



Automatización del gas de alimentación a una columna airlift mediante un controlador PID

Sanjuan Galindo Rene✉, Chavarría Pérez Jesús Manuel, Rojas Estrada Juan Antonio, Ochoa Villegas Miguel Ángel, Martínez Peón Dulce Citlalli

Centro de Investigación e Innovación Tecnológica, Instituto Tecnológico de Nuevo León / Tecnológico Nacional de México. Av. de la Alianza No. 507, Parque de Investigación e Innovación Tecnológica. Km. 10, Autopista al Aeropuerto Internacional Mariano Escobedo, Apodaca, Nuevo León, C.P. 66629, México.

✉ renesg1@yahoo.com.mx

Resumen

La operación de columnas burbujeadas requiere de la alimentación de un gas, particularmente aire, el cual suministra oxígeno y promueve la agitación y recirculación del líquido. En el presente trabajo se describe la implementación de un controlador PID para automatizar la alimentación de gas en una columna burbujeada de acuerdo al nivel de saturación de oxígeno deseado. Se seleccionó un controlador PID por ser robusto y poseer ambas partes: derivativo e integral que permiten mejorar el desarrollo del sistema. Los experimentos se realizaron a temperatura ambiente en una columna airlift de 4 l que contenía 3.5 l de líquido, el flujo de gas de alimentación se fijó en 3.5 lpm. Se utilizó una sonda de oxígeno disuelto sumergida en el líquido para obtener un modelo matemático que permitiera expresar la acumulación del gas (OD) en función del tiempo [$OD = f(t)$]. Posteriormente, se obtuvo la función de transferencia $G(s)$ para analizar el comportamiento del sistema y diseñar el controlador. Se aplicó la técnica de sintonización de controladores Ziegler-Nichols a fin de obtener las ganancias del controlador PID en lazo cerrado: $K_p = 3.77$, $K_i = 4.0615$, $K_d = 0.4394$. La implementación del controlador PID produjo buen nivel de satisfacción y permitió mantener el set-point para el nivel de oxígeno deseado en el medio, aún cuando se impusieron perturbaciones para simular el comportamiento de un sistema real.

Palabras clave: Controlador PID, columna airlift, alimentación de gas.

Abstract

Bubble columns operation requires a gas feed, specifically air, which supply oxygen and promote agitation and recirculation. The present work describes the implementation of a PID controller to automatize the gas fed into a bubble column accordingly to the dissolved oxygen level required. A PID controller was selected due it is robust and poses both derivative and integral parts which allow improve the system performance. Experiments were done at room conditions in a 4 l airlift column containing 3.5 l of liquid, the gas flow rate was fit as 3.5 lpm. A dissolved oxygen probe was used to obtain a mathematical model to express the oxygen accumulation (DO) in the liquid as function of time [$DO = f(t)$]. Thereafter the transference function $G(s)$ was obtained to analyze the system behavior and design the controller. The Ziegler-Nichols tuning rules-closed loop method was applied to obtain the gain values for the PID controller. The gain values obtained for the PID controllers are: $K_p = 3.77$, $K_i = 4.0615$, $K_d = 0.4394$. The implementation of the PID controller was satisfactory and allowed maintain the set-point for the oxygen level required in the liquid, even thought perturbations were imposed simulating a real system behavior.

Keywords: PID controller, airlift column, gas feed.



1. Introducción

Las columnas airlift son tanques de agitación neumática de amplio uso en diversos procesos industriales y en el desarrollo de experimentos de laboratorio. Estos dispositivos se utilizan en el desarrollo de procesos de fermentación para cultivar microorganismos aerobios o para la obtención de sus metabolitos, por ejemplo: biomasa, proteínas, ácidos orgánicos, antibióticos, medicamentos o materias primas. También son parte de procesos de oxidación y de procesos de tratamiento de efluentes, entre otros [1], [2], [3], [4]. Su operación requiere de la alimentación constante de un flujo de gas hacia la columna a fin de cumplir con varios propósitos: promover el contacto entre las fases presentes, enriquecer el medio con oxígeno, mantener un bombeo vertical, expulsar los gases de la fermentación y generar recirculación, ya sea externa o interna [5], [6]. El uso de las columnas burbujeadas o reactores airlift ofrece diversas ventajas entre las que destacan las siguientes: son excelentes promotores de la transferencia de masa y desarrollan bajos esfuerzos de cizalla respecto a los sistemas de agitación mecánica basada en impulsores, como son las paletas planas del tipo Rushton, paletas inclinadas o semicirculares [7], [8]. La superficie de contacto entre las fases presentes al interior de la columna (por ejemplo: gas-líquido (aire-agua), líquido-gas-líquido (aceite-agua-agua), u otras variantes [2], [9], se incrementa cuando el aire se alimenta a través de un difusor, que reduce el tamaño de las burbujas de gas; contrario a lo que sucede en sistemas donde la alimentación entra directa a la columna a través de una tubería. Esta condición es de consideración para promover mayores rendimientos en los procesos bioquímicos.

