

Control predictivo-cooperativo para operar una red de bombas centrífugas en un sistema serial de poliductos

Predictive-cooperative control for the operation of a centrifugal pump network in a serial multiproduct pipeline system

José Noguera Polania¹

Carlos Robles Algarín¹

Jordan Guillot Fula¹

Recibido 12 de agosto de 2013, aceptado 19 de junio de 2014

Received: August 12, 2013 Accepted: June 19, 2014

RESUMEN

Los sistemas de ductos brindan una conexión entre puertos, campos petrolíferos, refinerías y mercados de consumo. Los productos refinados como gasolinas, diésel, turbo-combustible, queroseno, entre otros, son transportados a través de una misma tubería. De esta forma se evitan costos adicionales de varias tuberías dedicadas a productos específicos. Este modo de transporte presenta el problema de la mezcla o contaminación entre productos, lo que incrementa los costos de operación. En este sentido, esta investigación presenta el problema de modelamiento y simulación de ductos utilizados para el transporte de diferentes clases de fluidos. Tal problema es solucionado teniendo en cuenta la presión, velocidad del medio y la densidad del fluido. Se considera un modelo matemático para predecir la cantidad de contaminación entre productos y se presenta el caso de varios tramos de tubería unidos por un modelo algebraico de bomba centrífuga. Con base en lo anterior, se diseña una estrategia de control predictivo teniendo en cuenta la optimización con subprocesos vecinos para coordinar los controles locales en las estaciones de bombeo y así lograr un rendimiento global en los niveles de contaminación. Finalmente, los resultados obtenidos confirman la eficiencia de la estrategia de control predictivo-cooperativo aplicada a una red de bombas centrífugas en un sistema serial de poliductos.

Palabras clave: Poliductos, control predictivo, hidrocarburos, bombas centrífugas, interfase.

ABSTRACT

Pipeline systems provide a connection between ports, oil fields, refineries and consumer markets. Refined products such as gasoline, diesel, jet fuel, kerosene, etc., are transported through the same pipeline. This way, additional costs of several pipelines dedicated to specific products are avoided. This transportation mode presents the problem of contamination or mixture of products, which increase operating costs. In this sense, this research presents the problem of modeling and simulating pipelines used for transporting different kinds of fluids. Such problem is solved taking into account the pressure, speed of the medium and the fluid density. A mathematical model to predict the amount of contamination between products is considered and presents the case of several connected pipe sections using a centrifugal pump algebraic model. Based on the above, a predictive control strategy, considering the optimization with neighboring sub-processes, in order to coordinate local controls on pumping stations and to achieve an overall efficiency in pollution levels is designed. Finally, the obtained results confirm the efficiency of the predictive-cooperative control strategy applied to a network of centrifugal pumps in a serial pipeline system.

Keywords: Pipelines, predictive control, hydrocarbons, centrifugal pumps, batching.

¹ Facultad de Ingenierías. Universidad Cooperativa de Colombia. Troncal del Caribe sector Mamatoco. Santa Marta, Colombia.
E-mail: jose.noguera@campusucc.edu.co; carlos.robles@ucc.edu.co; jordan.guillot@ucc.edu.co

INTRODUCCIÓN

Actualmente, la industria petrolera emplea diferentes medios de transporte para los hidrocarburos como los buques cisterna y las barcazas como medios de transporte marítimos mientras que los vagones de tren, camiones cisterna y los ductos o tuberías son utilizados como medios de transporte terrestre [1]. El sistema de ductos es el medio preferido para el transporte de hidrocarburos debido a su bajo costo, bajo consumo de energía, no presenta contaminación atmosférica, congestión vial en carreteras, no produce ruido, es seguro para los humanos, posee un alto grado de automatización y alta confiabilidad debido a que su operación es continua, automática y no es afectada por el clima [2].

Los niveles de contaminación entre productos son afectados por las bombas y características de la tubería como rugosidad, longitud y diámetro [3]. Una revisión de la literatura, concerniente a los ductos, muestra que el modelamiento dinámico de tuberías no toma en cuenta productos o fluidos de diferentes características. La mayoría de los trabajos están relacionados con modelos dedicados a un solo producto [4-5].

Muchos de los procesos que componen una planta pueden estar ubicados uno a continuación de otro como es el caso en líneas de producción, procesos de laminación en frío, procesos metalúrgicos, transporte de fluidos en tuberías, entre otros. Tales procesos están compuestos por varios subprocesos que afectan globalmente a toda la planta, puesto que cada subproceso afecta directamente a los subprocesos vecinos. Estos procesos pueden ser llamados procesos serialmente conectados o procesos en cascada [6]. Lo anterior permite establecer que para lograr mejorar la calidad de producción y reducir costos, el factor clave es la optimización del proceso completo, no solo la optimización de los subprocesos [7]. El trabajo realizado por Y. Zhang y S. Li [7], que hace uso de las técnicas de control predictivo basado en modelo, será la base para el desarrollo del sistema de control de este proyecto. El objetivo general en el diseño de sistemas de control predictivo basado en modelo (MPC, por sus siglas en inglés) es obtener una trayectoria de la futura variable manipulada para optimizar el comportamiento futuro de la salida del proceso [8]. En la literatura se encuentran variadas

aplicaciones de los sistemas de control predictivo basado en modelos, los autores en [9] proponen una solución que considera la teoría de juegos para optimizar el proceso en dos tanques contiguos de mezclado, el sistema de control básicamente evalúa la decisión de cooperar o no dependiendo de los beneficios para el subsistema. Los autores del trabajo presentado en [10] desarrollan un MPC cooperativo en el cual los controles de cada subsistema optimizan la misma función objetivo de forma paralela. En [11] los autores evalúan varias técnicas MPC en el marco del control distribuido y comparan los resultados en un proceso compuesto por cuatro tanques con interconexiones modificables. En [12] los autores proponen un sistema MPC cooperativo para controlar el factor de movimiento vehicular en función del ahorro de combustible en comparación a otros sistemas que se enfocan en la aceleración. En el presente proyecto es evidente que cada subsistema debe tener información de sus vecinos para lograr un rendimiento conjunto, por lo que la decisión de cada control afecta el rendimiento total del proceso.

