

**DESARROLLO DE UNA METODOLOGÍA PARA LA IDENTIFICACIÓN DE
MODELOS MULTIVARIABLES A PARTIR DE MODELOS DE SIMULACIÓN
DINÁMICA APLICADOS AL CONTROL AVANZADO DE UNIDADES DE
DESTILACIÓN**

EDWIN ENRIQUE GUTIÉRREZ FUENTES

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2009**

**DESARROLLO DE UNA METODOLOGÍA PARA LA IDENTIFICACIÓN DE
MODELOS MULTIVARIABLES A PARTIR DE MODELOS DE SIMULACIÓN
DINÁMICA APLICADOS AL CONTROL AVANZADO DE UNIDADES DE
DESTILACIÓN**

EDWIN ENRIQUE GUTIÉRREZ FUENTES
Ingeniero Químico

*Proyecto de investigación presentado para obtener el título de
Magíster en Ingeniería Química*

DIRECTOR: Álvaro Ramírez García
Ph. D. Ingeniería Química
DIRECTOR : Luis Guillermo Aristizábal
MSc. Ingeniería Química

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2009**

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	1
1. MARCO DE REFERENCIA.....	3
2. CONTROL AVANZADO EN PLANTAS DE DESTILACIÓN DE CRUDO	6
2.2. JUSTIFICACIÓN DE IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROL AVANZADO DE PROCESOS	9
2.3. MODELOS LINEALES DINÁMICOS.....	12
3. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN	19
4. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL REGULADORIO	21
5. CONFIGURACIÓN DE CASOS DE SIMULACIÓN DINÁMICA	24
5.1. NIVEL DE APROXIMACIÓN DE CASOS DE SIMULACIÓN DINÁMICA EN HYSYS	28
5.2. PREPARACIÓN DE CASOS DE SIMULACIÓN DINÁMICA	31
5.3. DISEÑO FUNCIONAL.....	33
5.4. CONFIGURACIÓN DE LAS PRUEBAS DINÁMICAS.....	39
5.5. IDENTIFICACIÓN DE MODELOS LINEALES	44
6. ANÁLISIS DE RESULTADOS	46
7. METODOLOGÍA PROPUESTA	50
8. CONCLUSIONES.....	53
9. GLOSARIO	55
10. BIBLIOGRAFÍA.....	56

LISTA DE FIGURAS

Figura No.1 Esquema de Zonas de operación de plantas de crudo (3)	7
Figura No. 2 Esquema de control de una columna de destilación de crudo (1)	8
Figura No.3 Modelo explícito de proceso	12
Figura No.4 Movimiento escalón sobre MV y su respuesta sobre la CV	14
Figura No.5 Secuencia Pseudo-aleatoria en MV (3)	14
Figura No.6 Modelo multivariable dinámico lineal	16
Figura No.7 Esquema general de controlador predictivo.....	18
Figura No. 8 Plano general de la Unidad de Destilación de Crudo analizada ..	19
Figura No. 9 Detalle de configuración de crudo en simulador	26
Figura No. 10 Detalle en caso de Hysys de zona atmosférica de unidad de crudo	27
Figura No. 11 Curvas ASTM de destilación de productos.....	30
Figura No. 12 Perfil de temperatura Torre ATM 1	31
Figura No. 13 Fracción de Matriz cualitativa de relación MV/CV en la columna ATM1	39
Figura No. 14 Patrones para movimientos de MV's durante Step test. a) Para tres movimientos. b) Para cuatro movimientos	40
Figura No. 15 Predicción (azul) contra datos de simulación en Hysys replica de test de planta (rojo). a) Predicción de PCT b) Predicción de Punto Final de jet Atmosférico	41
Figura No. 16 Detalle ejemplo de resultados Step test Simulado sobre Torre ATM 1	43
Figura No. 17 Detalle de Comparación de Modelos identificados. Hysys (rojo), Planta (azul) . Efecto del incremento de la Temperatura de cima (5°C) en la calidad de productos	45

LISTA DE TABLAS

Tabla No. 1 Valores agregados relativo como parámetros para el APC de una UDC	11
Tabla No. 2 Propiedades y su instrumentación dentro de una unidad de destilación.....	22
Tabla No. 3 Rendimientos volumétricos porcentuales promedio entre datos de planta y simulaciones dinámicas	29
Tabla No. 4 Variables Manipuladas (MVs) del Controlador Avanzado Unidad de Crudo.....	35
Tabla No.5 Variables de Perturbación (FFs) del Controlador Avanzado UDC...	35
Tabla No. 6 Variables Controladas (CVs) del Controlador Avanzado Unidad de Crudo.....	38
Tabla No. 7 Comparativo entre algunas pruebas realizadas en planta y en las simulaciones dinámicas	47
Tabla No. 8 metodología propuesta para incluir casos de simulación dinámica en el control avanzado.....	52

RESUMEN

TITULO:

DESARROLLO DE UNA METODOLOGÍA PARA LA IDENTIFICACIÓN DE MODELOS MULTIVARIABLES A PARTIR DE MODELOS DE SIMULACIÓN DINÁMICA APLICADOS AL CONTROL AVANZADO DE UNIDADES DE DESTILACIÓN*

AUTOR:

GUTIÉRREZ FUENTES, Edwin Enrique. **

PALABRAS CLAVE:

Control Avanzado, simulación dinámica, modelos multivariantes lineales, destilación de crudo.

DESCRIPCIÓN:

En el presente trabajo se propuso emplear el uso de casos de simulación dinámica configurados en un software comercial para generar suficiente información que permita identificar modelos lineales de tendencias dinámicas de las variables de proceso propias de una planta de destilación de crudo. Tales modelos son parte esencial de la implementación de sistemas de control avanzado y el método usado mostró ser ventajoso en cuanto a disminución de tiempo de pruebas y mejoramiento de análisis se refiere, convirtiéndose así en una herramienta complementaria de los trabajos realizados en la planta real.

Una unidad de destilación real fue tomada como ejemplo para aplicar esta tecnología. La rigurosidad de los casos de simulación del paquete comercial permitió describir de manera muy aproximada las tendencias de respuesta dinámica de una planta real. Las simulaciones permitieron realizar numerosas pruebas incluyendo movimientos atípicos de variables así como variación variables de perturbación. La identificación de modelos lineales a partir de esta información permitió observar la semejanza con los obtenidos en pruebas reales de planta. Esta serie de resultados son una razón para considerar incluir este tipo de soluciones en la implementación de sistemas de control basado en modelos, por medio del establecimiento una metodología para su aplicación en las plantas de proceso de la compañía, que posibilite al personal acometer las pruebas de campo mas preparados y con la posibilidad de interactuar de una mejor manera sobre la planta haciendo menor el impacto asociado a dicha labor.

*Trabajo de Investigación

** Facultad de Ing. Físicoquímicas. Maestría en Ingeniería Química.

Directores: Álvaro Ramírez García PhD, Luis Guillermo Aristizábal MSc.

ABSTRACT

TITLE:

DEVELOPMENT OF A METHODOLOGY FOR IDENTIFY MULTIVARIABLE MODELS FROM DYNAMIC SIMULATION APPLIED TO ADVANCED CONTROL OF DISTILLATION CRUDE UNITS *

AUTHOR:

*GUTIÉRREZ FUENTES, Edwin Enrique.***

KEY WORDS:

Advanced control, dynamic simulation, linear multivariable models, crude distillation

DESCRIPTION:

The purpose of this work was to employ dynamic simulation cases configured in a commercial software in order to generate enough information for identify linear models of dynamic trends in certain group of process variables in a distillation crude unit. Linear models are very important on advanced control system implementation and this approach shows advantages in decreasing tests time and improving of data analysis so acting as a complementary tool for real plant works.

One base case of a specific crude distillation unit is presented as an example for this technology. Its rigorous dynamic modeling built in the commercial software permits an accurately description of the real plant dynamic response. Besides, many test plant was performed including several non-typical moves and variation in feed forward variables. Model Identification software was employ to obtain linear dynamic trends. Identified linear models from simulated dynamic response were compared with real response obtaining a good level of approximation. These results are a good reason for include this technique on implementing model based controllers, by means of a methodology that can be applied in any company owned process plant, providing a better interaction with process and ensuring a lower impact in its operation during tests.

**Trabajo de Investigación*

*** Facultad de Ing. Físicoquímicas. Maestría en Ingeniería Química.*

Directores: Álvaro Ramírez García PhD, Luís Guillermo Aristizábal MSc.

INTRODUCCIÓN

Actualmente, la operación de plantas de destilación de crudo requiere sistemas de control mejorados que permitan alcanzar tanto mayor productividad como calidad en los productos sin poner en riesgo la estabilidad de la operación, ni la seguridad del personal. El control avanzado de procesos permite que lo anterior sea posible. Sin embargo para su implementación es necesario cubrir varias etapas dentro de las cuales se encuentra la obtención de información dinámica de proceso. Esta etapa usualmente somete la planta por periodos de varias semanas a una programación de movimientos intencionales de ciertas variables que alteran su operación cotidiana e implican esfuerzo extra de personal y productos fuera de especificaciones, entre otras consecuencias.

Este documento presenta una solución tecnológica basada en software comercial de simulación en estado no estacionario para obtener información dinámica de una unidad de destilación combinada de la Refinería de Barrancabermeja, propiedad de ECOPEPETROL S.A. Dicha información será cotejada con información de las pruebas de planta y será empleada para obtener modelos lineales del proceso necesarios para el diseño de un controlador multivariable, que será simulado con propósitos de validación. Esto hará posible la generación de una metodología para implementación futura en otras unidades de proceso. Los aplicativos empleados en esta tesis son el simulador *Hysys* y el ambiente de diseño de control multivariado *DMCplus* ambos propiedad de *Aspentech*.

El texto está constituido por cuatro partes principales. En la primera de ellas se hará una breve referencia al estado actual de la aplicación propuesta a nivel industrial, así como del proceso de destilación de crudo. En la segunda parte se presentan los detalles de la construcción de las simulaciones dinámicas acompañado del desarrollo de pruebas tendientes a obtener la información requerida. La tercera parte contiene el análisis de los resultados obtenidos empleando algoritmos de identificación. En ella también se validarán los modelos lineales obtenidos por medio de su simulación. En la última sección se propondrá

una metodología que hace de la simulación dinámica parte activa del proceso de implementación del control avanzado a la luz de los resultados obtenidos en el ejemplo.

1. MARCO DE REFERENCIA

Con la frecuente implementación de los sistemas de control avanzado en unidades de proceso petroquímicas es necesario llevar a cabo una identificación del comportamiento dinámico de las variables más importantes de la operación usando información histórica de planta. Dicha información es representada en modelos, generalmente lineales donde se relaciona la respuesta dinámica de ciertas variables controladas (CV) con las variables manipuladas (MV), incluyendo además la influencia que tengan sobre la unidad de proceso ciertas variables de perturbación (FF, que no pueden ser controladas) (3). La razón principal de conformar estos modelos es poder predecir estados futuros de las variables controladas involucradas en ellos. Los datos de planta se obtienen de pruebas fundamentadas en la realización de movimientos sobre los valores de las variables manipuladas más influyentes en el esquema de control de la operación. Dichos movimientos están restringidos tanto por las ventanas operativas como por las condiciones de operación normal y pueden realizarse bien sea individualmente o de manera grupal (cambios sobre varias variables a la vez) (4).

La inconveniencia de estas pruebas radica principalmente en el impacto negativo que pueden tener sobre la economía de la planta, manifestada en cambios de especificación de productos, extensos tiempos de espera para recolección de información, impacto sobre unidades aguas abajo, etc. (5, 6, 10). Además constituyen uno de los rubros más importantes en el presupuesto de todo proyecto de implementación de control avanzado, ya que involucra numeroso personal especializado. Por esta misma razón, su aplicación es limitada pues solamente toma en cuenta cambios realizados en una estrecha zona alrededor de las condiciones típicas de operación, dejando de lado perturbaciones no medidas y ciertos estados límites de las MVs.(4).

Tras la aparición hace más de una década de paquetes de simulación dinámica rigurosa como *Hysys (Aspentech)*, el empleo de modelos de simulación ha venido ganando aceptación en el desarrollo de tareas referentes al diseño, optimización, entrenamiento de personal y análisis de sistemas de control (7,5). Tal preferencia

por estos aplicativos se ve incrementada con el mejoramiento tanto en la rigurosidad como eficiencia de sus cálculos matemáticos así como por su facilidad de intercomunicación con otras herramientas de uso industrial. Un ejemplo ilustrativo es la integración de simuladores con sistemas de intercambio de información de planta y Sistemas de Control Distribuido (DCS). Tal “simbiosis” tecnológica hace pensar en la configuración de plantas de proceso virtuales que empleadas en ciertas etapas de implementación del control avanzado pueden llegar a disminuir o quizás reemplazar la cantidad de pruebas necesarias para coleccionar una información dinámica de proceso significativa y suficiente (2).

La integración de modelos de simulación dinámica con herramientas de control avanzado ha sido empleado en los últimos años en numerosas aplicaciones que van desde simulación de facilidades de transporte de gas natural hasta unidades completas de destilación (12). Algunas de ellas presentan el uso de modelos de simulación dinámica basados en principios fundamentales. Dentro de éstos a su vez se han empleado tanto modelos desarrollados corporativamente como basados en software comercial. Algunos interesantes trabajos han sido:

Columna de destilación en laboratorio Metanol-Agua con integración de los aplicativos Excel, Matlab y Hysys dinámico desarrollado por Olsen y Van der Lee en 2001.

En 2004, Trivella y Marchetti usaron simulación dinámica de una herramienta comercial para describir el comportamiento de algunas unidades petroquímicas combinada con control avanzado.

En este mismo año, un buen desarrollo de un controlador avanzado utilizando la respuesta de un simulador propio del proceso de deshidratación de gas para la región de colombiana de Ballenas en la Guajira fue propuesto por Durán y Castillo.

Finalmente en el año de 2006, Alsop y Ferrer simularon un separador Propileno /Propano empleando Hysys dinámico y logrando llevar a cabo la identificación dinámica del proceso, y luego instalarla en el control avanzado directamente solo con la respuesta del simulador, sin pruebas de campo.

La ventaja de estas herramientas de software radica básicamente en que pueden hacer parte activa del proceso de identificación de modelos de la dinámica del sistema en estudio. Tales modelos pueden ser enriquecidos con información que en las pruebas de planta tradicionales sería de obtención poco probable (grandes cambios de variables manipuladas, condiciones extremas o peligrosas, y/o movimientos en perturbaciones medidas). Otra buena razón para adoptarlas está en la mayor velocidad de obtención de datos, pues el tiempo de simulación puede alterarse a favor con relativa facilidad permitiendo por ejemplo identificar con presteza modelos que pueden ser una buena primera aproximación para ser puesta en conocimiento del personal operativo y de control con anterioridad a los *tests* reales (9). Luego, las simulaciones pueden acompañar paso a paso el proceso de identificación replicando los *tests* reales programados haciendo más sencilla la apropiación del conocimiento del proceso por parte del personal involucrado. Ya en etapas de comisionamiento y sintonía, las simulaciones pueden llegar a ser cruciales en la toma de decisiones tanto sobre la magnitud de una tendencia como en la interrelación entre variables de proceso (12, 7). Esto obviamente redundará en diseñar controladores avanzados más robustos y confiables.

