

**SISTEMA DE ENTRENAMIENTO EN OPERACIÓN DE PLANTAS DE PROCESO**  
**“Tomando como piloto un sistema para entrenamiento en la operación de**  
**una planta de producción de disolventes alifáticos”**

**PEDRO JOSÉ FERRADA BAUTISTA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**  
**Escuela de Ingeniería Química**  
**Facultad de Ciencias Fisicoquímicas**  
**Bucaramanga**  
**2.009**

**SISTEMA DE ENTRENAMIENTO EN OPERACIÓN DE PLANTAS DE PROCESO**  
**“Tomando como piloto un sistema para entrenamiento en la operación de**  
**una planta de producción de disolventes alifáticos”**

**PEDRO JOSÉ FERRADA BAUTISTA**

**Dirigido por:**  
**Ph.D. Ing. Química ALVARO RAMIREZ GARCIA**

**TRABAJO DE GRADO**  
**MAESTRÍA EN INGENIERÍA**  
**Área: Ingeniería Química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**  
**Escuela de Ingeniería Química**  
**Facultad de Ciencias Fisicoquímicas**  
**Bucaramanga**  
**2.009**

## INDICE DE CONTENIDOS

	Página
AGRADECIMIENTOS.....	vii
RESUMEN EN ESPAÑOL.....	viii
RESUMEN EN INGLÉS .....	ix
INTRODUCCION.....	1
1. ANTECEDENTES .....	2
2. MODELO DE LA PLANTA DE DISOLVENTES .....	4
2.1. CARACTERÍSTICAS DE LAS CARGAS Y DE LOS PRODUCTOS [14], [15] .....	4
2.1.1. DESCRIPCIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS .....	4
2.1.2. DESCRIPCIÓN DE LOS PRODUCTOS.....	5
2.2. DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES DEL PROCESO Y LOS EQUIPOS DE LA PLANTA [13], [14].....	7
2.2.1. DESCRIPCION DE LOS EQUIPOS .....	7
2.2.2. DESCRIPCIÓN DE LOS LAZOS DE CONTROL DE LA PLANTA [13].....	8
2.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCION DE SOLVENTES [13], [14].....	11
2.3.1. PRODUCCIÓN DE HEXANO .....	11
2.3.2. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 1A .....	12
2.3.3. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 2 .....	12
2.3.4. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 3 .....	13
2.3.5. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 4 .....	14
2.4. IMPLEMENTACION DEL MODELO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE DISOLVENTES ALIFÁTICOS [15],.....	15
3. ARQUITECTURA DE LA HERRAMIENTA .....	23
3.1. INTRODUCCION.....	23
3.2. FUNCIONAMIENTO.....	24
4. LECCIONES DE APRENDIZAJE PROPUESTAS .....	29
4.1.1. VARIACIÓN DEL FLUJO DE CARGA A LA UNIDAD .....	30
4.1.2. VARIACIÓN DE LA PRESIÓN DE CIMA DE LA TORRE 1 .....	32
4.1.3. VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA DE FONDO DE LA TORRE 2 .....	35
5. CONCLUSIONES.....	38
6. BIBLIOGRAFIA.....	39

## LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1. Diagrama de proceso de la T-1.....	9
Figura 2. Diagrama de proceso de la T-2. ....	10
Figura 3. Especificación de la composición de la carga.....	15
Figura 4. Objeto divisor en AspenHYSYS.....	16
Figura 5. Objeto bomba en AspenHYSYS.....	16
Figura 6. Variación de la cabeza y eficiencia de una bomba.....	17
Figura 7. Objeto separador en AspenHYSYS.....	17
Figura 8. Objeto válvula en AspenHYSYS.....	18
Figura 9. Objeto columna en AspenHYSYS.....	19
Figura 10. Descripción de entradas y salidas en cada etapa de una columna....	20
Figura 11. Objeto intercambiador de calor en AspenHYSYS.....	20
Figura 12. Objeto controlador en AspenHYSYS.....	22
Figura 13. Arquitectura de la herramienta.....	23
Figura 14. Inicio Interface Visual Basic.....	24
Figura 15. Portada Interface Visual Basic.....	25
Figura 16. AspenHYSYS - Herramienta de modelamiento riguroso.....	26
Figura 17. Despliegue gráfico del DCS emulado recibo/envío información.....	27
Figura 18. Interface de operación típica.....	28
Figura 19. Cambio del “SetPoint” de la variable de Carga.....	30
Figura 20. Gráficas de Tendencias de la Torre 1, $\Delta F$ .....	31
Figura 21. Valores en la torre 1 después de cambio de “SetPoint” de la carga....	32
Figura 22. Caída de presión del vapor.....	33
Figura 23. Gráficas de Tendencias de la Torre 1, $\Delta P$ .....	34
Figura 24. Valores en la torre 1 después de cambio de “SetPoint” de P cima.....	34
Figura 25. Cambio del “SetPoint” de la variable de temperatura de fondo.....	35
Figura 26. Gráficas de Tendencias de la Torre 2, $\Delta T$ .....	36
Figura 27. Valores torre 1 después de cambio de “SetPoint” de temp fondo.....	37

## LISTA DE TABLAS

	Página
Tabla 1. Especificaciones de Calidad del Hexano.....	5
Tabla 2. Especificaciones de Calidad del Disolvente 1A.....	5
Tabla 3. Especificaciones de Calidad del No. 2 o (11/29).....	6
Tabla 4. Especificaciones de Calidad del No. 3 o (22/32).....	6
Tabla 5. Especificaciones de Calidad del No. 4 o (31/39).....	7
Tabla 6. Listado de Equipos.....	7
Tabla 7. Condiciones de Operación para Producción de Hexano.....	11
Tabla 8. Temperaturas para producción de Hexano.....	12
Tabla 9. Condiciones de Operación para Producción de Disolvente 1A.....	12
Tabla 10. Temperaturas para producción de Disolvente 1A.....	12
Tabla 11. Condiciones de Operación para Producción de Disolvente No.2.....	13
Tabla 12. Temperaturas para producción de Disolvente No.2.....	13
Tabla 13. Condiciones de Operación para Producción de Disolvente No.3.....	13
Tabla 14. Temperaturas para producción de Disolvente No.3.....	14
Tabla 15. Condiciones de Operación para Producción de Disolvente No.4.....	14
Tabla 16. Temperaturas para producción de Disolvente No.4.....	15

## **AGRADECIMIENTOS**

Quisiera agradecer a mi director de proyecto el Dr. Álvaro Ramírez García, y a todas las personas que de una u otra manera han aportado su granito de arena para que este proyecto finalmente viera la luz. Y un agradecimiento especial a mi familia y a mi novia por su paciencia y comprensión durante las jornadas intensas de trabajo.

## RESUMEN EN ESPAÑOL

**TITULO:** “SISTEMA DE ENTRENAMIENTO EN OPERACIÓN DE PLANTAS DE PROCESO - Tomando como piloto un sistema para entrenamiento en la operación de una planta de producción de disolventes alifáticos”<sup>1</sup>

**AUTOR:** Pedro José Ferrada Bautista<sup>2</sup>

**PALABRAS CLAVES:** Sistemas de Entrenamiento, Entrenamiento de Operadores, Educación Virtual, Producción de Disolventes Alifáticos, Sistemas Dinámicos y Simulación de Procesos.

El presente trabajo de grado describe el diseño, la implementación y la prueba en campo de una herramienta de simulación para entrenamiento de los estudiantes de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Industrial de Santander ubicada en la ciudad de Bucaramanga (Colombia), en la operación de una planta real. A través del presente trabajo se pudo desarrollar un modelo riguroso y robusto para simulación de una planta de producción de disolventes alifáticos utilizando para ello una herramienta comercial de modelamiento, control y simulación de procesos (Aspen Hysys), e igualmente se pudieron desarrollar interfaces que emulan el entorno de operación de la planta real para conectar el modelo de simulación en un ambiente similar, al que un operador profesional debe utilizar para controlar su proceso, por medio de una aplicación con un lenguaje de programación enfocada a objetos (Visual Basic 6.0). Adicionalmente se tuvieron en cuenta metodologías pedagógicas (finalmente se optó por desarrollar un método empírico el cual fue denominado “de los cuatro ambientes”) para la enseñanza de la ingeniería a través de un computador, así como la documentación y la información correspondiente al proceso y el funcionamiento de la planta industrial real (planta de especialidades de la refinería de Barrancabermeja Ecopetrol S.A.).

---

<sup>1</sup> “SISTEMA DE ENTRENAMIENTO EN OPERACIÓN DE PLANTAS DE PROCESO, tomando como piloto un sistema para entrenamiento en la operación de una planta de producción de disolventes alifáticos”

<sup>2</sup> Facultad de Ciencias Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería Química, Ph.D. Ing. Química ALVARO RAMIREZ GARCIA

## RESUMEN EN INGLÉS

**TITULO:** “SISTEMA DE ENTRENAMIENTO EN OPERACIÓN DE PLANTAS DE PROCESO - Tomando como piloto un sistema para entrenamiento en la operación de una planta de producción de disolventes alifáticos”<sup>3</sup>

**AUTOR:** Pedro José Ferrada Bautista<sup>4</sup>

**PALABRAS CLAVES:** Sistemas de Entrenamiento, Entrenamiento de Operadores, Educación Virtual, Producción de Disolventes Alifáticos, Sistemas Dinámicos y Simulación de Procesos.

The present work (requirement for degree) describes the design, the implementation and the classroom test of a tool of simulation for training of the students of the Escuela de Ingeniería Química of the Universidad Industrial de Santander located in Bucaramanga's city (Colombia), in the operation of a process plant. Across the present work a rigorous and robust model was develop for simulation of the plant of aliphatics solvents production using for it a commercial tool for modeling, control and simulation process (Aspen Hysys), equally they could develop interfaces that emulate the environment of operation of the real plant to connect the model of simulation in an environment similar to the one that an professional operator must use to control your process, across of the application with a language of programming focused on objects (Visual Basic 6.0). Additionally, pedagogic methodologies were implemented (finally one chose to develop an empirical method which was named "the four environments") for the education of the engineering across a computer, as well as the documentation and the information corresponding to the process data and the functioning of the industrial real plant (plant of “especialidades” in the Barrancabermeja's refinery of Ecopetrol S.A.).

---

<sup>3</sup> “SISTEMA DE ENTRENAMIENTO EN OPERACIÓN DE PLANTAS DE PROCESO, tomando como piloto un sistema para entrenamiento en la operación de una planta de producción de disolventes alifáticos”

<sup>4</sup> Facultad de Ciencias Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería Química, Ph.D. Ing. Química ALVARO RAMIREZ GARCIA

## INTRODUCCION

El presente documento contiene la descripción de las diferentes etapas que se llevaron a cabo para el diseño, el desarrollo y la implementación de una herramienta informática de apoyo a la enseñanza y a la capacitación en el área del control de procesos.

Teniendo en cuenta las limitaciones económicas de la universidad, el trabajo fue desarrollado utilizando paquetes de software que actualmente son propiedad de la institución o están legalmente licenciados, como lo son el simulador comercial AspenHYSYS propiedad de la empresa Aspen Technology Inc. y el paquete de programación enfocada a objetos Visual Studio, dentro del cual podemos acceder al lenguaje Visual BASIC.

El trabajo es considerado una innovación tecnológica puesto que es una aplicación de los fundamentos en las disciplinas del control de procesos y de la informática a través de la construcción del modelo dinámico de un proceso industrial con un énfasis especial en el desempeño pedagógico del mismo para su aplicación directa en la enseñanza y la capacitación en el control de procesos industriales.

El ingeniero de planta normalmente se enfrenta a un abismo entre su formación académica en control de procesos y su aplicación a través del hardware instalado en una planta de producción real. Ese será el objeto fundamental de este trabajo, crear un puente entre el control de procesos como teoría tecnológica y las aplicaciones de software y hardware usadas comúnmente en la industria de procesos.

## 1. ANTECEDENTES

El entrenamiento de ingenieros y operadores es una tarea indispensable en toda unidad de proceso y se realiza de forma incremental partiendo de los rudimentos básicos de operación segura de equipos, pasando por el conocimiento y manejo del Sistema de Control Distribuido (DCS), hasta el conocimiento profundo de la dinámica con la que las diferentes partes del proceso responden a cambios en las variables manipuladas [1].

En cada una de estas etapas es indispensable el acompañamiento de operadores de mayor experiencia que guían a los novatos evitando que se puedan presentar accidentes. En todo caso, el operador aprende trabajando sobre la misma planta, creándose situaciones inseguras que llevan a la pérdida de producto por mala operación, ó en el peor de los casos a accidentes de trabajo con las consiguientes lesiones a los trabajadores y el daño de equipos [2], [3].

Estos sobrecostos debido a productos fuera de especificaciones y que deben ser reprocesados, así como las lesiones a los trabajadores y el daño de maquinaria costosa, pueden evitarse utilizando técnicas más modernas para entrenar a los operadores y a los ingenieros, acelerando el proceso de aprendizaje y reduciendo los riesgos que ocasiona el mismo al ser desarrollado ya no sobre la planta sino sobre un entorno virtual que emule la misma [2].