En este documento se extiende el trabajo presentado en [13] a una red de ductos, la que consiste de varias secciones de tubería interconectadas con modelos de bomba centrífuga. También se adiciona al modelo de tubería un modelo de mezcla entre productos. Por tanto, la contaminación puede ser analizada por medio de la red de ductos.

El presente trabajo está organizado de la siguiente forma: En el segundo apartado se muestra brevemente el funcionamiento de los ductos. El tercer apartado trata sobre las interfases generadas por el medio de transporte. En el apartado cuatro se presenta un caso de estudio para condiciones de operación en Colombia. En el apartado quinto se presenta el modelo dinámico de la tubería y el modelo de bomba centrífuga. En el sexto apartado se explica la técnica de control y posteriormente se aplica a la problemática. Por último se presentan los resultados, conclusiones y trabajo futuro.

OPERACIÓN DE OLEODUCTOS

La industria petrolera es responsable del transporte de hidrocarburos desde los campos petrolíferos y refinerías hasta los centros de distribución y mercados. Como se puede ver en la Figura 1, el

crudo es extraído de los yacimientos petrolíferos en diferentes calidades, luego este es transportado hasta las refinerías, donde es procesado o enviado a otras refinerías para obtener otros productos [14].

Cuando el crudo es procesado, se envía a los depósitos para la entrega a los clientes. Entonces, diferentes clases de productos viajan a lo largo del sistema de ductos en “paquetes” o “batch mode”. Esto se explicará en la sección modelo de interfase. Todo el trabajo se desarrolla en el cuarto de control. Es en este lugar, donde el monitoreo y control del sistema de ductos es llevado a cabo por los controladores, los que envían comandos electrónicos para abrir o cerrar una válvula o arrancar una bomba, y programadores, que se encargan de planificar y programar las operaciones de envío de productos [14]. El cuarto de control tiene las siguientes funciones:

- Planificación y programación de operaciones.
- Monitoreo y control del sistema de ductos.
- Corrección de operaciones anormales.
- Mantener el equipo de control.

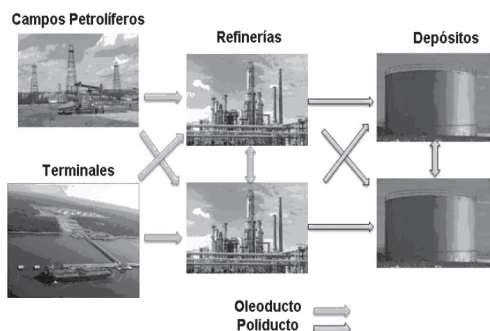


Figura 1. Cadena de suministro.

Fuente: Elaboración propia.

MODELO DE INTERFASE

Dentro de la tubería, cada producto se mueve debido a la fuerza ejercida por el producto anterior. Los productos son bombeados en serie (batching). Existen varios métodos para prevenir la mezcla entre productos como cuñas con productos especiales, agua o incluso bolas de goma inflables [2-15], pero esto incrementa los costos de operación.

Las hipótesis en el modelo de interfase son las siguientes:

- Propiedad aditiva de la mezcla entre fluidos.
- El flujo es unidimensional.
- El flujo es turbulento.
- El flujo es isotérmico.
- El diámetro es constante.

Con la finalidad de desarrollar un modelo matemático de la formación de mezcla (Interfase en la Figura 2), es necesario encontrar la ecuación para el intercambio de masa entre productos. Por tanto, para lograr lo anterior, es preciso obtener la relación entre el caudal volumétrico $q(x,t)$ del fluido desplazante y los parámetros de la distribución de concentración $\theta(x,t)$, en el flujo.



Figura 2. Interfase.

Fuente: Elaboración propia.

Tomando en cuenta que la mezcla en la región de contacto puede ser caracterizada por la concentración $\theta(x,t)$ de uno de los productos [3]. Por tanto, la principal hipótesis para el cálculo del modelo de formación de mezcla es la propiedad aditiva del volumen de un fluido respecto del otro. Esto es:

$$V_c = V_1 + V_2 \quad (1)$$

Donde:

- $V_c(m^3)$: volumen de la mezcla.
- $V_{1,2}(m^3)$: volumen de dos fluidos de diferente composición química.

Ahora, considerando las densidades de dos productos ρ_1 , ρ_2 y también las concentraciones de volumen θ_1 , θ_2 . La ley de conservación de la masa es:

$$\rho_1 V_1 + \rho_2 V_2 = \rho_c V_c \quad (2)$$

$$\rho_1 \frac{V_1}{V_c} + \rho_2 \frac{V_2}{V_c} = \rho_1 \theta_1 + \rho_2 \theta_2 = \rho_c \quad (3)$$

Donde:

- ρ_c : densidad de la mezcla.

En la región de mezcla $0 < \theta < 1$. El caso $\theta = 1$ corresponde a la zona del fluido desplazante,

mientras que el caso $\theta = 0$ corresponde a la zona del producto desplazado.

La Figura 3 ilustra el intercambio de masa entre dos productos. El flujo de mezcla a través de la sección transversal x , desde la izquierda hacia la derecha, con caudal W_1 , ocurre en la parte central del ducto. El caudal W_2 ocurre cerca de las paredes del ducto, donde:

- W_1, W_2 (m^3/s): caudales de intercambio de masa.
- r_* (m): radio del ducto donde ocurre W_1 .
- r_0 (m): radio interno del ducto.
- v_0 (m/s): velocidad promedio del fluido a través de la sección transversal x .
- l_1, l_2 (m): distancias donde la difusión turbulenta mezcla los fluidos.

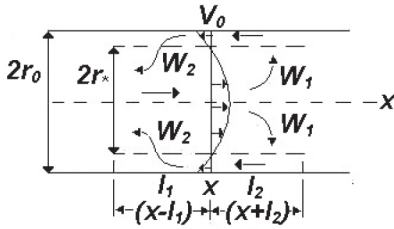


Figura 3. Intercambio de masa entre productos.
Fuente: Elaboración propia.

El intercambio de masa sucede principalmente en la parte central de la tubería, debido a la difusión turbulenta. Entonces, para obtener un modelo de interfase, se establece una relación entre la concentración del producto $\theta(x,t)$ y su caudal volumétrico $q(x,t)$, considerando la mezcla longitudinal, según [3]:

$$q(x,t) = -K \frac{\partial \theta}{\partial x} S \quad (4)$$

Donde:

- $q(x, t)$ (m^3/s): caudal volumétrico del fluido desplazante.
- K (m^2/s): factor efectivo de la mezcla longitudinal.
- S (m^2): área de la sección transversal del ducto.

