

INGENIERÍA QUÍMICA

SIMULACIÓN, RECONCILIACIÓN, PARAMETRIZACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN COMBINADA DE CRUDO*

Grupo de Investigación: SIMULACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS

*Juan E. Torres Macías***, *Martha Parra ICP*,
*Ana M. Ortiz Bernal****, *Edson A. Serrano Castro****

RESUMEN

Este documento abarca el desarrollo de problemas de optimización en unidades de destilación combinada (UDC), usando el simulador comercial Aspen plus, que a partir del modo de resolución orientado a ecuaciones, permite utilizar técnicas de reconciliación, parametrización y optimización, aplicables a un caso de destilación genérico. El caso base fue planteado para un proceso de destilación con una carga de 39.000 bbl/día y una gravedad API de 44,9, a partir del cual, una vez realizada la simulación, reconciliación y parametrización se llevó a cabo la optimización del modelo, teniendo en cuenta las variables de optimización, las restricciones, la función objetivo y las especificaciones para cada variable. Con la optimización del caso base fue posible aumentar las utilidades en 377.873 dólares al día teniendo en cuenta variables como flujos de recirculantes de las unidades principales de destilación, flujos de producto y vapores de despojo dentro de restricciones de optimización según la zona factible en la que podrían encontrarse.

Palabras clave: simulación de procesos, reconciliación de datos, estimación de parámetros, optimización de procesos.

ABSTRACT

This document covers the development of optimization problems in distillation combined units (UDC), using the commercial simulator Aspen Plus, from of

Fecha de recibido: 07 de agosto de 2009

Fecha de aprobación: 29 de octubre de 2010

* Este trabajo fue realizado con el apoyo de un convenio de cooperación tecnológica con el Instituto Colombiano del Petróleo.

** Ingeniero químico con maestría en Ingeniería de sistemas. Docente investigador en el grupo de simulación de procesos de la Universidad de América. Correo electrónico: investigaciones@uamerica.edu.co

*** Estudiantes coinvestigadores.

resolution mode oriented equations, allows to use techniques of reconciliation, parametrization and optimization, applicable to a case of generic distillation. The base case was set for a distillation process with a loading of 39.000 bbl/day and an API gravity of 44.9, from which, after the simulation, parameterization and reconciliation the optimization of the model was carried, taking into account the variables of optimization, the constraints, the objective function and the specifications for each variable. With the base case optimization was possible to increase profits to \$377,873 per day taking into account variables such as flows of the main units distillation, product flows and steam stripping within optimization restrictions according to the area in which might be found.

Keywords: processes simulation, data reconciliation, estimation of parameters, process, optimization.

1. INTRODUCCIÓN

Beneficios económicos pueden ser atribuidos no sólo a la comercialización de combustibles derivados del petróleo, sino también al mejoramiento de condiciones de operación y reducción de costos, que para efectos de optimización constituyen la función objetivo, la cual es un indicador de beneficio para una solución particular. La optimización tiene lugar a partir de maximizar los flujos de producto de las unidades principales de destilación, teniendo en cuenta los ingresos totales del proceso y los costos totales del mismo, que mediante la manipulación de variables, pueda conllevar a aumentar las utilidades en función de la calidad y cantidad de productos de destilación.

Mediante el uso del simulador orientado a ecuaciones, Aspen Plus, es posible representar situaciones y examinar sus efectos, en relación con el mejoramiento continuo y eficiencia del proceso de destilación, haciendo énfasis principalmente en el manejo de las estrategias de resolución secuencial modular y orientada a ecuaciones, que hacen posible sintonizar el modelo y llevar a cabo la reconciliación de datos, estimación de parámetros y optimización. La orientación del proyecto está enfocada hacia el mejoramiento de condiciones operativas mediante la manipulación de variables de proceso, las cuales dentro de una función objetivo pueden conllevar a la obtención de beneficios económicos. Valores simulados, reconciliados, parametrizados y optimizados darán no sólo confiabilidad al modelo implementado en este proyecto, sino que podrán traducirse en beneficios económicos significativos teniendo en cuenta variables de interés y restricciones del proceso que deberán ser cumplidas.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La unidad de destilación combinada (UDC) del presente trabajo corresponde a un caso genérico de destilación de crudo (ver Figura 1) con una capacidad de 39.000 bbl/día, conformada por cuatro unidades principales: unidad preflash, unidad de destilación atmosférica, unidad de destilación a vacío y una unidad rectificadora de nafta. Los sistemas de intercambio energético fueron también incluidos, mediante el uso de intercambiadores de calor, que conforman dos sistemas de precalentamiento correspondientes a las unidades preflash y atmosférica.

