

**MODELO DE OPTIMIZACIÓN PARA TORRES DE DESTILACIÓN BASADO EN  
ASSAYS DE CRUDOS**

**MARÍA ESTHER ACOSTA BAUTISTA  
MELISSA URIBE ECHAVARRÍA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2017**

**MODELO DE OPTIMIZACIÓN PARA TORRES DE DESTILACIÓN BASADO EN  
ASSAYS DE CRUDOS**

**MARÍA ESTHER ACOSTA BAUTISTA  
MELISSA URIBE ECHAVARRÍA**

**Trabajo de grado presentado para optar el título de Ingenieras Químicas**

**Director:**

**GIOVANNI MORALES MEDINA  
Ingeniero Químico, Dr.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2017**

## ***Dedicado a:***

*Al Ser superior, quien vela por mi, permitiendome cumplir esta gran meta.*

*A mis padres por su apoyo incondicional, por sus sábios consejos y por enseñarme a luchar por mi sueños.*

*A toda mi familia por creer en mí.*

*A mis grandes amigos por se una grata compañía en momentos difíciles y buenos de mi vida.*

***María Esther Acosta Bautista***

***Dedicado a:***

*A mis padres Luz Elena y Alvaro, por ser mi mayor inspiración, y apoyo incondicional, por enseñarme amar la vida, a luchar por los sueños y no desfallecer ante las adversidades.*

***Melissa Uribe Echavarria***

## CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
INTRODUCCIÓN .....	14
1. OBJETIVOS.....	15
1.1 OBJETIVO GENERAL .....	15
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	15
2. MARCO TEÓRICO .....	16
2.1 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA .....	16
2.2 ASSAY DE CRUDO .....	17
2.3 CURVAS TBP (TRUE BOILING POINT).....	17
2.4 REGLAS DE MEZCLA .....	17
2.5 OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS.....	19
2.6 REQUISITOS COMERCIALES PARA EL JET, LA GASOLINA CORRIENTE Y EL DIÉSEL.....	19
3. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA.....	21
3.1 CONSECUCIÓN DE ASSAYS DE CRUDOS .....	21
3.2 AJUSTE DE LA CURVA TBP .....	21
3.3 AJUSTE DE LAS CURVAS DE PROPIEDADES .....	21
3.4 DEFINICIÓN Y ANÁLISIS DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN.....	22
3.5 VALIDACIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN .....	25
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	26
4.1 CURVAS TBP .....	26
4.2 CURVAS DE PROPIEDADES .....	28
4.2.1 Ajuste de curvas .....	28
4.2.2 Validación de las curvas .....	35
4.3 ESTRUCTURA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN .....	37

4.3.1 Pruebas con el modelo de optimización.....	39
4.3.2 Validación del modelo de optimización .....	41
5. CONCLUSIONES .....	44
6. RECOMENDACIONES.....	45
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	46
BIBLIOGRAFÍA.....	50
ANEXOS .....	54

## LISTA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Diagrama de flujo para el ajuste y la determinación del valor promedio de la propiedad. ....	23
Figura 2. Algoritmo de solución del GRG.....	24
Figura 3. Curva TBP. ....	27
Figura 4. Contenido de azufre respecto al rendimiento acumulado másico de los crudos. ....	29
Figura 5. Densidad respecto al rendimiento acumulado volumétrico de los crudos. ....	29
Figura 6. RVP respecto al rendimiento acumulado.....	31
Figura 7. MON respecto al rendimiento acumulado.....	31
Figura 8. RON respecto al rendimiento acumulado. ....	32
Figura 9. Punto de congelamiento respecto al rendimiento acumulado.....	33
Figura 10. Punto de inflamación respecto al rendimiento acumulado. ....	33
Figura 11. Punto de fluidez respecto al rendimiento acumulado.....	34
Figura 12. Índice de cetano respecto al rendimiento acumulado. ....	34
Figura 13. Unidad de destilación atmosférica. ....	42

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Productos obtenidos en la destilación de crudos. ....	16
Tabla 2. Restricciones comerciales de calidad para los combustibles en Colombia. .....	20
Tabla 3. Cortes de destilado presentados en los assays colombianos. ....	26
Tabla 4. Desviaciones obtenidas en el cálculo de propiedades. ....	36
Tabla 5. Rendimientos y propiedades obtenidos por el modelo de optimización...	40
Tabla 6. Resultados de la validación del modelo. ....	43

## LISTA DE ANEXOS

	<b>Pág.</b>
ANEXO A. Assays de los crudos analizados. ....	54
ANEXO B. Coeficientes obtenidos en el ajuste cúbico para los crudos. ....	58
ANEXO C. Esquema de la hoja de cálculo codificada en Excel para la optimización. ....	63
ANEXO D. Representación gráfica del ajuste para la TBP y propiedades de Nafta Jet y Diésel. ....	64
ANEXO E. Fenómeno de solapamiento. ....	67

## RESUMEN

**TÍTULO:** MODELO DE OPTIMIZACIÓN PARA TORRES DE DESTILACIÓN BASADO EN ASSAYS DE CRUDOS\*

**AUTORES:** MARÍA ESTHER ACOSTA BAUTISTA\*\*  
MELISSA URIBE ECHAVARRÍA

**PALABRAS CLAVES:** Destilación, petróleo, assays, propiedad, optimización.

### DESCRIPCIÓN:

La optimización en el proceso de destilación de hidrocarburos tiene como objetivo obtener productos con las mejores características, maximizar rendimientos y margen de ganancias, cumpliendo requerimientos mínimos de calidad. Dentro del proceso de planeación de la producción en la unidad de destilación el assay de crudos cumple un papel importante para el ajuste de condiciones operacionales; por ende, se formula un modelo matemático de optimización a partir de la información suministrada en los assays. Dicho modelo busca encontrar los rangos de temperatura en donde es posible obtener los máximos rendimientos de Nafta, Jet y Diésel cumpliendo con algunas restricciones de calidad para dichos combustibles. Para la construcción del modelo se analizaron los assays de los crudos Castilla Blend, Magdalena, South Blend y Vasconia, se realizó un ajuste utilizando trazadores cúbicos de las curvas TBP y propiedades respecto al rendimiento, se codificó en Excel el cálculo del rendimiento y propiedades promedio de cada combustible en rangos continuos de temperatura y mediante el Solver de Excel se estructuró el modelo de optimización utilizando el rendimiento acumulado en función de las temperaturas como función objetivo, las temperaturas inicial y final del corte como las variables de decisión y los requerimientos comerciales de las propiedades del combustible analizado como las restricciones del modelo. El modelo de optimización no converge, debido a que no es posible obtener el máximo rendimiento que cumpla con todas las restricciones; se realizó un análisis de las iteraciones, seleccionando la más cercana al cumplimiento de las restricciones comerciales con rendimientos aceptables. Finalmente se concluye que el modelo es válido para aplicar en cualquier torre, conociendo el perfil físico químico del crudo y las temperaturas de los cortes para realizar la predicción de propiedades del destilado.

---

\* Trabajo de grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dc. Giovanni Morales Medina.

## ABSTRACT

**TITLE:** OPTIMIZATION MODEL FOR DESTRUCTION TOWERS BASED ON RAW ASSAYS\*

**AUTHORS:** MARÍA ESTHER ACOSTA BAUTISTA\*\*  
MELISSA URIBE ECHAVARRÍA

**KEYWORDS:** Distillation, petroleum, testing, property, optimization.

### DESCRIPTION:

Optimization in the hydrocarbon distillation process aims to obtain products with the best characteristics, maximize yields and profit margin, meeting minimum quality requirements. Within the process of planning the production in the distillation unit the assay of crude oil plays an important role for the adjustment of operational conditions; therefore, a mathematical model of optimization is formulated from the information provided in the assays. This model seeks to find the temperature ranges where it is possible to obtain the maximum yields of Naphtha, Jet and Diesel complying with some quality restrictions for these fuels. For the construction of the model the assays of crude oil Castilla Blend, Magdalena, South Blend and Vasconia were analyzed, an adjustment was made using cubic tracers of the TBP curves and performance properties, the calculation of the average performance and properties of each fuel in continuous temperature ranges was coded in Excel and using the Solver Excel was structured the optimization model using the cumulative performance as a function of temperatures as objective function, the initial and final temperatures of the cut as the decision variables and the commercial requirements of the properties of the analyzed fuel as the constraints of the model. The optimization model does not converge, because it is not possible to obtain the maximum performance that meets all constraints; an analysis of the iterations was performed, selecting the one closest to the compliance with the commercial restrictions with acceptable yields. Finally, it is concluded that the model is valid to apply in any tower, knowing the chemical physical profile of the crude and the temperatures of the cuts to carry out the prediction of properties of the distillate.

---

\* Degree Work

\*\* Physical and chemical engineering faculty. Chemical engineering department. Director. Dc.. Giovanni Morales Medina

## INTRODUCCIÓN

La operación de las unidades de proceso en forma óptima permite a las refinerías cumplir con los altos estándares de calidad, al mismo tiempo que asegurar sus rendimientos económicos. La destilación es una operación determinante dentro del proceso de generación de combustibles en una refinería; en una destilación se busca obtener la mayor cantidad de productos valiosos, con especificaciones cercanas a las comerciales y con el menor consumo energético posible [1]. Sin embargo, por el número de variables que influyen en el proceso, los modelos matemáticos de optimización basados en la aproximación fenomenológica requieren de un esfuerzo computacional apreciable, limitando su aplicación a nivel de planeación [2].

Alternativamente, los assays pueden ser utilizados para la proposición de modelos matemáticos tendientes a la optimización del proceso. Un assay de crudos contiene información sobre la calidad o propiedades de las fracciones del crudo, obtenidas por medio de una destilación denominada TBP. Aunque los datos reportados en los assays, pueden ser utilizados para la proposición de modelos matemáticos, son pocos los trabajos en la literatura abierta que presentan información sobre el uso de estos assays en la evaluación de las torres de destilación [3]. Marciales y Morales, 2010, y Morales *et al.*, 2012 [3], presentaron una metodología para la interpolación con trazadores cúbicos de los datos de los assays. Debido a la estructura matemática simple, esta metodología puede ser utilizada para la proposición de un modelo matemático de optimización para las torres de destilación.

En el presente trabajo de investigación se propone el desarrollo de un algoritmo de optimización para las torres de destilación de crudos, basado en los datos consignados en los assays y en la metodología propuesta por Morales *et al.* [3] para interpolación de estos datos. Con el modelo de optimización se pretende predecir los intervalos de destilación que maximice los rendimientos de nafta, jet y diésel considerando las respectivas restricciones comerciales.

## **1. OBJETIVOS**

### **1.1 OBJETIVO GENERAL**

Proponer un modelo matemático de optimización que permita predecir las características de los cortes de destilación según requerimientos comerciales.

### **1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Ajustar las curvas TBP y las curvas de propiedades consignadas en diferentes assays de crudos utilizando interpolación por trazadores cúbicos.
- Proponer un modelo de optimización para la maximización de la cantidad producida de nafta, jet y diésel, considerando las correspondientes restricciones comerciales.
- Validar el modelo de optimización propuesto con datos operacionales de una torre de destilación industrial.

## 2. MARCO TEÓRICO

### 2.1 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

La destilación es una operación unitaria importante en la refinación del crudo, ya que prepara la mezcla de hidrocarburos para su posterior procesamiento y se encargada de separar el crudo en fracciones de intervalos crecientes de punto de ebullición, para producir productos con alto valor agregado [4]. Esta operación unitaria procesa todo el crudo entrante a la refinería; por tal razón en ella se generan un alto consumo de energía [5]. Según el balance energético para las refinerías basado en datos disponibles públicamente sobre el rendimiento de los procesos [6], la destilación atmosférica es el principal proceso de consumo energético, reportando consumos aproximados de 360, 680 y 700 [TBtu] en combustible, vapor y electricidad respectivamente [5]. En la tabla 1 se presenta los productos obtenidos en las unidades de destilación atmosférica.

**Tabla 1. Productos obtenidos en la destilación de crudos.**

Fracción de petróleo	Rango aproximado de hidrocarburos	Rango aproximado de ebullición [°C]
Gases ligeros	$C_2 - C_4$	<1
Gasolina ligera y pesada	$C_4 - C_{10}$	1-200
Nafta ligera y pesada	$C_4 - C_{11}$	1-205
Jet	$C_9 - C_{14}$	150-255
Queroseno	$C_{11} - C_{14}$	205-255
Diésel	$C_{11} - C_{16}$	205-290
Gasóleo ligero	$C_{14} - C_{18}$	255-315
Gasóleo pesado	$C_{18} - C_{28}$	315-425
Cera	$C_{18} - C_{36}$	315-500
Aceite lubricante	$> C_{25}$	>400
Gasóleo de vacío	$C_{28} - C_{55}$	425-600
Residuo	$> C_{55}$	>600

Fuente. RIAZI, M.R. Characterization and properties of petroleum fractions. First edition. West Conshohocken. ASTM International.

## **2.2 ASSAY DE CRUDO**

El assay de un crudo contiene los resultados de las pruebas analíticas realizadas al crudo y a sus fracciones obtenidas por la destilación conocida como TBP [7]. Estas pruebas permiten identificar las características fisicoquímicas del petróleo y sus cortes de destilado; una aplicación comercial para los assays corresponde a la identificación rápida de la calidad y el precio del crudo respectivo [8]. Entre las propiedades que se reportan en los assays se encuentran contenido de azufre, contenido de nitrógeno, viscosidad, gravedad API y contenido de metales, entre otras propiedades generales del petróleo; el número de propiedades que se especifican por fracción dependen del intervalo de temperatura respectivo. Un ejemplo de un assay de crudos se presenta en el anexo A.

## **2.3 CURVAS TBP (TRUE BOILING POINT)**

Las curvas TBP representan el volumen de líquido destilado en intervalos de temperatura de ebullición, utilizando columnas de destilación estándar con 15 platos, operadas a reflujo total [7]; con estas curvas TBP es posible ajustar los rendimientos de las fracciones del crudo en función de la temperatura; a partir de este ajuste es posible fijar las condiciones operacionales de las unidades según los productos que se pretenden obtener [9].

## **2.4 REGLAS DE MEZCLA**

Las reglas de mezcla permiten la predicción de las propiedades resultantes de una mezcla de diversos crudos o de cortes de los mismos, a partir de un promedio de

las propiedades de cada uno de los componentes iniciales [10]. El promedio se efectúa utilizando fracciones másicas, volumétricas o molares según la propiedad requerida (1); en (1),  $x_i$  es la fracción componente  $i$  y  $\theta_{mi}$  es la propiedad  $m$  del componente  $i$  presente en la mezcla. Asimismo, algunas propiedades como densidad y contenido de azufre utilizan sus valores directos en la predicción de la propiedad en mezcla; esta forma de promedio se denomina regla de mezcla lineal (2-3) [10]. Por otra parte, propiedades como punto de inflamación y presión de vapor Reid, requieren una transformación matemática de sus valores antes de efectuar el promedio para la predicción de la propiedad de mezcla; esta transformación depende de la propiedad considerada y son denominadas como índices de mezclas (mezcla no lineal). Algunas reglas de mezcla son presentadas en las ecuaciones (2-8) [11-12]. En las reglas de mezcla (2-8),  $IM$  hace referencia a índice de mezcla;  $Cy_j$  fracción volumétrica del componente  $j$ ;  $PI$  punto de inflamación (en °F);  $PC$  punto de congelación (en °F);  $PF$  punto de fluidez (en °F);  $RVP$  presión de vapor Reid (en psia);  $IC$  índice de cetano;  $\rho$  densidad a 15 °C (en g/cc) y  $B$  temperatura de destilado al 50% (en °C).

$$\text{Índice de mezcla lineal} \quad IM, \theta_m = \sum_i \theta_{mi} * x_i \quad (1)$$

$$\text{Azufre (S)} \quad IM, S_n = \sum_j S_j * Cy_j \quad (2)$$

$$\text{Densidad (\rho)} \quad IM, \rho_n = \sum_j \rho_j * Cy_j \quad (3)$$

$$\text{Punto de inflamación (PI)} \quad IM, PI = \frac{10000 * (PI + 459.69)^{1/-0.06}}{459.69^{1/-0.06}} \quad (4)$$

$$\text{Punto de congelación (PC)} \quad IM, PC = 10^{0.023 * PC} \quad (5)$$

$$\text{Punto de fluidez (PF)} \quad IM, PF = 10^{0.0045 * PF} \quad (6)$$

$$\text{Presión de vapor Reid (RVP)} \quad IM, RVP = RVP^{1.25} \quad (7)$$

$$\text{Índice de cetano} \quad IM, IC = 454.76 - 1641.411 * \rho + 774.74 * \rho^2 0.554 * B + 97.8033 * (\log B)^2 \quad (8)$$

## 2.5 OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS

La optimización es un tratamiento matemático aplicado para el mejoramiento de procesos, en donde la función objetivo o problema en cuestión se encuentra en función de variables de decisión y estas pueden estar o no sujetos a una cantidad determinada de restricciones [13]. En la industria petroquímica se utiliza para seleccionar la mejor alternativa dentro de un conjunto de posibles opciones que satisfacen los objetivos propuestos en la planeación de la producción [14]. A nivel matemático un modelo de optimización se define, según:

Optimizar  $f(x)$   $x \in R^n$

Sujeto a:

$$gi(x) \geq ai \quad i = 1 \dots, u$$

$$gi(x) \leq ai \quad i = u + 1 \dots, v$$

$$gi(x) = ai \quad i = v + 1 \dots, m$$

Donde:

$f(x)$  y  $gi(x) \forall i = 1, \dots, m$  son funciones de  $n$  dimensiones,  $f(x)$  es la función objetivo y  $gi(x)$  ( $\geq, \leq, =$ ) las restricciones del modelo matemático.

