

# Optimización de la Destilación del crudo ecuatoriano Oriente utilizando Aspen Plus®

## Ecuador Oriente crude oil distillation optimization using Aspen Plus®

Barahona-Alvear, Natalia Sofia<sup>1</sup>; Tixi-Toapanta, Hernan Patricio<sup>2</sup>;  
Miranda, Moira<sup>3\*</sup>; Rennola, Leonardo<sup>4</sup>

<sup>1</sup>Escuela de Ingeniería en Mantenimiento, Facultad de Mecánica, ESPOCH, Riobamba, Ecuador

<sup>2</sup>Escuela de Ciencias Químicas, Facultad de Ciencias, ESPOCH, Riobamba, Ecuador

<sup>3</sup>Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andes, Mérida 5101, Venezuela

<sup>4</sup>Laboratorio de Mezclado, Separación y Síntesis Industrial (LMSSI), Universidad de Los Andes, Mérida 5101, Venezuela  
[\\*moira@ula.ve](mailto:*moira@ula.ve)

### Resumen

*El presente trabajo muestra la optimización de un sistema de destilación atmosférica de un crudo ecuatoriano(Oriente) utilizando el simulador Aspen Plus®. Los productos seleccionados para la optimización fueron: nafta, Kerosén, gasoil liviano (LGO) y gasoil pesado (HGO). Los escenarios considerados fueron verano, invierno y primavera, de acuerdo a las fluctuaciones de los precios de los productos. Las especificaciones requeridas para los productos fueron definidas por las siguientes propiedades: Temperatura ASTM D-86 10%, ASTM D-86 65%, ASTM D-86 85%, ASTM D-86 90%, viscosidad cinemática, presión de vapor Reid (RVP), pourpoint (°F) y el flash point. La distribución porcentual en volumen de los productos ligeros de la destilación, en el caso referencial corresponden a: Nafta 15,9%, Kerosén 7,9%, LGO 7,5% y HGO 8,4%, los cuales fueron optimizados maximizando el beneficio económico. Se encontró que en el escenario verano se maximiza la producción de nafta y LGO, con una distribución porcentual de: Nafta 16,7%, Kerosén 4,1%, LGO 11,3% y HGO 7,5%. En el escenario invierno se maximiza la producción de LGO, con una distribución porcentual de: Nafta 16,1%, Kerosen4,0%, LGO12,1% y HGO 7,4%.*

**Palabras clave:** Optimización, destilación, simulación, crudo Oriente, Aspen Plus®

### Abstract

*The present work shows the optimization of an atmospheric distillation system fed with Ecuadorian crude using the Simulator Aspen Plus®. The products selected for optimization were: naphtha, kerosene, light diesel oil (LGO) and heavy diesel oil (HGO). The scenarios considered were summer, winter and spring, according to fluctuations in the prices of the products. The specifications required for the products were defined by the following properties: temperature ASTM D-86 10%, ASTM D-86 65%, ASTM D-86 85%, temperature ASTM D-86 90%, kinematic viscosity, Reid vapor pressure (RVP), pour point and flash point. The volume percentage distribution of light products from distillation, in the reference case is: naphtha 15.9%, kerosene 7.9%, LGO 7.5% and HGO 8.4%, which were optimized to maximize the economic benefit. It was found that in summer the production of naphtha and LGO is maximized, with a percentage distribution of: 16.7% naphtha, kerosene 4.1%, LGO 11.3% and HGO 7.5%. In winter the production of LGO is maximized, with a percentage distribution of: 16.1% naphtha, kerosene 4.0%, LGO 12.1% and HGO 7.4%.*

**Keywords:** Optimization, distillation, simulation, Oriente crude, Aspen Plus®

## 1 Introducción

La unidad de destilación de crudo (CDU) es la puerta de entrada a cualquier refinería, cuya función básica es separar el petróleo crudo en fracciones de diferentes rangos de ebullición. Los cambios que se realicen en la CDU tienen un gran impacto en la calidad y rendimiento de los productos y por lo tanto, es recomendable operar esta unidad en sus condiciones óptimas desde el punto de vista técnico y económico.

