

## **SIMULACIÓN DINÁMICA Y CONTROL DEL TOPPING**

Julieta Martínez\*, Judith Vega y Eleonora Erdmann  
INIQUI-CONICET-CIUNSa-Facultad de Ingeniería  
(Universidad Nacional de Salta-CONICET)  
Av. Bolivia 5150 - 4400 Salta - Argentina  
E-mail: [julemartinez@unsa.edu.ar](mailto:julemartinez@unsa.edu.ar)

**Resumen.** En este trabajo se realiza una simulación dinámica de una unidad de Topping partiendo de una simulación estacionaria. La unidad de Topping es el equipo más importante de una refinería, a la vez es uno de los procesos más complejos caracterizado por múltiples interacciones y altos niveles de no linealidad. El conocimiento detallado del proceso es fundamental para evaluar la performance económica y operativa de la refinería. El estudio de un caso se simula en estado estacionario y posteriormente se realiza la simulación dinámica, empleando el paquete Aspen HYSYS V8.3. cuya licencia posee la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Salta. Por tratarse de una simulación dinámica los resultados son un poco más sensibles que en una simulación de estado estacionario, para lograr obtener resultados coherentes es importante tener en cuenta el tipo de válvulas usadas y su dimensionamiento antes de pasar al estado dinámico, ya que esto puede llevar a diferentes problemas en el sistema, se debe tener cuidado con la instalación de los lazos de control, especialmente al seleccionar la corriente de la cual se van a tomar datos

**Palabras clave:** Simulación Dinámica, Topping, Control.

## 1. Introducción

Los recursos que tiene Argentina con respecto a los crudos son significativos y deben ser administrados para prever el futuro y para cuando cambien las condiciones económicas de los precios de los cortes comerciales. Una de las formas de generar riquezas con el crudo es procesándolo, es decir refinándolo ya que se obtienen productos con un mayor valor agregado. La necesidad de nuevos productos, el cuidado del medio ambiente, el ahorro y optimización de energía hace necesario que la ingeniería busque alternativas económicas y factibles para la solución de estos nuevos retos. Los simuladores de procesos son una herramienta muy eficaz y efectiva para el análisis, la síntesis y la optimización de procesos. Los simuladores ayudan a proponer diferentes alternativas para poder satisfacer las nuevas necesidades que se le plantea a la ingeniería. La simulación de un proceso químico es una herramienta que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de proceso. Permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación, también se emplea en el diseño de nuevas plantas o equipos, en el desarrollo de un proyecto para probar la factibilidad técnica y económica, y las diferentes alternativas de procesos y condiciones de operación. La simulación proporciona todos los datos de proceso requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos y para la construcción de plantas a nivel piloto o industrial, que después de construirlas y operar en ellas servirán para retroalimentar el modelo utilizado o para validarlo.

La simulación es un proceso en el cual se diseña un modelo de un sistema real y se llevan a cabo experiencias con él. El objetivo de una simulación es comprender el comportamiento de un sistema frente a diversas situaciones, e inclusive evaluar nuevas estrategias, dentro de los límites que se imponen por un criterio o conjunto de ellos. Un estudio de simulación busca respuestas a preguntas sobre el sistema objeto del estudio a través de la información que proporcionan los experimentos con el modelo del sistema. A su vez los experimentos buscan, en general, respuestas a preguntas del tipo: ¿Qué pasaría sí? (What if?) que se plantean en distintas fases del ciclo de vida: diseño, modificaciones de sistemas ya existentes, etc.

Scenna et al (1999) menciona que el futuro de la simulación (o al menos las grandes avenidas del desarrollo en la próxima década) pasa por la simulación dinámica, y en

segundo término, por la simulación cualitativa, es decir, simulación de tendencias y propagaciones de perturbaciones en el proceso. De ambos campos, se deriva una gran actividad para el ingeniero de procesos dedicado al control, a la supervisión de procesos, a la diagnosis de fallas, a la optimización en tiempo real, etc. Paralelamente, la flexibilidad de los futuros simuladores permitirá muy fácilmente al usuario incorporar sus propios modelos. Siempre existirá la necesidad de los mismos. Scenna también recalca que será necesario modelar los propios equipos e incorporarlos al simulador. Siendo indispensable conocer conceptualmente cómo hacerlo, y con qué herramientas se debe enfrentar la tarea.

El diseño de un proceso químico continuo es usualmente llevado a cabo en estado estacionario para un dado rango de operación, se asume que el sistema de control puede ser diseñado para mantener el proceso en niveles de operación deseados con ciertas restricciones de diseño. Por lo general, los diseños en estado estacionario son juzgados en base a lo económico, sin tener en cuenta la controlabilidad y la elasticidad (*resiliency*). Cada vez es más evidente que el diseño basado en la economía de estado estacionario es arriesgado, porque las plantas resultantes son a menudo difíciles de controlar, resultando productos fuera de especificación, usos excesivo de combustible y asociado las pérdidas de rentabilidad. Consecuentemente, existe un crecimiento reconocido de la necesidad de considerar la controlabilidad y elasticidad de un proceso químico durante su diseño. La Controlabilidad puede ser definida como la facilidad con la cual una planta continua puede ser sostenida en un específico estado estacionario. Un concepto asociado con *switchability*, que mide la facilidad con la que el proceso puede moverse de un punto estacionario deseado a otro. La Elasticidad (*Resiliency*) mide el grado en que un sistema de procesamiento puede cumplir con sus objetivos de diseño a pesar de las perturbaciones e incertidumbres externas en sus parámetros de diseño. Evidentemente, sería muy ventajoso ser capaz de predecir en el proceso de diseño, si un diagrama de flujo cumple con los requisitos de rendimiento dinámicos. (Seider et al, 2004 )

