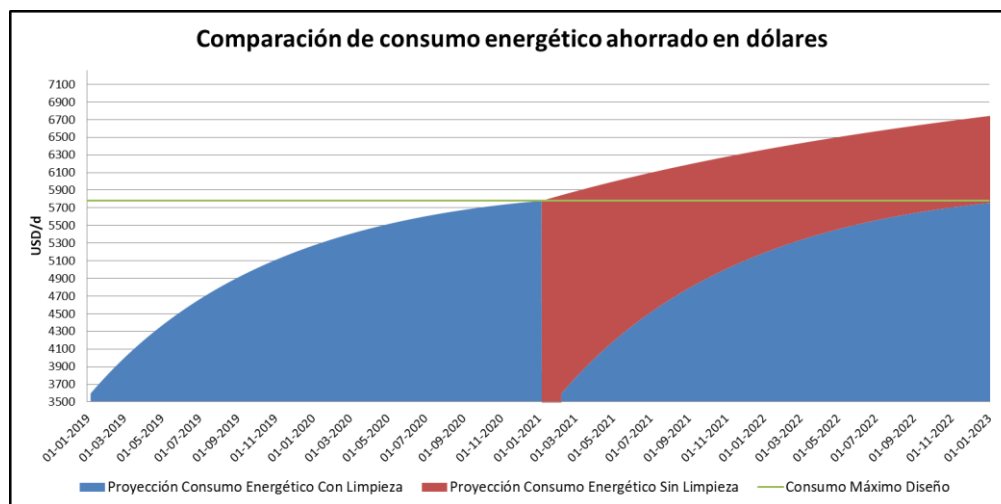


Figura 32. Comparación de proyección de consumo energético con limpieza cada dos años y sin limpieza en dólares por día.

El área en color rojo simboliza el consumo de fuel gas del caso actual de limpieza cada cuatro años. Como se observa, ella comenzaría a sobrepasar el límite de diseño para mantener las temperaturas por sobre 500 °C.

El ahorro en caso de limpieza significaría un total de USD 699.863. Esto equivale a 128 MMBtu/d. El costo del aseo de la unidad de Reformación corresponde a USD 75.865, con lo cual se concluye que en un primer análisis es posible de realizar

ya que el ahorro es mayor al costo de mantención. Un segundo análisis de costos debe considerar lucro cesante de la unidad.

Un segundo caso a proponer es la realización de la mantención de la unidad un mes cada un año. En la figura 33 se realiza un análisis comparativo entre la proyección de limpieza anual versus un periodo de limpieza de cada cuatro años. El ahorro en este caso aumenta a USD 1.730.630 y un ahorro energético de 316 MMBtu/d.

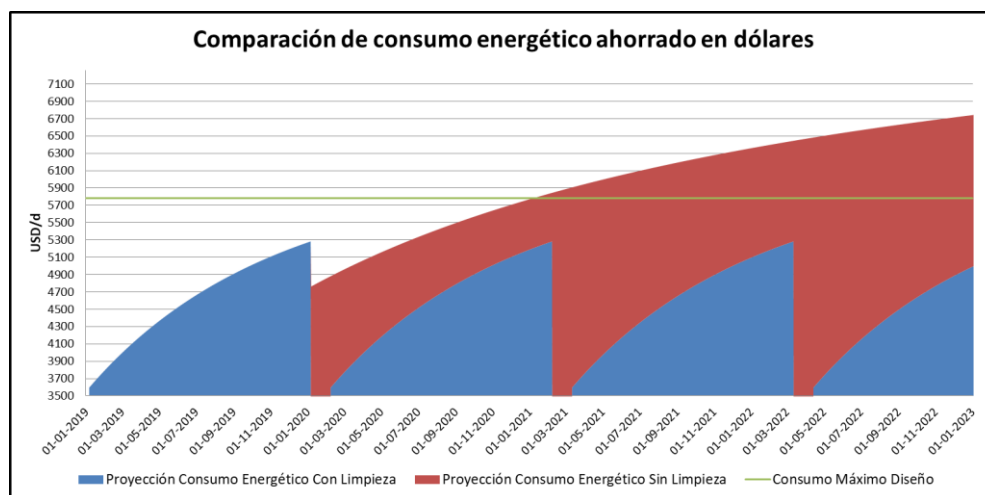


Figura 33. Comparación de proyección de consumo energético con limpieza cada un año y sin limpieza en dólares por día.

En ésta segunda propuesta el ahorro aumenta a más del doble que en el primer caso, lo que favorecería elegir esta opción. Pero al realizar mantención cada año durante un mes, implica la detención de toda la unidad de Reformación entonces no se generaría reformato por un mes y el costo de paralización de la unidad aumentaría considerablemente.

La propuesta de disminuir el periodo de cuatro años de limpieza de la unidad de Reformación también debe considerar el aumento del costo de detención. Un mayor tiempo de paralización redundaría en un mayor costo de detención, el cual es de 234 MMUSD/d. Esto transformaría la propuesta de detención anual, en una mantención que generaría más pérdida que ahorro.

Por lo anterior, se escoge la primera propuesta ya que equilibra mejor el consumo energético con el tiempo de paralización.

La implementación de la primera propuesta proyecta un ahorro de 128 MMBtu/d de consumo de fuel gas y 4,3 MMBtu/d de consumo eléctrico en el intercambiador C-374. Este ahorro está determinado por una mejor transferencia de calor que permite que el flujo llegue con menor temperatura a éste intercambiador y de este modo no necesita utilizar todos los ventiladores. Lo anterior generaría un ahorro total de USD 723.000.

Además de realizar la limpieza cada dos años se fija un límite de ensuciamiento como referencia para saber cuándo es necesario realizar una mantención en el equipo. El valor de ensuciamiento será de $0,016 \text{ h m}^2 \text{ }^\circ\text{C/kcal}$. Esta referencia se muestra en la figura 34. Al ver la tabla puede observarse que éste valor coincide en los dos periodos en que el ensuciamiento comenzó a elevarse y disminuir las temperaturas.