La unidad de destilación de crudo (CDU) es fundamental para una refinería de petróleo. Los refinadores enfrentan numerosos desafíos que afectan sus negocios. Los precios de los productos de refinación se ven afectados por los cambios del precio del crudo, por los costos de producción, distribución, mercadeo y por su demanda en el mercado interno. Los precios de la gasolina han tendido históricamente a subir en primavera y alcanzar sus máximos en verano, para finalmente caer en invierno. Por otro lado, el precio del combustible de calefacción y diésel, que se producen a partir de la misma fracción de petróleo, aumenta en invierno, debido al uso de aceite de calefacción. Estos escenarios conducen a la necesidad de optimizar las condiciones de operación de la CDU para mejorar los ingresos y reducir los costos operativos, simultáneamente.

La utilización de paquetes de simulación constituye una herramienta indispensable para la optimización de procesos. ASPEN PLUS® es un paquete de simulación de procesos aplicado ampliamente en la industria, cuya base de datos es actualizada regularmente con la información del Instituto Nacional de Estándares y Tecnología de EE.UU, garantizando los mejores datos experimentales.

En los últimos años, la investigación relacionada con la CDU se ha enfocado en el control de procesos y optimización. Existen varios trabajos enfocados en la optimización de recursos de manera de maximizar el rendimiento económico considerando varios factores tales como, el consumo de energía: Seo y col, (2008) utilizaron programación no lineal mixta en una columna de destilación de crudo existente; HandogoReanto (2012) buscaron las condiciones óptimas de operación del horno de la columna de destilación instantánea que se encuentra antes de la columna de destilación; Fazlali y col. (2009) consideraron la opción de ahorro de energía manipulando las condiciones de operación para optimizar la columna de destilación. En todos estos casos la solución óptima obtenida mostró que el consumo de energía podría disminuir en comparación con las condiciones normales de funcionamiento. También se encuentran trabajos de optimización enfocados en el uso de redes neuronales (Chau-Kuang y col., 2004, Ochoa y col., 2013, Shi y col., 2017), mezclas de crudos (Raja y col., 2010) y mediciones en línea (Basak y col, 2002). El común denominador que se encuentra en todos estos trabajos es el uso de crudos árabes, nigerianos o no especificados, los

cuales se clasifican como crudos livianos con un API superior a 31.1°. No se encuentra en la literatura trabajos de optimización haciendo uso de crudos latinoamericanos clasificados como crudos medianos con un °API entre 22 y 31 grados. Adicionalmente, la consideración de las diferencias de precios que pudieran presentarse debido a la demanda estacional de los productos (mayor precio de la gasolina en verano y mayor precio del combustible de calefacción en invierno), tampoco ha sido publicada. Este trabajo se enfocará en la optimización de la destilación del crudo Oriente (Ecuador), de manera de maximizar el beneficio económico, considerando diferentes escenarios de precios.

El artículo está estructurado de la siguiente manera: en la sección 2, se describe el proceso y las condiciones de operación que representan el caso nominal o caso base. En la sección 2.2 se presenta la formulación matemática del problema de optimización, variables y restricciones. En la sección 3 se muestran los resultados obtenidos de las simulaciones bajo diferentes escenarios de precios de los productos, y por último las conclusiones.

## 2 Metodología

### 2.1 Descripción del proceso

El proceso a simular contiene tres unidades, una columna de destilación instantánea o flash, una columna de destilación atmosférica (CDU) y un mezclador, con la finalidad de procesar 100.000 B/D de crudo Oriente de Ecuador, como se muestra en la figura 1.

