



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL – AGUA

PROPUESTA DE CONTROL RETROALIMENTADO Y ESTRATEGIA DE OPERACIÓN
PARA UN BIORREACTOR PRODUCTOR DE HIDRÓGENO

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
Ing. Rodolfo Cortés Romero

TUTOR PRINCIPAL
Dr. Alejandro Vargas Casillas Instituto de Ingeniería, UNAM

COMITÉ TUTOR
Dr. Oscar González Barceló, Instituto de Ingeniería, UNAM
Dr. Gerardo Espinosa Pérez, Facultad de Ingeniería, UNAM
Dra. Petia Mijaylova Nacheva, Instituto Mexicano de Tecnología del Agua
Dr. Hugo Oscar Méndez Acosta, CUCEI, Universidad de Guadalajara

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Gerardo Espinosa Pérez
Secretario: Dr. Oscar González Barceló
Vocal 1: Dr. Hugo Oscar Méndez Acosta
Vocal 2: Dra. Petia Mijaylova Nacheva
Vocal 3: Dr. Alejandro Vargas Casillas

Lugar donde se realizó la tesis: Unidad Académica Juriquilla, Instituto de Ingeniería,
UNAM, Querétaro, México

TUTOR DE TESIS:

Dr. Alejandro Vargas Casillas

FIRMA

Se agradece al proyecto PAPIIT UNAM 104016 para el desarrollo de la tesis y al proyecto SEP-CONACYT 240674 por una beca para su conclusión.

Durante la realización de este trabajo el autor recibió una beca académica del Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, CONACYT. (CVU. 630262)

A la M en C. Gloria Moreno Rodríguez y al M en B. Jaime Pérez Trevilla por la asistencia técnica brindada en el Laboratorio de Investigación de Procesos Avanzados de Tratamiento de Agua (Lipata), Instituto de Ingeniería, UNAM, Santiago de Querétaro, Querétaro

Dedicatorias

A Dios, porque su compañía alivia mi corazón y enriquece mi espíritu.

A mi mamá María Esther, mi papá Rodolfo y mi hermana Gabriela, porque su compañía y su amor me han dado fortaleza en momentos críticos, alegría en momentos inolvidables y paz en momentos de meditación. Los quiero mucho, gracias por todo, son mi mayor tesoro. Siempre pondré en práctica sus enseñanzas y su legado jamás será olvidado.

A mis hermanos de otras familias. Jonathan Onchi, Arturo Guillén y Jorge Ricardez. Pasan los años y nuestra amistad se vuelve más entrañable. Es todo un honor vivir a su lado.

Esta tesis está dedicada a todos aquellos seres queridos que tuvieron que partir sin decir adiós. A toda persona que sea libre de pensamiento, que tenga sueños y metas por cumplir. Que disfrute el mayor regalo que Dios nos ha dado. La vida.

No les fallaré, jamás me rendiré y siempre lucharé hasta el último aliento.

שלום

Agradecimientos

Podría realizar una tesis agradeciendo a todas las personas que me ayudaron, motivaron o marcaron mi vida para llegar a este punto. Sin embargo seré breve, aunque mi agradecimiento siempre será igual de grande que la integral $\int e^x dx$.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, mi querida *alma mater*, por tener el privilegio de haber vuelto a sus aulas. Especialmente al Posgrado de Ingeniería por aceptarme dentro de sus filas de alumnos. *Por mi raza hablará el espíritu.*

Al Dr. Alejandro Vargas Casillas por haber tenido el privilegio de trabajar a su lado, por motivarme a iniciar la aventura de la maestría en el Lipata. Su paciencia, entusiasmo por transmitir el conocimiento y calidad humana lo convierten en un gran profesor el cual admiro y me siento muy contento de haber sido su alumno. Gracias por creer en mí.

A la Dra. Petia Mijaylova Nacheva, Dr. Óscar González Barceló, Dr. Gerardo Espinosa Pérez, Dr. Hugo Óscar Méndez Acosta por el tiempo invertido en revisar este trabajo, sus acertadas sugerencias y comentarios.

A mis profesores y personal académico del Lipata por compartir sus experiencias durante las clases y seminarios. Dr. Germán Buitrón, Dr. Iván Moreno, Dra. Idania Valdez, M en C. Gloria Moreno y M en B. Jaime Pérez.

Para mis amigos y personas queridas del Lipata con las que tuve la oportunidad de coincidir en esta etapa de mi vida. María José Berrocal, Eduardo Vidal, Roberto Muñiz, Lupita Alvarado, Manuel Cuautle, Citlali Pérez, Jorge Mota, Martín Barragán, Natanael Rivera, Aldo Díaz, Eliane Guevara y los demás. Viví con cada uno grandes experiencias de vida que no olvidaré. Si quieren agradecimiento personalizado, favor de buscarme. Una simple excusa para volvernos a encontrar.

A aquellos amigos que he conocido en diferentes etapas de mi vida, a pesar de la distancia, largos periodos de tiempo de no vernos ahí seguían apoyándome, dándome consejos que me daban fuerza para superar la adversidad. Elena Villalba, Arnold Ramírez, Xanat Zacarías, Lidia Pantoja, Sandra Maqueda, Anayeli Contreras, Arnoldo Martínez, Ing. Roberto Briones. Puedo dejarlos de ver por mucho tiempo pero el reencontrarnos siempre es un momento agradable.

A Rodolfo Cortés Romero (yo). Una etapa más, una lucha menos, un sueño nuevo y un deseo hecho.

*'Cause all of the stars
Are fading away
Just try not to worry
You'll see them some day
Take what you need
And be on your way
And stop crying your heart out*

Nuvole Bianche, no te olvidaré, gracias por todo. 2600 metros más cerca de las estrellas.

Contenido

Lista de Figuras	8
Lista de Tablas	8
Introducción.....	9
Abstract.....	10
1. Antecedentes.....	11
1.1 Panorama general de la producción de hidrógeno	11
1.2 Procesos biológicos. Fermentación oscura	12
1.3 Factores que afectan la producción de hidrógeno	14
1.3.1 Condiciones fisicoquímicas	15
1.3.2 Pretratamiento del inóculo	15
1.3.3 Configuración del reactor	15
1.3.4 Tiempo de residencia hidráulica (TRH)	16
1.4 Modelos anaerobios para producción de hidrógeno	17
1.4.1 Ecuación de Gompertz en la producción de biohidrógeno	18
1.4.2 Modelo de la IWA ADM1 en producción de biohidrógeno	18
1.4.3 Modelo de Aceves-Lara et al. (2010)	20
1.5 Control en sistemas biológicos	22
1.5.1 Controlador retroalimentado	23
1.5.2 Controlador PID	24
1.5.3 Controlador Adaptable	25
1.5.4 Controlador de lógica difusa	26
1.5.5 Controladores utilizando observadores	27
1.5.6 Event Driven Time Optimal Control, estrategia de control aplicada para reactores SBR	28
1.5.7 Control automático en plantas de tratamiento centralizadas de digestión anaerobia	29
1.6 Producción de hidrógeno por fermentación oscura en diferentes trabajos	30
2. Justificación	32
3. Objetivos e Hipótesis	36
3.1 Objetivos particulares	36
3.2 Hipótesis	36

4.	Metodología	37
4.1	<i>Descripción del sistema</i>	37
4.2	<i>Descripción del controlador de dos niveles</i>	38
4.3	<i>Condición de operación óptima</i>	40
4.4	<i>Controlador de dos niveles aplicado al el modelo de biohidrógeno</i>	42
4.5	<i>Planteamiento de mejoras en el controlador de dos niveles</i>	43
5.	Resultados	44
5.1	<i>El simulador numérico de Matlab</i>	44
5.2	<i>Controlador de dos niveles aplicando el modelo de producción de biohidrógeno</i>	46
5.2.1	<i>Detección del TRH óptimo con concentración constante aplicada en el modelo</i>	46
5.2.2	<i>Detección del TRH óptimo con concentración variable aplicada en el modelo</i>	49
5.2.3	<i>Determinación cualitativa de eventos en la señal para encontrar la condición de operación óptima a concentración constante</i>	52
5.2.4	<i>Determinación cualitativa de eventos en la señal de hidrógeno para encontrar la condición de operación óptima a concentración variable</i>	56
5.2.5	<i>Efecto de los parámetros del controlador de dos niveles aplicado en el modelo del biorreactor</i>	58
5.3	<i>Detección de máximos en la productividad de hidrógeno durante los choques de carga orgánica</i>	62
5.3.1	<i>Detección de patrones y eventos en cada condición de operación</i>	64
5.3.2	<i>Detección de patrones en la productividad de hidrógeno con choques de carga orgánica no definidos</i>	70
5.4	<i>Cambios en la estrategia de control original</i>	72
6.	Conclusiones y discusión	78

Lista de Figuras

Figura 1 Diferentes procesos para producir biohidrógeno (Kotay et al., 2008).....	12
Figura 2 Esquema general del proceso de digestión anaerobia (W. Gujer and A. J. B. Zehnder, 1983)	13
Figura 3 Simulación con concentración de sustrato constante 15 g/l	33
Figura 4 Mapa entrada-salida en estado estacionario.....	34
Figura 5 Simulación con concentración de sustrato constante 15 g/l. Variando el TRH	35
Figura 6 Montaje experimental del reactor de fermentación oscura productor de H ₂	38
Figura 7. Parámetros del controlador.....	38
Figura 8 Resultados de la simulación numérica.....	45
Figura 9 Productividad promedio de las condiciones de operación.....	47
Figura 10 Productividad promedio de las condiciones de operación.....	50
Figura 11 Comportamiento de la señal de hidrógeno en la condición de operación IV.....	53
Figura 12 Comportamiento de la señal de hidrógeno para cada condición de operación cambiando la concentración inicial de glucosa	56
Figura 13 Comportamiento de la biomasa dentro del reactor y de la concentración de entrada y salida del sustrato. En los gráficos que tienen el inciso A, la línea escalonada representa la concentración de glucosa a la entrada del reactor. La línea que oscila representa la concentración de glucosa a la salida. Los gráficos B, representan el comportamiento de la biomasa.....	57
Figura 14 Productividad promedio de hidrógeno utilizando diferentes combinaciones de parámetros de control.....	59
Figura 15 Simulación de la producción de hidrógeno con las condiciones de operación óptimas.....	61
Figura 16 Condiciones de operación en su etapa experimental	63
Figura 17 Cuatro condiciones operación con señal de hidrógeno filtrada.....	64
Figura 18 TRH-Productividad de hidrógeno vs tiempo	70
Figura 19 Diagrama de flujo estrategia de control propuesta	77

Lista de Tablas

Tabla 1 Producción de hidrógeno en reactores continuos de tanque completamente mezclado	31
Tabla 2 Condiciones de operación principales.....	40
Tabla 3 TRH sin repetitividad	42
Tabla 4 Condiciones de operación en las simulaciones	42
Tabla 5 Media y desviación estándar de las productividades.....	48
Tabla 6 Media y desviación estándar de las productividades, cambiando la concentración inicial	52
Tabla 7 Eventos registrados para cada condición de operación.....	54
Tabla 8 Combinaciones de parámetros de control en las simulaciones	58
Tabla 9 Media y desviación estándar de cada combinación de parámetros.....	59
Tabla 10 Lista de eventos en las condiciones de operación.....	64
Tabla 11 Eventos asignados a una señal Booleana y sus condiciones para que sean ciertas.....	75
Tabla 12 Respuesta de las señales dependiendo del escenario	76

Introducción

La producción de hidrógeno a partir de procesos fermentativos ha sido estudiada a escala laboratorio. Sin embargo, para escalar el reactor es necesario desarrollar técnicas para maximizar la producción de hidrógeno sin descuidar el rendimiento del reactor a pesar de que cambios en la concentración o composición del sustrato puedan provocar perturbaciones en el proceso. En este trabajo se propone el uso de técnicas de control automático para lograrlo a pesar de estas perturbaciones inevitables. En la primera etapa se desarrolló una estrategia de operación cualitativa en un biorreactor, utilizando como herramientas el modelo matemático de un fermentador y realizando un análisis de tiempo de respuesta en la señal de hidrógeno del reactor experimental real. Se plantearon cuatro condiciones de operación, cada una con dos tiempos de residencia hidráulica (TRH): uno alto y uno bajo. Los TRH variaron entre 3 y 8 h. Los resultados mostraron que el reactor logró mantener una producción de hidrógeno sin riesgo de lavado. La mejor condición de operación fue la que empleó un TRH bajo de 3.5 horas y un TRH alto de 6 horas, obteniendo una mejor recuperación del reactor ante perturbaciones del proceso y logrando una productividad promedio de 19.58 ± 1.6 LH₂/L-d. Se realizó otro experimento en el reactor real donde se variaron diferentes TRH y se observó el comportamiento de la señal de hidrógeno. Se comprobó que a TRH bajos, el reactor presenta una etapa transitoria aparentemente inestable, seguida de un incremento en la productividad de hidrógeno. En cambio, para un TRH alto, no se maximiza la productividad de hidrógeno, sino tan solo se estabiliza el sistema. El tiempo óptimo para operar el reactor con un TRH bajo fue entre 8 y 10 horas. Para TRH altos, el tiempo óptimo fue entre 14 y 17 horas.

La segunda parte de este trabajo trató acerca del controlador de dos niveles. El controlador fue implementado en el modelo matemático. Se determinó que los parámetros del controlador son robustos a pesar de perturbaciones que pudiera tener, como el cambio de concentración en el sustrato. Sin embargo, se encontró que valores adecuados de algunos parámetros de control logran que el tiempo de respuesta del controlador ante perturbaciones sea más rápido. Finalmente, se propusieron modificaciones a la estrategia de control original, con base a lo observado en la operación del reactor experimental real.

Abstract

Fermentative hydrogen production has been studied at laboratory-scale. However, to scale-up the reactor there is a need to develop new schemes to maximize the hydrogen production rate without overlooking the reactor performance despite the substrate concentration and even the composition. This work proposes the use of automatic control techniques to achieve this objective despite the numerous disturbances that may occur. In the first part of this work an operation strategy was developed for the bioreactor, using the mathematical model of a fermenter and conducting an analysis of the response time in the experimental hydrogen flowrate signal. Four operating conditions were proposed, each one with two different HRT's (hydraulic retention time), one high and one low. The HRT varied between 3 and 8 hours. The results showed that the reactor could maintain a high hydrogen production without the risk of washout. The best operating condition used a low HRT of 3.5 hours and a high HRT of 6 hours. For this case the reactor had better recovery after disturbances and reached an average hydrogen production rate (HPR) of 19.58 ± 1.6 LH₂/L-d. Another experiment was carried out in the experimental biorreactor, where different HRT's were tested and the behavior of the hydrogen signal was assessed. For low HRT's the reactor will have a transient of apparent instability followed by the stabilization of the HPR. However, for high HRT's the HPR does not reach a temporary maximum; instead, the HPR is only stabilized at some value, opposite to what the mathematical model predicts. The optimal period to operate the bioreactor with a low HRT was between 8 to 10 hours, whereas for a high HRT it was between 14 to 17 hours.

The second part of this paper is about the two-level controller proposal. The controller was implemented in simulation environment using the mathematical model of the fermenter. It was determined that the controller parameters were robust despite perturbations like different concentrations of the inflow substrate. However, we found that adequate values of some controller parameters could lead to a faster response to disturbances. Finally, some modifications to the original control strategy were proposed, based on the observations made in the actual operation of the experimental bioreactor.

1. Antecedentes

En este capítulo se hace una descripción del panorama mundial en la producción de hidrógeno, centrándose en los procesos anaerobios, entre los que destaca la fermentación oscura. Posteriormente, se revisarán los factores que afectan la fermentación oscura y los diferentes reactores utilizados en la literatura para la producción de hidrógeno. Por otro lado, se comentarán los diferentes modelos matemáticos que representan la producción de hidrógeno mediante procesos biológicos (la ecuación de Gompertz la modificación del modelo ADM1 de la IWA y el modelo propuesto por Aceves-Lara et al., 2010). Finalmente, se abordarán los sistemas de control y su importancia en la optimización de sistemas biológicos.

1.1 Panorama general de la producción de hidrógeno

Después de la revolución industrial, la demanda energética per cápita se ha incrementado significativamente. En contraste, las reservas de los combustibles fósiles se han visto disminuidas a causa de la sobreexplotación de este recurso natural no renovable, generando también problemas ambientales como el calentamiento global. Se han realizado diversas propuestas de alternativas energéticas amigables con el medio ambiente y el hidrógeno (H_2) resulta ser el combustible más prometedor en sucesión de los combustibles fósiles, debido a que es un combustible limpio sin emisiones de CO_2 , teniendo como producto de su combustión vapor de agua; además tiene el contenido de energía más alto por unidad de peso comparado con cualquiera de los combustibles conocidos, 143 kJ/g, contra 48.3 y 44 kJ/g de gasolinas y gas natural, respectivamente (Argun et al., 2008).

El principal desafío en el uso de este vector energético radica en el desarrollo de tecnologías que permitan su producción y almacenamiento sostenible. En aplicaciones comerciales el hidrógeno se produce a partir del refinado de gas natural, la gasificación del carbón y la electrólisis del agua (Ghimire et al., 2015). Sin embargo, estos procesos utilizan gran cantidad de energía, haciéndolos poco atractivos desde el punto de vista ambiental. Con el fin de producir combustibles más sostenibles, el hidrógeno debe venir de procesos que eviten o reduzcan al mínimo las emisiones de CO_2 (Ghimire et al., 2015).

Otra forma de obtención de hidrógeno es a partir de procesos biológicos que son más respetuosos con el medio ambiente y tienen un menor gasto de energía. Las tecnologías utilizadas para la

producción del llamado “biohidrógeno” tienen el potencial para ser competitivas debido a la posibilidad de usar materia prima de bajo costo, como son los residuos orgánicos agrícolas e industriales y las aguas residuales (Kotay et al., 2008).

1.2 Procesos biológicos. Fermentación oscura

El biohidrógeno puede ser producido por microorganismos autótrofos y heterótrofos. En la conversión autótrofa, microorganismos fotosintéticos convierten directamente la energía solar en hidrógeno a partir de reacciones fotosintéticas; en este grupo están algunas microalgas, bacterias fotosintéticas y protozoarios (Kotay et al., 2008). En condiciones heterótrofas, el sustrato orgánico para el crecimiento de los microorganismos se transforma en compuestos más simples y en hidrógeno molecular (Das et al., 2008). En estas condiciones existen dos tipos de conversiones: la foto-fermentación utilizando bacterias fotosintéticas y la fermentación oscura, utilizando bacterias anaerobias que convierten los carbohidratos en biohidrógeno. En la figura 1 se muestran los diferentes caminos de la producción de hidrógeno.

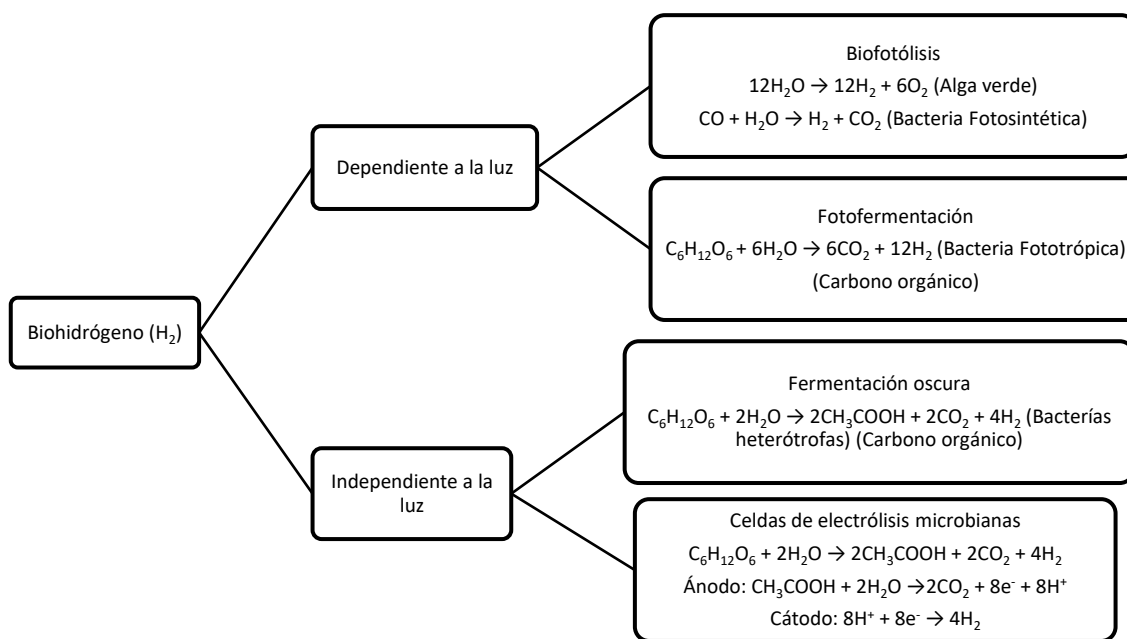


Figura 1 Diferentes procesos para producir biohidrógeno (Kotay et al., 2008).

Los procesos de fermentación oscura para producción de biohidrógeno son procesos de digestión anaerobia incompleta, ya que de las cuatro fases que lo componen, hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, la última no es llevada a cabo. Las diferentes etapas de

degradación son llevados a cabo por diferentes consorcios de microorganismos, los cuales en parte están interrelacionados (Weiland, 2010).

En la figura 2 se muestra el proceso de digestión anaerobia. Para realizar una preselección de los microorganismos productores de hidrógeno, es necesario darle tratamiento previo al inóculo a fin de eliminar las bacterias metanogénicas y todas aquellas que consumen el H₂, además de proveer las condiciones apropiadas durante la operación del proceso (Buitrón y Carvajal, 2010).

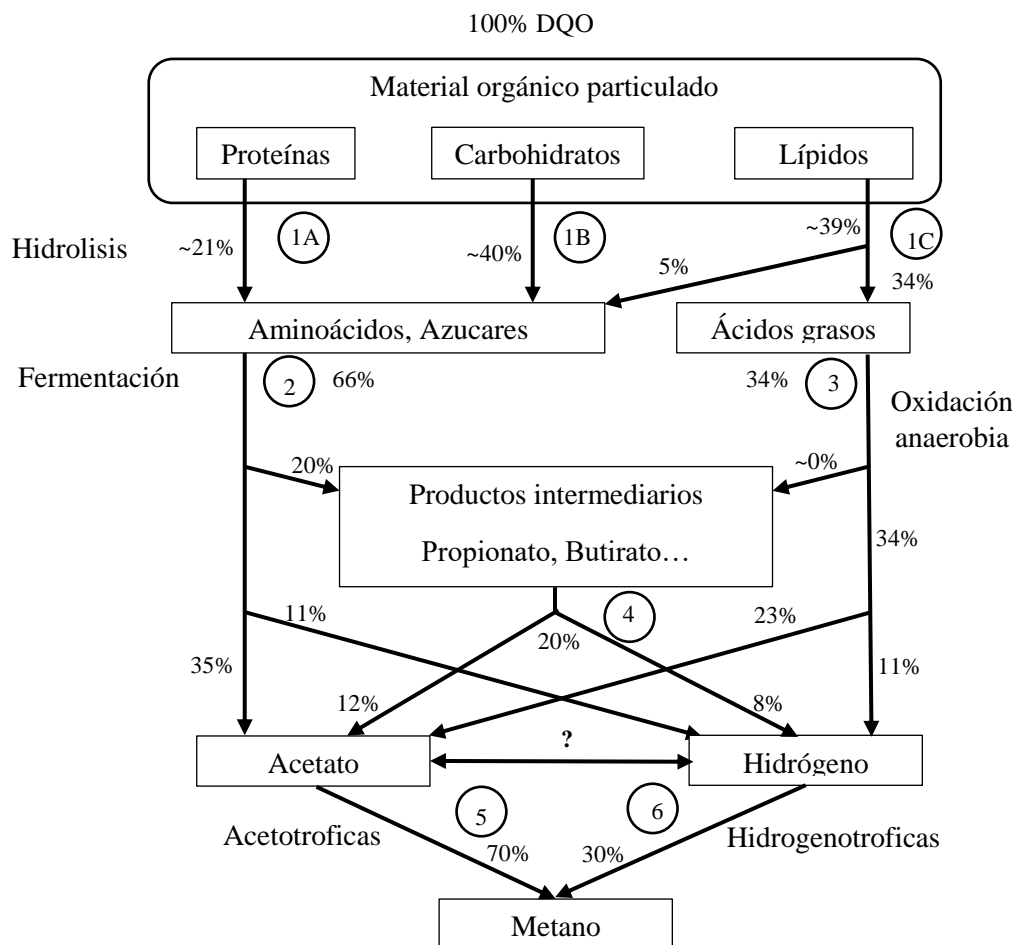
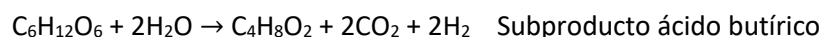
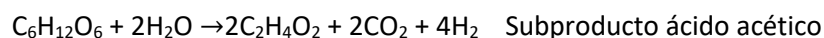


Figura 2 Esquema general del proceso de digestión anaerobia (W. Gujer and A. J. B. Zehnder, 1983)

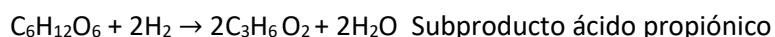
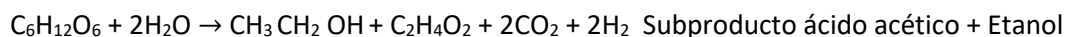
Las rutas metabólicas para la producción de hidrógeno están definidas por los microorganismos predominantes presentes en los procesos de fermentación oscura, como *Clostridium spp.*, arqueas, bacterias del rumen, *Escherichia coli*, *Enterobacter spp.*, entre otros. El acetato y el

butirato son los productos más comunes de la fermentación oscura. Tomando como sustrato modelo a la glucosa, las dos reacciones simplificadas son (Hallenbeck et al., 2002):



Cuando la ruta metabólica favorece la producción de ácido acético, el rendimiento son 4 moles de hidrógeno por cada mol de glucosa y cuando se favorece la producción de butírico, el rendimiento son 2 moles de hidrógeno por cada mol de glucosa. Sin embargo, actualmente no se ha alcanzado el rendimiento teórico, debido a que el sustrato puede ser utilizado en alguna otra ruta metabólica que no tenga que ver con la producción de hidrógeno (Hallenbeck et al., 2002).

