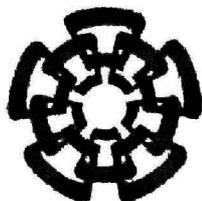


xx(92900.1)



CINVESTAV

Centro de Investigación y de Estudios Avanzados del IPN
Unidad Guadalajara

Control inteligente de plantas anaeróbicas de tratamiento de aguas residuales

Tesis que presenta
Salvador Carlos Hernández

Para obtener el grado de
Maestro en Ciencias

En la especialidad de
Ingeniería Eléctrica



CINVESTAV I.P.N.
SECCION DE INFORMACION
& DOCUMENTACION

Guadalajara, Jal., agosto de 2001

CLASIF.: TELIS 3007
ADQUIS.:
FECHA: 19/04/02
PROCED.: SES 4 - B. 6.110910 - 81005
\$.....

Control inteligente de plantas anaeróbicas de tratamiento de aguas residuales

Tesis de Maestría en Ciencias Ingeniería Eléctrica

Por:

Salvador Carlos Hernández

Ingeniero en Electrónica
Instituto Tecnológico de Toluca 1993-1998

Becario de CONACYT, expediente no. 143825

Directores de Tesis

Dr. Edgar Nelson Sánchez Camperos

Dr. Jean-Francois Béteau

AGRADECIMIENTOS

A mi familia, por todo su apoyo. A las generaciones anteriores por su ayuda incondicional y su gran cariño, me motivan a seguir avanzando; a las nuevas generaciones por sus detalles tan pequeños y tan grandes a la vez, me recuerdan que la vida hay que vivirla con alegría y entusiasmo.

A mis asesores: Dr. Edgar Sánchez y Dr. Jean Francois Beteau, por el apoyo y la confianza depositada en mí para la realización de este proyecto. Por la oportunidad de continuar en el fascinante mundo de la investigación.

A CONACYT, por el apoyo durante estos dos años, sin el cual, habría sido imposible la culminación de este proyecto.

A la generación Control '99 de CINVESTAV Gdl, por los buenos ratos, por los días que nunca existieron; pero sobre todo por su amistad.

A toda la comunidad cinvestina; especialmente a ti, que hiciste de este tiempo una experiencia especial e inolvidable.

A ti que a pesar de la distancia, el tiempo y las circunstancias, sigues cerca de mí.

A Dios, a la vida, al destino. Este es el mejor momento para ir en busca de grandes retos, el mejor momento para ser feliz.

INDICE

CAPITULO I. INTRODUCCION	1
CAPITULO II. EL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBICA	5
II.1 INTRODUCCION	5
II.2 MODELO MATEMÁTICO	6
II.3 ESTABILIDAD DE LA DIGESTION ANAERÓBICA	9
II.3.1 Modelo de estabilidad	10
II.4 ESTRATEGIA DE CONTROL INTEGRADO	11
II.4.1 La técnica L/A	12
II.4.2 El control integrado	15
CAPITULO III. CONTROL DIFUSO	19
III.1 INTRODUCCION	19
III.2 LA ESTRATEGIA DE TAKAGI-SUGENO	20
III.2.1 Fuzzificación	20
III.2.2 Defuzzificación	20
III.2.3 La técnica de Takagi-Sugeno para sistemas lineales	21
III.3 LA ESTRATEGIA DEL PI DIFUSO	22
III.3.1 Descripción del controlador	23
III.3.2 Algoritmo de defuzzificación	25
CAPITULO IV. CONTROL DIFUSO DEL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBICA	29
IV. 1 INTRODUCCION	29
IV.2 LA ESTRATEGIA DEL CONTROL SUPERVISOR DIFUSO	29
IV.2.1 “Fuzzificación”	29
IV.2.2 “Defuzzificación”	34
IV.2.3 Resultados con supervisor difuso	35
IV.2.4 Alternativa de “fuzzificación”	36
IV.3 LA ESTRATEGIA DEL PI DIFUSO	39
IV. 4 LA ESTRATEGIA DE CONTROL INTEGRADO JERARQUICO CON PI DIFUSO	
MINIMO	41
CAPITULO V. CONCLUSIONES	49
REFERENCIAS	51
ANEXOS	53

CAPITULO 1

INTRODUCCION

El desarrollo actual de la sociedad se ve constantemente incrementado por el creciente número de nuevas herramientas, creadas por la ciencia y la tecnología. Pareciera ser que dicho desarrollo puede continuar ilimitadamente. Sin embargo, es necesario hacer un uso racional de los recursos naturales no renovables; entre ellos el que ha motivado el desarrollo de este trabajo: el agua, que tiene un impacto directo en la sociedad y juega un papel de extrema importancia en la vida en general. Las grandes ciudades siguen creciendo y como consecuencia, la demanda de servicios aumenta también. Un ejemplo claro puede verse en el agua necesaria para mantener el ritmo de vida de la gente; al aumentar el número de personas, aumenta la cantidad de agua requerida. Autoridades y ciudadanía deben comprometerse para tomar medidas conjuntas con la finalidad de satisfacer estas demandas y así conseguir una buena calidad de vida para la sociedad.

Afortunadamente, la mayoría de los países han considerado esta problemática y han adoptado medidas que favorecen el uso del agua. En México, los recursos del agua son atendidos oficialmente por la Comisión Nacional del Agua (CNA) [1], un organismo dependiente de la Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT). Sus funciones son: administrar y custodiar las aguas nacionales, así como los bienes que se vinculan a éstas, de conformidad con las disposiciones jurídicas aplicables. Vigilar el cumplimiento de la Ley de Aguas Nacionales. Proveer lo necesario para la preservación de su calidad y cantidad para lograr su uso integral sustentable. También está encargada de estudiar, normar, proyectar, promover, construir, vigilar, administrar, operar, conservar y rehabilitar la infraestructura hidráulica, así como las obras complementarias que correspondan al Gobierno Federal. Por otro lado, el Instituto Mexicano de Tecnología del Agua (IMTA) [2], un órgano descentralizado de la SEMARNAT, se encarga de realizar investigación, desarrollar, adaptar y transferir tecnología, prestar servicios tecnológicos y preparar recursos humanos calificados para el manejo, conservación y rehabilitación del agua a fin de contribuir al desarrollo sustentable del país. De la misma manera, instituciones educativas como la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) [3] y la Universidad Autónoma Metropolitana [4], entre otras, desarrollan proyectos relacionados con el tratamiento de aguas residuales industriales y domésticas. A nivel industrial, existen varias compañías encargadas del diseño e implementación de plantas industriales de tratamiento de aguas, entre las que pueden mencionarse Controles Gráficos [5], Seta [6], EMESA (Equipos mecánicos y electromecánicos S.A.) [7], entre otras. En su mayoría, los métodos empleados son procesos con digestión aeróbica.

Las aguas residuales pueden ser tratadas por diferentes vías dependiendo del tipo de contaminantes que contengan. Si se trata de sustratos con contaminantes inorgánicos, el tratamiento puede hacerse en presencia de oxígeno utilizando lodos activados con bacterias aeróbicas. Sin embargo, si el sustrato contiene contaminantes orgánicos, los resultados adecuados se alcanzarán empleando bacterias anaeróbicas (microorganismos que viven en ausencia de oxígeno). En primer término se obtiene el agua tratada y como un subproducto se genera dióxido de carbono y metano; este último puede ser utilizado con fines energéticos. En esta tesis se considera el modelo de una planta de tratamiento de aguas residuales industriales con alto índice de contaminantes orgánicos, por lo que se utiliza el proceso de digestión anaeróbica.

En investigaciones anteriores se han empleado diversas técnicas de control para el tratamiento de aguas residuales; las cuales han estado en función del tipo de procedimiento, del modelo empleado y de las variables medidas. Algunos de los trabajos realizados son:

- Rozzi [8], en un proceso de tratamiento de aguas residuales midió la presión parcial de CO_2 , AGV y el pH. Su objetivo fue estabilizar el proceso en el caso de sobrecarga orgánica, del arranque del bioreactor o de sobrecarga hidráulica, además de regular la presión parcial de CO_2 . Realizó un estudio del plano de fase sustrato-biomasa para determinar los valores iniciales admisibles en el arranque del bioreactor, y para la operación, utilizó un controlador proporcional sobre el consumo de biogas producido recirculado en el fermentador.
- Renard [9], para la descontaminación de 'refus sirupeux' industriales diluidos, empleó el modelo de la metanogénesis (una etapa de la digestión anaeróbica que será explicada posteriormente) midiendo consumo de CH_4 , CO_2 , pH, AGV, DCO (demanda química de oxígeno, indica indirectamente la contaminación en la entrada y dentro del reactor). Reguló el nivel de contaminación en la salida a un valor deseado, utilizando como variable de control la razón de disolución. Aplicó control adaptable con linealización externa y la estimación de un parámetro.
- Moletta [10], experimentó con el tratamiento de la vinaza, modelando la fase gaseosa y la biológica (modelo de la metanogénesis del acetato, modelo de la sobrecarga orgánica y de la influencia del hidrógeno). Sus variables medidas fueron: presión parcial en el H_2 y el consumo de gas. Buscó mantener la estabilidad del procedimiento, maximizar la producción de metano o minimizar la demanda química de oxígeno en la salida del reactor. Empleó control adaptable y como variables de control: reducir o aumentar el consumo de sustrato en la entrada, agregar una base y reinyectar solamente el metano.
- Béteau [11], con el proceso de VALORGA (una industria papelera de Francia), utilizó el modelo dinámico de la fase biológica, el modelo algebraico de la fase físico-química y el

modelo de fase gaseosa. La concentración de bicarbonato, los consumos de gas y metano y la concentración de bicarbonato en la alimentación fueron las variables medidas, los objetivos fueron estabilizar el sistema (rechazar perturbaciones), regular indirectamente la concentración de AGV a través del bicarbonato. Utilizó control adaptable linealizante mediante la técnica L/A, y las variables de control fueron la razón de disolución y agregar bicarbonato.

- Giraldo [12], trabajó con el tratamiento de aguas residuales industriales, modeló el balance de masas, midió el pH y la producción de gas. El objetivo fue desarrollar una estrategia de control simple para estabilizar el arranque y el funcionamiento continuo de un digestor anaeróbico. La técnica utilizada fue la de control LQ MIMO, con la razón de disolución y la adición de alcalinidad como variables de control.
- Hilgerte [13], para la destilería de efluentes en la industria del vino, utilizó el modelo de balance de masas y el modelo cinético de microorganismos. La variable medida fue el consumo de biogas producido. Optimizó el desempeño del sistema, estimó automáticamente la razón de crecimiento de la biomasa en función de la concentración de efluentes medidos y el aumento de la eficacia de descontaminación por vía biológica. Empleó para ello el control adaptable no paramétrico, estimación funcional y autorregulación.
- Soehartanto [14] tomando como base los resultados obtenidos por Béteau en [4], obtuvo un modelo de estabilidad para detectar la posición del sistema y utilizó una estrategia de control integrado, que consiste en la conmutación de dos acciones de control diferentes (técnica L/A con agregar bicarbonato como variable de entrada, técnica L/A con cambio de razón de disolución como acción de control y concentración de bicarbonato como variable medida en ambos casos). Los objetivos fueron: estabilizar el proceso alrededor del punto de operación, conservar la producción de metano respecto a la demanda química de oxígeno y mejorar el desempeño del sistema en relación a los tiempos de respuesta (disminuir transitorios).

Siguiendo esta última línea, en el presente trabajo se utiliza el mismo proceso y modelo que en [11] y [14]; las acciones de control y las variables medidas son las mismas, incluyendo la estrategia de control integrado. Los tres objetivos planteados en [14] se mantienen y se agrega uno mas, que consiste en evitar los efectos de *oscilación* debidos a la conmutación fuerte entre las acciones de control (b_{inc} , D); es decir, se pretende suavizar la conmutación.

La principal aportación de esta tesis es la aplicación de algoritmos de control inteligente en el proceso de VALORGA. Los resultados obtenidos muestran que el desempeño del proceso mejora cuando se aplica la estrategia de control aquí propuesta en relación a la estrategia anterior. La tolerancia a perturbaciones es mayor, la producción de metano se incrementa, los transitorios son menores y la conmutación entre las acciones de control se suaviza.

Esta tesis contiene 4 capítulos más y un anexo. En el segundo Capítulo, se da una explicación detallada del proceso de digestión anaeróbica y el modelo matemático utilizado para el análisis; se menciona como es posible determinar la estabilidad de la planta; también se incluye una descripción de la técnica de control L/A y del control integrado diseñado con anterioridad y que ha servido como base para el presente trabajo. En el tercer Capítulo se explican los algoritmos de control difuso empleados: Takagi-Sugeno y controlador proporcional - integral difuso (PI difuso) mínimo. En el Capítulo cuatro, se presenta la aplicación de los algoritmos de control difuso en la planta de tratamiento de aguas residuales. Finalmente, en el Capítulo cinco se presentan las conclusiones obtenidas después de analizar los resultados del controlador propuesto. En anexo se incluyen dos ponencias aceptadas en congresos internacionales con evaluación escrita.

CAPITULO II

EL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBICA

II.1 INTRODUCCION

La digestión anaeróbica es la alternativa más adecuada para el tratamiento de aguas residuales con contaminantes orgánicos, como glucosa, lípidos y prótidos. El objetivo es degradar los sustratos orgánicos en metano y dióxido de carbono (CH_4 y CO_2). El proceso se lleva a cabo en ausencia de oxígeno (proceso anaeróbico) a través de tres tipos de bacterias (biomasa): hidrolíticas, acidogénicas y metanogénicas; las dos primeras pertenecen a un mismo grupo y están destinadas a la degradación de glucosas y las terceras se encargan de degradar los acetatos. La digestión anaeróbica se divide en cuatro etapas, como se puede ver en la figura 2.1.

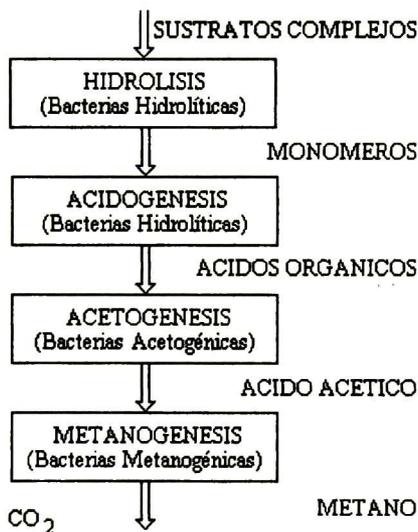


FIGURA 2.1. El proceso de la digestión anaeróbica

En la primera etapa, llamada *hidrólisis*, los sustratos complejos de entrada como celulosas, proteínas, lípidos, etc., se transforman a través de las bacterias hidrolíticas en monómeros solubles como ácidos amínicos, gliceroles, ácidos grasos, etc. La etapa de *acidogénesis* consiste en transformar los monómeros solubles generados en la primer etapa, en ácidos orgánicos, alcoholes y ácidos grasos volátiles (acético, propiónico y butírico) bajo la acción del mismo tipo de bacterias empleadas en la hidrólisis. La *acetogénesis* es la tercera etapa del proceso; como su nombre lo dice, el objetivo es generar ácido acético, lo cual puede conseguirse de dos maneras: la primera a través

de ácido propiónico, ácido butírico e hidrógeno y la segunda mezclando dióxido de carbono con hidrógeno. En esta etapa intervienen las bacterias acetogénicas. La etapa final es la *metanogénesis*, donde se genera el metano. Para conseguirlo, existen dos alternativas: una que consiste en la degradación del ácido acético mediante bacterias metanogénicas acetoclásticas; y otra en la que se utiliza el hidrógeno generado en las etapas previas para reducir el dióxido de carbono por medio de bacterias metanogénicas hidrogenófilas.

En la primera y última etapas el crecimiento de la biomasa puede cesar (bloqueo). En la hidrólisis, las bacterias podrían no ser capaces de degradar efluentes no solubles; sin embargo, esto es poco probable en la realidad, por lo tanto se descarta como una posibilidad real. La metanogénesis es más sensible a variaciones en la concentración de efluentes; una perturbación alta en el sustrato de entrada puede bloquear el crecimiento de la biomasa y evitar la producción de metano. Este fenómeno conocido como “washout” se debe evitar y constituye, como ya se ha mencionado, el primer objetivo a cumplir. Desde el punto de vista de control, las primeras tres etapas de la digestión anaeróbica no presentan problema; es la cuarta etapa la que requiere de mayor atención. Por lo tanto, las variables y los parámetros de la metanogénesis serán los de mayor interés para el análisis y diseño del controlador. En las referencias [11], [14] y [15] puede encontrarse una explicación mas profunda del proceso de digestión anaeróbica.