Sin embargo, en estos procesos el oxígeno es un factor limitante del desarrollo del proceso, pues de la cantidad de aire alimentado a la columna, solamente el 21 % (en fracción molar) corresponde a oxígeno. Esta condición justifica su estudio basado en sistemas de control automatizado que regule y que produzca información en tiempo real de la cantidad de oxígeno contenido en el medio de cultivo.

La capacidad del agua pura para disolver oxígeno es limitada. A condiciones de temperatura y presión estándar se retienen solamente 8.32 mg/l de oxígeno. Por lo tanto, el excedente de gas alimentado la columna abandona el sistema. Asimismo, en condiciones reales la saturación de oxígeno se reduce a consecuencia de incrementos en la temperatura o debido a la presencia de otros componentes en el líquido como son gases, sales, o biomasa. En los procesos bioquímicos desarrollados en columnas burbujeadas, la demanda de oxígeno no es constante y depende de varios factores a lo largo del proceso, entre ellos la tasa de crecimiento microbiano, la fase de madurez en la que se encuentre el cultivo y la presencia de compuestos disueltos en el medio. Por las razones expuestas, es necesario desarrollar mecanismos tecnificados para el desarrollo de procesos bioquímicos.

Por décadas, la aplicación del control Proporcional Integral Derivativo (PID) se ha estandarizado en diferentes sistemas, y a nivel industrial sigue siendo muy usado por su robustez. Para el caso particular del control de flujo de fluidos, su enfoque ha sido principalmente el control de la velocidad de flujo en tuberías. Por ejemplo, en el trabajo de Najjari y Plesniak [10] se implementó un controlador PID para producir pulsos de flujo en experimentos desarrollados con biofluidos en estado no estacionario. En otro trabajo, desarrollado por Razvarz y col. [11], se presentó un control PID para el control de la velocidad de flujo de un aceite en tubería a partir del control de la vibración de la bomba. En el caso de la alimentación de gas a una columna que responda a las necesidades del sistema, la composición al interior del recipiente es un factor de mayor complejidad a los casos mencionados, debido al tipo de mezcla y la naturaleza de sus múltiples componentes.

Para estudiar y modelar la operación de columnas burbujeadas se encuentran disponibles varios trabajos desarrollados. Sin embargo, en la búsqueda de literatura realizada por los autores, no se encontraron trabajos con enfoque particular a la automatización del gas de alimentación de una columna burbujeada, relacionada al nivel de saturación de oxígeno. Una práctica común en la operación de estos sistemas de mezclado se observa cuando el operario establece el valor inicial del flujo de alimentación del gas a la columna y permanece de esta manera durante el proceso, pero sin



vincular la alimentación del gas con el nivel de saturación del oxígeno retenido en el líquido. En el trabajo de Ning y col. [12] se reporta la operación de una columna burbujeada y el uso un controlador PID para mantener el nivel de líquido, pero la aeración no se controló. El objetivo del presente trabajo es desarrollar e implementar un controlador que automatice una válvula que alimenta gas a una columna airlift, de acuerdo al nivel de saturación de oxígeno en el medio, en tiempo real, y conforme a la demanda establecida. Se propone el uso de un controlador PID implementado en el flujo de alimentación de la columna, que responda al nivel de saturación de oxígeno medido en el seno del líquido y en tiempo real.

2. Marco teórico

Un controlador automático está habilitado para comparar el valor real de salida de un proceso y la entrada de referencia. Su propósito es reducir la desviación de una señal de control hasta cero o a un valor cercano mediante una acción de control [13], [14]. Uno de los controladores de mayor uso industrial es el PID.

