

**Diseño de un Sistema de Interconexión Energética de Vapor de Alta Presión Entre las
Áreas de Refinería y Balance en la GRB.**

Omar Libardo González Carrillo

Trabajo de Grado para Optar el Título de Magister en Ingeniería Química

Director

Fernando Viejo Abrante

Ph.D en Corrosión y Protección de Materiales Metálicos

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Maestría en Ingeniería Química

Bucaramanga

2019

Agradecimientos

A todo el equipo de docentes de la UIS, los cuales me transmitieron sus conocimientos durante los periodos de formación académica que compartimos.

A los compañeros de la maestría con los cuales desarrollamos sinergias para desarrollar metodologías de estudio exitosas.

Al equipo de la coordinación de energía y pérdidas en especial al ING Luis Eduardo Hernández quien me oriento en el desarrollo de recolección y evaluación de datos para el desarrollo de este proyecto de grado.

Al ING Wilder González quien me oriento en el desarrollo de la propuesta y en la logística de aprendizaje durante el periodo de formación.

Dedicatoria

A mi esposa Leidy Paola y mis hijos Omar David y María Paz por el apoyo y motivación para salir adelante con esta meta y fueron pacientes durante los momentos de ausencia generados por mis compromisos académicos.

A ECOPETROL S.A por la confianza puesta en mí para desarrollar este proceso de crecimiento profesional y académico.

A mi director de Proyecto Dr Fernando Viejo Abrante por su apoyo y su orientación para la culminación de este proyecto de formación académica.

Omar Libardo González Carrillo.

Contenido

| | Pág. |
|--|-------------|
| Introducción | 16 |
| 1. Planteamiento del Problema | 17 |
| 2. Marco Teórico..... | 19 |
| 2.1 Propiedades del Vapor de Agua..... | 19 |
| 2.2 Sistema de Operación con Vapor de Agua | 21 |
| 2.3 Sistema de Distribución de Vapor de Agua. Parámetros de Diseño de Tubería..... | 22 |
| 2.4 Espesor de Pared y Material de Tubería | 23 |
| 2.5 Dimensionamiento de Tuberías de Acuerdo a la Caída de Presión | 23 |
| 2.6 Accesorios de Tubería..... | 26 |
| 2.7 Estación Reductora de Presión..... | 26 |
| 2.8 Pérdidas por Transferencia de Calor a Través de la Tubería | 27 |
| 2.9 Dilatación Térmica de la Tubería | 31 |
| 2.10 Correlaciones Disponibles en Aspen Hysys para Estimar la Caída de Presión en una Tubería | 33 |
| 2.11 Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor | 34 |
| 2.12 Otros Métodos de Calcular la Pérdida de Energía en Forma de Calor en la Tubería Hacia el Ambiente..... | 36 |
| 3. Objetivos | 38 |

| | |
|---|----|
| 3.1 Objetivo General..... | 38 |
| 3.2 Objetivo Específicos..... | 38 |
| 4. Diseño Metodológico..... | 38 |
| 4.1 Cálculo de Longitud de la Línea de Interconexión..... | 39 |
| 4.2 Reconocimiento y Diagnóstico de los Sistemas de Distribución de Vapor..... | 41 |
| 4.3 Determinación del Flujo Másico y Cantidad de Energía Máxima y Mínima..... | 41 |
| 4.4 Cálculo de los Parámetros de Diseño de la Tubería..... | 42 |
| 4.5 Modelo de Operación Confiable del Cabezal de Interconexión Energética..... | 43 |
| 5. Resultados y Discusión..... | 44 |
| 5.1 Cálculo de Longitud de la Línea de Interconexión..... | 44 |
| 5.2 Descripción Operativa y Energética del Área de Balance..... | 47 |
| 5.2.1 Departamento de refinación de fondos..... | 48 |
| 5.2.2 Departamento de cracking catalítico I..... | 51 |
| 5.2.3 Departamento de Servicio Industriales de Balance-SIBA..... | 52 |
| 5.2.4 Balance de energía total de consumo y generación en el área de balance..... | 55 |
| 5.2.5 Filosofía de operación de los cabezales de vapor en el área de balance..... | 56 |
| 5.3 Descripción Operativa y Energética del Área de Refinería..... | 58 |
| 5.3.1 Departamento de Refinación de Crudos..... | 58 |
| 5.3.2 Departamento de Craqueo Catalítico..... | 61 |
| 5.3.3 Planta de Etileno-Turboexpander..... | 64 |
| 5.3.4 Planta de Aromáticos y Parafinas..... | 65 |
| 5.3.5 Departamento de Servicios Industriales de Refinería – SIREF..... | 67 |

| | |
|--|----|
| 5.3.6 Balance de energía total de consumo y generación en el Área de Refinería. | 69 |
| 5.3.7 Filosofía de operación de cabezales de vapor en el Área de Refinería..... | 70 |
| 5.4 Determinación Cantidad de Flujo de Vapor (Energía) Máxima y Mínima | 72 |
| 5.4.1 Presión inicial de 600 PSIG. | 73 |
| 5.4.2 Presión inicial de 400 PSIG. | 74 |
| 5.5 Cálculo de los Parámetros de Diseño de la Tubería | 75 |
| 5.5.1 Determinación de las condiciones del vapor de 600 PSIG después de degradación y mezclado. | 75 |
| 5.5.2 Determinación de las condiciones del vapor de 400 PSIG después de la estación degradadora de presión. | 77 |
| 5.5.3 Cálculo de Pérdida de Energía. | 78 |
| 5.6 Escenarios de Operación Confiable para el Cabezal de Interconexión y Distribución de Vapor a Áreas de Proceso. | 79 |
| 5.6.1 Modelo de control y operación del sistema de interconexión..... | 80 |
| 5.6.2 Escenarios de operación confiable del Departamento de Servicios Industriales del Área de Balance “SIBA”. | 83 |
| 5.6.3 Escenarios de operación confiable del Departamento de Servicios Industriales del Área de Refinería “SIREF”. | 85 |
| 6. Conclusiones | 86 |
| 7. Recomendaciones | 89 |
| Referencias Bibliográficas | 90 |
| Apéndices..... | 92 |

Lista de Figuras

| | Pág. |
|---|-------------|
| Figura 1. Reporte de Supervisor de la consola de Servicios Industriales del Control de Potencia “CCDP”..... | 18 |
| Figura 2. Curva entalpia (H) vs temperatura del agua..... | 19 |
| Figura 3. Estación típica de una válvula reductora de presión. | 27 |
| Figura 4. Mecanismos de transporte que intervienen en la pérdida energética de la tubería. | 29 |
| Figura 5. Esquema de una lira de dilatación..... | 32 |
| Figura 6. Esquema metodológico del proyecto..... | 39 |
| Figura 7. Recorrido que seguirá la línea de interconexión. | 44 |
| Figura 8. Diagrama de bloques de proceso de la Área de Balance..... | 48 |
| Figura 9. Proceso de Refinación de Fondos..... | 49 |
| Figura 10. Proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC). | 51 |
| Figura 11. Proceso de servicios industriales del Área de Balance..... | 53 |
| Figura 12. Esquema de la caldera aquatubular tipo D de Departamento SIBA..... | 54 |
| Figura 13. Distribución de energía por medio de cabezales de vapor en el Área de Balance. | 56 |
| Figura 14. Diagrama de operación de la unidad U-150..... | 59 |
| Figura 15. Diagrama de operación de la unidad U-200..... | 59 |
| Figura 16. Diagrama de operación de la unidad U-250..... | 60 |
| Figura 17. Diagrama de operación de la unidad U-2000..... | 60 |
| Figura 18. Diagrama de operación de la unidad U-2100..... | 60 |
| Figura 19. Diagrama de operación de la unidad de cracking Modelo IV. | 62 |

| | |
|---|----|
| Figura 20. Diagrama de operación de la unidad Cracking Orthoflow. | 62 |
| Figura 21. Diagrama de operación de la unidad Cracking UOP II. | 63 |
| Figura 22. Diagrama de operación de la Planta de Etileno-Turboexpander. | 65 |
| Figura 23. Diagrama de operación de la Unidad de Aromáticos. | 66 |
| Figura 24. Diagrama de operación de la Unidad de Parafinas. | 66 |
| Figura 25. Diagrama de operación del Departamento SIREF. | 68 |
| Figura 26. Distribución de energía en el Área de Refinería. | 71 |
| Figura 27. Flujo máximo de vapor para una presión inicial de 600 PSIG. | 73 |
| Figura 28. Flujo mínimo de vapor para una presión inicial de 600 PSIG. | 73 |
| Figura 29. Flujo máximo de vapor para una presión inicial de 400 PSIG. | 74 |
| Figura 30. Flujo mínimo de vapor para una presión inicial de 400 PSIG. | 74 |
| Figura 31. Simulación del proceso de degradación y mezclado de vapor de 600 PSIG a 400 PSIG | 76 |
| Figura 32. Simulación de la degradación del flujo de corriente de vapor de 400 PSIG a 150 PSIG | 78 |
| Figura 33. Modelo de control del sistema de interconexión. | 80 |
| Figura 34. Distribución de vapor por cabezal oriental de las calderas de la U-2400. | 84 |

Lista de Tablas

| | Pág. |
|--|-------------|
| Tabla 1. Modelos disponibles en ASPEN HYSYS para predecir las caídas de presión para fluidos en dos fases. | 34 |
| Tabla 2. Longitud y accesorios de la línea de interconexión. | 45 |
| Tabla 3. Parámetros de la simulación para la determinación del diámetro de tubería. | 46 |
| Tabla 4. Estudio de casos del cabezal operando a una presión inicial de 600 PSIG | 47 |
| Tabla 5. Estudio de casos del cabezal operando a una presión inicial de 400 PSIG | 47 |
| Tabla 6. Capacidad Instalada de los componentes del sistema de generación de vapor de 600 PSIG-Área de Balance. | 48 |
| Tabla 7. Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en los bloques I y II del Departamento de Refinación de Fondos. | 50 |
| Tabla 8. Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en el Bloque III del Departamento de Cracking UOP I. | 52 |
| Tabla 9. Componentes del sistema de generación de vapor en el Dpto. SIBA. | 54 |
| Tabla 10. Balance de consumo de vapor vs generación interna en el bloque IV – Departamento Servicios Industriales Balance (SIBA). | 55 |
| Tabla 11. Balance de consumo de vapor vs generación interna en el Área de Balance. | 55 |
| Tabla 12. Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en el Departamento de Refinación de Crudos (Topping). | 61 |
| Tabla 13. Balance de consumo de Vapor vs. Generación interna en las unidades de Cracking del área de refinería. | 63 |

| | |
|--|----|
| Tabla 14. Balance de consumo de vapor vs generación interna en el Etileno-Turboexpander. ... | 65 |
| Tabla 15. Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en las unidades de aromáticos y parafinas..... | 67 |
| Tabla 16. Componentes del sistema de generación de vapor en el Dpto. SIREF..... | 68 |
| Tabla 17. Balance de consumo de vapor vs generación Servicios Industriales Refinería (SIREF). | 69 |
| Tabla 18. Balance de consumo de vapor vs generación interna en el Área Refinería..... | 69 |
| Tabla 19. Pérdida energética para una presión inicial de 600 PSIG..... | 75 |
| Tabla 20. Pérdida energética para una presión inicial de 400 PSIG..... | 75 |
| Tabla 21. Condiciones de salida de vapor después de válvula degradadora en corriente de vapor de 600 PSIG a 400 PSIG..... | 77 |
| Tabla 22. Condiciones de salida de vapor después de la mezcla de las corrientes..... | 77 |
| Tabla 23. Condiciones de salida de vapor después de la válvula degradadora en corriente de vapor de 400 PSIG con degradación a 150 PSIG..... | 78 |
| Tabla 24. Parámetros utilizados para corroborar los datos arrojados por Aspen Hysys..... | 78 |
| Tabla 25. Escenario operativo en la unidad U-2400 para una operación confiable del cabezal de interconexión..... | 85 |
| Tabla 26. Escenario operativo en la unidad U-2950 para una operación confiable del cabezal de interconexión..... | 85 |
| Tabla 27. Escenario operativo en el Departamento de Servicios Industriales SIREF para una operación confiable del cabezal de interconexión. | 86 |

Lista de Apéndices

| | Pág. |
|---|-------------|
| Apéndice A. Esquema de Operación General de la GRB..... | 92 |
| Apéndice B. Equipos consumidores de vapor en la unidad de DEMEX..... | 93 |
| Apéndice C. Equipos principales consumidores de vapor en la unidad cracking UOP I | 95 |
| Apéndice D. Equipos principales consumidores de vapor en servicios balance | 96 |
| Apéndice E. Equipos principales consumidores de vapor en la unidad 150 | 97 |
| Apéndice F. Equipos principales consumidores de vapor en la Cracking Orthoflow | 100 |
| Apéndice G. Equipos principales consumidores de vapor en Etileno /Turboexpander | 102 |
| Apéndice H. Equipos principales consumidores de vapor en Etileno /Turboexpander | 103 |
| Apéndice I. Equipos principales consumidores de vapor en servicios industriales refinería | 104 |
| Apéndice J. Recorrido de la tubería..... | 105 |

Resumen

Título: Diseño de un Sistema de Interconexión Energética de Vapor de Alta Presión Entre las Áreas de Refinería y Balance en la GRB.*

Autor: Omar Libardo González Carrillo.**

Palabras Claves: GRB, Áreas de Balance, Área de Refinería, Cabezales de Vapor, sistema de interconexión, Calderas, Liras de dilatación, transporte de energía, escenarios operativos.

Descripción

Este trabajo está dedicado a desarrollar un sistema de integración energética entre las áreas de Balance y Refinería de la GRB, se toma como producto de integración el vapor producido en las unidades de generación de la GRB.

Para la operación de las unidades de proceso de la GRB se hace necesario la utilización del vapor como materia prima energética en la operación de sus procesos, en algunas ocasiones se ha presentado déficit en la disponibilidad de vapor en algunas de las 2 áreas de operación de la GRB “Balance / Refinería” lo que ha llegado a generar pérdidas por la no operación de unidades de proceso. No obstante en ciertas ocasiones se ha presentado que mientras en un área no hay vapor suficiente en la otra área hay vapor disponible y que pudiera suplir la necesidad en el área con baja disponibilidad.

Se realiza el diseño de un cabezal de integración energética entre las 2 áreas de operación de la GRB que conecte de manera confiable los 2 cabezales de vapor de alta presión “Área de Refinería a una presión de 400 PSIG con área de Balance a una presión de 600 Psig”, se realiza simulación de integración en software ASPEN HYSYS donde se obtiene viabilidad de diseño cumpliendo con variables termodinámicas de operación del sistema de interconexión.

Para el soporte integrado de la operación del sistema de interconexión se realizan los balances másicos de vapor para la operación por unidad de proceso y se enfrentan con la capacidad instalada de generación de vapor en las unidades de producción de vapor, con estos balances se determina la cantidad de vapor disponible a utilizar para la integración energética.

Finalmente se emiten recomendaciones para la operación confiable y segura del cabezal durante los periodos de operación del sistema de integración energética.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Fernando Viejo Abrante. Ph.D en Corrosión y Protección de Materiales Metálicos

Abstract

Title: Design of a System of Energy Interconnection of High Pressure Vapor Between Areas of Refinery and Balance In the GRB.*

Author: Omar Libardo González Carrillo.**

Keywords: GRB, Balance Areas, Refinery Area, Steam Heads, Interconnection System, Boilers, Dilation Liras, energy transport, operating scenarios.

Description

This work is dedicated to developing an energy integration system between the Balance and Refinery areas of the GRB, the steam produced in the generation units of the GRB is taken as integration product.

For the operation of the GRB's process units, it is necessary to use steam as an energy raw material in the operation of its processes, in some cases there has been a deficit in the availability of steam in some of the two operating areas of the the GRB "Balance / Refinery" which has come to generate losses due to the non-operation of process units. However, in certain occasions it has been presented that while in an area there is not enough steam in the other area, there is steam available and that it could supply the need in the area with low availability.

The design of an energy integration head is made between the 2 GRB operating areas that reliably connect the 2 high pressure steam heads "Refinery Area at a pressure of 400 PSIG with Balance area at a pressure of 600 Psig ", ASPEN HYSYS software integration simulation is performed where design feasibility is obtained by complying with thermodynamic variables of the interconnection system operation.

For the integrated support of the operation of the interconnection system, mass vapor balances are made for the operation per unit of process and are faced with the installed steam generation capacity in the steam production units, with these balances the amount of steam available to be used for energy integration.

Finally, recommendations are issued for the reliable and safe operation of the head during the periods of operation of the energy integration system.

* Degree work

** Faculty of Physicochemical Engineering. School of Chemical Engineering. Director: Fernando Viejo Abrante. Ph.D in Corrosion and Protection of Metallic Material

Introducción

La Gerencia Refinería de Barrancabermeja (GRB) procesa una carga diaria máxima de 260000 BD de hidrocarburos (ver Apéndice A). Para su funcionamiento se hace necesario emplear vapor de agua como fuente de energía calorífica para diversos procesos y para la generación de energía eléctrica. El vapor es generado continuamente en las calderas y necesita ser distribuido hasta los sitios o máquinas de consumo a través de un tendido de tuberías dentro del entorno de las unidades de procesamiento de toda la GRB.

Particularmente, la GRB requiere para la operación de sus unidades de proceso la disponibilidad constante de energía térmica representada por dos tipos de vapor de alta presión uno de 400 PSIG y otro de 600 Psig. El sistema de vapor de alta presión se encuentra dividido en dos cabezales que alimentan las dos principales áreas de procesos de la GRB: el área occidental, conocida como “Refinería”, opera a una presión de 400 Psig y temperatura de 720°F, y el área oriental, conocida con el nombre de “Balance”, que opera a una presión de 600 Psig y 720°F, estas dos áreas de proceso son totalmente independientes la una de la otra en sus procesos internos de generación y consumo de vapor .

Es así como el principal generador de vapor del área de balance se encuentra en la U 2950 con sus calderas las cuales procesan el vapor necesario para la operación del área de balance, El área de refinería soporta su operación en las calderas de la U-2400, calderas distral y calderas de la U-5100.

1. Planteamiento del Problema

Debido a que las presiones de los cabezales de vapor en las dos áreas Refinería y Balance son diferentes, estos dos sistemas de generación y distribución de vapor se encuentran totalmente aislados el uno del otro; además, hay una distancia aproximada de 1.5 km entre ellos, lo que los hace incompatibles para una operación directa y de respaldo.

Con relación a esta limitación, en ocasiones se han presentado escenarios operativos de baja disponibilidad de vapor en alguna de las dos áreas operativas debido a fallas en sus unidades de generación de vapor o limitaciones de despacho, lo que ocasiona el deslastre de turbogeneradores y plantas de proceso, con el fin de mantener la operación de los cabezales y evitar un despresionamiento total. Estos eventos ocasionan sobrecostos para la operación de la GRB, debido a que se deben realizar compras de energía eléctrica al Sistema de Interconexión Nacional (SIN) y el lucro cesante que ocasiona el tener plantas fuera de operación. En este sentido, en un evento ocurrido en el tercer trimestre del año 2015 se vieron afectadas las calderas de Central del Norte y Distral del área de Refinería, lo que hizo necesario deslastrar el turbogenerador TG-953; la unidad MEK (Parafinas Lado Norte) que comprende los procesos de separación de ceras que se encuentran en las fracciones lubricantes de crudo; la unidad de DAP de extracción líquido-líquido que emplea propano como solvente para separar el material parafínico del aromático y asfáltico presente en las corrientes de carga; y también afectó a la unidad Turboexpander encargada de extracción de etano del gas natural mediante operaciones unitarias de presionamiento y licuefacción del gas. Esta condición de baja disponibilidad de vapor se mantuvo durante tres días, lo que ocasionó pérdidas

aproximadas de US \$400.000, representadas en compra de energía eléctrica y lucro cesante de las plantas deslastradas.

| DETALLE DEL EVENTO | | | | | |
|--|---|-----------------------------|--------|----------------------|------------------------------|
| Tipo de evento: | APAGADO NO PROGRAMADO | | | | |
| Unidad: | B-2955 | | | | |
| Fecha inicial: | 25/05/2016 06:00 | | | | |
| Fecha final: | 06/06/2016 17:06 | | | | |
| Diferencia: | 12 Dias, 11 h.:6 m. | | | | |
| Diferencia (Horas): | 299.1 | | | | |
| Descripción: | Fuera de servicio por rotura de tubería. Deslastrado por vapor lado frío de UOP I y Unibón. | | | | |
| Activos afectados en este evento: | | | | | |
| FECHA INICIAL | FECHA FINAL | DIFERENCIA FECHAS | EQUIPO | TIPO ACTIVO | ACTIVO CCP |
| 25/05/2016 06:00 | | 8 Meses, 7 Dias, 6 h.:34 m. | U-2950 | DISPONIBILIDAD VAPOR | DISPONIBILIDAD DE VAPOR SIBA |
| Un total de 1 activos afectados | | | | | |
| <input type="button" value="Cerrar"/> | | | | | |

B-2955: (06:00) Presentó disparo por rotura de tubería. Cabezal de vapor de 600 psi perdió presión súbitamente registrando un valor mínimo de 500 psi. En el momento del evento de disparo de la caldera se coordinó sacar de servicio por deslastre de vapor el lado frío de UOP I y Unibón, al igual que los TG-2952/53.

Figura 1. Reporte de Supervisor de la consola de Servicios Industriales del Control de Potencia “CCDP”.

Más recientemente, en 25 de mayo del 2016 se presentó falla de la caldera B-2955 estando fuera de operación las calderas B2952, B2953 dentro del Área de Balance. Debido a esta falla se perdió la capacidad de generación de vapor de 600 PSIG y degradación de vapor para los procesos que operan a 150 PSIG, condición que generó un déficit de vapor. Producto de este déficit se deslastraron los turbogeneradores TG-2952 y TG-2953, que se encontraban generando 25 MW; la unidad recuperadora de etano etileno conocida como lado frío UOPI; y la unidad de hidrogenación de DMO aceite conocida como UNIBON. Con estas acciones se logró controlar la emergencia y evitar el despresionamiento del cabezal de vapor. Desafortunadamente, esta condición de baja disponibilidad de vapor en el área de balance se mantuvo por 5 días, lo que ocasionó pérdidas aproximadas de US \$800.000 (ver reporte en Figura 1).

Debido a este tipo de eventos y al alto costo económico que representa para la empresa esta problemática es necesario realizar la siguiente pregunta: ¿es posible diseñar un sistema de transporte de energía calórica entre los cabezales de vapor de las áreas de Refinería y Balance para que se apoyen ante necesidades por falla en sus unidades de generación de vapor?

2. Marco Teórico

2.1 Propiedades del Vapor de Agua

El agua es la única sustancia que puede existir naturalmente en el planeta en los tres estados de agregación, sólido conocida como hielo, líquida llamada normalmente agua y en fase gaseosa como vapor. Cuando se le suministra energía en forma de calor al agua líquida (a presión constante) su temperatura empieza a subir hasta alcanzar un valor donde la temperatura ya no cambia y el agua no puede existir en fase líquida; en este punto se dice que el agua está saturada y se denomina **líquido saturado** (punto B de la Figura 2).

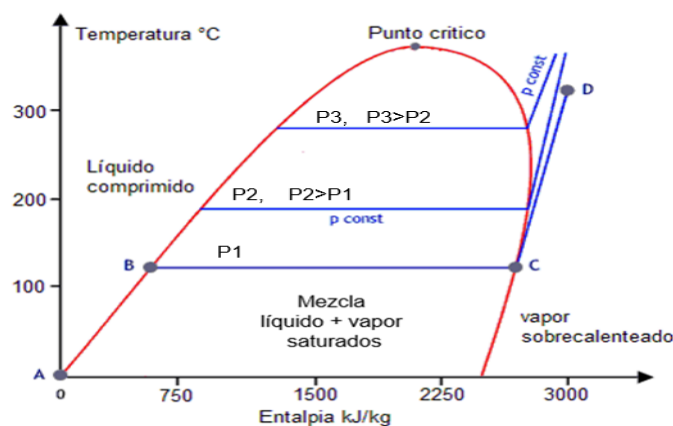


Figura 2. Curva entalpía (H) vs temperatura del agua.

Al calor suministrado hasta este punto se conoce como calor sensible. El calor que se sigue añadiendo al agua, llamado calor latente, no producirá un aumento en la temperatura del agua, ya que esta energía suministrada será absorbida para realizar el cambio de fase líquida a vapor. El estado en que no queda nada de líquido y sólo existe vapor a la misma temperatura que inició el proceso de ebullición, se le conoce como **vapor saturado** (punto C); cualquier calor añadido más adelante, también es considerado como calor sensible y aumentará la temperatura del vapor, obteniendo **vapor sobrecalentado** (punto D).

En la región donde hay coexistencia de líquido y vapor saturado (a la misma temperatura y presión), el vapor producido por la caldera se le conoce como **vapor húmedo** (entre los puntos B y C). Si se conectan todos los estados de líquido saturado por medio de una línea y se realiza el mismo procedimiento para los estados de vapor saturado, ambas líneas se unen en un punto, definido como **punto crítico**. En este punto, los estados de líquido saturado y vapor saturado son idénticos. Para el agua las propiedades del punto crítico son $P_{cr} = 22,09 \text{ MPa}$ y $T_{cr} = 374,14^\circ\text{C}$. Finalmente, se evidencia que a medida que se incrementa la presión el calor latente total ($H_C - H_B$) del vapor disminuye.

El vapor presenta muchas ventajas que lo convierten en una forma útil de transportar energía. Entre estas ventajas está la baja toxicidad, fácil transportabilidad, alta eficiencia, alta capacidad calórica, y bajo costo con respecto a otras alternativas, aunque se debe aclarar que requiere de un tratamiento previo al suministro a la caldera debido a las impurezas que acarrea, pero aun así los costos son inferiores en comparación al uso de otras sustancias. El vapor de agua almacena una gran cantidad de energía por unidad de masa (entre 2300 y 3000 kJ/ kg)), que puede ser usada

como movimiento en una turbina o como calor en un proceso. La mayor parte de esta energía almacenada por el vapor es calor latente, por lo tanto, gran cantidad de calor es transferida eficientemente a temperatura constante, lo cual es bastante conveniente, ya que el gradiente de temperatura se mantiene constante necesario para permitir el flujo de calor. Por otro lado, al ser una masa gaseosa puede llenar cada espacio de forma uniforme lo que permite que el área necesaria para la transferencia sea menor reduciendo el tamaño de los equipos.

2.2 Sistema de Operación con Vapor de Agua

El sistema de operación del vapor se puede dividir en 4 partes principales: generación, distribución, uso y recuperación.

En una primera instancia, el vapor es generado en una caldera por medio de la transferencia del calor de los gases de combustión al agua. Cuando el agua recibe suficiente energía cambia de fase desde líquida a vapor saturado; en algunos casos se produce vapor sobrecalentado con la adición de más energía. Luego el vapor bajo presión fluye por el sistema de distribución.

El sistema de distribución transporta la suficiente cantidad de vapor de alta calidad a las presiones y temperaturas requeridas en los puntos de uso final como son intercambiadores de calor, turbinas, torres de fraccionamiento y reactores químicos. Normalmente se distribuye el vapor a alta presión para reducir el volumen específico y, de esta forma, requerir un menor diámetro de tubería; después la presión del vapor es reducida a la presión de trabajo en el punto de uso. Es de

aclarar que, para los procesos de transferencia de calor, es más eficiente el vapor a baja presión ya que el calor latente que almacena es mayor, como se comentó con anterioridad.

Finalmente, el sistema de recuperación de condensados se encarga de enviar de regreso el condensado a la caldera. Este condensado pasa por un sistema de purificación antes de ser alimentado a la caldera, ya que puede contener gases no condensables e impurezas arrastradas desde la tubería.

2.3 Sistema de Distribución de Vapor de Agua. Parámetros de Diseño de Tubería

El diseño de redes de distribución de vapor debe asegurar que éste llegue en condiciones óptimas a los equipos; por lo tanto, es función del ingeniero diseñar, calcular y seleccionar todos los elementos y componentes de los circuitos distribuidores del vapor. Si no se realiza un diseño adecuado se puede incurrir en alguna de las siguientes situaciones desfavorables:

- El diseño de tuberías sobredimensionadas, lo cual implica que éstas, sus válvulas y accesorios, en general, serán más caros de lo necesario; igualmente, la instalación y el aislamiento que requiere. Además, al existir mayor área de transferencia de calor, el vapor perderá más energía aumentando el volumen de condensado generado.
- Si, por el contrario, se diseñan tuberías de menor tamaño que el requerido, se corre el riesgo de tener una caída de presión muy grande; además, la velocidad del vapor será mayor incrementando el riesgo de erosión, golpes de ariete y ruido excesivo en las tuberías.

Existen diferentes parámetros de diseño de tubería para la distribución de vapor de agua que deben ser considerados y que se detallan a continuación.

2.4 Espesor de Pared y Material de Tubería

Actualmente el código de la American Society of Mechanical Engineers, ASME B31.3 prescribe los requisitos mínimos para la construcción de tuberías de servicio de energía y auxiliares para las refinerías de petróleo (AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS, 2008). Según las normativas de la ASME y del American Petroleum Institute (API), las tuberías se clasifican en números de cédula (SCH, del Inglés Schedule) (Spirax Sarco Limitada, 2016). Estos números SCH tienen una relación con la presión nominal de la tubería (The Engineering Toolbox, 2016). Hay 11 números SCH: 5, 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120, 140 y 160. Independientemente del número SCH, todas las tuberías de un tamaño particular, tienen el mismo diámetro exterior, pero a medida que aumenta el número SCH, aumenta el espesor de la pared, y el diámetro interno se reduce. Las más usadas en tuberías que transportan vapor son SCH 40 y 80. Para el caso de estudio se emplea SCH 80 debido a las altas presiones que se manejan.

Por otro lado, para sistemas de vapor, las tuberías se fabrican comúnmente en acero al carbono (ASTM A 106) cuya especificación estándar es tubería de acero al carbono sin costuras para servicio de alta temperatura (AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS, 2008) (WERMAC explore the world of piping, 2016).

2.5 Dimensionamiento de Tuberías de Acuerdo a la Caída de Presión

Las tuberías de vapor pueden ser dimensionadas ya sea para que la caída de presión a lo largo de ellas esté por debajo de un límite aceptable, o para que las velocidades que se presenten no sean demasiado altas. En el caso del flujo de vapor sobrecalentado se recomienda velocidades entre 100 – 300 ft/s (35 – 100 m/s) (The Engineering Toolbox, 2016).

La pérdida de carga de un fluido en una tubería ocurre cuando éste tiene que vencer la acción de la gravedad, la fricción y la aparición de condensados debido a la pérdida de energía hacia el ambiente. Para calcular la pérdida de carga en un fluido debida a la fricción se necesita de coeficientes hallados experimentalmente y de fórmulas determinadas semiempíricamente. La fórmula más conocida es la de Darcy-Weisbach (Ecuación 1):

$$h_f = f * \frac{L}{D} * \frac{V^2}{2g} \quad \text{Ec 2.5.1}$$

Donde:

h_f : Pérdida de carga

f : Factor de fricción

L y D : longitud y diámetro de la tubería

V : Velocidad del fluido en la tubería

g : Constante gravitacional [9,81 m/s²] [32,17 ft/s²]

Esta ecuación puede ser utilizada para cualquier fluido incompresible, y con algunas restricciones en fluidos compresibles, debido a que en estos, la densidad y la velocidad varían considerablemente con la presión (CRANE, 2011). Por lo tanto, se recomienda (CRANE, 2011)

que cuando la caída de presión sea menor al 10% de la inicial, se asuma constante la densidad y emplear la de entrada o salida según cual se conozca; para pérdidas de carga superior al 10% pero menores al 40% se debe hacer un promedio entre la densidad de entrada y salida; finalmente, para pérdidas de presión mayores al 40% se deben emplear otras fórmulas como la de Wemouth (CRANE, 2011) o Unwin (NAYYAR, 2000).

