

DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES ÓPTIMAS DE OPERACIÓN PARA UN TOPPING DE CRUDO. Maximización de la producción de Nafta

**Liliana Ale Ruiz¹, Julieta Martínez², Eleonora Erdmann²,
Lorgio Mercado² y Enrique Tarifa³.**

¹Universidad Nacional de Salta. Facultad de Ingeniería. Avda. Bolivia 5150. 4400. Salta – Argentina. E-mail: laleruiz@unsa.edu.ar

²Instituto de Investigaciones para la Industria Química - INIQUI-CONICET, Consejo de Investigaciones- CIUNSa, Facultad de Ingeniería- UNSa. Avda. Bolivia 5150. 4400 Salta - Argentina. E-mail: julemartinez@unsa.edu.ar, eleonora@unsa.edu.ar y lmercado@unsa.edu.ar

³CONICET. Universidad Nacional de Jujuy. Facultad de Ingeniería. Gorriti 237. 4600 San Salvador de Jujuy - Argentina. E-mail: etarifa@arnet.com.ar

SINOPSIS

Teniendo en cuenta que en un topping de crudo se obtienen diferentes productos y, de acuerdo a las condiciones del mercado, algunos de estos productos tienen un valor económico más alto que otros, por este motivo resulta necesario maximizar la producción de los más valiosos. Por otra parte, el diseño de una unidad de topping se realiza para un determinado tipo de crudo, el cual (por diferentes factores) va cambiando en sus características a medida que transcurre el tiempo. Sobre la base de estas consideraciones se determinan, en este trabajo, las condiciones de operación óptimas de una torre de topping, mediante el uso del simulador HYSYS, que maximicen la producción de nafta, incluyendo el efecto de los productos intermedios livianos que puedan afectar la producción del corte seleccionado, para el caso de un crudo de características diferentes con respecto al crudo original de diseño.

El objetivo de este trabajo es optimizar la producción de nafta en una torre Topping con recirculación (Tipo II), para 2 crudos diferentes.

INTRODUCCIÓN

El topping es la destilación inicial del petróleo, y consiste en fraccionar el crudo en los siguientes cortes (o fracciones): gas, nafta, kerosene (JP), gas oil liviano, gas oil pesado y residuo atmosférico. Generalmente, se suele realizar la separación en una columna única, que funciona bajo una presión ligeramente superior a la atmosférica y que posee extracciones laterales.

Hoy en día la unidad de destilación de petróleo es en hecho, una única unidad de fraccionamiento en contraste con las primeras unidades de fraccionamiento, que eran conformadas por un conjunto de unidades.

La alimentación a la torre de destilación es calentada en un horno hasta una temperatura predeterminada, a la cual una porción de la alimentación es vaporizada. En la torre los vapores son fraccionados en gas oil, kerosén y nafta; mientras los productos no volátiles y el líquido de la alimentación descenden hacia la parte inferior de la misma y son bombeados como producto de fondo. Para precalentar la carga al horno se usan intercambiadores de calor, los cuales recuperan calor de los productos calientes de la torre de destilación que deben ser enfriados. En la parte inferior de la torre se inyecta vapor de agua para realizar el despojamiento de los componentes livianos que debería estar en la fase vapor sino también para inducir la vaporización a menores temperaturas.

La sección de despojamiento es la parte de la torre bajo el punto en el cual se introduce la alimentación, en esta zona los componentes más volátiles son despojados de la columna descendente de líquido. Por encima de la alimentación, está la sección de rectificación, en donde la concentración de los componentes menos volátiles en el vapor es reducida. La torre es dividida en un número de secciones horizontales por bandejas metálicas o platos, cada uno de ellos es

equivalente a una unidad de destilación. La alimentación a una torre típica entra a una cámara de vaporización flash, sin platos. La mayoría de los platos son localizados por encima de este punto.

La temperatura de los platos es progresivamente más fría desde la cámara flash hacia la zona superior. El plato inferior es calentado por la alimentación que ingresa caliente. Como los vapores calientes van hacia arriba de la torre, y la condensación ocurre sobre los platos, se origina el reflujo (la evaporación del líquido y la condensación del vapor en forma simultánea). Los vapores ascienden a través de la torre, mientras el líquido en un plato particular se derrama sobre el plato inferior y así hasta que el calor en un punto particular es demasiado intenso para que el material permanezca en estado líquido; entonces, se convierte en vapor y se junta con los vapores que van subiendo a través de la torre. De esta forma, la torre puede ser vista como un conjunto de muchos destiladores, con la composición del líquido en cualquier punto o plato casi constante. Esto permite que parte del líquido que refluya pueda ser recogido en los platos cuyas concentraciones correspondan a los productos deseados.

La columna de topping se caracteriza por la complejidad química de la carga, la existencia de múltiples extracciones laterales de producto cuyo tenor de hidrocarburos livianos se ajusta en torres despojadoras (strippers) y todo el calor necesario para vaporizar los productos se entrega con la alimentación a través del horno de carga y de intercambio con productos de la torre.