En la literatura ya han sido ampliamente citados los beneficios debidos al uso de modelos de planta virtual para entrenamiento:

- Se garantizan las competencias que el operador debe desarrollar para el buen desempeño de su labor [3].
- Arrancadas de planta más rápidas [4].
- Verificación de la configuración del DCS y pre-sintonía de lazos de control [5].
- Validación de las instrucciones de operación [3].
- Diseño de modificaciones para mejorar la operación [5].
- Modificaciones de control a partir de análisis de controlabilidad [6].
- Análisis del impacto ambiental de arrancadas y paradas de planta [4].
- Evaluación cuantitativa del riesgo para la elaboración de procedimientos de operación [7].

La confianza en los resultados del simulador es fundamental para su uso como herramienta de entrenamiento y para los análisis de operabilidad y controlabilidad. El modelo de la planta debe ser preciso y robusto, replicando los diferentes estados estables del proceso, así como la respuesta dinámica entre cada uno de ellos. Los equipos de la planta virtual deben ser modelados con alta fidelidad a partir de datos correspondientes a los equipos de la planta real. Igualmente las composiciones químicas y las propiedades físicas de las diferentes corrientes de entrada y salida de la unidad deben corresponder con la carga y productos del proceso real, y deben ser validados contra datos de corridas reales [8], [9] y [10].

Para que la simulación sea más veraz, el operador debe poder interactuar con el modelo virtual en un entorno idéntico al que enfrentará en la operación de su planta real, de esta forma también ganará conocimientos acerca del manejo del DCS que controla su proceso.

## **2. MODELO DE LA PLANTA DE DISOLVENTES**

Para la implementación del modelo de una planta de producción de disolventes alifáticos se utilizó la herramienta comercial AspenHYSYS. En ella se configuraron las composiciones químicas de los productos de carga, así como los parámetros de los diferentes equipos y sus condiciones de operación, validando al final las composiciones y especificaciones obtenidas por simulación en los productos de salida contra datos de corridas reales. La metodología desarrollada para ajustar un modelo a una planta sigue el siguiente procedimiento [11], [12], [13]:

1. Consecución de la información de diseño de los equipos de proceso: Bombas, intercambiadores de calor, válvulas de control, tambores, torres, etc.
2. Verificación de la información anterior con levantamiento de campo de las características de los equipos.
3. Recopilación de informes de corridas de prueba recientes realizadas para la planta, selección de la corrida para el caso base a configurar y replicar.
4. Configuración del modelo en AspenHYSYS con la información de equipos y condiciones de operación del caso base.
5. Ajuste de los parámetros en cada uno de los equipos de proceso configurados para que reproduzca el caso base.
6. Ajuste de la sintonía de los controladores.
7. Validación del modelo dinámico con la respuesta dinámica de la planta realizada durante pruebas de sintonía.

### **2.1. CARACTERÍSTICAS DE LAS CARGAS Y DE LOS PRODUCTOS [14], [15]**

#### **2.1.1. DESCRIPCIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS**

##### **2.1.1.1. RAFINATO DE AROMATICOS**

Es un hidrocarburo resultante de la extracción líquido-líquido del platformado con un solvente llamado sulfolane de alto poder de extracción y selectividad hacia los aromáticos.

El refinato se obtiene con un contenido de no aromáticos del 95%, se utiliza para la producción de hexano comercial y disolvente número 1.

##### **2.1.1.2. NAFTA VIRGEN**

Es un hidrocarburo refinado obtenido del proceso de destilación primaria del crudo, posee un contenido de aromáticos entre el 15 - 19% w. La nafta es tratada químicamente para eliminar compuestos indeseables azufrados causantes de la corrosión. Se utiliza para la producción de disolventes número 1\_A, 2, 3 y 4.

## 2.1.2. DESCRIPCIÓN DE LOS PRODUCTOS

### 2.1.2.1. HEXANO

Es un disolvente alifático, producto de la destilación del refinado de aromáticos. Utilizado en la extracción de aceites vegetales comestibles. Las especificaciones de calidad se pueden ver en la tabla 1.

**Tabla 1.** Especificaciones de Calidad del Hexano

CARACTERISTICAS	UNIDADES	VALOR ESPECIFICADO	
		Mínimo	Máximo
Aromáticos, % Masa	p.p.m		500
Color Saybolt		+25	
Corrosión. al Cu			1
Destilación,			
P.I.E.	°F	140	
Punto seco	°F		160
R.V.P. (100 °F)	Psia		7.0

### 2.1.2.2. DISOLVENTE 1A

Es un disolvente alifático, volátil, incoloro, un poco más pesado que el hexano, pero que se vaporiza también a presión atmosférica. Se produce usando Refinado o Nafta Virgen como materia prima. Es utilizado en la extracción de aceites, en la industria de pinturas y resinas, pegantes y adhesivos, elaboración de thinner, como combustible para hornos de galletería e industrias alimenticias. Las especificaciones de calidad de este producto se presentan en la tabla 2.

**Tabla 2.** Especificaciones de Calidad del Disolvente 1A

Características	UNIDADES	VALOR ESPECIFICADO	
		Mínimo	Máximo
Aromáticos	% MASA		5,0
Color		+ 25	
Corrosión al Cu			1
Destilación	°F		
P.I.E.		90	
50%		130	180
Punto Seco	°F		215

### 2.1.2.3. DISOLVENTE N° 2 ó (11/29)

Es un disolvente alifático, incoloro, de olor agradable, volátil, que permite utilizarlo en la industria. Es utilizado en la industria del caucho, elaboración de tintas y formulación de thinner. Las especificaciones de calidad de este producto se observan en la tabla 3.

**Tabla 3.** Especificaciones de Calidad del Disolvente N° 2 ó (11/29)

Características	UNIDADES	VALOR ESPECIFICADO	
		Mínimo	Máximo
COLOR SAYBOLT		+ 25	
CORROSION			1
DESTILACION	°F		
P.I.E		105	140
50%		200	230
P.F.E		250	290
Azufre	% masa		0.1

#### 2.1.2.4. DISOLVENTE N° 3 ó 22/32

Es un disolvente alifático, incoloro, volátil, de olor agradable. Se obtiene a partir de la nafta virgen. Es usado en la fabricación de pinturas, disolventes de resinas, productos agrícolas y para los encendedores a gasolina. Las especificaciones de calidad de este producto se pueden observar en la tabla 4.

**Tabla 4.** Especificaciones de Calidad del Disolvente N° 3 ó (22/32)

Características	UNIDADES	VALOR ESPECIFICADO	
		Mínimo	Máximo
COLOR SAYBOLT		+ 25	
CORROSION			1
DESTILACION	°F		
P.I.E		220	
10 % Recuperado		230	
50 % Recuperado		240	265
90 % Recuperado			300
Punto Final			320

#### 2.1.2.5. DISOLVENTE N° 4 ó 31/39 ó Varsol

Es un disolvente alifático, el más pesado de todos los que hemos mencionado, es incoloro, presenta un aspecto brillante y un olor característico. Para esta operación la carga preferible es nafta virgen de operación KERO. Es usado en la fabricación de resinas, ceras y betunes, lavanderías y para limpieza en general. Producto fuera de especificaciones se manda al pool de gasolinas. Las especificaciones de calidad de este producto se observan en la tabla 5.

**Tabla 5.** Especificaciones de Calidad del Disolvente N° 4 ó (31/39)

Características	UNIDADES	VALOR ESPECIFICADO	
		Mínimo	Máximo
ACIDEZ DEL RESIDUO			NEUTRO
COLOR SAYBOLT		+ 21	
CORROS. AL Cu.			1
DESTILACION	°F		
P.I.E.		310	
50 %			350
Punto Final			390
Número de Bromo	g Br/100g		5
PUNTO DE CHISPA	°F	110	

## 2.2. DESCRIPCIÓN DE LOS COMPONENTES DEL PROCESO Y LOS EQUIPOS DE LA PLANTA [13], [14]

### 2.2.1. DESCRIPCION DE LOS EQUIPOS

En la Tabla 6 se presenta un listado de los equipos con una breve definición que permitirá reconocer cada uno de los equipos durante la descripción del proceso:

**Tabla 6.** Listado de Equipos (*ver Figura 1 y Figura 2*).

EQUIPO	DESCRIPCIÓN
T-1	Torre desisopentanizadora.
E-11	Condensador de Cima.
D-11	Tambor de Cima.
E-12	Rehervidor.
E-13 A/B	Intercambiadores de Carga a T-1 con Fondos de T-1.
E-14	Enfriador Fondos con Agua Industrial.
E-15	Enfriador de Productos de Cima con Agua Industrial.
P-11 A/B	Bombas de Carga
P-12 A/B	Bombas de Reflujo de cima y producto de cima
P-13 A/B	Bombas de Producto de Fondos.
T-2	Torre Estabilizadora
E-21	Condensador de Cima.
D-21	Tambor de Cima.
E-22	Rehervidor.
E-23 A/B	Intercambiadores de Carga/Fondos.
E-24	Enfriador Fondos con Agua Industrial
E-25	Enfriador de Productos de Cima con Agua Industrial
P-21 A/B	Bombas de Carga
P-22 A/B	Bombas de Reflujo de cima y producto
P-23 A/B	Bombas de Producto de Fondos.

Las T-1 y T-2 son torres fraccionadoras que trabajan en forma similar a una torre de destilación atmosférica, con la diferencia que no tiene corrientes laterales y su carga en vez de crudo la constituye nafta virgen ó un producto cuyo rango de destilación esté entre 90 y 440°F; para obtener los diferentes disolventes.

Estas torres también pueden operar como torres debutanizadoras; es decir, separar butanos (y otros livianos) por la cima para carga a las unidades de recuperación de vapores de plantas de FCC (ruptura catalítica fluidizada) y obtener como producto de fondos una nafta debutanizada con bajo RVP para incorporar al pool de gasolina.

### **2.2.2. DESCRIPCIÓN DE LOS LAZOS DE CONTROL DE LA PLANTA [13]**

La torre T-1 tiene los siguientes lazos de control configurados, como se muestra en la Figura 1:

Control de presión de la torre: El sensor es el PT11 el cual da señal al controlador PIC11 que manipula la salida de gases a FCC (Unidad de ruptura catalítica) o a la tea.

Control de nivel del tambor D-11: El sensor es el LT13 el cual da señal al controlador LIC13 que manipula la válvula de salida del D-11 al E-15.

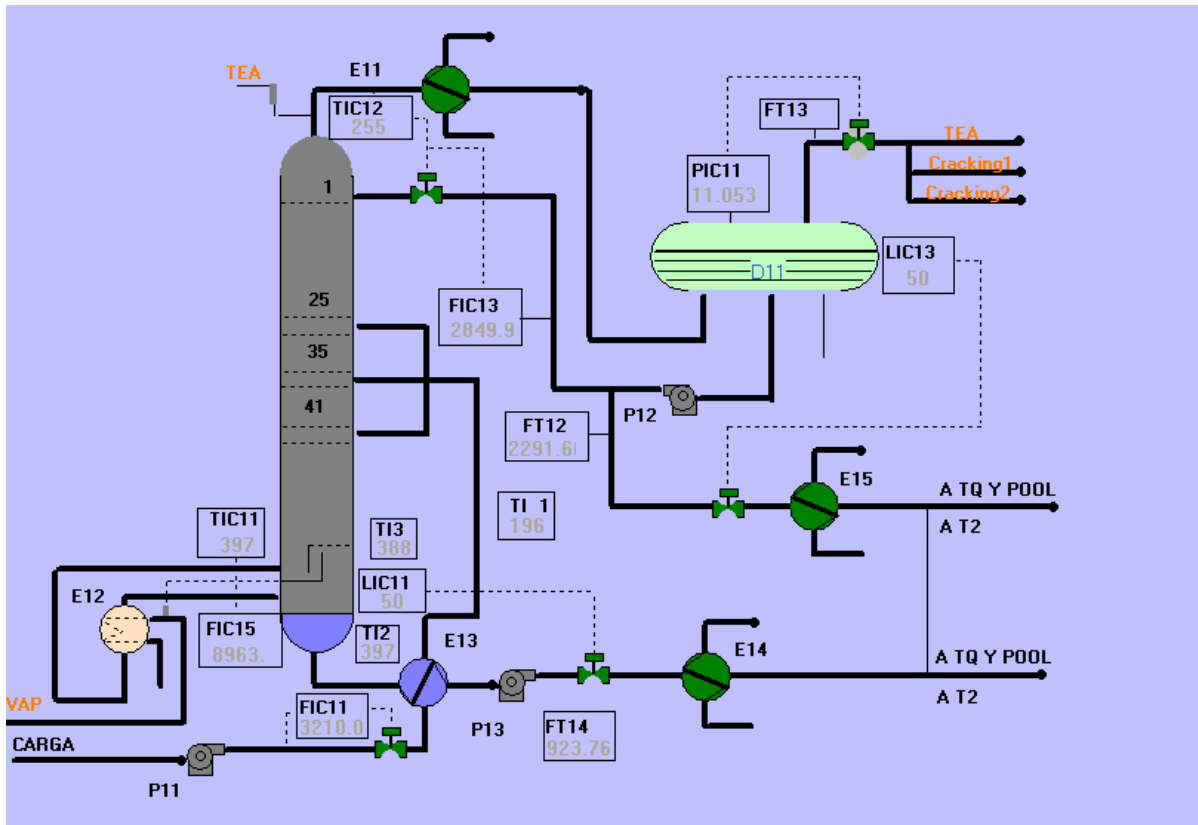
Control de nivel del fondo de la torre 1: El sensor es el LT11 el cual da señal al controlador LIC11 que manipula la válvula de salida al E-14 para precalentar la carga.