Por otro lado, en condiciones no favorables para la producción de hidrógeno, la ruta metabólica puede generar como subproductos etanol o ácido propiónico, disminuyendo el rendimiento de la reacción a menos de dos moles de hidrógeno por mol de glucosa para el caso del etanol, mientras que para el ácido propiónico, no solo no existe producción de hidrógeno sino que éste es consumido.



Comparando la producción de hidrógeno por microorganismos fotosintéticos y los procesos de fermentación oscura, este último tiene ventajas debido a las altas tasas de producción. Además, las bacterias fermentadoras utilizan la materia orgánica como sustrato y por tanto tienen la ventaja de convertir los desechos orgánicos en una fuente de energía (Hafez et al., 2010; Fernández et al., 2011; Fernández-Morales et al., 2010).

1.3 Factores que afectan la producción de hidrógeno

La fermentación oscura que utiliza cultivos mixtos hace que el ambiente para la producción de hidrógeno sea complejo, debido a que no solo van a existir factores biológicos que limiten la producción de hidrógeno, sino también condiciones fisicoquímicas como la presión parcial de hidrógeno, el pH y la temperatura, además del pretratamiento del inóculo, la configuración del reactor y el tiempo de residencia hidráulica (TRH).

1.3.1 Condiciones fisicoquímicas

El pH es un parámetro clave en la producción de hidrógeno debido a que puede tener influencia en las rutas metabólicas, además de afectar la actividad de la enzima hidrogenasa (Dabrock et al., 1992). El pH óptimo para la producción de biohidrógeno varía entre 4.5 y 9. En diferentes estudios se ha determinado que el pH óptimo está en función del inóculo utilizado, además de la carga orgánica utilizada. Sin embargo, el pH favorece la producción de los metabolitos importantes en la fermentación oscura, Luo et al. (2010), reportaron que a un pH de 7 el acetato resulta ser el metabolito predominante, mientras que la generación de butirato se favorece a un pH de 5.5.

El rendimiento de hidrógeno depende de la temperatura y tiene una mayor influencia en la hidrólisis. Kongjan et al. (2010) demostraron que la producción de biohidrógeno en residuos alimenticios se favorece en temperaturas termofílicas (superior a 55°C), mientras que para sustratos fáciles de degradar, es conveniente utilizar temperaturas mesofílicas (37°C). La selección de la temperatura de operación óptima va a depender de qué tan biodegradable es el sustrato (Shin et al., 2004).

La presión parcial del hidrógeno afecta la productividad de hidrógeno, pues se sabe que a alta presión parcial de H₂, disminuye la actividad de la enzima hidrogenasa, haciendo que la reacción de producción de hidrógeno se vuelva termodinámicamente desfavorable (Bahl et al., 2001). Además se ha visto que tener alta presión parcial de hidrógeno favorece la producción de ácido propiónico (Ruzicka et al., 2006).

1.3.2 Pretratamiento del inóculo

El tratamiento térmico en cultivos mixtos resulta ser un método muy efectivo para la inhibición de microorganismos como las *Achaes* metanogénicas, favoreciendo así a las bacterias productoras de hidrógeno tales como *Clostridium spp* (Ghimere et al., 2015). Otro método de pretratamiento es el químico, logrando una inhibición selectiva de las bacterias metanogénicas presentes en el lodo anaerobio debido a que son muy sensibles a los cambios en las condiciones ambientales.

1.3.3 Configuración del reactor

Generalmente, la cantidad de hidrógeno que se obtiene por procesos fermentativos se puede cuantificar en términos de rendimiento y tasa. El rendimiento es la cantidad de H₂ producido por cantidad de sustrato consumido y usualmente se expresa en unidades de mol H₂/ mol de sustrato; mientras que la tasa de producción de hidrógeno se define como la cantidad de H₂ (ml) producido

por unidad de tiempo y por unidad de volumen de reactor (tasa volumétrica) o por unidad de biomasa (tasa específica) y se abrevia HPR –*hydrogen production rate*-, por sus siglas en inglés.

Se han estudiado diferentes configuraciones de reactores para la producción de hidrógeno en los procesos de fermentación oscura, como los reactores continuos de mezcla completa (CSTR), reactores anaerobios de lecho fluidizado (AFBR), reactores anaerobios por lotes secuenciados (ASBR) e incluso biorreactores con membrana (MBR). Sin embargo, los estudios para la producción de hidrógeno se han centrado en los reactores granulares del tipo UASB y los reactores CSTR. En un estudio realizado por Gravala et al (2006), se mostró que los reactores del tipo UASB mostraron una mayor productividad de hidrógeno que un reactor CSTR a bajos tiempos de residencia hidráulica (19.05 y 8.42 mmol H₂/h/L, respectivamente a un TRH de 2 horas); sin embargo, el reactor CSTR logró un mayor rendimiento (mmol H₂/mol glucosa) en todos los TRH estudiados.

Por otro lado, el reactor CSTR se caracteriza por un tiempo de inducción corto comparado con otros reactores, por ejemplo un reactor UASB (del inglés *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*). Debido a su buena transferencia de masa, los reactores continuos de tanque agitado necesitan una rigurosa supervisión debido a que puede ocurrir un lavado del reactor a causa de una mala operación. Seleccionar un adecuado tiempo de residencia hidráulica (TRH) durante el arranque del reactor permite la aclimatación de los microorganismos al nuevo ambiente y previene el lavado de las bacterias de interés. El tiempo de residencia hidráulica juega un papel importante en la producción de H₂ (Bakonyi et al., 2014).

1.3.4 Tiempo de residencia hidráulica (TRH)

Se ha reportado que utilizar TRH largos mayores a 24 horas provoca un incremento en la concentración de ácido propiónico, el cual consume el hidrógeno (Buitrón y Carvajal, 2010). Esto indica que entre más corto sea el TRH la productividad de hidrógeno es mayor. Sin embargo, utilizar valores de TRH menores a 3 horas provoca que la productividad de hidrógeno disminuya en reactores del tipo CSTR como en lo estudiado por Gravala et al (2006).

Thanwised et al. (2012), utilizando un reactor anaerobio mezclado (ABR, del inglés *anaerobic baffled reactor*), lograron un incremento de la productividad de 164.45 ± 4.14 mL H₂/L/d a 883.19±7.89 mL H₂/L/d, al pasar de un TRH de 24 a 6 h. Ramírez-Morales et al. (2015) alcanzaron una productividad máxima de 23.4±2.8 a un TRH de 6 h en un reactor continuo de tanque agitado.

1.4 Modelos anaerobios para producción de hidrógeno

Durante varios años se han propuesto diferentes modelos matemáticos para representar el proceso de digestión anaerobia, con la finalidad de tener un mejor entendimiento de sistemas dinámicos para diferentes regímenes de alimentación. Como respuesta a estas necesidades, la International Water Association (IWA) ha propuesto un modelo genérico para representar dicho proceso denominado ADM1, por sus siglas en inglés. El modelo ADM1 fue diseñado como una plataforma para modelar el proceso de digestión anaerobia de forma uniforme. Sin embargo, se han realizado cambios al modelo y adaptaciones de acuerdo a la configuración del reactor y el sustrato que se va a alimentar.

Por otro lado, el modelado de parámetros cinéticos y producción de biohidrógeno ha sido de gran interés para el diseño, análisis y operación de los procesos de fermentación oscura. También, ha ayudado a predecir los subproductos formados de la fermentación oscura. Experimentos a escala laboratorio se han conducido para identificar efectos individuales de algunas variables en la fermentación oscura para la producción de hidrógeno, como la concentración de sustrato, de ácidos grasos, presión parcial de hidrógeno, pH, temperatura (Kapdan et al., 2006). En algunas ocasiones es posible estudiar el efecto de dos variables como la temperatura y la presión parcial (Gadhamshetty et al., 2010), o el pH y la concentración de sustrato (Van Ginkel et al., 2001). Sin embargo, resulta complicado realizar estudios en donde se relacionan múltiples variables ($n > 3$) en la producción de hidrógeno. La complejidad de estos estudios se complica cuando se utilizan cultivos mixtos en la producción de hidrógeno. Los modelos matemáticos pueden simular la "ciencia" detrás de la producción de hidrógeno, lo cual resulta beneficioso porque así se puede encontrar la combinación óptima de las diferentes variables de proceso para maximizar la producción de hidrógeno y mejorar su rendimiento. Las constantes cinéticas encontradas a partir de un modelo pueden ser validadas a partir de datos experimentales para el uso y diseño de reactores productores de biohidrógeno.

Es importante considerar el concepto de estabilidad en los sistemas dinámicos. Por definición, un punto de equilibrio es estable en el sentido de Lyapunov si después de una perturbación el sistema converge al punto de equilibrio inicial. Un punto de equilibrio es inestable si como resultado de una perturbación, el sistema se desvía del punto de equilibrio inicial. Ante esto, se tendrá una divergencia (Dochain, 2008).

1.4.1 Ecuación de Gompertz en la producción de biohidrógeno

En estudios previos se ha utilizado la ecuación de Gompertz para describir la evolución del hidrógeno en la fermentación oscura. En esta aproximación empírica, se utilizan tres parámetros: la tasa de producción de H₂, la producción máxima de H₂ y el tiempo de retraso; estos parámetros son ajustados para que la ecuación de Gompertz coincida con las mediciones experimentales. Aunque la curva resultante de la ecuación de Gompertz tenga generalmente una alta correlación entre lo observado y la evolución de la productividad (Jianlong W. et al., 2009); los tres parámetros utilizados para el modelo están restringidos a las condiciones experimentales y no pueden ser utilizados como un modelo predictivo. Debido a su naturaleza empírica, la ecuación de Gompertz es limitada, ya que no se considera variables claves de proceso como la temperatura, pH, tipo de sustrato, etc. Es decir, es un modelo descriptivo y no predictivo. En algunos estudios, la ecuación de Gompertz ha sido modificada para encontrar valores cinéticos típicos en la degradación de sustrato, crecimiento de biomasa y producción de hidrógeno (Liang-Ming W. et al., 2006).

El procedimiento sugerido para aplicar la ecuación de Gompertz en la producción de hidrógeno es minimizar la suma de cuadrados del error y así ajustar sus tres parámetros: la producción máxima de hidrógeno (H_{max}), la tasa de producción de hidrógeno (R), y el tiempo de espera o fase lag (λ) (Gadhamshetty et al., 2010).

$$H(t) = H_{max} \cdot e^{\left\{-e^{\left[\frac{R}{H_{max}}(\lambda-t)+1\right]}\right\}} \quad (1)$$

En general, el modelo de Gompertz puede ser muy preciso para describir el proceso de degradación de un sustrato, el crecimiento de bacterias productoras de hidrógeno, la productividad de hidrógeno, además de algunos metabolitos solubles cuando el reactor se está operando en lote. Para la aplicación del modelo en reactores en modo continuo puede ser útil para obtener constantes que tengan significado biológico y que puedan ser de importancia para la comprensión del proceso (Wang et al., 2009).

1.4.2 Modelo de la IWA ADM1 en producción de biohidrógeno

El modelo de digestión anaerobia número uno (ADM1, por sus siglas en inglés) es un modelo que integra cinéticas bioquímicas, fenómenos de transferencia gas-líquido y procesos celulares durante las etapas de hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis de la digestión anaerobia. Anteriormente se han realizado estudios aplicando este modelo en la producción de metano a partir de aguas residuales industriales y domésticas, así como de residuos sólidos

(Batstone et al., 2002). En los últimos años, se ha reportado que este modelo puede ser adaptado para predecir la producción de hidrógeno y de ácidos grasos volátiles durante una fermentación oscura, excluyendo la parte de la metanogénesis. Peiri et al. (2006) demostraron la utilidad del modelo ADM1 simulando el efecto de la relación de proteínas y carbohidratos en la producción de biomasa, ácidos grasos e hidrógeno. Otra aplicación del modelo ADM1 en la producción de hidrógeno fue en el trabajo de Gadhamshetty et al. (2010), donde se predijo la producción de hidrógeno en ocho diferentes reactores de fermentación oscura variando la temperatura, el inóculo, la agitación, el pH y la presión. En este estudio se concluyó que aplicar una adaptación del AMD1 en la producción de hidrógeno no solo predice de buena forma la producción de hidrógeno ($r^2 > 0.91$) con respecto a datos experimentales, sino que también predice de manera acertada la concentración de DQO ($r^2 > 0.88$) y de ácidos grasos, como el acetato ($r^2 > 0.76$) y butirato ($r^2 > 0.75$). En este trabajo también se comparó el modelo modificado de ADM1 con la ecuación de Gompertz. Si bien la ecuación de Gompertz logró ajustarse a la producción de hidrógeno y el pH, el uso de esta ecuación no predice ni la formación de ácidos grasos volátiles, ni el consumo del sustrato.

Peiri et al (2006) realizaron una modificación al modelo ADM1 considerando un sustrato rico en carbohidratos. Como subproductos del hidrógeno en la etapa de acidogénesis se consideraron los ácidos grasos de cadena corta (acético, butírico), y además se incluyó como intermediarios de la fermentación oscura al lactato y al etanol. En este modelo, el lactato y el etanol se degradaron considerando una cinética de Monod. Para validar el modelo se comprobaron los datos de rendimiento de hidrógeno, biomasa y pH generados con el modelo y datos experimentales. Los resultados del modelo tuvieron similitud con el pH y el rendimiento de hidrógeno, pero para el crecimiento de biomasa el modelo predijo un mayor crecimiento de biomasa de lo que realmente se había generado. El autor mencionó que este modelo presenta un limitante en la etapa de acidogénesis porque considera que no se están utilizando los modelos cinéticos que expresen realmente lo que está ocurriendo en el sistema.

Como se mencionó en la sección anterior, los ácidos grasos tienen un efecto en la productividad de hidrógeno. En el trabajo de Arudchelvam et al (2010), se realizó una modificación del modelo ADM1 para predecir la concentración de ácidos grasos durante el proceso de fermentación oscura, usando residuos sólidos orgánicos, predominando la celulosa y la lignina. Se consideró que tanto la lignina y la celulosa logran generar monómeros más simples, aunque se consideró a la hidrólisis como el paso limitante y la generación de ácidos grasos volátiles durante la etapa de la

acidogénesis. La concentración de ácidos grasos calculada con la modificación del modelo ADM1 se comparó con datos de reactores tipo batch. El modelo tuvo una buena predicción con respecto a los datos experimentales, obteniendo un r^2 de 0.85, 0.82 y 0.72 para la DQO y las concentraciones de ácidos acético y butírico, respectivamente. Para la concentración de ácido propiónico, el modelo tuvo una mala predicción con apenas un r^2 de 0.42.

Existen algunas limitaciones identificadas en el modelo ADM1 (Batstone et al., 2006). Un punto clave es el inadecuado mecanismo de regulación de los productos derivados de la fermentación de la glucosa. Sin embargo, en los estudios que se han realizado de producción de hidrógeno a partir de fermentación oscura usando cepas mixtas se ha visto que el TRH, el pH, la concentración de sustrato y la velocidad de agitación tienen influencia en la producción de hidrógeno (Fang y Liu, 2002; Van Ginkel y Logan, 2005a; Aceves-Lara et al., 2010). Rodríguez et al. (2008) realizaron una aproximación de modelo para la producción de hidrógeno basado en la actividad energética y metabólica. En este modelo se describe la formación de productos de la fermentación anaerobia y la predicción de los coeficientes estequiométricos dependiendo de la biomasa que se esté utilizando, en este caso, *Clostridium ssp.* (Rodríguez et al., 2006).

1.4.3 Modelo de Aceves-Lara et al. (2010)

Aceves Lara et al. (2010) propusieron un modelo para la producción de hidrógeno aplicado en un reactor continuo de tanque agitado (CSTR), manteniendo constante el volumen del reactor (1270 ml), el pH (5.5), la temperatura (37°C) y la agitación del reactor (300 rpm).

Con respecto a la parte biológica del modelo se consideraron dos reacciones pero solo involucrando una biomasa, donde el sustrato es la glucosa y existen varios productos, incluyendo hidrógeno y dióxido de carbono, los cuales son transferidos a la fase gas de manera casi instantánea.

El modelo en la fase líquida está expresado de la siguiente manera:

$$\xi = K_T(S_1)X + [\xi_{in} - \xi]D_{in} - q(\xi), \quad (2)$$

Donde ξ incluye una biomasa (X), ya que se considera que solo existirá un solo género de bacteria (*Clostridium ssp.*); el sustrato en este caso es glucosa (S_1) y los productos de la fermentación oscura son: acetato (S_2), propionato (S_3), butirato (S_4) y etanol (S_5). P_1 y P_2 , representan el CO_2 y H_2

disueltos en la fase líquida, respectivamente. K es la matriz de coeficientes pseudo-estequiométricos; q representa la tasa de transferencia entre el líquido y el gas. Finalmente, τ es un vector con dos tasas específicas de reacción que siguen una cinética tipo Monod, dependientes de un único sustrato S_1 .

$$\xi = \begin{bmatrix} S_1 \\ S_2 \\ S_3 \\ S_4 \\ S_5 \\ X \\ P_1 \\ P_2 \end{bmatrix} \quad K = \begin{bmatrix} -1 & -1 \\ 0 & k_{22} \\ k_{31} & k_{32} \\ k_{41} & k_{42} \\ k_{51} & k_{52} \\ k_{61} & k_{62} \\ k_{71} & k_{72} \\ k_{81} & 0 \end{bmatrix} \quad r(S_1) = \begin{bmatrix} \mu_1(S_1) \\ \mu_2(S_1) \end{bmatrix} \quad \xi_{in} = \begin{bmatrix} S_1^{in} \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \quad q(\xi) = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \rho_1 \\ \rho_2 \end{bmatrix} \quad (3)$$

Para la fase gaseosa se tienen las siguientes ecuaciones:

$$V_{gas}G_1 = -G_1Q_{gas} + \rho_1V \quad (4)$$

$$V_{gas}G_2 = -G_2Q_{gas} + \rho_2V \quad (5)$$

Donde Q_{gas} es el flujo del reactor que sale en la fase gas. G_1 es la concentración de CO_2 en la fase gas, mientras que G_2 es la concentración de H_2 en la fase gas, que está ajustado a un volumen V_{gas} . El volumen del líquido en el reactor es V . ρ_1 y ρ_2 son coeficientes de transferencia para el CO_2 y H_2 , respectivamente.

A simple vista, el modelo resulta complicado, porque es necesario resolver todas las ecuaciones planteadas en las matrices, en el estado líquido y resolver las ecuaciones para la fase gaseosa. Sin embargo, es posible simplificar el modelo considerando solamente la descomposición de la glucosa para la formación del hidrógeno, además de que se asume que la dinámica de la fase gaseosa es cuasi estado estacionario y que tiene el comportamiento de un gas ideal, quedando el modelo de la siguiente manera:

$$S = -\mu_1(S)X - \mu_2(S)X + [S_{in} - S]D_{in} \quad (6)$$

$$X = k_{x1}\mu_1(S)X + k_{x2}\mu_2(S)X - \alpha XD_{in} \quad (7)$$

$$y = k_{y1}\mu_1(S)X + k_{y2}\mu_2(S)X \quad (8)$$

En este modelo la variable de salida es el flujo de biohidrógeno del reactor (y), que está relacionado con la concentración de biomasa (X), del sustrato (S) en el interior del reactor.

Para los procesos fisicoquímicos que ocurren en el interior del reactor (intercambio de iones, transferencia gas-líquido), se utilizó el sistema de ecuaciones diferenciales del modelo IWA-ADM1. Sin embargo, en este modelo existen diferencias en la etapa de la acidogénesis con respecto al modelo de la IWA-ADM1; por ejemplo, el ácido valérico no se considera debido a que experimentalmente se reportó una concentración muy cercana a cero. Otra diferencia con respecto al modelo de la IWA-ADM1 fue que se asumió una biomasa única para dos reacciones biológicas, sin embargo en el modelo ADM1, existe una biomasa específica para cada reacción.

1.5 Control en sistemas biológicos

La digestión anaerobia es un proceso que se basa en un esfuerzo sinérgico de diferentes comunidades de microorganismos para metabolizar sustratos orgánicos (Nguyen et al., 2015). Sin embargo, la digestión anaerobia es sumamente sensible a perturbaciones (cambio de pH, temperatura, cambio en la densidad de población de las comunidades bacterianas, entre otras). Gracias a las ventajas tecnológicas, se han podido monitorear en línea este tipo de procesos, adquiriendo datos de forma satisfactoria. Existen diferentes métodos para medir en línea las variables de interés en la digestión anaerobia: por diferencia de potencial, por cromatografía, espectroscopia, entre otros. En lo que respecta a estrategias de control se han utilizado desde controles retroalimentados simples hasta sistemas de control avanzados, como las redes neuronales. Han surgido debates acerca de la implementación de estrategias de control complejas. La respuesta a estos debates radica en la factibilidad de la implementación de estas estrategias de control en plantas de digestión anaerobia centralizadas.

La automatización en sistemas anaerobios permite una rápida estabilización del proceso con menos problemas operaciones y mantenimiento. El objetivo principal del control automático es lograr que los procesos anaerobios mantengan estabilidad a una máxima productividad. Este objetivo se cumple midiendo parámetros operacionales sensibles a perturbaciones como el pH, la producción de biogás, algunos ácidos grasos volátiles, alcalinidad, entre otros.

El monitoreo de los parámetros críticos de la digestión anaerobia es un componente crucial en los sistemas de automatización y control. En los procesos de digestión anaerobia, la degradación de compuestos orgánicos complejos ocurre a través de diferentes reacciones bioquímicas generadas por diferentes tipos de microorganismos, los cuales necesitan diferentes condiciones ambientales para su crecimiento. Esto da a la tarea de mantener una condición óptima para toda la comunidad bacteriana de un sistema de digestión anaerobia.

Uno de los objetivos de los sistemas de control es maximizar la eficiencia del proceso, manteniendo la estabilidad; esto significa mantener la estabilidad de los parámetros operacionales, aunque no sean de interés para el estudio. Se ha visto que la complejidad de los algoritmos de control es directamente proporcional al número de variables de salida que se quieren optimizar.

1.5.1 Controlador retroalimentado

Se denomina sistema de control retroalimentado a aquel que tiende a mantener una relación preestablecida entre la salida y alguna entrada de referencia, comparándolas y utilizando la diferencia como medio de control. Un ejemplo es el control de temperatura en un tanque mezclador. Midiendo la temperatura de salida del tanque y comparándola con la temperatura de referencia (temperatura deseada), la válvula de entrada de vapor regula el flujo de éste aumentando o disminuyendo para mantener la temperatura de la corriente de salida en el valor deseado. El controlador retroalimentado se ha implementado en diferentes sistemas anaerobios, especialmente en digestores productores de metano.

En el trabajo de Mailleret et al. (2004), se implementó un controlador retroalimentado en un reactor piloto para mantener constante la demanda química de oxígeno (DQO), controlando la concentración de sustrato a la entrada (S_{in}). En este trabajo se concluyó que el controlador retroalimentado resultó ser más efectivo que un controlador proporcional-integral (PI), debido a que no fue necesario medir variables en línea (concentración de DQO, por ejemplo) para controlar una variable, mientras que para los controladores PI sí.

Méndez-Acosta et al. (2007) implementaron una estrategia de control retroalimentado en un reactor de lecho fijo de régimen continuo, cuyo objetivo principal fue regular la cantidad de materia orgánica descomponible medida como carbono orgánico total (COT) y ácidos grasos volátiles (AGV). El flujo de entrada fue la variable manipulada. Se mantuvo la concentración de carbono orgánico total y AGV alrededor de un "set point" deseado. Se concluyó que si se mantiene estable la concentración de estas variables a un set- point deseado, es posible mantener estable el reactor, a pesar de no conocer los parámetros cinéticos del modelo, ruido de medición o incluso la concentración desconocida en la alimentación.