Las torres de topping pueden ser de diferentes diseños, dos de los más usados son: Torre Tipo I: donde todo el calor se extrae en el condensador de cabeza, por lo que el condensado no tiene un nivel térmico adecuado para lograr una buena recuperación de calor. Debido a que el reflujo se genera en cabeza, las cargas internas de líquido y vapor en la torres se ven incrementadas apreciablemente desde el fondo hacia el tope. Para solucionar este inconveniente se usa una Torre Tipo II: donde se extrae líquido de un plato entre dos extracciones laterales de producto, se le hace intercambiar calor con otra corriente del proceso (generalmente crudo) y se lo vuelve a introducir algunos platos más arriba; en la misma sección de la torre, esto es un **reflujo circulante**. Esta operación disminuye el área requerida para el condensador de cabeza, el consumo de combustible del horno de carga, las cargas internas de líquido y vapor por encima del retorno del reflujo circulante a la torre, posibilitando así el uso de una torre de menor sección en dicha zona. Permitiendo uniformar los flujos internos y que el diámetro de la torre sea el más adecuado para todo el largo de la torre.

Para modelar una operación que involucre petróleo, es necesario conocer, o al menos estimar, las propiedades del mismo. La determinación exacta de la composición de un crudo no es posible debido a la gran cantidad de componentes que integran la mezcla. Se caracteriza entonces el petróleo por una curva de destilación realizada de acuerdo a procedimientos estandarizados (destilación TBP, ASTM D86, D1160, etc.). Luego se emplean correlaciones existentes para estimar las propiedades físicas del petróleo a partir de las temperaturas que conforman la curva de destilación. Así, el crudo puede ser modelado como un grupo de componentes hipotéticos cuyas propiedades dan forma a la curva de destilación. Mediciones experimentales como la densidad, la viscosidad, etc., generan nuevas curvas que permiten ajustar las estimaciones para el crudo. Para completar la caracterización, se miden el peso molecular y la densidad para el volumen total de la muestra.

El objetivo de este trabajo es optimizar la producción de nafta en una Torre de Topping Tipo II para dos crudos diferentes. Para tal fin se realizó una simulación estacionaria de un topping, usando el simulador Aspen-HYSYS (Licencia Legal del Paquete Universitario ASPEN Versión 7.1). A partir de la curva de destilación TBP obtenida en forma experimental, se definieron propiedades globales del crudo. Con la curva TBP y las propiedades globales, se definieron los componentes hipotéticos que requiere HYSYS para modelar la físico-química del petróleo. Resuelta la físico-química, se construyó el modelo de la columna y sobre este modelo se optimizó la producción de nafta.

DESARROLLO

Caracterización del Petróleo

La destilación de petróleo en laboratorio es de gran utilidad en el refinamiento y formulación de combustibles, tres de los ensayos más importantes son: la curva ASTM, la TBP y la EFV (Wuithier, 1971; Speight, 1998; Cohen, 2003).

➤ **La curva ASTM**

Para este ensayo se utiliza el balón *Engler* con dimensiones estándar. Se le debe suministrar calor a una velocidad tal que pueda recogerse 5 cm³ por minuto de destilado. Durante el experimento, se registra para la curva la temperatura a la cual se obtiene la primera gota de destilado; se repite el mismo procedimiento para cada porción (10%) recogida de destilado.

➤ **La curva TBP**

La destilación TBP no está estandarizada. El destilado se obtiene de la división de la muestra en las fracciones que la componen. Se emplea el equipo *Geters* con una carga de 1000 a 5000 cm³ de muestra. La columna de fraccionamiento está rodeada por un calentador que compensa las pérdidas de calor, de esta forma se pretende emular una columna adiabática. En el tope de la columna se instala un condensador que condensa el vapor que llega a él. El condensado desciende y entra en contacto con el vapor que asciende, allí se produce la separación. Nuevamente, la curva se obtiene registrando la temperatura en el momento en que se produce la primera gota de destilado, y cada vez que se recoge un nuevo 10% de destilado.

➤ **La curva EFV**

La muestra se carga en un recipiente, y de allí se envía a un serpentín que se encuentra en un recinto caliente. Los vapores que se generan no se separan del líquido y permanecen en contacto con el mismo hasta alcanzar el equilibrio. Luego, el líquido es recogido y el vapor es condensado. Se efectúan diferentes operaciones con la misma cantidad de muestra y la misma cantidad de tiempo; pero a diferentes temperaturas. La curva se obtiene graficando la temperatura de equilibrio líquido-vapor vs. el porcentaje de volumen de líquido destilado.

El diseño de una columna de fraccionamiento Topping involucra el diseño del proceso y el dimensionamiento del equipo. El diseño del proceso comprende calcular todas las condiciones de operación: presión en la cabeza, en el fondo y en la alimentación; temperatura de extracciones laterales, flujos de alimentación y de productos. Se debe plantear balances de materia y de energía. La columna a analizar está compuesta por un absorbedor de reflujo con tres separadores laterales y un condensador de cabeza.

En primer lugar, se caracterizan ambos crudos, cuyas gravedades específicas son 0,855 y 0,84 mediante la realización de análisis de laboratorio. A partir de estos análisis, se construyen las correspondientes curvas TBP (a 760 mmHg). Dichas curvas se presentan en las Figuras 1 y 2.

