Universidad Nacional Mayor de San Marcos
Universidad del Perú. Decana de América
Facultad de Química e Ingeniería Química
Escuela Profesional de Ingeniería Química

Evaluación e Implementación de un Proceso de Decoquizado Térmico para la Limpieza de los Tubos del Horno de una Unidad de Viscorreducción de una Refinería del Perú

TESIS
Para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico

AUTOR
Adrian Jesús FELIX BLAS

ASESOR
Dr. Víctor Manuel FERNÁNDEZ GUZMÁN

Lima, Perú

2026



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

Referencia bibliográfica

Felix, A. (2026). *Evaluación e Implementación de un Proceso de Decoquizado Térmico para la Limpieza de los Tubos del Horno de una Unidad de Viscorreducción de una Refinería del Perú*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Química e Ingeniería Química, Escuela Profesional de Ingeniería Química]. Repositorio institucional Cybertesis UNMSM.

Metadatos complementarios

Datos de autor	
Nombres y apellidos	Adrian Jesús Felix Blas
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	73074270
URL de ORCID	https://orcid.org/0009-0007-8130-5306
Datos de asesor	
Nombres y apellidos	Dr. Víctor Manuel Fernández Guzmán
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	06690674
URL de ORCID	https://orcid.org/0000-0003-3271-2523
Datos del jurado	
Presidente del jurado	
Nombres y apellidos	Mg. Mauricio Diego Jack Abugattas Arocena
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	07938472
Miembro del jurado 1	
Nombres y apellidos	Mg. Manuel Jesús Luna Hernández
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	06897800
Datos de investigación	
Línea de investigación	Optimización y mantenimiento de equipos en refinerías

Grupo de investigación	No Aplica
Agencia de financiamiento	Sin financiamiento
Ubicación geográfica de la investigación	Edificio: Universidad Nacional Mayor de San Marcos País: Perú Departamento: Lima Provincia: Lima Distrito: Cercado de Lima/San Miguel Calle: German Amezaga 375 Latitud: -12.05819215 Longitud: -77.0189181894387
Año o rango de años en que se realizó la investigación	2025
URL de disciplinas OCDE	Ingeniería química https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.01 Ingeniería de procesos https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.02 Ingeniería del petróleo https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.07.03

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS
(Universidad del Perú, Decana de América)
FACULTAD DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS

Los suscritos Miembros del Jurado Evaluador de Sustentación de Tesis, nombrados por la Dirección de la Escuela Profesional de Ingeniería Química, bajo la Presidencia del **Mg. Mauricio Diego Jack Abugattas Arocena**, el **Mg. Manuel Jesús Luna Hernández** (Miembro Revisor) y el **Dr. Víctor Manuel Fernández Guzmán** (Asesor), habiendo presentado para el efecto la Tesis titulada:**"Evaluación e Implementación de un Proceso de Decoquizado Térmico para la Limpieza de los Tubos del Horno de una Unidad de Viscorreducción de una Refinería del Perú"**, después de sustentar de manera presencial y **habiendo aprobado la Tesis** elaborada por el Bachiller en Ingeniería Química**: ADRIAN JESÚS FELIX BLAS,** para optar el Título Profesional de **INGENIERO QUÍMICO,** el Jurado Evaluador acuerda calificarlo con la **NOTA** de:

DIECINUEVE 19
(LETRAS) (NÚMEROS)

Lima, 29 de mayo del 2026

Mg. MAURICIO DIEGO JACK ABUGATTAS AROCENA
Presidente

Mg. MANUEL JESÚS LUNA HERNÁNDEZ
Miembro

Dr. VÍCTOR MANUEL FERNÁNDEZ GUZMÁN
Asesor

Dr. EDER CLIDIO VICUÑA GALINDO
Director de la E.P. de Ingeniería Química

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS • ESCUELA ACADÉMICA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA • Facultad de Química e Ingeniería Química

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE
SAN MARCOS
Universidad del Perú, Decana de América

CERTIFICADO DE SIMILITUD

Yo, **Víctor Manuel Fernández Guzmán** en mi condición de asesor con el Dictamen N°000006-2026-EPIQ-FQIQ/UNMSM de la Tesis, cuyo título es: **Evaluación e Implementación de un Proceso de Decoquizado Térmico para la Limpieza de los Tubos del Horno de una Unidad de Viscorreducción de una Refinería del Perú,** presentada por el bachiller Adrian Jesús, Felix Blas, para optar el título Profesional de Ingeniero Químico.

CERTIFICO que se ha cumplido con lo establecido en la Directiva de Originalidad y de Similitud de Trabajos Académicos, de Investigación y Producción Intelectual. Según la revisión, análisis y evaluación mediante la plataforma PIDS, el documento evaluado cuenta con el 4% de similitud, nivel **PERMITIDO** para continuar con los trámites correspondientes y para su **publicación en el repositorio institucional.**

Se emite el presente certificado en cumplimiento de lo establecido en las normas vigentes, como uno de los requisitos para la obtención del título Profesional de Ingeniero Químico.

Lima, 20 de mayo del 2026

Firma del Asesor_____

Nombres y Apellidos del asesor **Víctor Manuel Fernández Guzmán**

DNI: 06690674

DEDICATORIA

Dedico este trabajo de investigación a mis padres, Esperanza y Samuel, por ser el pilar y el amor incondicional de mi vida. A mi hermano Gabriel, por enseñarme el valor de la perseverancia para salir adelante. A mis hermanos, Sebastián y Estrella, para que encuentren la inspiración y sean grandes profesionales. A mi tía Isabel, por su valioso apoyo en estos últimos años. Y a mis tíos y primos, para anunciarles con emoción que hay un nuevo ingeniero Felix en la familia.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, agradezco a Dios por todas las bendiciones recibidas y por ser mi guía diaria a lo largo de este camino. Agradezco a mis padres, Samuel Felix y Esperanza Blas, por ser mi inspiración para convertirme en un gran profesional y por su amor incondicional a lo largo de mi vida. A mi hermano Gabriel, por sus valiosos consejos y demostrarme el valor del trabajo duro para salir adelante. A mis hermanos menores, Sebastian y Estrella, por su apoyo diario en el hogar y su dedicación para sobresalir en sus estudios. A mi tía Isabel Felix, por su continuo respaldo durante mis años universitarios. A mis primos Dann Pierre, Isa y Javier, por el soporte y palabras de ánimo; y a toda la familia Felix, por toda su hospitalidad y cariño.

Asimismo, agradezco a mi asesor de tesis, el Ing. Víctor Fernández, por su paciencia, guía orientadora y constante seguimiento durante el desarrollo del presente trabajo de investigación.

Por último, expreso mi gratitud a la Refinería La Pampilla por la oportunidad de formar parte de su organización y permitirme aprender sobre el sector de hidrocarburos. Al Ing. Ronne Ríos, por su respaldo para llevar a cabo este proyecto y por sus consejos para mejorar el planteamiento del trabajo. Al equipo de Destilación (Antonio, Kevin, John, Jimmy, Patricia, Oscar, jefes de área y todo el personal operativo en campo y panel), por su predisposición para compartir sus conocimientos teóricos y experiencia práctica en el mundo del refino. Finalmente, al equipo de Optimización y Control (Cesar, Omar, Angelo, Pietro, Sergio y Nils), por la sólida formación en instrumentación y control de procesos que me permitió profundizar en algunos aspectos claves de esta investigación.

RESUMEN

Los hornos industriales juegan un rol importante dentro de las refinerías de petróleo y plantas petroquímicas, al ser los encargados de suministrar el calor necesario para la correcta destilación y conversión de los hidrocarburos. Uno de sus principales problemas operativos es la acumulación de coque en las tuberías internas, resultado de reacciones secundarias no controladas del craqueo térmico de los compuestos de carbono de la alimentación. Este fenómeno pone en riesgo tanto la capacidad de producción como la seguridad del equipo. Debido a que los métodos actuales de limpieza, como el decoquizado mecánico con pigs, requieren de una elevada inversión financiera, el presente trabajo tiene como objetivo implementar un método de decoking térmico como alternativa para la limpieza de los serpentines de un horno en la unidad de proceso de Visbreaking en una refinería del Perú. La metodología propuesta se estructura en 4 fases. La primera se centra en el procedimiento de paro de la unidad y el acondicionamiento de los equipos necesarios como el drum de decoquizado; la segunda consiste en ciclos de choque térmico (spalling) por paso, orientados a fracturar el coque por medio del cambio de temperatura combinado con el arrastre de vapor; la tercera se basa en el quemado controlado de coque mediante la inyección de una mezcla de vapor y aire en una relación de 10:0.5 y la última fase comprende el arranque de la planta además del monitoreo de las tendencias de las temperaturas de piel de tubos (zonas radiante y convectiva), la variación del coeficiente de transferencia de calor global del horno y la disminución de la resistencia térmica de cada uno de los 4 pasos. Como resultados, se logró una reducción de 170°C en la temperatura de piel de tubos y una eficiencia de remoción de coque del 87%. Asimismo, se concluye que la implementación del método de decoking propuesto aumentó la carga térmica efectiva en un 19.5% y la eficiencia energética del horno en un 3%, lo que permitió aumentar la severidad del horno y la proporción de carga fría de alimentación desde tanques, con un costo operativo que representa solo el 38% de la inversión requerida para un procedimiento mecánico con pigs.

ABSTRACT

Industrial furnaces play a vital role within petroleum refineries and petrochemical plants, as they are responsible for supplying the heat required for the proper distillation and conversion of hydrocarbons. The most important operational challenge is coke accumulation inside the internal tubes, which results from uncontrolled secondary thermal cracking reactions of carbon compounds in the feedstock. This phenomenon compromises both production capacity and equipment safety. Since current cleaning methods, such as mechanical decoking with pigs, require a high financial investment, this study aims to implement a thermal decoking method as an alternative for cleaning the furnace coils in a Visbreaking process unit at a refinery in Peru. The proposed methodology is structured into four phases. The first phase focuses on the unit shutdown procedure and the conditioning of necessary equipment, such as the decoking drum; the second consists of thermal shock cycles (spalling) per pass, aimed at fracturing the coke through temperature variations combined with steam sweeping; the third is based on the controlled burning of coke by injecting a steam and air mixture at a 10:0.5 ratio; and the final phase comprises the plant startup as well as the monitoring of tube skin temperature trends (radiant and convective zones), the variation of the furnace's overall heat transfer coefficient, and the reduction in thermal resistance across each of the four passes. As a result, a 170°C reduction in tube skin temperature and a coke removal efficiency of 87% were achieved. Furthermore, it is concluded that implementing the proposed decoking method increased the effective thermal load by 19.5% and the furnace's energy efficiency by 3%, allowing for an increase in furnace severity and the ratio of cold feedstock from storage tanks, at an operating cost that represents only 38% of the investment required for a mechanical pigging procedure.

ÍNDICE

RESUMEN 4
ABSTRACT 5
I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA 11
1.1. Situación Problemática 11
1.2. Formulación del Problema 12
1.2.1. Problema General 12
1.2.2. Problemas Específicos 13
1.3. Justificación de la Investigación 13
1.3.3. Justificación económica 14
1.4. Objetivos de la Investigación 14
1.4.1. Objetivo general 14
1.4.2. Objetivos específicos 14
1.5. Limitaciones de la Investigación 14
II. MARCO TEÓRICO 16
2.1. Antecedentes de la Investigación 16
2.2. Bases teóricas 23
2.2.1. Petróleo 23
2.2.2. Cadena de Valor del petróleo 27
2.2.3. Esquema de Refino 30
2.2.4. Proceso de Visbreaking. 34
2.2.5. Transferencia de Calor. 39
2.2.6. Hornos de Proceso 44
2.2.7. Fouling en hornos. 47
2.2.8. Decoquizado de tubos. 48
III. HIPOTESÍS Y VARIABLES 51
3.1. Hipótesis General 51
3.2. Hipótesis Específicas 51
3.3. Operacionalización de Variables 51
IV. METODOLOGÍA 53
4.1. Diseño metodológico 53
4.1.1. **Nivel de investigación** 53
4.1.2. **Tipo de investigación** 53
4.2. Población y Muestra 53

4.3. Técnicas de recolección de datos 53
4.4. Etapas de la investigación 55
4.4.1. Selección de la tecnología 56
V. PROCEDIMIENTO 60
5.1. Generalidades Previas 60
5.2. Aislamiento del Sistema e Instalación de Facilidades 61
5.3. Vaporizado y Spalling 62
5.4. Quemado de coque 62
5.5. Puesta en servicio y monitoreo 63
VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS 64
6.1. Resultados del decoking 64
6.1.1. Paro de la unidad 64
6.1.2. Spalling y quemado 64
6.1.3. Puesta en servicio y monitoreo 78
6.2. Cantidad de coque quemado 80
6.2.1. Consideraciones para el balance: 81
6.2.2. Pasos para el cálculo del coque total despojado: 82
6.3. Eficiencia Térmica del horno 90
6.4. Coeficiente de transferencia global. 98
6.5. Coeficiente de transferencia en el tubo. 101
6.6. Evaluación Económica 107
6.7. Validación de Hipótesis 113
VII. CONCLUSIONES 115
VIII. RECOMENDACIONES 116
BIBLIOGRAFÍA 117
ANEXOS 123
Anexo 1: Hoja de datos del Horno de Visbreaking 123
Anexo 2: Hoja de datos del recipiente de Decoquizado 125
Anexo 3: Dimensiones del Drum de Decoquizado 126
Anexo 4: Correlaciones para la medición de la eficiencia térmica 127
Anexo 5: Matriz de Consistencia 129

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Productos petrolíferos en función de su punto de ebullición y # carbonos. 26
Figura 2 Curvas TBP de diferentes crudos comerciales 27
Figura 3 Cadena de valor del petróleo y sus derivados 28
Figura 4 Equipo de cabeza de un pozo petrolero 29
Figura 5 Tasa de producción de un reservorio petrolero en el tiempo. | Costos de transporte de hidrocarburos en función de la distancia. 30
Figura 6 Esquema típico de una refinería moderna. 31
Figura 7 Esquema de bloques de refinerías de conversión. 32
Figura 8 Esquema de un proceso de Visbreaking con Soaker 36
Figura 9 Composición del crudo en función del tiempo de craqueo. 37
Figura 10 Mecanismo de reacción de un craqueo térmico de un heptano. 37
Figura 11 Rutas de productos de un gasoil virgen. 38
Figura 12 Contenido de Asfaltenos en funcion del % de conversión. 38
Figura 13 Tipos de transferencia de calor. 40
Figura 14 Mecanismos de Transferencia de calor por una pared uniforme. 43
Figura 15 Mecanismos de Transferencia de calor por una pared de 2 capas. 43
Figura 16 Partes de un horno de proceso. 45
Figura 17 Distribución y ubicación de las zonas de un horno. 46
Figura 18 Tipos de Hornos de Proceso según su geometría y N° de cabinas. 47
Figura 19 Decoquizado mecánico con pigs. 49
Figura 20 Esquema de un decoquizado vapor-aire en un horno de craqueo de Nafta. 50
Figura 21 Etapas de la investigación. 55
Figura 22 Fases de la implementación del decoquizado térmico. 59
Figura 23 Verificación de salida de condensado durante los ciclos de spalling 65
Figura 24 Control Rutinario del condensado saliente del drenaje del drum. 69
Figura 25 Control Rutinario del flujo saliente del venteo del drum. 69
Figura 26 Control Rutinario del aspecto de los serpentines del horno. 70
Figura 27 Muestra para análisis Orsat. 72
Figura 28 Puntos de Muestreo para la Termografía en el horno. 73
Figura 29 Termografía realizada el día 4 del decoquizado a las 14:00 hrs. 73
Figura 30 Termografía realizada el día 6 del decoquizado a las 10:00 hrs. 74
Figura 31 Ubicación de las termocuplas en la piel de tubos del horno. 75
Figura 32 Temperaturas de piel de paso 1 durante el decoquizado 76

Figura 33 Temperaturas de piel de paso 2 durante el decoquizado 76
Figura 34 Temperaturas de piel de paso 3 durante el decoquizado 76
Figura 35 Temperaturas de piel de paso 4 durante el decoquizado 77
Figura 36 Presión de ingreso en cada paso del horno durante el decoquizado 77
Figura 37 Presión y Flujo de aire al sistema durante el decoquizado 78
Figura 38 Evolución de la temperatura promedio total de piel de tubos 79
Figura 39 Comparativa de cada sección del horno antes y después del decoking..... 79
Figura 40 Evolución de la temperatura promedio de piel por cada paso..... 80
Figura 41 Balance de materia durante el decoquizado..... 81
Figura 42 Flujo de coque despojado durante el decoquizado 88
Figura 43 Coque Acumulado durante el decoquizado..... 88
Figura 44 Comparativa de rendimiento entre decoquizados 90
Figura 45 Conductividad térmica efectiva del coque en función de la temperatura..... 104
Figura 46 Vista de tubería coquificada del 2019. 105
Figura 47 Entalpía de O2, N2, CO2, H2O y SO2 vs la temperatura 127
Figura 48 Exceso de aire en función del O2 en los humos 128

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Composición Atómica Típica del Crudo. 23
Tabla 2 Clasificación de los hidrocarburos 24
Tabla 3 Esquemas de Refino y sus procesos asociados 34
Tabla 4 Rendimientos de productos de Residual de vacío. 35
Tabla 5 Rendimientos sin/con soaker en Visbreaking 39
Tabla 6 Matriz de Operacionalización de Variables. 52
Tabla 7 Tag de instrumentos de variables operativas del Horno. 54
Tabla 8 Tag de temperaturas de piel de los 4 pasos 55
Tabla 9 Cuadro comparativo de Metodos de Decoking de empresas de servicios. 56
Tabla 10 Ventajas y Desventajas de los métodos más comerciales de Decoquizado 57
Tabla 11 *Control rutinario del decoquizado día 1 al 3.* 66
Tabla 12 *Control rutinario del decoquizado día 4 al 8.* 67
Tabla 13 *Control rutinario del decoquizado día 9 al 11.* 68
Tabla 14 Registro de Resultados de Orsat por Paso Quemado 71
Tabla 15 Cálculo de flujo de aire seco del día 2 al 11 83
Tabla 16 Cálculo de flujo de humos del día 2 al 11 86
Tabla 17 Cálculo de coque despojado del día 2 al 11 87
Tabla 18 Condiciones operativas antes y después del decoquizado 92
Tabla 19 Composición de gas combustible antes y después del decoquizado 92
Tabla 20 Poder Calorifico inferior del gas combustible 1 mes antes del decoquizado 93
Tabla 21 Poder calorífico inferior del gas combustible 1 mes después del decoquizado 94
Tabla 22 Cálculos de flujo de aire de comb. y humos antes y después del Decoking. 95
Tabla 23 Perdidas por Chimenea 1 mes antes del decoquizado 96
Tabla 24 Perdidas por Chimenea 1 mes después del decoquizado 96
Tabla 25 Cálculo de la eficiencia térmica antes y despues del decoking 97
Tabla 26 Cálculo de área superficial del horno 99
Tabla 27 Cálculo del calor absorbido por el HS y la temp. a la salida de Zona Conv. 1 100
Tabla 28 Cálculo de Calor absorbido por la alimentación de Residual 100
Tabla 29 Cálculos para el coef. U del horno 1 mes antes y después del decoquizado 100
Tabla 30 Cálculo de coeficiente Keff y la Resistencia térmica del paso. 103
Tabla 31 Cálculos del espesor del coque en los pasos. 104
Tabla 32 Variación de las variables operativas del horno 106
Tabla 33 Variación de las propiedades de los pasos 106
Tabla 34 Costos del decoquizado mecánico 5 años antes 108
Tabla 35 Costos de servicios de auxilios y reparaciones para el decoquizado térmico 109
Tabla 36 Costos de materiales para el aislamiento del horno 109
Tabla 37 Costo del tonelaje de vapor consumido durante el decoking térmico. 111
Tabla 38 Costo del volumen de aire consumido durante el decoking térmico. 111
Tabla 39 Consolidado de costos del decoking mecánico vs el térmico. 112
Tabla 40 Carga térmica efectiva 1 mes antes y después del decoking térmico. 113
Tabla 41 Relaciones estequiométricas durante la combustión 127

I. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. Situación Problemática

La formación de coque en hornos industriales representa un desafío tanto para la seguridad de procesos como para la eficiencia energética en cualquier tipo de planta de procesamiento a gran escala. Los hornos son los responsables de suministrar más del 90% de la energía requerida en los procesos de conversión y separación dentro de las refinerías de petróleo y complejos petroquímicos (Costa et al., 2016). Sin embargo, el trabajo con altas temperaturas genera que algunos compuestos carbonosos se descompongan térmicamente produciendo coque, el cual es una sustancia solida que se adhiere en la superficie interna de las tuberías de los hornos. El problema se vuelve más complejo cuando la acumulación del coque actúa como un aislante que afecta el rendimiento térmico y exige un mayor consumo de combustible para suministrar el calor necesario para procesar la misma carga. La coquificación eleva la temperatura de piel de tubo hasta convertirse en un peligro para la estructura metálica del equipo (Jafari & Jalali, 2014).

Las consecuencias de la coquificación son múltiples y de gran impacto. El coque se pega en la superficie de los tubos y genera que circule menos flujo por el interior, esta reducción de flujo genera sobrecalentamientos ya que el coque aísla el metal del enfriamiento producido por el fluido interior (Cronholm, s.f.). Este fenómeno también causa pérdida de capacidad productiva por la imposibilidad de llevar las condiciones de temperatura al punto óptimo. La Coquificación no solo incrementa los costos operativos, sino que también plantea riesgos para la seguridad estructural del equipo debido a que el coque puede generar tensiones térmicas adicionales que comprometen la resistencia de los materiales, aumentando el riesgo de fallos catastróficos como la ruptura de los serpentines. (Giacomo & Nicola, 2018).

Existen muchos ejemplos acerca de lo peligroso que puede ser un horno a condiciones inseguras. Un caso importante fue la explosión en la refinería de Okinawa (Wakakura & Tamura, 2005) causada por la ruptura de un tubo del horno de la unidad de

desulfuración directa de fueloil. El horno FU-301 llevaba más de 10 años operando de forma desequilibrada ya que solo usaban algunos quemadores y la carga no se distribuía correctamente entre todos los pasos. Esta situación ocasionó que se desarrolle una coquización severa en una de las tuberías del ingreso provocando que se perfore y expulse un chorro de hidrocarburo a alta presión que se quemó explosivamente al contacto con el aire. Este incidente no cobró vidas humanas, pero sí altos costos por perdida de equipos (3 Millones de dólares considerando inflación hasta el 2025). Otros casos fueron la explosión de un horno de una fundidora de niquel en Indonesia (Taufan, 2023) que generó 18 muertes y la explosión durante el arranque del horno reformador de nafta de la refinería Cardón en Venezuela (El Impulso, 2017) que dejó 2 heridos. Estos accidentes nos resaltan la importancia de un control riguroso de las condiciones de un horno para evitar situaciones que comprometan la seguridad de los trabajadores y de las comunidades aledañas.

El caso de estudio del presente trabajo se basa en el horno de una Unidad de Visbreaking de una Refinería en el Perú, el cual procesa el residuo de la unidad de destilación al vacío con valores de API muy bajos, alto contenido de asfáltenos y temperaturas de operación entre 390 y 430 °C, condiciones que vuelven al sistema muy susceptible a la formación y deposición de coque en las tuberías internas del horno (Zavarce, 2024). Por ello, el siguiente trabajo tiene como objetivo implementar y evaluar un método de decoking térmico como alternativa para la limpieza de los tubos de un horno de la unidad de proceso de Visbreaking en una refinería del Perú. El enfoque del trabajo propuesto se basa en valorar las ventajas de este tipo de decoquizado, aplicándolo en la práctica y analizando las oportunidades de mejora para futuros procesos de limpieza en la unidad.

1.2. Formulación del Problema

1.2.1. Problema General

- ¿En qué medida la implementación y evaluación de un proceso de decoking térmico mejora la eficiencia operativa y el rendimiento termodinámico de los tubos del horno de la unidad de Visbreaking en una refinería del Perú?

1.2.2. Problemas Específicos

- ¿Cuál es el incremento en la eficiencia energética del horno y cómo impacta en el consumo de gas combustible tras la ejecución del decoquizado térmico?
- ¿Cuál es el porcentaje de remoción de coque y el grado de reducción de la resistencia térmica alcanzada en los cuatro pasos del horno?
- ¿Cuál es el impacto económico de la implementación del decoking térmico en comparación con los costos de un decoking mecánico con pigs?

1.3. Justificación de la Investigación

1.3.1. Justificación teórica

El presente trabajo se basa en los principios de la termodinámica y transferencia de calor aplicados a la aparición y remoción del fouling por coque en hornos de procesamiento de hidrocarburos, específicamente en unidades de Visbreaking. La investigación se justifica en el análisis del diseño e implementación de un proceso de decoquizado térmico combinado con series de ciclos de spalling, técnica que actualmente contempla una documentación científica limitada. Este trabajo busca profundizar en cómo la reducción de la resistencia térmica conductiva de los tubos mejora significativamente el coeficiente global de transferencia de calor (U) y aumenta la carga térmica efectiva del equipo. Asimismo, este estudio pretende aportar un procedimiento con un alto potencial de extrapolación para su aplicación en otros hornos de refinación como los de destilación al vacío y primaria, donde la acumulación de coque es el principal factor limitante de la eficiencia energética.

1.3.2. Justificación ambiental

El presente trabajo de investigación tiene como justificación ambiental la reducción del consumo de combustibles fósiles y mejorar la eficiencia energética. El coque es una sustancia muy resistente al calor, que demanda más combustible en el horno para el correcto calentamiento de la alimentación al proceso (residual de vacío). El decoquizado del horno permite aumentar la eficiencia térmica disminuyendo la huella de carbono de la operación industrial. La adopción de tecnologías de decoquizado puede ser una estrategia clave en la transición hacia procesos industriales más sostenibles y con menor impacto ambiental.

1.3.3. Justificación económica

La justificación económica de este trabajo se fundamenta en la reducción de los costos operativos (OPEX) y el incremento de la rentabilidad del procesamiento en la unidad de Visbreaking. El decoking térmico al ser un procedimiento menos invasivo que el método mecánico con pigs, elimina la necesidad de servicios externos y equipos especializados de alto costo disminuyendo tiempos logísticos y la inversión necesaria para el mantenimiento. Finalmente, la reducción de la resistencia térmica en los tubos permite un menor consumo de combustible, aumento de severidad e incremento de la vida útil del equipo, asegurando continuidad operativa y control de las calidades de los productos finales.

1.4. Objetivos de la Investigación

1.4.1. Objetivo general

- Evaluar e implementar un proceso de decoking térmico para mejorar la eficiencia de limpieza y el rendimiento termodinámico de los tubos del horno de la unidad de Visbreaking

1.4.2. Objetivos específicos

- Evaluar el aumento de la eficiencia energética del horno luego del decoquizado térmico y su impacto en el consumo de gas combustible.
- Determinar el porcentaje de remoción del coque y la reducción de la resistencia térmica en los 4 pasos del horno luego del decoquizado térmico.
- Analizar el impacto económico de la implementación del decoking térmico propuesto en comparación a los costos de un decoking mecánico.

1.5. Limitaciones de la Investigación

El presente trabajo se ve limitado principalmente por la disponibilidad del equipo y permisos para realizar prueba a diversas condiciones de operación. Al ser un horno de una unidad que trabaja en regímenes continuos, no es posible reservarla para pruebas experimentales ya que eso generaría un lucro cesante y modificaciones en la programación de la producción en la refinería.

Una limitante de la investigación es la falta de mantenimiento previo en los sistemas asociados al decoquizado con vapor y aire. Debido a que estos sistemas se usan cada 5 años, es común que haya válvulas y líneas que requieran reemplazo por perforaciones y corrosión.

También nos encontramos limitados por la confiabilidad de los equipos auxiliares como compresores de aire y turbinas de producción de vapor de media que pueden estar sujetos a fallos intempestivos que generen complicaciones y paros durante el procedimiento.

Otra limitante está basada en el funcionamiento de transmisores de flujo y termocuplas del horno. Debido a que algunos transmisores se encontraron fuera de servicio, no fue posible tener un monitoreo total de todas las variables involucradas. Para compensar esta limitante, se consideró uso de instrumentos externos como pirómetros de mano e indicadores locales como contómetros para medición de flujos de vapor.

II. MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes de la Investigación

El concepto de decoquizado no es un tema nuevo, de hecho, existe múltiples técnicas e investigaciones que respaldan y reafirman la importancia de su aplicación en hornos industriales. Vignesh (2022), en su tesis denominada "*Decoking at refinery heaters*", analiza la aplicación de un decoquizado mecánico usando la tecnología CDT (CR Asia Decoking Technology) en el horno de proceso D-1041 del complejo Patalganga en India. El procedimiento consistió en insertar píldoras o también llamadas "pigs" dentro de las tuberías del horno impulsadas con agua a presión con el fin de desprender trozos de coque en cada ciclo. Se realizaron varios ciclos de limpieza en 2 días usando 9 pigs de diversos tamaños a presiones de 50, 100 y 150 psia. El proceso fue monitoreado con la ganancia de flujo de agua después de los ciclos de limpieza y los resultados obtenidos fueron 10.6 kg de trozos de coque además de la limpieza integra de los 2 pasos de tuberías del horno.

Silva (2015), en su tesis denominada "*Evaluación térmica y cálculo del periodo optimo de decoquificado en el horno H-1401*", evaluó la formación de coque dentro de las tuberías de un horno de la refinería BioBío en Chile. Silva realizó un modelo para predecir el momento óptimo para el mantenimiento del horno H-1401 de la planta de Coquer en función al aumento del espesor de coque de las tuberías usando el programa EES. Los resultados obtenidos previo al decoquificado demostraron que el tiempo óptimo para realizar el procedimiento es de 19 semanas de operación de la unidad y el espesor esperado para ese momento, es de aproximadamente 3 mm. Después del decoking realizado, se concluyó que la estimación del espesor calculado fue muy cercano al real y que el horno podría operar 3 semanas más de lo planteado por la refinería debido a que se encuentra dentro del espesor de coque que puede soportar el horno según el diseño.

Dentro de los trabajos documentados acerca de limpiezas en Hornos de Visbreaking en Latinoamérica, Navarro y Bayona (2012), en su tesis titulada "Implementación de nuevas tecnologías para la limpieza de hornos con serpentines en mantenimientos con parada de

planta", evaluaron la implementación de nuevas tecnologías de decoquizado en los serpentines de los hornos H-2801 A/B de la planta Viscorreductora II de la refinería de Barrancabermeja de Ecopetrol. Esta planta tiene una capacidad de 23 MBPD y su carga es una mezcla de aceites pesados, resinas y asfaltenos proveniente principalmente de una unidad de DEMEX y una parte de los fondos de la unidad de vacío. El desarrollo del trabajo se basó en la implementación de una metodología llamada "Optimizacion Costo - Riesgo" durante la migración del decoquizado con agua a alta presión con Hidroject al decoking con pigs mediante los servicios de la empresa Nexxo. El cambio de tecnología significó en un ahorro de 550 millones de pesos colombianos y una reducción del tiempo de ejecución de 18 a 15.5 días de paro. Esta investigación refuerza la importancia de una buena planificación del paro por limpieza con el fin de que cada día de ejecución tenga un tiempo optimo y costos mínimos.

Para desarrollar y mejorar los procesos de limpieza en hornos de Visbreaking se debe comprender el origen y los mecanismos de formación del coque en los serpentines. Li et al. (2024), en su artículo "A molecular insight into coke formation process of vacuum residue in thermal cracking reaction", estudiaron el proceso de formación de coque durante el cracking térmico de un residuo de vacío típico a 410 °C. La experimentación consistió en ensayos de craqueo a diferentes tiempos de reacción desde 10 hasta 70 minutos. Se observaron que el contenido de asfáltenos aumentó desde 12,1 % hasta un máximo de 22,4% exactamente al finalizar el período de inducción de coking (etapa de acumulación de asfáltenos sin presencia de coque visible). Luego de la inducción, se observó como los asfáltenos experimentaban una reducción en la sustitución alquil, un aumento en la condensación de sistemas aromáticos pericondensados y procesos de deshidrogenación. Estas transformaciones favorecen la polimerización y posterior condensación, dando lugar a un coque intermedio también llamado mesofase, para luego, mediante mayor deshidrogenación y formación de enlaces cruzados (cross-linking), se convierten en laminas aromáticas que se apilan formando ese coque duro y carbonizado que conocemos. A pesar de que este trabajo se realizó a escala laboratorio, donde los tiempos de residencias son diferentes a los de un horno con soaker

industrial, es importante considerarlo por las mismas reacciones que pasan dentro del proceso de Visbreaking.

La coquización en serpentines de hornos industriales también es un problema frecuente dentro de las plantas petroquímicas. Kucora, I. et al (2017) en su artículo denominado "*Coke formation in pyrolysis furnaces in the petrochemical industry*" examinaron la formación de coque en unidades de craqueo para la producción de olefinas. Esta unidad es usada para descomponer hidrocarburos saturados a componentes más pequeños y ligeros como los insaturados. Un ejemplo del proceso anteriormente mencionado es la conversión de etano a etileno. Dentro de la investigación se realizó una exhaustiva revisión bibliográfica, donde analizaron el mecanismo de reacción y observaron que la formación de coque puede acelerarse por el tiempo de residencia de la materia prima, por la composición inicial, y tipo de superficie metálica de la tubería del horno. También se mencionó que hay 3 vías por donde se origina el coque: por medio de una coquización catalítica, la aparición de radicales libres y la condensación de compuestos aromáticos. Por último, se concluyó que el método más eficaz para reducir la formación de coque es mediante el uso de recubrimientos superficiales e inhibidores debido a que pasivan los sitios metálicos donde se producen interacciones químicas y forman una capa que aísla el material del tubo de los compuestos que generan coque como los radicales y aromáticos.

Si hablamos del método decoquizado térmico, Heynderickx explica las ventajas y oportunidades de optimización en 2 artículos acerca de su aplicación en una unidad de crackeo de etano. Según Heynderickx et al (2006a), en su artículo *"Simulation of the decoking of an ethane cracker with a steam/air mixture",* formularon un cálculo para similar la decoquizacion de un sistema de los serpentines del horno y del reactor usando diferentes modelos experimentales de reacción/difusión de gas solido como base. Estos modelos describen los cambios que sufre el coque durante la decoquizacion principalmente por reacciones de combustión y cambios por gasificación. Se calcularon la temperatura de salida del serpentín, la temperatura de piel y la cantidad de CO_2. Los resultados posteriores

al decoquizado demostraron que los valores estimados son cercanos a los medidos y que el modelo general de reaccion/difusión gas solido fue el más certero en comparación a los del modelo de núcleo de contracción heterogéneo y el modelo uniforme. Además, se observó que la combustión del coque se ve influenciada por limitaciones de transporte interno y externo de fluidos pero que a medida que avanza el decoquizado el efecto se vuelve menos significativo. Así mismo, se vio que la tasa de gasificación del coque es mucho menor a la tasa de combustión. Se concluyó que la duración de la operación se predijo correctamente con el modelo propuesto.

Heynderickx (2006b), en su siguiente articulo denominado *"Optimizacion of the decoking of an ethane cracker with a steam/air mixture",* utilizó el modelo general de reacción/difusión gas-sólido con cinética de reacción intrínseca para la combustión y la gasificación del coque del horno y lo acopló con un modelo de flujo pistón heterogéneo para los serpentines de reactor, con esta combinación realizó un análisis sobre la influencia de los parámetros operativos en una decoquizacion. Para la experimentación dividió las variables en 2 apartados. En el primer apartado asoció las variables considerando un perfil de flujo de calor inicial constante, además, realizó corridas aumentando el caudal de aire (278-556-833 kg/s), reduciendo el flujo vapor (5830-4380-2920 kg/s), aumentando la temperatura de entrada (620 – 720 ºC) y aumentando la presión de entrada (232-333-434 kPa). En el segundo apartado, se juntaron las 3 variables asociadas al rendimiento del horno, aumentado la inyección de fuel gas (0.139 – 0.194 kg/s), modificando el patrón del flujo (uniforme-no uniforme) y reduciendo el exceso de oxígeno (120 – 90 %). De acuerdo a los resultados obtenidos, se concluyó que es posible reducir el tiempo de decoquizado hasta en un tercio del total triplicando el flujo de aire y reduciendo en un factor de 4.5 el caudal de vapor. Aunque el resultado obtenido en la investigación sea muy favorable ya que permite reducir tiempo entre paradas de la unidad, es importante señalar que estos valores pueden variar en función a la eficiencia real de proceso de decoquizado y del tipo de horno que se maneja.

Zhang et al. (2009), en su artículo llamado *"Simulation and optimization of coil decoking in ethane pyrolysis furnace",* realizaron un estudio similar al del equipo de Heynderickx pero considerando un modelo de flujo pistón para el reactor y el modelo de núcleo contraído para el horno, además de trabajar con el método numérico de aproximación zonal. Este método consiste en realizar iteraciones hasta llegar a un punto de convergencia menor al establecido en la programación, en este caso se consideró que el coque residual sea menor a 0.2 mol% CO. Los resultados arrojaron que es posible ahorrar cerca de 2500 kg de vapor y 6000 kg de aire durante la operación además de que también los valores de temperatura de piel y concentración de CO2 en humos fueron similares a los reales. Se concluyó que el nuevo procedimiento puede reducir hasta un 4% el coque residual, pero considerando que el tiempo de operación es el mismo que el decoquizado base.

