

26  
Lej



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**“ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO A  
REGIMEN DINAMICO DE UNA COLUMNA  
DE DESTILACION ATMOSFERICA DE  
CRUDO”**

**T E S I S**  
Que para obtener el titulo de  
**INGENIERO QUIMICO**  
p r e s e n t a

**GUILLERMO FLORES SANCHEZ**



México, D. F.



274803

1999

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

PAGINATION

DISCONTINUA

Jurado Asignado:

Presidente: Prof. **José Antonio Ortiz Ramírez.**

Vocal: Prof. **Ambrosio Chávez Chavarria.**

Secretario: Prof. **José Fernando Barragán Aroche.**

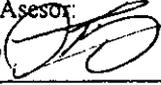
1er. Suplente: Prof. **Erick Reinartz Carbonell.**

2º. Suplente: Prof. **Martín Rivera Toledo.**

Sitio donde se desarrollo el tema:

**Instituto Mexicano del Petróleo.**  
**Subdirección de Transformación Industrial.**  
**Gerencia de Investigación Aplicada a Procesos.**

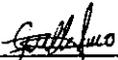
Asesor:

  
\_\_\_\_\_  
**I.Q. José Antonio Ortiz Ramírez.**

Supervisor Técnico:

  
\_\_\_\_\_  
**M. en C. Javier Esteban Rodríguez Rodríguez.**

Sustentante:

  
\_\_\_\_\_  
**Guillermo Flores Sánchez.**

## **AGRADECIMIENTOS**

**Al Instituto Mexicano de Petróleo**  
**Gerencia de Investigación Aplicada de Procesos**  
**En particular al Ing. José Luis Cano Domínguez**

**Al Grupo de Simulación de Procesos dirigido por:**  
**M. en C. Esteban Rodríguez Rodríguez**

**E integrado por:**

**M. en C. Claudia de la Paz Zavala**  
**M. en C. Esteban Burgos Vázquez**  
**Ing. Víctor Martínez**

Por haberme dado la oportunidad de realizar este trabajo en sus instalaciones, la cual considero un privilegio; por el apoyo y las facilidades brindadas para el desarrollo del mismo, porque encontré en ellos a los verdaderos amigos y por su calidad humana y ética intachables.

A la Universidad Nacional Autónoma de México

A la Facultad de Química

Al Ingeniero José Antonio Ortiz Ramírez, quien sin su invaluable ayuda jamás habría logrado alcanzar mis objetivos; por haberme rescatado de la mediocridad. Gracias mil.

Al honorable jurado, por sus asesorías y recomendaciones; por el tiempo y esfuerzo extra que me dedicaron para la elaboración de esta tesis.

## DEDICATORIAS

A quienes considero mi deidad: Mis abuelos Carlos Flores, Beatriz y Leonor Molina Navarro.

A mi familia, sobre todo a Carlos porque siempre me ha apoyado y nunca me ha abandonado en los momentos más difíciles de mi existencia.

Al maestro José Antonio Ortiz Ramírez quien hizo una nueva persona de mí.

Especialmente a Toño Pastor, quien también sabe lo que es sufrir con Speedup.

A la banda: Son más de 60, y no quiero omitir a ninguno, así que está dedicada para todos.

A ti, que me ayudaste; que me brindaste tu amistad incondicional; a ti que gozaste, sufriste y me acompañaste en los momentos buenos y malos. A todos cuantos conocí, y con quienes conviví sanamente sin excepción.

# Índice

Índice

i

## *CAPITULO 1 INTRODUCCIÓN*

1.1 Introducción	1
1.2 Objetivos	3

## *CAPITULO 2 ANTECEDENTES*

2.1 Refinación y caracterización del petróleo	5
2.1.1 caracterización	5
2.1.2 Química de los hidrocarburos que constituyen al petróleo	6
2.1.3 Grupos principales de hidrocarburos que se encuentran en forma natural en el petróleo	7
2.1.4 Productos principales de la refinación	11
2.1.5 Operaciones de refinación del petróleo	13
2.2 Importancia de la simulación dinámica	16
2.2.1 Perspectiva histórica	17
2.2.2 Importancia del régimen dinámico	18
2.2.3 Usos	19
2.3 Respuesta del régimen dinámico contra la respuesta a régimen permanente	20
2.3.1 Estudios realizados sobre destilación a régimen dinámico	22
2.4 Objetivos de control en columnas de destilación	24
2.4.1 Objetivos	26
2.5 Recomendaciones para diseñar un sistema de control	28

## *CAPITULO 3 REPRESENTACION DINAMICA DE UNA ETAPA DE SEPARACIÓN; APLICACIÓN Y CARACTERISTICAS DEL CONTROLADOR SELECCIONADO*

3.1 Representación dinámica de una etapa	32
3.1.1 Análisis de grados de libertad	34
3.2 Criterios para elaborar un esquema de control	38
3.3 Ciclos de control	40
3.3.1 Acción de control	42
3.4 Controladores utilizados y técnicas de ajuste	45

<i>CAPITULO 4 CASO DE ESTUDIO</i>	
4.1 Descripción del proceso	50
4.2 Caracterización de la mezcla	52
4.3 Especificaciones de los productos	55
4.4 Bombas de calor	57
4.5 tanque acumulador	57
4.6 Parámetros hidráulicos	58
4.7 Reglas Heurísticas	59
4.8 Restricciones o limitaciones del simulador utilizado	60
4.9 Sintonización de los controladores	60
4.10 Perturbaciones propuestas	61
<i>CAPITULO 5 ANALISIS DE RESULTADOS</i>	
5.1 Resultados obtenidos	63
5.1.1 Análisis de la mezcla de crudo	63
5.2 Resultados de la simulación a régimen permanente	64
5.3 Resultados a régimen dinámico	67
5.3.1 Respuesta a ciclo abierto	67
5.3.2 Perturbación del 10 % de disminución en la carga	76
5.3.3 Perturbación del 20 % de aumento en la carga	96
<i>CAPITULO 6 COLCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</i>	
6.1 Conclusiones y recomendaciones	108
<i>CAPITULO 7 REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS</i>	112
<i>APENDICE "A"</i>	A-1

# Capítulo 1: Introducción.

## 1.1 Introducción

Existe una gran necesidad en la industria química y petroquímica (y por tanto, en las instituciones formadoras de profesionistas de estos ramos) de operar sus plantas de proceso con restricciones tanto ambientales, económicas como de seguridad industrial cada vez más difíciles actualmente. Esto trae como consecuencia llevar a cabo análisis más rigurosos y confiables de los procesos. Como estos análisis no pueden realizarse la mayoría de las veces en planta (por razones obvias: trabajar en condiciones de operación riesgosa, los procesos de transformación son continuos y por tanto las plantas operan durante casi todo el año, etc.) es indispensable la utilización de herramientas como la computadora, que proporcionen las respuestas adecuadas que satisfagan estas demandas. Ahora bien, hasta cierto grado, el comportamiento de los procesos puede ser representado mejor por módulos de proceso más exactos y rigurosos a través de la computadora. El grado de complejidad con que se desee representar al proceso y la exactitud y/o la validez de la información que se quieren obtener de éste justifica el uso de la simulación dinámica, en los capítulos subsecuentes se explicarán las razones.

El beneficio primordial de la simulación dinámica es mejorar el entendimiento del proceso, y éste es el que permite la sencillez, flexibilidad y seguridad demandadas por la mayoría de las plantas de proceso competitivas de la industria actual.

Por otra parte, aunque se han realizado bastantes estudios sobre el comportamiento dinámico de unidades de destilación, éstos se han limitado en su mayoría, a observar y representar sistemas con características muy sencillas como:

- Separación de mezclas binarias.
- Columnas de destilación simples (es decir, columnas que cuentan con un condensador, un rehervidor y N etapas de un solo tren).
- Mezclas típicas de compuestos para problemas de ilustración en cátedra o cursos.
- Esquemas de control en equipos aislados del proceso global, o bien,

esquemas de proceso teóricos (que no existen realmente en operación o construcción).

Uno de los ejemplos que contrastan con los puntos mencionados anteriormente es una columna de destilación atmosférica, en la que todos los beneficios potenciales de la simulación dinámica pueden y deben aplicarse, ya que requieren de mayor atención para el mejoramiento de la industria de proceso actual debido a sus características inherentes.

Inicialmente, como mera demostración de tales contrastes se señalan los siguientes puntos:

1. El petróleo no es una mezcla que pueda representarse adecuadamente por dos o tres compuestos, es decir no es representable por medio de una mezcla binaria.
2. Los compuestos que representan al crudo se clasifican o caracterizan en fracciones cuyas propiedades físicas y termodinámicas son un tanto peculiares (viscosidad, TBP, factor K, etc.).
3. El número de pseudo compuestos de cada fracción que representan a cada corte puede ir de uno hasta veintiocho o más.
4. La columna atmosférica es en realidad un sistema de torres de destilación conectadas entre sí para separar cada uno de los cortes que constituyen al petróleo.

No es propósito de esta tesis profundizar a detalle sobre conceptos como funciones de transferencia o en el estudio de sistemas dinámicos en el dominio de Laplace o de la frecuencia, ni en el análisis matemático complejo sobre el funcionamiento de un controlador. Aquí se utilizarán los conceptos fundamentales necesarios y se dará énfasis en las aplicaciones de éstos en la dinámica y control de un problema desde el dominio del tiempo, que es lo que observa un operador en la planta. Para estudios teóricos existen en la literatura tratados completos para tales fines(1,2,6); algunos se incluyen en las referencias bibliográficas consultadas.

Las contribuciones en el aspecto dinámico de columnas de destilación de petróleo además de ser escasas requieren de conocimientos básicos sobre el tema, ya que la información publicada disponible puede resultar en ocasiones complicada de interpretar para el ingeniero químico. Además los programas utilizados en la mayoría de los casos han sido desarrollados por los investigadores y no están disponibles al dominio público o solo en forma parcial.

La principal desventaja de los simuladores dinámicos es el manejo de éstos, pues la mayoría no son interactivos con el usuario. Otra desventaja es que los simuladores comerciales desarrollados hasta la fecha son de alto costo lo que

los vuelve inaccesibles; otros tienen severas fallas y limitaciones o deficiencias de programación.

La información requerida para realizar estudios sobre la dinámica de un sistema implica recabar datos de las dimensiones de los equipos o en su defecto suponerlos, partiendo de información empírica o de reglas heurísticas.

Por todo lo anterior y a pesar de las limitaciones impuestas para llevar a cabo este estudio, aventurarse a desarrollar una tesis de este tipo con un alto grado de complejidad, constituye un auténtico reto para quien escribe esto, pero necesario para contribuir a resolver la problemática de la industria petroquímica de este país y para mejorar la enseñanza a nivel licenciatura de Ingeniería Química.

## **1.2 Objetivos**

- 1) Reproducir las condiciones de operación a régimen permanente de la columna de destilación atmosférica perteneciente a la planta Combinada No.1 de la refinería "Miguel Hidalgo" de Tula, considerando una mezcla de crudos Istmo- Maya 70/30 % en volumen.
- 2) Utilizar la información resultante del estado estacionario como condición inicial para realizar el análisis del comportamiento dinámico de la columna en cuestión.
- 3) Introducir el sistema de control propuesto en el libro de diseño de la planta con la finalidad de verificar su funcionamiento y observar las respuestas dinámicas del sistema considerando diferentes perturbaciones que se pueden presentar en planta.
- 4) Proponer con base en el desarrollo de los puntos anteriores mejoras al sistema, otras alternativas de solución para diferentes escenarios, y otras metodologías de análisis.

A continuación se describe brevemente el contenido de los capítulos que conforman esta tesis.

*Capítulo 1.* Breve introducción.

*Capítulo 2.* Se divide en cinco partes: Aspectos químicos y operativos relacionados con la refinación del petróleo. Usos e importancia de la simulación dinámica, beneficios, ventajas y desventajas. Comparación entre la simulación dinámica y a régimen permanente, por qué es mejor la simulación dinámica; breve panorámica acerca de estudios similares realizados hasta la fecha. Antes de desarrollar un esquema de control, establecer cuales son los objetivos técnico económicos que deben establecerse para elaborar un sistema de control apropiado para una planta de proceso, observando diferentes opciones y conflictos que se presentan entre los ingenieros de diseño y los de

control. Finalmente, se dan algunas recomendaciones prácticas.

*Capítulo 3.* En este capítulo se establecen los lineamientos matemáticos que describen el modelo utilizado para representar y resolver el caso analizado; además, se incluyen las consideraciones hechas para seleccionar y ajustar los tipos de controladores para el problema en cuestión.

*Capítulo 4.* Está constituido de diez partes en las que se reúne toda la información necesaria para llevar a cabo las simulaciones tanto a régimen permanente como a régimen dinámica del problema; incluye consideraciones prácticas y limitaciones impuestas por el sistema mismo y por las herramientas de simulación utilizadas para tal efecto, así como propuestas de variación para observar diferentes escenarios.

*Capítulo 5.* Resultados obtenidos de las simulaciones a régimen permanente y dinámico con los casos particulares de ésta última que se llevaron a cabo, incluyendo en cada uno material gráfico que muestra los resultados obtenidos de acuerdo a los cambios propuestos. Se analizan situaciones específicas sobre algunas fallas o limitaciones encontradas.

*Capítulo 6.* Con base en los objetivos propuestos, se concluye cuales de éstos se cumplieron, cuales no y por qué, analizando las posibles causas. También, se sugieren algunas modificaciones al problema para futuras investigaciones y propuesta de otras alternativas para utilizar herramientas de simulación dinámica diferentes a las utilizadas aquí para reforzar o rechazar las conclusiones dadas en este trabajo.

*Bibliografía.*

## **Capítulo 2: Antecedentes**

### ***2.1 Refinación y caracterización del petróleo***

La refinación del petróleo es el procesamiento de una mezcla de hidrocarburos en otro número de mezclas complejas de hidrocarburos más utilizables.

El procesamiento seguro y ordenado en gases y líquidos a altas temperaturas y presiones, utilizando tanques, equipo y tuberías sujetos a la tensión y la corrosión requiere conocimientos considerables del proceso y de control además de experiencia en campo.

El proceso de refinación del petróleo ha evolucionado continuamente en respuesta a los cambios en la demanda de los consumidores, de mejores y diferentes productos. La necesidad original fue producir kerosina como una fuente (mejor y más económica) de iluminación que substituyera al aceite de ballena. El desarrollo de las máquinas de combustión interna condujo a la producción de gasolina y diesel. La evolución del avión creó nuevas necesidades, primero para obtener gasolina de alto octanaje para aviones y después para combustible de aviones "jet", que es una forma sofisticada del producto original: queroseno. En la actualidad las refinerías producen gran variedad de productos incluyendo aquellos que se requieren como materia prima para la industria petroquímica.

#### ***2.1.1 Caracterización***

Antes de continuar, es oportuno hacer la siguiente aclaración: Debido a que tanto en la literatura especializada como en la industria petroquímica y petrolera se utiliza la palabra crudo para referirse al petróleo, en el resto de este escrito cuando se utilice la palabra crudo ésta tendrá el significado de "petróleo sin refinar o procesar", como una simplificación.

Los crudos son mezclas complejas que contienen diferentes componentes hidrocarbonados que varían en apariencia y composición de un yacimiento petrolífero a otro. Los crudos varían su consistencia partiendo de compuestos que van desde agua hasta breas sólidas y en color de claro a negro. Un crudo en promedio contiene de 83 a 87 % de carbono, de 11 a 14 % de hidrógeno, de 1 a 3 % de azufre y menos de 1% de los siguientes componentes: N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, metales y sales.

Los crudos son clasificados generalmente como parafínicos, nafténicos y aromáticos, basados en la porción predominante de estos grupos en la mezcla total. Las mezclas base de crudos tienen cantidades variables de cada tipo de hidrocarburos. Estas mezclas de crudo consisten por lo común de dos o más crudos base diferentes, por ejemplo: Istmo - Maya, Istmo - Maya - Despuntado.

Los ensayos simples de crudos son utilizados para clasificar a éstos como parafínicos, nafténicos, aromáticos o mezclados. El método de clasificación de "ensayo" (Oficina Nacional de Minas de Estados Unidos) está basado en la destilación; otro método clasificador (factor "K" UOP) está basado en el peso específico y en los puntos de ebullición. Métodos de ensayo más amplios de crudos determinan el valor de éste y sus parámetros de procesamiento (sus rendimientos y calidad de productos utilizables).

Los crudos son agrupados de acuerdo a la estructura de sus rendimientos y también están definidos en términos de la densidad API. Entre más alta es la densidad API más ligero es el crudo. Por ejemplo: los crudos ligeros tienen densidades API altas y pesos específicos bajos. Aquellos con bajo contenido de carbono, alto contenido de hidrógeno y densidad API alta, son por lo regular ricos en parafinas y tienden a producir proporciones más grandes de gasolina y productos ligeros de petróleo; aquellos con alto contenido de carbono, bajo contenido de hidrógeno y densidad API baja son por lo regular ricos en aromáticos. Los que contienen cantidades apreciables de  $H_2S$  u otros compuestos sulfurados reactivos son llamados "amargos". Aquellos con menos azufre son llamados "dulces". Algunas excepciones a esta regla son los crudos West Texas los cuales son considerados siempre como "amargos" sin tomar en cuenta su contenido de  $H_2S$  y los crudos árabes altos en azufre, los cuales no son considerados amargos porque sus compuestos sulfurados no son reactivos.

### ***2.1.2 Química de los hidrocarburos que constituyen al petróleo***

El petróleo es una mezcla de moléculas de hidrocarburos, los cuales son compuestos orgánicos de átomos de carbono e hidrógeno que pueden incluir desde uno a sesenta átomos de carbono. Las propiedades de los hidrocarburos dependen del número y arreglo de los átomos de carbono e hidrógeno en las moléculas. La molécula más simple es un átomo de carbono enlazado a cuatro átomos de hidrógeno: el metano. Todas las otras variantes de hidrocarburos se desarrollan a partir de esta molécula.

Los hidrocarburos que contienen hasta cuatro átomos de carbono son gases generalmente; aquellos con cinco y hasta diecinueve átomos de carbono son líquidos, y aquellos con veinte o más son sólidos.

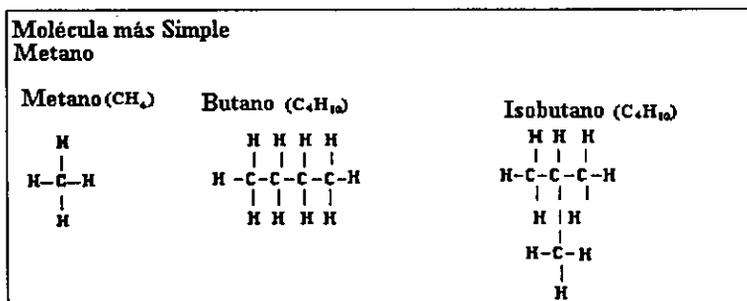
El proceso de refinación utiliza agentes químicos, catalizadores, calor y presión

para separar y combinar los tipos básicos de moléculas hidrocarbonadas encontradas en forma natural en el crudo.

### 2.1.3 Grupos o series principales de hidrocarburos que encuentran en forma natural en el petróleo

#### PARAFINAS

La serie parafínica de hidrocarburos encontrada en el petróleo tiene la fórmula general  $C_nH_{2n+2}$  y pueden ser cadenas lineales o cadenas ramificadas (isómeros) de átomos de carbono. Las moléculas parafínicas de cadenas lineales más ligeras se encuentran en los gases y ceras. Ejemplos de moléculas con cadenas lineales son: metano, etano, propano y butano (gases que contienen de 1 a 4 átomos de carbono), pentano y hexano (líquidos de 5 y 6 átomos de carbono). Las parafinas de cadenas ramificadas (isómeros) son encontradas regularmente en las fracciones pesadas del petróleo y tienen octanajes más altos que las parafinas normales. Estos compuestos son hidrocarburos saturados con todos los enlaces de carbono saturados, esto es, tres de las cuatro valencias del carbono están ligadas a un átomo de hidrógeno.

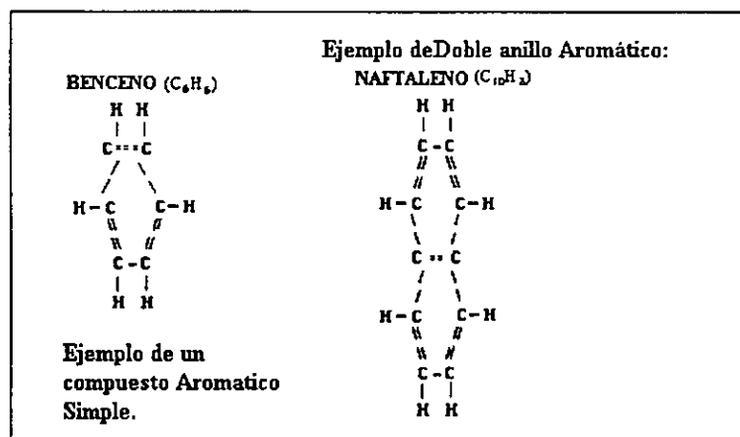


Parafinas Típicas

Figura 2.1. Ejemplos de la estructura de las parafinas.

## AROMATICOS

Son compuestos con anillos no saturados (cíclicos) los cuales reaccionan fácilmente debido a que tienen átomos de carbono deficientes en hidrógeno. Todos los aromáticos tienen al menos un anillo bencénico (un anillo simple caracterizado por 3 dobles enlaces alternados con 3 ligaduras simples entre los 6 átomos de carbono) como parte de su estructura molecular. Los naftalenos son compuestos aromáticos de dos anillos fusionados. Los aromáticos más complejos polinucleares (3 o más anillos) se encuentran en las fracciones más pesadas del petróleo.

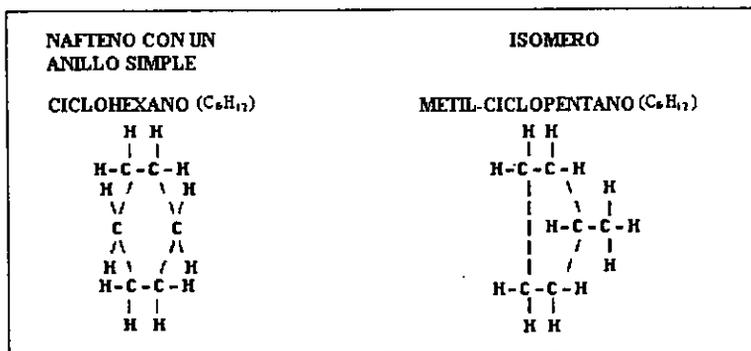


**Aromáticos Típicos**

**Figura 2.2.** Ejemplos de estructuras de compuestos aromáticos encontrados en el petróleo.

## NAFTENOS

Son grupos de hidrocarburos saturados con fórmula general C<sub>n</sub>H<sub>2n</sub> arreglados en forma de anillos y se encuentran en todas las fracciones del petróleo excepto en los más ligeros. Predominan los naftenos de anillo simple (mono - ciclo parafinas) con cinco y seis átomos de carbono; los naftenos con dos anillos (di - ciclo parafinas) se encuentran en las partes más pesadas de la nafta.

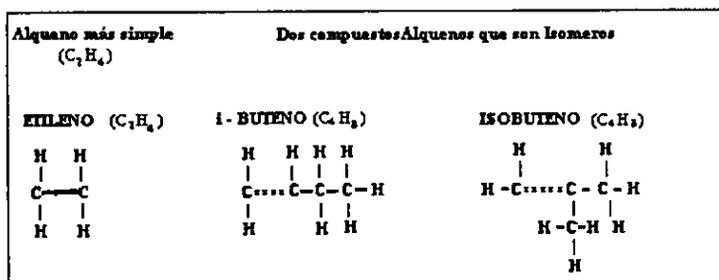


**NAFTENOS TÍPICOS**

Figura 2.3. Ejemplos de estructuras nafténicas.

**ALQUENOS U OLEFINAS**

Son mono-olefinas con fórmula general C<sub>n</sub>H<sub>2n</sub> y contienen un doble enlace carbono-carbono en la cadena. El más sencillo es el etileno, con dos átomos de carbono, un doble enlace y cuatro átomos de hidrógeno. Las olefinas se forman normalmente por desintegración catalítica y térmica, rara vez se encuentran en forma natural en el crudo.



**ALQUENOS TÍPICOS**

Figura 2.4. Estructuras de algunos alquenos u olefinas.

## *Otros compuestos no hidrocarbonados presentes en el petróleo*

### Compuestos de azufre

El azufre puede estar presente en el petróleo como ácido sulfídrico, mercaptano, sulfuros, disulfuros, tiofenos o como azufre elemental. Cada crudo tiene diferentes cantidades y tipos de compuestos sulfurados pero como regla general la proporción, estabilidad y complejidad de estos compuestos son más grandes en las fracciones más pesadas del petróleo. El  $H_2S$  es el principal contribuyente para la corrosión en las unidades de procesamiento dentro de la refinería. Otras sustancias corrosivas son: el azufre en forma elemental y los mercaptanos. El  $FeS$  resulta de la acción corrosiva de los compuestos de azufre sobre el hierro y acero utilizados en el proceso de la refinación de petróleo como equipo, tubería y tanques. Además la combustión de los productos principales del petróleo que contienen compuestos de azufre produce sustancias indeseables tales como  $H_2S$ ,  $SO_2$ , etc.

### Compuestos Nitrogenados

El nitrógeno se encuentra en las fracciones más ligeras del petróleo como tal y como compuesto en las fracciones más pesadas del mismo. Los óxidos de nitrógeno pueden formarse en los hornos de proceso.

### Trazas Metálicas

Los metales, incluyendo Ni, Fe y V se encuentran en pequeñas cantidades dentro del petróleo y son removidos durante el proceso de desalado. La combustión de las fracciones pesadas del crudo en los hornos de la refinería y en las calderas puede dejar depósitos de óxidos de vanadio y níquel en los ductos, tubos y compartimentos de los hornos.

### Salas

Los crudos generalmente contienen sales inorgánicas como  $NaCl$ ,  $MgCl_2$ ,  $CaCl_2$ , en suspensión o disueltas en aguas tratadas (salmueras). Estas deben ser removidas o neutralizadas antes de procesar el crudo, para prevenir la corrosión del equipo de proceso o el envenenamiento de catalizadores e incrustación. El  $CO_2$  puede resultar de la descomposición de bicarbonatos presentes o adicionados al crudo o a partir del vapor de agua utilizado en el proceso de destilación.

## **2.1.4 Productos principales de la refinación**

### **Gas natural**

El petróleo crudo en la forma como se obtiene de los pozos siempre está acompañado por cantidades apreciables de gas natural. Mucho de este gas se separa en el cabezal del pozo y otra parte estará en solución con el crudo que se manda a la refinería. El gas natural está compuesto por hidrocarburos de la serie parafínica, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, y helio en algunas ocasiones. Contiene además H<sub>2</sub>S y compuestos orgánicos de azufre. El metano es el principal componente y a veces es prácticamente el único presente, alcanzando hasta el 99 % del total. El gas natural llamado “húmedo” contiene cantidades importantes de los homólogos al metano; en el gas llamado “seco” el metano es el que predomina. Los gases naturales son clasificados de acuerdo con su contenido de vapores de hidrocarburos líquidos ligeros. Un gas seco contiene menos 0.1 % galones de gasolina por cada 1000 ft<sup>3</sup> de éste; el gas “mediano” contiene de 0.1 a 0.3 y el gas “húmedo” de 0.3 en adelante. Los factores principales que determinan el contenido de gasolina en el gas natural son:

- 1) El contenido de fracciones ligeras en el crudo.
- 2) La presión del pozo.
- 3) El contacto íntimo entre el gas y el crudo.

### **Gasolina**

El producto más importante de la refinación es la gasolina, una mezcla de hidrocarburos con intervalos de puntos de ebullición que van de temperatura ambiente a temperaturas cercanas a 400 ° F (195 ° C). Dentro de este intervalo de temperaturas se encuentran los hidrocarburos alifáticos desde butano hasta el dodecano, incluyendo los naftenos y aromáticos que tienen puntos de ebullición pequeños. La calidad de la gasolina está dada por las siguientes características importantes:

1. - Estabilidad a la formación de gomas.
2. - Aplicabilidad a los motores de combustión interna, medida por el índice de octano y la volatilidad.
3. - Presión de vapor.
4. - Contenido de compuestos de azufre (para control ambiental).

### **Kerosina**

Es un producto llamado “destilado intermedio” que encuentra uso considerable como combustible para aviones y como medio de calefacción doméstica. Cuando se utiliza como combustible para avión algunas de sus características importantes son:

1. - Punto de congelamiento.
2. - Punto de flasheo.
3. - Punto de neblina o niebla (debe arder totalmente sin producir humo).

El combustible para avión que se vende comercialmente tiene intervalos de ebullición de 375 a 525 ° F (190 a 274 ° C) y el combustible militar va de 130 a 550 ° F (54 a 288 ° C). Con especificaciones menos severas, se utiliza para iluminación, calefacción, como solvente y para mezclado con diesel o gasolina.

### LPG

Gas licuado de petróleo, como se conoce comercialmente, el cual consiste principalmente de propano y butano líquidos. Es producido para utilizarse como combustible doméstico e industrial, gas urbano y para la fabricación de productos petroquímicos.

La especificación importante de este producto es su presión de vapor moderada (entre 5 y 15 kg/cm<sup>2</sup> man. a 38 ° C).

### Combustibles

Los combustibles diesel y aceites para calefacción doméstica tienen intervalos de ebullición entre 400 a 700 ° F (204 a 371 ° C). Las cualidades deseables requeridas para éstos incluyen:

- 1.- Punto de flasheo.
- 2.- Punto de turbidez.
- 3.- Combustión limpia.
- 4.- Que no haya formación de depósitos en los tanques de almacenamiento.

El gasóleo es el destilado que se obtiene entre la kerosina y los aceites lubricantes. Inicialmente fue utilizado para la fabricación de gas combustible, de donde obtuvo el nombre, pero actualmente se utiliza para obtener gasolina por desintegración y como combustible en los casos en que se desea tener mayor fluidez que la del Residuo.

### Combustibles Residuales (Residuo Pesado)

El residuo es la materia no volátil que queda después de que las fracciones más ligeras han sido separadas por destilación. Generalmente son ricos en parafinas y/o asfalto dependiendo de la naturaleza del crudo procesado, por lo que se clasifica en:

- a) Base parafínica.
- b) Base asfáltica.
- c) Base mixta.

Se emplea como combustible de: avión, plantas de energía, edificios e instalaciones industriales. Son mezclados con aceites lubricantes menos viscosos para aumentar la viscosidad de éstos. Las especificaciones importantes de los residuos son que tengan alta viscosidad y bajo contenido de azufre.

### ***2.1.5 Operaciones de refinación del petróleo***

La refinación del petróleo comienza con la destilación o fraccionamiento de los crudos para separar grupos de hidrocarburos. Los productos resultantes están relacionados directamente con las características del crudo procesado. La mayoría de los productos de la destilación es convertida posteriormente en otros productos más útiles, debido al cambio en el tamaño y estructura de las moléculas (cadenas) hidrocarbonadas a través de la desintegración, reformación y otros procesos de conversión.

Los procesos y operaciones de refinación del petróleo pueden ser divididos en cinco áreas básicas:

- I) Fraccionamiento.
- II) Conversión.
- III) Tratamiento.
- IV) Formulación y mezclado.
- V) Otras operaciones de refinación.

Solo se tratará el primer punto, por la relación directa que tiene con esta tesis.

#### ***Destilación del petróleo crudo (Fraccionamiento)***

El primer paso en el proceso de refinación es la separación del crudo en varias fracciones o “cortes” por destilación en torres atmosféricas y de vacío. Las fracciones principales o “cortes” obtenidos tienen intervalos específicos en sus puntos de ebullición y pueden ser clasificados en orden descendente de volatilidad en: gases, destilados ligeros, destilados intermedios, gasóleos y residuos.

#### **Columna de destilación atmosférica**

El crudo alimentado a la refinería pasa a través de una sección de desalado para remover agua, sales, sólidos suspendidos y metales solubles en agua. Después pasa por una sección de precalentamiento utilizando el calor recuperado del proceso mismo. Esta carga de crudo es enviada a un calentador de fuego directo u horno, donde se aumenta y mantiene su temperatura cerca de los 700 ° F (370 ° C). Después se alimenta dentro de una columna de destilación unos 4 o 5 platos justo arriba del fondo de la misma a una presión ligeramente mayor a la atmosférica y a temperaturas de 650 a 700 ° F (el calentamiento del crudo por encima de este intervalo puede causar la desintegración térmica del mismo, lo cual no se desea).

Casi todas las fracciones se vaporizan conforme el vapor caliente asciende a través de la torre, los productos principales son retirados o extraídos; éstos incluyen

aceites lubricantes, gasóleo, kerosina gasolina y gases incondensables.

La torre fraccionadora es un cilindro de acero con una altura aproximada de 120 pies, que contiene platos horizontales (colocados horizontalmente y en tren), para separar y colectar los líquidos. En cada plato los vapores provenientes de abajo entran en las perforaciones y burbujeadores. Éstos permiten que los vapores burbujeen a través del líquido contenido en el plato causando la transferencia de masa. Un vertedero drena parte de los líquidos condensados de cada plato regresándolos al plato inferior donde la temperatura es mayor causando la revaporización.

La evaporación, condensación y lavado son repetidos muchas veces hasta que el grado deseado de pureza del producto es alcanzado. Después las corrientes laterales de ciertos platos son extraídos para obtener las fracciones deseadas en columnas menores adyacentes llamadas agotadores.

Los productos clasificados desde gases incondensables en el domo, hasta residuos pesados en el fondo pueden ser tomados continuamente de la torre de fraccionamiento. A menudo se utiliza vapor de agua en las torres para disminuir la presión de vapor y crear un vacío parcial. El proceso de destilación separa los constituyentes principales del crudo en los productos así llamados como cortes. En algunos casos el crudo es “despuntado” destilando únicamente las fracciones ligeras, dejando un residuo pesado que normalmente es destilado después en la unidad de destilación al vacío. (Véase la fig. 2.5).

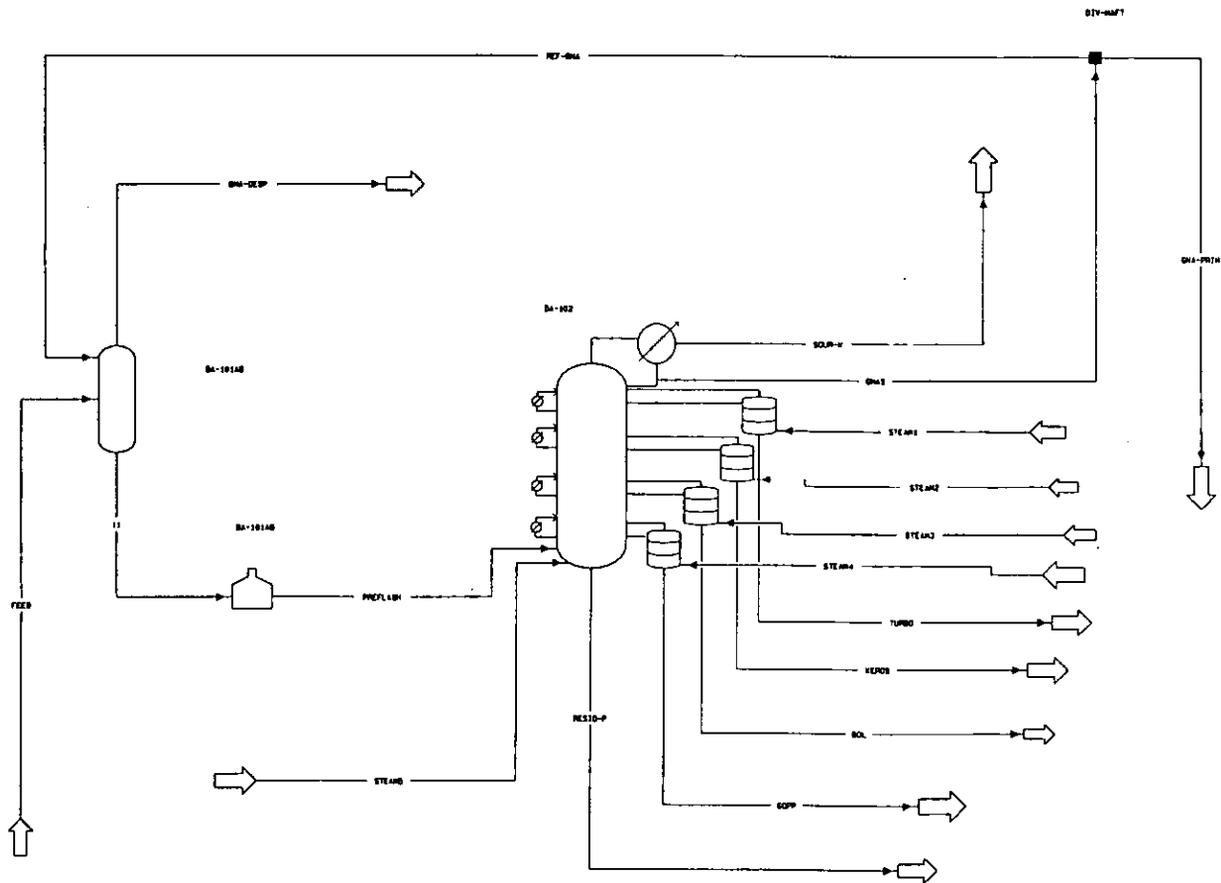


Figura 2.5. Sección de destilación Atmosférica sin tren de precalentamiento para una Refinería.