Control de carga a la torre 1: El sensor es el FI11 el cual da señal al controlador FIC11 que manipula la válvula de entrada al E-13.

Control de reflujo de la cima de la torre 1: Se encuentra configurada una estrategia de control en cascada donde el controlador maestro es el TIC12, el cual manda el setpoint al controlador de flujo FIC13.

Control de temperatura del rehervidor: La estrategia es una cascada Temperatura-Flujo donde el controlador maestro es el TIC11, quien le envía el setpoint al controlador de flujo FIC15 que manipula el flujo de vapor al intercambiador E-12.

**Figura 1.** Diagrama de proceso de la T-1.



La T-2 tiene los siguientes lazos de control configurados como se muestra en la Figura 2:

Control de presión de la torre: El sensor es el PT21 el cual da señal al controlador PIC21 que manipula la salida de gases a FCC o a la tea.

Control de nivel del tambor D21: El sensor es el LT23 el cual da señal al controlador LIC23 que manipula la válvula de salida hacia el E-25.

Control de nivel del fondo de la torre 2: El sensor es el LT21 que envía su señal al controlador LIC21 el cual manipula la válvula de salida hacia el E-23 para precalentar la carga.

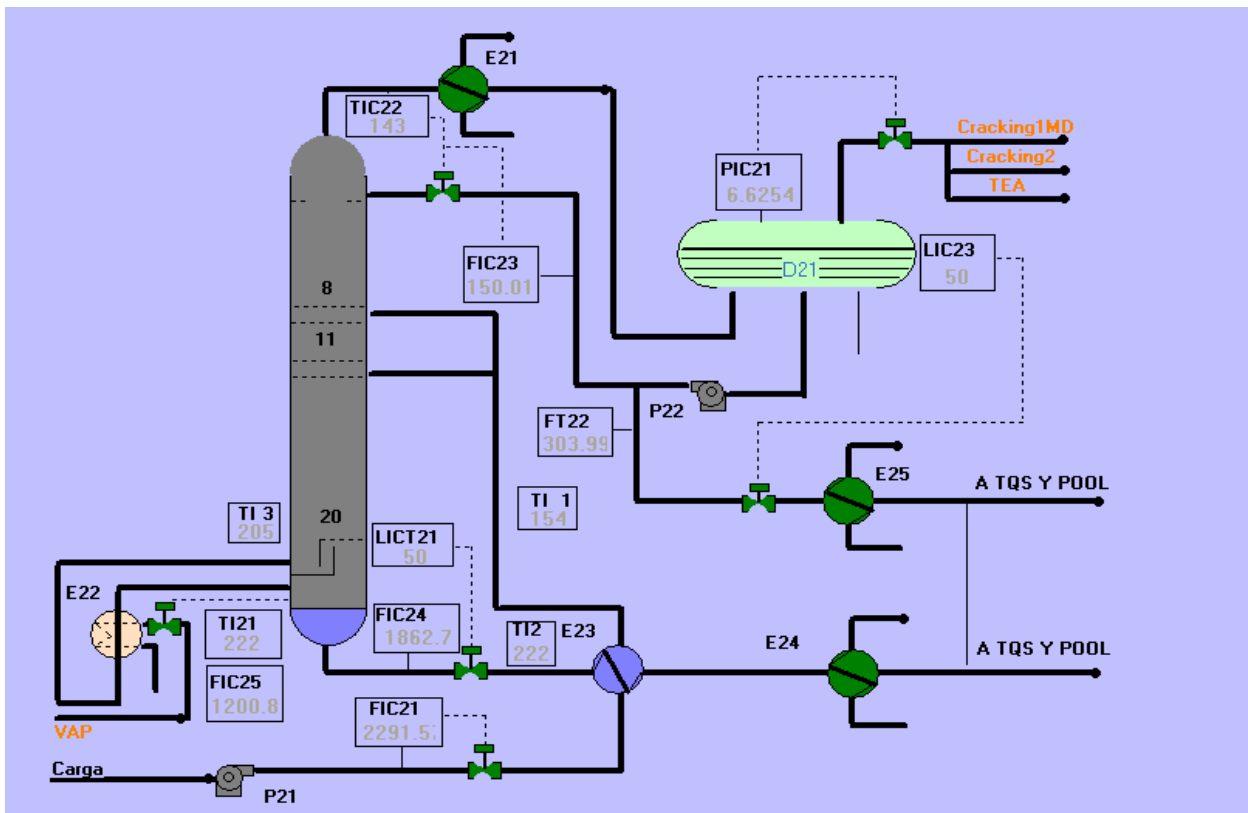
Control de carga a la Torre 2: El sensor es el FI21 el cual da señal al controlador FIC21, manipulando la válvula hacia el E-23.

Control de reflujo de la cima: La estrategia de control es una cascada Temperatura-Flujo, donde el controlador maestro es el TIC22, el cual envía el setpoint al FIC21.

Control de flujo de nafta virgen y nafta debutanizada a la entrada: Los sensores son respectivamente el FT27 y el FT28, los cuales envían su señal a los controladores FIC27 y FIC28, estos no se ven en la Figura 2.

Control de temperatura del rehervidor: La estrategia es una cascada Temperatura-Flujo, donde el controlador maestro es el TIC21, quien le envía el setpoint al controlador de flujo FIC25 que manipula el flujo de vapor al intercambiador E-22.

Figura 2. Diagrama de proceso de la T-2.



## 2.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCION DE SOLVENTES [13], [14]

### 2.3.1. PRODUCCIÓN DE HEXANO

Para obtener el Hexano trabajan ambas torres, la T-1 donde entra la carga de Rafinado y la T-2 donde finalmente se obtiene el producto. El Rafinado es cargado a la T-1, por medio del E-12 se obtiene el punto final de ebullición del Hexano que debe ser de 160°F máximo. El P.I.E. del hexano se controla con el E-22 y debe ser de 140°F mínimo.

La producción del Hexano es una de las operaciones de más cuidado debido al estrecho margen de destilación comparado con los demás disolventes, el corte oscila entre 140°F y 160°F, lo que hace que requiera un control más estricto y ajustes operacionales para evitar que el producto se salga de especificaciones.

Para garantizar una estabilidad operacional en la torre, tanto en la producción de Hexano como en los otros disolventes, las temperaturas del rehervidor, del fondo de la torre y la del plato 50 deben ser lo más cercanas posibles. Un incremento en las temperaturas del plato 50 y del fondo de la torre ocasiona variaciones en el P.F.E. del producto.

Idéntico comportamiento se da en la T-2 con aumentos de las temperaturas en el Plato 20 y en el fondo de la torre, aunque la temperatura del rehervidor se mantenga, la cantidad de producción de cima de la T-2 se sube demasiado y en ocasiones la presión de la torre también, esto causa variaciones en el P.I.E. del hexano.

La cantidad de reflujo de cima de la T-1 es una variable importante, ya que cuando se baja demasiado, el hexano se sale de especificaciones, el reflujo debe estar más o menos entre el 50 ó 60% de la carga. En esta operación ambos rehervidores trabajan con vapor de 150 libras. El producto de fondo de la T-1 se envía al pool de gasolinas. El producto de cima de la T-1 se envía como carga a la T-2. El producto de cima de la T-2 se manda al pool de gasolinas, mientras que el producto de fondos de ésta torre es el HEXANO. Las condiciones de operación de las torres T-1 y T-2 pueden observarse en las tablas 7 y 8.

**Tabla 7.** Condiciones de Operación para producción de Hexano

<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR E-12</b>	<b>PRESION T-1</b>	<b>TEMP. CIMA T-1</b>
FIC- 11	TIC- 11	PIC- 11	TIC- 12
3.050 BLS	245°F	6.0 lbs.	150°F
<b>PRODUCTO CIMA T-1</b>	<b>VAPOR AL E- 12</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA T-1</b>
FI- 12	FIC- 15	FI-14	FIC-13
720 BLS	4.760 lbs./H	2.340 BLS	1550 BLS
<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR</b>	<b>PRESION T-2</b>	<b>TEMPERATURA CIMA T-2</b>
FIC- 21	TRC – 21	PRC – 21	TRC – 22
850 BLS	167°F	7.0 lbs	137°F
<b>PRODUCTO DE CIMA</b>	<b>VAPOR AL E-22</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA</b>
FI – 22	FIC – 25	FI – 24	FIC – 23
120 BLS	1.050 lbs./H	600 BLS	450 BLS

**Tabla 8.** Temperaturas para producción de Hexano (Grados Fahrenheit)

<b>ENTRADA CARGA T-1</b>	<b>FONDO T-1</b>	<b>BAJO PLATO No. 50</b>	<b>SALIDA E-12</b>	<b>CIMA T-1</b>
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
178	248	244	246	165
<b>ENTRADA CARGA T-2</b>	<b>FONDO T-2</b>	<b>BAJO PLATO No. 20</b>	<b>SALIDA E-22</b>	<b>CIMA T-2</b>
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
	178	178	170	134

**2.3.2. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 1A**

El disolvente N° 1 ó 10/20, llamado así porque su rango de destilación está entre 100 y 200°F. El Refinado es cargado en la T-1; en donde se hace el corte para obtener por la cima el disolvente N° 1, con un punto final de ebullición de 200°F máximo. El punto final de ebullición se obtiene con el E-12 (Rehervidor). El vapor utilizado en el E-12 es de 150 libras.

Una variable importante es la rata de reflujo de cima: Cantidades mínimas aumentan la temperatura de cima y los porcentajes de producción de disolvente con respecto a la carga se bajan. Hay que tratar de mantener las temperaturas del rehervidor, plato No. 50 y fondo de la torre lo más cercanas posibles, ya que esto garantiza una mejor estabilidad en la operación. Las condiciones de operación para la producción de este disolvente, de las torres T-1 y T-2 pueden observarse en las tablas 9 y 10.

**Tabla 9.** Condiciones de Operación para producción de Disolvente No 1A

<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR E-12</b>	<b>PRESION T-1</b>	<b>TEMP. CIMA T-1</b>
FIC- 11	TIC- 11	PIC- 11	TIC- 12
3.000 BLS	247 °F	3.0 lbs.	153°F
<b>PRODUCTO CIMA T-1</b>	<b>VAPOR AL E- 12</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA T-1</b>
FI- 12	FIC- 15	FI-14	FIC-13
1.115 BLS	4.788 lbs./H	1.384 BLS	1.450 BLS

**Tabla 10.** Temperaturas para producción de Disolvente 1A (Grados Fahrenheit)

<b>ENTRADA CARGA T-1</b>	<b>FONDO T-1</b>	<b>BAJO PLATO No. 50</b>	<b>SALIDA E-12</b>	<b>CIMA T-1</b>
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
170	255	252	250	169

**2.3.3. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 2**

Se carga nafta virgen en la T-1, el producto de cima obtenido es cargado en la T-2 para darle el P.I.E. con el E-22. El producto de fondo de la T-1 es VARSOL (Disolvente N° 4). El producto de fondo de la T-2 es el 11/29 o disolvente N° 2, cuyo punto inicial de ebullición es de 110°F y el punto final de ebullición es de 290°F. El E-12 utiliza vapor de 400 Lbs. en ésta operación. El producto de cima de la T-2 es enviado al pool de gasolinas. Las condiciones de operación para la producción de este disolvente, de las torres T-1 y T-2 pueden observarse en las tablas 11 y 12.

**Tabla 11.** Condiciones de Operación para producción de Disolvente No 2

<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR E-12</b>	<b>PRESION T-1</b>	<b>TEMP. CIMA T-1</b>
FIC- 11	TIC- 11	PIC- 11	TIC- 12
2.757 BLS	384°F	8.0 lbs.	250°F
<b>PRODUCTO CIMA T-1</b>	<b>VAPOR AL E- 12</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA T-1</b>
FI- 12	FIC- 15	FI-14	FIC-13
1.112 BLS	5.042 lbs./H	870 BLS	1500 BLS
<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR</b>	<b>PRESION T-2</b>	<b>TEMPERATURA CIMA T-2</b>
FIC- 21	TRC – 21	PRC – 21	TRC – 22
1.573 BLS	230°F	12.0 lbs	148°F
<b>PRODUCTO DE CIMA</b>	<b>VAPOR AL E-22</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA</b>
FI – 22	FIC – 25	FI – 24	FIC – 23
200 BLS	950 lbs./H	1.350 BLS	625 BLS

**Tabla 12.** Temperaturas para producción de Disolvente 2 (Grados Fahrenheit)

<b>ENTRADA CARGA T-1</b>	<b>FONDO T-1</b>	<b>BAJO PLATO No. 50</b>	<b>SALIDA E-12</b>	<b>CIMA T-1</b>
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
216	380	382	382	245
<b>ENTRADA CARGA T-2</b>	<b>FONDO T-2</b>	<b>BAJO PLATO No. 20</b>	<b>SALIDA E-22</b>	<b>CIMA T-2</b>
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
	230	230	236	193

### 2.3.4. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 3

El disolvente N° 3 cuyo rango de destilación está entre 220 y 320 °F, se obtiene por el fondo de la T-2 y su punto final de ebullición (320°F), es controlado con el E-12 que trabaja con vapor de 400 Lbs. El P.I.E. (220°F), es controlado con el E-22 que utiliza vapor de 150 Lbs. El producto de cima de la T-1 es enviado como carga a la T-2. El producto de fondo de la T-1 es disolvente #4 o varsol. Las condiciones de operación de las torres T-1 y T-2 para la producción de este disolvente, pueden observarse en las tablas 13 y 14.