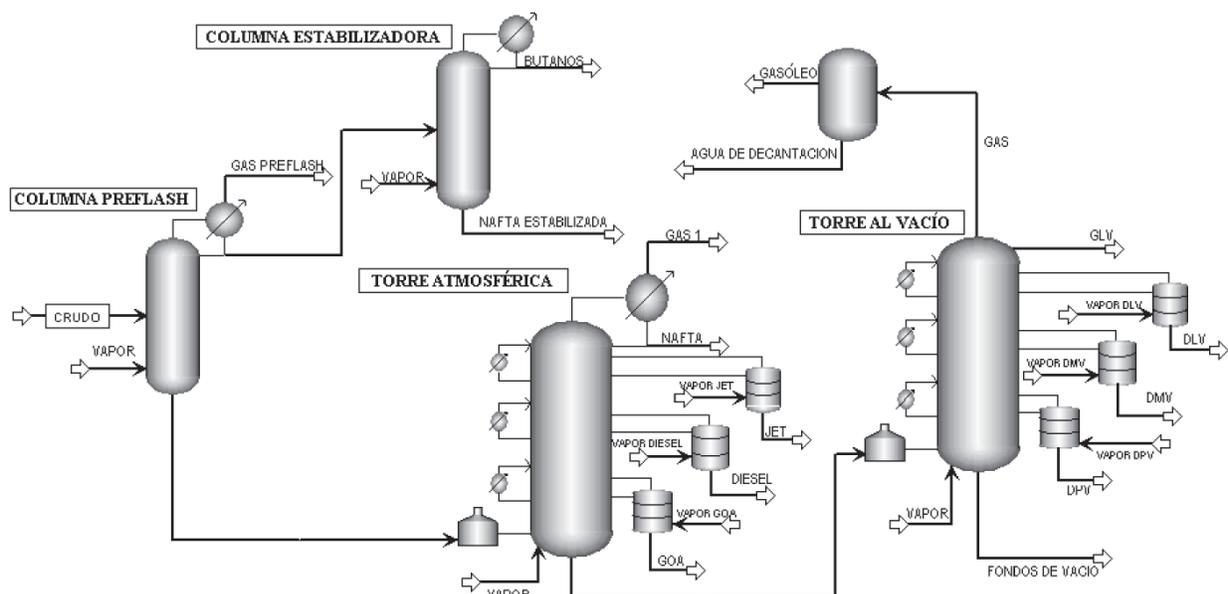


Figura 1. Diagrama general de la unidad de destilación de petróleo

2.1 Tren de precalentamiento

El aumento en la eficiencia energética del proceso se ve reflejado por la inclusión de redes de intercambio calórico, mediante la transferencia de calor de corrientes laterales de las unidades principales a corrientes de menor contenido energético. La carga de crudo es bombeada a la primera red de intercambiadores de calor (ver Figura 2), que adecúa térmicamente la alimentación de la unidad preflash a una temperatura de 337,4°F, mediante corrientes laterales de las unidades de destilación atmosférica y vacío.

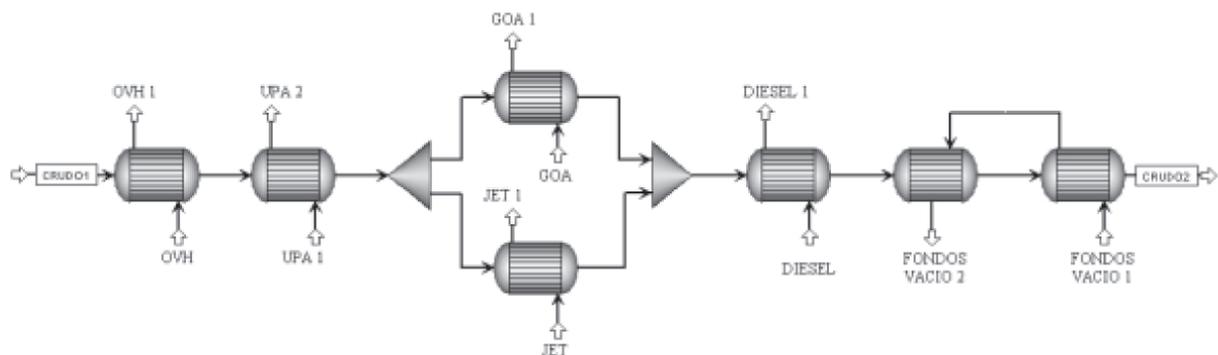


Figura 2. Red de precalentamiento de la columna preflash

Un segundo tren de precalentamiento es usado para elevar la temperatura de la carga de la columna atmosférica (ver Figura 3) a 442°F, que permite la vaporización parcial del crudo, y por ende la disminución del consumo de energía en el horno y del flujo de vapor de despojo.

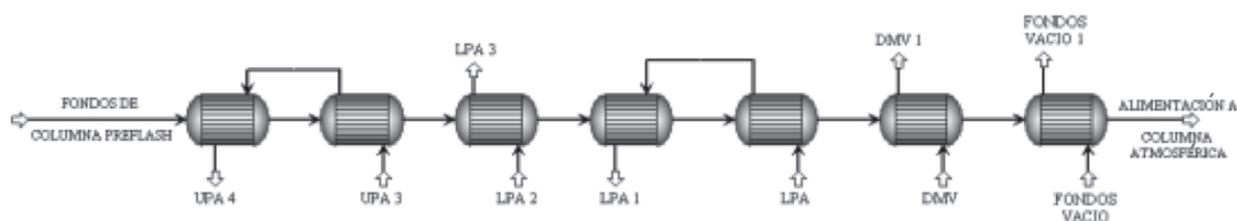


Figura 3. Red de precalentamiento de la columna atmosférica

La cantidad de corrientes de productos planteadas en el modelo hacen que el número de intercambiadores de calor y el arreglo usado para estos sea un problema complejo.

2.2. Columna preflash

El crudo, producto del primer tren de precalentamiento, es bombeado a la columna preflash, unidad en la que las condiciones termodinámicas son tales, que permite vaporizar parcialmente el contenido de agua, y algunos componentes livianos presentes en el crudo, causando la reducción de la capacidad operacional de la columna atmosférica. Esta unidad separa en tres fracciones el crudo alimentado, teniendo como producto: gases de cima, nafta con alto contenido de fracciones livianas y un flujo de fondos rico en compuestos destilables.

2.3. Bombas laterales

La recuperación de calor intermedio en las columnas de destilación es llevada a cabo a partir de un sistema de bombas de reflujo, cuya operación permite que la corriente líquida producto lateral de la columna principal ingrese a la bomba, se enfríe externamente y se retorne nuevamente a la torre; esta corriente fría es capaz de condensar cierta cantidad del vapor que asciende por los fondos de la torre, haciendo más eficiente el fraccionamiento. El calor removido corresponde a un pequeño requerimiento en el reflujo de la cima de la torre.