Para la Empresa Colombiana de Petróleos es importante que la aplicación de la mencionada tecnología sea llevada a cabo de manera organizada, ajustada a normas internacionales y que sus etapas de desarrollo puedan ser plasmadas en una metodología aplicable a las diversas plantas de proceso en las cuales el control avanzado vaya a implementarse o ya se encuentre instalado.

2. CONTROL AVANZADO EN PLANTAS DE DESTILACIÓN DE CRUDO

2.1. GENERALIDADES

Las plantas de destilación de crudo son unidades de proceso caracterizadas por constituir un problema de control multivariable con restricciones de tipo operativo. Su comportamiento dinámico es generalmente no lineal con un elevado grado de acoplamiento entre sus variables. Se constituyen en procesos con repuestas lentas y presencia de atrasos debido a su tipo de geometría y su configuración con etapas (platos). Además son varios los factores que dificultan su control, tal como de la variación frecuente de composición del crudo cargado o las contingencias relativas a mal funcionamiento de equipos, lo que implica numerosos movimientos de ajuste sobre las variables manipuladas para conservar una relativa estabilidad operacional.

Por esta razón, el personal de este tipo de plantas debe tratar de operar de la manera más conveniente todos sus equipos por medio del control regulatorio acompañado de algunas acciones manuales. Así, las restricciones asociadas a estos equipos hacen que implícitamente se establezca la presencia de una zona de "operación aceptable". Dicho concepto lleva al tablerista a trabajar en lugares de esta región donde sea más fácil recuperar el sistema de alguna perturbación o contingencia operativa típica (generalmente con la tendencia a mover el proceso lejos de los valores límites de las restricciones). Cabe anotar algunas de las restricciones comunes a toda unidad de destilación de crudo:

- Límites de equipo: resistencia de materiales, máxima presión, máxima temperatura, etc.
- Posiciones de válvula: límites en porcentaje de apertura (saturación)
- Restricciones de operación: Caídas de presión en columnas, temperatura, capacidades de bombeo y compresión, etc.
- Restricciones en calidades de producto y costos de producción (energía consumida) y/o venta

- Restricciones asociadas a la salud ocupacional y la seguridad industrial (emisiones y otros).

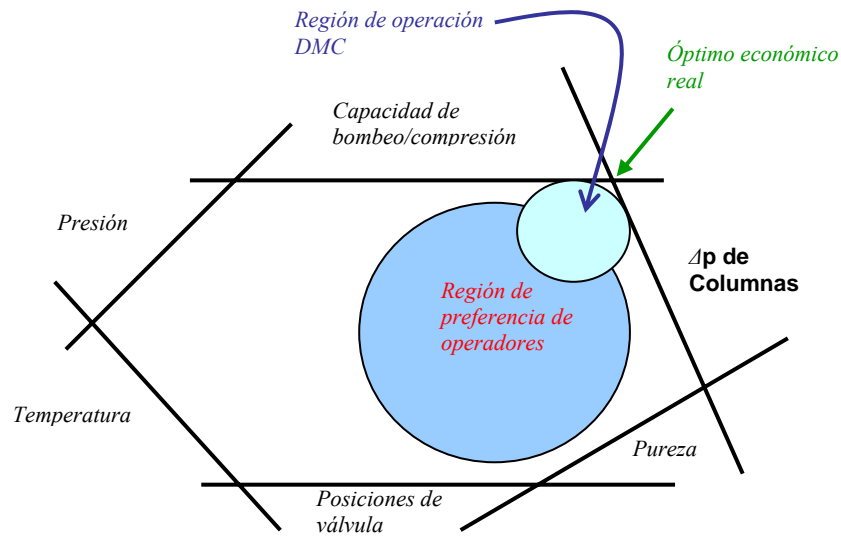


Figura No.1 Esquema de Zonas de operación de plantas de crudo (3)

Estos ítems hacen que económicamente hablando, el punto de operación preferido no suela ser óptimo como se representa en la Figura No. 1. Es obvio que un sistema de esta naturaleza con tantas restricciones es muy difícil de controlar óptimamente apelando solo a los sistemas regulatorios conformados por lazos PID tradicionales. La razón fundamental es que el personal no podría dar abasto realizando registro y ajuste detallado de las variables manipuladas con la frecuencia que pudiese llegar a necesitarse. Varias razones lo hacen evidente:

- La alta interacción entre diversas variables manipuladas y controladas
- Dificultad para responder rápidamente frente a perturbaciones cuando se está cerca a los límites de la “región aceptable de operación”.
- Si una o más variables manipuladas alcanzan el límite máximo, dejarán de estar disponibles para el control.
- Puede haber varios puntos óptimos en un periodo relativamente corto de tiempo.
- Cambios en las condiciones de control debido a cambios en la planeación económica de la planta.

En contraste, un sistema de control avanzado calcula el punto de operación óptimo económico en cada ciclo de control y lleva la unidad a ese punto de una manera estable y con acción supervisora, calculando los *set-points* (puntos de consigna) de cada lazo del control distribuido.

Para aclarar un poco mejor los conceptos se presenta un ejemplo en la Figura No.2. Esta figura corresponde a una fraccionadora con cuatro variables manipuladas (MVs), una de perturbación (FF) y tres controladas:

- **Variables manipuladas (independientes):**
 - FC 2 *Set Point* del controlador de reflujo de cima
 - FC 3 *Set Point* del controlador de extracción de producto
 - TC 1 *Set Point* del controlador de temperatura de entrada
 - FC 2 *Set Point* del controlador de reflujo de cima
- **Variables de perturbación (feedforward):**
 - FC 1 Caudal de entrada a unidad

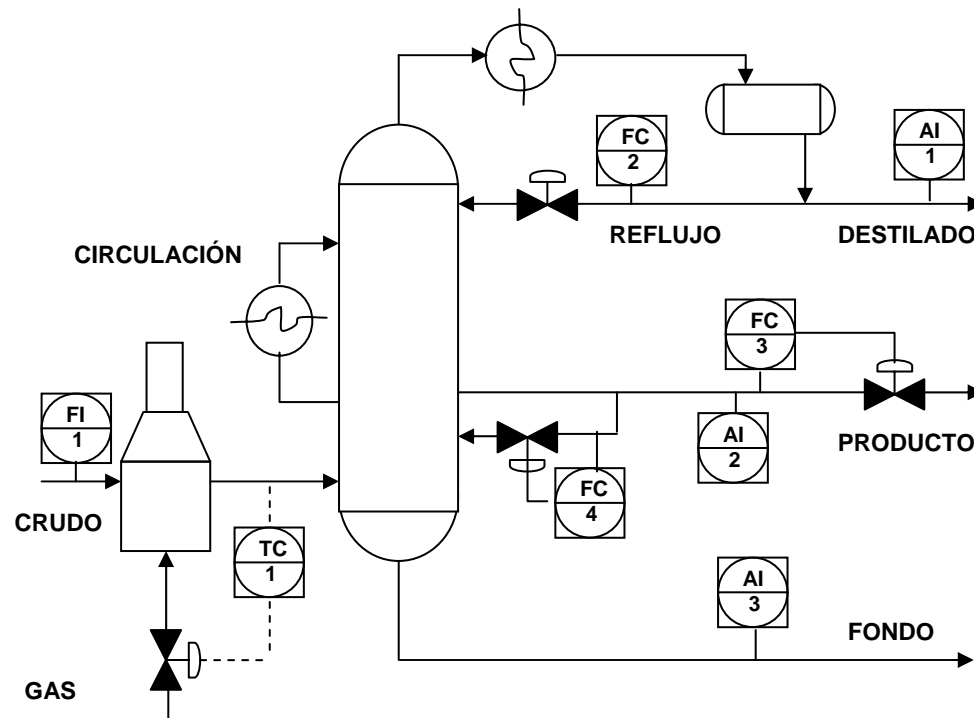


Figura No. 2 Esquema de control de una columna de destilación de crudo (1)

- **Variables controladas (dependientes):**

AI 1 Calidad de destilado superior

AI 2 Calidad de producto lateral

AI 3 Calidad de fondo

Como puede verse, el alto grado de correlación entre variables es una característica predominante de estos sistemas. Así, cualquier movimiento en las variables manipuladas (MVs), generalmente cambios en los *set points* de controladores PID afecta a las tres variables controladas (CVs). El primer tipo de variables mencionado entra dentro de la clasificación de las variables independientes junto con las de perturbación o *feedforwards* (FFs). Las variables dependientes engloban las CVs (como temperaturas, presiones, composiciones, etc.) y se caracterizan por no poder ser modificadas directamente por el controlador y además por ser mantenidas más que en valores exactos, dentro de intervalos permitidos de acuerdo a las restricciones de operación.

Aunque no se observan en el ejemplo, las perturbaciones no medidas, como por ejemplo los cambios de composición de carga o la variación de calidad del gas combustible también tienen permanente influencia en la operación de las unidades de destilación de crudo y deben tenerse en cuenta en el diseño de los sistemas de control avanzado.

2.2. JUSTIFICACIÓN DE IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROL AVANZADO DE PROCESOS

Los aspectos tratados en el numeral anterior evidencian la importancia de implementar una estrategia de control que esté un nivel más arriba del tradicional control regulatorio. Esto debido a que actualmente las empresas de refinación requieren mejorar tanto su rentabilidad como la calidad en sus productos para poder ser competitivas. Por eso, primeramente para la instalación de una aplicación de control avanzado es necesario conocer los objetivos económicos y productivos a los

que se desea llegar. Generalmente estos están asociados a los costos de producción y el precio de venta final de los productos. Se trata de identificar dentro de la unidad de destilación cuales son las corrientes de producto que generan mayor valor agregado en el escenario actual de operación (y los que puedan establecerse) y de qué manera puede incrementarse su producción reduciendo costos y manteniendo estable tanto su calidad como el proceso mismo.

Las plantas de destilación combinada se caracterizan por ser intensivas en cuanto al uso de la energía se refiere. La elevación de la temperatura del crudo, la presencia de numeroso equipo rotativo (bombas y compresores) y el requerimiento de servicios industriales ininterrumpidos (gas, vapor, energía) son las variables más importantes en la asignación de costos de producción. De tal manera que el diseño de tales plantas debe tener una cuidadosa integración térmica que garantice los mayores beneficios. El control avanzado prioriza el control de las variables que más impactan esa integración térmica y las mantiene en los límites operativos con una calidad adecuada en las corrientes valiosas. La correcta integración térmica está regida principalmente por la influencia de los valores de:

Temperaturas de cima: aseguran protección frente a la corrosión y evitan la pérdida de valiosas fracciones livianas.

Presiones de tambores de cima: Aseguran una correcta evacuación de no condensables. Envío adecuado a etapas de compresión.

Flujos y temperaturas de recirculación: Regulan el intercambio de calor con corrientes frías y aseguran perfiles de temperatura adecuados en las columnas.

Flujo másico de vapor de despojo: Favorece la adecuada separación del crudo hacia los productos deseados.

Temperaturas de precalentamiento: Se aprovecha el intercambio de calor entre los productos obtenidos y el crudo con el fin de preparar su entrada a los hornos.

Temperatura de hornos de proceso: Se emplea una carga calórica alta para realizar una vaporización parcial de la carga previa a la etapa de separación

Los valores de estas variables manipuladas son puestos a disposición del control avanzado para que este realice una optimización de los mismos favoreciendo la obtención de productos y condiciones de operación dentro de unos límites

previamente establecidos. Es de anotar que cada variable manipulada tiene asociado un costo por unidad de incremento (Costo MV) Dicha optimización generalmente emplea una sucesión de programación lineal (LP) y programación cuadrática (QP) para obtener los óptimos económicos y de operación de cada ciclo de evaluación. Esta optimización tiene además en cuenta los valores relativos de cada producto, categorizando cada producto de acuerdo a su importancia económica. Se presenta un ejemplo que ilustra esta situación para la unidad bajo estudio:

Producto	Valor relativo a Diesel (U\$/BBL)	Especificación
Gas	0.04/MMBTU	.
Nafta Atmosférica	0.8	D86 FBP: 380F – 390°F máx.
Jet	0.88	Flash: 100°F min. D86 10%: 401°F max. D86 FBP (PFE): 572°F max.
Diesel	1	D86 FBP (PFE) : 720-740°F máx. D86 90% 680 °F máx.
GOA	0.8	
Crudo reducido	0.7	
GLV	0.8	D86 FBP (PFE) : 720-740°F máx. D86 90% 680 °F máx.
GPV	0.8	
Asfalto/fondos de vacío	0.54	Viscosidad 3,500 – 4,000 cP Penetración 60-100

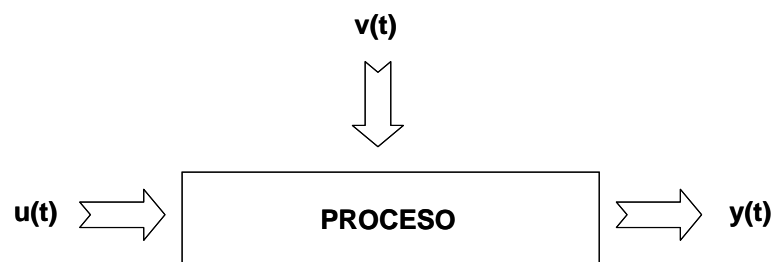
Tabla No. 1 Valores agregados relativo como parámetros para el APC de una UDC

Podemos observar como la producción de la planta dentro del esquema de control avanzado estará orientada al aumento en la producción de destilados medios por

ser el insumo de mayor valor agregado. Para lograrlo es importante también definir el costo relativo de los principales insumos energéticos y así lograr, por ejemplo que tales destilados medios sean obtenidos con puntos finales (PFE) que tiendan a minimizar el uso de la energía. Los beneficios de la implementación de la mencionada tecnología serán evaluados tomando básicamente el aumento en la producción de los productos que a la fecha sean de mayor valor agregado junto con indicadores claves (KPIs) que demuestren un mejoramiento en el uso de la energía.

2.3. MODELOS LINEALES DINÁMICOS

Por definición, un sistema de control predictivo basado en modelos emplea modelos explícitos de tipo lineal, de principios fundamentales, de espacio-estado, redes neuronales u otros para representar la respuesta dinámica de las variables CVs al manipular las MVs o experimentar cambios en algunas FFs (perturbaciones medidas). Para el propósito de este trabajo solo se usarán modelos lineales tipo



caja negra (*black box*). Generalmente estos modelos pueden expresarse a través de funciones de transferencia simples (8):

Figura No.3 Modelo explícito de proceso

$$y(t) = G(q)*u(t) + v(t) \quad (1)$$

$y(t)$ = Respuesta del sistema (CVs)

$u(t)$ = MVs o FFs manipuladas

$G(q)$ = Función de transferencia de la dinámica del proceso

$v(t)$ = Representa el efecto de todas las perturbaciones no medidas que actúan sobre el sistema, incluyendo el ruido.