**Tabla 13.** Condiciones de Operación para producción de varsol.

<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR E-12</b>	<b>PRESION T-1</b>	<b>TEMPERATURA CIMA T-1</b>
FIC- 11	TIC- 11	PIC- 11	TIC- 12
2837 BLS	380°F	8.0 lbs.	266°F
<b>PRODUCTO CIMA T-1</b>	<b>VAPOR AL E- 12</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA T-1</b>
FI- 12	FIC- 15	FI-14	FIC-13
1.807 BLS	4.554 lbs./H	724 BLS	350 BLS
<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR</b>	<b>PRESION T-2</b>	<b>TEMPERATURA CIMA T-2</b>
FIC- 21	TRC – 21	PRC – 21	TRC – 22
2.012 BLS	309°F	8.9 lbs	210°F
<b>PRODUCTO DE CIMA</b>	<b>VAPOR AL E-22</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA</b>
FI – 22	FIC – 25	FI – 24	FIC – 23
1.126 BLS	3.460 lbs./H	732 BLS	742 BLS

**Tabla 14.** Temperaturas para producción de varsol (Grados Fahrenheit)

<b>ENTRADA CARGA T-1</b>	<b>FONDO T-1</b>	<b>BAJO PLATO No. 50</b>	<b>SALIDA E-12</b>	<b>CIMA T-1</b>
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
171	404	403	400	273
<b>ENTRADA CARGA T-2</b>	<b>FONDO T-2</b>	<b>BAJO PLATO No. 20</b>	<b>SALIDA E-22</b>	<b>CIMA T-2</b>
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
	296	300	300	192

### 2.3.5. PRODUCCION DE DISOLVENTE No 4

La carga para obtener éste disolvente es nafta virgen con un P.I.E. de 90°F, nafta debutanizada con un P.I.E. de 160/170°F (ya se le han retirado los livianos tales como metanos, etanos, propanos y butanos). Esta gasolina a diferencia de la nafta virgen no es tratada con soda.

Como se dijo anteriormente, el varsol puede obtenerse de las dos maneras mencionadas anteriormente (Operación 11/29 y 22/32). Pero puede obtenerse trabajando únicamente la T-1, el P.I.E. lo traería la nafta virgen que es controlado en las unidades de destilación primaria, el corte del P.I.E. lo hacemos con el E-12 que utiliza vapor de 400 Lbs. En ésta operación hay que evitar arrastres de soda en la carga porque ocasionan problemas con el color del varsol.

Casi siempre que se va hacer operación HEXANO ó 10/20, después de haber hecho operación varsol ó 22/32 las T-1 y T-2 son lavadas con agua, para limpieza de las torres y de los equipos, para retirar la soda que se haya venido por arrastre.

Es importante cuando se está en operación varsol, drenar los intercambiadores por los puntos bajos para evitar la acumulación de depósitos por arrastres de soda, que vayan a afectar el color de éste disolvente.

Al igual que los demás disolventes, a éste también hay que tratar de mantener la temperatura del rehervidor, fondo de la torre y plato 50 lo más cercanas posibles para garantizar una operación estable; al nivel de condensado del tambor de condensado también hay que tenerle un buen control.

El P.I.E. del varsol es directamente proporcional al Punto de Chispa. Cuando la chispa da baja es conveniente hacer ajustes (incrementar la temperatura del rehervidor), para así subir un poco el inicial y la chispa. Las condiciones de operación de las torres T-1 y T-2 para la producción de este disolvente, pueden observarse en las tablas 15 y 16.

**Tabla 15.** Condiciones de Operación para producción de Disolvente No. 4.

<b>CARGA A T-1</b>	<b>CONTROL REHERVIDOR E-12</b>	<b>PRESION T-1</b>	<b>TEMP. CIMA T-1</b>
FIC- 11	TIC- 11	PIC- 11	TIC- 12
2837 BLS	380°F	8.3 lbs.	266°F
<b>PRODUCTO CIMA T-1</b>	<b>VAPOR AL E- 12</b>	<b>PRODUCTO DE FONDO</b>	<b>REFLUJO DE CIMA T-1</b>
FI- 12	FIC- 15	FI-14	FIC-13
1.807 BLS	4.554 lbs./H	724 BLS	350 BLS

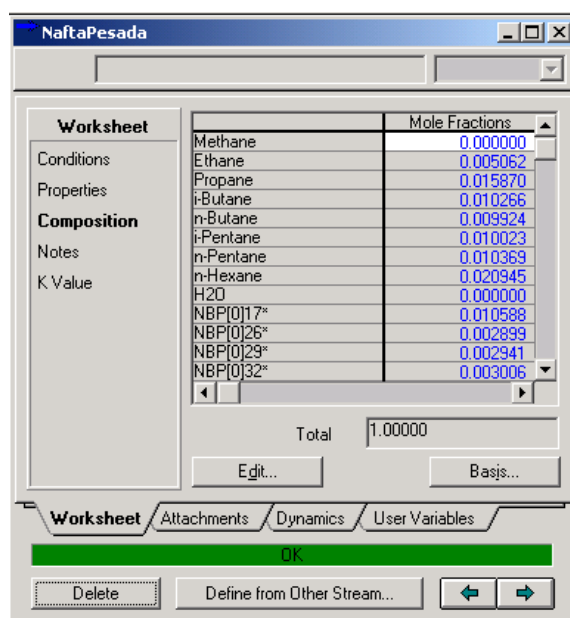
**Tabla 16.** Temperaturas para producción de Disolvente No. 4 (Grados Fahrenheit).

ENTRADA CARGA T-1	FONDO T-1	BAJO PLATO No. 50	SALIDA E-12	CIMA T-1
TI-1	TI-2	TI-3	TI-4	TI-5
171	404	403	400	273

## 2.4. IMPLEMENTACION DEL MODELO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE DISOLVENTES ALIFÁTICOS [15],

El primer paso en la creación del modelo de proceso fue la especificación de las corrientes de entrada al mismo. Para cada una de ellas se especificó su temperatura, presión, flujo volumétrico, y la composición química de la misma (*ver Figura 3*), dada en fracciones molares de etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano, n-hexano, etc. (compuestos livianos) y la curva de destilación D-86 con la cual de acuerdo a la metodología de calculo del simulador se generan un cierto número de seudocomponentes, que no representan otra cosa que cortes de puntos de ebullición.

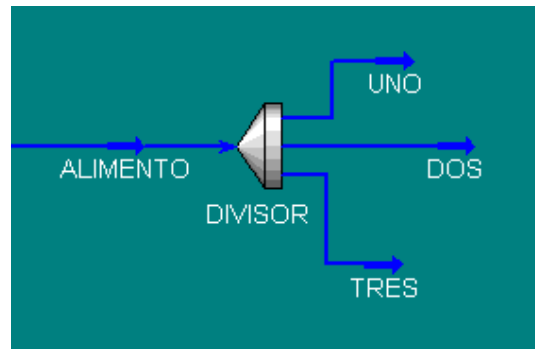
**Figura 3.** Especificación de la composición de la carga.



A continuación debió recrearse en un diagrama la interconexión de los diferentes equipos de la planta, utilizando para ello plantillas de objetos pre-construidos y posteriormente parametrizar con la información apropiada para cada uno de ellos (caída de presión, coeficiente de transferencia de calor, etc.). Los equipos utilizados fueron los siguientes:

- Divisores (*ver Figura 4*) para simular la separación de las corrientes de producto de cima y reflujo de cima:

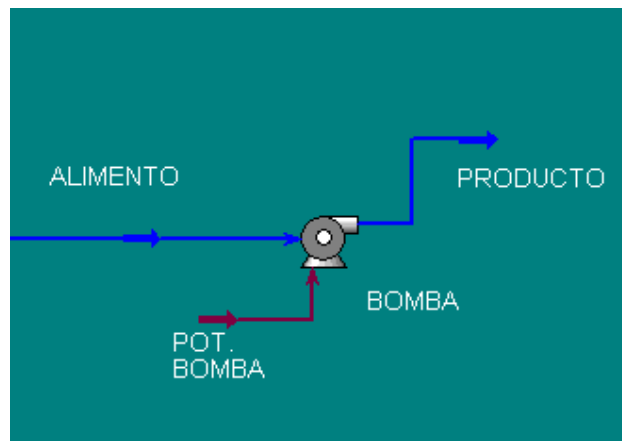
**Figura 4.** Objeto divisor en AspenHYSYS.



Un divisor (*ver Figura 4*) es en realidad una herramienta de simulación y no representa en realidad ningún equipo. En una planta real puede ser una simple te. Matemáticamente consiste en un proceso de asignación de flujos, presiones y temperaturas. Un divisor no tiene dinámica.

- Las bombas de carga (*ver Figura 5*) a las torres separadoras y de extracción de productos de cima y fondo de las mismas:

**Figura 5.** Objeto bomba en AspenHYSYS.



La entrada a una bomba (*ver Figura 5*) es siempre un líquido. Deben suministrarse la temperatura y presión de la corriente de entrada, así como la eficiencia de la bomba. Por defecto la eficiencia de la bomba para calcular la potencia real es del 75%. La eficiencia del AspenHYSYS no considera pérdidas inerciales o de fricción. Los cálculos que se realizan están basados en la ecuación estándar de potencia de una bomba, que define la potencia necesaria para elevar la presión de un líquido:

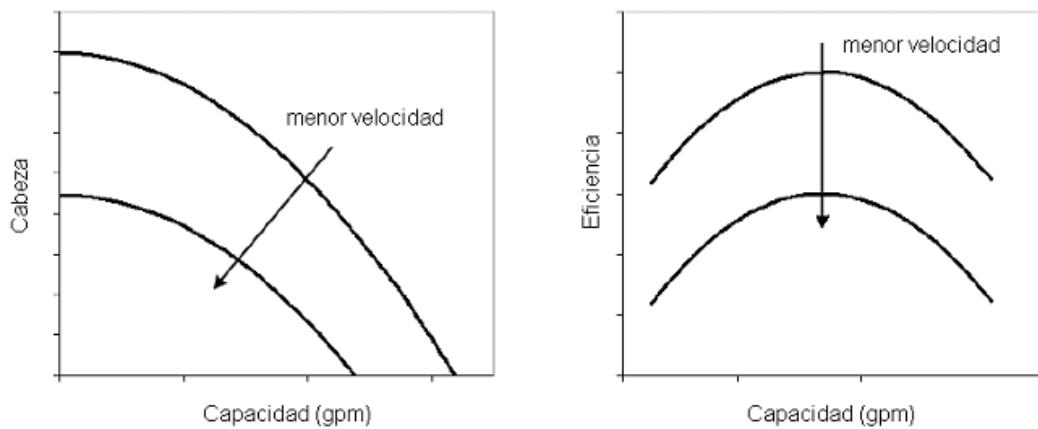
$$Potencia\ Re\ querida_{ideal} = \frac{(Pr\ esión_{salida} - Pr\ esión_{entrada}) \times Flujo}{Densidad\ Liquido}$$

La potencia real requerida por la bomba está definida en términos de la eficiencia de la misma:

$$Eficiencia(\%) = \frac{Potencia\ Re\ querida_{ideal}}{Potencia\ Re\ querida_{real}} \times 100\%$$

Las especificaciones dinámicas más utilizadas son las curvas de la bomba (ver Figura 6) que muestran como dependen la eficiencia y la cabeza de la misma, de su velocidad:

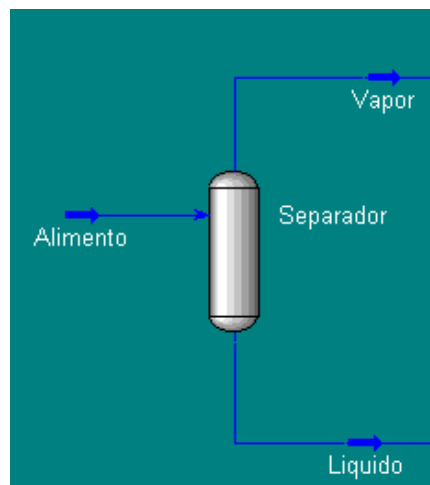
**Figura 6.** Variación de la cabeza y eficiencia de una bomba.



Si no se tiene la curva de la bomba se pueden dar la eficiencia y el aumento de presión o la potencia o el cabezal de la bomba.