2.4. Columna de destilación atmosférica

La operación de la columna atmosférica permite el fraccionamiento de hidrocarburos en un corte de nafta liviana destilada, un flujo de gases de cima, y cortes laterales correspondientes a productos de destilación como diesel, Jet y gasóleo atmosférico (GOA). Esta unidad posee un horno, el cual le transfiere la energía necesaria para lograr la vaporización parcial de la alimentación, alcanzando una temperatura de 624°F; contiene también un sistema de dos bombas laterales de reflujo. Con el fin de eliminar los componentes ligeros y minimizar el arrastre de componentes como el diesel o el GOA en la corriente de crudo reducido, se inyecta en la parte inferior de la columna un flujo de vapor sobrecalentado.

Los productos laterales de la columna T-150 se alimentan a unidades de despojo, las cuales eliminan los componentes más volátiles, para adecuar los productos con las especificaciones de calidad requeridas y devolver compuestos volátiles para cortes superiores en la columna principal. Los despojadores evitan también la disminución del punto de inflamación, ocasionada por la existencia de grandes trazas de compuestos con bajo punto de ebullición. Estas unidades

requieren de la inyección de vapor de despojo en el plato inferior, y su producto de cima se retorna a la unidad de destilación atmosférica principal por encima de la etapa de extracción lateral del líquido.

2.5. Columna de destilación al vacío

La destilación de las fracciones más pesadas de crudo requiere del empleo de temperaturas muy altas, cuyo manejo en unidades de destilación atmosférica daría lugar a craqueo térmico, con la consecuente pérdida de producto; es por eso que se hace necesario recurrir a la destilación al vacío. El crudo reducido, producto de la unidad de destilación atmosférica, ingresa al horno de la unidad de vacío donde alcanza una temperatura de 646°F, para luego ingresar en la zona flash de la columna de destilación, en donde se lleva a cabo la correspondiente separación líquido vapor. La columna de vacío separa la alimentación en cortes laterales como los destilados liviano (GLV), medio (GMV) y pesado de vacío (GPV), que corresponden a los productos de los tres despojadores que posee esta unidad; se obtienen también otras corrientes correspondientes al gasóleo liviano de vacío (GLV), gases de cima y una corriente de fondo constituida por el residuo de vacío (BV).

La columna de vacío cuenta con un decantador, alimentado con el flujo de gases de cima, cuyo funcionamiento permite remover el agua suministrada con el vapor de despojo de la unidad principal, para obtener un flujo de gasóleo llamado comúnmente gasóleo de relojera. Esta unidad, al igual que la atmosférica, posee un sistema de bombas de reflujo, conformado por cuatro bombas laterales.

2.6. Columna estabilizadora de nafta

El flujo de nafta producto de la unidad preflash alimenta la columna estabilizadora, cuya operación permite obtener un producto de fondo que contiene hidrocarburos más pesados como propano, iso-pentano y hexano, libre de metano, etano y parte de propano, butano e isobutano; este flujo se llama nafta estabilizada.

3. METODOLOGÍA

Las variables de proceso, condiciones de operación, propiedades de los componentes incluyendo el assay del crudo y la topología del proceso son consideradas para formular el caso base genérico de destilación que representa condiciones aproximadas a la operación de una unidad topping real, a partir del cual se lleva a cabo la correspondiente adecuación y ensamble del modelo en Aspen Plus, simulador orientado a ecuaciones en el que se desarrolla la simulación, que proporciona los estimados necesarios para que utilizando datos de instrumentos de medición se realice la reconciliación de datos e identificación del error grueso. Para este caso es necesario implementar en Aspen Plus el modelo de la unidad topping, y posteriormente tomar los valores capturados por los medidores del sistema de control distribuido presente en la planta que al ser suministrados al simulador permitirán realizar la reconciliación y detectar los errores gruesos con el propósito de tener un modelo más confiable, para iniciar la parametrización y optimización mediante la función objetivo de maximizar utilidades, sujeto a restricciones referentes a condiciones de operación de equipos y a la calidad de productos.

4. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA

Antes de estructurar algún problema de optimización o pensar en ajustar los datos del modelo, se deben definir las características y condiciones de operación de las unidades empleadas en la unidad de destilación. En las tablas 1, 2 y 3 se muestran las especificaciones de las bombas laterales, la configuración de las columnas y condiciones de operación del caso base, respectivamente.

Una vez definidas las condiciones de operación, y variables de proceso, fue posible el ensamble de cada una de las unidades y corrientes del sistema, según la topología del caso base y la correspondiente simulación del modelo.

En la simulación, se usa el método termodinámico grayson-streed, por ser apto para simular las columnas preflash y atmosférica; no obstante, para unidades como la torre de destilación a vacío se empleó braun K-10, debido a la presión manejada en esta columna. La columna estabilizadora de nafta se modeló con el método termodinámico de soave-redlich-kwong, pues tiene aplicabilidad en procesos de refinería y es útil para manejar componentes livianos.

4.2. Reconciliación

Los resultados de la simulación y datos de instrumentación son empleados para realizar el ajuste del modelo a partir de la reconciliación de datos, que mediante el uso de una función objetivo y valores de variables planta hace posible el mejoramiento de la exactitud de las mediciones dando como resultado un modelo más confiable. El problema de reconciliación está enfocado a variables de flujo y temperatura de todas las corrientes de alimentación y producto de las unidades de proceso, teniendo en cuenta variables constantes fijadas previamente como datos de entrada en el simulador y variables calculadas.

