

XX(113548.1)

201



CINVESTAV

Centro de Investigación y de Estudios Avanzados del I.P.N.
Unidad Guadalajara

Aplicación de un sistema de control optimizante para mezclado de petróleo crudo.

Tesis que presenta:
Jesús Noé Campos Favela

para obtener el grado de:
Maestro en Ciencias

en la especialidad de:
Ingeniería Eléctrica

Directores de Tesis

Dr. Arturo del Sagrado Corazón Sánchez Carmona

Dr. América Berenice Morales Díaz

**CINVESTAV
IPN
ADQUISICION
DE LIBROS**

**CINVESTAV I.P.N.
SECCION DE INFORMACION
Y DOCUMENTACION**

Guadalajara, Jal., Octubre del 2003.

CLASIF.: TK165.68 436 2003
ADQUIS.: SSI-299
FECHA: 28-VI-2004
PROCED.: Don. - 2004
\$ _____

ID: 113616-2001

Aplicación de un sistema de control optimizante para mezclado de petróleo crudo.

**Tesis de Maestría en Ciencias
Ingeniería Eléctrica**

Por:

Jesús Noé Campos Favela

Ingeniero en Electrónica

Instituto Tecnológico de Sonora 1996-2001

Becario del CONACyT, expediente no. **165275**

Directores de Tesis

Dr. Arturo del Sagrado Corazón Sánchez Carmona

Dr. América Berenice Morales Díaz

CINVESTAV del IPN Unidad Guadalajara, Octubre del 2003.

Aplicación de un sistema de control optimizante para mezclado de petróleo crudo

Jesús Noé Campos Favela
Dept. de Ingeniería Eléctrica.
CINVESTAV del IPN
Guadalajara, Jalisco

Resumen

Las operaciones de mezclado forman una parte muy importante en las industrias petroquímicas, cementeras, refinerías, etc. Realizar estas operaciones con las estrategias de control adecuadas, garantiza entregar un producto con las condiciones de calidad requeridas en el mezclado como densidad, costo, contenido de agua, etc. y reportar un beneficio económico muy importante. Este trabajo presenta la aplicación de un control optimizante a un proceso de mezclado de petróleo crudo, utilizando programación matemática y actualización de error de modelado para optimizar los costos de la materia prima a utilizar en el mezclado. El control propuesto es comparado en simulación con su contraparte lineal, donde el lineal presenta una degradación en la densidad requerida en la mezcla, mientras que el controlador propuesto es capaz de entregar una mezcla con los requerimientos establecidos.

Agradecimientos

A mis padres y hermanos por su apoyo incondicional.

A mis asesores de tesis Dr. Arturo del Sagrado Corazón Sánchez Carmona y Dra. América Berenice Morales Díaz, por haberme guiado durante la realización de este trabajo, así como por su interés y colaboración.

A mis compañeros de control automático por su apoyo.

Al CONACYT y al CINVESTAV por haberme otorgado el apoyo económico para la realización de mis estudios.

Expreso mi más sincero agradecimiento a todas esas personas que no menciono y que su apoyo durante la realización de esta tesis fue muy importante.

Alle und nichts

null und eins

eins und eins

Wer bin ich?

Jesús Noé Campos Favela.

Índice general

Resumen	V
Agradecimientos	VII
Índice de tablas	XI
Índice de figuras	XIII
1. Introducción	1
1.1. Industria petrolera nacional	3
1.2. Objetivo de la tesis	4
1.3. Contenido de la tesis	4
2. COTR para mezclado de petróleo crudo	7
2.1. Regla de mezclado para petróleo crudo	7
2.2. COTR propuesto	9
2.3. Región de solución del COTR	12
2.3.1. Ejemplo	12
3. Control de mezclado en línea	17
3.1. Descripción del problema .	17
3.2. Modelo distribuido	18
3.2.1. Cálculo de la densidad ρ_{Mi_k} y el problema de optimización	19
3.3. Modelo agregado	20
3.3.1. Cálculo de la densidad ρ_{Mn_k} y el problema de optimización	20

3.4. Ejemplo	22
3.4.1. Resultados con el modelo distribuido	22
3.4.2. Resultados con el modelo agregado	23
3.5. Procesos de mezclado que incluyen otros tipos de nodos.	25
3.5.1. Modelo distribuido	27
3.5.2. Modelo agregado	27
4. Caso de estudio	29
4.1. Almacenamiento y carga a buque tanques	30
4.2. Resultados del control de la etapa de mezclado	32
4.2.1. Modelo distribuido	32
4.2.2. Modelo agregado	32
5. Conclusiones	37
Referencias	39

Índice de tablas

3.1. Propiedades de las corrientes de entrada.	22
4.1. Propiedades de las corrientes de entrada.	29

Índice de figuras

1.1. Estructura típica de un controlador optimizante en tiempo-real.	2
1.2. Proceso de mezclado de petróleo crudo	4
2.1. Mezcla homogénea de m componentes.	8
2.2. Solución gráfica del ejemplo con $\eta_{10} \neq 0$.	14
2.3. Solución gráfica del ejemplo con $\eta_{10} = 0$.	15
2.4. Comportamiento de la densidad en la mezcla.	16
3.1. Proceso de mezclado con n mezcladores.	18
3.2. Representación distribuida del proceso de mezclado.	18
3.3. Modelo agregado del mezclado en línea de petróleo crudo. .	20
3.4. Comportamiento de la densidad de la mezcla (Modelo distribuido).	23
3.5. Comportamiento de los flujos de entrada para la mezcla (Modelo distribuido).	24
3.6. Comportamiento de la densidad de la mezcla (Modelo agregado).	24
3.7. Comportamiento de los flujos de entrada para la mezcla (Modelo agregado).	25
3.8. Etapa de mezclado de la industria petrolera nacional.	26
3.9. Representación agregada de la etapa de mezclado.	28
4.1. Comportamiento de la densidad y el volumen en el tanque de almacenamiento.	31
4.2. Comportamiento de la densidad y el volumen en el buque tanque.	32
4.3. Comportamiento de la densidad ρ_{M3} (Modelo distribuido).	33
4.4. Costo de la corriente S_{M3} (Modelo distribuido).	34

4.5. Comportamiento de la densidad ρ_{M3} (Modelo agregado).	34
4.6. Costo de la corriente S_{M3} (Modelo agregado).	35

Capítulo 1

Introducción

Las operaciones de mezclado son muy comunes en las industrias petroquímicas, cementeras, refinerías, etc. La operación consiste en obtener una mezcla de dos o más componentes con diferentes propiedades a una especificación requerida como temperatura, densidad, flujo, etc. [2]. El control de estas operaciones se considera un punto muy importante dentro de este tipo de industrias, ya que su rentabilidad depende de estas operaciones [7]. Por ejemplo, en la industria petrolera nacional se ha visto que realizar de manera constante las operaciones de mezclado de petróleo crudo con técnicas de control avanzadas, podría garantizar condiciones contractuales¹ y reportar beneficios económicos muy importantes, tal es el caso del crudo ligero de exportación, donde el beneficio reportado es de 0.33 USD/barril [6].

Es muy común que las propiedades de los componentes a mezclar varíen de una manera indeterminada y que las reglas de mezclado utilizadas contengan términos no lineales sin modelar, llevando a un modelo inadecuado del proceso y como consecuencia que el controlador no encuentre el punto de operación óptimo [5]. Para garantizar las especificaciones requeridas en una operación de mezclado y manejar incertidumbres en el modelo se ha propuesto utilizar controladores retroalimentados, comúnmente conocidos como controladores optimizantes en tiempo real (**COTR**) [3]. Estos controladores tienen como base programación matemática, cuya función objetivo es optimizada bajo restricciones de disponibilidad de materia prima y las

¹Contrato de producción sujeto a condiciones de calidad, cantidad, tiempo, etc.

propiedades deseadas en la mezcla [8].

Un **COTR** típico está compuesto por un conjunto de subsistemas [9], como se muestra en la figura 1.1, y su forma de operar se describe en los siguientes pasos:

1. **Sensores.** En este paso el controlador toma lecturas del proceso para actualizar un modelo matemático que lo representa. Es muy común que las lecturas sean analizadas y se realicen ajustes para cumplir con los balances de materia y energía debido a posibles lecturas erróneas de los sensores.
2. **Actualización de Modelo.** Las lecturas obtenidas son utilizadas para actualizar parámetros en el modelo del proceso. Si se requiere, se utilizan técnicas de estimación para los parámetros que no están disponibles.
3. **Optimización.** Una vez actualizado el modelo del proceso, se resuelve un problema de optimización para obtener las nuevas referencias que utilizarán los controladores. Los principales algoritmos de optimización utilizados son programación lineal (LP), no lineal (NLP), genética y mixta entera (MIP). En algunas ocasiones, los resultados de la optimización son examinados antes de enviarlos a los controladores para la operación óptima del proceso.
4. **Control.** Los resultados de la optimización son utilizados por los controladores para aplicarlas al proceso. Los controladores pueden ser lineales, PI, PID e incluso técnicas avanzadas como control predictivo.

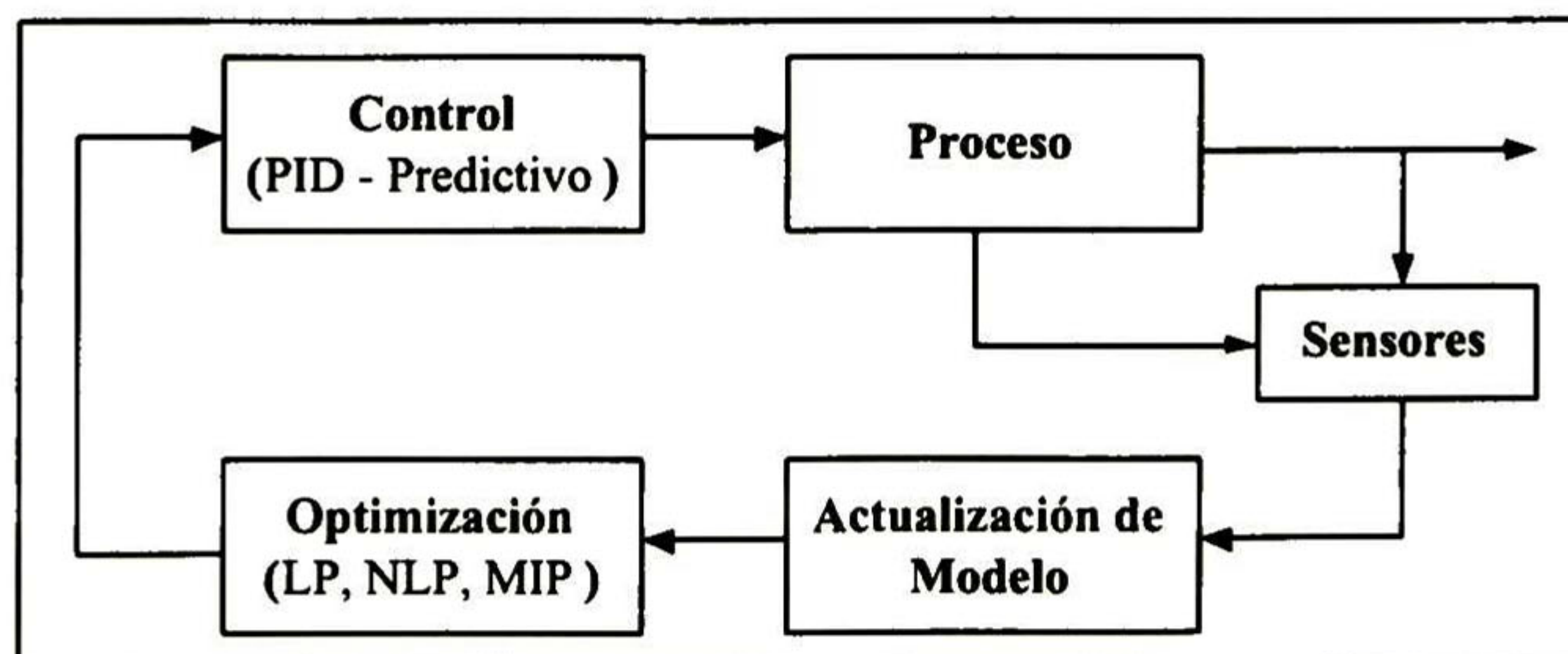


Figura 1.1: Estructura típica de un controlador optimizante en tiempo-real.

Existen otros tipos de **COTR** propuestos que utilizan el esquema de “*bias update*” para reducir los efectos que ocasionan las perturbaciones y aspectos no modelados del

proceso en el desempeño de los controladores. La idea detrás del “*bias update*” es estimar incertidumbres por medio de lecturas de las propiedades del proceso, es decir, la propiedad de la mezcla es comparada con las predecidas por el modelo, la diferencia entre la salida actual y la predecida se utiliza para actualizar un término “bias” que aparece en las restricciones del modelo utilizado por el controlador [3].

Recientemente, Singh *et al.* [7, 8] propusieron una formulación mejorada para el problema de optimización en la mezcla de gasolinas, el cual incluye un modelo estocástico de perturbaciones dentro del controlador optimizante. Utilizando programación matemática no lineal se reportan mejoras sobre la programación lineal.

A pesar de la importancia de los procesos de mezclado en las industrias, la estabilidad y convergencia del procedimiento generado en el esquema de “*bias update*” no ha sido considerado. Álvarez *et al.* [1] ofrecen una condición de estabilidad y convergencia suficiente en términos del “*tamaño*” de las incertidumbres (incluyendo no linealidades de las reglas de mezclado) y demuestran que el esquema de “*bias update*” puede ser interpretado como un controlador lineal integral retroalimentado actuando sobre la regulación óptima del error.

1.1. Industria petrolera nacional

La figura 1.2 muestra el arreglo físico de un proceso de mezclado de petróleo crudo, considerado representativo de los que se utilizan actualmente en la industria petrolera nacional. El proceso consiste de dos etapas: una etapa de mezclado y una etapa de almacenamiento y carga a buque tanques.

La etapa de mezclado está compuesta por tres tipos de nodos: nodos de mezclado (Mezcladores), un nodo de deshidratación (Deshidratador) y un nodo divisor de corriente (Círculo). Los mezcladores tienen dos corrientes de entrada y una de salida cada uno, el nodo divisor de corriente es utilizado para el envío de una mezcla considerada para consumo nacional y el nodo deshidratador se utiliza para la separación de agua contenida en el petróleo crudo.

La etapa de almacenamiento consta de tanques cerrados para almacenar el petróleo crudo que se produce en la etapa de mezclado y cargar los buque tanques.

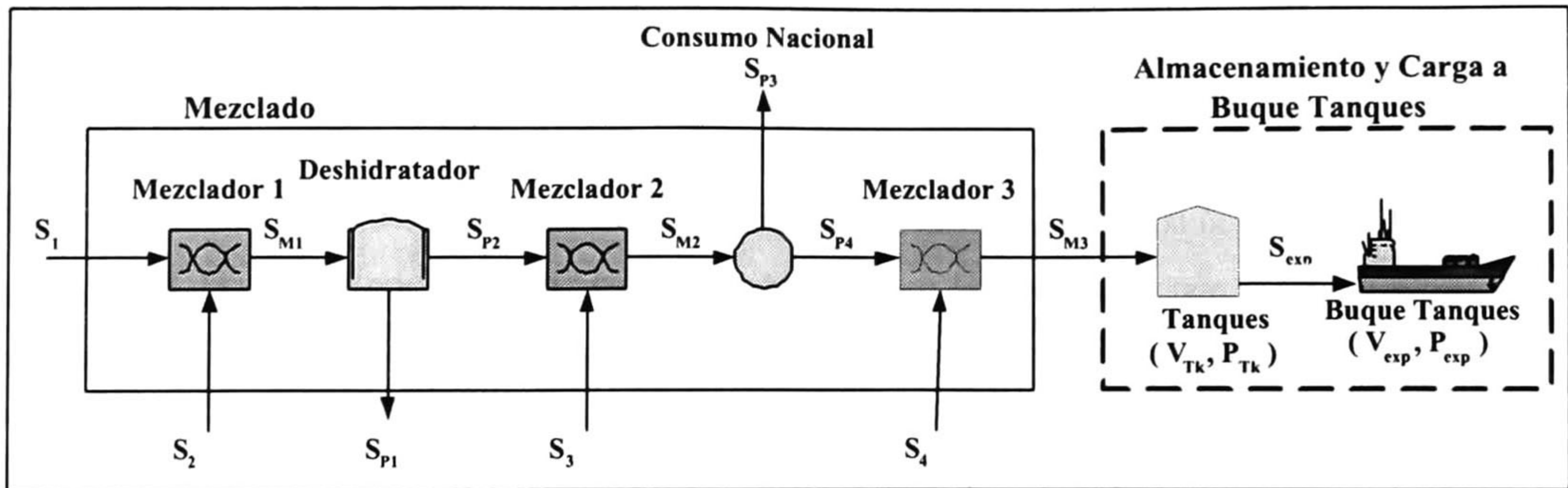


Figura 1.2: Proceso de mezclado de petróleo crudo

Actualmente, las operaciones de mezclado en la industria petrolera nacional se realizan de manera tal, que las propiedades de la mezcla que entregan están por encima de lo requerido ocasionando una fuga económica por producir una mezcla fuera de especificación. Esta situación crea una oportunidad para la aplicación de técnicas de control avanzadas en las operaciones de mezclado, como la aplicación de un control optimizante, para entregar una mezcla que cumpla con las propiedades requeridas y al mismo tiempo obtener un beneficio económico extra.