Las unidades de Visbreaking responden a la demanda de procesar crudos muy pesados, ya sea por fuentes naturales o provenientes de residuales de destilación. Speight (2012), en su artículo denominado "*Visbreaking: A technology of the past and the future*", estudió los nuevos enfoques en el diseño de unidades de Visbreaking entre los que destacó: el proceso de Aqua-conversion, el proceso de craqueo por soaker de alta conversion (HSC) y el proceso Tervahl-T. Además, se mencionó que la severidad de la operación del viscorreductor generalmente está limitada por la necesidad de estabilizar el fueloil y del grado de incrustaciones y acumulación de coque en el calentador del viscorreductor. La estabilidad depende de que no se produzca floculación de asfáltenos, si el residuo se convierte en una emulsión entonces será posible aumentar la conversión siempre y cuando se mantenga niveles de aceptables de fouling. Se concluyó que es necesario seguir innovando en tecnologías de Visbreaking ya que los mercados están tendiendo a procesar crudos más pesados por su fácil disponibilidad. También resaltó que el proceso de Viscorreduccion dejará de verse solo como un proceso para mejorar la calidad de transporte o producir fueloil que cumpla con especificaciones, y buscará evolucionar en un proceso de conversión profunda.

La acumulación de coque en el horno genera un aumento sustancial de los costos operativos de las unidades de Visbreaking, al provocar varias paradas por limpieza durante la operación. Lodha (2024), en su presentación llamada “Smart & Multifunctional Tubacoat Technology”, menciona el caso de un Visbreaker de una refinería europea de 15.0 MBPD de capacidad. Esta unidad presentaba varios problemas por baja eficiencia de trasferencia de calor en el horno y perdidas de producción por un aumento de la frecuencia de decoquizados. La solución propuesta fue instalar nueva tubería con un recubrimiento interno cerámico llamado Tubacoat en la salida de la zona radiante. Después de 15 meses se observó una reducción del 75% de la deposición de coque y un ahorro anual de 1,5 millones de USD, de los cuales, 1,1 MUSD fueron por un mayor throughput (reducción de aproximadamente 7 días de paradas al año). También se generaron reducciones en consumo de combustible, menores costos de spalling/pigging y servicios de limpieza.

La inclusión de los tiempos de decoquizado en el control avanzado de una planta de Visbreaking es el siguiente paso a la optimización global de la unidad. Ujka (2023), en su tesis denominada “Design of an advanced control system and a dual horizon optimizer for a refinery thermal cracking furnace through predictive fouling modeling”, fusiona el control del fouling con la maximización del rendimiento de destilados medios. El estudio se sitúa en un Visbreaker de la refinería Anonima Petroli Italiana (Ancona, Italia) que opera a 25.0 MBPD; el horno se describe como un sistema de dos pasos con inyección de vapor y un rango de operación de 430 a 460 °C. El trabajo consistió en el diseño de un APC que busque predecir la temperatura de la pared del tubo mediante el control inteligente de la severidad del horno en el software Aspen DMC3. El modelo desarrollado fue basado en el tipo ARIMAX (series temporales) y se descubrió que la variable determinante del aumento del ritmo de fouling es la constante de viscosidad gravimétrica VGC de la carga. Una alimentación con mayor carga aromática (Alto VGC) permite aumentar más la severidad del horno mientras que una carga más parafínica (Bajo VGC) aumenta el ensuciamiento. Los resultados de la implementación del APC demostraron un aumento en la estabilidad de la temperatura de salida del horno al reducir la desviación estándar en un 50%, logrando un

aumento del 1.2% de la producción de destilados ligeros y una extensión de los ciclos de operación de la planta, permitiendo que la unidad trabaje a máxima capacidad por más tiempo antes del próximo decoking.

La limpieza de hornos e intercambiadores de calor en refinerías de hidrocarburos, como una oportunidad del aumento de la eficiencia operativa, no es solo una tendencia extranjera, sino también de alcance nacional. Huaman (2025), en su tesis denominada "Implementación de un procedimiento estándar de limpieza química a un intercambiador de calor de placas de alta eficiencia tipo Packinox para la mejora de su rendimiento en la unidad de reformado catalítico de gasolina de una refinería del Perú", explica como la estandarización de un procedimiento de limpieza para remover sedimentos de los serpentines de un Packinox permitió recuperar significativamente el rendimiento térmico del equipo. La tecnología que se seleccionó fue química, usando carbonato de sodio, y por medio de una reacción de neutralización, consiguió remover las sales de amonio causantes del ensuciamiento. Los resultados conseguidos fueron un aumento del 34% en el rendimiento y una disminución del 21% en el consumo de fuel gas.

Aunque el presente trabajo aplica un protocolo de decoquizado térmico (Spalling + Quemado de coque) directamente en un horno de visbreaking, es importante destacar como la mejora operativa en equipos térmicos proviene fundamentalmente de la recuperación de la capacidad retenida por el fouling, independientemente del método de limpieza empleado. Al respecto, Kieser et al. (2022), en su artículo llamado "The economic impact of better heat exchanger cleaning on an oil refinery – theoretical, expected and actual results.", realizaron un estudio comparativo entre 2 métodos de limpieza por hidroblasting y la tecnología ultrasónica en intercambiadores de calor. Dentro de los resultados, se demuestra como una mejora de 10 al 25% en la eficiencia de los procesos de limpieza puede generar ahorros de hasta 700 mil dólares por intercambiador y una reducción de hasta 6 mil toneladas de emisiones de C02 al año. En adición a estas ganancias, Kieser enfatiza que "limpiar mejor hace que el equipo se ensucie más lento", y aunque parezca un concepto obvio, esta frase

representa el cómo la selección de la tecnología influye directamente en los costos a largo plazo pues, si un procedimiento no remueve la totalidad de los depósitos residuales, entonces los costos serán mayores a largo plazo ya que los remanentes actuarán como núcleos acelerando la formación de nuevo coque o sales, lo cual termina por acortar los run lengths y reducir drásticamente los ciclos de operación de la unidad.

2.2. Bases teóricas

2.2.1. Petróleo

El petróleo se define como la mezcla de compuesto orgánicos de carbono e hidrogeno en estado líquido, que se forma en depósitos subterráneos de roca sedimentaria, mezclados con otros elementos que deben procesarse para ser comercializados. (Osinergmin, 2015).

Lluch (2008) menciona que existen diversas teorías sobre el origen del petróleo, pero la más aceptada explica que proviene de restos de organismos que vivieron hace millones de años, los cuales fueron procesados por bacterias anaerobias que consumieron todo el oxígeno del material orgánico, dejando un fluido viscoso oscuro que hoy conocemos como petróleo. El petróleo está compuesto principalmente por carbono e hidrogeno, pero también tiene azufre, nitrógeno además de compuestos organometálicos variados. La distribución de su masa se observa en la siguiente tabla:

Tabla 1

Composición Atómica Típica del Crudo.

CRUDOS	% peso
Carbono	84-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0-5
Nitrógeno	0-0,2

A pesar de que el petróleo contiene en su mayoría carbón e hidrógeno en su composición atómica, esto no significa que solo tengan una forma molecular. De hecho, la conjunción de carbono e hidrógeno también llamada hidrocarburos, se divide en diferentes

familias químicas, todas basadas en la tetravalencia del carbono. Entre las estructuras moleculares más importantes se encuentran:

- Hidrocarburos alifáticos saturados, también llamados alcanos o parafinas.
- Hidrocarburos cíclicos saturados, también llamados cicloalcanos o naftenos.
- Hidrocarburos aromáticos. (Ejemplos: benceno, tolueno, xileno).
- Hidrocarburos alifáticos insaturados, también llamados alquenos u olefinas.
- Otros hidrocarburos insaturados como alquinos, diolefinas, etc.

Tabla 2

Clasificación de los hidrocarburos

Saturados (Nombres terminados en ano)	Aciclicos	Metano
		Etano
		Propano
		Butano
	Ciclicos o Naftenicos	Ciclopropano
		Ciclobutano
		Ciclopentano
No Saturados (Nombres terminados en eno e ino)	Aciclicos de doble ligadura	Etano o Etileno
		Propeno o Propileno
		Buteno o Butileno
	Aciclicos de triple ligadura	Etino o Acetileno
		Propino o Metilacetileno
		Butino o Etilacetileno
	Ciclicos Aromaticos	Benceno
		Tolueno
		Xilenos

Como se mencionó anteriormente, los hidrocarburos son los principales compuestos del petróleo, pero también existen otros compuestos heteroatómicos que están presentes en los yacimientos. Por lo general, estos compuestos son los causantes de la contaminación ambiental, de envenenar los catalizadores, de dar la acidez al crudo y de generar corrosión durante el transporte y procesamiento. Entre los más destacados se encuentran:

- Compuestos con azufre como sulfuros, mercaptanos, tiofenos, disulfuros.
- Compuestos oxigenados como fenoles, furanos, ácidos carboxílicos, esteres.
- Compuestos nitrogenados como aminas, amidas, carbazoles, piridinas.
- Compuestos organometálicos como porfirinas que contienen Niquel y Vanadio.

Dentro del petróleo también existen compuestos tan complejos que no son posibles de caracterizar por completo como los asfáltenos. Los asfáltenos están constituido por una

acumulación de láminas poliatómicas condensadas unidas por cadenas saturadas. (Wauquier 2004). Estos compuestos son sólidos negros que tienen un peso molecular de mil a 100 mil gramos/mol. Estos solidos son los responsables de darles la viscosidad a los crudos más pesados.

Además de la composición del crudo, también es necesario conocer las características que determinan su precio. Entre las más importantes se encuentran:

- Gravedad especifica
- % de azufre y de ácidos
- Viscosidad
- Curva de destilación (TBP)
- % de Cenizas y metales

Cerón (2016) menciona que la gravedad especifica es una propiedad fundamental para caracterizar el crudo ya que si tenemos bajos pesos específicos podemos definir al crudo como parafínico. En la industria se utiliza los grados API para establecer la gravedad especifica del petróleo usando como referencia la densidad del agua y se define de la siguiente manera.

$$API = \frac{141.5}{S.G} - 131 \qquad \text{... (Eq. 2.1)}$$

Donde:

SG: gravedad específica del petróleo a 60°F.

De acuerdo al valor API del crudo podemos clasificarlo de la siguiente manera:

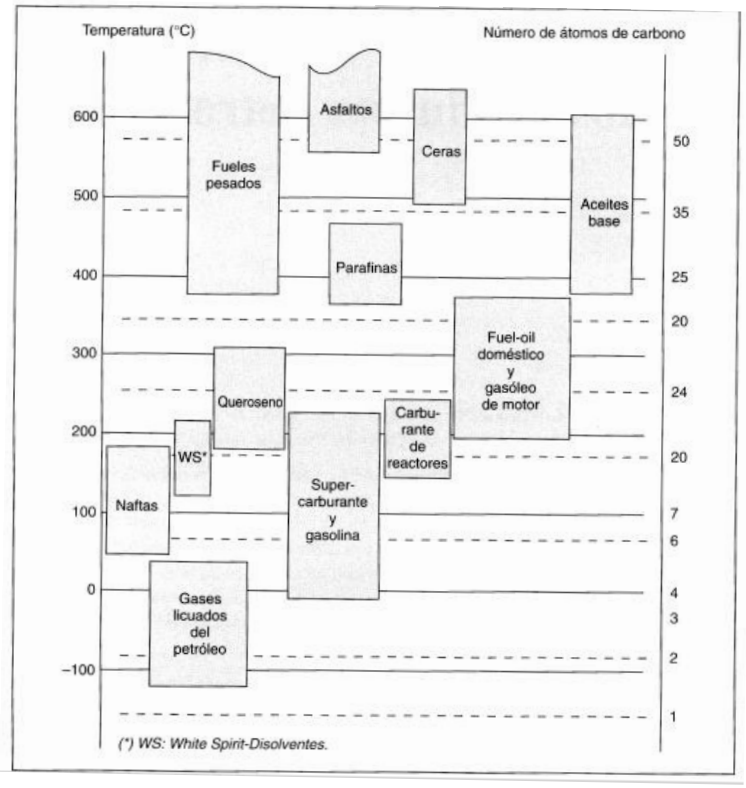
- API < 9.9 → Crudo extrapesado.
- 10 < API < 21.9 → Crudo pesado.
- 22 < API < 29.9 → Crudo mediano.
- 30 < API < 39.9 → Crudo liviano.
- API > 40 → Condensados.

Por otra parte, el petróleo no es muy útil como producto final debido a los múltiples contaminantes que tiene, además de que su composición y densidad varían en función al

pozo de origen, generando así que un barril de crudo no sea un producto estandarizado. El principal valor del petróleo recae en sus derivados. Los derivados de petróleo se usan como materia prima para la fabricación de productos químicos como plásticos, detergentes, cauchos sintéticos, disolventes, etc. También se usan como fuente de combustible para hornos industriales, automóviles, aviones, cocinas domésticas, etc. Wauquier (2004) explica que los productos extraídos del petróleo se clasifican en función al rango de destilación y el número promedio de átomos de carbono que contienen.

Figura 1

Productos petrolíferos en función de su punto de ebullición y # carbonos.



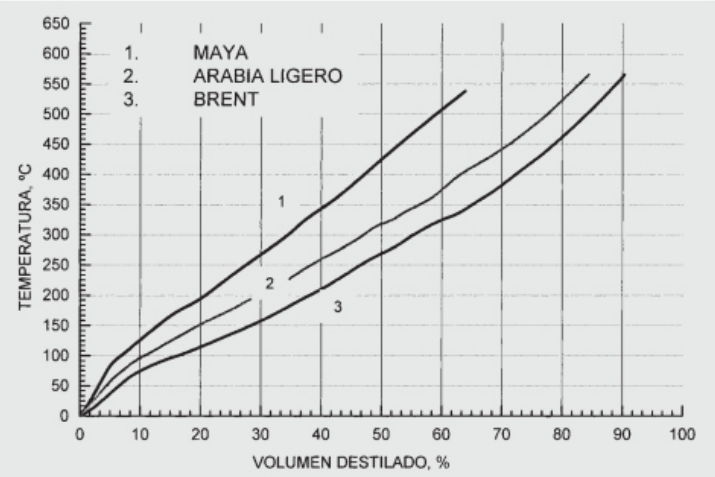
Nota. Adaptado de *El Refino del Petróleo* (p.2), de J. Wauquier, 2004.

Para hablar sobre los derivados del petróleo tenemos que definir a la destilación. La destilación es una operación unitaria que consiste en separar dos o más componente de una mezcla liquida aprovechando las diferencias en sus presiones de vapor (Costa, J., 2013). Cuando destilamos el petróleo, aprovechamos los diferentes puntos de ebullición de sus componentes para formar productos más ligeros, como gasolina y GLP, y productos más pesados, como asfaltos y fuelóleos. El rendimiento de cada producto depende netamente del

origen del crudo y se puede conocer sin necesidad de procesarlo en una planta industrial, a esto se le conoce como curva True Boiling Point (TBP). La curva TBP es una técnica de laboratorio que simula una columna estándar a presión atmosférica, la cual se somete a temperaturas de entre 320 – 340°C para generar una destilación fraccionada y así poder conocer el volumen de producto liquido recogido en diferentes números de platos de extracción. Gracias a este método se puede saber si el crudo generará bastante gasolina, poco diésel, mucho residual, etc.

Figura 2

Curvas TBP de diferentes crudos comerciales



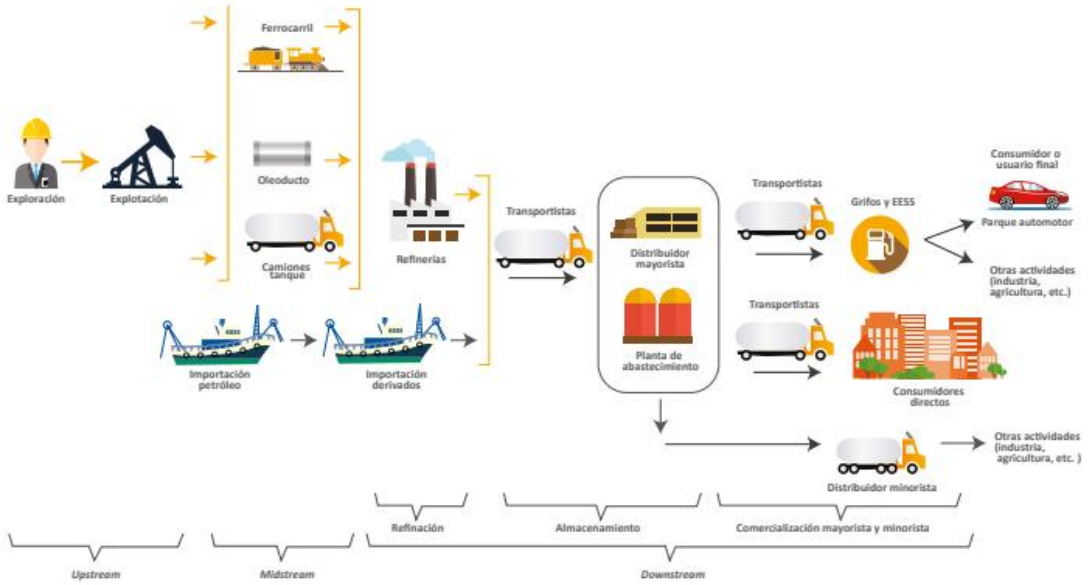
Nota. Adaptado de *El Refino del Petróleo* (p.2), de J. Wauquier, 2004.

2.2.2. Cadena de Valor del petróleo

La industria de los hidrocarburos está compuesta por múltiples etapas que abarcan desde la extracción del pozo hasta el abastecimiento de combustible en el usuario final. Según Osinergmin (2015) comenta que la cadena de valor del petróleo está dividida en 2 segmentos: el upstream y downstream. El upstream incluye actividades como la exploración de nuevas reservas en busca de pozos, su explotación y el transporte como materia prima. El downstream en cambio, involucra actividades desde la refinación y su conversión en diferentes productos hasta su comercio mayorista y minorista.

Figura 3

Cadena de valor del petróleo y sus derivados



Nota. Adaptado de *La industria de los hidrocarburos líquidos en el Perú: 20 años de aporte al desarrollo del país* (p.29), de Osinergmin, 2015.

La cadena productiva comienza en la exploración. Según el decreto supremo N° 032-2002-EM, definimos a la exploración como la ejecución de estudios geológicos para el descubrimiento de reservas de hidrocarburos a través de la perforación de pozos exploratorios y actividades conexas. (MINEM, 2002). Las reservas se pueden clasificar como posibles (reservas con bajo grado de recuperación menores al 10%), probables (probable existencia y recuperación de hidrocarburos, pero con incertidumbre técnica y económica. De 50%-90% de certeza) y probadas (alta certeza de recuperación de los hidrocarburos mayor a 90%). Para determinar que las reservas tienen hidrocarburos, se cuenta con diversos métodos geofísico y geoquímicos como la gravimetría, análisis de muestras, etc. La búsqueda de un buen yacimiento petrolero puede demorar décadas ya que se requiere de muchos años y perforaciones fallidas para determinar que el pozo es factible económicamente.

Luego de la exploración y perforación del pozo comercial encontrado, se continúa con la explotación. Esta fase consiste en la extracción a gran escala del petróleo del subsuelo hallado para exportarlo a las diversas refinerías del mundo para su procesamiento y conversión. La explotación se basa en que el hidrocarburo de subsuelo tiene una alta presión

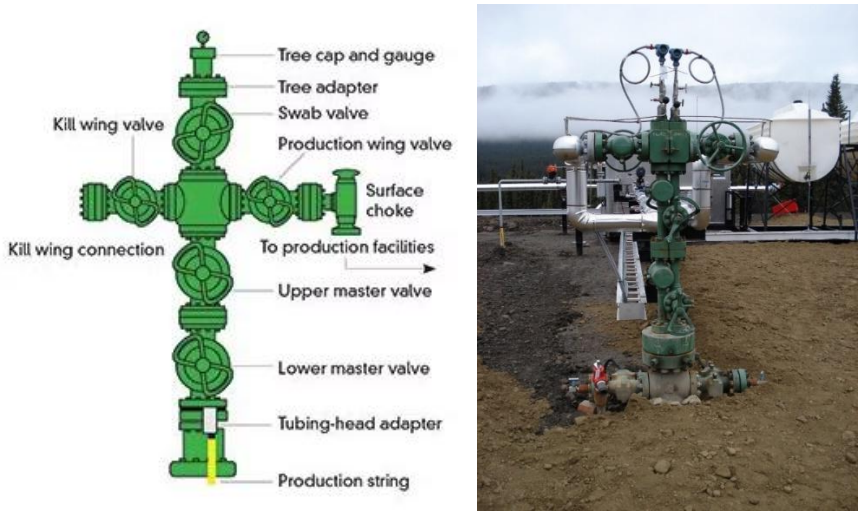
generando que al perforar se genere un flujo natural hacia el exterior. Según Vasquez (2005) la perforación de un pozo cuenta con las siguientes etapas:

a. Limpieza del terreno.
b. Instalación del equipo.
c. Establecimiento de la boza del pozo en superficie
d. Perforación misma del pozo
e. Colocación del forro en el conducto
f. Introducción del tubo de producción
g. Instalación del cabezal también conocido como" árbol de navidad"

Esta actividad es riesgosa ya que puede generar derrames en caso no se tenga un método de control riguroso y de seguridad durante la extracción, por lo que la instalación del "árbol de navidad" es clave durante el comienzo de la explotación. Este árbol no es más que un conjunto de válvulas y accesorios para regular el flujo de las tuberías desde la superficie.

Figura 4

Equipo de cabeza de un pozo petrolero



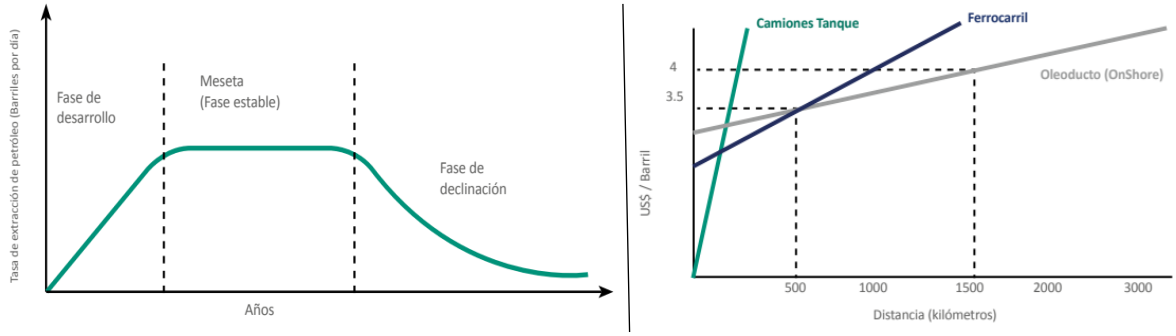
Nota. Adaptado de *Equipo de Cabeza de Pozo Perforación de Petróleo Árbol de Navidad*, de Shandong Xilong Machinery Equipment.

La taza de explotación varía con el tiempo en función a la presión del pozo y cuando se empieza a reducir se usan método de recuperación secundaria como la inyección de agua o gas disuelto. Además de la presión del fluido, la taza también está determinada por la

rentabilización de la producción que requieren las empresas petroleras. Por lo general buscan que esta capacidad de extracción sea mínima y que se maximice el valor presente neto (VPN) del flujo de caja del proyecto. Es decir, las empresas quieren ganar el mayor dinero posible, pero este se encuentra ajustado por el valor del dinero y del precio internacional del crudo en el tiempo.

Figura 5

Tasa de producción de un reservorio petrolero en el tiempo. | *Costos de transporte de hidrocarburos en función de la distancia.*



Nota. Adaptado de *La industria de los hidrocarburos líquidos en el Perú: 20 años de aporte al desarrollo del país* (p.32), de Osinergmin, 2015.

Con la extracción del hidrocarburo del pozo resuelto, se continúa con el transporte. Esta fase no es más que el proceso de inyección del fluido desde la planta de extracción y separación del crudo hacia un sistema de ductos o transporte en camiones hacia las plantas de fraccionamiento. La elección del tipo de transporte está en función de la distancia a recorrer. Por ejemplo, es barato llevar hidrocarburos en camiones cisterna en cortas distancia, pero resultan costosos a miles de kilómetros. Un oleoducto requiere de una alta inversión inicial, pero en el tiempo es el método más eficiente para distancias largas.

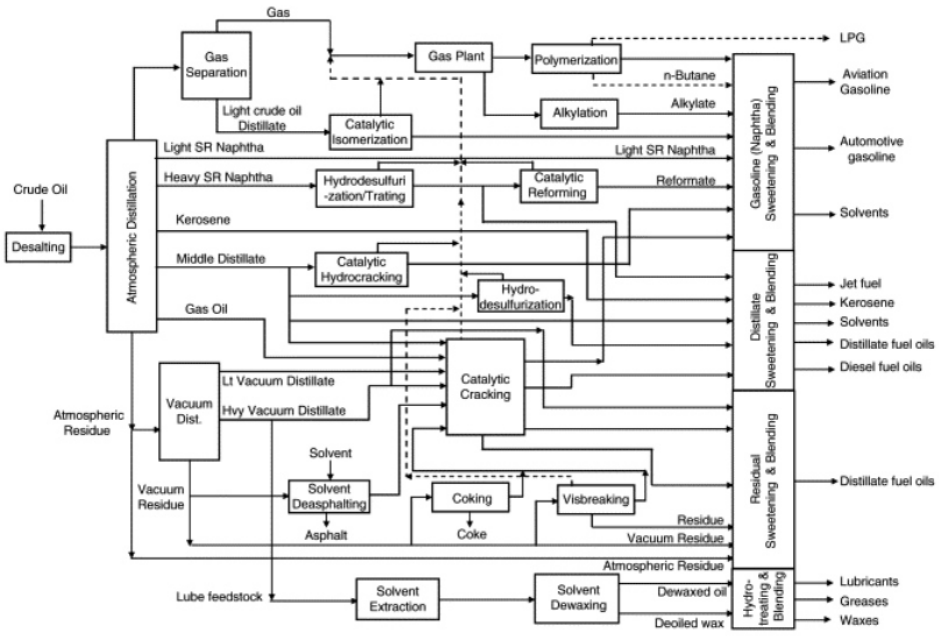
2.2.3. Esquema de Refino

Dentro de las actividades de la refinación, encontramos diversos procesos físicos y químicos que separan y modifican las propiedades de los combustibles de acuerdo con el objetivo de maximizar el valor añadido y reducir costes. (Lluch, 2008). Al conjunto de estos

procesos se les denomina “esquema de refino” y son aplicados de diferente manera en las refinerías del mundo.

Figura 6

Esquema típico de una refinería moderna.



Los esquemas de refino se clasifican en función de su capacidad de conversión a productos ligeros, los cuales suelen ser los de mayor rentabilidad. Las refinerías diseñan sus esquemas considerando el tipo de crudo a procesar, la demanda de productos ligeros, intermedios o pesados, tecnología disponible, flexibilidad del proceso y especificaciones de calidad del mercado local. Speight (2022) divide los esquemas de refino en:

a. Topping
b. Hydroskimming
c. Conversión
d. Conversión Profunda

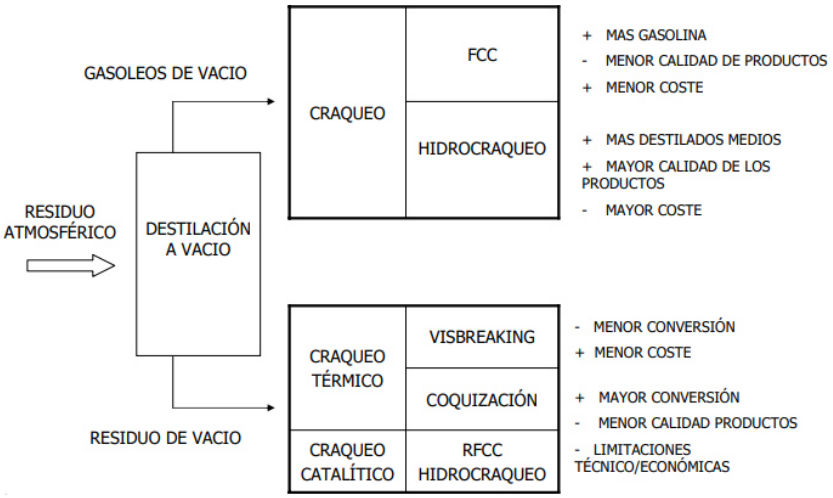
La refinería de tipo “Topping” son las más simples y se componen de una unidad de destilación atmosférica. Esta destiladora atmosférica busca separar por el punto de ebullición a las fracciones de nafta, kerosene y diesel del crudo. Al ser muy básica, no es una configuración usual en la actualidad, pero se pueda usar para tratar crudos ligeros y de bajo azufre.

La refinería de tipo “Hydroskimming” complementa la destilación atmosférica con tratamiento de los productos ligeros e intermedios con el fin de cumplir las especificaciones de calidad del mercado. En este esquema se encuentran hidrodesulfuradoras de diésel para reducir el % de azufre y reformadoras catalíticas de nafta para aumentar el octanaje. En adición, se pueden encontrar unidades de endulzamiento de gases (para eliminar el H2S del GLP y FG) y estabilizadoras para controlar el PVR de la gasolina.

Las refinerías de conversión buscan reducir y aprovechar el contenido de fuelóleos de la destilación atmosférica convirtiéndola en productos ligeros. Los procesos que se incluyen esta configuración descomponen las moléculas más pesadas de hidrocarburos en pequeñas con el fin de valorizar el crudo residual. En este esquema se encuentra la destilación al vacío, el craqueo catalítico de lecho fluidizado, hidrocraqueo, craqueo térmico, alquilación de olefinas, polimerización, etc.

Figura 7

Esquema de bloques de refinerías de conversión.



Se dice que el craqueo catalítico de lecho fluidizado o FCC es el corazón de una refinería moderna. Esto se debe a que este proceso catalítico rompe moléculas con alto peso molecular en ausencia de hidrogeno a temperaturas de 500°C con costos menores frente a un hidrocraqueadora. Entre las características más resaltantes se encuentra que puede convertir el fuelóleo hasta en 50% en peso de gasolina y que sus componentes son ricos en

olefinas y aromáticos, beneficiosos para la elevación del octanaje. El FCC se divide en 3 secciones: reactor-regenerador, fraccionadora y concentración de gases.

Las refinerías de conversión profunda tratan crudo muy pesados y tienen como objetivo convertir todo el residuo del crudo en productos comerciales como nafta y diesel. En este apartado encontramos los procesos de viscorreducción (craqueo térmico controlado), coquización retardada (conversión de coque del residuo final), flexicoking, gasificación del residuo y craqueo catalítico del residual. Este tipo de esquema aumenta el margen de refino significativamente, pero también requiere de un mayor costo operativo y energético por lo que es importante validar exhaustivamente la rentabilidad real de estos procesos antes de incorporarlos a una refinería.

Como se observa en los diferentes esquemas de refino, la complejidad de las refinerías varía en función a las unidades involucradas. Para cuantificar esa complejidad, existe el índice de Nelson, el cual asigna un factor a cada parte de la planta y la compara con un el factor de una destilación atmosférica asignándole un valor igual a 1. El factor de cada unidad se multiplica con la fracción de carga y su relación con la capacidad de destilación.

$$NCI = \sum_{i=1}^{N} F_i \frac{C_i}{C_{CDU}} \quad \text{... (Eq. 2.2)}$$

Donde:

NCI: Índice de complejidad de Nelson

F_i: Factor de complejidad de la planta i

C_i: Capacidad de la planta i

C_{CDU}: Capacidad de la destilación atmosférica

Tabla 3

Esquemas de Refino y sus procesos asociados

Refinery Type	Processes	Other Name	Complexity	Complexity
Topping	Distillation	Skimming	Low	1
Hydroskimming	Distillation	Hydroskimming	Moderate	2–5
	Reforming			
	Hydrotreating			
Conversion	Distillation	Cracking	High	6–7
	Fluid catalytic cracking			
	Hydrocracking			
	Reforming			
	Alkylation			
	Hydrotreating			
Deep conversion	Distillation	Coking	Very high	10
	Coking			
	Fluid catalytic cracking			
	Hydrocracking			
	Reforming			
	Alkylation			
	Hydrotreating			

2.2.4. Proceso de Visbreaking.

Los procesos de conversión de residual de vacío tienen como objetivo romper las cadenas moleculares más pesadas para conseguir más gasóleos y naftas, dentro de estos procesos encontramos a la unidad de Visbreaking. El proceso de Visbreaking tiene como principio la reducción de la viscosidad mediante el calentamiento a altas temperaturas del residual durante un periodo de tiempo predeterminado sin que las reacciones de craqueo lleguen a formar coque. (Lluch, 2008)

El proceso comienza en el drum de alimentación donde llega la carga proveniente de los fondos de las unidades de Destilación al vacío y primaria. Posteriormente, la carga pasa al tren de intercambiadores para ser precalentada usando el calor residual de los fondos de la fraccionadora de Visbreaking. Luego, la carga precalentada pasa al horno en donde será llevada hasta una temperatura de 440 y 490 ºC. Meyers (2008) comenta que en esta parte del proceso hay 2 variaciones comerciales del proceso de Visbreaking.

- La primera variación se llama “All-coil” y consiste en que el horno asuma todo el proceso de reacción mediante un tiempo de residencia de 30 – 50 segundos. Cuando solo se tiene el horno como reactor, se busca que el diseño del horno contemple 2 zonas, una de calentamiento para alcanzar la temperatura objetivo, otra de reacción, en donde la temperatura es estable con un ratio de calentamiento bajo.
- La segunda variación es la que usa un “soaker”, el cual es un drum adiabático ubicado a la salida del horno. Cuando el proceso lleva un soaker, la temperatura promedio es ligeramente menor y se busca que la carga descanse por 1 -2 minutos en el soaker, debido a que la mayor parte de la reacción se producirá en el drum, además de que se tiene un control en la presión del recipiente.

Luego del proceso de reacción, la carga craqueada pasa a una fraccionadora en donde se enfría súbitamente para cesar la reacción y comenzar con el proceso de separación de los productos. Por lo general, estas fraccionadoras cuentan con 3 cortes: los gases del tope, el corte de gasóleo, llamado también LVBGO, y el residual de fondos.

Tabla 4

Rendimientos de productos de Residual de vacío.

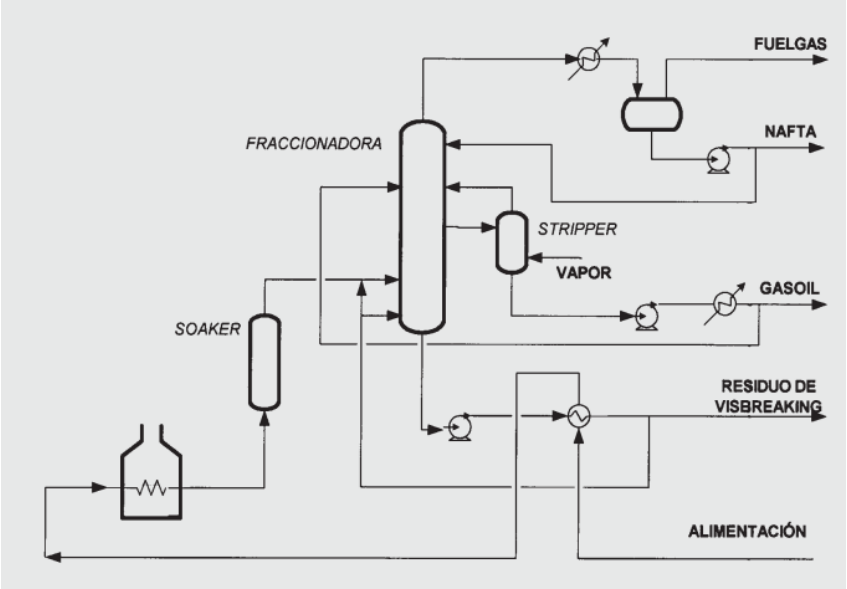
Productos	Rendimientos (%w)
Gases	1.5 - 3.0%
Naftas	5.0 - 8.0%
Gasóleos (LVBGO)	12 - 20%
Residuo de VB	69 - 81.5%

En el tope, los gases pasan por unos aeroenfriadores y llega a un drum acumulador en donde se condensa en gasolina y se reparten para ser reflujado a la fraccionadora principal y la otra parte continúa hacia una estabilizadora con el fin de ajustar su volatilidad (PVR). El corte del gasóleo pasa a un stripper lateral para ajustar su punto flash y su punto de recuperación del 90% (T90). El fondo pasa al tren de intercambiadores para precalentar la carga y se envía a tanques. En adición a estos subprocesos, también se encuentran un

oxidador de mercaptanos para mejorar la calidad de la gasolina del tope, un sistema de producción de vapor por recuperación de calor de los gases del horno, o un sistema de lavado de gases del tope para producir GLP o fuel gas libre de H2S.