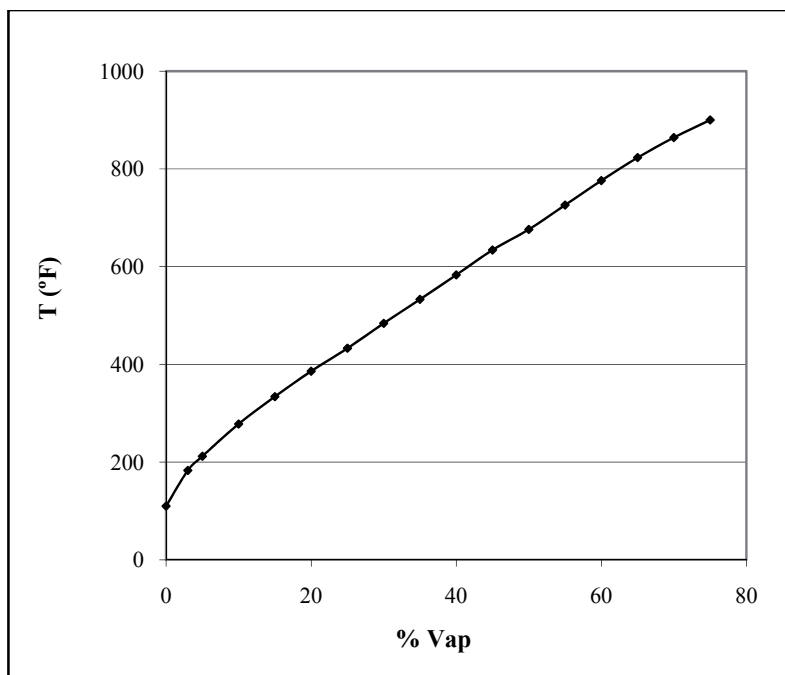


Figura 1. Curva de destilación TBP crudo 1.

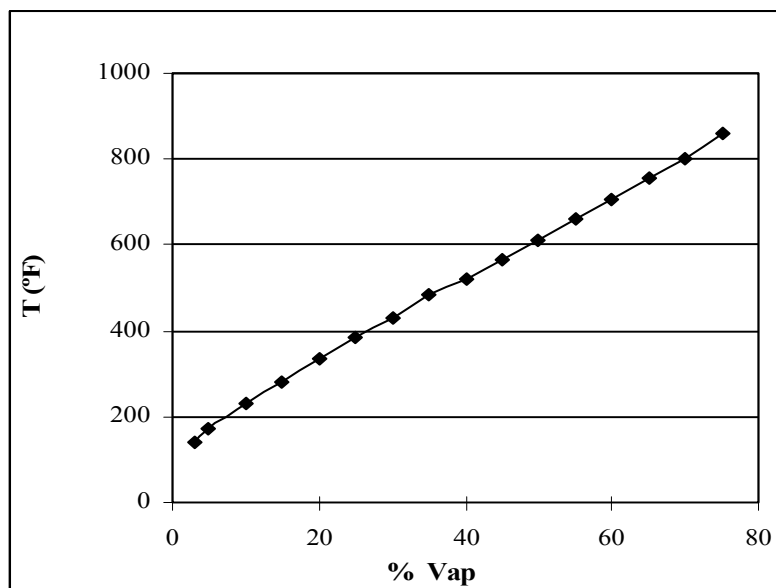


Figura 2. Curva de destilación TBP crudo 2.

Como resultado de este proceso deben producirse cortes comerciales con las especificaciones de temperatura máxima ASTM indicadas en Tabla 1.

Tabla 1. Temperaturas máximas ASTM de cortes.

Corte	Temperatura Máxima
NAFTA	170°C (338°F)
JP (kerosene)	245°C (473°F)
GAS OIL (Liv.)	300°C (572°F)
GAS OIL (Pes.)	345°C (653°F)

Procedimiento con el Simulador HYSYS

Con la curva TBP y las propiedades globales, se definieron los componentes hipotéticos que requiere HYSYS para modelar la físico-química del crudo. La Figura 3 muestra el diagrama de flujo del modelo implementado en el simulador de procesos HYSYS. Se emplea el paquete de propiedades Peng Robinson para este modelo, el cual está conformado por una columna PreFlash en la que ingresa la corriente del Crudo, en este equipo se produce la separación Flash y se originan dos corrientes, una líquida y otra de vapor. La corriente líquida es enviada al horno donde se calienta a una temperatura menor a los 350 °C (660 °F), para evitar el craqueo del crudo. Luego, esta corriente caliente se mezcla con la corriente de vapor producida en el equipo Flash, la corriente que sale del mezclador (TowerFeed) alimenta a la columna de destilación.