1.2. Objetivo de la tesis

El objetivo de esta tesis es mostrar que la situación actual de la industria petrolera nacional puede ser mejorada aplicando el controlador propuesto por Álvarez *et al.* [1], encontrando una combinación adecuada de la materia prima a utilizar tal que se produzca una mezcla de interés a un costo mínimo y al mismo tiempo, que cumpla con las condiciones de calidad requeridas, junto con las restricciones físicas del proceso.

1.3. Contenido de la tesis

En este capítulo se presentó en que consisten las operaciones de mezclado y su importancia dentro de las industrias que las realizan. Se describió la estructura y forma típica de operar de los controladores que comúnmente se utilizan para el control de las

operaciones de mezclado y el estado actual de los trabajos relacionados. Finalmente, se presentó la situación actual de estas operaciones en la industria petrolera nacional.

El capítulo 2 presenta la regla de mezclado que se utiliza en esta tesis para el cálculo de la densidad en la mezcla de petróleo crudo. Se describe el controlador que se utilizará en esta tesis propuesto por Álvarez *et al.* [1], donde el problema de control consiste en encontrar la combinación adecuada de las corrientes que se utilizarán en la mezcla, tal que la mezcla a producir se obtenga a un costo mínimo satisfaciendo las restricciones físicas del proceso. Finalmente, se presenta un ejemplo de una operación de mezclado donde se muestra la región de operación del controlador optimizante.

El capítulo 3 presenta el desarrollo de una estructura de control optimizante (basada en el controlador propuesto en el capítulo 2), para procesos de mezclado que contienen más de un nodo de mezclado utilizando un modelo distribuido y un modelo agregado del proceso. En el modelo distribuido, el proceso de mezclado se representa por puntos de mezclado independientes con un controlador para cada uno, teniendo solo información local del proceso. En el modelo agregado, el proceso de mezclado se representa como un solo punto de mezclado utilizando sólo un controlador, el cual tiene información global del proceso.

Se decide utilizar dos modelos que representen al proceso de mezclado para observar las ventajas que presenta tener un controlador por nodo mezclador o tener solamente un controlador para todos los mezcladores. Posteriormente se presenta un ejemplo de un proceso de mezclado donde se aplica el control optimizante desarrollado en ambas representaciones.

Finalmente, en el capítulo 3 se presenta el desarrollo de los modelos distribuido y agregado para procesos de mezclado que incluyen otros tipos de procesos o nodos, como procesos de deshidratación, nodos separadores de corrientes, etc.

El capítulo 4 presenta la aplicación del control optimizante a la etapa de mezclado del proceso de la figura 1.2, utilizando las representaciones distribuida y agregada desarrolladas en el capítulo 3. El objetivo del ejemplo es observar el comportamiento del control en ambas representaciones y compararlo con su contraparte lineal. Los resultados muestran que el controlador no lineal, en ambas representaciones del proceso, obtiene las propiedades requeridas en la mezcla, mientras que el controlador lineal

presenta una degradación en la densidad requerida. Otro resultado importante muestra que el controlador no lineal en el modelo agregado es menos sensible a cambios en el proceso que el de la representación distribuida.

Por último, el capítulo 5 discute los resultados obtenidos con una serie de conclusiones, el trabajo futuro y las publicaciones generadas de este trabajo de tesis.

Capítulo 2

COTR para mezclado de petróleo crudo

Existen diferentes propiedades de interés en una mezcla de petróleo crudo, como viscosidad, salinidad, contenido de agua, etc., pero una de las más importantes es la densidad de la mezcla y es la que se toma como base en esta tesis. Este capítulo describe una regla de mezclado no lineal que se utiliza para el cálculo de la densidad en la mezcla de petróleo crudo y el controlador optimizante que se utilizará para cumplir con las propiedades deseadas en la mezcla. Finalmente se tiene un ejemplo donde se muestra la región de solución del controlador y el efecto del error de modelado sobre esta región.

2.1. Regla de mezclado para petróleo crudo

Considere el mezclador de la figura 2.1 con una corriente de salida S_M como la mezcla homogénea de las m corrientes de entrada S . Cada corriente de entrada es representada por un vector de propiedades como

$$S_i = \{f_{i_{min}}, f_{i_{max}}, \rho_i, c_i\}, \quad i = \{1, 2, \dots, m\}$$

donde

- $f_{i_{(min,max)}}$ es el flujo mínimo y máximo disponible de la i -ésima corriente de

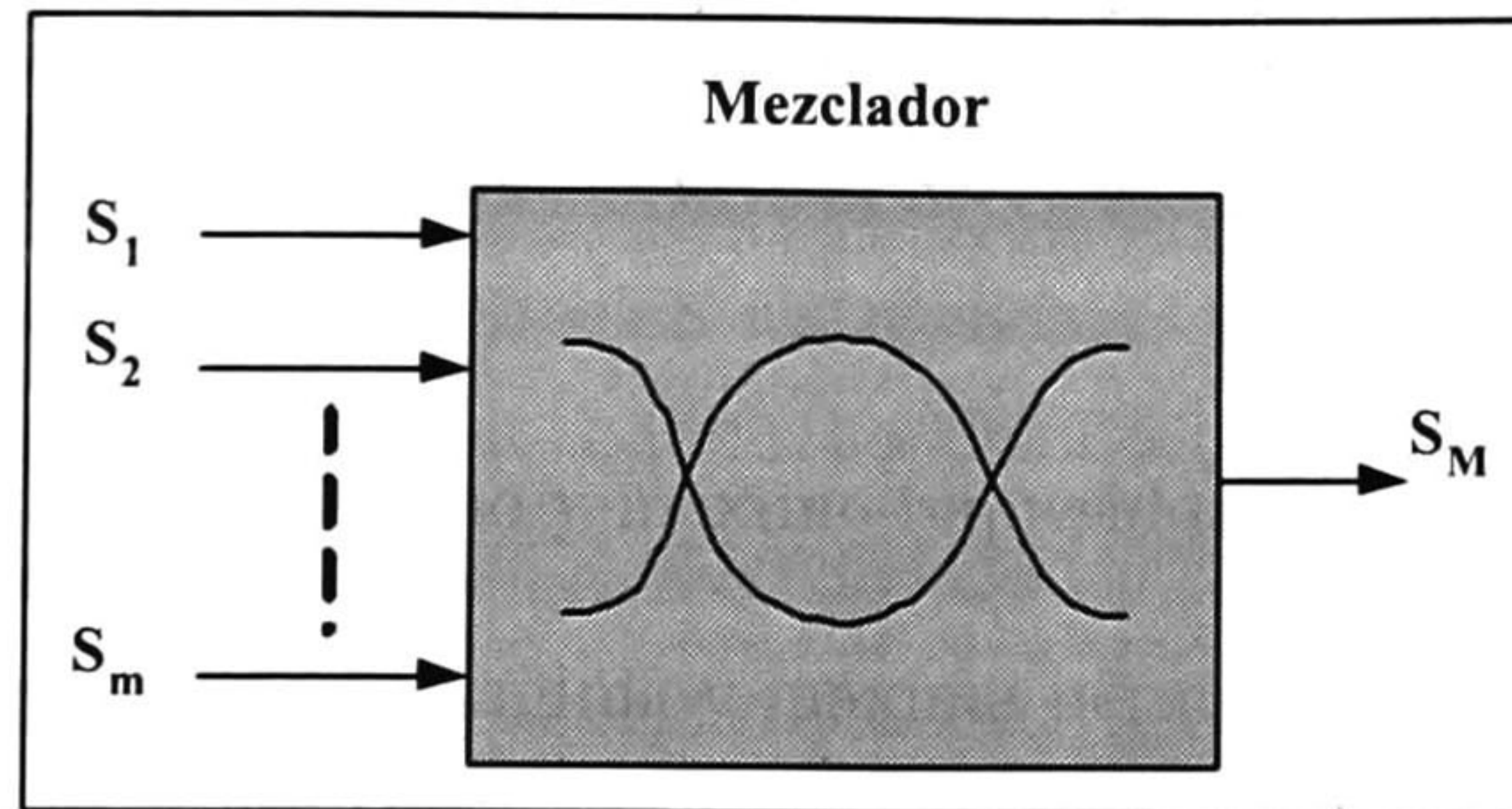


Figura 2.1: Mezcla homogénea de m componentes.

entrada, (kg/h)

- ρ_i es la densidad de la corriente, ($^{\circ}$ API)¹
- c_i es un costo asociado de la corriente por su utilización en la mezcla, (USD/kg)

Mientras que la corriente de salida se define por el vector

$$\mathbf{S}_M = \{f_{M_{min}}, f_{M_{max}}, \rho_{M_{min}}, \rho_{M_{max}}, c_M\}$$

donde

- $f_{M_{(min,max)}}$ es el flujo mínimo y máximo requerido, (kg/h)
- $\rho_{M_{(min,max)}}$ es la densidad mínima y máxima permitida en la mezcla, ($^{\circ}$ API)
- c_M es el costo de producción de la mezcla, (USD/h)

Si la mezcla fuera ideal su densidad, para todo $t > 0$ (con t denotando la variable tiempo), se puede obtener como

$$\rho_M(t) = \sum_{i=1}^m \frac{f_i(t)\rho_i}{f_M} \quad (2.1)$$

pero, en general (2.1) no es correcta, ya que la regla de mezclado está dada por una función de las densidades y una no linealidad en los flujos de las corrientes de entrada, $\rho_M(t) = g(f(t), \rho)$. Una alternativa es agregar un término de corrección

¹Unidad comúnmente utilizada para la medida indirecta de la densidad del petróleo crudo. [4]

$\Delta\rho_M(t)$ a (2.1), llamado “propiedad en exceso” o “desviación de lo ideal”. Siguiendo ideas de las ecuaciones viriales de los gases [10], el término $\Delta\rho_M(t)$ se propone como

$$\Delta\rho_M(t) = \sum_{j=1}^{m-1} \prod_{i=j+1}^m \frac{\pi_{j,i} f_j(t) f_i(t)}{f_M^2} \quad (2.2)$$

donde $\pi_{j,i}$ es el coeficiente de interacción entre los componentes j e i que se mezclarán y su valor es obtenido empíricamente [6] como

$$\pi_{j,i} = -\delta(\rho_j + \rho_i)$$

donde δ es un parámetro de ajuste. Entonces, la densidad de la mezcla se obtiene de una regla de mezclado definida como la suma de una función lineal corregida por una no lineal,

$$\begin{aligned} \rho_M(t) &= \rho_M(t)_{Lineal} + \rho_M(t)_{No\ Lineal} \\ \rho_M(t) &= \sum_{i=1}^m \frac{f_i(t) \rho_i}{f_M} + \sum_{j=1}^{m-1} \prod_{i=j+1}^m \frac{\pi_{j,i} f_j(t) f_i(t)}{f_M^2} \end{aligned} \quad (2.3)$$

siendo la ecuación (2.3) la que se utilizará en esta tesis.

2.2. COTR propuesto

Básicamente, el problema de control es un problema de optimización de costos sobre los flujos de las corrientes de entrada al mezclador, sujeto a restricciones físicas del proceso. Asumiendo que no existen efectos dinámicos por almacenamiento en el mezclador, el problema de optimización se define como

$$\min \quad \mathbf{c}^T \mathbf{f}(t) \quad t > 0 \quad (2.4)$$

sujeto a las siguientes restricciones

- Disponibilidad mínima y máxima de los flujos de entrada al mezclador

$$\mathbf{f}_{min} \leq \mathbf{f}(t) \leq \mathbf{f}_{max} \quad (2.5)$$

- Demanda total de flujo en la mezcla (Balance de materia)

$$\sum_{i=1}^m f_i(t) = f_M \quad (2.6)$$

- Densidad mínima y máxima permitida en la mezcla

$$\rho_{M_{min}} \leq \rho_M(t) \leq \rho_{M_{max}} \quad (2.7)$$

donde, para cada instante de tiempo t , la ecuación (2.4) describe la función objetivo en la optimización (que en este caso es minimizar costo por flujo), la ecuación (2.5) la disponibilidad mínima y máxima de los flujos de entrada, la ecuación (2.6) el balance de materia y la ecuación (2.7) la densidad mínima y máxima permitida en la mezcla.

Aunque en la mayoría de los casos las reglas de mezclado se definen como funciones no lineales, aquí se considera que $\rho_M(t)$ es descrita como en la ecuación (2.3), de esta manera, la restricción (2.7) se puede reescribir como

$$\rho_{M_{min}} \leq \frac{\boldsymbol{\rho}^T \mathbf{f}(t)}{f_M} + \Delta\rho_M(t) \leq \rho_{M_{max}} \quad (2.8)$$

donde $\mathbf{f}(t)$ es el vector de los flujos de las corrientes de entrada en la mezcla, $\boldsymbol{\rho}$ es el vector que contiene las densidades ρ_i y $\Delta\rho_M(t)$ es la parte de la regla de mezclado que describe los efectos no lineales o las desviaciones de lo ideal. Con esta modificación en el problema de optimización se puede observar que las ecuaciones (2.4–2.7) definen un problema de optimización no lineal.

Basados en la información de la forma de operar un controlador optimizante y asumiendo lo siguiente

- A.1** La no linealidad $\Delta\rho_M(t)$ se desconoce. Esto significa que $\Delta\rho_M(t)$ no está disponible para la solución del problema de optimización (2.4)–(2.7);
- A.2** La densidad $\rho_M(t)$ está disponible por medio de lecturas del proceso con un tiempo de muestreo $T_s > 0$;
- A.3** Los valores nominales $\bar{\boldsymbol{\rho}}$ de $\boldsymbol{\rho}$ son conocidos. En muchos COTR's comerciales se toman lecturas de las propiedades de las corrientes de entrada ocasionando una

retroalimentación directa en el controlador. En esta tesis se considera el caso donde el equipo de medición es muy caro y que solo se toman lecturas de las propiedades de la mezcla.

se define una función de error de modelado $\eta(t)$ como

$$\eta(t) = \frac{[\boldsymbol{\rho} - \bar{\boldsymbol{\rho}}]^T \mathbf{f}(t)}{f_M} + \Delta\rho_M(t) \quad (2.9)$$

la cual capturará el comportamiento no lineal de la mezcla que se desconoce (A.1). El error de modelado $\eta(t)$ se puede reconstruir a partir de las lecturas de las propiedades de la mezcla (A.2). Sabemos que

$$\rho_M(t) = \frac{\boldsymbol{\rho}^T \mathbf{f}(t)}{f_M} + \Delta_M(t)$$

y utilizando (2.9) obtenemos una expresión para $\Delta\rho_M(t)$

$$\Delta\rho_M(t) = \eta(t) - \frac{[\boldsymbol{\rho} - \bar{\boldsymbol{\rho}}]^T \mathbf{f}(t)}{f_M}$$

donde finalmente tenemos que

$$\eta(t) = \rho_M(t) - \frac{\bar{\boldsymbol{\rho}}^T \mathbf{f}(t)}{f_M} \quad (2.10)$$

En principio, (2.10) se puede utilizar para compensar las incertidumbres de la regla de mezclado en el problema (2.4–2.7), pero esto llevaría a un COTR impropio en el sentido de que $\mathbf{f}(t)$ se requiere para calcular el error de modelado en (2.10) y al mismo tiempo en el problema de optimización (2.4–2.7), esto es $\mathbf{f}(t)$ se requiere para calcularse el mismo. Tomando como base A.2, este problema se soluciona realizando una estimación retardada de las propiedades de la mezcla con los cambios $t_k = kT_s$, $\mathbf{f}_k = \mathbf{f}(t_k)$ y $\eta_k = \eta(t_k)$ y definiendo un COTR discreto con estimación de error de modelado como sigue

$$\min \quad \mathbf{c}^T \mathbf{f}_k \quad k \geq 1 \quad (2.11)$$

sujeto a

$$\mathbf{f}_{min} \leq \mathbf{f}_k \leq \mathbf{f}_{max} \quad (2.12)$$

$$\sum_{i=1}^m f_{i_k} = f_M \quad (2.13)$$

$$\rho_{M_{min}} \leq \frac{\bar{\rho}^T \mathbf{f}_k}{f_M} + \eta_k \leq \rho_{M_{max}} \quad (2.14)$$

donde

$$\eta_k = \rho_{M_{k-1}} - \frac{\bar{\rho}^T \mathbf{f}_{k-1}}{f_M}, \quad \eta_1 = 0 \quad (2.15)$$

La ecuación (2.15) es la estimación del error de modelado para compensar las desviaciones de lo ideal, comúnmente conocido como “*bias update*”. El COTR discreto en (2.11–2.15) es lo que proponen Álvarez *et al.* [1]. Además, (2.11–2.14) para cada valor de k se convierte en un problema de optimización lineal, el cual puede ser resuelto con métodos lineales tradicionales, como *Simplex*.