Seider et al (2004) menciona las siguientes etapas de diseño de procesos:

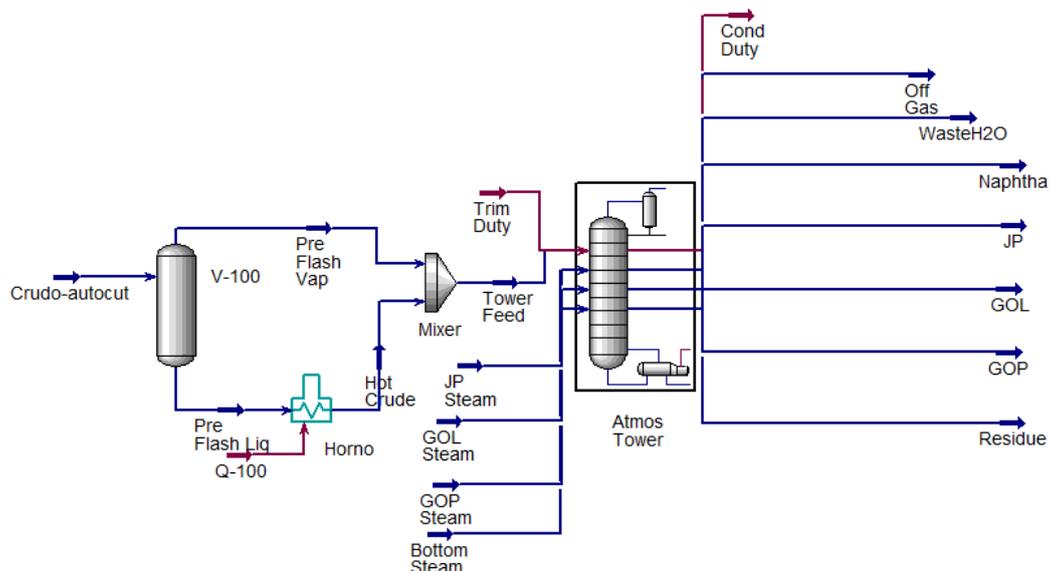
1. Creación del Proceso: donde se selecciona entre alternativas de caminos de materiales y diagramas de flujo. En esta etapa se obtienen los materiales. Se usa herramienta de estado estacionario.
2. Desarrollo del Caso-Base del Diseño: donde se estudia la factibilidad basada en camino de material fijados, se selecciona las unidades de operación y la integración energética. En esta etapa se obtiene la estructura del diagrama de flujo. Se usa herramienta de estado estacionario y shortcut.
3. Diseño detallado: donde se optimizan las variables del proceso y se analiza la sensibilidad de los procesos por perturbaciones e incertidumbres. En esta etapa se obtienen los parámetros del diagrama de flujo óptimo. Se usa herramienta de estado estacionario y shortcut.
4. Evaluación de Controlabilidad de toda la Planta (Plantwide Contrallability Assessment): donde se busca la controlabilidad del diagrama de flujo, la respuesta dinámica del proceso por perturbaciones y se selecciona la estructura del sistema de control y sus parámetros. En esta etapa se obtienen la estructura de control y sus parámetros. Se usa herramienta dinámica.

Las respuestas que se buscan mediante los experimentos sirven de soporte para tomar una decisión racional sobre el sistema. La supervisión y el control de un proceso es una tarea compleja, esto motiva el desarrollo de herramientas destinadas a asistir al operador en la toma de decisiones y en la ejecución de las mismas. En la supervisión de procesos, el operador debe analizar los datos (lecturas de sensores, análisis de laboratorio, estado de alarmas, etc.) que continuamente llegan a la sala de control para luego tomar las acciones requeridas para mantener el proceso operando en forma óptima. En esta tarea, el operador es el responsable de actuar sobre el proceso para que éste responda de la mejor forma posible ante las perturbaciones que puedan afectarlo (cambio de materias primas, variaciones climáticas, falla de equipos, errores de operarios).

El objetivo del presente trabajo es realizar la simulación dinámica de una unidad de Topping partiendo de la simulación estacionaria, haciendo énfasis en el uso de las herramientas necesarias, considerando la respuesta dinámica de un proceso químico durante su diseño.

## 2. Descripción General del Problema

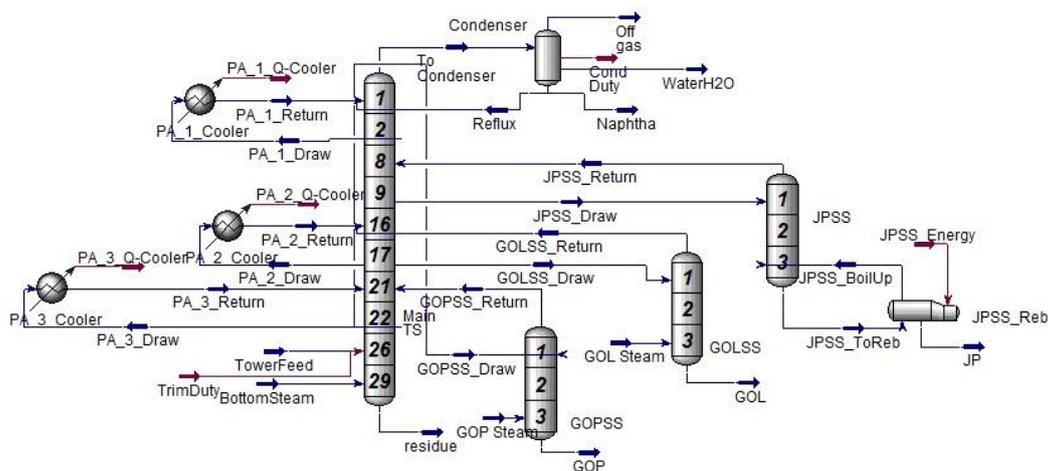
Se presenta en Figura 1, una simulación estacionaria en Aspen Hysys de una torre de destilación atmosférica de un crudo cuya densidad  $855 \text{ Kg/m}^3$ .



