

SIMULACIÓN DINÁMICA DE UN COLECTOR DE H₂ BASADA EN EL MÉTODO DE DIFERENCIAS FINITAS

Mar Valbuena

Dpto. De Ingeniería de Sistemas y Automática, C/Real de Burgos s/n, Valladolid, Universidad de Valladolid
mvalbuena@autom.uva.es

Daniel Sarabia

Dpto. De Ingeniería de Sistemas y Automática, C/Real de Burgos s/n, Valladolid, Universidad de Valladolid
dsarabia@autom.uva.es

César de Prada

Dpto. De Ingeniería de Sistemas y Automática, C/Real de Burgos s/n, Valladolid, Universidad de Valladolid
prada@autom.uva.es

Resumen

Este trabajo aborda el problema de simulación dinámica de un colector de H₂ en una refinería, como primer paso para el desarrollo de una simulación dinámica de la red completa de H₂. Se pretenden estudiar los fenómenos de transporte de materia y energía de los colectores de H₂ desde el punto de vista de la presión, temperatura, peso molecular, etc., teniendo en cuenta la distribución espacial de los mismos.

Palabras Clave: Simulación dinámica, redes de hidrógeno, diferencias finitas.

1 INTRODUCCIÓN

El presente artículo se enmarca en un proyecto de investigación más amplio cuyo objetivo es el de desarrollar nuevos conocimientos en el campo del control y optimización de sistemas de gran escala en la industria de procesos y demostrar su aplicabilidad a escala industrial.

El interés por este tipo de sistemas ha ido creciendo progresivamente por su impacto en el funcionamiento global de un sistema o factoría, tanto económico como técnico, al igual que por el papel estratégico que a menudo desempeñan [5]. Entre ellos se encuentran las redes de distribución: de agua, de electricidad, de gas, de telecomunicaciones, etc., de cuya gestión eficaz pueden depender tanto la satisfacción de las demandas de los usuarios como la rentabilidad de su operación. Por otro lado, se encuentran las redes de distribución de vapor, gas, tratamiento de aguas, etc. de muchas industrias de procesos que enlazan los centros de producción o almacenaje con las plantas donde se consumen estos

recursos a través de un sistema de distribución cuyas características habituales son su gran escala, la interacción entre los distintos elementos, la variabilidad de las demandas, la presencia de diversas restricciones de operación y el control de su funcionamiento a través de decisiones de diferente naturaleza, como por ejemplo, de tipo continuo, como el valor de la apertura de las válvula o el valor del setpoint en los lazos de regulación y de tipo discreto que afectan a la propia estructura de las redes. Toda esta complejidad hace que el control y la operación global tengan lugar muy a menudo en condiciones no óptimas tanto económicas como de servicio y de forma descoordinada.

En particular, una de las industrias que presentan este tipo de redes y problemáticas asociadas son las refinerías. En los últimos años, las refinerías modernas han modificado sustancialmente su estructura para adaptarla, tanto a la necesidad de convertir productos pesados (alquitranes, etc.) en ligeros (gasolinas, etc.) para hacerlos más rentables, como a la legislación medioambiental que impone drásticas reducciones de los contenidos de contaminantes en los productos finales, en particular el azufre. Para ello se han construido nuevas plantas, la mayoría de las cuales utilizan hidrógeno como elemento principal en el tratamiento de los hidrocarburos, convirtiéndose éste en un producto esencial sin cuya eficaz gestión no sería posible el funcionamiento de la refinería.

Estas plantas consumidoras de hidrógeno se denominan hidrosulfuradoras y se basan en la mezcla de hidrógeno de alta pureza con el hidrocarburo para que posteriormente el hidrógeno presente en la mezcla reaccione con el azufre en una serie de reactores formándose entre otros compuestos sulfuro de hidrógeno que a la salida del reactor es separado del hidrocarburo en diferentes columnas de

separación (absorbedores, strippers, etc) obteniéndose como producto final un hidrocarburo desulfurado.