Por lo cual, con las consideraciones previas, se obtiene una relación para el valor K , la cual se compara con la fórmula desarrollada por Taylor [3]:

$$K = 0,446\sqrt{\lambda}(l_1 + l_2)v_0 = 1,785d\sqrt{\lambda}v_0 \quad (5)$$

La constante obtenida por Taylor cuando investigaba sobre la difusión turbulenta fue 1,785, por lo que se encuentra entonces que las dos distancias de mezcla son:

$$l_1 + l_2 = 4d \quad (6)$$

El factor de fricción puede ser calculado, teniendo en cuenta el flujo turbulento:

$$\lambda = 0,11 \left(\varepsilon + \frac{68}{RE} \right)^{1/4} \quad (7)$$

Donde:

- ε : rugosidad relativa del ducto.
- RE : número de Reynolds, el cual es afectado por la viscosidad y velocidad del fluido.

La manipulación matemática desarrollada en [3] encuentra el modelo de formación de la mezcla dentro del ducto debido al desplazamiento de un fluido por otro, tomando en cuenta la ecuación del balance de volumen para cada componente. Por tanto, el volumen de contaminación puede ser calculado como:

$$V_c \cong 3,4517d^2 \left(\sqrt[4]{\lambda_1} + \sqrt[4]{\lambda_2} \right) \sqrt{dL_p} \quad (8)$$

Donde:

- λ_1, λ_2 son los factores de fricción de dos fluidos en contacto.
- L_p (m) es la longitud de la tubería.

La ecuación (8) puede ser usada para predecir el incremento de la interfase entre dos productos, considerando sus viscosidades y velocidad. Esta velocidad afecta la ecuación (7) y es la conexión con el modelo del ducto que se presentará en la sección siguiente.

A. Modelo dinámico del ducto

El modelo del ducto sigue el trabajo presentado en [13], pero enfocando sobre la representación que considera como entradas al modelo la velocidad en la salida del ducto, la presión y la densidad del

producto en la entrada del ducto, como se observará posteriormente. Las hipótesis que se asumen son:

- El fluido es compresible: se toma en cuenta el cambio en la densidad del producto, pero no se considera la interfase generada entre productos.
- El flujo es viscoso: se considera el esfuerzo cortante.
- El flujo es adiabático: no se considera la transferencia de energía entre el fluido y el ducto.
- El flujo es isotérmico: la temperatura se considera constante a lo largo de la tubería.
- El flujo es unidimensional: la velocidad y la presión dependen solamente del eje x.

El modelo se desarrolla teniendo en cuenta la presión, velocidad e incluyendo la densidad del fluido. Las ecuaciones de conservación de la masa, momento y energía permiten determinar el modelo del ducto como: [4-16-17]

$$\frac{dp}{dt} + \rho \frac{\partial v}{\partial x} = 0 \quad (9)$$

$$\rho \frac{dv}{dt} = -\rho g \sin \alpha - \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial p_L}{\partial x} \quad (10)$$

$$\frac{dp}{dt} - a^2 \frac{dp}{dt} = 0 \quad (11)$$

Donde:

- v : velocidad del fluido (m/s).
- p : presión (Pa).
- g : constante de gravedad (m/s²).
- α : inclinación terrestre (rad).
- a : velocidad del sonido en el fluido (m/s).

El sistema de ecuaciones (9), (10) y (11) es linealizado alrededor de la solución en estado estable. Esto es, ajustando a cero todas las derivadas parciales respecto del tiempo $\frac{\partial}{\partial t} = 0$ y encontrando los

resultados para \bar{p} , \bar{v} y \bar{p} . Por lo que siguiendo el procedimiento matemático en [13], se encuentran las siguientes relaciones:

$$L = \bar{p} \quad (12)$$

$$R = \frac{\bar{\rho} \lambda |\bar{v}|}{D} \quad (13)$$

$$C = \frac{1}{a^2 \bar{\rho}} \quad (14)$$

Las ecuaciones (12), (13) y (14) conducen a:

$$\begin{bmatrix} P_L \\ V_0 \\ R_L \end{bmatrix} = [A_1 \quad A_2] \begin{bmatrix} P_0 \\ V_L \\ R_0 \end{bmatrix} \quad (15)$$

Donde:

$$A_1 = \begin{bmatrix} \frac{1}{\cosh(nL_p)} & -Z_k \tanh(nL_p) \\ \frac{1}{Z_k} \tanh(nL_p) & \frac{1}{\cosh(nL_p)} \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (16)$$

$$A_2 = \begin{bmatrix} \frac{-T\bar{v}}{s} \left(\frac{1}{\cosh(nL_p)} - e^{-\tau s} \right) \\ \frac{-T\bar{v}}{Z_k s} \tanh(nL_p) \\ e^{-\tau s} \end{bmatrix} \quad (17)$$

$$n = Cs \sqrt{Ls + R} \quad (18)$$

$$Z_k = \frac{\sqrt{Ls + R}}{Cs} \quad (19)$$

La variable P_L corresponde a la presión a la salida del ducto, P_0 corresponde a la presión en la entrada del ducto, V_L es la velocidad del fluido a la salida del ducto, V_0 es la velocidad del fluido a la entrada del ducto, R_0 y R_L son las densidades a la entrada y salida del modelo de ducto. Entonces, la ecuación (15) representa el modelo de un poliducto, el que es uno de los componentes básicos del modelo de la red de poliductos.

B. Modelo de la bomba centrífuga

Las bombas son el equipo que genera una diferencia de presión. Como se ilustra en la Figura 4, esto causa el movimiento del fluido desde una sección transversal con menos presión (línea de succión

P_L) hacia una sección transversal con más presión (línea de descarga P_0), con velocidad angular ω . Las velocidades V_L y V_0 son asumidas iguales a V , de modo que el caudal a través de la bomba sería $Q=SV$ [3].

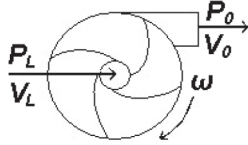


Figura 4. Funcionamiento bomba centrífuga.
Fuente: Elaboración propia.