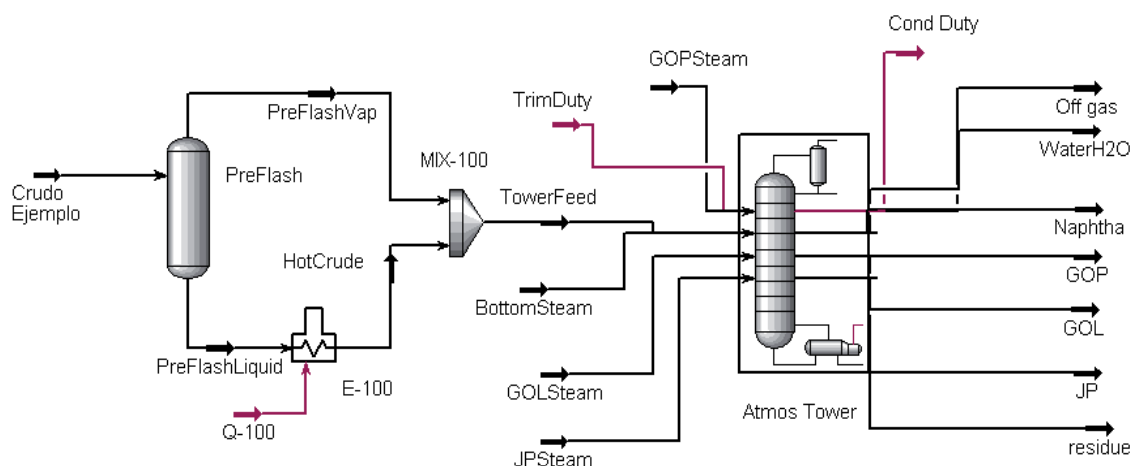


Figura 3. Diagrama de Flujo del Proceso.

Datos Ingresados

Como propiedades del crudo se ingresan: Las gravedades específicas y las curvas TBP de ambos crudos.

Se calcularon las temperaturas de corte, las cuales fueron ingresadas para la creación del “Blend” en el Oil Manager del simulador, las mismas son presentadas en las Figuras 4 y 5:

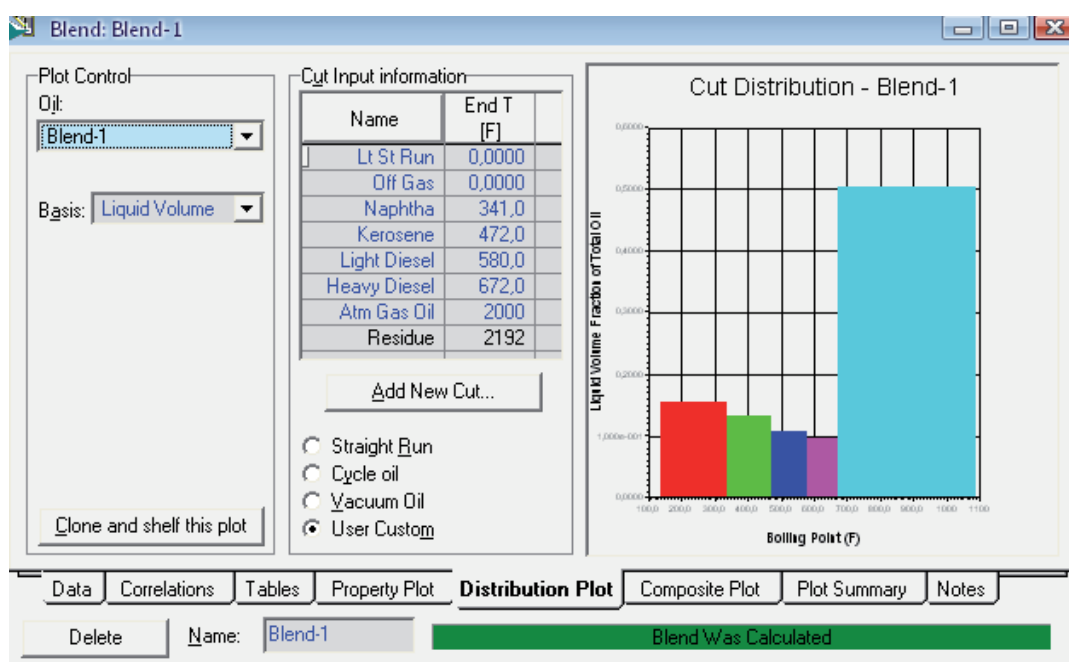


Figura 4. Ventana “Blend” en el Oil Manager del Simulador HYSYS Crudo 1

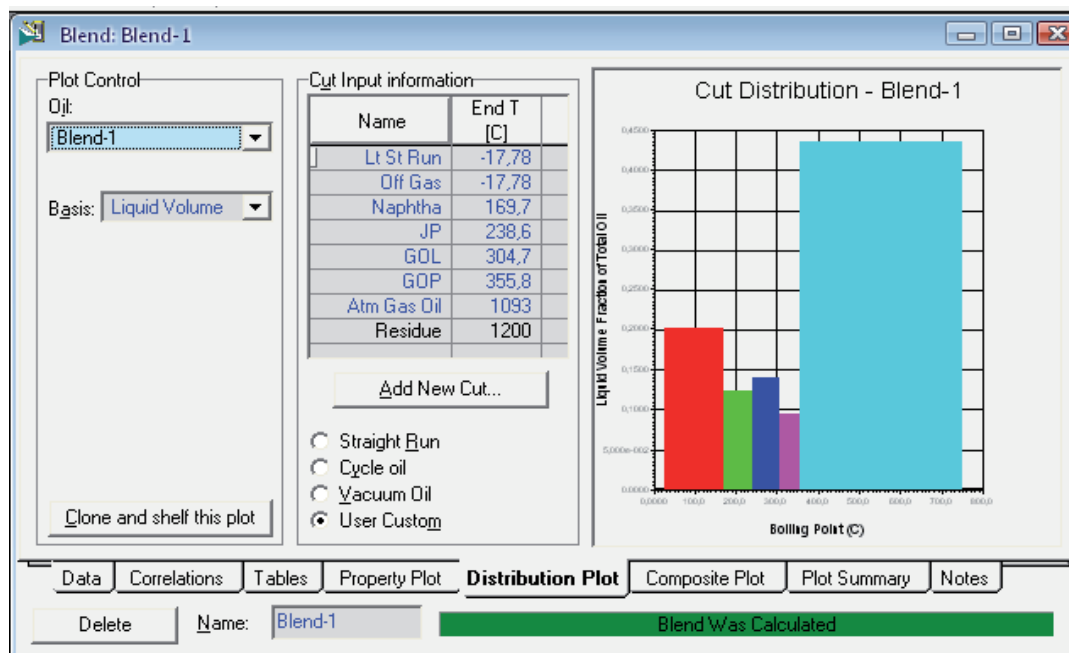


Figura 5. Ventana “Blend” en el Oil Manager del Simulador HYSYS Crudo 2

Las condiciones de alimentación ingresadas en el simulador son: caudal volumétrico de alimentación de 17656 pie³/h, con una temperatura de 319,4 °C (606,9 °F) y una presión de 24,5 psia. El plato de alimentación en la Torre es el número 4, contado de abajo hacia arriba.

Datos de la Torre de Destilación

En la Figura 6 se observa el diagrama de flujo de una torre de destilación de Tipo II. La columna esta constituida por 29 platos, la alimentación (corriente TowerFeed) y el requerimiento energético (corriente TrimDuty) ingresan en el plato 4, la corriente de vapor (BottomSteam) ingresa en el plato 1. En la parte superior de la columna se encuentra el condensador parcial, el cual genera el corte comercial más liviano: Nafta (corriente Naphtha). A la izquierda de la columna se ubican tres strippers laterales, los cuales tienen como productos los cortes comerciales: Kerosene (corriente JP), Gas Oil Liviano (corriente GOL) y Gas Oil Pesado (corriente GOP).

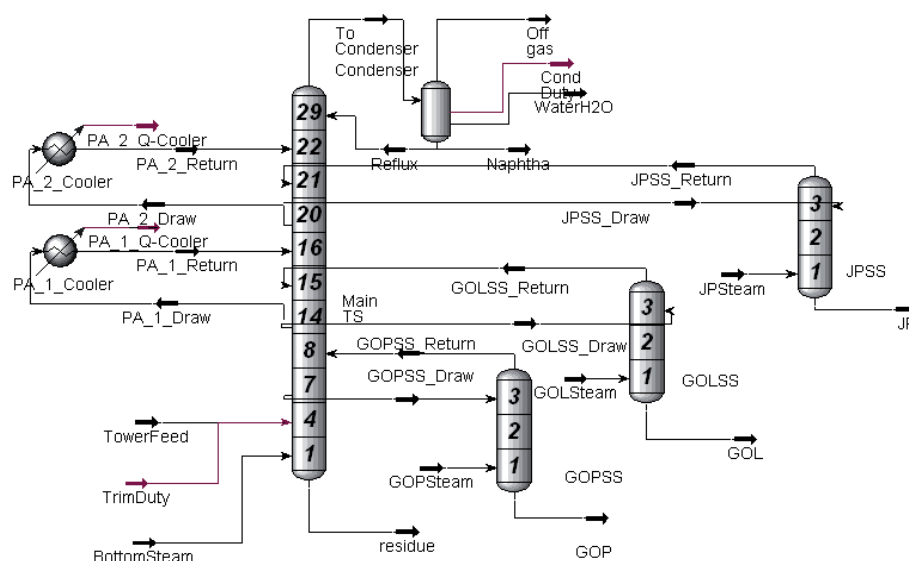


Figura 6. Diagrama de flujo de Torre de Tipo II.

Optimización del Modelo

El modelo se resuelve utilizando el optimizador del simulador HYSYS para maximizar la función objetivo.

Se definió como función objetivo al flujo másico de la producción de Nafta.

Las variables de decisión son los flujos volumétricos de los productos y los flujos másicos de los vapores del stripper del fondo (Bottom Steam) y de los strippers laterales (GOL Steam, GOP Steam y JP Steam), Figura 7.