Figura 8

Esquema de un proceso de Visbreaking con Soaker



El principal grupo de reacciones químicas involucradas en el proceso de visbreaking es el craqueo térmico. El craqueo térmico se genera considerando la estabilidad térmica de los hidrocarburos siendo que los parafínicos son de menor estabilidad, luego están los naftenicos, luego los olefínicos, aromáticos y los policíclicos, siendo que estos 2 últimos prácticamente no sufren una descomposición térmica en condiciones normales. Entre las reacciones de craqueo encontramos:

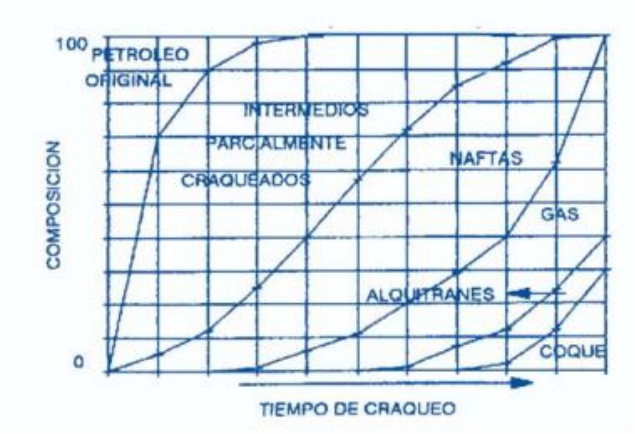
- Descomposición de hidrocarburos pesados.

$$\underset{Parafina\ larga}{R - CH_2 - CH_2 - CH_2 - R} \longrightarrow \underset{Olefina}{R - CH = CH - CH_3} + \underset{Parafina\ corta}{CH_3 - R}$$

- Ruptura de anillos de naftenos
- Conversión de resinas en asfáltenos.
- Formación de coque por polimerización, condensación, deshidrogenación y desalquilación.

Figura 9

Composición del crudo en función del tiempo de craqueo.



Nota. Adaptado de *La refinación del petróleo Vol. 1* de Cerutti, 2002.

Según Cerutti (2002) menciona que el craqueo térmico se basa en el mecanismo de reacción en cadena por radicales libres en donde partículas reactivas derivadas de rupturas de enlace C-C o C-H forman 2 partículas neutras inestables para terminar de formar una olefina y una parafina. Un ejemplo de esta secuencia se observa en la figura 12.

Figura 10

Mecanismo de reacción de un craqueo térmico de un heptano.

1.- $C_7H_{16} \longrightarrow C_7H_{15}^* + H^*$

$C_7H_{16} \longrightarrow C_6H_{13}^* + CH_3^*$

2.- Ruptura de los radicales mayores, inestables, con formación de una olefina:

$C_7H_{15}^* \longrightarrow C_3H_6 + C_4H_9^*$

3.- Desarrollo de la cadena de reacciones por los radicales más estables:

$C_7H_{16} + CH_3^* \longrightarrow CH_4 + C_7H_{15}^*$

$C_7H_{16} + H^* \longrightarrow H_2 + C_7H_{15}^*$

4.- Equilibrio por reacción entre los radicales libres formados:

$C_4H_9^* + CH_3^* \longrightarrow C_5H_{12}$

5.- Formación de productos más pesados que la carga:

$R\text{-}CH_2^* + R\text{-}CH_2^* \longrightarrow R\text{-}CH_2\,CH_2\text{-}R$

6.- Reacción teórica promedio:

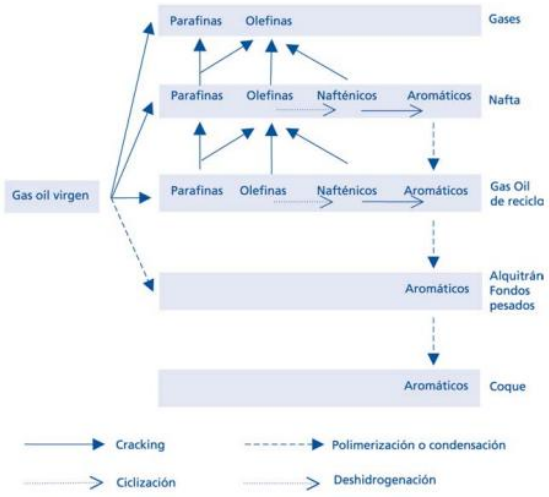
$C_7H_{16} \longrightarrow C_3H_8 + C_4H_8$

Paraf. Olefina

Nota. Adaptado de *La refinación del petróleo Vol. 1* de Cerutti, 2002.

Figura 11

Rutas de productos de un gasoil virgen.



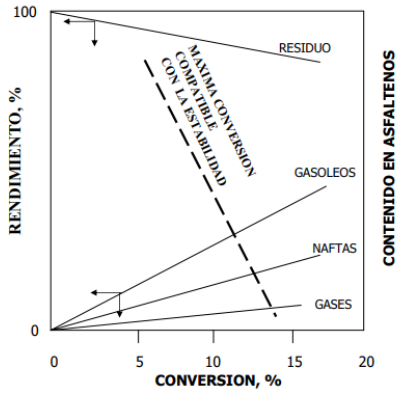
Nota. Adaptado de *La refinación del petróleo Vol. 1* de Cerutti, 2002.

La conversión del residual es moderada en comparación a una coquización retardada o craqueo catalítico y está limitada en función a las características de la carga:

- Viscosidad a 50°C
- Contenido de asfaltenos
- Contenido de sodio y metales.
- Contenido de carbon Conradson

Figura 12

Contenido de Asfaltenos en funcion del % de conversión.



La presencia de los contaminantes en la carga genera formación de coque en los tubos e inestabilidad en el fuelóleo generando que se coagule, decanten los asfáltenos y que su

calidad de combustión baje. Estos factores son perjudiciales para la integridad de los equipos y productos por lo que se reduce la temperatura objetivo en el horno y por consecuencia, el porcentaje de conversión. El residuo de vacío que alimenta a la unidad está constituido por hidrocarburos pesados con muchas ramificaciones parafínicas, asfáltenos y resinas que actúan como agentes peptizantes.

Las variantes del proceso tienen sus ventajas e inconvenientes, pero ambas son de igual manera comerciales. El soaker consume menos energía y costos operativos, alrededor de un 30% menos, además de tener una inversión del 15% inferior al de un all coil. El all coil tiene más flexibilidad para procesar diversos crudos, pero en cambio, el soaker produce menos olefinas contaminantes y una conversión superior.

Tabla 5

Rendimientos sin/con soaker en Visbreaking

	Sin Soaker	Con Soaker
Sulfhídrico	0,2	0,2
Fuel Gas	0,3	1,0
LPG	0,7	0,8
Nafta	1,8	2,6
Gas oil	7,6	11,0
Residuo de *visbreaking*	89,4	84,3

Wauquier (2004) menciona que los productos del Visbreaking son inestables por lo que deben pasar por tratamientos de mejora para ser considerados como productos finales. El gasóleo producido requiere de un hidrotratamiento posterior por la baja estabilidad observada en el color y por la presencia de gomas. La nafta producida también tiene mala calidad por la presencia de azufre y olefinas por lo que también debe pasar por un hidrotratamiento. El residuo producido tiene un mayor concentrado de azufre que la alimentación, pero con problemas de estabilidad. Los gases tienen azufre por lo que requiere de un tratamiento posterior con aminas.

2.2.5. Transferencia de Calor.

La transferencia de calor es la energía en tránsito debido a una diferencia de temperaturas (Incropera, 2021). Esta transferencia puede darse en 3 modos: Conducción,

convección y radiación. A diferencia de la termodinámica, esta rama existe como un campo de estudio asociado a los desequilibrios térmicos producidos por gradientes de temperatura. Para hornos de proceso, este fenómeno se analiza considerando la ley de conservación o 1ra ley de la termodinámica para volúmenes de control en estado estacionario.

Figura 13

Tipos de transferencia de calor.



El calor absorbido o también llamado carga térmica efectiva, es la fracción de energía que un sistema gana de su entorno aumentando su energía interna. Esta captación de energía puede venir afectada por resistencias térmicas o ineficiencias del proceso. Para un sistema incomprensible como los líquidos y sólidos, el calor absorbido se define como:

$$Q_{absorbido} = \Delta U = m * C_{prom} * \Delta T \quad \text{... (Eq. 2.3)}$$

Donde:

$Q_{absorbido}$: Calor total absorbido (en KWatts)

m: Masa del sistema.

ΔU: Variación de la energía interna.

C_{prom}: Calor especifico promedio.

ΔT_{log}: Diferencia de temperatura.

De acuerdo con Cengel (2011), el flujo de calor o calor absorbido también se puede definir en función al medio por que el que pasa, como una analogía a la ley de enfriamiento de Newton. Para un intercambiador de calor se expresa como:

$$Q_{absorbido} = U * A_s * \Delta T_m \quad \text{... (Eq. 2.4)}$$

Donde:

$Q_{absorbido}$: Calor total absorbido por la tubería (en KWatts)

U: Coeficiente global de transferencia de calor.

A: Área superficial de transferencia de calor.

ΔT_m: Diferencia promedio entre los 2 fluidos.

La gradiente de temperatura no siempre es un promedio simple, depende de la distribución de flujo y su tipo de construcción. Para mejorar la estimación de la gradiente, se usa la diferencia de temperatura media logarítmica Tlog, donde T1 y T2 representan las gradientes entre los 2 fluidos en los extremos del equipo.

$$\Delta T_{log} = \frac{(\Delta T_1) - (\Delta T_2)}{Ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad \text{... (Eq. 2.5)}$$

El coeficiente global U es el factor que representa la capacidad de un sistema para transferir calor a través de un material o fluido. Cuanto más alto sea el valor, significa que hay una mayor transferencia de calor desde la fuente hacia el producto calentado. Este coeficiente está asociado al concepto de resistencia térmica total y depende de la geometría del intercambiador. (Thermal Engineering, s.f.). Para la unidad de área (A), el factor U es inverso a la Resistencia térmica total (R_{total}).

$$UA = \frac{1}{R_{total}} \quad \text{... (Eq. 2.6)}$$

El coeficiente U es un valor que puede variar a lo largo del material, pero que es posible determinar si se conocen los coeficientes de los modos de transferencia o resistencias individuales que intervienen.

La Resistencia térmica es la propiedad que indica que tan complicado es la transferencia de calor en un material. Esta resistencia está en función al tipo de transferencia existente. En el caso de la conducción de una pared, partimos de la ecuación unidimensional de calor por conducción en estado estacionario a través de una pared, descrita en la ley de Fourier. La resistencia conductiva de la pared se define como la división del espesor (L) sobre el producto del área transversal de la pared (A) y la conductividad térmica del material

(k). También es análogo a la relación la gradiente de temperatura ΔT con respecto a la tasa de calor por conducción Q que pasa por la pared ·

$$R_{cond,pared} = \frac{L}{kA} = \frac{\Delta T}{Q} \quad \text{... (Eq. 2.7)}$$

En el caso de resistencia a la convección alrededor de una pared, se parte de la ley de enfriamiento de Newton expresándola como la inversa del producto del coeficiente de transferencia de calor por convección (hconv) y el área de la superficie (As).

$$R_{conv,pared} = \frac{1}{h_{conv}\, A_s} \quad \text{... (Eq. 2.8)}$$

Mientras el coeficiente sea más grande, la resistencia tenderá a cero lo que significa que la superficie no presenta resistencia contra la convección, esta situación se establece comúnmente en eventos por ebullición y condensación para fines prácticos.

Cuando existe gases alrededor de una pared, existe un fenómeno de radiación sobre la superficie que no puede ser ignorado. Se parte de la ley de Stefan expresándola como la inversa del producto del coeficiente de transferencia de calor por radiación (hrad) y el área de la superficie (As). La constante de radiación se puede definir como un producto de la emisividad (ϵ), la constante de Boltzmann (σ), las sumas cuadráticas y lineales de las temperaturas de la superficie y del alrededor en unidades de W/m².K.

$$R_{rad,pared} = \frac{1}{h_{rad}\, A_s} \quad \text{... (Eq. 2.9)}$$

$$h_{rad} = \epsilon\sigma(T_s^2 + T_{alred}^2)(T_s + T_{alred}) \quad \text{... (Eq. 2.10)}$$

La existencia de aire alrededor de la pared implica una convección y radiación simultánea lo que demuestra la existencia de una red de resistencias térmicas que son paralelas entre sí. Las redes de resistencias no son más que operaciones de sumas y restas sobre los efectos de calor que se absorbe y libera entre el sistema y sus alrededores. De acuerdo a la figura 14, se presenta una caída de temperatura desde el interior al exterior de una casa, observamos que la resistencia total que debe pasar el calor hacia afuera de la casa está expresada como:

$$R_{total} = R_{conv\,1} + R_{pared} + R_{conv\,2} \quad \text{... (Eq. 2.11)}$$

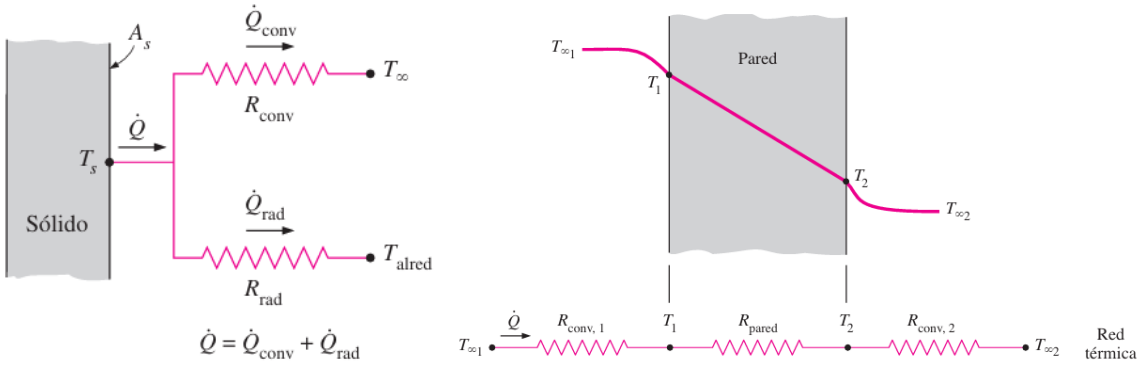
$$R_{total} = \frac{1}{h_1 A_s} + \frac{1}{k_{pared} A_s} + \frac{1}{h_2 A_s} \quad \text{... (Eq. 2.12)}$$

Reacomodando la ecuación 2.12 considerando que el factor U es la inversa de la resistencia total podemos obtener el coeficiente global del sistema:

$$U = \frac{A}{\left(\frac{1}{h_1 A_s} + \frac{1}{k_{pared} A_s} + \frac{1}{h_1 A_s}\right)} \quad \text{... (Eq. 2.13)}$$

Figura 14

Mecanismos de Transferencia de calor por una pared uniforme.



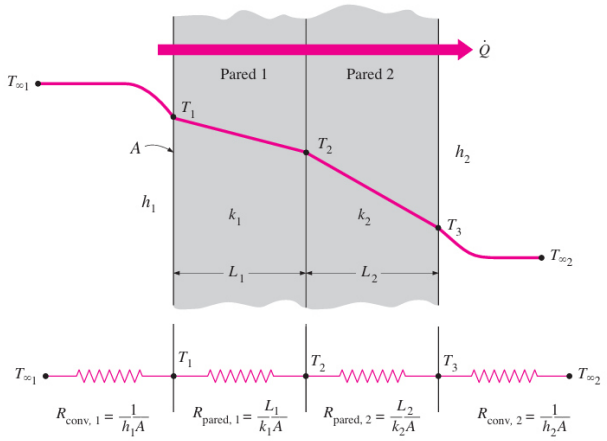
El concepto de red de resistencias se puede ampliar a sistemas de paredes y materiales compuestos en serie permitiendo descomponer sistemas más complejos como el de una tubería de acero con una capa cilíndrica interna de coque. Para la figura 15, la resistencia total se expresa como:

$$R_{total} = R_{conv\,1} + R_{pared\,1} + R_{pared\,2} + R_{conv\,2} \quad \text{... (Eq. 2.14)}$$

$$R_{total} = \frac{1}{h_1 A_s} + \frac{1}{k_{pared\,1} A_s} + \frac{1}{k_{pared\,2} A_s} + \frac{1}{h_2 A_s} \quad \text{... (Eq. 2.15)}$$

Figura 15

Mecanismos de Transferencia de calor por una pared de 2 capas.



En ambos casos de resistencias anteriormente descritos, no se consideró el efecto de la radiación, porque es mínimo cuando trabajamos con temperaturas de operación bajas y aumenta exponencialmente al calentar los gases alrededor de un sistema, como en hornos o microondas.

2.2.6. Hornos de Proceso

Los hornos de proceso son intercambiadores de calor sometidos a la acción de un fuego directo proveniente de una combustión de hidrocarburos. El calor de la reacción se transfiera por radiación y convección en diferentes zonas a los tubos internos por donde pasa el producto valioso dentro de una estructura aislada térmicamente (API, 2016).

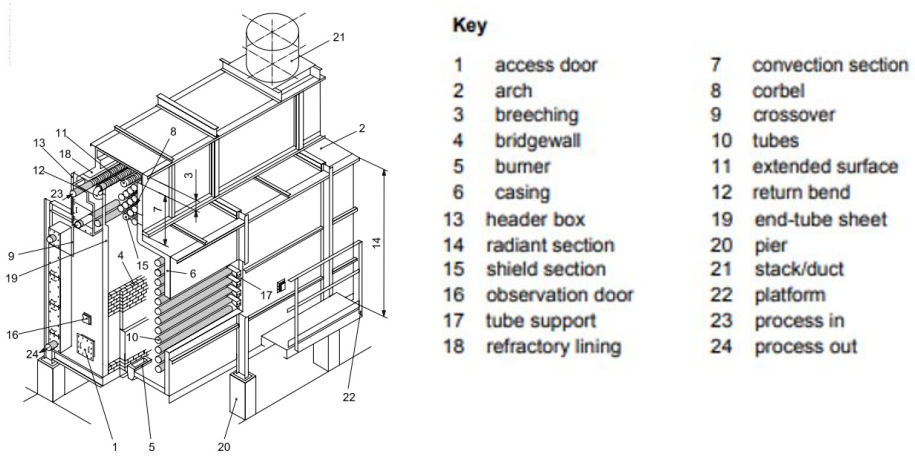
Este tipo de hornos proveen calor para equipos aguas abajo como columnas, reherbidores, reactores, sistemas de aceites de calentamiento “Dowtherm”, etc. Otro grupo de calentadores se les conoce como hornos de pirólisis debido a que se generan reacciones dentro de sus serpentines, como ejemplos de estos se tienen a los reformadores con vapor o de craqueo térmico en petroquímica. El pirólisis requiere de altas temperaturas y condiciones especiales. Los hornos de los Visbreaker son considerados como hornos de proceso, a pesar de que se genera un craqueo térmico, debido a que sus temperaturas de operación son relativamente bajas en comparación a los de pirólisis y otros procesos de conversión profunda. (PDVSA, 1995).

El horno está constituido por una serie de tuberías por donde circula la alimentación y una carcasa de acero que contiene todo el sistema además de estar recubierta por material

refractario para evitar la pérdida de calor al entorno. Dentro de la carcasa, se tiene 2 zonas: la zona inferior es la radiante o cámara de combustión, que es en donde los tubos se encuentran expuestos a la radiación directa producida por las llamas para absorber la mayor cantidad de calor del combustible. La zona superior es la convectiva, es donde se aprovecha el calor residual de los gases que ascienden, luego, estos gases son expulsados a la atmosfera por una chimenea. En el punto transitorio entre ambas zonas se encuentran los tubos de choque, los cuales se encargan de proteger la zona convectiva de la radiación directa. Otra zona importante, y donde empieza la optimización de parámetros, es la de los quemadores, los cuales son dispositivos en donde se produce la mezcla de aire y fuel gas para generar la combustión.

Figura 16

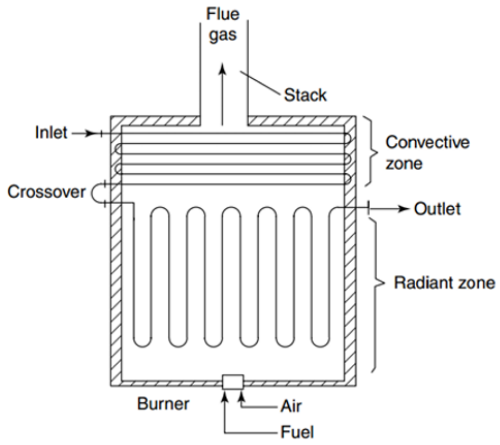
Partes de un horno de proceso.



En cuanto al sentido de la transferencia de calor, la dinámica común es que los gases de combustión estén en contracorriente con el flujo por las tuberías, es decir, la alimentación inicia por la zona convectiva y posteriormente baja a la radiante mientras que los gases van en ascenso en dirección contraria. Esta configuración genera un impacto positivo en la eficiencia energética porque mantiene una diferencial de temperatura constante, permitiendo que el fluido alcance su temperatura objetivo antes de llegar a la salida de la zona radiante, con el fin de reducir el tiempo de residencia y el riesgo a la formación de coque.

Figura 17

Distribución y ubicación de las zonas de un horno.



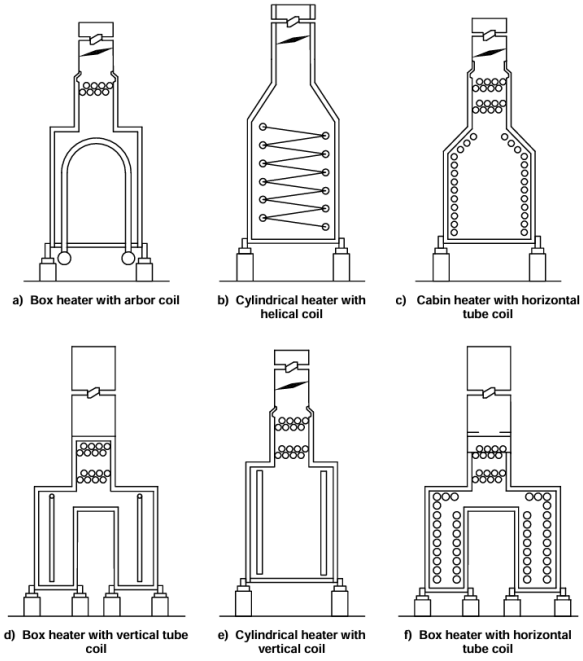
Los hornos se pueden clasificar en función del número de pasos por donde se distribuye el flujo durante su camino en la cámara de combustión. Los hornos de un paso inyectan toda la carga a por una sola tubería continua, mientras que los hornos de varios pasos ramifican la alimentación en 2 a 8 ramales, con el fin de acelerar el calentamiento al reducir el diámetro de la tubería principal y repartirlo en pequeños serpentines en paralelo. El uso de varios pasos permite calentar más flujo en menos tiempo, pero con un alto índice de variabilidad sino se controla adecuadamente, a esto se le conoce como “balance térmico de pasos”. El riesgo de no uniformizar las temperaturas de los pasos abarca desde la pérdida de eficiencia del equipo hasta la aceleración de formación de coque y posible rotura de tubos.

Los hornos también se clasifican en función a su geometría. Los hornos rectangulares u horizontales son hornos con una cabina de combustión en forma de caja, además, estos pueden llegar a dividir su cabina en 2 cámaras radiantes separadas por una pared central que se unifican en la zona convectiva. El número de cámaras depende la carga calorífica a necesitar, Los hornos de una cabina trabajan en rangos de 2900 a 29300 kW mientras que los de doble cabina trabajan entre 29300 por 73300 kW. (Serth, 2014). Los quemadores de estos hornos horizontales pueden estar en las paredes o en la base del equipo y suelen ser numerosos. Por otra parte, los hornos verticales o cilíndricos son calentadores construidos

sobre soportes de hormigón que tienen máximo 6 quemadores en el suelo. Su distribución de tubos es comúnmente vertical para aprovechar la altura del hogar.

Figura 18

Tipos de Hornos de Proceso según su geometría y N° de cabinas.



2.2.7. Fouling en hornos.

El coque interno dentro de los tubos del horno es inevitable. Lieberman (2014) menciona que el ensuciamiento interno por coque en los hornos es el resultado de reacciones de craqueo térmico no deseadas sobre la capa límite del fluido oleoso. Cokebusters (2024) explica los peligros y consecuencias de acumular coque en los serpentines por largos periodos de operación:

- Reducción de eficiencia en la transferencia de calor.
- Aumento del consumo de combustible.
- Disminución de la capacidad operativa.
- Aumento del riesgo a daños en la estructura.
- Altos costes de mantenimiento por evento de decoquizado.

Bhagat (2005) explica que la formación de coque no es uniforme; hay zonas que son más vulnerables debido a que experimentan un flujo de calor más alto hasta llegar a la

temperatura metalúrgica límite, obligando a que la unidad sea apagada. El monitoreo de la formación de coque se hace con la medición de la temperatura de piel de tubos (skin points), y existen nuevas tecnologías, como modelos de redes neuronales o controles avanzados (APC's), que buscan predecir el tiempo optimo en el que se requiere hacer una limpieza interna. También se usan termografías, que son imágenes que permiten mapear la distribución de temperatura real en los pasos, con el fin de localizar puntos extremadamente calientes que no llegan a la zona de medición de las termocuplas.

Aunque procesos como la Viscorreducción o delayed coker se basen en el craqueo, lo que se busca es la conversión a destilados medios que tienen mayor valor comercial que asfaltenos o resinas. El riesgo de fouling en hornos de Visbreaker puede ser más elevado debido a las temperaturas de salida de la bobina (COT) que oscilan entre 750°F y 800 °F. Por ello, es importante dar seguimiento a indicadores como el carbon Conradson (CCR) o contenido de sedimentos en la alimentación. (Zavarce, 2024).

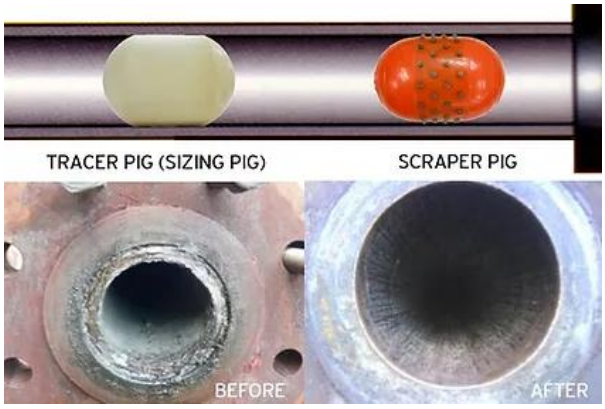
2.2.8. Decoquizado de tubos.

El concepto de limpieza en hornos abarca varios frentes, entre los que se encuentra: la limpieza de la cabina y zona convectiva, la superficie externa del haz tubular con sopladores de hollín, el reemplazo del material refractario, la limpieza de la chimenea, desobstrucción de quemadores y la limpieza de los tubos del horno. El decoking se define como el proceso de limpieza interna de los serpentines de un horno industrial para retirar el coque acumulado y mantener la eficiencia operativa del calentador. (Zavarce, 2024). El decoquizado se clasifica en función a la tecnología usada entre las que se encuentra: Spalling en línea, química, pigging, hidroblasting, térmico con aire-vapor, etc.

La Descoquizacion mecánica o "pigging" se basa en eliminar el coque utilizando "pigs", que son dispositivos pequeños que actúan como cepillos de alambre y se pasan a través de las tuberías de proceso con agua a presión. Este procedimiento busca romper el coque eliminándolo por capas empleando "pigs" de diferentes tamaños hasta un diámetro que sea similar al del diámetro nominal de la tubería.

Figura 19

Decoquizado mecánico con pigs.



La Decoquizacion química usa solventes que ablandan o disuelven el coque dentro del tubo. El procedimiento consiste en hacer circular estos solventes por un tiempo determinado y posteriormente inyectar agua para retirar el coque disuelto. Este tratamiento es ideal para intercambiadores de calor u hornos con geometrías particulares por las cuales no podría pasar usarse el método mecánico, pero no es amigable con el medio ambiente debido a que estos solventes no se pueden reutilizar.

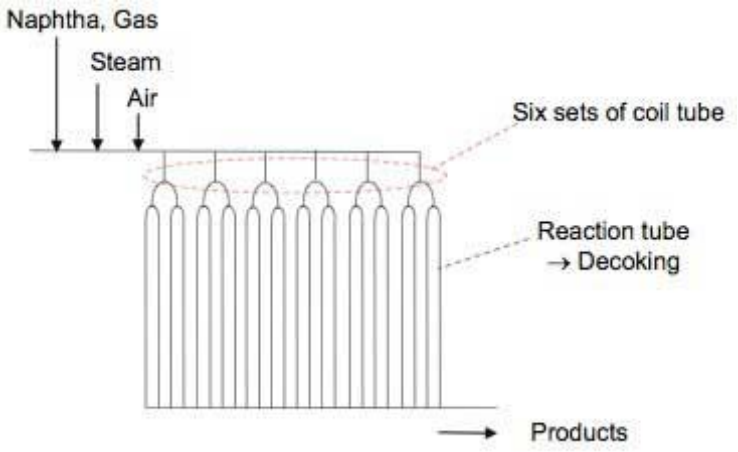
La Decoquizacion con vapor o “spalling online” es un método que usa vapor a alta presión para generar choques térmicos provocando que el coque se contraiga y expanda continuamente hasta que se astille y se desprenda de la tubería. El spalling no genera un alto impacto en el ambiente, pero puede provocar daño y abrasión en las tuberías del equipo por el continuo shock térmico, llegando hasta cientos de ciclos de acuerdo a la cantidad de coque que va saliendo en el drenaje. Otro riesgo de una mala práctica de este método es la obstrucción parcial por algún pedazo grande de coque, generando que el vapor se acumule y aumente la presión interna hasta niveles peligrosos.

La Decoquizacion vapor-aire o térmica es un método que mezcla vapor, calor y aire para combustionar el coque depositado en las tuberías del horno. Es un método que aprovecha la reacción exotérmica de combustión para eliminar el coque de las tuberías y con mayor eficiencia en la zona radiante. El quemado de coque es un procedimiento muy sensible si no se tiene un correcto monitoreo, debido a que libera mucho calor en el serpentín

aumentando su temperatura hasta valores superiores a los de la metalurgia del tubo. La clave de la correcta aplicación está en optimizar los flujos de vapor y aire durante el procedimiento además de incluir alarmas en el sistema de control y monitoreos continuos in situ. Por ejemplo, ante un aumento súbito de la temperatura, se debe regular el aire y aumentar el flujo de vapor para refrigerar.

Figura 20

Esquema de un decoquizado vapor-aire en un horno de craqueo de Nafta.



Existen otros métodos menos usados como el “sandblasting”, que consiste en inyectar una mezcla de aire o agua con arena u otro agente abrasivo para raspar el coque, pero genera contaminación secundaria y erosión en las tuberías. También existe el “drilling mecánico”, que consiste en introducir una barra flexible con cabezal rotativo, similar a una broca, dentro de los tubos. Este método es muy efectivo con coque duro y era un antecesor del decoking mecánico actual con pigs, pero es riesgoso de usar por el daño mecánico generado por la broca al girar en contacto con la tubería, lo cual podía provoca una pérdida de espesor o rayaduras.

III. HIPOTESÍS Y VARIABLES

3.1. Hipótesis General

La implementación de un proceso de decoking basado en el quemado de coque y ciclos de spalling en un horno de Visbreaking mejorará su eficiencia operativa mediante el incremento de la carga térmica efectiva del horno en un 10%.

3.2. Hipótesis Específicas

- El decoking térmico aumentará la eficiencia energética del horno en un 3% reduciendo las proyecciones de consumo de fuel gas en los quemadores.
- El decoking térmico propuesto removerá más del 70% del coque de los pasos del horno reduciendo significativamente la resistencia térmica de los 4 pasos, lo que permitirá procesar un residual de vacío más frío como alimentación al horno.
- La implementación de un decoking térmico reducirá el costo total por evento de mantenimiento del horno en más de un 50% en comparación a los costos de un método de decoking mecánico con pigs.

3.3. Operacionalización de Variables

Las variables involucradas en cada hipótesis y sus respectivos indicadores se encuentran en la siguiente tabla:

Tabla 6

Matriz de Operacionalización de Variables.

Hipotesís	Tipo de Variable	Variable	Dimensiones	Indicadores
General	VI	Diseño de un decoquizado térmico con Spalling	Procedimiento Operativo de Decoquizado térmico	Reducción de la temperatura de piel promedio de la zona radiante
	VD	Eficiencia Operativa del Horno de Viscorreducción	Rendimiento térmico del Horno	Aumento de Carga térmica absorbida por la alimentación (Duty)
Específica 1	VI	Aplicación de decoking térmico	Monitoreo de ingreso de aire y vapor	Reducción de contenido de CO_2 en los serpentines (%) Control de apariencia de condensado y color de tubos
	VD	Eficiencia energética de la Unidad	Gestión energética	Reducción de pérdidas de calor por chimenea Aumento del % eficiencia energética
Específica 2	VI	Remoción de coque del decoquizado térmico	Eficiencia Operativa del Procedimiento	Remoción total de coque de los 4 Pasos (%)
	VD	Capacidad de transferencia de calor	Integridad mecánica de los serpentines	Aumento del coeficiente global de transferencia de calor del horno
Específica 3	VI	Evaluación económica del decoquizado térmico vs mecánico	Tecnologías de Decoquizado	Comparativa de costos fijos y variables en averías, auxilios y materiales.
	VD	Ahorro en costos de mantenimiento por evento	Costos operativos	Costo total por evento de mantenimiento (USD) Reducción de costos (%)

IV. METODOLOGÍA

4.1. Diseño metodológico

4.1.1. Nivel de investigación

El enfoque de la investigación propuesta es cuantitativo porque se trabaja con variables físicas medibles como las temperaturas de piel de los tubos, el flujo de inyección de vapor, el consumo de fuel gas entre otros. Así mismo, de acuerdo a lo descrito por Hernandez (2002) el nivel de investigación es explicativo, debido a que considera los efectos de algunas variables en otras dependientes como la cantidad de coque en los tubos del horno sobre la eficiencia térmica del horno.

4.1.2. Tipo de investigación

El presente proyecto reúne las condiciones metodológicas de una investigación aplicada, evaluativa y experimental. Es aplicada porque el trabajo concentra su atención en identificar oportunidades y problemas para, después, usar conocimientos teóricos con el fin de solucionarlos. (Sabino, 1996). El trabajo también es del tipo evaluativo porque analiza exhaustivamente cada objetivo con el fin de verificar cuáles son los aspectos que han contribuido o entorpecido al logro de estos (Hurtado 2002). Por último, la tesis propuesta es experimental, porque se desarrollará un decoquizado térmico en el horno por medio del procedimiento propuesto y posteriormente se procederá a recopilar los datos para proponer oportunidades de mejora en futuros procesos de limpiezas del horno de Visbreaking de estudio.

4.2. Población y Muestra

La población de estudio abarca el conjunto de hornos de proceso, entre los que se incluye hornos de destilación atmosférica, al vacío, reformado catalítico, hidrotratamiento de nafta, etc. La muestra de estudio es el Horno de Visbreaking de una Refinería en el Peru con operación desde el 2019 al 2025.

4.3. Técnicas de recolección de datos

La extracción de datos se tomará de un colector de datos de la refinería denominado Pi Data Link. Los instrumentos utilizados para el monitoreo de las variables se identificaron

por medio de etiquetas o “tags” para su oportuno reconocimiento durante los siguientes capítulos del trabajo. Estas etiquetas se basan en la nomenclatura de la ISA (2024), la cual fundamenta que cada instrumento debe identificarse con un código alfanumérico ó número de TAG que contenga el número de identificación del lazo. Así mismo, la documentación se complementará con bitácoras y comentarios provenientes de la experiencia de los ingenieros de la refinería, los cuales llevan años realizando mantenimientos en hornos de proceso de refino. En las tablas 7 y 8 se anexan los tags de los transmisores que se usaron para el análisis de datos.

Tabla 7

Tag de instrumentos de variables operativas del Horno.

Descripción	Unidad	Tag de instrumento
Temperatura de ingreso al horno	ºC	VB-TI001
Temperatura objetivo del horno	ºC	VB-TI002
Temperatura de chimenea	ºC	VB-TI003
Presión de aire de planta	ºC	VB-PI005
Flujo de aire a planta	kg/h	VB-FI006
Flujo de gas a quemadores	Nm3/h	VB-FI007
Temperatura de ingreso de combustible	ºC	VB-TI008
Temperatura de aire a quemadores	ºC	VB-TI009
Temperatura del drum de decoquizado	ºC	VB-TI010
Temperatura del hogar del horno	ºC	VB-TI011
Analizador de O2 en humos	%w (seco)	VB-AI012
Flujo de residual de vacío al horno	m3/h	VB-FI013
Temp. del ingreso de Vapor de alta	ºC	VB-TI014
Temp. de salida de Vapor de alta	ºC	VB-TI015
Flujo vapor de alta en zona conv. 2	m3/h	VB-FI016

Nota. Los tags se asignaron en orden numérico y considerando el tipo de variable medida.