- Tanque separador (ver Figura 7) para simular los tambores de cima y el fondo de las torres:

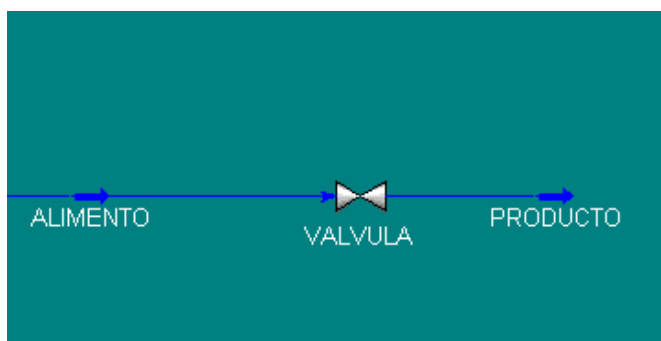
**Figura 7.** Objeto separador en AspenHYSYS.



Para la parte dinámica hay que especificar el volumen del tanque.

- Válvulas (ver Figura 8): Esta unidad se utiliza para simular la caída de presión a través de una válvula o de una tubería. También se utiliza para simular una válvula de control.

**Figura 8.** Objeto válvula en AspenHYSYS.



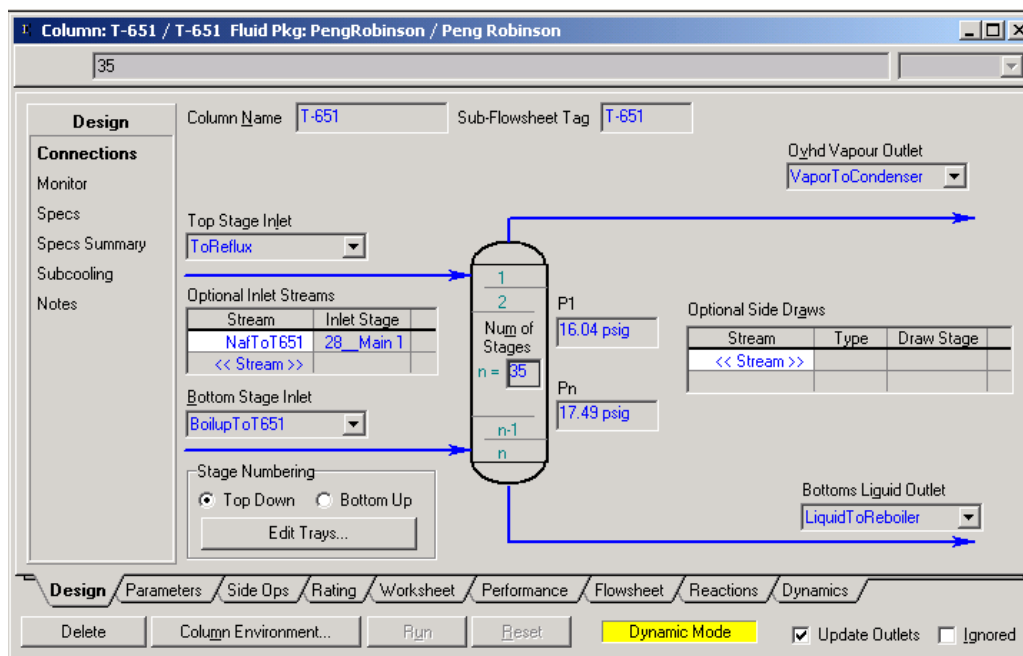
Para la parte dinámica se debe especificar el tipo de válvula (lineal, igual porcentaje o cuadrática) y además se debe diseñar la válvula especificando las dimensiones de la misma a través del Cv.

Vale la pena aclarar que en ASPENHYSYS las válvulas trabajan sin tener en cuenta el actuador de la misma, es decir se desprecia la pérdida de ganancia por la acción indirecta de elementos como el aire de instrumentos y rozamiento del vástago.

- Columnas (ver Figura 9): AspenHYSYS tiene varios modelos de columnas: absorbedores, columnas de extracción, absorbedores con reflujo, absorbedores con rehervidores, destilación con tres fases, columnas de destilación ordinarias o complejas. También permite la construcción de columnas a la medida y que no están comprendidas en la lista anterior.

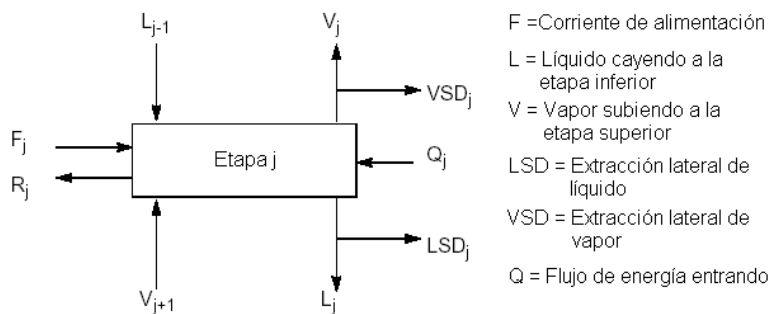
La columna puede tener múltiples alimentos y productos, interenfriadores y calentadores, circuitos de "pumparound", y corrientes laterales de líquido y vapor. También se permite la conexión a despojadores o rectificadores laterales. Los condensadores pueden ser parciales o totales con subenfriamiento o líquido saturado. Los despojadores o rectificadores laterales se resuelven simultáneamente con la columna.

**Figura 9.** Objeto columna en AspenHYSYS.



Cada una de estas torres consiste en realidad de una serie de etapas de vapor/líquido en equilibrio o no-equilibrio (ver Figura 10). El vapor que sale de cada etapa fluye hacia la etapa superior, y el líquido saliendo de la etapa fluye a la inferior:

**Figura 10.** Descripción de entradas y salidas en cada etapa de una columna.



La siguiente ecuación es el punto de partida para el cálculo del líquido que deja la etapa (plato de la torre):

$$L_N = C\rho l_w h^{1.5}$$

donde:

$L_N$  = líquido dejando la etapa N.  
 $C$  = constante para conversión de unidades.  
 $\rho$  = densidad del líquido en el plato.  
 $l_w$  = longitud de la rebosadera.  
 $h$  = altura del líquido sobre la rebosadera.

El flujo de vapor que deja el plato se determina a partir de la siguiente ecuación:

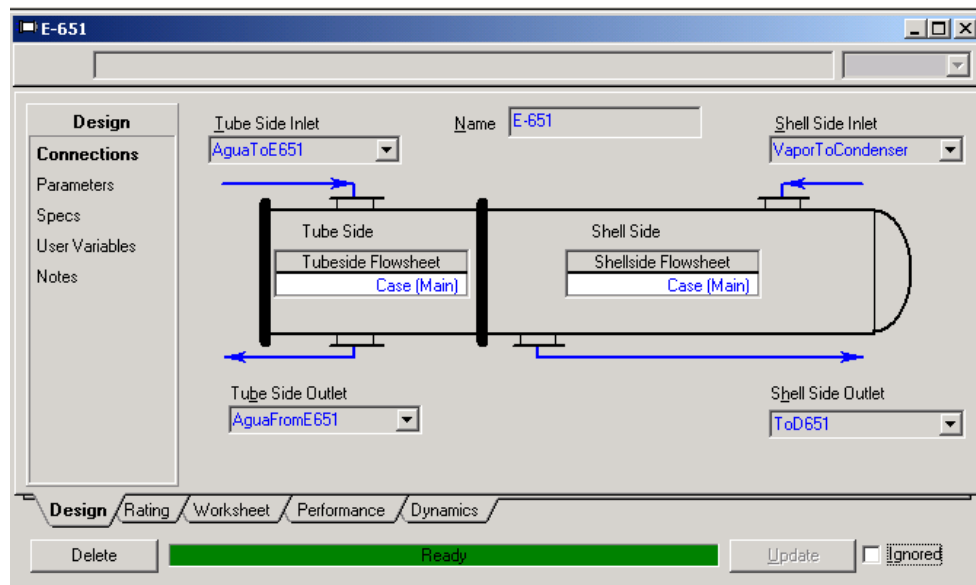
$$F_{vapor} = k \sqrt{\Delta P_{fricción}}$$

donde:

$F_{vapor}$  = flujo de vapor dejando la etapa N.  
 $k$  = conductancia, que es una constante representando el recíproco de la resistencia al flujo.  
 $\Delta P_{fricción}$  = caída de presión a través de los hoyos del plato seco.

- Intercambiador de calor (ver Figura 11): El intercambiador de calor dinámico realiza balances de materia y energía en un intercambiador de tubo y coraza (casco). La información de diseño sirve para los casos dinámico y estado estacionario. El intercambiador de calor dinámico puede almacenar inventario. El flujo de materia está gobernado por las presiones de las operaciones unitarias que lo rodean.

**Figura 11.** Objeto intercambiador de calor en AspenHYSYS.



La transferencia de calor total entre el lado tubos y el lado casco (duty del intercambiador) puede definirse en términos de un coeficiente global de transferencia de calor, el área disponible para el intercambio, y la media logarítmica de la diferencia de temperaturas de entrada y salida:

$$Q = UA\Delta T_{LM} F_t$$

donde:

U = coeficiente global de transferencia de calor.

A = área disponible para el intercambio de calor.

$\Delta T_{LM}$  = media logarítmica de la diferencia de temperaturas de entrada y salida (LMTD).

$F_t$  = factor de corrección del LMTD

Para los cálculos dinámicos, la siguiente relación se puede aplicar al lado casco del modelo básico del intercambiador de calor:

$$M_{casco} (H_{in} - H_{out})_{casco} - Q_{pérdidas} + Q = \rho \frac{d(VH_{out})_{casco}}{dt}$$

para el lado tubos se puede aplicar la siguiente relación:

$$M_{tubos} (H_{in} - H_{out})_{tubos} - Q = \rho \frac{d(VH_{out})_{tubos}}{dt}$$

donde:

$M_{casco}$  = flujo a través del lado casco.

$M_{tubos}$  = flujo a través del lado tubos.

$\rho$  = densidad.

H = entalpía.

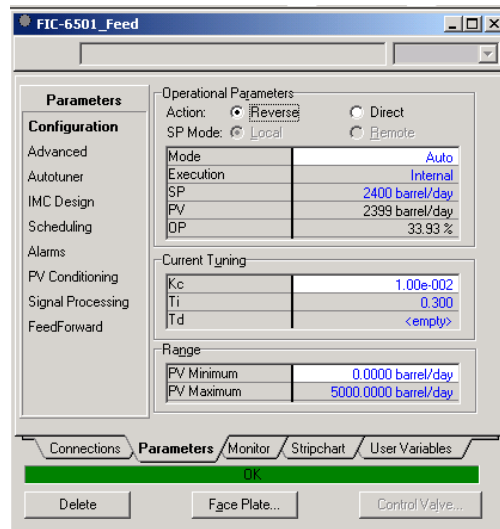
$Q_{pérdidas}$  = pérdidas de calor.

Q = transferencia de calor del lado tubos al lado casco.

V = volumen del casco o holdup del lado tubos.

- Controladores (ver Figura 12): Algoritmos PID que se encargan de mantener las variables controladas en los valores deseados (setpoint).

**Figura 12.** Objeto controlador en AspenHYSYS.



Los controladores tienen tres constantes que deben ser sintonizadas para cada lazo de control: La ganancia proporcional, el tiempo integral y el tiempo derivativo. Estas constantes dictaminan la rapidez con la cual las perturbaciones del proceso son eliminadas luego de que las variables controladas se alejan de sus valores deseados.

Después de haber establecido el diagrama de la simulación, se seleccionó el método termodinámico adecuado. Estos métodos permiten calcular las constantes de equilibrio líquido-líquido y líquido-vapor, entalpías, entropías y densidades de líquido y vapor. Las ecuaciones más versátiles para este fin son las de Soave-Redlich-Kwong y Peng-Robinson y sus versiones combinadas con Lee-Kesler [12], [16], y en este caso en particular se usó Peng-Robinson.

Todos los equipos de la simulación necesitaron dimensionarse usando las dimensiones reales de los equipos o por medio de técnicas preestablecidas de diseño. Los recipientes se diseñaron para acomodar los flujos y presiones reales de la planta mientras se tenían tiempos de residencia aceptables.

Por último se hicieron corridas con el modelo simulado, y se compararon los resultados obtenidos con corridas reales de planta bajo condiciones controladas, permitiendo ajustar de forma más fina los parámetros de los diferentes equipos para replicar las condiciones reales de operación y las especificaciones de los productos obtenidos.