Las bombas más comunes usadas por la industria petrolera son las bombas centrífugas. Estas son usadas para bombear hidrocarburos. El fluido se mueve por la acción de la fuerza centrífuga ejercida por la rotación de la propela.

La ecuación de balance para las fuerzas involucradas en el movimiento del fluido a través de la bomba desde P_L hacia P_0 , puede ser establecida como en [3]:

$$\rho\omega^2 R_i - \frac{dp}{dR_i} = \rho f_\tau(Q) \quad (20)$$

Donde:

- R_i : distancia de la partícula de fluido desde el eje de rotación.
- $\frac{dp}{dR_i}$: gradiente de presión radial opuesto al movimiento del fluido.
- $f_\tau(Q)$: fuerza de fricción dependiente del caudal (Q).

Ahora, integrando la ecuación de balance de fuerzas (20), sobre el radio desde 0 hasta R_b , donde R_b es el radio de la propela:

$$\frac{\rho\omega^2 R_b^2}{2} - \Delta p = R_b \rho f_\tau(Q) \quad (21)$$

Entonces:

$$\Delta p = \frac{\rho\omega^2 R_b^2}{2} - R_b \rho f_\tau(Q) \quad (22)$$

Por lo tanto, la velocidad angular ω puede forzar al fluido a moverse en contra de la caída de presión Δp a través de la propela [3]. La densidad se asume como un parámetro constante en el modelo de la

bomba centrífuga. Este modelo es adaptado a la ecuación (15), pero teniendo en cuenta que P_L es el final del ducto anterior y P_0 es la entrada del siguiente ducto como se ilustra en la Figura 6.

CASO DE ESTUDIO

Esta sección muestra un caso de estudio considerando condiciones de operación en Colombia, en la que los hidrocarburos son transportados desde Puerto Salgar (Municipio de Cundinamarca) hasta Puente Aranda, localidad 16 del distrito capital, Bogotá, como se ilustra en la Figura 5. Más detalles sobre la infraestructura petrolera y temas relacionados se pueden encontrar en [18]. Los ductos considerados tienen los siguientes datos:

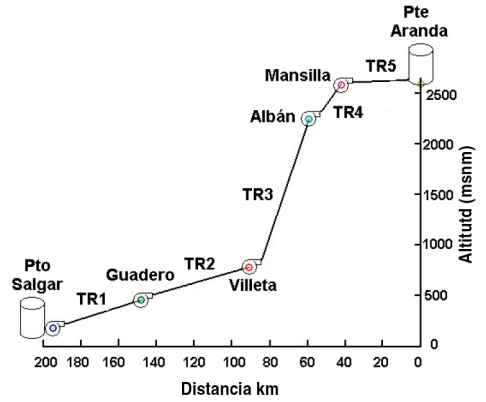


Figura 5. Red de poliductos.

Fuente: Elaboración propia.

- Tramo 1 (TR1): Puerto Salgar-Guadero
 - a) Longitud del poliducto, $L_p = 47$ km.
 - b) Inclinación terrestre, $\alpha = 0,0059$ rad.
 - c) Presión nominal, $P_{01} = 5,785$ bar.
- Tramo 2 (TR2): Guadero-Villeta
 - a) Longitud del poliducto, $L_p = 57$ km.
 - b) Inclinación terrestre, $\alpha = 0,0057$ rad.
 - c) Presión nominal, $P_{02} = 6,925$ bar.
- Tramo 3 (TR3): Villeta-Albán
 - a) Longitud del poliducto, $L_p = 32$ km.
 - b) Inclinación terrestre, $\alpha = 0,0458$ rad.
 - c) Presión nominal, $P_{03} = 12,425$ bar.
- Tramo 4 (TR4): Albán-Mansilla
 - a) Longitud del poliducto, $L_p = 17$ km.
 - b) Inclinación terrestre, $\alpha = 0,0201$ rad.
 - c) Presión nominal, $P_{04} = 3,805$ bar.

- Tramo 5 (TR5): Mansilla-Puente Aranda
- a) Longitud del poliducto, $L_p = 42$ km.
- b) Inclinación terrestre, $\alpha = 0,0003333$ rad.
- c) Presión nominal, $P_{05} = 3,625$ bar.

La simulación se ha llevado a cabo en MATLAB. Los valores nominales de presión han sido establecidos para mantener niveles de presión mayores y cercanos a la presión atmosférica (100 Kpa al final de cada ducto). El diámetro de la tubería se asume como 0,274 m.

Se puede observar de la Figura 5, que en el tramo 3, un esfuerzo mayor debe ser ejercido por la bomba centrífuga debido a la inclinación terrestre. Se puede mencionar el hecho de que anticlinales (pliegue de la corteza terrestre en forma de lomo) y sinclinales (pliegue de la corteza en forma cóncava) no serán considerados puesto que es necesaria información topológica detallada; por tanto, esto será considerado como trabajo futuro.

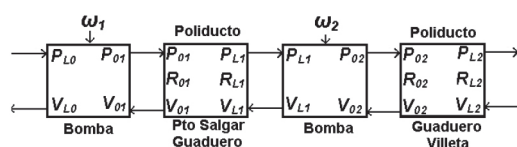


Figura 6. Interacción entre subprocesos.

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 6 se puede observar la interconexión entre dos tramos de poliducto, el tramo 1 correspondiente desde Puerto Salgar hasta Guaduoero y el tramo 2 que corresponde desde Guaduoero hasta Villeta. Cada modelo puede ser considerado como un subproceso con características típicas (inclinación terrestre, presión nominal, etc.). Las flechas superiores son consideradas como la fuerza de acción que un subproceso ejerce sobre el subproceso siguiente, a través de la bomba centrífuga. En este caso, las presiones están definidas por P_{0i} , con $i = 1, \dots, m$, donde m corresponde al número de tramos o subprocesos. Las flechas de abajo representan las velocidades V_{0i} de reacción que cada subproceso ejerce sobre el anterior.

Los valores de las densidades R_{0i} pueden ser manipulados directamente para simular el cambio de densidad debido a la entrada de un nuevo producto a la tubería. Los valores de salida R_{Li} pueden ser las entradas para la siguiente sección de tubería $R_{0(i+1)}$. El volumen de contaminación, ecuación (8), la

que es afectada por el factor de fricción, ecuación (7), puede ser adicionado al modelo de poliducto tomando en cuenta la velocidad V_{0i} .