Es de suponerse entonces, que esta tecnología debe disponer de modelos con exactitud suficiente para garantizar un alto desempeño en la acción de control, además de mantener la estabilidad del proceso en lazo cerrado. Sin embargo, dicha exactitud tiene un límite finito inherente al error de aproximación generado al tratar de representar un proceso no-lineal (destilación) con modelos lineales, junto con la presencia de datos de planta contaminados con ruido y perturbaciones no medidas. Por lo que siempre requieren de ajustes posteriores que involucran la experiencia operacional que del proceso tiene el personal experto.

La manera más adecuada de obtener modelos apropiados de una unidad de proceso a gran escala está basado en el procesamiento de la información de planta recolectada tras su perturbación programada con señales o estímulos que no excedan las restricciones tanto de seguridad como operacionales. Dichas señales deben cubrir todo el rango tanto de amplitud como de frecuencia del proceso (esto es, magnitud de señales y duración en el tiempo). Con respecto a esto, los procesos de refinería se caracterizan por tener señales de baja frecuencia (menores a un (1) Hz) (3), aunque las dinámicas de más alta frecuencia relativa en el modelo son de gran importancia pues aseguran buen desempeño de control en lazo cerrado, mientras que las dinámicas lentas (ganancias) son importantes para asegurar una predicción adecuada de los estados estables futuros de operación del proceso. Durante las pruebas pueden usarse diferentes tipos de señales incluyendo escalones (*steps*), pulsos, o secuencias pseudo-aleatorias de tipo binario (PRSB, sigla en inglés).

2.3.1 Step Test Manuales

Se realizan con la supervisión constante de dos o más ingenieros de control experimentados, haciendo movimientos en escalón de una variable MV a la vez. Cuando se presentan desviaciones inadmisibles en las condiciones de operación como consecuencia de tales movimientos, estas son corregidas añadiendo escalones adicionales (movimientos correctivos) para retornar el proceso a zona segura. Este tipo de movimientos correctivos introduce correlaciones inadvertidas

entre las MVs y hace dificultosa la identificación de modelos. En la práctica es muy difícil prevenir eventos como la saturación de las válvulas y la pérdida de nivel de tambores de fondo y cima, por esta razón se programan movimientos de amplitud reducida para evitar cambios fuera de límites de las CVs, sacrificando contenido de alta frecuencia. La pericia y experiencia de los ingenieros es vital para que con situaciones como estas la información recopilada sea suficiente y necesaria para desarrollar modelos con buena exactitud, lo cual puede ser costoso y difícil. Sin embargo este método es el más comúnmente empleado en la práctica.

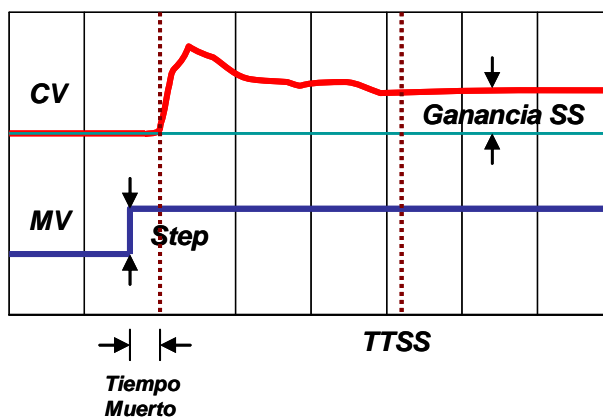


Figura No.4 Movimiento escalón sobre MV y su respuesta sobre la CV

2.2.2. Secuencias PRBS

Los movimientos de las MVs son generados de acuerdo a una secuencia binaria pseudo-aleatoria (movimientos de periodo no uniforme y con amplitud constante), donde es necesario suministrar el periodo base, la amplitud y la longitud de la secuencia para enviar señales a las MVs generando información más rica en el rango de alta frecuencia. Su uso es más frecuente en sintonía de controladores matriciales ya instalados (7).

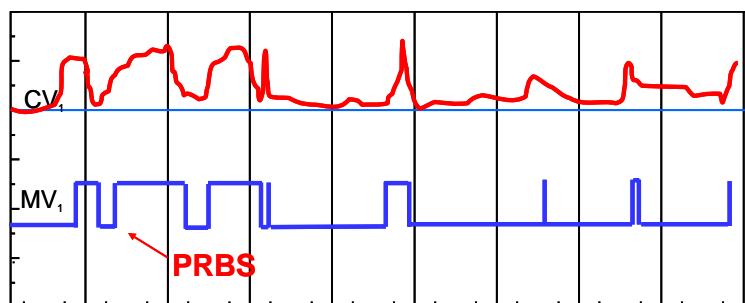


Figura No.5 Secuencia Pseudo-aleatoria en MV (3)

Las pruebas de escalón son las más comúnmente empleadas en la generación de información dinámica de proceso, pues son realizables de manera manual sin mayor grado de dificultad y no introducen grandes variaciones sobre la planta. Además son útiles para obtener aproximaciones iniciales del comportamiento dinámico del proceso. Los “*step test*”, por su denominación en idioma inglés, consisten en hacer cambios (señales) independientes y ortogonales lo suficientemente amplios en todas las MVs, bajo supervisión continua con el fin de observar el cambio con el tiempo de los valores sensados de las variables controladas. Luego se emplean algoritmos de identificación para ajustar los modelos empíricos resultantes a las respuestas dinámicas observadas en la realidad. Los cambios en las MVs deben tener una amplitud suficiente para asegurar la maximización de la relación señal-ruido y además lograr minimizar la duración de las pruebas.

Así mismo, es importante anotar que debe llevarse al mínimo la correlación (dependencia) entre variables manipuladas para favorecer la exactitud del modelo. Por otra parte es igualmente relevante evitar correlaciones de tipo *feedback* (movimientos correctivos) de las MVs al contrarrestar el efecto de perturbaciones no medidas que afecten el sistema al momento de las pruebas.

Durante las pruebas, la instrumentación de la planta es de vital importancia para la obtención de modelos lineales adecuados para el control avanzado. Suficientes instrumentos con la apropiada calibración harán posible tener certeza de las propiedades fisicoquímicas de mayor relevancia de la planta. Por ejemplo, el análisis de la planta de destilación real evidenció fallas sobre todo en sensores de temperatura y válvulas de control. Estas últimas mostrando gran tendencia a la saturación en aplicaciones de control de nivel. Entonces se debe ser cuidadoso en realizar una revisión previa de todos estos elementos antes de iniciar las pruebas. Además, operacionalmente durante las mismas se debe garantizar que los lazos de control individuales tengan una adecuada sintonía que favorezca la estabilidad de su respuesta y permitan trabajar sobre todo el rango de valores de las variables involucradas.

Por otra parte es muy importante recalcar la necesidad de tener instalado un sistema de colección de información. Dicha información es la base real de una aplicación APC pues con su adecuada selección y tratamiento podrá describirse dinámicamente el proceso. Muchas de las señales de respuesta requieren de tratamientos tales como filtrado o reconciliación para que puedan ser usadas. Además la frecuencia de recolección (generalmente minuto a minuto) garantiza que no habrá pérdida de información valiosa durante las pruebas. El resultado es un modelo lineal multivariable y dinámico del proceso conteniendo todas las interacciones significativas entre variables.

Para ilustrar la respuesta de una planta de proceso a un “step test”, la Figura No. 5 muestra el modelo obtenido para el esquema de destilación de la Figura No. 2. Cada caja representa la respuesta en el tiempo de una variable dependiente (horizontales) relacionada con cambios unitarios realizados en el tiempo cero de la correspondiente variable independiente (verticales),

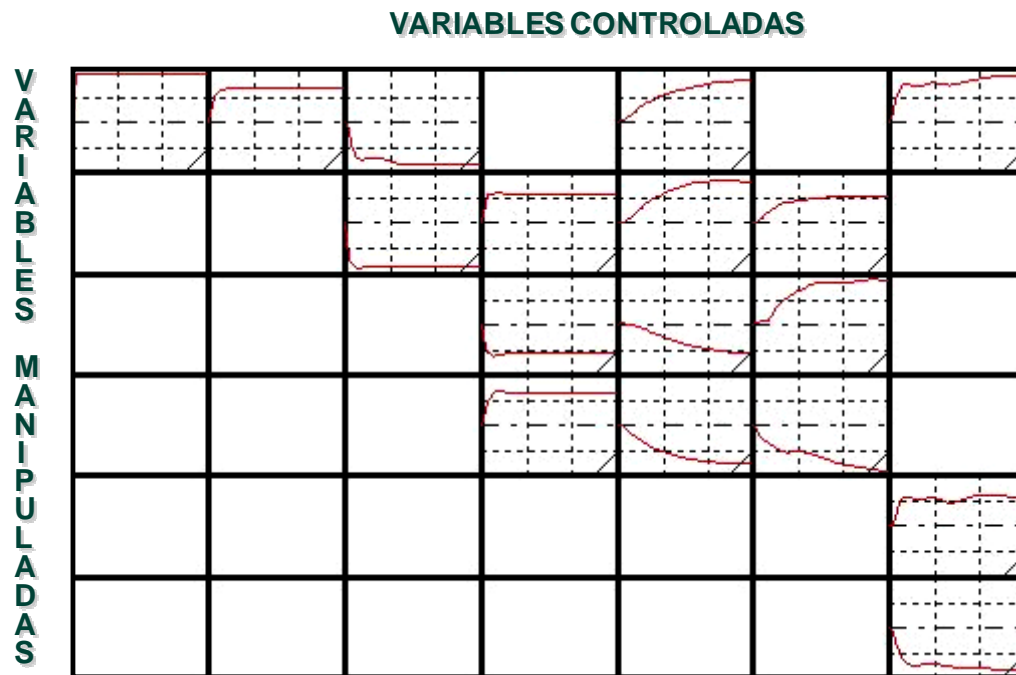


Figura No.6 Modelo multivariable dinámico lineal

mientras el resto de independientes se mantienen constantes. La naturaleza lineal de tal modelo hace posible que los cambios generados sobre las variables

controladas pueda expresarse como la combinación lineal de los cambios individuales aportados por cada variable independiente (principios de linealidad y superposición)

El software *DMCPlus* (herramienta institucional), cuyo motor de cálculo se basa en el concepto de Control Matricial Dinámico (DMC), emplea modelos obtenidos con esta metodología. Estos modelos son integrados en un módulo predictivo cuyas funciones básicas son (3):

- En el presente predice la salida del proceso para un tiempo denominado “horizonte de predicción”.
- Para llevar las variables controladas a sus *set points*, se define una trayectoria para el futuro más cercano.
- Calcula un vector de movimientos futuros para minimizar el error.
- Aplica el primer elemento del vector de movimientos calculados.
- Repite el ciclo de cálculo prediciendo de nuevo las salidas del proceso.

Con este modelo se debe poder predecir el comportamiento de una variable controlada (CV) en lazo cerrado en un periodo de tiempo suficiente para permitir que los efectos de los cambios efectuados en el pasado, tanto en las variables manipuladas (MV) como en las de perturbación (FF o DV), alcancen su tiempo de estabilización o estado estacionario. Esto hace posible al controlador la predicción de futuras violaciones de las restricciones de seguridad y operacionales, de tal manera que se pueda tomar una acción de control anticipada para evitarlas. Dicha predicción se compara con los valores actuales de las variables controladas en cada ciclo de control con el fin de eliminar las incorrecciones o errores del modelo.

Cuando el controlador planifica como va a realizar la compensación de una variable de perturbación, calcula los movimientos actuales y futuros en las MV's, respetando obviamente las restricciones impuestas.

Por último la aplicación de control avanzado emplea programación lineal (LP) para resolver el problema de optimización en estado estacionario, buscando el punto de operación más económica en cada ejecución del controlador. Para esto se emplean los valores predichos para el estado estacionario de las CV y los valores actuales de las MV, junto con los costos de materia prima, productos y servicios industriales.

Con estos valores se calcula el punto óptimo de operación en estado estacionario que satisface los límites tanto de CVs como de MVs (3, 11, 12).

El punto de operación en estado estacionario se impone en el cálculo de control, con lo cual se resuelve el problema de optimización en forma dinámica. Así entonces se minimizan los errores en las variables controladas con respecto al punto calculado en estado estacionario por la LP, previendo las violaciones a las restricciones mencionadas.

Es por eso que para poder establecer un sistema de control de este tipo, debe tenerse un modelo que pueda usarse para realizar las predicciones necesarias en cada ciclo de control. El uso de casos de simulación dinámica como esquema propuesto para generar los modelos multivariados dinámicos a cargarse en el controlador puede dar una mayor flexibilidad y practicidad en la implementación. Ver Figura No.5.

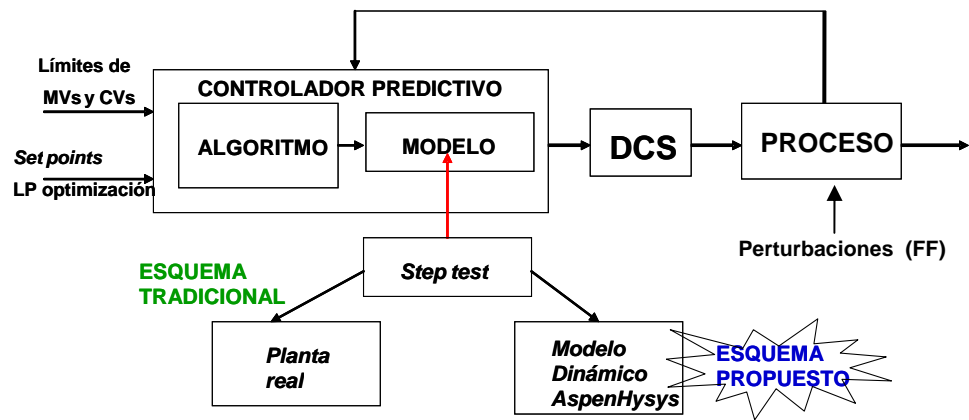


Figura No.7 Esquema general de controlador predictivo

3. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE DESTILACIÓN

La planta objeto de estudio tiene una capacidad de 75 KBPD y sus principales productos son Gasóleo (atmosférico y de vacío), ACPM, queroseno, nafta, crudo reducido y fondos de vacío.