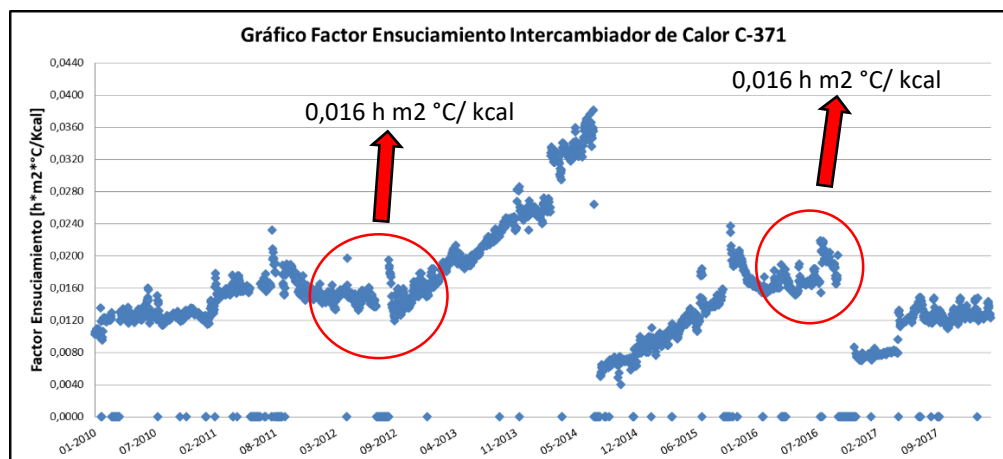


Figura 34. Valor de ensuciamiento límite para monitorear temperaturas del intercambiador C-371

8.3 Instalación de un cuarto intercambiador de calor en el tren de intercambiadores C-377 A/B/C.

En el intercambiador de calor C-378 la temperatura del flujo de salida hacia el siguiente equipo no disminuye a las condiciones de requeridas. Por ejemplo en el año 2017 se registró un promedio de $72 \text{ }^\circ\text{C}$ y por diseño la temperatura establecía $49 \text{ }^\circ\text{C}$.

Dadas estas circunstancias, se analiza la posibilidad de instalar un cuarto intercambiador en el tren de intercambiadores que se encuentran antes del equipo C-378.

Este cuarto intercambiador de calor, implicaría también que la temperatura del flujo hacia la torre debutanizadora aumente con lo que se optimizaría las condiciones de operación tanto en la zona de tope como de fondo del equipo.

Para una mejor comprensión de como variarían las condiciones de operación se utiliza el programa Aspen Hysys v9. Éste, permite simular procesos y diseñar equipos en base a la resolución de balances de masa y energía, y de los grados de libertad que el usuario le indique. Además posee otras características como la referencia de propiedades termodinámicas y físicas de los compuestos, a través de su base de datos y el uso de ecuaciones de estado para predecir dichas propiedades.

En el comienzo de la simulación, se escogen los componentes puros que serán utilizados por la ecuación de estado seleccionada. Ellos servirán para simular las corrientes involucradas en la zona de la torre debutanizadora. En el caso de la simulación del flujo de reformato se utilizará una curva *assay*, y para las demás corrientes se utilizarán los componentes puros de hidrocarburos livianos desde C1 a C9. Adicionalmente se agrega el hidrógeno ya que también se encuentra en el proceso tal como se muestra en la tabla 17. Se descarta la presencia de agua.

Tabla 17. Lista de componenetes puros para simulación.

Componente	Fórmula	Componente	Fórmula
Hidrógeno	H ₂	Butenos	C ₄ H ₈
Metano	CH ₄	i-Pentano	C ₅ H ₁₂
Etano	C ₂ H ₆	n-Pentano	C ₅ H ₁₂
Propano	C ₃ H ₈	n-Hexano	C ₆ H ₁₄
Propeno	C ₃ H ₆	n-Heptano	C ₇ H ₁₆
i-Butano	C ₄ H ₁₀	n-Octano	C ₈ H ₁₈
n-Butano	C ₄ H ₁₀	n-Nonano	C ₉ H ₂₀

También es necesario definir la ecuación de estado o EoS para poder predecir las propiedades termodinámicas y fisicoquímicas de los compuestos involucrados. Este aspecto es muy importante porque resulta difícil tener dicha información para cada estado posible de presión, temperatura y composición en cada compuesto.

La elegida es la ecuación de estado de Peng Robinson debido a que es la más actualizada y proporciona valores precisos del cálculo de variables para líquidos y también para gases no polares.

Una vez definidos los componentes puros del proceso y la ecuación de estado es posible generar las corrientes del proceso. La corriente de alimentación correspondería a aquella que ingresa a los intercambiadores de calor C-377 A/B/C.

Para la determinación de su composición se realizó un balance por medio de las corrientes de salida las cuales son la de LPG, Gases de separador F-379 y reformato (la corriente de solventes posee la misma composición que reformato).

En el caso de las composiciones de LPG y Gases de separador F-379, éstas se definen por medio de los datos del manual de operación de Reformación, mientras que para la composición de la corriente de reformato se requiere de una curva obtenida a partir del registro histórico reportado por *Winbliss*.

Los datos de la tabla 18 corresponden a análisis de muestras realizadas en el laboratorio de Enap Refinerías validadas a través del programa *Winbliss*.

Tabla 18. Curva ASTM D86 de hidrocarburos en la corriente de reformato.