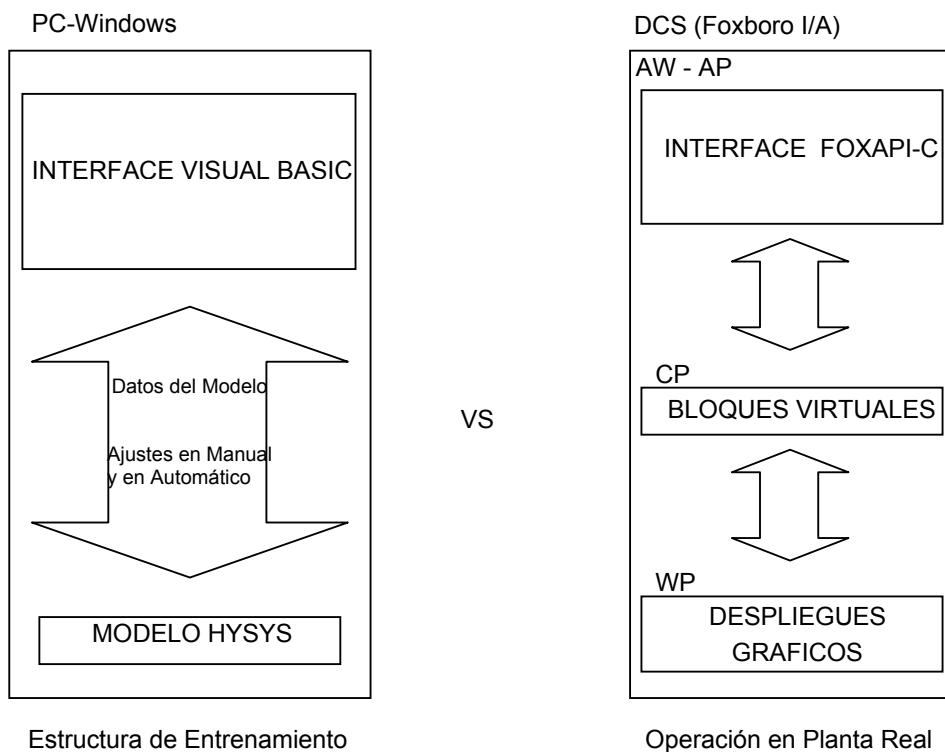
### 3. ARQUITECTURA DE LA HERRAMIENTA

#### 3.1. INTRODUCCION

El objetivo de entrenar en la operación de una planta en un entorno muy similar al de la operación real no se cumpliría si no se le permitiera interactuar con interfaces similares a las del Sistema de Control Distribuido (DCS) de la planta, por ejemplo Foxboro I/A, ABB Advant,... Es por esto que se diseñó una plataforma que le permitiera manipular en el modelo las variables de proceso disponibles en la planta real, a través de las mismas interfaces de operación que existen en el cuarto de control de la unidad, ocultando así los detalles del modelo construido en AspenHYSYS.

Esta plataforma permite leer/escribir datos del modelo en AspenHYSYS a través de una interfase desarrollada en Visual Basic 6.0", que a su vez transmite/recibe datos que muestran como se encuentran configurados los despliegues de operación de la planta (modelo). El resultado final es que el operador observa, monitorea y controla el modelo de la unidad construido en AspenHYSYS, utilizando para ello el mismo formato de información utilizado para controlar el proceso real. En la *figura 13* podemos ver la estructura de la plataforma desarrollada y la estructura real.

**Figura 13.** Arquitectura de la herramienta.

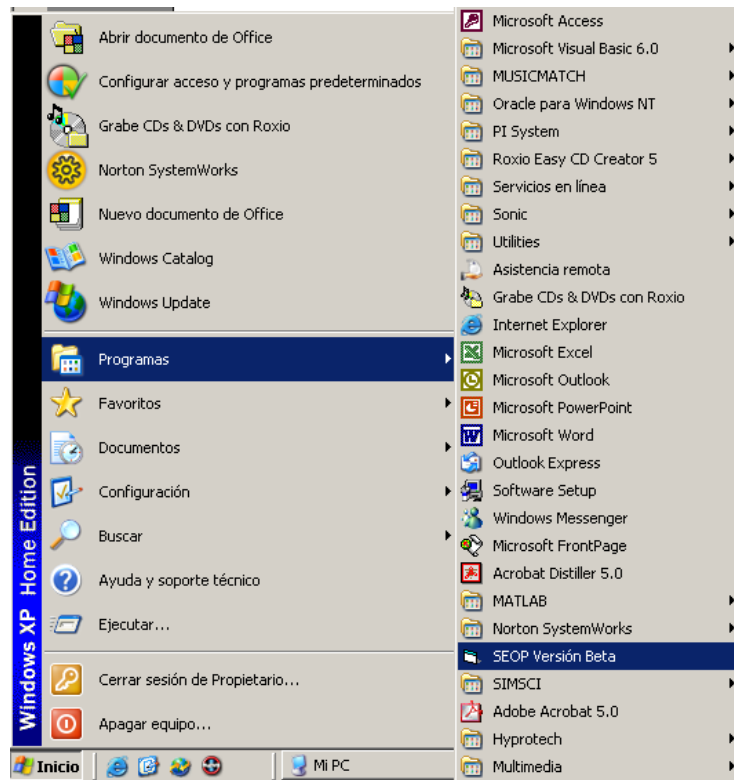


### 3.2. FUNCIONAMIENTO

Para el correcto funcionamiento de toda la plataforma el equipo debe contar con la instalación de manera apropiada de las aplicaciones relacionadas: el simulador AspenHYSYS y la herramienta SEOP versión “Beta”.

Debe iniciarse la aplicación “SEOP”, interface que corre sobre el computador con plataforma Windows, desde el botón de “menú de inicio” en el grupo “programas” tal y como se muestra en la *Figura 14*:

**Figura 14.** Inicio Interface Visual Basic.



Oprimiendo la opción “SEOP versión Beta” esta interface abre la aplicación en plataforma Visual Basic (*ver Figura 15*) que se encargará de interactuar directamente con el modelo en AspenHYSYS (emulando las pantallas de operación de una planta de proceso) y además abrirá automáticamente la simulación en AspenHYSYS, la cual permanecerá en un segundo plano durante la ejecución del proceso.

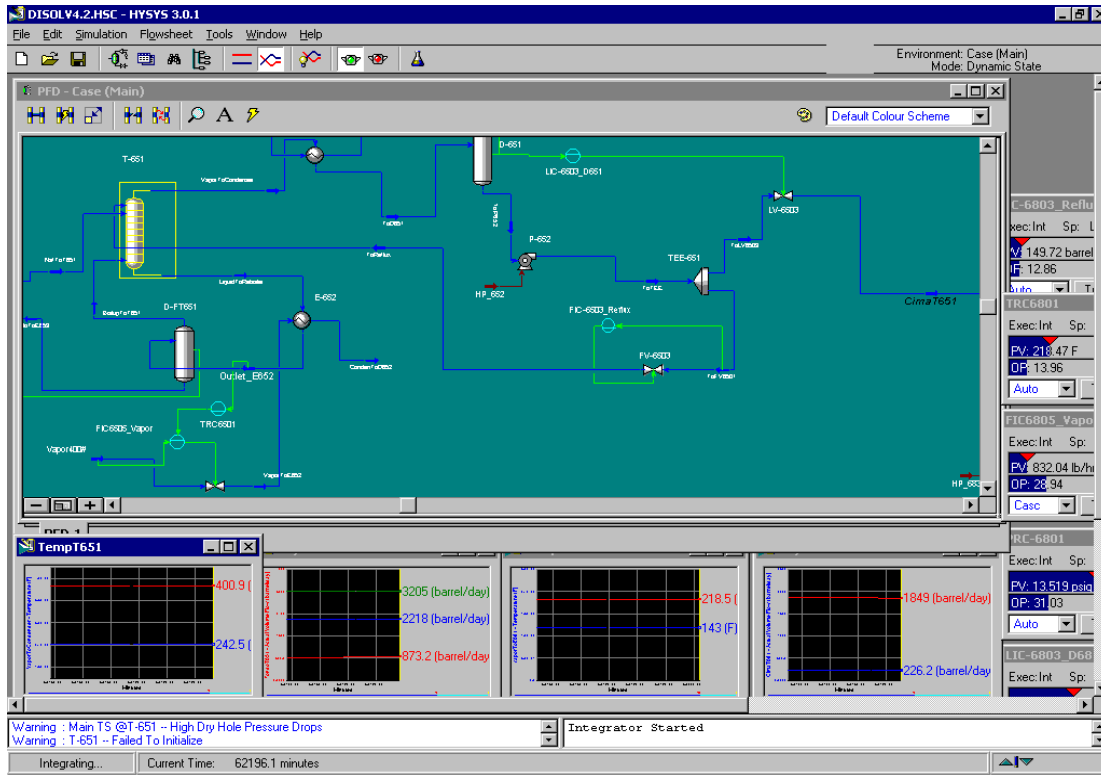
Figura 15. Portada Interface Visual Basic



Inmediatamente se hace "clic" sobre la opción nos encontraremos con la portada de la herramienta (ver Figura 15) donde, a través de los botones que se encuentran a la izquierda de este Display, desde la opción "Torre-1" ó la opción "Torre-2", podemos acceder a las pantallas de de control (emuladas) para cada una de las torres de destilación del proceso.

Una vez se ha iniciado la aplicación, el modelo (ver Figura 16) debe automáticamente comenzar a correr (el módulo integrador de AspenHYSYS se activa automáticamente desde una rutina de Visual Basic. En dicho integrador es posible configurar la velocidad con la que AspenHYSYS solucionará las ecuaciones matemáticas asociadas al modelo de la planta.

**Figura 16.** AspenHYSYS - Herramienta de modelamiento riguroso.



A continuación de manera automática comienza el intercambio de información entre AspenHYSYS y la aplicación interface desarrollada en Visual Basic. Dichas transacciones de lectura/escritura se pueden observar a través de las carátulas construidas en Visual Basic que emulan la “Interfaz del DCS” (ver Figura 17) que pueden contener los estados de solo lectura o lectura/escritura. Cuando una variable se encuentra en el primer estado se invoca la subrutina de lectura de los controladores PID del modelo desde AspenHYSYS (los valores leídos de AspenHYSYS corresponden al setpoint, medición de la variable controlada, señal de salida del controlador, y estado del controlador). De igual manera si una variable se encuentra en el segundo estado se invoca la subrutina de escritura de los controladores hacia AspenHYSYS (sólo se escribe el setpoint, ó la salida del controlador, ó el estado del controlador, de aquel lazo de control que ha cambiado sus valores con respecto a la última operación de escritura). Los valores escritos hacia el modelo en AspenHYSYS son aquellos que son recibidos por la interface que corre en el PC.

Para enviar un dato al modelo es necesario seleccionar el lazo de control señalando el sector gris oscuro, después si el lazo se encuentra en automático seleccionando el valor actual del Set Point (SP) y si esta en manual seleccionando el valor de apertura de la válvula (O), el cual aparecerá inmediatamente e la zona inferior central de la pantalla, donde puedo borrar y re-escribir un valor y oprimir la tecla “Enter” para el envío de información hacia el modelo.

Figura 17. Despliegue gráfico del DCS emulado recibiendo/enviando información.



Cuando el usuario realiza algún ajuste en los despliegues gráficos del DCS, dicho ajuste es recibido en la aplicación interface que corre en el computador en la cual se encuentra el nombre del controlador asociado a la variable que debe ser actualizada en el modelo en AspenHYSYS.

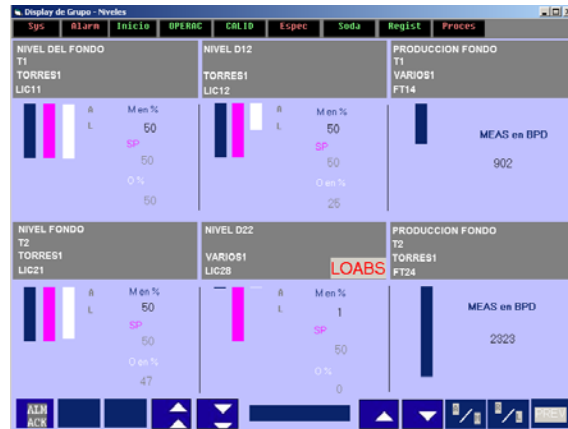
El funcionamiento de las diferentes rutinas que realizan la transacción de información de entrada/salida se ha coordinado de forma tal que la demora en tiempo es mínima y el usuario puede observar los efectos de cualquier cambio efectuado en el proceso (en manual, manipulando directamente apertura de válvulas ó en automático, manipulando los setpoints u objetivos) casi de forma inmediata. Las interfaces manipuladas por el operador en el DCS son: Primero el Display que presenta los lazos de control (temperatura presión y flujo) de la Torre seleccionada (ver Figura 17), el Display de datos de calidad de productos (ver Figura 18a, en la cual solo se muestra información, pero no puede modificarse, es decir es de solo lectura), el Display de niveles (ver Figura 18b, muestra los lazos de control de nivel de ambas torres), el Display proceso (ver Figura 18c, en la cual solo se muestra información, pero no puede modificarse, es decir es de solo lectura), y finalmente la interface gráfica de tendencias (ver Figura 18d, las cuales se actualizan directamente con los datos del modelo y donde se puede observar la dinámica del proceso).

Cuando se emularon estas carátulas se deshabilitaron los comandos a los cuales no tiene acceso un usuario normal en el DCS, por tanto las opciones que se eligió emular son solo aquellas a las que tiene acceso un operador o un ingeniero de planta durante su labor cotidiana.