En el trabajo de Méndez-Acosta et al. (2010) se utilizó un modelo de múltiples entradas-múltiples salidas (MIMO, por sus siglas en inglés). En este trabajo el objetivo principal fue mantener la

estabilidad de dos variables de salida (ácidos grasos y alcalinidad), manipulando el flujo de agua residual que entra al reactor. Para lograr la estabilidad del reactor fue necesario implementar un observador del tipo Luenberger (sensor por software) para controlar los ácidos grasos volátiles en el reactor r , además de servir como un filtro en el ruido de medición.

Es posible implementar un controlador retroalimentado en diferentes procesos biológicos, no solo anaerobios. En el trabajo de Vargas et al. (2015) se implementó un controlador retroalimentado en un reactor del tipo fed-batch en un modelo matemático. El objetivo del controlador fue la regulación de la concentración de sustrato en un valor óptimo, de tal manera que la concentración de biomasa mejore. En este trabajo se utilizó un control de tipo super-twisting con el fin de que el controlador se mantenga buscando un punto de operación óptimo

1.5.2 Controlador PID

La estrategia de control más utilizada en procesos anaerobios a nivel industrial es el controlador PID (Proporcional Integral Derivativo). Este controlador está basado en el error de control entre la medición y el valor de referencia (set-point). Básicamente funciona de la siguiente forma. La parte proporcional del controlador está dada por el error multiplicado por una constante (ganancia proporcional). Sin embargo, el control proporcional crea una diferencia entre el “set-point” y la salida, incluso cuando la salida alcanza el estado estacionario. Para eliminar esta “diferencia” se añade un término integral al algoritmo. El control integral está dado por la multiplicación de la integral del error con una constante (ganancia integral). Por otro lado, el control derivativo se basa en la tasa de cambio del error. Como resultado, la salida del control integral y derivativo ayuda al sistema a alcanzar rápidamente un punto de ajuste deseado sin grandes oscilaciones. El controlador PID ha sido aplicado en sistemas anaerobios, especialmente en parámetros no biológicos como el control de pH, temperatura y alimentación de sustrato. Heredia-Molinero et al. (2014) implementaron un controlador PID en un reactor CSTR cuyo “set point” fue mantener el pH alrededor de la neutralidad. Sus resultados mostraron que el controlador PID logró adaptarse a diferentes escenarios de perturbaciones, sin embargo, el control no logra alcanzar el pH de 7, solamente llega a un aproximado con un porcentaje de error del 5%.

Por otro lado Aguilar et al. (2002) implementaron el controlador PID para regular la temperatura de un reactor de flujo pistón. Modificando el flujo del fluido, se alcanzó el “set point” deseado por el usuario. Finalmente, para el trabajo de García-Diéguez et al. (2011) se implementó una estrategia de control PID para regular la alimentación de sustrato a la entrada del reactor y así

mantener el sistema estable y maximizar la productividad de metano. En los experimentos que realizaron en un simulador de digestor se concluyó que cuando se mantiene estable la concentración de ácidos grasos volátiles el control reacciona de forma adecuada, sin embargo, si se modifica la concentración de ácidos grasos volátiles, tarda en alcanzar un punto de estabilidad.

El controlador PID es simple, robusto y efectivo para el control de los parámetros mencionados anteriormente, sin embargo, puede resultar un reto calibrar las tres ganancias (proporcional, integral y derivativa) en sistemas no lineales en donde el “set-point” óptimo se encuentra en un estado dinámico.

1.5.3 Controlador Adaptable

Como se mencionó anteriormente, los procesos anaerobios son procesos dinámicos y no lineales. Por eso un controlador PID resulta inefectivo cuando la condición óptima cambia de acuerdo al estado en el que se encuentre el sistema. En los controladores adaptables su objetivo principal es automáticamente ajustarse de acuerdo a la dinámica del proceso, es decir, ayuda a predecir el comportamiento de la señal de medición. Por lo general este tipo de controladores están basados en un modelo, a partir de un balance de masa del sistema (Bernard et al., 2001).

Este tipo de controlador ha sido aplicado en diferentes procesos anaerobios, como el propuesto por Rincón et al. (2012), donde en un modelo para un digestor anaerobio se modificó la concentración de ácidos grasos volátiles, constantes cinéticas, etc. El objetivo del controlador era mantener la estabilidad del reactor (valores de AGV dentro del rango aceptable para evitar la acidificación del reactor) a pesar de la incertidumbre de las concentraciones de AGV a la alimentación del reactor. Otro trabajo que ha aplicado un controlador adaptable es la estrategia de control diseñada por Petre et al. (2013), que fue implementada en un diseño de un reactor anaerobio donde se asume una cinética real de comunidades bacterianas, pero desconocidas. En este controlador se implementó un observador de estado para la estimación de la concentración de sustrato que debe alimentarse al reactor. A su vez, el observador de estado estimó la biomasa en el interior del reactor, para que finalmente el controlador estimara las constantes cinéticas de las reacciones presentes. El objetivo principal de este controlador fue mantener la señal de salida $y(t)$ abajo del valor de referencia (y^*) que representa un valor bajo de contaminantes.

Una ventaja que tiene este tipo de controlador es que a partir del modelo planteado se puede estimar y registrar muchos parámetros de un reactor anaerobio, como la demanda química de

oxígeno (DQO), los ácidos grasos volátiles (AGV) y la alcalinidad, lo cual disminuye la instrumentación del reactor; sin embargo, la principal desventaja está relacionada con su ventaja, ya que este tipo de controlador requieren un conocimiento muy profundo del sistema aplicando algoritmos complejos al momento de implementar el controlador, además del conocimiento de la cinética del proceso biológico.

1.5.4 Controlador de lógica difusa

A diferencia de las estrategias de control basadas en algoritmos o modelos matemáticos, los controladores de lógica difusa se basan en la toma de decisiones basada en la experiencia de los operadores. El conocimiento del proceso puede lograr que este “algoritmo heurístico” se convierta en alguna función y así pueda ser aplicado en el control automático. En los controladores de lógica difusa, la medición de parámetros está dividida en dos categorías; aquellos parámetros que se rigen con valores que van del 0 al 1, y valores que pueden interrelacionar entre sí para manipular la variable de entrada al sistema a partir de reglas empíricas (Nguyen et al., 2015). Este tipo de controladores son utilizados para monitorear parámetros simples. Una aplicación de este controlador del tipo “fuzzy logic” fue en un reactor anaerobio para depurar aguas municipales. Murnleitner et al. (2002) Implementaron una estrategia de control en la cual se recopilaron datos de parámetros operacionales de diferentes reactores anaerobios con el fin de determinar el comportamiento de algunas variables como pH, temperatura, producción de metano y de hidrógeno durante cambios de concentración de la alimentación del reactor anaerobio con el fin de predecir en qué momento la alimentación se debe regular (aumentar o disminuir) y así evitar un problema de acidificación del reactor. La desventaja de este reactor es que trabaja al límite de su rendimiento, así que existe la probabilidad que presente problemas en caso de que las variables medibles no tengan la tendencia que describen los datos recopilados.

Turkdogan et al. (2010) probaron una variante del controlador de lógica difusa con múltiples entradas- múltiples salidas (MIMO, por sus siglas en inglés) con el fin de predecir la producción de metano en un reactor UASB a escala piloto a partir de parámetros operacionales medibles, como el pH, la alcalinidad, el carbono orgánico total y la composición de biogás. La estrategia de control se validó con un proceso que no tenía implementada una estrategia de control. Se comprobó que el reactor UASB con la estrategia de control tuvo un 96% de correlación con respecto a lo reportado teóricamente. Una gran desventaja de este tipo de controladores es que todas las bases del controlador están en función de la experiencia del operador.

Este tipo de estrategia de control también se ha aplicado en reactores productores de hidrógeno. En el trabajo de Ramírez-Morales et al 2015 se planteó una estrategia de control heurística con el fin de maximizar la productividad de hidrógeno, optimizando el flujo de entrada al reactor. En este trabajo se relacionó la carga orgánica con la productividad de hidrógeno, de modo que se ajustara a un polinomio de tercer orden. Posteriormente, se realizó una regresión no lineal para ajustar los datos experimentales con el polinomio. El cambio de TRH se realizaba cuando la desviación estándar era menor a un valor preestablecido. En este trabajo al optimizar el flujo de sustrato se logró alcanzar una productividad máxima de $25.4 \text{ L}_{\text{H}_2}/\text{L}_{\text{reac}}/\text{día}$.

1.5.5 Controladores utilizando observadores

Existen estrategias de control que se plantean realizando estimados matemáticos de parámetros de reactores debido a que no se pueden medir en línea (concentración de biomasa) o la instrumentación resulta sumamente costoso (concentración de ácidos grasos). En estas estrategias se plantean observadores, también llamados sensores por software.

Para producción de hidrógeno se planteó en el trabajo de Ramírez-Morales et al. (2015) una estrategia de optimización en tiempo real que manipula la velocidad de carga orgánica (OLR) para lograr la tasa máxima de producción de hidrógeno (HPR). Esta estrategia se basó en un observador de tipo super-twisting que se encarga de estimar la concentración de sustrato a la entrada del reactor, a partir de las estimaciones realizadas por un observador Luenberger que estima la concentración de sustrato y biomasa en el interior del reactor a partir de las mediciones de flujo de biogás y porcentaje de hidrógeno y que requiere una muy buena caracterización del biorreactor a través de un modelo matemático de su dinámica.

En la investigación desarrollada por Villa-Leyva (2015) se aplicó la estrategia de optimización planteada por Ramírez-Morales et al. (2015) en un reactor CSTR, manteniendo constante el volumen, la temperatura, el pH y el sustrato (glucosa S_{in} 20g/l). En esta investigación se alcanzó una producción de hidrógeno de $22.57 \pm 1.73 \text{ L}_{\text{H}_2} / \text{Ld}$ y un rendimiento de $2.013 \text{ mol H}_2 / \text{mol glucosa}$.

Tanto en la investigación de Ramírez-Morales et al. (2015) como en la de Villa-Leyva (2015) se validó la optimización en tiempo real para la producción de hidrógeno. Una desventaja de la implementación de esta estrategia de control es que fue aplicado en un caso idealizado, debido a

que la concentración de glucosa se mantuvo constante durante la etapa de optimización y con ello se eliminó una posible perturbación por concentración y composición del sustrato.

1.5.6 Event Driven Time Optimal Control, estrategia de control aplicada para reactores SBR

Una estrategia de control que tuvo mucho éxito en un sistema biológico aerobio fue la estrategia de control Event Driven Time Optimal Control (ED-TOC) propuesta por Moreno et al. (2006). Uno de los principales objetivos del ED-TOC es utilizar pulsos de ON/OFF o bang-bang en el flujo de entrada para mantener el consumo del sustrato alrededor de su máximo (μ^*) por encima de cierto umbral ($P\mu^*$). El parámetro P es un valor menor, pero cercano a 1 y está definido por el usuario; permite elegir una zona de operación óptima dentro de una zona de robustez. Sin embargo, se debe considerar un inconveniente: la frecuencia de cambios en el estado de la bomba de alimentación se incrementa cuando P se acerca a la unidad. Por esto este valor (P) debe elegirse teniendo en cuenta esa limitación.

Para conocer más a fondo el funcionamiento del ED-TOC es necesario definir lo que es un *evento* (e), el cual está definido como toda variable que depende del tiempo. Generalmente en el lenguaje de programación binario, 1 significa que el evento es “verdadero”, es decir, que está ocurriendo; mientras que 0 significa que es “falso”, o sea que el evento no está ocurriendo. Un evento en un sistema de control es necesario para cambiar de un estado lógico al otro. Un “estado lógico σ ” se define como las posibles acciones que tendrá el controlador, una vez que ocurrió un evento (Moreno et al., 2006).

Para el caso de la ED-TOC, se pueden considerar diferentes eventos y asociar cada uno a un estado lógico. Una vez que se ha asociado un evento a un estado lógico, el controlador toma la decisión de acuerdo a σ , mandando una señal de ON/OFF a la bomba de alimentación (Moreno et al., 2006).

Un ejemplo de la aplicación de este controlador es el trabajo de Moreno (2006), el cual realizó la medición en línea de la concentración de oxígeno disuelto y el volumen del reactor para controlar el caudal de entrada de modo que la tasa de degradación del compuesto inhibitorio se mantuviera alrededor de su máximo durante toda la fase de llenado y reacción. En este trabajo, la tasa de consumo de sustrato era estimada en línea a partir de las mediciones. Los eventos suceden cuando se detectaba que la tasa de consumo del sustrato ha pasado por un máximo. En ese momento se cambia el estado de la bomba de alimentación; si estaba apagada, se encendía y viceversa. Con la bomba encendida se garantiza que la concentración de sustrato incremente y por lo tanto que

pase por el valor donde la tasa de consumo es máxima. Con la bomba apagada, se garantiza que el sustrato disminuya, pasando otra vez por este mismo valor óptimo. Alternar el encendido y apagado de la bomba de alimentación hace que el sustrato se mantenga alrededor de este valor óptimo.

La principal ventaja de esta estrategia es que no es necesaria la medición de la concentración de biomasa y del sustrato. Para resolver este problema se utiliza una variable que se puede medir o que está indirectamente asociada a la etapa de reacción. Por ejemplo, la medición de la producción de biogás en la salida o del oxígeno disuelto dentro del reactor. Esta ventaja da como resultado un controlador robusto ante perturbaciones que se pudieran presentar durante la operación.

ED-TOC también presenta algunos inconvenientes desde el punto de vista práctico, especialmente porque el algoritmo es susceptible a fallar si se trata de parámetros que no han sido debidamente calibrados. Además, puede existir un retraso significativo en el cálculo de la velocidad de degradación (Vargas, et al. 2011). Otra desventaja es el gasto energético que se realiza en una acción ON/OFF, ya que puede provocar un desgaste prematuro del motor de la bomba.

1.5.7 Control automático en plantas de tratamiento centralizadas de digestión anaerobia

Escalar de nivel laboratorio a escala industrial un sistema de control siempre genera muchas incertidumbres. Por lo general, las plantas de digestión anaerobia tienen medición de variables fáciles de medir como el pH, la temperatura, la presión en el interior del reactor y el flujo de biogás; solamente el 10% de los reactores anaerobios para el tratamiento de efluentes industriales están equipados con medidores de DQO, COT, AGV, alcalinidad y composición de biogás (Spanjers y van Lier. 2006).

Por lo general las plantas que tienen un controlador en tiempo real resultan ser estrategias de control sencillas (controles ON/OFF), y las plantas de digestión anaerobia automatizadas tienen una capacidad muy pequeña ya sea de producción de metano o de saneamiento de aguas, lo cual las hace inviables para tener una mayor automatización de las plantas por los costos de producción. A pesar de estos problemas, se ha visto que el tener modelos sencillos ayuda a mejorar notablemente el rendimiento de la planta, aumentando la productividad de metano o mejorando la remoción de contaminantes en las aguas, además de resultar económicos y fáciles de implementar. Steyer et al. (2006) mencionó que a pesar de la viabilidad de estrategias de

control complejas, las perturbaciones que se presentan a escala industrial no pueden ser eliminadas, simplemente se puede disminuir su impacto en el sistema optimizando las variables de interés en el proceso (Lardon et al., 2004). Durante la última década ha habido mejoras significativas en el control automático y en el sistema de monitoreo, y a su vez los sistemas de control automático se han convertido en una herramienta factible para optimizar los procesos anaerobios debido a desarrollos clave en el hardware de algoritmos de instrumentación y control de software.

Por la experiencia que se han tenido en reactores anaerobios que son controlados y automatizados, se ha visto que el análisis individual de los ácidos grasos volátiles es un parámetro importante para el diagnóstico, optimización y control de procesos anaerobios. Casi toda la información que se ha colectado de los ácidos grasos es fuera de línea, es decir, a partir de técnicas analíticas (espectroscopía, principalmente). Esto provoca una gran desventaja debido a que las decisiones a partir de los datos obtenidos pueden estar retrasados con respecto a lo que está ocurriendo en el reactor (Latrille et al., 2015). Como respuesta a este problema, se han realizado mediciones casi en línea usando infrarrojo (NIRS, por sus siglas en inglés) para la determinación de la concentración de algunos ácidos grasos (acetato y propionato, principalmente), pero todavía existe cierto nivel de error en la predicción con respecto a las técnicas analíticas fuera de línea (Ward et al., 2011).

1.6 Producción de hidrógeno por fermentación oscura en diferentes trabajos

Se han realizado diferentes trabajos en el tema de fermentación oscura, principalmente en modo discontinuo. Sin embargo, si se quiere escalar este tipo de procesos es necesario operar en modo continuo. En estudios previos se ha visto que el reactor CSTR es el tipo de reactor que cumple con las características para llevar la producción de biohidrógeno a escala industrial.

En la tabla 1 se muestran algunos trabajos en donde se ha producido biohidrógeno por fermentación oscura en modo continuo, y en algunos de estos trabajos se operó el reactor con una estrategia de control.

Tabla 1 Producción de hidrógeno en reactores continuos de tanque completamente mezclado

Sustrato	Concentración de sustrato (g/l)	TRH (h)	Productividad promedio ($L_{H_2}/L_{REAC}/día$)	Estrategia de control	Referencia
Glucosa	10	6	7.7	Sin control	Zhang et al., 2006
Glucosa	6.84	8	4.5	Sin control	Shen et al. 2009
Agua residual	30	10	11.9	Sin control	Dávila-Vázquez et al. 2009
Glucosa	32	8	35.8	Sin control	(Hafez et al., 2010)
Glucosa	20	4	25.4	Controlador lógica difusa	Ramírez-Morales et al. 2015
Glucosa	20	6.1	23	Controlador usando observadores	Villa-Leyva, 2016

2. Justificación

La estrategia de control propuesta por Ramírez-Morales et al. (2015) fue implementada con éxito en el trabajo de Zhang (2014). Sin embargo, esta estrategia deja muchas inquietudes debido a que los observadores dan un estimado de lo que está ocurriendo en el interior del reactor, el cual puede ser inexacto en caso que se vean modificadas las condiciones de operación (cambio en la concentración de sustrato en la entrada), además de requerir un modelo del sistema muy similar a la realidad (difícilmente posible) para el correcto funcionamiento del algoritmo del control. Esto hace que el controlador sea poco robusto en caso de implementarlo en un reactor productor de hidrógeno que tenga una configuración diferente. A pesar de las limitaciones, este trabajo deja un buen antecedente para establecer las condiciones de operación (concentración, carga orgánica y TRH) donde el reactor se mantiene estable cuando alcanza el estado estacionario; sin embargo, se sigue sin saber si bajo ciertas condiciones dadas, es posible alcanzar una máxima producción de hidrógeno. Por otro lado, la estrategia ED-TOC implementada por Moreno et al. (2006) aplicada en reactores SBR aerobios da una información valiosa en la detección de máximos de una variable de salida con la manipulación de una variable de entrada (flujo de alimentación), cambiando el estado de la variable de entrada. Sin embargo, el realizar cambio de estados en el flujo de alimentación para maximizar una variable de salida no ha sido probado en un proceso de fermentación oscura.

Para justificar la existencia de los máximos en la productividad de hidrógeno se utilizó el modelo desarrollado por Aceves-Lara et al. (2010); en este modelo la variable de salida es el flujo de biohidrógeno del reactor (y), que está relacionado con la concentración de biomasa (X) y de sustrato (S) en el interior del reactor. En lo que respecta a las variables de entrada se tiene la concentración de sustrato y el tiempo de retención hidráulico (TRH). Usando el modelo parametrizado del sistema es posible encontrar el estado estacionario en un mapa entrada-salida. Para ilustrar el comportamiento del sistema cuando se alcanza el estado estacionario, en la figura 3 se presenta una simulación para una concentración de entrada de glucosa de 15 g/l, con distintos cambios escalonados en el TRH.

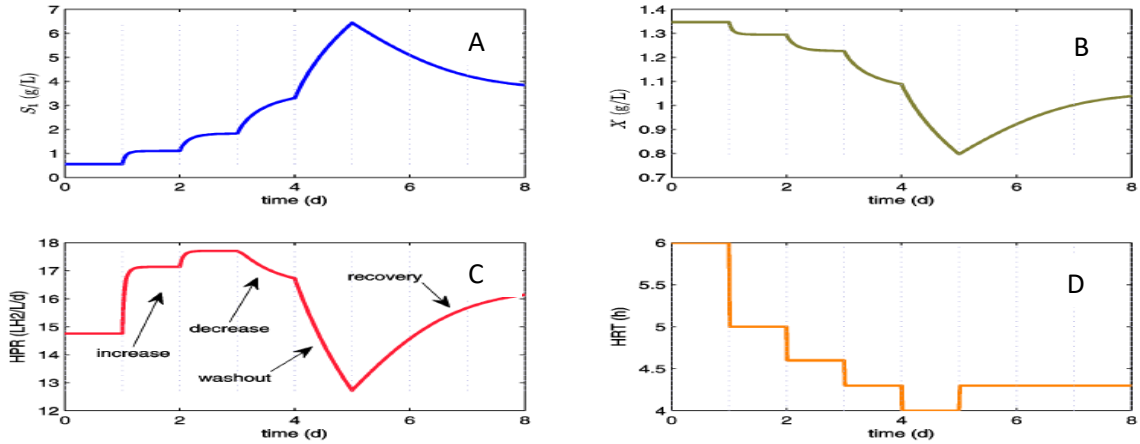


Figura 3 Simulación con concentración de sustrato constante 15 g/l

Si al inicio de la operación del reactor se mantiene estable el TRH alrededor de 6 horas, lo que se observará será un incremento en la productividad de hidrógeno (figura 3C). Si en el siguiente periodo de tiempo se disminuye el TRH a 5 horas, se incrementará nuevamente la productividad de hidrógeno hasta que alcance nuevamente el estado estacionario. Sin embargo, si se sigue la misma lógica de disminuir el TRH (4.5 días), como lo muestra la figura 3D lo que se observará en la productividad será ahora un decremento, y si se sigue disminuyendo aún más, llegará el momento en el cuál se corra el riesgo de un lavado. Sin embargo, si el operador se da cuenta a tiempo y cambia el TRH a uno que se encuentre en una zona estable, el reactor se recuperará. Esta simulación muestra que parece existir un TRH con el cual se alcanzaría un máximo en la producción de H_2 .

Si esta simulación se realiza para diferentes TRH, diferentes concentraciones y se espera un tiempo suficiente para alcanzar el estado estacionario, es posible construir un mapa entrada-salida en estado estacionario con dos entradas (TRH y S_1^{in}) y una salida, el HPR. En la figura 4, se muestra el mapa entrada-salida en estado estacionario a diferentes puntos de operación.

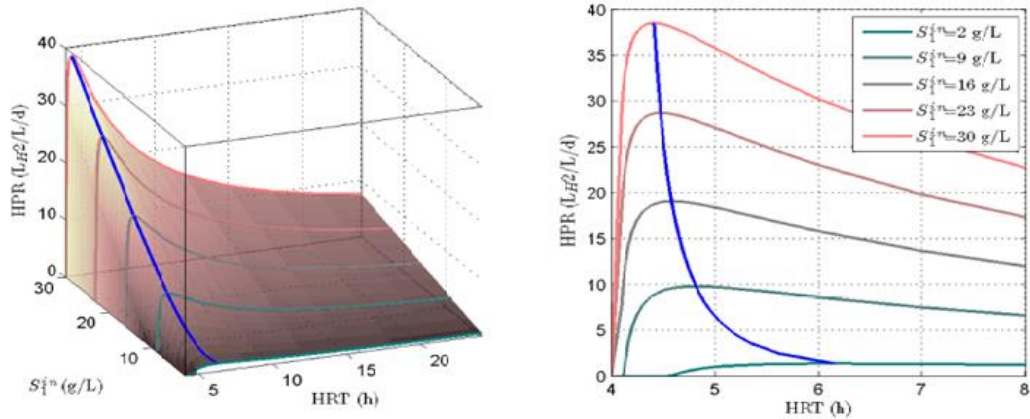


Figura 4 Mapa entrada-salida en estado estacionario

La figura del lado izquierdo es la superficie del mapa entrada-salida que se realizó resolviendo las ecuaciones en estado estacionario para el modelo propuesto. La figura del lado derecho corresponde a la relación entre el HPR y el HRT a diferente concentración. La línea color azul atraviesa los máximos encontrados a diferentes puntos de operación. Esta gráfica da una información muy importante porque siempre se encontrará un máximo en la producción de H_2 en estado estacionario dependiendo del TRH y S_1^{in} con el que se esté operando. Nótese que el operar con un TRH sumamente bajo ($TRH < 3.5$) existe la posibilidad que el reactor presente un lavado celular.

