

Diseño del proceso de una torre de vacío. Ventajas de la simulación

Macarena Vega¹, Liliana Ale Ruiz¹, Julieta Martinez¹, Eleonora Erdmann²

¹ Instituto de Investigaciones para la Industria Química - INIQUI-CONICET, Consejo de Investigaciones- CIUNSA, Facultad de Ingeniería
Universidad Nacional de Salta, maju.iq@gmail.com, laleruiz@unsa.edu.ar,
julemartinez@unsa.edu.ar

² Instituto de Investigaciones para la Industria Química – INIQUI (UNSA-CONICET)
Instituto Tecnológico de Buenos Aires- ITBA, eleonora@itba.edu.ar

Recibido: 05-08-2015. Aceptado después de revisión: 29-08-2015.

Resumen. Los hidrocarburos pesados son el mayor recurso del petróleo en el mundo, sin embargo en el pasado se habían dejado de lado como recurso energético debido a las dificultades y costos asociados de su producción [1]. La industria financia estas investigaciones por la importancia del tema en producción y caracterización. Al trabajar con una torre de vacío los datos necesarios para los cálculos son las temperaturas ASTM (10mmHg) y la densidad del crudo con la cual se obtiene la curva TBP760 (True Boiling Point), también se necesita las especificaciones de los productos y los rendimientos respecto de la alimentación. Para poder correlacionar los distintos puntos de ebullición con los porcentajes de vaporizado para cada cambio de presión de los distintos productos, se construye un diagrama de fases con las temperaturas EFV760 (Equilibrium Flash Vaporization) y EFV10. El simulador a través de cálculos internos resuelve automáticamente el diagrama de fases, en comparación con la dificultad que representan los cálculos manuales del mismo, tal como son explicitados precedentemente. En este trabajo se desarrolla la simulación de una torre de vacío mediante el simulador Aspen HYSYS V8.3, empleando como alimentación un crudo pesado. Lo antes expuesto constituye una importante ventaja el uso del simulador frente al cálculo convencional, considerando los tiempos de resolución de los diseños de procesos.

Palabras claves: Aspen Hysys V8.3, destilación al vacío, petróleo pesado, simulación.

Abstract. Heavy hydrocarbons are the greatest oil resource in the world, however in the past had been put aside as an energy resource due to the difficulties and costs associated with production, [1]. Nowadays, the industry is financing this research because of the importance of production and the characterization. To analyse the vacuum tower, we need ASTMD1160 temperature at 10 mmHg and oil density, thereafter it can be obtained the curve of TBP760 (True Boiling Point). To correlate different boiling points with vaporized percentages for each change of pressure on the products, is necessary to build up a phase diagram with the EFV760 (Equilibrium Flash Vaporization) and EFV10 temperature. The simulator through internal calculations resolves the phase diagram, compared with the difficulty posed by manual calculations. In this paper a vacuum tower simulator is developed by Aspen HYSYS V8.3, and using the heavy oil as input data. The major advantage of the theoretical designed simulation process is the time resolution

Keywords: Aspen Hysys V8.3, vacuum distillation, heavy oil, simulation.

1. Introducción

En los últimos años el consumo desmedido y los altos precios de la energía, están provocando que las compañías petroleras inviertan en yacimientos de petróleo pesado y realicen un mejor aprovechamiento de los residuos de la destilación atmosférica (Topping) en las refinerías. Los petróleos pesados presentan desafíos y obstáculos para la recuperación, que están siendo superados con las nuevas tecnologías y las modificaciones a los métodos desarrollados para los petróleos convencionales [2].

Un grupo de estudio formado durante el 11th World Petroleum Congress en 1983, definieron al petróleo pesado como un aceite que tiene una viscosidad de petróleo muerto

(dead oil viscosity), a la temperatura original del yacimiento, mayor a 100 centipoise (cP), o (a falta de datos de viscosidad) una gravedad API entre los 10 – 22,3°.

Las características del producto de fondo de una torre de topping son similares a las características de un crudo pesado, y como tales no se lo pueden destilar a presión atmosférica por problemas de craqueo.

Tanto el petróleo pesado como el producto de fondo de una torre de Topping deben ser sometidos a una destilación al vacío para poder fraccionarlo y comercializar sus productos en el mercado.

En las grandes destiladoras, es común encontrar dos tipos de torres de vacío, la *torre de vacío combustible* y la *torre de vacío lubricante*.