La reconciliación de datos en modo orientado a ecuaciones requiere la adición de bloques de medición que interconectan las mediciones a las variables del sistema EO, de tal forma que permita generar por cada medición variables de modelo, planta y offset. Para la construcción de los bloques de medición fue necesario fijar las conexiones de las variables medidas, mediante la opción de cálculo de cada bloque. Se incluyeron trece corrientes constantes en el problema de reconciliación para

Tabla 1. Especificaciones de bombas laterales

Columna de destilación atmosférica					
P-1	T (°F)	282	P-2	T (°F)	452
	Flujo (bbl/día)	9083		Flujo (bbl/día)	6452
Columna de destilación al vacío					
PV-1	T (°F)	183	PV-2	T (°F)	235
	Flujo (bbl/día)	23700		Flujo (bbl/día)	1868
PV-3	T (°F)	282	PV-4	T (°F)	610
	Flujo (bbl/día)	7994		Flujo (bbl/día)	1482

Tabla 2. Configuración de equipos

Columna atmosférica	
Número de platos columna principal	27
Etapa de alimentación	24
Platos en cada despojador	2
Plato de salida y retorno de la bomba P-1	9,8
Plato de salida y retorno de la bomba P-2	18,17
Tipo de condensador	Parcial
Etapa de salida y retorno del despojador de jet	7,6
Etapa de salida y retorno del despojador de diesel	16,15
Etapa de salida y retorno del despojador de GOA	21,20
Columna preflash	
Número de platos columna principal	21
Etapa de alimentación	19
Tipo de condensador	Parcial
Columna al vacío	
Número de platos columna principal	17
Etapa de alimentación	16
Platos en cada despojador	2
Plato de salida y retorno de la bomba PV-1	2,1
Plato de salida y retorno de la bomba PV-2	2,3
Plato de salida y retorno de la bomba PV-3	8,7
Plato de salida y retorno de la bomba PV-4	13,14
Etapa de salida y retorno del despojador de DLV	7,6
Etapa de salida y retorno del despojador de DMV	11,10
Etapa de salida y retorno del despojador de DPV	13,12
Columna estabilizadora de nafta	
Número de platos columna principal	50
Etapa de alimentación	19
Tipo de condensador	Total

Tabla 3. Condiciones de operación del caso base

Vapor de despojo		
Unidad atmosférica		
Columna principal	T (°F)	849
	Flujo (bbl/día)	120020
	P (psi)	64
Despojador de jet	T (°F)	849
	Flujo (bbl/día)	24405
	P (psi)	64
Despojador de diesel	T (°F)	849
	Flujo (bbl/día)	12310
	P (psi)	64
Despojador de GOA	T (°F)	849
	Flujo (bbl/día)	4962
	P (psi)	64
Unidad preflash		
Columna principal	T (°F)	849
	Flujo (bbl/día)	153787
	P (psi)	64
Unidad estabilizadora de nafta		
Columna principal	T (°F)	849
	Flujo (bbl/día)	3243
	P (psi)	414
Unidad de destilación al vacío		
Columna principal	T (°C)	850
	Flujo (lb/día)	120020
	P (psi)	40
Despojador de DLV	T (°F)	850
	Flujo (bbl/día)	24405
	P (psi)	40
Despojador de DMV	T (°F)	850
	Flujo (bbl/día)	12310
	P (psi)	40
Despojador de DPV	T (°F)	850
	Flujo (bbl/día)	4962
	P (psi)	40

las cuales se reconciliaron las variables de flujo y temperatura. Se crearon 26 bloques de medición con una única variable cada uno, 13 para temperatura y 13 para flujo, bajo la opción de cálculo de calcular la variable del modelo (calc-model), que permite fijar las variables de planta y offset como constantes y las del modelo como calculadas.

Adicionalmente se incluyeron 78 corrientes intermedias (corrientes para las que no se suministraron datos de entrada) para las cuales se reconciliaron 150 variables, 72 correspondientes a variables de flujo y 78 a variables de temperatura. Bajo la opción de cálculo de param-offset se crearon dos bloques de medición, uno para variables constantes de flujo y otro para variables constantes de temperatura, que permitieron especificar las variables del modelo como constantes, las de planta como medidas y las de offset como parametrizadas. Los valores de planta para cada variable conectada en los bloques de medición fueron suministrados teniendo en cuenta los sistemas de instrumentación de la unidad.

Una vez creadas las variables de planta, modelo y offset, fue necesario definir las combinaciones de las especificaciones, haciendo énfasis en las variables que serán reconciliadas, constantes o calculadas y en el ajuste de grados de libertad. Ver Tabla 4.

Tabla 4. Especificación de variables de reconciliación

VARIABLES CONSTANTES		VARIABLES CALCULADAS	
Tipo de variable	Especificación	Tipo de variable	Especificación
Modelo	Calculado	Modelo	Reconciliado
Planta	Constante	Planta	Constante
Offset	Reconciliado	Offset	Calculado

Finalmente debe crearse una función objetivo de reconciliación, que corresponde a la minimización del ponderado de mínimos cuadrados de las desviaciones de la función objetivo (desviación del 5% sobre el valor de la variable producto de la simulación), entre las predicciones del modelo y las mediciones de planta previamente establecidas en el medidor, según la ecuación 1.

$$\text{Objetivo} = \sum [(\text{Offset} - \text{Mean})/\sigma]^2 \quad (1)$$

Donde Offset es el offset medido, Mean el valor promedio del offset, normalmente cero y σ es el error estándar de la medición en base absoluta.

En la función objetivo se hizo una integración de las variables offset constantes y calculadas de los medidores de flujo y temperatura, dando como resultado una función objetivo conformada por 168 variables cada una con su respectiva desviación estándar.