La señal de salida de un controlador PID estándar $[u(t)]$, en el dominio del tiempo es una ecuación lineal compuesta por la combinación de la acción de control proporcional, la acción de control integral y la acción de control derivativa (1).

$$u(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) dt + K_d \frac{d}{dt} e(t) \quad (1)$$

En (1) las constantes K_p , K_i y K_d se refieren a las ganancias proporcional, integral y derivativa, respectivamente. El término $e(t)$ se refiere a la señal de error, que está determinada por la diferencia entre el set-point (valor deseado) y el valor real de la variable del proceso. Los tres componentes de la Ecuación 1 deben ser ajustados para un mejor control. El método de Ziegler y Nichols (Z-N) ayuda a seleccionar parámetros del controlador para que el sistema tenga mejor desempeño y que el valor de respuesta deseado se alcance en menor tiempo [13]. El método permite el cálculo de las ganancias K_p , K_i y K_d . A partir de la respuesta experimental en lazo cerrado se determinan la ganancia crítica (K_{cr}) y el tiempo crítico (t_{cr}), como se observa en la Tabla 1.

Tabla 1. Sintonización de Ziegler-Nichols basada en la K_{cr} y P_{cr} . Fuente: Ogata [13]

Tipo de controlador	K_p	T_i	T_d
P	$0.5K_{cr}$	∞	0
PI	$0.45K_{cr}$	$\frac{1}{1.2}P_{cr}$	0
PID	$0.6K_{cr}$	$0.5P_{cr}$	$0.125P_{cr}$

En la Tabla 1 las constantes T_i y T_d corresponden al tiempo integral y tiempo derivativo, respectivamente, medidos en min. Para un controlador PID, la función de transferencia, $G(s)$, está definida por el cociente entre la transformada de Laplace de la función de respuesta ($\mathcal{L}_{(salida)}$) y la transformada de Laplace de la función de excitación ($\mathcal{L}_{(entrada)}$), como se muestra en (2) [13].

$$G(s) = \frac{\mathcal{L}_{(salida)}}{\mathcal{L}_{(entrada)}} \quad (2)$$

Para el control PID la función de transferencia está dada por (3):

$$G_{PID}(s) = K_p + \frac{K_i}{s} + K_d s = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (3)$$

3. Materiales y métodos

La Figura 1 muestra la metodología que se siguió en el presente trabajo. En las secciones siguientes se detalla cada etapa.

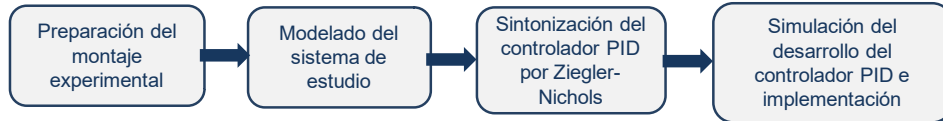


Figura 1. Metodología desarrollada en el presente trabajo.

3.1 Montaje experimental

Se utilizó una columna de burbujeo airlift de vidrio El SEV de 4 l con recirculación interna y se trabajó con un volumen de operación de 3.5 l. La Figura 2(a) muestra el montaje experimental. Las características y dimensiones de la columna son mostradas en la Figura 2(b). Se implementó una electroválvula Camozzi ER-104-5 en la alimentación del gas que permitiera regular el flujo del gas de acuerdo a la lectura del sensor de oxígeno disuelto (Atlas Scientific OD) sumergido en el seno del líquido. La alimentación máxima del gas fueron 3.5 lpm (1 vvm). Los gases de alimentación que se utilizaron fueron aire y/o nitrógeno. En todo el desarrollo se experimentó a 25°C.