Como se observa en la Figura No. 8 la planta está compuesta de dos trenes. El primero (superior) tiene una zona de precalentamiento inicial que lleva el crudo hacia el desalado donde se retiran compuestos iónicos precursores de corrosión en equipos, luego pasa por una segunda etapa de precalentamiento donde se acondiciona a unos 430-450°F para que entre a un horno atmosférico (HORNO 1) calentado por gas de donde sale entre 680-720°F para luego alimentar la columna atmosférica de mayor capacidad (ATM 1). Allí son cargados hasta 50KBPD de crudo a una presión de 18-22 psig para obtener cortes (productos) como crudo reducido, gasóleo atmosférico, Jet (queroseno), ACPM, nafta y gases de cima.

El crudo en el segundo tren se precalienta inicialmente a unos 230-260°F para ser desalado en conjunto con el del primer tren y luego se subdivide en un flujo de hasta 25 KBPD, que prosigue a una segunda etapa de precalentamiento donde su temperatura asciende hasta los 420°F para ser llevado luego hacia un horno de dos cámaras calentado por gas (HORNO 2) diferente al del primer tren llegando a temperaturas entre los 680-720°F. Ahora su ruta lo lleva a una torre de destilación atmosférica (ATM 2) donde sus principales productos son el queroseno, la nafta y los gases de cima. El crudo reducido proveniente de esta columna se dirige a una columna de destilación al vacío (VACÍO) para extraer gasóleos y fondos de vacío.

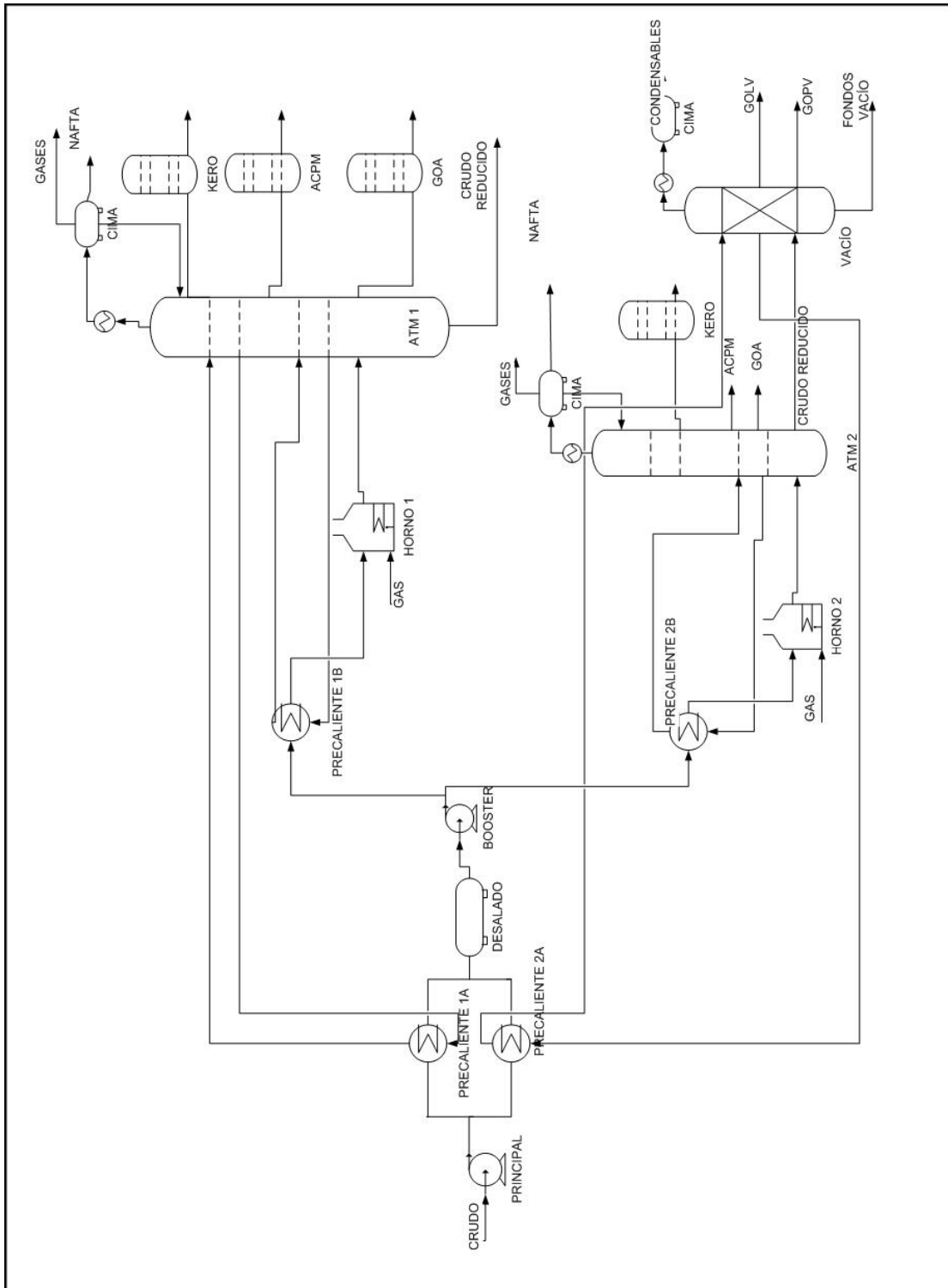


Figura No. 8 Plano general de la Unidad de Destilación de Crudo analizada

4. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL REGULATORIO

El control regulatorio de una unidad de destilación típica esta compuesto de uno o más controladores centrales que se encargan de manejar cada lazo de control de importancia en el proceso, los cuales están distribuidos de acuerdo a zonas de operación. El Sistema Distribuido de Control (DCS), como se conocen a estos controladores centrales, emplea algoritmos internos para realizar las acciones de control PID (Proporcional, Integral y Derivativo) de flujo, temperatura y presión sobre determinados elementos actuantes (válvulas) de acuerdo a las señales recibidas en campo provenientes de los diversos sensores.

Cada sección importante de la planta posee una serie de bloques individuales de control que agrupan varios lazos interrelacionados para una acción coordinada de control. De la correcta sintonía de dichos lazos depende la estabilidad de la operación. Se debe tener en cuenta la presencia de arreglos tipo cascada (generalmente Temperatura –Flujo), pues debe evitarse que su interacción vaya en detrimento de dicha estabilidad. Tal sintonía deberá obedecer tanto a métodos establecidos como a recomendaciones producto de la experticia del personal encargado ya que la instrumentación en este tipo de plantas suele presentar comportamientos fuera de lo común que tienen su origen incluso en su diseño inicial, tiempo de uso de equipos o en cambios realizados debido a contingencias y otros eventos.

Cabe anotar que para la implementación del control avanzado, todos los lazos de control individuales deberán operar en modo automático para que sus puntos de consigna obedezcan las órdenes del nuevo tipo de control. El uso de ajustes manuales de las variables es una práctica común que en este tipo de control deberá tender a desaparecer. Además es importante analizar las posibles interacciones entre dos o más lazos pues fenómenos como el acoplamiento de respuestas dificultarán mucho más la acción de dicho control.

Dentro de los lazos de control más importantes instalados en una planta de destilación de crudo están:

Propiedad	Sensor	Función del lazo	Característica	Ubicación
Temperatura	Termopares	Control de temperatura . Generalmente en cascada con lazos reguladores de flujo	Respuesta lenta. Acción PID	Cima de torres Hornos Precalentamiento
Flujo	Platinas de orificio, medidores másicos, diafragma	Regular cantidad de materia que entra o sale de un equipo	Respuesta rápida. Acción PI..	Líneas de conducción de fluidos
Presión	manómetros	Mantener presión en equipos cerrados	Respuesta rápida en líneas y lenta en recipientes. Acción PI	Tambores de cima Tiros de horno Descarga de bombas
Nivel	Sensores de nivel	Mantener el nivel en una zona segura	Respuesta dependiendo del tamaño del recipiente	Niveles de tambores y colectores
Analítica	Muestreo programado	Puntos de destilación y <i>flash</i>	Datos no continuos	Carga y Productos principales

Tabla No. 2 Propiedades y su instrumentación dentro de una unidad de destilación

La última fila de la tabla corresponde a la Analítica de la planta que incluye los resultados de pruebas de laboratorio realizadas con frecuencias programadas y sobre los cuales se aplican métodos estandarizados para caracterizar las principales corrientes de productos dentro del proceso. Debido a que no se encuentran instalados analizadores en línea, la información será discreta y de baja frecuencia,

característica que debe transformarse por medio de métodos inferencia les para lograr ajustar los datos a ecuaciones continuas (modelos) en el tiempo. En ellas deben relacionarse los valores de variables de proceso registradas continuamente (temperaturas, presiones, flujos) con las propiedades analíticas (puntos de corte, viscosidades, etc.) que permitan identificar la calidad de dichas corrientes. Esto último es vital para que el control avanzado pueda predecir dichas características del los productos durante la operación. La ecuación No. 2 muestra la obtención del punto final de Jet (queroseno) basado en propiedades como temperaturas y flujos.

$$\text{Jet FBP} = [A] - (B * \text{Reflujo total}) - (C * \text{Flujo de Jet}) - (D * \text{PCT del colector}) + (E * T \text{ de cima}) \quad (2)$$

Donde A, B, C, y E son Constantes Y la PCT corresponde a la temperatura corregida por presión.

5. CONFIGURACIÓN DE CASOS DE SIMULACIÓN DINÁMICA

El simulador Hysys es un aplicativo creado con programación orientada a objetos que representa la mayoría de los equipos y elementos propios de una planta de proceso real. Cada objeto es tratado como un conjunto de ecuaciones diferenciales lineales y como un sistema de parámetro disperso (las condiciones fisicoquímicas en diferentes puntos de un tanque, por ejemplo, son las mismas). La solución matemática está basada en el método de *Euler* el cual permite rápida convergencia y estabilidad en las soluciones.

En dicho aplicativo puede configurarse simulación tanto en estado estacionario como dinámico. Este último tiene propiedades tan detalladas como la posibilidad de instalar controladores PID o multivariados con relativa facilidad, además de permitir intercambiar datos en línea con otros productos de software (incluso con interfaces de DCS), así como de generar tendencias dinámicas de cualquier variable dentro de la simulación.

Estas características hacen muy conveniente la integración de dicha herramienta con tareas importantes dentro de cualquier unidad de proceso. La implementación del control avanzado (APC) en una unidad de destilación es el lugar propicio para sacar adecuado provecho de sus posibilidades. Desde etapas preliminares hasta el mismo comisionamiento (instalación completa) y mantenimiento de la aplicación de control su influencia puede llegar a ser definitiva. Para que esto sea posible se requiere una configuración apropiada de las simulaciones.

La configuración de los casos de simulación dinámica realizada en el paquete comercial *AspenHysys*® es un paso muy importante en la metodología propuesta, ya de ellos depende la fidelidad de la información dinámica que se consigne en los modelos lineales destinados al controlador APC. Inicialmente debe generarse un caso base configurado en estado estacionario que sirva de punto de partida para la transición a estado dinámico. En el caso base lo más importante es la información de planta introducida, que comprende los valores promedio de las variables de proceso a lo largo de un determinado periodo de tiempo. Para este trabajo se tomó

información de tres meses de operación descartando información fuera de rango o con errores de instrumentación.

Primero que todo fueron caracterizados los crudos que iban a ser destinados al modelo. De acuerdo a la información operacional, se opto por manejar crudos entre 22 y 30 API de viscosidad. La información de análisis de laboratorio (*assays*) fue consignada en forma de curvas (TBP. ASTM D86, ASTM D2887) y complementada con valores de componentes livianos (*Light ends*) así como curvas de viscosidad contra temperatura (4). La figura No. 9, muestra un ejemplo de configuración de un crudo.

El aplicativo *AspenHysys* toma los valores de las curvas introducidas y las divide de acuerdo a intervalos de temperatura donde, a consideración del usuario, son generados un determinado número de pseudo-componentes. Estos compuestos son empleados para caracterizar adecuadamente el crudo. Cuanto menor número de pseudo-componentes mayor es el error introducido para caracterizar un crudo. En este trabajo se empleo un número mínimo de treinta (4).

Para la convergencia y ajuste de los modelos en estado estacionario se incluyó información de temperaturas y flujos máxicos de cortes (productos livianos y pesados) reciclos, así como presiones de cima y temperaturas de precalentamiento.

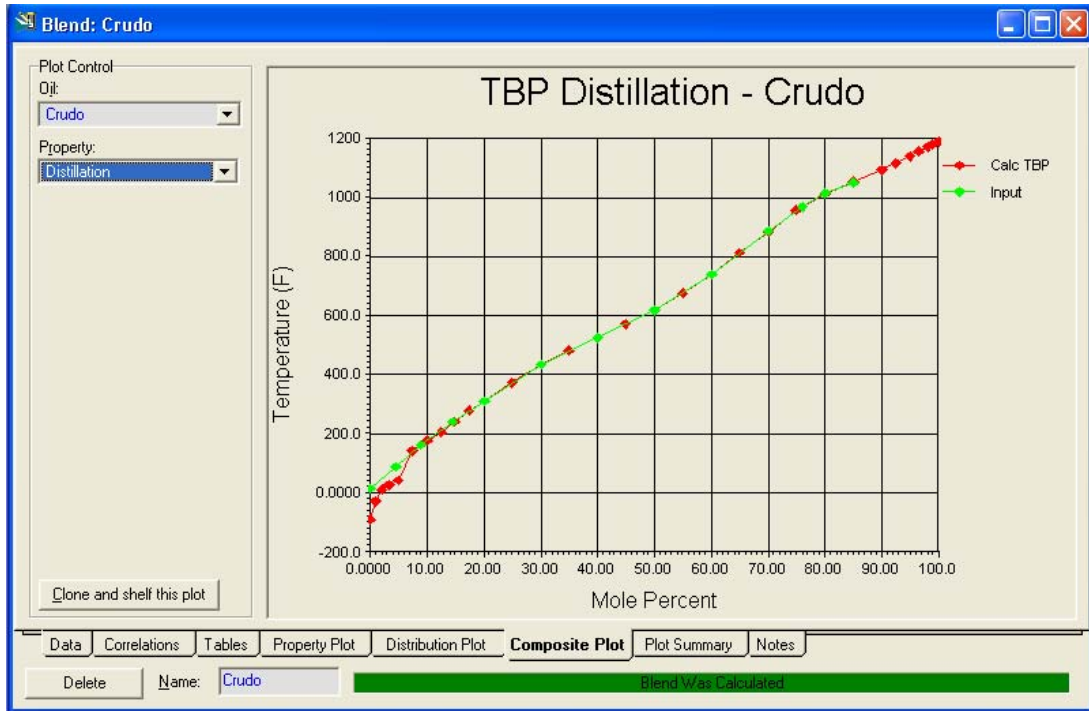


Figura No. 9 Detalle de configuración de crudo en simulador

Con la simulación base en estado estacionario se procedió a migrar al estado dinámico. Este proceso requiere tanto de la instalación de los controladores PID, especificación de valores presión/flujo en las fronteras del proceso para asegurar un flujo adecuado de materia, así como del dimensionamiento de equipos (definición de capacidades y tamaños), el cual hará que la dinámica del proceso representada en retardos, tiempos muertos y tiempos de residencia asociados a los mismos sea similar a la de la operación real.