Volviendo a la figura 3, ¿qué pasaría si en vez de mantener estable un TRH en un punto de operación, el reactor se opera con dos TRH que se encuentran entre el TRH óptimo? Lo que se observaría serían máximos temporales en la producción de hidrógeno, como se aprecia en la figura 5. Es un ejercicio similar al de la figura 3, pero para recuperar al reactor del posible lavado de biomasa, se fija un TRH por arriba del valor donde ocurre el máximo de HPR. Después se alterna entre dos TRH, uno por arriba y otro por debajo del óptimo (maximizante) de HPR. Lo que sucede entonces es que la señal de HPR alcanza máximos durante la etapa transitoria.

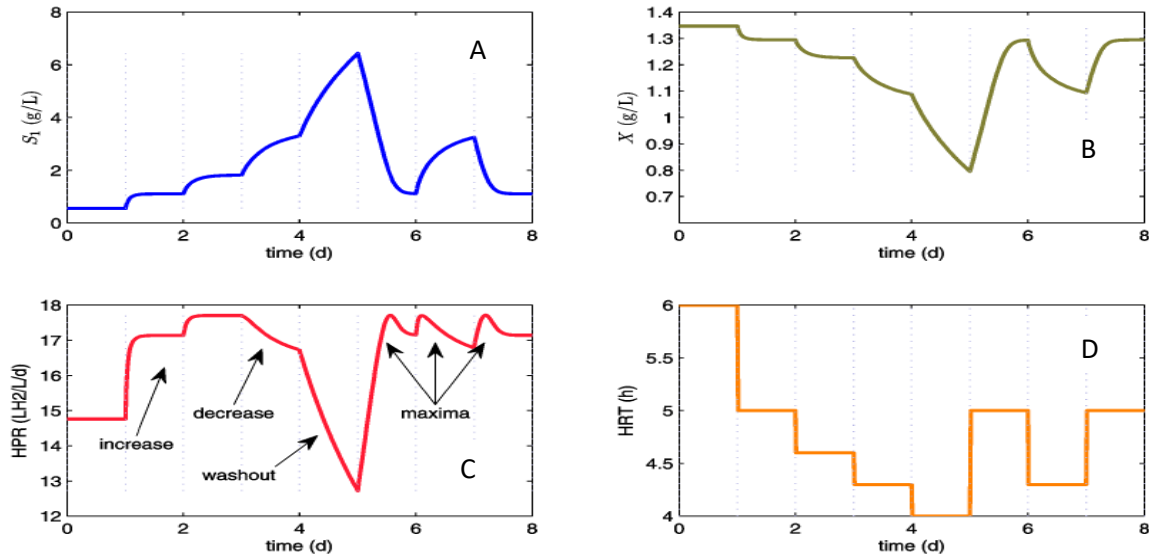


Figura 5 Simulación con concentración de sustrato constante 15 g/l. Variando el TRH

Justamente el objetivo de esta estrategia de control es encontrar máximos en la producción de hidrógeno intercalando entre un TRH bajo y un TRH alto. Es muy importante seleccionar los valores de TRH adecuados, es decir, elegir un TRH bajo que no amenace al reactor con un lavado y un TRH alto adecuado para que no exista una inhibición de las bacterias por falta de sustrato.

A simple vista la detección de máximos resulta ser muy complicado debido a que en algunas ocasiones un máximo puede ser confundido por un máximo local, sin embargo, la estrategia de control propone parámetros que toman la decisión en línea para saber cuándo se ha encontrado un máximo y es momento de realizar un cambio de estado.

En este trabajo se pretende implementar una estrategia de control automático (Vargas, 2014) para biorreactores que buscan la maximización de una variable de interés a partir de tan solo la medición de esta variable, con conocimiento parcial del modelo matemático. Particularmente, se ha demostrado teóricamente (a partir de un análisis matemático usando un modelo) que es posible maximizar la productividad de H₂ en un fermentador oscuro manipulando tan solo la tasa de dilución y midiendo el flujo volumétrico y la composición del biogás de salida. Ahora el reto consiste en llevar a cabo la implementación práctica de este controlador para demostrar experimentalmente su factibilidad.

3. Objetivos e Hipótesis

Diseñar e implementar una estrategia de control retroalimentado de dos niveles para maximizar la producción de hidrógeno en un biorreactor operado en régimen continuo

3.1 *Objetivos particulares*

- Encontrar estadística y cualitativamente la condición de operación óptima para maximizar la producción de hidrógeno, tanto en un modelo matemático, como experimentalmente.
- Calibrar los parámetros del controlador en el modelo matemático para maximizar la producción de hidrógeno.
- Encontrar eventos y patrones en la señal experimental de la productividad de hidrógeno para establecer una estrategia de operación adecuada.
- Proponer mejoras en la estrategia de operación y control originales para ser implementados experimentalmente.

3.2 *Hipótesis*

- Realizar cambios entre dos valores de TRH por arriba y por debajo del TRH óptimo maximizará temporalmente la productividad de hidrógeno.
- La señal de hidrógeno descrita en el modelo matemático describe la realidad del proceso experimentalmente.
- Con la correcta calibración de los parámetros del controlador de dos niveles, se detectarán eventos de interés en la señal de hidrógeno (máximos y mínimos).

4. Metodología

En esta sección se describirán de forma detallada los diferentes experimentos para la implementación del controlador de dos niveles en un reactor de fermentación oscura productor de hidrógeno. Las primeras dos partes de la metodología describen el sistema de estudio (reactor CSTR) y el funcionamiento del controlador de dos niveles. La tercera parte de la metodología habla de la justificación del uso de cuatro condiciones de operación a probar tanto en simulaciones como en la etapa experimental. Finalmente, los últimos dos puntos de la metodología hablarán de la implementación del controlador de dos niveles aplicado en simulaciones utilizando el modelo de Aceves-Lara et al. (2010) y las propuestas de mejora en la estrategia de operación y control originales con base a lo observado en la etapa experimental y en las simulaciones.

4.1 Descripción del sistema

El sistema a estudiar es un reactor agitado en modo continuo (CSTR) de 1.25 l con un volumen útil de 0.9 l, equipado con un controlador EZ-Control (Applikon Biotechnology). El controlador EZ-Control es un tablero de control donde se regula la velocidad de agitación en el interior del reactor (100 rpm), la temperatura ($35^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$) y el pH (5.5). Para mantener el pH sobre este valor se utilizarán soluciones de NaOH 3M y HCL 2M en caso que el reactor se acidifique o aumente su alcalinidad, respectivamente. Se establecerá una estrategia ON/OFF en el controlador de nivel del reactor para mantener constante el volumen. El caudal de alimentación es suministrado por una bomba peristáltica (Masterflex). Para el desarrollo experimental, se utiliza glucosa como sustrato manteniendo constante la concentración (20 g/l).

En el modelo matemático de reactor (etapa de simulaciones), se tomaron las mismas bases de diseño con respecto al esquema experimental real.

Sistema en línea de adquisición de datos

El flujo de hidrógeno es medido a la salida del reactor usando un medidor de flujo Ritter con un volumen de 18.5 ml. La composición de hidrógeno se determina con un analizador en línea HY-OPTIMA 102 modelo 700 (H2scan). Para conectar el sensor de hidrógeno, el medidor de flujo Ritter y la bomba de alimentación a la computadora se utiliza un dispositivo DAQ modelo NI USB-6008 (National Instruments), conectado a un puerto USB de una computadora personal. El controlador automático del proceso está desarrollado en LabVIEW (National Instruments).

En la figura 6, se muestra un diagrama del montaje experimental del reactor a utilizar.

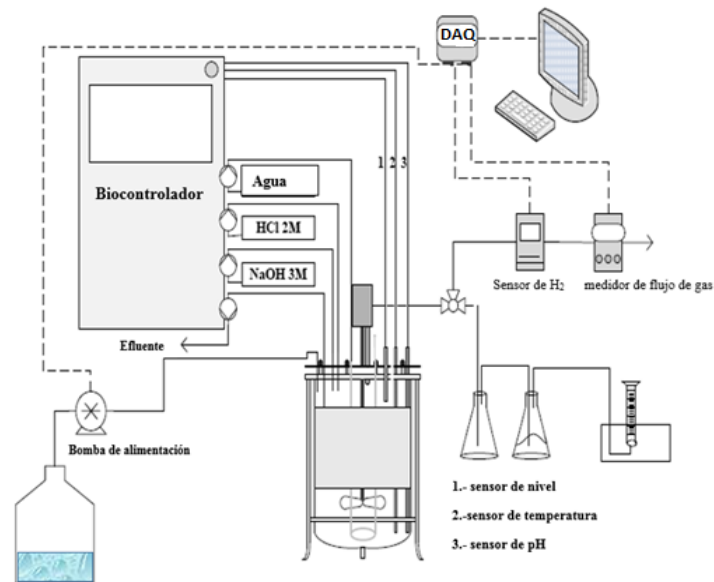


Figura 6 Montaje experimental del reactor de fermentación oscura productor de H₂

4.2 Descripción del controlador de dos niveles

Como se ha mencionado en secciones anteriores, el controlador considera una señal de medición de salida $y(t)$ –flujo de hidrógeno– que varía con respecto al tiempo. La figura 7 es un gráfico que muestra todos los parámetros del controlador.

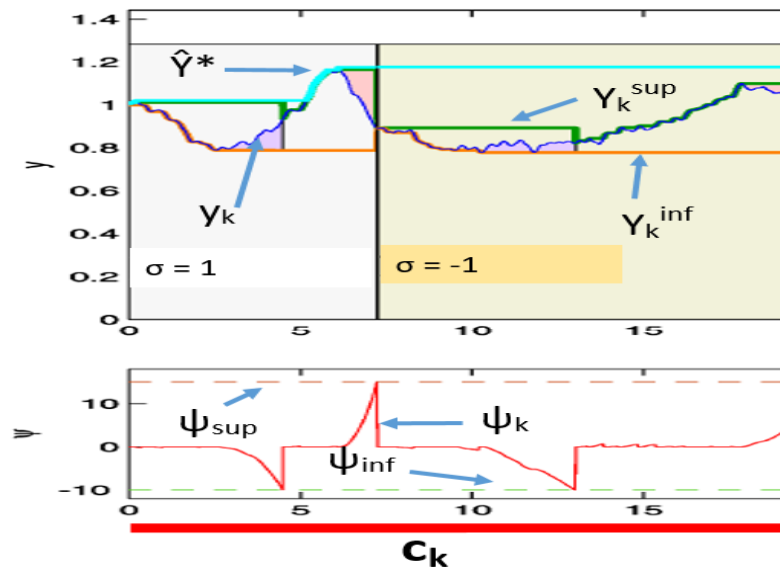


Figura 7. Parámetros del controlador

El algoritmo considera mediciones de la señal $y(t)$ [flujo de hidrógeno]. A continuación se explica la función de cada parámetro del algoritmo de control.

- 1) y_k : Es la medición de la señal $y(t)$ al tiempo $t = kT_s$. Es la señal de la producción de hidrógeno.
- 2) σ_k : Es una señal que está definida por dos valores: -1 y 1. Representa la detección del evento. Esta señal cambia cuando se detecte un nuevo evento.
- 3) \hat{Y}_k^* : Realiza una estimación del máximo global y^* ; esta estimación se basa en la detección del último máximo registrado. Es decir, esta medición jamás se establecerá en un valor, al contrario está en función del tiempo.
- 4) y_k^{sup} : Mantiene el seguimiento del último máximo de la señal de salida y_k (señal de hidrógeno). $y_k^{sup} = \max(y_{k-1}^{sup}, y_k)$ es un máximo que está en función de la señal de hidrógeno que se está midiendo en el momento y del último máximo registrado.
- 5) y_k^{inf} : Mantiene el seguimiento de último mínimo de la señal de salida y_k . y_k^{inf} está representada con la siguiente expresión: $y_k^{inf} = \min(y_{k-1}^{inf}, y_k)$. Básicamente, es el mismo principio que y_k^{sup} .
- 6) ψ_k : Sirve para detectar el mínimo local y el máximo local. Dependiendo de la fase en la que se encuentra el controlador, denotada por v_k , ψ_k se definirá de manera diferente. El valor de ψ_k está en función del tiempo. Esto indica que ψ , determinará cuanto tiempo se tardará σ en realizar su cambio de régimen.

- Cuando $v_k = F$, $\psi \approx \int (y^{inf} - y) dt$, (ψ_k tomará valores negativos)
- Cuando $v_k = T$, $\psi \approx \int (y^{sup} - y) dt$ (ψ_k tomará valores positivos)

7) C_k : Mantiene un seguimiento del tiempo desde la detección del último evento.

De las variables mencionadas, las variables fundamentales para la comprensión del controlador son: y_k^{sup} , y_k^{inf} y ψ_k . El "evento" es detectado después de haber llegado a un máximo. El error en el máximo está definido por $e_k = y_k^{sup} - y_k$, físicamente es la diferencia entre la diferencia de la señal de seguimiento del último máximo y la medición actual. Este error sólo es positivo. Este error se irá acumulando debido a que el error es una integral. Se sabrá que se ha llegado a un máximo cuando ψ_k alcance el valor de ψ_k^{sup} , parámetro establecido por el usuario.

Por otro lado, cuando y_k decrece, el error por $e_k = y_k^{inf} - y_k$, disminuye y este error negativo se acumula debido a que el error está definida por una integral. Cuando ψ_k alcance el valor de ψ_k^{inf} - establecido por el usuario-, se determinará que se habrá llegado a un mínimo.

T_{min} y T_{max} son los tiempos mínimo ó máximo en el cual σ_k puede permanecer en un valor. Es decir, σ_k no se va a reiniciar si no ha pasado un T_{min} , y cambiará siempre que se pase el límite de tiempo establecido por T_{max} .

Si el controlador opera adecuadamente, esta señal de salida eventualmente alcanzará un máximo, expresado como y^* . Sin embargo, después de alcanzar el máximo, eventualmente empezará a decrecer. El propósito de este controlador es detectar el evento cuando $y(t) = y^*$ (máxima producción de hidrógeno en la salida del reactor), solo considerando la misma medición de salida $y(t)$.

4.3 Condición de operación óptima

Como se ha mencionado anteriormente, se utilizó el modelo de un CSTR productor de hidrógeno desarrollado por Aceves-Lara et al. (2010). Es muy importante seleccionar los valores de TRH adecuados, que pasen por el TRH óptimo. El TRH óptimo es desconocido para el operador y va a ser diferente dependiendo de la condición de operación (cambio de concentración y composición de sustrato a lo largo del tiempo). La detección de máximos resulta ser muy complicada debido a que en algunas ocasiones un máximo puede ser confundido por un máximo local o ruido en la señal. Sin embargo, la estrategia de control trata de minimizar estos errores en la toma de decisiones calibrando los parámetros mencionados en la sección anterior.

En la primera etapa, se simuló el modelo y la estrategia de control en el programa Matlab. Se evaluaron 4 condiciones de operación para el reactor. Cada condición tiene un par de TRH, uno alto y uno bajo. En la tabla 2 se presentan las condiciones de operación a evaluar.

Tabla 2 Condiciones de operación principales

Condición	Concentración (g/l)	TRH bajo (h)	TRH alto (h)
I	20	3.5	6
II	20	3.5	8
III	20	3	5
IV	30	5	7

El objetivo de elegir estos pares de TRH (condiciones de operación) fue evaluar el comportamiento del reactor en condiciones extremas (TRH muy pequeños y muy grandes) y condiciones que de acuerdo a la literatura tienen alta productividad de hidrógeno (Ramírez-Morales et al. 2015; Zhang 2014).

La concentración y la composición de sustrato durante la primera etapa de simulaciones en Matlab se mantuvieron constantes; en este caso, el sustrato fue glucosa con una concentración de 20 g/l. Una vez teniendo las cuatro condiciones de operación, se realizó un análisis de varianza y una prueba cualitativa (observando patrones en la señal de productividad) para comprobar qué pareja de TRH maximiza la producción de hidrógeno pero también mantiene estable el reactor. En la segunda etapa de simulación se utilizaron las mismas condiciones de operación, pero se cambió la concentración de sustrato (glucosa) durante cada día, variando las concentraciones entre 10 a 30 g/l, esto con el fin de comprobar qué condición de operación resulta ser más robusta ante esta perturbación de concentración de entrada. Se simuló un tiempo de operación del reactor de 7 días.

Para la etapa del reactor experimental, el objetivo principal fue validar la hipótesis de la existencia de máximos en la producción de hidrógeno durante las etapas transitorias, es decir, durante los choques de carga orgánica, además de realizar una comparación entre la señal de hidrógeno experimental con respecto a la del modelo de Aceves-Lara et al. (2010). Una vez validada la hipótesis, se propusieron posibles cambios en la estrategia de control original. En la etapa experimental, se utilizaron las mismas condiciones de operación probadas en el modelo matemático en simulación. Para esta etapa, se mantuvo constante la concentración de sustrato (20 g/l) durante todas las pruebas. No se realizaron experimentos cambiando la concentración de sustrato. La duración de cada condición de operación fue de alrededor de 15 días.

En la siguiente etapa experimental, se probaron diferentes tiempos de residencia hidráulica (TRH) con el fin de comprobar la existencia de patrones en la señal de hidrógeno después de realizar choques de carga orgánica no definidos, es decir, sin repetitividad entre los TRH bajos y TRH altos. Estas condiciones solamente fueron utilizadas en la etapa experimental. En la tabla 3 se muestran los diferentes TRH probados durante esta etapa.

Tabla 3 TRH sin repetividad

TRH (h)	Concentración (g/l)	Duración de TRH (h)
5	20	23
3	20	23.6
8	20	73.1
4	20	16.5
6	20	30.2

4.4 Controlador de dos niveles aplicado al el modelo de biohidrógeno

El algoritmo original del controlador de dos niveles se implementó en el modelo de Aceves-Lara et al. (2010). Se determinó la mejor combinación de los parámetros del controlador (T_{min} , T_{max} , ψ_{sup} , ψ_{inf}) y se demostró la robustez de los parámetros del controlador cuando se ha implementado en un sistema biológico. Se partió de parámetros base o por “default” del controlador y a partir de ellos se realizaron diferentes combinaciones aleatorias, debido a que no existe una metodología en trabajos anteriores acerca de la calibración de estos parámetros. Finalmente, para establecer los valores óptimos de los parámetros del controlador se realizó una ANOVA de una sola variable para comprobar si existe una diferencia significativa entre las diferentes combinaciones de parámetros del controlador. En esta etapa de la experimentación se utilizó la mejor condición de operación de parámetros hidráulicos encontrado en los puntos anteriores.

En la tabla 4 se muestran las diferentes condiciones de los parámetros del control a evaluar.

Tabla 4 Condiciones de operación en las simulaciones

Parámetros del controlador	I	II	III	IV	V	VI	VII
ψ_{sup}	1.5	3	1	1.5	1.5	1	3
ψ_{inf}	0.83	1.66	0.41	0.83	0.83	0.41	1.66
T_{max} (h)	18	18	18	36	9	9	36
T_{min} (h)	1	1	1	2	0.5	0.5	2

4.5 Planteamiento de mejoras en el controlador de dos niveles

Una vez que se obtuvo información de cómo se comporta la producción de hidrógeno tanto en el modelo como en la etapa experimental fue necesario analizar el controlador de dos niveles y de ser necesario replantearlo, tomando como base la estrategia de control original. En esta etapa se plantearon las posibles mejoras en la estrategia de operación como en la estrategia de control.

Se realizaron diagramas de flujo donde se plantearon las estrategias de control, además se realizó un análisis de cómo podría comportarse la estrategia ante algún evento que provoque alguna perturbación en el sistema.

5. Resultados

En la primera sección de los resultados se utiliza el modelo desarrollado por Aceves-Lara et al. (2006) para determinar la mejor condición de operación, tomando como base cuatro condiciones propuestas. Se determinó qué condición de operación fue la más estable y cuál maximiza el flujo de hidrógeno. Primero se probó manteniendo constante la concentración de sustrato y después variándola durante cada día. Posteriormente se estudió el efecto de los parámetros del controlador en la producción de hidrógeno. Para la sección 5.2 se buscaron patrones en la señal experimental real del reactor productor de hidrógeno, considerando las condiciones de operación propuestas en la etapa de simulación. En la sección 5.3 se comprobó el comportamiento de la señal de hidrógeno durante los choques de carga orgánica utilizando diferentes TRH. Esto ayuda a definir la estrategia de operación a seguir en el reactor. Finalmente, en la sección 5.4 se replantea el controlador de dos niveles original.

5.1 El simulador numérico de Matlab

El simulador utilizado en Matlab relaciona el modelo de Aceves-Lara et al., 2010 con el algoritmo de control desarrollado por Vargas (2015). En el simulador se pueden modificar diferentes variables de entrada como la concentración de sustrato, concentración de biomasa dentro del reactor, concentración de ácidos grasos volátiles, coeficientes de transferencia de masa, etc. Por lo general, los valores que el usuario modifica son los parámetros del controlador (T_{min} , T_{max} , ψ_{suor} , ψ_{inf}) y los parámetros hidráulicos (TRH alto y TRH bajo).

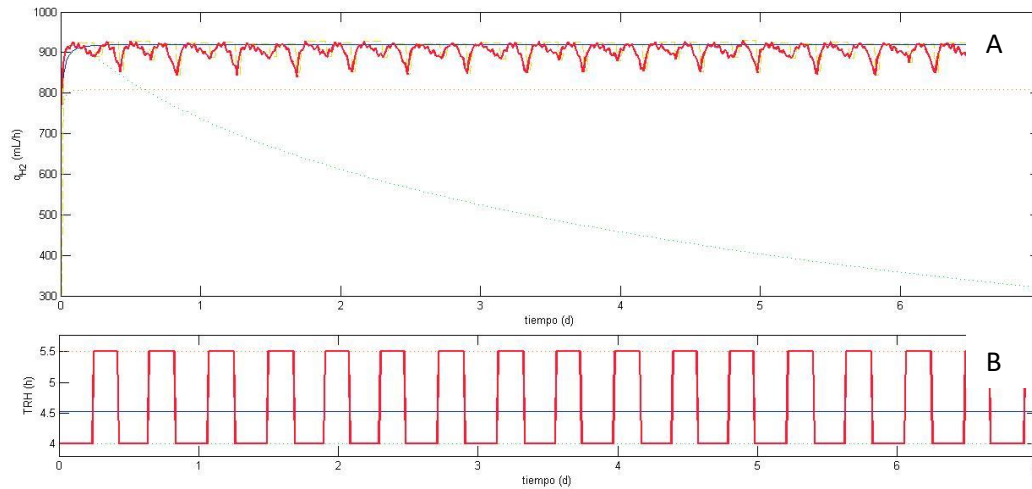


Figura 8 Resultados de la simulación numérica

La figura 8 muestra un ejemplo de los resultados que proporciona el simulador numérico al operar con un TRH bajo de 4 y un TRH alto de 5.5. La gráfica A corresponde al flujo de hidrógeno, mientras que la B corresponde a los cambios de TRH realizados durante la simulación del proceso. Nótese que al ser la concentración de entrada constante, el sistema alcanza un equilibrio cuasi estacionario alternando entre un TRH alto y uno bajo.

Recordando la figura 4 que describe la producción de H_2 en estado estacionario. Esta también podría servir para operar el reactor. Si se conociera la concentración de sustrato en el influente en cada momento del tiempo, podría fijarse el TRH adecuado que maximizaría la producción de H_2 si esta concentración se mantuviera constante. Por lo tanto, se podría decir que existe una función $TRH_{opt}(S_{1in})$ que relaciona el TRH óptimo con la concentración de glucosa en la entrada y que maximiza la producción de H_2 . Si fuera posible conocer en todo momento esta concentración y esta función también se conociera, se podría implementar un controlador que la usara para establecer el TRH ideal. La línea azul es el resultado de una simulación usando este controlador ficticio, y puede usarse como referencia para verificar la operación del controlador de dos niveles propuesto.

5.2 Controlador de dos niveles aplicando el modelo de producción de biohidrógeno

Durante esta etapa, se determinó usando método estadístico qué condición de operación es la óptima para la operación del reactor, primero manteniendo la concentración constante y después variando la concentración de sustrato cada día. Para ambos casos, la condición de operación óptima fue la que tiene un TRH bajo de 3.5 horas y un TRH alto de 6 horas. Para comprobar lo visto estadísticamente, se determinó de forma cualitativa cuánto tiempo tarda cada evento en ocurrir para las 4 condiciones de operación. La condición de 3.5 horas y 6 horas volvió a ser la condición de operación óptima para operar el reactor tanto a concentración constante como variable. Para encontrar qué parámetros de control son los adecuados para este proceso, se determinó estadísticamente y se comprobó la robustez de los parámetros del controlador variando la concentración del sustrato.