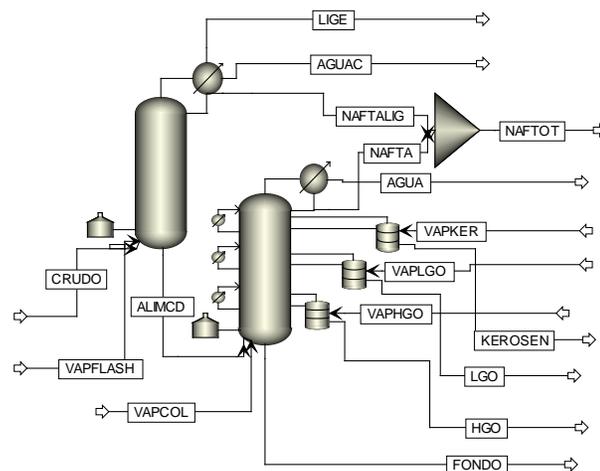


Figura 1. Diagrama de flujo en Aspen Plus®

La primera columna a simular es una columna de destilación simple flash que despoja algunos productos ligeros del crudo. La columna tiene 10 etapas y un condensador parcial, no hay rehervidor. A la columna

entran 100.000 B/D de crudo y una corriente de vapor de 12.000 lb/h. En el condensador parcial se retira una corriente de gas y un destilado líquido. El condensador opera a una temperatura de 190 °F y a una presión a 39,7 psia.

El producto de fondo de la columna de destilación flash entra a un horno donde se vaporiza a una temperatura menor a 380 °C (725 °F), para evitar el craqueo de crudo. El crudo parcialmente vaporizado se transfiere a la zona flash de la CDU ubicada en la parte inferior. Por el fondo de la CDU también se alimentan 19.000 lb/h de vapor de agua con la finalidad de remover productos ligeros que hayan quedado en el residuo del crudo.

La CDU tiene 34 etapas, un condensador total, 3 despojadores y 3 circuitos de enfriamiento intermedio (pumparound). Los separadores tienen 4 etapas cada uno, y son utilizados para retirar los componentes livianos. El primer despojador es alimentado con un caudal de líquido extraído de la etapa 10 de la columna, se obtiene como producto Kerosén, y los vapores de hidrocarburos desprendidos se retornan a la etapa 9 de la CDU, por arrastre directo con vapor de agua que alimenta al despojador. De forma similar, pero de la etapa 20, se extrae LGO de la CDU y se envía al segundo despojador, los vapores del despojador se regresan a la etapa 19. De la etapa 24 se retira HGO y se envía al tercer despojador y los vapores del despojador se regresan a la columna en la etapa 23, como se muestra en la figura 2.

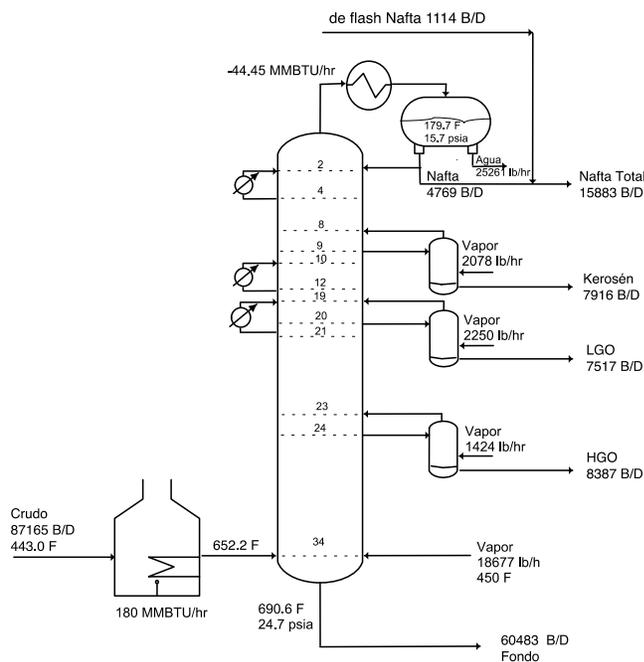


Figura 2: Diagrama de la CDU

Los circuitos de enfriamiento intermedio se utilizan para facilitar el reflujo y minimizar el tráfico de vapor-líquido interno a lo largo de la columna. El primer circuito