Lo anterior requirió la introducción de valores consignados en las hojas de especificación de equipos (*data sheet*). Los equipos dimensionados y fueron los siguientes (se incluyen las simplificaciones adoptadas para modelar):

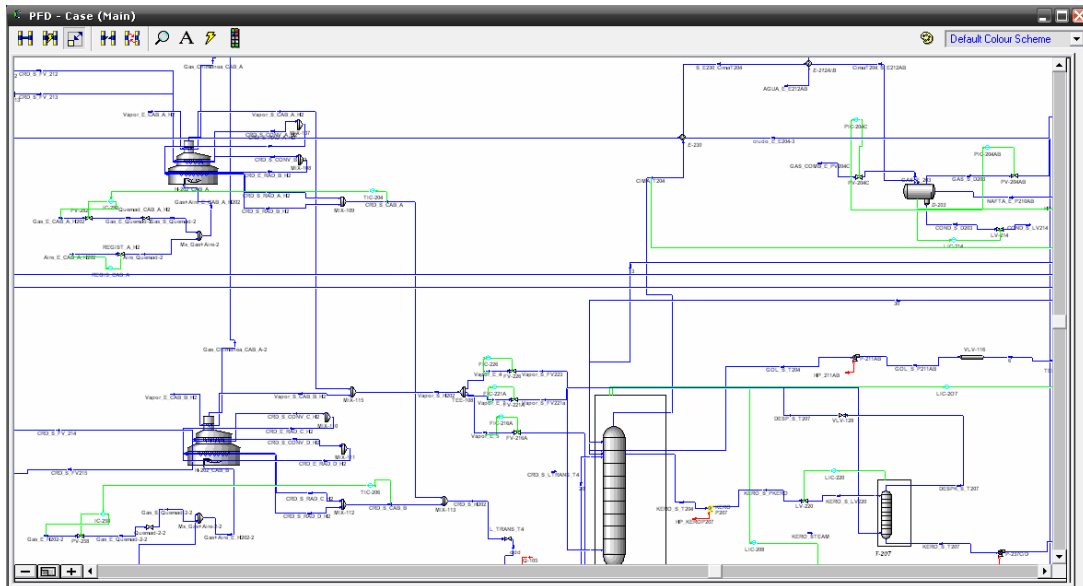


Figura No. 10 Detalle en caso de Hysys de zona atmosférica de unidad de crudo

Equipo Rotativo: Las bombas centrífugas encargadas de hacer fluir los líquidos dentro de la planta virtual fueron en gran medida simplificadas (disponibilidad de información). Para configurarlas simplemente se les asignó una potencia y una eficiencia determinadas por su capacidad en el punto de operación promedio. Esto permite a estos equipos trabajar sobre zonas cercanas a las asignadas por las ventanas operativas sin inconvenientes, pero no permite simular secuencias de arrancadas o paradas de planta.

Válvulas: Fueron tres los tipos de válvulas instaladas en la simulación. Primero las asociadas con acciones de control automático las cuales están asociadas a controles PID. Luego se encuentran las manuales, que responden a acciones directas del usuario sin la intermediación de controladores (por ejemplo los *dampers* de los hornos de crudo). Y por último están las asignadas a caídas de presión (simulación simple de tuberías). Para el dimensionamiento de todas ellas se tuvo en cuenta su característica de flujo.

Columnas: Las torres o columnas fueron configuradas de acuerdo a sus principales parámetros como diámetro y altura, número real de platos o etapas ideales

(modificando su eficiencia), zonas empacadas, platos de extracción, alturas y dimensiones de accesorios (vertederos y canales) y número de caminos de flujo.

Intercambiadores de calor y hornos: Los intercambiadores de calor fueron diseñados con todos los parámetros geométricos (número de tubos, arreglos, espaciamiento, etc.) y físicos (coeficientes de transferencia, emisividades, capacidades calóricas, etc.).

Tambores: Recipientes como tambores de cima y fondo de columnas fueron configurados de acuerdo a sus dimensiones reales y teniendo en cuenta las fases presentes en la separación.

Controladores PID : La introducción de controladores en la simulación se realizó teniendo en cuenta la naturaleza libre de ruido de los datos generados (sin filtro), respetando la respectiva acción directa o indirecta de cada lazo. Su sintonía se llevó a cabo por los métodos tradicionales en lazo cerrado y siguiendo además reglas usuales sugeridas por los creadores del aplicativo.

5.1. NIVEL DE APROXIMACIÓN DE CASOS DE SIMULACIÓN DINÁMICA EN HYSYS

Como criterios de aproximación se tomaron en cuenta principalmente las cantidades y características de los productos obtenidos en el proceso, así como los perfiles de temperatura de las torres. Para este propósito se realizaron comparaciones de la planta simulada con la información operacional y de laboratorio de la Unidad. Los valores de producción porcentual en volumen y masa promedios tres meses de operación (datos seleccionados) fueron tomados como referencia obteniéndose un porcentaje de error muy bajo. Ver Tabla No. 3.

	Planta	Simulación	Error relativo
Nafta	13.9	13.6	0.3
Jet	9.3	10.0	-0.7
ACPM	21.6	21.3	0.3
Gasóleos	8.8	8.0	0.8
Crudo reducido	34.7	36.0	-1.3
Fondos	10.7	10.0	0.7
Gases	1.0	0.9	0.1

Tabla No. 3 Rendimientos volumétricos porcentuales promedio entre datos de planta y simulaciones dinámicas

En el caso de los análisis de laboratorio llevados a cabo en la unidad bajo estudio, se incluyeron las pruebas de destilación simulada ASTM D2887 (4) (para destilados livianos y medios) y la ASTM D7213 (4) (destilados medios en vacío) . Los resultados de dichas pruebas son representadas en curvas donde se relaciona la temperatura de destilación con el porcentaje en masa de producto vaporizado. Tales curvas fueron transformadas en curvas equivalentes a las obtenidas con la norma ASTM D86 y ASTM D1160 respectivamente. Comparativamente se obtuvieron curvas simuladas en Hysys cuyos valores se encuentran muy aproximados a los reales (errores relativos menores al 5%). La figura No. 11 presenta un ejemplo de esta comparación.

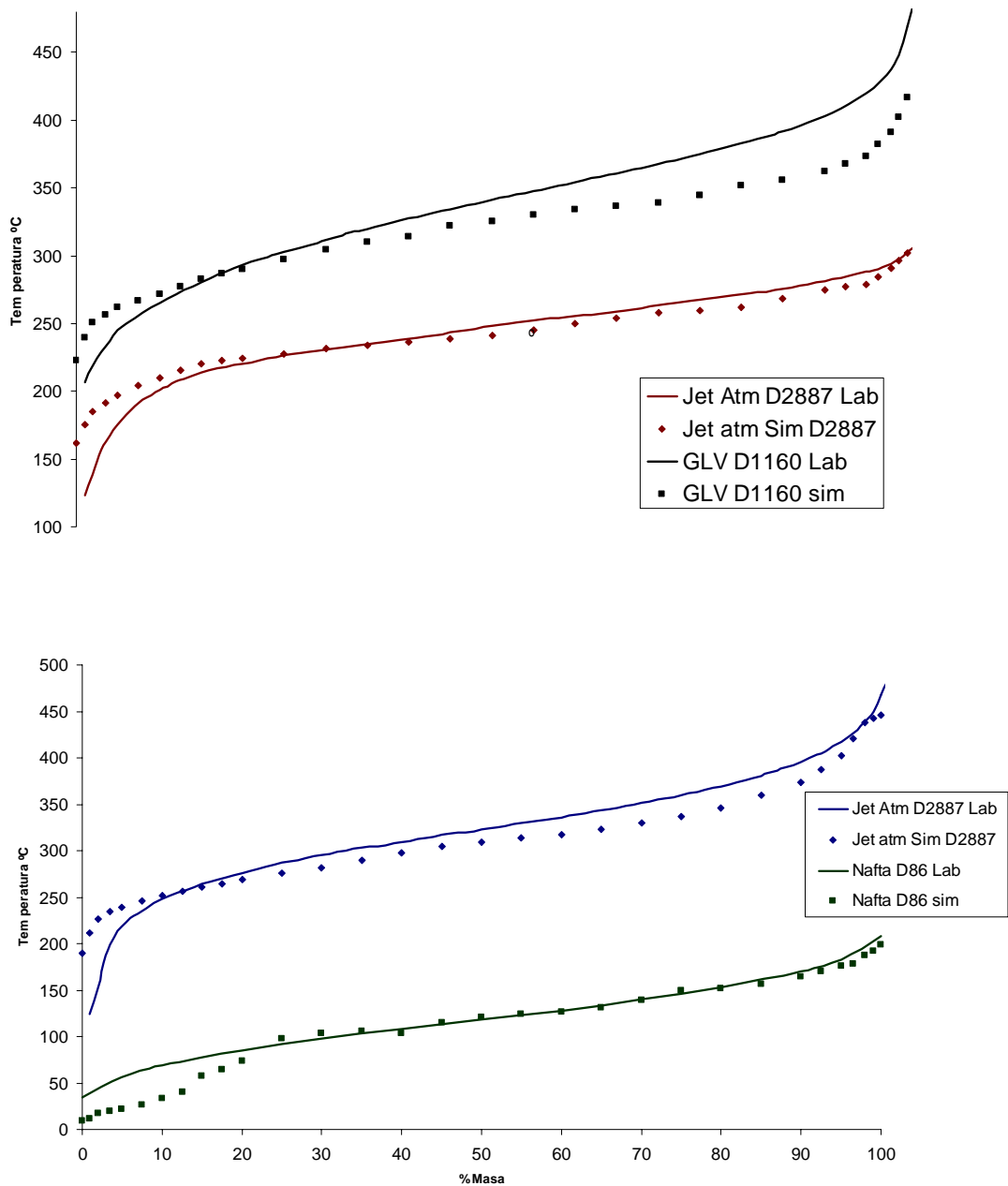


Figura No. 11 Curvas ASTM de destilación de productos

Como criterio de convergencia de los modelos de simulación se acudió al uso del perfil de temperatura de las columnas de destilación involucradas. Lo anterior garantiza que tales equipos realizan una separación adecuada del crudo, semejante la encontrada en el equipo real. Este aspecto es muy importante ya que ciertas temperaturas, como los puntos de ebullición de los cortes son variables a controlar

dentro del esquema de control. El perfil de temperatura de la columna ATM1 se muestra como ejemplo en la Figura No. 11.

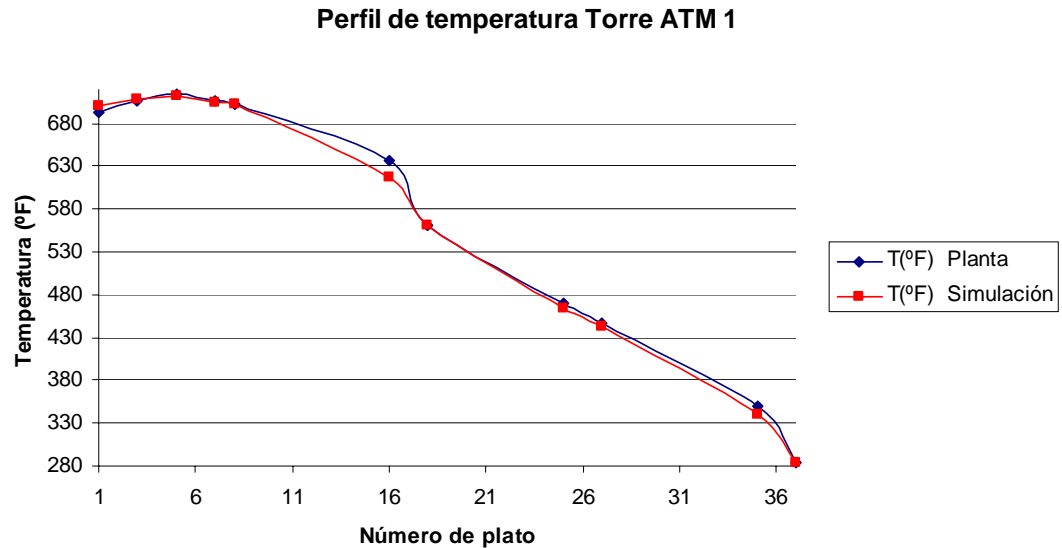


Figura No. 12 Perfil de temperatura Torre ATM 1

5.2. PREPARACIÓN DE CASOS DE SIMULACIÓN DINÁMICA

Una de las etapas más importantes del proceso de implementación de un sistema de control avanzado es la preparación de la planta para realizar las pruebas (*tests*) que generarán la información dinámica para construir los modelos lineales de la planta. La metodología presentada plantea ejecutar acciones sobre la planta virtual para establecer un punto de partida de los posibles cambios a realizar sobre la planta real, además de sensibilizar al personal involucrado sobre la importancia que tiene esta etapa. Esta etapa requiere de varios pasos para completarse.

Ajuste de configuración de equipos: Para obtener una apropiada respuesta dinámica de la planta, todos sus equipos deben trabajar adecuadamente. Por ejemplo las válvulas de control deben estar dimensionadas correctamente y sus actuadores no deben presentar demasiada histéresis ni generar problemas de saturación por falla en su recorrido. Además las condiciones a las que operan los equipos deben ser tales que sus límites operacionales nos se violen con demasiada

frecuencia (por ejemplo evitar sobre presionar intercambiadores o torres). Entonces debe ser analizado equipo por equipo, sobre todo los que en la operación normal generen más condiciones indeseadas. Si sucede muy frecuentemente pensar en repararlos adecuadamente o reemplazarlos.

Establecimiento de estrategia de control regulatorio: Aunque los lazos de control ya estén instalados en la planta, es importante revisar que lazo hace falta o está mal concebido en la práctica. Suele suceder, por ejemplo que ciertos controles tipo rango dividido o de “*switcheo*” colocados en modo automático van en contra de la estabilidad de la planta (1). Entonces deben decidirse que lazos estarán inactivos durante los *tests*.

Sintonía de control regulatorio: Luego de la anterior etapa, se prosigue con una adecuada sintonía de cada lazo de control. Este proceso obedecerá tanto a métodos universales como a la experticia de ingenieros y operadores, donde la prueba y error nunca está descartada. Debe tenerse mucha prudencia al sintonizar, por ejemplo lazos en cascada donde el control de más rápida respuesta (generalmente el esclavo) debe sintonizarse de una manera más agresiva que el maestro (Por ejemplo Temperatura- Flujo, donde los *set point* ordenados por el control de temperatura deben ser conseguidos con agilidad).