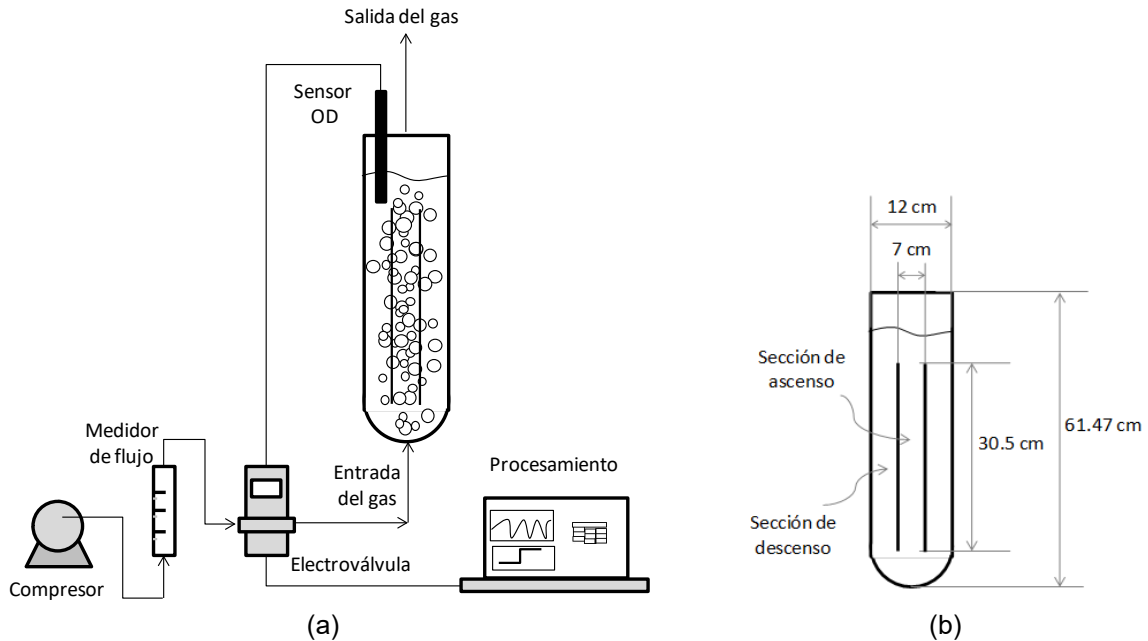


Figura 2. a) Montaje experimental. b) Dimensiones de la columna (esquema sin escala).



Se utilizó un adaptador 1130 para acondicionar la señal analógica recibida del sensor antes de enviarla a una tarjeta de adquisición de datos NI myRIO-1900.

3.2 Modelado del sistema de estudio

Para conocer el comportamiento de la saturación de oxígeno en el líquido a las condiciones descritas, se alimentó nitrógeno al líquido a fin de desplazar el oxígeno disuelto. Se consideró ausencia de oxígeno en el sistema una vez que el sensor ya no detectó su medición. Posteriormente se inició la alimentación de oxígeno a la columna y se registró la tasa de saturación de oxígeno como función del tiempo [$OD = f(t)$] hasta alcanzar el 100 % de saturación, lo que demoró 9 minutos. Los datos experimentales de la medición de OD fueron ajustados a un modelo de cuatro parámetros con un nivel de ajuste definido por $R^2 = 0.9952$. La función resultante que describe la saturación del oxígeno en el líquido está definida por (4).

$$OD = y_0 + a(1 - e^{-bt}) \quad (4)$$

En (4), las constantes de correlación son: $y_0 = 46.88861$, $a = 49.4066$ y $b = 0.4984$. A partir de este modelo se obtuvo la función de transferencia del sistema (G_s) siguiendo el método de identificación paramétrica [15], [16]. La alimentación del gas se excitó usando una función de escalón unitario, definida por (5), que contiene la ganancia (K) y la constante de tiempo (T).

$$G_s = \frac{K}{T s + 1} \quad (5)$$

En la Figura 3 se comparan de manera gráfica la salida real del sistema con la estimada.

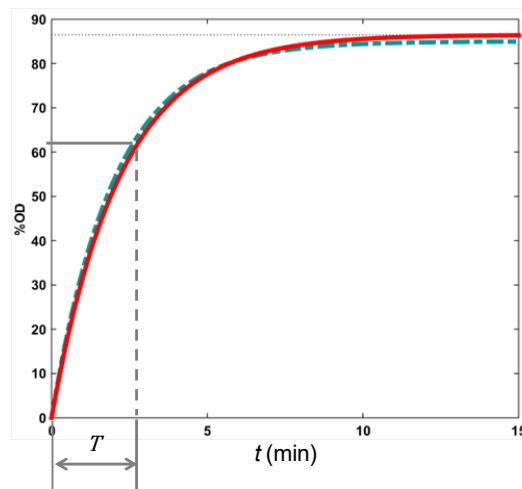


Figura 3. Comparación de la respuesta del sistema real (curva azul intermitente) y el sistema estimado (curva roja continua).