2.3. Región de solución del COTR

En esta sección se verá un ejemplo de un proceso de mezclado con dos corrientes de entrada y una de salida. El objetivo del ejemplo es presentar la región de solución del controlador y el efecto de la no linealidad de la mezcla en la solución del problema de optimización.

2.3.1. Ejemplo

Un proceso de mezclado con 2 corrientes de entrada $\mathbf{S}_1 = \{2.0, 9.0, 33.5, 0.1833\}$ y $\mathbf{S}_2 = \{1.0, 8.0, 30.0, 0.1795\}$ requiere que la mezcla \mathbf{S}_M tenga un flujo total de salida $f_M = f_{M_{min}} = f_{M_{max}} = 10.0$, una densidad que se encuentre entre $\rho_{M_{min}} = 31.5$ y $\rho_{M_{max}} = 33.0$ a un costo mínimo c_M . El tiempo de simulación es de 10 horas y la lectura de la mezcla de salida se realiza cada hora.

Entonces, el problema de optimización es

$$\min [0.1833 f_{1k} + 0.1795 f_{2k}]$$

sujeto a:

$$\begin{aligned} [2.0 \quad 1.0] &\leq [f_{1k} \quad f_{2k}] \leq [9.0 \quad 8.0] \\ f_{1k} + f_{2k} &= 10.0 \\ 31.5 &\leq \frac{33.5 f_{1k} + 30.0 f_{2k}}{10.0} + \eta_k \leq 33.0 \end{aligned}$$

El problema se resuelve utilizando la rutina de optimización lineal *linprog* con un programa hecho en *MatLab* y los resultados obtenidos son

$$[f_{1_{10}} \quad f_{2_{10}}] = [5.2 \quad 4.8]$$

$$\rho_{M_{10}} = \rho_{M_{min}} = 31.5$$

$$c_M = 1.812$$

$$\eta_{10} = -0.2$$

El costo c_M se obtiene de evaluar la función objetivo con los valores f_k obtenidos en cada paso o iteración, en este caso se obtuvo para $k = 10$.

Debido a que el ejemplo anterior solo tiene dos corrientes de entrada y una de salida, nos permite comprobar la solución del problema de optimización construyendo una gráfica bidimensional con f_{1_k} como el eje **X** y f_{2_k} como el eje **Y**. Como primer paso se define una región **M**, delimitada por la ecuación (2.12) que es la restricción de flujos de las corrientes de entrada y para cada valor de k se define una recta **P**, dada por la ecuación (2.13) que es el balance de materia, y dos rectas paralelas **K** y **L** dadas por la ecuación (2.14) que son las restricciones sobre la densidad de la mezcla deseada.

$$\mathbf{M} \stackrel{def}{=} \{ \mathbf{f}_k \in \mathcal{R}^2 \mid \mathbf{f}_{min} \leq \mathbf{f}_k \leq \mathbf{f}_{max}, \quad \mathbf{f}_k \geq 0 \}$$

$$\mathbf{P} \stackrel{def}{=} f_M - f_{1_k} = f_{2_k}$$

$$\mathbf{K} \stackrel{def}{=} \frac{f_M (\rho_{M_{min}} - \eta_k) - f_{1_k} \bar{\rho}_1}{\bar{\rho}_2} = f_{2_k}$$

$$\mathbf{L} \stackrel{def}{=} \frac{f_M (\rho_{M_{max}} - \eta_k) - f_{1_k} \bar{\rho}_1}{\bar{\rho}_2} = f_{2_k}$$

De acuerdo a las definiciones anteriores y los resultados obtenidos para $k = 10$, se tiene la gráfica de la figura 2.2, donde la solución está determinada por el cruce de la recta **K** y la recta **P** dentro de la región **M**. Esto indica que el proceso cumplirá con las propiedades ρ_M y f_M deseadas en la mezcla. Ahora, ¿qué pasa si el error $\eta_{10} = 0$ y se tienen los mismos requerimientos en el proceso? o ¿qué sucede al utilizar un control optimizante lineal?, esto se observa en la gráfica de la figura 2.3. La solución

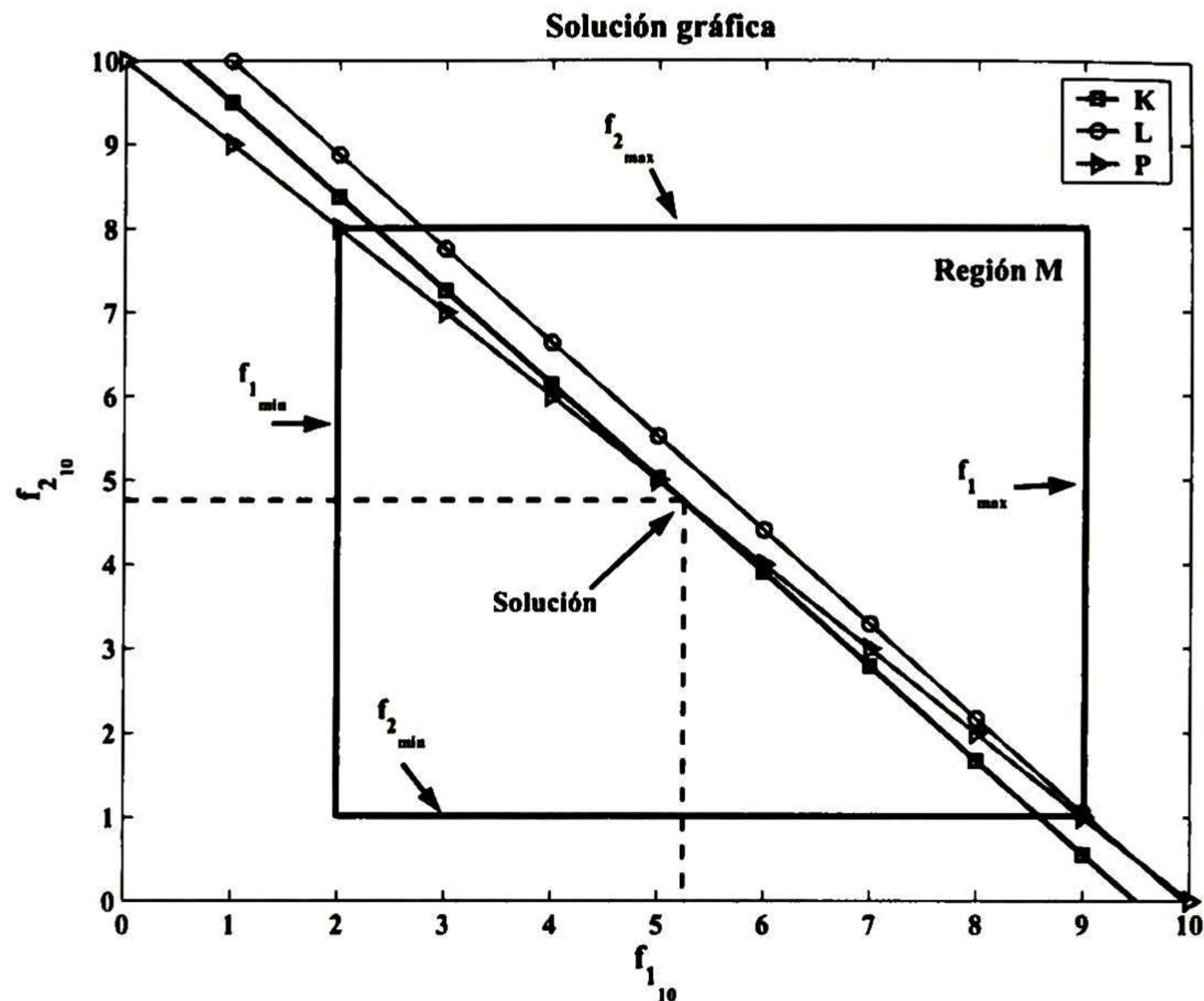


Figura 2.2: Solución gráfica del ejemplo con $\eta_{10} \neq 0$.

óptima encontrada por el controlador lineal se determina de la misma manera que con el controlador no lineal, con el cruce de las rectas **K** y **P** dentro de la región **M**. La solución encontrada indica que cumplirá con los requerimientos en la mezcla, pero en realidad esto no sucede así, solo cumplirá con el balance de materia o el flujo deseado, pero presentará una degradación en la densidad deseada como se muestra en la figura 2.4. Esta degradación en la densidad de la mezcla es debido a que el controlador desconoce la no linealidad o el valor del error de modelado.

De las figuras 2.2 y 2.3 se hacen las siguientes observaciones:

- El efecto principal del error de modelado es encontrar los valores óptimos de los flujos de las corrientes de entrada que cumplirán con las características deseadas en la mezcla. Sin embargo, si el valor del error de modelado η es muy grande, la solución al problema de optimización podría no existir.
- Debido a que las densidades de las corrientes de entrada son muy similares, el controlador no convergerá a los valores óptimos del proceso si estas densidades varían de manera inesperada, donde las rectas **K** y **L** cambiarían de pendiente

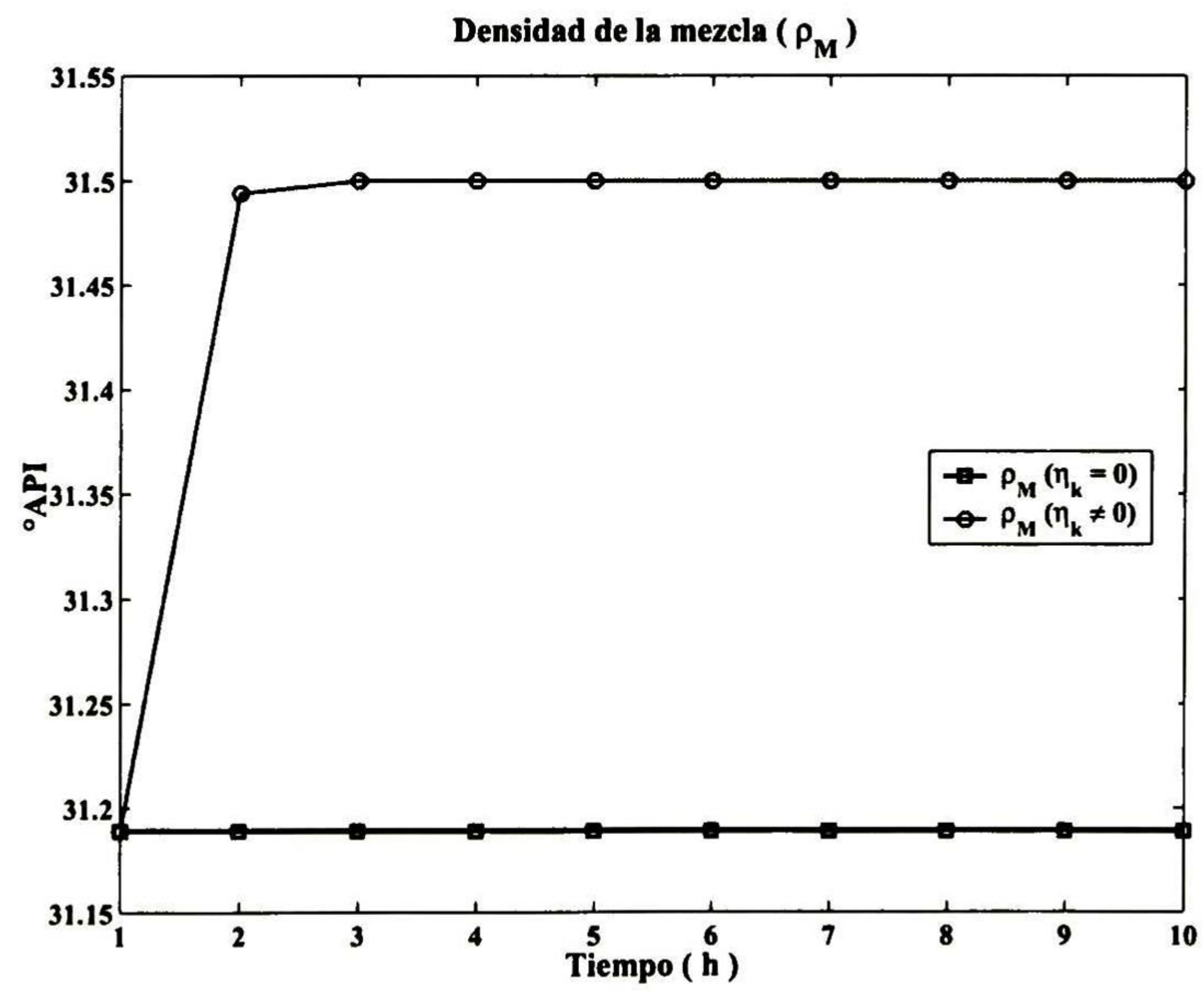


Figura 2.4: Comportamiento de la densidad en la mezcla.

Capítulo 3

Control de mezclado en línea

En este capítulo se presenta la estructura del control optimizante descrito en el capítulo 2 para procesos de mezclado en línea que contienen más de un nodo mezclador y para procesos de mezclado que incluyen otros tipos de nodos en el proceso. Se utiliza un modelo distribuido y un modelo agregado para representar el proceso de mezclado. En el modelo distribuido, el proceso se representa por nodos de mezcla individuales con un controlador cada uno, los cuales tienen información local del proceso. En el modelo agregado, el proceso se representa como un nodo de mezclado utilizando solo un controlador, el cual tiene información global del proceso. Por último, se presenta un ejemplo para ambas representaciones del proceso, comparando el desempeño del controlador propuesto con su contraparte lineal.

3.1. Descripción del problema

La figura 3.1 muestra un proceso de mezclado en línea de petróleo crudo, el cual consiste de n mezcladores con dos corrientes de entrada y una de salida cada uno. Observe que en este tipo de arreglos la corriente de salida de un mezclador se convierte directamente en la corriente de entrada del siguiente, siendo esta característica la única interacción entre los mezcladores. Aquí el problema es encontrar una estructura de control optimizante, como la que se introdujo en el capítulo 2 para el proceso de mezclado de la figura 3.1, que considere las restricciones físicas del proceso (capacidades

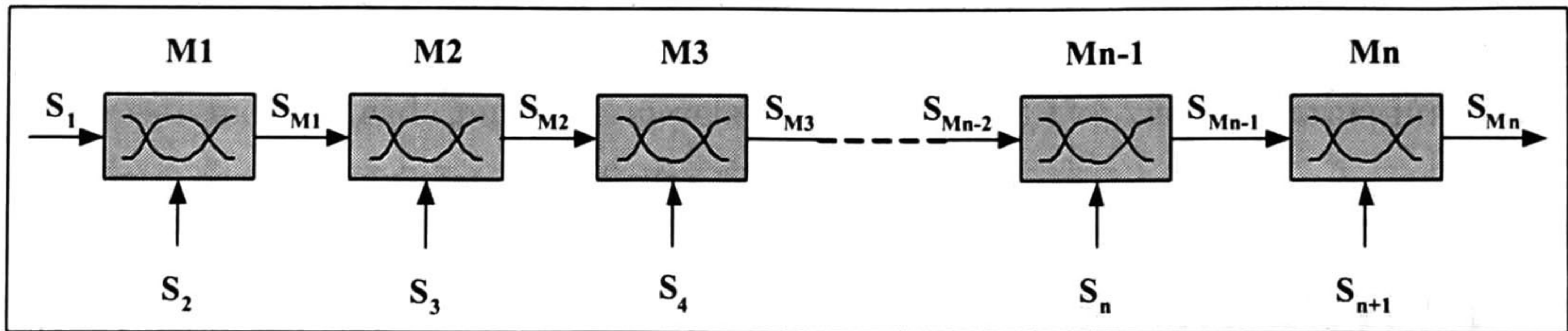


Figura 3.1: Proceso de mezclado con n mezcladores.

de flujo, disponibilidad de materia prima, etc.) y que al mismo tiempo cumpla con las especificaciones requeridas en la mezcla a producir (densidad mínima y máxima, flujo total, etc). Dicha estructura dependerá del modelo que represente al proceso de mezclado, como a continuación se describe.

