



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

FACULTAD DE QUÍMICA

**IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA DE
ACONDICIONAMIENTO DE LA CARGA A LA PLANTA
COQUIZADORA DE LA REFINERÍA FCO. I. MADERO, EN SU
SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO**

T E S I S

**QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA
CAMPO DE CONOCIMIENTO - CAMPO DISCIPLINARIO**

P R E S E N T A

JUANA RAMIREZ SUAREZ

**TUTOR
M. I. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ**

2010





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Fidel Vizcaíno García
Secretario: M.I. Alejandro Anaya Durand
Vocal: M.I. Felipe de Jesús Escobar Barrera
1^{er}. Suplente: M.I. Ezequiel Millán Velasco
2^{do}. Suplente: M.I. José Antonio Ortiz Ramírez

Lugar o Lugares donde se realizó la tesis:

Universidad Nacional Autónoma de México
Refinería “Francisco I. Madero”

TUTOR DE TESIS:

M.I. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ

FIRMA

Agradecimientos

A Dios por permitirme llevar a buen término esta etapa de mi vida.

A mi tutor, Ing. José Antonio Ortiz Ramírez, por su disponibilidad y sus valiosos consejos que me guiaron para la elaboración de esta tesis.

A mis sinodales, Dr. Fidel Vizcaíno G., Ingenieros Alejandro Anaya D., Felipe Escobar B. y Ezequiel Millán V. por su asesoría y crítica constructiva.

Manuel Vázquez I., Dr. Enrique Bazúa R., Dr. Martín Guillermo Hernández L., Ing. Celestino Montiel M., Ing. José Antonio Ortiz R., Dr. Alfonso Durán M., Dr. Rogelio Cuevas G., Dr. José Luis Zaragoza G., por compartir sus conocimientos generosamente.

A mis compañeros de maestría, César Mateu, Roberto Valverde, Rafael Garduza, Daniel Marín, Mario Rivera, Daniel Lira, Julio Aguilar, Fernando Carreón, Gabriel Torres, Nemesio Cárcamo, Hugo Ortiz y Nicolás Cobos por tener el placer de compartir con ellos los buenos y los difíciles momentos durante el posgrado.

A la U.N.A.M. por el privilegio de formar parte de esta gran familia universitaria durante esta fase de mi vida.

A Petróleos Mexicanos por otorgarme los recursos necesarios para realizar esta maestría.

Al Ing. Jorge Vargas M. por darme la oportunidad de asistir a esta este posgrado.

Al Ing. Sergio A. Rodríguez C. por las facilidades que me brindó para poder terminar esta maestría.

A mis compañeros de trabajo, los Ingenieros Rafael Carrasco C., Daniel De León De L., Ma. Esther Sánchez M., Jesús Méndez G. y Gerardo Macías R. por su apoyo y sus aportaciones a esta tesis

Dedicatorias

Dedico especialmente esta tesis:

A mis padres Amalia Suárez (†) y Raúl Ramírez (†) por haberme dado el regalo máspreciado: la vida.

A mi abuelita Josefina Arredondo (†) por su cariño y abnegación.

A mi tío Martín Suárez porque desde que tengo uso de razón ha sido como un segundo padre para mí, por su generosidad y apoyo incondicional.

A mis hermanos José, Ramón, Raúl, Rubén, Roberto y René por sus palabras de aliento.

*Todos somos muy ignorantes.
Lo que ocurre es que no todos
ignoramos las mismas cosas*

Albert Einstein, científico alemán

INDICE	Página
INDICE DE GRAFICAS Y TABLAS	8
INDICE DE FIGURAS	9
NOMENCLATURA, ABREVIATURAS Y SIMBOLOS	11
INTRODUCCION	14
RESUMEN	17
ABSTRACT	18
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	19
HIPÓTESIS	20
JUSTIFICACIÓN	20
CAPITULO 1. PROCESOS DE COQUIZACIÓN.	21
1.1 El proceso “flexicoking”	21
1.2 El proceso “fluid coking”	22
1.3 El proceso “delayed coking”	23
CAPITULO 2. ANTECEDENTES	27
2.1 La Reconfiguración de la Refinería Francisco I. Madero	27
2.2 Descripción y operación de la planta coquizadora de la refinería Francisco I. Madero	27
2.3 Características de la carga a la planta coquizadora	30
2.4 Condiciones de diseño de la carga a la planta coquizadora	31
2.5 Condiciones de operación de la carga a la planta coquizadora	32

CAPITULO 3. PROBLEMÁTICA EN LA SECCION DE PRECALENTAMIENTO DE LA CARGA A LA COQUIZADORA	35
CAPITULO 4. PROPUESTA PARA SOLUCIONAR EL PROBLEMA DE VARIACION EN LA TEMPERATURA Y LAS FLUCTUACIONES EN EL FLUJO DE LA CARGA A LA COQUIZADORA	37
4.1 Dimensionamiento del tanque de balance de la carga a la coquizadora V-31000.	51
4.2 Dimensionamiento de las bombas de residuo de vacío P-31000 A/B/R	53
4.3 Diseño del precalentador de la carga a la coquizadora H-31000	53
4.4 Diseño del Sistema de Precalentamiento de Aire.	57
4.5 Diseño de la chimenea del calentador H-31000	60
4.6 Esquema propuesto de la sección de precalentamiento de la carga a la coquizadora . .	60
CAPITULO 5. ANALISIS DE RESULTADOS	62
CONCLUSIONES	66
APENDICE	69
CALCULO DE PROPIEDADES DEL RESIDUO DE VACIO CON HYSYS	69
TANQUE DE BALANCE V-31000	76
CALENTADOR H-31000.	86
CHIMENEA	109
PRECALENTADOR DE AIRE	110
BOMBA P-31000	123
HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS DE PROCESO	124
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	133

INDICE DE GRAFICAS Y TABLAS

Gráfica 1. TEMPERATURA DEL RESIDUO DE VACÍO DE CARGA A LA COQUIZADORA	13
Gráfica 2. RESIDUO DE VACIO DE ALIMENTACION A LA COQUIZADORA.	14
Tabla 1. CAPACIDADES Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LA ALIMENTACION	27
Tabla 2. CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LA ALIMENTACION EN 2008	28
Tabla 3. TEMPERATURAS REALES DE OPERACIÓN DE LA PLANTA COQUIZADORA (PROMEDIOS MENSUALES)	29
Tabla 4. TEMPERATURAS REALES DE OPERACIÓN EN LOS CUATRO PASOS DEL CALENTADOR H-31001	30
Tabla 5. COMPARACIÓN DE LAS TEMPERATURAS DE DISEÑO CONTRA LAS DE OPERACIÓN EN EL AÑO 2008	31
Tabla 6. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LAS CORRIDAS PARA DETERMINAR EL FLUJO A CALENTAR EN EL HORNO.	35
Tabla 7. PROPIEDADES Y TIPOS DE RESIDUO DE VACIO A PROCESAR EN LA COQUIZADORA	48
Tabla 8. CARACTERISTICAS PRINCIPALES DEL TANQUE DE BALANCE	49
Tabla 9. RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DEL SERPENTIN	49
Tabla 10. CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LAS BOMBAS (POR BOMBA)	50
Tabla 11. RESUMEN DE CARACTERÍSTICAS DEL CALENTADOR H-31000 (CASOS A Y B) . .	52
Tabla 12. RESUMEN DE CARACTERÍSTICAS DEL CALENTADOR H-31000 (CASOS C Y D) . .	53
Tabla 13. CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LA CHIMENEA.	57
Tabla 14. PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DEL SERPENTÍN.	59
Tabla 15. CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS DOCE ESCENARIOS PARA ELEGIR EL SISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE RESIDUO DE VACIO DE CARGA A LA PLANTA COQUIZADORA	60
Tabla 16. TABLA COMPARATIVA DE LAS CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LOS ESCENARIOS CON MEZCLA DE R.V. 75/25 Y R.V. 100% MAYA.	62

INDICE DE FIGURAS

Figura 1. DIAGRAMA SIMPLIFICADO PROCESO FLEXICOKING	20
Figura 1A. DIAGRAMA SIMPLIFICADO DE UNA PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA ..	22
Figura 2. SECCION DE PRECALENTAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA COQUIZADORA DE LA REFINERIA MADERO (DIAGRAMA SIMPLIFICADO) ...	25
Figura 3. SECCION DE PRECALENTAMIENTO DE LA PLANTA COQUIZADORA DE LA REFINERIA MADERO (DIAGRAMA SIMPLIFICADO)	25
Figura 4. ESCENARIO 1: RESIDUO DE VACIO MAYA, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP	36
Figura 5. ESCENARIO 2: RESIDUO DE VACIO MAYA, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND	37
Figura 6. ESCENARIO 3: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP	38
Figura 7. ESCENARIO 4: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND	39
Figura 8. ESCENARIO 5: RESIDUO DE VACIO DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP	40
Figura 9. ESCENARIO 6: RESIDUO DE VACIO DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND	41
Figura 10. ESCENARIO 7: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP	42
Figura 11. ESCENARIO 8: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND	43
Figura 12. ESCENARIO 9: RESIDUO DE VACIO DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP	44
Figura 13. ESCENARIO 10: R.V. DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND	45
Figura 14. ESCENARIO 11: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP	46
Figura 15. ESCENARIO 12: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND	47

Figura 16. HORNO CON SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE, CASO RESIDUO DE VACIO 100% MAYA	55
Figura 17. HORNO CON SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE, CASO RESIDUO DE VACIO 75/25	56

NOMENCLATURA Y ABREVIACIONES

API- American Petroleum Institute

Aspen Fihir – Software utilizado en el diseño de calentadores a fuego directo

Aspen Hysys – Simulador de procesos

C.C. – Cambiador de calor

Duty – Carga térmica

Ent. – Entrada

Fracc. – Fraccionadora

GOPC – Gasóleo pesado de coquizadora

Hazop – Hazard and Operability – Método para el Análisis de Riesgo y de Operabilidad de los Procesos

mezcla rv – Mezcla de residuos de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA

MP – Media Presión

NBP – Normal Boiling Point

NRF – Norma de Referencia

Paso - Circuito de flujo consistente de uno o más tubos en serie.

Pérdida de tiro - La caída de presión, incluyendo el efecto de flotación a través de los ductos conductores

PTA., pta. – Planta de proceso

Puente – Zona entre la secciones de radiación y de convección del calentador

Pumparound – Rebombeo, recirculación

R.V. – Residuo de vacío

rvmaya – Residuo de vacío del crudo Maya

Sal. - Salida

temp. – Temperatura

ΔP – Caída de Presión

A , a– Area

c_f – Calor específico del fluido

D – Diámetro

delta t – Diferencia de temperaturas

DI – Diámetro interno
d_o – Diámetro externo
f – Factor de fricción
G – Masa velocidad
g.e. – Gravedad específica
h₁ – Entalpía a temperatura 1
h_c - Coeficiente de transferencia de calor por convección
h_i - Coeficiente de transferencia de calor fluido interior,
h_{io} - Valor de h_i referido al diámetro exterior del tubo
h_o - Coeficiente de transferencia de calor fluido exterior
h_r – Coeficiente de transferencia de calor por radiación
K – Conductividad térmica
L – Longitud
PM – Peso molecular
Pt – Número de Prandtl
q – Flujo volumétrico
Q – Transferencia de calor
Q_{dis} – Transferencia de calor de diseño
Re – Número de Reynolds
T_a – Temperatura ambiente
T_{ext} – Temperatura exterior
T_m – Temperatura media entre la supuesta y la de operación
T_{m gopc} – Temperatura media del gasóleo pesado de coquizadora
T_{m vapor} – Temperatura media del vapor
T_{op} – Temperatura de operación
T_{rv} – Temperatura del residuo de vacío
T_s - Temperatura supuesta
T_{sc} - Temperatura supuesta calculada
T_v – Temperatura del vapor
U_c = Coeficiente global de transferencia de calor limpio
U_d – Coeficiente global de transferencia de calor sucio
V – Volumen
w – Flujo másico

β – Coeficiente de expansión térmica

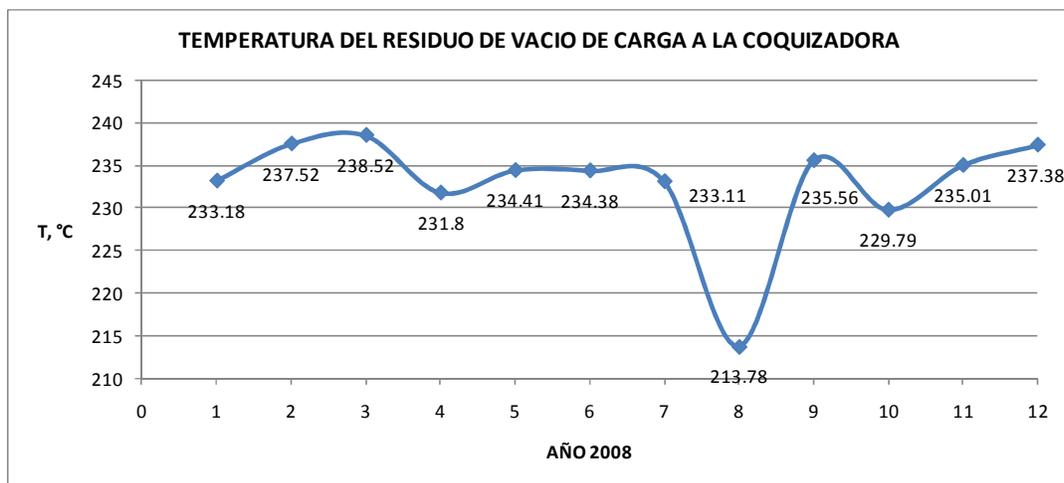
ρ - Densidad

μ_f – Viscosidad del fluido

INTRODUCCION

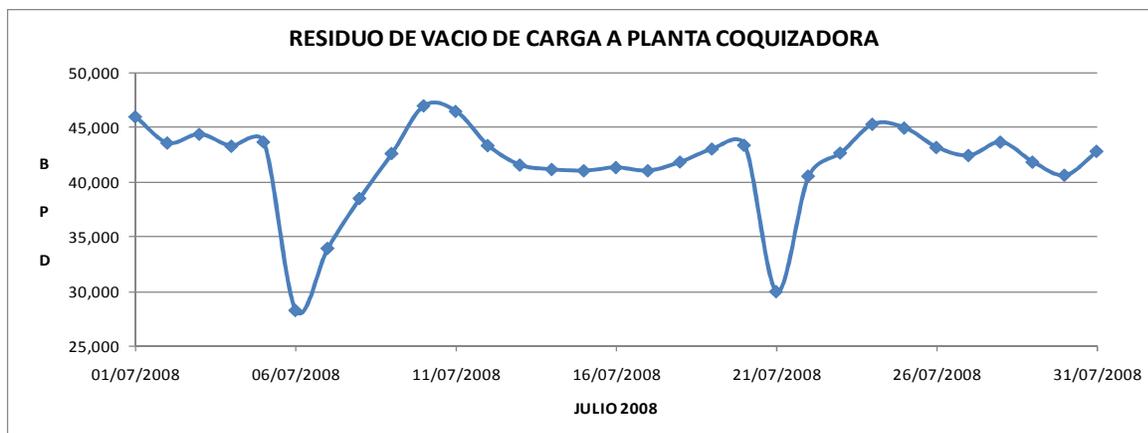
Desde que inició su operación, la planta coquizadora de la refinería Francisco I. Madero tiene problemas originados por la baja temperatura en la alimentación del residuo de vacío, y las variaciones en el flujo hacia la fraccionadora. Algunos de estos problemas consisten en daños en los serpentines de los calentadores, descontrol en los perfiles de temperatura y presión del fondo de la fraccionadora y rotura de tubos en los cambiadores de calor. El presente trabajo de investigación tiene como objetivo proponer una alternativa de solución a estos problemas, mediante un sistema de acondicionamiento de la carga con el que se logre dar la temperatura de diseño al residuo de vacío de carga y estabilizar el flujo de esta corriente hacia la fraccionadora de la coquizadora.

En la Gráfica 1, se muestran los datos históricos de temperatura del residuo de vacío a procesar en la coquizadora, que se tuvieron en 2008, en los que se observa que todos los valores están por debajo de la temperatura de diseño (288°C).



Gráfica 1. TEMPERATURA DEL RESIDUO DE VACÍO DE CARGA A LA COQUIZADORA

Asimismo, a manera de ejemplo, en la Gráfica 2 se muestran los valores día a día del flujo del residuo de vacío de alimentación a la coquizadora durante el mes de julio de 2008, en los que se observan fluctuaciones.



Gráfica 2. RESIDUO DE VACIO DE ALIMENTACION A LA COQUIZADORA

El documento inicia con esta Introducción; a la que le sigue el planteamiento del problema, después se define la hipótesis y posteriormente se menciona la justificación.

En el capítulo uno, se indican los principales procesos de coquización que existen; enseguida en el capítulo 2 se hace mención de la construcción de la coquizadora de la refinería Francisco I. Madero durante el proyecto de Reconfiguración y se muestran los datos históricos del año 2008 de las temperaturas de operación, y una tabla comparativa contra las temperaturas de diseño en la zona de precalentamiento de la carga a la coquizadora, así como las cargas de residuo de vacío a la planta y sus especificaciones.

En el capítulo 3 se detallan las afectaciones al proceso a algunos equipos que se han tenido por operar con la temperatura del residuo de vacío por debajo de la de diseño y con fluctuaciones en el flujo de dicha carga a la coquizadora. Se explica la manera en que se ha hecho frente a estas afectaciones.

Más adelante se menciona el análisis HAZOP realizado por personal de la UNAM y las recomendaciones hechas sobre la problemática que es el tema de este estudio.

El capítulo 4 presenta las diferentes alternativas de solución a la problemática de la temperatura inferior al diseño y las variaciones en el flujo de la carga a la coquizadora, así como la que se considera la mejor de ellas.

Se explica cómo se obtuvieron las propiedades y condiciones de operación del residuo de vacío de alimentación a la planta coquizadora mediante la aplicación del simulador HYSYS, y apoyos bibliográficos, para el dimensionamiento posterior de un precalentador utilizando el simulador Aspen-FIHR bajo diferentes escenarios.

Posteriormente se hace referencia al dimensionamiento del tanque de balance tomando en cuenta las necesidades del personal de operación de la planta coquizadora.

También se muestran los esquemas actual y futuro de la sección de precalentamiento de la carga a la coquizadora.

En el capítulo 5 se hace un análisis de los resultados del cálculo del precalentador y del tanque de balance, y su efecto como sistema integrado a la operación futura de la planta coquizadora.

El apartado de Conclusiones trata de los beneficios que se obtendrían al implementar un sistema de precalentamiento de la carga formado por un precalentador y un tanque de balance.

Se incluye un Apéndice con las memorias de cálculo del calentador, tanque de balance y bomba que integran el sistema de acondicionamiento de la carga propuesto para la planta coquizadora, así como las hojas de datos de dichos equipos.

Finalmente, se listan las referencias bibliográficas que se citaron, se consultaron o sirvieron de apoyo para el desarrollo de este trabajo de investigación, así como la relación de las figuras, gráficas y tablas mostradas a lo largo de este documento.

RESUMEN

Esta tesis tiene como objetivo proponer un sistema de acondicionamiento de la carga a la planta de coquización retardada de la refinería Francisco I. Madero de Cd. Madero, Tamaulipas, integrado por un tanque de balance con serpentín de calentamiento, un calentador a fuego directo y una bomba centrífuga, con el propósito de solucionar los problemas de temperatura por debajo del diseño, así como de variaciones en el flujo del residuo de vacío que se alimenta a la planta de coquización retardada, desde que inició su operación en el año 2002.

Se utilizaron los simuladores HYSYS y Aspen FIHR, para desarrollar diferentes escenarios tomando como base información histórica y de diseño, considerando los dos tipos de residuo de vacío que la planta puede procesar y diferentes tasas de flujo para alimentar al calentador, además de incluir precalentamiento de aire y dos diferentes medios de calentamiento para el serpentín del tanque de balance.

Se obtuvieron doce escenarios posibles, entre los que se eligió el más conveniente para la planta coquizadora.

Con el sistema de acondicionamiento resultante integrado por un tanque de balance con serpentín de calentamiento, un calentador a fuego directo y una bomba centrífuga, se alcanzará la temperatura de diseño en el residuo de vacío y se minimizarán las variaciones en el flujo del residuo de vacío a la entrada a la fraccionadora, además se dará flexibilidad a la planta coquizadora en los casos que se requiera ponerla fuera de operación parcial o totalmente, por mantenimiento o por alguna contingencia.

ABSTRACT

The objective of this thesis is to propose a conditioning system of the delayed coking Unit feedstock of the refinery Francisco I. Madero in Madero City, Tamaulipas, integrated by a tank of balance with a heating coil, a fired heater and a centrifugal pump, in order to solve the problems of temperature below the design, and the flow variations of the vacuum residue that is fed to the delayed coking Unit, since it began his operation in 2002.

The simulators HYSYS and Aspen FIHR were used, to develop several cases, with historical information and design data, considering the two kind of vaccum residue that the Unit can process, and different flow rates to feed the heater, including also air preheating and two different heating means for the coil in the balance tank.

Twelve possible cases were obtained, from which, it was chosen the most convenient for the delayed coking Unit.

With the resulting conditioning system integrated by a tank of balance with coil, a heater and a pump, will be reached the design temperature in the vaccum residue, and the variations in the flow to the bottom of the coker fraccionator will be diminished, in addition, the delayed coking Unit will have flexibility when it be required to turn down for maintenance or if any contingency may occur.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El diseño básico de la planta de coquización retardada de la refinería de Ciudad Madero se clasifica en dos secciones: la sección de coquización y la sección de la planta de gas.

La planta de coquización retardada está diseñada para procesar 50,000 BPD de residuo de vacío de crudo 100% Maya; 53,973 BPD de residuo de vacío de una mezcla de crudos 70/30 Istmo/Maya y 45,443 BPD de residuo de vacío de una mezcla de crudos 75/25 Maya/Pesados (caso Madero) a baja presión (15 psig).

Desde que inició operaciones en septiembre del año 2002, la planta coquizadora de la refinería Fco. I Madero recibe su carga de las Plantas de destilación combinada BA y Combinada Maya consistente en residuo de vacío.

En mayo de ese año, en la etapa de preparación para arranque, derivado de una revisión física a las instalaciones de la coquizadora, se reportó que “el funcionamiento del fondo de la torre fraccionadora como tambor de balance dificultará el tener una operación estable de la unidad, principalmente debido a que el proceso será completamente dependiente del control de nivel del fondo de fraccionadora o de las torres de alto vacío, y se volverá más crítico en caso de disturbios en el control operativo y/o en los equipos mecánicos de bombeo; aunado a esto, las variaciones en el flujo de la carga de las unidades de crudo, provocarán un impacto en cadena, afectando directamente al control de presión del compresor de gas, causando depresionamientos frecuentes del circuito en referencia, y en consecuencia, frecuentes espumamientos” (De la O., Antonio, 2002).. En el reporte mencionado se proponía considerar la alternativa de instalar un acumulador independiente para absorber las variaciones de flujo.

Este residuo de vacío frecuentemente presenta variaciones en el flujo, lo que provoca fluctuaciones en el nivel del fondo de la torre fraccionadora hasta en un 20% , además su temperatura estuvo 55°C por debajo de la de diseño, considerando el promedio anual de operación de 2008, ocasionando descontrol térmico en la unidad al obligar a que los calentadores trabajen con mayor severidad para alcanzar la temperatura de reacción requerida en los tambores, dificultando el control de las flamas y generando daños internos a los serpentines y a los quemadores que a menudo tienen que cambiarse ya que su vida útil se reduce drásticamente por el severo desgaste que sufren, además de afectaciones en otros equipos, por lo que es necesaria la implementación de un sistema de acondicionamiento de la carga a la Planta Coquizadora que permita operar dicho proceso bajo las condiciones estipuladas en su diseño.

En el año 2002, poco antes de que iniciara operaciones la planta coquizadora, personal de la refinería Madero realizó una visita a la refinería de Deer Park, en donde se informó que se cuenta con dos tanques API para manejar los excesos de residuo de vacío de las plantas combinadas, así como dar flexibilidad operativa a la planta coquizadora en caso de contingencias que ocasionen fluctuaciones en el flujo a la fraccionadora.

En la coquizadora de la refinería de Cadereyta, que es muy similar a la de la refinería Fco. I. Madero, se construyó un precalentador de carga que proporciona el calor necesario para alcanzar la temperatura de diseño de 288°C a la entrada de los cambiadores de calor de carga/recirculación

(pumparound) de GOPC, permitiendo que los calentadores H-31001/31002 operen sin exponerlos a altas severidades.

Con relación a las variaciones en el flujo del residuo hacia la fraccionadora de la planta coquizadora de Cadereyta, la compañía Foster Wheeler USA Corporation realizó un análisis de operaciones riesgosas (Hazop) en el que recomienda la instalación de un tanque de balance, que aún está pendiente de construirse, de manera que se siguen teniendo problemas para mantener estable el flujo del residuo de vacío, así como otras variables de proceso en el fondo de la fraccionadora.

HIPÓTESIS

- Hipótesis general

Para alcanzar las condiciones de diseño de la alimentación de la carga a la planta coquizadora, se requiere un sistema de acondicionamiento de la carga y lograr de esta manera que el proceso de coquización retardada se realice de manera eficiente.

- Hipótesis específica

Con la instalación de un calentador a fuego directo, así como un tanque de balance, se alcanzará la temperatura de diseño del residuo de vacío de carga a la planta coquizadora, y se estabilizará su flujo hacia la fraccionadora, logrando una operación eficiente del equipo de proceso de la planta coquizadora.

JUSTIFICACIÓN

Al lograr la temperatura y especificación de diseño que requiere la carga, se evitará que los calentadores operen a alta severidad para eliminar el riesgo de posibles daños en los internos que representan potenciales riesgos a la seguridad del personal operativo y altos costos de mantenimiento correctivo; además se minimizarán las variaciones en el nivel del fondo de la torre fraccionadora, permitiendo que el proceso de coquización sea más estable, y las corridas de operación de la planta coquizadora, más largas.

CAPITULO 1. PROCESOS DE COQUIZACIÓN

El proceso de coquización es el proceso primario para mejorar los residuos del petróleo. Existen dos tipos de proceso de coquización, el llamado proceso “flexicoking” y el “delayed coking” (Albers, J., 1996).

1.1 Proceso de flexicoking. Es similar al proceso de desintegración catalítica, excepto que el coque fluido es circulado en lugar de catalizador. La alimentación es precalentada y atomizada en el reactor donde hace contacto con una cama fluidizada caliente de coque. Este coque caliente es recirculado al reactor desde el calentador a una rapidez suficiente para mantener la temperatura adecuada de la cama fluida del reactor. La recirculación de coque desde el calentador proporciona calor sensible y calor de vaporización para la alimentación y el calor endotérmico para las reacciones de desintegración (Gary J. y Handwerk G., 2001).

Los productos desintegrados en forma de vapor pasan a través de separadores ciclónicos en el domo del reactor para separar la mayor parte de las partículas de coque arrastradas y luego son enfriadas en el recipiente lavador localizado en el domo del reactor (Gary J. y Handwerk G., 2001).

Algunos de los vapores de alto punto de ebullición se condensan en la lavadora y se recirculan al reactor. El balance de los vapores desintegrados fluye hacia la fraccionadora donde se separan los diferentes cortes. El aceite de lavado circulado sobre baffles en la lavadora proporciona enfriamiento y sirve para reducir más adelante la cantidad de partículas finas de coque arrastradas (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El coque producido por desintegración se deposita como películas delgadas sobre la superficie de las partículas de coque existentes del lecho fluidizado del reactor (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El coque es agotado con vapor en una sección con baffles en el fondo del reactor para prevenir la reacción de los productos diferentes de coque, mediante su arrastre con el coque que abandona el reactor (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El coque fluye hacia el calentador para ser recalentado. El calentador también es un lecho fluidizado y su función básica es transferir calor del gasificador al reactor (Gary J. y Handwerk G., 2001).

Posteriormente el coque pasa a un tercer lecho fluidizado en el gasificador donde reacciona con aire y vapor para producir gas combustible consistente en CO_2 , H_2 , CO y N_2 (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El azufre del coque se convierte principalmente en H_2S más una pequeña cantidad de COS , y el nitrógeno del coque se convierte en NH_3 y N_2 (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El gas entra del domo del gasificador al fondo de calentador donde se utiliza para fluidizar el lecho del calentador y proporcionar el calor necesario en el reactor. El requerimiento de

calor del reactor es suministrado por la recirculación del coque caliente del gasificador al calentador (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El sistema puede diseñarse y operarse para gasificar de 60 a 97% del coque producto del reactor. El inventario total del coque en el sistema se mantiene extrayendo una corriente de purga de coque del calentador (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El gas de coque que sale del calentador es enfriado en un generador de vapor antes de pasar a través de los ciclones externos y una lavadora del tipo venturi húmedo (Gary J. y Handwerk G., 2001).

Los finos de coque reunidos en la lavadora más la purga de coque del calentador representan la producción neta de coque y contienen esencialmente todos los componentes de metales y cenizas de la carga al reactor (Gary J. y Handwerk G., 2001).

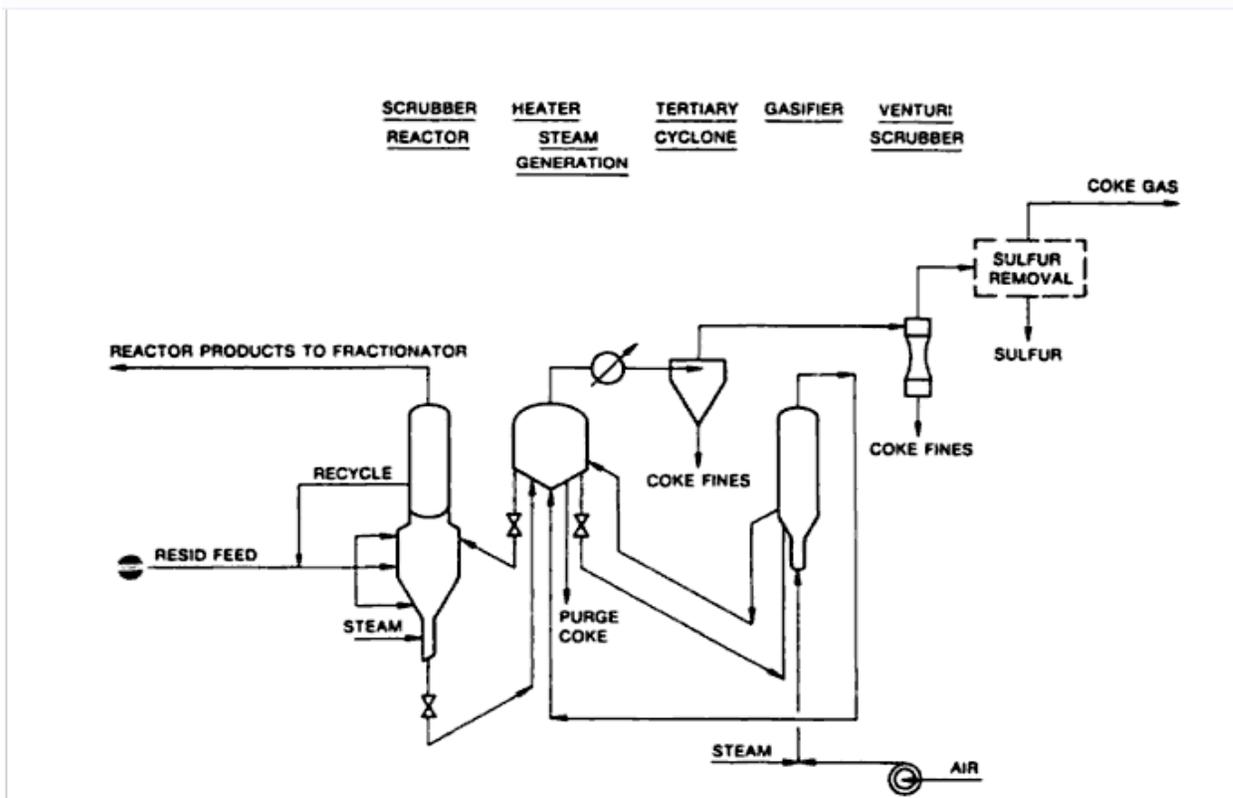
Después de eliminar los finos de coque arrastrados, el gas de coque es tratado para remover el H₂S en una unidad Stretford y se utiliza posteriormente como combustible en la refinería. El gas combustible tratado tiene un valor calorífico mucho más bajo que el gas natural y por lo tanto, puede ser necesario hacer modificaciones a las calderas para una combustión eficiente de este gas (Gary J. y Handwerk G., 2001).

- 1.2 Proceso "fluid coking". Existe una variación del proceso de flexicoking que es la coquización fluidizada o "fluid coking" que consiste en quemar solo lo suficiente para satisfacer los requerimientos del reactor y el precalentamiento de la alimentación. Comúnmente, esto representa del 20 al 25% del coque producido en el reactor (Gary J. y Handwerk G., 2001).

El balance de coque es retirado del quemador y no es gasificado como en una unidad de flexicoking. Por lo tanto, se utilizan solamente dos lechos fluidizados en el proceso de coquización fluidizada – un reactor y un quemador que reemplaza al calentador (Gary J. y Handwerk G., 2001).

La ventaja principal de una unidad de flexicoking (Figura 1) sobre la unidad más simple de coquización fluidizada es que la mayor parte del valor calorífico del coque producto está disponible como gas de bajo azufre que puede ser quemado sin un sistema de remoción de SO₂ en el gas resultante de chimenea, considerando que tal sistema sería necesario si el coque que contiene de 3 a 8% de azufre se quemara directamente en una caldera (Gary J. y Handwerk G., 2001).

Figura 1. DIAGRAMA SIMPLIFICADO PROCESO FLEXICOKING



Además, el gas de coque puede utilizarse para desplazar combustibles de hidrocarburos líquidos y gaseosos en los calentadores de proceso de las refinerías y no tiene que ser usado exclusivamente en calderas como es el caso del coque fluido (Gary J. y Handwerk G., 2001).

1.3 Proceso “delayed coking”. En el caso de la coquización retardada (delayed coking), el coque se forma en tambores, después que el residuo de vacío es precalentado hasta alcanzar la temperatura de desintegración térmica (Gary J. y Handwerk G., 2001).

Actualmente, el proceso de coquización retardada se considera el más efectivo para extraer el coque y los metales a los residuos pesados del petróleo. (Elliot, J., 2003)

La coquización retardada es un proceso de desintegración térmica utilizado en las refinerías de petróleo para mejorar y convertir los residuos de petróleo (fondos de la destilación al vacío y atmosférica del petróleo crudo) en corrientes de productos de gases y líquidos dejando atrás un material sólido de carbón concentrado, conocido como el coque del petróleo (Ellis, P y Paul Ch., 1998).

En algunas refinerías, la carga de la coquizadora retardada que generalmente es residuo de vacío llega caliente directamente de la unidad de destilación a vacío, pero en la mayoría de los casos, se recibe relativamente fría desde tanques. La carga es precalentada por cambiadores de calor con productos de gasóleo o en raros casos por un precalentador de coquizadora (horno de tubos). En algunas refinerías, la sección de convección del horno principal de la coquizadora se utiliza para precalentar la carga fría (Ellis, P y Paul Ch., 1998).

La carga caliente de la coquizadora, con temperaturas entre 360 a 400 °C (680 a 750°F), se incorpora después al fondo de la torre fraccionadora, donde la carga fresca se combina con vapores condensados de producto (recirculación) para preparar la carga hacia el calentador (Ellis, P y Paul Ch., 1998).

Se utiliza un calentador a fuego directo con tubos horizontales en el proceso para alcanzar las temperaturas de desintegración térmica de 485 a 505°C. Con un corto tiempo de residencia en los tubos del calentador, la coquización del material de alimentación es “retardada” hasta que llega a grandes tambores de coquización después del calentador (Ellis, P. y Paul Ch., 1998), en donde se obtiene un producto sólido primario, con un contenido en materia volátil entre un 8 y un 12%, que se denomina coque verde, y un vapor, que es enviado a la fraccionadora principal.

El vapor es destilado en varios productos. Esta destilación depende de la configuración del resto de la refinería. Generalmente las moléculas con un NBP menor de 200°C salen del domo de la fraccionadora y posteriormente se incrementa su presión alrededor de 14 kg/cm² de manera que puedan entrar al recipiente de alta presión de la unidad de concentración de gas. Esta unidad generalmente consiste de un absorbedor, un agotador y una estabilizadora (Albers, J. E., 1996).

Las moléculas más pesadas en el vapor del recipiente de alta presión son removidas y recirculadas a la fraccionadora principal por medio del absorbedor. El vapor del absorbedor es normalmente etano y productos más ligeros y es enviado al sistema de gas combustible de la refinería (Albers, J. E., 1996).

Las moléculas más ligeras y el líquido del recipiente de alta presión son separadas por el agotador y se recirculan hacia el recipiente de alta presión. Los fondos del agotador se alimentan a la estabilizadora, donde el producto del domo está formado por propanos y butanos que se envían a la unidad de alquilación (Albers, J. E., 1996).