## ***2.2 Importancia de la simulación dinámica***

Mejorar un proceso, desde el punto de vista económico, ambiental, de seguridad, pasando por el adiestramiento del operador de planta o simplemente la observación y representación rigurosa de un fenómeno con herramientas de programación cada día más robustas y complejas, son algunas de las causas que han motivado al ingeniero químico a desarrollar y utilizar la simulación dinámica en el ámbito industrial como en el de la investigación.

Algunas ideas sobre lo que pudiese definir a la simulación dinámica se dan a continuación.

Una simulación dinámica consiste de un modelo matemático de un proceso llevado a cabo en una computadora. Los modelos están basados en principios básicos de ingeniería química y mecánica, estos modelos incluyen toda la información de medición y control disponible para un ingeniero de planta u operador, más un vasto número de variables adicionales las cuales pudiesen no estarlo. Por ejemplo: el funcionamiento hidráulico interno de una columna de destilación (25).

La simulación dinámica resuelve ecuaciones álgebra – diferenciales resultantes de las ecuaciones del balance de masa y energía de un proceso a estado no estacionario, proporcionando la respuesta dinámica del proceso químico. Estos resultados (respuesta) son utilizados en aplicaciones de control.

Existen varias razones por las cuales los procesos químicos están siendo estudiados cada vez más a través de la simulación por computadora.

- El comportamiento de los procesos puede ser representado mejor por modelos más exactos y rigurosos a través de la computadora.
- El uso de la computadora y específicamente de los simuladores de procesos, evita el trabajo extra, simplificando el modelado o representación de sistemas complejos (con sus limitantes) obteniéndose en menor tiempo la respuesta requerida.
- Los simuladores de procesos disponibles son altamente avanzados para la resolución de sistemas de ecuaciones (álgebraicas, álgebra – diferenciales) lineales o no lineales; para la estimación o cálculo riguroso de propiedades termodinámicas. Son flexibles en cuanto a su uso y tienen mucha aceptación hoy en día tanto en la industria química como en las instituciones de enseñanza superior.

### **2.2.1 Perspectiva histórica**

Uno de los pioneros en el ámbito o desarrollo de los modelos dinámicos de equipos de proceso y de un simulador con características dinámicas fue Roger G.E. Franks en 1971; quien desarrolló las bases con DYFLO para la mayoría de los estudios reportados y simuladores tanto académicos como comerciales elaborados hasta la fecha.

No obstante, y a pesar de que con el paso del tiempo se le adicionaron módulos de proceso y procedimientos numéricos de resolución, DYFLO2 (la siguiente versión) continuó teniendo graves deficiencias en el aspecto de estimación de las propiedades termodinámicas y en el desplegado de la información de salida. Algunos otros simuladores dinámicos desarrollados en los años 70's y 80's que también tienen estas limitantes (métodos primitivos para evaluar propiedades y desplegado y manipulación de la información obtenida) son:

DYSCO Universidad de Michigan (1974).

DOPL Japan Co.

MODYS Mitsui. Toatsu Chem (1977).

PRODYC U. de Houston, Oguchi (1970).

DYNSYL Lawrence Livermore Lab, Patterson (1980).

DPS (Dynamic Process Simulator) Institute of JUSE, Thambynayagam (1974).

FLOWSIM U. de Connecticut, Babcock (1983).

OSUSIM Koenig David (1972).

CARDS (Comprehensive And Robust Dynamic Simulator) Wheatly 1990.

Algunas otras desventajas de estos simuladores son:

El manejo de un número limitado de unidades que pueden manejar por corrida o problema; el banco de datos de compuestos es muy pequeño, y tampoco manejan caracterizaciones de petróleo (pseudo- compuestos).

Más recientemente, en los 80's y principios de los 90's con el desarrollo de computadoras sofisticadas (mayor capacidad de almacenamiento y manejo de información, velocidad de procesamiento y respuesta, ambiente gráfico, etc.) estos simuladores clasificados como "académicos" han cedido terreno y resultan obsoletos con la aparición de simuladores comerciales patrocinados y construidos por grandes empresas enfocadas al ramo de la industria de procesos.

Algunos de estos son:

HYSYS (Integrated System of Engineering Software) Hyprotech.

SPEEDUP (Simulation Program for the Economic Evaluation and Design of Unsteady State Process) Aspen Technology.

GPROMS\* Imperial College.

OTISS SAST

DSS-100 (Dynamic Simulation System) Simtronics.

Los cuales han solucionado el problema del manejo de la información, despliegue de gráficos, estimación y cálculo de propiedades termodinámicas, bancos de datos más extensos de compuestos, procedimientos numéricos actualizados y mejorados, etc.

### ***2.2.2 Importancia del régimen dinámico***

El enfoque de los diseñadores de procesos y de los operadores de planta hacia el mejoramiento y optimización de las plantas de proceso se han basado en las respuestas a régimen permanente del sistema tratado, desde que éstas se diseñaron o construyeron. Sin embargo la información que proporciona el estado estacionario puede ser engañosa, incorrecta e incompleta.

Tradicionalmente la simulación de procesos a régimen dinámico ha sido utilizada para cumplir estas tareas u objetivos:

- 1) Diseño y análisis de sistemas de control.
- 2) Análisis de seguridad de los procesos (condiciones de riesgo).
- 3) Demostraciones para entrenamiento de operadores de planta.
- 4) Control de calidad de los productos.
- 5) Arranque y paro de procesos.

El beneficio principal de analizar el comportamiento dinámico de un proceso es entender mejor a éste. Comprendiendo mejor el funcionamiento dinámico de un sistema se pueden realizar pequeños cambios en:

- El arreglo de los equipos de planta existentes.
- Localización de los puntos de alimentación.
- Las condiciones de operación.
- Las estrategias de control.

Lo anterior significa mejoras en el producto final (terminado), flexibilidad de proceso, mejor utilización de la energía, mayor calidad de producto, mayor seguridad y/o minimización de residuos peligrosos o indeseables.

\*Cabe señalar que éste no es un simulador en sí. Es un programa de resolución numérica de sistemas de ecuaciones, pero al igual que los simuladores de los 70's el usuario debe proporcionar estimados de las propiedades termodinámicas o las ecuaciones para calcularlas.

Con un mínimo costo de capital, el entendimiento de un proceso puede brindar o traer retornos de la inversión.

Y desde el punto de vista de control, los beneficios que se pueden obtener de análisis dinámicos son el desarrollo de estrategias de control ya que proporcionan una idea avanzada del proceso permitiéndole al ingeniero en control:

- Determinar como se propagan las perturbaciones a través del sistema.
- Entender la sensibilidad de las variables de proceso a las perturbaciones del mismo.
- Investigar las interacciones del proceso con el ciclo de control.
- Determinar el efecto del dimensionamiento de equipo o de cambios en el arreglo de éste sobre la operación global de la planta.
- Determinar los efectos de las condiciones ambiente sobre la operación del proceso.
- Comparar el funcionamiento dinámico de estrategias alternativas de control.
- Llevar a cabo la sintonización del ciclo de control.
- Realizar pruebas de arranque; paro; operación baja, media y máxima.

### **2.2.3 Usos**

La siguiente lista desglosa algunos de los principales usos o campos de aplicación de la simulación a régimen dinámico en la industria de proceso, resaltando algunas actividades específicas encontradas actualmente dentro de cada área de aplicación.

#### **a) Aspectos de seguridad industrial y de impacto ambiental.**

- Detección de mezclas explosivas inesperadas durante condiciones transitorias.
- Dimensionamiento de válvulas de alivio.

#### **b) Diseño conceptual de procesos.**

- Análisis de factibilidad en el diseño de nuevos procesos.
- Evaluación inicial técnica - económica de varias alternativas de diseño.
- Análisis de desempeño debido a cambios solicitados.
- Investigación sobre impactos en la operación y controlabilidad de equipo debidos a cambios en la alimentación.

#### **c) Diseño del sistema de control.**

- Generación de valores operativos de "Set points" (SP), parámetros de sintonización, etc.
- Impacto en el cambio de internos, de empaque a platos sobre la controlabilidad de columnas.

- Diseño de sistemas de control en plantas nuevas o modernizadas; inspección sobre nuevos diseños y mejoras a sistemas existentes.
  - Investigación rápida de varias alternativas para esquemas de control complejos; como aquellos utilizados en columnas de destilación grandes.
  - Generación de algoritmos para Control Basado en Modelos (MBC).
  - Especificación y dimensionamiento de válvulas de control.
- d) Optimización operativa.
- Programación de arranques y paros.
  - Adición o remoción de líneas de arranque.
  - Planeación y operación de mantenimiento.
- e) Localización de problemas.
- Evaluación rápida de alternativas y mejor solución para mantener el funcionamiento óptimo de la planta siguiendo cambios operativos forzosos.
  - Evaluación económica de alternativas, tales como adición de nuevos sistemas de control distribuido (DCS) para renovar plantas viejas.
  - Cuestionarios acerca de accidentes o fallas (What if?).
- f) Entrenamiento y enseñanza.
- Uso de sistemas de control digitales.
  - Conocimiento operativo de una planta específica.
  - Demostración de la acción y ventajas de sistemas de control avanzado.
  - Apreciación de la simulación dinámica como una herramienta de diseño y operativa.

### ***2.3 Respuesta del régimen permanente contra la respuesta a régimen dinámico***

En palabras de Luyben(1), se pueden resumir las diferencias, ventajas y desventajas del análisis a régimen permanente respecto al dinámico: “un análisis a estado estacionario aunque es esencial, típicamente no es suficiente para operar un proceso químico satisfactoriamente. Debemos entender también algo acerca del comportamiento dinámico de las unidades individuales y del proceso como un todo. Al menos, necesitamos conocer qué características gobiernan la respuesta dinámica del sistema: tiempos muertos, velocidad de transporte y capacitancias”.

Una simulación dinámica es diferente de una simulación a régimen permanente en que la primera predice como cambian las variables del proceso con el tiempo cuando se mueven de un estado estacionario a otro o durante una perturbación o cambio transitorio; una simulación a régimen permanente únicamente muestra los valores de las variables cuando la planta está en estado estacionario, cuando una simulación dinámica se realiza o ejecuta en

“tiempo real” la respuesta dinámica de las variables en la simulación podrá ser exactamente la misma que la respuesta de las variables actuales en la planta de proceso.

La simulación a régimen dinámico responde a las limitaciones del diseño de equipo real, a régimen permanente no. Esta respuesta dinámica incluye: caídas de presión en tuberías, capacidad de bombas, compresores y válvulas, constantes de sintonización de los controladores, retención de líquido y de vapor, etc. Así una simulación dinámica representará el perfil de cambio de presión y las limitaciones en el equipo cuando se mueve de un estado estacionario a otro. Además, las transiciones de operación son algunas veces la limitación de capacidad del sistema, éstas no serán tomadas en cuenta para una simulación a régimen permanente. En general, el régimen permanente responde mejor la siguiente pregunta: ¿Cómo deseo que opere una planta nueva? mientras que el régimen dinámico responde mejor a la pregunta: ¿Cómo puedo operar mi planta existente?

En contraposición a las ventajas que ofrece la dinámica de sistemas respecto a la simulación a régimen permanente, hay que señalar las siguientes desventajas:

1. - La cuantificación de los cambios en las variables que representan un modelo respecto al tiempo implica la resolución de sistemas de ecuaciones álgebra – diferenciales (lineales y no lineales) muy complejos, lo que hace a un simulador dinámico consumidor de mucho tiempo y restringe su uso a sistemas de cómputo muy sofisticados en cuanto a memoria, espacio y velocidad de procesamiento (128 MB de RAM, 200 MB de espacio mínimo, velocidad de 450 MHz, etc.).
2. - Aunado a lo anterior, si los modelos representan mucho mejor al sistema real, las ecuaciones que describen tal modelo crecen en número y en la mayoría de los casos se vuelven menos entendibles para un usuario externo y como se ha señalado más consumidoras de tiempo de ejecución / resolución. Además la detección de problemas durante la resolución se vuelve más difícil.
3. - Las características o requisitos básicos que debe reunir un simulador dinámico como: lenguaje de programación por computadora, procedimientos matemáticos de integración, modelos en “bibliotecas” de operaciones y procesos unitarios, paquetes de cálculo de propiedades termodinámicas, elevan el costo de licenciamiento de los mismos, que agregado a la dificultad de manejo, los margina a sectores exclusivos de la industria y la investigación. Esto le ha restado a la fecha oportunidad de explotación como herramienta de resolución para sistemas dinámicos con potencialidad de uso.

### ***2.3.1 Estudios realizados sobre destilación a régimen dinámico***

Con el surgimiento de las primeras herramientas de análisis dinámico (simuladores) se comenzó a estudiar casos muy sencillos y con aplicación meramente demostrativa para verificar el funcionamiento de tales programas. En la mayoría de los casos se analizan comportamientos de la separación de mezclas binarias o hasta cinco componentes; esquemas muy simples de columnas de destilación aisladas con una alimentación y dos productos principales: destilado y producto de fondo. Otros se han enfocado al campo de control de procesos, insertando en la columna controles de nivel en el tanque acumulador y en la base de la misma, o un control de temperatura o composición en un plato manipulando el reflujo. Otro enfoque de estudio abordado es sobre técnicas de diseño de sistemas de control para columnas de destilación simples, o análisis de esquemas de control alternativos en columnas de este tipo, que descarten aquellas opciones que lleven a problemas operativos, a situaciones inalcanzables (reflujo cero o infinito), que implican grandes costos, etc. Por cierto, todos utilizan mezclas de benceno – tolueno – xileno y combinaciones posibles, mezclas agua - etanol y derivadas. Pero todas son teóricas. Sin menospreciar sus aportaciones, ninguno resuelve un problema real.

En contraste, los escasos estudios llevados a cabo por los también escasos investigadores sobre el tema de la dinámica de unidades de fraccionamiento de crudo, resuelven problemas de aplicación reales en sistemas reales que operan en planta y que reúnen y superan todas las características de los casos discutidos, tanto en la complejidad de evaluación termodinámica de la mezcla, como en el número de compuestos, arreglo y número de etapas y equipos, sistemas de control, tipos de controladores, alimentaciones, etc.

En este reducido y selecto grupo de investigadores del comportamiento dinámico de fraccionadoras de crudo destacan: Hsie (1989), Riggs y Chung (1995), Olsen y col.(1997) y Chang y col.(1998). Posiblemente existan otros pero es muy difícil localizarlos debido a que las publicaciones son pocas y la información no es totalmente abierta.

Los cuatro, han estudiado diferentes problemas y tanto los propósitos como los alcances de los mismos han sido distintos. Riggs (11) se enfocó al control de la calidad de los productos y a desarrollar sus esquemas de control. Olsen y col. (13) se enfocaron al desarrollo de un módulo específico para insertar dentro de simuladores comerciales como Prosim, con fines de adiestramiento a operadores de planta y didácticos. Chang y col. (16) modelaron rigurosamente las ecuaciones del comportamiento dinámico de un plato valvulado. Hsie (14) orientó su estudio al control de procesos, o más bien, a

los algoritmos matemáticos de control y el análisis de la respuesta dinámica (programación cuadrática matricial).

Hsie y Riggs se basaron en una torre estudiada por Cechetti y col. (10), que es una torre teórica análoga a una fraccionadora de crudo de EXXON. Ambos desarrollaron sus propios programas en Fortran para realizar la simulación y de los cuales no se puede precisar mucho, solo que simplificaron el modelo de etapa a un flash adiabático y redujeron la ecuación de Francis, para el cálculo de las retenciones de líquido. También señalan en forma independiente, la importancia de seleccionar el algoritmo de resolución para la destilación (**Bubble Point, Sum Rates, etc.**) tanto en modo estacionario como dinámico para validar los resultados. Chang y col. Utilizaron gPROMS para modelar las etapas de una columna atmosférica de 56 platos en operación actual en Arabia Saudita. Muestran los resultados gráficos de las variables físicas y termodinámicas analizadas que describen al modelo a través del tiempo.

La publicación de estos trabajos es relativamente reciente (1989-1998), además de escasa; ambos factores indican que es un campo de estudio no explorado ni explotado completamente, por lo que es necesario y conveniente realizar más investigaciones en este tema. Sin embargo los alcances y objetivos deberán ser discretos debido a su complejidad.

## ***2.4 Objetivos de control en columnas de destilación***

Los problemas de análisis, diseño y control de procesos industriales desafían al ingeniero para crear un proceso seguro con la funcionalidad deseada que reúna tanto calidad de producto como requerimientos del mismo.

El alcance tradicional para desarrollar un proceso había sido llevar a cabo el análisis de diseño y posteriormente el de control en forma secuencial. La tarea del ingeniero de diseño se enfocó en determinar la estructura del esquema de proceso (Diagrama de Flujo de Proceso), los parámetros y condiciones del estado estacionario requeridos para cumplir las metas de producción. El objetivo fue optimar la rentabilidad (minimizar el costo anual, maximizar la utilidad anual, maximizar el valor presente neto, etc.), considerando la operación a estado estacionario únicamente en la evaluación de un gran número de alternativas de esquemas de proceso y condiciones de diseño, así como parámetros que satisficieran los requisitos operativos. Poca o nula atención le fue dada a la "controlabilidad" dinámica durante las etapas iniciales del diseño. Después que un diseño final había sido desarrollado, los planos detallados fueron "abandonados" para que después los tomaran los ingenieros de control de proceso.

La tarea del ingeniero en control se centró en establecer una estrategia de control para asegurar el funcionamiento estable dinámico y satisfacer las demandas de calidad del producto. Estos objetivos debían ser cumplidos frente a perturbaciones potenciales, fallas de equipo, cambios en los flujos de producción y transiciones de un producto a otro. Hace mucho tiempo se reconoció que este propósito secuencial tradicional es un camino muy pobre para hacer negocios. El diseño de un proceso determina su controlabilidad inherente, la cual significa: ¿qué tan bien el proceso rechaza las perturbaciones? Y ¿qué tan fácil se mueve éste de una condición de operación a otra? La consideración de la controlabilidad dinámica de un proceso debe ser una parte integral de la síntesis de diseño.

Durante las pasadas dos décadas, las presiones de la competencia, los problemas de seguridad, los costos de la energía e intereses ambientales han incrementado la complejidad y sensibilidad de los procesos. Las plantas han llegado a ser más integradas extremadamente con respecto a los flujos de materia (configuraciones complejas, introducción de corrientes de recirculación) y de energía (integración térmica). Estos procesos son difíciles de controlar generalmente.

Existen varias razones por las cuales el enfoque tradicional de diseño fue tomado. Uno, involucró la falta de herramientas de diseño ayudado por computadora para estudios dinámicos de planta. Desde hace varios años,

muchos avances en esta área han surgido. Pero estas herramientas pronto estarán disponibles (actualmente ya hay algunos, aunque no con la potencialidad deseada) y permitirán al ingeniero de diseño y al ingeniero de control moverse conjuntamente entre el desarrollo de un Diagrama de flujo de proceso (DFP) a estado estacionario y el análisis de controlabilidad dinámico. Otra razón para que el enfoque tradicional de diseño haya sido usado es que las barreras tecnológicas separan a los ingenieros de diseño (quienes saben poco acerca de control) de los ingenieros de control (quienes saben poco acerca de diseño).

En el pasado, “buen control” significaba alcanzar o exceder las especificaciones de los productos. Ahora los clientes a menudo demandan control “con puntería” donde la variabilidad en cualquier dirección de una especificación significa control pobre. Esto hace el trabajo de un ingeniero de control más difícil y enfatiza la importancia de desarrollar un proceso fácilmente controlable, es decir, uno que casi “se maneje solo” y tenga baja sensibilidad a las perturbaciones.

Una cantidad creciente de evidencias señala hacia el deseo de incorporar consideraciones de controlabilidad en las diferentes fases del diseño de una planta. Ésta puede ser mejor en la gran carrera para construir un proceso que tenga mayores costos de capital y energía, si la planta proporciona una operación más estable y alcanza menos variaciones en la calidad del producto. Se presentan a continuación dos ejemplos que ilustran la “toma de decisiones” o intercambios inherentes entre la rentabilidad a régimen permanente y la controlabilidad dinámica.

1. - El más común e importante “intercambio” comprende especificar los volúmenes de retención de líquido en tanques de balance, bases de columnas, tanques de reflujo, etc. Desde el punto de vista del estado estacionario éstos deben mantenerse tan pequeños como sea posible para minimizar capital de inversión y reducir problemas potenciales de seguridad y contaminación. Entre mayor retención de líquido se necesite en la base de una columna de destilación más alta debe ser ésta. Además si la cantidad de materia en la base de la columna es sensible al calor, es muy aconsejable mantener la retención de líquido tan pequeña como sea posible para reducir el tiempo que la materia está a la temperatura más alta de la base. Grandes retenciones de líquido incrementan los riesgos de seguridad y contaminación si se manejan materiales tóxicos o peligrosos, porque las fallas de equipo tienen el potencial para liberar grandes cantidades de materia.

Todas estas consideraciones sugieren el uso de pequeñas retenciones de líquido, sin embargo, desde el punto de vista de dinámica y control, se desea bastante retención, que sea capaz de manejar cambios súbitos grandes en los

flujos de entrada y salida del equipo. Por ejemplo en una columna de destilación se requiere que ésta sea capaz de “desplazarse” a través de las perturbaciones sin pérdida de los niveles de líquido en la base o en el acumulador de reflujo.

Algunas reglas heurísticas se han sugerido para estimar la retención de líquido en muchos sistemas. El tiempo de retención entre 5 y 10 minutos funciona bien. Si una columna tiene un rehervidor a fuego directo la retención en la base de la columna debe ser mayor. Si una unidad de proceso secundaria es particularmente sensible a los cambios de composición o flujo, entonces el volumen de retención en los equipos que preceden a esta unidad deben incrementarse.

2. - Otra “toma de decisiones” o intercambio se presenta en el diseño de un condensador con flujo por gravedad. Suponga que esta enfriando un reactor, removiendo el vapor del domo (parte superior) y condensándolo en un intercambiador localizado sobre el reactor. El condensado regresa al reactor como líquido a través de la línea de retorno. La presión en el reactor debe ser mayor que la presión en el condensador para que fluya el vapor. La corriente de retorno de líquido deberá fluir de regreso al reactor contra un gradiente de presión positivo. Éste se logra poniendo una pierna de líquido en la línea de retorno de suficiente altura para vencer el gradiente de presión y cualquier caída de presión a través de la línea. Bajo condiciones normales, la altura de líquido puede ser de varios metros, pero ya que la caída de presión a través de la línea de retorno se incrementa con relación a la raíz cuadrada del flujo de vapor, la altura de líquido debe incrementarse por un factor de 4 si el flujo de vapor se duplica. Así el ingeniero de control obliga al ingeniero de diseño a montar el condensador mucho más alto que a las condiciones de régimen permanente, y esto incrementa el costo de capital.

### **2.4.1 Objetivos**

Exclusivamente se hará referencia a torres de destilación.

I.- El primer punto a ser establecido es el objetivo económico de la columna. Si uno de los productos es mucho más valioso que otro, entonces la ganancia o beneficio deberá ser maximizado si la recuperación de ese producto es maximizada operando a su más alta separación.

II.- Si los productos son de valor similar, como es común en las fracciones del petróleo, o si la energía es particularmente costosa como en una columna con servicios de refrigeración en el condensador, entonces el consumo de energía debe ser minimizado controlando tanto las composiciones de producto tan cercanas a las especificaciones como sea posible.

III.- En algunos casos el valor de los productos y el costo de la energía son similares y además existe una composición óptima que es mejor que el límite para la especificación, pero ésta todavía no representa un mínimo o máximo. Fauth y Shinsky \* describen una torre despropanizadora que cae en esta categoría.

Las opciones principales disponibles para el control de la composición en el domo son: El destilado, el reflujo(L1), y la relación de reflujo. Si  $L/D < 1$  entonces el destilado debe ser manipulado por el control de nivel del tanque acumulador y L1 fijada en la relación para que ésta sea ajustada por el controlador de composición del domo. Sin embargo para la mayoría de las columnas  $L/D > 1$  y el sistema de la figura 2.6 es preferido.

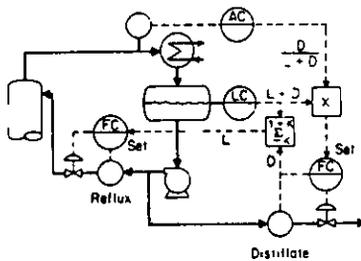


Figura 2.6. El control de nivel manipula el flujo de líquido condensado total, mientras el control de composición manipula la relación de reflujo.

Existen tres opciones también para el control de composición en el fondo de la columna manipulando B,  $V_n$  y  $V_n/B$ , pero son similares al control en el domo y no se tratarán aquí pues no son parte del propósito de la tesis, pues la columna a tratar carece de rehervidor.

IV.- Columnas con salidas laterales. Las columnas con corrientes laterales (una salida lateral) tienen una variable manipulada adicional: el flujo del producto extraído directamente de uno de los platos. Esta corriente normalmente es extraída como líquido si está sobre el plato de alimentación, y como vapor si se extrae debajo de éste.

\* Chemical Engineering Progress, pp 49-54, Junio 1975.

Las columnas con una salida lateral son separadas en tres clases de acuerdo a su corriente más pequeña.

Clase I. Destilado.

Clase II. Producto de fondo.

Clase III. Salida lateral.

Las columnas clase I o columnas de pasteurización tiene como función remover un componente clave ligero de la salida lateral, el cual es tomado como un líquido sobre el plato de alimentación. La salida lateral tiene dos especificaciones: un componente ligero y una impureza pesada.

Las columnas clase II son opuestas a la clase I: la salida lateral es tomada como vapor debajo de plato de alimentación, y un flujo pequeño de impurezas pesadas del fondo es removida del fondo. Nuevamente la corriente lateral tiene las dos especificaciones señaladas. En ambas clases de columnas la salida lateral es el producto más importante.

En las columnas clase III la salida lateral representa un flujo pequeño de un componente clave intermedio el cual debe ser removido. Si se permite acumularse hasta que alcance suficiente concentración para salir en el domo o fondo, este podría reducir la concentración de los componentes clave ligero y clave pesado a través de gran parte de la columna, tal que la separación es afectada. La configuración del ciclo de control comienza asignando arbitrariamente el flujo de la corriente más pequeña para controlar la concentración de su componente clave en la salida lateral. Después, la interacción entre los ciclos de composición restantes es estimada usando el mismo procedimiento seguido para columnas con dos productos principales: destilado y fondos. Las columnas con múltiples salidas laterales no pueden analizarse por estos métodos. El ejemplo más notable – la fraccionadora atmosférica de crudo - requiere control del balance de materia en todas las salidas laterales más su desacoplamiento, partiendo de arriba hacia debajo de la columna (5).

### ***2.5 Algunas recomendaciones para diseñar un sistema de control***

- Las siguientes guías son meramente cualitativas.
- El propósito es proporcionar un panorama amplio de como encontrar una estructura de control efectiva y diseñar un proceso fácilmente controlable.

Algunas consideraciones dinámicas deben tomarse en cuenta en el diseño de una planta en la etapa inicial, preferentemente en la etapa de diseño conceptual. A menudo resulta fácil y barato diseñar una pieza del equipo de proceso en las primeras etapas de un proyecto tal que ésta sea fácil de controlar. Si la planta es diseñada con poca o ninguna consideración dinámica,

un sistema de control elaborado puede requerirse para sacar el mejor provecho de una situación pobre. Por ejemplo es importante tener retenciones de líquido en tanques de balance, acumuladores de reflujo, bases de columnas, etc., bastante grandes para proporcionar amortiguamiento efectivo de las perturbaciones. Un exceso suficiente de área de transferencia de calor disponible en rehervidores, condensadores, enchaquetamientos, que sea capaz de manejar los cambios dinámicos y perturbaciones durante operación. Las mediciones y sensores deben estar localizados tal que puedan ser utilizados para tener un control efectivo.

Algunas guías y recomendaciones prácticas se presentan a continuación.

1. - Mantener el sistema de control tan simple como sea posible. Cualquier persona que este relacionada con el proceso, desde los operadores hasta el jefe de planta, debe ser capaz de entender el sistema, al menos conceptualmente. Utilice algunas piezas de "hardware" de control hasta donde sea posible. Cualquier dispositivo adicional incluido en el sistema es un objeto más que puede fallar o ir sin rumbo. El vendedor de instrumentos por supuesto nunca le dirá esto.
2. - Utilice control "feedforward" para compensar perturbaciones grandes, frecuentes y medibles.
3. - Use control de dominio para operar en (o evitar) restricciones.
4. - Evite grandes retardos o tiempos muertos en ciclos "feedforward". El control es mejorado manteniendo los retrasos y tiempos muertos dentro de ciclo de control tan pequeños como sea posible. Esto significa que los sensores deberán estar localizados muy cerca de donde la variable manipulada entra al proceso.
5. - Use control proporcional donde el nivel de líquido total no es importante (tanques y bases de columnas de destilación) para aligerar perturbaciones.
6. - Eliminar perturbaciones menores utilizando sistemas de control en cascada donde sea posible.

7.- Evitar interacción en ciclos de control si es posible, pero si no, asegurarse que los controladores están sintonizados para hacer estable el sistema completo. Muchos sistemas de ingeniería química son multivariables e inherentemente interactuantes, es decir, un ciclo de control afecta a otros. (El ejemplo clásico es una torre de destilación en la cual dos composiciones o dos temperaturas son controladas simultáneamente.).

Fig. 2.7.

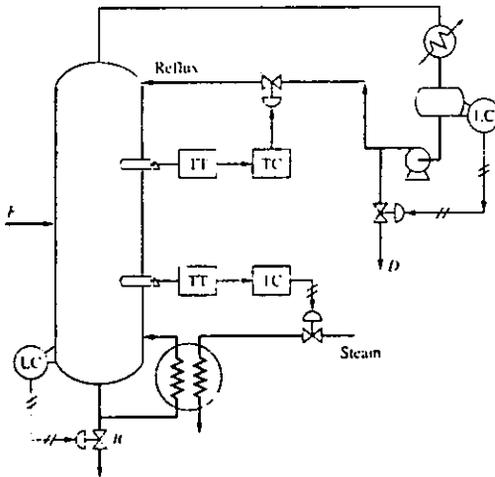


Figura 2.7. Interacción entre ciclos de control. Columna de destilación en la cual dos temperaturas son controladas, en la parte superior la temperatura fija el reflujo y la temperatura inferior fija la carga del rehervidor. La interacción ocurre porque ambas variables manipuladas afectan a las dos variables a controladas.

8. - Revisar el sistema de control para problemas dinámicos potenciales durante condiciones anormales de operación o en condiciones que no son las mismas que en el diseño. La habilidad del sistema de control para trabajar bien sobre un intervalo de condiciones es llamada flexibilidad. Las situaciones de arranque y paro deben estudiarse también. Las ganancias del proceso y constantes de tiempo pueden cambiar drásticamente a flujos bajos, y la resintonización puede requerirse. La instalación de válvulas de control duales (una grande y otra pequeña) puede requerirse.

9. - Evitar la saturación de una variable manipulada. Un ejemplo es el control de nivel para un tanque acumulador de reflujo en una columna de destilación que tiene una relación de reflujo muy alta. Suponga que la relación de reflujo es de 20 (fig. 2.8). El esquema A usa el flujo de destilado D, para controlar el nivel del tanque de reflujo. Si el vapor ascendente cae solamente 5%, el flujo de destilado podría llegar a ser cero. Cualquier caída mayor en el vapor podría causar que el tanque se seque (a menos que un controlador de bajo nivel fuese usado para volver a su sitio a la válvula de reflujo). El esquema B es preferible para estos casos de relación de reflujo alta. (Fig. 2.8).

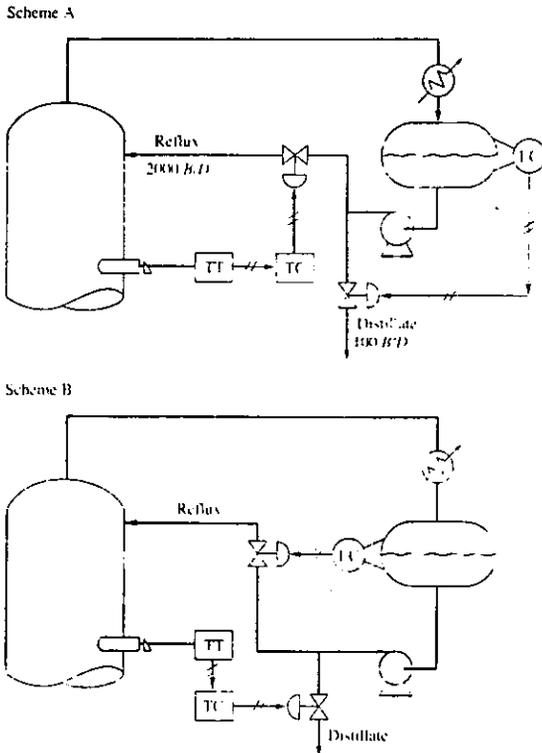


Figura 2.8. Columna con reflujo muy grande. El esquema B es preferible.

10. - Evitar ciclos de control anidados. Los ciclos de control están anidados si la operación del ciclo externo depende de la operación del ciclo interno.

### Capítulo 3: Representación dinámica de una etapa de separación; aplicación y características de los controladores seleccionados

#### 3.1 Representación dinámica de una etapa

Consideraciones generales para desarrollar el modelo dinámico de una etapa.

1. La retención de vapor en la etapa es despreciable.
2. Existe mezclado perfecto en la etapa.
3. Las caídas de presión y los flujos de líquido son calculadas por medio de correlaciones hidráulicas.
4. Equilibrio térmico y termodinámico entre fases, esto implica eficiencia igual al 100 %.
5. La dinámica del condensador (intercambiador de calor) es despreciable.
6. La mayor contribución de energía para la entalpía es el término de energía interna.

A continuación se presentan el esquema general y las ecuaciones que describen el comportamiento dinámico de una etapa de separación.

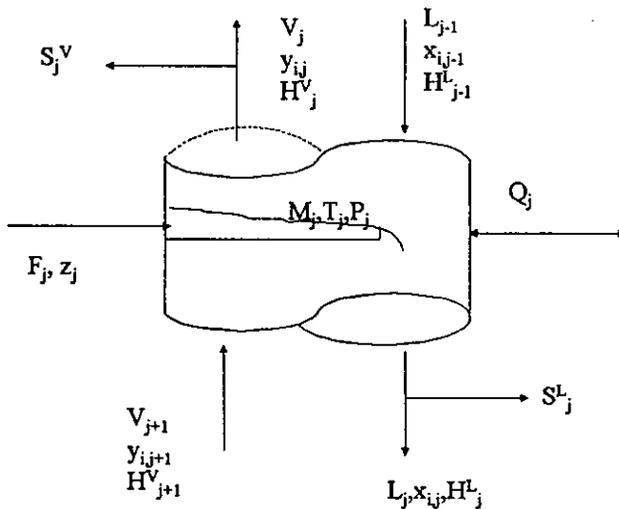


Figura 3.1. Etapa general en equilibrio.

Donde:

M es la retención de líquido en la etapa

Q es el calor suministrado o retirado de la etapa

T es la temperatura

P es la Presión

F, L, V, S son los flujos de las corrientes que intervienen en la etapa

H es la entalpía.

$x, y, z$  son las fracciones molares asociadas a las corrientes líquida, vapor y de alimentación respectivamente

$i$  representa el  $i$ -ésimo componente

$j$  representa la  $j$ -ésima etapa.

*Ecuaciones que representan el modelo dinámico de la etapa*

Balance total de masa:

$$\frac{d}{dt}M_j = L_{j-1} + F_j + V_{j+1} - (V_j + L_j + S_j^v + S_j^l)$$

Balance de masa por componente:

$$\frac{d}{dt}(M_j x_{i,j}) = L_{j-1} x_{i,j-1} + F_j z_{i,j} + V_{j+1} y_{i,j+1} - V_j y_{i,j} - L_j x_{i,j} - S_j^l x_{i,j} - S_j^v y_{i,j}$$

Balance de energía:

$$\frac{d}{dt}(M_j h_j) = L_{j-1} H_{j-1}^l + F_j H_j^f + V_{j+1} H_{j+1}^v - V_j H_j^v - L_j H_j^l - S_j^v H_j^l - S_j^l H_j^v + Q_j$$

Relación de equilibrio de fases:

$$y_{i,j} = K_{i,j} x_{i,j}$$

Restricciones de consistencia:

$$\sum x_{i,j} = 1$$

$$\sum y_{i,j} = 1$$

$$\sum x_{i,j-1} = 1$$

$$\sum y_{i,j+1} = 1$$

Igualdad de fracción molar:

$$(x_{i,j})^u = (x_{i,j})^s$$

Retención de líquido en la etapa:

$$M_j = f_{weir}(L_j)$$

Equilibrio térmico (igualdad de temperatura):

$$T = T_j^L = T_j^V$$

Equilibrio mecánico (igualdad de presión):

$$P = P_j^V = P_j^L$$

### **3.1.1 Análisis de grados de libertad**

Un análisis de grados de libertad debe ser el primer paso en el diseño de un sistema de control, especialmente para un sistema complejo como una torre de destilación atmosférica. De los grados de libertad resultantes se obtienen las variables a controlar; aunque no es necesario implementar todos los ciclos de control en la práctica, uno tiene que identificar y proporcionar el mismo número de relaciones entre las variables de proceso ya sea en forma de leyes de control o especificación de variables antes de intentar desarrollar una simulación dinámica; por esto es importante discutir la configuración del esquema de control de la columna.

Cada ciclo de control implica especificar una variable, en este caso para cada control de nivel se especifica éste en cada agotador, en el tanque de reflujo y en la base de la columna principal. Una especificación más es necesaria para el control de temperatura.