3.2. Modelo distribuido

En este modelo, cada punto de mezclado de la figura 3.1 es visto de forma independiente, como se muestra en la figura 3.2.

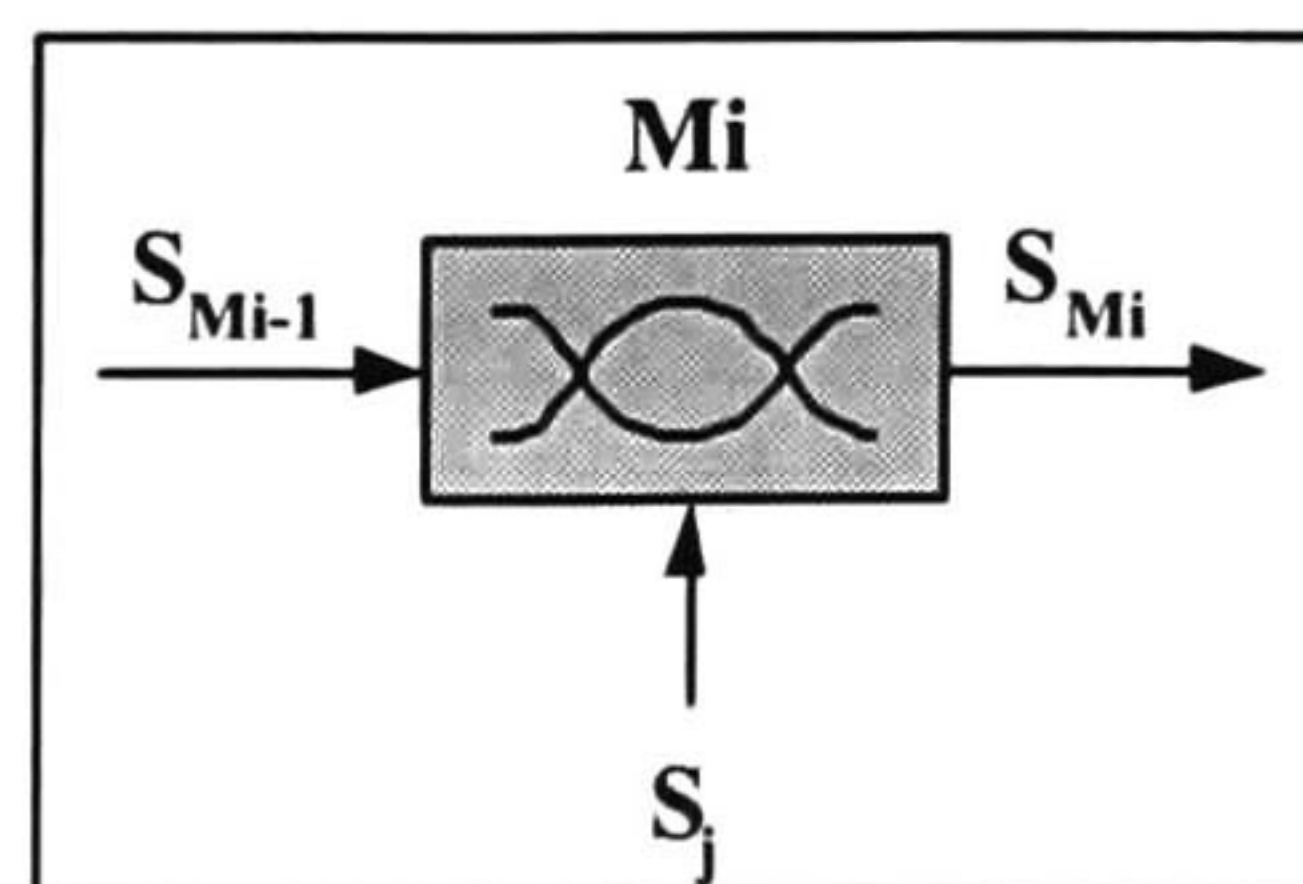


Figura 3.2: Representación distribuida del proceso de mezclado.

Cada nodo mezclador solo tendrá información de las propiedades de las corrientes que ingresan en él y las características requeridas en la corriente de salida o la mezcla deseada. Como se podrán imaginar, esto hace que la información que obtiene el controlador asignado a este punto de mezcla solo conozca información local del proceso y por lo tanto desconoce las capacidades físicas de los demás puntos de mezclado.

3.2.1. Cálculo de la densidad ρ_{Mi_k} y el problema de optimización

De la figura 3.2, el flujo f_{Mi} y la densidad ρ_{Mi_k} de la corriente \mathbf{S}_{Mi} se obtienen como

$$\begin{aligned} f_{Mi} &= f_{M(i-1)_k} + f_{j_k} \\ \rho_{Mi_k} &= \left(\bar{\rho}_{M(i-1)} f_{M(i-1)_k} + \bar{\rho}_j f_{j_k} + \frac{\pi_{(M(i-1),j)} f_{M(i-1)_k} f_{j_k}}{f_{Mi}} \right) \frac{1}{f_{Mi}} \\ i &= \{1, 2, \dots, n\}, j = \{i + 1\} \end{aligned}$$

y la optimización es

$$\min (c_{M(i-1)} f_{M(i-1)_k} + c_j f_{j_k}), \quad k \geq 1$$

sujeto a:

- Disponibilidad mínima y máxima de los flujos de entrada al mezclador

$$[f_{M(i-1)_{min}} \quad f_{j_{min}}] \leq [f_{M(i-1)_k} \quad f_{j_k}] \leq [f_{M(i-1)_{max}} \quad f_{j_{max}}]$$

- Demanda total de flujo en la mezcla (Balance de materia)

$$f_{M(i-1)_k} + f_{j_k} = f_{Mi}$$

- Densidad mínima y máxima permitida en la mezcla

$$\rho_{Mi_{min}} \leq \frac{\bar{\rho}_{M(i-1)} f_{M(i-1)_k} + \bar{\rho}_j f_{j_k}}{f_{Mi}} + \eta_{Mi_k} \leq \rho_{Mi_{max}}$$

donde

$$\eta_{Mi_k} = \rho_{Mi_{k-1}} - \frac{\bar{\rho}_{M(i-1)} f_{M(i-1)_{k-1}} + \bar{\rho}_j f_{j_{k-1}}}{f_{Mi}}, \quad \eta_{Mi_1} = 0$$

Si el proceso de mezclado solo tiene un mezclador ($n = 1$), entonces $\mathbf{S}_{M(i-1)} = \mathbf{S}_1$.

La forma de operar del controlador bajo esta representación es de manera secuencial, resuelve el problema de optimización en cada punto de mezclado comenzando por el último, ya que en este punto se cuenta con los requerimientos de producción. Una vez obtenida la solución en ese punto y si se satisfacen las restricciones de balance de masa y densidad requerida, entonces los valores de flujo y densidad obtenidos son utilizados como referencias para el punto de mezclado que le precede. El control mantiene estos valores hasta que se realiza un cambio en las condiciones de operación del proceso que obliguen a calcular de nuevo estas referencias.

3.3. Modelo agregado

El modelo consiste en representar el mezclado en línea de petróleo crudo de la figura 3.1 de manera agregada, como se muestra en la figura 3.3. Bajo esta representación

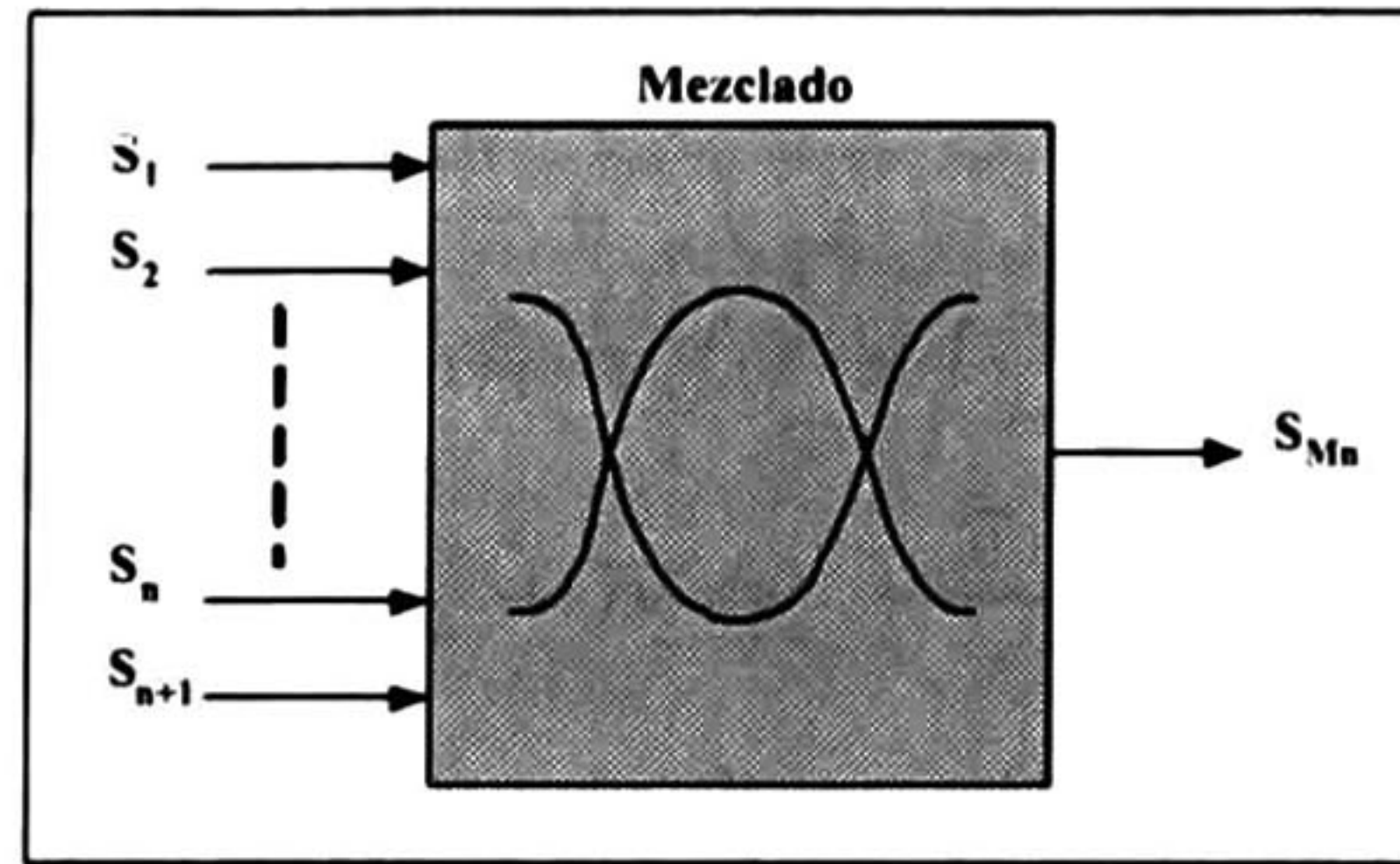


Figura 3.3: Modelo agregado del mezclado en línea de petróleo crudo.

la relación existente entre las corrientes de entrada S y la de salida S_{Mn} es obtenida a partir de las ecuaciones de balance de materia y regla de mezclado existentes en cada mezclador.

3.3.1. Cálculo de la densidad ρ_{Mn_k} y el problema de optimización

De la figura 3.1, el flujo f_{M1} y la densidad ρ_{M1_k} en la corriente S_{M1} están dados por

$$f_{M1} = f_{1_k} + f_{2_k}, \quad (3.1)$$

$$\rho_{M1_k} = \left[\bar{\rho}_1 f_{1_k} + \bar{\rho}_2 f_{2_k} + \frac{\pi_1 f_{1_k} f_{2_k}}{f_{M1}} \right] \frac{1}{f_{M1}} \quad (3.2)$$

y para el flujo f_{M2} y la densidad ρ_{M2_k} en la corriente S_{M2}

$$f_{M2} = f_{M1} + f_{3_k},$$

$$\rho_{M2_k} = \left[\rho_{M1_k} f_{M1} + \bar{\rho}_3 f_{3_k} + \frac{\pi_2 f_{M1} f_{3_k}}{f_{M2}} \right] \frac{1}{f_{M2}}$$

utilizando (3.1) y (3.2),

$$f_{M2} = f_{1_k} + f_{2_k} + f_{3_k} \quad (3.3)$$

$$\rho_{M2_k} = \left[\left(\bar{\rho}_1 f_{1_k} + \bar{\rho}_2 f_{2_k} + \frac{\pi_1 f_{1_k} f_{2_k}}{f_{1_k} + f_{2_k}} \right) + \bar{\rho}_3 f_{3_k} + \frac{\pi_2 (f_{1_k} + f_{2_k}) f_{3_k}}{f_{M2}} \right] \frac{1}{f_{M2}} \quad (3.4)$$

finalmente, separando (3.4) en parte lineal y no lineal,

$$\rho_{M2k} = \left[\underbrace{\bar{\rho}_1 f_{1k} + \bar{\rho}_2 f_{2k} + \bar{\rho}_3 f_{3k}}_{\text{Lineal}} + \underbrace{\frac{\pi_1 f_{1k} f_{2k}}{f_{1k} + f_{2k}} + \frac{\pi_2 (f_{1k} + f_{2k}) f_{3k}}{f_{1k} + f_{2k} + f_{3k}}}_{\text{No Lineal}} \right] \frac{1}{f_{1k} + f_{2k} + f_{3k}} \quad (3.5)$$

Podemos observar de (3.5) que la relación del flujo y la densidad final de la mezcla en un proceso de mezclado como el de la figura 3.1 se pueden generalizar para obtener las siguientes relaciones

$$f_{Mn} = \sum_{g=1}^n f_{gk} \quad (3.6)$$

$$\rho_{Mn_k} = \left[\sum_{h=1}^{n+1} \bar{\rho}_h f_{h_k} + \sum_{i=1}^n \frac{\pi_i \left(\sum_{j=1}^i f_{j_k} \right) f_{(i+1)_k}}{f_{Mn}} \right] \frac{1}{f_{Mn}} \quad (3.7)$$

Una vez obtenidas la relaciones (3.6) y (3.7) el problema de optimización es

$$\min \mathbf{c}^T \mathbf{f}_k, \quad k \geq 1$$

sujeto a

- Disponibilidad mínima y máxima de los flujos de entrada al mezclador

$$\mathbf{f}_{min} \leq \mathbf{f}_k \leq \mathbf{f}_{max}$$

- Demanda de flujo en la mezcla (Balance de materia)

$$\sum_{i=1}^{n+1} f_{i_k} = f_{Mn} \quad (3.8)$$

- Densidad mínima y máxima permitida en la mezcla

$$\rho_{Mn_{min}} \leq \frac{\bar{\rho}^T \mathbf{f}_k}{f_{Mn}} + \eta_k \leq \rho_{Mn_{max}}$$

donde

$$\eta_k = \rho_{Mn_{k-1}} - \frac{\bar{\rho}^T \mathbf{f}_{k-1}}{f_{Mn}}, \quad \eta_1 = 0$$

3.4. Ejemplo

Para mostrar el desempeño del control optimizante, considere como ejemplo un proceso de mezclado con tres mezcladores ($n = 3$), utilizando las representaciones distribuida y agregada del proceso. Las propiedades de las corrientes de entrada se describen en la tabla 3.1 y las propiedades requeridas en la corriente S_{M3} son: una densidad $\rho_{M3} = 30.0$ °API y un flujo constante $f_{M3} = 7500$ (kg/h) a un costo mínimo c_{M3} . Se escoge un tiempo de 25 horas para la simulación con un periodo de muestreo de 1 hora. La robustez del controlador se muestra aplicando los siguientes cambios: en

Tabla 3.1: Propiedades de las corrientes de entrada.

