

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

N. Campos^{‡†}, A. Morales[†], A. Sánchez^{‡†*}

[‡] Depto. de Ingeniería Eléctrica y Computación
Centro de Investigación y Estudios Avanzados (Cinvestav)
Apdo. Postal 31-438, Guadalajara 45091, Jalisco, México

[†] Instituto Mexicano del Petróleo
Eje Central Lázaro Cárdenas 152, México D.F. 007800

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 condiciones de calidad requeridas 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 costos de materia prima. El control propuesto es comparado en simulación con su contraparte lineal, donde el lineal presenta una degradación en la densidad de la mezcla, mientras que el controlador propuesto es capaz de entregar una mezcla con los requerimientos establecidos.

1. Introducción

Actualmente, 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 contractuales y beneficios económicos importantes. Por ejemplo, en el caso del crudo ligero de exportación se podría obtener un beneficio de hasta 0.33 USD/barril [2].

En este trabajo se presenta la aplicación de un control optimizante a un proceso de mezclado de petróleo crudo, considerado representativo de los arreglos que actualmente utiliza PEMEX. La base del sistema de control es programación matemática y actualización de error de modelado por medio de una regla de mezclado no lineal [1], permitiendo minimizar costos de la materia prima que se utiliza en la mezcla y cumplir con las condiciones de calidad requeridas.

*Autor para correspondencia. Dirección de correo electrónico: arturo@gdl.cinvestav.mx

Nomenclatura

Símbolos

\mathbf{c}	= vector de costos
\mathbf{f}	= vector de flujos
\mathbf{S}	= vector de propiedades
c	= costo, USD / kg
f	= flujo másico, kg / hr
m	= masa, kg
n	= numero de corrientes a mezclar
V	= volumen, m ³
α	= constante de deshidratación
β	= constante de deshidratación
δ	= parámetro constante
ρ	= densidad, API
π	= coeficiente de interacción, API

Subíndices

i	= índice para flujo y densidad
j	= índice para flujo
k	= período de discretización
P	= índice para corrientes de procesos internos en la etapa de mezclado
t	= total
x	= índice para mezclas
exp	= exportación
in	= entrada
max	= máximo
min	= mínimo
Tko	= condición inicial en tanque

Superíndices

T	= matriz transpuesta
-----	----------------------

La sección 2 describe el arreglo físico del proceso de mezclado de petróleo crudo que se utiliza como ejemplo. La sección 3 describe la metodología utilizada y el sistema de control propuesto, donde se divide en dos etapas el proceso de mezclado de petróleo crudo: la etapa de mezclado y la etapa de almacenamiento y carga a buque

tanques. En este caso se utilizan dos modelos para representar la etapa de mezclado: un distribuido y un agregado. En el modelo distribuido, la etapa de mezclado es vista como tres puntos de mezcla donde se tiene un controlador para cada uno, teniendo sólo información local. En el modelo agregado, la etapa de mezclado es vista como un solo punto de mezclado utilizando sólo un controlador, el cual tiene información global. En la sección 4 se presenta un ejemplo, donde el control optimizante es aplicado a las representaciones de la etapa de mezclado descritas en la sección 3. El objetivo del ejemplo es observar el comportamiento del control en ambas representaciones y compararlo con su contraparte lineal. Por último, la sección 5 discute los resultados obtenidos con una serie de conclusiones.

2. Proceso de Mezclado de Petróleo Crudo

La Figura 1 muestra el arreglo físico del proceso de mezclado a utilizar como ejemplo, el cual consiste de dos etapas: una etapa de mezclado y una etapa de almacenamiento y carga a buque tanques. La etapa de mezclado consiste de tres mezcladores, cada uno con dos corrientes de entrada y una de salida, un proceso de deshidratación y un divisor de corriente utilizado para el envío de de la mezcla nacional. Cada corriente de entrada S_{in} representa un vector de propiedades definido como