4.3. Parametrización

La parametrización del modelo es llevada a cabo una vez realizada la reconciliación de datos, con el fin de estimar variables a partir de datos confiables para los cuales previamente se ha efectuado la detección y eliminación del error grueso. El problema de estimación de parámetros está enfocado

en las redes de intercambio de calor, haciendo énfasis en el cálculo de los quince coeficientes de transferencia de calor de cada intercambiador a partir de buenos estimados dados por la simulación y reconciliación.

Al igual que en la reconciliación de datos, en la parametrización se requiere definir correctamente el grupo de especificaciones de las variables creadas en los bloques de medición, que permiten conectar las mediciones a las variables que se desean parametrizar. En el medidor se incluyeron las variables de temperatura para las corrientes de crudo, producto de cada intercambiador (corriente fría de los intercambiadores que conforman los trenes de precaliente), para un total de quince variables, todas calculadas por el simulador. Con las especificaciones de cada unidad, se fijaron para cada intercambiador los respectivos coeficientes de transferencia de calor y sus áreas, con el fin de hacer que el simulador fuese capaz de generar la variable U para las unidades respectivas.

La opción de cálculo para el medidor al igual que en la reconciliación fue parametrizar la variable offset (param-offset) que hizo posible definir las variables del modelo calculadas, offset como parametrizadas y las de planta como medidas. Una vez generadas las variables correspondientes al modelo, planta y offset fue posible la definición del grupo de especificaciones teniendo en cuenta que la parametrización es un modo de ajuste, caracterizado por no tener grados de libertad; por lo tanto, únicamente fue necesario fijar las entradas y salidas de las corrientes de interés para computar los parámetros del modelo, de tal forma que se requiere una variable medida (Temperatura de la corriente de producto de crudo de cada intercambiador) por cada parámetro estimado; es decir, por cada variable de temperatura definida en el medidor, fue necesario especificar un coeficiente de calor para un intercambiador, manteniendo para cada variable la relación uno a uno que caracteriza la parametrización. Ver Tabla 5.

Tabla 5. Especificación de variables de parametrización

Tipo de variable	Especificación
Offset	Constante
Planta	Medido
U	Parametrizado

4.4. Optimización

La obtención de mayores beneficios económicos del proceso de destilación de petróleo descrito en el caso base constituye el objetivo de optimización de este proyecto, representado mediante la formulación de una función objetivo de optimización, que a partir de la manipulación de variables sea capaz de encontrar la solución más factible. En el problema de optimización se excluyó la unidad estabilizadora de nafta debido a problemas de inestabilidad en el modelo por aumento del número de ecuaciones y restricciones.

La estrategia para introducir el modelo de optimización en el simulador fue secuencial; es decir, se basó en la inclusión de las variables unidad por unidad, con el fin de identificar fácilmente las variables a las cuales no se les podía cambiar la especificación, y definir los atributos de las variables como calculadas o constantes necesarias para cubrir correctamente los grados de libertad necesarios en el problema de optimización.

4.4.1. Función objetivo

Una vez definido el objetivo fundamental de la planta, se formula el modelo matemático de resolución de la función objetivo, basado en la diferencia entre los ingresos totales del proceso y los costos totales del mismo. Los costos totales del proceso serán cuantificados como la sumatoria del valor de la materia prima, costos energéticos y el costo de corrientes de servicio requeridas en el proceso. Los ingresos corresponden por su parte al valor de todas las corrientes de producto que representan ganancias significativas, por considerarse productos de valor y de interés comercial. Del planteamiento anterior la función objetivo se define según la ecuación 2.

$$\text{Max } (X) = \sum(F_i * \$_i) - \sum(Y_j * \$_j) - \sum(Q_k * \$_k) \quad (2)$$

Donde:

F_i = flujo de los productos

$\$_i$ = precio de los productos

Y_j = flujo de corrientes que se consumen en el proceso

$\$_j$ = precio de corrientes que se consumen en el proceso

Q_k = calor consumido por los hornos

$\$_k$ = precio del calor consumido por los hornos

La ecuación 2 representa una forma general para definir la función objetivo; sin embargo, para expresar el problema de optimización en función de esta ecuación, es necesario cuantificar el valor de los ingresos y costos totales de planta, identificando las corrientes principales de producto, las corrientes de alimentación a las unidades de proceso que generan gastos y las necesidades energéticas asociadas al buen funcionamiento del proceso. Para cuantificar la función objetivo se establecen los valores de los flujos usados para la optimización, en base a los precios promedios del mercado colombiano para el 2007. Ver Tabla 6.

En el caso de la corriente de los gases de la columna preflash, se fijó un costo de 55 dólares por barril; para establecer este precio se tuvo en cuenta el precio promedio del GLP. Debido a que el gasóleo de relojera es un poco menos valioso que el gasóleo atmosférico, su precio se fijó en 50 dólares el barril, costo inferior al de la corriente de gasóleo de la columna atmosférica.

Las variables de optimización se pueden representar por medio de igualdades, desigualdades o intervalos para una variable. En este proyecto se establecieron límites para las variables, debido a que estos restringen el proceso de optimización, lo que automáticamente excluye efectos determinísticos y hace poco probable la obtención de resultados no viables desde el punto de vista técnico. La forma general usada para definir de forma cuantitativa de las variables a optimizar está dada por la ecuación 3.

$$a \leq x \leq b \quad (3)$$

Donde a y b son los límites establecidos para la variable a optimizar. En la Tabla 7 se muestran algunas variables de optimización definidas y los límites establecidos para cada una.

Tabla 6. Precio promedio de productos.