	S_1	S_2	S_3	S_4
f_{min}	10	10	10	10
f_{max}	8300	8300	8300	8300
$\bar{\rho}$	31.2	33.5	25.5	32.0
c	0.1808	0.1833	0.1745	0.1817

$t_k = 10$ h, el valor de la densidad requerida en la mezcla cambia a 31.5 y en $t_k = 18$ h, la densidad $\bar{\rho}_1$ varía en +2%, $\bar{\rho}_2$ en -8%, $\bar{\rho}_3$ en -8% y $\bar{\rho}_4$ en +5%.

3.4.1. Resultados con el modelo distribuido

La figura 3.4 muestra el comportamiento de la densidades ρ_{M3} generadas con los controladores lineal y no lineal en la representación distribuida del proceso de mezclado. Se observa que la falta de información de la contribución no lineal de la regla de mezclado en el control lineal, hace que entregue una densidad degradada en la mezcla.

Cuando ocurre un cambio en la densidad ρ_{M3} , el controlador no lineal cumple con el nuevo requerimiento mientras que su contraparte lineal no puede. Ambos controladores responden a los cambios de densidad en las corrientes de entrada, sin embargo el control lineal sigue sin cumplir con la densidad requerida mientras que el control no lineal logra regresar al valor de referencia anterior.

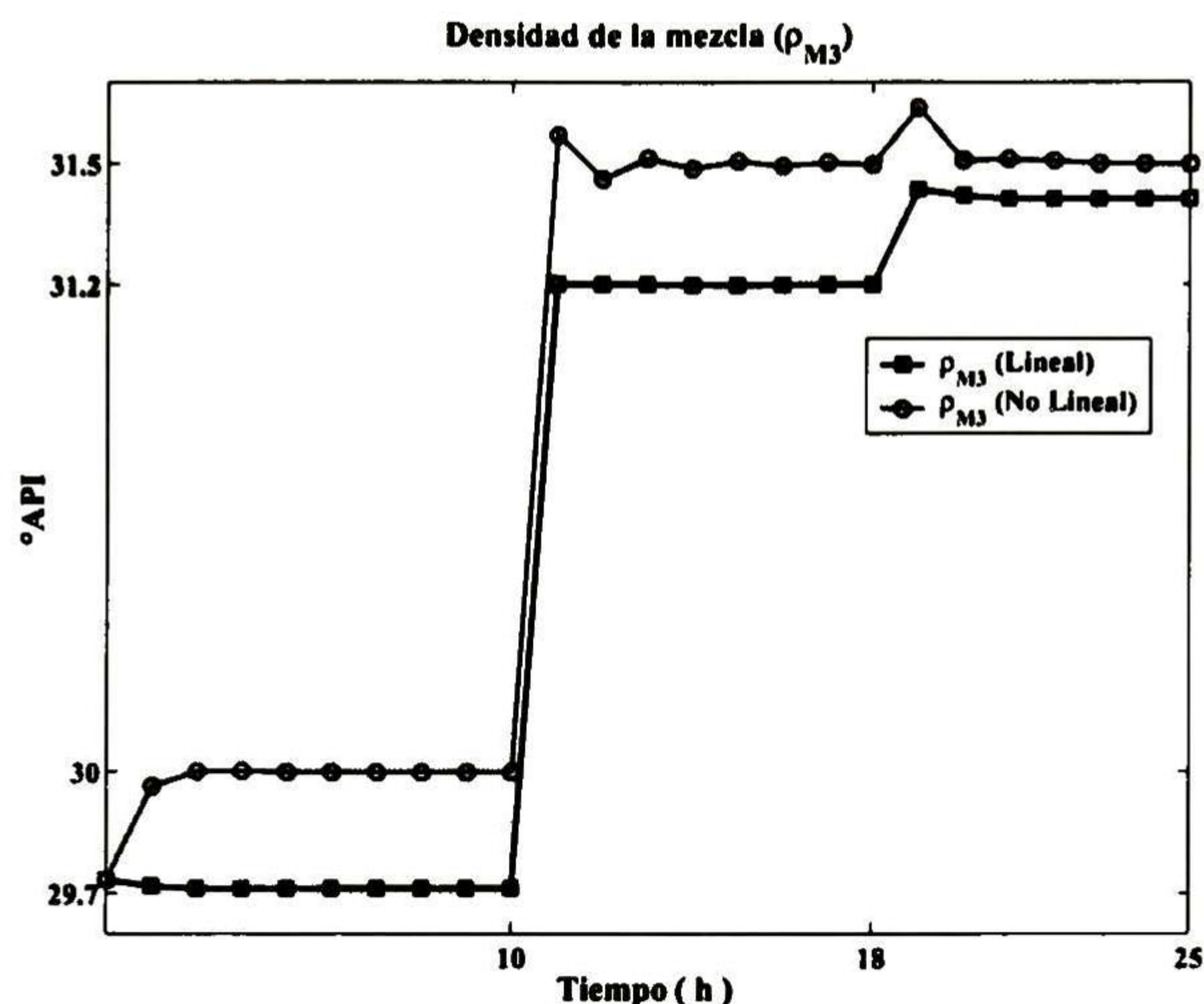


Figura 3.4: Comportamiento de la densidad de la mezcla (Modelo distribuido).

Todos los cambios ocurridos durante el mezclado se reflejan en la decisión del controlador sobre la combinación adecuada de los flujos de entrada para cumplir con las restricciones de balance y densidad requeridos, en este caso se muestran las decisiones del control no lineal en la figura 3.5.

3.4.2. Resultados con el modelo agregado

La figura 3.6 muestra el comportamiento de las densidades ρ_{M3} generadas por los controladores lineal y no lineal en la representación agregada del proceso de mezclado. Al igual que en la representación distribuida, el control no lineal si logra cumplir con los requerimientos en la mezcla mientras que el lineal entrega una densidad degradada en la mezcla y como consecuencia no cumple con lo requerido.

Un punto importante a notar en esta representación, es que la estabilización de la densidad en la mezcla es más rápida y es menos sensible a los cambios de las propiedades de las corrientes de entrada que la de la representación distribuida, esto se muestra en la figura 3.7, donde se ve que el controlador no lineal encuentra más rápido una combinación adecuada de los flujos de entrada para cumplir con la densidad de la mezcla y el balance de materia.

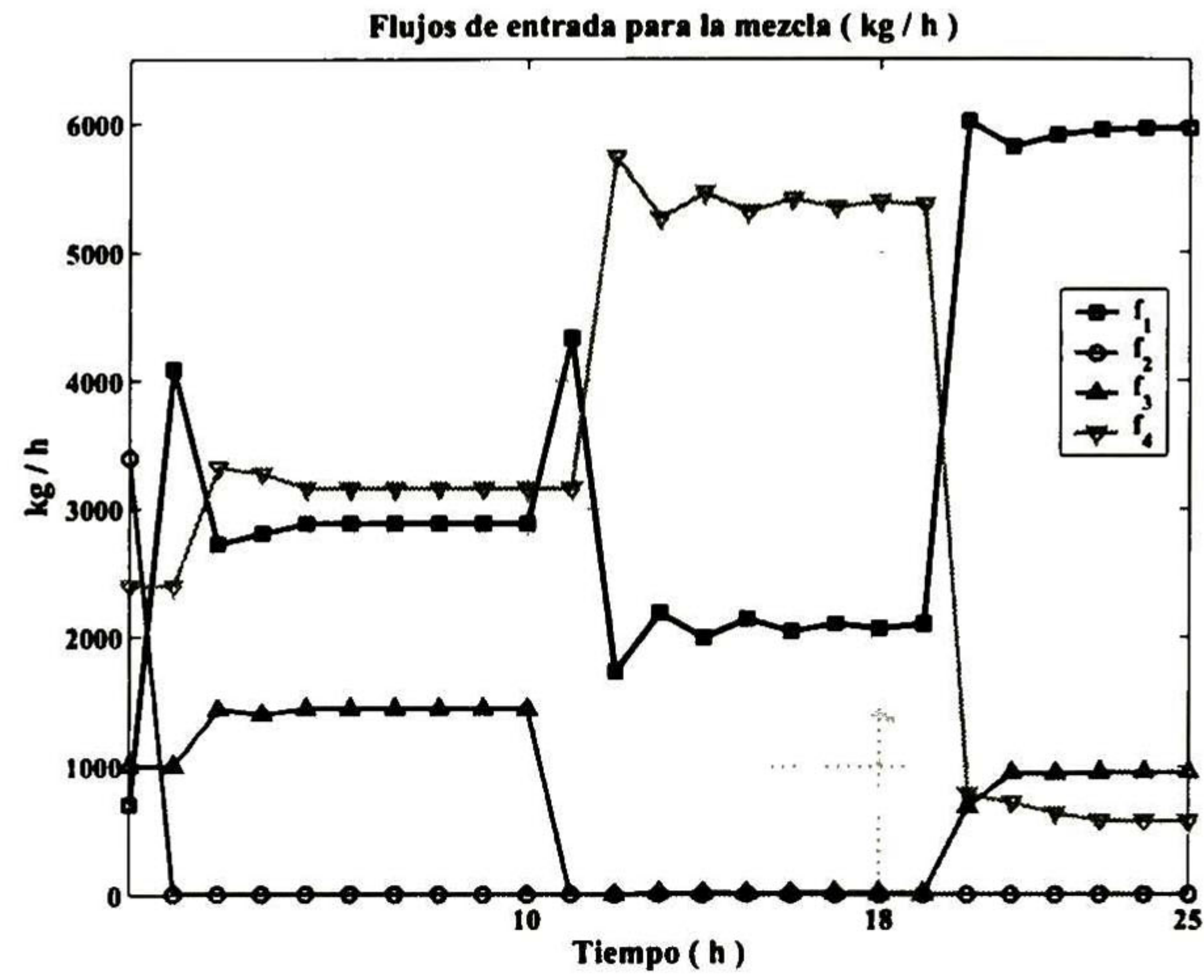


Figura 3.5: Comportamiento de los flujos de entrada para la mezcla (Modelo distribuido).

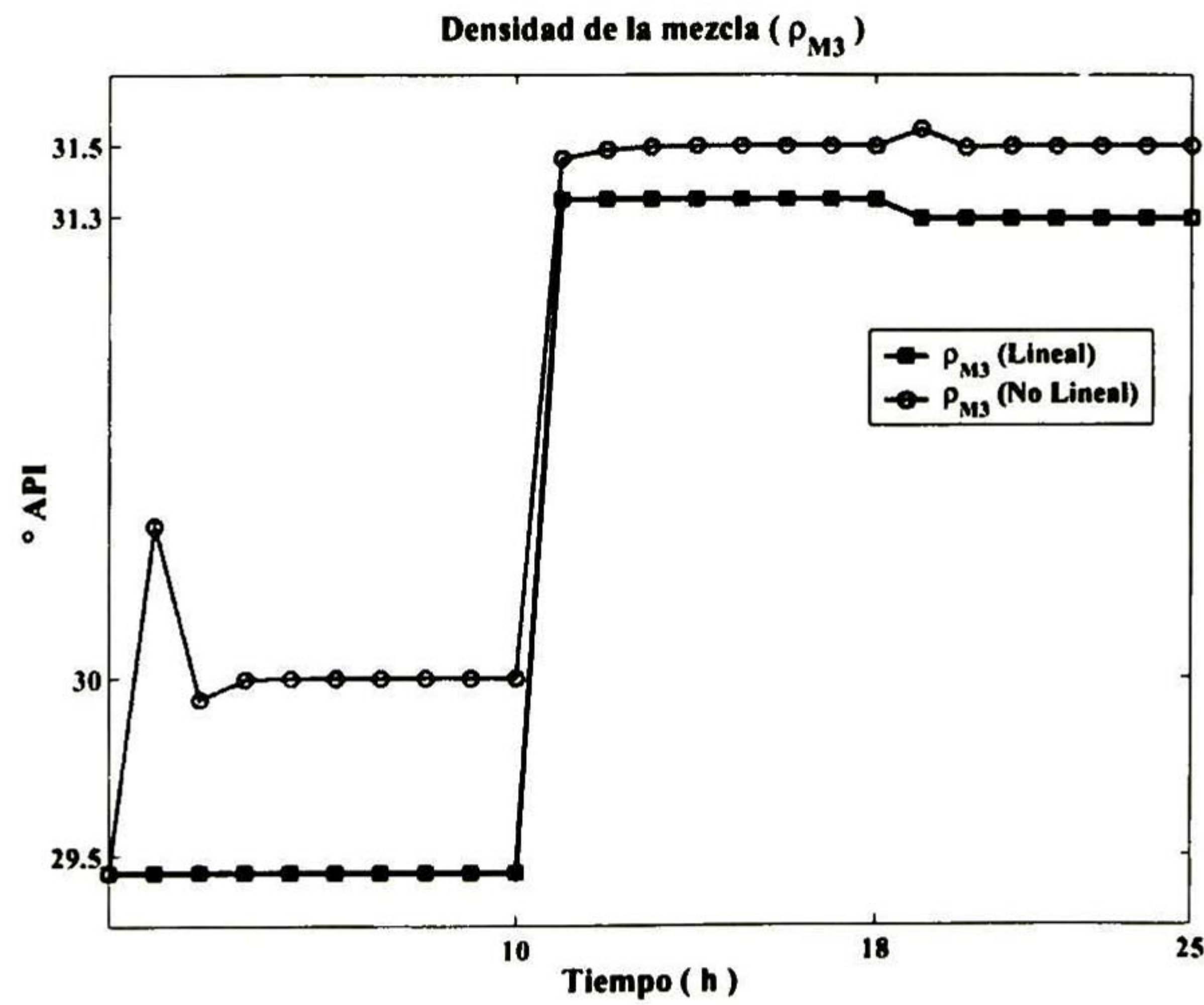


Figura 3.6: Comportamiento de la densidad de la mezcla (Modelo agregado).

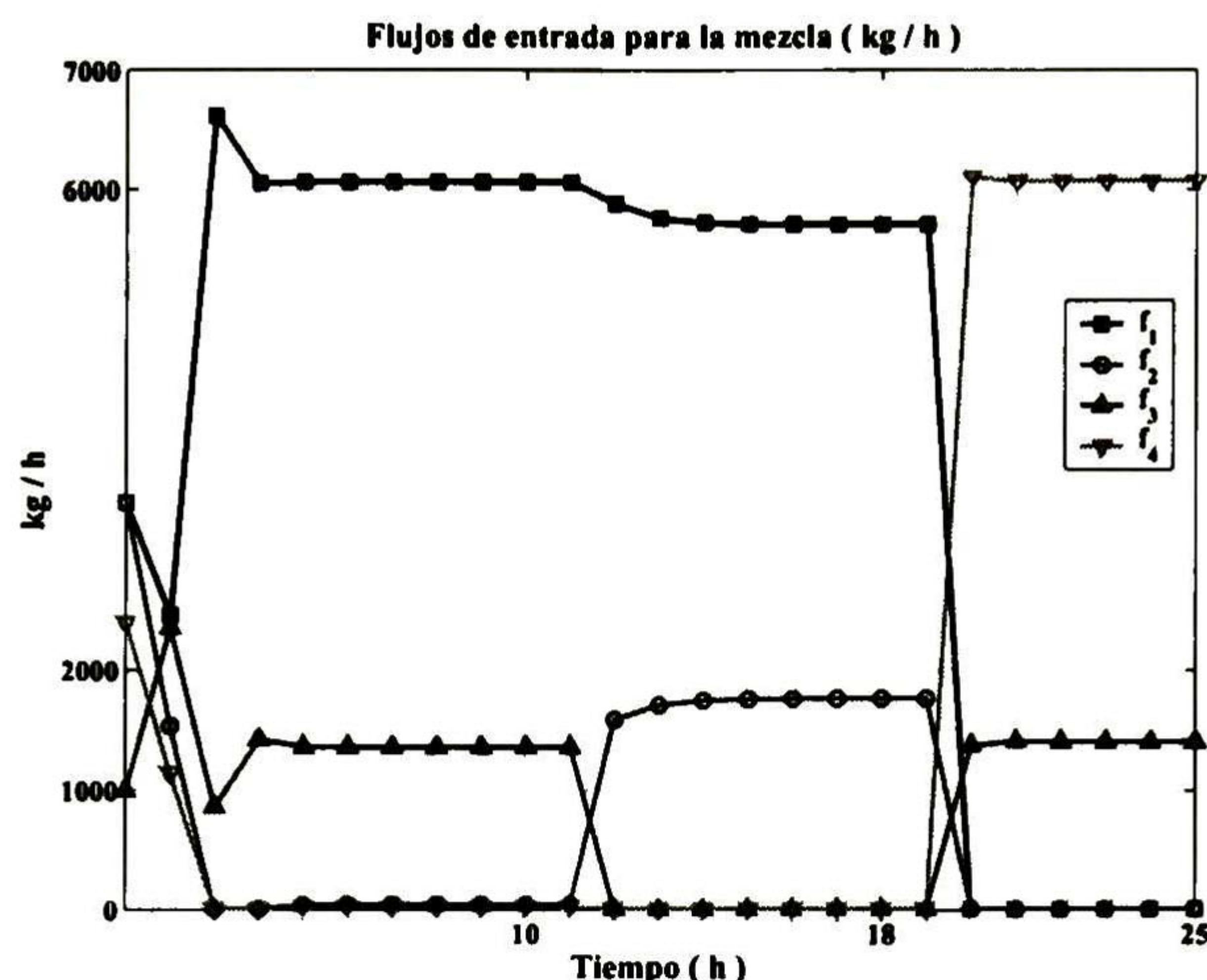


Figura 3.7: Comportamiento de los flujos de entrada para la mezcla (Modelo agregado).