A partir del comportamiento mostrado en la Figura 3, se obtuvo el valor de $t = 2.2$ min en la función estimada, cuando la señal de salida alcanzó el valor del 63 % de OD de su valor final y $K = 1.1529$ resultó del valor de la salida con respecto la entrada. El valor de OD en estado estacionario fue de 87 %. Estos valores se alimentan en (5) y se obtiene la función de transferencia del sistema (6) que permite modelar el sistema y desarrollar el control PID.



$$Gs = \frac{1.1529}{2.2s + 1} \tag{6}$$

3.3 Sintonización del controlador PID por Ziegler-Nichols

El valor de la ganancia crítica es $K_{cr} = 6.2833$ mientras que el periodo crítico (P_{cr}) se definió a partir de la longitud de onda, de cresta a cresta o de valle a valle. Los valores obtenidos se muestran en la Tabla 2, asimismo se muestran los valores estimados para T_i , T_d , K_i y K_d .

Tabla 2. Determinación de K_p , T_i , T_d , K_i y K_d .

$K_{cr} = 6.2833$	
$P_{cr} = 3.3332$	
$K_p = 0.6 K_{cr}$	$K_p = 3.77$
$T_i = 0.5P_{cr}$	$T_i = 1.666 \text{ min}$
$T_d = 0.125P_{cr}$	$T_d = 0.41665 \text{ min}$
$K_i = 2.2620$	
$K_d = 1.5707$	

En la Figura 4(a) se presenta el diagrama de bloques del diseño de un controlador (PID) clásico conteniendo los términos K_p , K_i , K_d , el punto de suma, la función escalón de entrada y el bloque de la planta a controlar. La gráfica de la Figura 4(b) muestra la respuesta del controlador. Los valores mostrados en la Tabla 2 de los controladores se sustituyeron en (3) para obtener la Función de transferencia del sistema (7).

$$G_{PID}(s) = 3.77 \left(1 + \frac{1}{1.666s} + 0.41665s \right) \tag{7}$$

La ganancia obtenida permitió simular la respuesta y desempeño del controlador usando el software Matlab/Simulink, para conocer el tiempo de respuesta y el valor máximo de salida.

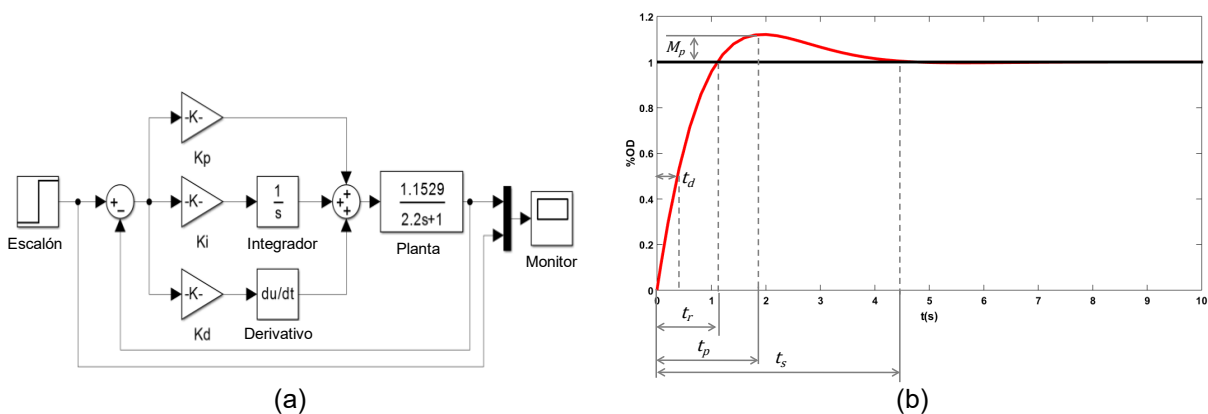


Figura 4. a) Diagrama de bloques de un controlador proporcional integral derivativo (PID). Basado en Ogata [13]. b) Respuesta del controlador PID.



La gráfica de la Figura 4(b) corresponde a la respuesta del controlador (PID) habiendo excitado la entrada con una señal de escalón unitario, por conveniencia se consideró el valor de referencia del oxígeno disuelto. El controlador (PID) parte desde un valor cercano a cero por ciento de oxígeno. Los parámetros que se obtuvieron son: sobrepaso máximo $M_p = 0.12 \%$, tiempo pico $t_p = 1.81$ min, tiempo de crecimiento $t_r = 1.13$ min, tiempo de retardo $t_d = 0.4$ min, y tiempo de asentamiento $t_s = 4.45$ min. El sistema alcanza el estado estacionario en un tiempo de 4.45 min de haber actuado. Por lo anterior, se observa que el controlador PID produce una respuesta aceptable.