Para el cálculo del factor de fricción f existen diferentes mecanismos como el empleo de gráficas en función del número de Reynolds, la rugosidad y el diámetro de la tubería; también existe la opción de aplicar ecuaciones que necesitan el empleo de iteraciones para resolverse, como el caso de la ecuación de White –Colebrook (CRANE, 2011)(Ecuación 2).

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \cdot \log_{10} \left[\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \frac{2,51}{\mathcal{R}\sqrt{f}} \right] \quad \text{Ecuación 2.5.2}$$

Dónde: R : Número de Reynolds

ε : Rugosidad de la tubería

Por otra parte, muchas compañías especialistas en el diseño de sistemas distribución de vapor como (TLV Compañía Especialista en Vapor, 2016) y (Spirax Sarco Limitada, 2016) ofrecen manuales para el diseño de tuberías explicando paso a paso cómo dimensionar mediante el uso de tablas y gráficas; incluso disponen de programas de cálculo en sus sitios web para realizar los cálculos online. También existe la alternativa de emplear un software de simulación que permita modelar el flujo de vapor en tuberías, como es el caso de ASPEN HYSYS, que permite generar perfiles de flujo, presiones y temperaturas de las corrientes.

2.6 Accesorios de Tubería

Los accesorios como válvulas, codos, té, reducciones, etc. introducen una pérdida de carga al paso del fluido que circula por ellas. Existen diferentes métodos para calcular la pérdida de carga de los accesorios en función de parámetros suministrados por las casas comerciales, pero lo más habitual es la lectura de tablas que asignan a cada tipo de componente una longitud equivalente, la cual representa un incremento en la longitud de la tubería para asumir la pérdida de carga generada por el accesorio. Estos valores de longitudes equivalentes se encuentran tabulados, en función del diámetro del accesorio. En el momento del diseño al no conocer el diámetro de la tubería se puede asumir una tolerancia de entre un 5 a 20 % de la longitud real dependiendo de la cantidad de accesorios que pueda necesitar el tramo (Spirax Sarco Limitada, 2016).

2.7 Estación Reductora de Presión

Como se mencionó en el planteamiento del problema al final de la línea se requerirá una válvula de reducción de presión para igualar a la de la tubería con la que se hará la conexión.

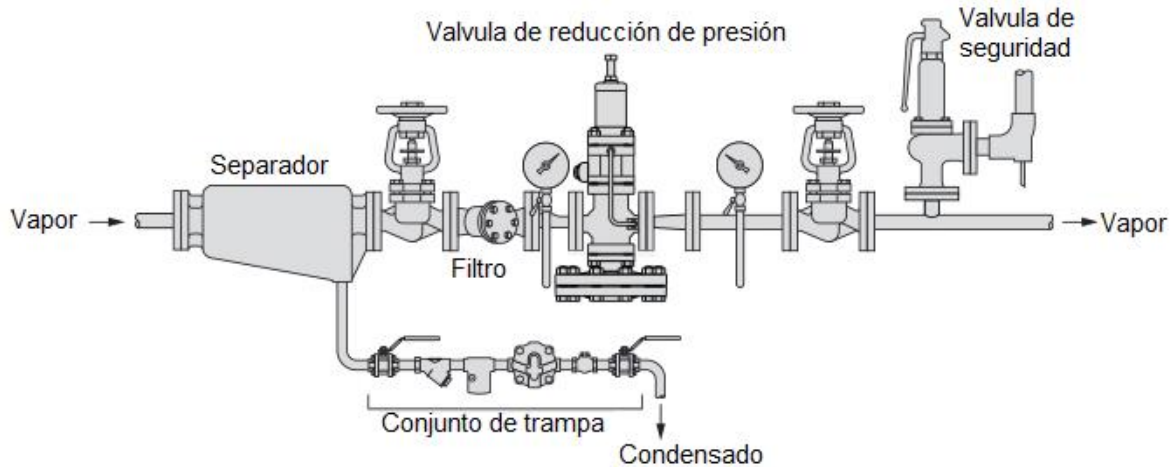


Figura 3. Estación típica de una válvula reductora de presión. Adaptado de: (TLV Compañía Especialista en Vapor, 2016).

En la Figura 3 se muestra una estación de reducción de presión con cada una de sus partes, como son el separador, encargado de retirar el condensado que se haya generado; y la válvula de seguridad, que sirve de protección en caso de que la válvula de reducción falle, y así evitar un aumento de la presión en la tubería con la que se hará la conexión. Existen otros componentes de la estación que son necesarios para cerrar el sistema cuando se realice mantenimiento, además para controlar, medir y ajustar la presión.

2.8 Pérdidas por Transferencia de Calor a Través de la Tubería

La condición ideal de un sistema de distribución de vapor es que no existiese pérdida de energía térmica, pero como se explicará inmediatamente esto no ocurre. El análisis de las pérdidas energéticas debe tener en cuenta dos estados de las tuberías, el primero de ellos también llamado “starting load” es cuando se empiezan a utilizar las tuberías, ya que están frías y el vapor se

encuentra considerablemente a una temperatura mayor. Esto implica una gran pérdida de energía en el arranque durante el calentamiento de la tubería, originando el máximo flujo de condensado.

El segundo estado conocido como “running load”, ocurre cuando el sistema llega a su estado estable; sin embargo se seguirá presentando transferencia de energía hacia los alrededores. En este segundo estado, existen pérdidas energéticas del vapor a medida que es transportado en la tubería.

Cuando dos cuerpos se encuentran a temperaturas diferentes, se produce un flujo de calor del cuerpo más caliente al más frío, hasta que se alcanza el equilibrio térmico. Este es el caso del sistema de estudio, una tubería que transporta vapor de agua a alta temperatura. Bajo esta situación aparecerán tres mecanismos de transferencia de calor: conducción, convección y radiación.

En el caso de la conducción, el flujo de calor se transmitirá de molécula a molécula por el contacto directo entre las macropartículas que constituyen el cuerpo, sin cambio aparente de materia. En los cuerpos sólidos, es el mecanismo fundamental de propagación del calor y se puede describir por medio de la ecuación de Fourier (CRANE, 2011). Por otro lado, la convección permite la propagación de calor en fluidos (gas o líquido). Las moléculas en contacto con un cuerpo a temperatura más alta se calientan, disminuyendo su densidad y desplazándose por gravedad. Si a su vez entran en contacto con un cuerpo más frío, ceden calor, aumentando su densidad u desplazándose en sentido contrario (ciclo de convección). Para expresar el efecto total de la convección, se puede emplear la ley de enfriamiento de Newton (CRANE, 2011). Finalmente, todos los cuerpos son capaces de emitir, absorber y transmitir radiación incluso a bajas temperaturas. La cantidad de calor emitido aumenta con la temperatura. A diferencia de la

conducción y la convección, la radiación no requiere un medio físico para la transferencia a través del espacio, ya este tipo de transporte se debe a la propagación de ondas electromagnéticas. El cálculo del flujo de calor por radiación se puede evaluar por medio de la ley de Stefan Boltzman (CRANE, 2011) aplicada a un cuerpo gris.

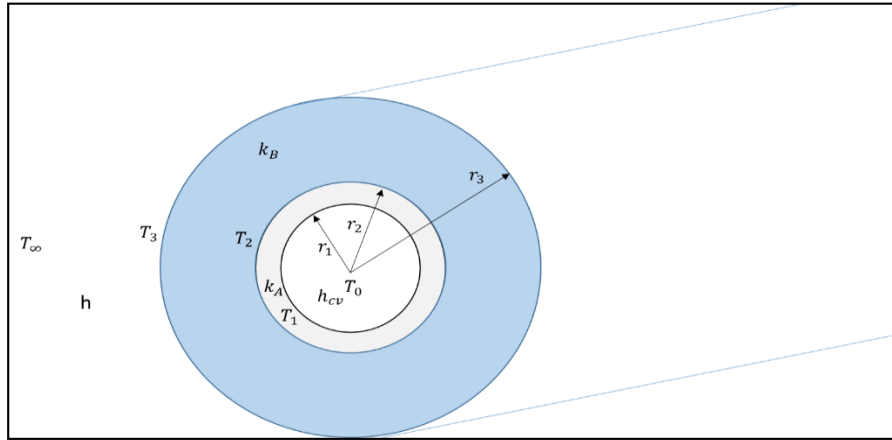


Figura 4. Mecanismos de transporte que intervienen en la pérdida energética de la tubería.

En el caso específico de estudio en este trabajo, el flujo de calor desde el vapor hasta la superficie del aislante está dado por la ecuación 2.8.1 (se considera estado estable). En esta ecuación, aparece un componente convectivo debido al diferencial de temperatura que existe entre el centro del vapor y el que está en contacto con la pared de la tubería, y dos componentes conductivos, el primero debido a la tubería y el segundo a la capa de aislante (Figura 4).

$$\frac{q_1}{L} = \frac{2 \pi}{\frac{1}{h_{cv} r_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_A} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_B}} (T_0 - T_3) \quad \text{Ec 2.8.1}$$

Donde:

q_1 = flujo de calor radial emitido por la tubería

r_1, r_2, r_3 = Radio interno y externo de la tubería, y externo del aislamiento, respectivamente

k_A, k_B = Conductividad térmica de la tubería y del aislamiento respectivamente

T_0, T_3 = Temperatura del vapor que fluye en la tubería, y de la superficie externa del aislamiento

L = Unidad de longitud de tubería

En la Ecuación 2.8.1 se pueden realizar varias simplificaciones como asumir que la temperatura del vapor es uniforme en dirección radial, despreciando el transporte convectivo dentro de la tubería ($T_0 = T_1$); también es posible despreciar el componente conductivo de la pared de la tubería debido al bajo espesor en comparación con el del aislante ($T_1 = T_2$). El transporte de calor desde la tubería al ambiente es debido al transporte convectivo y por radiación. En este sentido, el flujo de calor convectivo se expresará por medio de la Ecuación 2.8.2:

$$\frac{q_{conv}}{L} = 2 h \pi r_3 (T_3 - T_\infty) \quad \text{Ec 2.8.2}$$

Donde:

q_{conv} = flujo de calor por convección

h = coeficiente de transferencia de calor por convección de la tubería al aire

T_3 = temperatura en la superficie del aislamiento

T_∞ = temperatura en el seno del aire

Mientras, el transporte por radiación estará representado por la Ecuación 2.8.3, donde se asume que la tubería es un cuerpo gris que intercambia calor con el aire ambiental que lo rodea.

$$\frac{q_r}{L} = 2 \varepsilon \sigma \pi r_3 (T_3^4 - T_\infty^4) \quad \text{Ec 2.8.3}$$

Donde:

$$\sigma = \text{constante de Stefan-Boltzman, } 5,67 * 10^{-8} \frac{W}{K^4m^2}$$

ε = emisividad

Realizando un balance de energía térmica en la superficie exterior de la tubería ($r = r_3$), resulta que el calor por unidad de longitud que se conduce hacia la superficie exterior se transfiere al aire ambiental a través de los mecanismos de convección y radiación como lo indica la Ecuación 2.8.4.

$$\frac{q_1}{L} = \frac{q_{conv}}{L} + \frac{q_r}{L} = 2 U \pi r_3 (T_0 - T_\infty) \quad \text{Ec 2.8.4}$$

Donde U es el coeficiente global de transferencia y depende de los parámetros que participan en el transporte conductivo, convectivo y radioactivo de todo el proceso. Según lo analizado queda claro que el vapor a lo largo de su recorrido cederá energía térmica al ambiente y los factores más influyentes son el tipo de aislamiento, el espesor de éste y las condiciones del ambiente (velocidad del viento, temperatura y humedad ambiental).

2.9 Dilatación Térmica de la Tubería

Las tuberías están sometidas a variaciones permanentes de temperatura, desde temperatura ambiente cuando no hay circulación de vapor hasta la temperatura de trabajo; en consecuencia, se presentan fenómenos de dilatación térmica alargando la tubería de forma lineal o axial, que no

pueden ser impedidos por restricciones ya que genera estrés en los accesorios poniendo en peligro la tubería. Una forma de amortiguar la dilatación lineal es realizar cambios de dirección en el tendido en caso de que ésta lo permita o aprovechar los que ya estén presente, mediante el uso de codos como articulaciones del sistema.

En caso de no ser posible la compensación variando la dirección de la tubería, existen dispositivos que amortiguan esta dilatación. Los más usados son las “liras de dilatación” que son bucles diseñados para absorber la dilatación axial de la tubería gracias a su curvatura. Existen distintos diseños, pero el más usado es el que se muestra en la Figura 5, debido a que se puede ensamblar con accesorios comunes. Para calcular el valor de w existen correlaciones y tablas que dependen del diámetro externo, coeficiente de expansión y largo de la tubería, además el cambio de temperatura que soportará.

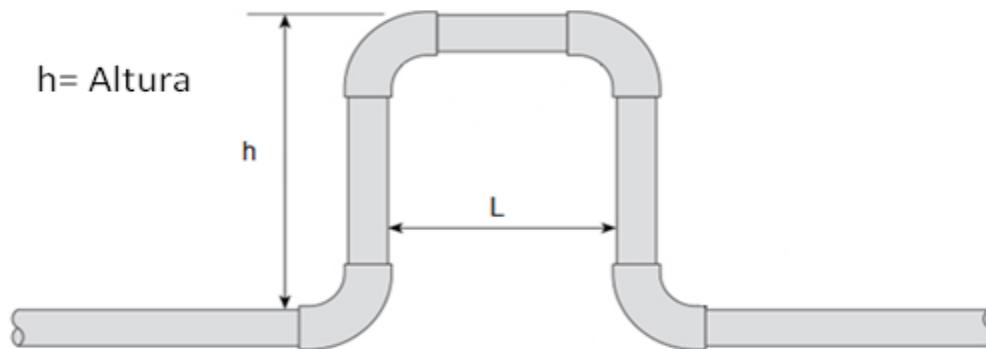


Figura 5. Esquema de una lira de dilatación. Adaptado de: (Spirax Sarco Limitada, 2016).

Otros dispositivos usados para compensar la dilatación son las juntas de expansión como la junta tipo fuelle que consiste en un tramo recto en forma de acordeón que se alarga para compensar la dilatación lineal; y la junta tipo telescópica está compuesto de dos tubos concéntricos ajustados con empaquetadura o prensaestopas, donde la dilatación se amortigua mediante el desplazamiento de un tubo en el otro.

2.10 Correlaciones Disponibles en Aspen Hysys para Estimar la Caída de Presión en una Tubería

Los métodos disponibles en ASPEN HYSYS han sido desarrollados para predecir caídas de presión para fluidos que están en dos fases. Varios métodos fueron desarrollados para uso exclusivo en flujos de tuberías horizontales, otros para flujo en tuberías verticales y algunos para cualquier opción. Algunos pueden definir un mapa de régimen de flujo y pueden aplicar correlaciones de caída de presión específicas de acuerdo al tipo de flujo predicho. Otros calculan el retraso en la velocidad del líquido (Hold-up en inglés) esperado en el flujo de dos fases, mientras el resto suponen una mezcla homogénea. La Tabla 1 resumen las características de cada modelo.

Tabla 1.

Modelos disponibles en ASPEN HYSYS para predecir las caídas de presión para fluidos en dos fases.

| Modelo | Flujo horizontal | Flujo Vertical | Liquid Hold-up | Flow Map |
|------------------------------------|------------------|----------------|----------------|----------|
| Aziz, Govier & Fogarasi | NO | SI | SI | SI |
| Baxendell & Thomas | NO | SI | NO | NO |
| Beggs & Brill | SI | SI | SI | SI |
| Duns & Ros | NO | SI | SI | SI |
| Gregory, Aziz, Mandhane | SI | NO | SI | SI |
| Hagedorn & Brown | NO | SI | SI | NO |
| HTFS Homogeneous | SI | SI | NO | NO |
| HTFS Liquid Slip | SI | SI | SI | NO |
| Olgas2000 | SI | SI | SI | SI |
| Orkisewski | NO | SI | SI | SI |
| Poettman & Carpenter | NO | SI | NO | NO |
| Tacite Hydrodynamic Module | SI | SI | SI | SI |
| Tulsa | NO | SI | SI | SI |

Cuando se trata de corrientes en una sola fase se usa la ecuación de Darcy-Weisbach para estimar caídas de presión. Esta ecuación es una forma modificada de la ecuación de energía mecánica, la cual toma en consideración la pérdida debida a efectos de fricción y cambios en energía potencial.

2.11 Cálculo del Coeficiente de Transferencia de Calor

Durante el transporte de vapor existe un intercambio de calor debido al diferencial de temperatura entre la tubería y los alrededores. Por el interior de la tubería se transporta vapor de agua sobrecalentado a una temperatura de entrada de 720 °F y por el otro se encuentra el aire ambiental a una temperatura promedio de 68°F. Este gradiente de temperatura genera un flujo de energía calórica por medio de las tres formas de transporte: conductivo, convectivo y radioactivo. Si el coeficiente de transferencia de calor global de la tubería es desconocido, HYSYS solicitará información necesaria para calcularlo, tal como el material de la tubería para definir la

conductividad térmica, y el tipo de aislante térmico y espesor. Por otro lado, para calcular la transferencia de calor interna, el software ofrece cinco (5) opciones de correlación para dicho procedimiento. Las correlaciones disponibles son:

Petukov (1970)

$$h = \frac{k}{d} \frac{(f/8)Re_d Pr}{1.07 + 12.7(f/8)^{1/2} (Pr^{2/3} - 1)}$$

Ec. 2.11.1

Dittus and Boelter (1930)

$$h = \frac{k}{d} 0.023 Re_d^{0.8} Pr^n$$

Ec. 2.11.2

n = 0,4 para calentamiento y 0,3 para enfriamiento

Sieder and Tate (1936)

$$h = \frac{k}{d} 0.027 Re_d^{0.8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Ec. 2.11.3

Profes

Implementa el método usado por el programa de simulación Profes Pipe (PLAC). El método está basado en mapas de flujo Profes horizontal y vertical, y se emplean apropiadas correlaciones para determinar el coeficiente de transferencia en cada región.

HTFS

Implementa los métodos usados por programas HTFS. Se emplean separadas correlaciones para transferencia de calor en procesos de condensación y ebullición, y para flujo horizontal y vertical.

Los metodos Petukov, Dittus, y Sieder son limitados para flujos en una sola fase y para flujo en régimen turbulento esencialmente. Por otro lado, los métodos Profes y HTFS proveen mejores resultados para sistemas de 2 y 3 fases, y en la región de flujo laminar, aunque toma algo más de tiempo el cálculo. En general, la opción Profes es la recomendada para la mayoría de las aplicaciones en tuberías, debido a que toma en consideración el régimen de flujo en el interior de la tubería y es razonablemente eficiente en el cálculo. Además, en la simulación se puede elegir si se desea tener en cuenta la conductividad de la tubería, que depende del material con la que esté hecha. Por otro lado, para el cálculo de la convección externa, el software permite elegir entre tres medios: aire, agua y tierra. Para el aire solicita la velocidad del viento y la temperatura ambiente. En el caso del presente trabajo la tubería estará expuesta al aire, la siguiente es la correlación utilizada para flujos horizontales (Holman, 1989).

$$h = \frac{k}{d} 0.25 Re^{0.6} Pr^{0.38} \quad \text{Ec 2.11.4}$$

2.12 Otros Métodos de Calcular la Pérdida de Energía en Forma de Calor en la Tubería Hacia el Ambiente

Mahendra P desarrollo un programa para simular el flujo de vapor en una tubería como parte de GeosteamNET. El movimiento de fluidos se rige por los siguientes principios básicos: la conservación de la masa, el principio del momento lineal (segunda ley de Newton o ecuaciones de Navier Stokes) y las leyes primera y segunda de la termodinámica. La segunda ley de la

termodinámica define la dirección de un proceso espontáneo, que se valida indirectamente en el algoritmo a medida que el vapor fluye de alta a baja presión y el calor fluye de alta a baja temperatura. Las ecuaciones no lineales se resuelven con el método de Newton-Raphson.

La ecuación de balance de masa para flujo estacionario es:

$$\nabla \cdot \rho \bar{u} = 0 \quad \text{Ec 2.12.1}$$

Donde ρ es la densidad y u es velocidad. Mientras que la ecuación de balance de energía viene expresada mediante la ecuación:

$$H_i - H_{i-1} + \frac{u_i^2 - u_{i-1}^2}{2} + g(Z_i - Z_{i-1}) = Q_i \quad \text{Ec. 2.12.2}$$

Donde H es la entalpía por unidad de masa, g es la gravedad y Z es la altura. Por otra parte, la ecuación de conservación de momento lineal viene expresada por la ecuación.

$$VdP + udu + gdZ + dF = 0 \quad \text{Ec 2.12.3}$$

Donde

$$dF = \frac{2fu^2}{D} dL \quad \text{Ec 2.12.4}$$

Es el valor que representa las pérdidas de carga que sufre el fluido a lo largo de la tubería debido a la fricción y los accesorios. Finalmente, el flujo total de energía desde el volumen de control hacia los alrededores esta dado mediante la ecuación:

$$H_{\text{Total}} = \frac{2\pi dL(T_{\text{in}} - T_{\text{out}})}{\left[\frac{1}{h_m r_1} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{k_A} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_B} + \frac{1}{h_{\text{out}} r_3} \right]} \quad \text{Ec 2.12.5}$$

Donde r_1 , r_2 , y r_3 , son los radios internos de la tubería, externo y del material aislante, respectivamente. K_A y K_B son las conductividades térmicas de la tubería y el material de aislamiento respectivamente.

3. Objetivos

3.1 Objetivo General

Diseñar un sistema de integración energética de vapor de alta presión entre las áreas de refinería y balance.

3.2 Objetivo Específicos

Definir los parámetros y variables de diseño de un sistema de transporte energético que mantenga las condiciones termodinámicas necesarias de operación en las plantas de proceso de la GRB.

Determinar la cantidad de energía que se va a transportar por las líneas de vapor en diferentes escenarios de proceso, manteniendo las variables operativas de presión y temperatura requeridas en el punto de entrega.

Desarrollar los escenarios operativos en los cuales operaría el cabezal de interconexión de energía de forma confiable para el sistema de distribución de vapor.

4. Diseño Metodológico

En la Figura 6 se muestra el esquema de la metodología empleada para el desarrollo del presente trabajo.

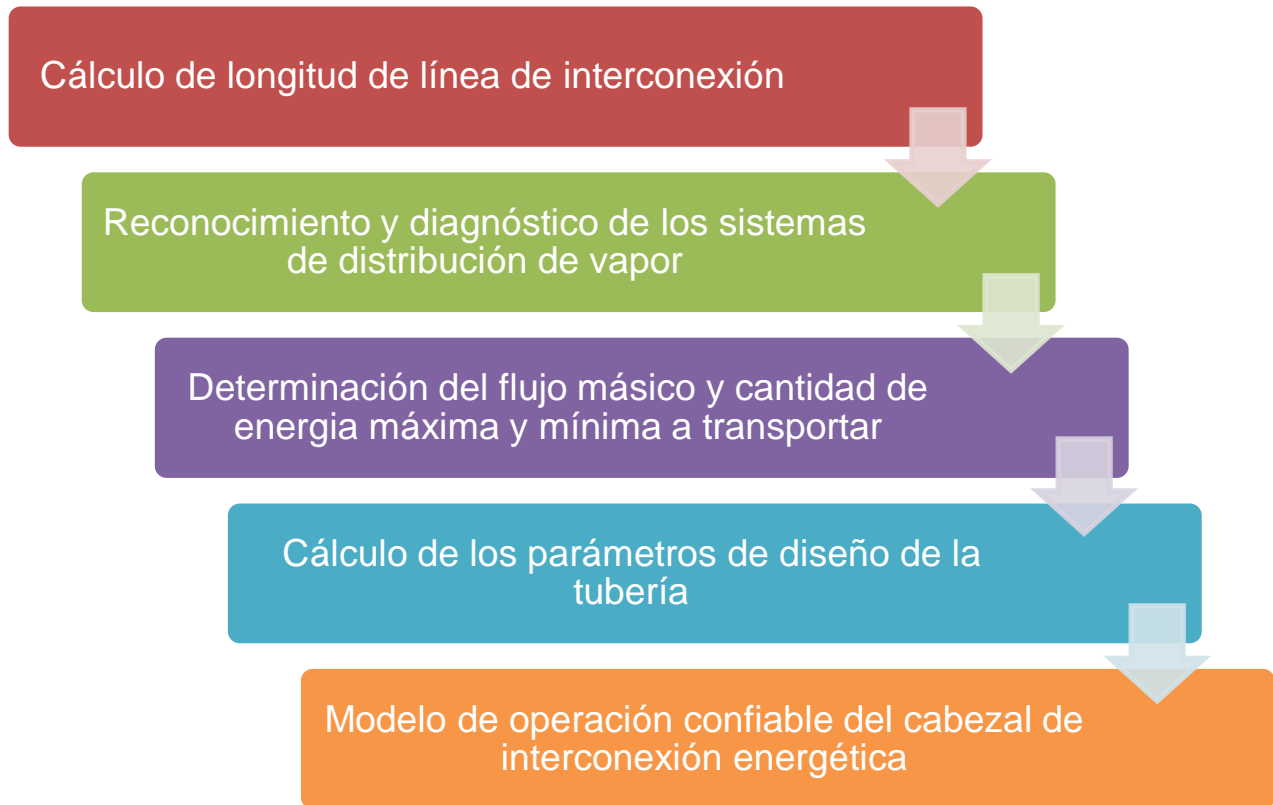


Figura 6. Esquema metodológico del proyecto.

4.1 Cálculo de Longitud de la Línea de Interconexión

Se realizó una visualización física del área donde se ubicará la tubería que conectará ambas redes, para conocer la topografía de la zona y, de esta forma, diseñar los posibles arreglos que puede tener la tubería, así como la longitud exacta de cada arreglo, el número y clase de accesorios requeridos por cada uno y conocer las condiciones particulares a las que se expondrá la línea.

Uno de los arreglos de mayor relevancia en este tipo de sistemas son las liras de dilatación. De acuerdo con la Figura 5 es necesario conocer el valor de la altura de la lira (h) así como la longitud de la misma (L) para determinar la cantidad adicional de tubería que tendrá que recorrer el vapor. En las ecuaciones 4.1.1 y 4.1.2 se presenta la forma de determina el valor de h:

$$h \geq 0,02\sqrt{D * a} \quad \text{Ecuación 4.1.1}$$

Donde

h = Altura saliente de la lira (m)

$$0,02 \frac{m}{mm}$$

D = Diámetro externo del tubo (mm)

a = dilatación a compensar (mm)

$$a = 0,012 * l_0 * \Delta T \quad \text{Ecuación 4.1.2}$$

Donde

$$0,012 \frac{mm}{m \text{ } ^\circ C}$$

l_0 : Longitud a temperatura de montaje de la tubería (m)

ΔT : Diferencia entre la temperatura de montaje y de trabajo ($^\circ C$)

Por otro lado, para el cálculo de la longitud de la lira (L), se debe tener en cuenta que los codos con los cuales se fabrique la lira deben formar como mínimo un radio de curvatura igual a 5 veces el diámetro exterior del tubo, mientras que el ancho de la lira debe ser como mínimo dos veces el radio de curvatura (Ecuaciones 4.1.3 y 4.1.4).

$$R \geq 5D \quad \text{Ecuación 4.1.3}$$

$$L \geq 2R \quad \text{Ecuación 4.1.4}$$

Donde R: radio de curvatura (m)

D: Diámetro exterior de la tubería (m)

L: Ancho de la lira (m)

Finalmente, se recomienda formar el ángulo utilizando dos codos de 45°, en lugar de uno de 90°.

4.2 Reconocimiento y Diagnóstico de los Sistemas de Distribución de Vapor

Se llevó a cabo una amplia búsqueda de información acerca de las redes de distribución de vapor de alta presión (400 y 600 PSIG), mediante la revisión diagramas P&ID, y la observación directa para conocer las condiciones actuales y reales del sistema. Esto permitió conocer cuáles son escenarios operacionales en los que se presenta mayor dificultad para la operación de las unidades de proceso por el déficit de vapor que se presentan, producto de limitaciones en las unidades de generación de vapor de toda la GRB.

4.3 Determinación del Flujo Másico y Cantidad de Energía Máxima y Mínima

Partiendo de un análisis documental de los archivos de operación de las plantas de proceso de la GRB donde por medio de medidores de vapor en planta se determina la cantidad de energía que

requieren para su operación, se determinó la cantidad de vapor (energía calórica) en unidades de “lb/h de vapor de agua” disponible y necesaria que se requiere en las 2 áreas de generación de vapor para la operación de las plantas de proceso de la GRB en condiciones normales. Tomando como base dichas cantidades se determinó cuál sería la cantidad de energía disponible que podría fluir por la tubería de interconexión para respaldar las áreas de Balance o Refinería cuando alguna de las dos presente baja disponibilidad de vapor. Para su determinación se realizó una simulación empleando el software ASPEN HYSYS V8.0 considerando que para los flujos de vapor sobrecalentado establecidos y las presiones de trabajo determinados se suelen usar diámetros de tubería de 12, 14 y 16 in. Por otro lado, con el fin de determinar el flujo másico mínimo y máximo que transportará la tubería a diseñar, y teniendo en cuenta los valores establecidos de cantidad de energía disponible, se realizaron diferentes simulaciones a flujos de 150000 lb/h, 200000 lb/h, 250000 lb/h por ser los rangos más típicos de operación de las unidades de proceso, donde se calculó la caída de presión con el fin de verificar que ésta no estuviera por debajo de los valores requeridos de 450 Psig y 170 Psig.

4.4 Cálculo de los Parámetros de Diseño de la Tubería

Partiendo de los datos recomendados en la literatura, los recursos que brindan las empresas especialistas TLV y Spirax Sarco y los datos recopilados previamente, se llevó cabo el diseño de la tubería mediante simulación, lo que permitió obtener el diámetro de la tubería requerido para una caída de presión viable, Para ello fue utilizado el método de Beggs & Brill. Este método está basado en el trabajo hecho con mezclas aire – agua a diferentes condiciones, y es aplicable para flujo inclinado, horizontal o vertical. El régimen de flujo es determinado usando el número de

Froude y el flujo de líquido en la entrada. El mapa de flujo usado es basado en flujo horizontal y tiene 4 regímenes: segregado, intermitente, distribuido y transición.

También se tuvieron en cuenta en la simulación las diferentes condiciones de operación como velocidad del vapor, temperatura y espesor del aislamiento que permitieran reducir la pérdida energética.