Los principios de operación de ambas es similar, pero su gran diferencia se encuentra en los detalles de construcción y funciones que estarán relacionadas al uso que se va a dar a los productos que se obtienen por destilación. La torre de vacío lubricante es para obtener lubricantes de diferentes características a su vez, en este caso se debe disponer de una cantidad de platos superior a la torre de vacío combustibles, pues las especificaciones son más severas para los lubricantes. Para la torre de vacío combustible la cantidad de platos no es tan grande, dado que las especificaciones de los productos no son tan severas debido a que son usados como carga para otras plantas, por ejemplo el gasoil liviano de vacío-GOLV- que va a hidrot ratamiento, o mezclado con el gasoil pesado de vacío –GOPV que va a craqueo catalítico [3].

El diseño de una columna de vacío comprende el diseño del proceso y en base a el, el diseño del equipo.

El diseño del proceso comprende el cálculo de las condiciones de operación: presión en cabeza, fondo y zona flash; temperaturas en cabeza, zona flash, fondo y extracciones laterales; calor a extraer con los reflujos circulantes; caudales másicos y volumétricos de líquido y vapor internos; caudales másicos y volumétricos de los productos que ingresan y egresan a/y de la torre; caudal de vapor de agua.

El diseño del equipo involucra la determinación de: diámetro de la columna en las distintas secciones; altura de relleno en las zonas de lavado y reflujo circulante; diseño de internos en zonas de fondo; diseño de intercambiadores de calor, bombas, líneas, eyectores, instrumentación, etc.

El objetivo de este trabajo es, mediante una torre de vacío combustible comparar un método de cálculo manual, con las complicaciones y el tiempo que implica, para un crudo específico con la versatilidad que presenta el simulador de procesos químicos Aspen HYSYS V 8.3.

2. Metodología de Cálculo

Si bien estos procedimientos fueron desarrollados para el residuo de una destilación atmosférica de petróleo (Topping), son aplicables a crudos pesados, debido a la gran similitud que ambos presentan.

2.1 Cálculos Manuales

El procedimiento que se siguió para realizar los cálculos manuales fue el propuesto por Ojeda y Watkins [3], [4].

Para especificar la operación necesitamos los siguientes datos:

Temperatura máxima de la zona flash = 700 °F (380 °C)

Presión= 35 mm Hg

Temperaturas máximas de los productos: Gasoil liviano de vacío (GOLV), TBP100% = 870 °F; Gasoil pesado de vacío (GOPV), TBP 100% = 1010 °F.

Caudal de carga= 10500 m³/d

Curva de destilación ASTM 1160 a una presión de 10 mmHg

El grado de separación de los productos que es el solapamiento de las curvas de destilación de los productos (OVERLAP), indicador de la imperfección del fraccionamiento, Tabla 1.

Tabla 1. Solapamientos u overlap de los productos.

Solapamiento TBP	100% / 0%	
	GOLV / GOPV	150°F
GOPV / OF	160°F	

2.1.1 Obtención de la curva TBP760 del crudo reducido

Para realizar los cálculos del proceso de destilación al vacío es necesario obtener la curva de destilación TBP a presión atmosférica (TBP760), para lo cual se parte de la curva de destilación ASTM 1160 a una presión de 10 mmHg. En la Tabla 2 se detallan los valores obtenidos por el método de Maxwell [5] para el cálculo de la curva de destilación TBP 760.

Tabla 2. Curvas de destilación.

%p	ASTM1160(10mmHg)	TBP10	TBP760
0	323	295	550
10	443	428	710
20	483		
30	518	510	810
40	545		
50	580	580	895
60	642		
70	770	770	1130

A partir de la curva de destilación TBP 760 se encuentran las temperaturas de corte y por lo tanto los rendimientos de los productos, teniendo en cuenta el overlap. Los rendimientos de los productos se observan en la Tabla 3.

Tabla 3. Puntos de corte y solapamientos.

Productos	GOLV	GOPV	OF	Fondo
Rend. s/crudo	27	28,5	5	60,5
Rend. Acum.	27	55,5	60,5	100

Para realizar el diseño de la torre es necesario contar con datos que relacionen el equilibrio líquido – vapor, este requerimiento lo proporciona la curva de destilación EFV (Equilibrium Flash Vaporitation) a la presión de operación. Para esto es necesario transformar la curva TBP a presión atmosférica a curva EFV a presión atmosférica y finalmente a la curva EFV a la presión de 10 mmHg abs, estas transformaciones se realizan utilizando el método de Maxwell, los resultados se indican en la Tabla 4.

