

PROPUESTA DE CONTROLADOR MPC PARA UN REACTOR UASB

RESUMEN

En este artículo se presenta el diseño de un controlador predictivo lineal basado en modelo para regular la remoción de materia orgánica en un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (UASB) a escala piloto, en el que se lleva a cabo la degradación de una corriente de lixiviado diluido proveniente del Relleno Sanitario La Esmeralda de la ciudad de Manizales (Colombia). El trabajo se desarrolla a través de simulaciones numéricas, con el ánimo de establecer la viabilidad de aplicar este tipo de control para el sistema de estudio, partiendo del modelo fenomenológico del proceso.

PALABRAS CLAVES: UASB, lixiviados, Control predictivo basado en modelo, variables estado, DQO, SSV, linealización.

ABSTRACT

This paper presents the design of a linear model predictive controller to regulate the organic matter removal in an Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB) pilot reactor where the degradation of a leachate diluted stream from Manizales municipal Landfill La Esmeralda is carried out. The work is developed through numerical simulations, with the aim to establish the feasibility of using this kind of control for the study system by means of process phenomenon model.

KEYWORDS: UASB, leachate, model predictive control, state variables, COD, VSS, linearization.

RAFAEL MUÑOZ TAMAYO

Ingeniero Químico
Candidato a Magíster en Ingeniería-
Automatización Industrial
Universidad Nacional de Colombia
Sede Manizales
Grupo de percepción y control
inteligente
rmunozt@unal.edu.co

NICOLÁS TORO GARCÍA

Ingeniero Electricista, Ms.C
Profesor Asistente
Universidad Nacional de Colombia
Sede Manizales
Grupo de control y procesamiento
digital de señales
Profesor Asistente
Universidad Autónoma de
Manizales
ntoroga@unal.edu.co

1. INTRODUCCIÓN

La situación actual del mundo referente a la disposición de residuos sólidos y líquidos producidos por las actividades urbanas e industriales, ha hecho necesario el desarrollo de investigaciones dirigidas a encontrar alternativas que logren mitigar el problema del impacto ambiental. Una de las alternativas utilizadas corresponde al tratamiento biológico, en el que una colonia de microorganismos (biomasa), se encarga de degradar la materia orgánica del residuo. Dentro de los tratamientos biológicos se encuentra el tratamiento anaerobio; donde el proceso de degradación se lleva a cabo por medio de una serie compleja de reacciones biológicas en ausencia de oxígeno, en las cuales la materia orgánica es descompuesta en biogás, biomasa microbiana y materia orgánica residual [1]. La aplicación de los sistemas de degradación anaerobia se está consolidando como una potencial alternativa en relación a la legislación de disposición de lodos, generación de energía renovable, economía y beneficios ambientales sobre las técnicas convencionales [2]. Una de las disposiciones más comunes de tratamiento anaerobio corresponde al reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (UASB), desarrollado por Lettinga en 1978 [3]. El UASB Está conformado por tres zonas de operación: lecho de lodos, manto de lodos y separador sólido-líquido-gas (SLG), tal como se muestra en la figura 1. En el lecho de lodos se presenta el primer contacto entre el

efluente a tratar y la biomasa. Esta zona es la de mayor concentración de lodos. En la zona de manto de lodos la biomasa se encuentra en suspensión, abarcando mayor volumen que en la zona inferior del reactor. Esta región tiene un comportamiento de lecho fluidizado o expandido y finalmente en la región separador (SLG) se separa la fase gaseosa de la suspensión acuosa.

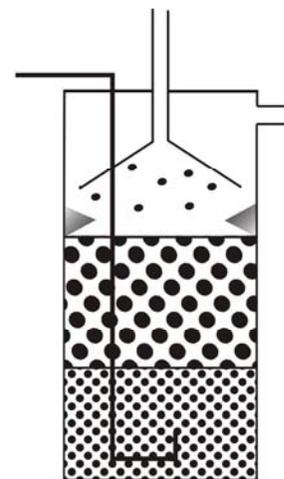


Figura 1. Esquema de un reactor UASB.