4.5 Modelo de Operación Confiable del Cabezal de Interconexión Energética

Se realizó análisis de los diferentes escenarios en los que sería expuesta la operación del cabezal de interconexión. En el Área de Balance se evaluaron escenarios por pérdida de disponibilidad en los cabezales de 600 PSIG y 150 PSIG, mientras que en el Área de Refinería se analizaron casos por pérdida de disponibilidad en el cabezal de 400 PSIG

5. Resultados y Discusión

5.1 Cálculo de Longitud de la Línea de Interconexión

Después de realizar el registro topográfico de la zona por la cual debe transitar la línea de interconexión se tomó como distancia de referencia 1964 m que indica el aproximado que se muestra en la Figura 7.



Figura 7. Recorrido que seguirá la línea de interconexión.

Se calcularon los accesorios necesarios según la trayectoria planteada en figura 7, y los tramos adicionales debidos a las liras de dilatación (cada 40 m). En el Apéndice J se muestra el recorrido que presentará la tubería en las instalaciones de la refinería y los puntos en los cuales estarían ubicados los accesorios. Después de ejecutados los cálculos para determinar el incremento en longitud de la línea de interconexión por postura de las liras de dilatación y sus accesorios se llega

a la determinación que cada lira incrementará en 12 m la distancia total de la línea de interconexión y que se requiere 34 liras en todo el recorrido de la línea, los demás accesorios aumentan en 790 m la distancia de la línea, el equivalente en tubería sería una longitud total de 3164 m de distancia total de la línea de interconexión, valor que servirá de referencia para analizar los flujos de vapor que pueden circular y el diámetro requerido de tubería, la Tabla 2 representa los valores de cálculo de la línea y sus accesorios.

Tabla 2.

Longitud y accesorios de la línea de interconexión.

| | Cantidad | Distancia (m) |
|----------------------|-----------------|----------------------|
| Longitud normal | - | 1964 |
| Liras de dilatación | 34 | 410 |
| Codos de 90° “liras” | 68 | 716 |
| Codos de 45° | 5 | 32 |
| Codos de 90° | 4 | 42 |
| Total | | 3164 m |

Analizando las fallas que se presentan normalmente por baja disponibilidad de vapor y las cantidades de energía que se requiere para la operación en las áreas de Balance y Refinería y en sus principales plantas de proceso, se concluye que la cantidad de energía que se puede utilizar como respaldo en el cabezal de interconexión es como máximo entre 15 % y 16 % de la capacidad instalada de los generadores de vapor de alta presión en ambas áreas (250000 lb/h). Este valor corresponde aproximadamente al 83% de la capacidad de las calderas más grandes (300000 lb/h) lo que garantiza que ante una eventualidad operacional sobre el activo de mayor generación de vapor se contaría con el suficiente respaldo para suplir su déficit y dar estabilidad a toda la red en esa determinada área. A partir de dicho valor se realizó una primera simulación para conocer el diámetro de tubería necesario para trabajar a las condiciones requeridas. En la Tabla 3 se detallan

los parámetros utilizados en dicha simulación. Por otro lado, en las tablas 4 y 5 se presentan los estudios de casos de cabezal operando a presiones de entrada de 600 y 400 Psig, respectivamente, a una temperatura de 720°F.

De acuerdo con esta primera simulación básica se obtiene como conclusión que cuando el cabezal de vapor opera con una presión inicial de 600 Psig se obtienen buenos resultados para todos los casos, exceptuando la combinación de un diámetro de 12 in y un flujo de 250000 lb/h, debido a que la presión cae por debajo de 450 Psig, valor muy cercano al que se debe entregar el vapor en el Área de Refinería (400 Psig). Para el caso de presión de inicial 400 Psig, cuando el flujo de vapor es de 250000 lb/h y se emplea un diámetro de 12 in, la caída de presión es demasiado alta y se presenta condensación. Por otra parte, diámetros de tubería de 14 y 16 in son apropiados para los flujos de masa que se esperen que transiten por la tubería. Sin embargo, si se tiene en cuenta que los costos un diámetro de tubería de 16 in se incrementan en comparación con uno de 14 in, se concluye que éste último diámetro es el más recomendado.

Tabla 3.

Parámetros de la simulación para la determinación del diámetro de tubería.

| | |
|--|---|
| Material de tubería | Acero dulce (acero al carbono, C < 0,18%) |
| Rugosidad de la tubería | $4,572 \cdot 10^{-5}$ m |
| Correlación de flujo de tubería horizontal | Beggs and Brill (1979) |
| Correlación de flujo de tubería inclinada | Beggs and Brill (1979) |
| Schedule number | 80 |
| Conductividad térmica de la tubería | 45 W/m-K - 26 Btu/h-ft-°F |
| Velocidad del viento | 2 m/s |
| Temperatura ambiente | 68 °F |
| Material de aislamiento | Fiber Blanket |
| Conductividad térmica del material de aislamiento | $7 \cdot 10^{-2}$ W/m-K - $4,045 \cdot 10^{-2}$ Btu/h-ft-°F |
| Espesor del material de aislamiento | 3 cm |

Tabla 4.

Estudio de casos del cabezal operando a una presión inicial de 600 PSIG

| Caso | Flujo (lb/h) | Diámetro nominal (in) | Presión de salida (PSIGa) | Temperatura de salida (°F) | Velocidad de salida (m/s) |
|------|--------------|-----------------------|---------------------------|----------------------------|---------------------------|
| 1 | 150000 | 12 | 554,5 | 628,1 | 19,31 |
| 2 | 200000 | 12 | 501,9 | 641,7 | 29,18 |
| 3 | 250000 | 12 | 424,7 | 645,4 | 43,83 |
| 4 | 150000 | 14 | 578,6 | 624,6 | 15,18 |
| 5 | 200000 | 14 | 548,4 | 642 | 21,95 |
| 6 | 250000 | 14 | 506,9 | 650,5 | 30,20 |
| 7 | 150000 | 16 | 597,0 | 617 | 11,07 |
| 8 | 200000 | 16 | 582,8 | 638 | 15,59 |
| 9 | 250000 | 16 | 563,8 | 650,3 | 20,52 |

Tabla 5.

Estudio de casos del cabezal operando a una presión inicial de 400 PSIG

| Caso | Flujo (lb/h) | Diámetro nominal (in) | Presión de salida (PSIA) | Temperatura de salida (°F) | Velocidad de salida (m/s) |
|------|--------------|-----------------------|--------------------------|----------------------------|---------------------------|
| 1 | 150000 | 12 | 315,2 | 617,0 | 34,92 |
| 2 | 200000 | 12 | 207,0 | 625,7 | 72,77 |
| 3 | 250000 | 12 | ----- | ----- | ----- |
| 4 | 150000 | 14 | 357,4 | 615 | 25,26 |
| 5 | 200000 | 14 | 304,8 | 631,7 | 40,48 |
| 6 | 250000 | 14 | 219,0 | 636,2 | 80,18 |
| 7 | 150000 | 16 | 387,4 | 607,9 | 17,54 |
| 8 | 200000 | 16 | 364,4 | 630 | 25,61 |
| 9 | 250000 | 16 | 332,5 | 642,1 | 35,73 |

5.2 Descripción Operativa y Energética del Área de Balance

El área de balance de la GRB consta de cuatro bloques de proceso (Figura 8). Los bloques I y II que pertenecen al Departamento de Refinación de Fondos, el bloque III al Departamento de Cracking Catalítico, y el bloque IV compuesto por el Departamento de Servicios Industriales Balance. Las unidades de proceso de cada bloque tienen balances de energía de consumo de vapor y generación propia de vapor para su debida operación, En la tabla 6 se representa los componentes de generación de vapor de la unidad de Balance.

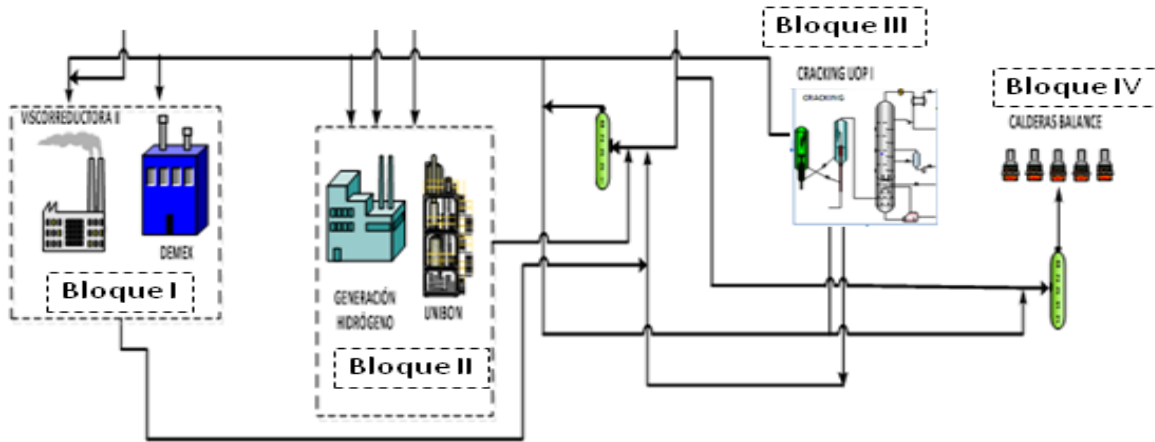


Figura 8. Diagrama de bloques de proceso de la Área de Balance. Adaptado de: Archivos GRB.

Tabla 6.

Capacidad Instalada de los componentes del sistema de generación de vapor de 600 PSIG-Área de Balance.

| Calderas Balance | Capacidad-(lb/h) | Presión (PSIG) |
|------------------|------------------|----------------|
| B-2951 | 300.000 | 600 |
| B-2952 | 300.000 | 600 |
| B-2953 | 300.000 | 600 |
| B-2954 | 300.000 | 600 |
| B-2955 | 300.000 | 600 |
| B-2961 HP | 70.000 | 600 |
| B-2961 LP | 30.000 | 150 |
| TOTAL | 1.600.000 | |

Nota: Fuente: Archivos GRB.

5.2.1 Departamento de refinación de fondos. El proceso que se realiza en el Área de Refinación de Fondos es la de ejecutar separación y descomposición de crudos y compuestos pesados provenientes de las Unidades de Refinación de crudos Topping, con el fin de aumentar la recuperación de productos valiosos (Figura 9).

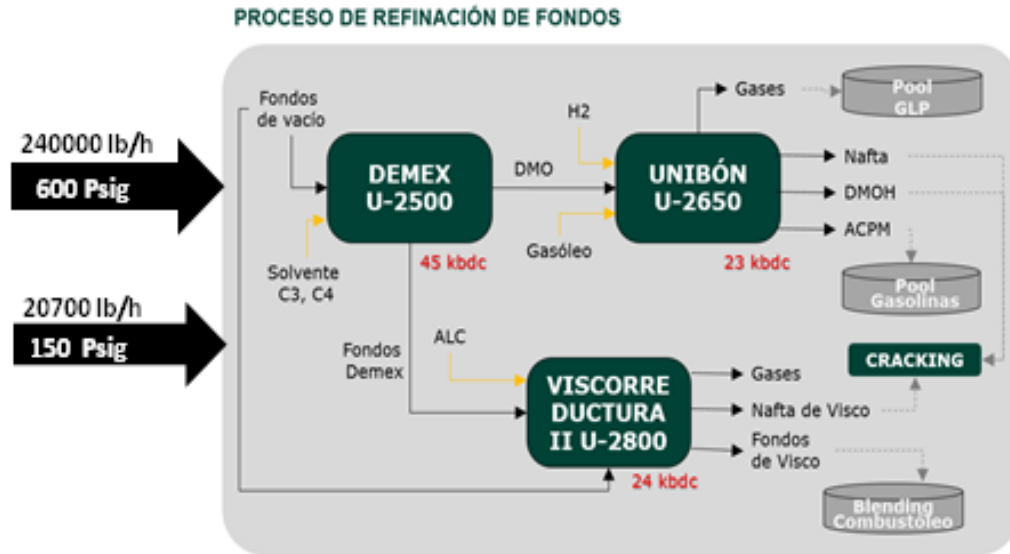


Figura 9. Proceso de Refinación de Fondos. Adaptado de: Archivos GRB.

Consta de varios subprocesos que inician con el proceso de separación de compuestos pesados y livianos de los fondos de vacío utilizando una mezcla propano-butano como solvente, para obtener un extracto llamado DMO, con bajo contenido de nitrógeno, azufre y de metales (especialmente níquel y vanadio). Este proceso se realiza en la Unidad de DEMEX, y el DMO obtenido sirve como carga de la planta de UNIBON (bloque II); mientras, los fondos son enviados a tratamiento a la Unidad Viscorreductora II U-2800.

Por otro lado, en la Unidad Viscorreductora ocurre el proceso de descomposición de fondos de vacío y/o fondos DEMEX, a través de una exposición a altas temperaturas para producir gases y líquidos más livianos (nafta y/o gasóleos), obteniendo por fondo un producto denominado “Brea”. El proceso permite disminuir el consumo de Aceite Liviano de Ciclo (ALC) dado que reduce la viscosidad de la carga.

Dentro del bloque de proceso número II se encuentra la Unidad denominada “UNIBON-HIDROGENO” que consiste en un proceso de hidrogenación que permite eliminar contaminantes del DMO procedente de la Unidad de DEMEX, tales como azufre, níquel, vanadio, sodio y carbón, con el fin de mejorar la calidad de la carga a las unidades de cracking. Actualmente, se está hidrogenando ACPM para disminuir su contenido de azufre y cumplir con la reglamentación nacional.

Tabla 7.

Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en los bloques I y II del Departamento de Refinación de Fondos.

| Unidad | consumo vapor 600 PSIG | consumo vapor 150 PSIG | generación vapor 600 PSIG | generación vapor 150 PSIG |
|-------------------------|-------------------------------|-------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| Demex - Viscosreductora | 140000 lb/h | 200000 lb/h | - | 55000 lb/h |
| Unibon-hidrogeno | 100000 lb/h | 7000 lb/h | - | 48000 lb/h |
| TOTAL | 240000 lb/h | 207000 lb/h | | 103000 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

En el Apéndice B se detallan los equipos consumidores de vapor del Departamento de Refinación de Fondos. Por otro lado, en la Tabla 7 se puede apreciar que este Departamento produce una cantidad de energía representada en 103000 lb/h de vapor de 150 PSIG, distribuida de forma que las unidades Demex y Viscosreductora presentan un potencial de producción de vapor de 55000 lb/h, mientras que la unidad de Unibón - Hidrógeno tiene un potencial de generación de 48000 lb/h.

Con relación a la cantidad de energía requerida, el Área de Refinación de Fondo demanda 240000 lb/h de vapor de 600 PSIG y 207000 lb/h de vapor de 150 PSIG, distribuida de la siguiente

forma: unidades Demex y Viscorreductora con un flujo de 140000 lb/h de vapor de 600 PSIG y 200000 lb/h de vapor de 150 PSIG; mientras que la unidad de Unibón-Hidrógeno requiere un flujo de 100000 lb/h de vapor de 600 PSIG y 7000 lb/h de vapor de 150 psi.

5.2.2 Departamento de cracking catalítico I. El cracking catalítico es un proceso de ruptura catalítica para conversión de fracciones pesadas de hidrocarburos en productos más livianos y de mayor valor.

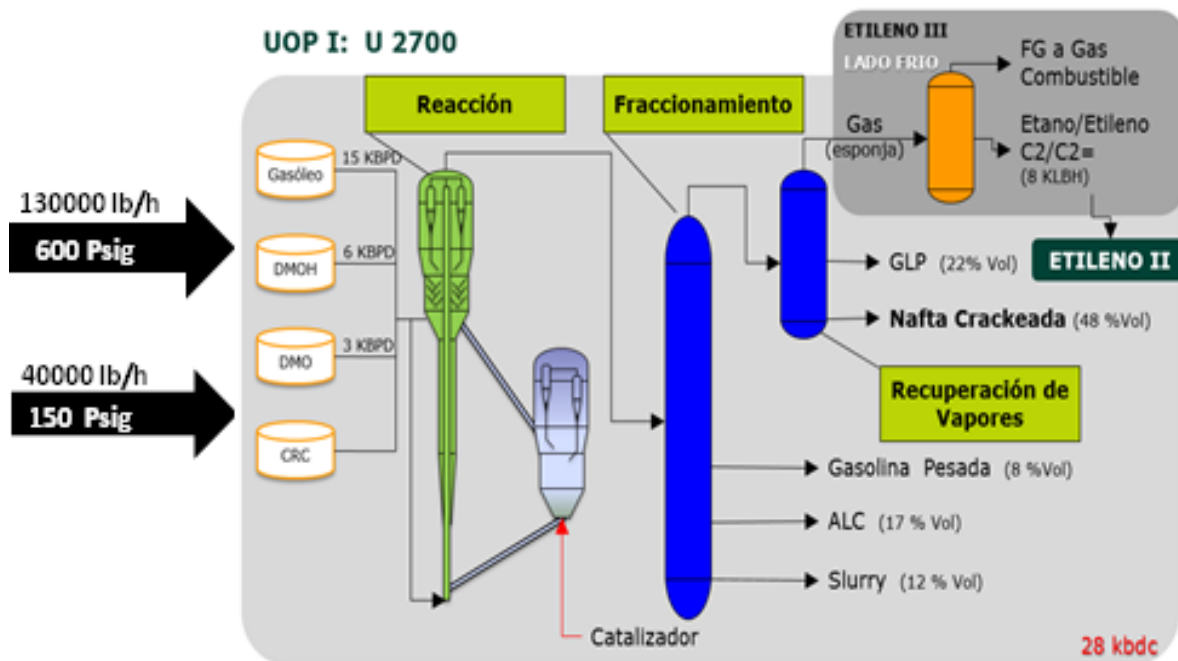


Figura 10. Proceso de Craqueo Catalítico Fluidizado (FCC).. Adaptado de: Archivos GRB.

Consta de la unidad UOP I, en la que se realiza un craqueo catalítico fluidizado (FCC, por sus siglas en inglés), que es un proceso que emplea un catalizador zeolítico que se comporta como un fluido cuando está aireado con vapor o aire. El catalizador fluidizado es continuamente circulado desde la zona de reacción donde ocurre la reacción del craqueo, a la zona de regeneración donde el catalizador es reactivado. La acción del catalizador produce también el vehículo para transferir

calor desde el regenerador a la zona de reacción. Estas dos zonas están localizadas en vasijas separadas llamadas: regenerador y reactor, respectivamente (Figura 10).

En el Apéndice C se detallan los equipos consumidores de vapor en este proceso. Por otro lado, en la Tabla 8 se aprecia que la Unidad UOP I del bloque III produce una cantidad de energía representada en 45000 lb/h de vapor de 600 Psig y 60000 lb/h de vapor de 150 Psig; dicha unidad requiere para su operación una cantidad de energía representada en 130000 lb/h de vapor de 600 PSIG y 40000 lb/h de vapor de 150 Psig.

Tabla 8.

Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en el Bloque III del Departamento de Cracking UOP I.

| UNIDAD | consumo vapor 600 PSIG | consumo vapor 150 PSIG | generación vapor 600 PSIG | generación vapor 150 PSIG |
|----------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| CRACKING UOP I | 130000 lb/h | 40000 lb/h | 45000 lb/h | 30000 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

5.2.3 Departamento de Servicio Industriales de Balance-SIBA. El Departamento de Servicios Industriales de Balance (SIBA) es el departamento encargado de generar los servicios industriales vitales y requeridos para la operación de las diferentes unidades de proceso del Área de Balance.

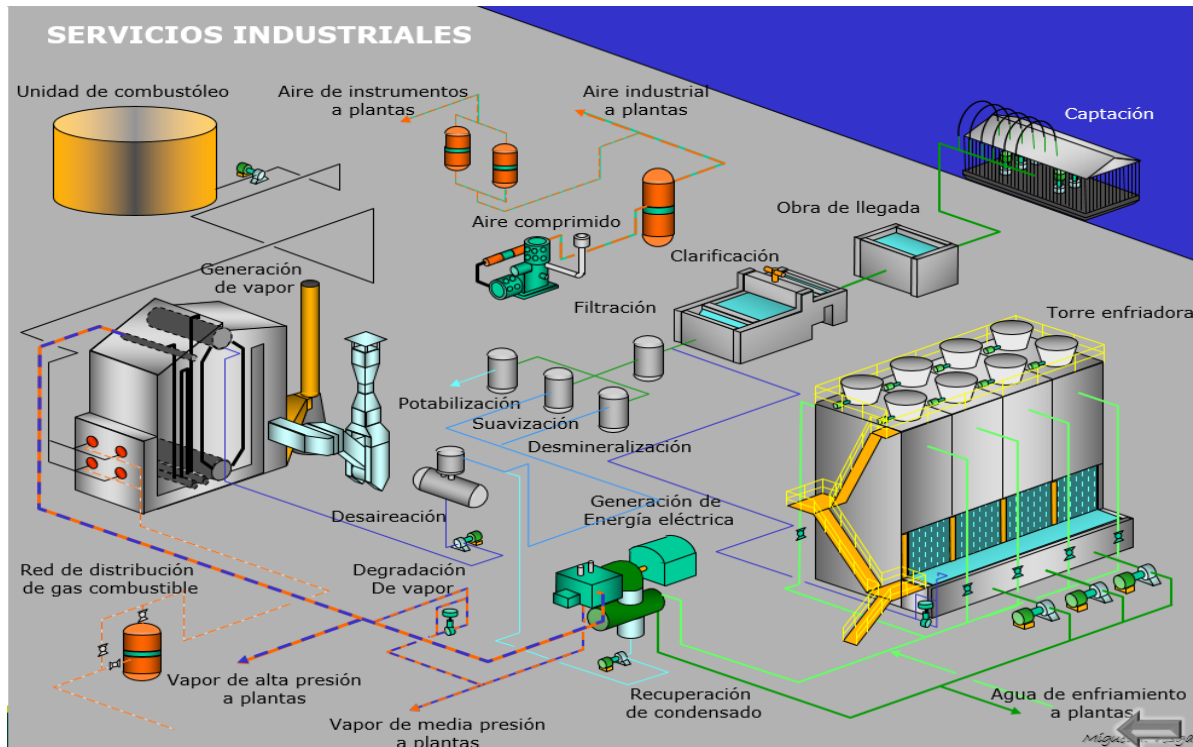


Figura 11. Proceso de servicios industriales del Área de Balance. Adaptado de: Archivos GRB.

La Figura 11 muestra la interacción de los procesos desarrollados en SIBA, entre los cuales se encuentran el tratamiento de aguas, y la generación de vapor, energía y aire comprimido. Con relación a la generación de vapor, la unidad de servicios industriales cuenta con una capacidad instalada de producción de 1600 LB/H de vapor, compuesta por 5 calderas (B-2951-B2955) aquatubulares tipo "D" de 600 PSIG y capacidad de 300000 lb/h de vapor cada una, tal como se detalla en la Figura 12, una Unidad Recuperadora de Calor Residual "URCR" (B-2961) aquatubular Tipo "O" de capacidad de producción de 30000 lb/h de vapor de 600 Psig y 70000 lb/h a una presión de 150 Psig En la Tabla 9 se relacionan los equipos de generación de vapor y en el Apéndice D se detallan los equipos principales consumidores de vapor del Departamento SIBA.

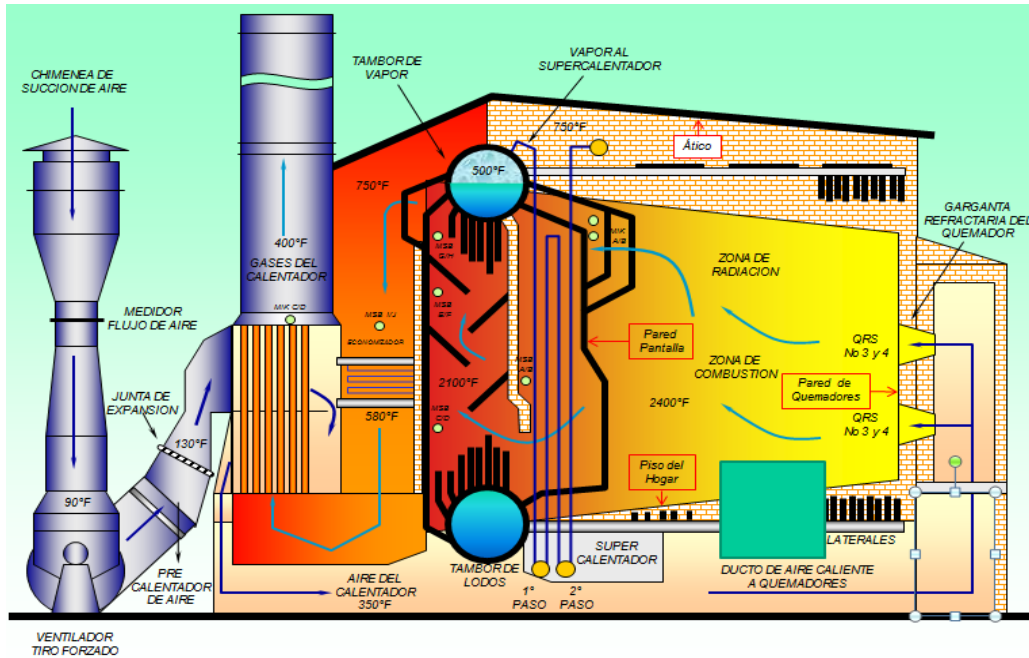


Figura 12. Esquema de la caldera aquatubular tipo D de Departamento SIBA. Adaptado de: Archivos GRB.

Tabla 9.

Componentes del sistema de generación de vapor en el Dpto. SIBA.

| Calderas | Capacidad–(lb/h) | Presión(PSIG) |
|-----------|------------------|---------------|
| B-2951 | 300000 | 600 |
| B-2952 | 300000 | 600 |
| B-2953 | 300000 | 600 |
| B-2954 | 300000 | 600 |
| B-2955 | 300000 | 600 |
| B-2961 HP | 70000 | 600 |
| B-2961 LP | 30000 | 150 |
| TOTAL | 1600000 | |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

En la Tabla 10 se aprecia que este departamento soporta todo el consumo energético de los diferentes bloques de proceso de la unidad de Balance: produce una cantidad de energía representada en 880000 lb/h de vapor de 600 PSIG y 30000 lb/h de vapor de 150 Psig; mientras

que requiere para su operación una cantidad de energía representada en 420000 lb/h de vapor de 600 Psig y 50000 lb/h de vapor de 150 Psig.

Tabla 10.

Balance de consumo de vapor vs generación interna en el bloque IV – Departamento Servicios Industriales Balance (SIBA).

| Unidad | Consumo Vapor 600 Psig | Consumo Vapor 150 Psig | Generación Vapor 600 Psig | Generación Vapor 150 Psig |
|--------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| SIBA | 420000 lb/h | 50000 lb/h | 880000 lb/h | 30000 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

5.2.4 Balance de energía total de consumo y generación en el área de balance. Por último, la Tabla 11 recoge el balance de consumo y generación de vapor en el Área de Balance.

Tabla 11.

Balance de consumo de vapor vs generación interna en el Área de Balance.

| Unidad | Consumo Vapor 600 Psig | Consumo Vapor 150 Psig | Generación Vapor 600 Psig | Generación Vapor 150 Psig |
|------------------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Demex - Viscorreductor | 140000 lb/h | 200000 lb/h | - | 55000 lb/h |
| Unibon-Hidrogeno | 100000 lb/h | 7000 lb/h | - | 48000 lb/h |
| Cracking Uop I | 130000 lb/h | 40000 lb/h | 45000 lb/h | 30000 lb/h |
| Siba | 420000 lb/h | 50000 lb/h | 880000 lb/h | 30000 lb/h |
| Total | 790000 lb/h | 297000 lb/h | 925000 lb/h | 163000 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

Como resultado final de todo el análisis anterior, el Área de Balance demanda para una operación normal de todas sus unidades de proceso una cantidad promedio de energía térmica representada en 790000 lb/h de vapor de 600 Psig y 297000 lb/h de vapor de 150 Psig, demanda de energía que siempre debe estar disponible para su utilización, los anteriores cálculos son

estimados en una operación normal y con una pérdida energética en tuberías de distribución del 8% de la generación total, en algunos casos estas cantidades pueden llegar a variar dependiendo de los requerimientos del sistema y las condiciones ambientales .

5.2.5 Filosofía de operación de los cabezales de vapor en el área de balance. La distribución de energía térmica en el area de balance se realiza por medio de cabezales de vapor a diferentes presiones y temperaturas de operación. La Figura 13 relaciona la distribución de vapor en los diferentes cabezales existentes. Los cabezales de vapor son tuberías que se extienden a lo largo de las plantas de proceso para distribuir y/o coleccionar vapor generado y/o exhostado para diferentes usos (turbinas, calentadores, rehervidores, y despojo). En el Departamento de Servicios Industriales del Área de Balance existen 4 cabezales de vapor que operan a una presión de 600, 150, 50 y 20 Psig; estos cabezales son los encargados de transportar la energía requerida para la operación de los diferentes procesos de la unidad.

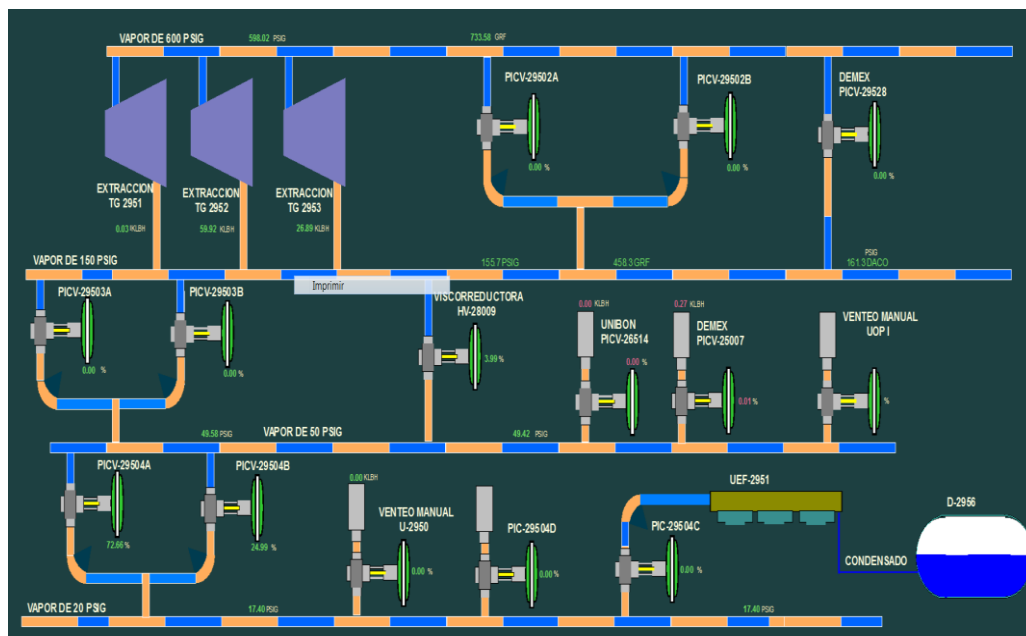


Figura 13. Distribución de energía por medio de cabezales de vapor en el Área de Balance.

Adaptado de: Archivos GRB.

El cabezal de 600 Psig suministra vapor a las unidades de proceso Casa Bombas B, Demex, Viscorreductora 2, Unibón-Hidrógeno, Cracking UOPI y para consumo interno en el SIBA. También se emplea para mantener la presión en los cabezales de menor presión mediante la degradación de vapor.