**Fig. 1.** Caso base: simulación estacionaria de una torre de destilación atmosférica

Cuya metodología se detallan en Martínez et al. (2008) donde se describe el desarrollo de la simulación estacionaria para topping, mediante el diseño y simulación de una torre de Tipo I y de Tipo II. Las etapas desarrolladas en dicho trabajo son: análisis del proceso, realización de análisis de laboratorio, identificación de parámetros, determinación de condiciones de operación, análisis de procedimientos de operación, procesamiento de datos, simulación estacionaria y elaboración de resultados.

En la Figura 2 se presenta el subflowsheet de la columna de destilación atmosférica (Atmos Tower).



**Fig. 2.** Subflowsheet de torre de destilación atmosférica (Atmos Tower)

Los datos del crudo son los siguientes, el peso molecular igual a 243, la densidad de  $855 \text{ Kg/m}^3$  y las densidades relativas y temperaturas TBP que se presentan en Tabla 1.

**Tabla 1.** Densidades (D) y Temperaturas

% Vol. acumulado	D	Temperatura TBP	
		°C	°F
3	0,710	83,89	183
5	0,728	100,00	212
10	0,746	136,70	278
15	0,766	167,80	334
20	0,781	196,70	386
25	0,795	222,80	433
30	0,810	251,10	484
35	0,823	278,30	533
40	0,837	306,10	583
45	0,849	334,40	634
50	0,860	357,80	676
55	0,870	385,60	726
60	0,880	413,30	776
65	0,887	439,40	823
70	0,894	462,20	864
75	0,899	482,20	900

Como especificaciones de los productos se calcularon las máximas temperaturas que estos pueden alcanzar, las que son presentadas en la siguiente tabla:

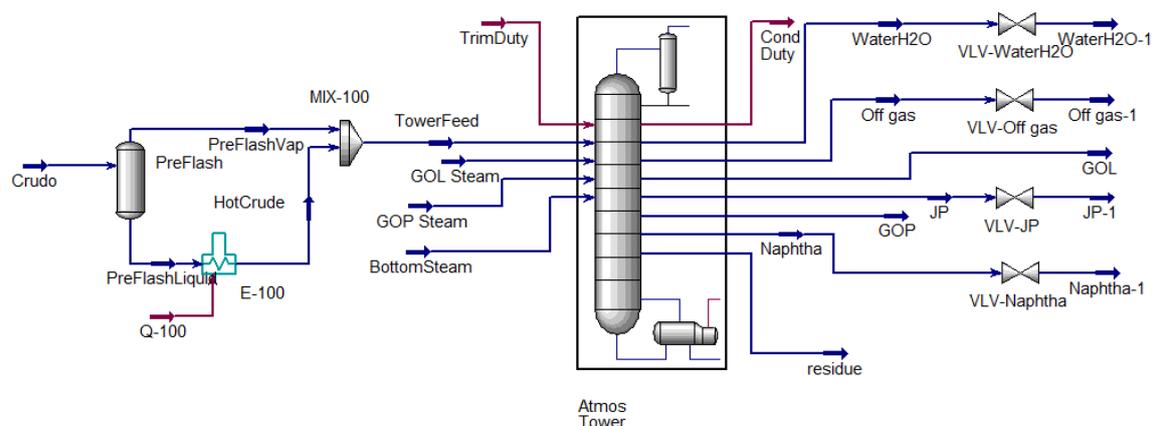
**Tabla 2.** Temperaturas de corte

Productos	T(°C)	T (°F)
Nafta	171,7	341
JP	244,4	472
GOL	304,4	580
GOP	355,6	672

Las condiciones de alimentación ingresadas en el simulador son: caudal volumétrico de alimentación de 500 m<sup>3</sup>/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.