II.2 MODELO MATEMATICO

El modelo matemático empleado para representar el proceso es un sistema algebraico diferencial. Una explicación detallada de éste, puede encontrarse en [11] y [14]. El modelo está constituido por cinco ecuaciones algebraicas, seis ecuaciones diferenciales, dos ecuaciones de salida y dos acciones de control, tal como se muestra en las expresiones 2.1 – 2.13.

$$HS + S^- - S_2 = 0 \quad (2.1)$$

$$H^+S^- - K_aHS = 0 \quad (2.2)$$

$$CO_{2D} + B - IC = 0 \quad (2.3)$$

$$H^+B - K_BCO_{2D} = 0 \quad (2.4)$$

$$Z + [H^+] = B + S^- + [OH^+] \quad (2.5)$$

$$\frac{dX_C}{dt} = (\mu_C - D)X_C \quad (2.6)$$

$$\frac{dS_C}{dt} = -R_6\mu_C X_C + D(S_{C_{IN}} - S_C) \quad (2.7)$$

$$\frac{dX_1}{dt} = (\mu_1 - D)X_1 \quad (2.8)$$

$$\frac{dS_1}{dt} = -R_3\mu_2X_2 + R_4\mu_CX_C + D(S_{2IN} - S_2) \quad (2.9)$$

$$\frac{dIC}{dt} = R_2R_3\mu_2X_2 + R_5\mu_CX_C - \lambda R_1R_3\mu_2X_2 + D(IC_{in} - IC) \quad (2.10)$$

$$\frac{dZ}{dt} = D(Z_{in} - Z) \quad (2.11)$$

$$Q_{CH_4} = R_1R_2\mu_2X_2 \quad (2.12)$$

$$Q_{CO_2} = \lambda R_1R_2\mu_2X_2 \quad (2.13)$$

con:

$$\lambda = \frac{P_{CO_2}}{P_t - P_{CO_2}} \quad \text{donde} \quad P_{CO_2} = \frac{CO_{2D}}{K_H}$$

$$\mu_2 = \frac{\mu_{2max}HS}{K_{S_2} + HS + \frac{HS^2}{K_{i2}}}$$

$$\mu_2 = \frac{\mu_{Cmax}S_C}{K_{S_C} + S_C + \frac{S_C HS}{K_{iC}}}$$

La siguiente lista contiene el significado de cada variable.

X_C : microorganismos acidogénicos (gr/lit)

S_C : sustrato lentamente degradable (gr/lit)

X_2 : microorganismos metanogénicos (gr/lit)

S_2 : sustrato rápidamente degradable (gr/lit)

IC : Carbono inorgánico (molar)

Z : total de cationes (molar)

dX_1/dt : razón de variación de los microorganismos acidogénicos (gr/lit hr)

dS_1/dt : razón de variación del sustrato lentamente degradable (gr/lit hr)

dX_2/dt : razón de variación de los microorganismos metanogénicos (gr/lit hr)

dS_2/dt : razón de variación del sustrato rápidamente degradable (gr/lit hr)

dZ/dt : razón de variación de los cationes (molar/hr)

dIC/dt : razón de variación del carbono inorgánico (molar/hr)

- Q_{CO_2} : razón de flujo de dióxido de carbono (lt/hr)
 Q_{CH_4} : razón de flujo de metano (lt/hr)
 H^+ : iones de hidrógeno (molar)
 S^- : forma base (ionizada) de S_2 (molar)
 HS : forma ácida (no ionizada) de S_2 (molar)
 B : bicarbonato (molar)
 CO_2 : dióxido de carbono (molar)
 CH_4 : metano (molar)
 μ_C : razón de crecimiento específico de los microorganismos acidogénicas (hr^{-1})
 μ_M : razón de crecimiento específico de los microorganismos metanogénicos (hr^{-1})
 D : razón de disolución.
 R_i : coeficientes de rendimiento producto/biomasa, $i = 1,3,5$
 R_j : coeficientes de rendimiento, $j = 2,4,6$
 K_a : constante de equilibrio ácido – base entre S^- y HS
 K_b : constante de equilibrio entre B y CO_{2D}
 K_H : constante de Henry
 P_t : presión atmosférica
 P_{CO_2} : presión parcial de CO_2

En las ecuaciones algebraicas, se considera el equilibrio químico entre ácidos y bases, lo cual genera las primeras dos ecuaciones. El carbono, resultado de la combinación entre bicarbonato y dióxido de carbono, da origen a la tercera ecuación; mientras que el equilibrio entre el bicarbonato y el dióxido de carbono origina la ecuación cuatro. La última ecuación algebraica resulta de considerar los cationes en el reactor.

Por otro lado, las ecuaciones diferenciales ((2.6) a (2.9)) representan la evolución de los estados biológicos del sistema (X_C , S_C , X_2 y S_2). En la ecuación (2.10) se modela la evolución de los cationes en el reactor; por su parte, la variación del carbono inorgánico se establece por medio de la ecuación (2.11).

Finalmente, en las ecuaciones (2.12) y (2.13) se representan las salidas del sistema; es decir, las razones de flujo de metano (que será la de mayor interés) y de dióxido de carbono, respectivamente. Se consideran como entradas dos variables: D y b_{inc} . La primera representa la razón de disolución, mientras que la segunda es la agregación de bicarbonato.

Por lo tanto el sistema puede representarse de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}
g(X_a, X_d) &= 0 \\
\frac{dX_d}{dt} &= f(X_a, X_d, u) \\
y &= h(X_a, X_d)
\end{aligned}
\tag{2.14}$$

donde:

$$\begin{aligned}
X_a &= [HS, H^+, S, CO_{2D}, B]^T && \text{Vector de ecuaciones algebraicas} \\
X_d &= [X_C, S_C, X_2, S_C, IC, Z]^T && \text{Vector de ecuaciones diferenciales} \\
u &= [D, b_{inc}]^T && \text{Vector de entradas} \\
y &= [Q_{CH_4}, Q_{CO_2}]^T && \text{Vector de salidas.}
\end{aligned}$$

II.3 ESTABILIDAD DE LA DIGESTION ANAEROBICA

La estabilidad del proceso de digestión anaeróbica es analizada en [11],[14] y [16]. En primer lugar, se reduce el modelo del sistema (ecuaciones 2.1 – 2.13) utilizando el método de perturbaciones singulares [14]; el cual consiste en separar las dinámicas rápidas de las lentas. El modelo reducido conserva las cinco ecuaciones algebraicas (2.1 – 2.5), las ecuaciones de salida (2.12 y 2.13) y las constantes relacionadas con la razón de crecimiento de la biomasa. Las ecuaciones diferenciales se reducen de seis a dos:

$$\frac{dX_2}{dt} = (\mu_2 - D)X_2 \tag{2.15}$$

$$\frac{dS_2}{dt} = -R_3\mu_2X_2 + \frac{R_4}{R_6}D(S_{C_{in}} - S_{C_{equilibrio}}) + D(S_{2IN} - S_2) \tag{2.16}$$

Una vez reducido el modelo, se utiliza el plano de fase entre los estados resultantes (la biomasa (X_2) y el sustrato (S_2)); de esta manera se establece que existen dos regiones de convergencia. En cada región, el proceso tiende a un punto de equilibrio. En uno de ellos se detiene el tratamiento de sustrato debido al bloqueo del crecimiento de las bacterias anaeróbicas y como consecuencia no hay producción de metano. Este punto es conocido por lo tanto, como *punto de bloqueo*. En el otro, el sistema opera de manera adecuada, creando las condiciones necesarias para el crecimiento de la biomasa, el tratamiento de sustrato y la producción de metano. Se hará referencia a éste, como *punto de tratamiento* o *punto de operación*. Obviamente, se pretende que el sistema opere dentro de la región correspondiente a este último punto.

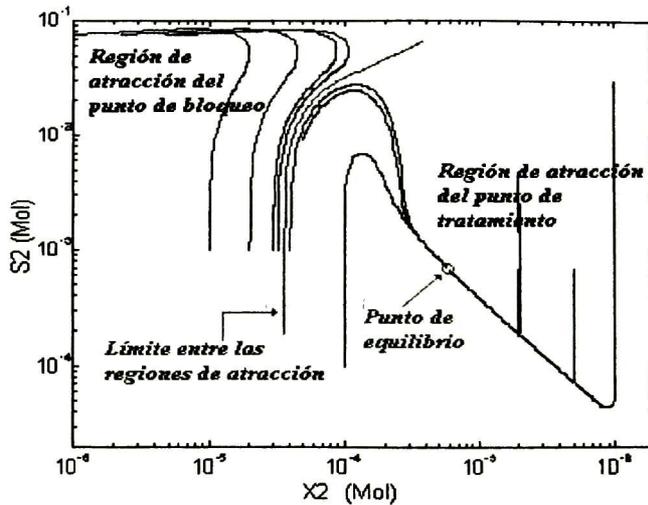


FIGURA 2.2 Plano de fase para X_2 y S_2

El siguiente paso en [14] fue encontrar un modelo para la superficie límite entre las regiones de atracción en función de las entradas del proceso. Con esto, fue posible determinar el comportamiento del proceso, las condiciones (especialmente el tipo de perturbación y su amplitud, en el sustrato de entrada) bajo las cuales el sistema tiende al punto de bloqueo, y la acción de control más adecuada. Las perturbaciones consisten en una sobrecarga orgánica en la alimentación del bioreactor; es decir, existe un aumento brusco de la concentración de materia orgánica en el sustrato de entrada [11].

II.3.1 Modelo de estabilidad

La expresión resultante para representar el límite antes mencionado es conocida como *modelo de estabilidad*. A continuación se presenta brevemente la manera de obtenerlo; una explicación detallada puede encontrarse en [14].

Primeramente se definen las variables T y COJ . La primera es el *tiempo máximo* de aplicación de una onda cuadrada como perturbación sobre S_{2in} , antes de la atracción hacia la región de bloqueo. La segunda es la *Carga Orgánica Diaria*, producto entre la razón de disolución (D), la amplitud de la perturbación (A_2) y el sustrato de entrada (S_{2in}). A partir de estas dos variables se establece un modelo de estabilidad inicial en el que T es inversamente proporcional a COJ [15]. Sin embargo, no es suficiente debido a su simplicidad. Existen otros factores importantes que influyen para la estabilidad de la digestión anaeróbica. Por ejemplo, la razón de crecimiento (μ_2) de la biomasa (X_2) depende del pH en el interior del bioreactor; a su vez, el carbono inorgánico de

entrada (IC_{in}) influye sobre el pH. Por lo que es necesario tomar en cuenta IC_{in} en el modelo de estabilidad. Cuando se aplica una perturbación, la trayectoria del sistema evoluciona en el espacio $[\frac{1}{T}, COJ, IC_m]$, pero termina en la *región de bloqueo*; lo que significa que el modelo sigue siendo insuficiente. Con la perturbación, COJ aumenta considerablemente al igual que X_2 ; es decir, la COJ que puede ser tratada en el proceso depende del crecimiento de X_2 . Por esta razón, la biomasa debe ser considerada en la estabilidad. A partir de los argumentos anteriores, el modelo de estabilidad queda representado con una función del siguiente tipo:

$$\frac{1}{T} = f\left(\frac{COJ}{X_2}, IC_m\right) \quad (2.17)$$

En [14] se propuso un polinomio que interpole con exactitud las tercias $(\frac{1}{T}, \frac{COJ}{X_2}, IC_m)$ y que no presente máximos ni mínimos locales para $\frac{1}{T}$. El resultado es:

$$\begin{aligned} \frac{1}{T} = & 0.006 - 0.0018(COJ/X_2) - 0.21IC_{in} + 0.004(COJ/X_2)^2 - 0.071(COJ/X_2)IC_{in} + 2.24IC_{in}^2 - \\ & 0.0006(COJ/X_2)^3 - 0.0012(COJ/X_2)^2IC_{in} + 0.3(COJ/X_2)IC_{in}^2 - 8.2IC_{in}^3 + 0.0004(COJ/X_2)^3IC_{in} - \\ & 0.006(COJ/X_2)^2IC_{in}^2 - 0.44(COJ/X_2)IC_{in}^3 + 12.18IC_{in}^4 + 0.0001(COJ/X_2)^5 + 0.0001(COJ/X_2)^3IC_{in}^2 + 0.0055(COJ/X_2)^2IC_{in}^3 + 0.21(COJ/X_2)IC_{in}^4 - \\ & 6.32IC_{in}^5 \end{aligned} \quad (2.18)$$

II.4 LA ESTRATEGIA DE CONTROL INTEGRADO

Una vez establecido el modelo de estabilidad en [14], se procede a elegir una estrategia de control adecuada para conseguir los objetivos planteados: estabilizar el proceso alrededor del punto de operación, conservar la producción de metano respecto a la demanda química de oxígeno y mejorar el desempeño del sistema en relación a los tiempos de respuesta (disminuir transitorios). De esta manera, se propone una estrategia de control integrado cuyo principio consiste en la conmutación de todas las acciones de control posibles, tomando en cuenta sus entradas y salidas. En el esquema de la figura 2.3 se muestra esta idea, para un sistema con tres entradas y una salida.

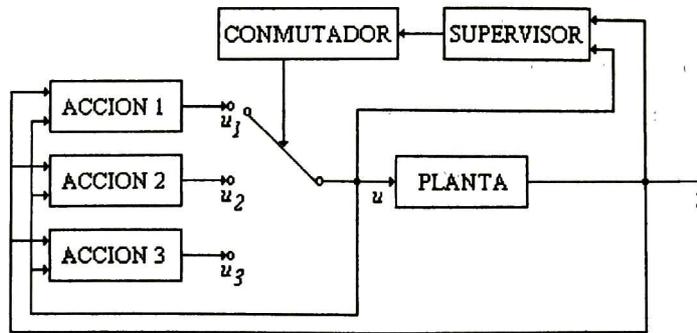


FIGURA 2.3 – Estrategia de control integrado.

Para el modelo expresado en las ecuaciones 2.1 – 2.13, existen dos acciones de control (agregar bicarbonato en la entrada (b_{inc}) y cambiar la razón de disolución(D)) con el propósito de mantener el proceso funcionando alrededor del punto de operación. Se puede considerar una tercera acción de control, que consiste en suspender las acciones anteriores, por lo que la planta opera en lazo abierto. Con el modelo de estabilidad se detecta la posición del sistema y se elige la acción más adecuada.

II.4.1 La técnica L/A

Después de analizar las diferentes técnicas para aplicar las dos acciones de control, se determinó en [11] que la más apropiada para el proceso anaeróbico es la técnica L/A, llamada así en honor a sus autores [17]. Entre las ventajas que ofrece esta técnica destacan:

- Considera las restricciones de valores positivos presentes en el proceso.
- El desempeño del sistema es muy similar al obtenido con un controlador no lineal adaptable.
- Las ecuaciones del modelo no intervienen en la ley de control.
- Presenta una estructura simple, de tal manera que es fácil de implementar.

La técnica L/A consiste en llevar las variables del espacio de trabajo con restricción positiva a un espacio de trabajo sin restricciones [18], mediante una transformación logarítmica y posteriormente regresar al espacio restringido haciendo una transformación exponencial. La transformación logarítmica se lleva a cabo mediante las ecuaciones siguientes:

$$\begin{aligned}
 Y(t) &= \ln y(t) \\
 R(t) &= \ln r(t) \\
 U(t) &= \ln u(t)
 \end{aligned}
 \tag{2.19}$$

La transformación exponencial se realiza con:

$$\begin{aligned}
 y(t) &= \exp Y(t) \\
 r(t) &= \exp R(t) \\
 u(t) &= \exp U(t)
 \end{aligned}
 \tag{2.20}$$

donde:

$y(t)$ es la variable de salida

$r(t)$ es la variable de referencia

$u(t)$ es la variable de control.

Las variables representadas con letras minúsculas corresponden al espacio de trabajo restringido y las mayúsculas se relacionan con el espacio no restringido.

En el siguiente diagrama se ilustra gráficamente la técnica L/A.

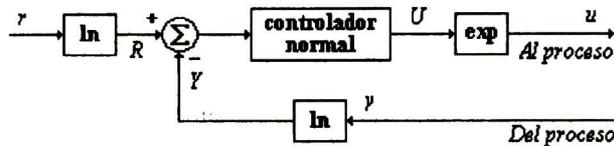


FIGURA 2.4 – Principio de la técnica L/A

En el bloque llamado controlador normal, puede emplearse cualquier controlador clásico; en esta aplicación se utilizó un PI digital [14], cuya expresión matemática es:

$$U_k = U_{k-1} + K_1(Y_{k-1} - Y_k) + K_2(R_k - Y_k)
 \tag{2.21}$$

donde K_1 y K_2 son las constantes integral y proporcional, respectivamente.

Para hacer la transformación al espacio restringido, la ecuación anterior se modifica cambiando las sumas por productos, las sustracciones por divisiones y los productos por potencias; de esta manera, se consigue la expresión para el PI L/A:

$$u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_1} \left(\frac{r_k}{y_k} \right)^{K_2}
 \tag{2.22}$$

K_1 y K_2 se obtienen considerando el valor máximo de la entrada y quedan expresadas de la siguiente manera:

$$K_2 = \frac{1}{1 + \alpha} \frac{\ln\left(\frac{u_{\max}}{u^*}\right)}{\ln\left(\frac{r}{r + \Delta}\right)}
 \tag{2.23}$$

$$K_1 = \alpha K_2 \quad (2.24)$$

Δ representa la diferencia entre la variable medida y la variable de referencia y α es un parámetro de sintonización definido como la razón entre K_1 y K_2 .

En [11], adaptando las expresiones anteriores en el proceso de digestión anaeróbica, se obtiene para la acción agregar bicarbonato (b_{inc}):

$$b_{inc} = (b_{inc_{k-1}} - b_{inc_{min}}) \left(\frac{B_{k-1}}{B_k} \right)^{K_1} \left(\frac{B_k^*}{B_k} \right)^{K_2} + b_{inc_{min}} \quad (2.25)$$

K_1 queda expresada de la misma manera que en la ecuación (2.24); la otra ganancia es:

$$K_2 = \frac{1}{1 + \alpha} \frac{\ln \left(\frac{b_{inc_{max}} - b_{inc_{min}}}{-b_{inc_{min}}} \right)}{\ln \left(\frac{B^*}{B^* + \Delta} \right)} \quad (2.26)$$

De aquí en adelante, se llamará a esta acción L/A_ b_{inc} _B.