El vapor de 150 Psig proviene de la degradadora de vapor de 600 Psig, de la caldera de baja presión de la Unidad Recuperadora de Calor Residual del Turbogas LP-2961, de los exhostos de las turbinas de las P-2953A/C, de Unibón, de la Viscorreductora y de las extracciones de los turbogeneradores TG-2951-3, es colectado a través del cabezal de 150 Psig, que suministra vapor a las unidades de proceso Demex, Viscorreductora 2, Unibón, VRU, UOP 1 y Casa Bombas A-D y para consumo interno en SIBA. El vapor de 150 Psig también se suministra para mantener la presión en el cabezal de 50 Psig mediante la degradación de vapor.

El vapor de 50 Psig que proviene de la Degradadora de Vapor de 150 Psig, Unibón, Demex, Hidrógeno, VRU UOPI y de los aportantes de PIB, es colectado a través del cabezal de 50 Psig, que suministra vapor a las unidades de proceso Viscorreductora 2, Demex, VRU, UOPI, Casa Bombas A-D y usuarios PIB.

El vapor de 20 Psig que proviene de las válvulas degradadoras de vapor de 50 Psig, Tambores de Flasheo, Tambor de Purga Continúa de las calderas aquatubulares y vapor exhosto de las algunas turbinas, es colectado a través del cabezal de 20 Psig Posteriormente, pasa a través de un sistema de Aeroenfriadores con aire y se condensa. El flujo de condensado es colectado y enviado hacia los desaireadores para ser nuevamente utilizado en el proceso de generación de vapor.

5.3 Descripción Operativa y Energética del Área de Refinería

El Área de Refinería de Barrancabermeja está conformada por los departamentos de Refinación de Crudos, Craqueo Catalítico, Alquilación, Etileno, Aromáticos, Parafinas y Servicios Industriales Refinería (SIREF). Estos departamentos tienen los siguientes balances de energía de consumo de vapor y generación propia de vapor para su debida operación.

5.3.1 Departamento de Refinación de Crudos. Es un departamento de destilación compuesto por dos secciones, una atmosférica (unidad de fraccionamiento) y otra de vacío. Cuenta con cinco unidades de destilación (topping): U-150, U-200, U-250, U-2000 y U-2100. En las figuras 14-18 se describe la operación básica de cada unidad, mientras que en el Apéndice E se presentan los equipos consumidores de vapor de dichas unidades.

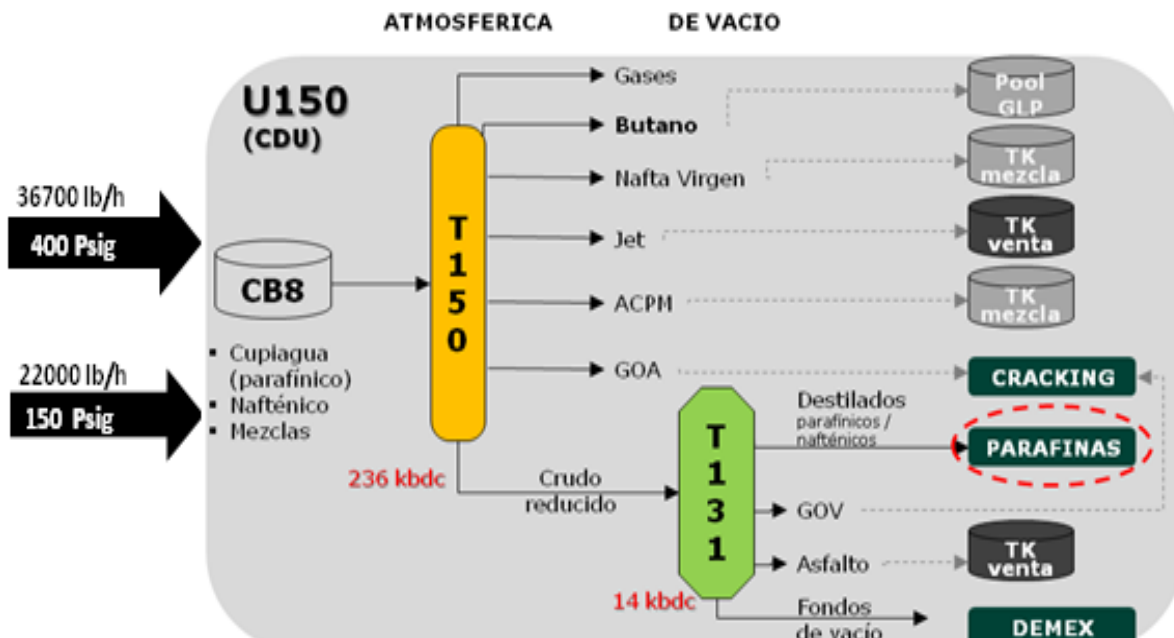


Figura 14. Diagrama de operación de la unidad U-150. Adaptado de: Archivos GRB.

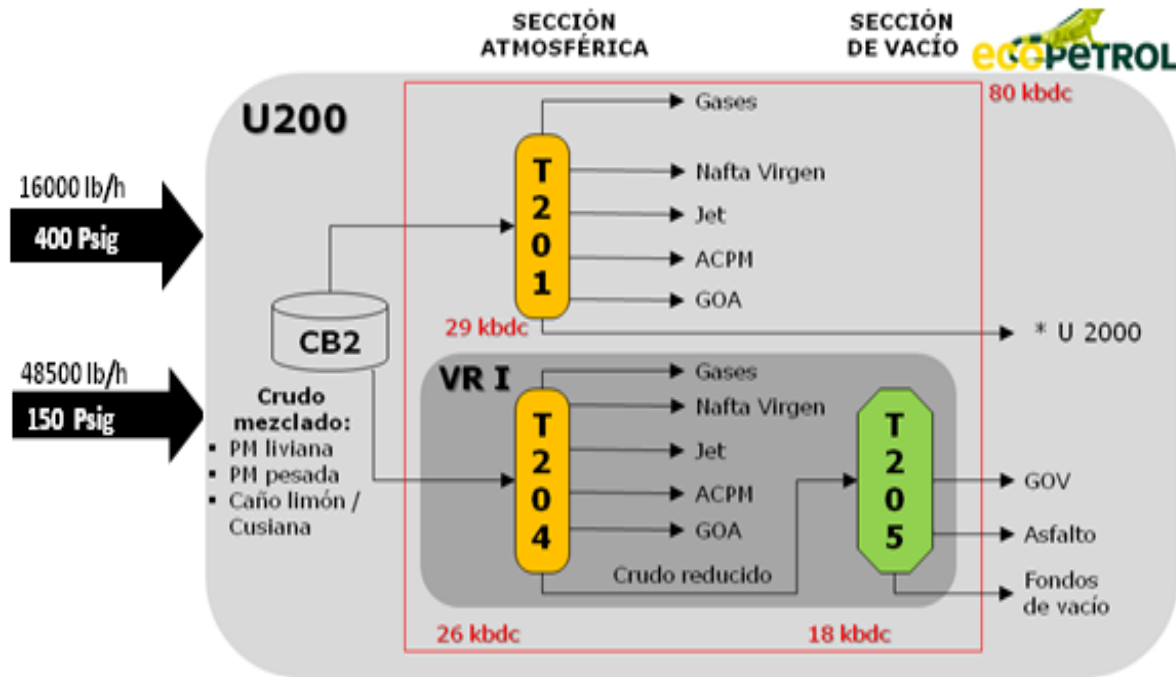


Figura 15. Diagrama de operación de la unidad U-200. Adaptado de: Archivos GRB.

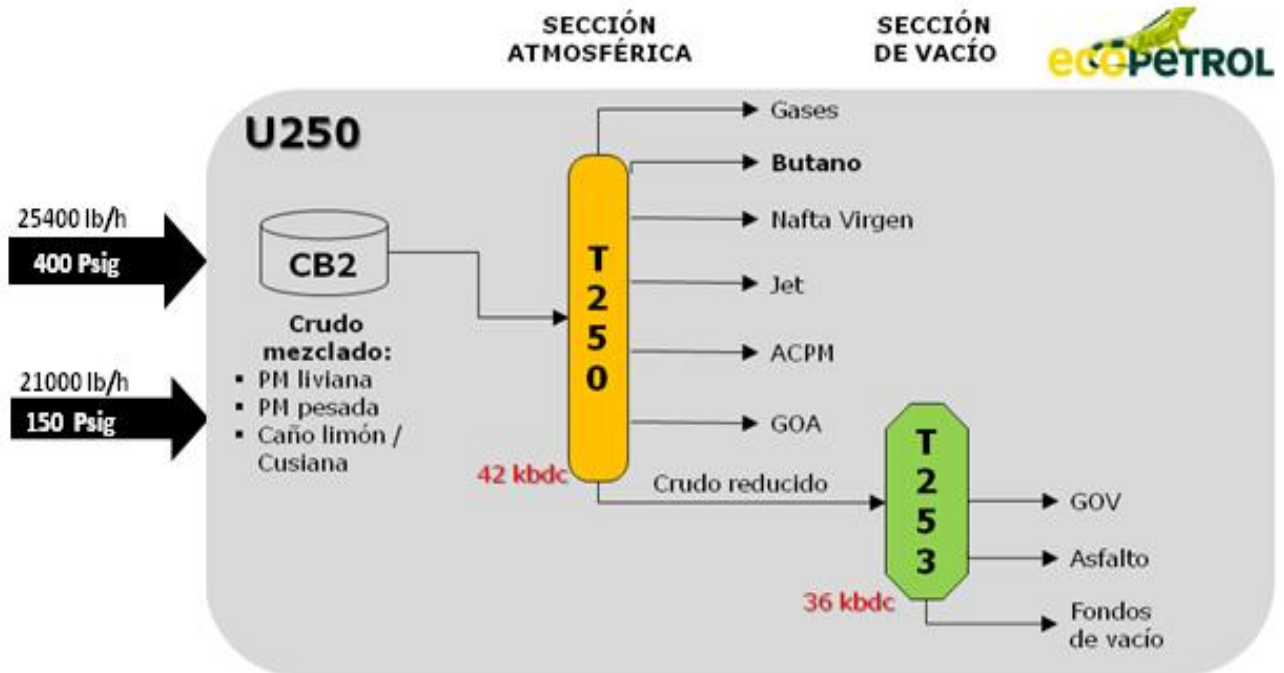


Figura 16. Diagrama de operación de la unidad U-250.. Adaptado de: Archivos GRB.

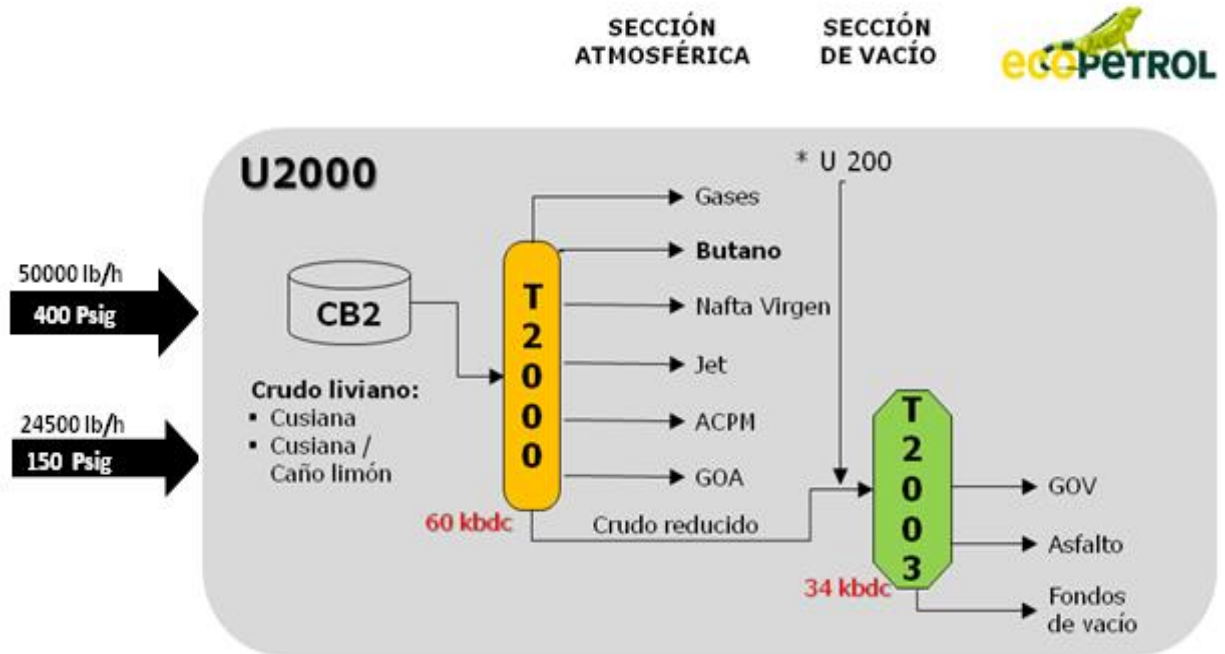


Figura 17. Diagrama de operación de la unidad U-2000. Adaptado de: Archivos GRB.

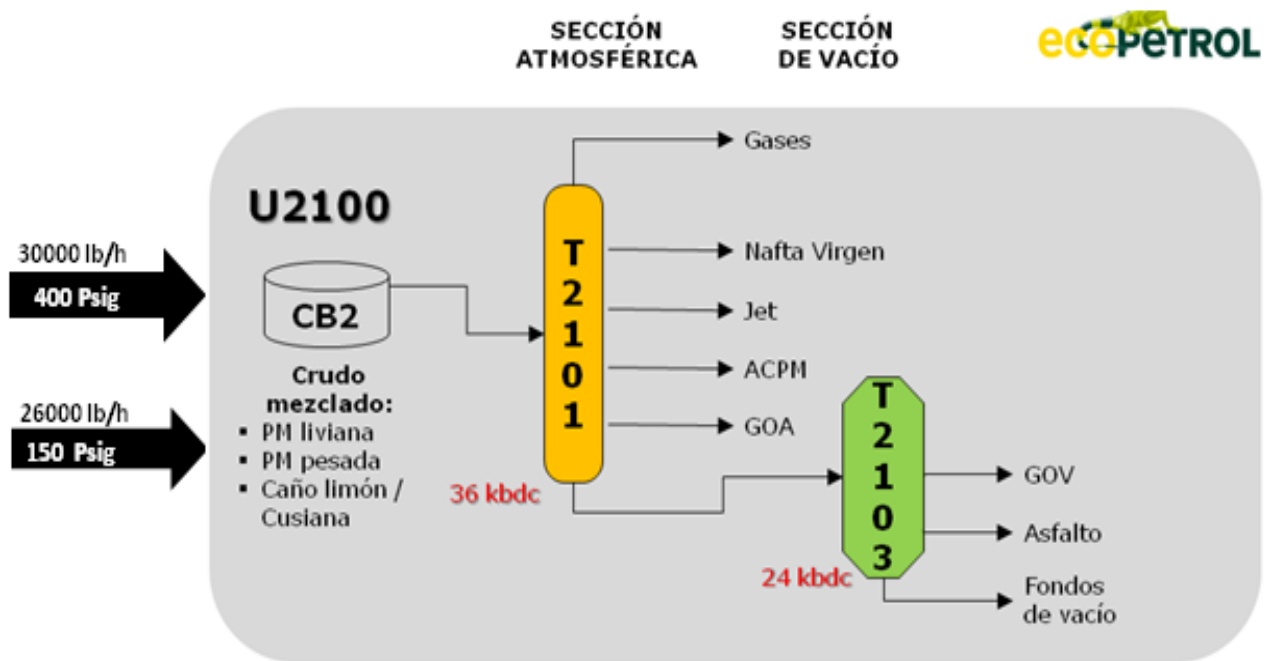


Figura 18. Diagrama de operación de la unidad U-2100. Adaptado de: Archivos GRB.

Tabla 12.

Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en el Departamento de Refinación de Crudos (Topping).

| Unidad | Consumo Vapor 400 Psig | Consumo Vapor 150 Psig | Generación Vapor 400 Psig | Generación Vapor 150 Psig |
|----------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| U-150 | 36700 lb/h | 22000 lb/h | - | - |
| U-200 | 16000 lb/h | 48500 lb/h | - | - |
| U-250 | 25400 lb/h | 21000 lb/h | - | 20800 lb/h |
| U-2000 | 50000 lb/h | 24500 lb/h | - | - |
| U-2100 | 30000 lb/h | 26000 lb/h | - | - |
| TOTALES | 158000 lb/h | 142000 lb/h | - | 10800 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

Por otro lado, la Tabla 12 recoge el balance de consumo y generación de vapor en las unidades Topping. Como se puede observar, el Departamento de Refinación de Crudos demanda para toda la operación de sus unidades 158000 lb/h de vapor de 400 Psig y 142000 lb/h de vapor de 150 Psig.

5.3.2 Departamento de Craqueo Catalítico. Este departamento es el encargado de la ruptura catalítica de fracciones pesadas de hidrocarburos en productos más livianos y de mayor valor. Consta de tres unidades de craqueo catalítico: Modelo IV, Orthoflow y UOP II-Alquilación. En las figuras 19-20-21 se describen las operaciones básicas de cada unidad, mientras que en el Apéndice F se presentan los equipos consumidores de vapor de dichas unidades.

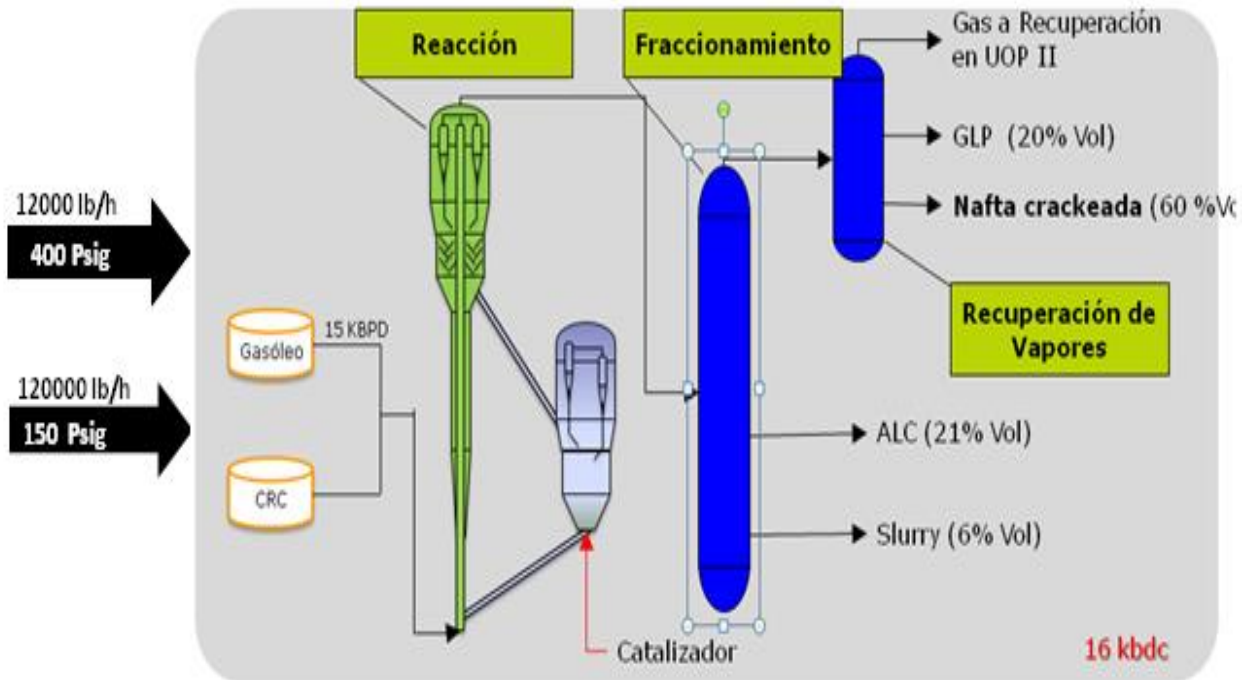


Figura 19. Diagrama de operación de la unidad de cracking Modelo IV. Adaptado de: Archivos GRB.

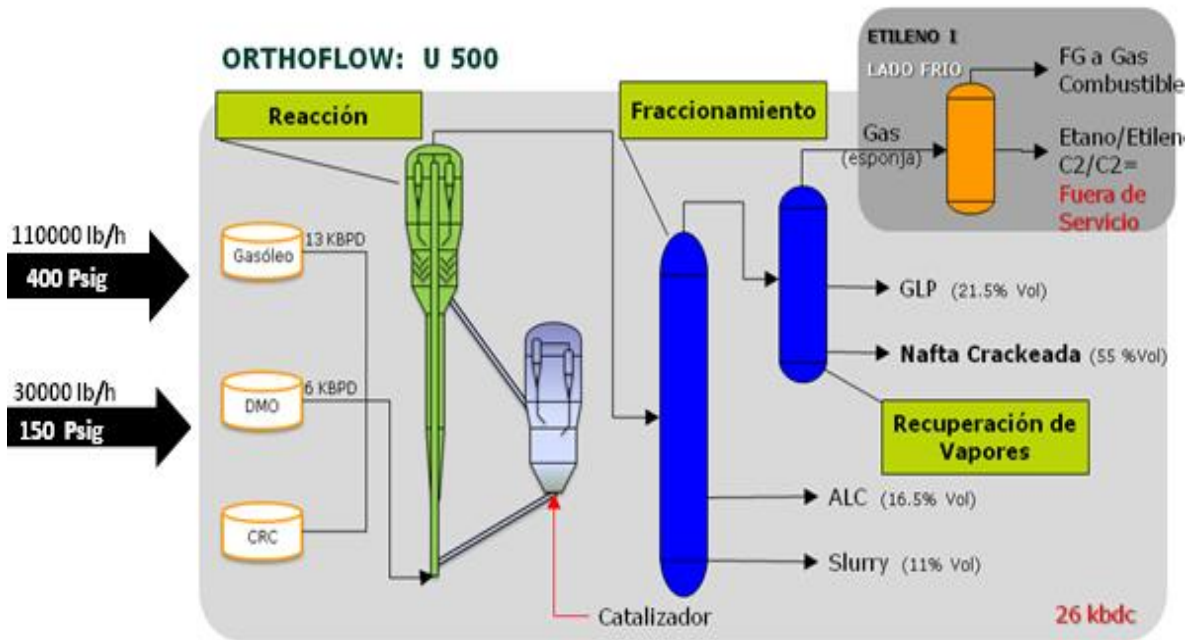


Figura 20. Diagrama de operación de la unidad Cracking Orthoflow. Adaptado de: Archivos GRB.

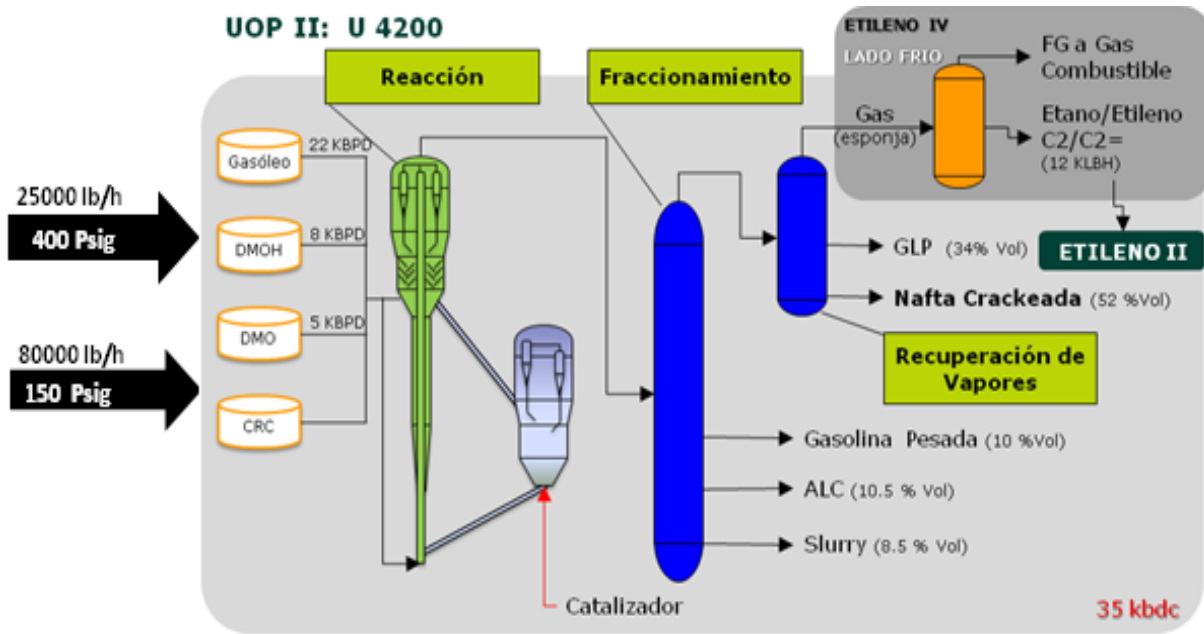


Figura 21. Diagrama de operación de la unidad Cracking UOP II. Adaptado de: Archivos GRB.

En la Tabla 13 se resume el balance de consumo de vapor con relación a la producción interna de las unidades pertenecientes al Departamento de Craqueo Catalítico. La cantidad de energía requerida para la operación de las unidades Cracking es de 372000 lb/h de vapor de 400 Psig y 230000 lb/h de vapor de 150 Psig, A su vez, estas unidades generan una cantidad de 207000 lb/h de vapor de 400 Psig para su operación.

Tabla 13.

Balance de consumo de Vapor vs. Generación interna en las unidades de Cracking del área de refinería.

| Unidad | Consumo Vapor 400 Psig | Consumo Vapor 150 Psig | Generación Vapor 400 Psig | Generación Vapor 150 Psig |
|----------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Modelo IV | 12000 lb/h | 120000 lb/h | - | - |
| Orthoflow | 11000 lb/h | 30000 lb/h | 77000 lb/h | - |
| UOP-II | 250000 lb/h | 80000 lb/h | 130000 lb/h | - |
| TOTALES | 372000 lb/h | 230000 lb/h | 207000 lb/h | |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

5.3.3 Planta de Etileno-Turboexpander. Esta unidad permite la producción de etileno ($C_2=$) a partir de un proceso de pirólisis de etano proveniente de las unidades de craqueo catalítico. En la Figura 22 se describe la operación básica de la unidad, mientras que en el Apéndice G se presentan los equipos consumidores de vapor. Por otro lado, en la Tabla 14 se resume el balance de consumo de vapor con relación a la producción interna de las unidades pertenecientes a este departamento. La cantidad de energía total requerida para la operación de las unidades de Etileno y Turboexpander es 180000 lb/h de vapor de 400 Psig y 56000 lb/h de vapor de 150 Psig a su vez, estas unidades generan una cantidad de 32500 lb/h de vapor de 400 Psig para su operación.

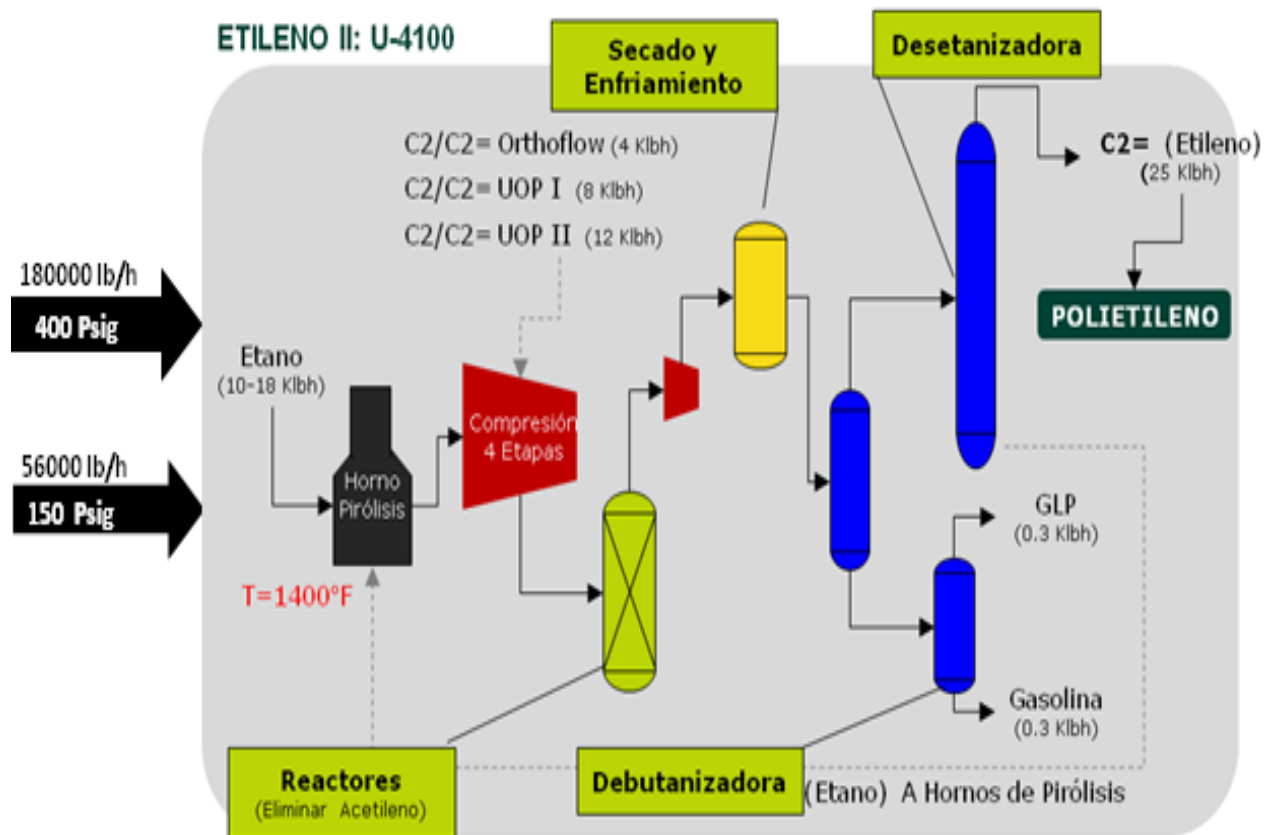


Figura 22. Diagrama de operación de la Planta de Etileno-Turboexpander.. Adaptado de: Archivos GRB.

Tabla 14.

Balance de consumo de vapor vs generación interna en el Etileno-Turboexpander.

| Unidad | Consumo Vapor 400 Psi | Consumo Vapor 150 Psi | Generación Vapor 400 Psi | Generación Vapor 150 Psi |
|---------------|-----------------------|-----------------------|--------------------------|--------------------------|
| Etileno | 135000 lb/h | 26000 lb/h | 32500 lb/h | - |
| Turboexpander | 45000 lb/h | 30000 lb/h | - | - |
| TOTAL | 180000 lb/h | 56000 lb/h | 32500 lb/h | |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

5.3.4 Planta de Aromáticos y Parafinas. La Unidad de Aromáticos se encarga de producir productos aromáticos de alta pureza mediante la transformación de la nafta virgen de bajo octanaje, mientras que la unidad de parafinas permite la separación y producción de parafinas (*parte pesada*) con bajo contenido de aceite y bases lubricantes de alta calidad (*parte liviana*), a partir de destilados de crudos parafínicos y nafténicos. Las figuras 23 y 24 describen los procesos de operación, mientras que en Apéndice H se presentan los equipos consumidores de vapor de ambas unidades.