Para la extracción lateral se especifica el flujo.

No se tiene contemplado el control de presión en el esquema de control de la columna, por lo que sólo la caída de presión debida a los flujos internos en los platos es la única variable especificada.

La caída de presión se supone constante, se estima por regla heurística o se incluye la especificación directa; para el caso de estudio la caída de presión en todos los platos se calcula rigurosamente a partir de las ecuaciones de la hidráulica de los mismos. La carga térmica aunque se incluye dentro de las ecuaciones sigue siendo cero, si se considera a las columnas adiabáticas.

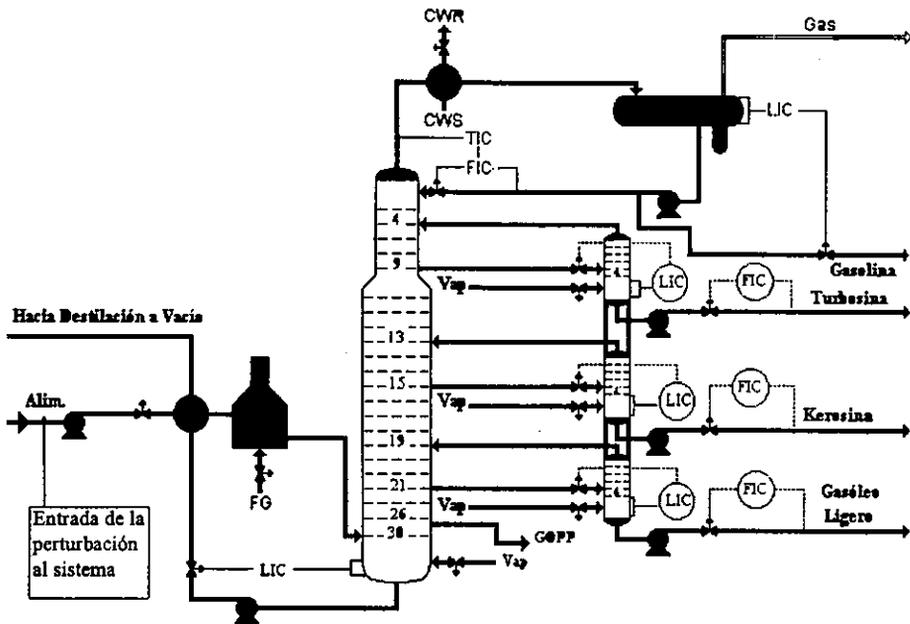


Figura 3.2. Esquema de control y diagrama general del caso de estudio analizado.

A partir del esquema para una etapa general (fig. 3.1) se pueden obtener las variables involucradas para representar el modelo así como las ecuaciones correspondientes incluidas anteriormente. Para una etapa con una salida lateral líquida se tiene:

Variables de las corrientes:

$F_j$

$Z_{i,j}$

$T_j^F$

$P^F$

$$\sum_{i,j} Z_{i,j} = 1$$

Total :  $c+3$  por 5 corrientes =  $5c + 15$

$Q_j$  y  $M_j$  2

Suma total: =  $5c + 17$

Ecuaciones:

Balance de masa total y por componente = 1

Balance de energía = 1

Relaciones de equilibrio de fases = c

Restricciones de fracciones molares = 5

Igualdad de fracción molar = c-1

Retención de líquido en la etapa = 1

Igualdad de temperatura = 1

Igualdad de presión = 1

---

Suma total =  $3c + 10$

Grados de libertad (G.L.) = Número de variables - Número de ecuaciones

$$(5c + 17) - (3c + 10) = 2c + 7$$

Este procedimiento se repite para las etapas simples, con salidas laterales, con alimentaciones, etc.

Por tanto los grados de libertad para una etapa simple (sin alimentaciones ni salidas laterales) son  $2c + 6$ ; para una etapa con una alimentación sin salidas laterales son  $3c + 8$ .

Para el esquema en cuestión (columna atmosférica):

4 etapas con salida lateral:  $4 * (2c + 7) = 8c + 28$

4 etapas con una alimentación:  $4 * (3c + 8) = 12c + 32$

5 secciones de 3 etapas: 15

2 secciones de 4 etapas: 8

2 etapas simples: 2

$$25 * (2c + 6) = 50c + 150$$

3 secciones de 4 etapas (agotadores laterales):  $12 * (2c + 6) = 24c + 72$ .

Que produce un total de:  $94c + 282$ .

Corrientes de interconexión:

Columna principal =  $33 - 1 = 32$ .

Agotadores laterales =  $3(4 - 1) = 9$

Total: 41.

$$41 * 2(c+2) = 82c + 164.$$

Corrientes redundantes (excepto en el sistema de condensación):  $6c+12$ , correspondientes a las líneas de interconexión entre columnas.

Finalmente se tiene:

$$\begin{array}{r} 94c + 282 \\ -(82c + 164) \\ \hline -(6c + 12) \\ \hline 6c + 106. \end{array}$$

$6c + 106$  G.L. para las etapas.

$1c + 4$  G.L. para el condensador.

$1c + 5$  G.L. para el tanque de reflujo incluyendo la división de corrientes.

$8c + 115$  G.L. para el sistema total.

$-3c + 6$  [ $3 * (c+2)$  corrientes redundantes, parte superior de la torre principal]

$5c + 109$  G.L. finales.

Un conjunto de variables que se pueden especificar para cumplir con los grados de libertad es el siguiente:

$5 * (c + 2) = 5c + 10$  para las alimentaciones.

$45 * 2 = 90$  para especificar P y Q en las etapas,

1 para especificar el flujo de la salida lateral plato 26,

1 nivel en el tanque de reflujo,

1 nivel en la etapa de fondo columna principal,

1 nivel etapa 4 del primer agotador,

1 nivel etapa 4 del segundo agotador,

1 nivel etapa 4 del tercer agotador,

1 Especificación para producto del primer agotador\*

1 Especificación para producto del segundo agotador,

1 Especificación para producto del tercer agotador.

**Total =  $5c + 109$ .**

\* Puede ser el Punto Final de Ebullición (EP) del producto, o el flujo de la corriente líquida del mismo.

### **3.2 Criterios para elaborar un esquema de control**

Paso 1. - Como con cualquier tentativa de diseño, es importante comenzar por establecer todos los criterios esenciales, que el diseño final debe satisfacer. La siguiente lista de criterios se desarrolló particularmente para una columna de destilación simple, pero se puede generalizar para cualquier proceso. Entre estos criterios se incluyen:

- Que especificaciones de composición de producto existen. En otras palabras cuales son las especificaciones de composición de las corrientes de producto principales.
- Si las especificaciones son unilaterales o bilaterales. Unilateral significa que debe permanecer en o bajo cierto valor; bilateral significa que debe permanecer dentro de un intervalo específico.
- Cual corriente es la corriente de demanda. La corriente de demanda es fijada independientemente por un proceso anterior o posterior y por lo tanto, no está disponible para propósitos de control.
- Que perturbaciones al sistema se esperan que ocurran.
- Que restricciones de operación hay.
- Cual es el caso base o condición "normal" de operación para el sistema o unidad.

Es importante entender la naturaleza de las perturbaciones que posiblemente alteren el comportamiento del proceso.

Las perturbaciones de carga pueden presentarse en muchas formas, tanto periódicas como acíclicas o no periódicas.

Las acíclicas son principalmente: funciones tipo escalón, rampa, pulso, y aleatoria(o estocástica). Cada una coloca su propia demanda sobre el ciclo de control.

Una función escalón es la prueba más difícil, porque ésta contiene todas las frecuencias: desde cero (régimen permanente) hasta un máximo, basado en la rapidez de crecimiento (aumento) del escalón. Por el contrario, la función pulso puede crecer rápidamente y por tanto puede contener el espectro de alta frecuencia. Un pulso es la derivada de una función escalón; la acción (de control) no necesita responder a una función pulso y puede ser inhibida.

La función rampa es la integral de una función escalón; contiene principalmente componentes de baja frecuencia. Aunque un controlador tenga acción que pueda eliminar el corrimiento de estado estacionario éste no puede prevenir el corrimiento desarrollado durante una función rampa. La mayoría de las funciones rampa inician y terminan en la posición de régimen permanente así que cualquier corrimiento desarrollado es temporal únicamente.

En el ámbito de planta muchas perturbaciones aleatorias son encontradas. Los cambios de clima tienden a ser aleatorios pero están mezclados con ciclos diurnos y de temporada en sus efectos sobre procesos de transferencia de calor. El ruido es una perturbación aleatoria cuya frecuencia está sobre el intervalo para el cual un ciclo de control puede responder.

Predicciones exactas de las perturbaciones del flujo de alimentación y composición de la alimentación son elementos clave para desarrollar eventualmente una estructura de control confiable y manejable.

Vale la pena mencionar también que si el diseño del sistema de control es para una actualización o expansión de un proceso existente, es importante entender la estructura de control actual, y ¿ por qué está aplicada en esa forma? Las razones de una estructura de control particular pueden ser muy delicadas pero indispensables para la operación global de la planta. Por otro lado, muchos controles son “restos” de viejos diseños y no han sido cambiados simplemente porque nadie se ha preocupado por mejorarlos o quitarlos.

Paso 2. - Seleccionar los esquemas de control candidatos.

Paso 3. - prueba a “ciclo abierto”. El objetivo es identificar regiones sensibles para la variable medida y para la respuesta de la variable controlada.

Paso 4. - Prueba a “ciclo cerrado”. Una vez que la estructura de control ha sido definida y probada para sensibilidad a ciclo abierto, se sujetará el modelo a perturbaciones.

Paso 5. - Suministrar la información de retención de líquido (y vapor). En el análisis dinámico se comienza por asignar la información relevante de retención de líquido para condensadores, secciones de platos, rehervidores, cualquier otro equipo auxiliar que posea retención de materia, ya que los volúmenes de retención de líquido juegan un papel crítico en la definición de constantes de tiempo para el sistema y por lo tanto influyen en los tiempos de respuesta.

Paso 6. - Identificar la dinámica dominante.

- a) Se deben considerar las mediciones y accionadores que se desean tener a su disposición cuando se va a operar la planta.
- b) No introducir complejidad innecesaria. Por ejemplo, será necesario adicionar retardos o tiempos muertos para las mediciones de procesos si estas serán actualizadas periódicamente a partir de muestras de laboratorio.
- c) Los tiempos muertos tienen gran efecto en la dinámica a ciclo cerrado y por tanto necesitan ser representados exactamente.
- d) Otras piezas de instrumentación y equipo que no afectarán significativamente la dinámica de estudio y por lo tanto no es necesario modelarlas. Por ejemplo, las respuestas dinámicas de algunos instrumentos

como válvulas o sensores en línea son rara vez incluidas debido a su efecto despreciable en la dinámica que domina el proceso.

- e) El nivel de detalle utilizado en una simulación deberá ser llevado por un balance juicioso entre la exactitud y aplicabilidad.

Paso 7. - Aplicar la estructura de control candidata al modelo de proceso. Después puede usar algunas de las muchas técnicas de sintonización para generar constantes de sintonización (parámetros del controlador) preliminares.

Paso 8. - Una vez sintonizados los controles se pueden evaluar diferentes escenarios: arranques, paros, operación anormal, etc. Es una buena práctica diseñar un conjunto de perturbaciones de prueba para el cual, todas las estructuras de control consideradas serán sometidas.

### ***3.3 Ciclos de control***

Los ciclos de control están sujetos a perturbaciones tanto en el Set Point (SP) y la carga, y cada una de éstas puede tomar diferentes formas: escalón, impulso, rampa, sinusoidal y aleatoria, siendo todas comunes. Diferentes criterios pueden ser aplicados a las perturbaciones de SP y carga, y diferentes ajustes de control serán requeridos para satisfacer estos criterios. Además cada tipo de perturbación también puede requerir diferentes parámetros del controlador.

Los ciclos de control típicos son: nivel, flujo, temperatura, presión y composición. El tipo de controlador y sus especificaciones usadas para alguno de éstos son más o menos las mismas, de una aplicación a otra.

#### ***Ciclo de nivel***

Existen dos propósitos básicos para el control de nivel de líquido. El primero es mantener el nivel tan cercano como sea posible a su SP, el cual puede representar un punto de operación óptimo. El segundo propósito es mantener un balance de materia y energía tal que los flujos de entrada y salida sean iguales en el estado estacionario. En muchas situaciones el nivel actual en el tanque puede no tener importancia económica u operativa. Si el nivel debe ser mantenido en su SP entonces el controlador deberá tener acción integral para acomodar los cambios en la carga, pero si no hay una importancia particular ligada al SP la acción integral no es necesaria.

#### ***Ciclo de presión*** (En columnas de destilación)

Si el balance de energía en una columna no es exacto (o no está ajustado) entonces la formación y remoción de flujo de vapor no coinciden en un tanque cerrado, este desbalanceo se reflejará en un cambio de presión. Dentro de una columna de destilación, la presión es una variable auto-reguladora; en la medida que ésta cambia, la diferencia de temperatura entre el medio enfriante

y el vapor condensado cambiará, afectando la transferencia de calor proporcionalmente. Por lo tanto, no siempre es necesario controlar la presión en una columna y a menudo un ciclo de presión estará abierto cuando válvula de control haya sido llevada al límite de la capacidad de enfriamiento. Los ciclos de presión varían de muy ajustados y rápidos (casi como control de flujo) a los ciclos lentos en promedio (casi como control de nivel).

### *Ciclo de flujo*

El ruido es común en mediciones de flujo. El ruido es una perturbación aleatoria o periódica la cual es muy rápida para ser corregida por la acción de control en un ciclo de flujo. Este ruido se origina de la turbulencia, especialmente alrededor de obstrucciones y la vibración de equipo o tubería. La presencia de éste impide el uso de acción derivada en el control de flujo. Los controladores Proporcional- Integral son utilizados en la mayoría de los ciclos de flujo. Una banda proporcional amplia o ganancia baja es usada para reducir el efecto del ruido en la señal de flujo debido a la turbulencia. Un valor de  $\tau_i$  bajo (0.1) es utilizado para obtener una respuesta rápida del seguimiento del SP. La dinámica del proceso también es muy rápida. El sensor observa los cambios casi inmediatamente. La dinámica de la válvula de control es el elemento más lento del ciclo tal que una  $\tau_i$  pequeña puede ser usada.

Filtro. El control puede mejorarse usando un filtro para atenuar el ciclo límite. Un filtro no lineal que tiene baja ganancia para un ciclo de baja amplitud es efectivo para controladores Proporcional- Integral. Mientras el filtrado dinámico es deseable para mejorar el registro de flujo éste tiende a retrasar la respuesta del ciclo de control.

### *Ciclo de temperatura*

Los ciclos de temperatura son moderadamente lentos debido a los retardos del sensor y del proceso de transferencia de calor. Los controladores PID son utilizados normalmente. Las especificaciones para la banda proporcional son: valor bastante bajo, dependiendo de los períodos o distancias del transmisor de temperatura y los tamaños de válvula de control. El tiempo de reajuste y la constante de tiempo del proceso son del mismo orden (bajo), es decir, entre más rápido es el proceso más pequeña la  $\tau_i$  debe fijarse. Los problemas de control de temperatura son realmente problemas de transferencia de calor, ya sea el mecanismo radiación, conducción o convección.

### 3.3.1 Acción de control

La función del controlador es comparar la señal del proceso desde el transmisor con la señal del Set Point (SP) y mandar una señal de salida apropiada a la válvula de control. Tres tipos básicos de controladores son utilizados normalmente para control por retroalimentación continuo. Los detalles de construcción de los dispositivos analógicos y la programación de los dispositivos digitales varía de un constructor a otro, pero sus funciones básicas son las mismas esencialmente.

#### *Acción proporcional*

Un controlador proporcional por retroalimentación cambia su señal de salida, en proporción directa a la señal de error, la cual es la diferencia entre el SP y la señal de la variable del proceso proveniente del transmisor.

$$\text{Señal\_salida} = \text{Bias} + K_c (\text{SP} - \text{VP})$$

Donde la señal de Bias es una constante y es el valor de la salida del controlador cuando no hay error.  $K_c$  es la ganancia del controlador. La ganancia del controlador puede ser positiva o negativa fijando un interruptor en un controlador analógico o especificando el signo deseado en uno digital. Una ganancia positiva resulta de la disminución en la salida del controlador cuando la variable de proceso se incrementa. Esta acción “decremento-incremento” es llamada “acción inversa” del controlador. Para una ganancia negativa, la salida del controlador se incrementa cuando la variable de proceso se incrementa y esto es llamado “acción directa” del controlador. El signo correcto depende de la acción del transmisor (la cual es normalmente directa), la acción de la válvula (aire para abrir o cerrar), y el efecto de la variable manipulada sobre la variable controlada. Cada ciclo deberá ser examinado minuciosamente, para asegurarse que el controlador proporciona la acción correcta.

La salida de un controlador proporcional cambia únicamente si la señal de error cambia. Ya que un cambio en la carga requiere una posición nueva en la válvula de control, ésta deberá finalizar con una nueva señal de error. Esto significa que el controlador proporcional da un error de estado estacionario. Esta es una limitación inherente de los controladores proporcionales. El error de estado estacionario no siempre es indeseable, en muchos ciclos de control el nivel absoluto no es importante.

### *Acción integral*

La acción proporcional mueve la válvula de control en proporción directa a la magnitud del error. La acción integral mueve la válvula basada en el tiempo integral del error.

$$\text{Señal}_{\text{salida}} = \text{Bias} + 1/\tau_i \int E(t)dt$$

Donde  $\tau_i$  es el tiempo integral o de reajuste.

Si no hay error, la salida del controlador no se modifica. Como el error es positivo o negativo, la integral del error conduce la salida del controlador hacia arriba o abajo dependiendo de la acción (inversa o directa) del controlador.

El propósito básico de la acción integral es llevar al proceso de regreso a su SP cuando este ha sido perturbado. Un controlador proporcional normalmente no retorna la variable controlada a su SP cuando una perturbación en la carga o en el SP ocurre. Este error permanente (SP - variable de proceso) es llamado error de estado estacionario u offset. La acción integral reduce el offset a cero.

La acción integral degrada la respuesta dinámica de un ciclo de control. Esto hace al ciclo de control más oscilante y lo mueve hacia la inestabilidad. Pero la acción integral es necesaria si se desea tener cero offset. Este es otro ejemplo de "intercambio" de ingeniería que debe hacerse entre el funcionamiento dinámico y el funcionamiento a régimen permanente.

La acción integral elimina el offset. Entre más pequeño es el tiempo de reajuste, más rápido es reducido el error, pero el sistema llega a estar más subamortiguado conforme  $\tau_i$  se reduce; si éste se hace muy pequeño el ciclo llega a ser inestable.

### *Acción derivada*

La acción derivada ayuda a compensar retardos en el ciclo. El controlador percibe la rapidez de alejamiento del SP y comienza a mover la válvula de control más rápido que con la acción integral solamente. La acción derivada puede ser usada ya sea en la señal de error (SP- VP) o en la variable de proceso solamente (VP). Si la acción derivada está sobre la señal de error, los cambios de paso en el SP producirán grandes golpes en la válvula de control. Por lo tanto, en la mayoría de las aplicaciones de control la acción derivada se aplica solo en la señal de la variable de proceso, cuando ésta entra al controlador. Las acciones Proporcional y Proporcional- Integral son aplicadas después para distinguir entre el SP y la señal de salida proveniente de la unidad derivada (fig. 3.3A y B).

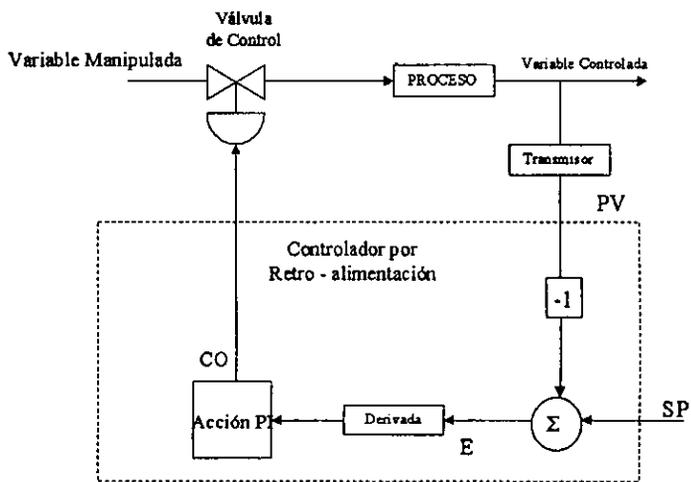
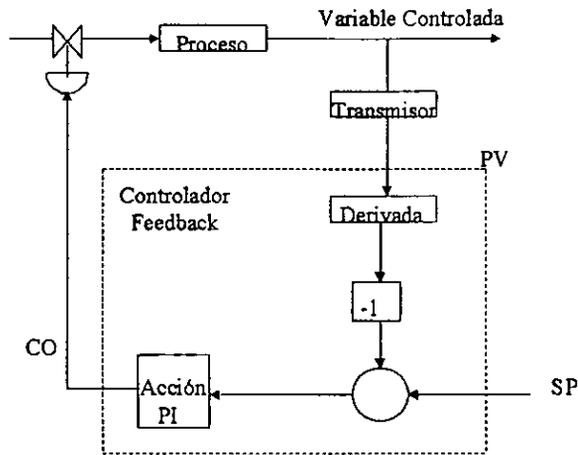


Figura 3.3.A. Acción derivada aplicada sobre la señal de error.



(b) Derivada en la Variable de Proceso

Figura 3.3.B Acción derivada aplicada solo en la variable de proceso.

### 3.4 Controladores utilizados y técnicas de ajuste

El propósito de la tesis es verificar el funcionamiento del sistema de control con que cuenta la columna de destilación atmosférica (incluyendo agotadores), por lo que se consideraron los controladores incluidos en el Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) que constituyen dicho sistema. Aunque es posible adicionar otros controladores, constituyen otro problema aparte, más complejo y está fuera de los alcances de la tesis. Por ejemplo se puede estudiar el control de la calidad de los productos. Para cuantificar la calidad y en especial la del petróleo y sus derivados es necesario medir y calcular el punto final de ebullición o temperatura final de ebullición a un porcentaje en volumen de destilado de la mezcla analizada, que es una prueba basada en curvas de destilación analítica ASTM (American Standard Test Method), temperatura verdadera de ebullición (TBP), etc.; normalmente esta propiedad se considera al 90 o 95 % del volumen de destilado.

Pero volviendo al problema, si se logra medir el punto final de ebullición en las corrientes de productos se pueden incluir los controladores adecuados (en este caso Proporcional - Integral) para manipular el flujo de tales corrientes y así analizar el control de calidad del producto.

Hay dos razones para no realizar el estudio:

- 1) El simulador dinámico de procesos que se utilizó (Speedup – DynaPlus) no cuenta con la opción de calcular y medir esta propiedad en las corrientes.
- 2) Rice (11) desarrolló un procedimiento para realizar esta evaluación, pero los detalles de éste se desconocen. Además aún contando con él, se requiere de un programa o subrutina escrito en Fortran, compilarlo y tratar de adecuarlo al simulador (sobre todo a la interface gráfica) lo que equivale a desarrollar otro tema de tesis.

Los controladores que se tienen en la sección de la columna atmosférica son:

Cinco controladores de nivel. La variable medida es el nivel de la base de las columnas (una principal y tres agotadores) y en el tanque acumulador de gasolina. Las variables manipuladas son flujos; en el domo y fondos es el flujo de producto y para los agotadores el flujo manipulado es la corriente lateral que se extrae de la torre principal para cada agotador (pero podría tomarse el flujo de producto de los agotadores, todo es función de cual sistema desea analizarse y sus alternativas).

Un control de temperatura en el plato 1. La variable medida es la temperatura de la etapa y se controla por medio del líquido que retorna a la columna (reflujo).

### ***Objetivos de control para el sistema de control del caso estudiado.***

Aunque el control sobre las acumulaciones (inventories) de vapor y líquido podría parecer ocupar un lugar sin importancia entre los ciclos asignados a la columna de destilación, éste es esencial para alcanzar la sensibilidad dinámica para los otros ciclos (de flujo, presión, temperatura, etc.). A menos que las acumulaciones sean controladas con precisión no podrá haber un estado estacionario para el proceso; por la misma razón, entre más rápido funcione el control de las acumulaciones, el proceso alcanzará más rápido un régimen permanente.

El control del nivel en el tanque acumulador es necesario por la importancia sobre el desempeño de la columna y por la coordinación sensible de los balances de masa externos e internos del sistema.

*Control de nivel en la base de la columna.* En la mayoría de las columnas de destilación, el nivel de la base de la columna es controlado con el flujo del producto de fondos. Este arreglo del ciclo es considerado estable y apropiado

excepto cuando se utilizan rehervidores tipo “kettle”. Sin embargo si el flujo del producto de fondos es muy pequeño comparado con otros flujos de corrientes, entonces éste no puede controlar el nivel de la base y sufrirá grandes fluctuaciones. En situaciones como esta, es más aconsejable utilizarlo para control de composición. Por esta razón, en la *base de las columnas laterales o agotadores* el nivel de líquido se controla por medio de la corriente de extracción correspondiente de la columna principal.

La *temperatura del domo* determina en este caso, el punto final de ebullición del corte (EP) de la gasolina; esta temperatura *es controlada manipulando el reflujo* (L1). En algunos arreglos de sistemas de control *donde se requiere hacer uso eficiente de la energía*, se tienen controladores de flujo en cascada que modifican el “set point” para llevar a cabo la recuperación de calor con las bombas de calor.

Tomando en consideración las recomendaciones dadas en los antecedentes, no se incluyeron en los controladores retardos o tiempos muertos, para simplificar el trabajo. Además la respuesta del sistema es rápida y si se desea incluir tiempos muertos éstos requieren de información adicional para representarlos y con la cual no se cuenta. También se han considerado para el estudio que los controladores son como el controlador de libro de texto utilizado a nivel licenciatura.

### Modelo “normalizado”

El modelo normalizado es el algoritmo de control PID “normalizado”:

$$\text{Salida} = \text{Bias} + P + I + D$$

Donde:

Salida = Acción de control.

Bias = Acción de control a Estado estacionario.

P = Acción proporcional o componente proporcional del controlador.

I = Acción Integral

D = Acción Derivada

Algunas instrucciones o relaciones condicionales son utilizadas para aplicar las diversas características del modelo. La estructura del PID es la forma Ideal:

$$\text{Salida del controlador} = \text{Bias} + K * \{ E_p + 1/\tau_i \int E dt + \tau_d d(E)/dt \}$$

Donde:

Bias = Acción de control a Estado estacionario.

$K$  = Ganancia del controlador.  
 $\tau_i$  = Constante de tiempo integral.  
 $\tau_d$  = Constante de tiempo diferencial.  
 $E$  = Error Integral.  
 $E_p$  = Error Proporcional.  
 $E_{df}$  = Error diferencial filtrado.

El error del sistema es definido como  $\text{Error} = SP - VP$

Sin embargo se pueden hacer algunas modificaciones para simular dos algoritmos de control adicionales:

- Algoritmo en serie (conocido también como interactuante o análogo).
- Algoritmo en paralelo (paralelo ideal o no interactuante).

Sus formas funcionales son:

Serie:  $\text{Salida\_controlador} = \text{Bias} + K * \{ E_p + 1/\tau_i \int E dt \} * \{ 1 + \tau_d d(E_{df})/ dt \}$

Paralelo:  $\text{Salida\_controlador} = \text{Bias} + K * E_p + 1/\tau_i \int E dt + \tau_d d(E_{df})/ dt$

Se puede cambiar entre diferentes algoritmos modificando los valores de las constantes de sintonización – ganancia,  $\tau_i$ ,  $\tau_d$ .

Pero como esto es más complejo y requiere de un análisis cuidadoso tanto del sistema a controlar como del controlador y de sus valores de sintonización no se usarán para este trabajo. Para fines prácticos se tomó el Ideal normalizado.

El modelo de controlador PID de Speedup-DynaPlus contiene muchos otros parámetros y variables a determinar que no se utilizaron para la simulación o que se tomaron los valores “recomendados” por defecto.

2. Sintonización. Para sintonizar el controlador el siguiente procedimiento a ciclo cerrado desarrollado por Ziegler y Nichols se considera aceptable para la mayoría de las aplicaciones de control.

Se considera a este conjunto de reglas o guías como estimados iniciales aunque tienden a hacer al sistema de control sub amortiguado e inestable, pero son útiles como punto de partida. Este método consiste en encontrar la  $K_u$  (ganancia última) o la ganancia a la cual el ciclo esta en el límite de estabilidad con un control “feedback”. El período de oscilación resultante es llamado período último  $P_u$ .

1. Con el controlador en "normal" quitar todas las contribuciones de acción integral y derivada de éste, fijando  $\tau_i$  al máximo y  $\tau_d$  al mínimo.
2. Fijar  $K_c$  a un valor bajo.
3. Poner el control en automático.

4. Hacer una pequeña perturbación en la carga o al SP y observe la respuesta de la variable controlada. La ganancia es baja, así que la respuesta será lenta.
5. Incrementar  $K_c$  y hacer otro cambio en el SP o la carga.
6. Continúe incrementando  $K_c$  repitiendo los pasos 2 a 5 hasta que el ciclo llegue a ser muy sub – amortiguado y oscilante. La ganancia a la cual ocurre esto es llamada  $K_u$  (ganancia última).
7. Fijar el valor de  $K_c$  de acuerdo a la siguiente tabla:

	P	PI	PID
$K_c$	$K_u/2$	$K_u/2.2$	$K_u/1.7$
$\tau_i$		$P_u/1.2$	$P_u/2$
$\tau_d$			$P_u/8$

**Tabla 3.1.** Parámetros para calcular los valores de las ganancias de los controladores por el método de Ziegler - Nichols.

Un procedimiento similar al de Ziegler y Nichols que produce mejores resultados es el de Tyréus – Luyben, este es descrito en I&EC Res. 31,2625, 1992. Utiliza la ganancia última y la frecuencia última  $W_u$ . El valor de  $K$ ,  $\tau_d$ ,  $\tau_i$  se calcula con las siguientes relaciones:

	P	PI	PID
$K_c$		$K_u/3.2$	$K_u/2.2$
$\tau_i$		$2.2 * P_u$	$2.2 * P_u$
$\tau_d$			$P_u/6.3$

**Tabla 3.2.** Parámetros para calcular los valores de las ganancias y tiempos de los controladores por el método de Tyréus – Luyben.

## Capítulo 4: Caso de estudio

El sistema que se estudio fue la columna de destilación atmosférica de la planta Combinada No.1 perteneciente a la refinería "Miguel Hidalgo" de Tula. El esquema original se tomo del libro de proyecto de PEMEX- IMP con el que se diseño originalmente.

Para obtener las condiciones e información de la corriente de alimentación a la torre, se simuló la carga a la planta sin el tren de intercambio de calor, pero considerando las condiciones de presión y temperatura a la salida de éste, la torre de despunte y el horno de precalentamiento.

### 4.1 Descripción del proceso

(Véase la fig. 4.1 y apéndice A)

El crudo es alimentado de límites de batería a 68 ° F y 0 psig por medio de las bombas GA-101 A y B; se calienta secuencial y gradualmente a través del tren de intercambio de calor y el sistema de desalado. Posteriormente se alimenta el crudo a dos torres despuntadoras DA-101 A y B a 227 ° C y 243 ° C respectivamente. Estas torres operan a 3 kg/cm<sup>2</sup> man. Del domo de éstas se obtiene la gasolina de despunte a 35 ° C para mezclarse posteriormente con la gasolina primaria de la columna atmosférica. A su vez parte de la gasolina primaria se recicla como alimentación a las despuntadoras.

Por los fondos de las despuntadoras el crudo es alimentado a los hornos BA-101 A y B a unos 250 ° C y se calienta hasta 370 ° C a la salida de ambos hornos. Ambas corrientes de los hornos se alimentan en la zona de vaporización de la columna atmosférica (plato 30). Ésta consta de 33 platos y tiene una altura aproximada de 37 metros; tiene dos secciones:

- La primera (de arriba abajo) con diámetro de 7 metros.
- La segunda 5 metros.

Por el domo se condensan y subenfrian los vapores en los intercambiadores EA-116 A - H a 29 ° C aproximadamente. Los líquidos obtenidos fluyen hacia el acumulador de nafta FA-102 donde se divide en: gasolina primaria y la otra parte como reflujo a la columna. La gasolina primaria a su vez se divide en dos partes una como producto principal y la otra como retorno a las despuntadoras.



En el mismo tanque se extrae el agua amarga bajo control de nivel en la interfase y enviada a límite de batería.

En el domo de la columna existe un Indicador de temperatura que envía una señal de medición a un controlador - registrador de temperatura situado en el mismo domo y envía la señal correspondiente a la válvula de control situada en la línea de reflujo de gasolina.

Del plato 9 se extrae la turbosina hacia el agotador DA-103-A. El nivel de éste se controla por medio de la corriente de extracción de la columna principal. El producto agotado en DA-103-A sale por el fondo y es mandado al tren de intercambio de calor. Los vapores del agotador retornan a la columna principal en el plato 4.

De igual forma se extrae en el plato 15 la kerosina y es enviada al agotador DA-103-B donde se controla el nivel de éste como en el agotador de turbosina. Los vapores retornan a la torre atmosférica en el plato 13.

El gasóleo ligero primario se extrae en el plato 21 de la columna atmosférica y se envía al agotador DA-103-C. El producto agotado se envía también al tren de intercambio. Los vapores retornan al plato 19 de la columna principal.

Del plato 26, se extrae el gasóleo pesado primario, enviado al tanque FA-105 y de allí al intercambiado EA-106-A.

Por el fondo de la columna principal se obtiene el residuo pesado primario y se manda a la sección de vacío. El nivel en la base de la columna se controla manipulando el flujo de producto (residuo).

La columna tiene dos "bombas de calor". La primera es una segunda extracción del plato 21, se bombea a GA-109, pasa por EA-105 A y B, EA-112 y retorna a la torre en el plato 16. La segunda, se extrae del plato 26 pasa por FA-105, la bomba GA-110, los intercambiados EA-106 A y B y retorna a la torre en el plato 22.

La alimentación del vapor de agua para agotamiento en todas las columnas proviene del mismo cabezal. Las condiciones de suministro son 316 ° C y 2.8 kg/cm<sup>2</sup> man.

#### **4.2 Caracterización de la mezcla**

Se tomo el análisis de un muestreo del crudo procesado de la refinería con las siguientes características (19):

Peso específico @ 20/4 ° C : 0.878

Gravedad API : 29.13 ° API.

Factor de caracterización : 10.7

## Destilación Hempel:

% Vol. destilado	T(° C)
0	34
10	112
20	171
30	214
40	280
48	320

**Tabla 4.1.** Análisis de la muestra de crudo seleccionada.

## Temperatura Final de Ebullición de los productos obtenidos:

Producto	T corte ° C	
Nafta ligera primaria	188	ASTM- D86
Kerosina ligera primaria	244	ASTM- D87
Kerosina pesada primaria	301	ASTM- D88
Gasóleo ligero primario	374	ASTM- D89
Gasóleo pesado primario	416	ASTM-D1160

**Tabla 4.2.** Temperaturas de corte (Real) de los productos de la destilación para la planta Combinada No.1 de Tula.

Para tratar de reproducir esta mezcla de crudo se partió de la información de los crudos base y se combinaron en diferentes proporciones, por prueba y error, hasta encontrar una mezcla que concuerde con los datos de la muestra. Solo se consideraron la densidad API, la densidad específica y la curva de destilación. No se tomaron otros parámetros en cuenta para darle simplicidad a la búsqueda iterativa. Además algunos datos de las pruebas realizadas en campo para el crudo no son representativos o no se consideraron para el estudio.

De (18) se tomaron los datos de los crudos base:

Crudo:	Istmo	Maya	Resultante
Tipo de curva	TBP	TBP	TBP
c3 (% Vol.)	1.00E-04	4.30E-03	
ic4 (% Vol.)	5.30E-04	6.80E-04	
nc4(% Vol.)	5.17E-04	4.29E-04	
% Vol. dest.			
0	30	25	25
3	50	50	
5	68	70	68.64
7.5	88	95	
10	103	120	107
20	158	195	162.84
30	208	272	222
40	260	345	279.15
50	315	425	339.44
60	370	495	
62		515	
65		538	
70	440		481.2
80	528		
90			716.1
95			816.18
100			1012.55
° API			29.59
Sgr			0.87836

Tabla 4.3. Curvas de destilación y propiedades analizadas para los crudos "base" y para la mezcla resultante.

La mezcla Istmo - Maya se obtuvo por pruebas iterativas hechas con el simulador de procesos ASPEN.

Curva de la mezcla resultante (ver tabla 4.3).

La mezcla resultante para la cual se obtiene estos datos fue 70-30 % en volumen Istmo- Maya.

Ahora bien, esta mezcla produce alrededor de 40 pseudo componentes; si bien la representación del crudo es más precisa, para la simulación dinámica implica resolver un sistema muy grande que rebasa el límite de ecuaciones manejable por el programa. De tal forma que se tuvo que reducir el número de pseudo componentes.

A partir de experimentos previos se encontró que los pseudo componentes más pesados tienen composiciones muy pequeñas en las etapas superiores de la columna principal; del orden de  $1 \times 10^{-25}$  tanto en la fase líquida como vapor, lo cual lleva a problemas de convergencia durante la inicialización o corrida dinámica porque estas composiciones están en los límites mínimos que puede tener una variable.