En la Figura 7 se puede ver como evoluciona una interfase, teniendo en cuenta los niveles de contaminación alcanzados en los recorridos por los tubos anteriores para una velocidad constante. En este caso el seguimiento comienza con V_{ct1} , que corresponde al nivel de contaminación alcanzado en el primer tramo de tubería, continuando se ve el aumento en los niveles de contaminación siguientes V_{ct2} , V_{ct3} , V_{ct4} y V_{ct5} donde se ha considerado como valor inicial el pronóstico arrojado por el modelo de contaminación del tubo anterior V_{cti-1} , con $i = 1, \dots, 5$. Por tanto, el volumen total esperado al final del tramo 5 es de aproximadamente 80 m³.

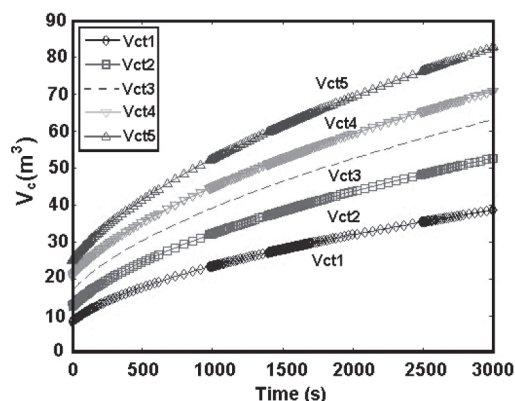


Figura 7. Seguimiento de la interfase por tubo.

Fuente: Elaboración propia.

La Figura 8 corresponde a los tramos 1 y 5. Se puede observar los cambios en la presión de salida P_{L1} debido a la presión P_{01} . En el tiempo $t = 200$ s, hay un cambio de producto de $R_{01} = 680$ Kg/m³ a $R_{01} = 1016$ kg/m³. Se puede notar que la presión P_{L1} es afectada mucho más por este cambio de producto que por la presión de entrada P_{01} . La velocidad de entrada al tubo V_{01} permanece constante en 2,05 m/s (Este es el valor nominal impuesto por V_{L1} , pero en $t = 200$ s hay un cambio muy pequeño debido al cambio de producto). Comparando las velocidades V_{01} y V_{05} , en $t = 200$, se observa que el cambio de producto afecta a V_{01} más que V_{05} . La diferencia en los valores de presión entre P_{L5} y P_{01} no es significativa. La presión P_{L5} presenta un comportamiento dinámico suave y lento, debido a la característica de disipación de las tuberías.

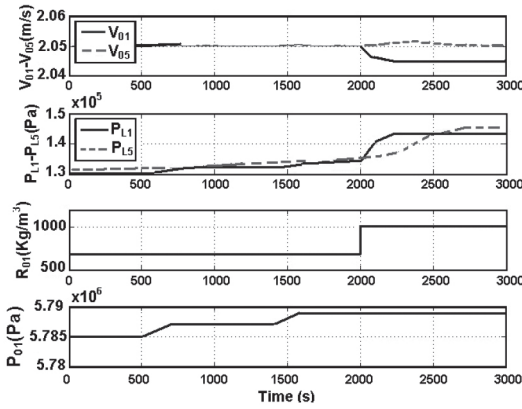


Figura 8. Velocidad y presión en el primer ducto y en el último.

Fuente: Elaboración propia.

CONTROL DE POLIDUCTOS

En esta investigación se considera la manipulación de la velocidad angular w_i en las bombas centrífugas para variar los niveles del volumen de contaminación esperados al final de la tubería.

A. Red de controladores

El sistema de control que se considera está basado en el trabajo desarrollado por Y. Zhang y S. Li [7]. En este, los autores presentan una red de controladores predictivos teniendo en cuenta la optimización con subprocesos vecinos. El diseño de control está basado en la idea de utilizar un modelo no paramétrico de la planta, en el cual son guardados los datos obtenidos de la planta ante la respuesta a una entrada escalón. El modelo en espacio estados, de cada subproceso i , puede ser representado como en [7]:

$$x_i(k+1) = A_i x_i(k) + \sum_{j \in h} B_{ij} \Delta u_j(k) \quad (23)$$

$$y_i(k) = C_i x_i \quad (24)$$

Donde $i = 1, \dots, m$, $h = i-1, i, i+1$, el cual corresponde al vecindario del subproceso i . $\Delta u_i(k)$ corresponde al incremento de la variable manipulada en el instante de tiempo k , por lo que $u_i(k) = \Delta u_i(k) + u_i(k-1)$. El vector de estado del i -ésimo subproceso es $x_i(k) = [x_{i1}^T \dots x_{iN}^T(k)]$, donde N es el horizonte de modelamiento. Las matrices A_i , B_{ij} , C_i son:

$$A_i = \begin{bmatrix} 0(N-1) & n_{yi} \times n_{yi} & I(N-1)n_{yi} \\ 0n_{yi} \times (N-1)n_{yi} & In_{yi} \end{bmatrix} \quad (25)$$

$$C_i = [In_{yi} \quad 0n_{yi} \times (N-1)n_{yi}] \quad (26)$$

$$B_{ij} = [a_{ij}^T(1) \quad \dots \quad a_{ij}^T(N)]^T \quad (27)$$

Donde $a_{ij}(k)$, con $k=1, \dots, N$; $j \in h$, es la matriz del muestreo realizado sobre la respuesta del i -ésimo subproceso para la j -ésima entrada escalón unitario en el instante de muestreo k . Se puede ver que el modelo en espacio estados, también llamado modelo de estado predictivo, mostrado en la ecuación (23), para cada subproceso, se desarrolla directamente guardando la respuesta del escalón sin la necesidad de realizar una identificación del sistema por métodos usuales. Cada subproceso se interconecta con sus vecinos como se puede ver en la Figura 9. La ecuación (23) representa el modelo del subproceso i si se cumple que $C_i A_i^{k-1} B_i = a_{ij}(k)$ es observable, por lo que el diseño de control está basado exclusivamente en los vectores dinámicos en $a_{ij}(k)$. Entonces la estrategia de control y/u optimización puede ser empleada con las técnicas usuales de espacio-estado [7].