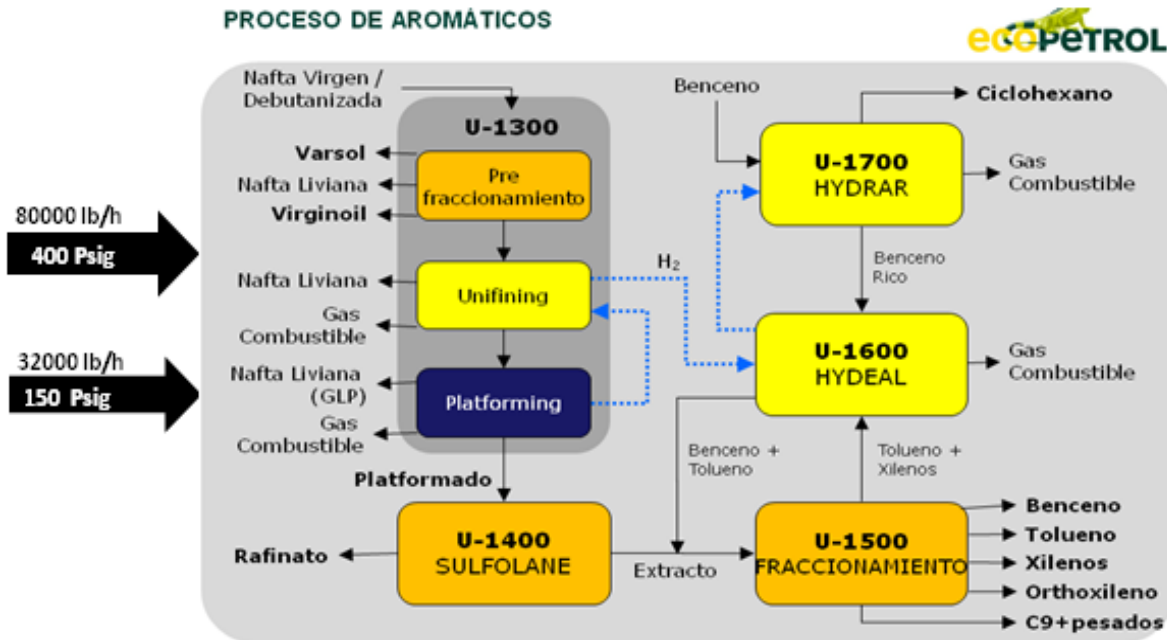


Figura 23. Diagrama de operación de la Unidad de Aromáticos. Adaptado de: Archivos GRB.

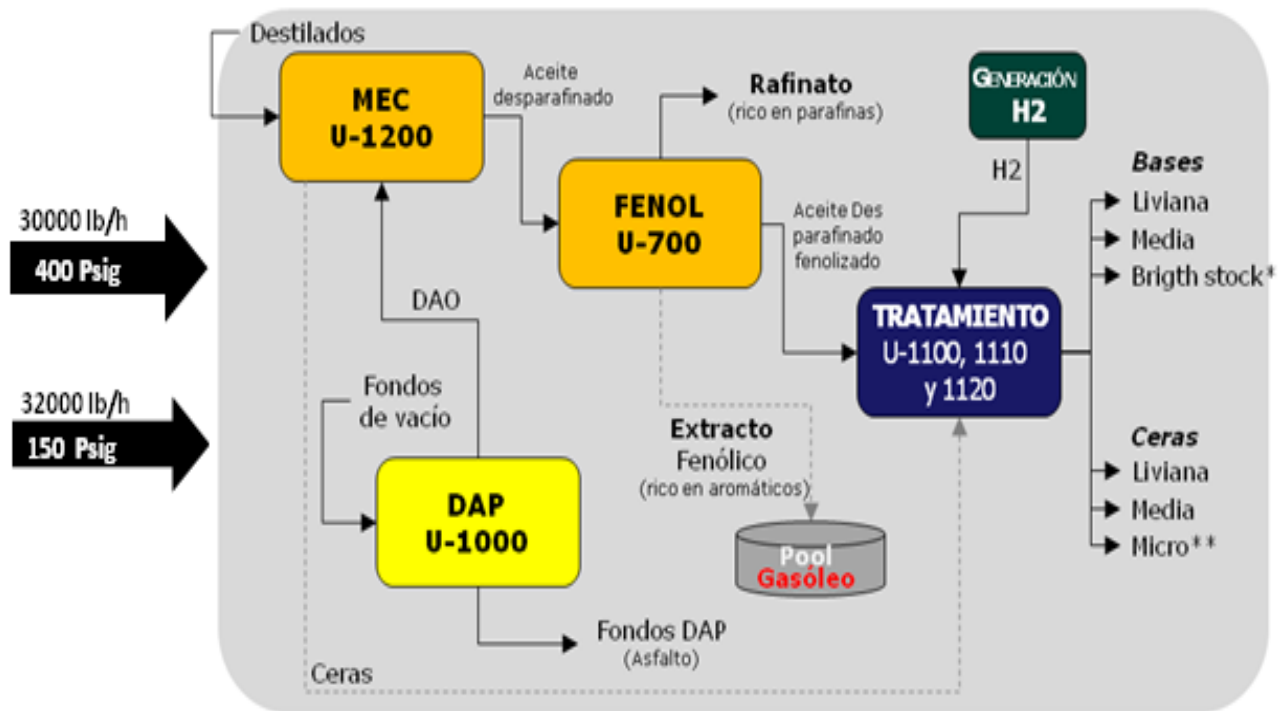


Figura 24. Diagrama de operación de la Unidad de Parafinas. Adaptado de: Archivos GRB.

En la Tabla 15 se resume el balance de consumo de vapor con relación a la producción interna de las dos unidades. La cantidad de energía requerida para la operación de las unidades de Etileno y Turboexpander es de 11000 lb/h de vapor de 400 Psig y 64000 lb/h de vapor de 150 Psig a su vez, estas unidades generan una cantidad de 12500 lb/h de vapor de 150 Psig para su operación.

Tabla 15.

Balance de consumo de vapor vs. Generación interna en las unidades de aromáticos y parafinas.

| Unidad | Consumo Vapor 400 Psig | Consumo Vapor 150 Psig | Generación Vapor 400 Psig | Generación Vapor 150 Psig |
|--------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Aromáticos | 80000 lb/h | 32000 lb/h | - | 12500 lb/h |
| Parafinas | 30000 lb/h | 32000 lb/h | - | - |
| TOTAL | 11000 lb/h | 64000 lb/h | | 12500 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

5.3.5 Departamento de Servicios Industriales de Refinería – SIREF. El Departamento de Servicios Industriales de la Refinería es el encargado de generar los servicios industriales vitales y requeridos para la operación de las diferentes unidades de proceso en el Área de refinería. La Figura 25 muestra la interacción de procesos desarrollados en este departamento los cuales son: Tratamiento de Aguas, Generación de Vapor, Generación de Energía Eléctrica y Aire Comprimido. El sistema de generación de vapor cuenta con una capacidad instalada de producción de 1725000 lb/h de vapor de 400 Psig, compuesta por 8 calderas acuatubulares tipo “D” (ver Figura 12) de 400 Psig y capacidades que oscilan entre las 300000 lb/h de vapor para las de mayor producción y 175000 lb/h de vapor para las de menor producción. Cuenta con una unidad recuperadora de calor residual “URCR” capacidad de producción de 400000 lb/h de vapor de 150 Psig y una caldera tipo D de producción de 400000 lb/h a una presión de 150 Psig (ver Tabla 16).

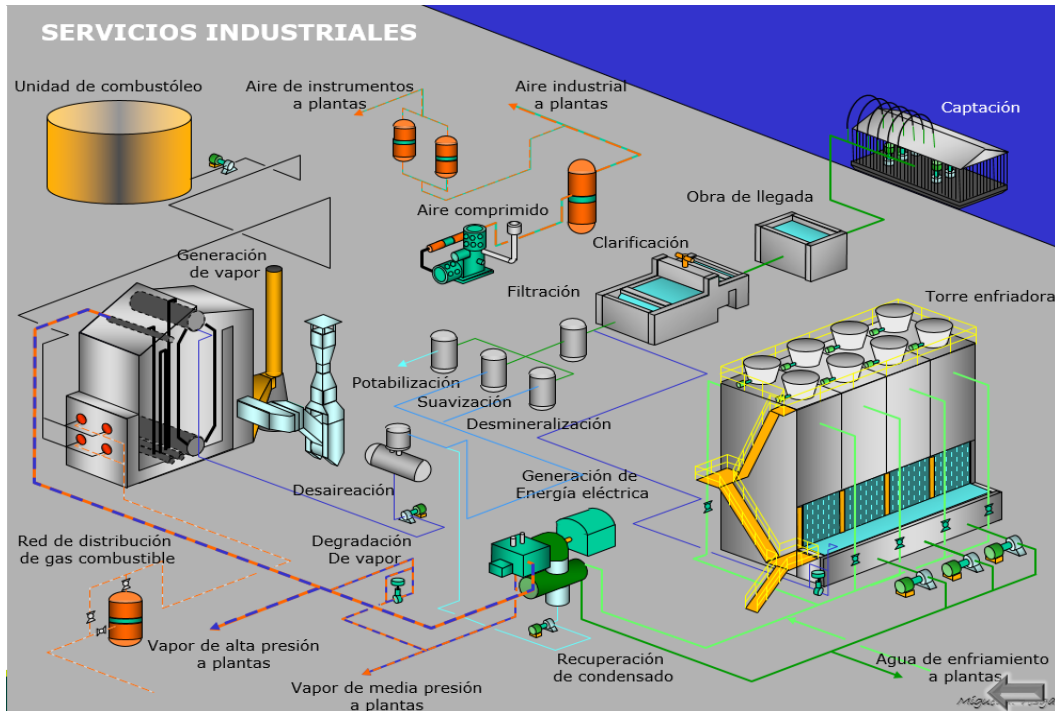


Figura 25. Diagrama de operación del Departamento SIREF. Adaptado de: Archivos GRB

Tabla 16.

Componentes del sistema de generación de vapor en el Dpto. SIREF.

| Calderas | Capacidad (lb/h) | Presión (Psig) |
|-----------------------|------------------|----------------|
| B-954 | 175000 | 400 |
| B-955 | 175000 | 400 |
| B-956 | 175000 | 400 |
| B-2401 | 200000 | 400 |
| B-2402 | 200000 | 400 |
| B-2403 | 200000 | 400 |
| B-2404 | 300000 | 400 |
| B-2405 | 300000 | 400 |
| TOTAL 400 Psig | 1725000 | |
| B-5100 | 400000 | 150 |
| B-5120 | 400000 | 150 |
| TOTAL 150 Psig | 800000 | |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

Por otro lado, en el Apéndice I se presentan los equipos consumidores de vapor del Departamento SIREF, mientras que en la Tabla 17 se resume el balance de consumo de vapor con relación a la producción interna.

Tabla 17.

Balance de consumo de vapor vs generación Servicios Industriales Refinería (SIREF).

| Unidad | Consumo Vapor 400 Psig | Consumo Vapor 150 Psig | Generación Vapor 400 Psig | Generación Vapor 150 Psig |
|--------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| SIREF | 450000 lb/h | 50000 lb/h | 1100000 lb/h | 50000 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

En la Tabla 17 se aprecia que este departamento soporta todo el consumo energético de los diferentes bloques de proceso del Área de Refinería: produce una cantidad de energía representada en 1100000 lb/h de vapor de 400 Psig y 500000 lb/h de vapor de 150 Psig; mientras que requiere para su operación una cantidad de energía representada en 450000 lb/h de vapor de 400 Psig y 50000 lb/h de vapor de 150 Psig.

5.3.6 Balance de energía total de consumo y generación en el Área de Refinería.

Finalmente, en la Tabla 18 se presenta el balance de consumo de vapor y generación de vapor de las principales plantas de proceso del Área de Refinería. El Área de Refinería requiere para una operación normal de todas sus unidades de proceso una cantidad promedio de energía térmica representada en 1240000 lb/h de vapor de 400 Psig y 510000 LB/H de vapor de 150 Psig, esta demanda de energía siempre debe estar disponible para su utilización, los anteriores cálculos son estimados en una operación normal y con una pérdida energética en tuberías de distribución del 8% de la generación total, en algunos casos estas cantidades pueden llegar a variar dependiendo de los requerimientos del sistema y las condiciones ambientales.

Tabla 18.

Balance de consumo de vapor vs generación interna en el Área Refinería.

| Unidad | Consumo Vapor 400 Psig | Consumo Vapor 150 Psig | Generación Vapor 400 Psig | Generación Vapor 150 Psig |
|---------------|------------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|
| U-150 | 36700 lb/h | 22000 lb/h | - | - |
| U-200 | 16000 lb/h | 485000 lb/h | - | - |
| U-250 | 25400 lb/h | 21000 lb/h | - | 20800 lb/h |
| U-2000 | 50000 lb/h | 24500 lb/h | - | - |
| U-2100 | 30000 lb/h | 26000 lb/h | - | - |
| Modelo IV | 12000 lb/h | 120000 lb/h | - | - |
| Orthoflow | 110000 lb/h | 30000 lb/h | 77000 lb/h | - |
| UOP II | 250000 lb/h | 80000 lb/h | 130000 lb/h | - |
| Etileno | 135000 lb/h | 26000 lb/h | 32500 lb/h | - |
| Turboexpander | 45000 lb/h | 30000 lb/h | - | - |
| Aromáticos | 80000 lb/h | 32000 lb/h | - | 12500 lb/h |
| Parafinas | 30000 lb/h | 32000 lb/h | - | - |
| SIREF | 450000 lb/h | 50000 lb/h | 1100000 lb/h | 400000 lb/h |
| TOTAL | 1240000 lb/h | 510000 lb/h | 1339500 lb/h | 433000 lb/h |

Nota. Fuente: Archivos GRB.

5.3.7 Filosofía de operación de cabezales de vapor en el Área de Refinería. La distribución de energía térmica en el Área de Refinería está distribuida por medio de cabezales de vapor a diferentes presiones y temperaturas de operación. La Figura 26 relaciona la distribución de vapor en los diferentes cabezales existentes. En el Departamento de Servicios Industriales SIREF existen 4 cabezales de vapor con presiones de 400, 150, 50 y 25 Psig estos cabezales son los encargados de transportar la energía requerida para la operación de los diferentes procesos del Área de Refinería.

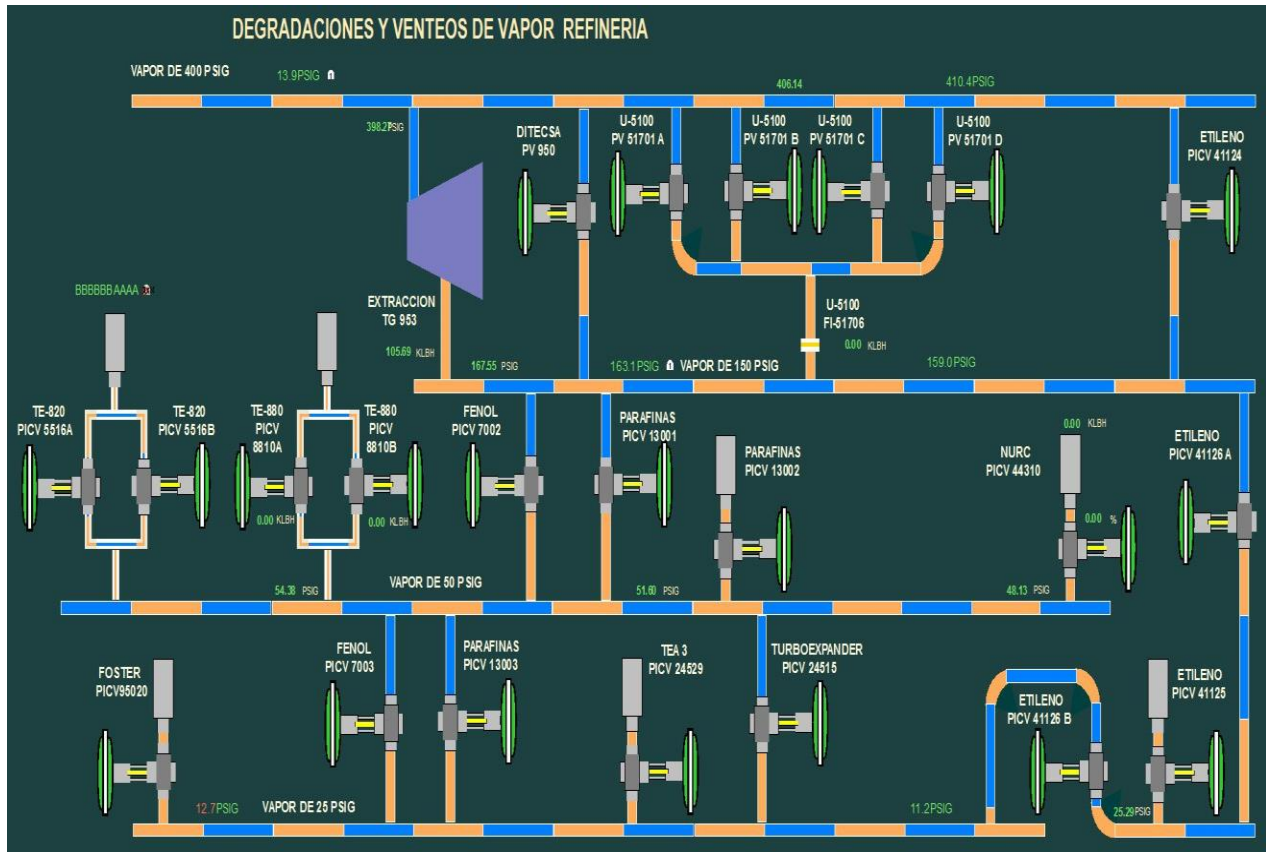


Figura 26. Distribución de energía en el Área de Refinería. Adaptado de: Archivos GRB.

El vapor producido en las calderas Central Norte y la Unidad de Distral que es denominado de alta presión “400 Psig”, es enviado al cabezal de vapor de 400 Psig para ser distribuido a los usuarios a lo largo de las unidades del Área de Refinería a través de tuberías que conforman el cabezal de vapor de alta presión. Este cabezal también es utilizado para suministrar la cantidad de energía suficiente en forma de vapor para mantener la presión en los cabezales de menor presión mediante la degradación de vapor.

Por otro lado, el cabezal de vapor de 150 Psig es alimentado principalmente del vapor generador en la Unidad Recuperadora de Calor B-5100 y en la Caldera Convencional B-5120 y la extracción

de 150 Psig del Turbogenerador de energía eléctrica impulsado con vapor “TG-953”. En caso de que salga de servicio una o las dos calderas, entran a operar las estaciones reductoras de vapor W-5100A/B y PV-950, las cuales degradan vapor de 400 Psig a 150 Psig.

Con respecto al cabezal de vapor de 50 Psig éste es controlado por una degradación de vapor de 150 Psig a 50 Psig mediante el controlador de presión. El cabezal de 50 Psig es alimentado con los exostos de las diferentes turbinas de las plantas de proceso del Área de Refinería. La presión del cabezal de vapor de 50 Psig es controlada mediante el controlador de presión del cabezal que degrada vapor de 50 Psig a 25 Psig para mantener la presión en el cabezal de 25 Psig.

Finalmente, el cabezal de vapor de 25 Psig es controlado por degradaciones de vapor de 50 Psig a 25 Psig mediante los controladores de presión ubicado puntos estratégicos del área de refinería, el cabezal de 25 Psig también es alimentado en su mayor proporción con los exostos de las diferentes turbinas de las plantas de proceso.

5.4 Determinación Cantidad de Flujo de Vapor (Energía) Máxima y Mínima

Una vez seleccionado el diámetro de la tubería (14 in) se determinaron los flujos máximo y mínimo que pueden transitar por la tubería sin que haya una caída de presión por debajo de 450 Psig en el caso de una presión de entrada de 600 Psig, y de 200 Psig en el caso de una presión inicial de 400 Psig, ni problemas de condensación.

5.4.1 Presión inicial de 600 PSIG. Para el caso de una presión inicial de 600 Psig el flujo máximo que puede circular por la tubería de diámetro de 14 in es de 300000 lb/h, ya que por encima de este flujo la presión cae por debajo de 450 Psia; mientras que el flujo mínimo es de 44100 lb/h, debido a que con un flujo inferior a éste se pierde el sobrecalentamiento del vapor y se encuentra en mezcla de vapor y líquido a la salida (Figuras 27 y 28).

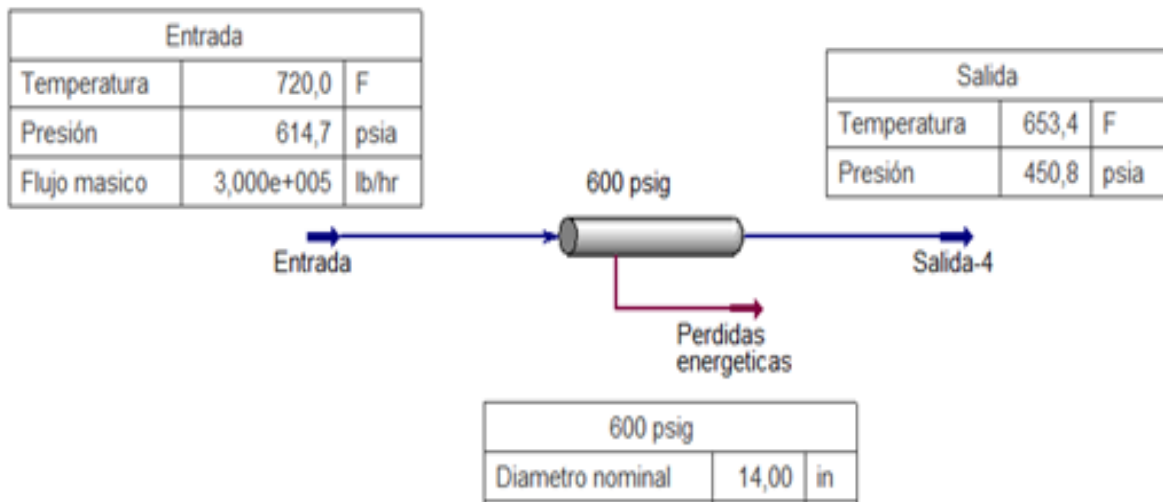


Figura 7. Flujo máximo de vapor para una presión inicial de 600 PSIG

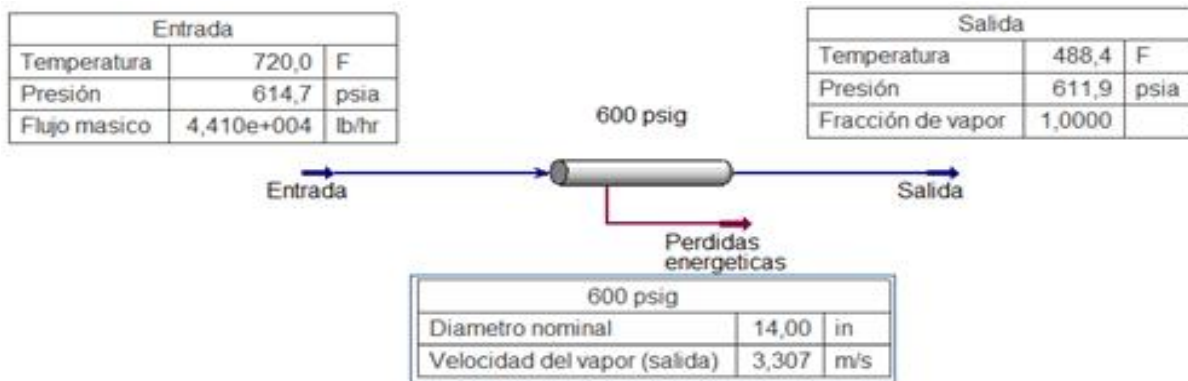


Figura 8. Flujo mínimo de vapor para una presión inicial de 600 PSIG

5.4.2 Presión inicial de 400 PSIG. Para el caso de una presión inicial de 400 Psig el flujo máximo que puede circular por la tubería de diámetro de 14 in es de 257000 lb/h, ya que por encima de este flujo la presión cae por debajo de 200 Psia; mientras que el flujo mínimo es de 39550 lb/h, para evitar el sobrecalentamiento del vapor y la aparición de una mezcla de vapor y líquido a la salida (Figuras 29 y 30).

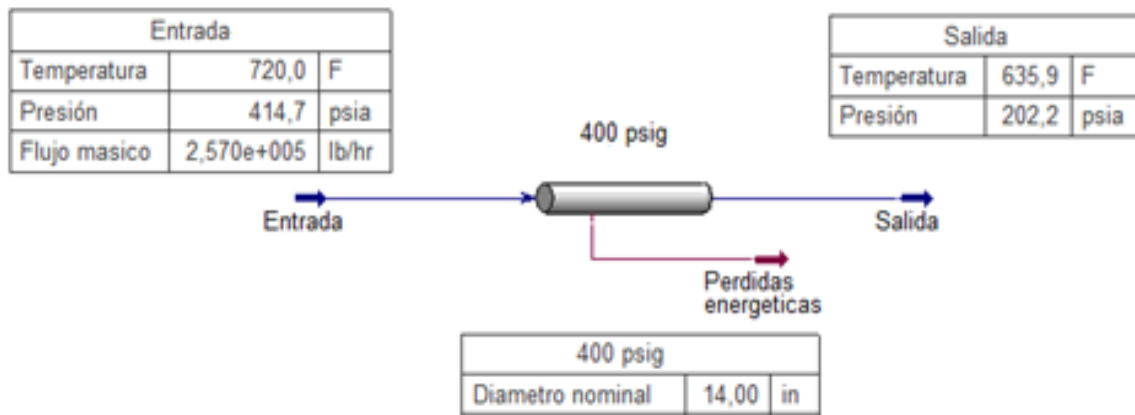


Figura 29. Flujo máximo de vapor para una presión inicial de 400 PSIG

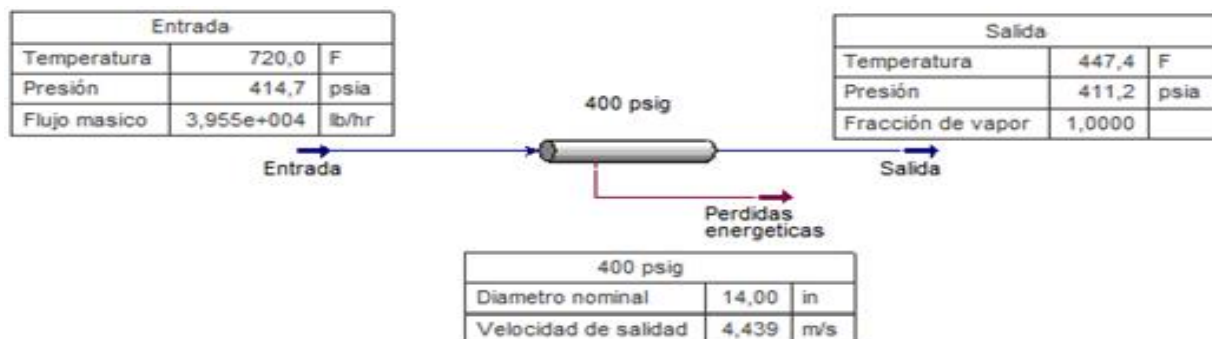


Figura 30. Flujo mínimo de vapor para una presión inicial de 400 PSIG

A continuación, en las tablas 19 y 20 se muestra la relación de la pérdida energética que se presenta en una tubería de 14 in, cuando se maneja una presión inicial de 600 Psig y 400 Psig para los diferentes flujos de vapor.

Tabla 19.

Pérdida energética para una presión inicial de 600 PSIG

| Caso | Flujo (lb/h) | Presión de salida (Psia) | de Temperatura de salida (°F) | de Flujo de energía perdida (lbf.ft/h) | % pérdida energética |
|-------------------|--------------|--------------------------|-------------------------------|--|----------------------|
| 1 | 44100 | 611,9 | 488,4 | 5.45501e+9 | 3,28 |
| 2 | 150000 | 578,6 | 624,6 | 6.372537e+9 | 1,00 |
| 3 | 200000 | 548,4 | 642,0 | 6.475796e+9 | 0,76 |
| 4 | 250000 | 506,9 | 650,5 | 6.527425e+9 | 0,61 |
| Flujo máx. | 300000 | 450,8 | 653,4 | 6.556928e+9 | 0,51 |

Tabla 20.

Pérdida energética para una presión inicial de 400 PSIG

| Caso | Flujo (lb/h) | Presión de salida (Psia) | de Temperatura de salida (°F) | de Flujo de energía perdida (lbf.ft/h) | % pérdida energética |
|-------------------|--------------|--------------------------|-------------------------------|--|----------------------|
| 1 | 39550 | 411,2 | 447,4 | 5.193913e+9 | 3,08 |
| 2 | 150000 | 357,4 | 615 | 6.320908e+9 | 0,99 |
| 3 | 200000 | 304,8 | 631,7 | 6.424166e+9 | 0,75 |
| 4 | 250000 | 219,0 | 636,2 | 6.466945e+9 | 0,61 |
| Flujo máx. | 257000 | 202,2 | 635,9 | 6.46842e+9 | 0,59 |

5.5 Cálculo de los Parámetros de Diseño de la Tubería

5.5.1 Determinación de las condiciones del vapor de 600 PSIG después de degradación y mezclado. El vapor de 600 Psig se requiere en el Área de Refinería a una presión de 400 Psig, por lo que se necesita instalar un sistema de degradación de presión que asegure estas condiciones antes de ser conectado con el cabezal de vapor de dicha área. Igualmente, es necesario tener en consideración que la temperatura del vapor no puede caer mucho en la degradación de presión porque la temperatura final del vapor en el cabezal de refinería no puede estar por debajo de la

guía de control mínima del cabezal la cual está en 710°F. En la Figura 31 y las tablas 21 y 22 se presenta la simulación realizada para el sistema de degradación y mezclado, así como las condiciones de cada una de las corrientes de vapor involucradas. Para el análisis del sistema de mezclado se emplearon flujos de 450000, 500000 y 600000 lb/h.

En la tabla 21 se muestran las condiciones termodinámicas del vapor antes y después de salir del sistema de degradación de vapor. Como se puede observar, las condiciones de presión son las adecuadas pero las condiciones de temperatura distan del valor mínimo de operación determinado para el cabezal de 400 Psig. Por otro lado, en la tabla 22 se presentan las condiciones termodinámicas de salida del vapor después la mezcla del vapor degradado con vapor de proceso del área de SIREF. Se observa que a un flujo de degradación de 250000 lb/h y de 200000 lb/h con una de mezcla de 450000 lb/h, el valor de temperatura estaría por debajo del punto mínimo o muy cercano al valor mínimo de operación definido; para el resto de operaciones los valores de temperatura son los adecuados ($> 710^{\circ} \text{F}$). Se determina que el flujo apropiado de vapor de proceso para mantener las condiciones termodinámicas de la mezcla debe ser igual o superior a los 500000 lb/h de operación.