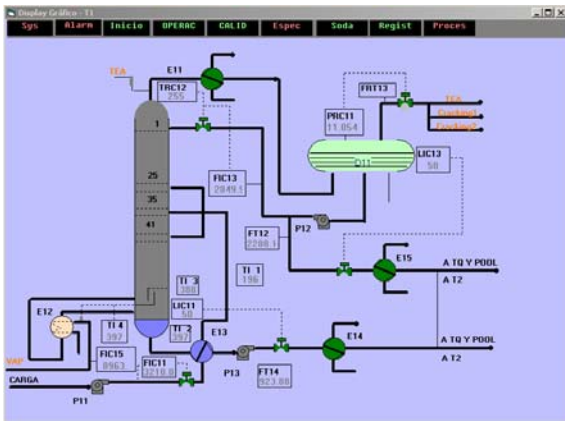
**Figuras 18.** Interfaces de operación típica.



**Figura 18a**



**Figura 18b**



**Figura 18c**



**Figura 18d**

## 4. LECCIONES DE APRENDIZAJE PROPUESTAS

Con el uso de la herramienta de simulación para entrenamiento se busca capacitar a los operadores, ingenieros y en especial Estudiantes de Ingeniería Química en los diferentes esquemas de operación de una planta de proceso. Igualmente conocer los principales indicadores de desempeño de los equipos mayores de la unidad e identificar las restricciones en los mismos. La utilización de la herramienta de simulación permitirá evaluar las diferentes condiciones de operación.

Las competencias a desarrollar con las lecciones de aprendizaje asociadas, permitirán aprender a utilizar los grados de libertad que ofrece el proceso para mantener las especificaciones de los productos y las condiciones de operación en los valores deseados, interiorizar la respuesta dinámica de la planta y evaluar la respuesta de los usuarios a perturbaciones generadas por el instructor.

Durante las pruebas de fábrica (FAT) se pudieron probar varios de los conceptos consignados en este documento:

- Teoría de simulación en estado estacionario y en estado dinámico.
- Características de las corrientes de proceso y de los equipos a modelar.
- Ambiente de configuración de AspenHYSYS: Principal, Oil, Utilities.
- Modelo de una planta de producción de disolventes alifáticos en el esquema disolvente 4 y 2.
- Interface desarrollada para el manejo del modelo.
- Variables de operación.
- Variables de proceso.
- Ajustes y análisis de la respuesta del modelo:

- Variación del flujo de carga a la unidad
- Variación en la temperatura del rehervidor
- Variación del flujo del reflujo superior de la torre
- Variación de la presión de operación del tambor de cima de la torre
- Variación del plato de alimentación

Para cada uno de estos ajustes se observó el desempeño de cada uno de los equipos de proceso, la variación en la calidad y rendimiento de los productos.

### 4.1 CASOS DE ESTUDIO

A continuación se consignaran algunos casos de estudio que se pueden interiorizar a través del ejercicio con la herramienta de simulación.

#### 4.1.1. VARIACIÓN DEL FLUJO DE CARGA A LA UNIDAD

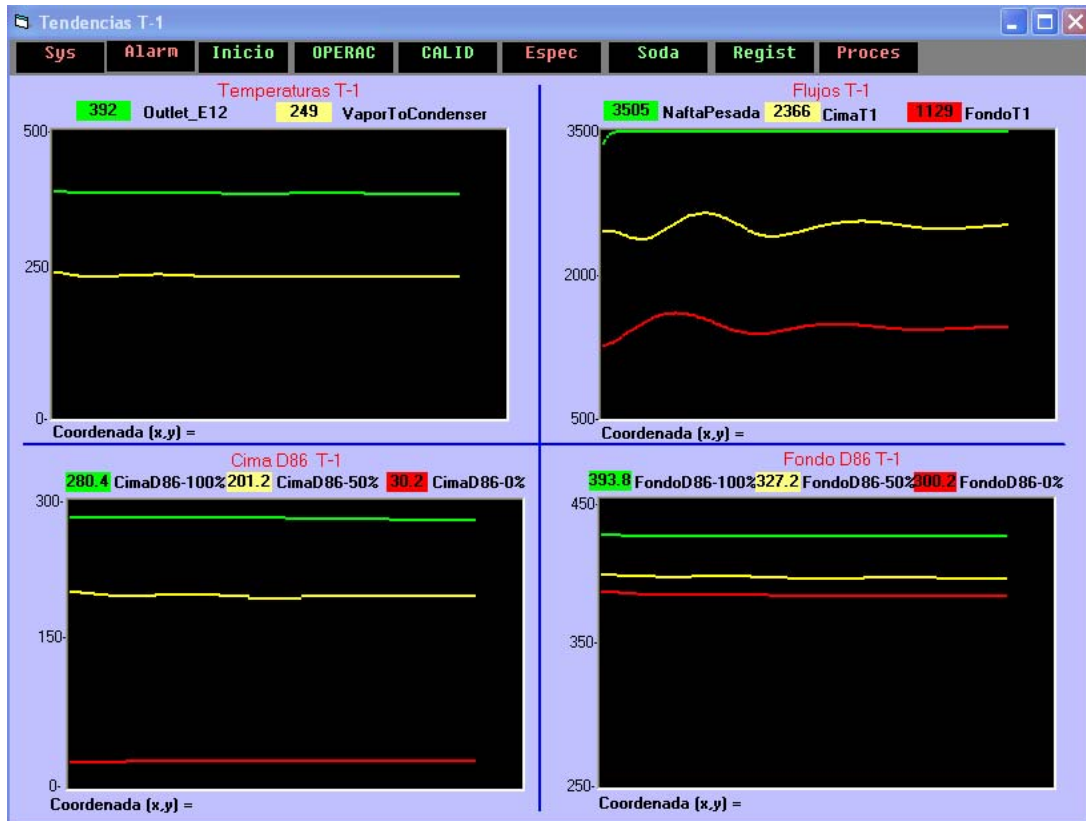
Para realizar un cambio en el Flujo de la unidad, debe hacerse desde la interfaz de usuario, siguiendo los pasos del capítulo 3.2, seleccionando la “torre 1” (ver Figura 15) y finalmente seleccionando el lazo de control de la carga “FIC11” (haciendo “clic” en la zona gris oscuro donde vemos el título “Carga a T1” ver Figura 19). Después se hace “clic” sobre el “SetPoint” del lazo de control (este queda encerrado en un rectángulo y finalmente se coloca el nuevo valor en la casilla azul de la parte inferior de la pantalla (ver Figura 19), y oprimir “Enter” desde el teclado.

Figura 19. Cambio del “SetPoint” de la variable de Carga



Una vez se ingrese el valor deseado la herramienta enviará este valor al modelo y se inicia el proceso de búsqueda de un nuevo punto de estado estable, y pueden observar los cambios en las gráficas de tendencias (ver Figura 20), hacemos “clic” en la última opción de la barra superior y se despliega un menú donde se selecciona “TT1” y se pueden ver los cambios en los diferentes flujos de la torre (carga, productos de cima y fondo), los cortes de cada uno de los productos y el consumo de energía (vapor).

Figura 20. Gráficas de Tendencias de la Torre 1,  $\Delta F$



En la gráfica superior derecha de la *Figura 20* se puede ver como la línea verde, que representa el cambio en la variable de flujo (medición), cambia para tratar alcanzar el nuevo objetivo (desde 3320 hasta 3505 barriles/día ó bpd), en este caso en particular el objetivo es 3500 bpd y la variable se estabiliza en 3505 bpd, esta diferencia entre la medida o valor del flujo y su “SetPoint” u objetivo se denomina “Offset”. Adicionalmente, se observa el comportamiento de los productos, donde tanto la cima como los fondos tienen fuertes variaciones hasta ir encontrando su estabilidad. La idea es que estudiante analice porque el flujo de cima (línea amarilla) inicialmente tuvo un retardo en la respuesta al movimiento, y posteriormente su primer movimiento fue decreciente, si es lógico desde el punto de vista del proceso y luego analizarlo desde el punto de vista de control. De igual manera para el flujo del fondo de la torre, y seguramente también puede preguntarse si el cambio en la carga fue lo suficientemente grande o no, debido a que los cambios en la temperatura de rehervidor E-12 y el flujo de vapor no parecen afectados en la gráfica, o cuando deben cambiar los valores de los cortes de temperatura para cada producto (Curva de Destilación D-86). Otro punto importante sería como afectan los cambios la “torre 2”, teniendo en cuenta que el producto de cima de la “torre 1” es la carga a la “torre 2”.

**Figura 21.** Valores en la torre 1 después de cambio de “SetPoint” de la Carga



Finalmente, si se analizan los resultados una vez la torre 1 se ha estabilizado (ver Figura 21) se puede observar que los principales cambios se dieron en los flujos de los productos de cima (2292 a 2440 bpd y fondo 903 a 1293 bpd), y la temperatura de cima de la torre (255 a 252 F), ya que estas variables NO SON variables controladas únicamente están siendo medidas y responden ante los cambios en las variables manipuladas, mientras otras variables como el reflujo de cima, la presión de cima (en este caso cambió el valor de porcentaje de apertura de la válvula para mantener la presión en el “SetPoint”) y la temperatura de fondo, controlada por el rehervidor E-12 son variables controladas y permanecen en un valor cercano al “SetPoint”.

#### 4.1.2. VARIACIÓN DE LA PRESIÓN DE CIMA DE LA TORRE 1

Para realizar un cambio en la presión de cima de la “Torre1”, debe hacerse desde la interfaz de usuario, siguiendo los pasos del capítulo 3.2, seleccionando la “torre 1” (ver Figura 15) y finalmente seleccionando el lazo de control de la presión PIC11 (haciendo “clic” en la zona gris oscuro donde vemos el título “Presión T1” ver Figura 22). Después se hace “clic” sobre el “SetPoint” del lazo de control (este queda encerrado en un rectángulo y finalmente se ingresa desde el teclado el nuevo valor en la casilla azul de la parte inferior de la pantalla (ver Figura 22), y oprimir “Enter” desde el teclado.

**Figura 22.** Cambio del “SetPoint” de la variable de Presión de Cima



Una vez se ingrese el valor deseado la herramienta enviará este valor al modelo y se inicia el proceso de búsqueda de un nuevo punto de estado estable, y se pueden observar los cambios en las gráficas de tendencias (ver Figura 23), hacemos “clic” en la última opción de la barra superior y se despliega un menú donde se selecciona “TT1” y se pueden ver los cambios en los diferentes flujos de la torre (carga, productos de cima y fondo), los cortes de cada uno de los productos y el consumo de energía (vapor).

En la gráfica superior derecha de la Figura 23 se puede ver como la línea verde, que representa el cambio en la variable de flujo (medición), sufre un pequeño disturbio y busca nuevamente el valor del “Setpoint” (3210 bpd). Adicionalmente, se observa el comportamiento de los productos, donde tanto la cima como los fondos tienen fuertes variaciones hasta ir encontrando su estabilidad. En este caso el flujo de cima (línea amarilla) no muestra un retardo inicial como en el caso anterior, debido a que la Presión afecta directamente este flujo, y su primer movimiento fue en dirección contraria, es decir se incrementó el flujo, esto debido a que reducimos en 2 psi el “SetPoint de la presión de cima, y para que la medida de presión se acerque a ese valor es necesario abrir la válvula de flujo de cima. Seguramente el controlador en su intento de acercarse muy rápidamente al valor del “SetPoint”, hace movimientos bruscos en la válvula (la sintonía de cada controlador define que tan agresiva es la acción del mismo) hasta alcanzar el estado estable. De igual manera para el flujo del fondo de la torre seguramente los cambios se dan en direcciones totalmente opuestas, adicionalmente se observa un mayor efecto en los valores de la temperatura de rehervidor E-12, el flujo de vapor y los cortes de temperatura para cada producto (Curva de Destilación D-86).