Para la segunda acción de control (que se denomina como L/A_D_B) en [11], las expresiones (2.22) y (2.23) se ven modificadas de la siguiente manera:

$$D_k = D_{k-1} \left(\frac{B_{k-1}}{B_k} \right)^{K_1} \left(\frac{B_k^*}{B_k} \right)^{K_2} \quad (2.27)$$

$$K_2 = \frac{1}{1 + \alpha} \frac{\ln \left(\frac{D_{max}}{D^*} \right)}{\ln \left(\frac{B^*}{B^* + \Delta} \right)} \quad (2.28)$$

Se encontró en [14] que con la acción b_{inc} la estabilidad está limitada y depende fuertemente de la amplitud y duración de las perturbaciones, pero se conserva una buena producción de metano; por el contrario, con la acción D, la estabilidad se conserva ante perturbaciones de mayor amplitud, pero la producción de metano no es buena. Para cumplir con los objetivos planteados, se procede entonces a la propuesta de la técnica de control integrado. En la siguiente sección se presentan los detalles.

II.4.2 El Control Integrado

Para aprovechar las ventajas de ambas acciones de control y evitar sus inconvenientes, se diseñó la estrategia de control integrado; en [14] se presenta una explicación detallada.

Básicamente, la estrategia consiste en aplicar una de las acciones de control (L/A_{binc_B} o L/A_{D_B}) o ninguna, dependiendo de la evolución del sistema.

Para conocer en todo momento la posición del sistema, es necesario medir las variables D , S_{2in} , e IC_{in} ; con ellas se estima el valor de X_2 . Cuando se detecta una variación brusca en S_{2in} , se inicializa T en cero. Los valores medidos y estimados son utilizados para obtener una primera superficie mediante el modelo de estabilidad, es decir, $\frac{1}{T_0} = f_0(\frac{COJ}{X_2}, IC_{in})$, como se muestra en la figura 2.5. Posteriormente los valores seguirán midiéndose a cada instante y se irá calculando $\frac{1}{T}$, con lo que se conoce el comportamiento del sistema ante diferentes perturbaciones y se establecen límites de estabilidad para cada acción de control.

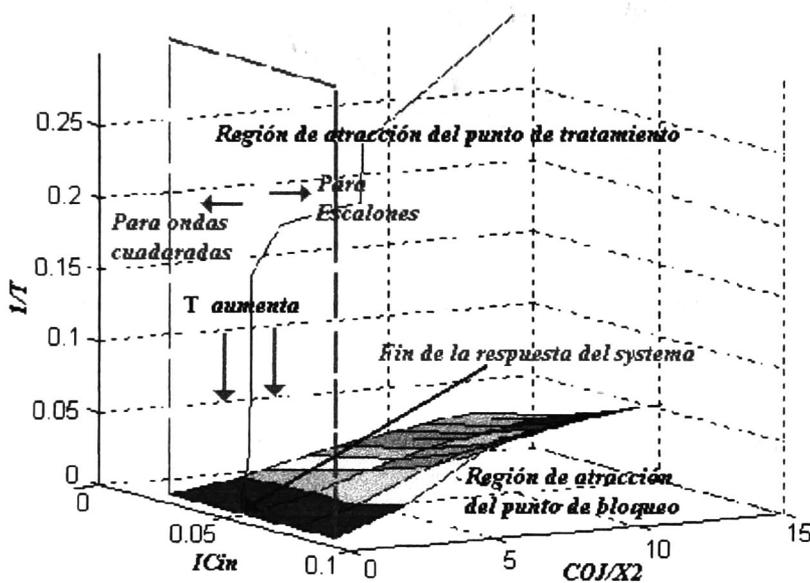


Figura 2.5 Límite entre regiones de atracción en el modelo de estabilidad

El espacio de trabajo se dividió en cinco zonas delimitadas por cuatro superficies, como se muestra en la figura 2.6.

La ubicación de las superficies depende del momento en que se presente una perturbación, pero la distancia entre ellas es constante. Esta se definió en [14], a partir del comportamiento del sistema ante diversas perturbaciones. La ubicación de f_0 se determina directamente con la perturbación; las otras se obtienen sumando una constante a ésta.

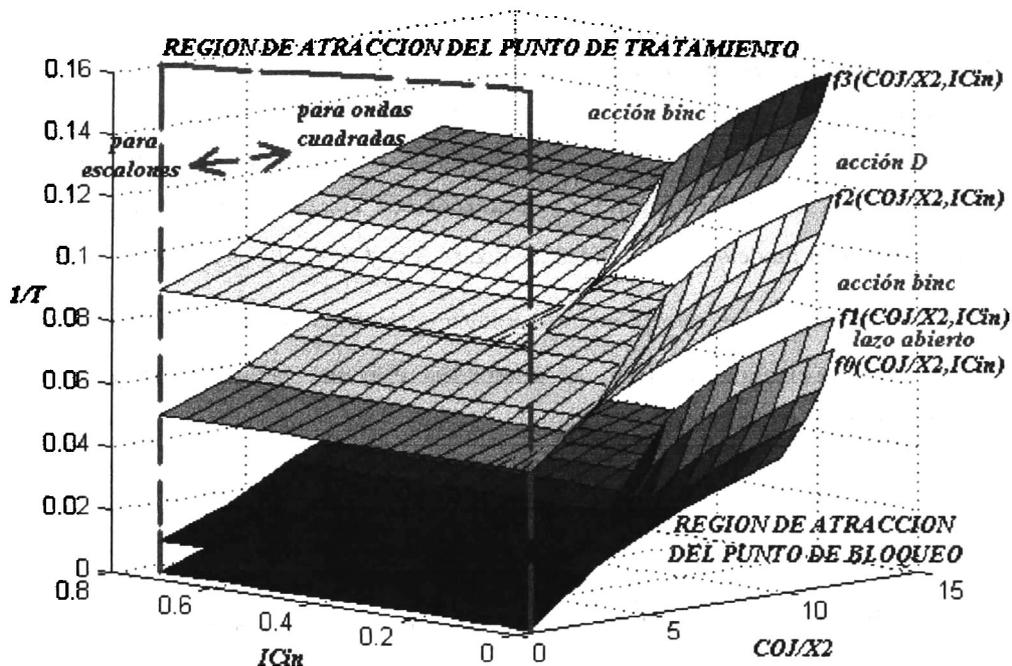


FIGURA 2.6 Limites de aplicación de cada acción de control

El algoritmo para efectuar la conmutación entre cada ley de control se presenta a continuación:

1. Inicializar el valor de $T = 0$, cuando se detecte una perturbación y obtener la primer superficie (f_0).
2. Aplicar la acción de control L/A_{binc_B} mientras el sistema se encuentre sobre la superficie f_3 . Con esto se pretende estabilizar el proceso.
3. Cuando el sistema se encuentre entre la superficie f_2 y f_3 , suspender L/A_{binc_B} y aplicar L/A_{D_B} , para rechazar perturbaciones grandes.
4. Si el sistema se encuentra entre f_1 y f_2 , suspender L/A_{D_B} y aplicar L/A_{binc_B} una vez más.
5. Detener la ley de control y dejar al sistema en lazo abierto cuando su posición se encuentre entre f_0 y f_1 . El sistema no debe cruzar f_0 , si lo hace irá a la zona del punto de bloqueo.

Las gráficas siguientes muestran la evolución de las variables que determinan el comportamiento del sistema. La figura 2.7 corresponde a la simulación del proceso, cuando se aplica un escalón sobre S_{2in} con amplitud de 18 unidades. Puede observarse un crecimiento paulatino de la biomasa hasta llegar a un valor constante; el sustrato S_2 tiende a cero, lo que

significa que la totalidad de él es tratado; existe una buena producción de metano, el cual llega a un valor máximo y posteriormente se estabiliza en un valor constante de alrededor de 4.5 mol/hr. En lo que se refiere a las gráficas de las acciones de control, se observa la aplicación de ambas en un intervalo de tiempo, posteriormente éstas regresan a su valor previo a la perturbación. Esto quiere decir que el proceso regresa a su operación en lazo abierto, una vez que se ha rechazado la perturbación y se ha estabilizado. Puede observarse también la relación inversa entre $COJ/X2$ y $X2$; mientras la biomasa va creciendo, la carga orgánica diaria va disminuyendo. En resumen los tres objetivos planteados son alcanzados satisfactoriamente. El único inconveniente es el valor máximo de la perturbación que puede soportar el sistema sin ir al punto de bloqueo, que es de 18 unidades; un valor relativamente bajo.

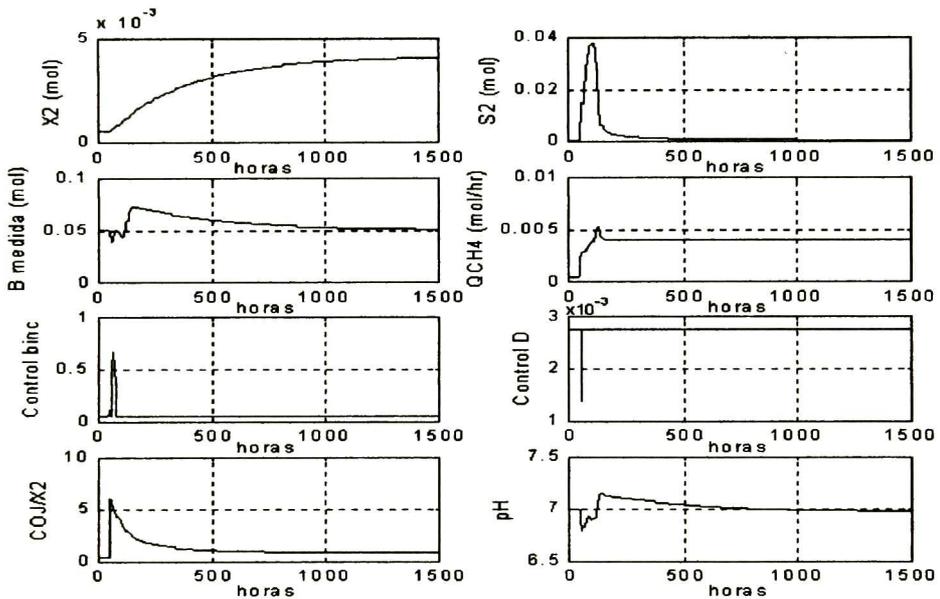


FIGURA 2.7 Respuesta ante un escalón en $S2$ con amplitud $A2=18$

En la figura 2.8 se muestran las graficas correspondientes al funcionamiento del sistema cuando converge al punto de bloqueo. Como se puede observar, el crecimiento de la biomasa se detiene, la demanda diaria de carga aumenta, el sustrato no puede ser tratado y como consecuencia no hay producción de metano. El control no es suficiente para rechazar una perturbación de esta magnitud.

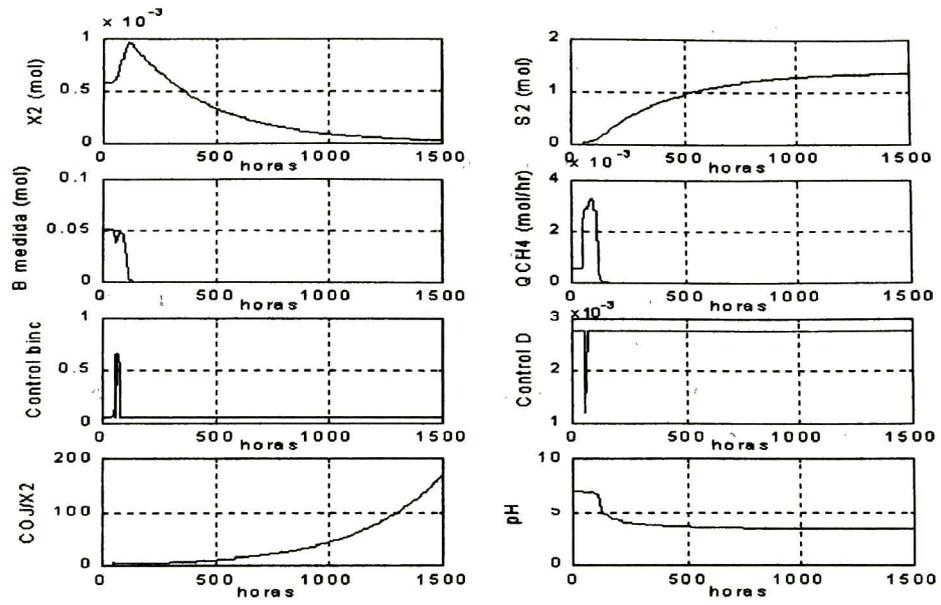


FIGURA 2.8 Respuesta del sistema ante un escalón en S2 de amplitud A=19

CAPITULO III CONTROL DIFUSO

III.1 INTRODUCCION

En el presente capítulo se explican las estrategias de control difuso que se utilizan en esta tesis. Primeramente se dan los conceptos fundamentales del algoritmo de Takagi-Sugeno, con el cual se implementa un control supervisor (el equivalente difuso de la estrategia de control integrado ya explicada). Posteriormente, se describe el controlador Proporcional Integral Difuso (conocido como PI difuso mínimo) con el que se implementa la técnica L/A para cada una de las entradas de control (b_{inc} y D).

Un control difuso en general se puede representar como se muestra en la figura 3.1 [19].

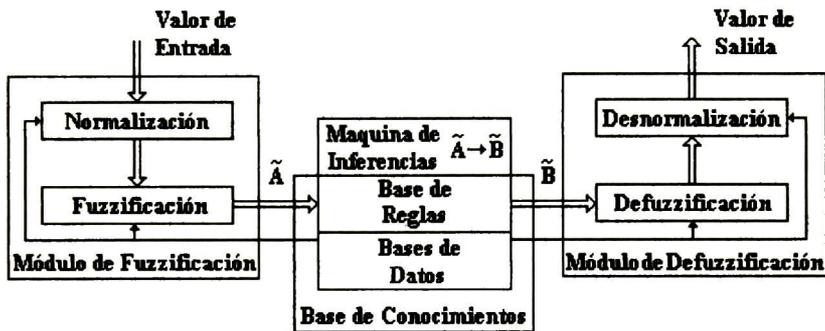


Figura 3.1 – Estructura de un controlador difuso

En el *módulo de fuzzificación* se transforma el valor de la señal de entrada a su equivalente en un universo de discurso normalizado (la normalización consiste en multiplicar la señal de entrada por una constante conocida como factor de escala); también se transforma el valor numérico en valores de pertenencia en conjuntos difusos (fuzzificación). El parámetro de diseño es el método o estrategia de fuzzificación.

La *base de conocimientos* contiene la base de datos y de reglas, que constituyen una de las partes fundamentales del sistema difuso. En la primera se encuentran las funciones de pertenencia de los conjuntos difusos, los universos de discurso y su normalización; en la segunda, se representan de manera estructurada las reglas del conocimiento heurístico o experimental del proceso a controlar. En esta base es donde se definen las variables de entrada y de salida así como los términos lingüísticos asociados con ellas, los antecedentes, los consecuentes y las reglas. La máquina de inferencia tiene por función implementar estas reglas.

Finalmente, en el *módulo de defuzzificación* se convierte el conjunto difuso de salida en un valor numérico (defuzzificación) y se desnormaliza; es decir, se multiplica por un factor de escala. El criterio de diseño consiste en determinar el método de defuzzificación.

Como puede verse, un controlador difuso recibe un valor de entrada que viene del proceso a controlar, procesa la información y envía una acción de control al proceso.

III.2 LA ESTRATEGIA DE TAKAGI-SUGENO

Puede hablarse en general de dos tipos de sistemas difusos: *sistemas difusos normales* y *sistemas difusos funcionales*; la principal diferencia entre ambos es la estructura del consecuente en las reglas. Para los primeros se emplea siempre una expresión lingüística, mientras que en los segundos se emplea una función. Los sistemas Takagi Sugeno son un caso particular de los sistemas difusos funcionales. En las referencias [20] y [21] pueden encontrarse mayores detalles sobre este tema.

III.2.1 Fuzzificación

Una regla para un sistema MISO (del inglés Múltiple Input - Single Output), en un sistema difuso funcional, queda determinada por la siguiente expresión:

$$\text{Si } \tilde{a}_1 \text{ es } \tilde{A}_1^j \text{ y } \tilde{a}_2 \text{ es } \tilde{A}_2^k \text{ y } \dots \text{ y } \tilde{a}_n \text{ es } \tilde{A}_n^l \text{ Entonces } b_i = g_i(.) \quad (3.1)$$

La premisa de la regla se define de la misma manera que para los sistemas difusos normales; es decir, se trata de términos lingüísticos y operadores lógicos ('y', 'o'). En el consecuente, no se utiliza un término lingüístico, sino una función (de aquí el nombre de funcional) que no tiene asociada una función de pertenencia. La elección de la función en el consecuente depende de la aplicación específica; ésta puede ser cualquier función, desde una ecuación lineal hasta una red neuronal.