La producción de hidrógeno en grandes cantidades para ser usado en estas hidrodesulfuradoras solo es factible hoy día a partir de hidrocarburos en plantas cuyo elemento principal son los hornos de reformado. Desde ellas se distribuye a las diferentes plantas consumidoras a través de un sistema de colectores que trabajan a distintas presiones y purezas. La Figura 1 muestra un esquema típico de una red, con sus diversos colectores (de alta pureza C-H4, de media pureza C-H3 y de baja pureza C-BP) y con las principales plantas productoras de H_2 , algunas son dedicadas únicamente a producir H_2 (H3 y H4) y otras como P1 y P2 (unidades de platformados) cuya principal función es aumentar el octanaje de las gasolinas pero que obtienen como subproducto hidrógeno que es también utilizado. Además, la figura muestra las plantas consumidoras representadas también por diferentes bloques, y da una idea de la complejidad y de la amplia distribución espacial del proceso.

Aunque las redes tienen varios kilómetros a lo largo de una refinería, su capacidad de almacenamiento es muy limitada, por lo que para garantizar el cumplimiento de las demandas cambiantes de las plantas consumidoras se mantiene un exceso de hidrógeno en la red de distribución que acaba siendo enviado a la red de fuel-gas para su consumo en hornos y otros equipos mezclado con otros combustibles o, eventualmente, a la antorcha de la refinería. Sin embargo, al ser el hidrógeno un gas caro de producir, no es deseable una sobreproducción aunque ésta asegure la alimentación de las plantas consumidoras. Por otro lado un defecto de hidrógeno puede limitar la producción o la vida de los catalizadores de los reactores. Por ello, la gestión de la red debe atender simultáneamente dos niveles y objetivos:

- 1) Un nivel de control de las presiones y caudales del sistema interconectado en red de acuerdo a la producción y al consumo de cada momento.
- 2) Un nivel de optimización de las decisiones globales que determine los ritmos de producción de cada planta productora y la distribución óptima del hidrógeno en la red, estableciendo qué plantas y en qué cantidades deben consumirlo de cada subred, para minimizar las pérdidas a fuel-gas u otro criterio económico adecuado.

El tema de la optimización ha sido abordado mediante un enfoque basado en la determinación del estado de la red y en la optimización posterior de las decisiones, en el marco de un sistema de ayuda a la toma de decisiones [4] y [7]. Dicho enfoque se basa además en modelos estacionarios de la red de H_2 , suponiendo mezclas ideales de gases y sin tener en cuenta la distribución espacial de la propia red. Sin embargo, dado que habitualmente el sistema de control de la red es descentralizado, con estructuras de control clásicas y compartido en parte los reguladores de las plantas consumidoras, puede no ser fácil la implementación de las recomendaciones globales del optimizador para el conjunto de la red tanto por las interacciones entre sus elementos como por las restricciones dinámicas de bajo nivel de caudales y presiones que no han sido tenidas en cuenta explícitamente en el nivel de optimización.

En este artículo se muestran los primeros resultados en el estudio en simulación del detalle de los fenómenos de transporte en la red de hidrógeno, incluyendo presiones en los colectores y teniendo en cuenta su distribución espacial. Siendo la base para futuras mejoras de la herramienta de optimización que incluyan un modelo dinámico de la red de H_2 y que permitan así dar recomendaciones más realistas de como operar de manera óptima la red de H_2 .

El artículo está organizado de la siguiente manera, en la sección 2 se describe el problema de modelado riguroso de un colector de hidrógeno, sus principales características y problemáticas. En la sección 3 se muestran una aproximación para modelar dicho colector basada en el método de las diferencias finitas. A continuación, en la sección 4, se presentan los resultados de las simulaciones usando dicho método. Finalmente, el artículo termina con las conclusiones y la bibliografía.

2 DESCRIPCIÓN DEL COLECTOR DE H_2

El colector de H_2 de alta pureza parte de la unidad productora H4 (en la parte izquierda de la Figura 1) y suministra H_2 a otra serie de unidades. Para conocer la dinámica de las variables (densidad, presión y temperatura) en función tanto del tiempo como de la coordenada longitudinal de la conducción, se plantean los correspondientes balances de materia, cantidad de movimiento y energía basados en una descripción microscópica.