Productos	Precio
GLP	59,43 USD/bbl
Nafta	77,97 USD/bbl
JET	92,88 USD/bbl
ACPM	87,74 USD/bbl
Gasóleo	50,77 USD/bbl
DLV	87,20 USD/bbl
DMV	98,69 USD/bbl
DPV	116,00 USD/bbl
Fondos de vacío	34,28 USD/bbl
Crudo alimentado	73,33 USD/bbl
Vapor a torre atmosférica	0,008 lb/día
Vapor unidad pre-flash	0,009 lb/día
Vapor a torre de vacío	0,007 lb/día
Vapor a despojadores de la columna atmosférica	0,008 lb/día
Vapor a despojadores de la columna atmosférica	0,007 lb/día
Gas a hornos	3500 US/MMBTU

Tabla 7. Límites de las variables de optimización.

Variable	Unidad	Límite inferior	Límite superior
Nafta columna preflash	lb/día	2522700	2522999
Vapor columna preflash	lb/día	70000	80000
Vapor columna atmosférica	lb/día	119000	120200
Vapor despojador de Jet	lb/día	24000	24800
Vapor despojador de Diesel	lb/día	12000	12600
Vapor despojador de GOA	lb/día	4900	5100
Nafta columna atmosférica	bbl/día	5300	5490
Flujo de Jet	bbl/día	5480	5620
Flujo de GOA	bbl/día	300	450
Flujo de P2	lbmol/día	7800	8200
Flujo de P1	lbmol/día	18500	20500
Vapor columna de vacío	lb/día	28650	28900
Vapor despojador de DLV	lb/día	4480	5500
Vapor despojador de DMV	lb/día	300	450
Vapor despojador de DPV	lb/día	480	690
Flujo de PV-2	bbl/día	2050	2200
Flujo de GLV	bbl/día	680	830
Flujo de PV-3	bbl/día	9000	10500
Flujo de PV-1	bbl/día	26800	26999
Flujo de PV-4	bbl/día	1790	1980
Flujo de DMV	bbl/día	2200	2400
Flujo de diesel	bbl/día	7700	8000

5. RESULTADOS

La simulación en modo secuencial modular convergió en 12 iteraciones con una tolerancia de error de 0,91 en un tiempo de 23,33 segundos¹, por otro lado la simulación en modo orientado a ecuaciones convergió en 19 iteraciones en 60,66 segundos, empleando 34.206 variables, 101.633 restricciones. Los valores de las variables de flujo y temperatura mostraron cierta variación en los diferentes modos de simulación secuencial modular (SM) y orientado a ecuaciones (EO), habiendo la mayor diferencia en la variable de flujo de gases de cima de la columna atmosférica, seguido por el flujo de la carga de la unidad preflash. Ver Tabla 8.

Tabla 8. Comparación de resultados de simulación

Nombre	SM		EO		
	Flujo (bbl/día)	T (°F)	Flujo (bbl/día)	T (°F)	
Preflash	Carga preflash	31553,4	283,7	31878,7	279,3
	Gases de cima	69499,0	117,4	69409,1	116,5
	Nafta liviana	9803,0	117,4	9556,7	116,5
Estabilizadora	BUTANO	1845,3	148,0	1544,0	139,8
	Nafta estabilizada	18650,3	258,4	18756,4	256,2
Atmosférica	Fondos	11799,0	605,9	11808,0	606,4
	Gases de cima	88958,2	207,0	123276,9	207,0
	Nafta	6464,9	207,0	6726,1	207,0
	Jet	5552,4	390,9	5554,0	391,8
	Diesel	10046,1	513,7	10048,1	513,9
	GOA	343,2	575,8	343,3	576,2
Vacío	Gases de cima	3,2	175,0	3,2	175,0
	BV	3107,1	628,3	3120,2	628,3
	GLV	701,3	243,1	701,3	242,8
	DLV	2405,1	426,7	2405,7	427,2
	DMV	2762,4	539,9	2762,8	540,2
	DPV	627,0	587,1	626,7	587,3

En la reconciliación de datos el ajuste correspondiente entre los valores de planta y modelo fue dado a partir de las variables EO creadas por la simulación. Los valores obtenidos en la reconciliación de datos para ciertas variables constantes reconciliadas y para algunas variables calculadas reconciliadas se presentan en la Tabla 9.

Tabla 9. Variables reconciliadas

Constantes	Variable	Planta	Modelo	Offset	Unidad
	F-Vapor Preflash	72216,90	71188,82	1028,12	lb/día
	F-Vapor Atmosférica	116400,0	119000,00	-2600,00	lb/día
	T-Carga	93,00	89,09	3,90	°F
	F-Vapor Vacío	28885,44	28900,00	-14,55	lb/día
	T-Vapor diesel	852,79	852,68	0,11	°F
Calculadas	T-Nafta liviana	143,82	143,78	0,04	°F
	T-Gases de cima Preflash	146,89	116,13	30,76	°F
	T-GLV	237,30	353,14	-115,85	°F
	F-Diesel	10076,09	10016,78	59,31	bbl/día
	F-Jet	5566,53	5529,86	36,67	bbl/día

El ajuste de la reconciliación a partir de su función objetivo sobre la variable offset se hace mediante los valores de planta; entre más cercano es el valor de la variable en el instrumento al valor de la misma variable en el modelo, se presume más confiabilidad en los instrumentos de medición.

Las variables que contienen errores significativos en las mediciones de planta pueden considerarse variables con error grueso. Aunque existen diversas técnicas para la detección del error grueso implementadas en simuladores como ARPM, Aspen plus no cuenta con un sistema de detección y eliminación del error grueso; sin embargo, mediante chequeos válidos de información es posible detectar errores gruesos significativos en las mediciones, teniendo en cuenta la desviación de acuerdo a los intervalos dentro de los cuales se debe encontrar la variable. La desviación estándar para el ajuste de las mediciones con los valores medidos fue fijada como 0,05, es decir se tiene un intervalo de confianza de la medición para cada variable, por arriba y por debajo de su valor. Las variables que no encajan dentro de este intervalo pueden contener error grueso, por lo que se hace necesario descartar dicho valor. Las variables mostradas en la Tabla 10 fueron descartadas en el problema de reconciliación debido a que su valor de planta no se encontraba dentro del intervalo de confianza de cada variable.