de enfriamiento está adyacente al condensador, no hay etapas intermedias. De la etapa 4 se extrae flujo de la CDU, se enfría y se regresa a la etapa 2, la temperatura de retorno se fija en 104,4 °C y el calor removido es 30 MMBtu/h. El segundo circuito se ubica justo debajo del flujo de salida del Kerosén al despojador, entre la etapa 10 y la etapa 12. La temperatura de retorno se fija en 138 °C aproximadamente igual a la temperatura de salida del flujo al primer circuito de enfriamiento y el calor removido se establece en 20 MMBtu/h. El tercer circuito se ubica debajo del flujo de salida del LGO al despojador. El flujo es retirado de la CDU de la etapa 23 y regresado en la etapa 21. La temperatura de retorno se fija en 217 °C y el calor removido es 20 MMBtu/h.

El rendimiento inicial de los productos se obtiene a partir de la curva de punto de ebullición verdadero (TBP) del crudo ecuatoriano, en términos de intervalos de temperatura, como se muestra en la figura 3. Los cortes de temperatura correspondientes a cada producto se establecieron de la siguiente manera: a) Nafta: hasta 330 °F; b) Kerosén: 330-480 °F; c) LGO: 480-580 °F; d) HGO: 580-690 °F; e) Residuo atmosférico: 690+ °F. Estos cortes definieron el flujo volumétrico de cada producto como se muestra en la figura 2.

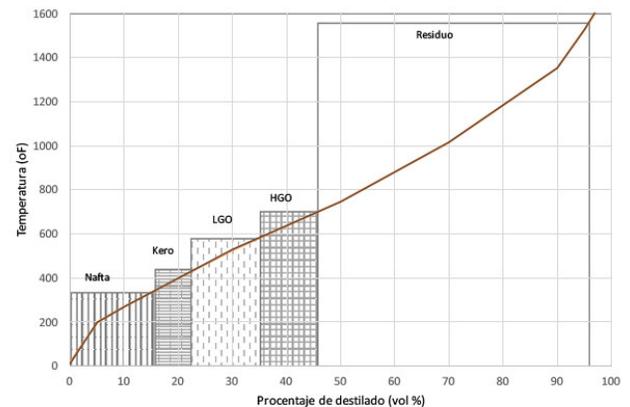


Figura 3. Curva TBP y corte de productos

La corriente de Nafta que se obtiene de la CDU alimenta a un mezclador, junto con la corriente de destilado de la columna flash, de manera que el producto final esté dentro de la especificación requerida para la nafta.

## 2.2 Formulación del problema

El problema se define como la optimización del sistema de destilación, de manera de maximizar el beneficio económico, sometido a un conjunto de restricciones de igualdad y desigualdad. Las restricciones de igualdad están relacionadas con el balance de materia y energía, relaciones de equilibrio y cálculo de propiedades físicas asociadas al modelo riguroso utilizado por Aspen Plus V8.6. Las restricciones de desigualdad están dadas por límites

inferiores y superiores de las especificaciones de las propiedades que deben cumplir los productos comerciales, las cuales se muestran en la tabla 1.