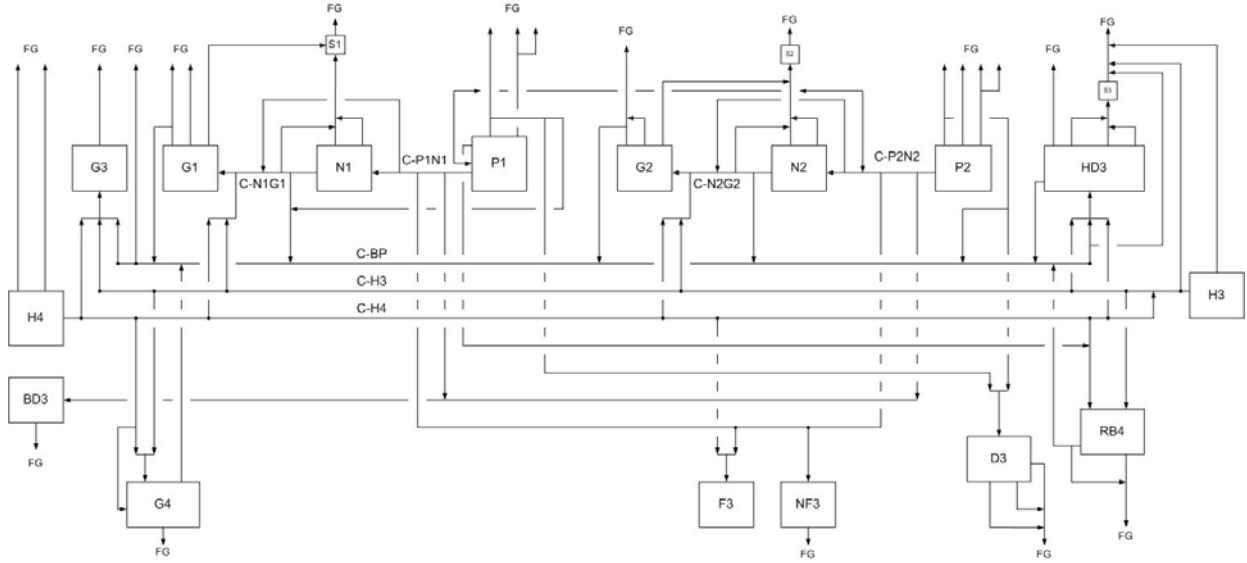


Figura 1: Esquema típico de la red de H₂ de una refinería.

Además se supone que en la dirección de la coordenada radial no hay variación de densidad, presión y temperatura, es decir, se globaliza el modelo con respecto a esa coordenada

A continuación se muestran las ecuaciones del modelo distribuido del colector. La ecuación (1) describe el balance de conservación de materia total cuando el fenómeno de transporte es solo debido a la convección [1]:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial x} + \sum_{j=1}^{nu} \frac{Q_j \rho}{V_j} = 0 \quad (1)$$

Siendo ρ y v la densidad y la velocidad del gas respectivamente, t el tiempo de integración y x la coordenada longitudinal de la tubería. Además en (1) hay que especificar los caudales que entran y salen al colector, siendo nu el número total de unidades que se conectan al colector, Q_j el flujo volumétrico en condiciones normales y V_j el volumen de cada conducción j . Se supone que cada unidad se conecta físicamente a través de una única conducción j .

La ecuación (2) muestra el balance de la cantidad de movimiento:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v^2)}{\partial x} + \frac{\partial p}{\partial x} + \sum_{j=1}^{nu} \frac{\rho}{L} \left(\frac{Q_j}{A_j} \right)^2 = -\rho \frac{\varphi}{2d} v^2 \quad (2)$$

donde p es la presión del gas, φ el coeficiente de fricción de la tubería y d , L y A el diámetro, la longitud y la sección de la tubería.

Finalmente la ecuación (3) muestra el correspondiente balance de energía, donde no se ha incluido el fenómeno de la disipación viscosa que es

la conversión de la energía cinética en calor debida a la fricción interna al fluido. Normalmente este término es despreciable exceptuando algunos flujos a alta velocidad (con gradientes de velocidades elevados) o el flujo de fluidos extremadamente viscosos (el hielo o el magma de los volcanes).

$$\rho C_p \frac{\partial T}{\partial t} + \rho C_p u \frac{\partial T}{\partial x} + \sum_{j=1}^{nu} C_p \rho T \frac{Q_j}{V_j} = 0 \quad (3)$$

Siendo C_p es el calor específico a presión constante y T la temperatura del gas.