5.2.1 Detección del TRH óptimo con concentración constante aplicada en el modelo

En esta primera etapa se utilizó el modelo de Aceves-Lara et al. (2010); este modelo considera que el sustrato se va a degradar por completo en los demás subproductos, y la producción de éstos solo depende de la tasa de degradación del único sustrato. Estas suposiciones no reflejan lo que ocurre en la realidad, pero utilizar un modelo matemático de un sistema resulta ser una aproximación acertada al estudio de un proceso biológico, previo a la operación experimental del mismo. Para determinar la mejor condición de operación (compuesta por un TRH alto y un TRH bajo), se simuló con cada condición de operación para determinar qué condición de operación da una mayor productividad, así como una mayor estabilidad en el sistema, primero sin variar la concentración de sustrato, manteniendo una concentración de 20 g/l durante los 7 días de simulación. Se decidió mantener valores por debajo de 45 g/l de glucosa debido a que, de acuerdo a Eker et al. (2016), un exceso de glucosa (> 45 g/l) provoca inhibición por sustrato. Sin embargo, el modelo planteado propone que la tasa de crecimiento de los microorganismos sigue una cinética tipo Monod, lo cual no considera la inhibición por sustrato. Cuando se realizaron simulaciones por arriba de 45 g/l la producción relativa es mayor al 100%, es decir, se tiene una conversión total de la glucosa a hidrógeno, lo cual es poco probable.

Debido a que la simulación fue hecha para proporcionar un dato cada 5 minutos, para realizar el análisis estadístico se realizó un promedio de la productividad por día. En la figura 9 se muestra el promedio de productividad de las cuatro condiciones de operación durante el tiempo de simulación.

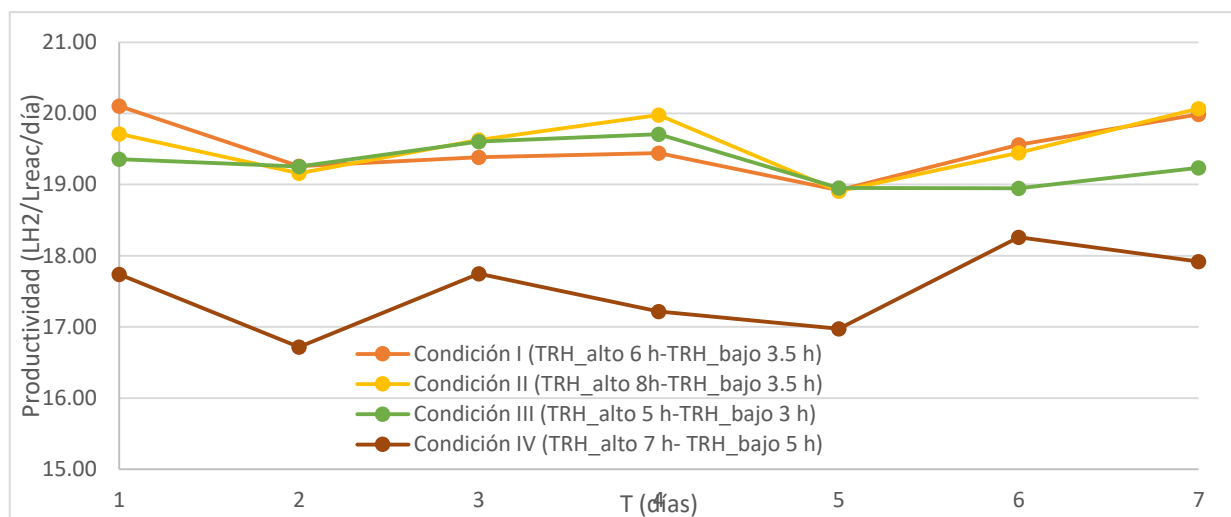


Figura 9 Productividad promedio de las condiciones de operación

Durante gran parte de la operación del reactor, la condición I fue la condición que mantuvo una productividad con poca variación a lo largo del tiempo. En los primeros cuatro días, las condiciones de operación I, II y III mantuvieron un promedio de $19 \text{ LH}_2/\text{L}_{\text{reac}}/\text{día}$ aproximadamente. La condición IV durante toda la simulación tuvo la productividad más baja. Para el día 2 y 5 se tiene una disminución de la productividad en todas las condiciones de operación. Sin embargo, cada condición de operación tiene una respuesta diferente. Por ejemplo, la condición IV tiene una menor productividad, además de tener una recuperación más lenta con respecto a las demás condiciones. La baja de productividad y un tiempo de recuperación prolongado confirma que la pareja de TRH que se utilizó en la condición IV, no se encuentra en el rango del TRH óptimo en donde se la producción de hidrógeno se maximiza.

En el caso de la condición III (TRH bajo 3 horas y TRH alto 5 horas) la mayor parte de la simulación mantiene una tendencia estable, incluso en el día cuatro se mantiene una mayor productividad que la condición I; para el día 5 disminuye la productividad, pero ya no recupera la productividad con la que iba operando los primeros días. Estar operando con dos TRH relativamente bajos y con una diferencia pequeña entre ambos TRH provoca que se mantenga una productividad promedio, pero se ve afectado por perturbaciones fácilmente. Weedermann et al. (2015) sugieren la

existencia de diferentes puntos de equilibrio en un sistema, ambos estables, siendo uno de ellos no deseado. Para la condición de operación III, durante el día 5 es muy probable que las trayectorias hacia los puntos de equilibrio cambiaron y beneficiaron al punto de equilibrio “no deseado”, logrando así que no se alcanzara la productividad promedio que se había logrado en días anteriores.

Las condiciones I y II mantienen una mejor estabilidad, además de maximizar la productividad de hidrógeno. La condición de operación II es la que alcanza una mayor productividad de hidrógeno, pero no es la más estable, siendo la condición I la que alcanza una mayor estabilidad durante la operación. Estas condiciones de operación logran maximizar la producción de hidrógeno debido a que los TRH utilizados se encuentran dentro del rango del TRH óptimo. En la tabla 5 se muestran las productividades promedio para cada condición de operación durante los 7 días, así como su respectiva desviación estándar.

Tabla 5 Media y desviación estándar de las productividades

T (días)	Media HPR ($L_{H_2}/L_{react}/dia$)			
	Condición I	Condición II	Condición III	Condición IV
1	20.10±0.49	19.71±0.95	19.35±0.62	17.74±1.86
2	19.26±0.42	19.16±0.83	19.25±0.59	16.72±2.21
3	19.38±0.40	19.63±1.06	19.60±0.75	17.75±1.79
4	19.44±0.42	19.98±0.90	19.71±0.63	17.22±1.98
5	18.92±0.40	18.91±0.89	18.95±0.56	16.97±1.85
6	19.56±0.51	19.45±1.07	18.95±0.68	18.26±1.54
7	19.99±0.42	20.07±0.89	19.24±0.54	17.92±2.00

La desviación estándar en este sistema es una medida para determinar qué tan estable es el proceso; entre menor sea la desviación estándar, mayor es la estabilidad del sistema. Cambios en la población de biomasa, o un incremento o decremento de compuestos secundarios de la fermentación oscura (concentración de ácidos grasos), son factores que pueden afectar la productividad de hidrógeno y con ello la desviación estándar en un periodo determinado de tiempo. De acuerdo a la media y a la desviación estándar, la condición I (TRH alto 6 horas y TRH bajo 3.5 horas) es la más apropiada para la operación del reactor. No es la condición que produce

más hidrógeno, pero es la condición que tiene la desviación estándar más pequeña con respecto a las demás condiciones de operación. Esto comprueba lo demostrado en el trabajo de Zhang (2014), donde se determinó que al operar un reactor productor de hidrógeno entre 3.5 h y 6 h se alcanza la máxima productividad de hidrógeno. La condición de operación II es la condición que produce más hidrógeno pero presenta inestabilidad en la señal de hidrógeno; sus desviaciones estándar son muy similares la condición III. La condición IV es la condición que presenta una mayor inestabilidad en el proceso, además de que no se logra maximizar la productividad de hidrógeno.

Se realizó la prueba estadística de ANOVA de un factor tomando como hipótesis nula que no existe diferencia significativa entre el promedio de productividades de las cuatro condiciones de operación y como hipótesis alternativa que en al menos una condición de operación si existe una diferencia significativa entre el promedio de las productividades. El resultado de esta prueba rechazó la hipótesis nula y aceptó la hipótesis alternativa. El resultado es lógico si se considera la productividad y la desviación estándar. En ellas se aprecia claramente que la condición IV es la condición que tiene una menor productividad de hidrógeno, aunque desde el punto de vista operacional es viable operar con esta estrategia de operación ya que no existió un riesgo de lavado en el reactor. De las condiciones de operación que tienen similitud entre sí (I, II y III), una forma de determinar qué condición de operación es mejor es a partir de su media y desviación estándar, siendo la condición I (TRH bajo 3.5 h y TRH alto 6 h), la que cumplió los dos requisitos: 1) maximizar la productividad de hidrógeno 2) mantener durante la operación del reactor cierta estabilidad, cosa que no ocurre con la condición II y III, las cuales tardan más en estabilizarse después de una perturbación.

5.2.2 Detección del TRH óptimo con concentración variable aplicada en el modelo

El objetivo de esta segunda etapa fue volver a encontrar la condición de operación óptima entre las cuatro condiciones propuestas, pero durante cada día se cambió la concentración de sustrato, iniciando con una concentración de glucosa de 20 g/l en el día 1, hasta alcanzar una concentración de 30 g/l. Como en la etapa anterior, se realizó un promedio de la productividad por día, para verificar el comportamiento a lo largo de los 7 días en las cuatro condiciones. En la figura 10, se muestra el promedio de productividad de las cuatro condiciones de operación con cambios en la concentración de sustrato durante el tiempo de simulación.

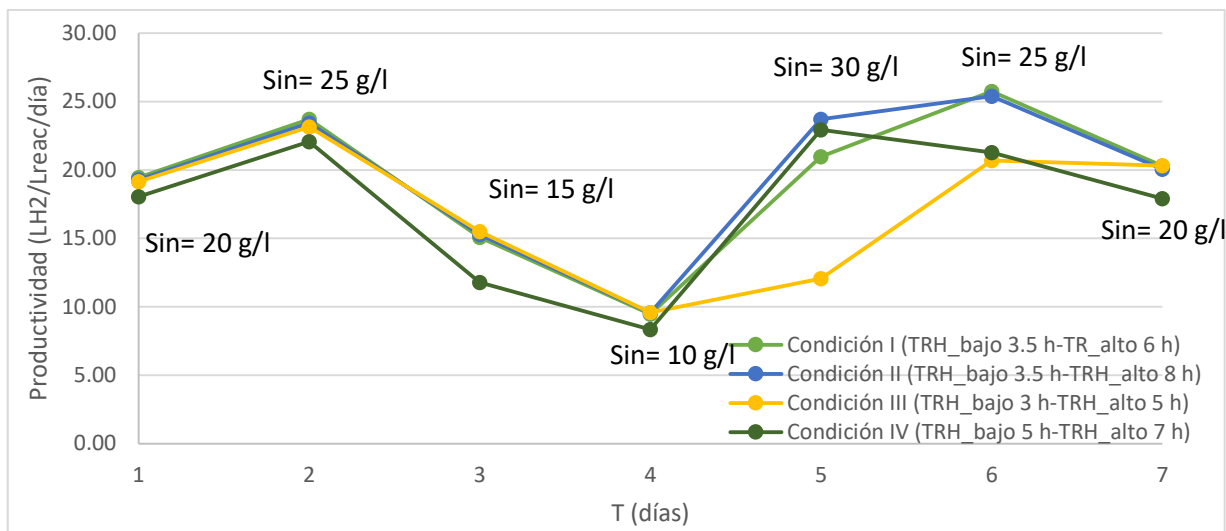


Figura 10 Productividad promedio de las condiciones de operación

En la figura 10 se aprecia que cada punto es el promedio de un día de operación a diferente concentración de glucosa. La productividad promedio entre la condición I, II y III fue similar durante los primeros 4 días de operación; durante estos días resulta complicado seleccionar qué condición de operación es la óptima para una mayor producción de hidrógeno. Las productividades son similares porque los puntos de operación óptimos para concentraciones menores a 20 g/l se encuentran dentro del rango de los TRH seleccionados en las condiciones I, II y III. Esto no ocurre para la condición IV; TRH grandes (mayores a 5 h) con concentraciones bajas de sustrato no maximizan la productividad de hidrógeno; esto se debe a que la producción de hidrógeno es proporcional a la carga orgánica de sustrato. Altas cargas orgánicas durante cortos periodos de tiempo propician la formación de ácidos grasos como el acético y butírico (Arooj et al. 2008).

Como se aprecia en la figura 10, durante el día 4 se alimenta con la menor concentración de sustrato y al día siguiente (día 5) se incrementa el sustrato a la máxima concentración. Durante esta etapa de perturbación, la condición I, II y IV son las que logran recuperarse de este choque de carga orgánica, mientras que la condición III no recupera la productividad de días anteriores; esto se debe a que la condición III tiene TRH "bajos" y al recibir cargas orgánicas altas favorece que las trayectorias del sistema no lleguen al punto de equilibrio deseado, contrario a esto, esta condición de operación beneficia a algún posible segundo punto de equilibrio, en el cual la productividad de hidrógeno será menor. Para la condición IV, cargas orgánicas altas favorecen la productividad de hidrógeno. Cambiar la concentración de sustrato hace que el punto de operación óptimo donde

se maximiza la productividad cambie; en este caso resulta ser beneficioso para la condición IV debido a que el punto de operación óptimo se encuentra entre los dos TRH de la condición IV.

Para el día 6 se disminuyó nuevamente el sustrato. En este caso, la condición II vuelve a incrementar su productividad pero tiene una pendiente menor con respecto a la condición I; el incremento de la productividad resulta ser un buen indicio de una recuperación del reactor, incluso alcanza productividades mayores con respecto al día 2 cuando se estaba alimentando con la misma concentración. Como es de esperarse, la condición IV disminuye su productividad debido a que la pareja de TRH que utiliza esta condición de operación no se encuentra dentro del rango de TRH óptimo para concentraciones menores de 30 g/l.

Finalmente, para el último día, cuando se vuelve a disminuir la concentración de sustrato, la productividad de las condiciones I y II disminuye con una pendiente similar, pero en el caso de la condición IV la caída es mayor. La disminución de la productividad se relaciona con la disminución de sustrato y biomasa en el interior del reactor. En el caso de la condición III, la productividad se mantiene estable con respecto al día anterior.

A pesar que existen diferencias entre las condiciones de operación, cuando se regresa al punto de operación original, todas las condiciones tienden a regresar a su estado estable original; demostrando de forma cualitativa que las condiciones de operación seleccionadas no tienen regiones de inestabilidad. Esto se debe principalmente a que el modelo seleccionado es muy limitado a lo que ocurre en el interior del reactor. En la tabla 6 se muestran las productividades promedio para cada condición de operación durante los 7 días, así como su respectiva desviación estándar.

Para este procedimiento también se utilizó un método estadístico (análisis de varianza unifactorial) para determinar si existe alguna diferencia significativa entre las cuatro condiciones de operación y así sea posible seleccionar el que resulta mejor para utilizar en el reactor biológico. Después de realizar la prueba ANOVA se determinó que no existe ninguna diferencia significativa entre los tratamientos. Como en la experimentación anterior, es posible utilizar todos los tratamientos para operar el reactor sin riesgo de sufrir un lavado. Sin embargo, es posible determinar qué condición resultó ser mejor con respecto a las demás si se revisan las desviaciones estándar, ya que al tener una desviación menor, existe una mayor estabilidad en el proceso; esto quiere decir que el proceso se ve menos afectado por alguna perturbación externa (cambio de concentración de sustrato). En este análisis la condición I resultó ser la mejor durante gran parte

de la operación y será la condición de operación que tendrá un mayor rendimiento y producción de hidrógeno.

Tabla 6 Media y desviación estándar de las productividades, cambiando la concentración inicial

S_{in} (g/l)	T (días)	Media HPR (LH₂/L_{reac}/día)			
		Condición I	Condición II	Condición III	Condición IV
20	1	19.46±0.38	19.29±0.80	19.14±0.68	18.04±1.62
25	2	23.71±1.75	23.43±1.88	23.16±1.71	22.08±2.29
15	3	15.08±1.77	15.30±2.62	15.49±2.48	11.78±1.91
10	4	9.46±1.11	9.56±1.33	9.57±1.41	8.34±1.07
30	5	20.98±6.73	23.70±6.22	12.06±1.95	22.93±5.82
25	6	25.75±1.37	25.39±2.10	20.69±2.62	21.28±3.03
20	7	20.30±1.25	20.06±1.67	20.32±1.51	17.91±1.87

5.2.3 Determinación cualitativa de eventos en la señal para encontrar la condición de operación óptima a concentración constante

Otra forma para determinar qué condición de operación es más conveniente es verificando de forma cualitativa cuánto tiempo tardan las condiciones de operación en alcanzar un máximo o recuperarse después de una perturbación. Para la primera prueba donde se mantiene constante la concentración de sustrato, el comportamiento de la señal de hidrógeno es prácticamente igual en todas las condiciones de operación, teniendo la forma de una señal oscilatoria, como se muestra en la figura 11.

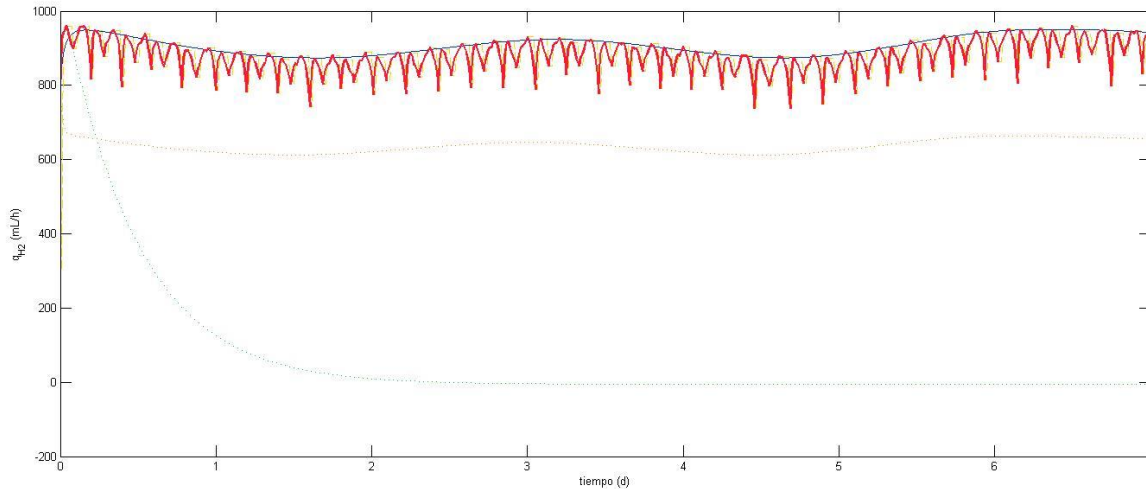


Figura 11 Comportamiento de la señal de hidrógeno en la condición de operación IV

La línea color rojo indica la producción de hidrógeno variando el TRH con la estrategia de control de dos niveles; esta señal, al igual que la línea azul (producción ideal de hidrógeno), mantiene una tendencia, debido a que la concentración de glucosa se mantuvo constante durante toda la etapa de experimentación. Los apenas perceptibles valles y picos en la tendencia de ambas señales se deben a un ΔS_{in} de 1.5 g/l de glucosa que se programó en el simulador; al agregar esta variable se supone que el mezclado de sustrato que entra al sistema no es perfecto y tiene incrementos o decrementos de acuerdo a ese delta.

Como la señal tiene la misma tendencia en las cuatro condiciones de operación, se analizó una muestra de los eventos ocurridos en una etapa la simulación (día 1-1.4). La tabla 7 muestra los eventos más representativos que ocurrieron en las cuatro condiciones de operación. La condición I, II y IV tuvieron comportamientos similares, es decir, se pudieron detectar los mismos eventos durante estas tres condiciones; en cuanto a la condición III, presentó inestabilidad y diferentes eventos con respecto a las demás condiciones de operación.

Tabla 7 Eventos registrados para cada condición de operación

Condición de operación	Duración del evento	Productividad promedio ($L_{H_2}/L_{reac}/día$)	TRH (h)	Evento
Condición I	44 min	18.51	6	Tiempo de recuperación del reactor después del cambio de TRH bajo a alto
	2 h 15 min	19.57	3.5	Tiempo de operación estable con TRH alto hasta el cambio de TRH alto a TRH bajo
	29 min	18.77	3.5	Recuperación del reactor
	3 h	19.73	6	Tiempo de operación estable con TRH bajo hasta el cambio de TRH bajo a alto
	1 h	19.78	6	Máximo detectado
Condición II	14 min	16.47	8	Tiempo de recuperación del reactor después del cambio de TRH bajo a alto
	1 h 45 min	19.07	3.5	Tiempo de operación estable con TRH alto hasta el cambio de TRH alto a TRH bajo
	30 min	18.17	3.5	Recuperación del reactor
	2 h 16 min	18.80	8	Tiempo de operación estable con TRH bajo hasta el cambio de TRH bajo a alto
	45 min	19.26	8	Máximo detectado
Condición III	1 h 45 min	19.58	5	Tiempo de recuperación del reactor después del cambio de TRH bajo a alto
	3 h	19.95	3	Tiempo de operación estable con TRH alto hasta el cambio de TRH alto a TRH bajo
	1 h 45 min	17.98	5	Tiempo de operación estable con TRH bajo hasta el cambio de TRH bajo a alto
	5 h 15 min	19.86	5	Máximo detectado
Condición IV	30 min	17.60	7	Tiempo de recuperación del reactor después del cambio de TRH bajo a alto
	2 h 16 min	19.31	3	Tiempo de operación estable con TRH alto hasta el cambio de TRH alto a TRH bajo
	15 min	18.14	3	Recuperación del reactor
	3 h	19.24	7	Tiempo de operación estable con TRH bajo hasta el cambio de TRH bajo a alto
	1 h 30 min	19.92	7	Máximo detectado

Durante esta prueba, se analizó la etapa de recuperación del reactor después de haber cambiado de TRH bajo a TRH alto en todas las condiciones de operación. Se comprobó que la condición II es la que tiene una recuperación más rápida, sin embargo la productividad promedio es baja con respecto a las demás condiciones de operación. La condición I (TRH bajo 3.5 TRH alto 6 horas) se recuperó rápidamente, además que no se ve afectada la productividad durante ese periodo de transición.

Durante la etapa de estabilidad del sistema en TRH alto, la condición de operación III es la condición que más duró operando con TRH alto (5 horas); las demás condiciones de operación duraron aproximadamente 2 horas en un TRH alto.

Para la etapa del tiempo de recuperación del reactor o “adaptación” cuando se hace el cambio de TRH alto a bajo, el tiempo fue menor con respecto al tiempo de adaptación de TRH bajo a TRH alto; durante la operación de TRH alto, la concentración de biomasa tiende a disminuir. Por otro lado, disminuir el TRH (aumentar el flujo de alimentación de sustrato), provoca una mayor concentración de biomasa, logrando una adaptación más rápida al TRH bajo durante las primeras horas de operación. La condición IV (TRH bajo 5 horas y TRH alto 3 horas) tuvo un periodo de adaptación más corto con respecto a las demás condiciones.

Cuando el reactor operó con un TRH bajo, la condición de operación I duró más tiempo operando en este estado, además que su productividad resultó ser la más elevada con respecto a la condición II y IV. El operar más tiempo y producir más hidrógeno, indica que la combinación de TRH seleccionados para la condición I es la que le da más robustez al sistema a pesar de perturbaciones en la biomasa como es el cambio de flujo de alimentación de sustrato. La condición III mantiene una baja productividad con respecto a las demás condiciones. Como se ha visto anteriormente, utilizar valores de TRH demasiado bajos no propicia la maximización en la productividad de hidrógeno.

Se observó que para que exista una mayor producción de hidrógeno es necesario tener un TRH alto, suficientemente largo como para lograr que la biomasa logre degradar la mayor parte del sustrato acumulado y se evite un exceso de sustrato en el sistema, es decir, el tiempo suficiente para que el reactor se estabilice.

En este experimento se comprobó que la condición de operación I maximiza la productividad de hidrógeno, además de tener tiempos cortos de estabilización del reactor. La determinación de la

condición I como la mejor opción para operar el reactor coincide con lo predicho en las pruebas estadísticas.

5.2.4 Determinación cualitativa de eventos en la señal de hidrógeno para encontrar la condición de operación óptima a concentración variable

Para determinar qué condición de operación tiene una mejor respuesta en el sistema, se varió la concentración de sustrato cada día y se probó esta variación con las cuatro condiciones. Determinar cuánto dura cada evento de forma cualitativa ayuda a encontrar qué condición de operación resulta ser robusta ante una perturbación externa. Además ayuda a encontrar los tiempos en donde ocurren eventos de interés como máximos, mínimos, en la productividad de hidrógeno, además del tiempo de estabilización del reactor después de un choque de carga orgánica, entre otros. En la figura 12 se muestra cada condición de operación cambiando la concentración a lo largo del tiempo.