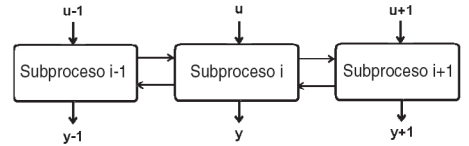


Figura 9. Interconexión entre subprocesos.

Fuente: Elaboración propia.

Debido a que todos los elementos de $x_i(k)$ no son directamente medibles a excepción de $x_{i1}(k) = y_i(k)$ es preciso desarrollar un observador de estado según:

$$\hat{x}_i(k+1) = A_i \hat{x}_i(k) + \sum_{j \in h} B_{ij} \Delta u_j(k) + V_i(y_i(k+1) - \hat{y}_i(k+1)) \quad (28)$$

$$\hat{y}_i(k+1) = C_i A_i \hat{x}_i(k) + \sum_{j \in h} C_i B_{ij} \Delta u_j(k) \quad (29)$$

Donde V_i es la matriz de realimentación del observador, por lo que \hat{x}_i convergerá a x_i bajo una buena selección de valores para V_i . Los enfoques

de control predictivo basado en modelos MPC (Model Predictive Control) ignoran el intercambio de información entre subsistemas o subprocesos, lo que causa pérdida de rendimiento en control. Sería razonable asumir que el rendimiento de un sistema de control podría mejorar si se pudiese usar información sobre la naturaleza de las interacciones entre subprocesos. Por tanto, los autores Y. Zhang y S. Li [7] proponen un esquema de MPC en red para sistemas interconectados de gran escala, teniendo en cuenta la optimización basada en vecindario. Se propone entonces un nuevo índice de rendimiento mejorado según:

$$\begin{aligned} \min_{\Delta U_{i,M}} \bar{J}_i(k) = & \sum_{j \in h} \left[\sum_{s=1}^P \|r(k+s)_j\right. \\ & - \hat{y}_j(k+s|k)\|_{Q_j}^2 + \sum_{h=1}^M \|\Delta u_j(k+h \\ & \left. - 1|k)\|_{R_j}^2 \right] \end{aligned} \quad (30)$$

Sujeto a:

$$\begin{aligned} \hat{y}_i(k+s|k) = & C_i A_i^s \hat{x}_i(k) + \sum_{j \in h} \sum_{h=1}^{M} C_i A_i^{s-h} \times \\ & B_{ij} \Delta u_j(k+h-1|k), s=1, \dots, P \end{aligned} \quad (31)$$

$$\begin{aligned} u_i^{\min} \leq u_i(k+h-1|k) \leq u_i^{\max}, \\ h=1, \dots, M \end{aligned} \quad (32)$$

$$\Delta u_i^{\min} \leq \Delta u_i(k+h-1|k) \leq \Delta u_i^{\max} \quad (33)$$

$$y_i^{\min} \leq \hat{y}_i(k+s|k) \leq y_i^{\max} \quad (34)$$

Donde P es el horizonte de predicción, M el horizonte de control, $r(k+s)$ es la señal de referencia, Q y R son las matrices de pesos sobre la salida y la acción de control. La ecuación (30) incluye funciones de costo no solo por subprocesos, sino también con sus vecinos. Por tanto, la cooperación entre subprocesos es incorporada en el índice de rendimiento del problema de optimización local incluyendo las funciones de costo de los subprocesos vecinos.

La optimización basada en vecindario es una estrategia cooperativa de forma que el problema de optimización puede ser descompuesto en subproblemas, por lo cual, el rendimiento en control puede ser mejorado. La cooperación entre subprocesos se logra intercambiando información entre cada subproceso y sus vecinos, en una estructura

distribuida por medio de un comunicador en la red, como se ilustra en la Figura 10.

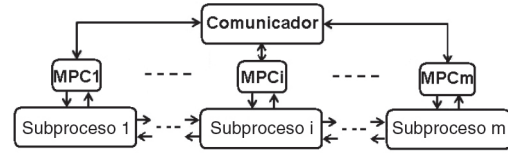


Figura 10. Red de controladores entre subprocesos. Fuente: Elaboración propia.

B. Algoritmo red MPC

Se asume que la conectividad de la red es suficiente para que cada subproceso obtenga la información de sus vecinos, se asume que no hay perturbaciones. De acuerdo con las capacidades de la red, se considera que es posible, para cada subproceso, intercambiar información varias veces durante cada instante de tiempo de muestreo. Esta es una forma ideal de comunicación por medio de la red. Sin embargo, la decisión de control óptima local de los vecinos no está disponible para cada subproceso, por lo cual se comienza con un valor estimado. Por tanto, cada subproceso resuelve su problema de optimización local con una decisión de control estimada de sus vecinos. Los subprocesos pueden intercambiar varias veces su información mientras resuelven su problema de optimización local. Los pasos para aclarar el proceso se verán a continuación.

Primero, en el instante de tiempo de muestreo k , los subprocesos intercambian su estado \hat{x}_i con sus vecinos, utilizan su valor estimado inicial para su decisión de control y lo transmiten a sus vecinos. Entonces haciendo $l=0$:

$$\Delta U_{i,M}^l(k) = \Delta \hat{U}_{i,M}^l(k) \quad (i=1, \dots, m) \quad (35)$$

Segundo, cada subproceso resuelve su problema de optimización local descrito en la ecuación (30), simultáneamente para obtener su decisión de control $\Delta U_{i,M}^{(l+1)}(k)$. Tercero, los subprocesos verifican si su condición terminal de iteración se cumple, dado un valor $\epsilon_i \in \Re$ que corresponde a la precisión que se busca en el error, esto es:

$$\|\Delta U_{i,M}^{l+1}(k) - \Delta U_{i,M}^l(k)\| \leq \epsilon_i \quad (i=1, \dots, m) \quad (36)$$

Si todas las condiciones terminales se cumplen en la iteración l^* , entonces termina la iteración, se

ajusta la decisión de control óptima local para cada subproceso $\Delta U_{i,M}^*(k) = \Delta U_{i,M}^{l*}(k)$ y se continúa con el paso cuarto. Si no se cumple lo anterior, entonces se hace $l = l + 1$ y cada subproceso comunica la nueva información de su decisión de control local $\Delta U_{i,M}^l(k)$ a sus vecinos y se procede nuevamente desde el segundo paso. Cuarto, se computa la ley de control presente:

$$\Delta u_i^*(k) = [I_{n_{ui}} \ 0 \ \dots \ 0] \Delta U_{i,M}^l(k) \ (i = 1, \dots, m) \quad (37)$$

Se procede a aplicar $u_i^*(k) = [u_i^*(k-1) + \Delta u_i^*(k)]$ a cada subproceso. Quinto, se ajusta el estimado inicial de la decisión de control óptima local para el siguiente tiempo de muestreo:

$$\Delta \hat{U}_{i,M}(k+1) = \Delta U_{i,M}^*(k) \ (i = 1, \dots, m) \quad (38)$$

Sexto, se mueve el horizonte hacia el siguiente instante de tiempo de muestreo, $k+1 \rightarrow k$ y se repite nuevamente todo desde el primer paso.