Assay Percent	Temperatura °C
0%	51
10%	90
30%	120
50%	132
70%	146
90%	166
95%	176
100%	199

Mediante la herramienta *Oil Manager*, disponible en *Properties*, se crea la corriente de reformato que será generada en base a los grados API y la curva ASTM D86. Con las corrientes ya definidas se simula primero el caso de operación real y luego el caso nuevo con un cuarto intercambiador. También se analizan los casos cuando existe flujo hacia los solventes.

En la simulación del caso real se utilizan datos de un día de operación normal. Estos son obtenidos de *datasheet*. En el caso de las temperaturas, son obtenidas desde el programa PI y se utilizan para simular los equipos involucrados antes de la torre debutanizadora, como también en el tope y fondo.

Mediante lo anterior se logró obtener una simulación convergente en su totalidad como se aprecia en la figura 35.

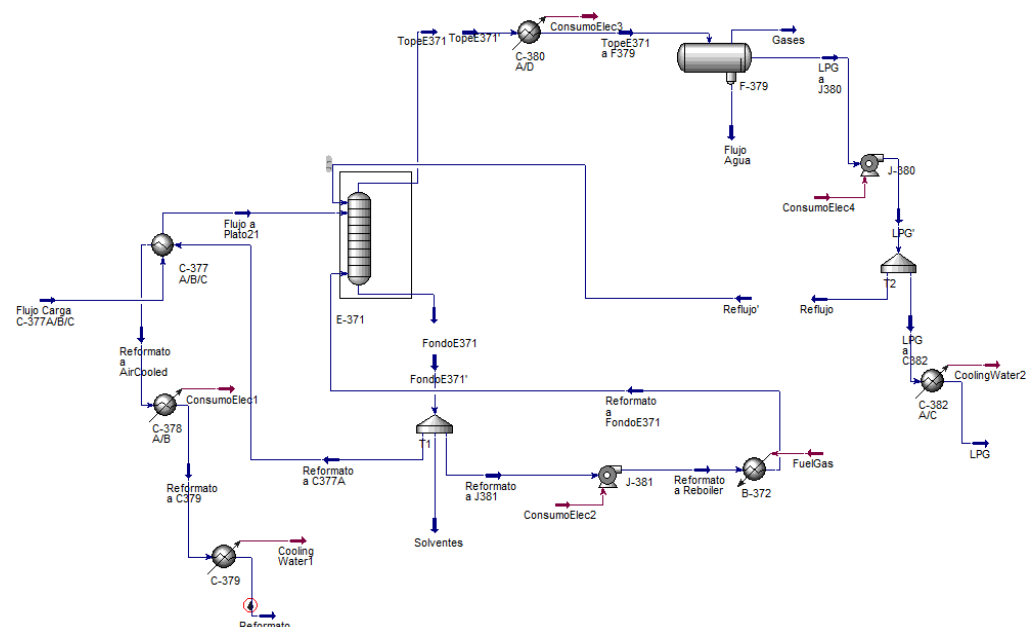


Figura 35. Simulación de caso real de operación de la Torre Debutanizadora E-371.

La temperatura registrada en el intercambiador de calor C-377 A/B/C se puede clasificar en flujo frío y caliente. En el caso del flujo frío, entra a 35 °C y sale a 194 °C, y el flujo caliente entra en los tubos a 256 °C y sale a 107 °C. La condición de salida del flujo caliente en los tubos del intercambiador debería ser menor. Para este caso, la temperatura esperada por diseño es de 96 °C. Entonces esta mayor temperatura en la salida del intercambiador C-377 disminuirá en el caso de la simulación del cuarto intercambiador. Sin embargo, se debe analizar de qué manera, este cuarto intercambiador afectará al sistema en general.

El *reboiler* B-372, se encarga de vaporizar componentes livianos que hayan salido por el fondo de la debutanizadora, es por ello que las temperaturas de salida se deben mantener en el rango de 272 a 280 °C. En el caso de la simulación del caso real

se obtiene un consumo energético de 11,6 MMBtu/h. Este gasto se realiza para obtener la temperatura dentro del rango de diseño.

Al agregar el cuarto intercambiador se analizará el efecto del aumento de la temperatura del flujo de fondo hacia el *reboiler* B-372 y si es posible disminuir el consumo de fuel gas. En el Anexo C se encuentra más detallado la simulación del caso operacional.

En la simulación se considera usar un intercambiador de calor del tipo tubo y coraza, con las mismas características del equipo C-377 A/B/C. Esta decisión se toma debido a que es el tipo de intercambiador más utilizado en la industria química y con las mejores y más definidas condiciones de diseño. Además de poseer una sencilla mantención y posibilidades de mejora.

Mediante la clasificación TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) que regula e indica los estándares a cumplir en estos equipos, se fijan los tipos de cabezal extremos frontal, posterior, y la coraza.

En el caso del tipo de cabezal estacionario en el extremo frontal será del tipo A, canal y cubierta desmontable. Respecto del tipo de coraza será de un solo paso es decir del tipo E y el cabezal en el extremo posterior será del tipo U, un haz de tubo en U.

En Anexo E se encuentran las consideraciones de diseño estandarizadas.

El intercambiador poseerá una cantidad de 92 tubos con un diámetro nominal de 0,75 pulgadas y 6,1 metros de largo como se observa en la tabla 19. Los indicadores arrojan un área de transferencia de 33,59 m² y una transferencia de calor de 1,5 MMBtu/h.

Tabla 19. Especificaciones de intercambiador C-377 D

Especificaciones de intercambiador C-377 D					
Carcasa			Tubos		
Diámetro	300,3	mm	Diámetro interior	14,83	mm
Tipo	AEU		Diámetro exterior	19,05	mm
Pasos	1		Nº	92	
			Pasos	2	
			Pitch Cuadrado	25,40	mm
			Largo	6.100	mm

Para aprovechar al máximo esta nueva transferencia de calor, la simulación del nuevo intercambiador tendrá su ubicación entre la bomba J-379 y los intercambiadores C-377 A/B/C tal como se muestran en la figura 36.