Así pues se redujo el número de pseudo componentes que representan al crudo a 20. Para lo cual se utilizaron las temperaturas de corte. De las referencias 17 y 20, se obtuvieron los datos para cubrir los grados de libertad requeridos por el proceso y algunas condiciones de operación.

Torre atmosférica DA-102. Diámetro : 23.5 Ft del plato 1 al 29.  
16 Ft del plato 30 al 33.  
Platos tipo: valvulados, de 2 pasos.  
Espaciamento: 30 in.

Agotadores.

Diámetro: 5 Ft.  
Todos con cuatro platos valvulados de 1 paso.  
Espaciamento :2 Ft.

Del diseño mecánico de los equipos:

Base de la Columna: 7.5 pies de altura o nivel normal.

Agotador de turbosina: 9.5 pies de altura o nivel normal.

Agotador de kerosina: 11 pies de altura o nivel normal.

Agotador de gasóleo: 7.5 pies de altura o nivel normal.

Se considero como flujo de alimentación normal a la planta 153000 BPD.

#### ***4.3 Especificaciones de los productos***

Estas son las especificaciones de los productos para una mezcla 70- 30 % volumen Istmo - Maya de diferentes plantas combinadas. (**Tabla 4.4.**)

Producto: **Gasolina**

	Ic1	Ic2	R	Tabla-23A	OpJI97
% V	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
TIE	37.5	30.5	37.2	51.1	
5	70.1	66.6	56.7	75.1	
10	89.2	82.2	61.1	87.9	
30	125.5	122.2	86	114.9	
50	144.6	141.6	107.3	134.2	
70	156.9	154.7	129.9	150.1	
90	170.5	169.5	154.3	167.1	
95	178.9	176.5	168	174.9	163-176
TFE	189.9	188.8	190	187	

(200 max)

Producto: **Turbosina**

	Ic1	Ic2	R	Tabla-23A	OpJI97
% V	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
TIE	148.8	171.8	141.9	157.4	
5	181.2	186	173.5	183.7	178-183
10	187.5	188.3	181.6	188.8	
30	198.8	197.1	194.4	199.5	
50	207.5	203.5	205.4	206.8	
70	217.9	210.9	218.6	215.9	
90	234	224.6	237.2	231.6	
95	244.2	231.2	245.3	240.4	233-251
TFE	261.8	243.1	250.4	269.5	

(300 max)

Producto: **Kerosina**

	Ic1	Ic2	R	Tabla-23A	OpJI97
% V	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
TIE	176.5	202.9	216.3	190.5	
5	215.5	225.2	242.5	224.7	210-245
10	228.9	229.6	249.5	233.1	
30	248.5	239.2	256.2	247.6	
50	259.6	245	260.9	257.7	
70	272.1	251.8	265.6	269.3	
90	296.6	265.1	277.8	291.7	
95	309.9	273.8	282.7	305.6	311-334
TFE	341.2	292.5	293.7	336.6	

(300 max)

Producto: **GOLP**

	Ic1	Ic2	R	Tabla-23A	OpJI97
% V	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
TIE	201.5	210.9	242.2	226.6	
5	262.1	262.8	268.8	267.5	254-287
10	278.5	273.6	275	277.4	
30	304	293.6	293.4	295	
50	319.9	310.4	307.2	308.3	
70	337.1	331.2	320.9	321.7	
90	361.5	362.5	344.1	343.5	358-384
95	371.4	375.8	352.7	352.8	369-395
TFE	390.8	397.4	363.7	364.9	

(368 max)

Producto: **GOPP**

	Ic1	Ic2	R	Tabla-23A	OpJI97
% V	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)	T (°C)
TIE	-	282.9	333.9(*)	242.8	
5	-	350.7	344.4(**)	330	292-354
10	-	368.3	347.9	352.4	
30	-	395	368.7	380.9	
50	-	409.3	380.8	398.7	
70	-	427.1	390.7	419.8	
90	-	455.8	412.2	446.5	
95	-	476.1	422.1	456.9	
TFE	-	499.8	435.5	469.1	

\* 315 min

\*\* 360 max

Ref. (18)

Tabla 4.4. Especificaciones de los productos, curvas de destilación D86

#### **4.4 Bombas de Calor**

Tienen la misma función que el reflujo, y también sirven como recuperación y optimización de la energía.

De los platos 21 y 26 además del flujo extraído para el agotador DA-103-C y el tanque FA-105 una parte de ambas se envía a intercambiar energía con el tren de precalentamiento; para la simulación a régimen permanente si fueron incluidas ambas, pero en la siguiente forma:

El flujo de gasóleo es una primera extracción del plato. El reflujo de gasóleo (así llamado en planta) es una segunda extracción hecha en el mismo plato. Pasa a través de varios intercambiadores proceso- proceso del tren y retorna varios platos arriba de la columna. En el caso del gasóleo pesado, la extracción de este se envía a un tanque de balance, parte va hacia el tren de precalentamiento y parte sale como producto. La fracción de flujo que pasa por el tren retorna nuevamente a la columna algunos platos arriba.

Para realizar la simulación a régimen permanente, como solo se consideró la columna atmosférica sin la red de intercambio, las dos bombas de calor se simplificaron como un intercambiador en ambos casos que hiciera las veces de los intercambiadores y las bombas. Para realizar el estudio dinámico no se colocaron dichas “bombas de calor”. Por un lado se tienen que modificar los modelos para la etapa, adicionando una salida más en las ecuaciones de balance. Si en la simulación a régimen permanente no tiene problemas de convergencia, en la resolución dinámica produce muchos problemas para converger que implican modificaciones mayores de los métodos numéricos.

En síntesis, para que pueda funcionar en modo dinámico la columna es necesario sacrificar las bombas de calor. Si se desean incluir, habrá que modificar las opciones de resolución numérica a costa de mucho tiempo de ejecución y precisión en los cálculos, además del aumento en el tamaño de ecuaciones que constituyen al sistema.

#### **4.5 Tanque acumulador**

El tanque acumulador de nafta opera como un separador a dos fases líquidas: agua – hidrocarburos. Sin embargo el problema comienza desde la resolución a estado estacionario. El simulador utilizado tiene un módulo especial para columnas fraccionadoras de crudo. En este la separación a tres fases en el condensador se puede llevar a cabo; pero los modelos específicos para este tipo de operaciones no han sido incluidos para trabajar en modo dinámico.

De lo anterior surgen cuatro alternativas:

- 1) Modelo para el tanque sin separación de las dos fases líquidas.
- 2) Modelo del tanque separador fases agua- hidrocarburos, pero sin algoritmo de resolución "SUM\_RATES" para la columna.
- 3) Simular la columna sin algoritmo "SUM\_RATES" pero la corrida a régimen dinámico sin resultados del régimen permanente ni disponibilidad de gráficas.
- 4) "Desacoplar" el condensador.

La opción 2 no sirve porque ni siquiera se obtiene una solución a régimen permanente. La cuarta aún cuando converge, no permite simular el tanque dinámicamente; el sistema se sobrespecifica. La tercera opción es poco viable aunque posible, pero necesita de estimados iniciales para todo el sistema; la convergencia con las utilidades o herramientas disponibles es muy lenta y casi inalcanzable.

De lo anterior, se concluyó que se sacrifica el tanque modelado como separador de las fases agua – hidrocarburos, a condición de que la retención de líquido total en el acumulador represente  $H_w + H_{nafta}$  y los flujos de productos se mantengan. El algoritmo "SUM\_RATES" o suma de flujos(\*) no es sacrificable ya que fue hecho para mezclas que exhiben intervalos amplios de volatilidades como el crudo. Por esto es indispensable para resolver el sistema a régimen permanente.

#### **4.6 Parámetros hidráulicos**

Los modelos rigurosos de etapas incluyen correlaciones hidráulicas para el cálculo de la caída de presión en las mismas, así como de las retenciones de líquido.

Entre los parámetros o variables utilizadas por las correlaciones están:

Area activa del plato.

Area perforada del plato.

Longitud de vertedero.

Altura de vertedero.

Altura de cresta.

Caídas de presión del plato, de plato seco y estática.

Densidad de líquido y peso molecular en la etapa.

Algunos pueden calcularse de la información a régimen permanente; otras hay que suponerlas.

\* Burningham D.W., Otto F.D. Hidroc. Proc. 46 (10), pp 163-170. 1967.

#### **4.7 Reglas heurísticas**

Para el diseño de columnas de destilación Otto Frank (7) da las siguientes recomendaciones:

- 1) Se recomienda que la altura de vertedero sea menor o igual al 15 % del espaciamiento del plato. Para sistemas a vacío se recomienda que sea de una pulgada.
- 2) Una longitud de vertedero igual a 80 % del diámetro de la columna, y para columnas con cargas de líquido grandes se recomienda que sea del 95 % del diámetro de la columna.
- 3) Para platos valvulados la altura de vertedero puede estar entre 1 y 3 pulgadas.
- 4) Las caídas de presión del plato deben estar entre 1.5 y 5 pulg. H<sub>2</sub>O.

Algunas simplificaciones que señalan Olsen y col. (13) son las siguientes:

- a) La simplificación más común parece ser la retención de vapor despreciable, la cual puede ser una suposición válida para sistemas a baja presión.
- b) Otra suposición común es la de presión constante en todos los platos, lo cual es justificado normalmente debido a un control de presión estricto. La suposición puede ser válida para columnas con moderada o alta presión, cuando los cambios relativos en la presión son pequeños. Obviamente para modelos dinámicos usados sobre un intervalo amplio de presión, por ejemplo durante arranques y paros simulados, tales suposiciones no pueden ser usadas. Estos estudios requieren que la presión en los platos y las caídas de presión sean calculadas de correlaciones hidráulicas para obtener un comportamiento más real.
- c) Wittgens y Skogestad (12) han encontrado que las simulaciones dinámicas basadas en un modelo detallado concuerdan bien con las respuestas experimentales, mientras los modelos más simples basados en hidráulicas de plato lineales y flujos molares constantes proporcionan desviaciones completamente grandes.
- d) Equilibrio térmico y termodinámico entre las fases en cada etapa.
- e) Mezclado perfecto en ambas fases en cada etapa.

#### **4.8 Restricciones o limitaciones del simulador utilizado**

A lo largo de la tesis, se han descrito todas las limitantes encontradas o evidenciadas por el simulador dinámico Speedup – DynaPlus. Aquí se resumen algunas.

- No puede evaluar la temperatura de corte para las corrientes.
- El modelo "Petrofrac" no ha sido habilitado para simulación dinámica.
- Problemas de convergencia en la inicialización para sistemas muy grandes y complejos.
- La cantidad máxima de ecuaciones que puede almacenar es 30 000.
- ASPEN – Speedup – DynaPlus no están acoplados en una sola interfase.
- Bombas de calor (23). Los balances de materia y energía son instantáneos. En otras palabras, los efectos dinámicos no son modelados.
- Aunque la retención de vapor no se considera despreciable no se ha modelado adecuadamente para cuantificarlo.
- No fue diseñado para situaciones de arranque y paro; depende mucho de la información a estado estacionario. Sin buenos estimados iniciales para todas las variables no funciona adecuadamente.

#### **4.9 Sintonización de los controladores**

Las recomendaciones generales para seleccionar los controladores dadas por los autores de la literatura consultada así como de los manuales de operación del simulador llevaron a las siguientes determinaciones:

- Para controlar el nivel de líquido utilizar controladores proporcionales, ya que los niveles finales en el tanque y las bases de las columnas no son tan importantes.
- Para controlar temperatura el manual de Speedup restringe a usar exclusivamente controladores Proporcional - Integral.

La acción de control se determinó bajo las siguientes consideraciones:

Sí usted:	La variable medida:	La Acción es:
Incrementa la Variable manipulada	Disminuye	Inversa
Incrementa la Variable manipulada	Aumenta	Directa

Para el sistema de diseño de la planta se determinó que la acción de control en los controladores de nivel para los agotadores es directa. Para el sistema alternativo la acción de los controladores de nivel en los agotadores es inversa.

Para el control de temperatura la acción es inversa.

Como se describió en el capítulo 3, se sintonizaron por medio de la técnica de Ziegler – Nichols.

Para el control de temperatura se tomaron valores recomendados para  $\tau_1$  y Kc. Como no se consideraron tiempos muertos, ni retrasos, filtros, etc., la sintonización fue más sencilla aunque más teórica.

El simulador tiene la facilidad de fijar el SP y el Bias partiendo de la información a régimen permanente, sin embargo estas variables son modificables.

#### **4.10 Perturbaciones propuestas**

1) La alimentación de crudo. Es la más representativa e importante, ya que es la corriente de demanda (capítulo 3) y que contiene todos los compuestos establecidos para la simulación (excepto agua).

Dentro de las variables consideradas para perturbar o sujetar a cambios está:

- Temperatura de la alimentación. Aunque si es posible realizar un cambio en la temperatura, no fue posible observar el efecto de tal cambio en el comportamiento dinámico de la columna porque no es parte de los objetivos del trabajo. Además la temperatura no cambia mucho, si se observan los datos estadísticos de PEMEX (20); la temperatura cambia de 369 a 372 ° C, lo cual no parece afectar mucho la relación líquido/vapor en la zona de vaporización.
- Composición. Si se modifica la relación en composición de un componente de la alimentación, entonces ya no se estará trabajando con una carga 70-30 Istmo – Maya. Cada modificación implica reformular la caracterización del crudo alimentado. Para conocer la proporción que se manejaría con dicho cambio; aunque es una perturbación muy interesante abarcaría una nueva tesis, es decir, analizar la columna para diferentes mezclas de crudo, lo cual esta fuera de los alcances del trabajo.
- Presión. No se consideró, pensando que generalmente ésta no cambia mucho y que estos cambios son muy pequeños. También se usó la regla heurística de que hay un control estricto de la presión antes de la alimentación (horno de precalentamiento con una caída de presión de una psi).
- Flujo total de la corriente. Se considero que las fracciones molares de los componentes se mantienen y solo cambia el flujo total de la corriente.

Basado en los datos estadísticos reales de la refinería y en las bases de diseño

de la planta, se propone realizar cambios o fluctuaciones consideradas dentro de los límites normales que se esperan; estos son:

10 % de disminución y aumento en la carga.

20 % de disminución y aumento de la carga.

Particularmente se propone estudiar la disminución del flujo porque normalmente se opera en planta a la capacidad nominal o debajo de ésta; sin embargo en algunas ocasiones (como se tiene registrado en planta) se llega a procesar hasta 20 % en flujo volumétrico más de crudo. Además cuando ocurren fallas en la planta o se le da mantenimiento al equipo lo indicado es reducir la cantidad de crudo a procesar y mantenerlo en recirculación.

Observar los efectos en los niveles de las bases de las columnas y los flujos molares de los productos. Así como de los flujos internos de los platos. También observar el control de la temperatura en el domo.

- 1) Se consideró modificar la carga térmica en el condensador, pero requiere de un análisis más cuidadoso y no se efectuó.
- 2) También es posible modificar los SP de los controladores, pero como solo se tienen controles de nivel, dichos cambios no son representativos, ya que en los controladores Proporcionales se sabe que la variable de proceso no retorna a su SP porque en estos casos no es importante el punto final del nivel. (Bueno, si es importante por el nivel máximo, pero no es crítico para este caso).
- 3) Como no se pueden monitorear directamente las especificaciones de los productos (TBP) no se colocaron controladores PI para analizar el control de la calidad de los productos. Aquí el SP si pudiese ser modificado para realizar estudios más relevantes.

## Capítulo 5: Análisis de resultados

### 5.1 Resultados obtenidos

#### 5.1.1 Análisis de la mezcla de crudo

La siguiente tabla muestra la comparación de la curva resultante de las pruebas para la mezcla analizada.

%Destil.	TBPLV ASPEN	REAL 31MZO	%ERROR
0	25.000000	34	26.47058824
10	107.161774	112	4.319844927
20	162.840000	171	4.771929825
30	222.191437	214	-3.82777419
40	279.000000	280	0.357142857
47.3	325.680000	320	-1.775

Tabla 5.1 Comparación de la curva de destilación Real (de planta) vs. curva de destilación calculada (por ASPEN).

El único valor que excede el 5% de desviación permitida es para la TIE (temperatura inicial de ebullición), pero los demás valores concuerdan bien con los datos de planta. Por lo tanto se considera que representa bien la mezcla seleccionada.

Con base en las temperaturas de corte se redujo a 20 el número de pseudo componentes. Contabilizando éstos, el agua y tres compuestos conocidos (ligeros) se tienen un total de 24 componentes para la simulación.

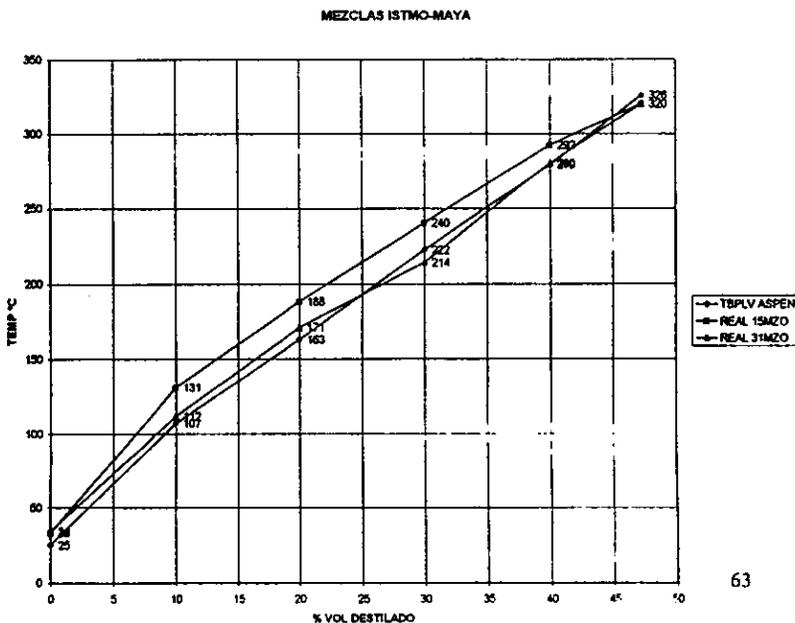


Fig. 5.1. Curvas de destilación para datos de planta vs. calculada con ASPEN.

## 5.2 Resultados de la simulación a Régimen Permanente

a) Utilizando el módulo “Petrofrac” de ASPEN

La siguiente tabla muestra las corrientes de productos y sus curvas de destilación ASTM - D86. Esta es la prueba que se aplica por lo común a los productos o cortes del petróleo para verificar las especificaciones de los mismos; a excepción del gasóleo pesado y del residuo a las cuales se les aplica la prueba ASTM- D1160 a vacío.

Petrofrac						
Producto	Gasolina	Turbosina	Kerosina	GOLP	GOPP	Residuo
Tipo Curva	D86	D86	D86	D86	D86	D86
% Vol. dest.	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C
0	47.37	161.8	164.2	205.43	308.3	333.46
5	76	180.7	209.4	262.2	338.9	372.47
10	88.55	188.6	229.7	288.15	351.7	389
30	117.3	194.4	243.8	307.5	365.6	477.37
50	133	199.9	254.2	319.17	366.9	553.36
70	146.62	206.6	266.2	332	373.16	617
90	161.4	217.6	286.4	351.34	380	709.6
95	171.2	228.2	305.15	363.6	389.5	742.87
100	181	238.8	328.1	375.8	407.2	776.1
Flujo(BPD)	1.78E+04	1.01E+04	2.04E+04	1.98E+04	4079.93	6.50E+04

Tabla 5.2. Resultados de las corrientes de productos para la simulación realizada con “Petrofrac”.

De aquí puede observarse que los flujos de productos están dentro de los límites de operación y cumplen con las especificaciones (véase tabla 4.4). Aunque los productos pesados están muy bajos y los ligeros e intermedios están en los límites superiores.

Para obtener este conjunto de resultados se variaron los flujos de: fondos (B), las bombas de calor; apegándose a los límites operativos reportados en planta (20). El modelo termodinámico utilizado para estimar las propiedades fisicoquímicas (constantes de equilibrio L - V, Presión, temperatura, etc.) en las etapas y corrientes fue Peng- Robinson. Finalmente se menciona que aquí si es posible realizar la separación de las fases agua - hidrocarburos en el sistema “condensador - tanque acumulador”.

a) Con el módulo "Radfrac" y considerando bombas de calor

La siguiente tabla resume los resultados para las corrientes de productos y sus curvas de destilación ASTM – D86. Aquí se hizo la restricción de que la separación agua – hidrocarburo no se puede representar en el sistema "condensador - tanque acumulador". En este caso se puede apreciar que los resultados son similares a los obtenidos con el módulo "Petrofrac", salvo las condiciones de separación agua – hidrocarburos establecidas en el domo.

**Radfrac con bombas de calor.**

Producto	Gasolina	Turbosina	Kerosina	GOLP	GOPP	Residuo
Tipo Curva	D86	D86	D86	D86	D86	D86
% Vol. dest.	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C
0	45.36	153.9	163.6	207.1	301.2	330.4
5	66.23	170.4	210	263	332.8	374.6
10	75	177.2	230.9	288.5	346.1	393.6
30	102.5	197.7	244.2	309	361.2	483
50	125.4	202.7	254.1	320.2	368.3	553.8
70	142.65	208	266.3	333.1	374.2	616.8
90	159	216.6	286.7	353.1	380.9	709.3
95	168.7	228.1	307.3	365.3	450.5	743
100	178.47	239.7	327.9	377.5	520	776.7
Flujo(BPD)	18110	10263	20143.6	19635.8	4082.7	64914.5

**Tabla 5.3.** Resultados de las corrientes de productos para la simulación realizada con "Radfrac" incluyendo en la simulación las bombas de calor.

a) Con el módulo "Radfrac" y sin bombas de calor

De la tabla 5.4 se observa que las especificaciones de los productos concuerdan mucho mejor para los pesados (GOL, GOPP), destilados intermedios (kerosina) y para los productos ligeros (gasolina y turbosina) se tornan bajos. Se hizo una prueba adicional en donde el flujo de gasóleo pesado fue ajustado, ya que en el caso de la tabla 5.4 este es mayor a lo solicitado.

Radfrac sin  
Bombas de  
calor.

Producto	Gasolina	Turbosina	Kerosina	GOLP	GOPP	Residuo
Tipo Curva	D86	D86	D86	D86	D86	D86
% Vol. dest.	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C	T ° C
0	40	150.88	162.58	205.66	203.96	330.75
5	54.27	159.32	208.54	263.58	280.12	374.2
10	60.18	162.7	229.2	290.15	316.84	392.88
30	103.18	187.63	238	308.46	354.95	482
50	122.75	193.8	247.64	318.54	364.94	553.66
70	141.8	200	259.5	330.42	372	616.8
90	168.14	213.27	276.15	349	379.66	709.4
95	175.89	223.2	286.2	360	448	743.14
100	183.64	233.15	296.26	372.4	516.44	776.88
Flujo(BPD)	1.67E+04	9781.68	2.04E+04	1.98E+04	5468.48	6.50E+04

**Tabla 5.4.** Resultados de las corrientes de productos para la simulación realizada con "Radfrac" eliminando las bombas de calor.

En el caso adicional se utilizó el modelo termodinámico Peng-Robinson – Boston-Mathias, porque la representación de la fase líquida acuosa es mejor y no causa problemas en la inicialización de la simulación dinámica.

Este caso fue el que se tomó para realizar el análisis a régimen dinámico. Cabe señalar que el caso (b) aunque es mejor no funciona a régimen dinámico, quizás porque las bombas de calor implican cálculos más estrictos o precisos que producen problemas en la convergencia y no permiten integrar a través del tiempo.

Por último se menciona que no se incluyen los archivos de procesamiento de entrada para simular ni los archivos de resultados, tanto para las simulaciones a régimen permanente como a régimen dinámico, porque ocupan demasiado espacio.

### **5.3 Resultados a régimen Dinámico**

#### **5.3.1 Respuesta a ciclo abierto**

En este punto se puede decidir cual esquema de control introducir, que variables manipular y cuales monitorear. Existen varias formas de controlar el nivel en la base del agotador. La primera, es la forma propuesta en el Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) del libro de diseño para la planta y que es la más común para este tipo de columnas, como se representa en la figura 3.2 del capítulo 3. La segunda, es una forma alternativa que consiste en colocar el controlador de manera que la variable manipulada sea el flujo del producto correspondiente al agotador y la variable controlada es el nivel de líquido en la base de dicho agotador. En este trabajo se evaluaron ambos esquemas: para 10% de reducción en la carga se usó el esquema alternativo, y para 20% de disminución el esquema “común”.

Se evaluó el sistema del caso “c” quitando cualquier acción de control en las columnas de destilación. Las siguientes figuras muestran tal comportamiento. Se perturbó la alimentación de crudo reduciendo 10 % ésta. La figura correspondiente a la variación o efecto de la perturbación en el flujo de GOPP indica que aproximadamente media hora este permanece sin cambios pero a partir de este punto cae drásticamente hasta 5 kmol /h como función escalón.

## TEMPERATURA PLATO 1 SIN CONTROL

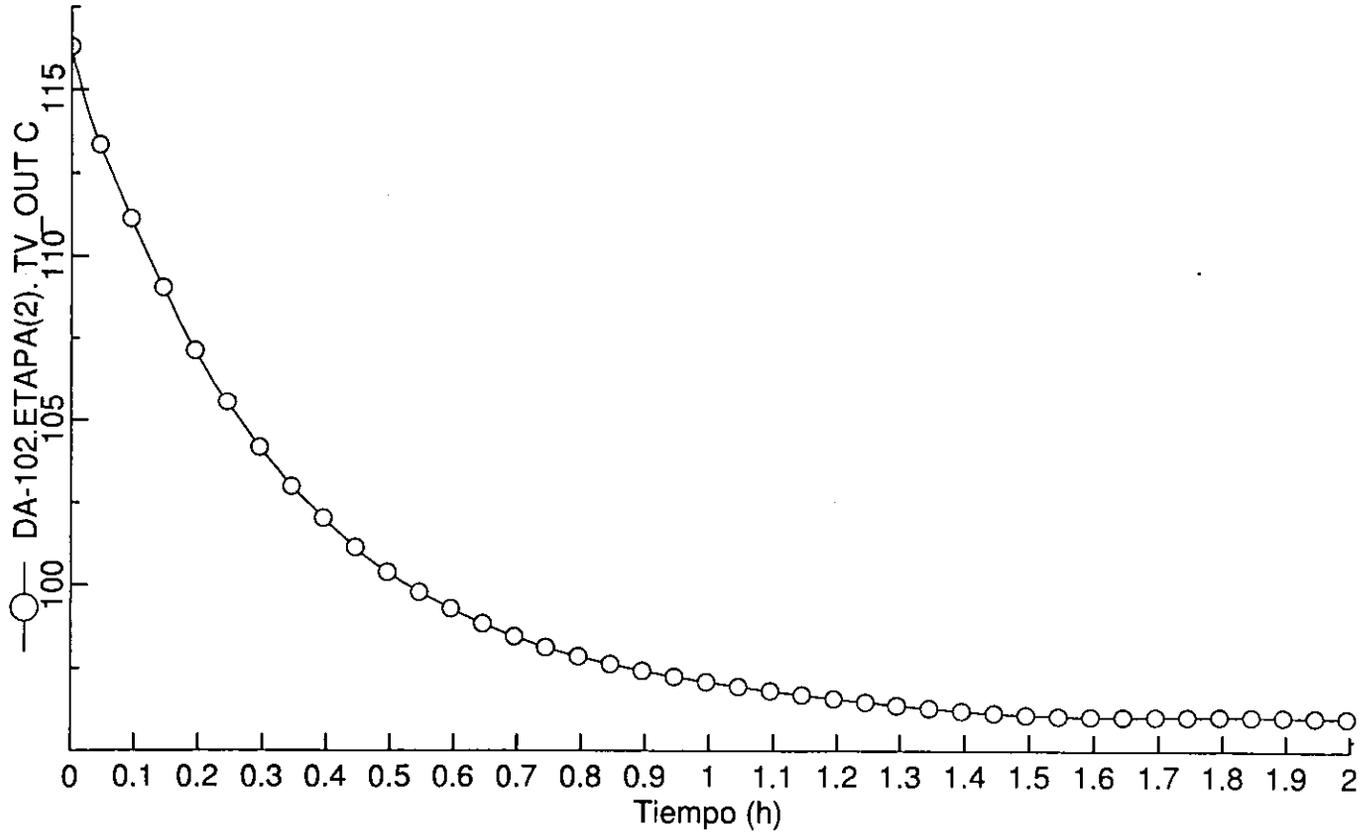


Figura 5.2.1 Respuesta a ciclo abierto (sin acción de control) de la Temperatura en el plato No.1. Reducción de la carga al 10 % flujo molar.

# NIVEL TANQUE ACUMULADOR DE GASOLINA

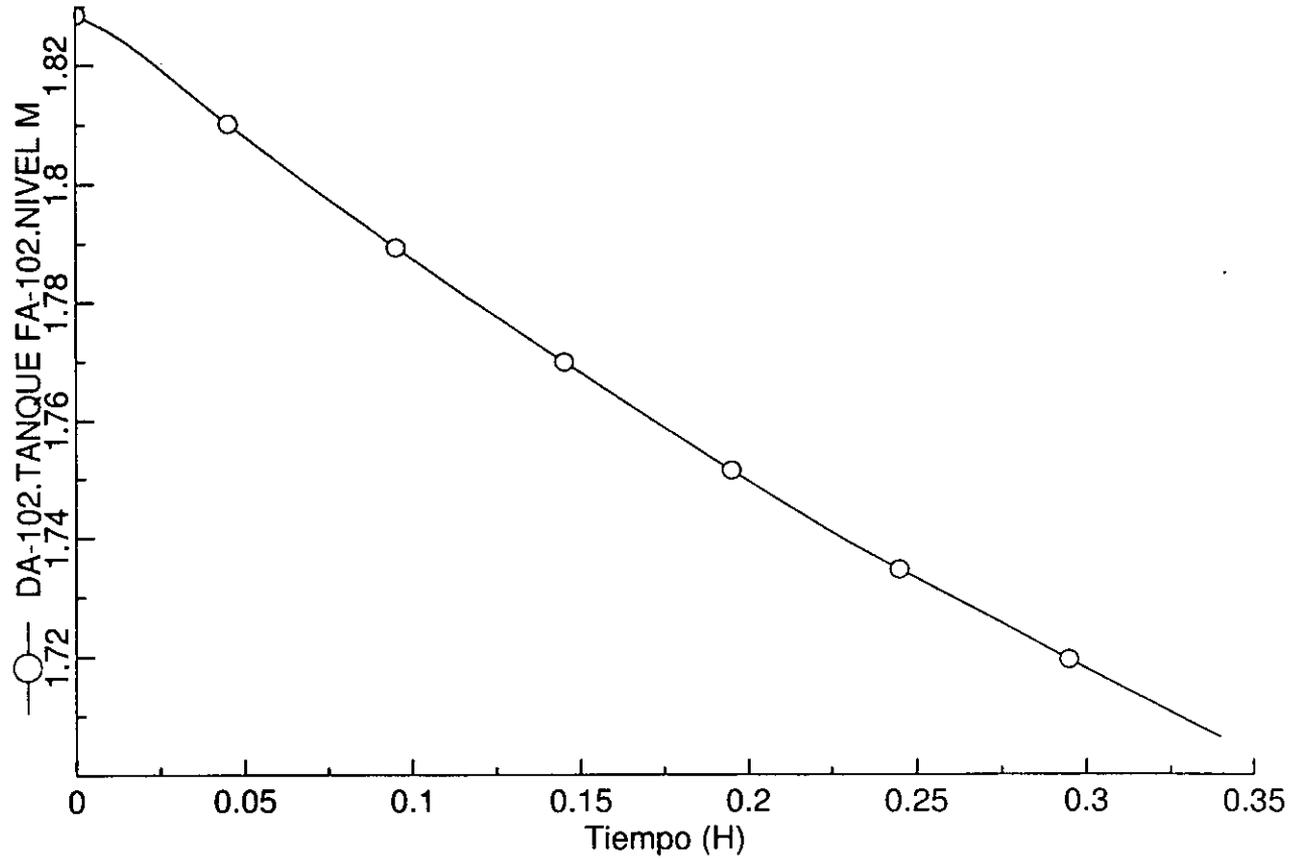


Fig. 5.2.2 respuesta a ciclo abierto para el control de nivel en el tanque acumulador de gasolina FA-102. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

# NIVEL AGOTADOR DE TURBOSINA

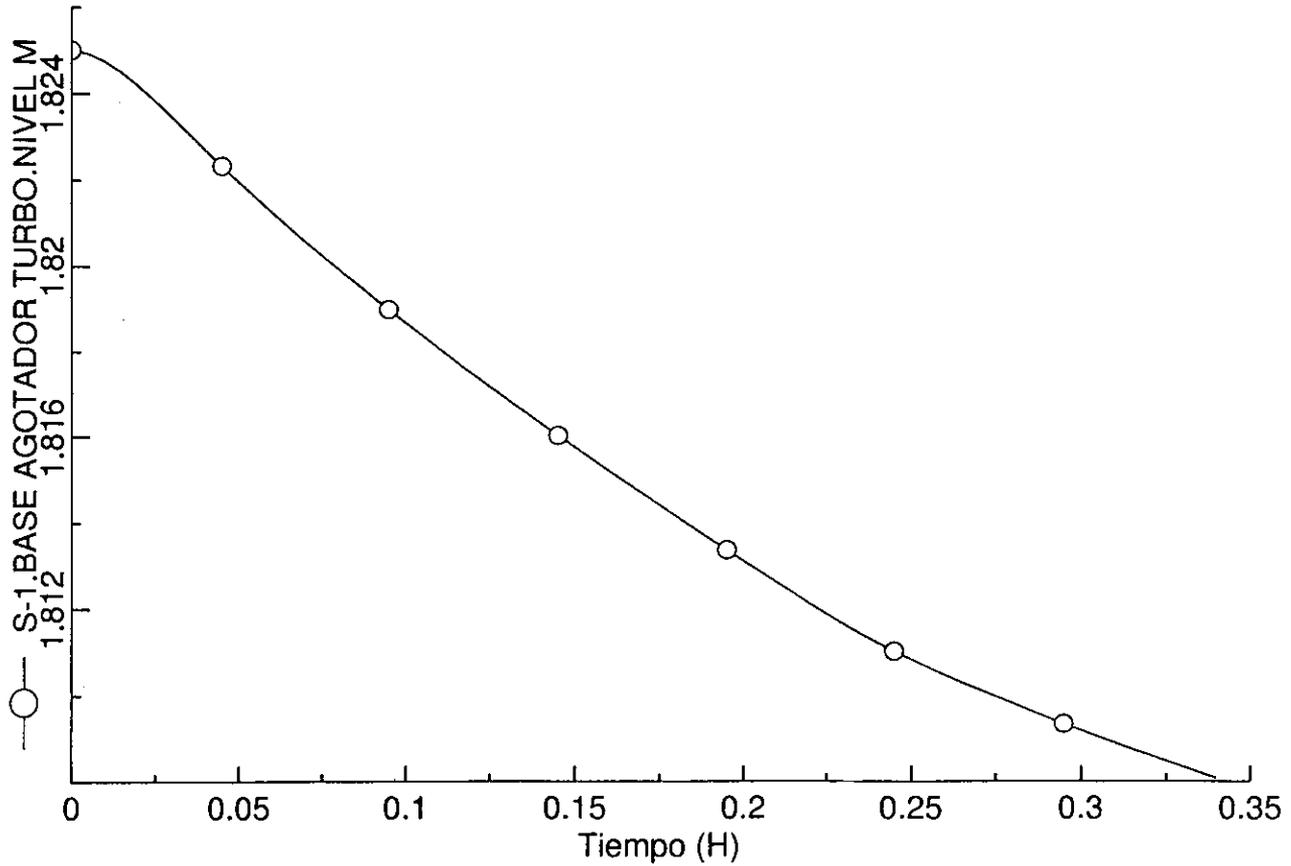


Fig. 5.2.3 Respuesta a ciclo abierto para el control de nivel del agotador de turbosina. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