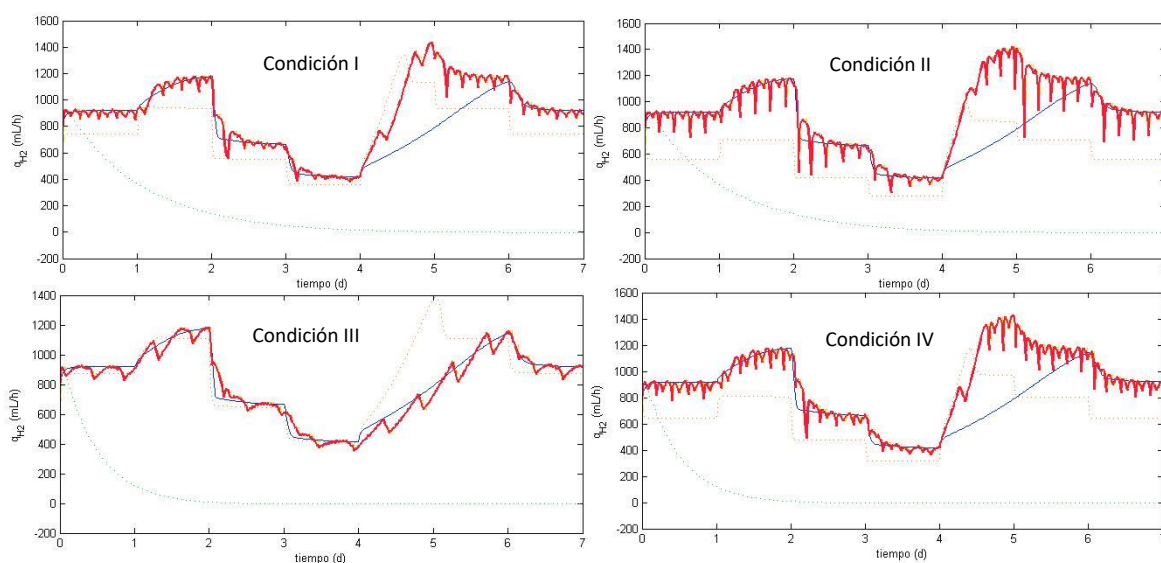


Figura 12 Comportamiento de la señal de hidrógeno para cada condición de operación cambiando la concentración inicial de glucosa

En este gráfico ocurre un fenómeno muy interesante. Recordemos que la línea color azul representa la producción de hidrógeno si se estuviera operando con el TRH óptimo instantáneo. Si esta productividad se compara con la productividad de hidrógeno donde se alterna de forma adecuada los TRH (línea roja), por momentos se obtiene un mayor flujo de hidrógeno con respecto al que se obtendría si se operara con el TRH óptimo instantáneo. Sin embargo, para la pareja de TRH en la condición de operación III no se genera una mayor productividad cuando se hace el cambio a la máxima concentración de 30 g/l. Esto comprueba lo discutido en secciones anteriores.

Cuando se opera con concentraciones altas de sustrato y TRH bajos, el reactor no logra el rendimiento esperado debido a que las trayectorias del sistema tienden hacia el punto de equilibrio no deseado.

Para comprobar lo predicho en la productividad de hidrógeno, se analizó el comportamiento de la biomasa expresada como sólidos suspendidos volátiles (SSV) y el consumo del sustrato para cada condición de operación cuando se varió la concentración de glucosa durante cada día. En la figura 13 se muestran la concentración de biomasa y el consumo de sustrato para cada condición de operación.

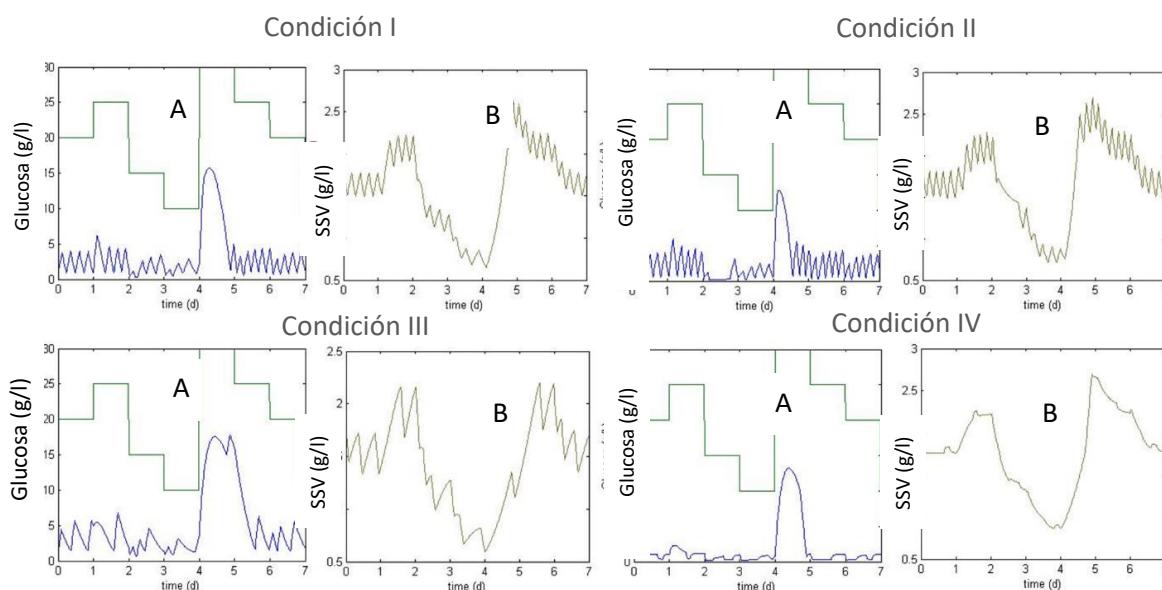


Figura 13 Comportamiento de la biomasa dentro del reactor y de la concentración de entrada y salida del sustrato. En los gráficos que tienen el inciso A, la línea escalonada representa la concentración de glucosa a la entrada del reactor. La línea que oscila representa la concentración de glucosa a la salida. Los gráficos B, representan el comportamiento de la biomasa

En la figura 13 se muestra el comportamiento de los SSV y la glucosa de entrada y salida cuando la concentración de sustrato es variable. Se aprecia que el consumo de glucosa es bueno en las 4 condiciones de operación, menos entre el día 4 a 5 debido a que el consumo disminuye en un 50%. En este caso la tasa de dilución por momentos es mayor a la tasa de crecimiento y este fenómeno se debe principalmente al aumento en la concentración de glucosa de entrada (30 g/l). El consumo de glucosa puede ser un indicador de cómo la biomasa se está comportando ante choques de carga orgánica. En los 4 casos, cuando ha disminuido el consumo de glucosa, el controlador toma la decisión correcta de mantener durante un periodo más largo un TRH bajo, evitando una

perturbación que pudo haber inducido a que las trayectorias del sistema llegaran a un punto de equilibrio no deseado (lavado del reactor).

5.2.5 Efecto de los parámetros del controlador de dos niveles aplicado en el modelo del biorreactor

Para realmente maximizar la productividad de hidrógeno es necesario calibrar los parámetros del controlador (T_{min} , T_{max} , ψ_{sup} , ψ_{inf}). La función de estos parámetros es que el control tome las decisiones acertadas cuando exista algún evento que pueda provocar una perturbación.

Como en la literatura no existe una referencia para sintonizar estos parámetros de control, fue necesario realizar diferentes simulaciones con diferentes valores hasta seleccionar 7 condiciones de operación y así encontrar estadísticamente qué combinación de los parámetros de control provocaron en la variable de respuesta (señal de hidrógeno) una mayor productividad, sin descuidar la estabilidad del sistema. En la tabla 8 se muestran las diferentes condiciones de los parámetros del control.

Tabla 8 Combinaciones de parámetros de control en las simulaciones

Parámetros del controlador	I	II	III	IV	V	VI	VII
Ψ_{sup}	36	72	24	36	36	24	72
Ψ_{inf}	20	40	10	20	20	10	40
T_{max} (h)	18	18	18	36	9	9	36
T_{min} (h)	1	1	1	2	0.5	0.5	2

Para probar los diferentes parámetros de control de la tabla 8, se utilizó la mejor condición de operación, que fue la I (TRH bajo 3.5 horas y TRH alto 6 horas). Se realizaron 7 días de simulación con una concentración inicial de sustrato de 20 g/l. Una vez realizada la simulación, se tomó el promedio de la productividad de cada día con su respectiva desviación estándar y finalmente se realizó un análisis de varianza de un factor para comprobar si existe alguna diferencia significativa entre las 7 combinaciones de parámetros. En la figura 14 se muestra la productividad promedio de hidrógeno utilizando cada combinación de parámetros.

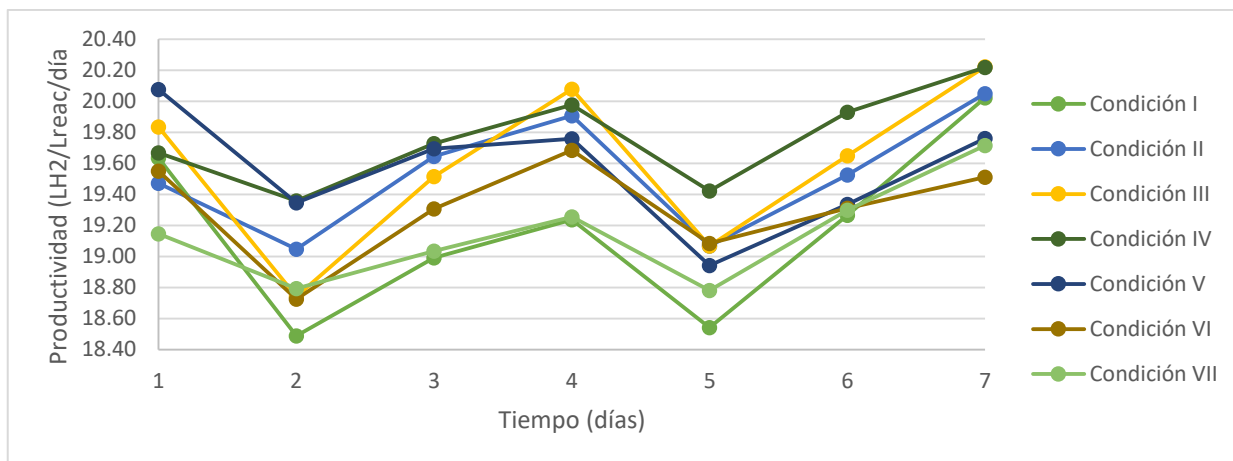


Figura 14 Productividad promedio de hidrógeno utilizando diferentes combinaciones de parámetros de control

En la figura 14 se aprecia el efecto de los parámetros de control en la productividad. Es evidente que algunas combinaciones provocaron una mayor productividad de hidrógeno; si bien no es significativa, sí es posible incrementar la productividad en al menos un 10% aplicando los parámetros adecuados. La prueba de análisis de varianza arroja que no existe una diferencia significativa entre los promedios de productividades entre las siete condiciones, esto indica que es posible operar las siete condiciones de operación sin correr el riesgo que exista un lavado del reactor, además de que el controlador resulta ser muy robusto ante perturbaciones. En la tabla 9 se muestra el promedio y la desviación estándar de cada combinación de los parámetros de control.

Tabla 9 Media y desviación estándar de cada combinación de parámetros

T (días)	Media HPR (L _{H2} /L _{react} /día)						
	I	II	III	IV	V	VI	VII
1	19.63±0.69	19.47±0.72	19.84±0.61	19.67±0.47	20.08±0.53	19.55±0.50	19.15±0.72
2	18.49±0.48	19.05±0.63	18.74±0.41	19.36±0.47	19.35±0.46	18.73±0.38	18.79±0.59
3	18.99±0.53	19.65±0.74	19.52±0.61	19.73±0.56	19.70±0.55	19.31±0.50	19.04±0.70
4	19.24±0.52	19.91±0.72	20.08±0.46	19.98±0.54	19.76±0.58	19.68±0.43	19.26±0.68
5	18.54±0.50	19.07±0.68	19.07±0.40	19.42±0.52	18.94±0.49	19.08±0.43	18.78±0.69
6	19.27±0.62	19.53±0.79	19.65±0.52	19.93±0.55	19.34±0.59	19.31±0.41	19.30±0.71
7	20.02±0.47	20.05±0.67	20.22±0.43	20.22±0.55	19.76±0.49	19.51±0.42	19.72±0.68

Si bien no existió diferencia significativa entre el promedio de las productividades, la condición IV es la que presentó menor variabilidad en la media, e incluso en el día 7 se logró incrementar la

productividad con respecto a las demás combinaciones. En lo que respecta a la desviación estándar, la condición VI presentó menor variación, además de ser la combinación de parámetros que presentó un tiempo de reacción más rápido al momento de detectar los máximos en la señal de hidrógeno. Esto quiere decir que utilizando esa combinación de parámetros, se logra que la productividad de hidrógeno mantenga estabilidad durante el proceso. En las tres condiciones de operación coincide que los parámetros ψ_{inf} y ψ_{sup} son menores que en las pruebas donde existió más variabilidad entre sus datos; hay que recordar que estos parámetros sirven para marcar el límite superior o inferior de la señal ψ_k que ayuda a determinar cuándo se ha alcanzado un máximo o un mínimo en la productividad de hidrógeno. De acuerdo a este estudio el rango óptimo para ψ_{sup} va entre 24 y 36 y ψ_{inf} entre 10 y 20 unidades (los valores de estos límites son adimensionales). En lo que respecta a T_{max} y T_{min} , para las tres combinaciones seleccionadas, no existe un “patrón” o un rango a seguir. Esto indica que si es posible calibrar de forma adecuada los límites de la señal ψ_k , el tiempo máximo pasa a ser un parámetro auxiliar del control debido a que es posible que la señal ψ_k logre alcanzar el límite ψ_{sup} y ψ_{inf} antes de llegar al tiempo máximo. Sin embargo, no es recomendable establecer el tiempo máximo más allá de 36 horas. El tiempo mínimo se debe de establecer ligeramente mayor al tiempo de “adaptación” del reactor al nuevo TRH, para que no sea considerado esa etapa como una “perturbación” y se esté corrigiendo durante esa etapa el TRH de forma continua; un tiempo entre 30 minutos y 2 horas es un intervalo aceptable para T_{min} .

En la figura 15 se muestran los resultados de una simulación del comportamiento del biorreactor productor de hidrógeno aplicando la estrategia de control de dos niveles utilizando la mejor combinación de parámetros del controlador (combinación VI) y aplicando el par de TRH que tiene una mayor productividad de hidrógeno, variando la concentración de sustrato durante cada día de simulación.

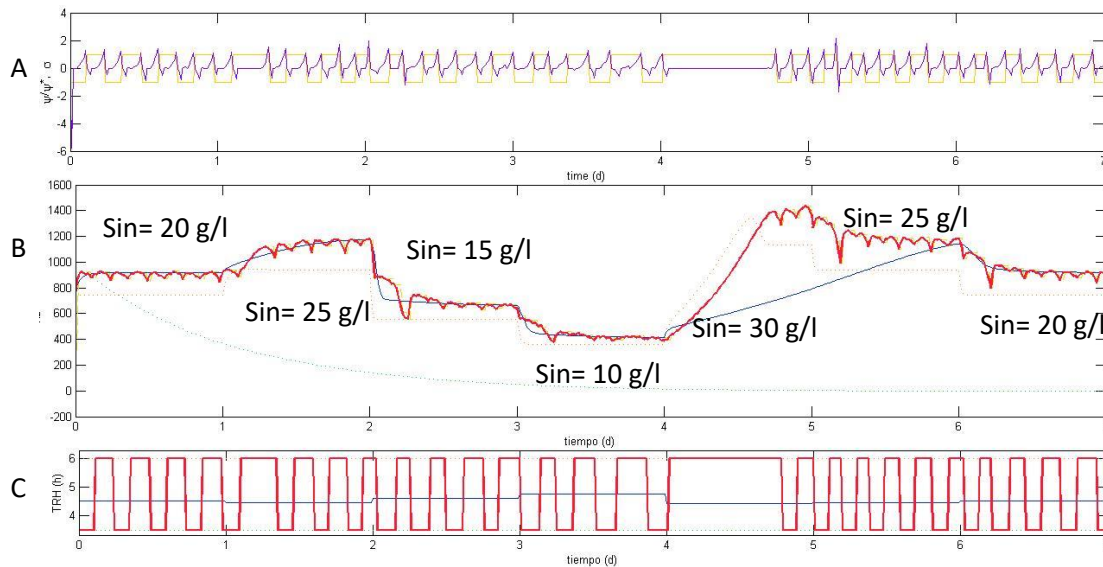


Figura 15 Simulación de la producción de hidrógeno con las condiciones de operación óptimas

En la gráfica A de la figura 15, se aprecia el comportamiento de la señal ψ_k durante los días de simulación. Cuando la concentración de sustrato se mantiene constante, la señal ψ_k alcanza sin inconvenientes los límites establecidos en ψ_{sup} y ψ_{inf} . Durante el primer día se realizaron 8 cambios de estado. A pesar que de logran detectar sin problemas los máximos y mínimos en la señal de hidrógeno, la búsqueda del máximo es ligeramente más complicado de encontrar para ψ_k debido a la presencia de máximos locales en la señal de hidrógeno. Durante el cambio de concentración de 20 g/l a 25 g/l, la señal ψ_k tardó más tiempo en encontrar un máximo en la señal de hidrógeno, alargando la señal; esto significó estar operando por un periodo más largo con el TRH alto (6 horas). Una vez que la señal logró alcanzar la estabilidad, la señal ψ_k volvió a encontrar los máximos y mínimos sin problema. Sin embargo, cuando la concentración de sustrato cambió de alto a bajo (25 g/l a 15 g/l), justo como ocurrió entre el día 2 y 3, la señal ψ_k detectó de forma equivocada los máximos, debido a que durante ese momento de inestabilidad, la señal de hidrógeno no pareció tener máximos en la productividad, sino mínimos, pero una vez que el controlador corrigió el TRH a la nueva concentración, la detección de los máximos y mínimos por ψ_k vuelve a la normalidad.

Durante los días 3 y 4 ocurrió la misma perturbación en la señal de hidrógeno, pero fue más rápida la recuperación de la señal ψ_k debido a que el ΔS_{in} fue de 5 g/l con respecto al delta de concentración entre el día 2 y 3 que fue de 10 g/l. Entre el día 4 y 5 se realizó un incremento significativo en la concentración de glucosa, incrementando de 10 g/l a 30 g/l; durante esta etapa fue más evidente el retraso de la señal ψ_k para encontrar el máximo en la productividad, debido a

que la señal de hidrógeno durante casi todo el día 4 se mantuvo en continuo incremento. Este caso resalta la importancia de utilizar un T_{max} adecuado, debido a que si este hubiera sido menor a 24 horas, la señal ψ_k estaría detectando mínimos cuando tendría que seguir en busca del máximo, provocando que los cambios de TRH en la alimentación estuvieran cambiando de forma intermitente. Para los siguientes días la señal ψ_k tuvo un comportamiento descrito como los días cuando se disminuía la concentración del sustrato.

En este experimento se comprobó que la adecuada selección de los parámetros de control logra que la señal auxiliar que ayuda a detectar los máximos y mínimos (ψ_k) busque el evento que está ocurriendo realmente en el reactor. De no ser así, se corre el riesgo a que ocurran perturbaciones por el constante cambio de TRH en el interior del sistema. Para el modelo del reactor productor de hidrógeno implementado por Aceves-Lara et al. (2010), el controlador funciona de forma adecuada, pero el modelo presenta restricciones y no considera algunos fenómenos que ocurren en un reactor experimental real, tema que se discutirá más a fondo en las siguientes secciones.

5.3 Detección de máximos en la productividad de hidrógeno durante los choques de carga orgánica

En la etapa anterior se aplicó el controlador de dos niveles en un modelo matemático que representaba la producción de hidrógeno en un reactor de fermentación oscura. Sin embargo, antes de implementar la estrategia de control en el reactor experimental, es necesario validar la hipótesis (existencia de máximos) en una etapa experimental. Para esto, fue necesario implementar una estrategia de operación a seguir utilizando las cuatro condiciones utilizadas durante las simulaciones.

Como se mencionó en la metodología, para cada condición de operación, se inició operando los TRH durante largos periodos de tiempo y, conforme fueron pasando los días, estos tiempos fueron disminuyendo, con el fin de observar el efecto de la carga orgánica en el reactor y así determinar de forma más precisa cuánto tiempo tiene que estar operando el reactor en una carga orgánica antes de provocar inestabilidad en el sistema.

En la figura 16, se muestran todas las condiciones de operación realizadas durante la etapa de determinación de la mejor estrategia de operación a escala experimental. En los gráficos se muestra la carga orgánica ($g_{DQO}/l_{reac}/día$) y la productividad ($l_{H2}/l_{reac}/día$) en función del tiempo expresado en horas.

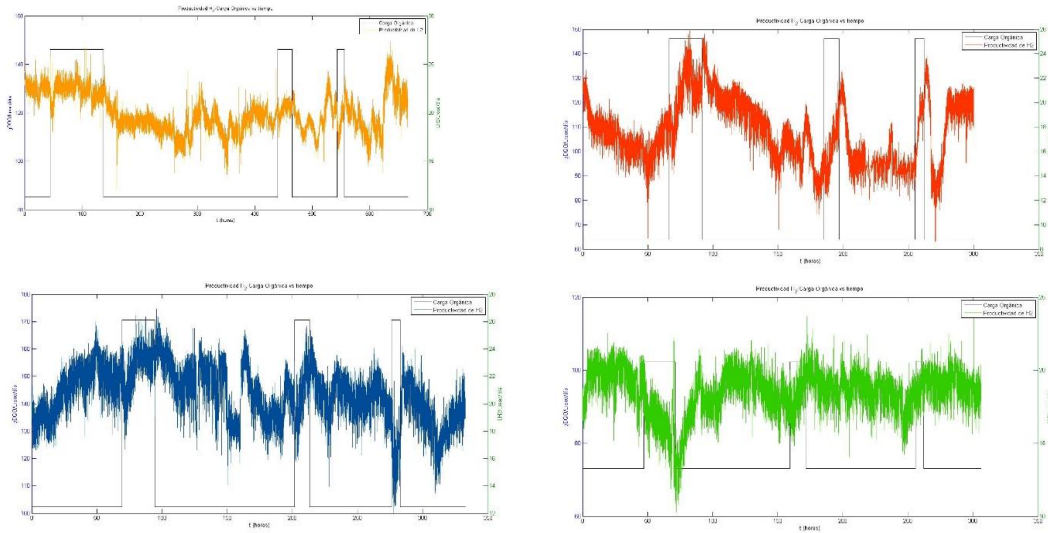


Figura 16 Condiciones de operación en su etapa experimental

En todos los gráficos de la figura 16, la productividad de hidrógeno resulta ser muy ruidosa debido a la cuantificación del flujo de biogás. El medidor de flujo seleccionado da una medición de biogás cada vez que se llena una cámara de gas localizada en el interior del medidor, y por eso la señal de biogás no es constante. Otro factor que genera ruido en la medición es la bomba de alimentación o reguladora de nivel; cuando se activa esta bomba provoca que las mediciones de biogás en el fluxómetro tengan una perturbación debido a que el líquido que entra al reactor provoca turbulencia en el interior del mismo logrando que el gas atrapado en el seno del líquido se desplace más rápido hacia la salida.

Con los datos sin filtrar, resulta complicado encontrar un patrón en el comportamiento de la señal de productividad, debido a que un incremento en la amplitud de la señal se puede confundir con un máximo en la productividad. Para el análisis de tendencias se filtró la señal de productividad de hidrógeno. Un filtro lo forma una función de transferencia (modelo matemático) el cual entrega la respuesta de un sistema a una señal de entrada. Para el filtrado de la señal se utilizó la función de un filtro pasabajo de tipo Butterworth, debido a que este tipo de filtro solo deja pasar frecuencias menores a una frecuencia de corte establecida por el usuario. Esto resulta ser una ventaja porque así se puede sintonizar la frecuencia del filtro de tal forma que se logre eliminar la mayor parte del

ruido de medición de la señal. En la figura 17 se presentan las cuatro condiciones de operación con la señal de productividad filtrada.