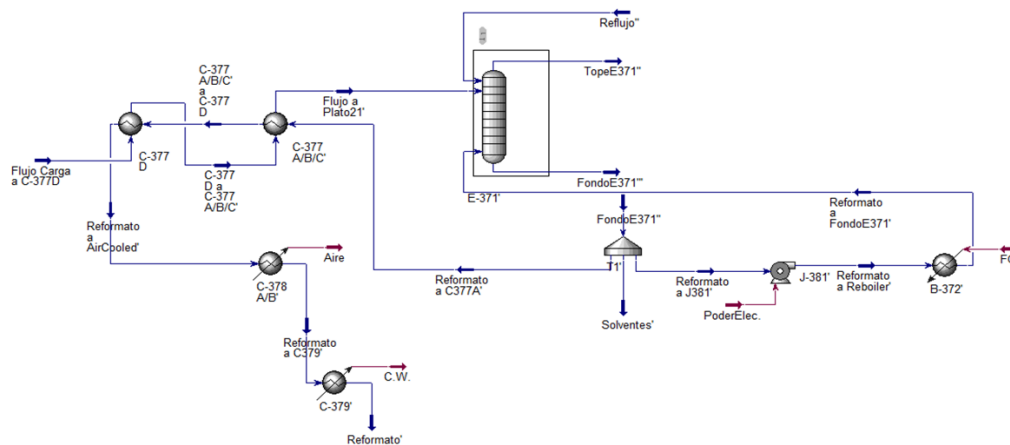


Figura 36. Simulación de caso cuarto intercambiador C-377 D.

La determinación de su ubicación se vio influenciada por la distribución de los intercambiadores C-377 A/B/C en terreno. En la figura 37 se encuentran identificados los tres intercambiadores.

El intercambiador C-377 C es el que recibe el flujo desde la bomba J-379 y luego por los tubos envía el flujo al intercambiador C-378. Como el nuevo poseerá

menor tamaño es posible mover el C-377 C a la zona encerrada por el círculo rojo e instalar el intercambiador adicional C-377 D en el espacio disponible.



Figura 37. Intercambiadores de calor C-377 A/B/C en la unidad de Reformación.

Las temperaturas simuladas en el nuevo intercambiador permitirán elevar a 52 °C la entrada al intercambiador de calor C-377 C y una temperatura de salida de 87 °C hacia el intercambiador C-378. Esto permitirá que la temperatura de salida del intercambiador C-378 sea de 50 °C.

En los intercambiadores de calor C-377 A/B/C/D la temperatura de la corriente hacia la torre debutanizadora aumentará a 210 °C lo que generará que sean mayores las temperaturas de operación en la torre.

La temperatura de tope al mezclarse con el reflujo se ve afectada levemente, pero lo suficiente como para generar un aumento térmico. En el fondo de la torre debutanizadora la temperatura aumenta a 265 °C (temperatura anterior de 257 °C) lo que permite reducir el consumo de fuel gas.

Anteriormente, se requería fuel gas para aumentar la temperatura a un máximo de 280 °C en la vaporización de elementos livianos. Con la adición del intercambiador C-377 D, esto ya no será necesario.

En el Anexo D se encuentra más detallado la simulación del caso nuevo intercambiador.

La simulación del cuarto intercambiador resulta en ahorros de energía consumida en el *reboiler* y en un menor flujo de agua requerido en el intercambiador C-379. En el caso del *reboiler* de la torre debutanizadora en la simulación se utilizan 4,5 MMBtu/h. Esto generaría una disminución de 170 MMBtu/d, al año, que en dólares significa un ahorro de USD 466.000.

En la tabla 20 se muestran las causas que originan esta economía. Por ejemplo, el consumo de agua será de sólo 84 toneladas y se analiza también aquellos momentos en que el flujo hacia solventes se habilita, momento en el cual se requiere de otro análisis.

Tabla 20. Ahorros generados mediante la simulación de un cuarto intercambiador C-377.

Caso Sin flujo hacia Solventes		
	Fuel Gas (MMBtu/h)	Flujo Agua (ton/h)
Operación	11,6	179
Simulación	4,5	95
Ahorro	7,1	84
Caso Con flujo hacia Solventes		
	Fuel Gas (MMBtu/h)	Flujo Agua (ton/h)
Operación	11,6	112
Simulación	5,9	76
Ahorro	5,7	36

8.4 Evaluación de limpieza cada dos años en *reboiler* B-372.

En los meses de Octubre y Noviembre del año 2016 se realizó una limpieza en la zona de convección del *reboiler* lo que mejoró las condiciones de operación, pues se disminuyó el consumo de fuel gas y aumentó el valor de la diferencia de temperaturas.

Como análisis final se evaluó la diferencia de temperatura de humo con la temperatura de gases de la zona de convección del *reboiler* B-372 (figura 38). La disminución del valor de la diferencia de temperaturas permite observar que se necesita un mayor consumo de fuel gas ya que al haber ensuciamiento en los tubos de esta zona, la temperatura de humos aumenta.