## 2.6 REQUISITOS COMERCIALES PARA EL JET, LA GASOLINA CORRIENTE Y EL DIÉSEL

La calidad del combustible líquido en Colombia es regulada por el Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial mediante la ley 1205 del 2008 y 1180 del 2006 [15]; la resolución 898 de agosto de 1995 establece los criterios para los combustibles líquidos como gasolina extra, gasolina corriente y diésel, basada en las respectivas normas ASTM [16]; los requisitos de calidad que debe cumplir el

combustible de aviación (Jet) se encuentra especificada en la norma técnica colombiana 064 del 2014 [17]. La Tabla 2 resume las principales restricciones comerciales para la gasolina, el diésel y el Jet.

**Tabla 2. Restricciones comerciales de calidad para los combustibles en Colombia.**

Combustible	Gasolina corriente		Diésel		Jet	
	Min.	Máx.	Min.	Máx.	Min.	Máx.
Restricción comercial de calidad						
Azufre [ppm]	-	270	-	50	-	3000
Densidad 15 °C [g/cc]	-	-	-	-	0.775	0.840
RVP [psi]	-	8	-	-	-	-
Octanaje mínimo (RON+MON) /2	81	86	-	-	-	-
Índice de cetano	-	-	45	-	-	-
Punto de congelamiento [°C]	-	-	-	-	-	-47
Punto de inflamación [°C]	-	-	-	-	38	-
Punto de fluidez [°C]	-	-	-	-	3	-

### **3. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA**

#### **3.1 CONSECUCIÓN DE ASSAYS DE CRUDOS**

En esta actividad se realizó una búsqueda referencial dirigida a la consecución de assays completos para crudos colombianos.

#### **3.2 AJUSTE DE LA CURVA TBP**

A partir de los datos reportados de rendimiento en los assays conseguidos, las curvas de rendimiento acumulado ( $Cy$ ) vs temperatura ( $T$ ) fueron construidas por medio de un ajuste con trazadores cúbicos utilizando la función *pchip* del programa MATLAB.

#### **3.3 AJUSTE DE LAS CURVAS DE PROPIEDADES**

Las curvas de propiedades fueron ajustadas considerando el rendimiento acumulado medio de cada corte. La interpolación fue realizada con trazadores cúbicos, empleando la función *pchip* de MATLAB [18]. La validación de las curvas de propiedades fue efectuada utilizando la forma integral de la ecuación (1) [12]. El proceso de ajuste y validación es presentado en la Figura 1.

### 3.4 DEFINICIÓN Y ANÁLISIS DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN

Para maximizar la producción de los combustibles se propuso un modelo matemático de optimización, estableciendo como función objetivo el rendimiento volumétrico del corte  $n$ , y como variables de decisión las temperaturas inicial y final de este corte. El modelo fue limitado por las restricciones comerciales de calidad de los combustibles ( $PR_n$ ) reportadas en la tabla 2 y el rango de temperatura de los cortes  $n$ . La optimización fue codificada en una hoja de Excel, en donde los cálculos para determinar el rendimiento volumétrico y el valor promedio de las propiedades siguieron el orden:

1. Ajuste del rango de temperatura del corte.
2. Cálculo del rendimiento volumétrico del corte.
3. Cálculo de las propiedades del corte.

La optimización del modelo codificado fue ejecutada utilizando Solver, estableciendo la función objetivo para maximizar el rendimiento volumétrico del corte  $n$  y sujeto a las propiedades de dicho corte. Debido a la no linealidad del modelo, el método de resolución seleccionado fue el Gradiente Reducido Generalizado (GRG) (Figura 2) [19].

Figura 1. Diagrama de flujo para el ajuste y la determinación del valor promedio de la propiedad.

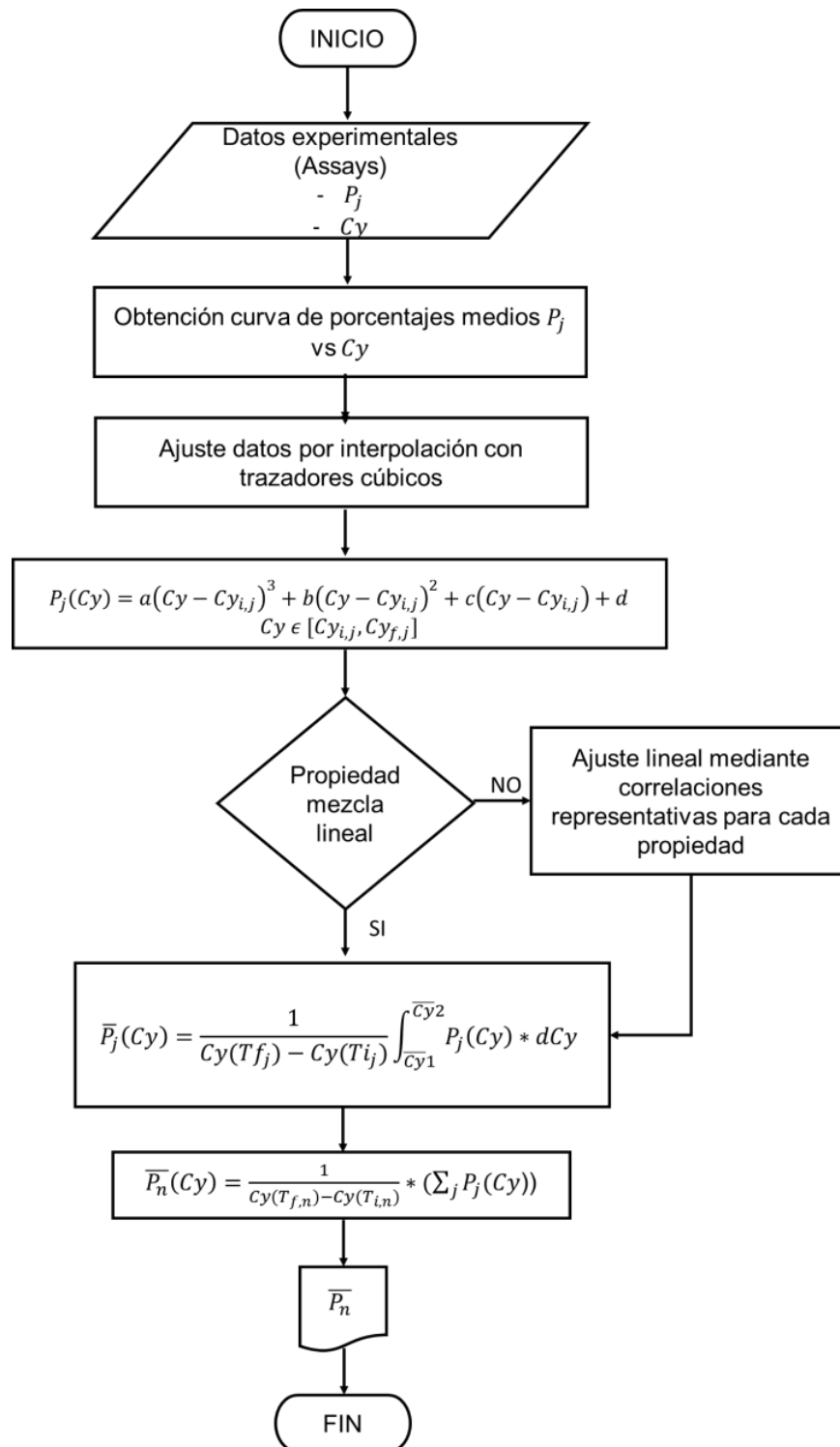
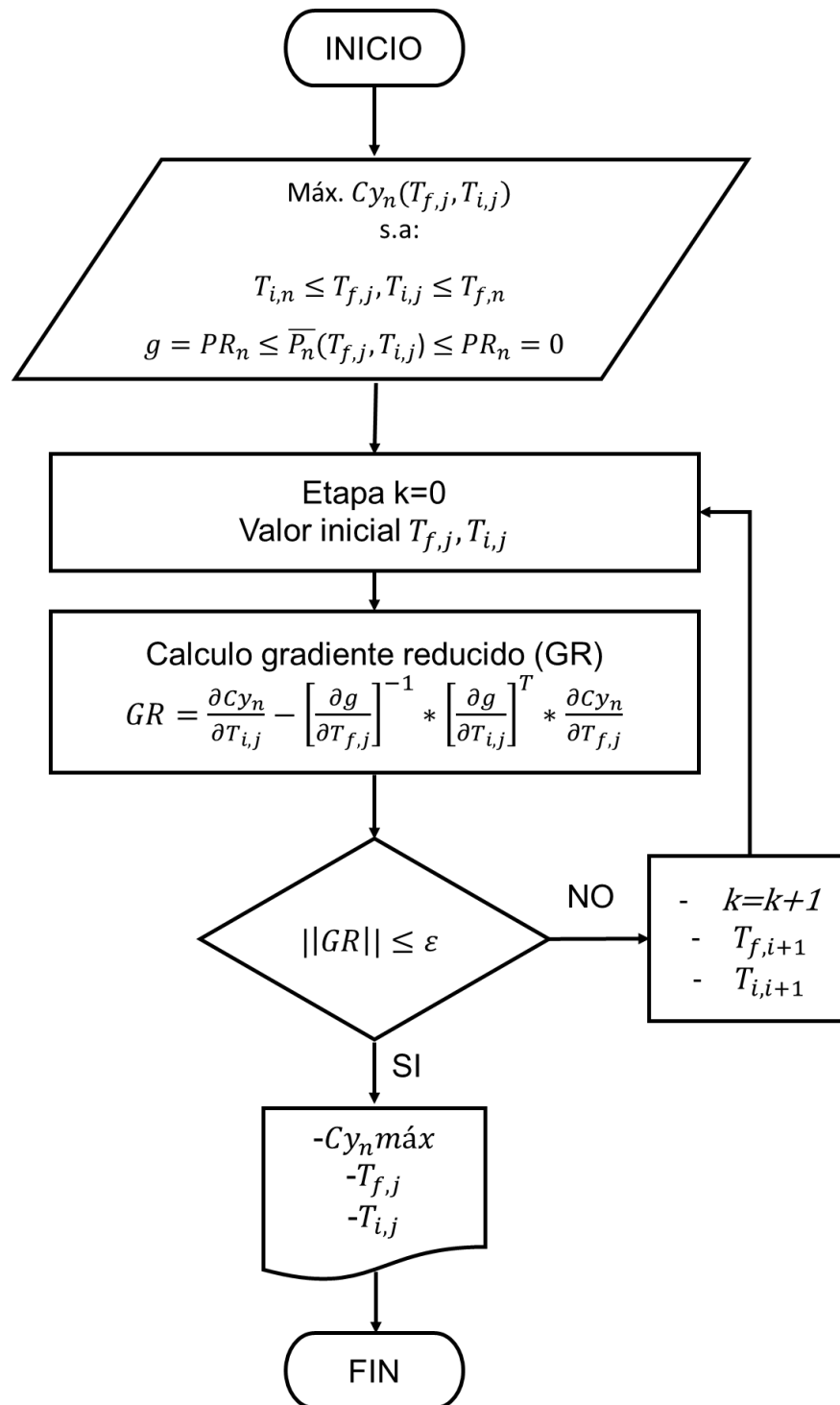


Figura 2. Algoritmo de solución del GRG.



### **3.5 VALIDACIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN**

Se consultó el assay del crudo alimentado a la torre de destilación atmosférica y las propiedades de los combustibles Nafta, Jet y Diésel a la salida de los despojadores de la refinería de Barrancabermeja; estos datos fueron extraídos de la simulación del proceso en HYSYS del trabajo de investigación: Proposición y análisis de un esquema de control DMC para una torre de destilación de crudo industrial [20]. Seguido de esto, se desarrolló la metodología planteada para el ajuste de curva TBP y propiedades, y proposición del modelo de optimización, en el anexo D se encuentran la representación gráfica de los ajustes.

## 4. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los assays de los crudos Castilla Blend, Magdalena, South Blend y Vasconia fueron descargados de la página de ECOPETROL [21]; los assays para estos crudos pueden ser analizados en el anexo A. Los assays de ECOPETROL presentan una mayor cantidad de fracciones que los internacionales comúnmente encontrados. Un total de 14 fracciones constituyen los assays de los crudos colombianos; de estas fracciones, 4 corresponden a nafta, 1 a Jet y 2 a diésel atmosférico; la Tabla 3 presenta los rangos de temperatura para estas fracciones.

**Tabla 3. Cortes de destilado presentados en los assays colombianos.**

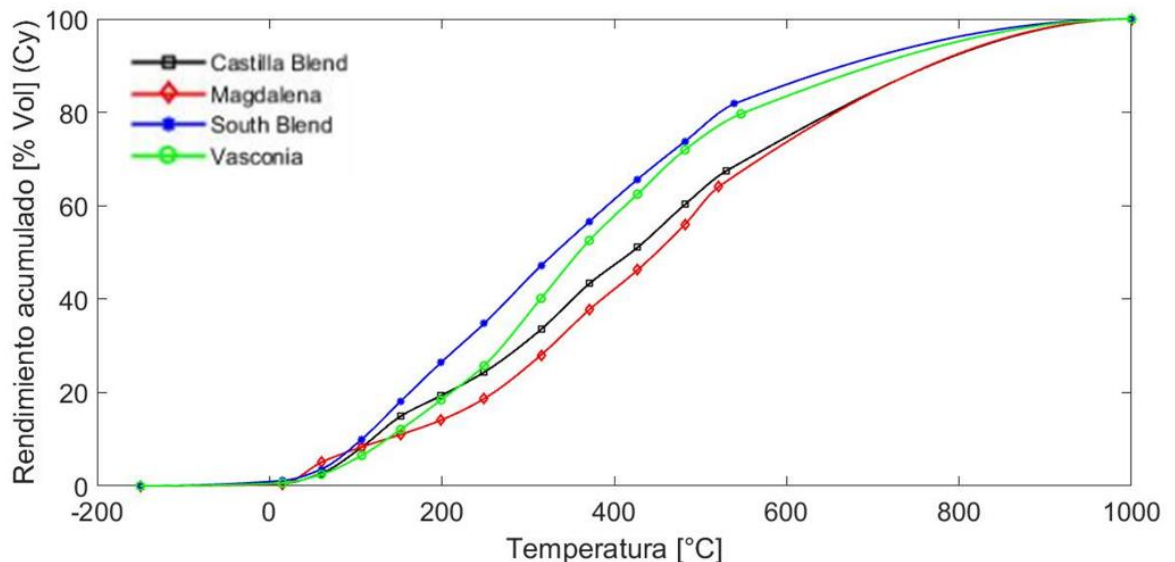
Corte de destilación	Temperatura de obtención [°C]
Nafta 1 ligera	15-60
Nafta 2 ligera	60-107
Nafta 3 pesada	107-152
Nafta 4 pesada	152-199
Jet/Queroseno	199-249
Diésel liviano	249-315
Diésel Pesado	315-371

### 4.1 CURVAS TBP

Las curvas TBP de los 4 crudos colombianos (*i.e.* Castilla Blend, Magdalena, South Blend y Vasconia) fueron interpoladas según el procedimiento descrito en la sección anterior; los coeficientes de los polinomios cúbicos se presentan en el anexo B. La Figura 3 presenta los resultados de la interpolación; según esta figura, el crudo South Blend presenta el mayor rendimiento de productos livianos, en contra posición

al crudo Magdalena que exhibe los menores rendimientos de estos productos; e.g. para el corte de Nafta en el rango de temperaturas [15-199]°C, el crudo South Blend reporta un rendimiento ca. 25 %v para el South Blend, mientras que el crudo Magdalena presenta un rendimiento de ca.12 %v. Por otra parte, para el rango [199-249]°C que representa el destilado tipo Jet, en los crudos South Blend y Vasconia se obtienen mayores rendimientos acumulados de 34.7 %v y 25.7 %v, respectivamente; el menor rendimiento de Jet lo presenta el crudo Magdalena con un rendimiento acumulado de 18.67 %v. Asimismo, el combustible Diésel que se obtiene con destilados en el rango [249-371]°C, los crudos South Blend y Vasconia reportan los mayores rendimientos, los cuales corresponden a 56.6 y 52.5 %v, respectivamente; los menores rendimientos de diésel son exhibidos por el crudo Magdalena con un rendimiento acumulado de 37.7 %v.