Tabla 1: Especificaciones de calidad de los productos

ESPECIFICACION		NAFTA	KERO	LGO	HGO
ASTM D-86 °F					
10%	Min		385		
	Max	149	401		
65%	Min			482	
85%	Max			662	
90%	Min				691
	Max	374			
100%	Max				725
RVP psia	Max	10			
Pour Point °F	Max			-0,4	32
Flash Point °F	Min		100,4		
Viscosidad @100 °F cSt	Min			1,7	2
	Max			4,3	7,5

El problema puede ser formulado matemáticamente como

$$\text{Maximizar } \phi = \sum_i^n P_i F_i$$

sujeto a:

$h_m = 0 \quad \forall m = \text{balance de materia, energía, ecuaciones de equilibrio.}$

$$x_1^n < 149; \quad 385 < x_1^k < 401$$

$$x_2^n < 374; \quad x_2^h > 691$$

$$x_3^l > 482$$

$$x_4^h < 662$$

$$x_5^h < 725$$

$$x_6^n < 10$$

$$x_7^l < -0,4; \quad x_7^h < 32$$

$$x_8^k > 100,4$$

$$1,7 < x_9^l < 4,3; \quad 2 < x_9^h < 7,5$$

donde  $\phi$  es el beneficio obtenido a partir de la función objetivo,  $P_i$  es el precio de venta del producto por galón, y  $F_i$ , es la cantidad de producto obtenido en el sistema de destilación en galones. Los  $x_i$ , representan las restricciones definidas en la tabla 1, donde  $x_1$  equivale a la temperatura ASTM-D86 10% (°F),  $x_2$  equivale a la temperatura ASTM-D86 90% (°F),  $x_3$  equivale a la temperatura ASTM-86 65% (°F),  $x_4$  equivale a la temperatura ASTM-86 85% (°F),  $x_5$  equivale a la temperatura ASTM-86 100% (°F),  $x_6$  a RVP (psia),  $x_7$  al flash point (°F),  $x_8$  al pourpoint (°F),  $x_9$  a la viscosidad absoluta (cP), y los índices 'n', 'k', 'l', 'h', representan a la nafta, kerosén, LGO y HGO.

Las variables manipuladas seleccionadas para el problema de optimización son: el flujo de destilado de Nafta y los caudales de extracción lateral de la columna correspondientes al kerosén, LGO y HGO. Estos caudales son los flujos de productos que alimentan a los despojadores y serán referidos como Extracto KER, Extracto LGO y Extracto HGO, como se muestra en la figura 3, para el caso

del kerosén.

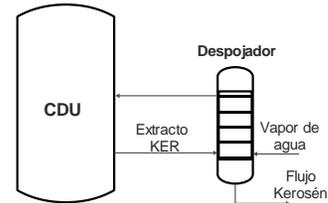


Figura 3: Caudales de extracción lateral Kerosén

Los límites de las variables manipuladas están basados en restricciones de diseño y en los requerimientos mínimos de producción de cada subproducto (ver Tabla 2).

Tabla 2: Límite de las variables manipuladas

Variable	Valor nominal	Límite inferior	Límite superior
Destilado B/D	4774	3342	6206
Extracto KER (lbmol/hr)	671	400	872
Extracto LGO (lbmol/hr)	661	463	950
Extracto HGO (lbmol/hr)	533	373	695

El proceso de destilación de crudo se evaluará en tres escenarios: verano, invierno y primavera, relacionados con la diferencia del precio del LGO con respecto a la Nafta en una fecha determinada. En el escenario Invierno, el precio del LGO es superior a la Nafta, en el escenario Verano el precio de la Nafta es superior al del LGO, y en el escenario primavera los precios de la Nafta y LGO tienden a ser similares. Los precios de los diferentes productos se presentan en la tabla 3, y fueron obtenidos del histórico de los precios de combustibles en la Costa del Golfo USA (EIA, 2016).

Tabla 3. Precio de los productos

Escenario	Nafta \$/gal	Kerosén \$/gal	LGO \$/gal	HGO \$/gal
Invierno E1	2,3	1,816	2,433	1,235
Verano E2	2,889	2,133	2,396	1,729
Primavera E3	3,697	3,271	3,663	2,34

### 3Resultados y Discusión

La optimización del sistema de destilación fue llevada a cabo utilizando la herramienta SQP (programación cuadrática secuencial), disponible en el ambiente ASPEN Plus®. EL SQP es un método típico de programación no lineal que requiere de un conjunto de valores iniciales de todas las variables del proceso. Las condiciones iniciales de las variables manipuladas, serán las que representan el caso nominal que se enseñan en la tabla 2.