$$\mathbf{S}_{in} = \{f_{in_{min}}, f_{in_{max}}, \rho_{in}, c_{in}\}$$

Donde $f_{in_{min,max}}$ representa el flujo másico mínimo y máximo disponible, ρ_{in} la densidad de la corriente y c_{in} su costo. La corriente \mathbf{S}_{in1} proviene de extracción marítima e ingresa a la línea principal de la etapa de mezclado, mientras que las corrientes \mathbf{S}_{in2} , \mathbf{S}_{in3} y \mathbf{S}_{in4} provienen de otros procesos terrestres. Para las corrientes de las mezclas \mathbf{S}_x , $x = \{a, b, c\}$, el vector de propiedades se define como

$$\mathbf{S}_x = \{f_x, \rho_{x_{min}}, \rho_{x_{max}}, c_x\}$$

Donde f_x representa el flujo total deseado en la mezcla, $\rho_{x_{min,max}}$ la densidad mínima y máxima que puede tener la mezcla y c_x es un costo asociado a su producción. Las propiedades a controlar son los grados API de las mezclas (como medida indirecta de la densidad) y las variables a manipular son los flujos másicos de las corrientes de entrada.

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

3. Metodología

3.1. Etapa de 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} , es posible determinar 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

$$m_{exp} = m_c + m_{Tko} \quad (1)$$

y la ecuación de mezclado

$$\rho_{exp} = \frac{m_c \rho_c + m_{Tko} \rho_{Tko}}{m_{exp}} + \frac{\pi_{c,Tko} m_c m_{Tko}}{m_{exp}^2} \quad (2)$$

donde $\pi_{c,Tko} = -\delta(\rho_c + \rho_{Tko})$ [2]. Combinando (1) y (2) tenemos que

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

3.2. Etapa de Mezclado

En esta etapa del proceso de mezclado el problema consiste en encontrar la combinación adecuada de las corrientes de entrada \mathbf{S}_{in} , tal que se produzca la corriente \mathbf{S}_c a un costo mínimo y cumplir con las especificaciones requeridas en la etapa de almacenamiento y carga a buque tanques.

La regla de mezclado que se utiliza es

$$\rho = \sum_{i=1}^n \frac{f_i \rho_i}{f_t} + \sum_{j=1}^{n-1} \prod_{i=j+1}^n \frac{\pi_{ji} f_j f_i}{f_t^2} \quad (3)$$

Obsérvese que la ecuación (3) consiste en una parte lineal más otra parte no lineal, donde π_{ji} es el coeficiente de interacción entre los componentes j e i que se mezclarán [3].

3.3. Control de la Etapa de Mezclado

Para cumplir con los especificaciones requeridas en la etapa de mezclado, se utiliza un control optimizante que considera las restricciones físicas del proceso (capacidades de flujo en las líneas, disponibilidad de materia prima, etc.) y las especificaciones en la mezcla (densidad mínima y máxima, flujo total, etc.). La manera de

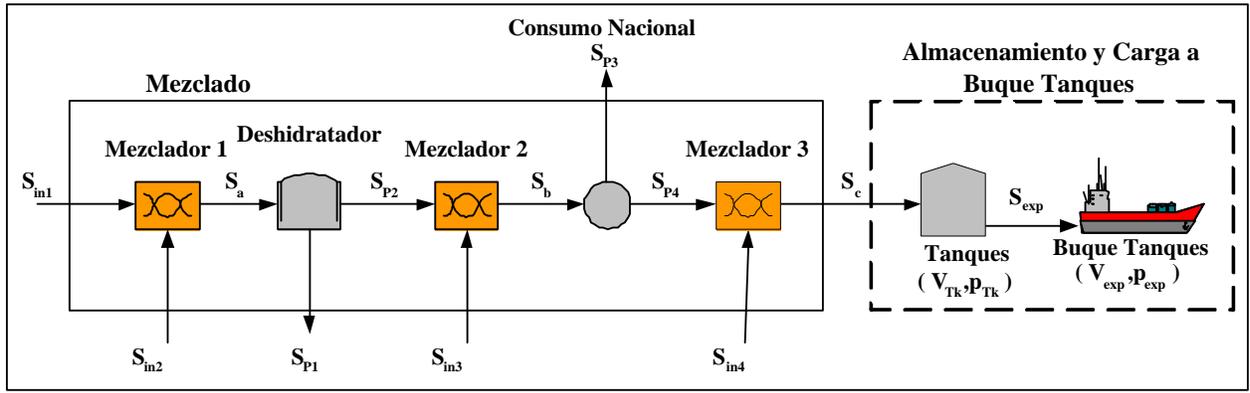


Figura 1: Proceso de mezclado de petróleo crudo.

aplicar el control depende del modelo que represente a la etapa de mezclado. En este caso se utilizan dos modelos: un distribuido y un agregado. En el modelo distribuido, la etapa de mezclado es vista como tres puntos de mezcla donde se tiene un controlador para cada uno, teniendo sólo información local. En el modelo agregado, la etapa de mezclado es vista como un solo punto de mezclado utilizando sólo un controlador, el cual tiene información global.