3 MODELADO DEL COLECTOR DE H₂ [3], [6]

El uso de modelos distribuidos, esto es, modelos con ecuaciones diferenciales que incluyen además derivadas parciales respecto a coordenadas espaciales (1) - (3) imposibilita la utilización de integradores convencionales para integrar el modelo. El método de diferencias finitas es ampliamente usado para resolver numéricamente ecuaciones en derivadas parciales (PDEs), transformando las derivadas parciales en un conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias (ODEs) discretizando el dominio espacial. En el método de diferencias finitas, una derivada en un punto discreto, x_j , se evalúa usando la información sobre las variables en ese punto x_j (información local).

Este método es descrito a continuación para una dimensión, es decir, las derivadas parciales aparecen en este caso solo respecto de la longitud de la tubería.

3.1 MÉTODO DE LAS DIFERENCIAS FINITAS

El método de las diferencias se basa en dividir el dominio espacial en intervalos, discretizando las derivadas parciales en dichos intervalos a lo largo de la longitud de la tubería (ver Figura 2).

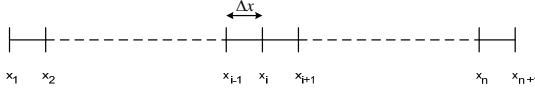


Figura 2: Paso de discretización Δx e intervalos (nodos) en los que se ha dividido la tubería.

Suponiendo que la función $y(x)$ que depende de la coordenada espacial x es continua y diferenciable, puede ser representada mediante un desarrollo en serie de Taylor alrededor del punto x , de la siguiente manera:

$$y(x + \Delta x) = y(x) + \frac{dy(x)}{dx} \Delta x + \frac{d^2y(x)}{dx^2} (\Delta x)^2 + \dots \quad (4)$$

A continuación se trunca la serie de Taylor a partir del término de segundo orden aproximándose la primera derivada por:

$$\frac{dy(x)}{dx} \approx \frac{y(x + \Delta x) - y(x)}{\Delta x} \quad (5)$$

Similarmente, si se expande la función $y(x - \Delta x)$ alrededor del punto x , se obtiene:

$$y(x - \Delta x) = y(x) - \frac{dy(x)}{dx} \Delta x + \frac{d^2y(x)}{dx^2} (\Delta x)^2 + \dots \quad (6)$$

De nuevo, truncando la serie (6) a partir del término de segundo orden, la primera derivada se calcula mediante:

$$\frac{dy(x)}{dx} \approx \frac{y(x) - y(x - \Delta x)}{\Delta x} \quad (7)$$

Expresión que depende de los puntos discretos $(x, y(x))$ y $(x - \Delta x, y(x - \Delta x))$.

Sumando las ecuaciones (5) y (7) o restando directamente las ecuaciones (4) y (6) reagrupando términos y despreciando los términos de orden mayor que dos, se obtiene la siguiente aproximación para la derivada:

$$\frac{dy(x)}{dx} \approx \frac{y(x + \Delta x) - y(x - \Delta x)}{2\Delta x} \quad (8)$$

Para obtener la fórmula discreta para la segunda derivada, se suman las ecuaciones (4) y (6) despreciándose los términos de orden tres y superiores y se tiene en cuenta en cuenta (8) quedando la siguiente aproximación:

$$\frac{d^2y(x)}{dx^2} \approx \frac{y(x + \Delta x) - 2y(x) + y(x - \Delta x)}{(\Delta x)^2} \quad (9)$$

En general y para la mayor parte de los problemas de ingeniería es suficiente con obtener aproximaciones para la primera y segunda derivada. En nuestro caso en las ecuaciones (1)-(3) solo aparecen términos con derivadas parciales de primer orden.

El paso de discretización Δx en (8) y (9) será función de la longitud de la tubería L y del número de nodos N sobre los que se va a hacer la discretización. Esto es:

$$\Delta x = \frac{L}{N - 1} \quad (10)$$

Finalmente, las aproximaciones para el primer nodo y para el último nodo se calculan mediante las ecuaciones (11) y (12) respectivamente siendo diferentes de la expresión general para los nodos intermedios (8).

$$\frac{dy(x_1)}{dx} \approx \frac{-3y(x_1) + 4y(x_2) - y(x_3)}{2\Delta x} \quad (11)$$

$$\frac{dy(x_n)}{dx} \approx \frac{y(x_{n-2}) - 4y(x_{n-1}) + 3y(x_n)}{2\Delta x} \quad (12)$$

Por tanto el modelo discretizado del colector de H_2 usando el método de las diferencias finitas queda de la siguiente forma:

Balance conservación de masa para el primer nodo (13), un nodo intermedio i (14) y el último nodo (15).