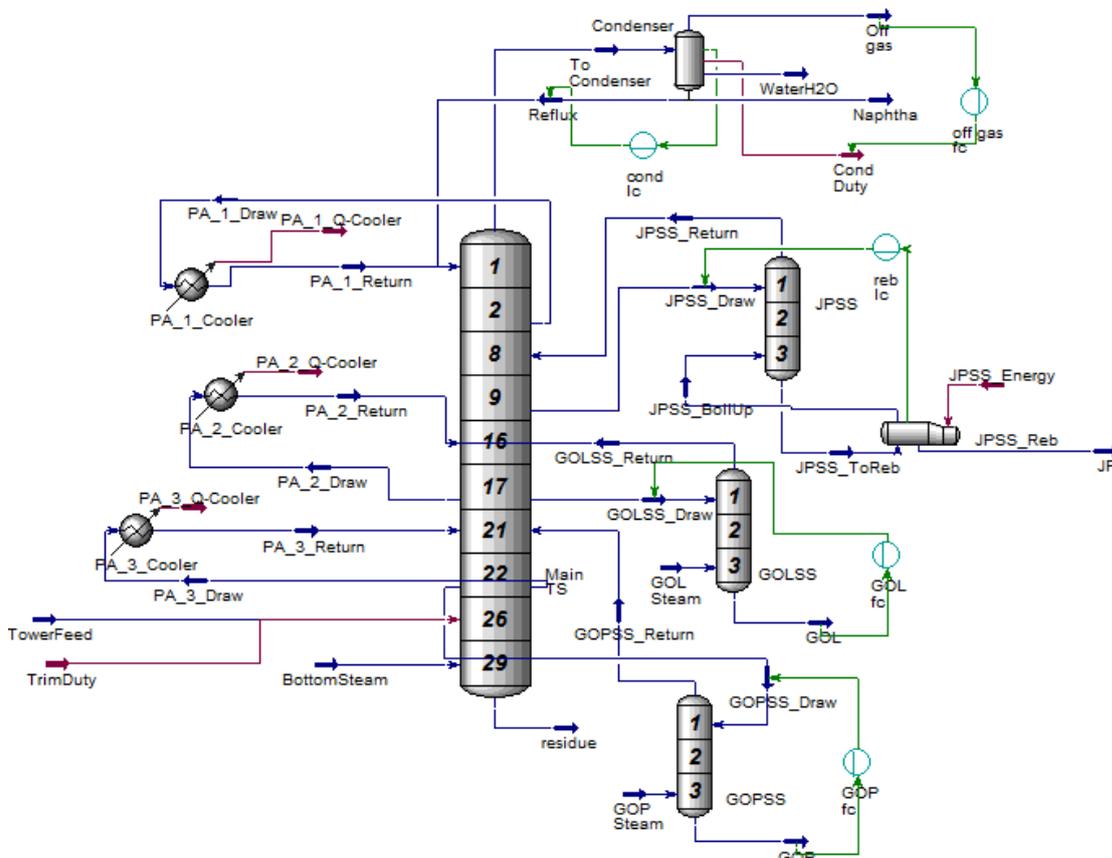
### 3. Simulación Dinámica

Para el presente trabajo el modelo dinámico fue desarrollado usando el simulador de procesos ASPEN HYSYS integrando el proceso dinámico y el esquema de control diseñado. Este esquema de control incorpora propiedades de calidad de los productos (nafta, JP, GOL, GOP), por medio de controles de nivel y de flujo. Los controladores implementados son los controladores tipo PID. En la Figura 3 se presenta la captura de imagen del ambiente principal de la torre una vez que se han realizado los cambios de estado estacionario a dinámico, siguiendo el tutorial *ASPEN Hysys Dynamic* (2009). El modelo desarrollado permite la evaluación del comportamiento transiente de la unidad por diferentes situaciones operativas



**Fig. 3.** Flowsheet del simulador dinámico de torre de destilación atmosférica.

En la Figura 4 se presenta el subflowsheet de Figura 2 con diferentes controladores.



**Fig. 4.** Subflowsheet del simulador dinámico de torre de destilación atmosférica.

Para la mayoría de los esquemas de control, se usa principalmente los controladores PID (Proporcional – Integral – Derivativo). Este permite emplear control proporcional, integral y derivativo. La ecuación básica PID es la siguiente, Ec.1:

$$OP(t) = K_c E(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int E(t) dt + K_c \tau_d \frac{dE(t)}{dt} \quad (1)$$

Donde  $OP(t)$  es la salida del controlador como una función del tiempo,  $E(t)$  es el error entre el setpoint y la variable del proceso. Al ajustar la ganancia del controlador  $K_c$ , el ajuste integral  $\tau_i$ , y la ganancia derivativa  $\tau_d$ , se afina el controlador. La Tabla 3 muestra los parámetros iniciales sugeridos.

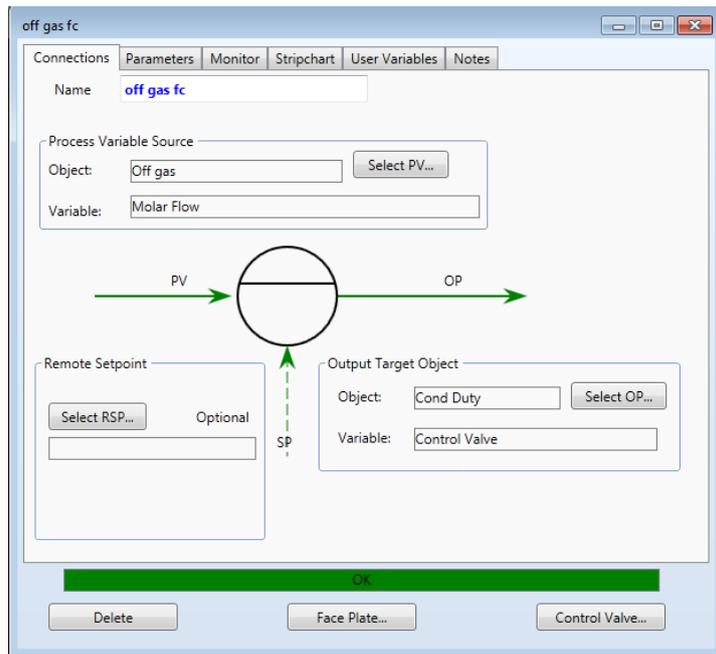
**Tabla 3.** Parámetros PID recomendados