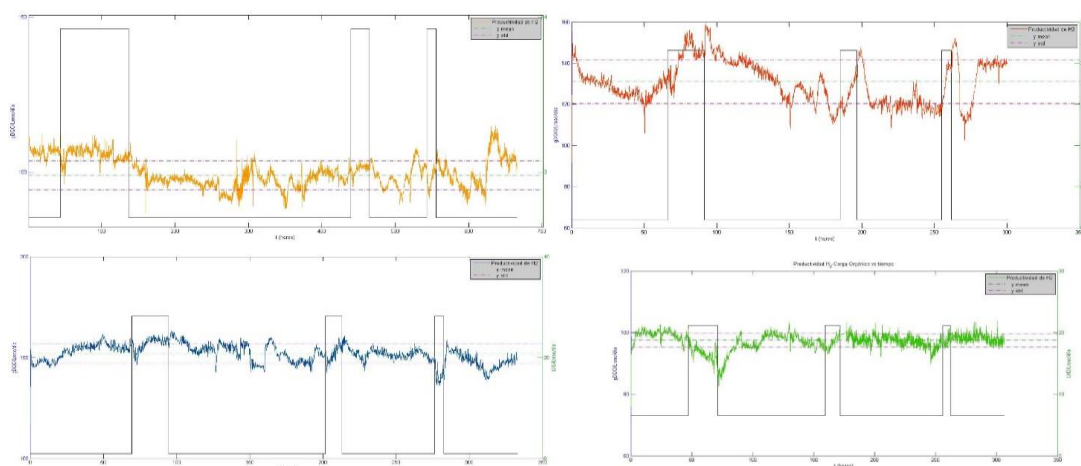


Figura 17 Cuatro condiciones operación con señal de hidrógeno filtrada

5.3.1 Detección de patrones y eventos en cada condición de operación

En esta sección se describirá y se analizarán los eventos detectados en las condiciones de operación, así como sugerencias en caso que se utilice el controlador de dos niveles en este proceso. Aunque se disminuya la duración de cada TRH, la tendencia en la señal de productividad siempre será la misma. En la tabla 10 se muestran los diferentes eventos que ocurren en las cuatro condiciones de operación, especialmente los que ocurren en las etapas de “transición”, es decir cuando se realiza el cambio de TRH. Para que exista una buena comparación entre los datos, se analizaron los eventos de todas las condiciones de operación cuando el reactor estuvo operando con un TRH bajo (carga orgánica alta) durante 24 horas, posteriormente con un TRH alto (carga orgánica baja) durante 3 días y finalmente, con un TRH alto durante 12 horas.

Tabla 10 Lista de eventos en las condiciones de operación

Condicion es de operación	Evento	Tiempo en alcanzar el evento	Productividad promedio durante el evento ($I_{H_2}/I_{reac}/día$)	TRH (h)	Descripción del evento
Condición n I	Mínimo en productividad	3 horas	18.11	3.5	Cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad hasta alcanzar un mínimo

	Máximo en productividad	5 horas	21	3.5	Producción incremental de hidrógeno hasta alcanzar un máximo. Después de alcanzarlo, la productividad se mantiene constante
	Productividad constante	16 horas	20.8	3.5	La productividad se mantiene constante en promedio. Proceso estable
	Máximo local	2.5 horas	21.89	6	Se realiza el cambio de TRH bajo a TRH alto. Minutos después del cambio, la productividad incrementa
	Mínimo en productividad	39 horas	15.86	6	Después del máximo local, el reactor presentó un periodo de inestabilidad en donde no se ve una tendencia definida. Luego de varias horas, alcanza un mínimo
	Región estable	22.5 horas	23.4	6	Se alcanza estabilidad en el reactor
	Mínimo en productividad	4 horas	16.78	3.5	Se realiza el cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad de hidrógeno hasta alcanzar un mínimo
	Máximo en productividad	6 horas	21.11	3.5	Producción incremental de hidrógeno hasta llegar a un máximo, después se mantiene constante
Condición II	Mínimo en productividad	3.8 horas	15.8	3.5	Cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad hasta alcanzar un mínimo
	Máximo en productividad	7.6 horas	23.66	3.5	Producción exponencial de hidrógeno hasta llegar a un máximo, después se mantiene constante
	Máximo local	3 horas	24.07	8	Se realiza el cambio de TRH bajo a TRH alto. Minutos después del cambio, la productividad

				tiene un incremento exponencial	
	Mínimo en productividad	53 horas	14.74	8	Después del máximo local, periodo de inestabilidad, no se tiene una tendencia definida. Luego de varias horas, alcanza un mínimo
	Región estable	23 horas	18.7	8	Se alcanza estabilidad en el reactor
	Mínimo en productividad	2.5 horas	13.52	3.5	Cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad hasta alcanzar el mínimo
	Máximo en productividad	8 horas	19.34	3.5	Producción exponencial de hidrógeno hasta llegar a un máximo
Condición III	Mínimo en productividad	3.7 horas	18.64	3	Cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad hasta alcanzar un mínimo
	Máximo en productividad	7 horas	24.06	3	Producción exponencial de hidrógeno hasta llegar a un máximo, después se mantiene constante
	Máximo local	2 horas	25.33	5	Se realiza el cambio de TRH bajo a TRH alto. Minutos después del cambio, la productividad tiene un incremento exponencial
	Mínimo en productividad	63.6 horas	17.19	5	Después del máximo local, periodo de inestabilidad, no se tiene una tendencia definida. Luego de varias horas, alcanza un mínimo
	Región estable	21.6 horas	21.47	5	Se alcanza estabilidad en el reactor
	Mínimo en productividad	1.5 horas	17.61	3	Cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad hasta alcanzar el mínimo

Condición IV	Máximo en productividad	8.6 horas	23.49	3	Producción exponencial de hidrógeno hasta llegar a un máximo
	Mínimo en productividad	4.7 horas	15.47	5	Cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad hasta alcanzar un mínimo
	Máximo en productividad	2.5 horas	18.57	5	Producción exponencial de hidrógeno hasta llegar a un máximo, se mantiene constante
	Mínimo en productividad	1.4 horas	11.64	7	No se registra un máximo local cuando se hace el cambio de carga orgánica
	Máximo en productividad	18.65 horas	19.94	7	Se alcanza el máximo en la productividad
	Estabilidad	60 horas	19.5	7	El proceso se mantiene estable sin presentar cambios significativos
	Mínimo en productividad	2.4 horas	16.58	5	Cambio de TRH alto a bajo. Caída en la productividad hasta alcanzar el mínimo
	Máximo en productividad	6.7 horas	20.16	5	Producción exponencial de hidrógeno hasta llegar a un máximo

La tabla 10 muestra los eventos que ocurrieron durante la operación del reactor bajo las diferentes condiciones de operación. En esta tabla se comprueba que el comportamiento de la señal de hidrógeno es diferente cuando se realiza el cambio de TRH alto a TRH bajo y viceversa, contrario a lo que el modelo predecía. En el modelo se supone que después de un choque de carga orgánica, la productividad siempre se incrementará, no importando si está entrando una carga orgánica alta o baja al reactor. Experimentalmente se observó que cuando se hace un choque de carga orgánica baja a alta, es decir, de TRH alto a TRH bajo, la tendencia de la señal de hidrógeno es caer durante las primeras horas, posteriormente, se recupera de forma exponencial, hasta alcanzar un máximo y después se mantiene constante. Mientras que para el cambio de carga orgánica alta a baja (TRH bajo a TRH alto), se tienen los primeros minutos un comportamiento incremental seguido de un mínimo, para que finalmente se alcance un periodo de “estabilidad” en el reactor, sin haber alcanzado un máximo de forma visible.

Durante el primer choque de carga orgánica estudiado (TRH bajo por 24 horas), la condición I, II y III tienen comportamientos similares, sin embargo, presentan algunas diferencias. La condición I alcanzó más rápido el máximo de productividad de hidrógeno con respecto a las otras dos condiciones, esto se debe a que la pareja de TRH utilizados se encuentran en el rango donde se cree que se encuentra el TRH óptimo (≈ 4.5 h) a una concentración de 20 g/l. La condición I alcanzó el máximo a las 8 horas. La condición II y III tuvieron un mayor retraso en alcanzar el máximo ya que lo lograron hasta 11.4 h y 10.7, respectivamente. En cuanto a productividad, la condición III logró una mayor producción de hidrógeno. La condición III logró una mayor productividad a causa del estar operando con cargas orgánicas altas, ambas muy cercanas a la región del TRH óptimo. En cuanto a la condición I y II, no existió una diferencia significativa entre sus productividades.

La condición 4 también alcanzó el máximo en la productividad, pero la ruta para alcanzar el máximo fue diferente. El reactor tardó más tiempo en alcanzar el mínimo (4.7 horas), y posteriormente, el máximo lo alcanzó en 2.5 horas, sin tener un claro máximo en su productividad. Se consideró como máximo cuando la pendiente de la señal productividad se mantuvo constante.

En el segundo choque de carga orgánica que corresponde a un TRH alto por 72 horas, la condición de operación I, II y III tuvieron un comportamiento similar. Durante las primeras horas se presentó un máximo de productividad, al que se podría considerar como un máximo local, debido a que la duración de ese evento es relativamente corta al durar menos de tres horas. Esto se debe a que los microorganismos consumen el exceso de sustrato remanente en el reactor de la carga orgánica anterior; una vez que se consume el sustrato en exceso, la productividad cae e inicia un periodo transitorio en el reactor, que es proporcional al tiempo el cual se estuvo operando con un TRH bajo, es decir, entre más tiempo se operó un TRH bajo, más tiempo tarda el reactor en recuperar la estabilidad. También el tiempo de recuperación del reactor va a depender del par de TRH seleccionados; si se seleccionan TRH que corresponden a cargas orgánicas altas, como en la condición III, el tiempo de recuperación se incrementa. En la condición IV no se sigue el patrón que tienen las demás condiciones, debido a que no existe el máximo local, simplemente pasa por un mínimo y se vuelve a recuperar el reactor en un tiempo más rápido que las demás condiciones. Esto se debe a que la pareja de TRH para esta condición corresponde a cargas orgánicas bajas. Esto concuerda bien con lo predicho por el modelo, en el sentido de que si los TRH son mayor y menor al TRH óptimo, respectivamente, no se presentan los máximos transitorios en la productividad de hidrógeno.

Es necesario mencionar que durante el TRH bajo no se logra ver de forma definida un máximo en su productividad en todas las condiciones de operación; simplemente después de recuperarse de la carga orgánica anterior, la productividad del reactor se mantiene constante. Esto no lo predice el modelo matemático empleado, que probablemente por su simplicidad no esté modelando algunos fenómenos que sí ocurren en la realidad.

Finalmente, en el tercer choque de carga orgánica, se realizó el cambio de TRH alto a TRH bajo durante un tiempo de 12 horas. Como se observó en el primer choque de carga orgánica, durante las primeras horas tuvo un decremento en la productividad y, posteriormente, un incremento hasta alcanzar un máximo en la productividad. Coincide que el tiempo en alcanzar el máximo en las cuatro condiciones de operación es de aproximadamente 10 horas \pm 30 minutos. En cuanto a la productividad de hidrógeno, si se compara con el primer choque de carga orgánica, se aprecia que en la condición I, III y IV, la productividad fue prácticamente la misma cuando se alcanzó el máximo. Esto podría considerarse a estas condiciones de operación como estables, porque debido a perturbaciones que se inducen al sistema, en las tres condiciones se logra alcanzar la misma productividad, tomando como punto de referencia el valor de productividad en el primer choque de carga orgánica. Para la condición II, el cambio de carga orgánica baja a alta perjudica la productividad debido a que en el primer choque de carga orgánica, se tiene una productividad promedio durante el máximo de 23.66 $I_{H_2}/I_{reac}/día$ mientras que para el tercer choque de carga orgánica se tiene una productividad promedio de 19.34 $I_{H_2}/I_{reac}/día$. Esto probablemente se deba a que el choque de carga orgánica anterior (TRH bajo) no proporcionó el suficiente sustrato a los microorganismos, generando desequilibrio en las comunidades de microorganismos productores de hidrógeno. Al utilizar una pareja de TRH con un Δ amplio, como es el caso de la condición II, se corre el riesgo de que el proceso no regrese al punto de operación original, generando cierta inestabilidad.

Comparando el primer y tercer estado, ambos operando con TRH bajo (carga orgánica alta) se comprueba que el máximo se alcanza en un rango de entre 8 y 10 horas. Operar entre este periodo de tiempo a TRH bajo propicia una pronta recuperación del reactor cuando se esté operando con TRH alto, logrando disminuir el tiempo de operación de TRH alto a un rango entre 12 y 17 horas. Se ha visto que operar el reactor con un TRH bajo por más de 12 horas tiene consecuencias negativas debido a que cuando se cambia el TRH a uno alto, el reactor tarda en recuperarse y adaptarse al nuevo estado, viéndose reflejado en la disminución de la productividad de hidrógeno.

El modelo matemático del sistema no predijo de forma correcta el comportamiento de la señal de hidrógeno cuando se realizaba el cambio de TRH alto a TRH bajo y viceversa. Pero gracias al modelo sí se predijo que la mejor condición de operación a utilizar sería la condición I, debido a que tiene una mejor respuesta ante perturbaciones y logra mantener la estabilidad del proceso sin descuidar el rendimiento del mismo. También logró predecir que la condición de operación IV no maximiza la producción de hidrógeno debido a que su TRH alto (7 horas) se encuentra muy por arriba del rango en donde se encuentra el TRH óptimo.

5.3.2 Detección de patrones en la productividad de hidrógeno con choques de carga orgánica no definidos

En la sección anterior se comprobó que la productividad de hidrógeno incrementa cuando se realiza el cambio de TRH alto a bajo. En esta sección se utilizaron diferentes cargas orgánicas para comprobar que existen los mismos patrones en la productividad de hidrógeno durante la etapa transitoria a pesar de tener un punto de operación diferente en cada cambio de TRH (carga orgánica diferente en cada estado). La figura 18 muestra la productividad de hidrogeno durante 170 horas con diferentes choques de carga orgánica.

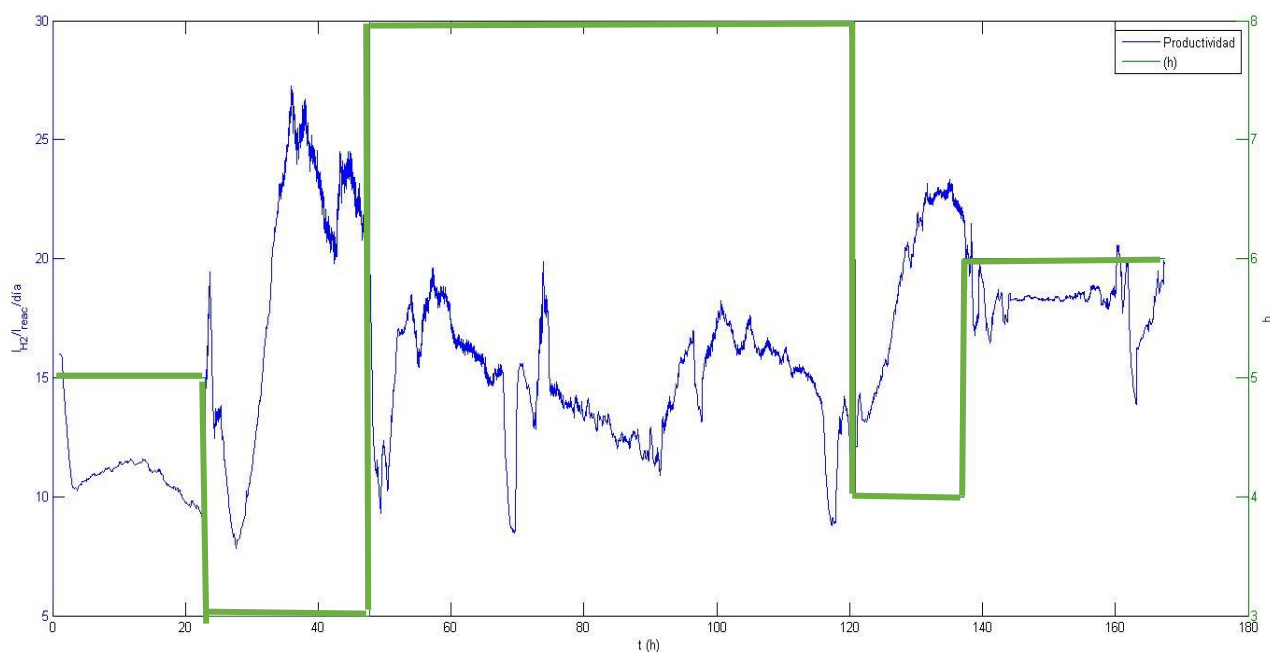


Figura 18 TRH-Productividad de hidrógeno vs tiempo

Se inicia operando con un TRH de 5 horas y se aprecia que el reactor tiene un periodo de adaptación que provoca que exista una baja productividad de hidrógeno. El comportamiento de

la señal durante la operación de 5 horas sugiere que la productividad no mantiene una tendencia hacia la estabilidad; al contrario, parece que la productividad va a la baja. Sin embargo, a la hora 23 se cambia de estado a un TRH más bajo (3 horas). Como se ha visto en secciones anteriores, un choque de carga orgánica alto, es decir, un cambio de TRH alto a TRH bajo, provoca una caída en la productividad hasta alcanzar un mínimo. El tiempo en alcanzar el mínimo es de 4 horas. Posteriormente, el reactor incrementa su productividad de H₂. El tiempo en alcanzar el máximo en la productividad fue de 7 horas. La etapa de adaptación para este cambio de TRH fue de 11 horas. Este valor de tiempo se encuentra ligeramente alto con respecto al rango establecido en la sección anterior para estar operando el reactor con un TRH bajo (8 a 10 horas). Sin embargo, se ha visto que entre mayor sea el Δ entre los TRH, el tiempo de respuesta del sistema en alcanzar el máximo es más lento; sin embargo, es más evidente la maximización de la señal de hidrógeno, siempre y cuando el TRH óptimo se encuentre entre ambos TRH; en este caso, el máximo se debe a que el TRH bajo es de 3 horas y el alto de 5 horas, recordando que el TRH óptimo para este punto de operación se encuentra entre 4 y 4.5 horas.

El reactor se estuvo operando con un TRH de 3 horas por 23.6 horas aproximadamente. En la siguiente etapa de operación del reactor, se cambió el régimen a 3 horas de TRH a uno de 8 horas. Como es de esperarse, el reactor tiene una productividad con una tendencia irregular, aunque tendiendo a la baja. Esto obligó a operar el reactor a un TRH de 8 horas por más de 3 días para lograr una adaptación al TRH alto y evitar un posible lavado. Durante la operación con este TRH no se logró apreciar un máximo en la productividad, lo cual sugiere que la etapa de TRH alto solamente sirve para estabilizar el reactor después de haber operado con una carga orgánica alta. Como se vio en la sección anterior, estar operando por más de 12 horas con un TRH bajo (menor a 4 horas) provoca un efecto de inestabilidad y un tiempo de recuperación más prolongado.

Después de haber estabilizado el reactor, se cambió la condición de operación a 4 horas. Durante esta etapa, el reactor presentó la misma tendencia después un choque de carga orgánica alta, es decir un tiempo de recuperación con duración de 2.5 horas, seguido de un incremento en la productividad hasta alcanzar un máximo de 9 horas. La duración del máximo en la productividad de hidrógeno fue de 4 horas aproximadamente. A la hora 15 de operación el reactor comenzó a tener una caída evidente en la productividad, lo cual indica que el reactor ya pasó por el máximo, considerado una zona “estable” dentro de una etapa transitoria. En esta condición de operación no se espera a que se cumplan 24 horas de operación con el TRH, se decide realizar un cambio de

TRH a uno alto (6 horas). Como se ha visto anteriormente, en esta etapa no se detectan máximos en la productividad de hidrógeno, pero operar con carga orgánica baja favorece la estabilización del reactor. En este cambio, el reactor presentó estabilidad en la productividad después de 7 horas de operación con el TRH de 6 horas. Esto muestra que entre menor sea la operación del reactor con el TRH bajo, más rápida es la estabilización del reactor en el nuevo estado con TRH alto. En este caso, es posible realizar el cambio de TRH 17 horas después de haber estado operando el reactor con un TRH alto. Otra influencia en la estabilización de la productividad es el delta de TRH: se ha visto que existe una mayor estabilidad cuando el delta entre los TRH es entre 2 y 4 unidades de diferencia, siempre y cuando ambos TRH se encuentren cercanos al TRH óptimo. En esta experimentación se vio que un delta amplio de TRH (de 3 horas y 8 horas) influye en que el reactor tarde más tiempo en alcanzar la estabilidad en la productividad. En cambio, cuando se hizo el cambio de TRH bajo de 4 horas a un TRH alto de 6, la productividad se estabilizó en menor tiempo.

5.4 Cambios en la estrategia de control original

Se ha visto que la toma de decisiones del controlador tiene que ser diferente cuando se utiliza un TRH bajo (carga orgánica alta) y un TRH alto (carga orgánica baja). De acuerdo al modelo matemático, siempre que exista un choque de carga orgánica ya sea de TRH bajo a alto y viceversa, el reactor va a presentar una maximización en el flujo de hidrógeno en la etapa de transición. Sin embargo, este fenómeno solo ocurre cuando se realiza el cambio de TRH alto a TRH bajo. Por otra parte, cuando se realiza el choque de carga orgánica de TRH bajo a alto, no existe la maximización de la productividad de hidrógeno, simplemente la señal se estabiliza de la carga orgánica anterior.

De acuerdo a lo que se observado en la operación del reactor, es necesario realizar modificaciones a la estrategia de control original:

1. Durante la operación del reactor con TRH bajo:
 - Esperar un tiempo de estabilización del reactor, previo al incremento de la señal de hidrógeno. De acuerdo a lo visto en la operación del reactor, el tiempo de operación debe oscilar entre 2 y 4 horas.
 - Después de esperar el tiempo de estabilización, es necesario buscar el máximo en la productividad con la señal ψ_k . Sin embargo, debe tener una restricción en el tiempo. De acuerdo con los resultados de operación, para evitar inestabilidad en el reactor, el tiempo máximo para operar con TRH bajo (carga orgánica alta) es entre 8 y 11 horas, considerando el tiempo de estabilización del reactor, lo cual da un tiempo entre 4 y 7

horas para la búsqueda del máximo. En caso que no se haya alcanzado el máximo, automáticamente se cambia de régimen de alimentación en la bomba a TRH alto.

- No es necesaria la detección del mínimo en la señal de hidrógeno.
2. Durante la operación del reactor con TRH alto:
- Debido a que no existen máximos en la productividad de hidrógeno durante la operación del reactor con un TRH alto, no es necesario utilizar señales para detectar el máximo y el mínimo.
 - La operación en este estado se puede regir por periodos de tiempo. El primero corresponde al estado transitorio que tiene el reactor horas después de haber hecho el cambio de estado, mientras que el segundo periodo de tiempo corresponde al tiempo cuando el reactor ha alcanzado la estabilidad en la señal de la producción de hidrógeno. Es necesario utilizar dos periodos de tiempo diferentes para determinar el tiempo mínimo necesario para operar el reactor con el TRH alto. El tiempo total de operación óptimo del reactor con el TRH alto va de 15 a 17 horas. Si el reactor no ha sido operado durante largos periodos de tiempo con un TRH bajo, el tiempo de duración del reactor durante la etapa transitoria después del cambio de TRH es de 3 horas, mientras que el tiempo para lograr la estabilidad del reactor es de 14 horas, aproximadamente.

Con base en la discusión anterior, se plantea el siguiente algoritmo de control, tomando como base la estrategia de control original.

Este controlador considera una señal de medición de salida $y(t)$ –flujo de hidrógeno- que varía con respecto al tiempo. Conforme vaya pasando el tiempo, la señal de salida alcanzará un máximo cuando se está operando con un TRH bajo, expresado como y^* . El propósito de este controlador, es detectar el evento, y^* (máxima producción de hidrógeno en la salida del reactor), solo considerando la misma medición de salida $y(t)$. Sin embargo, durante los primeros minutos de operación del TRH bajo, existe un periodo transitorio en el reactor. Durante esta etapa se implementa un contador de tiempo T_α que tendrá un tiempo determinado por el usuario. Una vez que termina el tiempo, el control busca el máximo en la señal de hidrógeno, pero si no se detecta el máximo y^* , debido a una restricción de tiempo T_{max} , este tiempo será el tiempo máximo para seguir operando con un TRH bajo. Una vez que ha ocurrido el evento, el parámetro σ cambiará el valor de +1 a -1 y viceversa. Aplicado en el sistema, esto quiere decir que cuando se cambie el

valor de σ a -1, el TRH (entrada del sustrato) cambiará a un valor alto –establecido por el usuario- y se buscará el máximo y^* , pero, cuando el valor sea +1 el TRH será bajo y se activará el contador de tiempo T_β –duración del periodo transitorio del reactor- y posteriormente T_γ –tiempo de estabilización del reactor.

Variables de medición

El algoritmo considera las siguientes variables:

1) y_k : Es la medición de la señal $y(t)$ al tiempo $t = kT_s$. Es la señal de la producción de hidrógeno. Es la misma señal que se utiliza en el controlador original.

2) σ_k : Es una señal que está definida por dos valores -1 y 1. Representa la detección del evento. Esta señal cambia cuando se detecte un nuevo evento. Es decir, cuando se realiza el cambio de TRH alto a TRH bajo y viceversa.

3) \hat{Y}_k^* : Realiza una estimación del máximo global y^* , esta estimación se basa en la detección del último máximo registrado. Es decir, esta medición jamás se establecerá en un valor, sino más bien está en función del tiempo.

4) y_k^{sup} : Mantiene el seguimiento de la señal de salida y_k (señal de hidrógeno). $y_k^{sup} = \max(y_{k-1}^{sup}, y_k)$; es una señal que está en función de la señal de hidrógeno que se está midiendo en el momento y del último máximo registrado.