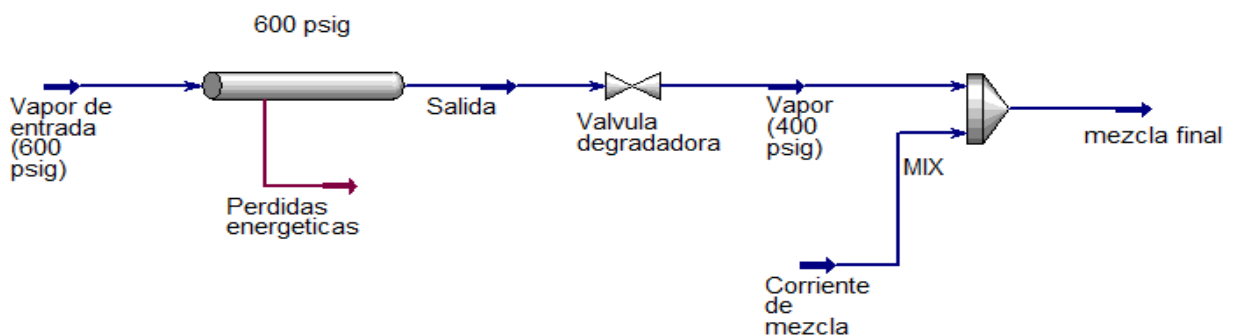


Figura 9. Simulación del proceso de degradación y mezclado de vapor de 600 PSIG a 400 PSIG

Tabla 21.

Condiciones de salida de vapor después de válvula degradadora en corriente de vapor de 600 PSIG a 400 PSIG

| Condiciones de entrada (614,7 PSIGa, 720°F) | Condiciones de salida (antes de válvula degradadora) | | | Condiciones después de la válvula degradadora (antes de mezcla) (414,7 PSIGa) | |
|--|--|----------|-------|--|-------|
| F(lb/h) | F(lb/h) | P(PSIGa) | T(°F) | F(lb/h) | T(°F) |
| 150000 | 150000 | 578,6 | 624,6 | 150000 | 602,9 |
| 200000 | 200000 | 548,4 | 642,0 | 200000 | 625,3 |
| 250000 | 250000 | 506,9 | 650,5 | 250000 | 639,4 |

Tabla 22.

Condiciones de salida de vapor después de la mezcla de las corrientes.

| Condiciones después de válvula degradadora (antes de mezcla) (414,7 PSIGa) | | Corriente de mezcla (745°F) (414,7 PSIGa) | Mezcla final (414,7 PSIGa) | |
|---|-------|--|-------------------------------|-------|
| F(lb/h) | T(°F) | Flujo (lb/h) | F(lb/h) | T(°F) |
| 150000 | 602,9 | 450000 | 600000 | 712,2 |
| 200000 | 625,3 | | 650000 | 710,0 |
| 250000 | 639,4 | | 700000 | 706,7 |
| 150000 | 602,9 | 500000 | 650000 | 715,1 |
| 200000 | 625,3 | | 700000 | 713,6 |
| 250000 | 639,4 | | 750000 | 711,2 |
| 150000 | 602,9 | 600000 | 750000 | 715,8 |
| 200000 | 625,3 | | 800000 | 714,4 |
| 250000 | 639,4 | | 850000 | 713,4 |

5.5.2 Determinación de las condiciones del vapor de 400 PSIG después de la estación

degradadora de presión. El vapor del cabezal de refinería de 400 Psig se transportará hasta el área de balance y allí se requerirá a una presión de 150 Psig, por lo cual se requiere una estación de degradación de presión de 400 Psig a 150 Psig para tenerlo a las condiciones requeridas en cabezal de media presión de la unidad de balance. No obstante, hay que tener en cuenta que la temperatura no puede caer por debajo de la guía mínima de operación del cabezal la cual es de 500°F. Para esta parte se realizó una simulación cuyos resultados se presentan en la Figura 32 y la

Tabla 23.

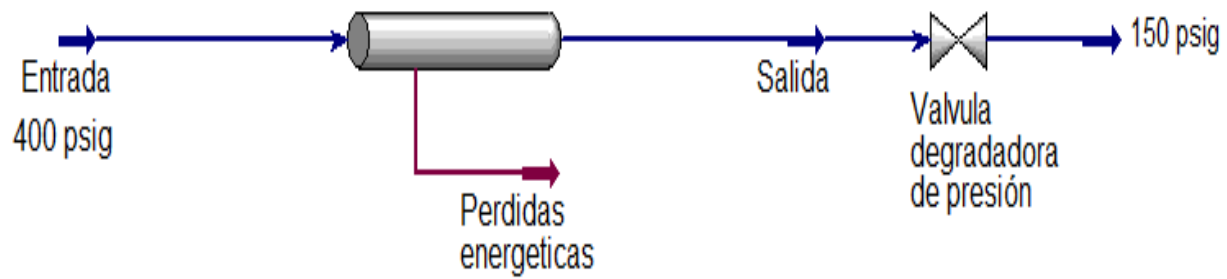


Figura 10. Simulación de la degradación del flujo de corriente de vapor de 400 PSIG a 150 PSIG

Tabla 23.

Condiciones de salida de vapor después de la válvula degradadora en corriente de vapor de 400 PSIG con degradación a 150 PSIG

| Flujo másico (lb/h) | Temperatura antes de la válvula degradadora (°F) | Temperatura después de la válvula degradadora (°F) |
|---------------------|--|--|
| 150000 | 615,0 | 588,7 |
| 200000 | 631,7 | 613,8 |
| 250000 | 635,9 | 631,2 |

En la tabla 23 se observa que a diferentes flujos de operación del cabezal las condiciones de temperatura se encuentran por arriba de la temperatura mínima requerida para la operación.

5.5.3 Cálculo de Pérdida de Energía. Se emplearon las fórmulas de la sección 2.13 para corroborar que los valores obtenidos en la simulación sean acordes a valores esperados por otros métodos, en la tabla 24 se presentan los parámetros que se utilizaron para ejecutar el cálculo de pérdida de energía.

Tabla 24.

Parámetros utilizados para corroborar los datos arrojados por Aspen Hysys.

| Parámetro | Valor |
|-----------|-------|
|-----------|-------|

| | |
|---|------------------------|
| Tubería | |
| Longitud de tubería (m) | 3200 |
| Diámetro interno (m) | 0,3175 |
| Espesor (m) | 0,0381 |
| Conductividad térmica (W/m-K) | 45 |
| Rugosidad (m) | $4,725 \times 10^{-5}$ |
| Aislamiento | |
| Espesor (m) | 0,03 |
| Conductividad térmica (W/ m-K) | 0,07 |
| Coefficientes de transferencia de calor por convección | |
| Vapor y tubería (W/m ² -K) | 20 |
| Aislamiento y aire (W/m ² -K) | 2 |
| Condiciones del vapor | |
| Temperatura Entrada | 720 °F |
| Flujo másico (lb/h) | 150000 |
| Presión inicial (PSIG) | 600 |
| Temperatura del aire | 68 °F |

Los cálculos se realizaron para una presión inicial en el cabezal de 600 Psig y un diámetro de 14 in, se tomaron segmentos de tubería de 32 m cada uno, arrojando una pérdida de calor total correspondiente de 6.2324×10^9 lbf.ft/h. Este valor varía en un 2,2% con respecto al obtenido en la Tabla 19 (6.372537×10^9 lbf.ft/h). Esta desviación está muy por debajo del 10% por lo que se comprueba que los valores calculados en la simulación son confiables.

5.6 Escenarios de Operación Confiable para el Cabezal de Interconexión y Distribución de Vapor a Áreas de Proceso.

Este capítulo describe la Filosofía de Control y Operación a ser implementada para el control de operación del cabezal de interconexión energética entre las áreas de Balance y Refinería. Se da una descripción de los lazos de control relacionados con el Sistema de Control de Distribución de Vapor entre las áreas de operación de la GRB y una descripción de la propuesta de supervisión controlada del cabezal ante escenarios operativos.

5.6.1 Modelo de control y operación del sistema de interconexión. El principio de control de operación del cabezal de interconexión se realizará desde las estaciones del sistema de supervisión y control de datos “SCADA” del CCP con control único del supervisor de la consola de servicios industriales de donde se monitorean las diferentes variables de proceso de los cabezales de vapor existentes. El modelo de control se realizará a través de un lazo de control cerrado descrito en la Figura 33. Dependiendo de los escenarios operacionales que se presenten en los cabezales de vapor de 400 Psig y 600 Psig, el supervisor de la consola de servicios del CCP tomará la decisión de realizar la operación del cabezal de interconexión de vapor por medio de dos sistemas de control de degradación de vapor de 600 Psig a 400 Psig y de 400 Psig a 150 Psig

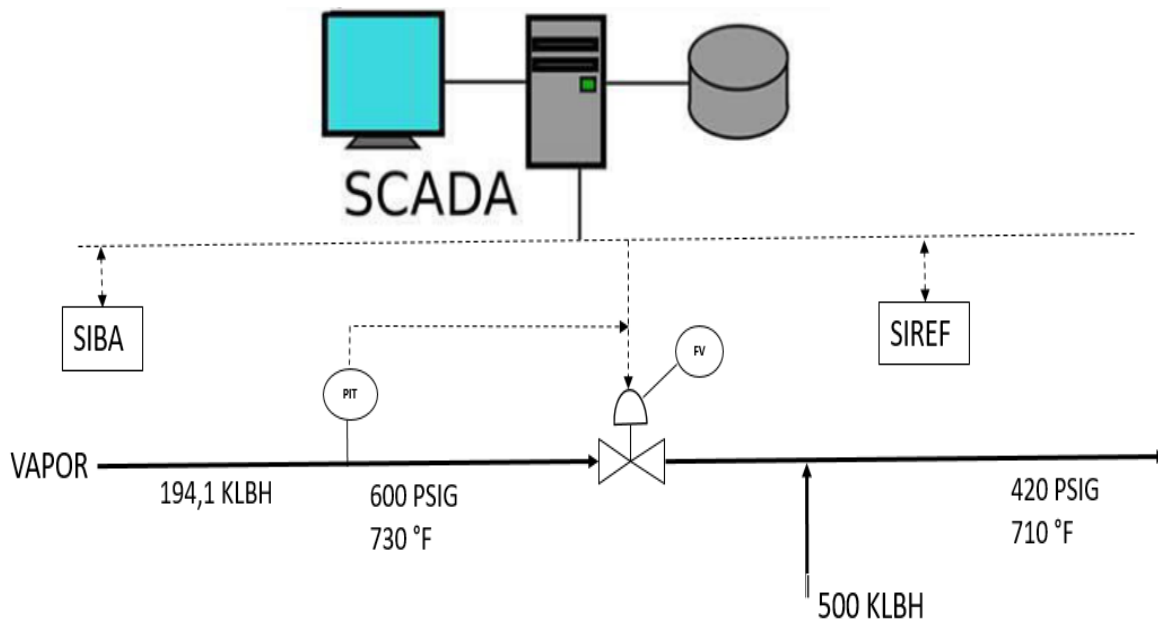


Figura 33. Modelo de control del sistema de interconexión.

El lazo de control de presión (transmisor-válvula de control), implementado al que pertenecen el transmisor ubicado sobre la entrada a la estación reductora de presión y la válvula, permite la ejecución del control de flujo. Este control está asociado al lazo de control de presión por override con selector de baja del controlador del cabezal de vapor de entrada, de manera que sea mandatoria la señal del lazo de control de la presión del vapor aguas arriba sobre el controlador de flujo. El lazo de control por override en el cual dos controladores se combinan en un selector de baja. La salida del selector será la más baja de las salidas individuales.

a) Control de operación del cabezal de interconexión energética con degradación de vapor de 600 Psig a 400 Psig. Ante una necesidad operativa en el sistema de vapor de 400 Psig por una alta demanda de vapor y una baja disponibilidad de vapor en el Área de Refinería, el supervisor de la consola de servicios del CCP tomará la decisión de disponer de la operación del cabezal de interconexión energética realizando degradación de vapor del cabezal de 600 Psig al cabezal de 400 Psig, lo anterior se ejecutará previo a los instructivos operacionales de alistamiento de los cabezales de vapor para entrar en operación definido por la GRB. Posteriormente, previo a verificar las variables operacionales del cabezal “Presión, Temperatura”, y evidenciando un déficit de vapor en el Área de Refinería, realizará un balance másico de producciones de vapor vs consumos de vapor de usuarios, con el fin evidenciar cuál sería el escenario operacional adecuado para la entrada en operación del sistema de interconexión. A continuación ejecutará los protocolos de comunicación con los tableristas de vapor de los departamentos de Servicios industriales de Refinería (SIREF) y Servicios Industriales de Balance (SIBA) para proceder a dar el “setting de regulación” del flujo de operación del sistema de degradación de vapor de 600 Psig a 400 Psig. Éste estaría ubicado sobre el banco de tuberías de la UOP II lado Nor-Oriental (frente a la unidad

de central del norte), por ser el límite inicial del anillo de vapor de alta presión lado norte del Área de Refinería. El setting de regulación del sistema de degradación será variable debido a las condiciones dinámicas del sistema. Dichas condiciones se deben encontrar dentro de los escenarios de operación confiable del sistema de interconexión. A partir de ese momento, el supervisor realizará un control estricto y detallado de la operación confiable del cabezal de interconexión y realizará los ajustes al proceso que sean necesarios por medio del lazo de control del sistema de interconexión.

b) Control de operación de operación del cabezal de interconexión energética con degradación de vapor de 400 PSIG a 150 PSIG. Ante una necesidad operativa en el sistema de vapor de 600 Psig o 150 Psig por una alta demanda de vapor y una baja disponibilidad de vapor en el Área de Balance, el supervisor de la consola de servicios del CCP tomará la decisión de disponer de la operación del cabezal de interconexión energética realizando degradación de vapor del cabezal de 400 Psig al cabezal de 150 Psig; lo anterior se ejecutará previo a los instructivos operacionales de alistamiento de los cabezales de vapor para entrar en operación definido por la GRB. Posteriormente, previo a verificar las variables operacionales del cabezal “Presión, Temperatura”, y evidenciando un déficit de vapor en el área de Balance realizará un balance másico de producciones de vapor vs consumos de vapor de usuarios, con el fin evidenciar cuál sería el escenario operacional adecuado para la entrada en operación del sistema de interconexión. A continuación, ejecutará los protocolos de comunicación con los tableristas de vapor de los departamentos de Servicios industriales de Refinería (SIREF) y Servicios Industriales de Balance (SIBA) para proceder a dar el “setting de regulación” del flujo de operación del sistema de degradación de vapor de 400 Psig a 150 Psig y su sistema de decalementamiento de vapor asociado,

el cual debe llevar el vapor a una temperatura de 550°F. Este sistema estaría ubicado en el Bloque I del Área de Balance por ser el límite final del anillo de vapor de media presión en dicho área. El setting de regulación del sistema de degradación será variable debido a las condiciones dinámicas del sistema. Dichas condiciones se deben encontrar dentro de los escenarios de operación confiable del sistema de interconexión. A partir de ese momento, el supervisor realizará un control estricto y detallado de la operación confiable del cabezal de interconexión y realizará los ajustes al proceso que sean necesarios por medio del lazo de control del sistema de interconexión.

5.6.2 Escenarios de operación confiable del Departamento de Servicios Industriales del Área de Balance “SIBA”. Los escenarios de operación confiable del sistema de interconexión deben estar enmarcados dentro de las variables máximas y mínimas de transporte de energético definidos en las simulaciones realizadas; lo anterior acompañado de la disponibilidad de energía calórica (en forma de vapor) en las calderas.

Para ejecutar una distribución de vapor de 600 Psig desde el Área de Balance hacia el Área de refinería se deben cumplir con las siguientes condiciones operacionales:

- Para recibir el flujo de vapor proveniente del Área de Balance, el cabezal de salida oriental de las calderas pertenecientes a la U-2400, debe contar con un flujo mínimo de operación de 500000 lb/h como se muestra en la Figura 34 debido a que en este punto es donde se ejecuta la mezcla de vapor degradado con vapor de proceso de SIREF. El flujo de 500000 lb/h garantiza que las condiciones termodinámicas de la mezcla de las dos corrientes de vapor mantengan las propiedades de temperatura requeridas dentro de las guías de control establecidas ($\geq 710^{\circ}\text{F}$).

- El Departamento de Servicios Industriales balance debe tener una disponibilidad de vapor por encima de la guía de control mínima de disponibilidad de vapor del Área de Balance, que actualmente se encuentra en 150000 lb/h; al anterior valor se le debe sumar 50000 lb/h (44100 lb/h a partir de la simulación) de vapor que es la guía mínima de operación del cabezal de interconexión “SIBA-SIREF”. De este modo, la cantidad de vapor disponible debe ser igual o superior a 200000 lb/h.

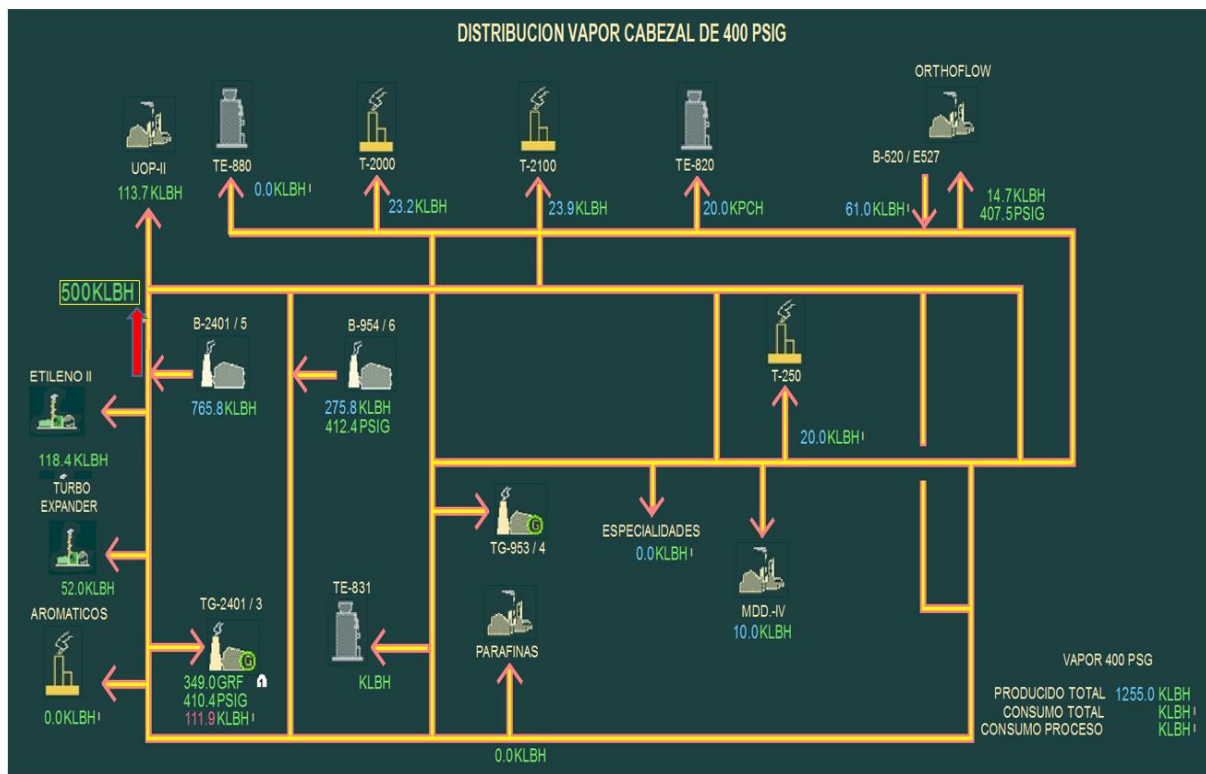


Figura 34. Distribución de vapor por cabezal oriental de las calderas de la U-2400. Adaptado de: Archivos GRB.

Tabla 2

Escenario operativo en la unidad U-2400 para una operación confiable del cabezal de interconexión.

| Producción de Vapor en la Unidad U-2400 | | |
|--|-------------------|-------------------|
| Calderas | Producción | Disponible |
| | (LB/H) | (LB/H) |
| B-2401 | 160000 | 40000 |
| B-2402 | 160000 | 40000 |
| B-2403 | 150000 | 50000 |
| B-2404 | 200000 | 65000 |
| B-2405 | 210000 | 55000 |
| Total Vapor | 880000 | 250000 |
| El flujo de vapor de salida por el cabezal norte Debe ser superior a 500000 lb/h. | | |

En las tablas 25 y 26 se muestran escenarios operativos de despachos de vapor en las principales unidades de generación de vapor U-2400 y U-2950; se definen estas unidades por ser los referentes para una operación confiable de los sistemas de generación y distribución de vapor en sus respectivas áreas.

Tabla 26.

Escenario operativo en la unidad U-2950 para una operación confiable del cabezal de interconexión.

| Producción de Vapor en la Unidad U-2950 | | |
|---|-------------------|-------------------|
| Calderas | Producción | Disponible |
| | (LB/H) | (LB/H) |
| B-2951 | 160000 | 20000 |
| B-2952 | 160000 | 140000 |
| B-2953 | 160000 | 50000 |
| B-2954 | 160000 | 30000 |
| B-2955 | 160000 | 10000 |
| Total Vapor | 800000 | 250000 |
| La disponibilidad de vapor siempre debe ser superior o igual a 194100 lb/h de vapor. | | |

5.6.3 Escenarios de operación confiable del Departamento de Servicios Industriales del Área de Refinería “SIREF”. Para ejecutar una distribución de vapor de 400 Psig desde el Área

de Refinería hacia el Área de Balance donde se degradara a 150 Psig se deben cumplir con las siguientes condiciones operacionales:

El Departamento de Servicios Industriales de refinería debe tener una disponibilidad de vapor por encima de la guía de control mínima de disponibilidad de vapor del Área de Refinería que actualmente se encuentra en 150000 lb/h; al anterior valor se le debe sumar 40000 LB/H (39500 lb/h a partir de la simulación) que es la guía mínima de operación del cabezal de interconexión “SIREF-SIBA”. Siendo así la cantidad de vapor disponible debe ser igual o superior a 189500 lb/h. En la Tabla 27 se muestra un escenario operativo de despacho de vapor en el Departamento de Servicios Industriales del Área de Refinería para una operación segura del cabezal de interconexión energética con transporte de energía desde el Área de Refinería hacia el Área de Balance.

Tabla 27.

Escenario operativo en el Departamento de Servicios Industriales SIREF para una operación confiable del cabezal de interconexión.

| Producción de Vapor en Siref | | |
|---|------------------------------|------------------------------|
| Calderas | Producción (LB/H) | Disponible (LB/H) |
| B - 954 | 130000 | 30000 |
| B - 955 | 125000 | 50000 |
| B-2401 | 160000 | 40000 |
| B-2402 | 160000 | 40000 |
| B-2403 | 150000 | 50000 |
| B-2404 | 200000 | 65000 |
| B-2405 | 210000 | 55000 |
| Total Vapor | 1135000 | 330000 |
| La disponibilidad de vapor siempre debe ser superior o igual a 189500 lb/h de vapor. | | |

6. Conclusiones

Se concluye que es viable un sistema de interconexión energética de vapor entre las áreas de Refinería y Balance que conserve las condiciones termodinámicas del proceso.

Analizando las fallas que se presentan normalmente por baja disponibilidad de vapor y las cantidades de energía que se requieren para la operación en las áreas de Balance y Refinería, se concluye que la cantidad de vapor que se debe utilizar como respaldo en el cabezal de interconexión es como máximo entre 15 % y 16 % de la capacidad instalada de los generadores de vapor de alta presión en ambas áreas (250000 lb/h aproximadamente).

Se encontró que el diámetro nominal adecuado para el sistema de interconexión es de 14 in; un diámetro de 12 in genera una alta caída en la presión del vapor y un valor de 16 in acarrea mayores pérdidas energéticas y representa un mayor costo en la inversión inicial.

El flujo de vapor en el sistema de interconexión cuando este opera con una presión inicial de 600 Psig, debe oscilar entre 44100 lb/h y 300000 lb/h; por debajo de este valor el vapor pierde el sobrecalentamiento y por encima la presión cae por debajo de 450 Psig. Por otro lado, el flujo de vapor en el sistema de interconexión cuando este opera con una presión inicial de 400 Psig, debe oscilar entre 39550 lb/h y 257000 lb/h, por debajo de este valor el vapor pierde el sobrecalentamiento y por encima la presión cae por debajo de 200 Psig.

La cantidad de vapor disponible en el Departamento de Servicios Industriales del Área de Balance – SIBA debe ser de mayor a 194100 lb/h para que el cabezal de interconexión con degradación de vapor de 600 Psig a 400 Psig pueda operar de forma confiable y segura. Por otro lado, la cantidad de vapor disponible en el Departamento de Servicios Industriales del Área de Refinería – SIREF debe ser de mayor a 189500 lb/h para que el cabezal de interconexión con degradación de vapor de 400 Psig a 150 Psig pueda operar de forma confiable y segura.

7. Recomendaciones

El centro de control de potencia “CCP” tendrá la responsabilidad total de la operación del cabezal de interconexión.

La disponibilidad actual de las calderas de los departamentos de servicios industriales SIREF y SIBA deben mejorar notoriamente para que el cabezal de interconexión cuente con las disponibilidades de vapor suficiente para su operación.

El sistema de interconexión energética requiere para su operación segura de una estabilidad total y confiable en el sistema de generación de vapor en los departamentos SIREF y SIBA, Lo anterior debido a que perturbaciones bruscas en una de las dos áreas de proceso podría afectar radicalmente el otro área, por lo que no serían fallas aisladas si no que se volverían fallas conjuntas de proceso, lo que pondría en riesgo toda la operación de la refinería.

Referencias Bibliográficas

Mdpu Servicios Industriales Balance de La Refineria de Barrancabermeja ECP.

MDPU Servicios Industriales Refineria de la Refineria de Barrancabermeja ECP

American Society of Mechanical Engineers. (2008). *Tuberías de proceso. Código ASME para tuberías a presión, B31. ASME B31.3-2010.*

Bomberg, M. (2013). Glows and shadows of thermal insulation. *Frontiers of architectural research*, 2(2): 263-266.

Crane. (2011). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías.* McGRAW-HILL.

Haiqian, Z., Xiaoyan, L., Lijun, L., Yongning, W., & Xiaohui, L. &. (2012). Study on new thermal insulation construction of thermal recovery boiler. *Energy Procedia* , 16: 1 466-1 471.

Holman, J. P. (1989). *Heat transfer.* McGraw-Hill.

Huang, C. &. (2014). Calculation of high-temperature insulation. *Chinese Journal of Aeronautics parameters and heat transfer behaviors of multilayer insulation by inverse problems method. Chinese Journal of Aeronautics*, 27(4): 1-6.

Isover. (2004). *Manual de aislamiento en la industria.* Madrid: Saint-Gobain Isover España.

Luamkanchanaphan, T., & Chotikaprakhan, S. &. (2012). A study of physical, mechanical and thermal properties for thermal insulation from narrow-leaved cattail fibers. *APCBEE Procedia*, 1: 46-52.

Lulic, H., Civic, A., Pasic, M., & Omerspahic, A. &. (2014). Optimization of thermal insulation and regressionanalysis of fuel consumption. *Procedia Engineering*, 69: 902-910.

Nayyar. (2000). *Mohinder L. Piping handbook.* McGRAW-HILL.

Spirax Sarco Limitada. (29 de 09 de 2016). *Spirax Sarco Limitada*. Obtenido de <http://www.spiraxsarco.com/pages/home.aspx>

The Engineering Toolbox. (03 de 10 de 2016). *The Engineering Toolbox*.

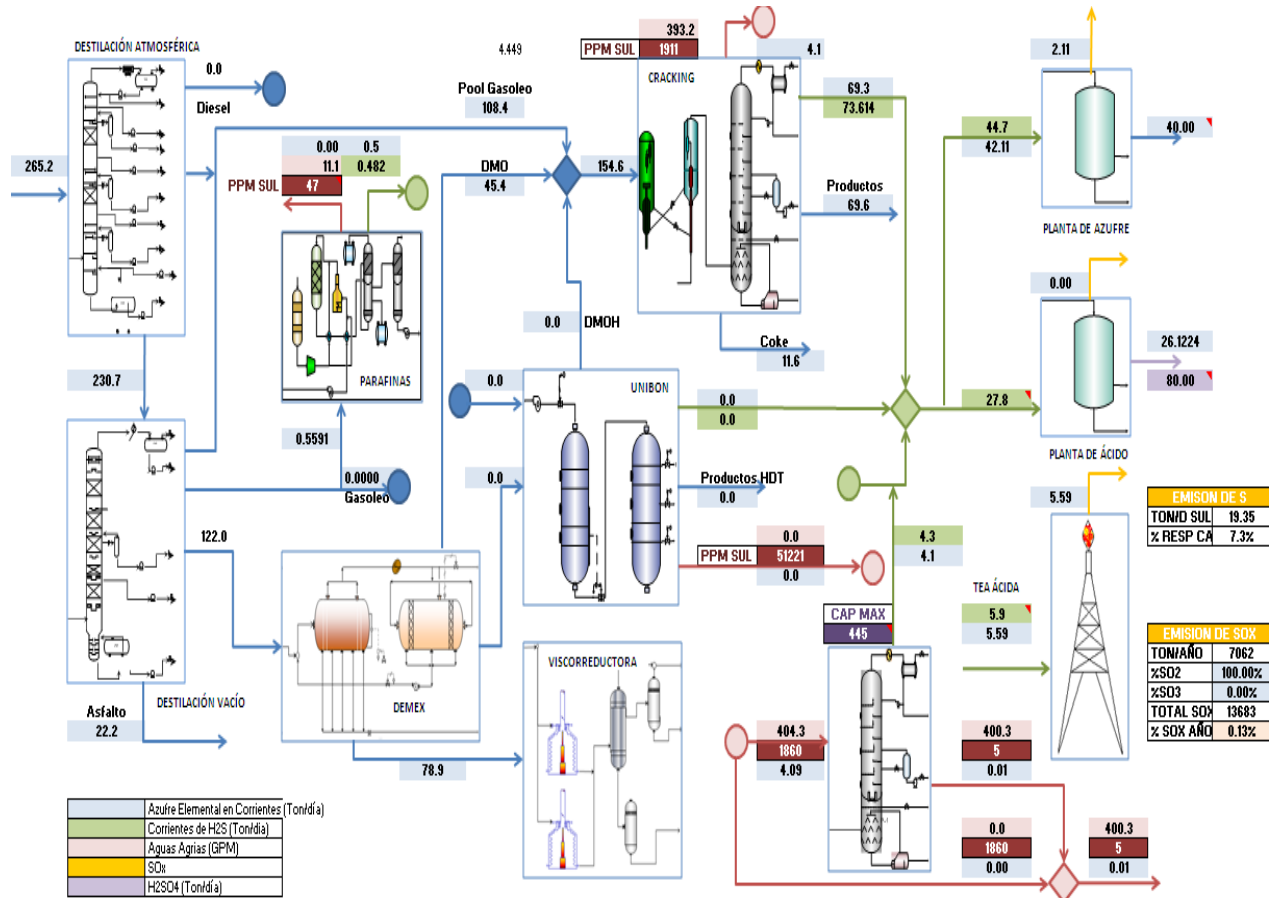
TLV Compañía Especialista en Vapor. (26 de 09 de 2016). *TLV Compañía Especialista en Vapor*. Obtenido de <http://www.tlv.com/global/LA/>

Wermac explore the world of piping. (8 de 12 de 2016). *WERMAC explore the world of piping*. Obtenido de http://wermac.org/steam/steam_part9.html

Zavattoni, S., Gaetano, A., Montorfano, D., Barbato, M., & Ambrosetti, G. (2014). A novel CSP receiver based on airlight energy technology - optimization of the thermal insulation system by means of CFD analysis. *Energy Procedia*, 49: 589-598.