Figura 23. Gráficas de Tendencias de la Torre 1,  $\Delta P$

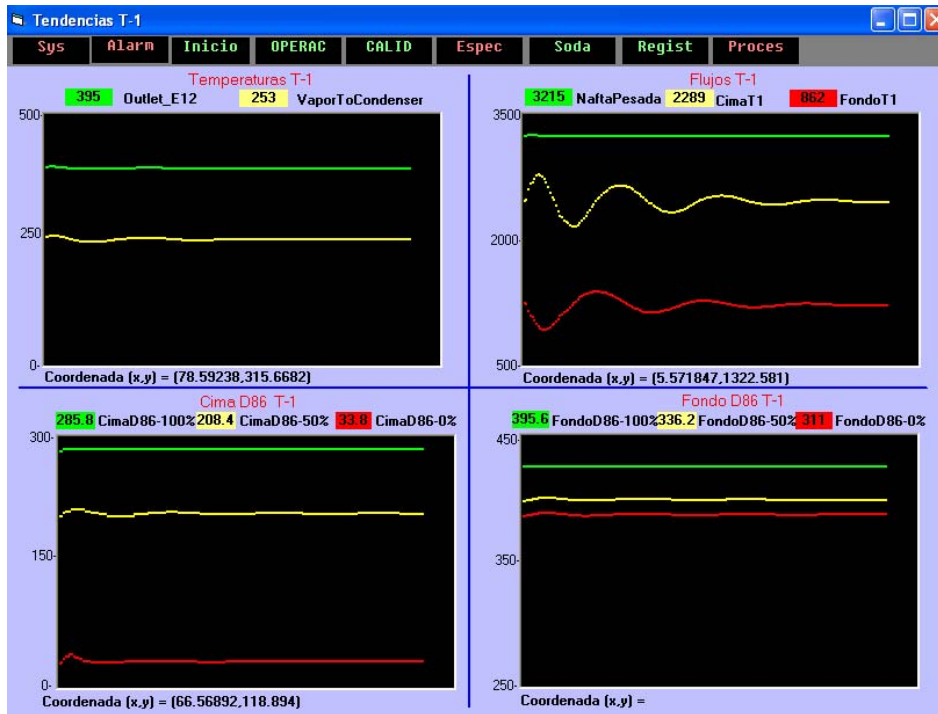


Figura 24. Valores al estabilizarse la torre 1 después del cambio del "SetPoint" de la Presión de cima

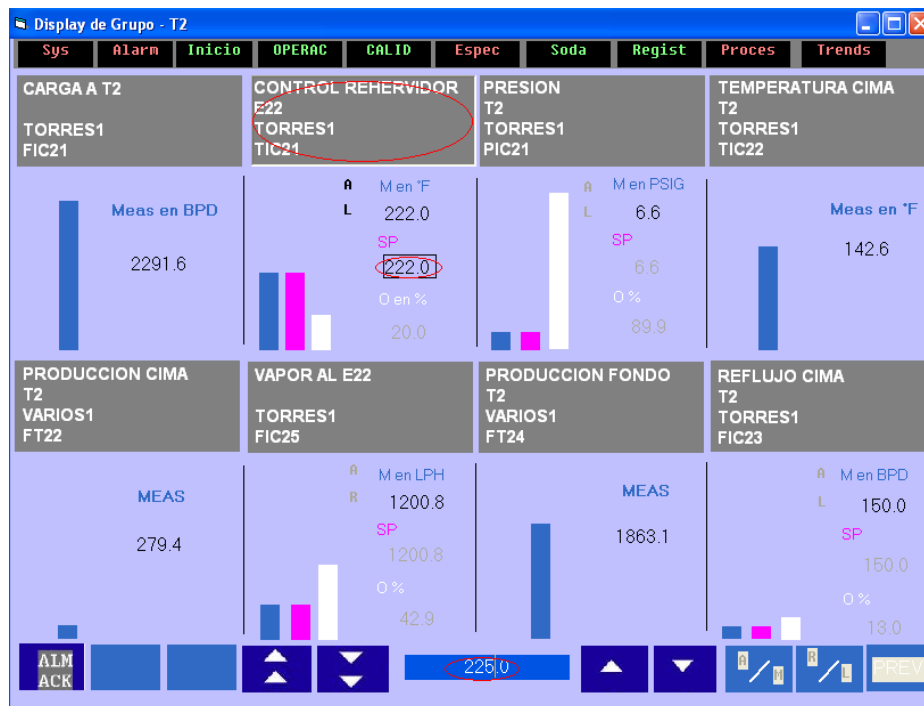


Finalmente, si se analizan los resultados una vez la torre 1 se ha estabilizado (ver Figura 24) se puede observar que los principales cambios se dieron nuevamente en los flujos de los productos de cima (2292 a 2305 bpd y fondo 903 a 867 bpd), y la temperatura de cima de la torre (255 a 254 F), ya que estas variables NO SON variables controladas únicamente están siendo medidas y responden ante los cambios en las variables manipuladas, mientras otras variables como el reflujo de cima, la carga y la temperatura de fondo, controlada en el rehervidor E-12 son variables controladas y permanecen en un valor cercano al “SetPoint” correspondiente. Vale la pena aclarar que cuando se habla de control las variables manipuladas son realmente los “SetPoint” de cada una de las variables independientes del proceso.

#### 4.1.3. VARIACIÓN DE LA TEMPERATURA DE FONDO DE LA TORRE 2

Para realizar un cambio en la temperatura de fondo de la “Torre2”, se recomienda hacerlo desde la interfaz de usuario, siguiendo los pasos del capítulo 3.2, seleccionando la “torre 2” (ver Figura 15) y finalmente seleccionando el lazo de control de temperatura TIC21 (haciendo “clic” en la zona gris oscuro donde vemos el título “Controlador rehervidor E22” ver Figura 25). Después se hace “clic” sobre el “SetPoint” del lazo de control (este queda encerrado en un rectángulo y finalmente se ingresa desde el teclado el nuevo valor en la casilla azul de la parte inferior de la pantalla (ver Figura 22), y oprimir “Enter” desde el teclado.

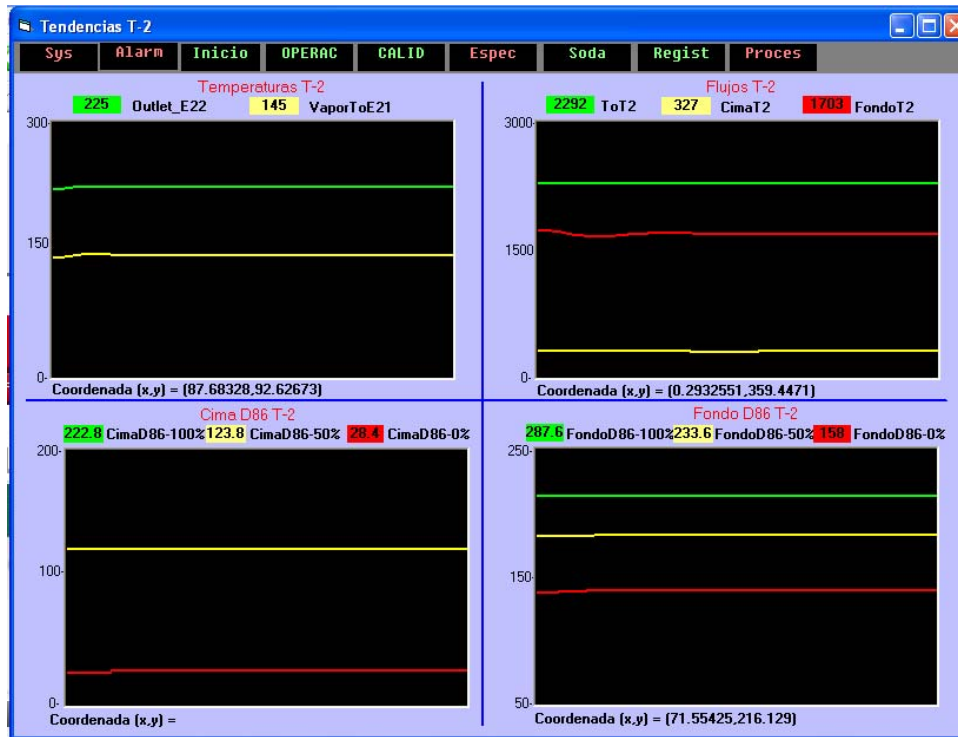
**Figura 25.** Cambio del “SetPoint” de la temperatura de Fondo T2



Una vez se ingrese el valor deseado la herramienta enviará este valor al modelo y se inicia el proceso de búsqueda de un nuevo punto de estado estable, y se pueden observar los cambios en las gráficas de tendencias (ver Figura 26), hacemos “clic” en la última opción de la barra superior y se despliega un menú donde se selecciona “TT2” y se

pueden ver los cambios en los diferentes flujos de la torre (carga, productos de cima y fondo), los cortes de cada uno de los productos y el consumo de energía (vapor).

**Figura 26.** Gráficas de Tendencias de la Torre 2,  $\Delta T$



En la gráfica superior derecha de la *Figura 26* se puede ver como la línea verde, que representa el cambio en la variable de flujo (medición), permanece constante en el valor del "Setpoint" (3210 bpd). Adicionalmente, se observa el comportamiento de los productos, donde tanto la cima como los fondos tienen variaciones hasta ir encontrando su estabilidad. En este caso el flujo de cima (línea amarilla) no muestra un cambio fuerte debido a dos condiciones, la primera a que la escala no es suficientemente sensible para este movimiento y la segunda que la válvula de control de cima está casi totalmente abierta (92.2) y al intentar aumentar el flujo en la primera instancia casi llega al 100% donde se pierde el control del sistema de presión ante cualquier sobre-presionamiento. Recuerde que la presión de cima afecta directamente el flujo el flujo de cima debido a que el elemento de control es la válvula de paso. De igual manera para el flujo del fondo de la torre, no se observa un mayor efecto en los valores de la temperatura de rehervidor E-22, el flujo de vapor y los cortes de temperatura para cada producto (Curva de Destilación D-86), sin embargo, si se observan los valores finales (*ver Figura 27*), la entrada de vapor al E-22 se incremento notoriamente, con el fin de incrementar la temperatura de fondo. Es importante anotar que el flujo de vapor esta en cascada con la temperatura de fondo y es la razón por la cual su "SetPoint" es recibido desde el controlador de la temperatura de fondo de la "torre 2".

**Figura 27.** Valores de la torre 2 después del cambio de “SetPoint” de la temperatura de fondo



Finalmente, si se analizan los resultados una vez la torre 2 se ha estabilizado (ver Figura 27) se puede observar que los principales cambios se dieron nuevamente en los flujos de los productos de cima (279.4 a 327.5 bpd y fondo 1863 a 1828.9 bpd), y la temperatura de cima de la torre (142.6 a 145.2 F), ya que estas variables NO SON variables controladas únicamente están siendo medidas y responden ante los cambios en las variables manipuladas. En este caso en particular se refleja un cambio en el flujo de vapor al E-22 (1200 a 1259.4 LPH) debido a la relación directa con la temperatura de fondo (control en cascada). La carga como se mencionó anteriormente permanece constante, al igual que la presión de cima a pesar que hubo un cambio visible en la apertura de la válvula de control de cima y el reflujo de cima por su condición de variables controladas, permanecen en un valor cercano al “SetPoint” correspondiente.

## 5. CONCLUSIONES

- ✓ Fue posible diseñar una aplicación que basada en técnicas teóricas de control de procesos que crea un puente con el hardware y software de una planta industrial.
- ✓ A partir de una presentación ante la clase de Control de procesos de la Escuela de Ingeniería Química, se dedujo que para la implementación de este tipo de software como herramienta pedagógica no es necesario construir un modelo de planta que reproduzca de manera fidedigna una planta real (los valores de las variables), basta con un modelo que represente las tendencias (respuesta) de cada una de las variables ante una perturbación, es decir que sea sensible y ajustable a diferentes cambios en las variables manipuladas.
- ✓ El estudiante puede conocer las tendencias de las variables del proceso ante una perturbación determinada a través la herramienta, y queda ante el problema de explicar el porqué cada variable toma ese camino. A partir de este punto podemos decir que la aplicación tiene un valor pedagógico.

## 6. BIBLIOGRAFIA

1. MORGAN, S.W. "Improve process training with dynamic simulation". Hydrocarbon Processing. Abril, 1994.
2. SUSNDARARAMAN, C. "Approach Towards Selection of Operator Training Simulators", ProtechSoft System Pvt Ltda, Chennai, India.
3. USERS GROUP MEETINGS. "Instructor Guidelines for Use of an Operator Training Simulator (OTS)". A Compilation of Experiences and Lessons Learned from OTS. EPRI, Palo Alto, CA: 2001.
4. REINING, G. "Training Simulators: Engineering and Use". Chemical Engineering Technology, 21 (1998).
5. FLORES, C. "Simulación dinámica de entrenamientos de operadores de panel en sala de control de un coquificador retardado". <http://www.monografias.com/trabajos16/simulador-de-proceso/simulador-de-proceso.shtml> (1997).
6. REINING, G. "Training Simulators: Engineering and Use". Chemical Engineering Technology, 21 (1998).
7. CORCUERA, P., BUSTÍO, F. YMORA, E. "Training Simulator for Garoña Nuclear Power Plant", Lecture Notes in Computer Science, Springer Verlag, Vol. 1030, 1996, pp. 523-529.
8. MARTINEZ, S. y REQUEMA A. "Dinámica de Sistemas 1". Alianza Editorial S.A. Madrid, 1986. Cap. 5. pp. 81-132
9. MARTINEZ, S. y REQUEMA A. "Dinámica de Sistemas 1". Alianza Editorial S.A. Madrid, 1986. Cap. 5. pp. 81-132
10. DUQUE, C. y TASSONE, V. "Dynamic Simulation for Process Engineers". Colt Engineering Co, Hyprotech Ltda.
11. LUYBEN, W "Common Plumbing and Control Errors en Plantwide Flowsheets". Chemical Engineering Education. Julio de 2005.
12. FUENTES LOZANO, C. Simulación de Procesos Químicos. Universidad del Atlántico, Colombia.
13. LUYBEN, W. "Use of Dynamic Simulation to Converge Complex Process Flow". Chemical Engineering Education. Abril de 2004
14. ESCALANTE, D. "Disolventes Alifáticos: Definiciones, producción, interpretación de pruebas, manejo y medidas de evaporación". Editorial Gráficas San Gabriel. Barrancabermeja, Septiembre de 2004.

15. BARBERI, E. El Pozo Ilustrado I y II. Ediciones PDVSA. Caracas-Venezuela.
16. SEMINARIO ASPENTECH INC. “Dynamizing a plantwide Steady State Model”. Instituto Colombiano del Petróleo, Bucaramanga, 2003.