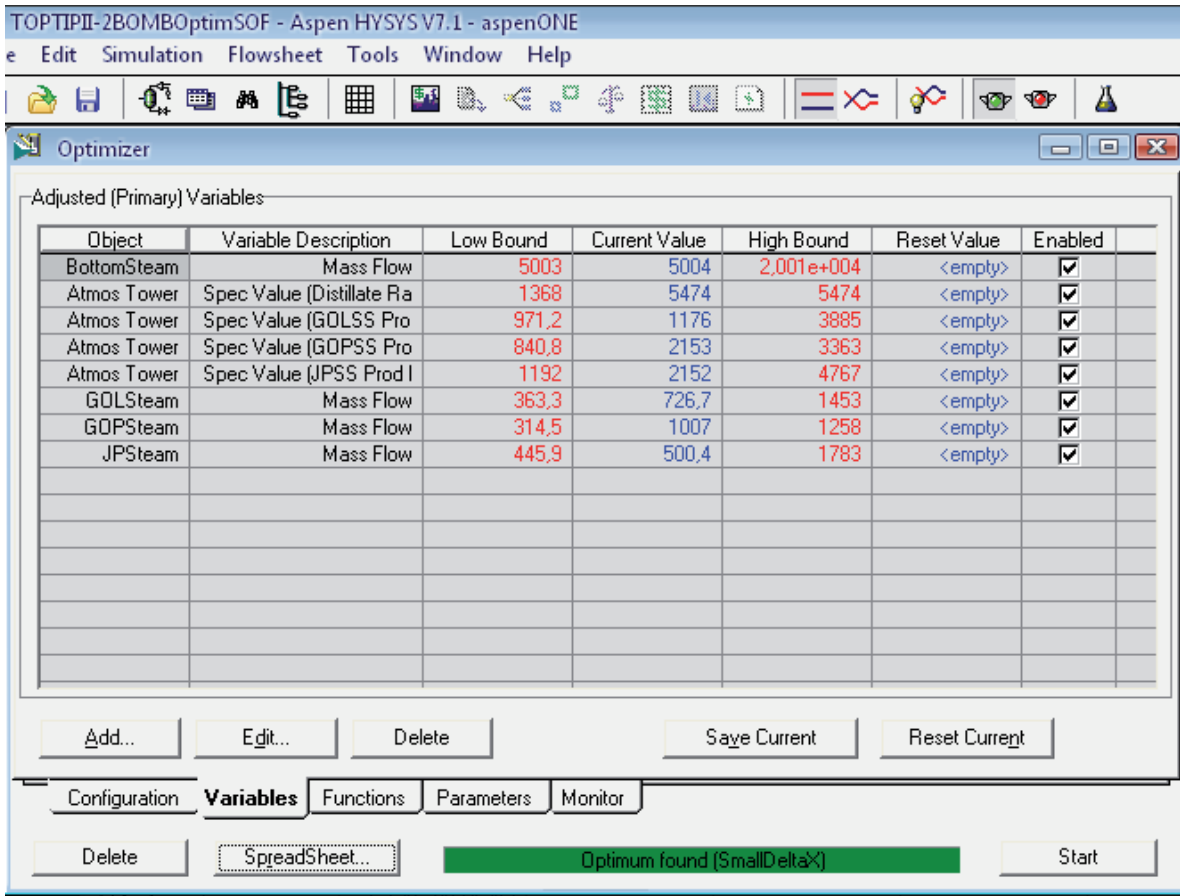


Figura 7. Ventana del “Optimizer” del Simulador HYSYS

Las distintas variables utilizadas se pueden observar en el SpreadSheet del Optimizer, Figura 8.

	A	B	C	D	E	F	G	H
1	F0 Flujo Nafta	2.647e+005 lb/hr		Especificaciones				
2		27.51		Max	Min			
3	T plato 20	410.0 F		473.0 F	339.8 F			
4	T plato 14	518.0 F		572.0 F	473.0 F			
5	T plato 7	606.9 F		653.0 F	572.0 F			
6	T Tope	191.5 F		339.8 F	134.6 F			
7	T JP	260.9						
8		33.76				Steam	Stream	Steam/Stream
9	Stripper de Fondo				Bottom	5004 lb/hr	6713 ft3/hr	0.7453 lb/ft3
10	Tasa vapor min	0.5130 lb/ft3			GOP	1007 lb/hr	2151 ft3/hr	0.4679 lb/ft3
11	Tasa vapor max	1.026 lb/ft3			GOL	726.7 lb/hr	1177 ft3/hr	0.6175 lb/ft3
12					JP	500.4 lb/hr	2150 ft3/hr	0.2327 lb/ft3
13	Striper Lateral							
14	Tasa vapor min	5.130e-002 lb/ft3						
15	Tasa vapor max	0.5130 lb/ft3	0.6000 lb/ft3					
16								

Figura 8. SpreadSheet del “Optimizer” del Simulador HYSYS

Las restricciones fueron implementadas a través de las temperaturas de corte de cada uno de los productos y las relaciones entre las libras de vapor de agua que ingresan al stripper y los galones del producto de cada stripper.

La relación del stripper de fondo es la siguiente:

$$0,1 \text{ a } 0,2 \frac{\text{lb de vapor de agua}}{\text{galón de producto de fondo}}$$

La relación de los strippers laterales es la siguiente:

$$0,01 \text{ a } 0,1 \frac{\text{lb de vapor de agua}}{\text{galón de producto de fondo de stripper}}$$

Cell

B1

Current Value

264738,358

☐ Minimize
 ☒ Maximize

Constraint Functions

Num	LHS Cell	Current Value	Cond	RHS Cell	Current Value	Penalty Value
1	B6	191,50	<	D6	339,80	1,0000
2	B6	191,50	>	E6	134,60	1,0000
3	B3	410,00	<	D3	473,00	1,0000
4	B3	410,00	>	E3	339,80	1,0000
5	B4	518,00	<	D4	572,00	1,0000
6	B4	518,00	>	E4	473,00	1,0000
7	B5	606,92	<	D5	653,00	1,0000
8	B5	606,92	>	E5	572,00	1,0000
9	H9	0,74533	<	B11	1,0260	1,0000
10	H9	0,74533	>	B10	0,51300	1,0000
11	H10	0,46793	<	B15	0,51300	1,0000
12	H10	0,46793	>	B14	5,1300e-00	1,0000
13	H11	0,61753	<	C15	0,60000	1,0000
14	H11	0,61753	>	B14	5,1300e-00	1,0000
15	H12	0,23273	<	B15	0,51300	1,0000
16	H12	0,23273	>	B14	5,1300e-00	1,0000

Add

Delete

Configuration

Variables

Functions

Parameters

Monitor

Delete

SpreadSheet...