Apéndices

Apéndice A. Esquema de Operación General de la GRB



Apéndice B. Equipos consumidores de vapor en la unidad de DEMEX.

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|--------------|-----------|-----------|------|---------|-------|--------|--------|-----------|-------------|--------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| DEMEX | | | | | | | | | | |
| 63 | SC2501 | PRINCIPAL | 1750 | 992 | 23,55 | 108,55 | 44.720 | U2500 | REF. FONDOS | COMPRESOR DE GAS |
| 64 | SP2501A | PRINCIPAL | 3550 | 870 | 590 | 55 | 25.230 | U2500 | REF. FONDOS | CARGA A DEMEX |
| 65 | SP2501B | AUXILIAR | 3550 | 870 | 590 | 55 | 25.230 | U2500 | REF. FONDOS | CARGA A DEMEX |
| 66 | SP2502B | AUXILIAR | 3560 | 80 | 590 | 55 | 3.440 | U2500 | REF. FONDOS | SOLVENTE DE BAJA PRESION |
| 67 | SP2503A | PRINCIPAL | 3570 | 1020 | 590 | 55 | 29.580 | U2500 | REF. FONDOS | SOLVENTE DE ALTA PRESION |
| 68 | SP2503B | PRINCIPAL | 3570 | 1020 | 590 | 55 | 29.580 | U2500 | REF. FONDOS | SOLVENTE DE ALTA PRESION |
| 69 | SP2503C | AUXILIAR | 3570 | 1020 | 590 | 55 | 29.580 | U2500 | REF. FONDOS | SOLVENTE DE ALTA PRESION |
| 70 | SP2505D * | PRINCIPAL | 3550 | 75 | 150 | 55 | 5.809 | U2500 | REF. FONDOS | FONDOS DE T2522 |
| 71 | SP2505E * | PRINCIPAL | 3550 | 75 | 150 | 55 | 5.595 | U2500 | REF. FONDOS | FONDOS DE T2522 |
| 72 | SP2505F * | AUXILIAR | 3550 | 75 | 150 | 55 | 5.595 | U2500 | REF. FONDOS | FONDOS DE T2522 |
| 73 | SP2508C | AUXILIAR | 3530 | 17 | 150 | 55 | 1.819 | U2500 | REF. FONDOS | REFLUJO SEDIMENTO SECUNDARIO |
| 74 | SP2509A | PRINCIPAL | 3550 | 171 | 600 | 50 | 7.182 | U2500 | REF. FONDOS | ACEITE DE LAVADO |
| 75 | SP2509B | AUXILIAR | 3560 | 171 | 600 | 50 | 7.182 | U2500 | REF. FONDOS | LAVADO EMERGENCIA DE DEMEX |
| 76 | SP2511B * | AUXILIAR | 3530 | 18 | 590 | 55 | 847 | U2500 | REF. FONDOS | MANEJO DE ALC |
| 77 | SP2513B | AUXILIAR | 1740 | 18 | 150 | 50 | 1.350 | U2500 | REF. FONDOS | SISTEMA LUBRICACION C2501 |
| 78 | SP2520B | AUXILIAR | 1770 | 32 | 590 | 85 | 2.410 | U2500 | REF. FONDOS | PRODUCTO DMO |
| 79 | SP2522A | AUXILIAR | 3560 | 283 | 590 | 55 | 9.113 | U2500 | REF. FONDOS | CARGA A TORRES DESASFALTADORAS |
| 80 | SP2522B | AUXILIAR | 3560 | 283 | 590 | 55 | 9.113 | U2500 | REF. FONDOS | CARGA A TORRES DESASFALTADORAS |
| 81 | SP2523A | PRINCIPAL | 3580 | 769 | 590 | 55 | 20.763 | U2500 | REF. FONDOS | MANEJO DE SOLVENTE |
| 82 | SP2523B | AUXILIAR | 3580 | 769 | 590 | 55 | 20.763 | U2500 | REF. FONDOS | MANEJO DE SOLVENTE |

Fuente archivos GRB

Equipos principales consumidores de vapor en la unidad Viscorreductura.

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|---------------------------|-----------|----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|-------------|------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| VISCORREDUCTORA II | | | | | | | | | | |
| 98 | SP2802B | AUXILIAR | 3580 | 500 | 590 | 55 | 17.500 | U2800 | REF. FONDOS | CARGA A HORNOS |
| 99 | SP2803B | AUXILIAR | 3580 | 215 | 150 | 55 | 15.695 | U2800 | REF. FONDOS | FONDOS DESPOJADORA |
| 100 | SP2804B | AUXILIAR | 3545 | 38 | 150 | 55 | 3.815 | U2800 | REF. FONDOS | MANEJO DE ALC |
| 101 | SP2805B | AUXILIAR | 1180 | 125 | 150 | 55 | 16.375 | U2800 | REF. FONDOS | AGUA TEMPERADA |
| 102 | SP2807B | AUXILIAR | 3545 | 35 | 150 | 55 | 2.711 | U2800 | REF. FONDOS | NAFTA PRODUCTO |
| 103 | SP2808B * | AUXILIAR | | NR | 150 | 25 | 7.380 | U2800 | REF. FONDOS | |
| 104 | SP2809B | AUXILIAR | 3475 | 5 | 150 | 55 | 387 | U2800 | REF. FONDOS | REFLUJO ESTABILIZADORA |
| 105 | SP2820B | AUXILIAR | 3550 | 185 | 600 | 55 | 5.824 | U2800 | REF. FONDOS | GASOLEO FRACCIONADORA |
| 106 | SP2822B | AUXILIAR | 3550 | 80 | 150 | 50 | 6.320 | U2800 | REF. FONDOS | PRODUCTO DE CIMA DESPOJADORA |

Equipos principales consumidores de vapor en la unidad Unibón- Hidrogeno

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|------------------|-----------|-----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|-------------|-------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| HIDRÓGENO | | | | | | | | | | |
| 83 | SP2601B | AUXILIAR | 1750 | 38 | 400 | 55 | 3.789 | U2600 | REF. FONDOS | ALIMENTACION A CALDERAS B2601 |
| 84 | SP2603B * | AUXILIAR | 3575 | 223 | 400 | 55 | 9.573 | U2600 | REF. FONDOS | MEA POBRE A T2602 |
| 85 | SP2604B | AUXILIAR | 3475 | 4 | 400 | 55 | 172 | U2600 | REF. FONDOS | REFLUJO A T2601 |
| UNIBON | | | | | | | | | | |
| 86 | SC2651 * | PRINCIPAL | 1750 | 1200 | 600 | 50 | 28.000 | U2650 | REF. FONDOS | COMPRESOR DE GAS RESIDUAL |
| 87 | SP2651A * | PRINCIPAL | 3550 | 1550 | 590 | 50 | 40.000 | U2650 | REF. FONDOS | CARGA DMO A H2651 |
| 88 | SP2651B * | AUXILIAR | 3550 | 1550 | 590 | 50 | 40.000 | U2650 | REF. FONDOS | CARGA DMO A H2651 |
| 89 | SC2652B * | AUXILIAR | 1750 | 1360 | 600 | 50 | 35.000 | U2650 | REF. FONDOS | COMPRESOR DE GAS HIDROGENO |
| 90 | SP2653B * | AUXILIAR | 3575 | 275 | 590 | 50 | 10.700 | U2650 | REF. FONDOS | AMINA POBRE A T2651 |
| 91 | SP2656B * | AUXILIAR | 3580 | 575 | 590 | 50 | 12.900 | U2650 | REF. FONDOS | CIRCULACION D2655 A D2653 |
| 92 | SP2658B | AUXILIAR | 3565 | 135 | 150 | 50 | 10.457 | U2650 | REF. FONDOS | FONDOS T2652 A TK5 DMOH |
| 93 | SP2659B | AUXILIAR | 3555 | 45 | 150 | 50 | 3.486 | U2650 | REF. FONDOS | FONDOS T2653 A H2652 |
| 94 | SP2660B | AUXILIAR | 3500 | 8 | 150 | 50 | 620 | U2650 | REF. FONDOS | CIRCULACION CIMA T2653 |
| 95 | SP2662B | AUXILIAR | 3500 | 6 | 150 | 50 | 465 | U2650 | REF. FONDOS | CONDENSADO DEL E2666 |
| 96 | SP2675A | PRINCIPAL | 1740 | 23 | 150 | 50 | 1.781 | U2650 | REF. FONDOS | LUBRICACION DE C2651 |
| 97 | SP2676B | AUXILIAR | 1780 | 35 | 150 | 50 | 2.711 | U2650 | REF. FONDOS | ACEITE DE SELLO DEL SC2651 |

Fuente archivos GRB

Apéndice C. Equipos principales consumidores de vapor en la unidad cracking UOP I

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|--------------|-----------|-----------|------|---------|-----|------|---------|-----------|----------|-----------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| UOP I | | | | | | | | | | |
| 146 | SC2701 | PRINCIPAL | 5300 | 1080 | 600 | VC | 120.700 | U2700 | C. UOP I | COMPRESOR DE AIRE |
| 147 | SC2751 * | PRINCIPAL | 7150 | 3045 | 600 | VC | 25.000 | U2750 | C. UOP I | COMPRESOR DE GAS |
| 148 | SC2753 * | PRINCIPAL | 7450 | 3616 | 600 | VC | 28.000 | U2750 | C. UOP I | COMPRESOR DE GAS |
| 149 | SP2701B | AUXILIAR | 1775 | 36 | 150 | 50 | 4.428 | U2700 | C. UOP I | CIRCULACION CONDENSADO |
| 150 | SP2702A | PRINCIPAL | 1425 | 161 | 150 | 50 | 16.644 | U2700 | C. UOP I | FONDOS DE T2701 |
| 151 | SP2702B | AUXILIAR | 1425 | 161 | 150 | 50 | 16.644 | U2700 | C. UOP I | FONDOS DE T2701 |
| 152 | SP2703B | AUXILIAR | 3475 | 6 | 150 | 50 | 700 | U2700 | C. UOP I | ACEITE CLARIFICADO PRODUCTO |
| 153 | SP2704B | AUXILIAR | 3565 | 135 | 150 | 50 | 9.585 | U2700 | C. UOP I | CIRCULACION DE APC |
| 154 | SP2705B | AUXILIAR | 1775 | 105 | 150 | 50 | 9.870 | U2700 | C. UOP I | CIRCULACION DE ALC |
| 155 | SP2706B | AUXILIAR | 3545 | 27 | 150 | 50 | 2.800 | U2700 | C. UOP I | ALC DESPOJADO |
| 156 | SP2707B | AUXILIAR | 3555 | 45 | 150 | 50 | 3.825 | U2700 | C. UOP I | CIRCULACION DE NAFTA |
| 157 | SP2708B | AUXILIAR | 3555 | 45 | 150 | 50 | 3.825 | U2700 | C. UOP I | NAFTA DESPOJADA |
| 158 | SP2710B | AUXILIAR | 3545 | 36 | 150 | 50 | 3.614 | U2700 | C. UOP I | REFLUJO A T2701 |
| 159 | SP2711B | AUXILIAR | 3565 | 115 | 150 | 50 | 8.855 | U2700 | C. UOP I | GASOLINA INESTABILIZADA |
| 160 | SP2712B | AUXILIAR | 1775 | 160 | 150 | 50 | 11.155 | U2700 | C. UOP I | CARGA AL R2701 |
| 161 | SP2713A | PRINCIPAL | 3545 | 44 | 150 | 50 | 4.369 | U2700 | C. UOP I | CONDENSADO DE E2701 |
| 162 | SP2722A | PRINCIPAL | 1740 | 34 | 150 | 50 | 6.763 | U2700 | C. UOP I | SISTEMA LUBRICACION SC2701 |
| 163 | SP2751B | AUXILIAR | 3550 | 70 | 150 | 50 | 4.900 | U2750 | C. UOP I | CONDENSADOR INTERETAPAS |
| 164 | SP2752B | AUXILIAR | 1775 | 67 | 150 | 55 | 7.700 | U2750 | C. UOP I | CARGA A T2753 |
| 165 | SP2753B | AUXILIAR | 1770 | 24 | 150 | 55 | 2.700 | U2750 | C. UOP I | FONDOS DE T2751 |

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|--------|-----------|-----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|----------|------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| 166 | SP2755B | AUXILIAR | 3530 | 20 | 150 | 55 | 6.800 | U2750 | C. UOP I | ABSORBENTE POBRE A T2751 |
| 167 | SP2756B | AUXILIAR | 3545 | 31 | 150 | 55 | 6.700 | U2750 | C. UOP I | ALC A T2752 |
| 168 | SP2757B | AUXILIAR | 3550 | 65 | 150 | 55 | 10.000 | U2750 | C. UOP I | CIMA DE T2754 |
| 169 | SP2758B | AUXILIAR | 3540 | 70 | 150 | 50 | 8.900 | U2750 | C. UOP I | CARGA A T2755 |
| 170 | SP2759B | AUXILIAR | 3545 | 27 | 150 | 55 | 4.600 | U2750 | C. UOP I | CIMA DE T2755 |
| 171 | SP2761B | AUXILIAR | 3430 | 3 | 150 | 55 | 751 | U2750 | C. UOP I | RECIRCULACION AGUA |
| 172 | SP2762B | AUXILIAR | 3430 | 2 | 150 | 55 | 751 | U2750 | C. UOP I | RECIRCULACION SODA T2757 |
| 173 | SP2764B | AUXILIAR | 3530 | 15 | 150 | 55 | 3.234 | U2750 | C. UOP I | RESTITUCION ABSORBENTE POBRE |
| 174 | SP2765B | AUXILIAR | 3530 | 17 | 150 | 50 | 6.387 | U2750 | C. UOP I | FONDOS DE T2758 |
| 175 | SP2766B | AUXILIAR | 3540 | 27 | 150 | 55 | 8.145 | U2750 | C. UOP I | FONDOS DE T2759 |
| 176 | SP2767B | AUXILIAR | 3530 | 20 | 150 | 55 | 7.515 | U2750 | C. UOP I | CIMA DE T2759 |
| 177 | SP2773B | PRINCIPAL | 3530 | 11 | 150 | 50 | 4.133 | U2750 | C. UOP I | CONDENSADO DEL E2751 |
| 178 | SP2774B | PRINCIPAL | 3550 | 11 | 150 | 50 | 4.133 | U2750 | C. UOP I | CONDENSADO DEL E2787 |
| 179 | SP2775A | PRINCIPAL | 1740 | 18 | 150 | 50 | 6.763 | U2750 | C. UOP I | LUBRICACION DE NC2751 |
| 180 | SP2777A | PRINCIPAL | 1740 | 40 | 150 | 50 | 15.029 | U2750 | C. UOP I | LUBRICACION DE NC2753 |
| 181 | SP2872B * | AUXILIAR | 3555 | 88 | 150 | 55 | 6.565 | U2870 | C. UOP I | CIRCULACION MEA POBRE |
| 182 | SP2873B * | AUXILIAR | 3475 | 6 | 150 | 55 | 448 | U2870 | C. UOP I | REFLUJO DE T2874 |
| 183 | SP2594B * | AUXILIAR | 3500 | 12 | 150 | 50 | 895 | U2590 | C. UOP I | AGUA DESPOJADA |

Fuente archivos GRB

Apéndice D. Equipos principales consumidores de vapor en servicios balance

| SERVICIOS INDUSTRIALES BALANCE | | | | | | | | | | |
|--------------------------------|-----------|-----------|------|-------|-----|-----|---------|--------|------|-------------------------------|
| 352 | SC2983 * | AUXILIAR | 1775 | 724 | 600 | 50 | 23.892 | U2980 | SIBA | COMPRESOR DE AIRE |
| 353 | SG2951 * | PRINCIPAL | 3600 | 26809 | 600 | VC | 180.000 | U2950E | SIBA | TURBOGENERADOR U2950 |
| 354 | SG2952 * | PRINCIPAL | 3600 | 26809 | 600 | VC | 180.000 | U2950E | SIBA | TURBOGENERADOR U2950 |
| 355 | SG2953 * | PRINCIPAL | 3600 | 26809 | 600 | VC | 180.000 | U2950E | SIBA | TURBOGENERADOR U2950 |
| 356 | SP2910B * | AUXILIAR | 1800 | 220 | 150 | 50 | 17.190 | U2900 | SIBA | AGUA CLARIFICADA ALTA PRESION |
| 357 | SP2911B * | AUXILIAR | 1800 | 90 | 150 | 50 | 12.870 | U2900 | SIBA | AGUA CLARIFICADA BAJA PRESION |
| 358 | SP2940C * | AUXILIAR | 3420 | 790 | 600 | 50 | 18.656 | U2940 | SIBA | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| 359 | SP2940D * | AUXILIAR | 3420 | 790 | 600 | 50 | 18.656 | U2940 | SIBA | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| 360 | SP2945C * | AUXILIAR | 3420 | 960 | 600 | 50 | 22.684 | U2945 | SIBA | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| 361 | SP2945D * | AUXILIAR | 3420 | 960 | 600 | 50 | 22.684 | U2945 | SIBA | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| 362 | SP2952B * | AUXILIAR | 3545 | 53 | 150 | 50 | 4.133 | U2950V | SIBA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 363 | SP2953A * | PRINCIPAL | 3580 | 825 | 600 | 150 | 30.450 | U2950V | SIBA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 364 | SP2953B * | AUXILIAR | 3580 | 825 | 600 | 150 | 30.450 | U2950V | SIBA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 365 | SP2953C * | AUXILIAR | 3580 | 825 | 600 | 150 | 30.450 | U2950V | SIBA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 366 | SP2954B * | AUXILIAR | 3545 | 30 | 150 | 50 | 2.783 | U2950V | SIBA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 367 | SP2955B * | AUXILIAR | 1775 | 54 | 150 | 50 | 6.002 | U2950V | SIBA | ALIMENTACION A DESAIREADOR |
| 368 | SP2956B * | AUXILIAR | 3540 | 23 | 150 | 50 | 2.262 | U2950V | SIBA | ALIMENTACION A DESAIREADOR |
| 369 | SP2957B * | AUXILIAR | 3545 | 38 | 150 | 50 | 3.427 | U2950V | SIBA | CONDENSADO DE NTG2951 |
| 370 | SP2958B * | AUXILIAR | 3545 | 38 | 150 | 50 | 3.427 | U2950V | SIBA | CONDENSADO DE NTG2952 |
| 371 | SP2959B * | AUXILIAR | 3545 | 38 | 150 | 50 | 3.427 | U2950V | SIBA | CONDENSADO DE NTG2953 |
| 372 | SP2963A * | PRINCIPAL | 3500 | 25 | 150 | 50 | 2.578 | U2960 | SIBA | LUBRICACION DE NTG2951 |
| 373 | SP2964A * | PRINCIPAL | 3500 | 25 | 150 | 50 | 2.578 | U2960 | SIBA | LUBRICACION DE NTG2952 |
| 374 | SP2965A * | PRINCIPAL | 3500 | 25 | 150 | 50 | 2.578 | U2960 | SIBA | LUBRICACION DE NTG2953 |
| 375 | SP2991A * | PRINCIPAL | 3550 | 75 | 150 | 50 | 10.500 | U2990 | SIBA | CONSUMO INTERNO |
| 376 | SP2991B * | AUXILIAR | 3550 | 75 | 150 | 50 | 10.500 | U2990 | SIBA | CONSUMO INTERNO |
| 377 | SUF2951 * | PRINCIPAL | 1780 | 513 | 600 | 25 | 22.380 | U2950V | SIBA | VENTILADOR FORZADO DE B2951 |
| 378 | SUF2952 * | PRINCIPAL | 1780 | 513 | 600 | 25 | 22.380 | U2950V | SIBA | VENTILADOR FORZADO DE B2952 |

Fuente Archivos GRB

Apéndice E. Equipos principales consumidores de vapor en la unidad 150

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|------------------|-----------|----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|------------|------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| U-130/150 | | | | | | | | | | |
| 1 | SP131F | AUXILIAR | | | 400 | 25 | 4.836 | U130 | REFINACION | CARGA A T131 |
| 2 | SP150F | AUXILIAR | | | 400 | 25 | 15.185 | U130 | REFINACION | CARGA A LA UNIDAD 150 |
| 3 | SP133B | AUXILIAR | 3570 | | 150 | 25 | 14.393 | U130 | REFINACION | REFLUJO MEDIO DE T131 |
| 4 | SP137D | AUXILIAR | 3550 | 275 | 150 | 25 | 3.485 | U130 | REFINACION | ASFALTO PRODUCTO |
| 5 | SP151D | AUXILIAR | 3550 | 33 | 150 | 50 | 2.175 | U150 | REFINACION | NAFTA PRODUCTO Y REFLUJO |
| 6 | SP157B | AUXILIAR | 3570 | 78 | 150 | 25 | 6.880 | U150 | REFINACION | REFLUJO MEDIO T150 |
| 7 | SP158B | AUXILIAR | 3570 | 63 | 150 | 25 | 5.008 | U150 | REFINACION | AGUA AL DESALADOR |
| 8 | SP163B | AUXILIAR | 3550 | 78 | 150 | 25 | 11.593 | U150 | REFINACION | AGUA DE ENFRIAMIENTO |
| 9 | SP164D | AUXILIAR | 1750 | 38 | 400 | 25 | 11.593 | U150 | REFINACION | REFORZADORA DE CRUDO AL D152 |

Fuente Archivos GRB

Equipos principales consumidores de vapor en la unidad 200

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|-------------|-----------|----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|------------|-----------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| U200 | | | | | | | | | | |
| 10 | SP202D | AUXILIAR | 3600 | 50 | 150 | 25 | 3.465 | U200 | REFINACION | NAFTA DE T201 |
| 11 | SP203B | AUXILIAR | 1770 | 80 | 150 | 25 | 6.760 | U200 | REFINACION | REFLUJO CIMA T201 |
| 12 | SP204D | AUXILIAR | 3500 | 75 | 150 | 25 | 3.465 | U200 | REFINACION | ACPM DE T201 |
| 13 | SP207D | AUXILIAR | 3600 | 60 | 150 | 25 | 3.612 | U200 | REFINACION | REFLUJO INFERIOR T201 |
| 14 | SP209B | AUXILIAR | 3550 | 400 | 400 | 25 | 25.740 | U200 | REFINACION | CARGA A VISCORREDUCTORA |
| 15 | SP210B | AUXILIAR | 3540 | | 150 | 25 | 2.395 | U200 | REFINACION | NAFTA DE VISCORREDUCTORA |
| 16 | SP212B | AUXILIAR | 3555 | | 150 | 25 | 4.856 | U200 | REFINACION | RECICLO DE T205 |
| 17 | SP212D | AUXILIAR | 3600 | 125 | 150 | 25 | 6.187 | U200 | REFINACION | REFLUJO MEDIO DE T205 |
| 18 | SP220D | AUXILIAR | 3550 | 66 | 150 | 25 | 3.672 | U200 | REFINACION | REFLUJO DE CIMA DE T205 |
| 19 | SP223B | AUXILIAR | 3600 | 175 | 150 | 25 | 8.400 | U200 | REFINACION | FONDOS VISCORREDUCTORA T206 |
| 20 | SP225B | AUXILIAR | 3550 | 270 | 400 | 50 | 15.505 | U200 | REFINACION | CRUDO REDUCIDO DE T201 |
| 21 | SP231B | AUXILIAR | 3570 | 600 | 400 | 25 | 30.174 | U200 | REFINACION | CARGA DE CRUDO |
| 22 | SP232B | AUXILIAR | 3545 | 45 | 175 | 50 | 3.225 | U200 | REFINACION | AGUA A DESALADOR |
| 23 | SP233B | AUXILIAR | 3560 | 175 | 150 | 50 | 15.313 | U200 | REFINACION | REFORZADORA DE CRUDO |
| 24 | SP237D | AUXILIAR | 3560 | 40 | 150 | 25 | 2.792 | U200 | REFINACION | DILUYENTE DE T207 |
| 25 | SP239 | AUXILIAR | 3600 | 50 | 150 | 25 | 2.974 | U200 | REFINACION | MANEJO DE JET1A-KEROSENO |
| 26 | SP243B | AUXILIAR | 1750 | 100 | 150 | 25 | 5.920 | U200 | REFINACION | REFLUJO MEDIO DE T201 |

Fuente Archivos GRB

Equipos principales consumidores de vapor en la unidad 250

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|-------------|-----------|----------|------|---------|-----|------|--------|------|------------|--------------------------|---------|
| | | | | Presión | | Lb-h | PLANTA | | | | |
| | | | | in | out | | | | | | |
| U250 | | | | | | | | | | | |
| 27 | SP250C | AUXILIAR | 3600 | 587 | 400 | 50 | 19.136 | U250 | REFINACION | CARGA DE CRUDO | |
| 28 | SP251A | AUXILIAR | 3545 | 50 | 175 | 50 | 3.930 | U250 | REFINACION | PRODUCCION NAFTA D251 | |
| 29 | SP252C | AUXILIAR | 3600 | 47 | 150 | 50 | 4.277 | U250 | REFINACION | NAFTA PRODUCTO Y REFLUJO | |
| 30 | SP253C | AUXILIAR | 3550 | 31 | 150 | 50 | 3.047 | U250 | REFINACION | MANEJO DE KEROSENO | |
| 31 | SP256A | AUXILIAR | 3550 | 33 | 150 | 50 | 3.003 | U250 | REFINACION | MANEJO DE GASOLEO | |
| 32 | SP257C | AUXILIAR | 3600 | 75 | 150 | 50 | 5.895 | U250 | REFINACION | REFLUJO DE GASOLEO | |
| 33 | SP258C | AUXILIAR | 3500 | 161 | 400 | 50 | 4.717 | U250 | REFINACION | CARGA UNIDAD DE VACIO | |
| 34 | SP259C | AUXILIAR | 3550 | 125 | 150 | 50 | 8.451 | U250 | REFINACION | GASOLEO LIVIANO DE VACIO | |
| 35 | SP260C | AUXILIAR | 3550 | 400 | 400 | 25 | 11.720 | U250 | REFINACION | GASOLEO PESADO DE VACIO | |
| 36 | SP271C | AUXILIAR | 3565 | 230 | 440 | 55 | 9.200 | U250 | REFINACION | FONDOS T253 | |
| 37 | SP275C | AUXILIAR | 3565 | 230 | 440 | 55 | 6.293 | U250 | REFINACION | REFORZADORA DE CRUDO | |

Fuente Archivos GRB

Equipos principales consumidores de vapor en la unidad 2000

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|--------------|-----------|-----------|------|---------|-----|------|--------|-------|------------|------------------------------|---------|
| | | | | Presión | | Lb-h | PLANTA | | | | |
| | | | | in | out | | | | | | |
| U2000 | | | | | | | | | | | |
| 38 | SP2001D | AUXILIAR | 3570 | 600 | 400 | 50 | 16.560 | U2000 | REFINACION | CARGA DE CRUDO | |
| 39 | SP2002D | AUXILIAR | 3550 | 270 | 440 | 50 | 10.800 | U2000 | REFINACION | REFORZADORA DE CARGA | |
| 40 | SP2003D | AUXILIAR | 3545 | 60 | 150 | 50 | 4.716 | U2000 | REFINACION | REFLUJO DE CIMA | |
| 41 | SP2008D | AUXILIAR | 3550 | 300 | 400 | 50 | 7.872 | U2000 | REFINACION | CARGA LADO VACIO | |
| 42 | SP2009D | AUXILIAR | 3550 | 175 | 440 | 55 | 7.018 | U2000 | REFINACION | REFLUJO MEDIO | |
| 43 | SP2010B | AUXILIAR | 3550 | 65 | 175 | 55 | 5.109 | U2000 | REFINACION | REFLUJO INFERIOR ATMOSFERICO | |
| 44 | SP2017D | AUXILIAR | 3545 | 50 | 175 | 50 | 3.900 | U2000 | REFINACION | MANEJO GASOLEO LIVIANO VACIO | |
| 45 | SP2019B | AUXILIAR | 3500 | 20 | 150 | 50 | 1.618 | U2000 | REFINACION | MANEJO DE RECICLO | |
| 46 | SP2020D * | AUXILIAR | 3565 | 250 | 400 | 50 | 7.635 | U2000 | REFINACION | FONDO DE VACIO | |
| 47 | SP2022D | AUXILIAR | 3600 | 220 | 440 | 55 | 8.800 | U2000 | REFINACION | FONDO VACIO PARA BALANCE | |
| 48 | SP2029B | AUXILIAR | 3550 | 60 | 175 | 50 | 4.716 | U2000 | REFINACION | LAVADO ACEITE DE CICLO | |
| 49 | SP880B * | PRINCIPAL | 3591 | 900 | 400 | 50 | 24.048 | U880 | TTO AGUAS | SISTEMA ENFRIAMIENTO | |

Fuente Archivos GRB

Equipos principales consumidores de vapor en la unidad 2100

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|--------------|-----------|----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|------------|------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| U2100 | | | | | | | | | | |
| 52 | SP2101B | AUXILIAR | 3560 | 460 | 400 | 50 | 22.264 | U2100 | REFINACION | CARGA DE CRUDO |
| 53 | SP2102D | AUXILIAR | 3560 | 97 | 150 | 50 | 7.236 | U2100 | REFINACION | NAFTA PRODUCTO REFLUJO |
| 54 | SP2104B | AUXILIAR | 3500 | 30 | 150 | 50 | 2.949 | U2100 | REFINACION | MANEJO DE KEROSENE O DIESEL |
| 55 | SP2105B * | AUXILIAR | 3500 | 30 | 150 | 50 | 2.324 | U2100 | REFINACION | GASOLEO ATMOSFERICO PROD. |
| 56 | SP2106B | AUXILIAR | 3550 | 162 | 400 | 50 | 8.975 | U2100 | REFINACION | CARGA DE VACIO |
| 57 | SP2107B | AUXILIAR | 3570 | 67 | 150 | 50 | 6.365 | U2100 | REFINACION | REFLUJO SUPER O INFERI T2101 |
| 58 | SP2109D * | AUXILIAR | 3500 | 68 | 400 | 50 | 10.145 | U2100 | REFINACION | REFLUJO DE T2103 |
| 59 | SP2110B | AUXILIAR | 3550 | 255 | 400 | 50 | 13.847 | U2100 | REFINACION | PRODUCTO DE REFLUJO DE T2103 |
| 60 | SP2112D * | AUXILIAR | | 150 | 400 | 50 | 7.244 | U2100 | REFINACION | FONDOS DE T2103 |
| 61 | SP2113B | AUXILIAR | 3550 | 59 | 150 | 50 | 4.570 | U2100 | REFINACION | AGUA DE DESALADOR |
| 62 | SP2121B | AUXILIAR | 3550 | 180 | 400 | 50 | 7.920 | U2100 | REFINACION | REFORZADORA CRUDO |