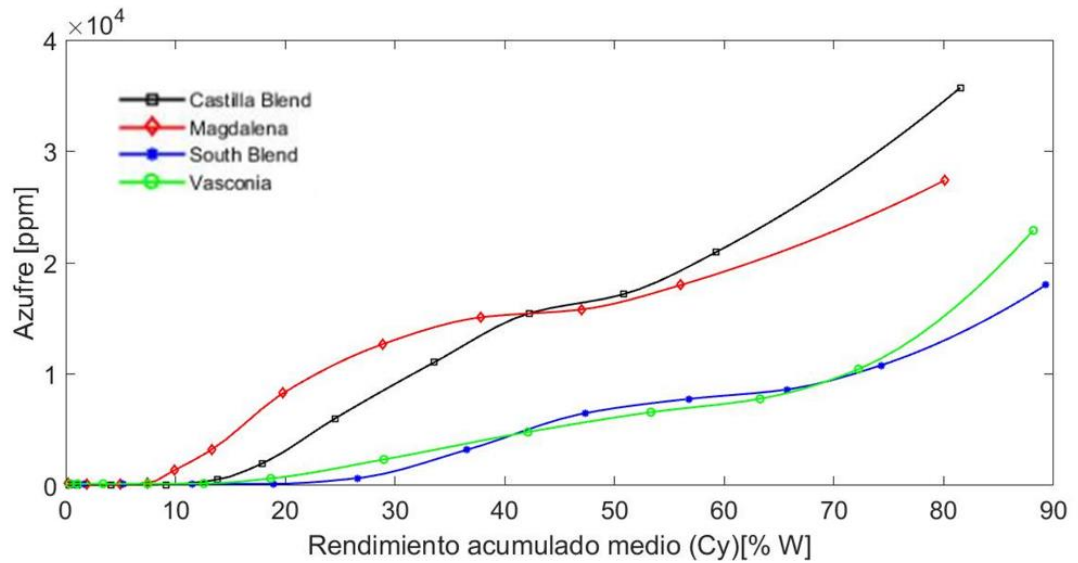
**Figura 3. Curva TBP.**



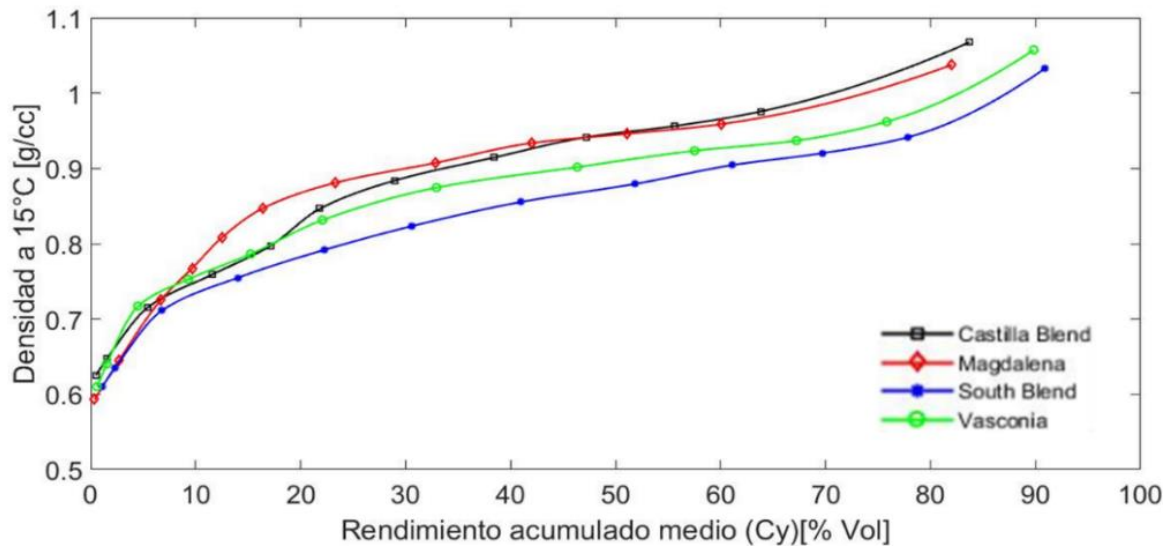
## 4.2 CURVAS DE PROPIEDADES

**4.2.1 Ajuste de curvas.** Las propiedades de importancia para los cortes de nafta, Jet y diésel de los cuatro crudos colombianos fueron interpoladas según la metodología del capítulo anterior; los correspondientes coeficientes de los trazadores cúbicos son mostrados en el anexo B. En las Figuras 4 y 5 es posible observar la tendencia para las propiedades contenido de azufre y densidad según el rendimiento acumulado en destilación; las dos propiedades exhiben un comportamiento creciente con el aumento en el rendimiento. Según la Figura 4, el contenido de azufre para los crudos Magdalena y Castilla Blend supera en ca. 10000 ppm al contenido de azufre presente en los otros crudos, inclusive en un buen intervalo de cortes livianos; intervalo en el que se obtienen gases licuados de petróleo (GLP). Las fracciones del crudo Magdalena obtenidos en rango de rendimiento acumulado [10-35] %w presentan mayores contenidos de azufre respecto a los crudos, mientras que el crudo Castilla Blend presenta las fracciones con mayor cantidad de compuestos azufrados en el rango de rendimiento [35-80] %w. Aquellos cortes que contienen compuestos azufrados en proporciones significativas, requieren procesos de hidrosulfuración, para cumplir con las exigencias de calidad y evitar inconvenientes operacionales en procesos posteriores que utilizan catalizadores (e.g. proceso de reformado) [22].

**Figura 4. Contenido de azufre respecto al rendimiento acumulado másico de los crudos.**



**Figura 5. Densidad respecto al rendimiento acumulado volumétrico de los crudos.**

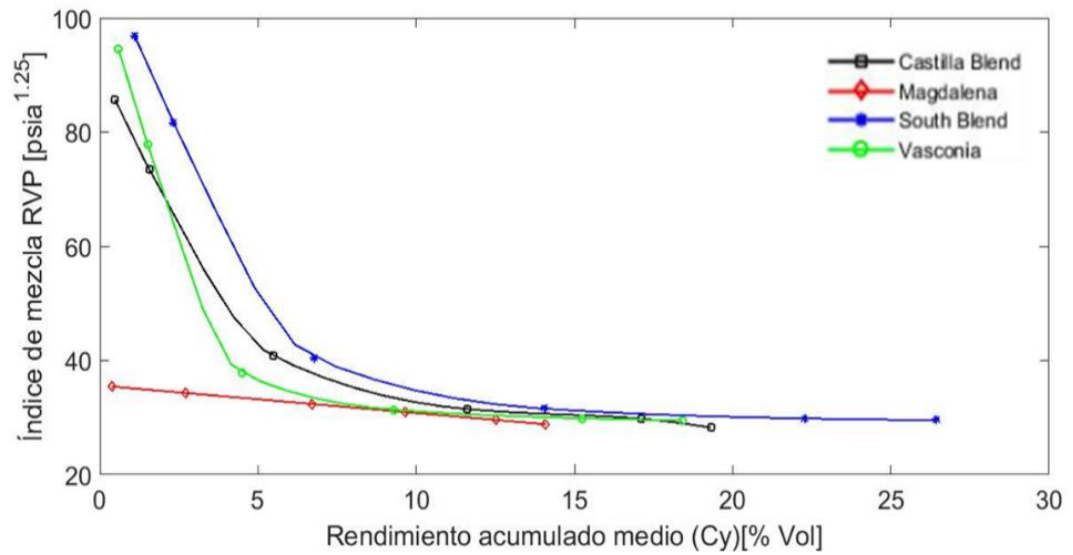


Según la curva de densidad (Figura 5), el crudo Magdalena produce destilados con densidades superiores a los otros crudos; lo anterior coincide con el hecho experimental de que los crudos más densos contienen mayor cantidad de azufre que los crudos livianos [12]. Es importante mencionar que esta propiedad no es crítica para la Nafta y el Jet, pero si es una propiedad significativa para el Diésel. La densidad del diésel presenta una influencia directa en la regulación de la operación de los motores, debido a que los sistemas de inyección trabajan en función del volumen del fluido [9].

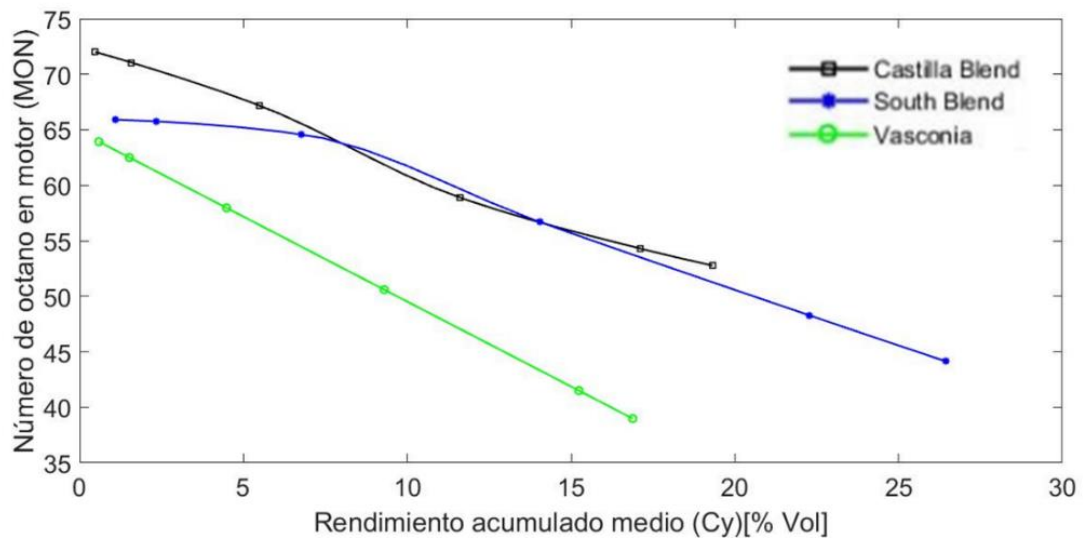
En las Figuras 6-8 se reportan las tendencias obtenidas por interpolación cúbica para las propiedades RVP (*Reid vapor pressure*), MON (*motor octane number*) y RON (*research octane number*). Las abscisas de estas figuras exhiben el rango de rendimiento acumulado donde se produce Nafta, *i.e.* [107-199]°C. En la figura 6 se valida el comportamiento decreciente esperado para el RVP, a medida que aumenta el rendimiento; la regla de mezcla para el RVP es presentada en la ecuación (7). Los crudos Castilla Blend, South Blend y Vasconia exhiben valores mayores para RVP debido al rendimiento superior de la Nafta ligera (Figura 3); el crudo Magdalena contiene menor proporción de compuestos ligeros, por lo cual los valores de RVP de sus fracciones resultan muy bajos.

En las Figuras 7 y 8 se reportan las propiedades relacionadas con el número de octano en la Nafta; las reglas de mezcla para estas propiedades, RON y MON, fueron asumidas lineales en volumen según lo recomienda la literatura [9]. Según estas figuras, el RON y el MON exhiben comportamientos cuasi-lineales decrecientes con el rendimiento; esto coincide con el conocimiento experimental de que los combustibles pesados presentan bajos rendimientos en motores a gasolina [23]. El assay del crudo Magdalena carece de valores para estas propiedades, por lo cual no aparecen sus curvas en las Figuras 6 y 7. El octanaje es determinante para la formulación de gasolinas, es por ello que en las refinerías se aplica el proceso de reformado catalítico para obtener los valores exigidos por el mercado.

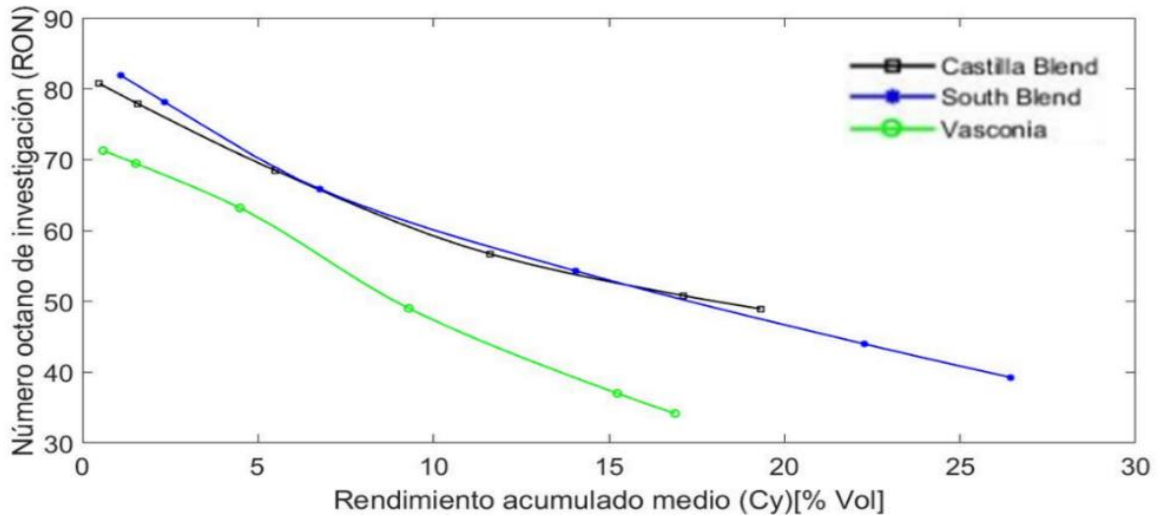
**Figura 6. RVP respecto al rendimiento acumulado.**



**Figura 7. MON respecto al rendimiento acumulado.**



**Figura 8. RON respecto al rendimiento acumulado.**

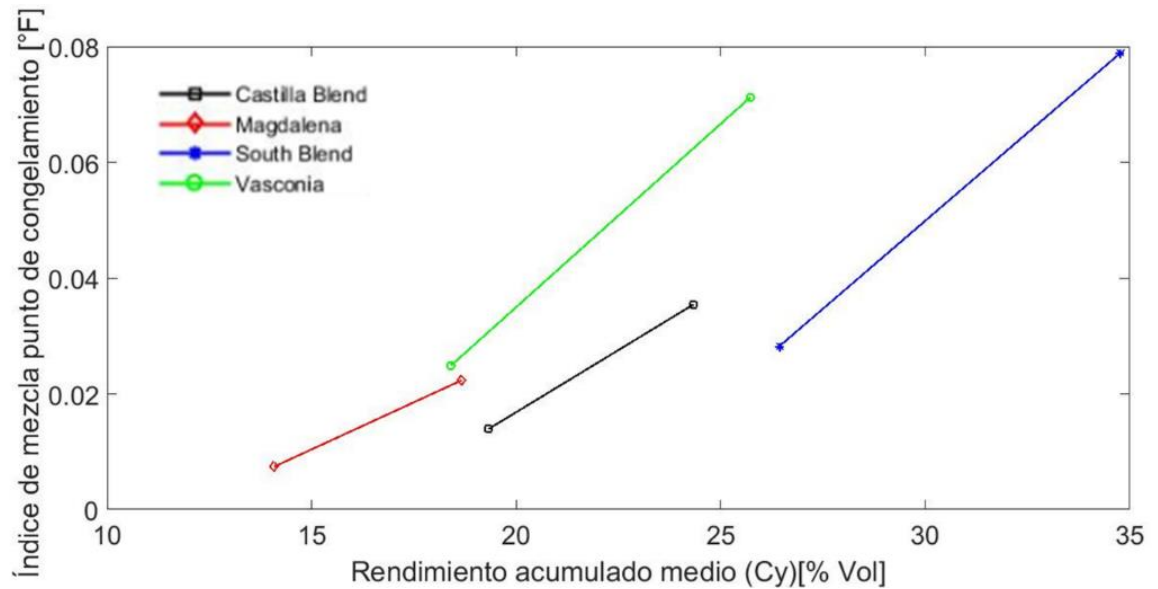


Igualmente, la propiedad denominada punto de congelamiento es determinante para la evaluación de la calidad (valores bajos de punto de congelamiento evitan la precipitación de parafinas) del combustible de aviación denominado Jet; la representación gráfica (Figura 9) permite observar el comportamiento continuo de esta propiedad respecto al rendimiento obtenido en el rango total de temperatura de destilación de este combustible [199-249]°C (ver anexo A). En la Figuras 9 es posible apreciar la tendencia decreciente del índice de mezcla para esta propiedad. Según esta figura, los crudos Magdalena y Castilla Blend reportan los menores índices de congelamiento.