Sistema	$K_c$	$\tau_i$	$\tau_d$
Flujo	0,1	0,2	0
Nivel	2	10	0
Presión	2	2	0
Temperatura	1	20	0

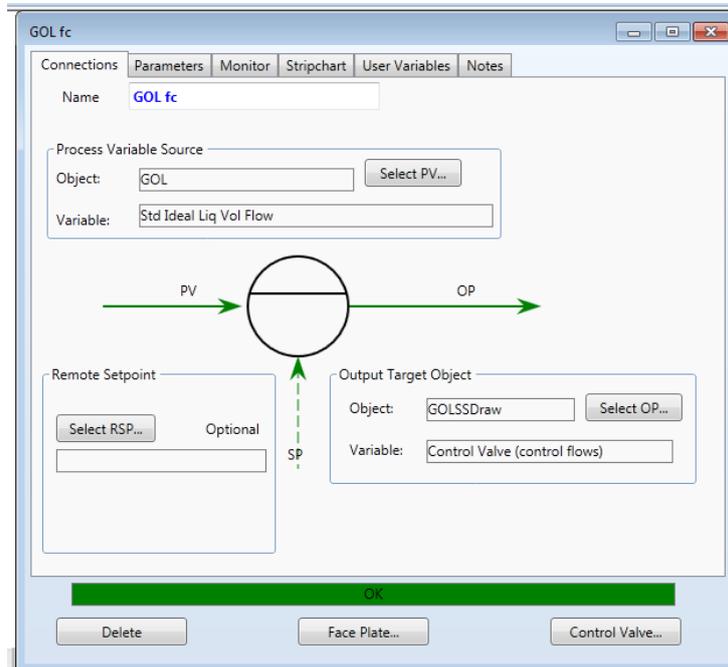
Se instala el controlador PID y haciendo doble click en sus propiedades aparece una ventana donde se selecciona la Variable de Proceso (PV) y el Objeto Destino de Salida (OP). La variable de proceso es el valor actual de la planta que el controlador está tratando de regular. El objeto destino de salida (referida como la variable manipulada) para especificar el objeto o lugar a donde se envía la señal de salida del controlador, es el parámetro que cambiará al ajustar la variable del proceso hacia el setpoint. En este trabajo se instalaron los siguientes controladores PID, se detalla las variables de proceso (PV) y el objeto destino de salida (OP):

- Controladores de Flujo (FC):
  - Off Gas FC: \_PV: Off Gas (Molar Flow)  
\_OP: Cond Duty (válvula de control)
  - GOL FC: \_PV: GOL (St Ideal Liq Vol Flow)  
\_OP: GOLSSDraw (válvula de control)
  - GOP FC: \_PV: GOP (St Ideal Liq Vol Flow)  
\_OP: GOPSSDraw (válvula de control)
- Controladores de Nivel (LC):
  - Cond LC: \_PV: Condenser (Liquid Percent Level)  
\_OP: Reflux (válvula de control)
  - Reb LC: \_PV: JPSSReb (Liquid Percent Level)  
\_OP: JPSSDraw (válvula de control)

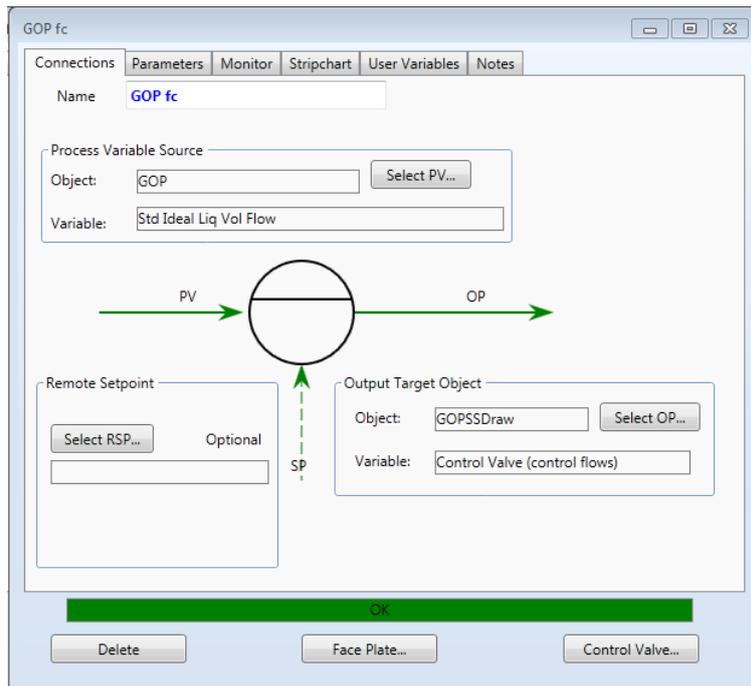
En las siguientes figuras se presentan las capturas de pantalla del simulador para cada controlador (Fig. 5 a 9):