Una vez descartadas las variables con error grueso se llevó a cabo nuevamente la reconciliación de datos, obteniendo los resultados; al compararse estos con las variables sin reconciliar, se hallan variables como el flujo de vapor de despojo que ingresa a la columna atmosférica, fijado inicialmente como 120000 lb/día; dicho flujo tuvo una variación en 1000,00 una vez realizada la reconciliación, debido a que el simulador ajustó la variable del modelo a un valor de 119000 para poder minimizar la función objetivo neta. Para otras variables como el flujo vapor de despojo del DPV no hubo una variación significativa (0,14). Este hecho hace referencia principalmente a la incidencia del valor de planta en el ajuste del modelo. Ver Tabla 11.

La función objetivo al estar definida por la sumatoria de mínimos cuadrados no minimiza individualmente los valores de offset para cada variable, sino que como resultado de la reconcilia-

Tabla 10. Variable con error grueso

Nombre	Planta	Unidad	Desviación	Intervalo superior	Intervalo inferior
Nafta liviana	143,82	°F	5,9	135,7	100,3
T-Gases de cima Preflash	146,89	°F	5,9	135,7	100,3
GLV	237,3	°F	17,7	407,0	300,8
Vapor Preflash	702	°F	42,4	976,5	721,82
Pseudocorriente plato 8 columna de vacío	26851,83	lbmol/día	1688,6	38838,0	28706,34
Pseudocorriente plato 18 columna atmosférica	7675,22	bbl/día	569,2	13092,9	9677,35

Tabla 11. Variables reconciliadas sin error grueso.

Nombre	Modelo sin reconciliar	Variable de modelo reconciliada	Variación	Unidad
Vapor atmosférica	120000,0	119000,0	1000,0	lb/día
Vapor despojador DPV	558,7	558,6	0,1	lb/día

ción, se obtiene una minimización de todos los offset incluidos en la función objetivo en un valor de 26,39 para la reconciliación eliminando los valores con error grueso y en un valor de 188,55 para la reconciliación incluyendo las mediciones con error grueso. El problema de reconciliación incluyó 34206 variables de las cuales 959 fueron fijadas, se manejaron 101633 restricciones totales, 33221 restricciones de igualdad y 26 grados de libertad. Para dar solución a la reconciliación fue requerida una serie de iteraciones que manipulan los 26 grados de libertad que hacen posible minimizar la función objetivo.

Una vez realizada la reconciliación se hizo la integración con la parametrización de datos, de tal forma que se resolvieran simultáneamente ambos modos de simulación con el fin de evitar que los parámetros fuesen ajustados a valores erróneos, o que se considerasen mediciones erróneas debido a la presencia de errores en las mediciones. Partiendo del hecho de que la parametrización debe ser planteada sin grados de libertad, es necesario por cada U a reconciliar, cambiar el atributo de una variable offset parametrizada. La variable offset parametrizada es creada a partir de la opción de cálculo de parametrizar la variable offset (param-offset) en los bloques de medición. En la parametrización el modelo asumió como verdaderos los valores del medidor, lo que hizo posible que el valor de planta para el bloque de mediciones de la parametrización fuese igual al valor del modelo. A partir de lo anterior el simulador en modo de parametrización EO calculó los U para cada intercambiador que fueron comparados con los datos iniciales para dicha variable. Ver Tabla 12.

Tabla 12. Comparación de coeficientes de transferencia de calor.

Unidad	Valor parametrizado (Btu/h-ft ² -°F)	Valor inicial (Btu/h-ft ² -°F)	Variación
E-10	47,75	48	0,25
E-6	158,32	34	124,32
E-7	4,22	8,9	4,68
E-2	68,57	64,64	3,93
E-8	40,19	16	24,19
E-4	9,55	25	15,45
E-5	37,71	33,26	4,45
E-11	23,61	23,8	0,19

Unidad	Valor parametrizado (Btu/h-ft ² -°F)	Valor constante (Btu/h-ft ² -°F)	Variación
E-9	35,15	39,4	4,25
E-15	14,79	14,91	0,12
E-1	38,53	30,16	8,37
E-3	37,16	33,05	4,11
E-14	22,24	22,89	0,65
E-13	18,75	18,67	0,08
E-12	9,65	9,4	0,25

Los resultados obtenidos para las variables usadas en la función objetivo para la optimización, son presentados en la Tabla 13, en la cual se incluye el cambio respectivo asociado a la optimización.

La optimización para la unidad preflash presenta cambios en el flujo de vapor de despojo, con una disminución de 2010 lb/día, al igual que la corriente de fondos la cual disminuye 13 lb/día; esto conlleva al aumento del flujo superior de gases y nafta. El comportamiento de los valores de la optimización en esta unidad es el ideal, debido al aumento en los productos y la reducción en la corriente de vapor.

Los resultados de la optimización para los vapores de despojo de la columna atmosférica muestran que es más conveniente aumentar el flujo de vapor en los despojadores y no disminuir el flujo de vapor a la torre principal, pues el flujo de vapor se disminuyó en 1010 lb/día, el cual es mucho mayor al aumento del vapor que se consume en los tres despojadores, el cual es de 230 lb/día; con esto se presenta un ahorro de vapor de 780 lb al día. Los productos laterales de esta unidad se incrementan causando una disminución en el flujo de GLP, esto se debe a que el precio de venta es inferior al valor promedio de los demás productos. El flujo de diesel obtenido de la optimización presenta el mayor incremento respecto al flujo, 203 bbl/día; esto es muy favorable en el proceso porque aunque no es de mayor valor, es el que presenta mayor demanda comercial.