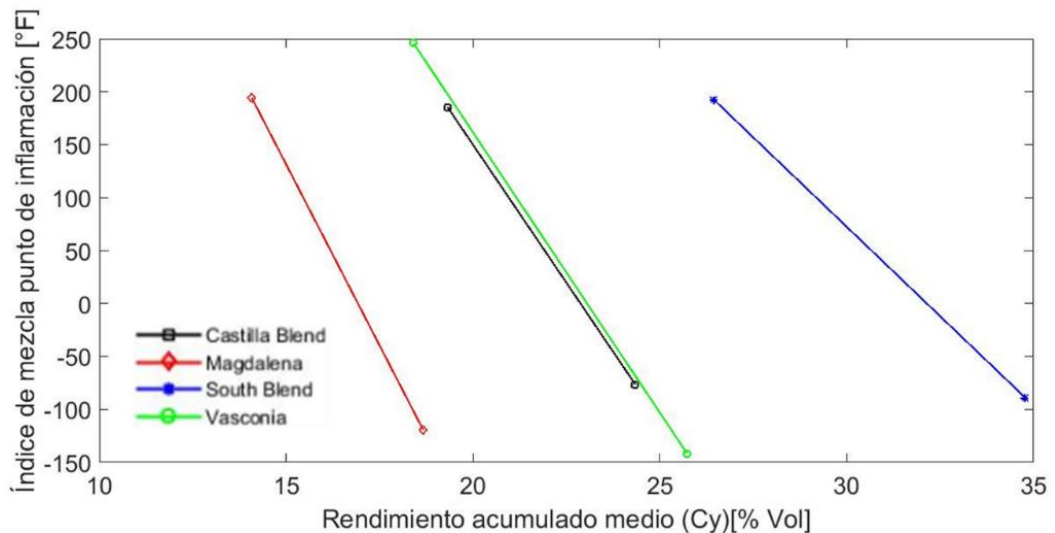
Otra propiedad que exhibe una tendencia decreciente con el rendimiento acumulado corresponde al punto de inflamación; el valor establecido para esta propiedad según requerimientos comerciales del jet corresponde a 38°C (Tabla 2). El valor del índice para el punto de inflamación (ecuación 4) según el requerimiento comercial corresponde a 371.64, con lo cual, según la Figura 10 ninguno de los cuatro crudos analizados posee una fracción de Jet que satisfaga este requisito. Para el cumplimiento del requerimiento comerciales para esta propiedad, es necesario

someter el flujo del corte a un proceso de mezcla con fracciones que tengan puntos de inflamación aceptables [11].

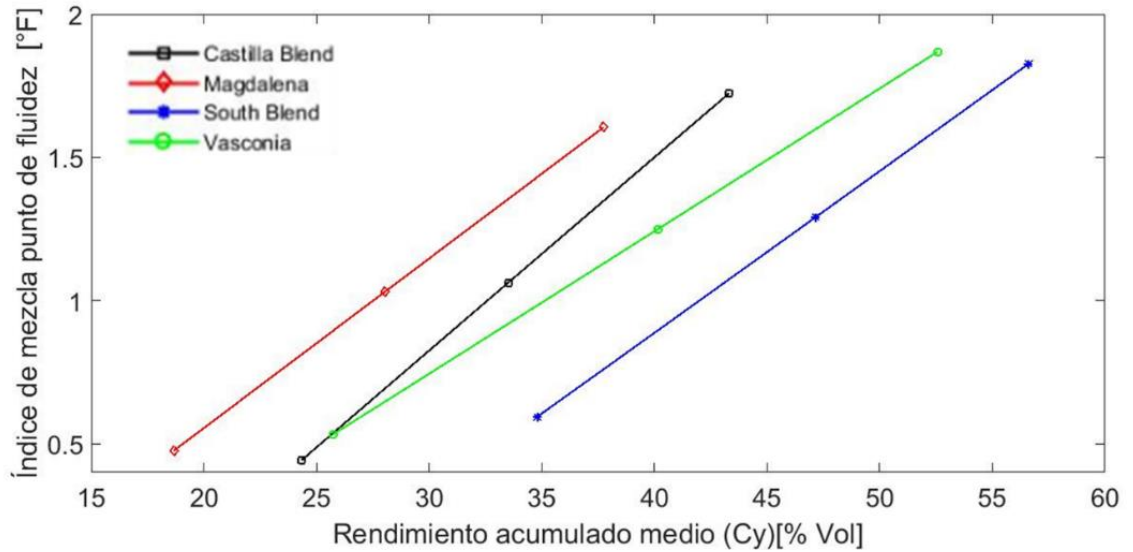
**Figura 9. Punto de congelamiento respecto al rendimiento acumulado.**



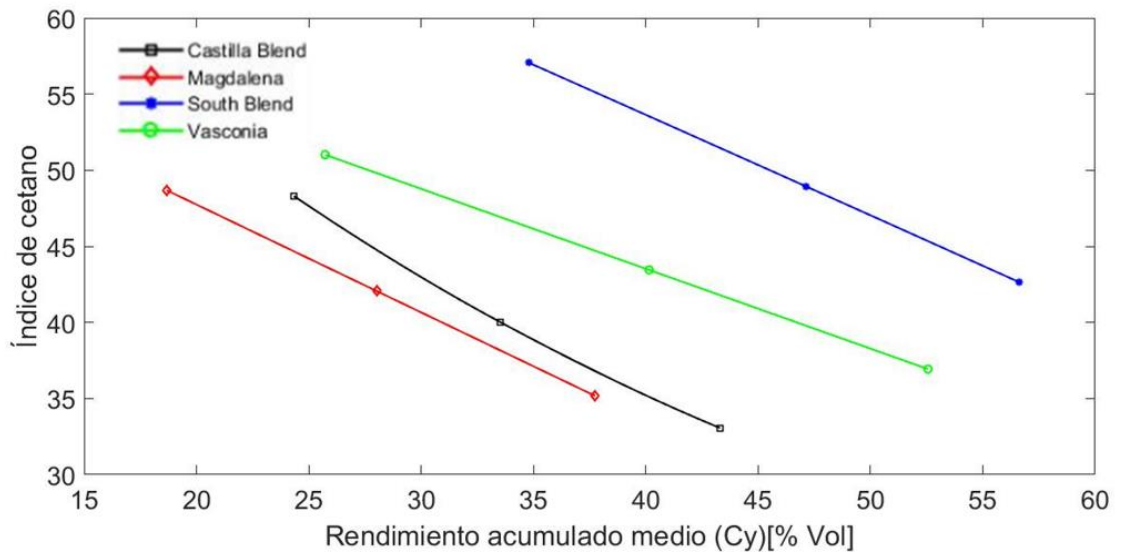
**Figura 10. Punto de inflamación respecto al rendimiento acumulado.**



**Figura 11. Punto de fluidez respecto al rendimiento acumulado.**



**Figura 12. Índice de cetano respecto al rendimiento acumulado.**



Respecto al diésel, las propiedades punto de fluidez e índice de cetano fueron analizadas en el rango de temperatura [249-371] °C. La Figura 11 representa el comportamiento del índice de mezcla del punto de fluidez, en función del

rendimiento; en esta figura es posible apreciar que los crudos Magdalena y Castilla Blend presentan altos valores del índice de mezcla del punto de fluidez en el rango de rendimiento del diésel. La Tabla 2 reporta que la temperatura mínima aceptada para esta propiedad corresponde a 37.4 °F, el cual en índice corresponde a 1.47; por debajo de este valor las parafinas se precipitan provocando taponamientos en las líneas de flujo [9]. Asimismo, la tendencia del índice de cetano respecto al rendimiento se encuentra representada en la Figura 12. Esta propiedad es de difícil determinación, además posee un elevado costo y grado de incertidumbre apreciable cuando es determinada experimentalmente (número de cetano) [9]. Para realizar el análisis de esta propiedad se utilizó la norma ASTM D 976, la cual requiere las propiedades densidad y temperatura para el 50 %v de evaporado. El requerimiento comercial exige valores de índice de cetano por encima de 45 (ver tabla 2), siendo el crudo South Blend el que posee valores óptimos en todo rango de rendimiento analizado; sin embargo, los demás crudos reportan valores óptimos en rendimientos medios por debajo de 35 %v.

**4.2.2 Validación de las curvas.** La reproducción de las propiedades consignadas en el assay por medio de las curvas obtenidas en este trabajo fue verificada en los combustibles Nafta, Jet y Diésel; los rangos de temperatura establecidos para el cálculo de las propiedades en mezcla (ecuación 1) correspondieron a [15-199] °C, [199-249] °C y [249-371]°C, respectivamente. La ecuación (1) fue aplicada en los respectivos rangos de rendimiento, según la TBP de cada crudo, para la predicción de las propiedades de cada combustible. La Tabla 4 presenta los valores de error de las propiedades de los cortes para los cuatro crudos; según esta tabla los errores son bajos, por lo cual la metodología empleada en el presente trabajo reproduce las propiedades consignadas en los assays de crudos y, por lo tanto, los trazadores cúbicos pueden ser utilizados para establecer un modelo matemático de optimización.

**Tabla 4. Desviaciones obtenidas en el cálculo de propiedades.**

Corte	Propiedad	Valor Assay	Valor ajustado	Error, %
<b>CASTILLA BLEND</b>				
<b>NAFTA</b>	Índice RVP	38.736	39.704	2.499
	Azufre [ppm]	190.523	198.092	3.974
	RON	61.303	61.471	0.273
	MON	61.714	61.761	0.077
<b>JET</b>	Azufre [ppm]	1990	2030.907	2.056
	Índice punto de congelamiento	0.025	0.025	0.324
	Índice punto de inflamación	54.464	54.530	0.121
	Densidad [g/cc]	0.857	0.852	0.572
<b>DIÉSEL</b>	Índice punto de fluidez	1.084	1.083	0.018
	Azufre [ppm]	8666.709	8778.317	1.288
	Índice de cetano	40.693	40.077	1.515
<b>MAGDALENA</b>				
<b>NAFTA</b>	Índice RVP	32.127	32.127	0.001
	Azufre [ppm]	441.321	451.840	2.384
<b>JET</b>	Azufre [ppm]	3230.000	3169.076	1.886
	Índice punto de congelamiento	0.015	0.015	0.680
	Índice punto de inflamación	37.337	37.335	0.005
	Densidad [g/cc]	0.847	0.850	0.401
<b>DIÉSEL</b>	Índice punto de fluidez	1.041	1.041	0.000
	Azufre [ppm]	10570.115	10443.487	1.198
	Índice de cetano	41.929	41.930	0.001
<b>SOUTH BLEND</b>				
<b>NAFTA</b>	Índice RVP	38.095	39.248	3.025
	Azufre [ppm]	150	159.174	6.116
	RON	56.135	56.307	0.306
	MON	56.819	56.794	0.045
<b>JET</b>	Azufre [ppm]	660	670.34	1.566
	Índice punto de congelamiento	0.054	0.054	0.372
	Índice punto de inflamación	51.929	51.970	0.080
	Densidad [g/cc]	0.822	0.830	0.900
<b>DIÉSEL</b>	Índice punto de fluidez	1.209	1.209	0.025

Corte	Propiedad	Valor Assay	Valor ajustado	Error, %
	Azufre [ppm]	4652.551	4635.769	0.361
	Índice de cetano	49.879	49.876	0.005
<b>VASCONIA</b>				
<b>NAFTA</b>	Índice RVP	37.137	38.091	2.570
	Azufre [ppm]	157.444	165.400	5.053
	RON	50.110	52.213	4.197
	MON	50.286	50.285	0.002
<b>JET</b>	Azufre [ppm]	630	664.802	5.024
	Índice punto de congelamiento	0.048	0.048	0.826
	Índice punto de inflamación	51.929	51.985	0.108
	Densidad [g/cc]	0.831	0.839	0.878
<b>DIÉSEL</b>	Índice punto de fluidez	1.199	1.200	0.033
	Azufre [ppm]	3496.378	3522.198	0.738
	Índice de cetano	43.838	43.973	0.308

#### 4.3 ESTRUCTURA DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN

El modelo matemático de optimización para los rendimientos de los productos nafta, Jet y diésel corresponde a un sistema no lineal. En este modelo, se propone la maximización de los rendimientos sujeta al cumplimiento de los requisitos comerciales, según el combustible en turno; los rendimientos y las propiedades de los cortes son expresadas mediante los polinomios cúbicos interpolantes obtenidos en la sección anterior. La estructura del modelo matemático se representa a continuación:

Función objetivo:

$$MAX \quad Cy_n = \sum_j \left( a_j(T_{f,j} - T_{i,j})^3 + b_j(T_{f,j} - T_{i,j})^2 + c_j(T_{f,j} - T_{i,j}) + d_j - \right. \\ \left. (a_j(T_{i,j} - T_{i,j})^3 + b_j(T_{i,j} - T_{i,j})^2 + c_j(T_{i,j} - T_{i,j}) + d_j) \right) \quad (9)$$

Sujeto a:

$$* P_{Rn} \leq \bar{P}_n = \frac{1}{Cy(t_{f,n}) - Cy(t_{i,n})} \left[ \sum_j \left( \frac{e_j}{4} (Cy(T_{f,j}) - Cy(T_{i,j}))^4 + \frac{f_j}{3} (Cy(T_{f,j}) - \right. \right. \\ \left. \left. Cy(T_{i,j}))^3 + \frac{g_j}{2} (Cy(T_{f,j}) - Cy(T_{i,j}))^2 + \frac{h_j}{4} (Cy(T_{f,j}) - Cy(T_{i,j})) - \left( \frac{e_j}{4} (Cy(T_{i,j}) - \right. \right. \right. \\ \left. \left. \left. Cy(T_{i,j}))^4 + \frac{f_j}{3} (Cy(T_{i,j}) - Cy(T_{i,j}))^3 + \frac{g_j}{2} (Cy(T_{i,j}) - Cy(T_{i,j}))^2 + \frac{h_j}{4} (Cy(T_{i,j}) - \right. \right. \right. \\ \left. \left. \left. Cy(T_{i,j})) \right) \right] \leq P_{Rn} \quad (10)$$

$$* T_{f,j} > T_{i,j}$$

$$* T_{i,j} \geq T_{i,n}$$

$$* T_{f,j} \leq T_{f,n}$$

Donde  $\bar{P}_n$  es la propiedad  $n$  del corte a maximizar;  $T_{i,n}$  temperatura inicial del corte;  $T_{f,n}$  temperatura final del corte;  $Cy$  rendimiento del corte;  $P_{Rn}$  valor propiedad restricción comercial;  $a_j, b_j, c_j, d_j$  son los coeficientes del ajuste cúbico de la TBP y  $e_j, f_j, g_j, h_j$  corresponden a coeficientes del ajuste cúbico de la curva propiedades.