3.5. Procesos de mezclado que incluyen otros tipos de nodos.

En realidad los procesos de mezclado no sólo involucran nodos mezcladores como el de la figura 3.1, existen otros tipos de nodos que pueden ser considerados en el proceso, como divisores de corrientes, deshidratadores, estabilizadores, etc., afectando de manera distinta las propiedades del producto que ingresa en ellos. Por ejemplo, un nodo deshidratador separa agua del producto que ingresa en él afectando su volumen, masa y densidad.

El modelo que representa a un proceso de mezclado depende del producto que este produce, por ejemplo el arreglo físico de un proceso de mezclado de una compañía productora de pinturas es distinto al de una cementera, ya que durante el mezclado se requieren diferentes tratamientos.

Para mostrar como se incluyen los modelos de los distintos tipos de nodos en el control de un proceso de mezclado, considere el proceso de mezclado de la figura 3.8, el cual tiene un nodo deshidratador y un nodo divisor de corriente.

Para obtener el modelo del deshidratador se sabe que las corrientes S_{M1} y S_{P2}

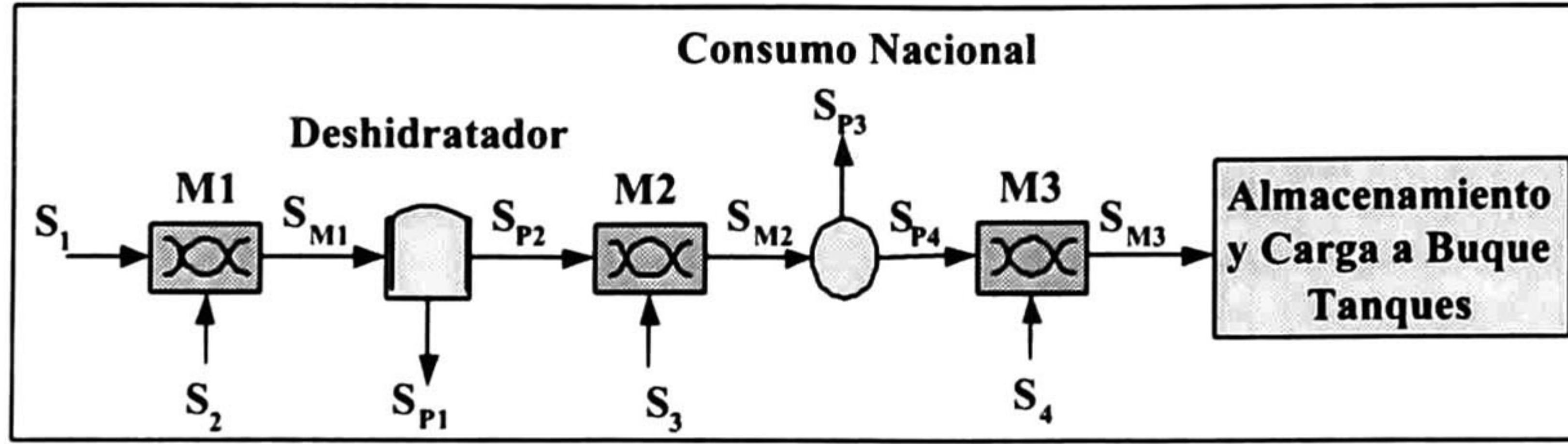


Figura 3.8: Etapa de mezclado de la industria petrolera nacional.

están compuestas por una cantidad de petróleo crudo O y una cantidad de agua W . La corriente S_{P1} está compuesta únicamente por la diferencia de agua entre S_{M1} y S_{P2} .

$$f_{M1} = O_{f_{M1}} + W_{f_{M1}} = a f_{M1} + b f_{M1} \quad (3.9)$$

$$f_{P1} = W_{f_{M1}} - W_{f_{P2}} \quad (3.10)$$

$$f_{P2} = O_{f_{P2}} + W_{f_{P2}} = c f_{P2} + d f_{P2} \quad (3.11)$$

donde a, b, c y d representan porcentajes. Asumiendo que la masa o volumen de petróleo crudo que ingresa al deshidratador se conserva a la salida (sólo se separa agua en el proceso), entonces

$$\begin{aligned} O_{f_{P2}} &= O_{f_{M1}} \\ c f_{P2} &= a f_{M1} \\ f_{P2} &= \beta f_{M1} \end{aligned} \quad (3.12)$$

donde $\beta = (a/c)$ y la cantidad de agua en S_{P2} se obtiene como

$$W_{f_{P2}} = d f_{P2} = \frac{ad}{c} f_{M1},$$

entonces (3.10) queda como

$$\begin{aligned} f_{P1} &= b f_{M1} - \frac{ad}{c} f_{M1} \\ f_{P1} &= \alpha f_{M1} \end{aligned} \quad (3.13)$$

donde $\alpha = (bc - ad)/c$. La nueva densidad de la corriente que sale del deshidratador ρ_{P2} se obtiene como

$$\rho_{P2} = \frac{f_{M1} \rho_{M1} - f_{P1} \rho_{P1}}{f_{P2}}$$

utilizando (3.12) y (3.13),

$$\rho_{P2} = \frac{\rho_{M1} - \alpha \rho_{P1}}{\beta} \quad (3.14)$$

donde α , β serán las constantes de deshidratación y ρ_{P1} es la densidad del agua dada en °API.

Para el modelo de un divisor de corriente se considera que la densidad de la corriente de entrada es la misma en las corrientes de salida, esto es $\rho_{M2} = \rho_{P3} = \rho_{P4}$, y el balance de materia es

$$f_{M2} = f_{P3} + f_{P4} \quad (3.15)$$

Las ecuaciones (3.12), (3.14) y (3.15) se utilizarán para obtener el control optimizante en las representaciones distribuida y agregada del proceso de mezclado de la figura 3.8.

3.5.1. Modelo distribuido

La representación distribuida de la etapa de mezclado de la figura 3.8 solo considera los nodos de mezclado en el control, la información de los otros nodos como el deshidratador y el divisor de corriente se incluyen de manera indirecta y no forman parte del modelo de control, por lo tanto se utiliza la misma regla de mezclado y el mismo problema de optimización descritos en la sección 3.2.

3.5.2. Modelo agregado

El modelo agregado de la etapa de mezclado de la figura 3.8, se muestra en la figura 3.9. Bajo esta representación la relación entre las corrientes de entrada y la de salida se obtienen de las ecuaciones de balance de materia y de la regla de mezclado existentes entre cada mezclador involucrando los procesos intermedios, deshidratador y divisor de corriente.

Siguiendo el mismo procedimiento de la sección 3.3 para calcular el flujo y la densidad final en una representación agregada, se obtienen las siguientes relaciones

$$\begin{aligned} f_{M3} &= \beta(f_{1k} + f_{2k}) + f_{3k} + f_{4k} - f_{P3} \\ \rho_{M3k} &= \frac{(\bar{\rho}_1 - \alpha\rho_{P1})f_{1k} + (\bar{\rho}_2 - \alpha\rho_{P1})f_{2k} + \bar{\rho}_3 f_{3k} + \bar{\rho}_4 f_{4k} + \Theta}{f_{M3}} \end{aligned}$$

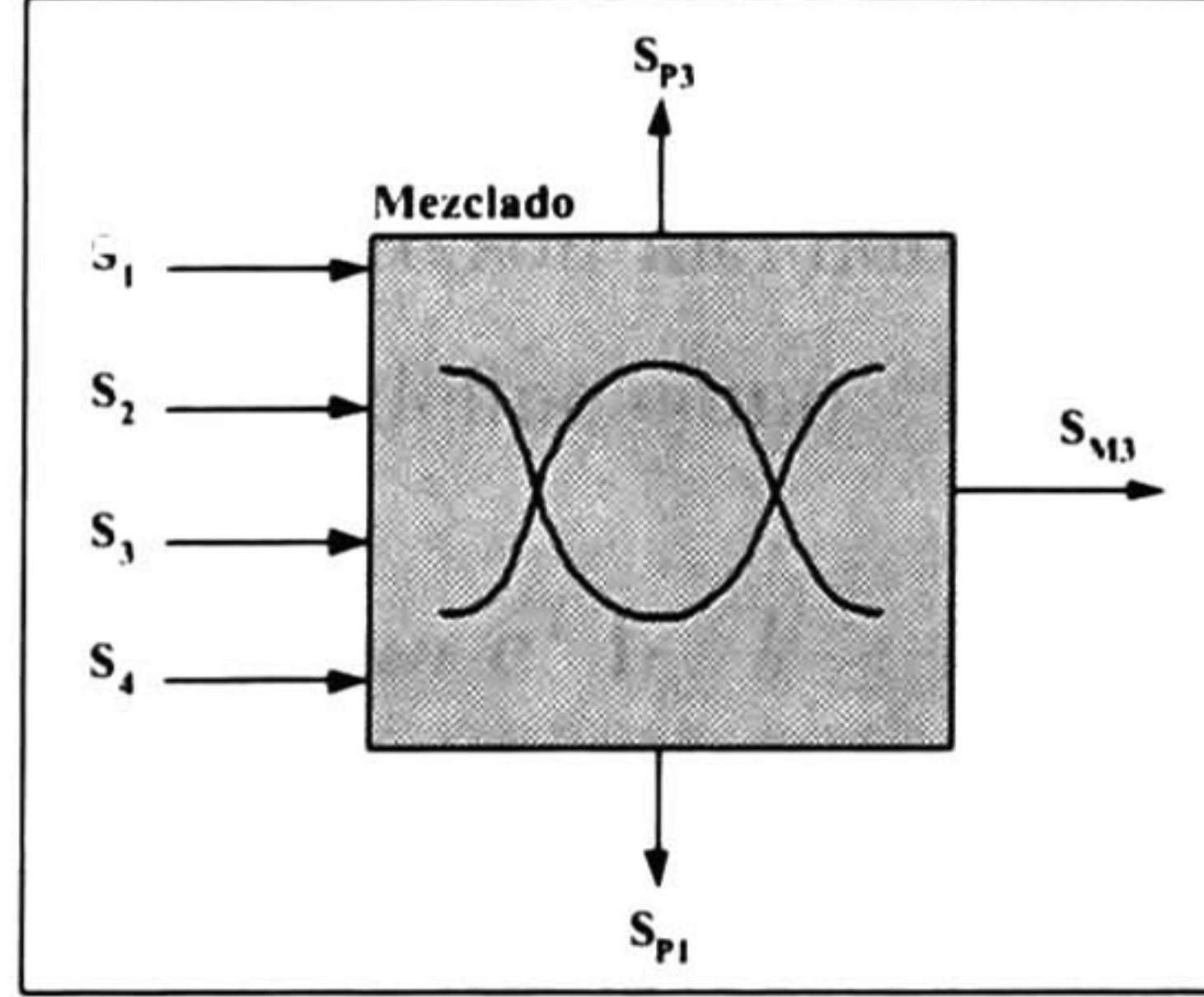


Figura 3.9: Representación agregada de la etapa de mezclado.

donde

$$\Theta = \left(\frac{\pi_1 f_{1k} f_{2k}}{f_{M1}} + \frac{\pi_2 f_{P2} f_{3k}}{f_{M2}} \right) \left(1 - \frac{f_{P3}}{f_{M2}} \right) - \left((\bar{\rho}_1 - \alpha \rho_{P1}) f_{1k} + (\bar{\rho}_2 - \alpha \rho_{P1}) f_{2k} + \bar{\rho}_3 f_{3k} \right) \frac{f_{P3}}{f_{M2}} + \left(\frac{\pi_3 f_{P4} f_{4k}}{f_{M3}} \right)$$

Θ representa la parte no lineal en la mezcla. Obsérvese que aquí la no linealidad de la mezcla es distinta a la del modelo distribuido, debido a que el proceso de deshidratación y división de corriente son incluidos en los cálculos.

El problema de optimización se define como

$$\min \mathbf{c}^T \mathbf{f}_k, \quad k \geq 1$$

sujeto a

$$\mathbf{f}_{min} \leq \mathbf{f}_k \leq \mathbf{f}_{max}$$

$$\beta(f_{1k} + f_{2k}) + f_{3k} + f_{4k} = f_{M3} + f_{P3}$$

$$\rho_{M3min} \leq \frac{(\bar{\rho}_1 - \alpha) f_{1k} + (\bar{\rho}_2 - \alpha) f_{2k} + \bar{\rho}_3 f_{3k} + \bar{\rho}_4 f_{4k}}{f_{M3}} + \eta_k \leq \rho_{M3max}$$

donde

$$\eta_k = \rho_{M3_{k-1}} - \frac{(\bar{\rho}_1 - \alpha) f_{1_{k-1}} + (\bar{\rho}_2 - \alpha) f_{2_{k-1}} + \bar{\rho}_3 f_{3_{k-1}} + \bar{\rho}_4 f_{4_{k-1}}}{f_{M3}}, \quad \eta_1 = 0$$

Capítulo 4

Caso de estudio

En este capítulo se presenta un ejemplo donde el control optimizante es aplicado a la etapa de mezclado de la figura 3.8 utilizando las representaciones distribuida y agregada descritas en el capítulo 3. El objetivo es revisar el comportamiento y el desempeño del controlador en ambas representaciones y compararlo con su contraparte lineal.

Los requerimientos de embarque son $V_{exp} = 350,000$, $\rho_{exp} = 32.2$ y las condiciones iniciales en el tanque de almacenamiento son $V_{Tko} = 100,000$, $\rho_{Tko} = 32.9$. Las propiedades de las corrientes de entrada \mathbf{S} se muestran en la tabla 4.1.

Tabla 4.1: Propiedades de las corrientes de entrada.

	\mathbf{S}_1	\mathbf{S}_2	\mathbf{S}_3	\mathbf{S}_4
f_{min}	100	100	100	100
f_{max}	644,000	280,000	180,000	273,000
$\bar{\rho}$	32.2	33.5	21.8	32.8
\mathbf{c}	0.1819	0.1833	0.1703	0.1826

Para mostrar la respuesta del controlador ante variaciones en las corrientes de entrada, se aplican cambios de densidad en \mathbf{S}_4 de -0.3% y \mathbf{S}_3 de -2% en $t = 12$ y $t = 22$ las densidades de las corrientes \mathbf{S}_1 y \mathbf{S}_2 cambian en -0.6% y -1.5% respectivamente. No se consideran cambios en la densidad requerida de la mezcla.