III.2.2 Defuzzificación

La defuzzificación se lleva a cabo mediante la siguiente expresión:

$$y = \frac{\sum_{i=1}^R b_i \mu_i}{\sum_{i=1}^R \mu_i} \quad (3.2)$$

donde μ_i es conocida como la función de pertenencia del conjunto difuso.

Existen diversas formas para definir las funciones de pertenencia. Por ejemplo, si el conjunto A_i está definido por una función de pertenencia de tipo Π , como lo muestra la figura 3.2, el valor de esta función se obtiene mediante la expresión (3.3)

$$\mu_{A_i} = \Pi(u, \alpha, \beta, \gamma, \delta) \begin{cases} 0 & u < \alpha \\ \frac{u-\alpha}{\beta-\alpha} & \alpha \leq u < \beta \\ 1 & \beta \leq u < \gamma \\ \frac{\delta-u}{\delta-\gamma} & \gamma \leq u < \delta \\ 0 & \delta \leq u \end{cases} \quad (3.3)$$

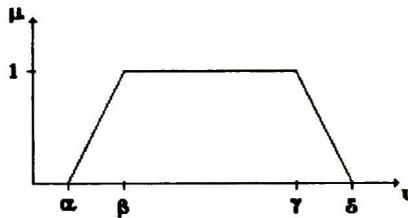


Figura 3.2 – Parámetros de la función Π

La función Π es la más general, puesto que los otros tipos de funciones de pertenencia pueden ser definidas a partir de ésta.

Cuando un valor de u es miembro de diferentes conjuntos, se debe encontrar un solo valor de pertenencia. Así para la unión y para la intersección, respectivamente se tiene, según la lógica de Zadeh [20]:

$$\mu_{A_1 \cup A_2}(u) = \max(\mu_{A_1}(u), \mu_{A_2}(u)) \quad (3.4)$$

$$\mu_{A_1 \cap A_2}(u) = \min(\mu_{A_1}(u), \mu_{A_2}(u)) \quad (3.5)$$

Para facilitar la defuzzificación, se hace la suposición de que la suma del denominador de la ecuación (3.2) es igual a 1 para tener una expresión mas sencilla.

III.2.3 La técnica de Takagi – Sugeno para sistemas lineales

La técnica de Takagi – Sugeno puede tener como función de salida cualquier sistema dinámico, usualmente lineal [20], [21]. En tal caso, la i -ésima regla tiene la forma:

$$\text{Si } z_1 \text{ es } \tilde{A}_1^l \text{ y } z_2 \text{ es } \tilde{A}_2^k \text{ y } \dots \text{ y } z_p \text{ es } \tilde{A}_p^l \text{ Entonces } x^i(t) = A_i x(t) + B_i u(t) \quad (3.6)$$

donde: $x(t) = [x_1(t), x_2(t), \dots, x_n(t)]^T$ es el vector de estados n-dimensional

$u(t) = [u_1(t), u_2(t), \dots, u_m(t)]^T$ es el vector de entradas m-dimensional

A_i es la matriz de estados de dimensión $n \times n$, $i = 1, 2, \dots, R$

B_i es la matriz de entradas de dimensión $m \times 1$, $i = 1, 2, \dots, R$

$z(t) = [z_1(t), z_2(t), \dots, z_p(t)]^T$ es el vector de entradas al sistema difuso p-dimensional

Este sistema difuso puede verse como un interpolador entre R sistemas lineales, cuya entrada es $z(t)$ y su salida es:

$$x(t) = \frac{\sum_{i=1}^R (A_i x(t) + B_i u(t)) \mu_i(z(t))}{\sum \mu_i(z(t))} \quad (3.7)$$

Cuando $R=1$, la expresión corresponde a un sistema lineal normal. Generalmente, para $R > 1$ y un número dado de $z(t)$, solo ciertas reglas serán activadas y son las que contribuyen en el valor de salida. $z(t)$ puede elegirse de diversas maneras, por ejemplo $z(t) = x(t)$.

Esta manera de interpolar sistemas lineales es útil para modelar sistemas no lineales. Un sistema no lineal puede linealizarse en un número determinado de puntos de operación. Si los puntos de operación se eligen de manera adecuada y empleando la interpolación descrita anteriormente, es posible modelar el comportamiento del sistema en una amplia región.

III.3 LA ESTRATEGIA DEL PI DIFUSO

El controlador Proporcional-Integral (PI) difuso, que se va a emplear en esta tesis, es un sistema que contempla un mínimo número de reglas en su base de conocimientos (cuatro reglas, como se verá posteriormente); de ahí que se conozca también como un PI difuso mínimo. Utilizando dos entradas, el error y la razón de cambio del error, una salida y un algoritmo de defuzzificación apropiado, se consigue un controlador difuso con una estructura similar a la de un controlador proporcional integral no difuso. Las ganancias proporcional e integral varían en función del error y de la razón de cambio del error alrededor de un punto de operación. Una amplia descripción del PI difuso mínimo puede encontrarse en las referencias [22], [23], [24] y [25]. En la figura 3.3 se muestra un esquema de este controlador.

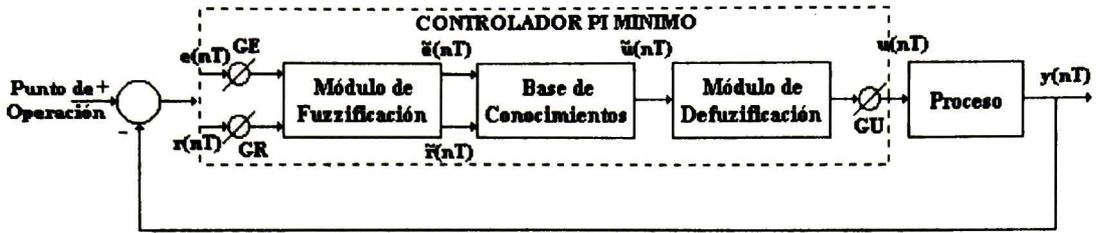


Figura 3.3 Estructura del controlador difuso PI mínimo

Los parámetros del controlador se definen de la siguiente manera:

$$e(nT) = y(nT) - PdO$$

$$\tilde{e}(nT) = F[GE * e(nT)]$$

$$r(nT) = [e(nT) - e((n-1)T)]/T \quad (3.8 - 3.12)$$

$$\tilde{r}(nT) = [GR * r(nT)]$$

$$u(nT) = du(nT) + u((n-1)T) = GU * dU(nT) + u((n-1)T)$$

En (3.8 – 3.12) n es un entero positivo que indica el número de muestra, T es el periodo de muestreo, PdO se refiere al punto de operación, $e(nT)$, $r(nT)$, $y(nT)$, y $u(nT)$ representan el error, la razón de cambio del error, la salida del proceso y la salida del controlador difuso, respectivamente, GE , GR , y GU son las ganancias para escalar el error, la razón, y la salida del controlador, $F[]$ indica la operación de fuzzificación, $du(nT)$ se refiere a la salida incremental del controlador y $dU(nT)$ la salida incremental antes del escalamiento. Por otro lado, $\tilde{u}(nT)$ representa el conjunto difuso correspondiente a $u(nT)$, $\tilde{e}(nT)$ corresponde al conjunto difuso del error escalado $GE * e(nT)$ y $\tilde{r}(nT)$ denota el conjunto difuso correspondiente a la razón escalada $GR * r(nT)$.

III.3.1 Descripción del controlador

En la figura 3.4 se presentan las variables difusas y sus respectivos conjuntos difusos; estas variables son: el error escalado, la razón escalada y la salida incremental. La variable difusa del error tiene dos conjuntos difusos, *error negativo* y *error positivo* (para tener una notación compacta se identifican como en y ep); de la misma manera, la variable difusa de la razón tiene dos conjuntos, *razón positiva* y *razón negativa* (identificados con rp y rn). Por su parte, la variable difusa de la salida está definida por tres conjuntos, *salida negativa* (sn), *salida cero* (sc) y *salida positiva* (sp).

La región lineal de operación está limitada por la constante L. Sin embargo, el controlador puede operar dentro y fuera de esta región, como se explicará posteriormente.

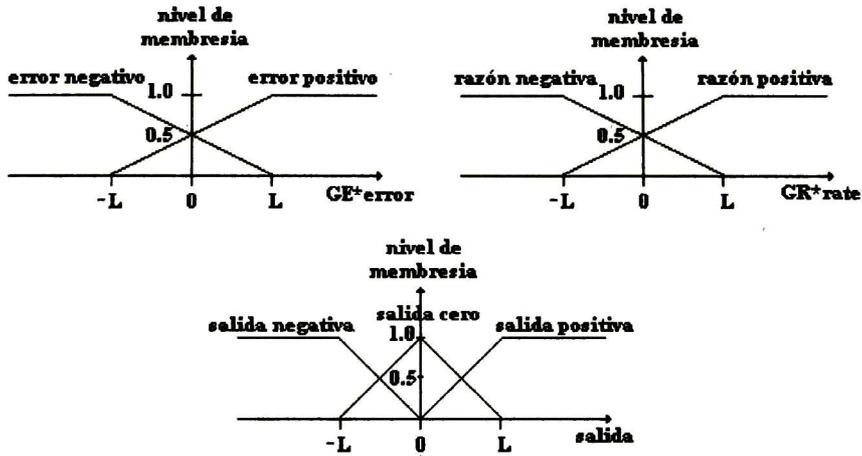


Figura 3.4 – Algoritmos de fuzzificación de las entradas escaladas y de la salida incremental.

A partir de los conjuntos definidos anteriormente, se derivan las cuatro reglas de control difuso para el controlador mínimo:

- SI $error = ep$ Y $razón = rp$ ENTONCES $salida = sn$ r1
- SI $error = ep$ Y $razón = rn$ ENTONCES $salida = sc$ r2
- SI $error = en$ Y $razón = rp$ ENTONCES $salida = sc$ r3
- SI $error = en$ Y $razón = rn$ ENTONCES $salida = sp$ r4

Para evaluar las reglas difusas existen dos alternativas. La primera es utilizar la lógica de Zadeh [20], [21]:

$$Y(\mu_A, \mu_B) = \min(\mu_A, \mu_B)$$

$$O(\mu_A, \mu_B) = \max(\mu_A, \mu_B)$$

La segunda es utilizar la lógica de Lukasiewics [12],[13]:

$$Y(\mu_A, \mu_B) = \max(0, \mu_A + \mu_B - 1)$$

$$O(\mu_A, \mu_B) = \max(1, \mu_A + \mu_B)$$

Cuando el controlador opera en la región lineal, los resultados son los mismos empleando una u otra lógica; pero si se opera fuera de ella, los resultados pueden ser diferentes. En esta tesis, se utiliza la lógica de Zadeh.

III.3.2 Algoritmo de defuzzificación

El algoritmo de defuzzificación se presenta en la expresión 3.13.

$$d_{NL} = \Sigma[(\text{valor de la función de pertenencia}) * (\text{Nivel de pertenencia})] / \Sigma(\text{nivel de pertenencia}) \quad (3.13)$$

donde d_{NL} corresponde al equivalente defuzzificado del conjunto difuso. El *valor de la función de pertenencia* se refiere al valor pertenencia en los conjuntos difusos de salida que son activados en la evaluación. El *nivel de pertenencia* se calcula con la respectiva función. Por otra parte, el denominador de la expresión 3.13 introduce una no linealidad en el algoritmo. Como se explica a continuación, el controlador resultante al utilizar este algoritmo es el equivalente de un controlador PI no lineal.

En todas las reglas se emplea la lógica de Zadeh. La operación “Y” se define como el mínimo de dos valores. Por lo tanto existen dos condiciones para cada regla: una cuando \tilde{e} es menor que \tilde{r} y la otra en el caso inverso, es decir, cuando \tilde{e} es mayor que \tilde{r} . Se deduce que, considerando las cuatro reglas (r1 – r4), se tienen ocho posibles combinaciones, las cuales constituyen la entrada a la base de reglas de control. Si se consideran los límites que establecen L y -L en cada conjunto difuso, son veinte las posibles combinaciones, representadas por veinte regiones en la figura 3.5. Para mayores detalles pueden consultarse las referencias [22] a [25]. El nivel de pertenencia de \tilde{e} y \tilde{r} se obtiene utilizando el método del centro de gravedad. Las expresiones resultantes son:

$$\mu_{Ep} = [GE * e(nT) + L] / 2L \quad (3.14)$$

$$\mu_{En} = [L - GE * e(nT)] / 2L \quad (3.15)$$

$$\mu_{Rp} = [GR * r(nT) + L] / 2L \quad (3.16)$$

$$\mu_{Rn} = [L - GR * r(nT)] / 2L \quad (3.17)$$

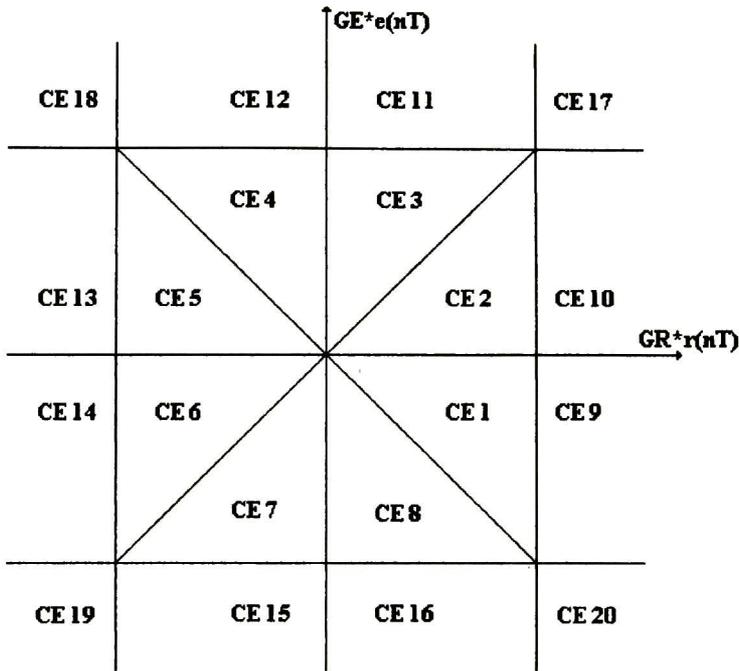


Figura 3.5 – Combinaciones de entrada a la base de reglas de control

Para un valor dentro de los límites establecidos por $[-L, L]$, existen dos expresiones para encontrar el valor defuzzificado, de acuerdo a dos condiciones: $GR^*|r(nT)| \leq GE^*|e(nT)| \leq L$ y $GE^*|e(nT)| \leq GR^*|r(nT)| \leq L$

Si $GR^*|r(nT)| \leq GE^*|e(nT)| \leq L$, la ecuación (3.18) es válida.

$$du_{NL}(nT) = -\frac{0.5 * L * GU}{2L - GE^*|e(nT)|} [GE^* e(nT) + GR^* r(nT)] \quad (3.18)$$

Si $GE^*|e(nT)| \leq GR^*|r(nT)| \leq L$, la ecuación (3.19) es válida.

$$du_{NL}(nT) = -\frac{0.5 * L * GU}{2L - GR^*|r(nT)|} [GE^* e(nT) + GR^* r(nT)] \quad (3.19)$$

Para las regiones restantes, las expresiones son:

$$\text{Regiones EC9 y EC10: } du_{NL}(nT) = -[GR * r(nT) + L] * GU / 2 \quad (3.20)$$

$$\text{Regiones EC11 y EC12: } du_{NL}(nT) = -[GE * e(nT) + L] * GU / 2 \quad (3.21)$$

$$\text{Regiones EC13 y EC14: } du_{NL}(nT) = -[GR * r(nT) - L] * GU / 2 \quad (3.22)$$

$$\text{Regiones EC15 y EC16: } du_{NL}(nT) = -[GE * e(nT) - L] * GU / 2 \quad (3.23)$$

$$\text{Región EC17: } du_{NL}(nT) = -L * GU \quad (3.24)$$

$$\text{Región EC19: } du_{NL}(nT) = L * GU \quad (3.25)$$

$$\text{Regiones EC18 y EC20: } du_{NL}(nT) = 0 \quad (3.26)$$

El controlador difuso es un equivalente de un PI no lineal cuya expresión matemática es:

$$du_{PI}(nT) = -[Ki * e(nT) + Kp * r(nT)] \quad (3.27)$$

donde las ganancias integral y proporcional están definidas de la siguiente manera:

Si $GR * |r(nT)| \leq GE * |e(nT)| \leq L$, entonces

$$Ki_d = \frac{0.5 * L * GU * GE}{2L - GE * |e(nT)|} \quad (3.28)$$

$$Kp_d = \frac{0.5 * L * GU * GR}{2L - GE * |e(nT)|} \quad (3.29)$$

Si $GE * |e(nT)| \leq GR * |r(nT)| \leq L$, entonces

$$Ki_d = \frac{0.5 * L * GU * GE}{2L - GE * |r(nT)|} \quad (3.30)$$

$$Kp_d = \frac{0.5 * L * GU * GR}{2L - GE * |r(nT)|} \quad (3.31)$$

Cuando el error y la razón de cambio del error son cero, las ganancias integral y proporcional pueden considerarse como estáticas; sus respectivas expresiones se presentan a continuación:

$$K_{i_s} = GU * GR / 4 \quad (3.32)$$

$$K_{p_s} = GU * GE / 4 \quad (3.33)$$

CAPITULO IV

CONTROL DIFUSO DEL PROCESO DE DIGESTION ANAEROBICA

IV.1 INTRODUCCION

En este capítulo, se presenta la aplicación de controladores difusos al proceso de digestión anaeróbica, utilizado en el tratamiento de aguas residuales. Primeramente se desarrolló un controlador supervisor empleando la técnica de Takagi – Sugeno, utilizando tres variables para tal efecto: la posición del sistema con respecto a las superficies establecidas por el modelo de estabilidad, la demanda diaria de carga por unidad de biomasa y el incremento en porcentaje de la producción de metano. Posteriormente se utilizó la técnica del PI difuso mínimo combinándola con la estrategia de control L/A, planteada en el capítulo dos. Finalmente se propone una combinación del supervisor con el PI difuso, con lo que se obtiene el nuevo controlador general que puede clasificarse como un Control Jerárquico Difuso con PI difuso mínimo. Los resultados de la simulación en el ambiente Matlab – Simulink para cada técnica empleada, se incluyen en la sección respectiva.