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_1}{\partial t} + v_1 \frac{-3\rho_1 + 4\rho_2 - \rho_3}{2\Delta x} \\ + \rho_1 \frac{-3v_1 + 4v_2 - v_3}{2\Delta x} \\ + \sum_{j=1}^{nu} \frac{Q_j \rho_1}{V_j} = 0 \end{aligned} \quad (13)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_i}{\partial t} + v_i \frac{\rho_{i+1} - \rho_{i-1}}{2\Delta x} + \rho_i \frac{v_{i+1} - v_{i-1}}{2\Delta x} \\ + \sum_{j=1}^{nu} \frac{Q_j \rho_i}{V_j} = 0 \end{aligned} \quad (14)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_n}{\partial t} + v_n \frac{\rho_{n-2} - 4\rho_{n-1} + 3\rho_n}{2\Delta x} \\ + \rho_n \frac{v_{n-2} - 4v_{n-1} + 3v_n}{2\Delta x} \\ + \sum_{j=1}^{nu} \frac{Q_j \rho_n}{V_j} = 0 \end{aligned} \quad (15)$$

Balance de cantidad de movimiento:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_1}{\partial t} + v_1^2 \frac{-3\rho_1 + 4\rho_2 - \rho_3}{2\Delta x} \\ + 2\rho_1 v_1 \frac{-3v_1 + 4v_2 - v_3}{2\Delta x} \\ + \frac{-3p_1 + 4p_2 - p_3}{2\Delta x} \\ + \sum_{j=1}^{nu} \frac{\rho_1}{L} \left(\frac{Q_j}{A_j} \right)^2 \\ = -\rho_1 \frac{\varphi}{2d} v_1^2 \end{aligned} \quad (16)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_i}{\partial t} + v_i^2 \frac{\rho_{i+1} - \rho_{i-1}}{2\Delta x} + 2\rho_i v_i \frac{v_{i+1} - v_{i-1}}{2\Delta x} \\ + \frac{p_{i+1} - p_{i-1}}{2\Delta x} \\ + \sum_{j=1}^{nu} \frac{\rho_i}{L} \left(\frac{Q_j}{A_j} \right)^2 = -\rho_i \frac{\varphi}{2d} v_i^2 \end{aligned} \quad (17)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho_n}{\partial t} + v_n^2 \frac{\rho_{n-2} - 4\rho_{n-1} + 3\rho_n}{2\Delta x} \\ + 2\rho_n v_n \frac{v_{n-2} - 4v_{n-1} + 3v_n}{2\Delta x} \\ + \frac{p_{n-2} - 4p_{n-1} + 3p_n}{2\Delta x} + \sum_{j=1}^{nu} \frac{\rho_n}{L} \left(\frac{Q_j}{A_j} \right)^2 \\ = -\rho_n \frac{\varphi}{2d} v_n^2 \end{aligned} \quad (18)$$

Balance de energía:

$$\rho_1 \frac{\partial T_1}{\partial t} + \rho_1 u_1 \frac{-3T_1 + 4T_2 - T_3}{2\Delta x} + \sum_{j=1}^{nu} \rho_1 T_1 \frac{Q_j}{V_j} = 0 \quad (19)$$

$$\rho_i \frac{\partial T_i}{\partial t} + \rho_i u_i \frac{T_{i+1} - T_{i-1}}{2\Delta x} + \sum_{j=1}^{nu} \rho_i T_i \frac{Q_j}{V_j} = 0 \quad (20)$$

$$\begin{aligned} \rho_n \frac{\partial T_n}{\partial t} + \rho_n u_n \frac{T_{n-2} - 4T_{n-1} + 3T_n}{2\Delta x} \\ + \sum_{j=1}^{nu} \rho_n T_n \frac{Q_j}{V_j} = 0 \end{aligned} \quad (21)$$

4 RESULTADOS

Se ha usado el entorno de simulación EcosimPro [2] para modelar y simular el colector. Dicho entorno dispone de un lenguaje moderno de modelado orientado a objetos (OOML) llamado EL (EcosimPro Language). Ha sido desarrollado para modelar dinámicamente sistemas físicos continuos y discretos e incorpora potentes algoritmos de integración para resolver dichos modelos siendo capaz de tratar las discontinuidades de manera rigurosa. Permite el modelado matemático de componentes complejos representados por ecuaciones algebraico-diferenciales (DAE) y eventos.