El modelo se define a partir de  $n+2$  desigualdades (límites comerciales y límites de temperatura), la ecuación de la TBP ( $Cy(T)$ ) evaluada en dos temperaturas,  $n$  ecuaciones de propiedades promedio ( $\bar{P}_n(Cy)$ ) y con  $n+4$  variables ( $T_{f,n}, T_{i,n}, Cy, \bar{P}_n$

). Con esto el número de grados de libertad  $F$  se determina de la siguiente manera:

$$F = N - M = n + 4 - (n + 2) = 2.$$

Donde  $N$  corresponde al número de variables y  $M$  al número de ecuaciones del modelo. Debido a que los grados de libertad resultaron positivos, el modelo propuesto conduce a un problema de optimización [13].

**4.3.1 Pruebas con el modelo de optimización.** El proceso de optimización fue establecido en Excel según lo expuesto en la metodología. Los cuatro crudos fueron considerados en forma individual durante los procesos de optimización de las correspondientes fracciones de nafta, Jet y diésel. La aplicación del modelo de optimización que representa los rendimientos de un crudo en el proceso de destilación (por medio de las temperaturas de los cortes) reportó no convergencia para cada crudo. Aunque los procesos de optimización resultaron no factibles, las iteraciones finales de cada proceso permiten analizar los valores de las propiedades que se acercan al cumplimiento de las restricciones; la Tabla 5 reporta los valores de las últimas iteraciones en cada optimización aplicada. Es importante mencionar que la optimización del crudo Magdalena resultó factible en la determinación de las temperaturas iniciales y finales que maximizan el corte de nafta, cumpliendo las exigencias de calidad de azufre y RVP; probablemente, la convergencia obtenida con este crudo se deba a la carencia de datos de octanaje en el respectivo assay. Según la Tabla 5, la no convergencia del modelo para la Nafta en los demás crudos se debe a que no es posible alcanzar los valores de RON y MON; tanto la Nafta ligera como la pesada presentan valores por debajo de los exigidos (Tabla 2).

De igual forma, para los combustibles Jet y diésel tampoco fue posible encontrar un rango de temperatura para maximizar el rendimiento que cumpla con todas las restricciones (Tabla 5). La falta de convergencia del modelo para el Jet se debe principalmente a la propiedad punto de inflamación, la cual para los tres crudos presenta valores por debajo de lo aceptado (*vide* 4.2.1). Respecto al diésel, la falta

de convergencia del modelo se debe a que los crudos analizados presentan alto contenido de azufre, superiores a los exigidos comercialmente (Tabla 2).

**Tabla 5. Rendimientos y propiedades obtenidos por el modelo de optimización.**

		CASTILLA BLEND	MAGDALENA	SOUTH BLEND	VASCONIA
<b>Nafta</b>	Temperatura del corte [°C]	[15-115.7]	[15-176]	[15-129.35]	[15-118]
	Cy [% vol]	9.05	12.10	12.78	7.14
	IM, RVP	49.55	32.51	48.08	49.55
	AZUFRE [ppm]	52.11	270.00	150.00	150.00
	RON	69.86	-	65.82	63.34
	MON	67.37	-	63.03	58.46
	Número de iteraciones	10	4	20	8
<b>Jet</b>	Temperatura del corte [°C]	[199-231]	[199-232]	[199-230]	[199-237]
	Cy [% vol]	3.08	2.88	5.13	5.36
	AZUFRE [ppm]	1609.69	2769.52	514.94	549.89
	IM, PC	0.02	0.01	0.04	0.04
	IM, PI	105.09	95.93	106.32	103.87
	DENSIDAD [gr/cc]	0.84	0.84	0.82	0.83
	Número de iteraciones	11	10	7	9
<b>Diésel</b>	Temperatura del corte [°C]	[249-300]	[249-320]	[249-340]	[249-350]
	Cy [% vol]	6.88	10.10	16.68	22.37
	IM, PF	0.68	0.78	1.06	1.09
	AZUFRE [ppm]	5230.85	8319.64	3930.97	3123.51
	IM, IC	45.03	45.09	51.58	45.14
	Número de iteraciones	14	8	8	8

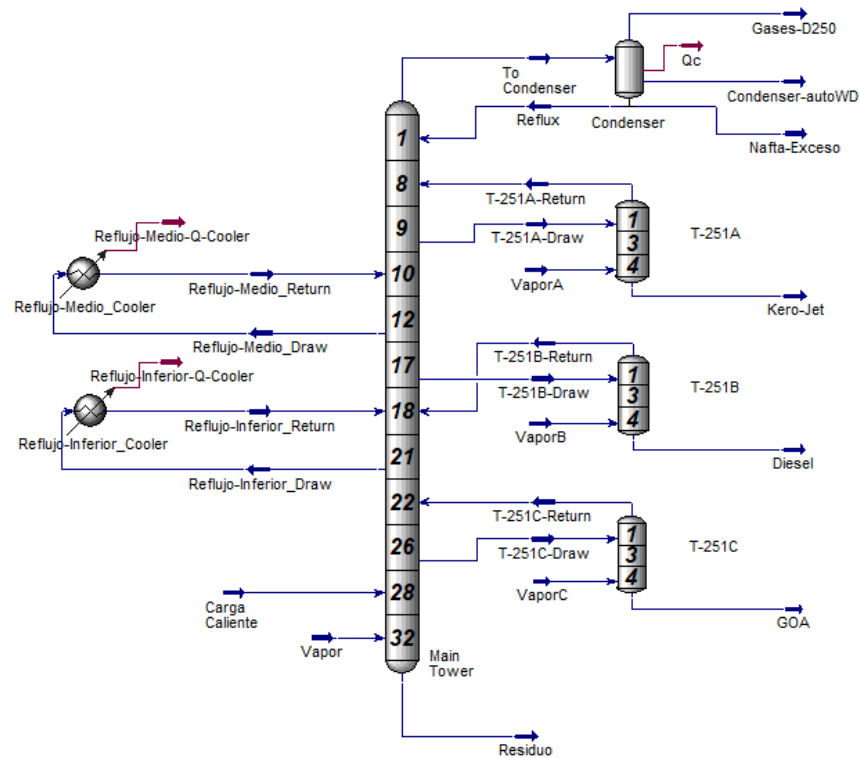
**4.3.2 Validación del modelo de optimización.** La validación del modelo de optimización fue efectuada por medio de la comparación con los rendimientos y propiedades reportadas por una simulación de una torre de destilación de crudos industrial (Figura 13).

La simulación fue efectuada por estudiantes del grupo de investigación para un proyecto de grado relacionado con control avanzado. El proceso de comparación con la simulación fue definido en la metodología. Según los resultados, la operación de la torre obtenida con la simulación y la reportada por medio de la optimización presentan similitudes para el corte de nafta, pero diferencias significativas para las fracciones de Jet y de diésel (Tabla 6); a pesar de estas diferencias, los resultados exhiben los mismos órdenes de magnitud. La similitud de resultados encontrados para la nafta muestra que el modelo de optimización reporta valores válidos, con lo cual es posible sugerir que con un cambio en las condiciones de operación en la simulación (también en la unidad industrial) se pueda elevar el RVP obtenido para el corte.

De otro lado, las diferencias significativas para las fracciones de Jet y diésel se deben principalmente al fenómeno de solapamiento o traslapos obtenidos entre los cortes en la operación de las torres de destilación industrial (reproducido también por la simulación) [24-25], en el Anexo E, se ilustra el fenómeno de solapamiento y brecha. El solapamiento entre los cortes permite ajustar las propiedades, con lo cual es posible acercarse a los requerimientos comerciales. Por su parte, la metodología de ajuste de los datos consignados en los assays utilizando trazadores cúbicos supone que separación perfecta de los componentes entre los cortes (e.g. los componentes livianos del Jet permanecen en este corte y no se transfieren al corte de nafta).

Con lo anterior, el modelo de optimización propuesto en el presente trabajo expone un procedimiento rápido (*short cut*) para el análisis semicuantitativo de la operación de las torres de destilación de crudos. La reproducción satisfactoria de los datos de la nafta con el modelo de optimización propuesto se debe a que los assays de los crudos colombianos dividen el intervalo de temperatura total de esta fracción en cuatro cortes, lo cual permite una mejor descripción de la tendencia de las propiedades. Asimismo, la inclusión del fenómeno de solapamiento en el modelo de optimización propuesto mejoraría los resultados para el análisis cuantitativo. A pesar de la carencia de solapamiento, los resultados sugieren que el modelo de optimización desarrollado puede ser utilizado a nivel de planeación para el análisis de la operación de la sección de destilación de una refinería.

**Figura 13. Unidad de destilación atmosférica.**



Fuente: CARLOS EDUARDO GUERRERO SALAMANCA, LUIS MIGUEL CASTILLO CAÑÓN. Proposición y análisis de un esquema de control DMC para una torre de destilación de crudo industrial.

**Tabla 6. Resultados de la validación del modelo.**

<b>Corte</b>	<b>Propiedad</b>	<b>Resultado Solver</b>	<b>Propiedad despojador</b>	<b>% Diferencia</b>
<b>Nafta</b>	Azufre [ppm]	38.484	39.28	2.03%
	RON	62.764	62.012	1.21%
	MON	62.618	61.694	1.50%
	IM, RVP	43.439	40.624	6.93%
	Cy %v	8.8	11.044	27.56%
	Temperatura °C	[36-120]	[36-200]	-
<b>Jet</b>	IM, PC	0.033	0.0317	4.42%
	Azufre [ppm]	2078.097	1757	18.28%
	Densidad [g/cc]	0.834	0.8102	3.00%
	Cy %v	4.44	6.779	34.44%
	Temperatura °C	[210.63-225]	[200-250]	-
<b>Diésel</b>	IM, PF	0.664	0.55	20.77%
	IM, IC	46.738	44.397	5.27%
	Azufre [ppm]	6008.92	6966	13.74%
	Cy %v	19.5	27.874	30.04%
	Temperatura °C	[250-320]	[250-400]	-

## 5. CONCLUSIONES

- El modelo de optimización propuesto en el presente trabajo, basado en la interpolación con trazadores cúbico de los datos consignados en los assay, reporta resultados cercanos a los obtenidos con una simulación de una torre de destilación industrial de crudos. Las diferencias en resultados se deben principalmente al fenómeno de solapamiento o traslapeo entre los cortes, obtenido en la operación de las unidades industriales.
- La metodología propuesta en el presente trabajo corresponde a una alternativa semicuantitativa para analizar los rendimientos máximos que se pueden obtener en torres de destilación de crudos. Conociendo el intervalo de temperatura de salida de los productos y el assay del crudo destilado, la metodología es aplicable a cualquier torre de destilación para la toma de decisiones rápidas a nivel de planeación de la producción.

## 6. RECOMENDACIONES

- La aplicación de pruebas adicionales con la metodología propuesta es recomendable para la validación completa del modelo de optimización.
- La inclusión del solapamiento entre los cortes puede conllevar a la aplicación cuantitativa del modelo de optimización propuesto.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] GARY J, James; HANDWERCK, Glen. Petroleum Refining: Technology and Economics. Third Edition. New York: Marcel Dekker Inc, 1994, p. 122.

[2] MORAD FERNÁNDEZ, Jorge. Formulación de un modelo matemático para estimar el volumen recobrado de los principales productos en torres de destilación atmosféricas Tesis de pregrado. Cartagena de Indias, Colombia. Universidad de Cartagena, 2012, p. 13.

[3] MORALES MEDINA, Giovanni; MAHECHA, Cesar, Y NAVAS, Gustavo. Ajuste de curvas de propiedades de crudos: nueva metodología e implementación en el módulo CrudExpert. Rev. Ion, 2012; 25(2):29-37.

[4] PRIMO YÚFERA, Eduardo. Química orgánica básica y aplicada de la molécula a la industria. Valencia. Reverté, S.A, 1996, p. 116.

[5] WORRELL, Ernst and GALITSKY, Christina. Energy efficiency improvement and cost saving opportunities for petroleum refineries. Energy analysis Department Environmental Energy Technologies Division Ernest Orlando Lawrence Berkeley National Laboratory: University of California, 2005, p. 21.

[6] ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION (EIA). Petroleum Supply Annual 2001, Energy Information Administration, U.S. Department of Energy. Washington, DC. 2002.

[7] ASTM D86. Test method for distillation of petroleum products at atmospheric pressure. West Conshohocken, 2006.

- [8] S.J. JONES, David and PUJADÓ, Peter. Handbook of petroleum processing. Netherlands. Springer, 2008, p. 6.
- [9] LLUCH URPÍ, Jose. Tecnología y margen de refino del petróleo. Madrid. Ediciones Díaz de Santos, 2011, p. 215-242.
- [10] MARTÍNEZ, Isodoro. Termodinámica básica y aplicada. 1st ed. Madrid. Dossat, 1992, p. 153-154.
- [11] WAUQUIER, Jean Pierre. El refino del petróleo: Petróleo crudo productos petrolíferos esquemas de fabricación. Paris. Ediciones Díaz de Santos, 1995, p. 324.
- [12] RIAZI, M.R. Characterization and properties of petroleum fractions. First edition. West Conshohocken. ASTM International, 2005, p. 299.
- [13] SCENA, Nicolas José, *et al.* Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. [En línea]. Publicaciones edUTecNe Argentina.: Universidad Tecnológica Nacional 1999. (Recuperado el 05 de julio de 2017) Disponible en: <http://www.edutecne.utn.edu.ar/modelado-proc-quim/modelado-proc-quim.pdf>.
- [14] TORRES, Juan Esteban; RAMÍREZ, Ximena BARAJAS; Crisóstomo. Optimización de columnas de destilación atmosférica usando metamodelos. [Base de datos en línea]. Julio 26 de 2016. Revista ResearchGate. (2), 465. (Recuperado el 25 junio 2017). Disponible en <https://www.researchgate.net/publication/305641949>.
- [15] COLOMBIA. CONGRESO DE LA REPÚBLICA. Ley 1205. (14 de Julio de 2008). Por medio de la cual se mejora la calidad de vida a través de la calidad del Diésel y se dictan otras disposiciones. Bogotá, D.C., 2008, p. 2.

[16] COLOMBIA. SUBDIRECCIÓN AMBIENTA, ÁREA METROPOLITANA DEL VALLE DE ABURRÁ. (Enero, 2010). Evaluación de los combustibles usados (Gasolina extra, corriente, Diésel, Mezclas de combustibles líquidos y sólidos) en el área metropolitana del Valle de Aburrá. Medellín.: Universidad Nacional de Colombia – Sede Medellín, 2010, p. 37- 38.

[17] COLOMBIA. NORMA TÉCNICA COLOMBIANA 063. (14, septiembre, 2014). Manejo de turbocombustible para aviación. Bogotá, D.C., 2014, p. 10- [Resultado 1] JIMÉNEZ, Arturo. Diseño de procesos de ingeniería química. Celaya, Guanajuato. Editorial Reverté, S.A., 2003, p. 61.

[18] MATHWORKS. Matlab. 2009.

[19] SÁNCHEZ, Isidro; LÓPEZ, Susana. Optimización con Solver. [En línea]. Valencia.: Universidad de Oviedo. (Recuperado el 26 de Junio 2017). Disponible en: <https://www.uv.es/asepuma/VI/31.PDF>.