IV.2 LA ESTRATEGIA DEL CONTROL SUPERVISOR DIFUSO

IV.2.1 “Fuzzificación”

La primer estrategia de Control Difuso implementada con el proceso ya descrito es un supervisor al que se le ha llamado Control Supervisor Difuso, debido a que consiste en la transformación del método de conmutación de leyes de control (L/A_binc_B, L/A_D_B, lazo abierto) diseñado en [14] y descrito en el Capítulo II, por un algoritmo difuso utilizando la técnica de Takagi – Sugeno.

Para implementar este supervisor difuso, se propone la “fuzzificación” de tres variables. La primera variable es la posición del sistema, I/T , que se calcula mediante el modelo de estabilidad, estudiado con detalle en [14] y presentado en el Capítulo II de esta tesis (ecuación 2.18). La “fuzzificación” de esta variable se propone a partir de la división del espacio de trabajo en cinco regiones mediante cuatro superficies, como se muestra en la figura 2.6. Se definen cuatro conjuntos difusos; tomando como referencia la cuarta superficie (f_3), se determinaron los nombres para cada uno de ellos: *ENCIMA*, *DEBAJO*, *MAS DEBAJO*, y *MUY DEBAJO*. La función de pertenencia de cada conjunto está determinada por la distancia entre las superficies de la figura 2.6; esta distancia

es constante, pero sus valores varían de acuerdo al inicio de la perturbación. De esta manera se tiene: $f_1=f_0+0.2$, $f_2=f_0+0.8$ y $f_3=f_0+1$ (valores constantes determinados en los trabajos previos a este proyecto [14]), $f_1'=f_0+0.13$, $f_2'=f_0+0.73$ y $f_3'=f_0+0.93$ (valores constantes determinados experimentalmente a partir de simulaciones del proceso en lazo abierto).

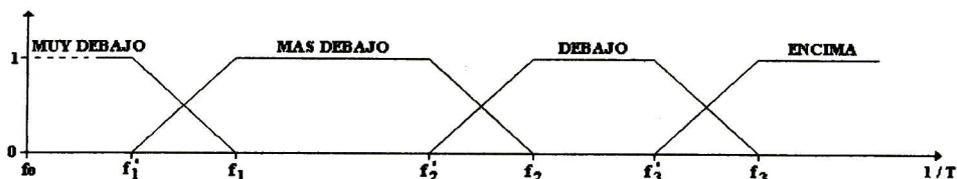


Figura 4.1 – Fuzzificación de la variable $1/T$

La segunda variable considerada es la demanda diaria de carga por unidad de biomasa, COJ/X_2 , calculada a cada instante. La estabilidad del proceso en función de esta variable está determinada por un valor crítico COJ/X_{2c} . Si la demanda de carga está por encima de este valor crítico, es necesaria la aplicación de una acción de control para mantener operando a la planta; cuando se encuentra por debajo de COJ/X_{2c} el sistema puede funcionar en lazo abierto; por lo tanto se requieren dos miembros en el conjunto difuso, que hacen referencia a una demanda *BAJA* y una demanda *ALTA*. Una explicación con mayores detalles puede encontrarse en la referencia [22]. De la misma manera que para $1/T$, los valores para limitar los miembros en el conjunto difuso fueron determinados experimentalmente a partir de simulaciones del proceso en lazo abierto; de esta manera se tiene que $C_1=6$ y $C_2=10$.

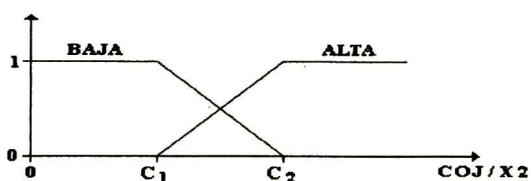


Figura 4.2 – Fuzzificación de la variable COJ/X_2

La tercera variable es el incremento en porcentaje de la producción de metano, ΔQCH_4 . El proceso reacciona ante una perturbación casi inmediatamente después de que ésta ocurre. Solamente dos horas después se observa un aumento en la producción de metano; esta producción además depende del pH. La variable ΔQCH_4 se calcula con la expresión 4.1; posteriormente se obtiene el porcentaje de la producción total que representa este incremento.

$$\Delta QCH_4 = \frac{R_1 R_2}{R_3} \Delta S_{2in} \quad (4.1)$$

donde R_1 y R_3 son coeficientes de rendimiento producto / biomasa

R_2 es un coeficiente de rendimiento consumo / biomasa

ΔS_{2in} es el incremento en S_2 .

Se efectuaron diversas simulaciones empleando cinco valores diferentes de pH (6.5, 6.8, 7.0, 7.2 y 7.5) y cinco de la razón de disolución para cada pH ($D-0.2D=0.0022$, $D-0.1D=0.0025$, $D=0.0028$, $D+0.1D=0.003$, $D+0.2D=0.0033$). En la siguiente tabla se resumen los resultados obtenidos de las simulaciones para un pH = 7 con sus correspondientes valores de la razón de disolución. La amplitud de la perturbación corresponde a la máxima permitida por el proceso antes de ir a la *región de bloqueo*.

D	Lazo Abierto		Acción L/A_b _{inc} _B		Acción L/A_D_B	
	A_2	ΔQCH_4	A_2	ΔQCH_4	A_2	ΔQCH_4
D=D+20%	12.5	56.0	14.2	53.1	16.3	49.7
D=D+10%	14	52.1	15.8	49.5	18.4	45.9
D=0.0028	15.7	48.1	17.7	45.7	21.0	41.9
D=D-10%	17.9	43.8	19.9	41.9	24.0	38.0
D=D-20%	20.6	39.5	22.7	37.8	27.6	34.2

Tabla 4.1 Incremento en porcentaje de la producción de metano para pH=7.

Como puede verse, el sistema funciona en lazo abierto adecuadamente hasta una amplitud máxima de la perturbación; después de la cual ocurre el bloqueo. Con la acción L/A_b_{inc}_B, la tolerancia a perturbaciones es un poco mayor; ésta es aún mayor para la acción L/A_D_B. A partir de esto, es posible proponer tres miembros para la “fuzzificación” de la variable en cuestión: *BAJO*, *MEDIO* y *ALTO*. Los valores límites se eligieron de la siguiente manera: $\Delta_1=56\%$, $\Delta_2=52\%$, $\Delta_3=43\%$ y $\Delta_4=39\%$. Si el pH tiene un valor diferente de 7, el comportamiento del sistema cambia; éste rechaza perturbaciones máximas diferentes a las mostradas en la tabla 3.1 y el incremento en la producción de metano también se modifica. Para que el sistema funcione adecuadamente ante un pH diferente, los límites de los conjuntos difusos deben adaptarse a estos cambios. Con esta finalidad, se obtiene una tabla de comportamiento (similar a la tabla 4.1) para los cinco valores de

pH considerados en [14] y en esta tesis (6.5, 6.8, 7.0, 7.2 y 7.5); posteriormente se proponen los valores para cada Δ . Así, cuando en la simulación se elige un valor específico del pH, automáticamente se determinan los límites correspondientes de los conjuntos difusos.

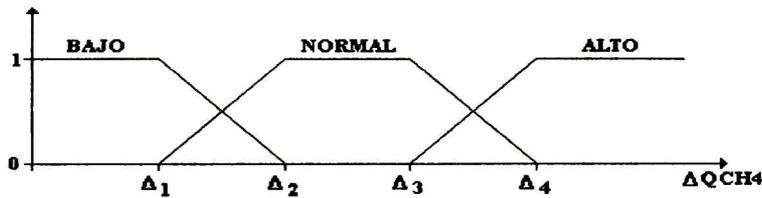


Figura 4.3 – Fuzzificación de la variable ΔQCH_4

La lógica a seguir para la “fuzzificación” está determinada por la naturaleza de cada variable y el efecto que tiene sobre la operación del sistema alrededor del punto de operación. Para las primeras dos variables se emplea la operación lógica ‘Y’ por las siguientes razones: ambas son parte del modelo de estabilidad, conjuntamente indican la tendencia del sistema a la región de bloqueo o a la región de operación y determinan si es necesario o no aplicar una acción de control. La tercera variable es un indicador de la amplitud de la perturbación y no está relacionada con el modelo de estabilidad; por lo tanto se utiliza la operación lógica ‘O’

De esta manera, a partir de las tres variables difuzzificadas, de sus respectivos conjuntos difusos, de la lógica de control y del algoritmo propuesto por Takagi – Sugeno (descrito en el segundo capítulo), se deducen las veinticuatro reglas siguientes:

1. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = 0$;
2. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es normal *ENTONCES* $u = 0$;
3. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = 0$;
4. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
5. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es normal *ENTONCES* $u = u_1$;
6. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = u_1$;
7. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
8. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es normal *ENTONCES* $u = u_1$;
9. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = 0$;
10. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
11. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es normal *ENTONCES* $u = u_1$;
12. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = u_1$;

13. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es baja O Δ QCH4 es bajo	ENTONCES	$u = u_2$;
14. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es baja O Δ QCH4 es normal	ENTONCES	$u = u_2$;
15. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es baja O Δ QCH4 es alto	ENTONCES	$u = 0$;
16. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es alta O Δ QCH4 es bajo	ENTONCES	$u = u_2$;
17. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es alta O Δ QCH4 es normal	ENTONCES	$u = u_2$;
18. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es alta O Δ QCH4 es alto	ENTONCES	$u = u_2$;
19. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es baja O Δ QCH4 es bajo	ENTONCES	$u = u_1$;
20. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es baja O Δ QCH4 es normal	ENTONCES	$u = u_1$;
21. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es baja O Δ QCH4 es alto	ENTONCES	$u = 0$;
22. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es alta O Δ QCH4 es bajo	ENTONCES	$u = u_1$;
23. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es alta O Δ QCH4 es normal	ENTONCES	$u = u_1$;
24. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es alta O Δ QCH4 es alto	ENTONCES	$u = u_1$;

donde 0 representa la operación del sistema en lazo abierto, u_1 se refiere a la acción L/A_binc_B (ecuación 2.25) y u_2 es la acción L/A_D_B (ecuación 2.27).

Para la elección de una u otra acción de control en cada regla se tomaron los siguientes criterios. Cada miembro en los conjuntos difusos está asociado a una acción de control. En la variable 1/T; *ENCIMA*, *DEBAJO*, *MAS DEBAJO*, y *MUY DEBAJO* implican acción L/A_binc_B, acción L/A_D_B, acción L/A_binc_B y lazo abierto, respectivamente. Para la demanda diaria de carga, *BAJA* implica lazo abierto y *ALTA* implica la aplicación de acción de control. Esta acción será L/A_binc_B o L/A_D_B, dependiendo del miembro al que pertenezca 1/T. Para la última variable, los miembros *BAJO*, *MEDIO* y *ALTO* están asociados a acción L/A_D_B, acción L/A_binc_B y lazo abierto, respectivamente.

Para operar el sistema en lazo abierto es necesario que se cumpla una de las siguientes condiciones:

- Las tres variables pertenecen a un miembro que implique lazo abierto.
- La demanda diaria de carga pertenece a *baja* y el incremento de metano está en *alto*, 1/T puede pertenecer a cualquier miembro.
- 1/T está en *muy debajo* y la demanda diaria de carga pertenece a *baja*; el incremento de metano puede pertenecer a cualquier miembro.

Se aplica la acción L/A_b_{inc}_B, cuando se cumple una de las dos siguientes condiciones:

- 1/T pertenece a encima o mas debajo (miembros asociados a la acción L/A_b_{inc}_B) y alguna de las otras variables pertenece a un miembro que implique acción de control. En este caso el incremento de metano solo indica la necesidad o no del controlador; es decir, aunque pertenezca a bajo (indica acción L/A_D_B), se aplicará L/A_b_{inc}_B por que 1/T pertenece a miembros asociados a esta acción.
- 1/T pertenece a muy debajo y COJ/X2 pertenece a alta; la pertenencia del incremento de metano es arbitraria.

Finalmente, para aplicar la acción L/A_D_B, existe una sola condición:

- 1/T pertenece a debajo y alguna de las otras variables pertenece a miembros asociados con una acción de control.

IV.2.2 “Defuzzificación”

Para la “defuzzificación”, se utiliza el algoritmo descrito al final de la sección dos del Capítulo III. Las expresiones que intervienen, para el cálculo de la salida del controlador difuso y del valor de pertenencia son:

$$y = \frac{\sum_{i=1}^R b_i \mu_i}{\sum_{i=1}^R \mu_i} \quad (4.2)$$

$$\mu_{A_i'} = \Pi(u, \alpha, \beta, \gamma, \delta) \begin{cases} 0 & u < \alpha \\ \frac{u-\alpha}{\beta-\alpha} & \alpha \leq u < \beta \\ 1 & \beta \leq u < \gamma \\ \frac{\delta-u}{\delta-\gamma} & \gamma \leq u < \delta \\ 0 & \delta \leq u \end{cases} \quad (4.3)$$

$$\mu_{A_1 \cup A_2}(u) = \max(\mu_{A_1}(u), \mu_{A_2}(u)) \quad (4.4)$$

$$\mu_{A_1 \cap A_2}(u) = \min(\mu_{A_1}(u), \mu_{A_2}(u)) \quad (4.5)$$

IV.2.3 Resultados con supervisor difuso

En las gráficas siguientes se incluyen los resultados de las simulaciones realizadas utilizando el controlador supervisor difuso, que se constituye a partir de las 24 reglas descritas previamente.

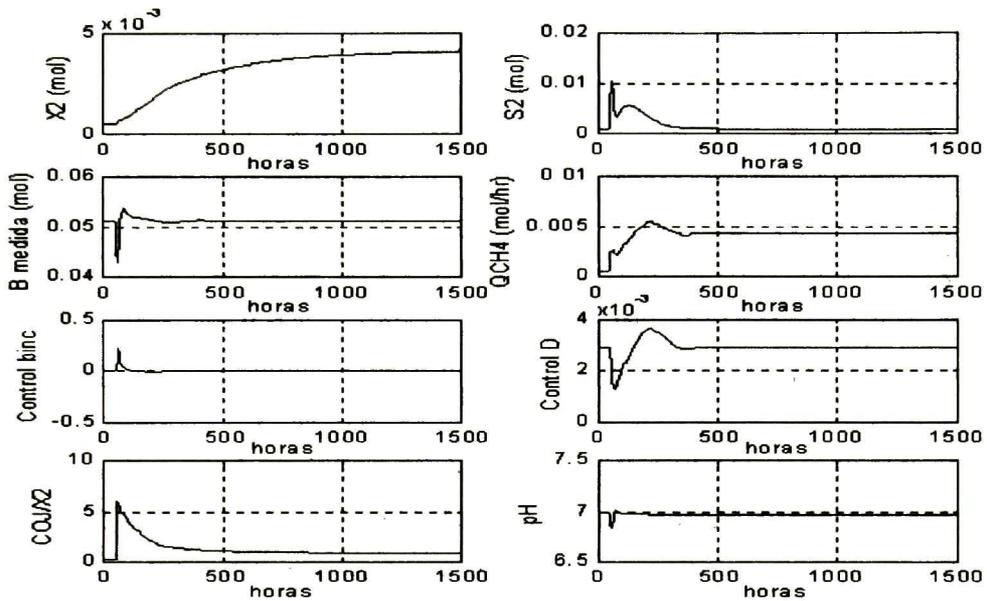


Figura 4.4 – Respuesta del sistema con el supervisor difuso ante una perturbación $A_2=18$