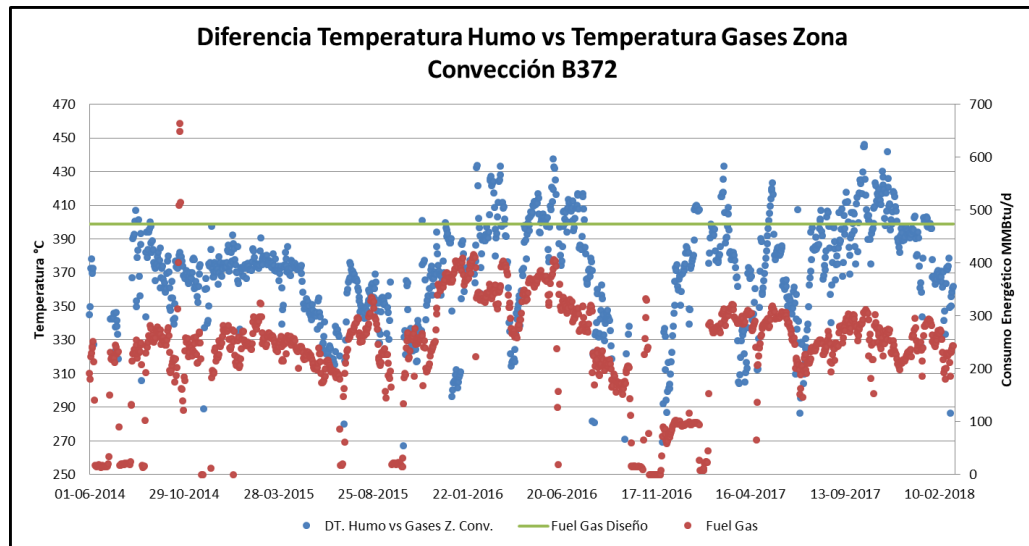


Figura 38. Diferencia de temperatura de humos vs temperatura de gases en la zona de convección del equipo B-372.

Al comparar el año 2016 con el año 2017 se aprecia que en este último hay un menor consumo de fuel gas, pero la diferencia entre la temperatura de humo y la temperatura de la zona de convección es mayor.

En éste análisis se observa que el consumo de fuel gas también está relacionado con su poder calorífico inferior (PCI). Esto quiere decir que al aumentar el PCI el consumo de fuel gas disminuye y viceversa.

En la figura 39 se realiza una comparación entre ocho meses antes y ocho meses después de la realización de la limpieza de los tubos de la zona de convección y se aprecia un claro ahorro en el consumo de fuel gas.

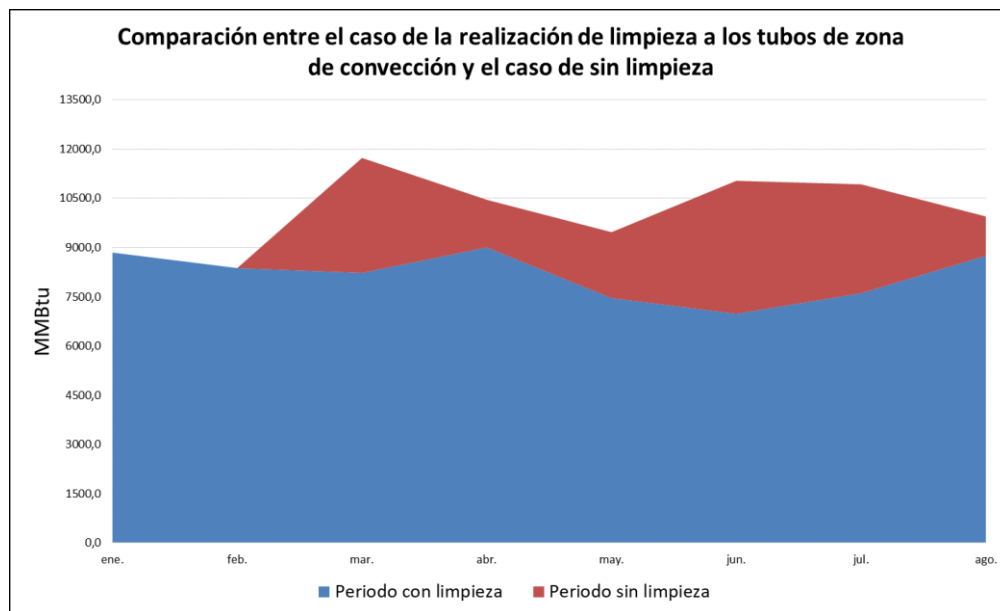


Figura 39. Comparación del consumo de fuel gas en caso de sin limpieza a los tubos de la zona de convección y con limpieza.

La realización de esta comparación se logra mediante la búsqueda de periodos en donde los valores de PCI fueran similares, antes y después de la limpieza. La zona de color rojo representa un valor de 15.526 MMBtu, lo que correspondería a 64 MMBtu/d ahorrados debido esto. La mantención del año 2016 resulta ser dos años posterior a la del año 2014, entonces se recomienda aprovechar la detención de la unidad por la propuesta de limpieza del equipo C-371 y realizar una mantención a los tubos del *reboiler* B-372.

9. Conclusiones

En la comparación de los balances de *utilities* se concluye que existe mayor consumo energético en la operación normal que lo establecido por diseño, es decir, se suministra más energía a los equipos para lograr la producción de reformato. Este aumento se vio reflejado en el consumo de fuel gas y en el eléctrico. El balance de condensados no pudo ser realizado debido a que no hay registro del condensado generado en operación.

En el año 2017 se obtiene un índice de 105%, lo que constituye un valor menor al año 2016 que fue de 110%, pero sigue siendo alto en comparación a las otras unidades de Reformación. Se observó que los periodos en que se registra mayor índice de intensidad de energía coinciden con los años en que se cambia el catalizador. Por ejemplo en el año 2016 y también en los primeros tres meses del año 2018.

En el intercambiador de calor C-371 se sugiere mantener un seguimiento del ensuciamiento fijando como valor límite $0,016 \text{ hm}^2\text{C/kcal}$. El cambio de realizar la limpieza de la unidad cada dos años generará ahorros del orden de 128 MMBtu/d equivalente a 723.000 USD/corrida. Además de un ahorro energético en el intercambiador de calor C-374 de 4,3 MMBtu/d.