4.1. Almacenamiento y carga a buque tanques

Dadas las condiciones iniciales V_{Tko} y ρ_{Tko} del petróleo crudo almacenado en los tanques y los requerimientos de exportación V_{exp} y ρ_{exp} , se obtiene la densidad ρ_c y el volumen V_c de la mezcla que debe producir la etapa de mezclado, utilizando la ecuación de balance de materia

$$m_{exp} = m_{M3} + m_{Tko} \quad (4.1)$$

y la ecuación de mezclado

$$\rho_{exp} = \frac{m_{M3} \rho_{M3} + m_{Tko} \rho_{Tko}}{m_{exp}} + \frac{\pi_{(M3,Tko)} m_{M3} m_{Tko}}{m_{exp}^2} \quad (4.2)$$

Combinando (4.1) y (4.2) tenemos

$$\begin{aligned} m_{M3} &= V_{exp} \rho_{exp} - V_{Tko} \rho_{Tko} \\ \rho_{M3} &= \frac{\rho_{exp} m_{exp}^2 - \rho_{Tko} m_{Tko} (m_{exp} - \delta m_{M3})}{m_{M3} (m_{exp} - \delta m_{Tko})} \\ V_{M3} &= \frac{m_{M3}}{\rho_{M3}} \end{aligned}$$

Con los datos de la tabla 4.1, las propiedades requeridas en la mezcla que se debe producir son $f_{M3} = 180,000$, $\rho_{M3_{min}} = 32.29$, $\rho_{M3_{max}} = 34.0$, un costo mínimo c_{M3} y el volumen que hay que agregar es $V_{M3} = 247,140$.

Para simular el comportamiento dinámico de la densidad y el volumen en la sección de almacenamiento y carga a buque tanques se utiliza la siguiente ecuación

$$\frac{dm}{dt} = f_i - f_o \quad (4.3)$$

donde m representa la masa de petróleo crudo contenido en el tanque, f_{in} y f_o son los flujos de entrada y salida respectivamente en el tanque. La ecuación (4.3) se utilizará tanto para el tanque de almacenamiento como para el buque tanque, con la diferencia de que en el buque tanque $f_o = 0$. Las variables de interés son la densidad y el volumen en el tanque y el buque tanque, desarrollando (4.3) tenemos

$$\begin{aligned} \frac{d(\rho V)}{dt} &= f_{in} - f_o \\ \rho \frac{dV}{dt} + V \frac{d\rho}{dt} &= f_{in} - f_o \\ \frac{dV}{dt} &= \left(f_{in} - f_o - V \frac{d\rho}{dt} \right) \frac{1}{\rho} \end{aligned} \quad (4.4)$$

La ecuación (4.4) describiría el comportamiento dinámico del volumen, pero el problema es que contiene dos variables y solo una ecuación lo cual hace imposible encontrar una solución. Para solucionar este problema, en la práctica se observa que el comportamiento dinámico de la densidad en un tanque puede ser descrita por

$$\frac{d\rho}{dt} = \frac{(\rho_{in} - k_2\rho)}{k_1} \quad (4.5)$$

donde $k_{1,2}$ son parámetros de ajuste y ρ_{in} es la densidad de la corriente que ingresa al tanque o al buque tanque.

Utilizando (4.4) y (4.5), el comportamiento dinámico del volumen y la densidad en el tanque de almacenamiento se muestran en la figura 4.1 y para el buque tanque en la figura 4.2.

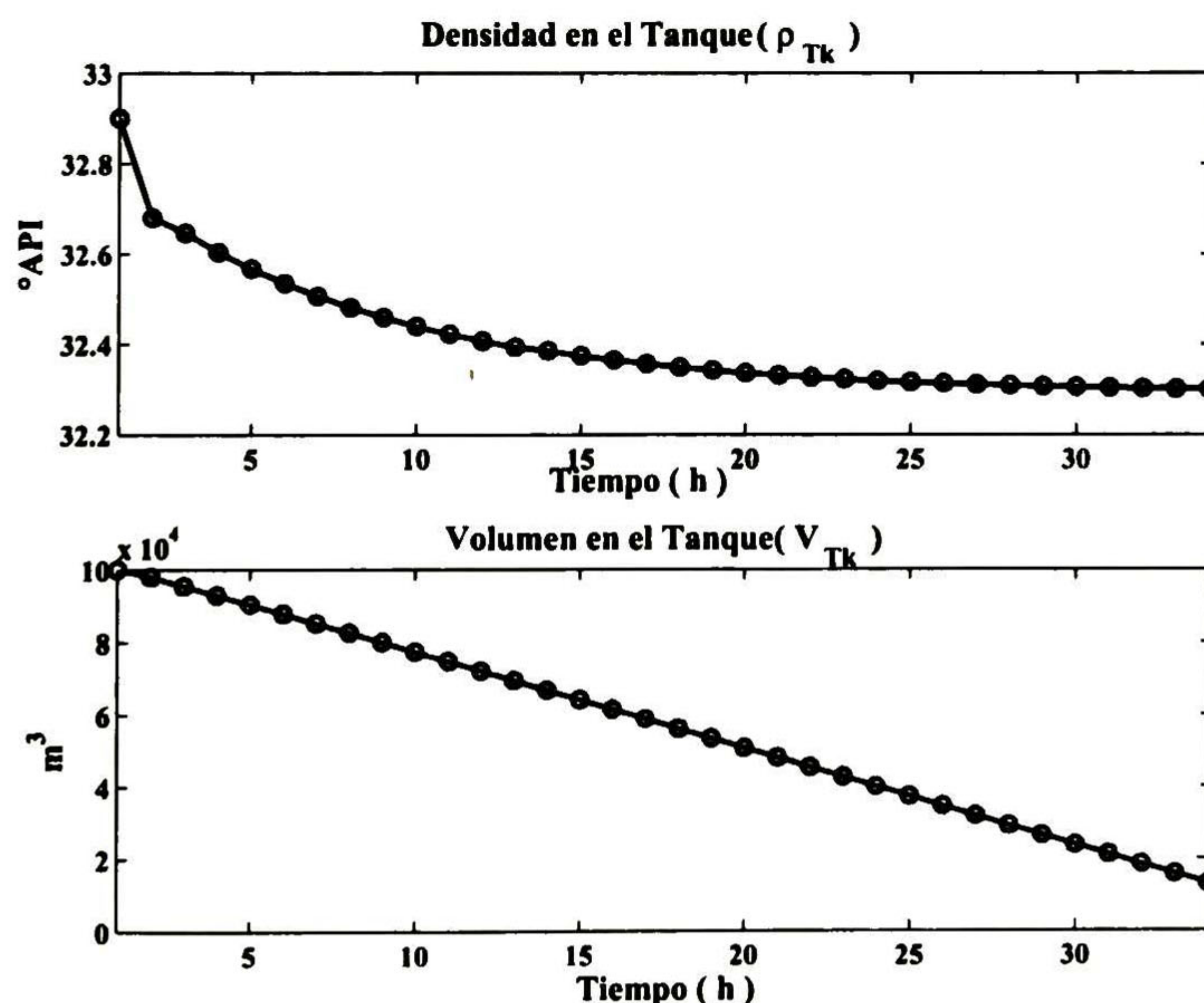


Figura 4.1: Comportamiento de la densidad y el volumen en el tanque de almacenamiento.

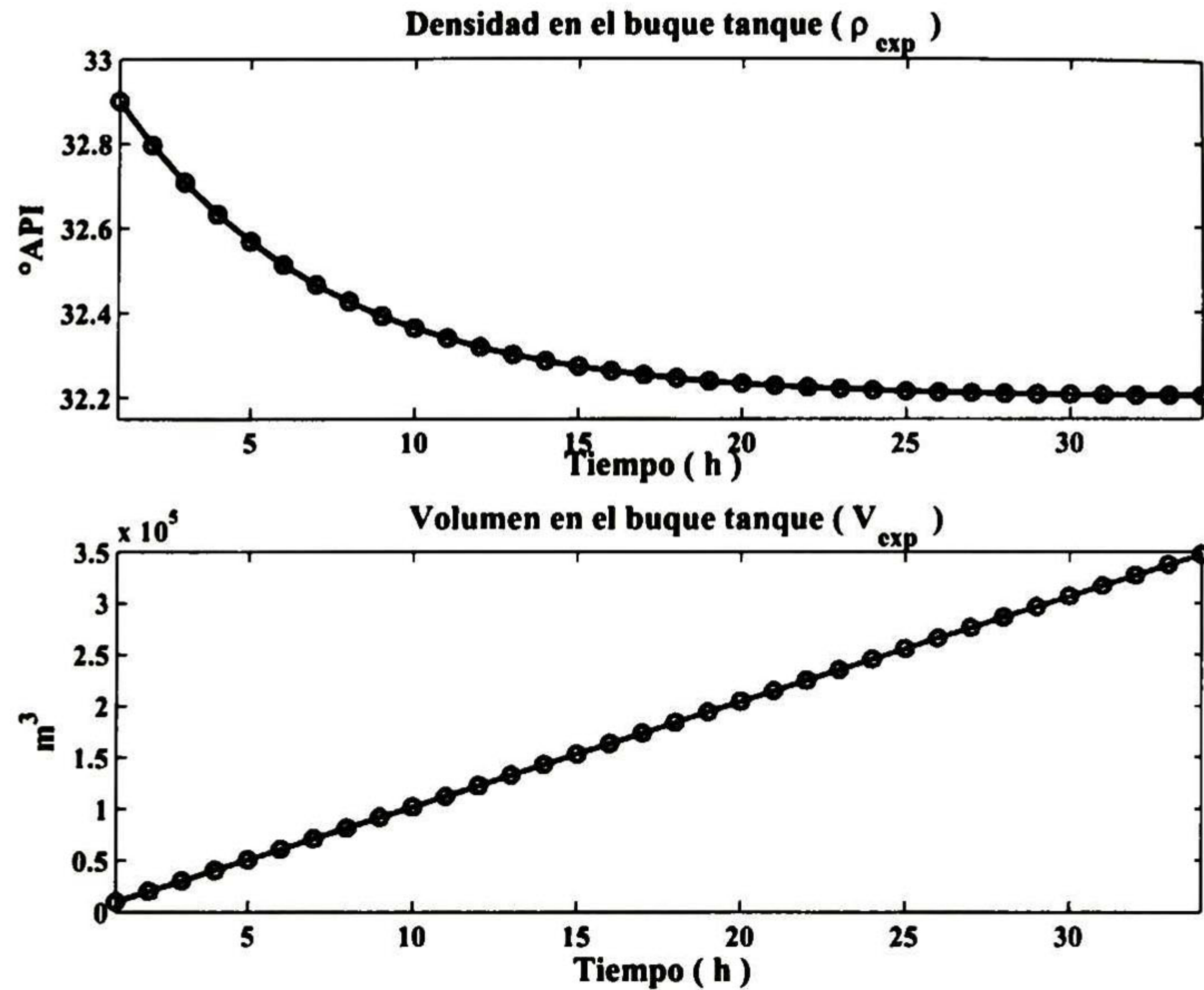


Figura 4.2: Comportamiento de la densidad y el volumen en el buque tanque.

4.2. Resultados del control de la etapa de mezclado

4.2.1. Modelo distribuido

Ya se había visto que un esquema de control lineal en el mezclado de petróleo crudo entrega una densidad degradada, mientras que el control no lineal si cumple con las especificaciones requeridas en la mezcla deseada, como se muestra en la figura 4.3. Ambos controladores lineal y no lineal, responden a los cambios ocurridos en el proceso, el control no lineal cumple con los requerimientos mientras que el lineal no. Estos cambios se reflejan más en el costo de producción, como se muestra en la figura 4.4, ya que para responder a estos cambios se realizan ajustes en los flujos de las corrientes de entrada y por lo tanto, modifican el costo de producción de la mezcla.

4.2.2. Modelo agregado

La figura 4.5 muestra el comportamiento de la densidad ρ_c e igual que en el modelo distribuido, el control lineal entrega una densidad degradada de la mezcla y como

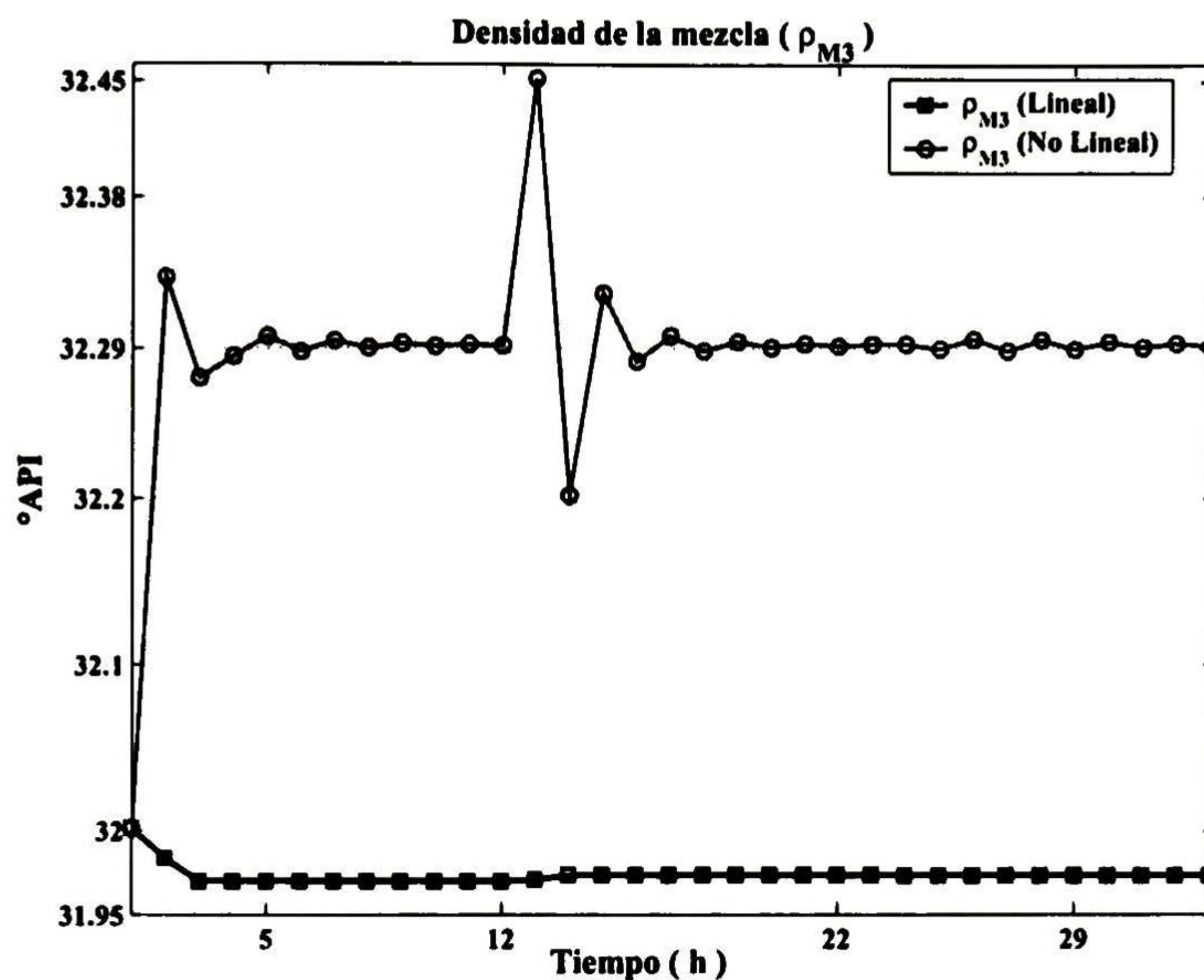


Figura 4.3: Comportamiento de la densidad ρ_{M3} (Modelo distribuido).

consecuencia no cumple con lo requerido. Bajo esta representación la estabilización de la densidad en la mezcla es más rápida que la de la representación distribuida, el costo es menor y es menos sensible a los cambios en el proceso, como se observa en el costo de producción en la figura 4.6. Estas características son debido a que el controlador dispone de la información de las capacidades de todas las corrientes de entrada, lo cual hace posible que el controlador encuentre una solución más rápida que en el modelo distribuido.