Los vapores alimentados a la torre de vacío luego de ser optimizados incrementaron su valor; a pesar de que los flujos usados en los despojadores presentan un aumento en mayor proporción

Tabla 13. Resultados de la optimización para las variables usadas en la función objetivo

Variable	Unidad	Caso base	Valor optimizado
Nafta preflash	bbl/día	9912,6	9913,0
Gases preflash	bbl/día	452,7	453,8
Vapor preflash	lb/día	72009,9	69999,9
Gas atmosférica	bbl/día	1361,7	1332,1
Nafta atmosférica	bbl/día	4983,4	5049,1
Jet	bbl/día	4772,9	4845,5
Diesel	bbl/día	7797,0	8000,0
GOA	bbl/día	268,8	349,6
Vapor atmosférica	lb/día	120009,9	118999,9
Vapor despojador de Jet	lb/día	24400,0	24500,0
Vapor despojador de Diesel	lb/día	12310,0	12400,0
Vapor despojador de GOA	lb/día	4970,0	5000,0
Flujo energético horno atmosférico	MMBtu/día	1646,3	1644,2
Crudo alimentado	bbl/día	38356,0	38356,0
Gasóleo de relojera	bbl/día	1717,8	1383,7
GLV	bbl/día	664,9	743,2
DLV	bbl/día	2050,1	2074,2
DMV	bbl/día	2255,0	2400,0
DPV	bbl/día	456,9	474,9
Fondos de vacío	bbl/día	2318,8	1982,8
Vapor torre vacío	lb/día	28795,0	28800,0
Vapor despojador de DLV	lb/día	5420,0	5450,0
Vapor despojador de DMV	lb/día	363,0	380,0
Vapor despojador de DPV	lb/día	579,0	610,0
Flujo energético horno vacío	MMBtu/día	1902,9	989,4

que el vapor alimentado a la torre principal, esto provoca que el consumo de energía usado en el horno se disminuya en 913,15 MMBtu/día, aspecto que es favorable al proceso, pues es más costosa la energía consumida por el horno que el vapor usado en el proceso. El gasóleo de relojera y el crudo reducido presentan casi la misma reducción en flujo, 334 y 336 bbl/día respectivamente, lo que indica que el flujo de los productos laterales aumenta, lo cual es conveniente porque en procesos similares el objetivo de la torre de vacío es producir mayor cantidad de DLV, DMP y DPV, debido a que estos son usados generalmente para alimentar procesos en los cuales se obtienen bases lubricantes. La disminución del flujo de crudo reducido significa que se está aprovechando de forma más eficiente la materia prima, puesto que se están recuperando compuestos destilables que se perdían con los valores de la simulación.

Analizando la optimización desde el punto de vista técnico, se muestran resultados que satisfacen todas las restricciones del modelo y se encuentran dentro de lo esperado, razón por la cual se puede catalogar como un proceso satisfactorio. Los resultados obtenidos se analizan desde el punto de vista financiero, con el cual se debe ratificar la afirmación anterior; también se realiza debido a que la función objetivo se definió en función de precios; todos los valores están expresados en dólares. Cabe aclarar que la función objetivo es una expresión lineal porque es una sumatoria de flujos por costos.

El valor inicial de la función objetivo es \$232.213,594 dólares por día, que se calcula como la diferencia de la suma de los productos más el total de las corrientes consumidas en el proceso; luego de optimizar el proceso la función objetivo toma el valor de \$270086,71/día. Al realizar la diferencia de los valores obtenidos se cuantifica la ganancia que se puede obtener al implementar las condiciones obtenidas con la optimización; este valor es de \$37873,11/día. Con esta cifra se corrobora que el objetivo buscado al implementar la optimización fue cumplido.

6. CONCLUSIONES

Las variables de optimización seleccionadas a partir de lazos de control de procesos de destilación fueron ajustadas dentro de las restricciones de optimización, con lo cual se delimitó la solución y se obtuvo un incremento significativo en la función objetivo.

Las variables más sensibles al cambio de los intervalos de optimización fueron los rendimientos de productos y el flujo de circulantes.

La función objetivo de optimización definida como maximizar utilidades mostró un aumento de 37.873,11 dólares al día, lo que indica un incremento en la utilidad del 16,30%.

La resolución de problemas de optimización en un simulador orientado a ecuaciones fue factible en función de la maximización de utilidades teniendo en cuenta restricciones y variables de optimización, que permitieron hacer un ajuste del modelo modificando los valores dentro de rangos posibles de optimización.

BIBLIOGRAFÍA

- Aspentech Technology. (1981). *Getting started EO Modeling*. Aspen plus 11.1. Estados Unidos de América.
- Carlson, E. (1996). *Don't Gamble With Physical Properties For Simulations*. En: *Chemical Engineering Progress*. Aspen Technology Inc.
- Gary, J. H. & Handwerk, G. E. (1980). *Refino de petróleo*. Editorial Reverté, S. A.
- Himmelblau, D. M. (1939). *Optimization of chemical processes*. McGraw-Hill, 2nd Ed.
- Jordache, C. & Narasimhan, S. *Data Reconciliation & Gross Error Detection*. Houston: Gulf Publishing Company.
- Ozyurt, D. & Pike, R. (2004). *Theory and practice of simultaneous data reconciliation and gross error detection for chemical processes*. In *Computers and Chemical Engineering*. Vol. 28. Botton Rouge: ELSEVIER.
- Parkash. (2003). *Refining Processes Handbook*. Gulf Publishing Company.
- Perry, R. H. & Green, D. W. (1997). *Manual en Ingeniería Química*. Cuarta Edición. España: Mc Graw-Hill.