La tabla 3 muestra los resultados de las variables manipuladas para cada escenario. En el escenario

Inviernose puede observar que la corriente Extracto LGO aumenta con respecto a su valor nominal, reflejándose éste, en un incremento de la producción de LGO del 12,1% (ver tabla 4). En este escenario el LGO tiene mayor precio de venta. La producción del LGO se incrementa disminuyendo la producción de Kerosén hasta que el límite mínimo de la variable manipulada Extracto KER es alcanzado. La producción de Kerosén disminuye del 7,9% al 4,1 %. La Nafta presenta un pequeño incremento con respecto a su valor nominal.

Tabla 3: Variables manipuladas optimizadas

Variable	Nominal	Invierno	Primavera	Verano
Destilado B/D	4774	5398	5519	5622
Extracto KER (lbmol/hr)	671	400	400	403
Extracto LGO (lbmol/hr)	661	909	899	883
Extracto HGO (lbmol/hr)	533	476	475	479

En el escenario Verano, la Nafta tiene mayor precio de venta. La producción de Nafta se incrementa de un 15,9% a un 16,6% como se muestra en la tabla 4. La producción de LGO aumenta también, pero en menor proporción que en el escenario Invierno, incrementándose de un 7,5% a 11,3%. El aumento de la producción de la Nafta, se produce agregando Kerosén a la Nafta hasta que la especificación de calidad D86-10% de la Nafta alcanza su límite máximo de 149 °F, como se muestra en la tabla 5.

En el escenario Primavera los precios de venta de la Nafta y LGO son similares, la producción de ambos productos se incrementa con respecto a sus valores nominales. En la tabla 4 se puede observar que la distribución porcentual de la Nafta y LGO se encuentra entre la distribución porcentual del escenario Verano e Invierno, alcanzándose un equilibrio entre la producción máxima de Nafta del escenario Verano y la producción máxima de LGO del escenario Invierno.

Tabla 4: Distribución porcentual de productos optimizados

Producto	Nominal	ESCENARIOS %		
		Verano	Invierno	Primavera
Nafta Total	15,9	16,7	16,1	16,6
Kerosén	7,9	4,1	4,0	4,1
LGO	7,5	11,3	12,1	11,5
HGO	8,4	7,5	7,4	7,4

Al comparar el rendimiento porcentual del caso nominal con los diferentes escenarios, se puede observar una disminución general de la producción de Kerosén y del HGO. En el proceso de optimización el HGO presenta un valor agregado a diferencia del residuo, por lo tanto una pequeña parte del residuo se mezcla con el HGO hasta que la viscosidad y la temperatura D86-100 alcanzan sus valores máximos permitidos. Luego, parte del HGO se mezcla con el LGO para aumentar la producción del mismo, de allí la disminución porcentual del HGO. El Kerosén por ser un producto intermedio entre la Nafta y el LGO y tener menor

precio de venta tiende a distribuirse entre ambos productos, según sea el escenario. En todos los escenarios las especificaciones de calidad de los productos se mantuvieron dentro de sus límites establecidos.

Tabla 5: Propiedades de los productos

ESPECIFICACION	Producto	Invierno	Primavera	Verano
<b>ASTM D-86 °F</b>				
10%	Nafta	146	148	149
	Kerosén	385	388	391
65%	LGO	527	528	529
85%	LGO	555	555	555
90%	Nafta	352	353	354
	HGO	685	685	685
100%	HGO	725	725	725
<b>RVP psia</b>	Nafta	9,95	9,9	9,9
<b>Pour Point °F</b>	LGO	-38,2	-37,9	-37,6
	HGO	3,2	3,2	3,1
<b>Flash Point °F</b>	Kerosén	154	156	158
<b>Visc @100 °F cSt</b>	LGO	2,8	2,8	2,8
	HGO	7,5	7,5	7,5

#### 4 Conclusiones

El uso del programa Aspen Plus® permitió la optimización de la distribución de los diferentes productos comerciales que se pueden obtener de la destilación atmosférica del crudo Oriente (Ecuador).