## NIVEL AGOTADOR DE KEROSINA

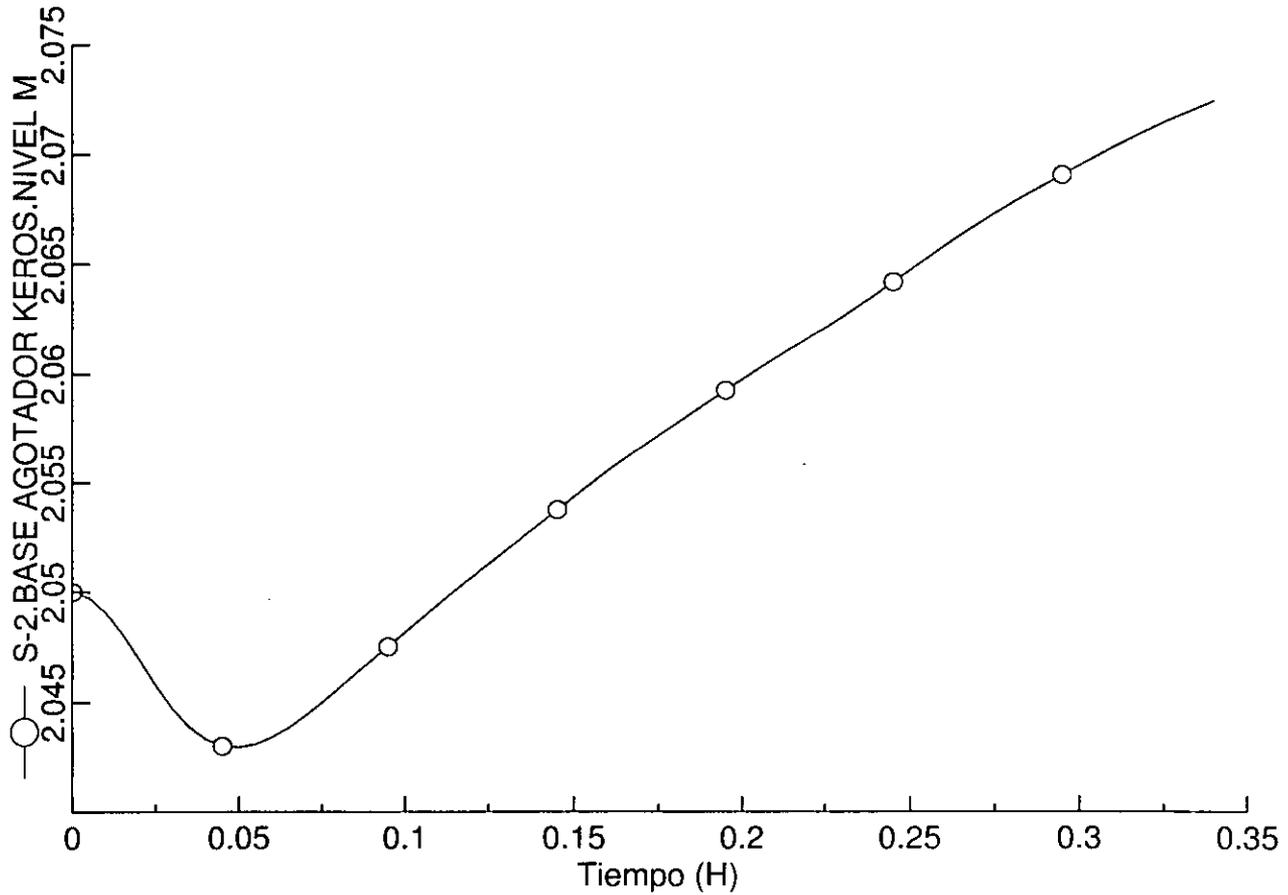


Fig. 5.2.4 Respuesta a ciclo abierto para el control de nivel del agotador de kerosina. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

## NIVEL AGOTADOR DE GASOLEO LIGERO

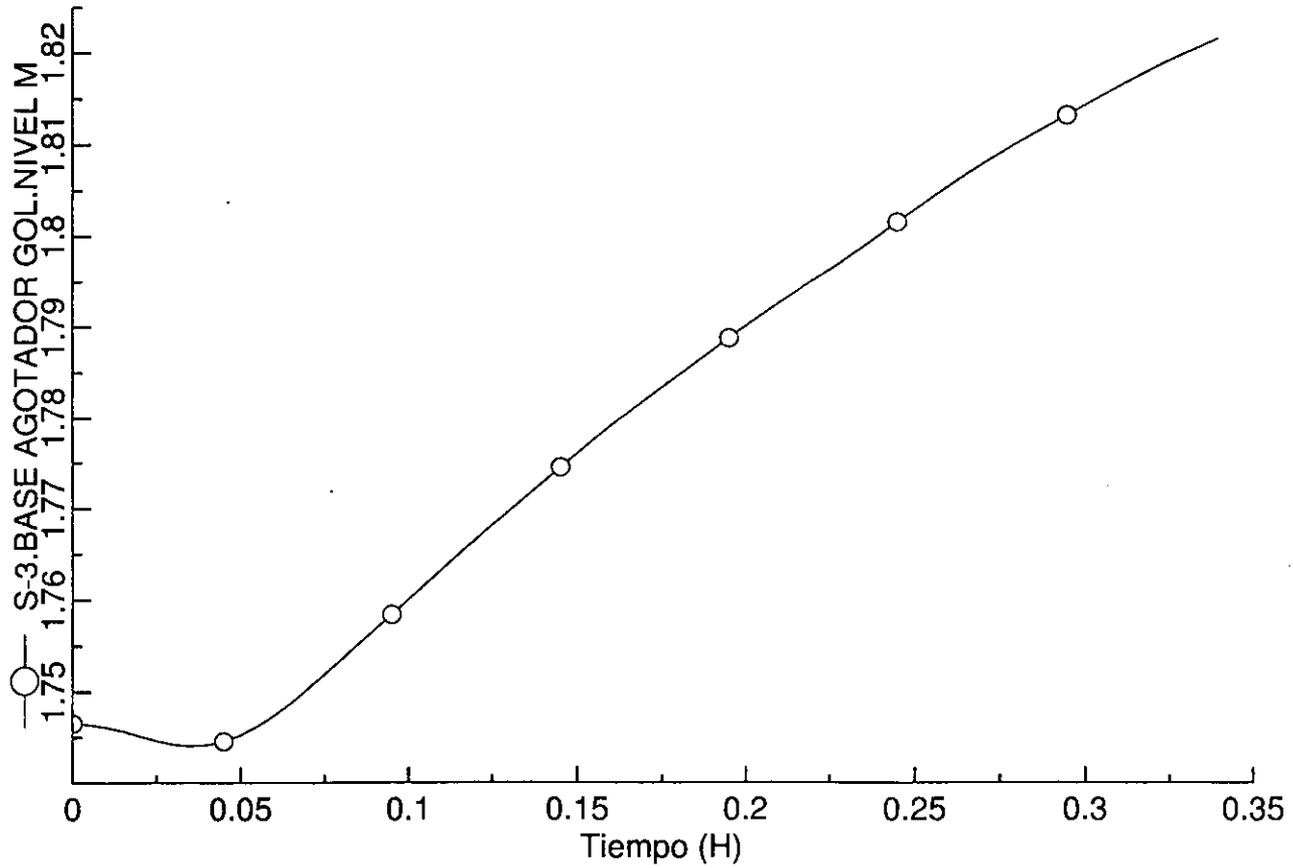


Fig. 5.2.5 Respuesta a ciclo abierto para el control de nivel del agotador de gasóleo ligero. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

## FLUJO GASOLEO PESADO PRIMARIO (GOPP)

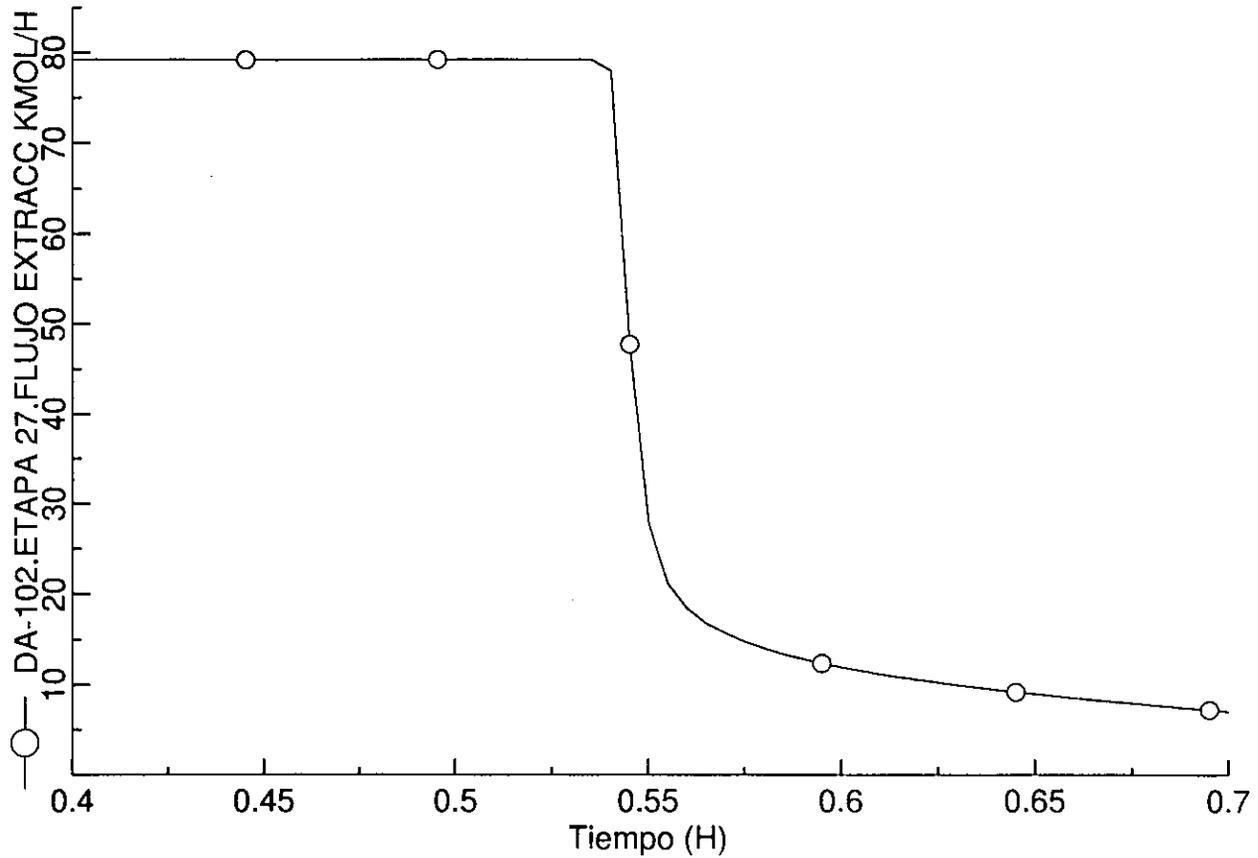


Fig. 5.2.6 Respuesta a ciclo abierto para el flujo de la salida lateral de gasóleo pesado. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

# NIVEL FONDO COLUMNA DA-102

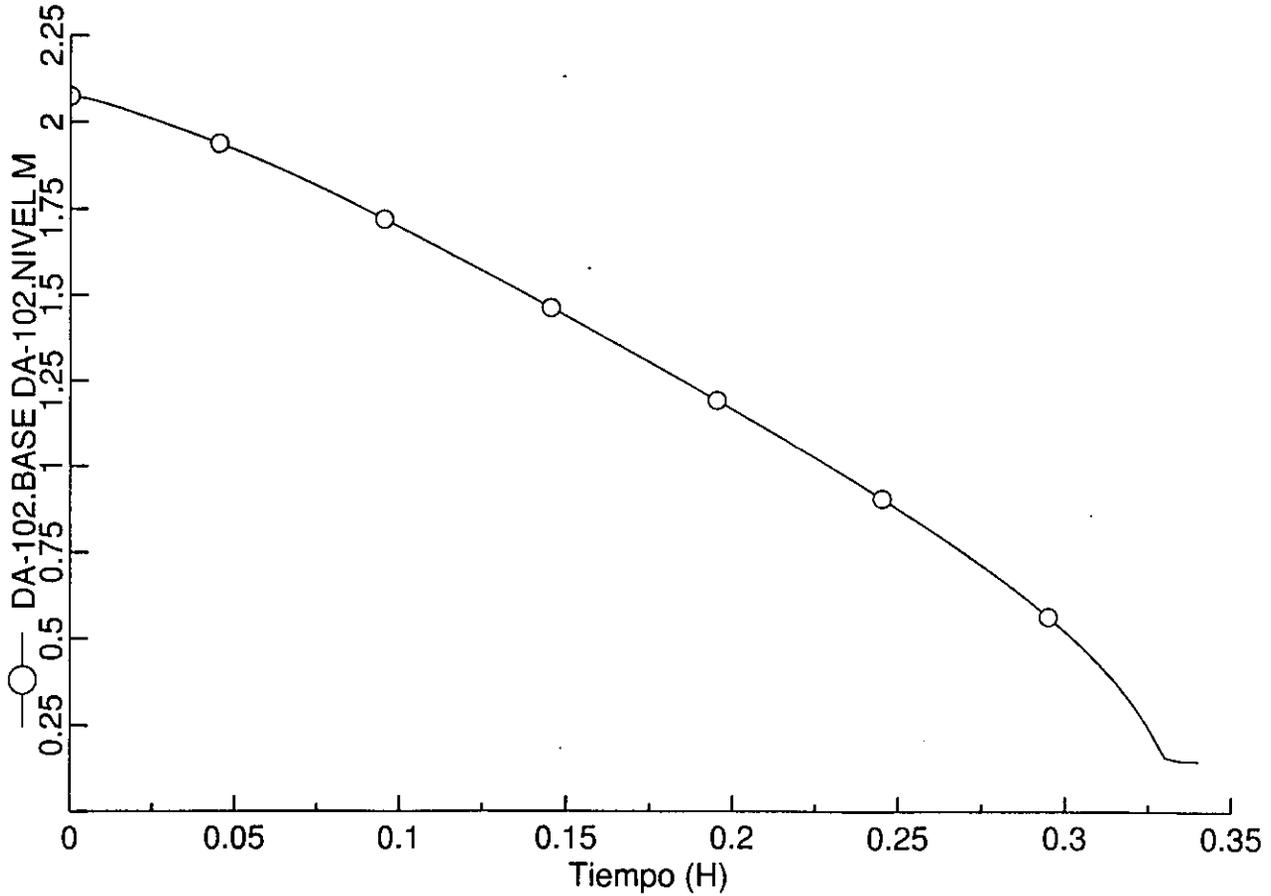


Fig. 5.2.7 Respuesta a ciclo abierto para el control de nivel en la base de la columna principal DA-102. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

# FLUJO DE FONDO (RESIDUO)

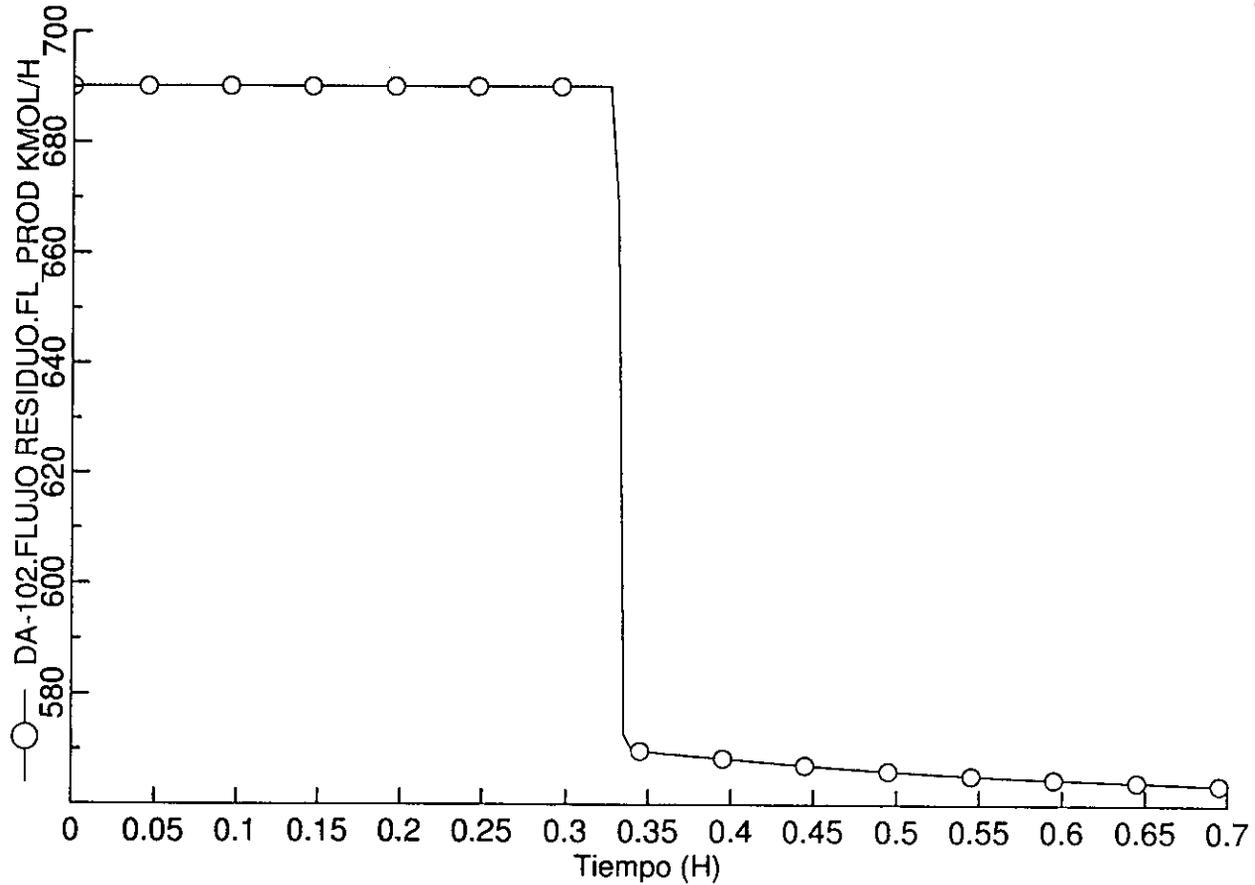


Fig. 5.2.8 Respuesta a ciclo abierto para el flujo de residuo pesado (producto de fondo DA-102). Reducción de la carga 10 % flujo molar.

### ***5.3.2 Perturbación del 10 % de disminución en la carga***

Los niveles en la base de los agotadores, en el fondo la columna principal y en el tanque acumulador no representan cambios importantes (se modifican unos cuantos centímetros), pero para el GOPP puede decirse que “absorbe” el efecto del cambio. La temperatura del domo también presenta cambios importantes. No fue incluida la representación del control de temperatura debido a un problema de ajuste en la evaluación numérica del sistema.

Las variaciones en los flujos del domo y fondo son de importancia; en los agotadores no se refleja el efecto de la perturbación. A partir de esta información se pueden discutir dos situaciones:

- El modelo que representa a la dinámica es malo y tiene problemas numéricos de integración para evaluar dinámicamente.
- La perturbación introducida es una reducción de los flujos de los pseudo componentes intermedios y pesados.

Para el caso de disminución del 20 % de la carga se vuelve más evidente la pérdida total del producto GOPP y comienza a influir en el agotador de gasóleo ligero donde se observa al tiempo de 1.1 horas una caída tipo escalón (oscilante e inestable al principio) por influencia de la pérdida de los productos mas pesados GOPP y residuo. Este es un ejemplo de un sistema interactuante. Se probó con varios esquemas de control (controlando con la salida lateral de la columna principal y con el flujo de producto del agotador) y la respuesta es la misma.

# CONTROL DE NIVEL ACUMULADOR DE NAFTA

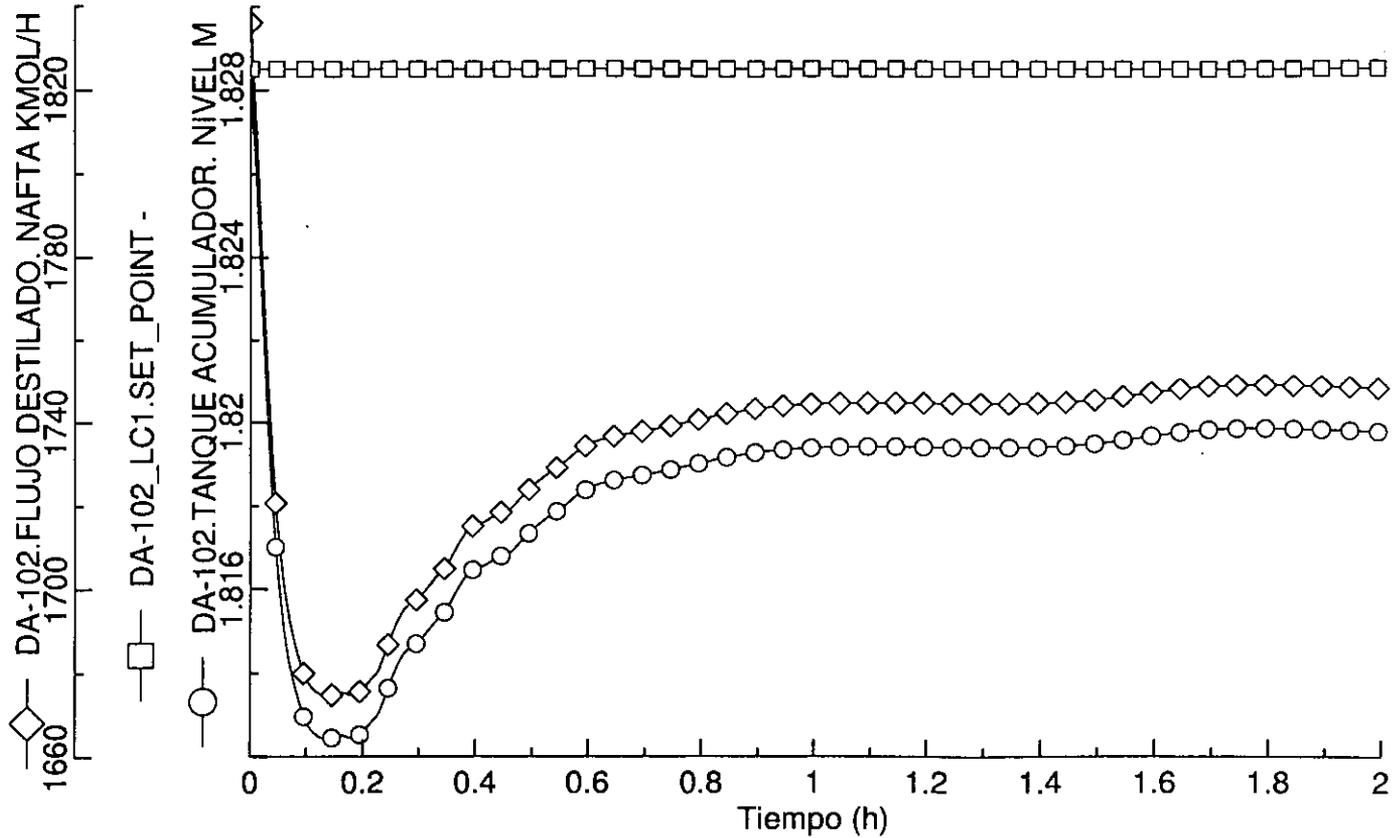


Figura 5.3.1. Control de Nivel en el Tanque Acumulador de Gasolina. Reducción de la carga 10 % flujo molar. Control Alternativo.

# CONTROL DE NIVEL, AGOTADOR DE TURBOSINA

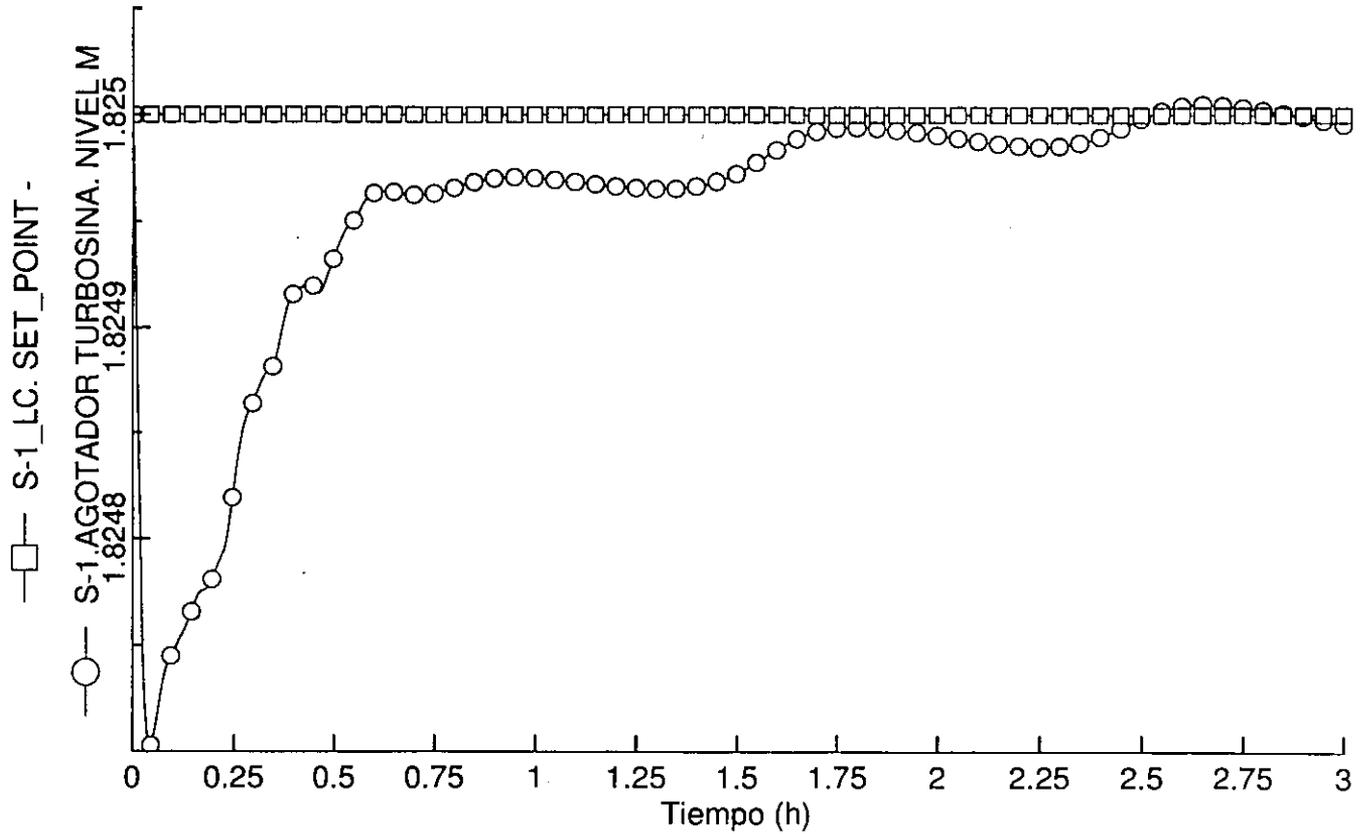


Figura 5.3.2. Control de nivel alternativo para el Agotador de turbosina. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

# CONTROL DE NIVEL, AGOTADOR DE KEROSINA

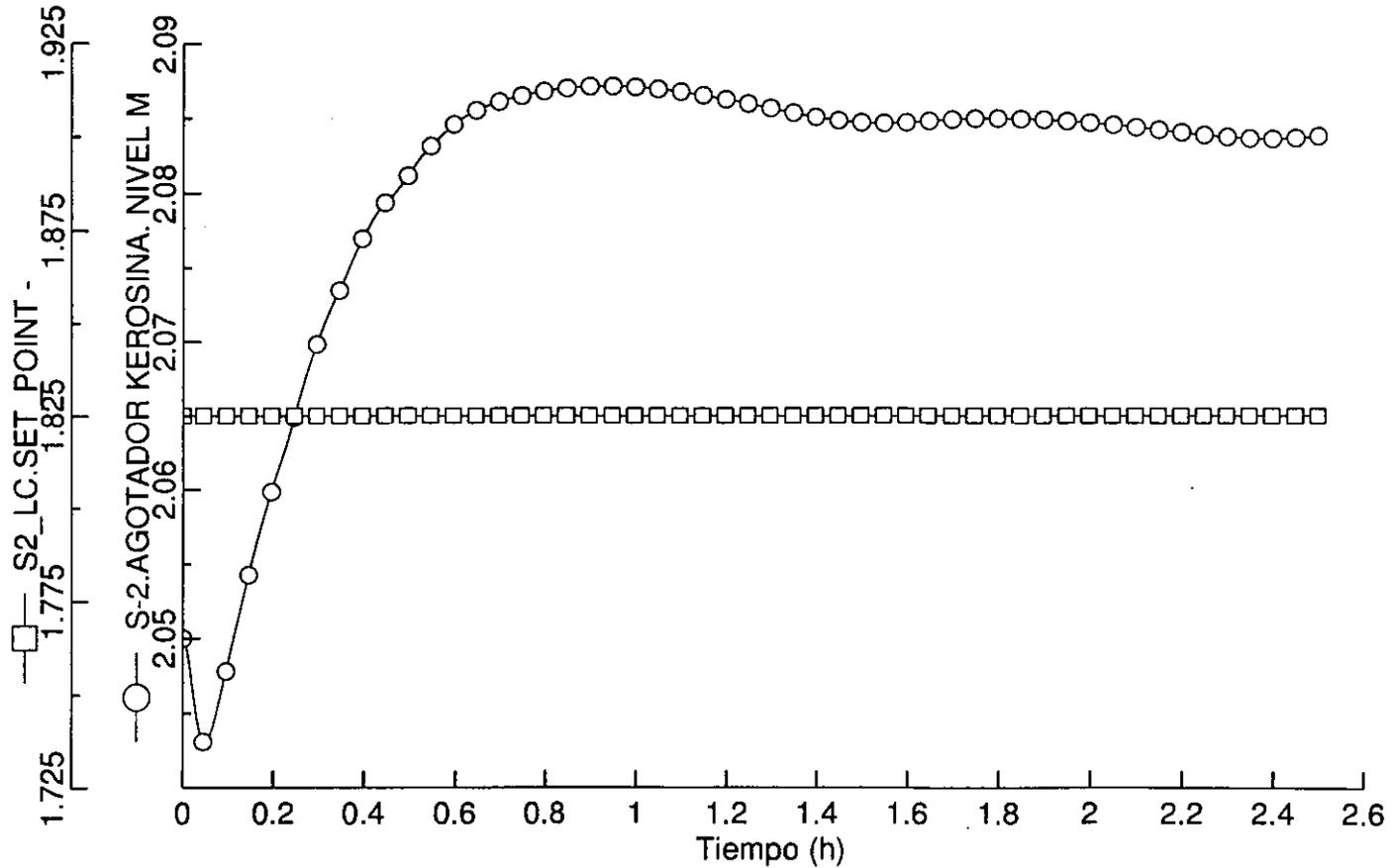


Figura 5.3.3. Control de nivel alternativo para el Agotador de kerosina. Reducción de la carga 10 % flujo molar.

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

# CONTROL DE NIVEL, AGOTADOR DE GASOLEO LIGERO

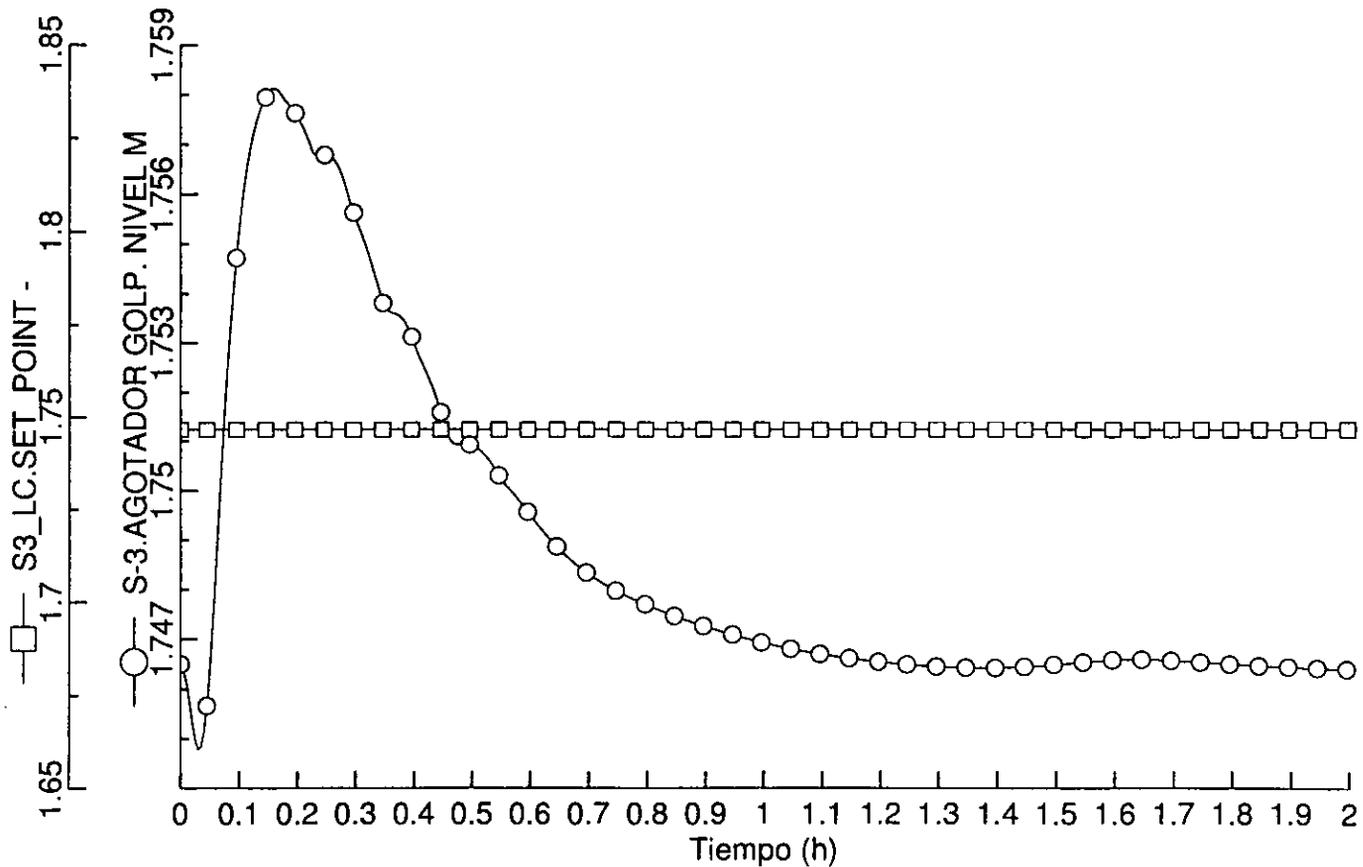


Figura 5.3.4. Control de nivel alternativo para el agotador de gasóleo ligero. Reducción de la carga 10% flujo molar.

# CONTROL DE NIVEL RESIDUO PESADO

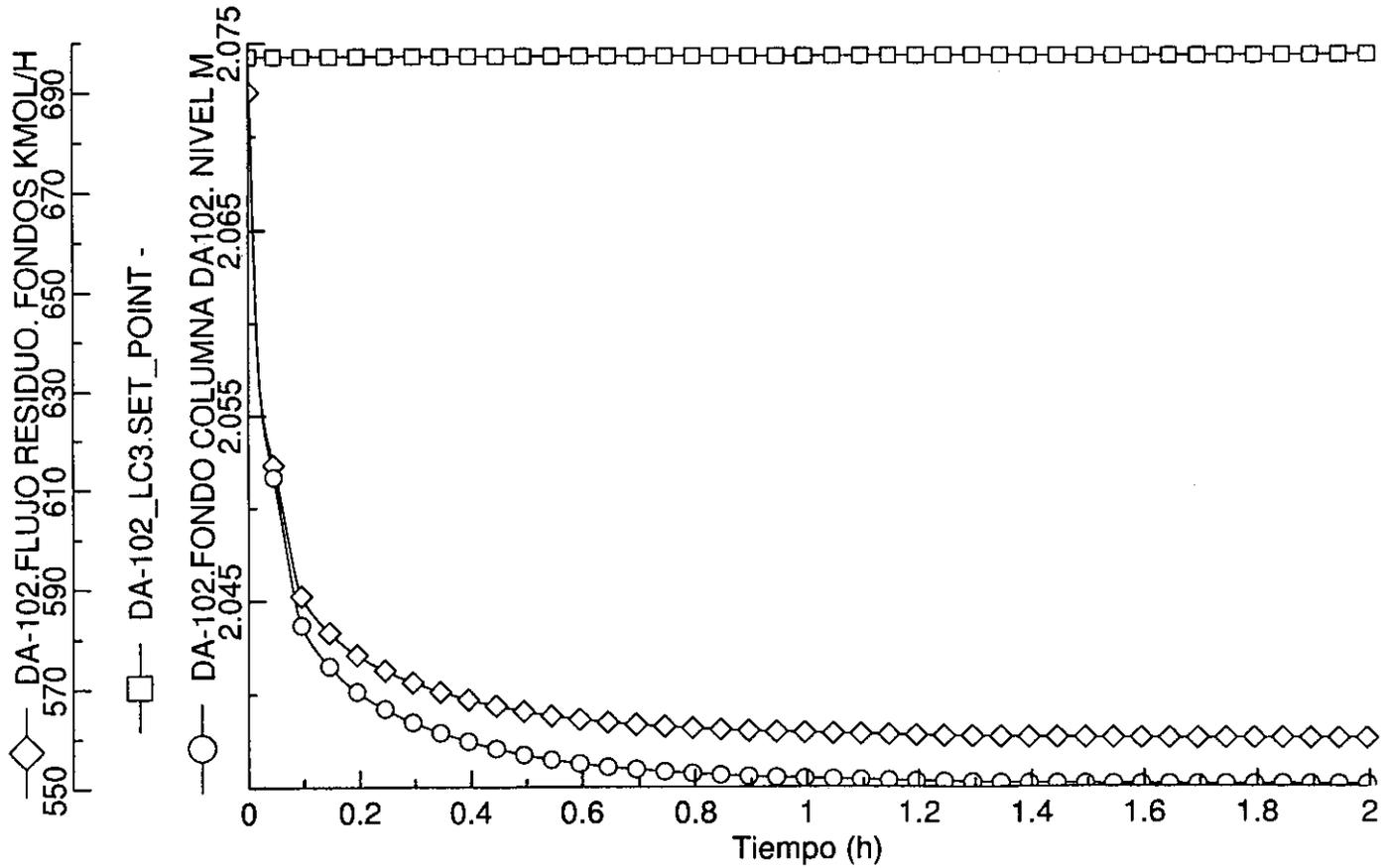


Figura 5.3.5. Control de nivel y variación en el flujo del fondo de la Torre Principal. Reducción de la carga 10% flujo molar.