En la Figura 5 se presenta el diagrama de bloques para el controlador PID diseñado en Matlab/Simulink. El bloque PID cuenta con los valores de las ganancias K_p , K_i , y K_d , actuando sobre la planta del sistema.

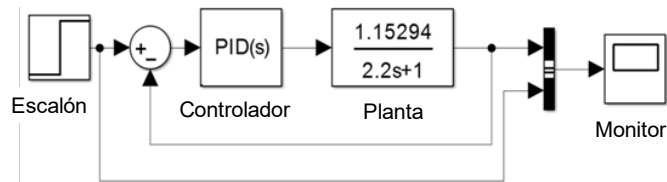


Figura 5. Diagrama de bloque del controlador PID desarrollado en Matlab/Simulink. Basado en Ogata [13].

4. Resultados

4.1 Controlador PID diseño e implementación

El diagrama de control desarrollado en Matlab / Simulink que incluye la función de transferencia y las ganancias del controlador se muestra en la Figura 6.

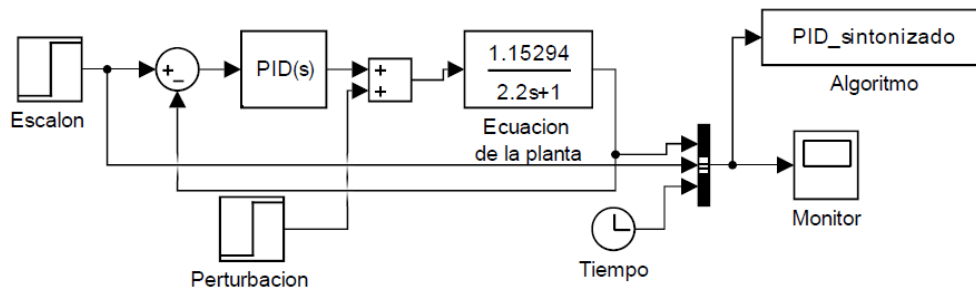


Figura 6. Controlador PID utilizando el método de oscilación de Z-N. Basado en Ogata [13].

Se aplicó en la entrada una función escalón unitario al inicio ($t = 0$ min) como la variable de referencia. La respuesta del controlador en lazo cerrado, ante una perturbación en el sistema se muestra en la Figura 7 (curva a, color azul). Se observa que el controlador alcanza el valor de referencia 2.5 min después de iniciado el proceso y se mantiene en estado estacionario. Para conocer el desempeño del controlador se agregó una perturbación de incremento en 0.5 del valor deseado a $t = 7$ min.

Mediante el método Z-N se mejoró la sintonía a fin de reducir el tiempo de asentamiento [13], [15]. Los cambios en las ganancias son: $K_i = 4.0615$ y $K_d = 0.4394$. K_p se conservó sin cambio. La respuesta del controlador PID rediseñado a partir de los nuevos valores de las ganancias se observa en la Figura 7 (curva b, color verde). Se aprecia mejoría en el desempeño del controlador pues el valor de referencia se alcanzó a $t = 0.5$ min exhibiendo un sobrepaso de 0.7 %. El estado estacionario se



alcanzó en $t = 4$ min. Del mismo modo, al perturbar el sistema en $t = 7$ min, se requirió menos tiempo para que el sistema alcanzara nuevamente el estado estacionario. Debe considerarse que al incrementar la acción integral se logró reducir el tiempo de respuesta en la salida. Sin embargo, al disminuir la ganancia derivativa, podrían surgir inconvenientes como alguna perturbación significativamente grande en el sistema, por lo que sería recomendable verificar que la acción derivativa no genere oscilaciones en el tiempo con respecto al punto de referencia.

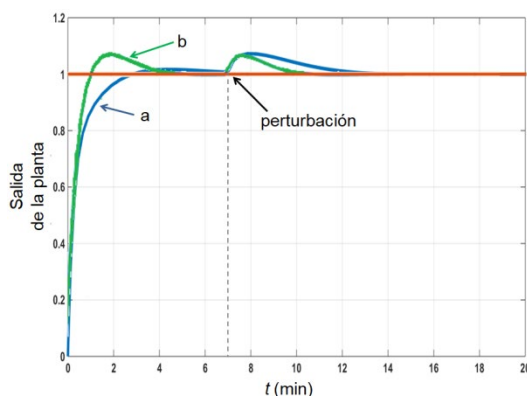


Figura 7. Respuesta del controlador PID (a) sin ajuste y (b) con ajuste.