Fuente Archivos GRB

Apéndice F. Equipos principales consumidores de vapor en la Cracking Orthoflow

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|------------------|-----------|-----------|-------|---------|-----|------|--------|-----------|--------------|---------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| ORTHOFLOW | | | | | | | | | | |
| 116 | SC501 * | PRINCIPAL | 4300 | 7025 | 400 | 25 | 70.000 | U500 | C. ORTHOFLOW | SOPLADOR PRINCIPAL DE AIRE |
| 117 | SC551 * | PRINCIPAL | 9500 | 5720 | 400 | 25 | 42.000 | U500 | C. ORTHOFLOW | COMPRESOR PRINCIPAL DE GASES |
| 118 | SC553 * | PRINCIPAL | 9500 | 5170 | 400 | 25 | 27.500 | U550 E | C. ORTHOFLOW | CARGA LADO FRIO/COMP. ETILENO |
| 119 | SC555 * | PRINCIPAL | 15411 | 4100 | 400 | 25 | 27.500 | U550 E | C. ORTHOFLOW | COMPRESOR DE ETILENO |
| 120 | SP504A | AUXILIAR | 3600 | 250 | 400 | 50 | 10.500 | U500 | C. ORTHOFLOW | RECIRCULACION CIMA T501 |
| 121 | SP506A * | AUXILIAR | 3600 | 42 | 400 | 50 | 2.028 | U500 | C. ORTHOFLOW | ACEITE ABSORBEDOR A T553 |
| 122 | SP 508 | AUXILIAR | 3600 | 134 | 400 | 50 | 6.030 | U500 | C. ORTHOFLOW | MANEJO DE APC |
| 123 | SP509A * | PRINCIPAL | 2120 | 150 | 400 | 50 | 7.244 | U500 | C. ORTHOFLOW | SLURRY A T501 |
| 124 | SP509B * | AUXILIAR | 2120 | NR | 400 | 50 | 7.244 | U500 | C. ORTHOFLOW | SLURRY A T501 |
| 125 | SP509C * | AUXILIAR | 1750 | 72 | 400 | 50 | 3.477 | U500 | C. ORTHOFLOW | SLURRY A T501 |
| 126 | SP514A * | PRINCIPAL | 3600 | 28 | 150 | 50 | 2.688 | U500 | C. ORTHOFLOW | CONDENSADO DEL E512 |
| 127 | SP518C | PRINCIPAL | 3500 | 33 | 150 | 50 | 3.011 | U500 | C. ORTHOFLOW | LUBRICACION DE SC501-SC551 |
| 128 | SP524A | PRINCIPAL | 3600 | 129 | 400 | 50 | 6.618 | U500 | C. ORTHOFLOW | DESTILADO LIVIANO D503 |
| 129 | SP552A | AUXILIAR | 3600 | 23 | 150 | 50 | 2.220 | U550 | C. ORTHOFLOW | CARGA DESPOJADORA T553 |
| 130 | SP553A | AUXILIAR | 3600 | 17 | 100 | 50 | 2.038 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO INTERMEDIO A LA T552 |
| 131 | SP554A | AUXILIAR | 3555 | 94 | 150 | 50 | 7.012 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO A T554 |
| 132 | SP555A | AUXILIAR | 3600 | 20 | 150 | 50 | 2.388 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO DE T556 |
| 133 | SP556A | AUXILIAR | 3600 | 4 | 150 | 50 | 751 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO A T557 |
| 134 | SP558A | AUXILIAR | 3600 | 4 | 150 | 50 | 626 | U550 | C. ORTHOFLOW | FONDOS DE T561 |
| 135 | SP559A | AUXILIAR | 3520 | 6 | 150 | 50 | 465 | U550 | C. ORTHOFLOW | CIRCULACION DE AGUA |
| 136 | SP564A | AUXILIAR | 3600 | 5 | 150 | 50 | 746 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO T560 |
| 137 | SP565A | AUXILIAR | 3600 | 10 | 150 | 50 | 775 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO T561 |
| 138 | SP567A | AUXILIAR | 3600 | 48 | 150 | 50 | 4.219 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO T564 |
| 139 | SP568A | AUXILIAR | 3600 | 10 | 150 | 50 | 775 | U550 | C. ORTHOFLOW | REFLUJO T563 |
| 140 | SP569A | AUXILIAR | 3600 | 5 | 150 | 50 | 387 | U550 | C. ORTHOFLOW | PRODUCTO DE T564 |
| 141 | SP577A | AUXILIAR | 3550 | 39 | 400 | 50 | 1.122 | U550 | C. ORTHOFLOW | FONDO DE T565 |
| 142 | SP583C | AUXILIAR | 3500 | 33 | 150 | 50 | 2.556 | U550 | C. ORTHOFLOW | ACEITE DE SELLO SC553-SC555 |
| 143 | SP591C | AUXILIAR | 3600 | 20 | | | 9.600 | U550 | C. ORTHOFLOW | AGUA DE CALDERAS A E527 Y S8520 |
| 144 | SP820B * | AUXILIAR | 4500 | 825 | 400 | 50 | 23.000 | U820 | TTO AGUAS | SISTEMA TE 820 |
| 145 | SP820C * | AUXILIAR | 4500 | 825 | 400 | 50 | 23.000 | U820 | TTO AGUAS | SISTEMA TE 820 |

Fuente Archivos GRB

Equipos principales consumidores de vapor en la Cracking UOP II/ Alquiler

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|---------------|-----------|-----------|------|---------|-----|------|--------|-------|-----------|-----------------------------|---------|
| | | | | Presión | | Lb-h | PLANTA | | C. UOP II | | |
| | | | | in | out | | | | | | |
| UOP II | | | | | | | | | | | |
| 184 | SC4201 * | PRINCIPAL | 5840 | | 400 | VC | 80.000 | U4200 | C. UOP II | COMPRESOR SOPLADOR DE AIRE | |
| 185 | SC4251 * | PRINCIPAL | 3600 | 8600 | 400 | VC | 45.000 | U4250 | C. UOP II | COMPRESOR DE GAS | |
| 186 | SC4301 * | PRINCIPAL | 5000 | 1760 | 400 | VC | 13.000 | U4300 | C. UOP II | COMPRESOR DE GAS | |
| 187 | SC4303 * | PRINCIPAL | 1750 | 75 | 400 | VC | 34.000 | U4300 | C. UOP II | COMPRESOR DE PROPILENO | |
| 188 | SC4304 * | PRINCIPAL | 5200 | 2200 | 400 | VC | 14.000 | U4300 | C. UOP II | COMPRESOR DE ETILENO | |
| 189 | SP4201A * | PRINCIPAL | 1775 | 40 | 150 | 50 | 3.800 | U4200 | C. UOP II | CONDENSADO DEL E4201 | |
| 190 | SP4202B * | AUXILIAR | 3545 | 20 | 150 | 50 | 1.800 | U4200 | C. UOP II | FONDOS NETOS DE T4201 | |
| 191 | SP4203A | PRINCIPAL | 1770 | 129 | 150 | 50 | 9.623 | U4200 | C. UOP II | CIRCULACION FONDOS DE T4201 | |
| 192 | SP4203B | AUXILIAR | 1776 | 123 | 150 | 50 | 9.176 | U4200 | C. UOP II | CIRCULACION FONDOS DE T4201 | |
| 193 | SP4212B * | AUXILIAR | 3575 | 338 | 400 | 50 | 10.300 | U4200 | C. UOP II | CARGA FRESCA D4203 | |
| 194 | SP4217A | PRINCIPAL | 1750 | 24 | 150 | 50 | 1.820 | U4200 | C. UOP II | LUBRICACION DE C4201 | |
| 195 | SP4261A | PRINCIPAL | 3545 | 20 | 150 | 50 | 1.492 | U4250 | C. UOP II | CONDENSADO DE E4274 | |
| 196 | SP4264A * | PRINCIPAL | | | 150 | 50 | 2.400 | U4250 | C. UOP II | LUBRICACION DE C4251 | |
| 197 | SP4281B | AUXILIAR | 3545 | 21 | 150 | 50 | 1.627 | U4280 | C. UOP II | AMINA RICA D4282 | |
| 198 | SP4282B | AUXILIAR | 3570 | 88 | 150 | 50 | 6.816 | U4280 | C. UOP II | AMINA RICA D4282 | |
| 199 | SP4308A | PRINCIPAL | 3480 | 10 | 150 | 50 | 775 | U4300 | C. UOP II | CONDENSADO DEL E4309 | |
| 200 | SP4309A | PRINCIPAL | 3545 | 20 | 150 | 50 | 1.549 | U4300 | C. UOP II | CONDENSADO DEL E4318 | |
| 201 | SP4310A * | PRINCIPAL | 3545 | | 150 | 50 | 3.000 | U4300 | C. UOP II | ACEITE DEL C4301 | |
| 202 | SP4311A | PRINCIPAL | 1750 | 75 | 150 | 50 | 5.817 | U4300 | C. UOP II | ACEITE DEL C4301 | |
| 203 | SP4405C * | AUXILIAR | 4750 | 1050 | 400 | 50 | 24.800 | U4400 | C. UOP II | AGUA DE ENFRIAMIENTO BA4401 | |
| 204 | SP4431B * | AUXILIAR | 3575 | 264 | 400 | 50 | 8.800 | U4430 | C. UOP II | ALIMENTACION A CALDERAS | |
| 205 | SP4431C * | AUXILIAR | 3575 | 264 | 400 | 50 | 8.800 | U4430 | C. UOP II | ALIMENTACION A CALDERAS | |
| 206 | SP4432B | AUXILIAR | 3535 | 18 | 150 | 50 | 1.394 | U4430 | C. UOP II | MANEJO DE CONDENSADO | |

Fuente Archivos GRB

Apéndice G. Equipos principales consumidores de vapor en Etileno /Turboexpander

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | FUNCION | |
|-------------------------|-----------|-----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|--------------|---------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | | | |
| | | | | in | out | | | PLANTA | | |
| TREN DE OLEFINAS | | | | | | | | | | |
| 256 | SC2450 * | PRINCIPAL | 9540 | 10800 | 400 | 25 | 41.563 | U2450 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE GAS |
| 257 | SC2453A * | PRINCIPAL | 1750 | 1360 | 400 | 25 | 39.282 | U2450 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE GAS |
| 258 | SP2455A * | PRINCIPAL | 3550 | NR | 400 | 25 | 2.078 | U2450 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION DE C2450 |
| 259 | SP2456A * | PRINCIPAL | 3550 | NR | 400 | 25 | 1.039 | U2450 | POLIOLEFINAS | SELLO DE C2450 |
| 260 | SP2490A | PRINCIPAL | 3560 | 438 | 400 | 50 | 12.521 | U2450 | POLIOLEFINAS | CIRCULACION AMINA POBRE |
| 261 | SC4100 * | PRINCIPAL | 3871 | 7944 | 400 | 25 | 39.344 | U4100 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE GASES |
| 262 | SC4102 * | PRINCIPAL | 8292 | 1847 | 400 | 25 | 76.776 | U4100 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE ETILENO |
| 263 | SP4100B | AUXILIAR | 1760 | 258 | 400 | 25 | 13.932 | U4100 | POLIOLEFINAS | AGUA DE QUENCH |
| 264 | SP4118B | AUXILIAR | 3550 | 30 | 400 | 25 | 1.230 | U4100 | POLIOLEFINAS | EXTRACCION DE CONDENSADO NC4100 |
| 265 | SP4119B | AUXILIAR | 3550 | 30 | 400 | 50 | 1.200 | U4100 | POLIOLEFINAS | EXTRACCION DE CONDENSADO NC4101 |
| 266 | SP4120B | AUXILIAR | 3550 | 15 | 400 | 50 | 705 | U4100 | POLIOLEFINAS | EXTRACCION DE CONDENSADO NC4102 |
| 267 | SP4123B | AUXILIAR | 3600 | 285 | 400 | 25 | 10.303 | U4100 | POLIOLEFINAS | ALIMENTACION A CALDERAS; |
| 268 | SP4137A | PRINCIPAL | 3540 | 67 | 400 | 25 | 3.283 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION DE NC4100ABC |
| 269 | SP4137C | AUXILIAR | 3540 | 67 | 400 | 25 | 3.283 | U4100 | POLIOLEFINAS | EMERGENCIA DE P4137A/B |
| 270 | SP4138A | PRINCIPAL | 3450 | 20 | 400 | 25 | 1.062 | U4100 | POLIOLEFINAS | SELLO DE C4100ABC |
| 271 | SP4138C | AUXILIAR | 3600 | 20 | 400 | 25 | 1.062 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION DE SP4138AB |
| 272 | SP4139A | PRINCIPAL | 3540 | 94 | 400 | 25 | 4.559 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION Y SELLO DE C4101/2 |
| 273 | SP4139C | AUXILIAR | 3540 | 94 | 400 | 25 | 4.559 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION Y SELLO DE C4101/2 |
| 274 | SP4140B | AUXILIAR | 3450 | 40 | 400 | 25 | 2.000 | U4100 | POLIOLEFINAS | SELLO DE SC4101-SC4102 |

Fuente Archivos GRB

Apéndice H. Equipos principales consumidores de vapor en Etileno /Turboexpander

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | FUNCION | |
|-------------------------|-----------|-----------|------|---------|-----|------|--------|-----------|--------------|---------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| TREN DE OLEFINAS | | | | | | | | | | |
| 256 | SC2450 * | PRINCIPAL | 9540 | 10800 | 400 | 25 | 41.563 | U2450 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE GAS |
| 257 | SC2453A * | PRINCIPAL | 1750 | 1360 | 400 | 25 | 39.282 | U2450 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE GAS |
| 258 | SP2455A * | PRINCIPAL | 3550 | NR | 400 | 25 | 2.078 | U2450 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION DE C2450 |
| 259 | SP2456A * | PRINCIPAL | 3550 | NR | 400 | 25 | 1.039 | U2450 | POLIOLEFINAS | SELLO DE C2450 |
| 260 | SP2490A | PRINCIPAL | 3560 | 438 | 400 | 50 | 12.521 | U2450 | POLIOLEFINAS | CIRCULACION AMINA POBRE |
| 261 | SC4100 * | PRINCIPAL | 3871 | 7944 | 400 | 25 | 39.344 | U4100 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE GASES |
| 262 | SC4102 * | PRINCIPAL | 8292 | 1847 | 400 | 25 | 76.776 | U4100 | POLIOLEFINAS | COMPRESOR DE ETILENO |
| 263 | SP4100B | AUXILIAR | 1760 | 258 | 400 | 25 | 13.932 | U4100 | POLIOLEFINAS | AGUA DE QUENCH |
| 264 | SP4118B | AUXILIAR | 3550 | 30 | 400 | 25 | 1.230 | U4100 | POLIOLEFINAS | EXTRACCION DE CONDENSADO NC4100 |
| 265 | SP4119B | AUXILIAR | 3550 | 30 | 400 | 50 | 1.200 | U4100 | POLIOLEFINAS | EXTRACCION DE CONDENSADO NC4101 |
| 266 | SP4120B | AUXILIAR | 3550 | 15 | 400 | 50 | 705 | U4100 | POLIOLEFINAS | EXTRACCION DE CONDENSADO NC4102 |
| 267 | SP4123B | AUXILIAR | 3600 | 285 | 400 | 25 | 10.303 | U4100 | POLIOLEFINAS | ALIMENTACION A CALDERAS; |
| 268 | SP4137A | PRINCIPAL | 3540 | 67 | 400 | 25 | 3.283 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION DE NC4100ABC |
| 269 | SP4137C | AUXILIAR | 3540 | 67 | 400 | 25 | 3.283 | U4100 | POLIOLEFINAS | EMERGENCIA DE P4137A/B |
| 270 | SP4138A | PRINCIPAL | 3450 | 20 | 400 | 25 | 1.062 | U4100 | POLIOLEFINAS | SELLO DE C4100ABC |
| 271 | SP4138C | AUXILIAR | 3600 | 20 | 400 | 25 | 1.062 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION DE SP4138AB |
| 272 | SP4139A | PRINCIPAL | 3540 | 94 | 400 | 25 | 4.559 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION Y SELLO DE C4101/2 |
| 273 | SP4139C | AUXILIAR | 3540 | 94 | 400 | 25 | 4.559 | U4100 | POLIOLEFINAS | LUBRICACION Y SELLO DE C4101/2 |
| 274 | SP4140B | AUXILIAR | 3450 | 40 | 400 | 25 | 2.000 | U4100 | POLIOLEFINAS | SELLO DE SC4101-SC4102 |

Fuente Archivos GRB

Apéndice I. Equipos principales consumidores de vapor en servicios industriales refinería

| EQUIPO | Condición | rpm | HP | VAPOR | | | UN. | UBICACION | | FUNCION |
|--------------------------|-----------|-----------|-------|---------|-----|------|---------|-----------|--------------|-----------------------------------|
| | | | | Presión | | Lb-h | | PLANTA | | |
| | | | | in | out | | | | | |
| AGUAS REFINERÍA | | | | | | | | | | |
| 289 | SP807G * | AUXILIAR | 1780 | 65 | 150 | 25 | 9.465 | U800 | TTO AGUAS | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 290 | SP810C * | AUXILIAR | 3520 | 141 | 150 | 25 | 20.975 | U800 | TTO AGUAS | SISTEMA DE CONTRAINCENDIO |
| 291 | SP818B * | AUXILIAR | 1800 | 150 | 150 | 25 | 23.664 | U800 | TTO AGUAS | RESTITUCION A TORRES ENF. |
| 292 | SP832A * | AUXILIAR | 1750 | 90 | 150 | 25 | 14.356 | U830 | TTO AGUAS | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 293 | SP871B * | AUXILIAR | 1750 | 60 | 150 | 25 | 6.563 | U850A | TTO AGUAS | ALIMENTACION A FILTROS Y CATIONES |
| 294 | SP871D * | AUXILIAR | 1770 | 35 | 150 | 25 | 4.417 | U850A | TTO AGUAS | ALIMENTACION A ANIONES |
| 295 | SP872D * | AUXILIAR | 1780 | 142 | 150 | 25 | 19.720 | U850A | TTO AGUAS | RESTITUCION A TORRES ENFRIADORAS |
| 296 | SP875B * | AUXILIAR | 1780 | 205 | 150 | 25 | 6.073 | U850A | TTO AGUAS | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 297 | SP876A * | AUXILIAR | 3600 | 1160 | 400 | 25 | 24.014 | U850E | TTO AGUAS | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| 298 | SP876B * | AUXILIAR | 3600 | 1160 | 400 | 25 | 24.014 | U850E | TTO AGUAS | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| 299 | SP890C * | AUXILIAR | 3591 | 1275 | 400 | 25 | 29.538 | U890 | TTO AGUAS | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| 300 | SP890D * | AUXILIAR | 3591 | 1275 | 400 | 25 | 29.538 | U890 | TTO AGUAS | SISTEMA ENFRIAMIENTO |
| DISTRAL | | | | | | | | | | |
| 328 | SP950F * | AUXILIAR | 3550 | 300 | 400 | 25 | 8.367 | U950V | VAP. ENERGIA | ALIMENTACION DE CALDERAS |
| 329 | SP950G * | AUXILIAR | | 300 | 400 | 25 | 8.367 | U950V | VAP. ENERGIA | ALIMENTACION DE CALDERAS |
| 330 | SP950H * | AUXILIAR | | 300 | 400 | 25 | 8.367 | U950V | VAP. ENERGIA | ALIMENTACION DE CALDERAS |
| 331 | SUF954 * | PRINCIPAL | | NR | 400 | 25 | 11.015 | U900V | VAP. ENERGIA | VENTILADOR FORZADO DE B954 |
| 332 | SUF955 * | PRINCIPAL | | NR | 400 | 25 | 11.015 | U900V | VAP. ENERGIA | VENTILADOR FORZADO DE B955 |
| 333 | SUF956 * | PRINCIPAL | | NR | 400 | 25 | 11.015 | U900V | VAP. ENERGIA | VENTILADOR FORZADO DE B956 |
| CENTRAL DEL NORTE | | | | | | | | | | |
| 334 | SG2401 * | PRINCIPAL | 3600 | NR | 400 | VC | 120.629 | U2400E | VAP. ENERGIA | TURBOGENERADOR U2400 |
| 335 | SG2402 * | PRINCIPAL | 3600 | NR | 400 | VC | 120.629 | U2400E | VAP. ENERGIA | TURBOGENERADOR U2400 |
| 336 | SG2403 * | PRINCIPAL | 3600 | NR | 400 | VC | 120.629 | U2400E | VAP. ENERGIA | TURBOGENERADOR U2400 |
| 337 | SUF2401 * | PRINCIPAL | | 320 | 400 | 25 | 14.382 | U2400V | VAP. ENERGIA | VENTILADOR FORZADO DE B2401 |
| 338 | SUF2402 * | PRINCIPAL | | 320 | 400 | 25 | 14.382 | U2400V | VAP. ENERGIA | VENTILADOR FORZADO DE B2402 |
| 339 | SUF2403 * | PRINCIPAL | | 320 | 400 | 25 | 16.211 | U2400V | VAP. ENERGIA | VENTILADOR FORZADO DE B2403 |
| 340 | SUF2405 * | PRINCIPAL | | 520 | 400 | 25 | 28.266 | U2400V | VAP. ENERGIA | VENTILADOR FORZADO DE B2405 |
| 341 | SP2401B * | AUXILIAR | 3550 | 26 | 150 | 25 | 10.567 | U2400E | VAP. ENERGIA | CONDENSADO SG2401 |
| 342 | SP2402B * | AUXILIAR | 3550 | 26 | 150 | 25 | 10.567 | U2400E | VAP. ENERGIA | CONDENSADO SG2402 |
| 343 | SP2403B * | AUXILIAR | 3550 | 26 | 150 | 25 | 10.567 | U2400E | VAP. ENERGIA | CONDENSADO SG2403 |
| 344 | SP2404B * | AUXILIAR | 11000 | 30 | 150 | 25 | 4.220 | U2400E | VAP. ENERGIA | LUBRICACION DE SG2401 |
| 345 | SP2405B * | AUXILIAR | 11000 | 30 | 150 | 25 | 4.220 | U2400E | VAP. ENERGIA | LUBRICACION DE SG2402 |
| 346 | SP2406B * | AUXILIAR | 11000 | 30 | 150 | 25 | 4.220 | U2400E | VAP. ENERGIA | LUBRICACION DE SG2403 |
| 347 | SP2421C * | AUXILIAR | 3600 | 285 | 400 | 25 | 9.698 | U2400V | VAP. ENERGIA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 348 | SP2421D * | AUXILIAR | 3570 | 330 | 400 | 25 | 9.648 | U2400 | VAP. ENERGIA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 349 | SP2422C * | AUXILIAR | 3570 | 450 | 400 | 25 | 11.157 | U2400V | VAP. ENERGIA | ALIMENTACION A CALDERAS |
| 350 | SP2440A * | AUXILIAR | 3600 | 45 | 400 | 25 | 5.871 | U2440 | VAP. ENERGIA | MANEJO DE COMBUSTOLEO |
| 351 | SP2440C * | AUXILIAR | 3545 | 40 | 400 | 25 | 4.600 | U2440 | VAP. ENERGIA | MANEJO DE COMBUSTOLEO |

Fuente Archivos GRB

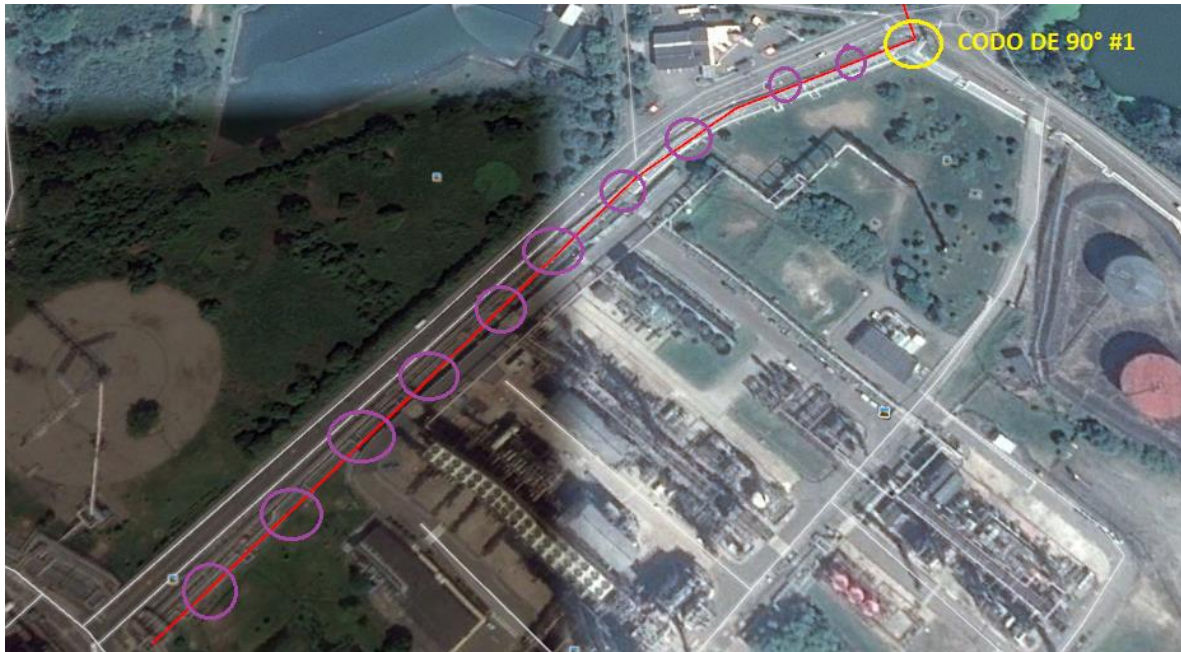
Apéndice J. Recorrido de la tubería



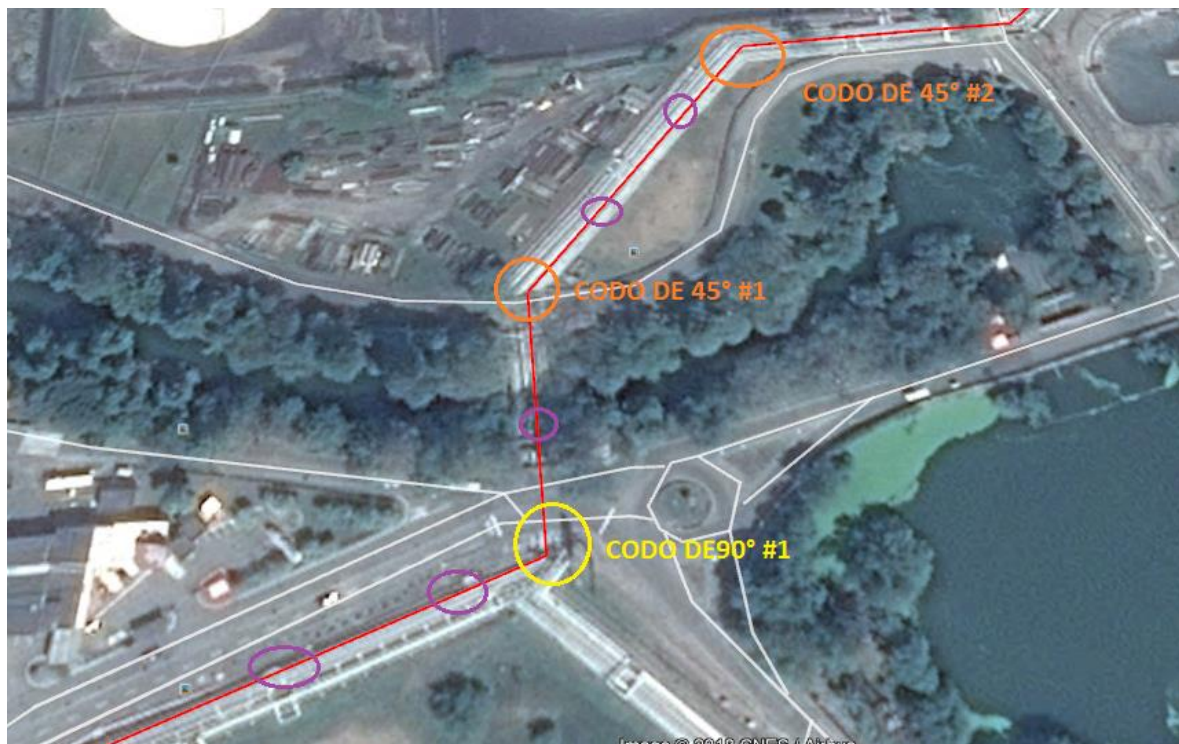
Diagrama de tuberías (En azul claro, el sistema de interconexión propuesto)



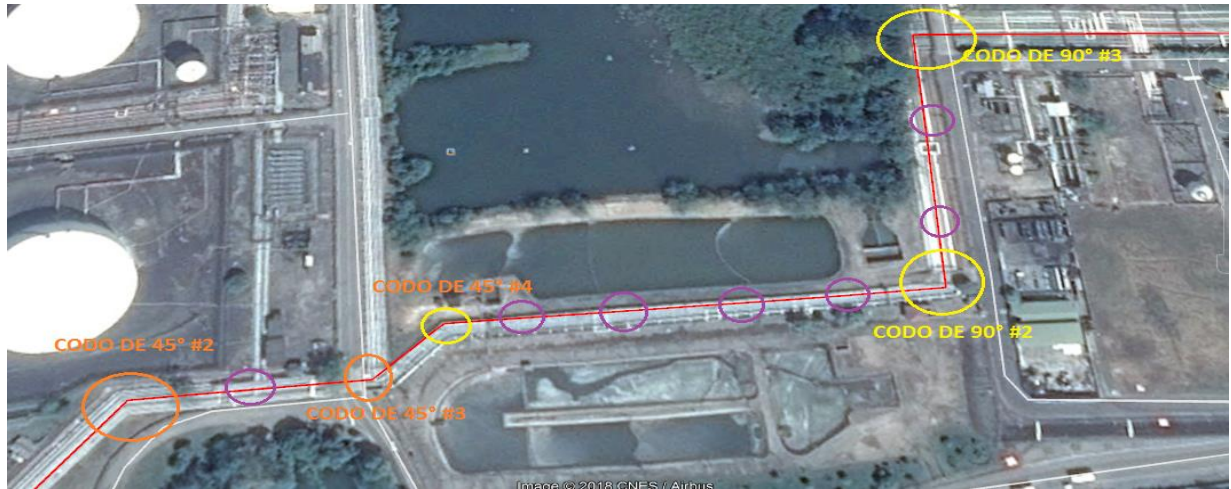
Sección 1 del recorrido de la tubería



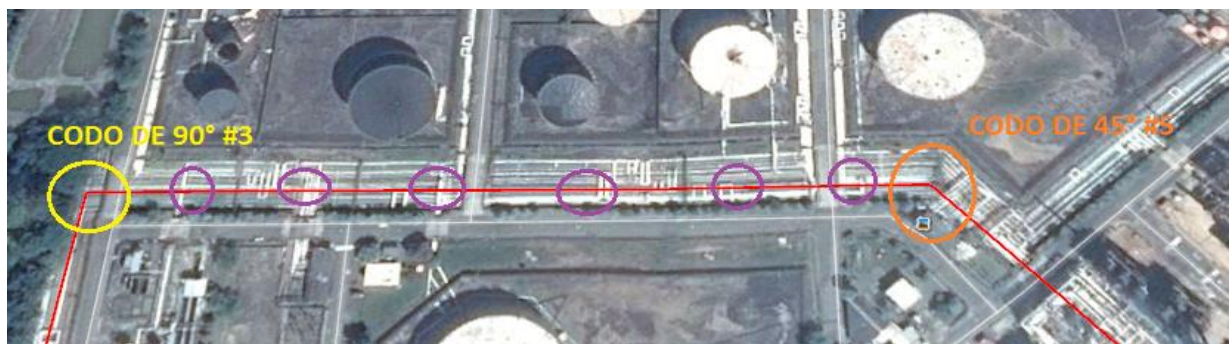
Sección 2 del recorrido de la tubería



Sección 3 del recorrido de la tubería



Sección 4 del recorrido de la tubería



Sección 5 del recorrido de la tubería