A la hora de hacer la simulación se parte de unos parámetros, iguales para diferencias finitas y colocación ortogonal. Estos parámetros y sus valores son los siguientes:

N (pasos discretiz. DF)	200	/=/ adim
R (cte. gases ideales)	8,314	/=/ Pa m ³ /mol K
PM (peso molecular)	0,002	/=/ Kg/mol
P _{entrada}	2229150	/=/ Pa
T _{entrada}	300	/=/ K
v _{entrada}	20	/=/ m/s
ρ _{entrada}	1,79	/=/ kg/m ³
φ	0,081	/=/ adim
Caudal _{H4}	6,8	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{G3}	3,2	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{G4}	12,0	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{G1}	0,9	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{G2}	11,2	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{F3}	0,1	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{RB4}	0,001	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{HD3}	7,2	/=/ Nm ³ /s
Caudal _{H3}	0,0	/=/ Nm ³ /s

El colector H4 posee una longitud de 2000 m. y un diámetro de 0,05 m. El resto de tuberías que van parten del colector H4 y van hacia las unidades poseen una longitud de 1000 m. y un diámetro de 0,03 m.

A continuación se muestran los resultados obtenidos en la simulación. En estado estacionario se tiene que, para que exista flujo desde la unidad H4 hasta el resto de unidades, la presión a la entrada del colector tiene que ser mayor que la presión a la salida del mismo. Según la ecuación de los gases ideales, si la presión es mayor al principio, la densidad también debe serlo. La velocidad es mayor a la salida del colector que a la entrada. Las figuras 3, 4 y 5 muestran estos comportamientos:

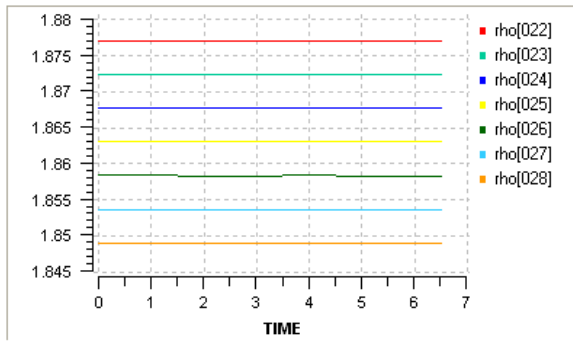


Figura 3: Densidad a lo largo del tiempo y de la conducción.

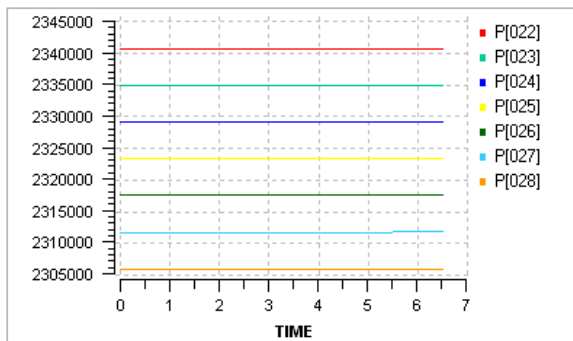


Figura 4: Presión a lo largo del tiempo y de la conducción.

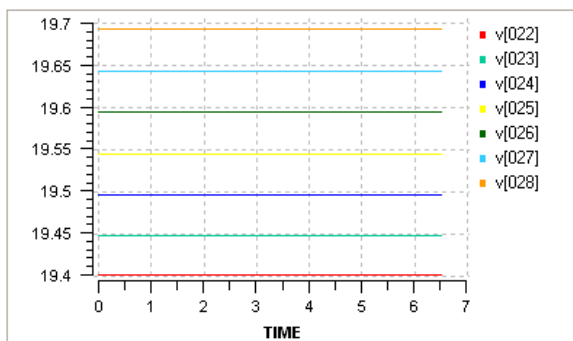


Figura 5: Velocidad a lo largo del tiempo y de la conducción.