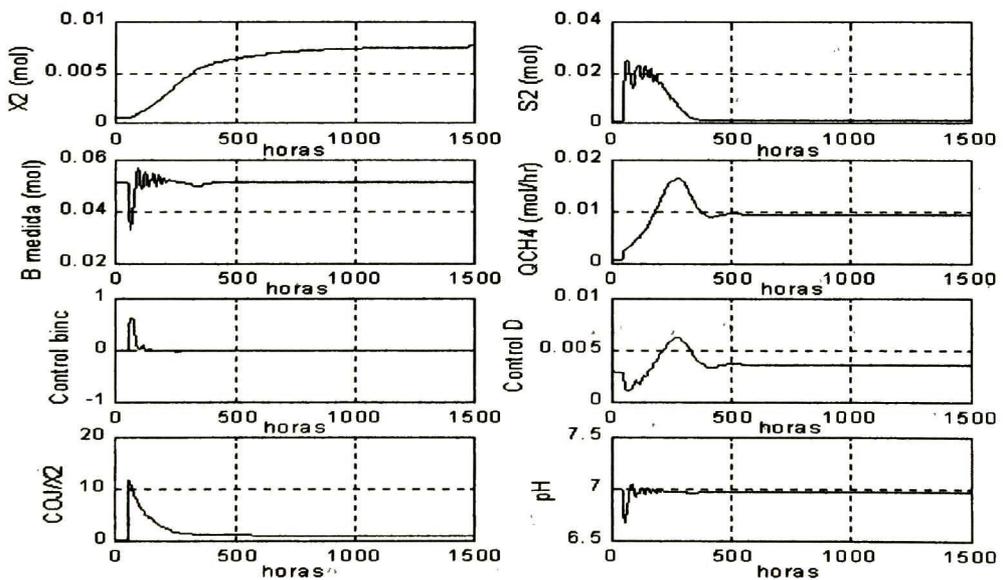


Figura 4.5 - Respuesta del sistema con el supervisor difuso ante una perturbación $A_2=35$

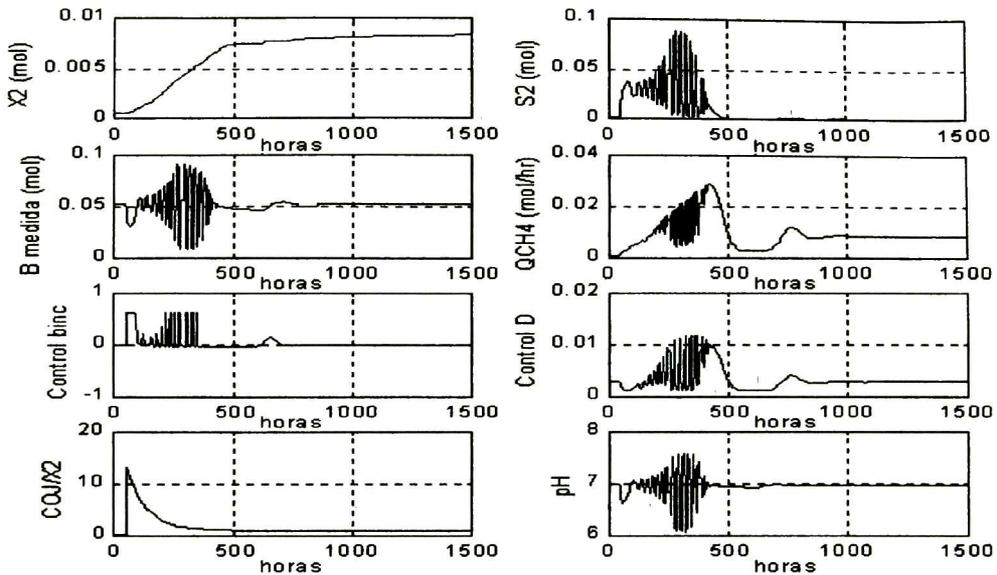


Figura 4.6 – Respuesta del sistema con el supervisor difuso ante una perturbación $A2=39$

En la figura 4.4 se observa una evolución de la biomasa similar a la que se presenta con el control integrado normal; puede advertirse de igual manera un ligero aumento (3.77%) en la producción de metano y las acciones de control presentan graficas más suaves. A diferencia del control integrado normal, el control supervisor difuso presenta una mayor tolerancia a perturbaciones, tal como se muestra en la figura 4.5, donde el sistema rechaza una perturbación de 35 unidades (la cual no puede ser rechazada por el sistema cuando se utiliza el control integrado normal). Por otra parte, la biomasa se estabiliza más rápido, se advierte un considerable aumento en la producción de metano y las acciones de control se aplican suavemente. El único inconveniente es la presencia de un rizo en la variable medida (B), en el sustrato (S2) y en el pH. Conforme se aumenta la perturbación el rizo se hace presente en las otras variables y se incrementa su magnitud. Podemos decir que el sistema reacciona adecuadamente con una perturbación de hasta 35 unidades. Con perturbaciones de mayor amplitud, el rizo crece deformando las graficas del comportamiento de cada variable, lo cual se muestra en la figura 4.6.

IV. 2.4 Alternativa de “fuzzificación”

Existe una segunda opción para la “fuzzificación” de la tercera variable (ΔQCH_4). Observando los resultados del análisis fuera de línea puede advertirse que el incremento de metano es solo un indicador de la necesidad o no de aplicar alguna acción de control. Por lo tanto, es posible dividir el comportamiento del incremento en dos secciones, una donde el proceso es capaz

de rechazar la perturbación sin el efecto del controlador (lazo abierto) y otra donde es necesaria una ley de control para mantenerlo funcionando. Es decir, un miembro del conjunto difuso puede ser eliminado quedando únicamente dos miembros: *BAJO* y *ALTO*. Ahora $\Delta_1=56\%$ y $\Delta_2=52\%$. La ventaja de hacer esto es que el numero de reglas a evaluar se reduce de veinticuatro a dieciséis. El nuevo conjunto se muestra en la figura 4.7.

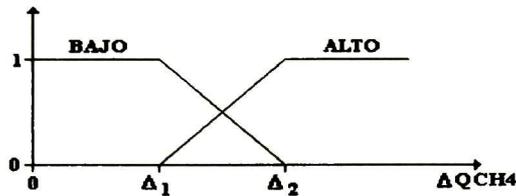


Figura 4.7 – Fuzificación alternativa para la variable ΔQCH_4

La “fuzificación” de las otras variables permanece igual, pero al sustituir el nuevo conjunto para la tercera variable con solamente dos miembros, ocho reglas son eliminadas. Las nuevas reglas difusas se presentan en la lista siguiente.

1. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = 0$;
2. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = 0$;
3. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
4. Si 1/T esta muy debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = u_1$;
5. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
6. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = 0$;
7. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
8. Si 1/T esta mas debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = u_1$;
9. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_2$;
10. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = 0$;
11. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_2$;
12. Si 1/T esta debajo Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = u_2$;
13. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
14. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es baja O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = 0$;
15. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es bajo *ENTONCES* $u = u_1$;
16. Si 1/T esta encima Y COJ/X2 es alta O ΔQCH_4 es alto *ENTONCES* $u = u_1$;

Los criterios utilizados, para la elección del consecuente en cada regla, son similares a los descritos para el caso de veinticuatro reglas. Solamente existe una variante: ahora el miembro de la tercera variable *BAJO* se asocia al lazo abierto, mientras el miembro *ALTO* indica la necesidad de aplicar una acción de control. La decisión del momento en que se elija una u otra la determina la variable $1/T$, de acuerdo a la regla que se este evaluando. Los resultados obtenidos aplicando estas reglas se muestran en la Figura 4.8 y la Figura 4.9

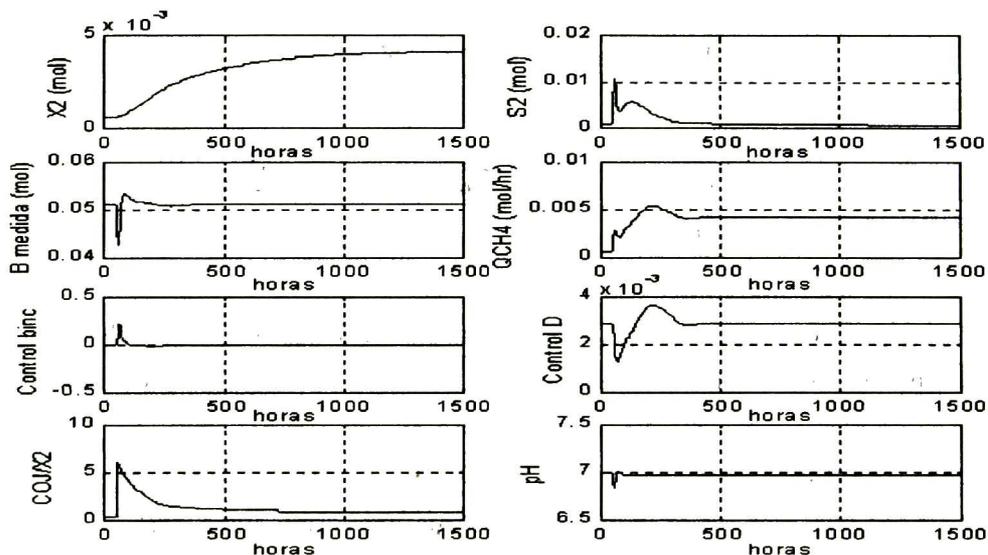


Figura 4.8 – Supervisor con 16 reglas ante escalón con amplitud de 18 unidades.

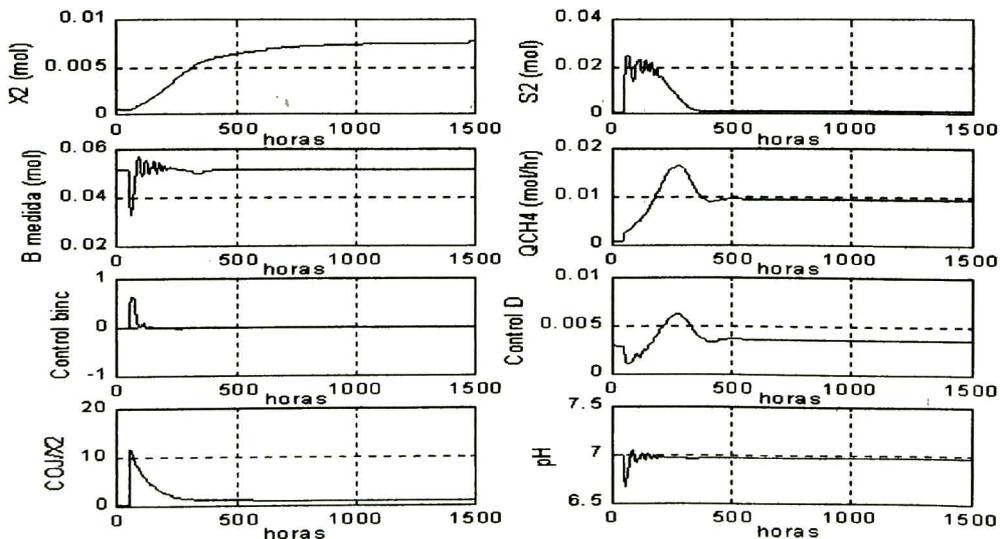


Figura 4.9 – Supervisor con 16 reglas ante un escalón con amplitud de 35 unidades.

Se notan cambios muy ligeros, que podrían considerarse como despreciables, en la respuesta de cada variable. Por ejemplo la producción de metano se incrementa en un 0.02%. En general los resultados son casi idénticos.

IV.3 LA ESTRATEGIA DEL PI DIFUSO MINIMO

Para implementar la estrategia del Controlador Proporcional – Integral Difuso Mínimo se sigue el procedimiento propuesto en [22] y descrito en el tercer capítulo de esta tesis. En esta sección se presenta la transformación de las leyes de control $L/A_{b_{inc}_B}$ y L/A_{D_B} en leyes de control difusas; es decir: $L/A_{difusa_{b_{inc}_B}}$ y $L/A_{difusa_{D_B}}$. Para este efecto, el PI L/A utilizado en [11] y [14] se sustituye por un PI difuso mínimo- L/A .

El PI difuso mínimo- L/A conserva las expresiones (2.25) y (2.27) pero con una diferencia: en el PI normal las ganancias proporcional e integral se calculan mediante (2.24) y (2.26) para la acción $L/A_{b_{inc}_B}$ y con (2.24) y (2.28) para la acción L/A_{D_B} ; para ambas, el resultado es un valor constante. En el caso del PI difuso, estas ganancias varían en función del error y la razón de variación del error; en otras palabras, su valor se adapta a las diferentes condiciones en que se encuentre el sistema de acuerdo a la evaluación de las reglas de control.

La “fuzzificación” se lleva a cabo mediante los conjuntos difusos mostrados en la figura 3.4. El límite de los miembros de cada conjunto y los escaladores difusos se presentan en la tabla 4.2. Estos valores fueron establecidos experimentalmente.

	Acción b_{inc}	Acción D
L	0.03	0.03
Ge	0.1	-10
Gr	3	-5
Gu	1	1

Tabla 4.2 – Parámetros para la fuzzificación.

En la “defuzzificación”, se utilizan las expresiones del algoritmo descrito en la sección III.3.2. En general se emplea la ecuación (3.25)

$$du_{pi}(kT) = -[Ki * e(kT) + Kp * r(kT)]$$

donde:

$$e(kT) = B_k^* - B_k$$

$$r(kT) = B_{k-1} - B_k$$

Esta expresión adaptada a las variables de acción utilizadas en el proceso de tratamiento de aguas residuales y a la transformación mediante la técnica L/A, se convierte para b_{inc} y D respectivamente, en:

$$b_{inc} = (b_{inc_k-1} - b_{inc_min}) \left(\frac{B_{k-1}}{B_k} \right)^{K_1} \left(\frac{B^*_k}{B_k} \right)^{K_2} + b_{inc_min} \quad (4.6)$$

$$D_k = D_{k-1} \left(\frac{B_{k-1}}{B_k} \right)^{K_1} \left(\frac{B^*_k}{B_k} \right)^{K_2} \quad (4.7)$$

En ambos casos, cuando se cumple la condición $GR^*|r(nT)| \leq GE^*|e(nT)| \leq L$, las ganancias se calculan con:

$$K_1 = \frac{0.5 * L * GU * GE}{2L - GE^*|e(nT)|} \quad (4.8)$$

$$K_2 = \frac{0.5 * L * GU * GR}{2L - GE^*|e(nT)|} \quad (4.9)$$

Si se cumple que $GE^*|e(nT)| \leq GR^*|r(nT)| \leq L$, las ganancias son calculadas por:

$$K_1 = \frac{0.5 * L * GU * GE}{2L - GE^*|r(nT)|} \quad (4.10)$$

$$K_2 = \frac{0.5 * L * GU * GR}{2L - GE^*|r(nT)|} \quad (4.11)$$

Con esta manera de calcular las ganancias proporcional e integral, las acciones de control son difusas y a partir de este momento se denominaran: acción L/A_difusa_b_{inc}_B y acción L/A_difusa_D_B.

Se debe comprobar el buen funcionamiento del sistema cuando se sustituye la acción de control normal por la difusa. Primero se implementa la acción L/A_difusa_b_{inc}_B y se realizan experimentos (aplicar perturbaciones) para conocer la respuesta del sistema. Los resultados se presentan en la figura 4.10; se consigue una producción de metano aceptable (3.87e-3 mol/hr), la amplitud máxima rechazada es de 17 unidades; pero en general, la estabilización del sistema es lenta. Posteriormente se hace lo mismo con la acción L/A_difusa_D_B, los resultados se muestran en la figura 4.11: la producción de metano obtenida es de 4.6e-3, la amplitud máxima rechazada es de 18 unidades; el sistema se estabiliza más rápido que con la primera acción.

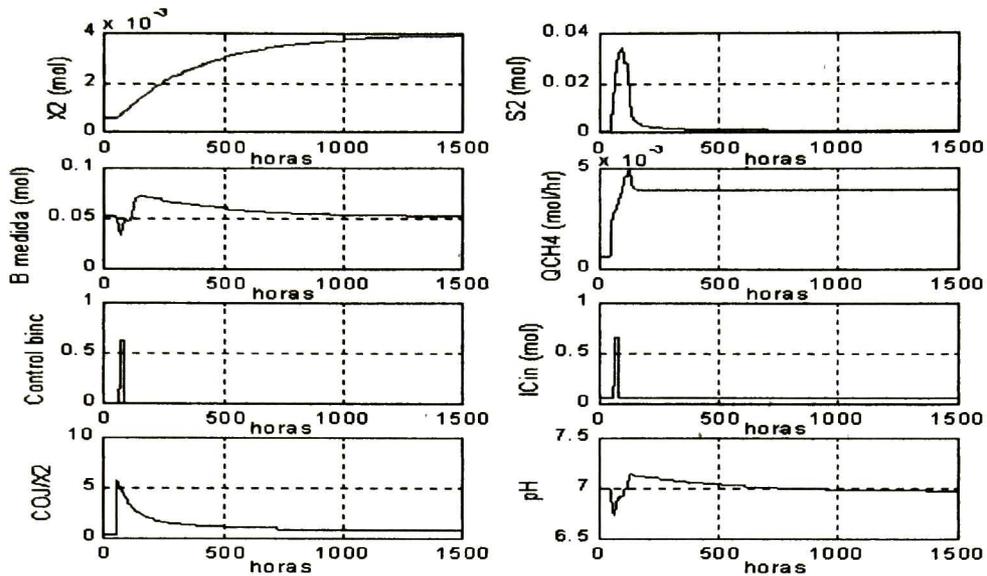


Figura 4.10 – Respuesta del sistema con la acción L/A_diffusa_b_inc_B. A2=17

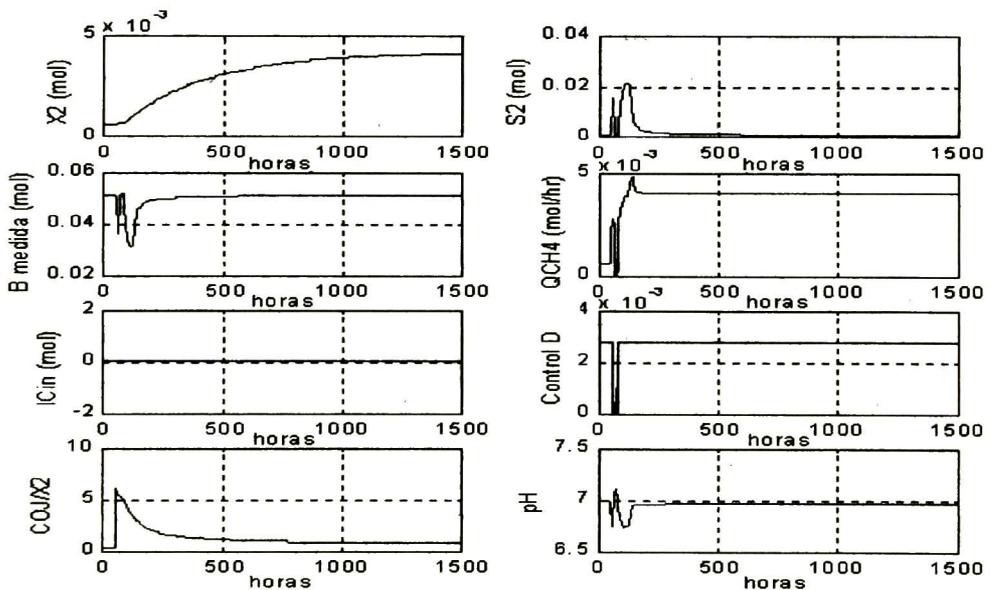


Figura 4.11 – Respuesta del sistema con la acción L/A_diffusa_D_B utilizando PI difuso. A2=18

IV.4 LA ESTRATEGIA DE CONTROL JERARQUICO CON PI DIFUSO MINIMO

Finalmente, se hace una combinación de las estrategias planteadas previamente en lo que puede llamarse como *control jerárquico con PI difuso mínimo*, por que las acciones de control son implementadas mediante la técnica L/A-PI difuso mínimo (descrita en la sección anterior) y la

conmutación entre ellas se lleva a cabo a través del supervisor Takagi – Sugeno (explicado en la sección IV.2).