## FLUJOS SALIDA ETAPA(10) Y TURBOSINA

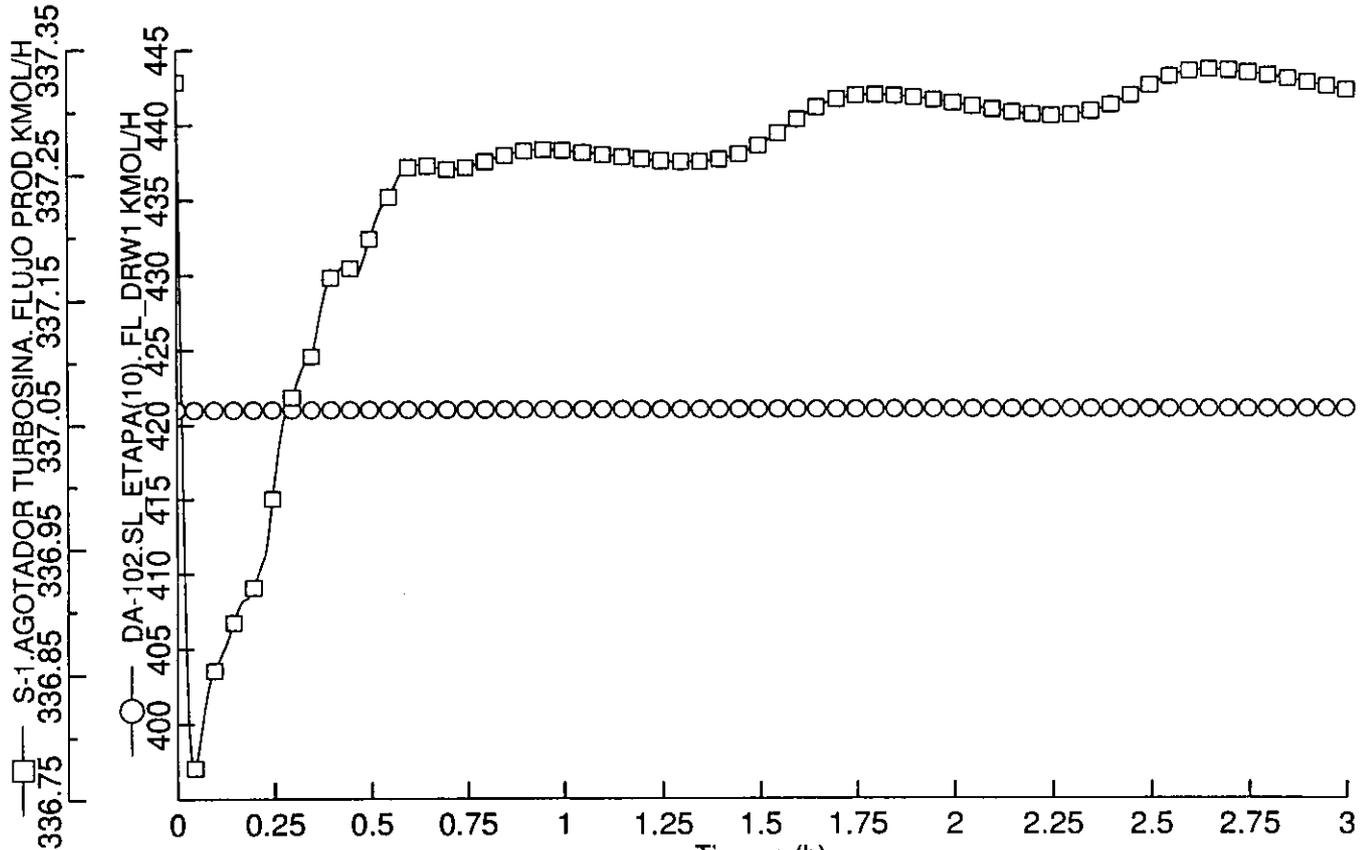


Figura 5.3.6. Variación del flujo en la Salida lateral del plato 9 columna Principal y en el fondo del agotador de turbosina. Reducción de la carga 10% flujo molar.

# FLUJOS SALIDA ETAPA(16) Y KEROSINA

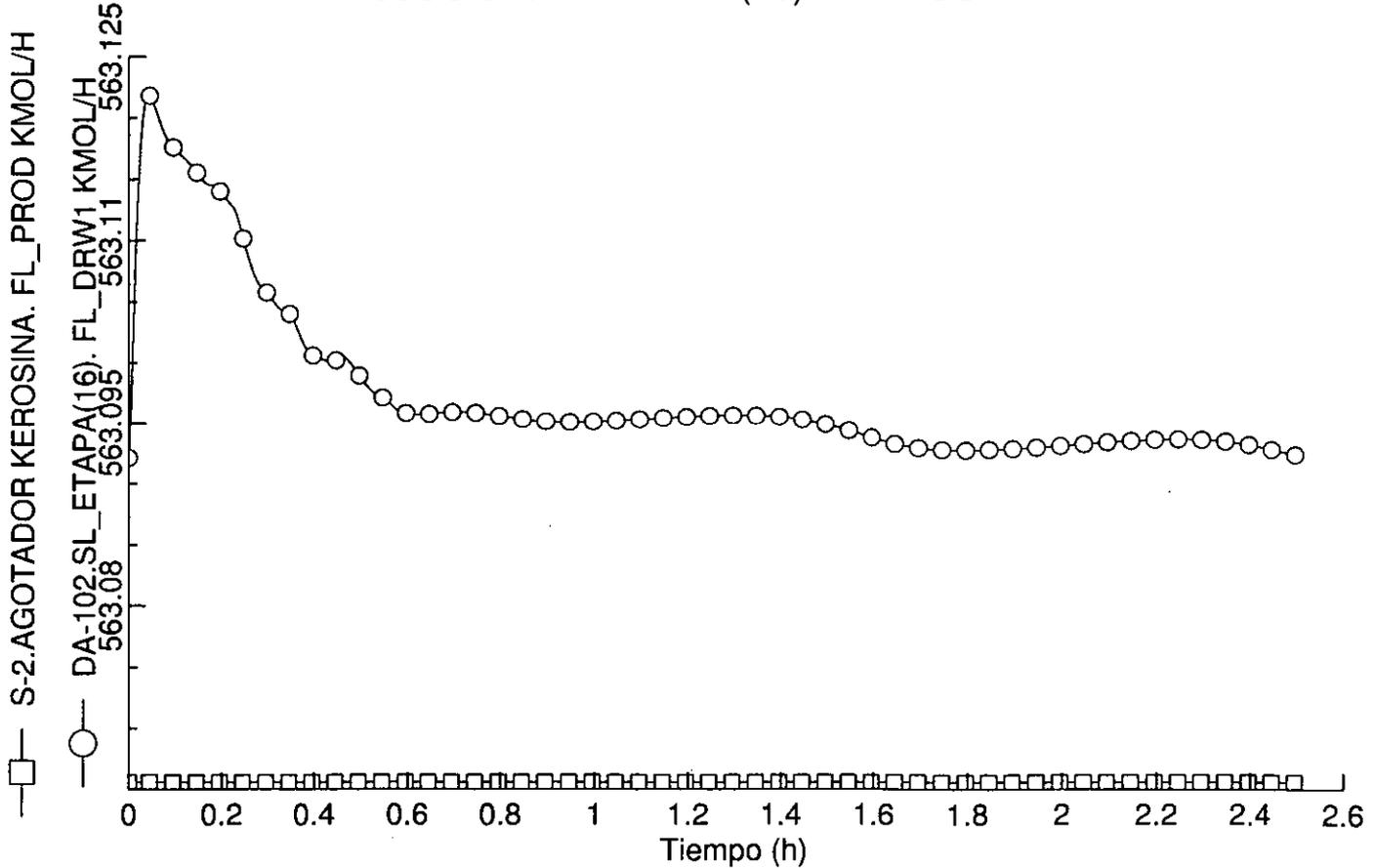


Figura 5.3.7. Variación del flujo en la salida lateral del plato 15 Columna Principal y fondo del agotador de kerosina. Reducción en la carga 10 % flujo molar.

## FLUJOS SALIDA ETAPA(22) Y GOLP

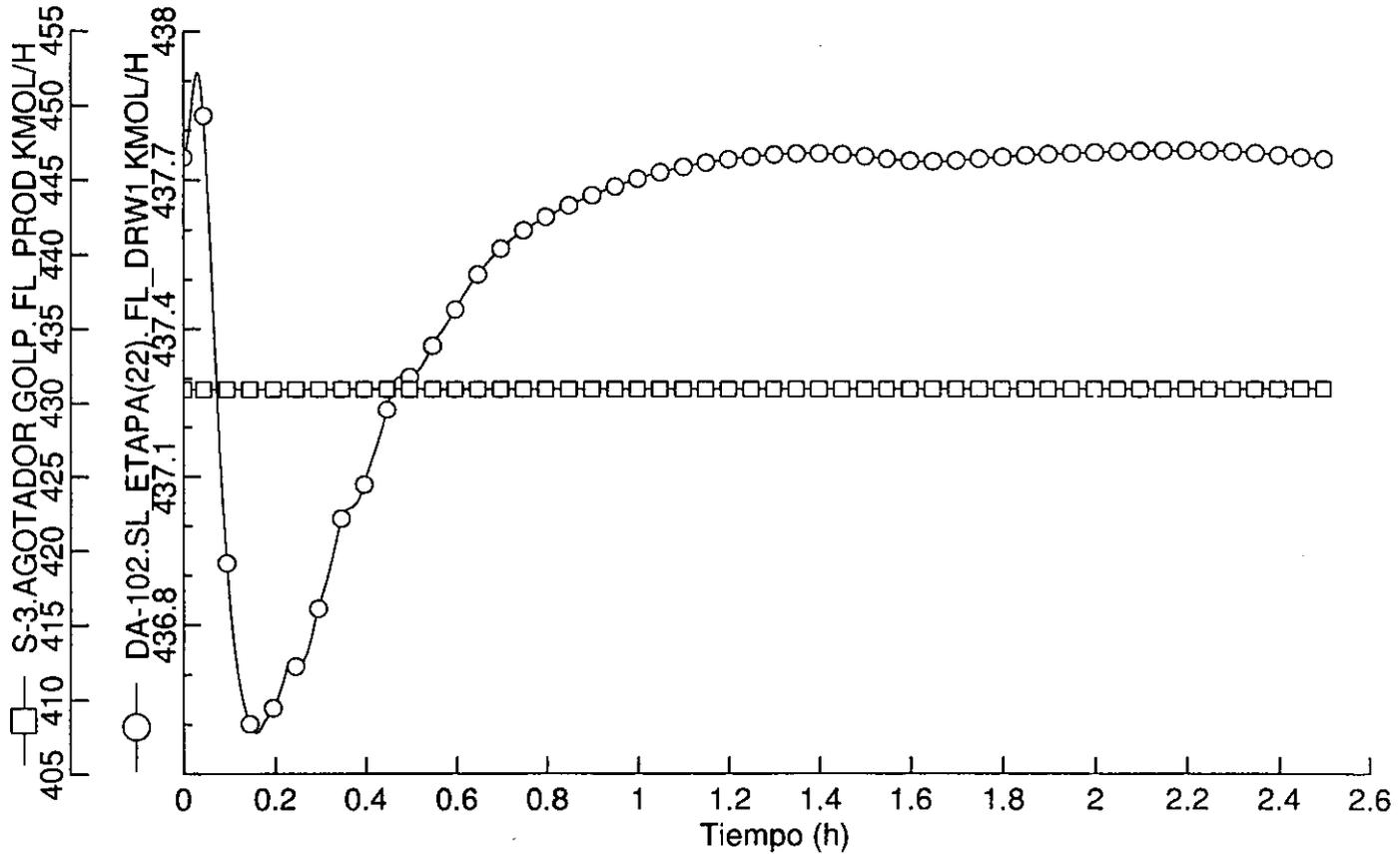


Figura 5.3.8. Variación del flujo en la salida lateral del plato 21 y Fondo del agotador de Gasóleo Ligero. Reducción de la carga 10% flujo molar.

# FLUJO GASOLEO PESADO PRIMARIO

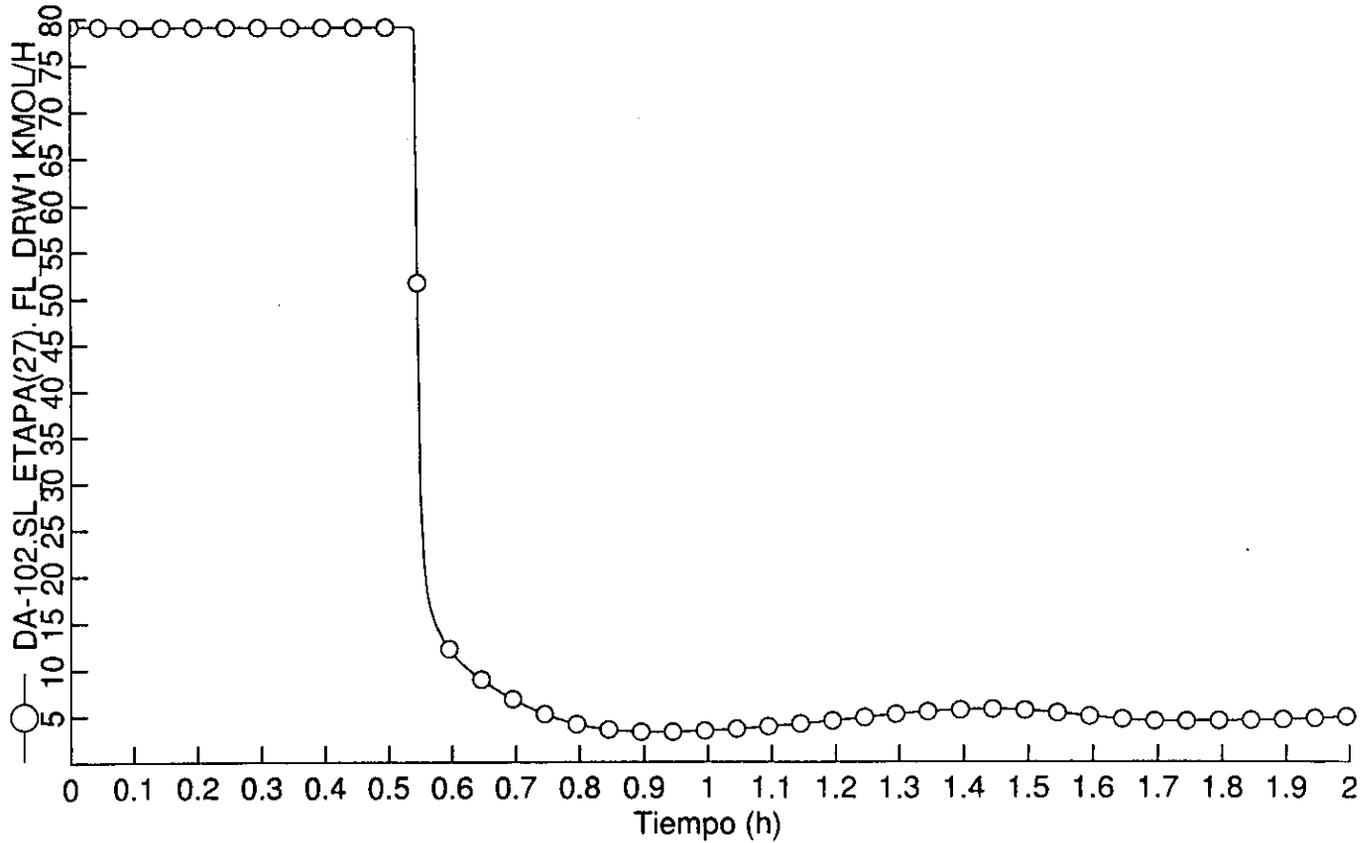


Figura 5.3.9. Variación del flujo en la salida lateral del plato 26 la Columna Principal (gasóleo pesado). Reducción de la carga 10% flujo molar.

## CONTROL DE NIVEL ACUMULADOR DE GASOLINA Y FLUJO PRODUCTO

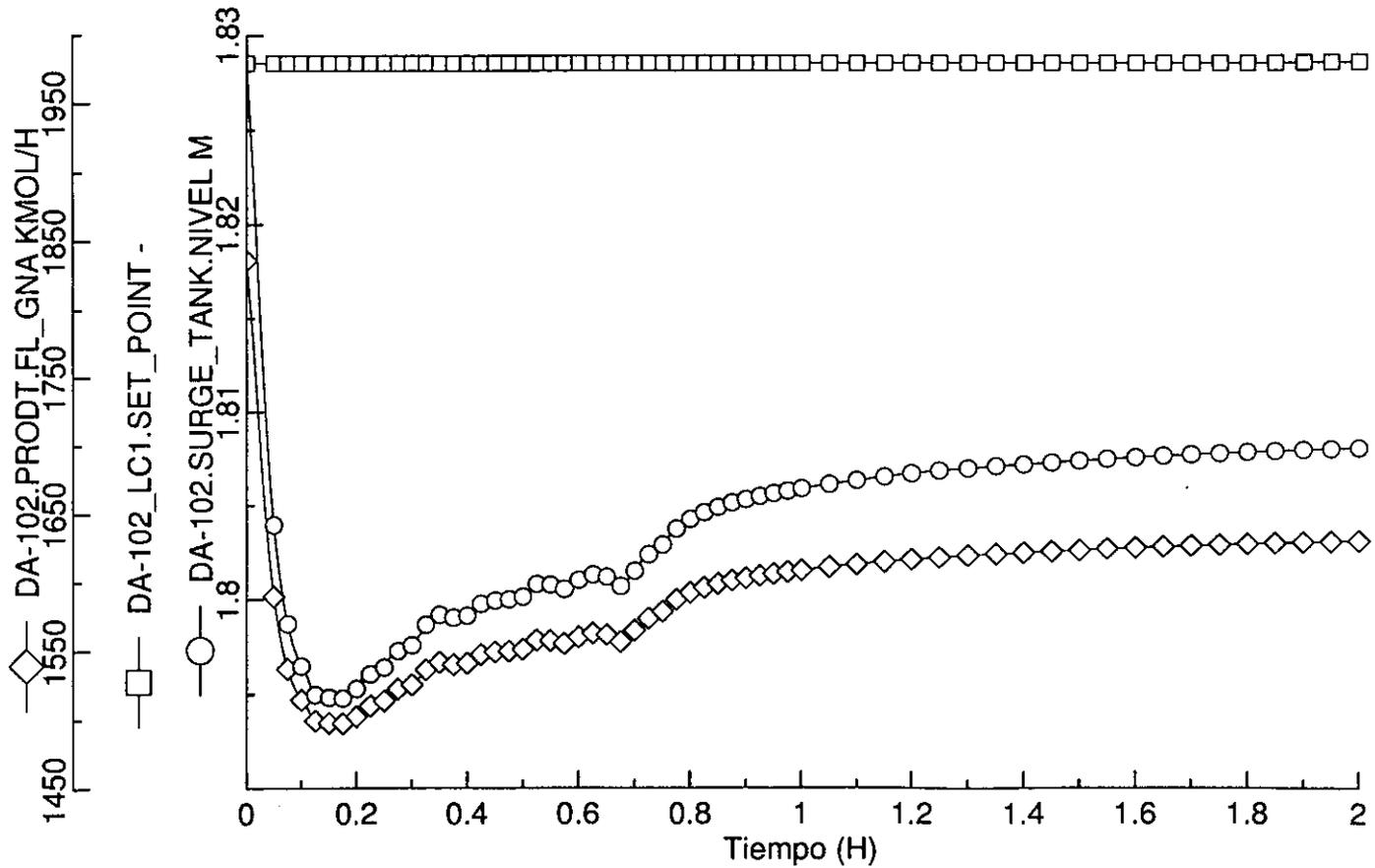


Figura 5.3.10. Control de nivel y variación del flujo de gasolina para el tanque acumulador FA-102. Reducción de la carga 20% flujo molar.

# CONTROL DE NIVEL AGOTADOR DE TURBOSINA

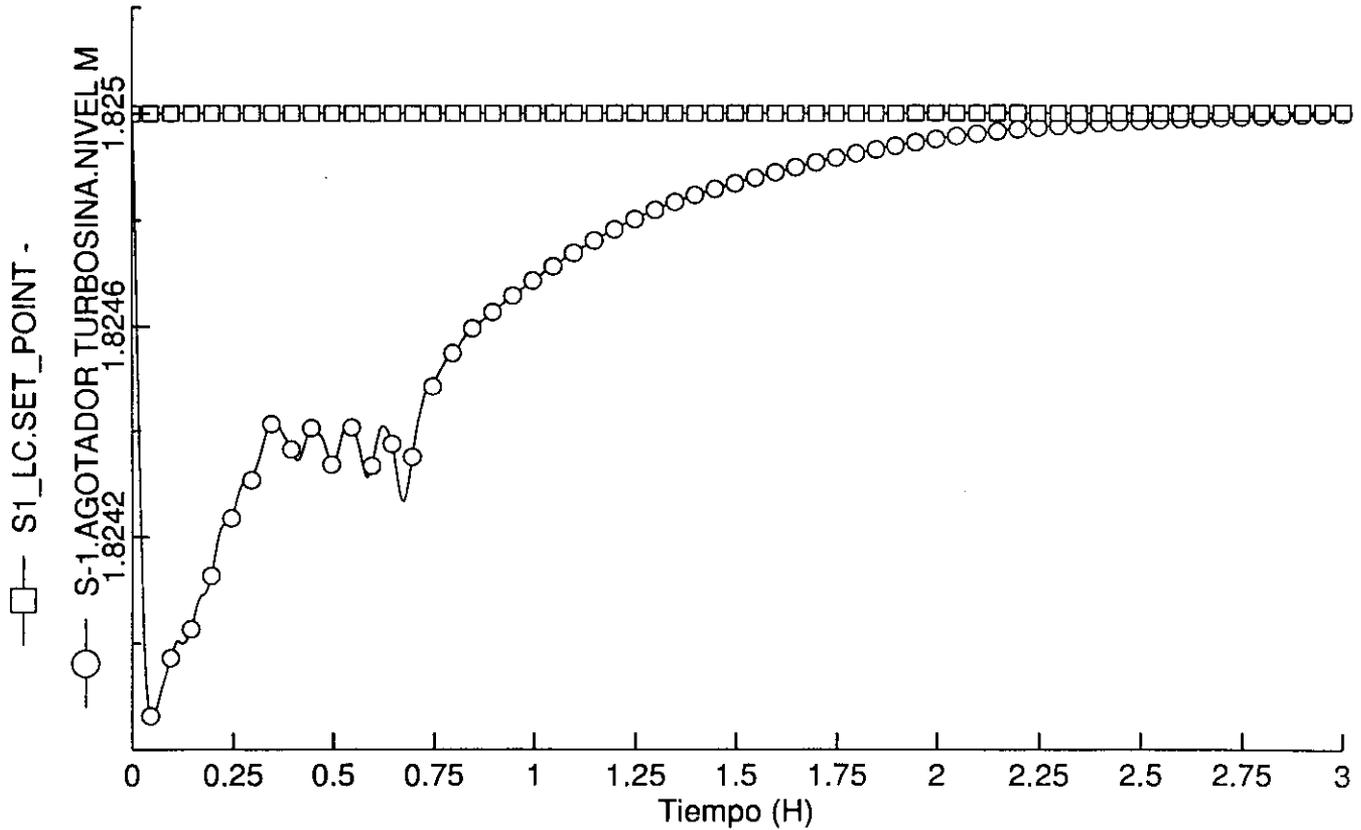


Figura 5.3.11. Control de nivel para el agotador de turbosina. Reducción de la carga 20 % flujo molar.

# CONTROL DE NIVEL AGOTADOR DE KEROSINA

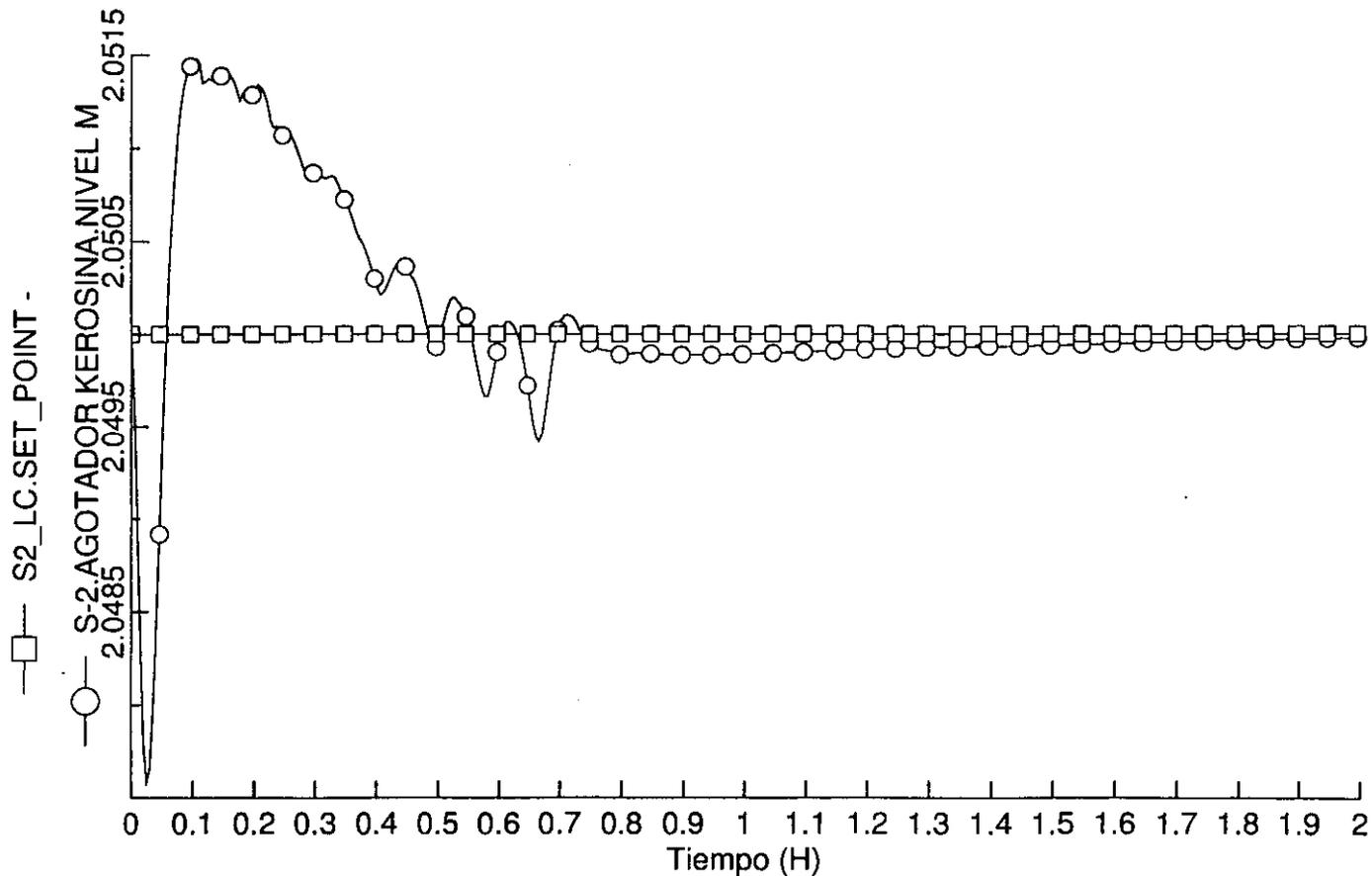


Figura 5.3.12. Control de nivel para el agotador de kerosina. Reducción de la carga en 20 % flujo molar.

# CONTROL DE NIVEL AGOTADOR DE GOLP

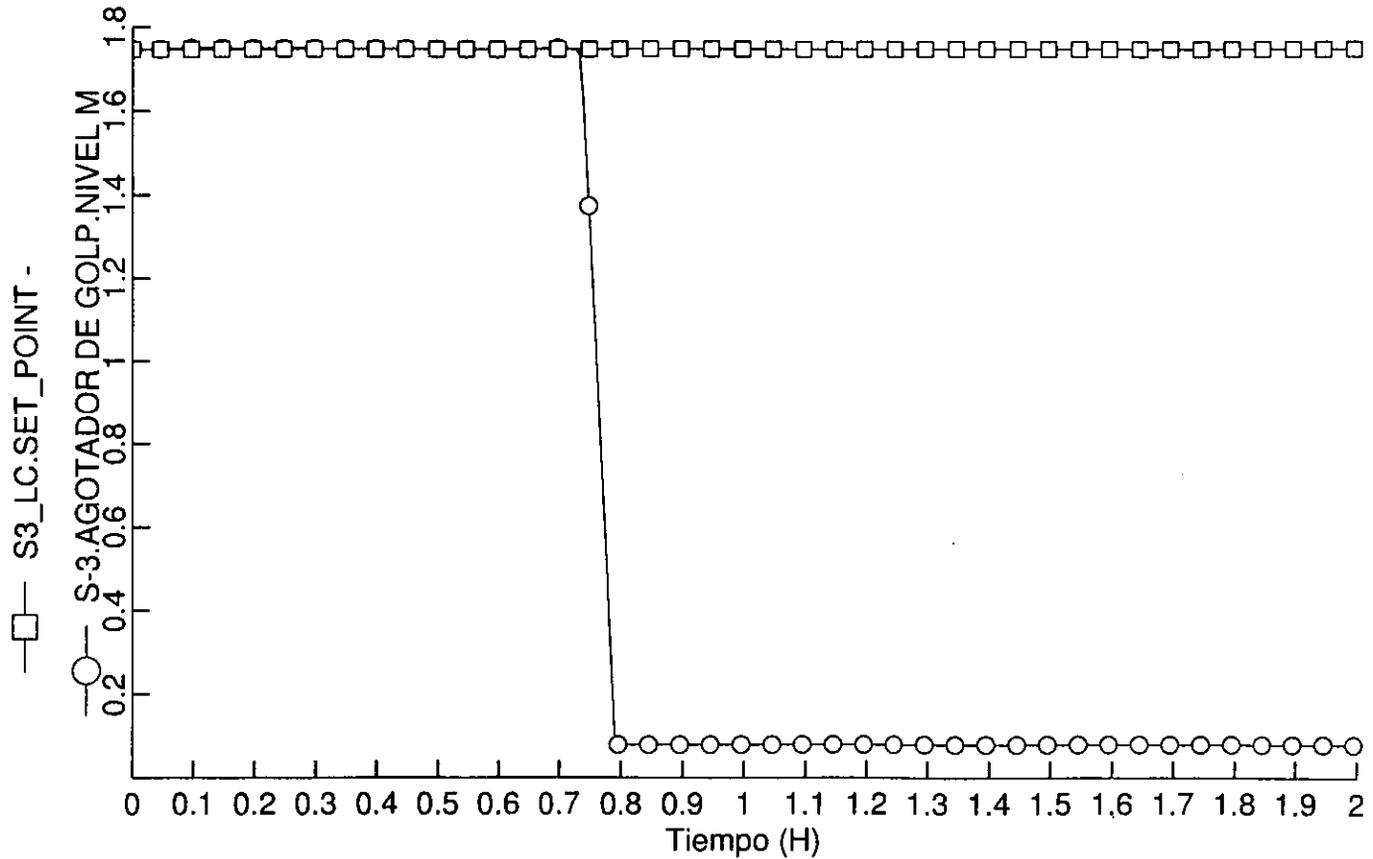


Figura 5.3.13. Control de nivel para el agotador de gasóleo ligero. Reducción de la carga 20 % flujo molar.

# RESIDUO, CONTROL DE NIVEL Y VARIACION DEL FLUJO

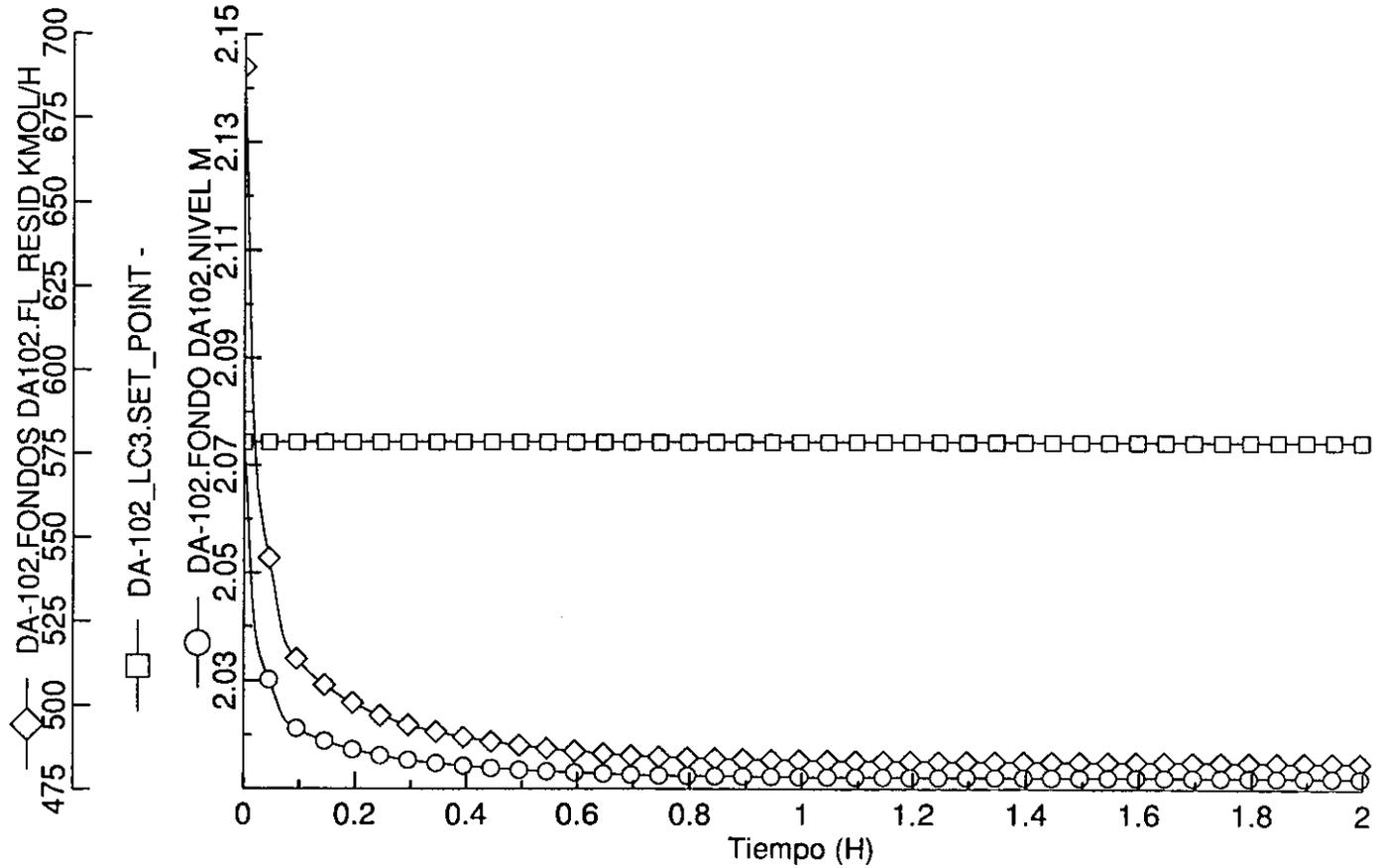


Figura 5.3.14. Control de nivel y variación del flujo para el Fondo de la Columna Principal (Residuo). Reducción de la carga 20% flujo molar.

## FLUJO Salida Lateral 10 y Agotador Turbosina

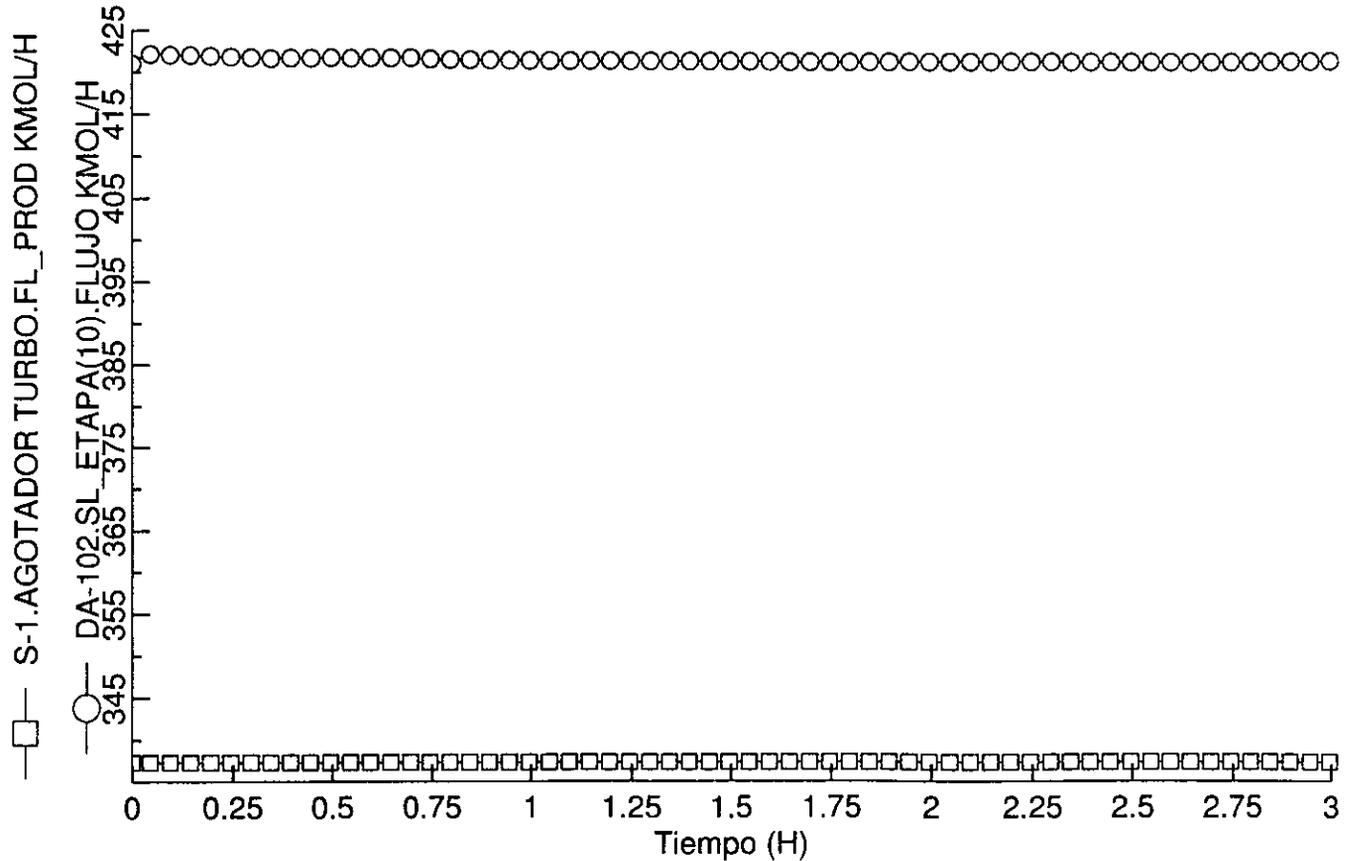


Figura 5.3.15. Variación del flujo para la salida lateral del plato 9 y el agotador de turbosina. Reducción de la carga 20 % flujo molar.