Se realizaron experimentos con base a diferentes niveles de referencia, a fin de conocer la respuesta del sistema en el alcance de la concentración deseada, tal como se describe a continuación.

4.2 Desempeño del controlador PID en un sistema multifase.

Las tres pruebas de control que se describen a continuación se realizaron considerando que el sistema se encontraba en estado estacionario. Se reemplazó la alimentación de aire por nitrógeno a fin de que el sensor registrara bajos niveles de oxígeno simulando el agotamiento del oxígeno disuelto debido a la demanda metabólica o reacción química al interior de la columna, como sucede en sistemas reales. Posteriormente se evaluó la respuesta del controlador a tres niveles de referencia: 45 %, 85 % y 90 %.

En las Figuras 8(a) y 8(b) se observa el desempeño del control para mantener los niveles de oxígeno disuelto de 45 % y 85 % respectivamente. Los tiempos en los que se alcanzó el nivel de referencia fueron: 2 y 8 minutos, respectivamente y se logró alcanzar las condiciones deseadas. Sin embargo, en el caso de requerir el 90 %, no se alcanzó estado estacionario, al menos en los primeros 10 minutos, como se aprecia en la Figura 8(c). Para este caso, el nivel de OD que se alcanza es del 95 % del valor de referencia.

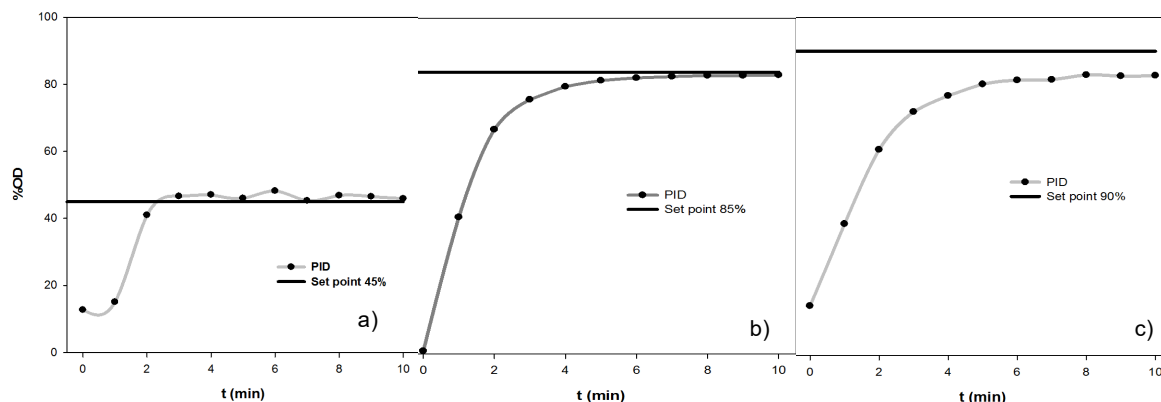


Figura 8. Se muestra la acción del controlador PID posterior al desplazamiento del oxígeno mediante la inyección de nitrógeno y requerir al controlador el nivel de oxígeno del a) 45 %, b) 85 % y c) 90 %.

5. Conclusiones

Aunque la operación de columnas de burbujeo es común en diversos procesos, no se encontró documentado algún sistema de control y automatización de la alimentación del gas, mecanismo que cumple las funciones de promover el mezclado y alimentar oxígeno al bioproceso. En este trabajo se obtuvo de manera experimental una función que modelara la saturación de oxígeno en el medio en la columna. Posteriormente se obtuvo la función de transferencia perturbando el sistema con una entrada de escalón. Se diseñó e implementó un controlador PID debido a la robustez que ofrece y a la capacidad que le da al sistema para alcanzar el estado estacionario. Se utilizó una electroválvula para regular el flujo de gas de alimentación y se utilizó nitrógeno para reemplazar el oxígeno en el medio o crear condiciones de prueba anaerobias. La aplicación del método de sintonización Ziegler-Nichols permitió ajustar el valor de las ganancias del controlador PID. Se comprobó que se obtiene un mejor desempeño en la respuesta y control del sistema garantizando el estado estacionario, aún en presencia de perturbaciones impuestas al sistema. La implementación del control en la operación de bioprocesos reales sugiere la posibilidad de incrementar la productividad de los mismos y de automatizar su operación a mayor escala.