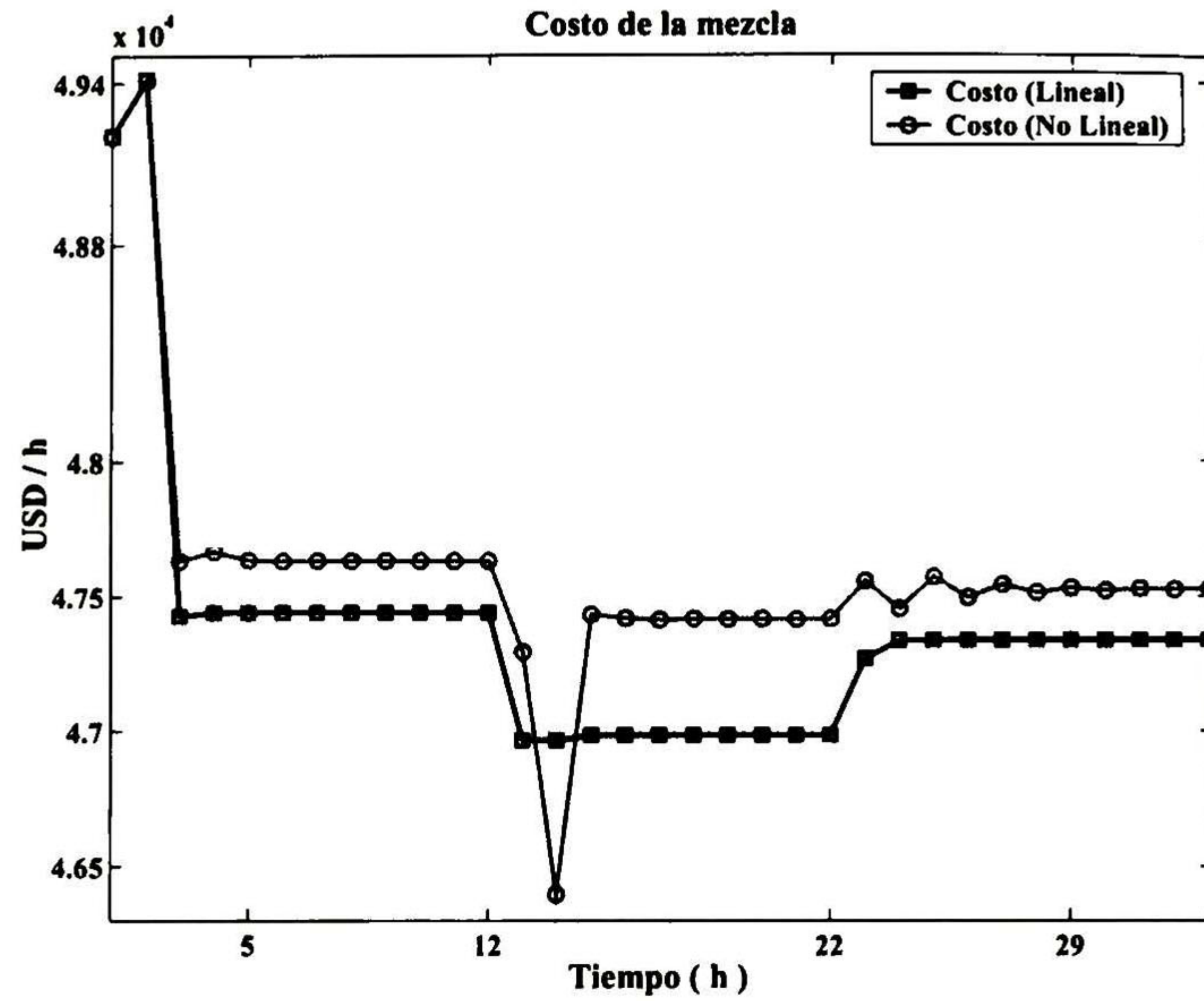


Figura 4.4: Costo de la corriente S_{M3} (Modelo distribuido).

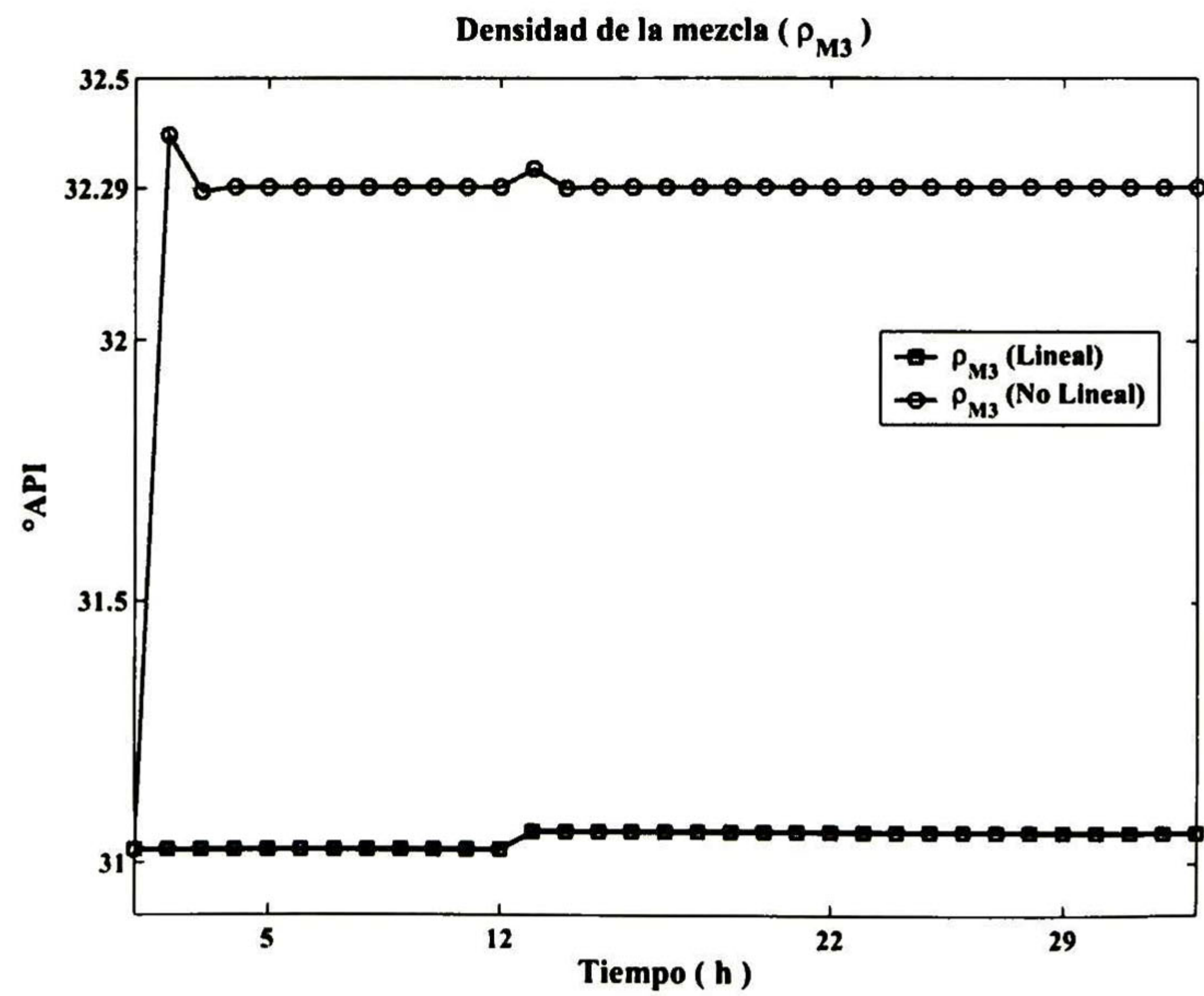


Figura 4.5: Comportamiento de la densidad ρ_{M3} (Modelo agregado).

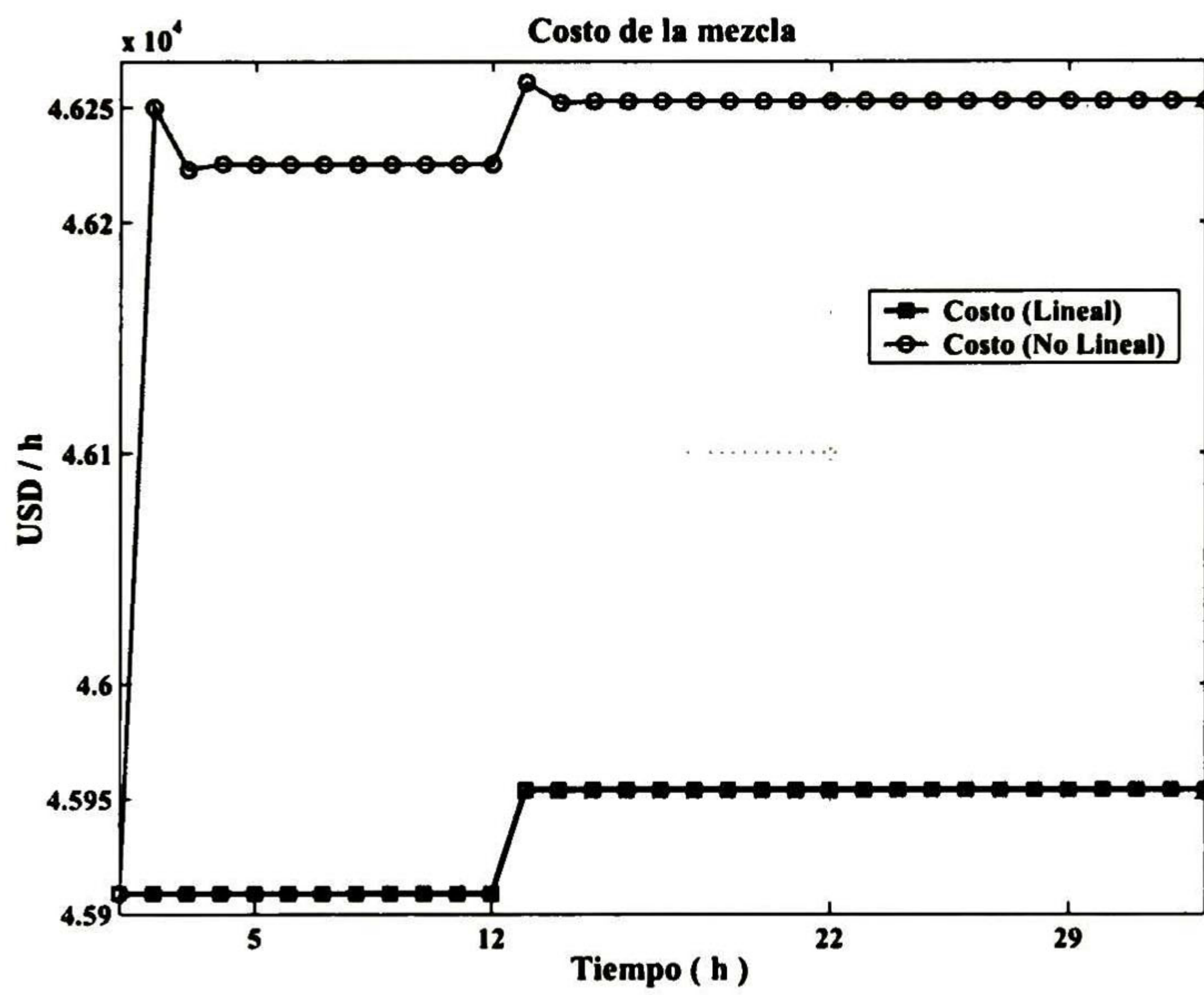


Figura 4.6: Costo de la corriente S_{M3} (Modelo agregado).

Capítulo 5

Conclusiones

El principal resultado obtenido en este trabajo muestra que la aplicación de un control optimizante con esquema de “*bias update*” en el control de procesos de mezclado de petróleo crudo, garantiza entregar una mezcla con las condiciones de calidad requeridas a un costo mínimo. La convergencia del controlador propuesto a los valores óptimos dependerá de que la no linealidad en la mezcla y los cambios en las corrientes de entrada al proceso de mezclado sean lo suficientemente pequeños en la contribución de la densidad de la mezcla.

En la representación distribuida de un proceso de mezclado el controlador solo tiene información de las capacidades de las corrientes de entrada del mezclador al que se aplica, desconociendo las del que le precede. Esto ocasiona un aumento en la sensibilidad a cambios y una disminución del espacio de solución de los controladores que le preceden. En cuanto a la representación agregada, el controlador tiene información de las capacidades de todas las corrientes de entrada al proceso, esto hace que sea menos sensible a los cambios y estabilizar más rápido la densidad de la mezcla deseada. En ambas representaciones, distribuida y agregada, la contraparte lineal del controlador propuesto presenta una degradación en la densidad de la mezcla deseada. Esto crea una expectativa entre utilizar un control lineal que produzca la mezcla a un costo menor y no cumplir con las condiciones de calidad requeridas o uno no lineal que produzca una mezcla más cara pero que si cumpla con las condiciones de calidad requeridas.

Como trabajo futuro se encuentran los siguientes puntos:

- Un análisis de estabilidad y convergencia eficiente o riguroso que demuestre la convergencia del controlador a los valores óptimos del proceso. Este análisis deberá incluir perturbaciones externas al proceso.
- Aunque aquí se presentó la representación de un proceso de mezclado con nodos mezcladores y el proceso en el caso de estudio, se requiere una generalización de un controlador optimizante para procesos de mezclado que contengan otros tipos de nodos y procesos, como columnas de separación, estabilizadores, separación de fases, etc.
- Se requiere una caracterización más completa del comportamiento dinámico del mezclado en tanques de almacenamiento.

Este trabajo de tesis generó las siguientes publicaciones:

- Vigésimo cuarto encuentro nacional de la Academia Mexicana en Investigación y Docencia en Ingeniería Química (AMIDIQ), con el artículo “Aplicación de un sistema de control optimizante para mezclado en línea de petróleo crudo”. Ixtapa-Zihuatanejo, Guerrero; México. (Mayo 2003)
- Asociación de México de Control Automático (AMCA), con el artículo “Aplicación de un sistema de control optimizante para mezclado de petróleo crudo”. Que se llevará a cabo en la ciudad de Ensenada, B. C. México. (Octubre 2003)
- ESCAPE-14: European Symposium on Computer Aided Process Engineering, with the article “An optimizing controller for crude oil blending operations”. Lisbon, Portugal. (May 2004)

Referencias

- [1] J. Alvarez, A. Morales, and R. Suarez. Robustness of a class of bias update controllers for blending systems. *Industrial Engineering Chemistry Research*, 41, 2002.
- [2] Der-Ming Chang, Cheng-Ching Yu, and I-Lung Chien. Coordinated control of blending systems. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, 6(4):495–506, 1998.
- [3] J. F. Forbes and T. E. Marlin. Model accuracy for economic optimizing controllers: The bias update case. *Industrial Engineering Chemistry Research*, 33(8):1919–1929, 1994.
- [4] F. S. Manning and R. E. Thompson. *Oilfield processing volume two: Crude oil*. PenWell Books, 1995.
- [5] K. Murakami and D. Seborg. Constrained parameter estimation with applications to blending operations. *Journal of Process Control*, 10(2–3):195–202, 2000.
- [6] A. Sanchez and A. Morales. Estimación del beneficio económico por mejoras en la administración y control del mezclado de crudo de exportación en TMDB. Technical report, Enero 2003.
- [7] A. Singh, J. F. Forbes, P. J. Vermeer, and S. S. Woo. Model updating in the presence of stochastic feedstock disturbances for real-time optimization of blending operations. In *ACC97*, pages 2966–2971, 1997.

- [8] A. Singh, J. F. Forbes, P. J. Vermeer, and S. S. Woo. Model-based real-time optimization of automotive gasoline blending operations. *Journal of Process Control*, 10(1):43–58, 2000.
- [9] Aseema Singh. *Modeling and model updating in the real-time optimization of gasoline blending*. PhD thesis, Dept. of Chem. Eng., University of Toronto, 1997.
- [10] J. Smith and H. van Ness. *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*. McGraw Hill, 4ta. Edición, 1988.



**Centro de Investigación y de Estudios Avanzados
del IPN
Unidad Guadalajara**

El Jurado designado por la Unidad Guadalajara del Centro de Investigación y de Estudios Avanzados del Instituto Politécnico Nacional, aprobó la tesis:

**APLICACIÓN DE UN SISTEMA DE CONTROL OPTIMIZANTE PARA MEZCLADO DE
PETRÓLEO CRUDO.**

del (la) C.

Jesús Noé CAMPOS FAVELA

el día 7 de Noviembre de 2003.

**Dr. Arturo del Sagrado Corazón
SÁNCHEZ CARMONA
Investigador Cinvestav 3B
CINVESTAV GDL
Jalisco**

**Dr. Alexander GEORGIEVICH
LOUKIANOV
Investigador Cinvestav 3B
CINVESTAV GDL
Jalisco**

**Dr. Ofelia BEGOVICH MENDOZA
Investigador Cinvestav 3A
CINVESTAV GDL
Jalisco**

**Dr. América Berenice MORALES
DÍAZ
Investigador --
Instituto Mexicano del
Petróleo, Dpto de Matemáticas
Aplicadas y Computación
Mexico, D.F**



CINVESTAV
BIBLIOTECA CENTRAL



SS1T000007271