En la figura 4.12 se muestra un esquema del controlador jerárquico con PI difuso mínimo propuesto. Puede advertirse una similitud con el control integrado presentado en la figura 2.3, únicamente se han sustituido los elementos por su equivalente difuso.

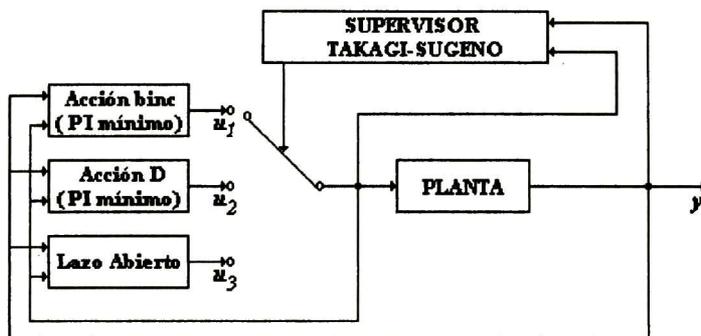


Figura 4.12 – Control Jerárquico con PI difuso mínimo.

Al igual que en la sección dos de este capítulo, el supervisor Takagi – Sugeno se implementa con veinticuatro reglas de control, así como con dieciséis. Los resultados obtenidos con ambos casos son mostrados en la Figura 4.13, la Figura 4.14, la Figura 4.15 y la Figura 4.16.

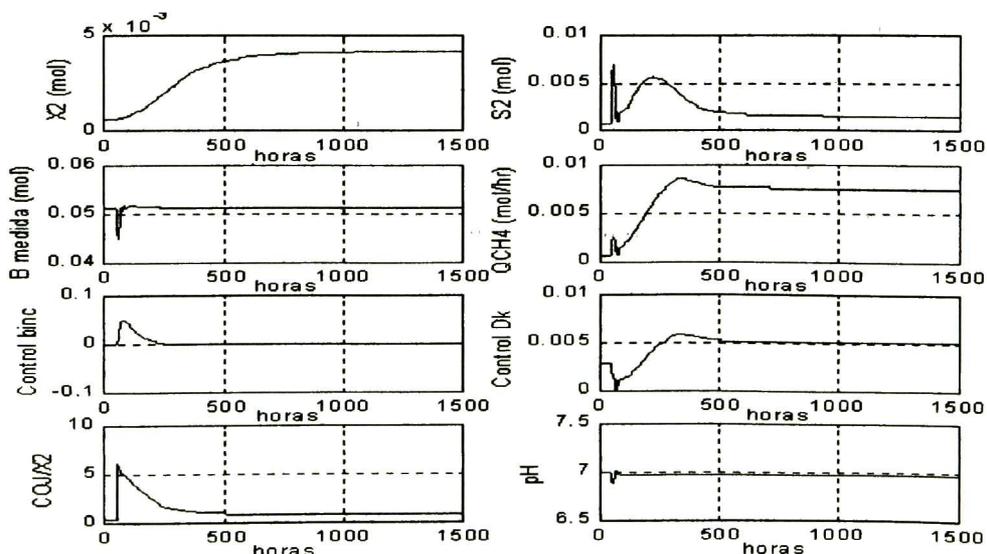


Figura 4.13 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (24 reglas) con PI difuso mínimo. $A_2=18$.

En la Figura 4.13 se muestra la respuesta del sistema para el control jerárquico con PI difuso mínimo ante una perturbación de 18 unidades. A continuación, se resume el comportamiento del sistema al utilizar esta estrategia, comparándolo con los resultados obtenidos mediante el control integrado normal ante la misma perturbación (figura 2.7):

- La biomasa (X2) se estabiliza con mayor velocidad (300 hrs antes).
- El sustrato (S2) se estabiliza en un valor diferente de cero con mayor lentitud (200 hrs después).
- La oscilación en las gráficas de B y pH es de mayor frecuencia.
- La oscilación también se presenta en las gráficas de la acción D, del sustrato y de la producción de metano.
- Las acciones de control son más suaves.
- La producción de metano se ve incrementada en un 86%.
- El sistema es capaz de rechazar perturbaciones de mayor amplitud: hasta 35 unidades, como se muestra en las gráficas de la figura 4.14.

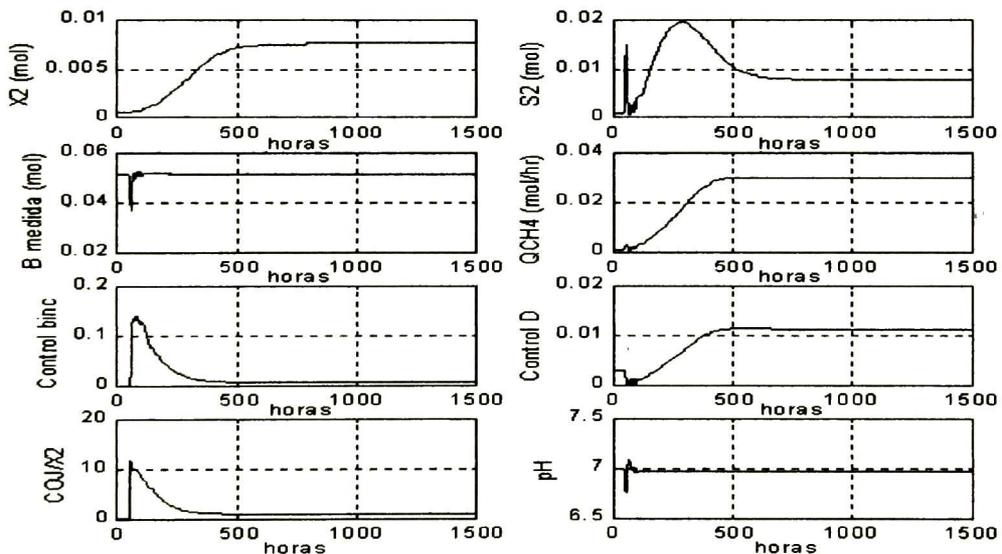


Figura 4.14 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (24 reglas) con PI difuso mínimo. A2=35.

Las gráficas de la Figura 4.15 corresponden a la respuesta del sistema con el control jerárquico con PI difuso mínimo ante una perturbación de 39 unidades. Ahora, se realiza una

comparación de este comportamiento con el que se obtiene al utilizar el control supervisor difuso ante la misma perturbación (figura 4.7):

- La estabilización de la biomasa es más rápida.
- La estabilización del sustrato es más lenta.
- Las oscilaciones presentes en las graficas de B, QCH4, acciones de control y pH son mínimas.
- El sistema es capaz de rechazar perturbaciones de 38 unidades funcionando adecuadamente (con el supervisor difuso se rechazan perturbaciones máximas de 35 unidades teniendo un comportamiento adecuado).
- Las acciones de control son más suaves.
- Ante una perturbación de 35 unidades, la producción de metano se incrementa 215% en relación al control supervisor difuso.
- El sistema es capaz de rechazar perturbaciones de 38 unidades conservando un funcionamiento adecuado (3 unidades más que con el control supervisor difuso).

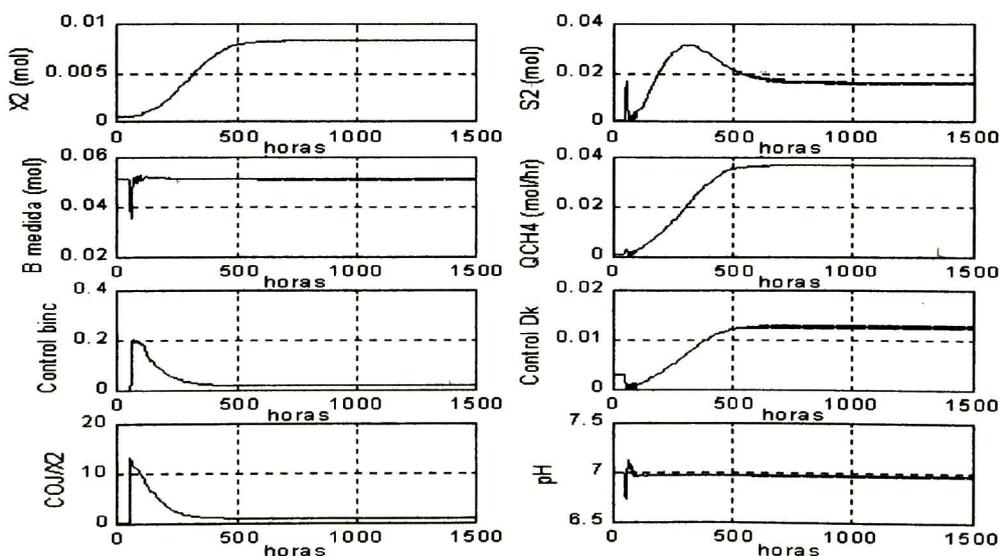


Figura 4.15 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (24 reglas) con PI difuso mínimo. $A2=39$.

Cuando se aplican perturbaciones de mayores que 38 unidades, el sistema no tiende a la región de bloqueo; pero aparecen oscilaciones al final de la respuesta de las variables, como se observa en la figura 4.15. A medida que se incrementa la amplitud de la perturbación, también se incrementa la amplitud de las oscilaciones, lo cual puede comprobarse en la Figura 4.18.

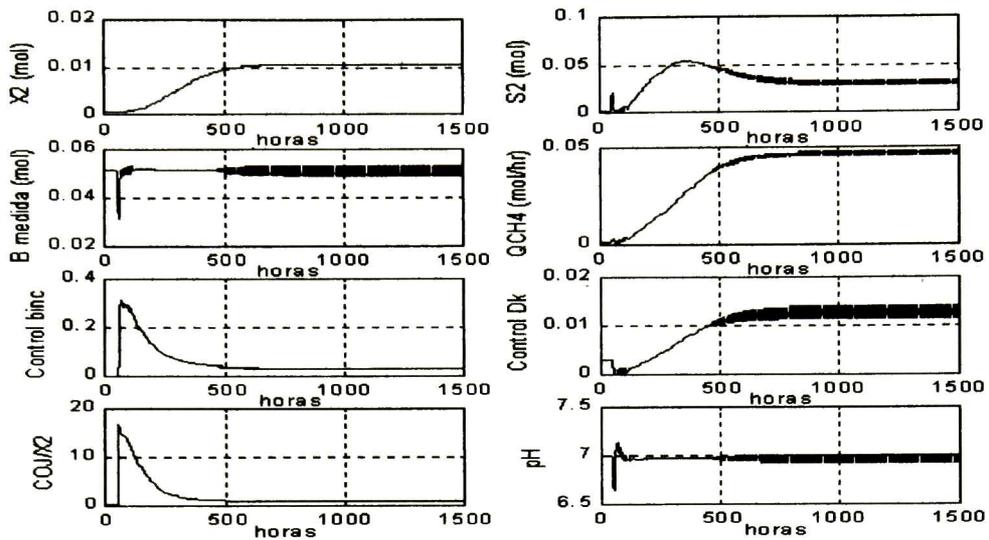


Figura 4.16 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (24 reglas) con PI difuso mínimo. $A2=50$.

Por último, se incluyen las gráficas de respuesta correspondientes al control jerárquico con PI difuso mínimo, empleando 16 reglas en el supervisor Takagi – Sugeno. Prácticamente no hay cambios en los resultados. En las figuras 4.17 a 4.20, se presenta el comportamiento del sistema ante las mismas perturbaciones, con las cuales se obtuvieron las gráficas de las figuras 4.13 a 4.16.

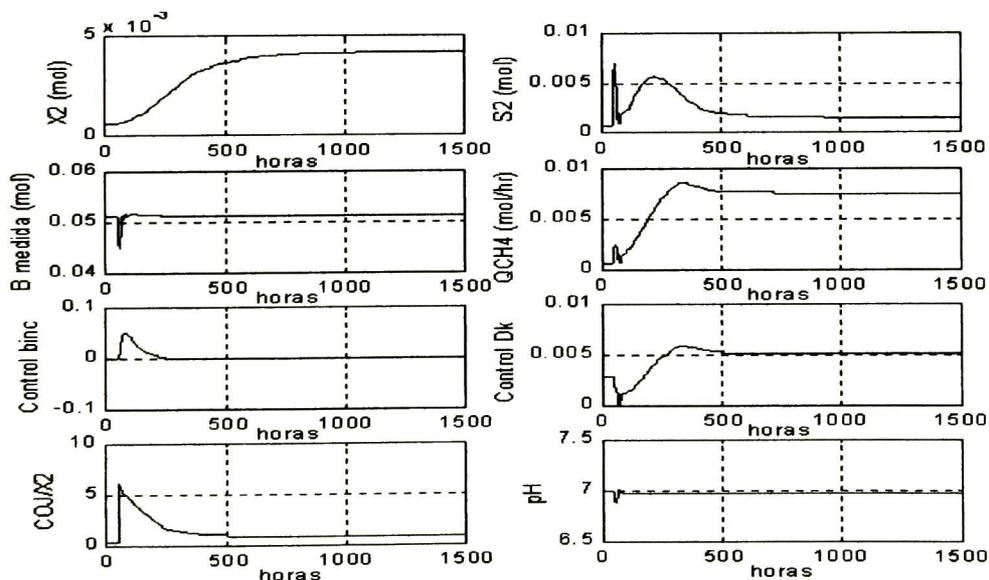


Figura 4.17 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (16 reglas) con PI difuso mínimo. $A2=18$.

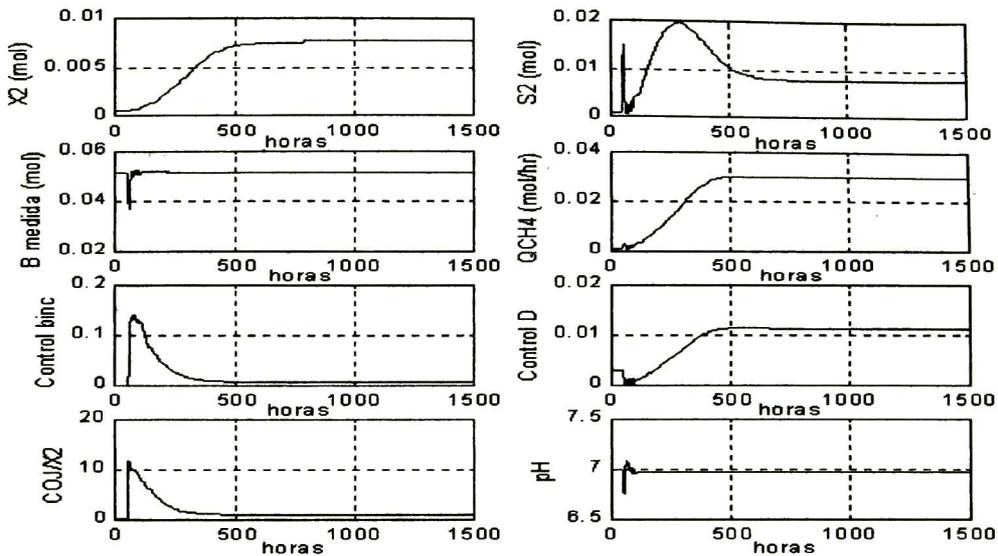


Figura 4.18 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (16 reglas) con PI difuso mínimo. $A2=35$.