Tabla 8

Tag de temperaturas de piel de los 4 pasos

Descripción	Unidad	Tags de Instrumentos por paso			
		Paso 1	Paso 2	Paso 3	Paso 4
Temperatura de Zona Convectiva Escudo	ºC	VB-TI101	VB-TI201	VB-TI301	VB-TI401
Temperatura de Salida Zona Convectiva	ºC	VB-TI102	VB-TI202	VB-TI302	VB-TI402
Temperatura de Ingreso Zona Radiante	ºC	VB-TI103	VB-TI203	VB-TI303	VB-TI403
Temperatura de 1ra Sección Radiante	ºC	VB-TI104	VB-TI204	VB-TI304	VB-TI404
Temperatura de 2da Sección Radiante	ºC	VB-TI105	VB-TI205	VB-TI305	VB-TI405
Temperatura de Salida Zona Radiante	ºC	VB-TI106	VB-TI206	VB-TI306	VB-TI406
Temperatura del fluido en Salida de Horno	ºC	VB-TI107	VB-TI207	VB-TI307	VB-TI407
Presión de Ingreso al Horno	Kg/cm2	VB-PI108	VB-PI208	VB-PI308	VB-PI408
Presión de Salida Zona Convectiva	Kg/cm2	VB-PI109	VB-PI209	VB-PI309	VB-PI409
Presión de Salida del Horno	Kg/cm2	VB-PI110	VB-PI210	VB-PI310	VB-PI410
Flujo de vapor al ingreso del Horno	kg/h	VB-FI111	VB-FI211	VB-FI311	VB-FI411

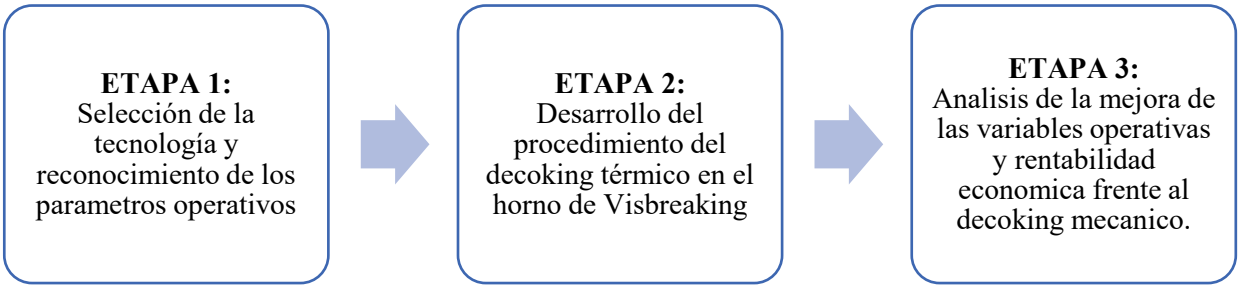
Nota. Los tags han sido codificados de forma que el dígito de las centenas represente cada paso del horno. Los instrumentos terminados en 1XX, 2XX, 3XX y 4XX pertenecen a los pasos 1, 2, 3 y 4 respectivamente.

4.4. Etapas de la investigación

La metodología empleada en el presente trabajo se distribuye en 3 etapas. Partimos de la recolección de los parámetros operativos de la planta de visbreking estudiada, después se analizará las diversas tecnologías que existen para el decoquizado de hornos y se seleccionará el más idóneo. Posteriormente, se diseñará e implementará el decoking térmico y por último, se analizará la mejora de las variables operativas del horno y de cada uno de los 4 serpentines además del estudio de la rentabilidad del proceso realizado frente al decoking mecánico desarrollado hace algunos años.

Figura 21

Etapas de la investigación.



Nota. Elaboración propia.

4.4.1. Selección de la tecnología

La limpieza de hornos industriales abarca un gran campo de aplicación, donde se emplean diversos métodos basados en principios físicos y químicos. Petrotech (2023) & Cokebusters (2020) comentan que los más comunes son: La descoquización mecánica, vapor-aire y Spalling en línea.

Las empresas Hybrid Petroleum Institute y Descoque, Descostre Tecnología (2013), con amplia experiencia en descoquizado con pigging mecánico en diversas refinerías de Latinoamérica, realizaron la siguiente comparación entre los métodos existentes:

Tabla 9

Cuadro comparativo de Metodos de Decoking de empresas de servicios.

Comparación de Variables	Descoque con Vapor	Hidrojet	Limpieza Química	Broca Mecánica	Sandjet	D.D.T. Pigging
Erosión en Tubería	SI Desgaste por efecto térmico	SI Desgaste por efecto abrasivo	SI Desgaste por corrosión Química	SI Desgaste por abrasión.	SI Desgaste por abrasión.	NO
Recalentamiento a la estructura (elongación)	SI Cambio de la estructura molecular	NO	SI Daño por reacción química	SI Acción física por fricción.	SI Acción física por fricción	NO
Impacto Ambiental	SI Vapores, Sólidos y Líquidos contaminantes	SI Sólidos y líquidos contaminantes	SI Vapores, Sustancias Químicas y Sólidos contaminantes	SI Sólidos contaminantes	SI Sólidos contaminantes	NO
Tiempo de Ejecución	MEDIO	ALTO	MEDIO	ALTO	ALTO	BAJO
Taponamiento de la Tubería.	SI Riesgo Moderado durante el Descostre	SI Alto Riesgo por Taponamiento de tubería	NO	NO	SI Alto Riesgo por Taponamiento de tubería.	NO
Riesgo Laboral	SI Altas Temperaturas	SI Altas presiones de trabajo	SI Exposición a sustancias químicas	SI Operación de alto riesgo (golpeteo)	SI Alto riesgo por impacto de balines.	NO
Efectividad Global	75% No hay garantía física del total desprendimiento del coke	50% Proceso limitado por retornos	70% No desprende uniformemente el coke adherido	75% Se limita a la limpieza de hornos con cabezales.	60% Limitado por retornos	100% Garantiza la limpieza total del serpentín.

Nota. Adaptado de la presentación llamada *Limpieza Interna de Tubería de Hornos – Proveedor global de Descoquizado*, de Descoque Descostre Tecnología, 2013.

Según el anterior cuadro mostrado, como rendimiento general, podemos descartar el uso métodos no tan eficientes como el hidrojet y sandjet, que están limitados por los retornos además de tener tiempos de ejecución y preparativos altos. También descartamos el método de broca mecánica por su antigüedad y uso exclusivo a hornos con cabezales.

En cuanto al aspecto ambiental, todos los procesos involucran un impacto a corto plazo. Él más contaminante sería la limpieza química debido al volumen de efluentes

peligrosos producidos (entre 1000 a 2500 m3) que contienen líquidos oleosos, metales pesados y residuos de solventes agresivos, lo cual requiere de un tratamiento más riguroso y costos elevados. El pigging genera un volumen de efluentes moderado (200 – 500 m3), gracias a que recirculan el agua durante las corridas, este efluente está compuesto principalmente por agua y pedazos de coque grandes que se depositan en tambores para su disposición, manteniendo sus emisiones al aire son mínimas. El decoking steam air produce un flujo de efluentes reducido (50 – 200 m3), principalmente compuestos por condensados y partículas de coque disuelta, pero con una emisión significativa de toneladas de CO_2 (50 – 150 Tn) a la atmosfera además de gases nocivos como SOx y CO producto de reacciones de combustión incompleta. Finalmente, el spalling en línea, produce bajos volúmenes de condensado y emisiones atmosféricas, pero con una generación de solidos de coque moderada. (Cokebusters 2020; Sahu et al., 2013).

Sahu et al. (2013), en su artículo "A novel approach to cleaning furnace coils", muestra las ventajas y desventajas de los métodos de decoquizado más usados en la actualidad enfocado en la limpieza de hornos de refinería:

Tabla 10

Ventajas y Desventajas de los métodos más comerciales de Decoquizado

Comparison of different methods of coil cleaning

Main features	Steam-air decoking	On-line spalling	Mechanical pigging
Function	Remove coke from the coils	Remove coke while the furnace is on-line to prolong the furnace run length prior to pigging or decoking	Remove coke from the coils. Measure coil thickness using "intelligent" pigs
Technique employed	Coke is burnt off the furnace coils in a controlled decoking process by circulating an air-steam mixture at elevated temperatures	Coke is removed by using a high-velocity steam flow while thermally contracting and expanding the coils	Coke is removed by pumping a metal-studded foam or plastic pig with water in the coils, mainly by scrubbing coke from inside the coils
Off-line/on-line operation	Performed while furnace is off-line	Performed while the furnace is on-line	Performed while the furnace is off-line
Safety concern	Potential for coil rupture	Potential coil damage due to expansion/contraction	No damage to coils foreseen
Effluent generation/ disposal	Environmental concern as air-steam mixture is vented to atmosphere	Coke is collected in coke drums	Dirty water needs to be disposed off
Operating personnel	Performed by operating crew	Performed by operating crew using a regular decoking sequence	Requires an external agency/vendor to perform pigging operations
Efficiency	Removes almost all the coke from the inside coils	May not remove all coke; decoking/ pigging still needed	Removes all coke from the inside coils
Furnace run length	Fair run length (shorter than that achieved by pigging) is achieved since efficiency is less than pigging	An intermittent operation that helps in extending the furnace run length prior to pigging	Largest furnace run length is achieved

Nota. Adaptado de *A novel approach to cleaning furnace coils* (p.3), de Sahu, 2013.

Podríamos concluir que el mejor método para un decoking es el mecánico, pero estos comparativos no consideran costos de los servicios y aspectos logísticos como el sistema de permisos de trabajo para terceros, tiempos de instalación de equipos auxiliares y el tiempo de preparación del equipo, los cuales pueden llegar a ser mayores al tiempo de ejecución del propio método además de la cantidad de serpentines que se pueden limpiar en simultáneo que también aumenta el tiempo de ejecución. (Vignesh, 2022; Ellis & Paul, 1998).

Considerando lo anterior expuesto y la primicia del presente trabajo, se busca una alternativa al decoking mecánico que, a pesar de su alta eficiencia y porcentaje de remoción, es costoso y requiere de una parada prolongada de la unidad. Por ello, para fines de esta investigación, el método a seleccionar es el decoking térmico, el cual se le agregará unos ciclos de spalling como etapa previa para aumentar la eficiencia de remoción inicial además de controles de seguridad rutinarios para evitar daños a la integridad mecánica de los tubos.

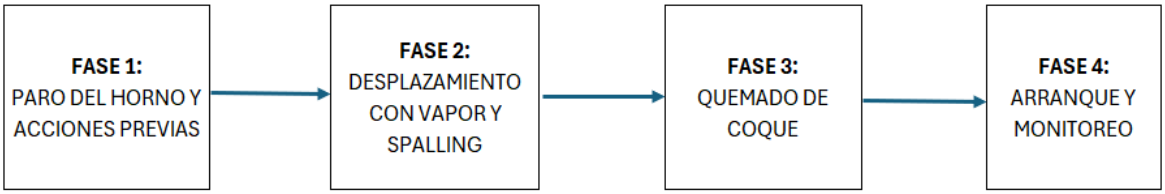
El desarrollo del instructivo se basó principalmente en la información descrita en el manual de operaciones de supervisión de la unidad de Vacío y Visbreaking de ABB Lummus (2001), documento que alberga las buenas prácticas sobre el mantenimiento y gestión del coque en serpentines de hornos de Viscorreducción. También se consideró la experiencia en campo de los ingenieros de operaciones, técnicos de planta y personal de mantenimiento de la refinería, los cuales manejan y conocen la fisionomía, operación diaria y mantención del horno de Visbreaking de estudio.

La información se complementó con procedimientos documentados de limpiezas de serpentines con coque como la bitácora de PEM de la Petroquimica Bahía Blanca (1980) y el manual de operaciones de la Refinería Iquitos - Petroperu (1993), el cual incluye una sección de decoquizado de aire-vapor en su horno de destilación atmosférica. Adicionalmente, se incluyeron buenas prácticas definidas en el documento “Assessment of Work Practice Standards for Ethylene Cracking Furnace Decoking Operations Located in the Ethylene Production Source Category” del grupo Eastern Research Group (2019), entre las que destacan: la secuencia de purga, el monitoreo de temperaturas de pared y límites operativos a considerar para la inyección de aire y vapor.

La implementación del decoquizado propuesto se realizará en 4 fases. La primera fase consiste en el paro seguro de la planta y el acondicionamiento de las variables y equipos necesarios para empezar el decoquizado. La segunda fase consiste en ciclos de spalling que fracturarán el coque de las tuberías mediante una mezcla de vapor y altas temperaturas. La tercera fase es el quemado controlado de coque donde se inyectará aire y vapor en diferentes proporciones hasta que el porcentaje de CO_2 en los pasos sea mínimo. Por último, en la cuarta fase se realizará el arranque de la planta y el monitoreo del impacto del decoking en las variables operativas del horno como la temperatura de la chimenea, el oxígeno en exceso en los humos y temperaturas de piel de tubos.

Figura 22

Fases de la implementación del decoquizado térmico.



Nota. Elaboración propia.

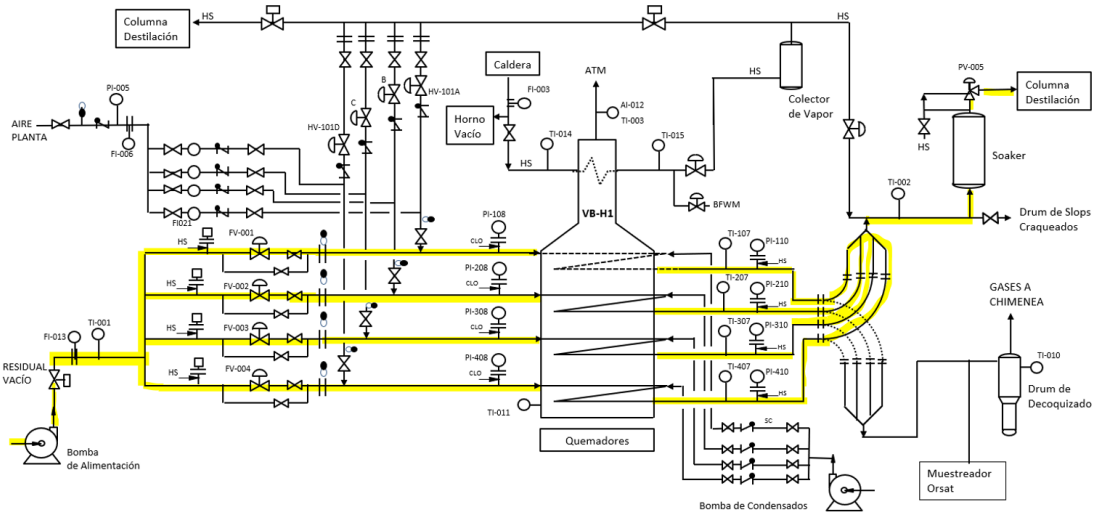
V. PROCEDIMIENTO

5.1. Generalidades Previas

Para parar la unidad de forma segura se realiza los siguientes pasos: se regula la carga de alimentación a un 10% más del flujo mínimo de la bomba para evitar que cavite (100 m3/h) y se inicia con la reducción de la temperatura del horno a una velocidad de descenso de 60°C/h disminuyendo el caudal de combustible al horno. En 400°C se despresiona progresivamente el soaker y bajo esta condición, se empieza a perder extracción de gasolina del tope hacia la estabilizadora. Se bloquea el flujo de gasolina a la columna estabilizadora y se recircula la nafta hacia el drum acumulador del tope. Cuando ya no haya gasolina en el circuito, se para la bomba de envío de nafta hacia otras unidades, se bloquea el vapor a la estabilizadora y el vapor sobrecalentado al reboiler de fondos.

Cuando el horno esté en 350°C, se corta el combustible al horno y se cierra el vapor a fondos de la fraccionadora principal. Posteriormente, se para la bomba de reflujo circulante de LVBGO considerando el nivel del plato de extracción, también se para la bomba de producción antes de que se seque el plato. Se bloquea el envío hacia otras unidades y se detienen los ventiladores del circuito de tope, al tiempo que se reduce la carga de los compresores de gas para evitar que se produzca un fenómeno de surge.

Con los cortes de gasolina y LVBGO bloqueados, se corta la alimentación de residual de vacío al drum de carga, se monitorea el diferencial de presión en la columna y se verifica que los fondos se encuentren alineados a tanques. Posteriormente, se lava la línea hacia el drum de carga con aceite de lavado (CLO) por 3 horas. Se apaga el soplador de aire del horno y los compresores de gas, se corta el vapor al soaker, se corta la inyección de inhibidor de corrosión a la columna. Por último, se para la bomba de carga y se alinea CLO por todo el sistema de horno-soaker-fraccionadora hasta que se tenga hidrocarburo ligero en la purga de la bomba de fondos. El lavado se realiza en 3 batch's de 20 minutos y se da por culminado el proceso de paro.



5.2. Aislamiento del Sistema e Instalación de Facilidades

Con la unidad lavada y fuera de servicio, se procede con la preparación del horno para la realización del decoking. Se verifica la instalación de una tubería temporal de acuerdo a las dimensiones de la toma de vapor sobrecalentado a las válvulas automáticas de los 4 pasos del horno y se cierra la inyección de CLO a los transmisores de los pasos. Se desplaza el CLO de las válvulas de proceso por medio del uso del vapor sobrecalentado y posteriormente se verifica que los bajantes de los pasos estén libres de hidrocarburos. Luego, se instalan platos ciegos en la salida de las válvulas automáticas de operación normal del horno. También, se habilita las líneas de ingreso de aire a los pasos y las válvulas de ingreso de vapor a los pasos del horno.

Para desplazar el CLO restante dentro de los tubos internos del horno, se inyecta 900 kg/h de vapor por paso a una presión de 1 kg/cm2 por 2 horas. Luego, se aumenta la presión a 1.5 kg/cm2 y se sigue desplazando por otras 12 horas. El vapor con remanente saldrá por el drenaje del soaker o por el drenaje de la fraccionadora principal. Para culminar el desplazamiento, se monitorea hasta que salga vapor vivo y limpio por el drenaje. Posteriormente, se cierra el vapor y se verifica que el soaker tenga una ligera presión positiva.

En cuanto al drum de decoquizado, se revisa la integridad del equipo, se apertura el manhole para la inspección interna y se verifica que la arqueta de drenaje no tenga ninguna

obstrucción. Luego, se retira los discos ciegos asociados al drum mientras que se vaporiza la línea de salida de gases hacia la chimenea del horno. Se habilita la línea de agua hacia el drum y se instala el muestreador de gases para las pruebas ORSAT. Con el drum de decoquizado habilitado y las tuberías del horno desplazadas con vapor, se voltean los codos para conectar la salida del horno con el drum mientras que se cega la línea de ingreso al soaker. Adicionalmente, se habilita las líneas de aire, retirando las bridas ciegas y colocando carretes hacia los pasos.

5.3. Vaporizado y Spalling

Antes de iniciar con el Spalling, se inyecta un flujo de 400 kg/h de vapor a cada paso para desplazar el condensado de las líneas y se verifica que salga por el drenaje del drum de decoquizado. En este paso se monitorea que las temperaturas de cada paso sean homogéneas y mayores a 100°C. Se corrobora que solo salga vapor por el testigo del drum con el fin de asegurar que el sistema no se obstruya con condensado.

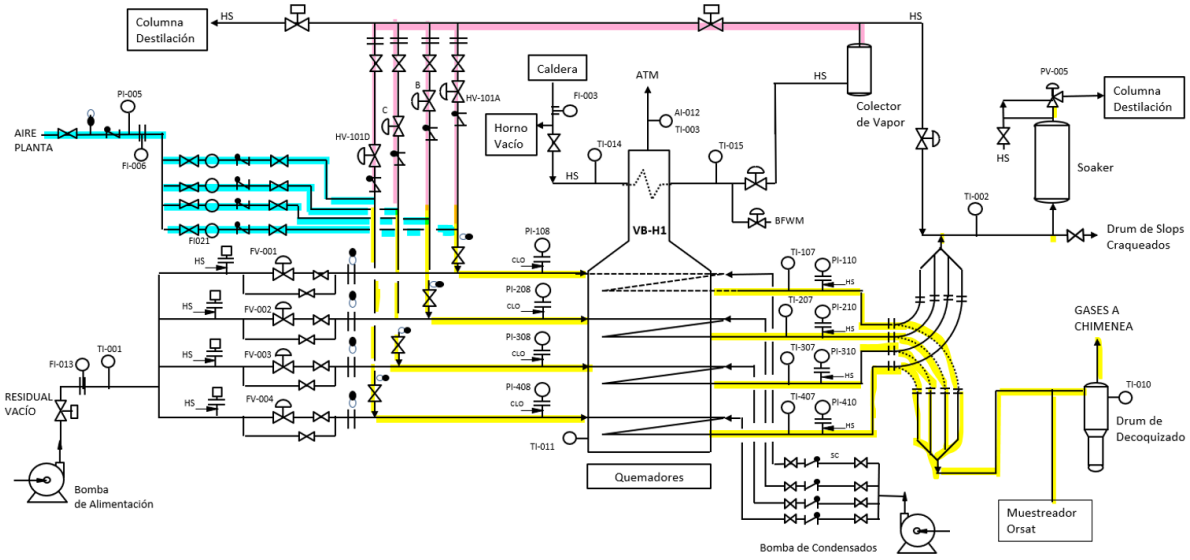
Se arranca el horno y se opera con un quemador con baja llama a una velocidad de calentamiento de 80°C/h hasta llegar a 500°C. Se debe evitar que las temperaturas de piel de tubos de todos los pasos excedan los 600°C. Se mantiene entre 590 – 600 °C por 4 horas y se comienza con el primer ciclo de spalling.

Se aumenta el flujo de vapor al paso 1 del horno de 400 kg/h a 1000 kg/h de forma súbita por 5 minutos mientras que los otros pasos se mantienen en 400 kg/h. Se verifica que la presión del paso esté en 7 – 8 kg/cm2. Luego, se regresa el vapor del paso 1 a 400kg/h y se repite el procedimiento de forma sucesiva con los otros 3 pasos. Cuando se inyecta el vapor de forma súbita a los 4 pasos de forma secuencial, se completa un ciclo de spalling. Durante la inyección de vapor se debe verificar que salga liquido por el drenaje del fondo de drum de decoquizado y vapor por el venteo.

5.4. Quemado de coque

Después de realizar los ciclos de spalling, se reduce la temperatura del horno a 490 – 500°C. Se mantiene una presión de fuel gas constante para evitar que interfiera en los

resultados durante el quemado. Con los pasos a 1000 kg/h de vapor, se inyecta 50 Nm3/h al paso 1. Se verifica que el incremento de temperatura por la reacción exotérmica de combustión no exceda los 600°C. Se reduce la cantidad de aire o aumenta la cantidad de vapor para estabilizar la temperatura de piel de tubos y pasar al quemado en el siguiente paso del horno. Durante todo el quemado se verifica que el color de los tubos del horno se encuentre de color rojo opaco y no brillante. después de mantener las condiciones estables en las temperaturas de las pieles, se procede a mandar pruebas ORSAT y monitorear el %CO2 en los gases de combustión. El quemado se termina cuando el %CO2 sea bajo en cada paso y el condensado del drum salga con un mínimo de trazas de coque.



5.5. Puesta en servicio y monitoreo

Luego del quemado, se retira los platos ciegos, se barre todo el condensado residual de los tubos y se arranca la planta. Con la planta arrancada se evalúa las temperaturas de piel de tubos, estas deben rondar valores menores a 500°C y un aspecto físico opaco. En función al valor de la temperatura de piel y los objetivos de producción, se aumenta la severidad del horno y se aumenta la proporción de residual de vacío de tanques que viene con una temperatura más fría para evaluar el incremento de la carga térmica disponible. Adicionalmente, se revisa las tendencias de las caídas de presiones, flujo de gas combustible consumido, % O2 en los humos y temperatura de chimenea.

VI. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1. Resultados del decoking

6.1.1. Paro de la unidad

Se partió de una operación normal en la unidad de Visbreaking. Se tenía una alimentación residual de vacío con un flujo de 100 Sm^3/h proveniente de los fondos de la fraccionadora de la planta de Destilación al Vacío y de tanques. La alimentación tenía una viscosidad de 53 cSt a 50°C. El horno se encontraba con una temperatura de salida de 425 ºC y la presión del recipiente soaker era de 5.5 kg/cm2. Se tenía como productos de la unidad, un flujo de 3 Sm^3/h de gasolina del tope de la fraccionadora y 9 Sm^3/h de LVBGO (gasóleo ligero de Visbreaking) como destilado medio con un punto T90 de 326 °C. El residual del fondo de la columna contaba con una viscosidad de 6.4 cSt y con 0.03 %m/m de TSA (Sedimentos totales acelerados) que indica un bajo riesgo de precipitación de asfáltenos por acción del craqueo aplicado.

Para iniciar con los preparativos del decoquizado, se paró la unidad, se lavó con aceite ligero (CLO), luego, se desplazó con vapor el horno y posteriormente se aisló con platos ciegos. En paralelo se habilitó el drum de decoquizado, se instalaron las facilidades para aire y se implementó el muestreador para las pruebas ORSAT. Estas actividades duraron 2 días antes del comienzo del día 1 de la ejecución.

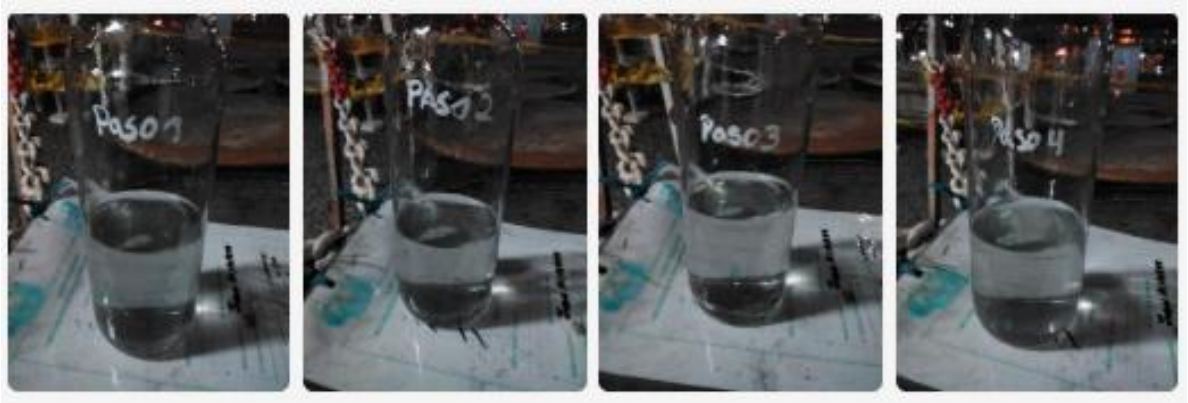
6.1.2. Spalling y quemado

Se empezó inyectando un flujo de vapor de 400 kg/h de vapor a cada paso verificando que las temperaturas sean mayores a 100ºC. Se encendió el horno y se calentó a una rampa de 80ºC/h hasta dejarlo en 500ºC.

Se aumentó el flujo de vapor del paso 1 a 1000 kg/h de forma súbita por 5 minutos mientras que los otros pasos se mantuvieron en 400 kg/h. Luego, se regresó el vapor del paso 1 a 400kg/h y se repitió el procedimiento de forma sucesiva con los otros 3 pasos. Se realizaron 6 ciclos de spalling en un lapso de 4 horas.

Figura 23

Verificación de salida de condensado durante los ciclos de spalling



Nota. La imagen muestra la salida de condensado durante un ciclo de spalling de cada paso.

Después de realizar la secuencia de spalling, se acondicionó el horno para comenzar con el quemado de acuerdo al procedimiento propuesto en el anterior capitulo, y luego se empezó con la combustión en el primer paso. Para el primer paso se inyectaron 1000 kg/h de vapor y 50 Nm^3/h de aire. Luego del día 1, se empezó a inyectar aire al segundo paso y, posteriormente, se añadió el tercer paso. Al mediodía del día 3, se estuvo inyectando aire a los 4 pasos en simultáneo y se mantuvo quemando por los siguientes 4 días. En el día 7, se cortó el aire a los pasos 1,2 y 4 para verificar cuál era el estado del paso 3, debido a que se tenían algunos problemas con la presión del serpentín en este paso. En el día 8, se presentaron oscilaciones en la presión del aire y, a inicios del día 9, se reanudó el proceso quemando el paso 4, luego el 3 y finalizando con el paso 2 en el día 11. Durante el proceso se realizaron los controles rutinarios en la apariencia de los tubos, en el drenaje de fondo del drum de decoquizado y en la presión de condensado por el venteo del drum, los resultados se muestran en los siguientes cuadros:

Tabla 11

Control rutinario del decoquizado día 1 al 3.

Fecha	Hora de inpsección	# de Paso Quemado	Drum de decoquizado		Horno
			Apariencia de drenaje	Verificación en testigo	Color de tubos
día 1	18:00	-	Agua Clara	Vapor con traza mínima de condensado	-
	20:00	Spalling	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	-
	22:00	1	Agua turbia	-	-
día 2	00:00	1	Agua Clara	Vapor con mín. de cond.	-
	01:00	1	Agua Clara	Vapor con mín. de cond.	-
	04:30	1	Agua Clara	Vapor con mín. de cond.	-
	06:30	1	Agua turbia	Vapor con mín. de cond.	-
	08:30	1	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	09:00	1	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	11:00	1	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	13:30	1	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	16:00	1	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	17:00	1	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	18:00	1 y 2	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	20:00	1 y 2	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	21:00	1 y 2	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	22:00	1 y 2	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
día 3	00:00	1, 2 y 3	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	01:00	1, 2 y 3	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	02:00	1, 2 y 3	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	03:30	1, 2 y 3	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	05:00	1, 2 y 3	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	06:30	1, 2 y 3	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	08:30	1, 2 y 3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	10:00	1, 2 y 3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	11:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	12:30	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	13:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	14:30	2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	15:30	2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	17:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	18:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	19:30	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	20:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	21:30	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	22:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	23:30	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro

Nota. Elaboración propia.

Tabla 12

*Control rutinario del decoquizado día 4 al 8***.**

Fecha	Hora de inpsección	# de Paso Quemado	Drum de decoquizado		Horno
			Apariencia de drenaje	Verificación en testigo	Color de tubos
día 4	00:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	01:30	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	02:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	03:30	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	04:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	06:00	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	13:00	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	17:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	22:00	1, 2, 3 y 4	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
día 5	00:00	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	03:00	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	06:00	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	07:30	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	20:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
día 6	00:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	03:00	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	08:00	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	19:00	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	20:30	1, 2, 3 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
día 7	03:00	1, 2, 3 y 4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	08:30	1 y 3	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	14:30	3	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	18:30	3	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	20:30	3	-	Chorro continuo de condensado	-
día 8	01:30	3	-	Chorro ligero de condensado	Rojo_brillante
	03:30	3	-	Vapor con mín. de cond.	-
	05:30	2 y 4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	18:30	-	-	Vapor con mín. de cond.	-
	19:30	-	Agua turbia	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	22:00	-	Agua turbia	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro

Nota. Elaboración propia.

Tabla 13

Control rutinario del decoquizado día 9 al 11.

Fecha	Hora de inpsección	# de Paso Quemado	Drum de decoquizado		Horno
			Apariencia de drenaje	Verificación en testigo	Color de tubos
día 9	01:30	4	-	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	03:30	4	Agua turbia	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	06:00	4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	08:30	4	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	11:30	4	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	13:30	4	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	16:00	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	18:00	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	20:00	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	22:00	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
día 10	01:30	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	03:30	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	06:00	3	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	08:30	3	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	11:00	3	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	13:00	3	Turbia con Trazas de coque	Chorro ligero de condensado	Rojo_oscuro
	16:00	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	19:00	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	22:00	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
día 11	01:30	3	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	04:00	2	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	06:00	2	Turbia con bastante coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	08:30	2	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	11:30	2	Turbia con Trazas de coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	13:30	2	Turbia con Trazas de coque	Chorro ligero de condensado	Rojo_oscuro
	17:00	2	-	Chorro ligero de condensado	-
	18:30	2	Turbia con poco coque	Vapor con mín. de cond.	Rojo_oscuro
	21:00	2	Turbia con poco coque	Chorro ligero de condensado	Rojo_oscuro
día 12	00:30	-	-	Chorro ligero de condensado	Rojo_oscuro

Nota. Elaboración propia.

Figura 24

Control Rutinario del condensado saliente del drenaje del drum.



Nota. Muestra de condensado con trazas de coque que demuestra la acción de quemado en los pasos.

Figura 25

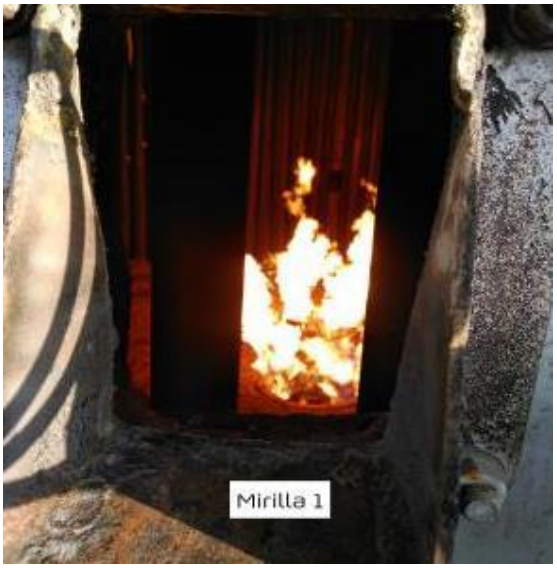
Control Rutinario del flujo saliente del venteo del drum.



Nota. Punto de observación para verificar posible obstrucción en los serpetines.

Figura 26

Control Rutinario del aspecto de los serpentines del horno.



Nota. Punto de observación para verificar sobrecalentamiento en los tubos.

De acuerdo a los registros de control rutinario, se observa que en el día 8 no se estuvo quemando coque en ningún paso desde el mediodía, esto debido a un problema originado en la unidad que proporciona aire comprimido a la planta, lo que generó que ese día solo se estuviera ingresando vapor para evitar el paro del horno hasta que el problema sea solucionado a inicios del día 9. También podemos observar en los registros como en los días 3 al 7 se estuvieran quemando todos los pasos en simultáneo y a partir del día 9 una a la vez para observar cómo evolucionaba los resultados ORSAT y los controles de condensado en el drenaje del drum de decoquizado.

La actividad clave que determinó cuando se debía pasar del quemado de un paso al paso eran las pruebas ORSAT. Las muestras se hacían en recipientes llamados bladers y estos se enviaban al laboratorio de los cuales se obtenían los valores de %CO2 y %O2 de los humos provenientes de la combustión dentro de los serpentines. Estas muestras se tomaron en la línea que pegaba al drum de decoquizado. Los resultados fueron los siguientes:

Tabla 14

Registro de Resultados de Orsat por Paso Quemado

Fecha	Hora Muestreo	# de Paso Quemado	Hora Resultado	%CO2	%O2	%CO
día 2	03:00	1	04:24	12.40	4.60	2.40
día 2	06:40	1	07:58	16.50	1.70	2.30
día 2	11:00	1	12:17	13.40	5.40	1.30
día 2	14:30	1	16:06	11.90	5.50	1.20
día 2	18:30	1 y 2	19:25	10.90	7.50	1.20
día 2	22:30	1 y 2	00:19	11.80	6.70	1.40
día 3	02:30	1, 2 y 3	03:37	18.00	1.50	1.80
día 3	06:00	1, 2 y 3	07:36	17.40	1.90	1.50
día 3	10:00	1, 2 y 3	10:54	17.40	2.60	1.50
día 3	14:30	1, 2, 3 y 4	15:47	17.80	2.30	1.80
día 3	18:30	1, 2, 3 y 4	19:41	18.50	1.80	1.50
día 3	22:00	1, 2, 3 y 4	00:41	17.90	2.20	1.50
día 4	02:30	1, 2, 3 y 4	03:20	16.70	1.10	1.70
día 4	06:40	1, 2, 3 y 4	08:01	18.80	1.00	1.60
día 4	14:11	1, 2, 3 y 4	16:02	19.50	1.30	1.80
día 4	16:30	1, 2, 3 y 4	17:36	11.00	8.70	1.10
día 4	18:30	1, 2, 3 y 4	21:19	17.90	2.30	1.80
día 4	22:00	1, 2, 3 y 4	23:05	18.60	1.40	1.90
día 5	02:00	1, 2, 3 y 4	03:16	14.90	4.80	1.50
día 5	05:30	1, 2, 3 y 4	06:41	18.60	1.40	1.80
día 5	11:30	1, 2, 3 y 4	13:20	13.50	5.80	1.30
día 5	14:00	1, 2, 3 y 4	16:38	14.30	5.00	1.40
día 5	19:00	1, 2, 3 y 4	20:20	14.10	5.50	1.20
día 5	22:00	1, 2, 3 y 4	00:01	13.00	6.40	1.10
día 6	02:00	1, 2, 3 y 4	03:50	14.40	5.10	1.30
día 6	05:30	1, 2, 3 y 4	06:55	16.30	3.50	1.50
día 6	10:00	1, 2, 3 y 4	11:53	14.20	5.20	1.20
día 6	14:30	1, 2, 3 y 4	19:33	12.10	6.60	1.10
día 6	18:30	1, 2, 3 y 4	20:39	11.40	7.90	0.90
día 6	22:30	1, 2, 3 y 4	00:21	8.80	10.40	0.60
día 7	02:30	1, 2, 3 y 4	05:10	6.80	11.90	0.50
día 7	06:00	1, 2, 3 y 4	07:06	5.50	13.40	0.40
día 7	11:00	1 y 3	12:02	1.70	17.20	0.10
día 7	14:00	1 y 3	17:14	0.80	17.70	0.00
día 7	16:30	3	17:55	16.20	3.80	1.50
día 7	19:30	3	21:33	12.20	7.70	1.30
día 7	22:30	3	00:42	7.10	11.60	0.60
día 8	02:30	3	03:22	9.80	9.20	0.70
día 8	06:30	2 y 4	07:31	4.20	14.60	0.30
día 9	01:00	4	03:23	1.70	17.10	0.10
día 9	03:30	4	04:26	1.70	17.20	0.10
día 9	09:00	4	11:20	0.60	18.20	0.00

día 9	12:00	4	14:13	0.50	18.80	0.00
día 9	17:00	3	18:56	14.80	4.70	1.00
día 9	21:00	3	22:37	18.70	1.60	1.40
día 10	00:30	3	02:25	13.80	5.50	1.00
día 10	06:00	3	08:35	10.80	7.90	0.80
día 10	09:00	3	11:01	8.10	10.20	0.70
día 10	12:00	3	12:23	3.60	14.80	0.40
día 10	14:30	3	17:45	0.80	17.80	0.10
día 10	00:30	3	01:08	3.80	14.10	0.20
día 11	05:00	2	06:10	8.90	9.30	0.60
día 11	08:45	2	10:48	12.40	6.60	1.00
día 11	12:00	2	13:58	13.30	6.20	1.00
día 11	15:30	2	18:08	7.00	11.80	0.40
día 11	20:00	2	21:50	7.50	11.20	0.40

Nota. Elaboración propia.