Tabla 4. Cálculo de EFV760 y EFV10.

%D	TBP760	DRL	Δt	R	Δt	FRL	EFV760	EFV10
0	550	640	-90	0,2	-18	749	731	445

10	710	710				789	789	493
30	810	850	-40	0,34	-14	870	856	545
50	895	990	-95	0,34	-32	951	919	600
70	1130	1130				1032	1032	690

2.1.2 Construcción del Diagrama de Fases

Una sustancia a medida que cambia la presión cambia su punto de ebullición. Podemos caracterizar a las mezclas a través del punto de ebullición medio, pero para que una mezcla quede definida totalmente hay que especificar su composición. Con las curvas EFV760 y EFV10 construimos el diagrama de fase para el crudo reducido, la construcción del mismo se efectúa por medio de cada temperatura y presión de trabajo de las curvas EFV correspondientes con su porcentaje de destilado constante, para lo cual se hace necesario representar el $\log p$ vs. $1/T$, pero como la escala de temperatura no es lineal se deben calcular las mismas en función de la longitud definida por la Ec. (1) donde T1 es la temperatura inicial de la EFV10 y T2 es la temperatura final de la EFV760.

$$L (mm \text{ origen}) = long. total \frac{\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T}\right)}{\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)} \quad \text{Ecuación (1)}$$

Desarrollando la Ec. (1) para invertir la recta no lineal de $1/T$, sacamos logaritmos de las presiones entre temperatura y temperatura, y se obtiene la Ec. (2), que nos facilita el cálculo de cada recta, donde p1 y p2 son las presiones 760 y 10 mmHg y p es el intervalo de presión que es fijado según la cantidad de puntos que uno necesite para poder calcular las temperaturas para cada porcentaje de destilado. Esta ecuación es utilizada para obtener cada punto de cada recta del diagrama de fases, para realizar estas gráficas se utiliza el software utilitario Excel.

$$\left(\frac{T_2 - T_1}{\log_{10} p_2 - \log_{10} p_1}\right) * \log_{10} p - \left(\frac{T_2 - T_1}{\log_{10} p_2 - \log_{10} p_1}\right) * \log_{10} p_1 + T_1 \quad \text{Ecuación (2)}$$

En la Tabla 5 podemos observar el cálculo realizado para obtener el diagrama de fases de la Figura 1. De esta manera se construye el diagrama de fases para cada sección de la torre obteniendo las temperaturas y presiones internas de la misma.

Al trabajar con distintos productos a distintas presiones, se necesita saber a qué temperatura se puede obtener el mismo porcentaje de destilado de algunos de los productos a esas distintas presiones. Por ejemplo: si queremos saber cuál es la temperatura que necesito para vaporizar GOLV a 760 mmHg nos fijamos en la curva entrando con el porcentaje y sacando la temperatura; pero si queremos saber esa temperatura pero a otras presiones, necesitamos conocer una relación entre la presión de trabajo y la temperatura de vaporización a distintos porcentajes de vaporizado, eso se obtiene del diagrama de fases.

Tabla 5. Cálculo del diagrama de fases.

p	T0%	T10%	T30%	T50%	T70%
10	445	493	545	600	690
60	563	615	674	732	831
110	603	657	717	777	879
160	628	683	744	804	909
210	646	701	764	824	930
260	660	716	779	840	947
310	672	728	792	853	961
360	682	738	802	864	973
410	690	747	812	874	983
460	698	755	820	882	992
510	705	762	827	890	1000
560	711	768	834	897	1008
610	716	774	840	903	1015
660	722	779	846	909	1021
710	727	784	851	914	1027
760	731	789	856	919	1032