## FLUJO Salida Lateral 10 y Agotador Turbosina

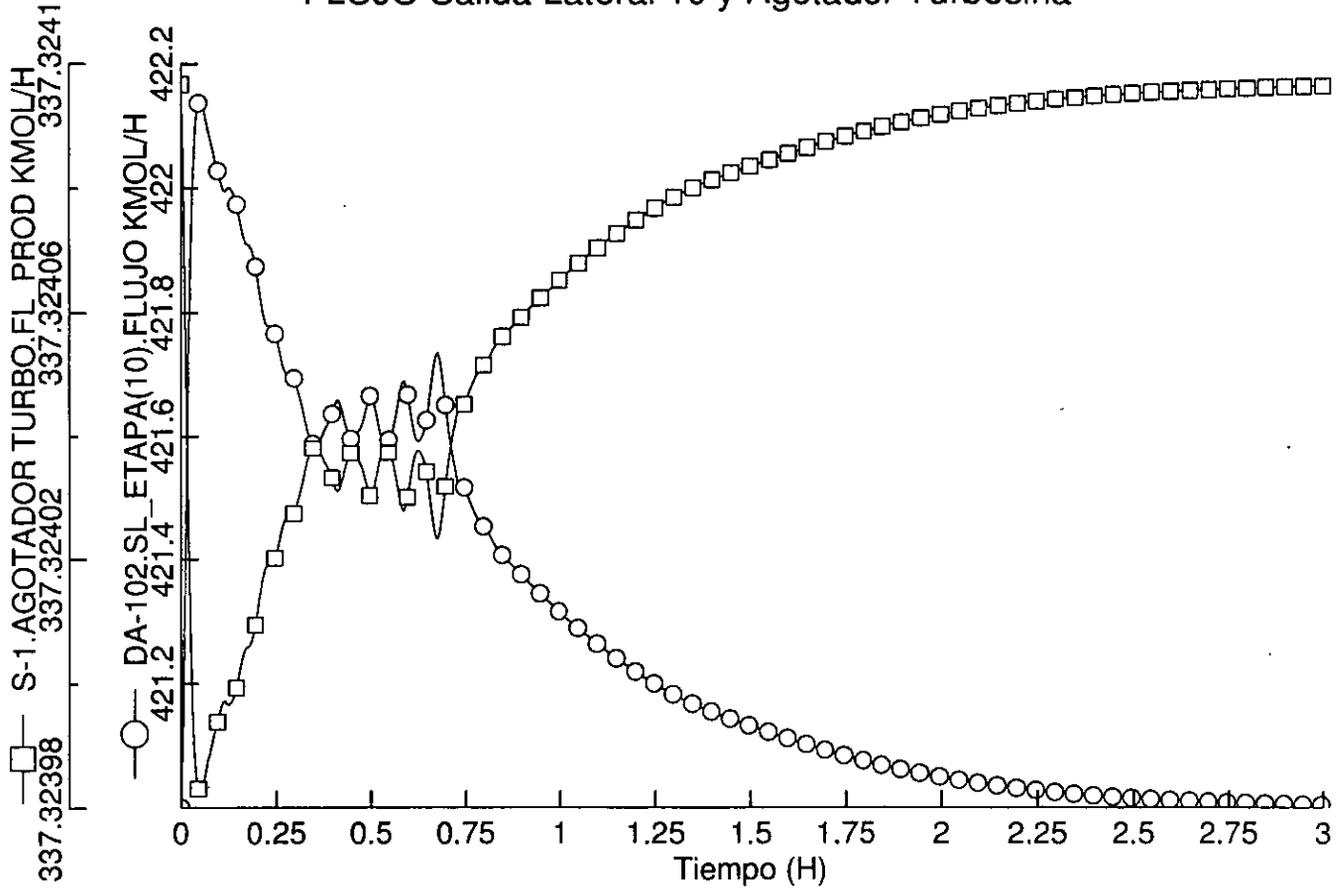


Figura 5.3.15.A. Seguimiento detallado para los flujos de la salida lateral plato 9 columna principal y del agotador de turbosina.

## FLUJO Salida Lateral plato 16 y Agotador Kerosina

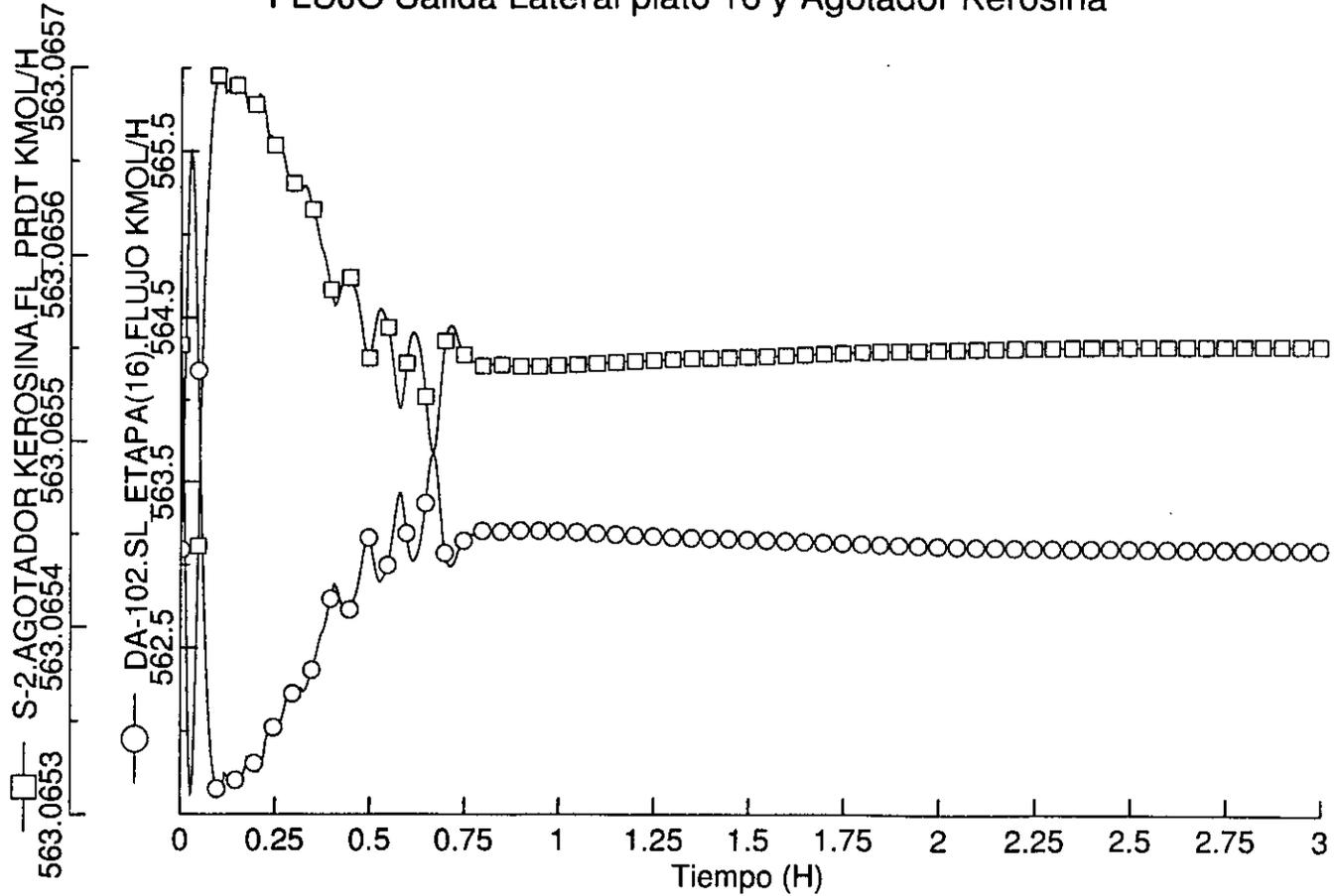


Figura 5.3.16. Variación del flujo para la salida lateral plato 15 columna principal y del agotador de kerosina. Reducción de la carga 20 % flujo molar.

## FLUJO Salida Lateral Plato\_22 Y GASOLEO LIGERO

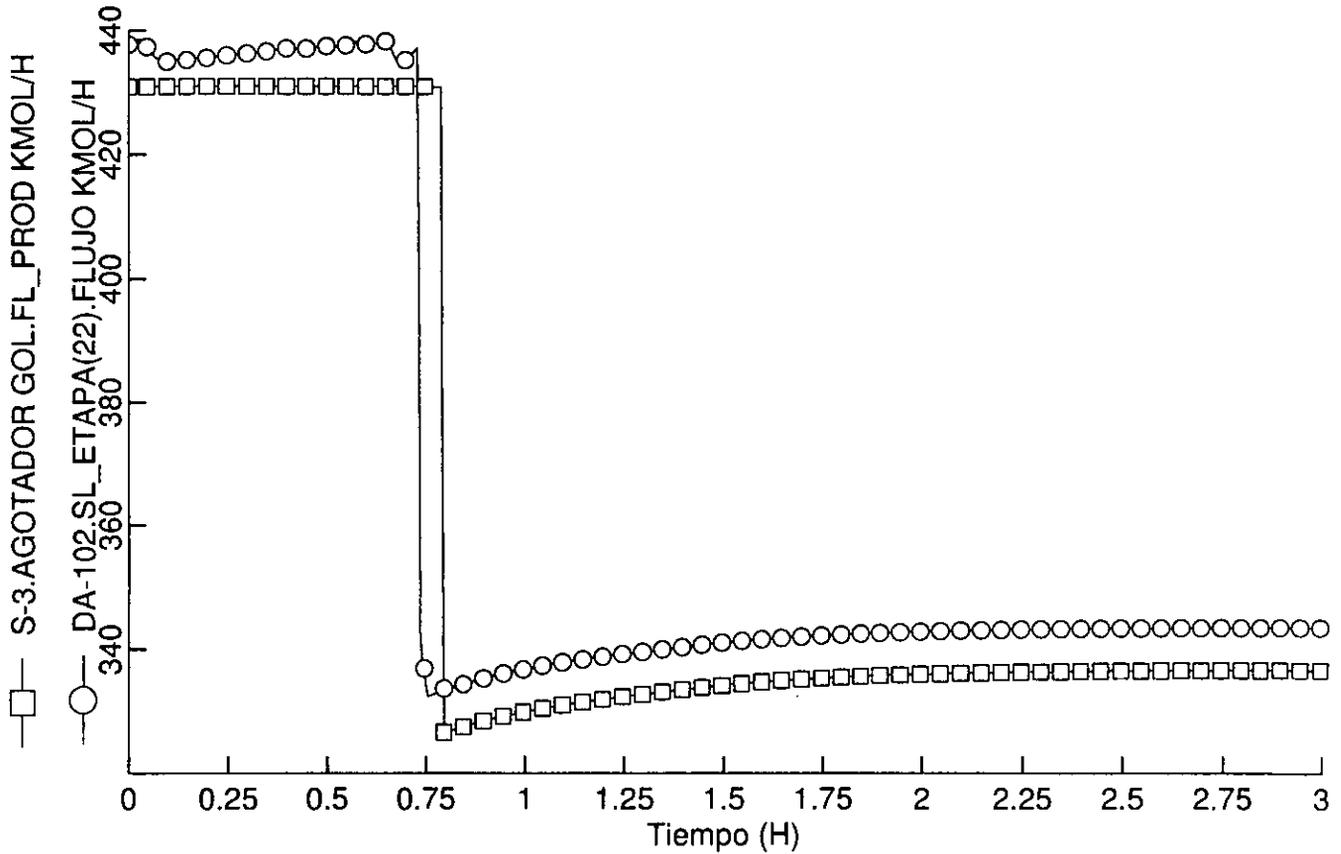


Figura 5.3.17. Variación del flujo para la salida lateral del plato 22 columna principal y del agotador de gasóleo ligero. Reducción de la carga 20 % flujo molar.

# FLUJO GOPP, A 20 % MENOS DE CARGA

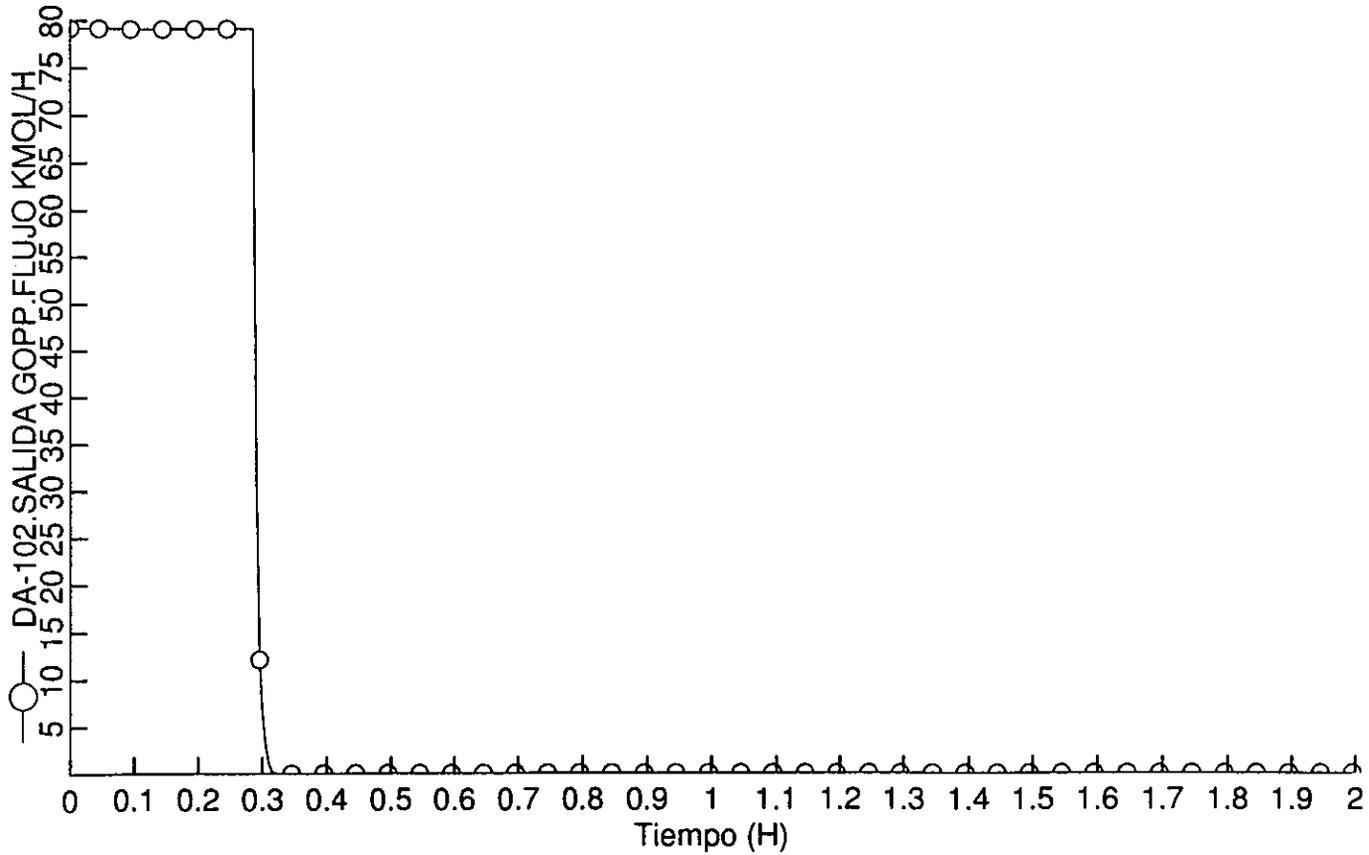


Figura 5.3.18. Respuesta del flujo de gasóleo pesado primario para la reducción de la carga 20 % flujo molar.

### 5.3.3 Perturbación del 20 % de aumento en la carga

Para el caso de aumento en la carga de 10% y 20%, el flujo de GOPP no se altera a través del tiempo observado de simulación. Las modificaciones no son muy visibles en los niveles controlados. Solo se observa un cambio notable en los flujos de gasolina y residuo; también puede apreciarse el control de temperatura en el plato 1, el cual si funciona para aumentos en la carga. Aquí se ve el comportamiento de un control tipo PI.

Además se observó a detalle (cambio de escala) las variaciones en los flujos molares de las extracciones laterales de la columna principal y de los productos de los agotadores, aquí se visualiza el efecto en el ajuste de los controladores y la variación del flujo en función del nivel en la base del agotador correspondiente.

En la figura 5.4.1. se observa un efecto curioso, el flujo de gasolina aumenta inicialmente pero a continuación cae a las 0.25 horas para restablecerse un poco y quedar en 1740 kgmol /h. El efecto esperado era que aumentara el flujo y quedar por encima del valor a régimen permanente, sin embargo tal comportamiento puede deberse al control de temperatura, que requiere del líquido de reflujo (L1) para controlar la temperatura en el plato 1 exigiendo del tanque acumulador más flujo. Por ello la disminución.

Siguiendo la metodología descrita en los capítulos 3 y 4 se encontraron las ganancias para los controladores de nivel en los agotadores.

Ya que se realizaron simulaciones con dos esquemas de control distintos se presentan los valores de los dos casos a continuación.

Unidad donde se controla	Kc del D.T.I.	Kc Alternativo
Tanque acumulador DA-102	1041	1041
Fondo de la torre DA-102	3327	3327
Agotador turbosina S-1	500*	1848
Agotador kerosina S-2	500*	2746
Agotador GOLP S-3	500*	2467
Acción de Control	Directa	Inversa

\* Valores Aproximados.

La ganancia última fue de 1000. Para el control de temperatura el  $\tau$ , se fijó en 0.2 horas por recomendación de los manuales del simulador. La ganancia fue de 100. Estos valores son aproximados, por cuestión de tiempo y porque es una tarea pesada llevar a cabo varias corridas y ajuste de los parámetros de sintonización por corrida, es difícil encontrar un valor preciso.

Cabe señalar que en el tanque acumulador y en el fondo de la columna se tomaron los controladores que el simulador coloca por defecto, ya que corresponden a los controles especificados para el esquema de diseño de la planta. El control de temperatura se adicionó, ya que este no es colocado automáticamente por el programa.

## CONTROL DE NIVEL ACUMULADOR DE GASOLINA Y FLUJO DE PRODUCTO

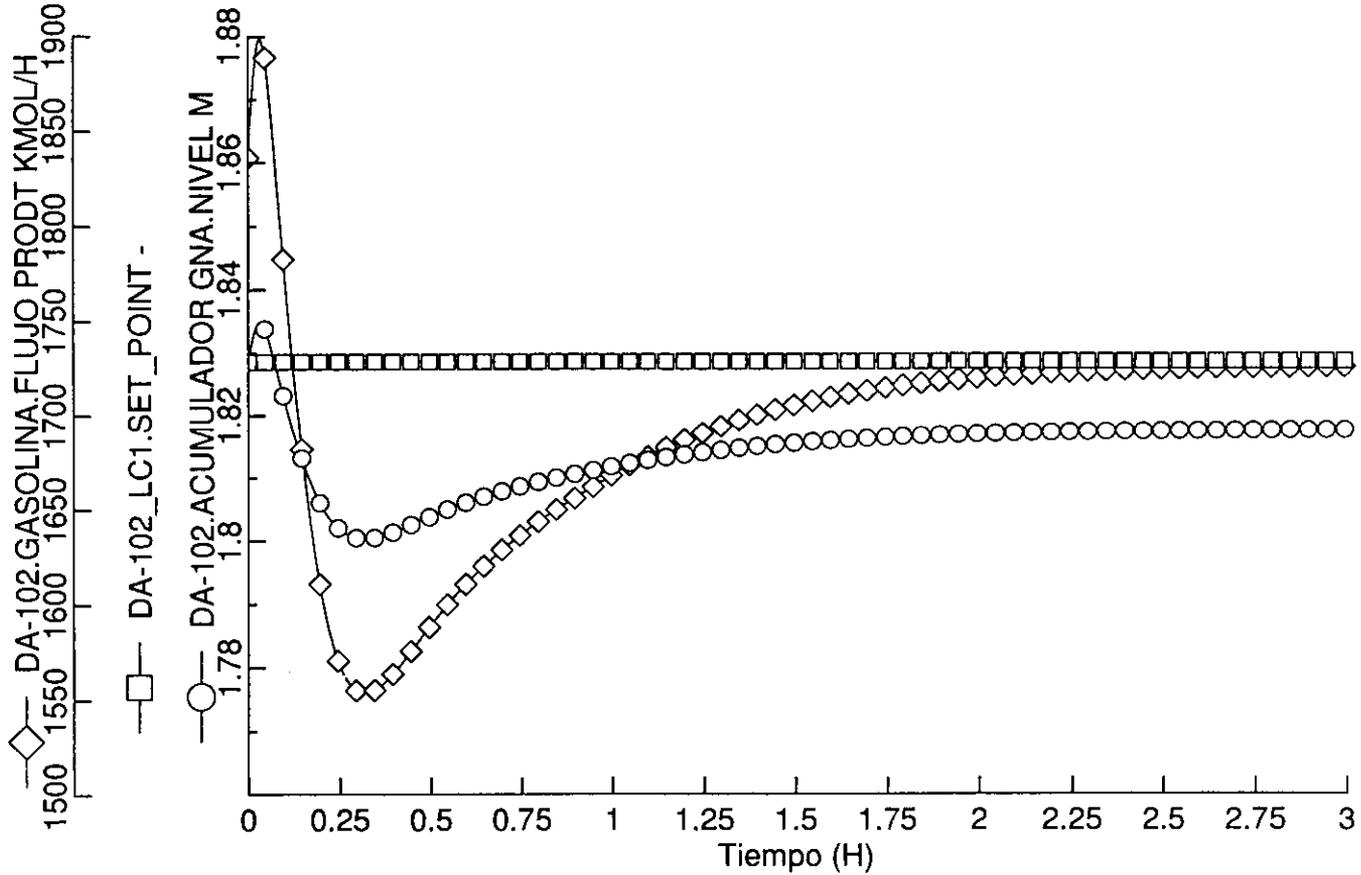


Figura 5.4.1. Control de nivel y variación del flujo de producto para el tanque acumulador de gasolina. Aumento en la carga de 20 % flujo molar.

# CONTROL DE NIVEL AGOTADOR DE TURBOSINA

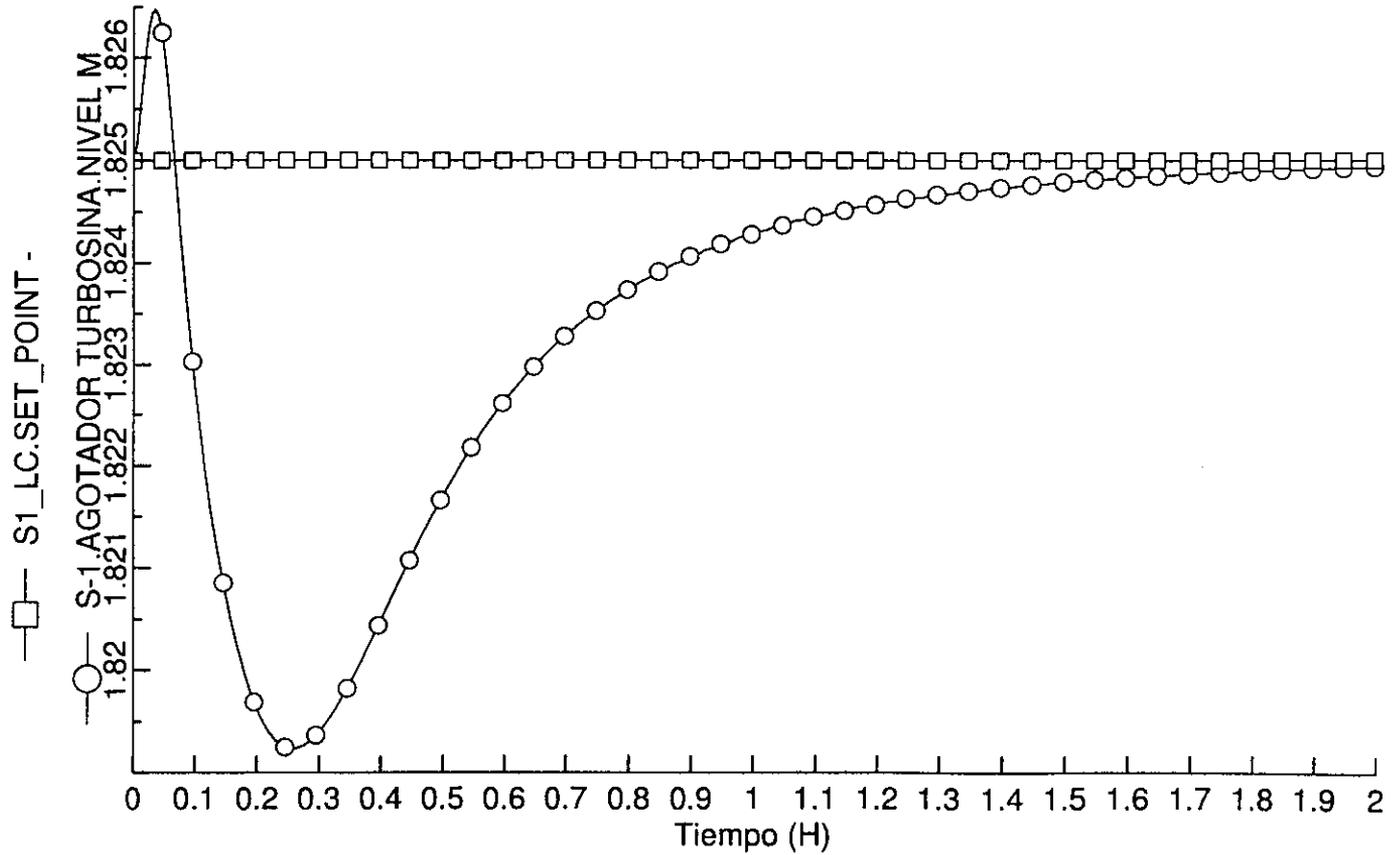


Figura 5.4.2. Control de nivel para el agotador de turbosina. Aumento de la carga en 20 % flujo molar.

# CONTROL DE NIVEL AGOTADOR DE KEROSINA

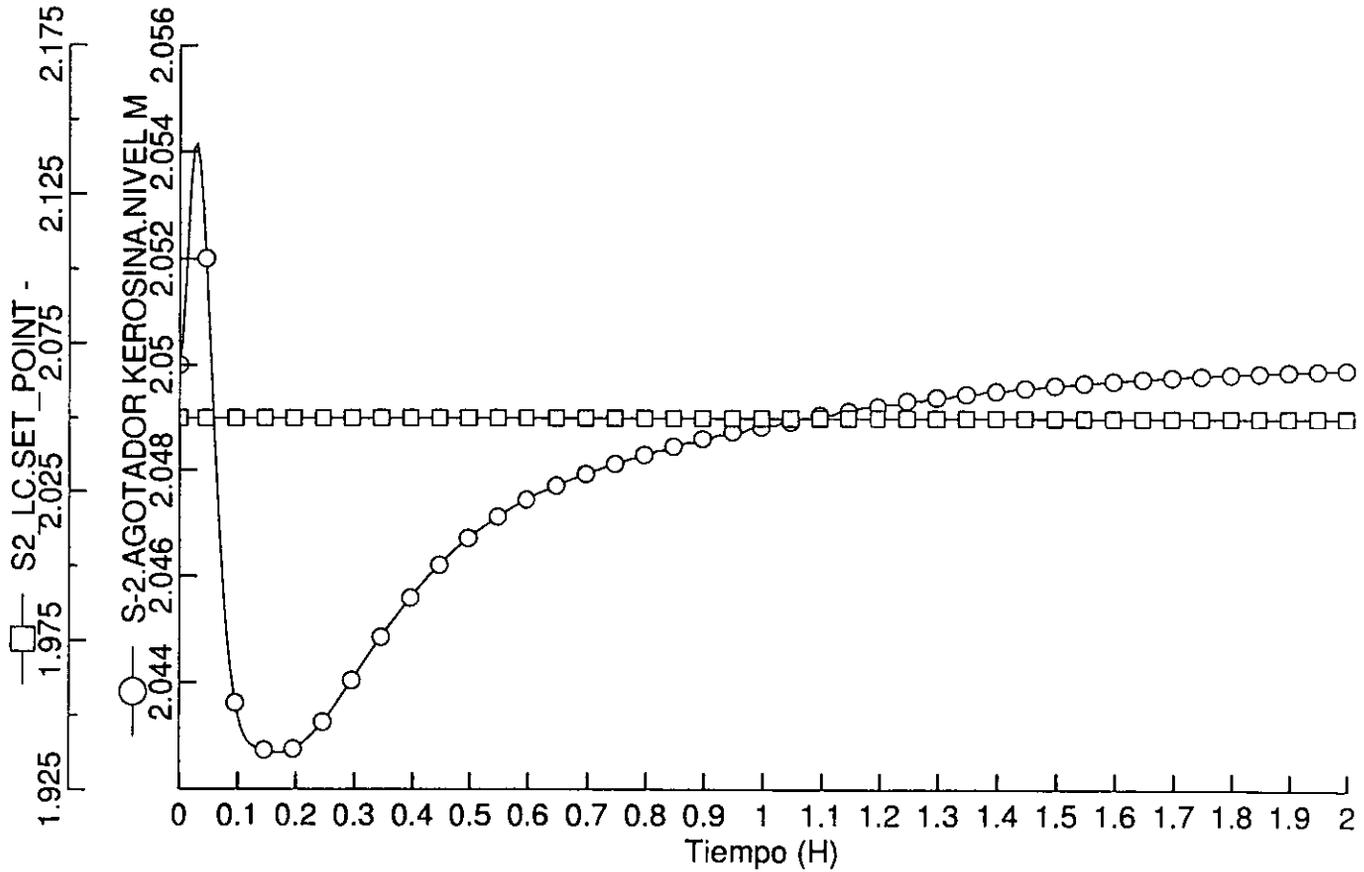


Figura 5.4.3. Control de nivel para el agotador de kerosina. Aumento de la carga 20 % flujo molar.

100

# CONTROL DE NIVEL GASOLEO LIGERO

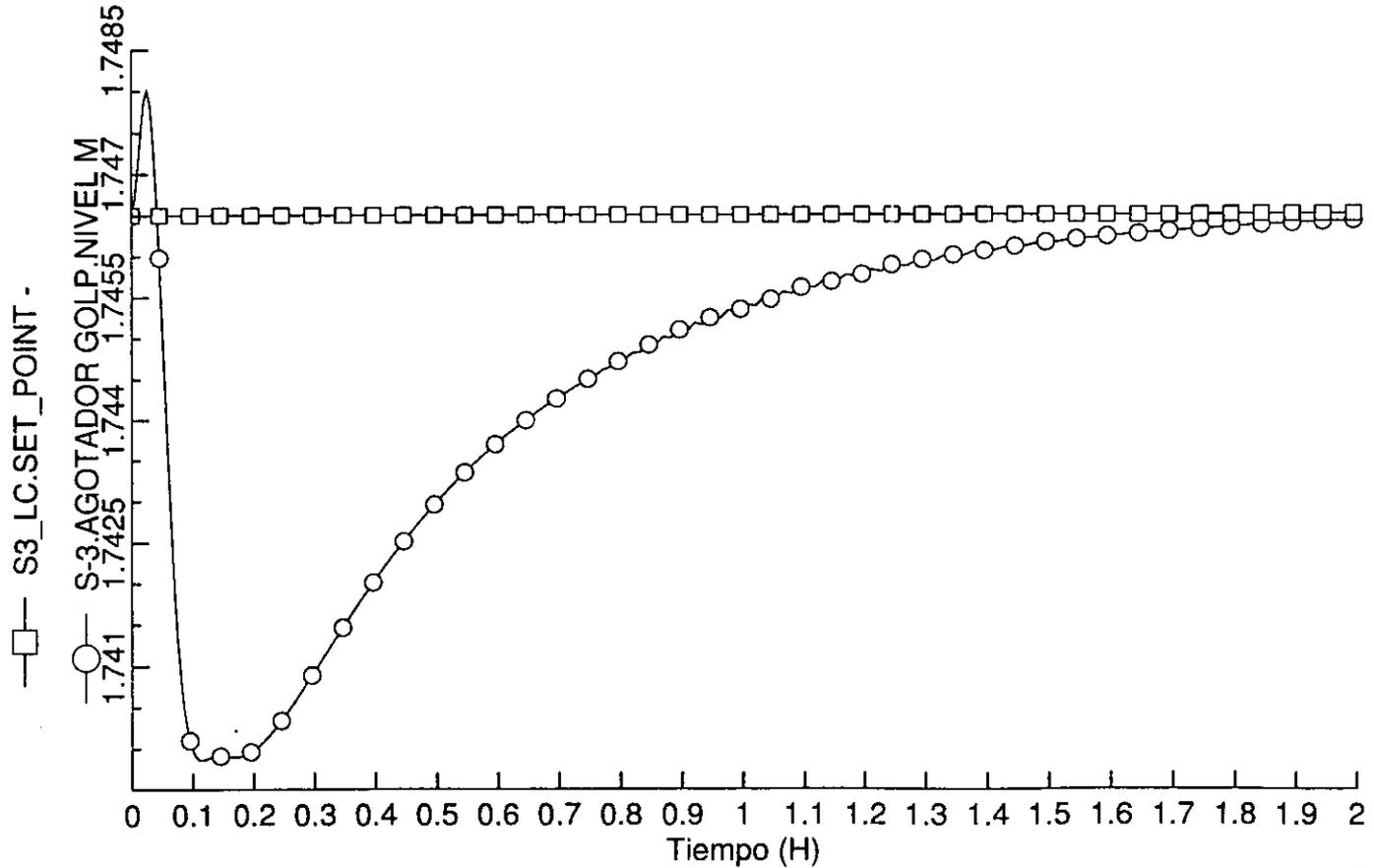


Figura 5.4.4. Control de nivel para el agotador de gasóleo ligero. Aumento de la carga en 20 % flujo molar.

## CONTROL DE NIVEL RESIDUO PESADO Y FLUJO DE PRODUCTO

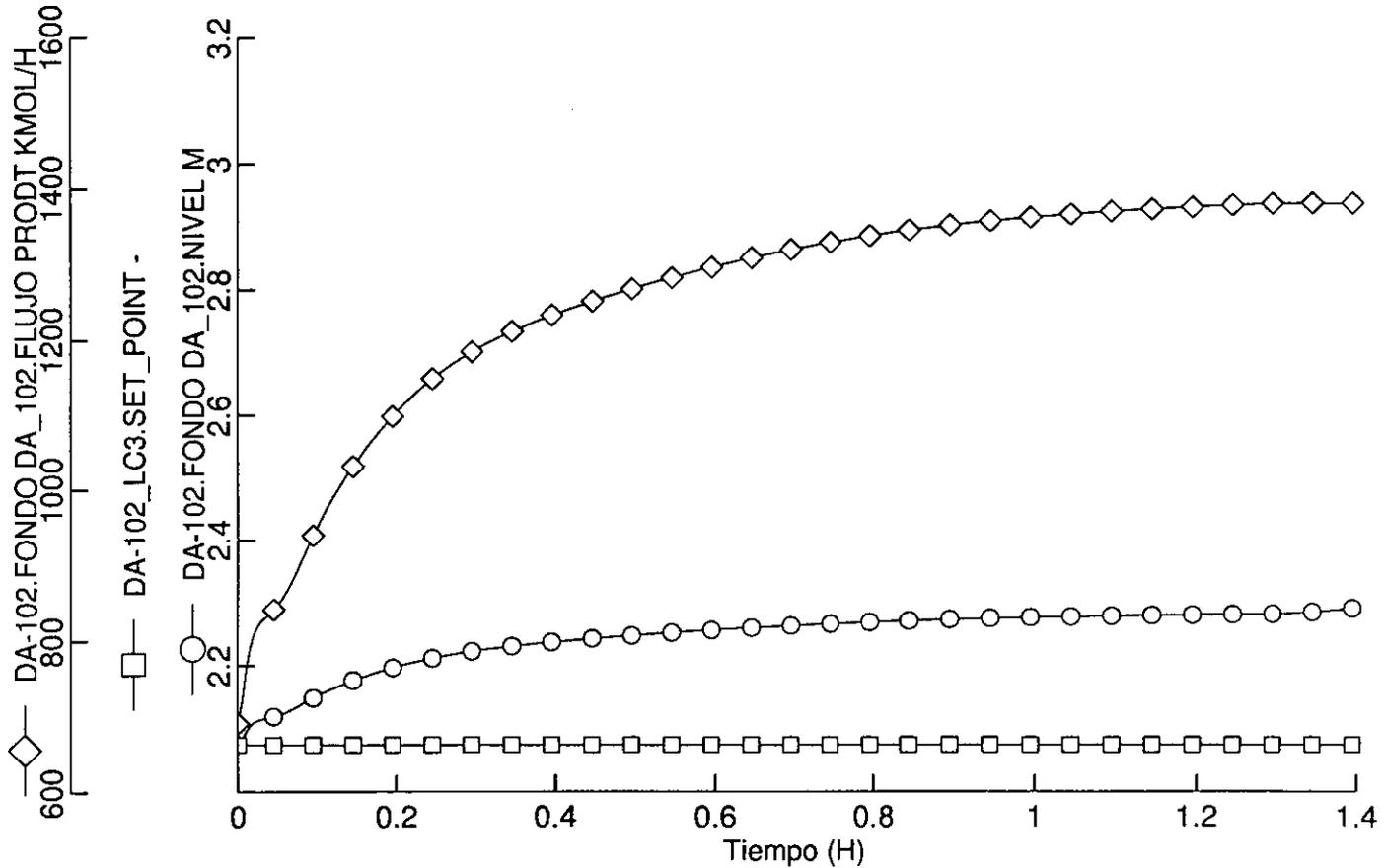


Figura 5.4.5. Control de nivel y variación del flujo de producto (Residuo) para el Fondo de la columna Principal. Aumento de la carga 20 % flujo molar.