Figura 27

Muestra para análisis Orsat.

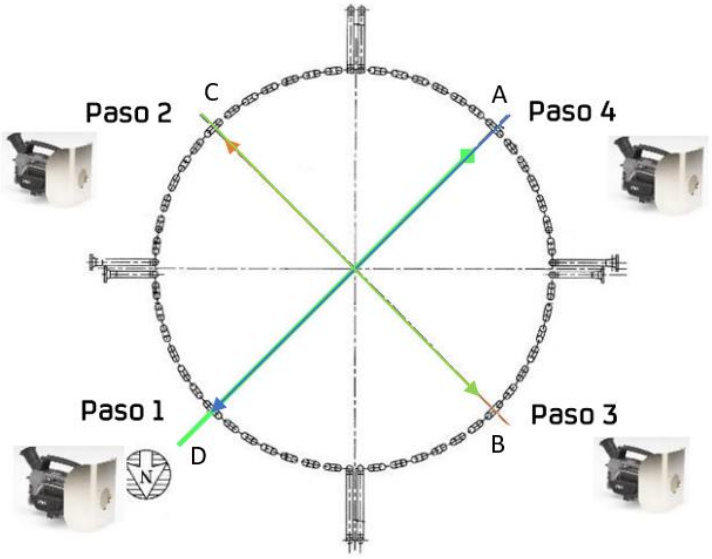


Nota. Los bladers de muestra para Orsat consisten en una vejiga de Latex que se expande cuando se libera el humo en su interior.

Además de las inspecciones visuales en el horno y en el drum de decoquizado, también se realizaron 2 termografías durante el proceso, una en el día 4 y la segunda en el día 6. En la figura 28 se muestran los puntos de muestreo (mirillas) en donde se tomaron las imágenes. Cada mirilla se enfocaba en observar cada uno de los diferentes pasos que tiene el horno, lo que permitía obtener 4 temperaturas de diferentes secciones del mismo paso y así evaluar la variabilidad para compararlos con los valores reportados por los termopares.

Figura 28

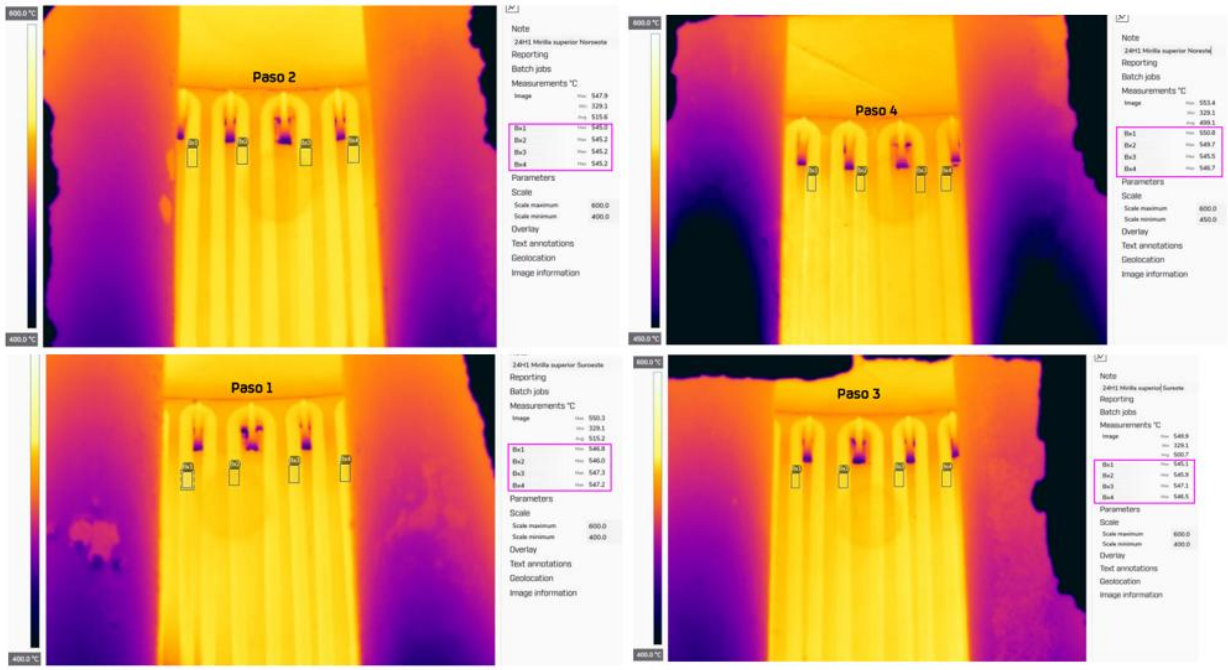
Puntos de Muestreo para la Termografía en el horno.



Nota. La ubicación A hace referencia a la vista desde la mirilla suroeste al Paso 1. La B es la mirilla noroeste al paso 2. La C es la vista sureste al Paso 3 y la D es la mirilla noreste al Paso 4.

Figura 29

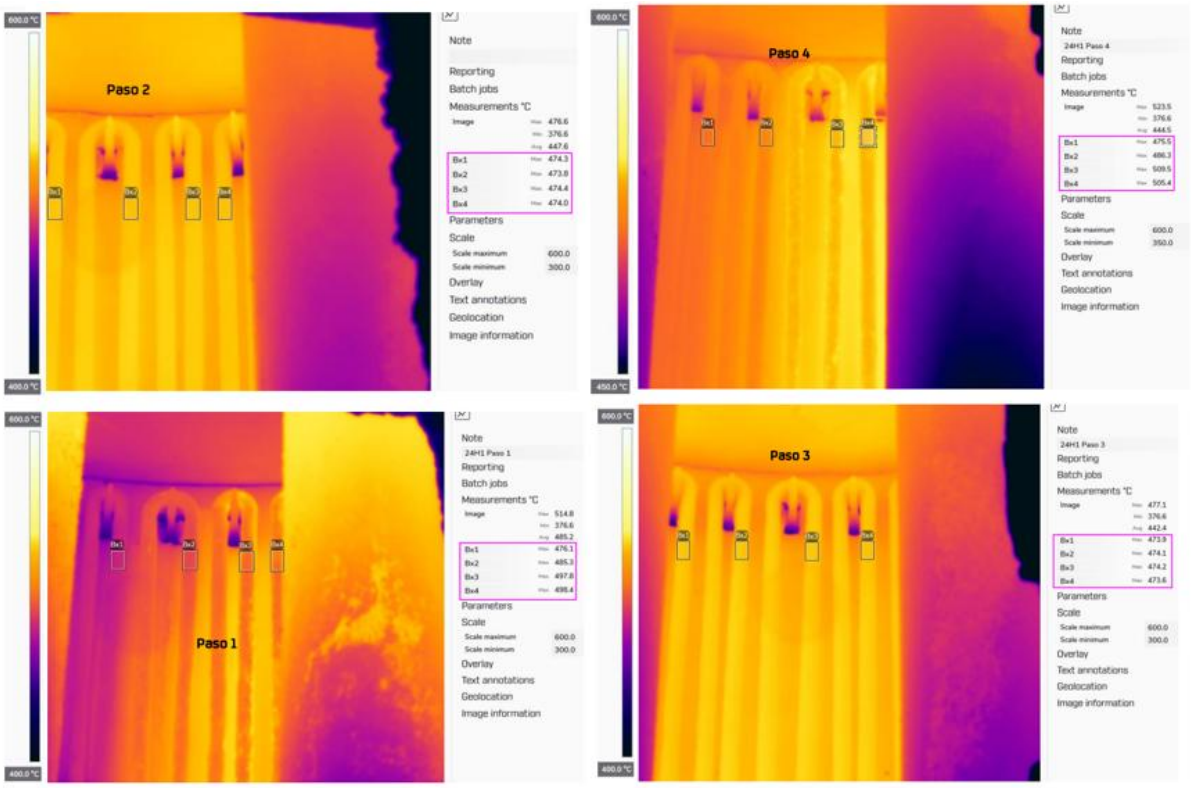
Termografía realizada el día 4 del decoquizado a las 14:00 hrs.



Nota. La distribución de las imágenes está de acorde a la ubicación ABCD de la figura 28. Temperatura medida en 4 puntos muestreados en cada paso (Bx1234).

Figura 30

Termografía realizada el día 6 del decoquizado a las 10:00 hrs.



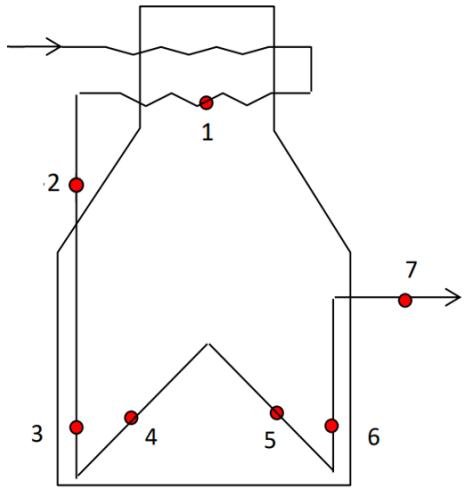
Nota. La distribución de las imágenes está de acorde a la ubicación ABCD de la figura 28. Temperatura medida en 4 puntos muestreados en cada paso (Bx1234).

La termografía realizada en el día 4 se encuentra en la figura 29 y se observa que los 4 pasos mantenían una tendencia entre 545 y 550°C con una baja desviación estándar por cada paso, lo que representa una aplicación uniforme del quemado de coque. Por otra parte, la termografía realizada en el día 6 se encuentra en la figura 30 y se verifica que los 4 pasos mantenían una tendencia entre 475 y 500°C con una desviación estándar regular en el paso 1 y 4, lo que demuestra que hay zonas en los diferentes pasos que contienen más coque que otras y que requieren un aumento del aire para acelerar su combustión. Analizando la diferencia entre ambas termografías, se muestra una clara caída de las temperaturas de piel de tubos evidenciada también en el porcentaje de CO_2 que se tenía en ambos días pasando de 19.5% el día 4 a 14.2 % el día 6. El uso de tecnología infrarroja durante el monitoreo de las temperaturas de los serpentines puede ayudar a optimizar el quemado cuando no se tiene una confiabilidad plena en la instrumentación por averías rutinarias de las termocuplas.

Jacobson (2021) explica como la implementación de una rutina de termografías a los tubos puede extender los ciclos de operación llevando el rango de trabajo del horno hasta el límite de la temperatura de piel de tubos sin comprometer la integridad mecánica. Bajo esta primicia, es posible maximizar el ingreso de aire sin llegar al color cereza límite del acero integrando rutinas de inspección infrarroja cada hora como medida secundaria al monitoreo en línea.

Figura 31

Ubicación de las termocuplas en la piel de tubos del horno.



Nota. 1) Zona Convectiva Escudo. 2) Salida de Zona Convectiva. 3) Ingreso de Zona Radiante. 4) 1ra Sección Radiante. 5) 2da Sección Radiante. 6) Salida de Zona Radiante. 7) Temperatura del fluido en Salida de Horno.

Con respecto al monitoreo en línea, la figura 31 muestra las termocuplas instaladas en la piel de tubo de los puntos clave de las zonas convectiva y radiante del horno que están conectadas al sistema de control y miden en tiempo real. La termocupla ubicada en el punto 7, a comparación de las otras 6 ubicaciones, mide la temperatura del fluido, gracias a este instrumento, podremos verificar la gradiente de la caída de temperatura en una de las zonas con mayor deposición de coque. Se agruparon los valores de temperatura obtenidos por cada paso y se representaron en las siguientes graficas:

Figura 32

Temperaturas de piel de paso 1 durante el decoquizado

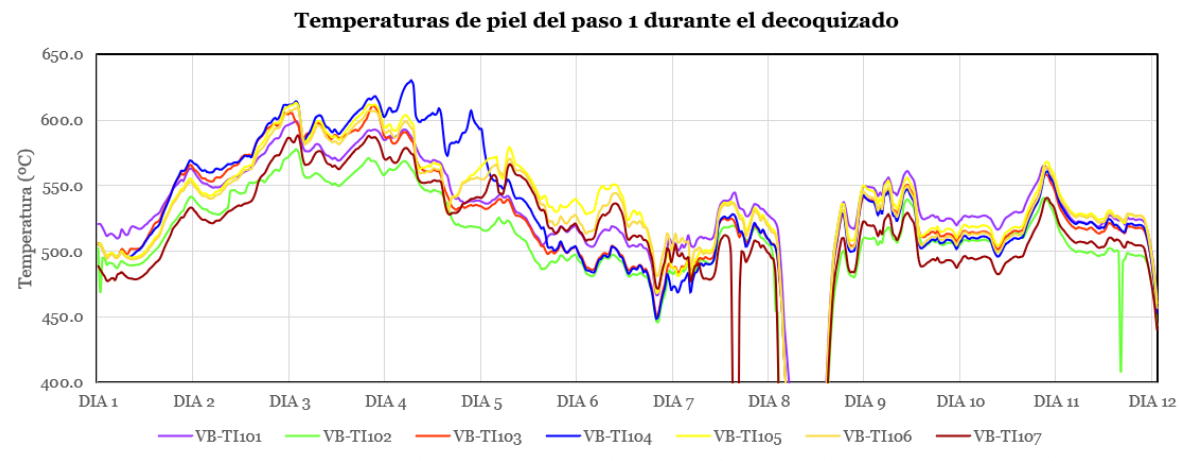


Figura 33

Temperaturas de piel de paso 2 durante el decoquizado

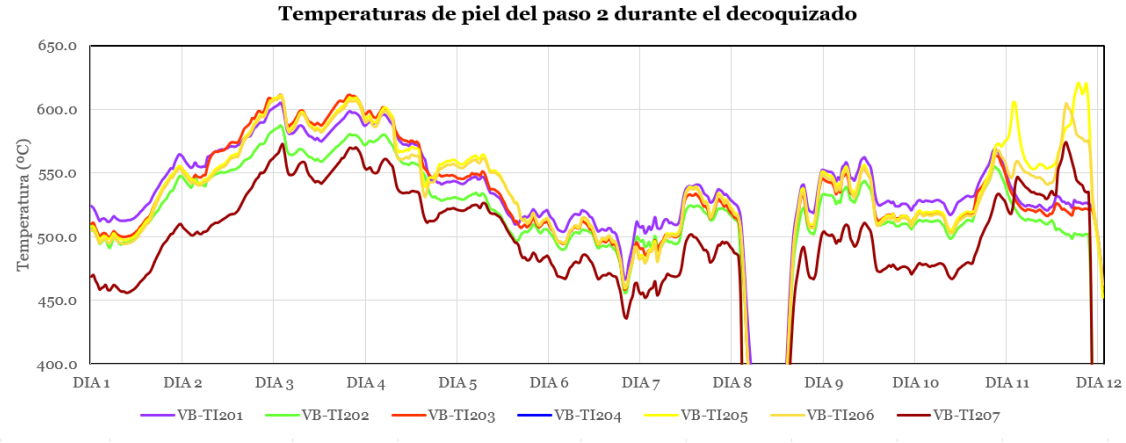


Figura 34

Temperaturas de piel de paso 3 durante el decoquizado

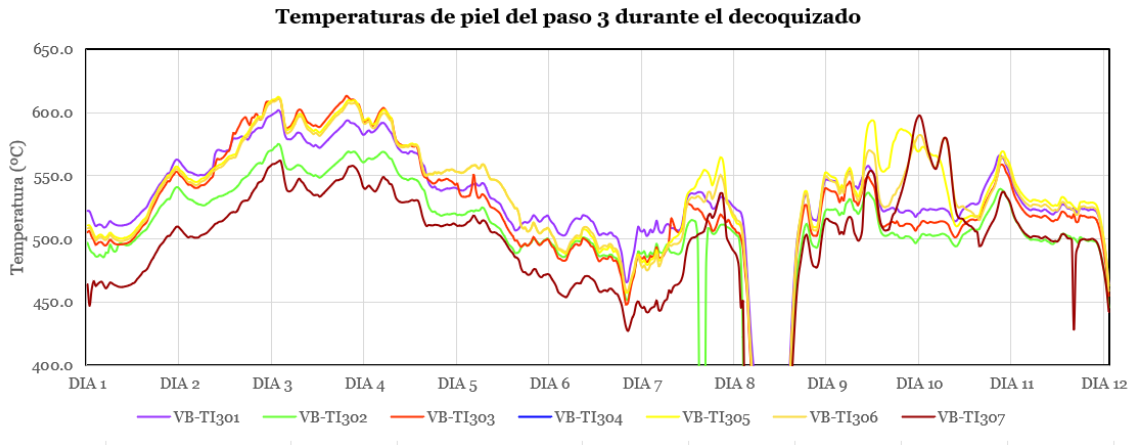
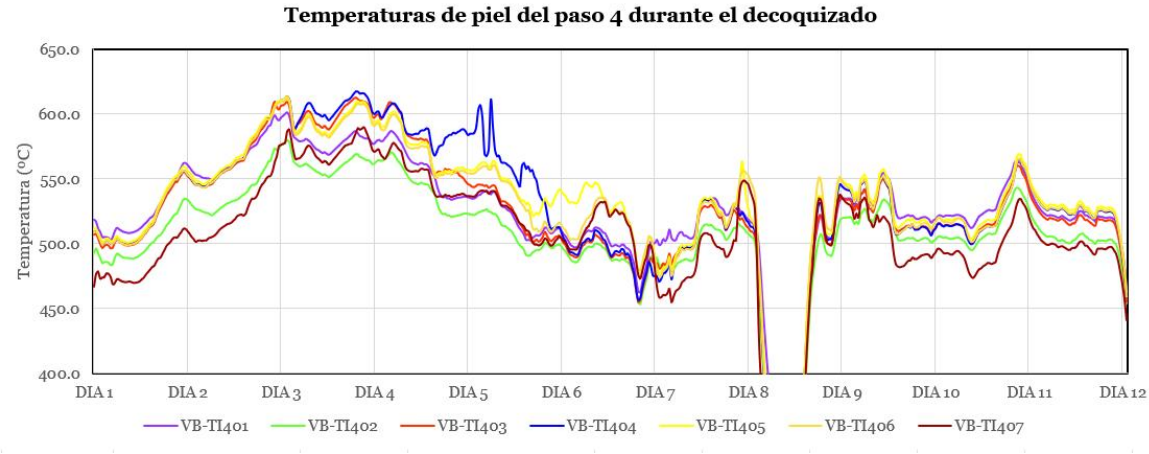


Figura 35

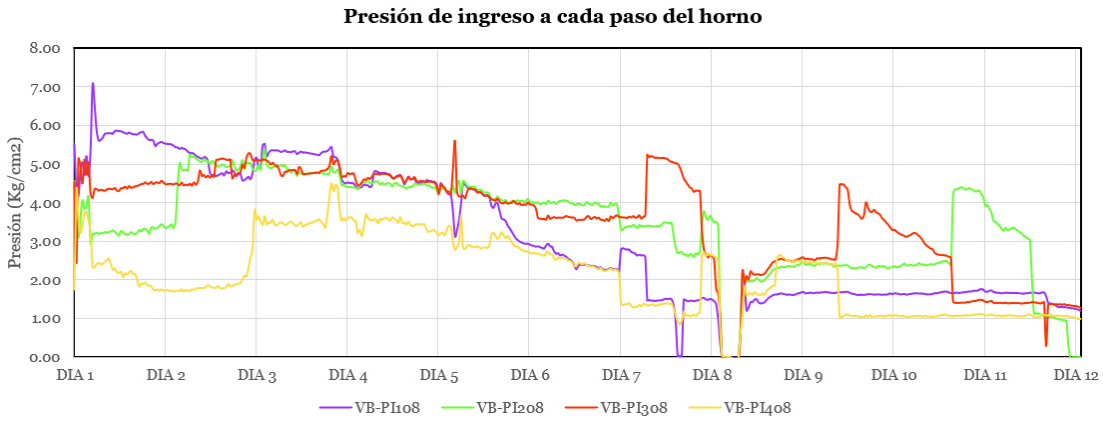
Temperaturas de piel de paso 4 durante el decoquizado



También se monitorearon las presiones al ingreso de la línea para controlar la cantidad de vapor que se estaba inyectando a cada paso en un rango de 0-7 kg/cm2.

Figura 36

Presión de ingreso en cada paso del horno durante el decoquizado

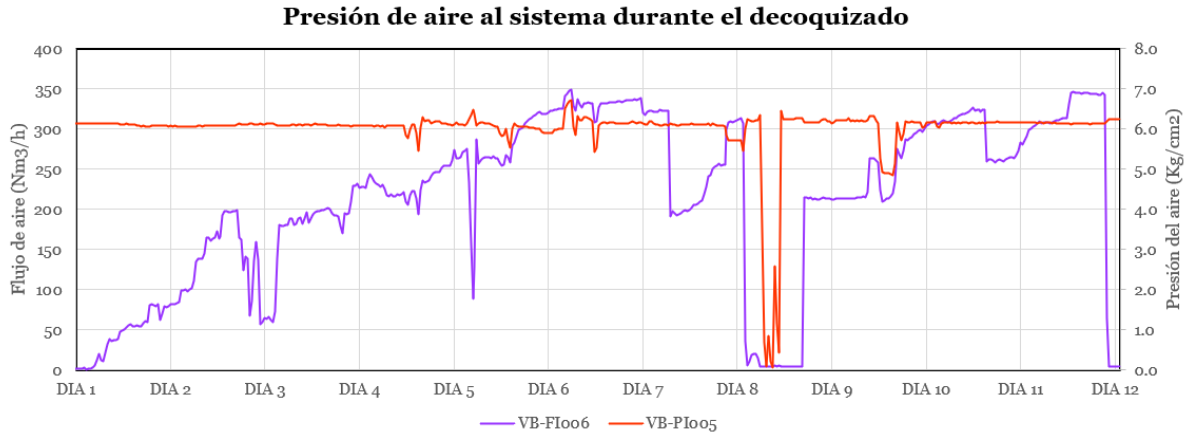


Con respecto al flujo de aire, no se contaba con caudalímetros en línea para verificar el flujo que se ingresaba a cada paso, pero sí se tenía un totalizador del aire de ingreso al horno, además de rotámetros físicos que se monitoreaban cada 2 a 3 horas. El problema del totalizador fue el rango de lectura reducido que tenía de aproximadamente 187.6 Nm3/h, lo que generaba una ceguera de lectura cuando se inyectaba aire a todos los pasos en simultaneo. Para solucionar este inconveniente, se utilizó el totalizador de aire total a la planta para registrar el flujo en rangos alto, considerando que toda la unidad se encontraba

apagada y que el único uso de aire en esos días fue para el decoquizado. Además, se registró la apertura de las válvulas de globo de ingreso de aire a cada paso para evitar que entre turnos se aumente el caudal de aire desoptimizando la operación.

Figura 37

Presión y Flujo de aire al sistema durante el decoquizado



Nota. La línea roja representa la presión de aire del sistema y la línea morada el flujo de aire en Nm3/h.

6.1.3. Puesta en servicio y monitoreo

Posterior al quemado, se dejó de ingresar aire y se refrigeró el horno solo con el flujo de vapor. Se retiraron los platos ciegos y se volteó el codo hacia el soaker para poner la unidad en Marcha. Estas actividades tomaron 2 días luego del cierre de ingreso del aire al horno al finalizar el día 11.

Al mes siguiente de operación desde el término del decoquizado, se tuvo una alimentación residual de vacío con un flujo de 102.6 Sm3/h proveniente de los fondos de la fraccionadora de la planta de Destilación al Vacío y de tanques. El horno se encontraba con una temperatura de salida de 439 °C y la presión del recipiente soaker en 5.8 kg/cm2. Se tenía como productos de la unidad, un flujo de 3 Sm/h de gasolina del tope de la fraccionadora, 13.7 Sm3/h de LVBGO (gasóleo ligero de Visbreaking) como destilado medio.

Para evaluar el rendimiento del decoquizado se compararon las temperaturas de piel unos meses antes y después. Se consideró las temperaturas promedias de cada sección y también la temperatura de ingreso y salida del horno. En la figura 38, se observa una caída

de las temperaturas en noviembre debido a una parada programada por falta de inventario de carga hacia la unidad. En enero, hubo una segunda caída de las temperaturas y fue el período en donde se realizó las maniobras del decoquizado. Por último, en febrero, se vuelve a mostrar una caída de las temperaturas por otro paro programado por falta de inventario. Cabe resaltar que estos paros son contemplados dentro de la programación de la producción y ocurren debido a que el rendimiento de fondos de la unidad de destilación al vacío no es la suficiente para mantener el flujo mínimo hacia la unidad de Visbreaking por lo que se agrega un flujo de residual desde el inventario de tanques.

Figura 38

Evolución de la temperatura promedio total de piel de tubos

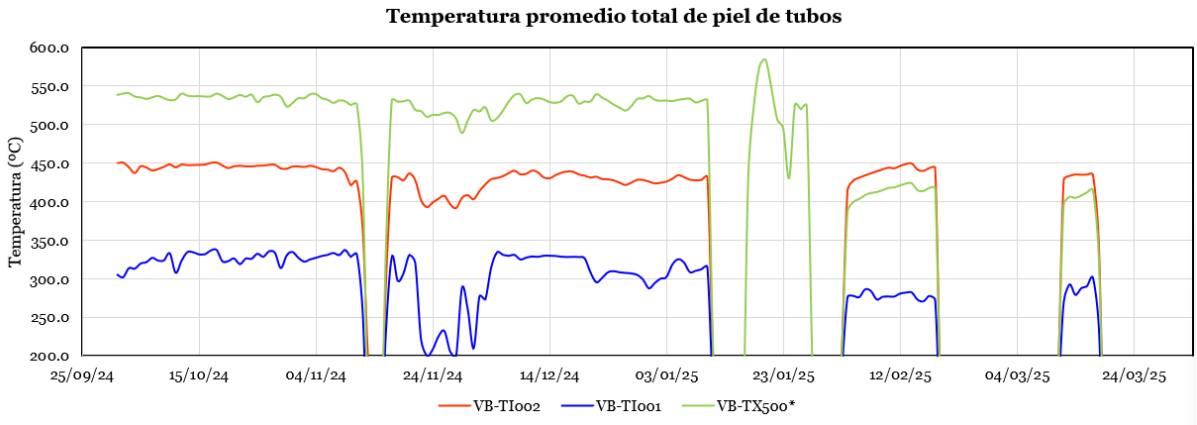
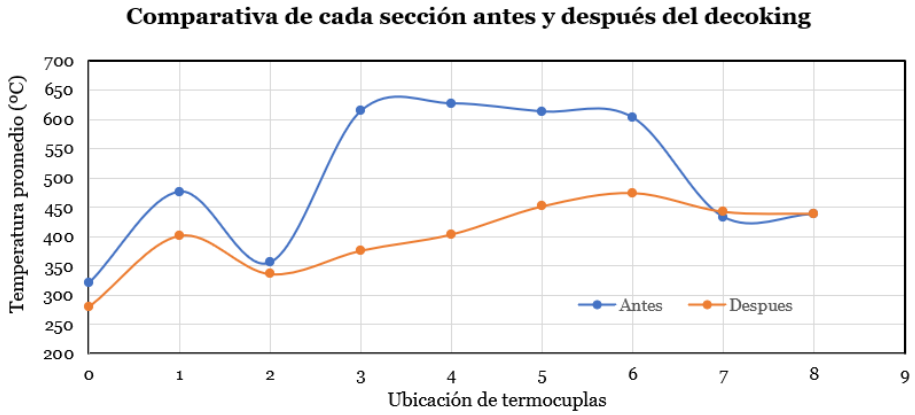


Figura 39

Comparativa de cada sección del horno antes y después del decoking

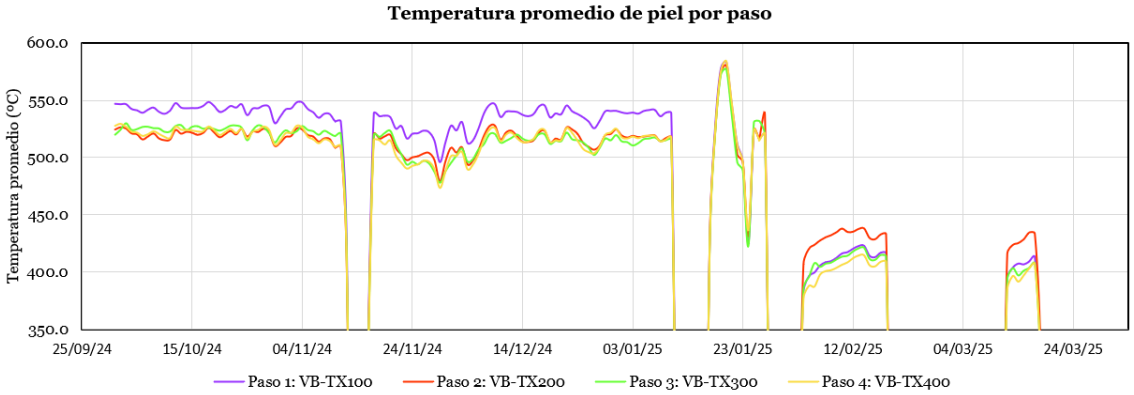


Nota. 1) Zona Convectiva Escudo. 2) Salida de Zona Convectiva. 3) Ingreso de Zona Radiante. 4) 1ra Sección Radiante. 5) 2da Sección Radiante. 6) Salida de Zona Radiante. 7) Temperatura del fluido en Salida de Horno.

En la figura 39, se muestra una comparativa de las temperaturas de piel antes y después del decoquizado considerando que la temperatura promedio de salida del horno aumentó de 425 a 439 °C con una carga constante de 101 Sm3/h. Se observa que la zona más beneficiada fue la zona radiante que pasó de una temperatura de 600°C a 450°C, un valor cercano a la temperatura de salida objetivo. La caída de temperatura de esta zona es un indicador fuerte de que se ha eliminado una cantidad considerable de coque. En el caso de las termocuplas de la zona convectiva, no demostraron grandes variaciones, ya que esta zona retiene menos coque; esto se debe a que representa la primera fase por donde pasa el residual y, además, es la sección que está más lejos de las llamas del horno.

Figura 40

Evolución de la temperatura promedio de piel por cada paso



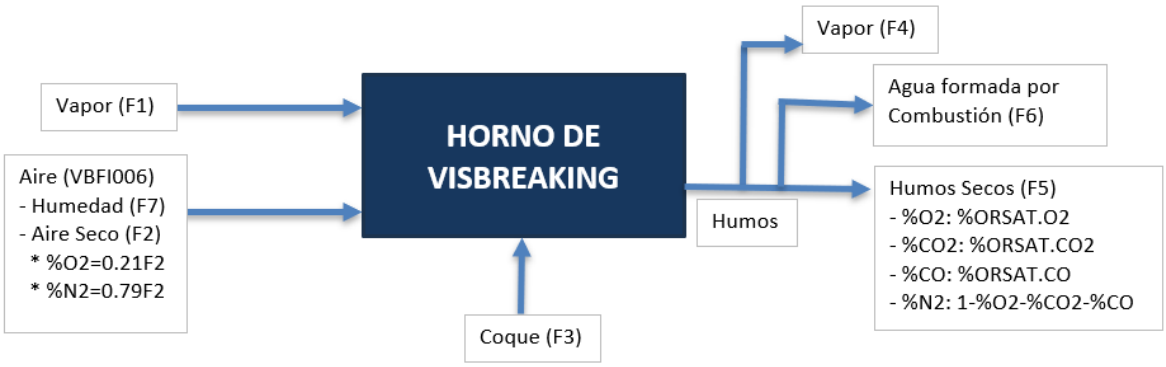
En la figura 40 podemos verificar que la temperatura promedio de las pieles de los 4 pasos han disminuidos significativamente. Según la gráfica, el paso 1 era el que más coque tenía en comparación a los demás pasos y, luego del decoquizado, todos bajaron a menos de 450°C. Un punto importante a tener en cuenta durante la operación normal del horno es que todos los pasos deben manejar las mismas temperaturas de trabajo y ello se debe regular constantemente por medio de un balance de la carga entre los 4 pasos. También se observa que el paso 2 tiene 20°C más en comparación a los otros 3 pasos por lo que se requiere ajustar la carga poniendo especial atención a este paso para evitar que vuelva a coquificarse.

6.2. Cantidad de coque quemado

El decoquizado térmico no permite pesar la cantidad de coque obtenido de los pasos debido a que la mayor parte de coque se combustiona y el remanente se va al drenaje. Por ello, un método para estimar el coque despojado es por medio de un balance de materia sobre los humos:

Figura 41

Balance de materia durante el decoquizado



6.2.1. Consideraciones para el balance:

- La composición química del coque es compleja y varía en función a su origen por lo que no es posible definirlo con una nomenclatura específica, se asume que tiene la forma general: C_xH_y.
- Para fines de la estimación del coque despojado, se asume que las únicas reacciones producidas dentro de los tubos son de combustión completa e incompleta por la presencia de CO2 y CO en los humos. Por ello, se considera que solo se generaron las siguientes ecuaciones químicas:

$$C_{(s)} + O_2 \rightarrow CO_2 \quad \text{... (Eq. 6.1)}$$

$$2C_{(s)} + O_2 \rightarrow 2CO \quad \text{... (Eq. 6.2)}$$

$$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O \quad \text{... (Eq. 6.3)}$$

- Físicamente, se tiene 4 puntos por donde se ingresa aire y vapor en simultaneo, los cuales son los 4 pasos del horno y una sola salida la cual es la chimenea en forma de humos. Con el fin de reducir los cálculos y aprovechar las composiciones teóricas del

aire seco y los resultados del análisis orsat en base seca, se definió el balance con las corrientes representadas en la figura 41.

- El flujo de salida de vapor del horno F4 es la suma de la humedad del aire que ingresa (F7) más el flujo de vapor que se inyecta al horno (F1). No participa en los cálculos.
- La corriente de coque F3 hace referencia al coque combustionado durante el decoquizado y no considera el coque residual que pudo haber quedado luego del quemado. Hallar esta corriente es el objetivo final de este balance.

6.2.2. Pasos para el cálculo del coque total despojado:

Partiremos calculando el flujo de aire seco hacia el horno en Kmol/h.

$$F_{2(aire\ seco)}\left(\frac{kmol}{h}\right) = \frac{VBFI006}{22.4} * (1 - \Psi) \quad \text{... (Eq. 6.4)}$$

Donde:

F_2: Flujo de aire seco al horno en kmol/h

$VB - FI006$: Código según tabla 7 del Transmisor de flujo de aire en Nm3/h.

Ψ: Humedad absoluta

Para estimar la humedad absoluta partiremos de los datos de presión y temperatura ambiente además de asumir una humedad relativa de 97% para simplificar los cálculos:

$$\Psi = \frac{PM_{agua}}{PM_{aire}} * \left[\frac{\emptyset * P_{sat}}{P_{atm} - (\emptyset * P_{sat})}\right] \quad \text{... (Eq. 6.5)}$$

Donde:

PM_{agua}: Peso molecular del agua (18kg/kmol)

PM_{aire}: Peso molecular del aire (28.966kg/kmol)

P_{sat}: Presión de saturación (en mmHg)

P_{atm}: Presión atmosférica (en mmHg)

$\emptyset$:Humedad relativa (asumida en 97%)

$$\Psi = \frac{18}{28.966} * \left[\frac{0.97P_{sat}}{P_{atm} - (0.97P_{sat})}\right] \quad \text{... (Eq. 6.6)}$$

Para calcular la presión de saturación (en mmHg), se utiliza la ecuación de Antoine:

$$\ln(P_{sat}) = a - \frac{b}{T_{atm} - c} \quad \text{... (Eq. 6.7)}$$

$$\ln(P_{sat}) = 18.3036 - \frac{3816.44}{T_{atm} - 46.13} \quad \text{... (Eq. 6.8)}$$

Donde:

T_{Atm}: Temperatura atmosférica (en K)

P_{atm}: Presión de saturación (en mmHg)

Los valores de flujo de aire seco calculados se recogen en la siguiente tabla. Se considera datos promediados de cada 6 horas durante los días de quemado empezando por el día 2 hasta finalizar el día 11.