3.3.1. Modelo Distribuido

En esta representación de la etapa de mezclado, se resuelve el problema de optimización en cada punto de mezclado de manera secuencial, comenzando por el tercero, ya que en este punto se cuenta con los requerimientos de producción. Una vez obtenida la solución en ese punto y si satisface las restricciones en el balance de masa y densidad requerida, entonces el valor obtenido de flujo en la línea principal es utilizado como referencia para el punto de mezclado que le precede. El control mantiene estos valores hasta que se realiza un cambio en las condiciones de operación que obliguen a calcular de nuevo estas referencias.

La optimización es definida de la siguiente manera

$$\min \mathbf{c}^T \mathbf{f}_k, \quad k > 0 \quad (4)$$

sujeto a:

$$\mathbf{f}_{min} \leq \mathbf{f}_k \leq \mathbf{f}_{max} \quad (5)$$

$$\sum_{i=1}^n f_{i_k} = f_t \quad (6)$$

$$\rho_{min} \leq \frac{\bar{\rho} \mathbf{f}_k + \eta_k}{f_t} \leq \rho_{max} \quad (7)$$

donde k representa el periodo de discretización en tiempo, ya que se cuenta con lecturas tanto de las corrientes de entrada como de las de salida. $\bar{\rho}$ es el vector que

contiene los valores nominales ρ_i . La ecuación (4) describe la función objetivo en la optimización (minimizar costo por flujo), la ecuación (5) describe la restricción de disponibilidad mínima y máxima de los flujos contenidos en el vector \mathbf{f}_k , la ecuación (6) describe el balance de materia total, la ecuación (7) describe la restricción sobre la densidad mínima y máxima que puede tener la mezcla (la densidad p es calculada en cada instante k) y η_k es el error de modelado para compensar las desviaciones de lo ideal y es lo que se conoce como “*bias update*” [1],

$$\eta_k = \rho_{k-1} - \frac{\bar{\rho} \mathbf{f}_{k-1}}{f_t}, \quad \eta_1 = 0 \quad (8)$$

En esta representación, la información de los procesos intermedios, como el deshidratador y el divisor de corriente no afectan directamente el problema de optimización, por lo tanto no forman parte del modelo de control.

3.3.2. Modelo Agregado

El modelo consiste en representar la etapa de mezclado de la Figura 1 de manera agregada, como se muestra en la Figura 2. Bajo esta representación la relación entre las corrientes de entrada y la de salida se pueden obtener de las ecuaciones de balance de materia y de la regla de mezclado existentes entre cada mezclador. En esta etapa están involucrados los procesos intermedios, deshidratador y divisor de corriente.

Al realizar las operaciones necesarias, se obtiene la siguiente expresión para la densidad final de la mezcla,

$$\rho_c = ((\rho_{in1} - \alpha) f_{in1} + (\rho_{in2} - \alpha) f_{in2} + \rho_{in3} f_{in3} + \rho_{in4} f_{in4}) \frac{1}{f_c} + \frac{\Theta}{f_c} \quad (9)$$

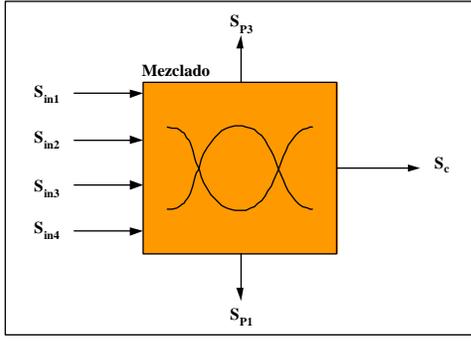


Figura 2: Representación agregada de la etapa de mezclado.