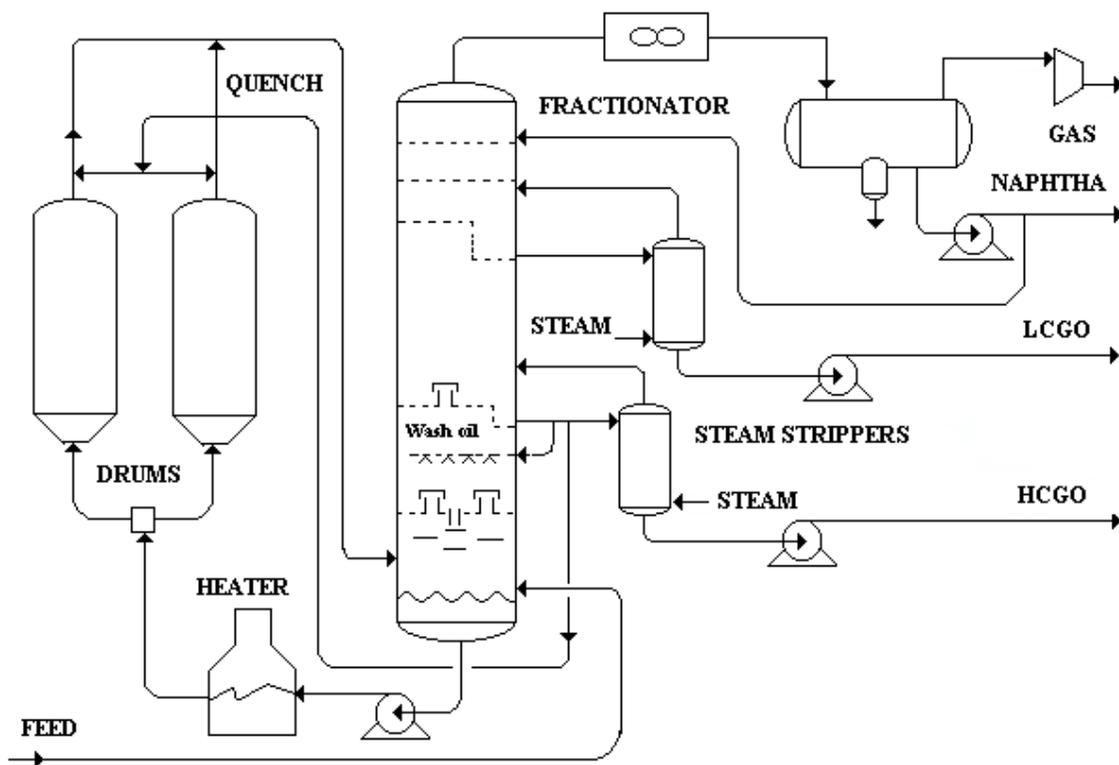
Los fondos de la estabilizadora, generalmente llamados nafta, son tratados para eliminar los mercaptanos y obtener la base para la mezcla de gasolinas. Hay normalmente dos extracciones en la fraccionadora principal. La extracción superior corresponde al gasóleo ligero o aceite cíclico de coquizadora. Es generalmente hidrotratado para utilizarlo posteriormente en el mezclado de destilados. La extracción inferior que es llamada gasóleo pesado se utiliza como carga a la planta de desintegración catalítica fluidizada (Albers, J. E., 1996).

Hay algún traslape entre el punto final de ebullición del gasóleo ligero y el punto inicial de ebullición del gasóleo pesado. En consecuencia, el fraccionamiento entre estos dos productos está definido por el punto de corte que es normalmente de 315°C. El punto de ebullición final del gasóleo pesado se fija generalmente en base a especificaciones, como el contenido de metales, y es de 480°C o más (Albers, J. E., 1996).

La coquización retardada es una operación cíclica y, por lo tanto, los tambores de coque son construidos por pares. Después que la alimentación se cambia a un nuevo tambor, el tambor es vaporizado por 2 o 3 horas para completar las reacciones. Posteriormente se introduce agua al tambor para reducir la temperatura (Albers, J. E., 1996).

Después que el coque se ha enfriado, el tambor se abre y el coque es removido. Se corta un hoyo piloto a través del centro del coque. El coque es retirado cortándolo desde el fondo con agua a alta presión. Después que el coque se ha extraído y las tapas reemplazadas, el tambor es calentado con los vapores del tambor en línea. El ciclo es completado en el siguiente cambio de tambor. Normalmente el ciclo dura 24 horas (Albers, J. E., 1996). La Fig. 1A muestra el diagrama simplificado de una planta de coquización retardada.

Figura 1A. DIAGRAMA SIMPLIFICADO DE UNA PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA



Antes de 1955, el número de coquizadoras construidas era pequeño, con una oleada en la construcción de coquizadoras retardadas entre 1955 a 1975 se tuvo un crecimiento anual del 6% y en el periodo de 1965 a 1970, aumentó 11%. El crecimiento de coquizadoras retardadas estuvo a la par de las unidades de desintegración catalítica fluidizada y la declinación rápida en

la desintegración térmica. La primera coquizadora fluida se construyó en 1954 en las fábricas de Montana. Posteriormente se construyeron cinco coquizadoras fluidas más a fines de los años 50, y una en 1970. En 1958, el jefe de la ingeniería del refinamiento del petróleo en la Escuela de Minas, de Colorado de J.O. Ball, pronosticó que no se construirían más coquizadoras retardadas, pues pensaba que las nuevas coquizadoras serían del tipo fluidizado y que una coquizadora retrasada era simplemente una lata de basura en la refinería (Ellis, P y Paul Ch., 1998).

Sin embargo, actualmente hay 49 coquizadoras retardadas en E.E.U.U. y las coquizadoras fluidizadas y flexicoquizadoras suman solamente seis (Ellis, P y Paul Ch., 1998).

CAPITULO 2. ANTECEDENTES

2.1 La Reconfiguración de la Refinería Francisco I. Madero

La Reconfiguración de la refinería Francisco I. Madero fue uno de los primeros proyectos llevados a cabo por Petróleos Mexicanos, a fines del siglo XX, con el fin de aumentar la capacidad de procesamiento de crudo pesado. Esta reconfiguración consistió en la construcción de 10 nuevas plantas y la modernización de 7 existentes, así como la adición de una nueva termoeléctrica y otras instalaciones complementarias.

En el año 2002 terminó el proyecto de la reconfiguración de la refinería Francisco I. Madero ubicada en Cd. Madero, Tamaulipas, que permitió procesar crudo pesado Maya e incrementar su capacidad de 135,000 a 190,000 B/D.

Entre las nuevas plantas destaca la instalación de una coquizadora de mayor capacidad que la anterior, que contribuyó en gran parte al éxito de este proyecto, ya que anteriormente se tenía una coquizadora del tipo coquización fluidizada con una capacidad de 10,000 B/D de proceso de residuos de vacío que producía coque, gasóleo, nafta y gas húmedo, mientras que la nueva tiene una capacidad de proceso de 50,000 B/D, de los que, además de coque, se obtiene gases, nafta, y gasóleos, que mediante tratamientos posteriores, generan gasolinas y diesel de alto octano y bajo contenido de azufre. Esta planta inició operaciones desde septiembre de 2002.

2.2 Descripción y operación de la planta coquizadora de la refinería Francisco I. Madero

La coquizadora de la refinería de Cd. Madero, Tamaulipas opera mediante el proceso de coquización retardada en el que el material rápidamente se calienta en un calentador a fuego directo y después se retiene en una zona de reacción (tambores de coque) bajo condiciones adecuadas de temperatura y presión.

La porción no vaporizada del efluente del calentador se convierte en vapor y coque. Los productos de la sección de coquización de esta planta son vapores de domo, nafta no estabilizada, gasóleo combinado y coque.

La coquización retardada que se lleva a cabo en los tambores de coque, es una reacción endotérmica en donde el calentador suministra el calor necesario de la reacción.

El mecanismo exacto de la coquización es tan complejo que no es posible determinar todas las reacciones químicas que ocurren. Sin embargo, se llevan a cabo tres pasos distintos:

- Vaporización parcial y desintegración suave (rompimiento de viscosidad) de la alimentación mientras pasa por el calentador.
- Desintegración de vapor conforme pasa a través del tambor.
- Desintegración sucesiva y polimerización del líquido atrapado en el tambor hasta que se convierte en vapor y coque.

En las Figuras 2 y 3 se muestran el diagrama simplificado de las secciones de precalentamiento y fraccionamiento de la planta coquizadora, así como el área de estudio, respectivamente.

Figura 2. SECCION DE PRECALENTAMIENTO Y FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA COQUIZADORA DE LA REFINERIA MADERO (DIAGRAMA SIMPLIFICADO)

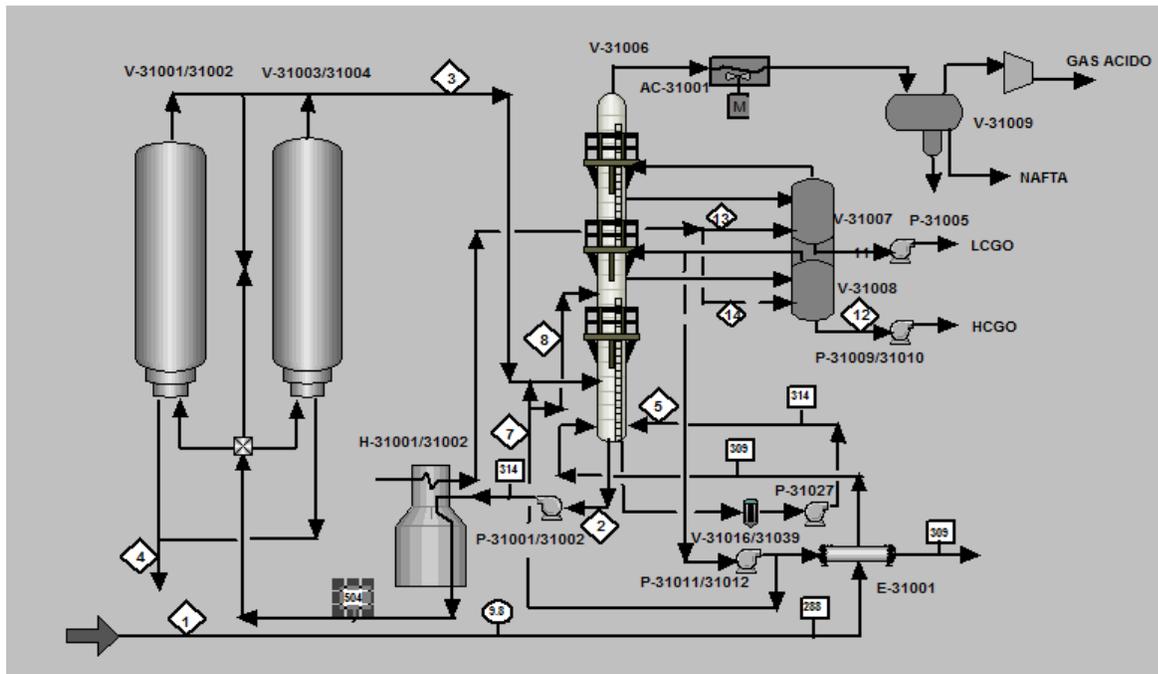
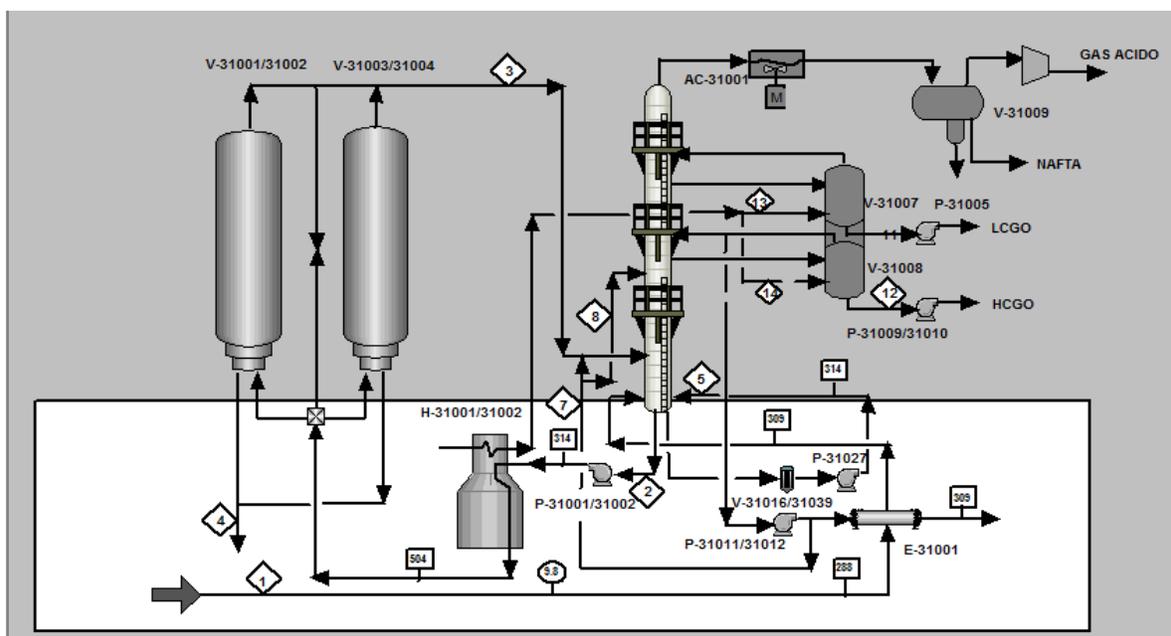


Figura 3. SECCION DE PRECALENTAMIENTO DE LA PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA DE LA REFINERIA MADERO (DIAGRAMA SIMPLIFICADO)



Los residuos de vacío provenientes de las plantas de destilación combinada Maya y BA se envían de límites de batería al intercambiador de alimentación / rebombeo de GOPC (gasóleo pesado de coquizadora), 020-E-31001.

Después de precalentarse por el rebombeo de GOPC, la alimentación fresca entra al fondo de la fraccionadora de la coquizadora, 020-V-31006, bajo la sección cubierta de la torre. La recirculación de la sección cubierta de la fraccionadora se combina con la alimentación fresca en el fondo de la torre.

La alimentación fresca combinada y la recirculación fluye a la bomba de carga al calentador, 020-P-31001/31002, la cual está equipada con un impulsor de quebrado de coque.

El líquido se bombea a través del calentador de la coquizadora 020-H-31001/31002, donde se calienta rápidamente al nivel de temperatura deseado para la formación de coque en los tambores de coque, 020-V-31001/31002/31003/31004, respectivamente.

El efluente del calentador fluye a uno de cada par de los tambores de coque en donde, bajo condiciones de presión-temperatura-tiempo adecuados, el líquido atrapado se convierte en coque y vapores de hidrocarburos ligeros.

Cuando un tambor está lleno, el efluente del calentador se dirige a través de la válvula de cambio de tambor, 020-SP-31005 o 31006, a otro tambor de cada par. El flujo a cada tambor de coque se mantiene durante dieciocho horas. Entonces, cada tambor pasa a través de un ciclo de 30 horas.

El vapor del domo del tambor de coque fluye a la fraccionadora, 020-V-31006, y entra debajo de la sección cubierta. Al pasar por la sección cubierta, los vapores del tambor de coque se "lavan" por medio de un reflujo inducido, y se condensa una corriente de recirculación, para que circule a través de los calentadores y los tambores de coque.

La corriente de recirculación se retira del fondo de la torre con la alimentación fresca. Una segunda corriente se retira para proporcionar agitación de partículas de coque en el fondo de la fraccionadora. La corriente se bombea a través de la bomba de recirculación, 020-P-31027, después que se remueven las partículas de coque a través del filtro de recirculación 020-V-31016, y posteriormente regresa a la torre.

Los vapores netos suben a través de la sección de lavado en donde el reflujo caliente de circulación retrolava el coque retenido y condensa los materiales pesados. Los vapores lavados pasan a través de la sección de rectificación de la torre.

Arriba de la sección de lavado de la fraccionadora, se retira una corriente de rebombeo de gasóleo pesado de circulación. La corriente se bombea por la bomba de rebombeo de GOPC, 020-P-31011/31012, en donde una porción de ésta se pasa a través del filtro de aceite de lavado, 020-V-31019/31020, y regresa como reflujo caliente a la sección de lavado de la torre.

Una segunda porción se envía a través del filtro de aceite de apagado, 020-V-31025/31026, y se usa para apagar los vapores que salen de los tambores de coque en servicio.

El remanente de la corriente de rebombeo de GOPC precalienta la alimentación fresca en el intercambiador de rebombeo de GOPC/alimentación, genera vapor de media presión en el generador de vapor de rebombeo GOPC-020-E-31006, y proporciona calor al rehervidor de la depropanizadora, 020-E-31502, y al rehervidor de la debutanizadora, 20-E-31505, localizados en la sección de la planta de gas antes de regresar a la torre.

2.3 Características de diseño de la carga a la planta coquizadora.

La coquizadora fue diseñada para procesar una alimentación de 53,973 BPD de residuo de vacío de una mezcla de crudos Istmo/Maya al 70/30, y 45,443 BPD de residuo de vacío de una mezcla de crudos Maya/Mezcla pesada de 75/25 con las características que se muestran en la Tabla 1:

El caso alternativo Maya-Mezcla pesada es el que se aplica en la refinería Francisco I. Madero ya que se tienen dos plantas de destilación combinada: la planta 010 que procesa crudo Maya 100% y la planta BA que procesa una mezcla de crudo Maya y crudo del área de Cd. Madero. De estas plantas se obtiene el residuo de vacío que es alimentado a la planta coquizadora para obtener, gases, gasolina, gasóleo ligero y pesado, además del coque.

Tabla 1. CAPACIDADES Y CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LA ALIMENTACION

	Caso diseño (Maya 100%)	Caso alternativo (Istmo/Maya 70/30)	Caso alternativo (Maya/Mezcla pesada 75/25)
BPD	50,000	53,973	45,443
Punto de corte TBP, °C	585.6	568.3	565.6
Gravedad, °API	0	5.79	0.713
Azufre, % en peso	5.15	4.5	6.21
Nitrógeno, ppm peso	5,200	4,417	6,693
Carbón Conradson, % peso	31	22.44	30.04
Viscosidad, cks @ 98.9°C	3,744,000	12,117	137,000
cks @ 135°C	46,000	935	5,340
Níquel, ppm peso	125	96	111.44
Vanadio, ppm peso	700	96	650.4
Sodio, ppm peso	10	-	5
Insolubles C7, % peso	28.7	-	36.58
Insolubles C5, % peso	40	-	43.1

Durante el año 2008, las características de la carga más representativas fueron las mostradas en la Tabla 2:

Tabla 2. CARACTERISTICAS DE DISEÑO DE LA ALIMENTACION EN 2008

	Residuo de vacío Planta 010	Residuo de vacío planta BA
Punto de corte TBP, °C	585.6	568.3
Gravedad, °API	5.2	4.52
Azufre, % en peso	5.08	5.02
Nitrógeno, ppm peso	5,200	4,417
Carbón Conradson, % en peso	23.24	
Viscosidad Kansas	887.3	964.1
Destilación ASTM 1160, TIE	391	391
Destilación ASTM 1160, 5%	489	483
Destilación ASTM 1160, 10%	530	530
Vol .a 1000°F (538°C), %	11	11

2.4 Condiciones de diseño de la carga a la planta coquizadora.

Las condiciones de diseño de la carga hasta la entrada al calentador se describen a continuación:

La carga de residuo de vacío que se recibe de límite de batería en la planta coquizadora tiene una temperatura de diseño de 287.8-288 °C y una presión manométrica de 9.8-9.9 kg/cm².

Este residuo de vacío aumenta su temperatura a 305-309°C al pasar por el intercambiador de calor 020-E-31001 A/B para después mezclarse con la recirculación de la fraccionadora y salir como carga combinada a una temperatura de 314°C y una presión de 29.2 kg/cm² man hacia los calentadores H-31001 A/B.

En estos calentadores el residuo de vacío alcanza una temperatura máxima de 504°C y una presión de 4.6 kg/cm² man; posteriormente se envía hacia los tambores de coquización en donde se llevan a cabo las diversas reacciones obteniéndose un efluente a una temperatura de 449°C que es enviado a la sección de fraccionamiento para separar los gases, la gasolina, el gasóleo pesado y el gasóleo ligero. El coque se forma en los tambores de coquización y es desprendido con agua a alta presión.

2.5 Condiciones reales de operación de la carga a la planta coquizadora.

Para establecer las condiciones reales de operación de la carga, se tomó como base los promedios mensuales del año 2008 por tratarse del periodo en que se han tenido lapsos más estables así como un promedio de proceso de residuo de vacío más alto que en otros años. La información relativa a la temperatura se presenta en la Tabla 3.

Tabla 3. TEMPERATURAS REALES DE OPERACIÓN DE LA PLANTA COQUIZADORA (PROMEDIOS MENSUALES)

Mes	Temp. ent. R.V. a E-31001	Temp. Sal. de E-31001	Temp. sal. Carga combinada de Fracc. V-31006
Enero	233.18	284.74	293.50
Febrero	237.52	285.28	287.90
Marzo	238.52	286.02	287.04
Abril	231.80	282.82	282.94
Mayo	234.41	286.11	285.64
Junio	234.38	287.82	286.60
Julio	233.11	281.69	281.98
Marzo	213.78	235.05	237.03
Septiembre	235.56	281.55	280.80
Octubre	229.79	275.46	277.60
Noviembre	235.01	280.56	280.91
Diciembre	237.38	273.95	286.40
PROMEDIO	232.47	278.42	280.7

Cada calentador consta de 4 pasos con un indicador de temperatura a la salida; para obtener la temperatura promedio a la salida de los calentadores, se consideraron las temperaturas de cada uno de los 4 pasos, y se eliminaron los días con más desviación, para obtener el promedio, con los resultados finales que se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4. TEMPERATURAS REALES DE OPERACIÓN EN LOS 4 PASOS DEL CALENTADOR H-31001

Mes	Temp. sal. de calentadores Paso 1	Temp. sal. de calentadores Paso 2	Temp. sal. de calentadores Paso 3	Temp. sal. de calentadores Paso 4
Enero	462.64	470.38	467.05	471.06
Febrero	360.93	367.73	362.67	356.10
Marzo	473.81	483.84	468.02	474.19
Abril	469.43	479.48	468.39	476.94
Mayo	457.09	475.23	462.07	481.31
Junio	454.68	484.43	456.93	479.76
Julio	451.63	477.14	455.87	475.17
Agosto	393.88	410.05	385.44	409.45
Septiembre	459.40	475.52	459.87	482.57
Octubre	442.57	473.55	448.35	475.72
Noviembre	440.78	481.20	455.91	484.97
Diciembre	414.82	461.53	440.77	462.34
PROMEDIO	440.14	461.67	444.28	460.80
PROMEDIO GLOBAL:			451.72°C	

En la Tabla 5 se hace una comparación entre las temperaturas reales y las de diseño, observándose que la temperatura de la carga de residuo de vacío que se recibe de límite de batería como alimentación de la coquizadora es menor en más de 55°C con respecto a la de diseño, mientras que la temperatura de salida del cambiador de calor E-31001 después de calentarse contra el rebombeo de gasóleo pesado de la coquizadora es casi 30°C menor que el diseño.

Tabla 5. COMPARACIÓN DE LAS TEMPERATURAS DE DISEÑO CONTRA LAS DE OPERACIÓN EN EL AÑO 2008

Temperatura	Diseño	Operación	Variación
Ent. R.V. a E-31001	288	232.5	55.5
Sal. R.V. de E-31001	309	279	30.0
Sal. C.C. de Fraccionadora	314	284.5	29.5
Salida de Calentadores	504	451.7	52.3

CAPITULO 3. PROBLEMÁTICA EN LA SECCION DE PRECALENTAMIENTO DE LA CARGA A LA COQUIZADORA

La planta coquizadora opera desde septiembre de 2002 procesando residuo de vacío, cuya cantidad depende de la operación continua de las plantas combinadas 010 y BA, sin embargo, a pesar de tener confiable su operación, se presentan variaciones en el control de carga a la planta coquizadora, ya que el residuo de vacío llega directamente a la torre fraccionadora haciendo que el nivel del fondo fluctúe poniendo en riesgo la operación de los calentadores, originando además, descontrol en los perfiles de presión y temperatura del fondo de la torre fraccionadora, desajuste térmico desde los cambiadores E-31001 A/B, depresionamiento de la línea de carga. El personal de operación continuamente tiene que hacer maniobras para minimizar los riesgos en la operación de la fraccionadora.

Los calentadores también tienen afectaciones ya que el descontrol térmico los obliga a operar a una mayor severidad para alcanzar la temperatura de reacción requerida en los tambores, lo que causa daños internos en los serpentines, así como en los quemadores que tienen que ser reparados en promedio cada mes porque se deterioran con más rapidez, ya que presentan problemas de taponamiento y descontrol de las flamas, que además inciden directamente en los tubos de los serpentines de proceso, teniendo coquización interna y afectación a la metalurgia del tubo, además de daños diversos en paredes de refractario y crisoles.

En noviembre de 2004, personal de la Unidad de Ingeniería de la refinería Francisco. I. Madero detectó que por la falta de temperatura en el residuo de vacío, el sistema de precalentamiento del residuo de vacío con la corriente de pumparound de gasóleo pesado E-31001, intercambiaba casi en su totalidad el calor disponible, lo cual afectaba el intercambio posterior que tiene esta corriente, en el intercambiador de calor de agua de calentamiento a caldera / pumparound GOPC (E-31002) y el generador de vapor E-31006, reduciendo la producción de vapor, así como del flujo de agua tratada, causando problemas de fugas por el empaque de sello entre el haz de tubos y el cuerpo de los cambiadores E-31001 y E-31002, así como daños en espejos, empaques y tubos, además de contaminación del mismo gasóleo pesado con agua, y una menor producción de vapor en el generador de vapor (Morales C., G., 2004).

Esta situación originó la salida frecuente de la planta de coquizadora para reparar los equipos mencionados, con un impacto económico estimado de 800,000 dólares por día (Morales C., G., 2004).

Como una solución provisional a esta situación, a fines del año 2005 se instaló un generador de vapor de baja presión paralelo al E-31002, para generar vapor de 3.5 kg/cm² (Morales C., G., 2005), en tanto se soluciona el problema de raíz: la baja temperatura del residuo de vacío.

En mayo de 2003 se realizó un análisis HAZOP por parte de la U.N.A.M., del que se derivaron recomendaciones para solucionar las variaciones de flujo y la baja temperatura en la carga a la coquizadora.

Para minimizar las variaciones de flujo se recomendó la instalación de un tanque de balance que amortigüe las fluctuaciones del flujo hacia la fraccionadora.

Con respecto a la baja temperatura de la carga, para que el residuo de vacío llegue a la planta coquizadora a la temperatura de diseño se recomendó que se cumpla con la especificación de la carga de diseño de las plantas combinadas 010 y BA, razón por la cual, se propone la instalación de un precalentador del residuo de vacío de carga a la coquizadora, antes que fluya hacia los cambiadores de calor E-31001 A/B.

CAPITULO 4. PROPUESTA PARA SOLUCIONAR EL PROBLEMA DE VARIACION EN LA TEMPERATURA Y LAS FLUCTUACIONES EN EL FLUJO DE LA CARGA A LA COQUIZADORA

Se consideraron 12 escenarios posibles para elegir la mejor propuesta para acondicionar la carga de residuo de vacío a la planta coquizadora.

Estos escenarios se generaron bajo los siguientes criterios:

- Tipo de alimentación

La refinería normalmente procesa crudo Maya y una mezcla de crudos pesados que generan dos tipos de residuo de vacío que se pueden utilizar como alimentación a la coquizadora.

Como se mencionó previamente, estos tipos de residuo de vacío son el que se produce en la planta 010, derivado del crudo Maya; el otro tipo de residuo de vacío consiste en una mezcla de residuo de vacío del crudo producido con crudo Maya y el residuo de vacío producido en la planta BA a partir de una mezcla de crudos pesados. La proporción de la mezcla resultante es de 75/25.

- Disponibilidad de medios de calentamiento para el serpentín.

Para conservar la temperatura del residuo de vacío en el tanque de balance, se tienen dos opciones: utilizar el vapor de media presión que genera la planta coquizadora, o aprovechar la corriente de GOPC pumparound, extrayendo una parte de ella y retornarla a la salida del cambiador de calor E-31001, a la misma temperatura que tiene en este punto para no afectar el proceso.

- Calentamiento del 40% de la alimentación en el calentador H-31000

Debido a que la planta coquizadora cuenta con dos trenes de calentamiento, y a veces es necesario operar con un solo tren para fines de mantenimiento, se optó por calentar solo una parte del residuo de vacío en el nuevo calentador a fuego directo, para darle flexibilidad a la planta, sin afectar la operación del calentador con posible sobrecalentamiento en los serpentines, ya que si se diseñara el calentador para el 100% de la corriente, al operar la coquizadora con un solo tren, el calentador operaría a un nivel de flujo muy bajo a una alta severidad por la escasez del fluido frío en los serpentines.

Para establecer la cantidad de residuo de vacío a calentar, se hicieron tres corridas en Aspen HYSYS con varios porcentajes de la carga al calentador y se llegó a la conclusión que la cantidad más idónea a calentar es el 40% de la carga total, y de este modo, solamente se tendría que realizar ajustes en la temperatura del calentador.

En la Tabla 6 se muestran los resultados de las tres corridas mencionadas.

Tabla 6. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LAS CORRIDAS PARA DETERMINAR EL FLUJO A CALENTAR EN EL HORNO

CASO	30% FLUJO	40% FLUJO	50% FLUJO
FLUJO AL CALENTADOR, kg/h	90265	120353	150442
TEMP. ENT. AL CALENTADOR, °C	237	237	237
TEMP. SAL. DEL CALENTADOR, °C	397	359	336
TEMP. FINAL DE LA MEZCLA, °C	288	288	288
FLUJO TOTAL, kg/h	300883	300883	300883

- Precalentamiento de aire.

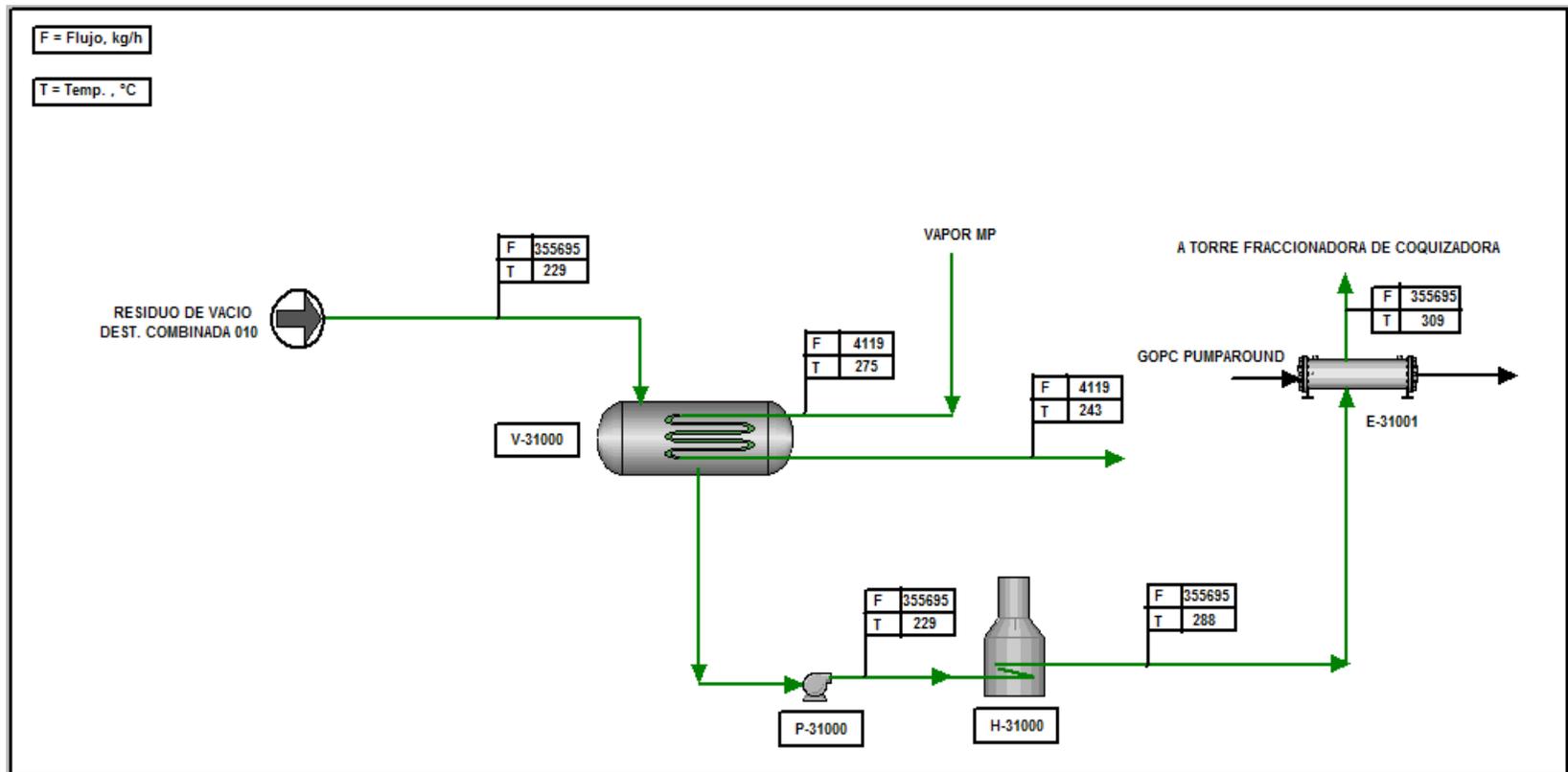
Se consideró la alternativa de diseñar el calentador con precalentamiento de aire para obtener una mayor eficiencia, contribuyendo de esta manera al ahorro de energía.