[20] GUERRERO SALAMANCA, Carlos Eduardo; CASTILLO CAÑÓN, Luis Miguel. Proposición y análisis de un esquema de control DMC para una torre de destilación de crudo industrial. Trabajo de grado de ingeniería química. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química, 2017.

[21] ECOPETROL. Exportaciones de crudo. [En línea]. Disponible en: [http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/comercio-internacional/exportaciones/exportaciones-de-crudo!/ut/p/z0/04\\_Sj9CPykssy0xPLMnMz0vMAfljo8ziLQIMHd09DQy9DQJDDQ0cjQzNPJ3CHIMCvE30C7ldFQHDKIKO/](http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/comercio-internacional/exportaciones/exportaciones-de-crudo!/ut/p/z0/04_Sj9CPykssy0xPLMnMz0vMAfljo8ziLQIMHd09DQy9DQJDDQ0cjQzNPJ3CHIMCvE30C7ldFQHDKIKO/).

[22] GARY, James H; HANDWER, Mark J and KAISER, Mark J. Petroleum Refining Technology and Economics. New York. CRC Press, 2007, p.46.

[23] MONTESDEOCA, Diego Eduardo. Simulación de la unidad de reformado catalítico de la refinería estatal esmeraldas. Trabajo fin de Máster de Ingeniería Industrial: Universidad Politécnica de Madrid. Escuela técnica superior de Ingenieros Industriales, 2013, p.5

[24] SECO RÍOS, Jose Luis. Optimización de la formulación de gasolinas en refinerías para satisfacer especificaciones de la demanda. Tesis de grado de ingeniería de los recursos energéticos: Escuela politécnica de minas y energías, 2016, p. 88-89.

[25] ARMENGOL, Anelys, *et al.* Evaluación de alternativas de alimentación en una refinería de petróleo usando un simulador de procesos: RCI. Mayo-Agosto, 2014, vol 2, p. 53-60.

## BIBLIOGRAFÍA

ARMENGOL, Anelys, *et al.* Evaluación de alternativas de alimentación en una refinería de petróleo usando un simulador de procesos: RCI. Mayo-Agosto, 2014, vol 2, p.53-60.

ASTM D86. Test method for distillation of petroleum products at atmospheric pressure. West Conshohocken, 2006.

COLOMBIA. CONGRESO DE LA REPÚBLICA. Ley 1205. (14, julio, 2008). Por medio de la cual se mejora la calidad de vida a través de la calidad del Diésel y se dictan otras disposiciones. Bogotá, D.C., 2008, p. 2.

COLOMBIA. NORMA TÉCNICA COLOMBIANA 063. (14 de Septiembre 2014). Manejo de turbocombustible para aviación. Bogotá, D.C., 2014, p. 10-[Resultado 1]  
JIMÉNEZ, Arturo. Diseño de procesos de ingeniería química. Celaya, Guanajuato. Editorial Reverté, S.A., 2003, p. 61.

COLOMBIA. SUBDIRECCIÓN AMBIENTA, ÁREA METROPOLITANA DEL VALLE DE ABURRÁ. (Enero, 2010). Evaluación de los combustibles usados (Gasolina extra, corriente, Diésel, Mezclas de combustibles líquidos y sólidos) en el área metropolitana del Valle de Aburrá. Medellín.: Universidad Nacional de Colombia – Sede Medellín, 2010, p. 37- 38.

ECOPETROL. Exportaciones de crudo. [En línea]. Disponible en: [http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/comercio-internacional/exportaciones/exportaciones-de-crudo!/ut/p/z0/04\\_Sj9CPykssy0xPLMnMz0vMAfljo8ziLQIMHd09DQy9DQJDDQ0cjQzNPJ3CHIMCvE30C7IdFQHDKIKO/](http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/comercio-internacional/exportaciones/exportaciones-de-crudo!/ut/p/z0/04_Sj9CPykssy0xPLMnMz0vMAfljo8ziLQIMHd09DQy9DQJDDQ0cjQzNPJ3CHIMCvE30C7IdFQHDKIKO/).

ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION (EIA). Petroleum Supply Annual 2001, Energy Information Administration, U.S. Department of Energy. Washington, DC. 2002.

GARY J, James; HANDWERCK, Glen. Petroleum Refining: Technology and Economics. Third Edition. New York: Marcel Dekker Inc. 1994, p. 122.

GARY, James H; HANDWER, Mark J and KAISER, Mark J. Petroleum Refining Technology and Economics. New York. CRC Press, 2007, p. 46.

GUERRERO SALAMANCA, Carlos Eduardo; CASTILLO CAÑÓN, Luis Miguel. Proposición y análisis de un esquema de control DMC para una torre de destilación de crudo industrial. Trabajo de grado de ingeniería química. Bucaramanga. Universidad Industrial de Santander. Escuela de Ingeniería Química, 2017.

LLUCH URPI, Jose. Tecnología y margen de refino del petróleo. Madrid. Ediciones Díaz de Santos, 2011, p. 215-242.

MARTÍNEZ, Isodoro. Termodinámica básica y aplicada. 1st ed. Madrid. Dossat, 1992, p. 153-154.

MATHWORKS. Matlab. 2009.

MONTESDEOCA, Diego Eduardo. Simulación de la unidad de reformado catalítico de la refinería estatal esmeraldas. Trabajo fin de Máster de Ingeniería Industrial: Universidad Politécnica de Madrid. Escuela técnica superior de Ingenieros Industriales, 2013, p. 5

MORAD FERNÁNDEZ, Jorge. Formulación de un modelo matemático para estimar el volumen recobrado de los principales productos en torres de destilación

atmosféricas Tesis de pregrado. Cartagena de Indias, Colombia. Universidad de Cartagena, 2012, p. 13.

MORALES MEDINA, Giovanni; MAHECHA, Cesar, Y NAVAS, Gustavo. Ajuste de curvas de propiedades de crudos: nueva metodología e implementación en el módulo CrudExpert. Rev. Ion, 2012; 25(2):29-37.

PRIMO YÚFERA, Eduardo. Química orgánica básica y aplicada de la molécula a la industria. Valencia. Reverté, S.A, 1996, p. 116.

RIAZI, M.R. Characterization and properties of petroleum fractions. First edition. West Conshohocken. ASTM International, 2005, p. 299.

S.J. JONES, David and PUJADÓ, Peter. Handbook of petroleum processing. Netherlands. Springer, 2008, p. 6.

SÁNCHEZ, Isidro; LÓPEZ, Susana. Optimización con Solver. [En línea]. Valencia. Universidad de Oviedo. (Recuperado el 26 de junio 2017). Disponible en: <https://www.uv.es/asepuma/VI/31.PDF>.

SCENA, Nicolas José, *et al.* Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. [En línea]. Publicaciones edUTecNe Argentina.: Universidad Tecnológica Nacional 1999. (Recuperado el 05 de Julio de 2017) Disponible en: <http://www.edutecne.utn.edu.ar/modelado-proc-quim/modelado-proc-quim.pdf>.

SECO RÍOS, José Luis. Optimización de la formulación de gasolinas en refinerías para satisfacer especificaciones de la demanda. Tesis de grado de ingeniería de los recursos energéticos: Escuela politécnica de minas y energías, 2016, p. 88-89.

TORRES, Juan Esteban; RAMÍREZ, Ximena BARAJAS; Crisóstomo. Optimización de columnas de destilación atmosférica usando metamodelos. [Base de datos en

línea]. Julio 26 de 2016. Revista ResearchGate. (2),465. (Recuperado el 25 junio 2017). Disponible en: <https://www.researchgate.net/publication/305641949>.

WAUQUIER, Jean Pierre. El refinado del petróleo: Petróleo crudo productos petrolíferos esquemas de fabricación. Paris. Ediciones Díaz de Santos, 1995, p.324.

WORRELL, Ernst and GALITSKY, Christina. Energy efficiency improvement and cost saving opportunities for petroleum refineries. Energy analysis Department Environmental Energy Technologies Division Ernest Orlando Lawrence Berkeley National Laboratory: University of California, 2005, p.21.

## ANEXOS

### ANEXO A. Assays de los crudos analizados.

**Tabla A1. Assay del crudo Casilla Blend.**

Análisis	Crudo	Nafta 1	Nafta 2	Nafta 3	Nafta 4	Jet	Diésel Liviano	Diésel Pesado	Destilado Liviano	Destilado Medio	Destilado Pesado	Fondo de Vacío
	T[°C]	15-60	60-107	107-152	152-199	199-249	249-315	315-371	371-427	427-482	482-530	530+
API a 15.6[°c]	19.1	86.9	66.1	54.8	46	35.6	28.5	23.2	18.7	16.4	13.4	0.9
Densidad [g/cc]	0.939	0.6478	0.7158	0.7591	0.797	0.8465	0.8837	0.9144	0.9414	0.9563	0.9757	1.0677
Azufre [%w]	1.811	0.005	0.005	0.008	0.052	0.199	0.601	1.107	1.547	1.716	2.095	3.57
Presión de Vapor Reid RVP [psi]	3.32	16.39	4.73	1.09	0.41	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Fluidez [°C]	-24	-	-	-	-	-60	-33	0	27	36	42	120
Rendimiento [%Vol.]	-	2.19	5.62	6.62	4.41	5.02	9.17	9.8	7.75	9.21	7.19	32.54
Rendimiento [%w]	-	1.57	4.47	5.58	3.74	4.53	8.63	9.54	7.77	9.38	7.47	37.01
Número de Octano en Motor - MON	-	77.9	67.2	58.9	54.3	-	-	-	-	-	-	-
Número de Octano de Investigación -RON	-	76.8	68.5	56.7	50.8	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Congelamiento [°C]	-	-	-	-70	-70	-53.5	-	-	-	-	-	-
Índice de Cetano	-	-	-	-	32.7	34.6	38.8	43.2	-	-	-	-
Punto de inflamación [°C]	-15	-	-	-	42	76	121	165	-	-	-	-

**Tabla A2. Assay del crudo Magdalena.**

Análisis	Crudo	Nafta 1	Nafta 2	Nafta 3	Nafta 4	Jet	Diésel Liviano	Diésel Pesado	Destilado Liviano	Destilado Medio	Destilado Pesado	Fondo de Vacío
	T[°C]	15-60	60-107	107-152	152-199	199-249	249-315	315-371	371-427	427-482	482-521	521+
API 15.6[°c]	19.4	87.8	63.5	52.9	43.4	35.5	29	24.4	20	18	16	4.7
Densidad [g/cc]	0.937	0.6451	0.7255	0.7671	0.8085	0.8469	0.881	0.9074	0.9336	0.946	0.9587	1.0376
Azufre [%w]	1.65	0.014	0.01	0.019	0.138	0.323	0.829	1.27	1.51	1.58	1.8	2.74
Presión de Vapor Reid RVP [psi]	3.56	34.3	32.4	0.88	0.32	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Fluidez [°C]	-30	-	-	-	-	N/D	-33	-3	18	33	42	89
Rendimiento/crudo [%Vol.]	-	4.68	3.29	2.64	3.1	4.59	9.35	9.72	8.5	9.75	8.07	35.94
Rendimiento/crudo [%w]	-	3.4	2.69	2.28	2.68	4.15	8.79	9.41	8.47	9.84	8.26	39.82
Número de Octano en Motor - MON	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Número de Octano de Investigación -RON	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Congelamiento [°C]	-	-	-	-75	-76	-58.5	-	-	-	-	-	-
Índice de Cetano	-	-	-	-	31.6	36.3	41.3	46.5	-	-	-	-
Punto de inflamación [°C]	-45	-	-	-	42	84	91	91	-	-	-	-

**Tabla A3. Assay del crudo South Blend.**

Análisis	Crudo	Nafta 1	Nafta 2	Nafta 3	Nafta 4	Jet	Diésel Liviano	Diésel Pesado	Destilado Liviano	Destilado Medio	Destilado Pesado	Fondo de Vacío
	T[°C]	15-60	60-107	107-152	152-199	199-249	249-315	315-371	371-427	427-482	482-539.5	539.5+
API a 15.6[°c]	29.8	91.3	67.4	55.9	47.1	40.3	33.8	29.3	24.9	22.1	18.7	5.4
Densidad [g/cc]	0.877	0.6349	0.7111	0.7548	0.7917	0.8233	0.8553	0.8794	0.9044	0.9202	0.9412	1.0329
Azufre [%w]	0.705	0.015	0.015	0.015	0.015	0.066	0.32	0.65	0.777	0.861	1.079	1.8
Presión de Vapor Reid RVP [psi]	4.05	19.17	4.59	1.12	0.43	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Fluidez [°C]	-3	-	-	-	-	-33	-21	6	27	42	54	111
Rendimiento [%Vol.]	-	2.45	6.44	8.1	8.34	8.35	12.37	9.46	9.05	8.12	8.06	18.16
Rendimiento [%w]	-	1.83	5.4	7.2	7.53	7.84	12.07	9.49	9.34	8.53	8.65	21.4
Número de Octano en Motor - MON	-	65.76	64.6	56.7	48.3	-	-	-	-	-	-	-
Número de Octano de Investigación -RON	-	78.1	65.8	54.3	44	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Congelamiento [°C]	-	-	-	-75	-75	-46	-	-	-	-	-	-
Índice de Cetano	-	-	-	-	34.9	43.2	49.9	57.1	-	-	-	-
Punto de inflamación [°C]	-45	-	-	-	40	77	123	168	-	-	-	-

**Tabla A4. Assay del crudo Vasconia.**

Análisis	Crudo	Nafta 1	Nafta 2	Nafta 3	Nafta 4	Jet	Diésel Liviano	Diésel Pesado	Destilado Liviano	Destilado Medio	Destilado Pesado	Fondo de Vacío
	T[°C]	15-60	60-107	107-152	152-199	199-249	249-315	315-371	371-427	427-482	482-547	547+
API 15.6[°c]	24.3	89.5	55.8	56.5	48.4	38.6	30.2	25.3	21.7	19.4	15.5	2.2
Densidad [g/cc]	0.9079	0.6401	0.717	0.7525	0.7862	0.8313	0.8744	0.9017	0.9234	0.9369	0.962	1.0574
Azufre [%w]	0.833	0.015	0.015	0.015	0.017	0.063	0.234	0.48	0.658	0.778	1.044	2.29
Presión de Vapor Reid RVP [psi]	3.19	17.86	3.56	1.05	0.44	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Fluidez [°C]	0	-	-	-	-	-33	-24	6	33	42	51	123
Rendimiento/crudo [%Vol.]	-	1.86	4.07	5.55	6.34	7.32	14.42	12.41	9.92	9.49	7.7	20.33
Rendimiento/crudo [%w]	-	1.36	3.33	4.77	5.49	6.71	13.9	12.33	10.09	9.79	8.16	23.69
Número de Octano en Motor - MON	-	62.50	57.97	50.6	41.5	-	-	-	-	-	-	-
Número de Octano de Investigación -RON	-	69.46	63.2	49	37	-	-	-	-	-	-	-
Punto de Congelamiento [°C]	-	-	-	-70	-70	-47	-	-	-	-	-	-
Índice de Cetano	-	-	-	-	37.5	40.6	42.1	47.5	-	-	-	-
Punto de inflamación [°C]	1	-	-	-	36	77	121	168	-	-	-	-