### FLUJO Salida Lateral Etapa 10 y Turbosina

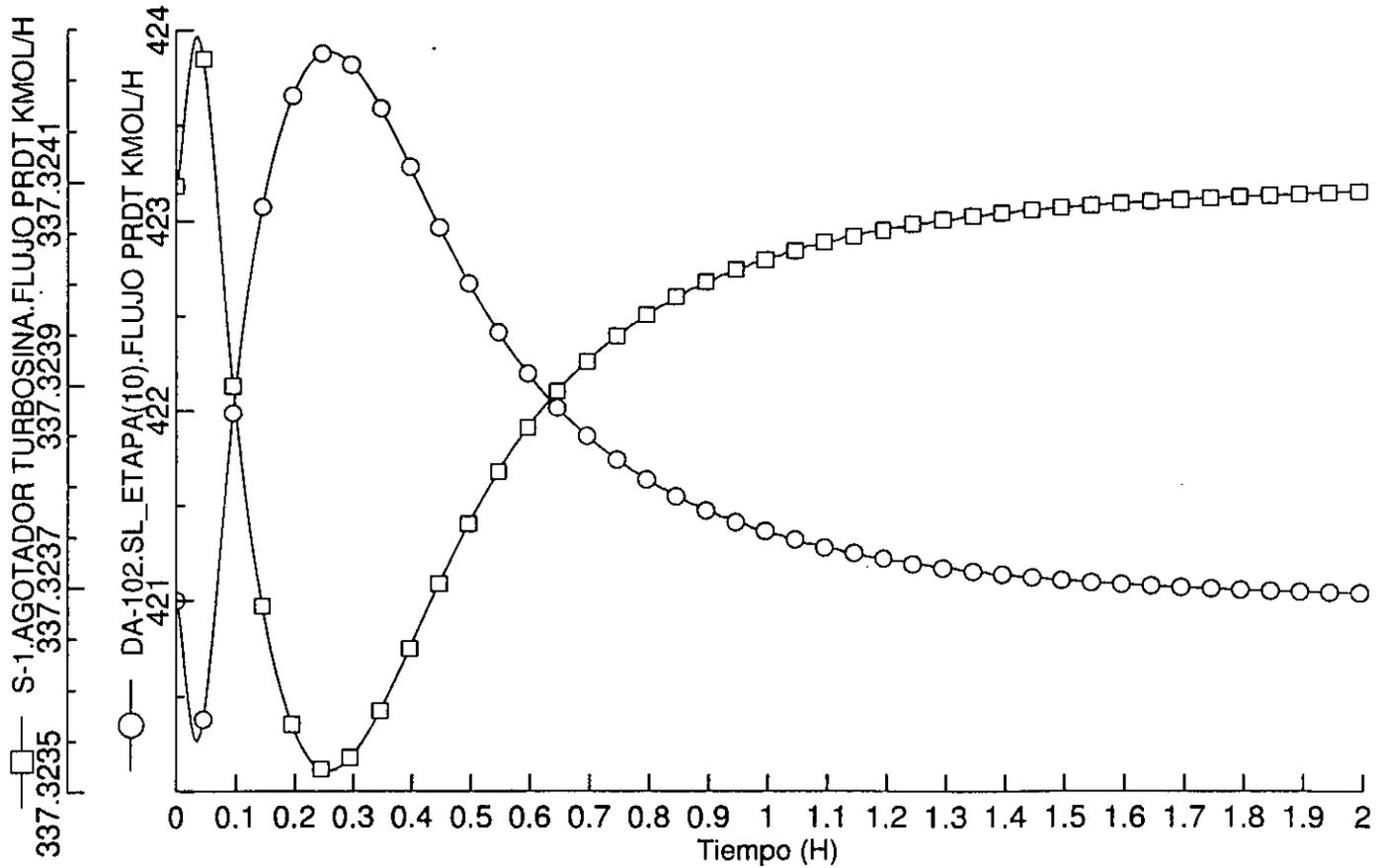


Figura 5.4.6. Variación del flujo de la salida lateral del plato 9 columna principal y para el agotador de turbosina. Aumento en la carga 20 % flujo molar

## FLUJOS: Salida Lateral Etapa 16 y Kerosina

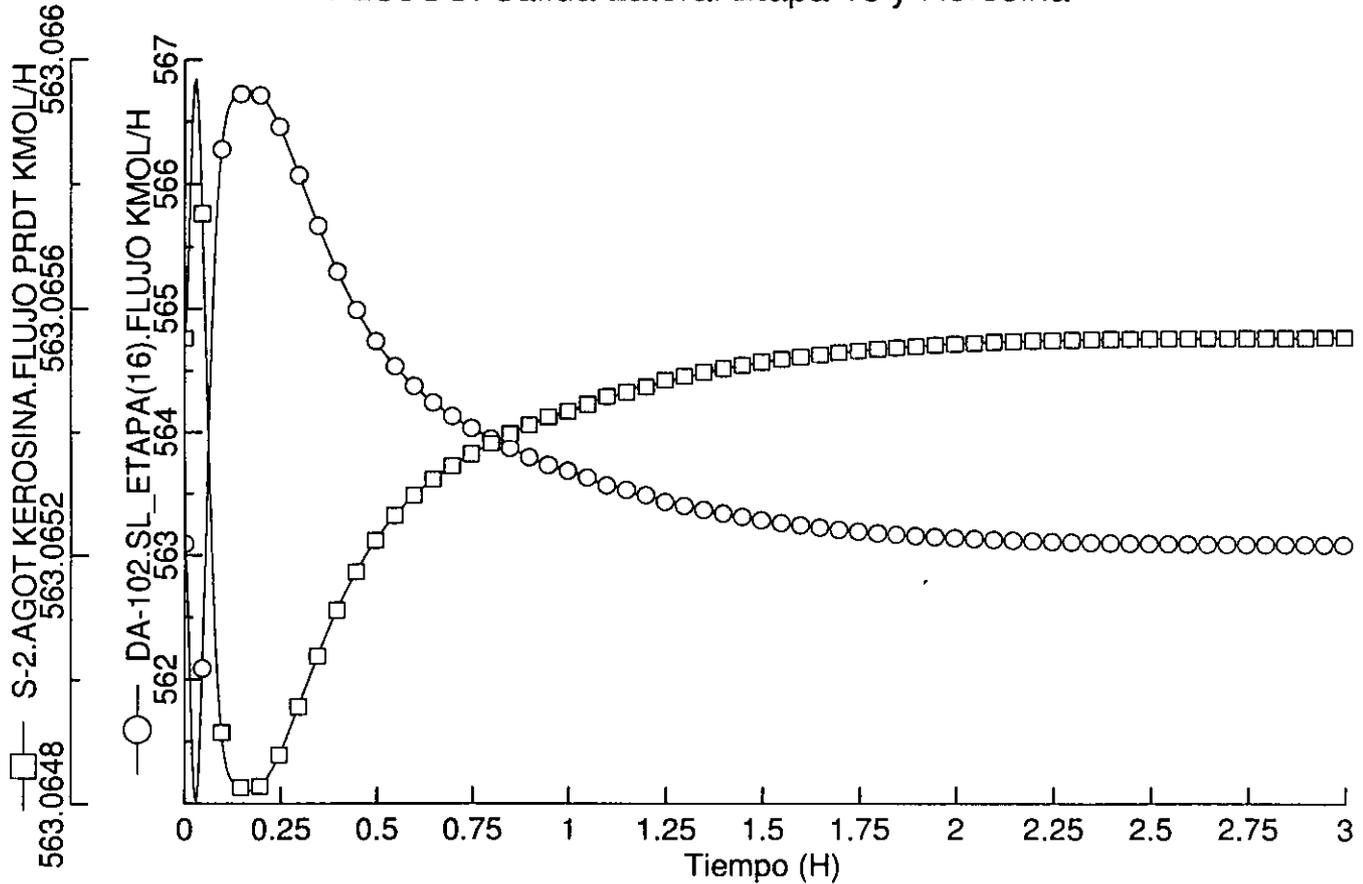


Figura 5.4.7. Variación del flujo de la salida lateral del plato 15 columna principal y para el agotador de kerosina. Aumento en la carga 20 % flujo molar.

## FLUJO Salida Lateral Etapa 22 y Gasoleo Ligero

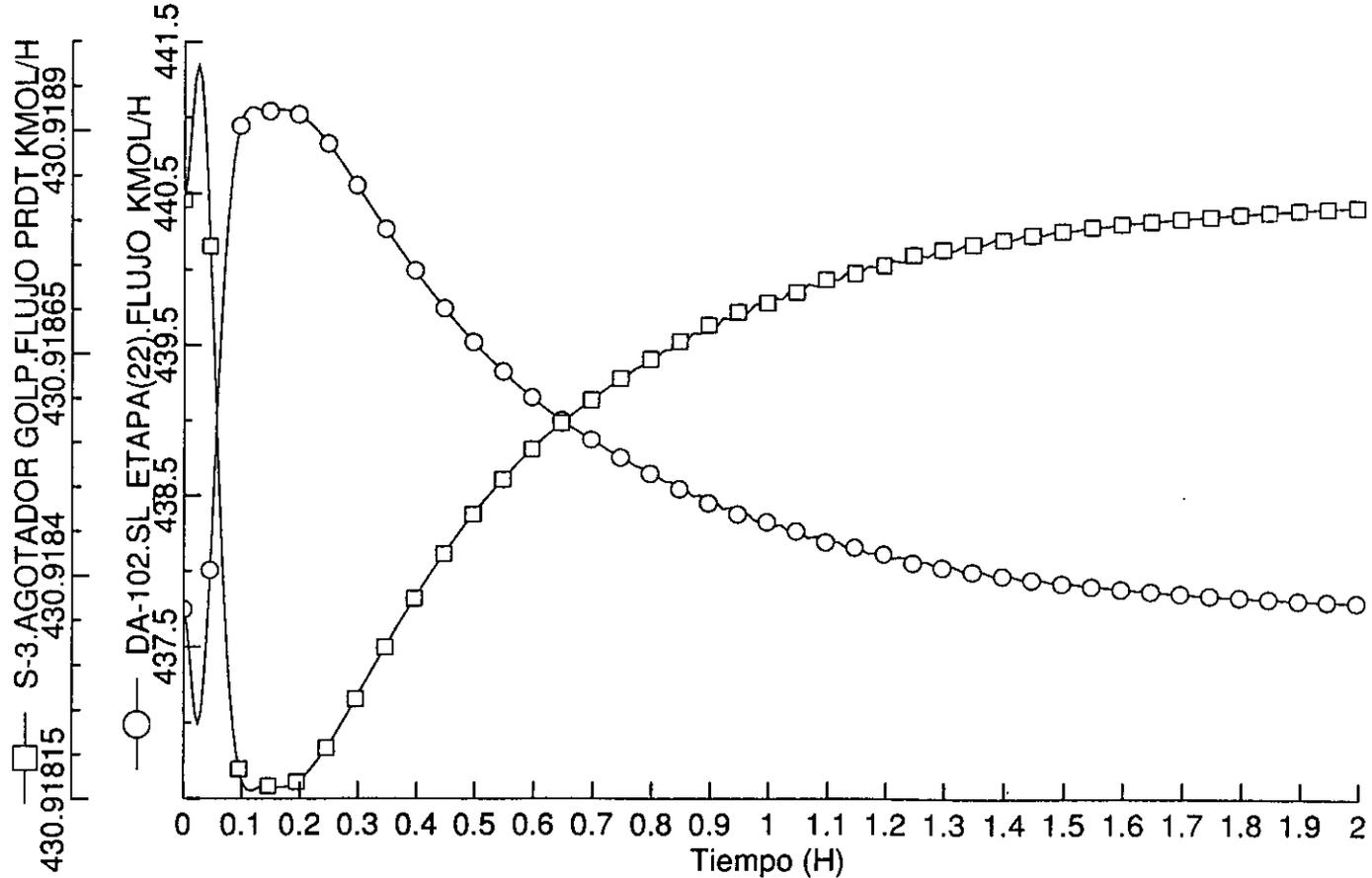


Figura 5.4.8. Variación del flujo en el plato 22 columna principal y para el agotador de gasóleo ligero. Aumento en la carga 20 % flujo molar.

# FLUJO DE GASOLEO PESADO, CARGA 20 % MAS

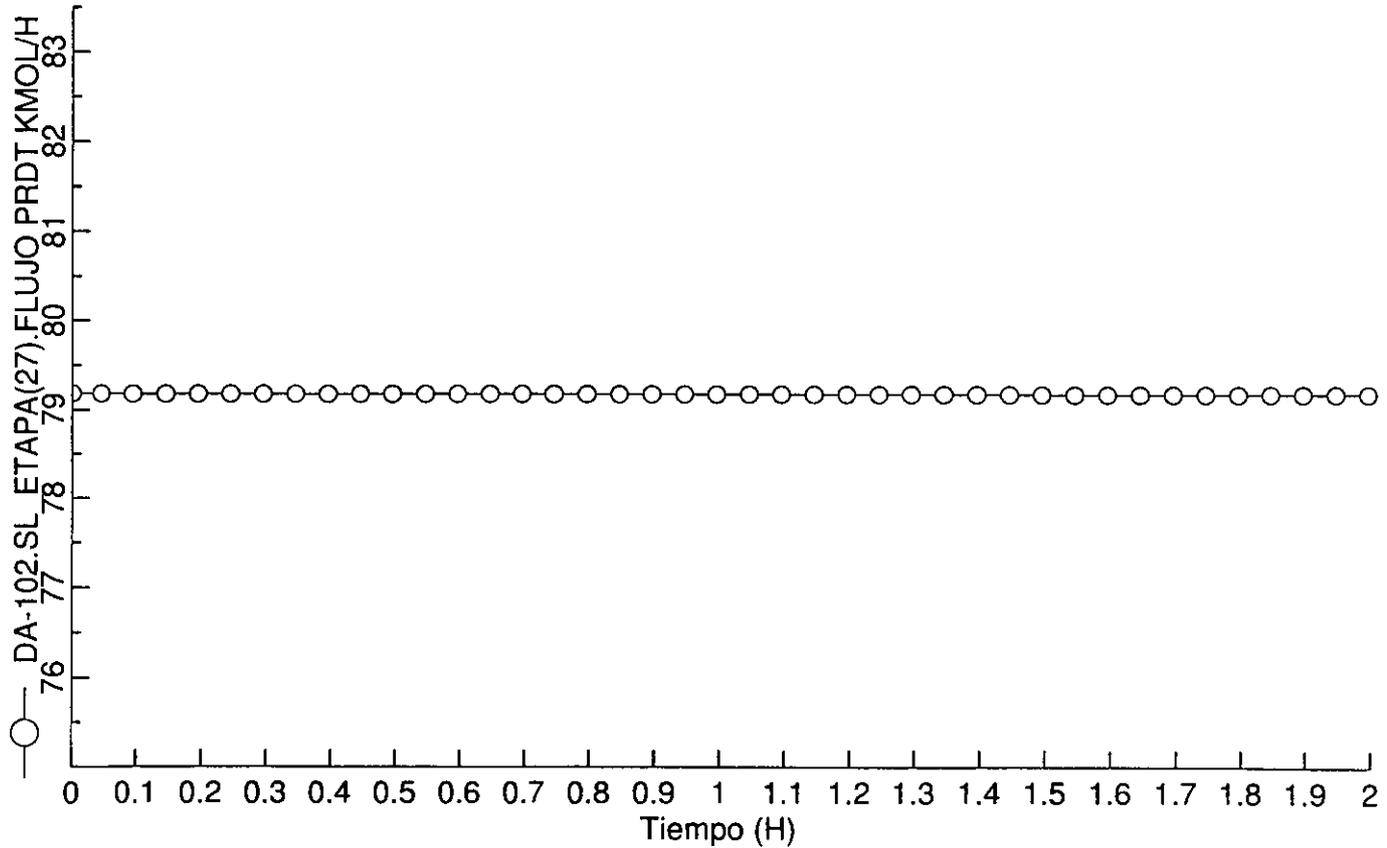


Figura 5.4.9. Respuesta a el aumento en la carga 20 % flujo molar para la salida lateral del plato 26 columna principal. Gasóleo pesado.

# CONTROL DE TEMPERATURA PLATO 1

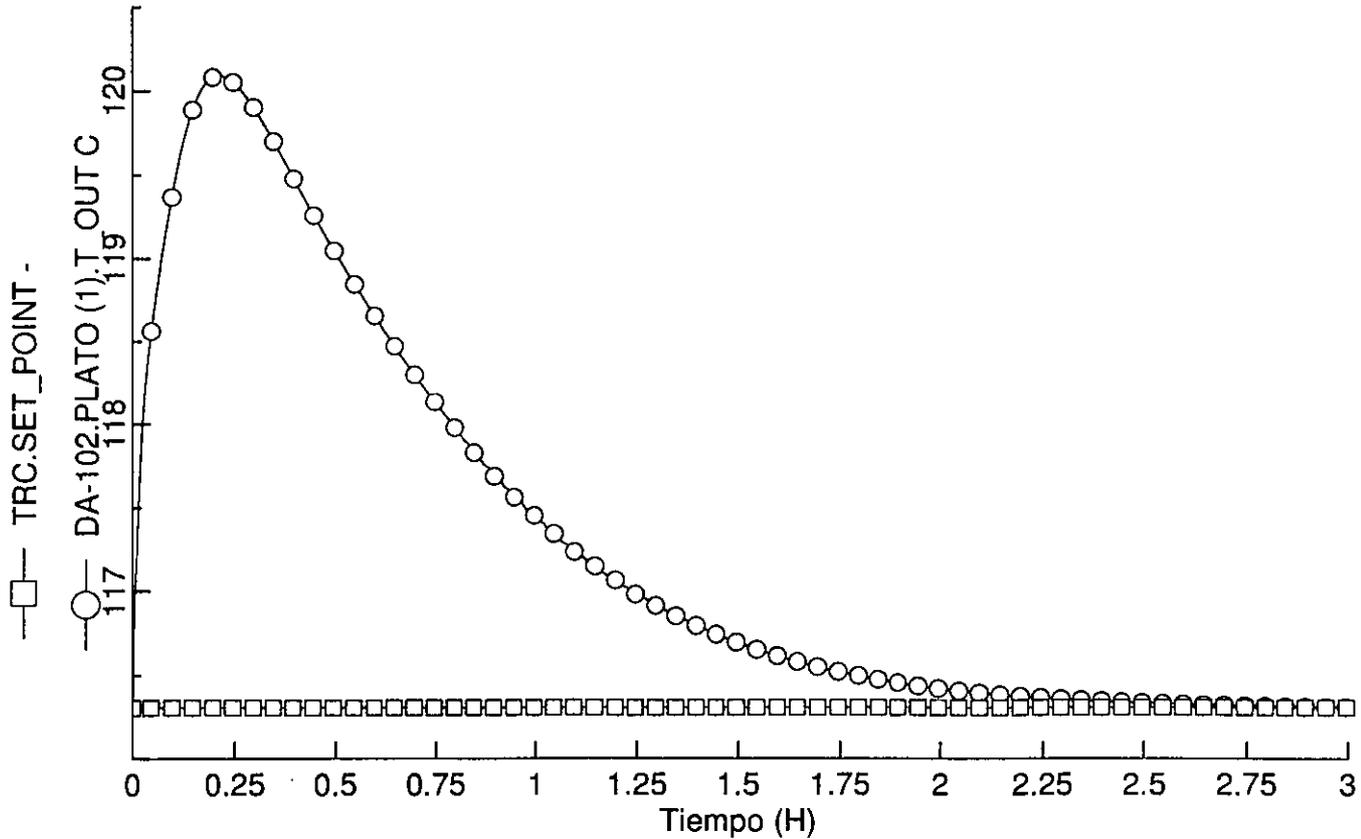


Figura 5.4.10. Control de temperatura para el plato 1 Columna Principal. Aumento en la carga 20 % flujo molar.

## Capítulo 6 Conclusiones y Recomendaciones

### 6.1 Conclusiones y recomendaciones

Una de las conclusiones más importantes consiste en que los modelos dinámicos utilizados en este trabajo no proporcionan resultados satisfactorios, si se toma en cuenta la pérdida en el flujo de producto de la etapa 26 (gasóleo pesado) y la ausencia del controlador de temperatura en el plato 1 para el caso de disminución de flujo. Inicialmente se planteó que el esquema de control perteneciente al Diagrama de Tubería e Instrumentación se representara completamente es decir incluyendo el control de temperatura para el primer plato de la columna principal, y que los cambios introducidos en la torre no fuesen tan críticos sobre todo en los flujos internos de la misma y los productos. El problema radica en que los cambios introducidos en el sistema se reflejan y descargan en el flujo de un producto. Además para la disminución en la carga la respuesta obtenida indica que el sistema de control responde solamente después de que los cambios en los flujos de los productos pesados y la dinámica de esta sección se realizan y estabilizan.

Una causa puede ser porque desde el estado estacionario los flujos de líquido para esa etapa son pequeños en comparación con las demás que integran la torre principal. O tal vez por los cortes, que reducen la cantidad de compuestos que representan a dicha extracción. Lo cierto es que la reducción del flujo total se refleja en los flujos por componente de los compuestos pesados.

Cabe mencionar que el sistema de ecuaciones que se manejó fue de veintiséis mil ecuaciones, considerando que se redujo el número de pseudo compuestos utilizados para la simulación.

Será necesario trabajar o investigar más la influencia de los integradores numéricos, porque pudiesen proporcionar una solución menos crítica o más acertada que permita mayor flexibilidad y que respondan a la operación real. Los datos estadísticos de PEMEX (20) muestran que se puede disminuir más la alimentación hasta un 40 % en volumen sin perder cantidades considerables de flujo de producto. Pero como la simulación se manejó en flujos molares y la relación de flujo molar – flujo volumétrico no es lineal pudo haberse excedido este porcentaje.

Aun cuando se pueden probar modelos más rigurosos (para evitar sacrificar reproducibilidad real del sistema) para el tanque acumulador de nafta y para las bombas de calor, la convergencia es muy lenta y con pocas posibilidades de éxito, los tiempos de ejecución son muy grandes y los avances poco significativos. En este aspecto conviene más rediseñar y mejorar el programa y sus interfaces que eviten los problemas actuales. En todo caso se recomienda probar con otros simuladores, como HYSIS, DSS-100 o el módulo desarrollado por Olsen (13) en PRO-II; de estos simuladores los dos últimos han sido probados para columnas de destilación atmosférica.

Las consideraciones hechas para representar el sistema de control y los controladores utilizados para el mismo fin, si responden a las expectativas de análisis de control pues, ajustan considerablemente bien a los cambios en el proceso y las variables manipuladas y monitoreadas como nivel, flujo y temperatura. Salvo en el caso del control de temperatura en el domo cuando disminuye la alimentación. Pero tal efecto se asocia a los problemas dinámicos de los flujos y las tolerancias establecidas; una reducción en el tamaño de paso y en la precisión de las tolerancias para las variables, pueden llevar a corregir parcialmente el problema. Resumiendo: los controladores funcionan, pero la representación dinámica de la columna tiene problemas debido a las restricciones impuestas.

Tal vez las ecuaciones para representar la dinámica del plato (ecuación de Francis) junto con las simplificaciones hechas producen desviaciones o comportamiento erróneos. Se pueden modificar tales ecuaciones, pero reiterando, hay que lograr que converjan lo cual es trabajoso, porque el simulador es dependiente en grado crítico de los estimados iniciales o régimen permanente.

Los resultados obtenidos llevan a concluir que los objetivos no se cumplieron en su totalidad debido a las fallas y limitaciones del simulador utilizado (Speedup). De los objetivos planteados en el capítulo 1 se cumplieron satisfactoriamente la reproducción a régimen permanente de las condiciones de operación de la columna para la mezcla seleccionada; la representación dinámica de este sistema se logró únicamente haciendo modificaciones que redujeron el sistema real estudiado, influyendo en los resultados finales. El objetivo de introducir el sistema de control y verificar su funcionamiento quedó incompleto, pues el control de temperatura como ya se mencionó anteriormente no funcionó cuando la carga a la columna se reduce. Lo anterior indica que se debe de seguir alguno de estos caminos:

Explotar más el simulador haciendo correcciones al programa lo cual es poco viable y no garantiza que vaya a haber mejoras significativas.

Utilizar otras herramientas dinámicas para estudios posteriores. Ya que como se mencionó en el capítulo cuatro, El simulador utilizado tiene muchas limitaciones que son de consideración en la obtención de resultados.

Se recomienda insertar un cuarto agotador que esta en operación actual, aunque por experiencias recibidas de los tecnólogos tiene más problemas numéricos y de rigidez.

Probar otras opciones de perturbaciones como un cambio en la temperatura de alimentación o en las composiciones de la misma, para visualizar comportamientos distintos y menos drásticos. Aunque siendo repetitivo, cada cambio de composición resulta un problema nuevo. Pero estas opciones proporcionarán nuevas y mejores respuestas que permitan reforzar o invalidar las conclusiones y aseveraciones planteadas aquí.

Se recomienda también realizar otros estudios en otros simuladores o en este (haciendo las correcciones y adiciones necesarias) para analizar los ciclos de control de calidad de los productos con controladores Proporcional – Integral. La información a estado estacionario es confiable (viendo los resultados de Aspen), la información o representación dinámica tiene problemas y es cuestionable.

El caso tratado en esta tesis muestra que el simulador dinámico tipo genérico utilizado tiene problemas para representar adecuadamente una unidad de proceso compleja como es la columna de destilación atmosférica estudiada aquí; sin embargo si se opta por trabajar en este simulador sin interfase gráfica y sin los modelos de ésta (DynaPlus) se pueden adicionar los elementos no considerados para este estudio y obtener resultados más satisfactorios aunque a costa de mucho tiempo y experiencia para la resolución numérica de los sistemas de ecuaciones generados. Aun cuando lo más conveniente en este caso es utilizar un simulador dinámico específico para este sistema (destilación primaria), los simuladores genéricos también pueden utilizarse para analizar estos casos “específicos”. El hecho de que el simulador DynaPlus-Speedup tenga problemas y restricciones no indica que todos los simuladores genéricos los tengan también. Además, revisando la información publicada (11,13,14,16) sobre sistemas de destilación similares, la mayoría construyó su propio simulador dinámico y se puede concluir que también tuvieron los mismos problemas u otras limitaciones dentro de sus análisis, por lo que tuvieron que hacer limitaciones particulares a cada problema ( considerar la presión constante en la columna, utilizar la ecuación de Francis, evaluación de las propiedades termodinámicas, etc.). Tómese el caso

estudiado por Byoung y col. (16) en el cual el simulador es del tipo general (gPROMS) y resolvieron un sistema más complejo que el presentado aquí. O el simulador desarrollado por Olsen y col. (13) que fue creado originalmente como simulador específico y posteriormente generalizado para sistemas de destilación diversos (genérico). Por lo tanto, recomendar y aseverar que la tendencia es realizar estudios dinámicos con simuladores específicos es lo más apropiado, no es correcto ni definitivo. Sin embargo, es una opción viable cuando no se dispone de recursos para adquirir un simulador comercial que por lo común es genérico; además dependerá de los objetivos y alcances del investigador.

## Referencias Bibliográficas

1. Luyben William L. Lyuben M.L., "Essentials of Process Control". McGraw-Hill International Editions. 1997.
2. Luyben William L., "Process Modeling Simulation and Control for Chemical Engineers" 2<sup>nd</sup> Edition. McGraw-Hill, N.Y. 1990.
3. Luyben W.L. (editor) " Practical Distillation Control". Van Nostrand Reinhold. N.Y. 1992.
4. Shinskey F.G. "Process Control Sytems" Third Edition. McGraw-Hill.1988.
5. Shinskey F.G., "Distillation Control" second edition. McGraw-Hill. 1977.
6. Stephanopoulos George., "Chemical Process Control". Prentice Hall. 1984.
7. Frank Otto, "Distilation Design". Chemical Engineering. Pp 111- 128. March 14, 1977.
8. Tyréus B.D., Mahoney D.P., "Applications of Dynamic Simulation". Proceedings of the Chemical Engineering Chemputers II Conference, March 1994. [www.hyprotech.com/papers/dynam.htm](http://www.hyprotech.com/papers/dynam.htm)
9. Mahoney Donald P., Fruehauf P.S., "An integrated approach for distillation Column Control design using Steady State and Dynamic Simulation". [www.hyprotech.com/papers/Dcolumn.htm](http://www.hyprotech.com/papers/Dcolumn.htm).
10. Cechetti R., Et al. "Pipestill products verify these computers estimates" Hydrocarbon Processing Vol 42 No.9 pp-159-164.1963.
11. Chung Chang-bock , Riggs J.B., "Dynamic Simulation and Nonlinear Model- Based product quality control of a crude tower". AIChE Journal Vol. 41 No.1 pp 122-134. 1995.
12. Tyréus B.D. "Interactive dynamic simulation using extrapolation methods". Computers Chem. Engng. Vol. 21, suppl., pp S173-S179. 1997.
13. Olsen I., Endrestøl G.O. Sira T. "A rigorous and efficient distillation column model for engineering and training simulators". Computers Chem. Engng. Vol. 21, suppl., pp S193-S198. 1997.
14. Hsie Weng- Huang L. "Modeling Simulation and Control of crude towers" PhD Thesis. Univesity of Maryland.1984.
15. Wheatly David W., "CARDS: A general purpose chemical process dynamic simulator". PhD thesis. Dept. of Chemical Eng. University of Louisville, KY. 1990.
16. Chang Byoung, Lee S., Kwon H., Moon I., "Rigorous industrial dynamic simulation of a crude distillation unit considered valve tray rating parameters". Computers Chem. Engng. Vol. 22, suppl., pp S863 – S866. 1998.

17. PEMEX – IMP. “Planta de destilación combinada Tula Hgo.”. Manual de proceso Volumen I. México D.F. 1973.
18. Instituto Mexicano del Petróleo. “Determinación del tipo de crudo procesado en base a los rendimientos de productos obtenidos en las columnas de destilación atmosférica de la refinería de Tula Hidalgo”. Subdirección General de Investigación y Desarrollo Tecnológico en transformación Industrial. Gerencia de Tecnología de Proceso. División de Asistencia técnica en Procesos. México D.F., Junio 1995.
19. PEMEX - Refinación. Refinería Miguel Hidalgo. “Análisis del aceite crudo”. Reporte técnico. Plantas primarias I y II. Marzo 1995.
20. PEMEX – Refinación. “Estadística Operacional de la Planta Combinada No. 1 Refinería Miguel Hidalgo”. Reporte técnico. Marzo – Julio 1997.
21. Aspen Plus Release 9.3-2. “Users’guide” Vol. I, II., “Models”, “Unit Operations”. Aspen Technology Inc. Cambridge Massachusetts, USA 1997.
22. SPEEDUP “User Manual” Vol. I, II, “Library Manual”, “New capabilities in release 5.5-6”. Aspen Technology Inc. Cambridge Massachusetts, USA Copyright 1997.
23. DynaPlus Release 1.2 “ User Manual”, “Getting Started”. Aspen technology Inc. Cambridge Massachusetts USA, Copyright 1997.
24. OSHA Technical Manual, “Petroleum Refining Processes”, section III chapter 2. [www.osha-slc.gov/techman\\_data/Techman\\_sect.html](http://www.osha-slc.gov/techman_data/Techman_sect.html)
25. “Dynamic Studies”. [www.sast.co.uk/dyn.htm](http://www.sast.co.uk/dyn.htm)
26. Husain Asghar. “Chemical Process Simulation”. Wiley Eastern Limited. India. 1986.
27. Franks Roger G.E. “Modeling and Simulation in Chemical Engineering”. John Wiley & Sons Inc. 1972.
28. Nelson W.L. “Petroleum Refinery Engineering”. Fourth Edition. McGraw-Hill. Tokyo. 1958.

## **Apéndice A Lista de Equipo**

- BA - 101 A Y B Calentador a fuego directo de crudo despuntado
- BA - 201 Calentador a fuego directo de residuo primario
- DA - 101 A Y B Torres de despunte
- DA - 102 Columna fraccionadora de crudo Diam. 23.5 ft, 33 platos<sup>1</sup>
- DA - 103A Agotador turbosina
- DA - 103B Agotador de kerosina
- DA - 103C Agotador de gasóleo ligero
- DA - 201 Torre de destilación a vacío
- EA - 101 Intercambiador de calor crudo - turbosina
- EA - 102A Intercambiador de calor crudo - kerosina
- EA - 102B Intercambiador de calor crudo - kerosina
- EA - 103A Intercambiador de calor crudo - gasóleo ligero
- EA - 103B Intercambiador de calor crudo - gasóleo ligero
- EA - 104A Intercambiador de calor gasóleo ligero de vacío - crudo
- EA - 104B Intercambiador de calor gasóleo ligero de vacío - crudo
- EA - 105A Intercambiador de calor gasóleo ligero primario - crudo
- EA - 105B Intercambiador de calor gasóleo ligero primario - crudo
- EA - 106A Intercambiador de calor gasóleo pesado primario - crudo
- EA - 106B Intercambiador de calor gasóleo pesado primario - crudo
- EA - 107A Intercambiador de calor gasóleo pesado de vacío - crudo
- EA - 107B Intercambiador de calor gasóleo pesado de vacío - crudo
- EA - 107C Intercambiador de calor gasóleo pesado de vacío - crudo
- EA - 108A Intercambiador de calor residuo de vacío - crudo
- EA - 108B Intercambiador de calor residuo de vacío - crudo
- EA - 108D/E Intercambiador de calor residuo reducido - crudo despuntado
- EA - 109 Enfriador de turbosina
- EA - 110 primer enfriador de kerosina
- EA - 111 primer enfriador de gasóleo ligero primario
- EA - 112 bomba de calor de gasóleo ligero primario
- EA - 113 Enfriador de gasóleo pesado de vacío
- EA - 114 Enfriador de gasóleo pesado primario
- EA - 115 Condensador de gas de despunte
- EA - 116 A-H Condensador de gasolina primaria de la torre fraccionadora de crudo.
- EA - 201 Enfriador de gasóleo ligero de vacío (reflujo a DA-201)
- EA - 202 Enfriador de gasóleo ligero de vacío a tratamiento químico
- EA - 203 Enfriador de gasóleo pesado de vacío (reflujo a DA-201)
- EA - 204A Segundo enfriador de gasóleo ligero primario

EA - 204B Segundo enfriador de kerosina  
EA - 205 Condensador vapores ligeros de vacío de DA-201  
FA - 101 Tanque separador de gasolina despuntada  
FA - 102 Tanque acumulador de gasolina primaria  
FA - 103A Unidad desaladora de crudo  
FA - 103B Unidad desaladora de crudo  
FA - 105 Tanque acumulador de gasóleo pesado primario  
FA - 203 Tanque acumulador de gasóleo pesado de vacío  
GA - 101 Bomba alimentación de crudo  
GA - 102 Bomba gasolina de despunte  
GA - 103 Bomba de crudo despuntado  
GA - 104 Bomba de reflujo de gasolina primaria  
GA - 106 Bomba de turbosina  
GA - 107 Bomba de kerosina  
GA - 108 Bomba de gasóleo ligero primario  
GA - 109 Bomba de gasóleo ligero primario (reflujo a DA-102)  
GA - 110 Bomba de gasóleo pesado primario caliente  
GA - 111 Bomba de gasóleo pesado primario frío  
GA - 112 Bomba de residuo pesado primario  
GA - 201 Bomba residuo de vacío  
GA - 202 bomba gasóleo pesado de vacío caliente  
GA - 203 Bomba gasóleo ligero de vacío  
GA - 209 bomba gasóleo pesado de vacío frío

---

<sup>1</sup> Estos datos se incluyen porque se requieren para llevar a cabo el estudio. Para los demás equipos no se incluye porque no se relacionan con los objetivos de esta tesis.