Los precios de los productos hacen que las condiciones de operación de la columna de destilación se posicionen en valores que maximicen los ingresos económicos.

#### Referencias

- Basak K, Abhilash K, Ganguly S, Saraf D, 2002, On-line Optimization of a crude Distillation Unit with Constraint on product properties, *Ind. Eng. Chem. Res.*, pp. 1557-1568.
- Bin Shi, Xu Yang, Liexiang Yan, 2017, Optimization of a crude distillation unit using a combination of wavelet neural network and line-up competition algorithm, *Chinese J. Chem. Eng. Vol. 25, No 8*, pp.1013-1021.
- Chau-Kuang L, Chung-Kuang T, Tsai M, 2004, Expert system of a crude oil distillation unit for process optimization using neural networks, *Expert System with Applications, Vol. 26*, pp. 247-255.
- EIA, U.S. Energy Information Administration. Petroleum & Other Liquids. Gasoline and Diesel Fuel Update. Se encuentra en <https://www.eia.gov/petroleum/gasdiesel/>. Fecha de Consulta: 14 de Noviembre, 2016.
- Fazlali Alireza, Sayedmoshsen Hosseini, Behzad Y, Abdolreza M, 2009, Optimization of operating conditions of distillation columns: an energy saving option in refinery industry, *Songklanakar J. Sci. Technol. Vol. 31 (6)*, pp.661-664.
- Handogo Renanto, 2012, Optimization on the performance

of crude distillation unit (CDU), Asia Pacific J. of Chem. Eng. Vol.7, pp.78-87.

Ochoa Lluvia, Jobson M, Smith R, 2013, Operational optimization of crude distillation system using artificial neural networks, Computers and Chemical Eng. Vol.59, pp.178-185.

Raja Kumar M, Vijaya K, Bulasara Ramgopal Uppaluri, Vikas R, Banjara, 2010, Optimization of crude distillation system using Aspen plus: Effect of binary feed selection on gra, pp. 121-134.

**Recibido:** 01 de agosto de 2017

**Aceptado:** 03 de marzo de 2018

**Barahona-Alvear., Natalia Sofía:** Doctora en Química de la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo-Ecuador(2009); Maestría en Ingeniería Química de la Universidad de Los Andes y Maestría en Gerencia de las Instituciones de la Salud de la Universidad Técnica de Ambato (2017). Es profesora de la Escuela de Ingeniería en Mantenimiento- Facultad de Mecánica de la ESPOCH. Correo electrónico: [natalia.barahona@esPOCH.edu.ec](mailto:natalia.barahona@esPOCH.edu.ec)

**Miranda, Moira:** Profesor Asociado de la Escuela de Ingeniería Química (ULA). Ingeniero Químico (ULA, 1998). Doctor en Ingeniería de Procesos de la Universidad de Pau (Francia, 2005).

**Rennola-Alarcón, Leonardo.:** Ingeniero Químico de la Universidad Simón Bolívar (1978), Maestría en Ingeniería Química y Agrícola en Colorado State University (EE UU, 1980). Es profesor de la Escuela de Ingeniería Química de la ULA. Correo Electrónico: [leonardo@ula.ve](mailto:leonardo@ula.ve)

**Tixi-Toapanta, Hernan Patricio:** Doctor en Química de la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo-Ecuador(2004) y Maestría en Ingeniería Química de la Universidad de Los Andes (2017). Es profesor de la Escuela de Ciencias Químicas-Facultad de Ciencias de la ESPOCH. Correo electrónico: [htixi@esPOCH.edu.ec](mailto:htixi@esPOCH.edu.ec)