Tabla 15

Cálculo de flujo de aire seco del día 2 al 11

Fecha	Hora	Aire Húmedo (Nm3/h)	Temp. Aire Planta (°C)	Psaturación (mmhg)	Humedad Abs.(kg agua /kg aire)	Aire Seco (Kg/mol)
DIA 2	[00 - 06]	41.6	24.4	22.7	0.019	1.82
DIA 2	[06 - 12]	62.8	25.0	23.5	0.019	2.75
DIA 2	[12 - 18]	79.0	27.7	27.7	0.023	3.45
DIA 2	[18 - 24]	117.2	25.4	24.2	0.020	5.13
DIA 3	[00 - 06]	175.4	23.1	21.0	0.017	7.70
DIA 3	[06 - 12]	151.2	24.2	22.5	0.018	6.63
DIA 3	[12 - 18]	93.6	27.0	26.6	0.022	4.09
DIA 3	[18 - 24]	184.2	22.3	20.0	0.016	8.09
DIA 4	[00 - 06]	196.2	21.5	19.1	0.015	8.62
DIA 4	[06 - 12]	197.9	24.3	22.6	0.018	8.67
DIA 4	[12 - 18]	232.1	28.6	29.2	0.024	10.11
DIA 4	[18 - 24]	219.1	21.4	19.0	0.015	9.63
DIA 5	[00 - 06]	223.4	21.0	18.4	0.015	9.82
DIA 5	[06 - 12]	254.5	24.5	22.9	0.019	11.15
DIA 5	[12 - 18]	230.1	28.3	28.7	0.024	10.03
DIA 5	[18 - 24]	262.7	22.7	20.5	0.017	11.53
DIA 6	[00 - 06]	293.3	21.3	18.9	0.015	12.89
DIA 6	[06 - 12]	320.5	25.5	24.2	0.020	14.03
DIA 6	[12 - 18]	333.9	29.6	30.9	0.026	14.53
DIA 6	[18 - 24]	327.8	23.4	21.4	0.017	14.38
DIA 7	[00 - 06]	334.6	21.7	19.3	0.016	14.70
DIA 7	[06 - 12]	326.5	24.7	23.2	0.019	14.30
DIA 7	[12 - 18]	248.2	27.8	27.8	0.023	10.83
DIA 7	[18 - 24]	210.2	23.9	22.1	0.018	9.22
DIA 8	[00 - 06]	270.8	21.9	19.6	0.016	11.90

DIA 8	[06 - 12]	139.9	22.7	20.5	0.017	6.14
DIA 8	[12 - 18]	4.8	25.4	24.1	0.020	0.21
DIA 8	[18 - 24]	57.0	24.8	23.3	0.019	2.50
DIA 9	[00 - 06]	213.4	23.0	20.9	0.017	9.36
DIA 9	[06 - 12]	213.9	25.1	23.8	0.019	9.36
DIA 9	[12 - 18]	235.3	28.1	28.4	0.023	10.26
DIA 9	[18 - 24]	253.4	21.8	19.4	0.016	11.13
DIA 10	[00 - 06]	300.7	21.3	18.8	0.015	13.22
DIA 10	[06 - 12]	311.1	26.6	25.9	0.021	13.60
DIA 10	[12 - 18]	322.6	29.0	29.8	0.025	14.05
DIA 10	[18 - 24]	261.4	24.3	22.6	0.018	11.46
DIA 11	[00 - 06]	284.8	22.9	20.7	0.017	12.50
DIA 11	[06 - 12]	309.2	27.1	26.6	0.022	13.50
DIA 11	[12 - 18]	336.2	30.6	32.8	0.027	14.60
DIA 11	[18 - 24]	264.2	23.3	21.3	0.017	11.59

Con el flujo de aire seco hallado, se calculó el caudal molar de los humos del decoquizado (F5) en base seca. Se considera que el flujo molar de N2 del aire es la misma cantidad que en los humos ya que es inerte:

$$N_2\ en\ aire = N_2\ en\ humos \quad \text{... (Eq. 6.9)}$$

$$X_{F2}^{N2} * F_2 = X_{F5}^{N2} * F_5$$

$$\frac{0.79 * F_2}{1 - ORSAT.O_2 - ORSAT.CO_2 - ORSAT.CO} = F_5 \quad \text{... (Eq. 6.10)}$$

Con el flujo molar de los humos podemos calcular el caudal molar de cada componente (O2, CO2, CO, H2O y N2).

- Cálculo del caudal molar de O2:

$$N_{F5}^{O2} = X_{F5}^{O2} * F_5 \quad \text{... (Eq. 6.11)}$$

$$N_{F5}^{O2} = \frac{ORSAT.O_2 * 0.79 * F_2}{1 - ORSAT.O_2 - ORSAT.CO_2 - ORSAT.CO} \quad \text{... (Eq. 6.12)}$$

- Cálculo del caudal molar de CO2:

$$N_{F5}^{CO2} = X_{F5}^{CO2} * F_5 \quad \text{... (Eq. 6.13)}$$

$$N_{F5}^{CO2} = \frac{ORSAT.CO_2 * 0.79 * F_2}{1 - ORSAT.O_2 - ORSAT.CO_2 - ORSAT.CO} \quad \text{... (Eq. 6.14)}$$

- Cálculo del caudal molar de CO:

$$N_{F5}^{CO} = X_{F5}^{CO} * F_5 \quad \text{... (Eq. 6.15)}$$

$$N_{F5}^{CO} = \frac{ORSAT.CO * 0.79 * F_2}{1 - ORSAT.O_2 - ORSAT.CO_2 - ORSAT.CO} \quad \text{... (Eq. 6.16)}$$

Con los flujos molares de los compuestos de carbono se puede calcular el contenido de carbono en el coque.

$$N_{F3}^{C} = N_{F5}^{C} + N_{F5}^{CO2} + N_{F5}^{CO} \quad \text{... (Eq. 6.17)}$$

$$N_{F3}^{C} = N_{F5}^{CO2} + N_{F5}^{CO} \quad \text{... (Eq. 6.18)}$$

Para estimar el hidrogeno que contiene el coque se calcula el agua producida por la combustión considerando la estequiometría de la ecuación 6.3. Por cada mol de oxígeno consumido, se genera 2 moles de agua.

El oxígeno de la corriente de ingreso de aire F2 se consumió para convertirse en CO y CO2 y la fracción que no reaccionó es la porción de oxígeno en la corriente de humos F5. Si restamos los valores anteriores con respecto al flujo de oxígeno inicial podremos obtener el oxígeno que reaccionó con hidrogeno para forma H2O:

$$F_6\left(\frac{Kmol}{h}\right) = 2\left(N_{F2}^{02} - N_{F5}^{C02} - N_{F5}^{O2} - \frac{N_{F5}^{CO}}{2}\right) \quad \text{... (Eq. 6.19)}$$

El número de moles de H2O generados son los mismos que los de hidrogeno gaseoso consumido:

$$N_{F5}^{H20} = N_{F3}^{H2} \quad \text{... (Eq. 6.20)}$$

Con ambos valores obtenido podemos calcular el flujo de coque despojado:

$$F_3\left(\frac{Kmol}{h}\right) = N_{F3}^{H2} + N_{F3}^{C} \quad \text{... (Eq. 6.21)}$$

$$F_3\left(\frac{Kg}{h}\right) = 2.02 * N_{F3}^{H2} + 12 * N_{F3}^{C}$$

Se realizó un promedio de las variables cada 6 horas por día durante el quemado para estimar el coque despojado. La razón es debido a que el flujo de aire variaba en función a la cantidad de pasos alineados al decoquizado. Los resultados se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 16

Cálculo de flujo de humos del día 2 al 11

Fecha	Hora	Aire Seco (Kmol/h)	Humos (Kmol/h)	O2 en Humos (Kmol/h)	CO2 en Humos (Kmol/h)	CO en Humos (Kmol/h)
DIA 2	[00 - 06]	1.8	1.8	0.082	0.222	0.043
DIA 2	[06 - 12]	2.7	2.7	0.097	0.407	0.049
DIA 2	[12 - 18]	3.4	3.3	0.184	0.398	0.040
DIA 2	[18 - 24]	5.1	5.0	0.358	0.573	0.066
DIA 3	[00 - 06]	7.7	7.7	0.131	1.363	0.127
DIA 3	[06 - 12]	6.6	6.6	0.149	1.155	0.100
DIA 3	[12 - 18]	4.1	4.1	0.095	0.736	0.074
DIA 3	[18 - 24]	8.1	8.2	0.163	1.486	0.122
DIA 4	[00 - 06]	8.6	8.5	0.093	1.413	0.144
DIA 4	[06 - 12]	8.7	8.7	0.087	1.638	0.139
DIA 4	[12 - 18]	10.1	10.2	0.510	1.556	0.148
DIA 4	[18 - 24]	9.6	9.7	0.180	1.779	0.180
DIA 5	[00 - 06]	9.8	9.9	0.306	1.656	0.163
DIA 5	[06 - 12]	11.1	11.1	0.643	1.497	0.144
DIA 5	[12 - 18]	10.0	10.0	0.500	1.429	0.140
DIA 5	[18 - 24]	11.5	11.5	0.683	1.556	0.132
DIA 6	[00 - 06]	12.9	12.9	0.555	1.981	0.181
DIA 6	[06 - 12]	14.0	14.0	0.726	1.982	0.167
DIA 6	[12 - 18]	14.5	14.3	0.944	1.731	0.157
DIA 6	[18 - 24]	14.4	14.2	1.299	1.434	0.107
DIA 7	[00 - 06]	14.7	14.4	1.820	0.885	0.065
DIA 7	[06 - 12]	14.3	14.0	2.138	0.503	0.035
DIA 7	[12 - 18]	10.8	10.5	1.857	0.084	0.000
DIA 7	[18 - 24]	9.2	9.2	0.707	1.086	0.104
DIA 8	[00 - 06]	11.9	11.7	1.077	1.147	0.082
DIA 8	[06 - 12]	6.1	6.0	0.876	0.252	0.018
DIA 8	[12 - 18]	0.2	0.2	0.030	0.009	0.001
DIA 8	[18 - 24]	2.5	2.4	0.356	0.102	0.007
DIA 9	[00 - 06]	9.4	9.1	1.565	0.155	0.009
DIA 9	[06 - 12]	9.4	9.1	1.691	0.050	0.000
DIA 9	[12 - 18]	10.3	10.2	0.479	1.509	0.102
DIA 9	[18 - 24]	11.1	11.2	0.180	2.100	0.157
DIA 10	[00 - 06]	13.2	13.0	0.874	1.604	0.117
DIA 10	[06 - 12]	13.6	13.2	1.655	0.775	0.073
DIA 10	[12 - 18]	14.0	13.7	2.430	0.109	0.014
DIA 10	[18 - 24]	11.5	11.0	1.558	0.420	0.022
DIA 11	[00 - 06]	12.5	12.2	1.131	1.082	0.073
DIA 11	[06 - 12]	13.5	13.4	0.856	1.719	0.134
DIA 11	[12 - 18]	14.6	14.3	1.685	0.999	0.057
DIA 11	[18 - 24]	11.6	11.3	1.267	0.849	0.045

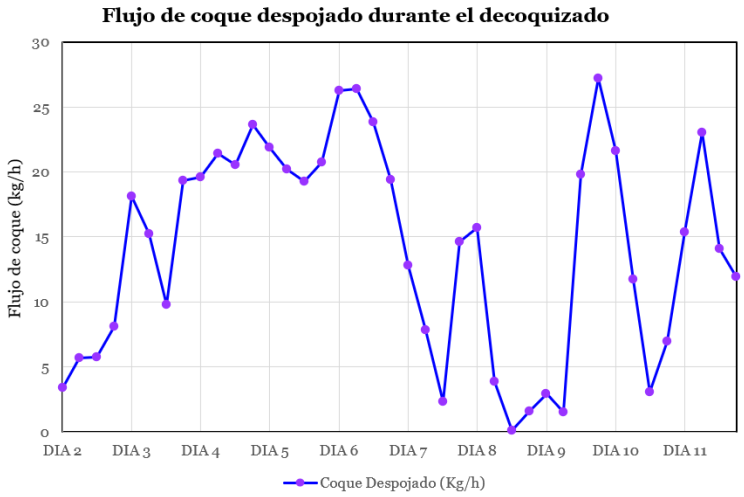
Tabla 17

Cálculo de coque despojado del día 2 al 11

Fecha	Hora	carbono en coque (Kmol/h)	Hidrogeno en coque (Kmol/h)	Coque Despojado (Kg/h)	Coque Acumulado (Kg)
DIA 2	[00 - 06]	0.264	0.115	3.4	20.4
DIA 2	[06 - 12]	0.456	0.097	5.7	54.5
DIA 2	[12 - 18]	0.438	0.243	5.7	88.9
DIA 2	[18 - 24]	0.639	0.225	8.1	137.6
DIA 3	[00 - 06]	1.490	0.117	18.1	246.3
DIA 3	[06 - 12]	1.255	0.074	15.2	337.6
DIA 3	[12 - 18]	0.810	0.020	9.8	396.1
DIA 3	[18 - 24]	1.608	0.022	19.3	512.2
DIA 4	[00 - 06]	1.557	0.465	19.6	629.9
DIA 4	[06 - 12]	1.778	0.051	21.4	758.5
DIA 4	[12 - 18]	1.704	0.033	20.5	881.6
DIA 4	[18 - 24]	1.959	0.054	23.6	1023.3
DIA 5	[00 - 06]	1.819	0.038	21.9	1154.7
DIA 5	[06 - 12]	1.642	0.257	20.2	1276.0
DIA 5	[12 - 18]	1.569	0.216	19.3	1391.5
DIA 5	[18 - 24]	1.688	0.234	20.7	1515.9
DIA 6	[00 - 06]	2.161	0.164	26.3	1673.4
DIA 6	[06 - 12]	2.149	0.309	26.4	1831.9
DIA 6	[12 - 18]	1.889	0.592	23.8	1975.0
DIA 6	[18 - 24]	1.541	0.466	19.4	2091.5
DIA 7	[00 - 06]	0.949	0.702	12.8	2168.3
DIA 7	[06 - 12]	0.538	0.689	7.8	2215.3
DIA 7	[12 - 18]	0.084	0.664	2.3	2229.3
DIA 7	[18 - 24]	1.190	0.181	14.6	2317.1
DIA 8	[00 - 06]	1.229	0.467	15.7	2411.2
DIA 8	[06 - 12]	0.270	0.306	3.9	2434.3
DIA 8	[12 - 18]	0.009	0.010	0.1	2435.1
DIA 8	[18 - 24]	0.110	0.125	1.6	2444.5
DIA 9	[00 - 06]	0.164	0.483	2.9	2462.1
DIA 9	[06 - 12]	0.050	0.451	1.5	2471.2
DIA 9	[12 - 18]	1.610	0.231	19.8	2589.9
DIA 9	[18 - 24]	2.258	0.042	27.2	2753.0
DIA 10	[00 - 06]	1.721	0.480	21.6	2882.7
DIA 10	[06 - 12]	0.848	0.777	11.7	2953.0
DIA 10	[12 - 18]	0.123	0.809	3.1	2971.6
DIA 10	[18 - 24]	0.442	0.833	7.0	3013.4
DIA 11	[00 - 06]	1.155	0.750	15.4	3105.6
DIA 11	[06 - 12]	1.852	0.388	23.0	3243.6
DIA 11	[12 - 18]	1.056	0.708	14.1	3328.1
DIA 11	[18 - 24]	0.894	0.590	11.9	3399.6

Figura 42

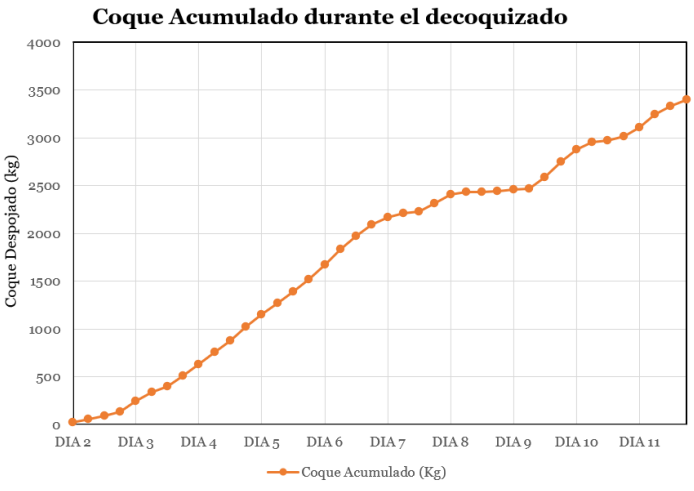
Flujo de coque despojado durante el decoquizado



De acuerdo con la figura 42, se muestra el caudal de coque quemado por hora, donde se observa que hay ciertos días donde la cantidad fue mínima debido a los problemas con la inyección de aire analizado en anterior apartado. En adición, podemos observar que los días en donde se retiró más coque fue cuando los 4 pasos estaban quemándose en simultaneo.

Figura 43

Coque Acumulado durante el decoquizado



En la figura 43 sobre el coque acumulado en el tiempo, se observa una pendiente lineal en los primeros días y luego una meseta por el problema con el aire. La pendiente se vuelve menos pronunciada en los últimos días porque se encontraba quemando un paso a la

vez. Esta figura nos indica que al finalizar el decoking se tuvo aproximadamente 3.4 toneladas de coque combustionado en los serpentines del horno.

El tonelaje calculado a partir del balance de humos (3.4 toneladas) representa únicamente el coque que realmente fue combustionado durante el proceso. Sin embargo, debemos considerar el efecto generado por los 6 ciclos de spalling iniciales, que también produjeron un despojamiento con un mayor impacto en la zona radiante. Además, se debe tener en cuenta el desprendimiento parcial que se produce durante el quemado y que es arrastrado como partículas en suspensión en el vapor hacia el drum de decoquizado. Este fenómeno se llama carryover y su efecto es mínimo en los decoquizados térmicos. (Ellis & Paul, 1998; Heynderickx et al., 2006).

Se aplicó un factor de corrección global del 15% (10% de remoción atribuible al spalling y 5% por el carryover continuo, durante los 11 días de quemado). De esta manera, se estima que la cantidad total de coque removido fue de aproximadamente 3.9 toneladas.

$$F_{Coque\ Total} = k * F_{Coque\ humos} \quad \text{... (Eq. 6.22)}$$

$$F_{Coque\ Total} = (1.10 + 1.05) * 3.4 \ = 3.9\ tn$$

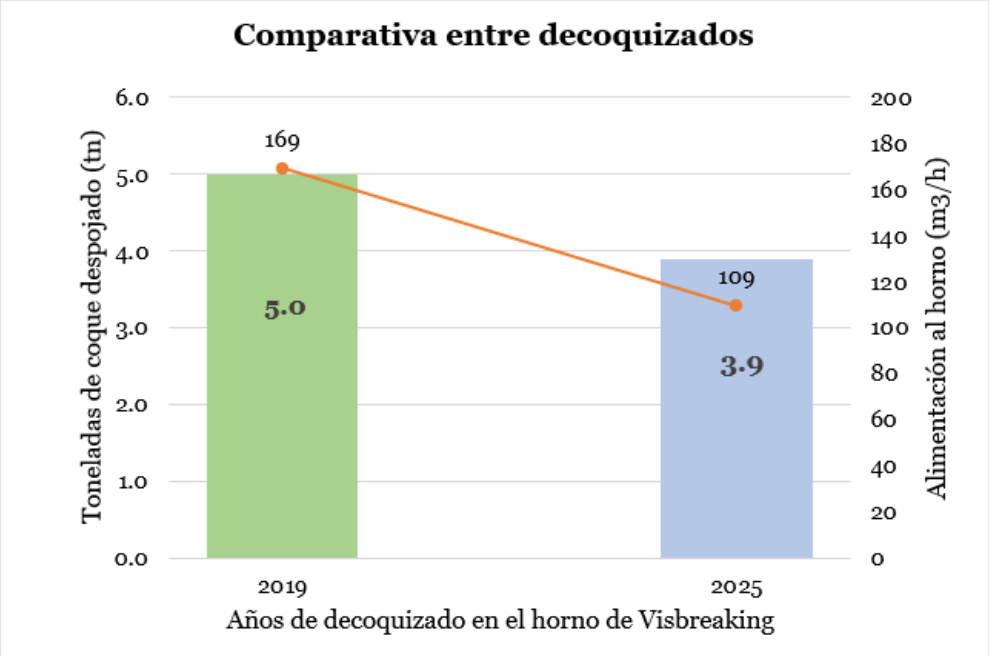
Si comparamos la cantidad despojada con el decoking mecánico realizado hace 5 años, se puede afirmar que se retiró menos coque. Nexxo (2019) reportó que el decoking realizado en 2019 retiró 5.6 m3 de coque de los pasos del horno. El coque retirado es un coque esponjoso y frágil formado por nucleación y precipitación de asfáltenos, diferente al carbón vegetal o mineral. Realizando una conversión a toneladas, con una densidad promedio de *petcoke* (coque de petróleo) de 0.9 g/cm³ (Ecopetrol S.A., 2023; MN Commodities, s. f.), se obtuvo 5.0 toneladas despojadas.

El hecho de que se haya obtenido menos coque con el decoquizado térmico descrito en el presente trabajo, no significa que no haya sido exitoso. El ratio de acumulación de coque en los años depende de múltiples factores como la temperatura objetivo del horno, la composición de la carga y el flujo de alimentación. En la figura 44, se valida que en el 2019 se

tenía un mayor flujo de alimentación al horno, por ende, es factible que se haya generado una mayor acumulación del coque que en épocas actuales.

Figura 44

Comparativa de rendimiento entre decoquizados



6.3. Eficiencia Térmica del horno

El proceso de decoquizado térmico se realizó no solo con el fin de salvaguardar la integridad del equipo, sino también con el objetivo de aumentar la eficiencia de transferencia de calor desde los gases de combustión hacia la alimentación que fluye por el horno. Existen diversos métodos para calcular la eficiencia térmica de un horno, siendo el más básico la relación entre el calor ganado del proceso sobre el calor suministrado por el combustible en los quemadores del horno (API, 2016).

$$Eficiencia\ (\%) = \frac{Calor\ absorbido}{Calor\ suministrado} * 100\ \% \quad \text{... (Eq. 6.23)}$$

$$Eficiencia\ (\%) = \frac{Calor\ suministrado - Pérdidas\ de\ Calor\ por\ chimenea - Pérdidas\ de\ Calor\ por\ radiación}{Calor\ suministrado} * 100\ \% \quad \text{... (Eq. 6.24)}$$

Es común que parte del calor suministrado no sea aprovechado por el horno, debido a que una fracción se pierde en los humos y otra se disipa en las paredes del horno, puesto que

el sistema no es 100% adiabático. Para ello, se han diseñado precalentadores que intercambian el calor de los gases de combustión con el aire que ingresa hacia los quemadores, aportando la energía térmica requerida para que las moléculas superen la energía de activación de la combustión de manera más eficiente.

Para el cálculo de la eficiencia térmica del horno, se utiliza el método de Patel (2005), el cual interpreta la ecuación 6.24 y la desarrolla en función del análisis de los gases de combustión, así como de la temperatura de la chimenea. Este método busca simplificar el cálculo de pérdidas de calor y usar gráficos estándar para determinar el aire en exceso y entalpia de los componentes de gas de la chimenea. Este método es de un amplio uso en la industria por la facilidad de su aplicación y confiabilidad de resultados coherentes con métodos más rigurosos como los descritos en el estándar API 560, el cual es la referencia actual para diseños y evaluaciones de hornos en refinerías.

Expresaremos la ecuación 6.24 de la siguiente manera:

$$\eta\ (\%) = \frac{(LHV + Ha\ + Hf) - Qs - Qr}{(LHV + Ha\ + Hf)} * 100\% \qquad \ldots (\text{Eq. } 6.25)$$

Donde:

η (%): Eficiencia térmica neta en %

LHV: Poder calorífico inferior o Calor suministrado por el combustible en Btu/lb

Ha: Calor suministrado como calor sensible del aire en Btu/lb

Hf: Calor suministrado como calor sensible del combustible en Btu/lb

Qs: Perdidas de calor por la chimenea en Btu/lb

Qr: Perdidas de calor por radiación asumida en Btu/lb

Se definen los valores promedio de la temperatura de chimenea, el flujo de ingreso de gas combustible, el aire al horno, la composición del gas combustible y el porcentaje de oxígeno en los gases de combustión, antes y después del decoquizado

Tabla 18

Condiciones operativas antes y después del decoquizado

Tag Variable	Descripción	1 mes antes del Decoking	1 mes después del Decoking
VB-TI003	Temp. chimenea (°C)	286.7	301.3
VB-TI009	Temp. aire (°C)	100.7	27.1
VB-TI008	Temp. fuel gas (°C)	76.7	66.8
VB-AI012	%o2 en humos	7.1	3.4
VB-FI007	Consumo fuel gas en Nm3/h	820.0	1165.8
PMfg	Peso Molecular de fuel gas (g/mol)	39.3	32.5

Entre las condiciones operativas mostradas, se comenta que la temperatura del aire de ingreso a los quemadores varió significativamente, porque antes del decoking se tenía un precalentador de aire en servicio que aprovechaba los humos del horno y posterior al arranque no se pudo encender por una avería mayor. El gas combustible está compuesto en mayor proporción de propano y butano, aproximadamente en un 50% mol. La variación de su peso molecular depende de la naturaleza del crudo de alimentación a la fraccionadora atmosférica, ya que estos gases combustibles provienen del tope de la columna y se mezclan con un poco de gas natural de la red externa en un tanque de balance que alimenta a los quemadores de los hornos de las plantas. La temperatura del fuel gas al ingreso también está sujeta a la temperatura promedio del tanque de balance y al correcto funcionamiento del traceado de vapor que mantiene el gas caliente hasta llegar al quemador y evitar que se condense.

Tabla 19

Composición de gas combustible antes y después del decoquizado

Composición del gas combustible (% mol)	1 mes antes del Decoking	1 mes después del Decoking
Metano	27.35	42.25
Hidrogeno	5.38	7.37
Etano	6.09	6.88
Etileno	0.68	1.10

Propano	16.68	10.46
Propileno	0.37	0.74
Butano	34.98	23.18
Butileno	0.74	0.98
Pentano	4.61	4.48
Nitrógeno	1.64	1.34
Monóxido de Carbono	0.12	0.27
Dióxido de Carbono	1.16	0.55
Sulfuro de Hidrogeno	0.10	0.05

Para calcular el poder calorífico inferior del combustible antes y después del decoquizado, partimos de multiplicar las fracciones molares de cada componente por el flujo de gas total, con ello obtenemos los flujos masicos parciales de cada componente del gas combustible. Este valor se multiplica con el valor calorífico inferior teórico para poder hallar el poder calorífico de cada componente. El LHV se calcula como:

$$LHV\ (Btu/lb\ ) = \frac{\sum_{j=1}^{n} x_j * M_j * LHV_j}{\sum_{j=1}^{n} x_j * M_j} \quad \text{... (Eq. 6.26)}$$

Donde:

x_j: Fracción molar del componente j de gas combustible.

M_j: Peso molecular del componente j de gas combustible.

n: Número total de componentes

LHV_j: Poder calorífico inferior del componente j de gas combustible.

Los resultados de los cálculos realizados se muestran en la Tabla 20 para el LHV antes del decoquizado y en la Tabla 21 para el LHV después del decoquizado. Se observa que antes de la limpieza este flujo calórico era mayor, por lo que se suministraba más calor que después del mantenimiento; esto se debe a que se requería un mayor aporte de LHV para compensar la menor temperatura de entrada al horno causada por el fouling.

Tabla 20

Poder Calorifico inferior del gas combustible 1 mes antes del decoquizado

Composición FG	Flujo Molar en moles/hr	Peso Molecular (g/mol)	Peso Total (lb/hr)	Valor calorífico bruto NCV (Btu/lb)	Valor Carlorífico LHV (Btu/hr)
Metano (CH4)	27.3	16	0.965	21500	20738.0

Hidrogeno (H2)	5.4	2	0.024	51600	1224.4
Etano (C2H6)	6.1	30	0.403	20420	8231.3
Etileno (C2H4)	0.7	28	0.042	20290	857.2
Propano (C3H8)	16.7	44	1.618	19930	32246.2
Propileno (C3H6)	0.4	42	0.035	19690	683.4
Butano (C4H10)	35.0	58	4.472	19670	87967.6
Butileno (C4H8)	0.7	56	0.091	19420	1776.3
Pentano (C5H12)	4.6	72	0.732	19500	14276.8
Nitrogeno (N2)	1.6	28	0.101	0	0.0
Monóxido de Carbono (CO)	0.1	28	0.007	4345	32.1
Dióxido de Carbono (CO2)	1.2	44	0.112	0	0.0
Sulfuro de Hidrogeno (H2S)	0.1	34	0.007	6550	48.8
Total	100		8.610		168082.1
	Total/lb of fuel				19521.0

Tabla 21

Poder calorífico inferior del gas combustible 1 mes después del decoquizado

Composición FG	Flujo Molar en moles/hr	Peso Molecular (g/mol)	Peso Total (lb/hr)	Valor calorífico bruto NCV (Btu/lb)	Valor Carlorífico LHV (Btu/hr)
Metano (CH4)	42.3	16	1.490	21500	32042.0
Hidrogeno (H2)	7.4	2	0.032	51600	1676.9
Etano (C2H6)	6.9	30	0.455	20420	9287.9
Etileno (C2H4)	1.1	28	0.068	20290	1383.9
Propano (C3H8)	10.5	44	1.015	19930	20229.2
Propileno (C3H6)	0.7	42	0.069	19690	1356.8
Butano (C4H10)	23.4	58	2.989	19670	58798.8
Butileno (C4H8)	1.0	56	0.121	19420	2349.4
Pentano (C5H12)	4.5	72	0.711	19500	13862.6
Nitrogeno (N2)	1.3	28	0.083	0	0.0
Monóxido de Carbono (CO)	0.3	28	0.016	4345	71.5
Dióxido de Carbono (CO2)	0.5	44	0.053	0	0.0
Sulfuro de Hidrogeno (H2S)	0.1	34	0.004	6550	26.5
Total	100		7.107		141085.6
	Total/lb of fuel				19850.5

Para calcular las pérdidas de calor por la chimenea (Qs), se hallan las entalpías de los componentes de los gases de combustión a la temperatura de la chimenea. Para ello, primero calculamos cuanto oxigeno estequiométrico se requiere para la reacción de combustión de cada componente del gas combustible. Se multiplica el flujo molar parcial de cada

componente (metano, H2, Butano, etc) por los moles de oxígeno teóricos, según la tabla 41 del Anexo 4. Como ya se tiene el combustible y oxígeno requerido para producir una reacción de combustión, podemos hallar los moles producidos de dióxido de carbono, agua y dióxido de azufre. Para la estimación de los componentes de los humos, asumimos que toda la combustión fue completa, por lo que no consideramos la formación de monóxido de carbono. Con respecto al Oxígeno presente en el humo, se tiene que la operación normal del horno se hace con un % de aire en exceso para evitar la aparición de eventos de humeo negro por generación de combustión incompleta, por ello, se considera el valor de %O2 del VB-AI02 para la estimación el aire en exceso.

$$\begin{matrix} Moles\ de \\ O2\ actuales \end{matrix}(mol) = \begin{matrix} Moles\ teóricos\ de \\ O2\ requerido \end{matrix} * Exceso\ de\ aire \qquad \text{... (Eq. 6.27)}$$

$$\begin{matrix} Moles\ de\ aire \\ de\ combustión \end{matrix}(mol) = \begin{matrix} Moles\ de \\ O2\ actuales \end{matrix} * \frac{100}{21} \qquad \text{... (Eq. 6.28)}$$

Con las moles de aire requerido, podemos hallar el flujo total de humos según balance de materia. Los valores calculados se presentan en la tabla 22.

$$Humos = \begin{matrix} Gas \\ Combustible \end{matrix} + \begin{matrix} Moles\ de\ aire \\ de\ combustión \end{matrix}$$

$$F_{humos} = F_{gas\ comb.} + F_{aire} \qquad \text{... (Eq. 6.29)}$$

Tabla 22

Cálculos de flujo de aire de comb. y humos antes y después del Decoking.

Descripción	Unidad	1 mes antes del Decoking	1 mes después del Decoking
% Exceso de Aire	%	47.1	17.9
Oxígeno Requerido	moles/hr	639.5	430.5
Aire de Combustión	lb/hr	194.7	131.1
Ratio Aire de Comb./lb de Gas Combustible	lb/lb FG	22.6	18.4
Flujo de Humos	lb/hr	203.3	138.2
Ratio Humos/lb de Gas Combustible	lb/lb FG	23.6	19.4

Para calcular los flujos molares parciales de cada componente en los humos, se tienen los siguientes balances por componente:

- $Moles\ CO_2\ en\ humos = CO_2\ generado + CO_2\ en\ gas\ combustible$
- $Moles\ H_2O\ en\ humos = H_2O\ generado + H_2O\ en\ gas\ combustible$
- $Moles\ SO_2\ en\ humos = SO_2\ generado + SO_2\ en\ gas\ combustible$
- $Moles\ O_2\ en\ humos = O_2\ en\ aire\ de\ combustión - O_2\ consumido$
- $Moles\ N_2\ en\ humos = N_2\ en\ aire\ seco + N_2\ en\ gas\ combustible$

Para la estimación de las entalpías a la temperatura de la chimenea antes y después del decoking, usaremos una correlación de temperatura vs entalpía según valores típicos de bibliografía de Patel (2005). Con el producto de la entalpia por el flujo parcial, obtenemos el calor perdido por componente y poder calcular el total de perdidas por la chimenea. Estos valores se observan en las tablas 23 y 24 para el antes y después del decoking.

Tabla 23

Perdidas por Chimenea 1 mes antes del decoquizado

Composición en Humos	Gases en humos (Moles/hr)	Peso Molecular (g/mol)	Peso Total (lb/hr)	Peso/Peso de FG (lb/lb de FG)	Entalpía de gases de los humos	Calor Contenido (Btu/lb FG)
CO2	258.12	44	25.04	2.91	113.3	329.49
H2O	353.18	18	14.02	1.63	231.1	376.10
SO2	0.10	64	0.01	0.00	84.8	0.14
O2	204.75	32	14.44	1.68	110.1	184.71
N2	2407.38	28	148.60	17.26	128.4	2215.80
Total	3223.53					3106.24

Tabla 24

Perdidas por Chimenea 1 mes después del decoquizado

Composición en Humos	Gases en humos (Moles/hr)	Peso Molecular (g/mol)	Peso Total (lb/hr)	Peso/Peso de FG (lb/lb de FG)	Entalpía de gases de los humos	Calor Contenido (Btu/lb FG)
CO2	211.93	44	20.56	2.89	117.3	339.24
H2O	306.54	18	12.16	1.71	238.7	408.57
SO2	0.05	64	0.01	0.00	87.8	0.09
O2	65.38	32	4.61	0.65	113.9	73.89
N2	1620.84	28	100.05	14.08	132.5	1864.80
Total	2204.74					2686.59

Para la perdida de calor por radiación Qr, se multiplica el poder calorífico inferior LHV por un valor típico asumido en 2.5%.

$$Qr\ (Btu/lb) = LHV * 2.5\% \quad \text{... (Eq. 6.30)}$$

Para el de calor sensible del aire H_a, se requiere conocer el ratio de aire por gas combustible, también la capacidad calorífica especifica del aire (Cp_{aire}) y la temperatura de ingreso de aire al horno ($T_{ing.aire}$) en grados Fahrenheit:

$$H_a\ \left(\frac{Btu}{lb}\right) = \frac{F_{aire}}{F_{gas\ comb.}} * Cp_{aire} * (T_{ing.aire} - 60) \quad \text{... (Eq. 6.31)}$$

Para el calor sensible del gas combustible H_f, se requiere saber su capacidad calorífica especifica (Cp_{gas}) y la temperatura de ingreso del gas al horno ($T_{ing.gas}$) en Fahrenheit:

$$H_f\ \left(\frac{Btu}{lb}\right) = Cp_{gas} * (T_{ing.gas} - 60) \quad \text{... (Eq. 6.32)}$$

Con todos los valores calculados, reemplazamos en la ecuación inicial obteniendo la eficiencia antes y después del decoquizado:

$$\eta\ (\%) = \frac{(LHV + Ha\ + Hf) - Qs - Qr}{(LHV + Ha\ + Hf)} * 100\% \quad \text{... (Eq. 6.33)}$$

Los valores numéricos obtenidos por los cálculos se presentan en las siguientes tablas:

Tabla 25

Cálculo de la eficiencia térmica antes y después del decoking

Descripción	Variable	1 mes antes del Decoking	1 mes después del Decoking
Poder Calorífico Inf.	LHV	19521.0	19850.5
Pérdidas por Chimenea	Qs	3106.2	2686.6
Pérdidas por Radiación	Qr	683.2	496.3
Calor Sensible del Aire	Ha	830.3	91.9
Calor Sensible del Gas Comb.	Hf	58.3	48.9
Eficiencia Térmica	η (%)	81.4	84.1

6.4. Coeficiente de transferencia global.

El decoking también beneficia el grado de transferencia de calor entre el gas en combustión y el material de los serpentines del horno. Para hallar el impacto, partimos de la ecuación de transferencia de calor en un intercambiador (Incropera, 2021):

$$Q_{absorbido} = U * A * \Delta T_{log} \quad \text{... (Eq. 6.34)}$$

Donde:

$Q_{absorbido}$: Calor total absorbido por la tubería (en KWatts)

U: Coeficiente global de transferencia de calor.

A: Área superficial de transferencia de calor.

ΔT_{log}: Diferencia de temperatura media logarítmica.

La diferencia de temperatura media logarítmica se define como la gradiente entre los flujos calientes (residual de vacío) y fríos (gas combustible) en los extremos del horno.

$$\Delta T_{log} = \frac{(T_{gas.in} - T_{alimVB.out}) - (T_{gas.out} - T_{alimVB.in})}{Ln\left(\frac{T_{gas.in} - T_{alimVB.out}}{T_{gas.out} - T_{alimVB.in}}\right)} \quad \text{... (Eq. 6.35)}$$

Donde:

$T_{gas.in}$: Temperatura de gas combustible en el hogar del horno.