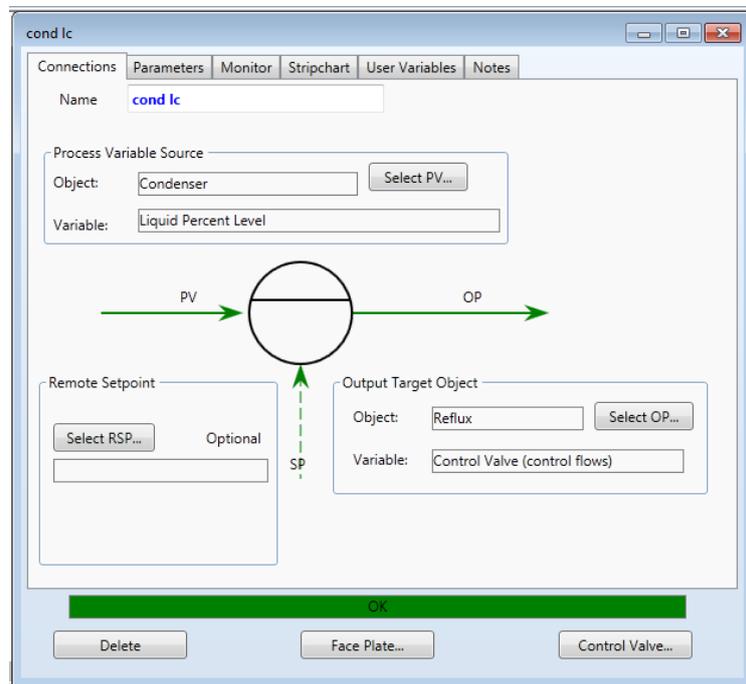
**Fig. 5.** Controlador de Flujo (FC): Off Gas FC



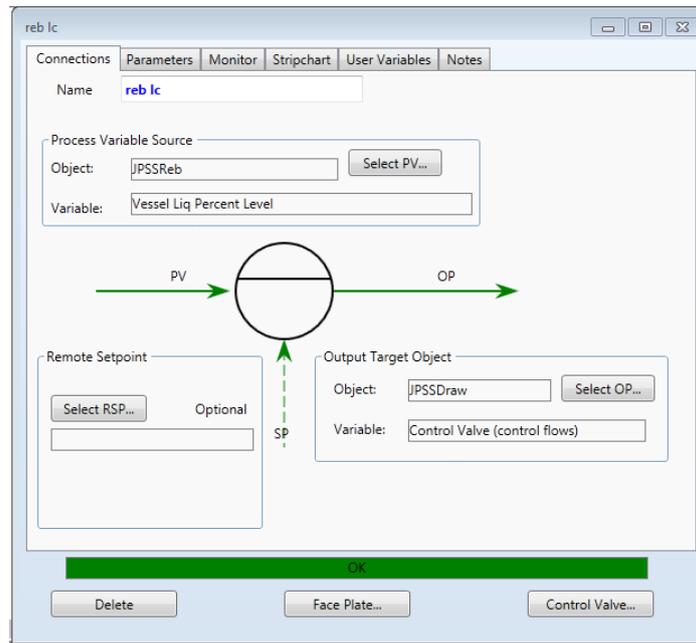
**Fig. 6.** Controlador de Flujo(FC): GOL FC



**Fig. 7.** Controlador de Flujo (FC): GOP FC



**Fig. 8.** Controlador de Nivel (LC): Cond LC



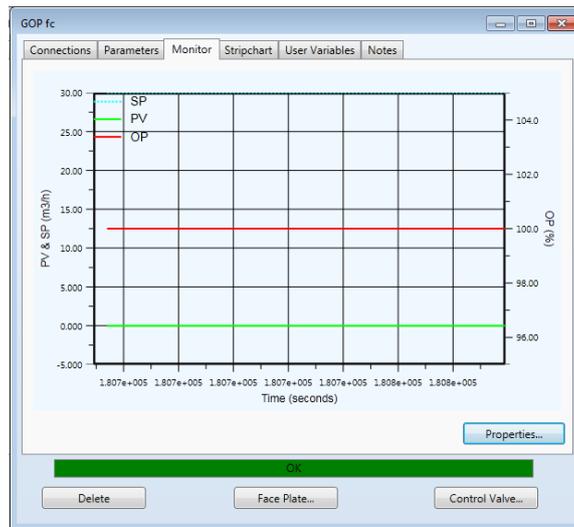
**Fig. 9.** Controlador de Nivel (LC): Reb LC

**4. Resultados**

Una vez fijadas las especificaciones de flujo y de nivel, medidos todos los equipos y establecido una estrategia de control, se corre el modelo en Modo Dinámico, obteniendo los resultados, presentados en las siguientes Figuras:



**Fig. 10.** Resultado de Controlador de Flujo (FC): GOL FC



**Fig. 11.** Resultado de Controlador de Flujo (FC): GOP FC



**Fig. 12.** Resultado de Controlador de Nivel (LC): Reb LC

Una vez se estabiliza el proceso, se realizaron cambios para observar y verificar el buen funcionamiento de la estrategia. Se cambiaron los valores de referencia del nivel y de los flujos.

En el simulador se puede generar graficas de registros (Strip Charts), Fig. 13, donde se permite observar las fluctuaciones dinámicas del modelo gráficamente. También se puede mover el cursor a un punto de una curva, mostrándose los valores de las variables y el valor del tiempo en el punto. En este trabajo se generaron dos casos de

estudio, DataLooger1 para los flujos (Fig. 14) y el DataLooger2 (Fig. 15) para los controles de nivel.