5) ψ_k : Señal auxiliar que sirve para detectar el máximo. El límite de la señal ψ_k será establecido por el operador y está en función del tiempo.

El error en el máximo está definido por $e_k = y_k^{sup} - y_k$, Físicamente es la diferencia entre la señal de seguimiento del último máximo y la medición actual. Este error sólo es positivo. Este error se irá acumulando debido a que el error es una integral. Se sabrá que se ha llegado a un máximo cuando ψ_k alcance el valor de ψ_k^{sup} , parámetro establecido por el usuario.

5) T_{max} : Tiempo máximo para estar operando con un TRH bajo, es decir con el estado de $\sigma = +1$. Este tiempo es programado por el usuario de acuerdo a su experiencia. A concentraciones de sustrato menores a 30 g/l, se recomienda utilizar $T \leq 11$ horas y $T \geq 8$ horas.

6) T_α : Tiempo de estabilización del reactor cuando se está operando en el estado $\sigma = +1$ (TRH bajo). Debido a que la etapa de estabilización del reactor ocurre antes de que se inicie la señal ψ_k . La única restricción es que $T_\alpha < T_{max}$.

7) T_β : Tiempo del transitorio del reactor tras un cambio al estado $\sigma = -1$ (TRH alto). Después de terminado el tiempo, se inicia el tiempo T_γ , todavía operando con el TRH bajo.

8) T_γ : Tiempo de estabilización del reactor cuando se opera con en el estado $\sigma = -1$ (TRH alto). Después de terminado ese tiempo, se realiza el cambio de estado de $\sigma = -1$ a $\sigma = +1$.

9) C_k : Mantiene un seguimiento del tiempo desde la detección del último evento.

De las variables mencionadas, las variables fundamentales para la comprensión del controlador son: y_k^{sup} , T_α , T_β , T_γ y ψ_k .

Operación del algoritmo

Existen diferentes eventos dependiendo de la señal booleana. Que serán definidos por una letra.

En la tabla 11 se adjuntan las diferentes condiciones.

Tabla 11 Eventos asignados a una señal Booleana y sus condiciones para que sean ciertas

Evento	Señal Booleana	Condición para verdadero
Máximo detectado o tiempo de cambio de estado	E	$(\psi_{k-1} \geq \psi^{sup}) + (C_k \geq T_{max})$
Nuevo máximo global	M	$y_k > \hat{y}_{k-1}^*$
Nuevo máximo local	X	$y_k > y_{k-1}^{sup}$
Duración de estabilización del reactor (TRH bajo)	A	$C_k \geq T_\alpha$
Tiempo de inestabilidad del reactor (TRH alto)	B	$C_k \geq T_\beta$
Tiempo de estabilización del reactor (TRH alto)	C	$C_k \geq T_\gamma$

En la tabla 12 se explica cómo debe cambiar la señal, en caso que la condición de la señal Booleana sea cierta.

Tabla 12 Respuesta de las señales dependiendo del escenario

Señal	Valor cuando es		Valor cuando es
	falso	Condición	verdadero
ψ_k	$\psi_{k-1} + T_s(\bar{y}_k - y_k)$	X+E	0
y_k^{sup}	y_{k-1}^{sup}	X & E	y_k
\hat{y}_k^*	\hat{y}_{k-1}^*	M+E	y_{k-1}^{sup}
C_k	$C_{k-1} + T_s$	E	0
σ_k	σ_{k-1}	E	$-\sigma_{k-1}$

En la tabla 12, T_s es una muestra de un periodo de tiempo. Como se ha mencionado, C_k es un contador que se implementa para considerar el factor tiempo en el algoritmo. Este contador mantiene el registro de tiempo durante un evento. Durante el TRH alto, el contador condiciona el sistema argumentando que para cambiar el valor de σ_k debe pasar C_k por dos periodos de tiempo, T_β (duración del transitorio del reactor) y T_γ (duración de la estabilización del reactor), ambos valores de tiempo establecidos por el usuario. Por otra parte, cuando el reactor opera con un TRH bajo, durante las primeras horas de operación el contador C_k tiene que pasar por un límite T_α que indica el periodo de tiempo transitorio del reactor. Posteriormente, el contador C_k seguirá dando seguimiento a la señal de hidrógeno y cambiará el valor de σ_k en caso que la señal de hidrógeno no haya sobrepasado el tiempo T_{max} .

La señal y_k^{sup} mantendrá el valor previo de y_{k-1}^{sup} si $y_k \leq y_{k-1}^{sup}$. Esto quiere decir que aún no se ha alcanzado un máximo. Pero si la señal es $y_k^{sup} = y_k$, significa que ha ocurrido el evento X (máximo local), significa que aunque el valor de y_k sea el mismo que y_{k-1}^{sup} en el evento E, la señal tomará como nuevo valor de y_k^{sup} a la y_k actual. Si ocurre el evento E (máximo o final del tiempo), el valor de y_{k-1}^{sup} cambiará al nuevo valor de y_k^{sup} .

El máximo global (\hat{y}_k^*) es necesario en algunos controladores. El valor de \hat{y}_k^* es ligeramente mayor que y_{k-1}^{sup} siempre y cuando y_k sea mayor que \hat{y}_{k-1}^* . Para cada cambio de señal el valor de \hat{y}_{k-1}^* se actualiza, es decir, una vez que se realice el cambio de señal, el valor de \hat{y}_{k-1}^* se vuelve ligeramente mayor que el máximo y_{k-1}^{sup} del nuevo ciclo.

La detección de un máximo local se basa en comparar la señal ψ_k que corresponde al límite ψ^{sup} (valores establecidos por el usuario). La señal ψ_k es la integral de un error que es calculada de

manera diferente, dependiendo si se trata de un máximo o un mínimo. ψ_k se reiniciará si ocurren los siguientes eventos:

- 1) Si se alcanza el máximo o se termina el tiempo (evento E). En este caso, σ_k habría cambiado de nivel.
- 2) Si se detecta un máximo local (evento X), se reinicia a cero si ocurre el evento X. Este reinicio es para lidiar con valores atípicos o ruido en la señal y_k , como el que temporalmente aumente la señal por encima de y_k^{sup} cuando realmente y_k está disminuyendo.

Desventajas del uso en la propuesta del controlador de dos niveles:

En caso que exista un cambio en las condiciones de operación del reactor, es decir, que cambie la concentración y composición (especialmente) de sustrato, resulta necesario encontrar nuevamente los parámetros del control óptimos de T_α , T_β y T_γ , así como el valor de ψ^{sup} . En el caso de cambio de concentración, para valores por debajo de los 25 g/l de glucosa, no existe problema para la operación del reactor. Sin embargo, para concentraciones por arriba de los 30 g/l es necesario replantear los tiempos de la etapa transitorio y de estabilización del reactor en el controlador.

En la figura 19 se muestra el diagrama de flujo de la estrategia de control propuesta.

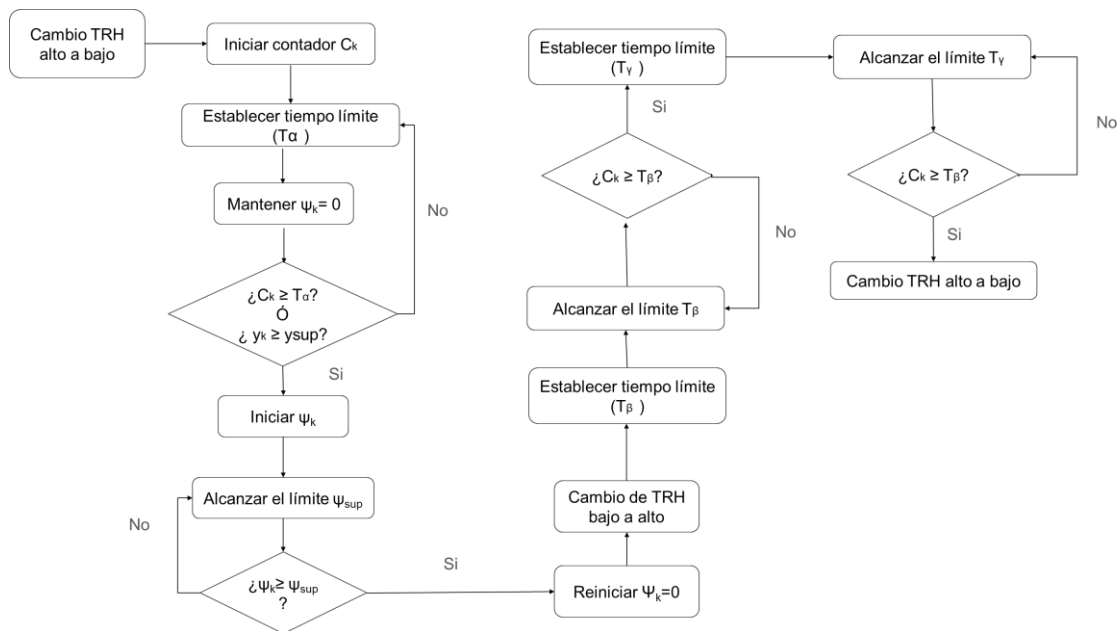


Figura 19 Diagrama de flujo estrategia de control propuesta

6. Conclusiones y discusión

El modelo matemático del biorreactor utilizado no representa lo que ocurre exactamente en la realidad cuando se realizan los choques de carga orgánica (cambio de estado). Sin embargo, el modelo matemático ayuda a definir qué condición de operación para el reactor resulta en un mayor rendimiento y productividad de hidrógeno.

Existe un TRH óptimo para cada punto de operación del reactor, el cual es desconocido por el operador. Más aún, este TRH óptimo no es fijo, sino que cambia conforme cambian algunas condiciones de operación o incluso ambientales en el biorreactor. En el modelo matemático es posible maximizar la productividad de hidrógeno durante los choques de carga orgánica siempre y cuando los TRH propuestos estén por arriba y por debajo del TRH óptimo, ya que de no ser así se puede detectar un máximo local en la señal de flujo hidrógeno durante la etapa transitoria. Sin embargo, en las pruebas experimentales este máximo no ocurre siempre.

Existen patrones comunes en la señal de hidrógeno experimental. Realizar un cambio de TRH alto a bajo se rige con un periodo de adaptación del reactor, seguido de un aumento exponencial de la señal de hidrógeno. En un cambio de TRH bajo a alto no existe maximización de la productividad de hidrógeno; simplemente sirve para estabilizar el reactor después de un periodo transitorio. A partir de estas conclusiones, se recomienda que el tiempo de operación del reactor con TRH bajo no debe exceder las 10 horas, mientras que con TRH alto se recomienda operar máximo 17 horas.

El controlador de dos niveles implementado en el modelo matemático maximiza la señal de hidrógeno. Es posible lograr este objetivo si los parámetros del controlador se calibran adecuadamente; utilizar valores bajos en los parámetros del controlador ayuda a que la velocidad de reacción del controlador sea mayor. El controlador en el modelo matemático fue robusto ante perturbaciones. La conclusión anterior es válida para el modelo matemático, pero se recomienda replantear la estrategia de control para un sistema real, con base en las observaciones experimentales. Se replanteó la estrategia de control. Se propone utilizar contadores de tiempo para la operación del reactor con TRH alto, con el fin de lograr la estabilidad operacional del reactor.

Cuando se opera con TRH bajo se propone utilizar las primeras horas un contador de tiempo y posteriormente utilizar la señal auxiliar ψ_k para buscar el máximo en la productividad. Para el diseño de un controlador sencillo cuando solamente se tiene como información una señal de salida del reactor, se recomienda encontrar patrones en la señal y monitorear la duración de los eventos para calibrar los parámetros necesarios del controlador.

7. Bibliografía

- Aceves-Lara, C., Latrille E., Streyer J-P., 2010. Optimal control of hydrogen production in a continuous anaerobic fermentation biorreactor. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35, 10710-10718
- Aguilar, R., Poznyak, A., Martínez-Guerra, R., Maya-Yescas, R., 2002. Temperature control in catalytic cracking reactors via a robust PID controller. *Journal of Process Control*, 12, 695–705.
- Argun, H., Kargi, F., Kapdan, I., Oztekin, R., 2008. Biohydrogen production by dark fermentation of wheat powder solution: Effects of C/N and C/P ratio on hydrogen yield and formation rate. *International Journal of Hydrogen Energy* 33, 1813–1819.
- Arudchelvam Y., Perinpanayagam M., 2009. Predicting VFA formation by dark fermentation of particulate substrates. *Bioresource Technology*. 101, 7492-7499
- Bahl H., Dürre P., 2001. Clostridia; Biotechnology and Medical Applications. Wiley-VCH Verlag GmbH, *Weinheim*. pp. 57-63.
- Bakonyi, P., Nemestóthy, N., Simon, V., Bélafi-Bakó, K., 2014. Review on the start-up experiences of continuous fermentative hydrogen producing bioreactors. *Renewable Sustain Energy Rev.* 40, 806–813.
- Bastone DJ, Keller J, Angelidaki I, Kalyuzhni SV, Pavlostathis SG, Rozzi A, (2002), et al. Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1). Report No. 13.
- Buitrón G. and Carvajal C. (2010). Biohydrogen production from Tequila vinasses in an anaerobic sequencing batch reactor: Effect of initial substrate concentration, temperature and hydraulic retention time. *Bioresource Technology*. 101, 9071–9077
- Das D., Veziroglu N., 2008. Advances in biological hydrogen production processes. *International Journal of Hydrogen Energy*. 33, 6046-6067
- Davila-Vazquez G., Razo-Flores E., 2009. Continuous biohydrogen production using cheese whey: Improving the hydrogen production rate. *International Journal of Hydrogen Energy*. 34, 4296-4304.
- Dochain Denis, *Bioprocess Control*, John Wiley & Sons, 2008, 147-148

- Eker S., Sarp M., 2016. Hydrogen gas production from waste paper by dark fermentation: Effects of initial substrate and biomass concentrations. *International Journal of Hydrogen Energy*.
- F. Fernández-Morales, J. Villaseñor, D. Infantes (2010). Modeling and monitoring of the acclimatization of conventional activated sludge to a biohydrogen producing culture by biokinetic control. *International Journal of Hydrogen Energy*. 35(20), 10927-10933
- F. Fernández, J. Villaseñor, D. Infantes (2011). Kinetic and stoichiometric modelling of acidogenic fermentation of glucose and fructose. *Biomass and Bioenergy*. 35(9), 3877-3883.
- Gadhamshetty V., Arudchelvam Y., Nirmalakhandan N., Johnson D. (2010). Modeling dark fermentation for biohydrogen production: ADM1-based model vs. Gompertz model. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35, 479-490.
- Gavala H., Skiadasl., Ahring B., 2006. Biological hydrogen production in suspended and attached growth anaerobic reactor systems, *International Journal of Hydrogen Energy*. 21, 1164-1175.
- Ghimere A., Frunzo L., Pirozzi F., 2015. A review on dark fermentative biohydrogen production from organic biomass: Process parameters and use of by-products. *Applied Energy*. 144, 73-95
- González-Alvarez V., Méndez-Acosta H.O., Steyer J.P., Femat R., 2007. Robust nonlinear control of a Pilot-Scale anaerobic digester. Chapter in Lecture Notes in Control and Information Sciences.
- Hafez, H., Nakhla, G., El. Naggar, M.H., Elbeshbishy, E., Baghchehsaraee, B., 2010. Effect of organic loading on a novel hydrogen bioreactor. *International Journal of Hydrogen Energy* 35, 81–92
- Hallenbeck P., Benemann J., 2002. Biological hydrogen production; fundamentals and limiting processes. *International Journal of Hydrogen Energy*. 27, 1185-1193
- Heredia-Molinero, M.C., Sánchez-Prieto, J., Briongos, J.V., Palancar, M.C., 2014. Feedback PID-like fuzzy controller for pH regulatory control near the equivalence point. *Journal of Process Control*, 24, 1023–1037
- Jianlong W, Wei W. (2009). Kinetic models for fermentative hydrogen production: a review. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34, 3313–23

- Jung K., Kim D., 2011. Bioreactor design for continuous dark fermentative hydrogen production. *Bioresource Technology*. 102, 8612-8620.
- Kapdan, I.K., Kargi, F., 2006. Bio-hydrogen production from waste materials. *Enzyme Microbial Technology*. 38, 569–582
- Kongjan P., Angelidaki I., 2010. Extreme thermophilic biohydrogen production from wheat straw hydrolysate using mixed culture fermentation: Effect of reactor configuration. *Bioresource Technology*. 101, 7789-7796.
- Kotay S., Das D., 2008. Biohydrogen as a renewable energy resource- Prospects and potentials. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2008, 258-263
- Lardon, L., Punal, A., Steyer, J.P., 2004. On-line diagnosis and uncertainty management using evidence theory—experimental illustration to anaerobic digestion processes. *Journal of Process Control*, 14, 747–763
- Latrille E., 2015. Instrumentation and control of anaerobic digestion processes: a review and some research challenges. *Environmental Science Biotechnology*. 14, 615-648.
- Liang-Ming W, Chia-Jung H, Cheng S-S. 2006. A dual-substrate steady-state model for biological hydrogen production in an anaerobic hydrogen fermentation process. *Biotechnology and Bioengineering*
- Luo G., Xie L., Zou Z., 2010. Fermentative hydrogen production from cassava stillage by mixed anaerobic microflora: Effects of temperature and pH, *Applied Energy*. 87, 3710-3717
- Mailleret L., Bernard O., Steyer J.P., 2004. Robust regulation of anaerobic digestion processes. *Water Science and Technology*. 6, 87-94.
- Méndez-Acosta H.O., Palacios-Ruiz B., Alcaraz-González V., 2010. A robust control scheme to improve the stability of anaerobic digestion processes. *Journal of Process Control*. 20, 375-383.
- Moreno J. A., Betancur M. J., Buitrón G., Moreno-Andrade I. (2006). Event-driven time-optimal control for a class of discontinuous bioreactors. *Biotechnology and Bioengineering*, 94 (4), 803-814
- Murnleitner, E., Becker, T.M., Delgado, A., 2002. State detection and control of overloads in the anaerobic wastewater treatment using fuzzy logic. *Water Research*, 36, 201–211

- Nguyen. D., Gadhamshetty V., Nitayavardhana S., Kumar S. (2015). Automatic process control in anaerobic digestion technology: A critical review. *Bioresource Technology*, 193, 513-522
- Peiris BRH, Rathnashri PG, Johansen JE, Kuhn, Bakke R. (2006). ADM1 simulations of hydrogen production. *Water Science and Technology*. 53, 129–37
- Petre, E., Selis_teanu, D., S_endrescu, D., 2013. Adaptive and robust-adaptive control strategies for anaerobic wastewater treatment bioprocesses. *Journal of Chemical Engineering.*, 217, 363–378
- Ramaswamy, S., Cutright, T.J., Qammar, H.K., (2005), Control of a continuous bioreactor using model predictive control, *Process Biochemistry*, 40, 2763–2770
- Ramírez-Morales, J.E., Zúñiga, I.T., Buitrón, G., 2015. On-line heuristic optimization strategy to maximize the hydrogen production rate in a continuous stirred tank reactor. *Process Biochemistry*. 50, 893-900.
- Rincón, A., Erazo, C., Angulo, F., 2012. A robust adaptive controller for an anaerobic digester with saturated input: guarantees for the boundedness and convergence properties. *Journal of Process Control*, 22, 1785–1792
- Rodríguez J, Kleerebezem R, Lema JM, Van Loosdrecht MCM. (2006). Modeling product formation in anaerobic mixed culture fermentations. *Biotechnology and Bioengineering* 2006, 93 592–606
- Rodríguez J, Lema JM, Kleerebezem R. (2008). Energy-based models for environmental biotechnology. *Trends in Biotechnology*, 26, 266–374
- Ruzicka M., 2006. Effect of hydrogen on acidogenic glucose cleavage. *Water Research*. 30, 2447-2451.
- Shen, L., Bagley, D.M., Liss, S.N., 2009. Effect of organic loading rate on fermentative hydrogen production from continuous stirred tank and membrane bioreactors. *International Journal Hydrogen Energy* 34, 3689–3696
- Shin H., Youn J., Kin S., 2004. Hydrogen production from food waste in anaerobic mesophilic and thermophilic acidogenesis. *International Journal of Hydrogen Energy*. 29, 1355-1363.
- Spanjers, H., Lier, J.B.V., 2006. Instrumentation in anaerobic treatment – research and practice. *Water Science Technolgy.*, 53, 63–76

- Steyer, J., Bernard, O., Batstone, D.J., Angelidaki, I., 2006. Lessons learnt from 15 years of ICA in anaerobic digesters. *Water Science Technology*, 53, 25–33
- Thanwised, P., Wirojanagud, W., Reungsang, A., 2012. Effect of hydraulic retention time on hydrogen production and chemical oxygen demand removal from tapioca wastewater using anaerobic mixed cultures in anaerobic baffled reactor (ABR). *International Journal of Hydrogen Energy* 37, 15503–15510.
- Torres Zúñiga, I., Vargas, A., Latrille, E., Buitrón, G., 2015. Robust observation strategy to estimate the substrate concentration in the influent of a fermentative bioreactor for hydrogen production. *Chemical Engineering Science*. 129, 126–134
- Turkdogan-Aydinol, F.I., Yetilmezsoy, K., 2010. A fuzzy-logic-based model to predict biogas and methane production rates in a pilot-scale mesophilic UASB reactor treating molasses wastewater. *Journal of Hazard Materials*, 182, 460–471
- Van Ginkel S, Sung S, Lay JJ. (2001). Biohydrogen production as a function of pH and substrate concentration. *Environmental Science & Technology* 2001, 35, 4726–30
- Vargas A., Moreno J., Mendoza I., 2011. Time-optimal output feedback controller for toxic wastewater treatment in a fed-batch bioreactor, in '18th IFAC World Congress', Milan, Italy *mm.* **117**, 337-353.
- Vargas. A, L. Dewasme, J. Moreno, A. Vande Wouwer (2012). A simple output-feedback controller for fed-batch cultures of microbial strains with overflow metabolism, in 'International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes (ADCHEM 2012)', Singapore, Singapore.
- Vargas, A., Moreno, J. A. and Vande Wouwer, A. (2014). A weighted variable gain super-twisting observer for the estimation of kinetic rates in biological systems. *Journal of Process Control*, 24(6), pp.957–965.
- Vargas A. and Moreno, J.A. (2014). Control híbrido maximizante por retroalimentación de salida para biorreactores, *Congreso Latinoamericano de Control Automático*, Cancún, México, octubre 2014.
- Vargas A., Moreno J.A., Vande Wouwer A., 2015. Super-twisting estimation of a virtual output for extremum-seeking output feedback control of bioreactors. *Journal of Process Control*. 35, 41-49.
- Villa-Leyva, A., 2015. Optimización Heurística De Un Fermentador Productor De Hidrógeno Modificando La Carga Orgánica. Universidad Nacional Autónoma de México, México, D. F

- Wang J., Wan W., 2009. Kinetic models for fermentative hydrogen production: A review. *International Journal of Hydrogen Energy*. 34, 3313-3323. Tesis de maestría.
- Ward A., Adamsen A., 2011. Real time monitoring of a biogas digester with gas chromatography, near-infrared spectroscopy, and membrane-inlet mass spectrometry. *Bioresource Technology*. 102, 4098-4103.
- Weiland P., 2010. Biogas Production: current state and perspectives. *Applied Microbial Biotechnology*. 85:849-860.
- Weedermann M., Wolkowicz G., Sasara J. 2015. Optimal biogas production in a model for anaerobic digestion. *Nonlinear Dynamics*. 81, 1097-1112
- W. Gujer, A. J. B. Zehnder, 1983. Conversion processes in anaerobic digestion. *Water Science Technology*. 15, 12 7–167.
- Zhang, Z.-P., Show, K.-Y., Tay, J.-H., Liang, D.T., Lee, D.-J., Jiang, W.-J., 2006. Effect of hydraulic retention time on biohydrogen production and anaerobic microbial community. *Process Biochemical* 41, 2118–2123.
- Zhang, A., 2014. Real Time Optimization of Hydrogen Production in a Continuous Fermentation Bioreactor. Institute of Chemical Technology, Prague.

Productividad académica

- Cortes R., Vargas A. (2015). *Maximización de la producción de biohidrógeno de agua residual mediante control retroalimentado de dos niveles*. 4th IWA Mexico young water professionals' conference. Guanajuato, México. Congreso. Presentación oral.
- Cortés R., Vargas A. (2015). *Controlador retroalimentado de dos niveles aplicado en el modelo de un biorreactor productor de hidrógeno*. 3er encuentro de jóvenes investigadores del estado de Querétaro. Querétaro, Congreso. Universidad Autónoma de Querétaro. Presentación oral.
- Cortés R., Vargas A. (2016). *Proposal of an operation strategy in a bioreactor producer of hydrogen* XXXV Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Cartagena, Colombia. Congreso, AIDIS. Presentación oral.