$T_{gas.out}$: Temperatura de gas combustible en la chimenea del horno

$T_{alimVB.in}$: Temperatura del residual de vacío a la entrada del horno.

$T_{alimVB.out}$: Temperatura del residual de vacío a la salida del horno.

Para determinar el área de transferencia de calor, partimos de la información de la hoja de datos del Anexo 1. La fórmula de transferencia se basa en el área superficial de una típica tubería cilíndrica para el tipo "sin costura" o también conocido como "bare", mientras que, para las tuberías del tipo "extended", se usa un factor de extensión de diseño.

$$A_{bare\_x} = \pi * D * L \quad \text{... (Eq. 6.36)}$$

$$A_{extended\_x} = A_{bare\_x} * F_{extended} \quad \text{... (Eq. 6.37)}$$

Donde:

A_{bare_x}: Área de un tubo tipo "bare" de la zona x del horno.

L: Longitud efectiva calentada. D: Diámetro exterior del tubo.

$A_{extended\_x}$: Área de un tubo tipo "extended" de la zona x del horno.

$F_{extended}$: Factor de extensión.

Tabla 26

Cálculo de área superficial del horno

Descripcion	Zona Radiante	Zona Convectiva 1		Zona Convectiva 2
Fluido de Calentamiento		Residual		Vapor
Tipo de tubos	Bare	Extended	Bare	Extended
Diámetro exterior del tubo (m)	0.1016	0.1016	0.1016	0.1016
Longitud efectiva calentada (m)	17.15	6.546	6.546	6.546
Área /tubo (m2/tubo)	5.474	2.089	2.089	2.089
Numero de tubos	112	88.0	24.0	32
Factor de extensión	No Aplica	3.1	No Aplica	2.8
Area superficial de zona (m2)	613	570	50	187
Area total para fluido (m2)	613	620		187

Para calcular el calor absorbido en Kw por el residual de vacío en el horno, partimos de la ecuación de eficiencia térmica (eq. 6.23) donde el numerador de la fracción se encuentra definido como el calor absorbido por el horno en Btu/lb de Gas combustible. En esta ecuación ya se encuentra descontadas las pérdidas por radiación y chimenea, pero faltaría descontar el calor absorbido por la tubería de vapor de alta presión que aprovecha el calor de los humos para aumentar la eficiencia energética. El calor absorbido por el vapor de alta se calcula con la diferencia de entalpías de acuerdo con la eq. 6.38. Además, se halla la temperatura de los humos en la salida de zona convectiva 1 con la ecuación general de transferencia de calor (eq. 6.34) para la zona convectiva 2 del vapor.

$$Q_{HS} = m_{HS} * (H_{out} - H_{in}) = m_{HS} * (\Delta H_{HS}) \quad \text{... (Eq. 6.38)}$$

Donde:

Q_{HS}: Calor absorbido por el vapor de alta en la zona convectiva 2.

m_{HS}: Flujo de vapor de alta que pasa por la zona convectiva 2.

H_{in}: Entalpía del vapor de alta a la temperatura de ingreso a la zona conv. 2.

H_{out}: Entalpía del vapor de alta a la temperatura de salida de la zona conv. 2.

Tabla 27

Cálculo del calor absorbido por el HS y la temp. a la salida de Zona Conv. 1

Variable	Descripción	Unidad	1 mes antes del Decoking	1 mes después del Decoking
m_HS	Flujo de vapor VB-FI016	kg/h	7500.0	4500
H_in	Entalpía HS de ingreso	kJ/kg	2805.2	2814.4
H_out	Entalpía HS de salida	kJ/kg	2971.3	3036.2
Q_HS	Calor Absorbido por el HS	kW	346.06	277.3
T_gas.out	Temp- chimenea VB-TI003	°c	286.7	301.3
T_alimHS.in	Temp. del ingreso de HS VB-TI014	°c	206.6	206.9
T_alimHS.out	Temp. de salida de HS VB-TI015	°c	277	302.5
ΔT_log	Temp- media logarítmica	°c	92.53	74.14
T_gas.in	Temp. Humos en salida zona Conv. 1	°c	378.2	367.1

Tabla 28

Cálculo de Calor absorbido por la alimentación de Residual

Variable	Descripción	Unidad	1 Mes antes del Decoking	1 Mes después del Decoking
Q/w_Fg	Calor Absorbido Total/Lb de FG	Btu/lb FG	16620.2	16808.6
V_Fg	Vol. consumido fuel gas VB-FI007	Nm3/h	820.0	1165.8
PMfg	Peso Molecular de fuel gas	g/mol	39.35	32.46
W_Fg	Consumo fuel gas VB-FI007	kg/h	1440.4	1689.5
Q_Horno	Calor Absorbido Total del Horno	kW	15468.0	18348.0
Q_HS	Calor Absorbido por el HS	kW	346.06	277.3
Q_Residual	Calor Absorbido por el residual de Vacío	kW	15121.9	18070.7

Se tiene el calor absorbido por el residual de vacío antes y después del decoquizado de acuerdo con los cálculos realizados en la tabla 28. Con este duty calculado, podemos hallar la variación del coeficiente de transferencia global U detallado en la tabla 29.

Tabla 29

Cálculos para el coef. U del horno 1 mes antes y después del decoquizado

Variable	Descripcion	Unidad	1 mes antes del Decoking	1 mes después del Decoking
Q_Residual	Calor Absorbido por el residual de Vacío	kW	15121.9	18070.7
T_gas.out	Temp del Hogar del Horno VB-TI011	°c	719.3	686.2
T_alimVB.in	Temp. del ingreso de Residual VB-TI0001	°c	298.0	280.0
T_alimVB.out	Temp. de salida de Residual VB-TI002	°c	425.5	438.5
T_gas.out	Temp. Humos en salida zona Conv. 1	°c	378.2	367.1
A	Área de transferencia en Residual	m²	1230	1230

U	Coef. Global de transferencia del Horno	W/(m²·K)	74.6	95.4

6.5. Coeficiente de transferencia en el tubo.

Con el coeficiente de transferencia global, se demostró el aumento de la carga térmica hacia el horno; asimismo, mediante el coeficiente de transferencia térmica en la zona radiante de cada paso, es posible evidenciar la reducción significativa del coque. Para ello, partimos de la ley de Fourier en coordinadas cilíndricas considerando que el intercambio de calor se dará por conducción desde la superficie externa del tubo hacia el residual de vacío adentro de la tubería. La principal variante de esta ecuación es la diferencia entre la temperatura de piel de tubos y la temperatura del fluido, ya que aquí buscamos analizar como varía el coeficiente de conductividad térmica efectiva de la superficie externa-> pared interna -> coque -> residual de vacío antes y después del decoking térmico.

$$q_r = -k * \left(\frac{dT}{dx}\right) \quad \dots (Eq. 6.39)$$

$$Q = q_r * A(r)$$

$$Q = -k\left(\frac{dT}{dx}\right) * (2\pi rL)$$

$$\frac{dT}{dx} = -\frac{Q}{2\pi kL} * \left(\frac{1}{r}\right)$$

$$Q = -\frac{2\pi kL}{Ln\left(\frac{r_0}{r_i}\right)} * (t_i - t_0) \quad \dots (Eq. 6.40)$$

$$k_{eff} = -\frac{Q_{paso} * Ln\left(\frac{r_0}{r_i}\right)}{2\pi L(t_{piel} - t_{fluido})} \quad \dots (Eq. 6.41)$$

Donde:

q_R: Flujo de calor en dirección radial (w/m²).

A: Área superficial de un cilindro en m².

Q : Calor absorbido por la superficie del tubo en W.

L: Longitud del tubo en m

T_i: Temperatura interna del tubo en ºC

T_0: Temperatura externa del tubo en ºC

r_i: Radio interno del tubo en m

r_0: Radio externo del tubo en m

k: Conductividad térmica del material en W/m·K

Se determinó el coeficiente de conductividad de la zona radiante de los 4 pasos, considerando que el área y longitud de cada uno son un cuarto del área total expresada en la tabla 26. también se consideró que la distribución del calor total era uniforme entre los 4 pasos por lo que cada paso asumía un cuarto del calor total hallado en la tabla 28. Asimismo, se calculó la resistencia térmica actual del paso y la resistencia térmica del tubo si estuviera totalmente limpio por medio de un modelo de resistencias térmicas en serie.

$$\mathrm{R}_{paso} = \mathrm{R}_{conv} + \mathrm{R}_{coque} + \mathrm{R}_{pared} = \frac{\Delta \mathrm{T}}{\mathrm{q}_{paso}} \quad \text{... (Eq. 6.42)}$$

$$\mathrm{q}_{paso} = \frac{\mathrm{Q}}{\mathrm{A}_{paso}} \quad \text{... (Eq. 6.43)}$$

$$\mathrm{R}_{tubo.limpio} = \mathrm{R}_{conv} + \mathrm{R}_{pared} \quad \text{... (Eq. 6.44)}$$

$$\mathrm{R}_{tubo.limpio} = \frac{1}{\mathrm{h}_i} + \frac{\mathrm{r}_i \ln\left(\frac{\mathrm{r}_0}{\mathrm{r}_i}\right)}{\mathrm{k}_{acero}} \quad \text{... (Eq. 6.45)}$$

Donde:

R_{paso}: Resistencia térmica actual del paso (m²·K/W).

ΔT: Resistencia térmica actual del paso (°C).

q_{paso}: Densidad de flujo de calor en el paso (W/m²).

$R_{tubo.limpio}$: Resistencia térmica teórica para tubo limpio (ver eq 6.44).

R_{conv}: Resistencia convectiva internad el paso (m²·K/W).

R_{pared}: Resistencia de la pared metálica (m²·K/W).

k_{acero}: Conductividad térmica del acero A335 P9 (28.5 W/m·K).

$\frac{r0}{ri}$: Ratio de radio externo (0.0508 m de HHDD) sobre interno (0.0426 m de HHDD).

h_i : Coeficiente convectivo interno (917.6 $kcal/h$ m²°C de HHDD – Anexo 1).

$$917.6\ kcal/h\ \mathrm{m}^2 \cdot {}^\circ\mathrm{C} = 1067\ \mathrm{W/m}^2 \cdot \mathrm{K}$$

$$R_{tubo.limpio} = \frac{1}{1067} + \frac{0.04262 * 0.175}{28.5} \quad \text{... (Eq. 6.46)}$$

$$R_{tubo.limpio} = \ 0.001199\ m^2 \cdot K/W$$

Como el material sigue siendo el mismo a lo largo de toda la tubería, se mantiene el mismo coeficiente de transferencia térmica por cada paso. Se tomó la temperatura en una de las zonas donde se genera más coque, la salida de la zona radiante, además, en este punto, tenemos una termocupla en la piel del tubo y otra en contacto con la temperatura del residual de vacío. A continuación, se muestra la tabla con el consolidado de valores calculados.

Tabla 30

Cálculo de coeficiente Keff y la Resistencia térmica del paso.

Estado	Paso	Tfluido (°C)	Tpiel (°C)	ΔT (K)	keff (W/m·K)	Rpaso (m²·K/W)
1 mes antes del decoking	1	429.1	598.6	169.5	1.294	0.0138
	2	417.4	588.5	171.1	1.282	0.0140
	3	409.7	602.3	198.6	1.104	0.0162
	4	418.2	601.3	183.1	1.197	0.0149
1 mes después del decoking	1	440.0	472.0	25.9	10.10	0.0023
	2	449.2	487.4	38.3	6.85	0.0027
	3	440.4	472.2	26.8	9.77	0.0024
	4	438.3	464.9	21.6	12.11	0.0021

Calculada la resistencia térmica de cada paso, es posible estimar el espesor del coque. Partimos del modelo de resistencias en serie para un paso evidenciado en la ecuación 6.38. Con la resistencia del tubo limpio, expresada como la suma de la resistencia convectiva interna y de la pared metálica, podemos calcular la resistencia térmica del coque, y con la ecuación del modelo de capa cilíndrica, podemos hallar el radio interno de la capa de coque.

$$R_{paso} = R_{tubo.limpio} + R_{coque} \quad \text{... (Eq. 6.47)}$$

$$R_{coque} = \frac{\ln\left(\frac{r_i}{r_{coque}}\right)}{2\pi L k_{coque}} * 2\pi r_i L = \frac{r_i \ln\left(\frac{r_i}{r_{coque}}\right)}{k_{coque}} \quad \text{... (Eq. 6.48)}$$

$$r_{coque} = r_i - t_{coque} \quad \text{... (Eq. 6.49)}$$

$$t_{coque} = r_i \left(1 - e^{-\frac{k_{coque} R_{coque}}{r_i}}\right) \quad \text{... (Eq. 6.50)}$$

Donde:

R_{coque}: Resistencia térmica del coque en el paso (m²·K/W).

r_{coque}: Radio interno real del paso considerando la capa de coque (m)

r_i: Radio interno del paso (0.0426 m de HHDD)

t_{coque}: Espesor de la capa del coque de la tubería (m)

k_{coque}: Conductividad térmica de un coque de petróleo (W/m·K).

La conductividad térmica del coque varía en función a la temperatura a la que se encuentra sometida. Para la estimación de este parámetro, se basó en la gráfica registrada por Saki et al. (2025), la cual reúne valores de conductividad térmica del coque desde que es un green petcoke (coque de petróleo) hasta que se calcina a 1200°C. En el presente caso, las temperaturas de piel se encontraron entre 450 y 600°C.

Figura 45

Conductividad térmica efectiva del coque en función de la temperatura

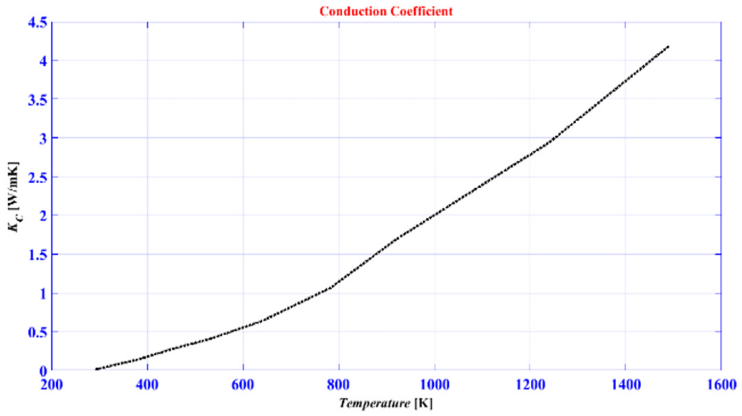


Figure 5. Effective thermal conductivity of the coke bed as a function of temperature [16]

Nota. Adaptado de Investigation of the effect of thermal shields on the calcination of petroleum coke in rotary disc kilns de Saki et al., 2025.

Tabla 31

Cálculos del espesor del coque en los pasos.

Estado	Paso	Rpaso (m²·K/W)	RLimpio (m²·K/W)	Rcoque (m²·K/W)	kcoque (W/m·K)	t coque (mm)
1 mes antes del decoking	1	0.0098	0.0012	0.0086	1.10	8.50
	2	0.0099	0.0012	0.0087	1.10	8.58
	3	0.0115	0.0012	0.0103	1.10	9.95
	4	0.0106	0.0012	0.0094	1.10	9.19
	1	0.0023	0.0012	0.0011	1.00	1.07

1 mes después del decoking	2	0.0027	0.0012	0.0015	1.00	1.48
	3	0.0024	0.0012	0.0012	1.00	1.15
	4	0.0021	0.0012	0.0009	1.00	0.91

Para la obtención del porcentaje de remoción se usó la ecuación 6.51.

$$\%R = 1 - \frac{\sum_{i=4}^{n} t_{coque\ post.DK}}{\sum_{i=4}^{n} t_{coque\ pre.DK}} \quad \text{... (Eq. 6.51)}$$

Donde:

$\%R$: Porcentaje de remoción de coque de los pasos

$\sum_{i=4}^{n} t_{coque\ pre.DK}$: Sumas de los espesores de los pasos antes del decoking

$\sum_{i=4}^{n} t_{coque\ post.DK}$: Sumas de los espesores de los pasos después del decoking

De acuerdo a los resultados de los espesores de coque calculados antes y después del decoquizado mostrados en la tabla 31, se observa una significativa mejoría con un porcentaje de remoción del 87%. Para validar el espesor de coque obtenido, revisamos los datos reportados por Nexxo (2019) cuando abrieron los serpentines del horno para su decoquizado mecánico como se observa en la figura 46.

Figura 46

Vista de tubería coquificada del 2019.



Nota. La imagen corresponde a una tubería del horno removida para evaluación durante el decoquizado del 2019.

Otro método indirecto para validar el espesor estimado es con la comparación del tonelaje de coque obtenido mediante el balance de materia corregido (ecuación 6.22). Considerando el área de la zona radiante, la diferencia promedio de espesor de coque

removido por paso (Tabla 31), y una densidad de 900 kg/m³ (Ecopetrol S.A., 2023), el tonelaje acumulado de los 4 pasos resulta en 4.3 toneladas. Este valor difiere en un 10% del calculado por balance de humos (3,9 toneladas). Esta diferencia se considera aceptable dentro de las incertidumbres inherentes a ambos métodos. El coque no se deposita de forma uniforme a lo largo de los tubos; asimismo, existe una variación en la densidad real del coque y las mediciones de temperatura tienden a concentrarse en los puntos de mayor severidad térmica, lo que sobreestima ligeramente el valor final del espesor promedio.

En la tabla 32, se hace un resumen de los principales indicadores que demuestran la mejora de las variables operativas del horno luego del decoquizado térmico, destacando el aumento del coeficiente global de transf. de calor U del horno en un 28% y el aumento del duty absorbido por la alimentación en un 19.5%.

Tabla 32

Variación de las variables operativas del horno

Tag Variable	Descripción	1 mes antes del Decoking	1 mes después del Decoking	Variación
η	Aumento de la Eficiencia Térmica (%)	81.4	84.1	3%
T_piel.prom	Reducción de la temperatura de piel promedio de la zona radiante (°C)	614.7	426.3	-31%
Q_Residual	Aumento del calor absorbido por el residual (°C)	15121.9	18070.7	19.5%
ΔT_útil	Aumento de la Diferencia de temperatura útil del horno (°C)	127.5	158.5	24%
U_Horno	Aumento del Coeficiente global de transf. de calor del horno	74.6	95.4	28%

En la tabla 33, se observa el incremento de las propiedades térmicas y la reducción de los espesores de coque en los cuatro pasos. A partir de estos datos, se evidencia que al paso 2 le faltó más tiempo de quemado, debido a que aún presentaba un mayor espesor de coque en comparación con los demás; no obstante, este valor se considera aceptable considerando la significativa disminución de las temperaturas de piel de tubos en ambas zonas del horno.

Tabla 33

Variación de las propiedades de los pasos

Variable	Descripcion	Paso	1 Mes antes del Decoking	1 Mes después del Decoking	Variación
keff_paso	Aumento de coeficiente térmico efectivo del paso x (W/m·K)	1	1.29	10.10	8.81
		2	1.28	6.85	5.57
		3	1.10	9.77	8.67
		4	1.20	12.11	10.91
R_paso	Reducción de resistencia térmica total del paso x (m^2·K/W)	1	0.0098	0.0023	-0.0075
		2	0.0099	0.0027	-0.0072
		3	0.0115	0.0024	-0.0091
		4	0.0106	0.0021	-0.0085
t_Coque	Reducción del espesor de coque en tubería del paso x (mm)	1	8.5	1.1	-7.4
		2	8.6	1.5	-7.1
		3	10.0	1.2	-8.8
		4	9.2	0.9	-8.3
% R	% Remoción total de coque de los 4 pasos				87%

6.6. Evaluación Económica

Un decoquizado térmico, no requiere de equipos especiales para su desarrollo, pero sí abarca un gasto en preparativos y maniobras operativas. Para evaluar los costos del decoking térmico realizado, se comenzó por desglosar la inversión hecha para el decoking mecánico ejecutado hace algunos años. El análisis de los costos de ambas limpiezas se basó en el costo total por evento definido como la suma de costos variables y fijos. No se consideró un costo de oportunidad por producción perdida porque ambos decoquizados se hicieron dentro de una parada programada sin un impacto diferencial en la disponibilidad operativa. Ambos procedimientos no se consideraron como gastos CAPEX, porque no hay una modificación permanente en el diseño, vida útil o aumento de capacidad del horno. La mejora de la eficiencia térmica cuenta como una restauración a las condiciones normales de operación, por lo que estos decoquizados son clasificados como un gasto de mantenimiento OPEX.

Según el reporte de la empresa Nexxo (2019), el decoking mecánico se realizó con una unidad de bombeo doble, la cual fue trasladada a la planta de Visbreaking en un contenedor con una grúa telescópica. Las actividades se realizaron en 19 días e involucraron la

instalación de lanzaderas, mangueras, el decoquizado con pigs a los 4 pasos, una inspección ultrasónica al finalizar y la limpieza de estanques. El costo asociado al servicio de decoquizado fue de 614 mil soles y 6.5 mil soles adicionales en materiales para el acondicionamiento de las líneas del horno. No se consideraron los costos de aislamiento del horno porque esta maniobra se realizó en una parada general de planta, por lo que este costo de cegado es asumido dentro de un plan de mantenimiento general.

Tabla 34

Costos del decoquizado mecánico 5 años antes

Concepto de costo	Cantidad	Unidad	Precio Unitario (S/.)	Precio Total (S/.)
Decoquizado mecanico por Nexxo (Terceros)	1	C/U	614000	614000
Alquiler de Camión grúa de 12 TN	2.0	días	2666	2666
Subtotal de servicios de terceros (Costos Fijos)				616666
Brida ciega 4" 300#	8.0	C/U	67.0	536
Brida cuello 4" 300#	22.0	C/U	81.0	1782
Brida ciega 1 1/2" 300#	8.0	C/U	15.6	124
Arandela Metalica	200.0	C/U	2.3	454
Tubo de 4" Sch 40	3.0	C/U	810.9	2433
Fibra ceramica aislante	3.0	Rollos	205.8	618
Talco industrial	275.0	LB	1.9	520
Subtotal de materiales (Costos Variables)				6467
Costo Total por Decoquizado mecánico				621933

En cuanto al decoquizado térmico, las facilidades como colocación de platos ciegos, montaje de andamios, cambio de espárragos fueron realizados con servicios de terceros y las maniobras operativas con personal propio de la empresa. Los gastos se repartieron entre los preparativos de aislamiento del horno y las actividades de mantenimiento correctivo. También se consideraron los costos de aislamiento debido a que el principal motivo de esta parada corta fue el desarrollo del decoquizado, por lo que los demás subsistemas de la planta de Visbreaking se encontraban lavados y listos para arrancar cuando se terminé de retirar los platos ciegos del horno.

Tabla 35

Costos de servicios de auxilios y reparaciones para el decoquizado térmico

Apartado de Costos Fijos	
Concepto de costo	Costo (S/.)
Montaje de Facilidades de drenaje y vaporizado del horno.	1288
Montaje de Andamios para acceso a platos ciegos en drum de decoquizado.	161
Retiro de aislamiento térmico en bridas del horno para instalación de platos ciegos.	15403
Montaje de Andamios en horno para maniobras durante el decoquizado.	3701
Colocación de platos ciegos para aislamiento del horno y retiro de platos en el drum de decoquizado.	16153
Montaje de Andamios para cerrar guillotinas en la chimenea.	1033
Subtotal	37740
Apartado de Costos Variables	
Concepto de costo	Costo (S/.)
Limpieza de zona colectora de drenaje del drum de decoquizado.	8243
Mantenimiento de rotámetros locales de aire de planta	705
Reparación de tomas raíces y calibración de transmisor de aire de planta al horno	3922
Reparación y mantenimiento de válvulas automáticas de vapor al horno	11949
Mantenimiento a guillotinas de extractor de humos	3320
Mantenimiento a válvulas de aire a los pasos del horno	241
Trabajos de mantenimiento en drum de decoquizado y habilitación de muestreador de humos.	11819
Subtotal	48801
Costo Total de Servicios	77940

Tabla 36

Costos de materiales para el aislamiento del horno

Concepto de costo	Cantidad	Unidad	Precio Unitario (S/.)	Precio Total (S/.)
Cilindros de 55 Galones	20.0	C/U	73.0	1460
Espárragos ASTM A193-B1	52.0	C/U	35.5	1848
Espárragos ASTM A193-B7	204.0	C/U	6.5	1327
Tubo ASTM A53 Tipo S	2.0	C/U	278.0	556
Junta Espirometálica	16.0	C/U	17.1	273
Empaque espirometálico 316L de 3"	22.0	C/U	10.2	225

Empaque espirometálico AISI 316	66.0	C/U	3.9	259
Válvula de compuerta de 1/2"	2.0	C/U	104.0	208
Brida Slip On de 1/2" #150	2.0	C/U	22.7	45.3
Total				6201

Para los costos de mano de obra durante el desarrollo del quemado y preparativos en planta, se necesitó de un supervisor y 2 roles operativos adicionales enfocados en la actividad: un operador de campo y un panelista en sala de control. Para el rol de supervisor, se consideró un ingeniero con un salario de 10 mil soles y una rotación con otro ingeniero durante la ejecución del decoquizado. Se consideró que el salario mensual de un operario de campo es de 5 mil soles y del panelista es de 8 mil soles para una jornada diaria de 8 horas. Al ser una actividad continua de 11 días enteros de ejecución y 4 días de preparativos pre y post decoquizado, se requirió 3 turnos diarios y una rotación de personal operativo cada 6 días por el descanso obligatorio. El cálculo del costo por mano de obra fue el siguiente:

$$C_{mano-Op} = \frac{Sueldo_{(Op.+Panel)}}{30\ días} * \#\text{turnos}_{\text{día}} * \#\text{días}_{(ejec.+prep.)} * \ f_{rotación} \qquad \text{... (Eq. 6.52)}$$

$$C_{mano-Op} = \frac{5000 + 8000}{30\ días} * 3 * 15 * \frac{4}{3} = \ 26\,000\ \text{S/.}$$

$$C_{mano} = C_{mano-Ing} + C_{mano-Op} \qquad \text{... (Eq. 6.53)}$$

$$C_{mano} = \left(\frac{10000}{30} * 2 * 15\right) + 26000 = 36000\ \text{S/.}$$

Para los costos de los utilities que se usaron como el vapor y aire de inyección al horno, se consideró 1000 kg/h de vapor por cada paso que se procesaba en simultáneo y 400 kg/h en los pasos que no estaban en proceso de quemado. Los primeros 3 días se tuvo un promedio de 2.5 pasos activos, los días 4 al 8 estaban los 4 pasos activos y en el día 9 al 11 solo eran 3 pasos activos. Para la estimación del costo de una tonelada de vapor, partimos del valor reportado por Soto (2014) de 56$ por tonelada de vapor de alta presión (17 kg/cm2) producido. El vapor de baja presión utilizado en el decoquizado es un subproducto proveniente de la red de baja de la refinería, la cual es alimentada por el vapor de escape de las turbobombas y los turbogeneradores. Por ello, el costo de vapor de baja presión a considerar es un 20% menor, a un valor de 45$ por tonelada.

Tabla 37

Costo del tonelaje de vapor consumido durante el decoking térmico.

Período	Días	Pasos promedio	Toneladas/día	Total Toneladas	Costo (S/.)
Día 1–3	3	2.2	70.08	210.24	32167
Día 4–6	3	4	96.00	288.00	44064
Día 7–11	5	1	52.80	264.00	40392
TOTAL	11	-	218.88	762.24	116623

Con respecto al costo del aire comprimido, se consideró las mismas ratios de consumo por día que el cálculo anterior considerando que se inyectó 50Nm3/h y que del día 1 al 3 solo hubo 1.2 pasos quemándose en promedio, esto debido a que el día 1 solo se estuvo inyectando vapor. Para la estimación del costo, se consideró que se utilizó un compresor centrífugo para generar el aire de planta a 6 kg/cm2, el cual tiene un indicador de consumo especifico de potencia (SER) de 0.11 kwh/m3, es decir, se requirió 0.11 kWh para producir un 1 Nm3 de aire comprimido. En adición, se consideró que el costo de energía eléctrica industrial fue de 0.17 $/kWh. (Osinergmin, 2025).

Tabla 38

Costo del volumen de aire consumido durante el decoking térmico.

Período	Días	Pasos Quemados promedio	Nm3/día	Nm3 Toneladas	Costo (S/.)
Día 1–3	3	1.2	1440.00	4320.00	2497
Día 4–6	3	4	4800.00	14400.00	8323
Día 7–11	5	1	1200.00	6000.00	3468
TOTAL	11	-	7440.00	24720.00	14288

Por otra parte, el consumo de fuel gas durante los once días de operación fue de 150 m3/h en promedio, el cual se utilizó para el calentamiento y el control de la combustión del coque. Considerando que el precio industrial típico es de S/ 1.10 por m^3, según los costos reportados por Osinergmin (2025), y que el volumen total consumido ascendió a 39 600 m^3, se generó un costo total de S/ 43560.

Tabla 39

Consolidado de costos del decoking mecánico vs el térmico.

Categoría de Costo	Decoking Mecánico (S/.)	Notas	Decoking Térmico (S/.)	Notas
Servicios Terceros / Directos	616666	Nexxo + uso de grúa para traer el container	77940	Nexxo + grúa (Mec.) vs Servicios de mantención del sistema térmico
Materiales y Consumibles	6467	Bridas y accesorios	6201	Bridas y accesorios
Utilidades (Vapor, fuel gas y Aire)	*	Costo del agua asumido en los costos de Servicios	174471	Estimado para 11 días de Ejecución
Costos logísticos	*	Asumido en los costos de Servicios	15588	Costos de Transporte, aprovisionamiento, etc.
Mano de Obra (Campo + Panel)	12667	1 ingeniero por turno enfocado en la supervisión y soporte	36000	1 ingeniero, 2 Operarios por turno enfocados en la actividad
COSTO TOTAL	2019: 635800		2025: 300200	
COSTO TOTAL	2025: 787120		2025: 301200	

En la tabla 39, se realizó el consolidado de costos y se corrigió el precio del decoquizado térmico considerando un factor de inflación de 23.8% desde el 2019 hasta el inicio del 2025, fecha de desarrollo del decoquizado térmico, resultando en 787 mil soles. Comparando ambos costos, observamos que el decoking térmico costó un 38% del costo del decoquizado mecánico del 2019, donde la mayor parte de esos costos se fueron en el consumo de los utilities y, en segundo lugar, en las reparaciones de equipos necesarios para el procedimiento (compuerta, globo, automáticas). Estas averías se deben a la falta de un mantenimiento preventivo en estos equipos que no son considerados en el plan por el uso quinquenal que se le da al sistema.

En el caso hipotético de que ambas paradas no fueron programadas, podemos estimar el lucro cesante en función de la diferencia de días de paro por causa del decoking, considerando que el térmico duró 15 días y el mecánico 19 días, la diferencia es de 4 días de operación perdida. La unidad de visbreaking procesa 100 Sm^3/h de residual de vacío, generando aproximadamente 3 Sm^3/h de gasolina y 9 Sm^3/h de diesel (LVBGO). Utilizando márgenes netos de refinación para el mercado peruano (25 $ por barril de gasolina y 12 $ por barril de LVBGO), se estima un margen neto diario de aproximadamente 38880 dólares.

Por lo tanto, el lucro cesante por los 4 días adicionales de parada asciende a 155.5 mil dólares (aprox. 527 mil soles). Este cálculo se basa en datos de márgenes típicos de unidades de Visbreaking de capacidad media (Favennec, 2022; Rowaili & Shammakh, 2017).

6.7. Validación de Hipótesis

Para validar los resultados del presente trabajo, se utilizó la prueba T de Student para muestras pareadas con el fin de rechazar o aceptar la hipótesis general propuesta (H1) del inicio de la investigación. Se consideró la siguiente hipótesis nula para la validación:

- H0 = La implementación de un proceso de decoking basado en el quemado de coque y ciclos de spalling en un horno de Visbreaking no mejorará su eficiencia operativa mediante el incremento de la carga térmica efectiva del horno en un 10%.
- H1 = La implementación de un proceso de decoking basado en el quemado de coque y ciclos de spalling en un horno de Visbreaking mejorará su eficiencia operativa mediante el incremento de la carga térmica efectiva del horno en más de un 10%.

Se compararon los resultados de la carga térmica obtenidos luego de la implementación del decoquizado contra los valores de carga reportados luego del último mes de la aplicación. No se consideraron los valores durante el día de paro y de arranque debido a que estos no representan las carga real de la operación normal y pueden sesgar la validación.

Tabla 40

Carga térmica efectiva 1 mes antes y después del decoking térmico.

Carga Térmica en el Horno (kW)		
#	Pre-Decoking	Post-Decoking
1	15344.1	18174.7
2	14922.9	17180.8
3	13843.2	18881.2
4	15396.6	21514.0

5	15839.3	20669.1
6	15024.4	17480.9
7	16078.5	17906.9
8	14788.2	16396.7
9	13999.0	16491.1
10	15983.1	16011.7
Prom.	15121.9	18070.7

Para la aplicación de la fórmula del t de Student, consideramos que el promedio Xpre de pre-decoking es 15121.9 kW y promedio X2 del post-decoking es 18070.7 kW. Como la hipótesis expresa que el incremento es mayor al 10%, este valor se debe aumentar al valor promediado del pre decoking para obtener X1, con esto nos aseguramos de que la carga térmica luego del decoking siempre ha sido mayor al 10% estadísticamente. El número de muestras es 10 en ambos casos y se usa un nivel de significancia del 95%.

$$t = 1 - \frac{x_2 - x_1}{\mathrm{S_p}\sqrt{\frac{1}{n}}} \rightarrow 1 - \frac{x_{2,post} - 1.1 * X_{pre}}{\mathrm{S_p}\sqrt{\frac{1}{n}}} \quad \text{... (Eq. 6.54)}$$

$$\mathrm{S_p} = \sqrt{\frac{\sum\left(x_{2,i} - x_{1,i}\right)^2 - \frac{\left(\sum\left(x_{2,i} - x_{1,i}\right)\right)^2}{n}}{n\ - 1}} \quad \text{... (Eq. 6.55)}$$

$H1$: $X_{2,post} > 1.1 * X_{1,pre} \longrightarrow$ Si $|t| > t_{\propto/2|n-1}$ se rechaza H_0.

$$t = 1 - \frac{18070.7 - 15121.9 * 1.1}{0.184\sqrt{\frac{1}{10}}} = 2.47$$

Considerando un t crítico de 9 grados de libertad y que el t para un nivel de significancia $\propto$ de 5% es 1.833, entonces podemos rechazar la hipótesis nula y aceptar la hipótesis propuesta. Esta afirmación está representada en el valor hallado de 19.5% de incremento en la carga térmica frente a la meta de 10%.

VII. CONCLUSIONES

Se concluye que la implementación del proceso de decoquizado térmico incrementó en un 19,5% la carga térmica efectiva, logrando mejorar significativamente la eficiencia operativa del horno. Este resultado se evidencia con la mejora del 28% en el coeficiente global de transferencia de calor (U) y la validación de la hipótesis con la prueba T de Student.

Se determinó que la operación térmica de aire-vapor con ciclos de spalling permitió una remoción de coque cercana al 87%. Este hallazgo se sustenta en la drástica reducción de la resistencia térmica por paso y el descenso de la temperatura de piel de los tubos en más de 170 °C. Gracias a este aumento del rango de trabajo, la operación cuenta con un mayor margen de seguridad y la posibilidad de un aumento en la severidad objetiva del horno.

Se concluye que el decoking térmico realizado aumentó en un 3% de eficiencia energética pasando de un 81% a un 84%, considerando que su eficiencia de diseño es de 85%. Este incremento permitió el incremento de la proporción de alimentación fría proveniente de tanques, reduciendo la demanda relativa de combustible y optimizando el balance térmico global de la unidad de Visbreaking.

Desde la perspectiva económica, se concluye que el procedimiento térmico es altamente rentable, con un costo total de 301 mil soles. Esta cifra representa el 38% del gasto del anterior decoquizado mecánico (considerando un factor de inflación del 2019 al 2025), lo que demuestra que el método propuesto no solo disminuye el OPEX, sino que reduce el lucro cesante al requerir un menor tiempo de inactividad (ganancia de 4 días), consolidándose como una alternativa viable de limpieza de los tubos.

VIII. RECOMENDACIONES

- Se sugiere asegurar el suministro de aire hacia los tubos del horno durante los días de quemado de coque para evitar interrupciones y prolongar de manera ineficaz el decoquizado. Verificar que los compresores de aire trabajen correctamente y estén disponibles para rotación en caso sea necesario.
- Se recomienda continuar monitoreando las temperaturas de piel de cada paso del horno y mejorar el balance térmico de los serpentines, estos no deben tener mucha diferencia entre sí y visualmente se debe confirmar que la llama no incida directamente en las tuberías. El aumento de los cuidados preventivos prolongará la vida útil sin la necesidad de convocar un nuevo decoquizado de forma frecuente.
- Se recomienda aumentar el mantenimiento preventivo a los equipos asociados al sistema de decoquizado como instrumentos de medición y válvulas automáticas de las líneas de aire - vapor con el fin de reducir los trabajos correctivos durante la implementación del procedimiento y asegurar la confiabilidad de la lectura de estos equipos.
- Para próximos trabajos, se sugiere aumentar la cantidad de ciclos de spalling previos al quemado del coque, para verificar la reducción/aumento de días globales de decoquizado térmico, además de evaluar el impacto sobre el porcentaje de despojamiento de coque. Es importante realizar el aumento de estos ciclos con una supervisión minuciosa para evitar obstrucciones de los serpentines debido a grandes fragmentos que pueden obstaculizar la salida de vapor hacia el drum de decoquizado.