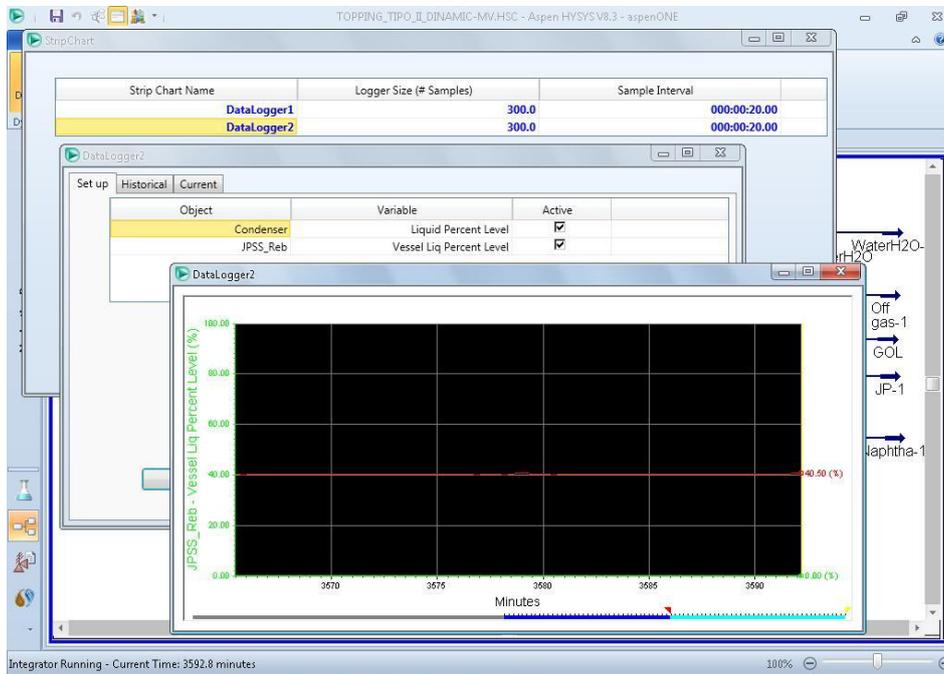


Fig. 13. Captura de pantalla del Strip Chart generado

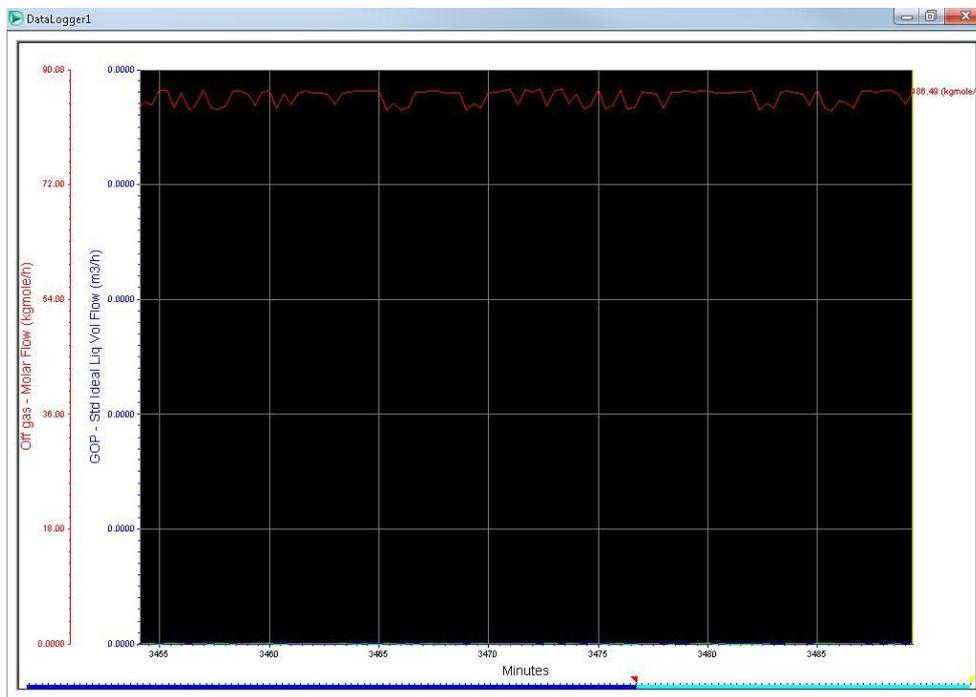
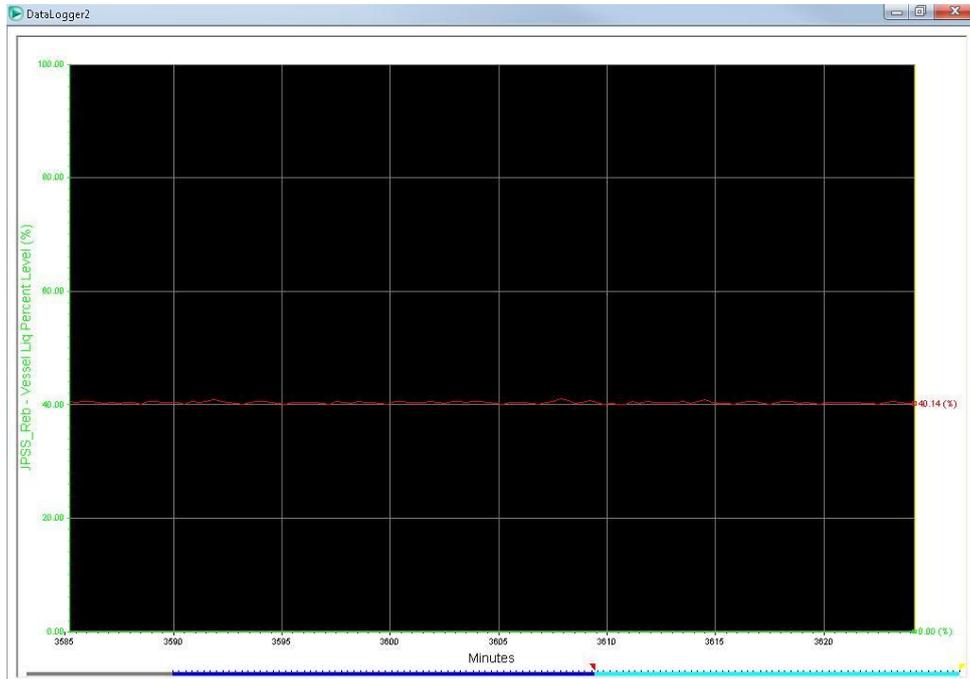
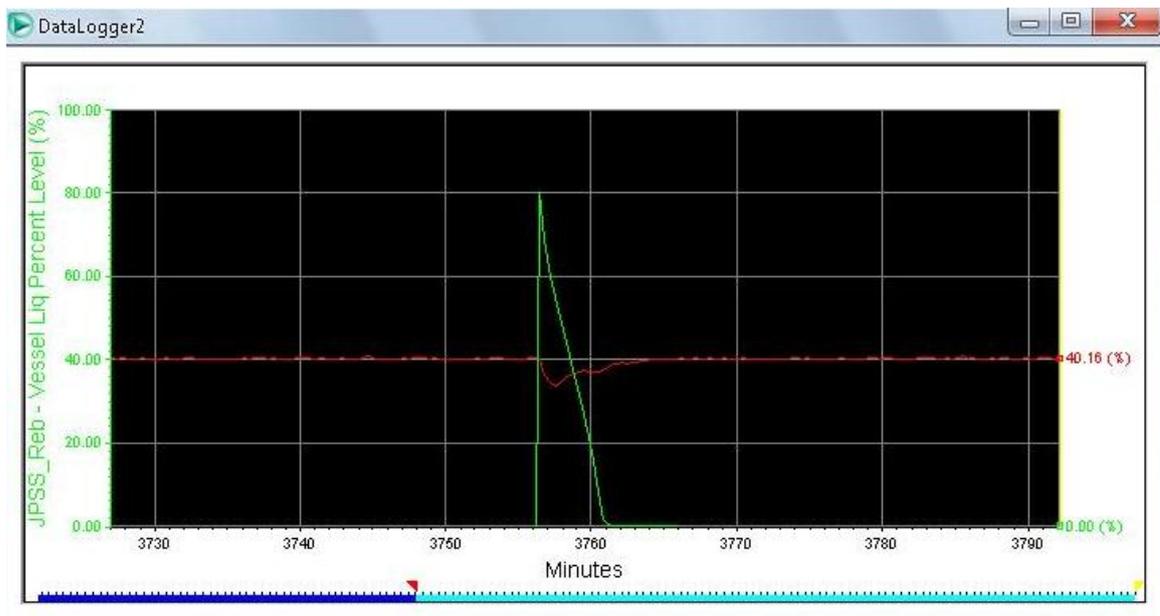