Optimum for

Figura 9. Ventana Functions del “Optimizer” del Simulador HYSYS

Resultados

Se realiza la simulación del crudo 1, cuyo diseño y resultados serán tomados como referencia para las siguientes simulaciones:

- Optimización de la producción de nafta con la alimentación del crudo 1. En tabla 2 y 3 se observan los resultados de las simulaciones sin optimizar y optimizada del crudo 1.
- Optimización de la producción de nafta con la alimentación del crudo 2. En tabla 4 y 5 se observan los resultados de las simulaciones optimizadas del crudo 1 y crudo 2.

Tabla 2. Resultados de las corrientes de **productos** en las simulaciones para el Crudo 1

	Nafta		JP	
	S/Optimizar	Optimizado	S/Optimizar	Optimizado
T (°F)	191.1	202.6	395.2	541.5
P (psia)	19.700	19.700	29.985	29.985
Flujo Molar (lbmol/hr)	1219.838	2059.935	740.748	490.629
Flujo Másico (lb/hr)	127819.938	264738.358	118929.371	112724.273
Flujo Vol. Liq (pie³/hr)	2736.886	5473.712	2383.743	2150.220
	GOL		GOP	
	S/Optimizar	Optimizado	S/Optimizar	Optimizado
T (°F)	505.3	612.6	591.8	685.0
P (psia)	30.841	30.841	31.840	31.840
Flujo Molar (lbmol/hr)	467.462	221.862	318.446	327.391
Flujo Másico (lb/hr)	101023.858	63403.583	90602.288	119046.425
Flujo Vol. Liq (pie³/hr)	1942.300	1176.775	1681.679	2151.299

Tabla 3. Resultados de las corrientes de **vapor de agua (Steam)** en las simulaciones para el Crudo 1

	JP Steam		GOL Steam	
	S/Optimizar	Optimizado	S/Optimizar	Optimizado
T (°F)	570	570	570	570
P (psia)	60	60	60	60
Flujo Molar (lbmol/hr)	49,50	27,78	40,33	40,34
Flujo Másico (lb/hr)	891,70	500,43	726,6	726,69
Flujo Vol. Liq (pie³/hr)	14,31	8,03	11,66	11,66
	GOP Steam		Bottom Steam	
	S/Optimizar	Optimizado	S/Optimizar	Optimizado
T (°F)	570	570	570	570
P (psia)	60	60	50	50
Flujo Molar (lbmol/hr)	34,91	55,88	555,46	277,74
Flujo Másico (lb/hr)	629	1006,65	10006,68	5003,61
Flujo Vol. Liq (pie³/hr)	10,10	16,16	160,62	80,31

En los datos presentados se puede observar que la producción de nafta para la simulación optimizada sufre un incremento considerable con respecto a la simulación sin optimizar. Además se observa que al obtener máxima producción de nafta se consume un 59% menos de vapor de agua, lo que nos lleva a una disminución del costo de producción de los servicios auxiliares de la planta.

Tabla4. Resultados de las corrientes de *productos* en las simulaciones optimizadas para el Crudo 1 y Crudo 2

	Nafta		JP	
	Crudo 1	Crudo 2	Crudo 1	Crudo 2
T (°F)	202.6	189.95524	541.5	565.611257
P (psia)	19.700	19.7	29.985	29.984694
Flujo Molar (lbmol/hr)	2059.935	2591.78782	490.629	518.375385
Flujo Másico (lb/hr)	264738.358	331111.188	112724.273	129667.979
Flujo Vol. Liq (pie ³ /hr)	5473.712	6999.98783	2150.220	2479.16592
	GOL		GOP	
	Crudo 1	Crudo 2	Crudo 1	Crudo 2
T (°F)	612.6	665.744624	685.0	725.152703
P (psia)	30.841	30.8411566	31.840	31.840363
Flujo Molar (lbmol/hr)	221.862	343.241755	327.391	177.655794
Flujo Másico (lb/hr)	63403.583	111243.023	119046.425	70860.1212
Flujo Vol. Liq (pie ³ /hr)	1176.775	2065.62396	2151.299	1288.55417

Tabla 5. Resultados de las corrientes de *vapor de agua* (Steam) en las simulaciones optimizadas.

	JP Steam		GOL Steam	
	Crudo 1	Crudo 2	Crudo 1	Crudo 2
T (°F)	570	570	570	570
P (psia)	60	60	60	60
Flujo Molar (lbmol/hr)	27,78	35,36	40,34	24,94
Flujo Másico (lb/hr)	500,43	637,10	726,69	449,30
Flujo Vol. Liq (pie ³ /hr)	8,03	10,23	11,66	7,21
	GOP Steam		Bottom Steam	
	Crudo 1	Crudo 2	Crudo 1	Crudo 2
T (°F)	570	570	570	570
P (psia)	60	60	50	50
Flujo Molar (lbmol/hr)	55,88	17,62	277,74	258,04
Flujo Másico (lb/hr)	1006,65	317,41	5003,61	4648,54
Flujo Vol. Liq (pie ³ /hr)	16,16	5,09	80,31	74,61

La producción de nafta para el crudo 2 es mayor lo que concuerda con las características del crudo alimentado, ya que su densidad es menor que la del crudo 1.