A continuación se describe cada uno de los 12 escenarios:

Escenario 1:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con vapor de media presión para recibir el 100% de residuo de vacío de la planta de destilación combinada 010, y posteriormente enviar la totalidad de esta corriente a un calentador a fuego directo para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 288° y luego enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

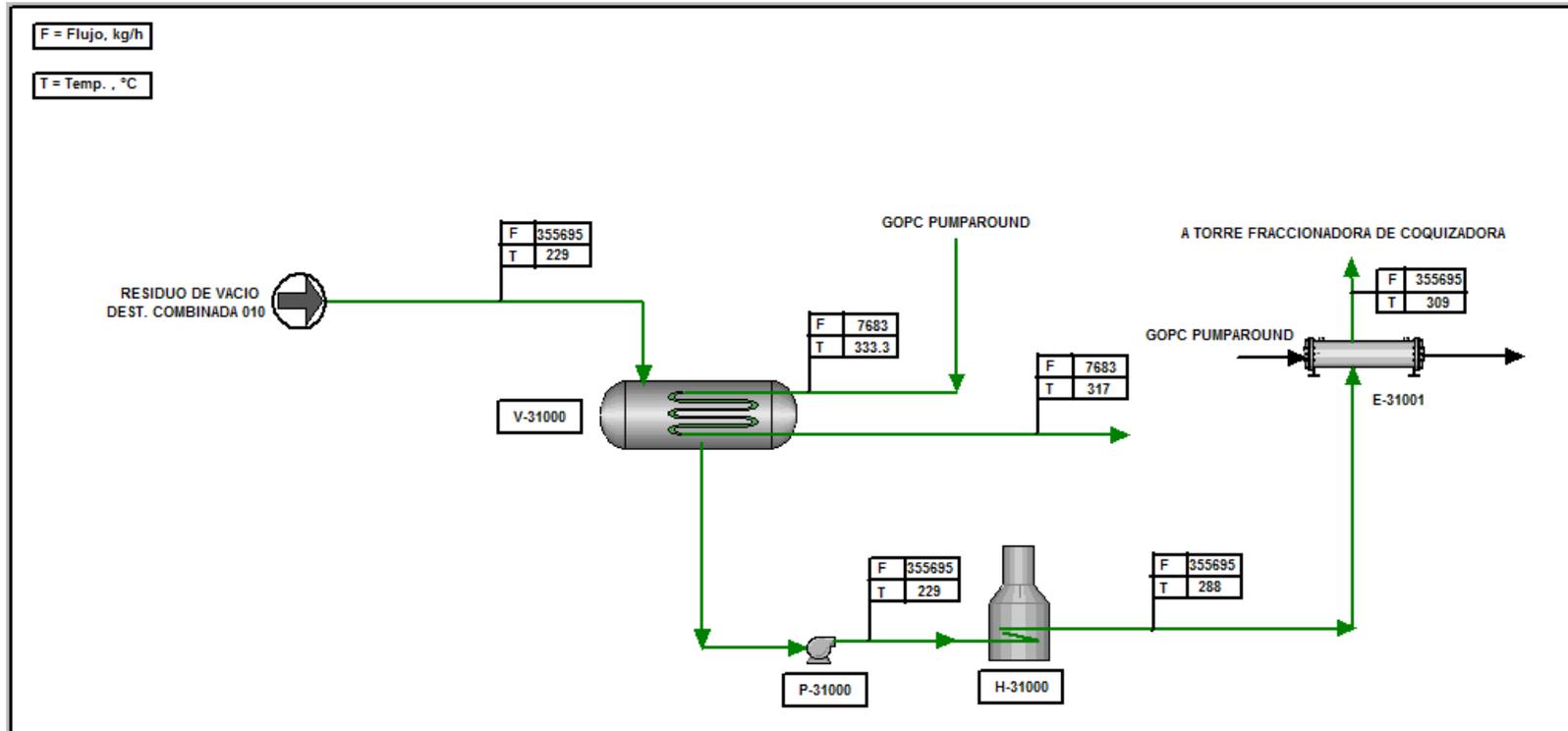
Figura 4. ESCENARIO 1: RESIDUO DE VACIO MAYA, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO, VAPOR MP



Escenario 2:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con GOPC de pumparound para recibir el 100% de residuo de vacío de la planta de destilación combinada 010, y posteriormente enviar la totalidad de esta corriente a un calentador a fuego directo para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 288° y luego enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

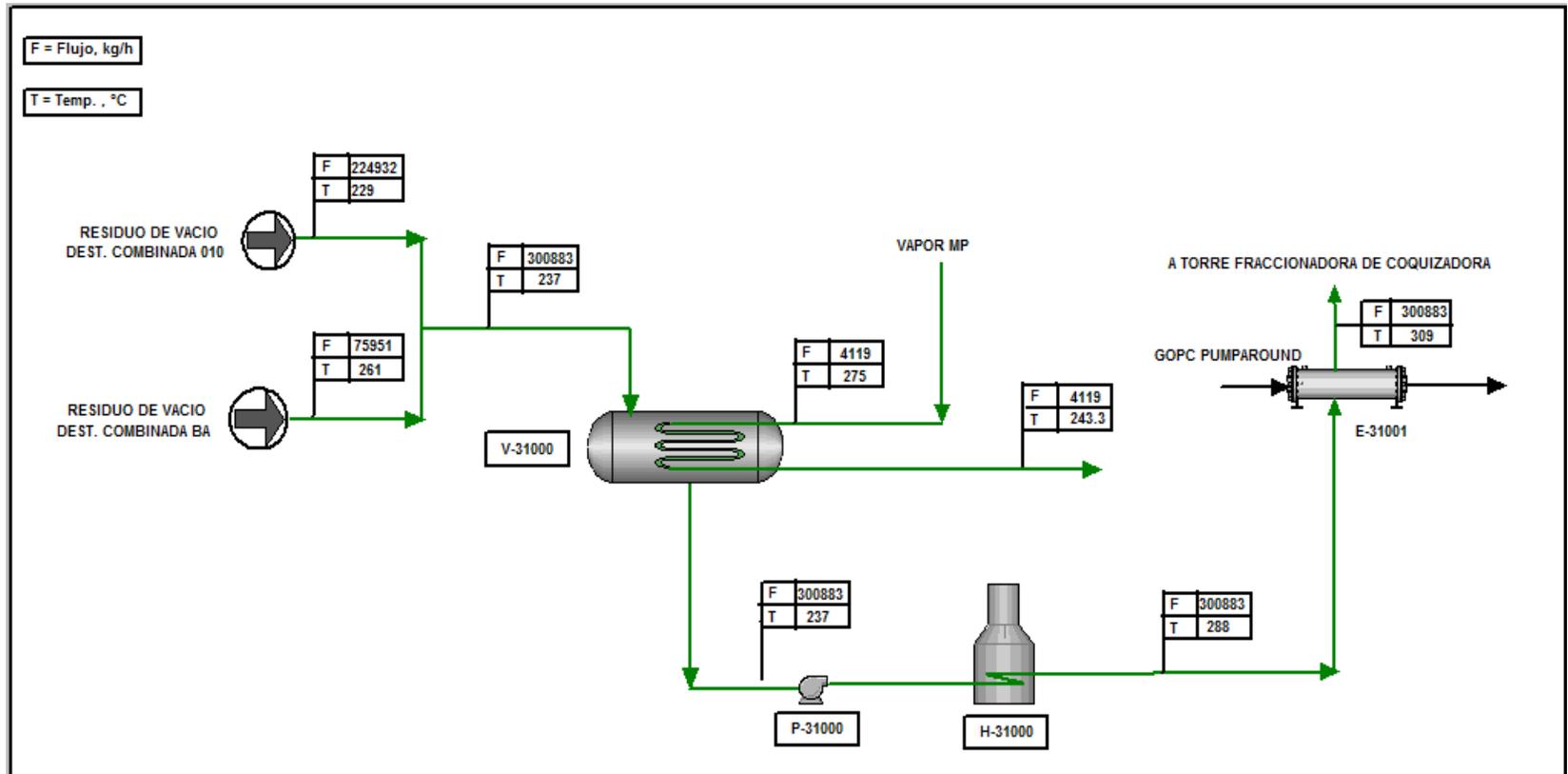
Figura 5. ESCENARIO 2: RESIDUO DE VACIO MAYA, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND



Escenario 3:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con vapor de media presión para recibir el 100% de la mezcla de residuos de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA en una proporción de 75/25, y posteriormente enviar la totalidad de esta corriente a un calentador a fuego directo para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 288° y luego enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

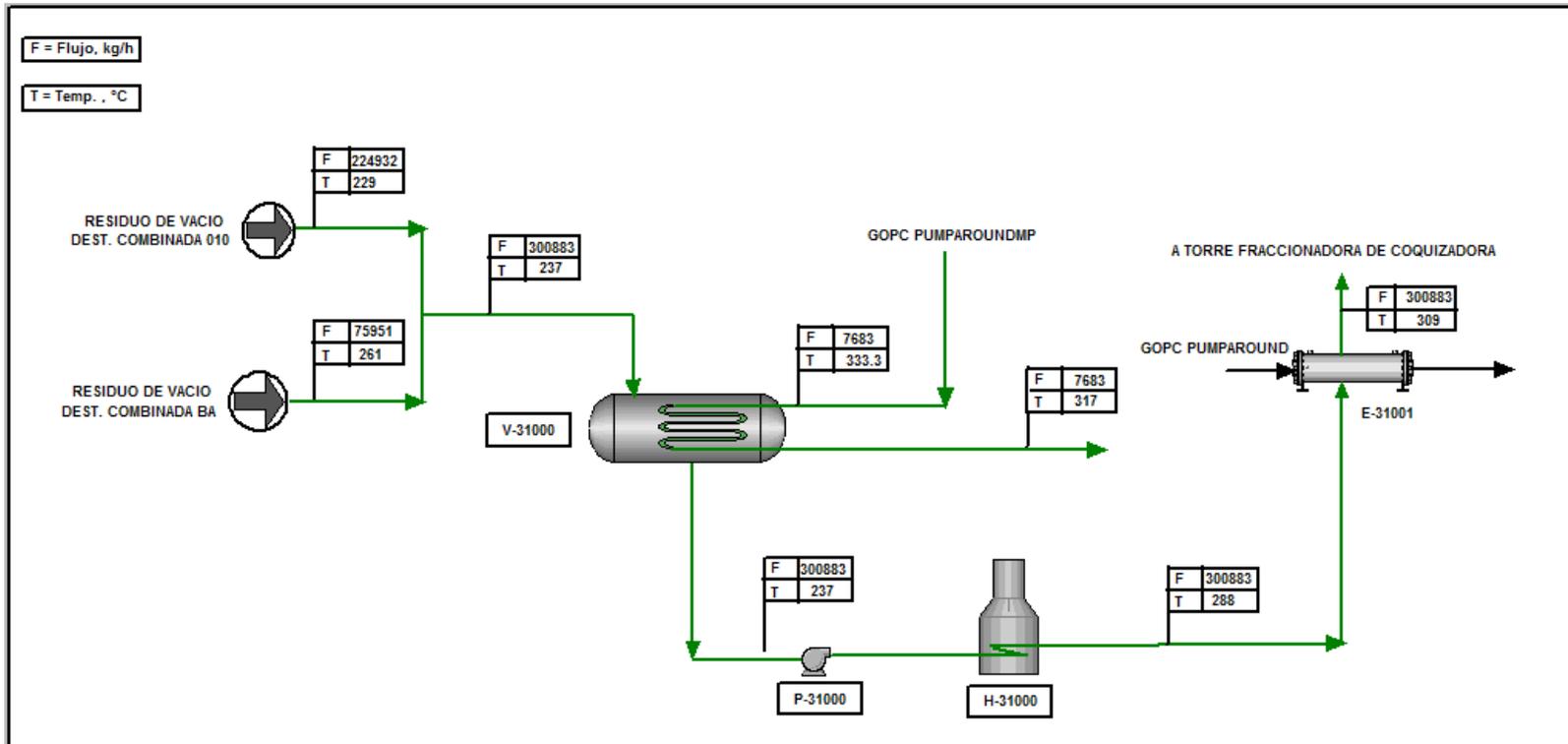
Figura 6. ESCENARIO 3: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO, VAPOR MP



Escenario 4:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con GOPC de pumparound para recibir el 100% de la mezcla de residuos de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA en una proporción de 75/25, y posteriormente enviar la totalidad de esta corriente a un calentador a fuego directo para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 288° y luego enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

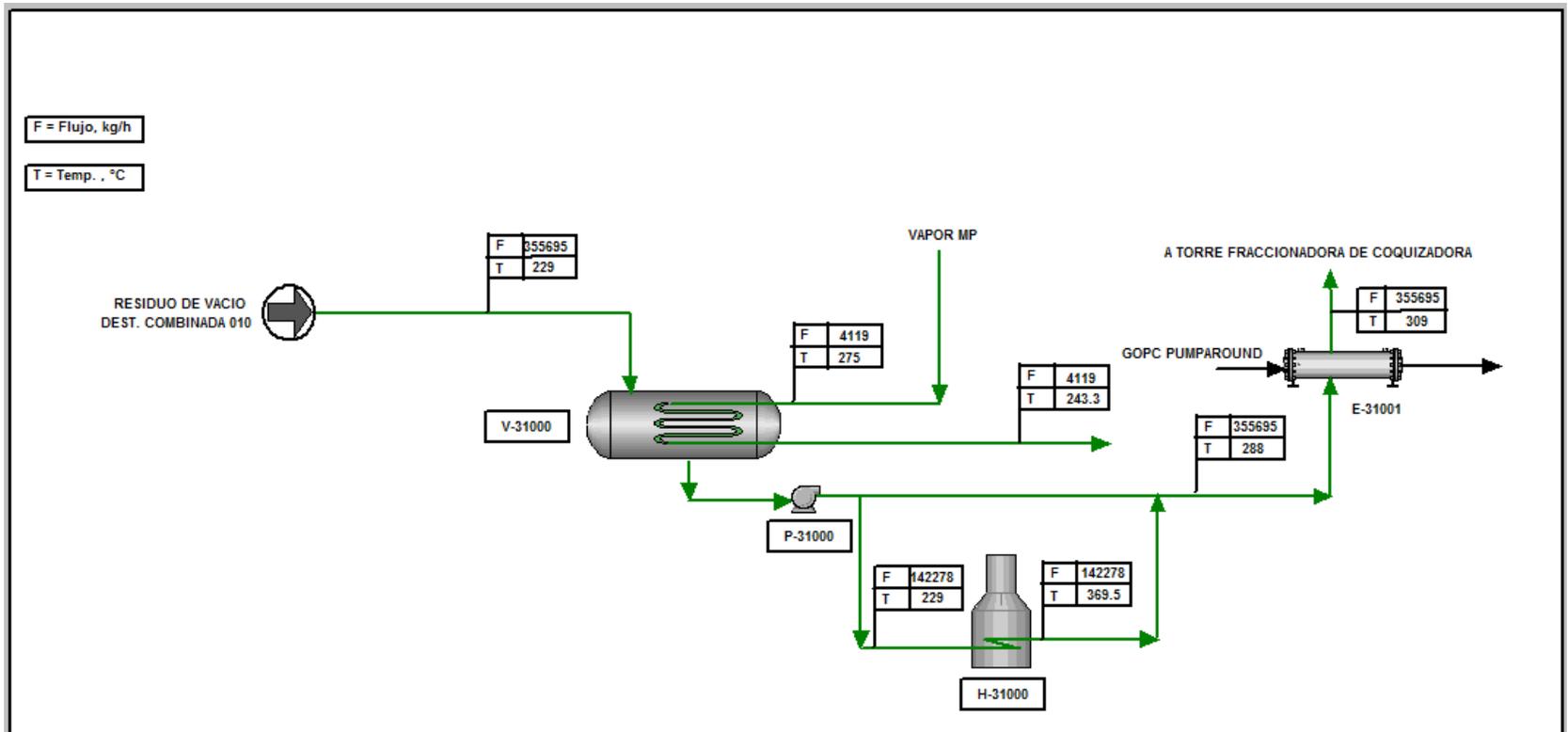
Figura 7. ESCENARIO 4: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, FLUJO TOTAL AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC



Escenario 5:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con vapor de media presión para recibir el 100% del residuo de vacío de la planta de destilación combinada 010, y posteriormente enviar el 40% de esta corriente (residuo de vacío 100% Maya) a un calentador a fuego directo para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 369 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

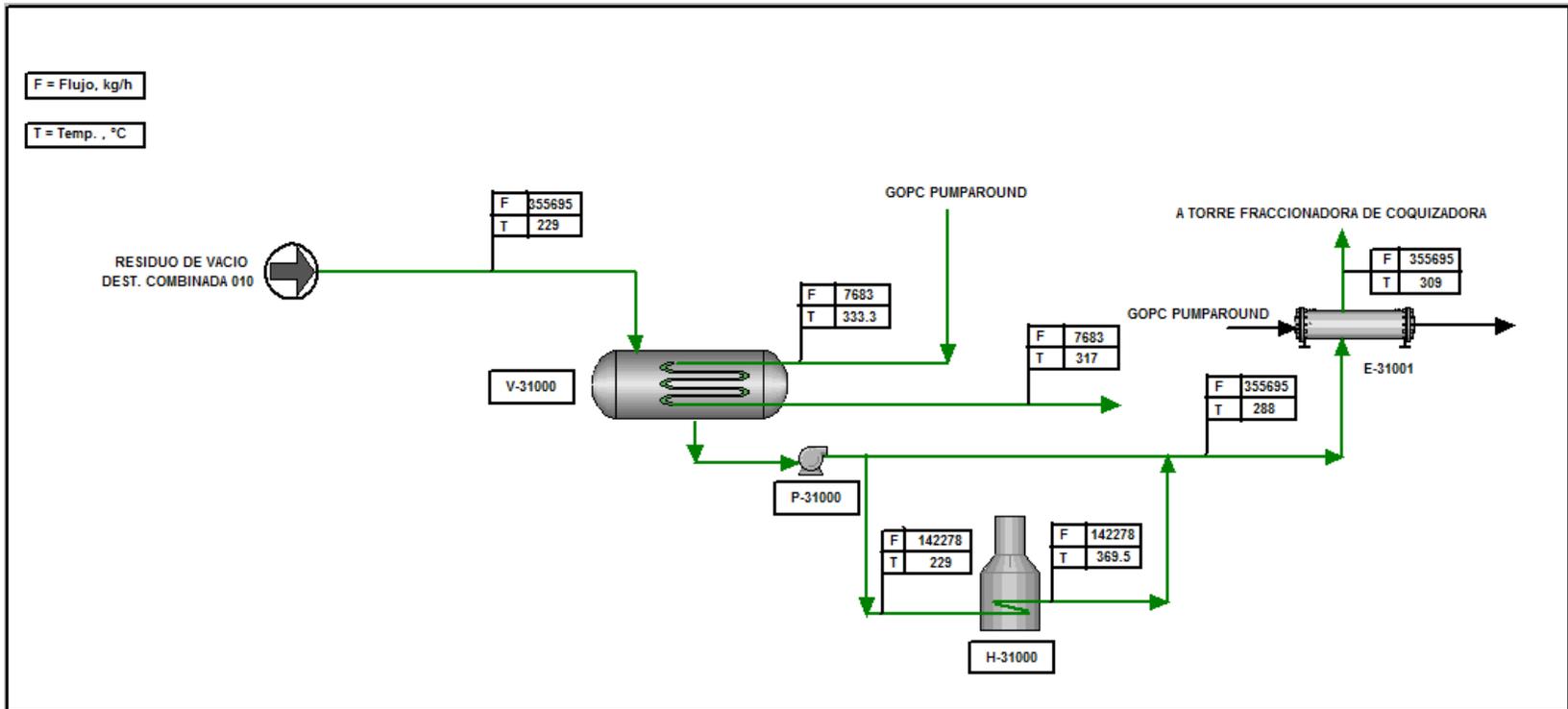
Figura 8. ESCENARIO 5: RESIDUO DE VACIO DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP



Escenario 6:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con GOPC de pumparound para recibir el 100% del residuo de vacío de la planta de destilación combinada 010, y posteriormente enviar el 40% de esta corriente (residuo de vacío 100% Maya) a un calentador a fuego directo con precalentamiento de aire para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 369 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

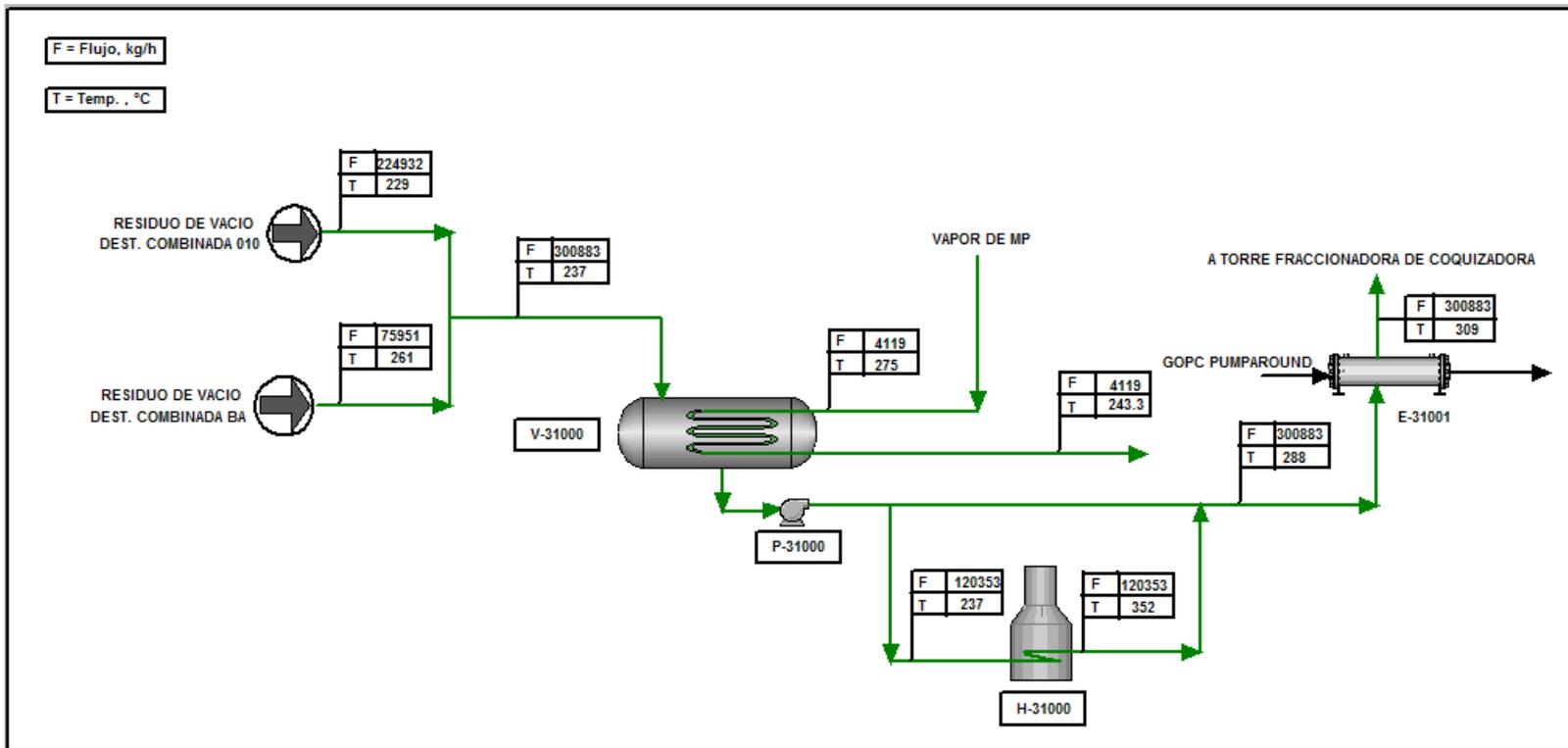
Figura 9. ESCENARIO 6: RESIDUO DE VACIO DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO, GOPC PUMPAROUND



Escenario 7:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con vapor de media presión para recibir el 100% de la mezcla de residuos de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA en una proporción de 75/25, y posteriormente enviar el 40% de la mezcla a un calentador a fuego directo para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 352 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

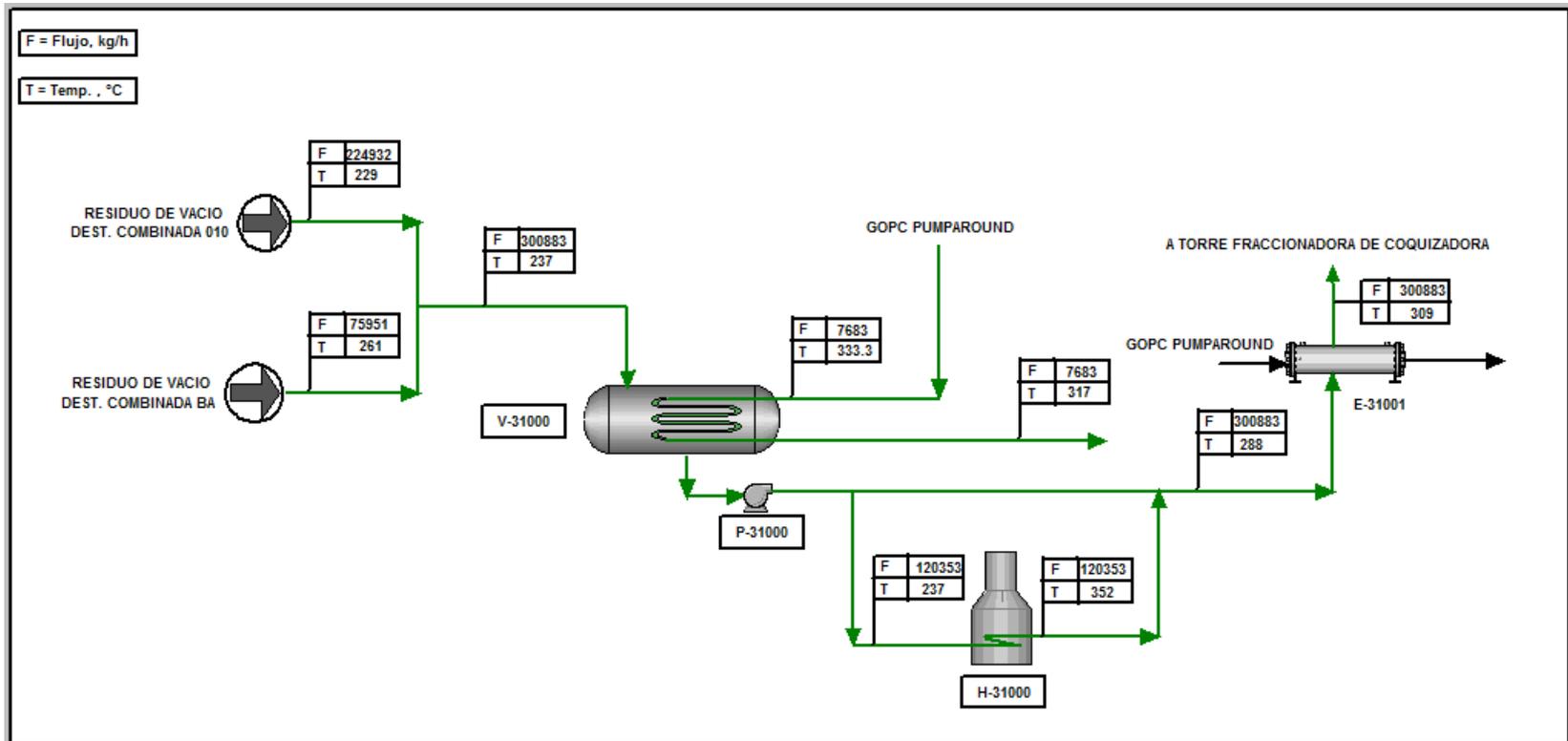
Figura 10. ESCENARIO 7: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP



Escenario 8:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con GOPC de pumparound para recibir el 100% de la mezcla de residuos de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA en una proporción de 75/25, y posteriormente enviar el 40% de la mezcla a un calentador a fuego directo para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 352 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

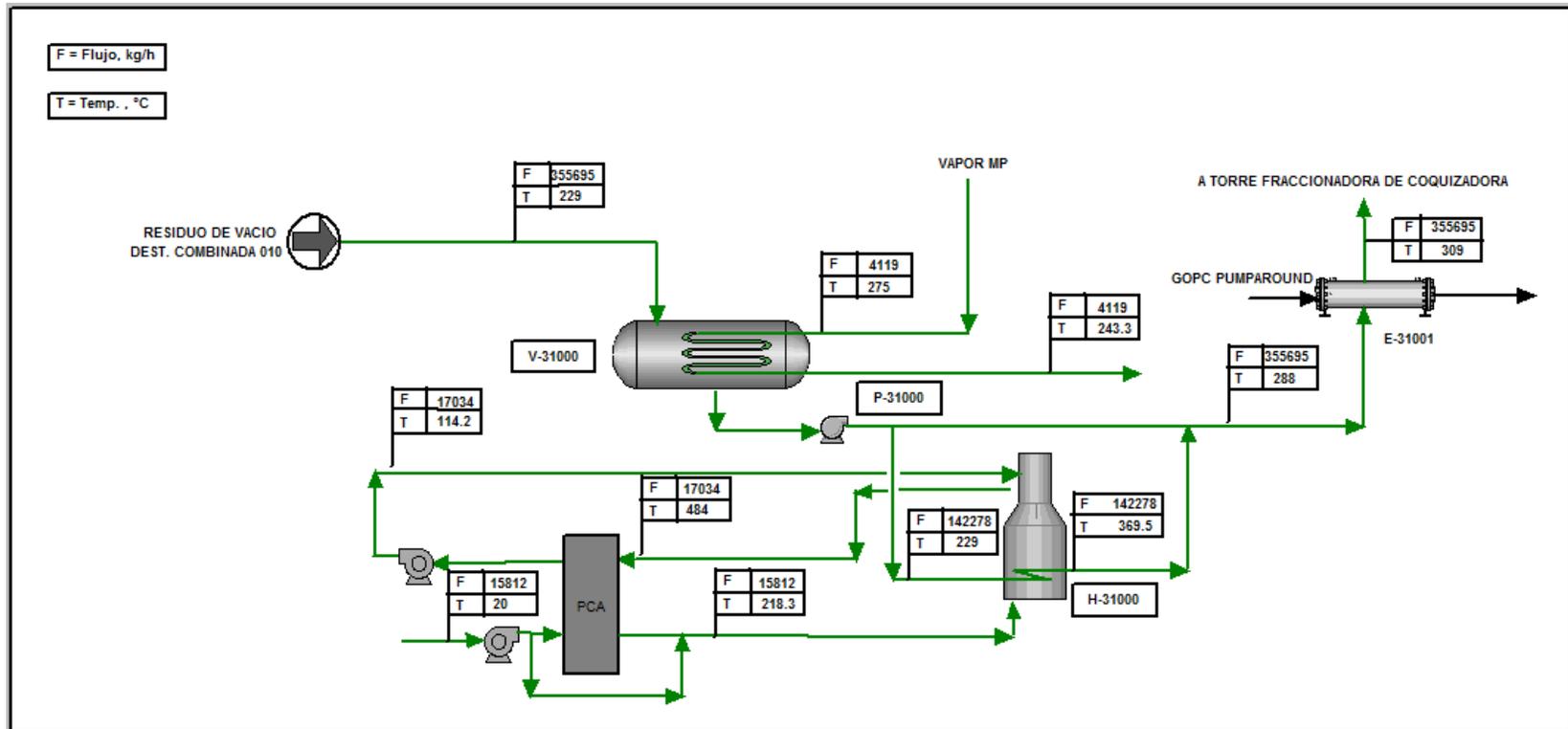
Figura 11. ESCENARIO 8: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND



Escenario 9:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con vapor de media presión para recibir el 100% del residuo de vacío de la planta de destilación combinada 010, y posteriormente enviar el 40% de esta corriente (residuo de vacío 100% Maya) a un calentador a fuego directo con precalentamiento de aire para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 369 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

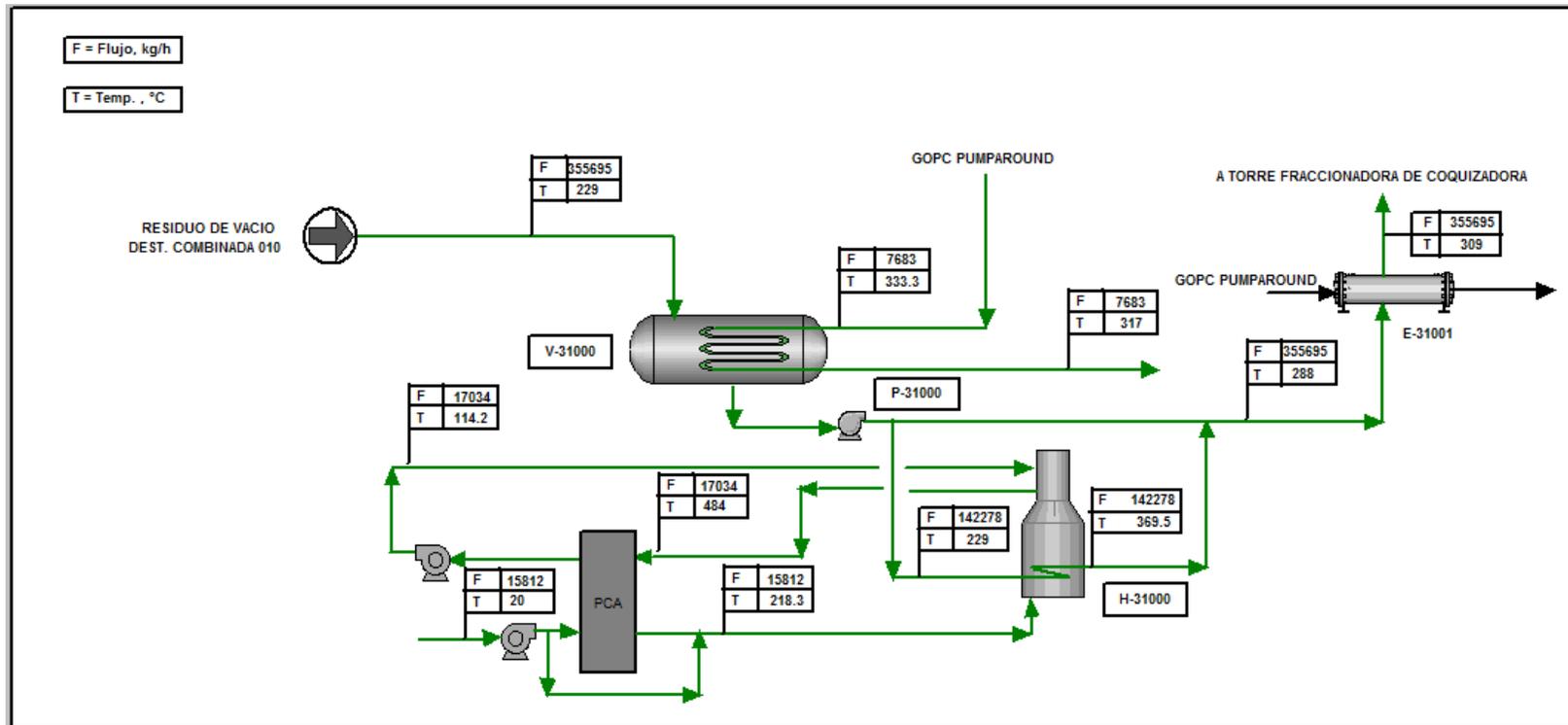
Figura 12. ESCENARIO 9: RESIDUO DE VACIO DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP



Escenario 10:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con GOPC de pumparound para recibir el 100% del residuo de vacío de la planta de destilación combinada 010, y posteriormente enviar el 40% de esta corriente (residuo de vacío 100% Maya) a un calentador a fuego directo con precalentamiento de aire para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 369 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

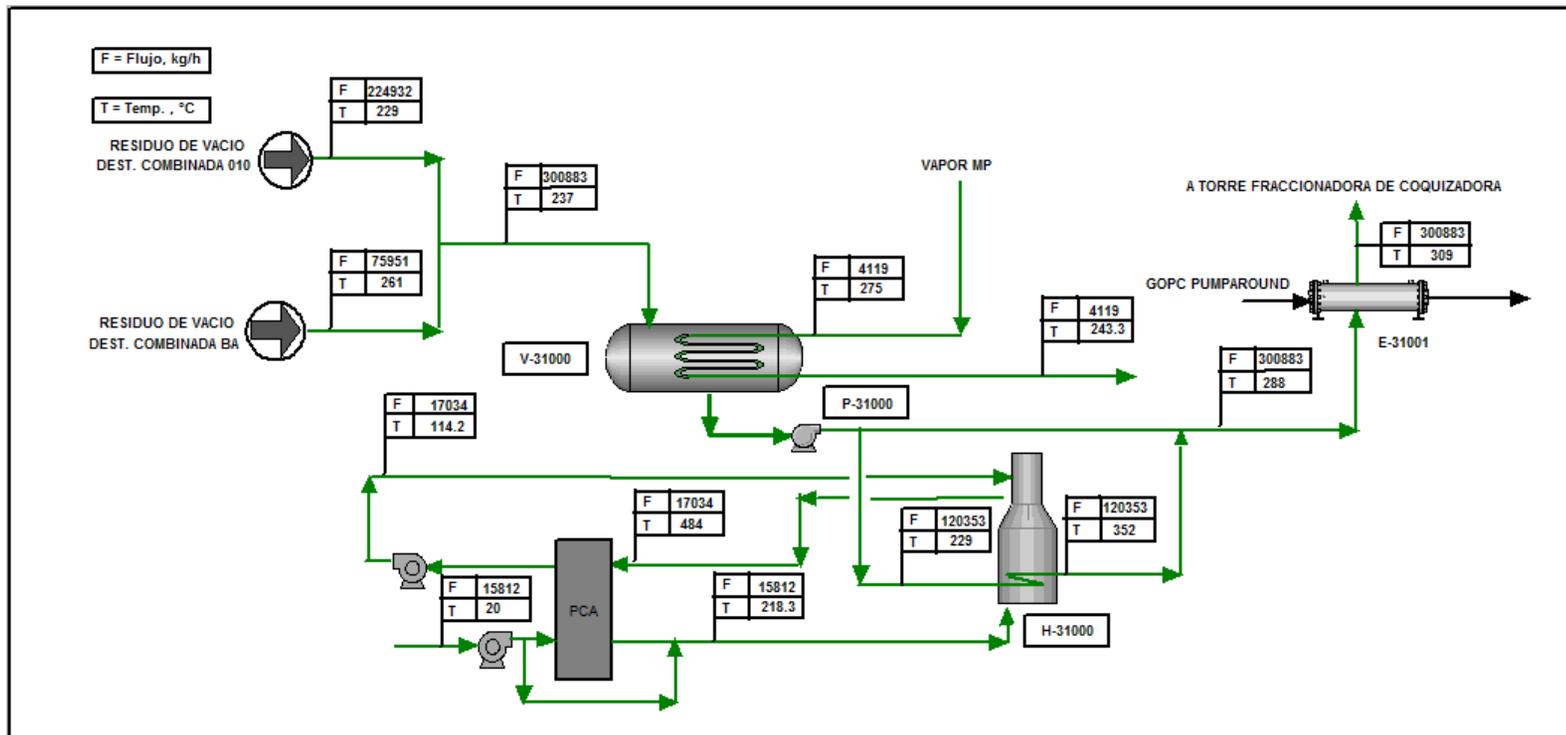
Figura 13. ESCENARIO 10: R.V. DE PLANTA 010, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND



Escenario 11:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con vapor de media presión para recibir el 100% de la mezcla de residuos de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA en una proporción de 75/25, y posteriormente enviar el 40% de la mezcla a un calentador a fuego directo con precalentamiento de aire para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 352 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

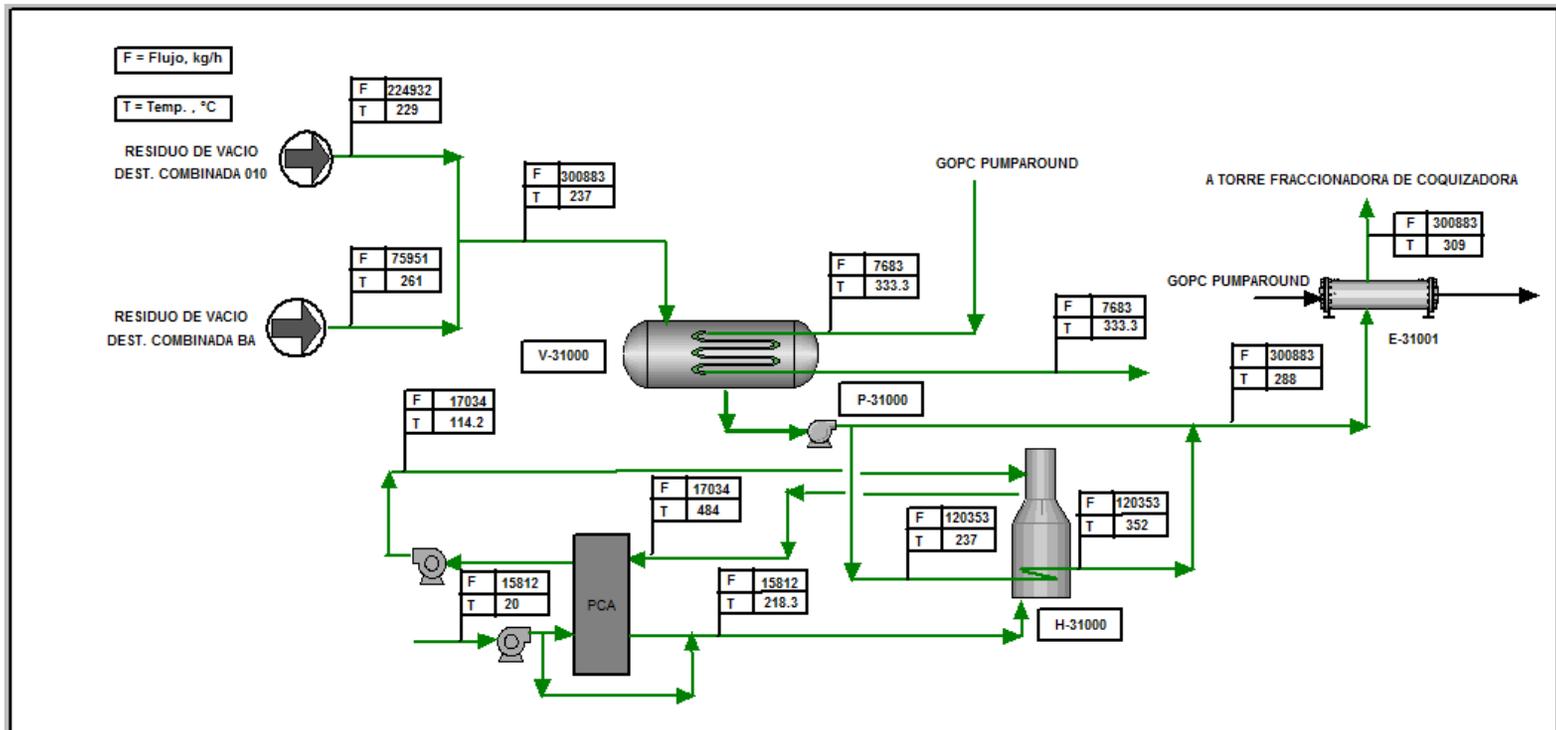
Figura 14. ESCENARIO 11: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: VAPOR MP



Escenario 12:

Instalar un tanque de balance con calentamiento con GOPC de pumparound para recibir el 100% de la mezcla de residuos de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA en una proporción de 75/25, y posteriormente enviar el 40% de la mezcla a un calentador a fuego directo con precalentamiento de aire para aumentar la temperatura al residuo de vacío a 352 °C y luego mezclarlo con el 60% del residuo restante para alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C y después enviarlo a los cambiadores E-31001 A/B.