BIBLIOGRAFÍA

ABB Lummus Global (2001). *Supervisory Operating Manual: Vacuum Distillation Unit & Shell Soaker Visbreaking Unit*.

Al-Rowaili, F.N. & Ba-Shammakh, M.S. (2017). *"Maximisation of an oil refinery profit with products quality and NO2 constraints"*. Journal of Cleaner Production.

American Petroleum Institute**.** (2016). *API Standard 560: Fired heaters for general refinery service* (5.ª ed.). API.

Bhagat, P. (2005). *Chapter 14: Predicting Fouling/Coking in Fired Heaters. In Pattern Recognition in Industry*. Elsevier Science & Technology Books. ISBN: 978-0-08-044538-0

Castro Maldonado, J. J., Gómez Macho, L. K., & Camargo Casallas, E. (2023). *La investigación aplicada y el desarrollo experimental en el fortalecimiento de las competencias de la sociedad del siglo XXI*. Tecnura, 27(75), 140–174. https://doi.org/10.14483/22487638.19171

Çengel, Y. A. y Ghajar, A. J. (2011). *Heat and mass transfer: Fundamentals and applications* (4ª ed.). McGraw-Hill.

Cerón, B. (2016). *Introducción a la refinación del petróleo. Escuela Politécnica Nacional.* Recuperado de https://www.academia.edu/38665302/Introduccion_a_La_Refinacion_de_Petroleo

Cerutti, A. A. (2002). *La refinación del petróleo* (Vol. 1). Instituto Argentino del Petróleo y del Gas (IAPG). ISBN: 9879139305. Recuperado de https://fcai.uncuyo.edu.ar/upload/LIBRO%20TOMO%201.pdf

Cokebusters. (2020). *Comparing decoking methods*. Recuperado de: https://cokebusters.com/comparing-decoking-methods/

Cokebusters. (2024). *Understanding the Impact of Coke Build-up on Refinery Operations*. Recuperado de https://cokebusters.com/understanding-the-impact-of-coke-build-up-on-refinery-operations/

Costa López, J. (2013). *Curso de ingeniería química*. Reverte. ISBN 978-84-291-9343-5. Recuperado de https://www.google.com.pe/books/edition/Curso_de_ingenier%C3%ADa_qu%C3%ADmica/39zeDwAAQBAJ?hl=es419&gbpv=1&dq=destilaci%C3%B3n&pg=PA43&printsec=frontcover

Costa, L. A., Castrillon, E. D., Biset, S., & Bosani, J. P. L. (2016). *Seguimiento energético de hornos de proceso*. Petrotecnia.

Cronholm, M. (s. f.). *Termodinámica aplicada a los tubos de un horno petroquímico: Luchando contra las tonterías que se dicen sobre la medición de temperaturas en los tubos de un horno*. Termonautas. Recuperado el 14 de octubre de 2025, de https://www.termonautas.com.br/artigos/097/097.pdf

Descoque Descostre Tecnología (2013). Limpieza Interna de Tubería de Hornos – Proveedor global de Descoquizado. Recuperado de https://es.scribd.com/document/428080815/Presentacion-DDT-pig-pdf

Eastern Research Group, Inc. (2019). *Assessment of work practice standards for ethylene cracking furnace decoking operations located in the ethylene production source category*. Recuperado de https://downloads.regulations.gov/EPA-HQ-OAR-2017-0357-0009/content.pdf

Hernández Sampieri, R. (2002). Metodología de la investigación (5.ª ed.). Universidad Veracruzana. Recuperado de https://www.uv.mx/personal/cbustamante/files/2011/06/metodologia-de-la-investigaci%C3%83%C2%B3n_sampieri.pdf

Ecopetrol S.A. (2023). *Especificación técnica del catálogo de productos de Ecopetrol S.A.: Coque (GCS-ET-003)*. Ecopetrol S.A. Recuperado de https://files.ecopetrol.com.co/web/esp/combustibles/petroquimicos/gcs-et-003.pdf

El Impulso. (2017, 28 de diciembre). *Dos heridos dejó, explosión en la Refinería Cardón*. El Impulso. Recuperado de https://www.elimpulso.com/2017/12/28/dos-heridos-dejo-explosion-la-refineria-cardon-28dic/

Ellis, P. J., y Paul, C. A. (1998, 8-12 de marzo). *Tutorial: Delayed coking fundamentals* [Ponencia]. AIChE 1998 Spring National Meeting, Nueva Orleans, LA, Estados Unidos.

Favennec, J.P. (2022). *Economics of Oil Refining*. Springer. (Análisis económico de procesos de conversión como visbreaking).

Giacomo, G., & Nicola, E. (2018). *Implementación de mejoras para minimizar riesgos en hornos de procesos*. Petrotecnia.

Hernández Sampieri, R., Fernández Collado, C., y Baptista Lucio, P. (2003). *Metodología de la investigación*. McGraw-Hill.

Heynderickx, G. J., Schools, E. M., & Marin, G. B. (2006a). *Optimization of the decoking procedure of an ethane cracker with a steam/air mixture. Industrial & Engineering Chemistry Research*, 45(20), 7520–7529. Recuperado de https://doi.org/10.1021/ie060828h

Heynderickx, G. J., Schools, E. M., & Marin, G. B. (2006b). Simulation of the decoking of an ethane cracker with a steam/air mixture. Chemical Engineering Science, 61(7), 1779–1789. Recuperado de https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.12.034

Hybrid Petroleum Institute (2013). Limpieza Interna de Tubería de Hornos – Proveedor global de Descoquizado. Recuperado de https://es.scribd.com/document/355966624/Limpieza-Serpentines

Huaman, S. (2025). *Implementación de un procedimiento estándar de limpieza química a un intercambiador de calor de placas de alta eficiencia tipo Packinox para la mejora de su rendimiento en la unidad de reformado catalítico de gasolina de una refinería del Perú*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos].

Hurtado de Barrera, J. (2002). Metodología de la investigación. Quirón Ediciones

Incropera, F. P., DeWitt, D. P., & Bergman, T. L. (2021). Fundamentals of Heat and Mass Transfer (8ª ed.). Editorial Wiley. ISBN: 978-1119418569.

International Society of Automation ISA. (2024). *Instrumentation and control – Symbols and identification* (ANSI/ISA-5.1-2024)

Jacobson, G. (2021). *Desde el principio: Aprovechando optimización mejorada de los procesos de infrarrojos y descoquetación para aumentar la capacidad de calentadores y unidades*. Becht. Recuperado de https://becht.com/becht-blog/heat-transfer-equipment/desde-el-principio-aprovechando-optimizacion-mejorada-de-los-procesos-de-infrarrojos-y-descoquetacion-para-aumentar-la-capacidad-de-calentadores-y-unidades/

Jafari, H., & Jalali, E. (2014). *Coke formation in industrial furnaces* [Paper presentation]. Civilica. Recuperado de https://en.civilica.com/doc/278055/

Kieser, B. N., Tomotaki, R., Loyola-Fuentes, J., Diaz-Bejarano, E., y Coletti, F. (2022). *The economic impact of better heat exchanger cleaning on an oil refinery – theoretical, expected and actual results. Heat Exchanger Fouling and Cleaning – 2022.*

Kucora, I., Paunjorić, P., Tolmač, J., Vulović, M., Speight, J. G., & Radovanović, L. (2017). Coke formation in pyrolysis furnaces in the petrochemical industry. Petroleum Science and Technology, 35(3), 213–221. Recuperado de https://doi.org/10.1080/10916466.2016.1259360

Li, J.-G., Guo, X., y Hou, H.-D. (2024). *A molecular insight into coke formation process of vacuum residue in thermal cracking reaction*. Petroleum Science, 21(4), 2130–2138.

Lieberman, N. P. y Lieberman, E. T. (2014). *A working guide to process equipment* (4.ª ed.). McGraw-Hill Education.

Lodha, S. (2024). *Smart & multifunctional tubacoat technology: For CAPEX, OPEX reduction, decarbonization and biofuels production in refining and petrochemical applications*. Tubacex Group.

Lluch Urpí, J. (2008). *Tecnología y margen de refino del petróleo*. Ediciones Díaz de Santos. ISBN 978-84-7978-875-9 Recuperado de https://editdiazdesantos.com/wwwdat/pdf/9788479788759.pdf

Meyers, R. A. (2008). *Handbook of petroleum refining processes* (3. ª ed.). McGraw-Hill Education. Recuperado de: https://www.accessengineeringlibrary.com/content/book/9780071850490

Ministerio de Energía y Minas (MINEM). (2002). *Glosario, Siglas y Abreviaturas del Subsector Hidrocarburos* (Decreto Supremo Nº 032-2002-EM). Recuperado de https://www.gob.pe/institucion/osinergmin/normas-legales/728461-032-2002-em

MN Commodities. (s. f.). *Petroleum coke*. MN Commodities. Recuperado el 19 de Octubre del 2025 de: https://mn-commodities.com/oil/petroleum-coke/

Navarro Calderón, A. y Bayona Bautista, A. (2012). *Implementación de nuevas tecnologías para la limpieza de hornos con serpentines en mantenimientos con parada de planta* [Especialización, Universidad Industrial de Santander].

Nexxo. (2019). *Reporte decoking: Refinería La Pampilla – Horno 24H1* (Informe técnico).

Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería (Osinergmin). (2015). *La industria de los hidrocarburos líquidos en el Perú: 20 años de aporte al desarrollo del país*. Recuperado de: https://www.osinergmin.gob.pe/seccion/centro_documental/Institucional/Estudios_Economicos/Libros/Libro-industria-hidrocarburos-liquidos-Peru.pdf.

Osinergmin. (2025). Pliegos Tarifarios y Precios en Barra (2025-2026) Recuperado de https://www.osinergmin.gob.pe/seccion/institucional/regulacion-tarifaria/pliegos-tarifarios/electricidad

Patel, S. (2005). *Simplify your thermal efficiency calculation: Standard charts and a spreadsheet help*. Hydrocarbon Processing, 63-69.

PDVSA (1995). *Manual de Diseño de Proceso – Transferencia de Calor – Hornos – Consideraciones de Diseño*. MDP-05-F-02. PDVSA

Petroquímica Bahía Blanca. (1980). *Informe sobre viaje de estudios: Alemania, Noruega, España y Brasil* (Informe técnico).

Petrotech. (2023). *What is the decoking process?* Recuperado de https://petrotechinc.com/what-is-the-decoking-process/

Refinería Iquitos - PetroPerú. (1993). Manual de operaciones: Procedimiento de decoquizado. Recuperado de https://es.scribd.com/document/398777865/Decoking

Sabino, C. (1996). *El proceso de investigación*. Editorial Panapo.

Sahu, R., Choudhary, S. K., Yadav, U., & Prasad, M. K. E. (2013). *A novel approach to cleaning furnace coils*. Digital Refining. Recuperado de https://es.scribd.com/document/329621655/Cleaning-Furnace-Coils

Saki, A., Mehdipour, R., Ozgoli, H. A., & Baniamerian, Z. (2025). *Investigation of the effect of thermal shields on the calcination of petroleum coke in rotary disc kilns*. *Contributions of Science and Technology for Engineering, 1*(4), 1–15. Recuperado de https://cste.journals.umz.ac.ir/article_5243.html

Serth, R. W. y Lestina, T. (2014). *Process heat transfer: Principles, applications and rules of thumb* (2.ª ed.). Academic Press.

Silva, E. A. (2015). *Evaluación térmica y cálculo del periodo óptimo de decoquificado en el horno H-1401* [Tesis de pregrado, Universidad del Bío-Bío]. Chile

Soto Rodríguez, E. M. (2014). Propuesta de mejora de la eficiencia energética en Refinería La Pampilla a través de la sustitución de vapor de precalentamiento en calderín de muy alta presión [Tesis de título professional, Universidad peruana de Ciencias Aplicadas].

Speight, J. G. (2012). *Visbreaking: A technology of the past and the future*. *Energy & Fuels*, 26(3), 1233–1246. https://doi.org/10.1021/ef201788v

Speight, J. G. (2022). *Dewatering, desalting, and distillation in petroleum refining*. CRC Press. ISBN 9781003184959. Recuperado de https://www.taylorfrancis.com/books/mono/10.1201/9781003184959/dewatering-desalting-distillation-petroleum-refining-james-speight

Taufan, M. (2023). *Mueren 18 por explosión de horno de fundición de níquel en Indonesia*. Los Angeles Times. Recuperado de

https://www.latimes.com/espanol/internacional/articulo/2023-12-26/mueren-18-por-explosion-de-horno-de-fundicion-de-niquel-en-indonesia

Ujka, M. (2023). *Design of an advanced control system and a dual-horizon optimizer for a refinery thermal cracking furnace through predictive fouling modeling* [Tesis de maestría, Università degli Studi di Padova].

Vásquez, A. (2005). *La organización económica de la industria de hidrocarburos en el Perú: El segmento upstream del sector petrolero*. Oficina de Estudios Económicos, Osinergmin.

Vignesh, J. (2022). *Decoking at refinery heaters*. [Tesis de licenciatura, Hindustan Institute of Technology].

Wakakura, M., & Tamura, M. (2005). *Leakage and fire caused due to a rupture of a heating furnace tube from unbalanced heating at a heating furnace of a fuel oil direct desulfurization unit*. Japan Science and Technology Agency. Recuperado de https://www.shippai.org/fkd/en/cfen/CC1200027.html

Wauquier, J. P. (2004). *El refino del petróleo: Petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación*. Ediciones Díaz de Santos.

Zavarce, A. (2024). *Estrategias para gestionar el coque en hornos industriales*. Inspenet. Recuperado de https://inspinet.com/articulo/gestion-del-coque-en-hornos-industriales/

Zhang, Y., Cai, W., & Xin, F. (2009). *Simulation and optimization of coil decoking in ethane pyrolysis furnace*. Chemical Engineering Communications, 196(8), 950–968. Recuperado de https://doi.org/10.1080/00986440902762406

ANEXOS

Anexo 1: Hoja de datos del Horno de Visbreaking

ABB Lummus Global B.V.

FIRED HEATER

Client	:				Document Number				
Plant	: Shell Soaker Visbreaker Unit				N07	- 09722		- 0	
Location	:				Department	Project	Tag Number		Revision
01									
02	Service name	Visbreaker Heater					Number required	1	
03									
04	Type	Fired Heater			Total duty	kW	22184		
05									
06	Number of tube passes		Note 6		Tube orientation		horizontal/vertical		
07	Heater section				convection		radiant		
08	Service				Process stream heating		MP Steam superheating	1 kW = 3412.2 BTU/hr	
09									
10	Heat absorbed		kW		21498	Note 3	686	Note 1	≈ 76 MMBTU/hr
11	Fluid				Vac. Residue		MP Steam		
12	Total flow rate		kg/h		188466	Note 4	11385	Note 1	
13	Allowable avg./max. flux density		kcal/h m²		22000	50000			
14	Allowable pressure drop (clean/fouled)		kg/cm²		9	15		0.5	
15	Max. allow. inside film temperature		°C						
16	Fouling resistance		°C m² h/kcal		0.001		0.0001		
17	Allowable velocity (min./max.)		m/s						
18	Corrosion/erosion characteristics								
19									
20				Operating Conditions					
21	Inlet conditions								
22	Pressure (clean/fouled) Note 13		kg/cm² a		19	25		22.8	
23	Temperature		°C		330		218		
24	Vapor flow rate		kg/h				11385	Note 1	
25	Rel. molecular mass								
26	Density		kg/m³						
27	Viscosity		cP						
28	Thermal conductivity		kcal/h m K						
29	Liquid flow rate		kg/h		188466	Note 4			
30	Density		kg/m³		902.5				
31	Viscosity		cP		5.37				
32	Thermal conductivity		kcal/h m K		0.0676				
33	Outlet conditions								
34	Pressure (clean/fouled)		kg/cm² a		10	10		22.3	
35	Temperature		°C		453		Note 7		
36	Vapor flow rate		kg/h		5972	Note 4	11385	Note 1	
37	Rel. molecular mass				93.2				
38	Density		kg/m³		15.42				
39	Viscosity		cP		0.017				
40	Thermal conductivity		kcal/h m K		0.0827				
41	Liquid flow rate		kg/h		182494	Note 4			
42	Density		kg/m³		818.2				
43	Viscosity		cP		1.3				
44	Thermal conductivity		kcal/h m K		0.0538				
45									
46	Remarks:								
47	For notes, general visbreaker heater design criteria and additional client requirements refer to page 3 and further.								
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									

REV.	DATE	DESCRIPTION	PREPARED	CHECKED	APPROVED
0	1999-03-26	For Review	BTH	JPC	JPC
1	1999-06-01	Approved for Design (BDEP)	BTH	JPC	JPC

THIS DOCUMENT/DRAWING IS THE PROPERTY OF ABB LUMMUS GLOBAL B.V. INCLUDING ALL PATENTED AND PATENTABLE FEATURES AND/OR CONFIDENTIAL INFORMATION AND ITS USE IS CONDITIONED UPON THE LICENSE AGREEMENT NOT TO REPRODUCE THE DOCUMENT/DRAWING, IN WHOLE OR IN PART, NOR THE MATERIAL DESCRIBED THEREON, NOR TO USE THE DOCUMENT/DRAWING FOR ANY PURPOSE OTHER THAN AS SPECIFICALLY PERMITTED IN WRITING BY ABB LUMMUS GLOBAL B.V.

MECHANICAL DESIGN CONDITIONS (continued)

2	* PLOT LIMITATION :			* STACK LIMITATIONS :			REV
3	* TUBE LIMITATION : ---			* NOISE LIMITATIONS : 85 dB(A) @ 1m from heater casing			
4	* STRUCTURAL DESIGN DATA, WIND VELOCITY Km/h: 100			* WIND OCCURANCE :			
5	SNOW LOAD :			* SEISMIC ZONE : Zone 4 as per U.B.C. (Zone Factor Z=0.4G)			
6	* MIN / NORM / MAX AMBIENT AIR TEMPERATURE :	°C		* RELATIVE HUMIDITY : %			
7	HEATER SECTION :		RADIANT	CONVECTION	CONVECTION		
8	SERVICE :		PROCESS		STEAM SH		
9	**COIL DESIGN**						
10	* DESIGN BASIS. TUBE WALL THICKNESS (CODE or SPECIFICATION) :		API 530		ASME I		
11	RUPTURE STRENGTH (MINIMUM or AVERAGE) :						
12	* STRESS-TO-RUPTURE BASIS :	hrs	100000				
13	* DESIGN PRESSURE, ELASTIC / RUPTURE :	kg/cm² (g)	15 & FV	19.7/32 & FV (6)	24.5 & FV		
14	* DESIGN FLUID TEMPERATURE :	°C	485	425			
15	* TEMPERATURE ALLOWANCE :	°C	15		15		
16	CORROSION ALLOWANCE, TUBES / FITTINGS :	mm	2		3		
17	HYDROSTATIC TEST PRESSURE :	kg/cm2 (g)	80.9 (7)	79.5 (7)	36.8 (7)		
18	* POSTWELD HEAT TREATMENT (YES or NO) :		YES		YES		
19	* PERCENT OF WELD FULLY RADIOGRAPHED :		100%		100%		
20	MAXIMUM (CLEAN) TUBE METAL TEMPERATURE :	°C	510		333		
21	MAXIMUM (FOULED) TUBE METAL TEMPERATURE :	°C	593				
22	DESIGN TUBE METAL TEMPERATURE :	°C	649	617/553 (6)	371 (2)		
23	INSIDE FILM COEFFICIENT :	kcal/h m² °C	917.6				
24	**COIL ARRANGEMENT**						
25	TUBE ORIENTATION, VERTICAL or HORIZONTAL :		VERTICAL	HORIZONTAL	HORIZONTAL		
26	* TUBE MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE) :		A335 P9		SA 335 P11		
27	TUBE OUTSIDE DIAMETER :	mm	101.6	101.6	101.6		
28	TUBE WALL THICKNESS, (MINIMUM) (AVERAGE) :	mm	SCH 80		SCH 40		
29	NUMBER OF FLOW PASSES :		4		8		
30	NUMBER OF TUBES :		112	112	32		
31	NUMBER OF TUBES PER ROW (CONVECTION SECTION) :			8	8		
32	OVERALL (STRAIGHT) TUBE LENGTH :	m					
33	EFFECTIVE (HEATED) TUBE LENGTH :	m	17.150	6.546	6.546		
34	BARE TUBES, NUMBER :		112	24			
35	TOTAL EXPOSED SURFACE :	m²	613.0	50.0			
36	EXTENDED SURFACE TUBES, NUMBER :			88	32		
37	TOTAL EXPOSED SURFACE :	m²		570.0	187		
38	TUBE LAYOUT (IN LINE or STAGGERED) :		IN LINE	IN LINE	IN LINE		
39	TUBE SPACING (CENT. TO CENT.) (HOR. x ~~DIAG. or~~ VERT.) :	mm	177.8 (5)	177.8 x 177.8	177.8 x 177.8		
40	SPACING TUBE CENT. TO FURNACE WALL (MIN) :	mm	133.5	-	-		
41	CORBELS (YES or NO) :		NO	NO	NO		
42	CORBEL WIDTH :	mm	-				
43	**DESCRIPTION OF EXTENDED SURFACE**						
44	TYPE (STUDS) (SERRATED FINS) (SOLID FINS) :			STUDS	STUDS		
45	MATERIAL :			11-13 Cr + CS (1)	CS		
46	DIMENSIONS (HEIGHT x DIAMETER / ~~THICKNESS~~) :	mm		22.225 x 12.7	19 x 12.7		
47	SPACING (~~FINS or~~ STUDS / m) / (STUDS/PLANE) :			756 / 12	756 / 12		
48	MAXIMUM (CALCULATED) TIP TEMPERATURE :	°C		555 / 480	371 (2)		
49	EXTENSION RATIO (TOTAL AREA / BARE AREA) :			3.1	2.8		
50	**PLUG TYPE HEADERS**						
51	* TYPE :			Note 4			
52	MATERIAL (ASTM SPECIFICATION AND GRADE) :			A 234 Gr. WP9			
53	NOMINAL RATING :			SCH 80			
54	DESIGN TEMPERATURE :	°C		617			
55	* LOCATION (ONE or BOTH ENDS) :			ONE			
56	WELDED OR ROLLED JOINT :						

57 NOTES :

58 (1) FIRST FOUR ROWS MADE IN 11/13 Cr/Ni, THE REMAINING MADE IN CS

59 (2) SHORT TERM NO FLOW CONDITIONS MAX TEMPERATURE IS 494°C

60 (3) SPACE FOR FUTURE TWO ROWS AT TOP OF PROCESS CONVECTION SECTION IS PROVIDED

61 (4) PLUG TYPE HEADER OR FLANGED BEND WILL BE CONSIDERED FOR THE FIRST 3 ROWS IN THE CONVECTION SECTION.

62 (5) PROVIDE ONE LR RETURN BEND PER PASS

63 (6) BARE/STUDDED TUBES

64 (7) FIELD VALUE

65

66

67

Technip

KTI

TECHNIP KTI

PROPERTY OF KINETICS TECHNOLOGY INTERNATIONAL SpA ROMA - ITALY TO BE RETURNED UPON REQUEST AND USED ONLY IN REFERENCE TO CONTRACT OR PROPOSALS OF THIS COMPANY REPRODUCTION OF THIS PRINT OR UNAUTHORIZED USE OF PATENDED OR PATENTABLE FEATURES DISCLOSED HEREON IS

PROCESS DATA SHEET
FIRED HEATER

32975	24	PDS	0110	01	3	5 of 8
Project	Unit	Doc.Type	Material Code	Serial n°	Rev.	Sheet

Anexo 2: Hoja de datos del recipiente de Decoquizado

Client :							Document Number				
Plant : Shell Soaker Visbreaker Unit							N07 - 09722				- 0
Location :							Department	Project	Tag Number		Revision
01											
02	0	Service name	Decoking Drum						Number required	1	
03											
04	0	Type	Separator				Case		Design		
05											
06		Fluid Characteristics									
07	0	Fluid handled	Decoking gas								
08	0	Corrosive	yes	Due to	H2S						
09	0	Hazardous in air	yes	Reason	toxic						
10											
11		Operating Conditions									
12	0	Description of inlet/outlet					Design				
13	0	Fluid					Decoking gas				
14		Operating temperature:		minimum	°C						
15	0			normal	°C		200				
16				maximum	°C						
17		Operating pressure:		minimum	kg/cm² a						
18	0			normal	kg/cm² a		1.03				
19				maximum	kg/cm² a						
20		Liquid									
21	0	Flow rate			kg/h		374.5				
22	0	Density (@ normal operation P and T)			kg/m³		1500	Note 1			
23		Vapor									
24	0	Flow rate			kg/h		1222				
25	0	Rel. molecular mass					18.67				
26	0	Density (@ normal operation P and T)			kg/m³		0.4806				
27		Atm. boiling point/flash point (cl. cup)			°C						
28											
29											
30		Construction Data					(Min.) Mechanical Design Conditions				
31	0	Position			vertical		Mech. design press. (top/bot.)	kg/cm²g		Note 4	
32	0	Min. diameter (ID)		mm	600		Mech. design temp. (top/bot.)	°C		400	Note 5
33	0	Length (TL-TL)		mm	1500		Vacuum condition				
34	0	Min. elevation		mm	Note 6		Drying/steam-out cond.	°C		145	
35	0	Type of head (top)			2:1 elliptical						
36	0	Type of head (bottom)			cone		(Basic) Material of Construction				
37	0	Insulation			personnel protection		Shell and heads		CS + 3mm CA		
38							Clad/liner				
39	0	Miscellaneous Data					Internals		CS, 10 mm thick (impingement plate)		
40		Danger category					Trays				
41		Tracing					Jacket				
42											
43		Remarks:									
44	0	Note 1: The design shall be checked against the selected decoking procedure.									
45	0	Note 2: Design is based on flow through one coil.									
46	0	Note 3: Vessel may be accidentally filled with a mixture of coke and water, average density = 1500 kg/m3.									
47	0	Note 4: Full of liquid.									
48	0	Note 5: Stress analysis to consider loss of water quench resulting in short duration transient temperature of 650°C.									
49	0	Note 6: Minimum for coke removal.									
50	0	Note 7: Combination of 04D09 and 24D20 into 1decoking drum serving both heaters to be considered in detailed engineering.									
51											
52											
53											
54											

0	1999-05-31	Approved for Design (BDEP)	OLR	GVDL	JPC
REV.	DATE	DESCRIPTION	PREPARED	CHECKED	APPROVED

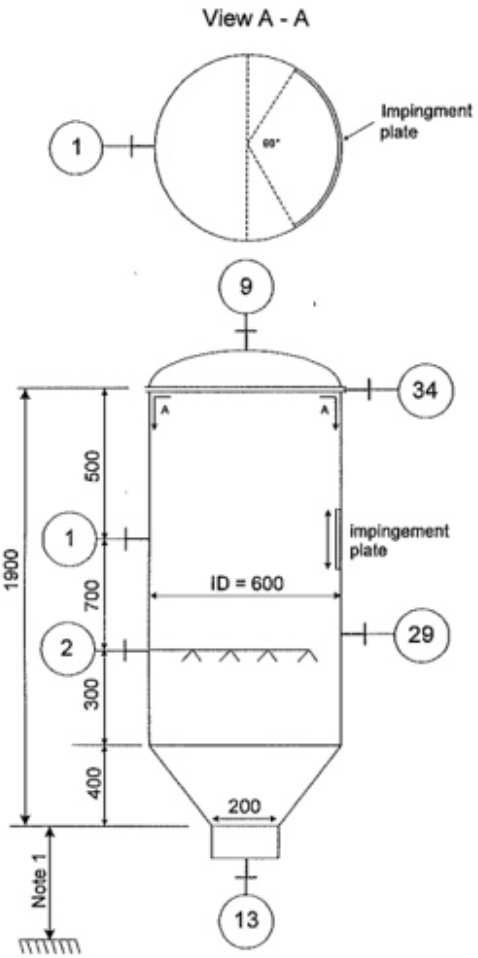
LGV SDAT 04-3022-06.022 (1998-06-15) zyqad - efa01pn0.dwg Printed on: 1999-05-31 at 4:38 pm Page 1 of 2

Anexo 3: Dimensiones del Drum de Decoquizado

Client :	Document Number			
Plant : Shell Soaker Visbreaker Unit	N07	-09722		- 0
Location :	Department	Project	Tag Number	Revision

Nozzle Data				
	0	Minimum rating process nozzles :150		#
	0	Minimum rating instrument nozzles :150		#
Mark		No. req.	Size in	
1	0	1	8	Feed inlet
2	0	1	2	Water inlet with sparger
9	0	1	10	Vapor outlet
13	0	1	8	Liquid outlet
29	0	1	2	Utility connection
34	0	1	24	Removable cover

Sketch/details: dimensions are in mm unless noted differently



LGV SDAT 04-3022-06.009 (1998-06-15) zyqad - efa02pn0.dwg Printed on: 1999-05-31 at 4:38 pm Page 2 of 2

Anexo 4: Correlaciones para la medición de la eficiencia térmica

Tabla 41

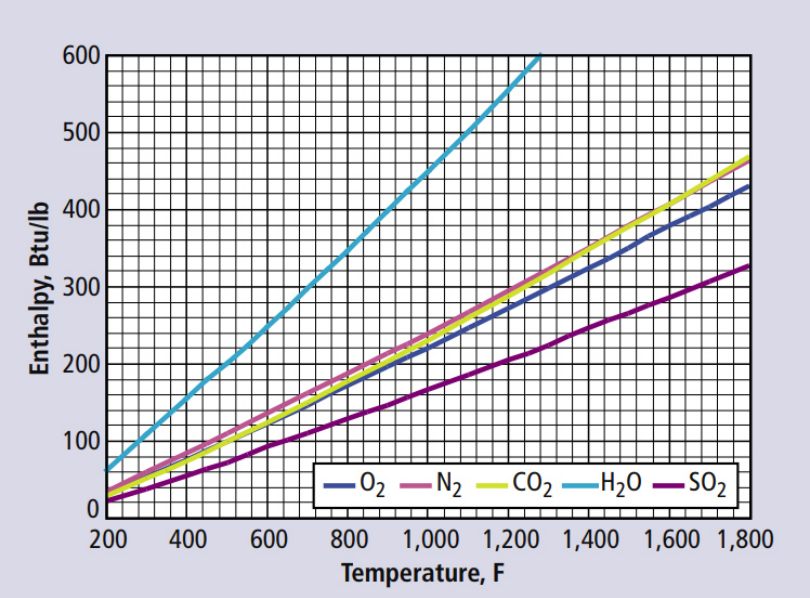
Relaciones estequiométricas durante la combustión

Reaction	Moles of O_2 required	Moles of CO_2 formed	Moles of SO_2 formed	Moles of H_2O formed
$H_2 + 0.5O_2 \rightarrow H_2O$	0.5	0	1	0
$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2$	0.5	1	0	0
$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	2	1	2	0
$C_2H_6 + 3.5O_2 \rightarrow 2CO_2 + 3H_2O$	3.5	2	3	0
$C_2H_4 + 3O_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O$	3	2	2	0
$C_3H_8 + 5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O$	5	3	4	0
$C_3H_6 + 4.5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 3H_2O$	4.5	3	3	0
$C_4H_{10} + 6.5O_2 \rightarrow 4CO_2 + 5H_2O$	6.5	4	5	0
$C_4H_8 + 6O_2 \rightarrow 4CO_2 + 4H_2O$	6	4	4	0
$C_5H_{12} + 8O_2 \rightarrow 5CO_2 + 6H_2O$	8	5	6	0
$C_6H_{14} + 9.5\ O_2 \rightarrow 6CO_2 + 7H_2O$	9.5	6	7	0
$S + O_2 \rightarrow SO_2$	1	0	0	1
$H_2S + 1.5O_2 \rightarrow SO_2 + H_2O$	1.5	0	1	1

Nota. Adaptado de *Simplify your thermal efficiency calculation: Standard charts and a spreadsheet help*, de Patel, 2005.

Figura 47

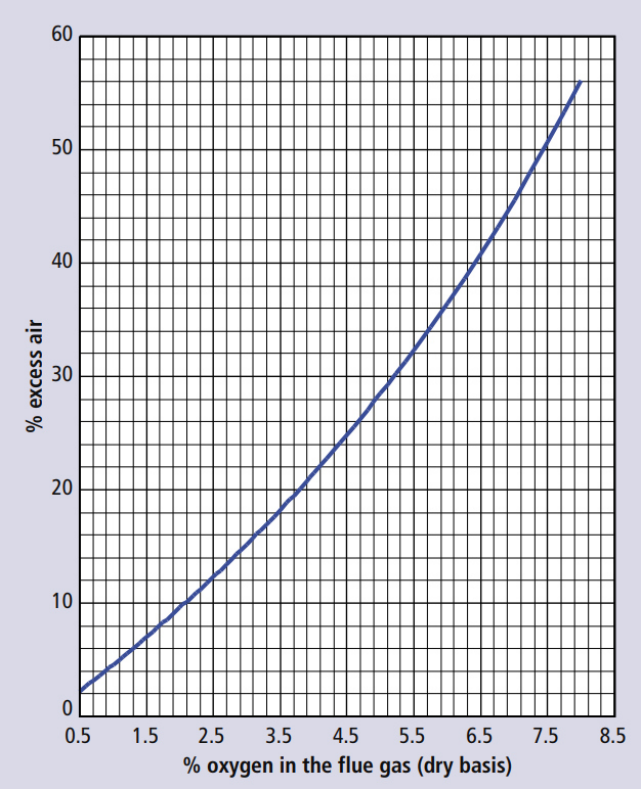
Entalpía de O2, N2, CO2, H2O y SO2 vs la temperatura



Nota. Adaptado de *Simplify your thermal efficiency calculation: Standard charts and a spreadsheet help*, de Patel, 2005.

Figura 48

Exceso de aire en función del O2 en los humos



Nota. Adaptado de *Simplify your thermal efficiency calculation: Standard charts and a spreadsheet help*, de Patel, 2005.

Anexo 5: Matriz de Consistencia

Nombre	Adrian Jesus Felix Blas		
Asesor	PhD. Víctor Fernández Guzmán		
Título del Proyecto de Tesis	EVALUACIÓN E IMPLEMENTACIÓN DE UN PROCESO DE DECOQUIZADO TÉRMICO PARA LA LIMPIEZA DE LOS TUBOS DEL HORNO DE UNA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN DE UNA REFINERÍA DEL PERÚ.		
Problema General	**Objetivo General**	**Hipótesis General**	**Metodología de Investigación**
¿En qué medida la implementación y evaluación de un proceso de decoking térmico mejora la eficiencia operativa y el rendimiento termodinámico del horno de la unidad de Visbreaking en una refinería del Perú?	Evaluar e implementar un proceso de decoking térmico para mejorar la eficiencia de limpieza y el rendimiento termodinámico de los tubos del horno de la unidad de Visbreaking	La implementación de un proceso de decoking basado en el quemado de coque y ciclos de spalling en un horno de Visbreaking mejorará su eficiencia operativa mediante el incremento de la carga térmica efectiva del horno en un 10%.	**Enfoque de la Investigación** El presente proyecto se basa en las condiciones metodológicas de una investigación cuantitativa.
Problema Específico 1	**Objetivo Específico 1**	**Hipótesis Específica 1**	**Diseño de la Investigación** El presente proyecto es de tipo aplicado, evaluativo y de diseño experimental.
¿Cuál es el incremento en la eficiencia energética del horno y cómo impacta en el consumo de gas combustible tras la ejecución del decoquizado térmico?	Evaluar el aumento de la eficiencia energética del horno luego del decoquizado térmico y su impacto en el consumo de gas combustible.	El decoking térmico aumentará la eficiencia energética del horno en un 3% reduciendo las proyecciones de consumo de fuel gas en los quemadores.	**Población** La población de estudio abarca el conjunto de hornos de proceso, entre los que se incluye hornos de destilación atmosférica, al vacío, reformado catalítico, hidrotramiento de nafta, etc.
Problema Específico 2	**Objetivo Específico 2**	**Hipótesis Específica 2**	
¿Cuál es el porcentaje de remoción de coque y el grado de reducción de la resistencia térmica alcanzada en los cuatro pasos del horno?	Determinar el porcentaje de remoción del coque y la reducción de la resistencia térmica en los 4 pasos del horno luego del decoquizado térmico.	La implementación de un decoking térmico reducirá el costo total por evento de mantenimiento del horno en más de un 60% en comparación a los costos de un método de decoking mecánico con pigs.	**Muestra** La muestra de estudio es el Horno de Visbreaking de una Refinería en el Peru con operación desde el 2019 al 2025.
Problema Específico 3	**Objetivo Específico 3**	**Hipótesis Específica 3**	
¿Cuál es el impacto económico de la implementación del decoking térmico en comparación con los costos de un decoking mecánico con pigs?	Analizar el impacto económico de la implementación del decoking térmico propuesto en comparación a los costos de un decoking mecánico.	La implementación de un decoking térmico reducirá el costo total por evento de mantenimiento del horno en un 50% en comparación al método de decoking mecánico con pigs tradicional.	**Técnica de Recolección de Datos** La extracción de datos se tomará de un colector de datos de la refinería denominado Pi Data Link.