Perturbaciones externas: El personal del proceso debe conocer las perturbaciones más frecuentes como cambio en condiciones de corrientes de otras plantas que ingresan por ejemplo a los trenes de precalentamiento o cambios de carga. Es posible que algunas de ellas puedan ser medidas, caso en el cual puede pensarse en incluirlas dentro del diseño del controlador avanzado, por ejemplo el flujo de vapor de despojo en columnas. En caso contrario, se debe llevar un registro de las posibles perturbaciones que puedan afectar la operación normal y poder incluso clasificarlas de acuerdo a su influencia relativa. Esto con el fin de preparar la prueba para que se tenga cierto control anticipado y por ejemplo no se llegue a desestabilizar la unidad durante las pruebas. Para tal fin la planta virtual es una herramienta de análisis poderosa.

La información anterior fue aplicada a la preparación de los casos de simulación dinámica para las pruebas. La principal ventaja de éstos es la flexibilidad para generar posibles escenarios de puesta a punto del sistema. es así como el usuario puede modificar la operación de elementos importantes , puede rediseñar válvulas u otros sin perjuicio económico, establecer nuevas estrategias y sintonías de control regulatorio y puede hasta llegar a modificar a su antojo las perturbaciones externas.

5.3. DISEÑO FUNCIONAL

Con una operación adecuada de la planta y un análisis a conciencia de los aspectos nombrados en el párrafo anterior es posible dar paso al diseño funcional. En este diseño se ponen sobre la mesa los objetivos y los hitos que harán cumplir dichos objetivos. Obviamente debe conocerse el problema inicial a resolver con el control avanzado. Para el caso analizado aquí, la unidad de destilación ha presentado siempre una pobre optimización en cuanto a la producción de destilados medios pues tienen una productividad más baja de la esperada y además la calidad de las corrientes de producto no es uniforme (Puntos iniciales y finales del Jet, y los puntos finales del diesel como del gasóleo liviano). Esto último ha llevado a los operadores a disminuir manualmente las producciones de estos destilados con el fin de cumplir especificaciones.

Por otra parte se tiene un manejo limitado de los valores de variables importantes como temperaturas de precalentamiento y temperaturas de cima debido a problemas de corrosión en las columnas. Todo lo anterior ha hecho que la planta analizada nunca pueda operar a máxima capacidad ni mucho menos de alcanzar producciones con baja variabilidad en calidad. Entonces lo que se espera es un mejoramiento en productividad de destilados medios con calidad promedio y disminuyendo costos manteniendo presiones y temperaturas optimas en todas las zonas de las columnas.

5.3.1 Selección de variables

Debe diferenciarse entre los tres tipos de variables que atañen al diseño del controlador. En esta lista se tuvieron en cuenta las más importantes del diseño del controlador. Se descartaron variables obtenidas por inferencia sobre datos de laboratorio, ya que *Hysys* permite calcular la analítica automáticamente evitando la generación de propiedades inferidas. Otras que se refieren a errores inherentes al control real, como integrales de errores también fueron omitidas por tratarse de datos libres de ruido.

Las variables seleccionadas para el diseño del control avanzado de la unidad descrita aquí fueron (se presentan las empleadas en el modelo de simulación):

#	Descripción de Variables	Movimiento típico	Unidades
HORNOS 1 Y 2			
1.	Bypass de tren de precaliente 1A	6	psig
2.	Presión de descarga Bomba principal	5	psig
3.	Flujo del paso A, B del Horno 1 SP	1000	BPD
4.	Temperatura de salida del Horno 1 SP	10	°F
5.	Damper del Horno 1	10	%
6.	Flujo de pasos A, B,C,D del Horno 2	350	BPD
7.	Temperatura de salida pasos A/B del	10	°F
8.	Temperatura de salida pasos A/B del	10	°F
9.	Presión de tiro del Horno 2	0.03	inHg
TORRE ATM 1			
10.	Presión del tambor de cima	0.5 -1	psig
11.	Temperatura de cima	6	°F
12.	Producción de jet	400	BPD
13.	Producción de ACPM	600	BPD
14.	Producción de GOA	300	BPD
15.	Flujo de Reflujo medio	1000	BPD
16.	Flujo de Reflujo bajo	1000	BPD
17.	Temperatura de retorno de reflujo bajo	5	°F
TORRES ATM 2 Y VAC			
18.	Presión de cima de ATM 2	0.5 -1	psig
19.	Flujo de Reflujo medio de ATM 2	400	BPD

#	Descripción de Variables	Movimiento típico	Unidades
20.	Temperatura de cima de ATM 2	6	°F
21.	Flujo de Reflujo caliente de ATM 2	400	BPD
22.	Temperatura de cima de VAC	3	°F
23.	Flujo de Reflujo medio de VAC	1000	BPD
24.	Producción de jet de ATM 2	400	BPD

Tabla No. 4 Variables Manipuladas (MVs) del Controlador Avanzado Unidad de Crudo

#	Descripción de Variable
1.	Temperatura de corriente externa a tren de
2.	Flujo de corriente externa a tren de precaliente.
3.	Flujo de Vapor de 50# a despojador de kero de ATM 1
4.	Flujo de Vapor de 50# a despojador de kero de ATM 2
5.	Flujo de Vapor de despojo de 150# a ATM 1
6.	Flujo de Vapor de despojo de 150# a ATM 2
7.	Flujo de Vapor de despojo de 50# a VAC
8.	Presión de Vapor de despojo de 50#
9.	Presión de Vapor de despojo de 150#
10.	Temperatura de agua de Enfriamiento

Tabla No.5 Variables de Perturbación (FFs) del Controlador Avanzado UDC

#	Descripción de Variable
	Feed/H201/H202
1.	Carga de crudo a la unidad
2.	Carga al Horno 1
3.	%Apertura de válvula de control de bypass precalentamiento
4.	Presión del desalador
5.	Flujo del paso A del Horno 1 OP
6.	Flujo del paso B del Horno 1 OP
7.	Exceso de Oxígeno de Horno 1
8.	Duty Calórico del Horno 1
9.	Presión de salida de crudo del Horno 1
10.	Presión de Tiro de Horno 1 PV
11.	Temperaturas de Piel de Tubo Paso A Horno 1
12.	Temperaturas de Piel de Tubo Paso B Horno 1

#	Descripción de Variable
13.	Desviación de temperatura entre pasos horno 1
14.	Desviación de flujo entre pasos horno 1
15.	Flujo del paso A del Horno 2 OP
16.	Flujo del paso B del Horno 2 OP
17.	Flujo del paso C del Horno 2 OP
18.	Flujo del paso D del Horno 2 OP
19.	Exceso de Oxígeno de Horno 2
20.	Duty Calórico del Horno 2
21.	Presión de salida de crudo del Horno 2 A/B
22.	Presión de salida de crudo del Horno 2 C/D
23.	Presión de tiro de Horno 2
24.	Temperaturas de Piel de Tubo Paso A Horno 2
25.	Temperaturas de Piel de Tubo Paso B Horno 2
26.	Temperaturas de Piel de Tubo Paso C Horno 2
27.	Temperaturas de Piel de Tubo Paso D Horno 2
28.	Desviación de temperatura entre pasos A/B
29.	Desviación de flujo entre pasos A/B horno 2
30.	Desviación de temperatura entre pasos C/D
31.	Desviación de flujo entre pasos C/D horno 2
32.	Temperatura de salida de Horno 1 PV
33.	Temperatura de salida de A/B Horno 2 PV
34.	Temperatura de salida de C/D Horno 2 PV
	ATM 1
35.	Punto final de nafta
36.	Flash Point de Jet
37.	Punto de 10% de Jet
38.	Punto de 90% de Jet
39.	Punto de 90% de ACPM
40.	Temperatura de cima
41.	Temperatura de salida de jet
42.	Temperatura de salida de ACPM
43.	Flujo de cima
44.	Producción mínima de Jet
45.	Producción mínima de ACPM
46.	Nivel de despojador de jet (OP y PV)
47.	Nivel de despojador de ACPM (OP y PV)
48.	Nivel de despojador de GOA (OP y PV)
49.	Nivel de Tambor de fondo (OP y PV)

#	Descripción de Variable
50.	Presión de tambor de cima OP
51.	% Apertura Válvula Reflujo De Cima
52.	% Apertura Válvula Producción de Jet
53.	% Apertura Válvula Producción de ACPM
54.	% Apertura Válvula Producción de GOA
55.	% Apertura Válvula Reflujo medio
56.	% Apertura Válvula Reflujo bajo
57.	% Señal Control de T de retorno de Reflujo
58.	dP de Torre
	ATM 2
59.	Punto final de nafta
60.	Flash Point de Jet
61.	Punto de 10% de Jet
62.	Punto de 90% de Jet
63.	Punto de 90% de ACPM
64.	Temperatura de cima
65.	Temperatura de salida de jet
66.	Temperatura de salida de ACPM
67.	Flujo de cima
68.	Producción mínima de Jet
69.	Producción mínima de ACPM
70.	Control de nivel de despojador de Jet (OP y
71.	Control de nivel de colector de ACPM (OP y
72.	Control de nivel de colector de GOA (OP y PV)
73.	% salida de controlador de presión de cima
74.	% Apertura Válvula Reflujo De Cima
75.	% Apertura Válvula producción de Jet
76.	% Apertura Válvula Reflujo De GOA
77.	% Apertura Válvula Reflujo medio frío
78.	% Apertura Válvula Reflujo medio caliente
79.	Producción de GOA
80.	Delta P de la torre
81.	VAC
82.	Punto final de Gasóleo Liviano
83.	Penetración de asfalto *
84.	Viscosidad de asfalto
85.	Temperatura de Cima PV
86.	% Apertura Válvula Reflujo superior

#	Descripción de Variable
87.	% Apertura Válvula Reflujo medio
88.	Temperatura de retorno reflujo medio
89.	% Apertura Válvula Reflujo caliente de GPV
90.	Nivel del Plato 13 (OP y PV)
91.	% Apertura Válvula Reflujo caliente de GLV
92.	Nivel del Plato 12 (OP y PV)
93.	Nivel del Plato 6 (OP y PV)

Tabla No. 6 Variables Controladas (CVs) del Controlador Avanzado Unidad de Crudo

Hay que recalcar que todas estas variables deberán tener especificados sus valores límites mínimos y máximo adecuados a las condiciones de operación, diseño y seguridad de la planta.

4.3.2. Diagramas de relación MVs-CVs

En estos diagramas se consigna de manera cualitativa la influencia que tienen los movimientos efectuados en las variables manipuladas sobre las variables seleccionadas como controladas. Están constituidos por una matriz en donde en las filas se encuentran las variables manipuladas seleccionadas y en las columnas las variables controladas. Por medio de símbolos de relación se caracteriza si tienen relación operacional o no, y cuál es la respuesta esperada al realizar movimientos incrementales (o de descenso) sobre las CVs. Además se consigna información respectiva a la importancia relativa o priorización de las variables a controlar y del costo relativo de incrementar el valor de las variables manipuladas el controlador APC.

Costo MV			T cima	T Colector de Jet	T Colector ACPM	FLUJO DE CIMA (NAFTA + REFLUJO)	NIVEL ACPM	NIVEL GASOLEO	GAS COMBUSTIBLE DE CIMA	REFLUJO CIMA	REFLUJO CALIENTE	CAIDA DE PRESIÓN DE TORRE	PUNTO FINAL JET	PUNTO FINAL ACPM	PUNTO FINAL NAFTA
10	PIC101_S	P de cima	↑	↓	↓	↓	↓	↓	↓	↓		↑	↓	↓	↓
12	TIC101_S	T de cima	↑			↑	↓	↓	↓	↓			↑	↑	↑
1	FIC101_S	REFLUJO CALIENTE					↑	↑			↑		↓	↓	↓
	Prioridad	inferior	1	1	1	100	1	1	100	100	100	100	1	1	1
		superior	100	100	100	1	1	1	1	1	1	1	100	100	100

Figura No. 13 Fracción de Matriz cualitativa de relación MV/CV en la columna ATM1

5.4. CONFIGURACIÓN DE LAS PRUEBAS DINÁMICAS

Como se enunció anteriormente, para las pruebas sobre el simulador se empleó el método de *step test* (movimiento escalón) individual. Cada variable manipulada (MV) se incrementa o decrece en un valor determinado (valor típico) sobre su valor de estado estacionario (ver valor en Tabla No.4), de acuerdo tanto a las restricciones de seguridad y operativas. Luego de aplicado el estímulo, se procede a registrar cada cierto periodo de tiempo las tendencias dinámicas que genera sobre las demás variables consideradas en el diseño. Dichos estímulos deben ser tal que superen el nivel de ruido (dicho ruido puede tenerse en cuenta o no dentro del simulador).

Un orden apropiado de movimientos debe incluir como parámetro el Tiempo Para Estado Estacionario (TTSS; *Time To Steady State*), que para este tipo de procesos puede estar alrededor de los 120 minutos. Se realizan movimientos separados entre si 1/3, 2/3 o 3/3 de TSS (Figura No.) Para seguir con otra variable manipulada debe esperarse al menos dos TSS para garantizar que los datos fueron tomados en condiciones de relativa estabilidad.

Como referencia para realizar los movimientos de la mayoría de las variables manipuladas se emplearon las bitácoras o memorias (*test log*) de los test reales realizados. Cabe anotar que en dichas pruebas aun persistían problemas tanto de instrumentación como de saturación de válvulas en algunos lazos, razón por la cual la información afectada por estos no fue tomada en cuenta. Solamente los movimientos válidos se seleccionaron para ser replicados.