Figura 15. ESCENARIO 12: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND



Las principales propiedades del residuo de vacío para el caso de la mezcla formada por el residuo que se recibe de las plantas 010 y BA (75/25), correspondiente a los escenarios 1 y 3, así como del caso del residuo de vacío 100% Maya de la planta 010 que corresponde a los escenarios 2 y 4 se muestran en la tabla siguiente:

Tabla 7. PROPIEDADES Y TIPOS DE RESIDUO DE VACIO A PROCESAR EN LA COQUIZADORA

	RV 75/25	RV MAYA
Flujo, kg/h	300883	355695
Temperatura, °C	237.2	229
Presión, kg/cm ² man	5	6
Peso molecular	665.1	609.2
Densidad relativa, kg/m ³	901.5	950.6
Entalpía, kJ/kg	-1690	-1750
Calor específico, kJ/kg °C	2.502	2.359
Gravedad específica	1.036	1.074
K Watson	11.47	11.05
Viscosidad, cP	11.6	15.01
Tensión superficial, dinas/cm	22.15	24.56
Conductividad térmica, W/m K	0.1554	0.163

Las propiedades de la carga se calcularon mediante HYSYS con datos históricos de 2008, del flujo del residuo de vacío de las plantas de destilación combinada Maya y BA, así como de su temperatura y presión de salida hacia la coquizadora.

4.1 Dimensionamiento del tanque de balance V-31000 de la carga a la coquizadora.

Las dimensiones del tanque de balance V-31000 se obtuvieron tomando como referencia el libro Rules of Thumb for Chemical Engineers del autor Carl Branan en el que se indican las reglas usuales para calcular el diámetro y la longitud de un recipiente. Asimismo, de acuerdo a estas reglas, un buen estimado del tiempo de residencia para un recipiente que alimenta a un calentador es de 30 minutos, valor que el personal de operación de la coquizadora, considera adecuado para resolver cualquier descontrol que pudiera presentarse en operación de la planta.

El tanque es de tipo horizontal con aislamiento, utilizando colcha de lana de roca. Se estimó la temperatura de la capa externa del recipiente así como el calor perdido, fijando un espesor de una pulgada, tomando como base la norma NRF-034-PEMEX-2004, que establece que la

temperatura externa debe ser menor de 60°C. En la tabla siguiente se muestran las características principales del tanque:

Tabla 8: CARACTERISTICAS PRINCIPALES DEL TANQUE DE BALANCE

TIPO DE RECIPIENTE	RECIPIENTE A PRESION, HORIZONTAL CON AISLAMIENTO Y SERPENTIN
DIAMETRO, m	5.374
LONGITUD, m	13.435
CAPACIDAD, m3	304.75
TIEMPO DE RESIDENCIA, min	30

consideraron dos tipos de medios de calentamiento, vapor de media presión sobrecalentado y una parte de la corriente de GOPC de pumparound para retornarla a la salida del intercambiador de calor E-31001 sin afectar el proceso, para los casos de residuo de vacío 100% Maya y mezcla de residuos de vacío 75% tipo Maya/25% mezcla pesada.

En la Tabla 9 se muestran los resultados del diseño del serpentín para el tanque de balance V-31000 que se obtuvieron para los cuatro casos siguientes:

- Caso 1: Residuo 100% Maya vs Vapor MP
- Caso 2: Residuo 100% Maya vs GOPC pumparound
- Caso 3: Mezcla de residuos 75/25 vs Vapor MP
- Caso 4: Mezcla de residuos 75/25 vs GOPC pumparound

Tabla 9. RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DEL SERPENTIN

DESCRIPCION	R.V. Maya vs Vapor MP	R.V. Maya vs GOPC	Mezcla R.V. vs Vapor MP	Mezcla R.V. vs GOPC
FLUJO, kg/h	4119.4	7683	4119.4	7683
NO. DE TUBOS	38	12	50	14
DIAMETRO DE TUBO, m	0.11	0.044	0.11	0.044
LONGITUD TOTAL, m	510.74	161.3	672	188.17

Adicionalmente, el tanque de balance deberá contemplar los siguientes equipos y accesorios:

- Sistema de control necesario para mantener una presión constante durante la operación.
- Sistema de inyección de diluyente en caso de paros prolongados en los que sea necesario retirar el residuo de vacío.
- Instrumentos de control, como indicadores de nivel, presión y temperatura, alarmas por nivel alto, bajo, con señal al sistema de control distribuido, válvulas de seguridad, válvulas de aislamiento de emergencia, válvula de control de nivel, etc.

- Líneas de servicios auxiliares tales como gas combustible, vapor, aire de instrumentos, aceite de lavado, drenaje.
- Sistema de desfogue conectado al desfogue general de la refinería.
- Bomba accionada por motor para el manejo del residuo de vacío hacia la planta coquizadora con sus correspondientes líneas auxiliares y periféricos que garanticen una operación eficiente y que cumpla con la especificación API 610. También deberá incluir dispositivos de alimentación eléctrica.
- Sistema de by-pass automatizado que permita que la planta reciba el residuo de vacío directamente, en caso de que sea necesario poner fuera de operación el tanque de balance.
- La metalurgia del tanque debe ser la adecuada para manejar altas concentraciones de azufre (6 %), ácidos nafténicos, metales y sales contenidos en el residuo de vacío que originan corrosión.

Estos equipos y accesorios no son parte del alcance de este trabajo, por lo que deberán realizarse en la etapa de Ingeniería de Detalle.

4.2 Dimensionamiento de las bombas de residuo de vacío P-31000 A, B y R

Tomando en cuenta que la Planta Coquizadora puede operar al 50% de su capacidad, se proponen dos bombas en operación normal y una de relevo.

De acuerdo con la memoria de cálculo presentada en el Apéndice, las bombas se requieren con las siguientes características:

Tabla 10. CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LAS BOMBAS (POR BOMBA)

CASO	R.V. 75/25	R.V. 100 % MAYA
FLUJO NORMAL, m3/h	152	187
FLUJO DE DISEÑO	167.2	205.7
NPSH, m	33.66	32.09
CABEZA DE LA BOMBA, m	250.59	237
PRESION DIFERENCIAL, kg/cm2	22.56	22.6
POTENCIA HIDRAULICA, BHP	209	257

4.3 Diseño del precalentador de la carga a la coquizadora, H-31000.

Con el empleo del simulador Aspen Fihir se realizó el diseño del precalentador, utiizando las propiedades del residuo de vacío que se obtuvieron mediante Hysys. Se analizaron los cuatro casos que se describen a continuación:

- . Caso A: Envío del 40% de la corriente del residuo de vacío Maya al calentador sin precalentamiento de aire.

- . Caso B: Envío del 40% de la corriente del residuo de vacío Maya al calentador con precalentamiento de aire.
- . Caso C: Envío del 40% de la corriente de la mezcla de residuos 75/25 al calentador sin precalentamiento de aire.
- . Caso D: Envío del 40% de la corriente de la mezcla de residuos 75/25 al calentador con precalentamiento de aire.

En las Tablas 11 y 12 se muestra un resumen de la información obtenida para los cuatro casos.

Tabla 11. RESUMEN DE CARACTERÍSTICAS DEL CALENTADOR H-31000 (CASOS A Y B)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire			40% RV Maya con Precal. Aire		
Carga térmica del calentador BTU/h	35657900			38933965		
Eficiencia global (%)	77.4			95.94		
Eficiencia de la caja de combustión (%)	65.73			67.21		
Flujo de combustible lb/h	2165			2165		
% Exceso de aire	15			15		
Temperatura de gas bien mezclado en la caja de combustión °F	1649			1702		
Temperatura de entrada de los gases de combustión a la chimenea °F	885			898		
Sección	Caja de combustión	banco 1	banco 2	Caja de combustión	banco 1	banco 2
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	475	463	444	476	463	444
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	646	475	463	664	476	463
Caída de presión de la corriente de proceso psi	5.221	0.595	1.815	5.221	0.595	1.815
Flujo de calor promedio por unidad de área BTU/(h ft²)	12097.1	1595	812.9	13317.1	1676	841.5
Temperatura de entrada de los gases de combustión °F		1226	1150		1251	1172
Temperatura de salida de los gases de combustión °F		1150	859		1172	898
Area total de tubo ft²	2503.1	1333.1	4008.5	2503.1	1333.1	4008.5
Material del tubo	A213 T9 11-13% Cr			A213 T9 11-13% Cr		
	húmedo	seco		húmedo	seco	
Flujo de los gases de combustión lb/h	42018	37501		42018	37501	
Especificación del precalentamiento de aire	no			si		
Flujo del aire de combustión lb/h	39853			39853		
Temperatura (ambiente) del aire de combustión °F	68			68		
Temperatura (de precalentado) del aire de combustión °F	60			425		
Carga de calor del aire de combustión BTU/h	-76563			3448290		
Temperatura de los gases de combustión extraídos °F	885			898		
Flujo de los gases de combustión en la chimenea lb/h	42018			42018		
Caída de presión de los gases de combustión en la chimenea inH2O	0.566			0.57		
Pérdida de calor de la pared de la chimenea BTU/h	825422			826102		

Tabla 12. RESUMEN DE CARACTERÍSTICAS DEL CALENTADOR H-31000 (CASOS C Y D)

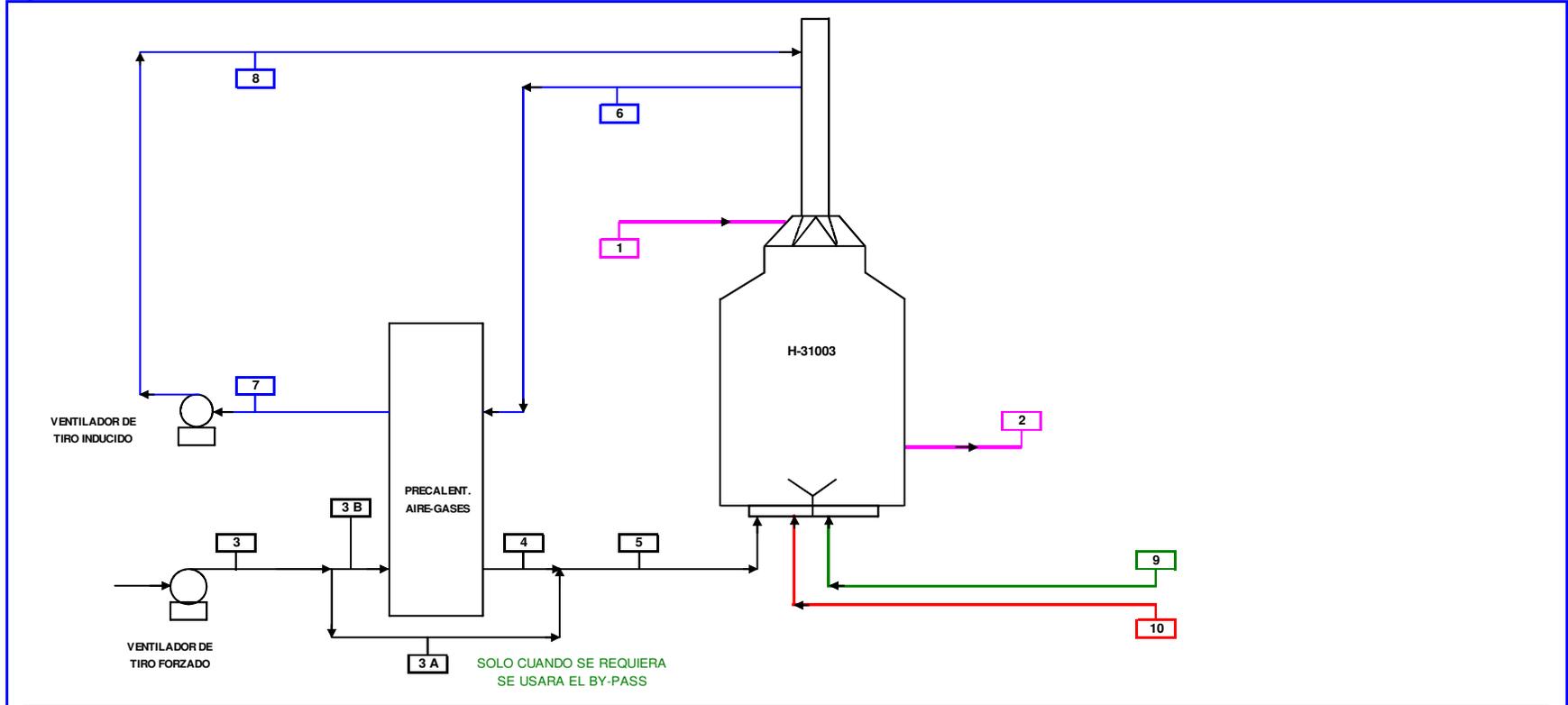
DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire			40% Mezcla RV con Precal. Aire		
Carga térmica del calentador BTU/h	35594707			38875140		
Eficiencia global (%)	77.26			95.94		
Eficiencia de la caja de combustión (%)	65.75			67.25		
Flujo de combustible lb/h	2165			2165		
% Exceso de aire	15			15		
Temperatura de gas bien mezclado en la caja de combustión °F	1647			1699		
Temperatura de entrada de los gases de combustión a la chimenea °F	890			903		
Sección	Caja de combustión	banco 1	banco 2	Caja de combustión	banco 1	banco 2
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	489	477	459	490	478	459
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	659	489	477	677	490	478
Caída de presión de la corriente de proceso psi	4.748	0.541	1.65	4.748	0.541	1.65
Flujo de calor promedio por unidad de área BTU/(h ft²)	12100.6	1579.6	800	13323.7	1659.4	828.1
Temperatura máxima de pared del tubo °F	1240	576	509	1319	582	510
Temperatura de entrada de los gases de combustión °F		1226	1151		1250	1172
Temperatura de salida de los gases de combustión °F		1151	890		1172	903
Area total de tubo ft²	2503.1	1333.1	4008.5	2503.1	1333.1	4008.5
DESCRIPCION	CASO C			CASO D		
Material del tubo	A213 T9 11-13% Cr			A213 T9 11-13% Cr		
	húmedo	seco		húmedo	seco	
Flujo de los gases de combustión lb/h	42018	37501		42018	37501	
Especificación del precalentamiento de aire	no			si		
Flujo del aire de combustión lb/h	39853			39853		
Temperatura (ambiente) del aire de combustión °F	68			68		
Temperatura (de precalentado) del aire de combustión °F	60			425		
Carga de calor del aire de combustión BTU/h	-76563			3448290		
Temperatura de los gases de combustión extraídos °F	890			903		
DESCRIPCION	CASO C			CASO D		
Flujo de los gases de combustión en la chimenea lb/h	42018			42018		
Caída de presión de los gases de combustión en la chimenea inH2O	0.567			0.571		
Pérdida de calor de la pared de la chimenea BTU/h	825694			826362		

El precalentador es de tipo caja con tubos horizontales y cuenta con precalentamiento de aire, con el fin de mejorar la eficiencia del precalentador, con el aprovechamiento del calor producido por los gases de combustión.

4.4 Diseño del Sistema de Precalentamiento de Aire

En las figuras 13 y 14 se muestran el balance de materia y energía del horno con el precalentador de aire para los casos de residuo de vacío 100% Maya y residuo 75/25 Maya-Mezcla pesada, respectivamente.

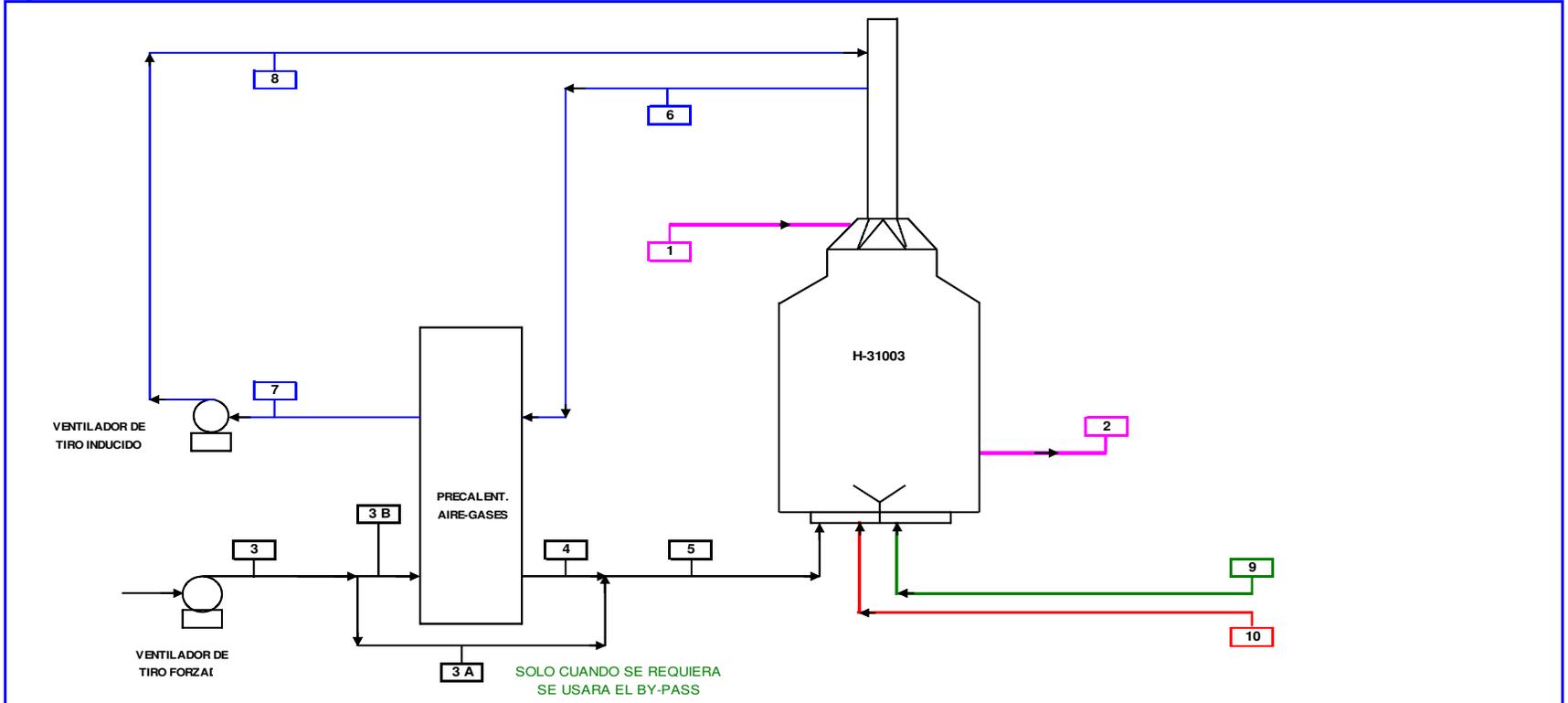
Figura 16: HORNO CON SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE, CASO RESIDUO DE VACIO 100% MAYA



BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CON PRECALENTAMIENTO RECUPERATIVO														
CORRIENTE	UNIDADES		1	2	3	3 A	3 B	4	5	6	7	8	9	10
			PROCESO	PROCESO	AIRE	AIRE MAX	AIRE	AIRE	AIRE	GASES	GASES	GASES	COMBUSTOL	GAS COMB
FLUJO	kg/h	kg/h	142576	142576	3462	1039	3462	3462	3462	3709	3709	3709	NA	955
PRESSION	mm H2O	kg/cm2(abs)	6	5.5	138.62	138.62	138.62	48.42	35.11	-7.29	-142.25	139.71	NA	4.50
TEMPERATURA	°C	°C	229.0	369.5	20.0	20.0	20.0	218.3	218.3	481.1	110.6	110.6	NA	20.0

PEMEX		
UNAM		
o/b IA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE. CASO : DISEÑO CON GAS COMBUSTIBLE		Item N° : H-31003
Nombre del Proyecto : ACONDICIONAMIENTO DE LA CARGA A COQUIZADORA DE MADERO		Dibujo N°:
Cliente : PEME	IA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE	
Sitio : Cd. Madero, Tamps	Servicio : Calentador de carga	Tipo : Cabina Horizontal
Unidad : PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA 020	Código de Diseño : API STD-560	
Revisión	1	
Fecha	11/05/2010	
Preparado		
Revisado		
Aprobado		

Figura 17: HORNO CON SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE, CASO MEZCLA RESIDUO DE VACIO 75/25



BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CON PRECALENTAMIENTO RECUPERATIVO

CORRIENTE	UNIDADES		1	2	3	3 A	3 B	4	5	6	7	8	9	10
	kg/h	kg/h												
FLUIDO			PROCESO	50	AIRE	AIRE MAX	AIRE	AIRE	AIRE	GASES	GASES	GASES	COMBUSTOL	GAS COMB
FLUJO	kg/h	kg/h	160565	50	3620	1086	3620	3620	3620	3867	3867	3867	NA	984
PRESION	mm H2O	kg/cm2(abs)	6	6	138.71	138.71	138.71	48.52	35.21	-7.29	-142.58	139.71	NA	4.50
TEMPERATURA	°C	°C	237.0	352.0	20.0	20.0	20.0	218.3	218.3	483.9	110.6	110.6	NA	20.0

PEMEX - UNAM												Item N° : H-31001		
SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE. CASO : DISEÑO CON GAS COMBUSTIBLE														
Cliente : PEMEX - REFINACIÓN				Nombre del Proyecto : ACONDICIONAMIENTO DE LA CARGA A LA COQUIZADORA DE MADERO										
Sitio : Cd. Madero, Tamps				Servicio : Calentador de carga				Tipo : Cabina Horizontal						
Unidad : PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA 020						Código de Diseño : API STD-560								
Revisión	1													
Fecha	11/05/2010													
Preparado														
Revisado														
Aprobado														

4.5 Diseño de la chimenea del calentador H-31000

A continuación se muestra una Tabla con las características principales de la chimenea para los casos residuo de vacío 100% Maya y residuo 75/25 Maya-mezcla pesada.

Tabla 13. CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LA CHIMENEA

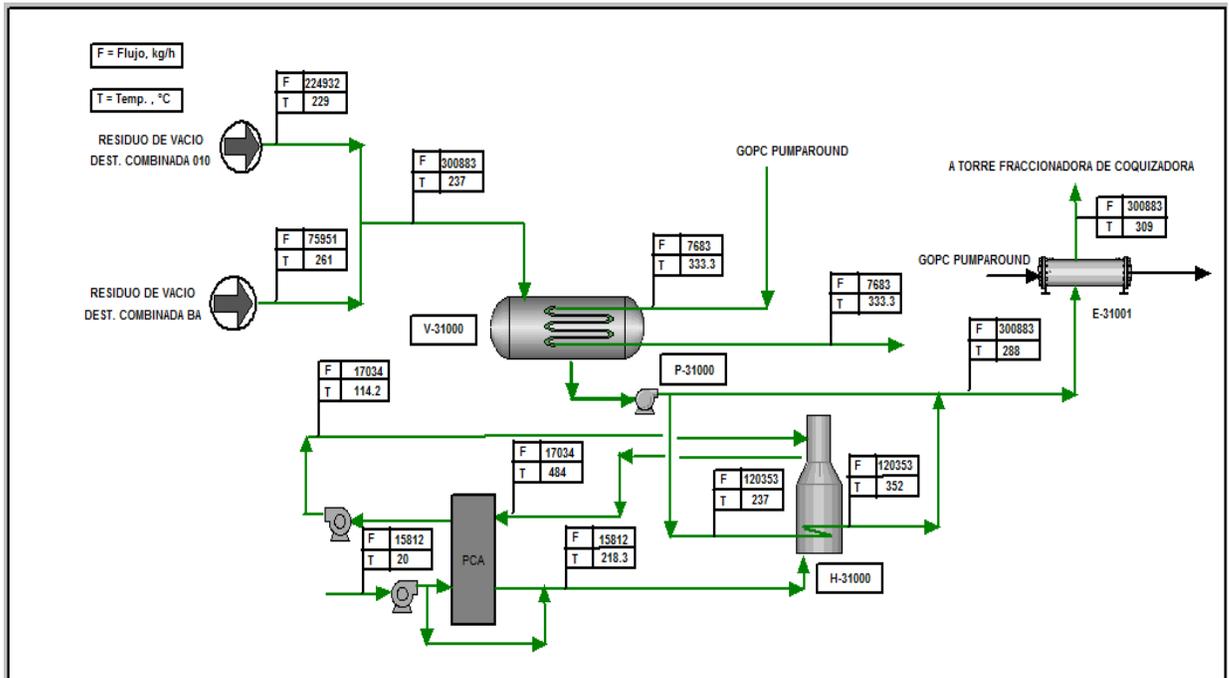
CASO	UNIDADES	R. V. 100% MAYA	R.V. 75/25
TEMPERATURA AMBIENTE	°F	100	100
TEMPERATURA DE GASES PUENTE	°F	1,251	1,226
TIRO EN RADIACIÓN	in H2O	0.216	0.213
REQUERIMIENTO DE QUEMADORES	in H2O	0.250	0.250
TIRO EN TUBOS ESCUDO	in H2O	0.034	0.037
FLUJO DE GASES EN CHIMENEA	lb/h	42,018	42,018
TEMPERATURA DE GASES CHIMENEA	°F	898	903
DIAMETRO DE CHIMENEA	ft	3.999	3.999
FLUJO DE GASES EN CHIMENEA	LB/SEG	11.672	11.672
ALTURA DE CHIMENEA	ft	100	100
TIRO EN TUBOS ESCUDO	in	0.034	0.037
TIRO TOTAL REQUERIDO	in	0.351	0.355
ALTURA DESDE TUBOS ESCUDO	ft	42.596	43.003

4.6 Esquema propuesto de la sección de precalentamiento de la carga a la coquizadora

En el esquema propuesto (ver Figura 15), la mezcla de residuo de vacío de las plantas de En el esquema propuesto (escenario no. 12, ver Figura 15), la mezcla de residuo de vacío de las plantas de destilación combinada 010 y BA, será enviado hacia el tanque de balance V-31000, con el fin de estabilizarse; después será bombeado el 40% de la carga al calentador H-31000, en donde se elevará la temperatura a 352 °C, y posteriormente se mezclará con el 60% restante para obtener la temperatura de 288 °C y se enviará finalmente a los cambiadores de calor E-31001 para continuar el proceso normal.

Con esta alternativa además de alcanzar la temperatura de diseño de 288 °C en el residuo de vacío, se contará con un calentador eficiente ya que incluye precalentamiento de aire, y se mantiene la temperatura del tanque de balance con serpentín, utilizando GOPC del pumparound como medio de calentamiento, el cual se retornará al proceso a la salida del E-31001, a la misma temperatura en ese punto, sin afectar la operación de la planta, además que se dará flexibilidad a la planta coquizadora en los casos que se requiera ponerla fuera de operación parcial o totalmente, por mantenimiento o por alguna contingencia.

Figura 15. ESCENARIO 12: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND



5. ANALISIS DE RESULTADOS

Los 12 escenarios mencionados en el capítulo anterior, se derivan de las diferentes combinaciones posibles, al considerar el manejo de los dos tipos de residuo de vacío que puede procesar la planta coquizadora, como son el residuo de vacío producido en la planta de destilación combinada 010 a partir de crudo Maya, así como una mezcla en una proporción de 75/25 de residuos de vacío producidos por la planta 010 y la planta de destilación combinada BA, que procesa una mezcla de crudos pesados.

Se consideró también la posibilidad de utilizar un serpentín en el tanque de balance, con vapor de media presión o GOPC de pumparound como medios de calentamiento. Las características principales para los dos casos se muestran a continuación:

Tabla 14. PRINCIPALES CARACTERÍSTICAS DEL SERPENTÍN

DESCRIPCION	CASO RV 75 / 25		CASO RV (100% MAYA)	
	VAPOR MP	GOPC	VAPOR MP	GOPC
TEMP. ENTRADA, °C	275	333.3	275	333.3
TEMP. SALIDA, °C	243.3	317	243.3	317
CALOR, W	129186.4	129186.4	129186.4	129186.4
w, kg/h	4119.4	7683	4119.4	7683
No. TUBOS	50	14	38	12
DIAMETRO TUBO, m	0.11	0.044	0.11	0.044
LONGITUD TOTAL TUBO, m	672	188.17	510.74	161.3
AREA DE TRANSFERENCIA, m ²	241.5	35.7	183.5	30.6
ΔP, kg/cm ²	1.66	1.0	0.77	0.85

En la tabla 14 se observa que el vapor de media presión requiere más área de transferencia, y por lo tanto, más tubos para mantener la temperatura del residuo de vacío. Otra característica de este vapor de media presión, es que ese trata de un vapor sobrecalentado, y no es posible reutilizarlo como tal a la salida del serpentín. Por el contrario, si se utiliza el GOPC de pumparound como medio de calentamiento, se requiere un número mucho menor de tubos, ya que el área de transferencia es más pequeña que para el caso del vapor de media presión, y además esta corriente de GOPC retornaría a la corriente de pumparound a la salida de los E-31001 sin afectar el balance termodinámico del proceso.

Con respecto al calentador, se contemplaron las alternativas de diseñarlo con o sin precalentamiento de aire, ya que para este último caso, se mejora la eficiencia del calentador, al aprovechar el calor de los gases de combustión; el precalentamiento del aire de combustión origina una mayor temperatura que con aire a temperatura ambiente, reduciendo la cantidad de combustible consumido así como el exceso de aire requerido.

La mayor temperatura de combustión debida al precalentamiento, unido a una menor tasa de transferencia de calor absorbido por convección al reducir la tasa de flujo de gases, causa que una mayor proporción del total del calor absorbido ocurra en la sección de radiación. Por lo tanto, operar con precalentamiento de aire de combustión, ocasiona un mayor servicio por radiación.

En la Tabla 15 se muestran las principales características de los 12 escenarios para facilitar el análisis.

Tabla 15.- CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS DOCE ESCENARIOS PARA ELEGIR EL SISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE RESIDUO DE VACIO DE CARGA A LA PLANTA COQUIZADORA

DESCRIPCION	UNIDA DES	100% RV MAYA VAPOR SIN P.A.	100% RV MAYA GOPC SIN P.A.	100% RV MEZCLA VAPOR SIN P.A.	100% RV MEZCLA GOPC SIN P.A.	40% RV MAYA VAPOR SIN P.A.	40% RV MAYA GOPC SIN P.A.	40% RV MEZCLA VAPOR SIN P.A.	40% RV MEZCLA GOPC SIN P.A.	100% RV MAYA VAPOR CON	100% RV MAYA GOPC CON	100% RV MEZCLA VAPOR CON	100% RV MEZCLA GOPC CON P.A.
TIPO DE RESIDUO DE VACIO		MAYA	MAYA	MEZCLA	MEZCLA	MAYA	MAYA	MEZCLA	MEZCLA	MAYA	MAYA	MEZCLA	MEZCLA
FLUJO RESIDUO DE VACIO	kg/h	355695	355695	300883	300883	355695	355695	300883	300883	355695	355695	300883	300883
TEMPERATURA RESIDUO DE VACIO	°C	229	229	237	237	229	229	237	237	229	229	237	237
FLUJO A CALENTADOR	kg/h	355695	355695	300883	300883	142278	142278	120353	120353	142278	142278	120353	120353
TEMPERATURA ALIMENTACION AL HORNO	°C	229	229	237	237	229	229	237	237	229	229	237	237
TEMPERATURA SALIDA DEL HORNO	°C	288	288	288	288	369.5	369.5	359	359	369.5	369.5	359	359
SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE													
FLUJO DE AIRE	kg/h									15812	15812	15812	15812
EFICIENCIA DEL CALENTADOR	%					77.4	77.26	77.4	77.26	95.94	95.94	95.94	95.94
BOMBAS P-31000 A/B/R													
FLUJO	m3/h									187	187	152	152
NPSH	m									32.09	32.09	33.66	33.66
BHP	BHP									257	257	209	209
FLUJO VAPOR MP	kg/h	4119		4119		4119		4119		4119		4119	
FLUJO GOPC	kg/h		7683		7683		7683		7683		7683		7683

Los escenarios 1, 2, 3, y 4 se descartaron debido a que no existe flexibilidad para la planta coquizadora, ya que cuando es necesario operar con un solo tren de calentamiento para fines de mantenimiento o por cualquier contingencia, solamente se necesitará la mitad del flujo de residuo de vacío, y no es posible mantener el precalentador operando a un flujo tan bajo, porque aumentaría la temperatura en los serpentines con el riesgo de provocar daños por sobrecalentamiento.

Los escenarios 5, 6, 7 y 8 se desecharon, porque el calentador al no contar con precalentamiento de aire tiene una baja eficiencia por aprovecharse el calor de los gases de combustión.

Los escenarios 9 y 11 se eliminaron porque el vapor de media presión como medio de calentamiento del serpentín, requiere una mayor área de transferencia y por lo tanto una gran cantidad de tubos dentro del tanque de balance. Además, como se comentó previamente, el vapor es sobrecalentado y no es posible reutilizarlo a la salida del serpentín.

El escenario 10 que maneja mezcla de residuo de vacío, con calentamiento del 40% en el horno H-31000, se tomó como la alternativa más viable, porque el tipo de alimentación a la coquizadora es la que normalmente se procesa en la refinería de Madero, además se utiliza serpentín con GOPC de pumparound como medio de calentamiento en el tanque de balance que se puede retornar al proceso a la salida del E-31001, además el calentador tiene precalentamiento de aire para lograr una mejor eficiencia.

La temperatura de salida del calentador es de 352°C se obtuvo mediante el Aspen HYSYS, y es la necesaria para que al mezclarse con el 60% del residuo de vacío restante que tiene una temperatura de 227°C, se obtenga la temperatura de 288°C antes que esta corriente entre a los cambiadores de calor E-31001.

Por otra parte, se considera viable el escenario 12, que maneja residuo de vacío 100% Maya, que es posible procesar en la coquizadora de Madero, y el sistema de precalentamiento es similar al del escenario 10, pues se utiliza también GOPC de pumparound para calentamiento del serpentín, y el calentador cuenta con precalentamiento de aire.

El diseñar el calentador para una capacidad del 40% del residuo de vacío que se envía a proceso, brinda flexibilidad a la planta coquizadora para operar con un solo tren en caso necesario, puesto que el calentador continuaría operando con esta carga y solamente se harían los ajustes operativos necesarios para balancear el flujo a procesar por la coquizadora y minimizar la variación de la temperatura.

La Tabla 18 muestra una comparación de las características principales de los escenarios 10 y 12, donde las diferencias existentes entre los dos casos se observan en la densidad, ya que el residuo del crudo Maya es más pesado que el que se obtiene de la mezcla pesada de crudos que se procesa en la planta BA. Esta densidad origina un mayor flujo másico del residuo de vacío de la planta 010 de casi 1000 kg/h más que el de la planta BA.

Las temperaturas del residuo de vacío en el tanque de balance también son diferentes, debido a que el de la planta 010 tiene una temperatura menor en 8° C en comparación con la mezcla de residuo 75/25, que origina que se requiera un área de transferencia mayor en el serpentín.

Por otra parte, a la salida del calentador se tiene una temperatura mayor para el caso del residuo de vacío 100% Maya, pues que es necesario aplicar más cantidad de calor a este tipo de residuo por su menor temperatura a la entrada del calentador para que al mezclarse con el 60% del residuo restante se pueda lograr la temperatura de 288°C que se requiere a la entrada del cambiador de calor E-31001.

Tabla 16: TABLA COMPARATIVA DE LAS CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LOS ESCENARIOS CON MEZCLA DE R.V. 75/25 Y R.V. 100% MAYA.

DESCRIPCION	CASO R.V. 75/25	CASO R.V. 100% MAYA
TANQUE DE BALANCE		
Diámetro, m	5.374	5.374
Longitud, m	13.435	13.435
Volumen, m3	304.75	304.75
Costo estimado del tanque, dls	502,315	502,315
Flujo de residuo de vacío, kg/h	17,130	18,041
Densidad del residuo de vacío, kg/m3	56.21	59.2
Temp. Operación. °C	237	229
Presión de Operación, kg/cm2 man	5.5	5.5
Longitud del serpentín, m	188.2	161.3
Medio de calentamiento	GOPC pumparound	GOPC pumparound
Flujo GOPC, kg/h	7,682.9	7,682.9
Temp. Entrada, °C	333.3	333.3
Temp. Salida, °C	317	317
No. Tubos en el serpentín	14	12
Diámetro del tubo, m	0.044	0.044
Longitud total del serpentín, m	188.2	161.3
Area de transferencia, m2	35.7	30.6
Delta P en el serpentín, kg/cm2	1.0	0.85
TIPO DE CALENTADOR	Caja horizontal	Caja horizontal
Costo estimado del calentador, dls	1,919,934	1,921,654
Flujo a la entrada, kg/h	120,353	142,278
Carga térmica del calentador, kW	11,383	11,400
Temperatura a la entrada, °C	237	229
Temperatura a la salida, °C	352	369.5
Diámetro de la chimenea, m	1.219	1.219
Longitud de la chimenea, m	30.488	30.488
Delta P del calentador	0.536568214	0.487974684
Temperatura del aire precalentado, °C	218.3	218.3
Temperatura de puente, °C	663.3	677.2
Eficiencia del calentador	95.94	95.94
Tipo de combustible	gas refinería	gas refinería
% exceso de aire	15	15
Flujo de gases de combustión, kg/h	3,709	3,709

CONCLUSIONES

Una vez analizados todos los escenarios propuestos, se concluye que el más idóneo es el que consiste en un sistema de acondicionamiento de la carga con el que se alcanza la temperatura de diseño de 288°C en el residuo de vacío y se minimizan las variaciones en el flujo hacia la fraccionadora de la coquizadora.

Este sistema está formado por un calentador que incluye precalentamiento de aire para darle mayor eficiencia, un tanque de balance con serpentín que mantiene la temperatura del residuo de vacío utilizando GOPC del “pumparound” como medio de calentamiento, el cual se retornará al proceso a la salida del E-31001, a la misma temperatura en ese punto, sin afectar la operación de la planta, y también cuenta con dos bombas centrífugas, con lo que se dará flexibilidad a la planta coquizadora en los casos que se requiera ponerla fuera de operación parcial o totalmente, por mantenimiento o por alguna contingencia, ya que se calienta el 40% del total de la carga de residuo de vacío y se regula la temperatura con el 60% restante procedente del tanque de balance.

La operación de este esquema inicia en el recibo de la mezcla de residuo de vacío 75/25 en el tanque de balance V-31000 a donde llega con una presión de 6.5 kg/cm² man y una temperatura de 237°C y se estabiliza el residuo de vacío.

El tanque de balance está aislado con colcha de lana de roca de una pulgada de espesor para mantener la temperatura constante, además se tiene un serpentín que utiliza como medio de calentamiento GOPC del pumparound de la fraccionadora V-31006, que coadyuvará a que la temperatura del residuo de vacío se conserve sin variación al ser enviado el 40% de la corriente al calentador H-31000 en donde se elevará la temperatura de 352°C.

Después de calentarse, la corriente se mezclará con el 60% restante que sale del tanque de balance para obtener la temperatura de 288°C y posteriormente entrar a los cambiadores de calor E-31001 y seguir el proceso normal de la planta.

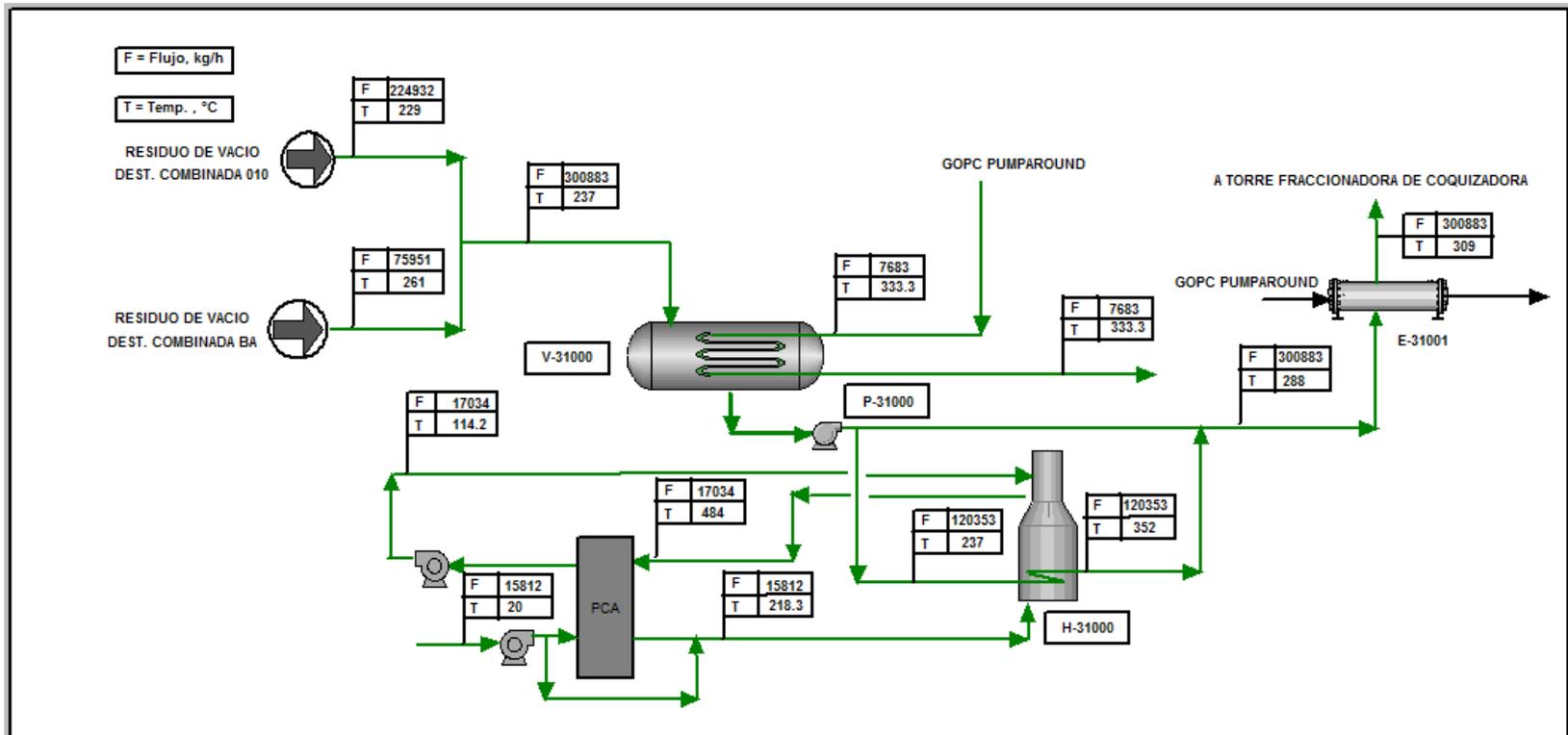
El tanque de balance está diseñado para un tiempo de residencia de 20 minutos, el cual se fijó a solicitud del personal de operación de la planta coquizadora que comentaron que es un periodo de tiempo suficiente para hacer los ajustes operativos necesarios a la planta en caso de que se presente alguna contingencia.

Además, el diseño del horno para calentar el 40% de la carga, es con el fin de dar flexibilidad a la coquizadora cuando se requiera operar con un solo tren de calentamiento, puesto que el horno seguiría operando con la misma cantidad de carga y solo sería necesario ajustar la temperatura.

En caso contrario, si se utilizara un horno para calentar el total de la carga, al operar la coquizadora con un solo tren, se tendría sobrecalentamiento en los serpentines por falta de la corriente fría, provocando daños severos en el interior del calentador.

El esquema del nuevo sistema de acondicionamiento de la carga se muestra en la Figura siguiente:

Figura 15. ESCENARIO 12: MEZCLA RESIDUOS DE VACIO 75/25, 40% DEL FLUJO AL CALENTADOR CON PRECALENTAMIENTO DE AIRE, MEDIO DE CALENTAMIENTO: GOPC PUMPAROUND



Las memorias de cálculo, así como las hojas de datos de los equipos que integran este sistema de acondicionamiento se anexan en los Apéndices correspondientes al final de este documento.

El sistema de acondicionamiento de la carga a la planta coquizadora propuesto en este trabajo de investigación es una alternativa para solucionar el problema de la temperatura y las fluctuaciones en la carga a la coquizadora.

Existen otras opciones que sería conveniente analizar, como la de optimizar la operación de la sección de vacío de la planta de destilación combinada 010, para aumentar la temperatura del residuo que sale del fondo de la torre de alto vacío, o bien, efectuar una integración térmica de corrientes de la misma planta. Otra más sería reutilizar un calentador a fuego directo de alguna planta dentro del Sistema de Refinación en proceso de baja.

APENDICE

CALCULO DE PROPIEDADES DEL RESIDUO DE VACIO CON ASPEN HYSYS

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: RVMAYA50MBD 40%.HSC	
2			Unit Set: prefcoker	
3			Date/Time: Mon May 17 12:58:16 2010	
4				
5				
6	Material Stream: rvmaya		Fluid Package: resvacio	
7			Property Package: Peng-Robinson	
8				
9	CONDITIONS			
10				
11		Overall	Liquid Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
13	Temperature: (C)	229.0 *	229.0	
14	Pressure: (kPa)	689.7 *	689.7	
15	Molar Flow (kgmole/h)	583.9	583.9	
16	Mass Flow (kg/h)	3.557e+005	3.557e+005	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	331.2 *	331.2	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.066e+006	-1.066e+006	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1509	1509	
20	Heat Flow (kJ/h)	-6.223e+008	-6.223e+008	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	331.3 *	331.3	
22	PROPERTIES			
23				
24		Overall	Liquid Phase	
25	Molecular Weight	609.2	609.2	
26	Molar Density (kgmole/m3)	1.560	1.560	
27	Mass Density (kg/m3)	950.6	950.6	
28	Act. Volume Flow (m3/h)	374.2	374.2	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1750	-1750	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.477	2.477	
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	1437	1437	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.359	2.359	
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---	
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---	
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000	
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000	
37	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	1.763	1.763	
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	1437	1437	
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.381e+004	1.381e+004	
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	1074	1074	
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	0.1039	0.1039	
45	Z Factor	0.1059	0.1059	
46	Watson K	11.05	11.05	
47	User Property	---	---	
48	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	
49	Cp/(Cp - R)	1.006	1.006	
50	Cp/Cv	1.069	1.069	
51	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.143e+005	---	
52	Kinematic Viscosity (cSt)	15.79	15.79	
53	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1074	1074	
54	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	331.3	331.3	
55	Liquid Fraction	1.000	1.000	
56	Molar Volume (m3/kgmole)	0.6408	0.6408	
57	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	351.8	---	
58	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
59	Surface Tension (dyne/cm)	24.56	24.56	
60	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1630	0.1630	
61	Viscosity (cP)	15.01	15.01	
62	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	1429	1429	
63	Hyprotech Ltd.		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)	



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: RVMAYA50MBD 40%.HSC

Unit Set: prefcoker

Date/Time: Mon May 17 12:58:16 2010

Material Stream: rvmaya (continued)

Fluid Package: resvacio

Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

	Overall	Liquid Phase		
12 Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.345	2.345		
13 Cv (kJ/kgmole-C)	1344	1344		
14 Mass Cv (kJ/kg-C)	2.206	2.206		
15 Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	1380	1380		
16 Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	2.265	2.265		
17 Cp/Cv (Ent. Method)	1.042	1.042		
18 Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
19 True VP at 37.8 C (kPa)	5.065e-006	5.065e-006		
20 Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	331.3	331.3		
21 Viscosity Index	0.9980	0.9980		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28 Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
29 Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
30 Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
31 i-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
32 n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
33 NBP[0]391*	3.6896 *	0.0063 *	1125.9668 *	0.0032 *	1.1780 *	0.0036 *
34 NBP[0]402*	3.8631 *	0.0066 *	1198.8770 *	0.0034 *	1.2510 *	0.0038 *
35 NBP[0]412*	4.0902 *	0.0070 *	1289.1577 *	0.0036 *	1.3418 *	0.0041 *
36 NBP[0]422*	4.2829 *	0.0073 *	1398.5515 *	0.0039 *	1.4486 *	0.0044 *
37 NBP[0]440*	11.2865 *	0.0193 *	3960.2890 *	0.0111 *	4.0612 *	0.0123 *
38 NBP[0]465*	13.8333 *	0.0237 *	5283.0615 *	0.0149 *	5.3489 *	0.0161 *
39 NBP[0]490*	17.6026 *	0.0301 *	7244.6771 *	0.0204 *	7.2474 *	0.0219 *
40 NBP[0]515*	25.9659 *	0.0445 *	11476.0349 *	0.0323 *	11.3444 *	0.0343 *
41 NBP[0]539*	39.3703 *	0.0674 *	18373.7463 *	0.0517 *	17.9967 *	0.0543 *
42 NBP[0]563*	46.8755 *	0.0803 *	23254.6540 *	0.0654 *	22.5459 *	0.0681 *
43 NBP[0]587*	43.6828 *	0.0748 *	22978.0109 *	0.0646 *	22.0673 *	0.0666 *
44 NBP[0]611*	29.6939 *	0.0509 *	16512.2704 *	0.0464 *	15.7220 *	0.0475 *
45 NBP[0]637*	26.8812 *	0.0460 *	15912.3279 *	0.0447 *	15.0088 *	0.0453 *
46 NBP[0]673*	99.7422 *	0.1708 *	64183.3424 *	0.1804 *	59.6451 *	0.1801 *
47 NBP[0]719*	78.3406 *	0.1342 *	54612.4595 *	0.1535 *	49.9895 *	0.1509 *
48 NBP[0]765*	60.1032 *	0.1029 *	45055.0609 *	0.1267 *	40.6321 *	0.1227 *
49 NBP[0]810*	37.0208 *	0.0634 *	29584.0771 *	0.0832 *	26.2949 *	0.0794 *
50 NBP[0]856*	21.3418 *	0.0366 *	17913.9237 *	0.0504 *	15.7216 *	0.0475 *
51 NBP[0]902*	10.0603 *	0.0172 *	8791.9595 *	0.0247 *	7.6234 *	0.0230 *
52 NBP[0]956*	6.1567 *	0.0105 *	5546.6512 *	0.0156 *	4.7554 *	0.0144 *
53 Total	583.8833	1.0000	355695.0994	1.0000	331.2241	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
58 Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59 Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60 Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61 i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62 n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63

Material Stream: rvmaya (continued) Fluid Package: resvacio
Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued) Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
NBP[0]391*	3.6896	0.0063	1125.9668	0.0032	1.1780	0.0036
NBP[0]402*	3.8631	0.0066	1198.8770	0.0034	1.2510	0.0038
NBP[0]412*	4.0902	0.0070	1289.1577	0.0036	1.3418	0.0041
NBP[0]422*	4.2829	0.0073	1398.5515	0.0039	1.4486	0.0044
NBP[0]440*	11.2865	0.0193	3960.2890	0.0111	4.0612	0.0123
NBP[0]465*	13.8333	0.0237	5283.0615	0.0149	5.3489	0.0161
NBP[0]490*	17.6026	0.0301	7244.6771	0.0204	7.2474	0.0219
NBP[0]515*	25.9659	0.0445	11476.0349	0.0323	11.3444	0.0343
NBP[0]539*	39.3703	0.0674	18373.7463	0.0517	17.9967	0.0543
NBP[0]563*	46.8755	0.0803	23254.6540	0.0654	22.5459	0.0681
NBP[0]587*	43.6828	0.0748	22978.0109	0.0646	22.0673	0.0666
NBP[0]611*	29.6939	0.0509	16512.2704	0.0464	15.7220	0.0475
NBP[0]637*	26.8812	0.0460	15912.3279	0.0447	15.0088	0.0453
NBP[0]673*	99.7422	0.1708	64183.3424	0.1804	59.6451	0.1801
NBP[0]719*	78.3406	0.1342	54612.4595	0.1535	49.9895	0.1509
NBP[0]765*	60.1032	0.1029	45055.0609	0.1267	40.6321	0.1227
NBP[0]810*	37.0208	0.0634	29584.0771	0.0832	26.2949	0.0794
NBP[0]856*	21.3418	0.0366	17913.9237	0.0504	15.7216	0.0475
NBP[0]902*	10.0603	0.0172	8791.9595	0.0247	7.6234	0.0230
NBP[0]956*	6.1567	0.0105	5546.6512	0.0156	4.7554	0.0144
Total	583.8833	1.0000	355695.0994	1.0000	331.2241	1.0000

1	LEGENDS		Case Name:	MEZCLA RV A COKER 40%CAL 46MBD.HSC
2	Burlington, MA		Unit Set:	prefcoker
3	USA		Date/Time:	Mon May 17 13:11:44 2010
4				
5				
6			Fluid Package:	Basis-1
7	Material Stream: mezcla rv		Property Package:	Peng-Robinson
8				
9	CONDITIONS			
10				
11		Overall	Liquid Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
13	Temperature: (C)	237.1	237.1	
14	Pressure: (kPa)	588.4	588.4	
15	Molar Flow (kgmole/h)	474.9	474.9	
16	Mass Flow (kg/h)	3.158e+005	3.158e+005	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	304.8	304.8	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.124e+006	-1.124e+006	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1843	1843	
20	Heat Flow (kJ/h)	-5.338e+008	-5.338e+008	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	304.8 *	304.8	
22	PROPERTIES			
23				
24		Overall	Liquid Phase	
25	Molecular Weight	665.1	665.1	
26	Molar Density (kgmole/m3)	1.356	1.356	
27	Mass Density (kg/m3)	901.5	901.5	
28	Act. Volume Flow (m3/h)	350.4	350.4	
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1690	-1690	
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.771	2.771	
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	1664	1664	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.502	2.502	
33	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.502	2.502	
34	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---	
35	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---	
36	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000	
37	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000	
38	Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	---	
39	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
40	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	
41	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	1.558	1.558	
42	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	1664	1664	
43	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.123e+004	1.123e+004	
44	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	1036	1036	
45	Act. Liq. Flow (m3/s)	9.732e-002	9.732e-002	
46	Z Factor	0.1023	0.1023	
47	Watson K	11.47	11.47	
48	User Property	---	---	
49	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	
50	Cp/(Cp - R)	1.005	1.005	
51	Cp/Cv	1.128	1.128	
52	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.610e+005	---	
53	Kinematic Viscosity (cSt)	12.87	12.87	
54	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	1036	1036	
55	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	304.8	304.8	
56	Liquid Fraction	1.000	1.000	
57	Molar Volume (m3/kgmole)	0.7377	0.7377	
58	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	392.4	---	
59	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
60	Surface Tension (dyne/cm)	22.15	22.15	
61	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1554	0.1554	
62	Viscosity (cP)	11.60	11.60	
63	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	1656	1656	
64	Hyprotech Ltd		Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)	Page 1 of 4



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: MEZCLA RV A COKER 40%CAL 46MBD.HSC
Unit Set: prefcocker
Date/Time: Mon May 17 13:11:44 2010

Material Stream: mezcla rv (continued)

Fluid Package: Basis-1
Property Package: Peng-Robinson

PROPERTIES

		Overall	Liquid Phase		
12	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.490	2.490		
13	Cv (kJ/kgmole-C)	1476	1476		
14	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.219	2.219		
15	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	1551	1551		
16	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	2.333	2.333		
17	Cp/Cv (Ent. Method)	1.073	1.073		
18	Reid VP at 37.8 C (kPa)	---	---		
19	True VP at 37.8 C (kPa)	4.140e-006	4.140e-006		
20	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	304.8	304.8		
21	Viscosity Index	0.8843	0.8843		

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
28	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	n-C11	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	n-C12	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	n-C13	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	n-C14	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	n-C15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	n-C16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	n-C17	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	n-C18	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	n-C19	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-C20	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	NBP[0]393*	4.1770	0.0088	1381.4280	0.0044	1.4964
48	NBP[0]407*	4.4151	0.0093	1494.3827	0.0047	1.6127
49	NBP[0]420*	4.7021	0.0099	1653.7437	0.0052	1.7749
50	NBP[0]440*	9.3644	0.0197	3568.4545	0.0113	3.7884
51	NBP[0]465*	11.4711	0.0242	4744.1334	0.0150	4.9759
52	NBP[0]489*	14.4643	0.0305	6423.7739	0.0203	6.6620
53	NBP[0]515*	20.9324	0.0441	9941.6127	0.0315	10.1971
54	NBP[0]539*	31.9417	0.0673	16111.2030	0.0510	16.3608
55	NBP[0]562*	37.3473	0.0786	19982.2462	0.0633	20.0950
56	NBP[0]587*	32.1431	0.0677	18248.1773	0.0578	18.1732
57	NBP[0]611*	22.8595	0.0481	13785.4799	0.0436	13.6031
58	NBP[0]637*	22.7814	0.0480	14690.3330	0.0465	14.3501
59	NBP[0]674*	82.1711	0.1730	56680.6925	0.1795	54.7480
60	NBP[0]720*	64.3097	0.1354	48548.1797	0.1537	46.1592
61	NBP[0]768*	49.0875	0.1034	40318.7220	0.1277	37.7352
62	NBP[0]816*	31.1746	0.0656	27526.8638	0.0872	25.3875

Hyprotech Ltd.

Aspen HYSYS Version 7 (22.0.0.7020)

Page 2 of 4

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user.

6	Material Stream: mezcla rv (continued)	Fluid Package: Basis-1
7		Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Overall Phase (continued) Vapour Fraction 0.0000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	NBP[0]863*	17.4543	0.0368	16431.5794	0.0520	14.9357	0.0490
16	NBP[0]916*	8.5841	0.0181	8538.7215	0.0270	7.6499	0.0251
17	NBP[0]963*	3.3532	0.0071	3479.7959	0.0110	3.0761	0.0101
18	NBP[0]1010*	2.1681	0.0046	2284.1202	0.0072	2.0087	0.0066
19	NBP[1]313*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	NBP[1]322*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	NBP[1]330*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	NBP[1]339*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	NBP[1]347*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	NBP[1]356*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	NBP[1]364*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	NBP[1]372*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
27	NBP[1]381*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	NBP[1]389*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	NBP[1]398*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	NBP[1]407*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	NBP[1]415*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	NBP[1]422*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	NBP[1]435*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	NBP[1]452*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
35	NBP[1]468*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	NBP[1]486*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	NBP[1]502*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	NBP[1]517*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Total	474.9021	1.0000	315833.6431	1.0000	304.7900	1.0000

Liquid Phase Phase Fraction 1.000

42	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
44	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	i-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	n-C11	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	n-C12	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	n-C13	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	n-C14	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
57	n-C15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	n-C16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
59	n-C17	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
60	n-C18	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
61	n-C19	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-C20	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

5	Material Stream: mezcla rv (continued)	Fluid Package: Basis-1
6		Property Package: Peng-Robinson

COMPOSITION

Liquid Phase (continued) Phase Fraction 1.000

13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	NBP[0]393*	4.1770	0.0088	1381.4280	0.0044	1.4964	0.0049
16	NBP[0]407*	4.4151	0.0093	1494.3827	0.0047	1.6127	0.0053
17	NBP[0]420*	4.7021	0.0099	1653.7437	0.0052	1.7749	0.0058
18	NBP[0]440*	9.3644	0.0197	3568.4545	0.0113	3.7884	0.0124
19	NBP[0]465*	11.4711	0.0242	4744.1334	0.0150	4.9759	0.0163
20	NBP[0]489*	14.4643	0.0305	6423.7739	0.0203	6.6620	0.0219
21	NBP[0]515*	20.9324	0.0441	9941.6127	0.0315	10.1971	0.0335
22	NBP[0]539*	31.9417	0.0673	16111.2030	0.0510	16.3608	0.0537
23	NBP[0]562*	37.3473	0.0786	19982.2462	0.0633	20.0950	0.0659
24	NBP[0]587*	32.1431	0.0677	18248.1773	0.0578	18.1732	0.0596
25	NBP[0]611*	22.8595	0.0481	13785.4799	0.0436	13.6031	0.0446
26	NBP[0]637*	22.7814	0.0480	14690.3330	0.0465	14.3501	0.0471
27	NBP[0]674*	82.1711	0.1730	56680.6925	0.1795	54.7480	0.1796
28	NBP[0]720*	64.3097	0.1354	48548.1797	0.1537	46.1592	0.1514
29	NBP[0]768*	49.0875	0.1034	40318.7220	0.1277	37.7352	0.1238
30	NBP[0]816*	31.1746	0.0656	27526.8638	0.0872	25.3875	0.0833
31	NBP[0]863*	17.4543	0.0368	16431.5794	0.0520	14.9357	0.0490
32	NBP[0]916*	8.5841	0.0181	8538.7215	0.0270	7.6499	0.0251
33	NBP[0]963*	3.3532	0.0071	3479.7959	0.0110	3.0761	0.0101
34	NBP[0]1010*	2.1681	0.0046	2284.1202	0.0072	2.0087	0.0066
35	NBP[1]313*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	NBP[1]322*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	NBP[1]330*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	NBP[1]339*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	NBP[1]347*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	NBP[1]356*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	NBP[1]364*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	NBP[1]372*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	NBP[1]381*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	NBP[1]389*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	NBP[1]398*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	NBP[1]407*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	NBP[1]415*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
48	NBP[1]422*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	NBP[1]435*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
50	NBP[1]452*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	NBP[1]468*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	NBP[1]486*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	NBP[1]502*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	NBP[1]517*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Total	474.9021	1.0000	315833.6431	1.0000	304.7900	1.0000

56
57
58
59
60
61
62

Licensed to: LEGENDS

* Specified by user

TANQUE DE BALANCE V-31000

CASO DISEÑO 75% MAYA / 25% MEZCLA PESADOS			
Para flujo $q = 46000$ b/d =	304.750	m ³ /h	5.079166667 m ³ /min
Para 30 minutos, la mitad del volumen del recipiente es:			
Volumen/2 =	152.375	m ³	
El volumen total sería:			
304.75 m ³			
Si se considera una relación de $L = 2.5D$, las dimensiones del tanque serían:			
$V = \pi D^2 L / 4 = \pi D^2 (2.5D) / 4 = 2.5 \pi D^3 / 4$			
Despejando D, se obtiene:			
$D = (4 V / 2.5 \pi)^{1/3}$	5.374081762	m =	17.6269882 ft
$L = 2.5 D =$	13.435204	m =	44.0674704 ft
<p style="text-align: center;">$V = 304.75 \text{ m}^3$</p>			

Cálculo de la transferencia de calor al exterior en base a la norma NRF-034-PEMX-2004:						
Considerando colcha de lana de roca como termoaislante:						
Suponiendo un espesor =			0.0254 m			
DI =	5.374081762 m	r =	2.68704088 m			
L =	13.4352044 m					
Espesor eq. =	0.0254 m					
Ts =	328.3892721 K		(temp. de la capa exterior supuesta)			
Top =	510.15 K	=	237 °C			
Ta =	305.15 K	=	32 °C			
Tm =	419.27 K	=	146.119636 °C			
k =	$0.06711-2,2641e^{-4} T_m + 4.196e^{-7} T_m^2 =$		0.06029455 W/m-K			
hr =	$0.9824e^{-8}(\epsilon)(T_a^4 - T_s^4)/(T_a - T_s) =$		0.03810062 m ² -K/W			
Donde ϵ es la emisividad de la superficie aislada, adimensional						
hc =	$3.0075 C [1.11/(T_s+T_a-510.44)]^{0.181}[1.8(T_s-T_a)]^{0.266}[1+(7.9366e^{-4}v)]^{0.5}$					
Donde C es el coeficiente de forma, 1.79 para superficies planas, adimensional						
ϵ = emisividad de la superficie aislada, adimensional						
v = velocidad del aire, con un valor de 10000 m/h						
Sustituyendo valores:	hc =	18.5280503 m ² -K/W				
f = hr + hc =	18.56615088 m ² -K/W					
1/f =	0.05386146 W/m ² -K					
Q =	431.4638333 W/m ² =	1473.52622 Btu/lb m ²				
Utilizando la función solver, se fija una temperatura supuesta Ts, hasta que se iguale a la temperatura supuesta calculada Tsc						
Ts =	55.23927211 °C					
Tsc =	328.3892722 °K =	55.2392722 °C				
Celda objetivo:	4.87131E-08 (Tsc - Ts = 0)					
Se obtiene una temperatura de 5.24 °C que cumple con la Norma que establece que la temperatura de la capa externa del termoaislante debe ser menor de 60 °C						
Area tanque =	$\pi D L + 2 * \pi D^2/4 =$		272.194701 m ²			
Q total =	Q A =	117442.169 W				
Si se fija un 10% de margen para el diseño, se tiene:						
Qdis =	Qtotal*1.1 =	129186.386 W				
Qdis =	Qtotal*1.1 =	441194.633 Btu/h =	30883.1 cal/s =	111179.16 kcal/h		

El tanque de balance requiere mantener la temperatura del residuo de vacío en 237°C,							
para lo cual se tienen 2 alternativas:							
1) Utilizar vapor de media presión como medio de calentamiento							
2) Utilizar como medio de calentamiento parte de la corriente de GOPC de pumparound							
y retornarla a la descarga de bomba 31011							
CALCULO DEL SERPENTIN							
Caso 1: vapor de M.P.							
DI =	5.374081762	m					
L =	13.4352044	m =	44.06747045	ft			
Top =	237	°C =	458.6	°F			
Text =	55.23927216	°C =	131.4	°F			
Tv =	275	°C =	527	°F			
Q =	129186.3861	W =	441194.6329	Btu/h			
Cálculo de ho (hc):							
$hc = 116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f)(\Delta t/d_o)]^{0.25}$				ec. 10.14, Kern			
$hiD/k = 1.86[(DG/\mu)(c_\mu/k)(D/L)]^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14} = 1.86(4wc/(pi k L))^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14}$							
$hiD/k = 0.027(DG/\mu)^{0.8}(c/k)^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14}$				ecuación 6.2, Kern			
CALCULO DE β							
					$\beta = (\rho_2 - \rho_1)$		
		ρ_{f1}	T1, °F	ρ_{f2}	T2, °F	/ (T2 - T1)	Flujo másico, lb/h
100% Maya	67.08314592		60	59.16533966	446.5	0.00030538	
75/25 % rv	64.58934867		60	56.21018993	458.8	0.0003253	696195.6
mezcla rv 75/25							
k	0.1554	W/m2	(°K/m)				
k	0.089812988	Btu/hft2	(°F/ft)				
ρ_f	56.21018993	lb/ft3					
c_f	0.597654488	Btu/lbmol	F				
β	0.0003253	1/°F					
μ_f	11.61	cp					
μ_w	11.61	cp	(visc a T pared)				
PM =	665.1	kg/kg/mol					

Vapor M.P.		
de tablas de vapor, interpolando:		
h1 @ 284.5 psia y 527°F		1275.38 Btu/lb
h2 @ 274.5 psia y 470°F		1237 Btu/lb
Q dis =	441194.6329	Btu/h
w = Qdis/(h1 - h2) =		11494.43247 lb/h
	vol esp. =	1.6 ft3/lb
	densidad =	0.625 lb/ft3
q = w*vol esp. =		18391.09195 ft3/h
		5.108636652 ft3/s
	v ≈	50 ft/s
	a = q/v =	0.102172733 ft2
	D = 4a/π =	0.360680418 ft
	D =	4.328165019 in
	diam. Nom. 4" ced. 80	
	DI =	0.318833333 ft
	a = π DI2/4 =	0.07983941 ft ²
	do =	4.5 in
Cálculo de hc:		
	$hc = 116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f')(\Delta t/d_o)]^{0.25}$	
Top =	Trv =	458.6 °F
Tm vapor = (Te + Ts) / 2 =		498.5 °F
Δ t = Tm vapor - Trv =		39.9 °F
k _f =	0.08981299	Btu/hft2(°F/ft)
ρ _f =	56.2101899	lb/ft3
c _f =	0.59765449	Btu/lbmol F
β =	0.0003253	1/°F
μ _f ' =	11.61	cp
μ _f ' =	0.00780192	lb/s-ft
d _o =	4.5	in
	$h_c = h_o = 116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f')(\Delta t/d_o)]^{0.25}$	
h _o =	15.75017867	Btu/h (ft2)(F)
Cálculo de hio:		
	$h_i D/k = 1.86(4wc/(\pi k L))^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14}$ (ec. 6.3, Kern)	
Sustituyendo valores:		
	h _i D/k =	23.7520598
Despejando h _i :		
	h _i = h _{io} =	23.7520598 k / D
	h _{io} =	5.914497715 Btu/h (ft2)(F)
U _c = h _{io} h _o /(h _{io} +h _o) =		4.299828629 Btu/h (ft2)(F)
Suponiendo un factor de obstrucción Rd de 0.002:		
U _d = (U _c 1/Rd)/(U _c +1/Rd) =		4.263166855 Btu/h (ft2)(F)
A = Q/Ud delta t =		2593.731367 ft2
A req =	51.91576553	ft2
Area ext. de un tubo de 4 in diam. y 43.5 ft de longitud:		
	A ext =	1.178 ft2 /ft lineal (Tabla 11, Kern)
Area requerida por tubo =	51.91148019	ft2
No. De tubos requeridos =	A / A req =	49.96450415
		50

longitud requerida = (No. Tubos) (L) =	2203.373522	ft
Cálculo del ΔP :		
Factor de fricción $f = 0.0035 + 0.264/((DG/\mu)^{0.42})$		
D =	0.360680418	ft
G =	w/a =	143969.4059 lb/h ft ²
Sustituyendo en la ecuación de f:		
	f =	0.00351154
	$\Delta F_p = 4fG^2 L / 2g\rho^2 D$	
donde g = aceleración de la gravedad en ft/h ² ,	4.18E+08	
Densidad del vapor de agua:	0.625	lb/ft ³
Sustituyendo valores:	$\Delta F_p =$	5446.246837
$\Delta P_p = \Delta F_p \rho_f / 144 =$	23.63822412	psi

caso2:	GOPC de pumparound		
°API =	14.19		
g.e. =	0.971		
ρ =	60.5904	lb/ft ³	
T1 =	632	°F	
T2 =	602.6	°F	
Tm =	617.3	°F	
Del Kern, Fig 4 @ Tm, Cp =	0.7	Btu/lb °F	
w = Qdis/Cp (T1 - T2) =	21438.02881	lb/h	
q =	0.098283028	ft ³ /s	
v ≈	6	ft/s	
a =	0.016380505	ft ²	
D =	0.144417126	ft	
D =	1.733005516	in	
diam. Nom. 2" ced. 80			
do =	2.38	in	
Cálculo de hc:			
$h_c = h_o =$	$116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f')](\Delta t/d_o)]^{0.25}$		
$h_o =$	36.62901323	Btu/h (ft ²)(F)	
Top =	Trv =	458.6	°F
Tm gopc =	617.3	°F	
$h_{io} = (0.027 k Re^{0.8} Pt^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14})/D$			
w =	21438.02881	lb/h	
k =	0.1152	W/m K	
k =	0.066620777	Btu/hft ² (°F/ft)	
μ =	0.1487	Cp =	9.99264E-05 lb/s-ft
μ_w =	0.4396	Cp =	0.000295411 lb/s-ft
c =	0.6137	Btu/lb F	
Re =	D v ρ / μ =	525404.1846	
Pt =	c μ / k =	0.000920506	
$h_{io} = (0.027 k Re^{0.8} Pt^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14})/D$			
Sustituyendo: $h_{io} =$	392.5128976	Btu/h (ft ²)(F)	
$U_c = h_{io} h_o / (h_{io} + h_o) =$	33.50257749	Btu/h (ft ²)(F)	
De la Tabla 12 del Kern, factor de obstrucción Rd = 0.005:			
Sustituyendo:			
$U_d = (U_c / Rd) / (U_c + 1/Rd) =$	28.69568109	Btu/h (ft ²)(F)	
A = Q/U _d $\Delta t =$	385.3370673	ft ²	
Area ext. de un tubo de 2 in diam. y 43.5 ft de longitud:			
A ext =	0.622	ft ² / ft lineal (Tabla11, Kern)	
Area requerida por tubo =	27.40996662	ft ²	
No. De tubos requeridos =	A / A req =	14.05828298	
Tubos requeridos =	14		

longitud requerida = (No. Tubos) (L) =		616.9445863 ft
Cálculo del ΔP :		
Factor de fricción $f = 0.0035 + 0.264/((DG/\mu)^{0.42})$		
D =	0.144417126 ft	
G =	w/a =	1308752.64 lb/h ft ²
Sustituyendo en la ecuación de f:		
	f =	0.003501076
	$\Delta F_p = 4fG^2 L / 2g\rho^2 D$	
donde g = aceleración de la gravedad en ft/h ² ,	4.18E+08	
Sustituyendo valores:	$\Delta F_p =$	33.38798267
$\Delta P_p = \Delta F_p \rho_f / 144 =$	14.04855018	psi

CÁLCULO DEL SERPENTIN

Caso 1: vapor de M.P.

DI =	5.374081762 m		
L =	13.4352044 m	=	44.06747045 ft
Top =	229 °C	=	444.2 °F
Text =	55.23927216 °C	=	131.4 °F
Tv =	275 °C	=	527 °F
Q =	129186.3861 W	=	441194.6329 Btu/h

Cálculo de ho (hc):

$$hc = 116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f)(\Delta t/d_o)]^{0.25} \quad \text{ec. 10.14, Kern}$$

$$hiD/k = 1.86[(DG/\mu)(c\mu/k)(D/L)]^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14} = 1.86(4wc/(\pi k L))^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14}$$

$$hiD/k = 0.027(DG/\mu)^{0.8}(c/k)^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14} \quad \text{ecuación 6.2, Kern}$$

CÁLCULO DE β

	ρ_{f1}	T1, °F	ρ_{f2}	T2, °F	$\beta = (\rho_2 - \rho_1) / (T_2 - T_1)$	Flujo másico, lb/h
100% Maya	67.08314592	60	59.16533966	446.5	0.00030538	
75/25 % rv	64.58934867	60	56.21018993	458.8	0.0003253	696195.6

R.V. MAYA

k	0.163 W/m2 (°K/m)
k	0.094205386 Btu/hft2(°F/ft)
ρ_f	59.16533966 lb/ft3
c_f	0.5634 Btu/lbmol F
β	0.000305381 1/°F
μ_f	15.01 cp
μ_w	15.01 cp (visc a T pared)
PM =	665.1 kg(kg/mol)

Vapor M.P.		
de tablas de vapor, interpolando:		
h1 @ 284.5 psia y 527°F		1275.38 Btu/lb
h2 @ 274.5 psia y 470°F		1237 Btu/lb
Q dis =	441194.6329 Btu/h	
w = Qdis/(h1 - h2) =	11494.43247 lb/h	
	vol esp. =	1.6 ft3/lb
	densidad =	0.625 lb/ft3
q = w*vol esp. =	18391.09195 ft3/h	
		5.108636652 ft3/s
	v ≈	50 ft/s
	a = q/v =	0.102172733 ft2
	D = 4a/π =	0.360680418 ft
	D =	4.328165019 in
	diam. Nom. 4" ced. 80	
	do =	4.5 in
Cálculo de hc:		
	$hc = 116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f')](\Delta t/d_o)]^{0.25}$	
Top =	Trv =	444.2 °F
Tm vapor = (Te + Ts) / 2 =		498.5 °F
Δ t = Tm vapor - Trv =		54.3 °F
k _f =	0.08981299 Btu/hft2(°F/ft)	
ρ _f =	56.2101899 lb/ft3	
c _f =	0.59765449 Btu/lbmol F	
β =	0.0003253 1/°F	
μ' _f =	15.01 cp	
μ' _f =	0.01008672 lb/ft s	
d _o =	4.5 in	
	$h_c = h_o = 116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f')](\Delta t/d_o)]^{0.25}$	
h _o =	15.9534678 Btu/h (ft2)(F)	
Cálculo de hio:		
	$h_i D/k = 1.86(4wc/(pi k L))^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14}$ (ec. 6.3, Kern)	
Sustituyendo valores:		
	h _i D/k =	23.86003855
Despejando h _i :		
	h _i = h _{io} =	23.86003855 k / D
	h _{io} =	5.941385491 Btu/h (ft2)(F)
U _c = h _{io} h _o /(h _{io} +h _o) =	4.329131639 Btu/h (ft2)(F)	
Suponiendo un factor de obstrucción Rd de 0.002:		
U _d = (U _c 1/Rd)/(U _c +1/Rd) =	4.291970627 Btu/h (ft2)(F)	
A = Q/Ud delta t =	1893.100411 ft2	
A req =	51.91576553 ft2	
Area ext. de un tubo de 4 in diam. y 43.5 ft de longitud:		
	A ext =	1.178 ft2 /ft lineal (Tabla11, Kern)
Area requerida por tubo =	51.91148019 ft2	
No. De tubos requeridos =	A / A req =	36.46785652
Tubos requeridos =	38	

longitud requerida = (No. Tubos) (L) =	1674.563877	ft
Cálculo del ΔP :		
Factor de fricción $f = 0.0035 + 0.264/((DG/\mu)^{0.42})$		
D =	0.360680418	ft
G =	w/a =	112500 lb/h ft ²
Sustituyendo en la ecuación de f:		
f =	0.003514258	
$\Delta F_p = 4fG^2 L / 2g\rho^2 D$		
donde g = aceleración de la gravedad en ft/h ² :	4.18E+08	
Densidad del vapor de agua:	0.625	lb/ft ³
Sustituyendo valores:	$\Delta F_p =$	2529.365036
$\Delta P_p = \Delta F_p \rho_f / 144 =$	10.97814686	psi

caso2:	GOPC de pumparound		
°API =	14.19		
g.e. =	0.971		
ρ =	60.5904 lb/ft ³		
T1 =	632 °F		
T2 =	602.6 °F		
Tm =	617.3 °F		
Del Kern, Fig 4 @ Tm, Cp =	0.7	Btu/lb °F	
w = Qdis/Cp (T1 - T2) =	21438.02881	lb/h	
q =	0.098283028	ft ³ /s	
v ≈	6	ft/s	
a =	0.016380505	ft ²	
D =	0.144417126	ft	
D =	1.733005516	in	
diam. Nom. 2" ced. 80			
do =	2.38	in	
Cálculo de hc:			
$h_c = h_o = 116[(k_f^3)(\rho_f^2)c_f(\beta)/(\mu_f')(\Delta t/d_o)]^{0.25}$			
$h_o = 34.35089849$	Btu/h (ft ²)(F)		
Top =	Trv =	444.2 °F	
Tm gopc =	617.3 °F		
$h_{io} = (0.027 k Re^{0.8} Pt^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14})/D$			
w =	21438.02881	lb/h	
k =	0.1152	W/m K	
k =	0.066620777	Btu/hft ² (°F/ft)	
$\mu = 0.1487$	Cp =	9.99264E-05	lb/s-ft
$\mu_w = 0.4396$	Cp =	0.000295411	lb/s-ft
c =	0.6137	Btu/lb F	
Re =	D v ρ / μ =	525404.1846	
Pt =	c μ / k =	0.000920506	
$h_{io} = (0.027 k Re^{0.8} Pt^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14})/D$			
Sustituyendo: $h_{io} =$	392.5128976	Btu/h (ft ²)(F)	
$U_c = h_{io} h_o / (h_{io} + h_o) =$	31.58658763	Btu/h (ft ²)(F)	
De la Tabla 12 del Kern, factor de obstrucción Rd = 0.005:			
Sustituyendo:			
$U_d = (U_c 1/Rd)/(U_c + 1/Rd) =$	27.27842571	Btu/h (ft ²)(F)	
A = Q/U _d Δt =	297.8592477	ft ²	
Area ext. de un tubo de 2 in diam. y 43.5 ft de longitud:			
A ext =	0.622	ft ² /ft lineal (Tabla11, Kern)	
Area requerida por tubo =	27.40996662	ft ²	
No. De tubos requeridos =	A / A req =	10.86682271	
Tubos requeridos =	12		

longitud requerida = (No. Tubos) (L) =		528.8096454 ft
Cálculo del ΔP :		
Factor de fricción $f = 0.0035 + 0.264/((DG/\mu)^{0.42})$		
D =		0.144417126 ft
G =	w/a =	1308752.64 lb/h ft ²
Sustituyendo en la ecuación de f:		
f =		0.003501076
$\Delta F_p = 4fG^2 L / 2g\rho^2 D$		
donde g = aceleración de la gravedad en ft/h ² , 4.18E+08		
Sustituyendo valores:		$\Delta F_p =$ 28.61827086
$\Delta P_p = \Delta F_p \rho_f / 144 =$		12.04161444 psi

CARACTERÍSTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire			40% RV Maya con Precal. Aire		
	1.893654			1.893654		
Espaciamiento entre tubos	diámetros			diámetros		
No de pasos por hilera	1			1		
No. Total de tubos principales en cada pas	22			22		
Carga térmica del calentador BTU/h	35657900			38933965		
Eficiencia global (%)	77.4			95.94		
Eficiencia de la caja de combustión (%)	65.73			67.21		
Eficiencia del combustible (%)	77.11			84.19		
Flujo de combustible lb/h	2165			2165		
Flujo del oxidante lb/h	39853			39853		
% Exceso de aire	15			15		
Salida de calor del combustible y del oxidante BTU/h	46069640			49593665		
Temperatura de gas bien mezclado en la caja de combustión °F	1649			1702		
Temperatura de gas de pared-puente °F	1226			1251		
Temperatura de entrada de los gases de combustión a la chimenea °F	885			898		
Oxígeno en la chimenea, % masa, base seca	2.24			2.24		
Pérdida total de tiro inH2O	1.019			1.026		
	Caja de combustión			Caja de combustión		
Sección		banco 1	banco 2		banco 1	banco 2
No. de corriente de proceso	1	1	1	1	1	1
Carga térmica de la corriente de proceso BTU/h	30280485	2126329	3251090	33334300	2234314	3365337
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	475	463	444	476	463	444
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	646	475	463	664	476	463
Caída de presión de la corriente de proceso psi	5.221	0.595	1.815	5.221	0.595	1.815
Flujo másico de la corriente de proceso por unidad de área lb/h/ft²	781859.1	451518.6	451519	781859.1	451518.6	451519
Flujo de calor promedio por unidad de área BTU/(h ft²)	12097.1	1595	812.9	13317.1	1676	841.5
Temperatura máxima de pared del tubo °F	1260	569	497	1342	576	499
Temperatura máxima del extremo de la aleta °F		569	632		576	640
Temperatura de entrada de los gases de combustión °F		1226	1150		1251	1172
Temperatura de salida de los gases de combustión °F		1150	859		1172	898

CARACTERÍSTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire			40% RV Maya con Precal. Aire		
	Caja de combustión	banco 1	banco 2	Caja de combustión	banco 1	banco 2
Sección						
Velocidad máxima de masa de los gases de combustión (mass flux) lb/h/ft ²		440.5	885		457.3	467.2
Area de tubo desnudo ft ²	2503.1	1333.1	3999.4	2503.1	1333.1	3999.4
Area total de tubo ft ²	2503.1	1333.1	4008.5	2503.1	1333.1	4008.5
Relación área total / área de tubo desnudo	1	1	1	1	1	1
Nombre de la corriente	Corriente 1			Corriente 1		
Carga térmica de la corriente de proceso BTU/h	35617057			38889096		
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	444			444		
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	646			664		
Presión de entrada de la corriente de proceso (abs) psi	100			100		
Presión de salida de la corriente de proceso (abs) psi	92.369			92.369		
Caída de presión de la corriente de proceso psi	7.631			7.631		
Escalamiento de la caída de presión de la corriente de proceso	1			1		
Flujo de la corriente de proceso (entrada) lb/h	313666			313666		
Entalpía específica de entrada de la corriente de proceso BTU/lb	-752.2			-752.2		
Entalpía específica de salida de la corriente de proceso BTU/lb	-638.7			-628.2		
Densidad del líquido lb/ft ³	59.35			59.35		
Calor específico del líquido BTU/(lb F)	0.5634			0.5634		
Viscosidad del líquido cp	15.01			15.01		
Conductividad térmica del líquido BTU/(ft h F)	0.094			0.094		
No. Prandtl del líquido	217.17			217.17		
Densidad del vapor lb/ft ³	59.35			59.35		
Calor específico del vapor BTU/(lb F)	0.5634			0.5634		
Viscosidad del vapor cp	15.01			15.01		
Conductividad térmica del vapor BTU/(ft h F)	0.094			0.094		
No. Prandtl del vapor	217.17			217.17		

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire		40% RV Maya con Precal. Aire	
	banco 1	banco 2	banco 1	banco 2
No. de corriente de proceso	1	1	1	1
Carga térmica de la corriente de proceso BTU/h	2126329	3251090	2234314	3365337
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	463	444	463	444
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	475	463	475	463
Temperatura de entrada del gas °F	1226	1150	1251	1172
Temperatura de salida del gas °F	1150	885	1172	898
Caída de presión de la corriente de proceso psi	0.595	1.815	0.595	1.815
Flujo de la corriente de proceso lb/h	313666	313666	313666	313666
Flujo de líquido a la entrada de la corriente de proceso lb/h	313666	313666	313666	313666
Flujo de líquido a la salida de la corriente de proceso lb/h	313666	313666	313666	313666
Presión de entrada de la corriente de proceso (abs) psi	98.185	100	98.185	100
Presión de salida de la corriente de proceso (abs) psi	97.59	98.185	97.59	98.185
Entalpía específica de entrada de la corriente de proceso BTU/lb	-741.8	-752.2	-741.5	-752.2
Entalpía específica de salida de la corriente de proceso BTU/lb	-735.1	-741.8	-734.4	-741.5
Temperatura de entrada del gas °F	1188	1150	1251	1172
Temperatura de salida del gas °F	1150	885	1172	898
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	463	444	463	444
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	475	463	476	463
Caída de presión del gas inH2O	-0.053	-0.133	-0.053	-0.134
Flujo de gas lb/h	42018	42018	42018	42018
Velocidad másica (flujo másico por unidad de área) lb/h/ft ²	450.9	461.7	457.3	467.2
Presión de entrada del gas (abs) psi	14.696	14.698	14.696	14.698
Presión de salida del gas (abs) psi	14.698	14.703	14.698	14.703
Carga de calor del gas al fluido de proceso BTU/h	2126329	3251090	2234314	3365337
Coefficiente de transferencia de calor efectivo promedio del lado gas BTU/(h ft ² F)	1.08	1.54	1.09	1.55
Coefficiente de transferencia de calor por convección promedio del lado gas BTU/(h ft ² F)	1.08	1.54	1.09	1.55
Eficiencia de la aleta	0.95	0.95	0.95	0.95
No. Reynolds a la entrada del gas	1363.97	1612.93	1349.35	1596.89
No. Reynolds a la salida del gas	1411.92	1835.75	1397.88	1823.23
Densidad a la entrada del gas lb/ft ³	0.024	0.025	0.023	0.024
Densidad a la salida del gas lb/ft ³	0.025	0.03	0.024	0.029
No. Prandtl del gas a la entrada	0.7	0.7	0.7	0.7
No. Prandtl del gas a salida	0.69	0.7	0.7	0.7

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire		40% RV Maya con Precal. Aire	
	banco 1	banco 2	banco 1	banco 2
Nombre de la corriente	Corriente 1		Corriente 1	
Entalpía específica de entrada del gas BTU/lb	321.3	298.4	328.6	304.9
Entalpía específica de salida del gas BTU/lb	298.4	221	304.9	224.8
Eficiencia de la sección de convección % (LCV)	11.67		11.29	
Entrada de calor por convección a la sección de convección BTU/h	4211203		4360038	
Entrada de calor por radiación a la sección de convección BTU/h	1166215		1239615	
Dirección del flujo de los gases de combustión	arriba	arriba	arriba	arriba
dirección del flujo	contracorriente	contracorriente	contracorriente	contracorriente
Tipo de banco de tubos	plano	circular extruído	plano	circular extruído
Flujo máximo de calor del banco (basado en el área de tubos desnudos)	2672.1	982.9	2820	1017.8
Flujo máximo de calor del banco (basado en el área total)	2672.1	982.7	2820	1015.5
Flujo promedio de calor del banco (basado en el área de tubos desnudos)	1595	812.9	1676	841.5
Flujo promedio de calor del banco (basado en el área total)	1595	811	1676	839.5
Temperatura máxima de la pared exterior del tubo del banco °F	569	497	576	499
Temperatura máxima de la pared interior del tubo del banco °F	503	496	573	498
Temperatura máxima del banco + temperatura de obstrucción interior °F	503	496	573	498
Temperatura máxima del extremo de la aleta en el banco °F	505	632	576	640
Material de la aleta	acero al carbón	acero al carbón	acero al carbón	acero al carbón
Material del tubo	A213 T9 11 13% Cr	A213 T9 11-13% Cr	A213 T9 11-13% Cr	A213 T9 11-13% Cr

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire	40% RV Maya con Precal. Aire
Eficiencia de la caja de combustión (%)	65.73	67.21
Temperatura de gas bien mezclado en la caja de combustión °F	1649	1702
Temperatura de gas de pared-puente °F	1226	1251
Temperatura adiabática de flama °F	3590	3841
Calor liberado por quemador, normal BTU/h	9248568	9248568
Calor liberado por unidad de volumen BTU/(h ft³)	2242.1	2242.1
Longitud de la flama in	164.7048	164.7048
Emisividad de gas	0.32	0.32
Longitud promedio del rayo in	191.4389	191.4389
Calor transferido a los tubos y las paredes BTU/h	31208342	34334058
Transferencia de calor a los tubos principales BTU/h	30280485	33334300
Pérdida de calor hacia los gases de combustión BTU/h	14760497	15142070
Pérdida de calor hacia las paredes BTU/h	927857	999755
Pérdida de calor de la pared %	2.01	2.02
Temperatura ambiente °F	68	68
Entrada de calor del combustible + oxidante (de 25 deg C ref.) BTU/h	46069640	49593665
Requerimiento del precalentamiento de oxidante (del ambiente) BTU/h	-76563	3448290
Transferencia de calor por radiación a los tubos principales BTU/h	25837809	28790536
Pérdida de calor por radiación hacia los gases de combustión BTU/h	1166215	1239615
Pérdida de calor por radiación hacia las paredes BTU/h	-2063191	-2080174
Transferencia de calor por convección a los tubos principales BTU/h	4442676	4543764
Pérdida de calor por rconvección hacia los gases de combustión BTU/h	13594281	13902456
Pérdida de calor por convección hacia las paredes BTU/h	2991048	3079930

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire			40% RV Maya con Precal. Aire		
No. de corriente de proceso en la caja de combustión	1			1		
Duty de la corriente de proceso en la caja de combustión BTU/h	30280485			33334300		
Temperatura de entrada de la corriente de proceso en la caja de combustión °F	475			476		
Temperatura de salida de la corriente de proceso en la caja de combustión °F	646			664		
Caída de presión de la corriente de proceso en la caja de combustión psi	5.221			5.221		
Flujo de la corriente de proceso (entrada) en la caja de combustión lb/h	313666			313666		
Flujo de líquido a la entrada de la corriente de proceso en la caja de combustión lb/h	313666			313666		
Flujo de líquido a la salida de la corriente de proceso en la caja de combustión lb/h	313666			313666		
Presión de entrada de la corriente de proceso en la caja de combustión (abs) psi	97.59			97.59		
Presión de salida de la corriente de proceso en la caja de combustión (abs) psi	92.369			92.369		
Entalpía específica de entrada de la corriente de proceso en la caja de combustión BTU/lb	-735.1			-734.4		
Entalpía específica de salida de la corriente de proceso en la caja de combustión BTU/lb	-638.7			-628.2		

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire		40% RV Maya con Precal. Aire	
	grupo de tubos 1		grupo de tubos 1	
Temperatura máxima de la pared exterior del tubo en la caja de combustión °F	1260		1342	
Temperatura máxima de la pared interior del tubo en la caja de combustión °F	1223		1300	
Diámetro de tubo in	6.625		6.625	
Flujo máximo de calor del tubo en la caja de combustión por unidad de área (tube OD) BTU/(h ft²)	28993.3		32106.3	
Relación de flujo de calor máximo a flujo de calor promedio	1.26		1.24	
Max. stream fouling layer temperature °F	1223		1300	
Max.tube outside temperature-circumferential max. °F	1260		1342	
Max.tube outside temperature-circumferential mean °F	1134		1213	
Max.tube inside temperature-circumferential max. °F	1223		1300	
Max.tube inside temperature-circumferential mean °F	1107		1182	
Material del tubo	A213 T9 11-13% Cr		A213 T9 11-13% Cr	
	húmedo	seco	húmedo	seco
Flujo de los gases de combustión lb/h	42018	37501	42018	37501
Fracción masa de oxígeno en los gases de combustión	0.02	0.02	0.02	0.02
Fracción masa de nitrógeno en los gases de combustión	0.72	0.8	0.72	0.8
Fracción masa de argón en los gases de combustión	0.01	0.01	0.01	0.01
Fracción masa de vapor de agua en los gases de combustión	0.11	0	0.11	0
Fracción masa de CO2 en los gases de combustión	0.14	0.16	0.14	0.16
Fracción mol de oxígeno en los gases de combustión	0.02	0.02	0.02	0.02
Fracción mol de nitrógeno en los gases de combustión	0.72	0.86	0.72	0.86
Fracción mol de argón en los gases de combustión	0.01	0.01	0.01	0.01
Fracción mol de vapor de agua en los gases de combustión	0.17	0	0.17	0
Fracción mol de CO2 en los gases de combustión	0.09	0.11	0.09	0.11

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire			40% RV Maya con Precal. Aire		
Especificación del precalentamiento de aire	no			si		
Flujo del aire de combustión lb/h	39853			39853		
Temperatura (ambiente) del aire de combustión °F	68			68		
Temperatura (de precalentado) del aire de combustión °F	60			425		
Carga de calor del aire de combustión BTU/h	-76563			3448290		
Temperatura de los gases de combustión extraídos °F	885			898		
Flujo de los gases de combustión en la chimenea lb/h	42018			42018		
Caída de presión de los gases de combustión en la chimenea inH2O	0.566			0.57		
Area de flujo de los gases de combustión a la salida de la chimenea ft2	103.9			103.9		
Velocidad de los gases de combustión a la salida de la chimenea lb/h-ft2	810			818.4		
Densidad de los gases de combustión a la salida de la chimenea lb/ft3	0.031			0.031		
Pérdida de calor de la pared de la chimenea BTU/h	825422			826102		
Temperatura a la entrada de la chimenea °F	885			898		
Temperatura a la entrada de la chimenea °F	813			826		
% exceso de aire	15			15		
Relación estequiométrica ratio (flujo de oxidante/combustible teórico)	16.73			16.73		
Relación Oxidante/combustible (masa)	18.41			18.41		
	combustible 1			combustible 1		
Nombre del combustible	gas 1			gas 1		
Flujo de combustible lb/h	2165			2165		
Flujo de combustible como fracción del combustible total	1			1		
Temperatura de entrada del combustible °F	68			68		
Fracción masa de carbón en el combustible	0.76			0.76		
Fracción masa de hidrógeno en el combustible	0.23			0.23		
Valor calorífico inferior del combustible BTU/lb	21358.9			21358.9		
Calor específico medio del combustible BTU/(lb F)	0.5395			0.5395		
Nombre del oxidante	oxidante 1			oxidante 1		
Flujo del oxidante lb/h	39853			39853		
Flujo de oxidante como fracción del oxidante total	1			1		

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS A Y B (CONT.)

DESCRIPCION	40% RV Maya sin Precal. Aire			40% RV Maya con Precal. Aire		
Temperatura de entrada del oxidante °F	60			425		
Fracción masa de oxígeno en el oxidante	0.23			0.23		
Fracción masa de nitrógeno en el oxidante	0.76			0.76		
Fracción masa de argón en el oxidante	0.01			0.01		
Fracción mol de oxígeno en el oxidante	0.21			0.21		
Fracción mol de nitrógeno en el oxidante	0.78			0.78		
Fracción mol de argón en el oxidante	0.01			0.01		
Calor específico del oxidante BTU/(lb F)	0.2401			0.2401		

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire			40% Mezcla RV con Precal. Aire		
	1.893654			1.893654		
Espaciamiento entre tubos	diámetros			diámetros		
No de pasos por hilera	1			1		
No. Total de tubos principales en cada pas	22			22		
Carga térmica del calentador BTU/h	35594707			38875140		
Eficiencia global (%)	77.26			95.94		
Eficiencia de la caja de combustión (%)	65.75			67.25		
Eficiencia del combustible (%)	76.97			84.07		
Flujo de combustible lb/h	2165			2165		
Flujo del oxidante lb/h	39853			39853		
% Exceso de aire	15			15		
Salida de calor del combustible y del oxidante BTU/h	46069640			49593665		
Temperatura de gas bien mezclado en la caja de combustión °F	1647			1699		
Temperatura de gas de pared-puente °F	1226			1250		
Temperatura de entrada de los gases de combustión a la chimenea °F	890			903		
Oxígeno en la chimenea, % masa, base seca	2.24			2.24		
Pérdida total de tiro inH2O	1.02			1.027		
	Caja de			Caja de		
Sección	combustión	banco 1	banco 2	combustión	banco 1	banco 2
No. de corriente de proceso	1	1	1	1	1	1
Carga térmica de la corriente de proceso BTU/h	30289387	2105852	3E+06	33350951	2212233	3311968
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	489	477	459	490	478	459
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	659	489	477	677	490	478
Caída de presión de la corriente de proceso psi	4.748	0.541	1.65	4.748	0.541	1.65
Flujo másico de la corriente de proceso por unidad de área lb/h/ft²	741497.8	428210.1	4E+05	741497.8	428210	428210.1
Flujo de calor promedio por unidad de área BTU/(h ft²)	12100.6	1579.6	800	13323.7	1659.4	828.1
Temperatura máxima de pared del tubo °F	1240	576	509	1319	582	510
Temperatura máxima del extremo de la aleta °F		576	642		582	650
Temperatura de entrada de los gases de combustión °F		1226	1151		1250	1172
Temperatura de salida de los gases de combustión °F		1151	890		1172	903

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire		40% Mezcla RV con Precal. Aire			
Sección	Caja de combustión	banco 1	banco 2	Caja de combustión	banco 1	banco 2
Velocidad máxima de masa de los gases de combustión (mass flux) lb/h/ft ²		451.1	462.7		457.3	468.1
Area de tubo desnudo ft ²	2503.1	1333.1	3999	2503.1	1333.1	3999.4
Area total de tubo ft ²	2503.1	1333.1	4009	2503.1	1333.1	4008.5
Relación área total / área de tubo desnudo	1	1	1	1	1	1
Nombre de la corriente	Corriente 1		Corriente 1			
Carga térmica de la corriente de proceso BTU/h	35553489		38830236			
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	459		459			
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	659		677			
Presión de entrada de la corriente de proceso (abs) psi	85.34		85.34			
Presión de salida de la corriente de proceso (abs) psi	78.401		78.401			
Caída de presión de la corriente de proceso psi	6.939		6.939			
Escalamiento de la caída de presión de la corriente de proceso	1		1			
Flujo de la corriente de proceso (entrada) lb/h	297474		297474			
Entalpía específica de entrada de la corriente de proceso BTU/lb	-736.7		-736.7			
Entalpía específica de salida de la corriente de proceso BTU/lb	-617.2		-606.2			
Densidad del líquido lb/ft ³	56.28		56.28			
Calor específico del líquido BTU/(lb F)	0.5977		0.5977			
Viscosidad del líquido cp	11.6		11.6			
Conductividad térmica del líquido BTU/(ft h F)	0.09		0.09			
No. Prandtl del líquido	186.77		186.77			
Densidad del vapor lb/ft ³	56.28		56.28			
Calor específico del vapor BTU/(lb F)	0.5977		0.5977			
Viscosidad del vapor cp	11.6		11.6			
Conductividad térmica del vapor BTU/(ft h F)	0.09		0.09			
No. Prandtl del vapor	186.77		186.77			

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire		40% Mezcla RV con Precal. Aire	
	banco 1	banco 2	banco 1	banco 2
No. de corriente de proceso	1	1	1	1
Carga térmica de la corriente de proceso BTU/h	2105852	3199453	2212233	3311968
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	477	459	478	459
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	489	477	490	478
Temperatura de entrada del gas °F	1226	1151	1250	1172
Temperatura de salida del gas °F	1151	890	1172	903
Caída de presión de la corriente de proceso psi	0.541	1.65	0.541	1.65
Flujo de la corriente de proceso lb/h	297474	297474	297474	297474
Flujo de líquido a la entrada de la corriente de proceso lb/h	297474	297474	297474	297474
Flujo de líquido a la salida de la corriente de proceso lb/h	297474	297474	297474	297474
Presión de entrada de la corriente de proceso (abs) psi	83.69	85.34	83.69	85.34
Presión de salida de la corriente de proceso (abs) psi	83.149	83.69	83.149	83.69
Entalpía específica de entrada de la corriente de proceso BTU/lb	-726	-736.7	-726	-736.7
Entalpía específica de salida de la corriente de proceso BTU/lb	-718.9	-726	-718.1	-725.6
Temperatura de entrada del gas °F	1226	1151	1250	1172
Temperatura de salida del gas °F	1151	890	1172	903
Temperatura de entrada de la corriente de proceso °F	477	459	478	459
Temperatura de salida de la corriente de proceso °F	489	477	490	478
Caída de presión del gas inH2O	-0.053	-0.133	-0.053	-0.134
Flujo de gas lb/h	42018	42018	42018	42018
Velocidad másica (flujo másico por unidad de área) lb/h/ft ²	451.1	462.7	457.3	468.1
Presión de entrada del gas (abs) psi	14.696	14.698	14.696	14.698
Presión de salida del gas (abs) psi	14.698	14.703	14.698	14.703
Carga de calor del gas al fluido de proceso BTU/h	2105852	3199453	2212233	3311968
Coeficiente de transferencia de calor efectivo promedio del lado gas BTU/(h ft ² F)	1.09	1.55	1.09	1.55
Coeficiente de transferencia de calor por convección promedio del lado gas BTU/(h ft ² F)	1.09	1.55	1.09	1.55
Eficiencia de la aleta	0.95	0.95	0.95	0.95
No. Reynolds a la entrada del gas	1364.02	1612.21	1349.63	1596.45
No. Reynolds a la salida del gas	1411.29	1830.72	1397.49	1818.49
Densidad a la entrada del gas lb/ft ³	0.024	0.025	0.023	0.024
Densidad a la salida del gas lb/ft ³	0.025	0.029	0.024	0.029
No. Prandtl del gas a la entrada	0.7	0.7	0.7	0.7
No. Prandtl del gas a salida	0.7	0.7	0.7	0.7

CARACTERÍSTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire		40% Mezcla RV con Precal. Aire	
Nombre de la corriente				
Entalpía específica de entrada del gas BTU/lb	321.2	298.7	328.5	305.1
Entalpía específica de salida del gas BTU/lb	298.7	222.5	305.1	226.3
Eficiencia de la sección de convección % (LCV)	11.52		11.14	
Entrada de calor por convección a la sección de convección BTU/h	4146557		4293306	
Entrada de calor por radiación a la sección de convección BTU/h	1158748		1230897	
Dirección del flujo de los gases de combustión	arriba	arriba	arriba	arriba
dirección del flujo	contracorri ente	contracorri ente	contracorri ente	contracorri ente
Tipo de banco de tubos	plano	circular extruído	plano	circular extruído
Flujo máximo de calor del banco (basado en el área de tubos desnudos)	2652.6	968.1	2798.3	1002.5
Flujo máximo de calor del banco (basado en el área total)	2652.6	965.9	2798.3	1002.3
Flujo promedio de calor del banco (basado en el área de tubos desnudos)	1579.6	800	1659.4	828.1
Flujo promedio de calor del banco (basado en el área total)	1579.6	798.2	1659.4	826.2
Temperatura máxima de la pared exterior del tubo del banco °F	576	509	582	510
Temperatura máxima de la pared interior del tubo del banco °F	573	508	579	509
Temperatura máxima del banco + temperatura de obstrucción interior °F	573	508	579	509
Temperatura máxima del extremo de la aleta en el banco °F	576	642	582	650
Material de la aleta	acero al carbón	acero al carbón	acero al carbón	acero al carbón
	A213 T9	A213 T9	A213 T9	A213 T9
Material del tubo	11-13% Cr	11-13% Cr	11-13% Cr	11-13% Cr

CARACTERÍSTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire	40% Mezcla RV con Precal. Aire
Eficiencia de la caja de combustión (%)	65.75	67.25
Temperatura de gas bien mezclado en la caja de combustión °F	1647	1699
Temperatura de gas de pared-puente °F	1226	1250
Temperatura adiabática de flama °F	3590	3841
Calor liberado por quemador, normal BTU/h	9248568	9248568
Calor liberado por unidad de volumen BTU/(h ft³)	2242.1	2242.1
Longitud de la flama in	164.7048	164.7048
Emisividad de gas	0.32	0.32
Longitud promedio del rayo in	191.4389	191.4389
Calor transferido a los tubos y las paredes BTU/h	31216985	34350436
Transferencia de calor a los tubos principales BTU/h	30289387	33350951
Pérdida de calor hacia los gases de combustión BTU/h	14752099	15127544
Pérdida de calor hacia las paredes BTU/h	927599	999495
Pérdida de calor de la pared %	2.01	2.02
Temperatura ambiente °F	68	68
Entrada de calor del combustible + oxidante (de 25 deg C ref.) BTU/h	46069640	49593665
Requerimiento del precalentamiento de oxidante (del ambiente) BTU/h	-76563	3448290
Transferencia de calor por radiación a los tubos principales BTU/h	25829016	28782688
Pérdida de calor por radiación hacia los gases de combustión BTU/h	1158748	1230897
Pérdida de calor por radiación hacia las paredes BTU/h	-2068922	-2088577
Transferencia de calor por convección a los tubos principales BTU/h	4460372	4568263
Pérdida de calor por rconvección hacia los gases de combustión BTU/h	13593350	13896645
Pérdida de calor por convección hacia las paredes BTU/h	2996521	3088072

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire			40% Mezcla RV con Precal. Aire		
No. de corriente de proceso en la caja de combustión	1			1		
Duty de la corriente de proceso en la caja de combustión BTU/h	30289387			33350951		
Temperatura de entrada de la corriente de proceso en la caja de combustión °F	489			490		
Temperatura de salida de la corriente de proceso en la caja de combustión °F	659			677		
Caída de presión de la corriente de proceso en la caja de combustión psi	4.748			4.748		
Flujo de la corriente de proceso (entrada) en la caja de combustión lb/h	297474			297474		
corriente de proceso en la caja de combustión lb/h	297474			297474		
Flujo de líquido a la salida de la corriente de proceso en la caja de combustión lb/h	297474			297474		
Presión de entrada de la corriente de proceso en la caja de combustión (abs) psi	83.149			83.149		
Presión de salida de la corriente de proceso en la caja de combustión (abs) psi	78.401			78.401		
Entalpía específica de entrada de la corriente de proceso en la caja de combustión BTU/lb	-718.9			-718.2		
Entalpía específica de salida de la corriente de proceso en la caja de combustión BTU/lb	-617.2			606.2		
DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire			40% Mezcla RV con Precal. Aire		
	grupo de tubos 1			grupo de tubos 1		
Localización principal del grupo de tubos	principal			principal		
Carga térmica del calor de la corriente BTU/h	30254716			33312933		
Temperatura de entrada de la corriente °F	489			490		
Temperatura de salida de la corriente °F	659			677		
Caída de presión de la corriente psi	4.748			4.748		
Flujo de la corriente (entrada) lb/h	297474			297474		
Flujo de líquido a la entrada de la corriente lb/h	297474			297474		
Flujo de líquido a la salida de la corriente lb/h	297474			297474		
Presión de entrada de la corriente (abs) psi	83.149			83.149		
Presión de salida de la corriente (abs) psi	78.401			78.401		
Entalpía específica de entrada de la corriente BTU/lb	-718.9			-718.9		
Entalpía específica de salida de la corriente BTU/lb	-617.2			-606.2		

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire		40% Mezcla RV con Precal. Aire	
	grupo de tubos 1		grupo de tubos 1	
Temperatura máxima de la pared exterior del tubo en la caja de combustión °F	1240		1319	
Temperatura máxima de la pared interior del tubo en la caja de combustión °F	1204		1278	
Diámetro de tubo in	6.625		6.625	
Flujo máximo de calor del tubo en la caja de combustión por unidad de área (tube OD) BTU/(h ft²)	29528.7		32732.9	
Relación de flujo de calor máximo a flujo de calor promedio	1.28		1.28	
Max. stream fouling layer temperature °F	1204		1278	
Max.tube outside temperature-circumferential max. °F	1240		1319	
Max.tube outside temperature-circumferential mean °F	1115		1189	
Max.tube inside temperature-circumferential max. °F	1204		1278	
Max.tube inside temperature-circumferential mean °F	1088		1159	
Material del tubo	A213 T9 11-13% Cr		A213 T9 11-13% Cr	
	húmedo	seco	húmedo	seco
Flujo de los gases de combustión lb/h	42018	37501	42018	37501
Fracción masa de oxígeno en los gases de combustión	0.02	0.02	0.02	0.02
Fracción masa de nitrógeno en los gases de combustión	0.72	0.8	0.72	0.8
Fracción masa de argón en los gases de combustión	0.01	0.01	0.01	0.01
Fracción masa de vapor de agua en los gases de combustión	0.11	0	0.11	0
Fracción masa de CO2 en los gases de combustión	0.14	0.16	0.14	0.16
Fracción mol de oxígeno en los gases de combustión	0.02	0.02	0.02	0.02
Fracción mol de nitrógeno en los gases de combustión	0.72	0.86	0.72	0.86
Fracción mol de argón en los gases de combustión	0.01	0.01	0.01	0.01
Fracción mol de vapor de agua en los gases de combustión	0.17	0	0.17	0
Fracción mol de CO2 en los gases de combustión	0.09	0.11	0.09	0.11

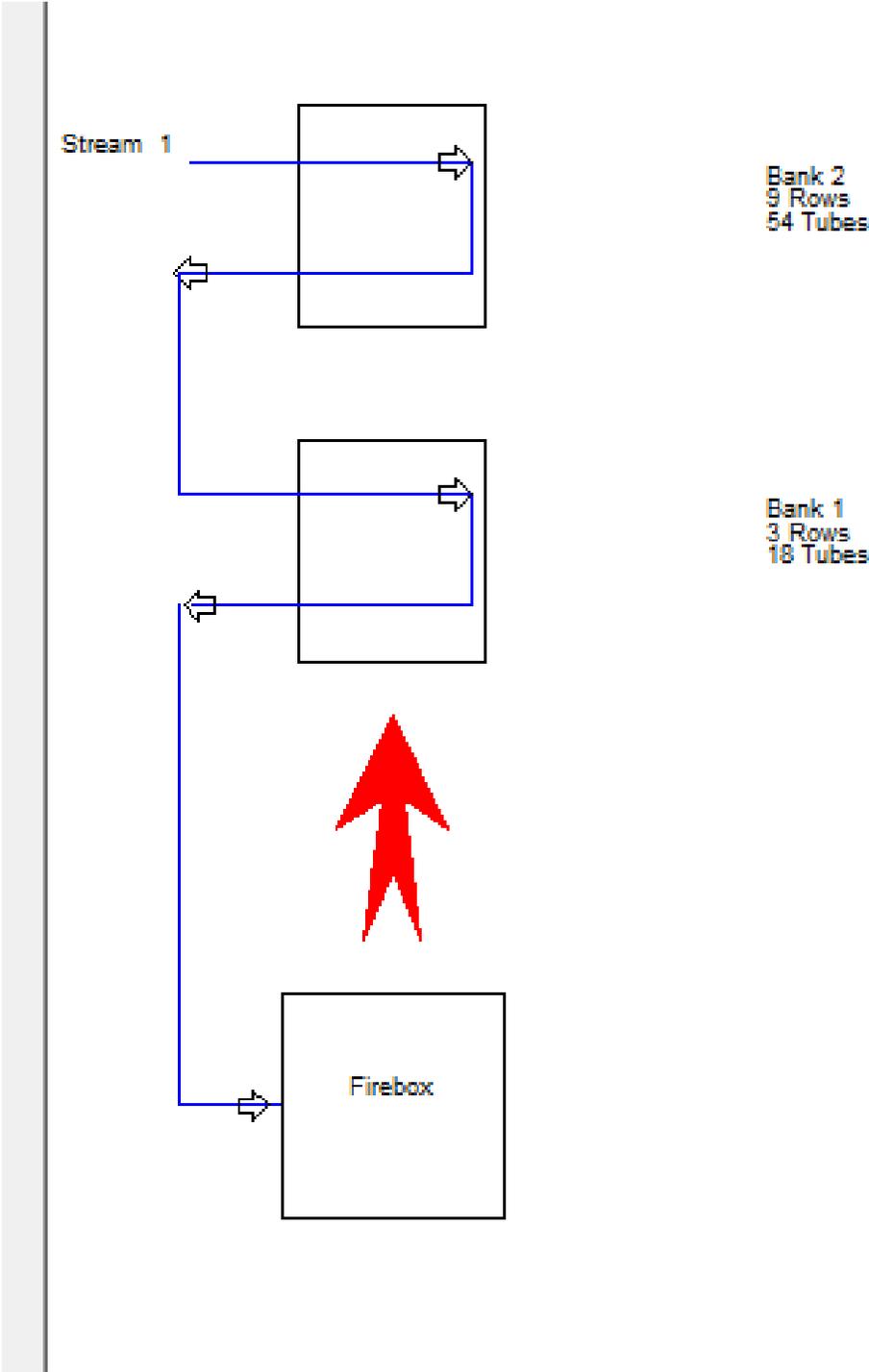
CARACTERISTICAS DEL PRECALENTAMIENTO PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

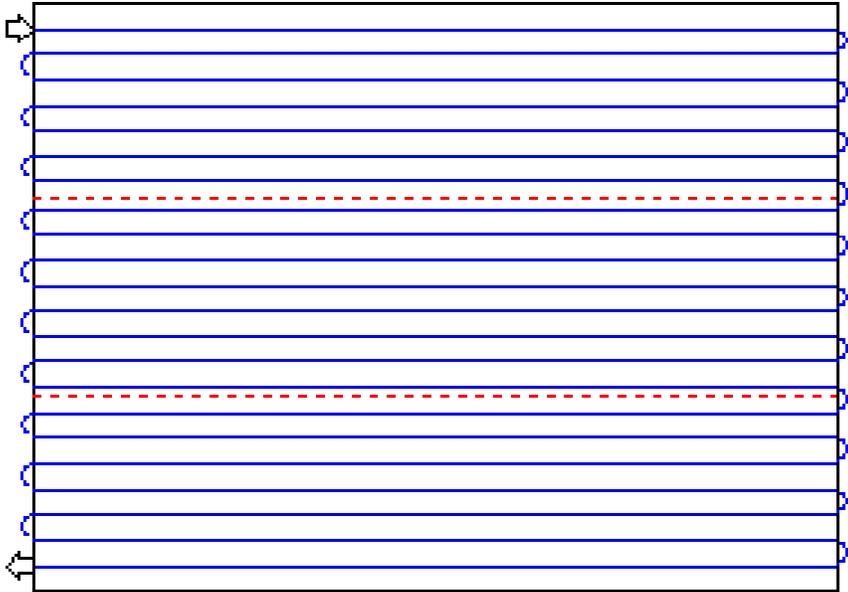
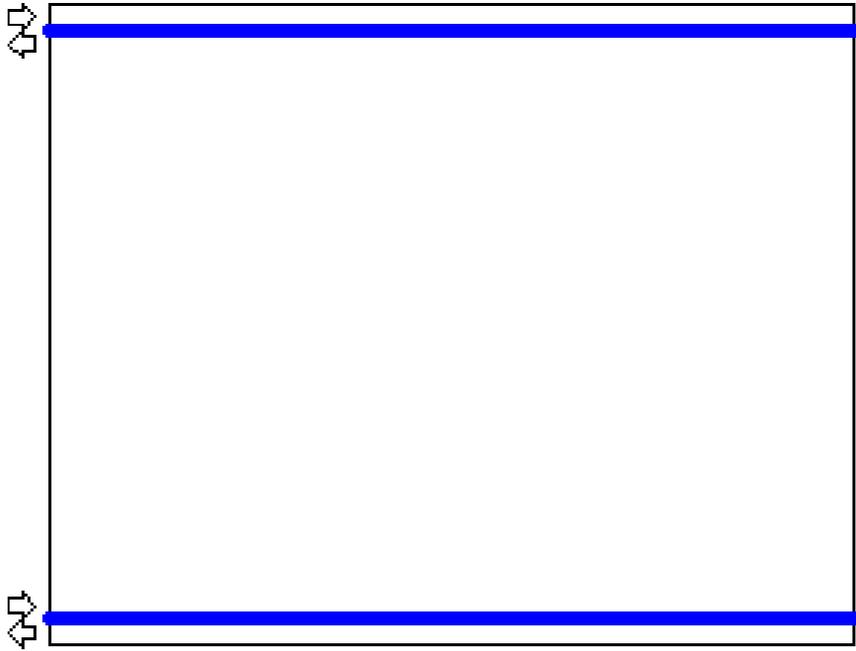
DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire	40% Mezcla RV con Precal. Aire
Especificación del precalentamiento de aire	no	si
Flujo del aire de combustión lb/h	39853	39853
Temperatura (ambiente) del aire de combustión °F	68	68
Temperatura (de precalentado) del aire de combustión °F	60	425
Carga de calor del aire de combustión BTU/h	-76563	3448290
Temperatura de los gases de combustión extraídos °F	890	903
Flujo de los gases de combustión en la chimenea lb/h	42018	42018
Caída de presión de los gases de combustión en la chimenea inH2O	0.567	0.571
Area de flujo de los gases de combustión a la salida de la chimenea ft2	103.6	103.9
Velocidad de los gases de combustión a la salida de la chimenea lb/h-ft2	813.4	821.6
Densidad de los gases de combustión a la salida de la chimenea lb/ft3	0.031	0.031
Pérdida de calor de la pared de la chimenea BTU/h	825694	826362
Temperatura a la entrada de la chimenea °F	890	903
Temperatura a la entrada de la chimenea °F	818	831
% exceso de aire	15	15
Relación estequiométrica ratio (flujo de oxidante/combustible teórico)	16.73	16.73
Relación Oxidante/combustible (masa)	18.41	18.41
	combustible 1	combustible 1
Nombre del combustible	gas 1	gas 1
Flujo de combustible lb/h	2165	2165
Flujo de combustible como fracción del combustible total	1	1
Temperatura de entrada del combustible °F	68	68
Fracción masa de carbón en el combustible	0.76	0.76
Fracción masa de hidrógeno en el combustible	0.23	0.23
Valor calorífico inferior del combustible BTU/lb	21358.9	21358.9
Calor específico medio del combustible BTU/(lb F)	0.5395	0.5395
Nombre del oxidante	oxidante 1	oxidante 1
Flujo del oxidante lb/h	39853	39853
Flujo de oxidante como fracción del oxidante total	1	1

CARACTERISTICAS DEL PRECALENTADOR PARA LOS CASOS C Y D (CONT.)

DESCRIPCION	40% Mezcla RV sin Precal. Aire		40% Mezcla RV con Precal. Aire	
Temperatura de entrada del oxidante °F	60		425	
Fracción masa de oxígeno en el oxidante	0.23		0.23	
Fracción masa de nitrógeno en el oxidante	0.76		0.76	
Fracción masa de argón en el oxidante	0.01		0.01	
Fracción mol de oxígeno en el oxidante	0.21		0.21	
Fracción mol de nitrógeno en el oxidante	0.78		0.78	
Fracción mol de argón en el oxidante	0.01		0.01	
Calor específico del oxidante BTU/(lb F)	0.2401		0.2424	

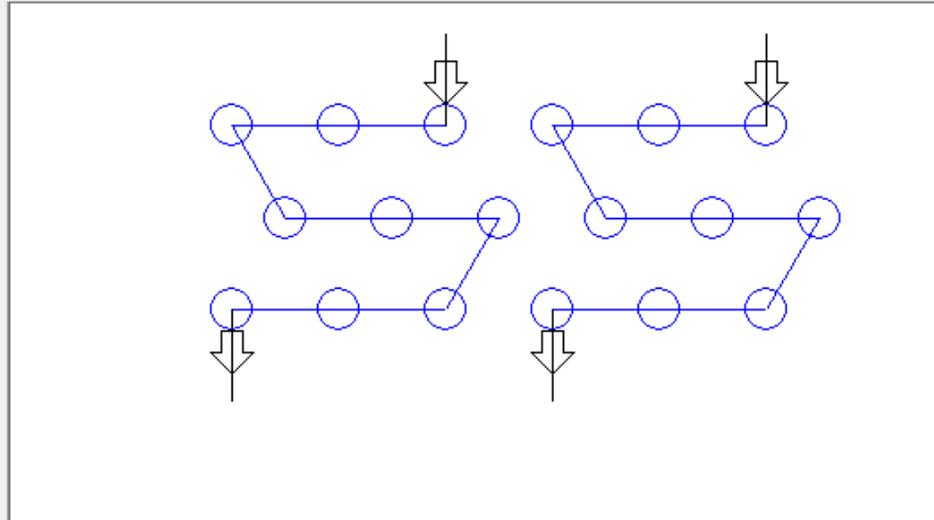
DISEÑO FINAL DEL CALENTADOR





ZONA DE CONVECCION DEL CALENTADOR (DISPOSICION O "LAYOUT")

		Bank 1	Bank 2	Bank 3	Bank 4
Tube pitch	in	21.5625	21.5625		
Tube layout		30 equilat	30 equilat		
Number of parallel paths/row		2	2		
Number of rows of tubes		3	9		
Number of tubes/path/row		3	3		
Stream overall flow direction		Counterclu	Counterclu		
Row arrangement		series	series		



DISEÑO DE LA CHIMENEA

		R. V. 100% MAYA	.R.V. 75/25
CASO			
TEMPERATURA AMBIENTE	°F	100	100
TEMPERATURA DE GASES PUENTE	°F	1251	1226
TIRO FIG 14	IN H2O/100FT	0.94	0.925
ALTURA DONDE ESTÁN TUBOS ESCUDO	FT	23	23
TIRO EN RADIACIÓN	IN H2O	0.2162	0.21275
REQUERIMIENTO DE QUEMADORES	IN H2O	0.25	0.25
TIRO EN TUBOS ESCUDO	IN H2O	0.0338	0.03725
FLUJO DE GASES EN CHIMENEA	LB/HR	42018	42018
TEMPERATURA DE GASES CHIMENEA	°F	898	903
DENSIDAD DE GASES EN CHIMENEA	LB/FT3	0.031	0.031
DENSIDAD DE GASES EN CONVECCIÓN	LB/FT3	0.0235	0.0235
DIAMETRO SUPUESTO DE CHIMENEA	FT	3.999	3.999
MASA VELOCIDAD		0.130027778	0.12977778
CABEZA VELOCIDAD	IN	0.002158369	0.00215008
FRICCIONES EN RADIACIÓN	IN	0.024821242	0.02472589
FLUJO DE GASES EN CHIMENEA	LB/SEG	11.67166667	11.6716667
FLUJO VOLUMÉTRICO	FT3/SEG	376.5053763	376.505376
AREA	FT2	12.55372079	12.5537208
VELOCIDAD	FT/SEG	29.9915366	29.9915366
CABEZA VELOCIDAD	IN	0.083652781	0.08365278
SUPONER ALTURA DE CHIMENEA	FT	100	100
PÉRDIDAS	IN	0.292795192	0.29279519
TIRO EN TUBOS ESCUDO	IN	0.0338	0.03725
FRICCIONES EN RADIACIÓN	IN	0.024821242	0.02472589
TIRO TOTAL REQUERIDO	IN	0.351416435	0.35477108
TIRO DESDE LA CHIMENEA FIG 14	IN/100 FT	0.825	0.825
ALTURA DESDE TUBOS ESCUDO	FT	42.59593146	43.0025552

PRECALENTADOR DE AIRE

SECUENCIA DE CALCULO :

$$Q_{PREC_AIRE} = UA(LMTD)$$

$$Q_{PREC_AIRE} = UA \left[\frac{(T_{1g} - t_{2a}) - (T_{2g} - t_{1a})}{\ln \frac{T_{g1} - t_{2a}}{T_{2g} - t_{1a}}} \right]$$



$$(UA)_{NOM} = \frac{(Q)_{NOM}}{LMTD_{NOM}}$$

$$\frac{UA_{NOM}}{UA_{EOR}} = \frac{\frac{Q_{NOM}}{LMTD_{NOM}}}{\left(\frac{Q_{EOR}}{LMTD_{EOR}} \right) ?}$$

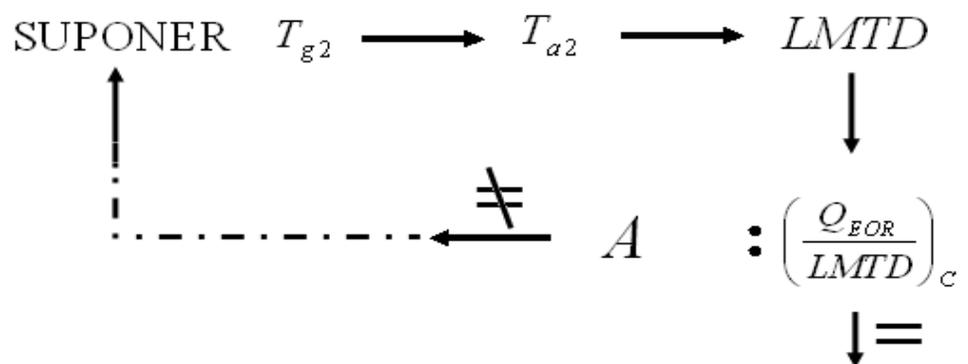
$$\frac{U_{NOM}}{U_{EOR}} = \frac{\frac{Q_{NOM}}{LMTD_{NOM}}}{\left(\frac{Q_{EOR}}{LMTD_{EOR}} \right) ?}$$

DE LA ECUACION DE SEADER Y TATE

$$\frac{U_{NOM}}{U_{EOR}} = \left(\frac{G_{NOM}}{G_{EOR}} \right)^{0.8}$$

$$\frac{Q_{EOR}}{LMTD_{EOR}} = (UA)_{EOR} = (UA)_{NOM} / \left(\frac{G_{EOR}}{G_{NOM}} \right)^{0.8}$$

$$Q_{EOR} = W_g Cp_g (T_{1g} - T_{2g}) = W_a Cp_a (t_{2a} - t_{1a})$$



CALCULO DEL FLUJO DE GAS COMBUSTIBLE

PEMEX- UNAM					
PRECALENTADOR DE AIRE PARA: RESIDUO DE VACIO; DESIGN CASE				Item N°:	H-31001
Customer :	PEMEX - REFINACIÓN	Project Name :	ACONDICIONAMIENTO DE CARGA A COQUIZADORA DE MADERO		
Place :	Cd. Madero, Tamps.	Service :	Calentador de carga	Type :	Cabina Horizontal
Unit :	PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA 020	Design Code :	API STD-560		
N° Required :	Uno				

FUEL FLOW CALCULATION FOR 100% OF DESIGN					
HEATER EQUIPMENT NUMBER			H-31001		
		GAS			GAS
NORMAL HEAT RELEASE	MMkcal/h	2.33		TOTAL HEAT RELEASE	BTU/LB
	MMBTU/h	9.25			21358.9
TOTAL QUANTITY OF BURNERS		1.00		HEATING VALUE	MMBTU/h
				FLOW	9.25
					kcal/kg
					11,841.17
					lb/h
					433.99

FUEL GAS

API WORKSHEET FOR LHV AND CO2, H2O, N2, FORMED

DATOS TOMADOS DE LA TABLA 5.8 DEL CAPITULO 5 "COMBUSTIBLES", PAG. 164 DEL LIBRO DE COMBUSTION DE JOHN ZINK													
	COLUMN 1	COLUMN 2	COLUMN 3	COLUMN 4	COLUMN 5	COLUMN 6	COLUMN 7	COLUMN 8	COLUMN 9	COLUMN 10	COLUMN 11	COLUMN 12	COLUMN 13
	VOL. FRACC	MOLEC WEIGHT	TOTAL WEIGHT	NET HEATING VALUE	HEATING VALUE	AIR REQUIRED	AIR REQUIRED	CO2 FORMED	CO2 FORMED	H2O FORMED	H2O FORMED	N2	N2
FUEL COMPONENT			POUNDS	BTU/LB	BTU	LB/LB COMP	LB	LB/LB COMP	LB	LB/LB COMP	LB	LB/LB COMP	LB
CARBON			0		0		0.000		0.0000		0		0
HYDROGEN	0.2230	2.02	0.449568	51600	23197.7088	34.29	15.416	0	0.0000	8.94	4.019138	26.36	11.8506125
OXYGEN			0		0		0.000		0.0000		0		0
NITROGEN	0.0320	28.00	0.896	0	0		0.000		0.0000		0		0
CARBON MONOXIDE			0	0	0		0.000		0.0000		0		0
CARBON DIOXIDE	0.0000	44.00	0	0	0		0.000		0.0000		0		0
METHANE	0.5380	16.00	8.608	21500	185072	17.24	148.402	2.74	23.5859	2.25	19.368	13.25	114.056
ETHANE	0.0730	30.10	2.1973	20420	44868.866	16.09	35.355	2.93	6.4381	1.8	3.95514	12.37	27.180601
ETHYLENE	0.0150	28.10	0.4215	20290	8552.235	14.79	6.234	3.14	1.3235	1.28	0.53952	11.36	4.78824
PROPANE	0.0340	44.10	1.4994	19930	29883.042	15.68	23.511	2.99	4.4832	1.63	2.444022	12.05	18.06777
PROPENE	0.0000	42.08	0	19690	0	14.79	0.000	3.14	0.0000	1.28	0	11.36	0
PROPYLENE	0.0140		0		0		0.000		0.0000		0		0
BUTANE	0.0220	58.12	1.27864	19670	25150.8488	15.46	19.768	3.03	3.8743	1.55	1.981892	11.88	15.1902432
BUTYLENE	0.0040		0		0		0.000		0.0000		0		0
PENTANE	0.0350	72.15	2.52525	19500	49242.375	15.33	38.712	3.05	7.7020	1.5	3.787875	11.78	29.747445
HEXANE	0.0070	86.18	0.60326	19390	11697.2114	15.24	9.194	3.06	1.8460	1.46	0.88076	11.71	7.0641746
SULFUR			0		0		0.000		0.0000		0		0
HYDROGEN SULFIDE	0.0030	34.08	0.10224	6550		6.08	0.622	1.88	0.1922	0.53	0.054187	4.68	0.4784832
TOTAL	1.0000		18.581158		377664.287		297.212		49.4452		37.031		228.424
TOTAL PER POUND OF FUEL	1.0000		1.000		20325		15.995		2.6610		1.992908		12.2932903
				KCAL/KG	11268								

CALCULO DEL FLUJO DE GAS COMBUSTIBLE (CONT.)

FUEL GAS CALCULATIONS												
		AIR REQ. TEO	CO2 FORMED	H2O FORMED	N2	FLUE GASES+ EXCESS AIR						
FLOW	lb/h	6,941.85	1,154.87	864.91	5,335.19	FLOW	X	PM				
AIR FLOW						lb/h		lb/lbmol				
PERCENT EXCESS AIR	%	15	0.15			O2	242.62	0.0289	32.0	0.00		
EXCESS AIR	lb/h	1,041.28				N2	6,133.85	0.7305	28.0	0.03		
TOTAL AIR FLOW	lb/h	7,983.13				H2O	864.91	0.1030	18.0	0.01		
						CO2	1,154.87	0.1375	44.0	0.00		
							8,396.24	1.0000		27.90		
NOTE: PRELIMINARY CALCULATION UNTIL WE HAVE AIR PREHEATER VENDOR DATA SHEET												
Revisión	1											
Fecha	11/05/2010											
Preparado												
Revisado												
Aprobado												

PEMEX-UNAM										
SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AIRE PARA CASO 12								Item N° :		
40% DEL FLUJO TOTAL 75/25								H-31003		
Cliente :	PEMEX - REFINACIÓN		Nombre del Proyecto :					ACONDICIONAMIENTO DE LA CARGA A COQUIZADORA DE MADERO		
Sitio :	Madero, Tamps.		Servicio :		Precalentador de carga		Tipo :		Cabina Horizontal	
Unidad :	PLANTA 020 Coquización Retardada					Código de Diseño :		API STD-560		
No. Requerido :	Uno									
PUNTO	FLUJO MASICO LB/HR	TEMP, G. F.	PM	DENSIDAD LB/FT3	FLUJO VOLUM. FT3/SEG	AREA DE FLUJO FT2	TRAMO	OBSERVACIONES		
1	7636.03	68	28.84	0.0748	28.35	0.71	VTF-PAG	AIRE FRIO		
2	7636.03	68	28.84	0.0748	28.35	0.71		AIRE FRIO		
3	7636.03	68	28.84	0.0748	28.35	0.71		AIRE FRIO		
4	7636.03	68	28.84	0.0748	28.35	0.71	PAV-PAG	AIRE FRIO		
5	7636.03	425.0	28.84	0.0446	47.51	1.19	PAG-QUEMS	AIRE CALIENTE		
6	7636.03	425	28.84	0.0446	47.51	1.19		AIRE CALIENTE		
7	8049.15	898	29.11	0.0294	76.13	1.90		GASES CALIENTES		
8	8049.15	898	29.11	0.0294	76.13	1.90	CHIM-PAG	GASES CALIENTES		
9	8049.15	231	29.11	0.0577	38.74	1.11	PAG-VTI	GASES FRIOS		
10	8049.15	231	29.11	0.0577	38.74	1.11	VTI-CHIM	GASES FRIOS		
11	2290.81	68	28.84	0.0748	8.50	0.19		AIRE FRIO BY PASS		
12	8049.15	231	29.11	0.0577	38.74	0.97		GASES FRIOS		
12	8049.15	68	28.84	0.0748	29.88	34.14	CHIMENEA	GASES FRIOS		
13	8049.15	898	29.11	0.0294	76.13	1.90		GASES CALIENTES		
14	8049.15	1251	29.11	0.0233	95.92	N.A.		GASES CAL. / PUENTE		
15	7636.03	425	29.11	0.0451	47.07	1.57	CAB-QUEM	ALIM. CELDA A o b		
15	0.00	425	29.11	0.0451	0.00	1.00	CAB-QUEM	ALIM. CELDA A		
15	0.00	898	29.11	0.0294	0.00	1.00	CAB-QUEM	ALIM A 5 QUEM		
15	0.00	898	29.11	0.0294	0.00	1.00	CAB-QUEM	ALIM A CADA QUEM		
No QUEM	1	0	0	0	0	0	0	0		
CELDA	A									
NOTA 1: EN EL PUNTO 1 SE CONSIDERA LA TEMPERATURA PROMEDIO DEL AIRE										
NOTA 2: EN VIRTUD DE NO CONTAR CON LAS HOJAS DE DATOS DEL FABRICANTE DEL PRECALENTADOR AIRE-GASES, SE CONSIDERO LA VARIACION DEL PRODUCTO U/A COMO SE EXPLICA EN LA HOJA "SECUENCIA DE CALCULO" DEL PRESENTE DOCUMENTO										
	AIRE					GASES CON 10% EXC. AIRE				
	LB MOL	PM	LB	LB	LB MOL	Q PREC DE AIRE BTU/HR		586,679		
O2	21	32	672	67.2	2.1					
N2	79	28	2212	2433.2	86.9					
CO2	0	44	0	672	15.27					
	100	28.84	2884	3172.4	104.27					
				PESO MOL	30.42					

ACCESORIOS						
ACCESORIO	LOCALIZACION	COEFIC	CANTIDAD	COEF TOT	FLUIDO	
CONTRACCION	CHIMENEA-DUCTO	0.34	1	0.34	GASES CALIENTES	
CAMBIO DIRECC 90 GR	CHIMENEA-DUCTO	0.25	2	0.5	GASES CALIENTES	
CODOS 90 GR RECTANG	DUCTO CHIM/PAG	0.25	2	0.5	GASES CALIENTES	
CONTRACCION	DUCTO-PAG	0.32	1	0.32	GASES CALIENTES	
COEF TOT GASES CALIENTES				1.66		
CONTRACCION	PAG-DUCTO	0.32	1	0.32	GASES FRIOS	
CODOS 90 GR RECTANG	DUCTO VTI	0.25	2	0.5	GASES FRIOS	
CONTRACCION	ENTRADA VTI	0.32	1	0.32	GASES FRIOS	
EXPANSION	SALIDA VTI	0.28	1	0.28	GASES FRIOS	
CODOS 90 GR RECTANG	DUCTO CHIMENEA	0.25	1	0.25	GASES FRIOS	
EXPANSION	DUCTO CHIMENEA	0.81	1	0.81	GASES FRIOS	
CONTRACCION	DUCTO CHIMENEA	0.34	1	0.34	GASES FRIOS	
CONTRACCION	CHIMENEA AIRE	0.32	1	0.32	GASES FRIOS	
COEF TOT GASES FRIOS				3.14		
EXPANSION	SALIDA VTF	0.28	1	0.28	AIRE FRIO	
CODOS 90 GR RECTANG	VTF-PAG	0.25	1	0.25	AIRE FRIO	
COEF TOT AIRE FRIO VTF-PAG				0.53		
EXPANSION	PAV-DUCTO	0.28	0	0	AIRE FRIO	
CODOS 90 GR RECTANG	VTF-PAV	0.25	0	0	AIRE FRIO	
EXPANSION	DUCTO-PAG	0.81	1	0.81	AIRE FRIO	
COEF TOT AIRE CALIENTE PAV-PAG				0.81		
CONTRACCION	PAG-DUCTO	0.32	1	0.32	AIRE CALIENTE	
CODOS 90 GR RECTANG	DUCTO A CABEZAL	0.25	2	0.5	AIRE CALIENTE	
CODOS 90 GR RECTANG	DUCTO A QUEM'S	0.25	1	0.25	AIRE CALIENTE	
CONTRACCION	CABEZAL A CELDA C	0.32	1	0.32	AIRE CALIENTE	
CONTRACCION	CELDA C- CELDA A	0.32	0	0	AIRE CALIENTE	
CONTRACCION	DUCTO A CADA QUEM'R	0.32	1	0.32	AIRE CALIENTE	
CODOS 90 GR RECTANG	DUCTO A CADA QUEM'R	0.25	1	0.25	AIRE CALIENTE	
COEF TOT AIRE CALIENTE PAG-QUEMADORES				1.96		
NOTA: LOS CODOS DEBERAN SER 90 GRADOS MITER ELBOW WITH VANES						

DATOS DEL CALENTADOR A FUEGO DIRECTO						
TIPO		CAJA	LONG DUCTO AIRE FRIO	FT	0	
POSICION DE TUBOS		VERTICAL	LONG DCTO AIRE FRIO VTF-PAG	FT	5.9	
NUMERO DE CELDAS		1	LONG DCTO AIRE CAL PAV-PAG	FT	0.0	
NUMERO DE QUEMADORES		13	LONG DCTO AIRE CAL PAG-QUEMS	FT	38.7	
LARGO DE RADIACION	FT	48	LONG DUCTO GASES CAL.	FT	66.9	
ALT. DE RADIACION	FT	30.18	LONG DUCTO GASES FRIOS.	FT	92.9	
ALT. DE CONVECCION	FT	23.04	ALTURA PAG	FT	30.9	
ALT. DUCTO SALIDA DE CHIM.	FT	74.8	ALTURA PAV	FT	0.0	
ALT. DUCTO RETORNO A CHIM	FT	88.91	ALT. DUCTO AIRE A QUEM'S	FT	8.4	
LONGITUD CHIMENEA	FT	84.25	ALT DUCTO DESC-CHIMENEA	FT	88.9	
NOTA: LA ALTURA DEL PAV ES ESTIMADA						

CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION EN DUCTOS							
DUCTO DE AIRE FRIO VTF-PAG							
TRAMOS RECTO				$DP/100 = 3,587 \cdot f \cdot G \cdot G / D \cdot RO$			
ACCESORIOS				$DP = C \cdot 0,002989 \cdot G \cdot G / RO$			
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2.22		ANCHO/ALTO		
AREA DE FLUJO	A	FT2	0.74		ANCHO	FT	2.33
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	2.99		ALTO	FT	1.84
DIAMETRO EQUIV	D	IN	24.67		DIAMETRO	FT	0.97
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.07		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	5.90				
NUMERO DE REYNOLDS			513,535		FACTOR DE FRICCION f		0.0380
DP/100	"W.C."		0.66		DP=	0.0390	"W.C."
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES			0.53		DP=	0.1897	"W.C."
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							
DUCTO DE AIRE CALIENTE PAG-QUEMS							
TRAMOS RECTO				$DP/100 = 3,587 \cdot f \cdot G \cdot G / D \cdot RO$			
ACCESORIOS				$DP = C \cdot 0,002989 \cdot G \cdot G / RO$			
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2.22		ANCHO/ALTO		
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.24		ANCHO	FT	4.17
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	1.79		ALTO	FT	4.17
DIAMETRO EQUIV	D	IN	50.04		DIAMETRO	FT	1.26
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.04		VISCOSIDAD	CP	0.03
LONGITUD	L	FT	38.70				
NUMERO DE REYNOLDS			434,842		FACTOR DE FRICCION f		0.0380
DP/100	"W.C."		0.19		DP=	0.0753	"W.C."
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES			1.07		DP=	0.2285	"W.C."
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							

DUCTO DE AIRE CALIENTE DESDE EL CABEZAL HACIA CELDA A+ CELDA C							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 \cdot f \cdot G \cdot G / D \cdot RO$					
ACCESORIOS		$DP = C \cdot 0,002989 \cdot G \cdot G / RO$					
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2.22		ANCHO/ALTO		
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.64		ANCHO	FT	2.95
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	1.35		ALTO	FT	6.14
DIAMETRO EQUIV	D	IN	47.82		DIAMETRO	FT	1.45
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.05		VISCOSIDAD	CP	0.03
LONGITUD	L	FT	42.00				
NUMERO DE REYNOLDS			314,610		FACTOR DE FRICCION f		0.0380
DP/100	"W.C.		0.12		DP=	0.0486	"W.C.
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES			0.32		DP=	0.0388	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							
DUCTO DE AIRE CALIENTE DESDE CELDA C HACIA CELDA A							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 \cdot f \cdot G \cdot G / D \cdot RO$					
ACCESORIOS		$DP = C \cdot 0,002989 \cdot G \cdot G / RO$					
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	0.00		ANCHO/ALTO		1.00
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.00		ANCHO	FT	1.00
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	0.00		ALTO	FT	1.00
DIAMETRO EQUIV	D	IN	12.00		DIAMETRO	FT	1.13
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.05		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	10.00				
NUMERO DE REYNOLDS			0.00		FACTOR DE FRICCION f		0.0330
DP/100	"W.C.		0.00		DP=	0.0000	"W.C.
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES			0.50		DP=	0.0000	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							

DUCTO DE AIRE CALIENTE HACIA CINCO QUEMADOR							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 * f * G * G / D / RO$					
ACCESORIOS		$DP = C * 0,002989 * G * G / RO$					
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	0.00		ANCHO/ALTO		1.00
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.00		ANCHO	FT	1.00
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	0.00		ALTO	FT	1.00
DIAMETRO EQUIV	D	IN	12.00		DIAMETRO	FT	1.13
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.03		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	45.00				
NUMERO DE REYNOLDS			0.00		FACTOR DE FRICCION f		0.0330
DP/100	"W.C.		0.00		DP=	0.0000	"W.C.
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES			0.57		DP=	0.0000	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							
DUCTO DE AIRE CALIENTE HACIA CADA QUEMADOR							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 * f * G * G / D / RO$					
ACCESORIOS		$DP = C * 0,002989 * G * G / RO$					
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	0.00		ANCHO/ALTO		1.00
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.00		ANCHO	FT	1.00
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	0.00		ALTO	FT	1.00
DIAMETRO EQUIV	D	IN	12.00		DIAMETRO	FT	1.13
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.03		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	6.56				
NUMERO DE REYNOLDS			0.00		FACTOR DE FRICCION f		0.0330
DP/100	"W.C.		0.00		DP=	0.0000	"W.C.
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES			0.57		DP=	0.0000	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							

DUCTO DE GASES CALIENTES CHIMENEA-PAG							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 \cdot f \cdot G \cdot G/D/RO$					
ACCESORIOS		$DP = C \cdot 0,002989 \cdot G \cdot G/RO$					
FORMA DEL DUCTO				CIRCULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2.33		ANCHO/ALTO		
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.99		ANCHO	FT	4.40
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	1.17		ALTO	FT	5.41
DIAMETRO EQUIV	D	IN	58.24		DIAMETRO	FT	1.59
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.03		VISCOSIDAD	CP	0.03
LONGITUD	L	FT	85.60				
NUMERO DE REYNOLDS			246,102		FACTOR DE FRICCION f		0.0380
DP/100	"W.C.		0.11		DP=	0.0938	"W.C.
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES		1.66			DP=	0.2323	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							

DUCTO DE GASES FRIOS PAG-VTI							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 \cdot f \cdot G \cdot G/D/RO$					
ACCESORIOS		$DP = C \cdot 0,002989 \cdot G \cdot G/RO$					
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2		ANCHO/ALTO		
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.15		ANCHO	FT	2.07
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	2.02		ALTO	FT	2.62
DIAMETRO EQUIV	D	IN	27.75		DIAMETRO	FT	1.21
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.06		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	8.93				
NUMERO DE REYNOLDS			323,680		FACTOR DE FRICCION f		0.0390
DP/100	"W.C.		0.36		DP=	0.5806	"W.C.
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES		1.14			DP=	0.2409	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							

DUCTO DE GASES FRIOS VTI-CHIM							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 * f * G * G / D / RO$					
ACCESORIOS		$DP = C * 0,002989 * G * G / RO$					
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2		ANCHO/ALTO		
AREA DE FLUJO	A	FT2	1.15		ANCHO	FT	3.90
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	2.02		ALTO	FT	3.90
DIAMETRO EQUIV	D	IN	46.80		DIAMETRO	FT	1.21
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.06		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	121.70				
NUMERO DE REYNOLDS			545,823		FACTOR DE FRICCION f		0.0380
DP/100	"W.C.		0.21	162.91	0.2506	"W.C.	TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES			1.66		DP=	0.3508	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							
SALIDA DE CONVECCION A DUCTO DE GASES CALIENTES							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 * f * G * G / D / RO$					
ACCESORIOS		$DP = C * 0,002989 * G * G / RO$					
FORMA DEL DUCTO				CIRCULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2		ANCHO/ALTO		1
AREA DE FLUJO	A	FT2	25.95		ANCHO	FT	5.09
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	0.09		ALTO	FT	5.09
DIAMETRO EQUIV	D	IN	61.13		DIAMETRO	FT	5.75
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.03		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	18.64				
NUMERO DE REYNOLDS			42,016		FACTOR DE FRICCION f		0.0380
DP/100	"W.C.		0.00		DP=	0.0001	"W.C.
SUMA DE COEFICIENTES			0.15		DP=	0.0001	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							

CHIMENEA							
TRAMOS RECTO		$DP/100 = 3,587 \cdot f \cdot G \cdot G/D/RO$					
ACCESORIOS		$DP = C \cdot 0,002989 \cdot G \cdot G/RO$					
FORMA DEL DUCTO				RECTANGULAR			
FLUJO MASICO	W	LB/S	2		ANCHO/ALTO		1
AREA DE FLUJO	A	FT2	34.14		ANCHO	FT	5.84
MASA VELOCIDAD	G	LB/S/FT2	0.07		ALTO	FT	5.84
DIAMETRO EQUIV	D	IN	70.12		DIAMETRO	FT	6.59
DENSIDAD	RO	LB/FT3	0.06		VISCOSIDAD	CP	0.02
LONGITUD	L	FT	84.25				
NUMERO DE REYNOLDS			27,655		FACTOR DE FRICCION f		0.0390
DP/100	"W.C.		0.00		DP=	0.0001	"W.C.
							TRAMO RECTO
SUMA DE COEFICIENTES		1.00			DP=	0.0002	"W.C.
							ACCESORIOS
NOTA: CONSIDERANDO RUGOSIDAD DE 0.01 PARA EVALUAR EL FACTOR DE FRICCIÓN							
PRESION DE DESCARGA DEL VENTILADOR DE TIRO FORZADO							
						in	
CAIDA DE PRESION EN QUEMADORES				PENDIENTE		0.57	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN DUCTO A CADA QUEMADOR						0.087	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN DUCTO DE PAG A QUEMADORES						0.304	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN DUCTO DE VTF A PAG						0.229	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN COMPUERTAS DE CONTROL				PENDIENTE		0.500	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN PAG				PENDIENTE		4.000	"W.C.
PRESION DE DESCARGA DEL VTF REQUERIDO						5.690	"W.C.
							"W.C.
							"W.C.
NOTA 1 : LOS VALORES DE CAIDA DE PRESION PARA PAG SON LOS PERMITIDOS,							
YA QUE NO SE DISPONEN DE LA HOJA DE DATOS DE LOS FABRICANTES							
NOTA 2 : SE REQUIERE LA CURVA DE OPERACIÓN DE LOS VENTILADORES PARA AFINAR LOS							
DE PRESIÓN EN CADA PUNTO							

PRESION DE SUCCION Y DE DESCARGA DEL VENTILADOR DE TIRO INDUCIDO							
CAIDA DE PRESION EN SECCION DE CONVECCION						0.5	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN SECCION DE CHIMENEA A DUCTO						0.0002	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN DUCTO CHIMENEA-PAG						0.326	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN DUCTO DE PAG A VTI						0.821	"W.C.
PRESION DE SUCCION DEL VTI						-1.548	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN DUCTO DE VTI A CHIMENEA						0.601	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN CHIMENEA						0.000	"W.C.
CAIDA DE PRESION EN COMPUERTAS DE CONTROL				PENDIENTE	0.500	"W.C.	
CAIDA DE PRESION EN PAG				PENDIENTE	5.000	"W.C.	
PRESION DE DESCARGA DEL VTI						6.102	"W.C.
							"W.C.
							"W.C.
DIFERENCIA DE PRESIONES EN VTI						7.650	"W.C.
NOTA 1 : LOS VALORES DE CAIDA DE PRESION PARA PAG SON LOS PERMITIDOS, YA QUE NO SE DISPONEN DE LA HOJA DE DATOS DE LOS FABRICANTES							
Revisión	1						
Fecha	08/05/2010						
Preparado							
Revisado							
Aprobado							

BOMBA P-31000

Caso: RV mezcla 75/25

SERVICIO:	CARGA A COQUIZADORA 020			CALCULO DE CARGA DIFERENCIAL			
FLUIDO	Residuo de vacío			CARCASA			
TEMP. BOMBEO, °F		459		INTERCAMBIADOR			
DENSIDAD REL. A TEMP. BOMBEO		56.204 lb/ft3		INTERCAMBIADOR			
VISCOSIDAD A TEMP. BOMBEO		0.0078 lb/s-ft		CALENTADOR U HOGAR	psia		7
GPM NORMALES A TEMP. BOMBEO		670.89		TUBERIA	EQ. A		159.41
SOBRECAPACIDAD, %		10%			EQ. A		
GPM NOMINALES A TEMP. BOMBEO		737.98		OTROS	ORIFICIO	2	10
CALCULO DE LA SUCCION						SUBTOTAL	176.41
PRESION FUENTE, PSIA		42.6		VALVULA CONTROL			20
CARGA LIQUIDO, PSI		3.841		CONTINGENCIA			5
EQUIV A	FT			PRESION TERMINAL, PSIA			153.58
SUBTOTAL		46.441		CARGA ESTATICA, PSI			8.9624
TUBERIA	EQ. A /100	3.28		EQ. A	FT		
SUCCION, PSIA		43.161		DESCARGA, PSIA			363.95
PRESION VAPOR, PSIA		6E-07		SUCCION, PSIA			43.161
NPSH DISPONIBLE, PSI		43.161		PRESION DIFERENCIAL, PSIA			320.79
NPSH DISPONIBLE, FT		110.39		CARGA DIFERENCIAL, FT			821.95
						DATOS PRINCIPALES	
HOJA DE CALCULO DE LA BOMBA							

Caso: RV 100% Maya

SERVICIO:	CARGA A COQUIZADORA 020			CALCULO DE CARGA DIFERENCIAL			
FLUIDO	Residuo de vacío			CARCASA			
TEMP. BOMBEO, °F		444		INTERCAMBIADOR			
DENSIDAD REL. A TEMP. BOMBEO		59.34 lb/ft3		INTERCAMBIADOR			
VISCOSIDAD A TEMP. BOMBEO		0.0078 lb/s-ft		CALENTADOR U HOGAR	psia		7
GPM NORMALES A TEMP. BOMBEO		823.78		TUBERIA	EQ. A		159.41
SOBRECAPACIDAD, %		10%			EQ. A		
GPM NOMINALES A TEMP. BOMBEO		906.15		OTROS	ORIFICIO	2	10
CALCULO DE LA SUCCION						SUBTOTAL	176.41
PRESION FUENTE, PSIA		42.6		VALVULA CONTROL			20
CARGA LIQUIDO, PSI		4.0549		CONTINGENCIA			5
EQUIV A	FT			PRESION TERMINAL, PSIA			153.36
SUBTOTAL		46.655		CARGA ESTATICA, PSI			9.4614
TUBERIA	EQ. A /100	3.28		EQ. A	FT		
SUCCION, PSIA		43.375		DESCARGA, PSIA			364.23
PRESION VAPOR, PSIA		6E-07		SUCCION, PSIA			43.375
NPSH DISPONIBLE, PSI		43.375		PRESION DIFERENCIAL, PSIA			320.86
NPSH DISPONIBLE, FT		105.26		CARGA DIFERENCIAL, FT			778.62
						DATOS PRINCIPALES	
HOJA DE CALCULO DE LA BOMBA							

HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS DE PROCESO

- Hoja de datos del calentador H-31000

PETROLEOS MEXICANOS Y ORGANISMOS SUBSIDIARIOS		HOJA DE DATOS DE CALENTADORES A FUEGO DIRECTO			
		No. DOCUMENTO:			
CLIENTE :		No. PARTIDA:			
SERVICIO: CALENTADOR DE CARGA A LA COQUIZADORA DE LA REFINERIA FCO. I. MADERO		LOCALIZACION: CD. MADERO, TAMPS.			
1	EQUIPO: H-31003	NÚMERO REQUERIDO :		1	REV
2	FABRICANTE :	REFERENCIA :			
3	TIPO DE CALENTADOR: CAJA HORIZONTAL				
4	CALOR ABSORBIDO TOTAL POR CALENTADOR, MW :	10.423			
5	CONDICIONES DE DISEÑO DE PROCESO				
6	CASO DE OPERACIÓN *	NORMAL	DISEÑO	NORMAL	DISEÑO
7	SECCIÓN DEL CALENTADOR	SECCION RADIANTE		SECCION CONVECCION	
8	SERVICIO	CALENTADOR DE CARGA		CALENTADOR DE CARGA	
9	CALOR ABSORBIDO, MW	8.156	8.783		1.64
10	FLUIDO	R.V. 75/25	R.V. 100% MAYA	R.V. 75/25	R.V. 100% MAYA
11	FLUJO, kg/h	120353	142278	120353	142278
12	FLUJO, BPD	18400	22400	18400	22400
13	CAÍDA DE PRESIÓN, PERMISIBLE (LIMPIO/SUCIO), kPa				
14	CAÍDA DE PRESIÓN, CALCULADA (LIMPIO/SUCIO), kPa	32.74/39.3	36/43.2	15.11/18.13	16.62/19.94
15	DENSIDAD DE FLUJO DE CALOR PROM. RAD., PERMISIBLE, w/ m2				
16	DENSIDAD DE FLUJO DE CALOR PROM. RAD., CALCULADO, w/ m2	41972	41951	3918	3965.3
17	DENSIDAD DE FLUJO MÁXIMO DE CALOR EN RADIACIÓN, w/ m2				
18	DENSIDAD DE FLUJO DE CALOR CONV. (TUBO DESNUDO), w/ m2				
19	LIMITACIONES EN VELOCIDAD, m/s				
20	MASA VELOCIDAD DEL FLUIDO DE PROCESO, kg/s m2	1007.2	1062	581.67	613.34
21	TEMP. INTERNA DE PELÍCULA, MAX. PERMISIBLE/CALC., K, (°C)	715	728	355	280.8
22	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO, m2 *k/w				
23	ESPESOR DE COQUE PERMISIBLE, mm				
24	CONDICIONES DE ENTRADA :				
25	TEMPERATURA, K (°C) *	459 (237)		444 (229)	
26	PRESIÓN, (kPa man.) (kPa abs.)	490.4 (588.4)		591.5 (689.5)	
27	FLUJO EN FASE LÍQUIDA, kg/h	120353	142278	120353	142278
28	FLUJO EN FASE DE VAPOR, kg/h	N.A.		N.A.	
29	PESO ESP. DEL LÍQUIDO, (GRADOS API) (GR. ESP.@ 288 K, (15°C)	5.083 (1.036)	0.25 (1.074)	5.083 (1.036)	0.25 (1.074)
30	PESO MOLECULAR DEL VAPOR	N.A.		N.A.	
31	VISCOSIDAD, (LÍQUIDO/VAPOR), MPa.s @ K (°C)	1.16E-08		1.501E-08	
32	CALOR ESPECÍFICO, (LÍQUIDO/VAPOR), kJ/kg *K (°C)	2.51		2.51	
33	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA, (LÍQUIDO/VAPOR), W/ m K (°C)	0.151		0.151	
34	CONDICIONES DE SALIDA :				
35	TEMPERATURA, K (°C) *	359 (678)	370 (698)	359 (678)	370 (698)
36	PRESIÓN, (kPa man.) (kPa abs.)	442.56 (540.56)		538.89 (636.86)	
37	FLUJO EN FASE LÍQUIDA, kg/h	120353	142278	120353	142278
38	FLUJO EN FASE DE VAPOR, kg/h	N.A.		N.A.	
39	PESO ESP. DEL LÍQUIDO, (GRADOS API) (GR. ESP.@ 288 K, (15°C)	5.083 (1.036)	0.25 (1.074)	5.083 (1.036)	0.25 (1.074)
40	PESO MOLECULAR DEL VAPOR				
41	VISCOSIDAD, (LÍQUIDO/VAPOR), MPa.s	1.6E-08	2E-08	1E-08	2E-08
42	CALOR ESPECÍFICO, (LÍQUIDO/VAPOR), kJ/kg *K (°C)	2.502	2.359	2.502	2.359
43	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA, (LÍQUIDO/VAPOR), W/ m K (°C)	0.1554	0.163	0.1554	0.163
44	REQUERIMIENTOS ESPECIALES Y OBSERVACIONES:				
45	CURVAS DE DESTILACIÓN O COMPOSICIÓN DE LA CARGA DE ALIMENTACIÓN:				
46	CONDICIONES CORTAS DE OPERACIÓN: *				
47					
48	NOTAS:				
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55	REVISIÓN				
56	FECHA				
57	POR				
58	REVISADO				
59	APROBADO				

PETROLEOS MEXICANOS Y ORGANISMOS SUBSIDIARIOS				HOJA DE DATOS DE CALENTADORES A FUEGO DIRECTO			
				No. DOCUMENTO:			
				FECHA:		HOJA 2 DE 2	
CONDICIONES DE DISEÑO DE LA COMBUSTIÓN							
1	CASO DE OPERACIÓN			Con P.A.	Tiro natural		
2	TIPO DE COMBUSTIBLE *			Gas refinería			
3	EXCESO DE AIRE, % *			15			
4	CALOR LIBERADO CALCULADO (PCI), Gcal/h			1.39			
5	EFICIENCIA CALCULADA, % (PCI)			95.9			
6	EFICIENCIA GARANTIZADA, % (PCI) *			90			
7	PÉRDIDAS EN RADIACIÓN, PORCENTAJE DEL CALOR LIBERADO (PCI)			2.02			
8	TEMP. GASES DE COMBUSTION SECCIÓN DE RADIACIÓN, K (°C) DEJANDO:			949.85 (676.7)			
9	SECCIÓN DE CONVECCIÓN, K (°C)			757.15 (483.9)			
10	PRECALENTADOR DE AIRE, K (°C)			383.75 (110.6)			
11	CANTIDAD DE GASES DE COMBUSTIÓN, kg/h			4763			
12	MASA VELOCIDAD DE GASES DE COMB. A TRAVÉS DE CONV., kg/s m2			0.63			
13	TIRO: EN EL PUENTE, Pa			0.24			
14	A NIVEL DE QUEMADORES, Pa			62.3			
15	TEMP. AIRE AMBIENTE, PARA CÁLCULO DE EFICIENCIA, K (°C)*			305.15 (32)			
16	TEMPERATURA AMBIENTE, PARA DISEÑO DE CHIMENEA, K (°C) *			311 (37.8)			
17	ALTITUD SOBRE EL NIVEL DEL MAR, mm *			3750			
18	CALOR LIBERADO VOLUMÉTRICO (PCI), kW/ m3			23.2			
19	CARACTERÍSTICAS DE LOS COMBUSTIBLES						
20	GAS: *		LIQUIDO:*		OTRO TIPO:*		
21	PCI: *	kJ/(Kg) (Nm3)	PCI: *	kJ/kg	PCI: *	kJ/(Kg) (Nm3)	
22	PCS: *	kJ/(Kg) (Nm3)	PCS: *	kJ/kg	PCS: *	kJ/(Kg) (Nm3)	
23	PRES.. @ QUEMADOR kPA man*		PRES.. @ QUEMADOR kPA man*		PRES.. @ QUEMADOR kPA man*		
24	TEMP. @ QUEMADOR K (°C)*		TEMP. @ QUEMADOR K (°C)*		TEMP. @ QUEMADOR K (°C)*		
25	PESO MOLECULAR *		VISCOSIDAD@ SSU *		PESO MOLECULAR *		
26			TEMP. VAPOR ATOMIZACIÓN*		K(°C)		
27	COMPOSICION *	MOL %	PRESION VAPOR ATOMIZACIÓN*	kPA man	COMPOSICION*	MOL %	
28	H2	0.22	COMPOSICION *	PESO %			
29	N2	0.03					
30	C1	0.54					
31	C2	0.07					
32	C2=	0.02					
33	C3 C3=	0.05					
34	C4 C4=	0.03	VANADIO (ppm) *				
35	C5 +	0.042	SODIO (ppm) *				
36	H2S	0.003	AZUFRE *				
37	TOTAL	1.000	CENIZAS *				
38	DATOS DE QUEMADORES						
39	FABRICANTE:			TAMAÑO / MODELO		NUMERO:	
40	TIPO: *			LOCALIZACION		ORIENTACION	
41	CALOR LIBERADO POR QUEMADOR, MW DISEÑO : 2.708			NORMAL :		MÍNIMO :	
42	CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL QUEMADOR @ CALOR LIBERADO DE DISEÑO, Pa						
43	DISTANCIA LÍNEA CENTRO DE QUEMADOR A CENTRO DE TUBO, m			HORIZONTAL :		VERTICAL:	
44	ESCUDADO, m			HORIZONTAL :		VERTICAL:	
45	TIPO DE PILOTO: *			CAPACIDAD, kW			
46	METODO DE IGNICIÓN: *						
47	DETECTORES DE FLAMA, LOCALIZACIÓN : *			NÚMERO:			
48	EMISIONES REQUERIDAS: ppmv(d) (CORREGIDAS A 3% O2)			NOx:	CO:	SOx:	
49	kg/kj	(PCI)	(PCS)	UHC:	PARTÍCULAS:		
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56				REVISIÓN			
57				FECHA			
58				POR			
59				REVISADO			
60				APROBADO			

- Hoja de datos tanque de balance V-31000

PETROLEOS MEXICANOS PEMEX REFINACION				HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION						
CLIENTE:				PROYECTO:						
PLANTA: COQUIZACIÓN RETARDADA				HOJA 1 DE 1						
LOCALIZACIÓN: CD. MADERO, TAMAULIPAS				No. DE UNIDADES: una						
CLAVE DEL EQUIPO: V-31000				POSICIÓN: HORIZONTAL						
SERVICIO: TANQUE DE BALANCE										
Tipo de Fluido:	Líquido:	RESIDUO DE VACÍO		Flujo:	304.75 (3)	m³/h	Densidad:	1,076.0	kg/m³	
	Vapor o Gas:	----		Flujo:	----	----	Densidad:	----	kg/m³	
Temperatura:	Operación:	232	°C	Máxima:	315	°C	Diseño:	418	°C	
Presión:	Operación:	5.5	kg/cm² man	Máxima:	6.0	kg/cm² man	Diseño:	6.5/Vacío Total kg/cm² man		
Dimensiones:	Longitud:	13,435	mm (T-T)	Diámetro:	5,374	mm	Cap. Total:	304.75 m³ (T-T)		
Nivel:	Normal:	2,687	mm	Máximo:	4,568	mm	Mínimo:	806 mm		
Alarmas:	Alto Nivel:	3,493	mm	Bajo Nivel:	1,075	mm	Nivel de Paro:	----		
Material:	Cascarón:	A. C.(5)	Cabezas:	A.C.(4)	Malla Coalescedora:	Esesor:	mm	Material:
Tipo Circular:	Diámetro:	mm	Tipo Rectangular:	Longitud:	mm	Ancho:	mm
Corrosión Perm.:	Cascarón:	6.0	mm	Cabezas:	6.0	mm	Aislamiento:	SI	Recub. Int.:	NO
BOQUILLAS					NOTAS:					
No.	Cant.	D.N.	Servicio		1) Acotaciones en mm					
1AB	2	610	Registro de hombre		2) Requiere estampado ASME, diseñado de acuerdo al código ASME					
8	1	38	Venteo		Sec. VIII, Div. 1					
11	1	406	Residuo de Vacío de Plantas Combinadas		3) Flujo correspondiente a 50,000 BPD a condiciones estándar.					
16	1	76	Línea de presurización gas combustible		4) El diseño debe considerar VACÍO TOTAL					
18	1	406	Salida de residuo de Vacío a P-31000/R		5) Relevado de esfuerzos.					
20	1	203	Control de presión retorno de E-31001A/B		6) Nivel mínimo por hidráulica de la bomba P-31001/R					
31AB	2	51	Dren							
33	1	152	Válvula de seguridad							
35	1	51	Conexión de servicio							
38	1	38	Instrumentos de presión							
39AD	4	25	Entrada aceite de Calentamiento							
39EH	4	25	Salida aceite de Calentamiento							
43AB	2	76	Termopares							
45AD	4	51	Indicadores de nivel							
47AD	4	51	Instrumentos de nivel							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6			
Fecha										
Elaborado por										
Aprobado por										

- Hoja de datos del serpentín E-31000 Caso RV 75/25, medio de calentamiento: vapor de MP

PEMEX-REFINACION		HOJA DE DATOS CAMBIADORES DE CALOR TIPO SERPENTÍN			
IDENTIFICACIÓN:	CC-31000	REV.	0		
EDICIÓN					
CLIENTE	PEMEX - REFINACIÓN		PROYECTO No.		
PLANTA	COQUIZACIÓN RETARDADA		HOJA	1	DE 2
LOCALIZACIÓN	MADERO, TAMP.		No. DE UNIDADES UNA		
CLAVE DE LA UNIDAD	SERPENTÍN DEL TANQUE DE BALANCE V-31000				
SERVICIO DE LA UNIDAD	MANTENIMIENTO DE TEMPERATURA EN TANQUE DE BALANCE V-31000				
TAMAÑO (mm)	100 - 510,742	TIPO	SERPENTÍN		POSICION HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	183.50	(m²)	SECC. POR UNIDAD 1		
SUPERFICIE POR SECCIÓN (GR/EF)	183.50	(m²)	ARREG. DE SECC. 1S - 1P		
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD (1)					
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		RESIDUO DE VACIO		VAPOR MEDIA PRESION	
FLUJO TOTAL	kg / h	274,732		4,119	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg / h	274,732	274,732	4,119	4,119
DENSIDAD	kg/m³	901.50	901.50	10.01	10.01
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.1340	0.1340	0.0744	0.0761
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.5964	0.5964	1.0830	0.8590
VISCOSIDAD	cp	11.6100	11.6100	0.0946	0.0011
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol				
VAPOR	kg / h				
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	kg / m³				
TEMPERATURA	°C	237.0	237.0	275.0	243.3
PRESION (atm. 1.000 kg/cm² abs.)	kg / cm² man.	3.50		7.5	
Nº DE PASOS		UNO		1	
VELOCIDAD	m / s				
CAIDA DE PRESION	kg / cm²	PERM. 0.00	CALC. 0.00	PERM. 1.03	CALC. 0.88
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m²C / kcal	3.6885		1.4754	
CALOR INTERCAMBIADO (kcal / h)		111,179		DMLT CORREGIDA (°C) 17.6	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m² °C)	LIMPIO	21.5		SERVICIO 21.7	
CONSTRUCCION POR SECCION					
PRESION DE DISEÑO	kg / cm² man.	6.5		10.1 (2)	
PRESION DE PRUEBA	kg / cm² man.	POR CODIGO		POR CODIGO	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	418.0		418.0	
TUBO SA-106-B	Nº 1	D.E.(mm) 114.30	CEDULA 80	TUBO TIPO LISO	LONG. RECTA TOTAL (m) 510.74
TANQUE (mm)	5,374 X 13,435				
ALETAS	Nº	-	ALTURA -	ESPESOR -	TIPO -
CODOS SA-234-WPB	Nº 7	TIPO 90°			
CONECTOR DE TUBOS	Nº	-	D.E.(mm) -	CEDULA -	-
ACOPAMIENTO: SECCIONES:	1	SECCIONES EN PARALELO 1	SECCIONES EN SERIE 1		
			TUBOS EN SERIE DE 13,253 mm		
			TUBOS EN SERIE DE		
			TUBO		
EMPAQUES: ENVOLVENTE					
BOQUILLAS: TUBOS					
ENTRADA	100.0	(mm)	SALIDA 100.0	CLASE 10.5 kg/cm²	
CORR. PERM. LADO ENVOLV.	LADO TUBOS	3.2	(mm)	CODIGOS ASME VIII DIV. 1	
AISLANTE NC-8 (3)	ESPESOR	127.0	(mm)	SERVICIO	
PESOS: VACIA	LLENA DE AGUA	OPERACION		(kg)	
<p>(1) EQUIPO DISEÑADO PARA 120% DE CONDICIONES DE OPERACION</p> <p>(2) LA PRESION DE DISEÑO DEBE SER IGUAL A LA PRESION DE DISEÑO DE LA BOMBA DESDE LA CUAL SE ENVIA EL MEDIO DE CALENTAMIENTO</p> <p>(3) EL AISLANTE ES DE COLCHA DE LANA DE ROCA CON DENSIDAD 144 kg/m³</p> <p>(4) EL ESPESOR DEL AISLANTE SOLO ES APLICABLE EN LAS BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO</p>					
Ver hoja 2					
FECHA	20-may-10				
FIRMA	ELABORO		REVISO	VERIFICO	VALIDO
			Ing.	FECHA / FIRMA	

FOLIO: 01 DE 02

PEMEX-REFINACION

**HOJA DE DATOS
CAMBIADORES DE CALOR
TIPO SERPENTIN**

IDENTIFICACIÓN: **E-31000** REV. **0**

EDICIÓN

CLIENTE **PEMEX - REFINACIÓN** PROYECTO No.

PLANTA **COQUIZACIÓN RETARDADA** HOJA **2** DE **2**

LOCALIZACIÓN **CD. MADERO, TAMAULIPAS** No. DE UNIDADES **UNA**

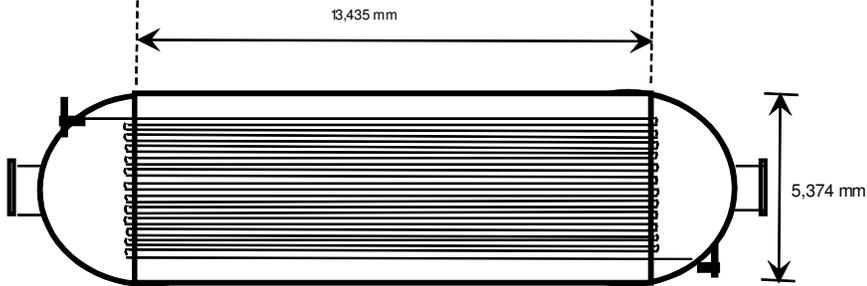
CLAVE DE LA UNIDAD **SERPENTÍN DEL TANQUE DE BALANCE V-31000**

SERVICIO DE LA UNIDAD **MANTENIMIENTO DE TEMPERATURA EN TANQUE DE BALANCE V-31000**

VISTA LATERAL



VISTA PLANTA



FECHA	20-may-10			
FIRMA				
	ELABORÓ	REVISÓ	VERIFICÓ	VALIDÓ

- Hoja de datos del serpentín E-31000Caso RV 75/25, medio de calentamiento: GOPC de pumparound"

PEMEX-REFINACION		HOJA DE DATOS CAMBIADORES DE CALOR TIPO SERPENTÍN			
IDENTIFICACIÓN:	CC-31000	REV.	0		
EDICIÓN					
CLIENTE	PEMEX - REFINACIÓN		PROYECTO No.		
PLANTA	COQUIZACIÓN RETARDADA		HOJA	1	DE 2
LOCALIZACIÓN	MADERO, TAMPS.		No. DE UNIDADES UNA		
CLAVE DE LA UNIDAD	SERPENTÍN DEL TANQUE DE BALANCE V-31000				
SERVICIO DE LA UNIDAD	MANTENIMIENTO DE TEMPERATURA EN TANQUE DE BALANCE V-31000				
TAMAÑO (mm)	60.45 - 188,168	TIPO	SERPENTÍN	POSICION	HORIZONTAL
SUPERFICIE POR UNIDAD (GR/EF)	35.70	(m²) SECC. POR UNIDAD	1		
SUPERFICIE POR SECCION (GR/EF)	35.70	(m²) ARREG. DE SECC.	1S - 1P		
CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD (1)					
		LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		RESIDUO DE VACIO		GOPC PUMPAROUND	
FLUJO TOTAL	kg / h	274,732		7,683	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO	kg / h	274,732	274,732	7,683	7,683
DENSIDAD	kg / m³	901.50	901.50	950.00	970.56
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C	0.1340	0.1340	0.0923	0.1022
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C	0.5964	0.5964	0.6910	0.6780
VISCOSIDAD	cp	11.6100	11.6100	0.1334	0.1640
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol				
VAPOR	kg / h				
CALOR LATENTE	kcal / kg				
PESO MOLECULAR	kg / kg-mol				
CONDUCTIVIDAD TERMICA	kcal / h m °C				
CALOR ESPECIFICO	kcal / kg °C				
VISCOSIDAD	cp				
DENSIDAD	kg / m³				
TEMPERATURA	°C	237.0	237.0	333.3	317.0
PRESION (atm. 1.000 kg/cm² abs.)	kg / cm² man.	3.50		7.5	
Nº DE PASOS		UNO		1	
VELOCIDAD	m / s				
CAIDA DE PRESION	kg / cm²	PERM. 0.00	CALC. 0.00	PERM. 1.03	CALC. 0.94
RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO	h m²C / kcal	3.6885		3.6885	
CALOR INTERCAMBIADO (kcal / h)		111,179		DMLT CORREGIDA (°C) 87.9	
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR (kcal / h m² °C)	LIMPIO	163.8	SERVICIO	140.3	
CONSTRUCCION POR SECCION					
PRESION DE DISEÑO	kg / cm² man.	6.5		10.1 (2)	
PRESION DE PRUEBA	kg / cm² man.	POR CODIGO		POR CODIGO	
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	418.0		418.0	
TUBO SA-106-B	Nº 1	D.E.(mm) 60.45	CEDULA 80	TUBO TIPO LISO	LONG. RECTA TOTAL (m) 188,168
TANQUE (mm)	5,374 X 13,435				
ALETAS	-	Nº -	ALTURA -	ESPESOR -	TIPO -
CODOS SA-234-WPB	Nº 7	TIPO 90°			
CONECTOR DE TUBOS	-	Nº -	D.E.(mm) -	CEDULA -	
ACOPLAMIENTO: SECCIONES:	1	SECCIONES EN PARALELO 1	SECCIONES EN SERIE 1	TUBOS EN SERIE DE 13435 mm	
				TUBOS EN SERIE DE	
EMPAQUES: ENVOLVENTE	TUBO				
BOQUILLAS: TUBOS					
	ENTRADA 60.5	(mm) SALIDA 60.5	CLASE 10.5 kg/cm²		
CORR. PERM.: LADO ENVOLV.	LADO TUBOS 3.2	(mm) CODIGOS ASME VIII DIV. 1			
AISLANTE NC-8 (3)	ESPESOR 127.0	(mm) SERVICIO			
PESOS: VACIA	LLENA DE AGUA	OPERACION	(kg)		
<p>(1) EQUIPO DISEÑADO PARA 120% DE CONDICIONES DE OPERACION</p> <p>(2) LA PRESION DE DISEÑO DEBE SER IGUAL A LA PRESION DE DISPARO DE LA BOMBA DESDE LA CUAL SE ENVÍA EL MEDIO DE CALENTAMIENTO</p> <p>(3) EL AISLANTE ES DE COLCHA DE LANA DE ROCA CON DENSIDAD 144 kg/m³</p> <p>(4) EL ESPESOR DEL AISLANTE SÓLO ES APLICABLE EN LAS BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO</p>					
Ver hoja 2					
FECHA	20-may-10				
FIRMA	ELABORO		REVISOR	VERIFICADO	VALIDO
			Ing.	FECHA / FIRMA	

FOLIO: 01 DE 02

PEMEX-REFINACION

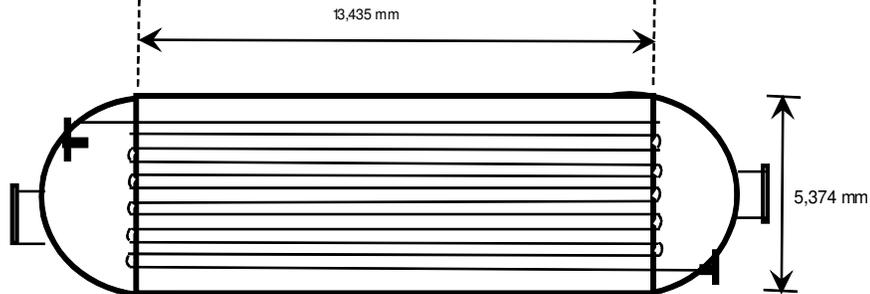
**HOJA DE DATOS
CAMBIADORES DE CALOR
TIPO SERPENTIN**

IDENTIFICACIÓN:	E-31000	REV.	0
EDICIÓN			
CLIENTE	PEMEX - REFINACIÓN	PROYECTO No.	
PLANTA	COQUIZACIÓN RETARDADA	HOJA 2	DE 2
LOCALIZACIÓN	CD. MADERO, TAMAULIPAS	No. DE UNIDADES	UNA
CLAVE DE LA UNIDAD	SERPENTIN DEL TANQUE DE BALANCE V-31000		
SERVICIO DE LA UNIDAD	MANTENIMIENTO DE TEMPERATURA EN TANQUE DE BALANCE V-31000		

VISTA LATERAL



VISTA PLANTA



FECHA	20-may-10			
FIRMA				
	ELABORÓ	REVISÓ	VERIFICÓ	VALIDÓ

- Hoja de datos bomba P-31000
- Caso RV Maya

HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS		HOJA: 1 DE 1	No. Doc.:
CLIENTE:	PEMEX REFINACIÓN	LIQUIDO:	RESIDUO DE VACIO
PLANTA:	COQUIZADORA	TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F):	229 (444)
LOCALIZACION:	CDD. MADERO, TAMAULIPAS	GRAVEDAD ESPECIFICA:	1.074
CLAVE DEL EQUIPO:	P-3100 A/B/R	PRESION DE VAPOR, Kg/cm ² a; (PSIA):	4.312e-8 6.132e-7
SERVICIO:	RESIDUO DE VACIO	VISCOSIDAD,cP;(Pa.s):	15.01 (0.01501)
PARTIDA:	CANTIDAD REQUERIDA: 3	CORR. / EROS. OCACIONADA POR:	COMPUESTOS DE AZUFRE
USO REGULAR:	DOS ACCIONADOR: MOTOR	GASTO N., m ³ /hr:	187 DIS., m ³ /hr: 205.81
REPUESTO:	UNA ACCIONADOR: MOTOR	GASTO N., GPM:	824 DIS.:(GPM): 906
FECHA:		PRESION DESCARGA, Kg/cm ² m;(PSIG):	24.61 (349.98)
REVISADO POR:		PRESION SUCCION, Kg/cm ² m;(PSIG)	2.05 (29.16)
ELABORO:	REVISION:	PRESION DIF., Kg/cm ² ;(PSIG):	22.6 (306.64)
		CABEZA DIF., m ;(PIES):	237.08 (778.62)
		NPSH DISP., m ;(PIES):	32.09 (105.26)
		POT HIDRAULICA KW; (HP)	115.00 (154.2)
FABRICANTE		BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	TAMAÑO Y TIPO		
	CURVA PROPUESTA		
	NPSH REQ. (PIES DE AGUA)/ N.suc.		
	No. DE PASOS/RPM		
	EFICIENCIA A CONDICIONES NOMINALES/BHP		
	MAX. BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)		
	MAX. CARGA DEL IMPULSOR DE DIS., m; (PIES)		
	CAUDAL MIN. CONTINUO ESTABLE, m ³ /hr; (GPM)		
CONSTRUCCION	CARCAZA	MONTAJE	
		CORTE	
	IMPULSOR	MONTAJE	
		TIPO/ D. DISEÑO/D. MAXIMO	
	CHUMACERAS: RADIAL/EMPUJE		
	SELLO MECANICO: CODIGO API/FABRICANTE		
	PLAN API 610: LUBRICACION/ENFRIAMIENTO		
	COPLE/GUARDACOPLE		
	MATERIALES: CLASE API-610		
	BOQUILLAS	SUCCION: D./CLASE ANSI/POSICION	
	DESCARGA: D./CLASE ANSI/POSICION		
PRES.MAX.PERM. A F/PRUEBA HIDROST. (PSIG)			
MOTOR E:	FABRICANTE/PROTECCION DE LA CARCAZA		
	HP/RPM		
	VOLTS/FASES/HERTZ		
CHUMACERAS/LUBRICACION			
TURBINA V:	FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR		
	POTENCIA DE SELECCIÓN A RPM		
	CONSUMO DE VAPOR, Kg/HP-hr; (Lb/HP-hr)		
	MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS		
PRUEBAS FUNCIONAMIENTO E HIDROSTATICA/NPSH			
PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg. ; (Lb)			
BASE: API-610 ULTIMA EDICION			
NOTAS:			
1) DATOS ESTIMADOS A CORROBORAR EN INGENIERIA DE DETALLE			
2) LA NORMA QUE APLICA A ESTA BOMBA SERA NRF-050-PEMEX-2001			
3) LA INFORMACIÓN FALTANTE SERA SUMINISTRADA POR EL FABRICANTE			

- Caso RV mezcla 75/25

PETROLEOS MEXICANOS		PROYECTO:	
PEMEX-REFINACION			
HOJA DE DATOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS		HOJA: 1 DE 1	
		No. Doc.:	
CLIENTE:	PEMEX REFINACIÓN	LIQUIDO:	RESIDUO DE VACIO
PLANTA:	COQUIZADORA	TEMP. DE BOMBEO, °C; (°F):	237 (459)
LOCALIZACION:	CDD. MADERO, TAMAULIPAS	GRAVEDAD ESPECIFICA:	1.036
CLAVE DEL EQUIPO:	P-3100 / R	PRESION DE VAPOR, Kg/cm ² a; (PSIA):	4.312e-8 6.132e-7
SERVICIO:	RESIDUO DE VACIO	VISCOSIDAD, cP; (Pa.s):	11.61 (0.01161)
PARTIDA:	CANTIDAD REQUERIDA: 3	CORR. / EROS. OCASIONADA POR:	COMPUESTOS DE AZUFRE
USO REGULAR:	DOS ACCIONADOR: MOTOR	GASTO N., m ³ /hr:	152 DIS., m ³ /hr: 167.6125
REPUESTO:	UNA ACCIONADOR: MOTOR	GASTO N., GPM:	671 DIS.; (GPM): 805
FECHA:		PRESION DESCARGA, Kg/cm ² m.; (PSIG):	24.59 (349.73)
REVISADO POR:		PRESION SUCCION, Kg/cm ² m.; (PSIG)	2.04 (28.94)
ELABORO:	REVISION:	PRESION DIF., Kg/cm ² ; (PSI):	22.56 (144.19)
		CABEZADIF., m ; (PIES):	250.59 (821.95)
		NPSH DISP., m ; (PIES):	33.66 (110.39)
		POT HIDRAULICA KW; (HP)	93.63 (125.56)
FABRICANTE		BASE	ALTERNATIVA
FUNCIONAMIENTO	TAMAÑO Y TIPO		
	CURVA PROPUESTA		
	NPSH REQ. (PIES DE AGUA)/ N.suc.		
	No. DE PASOS/RPM		
	EFICIENCIA A CONDICIONES NOMINALES/BHP		
	MAX. BHP DEL IMPULSOR DE DISEÑO, m; (PIES)		
	MAX. CARGA DEL IMPULSOR DE DIS., m; (PIES)		
	CAUDAL MIN. CONTINUO ESTABLE, m ³ /hr; (GPM)		
CONSTRUCCION	CARCAZA	MONTAJE	
		CORTE	
	IMPULSOR	MONTAJE	
		TIPO/ D. DISEÑO/D. MAXIMO	
	CHUMACERAS: RADIAL/EMPUJE		
	SELLO MECANICO: CODIGO API/FABRICANTE		
	PLAN API 610: LUBRICACION/ENFRIAMIENTO		
	COPLE/GUARDACOPLE		
	MATERIALES: CLASE API-610		
	BOQUILLAS	SUCCION: D./CLASE ANSI/POSICION	
	DESCARGA: D./CLASE ANSI/POSICION		
PRES.MAX.PERM. A F/PRUEBA HIDROST. (PSIG)			
MOTOR E.	FABRICANTE/PROTECCION DE LA CARCAZA		
	HP/RPM		
	VOLTS/FASES/HERTZ		
	CHUMACERAS/LUBRICACION		
TURBINA V.	FABRICANTE/MODELO/GOBERNADOR		
	POTENCIA DE SELECCIÓN A RPM		
	CONSUMO DE VAPOR, Kg/Hp-hr; (Lb/Hp-hr)		
	MATERIAL: CARCAZA/PARTES INTERNAS		
PRUEBAS FUNCIONAMIENTO E HIDROSTATICA/NPSH			
PESO: BOMBA+BASE+MOTOR/BOMBA+BASE+TURBINA, Kg. ; (Lb)			
BASE: API-610 ULTIMA EDICION			
NOTAS:			
1) DATOS ESTIMADOS A CORROBORAR EN INGENIERIA DE DETALLE			
2) LA NORMA QUE APLICA A ESTA BOMBA SERA NRF-050-PEMEX-2001			
3) LA INFORMACIÓN FALTANTE SERA SUMINISTRADA POR EL FABRICANTE			

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

Albers, J.E., "A thesis in Chemical Engineering", 12 Mayo 1996

Baukal, Charles E, Jr., "The John Zink Combustion Handbook" CRC Press, Boca Raton, London, New York, Washington, D.C.

Branan Carl, "Rules of Thumb for Chemical Engineers", Third Edition, Gulf Professional Publishing and imprint of Elsevier Science, USA, 2002

Canales, C., Martínez, J. A., Cortés, V., "Guía de mejores técnicas disponibles en España, del sector refino del petróleo", pp 14. Depósito legal M-6.766-2004. Imprenta Fareso, S.A.,

Catala, K.A., Karrs, M.S., Sieli, G., Lummus Technology, Bloomfield, New Jersey, and Faegh, A.A., Lummus Technology, Houston, Texas, U.S.A., "Advances in delayed coking heat transfer equipment", Hydrocarbon Processing, Feb. 2009

Crane, División de Ingeniería, "Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías", McGrae Hill, Traducción VALFISA, S.A.

De la O. G., Antonio, "Revisión física a instalaciones de alto vacío a la planta de coquización", Nota informativa, Pemex- Refinación, Refinería Francisco I. Madero, Cd. Madero, Tamps., 2002

Díaz Montañó, J.A., Mira Hatch, T., Silva Romo, M. E., "Prospectiva de petrolíferos 2004-2013", pp 24. Secretaría de Energía, primera edición, 2004, http://www.sener.gob.mx/webSener/res/PE_y_DT/pub/pros_petrolieros04_13_1.pdf

Elliot, J.D. , Foster Wheeler USA Corp. "Optimize coker operations", Hydrocarbon Processing, sept 2003

Ellis, P. J, Paul, Ch.A., "Tutorial: Delayed Coking Fundamentals", Preparado para presentación en el A.I.Ch.E. 1998, Reunión Nacional de Primavera, New Orleans, L.A., 9-12 marzo 1998, 29ª edición. 09/03/1998.

Gary, James H., Handwerk Glenn E., "Petroleum refining: technology and economics", Marcel Dekker, Inc., U.S.A., 2001.

J., Kenneth, Noriega, Francisco G., "Bombas, Selección, uso y mantenimiento", McGraw-Hill, Abril, 1978

Kern, Donald Q., "Procesos de Transferencia de calor", Editorial C.E.C.S.A., Trigésima primera reimpresión, México, 1999

Morales Colunga, G., De León De León, D., Carrasco Castañón, R., "Trabajos a realizar para reducir el impacto de la baja temperatura del residuo de vacío de carga a la planta de coquizadora", Nota Informativa, Pemex-Refinación, Refinería Francisco I. Madero, Cd. Madero, Tamps., 2004

Morales Colunga, G., De León De León, D., "Evaluación de la instalación de la caldereta MH-E-5 en lugar del E-31002 en la planta coquizadora", Nota Informativa, Pemex-Refinación, Refinería Francisco I. Madero, Cd. Madero, Tamps., 2005

PEMOPRO, S.A.de C.V., "Manual de Operación Planta de Coquización Retardada (50,000 BPSD) (Unidad 020)", pp 32. Como construido, Doc. No.: 05099-020-15-0001, Rev. 3, 29/01/2002

Refining Department, "API Petroleum Refining", Sixth Edition, Abril 1997, American Petroleum Institute.

UOP, a Honeywell Company, "Refining", pp 2, SYDEC Delayed Coking Process. Des Plaines, IL U.S.A., 2007

Vieman , A. Ali, "The impact of phase behaviour on coke formation in delayed cokers". A thesis for the degree of Master of applied science, Graduate Department of Chemical Engineering and Applied Chemistry, University of Toronto, 2002.

Wimpress, R.N., "A special report, Rating Fired Heaters", Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner, octubre 1963, Vol 42, No. 10

NRF-028-PEMEX-2004 "Diseño y Construcción de Recipientes a Presión", Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios, junio 2004

NRF-089-PEMEX-2004 "Calentadores a fuego directo para plantas de proceso", Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios, junio 2004

NRF-034-PEMEX-2005 "Aislamientos térmicos para altas temperaturas eb equipos, recipientes y tubería superficial", Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios, enero 2005