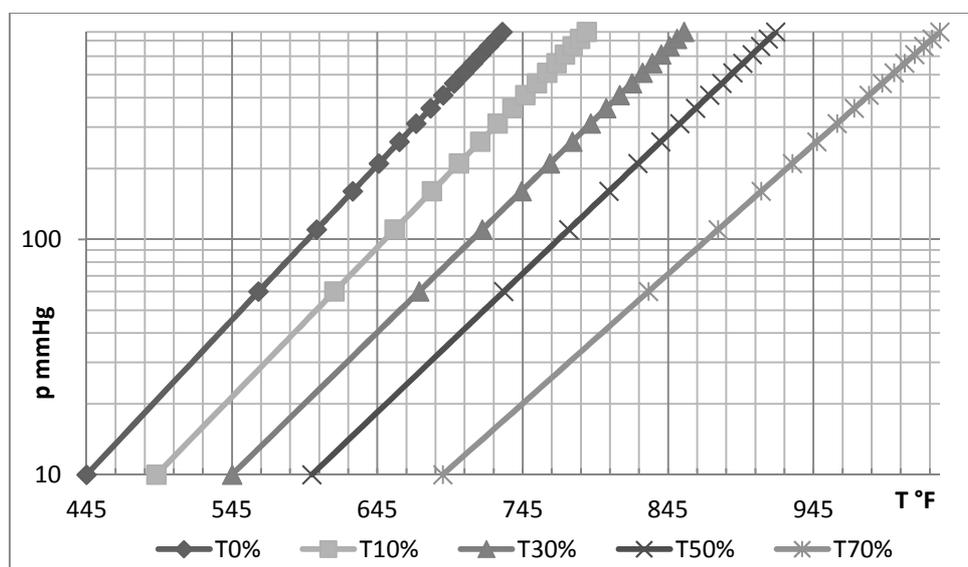


Figura 1. Diagrama de fases.

2.2 Cálculos con el simulador de procesos

Los programas de simulación de procesos contienen modelos para la mayoría de las unidades de operación, así como los modelos de propiedades termodinámicas y físicas. Todos los programas comerciales ofrecen cierto nivel de capacidad de modelado personalizado que permite que el diseñador agregue modelos para las operaciones no estándar. Muchas compañías desarrollaron programas de simulación de procesos desde la década del 60' y podríamos decir que hoy en día cada industria hace uso de ellos [6]. En primera medida se crea un nuevo caso de estudio, para un residuo atmosférico venezolano [3], al no disponerse de datos detallados de alimentación ingresamos los hidrocarburos desde C1 hasta C5 y agua, ver Tabla 6. La carga de los pseudocomponentes debe hacerse en rangos de temperaturas como se muestra en la Tabla 7 [7], y en la Tabla 8 se muestra la carga de las propiedades bulk.

Tabla 6. Lista de componentes puros, hipotéticos.

Component	Type
Methane	Pure Component
Ethane	Pure Component
Propane	Pure Component
i-Butane	Pure Component
n-Butane	Pure Component
i-Pentane	Pure Component
n-Pentane	Pure Component
Water	Pure Component

Tabla 7. Rangos de temperatura para los pseudocomponentes.

Rango de temperaturas	Amplitud de cada pseudocomponente	Cantidad de pseudocomp. cada 100°F
IBP a 800°F (425°C)	25°F	4
800°F a 1200°F (650°C)	50°F	2
1200°F a 1650°F (900°C)	100°F	1

Tabla 8. Propiedades Bulk.

Molecular Weight	460
Standard Density	0.94
Watson UOPK	11.67

Una vez que se han ingresado los datos la curva ASTM1160, se escoge el paquete de propiedades de Peng Robinson, ya que es el más adecuado para la industria del gas y petróleo.

El procedimiento de carga para la torre por medio del simulador es similar al de Topping [8], ingresando la cantidad de 8 platos con sus correspondientes tipos de platos dado por [4], Tabla 9.

Tabla 9. Tipos de platos.

Tipo de plato	Corte
Anillos	GOLV
Chimenea	
Anillos	GOPV
Chimenea	
Grilla	OF
Chimenea	

Una vez cargados estos datos la torre queda definida obteniéndose el siguiente diagrama de flujo, Figura 2.

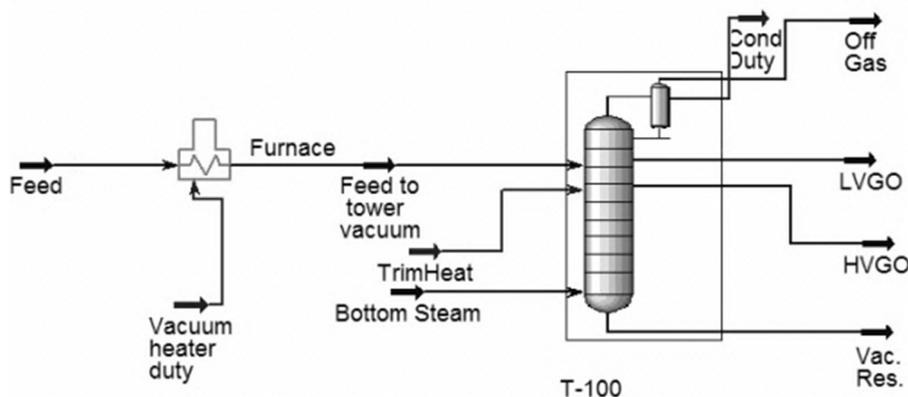


Figura 2. Esquema de la torre de vacío.