A pesar de las ventajas de la degradación anaerobia, este proceso tiene inconvenientes de inestabilidad y además presenta dificultades para una operación óptima; todo

esto debido a la variabilidad de la velocidad de flujo y de la composición del efluente a tratar, por lo que se hace necesario contar con estrategias de control que permitan alcanzar una operación adecuada [4]. Las estrategias más aplicadas a este proceso reportadas en la literatura corresponden a controladores PID, técnicas difusas, control por redes neuronales, control adaptativo y control por linealización realimentada [5], por lo que se pretende estudiar, a través de simulaciones numéricas, la alternativa de un control predictivo basado en modelo (MPC) para el proceso de degradación de una corriente de lixiviado diluido proveniente del relleno sanitario La Esmeralda de la ciudad de Manizales en un sistema piloto UASB piloto que ha sido operado por un período de siete meses. El lixiviado se considera como un líquido residual generado por la descomposición bioquímica de los residuos, o como resultado de la percolación de agua en capas del suelo u otro material sólido permeable.

El interés de estudiar la alternativa de control predictivo, surge del hecho de la literatura reporta diversas aplicaciones de MPC en sistemas petroquímicos y en refinería [6], sin embargo la aplicación en procesos biológicos no está muy difundida. En [7] se realizó una aplicación sobre un sistema de lodos activos.

2. MODELO DEL SISTEMA

El modelado de sistemas de degradación anaerobia es una tarea compleja que involucra el estudio del estado fisiológico de las bacterias, los fenómenos de transferencia de las fases presentes, el equilibrio iónico de las especies, el régimen de flujo y los efectos inhibitorios. Un modelo de esta característica es el desarrollado por la asociación internacional del agua (IWA) [8] en el que se presentan 26 variables de estado. La estructura compleja de este modelo no es apropiada para aplicaciones de control automático, por lo que se hace necesario trabajar con un modelo reducido. La investigación realizada en [9] demuestra que es posible desarrollar modelos simples que puedan reproducir de manera precisa el comportamiento del sistema, y además que pueden ser muy útiles para el desarrollo de estrategias de control avanzadas. De lo anterior se propone un modelo basado en una reacción total en donde el grupo de colonias microbianas, expresadas como Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV), se encargan de degradar la materia contaminante del efluente a tratar, expresada como Demanda Química de Oxígeno (DQO). Las ecuaciones dinámicas de las variables de estado del sistema son:

$$\frac{dS}{dt} = D(S_o - S) - Y\mu X \quad (1)$$

$$\frac{dX}{dt} = D(X_o - (1 - \eta)X) + \mu X \quad (2)$$

Donde:

- S : concentración de DQO a la salida del reactor, (mg/l).
- S_o : concentración de DQO a la entrada del reactor, (mg/l).
- X : concentración de SSV en el reactor, (mg/l).
- X_o : concentración de SSV a la entrada del reactor, (mg/l).
- D : factor de dilución, (d^{-1}).
- Y : factor de rendimiento del sustrato, (mg DQO/mgSSV).
- μ : velocidad de crecimiento microbiano, (d^{-1}).
- η : eficiencia de sedimentación del separador SLG.

La velocidad de crecimiento microbiano es representada a partir de la ecuación de Monod:

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K + S} \quad (3)$$

Donde:

- μ_{max} : velocidad específica de crecimiento máxima.
- K : medida inversa de la afinidad que presentan los microorganismos hacia el sustrato. Corresponde a la concentración de sustrato a la cual la velocidad específica de crecimiento, alcanza el 50% de la velocidad máxima.

Los parámetros del modelo representado en las ecuaciones (1) - (3) se muestran en la tabla 1, los cuales fueron obtenidos a partir del estudio de la operación de un reactor piloto por un período de 7 meses. El modelo se basa en la representación matemática de un reactor continuo de mezcla completa, en el que se incluyó el parámetro de eficiencia de sedimentación del separador SLG para explicar la retención de biomasa en el sistema.

Y	μ_{max}	K	η
7.5	0.7	5522.3	0.94

Tabla 1. Parámetros del modelo del reactor UASB

3. GENERALIDADES SOBRE EL CONTROL PREDICTIVO BASADO EN MODELO (MPC)

El control MPC surge de la necesidad de superar los inconvenientes del control LQG, relacionados con el manejo deficiente de las restricciones del proceso, incertidumbres del modelo y las no linealidades de los sistemas.

Dentro de la primera generación de la tecnología MPC se encuentra la matriz dinámica de control (DMC) primeras [10], que posteriormente fue modificado para manipular restricciones sobre las variables controladas y manipuladas del proceso [11].

El algoritmo MPC pretende optimizar el comportamiento futuro de la planta sobre un intervalo de tiempo (horizonte de predicción) a partir de la predicción de las salidas futuras del sistema para determinar el valor de las entradas sobre un horizonte de control, con el objeto de minimizar el error de las variables de salida respecto a su valor de consigna (set point) Lo anterior se lleva a cabo mediante el esquema ilustrado en la figura 2, en el que la variable a controlar sigue una trayectoria para alcanzar el valor de referencia a partir de una ruta óptima considerando las restricciones del proceso (figura 3).

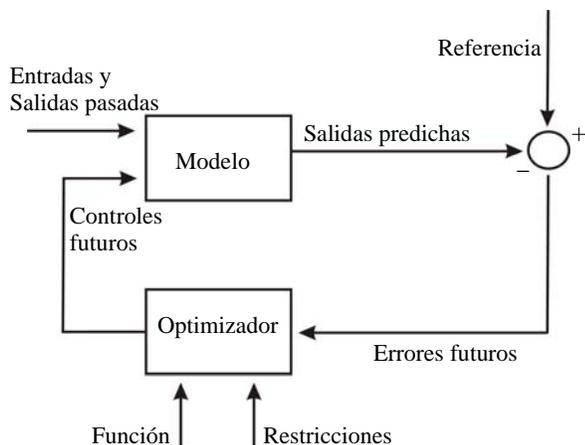


Figura 2. Esquema del MPC.

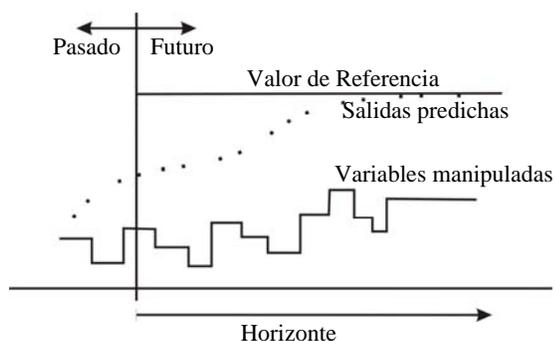


Figura 3. Trayectoria del MPC.

El problema de diseño un controlador MPC se basa en la optimización de una función cuadrática que incluye el error de la predicción y el esfuerzo de control. La función objetivo se expresa como:

$$\min_{\Delta u(k)} \sum_{l=1}^P \|\Gamma_l^y [y(k+l|k) - r(k+l)]\|^2 + \sum_{l=1}^m \|\Gamma_l^u [\Delta u(k+l-1)]\|^2 \quad (4)$$

Donde:

- Γ^y, Γ^u : matrices de peso que penalizan componentes particulares de las salidas y las entradas respectivamente.
- r : vector de valores de referencia futuros.
- P : horizonte de predicción.
- m : horizonte de control.

La escogencia de los horizontes de control y predicción, se realiza teniendo en cuenta que m debe ser pequeño para reducir el esfuerzo computacional, pero lo suficientemente grande para tener un número adecuado de grados de libertad y que P debe ser lo suficientemente grande para evitar errores en la predicción, sin embargo debe mantenerse en un valor prudente para reducir el esfuerzo computacional.

La optimización de la función objetivo de la ecuación 4 minimiza la suma de las desviaciones cuadradas de la variable controlada de la trayectoria de referencia (variante en el tiempo), sobre un horizonte de P pasos futuros. El criterio cuadrático penaliza grandes desviaciones, con el objeto de asegurar que el promedio de la salida permanezca cercano a su trayectoria de referencia. Sin embargo no siempre es posible mantener todas las salidas cercanas a sus trayectorias de referencia, debido a las interacciones inherentes del proceso. Esta situación es controlada por la matriz de pesos Γ^y , que proporciona una contribución a la suma de desviaciones de las variables, con el ánimo de llevar una salida (o varias) a su valor de referencia. Los movimientos de la variable manipulada necesarios para llevar a la variable controlada a su trayectoria de referencia, pueden ser demasiados severos en la práctica. Esto es superado por el efecto de la matriz Γ^u , que tiene como objeto penalizar los movimientos de la variable manipulada [12]. Las matrices de peso tanto para la entrada como para salida constituyen elementos de selección para permitir una correcta acción del controlador.

4. CONTROL MPC PARA EL REACTOR UASB

El presente estudio se realiza sobre un control predictivo lineal, para lo cual se hace necesario obtener la representación lineal en el espacio de estados. Considerando que la concentración de biomasa en la corriente de entrada del reactor permanece constante (en algunos casos se desprecia [13]), se tiene la siguiente representación:

$$\begin{bmatrix} \frac{dS^*}{dt} \\ \frac{dX^*}{dt} \end{bmatrix} = A \begin{bmatrix} S^* \\ X^* \end{bmatrix} + B \begin{bmatrix} D^* \\ So^* \end{bmatrix} \quad (5)$$

$$Y^* = C \begin{bmatrix} S^* \\ X^* \end{bmatrix} \quad (6)$$

El superíndice * indica que las variables se encuentran en desviación respecto a un estado estacionario.

Al aplicar el Jacobiano al sistema de ecuaciones 1 y 2, se obtienen las matrices A , B y C .

$$A = \begin{bmatrix} -D - \frac{Y\mu_{\max} X_{ss} K}{(K + S_{ss})^2} & -\frac{Y\mu_{\max} S_{ss}}{K + S_{ss}} \\ \frac{\mu_{\max} X_{ss} K}{(K + S_{ss})^2} & -D(1-\eta) + \frac{\mu_{\max} S_{ss}}{K + S_{ss}} \end{bmatrix} \quad (7)$$

$$B = \begin{bmatrix} S_o - S_{ss} & D \\ X_o - (1-\eta)X_{ss} & 0 \end{bmatrix} \quad (8)$$

$$C = [1 \quad 0] \quad (9)$$

Las variables S_{ss} y X_{ss} indican el valor de la DQO y de la biomasa en estado estacionario.

Con $D = 1.5 \text{ d}^{-1}$, $X_o = 250 \text{ mg/l}$, $S_o = 3500 \text{ mg/l}$, el estado estacionario del sistema es:

- $S_{ss} = 476.044 \text{ mg/l}$.
- $X_{ss} = 10886.54 \text{ mg/l}$.

El objetivo del controlador propuesto es mantener el porcentaje de remoción de la carga orgánica (DQO) del sistema frente a perturbaciones en la concentración de DQO a la entrada del reactor en virtud de la reglamentación referente a las cargas contaminantes expresadas en los decretos ambientales [14]; mediante la manipulación del flujo de alimentación, relacionado con el factor de dilución mediante la ecuación (10):

$$D = \frac{F}{V} = \frac{1}{TRH} \quad (10)$$

- F : Caudal de alimentación, (l/d).
- V : Volumen del reactor, (l).
- TRH : Tiempo de residencia hidráulico, (d).

A partir del punto de equilibrio expresado con anterioridad se desarrolló en el paquete Matlab® un programa para simular el comportamiento del ciclo de control. El controlador MPC trabaja bajo el supuesto de que las concentraciones de DQO a la entrada y a la salida del reactor son medibles on-line. En la práctica, la demanda química de oxígeno es medida off-line a través de un método de oxidación a reflujo; aunque ya se han reportado instrumentos que son capaces de realizar la medición en línea a través de espectrometría infrarroja [15]. Otra alternativa muy atractiva es la utilización de los denominados Soft-sensors, en los cuales es posible reconstruir el estado del sistema a partir de la medición de algunas variables de salida y el uso de herramientas de software. En trabajos previos [16], [17], se ha estudiado el diseño de observadores para sistemas de degradación anaerobia, en los cuales se ha identificado que a través de la medición del metano producido en las reacciones

metanogénicas y conociendo los parámetros de rendimiento cinético se pueden estimar las variables de estado S y X . A En las figuras 4 y 5 se muestra la simulación de la respuesta del ciclo de control, frente a diversas perturbaciones en S_o , estableciendo un porcentaje de remoción de referencia del 80%.

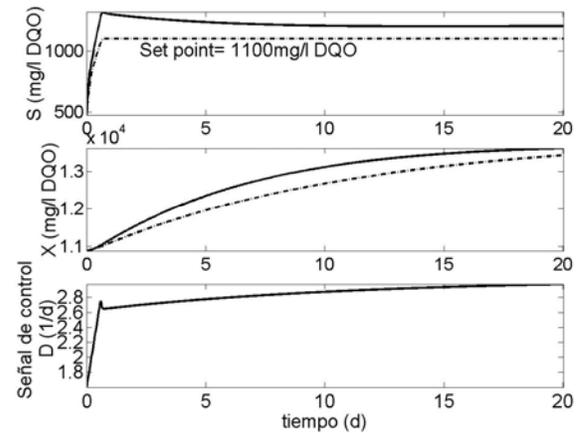


Figura 4. Comportamiento del controlador para una perturbación de escalón de 2000 mg/l en S_o . Para las gráficas de S y X , la curva continua representa del sistema No-Lineal y la curva punteada la del sistema linealizado.

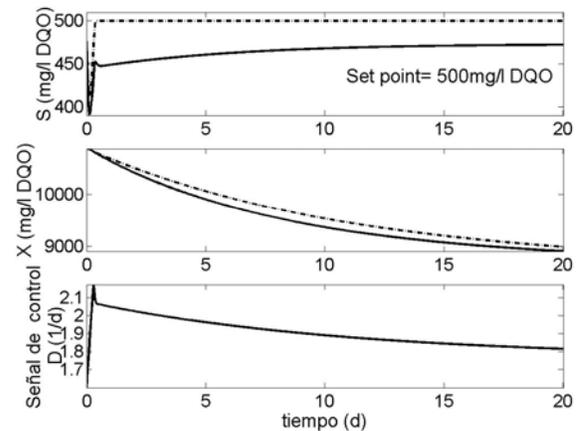


Figura 5. Comportamiento del controlador para una perturbación de escalón de -1000 mg/l en S_o . Para las gráficas de S y X , la curva continua representa del sistema No-Lineal y la curva punteada la del sistema linealizado.

Para las dos simulaciones realizadas, a pesar del error de estado estacionario, el controlador MPC permite alcanzar un punto de estabilidad que en términos operacionales es permitido. De otro lado la capacidad del controlador en la restricción de las variables de salida es un factor que puede ser utilizado para evitar estados operacionales indeseados como el lavado de biomasa (washout). Debido al hecho de que la cinética es el factor de mayor incertidumbre en el modelado de procesos biológicos y

que es variante en el tiempo, se realizó una simulación cambiando el valor de μ_{max} a 0.75 d^{-1} y conservando las condiciones de operación de la simulación correspondiente a la figura 4. La respuesta del sistema se ilustra en la figura 6; de donde se observa la eliminación del error de estado estacionario, a diferencia de la figura 4. Esto hace evidente la sensibilidad del desempeño del controlador respecto a los parámetros del modelo.

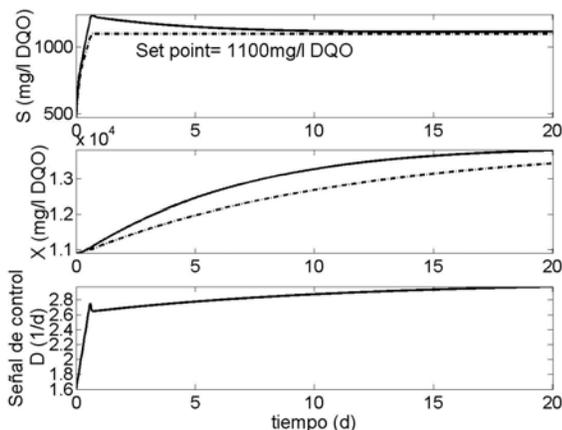


Figura 6. Comportamiento del controlador para una perturbación de escalón de 2000 mg/l en S_0 , considerando un valor de $\mu_{max} = 0.75 \text{ d}^{-1}$. Para las gráficas de S y X , la curva continua representa del sistema No-Linear y la curva punteada la del sistema linealizado.

5. CONCLUSIONES

La propuesta de control MPC se muestra como una alternativa aceptable para la regulación de la operación del sistema de estudio, sin embargo, las no linealidades del proceso hace que sea necesario continuar con el estudio de técnicas de control predictivo no lineal. De otro lado la sensibilidad del controlador respecto a los parámetros cinéticos puede ser superada a través de la implementación de algoritmos de estimación adaptativos de parámetros, en los que se incluya sensoría virtual [18] [19].

El trabajo presentado se fundamentó en el control de la remoción de la DQO en el reactor UASB, sin embargo dada la potencialidad de los sistemas de degradación anaerobia para la producción de energía renovable como el metano y el hidrógeno [20] se hace necesario la aplicación de estrategias de control multivariable, dentro de las cuales el MPC puede posicionarse debido a su capacidad de ponderación de las variables a controlar; característica que puede facilitar la optimización de la operación del proceso desde el punto de vista económico.

6. BIBLIOGRAFÍA

[1] Steyer, J.P. Expression of Interest for a Network of Excellence on Anaerobic Digestion: Multidisciplinary

Networking for Better Understanding and Optimal Monitoring. Junio 4, 2002.

- [2] Gaterell M.R. Griffin P. Gochin R.J. Lester J.N. Zakkour, P.D. Anaerobic treatment of domestic wastewater in temperate climates: treatment plant modelling with economic considerations. *Water Research*, vol. 35, 2001.
- [3] Chang, C.H., Chang, F.Y., Lin C.Y. Treatment of Septage Using an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor. *Water Environment Research*, vol. 73, no. 4, 2001.
- [4] Daoutidis, P., Mantzaris, N.V. Cell population balance modeling and control in continuous bioreactors. *Journal of Process Control*, vol. 14, 2004.
- [5] Lardon, L., Punal, A., Steyer, J.P. On-line diagnosis and uncertainty management using evidence theory-experimental illustration to anaerobic digestion processes. *Journal of Process Control*, vol. 14, 2004.
- [6] Quin, S.J., Badgwell, T.A.. An Overview of Industrial Model Predictive Control Technology Fifth International Conference on Chemical Process Control, pp 232-256. AICHE and CACHE, 1997.
- [7] Zanabria, O.A.. Modelagem, Identificação e Controle de Sistemas de Tratamento de Lodo Ativado com Remoção de Nitrogênio, Ph.D. thesis, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2002.
- [8] IWA. Anaerobic Digestion Modelling Task Group, The IWA anaerobic digestion model no 1, 2001.
- [9] Bernard, O., Chachuat B., Hélias A., Rodriguez J. Can we assess the model complexity for a bioprocess? theory and example of the anaerobic digestion process. (artículo aceptado). *Water Science and Technology*, 2004.
- [10] García, C.E., Lee, J.H., Morari, M. Model Predictive Control. Marzo 15. 2002
- [11] Cutler, C.R; Morshedi, A.M; Haydel, J.J. An Industrial Perspective on Advanced Control. Meeting of the American Institute of Chemical Engineers. Washington D.C. Octubre. 1986.
- [12] Morari, M., Riche, L. Model Predictive Control Toolbox for use with Matlab. Mathworks. 1998.
- [13] Bernard, O., Mailleret, L., Steyer, J.P. Nonlinear adaptive control with unknown kinetics. *Automatica*. 40, 2004.

- [14] Ministerio de Salud República de Colombia. Decreto 1594 de 1984.
- [15] Bouvier, J.C., Conte, T., Gras, P., Harmand J., Delgenes, J.P., Steyer, J.P. On-line measurements of COD, TOC, VFA, total and partial alkalinity in anaerobic digestion processes using infra-red spectrometry. *Water Science and Technology*, vol. 45, no. 10, 2002.
- [16] Angulo F., Muñoz-Tamayo, R.. Aproximación de estimación de estados en un reactor UASB. IV Congreso Internacional de Electrónica y Tecnologías de Avanzada. Universidad de Pamplona. Norte de Santander. Universidad de Pamplona, Marzo 2005.
- [17] Angulo F., Marín, J.E., Muñoz-Tamayo, R. Una perspectiva sobre el modelado e identificación de sistemas de degradación anaerobia para el tratamiento de aguas residuales. XIII Congreso Colombiano de Ingeniería Química: Las Cadenas Productivas. Asociación Colombiana de Ingeniería Química Capítulo Caldas, Agosto 2005.
- [18] Bastin, G., Dochain D. *On-line Estimation and Adaptive Control of Bioreactors*, Elsevier, 1990.
- [19] Bernard, O., Mailleret, L., Steyer, J.P. Nonlinear adaptive control with unknown kinetics, *Automatica*, vol. 40, 2004.
- [20] Barten, H., Reith, J.H., Wijffels R.H. *Bio-methane and Bio-hydrogen. Status and perspectives of biological methane and hydrogen production*, Dutch Biological Hydrogen Foundation, 2003.