La incorporación de un cuarto intercambiador C-377 permite estimar ahorros del orden de 170 MMBtu/d, que equivalen a 466.000 USD/año. Este cambio está asociado a una disminución en el consumo de fuel gas en el *reboiler* B-372 y de agua en el intercambiador C-379 (84 ton/h). No obstante, estos datos corresponden a una estimación a nivel de ingeniería conceptual y se recomienda analizar a nivel de ingeniería básica.

Finalmente, en el balance de condensado se debe instalar una placa orificio de tipo concéntrica en la descarga del condensador de superficie, posterior a la bomba J-382 A/B, para poder cerrar los balances. La implementación de este instrumento, supone un ahorro total de 303 MMBtu/d, lo que correspondería a más de 830.000 USD/año. Éste ahorro energético, permitiría disminuir el índice de intensidad energético de la unidad en 9%, alcanzando un EII de 99%.

10. Recomendaciones

En base a los antecedentes presentados y las conclusiones anteriormente nombradas, se sugiere analizar el efecto del cambio de combustible utilizado en el *reboiler* B-372 para comprobar su relación con la temperatura de humos.

Debido a que el análisis de las composiciones PONA de la corriente de alimentación demuestra que no existe relación con el aumento de temperatura y de obtener una solución para disminuir el consumo de fuel gas, no se llega a un acuerdo de qué temperatura de humos se debe fijar como medida de monitoreo.

En diseño la temperatura es de 287 °C para una composición que muestra la tabla 21, pero esta composición cambia luego de la instalación del equipo F-620 y la temperatura sube a valores de 300 °C.

Tabla 21. Composición de fuel gas de la unidad de Reformación en ingeniería básica.

Composición Fuel Gas					
Volumen %	Startup	Caso Rico Inicial	Caso Pobre Inicial	Caso Rico CCR	Caso Pobre CCR
H2O					
O2	0,2				
N2	13,4				
CO	2,1				
CO2	3,3				
H2S	1				
H2	20,9	85,8	78,2	94,8	91,3
C1	24	5,3	7,5	2,5	3,8
C2=					
C2	24,2	3,7	6,3	1,9	3,7
C3=	5,2				
C3	4,1	2,5	4,1	0,6	1
C4=	0,3				
iC4	0,7	0,6	1	0,1	0,1
nC4	0,4	0,7	1,2	0,1	0,1
C5=					
iC5	0,1	0,3	0,5		
nC5	0,1	0,2	0,3		
C6*		0,9	0,9		

11. Referencias

- Beccari, M., & Romano, U. (2006). *Encyclopaedia of hydrocarbons. / [Vol. II, Refining and petrochemicals]*.
- Enap Refinerías S.A. (2017). *La Empresa: Memorias*. Obtenido de ENAP:
<https://www.enap.cl/>
- Lidering. (2018). Obtenido de Lidering SAFE INDUSTRY:
<https://www.lidering.com/wp-content/uploads/2018/01/planes-api.pdf>
- Onemi. (Abril de 2017). *Infórmate*. Obtenido de Onemi:
<http://www.onemi.cl/informate/sismo-de-mayor-intensidad-entre-las-regiones-de-coquimbo-y-biobio/>
- PRISMA Instruments. (2018). *Orifices*. Obtenido de PRISMA Instruments:
<http://www.prisma-instruments.com/>
- Reform, M. (2013). *Manual Reform Rev 0 RFS 2013*.
- Solomon Associates. (Marzo de 2018). *Solomon Benchmarking*. Obtenido de Solomon Associates: <https://www.solomononline.com/benchmarking>
- Thermopedia. (2 de Febrero de 2011). *Fouling*. Obtenido de Thermopedia:
<http://www.thermopedia.com/content/779/>
- University of Technology. (2018). *Chapter two - Petroleum & petroleum product*. Obtenido de University of Technology:
<http://www.uotechnology.edu.iq/dep-chem-eng/second%20year/Fuels%20Technology%20Dr.%20Intisar/lect2.pdf>

12. Anexos

A. Obtención de Índice de Intensidad Energía

$$\text{Índice de Intensidad de Energía (EII)} = \frac{\text{Consumo Real de Energía}}{\text{Energía Estándar}} \cdot 100$$

Consumo Real de Energía: $\text{Consumo Energético Total} \cdot \text{Factor Unidad Reformación}$

Energía Estándar: $185 + 0,27 \cdot \text{SumTempDiff}$ [k Btu/bbl]

SumTempDiff corresponde a la suma de las diferencias entre las temperatura de entrada y salida de cada reactor, los valores en °F. Restricción $100 < \text{°F} < 600$. Para obtener las unidades en MMBtu/d se debe multiplicar por la capacidad de la unidad de Reformación del año correspondiente.

B. Cálculo de diámetro de la placa orificio

Relación de diámetros

$$\beta = \frac{d_2}{d_1}$$

Donde:

d_2 : Diámetro Placa Orificio, m.

d_1 : Diámetro de Cañería, m.

Número de Reynolds

$$Re = \frac{4 \cdot \rho \cdot Q}{\pi \cdot \mu} \cdot \frac{1}{d_2}$$

Donde:

ρ : densidad fluido, kg/m³.

Q : caudal, m³/s.

μ : viscosidad dinámica, kg/m*s.

Ecuación de trabajo

$$w = q_1 \cdot \rho_1$$

Donde:

q_1 : caudal, m³/s. (Q)

ρ_1 : densidad fluido, kg/m³.