Se compararon las propiedades de la nafta obtenida para cada simulación, resultados que se observan en Tabla 6.

Tabla 6. Propiedades de la Nafta.

	Crudo 1 Sin Optimizar	Crudo 1 Optimizado	Crudo 2 Optimizado
T (°F)	191.1	202.6	190
Presión (psia)	19.7	19.7	19.7
Flujo molar (lbmolar/hr)	1220	2060	2592
Flujo másico (lb/hr)	1.278e5	2.647e5	3.311e5
Flujo Volumétrico del líquido en condiciones estándar (pie ³ /hr)	2737	5474	7000
Peso Molecular	104.8	128.5	127.8
Densidad molar (lbmol/pie ³)	0.4162	0.3522	0.3483
Densidad másica (lb/pie ³)	43.61	45.26	44.5
Capacidad calorífica (Btu/lbmol F)	57.50	70.01	69.81
Viscosidad Cinemática (cSt)	0.4181	0.5406	0.5682
Viscosidad (cP)	0.2921	0.3920	0.4050
Presión de Vapor Reid a 37.8 C (psia)	1.719	1.057	2.163

Para completar el análisis del producto maximizado se compararon las curvas de destilación obtenidas en cada simulación, Figura 10.

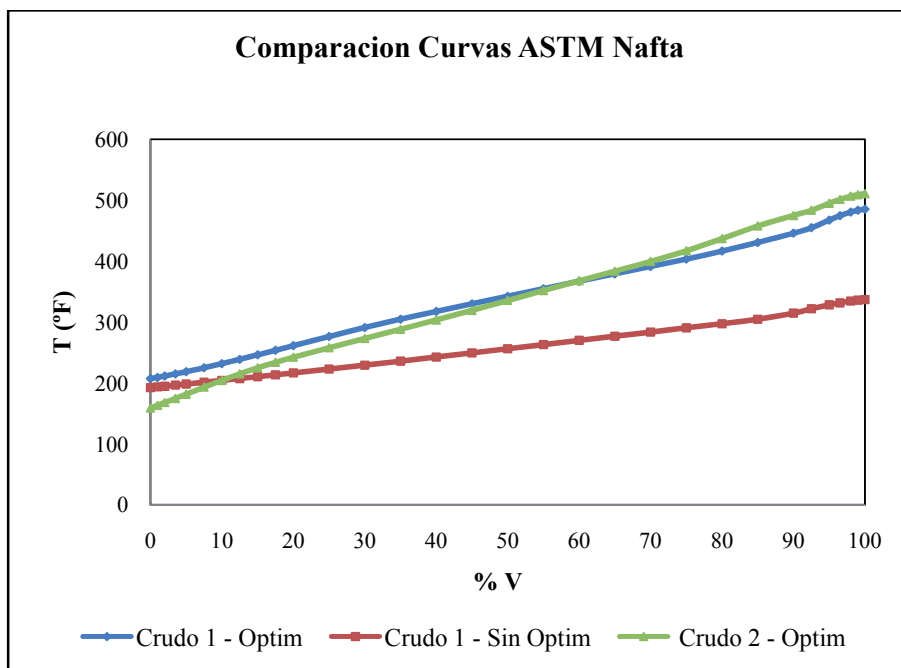


Figura 10. Curvas ASTM Nafta

De la figura 10 se observa que las temperaturas finales de las curvas ASTM de la nafta, para las simulaciones optimizadas de los diferentes crudos son similares y difieren en gran medida de la simulación sin optimizar.

CONCLUSIONES

En este trabajo, se alcanzaron las condiciones de operación óptimas de una torre de topping, mediante el uso del simulador Aspen HYSYS, maximizando la producción de nafta para un crudo determinado.

Tanto la simulación como la optimización fueron probadas para diferentes alimentaciones logrando una rápida convergencia de los modelos utilizados. Esto nos lleva a aplicar los mismos modelos a otras torres de destilación con diferentes diseños.

BIBLIOGRAFÍA.

- Cerutti, A. A. 2002. La Refinación del petróleo - Tomo I. Buenos Aires, Argentina: Ed. IAPG.
- Cohen, L. 2003. Diseño y Simulación de Procesos Químicos. Segunda Ed. Algeciras, Spain: Editor León Cohen Mesonero.
- Aspen Hysys 7.1. Aspen tech. Aspen Technology, Inc. Cambridge, MA 02141-2201- USA.
- Ojeda, A.L. et al. 1978. Destilación Aplicada a Sistemas de Hidrocarburos. YPF-PGM, Tomos I y II.
- Speight, J. 1999. The Chemistry and Technology of Petroleum. Marcel Dekker Inc –New York.
- Wauquier, J.P. 2004. El Refino del petróleo. Petróleo Crudo. Productos Petrolíferos. Esquemas de Fabricación. 1^{era} edición. Instituto Superior de la Energía, ISE. Ed. Diaz de Santos.
- Wuithier, P. 1971. Refino y Tratamiento Químico: el petróleo. Madrid, Spain: Cepsa S.A. and Marcel Dekker Inc.