**ANEXO B. Coeficientes obtenidos en el ajuste cúbico para los crudos.**

**Tabla B1. Coeficientes curva TBP.**

	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>d</i>		<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>d</i>
<b>Castilla Blend</b>	2.90E-08	1.29E-05	0.000	0.000	<b>South Blend</b>	2.29E-08	3.66E-05	0.000	0.000
	-1.07E-05	1.42E-03	0.007	0.480		-8.52E-06	1.28E-03	0.014	1.100
	-1.73E-05	1.89E-03	0.069	2.670		-1.84E-05	2.13E-03	0.078	3.550
	-2.34E-05	1.39E-03	0.132	8.290		-1.26E-05	1.11E-03	0.156	9.990
	1.09E-05	-9.58E-04	0.115	14.910		-1.83E-06	5.90E-05	0.179	18.090
	4.75E-06	-1.69E-04	0.097	19.320		5.71E-06	-3.88E-04	0.172	26.430
	-1.56E-06	4.55E-04	0.116	24.340		-4.88E-06	4.93E-04	0.176	34.780
	-1.28E-05	1.07E-03	0.155	33.510		1.52E-06	-2.37E-04	0.177	47.150
	9.36E-06	-8.13E-04	0.155	43.310		-1.19E-06	2.90E-06	0.165	56.610
	-8.39E-06	7.50E-04	0.152	51.060		9.42E-07	-1.73E-04	0.154	65.660
-1.58E-05	5.90E-04	0.158	60.270	-1.95E-05	1.06E-03	0.144	73.780		
-1.51E-07	-5.77E-06	0.105	67.460	-3.23E-08	-5.59E-05	0.072	81.840		
<b>Magdalena</b>	3.25E-08	8.23E-06	0.000	0.000	<b>Vasconia</b>	2.52E-08	1.75E-05	0.000	0.000
	-5.87E-05	4.83E-03	0.005	0.370		-9.39E-06	1.17E-03	0.008	0.590
	3.44E-06	-4.55E-04	0.084	5.050		-7.02E-06	9.85E-04	0.056	2.450
	4.21E-06	-3.04E-04	0.064	8.340		-7.89E-06	8.32E-04	0.102	6.520
	3.07E-06	-6.18E-05	0.062	10.980		-2.82E-07	1.43E-04	0.129	12.070
	1.34E-06	2.36E-04	0.077	14.080		8.52E-06	-3.05E-04	0.140	18.410
	-3.80E-06	7.26E-04	0.110	18.670		-9.91E-06	1.33E-03	0.174	25.730
	-9.17E-06	8.19E-04	0.156	28.020		-8.37E-06	4.96E-04	0.220	40.150
	7.00E-06	-5.74E-04	0.162	37.740		5.55E-06	-6.64E-04	0.197	52.560
	2.74E-07	2.34E-04	0.164	46.240		-9.61E-06	4.88E-04	0.175	62.480
	-6.25E-05	2.83E-03	0.192	55.990		-5.29E-06	-5.76E-06	0.141	71.970
	-1.01E-07	-6.01E-05	0.127	64.060		-8.00E-08	-2.66E-05	0.073	79.670

**Tabla B2. Coeficientes curva IM,RVP.**

	a	b	c	d		a	B	c	d
<b>Castilla Blend</b>	0.385	-0.049	-8.928	42.308	<b>South Blend</b>	0.459	-0.100	-10.696	52.522
	0.255	-0.743	-7.651	32.978		0.236	-0.742	-8.877	40.112
	-0.003	0.150	-1.772	6.976		-0.002	0.117	-1.487	6.718
	0.000	0.017	-0.245	1.114		0.000	0.013	-0.176	1.152
	0.002	0.001	-0.032	0.328		0.001	0.001	-0.044	0.348
<b>Magdalena</b>	0.000	0.000	-0.213	2.830	<b>Vasconia</b>	1.132	-0.050	-15.569	50.328
	0.000	0.000	-0.213	2.332		0.814	-1.740	-12.726	36.716
	0.000	0.000	-0.213	1.483		-0.009	0.209	-1.590	4.890
	0.000	0.000	-0.213	0.852		-0.004	0.039	-0.212	1.063
	0.000	0.000	-0.213	0.241		0.013	-0.055	-0.163	0.358

**Tabla B3. Coeficientes curva RON.**

	a	b	c	d		a	b	c	d
<b>Castilla Blend</b>	0.031	0.002	-2.627	80.734	<b>Vasconia</b>	-0.029	-0.014	-1.915	71.280
	0.009	-0.010	-2.511	77.900		-0.025	0.042	-2.016	69.464
	0.009	-0.016	-2.159	68.500		0.046	-0.329	-2.431	63.200
	-0.005	0.083	-1.369	56.700		-0.006	0.102	-2.414	49.000
	-0.004	0.047	-0.926	50.800		-0.016	0.092	-1.835	37.000
<b>South Blend</b>	0.032	0.003	-3.078	81.881					
	0.030	-0.100	-2.921	78.100					
	-0.006	0.108	-2.063	65.800					
	-0.001	0.028	-1.402	54.300					
	-0.001	0.015	-1.183	44.000					

**Tabla B4. Coeficientes curva MON.**

	a	b	c	d		a	b	c	d
<b>Castilla Blend</b>	-0.016	-0.008	-0.835	72.011	<b>Vasconia</b>	1.2E-05	4.3E-06	-1.531	63.925
	-0.004	-0.005	-0.910	71.067		-6.0E-06	3.0E-05	-1.531	62.501
	0.015	-0.127	-1.132	67.200		1.5E-06	-1.1E-05	-1.531	57.963
	-0.004	0.055	-1.029	58.900		-3.6E-05	2.2E-04	-1.531	50.600
	-0.003	0.031	-0.747	54.300		1.5E-04	-7.6E-04	-1.532	41.500
<b>South Blend</b>	-0.002	-0.022	-0.091	65.915					
	-0.002	-0.016	-0.156	65.762					
	0.014	-0.193	-0.403	64.600					
	0.000	0.006	-1.054	56.700					
	0.000	0.003	-1.007	48.300					

**Tabla B5. Coeficientes curva cantidad de azufre.**

	a	b	c	d		a	b	c	d
<b>Castilla Blend</b>	0.000	0.000	0.000	50.000	<b>South Blend</b>	0.000	0.000	0.000	150.000
	0.000	0.000	0.000	50.000		0.000	0.000	0.000	150.000
	-0.023	1.304	0.000	50.000		0.000	0.000	0.000	150.000
	-1.222	23.518	11.356	80.000		0.000	0.000	0.000	150.000
	-6.986	78.353	150.954	520.000		-0.508	12.537	0.000	150.000
	-4.553	55.847	440.606	1990.000		-1.307	28.325	102.742	660.000
	0.019	-3.166	584.144	6010.000		-1.279	16.397	277.986	3200.000
	-2.674	20.489	531.366	11070.000		0.299	-8.204	185.641	6500.000
	2.229	-29.234	285.066	15470.000		0.754	-8.599	110.629	7770.000
	-1.435	32.667	275.305	17170.000		-0.637	18.995	137.615	8610.000
0.025	5.868	520.168	20950.000	-0.058	11.314	322.950	10790.000		
<b>Magdalena</b>	1.373	0.697	-32.678	186.790	<b>Vasconia</b>	0.000	0.000	0.000	150.000
	0.849	-0.857	-18.400	140.000		0.000	0.000	0.000	150.000
	-0.820	16.612	0.000	100.000		0.000	0.000	0.000	150.000
	-62.601	321.569	67.371	190.000		-0.022	0.871	0.000	150.000
	4.472	-5.187	507.284	1380.000		-1.159	18.246	7.226	170.000
	-7.868	74.671	628.330	3230.000		-0.525	11.761	100.476	630.000
	-0.212	-11.456	606.436	8290.000		-0.162	3.033	175.663	2340.000

	a	b	c	d		a	b	c	d
	-0.906	-0.487	345.220	12700.000		-0.073	-0.326	171.611	4800.000
	0.988	-13.723	119.285	15100.000		0.690	-8.472	136.791	6580.000
	-0.978	22.849	116.449	15800.000		-0.091	14.587	172.802	7780.000
	0.010	3.967	289.600	18000.000		-0.232	26.924	412.613	10440.000

**Tabla B6. Coeficientes curva densidad.**

	a	b	c	d		a	b	c	d
<i>Castilla Blend</i>	-6.57E-04	3.76E-05	0.0216	0.6250	<i>South Blend</i>	-4.72E-04	3.45E-05	0.021	0.610
	-3.38E-04	8.40E-04	0.0193	0.6478		-3.12E-04	1.00E-03	0.019	0.635
	8.56E-05	-1.06E-03	0.0104	0.7158		4.53E-05	-7.76E-04	0.009	0.711
	5.19E-05	-3.04E-04	0.0070	0.7591		4.23E-06	-1.16E-04	0.005	0.755
	-2.47E-04	1.62E-03	0.0084	0.7970		-7.13E-07	-3.27E-05	0.004	0.792
	1.42E-05	-3.70E-04	0.0072	0.8465		-1.71E-06	-1.37E-05	0.003	0.823
	8.10E-06	-1.62E-04	0.0040	0.8837		5.03E-06	-8.89E-05	0.003	0.855
	-9.96E-06	7.86E-05	0.0032	0.9144		-9.13E-06	1.13E-04	0.002	0.879
	1.03E-05	-1.43E-04	0.0022	0.9414		8.96E-06	-1.17E-04	0.002	0.904
	4.22E-06	7.78E-06	0.0020	0.9563		9.47E-06	-2.24E-05	0.002	0.920
<i>Magdalena</i>	-4.24E-05	-2.31E-04	0.0230	0.5930	<i>Vasconia</i>	-1.70E-03	-6.98E-05	0.034	0.610
	-1.69E-04	4.02E-04	0.0213	0.6451		-1.19E-03	2.38E-03	0.029	0.640
	2.93E-04	-1.67E-03	0.0164	0.7255		1.60E-04	-1.73E-03	0.012	0.717
	-3.30E-04	1.02E-03	0.0142	0.7671		3.38E-05	-3.31E-04	0.006	0.753
	-8.62E-05	-1.68E-04	0.0119	0.8085		-4.43E-05	3.78E-04	0.006	0.786
	1.22E-05	-3.58E-04	0.0068	0.8469		-1.35E-06	-8.52E-05	0.005	0.831
	9.59E-06	-1.77E-04	0.0036	0.8810		3.54E-06	-9.86E-05	0.003	0.874
	-1.31E-05	1.25E-04	0.0028	0.9074		-2.29E-06	2.16E-05	0.002	0.902
	6.24E-06	-1.10E-04	0.0018	0.9336		7.76E-06	-9.85E-05	0.002	0.923
	5.84E-06	-4.82E-05	0.0014	0.9460		2.46E-07	1.17E-04	0.002	0.937

**Tabla B7. Coeficientes curva IM,PI.**

<i>Castilla</i>	a	b	c	d	<i>South</i>	a	b	c	d
<i>Blend</i>	0.000	0.000	-52.147	185.420	<i>Blend</i>	0.000	0.000	-33.790	193.048
<i>Magdalena</i>	0.000	0.000	-68.407	194.330	<i>Vasconia</i>	0.000	0.000	-52.966	245.840

**Tabla B8. Coeficientes curva IM,PC.**

<i>Castilla</i>	a	b	c	d	<i>South</i>	a	b	C	d
<i>Blend</i>	0	0	0.0042	0.0139	<i>Blend</i>	0	0	0.006	0.0282
<i>Magdalena</i>	0	0	0.0033	0.0074	<i>Vasconia</i>	0	0	0.0063	0.0249

**Tabla B9. Coeficientes curva IM,PF.**

<i>Castilla</i>	a	b	c	d	<i>South</i>	a	b	c	d
<i>Blend</i>	-1.68E-08	-6.32E-06	0.068	0.443	<i>Blend</i>	-6.33E-08	1.06E-05	0.056	0.593
	-1.47E-08	-6.18E-06	0.068	1.062		-1.08E-07	1.18E-05	0.057	1.291
<i>Magdalena</i>	-1.08E-09	-7.48E-07	0.059	0.476	<i>Vasconia</i>	-2.20E-08	6.90E-06	0.050	0.532
	-9.99E-10	-7.39E-07	0.059	1.030		-2.96E-08	7.32E-06	0.050	1.249

**Tabla B10. Coeficientes curva IM,IC.**

<i>Castilla</i>	a	b	c	d	<i>South</i>	a	b	c	d
<i>Blend</i>	1.59E-04	8.57E-03	-0.993	48.294	<i>Blend</i>	1.39E-06	-2.28E-04	-0.656	57.069
	1.39E-04	7.30E-03	-0.796	40.029		2.37E-06	-2.56E-04	-0.661	48.923
<i>Magdalena</i>	2.04E-08	1.40E-05	-0.709	48.685	<i>Vasconia</i>	-2.26E-08	7.36E-06	-0.525	51.014
	1.89E-08	1.39E-05	-0.708	42.060		-3.05E-08	7.79E-06	-0.525	43.446

# ANEXO C. Esquema de la hoja de cálculo codificada en Excel para la optimización.

## CASTILLA BLEND

UNCIÓN OBJETIV:  $Cy(T) = \sum Cy_j(T) - Cy_1(T)$

**SUJETO A:** Restricciones de calidad

1	IM,RVP máx. [psi]	49.54871	≥
2	Azufre máx [ppm]	270	≥
3	RON min.	86	≤
4	MON min.	86	≤

$j=1,2,...,8$   
 $n=1$  (Nafta)  
 $P = f(Cy)$

Temperatura de operación a la que se produce [°C]

	Ti	Tf	Ti [°C]	Tf
Nafta 1	15.000	43.550	15	≤Tc
Nafta 2	43.550	60.000	15	≤Tc
Nafta 3	60.000	86.330	60	≤Tc
Nafta 4	86.330	107.000	60	≤Tc
Nafta 5	107.000	128.900	107	≤Tc
Nafta 6	128.900	152.000	107	≤Tc
Nafta 7	152.000	174.300	152	≤Tc
Nafta 8	174.300	199.000	152	≤Tc

### CURVAS DE RENDIMIENTOS

	% Volumen				% Másico			
	a	b	c	d	a	b	c	d
(-150-15)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
15-60	0.000	0.001	0.007	0.480	0.000	0.001	0.004	0.310
60-107	0.000	0.002	0.069	2.670	0.000	0.002	0.051	1.880
107-152	0.000	0.001	0.132	8.290	0.000	0.001	0.108	6.350
152-199	0.000	-0.001	0.115	14.910	0.000	-0.001	0.097	11.930

### 1. Índice de presión de vapor Reid (IM, RVP)

Coefficientes	a	b	c	d
Nafta 1	0.624	-0.108	-11.960	85.710
Nafta 2	0.272	-0.677	-9.851	73.413
Nafta 3	0.272	-0.677	-9.851	73.413
Nafta 4	-0.005	0.223	-2.714	40.784
Nafta 5	-0.005	0.223	-2.714	40.784
Nafta 6	-0.011	0.098	-0.503	31.476
Nafta 7	-0.011	0.098	-0.503	31.476
Nafta 8	0.028	-0.174	-0.450	29.781

Cy1	Cy2	ΔCY	RVPBI	INDICE DE MEZCLA j
0.480	1.575	1.095	79.381	86.886
1.575	2.670	1.095	67.836	74.311
2.670	5.480	2.810	49.689	139.624
5.480	8.290	2.810	37.542	105.495
8.290	11.602	3.312	32.855	108.804
11.602	14.910	3.308	30.899	102.226
14.910	17.114	2.204	30.175	66.502
17.114	19.320	2.206	29.086	64.169

INDICE DE MEZCLA	Cy [% Vol]
Nafta 1	161.197
Nafta 2	245.119
Nafta 3	211.030
Nafta 4	130.671

### 2. Azufre

Coefficientes	a	b	c	d
Nafta 1	0.000	0.000	0.000	50.000
Nafta 2	0.000	0.000	0.000	50.000
Nafta 3	0.000	0.000	0.000	50.000
Nafta 4	-0.023	1.304	0.000	50.000
Nafta 5	-0.023	1.304	0.000	50.000
Nafta 6	-1.222	23.510	11.354	50.000
Nafta 7	-1.222	23.510	11.354	50.000
Nafta 8	-4.904	78.353	150.454	520.000

Cy1	Cy2	ΔCY	AZUFRE	INDICE DE MEZCLA j
0.310	1.053	0.773	50.000	28.475
1.053	1.850	0.797	50.000	29.125
1.850	4.077	2.197	50.000	199.945
4.077	6.350	2.273	52.979	118.607
6.350	9.119	2.749	44.989	115.495
9.119	11.930	2.811	151.120	424.793
11.930	13.784	1.854	390.042	723.194
13.784	15.670	1.886	743.524	1402.280

INDICE DE MEZCLA	Cy [% V]
Nafta 1	78.500
Nafta 2	221.452
Nafta 3	410.211
Nafta 4	2125.444