Diámetro de Placa Orificio

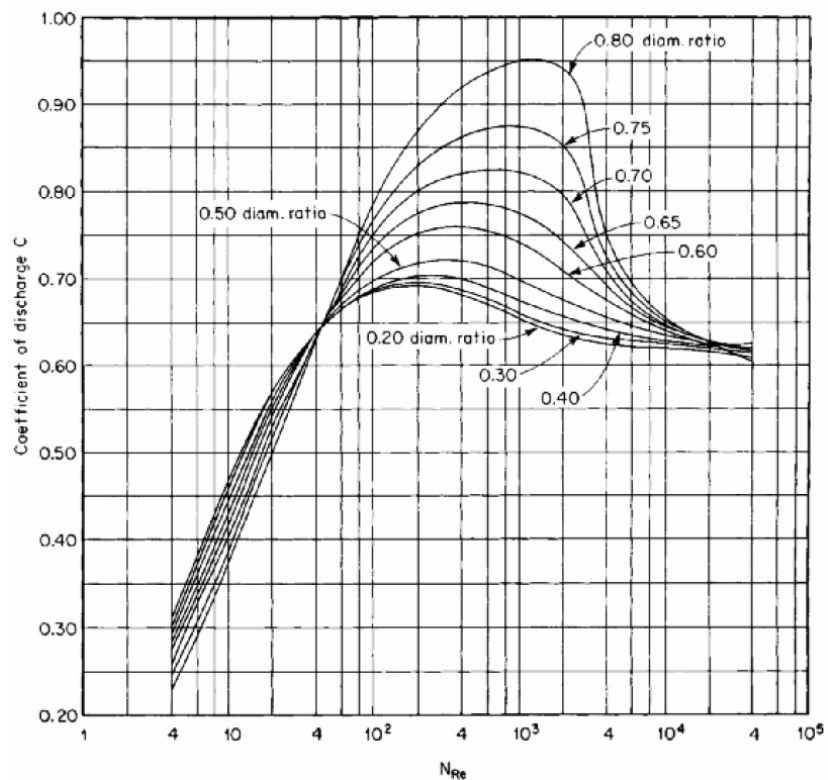
$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot w}{\pi \cdot C} \sqrt{\frac{1 - \beta^4}{2 \cdot \Delta P \cdot \rho}}}$$

Donde:

C: coeficiente descarga.

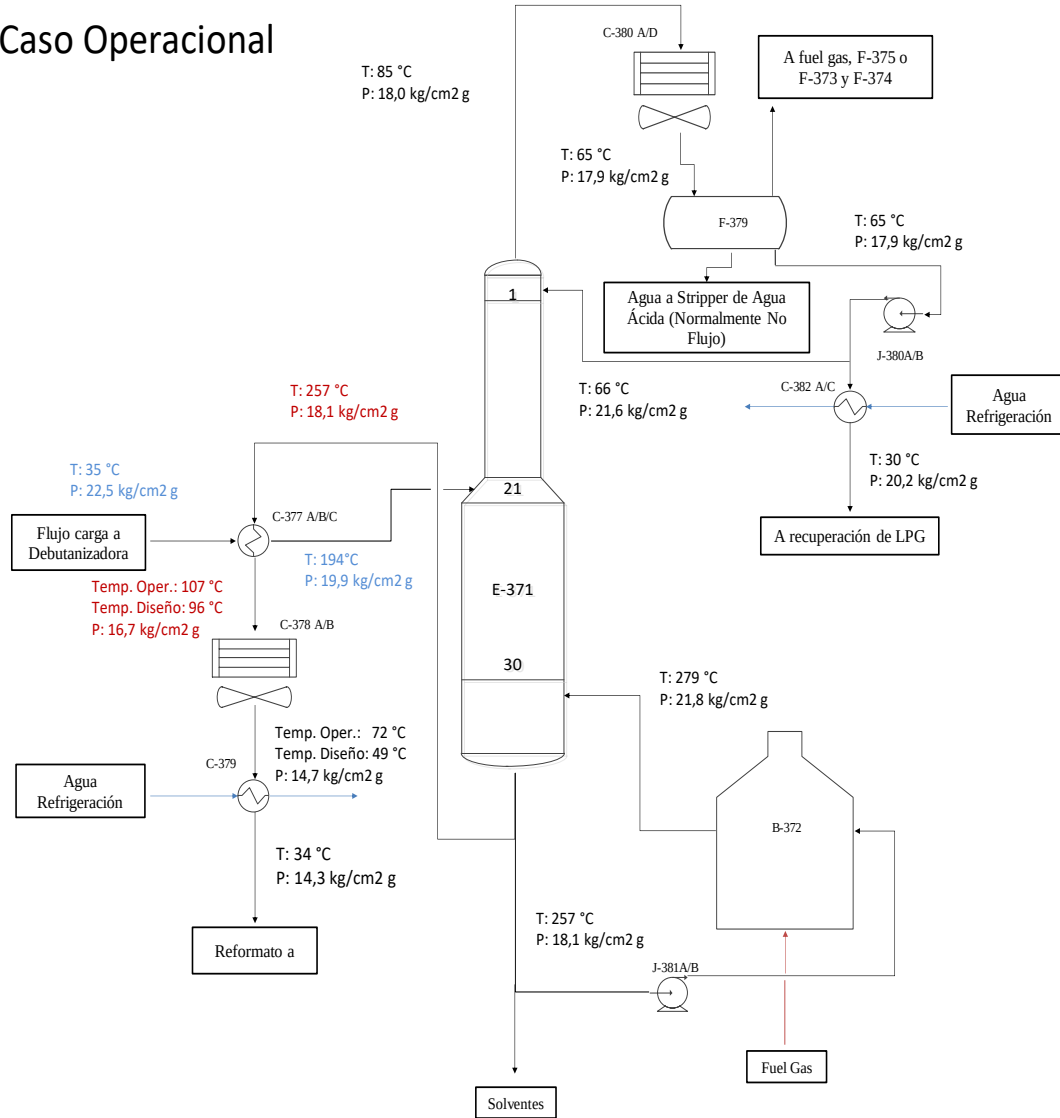
ΔP : diferencia de presión entre ambos lados de la placa orificio, Pa.