La optimización en línea de sistemas de gran escala conectados en serie puede ser convertida entonces en pequeños sistemas vía computación distribuida, lo cual puede reducir significativamente la complejidad computacional. El intercambio de información entre subprocesos vecinos en una estructura distribuida puede mejorar el rendimiento en el control, lo que es superior a métodos tradicionales de MPC descentralizado. Los análisis de convergencia pueden ser consultados en [7].

APLICACIÓN DE LA TÉCNICA DE CONTROL AL SISTEMA DE DUCTOS

El sistema de ductos es un sistema multivariable, donde los subsistemas, compuestos por el modelo de una bomba centrífuga más el modelo del ducto, poseen subprocesos internos, por ejemplo, la entrada V_{L1} se podría considerar un subproceso con salida V_{01} . El trabajo presentado en [7] considera únicamente a los subsistemas SISO.

En esta sección se ampliará el concepto a subsistemas MIMO. Por tanto, cabe mencionar que el modelo de cada sistema se forma guardando la respuesta en la salida a controlar ante una entrada escalón para todos los subprocesos de los subsistemas vecinos que afectan la salida analizada, por ejemplo, esto

sería almacenar en un vector B_1 la respuesta de Y_{1r1} a una entrada escalón en U_{0r1} , U_{1r1} , U_{2r1} , U_{1r2} , U_{2r1} , y U_{1r3} , donde el subsistema 1 como se ve en la Figura 11 está compuesto por el modelo de la bomba centrífuga con la ecuación (22) y el tubo con la ecuación (15).

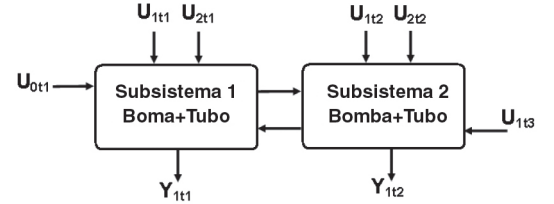


Figura 11. Interconexión de dos subsistemas.

Fuente: Elaboración propia.

Entonces, la matriz B_i de la ecuación (23) estaría representada por:

$$B_1 = [B_{0r1} \ B_{1r1} \ B_{2r1} \ B_{1r2} \ B_{2r2} \ B_{1r3}] \quad (39)$$

Teniendo en cuenta la ecuación (39), el procedimiento seguirá como se explicó anteriormente, basado en [7].

RESULTADOS

Debido a que las variaciones ante un cambio de densidad no son muy significativas, se ha decidido comparar un MPC sencillo con la técnica de red MPC para observar la respuesta ante un incremento en la señal de referencia con los siguientes parámetros de sintonización, $P=20$, $M=2$, $Q_i=10$, $R_i=3$, $T=1s$, $\epsilon_i=0,01$ y $N=50$. Comparando la Figura 12 con la Figura 13 se puede observar que la señal de control usando la técnica de red MPC es ligeramente más agresiva que la señal de control usando la técnica MPC usual. La contaminación generada en el primer tubo se puede observar en la parte superior de la Figura 14, en la parte inferior se observa el caso de un cambio en la velocidad V_0 al inicio del tubo 1, lo cual generaría aproximadamente 1750 litros de contaminación.

CONCLUSIONES

Se ha presentado un modelo de poliducto que considera el comportamiento dinámico de las velocidades y presiones dentro de la tubería, teniendo en cuenta el cambio de producto mediante su densidad. Además, se ha interconectado un modelo

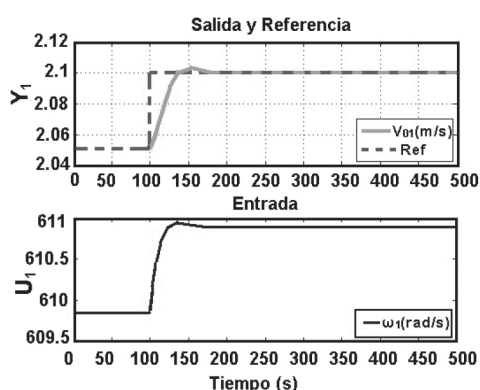


Figura 12. Respuesta de V_{01} con red MPC.
Fuente: Elaboración propia.

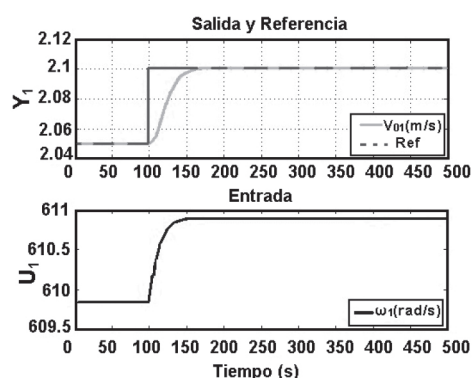


Figura 13. Respuesta de V_{01} con MPC usual.
Fuente: Elaboración propia.

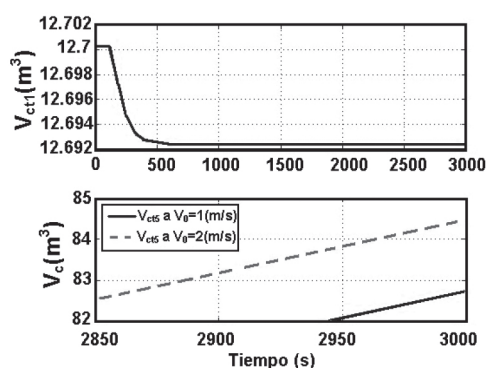


Figura 14. Volumen de contaminación V_{ct1} y V_{ct1} con V_{ct5} .