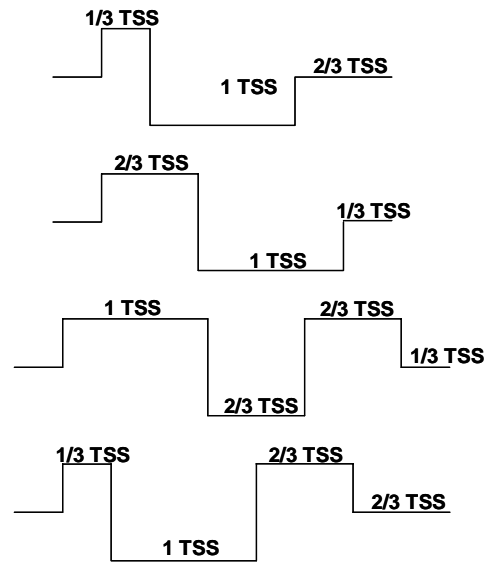
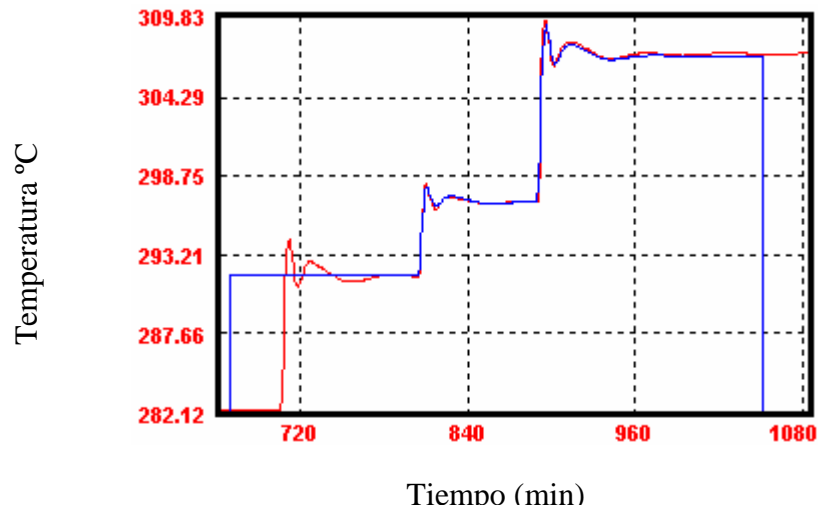


Figura No. 14 Patrones para movimientos de MV's durante Step test. a) Para tres movimientos. b) Para cuatro movimientos

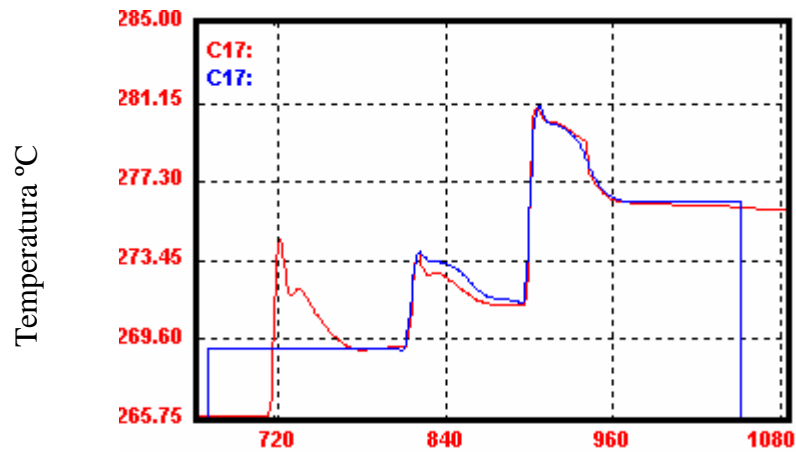
Por otra parte fueron diseñadas series de pruebas propias, que si bien tenían como marco las pruebas reales realizadas, obviaban los inconvenientes presentados en estas. Además en ellas se realizaron movimientos sobre variables de perturbación que en la operación real no era posible. Por ejemplo, se hicieron movimientos sobre los servicios de la planta, como el vapor de despojo, el agua de enfriamiento y el gas combustible. Además se perturbó la carga de la unidad tanto en su calidad como en el flujo.

Para comprobar la bondad del ajuste, cada uno de los modelos lineales obtenidos fue sometido a pruebas donde se replicaban las entradas para obtener una predicción de los valores de sus salidas (CVs). La Figura No.16 muestra la predicción de los valores del punto final del jet atmosférico y el comportamiento de

la PCT (Temperatura corregida por presión) de la cima de la torre ATM 2 al variar el punto de consigna del controlador de temperatura de dicha cima.



(a)



(b)

Figura No. 15 Predicción (azul) contra datos de simulación en Hysys replica de test de planta (rojo). a) Predicción de PCT b) Predicción de Punto Final de jet Atmosférico

Para describir la respuesta de un modelo o tendencia lineal dinámica son necesarios tres parámetros principales. La ganancia de estado estable, que puede expresarse como el cambio final que se observa en una CV al ser manipulada una o más MVs. De acuerdo a esto, generalmente los modelos lineales son descritos de manera

normalizada, tomándose como referencia el valor de estado estable previo a la perturbación o movimiento, así que la ganancia tendrá valores relativos al tamaño del movimiento en la variable manipulada.(1).El segundo parámetro a considerar es el tiempo muerto. Este representa las unidades de tiempo que tarda la señal de respuesta de la variable controlada en percibir una variación significativa. Por último se tiene el tiempo para alcanzar el estado estable o tiempo de estabilización, donde la señal de respuesta de la variable controlada alcanza un valor constante en el tiempo. Esta consideración aplica para variables a ser controladas en un punto de consigna fijo, tal y como calidades de productos, flujos, temperaturas , etc. (Ver figura No. 4)

Cuando se trata de variables donde no es posible alcanzar un *set point* puntual lo que se busca es mantenerlas dentro de un intervalo de valores permitidos. Para este tipo de variables se considera que hay estado estable cuando el valor de la variable crece o decrece con pendiente constante. Un ejemplo típico es el del control de nivel se debe tener en cuenta un parámetro conocido como pendiente o rata de cambio.

El diseño de las pruebas incluyo variaciones tanto en la magnitud de los escalones como en la velocidad de integración del caso de simulación. Cabe anotar además que fueron realizados movimientos tanto en las MV como en las variables FF, esto último enriquece el modelo con información difícilmente obtenible en planta.

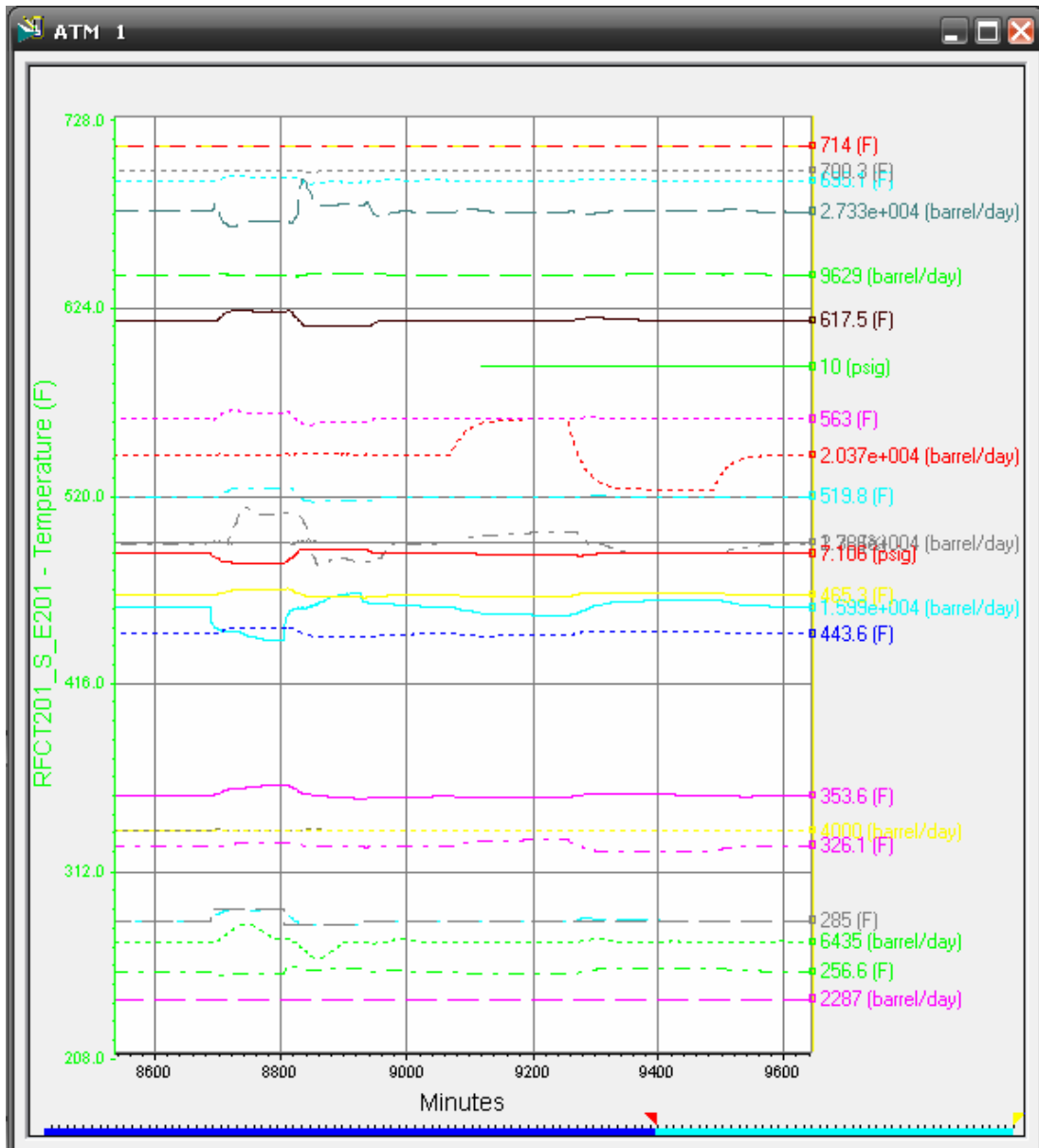


Figura No. 16 Detalle ejemplo de resultados Step test Simulado sobre Torre ATM 1

5.5. IDENTIFICACIÓN DE MODELOS LINEALES

Inicialmente fueron agrupadas las variables de acuerdo a la zona de planta a la que corresponden. Se asignó para cada variable manipulada un grupo de variables controladas cuya dinámica es afectada directamente por ellas. El comportamiento de estos grupos fue analizado separadamente. Para la identificación de modelos lineales se hizo uso del método FIR (respuesta a impulsos finitos, considerando modelos desde 60 hasta 120 coeficientes). Con este método que aunque permite identificar una salida única como respuesta a múltiples entradas (MISO), se apeló a excitaciones individuales sobre cada variable manipulada. Las respuestas significativas en cuanto a aumento de ganancia por movimiento típico de cada MV fueron consignadas en modelos lineales organizados matricialmente.

La Figura No. 17 muestra un modelo donde se compara la respuesta dinámica de datos de planta contra la obtenida por un caso de simulación en Hysys de la planta de destilación bajo estudio. Nótese como la tendencia dinámica de respuesta de las variables controladas es similar, aunque con algún grado de desviación en cuanto a orden de magnitud.

Es clave anotar como el simulado dinámico calcula el valor de propiedades tales como los puntos finales y de inflamación de destilados como el jet. Este tipo de cálculo en los datos reales se lleva a cabo por medio de métodos matemáticos como mínimos cuadrados y otras técnicas que permiten con unos datos discretos de análisis de laboratorio generar correlaciones que permiten inferir propiedades como las anotadas anteriormente partiendo de valores de variables de proceso como temperaturas y presiones de salida de colector o de cima de columna (3).

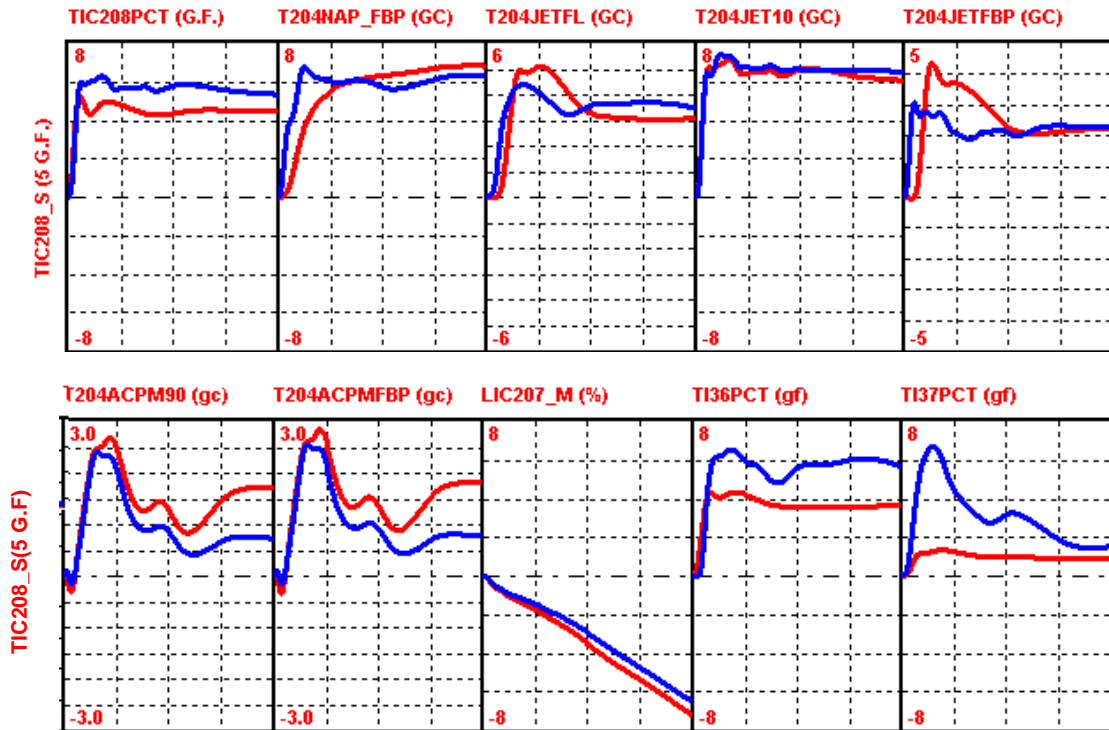


Figura No. 17 Detalle de Comparación de Modelos identificados. Hysys (rojo), Planta (azul) . Efecto del incremento de la Temperatura de cima (5°C) en la calidad de productos

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Para describir el modelo lineal de un sistema dinámico son necesarios parámetros como el TTSS, la ganancia de estado estable, el tiempo muerto y las pendientes de rampa (en el caso de niveles). Dichos parámetros fueron analizados para estimar la aproximación que la información dinámica aportada por los casos de simulación puede hacer de la dinámica real de la unidad de crudo en su operación. Además de esto se tuvo en cuenta la forma de la respuesta (sobre o sub amortiguada) así como la posible interacción entre variables MV.

La respuesta dinámica resultante de cualquier variable controlada es la combinación lineal de los efectos que las variables manipuladas y las perturbaciones medidas y no medidas en la planta. Por tal razón es muy importante llegar a conocerlas con exactitud. El aporte de la experiencia del personal es vital en este aspecto. Con la aproximación tecnológica aquí planteada se aprovecha esto último y la facilidad de cálculo de la simulación dinámica, permitiendo realizar pruebas que ponen al descubierto interacciones dinámicas que en la práctica pueden despreciarse o no describirse de manera adecuada afectando el proceso de identificación.

Es importante anotar como la duración de las pruebas dinámicas reales es bastante alto comparado con las realizadas en la planta virtual. Mientras las primeras fueron realizadas en aproximadamente tres sesiones completando casi 40 días (30 días continuos), en el simulador se realizaron cuantitativamente hablando un total de casi diez pruebas equivalentes a las reales incluyendo su réplica. Esto en virtud a la facilidad de acelerar la convergencia así como la ausencia de problemas operativos.(Ver Tabla No. 7).