Se ha hecho un experimento que consiste en un salto en el coeficiente de fricción del colector (afecta a la pérdida de carga del fluido en el balance de cantidad de movimiento). Este parámetro aumenta su valor de 0.081 a 0.086, por lo que la velocidad en la conducción tendrá que disminuir, como muestra la Figura 6:

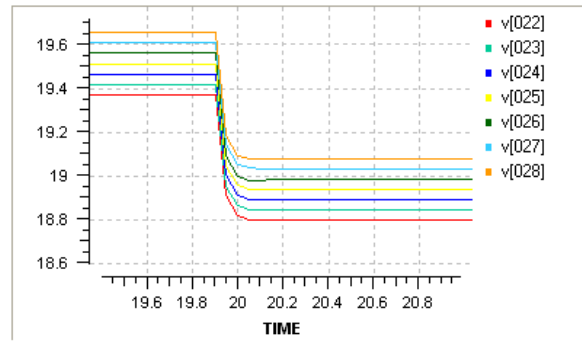


Figura 6: Salto en el coeficiente de fricción.

El resultado del salto en el coeficiente de fricción provoca un salto suave en la velocidad a lo largo de los nodos de discretización de diferencias finitas.

El modelo planteado con la técnica de diferencias finitas posee 600 variables diferenciales y 819 variables explícitas resultando 1419 ecuaciones totales. El tiempo que tarda en hacer una simulación de 10 minutos reales es de 5.97 segundos utilizando un tipo de ordenador Intel® Pentium® con 1.00 GB de memoria RAM y procesador 1.73 GHz.

5 CONCLUSIONES

En cuanto a utilizar la técnica de diferencias finitas para aproximar las ecuaciones en derivadas parciales del modelo dinámico, se concluye que los resultados obtenidos en la simulación son los esperados. Otro método de aproximación de ecuaciones en derivadas parciales interesante de estudiar es el de colocación ortogonal.

Agradecimientos

Los autores desean agradecer a Repsol-YPF y a la refinería de Petronor en Bilbao por su ayuda y colaboración así como al Ministerio de Ciencia y Tecnología y a la Junta de Castilla y León por la financiación a través de los proyectos Operación Óptima de Plantas de Proceso, CICYT (ref. DPI2006-13593) y Gestión Óptima de Plantas Complejas (ref. GR85) respectivamente.

Referencias

- [1] Byron Bird, R., Stewart, Warren E., Lightfoot, Edwin N., (2002) "Transport Phenomena", John Wiley & Sons, segunda edición, pp. 77-82.

- [2] EcosimPro, Empresarios Agrupados (2008). Versión 4.4, www.ecosimpro.com
- [3] Finlayson, B., (1980) *Nonlinear Analysis in Chemical Engineering*, McGraw Hill, New York.
- [4] Gómez, E., Sarabia, D., Méndez, C.A., Prada, C., Cerdá, J., Sola, J.M., Unzueta, E, (2008) "Optimal management of hydrogen supply and consumption networks of refinery operations". *European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, ESCAPE 18, Lyon, France.
- [5] Prada, C., (2004) "El futuro del control de procesos", *Revista Iberoamericana de automática e informática industrial*. CEA-IFAC, Vol. 4 (1), pp. 5-20.
- [6] Richard, G., Rice, Duong D. Do., (1995) "Applied Mathematics and Modeling for Chemical Engineers", John Wiley & Sons, Inc, pp. 572-615.
- [7] Sarabia, D., Cristea, S., Gómez, E., Gutierrez, G., Méndez, C.A., Sola, J.M., Prada, C., (2009) "Data reconciliation and optimal management of hydrogen networks of a real refinery", *accepted in ADCHEM*, Istanbul, Turkey.

Nombre de archivo: JA09.docx
Directorio: D:\MAR\MaR\TESIS\Red H2\Tubería GAS\Jornadas Automática 09
Plantilla: C:\Archivos de programa\Microsoft Office\Office\Dictdoc.dot
Título: INSTRUCCIONES PARA LOS AUTORES (14ptos, negrita)
Asunto:
Autor: Matilde Santos
Palabras clave:
Comentarios:
Fecha de creación: 16/06/2009 12:57:00
Cambio número: 5
Guardado el: 16/06/2009 13:20:00
Guardado por: MAR
Tiempo de edición: 23 minutos
Impreso el: 16/06/2009 13:20:00
Última impresión completa
Número de páginas: 7
Número de palabras: 3.179 (aprox.)
Número de caracteres: 17.485 (aprox.)