Fuente: Elaboración propia.

de bomba centrífuga al modelo presentado del ducto. Por tanto, es posible observar las variaciones en las presiones de entrada y salida del poliducto como respuesta a cambios en la velocidad angular de la bomba centrífuga. El modelo de interfase considera

el factor de fricción, el cual tiene en cuenta la velocidad del fluido en el ducto. Como consecuencia, se desarrolla una red de poliductos interconectando tramos de bomba-tubería en serie. Se presenta un caso de estudio basado en condiciones de operación en Colombia. Los resultados de las simulaciones muestran las capacidades de los modelos, por ejemplo, cambios de producto y fallas en bombas centrífugas. El trabajo presentado en [7] se ha extendido a subprocesos MIMO, donde los vecinos de un subproceso pueden ser más de dos. Como trabajo futuro se considerará incluir la viscosidad de los fluidos en el modelo de la tubería puesto que esta describe la resistencia que tiene un líquido o gas a fluir. Con información detallada del terreno se seccionará el modelo de tubería para simular los efectos de sinclinales y anticlinales (parte cóncava y convexa de los pliegues de la corteza terrestre). Desarrollar un modelo dinámico de bomba centrífuga que incluya el efecto de la viscosidad de productos y comparar resultados con el sector industrial.

REFERENCIAS

- [1] J. Lead, J. Herd, L. Marcus, E. Terrell, A. Wilson and J. Sullivan. "Transportation & Storage", p. 1. July, 2013. Date of visit: August 09, 2013. URL: <http://www.loc.gov/rr/business/BERA/issue5/transportation.html>
- [2] H. Liu. "Pipeline Engineering". Lewis Publishers. 1st edition, pp. 9-11. Boca Raton, USA. 2003. ISBN: 0-58716-140-0.
- [3] M. Lurie. "Modeling of Oil Product and Gas Pipeline Transportation". Wiley-Vch. 1st edition, pp. 187-198. Weinheim, Germany. 2008. ISBN: 978-3-527-40833-7.
- [4] D. Matko, G. Geiger and W. Gregoritz. "Pipeline simulation techniques". Mathematics and computers in simulation. Vol. 52, Issue 3-4, pp. 211-230. June, 2000. ISSN: 0378-4754. DOI: 10.1016/S0378-4754(00)00152-X.
- [5] M. Jelali and A. Kroll. "Hydraulic Servo-systems: Modelling, Identification and Control". Springer-Verlag. 2nd edition, pp. 38-40, 79-113. London, England. 2003. ISBN: 1852336927.
- [6] J. Morud. "Studies on the dynamics and operation of integrated plants". Ph.D. thesis, p. 166. Norwegian University of Science and Technology. Trondheim, Norway. 1995.

- [7] Y. Zhang and S. Li. "Networked model predictive control based on neighborhood optimization for serially connected large-scale processes". *Journal of Process Control*. Vol. 17, Issue 1, pp. 37-50. January, 2007. ISSN: 0959-1524. DOI: 10.1016/j.jprocont.2006.08.009.
- [8] L. Wang. "Model Predictive Control System Design and Implementation Using MATLAB". Springer-Verlag. 1st edition, pp. 1-20. London, England. 2009. ISBN: 978-1-84882-331-0.
- [9] F. Valencia, J. Espinosa, B. Schutter and K. Staňkova. "Feasible-Cooperation Distributed Model Predictive Control Scheme based on Game theory". *Proceedings of the 18th IFAC World Congress*, pp. 386-391. Milan, Italy. Aug.-Sept., 2011.
- [10] B.T. Stewart, A. Venkat, J. Rawlings, S. Wright and G. Pannocchia. "Cooperative distributed model predictive control". *Systems and Control Letters*. Vol. 59, Issue 8, pp. 460-460. August, 2010. ISSN: 0167-6911. DOI: 10.1016/j.sysconle.2010.06.005.
- [11] I. Alvarado, D. Limon, D. de la Peña, J.M. Maestre, M.A. Ridao, H. Scheu, W. Marquardt, R.R. Negenborn, B. DeSchutter, F. Valencia and J. Espinosa. "A comparative analysis of distributed MPC techniques applied to the HD-MPC four-tank benchmark". *Journal of Process Control*. Vol. 21, Issue 5, pp. 800-815. June, 2011. ISSN: 0959-1524. DOI: 10.1016/j.jprocont.2011.03.003.
- [12] T. Stanger and L. Del Re. "A model predictive Cooperative Adaptive Cruise Control approach". *American Control Conference (ACC)*, pp. 1374-1379. Washington, USA. June, 2013.
- [13] S. Blažič, D. Matko and G. Geiger. "Simple model of a multi-batch driven pipeline". *Mathematics and computers in simulation*. Vol. 64, Issue 6, pp. 617-630. March, 2004. ISSN: 0378-4754. DOI: 10.1016/j.matcom.2003.11.013.
- [14] T. Miesner and W. Leffler. "Oil and Gas In Nontechnical Language". PennWell. 1st edition, pp. 3-5, 57-86. Oklahoma, USA. 2006. ISBN: 1-59370-058-X.
- [15] A. Concha, H. Quiroga and P. Benjumea. "Modelamiento de la propagación de los frentes de contaminación generados por el transporte de combustibles por poliducto". *Revista Dyna*. Vol. 74 N° 152, pp. 89-96. Julio 2007. ISSN: 0012-7353. URL: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=49615209>.
- [16] E. Benjamin, V. Streeter and L. Suo. "Fluid Transients in Systems". Prentice-Hall. 1st edition, pp. 17-30. Michigan, USA. 2007. ISBN: 0133221733.
- [17] J. Went. "Computational Fluid Dynamics". Springer-Verlag. 3rd edition, pp. 15-50. Berlin, Germany. 2009. ISBN: 978-3-540-85055-7.
- [18] Ecopetrol S.A. "Oil infrastructure map", pp. 1. December 2011. Date of visit: January 30, 2013. URL: http://www.ecopetrol.com.co/documentos/79643_Mapas.pdf