Al utilizar un software tan potente como lo es Aspen HYSYS V8.3, sucede lo contrario cuando trabajamos de manera manual, ya que por medio de métodos matemáticos internos del software se obtienen directamente los resultados de las corrientes, sin necesidad de ingresar los datos obtenidos por un diagrama de fases.

3. Resultados

En la Tabla 10 podemos observar los valores de la temperatura de salida obtenidos para cada corte lateral de la torre, donde T_m es el valor de la temperatura obtenida por los cálculos manuales y T_h el valor de la temperatura obtenida por medio del simulador.

Tabla 10. Valores de temperatura.

Corte	$T_m(^{\circ}F)$	$T_h(^{\circ}F)$
LVGO	344	351
HVGO	355	360
VacRes	440	444.2

4. Conclusiones

En la actualidad la industria del petróleo utiliza los simuladores de procesos debido a la gran versatilidad que ellos poseen. Comparando el uso de los métodos tradicionales de cálculo con aquellos en donde se usa simulación podemos observar que, si bien los tradicionales permiten tener idea de todo el desarrollo que hay implícito en cada metodología, en la actualidad casi quedaron en desuso, ya que llevan largas horas de trabajo y se cometen errores considerables. En este trabajo se desarrolló el diseño de una torre de destilación al vacío, construyendo los diagramas de fases para cada sección de la torre obteniendo así las temperaturas (y/o presiones) de extracción de las mismas, donde podemos observar la gran similitud entre ambas temperaturas, con un error menor del 2%.

Esta construcción sirve para visualizar lo que sucede internamente en la torre y es fundamental a los fines didácticos, a su vez se resuelve el problema desarrollando una simulación y planteando las bondades de la misma respecto al método tradicional. La simulación hace posible estudiar y experimentar en diferentes escenarios, permitiéndonos tener una mejor comprensión del proceso no solo cuando cambian las especificaciones de

los productos sino también cuando cambia la composición de los crudos de petróleo que alimentan al equipo de vacío.

Referencias

- [1] C. Curtis, *Yacimientos de petróleo pesado*. Oilfield Review, II, 23, 2003.
- [2] P. Pitts, *La atracción del petróleo no convencional de América Latina*. Oil and Gas, 2012.
- [3] A. Ojeda, *Destilación Aplicada a Sistemas de Hidrocarburos*, YPF-PGM, Tomos I y II, 1978.
- [4] R. Watkins, *Petroleum Refinery Distillation*, Second Ed., Gulf Publishing, 1981.
- [5] J. Maxwell, *Data Book on Hydrocarbons*, London, D. van Nostrand Company, 1950.
- [6] S. Godoy, P. Rodríguez, N. Scenna, *Introducción al diseño de columnas de destilación mediante el uso del simulador*, Universidad Tecnológica Nacional: Facultad Regional Rosario, 2008.
- [7] A. Chang, K. Liu, *Refinery Engineering - Integrated Process Modeling and Optimization*, 2012.
- [8] J. Martínez , A. Ruiz , M. Vega , M. Carrera, E. Erdmann , E. Tarifa , <<Topping Process Using Different Methodologies>>, *IOSR Journal of Engineering (IOSRJEN)*, vol. 4, pp. 30, 2014.
- [9] L. Cohen, *Diseño y Simulación de Procesos Químicos*, Segunda Ed., Algeciras-España, Editor León Cohen Mesonero, 2003.
- [10] J. Wauquier, *El Refino del Petróleo*, vol. 1, Ediciones Díaz de Santos, Francia 2004.
- [11] E. Tarifa, E. Erdmann, D. Humana, J. Martínez, <<A New Method for Estimating the EFV Distillation Curve>>, *Petroleum Science & Technology*, Ed. Taylor & Francis, ISSN 1091-6466, vol. 27, No. 3, pp. 331-344, 2009.
- [12] ASPEN HYSYS, Aspen Technology, Tutorial and Application-Version Number 8.3. Inc. Cambridge, MA 02141-2201- USA.2014.