	Real	Simulado
Personal Involucrado en tests	1 Ingeniero Consultor externo 2 Operadores de turno 1 Ingeniero de automatización y control 1 Ingeniero de planta	1 Ingeniero configurador
Dedicación	Turnos de 8 a 12 horas continuos	8 horas diarias
Construcción de la simulación	NA	De 2 a 6 meses dependiendo de la complejidad
Sintonización de Lazos de control	uno o más días por lazo	media a una hora por lazo
Tiempo de pruebas	30 días continuos	3 días continuos
Número de movimientos realizados sobre MVs	150 de los cuales solo 95 fueron válidos	130 movimientos válidos
Contingencias	Saturación de válvulas Cambio de carga Perturbaciones en Unidades aguas abajo	Saturación de válvulas
Control sobre Perturbaciones	Ninguna	Control sobre el vapor de despojo Control sobre la carga Control sobre T de agua de enfriamiento Control sobre calidad de gas combustible
Personal Involucrado en identificación	1 Ingeniero Consultor externo 1 Operador de mayor experiencia 1 Ingeniero de automatización 1 Ingeniero de planta	1 Ingeniero configurador 1 Operador de mayor experiencia o Ingeniero de planta 1 Ingeniero de automatización y control
Tiempo de Identificación de modelos	15 días	8 días

Tabla No. 7 Comparativo entre algunas pruebas realizadas en planta y en las simulaciones dinámicas

Tal es el caso de la dinámica de los cambios en la composición del gas combustible a hornos, las variaciones en la temperatura de agua de enfriamiento o la caída del vacío en los eyectores de la zona de vacío de destilación. En la figura No. 17 se presenta como movimientos realizados (de arriba hacia abajo) sobre el vapor de despojo, caudal de carga a la unidad y temperatura de ingreso a una de las

columnas atmosféricas respectivamente influyen en los puntos finales de la nafta y los destilados medios.

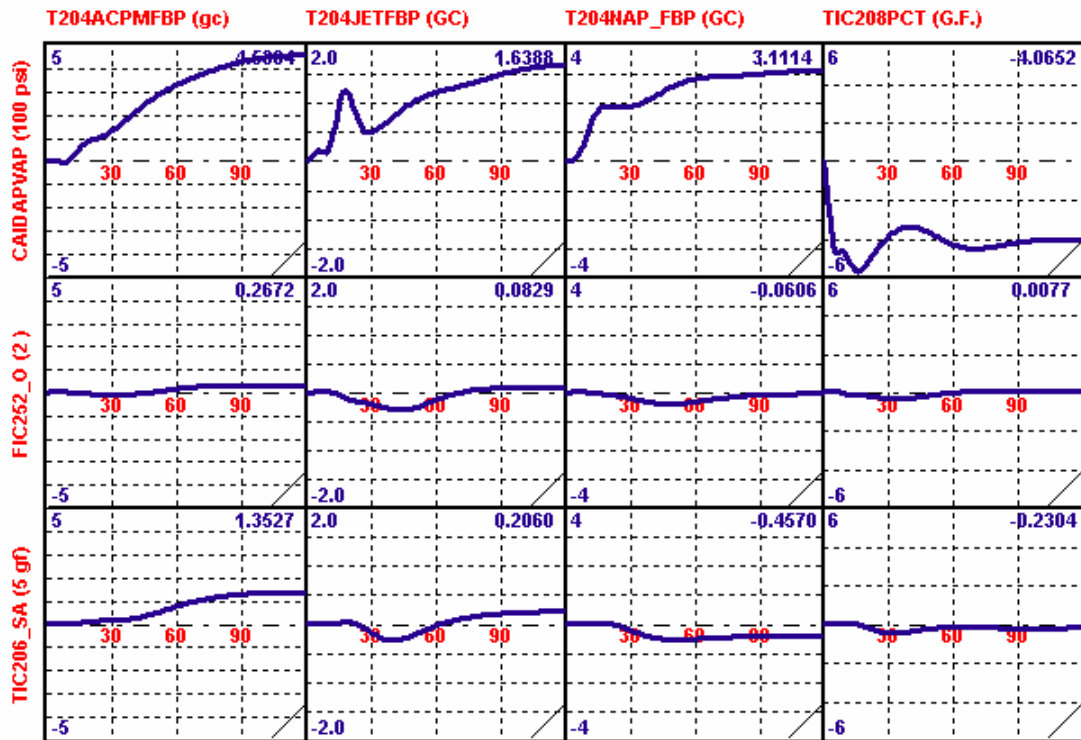


Figura No. 18 Respuesta dinámica de planta virtual a perturbaciones como caída de presión de vapor de despojo, incremento de carga y temperatura de ingreso a columna atmosférica (de arriba abajo respectivamente)

El criterio del personal de control y operativo decide cuales interacciones impactan mas en la planta y su inclusión en el modelo lineal de control. Estas pruebas dinámicas sobre el modelo hacen por ejemplo tener en cuenta la caída de presión del vapor de despojo en el cálculo de las calidades de los productos.

El ingeniero de control cuando hace parte del proceso de pruebas de aceptación de los modelos lineales del controlador avanzado debe llegar con una idea global y a la vez detallada del comportamiento de su planta. La identificación realizada por los agentes, generalmente extranjeros, con conocimientos generales pero no particulares de cada planta, hace imperiosa la necesidad de dar a conocer el "insight" dinámico de la operación. Tan es así que las

frecuentes correcciones que se llevan a cabo, por ejemplo con la de respuestas inversas, modificación de ganancias y tiempos muertos, sobre los modelos lineales identificados por la empresa implementadora hacen de los simuladores dinámicos una gran herramienta a la hora de argumentar cambios sobre diseños que luego de instalados solo pueden ser modificados por dicha compañía bajo el respectivo protocolo de garantía, llegando a afectar el desempeño de la tecnología instalada.

7. METODOLOGÍA PROPUESTA

De acuerdo al desarrollo del caso de la unidad de destilación durante este trabajo y siguiendo los lineamientos de la RP API 557 (2) se propone una breve metodología que incorpora el uso de casos de simulación dinámica en la implementación del control avanzado en unidades de separación de crudo.

Cada paso lógico comprende varias tareas que pueden realizarse bien sea de manera previa o de manera conjunta y coordinada con las establecidas para planta real. El aporte del personal operativo y de control es crucial para decidir cuanto puede llegar a aportar la información generada por la planta virtual. Desde la correcta sintonía de los lazos de control, pasando por el diseño de las pruebas de escalón, hasta la evaluación del desempeño del controlador avanzado.

Esta aplicación además de proporcionar al personal a mejorar su visión dinámica del proceso, hace posible establecer una especie de sistema de entrenamiento en donde puede obtenerse resultados excelentes de capacitación tanto a ingenieros como a operarios.

Etapa	Objetivos	Actividades / simulación dinámica
Preliminares	Socialización con personal Establecimiento de fechas	Analizar alcances de la simulación dinámica: operativos, de entrenamiento Hitos y Plazos para configuración de simulaciones
Recopilación de Información	Análisis operacional Selección y especificación de equipos a simular.	<i>Data</i> de Planta: Balances másicos y volumétricos. Ventanas Operativas (rangos) <i>Data Sheet</i> : Equipos principales de transferencia de masa y calor. Análisis de Base de datos de control, esquemas de control

		regulatorio. Lazos PID, sintonía.
Configuración de casos de Simulación	<p>Casos Base en estado estacionario.</p> <p>Transición al estado dinámico.</p> <p>Configuración de aplicación de intercambio de datos.</p>	<p>Cálculo de Promedios</p> <p>Establecimiento del nivel de rigurosidad</p> <p>Construcción de casos Base</p> <p>Dimensionamiento y configuración de control regulatorio. Esquemas de control. Comparación</p> <p>Sintonía de lazos de control</p> <p>Corridas y aceptación por parte de personal operativo y de control..</p> <p>Pruebas FAT y SAT</p> <p>Entrenamiento de personal</p>
Diseño y generación de Pruebas dinámicas	<p>Diseño funcional</p> <p>Programación de secuencias</p> <p>Registro de tendencias dinámicas</p>	<p>Diseño funcional Número de pruebas. Agrupamiento de Variables (CV,MV,FF)</p> <p>Definición de Movimientos típicos</p> <p>Diagramas de relación MV/CV</p> <p>Pruebas sobre simulación con movimientos típicos y máximos</p> <p>Programación de pruebas, secuencias automatizadas</p>
Identificación de modelos lineales	<p>Selección de datos</p> <p>Establecimiento de método de identificación</p> <p>Correlaciones para análisis de Laboratorio (modelos de inferencia)</p> <p>Obtención de modelos lineales</p> <p>Simulación de respuestas</p>	<p>Creación de archivo de registro de datos</p> <p>Identificación con software especializado (<i>DMCPlus. Matlab</i>)</p> <p>Análisis de modelos lineales obtenidos y comparación con reales</p> <p>Juzgamiento de respuestas (operadores e ingenieros de planta) y Aceptación</p>

	(predicciones)	
Configuración de controlador DMC	<p>Instalación de controlador en la simulación en <i>Hysys</i></p> <p>Pruebas de desempeño</p> <p>Sintonización de controlador</p>	<p>Establecimiento de funciones de costo</p> <p>Establecimiento de Límites de variables y parámetros</p> <p>Pruebas de desempeño</p> <p>Establecimiento de rutinas de sintonización (7)</p> <p>Mejoramiento de modelos lineales existentes</p> <p>Sugerencias técnicas de implementación en modelos del controlador real.</p>
Actividades adicionales	<p>Establecimiento de beneficios</p> <p>Programa de entrenamiento</p> <p>Mantenimiento de la tecnología</p>	<p>Establecimiento de posibles escenarios económicos</p> <p>Creación de entorno de entrenamiento en APC con la simulación</p> <p>Sugerencias de actividades de mantenimiento sobre el controlador avanzado a Empresa implementadora</p>

Tabla No. 8 metodología propuesta para incluir casos de simulación dinámica en el control avanzado

8. CONCLUSIONES

La integración de casos de simulación dinámica con la implementación del control avanzado de plantas de destilación puede ser muy provechosa pues permite explorar zonas de operación que en la operación real sería difícil de analizar.

La preparación de la planta real para las pruebas de escalón necesarias para obtener información dinámica adecuada puede realizarse con ayuda de casos de simulación dinámica, pues permite analizar los movimientos mas adecuados y su amplitud máxima o mínima con el fin de encontrar interacciones entre variables poco evidentes o ver la respuesta de la planta frente a perturbaciones medidas que no pueden controlarse en la operación diaria.

La velocidad con la cual puede evaluarse la información dinámica de una planta de separación de crudo puede mejorarse con el uso de simuladores dinámicos en un factor de casi diez veces, lo que se traduce en procesos de implementación más eficaces.

El conocimiento que del comportamiento dinámico de una planta de destilación combinada puede obtener el personal operativo y de control durante la operación diaria se refuerza con la información obtenida de casos de simulación dinámica.

La decisión para establecer los modelos lineales dinámicos que serán instalados en el controlador avanzado depende tanto del personal de ECOPETROL como de la empresa instaladora de la tecnología. Los argumentos que presenten los ingenieros de control y operadores pueden sustentarse adecuadamente con la información arrojada por el simulador dinámico comercial, evitando así trabajo extra de correcciones posteriores.

Para implementar la tecnología planteada es necesario consolidar cada una de las actividades consolidadas en la metodología de tal manera que pueda seguirse una misma ruta estándar para legar a su correcta aplicación. Sin

embargo cada planta tendrá modificaciones específicas de acuerdo a la naturaleza del proceso, así como de los equipos y lazos de control involucrados.

9. GLOSARIO

APC: Advanced Process Control (Control avanzado de Procesos).

RP API 557 : Conjunto de prácticas recomendadas para implementar control avanzado en unidades de proceso de la industria petroquímica.

CV: variable controlada

DMC: Dynamic Matrix Control (Control Matricial Dinámico)

Data sheet : Hoja de especificaciones de un instrumento o equipo de proceso.

FF: variable manipulada (feedforward)

Insight: Conocimiento profundo de los fundamentos y el comportamiento de algo.

KPI: Key Performance Indicators (Indicadores Claves De Desempeño)

MV: variable manipulada

OP: valor de apertura de válvula en porcentaje

PCT: Pressure Corrected Temperature (temperatura corregida por presión)

PID: Acción Proporcional, Integral y Derivativa de un controlador digital.

PV: Valor de variable de proceso

Set Point (SP): Punto de consigna de control

Step test: Prueba de movimientos de escalón sobre variables MV

TTSS: Time to Steady State (Tiempo para alcanzar estado estable de un proceso)

UDC: Unidad de Destilación Combinada

10. BIBLIOGRAFÍA

- (1) ACEDO SÁNCHEZ, JOSÉ . Control Avanzado de Procesos. 2004. Editorial Diaz de Santos. Madrid,2003.
- (2) API RP 557 . Advanced Control Recommended Practice For Petrochemical Industry. 2004
- (3) ASPENTECH. Introduction to Multivariable Predictive Control with Aspen DMCplus. Aspentech Customer education training Manual. 2007
- (4) ASPENTECH. Hysys 3.2 Operations Guide. Aspentech. 2003
- (5) ASLOP, N. y FERRER, J. M., “Step Test Free APC implementation Using Dynamic Simulation”. Process Control Spring National Meeting , USA, April 24,g 2006.
- (6) ASLOP, N. y FERRER, J. M “What dynamic simulation brings to a Process Control Engineer - Applied Case Study to a Propylene/Propane Splitter, ERTC Computing, London May 2004.
- (7) HARMSE, M. Automated Closed Loop Step Testing of Process Units. U.S. Patent 6,819,964 B2. Nov.16, 2004. Cambridge, USA.
- (8) HOWARD, R., OSTA, S. “Extending APC Benefits” Hydrocarbon Engineering, Abril 2007.
- (9) KALAFATIS A., K. Patel, M. Harmse and Q. Zheng “Multivariable step testing for MPC projects reduces crude unit testing time” .Hydrocarbon Processing. Feb, 2006.
- (10) G. MARCHETTI. F. TRIVELLA. “Integration for innovation”. Hydrocarbon Engineering, Nov. 2004
- (11) GOMEZ, Mayra. “Diseño y simulación de un controlador multivariable Predictivo aplicado a un horno de calentamiento de crudo” Tesis de Maestría, UIS. Bucaramanga, 2006.
- (12) JUNG WON Seo, KYUNG HYUN Kim “Control of Atmospheric Distillation Unit Using Model Predictive Control Technique”. Hwahak Konghak Vol. 40, No. 2, April, 2002, pp. 152-158
- (13) OLSEN, D., VAN der LEE. “A case study using an integrated, real-time computing Environment for advanced process control development”. American Control Conference, IEEE International, Arlington, 2001.

(14) RINCON Durán, M., CASTILLO. E. "Aplicación de esquemas de control avanzado en el proceso de deshidratación del gas natural". *Scientia et Technica*. Mayo, 2004.