donde

$$\Theta = \left(\frac{\pi_1 f_{in1} f_{in2}}{f_a} + \frac{\pi_2 f_{P2} f_{in3}}{f_b} \right) \left(1 - \frac{f_{P3}}{f_b} \right) - \left((\rho_{in1} - \alpha) f_{in1} + (\rho_{in2} - \alpha) f_{in2} + \rho_{in3} f_{in3} \right) \frac{f_{P3}}{f_b} + \left(\frac{\pi_3 f_{P4} f_{in4}}{f_c} \right)$$

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 es definido de la siguiente manera,

$$\min \mathbf{c}^T \mathbf{f}_{in,k}, \quad k > 0 \quad (10)$$

sujeto a

$$\mathbf{f}_{in_{min},k} \leq \mathbf{f}_{in,k} \leq \mathbf{f}_{in_{max},k}$$

$$\beta(f_{in1,k} + f_{in2,k}) + f_{in3,k} + f_{in4,k} = f_c + f_{P3}$$

$$\rho_{c_{min}} \leq \frac{(\rho_{in1} - \alpha) f_{in1,k} + (\rho_{in2} - \alpha) f_{in2,k} + \rho_{in3} f_{in3,k} + \rho_{in4} f_{in4,k} + \psi_k}{f_c} \leq \rho_{c_{max}}$$

donde

$$\psi_k = \rho_{c,k-1} - \left((\rho_{in1} - \alpha) f_{in1,k-1} + (\rho_{in2} - \alpha) f_{in2,k-1} + \rho_{in3} f_{in3,k-1} + \rho_{in4} f_{in4,k-1} \right) \frac{1}{f_c}, \quad \psi_1 = 0$$

α y β son factores constantes de deshidratación.

4. Ejemplo

En esta sección presentaremos un ejemplo donde el control optimizante es aplicado a las dos representaciones de la etapa de mezclado descritas previamente. El objetivo es observar el comportamiento del control en ambas representaciones y compararlo con su contraparte lineal.

Tabla 1: Propiedades de las corrientes de entrada.

	\mathbf{S}_{in1}	\mathbf{S}_{in2}	\mathbf{S}_{in3}	\mathbf{S}_{in4}
$f_{in_{min}}$	100	100	100	100
$f_{in_{max}}$	2.7e5	2.8e5	1.8e5	2.7e5
ρ_{in}	32.2	33.5	21.8	32.8
c_{in}	25.11	26.13	17.40	25.74

Los requerimientos de embarque son $V_{exp} = 350000$, $\rho_{exp} = 32.2$ y las condiciones iniciales en el tanque almacenamiento son $V_{Tko} = 100000$, $\rho_{Tko} = 32.9$. Con estos datos, las propiedades requeridas en la mezcla que se debe producir son $f_c = 180000$, $\rho_{c_{min}} = 32.29$, $\rho_{c_{max}} = 34.0$ y un costo mínimo c_c . Las propiedades de las corrientes de entrada \mathbf{S}_{in} se muestran en la tabla 1.

Para mostrar la respuesta del controlador ante variaciones en las corrientes de entrada, se aplican cambios de densidad en \mathbf{S}_{in4} de +1% y \mathbf{S}_{in2} de -1.5% en $t = 11$ y $t = 21$ respectivamente.

4.1. Resultados con el Modelo Distribuido

En la Figura 3 se muestra el comportamiento de la densidad ρ_c que entrega la etapa de mezclado, donde 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. 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, 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. Resultados con el Modelo Agregado

La Figura 5 muestra el comportamiento de la densidad ρ_c e igual que en el modelo distribuido, el control lineal en-