6. Agradecimientos

Se contó con el apoyo CONACYT número 598856 de la Convocatoria 2016, brindado a Chavarría-Pérez J. M. De la misma manera, se contó con el financiamiento del proyecto 6136.17-P otorgado a través de la Convocatoria de Apoyo a la Investigación Científica y Tecnológica 2017 del Tecnológico Nacional de México.

Referencias

- [1] Actis G. G., Rovero G., Silvo S., Gianetti M. *Degradation of residual dyes in textile wastewater by ozone: Comparison between mixed and bubble column reactors*. The Canadian Journal of Chemical Engineering, 95(2): 297-306 (2016).
- [2] Bertollo F. B., Lopes G. C., Silva E. L. *Phenol biodegradation by Pseudomonas putida in an airlift reactor: assessment of kinetic, hydrodynamic, and mass transfer parameters*. Water Air Soil Pollut. 228: 398 (2017).



- [3] Fu Y., Chang L., Henson M. A., Liu X. G. *Dynamic matrix control of a bubble-column reactor for microbial synthesis gas fermentation*. Chemical Engineering and Technology. 40(4): 727-736 (2017).
- [4] Li F., Chang Ch., Zhang Q., Bai J., Fang S. *Cultivation of Chlorella mutant in cellulosic ethanol wastewater using a static mixing airlift photo-bioreactor for simultaneous wastewater treatment*. Environmental Progress and Sustainable Energy. 36(5): 1274-1281 (2017).
- [5] Neves J. M., Teixeira J. A., Simões N., Mota, M. *Effect of airflow rate on yields of Steinernema carpocapse Az 20 in liquid culture in an external-loop airlift bioreactor*. Biotechnology and Bioengineering. 72(3): 369-373 (2001).
- [6] Chavarría-Hernández, N., Sanjuan Galindo, R., Rodríguez Pastrana, B. R., Medina Torres, L., Rodríguez Hernández, A. I. *Submerged monoxenic culture of the entomopathogenic nematode Steinernema carpocapsae in an internal-loop airlift bioreactor using two configurations of the inner tube*. Biotechnology and Bioengineering, 98(1): 167–176 (2007).
- [7] Wu J., Graham L. J., Noui Mehidi N. *Estimation of agitator flow shear rate*. AIChE Journal. 52(7): 2323-2332 (2006).
- [8] De Jesús S. S., Moreira N. J., Maciel F. R. *Hydrodynamics and mass transfer in bubble column, conventional airlift, stirred airlift and stirred tank bioreactors, using viscous fluid: A comparative study*. Biochemical Engineering Journal. 118(15): 70-81 (2017).
- [9] Jin Y., Shlüter M. *Direct numerical simulation of the interfacial mass transfer of a bubble in self-induced turbulent flows*. International Journal of Heat and Mass Transfer. 135(-): 1248–1259 (2019)
- [10] Najjari M. R., Plesniak M. W. *PID controller design to generate pulsatile flow rate for in vitro experimental studies of physiological flows*. Biomedical Engineering Letters. 7(4): 339-344 (2017).
- [11] Razvarz S., Vargas J. C., Jafari R., Gegov A. *Flow control of fluid in pipelines using PID controller*. IEEE Acces. 7(-): 25673- 25680 (2019).
- [12] Ning K., Huang G., Xu H., Wu L., Li X , Wang Y. *Effect of gas holdup on the efficiency of cyclonic-static microbubble flotation column for oily wastewater treatment*. Environment Protection Engineering. 44(2): 5-17 (2018).
- [13] Ogata K. *Ingeniería de Control Moderna*. Editorial Pearson. Madrid. 5a edición (2010).
- [14] Visioli A. *Practical PID control*. Springer-Verlag. London (2006)
- [15] Kuo, B. C. *Sistemas de control automático*. Pearson Educación. México. 7a edición (1996).
- [16] Alfaro, V. M. *Identificación de procesos sobreamortiguados utilizando técnicas de lazo abierto*. Ingeniería, 2(1,2): 11-25 (2001).