Coeficiente Descarga



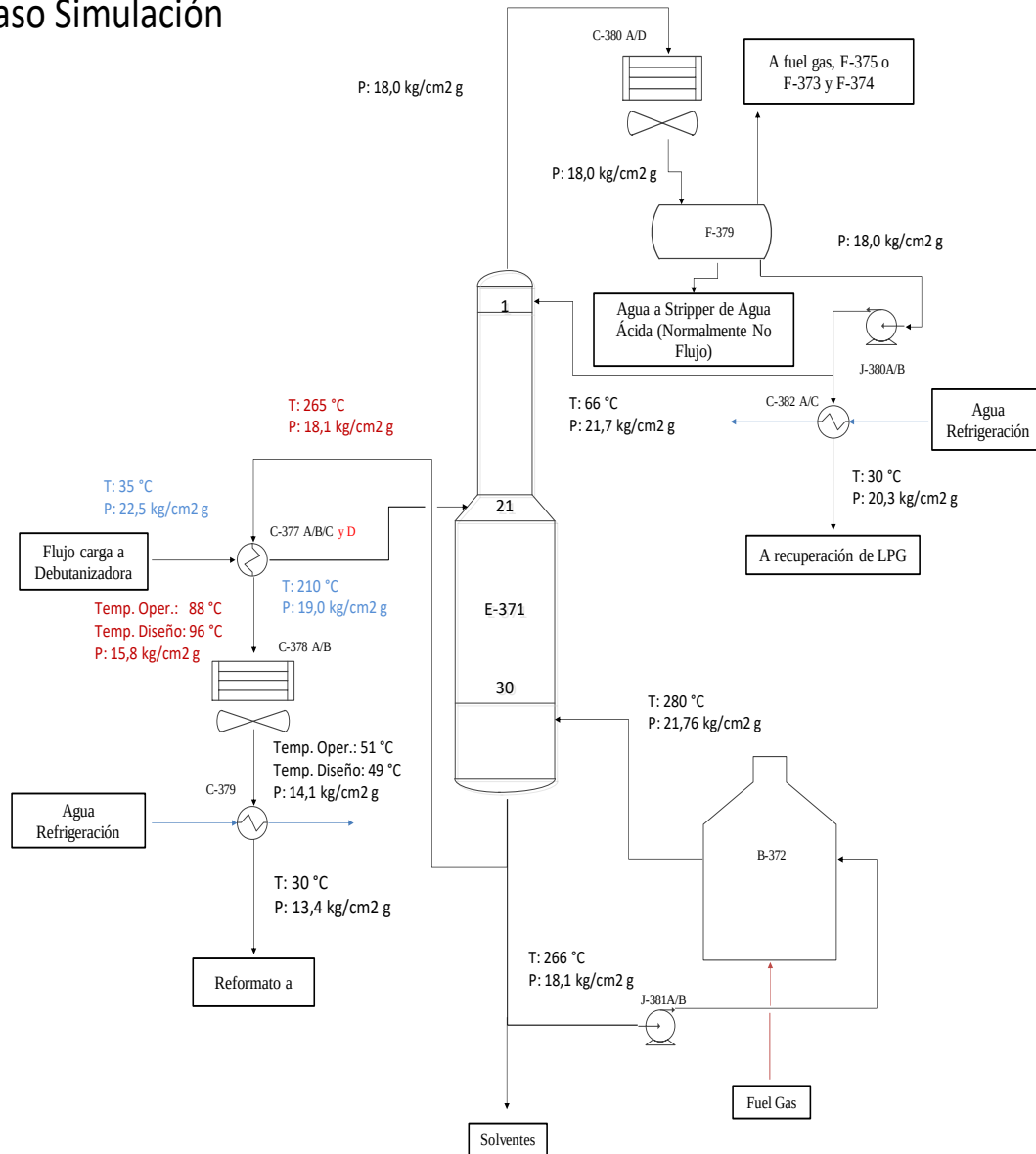
C.

Caso Operacional

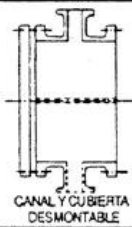
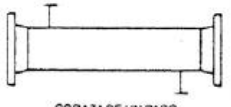
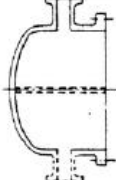
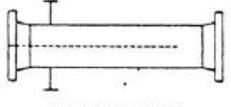
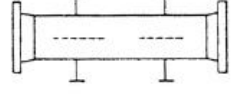
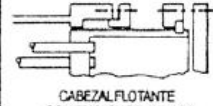
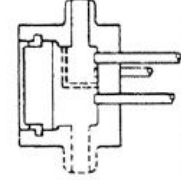
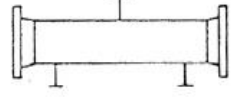
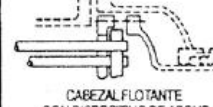
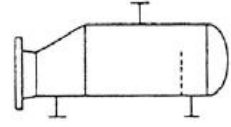
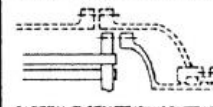
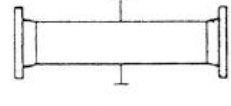
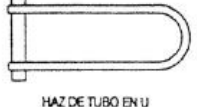
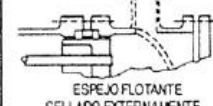


D.

Caso Simulación



E. Consideraciones de diseño estandarizadas por The Tubular Manufacturers Association (TEMA)

TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR	
A	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	E	 CORAZA DE UN PASO	L	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"
B	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	F	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	M	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
C	 SOLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	G	 DE FLUJO PARTIDO	N	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "N"
N	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	H	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	P	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
D	 CIERRE ESPECIAL A ALTA PRESIÓN	J	 DE FLUJO DIVIDIDO	S	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		K	 REHERVADOR DE CALDERA	T	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		X	 FLUJO CRUZADO	U	 HAZ DE TUBO EN U
				W	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE