

**OPTIMIZACIÓN SIMULTÁNEA DE COMPOSICIÓN DE CARGAS Y VARIABLES  
DE OPERACIÓN EN UNIDADES DE DESTILACIÓN DE CRUDO**

**DIANA CAROLINA LÓPEZ CÁRDENAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
POSTGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA  
2008**

**OPTIMIZACIÓN SIMULTÁNEA DE COMPOSICIÓN DE CARGAS Y VARIABLES  
DE OPERACIÓN EN UNIDADES DE DESTILACIÓN DE CRUDO**

**DIANA CAROLINA LÓPEZ CÁRDENAS. Ingeniera Química**

Proyecto de Grado realizado para optar al título de Magíster en Ingeniería Química

Director:

**LEONARDO ACEVEDO DUARTE**

Ingeniero Químico. Ph.D.

Codirector:

**CESAR AUGUSTO MAHECHA BOHORQUEZ**

Ingeniero Químico. Msc.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
POSTGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA**

**2008**

## **AGRADECIMIENTOS**

A mi Dios por acompañarme siempre y brindarme un esposo maravilloso y una linda familia que me ha apoyado incondicionalmente en todo.

Al Instituto Colombiano del Petróleo –ECOPETROL S.A. por promover y apoyar el desarrollo de proyectos de investigación de este tipo.

Al Ingeniero Jaime Fernando Villamizar por sus aportes valiosos, gran disposición y excelente ánimo que me acompañaron en esta etapa.

Al Ingeniero Luis Javier Hoyos por iluminar el sendero que me permitió culminar con éxito la tesis y por su apoyo incondicional.

Al Ingeniero Cesar Augusto Mahecha y al Profesor Leonardo Acevedo por respaldar esta iniciativa y permitir llevarla a feliz término.

## TABLA DE CONTENIDO

	Página
INTRODUCCIÓN .....	1
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA .....	4
1.1. MODELOS DE UNIDADES DE DESTILACIÓN DE CRUDO .....	4
1.2. OPTIMIZACIÓN DE UNIDADES DE DESTILACIÓN DE CRUDO .....	6
1.3. MODELOS DE PLANEACIÓN DE REFINERÍAS .....	7
1.3.1. Modelado de UDC en Planeación de Refinería .....	8
1.3.2. Nuevas Formulaciones de Modelos de Planeación .....	9
1.4. METAMODELOS .....	10
1.4.1. Diseño de Experimentos (DoE) .....	11
1.4.1.1. Muestreo por Hipercubo Latino (LHS) .....	12
1.4.1.2. Mínimo Margen de Error del Hipercubo Latino (MBLHD) .....	12
1.4.2. Tipo y Forma del Metamodelo .....	12
1.4.3. Ajuste del Metamodelo: Determinación de Parámetros .....	13
1.4.4. Validez del Metamodelo .....	13
2. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA .....	14
2.1. UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDO 1 (UDC1) .....	14
2.1.1. Torre de Destilación Atmosférica 1 (TDA1) .....	14
2.1.2. Torre de Destilación Atmosférica 2 (TDA2) .....	15
2.1.3. Torre de Destilación al Vacío 1 (TDV1) .....	15
2.1.4. Red 1 de Pre calentamiento de Crudo (RED 1) y Hornos Atmosféricos (HA1-2) ...	15
2.2. UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDO 2 (UDC2) .....	16
2.2.1. Torre de Destilación Atmosférica 3 (TDA3) .....	16
2.2.2. Torre de Destilación al Vacío 2 (TDV2) .....	16
2.2.3. Red 2 de Pre calentamiento de Crudo (RED 2) y Horno Atmosférico (HA3) .....	17
2.3. CASO ACTUAL: CARGA Y RENDIMIENTOS DEL SISTEMA DE UDCS .....	17

2.4. CARGA DE CRUDO A OPTIMIZAR.....	18
3. METODOLOGÍA.....	20
3.1. IDENTIFICACIÓN DEL OBJETIVO DE LA OPTIMIZACIÓN.....	20
3.2. CONSTRUCCIÓN DE MODELOS RIGUROSOS.....	20
3.3. CONSTRUCCIÓN DE METAMODELOS.....	21
3.3.1. Identificación del Objetivo del Metamodelo.....	21
3.3.2. Identificación de las Variables de Entrada.....	21
3.3.3. Especificación del Dominio de Aplicabilidad.....	22
3.3.4. Identificación de las Variables de Salida.....	23
3.3.5. DoE.....	25
3.3.6. Generación de la Data con los Modelos en PRO/II.....	25
3.3.7. Tipo y forma del metamodelo.....	25
3.3.8. Ajuste del Metamodelo.....	25
3.3.9. Validez del Metamodelo.....	26
3.4. MODELADO DE LAS REDES INTEGRADAS DE INTERCAMBIADORES.....	26
3.5. RESTRICCIONES DE PLANTA: OPERACIONALES Y DE CALIDAD.....	27
3.6. FORMULACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO DE OPTIMIZACIÓN.....	28
3.6.1. Función Objetivo: Utilidad.....	28
3.6.2. Restricciones del Modelo.....	30
3.7. ELECCIÓN DEL SOLVER EN GAMS.....	34
3.8. SELECCIÓN DE LA ESTIMACIÓN INICIAL ( <i>EI</i> ).....	34
3.9. CORRIDA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN Y EXTRACCIÓN DE RESULTADOS.....	35
3.10. SIMULACIÓN DEL PUNTO ÓPTIMO GENERADO POR GAMS.....	35
3.11. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL PUNTO ÓPTIMO.....	36
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	38
4.1. METAMODELOS DE TORRES ATMOSFÉRICAS.....	38

4.1.1. Metamodelos usando MBLHD.....	38
4.1.1.1. Flujo de Productos.....	39
4.1.1.2. Propiedades de Productos.....	39
4.1.1.3. Temperatura de Productos.....	39
4.1.1. Metamodelos usando LHS .....	39
4.1.1.1. Metamodelos de TDA1.....	42
4.1.1.2. Metamodelos de TDA2.....	42
4.1.1.3. Metamodelos de TDA3.....	43
4.2. MODELO DE OPTIMIZACIÓN .....	49
4.2.1. Estimaciones Iniciales, Variables Óptimas y Utilidad .....	49
4.2.2. Carga Óptima.....	55
4.2.3. Productos Atmosféricos con Receta y Operación Óptima.....	58
4.2.3.1. Rendimientos de Productos Intermedios.....	58
4.2.3.2. Propiedades de Productos Intermedios.....	60
4.2.3.3. Blending de Productos Finales.....	62
4.2.4. Tren de Pre calentamiento de Crudo y Hornos Atmosféricos .....	63
4.2.4.1. Hornos Atmosféricos y Pumparounds.....	67
5. CONCLUSIONES.....	68
6. RECOMENDACIONES .....	71
BIBLIOGRAFÍA .....	73
ANEXOS .....	76
ANEXO 1. NOMENCLATURA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN .....	76
ANEXO 2. LÍMITE OPERACIONAL DE INTERCAMBIADORES DE LA RED1 Y RED2... 78	
ANEXO 3. REGIÓNES FACTIBLES DE PRO/II DE LAS VARIABLES DE ENTADA DE LOS METAMODELOS DE TDA1, TDA2 Y TDA3 .....	79
ANEXO 4. HIDRÁULICA DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICAS CON LOS ÓPTIMOS .....	83
ANEXO 5. ESTIMACIONES INICIALES VS ÓPTIMOS .....	86

## LISTA DE FIGURAS

	Página
<b>Figura 1.</b> Diagrama Simplificado del Sistema de UDCs.....	14
<b>Figura 2.</b> Diagrama de la Torre Atmosférica 1 (TDA1) .....	15
<b>Figura 3.</b> Diagrama de la Torre Atmosférica 2 (TDA2) .....	15
<b>Figura 4.</b> Diagrama de Torre Atmosférica 3 (TDA3) .....	16
<b>Figura 5.</b> Topología General del Problema de Optimización .....	22
<b>Figura 6.</b> Algoritmo para encontrar el Punto Óptimo Factible.....	37
<b>Figura 7.</b> Metamodelos de Flujo para TDA1 con: <b>a)</b> Muestreo1, <b>b)</b> Muestreo 2 y <b>c)</b> Muestreo 3 MBLHD.....	40
<b>Figura 8.</b> Metamodelos de Gravedad API para TDA1 con: <b>a)</b> Muestreo1, <b>b)</b> Muestreo 2 y <b>c)</b> Muestreo 3 MBLHD .....	41
<b>Figura 9.</b> Metamodelos de Temperatura para TDA1 con: <b>a)</b> Muestreo1, <b>b)</b> Muestreo 2 y <b>c)</b> Muestreo 3 MBLHD.....	41
<b>Figura 10.</b> Metamodelos de TDA1: <b>a)</b> 90% ASTM D-86, <b>b)</b> Gravedad API, <b>c)</b> Temperatura y <b>d)</b> Flujo Volumétrico .....	44
<b>Figura 11.</b> Metamodelos de TDA2: <b>a)</b> 90% ASTM D-86, <b>b)</b> Gravedad API, <b>c)</b> Temperatura y <b>d)</b> Flujo Volumétrico .....	46
<b>Figura 12.</b> Metamodelos de TDA3: <b>a)</b> 90% ASTM D-86, <b>b)</b> Gravedad API, <b>c)</b> Temperatura y <b>d)</b> Flujo Volumétrico .....	48
<b>Figura 13.</b> Variables de Optimización en las EI de: a) TDA1, b) TDA2 y c) TDA3.....	50
<b>Figura 14.</b> Variables Óptimas a partir de EI de: a) TDA1, b) TDA2 y c) TDA3.....	52
<b>Figura 15.</b> Utilidad Óptima del Sistema de UDCs proveniente de GAMS .....	54
<b>Figura 16.</b> Rendimientos Volumétricos Óptimos de Productos Atmosféricos de TDA1, TDA2 y TDA3: GAMS vs PRO/II.....	60
<b>Figura 17.</b> ASTM D-86 de Productos Intermedios de TDA1, TDA2 y TDA3 para el óptimo de EI <sub>2</sub> simulado en PRO/II .....	60
<b>Figura 18.</b> Curva de Destilación ASTM D-86 de Productos Finales del Sistema de UDCs para los óptimos simulados en PRO/II .....	63
<b>Figura 19.</b> Perfil de Temperatura del Crudo en la RED 1 con el Óptimo de EI <sub>2</sub> .....	64
<b>Figura 20.</b> Perfil de Temperatura del Crudo en la RED 2 con el Óptimo de EI <sub>2</sub> .....	65
<b>Figura 21.</b> Perfil de Temperatura de Fluidos Calientes en la RED 1 con el Óptimo de EI <sub>2</sub> .....	65
<b>Figura 22.</b> Perfil de Temperatura de Fluidos Calientes en la RED 2 con el Óptimo de EI <sub>2</sub> .....	66

## LISTA DE TABLAS

Página

Tabla 1. Composición Actual de la Carga del Sistema de UDCs.....	17
Tabla 2. Flujo de Crudo procesado actualmente en el Sistema de UDCs.....	18
Tabla 3. Rendimientos actuales de Productos Atmosféricos del Sistema de UDCs.....	18
Tabla 4. Caracterización de los Crudos de la Dieta de las UDCs.....	19
Tabla 5. Variables de Entrada en los Metamodelos de TDA1, TDA2 y TDA3.....	24
Tabla 6. Restricciones de Planta para Propiedades de la Carga y Productos Finales.....	28
Tabla 7. Precios de Productos Atmosféricos (US\$/bbl Producto).....	29
Tabla 8. Costos de Materia Prima (US\$/bbl Crudo).....	29
Tabla 9. Costos de Operación de Unidades de Destilación de Crudo (US\$/bbl Carga)...	30
Tabla 10. %Error y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA3: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo.....	40
Tabla 11. Correlación de Metamodelos de TDA1: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico.....	45
Tabla 12. Error (%) y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA1: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico.....	45
Tabla 13. Correlación de Metamodelos de TDA2: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico.....	45
Tabla 14. % Error y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA2: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico.....	47
Tabla 15. Correlación de Metamodelos de TDA3: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico.....	47
Tabla 16. %Error y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA3: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo.....	47
Tabla 17. Estimaciones Iniciales para el Modelo de Optimización del Sistema de UDCs.	51
Tabla 18. Receta de Carga y Variables de Operación obtenidas del Modelo de Optimización del Sistema de UDCs.....	53
Tabla 19. Utilidad Anual del Sistema de UDCs con GAMS y con resultados de PRO/II ...	55

(Millones US\$).....	55
Tabla 20. Composición de las Dietas Óptimas de Crudo a Cargar a TDA1, TDA2 y TDA3 y de sus Estimaciones Iniciales (% Volumen) .....	57
Tabla 21. Propiedades de la Carga Óptimo a TDA1, TDA2 y TDA3 .....	57
Tabla 22. Rendimientos obtenidos en PRO/II de Productos de TDA1, TDA2 y TDA3 .....	58
Tabla 23. Gravedad API de Productos Intermedios de TDA1, TDA2 y TDA3 para óptimos factibles en PRO/II .....	61
Tabla 24. Propiedades Adicionales de Productos Intermedios de TDA1, TDA2 y TDA3 para óptimos simulados en PRO/II .....	62
Tabla 25. Blending de Productos Finales Jet -1A y Diesel para el Sistema de UDCs.....	62
Tabla 26. Propiedades de Productos Finales del Sistema de UDCs para óptimos simulados en PRO/II .....	63
Tabla 27. Duty de Hornos Atmosféricos para óptimos simulados en PRO/II (MMBTU/DIA) .....	67
Tabla 28. Duty de Pumparounds para óptimos simulados en PRO/II (MMBTU/DIA) .....	67

## LISTA DE ANEXOS

Página

<b>ANEXO 1.</b> NOMENCLATURA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN.....	76
<b>ANEXO 2.</b> LÍMITE OPERACIONAL DE INTERCAMBIADORES DE LA RED1 Y RED2.....	78
<b>ANEXO 3.</b> REGIONES FACTIBLES DE PRO/II DE LAS VARIABLES DE ENTADA DE LOS METAMODELOS DE TDA1, TDA2 Y TDA3.....	79
<b>ANEXO 4.</b> HIDRÁULICA DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA CON LOS ÓPTIMOS.....	83
<b>ANEXO 5.</b> ESTIMACIONES INICIALES vs ÓPTIMOS.....	86

## RESUMEN

**Título:** OPTIMIZACIÓN SIMULTÁNEA DE COMPOSICIÓN DE CARGAS Y VARIABLES DE OPERACIÓN EN UNIDADES DE DESTILACIÓN DE CRUDO.\*

**Autor:** Diana Carolina López Cárdenas.\*\*

**Palabras claves:** Optimización, Unidad de Destilación de Crudo, Metamodelado , Integración Energética, PRO/II, Dieta de Crudo Mezclado, Variables de Operación, Hipercubo Latino

### Descripción

Se desarrolló un modelo de optimización no lineal para determinar la composición de la mezcla de crudo a cargar y las condiciones de operación de Torres de Destilación Atmosférica (TDA). El caso industrial fue un sistema de Unidades de Destilación de Crudo (UDC) perteneciente a la refinería de Barrancabermeja de ECOPETROL S.A.

La optimización involucró el blending de carga, el proceso de destilación, el blending de productos finales y las restricciones de planta como disponibilidad de materias primas, demanda del mercado, calidad de productos, integridad de equipos y la integración energética en las plantas.

El blending de carga consideró cinco crudos extra-pesados (gravedad API<13); el proceso de destilación se modeló de forma no lineal simplificada mediante metamodelos a partir de modelos rigurosos en PRO/II y diseño de experimentos (Hipercubo Latino); los trenes de precalentamiento de crudo se representaron con balances energéticos y la ecuación de diseño de cada intercambiador; los productos finales preparados fueron Jet-1A y Diesel. El modelo de optimización fue NLP maximizando utilidad del sistema y se implementó en GAMS 2.22 usando el solver CONOPT.

Los metamodelos de tipo polinómico de segundo grado mostraron un excelente desempeño para calcular flujos, propiedades de caracterización y temperaturas de corrientes atmosféricas con errores promedio inferiores al 6.6%, 3% y 1.5% respectivamente. El tiempo de ejecución usado por GAMS para encontrar la solución estuvo entre 26 y 62 segundos valor bajo para un problema NLP que modela de forma semi-rigurosa el comportamiento de la planta. La utilidad óptima encontrada fue superior al 20% respecto a la estimación inicial. Los crudos extra-pesados en la dieta de las UDCs requirieron condiciones más severas de operación como mayor temperatura de crudo a la entrada de las torres, mayor flujo de vapor de despojo por el fondo y menor presión de cima de las torres.

---

\* Trabajo de Investigación

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Posgrado en Ingeniería Química, Leonardo Acevedo Duarte, Cesar Mahecha Bohórquez

## ABSTRACT

**Title:** SIMULTANEOUS OPTIMIZATION OF FEED COMPOSITION AND OPERATIONAL VARIABLES IN CRUDE DISTILLATION UNITS.\*

**Author:** Diana Carolina López Cárdenas\*\*

**Key words:** Optimization, Crude Distillation Unit, Metamodeling, Energetic Integrating, PRO/II, Crude Mixture Feed, Operational Variables, Latin Hipercube

### Summary

It was developed a non-linear optimization model to determine crude mixture feed composition and operating conditions of Atmospheric Distillation Towers (ADT). Industrial case was based in Crude Distillation Units (CDU) system which belonged to Barrancabermeja's refinery of ECOPETROL S.A.

This Optimization involved feed blending, distillation process, final products blending and plant restrictions such as raw material availability, market demand, product quality, equipment integrity and the energetic integration in the plants.

The feed blending considered five extra-weighted crudes (API gravity <13), the distillation process was modeled on a non-linear simplified way through metamodels from rigorous models in PRO/II and design of experiments (Latin Hipercube); crude preheating trains were represented with energy balances and design equation of each exchanger; final products prepared were Jet-1A and Diesel. The optimization model was NLP maximizing utility of the system and it was implemented in GAMS 2.22 using CONOPT solver.

Second-degree polynomial metamodels showed an excellent performance to calculate flows, characterization properties and temperatures of atmospheric streams with average errors less than 6.6%, 3% and 1.5% respectively. The runtime used by GAMS to find the NLP problem solution was between 26 and 62 seconds, this was a low value to find the solution of a problem. The optimum utility found was superior to the 20% with regard to the initial estimation. The extra-weighted crudes in the diet of CDU required severer operating conditions such as major temperature of the crude at the entrance to the towers, greater flow of stripping steam at the bottom and minor pressure of top of the towers.

---

\* Research Job

\*\* Faculty of Physicochemical Engineering. School of Chemical Engineering. Leonardo Acevedo Duarte, Cesar Mahecha Bohórquez

## INTRODUCCIÓN

El problema enfrentado en la investigación de maestría objeto de este documento, corresponde a una situación general de las refinerías de crudo, con un escenario de referencia específico que es la refinería de Barrancabermeja, en Colombia. El escenario industrial corresponde a la refinación del petróleo y dentro de él a las Unidades de Destilación de Crudo (UDCs) que constituyen la primera etapa en la transformación de dicho hidrocarburo y son unidades principales en una refinería. El funcionamiento de las UDCs impacta considerablemente en la economía de la refinería y en la calidad de productos aguas abajo, ya que aproximadamente el 45 % de sus corrientes de salida (Nafta, Jet, ACPM, Gasóleo Atmosférico y Crudo Reducido) se constituyen en productos finales para la venta y lo restante sirve de alimento a otras unidades como la cracking que recibe gasóleos, y la unidad de aromáticos que recibe naftas, entre otras.

Los flujos de Nafta, Jet y ACPM provenientes de las UDCs son la materia prima de combustibles comerciales como gasolinas (corriente y extra), combustibles de avión y Diesel, respectivamente. Un aumento en la producción de estas corrientes conlleva a mayores beneficios para cualquier refinador, ya que el flujo disponible para la venta incrementa y por tanto sus ingresos.

La optimización puede encontrar mejores puntos de operación de los equipos instalados, aumentando la producción de las corrientes valiosas (Nafta, Jet y ACPM) de acuerdo a las especificaciones de calidad reglamentadas, disminuyendo los costos de operación y respetando las restricciones de planta para así alcanzar mayores beneficios económicos. Dentro de las restricciones de planta se encuentran típicamente las de flujo, impuestas por el diseño de torres, bombas y tuberías, las de calidad, impuestas por las especificaciones de los productos, y otras no tan comunes pero igualmente importantes relacionadas con la integración energética de estas plantas. La integración energética es una restricción que impone el desempeño de los intercambiadores de calor que precalientan la corriente de crudo a través de los fluidos calientes de las torres de destilación y su intercambio energético limita el grado de separación de las columnas al extraer el calor de los pumparounds y mantener el balance energético de las mismas.

En la actualidad, existen diferentes estrategias para realizar la optimización de las UDCs, las basadas en modelos rigurosos del proceso de destilación que incluyen demasiado detalle, retardando el desarrollo y aplicación de conceptos prácticos para la solución del problema; otras utilizadas especialmente en planeación de refinerías que usan modelos lineales de las UDCs debido a su simplicidad, sin embargo, su precisión ha sido debatida por décadas a causa de la formulación lineal simplificada de procesos no lineales, que puede reducir la ganancia global o sacrificar la calidad del producto una vez insertados dentro de la optimización. Tanto las estrategias de optimización rigurosas como lineales, se enfocan únicamente en las columnas de destilación y no contemplan la integración energética propia de estas plantas, por otro lado, la optimización rigurosa solo determina condiciones de operación para una carga de crudo con composición constante y conocida, mientras que la optimización lineal de planeación no determina condiciones operacionales, aunque si da como resultado la composición de la carga y el flujo de productos que maximizan el sistema. Para superar la falta de inclusión de características operacionales como la integración energética y la receta de la carga a las UDCs dentro de los resultados de la optimización, en esta investigación se contemplan estos dos aspectos dentro del mismo modelo de optimización para un sistema conformado por 2 UDCs constituidas por 3 torres atmosféricas, 3 hornos atmosféricos, 2 torres de vacío y 2 trenes de precalentamiento de crudo donde se observa la integración térmica intra e inter unidades.

El modelo matemático desarrollado en este proyecto determina la composición de la mezcla de crudo a cargar y las condiciones de operación de las torres de destilación atmosférica, mediante una optimización no lineal que contempla simultáneamente estos dos aspectos. La optimización involucra el blending de carga, el proceso de destilación, el blending de productos finales y las restricciones de planta como disponibilidad de materias primas, demanda del mercado, calidad de productos, integridad de equipos y la integración energética intra e inter unidades. El blending de carga consideró 5 crudos, de los cuales 4 se consideran extra pesados (gravedad API<13), el proceso de destilación se modeló de forma no lineal simplificada mediante metamodelos, y el blending de productos finales consideró la preparación de Jet-1A y Diesel.

El enfoque de metamodelos aproxima el comportamiento de las UDCs como opción intermedia entre los modelos rigurosos y los modelos lineales, adoptando las mejores cualidades de cada uno de ellos: representatividad del fenómeno real ya que se basan en modelos rigurosos de las UDCs configurados en PRO/II y relativa simplicidad en su formulación pues son polinomios de segundo orden de fácil implementación en modelos más complejos como los de optimización.

Las redes de intercambiadores de calor que precalientan el crudo (integración energética) se simularon a través de balances de energía en el lado caliente, en el lado frío y la ecuación de diseño de los equipos. En la configuración de las redes se tuvo en cuenta el camino de flujo de cada corriente a través de todo el conjunto de intercambiadores es decir, reciclos, bifurcaciones y retornos de las plantas reales.

Con la construcción del modelo de optimización no lineal que incluye el diseño de las plantas (restricciones de las variables operacionales) y la dieta, se logra encontrar el óptimo en la optimización de un sistema de UDCs maximizando utilidades considerando la integración energética. Al incluir las referidas restricciones operacionales y al usar modelos no lineales simplificados del proceso, se superan las limitaciones de los modelos de optimización que actualmente se usan para este tipo de sistemas (lineales y rigurosos).

## 1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

La industria de la refinación del petróleo es uno de los principales usuarios de la tecnología de destilación. En una Unidad de Destilación de Crudo (UDC), la presencia de torres despojadoras, flujos circulantes (pumparounds), el gran número de etapas de equilibrio y una corriente de alimento formada por cientos de componentes los cuales no son fácil de analizar, hacen del modelado de la UDC un ejercicio complejo y por tanto su optimización.

A continuación se presenta una revisión bibliográfica de los modelos reportados en la literatura de UDC y su optimización. Por otro lado, se muestra una breve revisión del estado del arte de modelos de planeación, la representación de UDC en ellos y nuevos planteamientos a través de programación no lineal. Finalmente, se menciona que son los metamodelos y su construcción.

### 1.1. MODELOS DE UNIDADES DE DESTILACIÓN DE CRUDO

La UDC es una de las unidades más complejas en el campo de las operaciones unitarias de separación. Por impactar considerablemente en las propiedades de los productos de la UDC, las propiedades del alimento (TBP y gravedad específica) y los parámetros de operación de la columna son las variables más importantes en su modelado y por tanto, la habilidad de cualquier simulador para calcular precisamente el desempeño de la planta depende mayoritariamente de la representación precisa de la corriente de crudo <sup>[6]</sup>.

El modelo de una UDC en una refinería actúa como una herramienta esencial para la planeación y programación de la producción, optimización económica, control on-line en tiempo real, diseño y evaluación de las unidades <sup>[16]</sup>. Para modelar la UDC se usan comúnmente dos tipos de modelos: rigurosos y empíricos <sup>[23, 24]</sup>. Los modelos rigurosos simulan la UDC como una columna general de destilación usando las ecuaciones de equilibrio de fase y los balances de calor y masa en cada etapa. Algunos paquetes comerciales como PRO/II (SimSci-Esscor) ®, Aspen Plus® (Aspentech) y DESING II TM (ChemShare) contienen modelos rigurosos de la destilación <sup>[23]</sup>. Los modelos empíricos usan correlaciones empíricas para establecer los balances de masa y energía para la

UDC <sup>[22]</sup>; debido a su simplicidad, relativamente fácil aplicación y adecuada precisión para reflejar las condiciones reales de la UDC, los modelos empíricos son confiables para optimización global de refinería <sup>[24]</sup>.

Chang *et al.*<sup>[4]</sup> desarrollaron un modelo dinámico riguroso de una UDC en gPROMS perteneciente a Imperial College, que incluyó como aporte las ecuaciones no lineales que representan parámetros de evaluación de platos de válvula. El modelo se planteó con cientos de miles de ecuaciones diferenciales algebraicas para una UDC que procesa una mezcla de dos crudos. El modelado de los platos y la simulación dinámica permitió revisar el desempeño riguroso (hidráulica) de cada plato de una columna real mientras se encontró el comportamiento físico del proceso. Este modelo se usó para analizar el funcionamiento de la columna, pero no se contempló para su optimización.

Miller *et al.*<sup>[13]</sup> construyeron un modelo riguroso en estado estable de una UDC en el simulador comercial HYSYS ® (Aspentech) como base para un modelo de planeación lineal. El modelo de HYSYS fue configurado y sintonizado con los datos de las plantas reales. El fraccionamiento imperfecto de la unidad de crudo calculado por la simulación permitió mejorar la predicción de las propiedades (gravedad específica, azufre, nitrógeno, punto de fluidez, etc.) en el modelo de planeación, ya que las salidas de HYSYS generaron las tablas base para el modelo lineal.

Kumar *et al.*<sup>[11]</sup> desarrollaron un modelo de destilación multicomponente en estado estable para una UDC a través de las ecuaciones de equilibrio y los balances de masa y energía. El modelo representa la carga de la unidad a través de pseudocomponentes y calcula la TBP (Curva de puntos de ebullición verdaderos) de los productos; el simulador se acopló con un estimador de propiedades desarrollado en casa para calcular propiedades adicionales de los productos. El modelo de la UDC usa como variables de entrada para el alimento, la TBP, la gravedad específica, la temperatura y el flujo, y como parámetros operacionales de la columna la presión en varios puntos, posiciones de pumparounds, sus flujos y temperaturas de retorno, flujos de productos laterales, flujo y temperatura del reflujo, naturaleza del condensador, flujos de vapor de agua y eficiencias de plato. El modelo de estos investigadores fue utilizado por Chatterjee *et al.*, <sup>[6]</sup> y Dave *et al.* <sup>[7]</sup> para

calcular on-line propiedades de productos de la UDC, mejorando la calidad de la TBP del crudo mediante su re-cálculo por reconciliación.

Los modelos de UDC mencionados, no contemplan la integración energética de las plantas ni el impacto en el fraccionamiento del crudo por la restricción energética de los trenes de precalentamiento, ni consideran el modelado simultáneo de un sistema de UDCs.

La formulación de todas las no linealidades del proceso de destilación multicomponente en los modelos rigurosos, disminuye el potencial de modelar simultáneamente un conjunto de UDCs, ya que implican altos tiempos de cómputo que hacen a este ejercicio impráctico para problemas reales.

## **1.2. OPTIMIZACIÓN DE UNIDADES DE DESTILACIÓN DE CRUDO**

La optimización de procesos químicos ha ganado una gran importancia en los tiempos actuales, ya que es una herramienta cuantitativa para la toma de decisiones. Debido al incremento en los costos de energía, escasez de materia prima, regulaciones ambientales y muchas más razones, el principal objetivo de la industria ha sido mejorar la eficiencia de las plantas existentes. Algunos trabajos de optimización de UDC se muestran a continuación.

Basak *et al.*<sup>[2]</sup> desarrollaron un modelo de optimización on-line, incluyendo restricciones de calidad de productos, resintonización de la TBP del crudo, usando el modelo riguroso de la UDC construido por Kumar *et al.*<sup>[11]</sup>. La solución óptima alcanzada en esta investigación aseguró que todas las restricciones de las propiedades de los productos fueran respetadas mientras se maximizaba la utilidad, ya que las propiedades se incorporaron dentro de la función objetivo; este planteamiento se dio debido a que según los autores, no se encontró ninguna ecuación que relacione las variables de operación medidas de la columna con cálculos sencillos de las propiedades de productos, que pudieran ser usadas como ecuaciones de restricción en la optimización.

Inamdar *et al.*<sup>[12]</sup> desarrollaron una optimización multi-objetivo para una UDC usando el modelo de proceso de Kumar *et al.*<sup>[11]</sup> y un algoritmo genético de clasificación para la solución del problema no lineal. Los autores encontraron, que la operación actual de la planta era sub-óptima y que usando las condiciones operacionales óptimas encontradas se podía alcanzar más utilidad con el mismo de costo de energía, manteniendo propiedades de productos dentro de límites aceptables.

Chau-Kuang *et al.*<sup>[5]</sup> desarrollaron un sistema experto de una UDC con el fin de realizar su optimización; el sistema experto fue establecido usando la experiencia en operación de un grupo de ingenieros, las variables de entrada fueron las propiedades del crudo y las de salida la calidad de los productos; el modelo de operación de la UDC fue construido usando una red neuronal artificial con datos de entrada-salida.

Ninguno de los modelos de optimización contemplados hasta ahora se ha realizado para un sistema con varias unidades de destilación de crudo o ha considerado la integración energética, el tipo de carga y las variables de operación simultáneamente.

En los modelos de la UDC, la carga constituye una variable de entrada representada por sus propiedades y condiciones como TBP, gravedad específica, temperatura y flujo. En optimización de la UDC, dichas propiedades y condiciones del alimento son variables fijas en la optimización y por tanto el punto óptimo está limitado para cada carga <sup>[2,5]</sup>. Para refinerías donde el tipo de carga a la UDC es una mezcla de crudos definida por objetivos de modelos de planeación y/o programación, la optimización queda restringida para esta carga sin considerar si es la mejor para el diseño de la unidad. Si la optimización contempla la preparación de la dieta como variable de optimización, el óptimo superará la limitación de una carga fija y encontrará la mejor dieta y operación, de acuerdo al diseño específico de cada planta. El planteamiento de involucrar la composición de la carga junto con todas las variables de operación dentro de la optimización no lineal de un sistema de UDCs modelando la restricción energética y usando el enfoque de metamodelos, es un aporte de esta investigación ya que no existe en literatura abierta ningún modelo con estos alcances.

### **1.3. MODELOS DE PLANEACIÓN DE REFINERÍAS**

Para hacer la optimización de una refinería matemáticamente posible y computacionalmente eficiente se usa la programación lineal (LP) <sup>[25,26]</sup>. Los métodos LP se han aplicado para maximizar la utilidad, seleccionar crudos, optimizar la dieta y la mezcla de productos, seleccionar los esquemas de procesamiento, etc. La LP requiere que la función objetivo y todas las restricciones sean lineales, entre ellas los modelos de proceso. La precisión de usar modelos lineales para representar los procesos, ha sido debatida por décadas, debido a que puede reducir la utilidad global o sacrificar la calidad del producto. Por otro lado, usar modelos de proceso rigurosos impone complicaciones innecesarias, debido a que requieren largo tiempo de solución y frecuentemente ocultan características críticas y parámetros para aumentar utilidades <sup>[8]</sup>. Para superar estos problemas, algunos investigadores como Wenkai *et al* <sup>[23]</sup>, propusieron modelos de planeación usando modelos de proceso no lineales empíricos (más precisos que los modelos lineales tradicionales), que consideran las propiedades del crudo, los rendimientos de productos y sus calidades.

Algunos software comerciales han sido desarrollados aplicando modelos de LP, tales como RPMS (Refinery and Petrochemical Modeling System) y PIMS (Process Industry Modelling System -Aspentech). Para considerar el comportamiento no lineal de los procesos, en PIMS se han aplicado algoritmos de recursión no lineal y se ha incluido una interfaz con un simulador riguroso que interactúa con el modelo de planeación. Infortunadamente, el alto tiempo de solución es la principal desventaja de esta opción <sup>[23]</sup>.

### **1.3.1. Modelado de UDC en Planeación de Refinería**

En la industria del petróleo, el uso primario de los modelos lineales ha sido de gran ayuda en la evaluación y selección del crudo para su procesamiento. Durante muchos años, se han estudiado diferentes aproximaciones para representar la destilación de crudos a través de modelos lineales; estas aproximaciones incluyen: representación de rendimientos fijos, modelado por modos o categorizado de los puntos de corte y modelado de los swing-cuts<sup>[23]</sup>. Muchas refinerías han confiado en el comportamiento de la destilación de cada crudo siendo predeterminado por las curvas de ASSAY y los programas de simulación que cortan cada crudo a temperaturas designadas, y pasan los

rendimientos de la destilación y las propiedades a un generador de matices LP para la inclusión en el modelo<sup>[23,24]</sup>. La predicción de traslajos en las propiedades de los productos de UDC usando el simulador HYSYS® dentro de programas de planeación ha sido otra forma de representar este proceso en optimización de refinerías<sup>[13]</sup>.

### 1.3.2. Nuevas Formulaciones de Modelos de Planeación

Un grupo pequeño de investigadores ha tratado de superar la deficiencia de los modelos de planeación completamente lineales, proponiendo estrategias que integran modelos lineales globales con modelos de proceso no lineales. Algunos propusieron la descomposición del modelo de planeación en dos niveles: nivel maestro y nivel de proceso (sub-modelos)<sup>[26]</sup>. El modelo maestro determina los aspectos comunes entre procesos y con estos valores fijos, los sub-modelos se optimizan independientemente. Los resultados de los sub-modelos se realimentan al modelo maestro para ser nuevamente optimizados, teniendo una naturaleza secuencial con retroalimentación entre niveles de optimización. Esta aproximación integra la optimización de procesos capturando la naturaleza no lineal y discreta del problema.

Zhang *et al.*<sup>[25]</sup> propuso otra estrategia de optimización en planeación que simultáneamente integra diferentes sistemas (redes de hidrógeno y servicios industriales) para aprovechar la sinergia entre procesos. El enfoque usa la estructura del modelo LP, e incluye modelos no lineales de procesos dentro del modelo global a través de técnicas de linealización, de tal manera que se mejorara la representabilidad de cada unidad dentro del modelo global.

Por otro lado, Pinto y sus colaboradores<sup>[9,15,19]</sup> han mostrado interés por mejorar los modelos de planeación mediante una mejor representación de los procesos usando programación no lineal (NLP). Ellos proponen incluir dentro del modelo, la complejidad de los procesos para mejorar la precisión de los resultados, es decir contemplan la representación no lineal de unidades como las UDCs dentro del macro modelo para aprovechar la interacción entre procesos y a través de un mismo modelo simple pero robusto dar los lineamientos de operación a las mismas. Este enfoque es la inspiración de esta investigación, incluyendo el conjunto completo de variables de operación de las

UDCs y la integración energética de las plantas como restricción operacional. El interés de representar mejor el comportamiento de las unidades de proceso en los modelos de planeación se reflejó en el trabajo de Wenkai *et al.* <sup>[23]</sup> quien usó modelos empíricos simplificados no lineales con un énfasis especial en el modelado de las UDCs y FCC pero sin incluir variables de operación y menos aún la integración energética.

El aporte de este proyecto de maestría fue formular un modelo NLP del tipo planeación que obtiene condiciones operacionales de los procesos, niveles de producción, composición de la dieta a cargar a torres de destilación atmosférica y del blending de productos para un sistema interactuante de dos UDCs incluyendo su integración energética, que se puede extender a la topología completa de una refinería; no existe reportado en la literatura abierta un sistema de tal nivel de complejidad de optimización de unidades de crudo. Otro aporte fue demostrar la aplicabilidad de modelos semi-rigurosos simplificados (Metamodelos) para representar procesos como la destilación dentro de un modelo de optimización del tipo planeación con ventajas significativas de precisión, velocidad y convergencia respecto a modelos típicos (lineales y rigurosos). Al incluir simultáneamente la composición de la carga y las variables de operación dentro del modelo de optimización se evaluaron cargas de crudo óptimas de acuerdo al diseño específico de cada UDC. Finalmente, se destaca que aunque el aspecto de energía es clave en la optimización de una UDC y por ende en la optimización global de refinería, este no se contempla en *ninguno* de los modelos planteados hasta ahora y se convierte en un aporte más de este proyecto.

#### **1.4. METAMODELOS**

La simulación en estado estacionario se ha convertido en una herramienta común para representar procesos reales de la industria, especialmente en la del petróleo. El uso de estas simulaciones secuenciales modulares ha mejorado dramáticamente la eficiencia de enormes tareas de cálculo de balances de masa y energía para procesos que contienen varias operaciones unitarias. La existencia de estas herramientas ha hecho posible considerar los estudios de optimización de procesos, que históricamente habían sido considerados imprácticos <sup>[17]</sup>.

Los simuladores comerciales han sido usados para realizar estudios de optimización de procesos, sin embargo la simulación no siempre se puede resolver fácilmente, ya que los modelos formales de predicción inmersos en estos programas requieren procedimientos de solución iterativos y de difícil convergencia que involucran un alto costo computacional debido a las innumerables pruebas que se deben hacer <sup>[17]</sup>.

El proceso de destilación es una operación de separación compleja, pero su dificultad aumenta al recibir como carga una corriente tan heterogénea y multicomponente como el crudo, por tanto su modelado riguroso a través de simuladores exhibe problemas de convergencia y alto tiempo de cómputo. Una forma de resolver estos problemas dentro de modelos de simulación es la construcción de modelos aproximados o *Metamodelos* a partir de datos generados por modelos formales. El único propósito del metamodelo es aproximar relaciones entrada y salida de la simulación. Mientras el modelo riguroso de la simulación es computacionalmente costoso, el metamodelo es de fácil solución y puede ser usado rápidamente suministrando cientos o miles de soluciones de simulación necesarias para realizar cualquier optimización dentro de un modelo mayor que sería impráctico si estuviera basado en sub-modelos detallados <sup>[10,21]</sup>.

La estimación de un metamodelo requiere seleccionar una estrategia de diseño de experimentos (DoE) de tal manera que la información de la variable de respuesta en una variedad de factores de entrada pueda ser recolectada en una forma eficiente, luego estos datos experimentales se usan para estimar los coeficientes del metamodelo.

#### **1.4.1. Diseño de Experimentos (DoE)**

El eje central de la construcción de un buen metamodelo es la selección de un conjunto de datos apropiado. El diagrama de rejilla y el muestreo aleatorio son 2 ejemplos de planes para recolección de datos que tienen características indeseables para construir Metamodelos. El diagrama de rejilla tiene la propiedad de repetir valores de muestra y el muestreo aleatorio crea clusters o grupos de datos que están relativamente cerca el uno del otro <sup>[17,18]</sup>. Por otro lado, los diseños factoriales no son prácticos cuando el número de variables es muy grande ya que el número de experimentos sin réplica serían demasiados

(para 23 variables con dos niveles, 8'388.608 experimentos). A continuación se muestran 2 tipos de DoE útiles para construir Metamodelos.

**1.4.1.1. Muestreo por Hipercubo Latino (LHS).** Un tipo de plan de recolección de datos que suministra valores únicos para cada punto y tiene mejor dispersión que un muestreo aleatorio es el muestreo por Hipercubo latino (LHS: Latin Hipercube Sample). LHS requiere que el valor de muestra sea seleccionado de  $N$  subdivisiones igualmente espaciadas dentro de un intervalo de la variable de entrada. Los valores de muestra para cada variable de entrada,  $i=1, \dots, m$  están dados por la Ecuación (1).

$$x_{iu} = \frac{2u - N - 2w}{N} \quad (1)$$

Donde,  $u=1, \dots, N$ , y,  $w$  es una variable aleatoria entre 0 y 1. Para cada valor de muestra se selecciona un valor de  $w$ , los valores de muestra se ubican aleatoriamente, seleccionando un valor para cada variable sin reemplazo hasta crear los  $N$  puntos de muestra <sup>[17,18]</sup>.

**1.4.1.2. Mínimo Margen de Error del Hipercubo Latino (MBLHD).** El diseño MBLHD <sup>[16]</sup> se basa en el LHS pero incluye la minimización del Margen de Error cuadrado de los Metamodelos. Los valores de muestra de las variables de entrada están dados por la Ecuación (2).

$$x_{iu} = \frac{2u - N - 1}{\sqrt{(N^2 - 1)}} \quad (2)$$

#### 1.4.2. Tipo y Forma del Metamodelo

En literatura se encuentran reportados diferentes tipos de Metamodelos como polinomiales, kriging, redes neuronales, etc, sin embargo, no todos estos modelos tienen buena predicción ya que dependen del tamaño del conjunto de datos usados para su construcción <sup>[17]</sup>. En este estudio, se escogieron los Metamodelos polinómicos debido a la simplicidad en su formulación y a su capacidad de predicción a partir de un conjunto pequeño de datos <sup>[17]</sup>. En la Ecuación (3) se muestra un metamodelo polinomial de segundo grado con interacción binaria. Donde,  $\hat{y}(X)$  es el vector de variables de salida,  $X$  es el vector de variables independientes normalizado  $\hat{x}_i$ .

$$\hat{y}(X) = \hat{\beta}_o + \sum_{i=1}^m \hat{\beta}_i \hat{x}_i + \sum_{i=1}^m \hat{\beta}_{ii} \hat{x}_{ii}^2 + \sum_{i=1}^{m-1} \sum_{j=i+1}^m \hat{\beta}_{ij} \hat{x}_{ij} \quad (3)$$

### 1.4.3. Ajuste del Metamodelo: Determinación de Parámetros

Con la matriz de resultados de la experimentación producto del DoE se estiman los parámetros de cada metamodelo usando regresión por pasos multivariada. En la regresión, las variables de entrada se normalizan entre -1 y 1. Los resultados de los Metamodelos ( $\hat{y}(X)$ ) calculados con la Ecuación (3) están en la magnitud real de cada variable.

### 1.4.4. Validez del Metamodelo

En la construcción de modelos de regresión, siempre es necesario: 1) examinar el modelo ajustado para asegurar que proporciona una aproximación adecuada del verdadero sistema y 2) verificar que no se infringe ninguno de los supuestos de la regresión de mínimos cuadrados es decir, normalidad e independencia de los errores del modelo.

Las gráficas de residuales, los residuales escalados (estandarizados y studentizados) y los residuales PRESS permiten verificar los supuestos de la regresión y además detectan puntos atípicos dentro del conjunto de puntos usados en la construcción de los Metamodelos. Como medida de la capacidad de predicción de la regresión se usa el coeficiente de correlación  $R^2_{\text{Predicción}}$  [14].

## 2. DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

En este trabajo se realizó la optimización de 2 UDCs de la refinería de Barrancabermeja de ECOPETROL S.A., formadas por 3 torres de destilación atmosféricas (TDA), 3 hornos atmosféricos (HA), 2 torres de vacío (TDV) y 2 redes de intercambiadores que precalientan el crudo (RED). La Figura 1 muestra un diagrama simplificado del sistema. Las torres son de platos con secciones empacadas en la zona de recobro de productos, reciben vapor de agua por el fondo, cuentan con torres despojadoras para los productos que también usan vapor de despojo y tienen pumparounds (PA) para extraer calor.

### 2.1. UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDO 1 (UDC1)

Está formada por 2 torres de destilación atmosférica (TDA1 y TDA2), 2 hornos atmosféricos (HA1 y HA2), 1 torre de vacío (TDV1) y una red de intercambiadores que precalientan crudo (RED1) y es compartida por las dos torres de destilación atmosféricas.

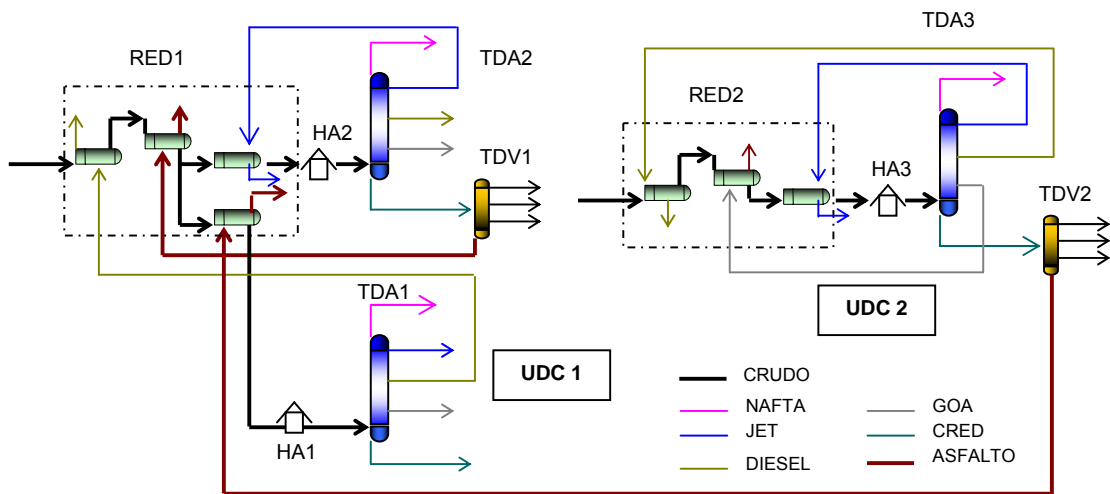
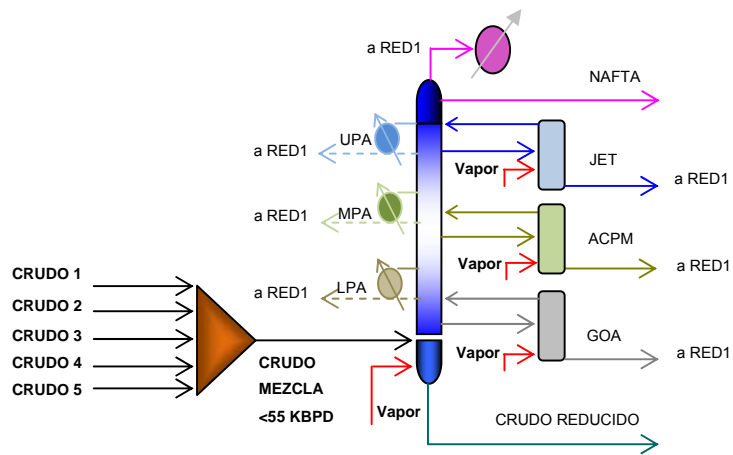


Figura 1. Diagrama Simplificado del Sistema de UDCs

#### 2.1.1. Torre de Destilación Atmosférica 1 (TDA1)

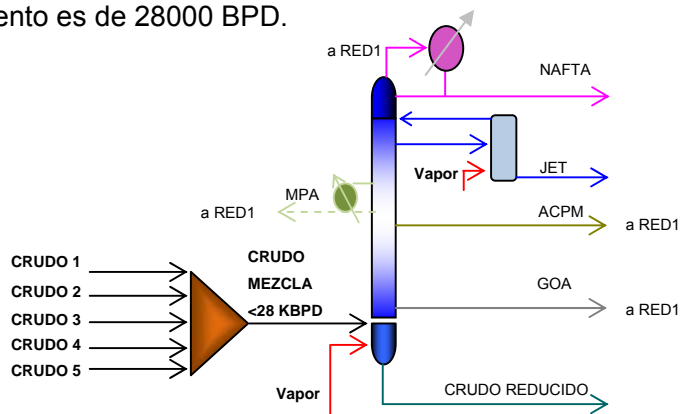
La Figura 2 presenta un diagrama simplificado de la torre TDA1. Torre de 30 platos con 3 torres despojadoras de los productos Jet, ACPM y GOA, tiene 3 pumparounds: cima (UPA), medio (MPA) e inferior (LPA) quienes seden su energía al crudo a través de la integración energética. Su capacidad de procesamiento es de 55000 barriles/día (BPD).



**Figura 2.** Diagrama de la Torre Atmosférica 1 (TDA1)

### 2.1.2. Torre de Destilación Atmosférica 2 (TDA2)

La Figura 3 presenta un diagrama simplificado de la torre TDA2. Torre de 25 platos, con una torre despojadora de Jet, 1 pumparounds en la zona de ACPM (MPA). Su capacidad de procesamiento es de 28000 BPD.



**Figura 3.** Diagrama de la Torre Atmosférica 2 (TDA2)

### 2.1.3. Torre de Destilación al Vacío 1 (TDV1)

Cuenta con 2 pumparounds: UPA y MPA, recibe vapor de despojo por el fondo y carga todo el CRED de la TDA2.

### 2.1.4. Red 1 de Pre calentamiento de Crudo (RED 1) y Hornos Atmosféricos (HA1-2)

La RED 1 está formada por 17 intercambiadores de calor de tubo y coraza con múltiples carcasas en paralelo que calientan el crudo que entra a la UDC1 e intercambian calor con

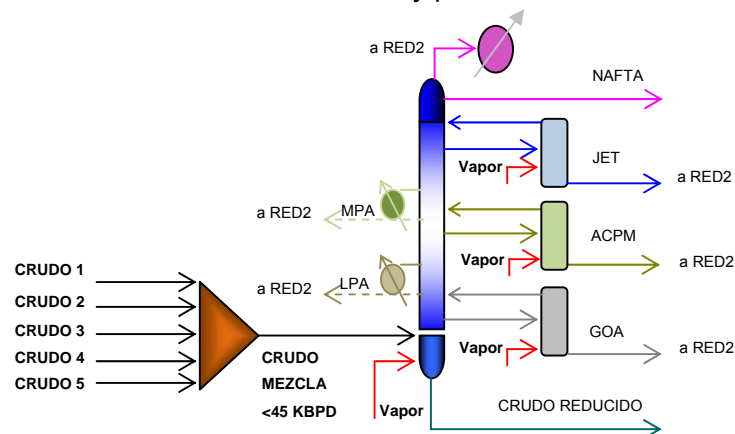
los productos Jet, ACPM y GOA de TDA1, ACPM y GOA de TDA2, con los pumparounds UPA, MPA y LPA de TDA1 y MPA de TDA2, los productos de vacío (gasóleo pesado y asfalto) y el MPA de la TDV1; una corriente de asfalto externa a la unidad proveniente de UDC2 (sección 2.2) intercambia calor con esta red. Debido a que existen 2 torres atmosféricas, existen 2 hornos atmosféricos HA1 y HA2 que vaporizan el crudo que llega a TDA1 y TDA2, respectivamente.

## 2.2. UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDO 2 (UDC2)

Está formada por 1 torre atmosférica (TDA3), 1 horno atmosférico (HA3), 1 torre de vacío (TDV2) y una red de intercambiadores que precalientan crudo (RED 2).

### 2.2.1. Torre de Destilación Atmosférica 3 (TDA3)

Torre de 32 platos, con 3 torres despojadoras de los productos Jet, ACPM y Gasóleo atmosférico, con 2 pumparounds: MPA y LPA quienes seden su energía a la corriente de crudo que llega a la unidad a través de la integración energética (Figura 4). Su capacidad máxima de procesamiento es de 45000 BPD y poseen 2 condensadores en la cima.



**Figura 4.** Diagrama de Torre Atmosférica 3 (TDA3)

### 2.2.2. Torre de Destilación al Vacío 2 (TDV2).

Cuenta con 2 pumparounds (cima -UPA y medio -MPA), recibe vapor de despojo por el fondo y recibe toda la corriente de salida por el fondo de la TDA3.

### 2.2.3. Red 2 de Precalentamiento de Crudo (RED 2) y Horno Atmosférico (HA3).

Está formada por 10 intercambiadores de tubo y coraza con múltiples carcazas en paralelo que calientan el crudo que entra a la UDC2 y que intercambian calor con los productos (Jet, ACPM y GOA) y los pumparounds (MPA y LPA) de TDA3 y los productos de TDV3 (gasóleo liviano, gasóleo pesado y asfalto). El asfalto de esta unidad va a precalentar la RED 1. Después de la RED2 está el horno HA3 quien calienta y vaporiza el crudo que llega a TDA3 mediante la combustión de gas.

### 2.3. CASO ACTUAL: CARGA Y RENDIMIENTOS DEL SISTEMA DE UDCs

Actualmente a la refinería llega un conjunto de crudos que se mezclan para formar la carga de las 2 UDCs estudiadas en este proyecto. En las Tablas 1, 2 y 3 se registra un caso de operación típico de la refinería, donde la carga de crudo está conformada por la mezcla de 10 crudos en la proporción mostrada por la Tabla 1; esta carga se preparó con tan el 19.4% de crudo extra-pesado (CRUDO G) y lo restante con crudos pesados (gravedad API<30). Por la logística de carga de Barrancabermeja, el crudo preparado de este escenario se procesó en UDC1 y UDC2. En la Tabla 2 se registra la cantidad de crudo procesado en cada torre atmosférica del sistema y en la Tabla 3 están los rendimientos obtenidos, donde se observa la producción de CRED típica para esta carga.

**Tabla 1.** Composición Actual de la Carga del Sistema de UDCs.

<b>CRUDO</b>	<b>GRAVEDAD API</b>	<b>AZUFRE (%peso)</b>	<b>COMPOSICIÓN (% vol)</b>
Crudo A	24.7	0.99	1.6
Crudo B	27.0	0.97	1.2
Crudo C	23.0	1.27	1.2
Crudo D	24.3	0.94	5.0
Crudo E	21.8	0.96	3.1
Crudo F	32.4	0.45	2.3
Crudo G	12.4	1.51	19.4
Crudo H	29.4	0.52	32.2
Crudo I	24.2	1.04	28.8
Crudo J	19.5	1.24	5.2

**Tabla 2.** Flujo de Crudo procesado actualmente en el Sistema de UDCs.

CARGA	UDC1 (BPD)		UDC2 (BPD)
	TDA1	TDA2	TDA3
CRUDO	52176	25577	37666

**Tabla 3.** Rendimientos actuales de Productos Atmosféricos del Sistema de UDCs.

PRODUCTOS	UDC1 (%vol)		UDC2 (%vol)
	TDA1	TDA2	TDA3
Nafta	12.1	14.3	8.1
Jet	9.5	12.8	13.0
Diesel	19.5	22.4	22.5
GOA	3.0	3.4	1.6
CRED	55.8	47.1	53.9

#### 2.4. CARGA DE CRUDO A OPTIMIZAR

Como se mencionó, hoy en día la carga a las 2 UDCs es la mezcla de varios crudos pesados. En este trabajo de maestría se planteó el problema de optimizar estas unidades con las cargas proyectadas por ECOPETROL para el año 2015 que contemplan una alta proporción de crudos extra-pesados. Procesar estos crudos implica un reto para esta refinería y es necesario estudiar desde ahora los cambios en las condiciones de operación y de infraestructura inevitables para procesar este tipo de crudos. En este trabajo se explora cuál es la capacidad de estas unidades sin realizar cambios de infraestructura.

La composición de la carga a evaluar en el modelo de optimización está conformada por 5 crudos (4 extra-pesados y 1 diluyente –CRUDO1) y sus propiedades se muestran en la Tabla 4. La composición de la mezcla de crudos se controla limitando algunas propiedades de la corriente a cargar como NN, Gravedad API y Azufre como se describirá en la sección 3.5.

Se aclara que debido a las notables diferencias en las propiedades de los crudos componentes de la carga de la situación vigente de las plantas (Tabla 1) y de los crudos usados en el modelo propuesto (Tabla 4), no se realizaron comparaciones ya que no existe ningún caso donde la refinería haya usado estos crudos extra-pesados en su dieta.

**Tabla 4.** Caracterización de los Crudos de la Dieta de las UDCs.

<b>PROPIEDAD</b>	<b>CRUDO 1</b>	<b>CRUDO 2</b>	<b>CRUDO 3</b>	<b>CRUDO 4*</b>	<b>CRUDO 5</b>
ASTM-D86 10% (°F)	297.4	611.8	563.6	575.9	476.6
ASTM-D86 30% (°F)	552.6	849.4	736.2	771.3	750.0
ASTM-D86 50% (°F)	760.8	1105.0	880.0	910.0	931.6
ASTM-D86 70% (°F)	955.4	1307.9	1097.8	1176.4	1251.5
ASTM-D86 90% (°F)	1214.7	1483.0	1338.4	1421.1	1463.6
GRAVEDAD API	34.6	8.09	13.16	12.40	13.59
AZUFRE (%Peso)	0.59	3.29	1.27	1.51	2.27
CCR (%Peso)	5.95	18.71	12.73	8.97	16.09
NIQUEL (ppm Peso)	42.40	139.07	26.74	59.95	86.35
VANADIO (ppm Peso)	55.13	533.66	131.55	71.64	352.40
NN (mgKOH/g)	0.901	0.892	0.361	4.669	0.330

\* Crudo G de la Tabla 1

FUENTE: Assay Tipo IV realizados en el Instituto Colombiano del Petróleo (ICP) de ECOPETROL S.A.

### **3. METODOLOGÍA**

El modelo de optimización se desarrolló a través de fases que incluyen la definición de su objetivo, la construcción del modelo de proceso, la formulación del modelo de optimización (función objetivo y restricciones), la implementación de las ecuaciones en GAMS y la generación de resultados.

#### **3.1. IDENTIFICACIÓN DEL OBJETIVO DE LA OPTIMIZACIÓN**

El objetivo del modelo de optimización fue maximizar utilidad de un sistema de UDCs conformado por 2 UDCs que contienen 3 TDAs, considerando los mezcladores de la carga, las torres de destilación representadas con modelos de proceso semi-rigurosos (metamodelos), los mezcladores de productos, los hornos, las ventanas de operación y de integridad de los equipos, la calidad de los productos y la integración energética como restricción de planta. El modelo calcula las condiciones de operación de las secciones atmosféricas, la composición de la carga y del blending de productos. En la Figura 5 se muestra la topología general del problema y en el Anexo 1 está la nomenclatura del modelo.

#### **3.2. CONSTRUCCIÓN DE MODELOS RIGUROSOS**

Para cada UDC se construyó su modelo riguroso en el simulador comercial PRO/II ® versión 8.0, configurando todos los equipos principales de las unidades como torres atmosféricas, de vacío y el tren de precalentamiento de crudo. Como paquete termodinámico para el caso de simulación en las secciones atmosféricas se definió la ecuación de estado de GRAYSON STREED (GS); en la sección de vacío se utilizó BRAUN K10 (BK10) modificando el cálculo de entalpía de líquido y vapor con la ecuación de LEE-KESLER. En ambos paquetes termodinámicos se trabajó con el sistema de cálculo de propiedades de transporte según las correlaciones del Petróleo (opción PETRO). Por existir varios crudos que forman la mezcla a cargar a las UDCs, dentro del flowsheet se definieron varios conjuntos de corte que crearon los pseudocomponentes para representar las corrientes de crudo. Para caracterizar la carga se usó la curva TBP, curvas de gravedad API, contenido de Azufre, Número de Neutralización (NN), Carbón

Conradson (CCR) y se incluyeron además como Lightends los componentes de la base de datos de SIMSCI C1, C2, C3, iC4, nC4, iC5, nC5, HEXANO y adicionalmente H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>, CO, N<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>. Como opciones de caracterización se tomaron las Conversiones de la Curva de Destilación del API 1987 con el método numérico de ajuste de Trazador Cúbico.

Los modelos en PRO/II se sintonizaron con información de corridas industriales de cada una de las plantas como balances de masa, condiciones operacionales, caracterización de carga y productos.

### **3.3. CONSTRUCCIÓN DE METAMODELOS**

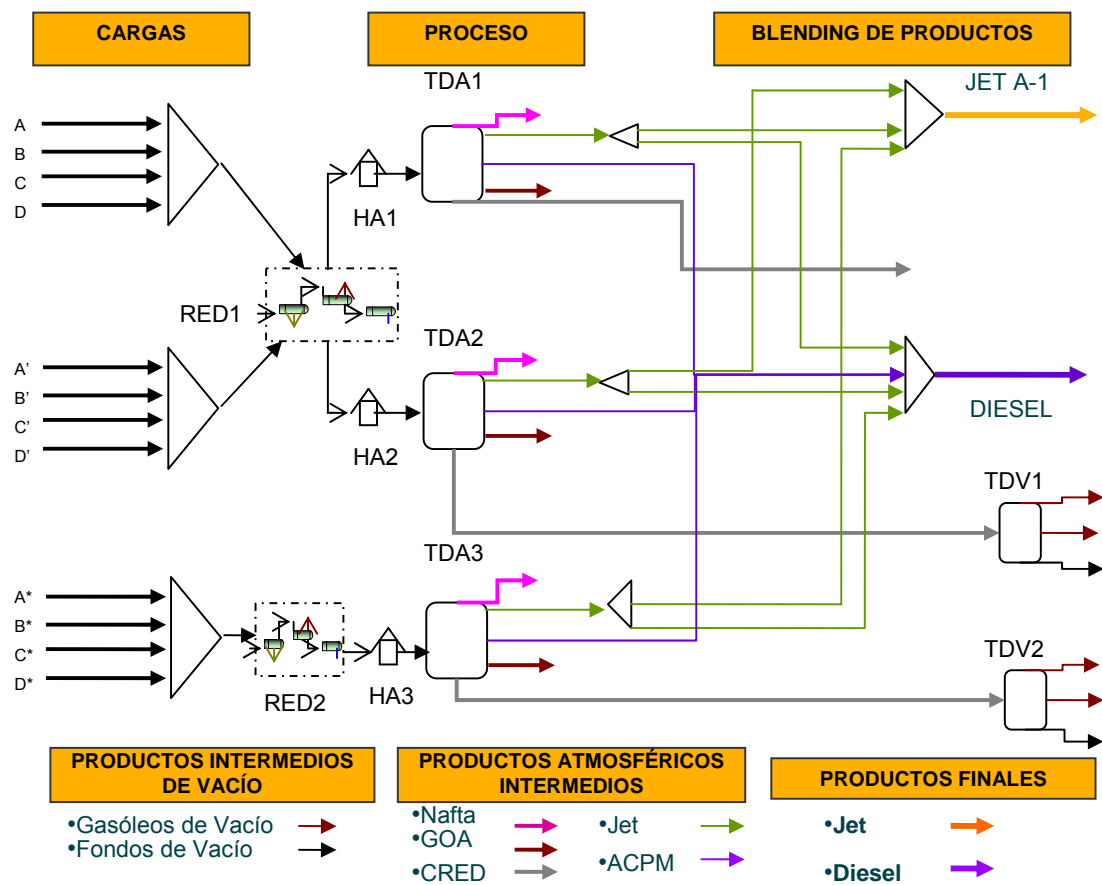
En el modelo de optimización propuesto, se representó el funcionamiento de las TDAs de cada UDC a través de Metamodelos. A continuación se describen las etapas de la metodología usada en la construcción de metamodelos.

#### **3.3.1. Identificación del Objetivo del Metamodelo**

El objetivo de los Metamodelos fue predecir el comportamiento de las TDAs en función de la dieta de la carga (flujo de cada uno de los crudos disponibles), las condiciones de operación y el punto final de ebullición (PFE) del Jet y del ACPM dentro de las ventanas de operación de cada variable de entrada.

#### **3.3.2. Identificación de las Variables de Entrada**

En esta etapa se indagó sobre la operación de las 3 TDAs en las plantas industriales y se revisó que el modelo de simulación de PRO/II las tuviera como manipulables. El conjunto de variables de entrada se consigna en la Tabla 5 y quedó conformado por los flujos de los crudos componentes de la carga (F\_Crudo1, F\_Crudo2, F\_Crudo3, F\_Crudo4 y F\_Crudo5), las variables de operación (temperaturas, presiones, flujos de vapor, entre otras) y una variable de control de calidad de los productos Jet y ACPM (PFE de ASTM D-86). En la Tabla 5 se incluyó el flujo total a cada TDA (F\_Total) por ser una variable de restricción en la optimización, sin embargo no se considera como variable de entrada ya que es dependiente de la suma de los flujos de los crudos de la dieta.



**Figura 5.** Topología General del Problema de Optimización

La temperatura de retorno de UPA ( $T_{UPAAtm1}$ ), la temperatura de retorno LPA ( $T_{LPAAtm1}$ ), el vapor de la despojadora de ACPM ( $F_{VaporT1B}$ ) y el vapor de la despojadora de GOA ( $F_{VaporT1C}$ ) no se constituyeron en variables de TDA2 ya que no pertenecen a su diseño (Sección 2.2.1.2.). Las variables de entrada de TDA3 carecen de la variable  $T_{UPAAtm1}$  pero contienen la presión de un segundo condensador ( $P_{Conden2}$ ) por el diseño de su sistema de cima.

### 3.3.3. Especificación del Dominio de Aplicabilidad

La región de experimentación usada para crear los metamodelos fue limitada por las ventanas de operación de los equipos pertenecientes a cada UDC (Ver Tabla 5), es decir se restringió por el diseño de torres, tuberías, bombas e intercambiadores con incidencia en las variables de entrada. Por ejemplo, el flujo total de crudo a TDA1 ( $F_T(1)$ ) tomó

valores entre 35000 y 55000 barriles por día (BPD) por la capacidad de la bomba de alimentación. Además de limitar las variables de entrada, se restringieron los flujos de productos de acuerdo con la capacidad de las bombas e históricos de estas variables de salida.

#### **3.3.4. Identificación de las Variables de Salida**

Las variables de salida fueron: flujo másico de productos y sus propiedades (gravedad API y curva de destilación ASTM D-86 formada por las temperaturas de 10, 30, 50, 70 y 90%), la temperatura y el Cp de los productos y de los PA, así como de corrientes de cima de las torres que van a los intercambiadores; los dutys de los PA y de los hornos también contaron con sus metamodelos. Las temperaturas, el Cp y los dutys de los pumparounds se incluyeron ya que el modelo de optimización incluye la integración energética del tren de precalentamiento de crudo con las salidas de las TDAs y TDVs.

En total, para las 9 corriente de TDA1, las 7 de TDA2 y las 8 de TDA3 conformadas por productos, PA y corrientes de cima se calcularon 9 variables básicas de salida; para los 3 PAs de TDA1, 1 PA de TDA2 y los 2 PAs de TDA3 se calculó 1 valor de duty, así como 1 duty para cada horno atmosférico. El total de variables básicas de salida fue de 180, donde 171 pertenecen a las corrientes, 6 a los duty de PA y 3 a los duty de hornos.

El conjunto de variables mencionado para los productos se consideró el básico, ya que a partir de la gravedad API y la Curva ASTM D-86 se pueden calcular otras propiedades como contenido de azufre, punto de chispa, nitrógeno, etc. a través de correlaciones <sup>[20]</sup>. En este estudio, se crearon metamodelos de algunas variables de calidad adicionales como el contenido de Azufre y de Carbón Conradson (CCR); el contenido de azufre se calculó para Jet, ACPM y GOA, mientras que el CCR para el GOA y el CRED. Con estas nuevas variables, las corrientes de Jet y ACPM tienen 10 variables de salida y las corrientes de GOA tienen 11 variables de salida. Finalmente, se construyeron 195 Metamodelos, de los cuales 186 representan a las corrientes de salida de las torres.

**Tabla 5.** Variables de Entrada en los Metamodelos de TDA1, TDA2 y TDA3

VARIABLE*		DESCRIPCIÓN	UNIDAD	TDA1		TDA2		TDA3	
				MIN	MAX	MIN	MAX	MIN	MAX
x <sub>1</sub>	F_Crudo1 (1/2/3)	Flujo Volumétrico de Crudo Diluyente en carga	BPD	1638	45638	744	25304	1058	38957
x <sub>2</sub>	F_Crudo2 (1/2/3)	Flujo Volumétrico de Crudo 2 en carga	BPD	800	2281	600	1158	700	1847
x <sub>3</sub>	F_Crudo3 (1/2/3)	Flujo Volumétrico de Crudo 3 en carga	BPD	3000	10678	1500	5377	2000	8661
x <sub>4</sub>	F_Crudo4 (1/2/3)	Flujo Volumétrico de Crudo 1 en carga	BPD	3000	9786	1500	4939	2000	7990
x <sub>5</sub>	F_Crudo5 (1/2/3)	Flujo Volumétrico de Crudo 4 en carga	BPD	6500	31757	4800	16181	5300	26143
x <sub>6</sub>	F_Total (1/2/3)	Flujo Volumétrico de Crudo Total a Torre	BPD	35000	55000	18000	28000	30000	45000
x <sub>7</sub>	T_PrecalT (1/2/3)	Temperatura del crudo antes del Horno	°F	430	500	380	500	320	600
x <sub>8</sub>	T_HornoAtm (1/2/3)	Temperatura del crudo a la Salida del Horno	°F	660	710	670	730	660	720
x <sub>9</sub>	T_CimaAtm (1/2/3)	Temperatura de la corriente de Cima de la Torre	°F	270	320	265	303	250	350
x <sub>10</sub>	P_CimaAtm (1/2/3)	Presión de Cima de la Torre	Psig	13	20	15	20	8	14
x <sub>11</sub>	F_MPAAtm (1/2/3)	Flujo Volumétrico de Reflujo Medio	BPD	10556	17593	7000	9500	12000	16000
x <sub>12</sub>	F_LPAAtm(1/2/3)	Flujo Volumétrico de Reflujo Inferior	BPD	10200	18000	5500	8000	5000	18000
x <sub>13</sub>	T_UPAAtm (1)	Temperatura de Retorno del Reflujo Cima	°F	75	135	-	-	-	-
x <sub>14</sub>	T_MPAAtm (1/2/3)	Temperatura de Retorno del Reflujo Medio	°F	260	330	290	320	250	350
x <sub>15</sub>	T_LPAAtm (1/3)	Temperatura de Retorno de Reflujo Inferior	°F	460	500	-	-	400	560
x <sub>16</sub>	T_Conden (1/3)	Temperatura del Condensador	°F	70	115	70	120	90	170
x <sub>17</sub>	P_Conden (1/2/3)	Presión del Condensador	Puig	9	18	9	16	8	16
x <sub>18</sub>	F_VaporAtm (1/2/3)	Flujo de Vapor de Despojo a Torre	Lb/day	72000	192000	72000	134400	26000	70000
x <sub>19</sub>	F_VaporT1A (/2/3)	Flujo de Vapor a Despojadora de JET (T-A)	BPD	16800	36000	14400	33600	500	45000
x <sub>20</sub>	F_VaporT1B (1/3)	Flujo de Vapor a Despojadora de ACPM (T-B)	BPD	16800	36000	-	-	200	40000
x <sub>21</sub>	F_VaporT1C (1/3)	Flujo de Vapor a Despojadora de GOA (T-C)	BPD	9600	24000	-	-	10	35000
x <sub>22</sub>	T_PFEJet (1/2/3)	PFE ASTM D-86 del JET	°F	490	560	490	560	490	560
x <sub>23</sub>	T_PFEACPM (1/2/3)	PFE ASTM D-86 del ACPM	°F	680	740	680	740	680	740
x <sub>24</sub>	P_Conden2 (3)	Presión del Condensador 2	Psig	-	-	-	-	8	16

\* Los números en paréntesis al final del nombre de las variables indican cual torre tiene activa dicha variable de entrada. Ejemplo: T\_CimaAtm (1/2/3) significa que la temperatura de Cima es variable de entrada para TDA1, TDA2 y TDA3.

### 3.3.5. DoE

Para obtener una buena representación del espacio muestral de las variables de entrada y tener Metamodelos con alta precisión, en la creación de estos se usó el muestreo con LHS y un número total de puntos de muestreo de  $N=5000$ . En este trabajo se compararon los resultados de Metamodelos con LHS y con el muestreo MBLHD.

### 3.3.6. Generación de la Data con los Modelos en PRO/II

Para cada TDA se generaron 5000 puntos con el LHS que se simularon en PRO/II. Debido a la naturaleza aleatoria de LHS y a la complejidad del proceso de destilación, no se consigue el 100% de convergencia de las corridas muestreadas, y por tanto para construir los Metamodelos solo se usaron aquellas convergentes.

### 3.3.7. Tipo y forma del metamodelo

La forma del metamodelo utilizada para representar las variables de salida de TDA fue dada por la Ecuación (3). Donde,  $\hat{y}(X)$  es el vector de variables de salida (flujos, temperaturas, propiedades, etc.),  $X$  es el vector de variables independientes normalizado  $\hat{x}_i$  (flujo de cada crudo dentro de la mezcla a cargar, condiciones de operación y propiedades de calidad) donde,  $i=1,\dots,22$  para TDA1,  $i=1,\dots,18$  para TDA2 y  $i=1,\dots,22$  para TDA3. Cada variable de salida posee un metamodelo con parámetros característicos de acuerdo a su comportamiento respecto a las variables de entrada, construyéndose 89, 69 y 79 metamodelos parra la TDA1, TDA2 y TDA3 respectivamente.

### 3.3.8. Ajuste del Metamodelo

Con la matriz de resultados de la experimentación en PRO/II se estimaron los parámetros de cada metamodelo usando regresión por pasos multivariada. Para la TDA1 y la TDA3 se estimaron 299 parámetros para cada variable de salida y para la TDA2 se estimaron 190 parámetros, obteniéndose un total de 63342 parámetros para el sistema de UDCs. En

la regresión, las variables de entrada se normalizaron entre -1 y 1, pero los resultados de los Metamodelos ( $\hat{y}(X)$ ) calculados con la Ecuación (3) están en la magnitud real de cada variable.

### 3.3.9. Validez del Metamodelo

Inicialmente, los metamodelos se probaron con los puntos de construcción, se realizaron las pruebas de detección de puntos atípicos, se depuraron y finalmente se evaluaron con un conjunto de experimentos diferente al utilizado en la construcción llamado conjunto de validación. El conjunto de validación se creó con 1000 puntos muestreados con LHS y en la evaluación de los Metamodelos se usaron solo los puntos que convergieron en PRO/II. Como medida de la capacidad de predicción del metamodelo se usó el coeficiente de correlación  $R^2_{\text{Predicción}}$  [14].

## 3.4. MODELADO DE LAS REDES INTEGRADAS DE INTERCAMBIADORES

Las redes de intercambiadores de calor que realizan el precalentamiento de crudo en las UDCs se modelaron a través de balances de energía en el lado caliente (Ecuación 11), en el lado frío (Ecuación 12) y con la ecuación de diseño (Ecuación 13).

$$Q_{hx,u} = F_{h,hx,u} \overline{Cp_{h,hx,u}} (T_{h\_in,hx,u} - T_{h\_out,hx,u}) \quad (11)$$

$$Q_{hx,u} = F_{c,hx,u} \overline{Cp_{c,hx,u}} (T_{c\_out,hx,u} - T_{c\_in,hx,u}) \quad (12)$$

$$Q_{hxu} = UA \frac{(T_{h\_in,hxu} - T_{c\_outhxu}) - (T_{h\_outhxu} - T_{c\_in,hxu})}{\ln \left( \frac{T_{h\_in,hxu} - T_{c\_outhxu}}{T_{h\_outhxu} - T_{c\_in,hxu}} \right)} \quad (13)$$

$Q_{hx,u}$  es el duty del intercambiador  $hx$  que pertenece al conjunto de intercambiadores  $HX$  correspondiente a la UDC  $u$  que pertenece al conjunto  $U$  (UDC1 y UDC2), donde,  $F_{h,hx,u}$  es el flujo másico del fluido caliente ( $h$ ) que entra al intercambiador  $hx$  de la unidad  $u$ .  $T_{h\_in,hx,u}$  es la temperatura de entrada ( $in$ ) del fluido caliente ( $h$ ) que entra al intercambiador  $hx$  de

la unidad  $u$ .  $T_{h\_out,hx,u}$  es la temperatura de salida (*out*) del fluido caliente ( $h$ ) que entra al intercambiador  $hx$  de la unidad  $u$ . La misma nomenclatura se aplica para el fluido frío ( $c$ ).

Los valores de  $\overline{Cp}$  para el fluido caliente y el fluido frío (Ecuación 14) se determinaron mediante correlaciones del API TECHNICAL DATA BOOK 2005 en función de la temperatura promedio de entrada al intercambiador de la corriente fría y caliente  $\overline{T}_{hc\_in,hx,u}$  y las constantes  $A_1$ ,  $A_2$  y  $A_3$  que son funciones de las propiedades de la corriente (temperaturas del 10%, 30%, 50%, 70% y 90% de la Curva ASTM D-86, Factor de Watson y Gravedad Específica) <sup>[1]</sup>.

$$\overline{Cp}_{h,hx,u} = A_{h1} + A_{h2} \overline{T}_{hc\_in,hx,u} + A_{h3} \overline{T}_{hc\_in,hx,u}^2 \quad (14)$$

En la configuración de las redes se tuvo en cuenta el camino de flujo de cada fluido a través de todo el conjunto de intercambiadores de las plantas reales.

### 3.5. RESTRICCIONES DE PLANTA: OPERACIONALES Y DE CALIDAD

Dentro de una planta industrial existen diferentes restricciones operacionales que garantizan la integridad de los equipos en el cumplimiento del proceso. Las restricciones de planta que se incluyeron en el modelo de optimización se enfocaron en dos elementos: los equipos y las corrientes.

Para los equipos las restricciones que se incluyeron fueron:

- Flujo: por capacidad de bombas.
- Temperatura: para garantizar la integridad de los intercambiadores. Se contemplaron límites en la temperatura de entrada del fluido caliente y la temperatura de salida del fluido frío. Se usó un factor de seguridad de 1.1 sobre el valor de estas temperaturas de las hojas de especificaciones de los intercambiadores. Los límites operacionales máximos de las temperaturas de los intercambiadores se encuentra en el Anexo 2.

- Duty: para garantizar la integridad de los hornos atmosféricos se usó un factor de seguridad de 1.15 sobre el valor del duty de las hojas de especificaciones de los hornos.

Para las corrientes se fijaron restricciones para la carga y para los productos finales:

- Calidad: para asegurar productos finales dentro de especificaciones. Las propiedades limitadas fueron la gravedad API, el contenido de Azufre (% peso) y el PFE (°F). Con el fin de asegurar que el PFE de los productos finales Jet-1A y Diesel estuvieran dentro de las especificaciones de la Tabla 6, se restringieron los PFE de las corrientes intermedias de Jet y ACPM a ser menores de 560 y 740°F respectivamente.
- Integridad: como garantía para evitar problemas de corrosión derivados de la acidez del crudo y problemas aguas abajo en las unidades que reciben productos de la destilación, se incluyeron límites en el NN, Gravedad API y Azufre para el crudo.

**Tabla 6.** Restricciones de Planta para Propiedades de la Carga y Productos Finales.

CORRIENTE	UDC	NN (mgKOH/g)	API	PFE (°F)	AZUFRE (%peso)
CRUDO	UDC1	<2.0	>20	-	1.4
	UDC 2	<2.5	>20	-	1.4
JET-1A	UDC1-UDC2	-	>37	<570	<0.3
DIESEL	UDC1- UDC2	-	>27.5	<734	<0.4

### 3.6. FORMULACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO DE OPTIMIZACIÓN

El modelo de optimización maximiza utilidad del sistema de UDCs descrito en el capítulo 2, sujeto a modelos de proceso semi-rigurosos (metamodelos), restricciones de planta como especificaciones de producto, límites de las variables de operación, límites de otros equipos y la restricción energética de los trenes de precalentamiento de crudo.

#### 3.6.1. Función Objetivo: Utilidad

La utilidad del sistema de UDCs ( $Pr$ ) es la función objetivo dentro del modelo de optimización y se define como los ingresos por venta de productos menos el costo de la materia prima menos los costos de operación (Ecuación 14).

$$Pr = \underbrace{\sum_{fp \in FP} C_{fp} F_{fp}^{vol}}_{\text{Ingreso por venta de PRODUCTOS}} + \underbrace{\sum_{t \in Ua} \sum_{\substack{s \in S \\ S \cap FP = \emptyset}} C_s F_{s,t}^{vol}}_{\text{Costo por MATERIA PRIMA}} - \underbrace{\sum_{t \in Ua} \sum_{c \in Crdo} C_c F_t^{vol}}_{\text{Costo por OPERACIÓN}} - \sum_{t \in Ua} \sum_{r \in R} C_{r,t} F_t^{vol} \quad (14)$$

S es el conjunto productos atmosféricos (Nafta, Jet, ACPM, GOA y CRED) de la torre  $t$  que pertenecen al conjunto de torres atmosférica  $Ua$  (TDA1, TDA2 y TDA3). Debido a que el modelo contempla blending de productos finales el ingreso por venta de productos se divide en dos partes, la primera relacionada con la venta de productos finales  $fp \in S$  constituidos por Jet 1-A y Diesel, y la segunda relacionada con el ingreso por producir productos intermedios de la sección atmosférica, es decir Nafta, GOA y CRED. El costo de la materia prima está definido para el crudo componente  $c$  de la mezcla que entra a cada  $t$  de  $Ua$  y que pertenecen al conjunto de crudos  $Crdo$  (Crudo 1, Crudo 2, Crudo 3, Crudo 4 y Crudo 5). El costo de operación se define sobre todos los recursos  $r$  consumidos en el proceso, definidos en el conjunto  $R$  (combustible, aire comprimido, agua potable, agua industrial, vapor y electricidad). Las constantes  $C_s$ ,  $C_c$  y  $C_{r,t}$  son los precios en US\$/barril de los productos atmosféricos (Tabla 7), de los crudos componentes de la mezcla (Tabla 8) y de los recursos agotados en el proceso (Tabla 9), respectivamente.

**Tabla 7.** Precios de Productos Atmosféricos (US\$/bbl Producto)

CORRIENTE	PRECIO
NAFTA	94
JET	110
DIESEL	103
GOA	77
CRED	70

**Tabla 8.** Costos de Materia Prima (US\$/bbl Crudo)

CORRIENTE	COSTO
Crudo1	83
Crudo2	59
Crudo3	73
Crudo4	70
Crudo5	73

$F_{s,t}^{vol}$ ,  $y$ ,  $F_t^{vol}$  de la Ecuación (14) son los flujos volumétricos (BPD) del producto atmosférico  $s$  que se produce en  $t$  y el flujo total de la carga a la torre  $t$ , respectivamente.

**Tabla 9.** Costos de Operación de Unidades de Destilación de Crudo (US\$/bbl Carga)

RECURSO	COSTO	
	UDC1	UDC2
Combustible	0.079	0.038
Aire comprimido	0.003	0.003
Agua Potable	0.001	0.001
Agua Industrial	0.011	0.006
Vapor	0.015	0.034
Electricidad	0.015	0.022
Agua de Caldera	0.000	0.04

### 3.6.2. Restricciones del Modelo

La función objetivo de la Ecuación (14) se encuentra sujeta a los balances de masa sobre cada una de las torres (Ecuación 15), a los límites máximo y mínimo del flujo total de crudo alimentado a las torres (Ecuación 16), a los límites de las variables de optimización de operación y de calidad (Ecuaciones 17 y 18), a las restricciones de flujo de productos y pumparounds por capacidad de bombas (Ecuaciones 19 y 20), a los límites máximos de operación de los duty de los hornos atmosféricos (Ecuación 21), a los límites máximos de temperatura del fluido caliente entrando a los intercambiadores (Ecuación 22) y del fluido frío saliendo (Ecuación 23), al conjunto de ecuaciones que representan las redes de intercambiadores (Ecuaciones 11-14) y por su puesto al modelo de cada TDA a través de sus variables de respuesta calculadas con metamodelos.

$$F_t = \sum_{s \in S} F_{s,t} \quad (15)$$

$$F_t^L \leq F_t \leq F_t^U \quad (16)$$

$$Vop_t^L \leq Vop_t \leq Vop_t^U \quad (17)$$

$$Vq_{ps}^L \leq Vq_{ps} \leq Vq_{ps}^U \quad (18)$$

$$F_{s,t}^L \leq F_{s,t} \leq F_{s,t}^U \quad (19)$$

$$F_{pa,t}^L \leq F_{pa,t} \leq F_{pa,t}^U \quad (20)$$

$$Q_{f,t}^L \leq Q_{f,t} \leq Q_{f,t}^U \quad (21)$$

$$T_{h\_in,hx,u} \leq T_{h\_in,hx,u}^U \quad (22)$$

$$T_{c\_out,hx,u} \leq T_{c\_out,hx,u}^U \quad (23)$$

Los superíndices  $L$  y  $U$  indican el nivel mínimo y máximo que pueden tomar las variables. Las variables de operación de la torre atmosférica  $t$  ( $Vop_t$ ) son las temperaturas a la entrada y la salida del horno atmosférico, temperatura y presión de cima de la torre, flujos de pumparounds ( $pa$ ), temperatura de retorno de los  $pa$  a la torre, temperatura y presión del condensador, flujo de vapor de despojo a la torre principal y a las despojadoras de productos. El número de  $Vop_t$  depende del diseño de la torre y por tanto para cada  $t$  ese número varía. Las variables de calidad ( $Vq_{ps}$ ) contempladas son el PFE para el Jet y ACPM. El  $Q_{f,t}$  representa el duty del horno  $f$  perteneciente a la torre atmosférica  $t$ .

El balance de masa en los mezcladores de carga a cada UDC (Ecuación 24) es otra restricción involucrada en el modelo de optimización, donde  $F_{c,t}$  es el flujo del crudo componente  $c$ , que va a la torre  $t$ , que constituirá el flujo total ( $F_t$ ) a cargar a  $t$ . El balance de masa de cada crudo  $c$ , se muestra en la Ecuación (25).

$$\sum_{c \in Crdo} F_{c,t} = F_t \quad (24)$$

$$\sum_{t \in Ua} F_{c,t} = F_c \quad (25)$$

La disponibilidad de materias primas, es decir de cada crudo  $c$  a mezclarse como carga, está definida en la Ecuación (26), así como el mínimo flujo del crudo  $c$  que debe ingresar en la mezcla del sistema de UDCs.

$$F_c^L < F_c \leq F_c^U \quad (26)$$

Con el fin de asegurar que la mezcla de crudos a cargar a cada TDA reciba un flujo mínimo diferente de cero de todos los crudos componentes  $c$  y además impedir la presencia en la receta de un valor extremo de cada crudo  $c$  en la mezcla a cargar a  $t$ , se incluyó la Ecuación (27) en el modelo de optimización.

$$0 < F_{c,t}^L < F_{c,t} \leq F_{c,t}^U \quad (27)$$

El límite mínimo y máximo de las propiedades de la corriente de crudo que entra a cada torre  $t$ , que aseguran la integridad de la infraestructura instalada de las UDCs está dada en la Ecuación (28).

$$P_{pct}^L \leq P_{pct} \leq P_{pct}^U \quad (28)$$

Donde,  $pct$  es la propiedad del crudo relacionada con integridad de los equipos, que pertenece al conjunto  $PCT$  formado por la gravedad API, el contenido de azufre y el NN.

El balance de masa en los mezcladores de productos finales de JET-1A y DIESEL (Ecuación 29) es otra restricción involucrada en el modelo de optimización, donde el subíndice  $fp$  indica el producto final perteneciente al conjunto de productos finales  $FP$  (JET-1A y DIESEL) a la salida de las UDCs.

$$\sum_{t \in Ua} \sum_{s \in S} F_{s,t,fp} = F_{fp} \quad (29)$$

$F_{s,t,fp}$  es el flujo másico del producto  $s$  (que solo puede ser Jet ,o, ACPM) de la torre  $t$  que sirve de componente del producto final  $fp$ . En esta mezcla de productos intermedios, el Jet sirve para preparar tanto JET-1A como DIESEL, mientras que el ACPM sólo es materia prima del DIESEL.

El balance de masa de los productos intermedios Jet y ACPM que salen de cada TDA ( $F_{s,t}$ ) y van a formar parte de productos finales está dado por la Ecuación (30).

$$F_{s,t} = \sum_{fp \in FP} F_{s,t,fp} \quad (30)$$

La restricción del mercado respecto a la demanda de productos finales está dada en la Ecuación (31).

$$F_{fp}^L \leq F_{fp} \leq F_{fp}^U \quad (31)$$

El límite mínimo y máximo de las propiedades  $P$ , que aseguran las especificaciones de calidad de los productos finales está dada en la Ecuación (32).

$$P_{pfp}^L \leq P_{pfp} \leq P_{pfp}^U \quad (32)$$

Donde,  $pp$  es la propiedad de calidad del producto final  $fp$  que pertenece al conjunto PFP formado por el contenido de azufre, la gravedad API y el PFE.

El modelo típico de una TDA está representado por las Ecuaciones (33) y (34).

- Flujo total de cada producto:

$$F_{s,t} = \phi_{s,t}(F_c, F_t, Vop_t, Vq_{ps}) \quad (33)$$

- Propiedad de cada producto:

$$P_{p,s,t} = \chi_{p,s,t}(F_c, F_t, Vop_t, Vq_{ps}) \quad (34)$$

La función  $\phi_{s,t}$  es el metamodelo que calcula el flujo del producto  $s$  de la torre  $t$  y tiene la estructura de la Ecuación (3). La función  $\chi_{p,s,t}$  es el metamodelo que calcula la propiedad  $ps$  del producto  $s$  de la torre  $t$  y tiene la estructura de la Ecuación (3). Dentro de las propiedades  $p$  está la gravedad API, las temperaturas de 5 puntos de la ASTM D-86 (10, 30, 50, 70, 90%) y el Cp como propiedades básicas y como adicionales se encuentran el contenido de Azufre para JET, ACPM y GOA, y el contenido de CCR para GOA y CRED.

Además de las variables de salida típicas para las torres de destilación atmosférica (Ecuaciones 33 y 34) se construyeron metamodelos para predecir la temperatura de las corrientes que salen de las torres (Ecuación 35), tanto para productos como pumparounds (subíndices alternados  $s/pa$ ), igualmente se construyeron metamodelos que calculan los duty de los pumparounds (Ecuación 36) los cuales se enlazaron con los intercambiadores de la red de precalentamiento de crudo dependiendo del diseño de cada UDC (Ecuación 37); se calcularon los Duty de los hornos atmosféricos (Ecuación 38).

$$T_{s/pa,t} = \eta_{s/pa,t}(F_c, F_t, Vop_t, Vq_{ps}) \quad (35)$$

$$Q_{pa,t} = \mu_{pa,t}(F_c, F_t, Vop_t, Vq_{ps}) \quad (36)$$

$$Q_{pa,t} = \sum_{hx \in HXpa} Q_{hx,u} \quad (37)$$

$$Q_{f,t} = \xi_{f,t}(F_c, F_t, Vop_t, Vq_{ps}) \quad (38)$$

La función  $\eta_{s/pa,t}$  es el metamodelo que calcula la temperatura de las corrientes que salen de la torre  $t$  ( $s$  si es producto y  $pa$  si es pumparound) y tiene la estructura de la Ecuación

(3). La función  $\mu_{pa,t}$  es el metamodelo que calcula el duty del pumparound  $pa$  perteneciente a la torre  $t$  y tiene la estructura de la Ecuación (3). En la Ecuación (37) la suma de los Duty se hace sobre el conjunto de intercambiadores que participan en los pumparounds  $HXpa$ . La función  $\xi_{f,t}$  es el metamodelo que calcula el duty del horno  $f$  de la torre  $t$ .

### 3.7. ELECCIÓN DEL SOLVER EN GAMS

Los modelos no lineales creados con GAMS <sup>[3]</sup> deben ser resueltos con algoritmos de Programación No Lineal (NLP, en inglés No Linear Programming). Actualmente hay tres familias de algoritmos NLP disponibles en GAMS: CONOPT, MINOS y SNOPT.

CONOPT presenta mayores ventajas respecto a los otros dos algoritmos porque:

- Maneja adecuadamente modelos con muchas restricciones no lineales.
- Tiene un método rápido para encontrar una primera solución factible que es particularmente apropiado para modelos con pocos grados de libertad.
- Tiene una etapa de pre-procesamiento en la cual las ecuaciones y variables recursivas son resueltas y removidas del sistema; esto es útil para modelos con muchas ecuaciones que pueden ser resueltas una por una.
- Resuelve satisfactoriamente modelos con un gran número de variables y ecuaciones. Ha resuelto modelos con 20000 ecuaciones y variables.

Las características mencionadas de CONOPT se acoplaron a la necesidad del modelo de optimización propuesto en esta investigación y por tanto se seleccionó como solver.

### 3.8. SELECCIÓN DE LA ESTIMACIÓN INICIAL ( $EI$ )

Las  $EI$  que satisfacen completamente o de forma cercana muchas de las restricciones reducen el trabajo que involucra encontrar la primera solución factible en GAMS. Los valores iniciales que usa CONOPT provienen de GAMS y estos valores son el cero proyectado en los límites, a menos que se defina otro punto de partida o  $EI$ . Para el modelo de optimización del sistema de UDCs se definieron  $EI$  diferentes de cero para las 62 variables de TDA1, TDA2 y TDA3 (Ver Tabla 5) del conjunto de puntos factibles en

PRO/II utilizados en la construcción de los Metamodelos. Algunos criterios de selección de las *El* fueron corridas con menor producción de CRED y/o con máximo Jet y/o máximo ACPM y/o máximo rendimiento de productos blancos (Nafta, Jet y ACPM).

### **3.9. CORRIDA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN Y EXTRACCIÓN DE RESULTADOS**

Una vez configurada la función objetivo, el conjunto de restricciones del modelo y especificado el solver en GAMS, el siguiente paso fue resolver el problema de optimización. Dentro de los resultados de la optimización se encuentran:

- Para el sistema y cada UDC: la utilidad, el ingreso por venta de productos, el costo de materia prima y los costos de operación.
- Para las Torres de Destilación Atmosférica: las variables de operación, la receta del crudo a cargar (composición volumétrica de la mezcla), el flujo volumétrico y másico total a cargar, el flujo, temperatura y propiedades de productos intermedios, de pumparounds y de corrientes de cima y la receta del blending de productos finales.
- Para cada intercambiador de los trenes de precalentamiento de crudo, las temperaturas a la entrada y salida del crudo y de los fluidos calientes, su duty y el duty de los hornos.

### **3.10. SIMULACIÓN DEL PUNTO ÓPTIMO GENERADO POR GAMS**

Los valores de las variables de optimización encontrados en las corridas de GAMS se simularon en los modelos configurados en PRO/II. El simulador sirve para validar estos resultados, pues los modelos de simulación representan el comportamiento de la planta real con un error del 2.5% para flujos y de 3% para las demás propiedades. Valores óptimos de GAMS no factibles en planta tienen como resultado en PRO/II una simulación no convergente; al darse este caso se debe buscar una nueva *El* que lleve al modelo a un punto convergente-viable, se corre nuevamente GAMS y se repite el ciclo, donde el punto simulado final en PRO/II se considera el óptimo definitivo. Lo mencionado anteriormente se considera el algoritmo para encontrar un punto óptimo factible, y en definitiva contempla  $n$  corridas de simulación en PRO/II incluyendo la primer corrida para encontrar

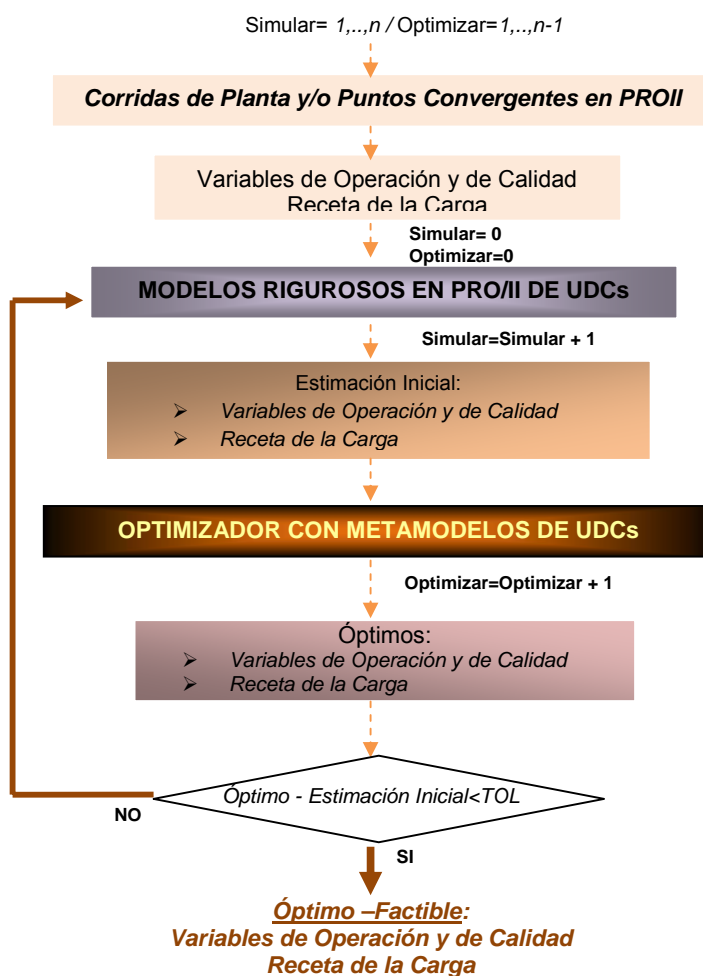
las  $EI$  del optimizador y  $n-1$  corridas de optimización en el modelo de GAMS, para generar las condiciones operacionales y la composición de la mezcla a cargar que se llamará el Punto Óptimo Factible (Figura 6). Las estimaciones iniciales pueden ser corridas de planta del sistema o puntos factibles en PRO/II pertenecientes a los conjuntos de construcción o de validación para cada una de las TDAs. Si es una corrida de planta se debe simular en PRO/II y se extraen las temperaturas de la RED de crudo, esta  $EI$  se ingresa al optimizador en GAMS, se realiza la corrida de optimización y se extraen las variables óptimas de operación, de calidad y la receta de la carga, se comparan con la  $EI$  y si la diferencia de cada variable óptima ( $V_{opt}$ ) con su estimación inicial ( $V_{EI}$ ) es menor que una tolerancia ( $TOL$ ) se considera el punto de GAMS como el óptimo factible, si esta desigualdad no se cumple, el óptimo de GAMS se simula en PRO/II y se repite el ciclo.

Simular los óptimos provenientes de GAMS es necesario ya que dichos puntos pertenecen al dominio de las variables de entrada de los Metamodelos (subconjunto continuo de los números reales) que tiene infinidad de espacios que no pueden ser explorados por ningún plan de recolección de datos y contienen puntos convergentes y no convergentes. Los óptimos de GAMS pueden ser puntos convergentes o no convergentes de aquellas zonas del dominio que se muestrearon o que quedaron sin explorar, ya que los Metamodelos aunque proceden de un conjunto de construcción discreto convergente tienen como dominio de aplicación las ventanas de operación de las variables que son intervalos infinitos de reales, que garantizado por el teorema de la densidad de los números reales, siempre tendrán zonas sin examinar de convergencia o no convergencia y ahí pueden caer dichos óptimos. En el Anexo 3 se muestra un breve análisis de ubicación de puntos óptimos en las regiones factibles en PRO/II.

### **3.11. ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL PUNTO ÓPTIMO**

Debido al carácter no lineal del problema de optimización abordado en esta investigación, el nuevo punto operacional encontrado por GAMS es un óptimo local. Las  $EI$  del sistema determinan la región de la función objetivo que explora GAMS para encontrar el óptimo y por tanto generan únicos resultados en la optimización.

Con el fin de indagar el contorno de la función objetivo, se probaron diferentes *EI*, de tal manera que al correr el problema en GAMS cada punto inicial generó una utilidad óptima particular con condiciones operacionales, receta de la carga, flujos, temperaturas y propiedades de productos, pumparounds, etc., para el sistema de UDCs. Los resultados de optimización para cada *EI* se compararon y se seleccionó el mejor punto óptimo como aquel que proporcionó la mayor utilidad del sistema.



**Figura 6.** Algoritmo para encontrar el Punto Óptimo Factible

## **4. RESULTADOS Y ANÁLISIS**

En este capítulo se registran los resultados de aplicar el modelo de optimización propuesto en esta investigación en el sistema de UDCs de la refinería de Barrancabermeja, que simultáneamente involucra las condiciones operacionales de las TDAs, la receta de la carga, el blending de productos y la integración energética como restricción de planta. Inicialmente se muestran los resultados del modelo de las UDCs, es decir los Metamodelos, y seguidamente se registran los resultados de la optimización.

### **4.1. METAMODELOS DE TORRES ATMOSFÉRICAS**

En esta investigación se probaron dos tipos de diseños de experimentos: el MBLHD y LHS, para construir metamodelos. De las pruebas realizadas se pudo concluir que los metamodelos con mayor precisión fueron los construidos con LHS, aunque se percibe un beneficio interesante en el diseño MBLHD al requerir un número menor de puntos para la construcción de metamodelos, que se traduce en un ahorro en consumo de recursos (tiempo de cómputo). En esta investigación se consideró como prioridad la precisión sobre el tiempo de cómputo y se eligió el LHS.

Los Metamodelos de TDA1, TDA2 y TDA3 se probaron en sus conjuntos de validación, los cuales están formados por las simulaciones convergentes de 1000 puntos muestreados con LHS, diferentes a los puntos de construcción. El conjunto de validación de TDA1 constó de 499 puntos, el de TDA2 de 540 y el de TDA3 de 342.

#### **4.1.1. Metamodelos usando MBLHD**

Para evaluar el muestreo MBLHD se construyeron los metamodelos de las variables de salida de la TDA1. Se probaron 3 muestreos: Muestreo 1 con 100 puntos, Muestreo 2 con 200 puntos y Muestreo 3 con 500. Los experimentos se simularon en PRO/II para obtener los conjuntos de construcción formados por el 49%, 44% y 45% de los puntos muestreados que convergieron.

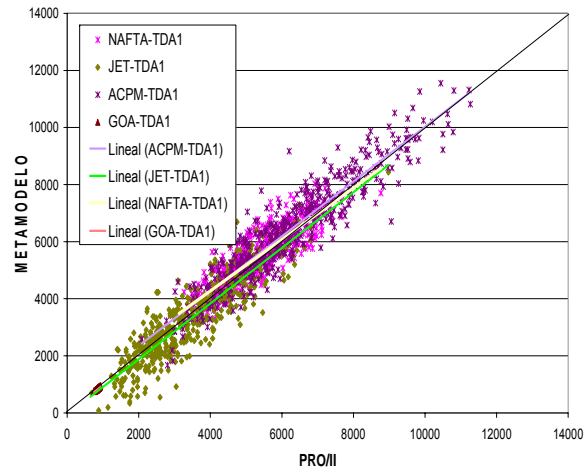
**4.1.1.1. Flujo de Productos.** En la Figura 7 se muestran los resultados de los metamodelos construidos con los Muestreos 1, 2 y 3 evaluados en el conjunto de validación y sus errores se registran en la Tabla 10, con un máximo para el Muestreo 1 de 17.3% correspondiente al Jet con una desviación estándar de 17.6%, para el Muestro 2 de 12.1% correspondiente al ACPM con una desviación estándar de 10.3% y para el Muestreo 3 de 7.1% correspondiente al Jet con una desviación de 7.3%.

**4.1.1.2. Propiedades de Productos.** En la Figura 8 se muestran los resultados de los metamodelos de Gravedad API construidos con los Muestreos 1, 2 y 3 evaluados en el conjunto de validación y sus errores se registran en la Tabla 10, con un máximo para el Muestreo 1 de 5.4% correspondiente al CRED con una desviación estándar de 4.6%, para el Muestro 2 de 1.9% correspondiente al ACPM con una desviación estándar de 1.6% y para el Muestreo 3 de 1.2% correspondiente a la Nafta con una desviación de 1.0%.

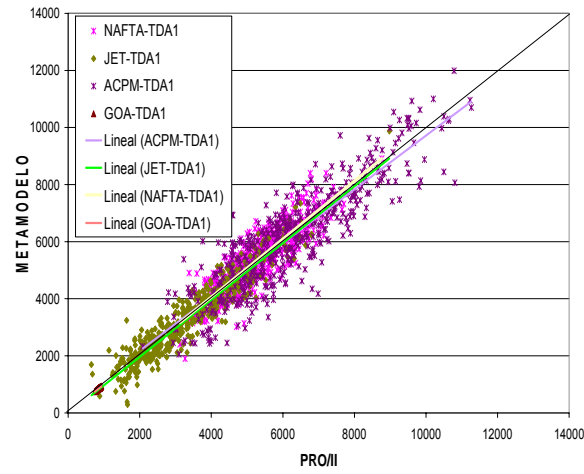
**4.1.1.3. Temperatura de Productos.** En la Figura 9 se muestran los resultados de los metamodelos construidos con los Muestreos 1, 2 y 3 evaluados en el conjunto de validación y sus errores se registran en la Tabla 10, con un máximo para el Muestreo 1 de 3.5% correspondiente al Jet con una desviación estándar de 2.6%, para el Muestro 2 de 2.8% correspondiente al Jet con una desviación estándar de 2.3% y para el Muestreo 3 de 0.8% correspondiente al Jet con una desviación de 0.7%.

#### **4.1.1. Metamodelos usando LHS**

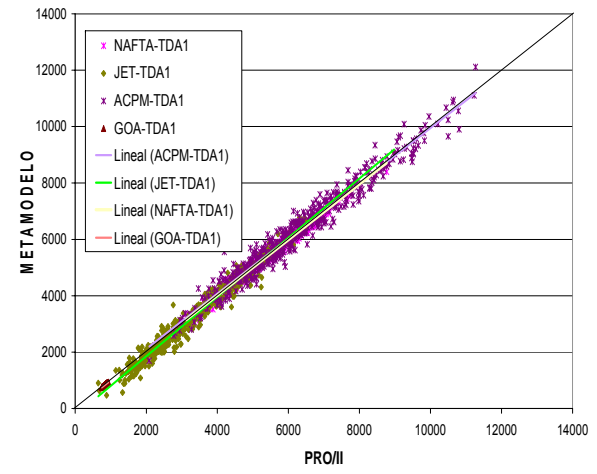
Las variables independientes o de entrada usadas en la construcción de los Metamodelos con LHS están en la Tabla 5. Con estas variables y sus ventanas de operación se crearon las corridas de simulación o puntos experimentales mediante la aplicación del LHS; estas corridas se simularon en PRO/II para cada una de las TDAs obteniéndose una convergencia de 49.9% para TDA1, de 54.0% para TDA2 y de 20% para TDA3. Estos puntos, llamados conjuntos de construcción se correlacionaron a través de regresión por pasos para obtener los parámetros de los metamodelos. La baja convergencia encontrada para TDA3 se debió a que el modelo en PRO/II tiene menos grados de libertad (por la presencia de 2 condensadores de cima) comparado con las otras torres, restringiendo su región factible.



a)



b)

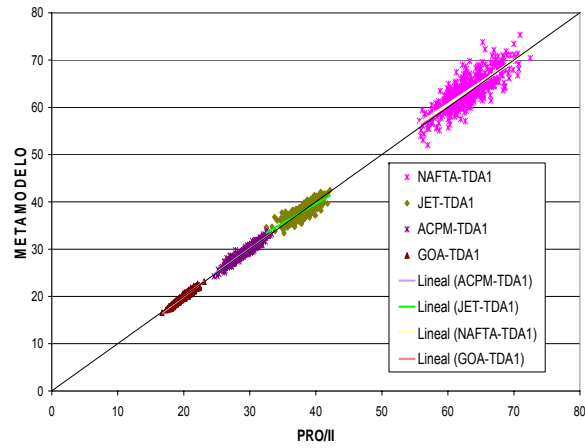


c)

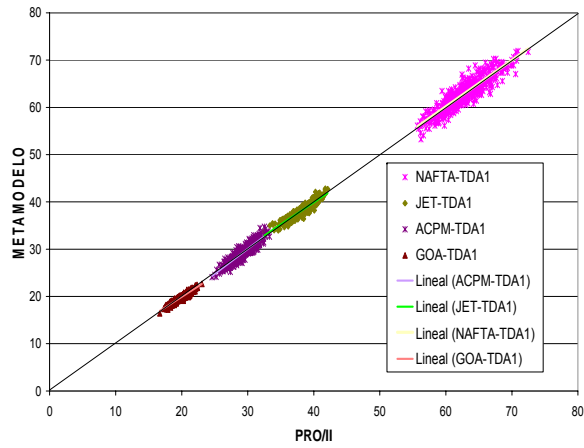
Figura 7. Metamodelos de Flujo para TDA1 con: a) Muestreo 1, b) Muestreo 2 y c) Muestreo 3 MBLHD

Tabla 10. %Error y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA3: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo

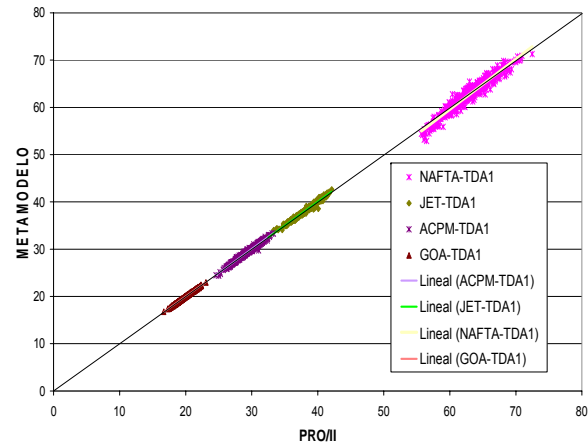
PRODUCTO	Muestreo 1						Muestreo 2						Muestreo 3					
	Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura	
	Error	desv.	Error	desv.	Error	desv.	Error	desv.	Error	desv.	Error	desv.	Error	desv.	Error	desv.	Error	desv.
NAFTA	2.7	2.1	7.8	6.5	0.0	0.0	1.8	1.4	8.5	6.8	0.0	0.0	1.2	1.0	2.2	1.8	0.0	0.0
JET	1.9	1.5	17.3	17.6	3.5	2.6	1.1	1.0	11.8	13.6	2.8	2.3	0.5	0.4	7.1	7.3	0.8	0.7
ACPM	1.2	1.0	9.3	8.1	1.5	1.1	1.9	1.6	12.1	10.3	0.7	0.6	0.6	0.5	4.4	3.7	0.4	0.4
GOA	0.9	0.7	1.0	0.8	0.2	0.1	1.2	1.0	0.4	0.3	0.2	0.1	0.2	0.2	0.2	0.2	0.1	0.0
CRED	5.4	4.6	0.6	0.5	0.02	0.02	1.1	0.9	0.6	0.6	0.02	0.01	0.5	0.6	0.2	0.1	0.01	0.01



a)

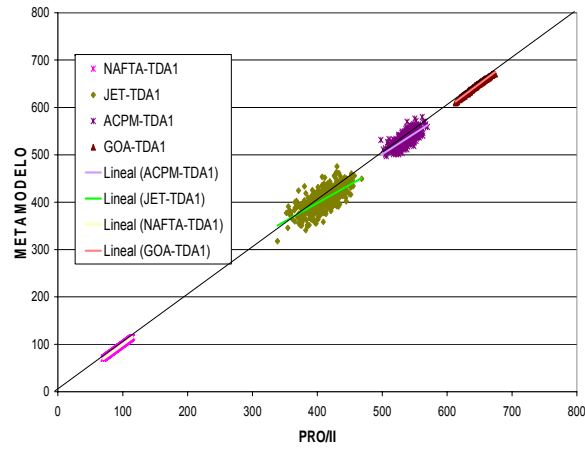


b)

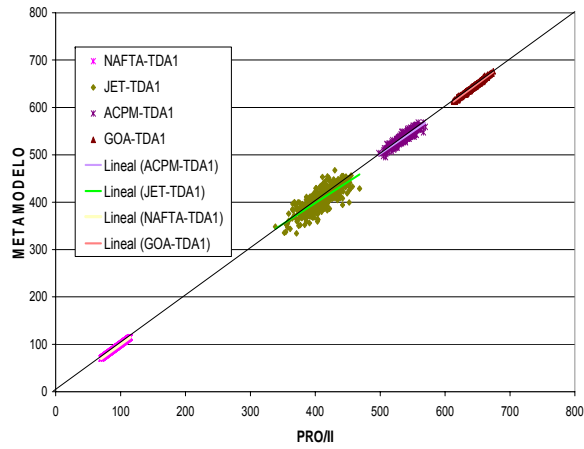


c)

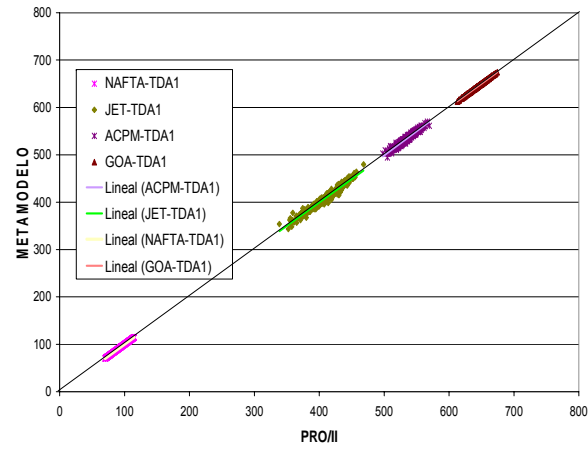
**Figura 8.** Metamodelos de Gravedad API para TDA1 con: a) Muestreo1, b) Muestreo 2 y c) Muestreo 3 MBLHD



a)



b)



c)

**Figura 9.** Metamodelos de Temperatura para TDA1 con: a) Muestreo1, b) Muestreo 2 y c) Muestreo 3 MBLHD

Al realizar el análisis de residuales se encontró un 3.5% de puntos atípicos para los Metamodelos de flujo, temperatura y propiedades de TDA1, un 9.3% de atípicos para TDA2 y un 5.1% de atípicos para TDA3. La mayoría de los puntos atípicos detectados se caracterizaron por generar producciones de Jet inferiores a 500 BPD, valores por debajo de la ventana mínima de operación de esta corriente que es de 2000 BPD para TDA1, 1646 para TDA2 y 1800 BPD; estos puntos se eliminaron y se reconstruyeron los Metamodelos. El valor más bajo de  $R^2_{\text{Predicción}}$  para los Metamodelos de las 3 torres fue de 93%, por lo que se podría esperar que el metamodelo con menos capacidad de predicción “explique” cerca del 93% de la variabilidad al predecir nuevas observaciones. Este criterio muestra una capacidad predictiva global muy satisfactoria de dichos Metamodelos.

Con el fin de mostrar la calidad de predicción de los Metamodelos respecto a PRO/II, se exhibirán resultados de flujo volumétrico en BPD, temperatura en °F y algunas propiedades de productos atmosféricos como Gravedad API y temperatura del 90% de ASTM D-86 (90% D-86) en °F para los productos Nafta, Jet, Diesel, GOA y CRED de TDA1, TDA2 y TDA3. Como comentario adicional, PRO/II tiene la posibilidad de extraer las temperaturas de los porcentajes de recobro de destilado del 1, 10, 30, 50, 70, 90, 95 y 98, por tanto el usuario puede crear el metamodelo para cada punto de la ASTM D-86 o TBP (True Boiling Point) y así caracterizar mejor los productos o cualquier corriente que necesite.

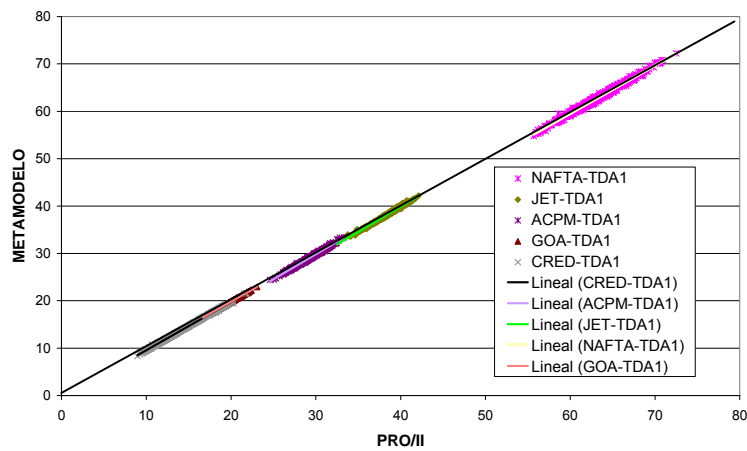
**4.1.1.1. Metamodelos de TDA1.** En la Figura 10 se muestran los resultados de la evaluación de los Metamodelos para TDA1 en su conjunto de validación. En la Tabla 11 se registran las correlaciones entre PRO/II y los Metamodelos, donde el valor más bajo para la temperatura del 90% D-86 fue de 91.4% correspondiente al CRED, para la gravedad API fue de 98.6% correspondiente a la Nafta, mientras que para flujo y temperatura la más baja fue de 98.4% correspondiente al ACPM. En la Tabla 12 se muestran los errores de los metamodelos de TDA1 en los puntos de validación, donde el error promedio máximo de estas pruebas fue del 6.6% correspondiente al flujo del JET con una desviación estándar de 4.1%.

**4.1.1.2. Metamodelos de TDA2.** En la Figura 11 se muestran los resultados de la evaluación de los Metamodelos para TDA2 en su conjunto de validación. En la Tabla 13

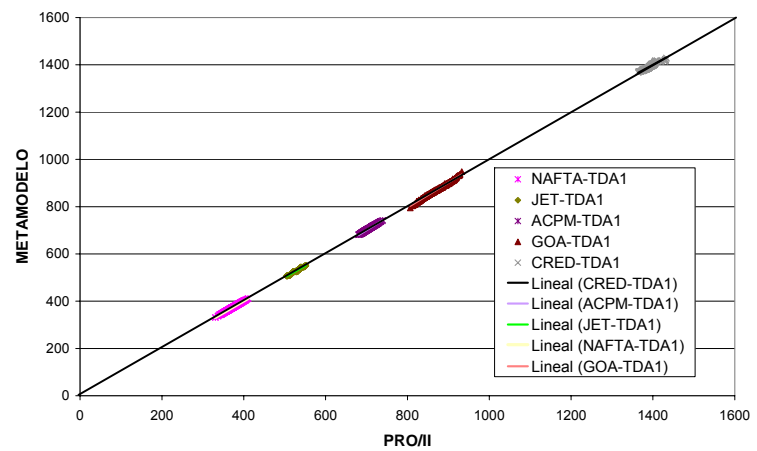
se registran las correlaciones entre PRO/II y los Metamodelos, donde el valor más bajo para la temperatura del 90% D-86 fue de 89.8% correspondiente al CRED, para la gravedad API fue de 99.4% correspondiente al ACPM, para el flujo fue de 98.8% correspondieron al Jet, y para la temperatura fue de 97.8% correspondiente al ACPM. En la Tabla 14 se muestran los errores de los metamodelos de TDA2 en los puntos de validación, donde el error promedio máximo de estas pruebas fue del 5.0% para el flujo del JET con una desviación estándar de 4.9%.

**4.1.1.3. Metamodelos de TDA3.** En la Figura 12 se muestran los resultados de la evaluación de los Metamodelos para TDA3 en su conjunto de validación. En la Tabla 15 se registran las correlaciones entre PRO/II y los Metamodelos, donde el valor más bajo para la temperatura del 90% D-86 fue de 88.1%, para la gravedad API fue de 99.2%, para el flujo fue de 85.8% correspondiente a la corriente de Nafta, y para la temperatura fue de 97.8% correspondiente al JET. En la Tabla 16 están los errores de los metamodelos en los puntos de validación, donde el error promedio máximo de estas pruebas fue del 5.0% correspondiente al flujo de Nafta con una desviación estándar de 4.9%.

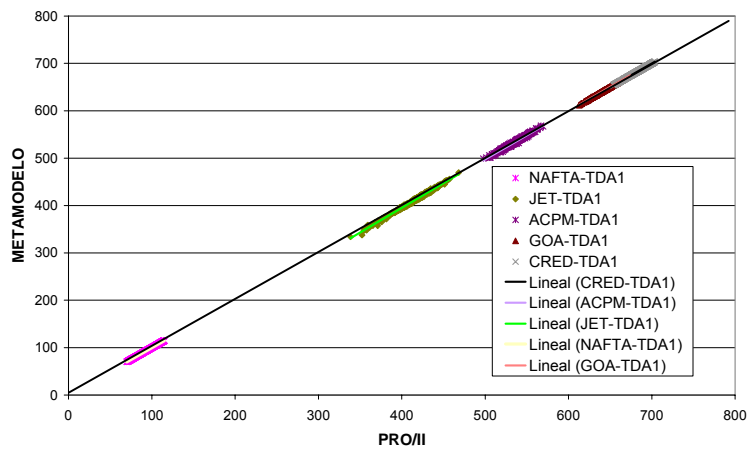
Los resultados de los metamodelos registrados en las Tablas 10-13 mostraron que el muestreo LHS genera metamodelos con mayor precisión que los muestreos con MBLHD; los bajos errores en los metamodelos obtenidos con LHS (Tablas 11-13) son los máximos permitidos para representar las torres de destilación atmosférica en un modelo de optimización de este tipo ya que valores superiores pueden desviar considerablemente los óptimos de los óptimos factibles. Por otro lado, analizando los metamodelos a partir de MBLHD, se confirmó que un aumento en el número de corridas aumenta su precisión. Se encontró que un número de corridas igual o mayor a 500, puede brindar resultados cercanos a los encontrados con los Metamodelos originados con el LHS, exhibiendo un ahorro computacional del 90% en la construcción y por tanto se recomiendan para aplicaciones que requieran una precisión moderada en el cálculo de condiciones y propiedades de corrientes atmosféricas; por otro lado, el potencial del MBLHD detectado en esta investigación, lo propone como un mejor mecanismo de recolección de datos que el LHS, por lo tanto se debe realizar un análisis de sensibilidad del número de corridas respecto a la precisión de los Metamodelos para detectar el tamaño óptimo del conjunto de construcción.



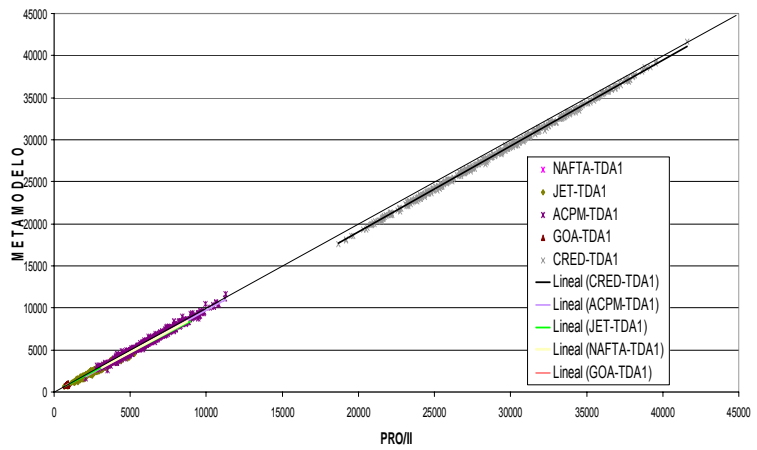
a)



b)



c)



d)

Figura 10. Metamodelos de TDA1: a) 90% ASTM D-86, b) Gravedad API, c) Temperatura y d) Flujo Volumétrico

**Tabla 11.** Correlación de Metamodelos de TDA1: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico

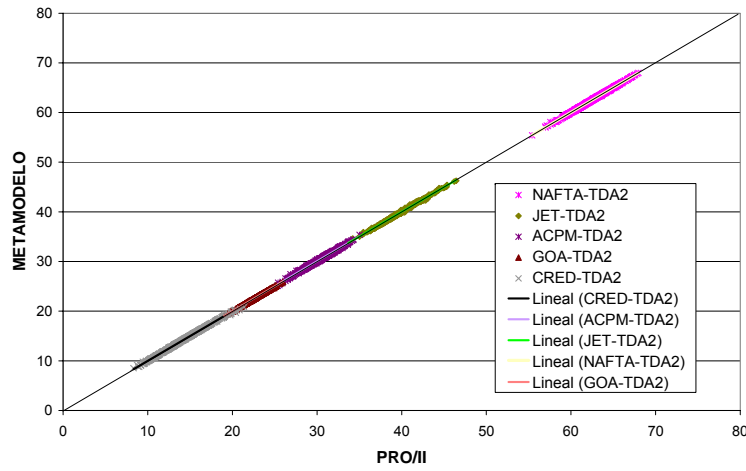
PRODUCTO	90% ASTM D-86		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura	
	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>
NAFTA	$y = 1.0058x - 1.5789$	0.999	$y = 1.0139x - 1.2973$	0.9863	$y = 0.9747x - 112.65$	0.9968	$y = 1.0016x - 0.1753$	1
JET	$y = 0.9807x + 10.07$	0.9711	$y = 1.0582x - 2.481$	0.9882	$y = 0.9387x - 6.2702$	0.9885	$y = 1.0398x - 20.835$	0.9938
ACPM	$y = 1.0524x - 35.738$	0.9982	$y = 1.0575x - 1.9141$	0.9914	$y = 0.9984x - 191.79$	0.9843	$y = 1.0146x - 9.81$	0.9841
GOA	$y = 1.0518x - 45.382$	0.9943	$y = 1.0177x - 0.5302$	0.9985	$y = 1.0044x - 1.3283$	0.9988	$y = 1.0197x - 12.329$	0.9989
CRED	$y = 0.9483x + 73.218$	0.9143	$y = 1.0177x - 0.611$	0.999	$y = 1.0221x - 1418.3$	0.9991	$y = 0.9995x + 0.3084$	1

**Tabla 12.** Error (%) y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA1: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico

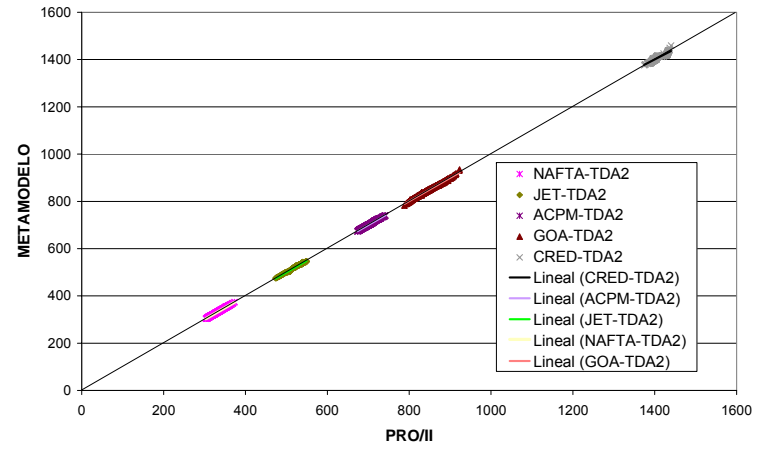
PRODUCTO	90% ASTM D-86		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura	
	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>
NAFTA	0.17	0.11	0.73	0.54	4.73	1.09	0.03	0.03
JET	0.32	0.24	0.76	0.47	6.62	4.08	1.10	0.50
ACPM	0.18	0.10	0.89	0.53	4.18	3.19	0.40	0.26
GOA	0.19	0.22	0.93	0.27	0.29	0.14	0.07	0.06
CRED	0.17	0.18	2.73	1.11	2.8	0.98	0.01	0.01

**Tabla 13.** Correlación de Metamodelos de TDA2: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico

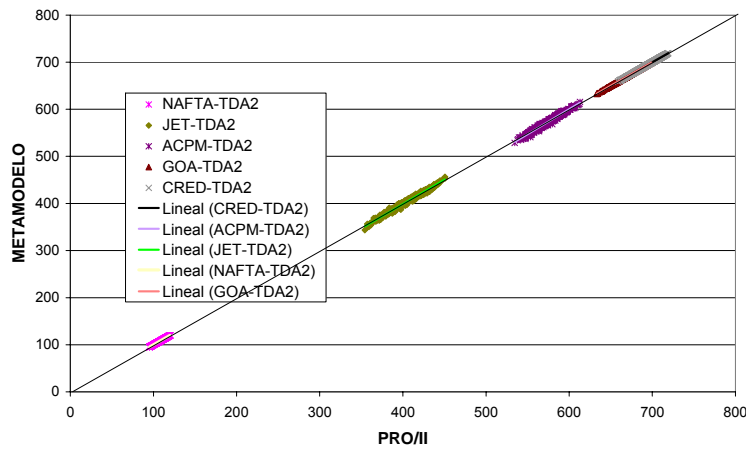
PRODUCTO	90% ASTM D-86		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura	
	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>	<i>Correlación</i>	<i>R<sup>2</sup></i>
NAFTA	$y = 1.0028x - 1.0924$	0.9985	$y = 0.9983x + 0.1118$	0.999	$y = 1.0022x - 6.3155$	0.9995	$y = x - 2E-05$	1
JET	$y = 0.9902x + 4.9523$	0.9897	$y = 0.9966x + 0.1287$	0.9958	$y = 1.0228x - 73.753$	0.9883	$y = 1.035x - 15.27$	0.9813
ACPM	$y = 0.9932x + 4.6999$	0.9969	$y = 1.0004x + 0.0351$	0.9943	$y = 0.9827x + 109.25$	0.9895	$y = 1.0618x - 36.941$	0.9777
GOA	$y = 0.9857x + 12.473$	0.9954	$y = 0.9959x + 0.0518$	0.9987	$y = 1.0058x - 5.5497$	0.9997	$y = 1.0036x - 2.3547$	0.9992
CRED	$y = 0.8934x + 150$	0.8978	$y = 0.9956x + 0.085$	0.9985	$y = 0.9993x + 3.6203$	0.9998	$y = 0.9991x + 0.6165$	0.9999



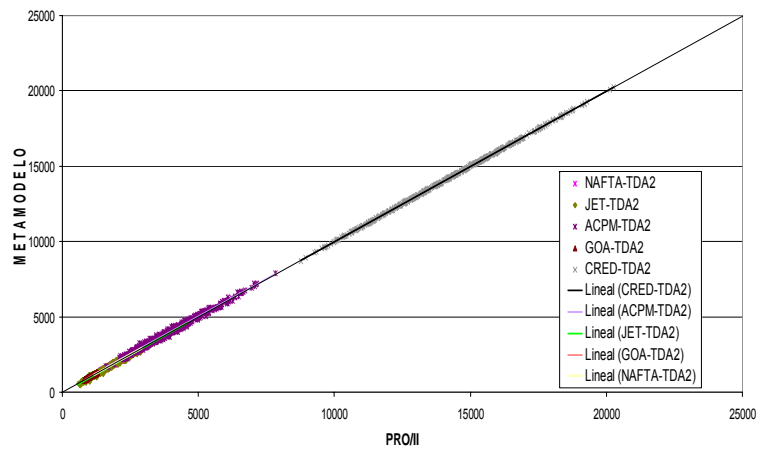
a)



b)



c)



d)

Figura 11. Metamodelos de TDA2: a) 90% ASTM D-86, b) Gravedad API, c) Temperatura y d) Flujo Volumétrico

**Tabla 14.** % Error y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA2: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico

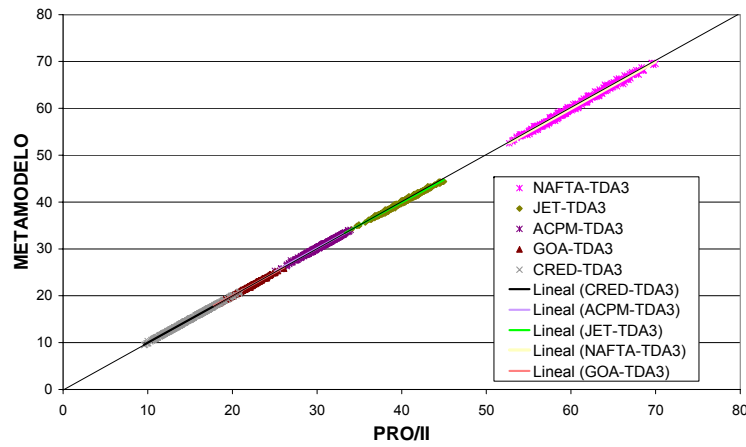
PRODUCTO	90% ASTM D-86		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura	
	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>
NAFTA	0.15	0.12	0.08	0.08	0.29	0.27	0.01	0.001
JET	0.26	0.23	0.28	0.22	5.04	4.90	0.60	0.50
ACPM	0.10	0.07	0.37	0.31	2.66	2.31	0.41	0.36
GOA	0.18	0.16	0.18	0.16	0.04	0.21	0.05	0.04
CRED	0.25	0.21	0.46	0.52	0.16	0.14	0.01	0.01

**Tabla 15.** Correlación de Metamodelos de TDA3: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo Volumétrico

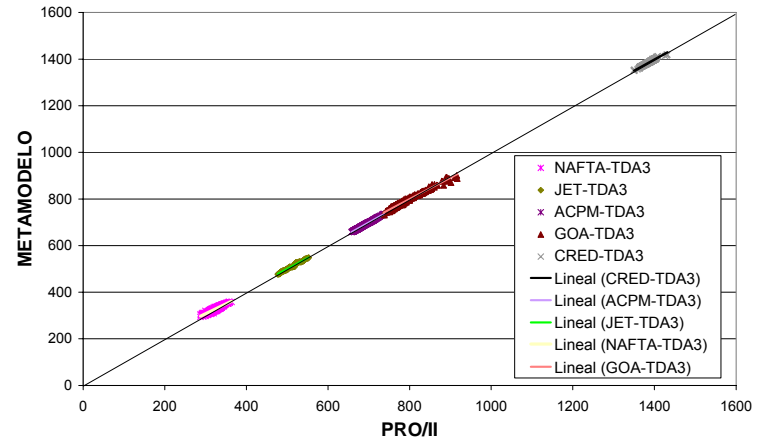
PRODUCTO	90% ASTM D-86		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura	
	<i>Correlación</i>	$R^2$	<i>Correlación</i>	$R^2$	<i>Correlación</i>	$R^2$	<i>Correlación</i>	$R^2$
NAFTA	$y = 0.8444x + 54.147$	0.881	$y = 0.9701x + 1.0905$	0.992	$y = 0.8405x + 216.08$	0.858	$y = 0.9966x + 0.3095$	1
JET	$y = 0.9428x + 28.086$	0.984	$y = 1.0023x - 0.1923$	0.992	$y = 0.9323x - 65.85$	0.986	$y = 0.9719x + 13.451$	0.978
ACPM	$y = 0.9776x + 14.649$	0.999	$y = 0.9823x + 0.6494$	0.997	$y = 0.984x + 178.48$	0.995	$y = x - 1.2708$	0.996
GOA	$y = 0.9126x + 69.646$	0.977	$y = 0.988x + 0.2763$	0.996	$y = 0.9927x + 4.1307$	0.994	$y = 0.9927x + 4.2449$	0.999
CRED	$y = 0.9641x + 49.801$	0.979	$y = 0.9986x + 0.0152$	0.999	$y = 0.9997x + 10.003$	0.999	$y = 0.9985x + 1.0182$	1

**Tabla 16.** %Error y Desviación Estándar de Metamodelos de TDA3: 90% ASTM D-86, Gravedad API, Temperatura y Flujo

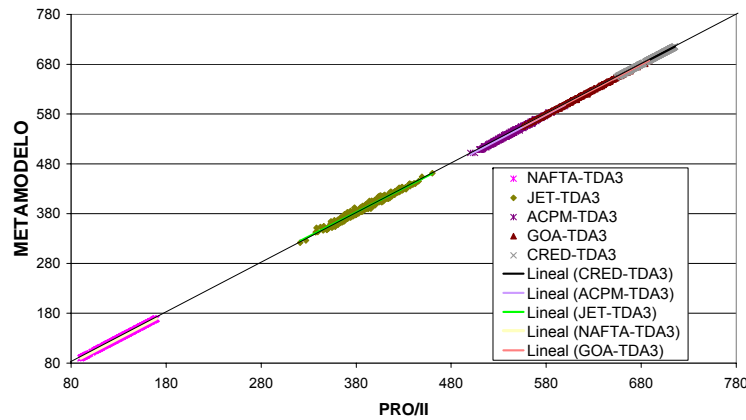
PRODUCTO	90% ASTM D-86		Gravedad API		Flujo Volumétrico		Temperatura	
	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>	<i>Error</i>	<i>desv.</i>
NAFTA	1.61	1.28	0.45	0.33	5.03	4.95	0.09	0.04
JET	0.38	0.32	0.43	0.33	5.01	4.00	0.87	0.75
ACPM	0.13	0.10	0.39	0.31	2.15	1.90	0.27	0.17
GOA	0.29	0.26	0.31	0.26	0.59	0.47	0.10	0.09
CRED	0.31	0.24	0.33	0.27	0.61	0.50	0.15	0.12



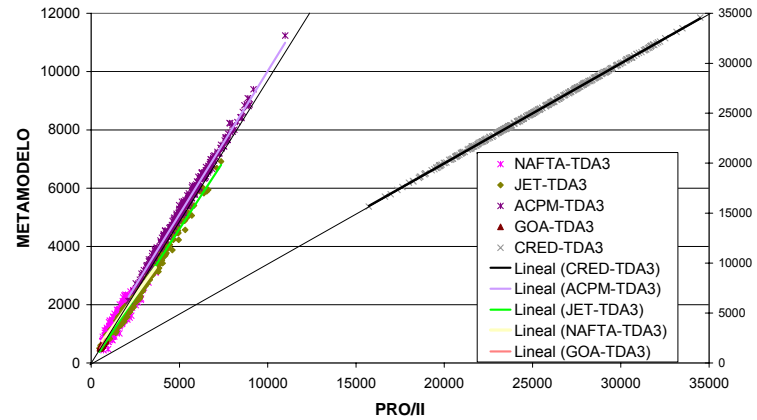
a)



b)



c)



d)

Figura 12. Metamodelos de TDA3: a) 90% ASTM D-86, b) Gravedad API, c) Temperatura y d) Flujo Volumétrico

## 4.2. MODELO DE OPTIMIZACIÓN

El modelo de optimización No Lineal se formuló en GAMS <sup>[3]</sup> conteniendo 5440 variables, 5376 ecuaciones y 11960 no linealidades no ceros; fue resuelto con CONOPT para NLP con un tiempo total que osciló entre 26 y 62 segundos. El modelo implementado en GAMS pudo predecir nuevos puntos de operación con mejores resultados económicos que los escenarios de partida, procesando cargas con un mayor contenido de crudos pesados, ventaja de interés para la refinería colombiana pues el inventario de crudos livianos disminuye día a día, frente a un aumento de fuentes de naturaleza más pesada.

Para facilitar el análisis de los resultados del modelo de optimización, se organizaron 4 secciones, la primera contiene las estimaciones iniciales, las variables de entrada y la utilidad óptima del sistema y las tres restantes destinadas a mostrar los resultados de las variables de respuesta de la carga, los productos y los trenes de precalentamiento.

### 4.2.1. Estimaciones Iniciales, Variables Óptimas y Utilidad

Para probar el desempeño del modelo de optimización no lineal se usaron 5 estimaciones iniciales ( $EI_i$ , con  $i=1\dots,5$ ) seleccionadas dentro del conjunto de corridas factibles en PRO/II de cada TDA, es decir que estuvieron dentro de las ventanas de operación de los flujos de productos establecidas por el equipo rotatorio y que dieron mínimo rendimiento de CRED y/o máximo rendimiento de productos blancos y una al azar.

En la Tabla 17 se muestran las condiciones de operación y la dieta de las  $EI$  utilizadas. Los puntos de operación óptima encontrados con GAMS para cada  $EI$  están en la Tabla 18. Cada punto óptimo obtenido de GAMS se simuló en PRO/II para determinar su factibilidad en planta y solo se consideró como óptimo factible aquel que superó la convergencia en el simulador. De las 5  $EI_i$  usadas para el sistema de UDCs sólo las estimaciones 2 y 4 ( $EI_2$  y  $EI_4$ ), fueron factibles completamente en PRO/II. Las  $EI_1$ ,  $EI_3$  y  $EI_5$  generaron óptimos factibles en GAMS que no pasaron el test de convergencia en PRO/II. El análisis de estos resultados mostraron que aunque la UDC1 (torres y red de intercambiadores) pasaron el test de convergencia, la simulación de TDA3 con las condiciones óptimas halladas con GAMS no fue factible, razón por la cual estos óptimos

no se consideraron óptimos factibles. La existencia de óptimos factibles en GAMS pero no factibles en PRO/II se señala en el Anexo 3.

Con el fin de mostrar las diferencias existentes entre cada *EI* escogida, en la Figura 13 se graficaron los valores de algunas variables independientes para TDA1, TDA2 y TDA3; en cada gráfica, los colores representan una variable y el tipo de marcador una *EI*.

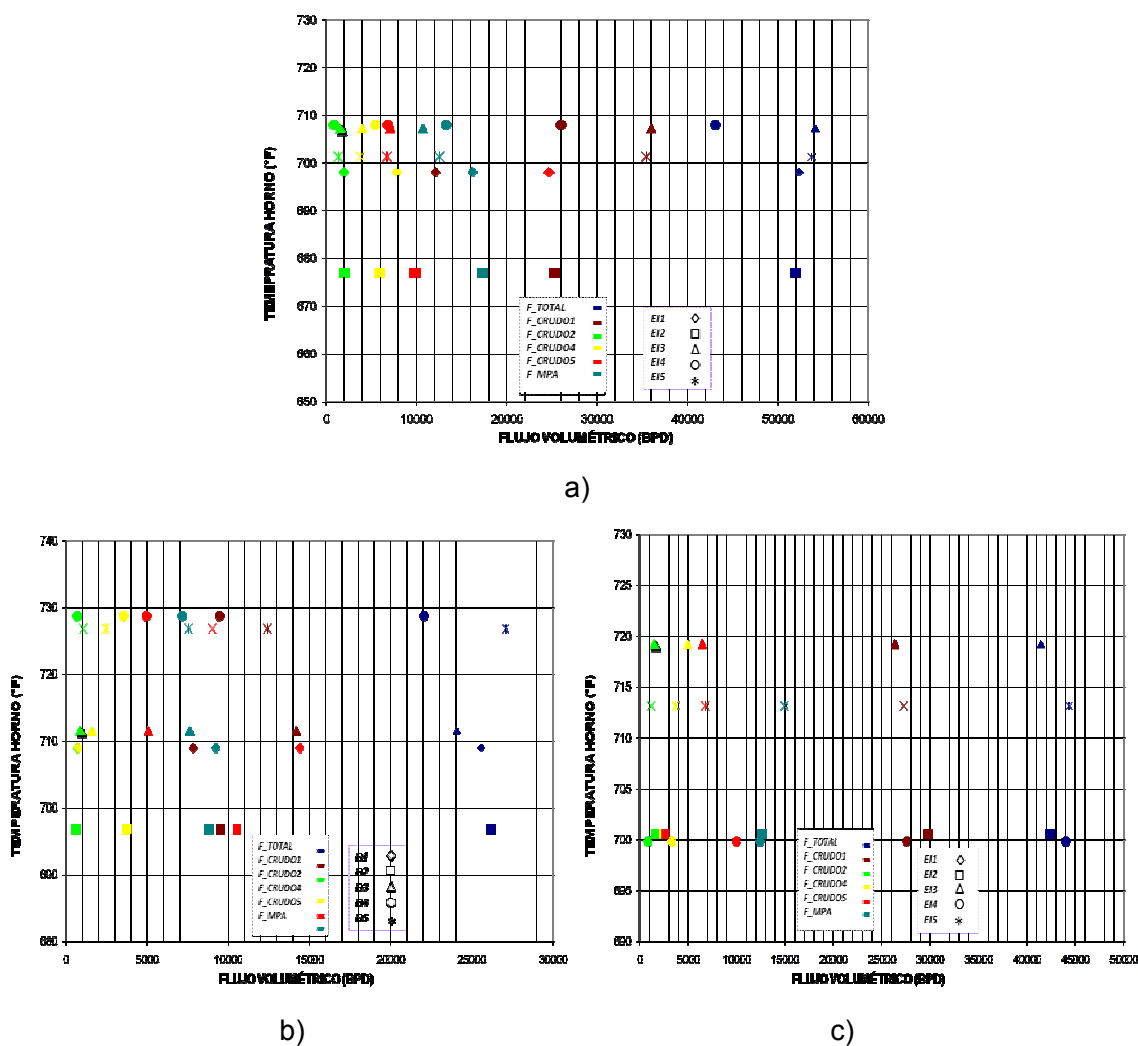


Figura 13. Variables de Optimización en las *EI* de: a) TDA1, b) TDA2 y c) TDA3

En la Figura 13 se puede observar la dispersión existente en las variables analizadas a través de cada *EI* que garantiza puntos de partida disímiles, y por tanto diferentes zonas de exploración del óptimo.

**Tabla 17.** Estimaciones Iniciales para el Modelo de Optimización del Sistema de UDCs

VARIABLE	EI <sub>1</sub>			EI <sub>2</sub>			EI <sub>3</sub>			EI <sub>4</sub>			EI <sub>5</sub>		
	Azar			Mínimo Crudo Reducido			Mínimo Crudo Reducido			Máximos Blancos			Máximos Blancos		
	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3
F_Total	52362	25549	42293	51930	26191	42293	54134	24053	41402	43090	22043	44027	53778	27077	44330
F_Crudo1	12115	7834	29709	25297	9512	29709	35985	14179	26337	26013	9458	27529	35467	12409	27284
F_Crudo2	1956	706	1653	1987	640	1653	1536	875	1482	802	704	825	1366	1081	1221
F_Crudo3	5850	1891	5957	8910	1770	5957	5520	2363	2203	4000	3395	2456	6364	2146	5340
F_Crudo4	7797	719	2368	5899	3747	2368	3982	1577	4943	5444	3540	3286	3825	2447	3732
F_Crudo5	24644	14399	2606	9836	10522	2606	7110	5058	6438	6831	4946	9931	6756	8993	6753
T_PrecalT	458	406	438	455	496	438	437	461	496	438	490	430	472	469	346
T_HornoAtm	698	709	700	677	697	700	707	712	719	708	729	700	701	727	713
T_CimaAtm	295	291	340	291	291	340	290	285	321	281	300	309	315	268	307
P_CimaAtm	15	16	9	17	18	9	15	16	10	15	20	8	13	17	12
F_MPAAtm	16155	9203	12617	17269	8804	12617	10707	7595	14112	13286	7152	12410	12564	7538	14957
F_LPAAtm	17062	7098	5599	15764	6821	5599	10739	5928	8491	14333	7396	17775	17027	7122	5181
T_UPAAtm	117	-	-	77	-	-	115	-		85	-	-	101	-	-
T_MPAAtm	329	304	286	318	298	286	305	293	349	330	318	312	262	308	345
T_LPAAtm	472	-	411	498	-	411	477	-	479	465	-	476	480	-	439
T_Conden	82	117	107	106	95	107	93	104	121	72	101	90	71	109	120
P_Conden	17	11	11	10	13	11	9	11	13	16	14	11	14	9	12
F_VaporAtm	156204	122210	68728	112332	90851	68728	138324	134360	63836	184116	126530	60439	98916	119160	29507
F_VaporT1A	33199	25857	9244	34758	17094	9244	32565	29420	38507	20093	22155	28353	19640	33418	10481
F_VaporT1B	32796	-	31765	26705	-	31765	17197	-	9740	29101	-	35745	19041	-	19889
F_VaporT1C	16848	-	3296	14639	-	3296	17671	-	13786	22170	-	22848	16335	-	17306
T_PFEJet	522	543	544	537	509	544	559	529	556	538	519	535	544	518	542
T_PFEACPM	733	724	684	700	701	684	746	749	717	727	750	701	727	753	735
P_Conden2	-	-	12	-	-	12	-	-	11	-	-	13	-	-	11

Los óptimos de la Tabla 18 encontrados a partir de las EI (Tabla 17), permitieron hacer una inspección gruesa de la superficie de respuesta de la utilidad del sistema. En la Figura 14 se graficaron los óptimos de algunas variables independientes para TDA1, TDA2 y TDA3; los colores representan una variable y el tipo de marcador un óptimo.

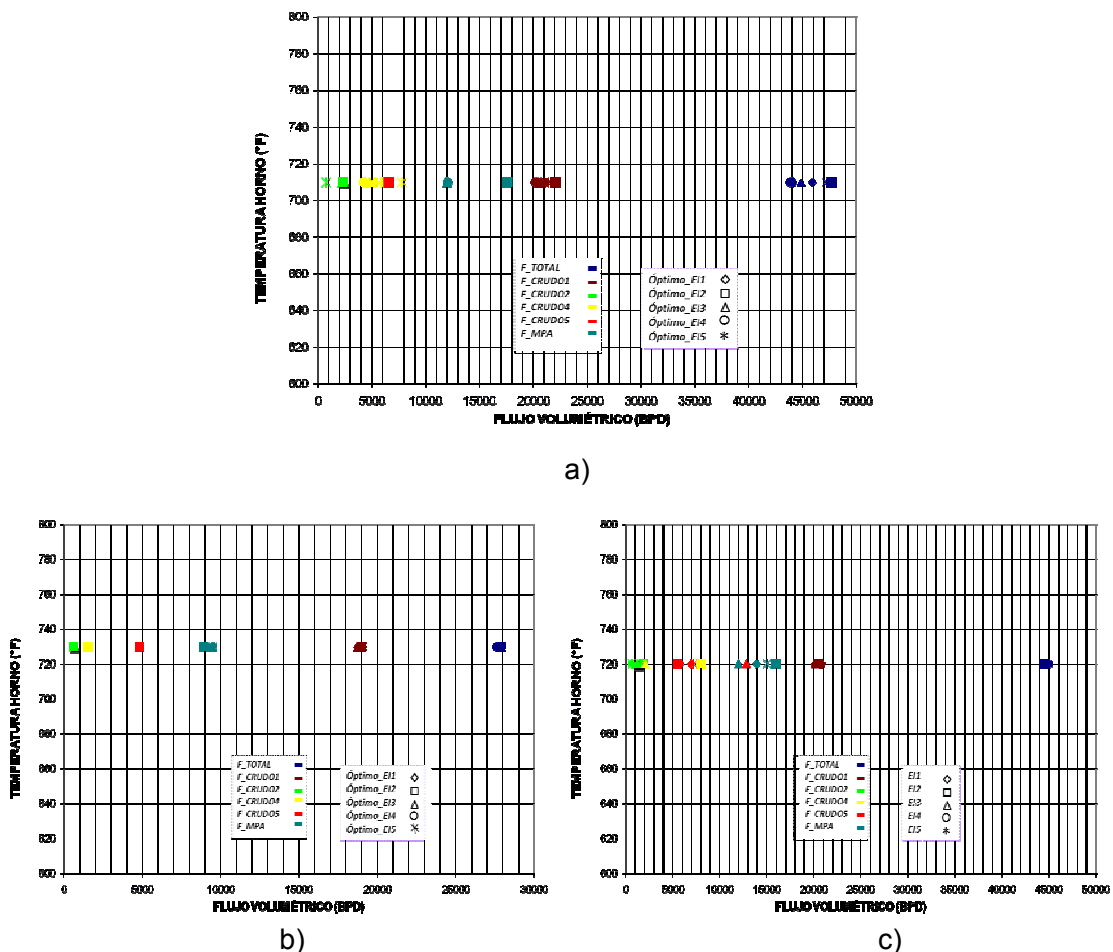


Figura 14. Variables Óptimas a partir de EI de: a) TDA1, b) TDA2 y c) TDA3

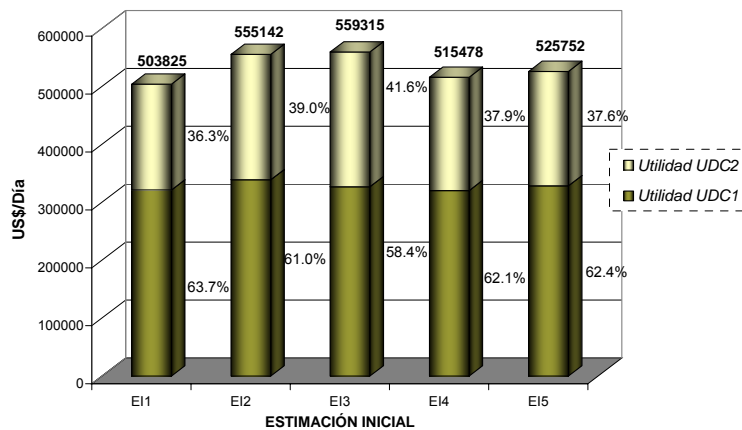
Para la TDA1 y TDA3 las variadas EI produjeron diferentes recetas de la carga y por ende diversos modos de operación óptima (Figura 14a y 14c), lo que indica que la función de utilidad del sistema se ve afectada significativamente por el comportamiento de estas torres, mostrando un relieve complejo formado por diferentes picos u óptimos locales.

**Tabla 18.** Receta de Carga y Variables de Operación obtenidas del Modelo de Optimización del Sistema de UDCs

VARIABLE	EI <sub>1</sub>			EI <sub>2</sub>			EI <sub>3</sub>			EI <sub>4</sub>			EI <sub>5</sub>		
	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3
F_Total	45912	27559	44462	47734	27901	44461	44862	27585	44875	43956	27630	44890	47224	27777	44981
F_Crudo1	21176	18764	20175	22027	18996	20536	20685	18782	20135	20262	18812	20724	21438	18911	20399
F_Crudo2	2281	600	700	2281	600	1847	2281	600	1241	2281	600	1847	800	600	700
F_Crudo3	10678	1895	8661	10678	2006	8585	10678	1903	8661	10678	1918	8661	10678	1965	8661
F_Crudo4	5277	1500	7990	6248	1500	7990	4717	1500	2000	4234	1500	7990	7808	1500	7990
F_Crudo5	6500	4800	6936	6500	4800	5503	6500	4800	12838	6500	4800	5669	6500	4800	7231
T_PrecalT	430	430	422	430	426	426	430	432	425	430	428	421	430	422	424
T_HornoAtm	710	730	720	710	730	720	710	730	720	710	730	720	710	730	720
T_CimaAtm	270	265	270	270	303	270	270	265	270	270	265	270	270	265	270
P_CimaAtm	13	15	8	13	15	8	18	15	8	20	15	8	13	15	8
F_MPAAtm	17593	9500	13885	17593	8936	16000	11964	9500	12000	12004	9500	16000	17593	9500	15043
F_LPAAtm	16560	8000	5000	15538	5500	5000	16131	8000	5000	12315	8000	5000	15495	5500	5000
T_UPAAtm	75	-	-	89	-	-	75	-	-	75	-	-	79	-	-
T_MPAAtm	293	292	250	299	290	337	260	304	282	260	300	337	296	300	250
T_LPAAtm	500	-	550	500	-	559	500	-	560	478	-	550	500	-	556
T_Conden	70	70	90	70	70	90	70	70	90	70	70	90	70	70	90
P_Conden	18	16	16	18	16	16	18	16	16	18	16	16	18	16	16
F_VaporAtm	192000	134400	70000	192000	134400	70000	192000	134400	70000	192000	134400	70000	192000	134400	70000
F_VaporT1A	36000	14400	45000	36000	14400	45000	36000	14400	45000	36000	14400	45000	36000	14400	45000
F_VaporT1B	16800	-	594	16800	-	31730	16800	-	594	19397	-	25692	16800	521	594
F_VaporT1C	9600	-	83	9600	-	35000	24000	-	83	24000	-	24016	9600	740	83
T_PFEJet	560	554	560	560	534	560	560	547	490	560	537	560	560	-	560
T_PFEACPM	725	740	687	740	740	706	740	740	707	740	740	689	740	-	698
P_Conden2	-	-	8	-	-	8	-	-	8	-	-	8	-	-	8

En la Figura 14b se puede observar que para TDA2 las diferentes  $EI$  llevaron a las mismas variables óptimas en la receta de la carga, pero con diferencia en la forma de operación de las torres (Tabla 18). La cercanía de los óptimos de TDA2 apunta a que el impacto de esta torre en la función de utilidad es casi el mismo sin importar el punto de partida.

Finalmente, para confirmar el comportamiento económico del sistema de UDCs en cada punto óptimo encontrado por GAMS de acuerdo al punto de arranque ( $EI$ ) en la Figura 15 se muestra dicha variación de la función objetivo (Ecuación 14), junto con el aporte a la utilidad del sistema de las unidades UDC1 y UDC2.



**Figura 15.** Utilidad Óptima del Sistema de UDCs proveniente de GAMS

De la Figura 15 se puede extraer que la utilidad de los óptimos del sistema decrece en el siguiente orden  $EI_3$ ,  $EI_2$ ,  $EI_5$ ,  $EI_4$  y  $EI_1$ , por tanto de los óptimos encontrados en GAMS la  $EI_3$  exhibe el mayor beneficio económico para el sistema equivalente a 201.4 Millones de US\$ por año. Sin embargo, como se mencionó anteriormente, aunque el óptimo a partir de  $EI_3$  representa la mayor utilidad no fue factible en el simulador de UDC2 y por tanto se descartó. De los puntos óptimos factibles,  $EI_2$  representa en GAMS una utilidad anual del sistema de 199.9 Millones de US\$ y  $EI_4$  representa una utilidad anual de 185.6 Millones de US\$. Al analizar la hidráulica de las columnas con la carga y las condiciones operacionales óptimas se encontró que para TDA1 el mayor factor de inundamiento (FF, en inglés Flooding Factor) por cada plato fue de 59.3% y para TDA2 el mayor FF por plato fue de 69.1%; de lo anterior se puede concluir que las condiciones óptimas halladas por

GAMS no generarían anomalías hidráulicas por los tráficos de líquido y vapor dentro de las torres reales ya que el FF está por debajo del valor máximo permitido del 85%. Para TDA3 se encontró que todos los platos de la columna presentaron FF menores al 85% salvo 3 platos entre la zona de fraccionamiento de Jet y Diesel lo que significa que el funcionamiento de esta torre con los óptimos de GAMS tendrá restricciones hidráulicas que se deben contemplar a priori a la implementación en planta (Ver Anexo 4).

Al configurar las variables óptimas de cada TDA en los modelos de PRO/II resultado de optimizar el sistema con  $EI_2$  y  $EI_4$  (Tabla 18) se encontraron diferencias originadas por la simplificación inherente de los metamodelos del funcionamiento riguroso de las UDCs. En la Tabla 19 se registra la utilidad anual obtenida con GAMS y la obtenida usando los resultados de la simulación para los 2 óptimos factibles. En el Anexo 5 se registran las variables de optimización y la utilidad de las estimaciones iniciales y los óptimos.

**Tabla 19.** Utilidad Anual del Sistema de UDCs con GAMS y con resultados de PRO/II

UTILIDAD (Millones US\$)	$EI_2$			$EI_4$		
	GAMS	PRO/II	Error (%)	GAMS	PRO/II	Error (%)
SISTEMA	199.9	207.0	3.4%	185.6	189.3	2.0%
UDC1	122.1	129.9	6.1%	115.3	119.2	3.3%
UDC2	77.8	77.1	-1.0%	70.3	70.1	-0.3%

Los errores negativos para la UDC2 de la Tabla 19 indican que la utilidad anual de esta unidad con PRO/II fue menor que la proyectada por GAMS. Sin embargo, para la UDC1 el efecto es contrario obteniéndose que los beneficios económicos fueran mayores al implementarse en PRO/II que lo calculado con GAMS. Finalmente, el óptimo a partir de  $EI_2$  generaría mayor utilidad del sistema que el de  $EI_4$ , y el beneficio económico esperado para las UDCs en la refinería sería por año de aproximadamente 207 Millones de US\$. La diferencia de la utilidad del sistema entre los dos óptimos factibles fue del 8.5%.

#### 4.2.2. Carga Óptima

La inclusión de los flujos de los crudos usados para preparar la carga a las TDA como variables de optimización, permitió encontrar la mejor dieta a cada planta de acuerdo con

el diseño de las torres y sus restricciones de operación. En este modelo de optimización se usaron 4 crudos de Gravedad API menor a 14 para preparar la receta de la carga, hecho que convierte a los resultados de esta optimización en información valiosa para el departamento de operaciones de la refinería, pues proporciona las directrices de funcionamiento necesarias para aprovechar al máximo el potencial de estos crudos extra-pesados que siguen en aumento de acuerdo al panorama de crudos hasta el 2015 de la refinería de Barrancabermeja.

En la Tabla 20 se registran las dietas óptimas de la carga para cada TDA a partir de  $EI_2$  y  $EI_4$ , cuya principal característica es una clara tendencia a usar en mayor proporción los crudos extra-pesados (Crudo 2 al Crudo 5) comparado con las estimaciones iniciales. Este efecto se debe a que el optimizador trata de disminuir los costos dentro del modelo y prefiere los crudos pesados por sus bajos precios en vez del crudo diluyente (Crudo 1). En la Tabla 21 están las propiedades de las cargas halladas con GAMS y PRO/II, las cuales por tradición en la refinería son útiles para inferir posible corrosión en la cima de la torre a través del NN, para inferir a priori el contenido de azufre en los productos que van a la preparación de combustibles y para determinar el impacto de los productos como el gasóleo por el contenido CCR, Níquel y Vanadio en unidades aguas abajo. Los límites de estas propiedades dentro del modelo de optimización están en la Tabla 6.

Como se observa en las Tablas 20 y 21, la composición de la dieta para cada torre (y por ende sus propiedades) es casi la misma para los 2 óptimos factibles, sin embargo para el procesamiento de dichas cargas el optimizador encontró diferentes formas de operación (Tabla 18). Sabiendo que las condiciones operacionales de las torres están en función de las características de la carga y del diseño de los equipos, las diferencias encontradas en estas condiciones muestran formas diferentes de fraccionar el mismo crudo; económicamente la operación con el óptimo de  $EI_2$  generó mayor utilidad, sin embargo al analizar las variables de optimización, se encontró que la forma de operación óptima para  $EI_2$  necesita llevar al límite un número mayor de variables que  $EI_4$ , lo que conlleva a una mayor exigencia de los equipos instalados y por ende mayor número de cuellos de botella en la operación.

**Tabla 20.** Composición de las Dietas Óptimas de Crudo a Cargar a TDA1, TDA2 y TDA3 y de sus Estimaciones Iniciales (% Volumen)

CRUDOS	TDA1				TDA2				TDA3			
	El <sub>2</sub>	El <sub>2</sub> Optimo	El <sub>4</sub>	El <sub>4</sub> Optimo	El <sub>2</sub>	El <sub>2</sub> Optimo	El <sub>4</sub>	El <sub>4</sub> Optimo	El <sub>2</sub>	El <sub>2</sub> Optimo	El <sub>4</sub>	El <sub>4</sub> Optimo
Crudo1	48.7%	46.1%	60.4%	46.1%	36.3%	68.0%	42.9%	68.1%	70.2%	46.1%	62.5%	46.2%
Crudo2	3.8%	4.8%	1.9%	5.2%	2.4%	2.2%	3.2%	2.2%	3.9%	4.2%	1.9%	4.1%
Crudo3	17.2%	22.4%	9.3%	24.3%	6.8%	7.2%	15.4%	6.9%	14.1%	19.3%	5.6%	19.3%
Crudo4	11.4%	13.1%	12.6%	9.6%	14.3%	5.4%	16.1%	5.4%	5.6%	18.0%	7.5%	17.8%
Crudo5	18.9%	13.6%	15.9%	14.8%	40.2%	17.2%	22.4%	17.4%	6.2%	12.4%	22.6%	12.6%
Crudos Pesados	51.29%	53.86%	39.63%	53.90%	63.68%	31.92%	57.09%	31.91%	29.75%	53.81%	37.47%	53.83%

**Tabla 21.** Propiedades de la Carga Óptimo a TDA1, TDA2 y TDA3

CRUDOS	TDA1				TDA2				TDA3			
	El <sub>2</sub> Optimo		El <sub>4</sub> Optimo		El <sub>2</sub> Optimo		El <sub>4</sub> Optimo		El <sub>2</sub> Optimo		El <sub>4</sub> Optimo	
	GAMS	PRO/II	GAMS	PRO/II	GAMS	PRO/II	GAMS	PRO/II	GAMS	PRO/II	GAMS	PRO/II
API	22.00	22.15	22.00	22.15	27.00	27.17	27.00	27.17	22.00	22.15	22.00	22.15
Azufre (%peso)	1.26	1.28	1.28	1.30	1.08	1.11	1.08	1.11	1.25	1.27	1.25	1.27
NN (mgKOH/g)	1.22	1.22	1.06	1.06	0.97	0.97	0.98	0.98	1.44	1.44	1.43	1.43
CCR (% peso)	10.11	10.12	10.32	10.34	8.88	8.89	8.89	8.90	9.83	9.84	9.84	9.85
Níquel (ppmPeso)	52.54	52.54	52.56	52.56	52.82	52.83	52.98	52.98	52.73	52.73	52.77	52.77
Vanadio (ppmPeso)	143.54	143.54	150.33	150.34	129.66	129.68	130.13	130.15	134.73	134.73	135.27	135.27

La temperatura a la salida del horno, el flujo de vapor de despojo a la columna principal y a la despojadora de Jet, la presión de cima y del condensador son las variables que se llevaron al límite en los 2 óptimos en todas las torres, por tanto merecen especial atención en planta al procesar este tipo de cargas. Para el óptimo de  $EI_2$ , el reflujo inferior fue una variable en el límite, tanto en flujo como en retiro de calor, relacionada con la restricción energética que los intercambiadores de los trenes de precalentamiento de crudo le imponen a las torres.

Al comparar los resultados obtenidos en GAMS y PRO/II de los óptimos de  $EI_2$  y  $EI_4$  registrados en la Tabla 21, se encontró que el máximo error en el cálculo de estas propiedades fue del 2.7% correspondiente al azufre de la carga a TDA2.

#### 4.2.3. Productos Atmosféricos con Receta y Operación Óptima

Cada punto óptimo encontrado en GAMS viene acompañado del desempeño de las torres atmosféricas respecto a flujo de productos y sus propiedades. Estas variables constituyen un subconjunto de las variables de respuesta del modelo de optimización y se encuentran determinadas por los metamodelos que describen el comportamiento de cada TDA.

**4.2.3.1. Rendimientos de Productos Intermedios.** En la Tabla 22 se muestran los rendimientos volumétricos de los productos atmosféricos calculados por PRO/II una vez se simularon los puntos óptimos a partir de  $EI_2$  y  $EI_4$  hallados en GAMS. En la Figura 16 se contrastan los rendimientos provenientes de GAMS con los de PRO/II y se incluye el rendimiento de los productos blancos, los colores de la gráfica representan los productos y el tipo de marcador la torre. En el Anexo 5 se registra los valores de los rendimientos para las estimaciones iniciales y los óptimos.

**Tabla 22.** Rendimientos obtenidos en PRO/II de Productos de TDA1, TDA2 y TDA3

PRODUCTOS	TDA1		TDA2		TDA3	
	Opt- $EI_2$	Opt- $EI_4$	Opt- $EI_2$	Opt- $EI_4$	Opt- $EI_2$	Opt- $EI_4$
NAFTA	10.9%	10.6%	14.5%	12.4%	8.4%	8.3%
JET	9.8%	10.2%	4.9%	8.2%	15.4%	15.5%

<b>ACPM</b>	16.3%	15.1%	24.7%	23.0%	8.5%	7.0%
<b>GOA</b>	1.9%	1.8%	3.2%	3.3%	1.2%	1.2%
<b>CRED</b>	61.0%	62.3%	52.5%	52.6%	67.1%	68.5%
<b>BLANCOS</b>	37.0%	35.8%	44.1%	43.6%	32.3%	30.8%

Los resultados de los rendimientos de productos en la Tabla 22 y la Figura 16, evidencian el claro efecto de procesar crudos pesados, es decir un aumento en el rendimiento del CRED, que se pensaría disminuye la utilidad del ejercicio, sin embargo, debido a que dentro del modelo de optimización se encuentran valoradas económicamente todas las corrientes intermedias, esta corriente de fondo constituye un aporte a la utilidad debido al precio que estima su pos-tratamiento para generar productos de mayor valor agregado aguas abajo.

Los rendimientos de los productos de TDA1 y TDA3 para las condiciones óptimas del sistema de UDCs calculados con GAMS exhiben un error promedio máximo de 4.6% respecto a PRO/II con una desviación estándar de 6.1%. Respecto a TDA2 en la Figura 16, se observa una mejor separación de productos en el modelo de PRO/II obteniéndose valores mayores a los de GAMS.

Las leves diferencias de los rendimientos de las torres para cada estimación inicial sugieren que desde el punto de vista operacional, estos 2 óptimos se consideren el mismo, pues en la planta industrial se obtienen diferencias superiores a estos valores en la operación normal de cualquier crudo. Del comportamiento de los 2 óptimos mencionado hasta ahora, se podría considerar que se obtuvo un único óptimo a partir de estimaciones iniciales diferentes y catalogarlo como un óptimo global en la región óptima factible explorada por esta investigación, sin embargo, se deben realizar estudios más robustos de determinación de óptimo global para dar la respuesta definitiva.

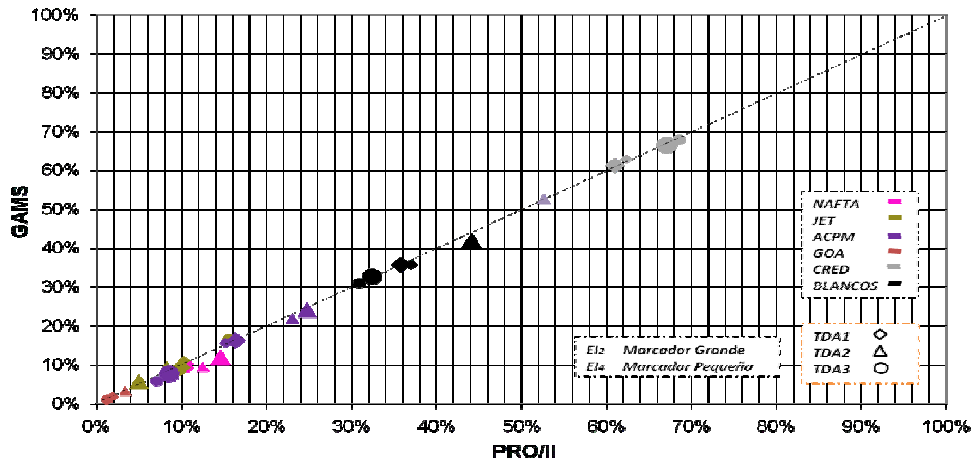


Figura 16. Rendimientos Volumétricos Óptimos de Productos Atmosféricos de TDA1, TDA2 y TDA3: GAMS vs PRO/II

**4.2.3.2. Propiedades de Productos Intermedios.** Para caracterizar cada corriente saliendo de las TDAs se usaron 9 metamodelos básicos que calculan flujo, temperatura y algunas propiedades como gravedad API y destilación ASTM D-86. En la Tabla 23 se muestran los resultados de PRO/II de los óptimos factibles para la Gravedad API de cada producto; en la Figura 17 están las D-86 obtenidas de PRO/II para el mejor óptimo (E1<sub>2</sub>).

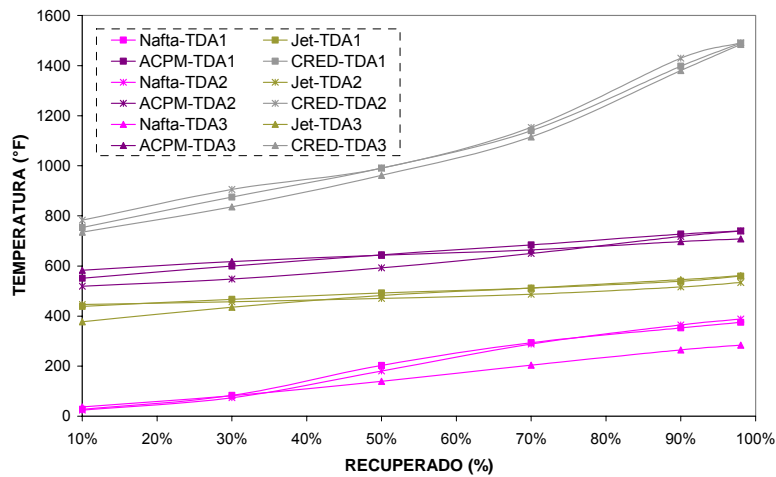


Figura 17. ASTM D-86 de Productos Intermedios de TDA1, TDA2 y TDA3 para el óptimo de E1<sub>2</sub> simulado en PRO/II

En la Tabla 23 se ve a los productos de TDA2 más livianos que los de las otras torres (Tabla 21), ya que provienen de una carga más liviana establecida por el optimizador.

**Tabla 23.** Gravedad API de Productos Intermedios de TDA1, TDA2 y TDA3 para óptimos factibles en PRO/II

PRODUCTOS	TDA1		TDA2		TDA3	
	Opt-El <sub>2</sub>	Opt-El <sub>4</sub>	Opt-El <sub>2</sub>	Opt-El <sub>4</sub>	Opt-El <sub>2</sub>	Opt-El <sub>4</sub>
NAFTA	66.6	67.5	70.6	73.7	72.0	72.0
JET	37.2	37.3	41.0	41.7	37.8	37.9
ACPM	26.9	27.2	31.0	30.6	27.2	28.0
GOA	18.9	18.6	22.2	22.3	20.9	22.2
CRED	13.0	13.2	15.7	15.7	13.9	14.1

En las curvas de destilación de la Figura 17 se observa con mayor claridad la forma de fraccionar de cada una de las TDA (Tabla 22). Como ejemplo se analizará el caso de TDA3, torre que prefirió la producción de Jet sobre los demás productos blancos para el óptimo con El<sub>2</sub>; este hecho generó que dicha corriente mayoritaria tuviera una D-86 más liviana en sus inicios (valores bajos de temperatura) debido a que el óptimo encontrado definió que era más valioso degradar la porción más pesada de la Nafta para producir Jet, reduciendo el rendimiento de Nafta por ausencia de sus fracciones pesadas disminuyendo de forma correspondiente los puntos finales de su D-86 (línea fucsia con marcador triangular de la Figura 17); por otro lado, los puntos finales de la misma curva de Jet mostraron valores altos de temperatura debido a que tomó las fracciones más livianas del ACPM que son más pesadas que las del Jet, generando así una disminución en el rendimiento del ACPM como se ve en la Tabla 22 y por ende un aumento en las temperaturas iniciales de la D-86 de este producto (línea morada con marcador triangular de la Figura 17).

Además de las propiedades básicas mencionadas anteriormente, el modelo de optimización calculó propiedades adicionales de interés específico para cada producto de acuerdo a su destino final (sección 3.5). Debido a los requerimientos ambientales de bajo azufre en los combustibles, esta propiedad se incluyó como resultado del modelo; por otro lado, debido a que los gasóleos van a otras unidades como cracking y que las propiedades del CRED se propagan en los gasóleos de vacío, a estas corrientes se les

determinó también el CCR. Las propiedades adicionales calculadas por PRO/II para los óptimos a partir de EI<sub>2</sub> y EI<sub>4</sub> se registran en la Tabla 24.

**Tabla 24.** Propiedades Adicionales de Productos Intermedios de TDA1, TDA2 y TDA3 para óptimos simulados en PRO/II

PROD UCTO	ÓPTIMO A PARTIR DE EI <sub>2</sub>						ÓPTIMO A PARTIR DE EI <sub>4</sub>					
	AZUFRE (% peso)			CCR (% peso)			AZUFRE (% peso)			CCR (% peso)		
	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3	TDA1	TDA2	TDA3
JET	0.16	0.09	0.16	-	-	-	0.16	0.09	0.16	-	-	-
ACPM	0.58	0.39	0.53	-	-	-	0.57	0.40	0.48	-	-	-
GOA	1.30	1.10	0.98	0.55	0.54	0.003	1.35	1.09	0.87	0.65	0.51	0.001
CRED	1.77	1.72	1.68	15.61	15.70	13.89	1.77	1.72	1.67	15.62	15.66	13.63

**4.2.3.3. Blending de Productos Finales.** El modelo de optimización consta de una sección destinada al blending de productos intermedios como Jet y ACPM de cada TDA para producir los combustibles finales Jet-1A y Diesel. Por lo anterior, otra variable de respuesta es la composición de cada uno de los blending teniendo en cuenta que las corrientes intermedias de Jet de las TDAs pueden usarse para preparar tanto Jet-1A como Diesel, mientras que todas las corrientes de ACPM solo pueden usarse para preparar Diesel. Los productos finales obtenidos están dentro de especificaciones de acuerdo a los productos comerciales, pues el modelo contiene restricciones de calidad (contenido de azufre, gravedad API y PFE) consignados en la Tabla 6. Como demanda del mercado se exigió al modelo de optimización un mínimo de producción de Jet-1A de 5000 BPD y un mínimo de Diesel de 7000 BPD. Las recetas de Jet-1A y de Diesel que maximizan el sistema de UDCs se muestran en la Tabla 25 para cada óptimo factible.

**Tabla 25.** Blending de Productos Finales Jet -1A y Diesel para el Sistema de UDCs

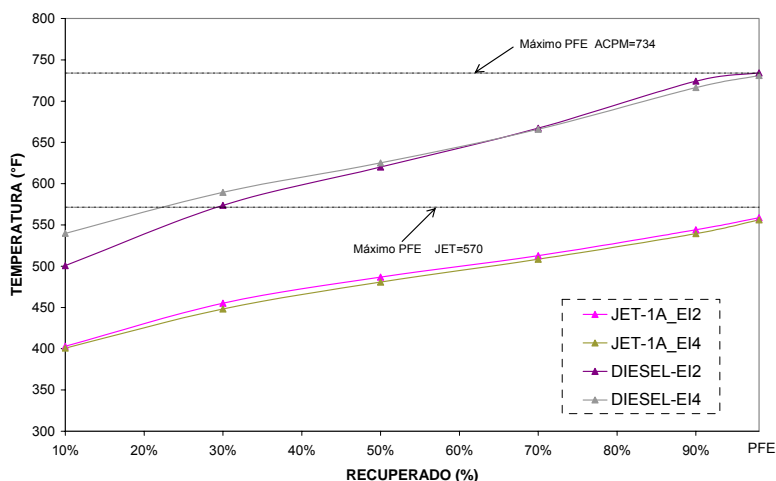
PRODUCTO INTERMEDIO	JET-1A		DIESEL	
	Opt-EI <sub>2</sub>	Opt-EI <sub>4</sub>	Opt-EI <sub>2</sub>	Opt-EI <sub>4</sub>
JET-TDA1	40.2%	32.9%	0.0%	0.0%
JET-TDA2	0.4%	16.1%	8.8%	0.0%
JET-TDA3	59.4%	51.0%	0.0%	0.0%
ACPM-TDA1	-	-	41.9%	46.2%
ACPM-TDA2	-	-	31.2%	36.0%
ACPM-TDA3	-	-	18.1%	17.8%
<b>TOTAL (BPD)</b>	11552	13709	19780	16094

Las propiedades de los productos finales usando las recetas de la Tabla 25 calculadas por PRO/II para los óptimos a partir de EI<sub>2</sub> y EI<sub>4</sub> se registran en la Tabla 26.

**Tabla 26.** Propiedades de Productos Finales del Sistema de UDCs para óptimos simulados en PRO/II

PRODUCTO	ÓPTIMO A PARTIR DE EI <sub>2</sub>			ÓPTIMO A PARTIR DE EI <sub>4</sub>		
	API	AZUFRE (% peso)	PFE (°F)	API	AZUFRE (% peso)	PFE (°F)
JET-1A	38.03	0.155	558.7	38.24	0.135	556.1
DIESEL	29.30	0.400	734.3	28.67	0.400	730.9

En la Figura 18 se grafican las curvas ASTM D-86 para los productos finales calculadas en PRO/II usando las condiciones óptima del sistema de UDCs, donde se puede observar que los productos encontrados están dentro de los límites de calidad para el PFE.



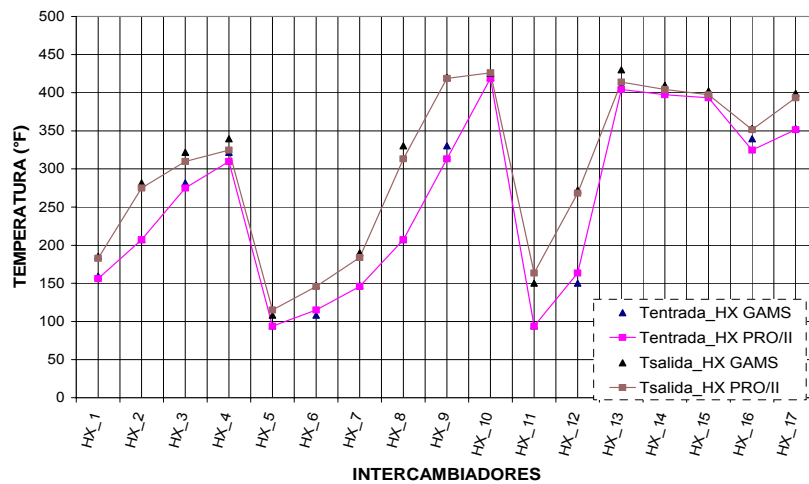
**Figura 18.** Curva de Destilación ASTM D-86 de Productos Finales del Sistema de UDCs para los óptimos simulados en PRO/II

#### 4.2.4. Tren de Pre calentamiento de Crudo y Hornos Atmosféricos

La inclusión de la restricción energética en el modelo de optimización debida a la integración energética de las corrientes de salida de las UDCs con el tren de pre calentamiento de crudo, generó otro subconjunto de variables de respuesta relacionado con el desempeño de la red de intercambiadores.

En la Figura 19 se muestra la variación de la temperatura del crudo calculada con GAMS y PRO/II a lo largo de la RED 1 que pertenece a la UDC1 con el mejor óptimo encontrado, es decir a partir de  $EI_2$ . La RED 1 precalienta el crudo que va a la TDA1 y TDA2, por tanto en la Figura 19 aparecen 2 picos de temperatura, uno en el intercambiador 13 (HX\_13) que es el último paso del crudo antes de llegar al horno atmosférico (HA1) y por ende a TDA1 y el otro en el intercambiador 10 (HX\_10) que es el último antes de llegar a HA2 y por ende a TDA2.

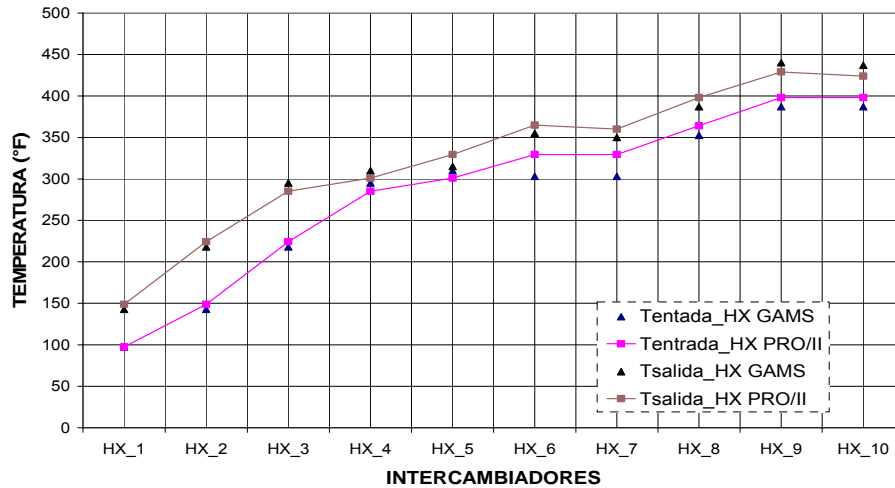
En la Figura 20 se muestra la variación de la temperatura del crudo calculada con GAMS y PRO/II a lo largo de los de la Red 2 que pertenece a la UDC2 con el óptimo a partir de  $EI_2$ . El HX\_9 y el HX\_10 son los últimos intercambiadores de la RED 2 y se encuentran en paralelo, por tanto sus temperaturas son las mayores en la Figura 20.



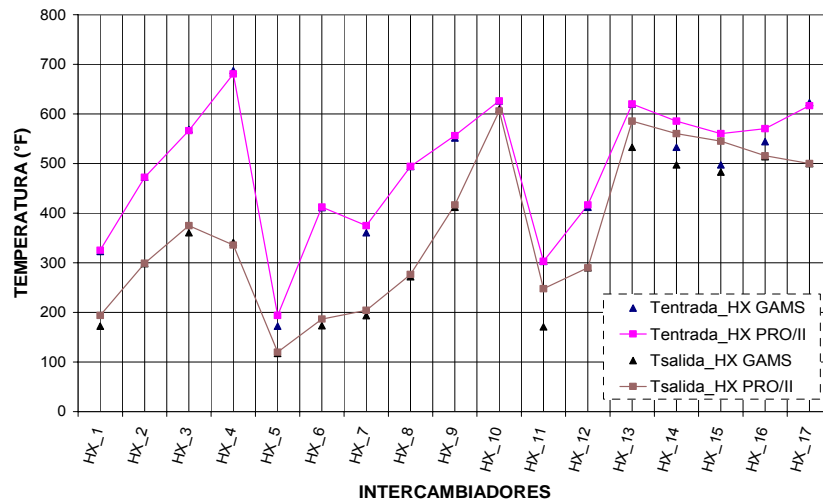
**Figura 19.** Perfil de Temperatura del Crudo en la RED 1 con el Óptimo de  $EI_2$

Un aspecto a resaltar en los resultados de las Figuras 20 y 21, es que la temperatura del crudo a la salida de cada intercambiador de la RED 1 y RED 2 no excede el límite de seguridad mencionado en la sección 4.4 y reportado en el Anexo 2. Este hecho es un efecto derivado de incluir la integración energética en el modelo de optimización.

En la Figura 21 se muestra la variación de la temperatura de los fluidos calientes (productos, pumparounds atmosféricos y de vacío) a lo largo de los 17 intercambiadores de calor de la RED 1 con el óptimo a partir de  $EI_2$ .

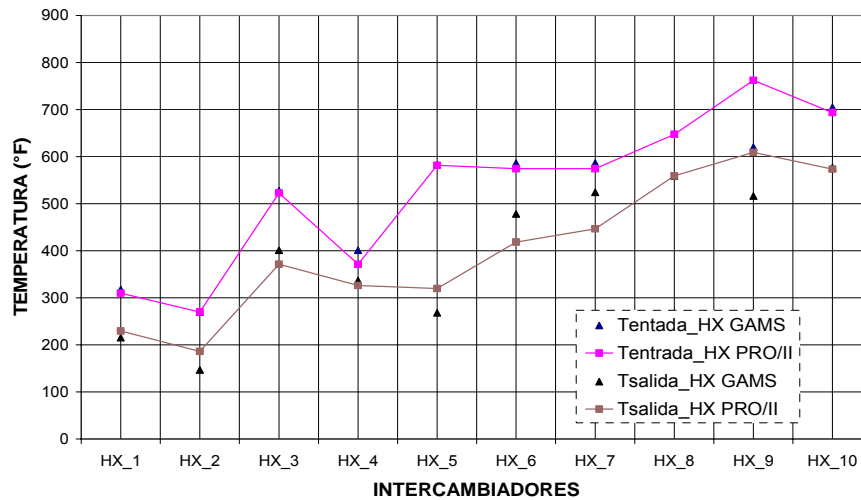


**Figura 20.** Perfil de Temperatura del Crudo en la RED 2 con el Óptimo de  $EI_2$



**Figura 21.** Perfil de Temperatura de Fluidos Calientes en la RED 1 con el Óptimo de  $EI_2$

En la Figura 22 se muestra la variación de la temperatura de los fluidos calientes (productos, pumparounds atmosféricos y de vacío) a lo largo de los 10 intercambiadores de calor de la RED 2 con el óptimo a partir de  $EI_2$ .



**Figura 22.** Perfil de Temperatura de Fluidos Calientes en la RED 2 con el Óptimo de  $El_2$

El aspecto a resaltar de los resultados de las Figuras 20 y 21, es que las condiciones óptimas determinadas por el modelo de optimización genera un conjunto de variables de salida que al interactuar con los trenes de precalentamiento de crudo promueven un desempeño de los intercambiadores dentro de los límites operacionales, significando que el intercambio energético no se convierte en limitante del funcionamiento de las UDCs de acuerdo a lo establecido por el modelo de optimización. Específicamente, la temperatura de los fluidos calientes a la entrada de cada intercambiador de la RED 1 y RED 2 no excede el límite de seguridad mencionado en la sección 3.5 y reportado en el Anexo 2.

Finalmente, los errores encontrados en los resultados de temperatura de las redes de precalentamiento de crudo están dentro de lo esperado, teniendo en cuenta, que aunque en el modelo de optimización los intercambiadores se modelaron con los balances de energía en el lado frío y el lado caliente, junto con la ecuación de diseño, contienen una simplificación fuerte respecto al coeficiente global de transferencia de calor ( $U$ ) al no usar el ensuciamiento real de los intercambiadores y no actualizarse en cada optimización. A pesar de lo anterior, la existencia de los intercambiadores en el modelo del sistema de UDCs mueve el óptimo a regiones de operación diferentes a las encontradas si se usaran las torres únicamente, ya que agregan nuevas restricciones al problema que finalmente garantizan una forma de operación óptima y segura en las plantas industriales por no

exceder las ventanas de operación de los intercambiadores (Ver Anexo 2), lo cual se comprobó en los caso analizados en este proyecto (Figuras 18-21).

**4.2.4.1. Hornos Atmosféricos y Pumparounds.** El calor requerido por los hornos atmosféricos para operar en las condiciones óptimas a partir de  $E_{I_2}$  y  $E_{I_4}$  se muestran en la Tabla 27 junto con los requerimientos de estos equipos calculados en PRO/II. Los valores de duty reportados, corresponden al calor absorbido en MMBTU/DIA por la corriente de crudo para su vaporización, con una eficiencia de horno del 73%, es decir los valores de la Tabla 27 equivalen al 73% del calor quemado en los hornos.

**Tabla 27.** Duty de Hornos Atmosféricos para óptimos simulados en PRO/II (MMBTU/DIA)

HORNO	ÓPTIMO A PARTIR DE $E_{I_2}$			ÓPTIMO A PARTIR DE $E_{I_4}$		
	GAMS	PRO/II	Error(%)	GAMS	PRO/II	Error(%)
HA1	2874.1	3141.3	8.5%	2843.0	2857.6	0.5%
HA2	1537.3	1678.0	8.4%	1545.2	1699.3	9.1%
HA3	2811.4	3115.1	9.8%	2852.5	3207.6	11.1%

Finalmente, en la Tabla 28 se consignan los valores de los duty hallados en GAMS para los óptimos de  $E_{I_2}$  y  $E_{I_4}$ , y los hallados al simular dichos óptimos en PRO/II.

**Tabla 28.** Duty de Pumparounds para óptimos simulados en PRO/II (MMBTU/DIA)

PUMPAROUND	ÓPTIMO A PARTIR DE $E_{I_2}$			ÓPTIMO A PARTIR DE $E_{I_4}$		
	GAMS	PRO/II	Error (%)	GAMS	PRO/II	Error (%)
UPA	-293.4	-312.0	6.0%	-256.3	-272.0	5.8%
MPA	-540.3	-536.7	0.7%	-459.8	-457.1	0.6%
LPA	-389.4	-373.8	4.2%	-374.5	-364.7	2.7%
MPA	-391.3	-391.9	0.2%	-422.4	-409.2	3.2%
MPA	-571.3	-543.2	5.2%	-573.1	-548.5	4.5%
LPA	-97.2	-92.6	4.9%	-94.4	-92.0	2.7%

## 5. CONCLUSIONES

### METAMODELOS

- El enfoque de metamodelos como modelo de predicción de las UDCs mostró resultados favorables dentro de la optimización reduciendo de forma significativa las no linealidades y el tiempo de cómputo gastado en la búsqueda del óptimo, anulando los problemas de convergencia y contando con una adecuada predicción del comportamiento real del proceso de destilación.
- Los metamodelos de tipo polinómico de segundo grado usados para aproximar modelos rigurosos de torres de destilación atmosférica mostraron un excelente desempeño en la predicción de variables de salida dentro de una aplicación de mayor magnitud como la optimización de un sistema de UDCs. Los metamodelos de las UDCs mostraron un error promedio menor al 6.6% para flujos, menor al 1.5% para temperatura y errores promedios menores al 3% para las demás propiedades.
- El uso de metamodelos en la optimización de un sistema que incluye la carga, el proceso, el blending de productos y la integración energética, comprueba las cualidades de este modelado, ya que representaron la rigurosidad del fenómeno de la destilación a través de una función sencilla (polinomio de segundo grado) sin los problemas de convergencia y de acoplamiento propios de los modelos de simulación rigurosos de paquetes comerciales. Estos beneficios los coloca como candidatos a ser las herramientas predictivas dentro de modelos más complejos como planeación de refinería que requieran representar la realidad de las plantas y superar así las predicciones simplificadas de los modelos lineales típicamente usados.

### OPTIMIZACIÓN

- Se construyó un modelo de optimización NLP para un sistema formado por 2 UDCs con un total de 3 torres atmosféricas, 2 de vacío, 2 hornos atmosféricos y 2 redes de precalentamiento de crudo que considera los mezcladores de la carga, 2 mezcladores de productos finales, las ventanas de operación y de integridad de los equipos, la calidad de los productos y la integración energética como restricción de planta maximizando utilidades mediante las condiciones de operación de las secciones atmosféricas, la composición de la carga y del blending de productos del sistema.

- El modelo propuesto incluyó satisfactoriamente la integración energética de las plantas industriales de destilación como restricción del proceso, sin presentar problemas de convergencia por los metamodelos, obteniendo óptimos factibles en PRO/II y gastando poco tiempo en la solución.
- El tiempo de ejecución usado por GAMS para encontrar la solución estuvo entre 26 y 62 segundos siendo un valor bajo para un problema NLP que modela de forma semi-rigurosa el comportamiento de la planta.
- El modelo de optimización encontró que la utilidad de los óptimos incrementa en cerca del 20% respecto a la estimación inicial; este incremento, demuestra la importancia de usar modelos de optimización en las plantas industriales para mejorar su eficiencia.
- El modelo de optimización identifica óptimos operacionales factibles que generan incrementos significativos en la utilidad del sistema, tal como se obtuvo con el óptimo a partir de  $EI_2$  con una utilidad mayor en 8.5% respecto a la utilidad del óptimo de  $EI_4$ .
- Al simular los óptimos en PRO/II se encontraron diferencias en el comportamiento del sistema originadas por la simplificación del funcionamiento riguroso de las UDCs inherente a los metamodelos, dando soluciones conservadoras con óptimos mayores hasta en un 3.4% que el calculado por el modelo de optimización en GAMS.
- La principal característica de las dietas óptimas encontradas en el caso de estudio de la refinería de Barrancabermeja, es usar una mayor proporción de los crudos pesados (Crudos 2, 3, 4 y 5) comparado con las dietas de las estimaciones iniciales. Este efecto se debe a que el optimizador disminuye los costos dentro del modelo y prefiere los crudos pesados por sus bajos precios.
- El uso de crudos extra-pesados en la dieta de las UDCs necesita condiciones más severas de operación para extraer la mayor cantidad de componentes valiosos mediante la destilación, requiriendo mayor exigencia del horno para aumentar la temperatura de la entrada a las torres, una mayor cantidad de flujo de vapor de despojo por el fondo y una menor presión de cima de las torres.
- El aumento de la proporción de los crudos extra-pesados en la dieta óptima (en algunos casos hasta del 15%) generó una disminución en la producción de rendimientos blancos en las torres atmosféricas, debido a que el crudo carga resultante posee componentes de mayor punto de ebullición que las fracciones medias y livianas necesarias para preparar combustibles.

- La valorización del crudo reducido en el balance económico de las UDCs permitió que los óptimos encontrados del sistema exhibieran mayor utilidad que las estimaciones iniciales equilibrando la disminución en los rendimientos blancos por el procesamiento de dietas extra pesadas. Esto dependerá en gran medida del tipo de conversión de la refinería y de la valoración de los productos y procesos aguas abajo.
- La inclusión de la integración energética en el modelo de optimización permitió encontrar nuevos puntos de operación para las torres atmosféricas que no se consideran en la operación normal de estas torres en la refinería; la torre TDA2 es un ejemplo de este hecho, pues en la optimización se encontró un mejor desempeño procesando cargas livianas ( $API=27$ ) mientras que en la refinería solo se han fraccionado cargas pesadas con esta torre.
- La existencia de los intercambiadores en el modelo del sistema de UDCs mueve el óptimo a regiones de operación diferentes a las encontradas si se usaran las torres únicamente, ya que agregan nuevas restricciones al problema que garantizan una forma de operación segura dentro de las capacidades de diseño de las plantas industriales.

## 6. RECOMENDACIONES

### METAMODELOS

- Al realizar los metamodelos se encontraron parámetros en cero de algunas variables de entrada debido a que no ejercen influencia sobre las variables de respuesta de interés. Por esta razón se sugiere realizar un screening a través de diseños de experimentos exploratorios que permitan reducir el número de variables independientes para construir el metamodelo, reducir los parámetros y por tanto el tiempo en la construcción de dichas funciones.
- Se recomienda conocer y afinar el grado de sintonización de los modelos de simulación para disminuir los errores en los cálculos de los metamodelos.
- Para aplicaciones que contengan variables cambiantes en el tiempo como propiedades de los crudos o tipos de crudo en la mezcla, entre otras, se recomienda usar el muestreo MBLHD con un número de experimentos  $\geq 500$  que permita dar flexibilidad a la construcción de los Metamodelos.

### OPTIMIZACIÓN

- Con el objeto de validar el aporte de optimización con metamodelos se recomienda realizar casos de estudio donde se caractericen las dietas operacionales actuales y se determine el diferencial de los óptimos sugeridos por esta herramienta.
- Se recomienda hacer estudios sobre la región factible del modelo de optimización con el fin de verificar su no convexidad y respaldar los resultados obtenidos en esta investigación sobre óptimos factibles en GAMS pero no factibles en PRO/II.
- La estructura del modelo de optimización permite incluir más variables de salida para las corrientes como propiedades de calidad de los productos, por tanto el modelador debe cerciorarse que las nuevas propiedades de su interés sean variables de salida en las corridas de simulación que generan los metamodelos, es decir asegurar la construcción del respectivo metamodelo que la calcula o incluir alguna correlación que a partir de las propiedades básicas de las corrientes genere la propiedad adicional.
- La función objetivo de utilidades planteada en este estudio considera los costos de operación de las unidades como costos fijos y en función de los barriles de crudo

procesado, por tanto una forma de mejorar esta función es incluir el precio de gastar un recurso (vapor, agua de enfriamiento, electricidad, etc.) es decir dólares por recurso e incluir el consumo de estos servicios en la función de utilidades; este planteamiento generará costos de operación específicos de acuerdo al funcionamiento de las UDCs y se acercará al verdadero gasto de las plantas industriales.

- Para facilitar el uso del modelo de optimización objeto de esta investigación en la refinería, es decir volverlo operativo para los ingenieros de Barrancabermeja, se podría generar una base de datos de corridas de optimización que permita crear nomogramas que predigan la forma de operación óptima de las torres atmosféricas a partir de una dieta específica. La forma de operación óptima sugerida por los nomogramas, es decir valores de temperatura, presión, flujo se constituirán en el punto de partida para la operación que deberán ser afinados y aprobados por la experticia de los ingenieros para así implementarse finalmente en las unidades.
- Con el fin de reducir los errores en los sistemas de precalentamiento de crudo de las UDCs, se recomienda incluir el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor para cada intercambiador. Sin embargo, el modelador debe analizar la importancia y el impacto de este cálculo dentro del modelo respecto a la complejidad que promueve, ya que esta rutina de cálculo consumirá muchos recursos computacionales aumentando el tiempo de solución y las infactibilidades en la optimización al agregar nuevas restricciones no lineales al problema.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] API Technical Data Book, Vol. II: Thermal Properties & Phase Equilibria. 7<sup>th</sup> ed., Epcon International, 2005
- [2] Basak, K., Abhilash, K. S., Ganguly, S. and Saraf, D.N. On-Line Optimization of a Crude Distillation Unit with Constraints on Product Properties. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2002, 41, 1557-1568
- [3] Brooke, A., Kendrick, D., & Meeraus, A. GAMS- a user's guide (release 2.25). San Francisco, CA: The Scientific Press, 1992
- [4] Chang, B., Lee, S., Kwon, H. and Moon, L. Rigorous Industrial Dynamic Simulation of a Crude Distillation Unit Considered Valve Tray Rating Parameters. *Comput. Chem. Eng.* 1998, 22, Suppl., S863-S866
- [5] Chau-Kuang Liau. Expert system of a crude oil distillation unit for process optimization using neural networks. *Expert Systems with Applications* . 2004, 26 (2), 247-255
- [6] Chatterjee, T., Saraf, D.N. On-line estimation of product properties for crude distillation units. *J. Process Control.* 2004, 14 61–77
- [7] Dave, D.J., Dabhiya, M.Z., Satyadev, S.V.K., Ganguly, S., Saraf, D.N. Online tuning of a steady state crude distillation unit model for real time applications. *J. Process Control* 2003, 13, 267–282.
- [8] Hartmann, J. C. M. Determine the optimum crude intake level –a case history. *Hydrocarbon Processing.* 2001, 6, 77-84
- [9] Joly, M., Moro, L.F.L, and Pinto, J.M. Planning and Scheduling for Petroleum Refineries using Mathematical Programming. *Brazilian Journal of Chemical Engineering.* 2002, 19 (2), April-June, 207-228

- [10] Kleijnen, J. and Sargent, R. A methodology for fitting and validating metamodels in simulation. *European Journal of Operational Research*. 2000, 120, 14-29
- [11] Kumar, V., Sharma, A., Roy Chowdhury, I., Ganguly, S., Saraf, D.N. A crude distillation unit model suitable for online applications. *Fuel Process. Tech.* 2001, 73, 1–21
- [12] Inamdara, S.V. Santosh, K. Gupta, and Saraf, D.N. Multi-objective Optimization of an Industrial Crude Distillation Unit Using the Elitist Non-Dominated Sorting Genetic Algorithm. *Chemical Engineering Research and Design*. 2004, 82, Issue 5, 611-623
- [13] Miller, J., Forrest, J. Modeling Crude Unit product overlap for better LP modeling. NPRA Comp. Conference October 1-3, 2001
- [14] Montgomery, D.C. Design and Analysis of Experiments. 5<sup>th</sup> ed., New York: John Wiley & Sons, 2001
- [15] Neiro, S. and Pinto, J.M. A General Modeling Framework for the Operational Planning of Petroleum Supply Chains. *Comput. Chem. Eng.* 2004, 28, 871-896
- [16] Palmer, K., Tsui, K. A Minimum Bias Latin Hypercube Design. *IIE Transactions*. 2001, 33, 9, 793 - 808.
- [17] Palmer, K., Realf, M. Metamodeling Approach to Optimization of Steady State Flowsheet Simulations. *Trans IChemE*. 2002a, 80(A), October, 760-772.
- [18] Palmer, K., Realf, M. Metamodeling Approach to Optimization of Steady State Flowsheet Simulations. *Trans IChemE*. 2002b, 80 (A), October, 773 - 782.
- [19] Pinto, J.M., Joly, M. and Moro, LFL. Planning and Scheduling Models for Refinery Operations. *Comput. Chem. Eng.* 2000, 24, 2259-2276
- [20] Riazi, M.R. Characterization and Properties of Petroleum Fractions. 1<sup>st</sup> edition, West Conshohocken, PA ASTM 2005

- [21] Tunali, S., Batmaz, I. Dealing with the least squares regression assumptions in simulation metamodeling. *Computers & Industrial Engineering*. 2000, 38, 307–320
- [22] Watkins, R.N. Petroleum Refinery Distillation. 2<sup>nd</sup> edition, Gulf Publication Company, Houston, 1981
- [23] Wenkai, Li., Chi-Wai, Hui, AnXue, Li. Integrating CDU, FCC and product blending models into refinery planning. *Comput. Chem. Eng.* 2005, 29 (9), 15 August, 2010-2028
- [24] Wenkai Li, Chi-Wai Hui, I. A. Karimi and Rajagopalan Srinivasan. A novel CDU model for refinery planning. *Asia-Pac. J. Chem. Eng.* 2007; 2: 282–293
- [25] Zhang, J.; Zhu, X. X.; Towler, G. P. A Simultaneous Optimization Strategy for Overall Integration in Refinery Planning. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2001, 40, 2640-2653.
- [26] Zhang, J.; Zhu, X. X.; Towler, G. P. A novel modeling and decomposition strategy for overall refinery optimization. *Comp. Chem. Eng.* 2000, 24, 1543-1548

## ANEXOS

### ANEXO 1. NOMENCLATURA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN

#### Índices

$u$	Unidad de Destilación (UDC1 y UDC2)
$t$	Torre Atmosférica (TDA1, TDA2 y TDA3)
$s$	Productos Atmosféricos (Nafta, Jet, ACPM, GOA y Crudo Reducido)
$fp \in S$	Productos Finales (JET 1-A y DIESEL)
$c$	Crudo que forma la mezcla que entra a cada $t$ (Crudo 1,...Crudo 5)
$r$	Recurso consumido en el proceso (combustible, aire comprimido, agua potable, agua industrial, vapor y electricidad)
$pa$	Pumparounds de la torre atmosférica (UPA, MPA, LPA)
$p$	Propiedad de Productos Atmosféricos de $t$ (Gravedad API, temperaturas del 10, 30, 50, 70, 90% y PFE de la ASTM D-86 y el Cp como propiedades básicas y como adicionales el Azufre para JET, ACPM y GOA, y el CCR para GOA y CRED).
$ps \in P$	Propiedad de calidad $p$ de los productos intermedios Jet y ACPM (PFE de la ASTM D-86)
$pfp \in P$	Propiedad de calidad $p$ del producto final $fp$ (Azufre, Gravedad API y el PFE)
$pct$	Propiedad $p$ del crudo $c$ componente de la mezcla que se procesa en la torre $t$ (Gravedad API, Azufre y el NN)
$h$	Fluido Caliente que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$c$	Fluido Frío de Crudo que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$hx$	Intercambiador que pertenece a la red de precalentamiento de crudo de $u$ ( $hx=1, \dots, 17$ si $u=UDC1$ y $hx=1, \dots, 10$ si $u=UDC2$ )
$hi$	Constante $i$ del fluido caliente $h$ para calcular $Cp$ (1, 2 y 3)
$ci$	Constante $i$ del fluido frío $c$ para calcular $Cp$ (1, 2 y 3)

#### Conjuntos

$U$	Unidades de Destilación de Crudo
$Ua$	Torres Atmosféricas
$S$	Productos Atmosféricos
$Crdo$	Crudos que se mezclan para formar la dieta de las torres
$R$	Recursos consumidos en el proceso de destilación de crudo
$PA$	Pumparounds de la torre atmosférica
$P$	Propiedades del producto atmosférico $s$
$PCT$	Propiedad $p$ del crudo $c$ relacionada con la integridad de los equipos
$HXpa$	Intercambiadores que participan en el pumparound $pa$

#### Parámetros

$C_s$	Precios de venta del Producto Atmosférico $s$ (US\$/barril)
$C_{fp}$	Precios de venta del Producto Final $fp$ (US\$/barril)
$C_c$	Precios de compra del crudo $c$ (US\$/barril)
$C_{r,t}$	Costo del recurso $r$ consumido en la torre $t$ (US\$/barril)
$A$	Área del Intercambiador (pies <sup>2</sup> )
$U$	Coficiente Global de Transferencia de Calor (BTU/pies <sup>2</sup> °F)

#### Variables

$Pr$	Utilidad del sistema de UDCs
$F_{s,t}^{vol}$	Flujo volumétrico del producto atmosférico $s$ que se produce en la torre $t$ (BPD)
$F_t^{vol}$	Flujo volumétrico total de la carga de crudo a la torre $t$ (BPD)
$F_t$	Flujo másico total de la carga de crudo a la torre $t$ (lb/día)
$F_{s,t}$	Flujo másico del producto atmosférico $s$ que se produce en la torre $t$ (lb/día)

$Vop_t$	Variable de operación de la torre atmosférica $t$
$Vq_{ps}$	Variable de calidad del producto atmosférico $s$
$F_{pa,t}$	Flujo másico del pumparound atmosférico $pa$ de la torre $t$ (lb/día)
$F_{c,t}$	Flujo másico del crudo $c$ componente de la mezcla que se procesa en la torre $t$
$Q_{f,t}$	Duty del horno $f$ perteneciente a la torre atmosférica $t$ (MMBTU/día)
$F_{c,t}$	Flujo másico del crudo $c$ componente de la mezcla que se procesa en la torre $t$
$F_c$	Flujo másico total del crudo $c$ disponible para todas las UDCs
$P_{pct}$	Propiedad $p$ del crudo $c$ componente de la mezcla que se procesa en la torre $t$
$F_{s,t,fp}$	Flujo másico del producto $s$ (que solo puede ser Jet ,o, ACPM) de la torre $t$ que sirve de componente del producto final $fp$
$F_{fp}$	Flujo másico del producto final $fp$ (lb/día)
$P_{pfp}$	Propiedad $p$ del producto final $fp$
$P_{p,s,t}$	Propiedad $p$ del producto atmosférico $s$ de la torre $t$
$T_{s/pa,t}$	Temperatura de salida del producto atmosférico $s$ o el pumparound $pa$ de la torre $t$ (°F)
$Q_{pa,t}$	Duty del pumparound $pa$ de la torre $t$ (MMBTU/día)
$Q_{hx,u}$	Duty del intercambiador $hx$ que pertenece a la unidad $u$ (MMBTU/día)
$F_{h,hx,u}$	Flujo másico del fluido caliente $h$ que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$F_{c,hx,u}$	Flujo másico del fluido frío $c$ que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$T_{h\_in,hx,u}$	Temperatura de entrada ( <i>in</i> ) del fluido $h$ que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$T_{h\_out,hx,u}$	Temperatura de salida ( <i>out</i> ) del fluido $h$ que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$T_{c\_in,hx,u}$	Temperatura de entrada ( <i>in</i> ) del fluido frío $c$ que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$T_{c\_out,hx,u}$	Temperatura de salida ( <i>out</i> ) del fluido frío $c$ que entra al intercambiador $hx$ de la unidad $u$
$\overline{Cp}_{h,hx,u}$	Poder calorífico del fluido $h$ a la temperatura de entrada promedio del fluido $h$ y el fluido $c$
$\overline{Cp}_{c,hx,u}$	Poder calorífico del fluido $c$ a la temperatura de entrada promedio del fluido $h$ y el fluido $c$
$\overline{T}_{hc\_in,hx,u}$	Temperatura promedio de entrada al intercambiador $hx$ de los fluidos $c$ y $h$
$A_{hi}$	Constante $i$ del fluido caliente $h$ para calcular $Cp$
$A_{ci}$	Constante $i$ del fluido frío $c$ para calcular $Cp$

### Funciones

$\phi_{s,t}$	Metamodelo que calcula el flujo del producto $s$ de la torre $t$
$\chi_{p,s,t}$	Metamodelo que calcula la propiedad $p$ del producto $s$ de la torre $t$
$\eta_{s/pa,t}$	Metamodelo que calcula la temperatura del producto $s$ o el pumparound $pa$ de la torre $t$
$\mu_{pa,t}$	Metamodelo que calcula el duty del pumparound $pa$ perteneciente a la torre $t$
$\xi_{f,t}$	Metamodelo que calcula el duty del horno $f$ de la torre $t$ .

### Abreviaturas

UDC	Unidad de Destilación de Crudo
LP	Programación Lineal (Linear Programming)
MINLP	Programación Mixta Entera No Lineal (Mixer Integer No Lineal Programming)
MILP	Programación Mixta Entera Lineal (Mixer Integer Lineal Programming)
DoE	Diseño de Experimentos (Design of Experiment)
LHS	Diseño de Hipercubo Latino (Latin Hipercube Design)
MBLHD	Mínimo Margen de Error del Hipercubo Latino (Minimum Bias Latin Hipercube Design)
PRESS	Suma de Cuadrados del Error de Predicción (Prediction Error Sum of Squares)
TDA	Torre de Destilación Atmosférica
TDV	Torre de Destilación al Vacío
HA	Horno Atmosférico
RED	Conjunto de intercambiadores que precalientan crudo en cada UDC

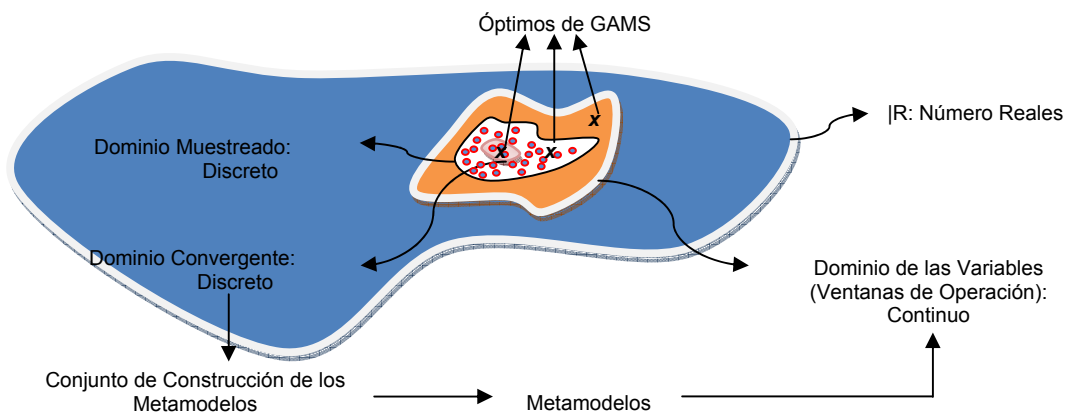
**ANEXO 2. LÍMITE OPERACIONAL DE INTERCAMBIADORES DE LA RED1 Y RED2**

INTERCAMBIADOR	RED1		RED2	
	Fluido Caliente	Crudo	Fluido Caliente	Crudo
	T entrada	T salida	T entrada	T salida
HX_1	370.7	303.6	462.0	192.5
HX_2	485.1	293.7	478.5	363.0
HX_3	576.4	370.7	627.0	418.0
HX_4	712.8	398.2	627.0	418.0
HX_5	232.1	143	638.0	418.0
HX_6	448.8	222.2	693.0	594.0
HX_7	459.8	275	693.0	594.0
HX_8	570.9	418	715.0	660.0
HX_9	774.4	585.2	825.0	660.0
HX_10	741.4	594	847.0	693.0
HX_11	370.7	236.5	-	-
HX_12	590.7	446.6	-	-
HX_13	706.2	537.57	-	-
HX_14	656.15	512.27	-	-
HX_15	616.55	534.93	-	-
HX_16	585.2	451	-	-
HX_17	635.8	539	-	-

### ANEXO 3. REGIÓNES FACTIBLES DE PRO/II DE LAS VARIABLES DE ENTADA DE LOS METAMODELOS DE TDA1, TDA2 Y TDA3

Aunque no está dentro del alcance de esta investigación a continuación se muestran algunas de las regiones factibles en PRO/II de las variables relevantes para los Metamodelos de TDA1, TDA2 y TDA3 y se verifica la ubicación de los óptimos de GAMS en los planos de dichas variables.

La Figura 1 esquematiza las posibles regiones donde puede caer un óptimo de GAMS dentro del dominio de las variables independientes de los Metamodelos.



**Figura 1.** Posible ubicación de los óptimos de GAMS en el dominio de los Metamodelos

En las Figuras 2, 3, 4, 5, 6 y 7 se muestran los conjuntos discretos de puntos factibles en PRO/II que se usaron para construir los metamodelos, junto con el total de puntos muestreados sobre el dominio de cada variable para la TDA1, TDA2 y TDA3; en dichas gráficas se ubicaron los valores óptimos de cada variable y se comprobó efectivamente que los puntos óptimos no pertenecen al conjunto de puntos convergentes y más aún no están dentro de los puntos muestreados. Este hecho demuestra que el modelo de optimización puede encontrar puntos factibles en GAMS que no pertenecen a los conjuntos de construcción de los Metamodelos pero que son convergentes (TDA1 y TDA2), y que puede encontrar puntos no convergentes como el caso de TDA3.

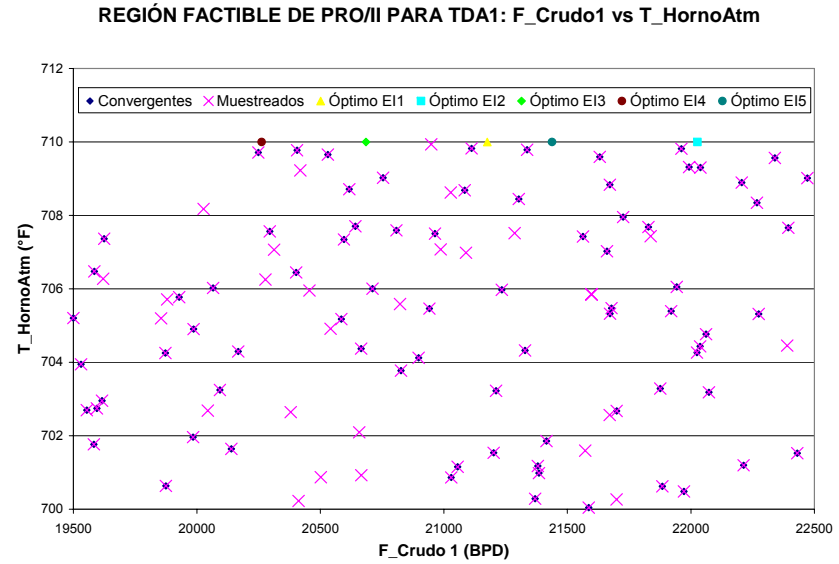
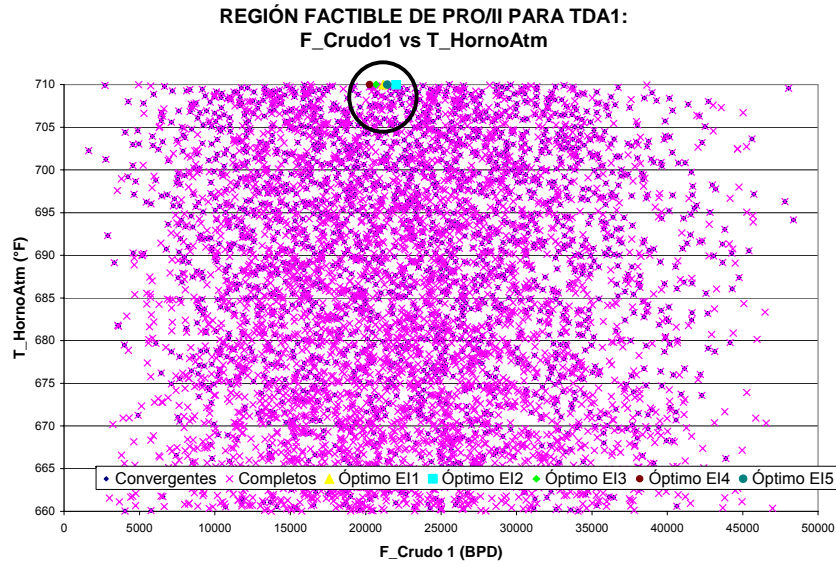


Figura 2. Regiones factibles en PRO/II del Flujo del Crudo 1 y la Temperatura del Horno de TDA1

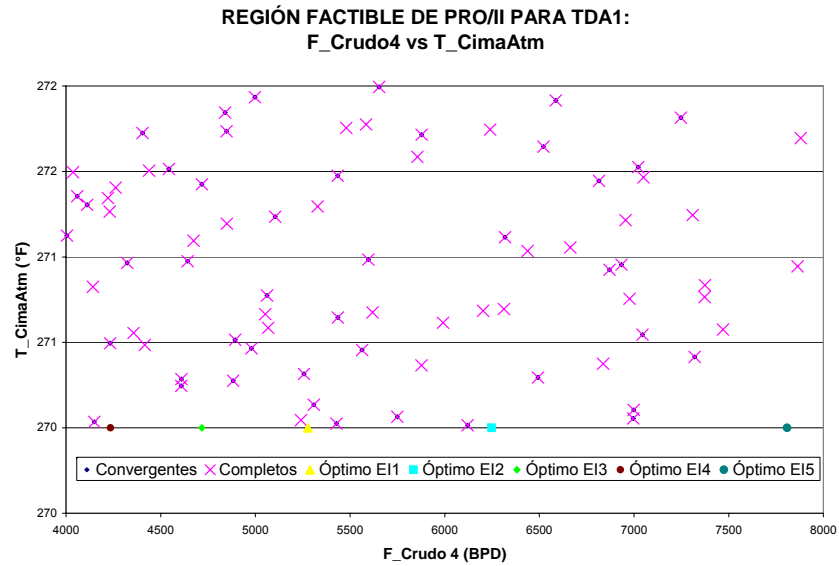
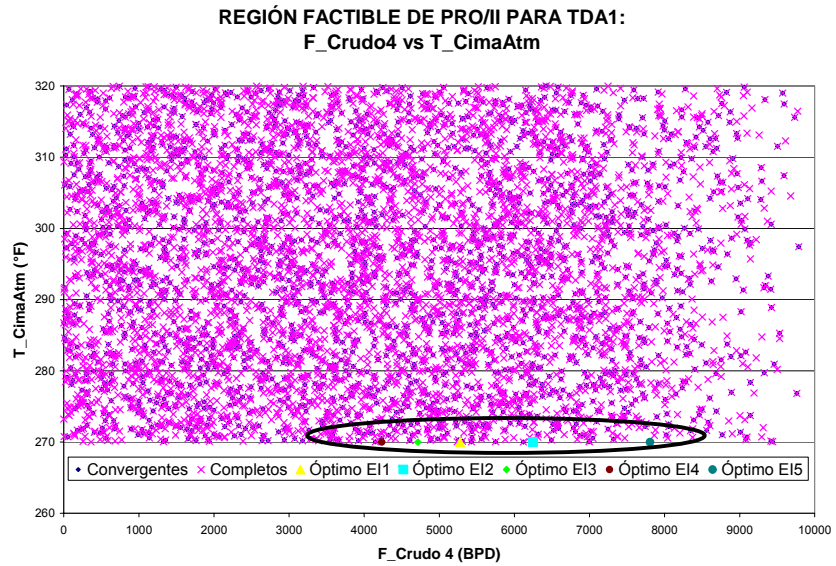


Figura 3. Regiones factibles en PRO/II del Flujo del Crudo 4 y la Temperatura Cima de TDA1

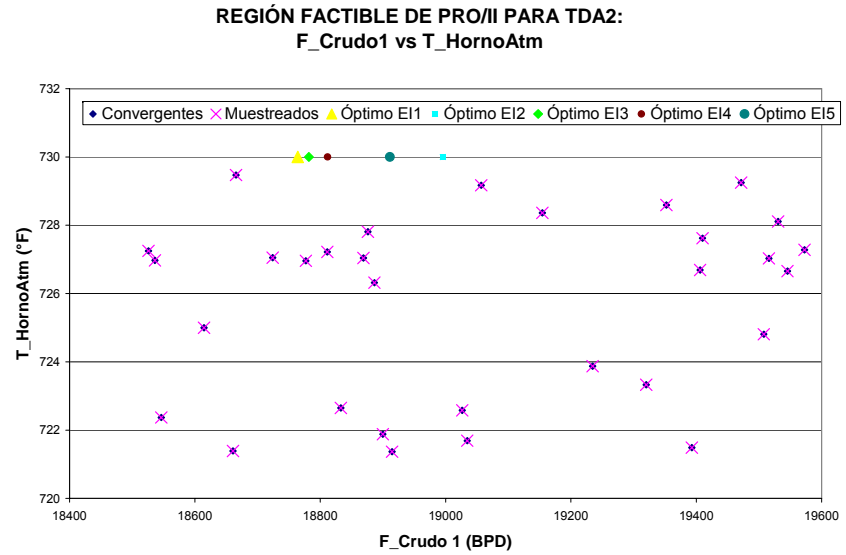
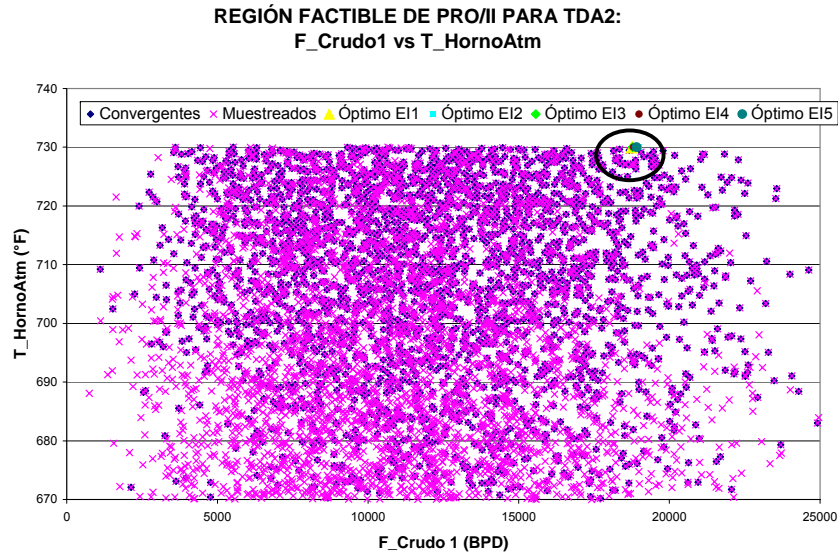


Figura 4. Regiones factibles en PRO/II del Flujo del Crudo 1 y la Temperatura del Horno de TDA2

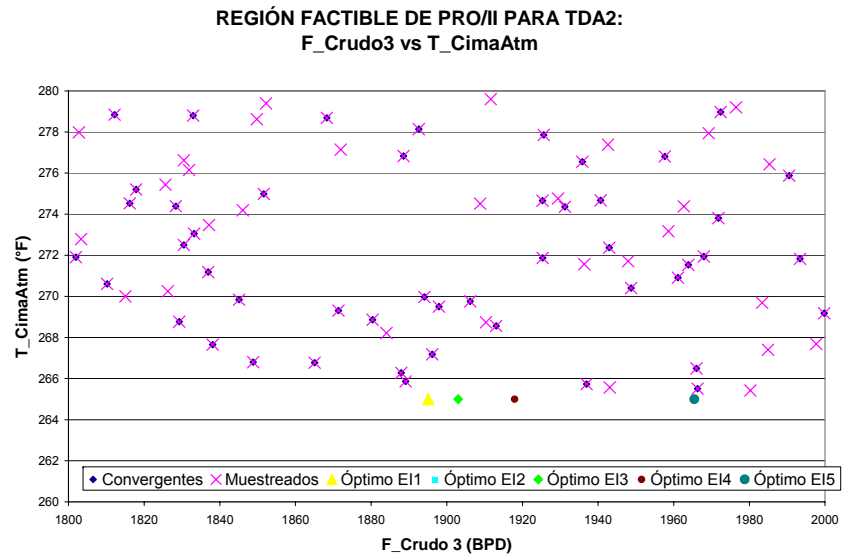
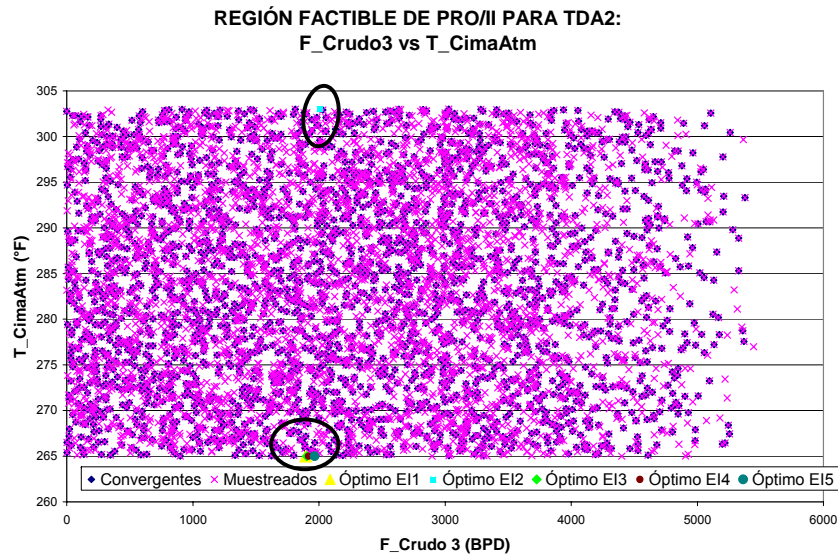


Figura 5. Regiones factibles en PRO/II del Flujo del Crudo 3 y la Temperatura Cima de TDA2

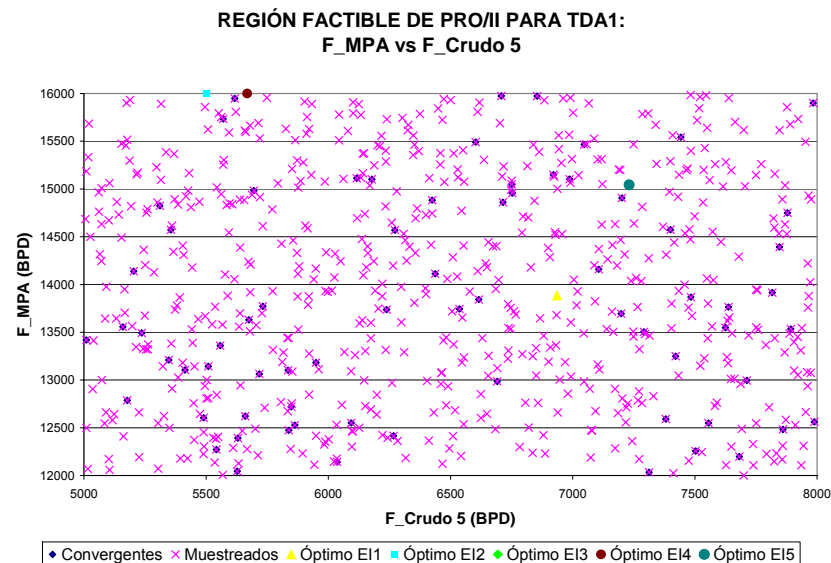
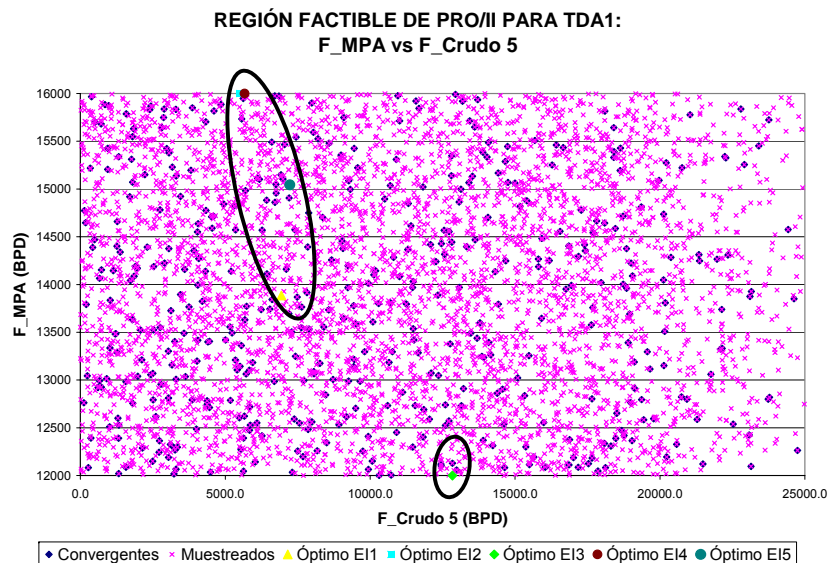


Figura 6. Regiones Factibles en PRO/II del Flujo del Crudo 5 y el Flujo de MPA de TDA3

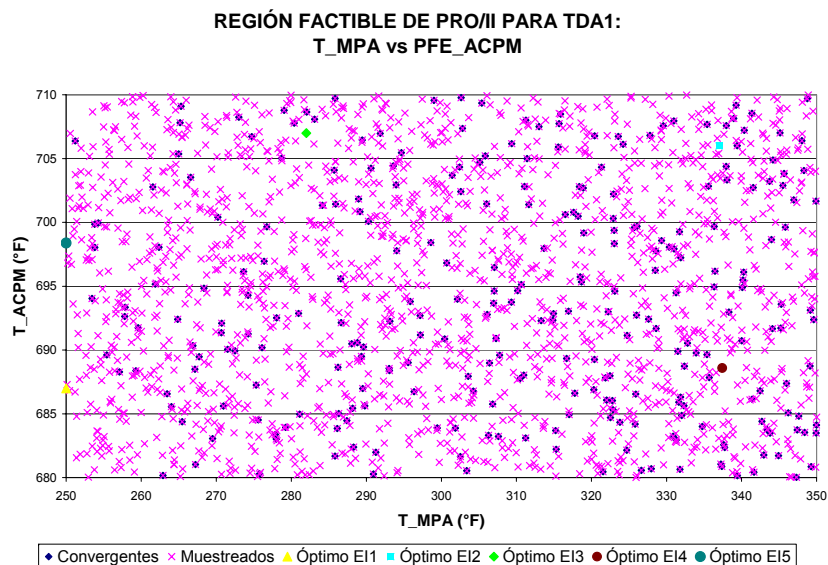
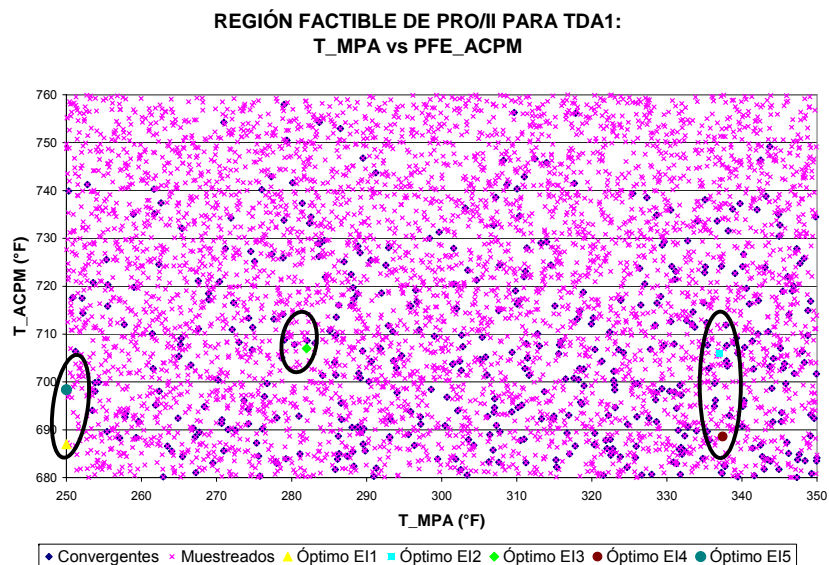


Figura 7. Regiones Factibles en PRO/II de la Temperatura de MPA y el PFE del ACPM de TDA3

## ANEXO 4. HIDRÁULICA DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICAS CON LOS ÓPTIMOS

### Anexo 4.1. Hidráulica de la Torre TDA1 con óptimo a partir de El<sub>2</sub>

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOT GPM	VLOAD CFS	DIAM IN	FF	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	163.1	671	13.17	144	34.4	0.099	3.3	32.21
3	165.9	308	13.61	144	30.6	0.09	1.6	27.11
4	165.9	312	13.67	144	30.8	0.09	1.6	27.21
5	165.3	312	13.65	144	30.7	0.09	1.6	27.21
6	164.3	309	13.57	144	30.5	0.09	1.6	27.16
7	162.9	302	13.42	144	30.1	0.09	1.6	27.05
8	160.7	289	13.14	144	29.4	0.089	1.5	26.82
9	157.5	265	12.68	144	28.2	0.088	1.4	26.4
13	211.2	408	19	144	43	0.096	2.1	29.18
14	231.9	1149	21.51	144	59.3	0.114	5.3	40.17
15	233.8	846	21.72	144	55.1	0.108	4	35.76
16	232.1	246	21.42	144	45.5	0.094	1.3	26.85
19	228.3	212	20.77	144	43.7	0.092	1.1	26.17
20	226.2	196	20.48	144	42.9	0.092	1.1	25.88
21	223	167	19.95	144	41.4	0.09	0.9	25.32
22	212.5	85	18.3	144	45.8	0.086	0.5	23.65
23	111.9	1210	7.65	144	40	0.109	13.3	56.49
24	62	1141	3.47	144	29.4	0.107	12.8	53.94
25	59.1	1061	1.64	144	28.6	0.106	12.2	51.22

### Anexo 4.2. Hidráulica de la Torre TDA1 con óptimo a partir de El<sub>4</sub>

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOT GPM	VLOAD CFS	DIAM IN	FF	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	123.5	570	10.83	144	28.3	0.095	2.8	30.66
3	125.7	268	11.19	144	25.3	0.088	1.4	26.42
4	125.8	272	11.25	144	25.4	0.088	1.4	26.5
5	125.5	271	11.23	144	25.4	0.088	1.4	26.5
6	124.8	268	11.17	144	25.2	0.088	1.4	26.46
7	123.9	262	11.05	144	24.9	0.087	1.4	26.36
8	122.5	249	10.82	144	24.3	0.087	1.3	26.14
9	120.2	228	10.44	144	23.2	0.086	1.2	25.75
13	156.1	316	15.09	144	33.8	0.091	1.6	27.51
14	172.3	939	17.29	144	47	0.107	4.4	36.58
15	174.3	673	17.5	144	43.7	0.101	3.3	32.79
16	173.1	190	17.23	144	36.4	0.089	1	25.58
19	170.6	159	16.7	144	34.9	0.088	0.9	24.96
20	169.3	147	16.49	144	34.3	0.087	0.8	24.72
21	167.4	124	16.11	144	33.2	0.086	0.7	24.27
22	156.8	62	14.66	144	36.7	0.083	0.4	22.94
23	85.2	1145	6.35	144	35.9	0.106	12.8	54.35
24	50	1077	3.07	144	27.3	0.105	12.3	51.93
25	47.8	1001	1.48	144	25.9	0.104	11.7	49.32

**Anexo 4.3.** Hidráulica de la Torre TDA2 con óptimo a partir de E1<sub>2</sub>

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOT GPM	VLOAD CFS	DIAM IN	FF	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	132.5	337.9	11.94	102	53.3	0.082	1.5	24.49
3	144.6	436.5	13.76	102	65.4	0.105	2.9	32.89
4	147.4	465.9	14.26	102	68.4	0.11	3.1	34.47
5	147.5	474.5	14.37	102	69.1	0.112	3.1	34.86
16	103	94.3	9.9	102	40.7	0.06	0.7	19.92
17	33.1	642.7	2.49	102	20.1	0.073	4.1	28.76
18	41.2	587.3	2.26	102	18.2	0.073	3.8	27.65
19	34.1	538.7	1.06	102	14.1	0.072	3.5	26.64

**Anexo 4.4.** Hidráulica de la Torre TDA2 con óptimo a partir de E1<sub>4</sub>

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOT GPM	VLOAD CFS	DIAM IN	FF	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	132.1	344.5	11.76	102	52.7	0.081	1.5	24.33
3	143.9	437.9	13.51	102	64.3	0.103	2.9	32.53
4	146.6	465.9	13.98	102	67.2	0.108	3.1	33.98
5	146.6	474	14.09	102	67.8	0.109	3.1	34.34
16	102.3	98.3	9.83	102	40.6	0.059	0.7	19.96
17	33.2	639.4	2.5	102	20.1	0.073	4.1	28.7
18	41.2	584.1	2.26	102	18.1	0.073	3.8	27.59
19	34.2	535.3	1.06	102	14.1	0.072	3.5	26.58

**Anexo 4.5. Hidráulica de la Torre TDA3 con óptimo a partir de El<sub>2</sub>**

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOT GPM	VLOAD CFS	DIAM IN	FF	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	226.4	504	17.82	108	77.2	0.176	3	29.93
3	229.6	531	18.34	108	79.7	0.184	3.2	31.25
4	227.4	532	18.27	108	79.4	0.183	3.2	31.13
5	221.1	513	17.74	108	77.1	0.174	3.1	29.92
6	206.1	448	16.23	108	70.2	0.151	2.7	26.48
7	171.2	404	13.71	108	59.6	0.17	2.4	22.17
10	261.3	650	24.44	108	98.3	0.359	3.9	38.31
11	253.9	626	23.8	108	95.7	0.343	3.7	36.87
12	243.6	574	22.67	108	90.9	0.317	3.4	34.31
13	220.6	523	20.61	108	82.6	0.326	3.1	30.28
16	222.3	361	20.66	108	84.1	0.296	2.2	31.32
17	206	342	19.47	108	79.3	0.269	2	29.11
18	198.9	272	18.65	108	75.9	0.391	1.6	25.59
19	148.9	153	13.7	108	55.2	0.264	0.9	18.64
20	40.3	1206	2.84	108	25.9	0.369	7.2	33.81
21	28.4	1161	1.85	108	21.4	0.366	6.9	32.68

**Anexo 4.5. Hidráulica de la Torre TDA3 con óptimo a partir de El<sub>4</sub>**

TRAY	VAPOR CFS	LIQUID HOT GPM	VLOAD CFS	DIAM IN	FF	PRES DROP PSI	GPM/LWI GPM/IN	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	226.4	517	17.97	108	78	0.179	3.1	30.38
3	229.6	544	18.5	108	80.5	0.187	3.3	31.73
4	227.3	545	18.42	108	80.2	0.185	3.3	31.6
5	220.8	525	17.88	108	77.8	0.177	3.1	30.34
6	205	459	16.3	108	70.7	0.152	2.7	26.74
7	168.8	413	13.69	108	59.7	0.17	2.5	22.27
10	260	667	24.62	108	99.2	0.363	4	38.8
11	253.3	650	24.09	108	97.1	0.35	3.9	37.62
12	244.3	610	23.17	108	93.2	0.328	3.6	35.54
13	224.7	570	21.47	108	86.4	0.348	3.4	32.11
16	225.7	435	21.5	108	88.3	0.316	2.6	33.54
17	212	410	20.38	108	83.7	0.29	2.4	31.31
18	203.9	334	19.43	108	79.8	0.42	2	27.62
19	151.4	196	14.09	108	57.2	0.271	1.2	19.36
20	39.6	1245	2.79	108	26.2	0.371	7.4	34.71
21	28.6	1200	1.9	108	22.1	0.369	7.2	33.57

## ANEXO 5. ESTIMACIONES INICIALES vs ÓPTIMOS

**Anexo 5.1.** Variables de Optimización para el Sistema de UDCs

VARIABLE	EI <sub>2</sub>						EI <sub>4</sub>					
	TDA1		TDA2		TDA3		TDA1		TDA2		TDA3	
	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT
F_Total	51930	47734	26191	27901	42293	44461	43090	43956	22043	27630	44027	44890
F_Crudo1	25297	22027	9512	18996	29709	20536	26013	20262	9458	18812	27529	20724
F_Crudo2	1987	2281	640	600	1653	1847	802	2281	704	600	825	1847
F_Crudo3	8910	10678	1770	2006	5957	8585	4000	10678	3395	1918	2456	8661
F_Crudo4	5899	6248	3747	1500	2368	7990	5444	4234	3540	1500	3286	7990
F_Crudo5	9836	6500	10522	4800	2606	5503	6831	6500	4946	4800	9931	5669
T_PrecalT	455	430	496	426	438	426	438	430	490	428	430	421
T_HornoAtm	677	710	697	730	700	720	708	710	729	730	700	720
T_CimaAtm	291	270	291	303	340	270	281	270	300	265	309	270
P_CimaAtm	17	13	18	15	9	8	15	20	20	15	8	8
F_MPAAtm	17269	17593	8804	8936	12617	16000	13286	12004	7152	9500	12410	16000
F_LPAAtm	15764	15538	6821	5500	5599	5000	14333	12315	7396	8000	17775	5000
T_UPAAtm	77	89	-	-	-	-	85	75	-	-	-	-
T_MPAAtm	318	299	298	290	286	337	330	260	318	300	312	337
T_LPAAtm	498	500	-	-	411	559	465	478	-	-	476	550
T_Conden	106	70	95	70	107	90	72	70	101	70	90	90
P_Conden	10	18	13	16	11	16	16	18	14	16	11	16
F_VaporAtm	112332	192000	90851	134400	68728	70000	184116	192000	126530	134400	60439	70000
F_VaporT1A	34758	36000	17094	14400	9244	45000	20093	36000	22155	14400	28353	45000
F_VaporT1B	26705	16800	-	-	31765	31730	29101	19397	-	-	35745	25692
F_VaporT1C	14639	9600	-	-	3296	35000	22170	24000	-	-	22848	24016
T_PFEJet	537	560	509	534	544	560	538	560	519	537	535	560
T_PFEACPM	700	740	701	740	684	706	727	740	750	740	701	689
P_Conden2	-	-	-	-	12	8	-	-	-	-	13	8

**Anexo 5.2. Utilidad Anual del Sistema de UDCs**

UTILIDAD (Millones US\$)	EI <sub>2</sub>		EI <sub>4</sub>	
	EI	OPT	EI	OPT
SISTEMA	167.4	199.9	153.9	185.6
UDC1	101.6	122.0	93.0	115.3
UDC2	65.8	77.8	60.9	70.3

**Anexo 5.3. Rendimientos Óptimos obtenidos en PRO/II para TDA1, TDA2 y TDA3**

PRODUCTOS	TDA1				TDA2				TDA3			
	EI <sub>2</sub>		EI <sub>4</sub>		EI <sub>2</sub>		EI <sub>4</sub>		EI <sub>2</sub>		EI <sub>4</sub>	
	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT	EI	OPT
NAFTA	9.4%	10.9%	13.4%	10.6%	9.6%	14.5%	9.0%	12.4%	14.9%	8.4%	13.5%	8.3%
JET	0.0%	9.8%	7.0%	10.2%	0.2%	4.9%	3.4%	8.2%	11.4%	15.4%	10.4%	15.5%
ACPM	18.8%	16.3%	19.8%	15.1%	17.9%	24.7%	23.5%	23.0%	11.4%	8.5%	13.7%	7.0%
GOA	1.6%	1.9%	1.9%	1.8%	3.4%	3.2%	4.1%	3.3%	1.8%	1.2%	1.3%	1.2%
CRED	67.6%	61.0%	57.7%	62.3%	67.7%	52.5%	58.3%	52.6%	61.2%	67.1%	61.9%	68.5%
BLANCOS	28.2%	37.0%	40.3%	35.8%	27.6%	44.1%	35.9%	43.6%	37.8%	32.3%	37.7%	30.8%