### 3. Número octano de investigación (RON)

Coefficientes	a	b	c	d
Nafta 1	0.031	0.002	-2.427	80.734
Nafta 2	0.009	-0.010	-2.511	77.900
Nafta 3	0.009	-0.010	-2.511	77.900
Nafta 4	0.009	-0.016	-2.159	63.500
Nafta 5	0.009	-0.016	-2.159	63.500
Nafta 6	-0.005	0.023	-1.349	56.700
Nafta 7	-0.005	0.023	-1.349	56.700
Nafta 8	-0.004	0.047	-0.925	50.000

Cy1	Cy2	ΔCY	RON	INDICE DE MEZCLA j
0.480	1.575	1.095	79.207	84.595
1.575	2.670	1.095	76.524	83.820
2.670	5.480	2.810	71.744	201.997
5.480	8.290	2.810	65.474	103.997
8.290	11.602	3.312	59.405	104.759
11.602	14.910	3.308	54.490	110.534
14.910	17.114	2.204	51.323	114.234
17.114	19.320	2.206	49.044	109.943

INDICE DE MEZCLA	Cy [% Vol]
Nafta 1	170.433
Nafta 2	315.512
Nafta 3	377.493
Nafta 4	224.197

### 4. Número octano en motor (MON)

Coefficientes	a	b	c	d
Nafta 1	-0.016	-0.003	-0.835	72.011
Nafta 2	-0.004	-0.005	-0.910	71.047
Nafta 3	-0.004	-0.005	-0.910	71.047
Nafta 4	0.015	-0.127	-1.132	67.200
Nafta 5	0.015	-0.127	-1.132	67.200
Nafta 6	-0.004	0.055	-1.029	55.900
Nafta 7	-0.004	0.055	-1.029	55.900
Nafta 8	-0.003	0.031	-0.747	54.200

Cy1	Cy2	ΔCY	MON	INDICE DE MEZCLA j
0.480	1.575	1.095	71.546	78.310
1.575	2.670	1.095	70.545	77.301
2.670	5.480	2.810	68.475	192.973
5.480	8.290	2.810	65.289	103.459
8.290	11.602	3.312	60.993	204.959
11.602	14.910	3.308	57.344	119.790
14.910	17.114	2.204	55.129	121.497
17.114	19.320	2.206	53.910	116.047

INDICE DE MEZCLA	Cy [% Vol]
Nafta 1	155.411
Nafta 2	374.432
Nafta 3	291.774
Nafta 4	239.544

### FUNCIÓN OBJETIVO

<b>18.840</b>
RVPBI
39.704

193.092
AZUFRE [ppm]

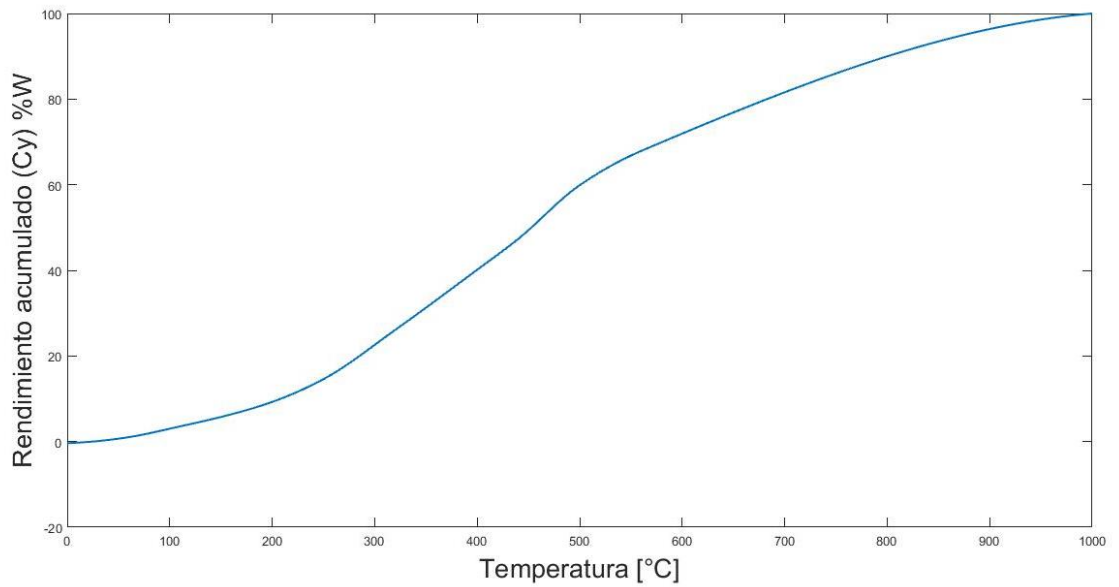
61.471
RON

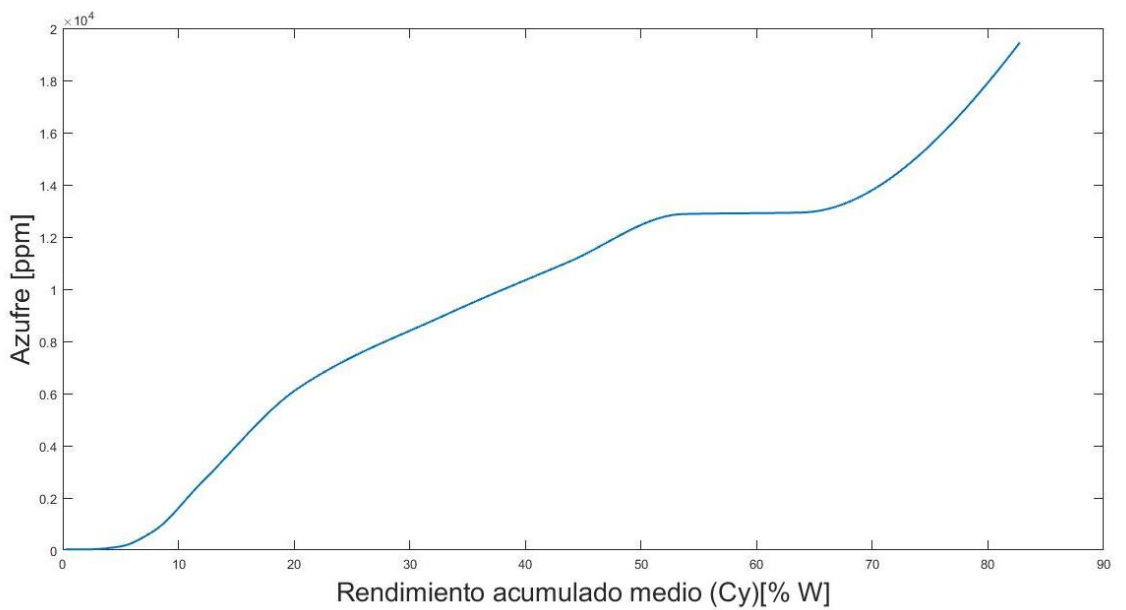
61.761
MON

**ANEXO D. Representación gráfica del ajuste para la TBP y propiedades de Nafta Jet y Diésel.**

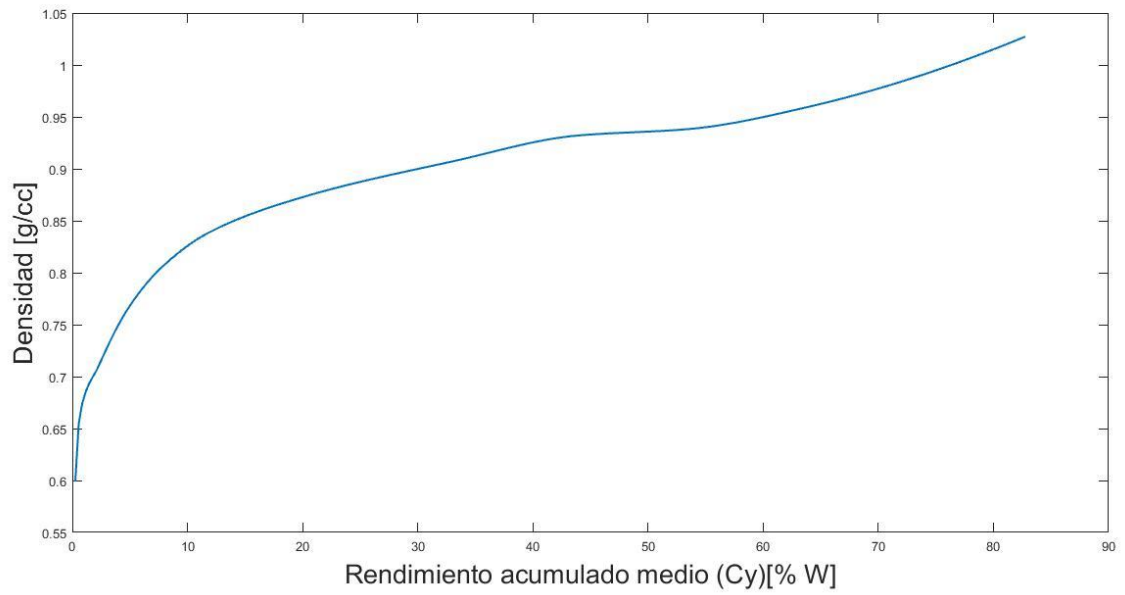
**Figura D1. Curva TBP.**



**Figura D2. Contenido de azufre respecto al rendimiento acumulado másico.**



**Figura D3. Densidad respecto al rendimiento acumulado másico.**



**Figura D4. Índice de mezcla del punto de fluidez respecto al rendimiento acumulado másico.**

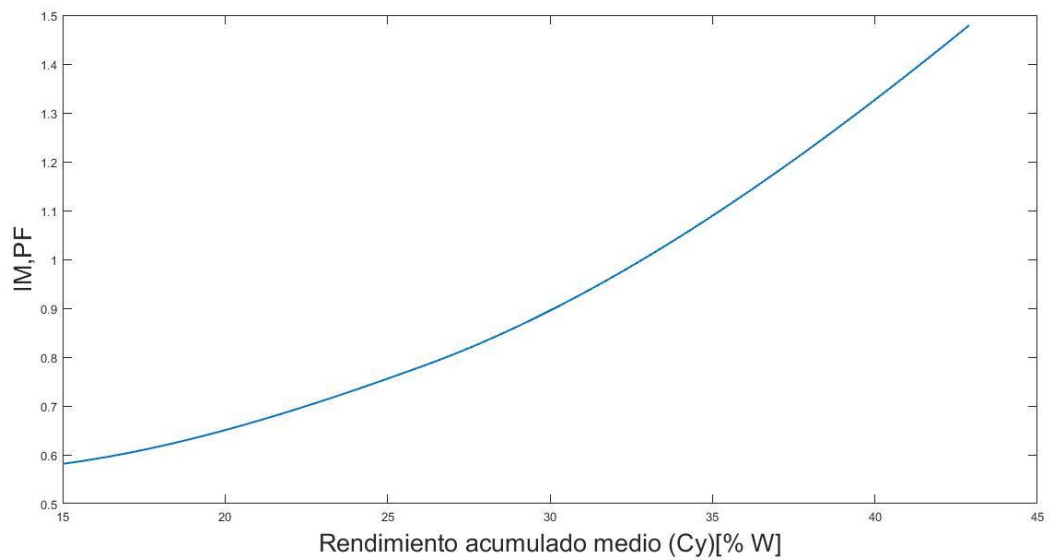
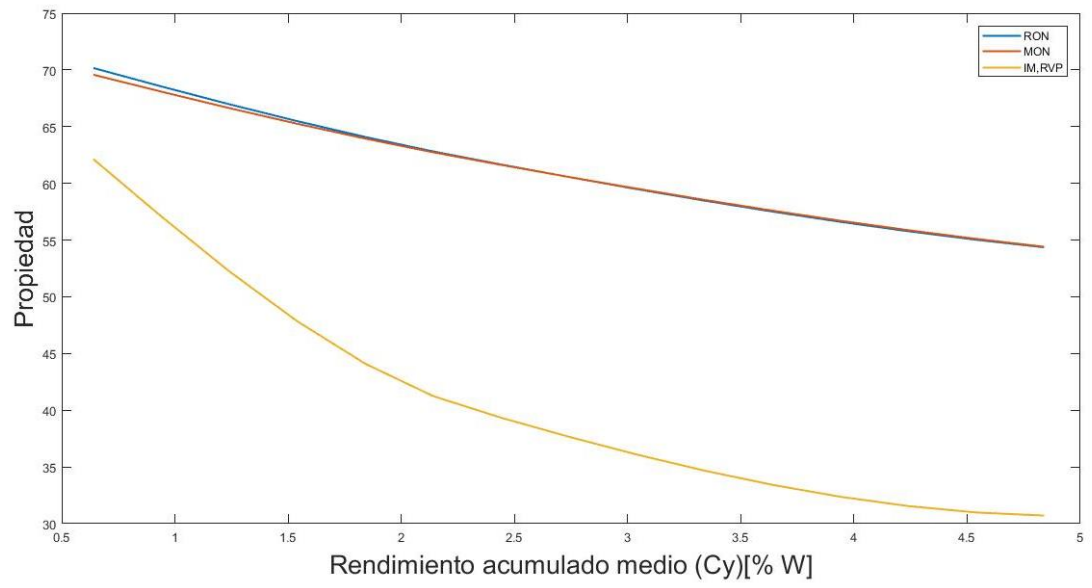
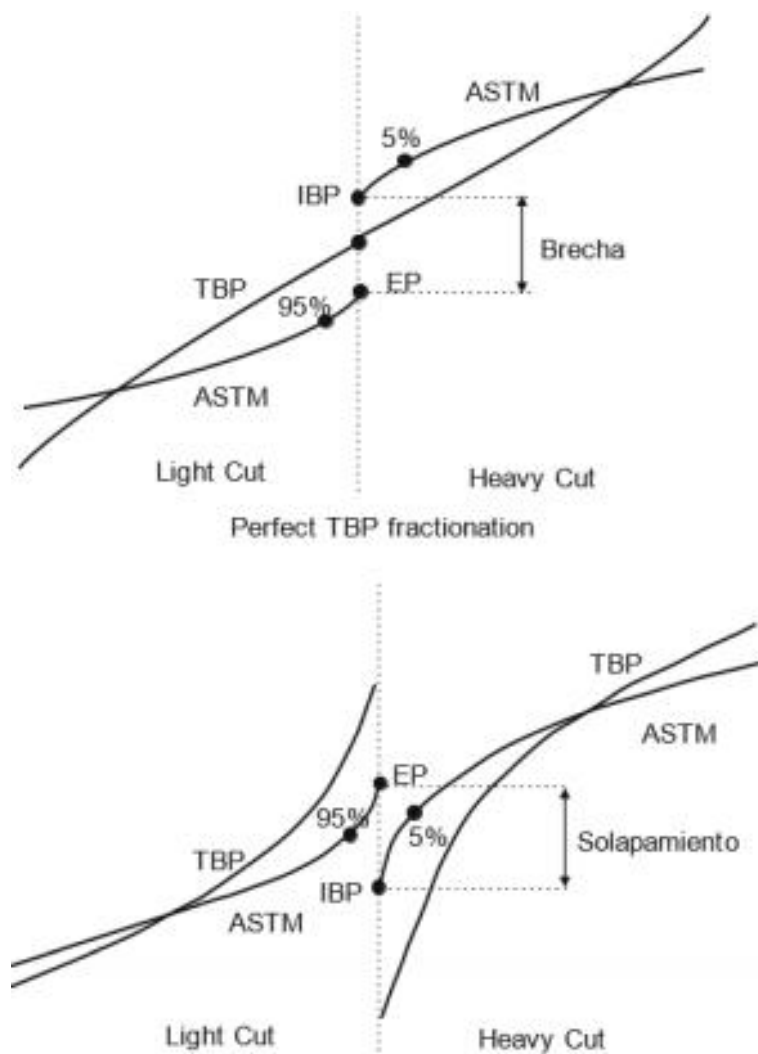


Figura D5. RON, MON e IM,RVP respecto al rendimiento acumulado másico.



## ANEXO E. Fenómeno de solapamiento.

Figura 14. Descripción gráfica de brecha y solapamiento.



Fuente: Fundamentals of Petroleum Refining, Mohamed Fahim, Taher Al-Sahhaf, Amal Elkilani.