Fig. 14. Resultados DataLogger1(Controlador de Flujo)



**Fig. 15.** Resultados DataLogger2 (Controlador de Nivel)

En la Fig. 16 se muestra, el efecto provocado por una pequeña perturbación en el controlador de nivel del reboiler, pudiendo observar que el lazo de control la corrigió eficazmente en un corto tiempo.



**Fig. 16.** Perturbación en el controlador de nivel.

## 5. Conclusiones

En este trabajo se llevo a cabo la simulación dinámica de una torre de destilación atmosférica mediante el simulador comercial Aspen HYSYS. El modelo dinámico desarrollado permitió estudiar en detalle el comportamiento transiente para nuevos niveles estacionarios de operación cuando se producen cambios de operación significativos.

La simulación dinámica se ha convertido en una herramienta clave en el estudio del comportamiento de casi todos los procesos. El beneficio que puede brindar a cualquier industria un buen modelado tiene un alto valor, especialmente uno que no se puede medir directamente, lo cual es aumentar el conocimiento del proceso.

## Referencias

- ASPEN HYSYS Dynamics Version V7.1 (2009) Copyright (c) 1981-2009 by Aspen Technology, Inc., Burlington, MA.
- Biegler L.T., Grossmann I.E. and Westerberg A.W. (1997), "Systematic Methods of Chemical Process Design", Prentice Hall PTR.
- Costa López J. y Sotelo J. (1976), "Estrategia en ingeniería de procesos", Editorial Alhambra.
- Levine J., Dissinger G., (2013), Jump Start: Aspen HYSYS® Dynamics V8. A Brief Tutorial (and supplement to training and online documentation), Aspen Technology, Inc.
- Martínez J., Chaile M.G., Mercado L., Erdmann E. y Ale Ruiz L. (2008), "Diseño de un Topping usando diferentes Metodologías y Tipo de Crudos", presentado en I Reunión Interdisciplinaria de Tecnología y Procesos Químicos, Córdoba, Argentina.
- Peters M.S. and Timmerhaus K.D. (1968), "Diseño de plantas y su evaluación económica para Ingenieros Químicos", Ed. Geminis SRL.
- Scenna N.J. y colaboradores (1999), "Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos", ISBN: 950-42-0022-2.

Shannon R.E. (1988), “Simulación de Sistemas. Diseño, desarrollo e implementación”, Trillas, México.

Seider, W. D., Seader, J.D. & Lewin, D.R. (2004), “Product & Process Design Principles”, 2nd Edition John Wiley & Sons Inc.