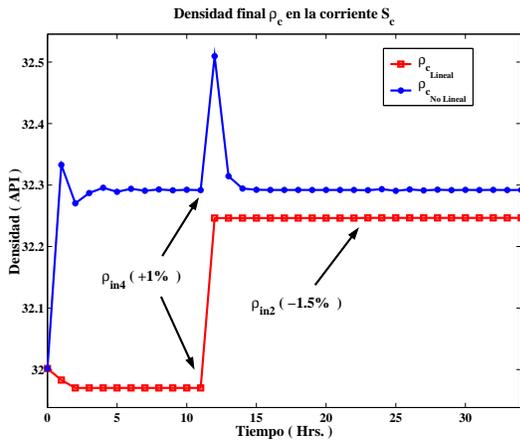


Figura 3: Comportamiento de la densidad ρ_c

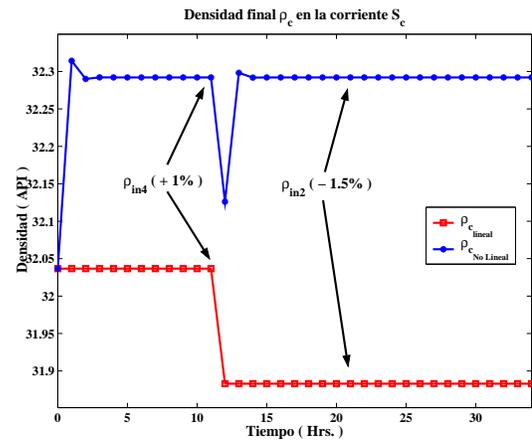


Figura 5: Comportamiento de la densidad ρ_c

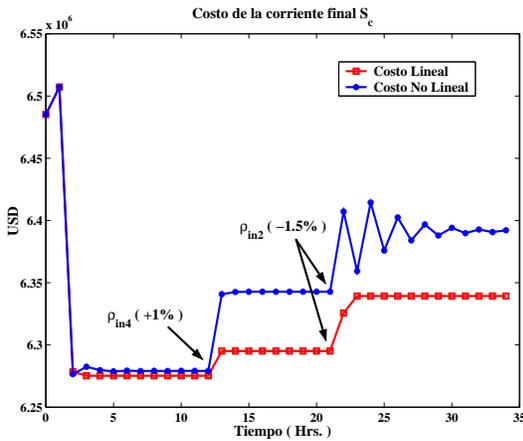


Figura 4: Costo de la corriente S_c

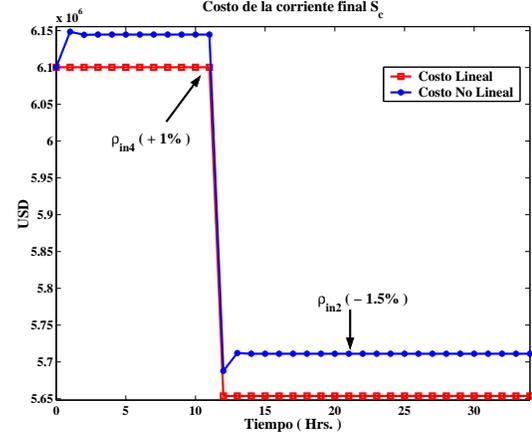


Figura 6: Costo de la corriente S_c

traga una densidad degradada de 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 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 6.

5. Conclusiones

De acuerdo a los resultados obtenidos, se pueden hacer las siguientes conclusiones:

- 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 a la etapa de mezclado sean lo suficientemente pequeños en la contribución de la densidad de la mezcla.

- En la representación distribuida de la etapa de mezclado el controlador solo tiene información de las capacidades de las corrientes de entrada del mezclado 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 la representación agregada, el controlador tiene información de las capacidades de todas las corrientes de entrada a la etapa de mezclado, esto hace que sea menos sensible a los cambios y estabilizar más rápido la densidad de la mezcla deseada.
- En ambas representaciones, 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 li-

neal que produzca una mezcla más cara pero que si cumpla con las condiciones de calidad requeridas.

Agradecimientos

AS agradece el apoyo financiero de CONACYT en la forma de una beca para estancia sabática.

Referencias

- [1] J. Alvarez, A. Morales, R. Suarez, Robustness of a class of bias update controllers for blending systems, *Industrial Engineering Chemistry Research*, 41 (2002), pp. 4786 – 4793.
- [2] A. Sánchez, A. Morales, Estimación del beneficio económico por mejoras en la administración y control del mezclado de crudo de exportación en TMDB. Reporte interno, Programa de Matemáticas Aplicadas y Computación, Instituto Mexicano del Petroleo, 2003.
- [3] J. Smith, H. Van Ness, *Introducción a la termodinámica en ingeniería química*, 4ta. Edición (1988), McGraw Hill.