Como en el caso anterior (con el supervisor de veinticuatro reglas), S2 no se estabiliza en cero y las pequeñas oscilaciones en ciertas variables (S2, B, acción D y pH) siguen presentes; pero se consigue una rápida estabilización de X2, una alta producción de metano y una alta tolerancia a perturbaciones. La respuesta ante perturbaciones mayores también es similar.

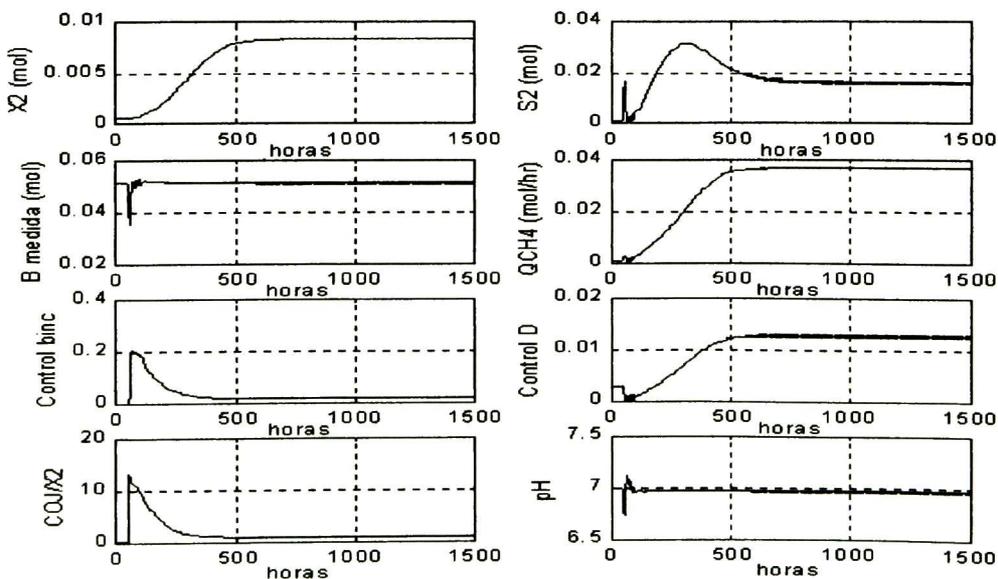


Figura 4.19 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (16 reglas) con PI difuso mínimo. $A2=39$.

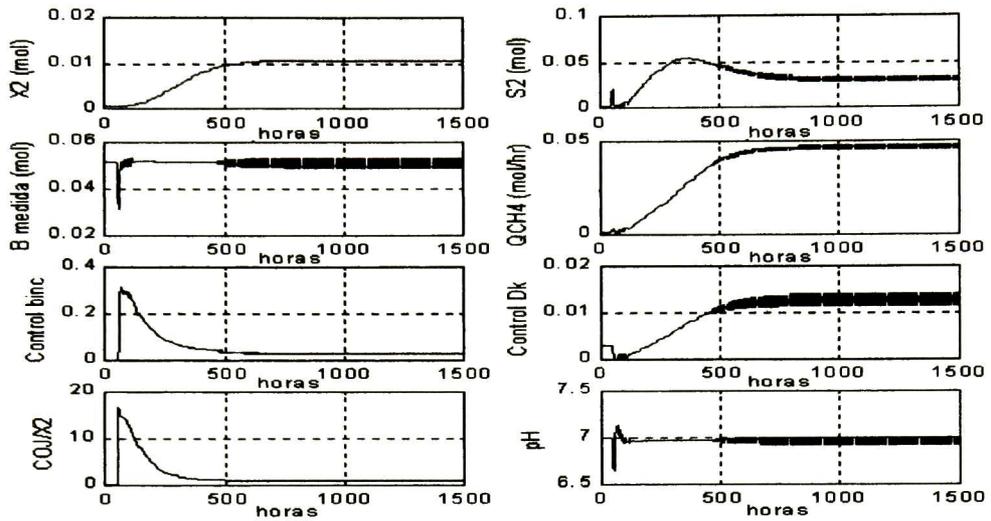


Figura 4.20 – Respuesta del sistema utilizando el control jerárquico (16 reglas) con PI difuso mínimo. $A_2=50$.

CAPITULO V

CONCLUSIONES

En esta tesis se presentó la implementación de dos técnicas de control difuso (supervisor Takagi – Sugeno y controlador PI difuso mínimo). A partir de la combinación de ellas, se modificó la estrategia de control integrado de un proceso de tratamiento de aguas residuales mediante digestión anaeróbica propuesta en el Laboratorio de Automatización del Instituto Nacional Politécnico de Grenoble. La estrategia resultante es un control jerárquico con PI difuso mínimo.

En primer lugar, el control supervisor difuso consiste en la sustitución del mecanismo de supervisión y conmutación de la estrategia de control integrado por un supervisor Takagi – Sugeno. Gracias a esta modificación, el comportamiento del sistema se mejora: la estabilización de la biomasa se acelera, la tolerancia a perturbaciones es mayor, la producción de metano se incrementa y la conmutación entre las acciones de control utilizadas ($L/A_{b_{inc}_B}$ y L/A_{D_B}) es suave. Se consideraron tres variables para fuzzificar: el inverso del tiempo después de iniciada la perturbación $1/T$, la demanda diaria de carga $COJ/X2$ y el incremento en porcentaje de la producción de metano $\Delta QCH4$; inicialmente los conjuntos difusos planteados producen 24 reglas. Modificando la fuzzificación de la tercera variable, se redujo el número de reglas a 16, obteniendo resultados muy similares.

Posteriormente, se sustituyó el controlador PI por un controlador PI difuso mínimo en la técnica L/A (utilizada en la estrategia de control integrado para implementar las leyes de control $L/A_{b_{inc}_B}$ y L/A_{D_B}); como resultado se proponen dos acciones difusas: $L/A_{difusa_{b_{inc}_B}}$ y $L/A_{difusa_{D_B}}$. Cada una de ellas se implementó de manera independiente (sin combinarlas mediante un mecanismo de supervisión y conmutación). Con esta modificación el comportamiento del sistema es adecuado.

Finalmente, se implementó el control jerárquico con PI difuso mínimo. El mecanismo de supervisión y conmutación es sustituido por un control supervisor Takagi – Sugeno y las leyes de control $L/A_{b_{inc}_B}$ y L/A_{D_B} se sustituyen por las dos acciones de control difusas $L/A_{difusa_{b_{inc}_B}}$ y $L/A_{difusa_{D_B}}$. Al realizar estas modificaciones, el comportamiento del sistema mejoró notablemente. Los cuatro objetivos planteados se cumplieron: el sistema se mantiene funcionando en la región del punto de operación con buena tolerancia a perturbaciones (primer objetivo), la producción de metano se ve incrementada considerablemente (segundo objetivo), el sistema se estabiliza rápidamente (tercer objetivo) y las acciones de control no presentan cambios bruscos; es decir, la conmutación es suave (cuarto objetivo). De todo lo anterior,

se concluye que las técnicas de control difuso aportan grandes ventajas para el proceso de tratamiento de aguas utilizado en el proyecto.

Como trabajo futuro se propone la implementación en tiempo real de la estrategia aquí presentada. Esta etapa es muy importante, puesto que permitirá corroborar la eficiencia del control inteligente en procesos biológicos que influyen en el ámbito social, como lo es el tratamiento de aguas.

REFERENCIAS

- [1] www.cna.gob.mx
- [2] www.imta.mx
- [3] www.unam.mx
- [4] www.uam.mx
- [5] <http://www.controlesgraficos.com.mx/>
- [6] <http://seta.ingenieria.net/seta.html>
- [7] <http://www.prodigyweb.net.mx/emesa1/>
- [8] A. Rozzi, "Mathematical model in anaerobic treatment processes", *Trans. Inst. M.C.*, vol 3, pp. 153-159, 1984.
- [9] P. Renard, D. Dochain, G. Bastin, H. Naveau, and E.J. Nyns, "Adaptive control of anaerobic digestion processes: a pilot scale application", *Biotechnology*, vol 31, pp. 287-294, 1988.
- [10] R. Moletta, "Anaerobic Digesters Control", in French, *Revue des Sciences de l'eau*, vol 2, pp. 265-293, 1989.
- [11] J.F. Béteau, "An industrial wastewater treatment bioprocess modeling and control", in French, *Ph. D. Thesis*, Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1988.
- [12] E. Giraldo, M. Duque, A. Gauthier, P. Vasquez, "Selection de strategies de contrôle bases sur les limites de stabilité: application à un digester anaérobie", in *Proc. of Decisión and Control in Waste Bio-Processing*, Montpellier-Narbonne, France, 1998.
- [13] N. Hilghert, J. Harmand, J.P. Steyer, J.P. Vila, "Non parametric regulation of an anaerobic digestion process for industrial effluent treatment", in *Proc. of Decisión and Control in Waste Bio-Processing*, Montpellier, France, February 25-27, 1998.
- [14] T. Soehartanto, "Stability and control analysis of a wastewater treatment process", in French, *Ph. D. Thesis*, Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1999.
- [15] V. Otton, "Modélisation et analyse d'un procédé à paramètres repartis: étude de la digestion anaérobie en réacteur a lit fluidisé", *Thèse de Doctorat*, de l' Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1998.
- [16] J.F. Béteau, T. Soehartanto, F. Chaume, "Model Based Selection of an Appropriate Control Strategy Application to an Anaerobic Digester", *Math. And Comp. of Dyn. Sys.*, vol 5, N° 4, pp. 372-379, 1999.
- [17] M. Lacrori, A. Chéury, "A new nonlinear approach to automatic control of bioprocesses", *Actes de 4ème ICCAFT on Modelling and Control of Biotechnological Processes*, N.M. Fish et R.I. Fox Eds, Ellis Honwood Publisers, Chichester, Royaume-Uni, 1988.

- [18] J.F. Béteau, E. Ferret, M. Lacrori, A. Chéury, "Bioprocess control: an original approach taking into account some bioprocess constraint", ACC 1991, Boston, USA, vol 3 pp. 1335-1340, June 1991.
- [19] E.N. Sánchez, "Control Inteligente", *Notas de clase*, CINVESTAV Unidad Guadalajara, México, 2000.
- [20] K. Passino and S. Yurkovich, *Fuzzy Control*, Addison Wesley Longman. Inc., New York, U.S.A., 1998.
- [21] L. X. Wang, *A course in Fuzzy Systems and Control*, Prentice Hall, Inc., New Jersey, U.S.A., 1997.
- [22] H. Ying, W. Siler, J. Buckley, "Fuzzy Control Theory: A nonlinear Case", *Automatica*, vol 26 N° 3, pp. 513-520, 1990.
- [23] G. Chen, H. Ying, "On the Stability of Fuzzy PI Control Systems", *3rd Int'l Conf on Industrial Fuzzy Control and Intelligent Systems*, Dec. 1-3, pp. 128-133, 1993.
- [24] D. Misir, H. Malki, G. Chen, "Design and Análisis of a Fuzzy Proporcional-Integral-Derivative Controller", *IEEE Trans. On Fuzzy Systems*, 1994.
- [25] Luis A. Nuño Sánchez, "Control PD difuso aplicado a robots manipuladores", *Tesis de Maestría*, CINVESTAV, Unidad Guadalajara, México, 1998.

ANEXOS

Ponencias en congresos internacionales

Subject:
Fw: ISIC-INV-10 Invited Session
Date:
Mon, 30 Apr 2001 12:05:43 -0500
From:
"Reza Langari" <rlangari@tamu.edu>
To:
"Edgar Sanchez" <sanchez@gdl.cinvestav.mx>

----- Original Message -----

From: "Linda Bushnell" <bushnell@ee.washington.edu>
To: <s.farinwata@ieee.org>; <rlangari@tamu.edu>
Cc: "thomas Parisini" <thomas@dist.unige.it>; <daniel.Repperger@wpafb.af.mil>;
<bushnell@ee.washington.edu>
Sent: Wednesday, April 11, 2001 5:12 PM
Subject: ISIC-INV-10 Invited Session

> %%%%%%%%%%%
> REF NUMBER: ISIC-INV-010
> TITLE: Modeling and Control of Intelligent Systems
> ORGANIZERS: S. S. Farinwata and R. Langari
> %%%%%%%%%%%
>
> Dear Shehu and Reza,
> We are very pleased to report that your invited session has been ACCEPTED
> into the program of the 2001 CCA/ISIC conference to be held in Mexico
> City, September 5-7, 2001. We ask you to notify the authors of this
> acceptance
> and to inform them to submit their final, camera-ready copies of their
> papers
> (electronically) by May 29, 2001. Details on how to submit the final
> manuscript
> will be posted on the conference Web site
> <http://www.control.rice.edu/>
> by the end of April and the manuscripts will be submitted via the Web to
> the publisher.
>
> Attached also please find the anonymous comments made by the reviewers.
> These comments should be taken into account in the final versions of the
> papers.
> Please forward them to the authors.
>
> A sample format for the final papers is included as an attachment to
> this message. Final proceedings papers 6 pages or less will incur no
> page charges. For papers longer than 6 pages, there will be a page
> charge for excess pages.
>
> Please check the conference web site above for the advance program of
> the conference. Thank you for your contribution and we look forward to
> seeing you in Mexico City in September.
>
> Sincerely,
> Thomas Parisini
> Technical Program Chair, ISIC 2001

> Linda Bushnell
 > Vice-Chair, Invited Sessions, CCA/ISIC'01
 > %%%%%%%%%%
 >
 > The session is as follows:
 >
 > ISIC-INV-10
 > Title: Modeling and Control of Intelligent Systems
 > Chair: Shehu S. Farinwata, Reza Langari
 >
 > 1 Title: Intelligent adaptive control using multiple models
 > Authors: D. Filev and T. Larson
 >
 > 2 Title: Causal network control reconfiguration: a shipboard system
 > example
 > Authors: Y.-L. Chen and G. Provan
 >
 > 3 Title: Supervisory system for vehicle impact anticipation and
 > restraints deployment control
 > Authors: K. O. Prakah-Asante and K. N. Morman
 >
 > 4 Title: Robust optimal control using recurrent dynamic neural
 > network
 > Authors: M. Karam, M. Zhody, S. S. Farinwata
 >
 > 5 Title: Fuzzy logic based compensation of friction in low speed
 > motion control
 > Authors: D. Hyun and R. Langari
 >
 > 6 Title: Fuzzy supervisory control for a wastewater anaerobic
 > treatment plant
 > Authors: E. N. Sanchez, J.-F Beteau and S. Carlos-Hernandez.
 >
 >
 > -----
 > Linda G. Bushnell
 > Affiliate Assistant Professor
 > Department of Electrical Engineering, Box 352500
 > University of Washington
 > Seattle, WA 98195-2500
 > Tel (206) 221-6717 Fax (206) 543-3842
 > bushnell@ee.washington.edu
 >

FUZZY SUPERVISORY CONTROL FOR A WASTEWATER ANAEROBIC TREATMENT PLANT

Edgar N. Sanchez¹, Jean-F. Beteau², and Salvador Carlos-Hernandez¹

¹CINVESTAV, Unidad Guadalajara
Apartado Postal
Plaza La Luna
Guadalajara, Jal. C.P 45090
e-mail: sanchez@gdl.cinvestav.mx

²Institut National Polytechnique de Grenoble
Laboratoire d'Automatique de Grenoble
BP46-38402 St-Martin d'Hères Cedex, France.
e-mail: Jean-Francois.Beteau@inpg.fr

Abstract The authors present the synthesis of a fuzzy supervisory control for a wastewater treatment anaerobic plant. On the basis of a previous developed integrated control, which switches two controllers, two new variables are considered (CO_2/X_2 and ΔQCH_4), and a Takagi-Sugeno fuzzy supervisor is developed in order to smooth the switching. This new strategy allows the increase of methane production. Applicability of the proposed structure is illustrated via simulations.

1. INTRODUCTION

Clean water is essential for the environment. The endless enlargement of human population and economic activities demands an increase on the utilization of this no renewable resource; in the future, it will be required to treat and re-use most of the industrial wastewater. Hence, the development of new and better wastewater treatment plant is a big need.

Anaerobic digestion process is commonly used for treatment of wastewater with a high organic load. Its main interest is the transformation of pollution into carbon dioxide and methane. However, this process is sensitive to perturbations on the load, which can lead to microorganisms washout.

Hence; most of existing control structures are focused on process stabilization and increase of methane production. Between the techniques already implemented there are adaptive control [1], adaptive linearizing control and L/A [2], PID, L/A and nonlinear control [3], self-regulation control [4], and L/A integrated control [5]. Related to this topic, the paper presents a novel application: the synthesis of a fuzzy supervisory control for an anaerobic wastewater treatment plant. Next section briefly describes the anaerobic digestion process, including its mathematical modeling; then specifications for the new control structure are established. The following section presents the integrated control methodology previously used; then the supervisory

fuzzy controller and its evaluation via simulation are presented. Finally, relevant conclusions are stated.

2. ANAEROBIC DIGESTION PROCESS

There exist two main process for wastewater treatment: aerobic (oxygen presence) and anaerobic (absence of oxygen). If the wastewater contains nitrogen or phosphates, the former is better, but in presence of organic wastes the latest is recommended. The anaerobic process, by means of anaerobic microorganisms (biomass), degrades the wastes (substrate), producing methane (CH_4) and carbon dioxide (CO_2)

The anaerobic process is composed by four stages as shown in Fig. 1. The last stage is the slowest and the most

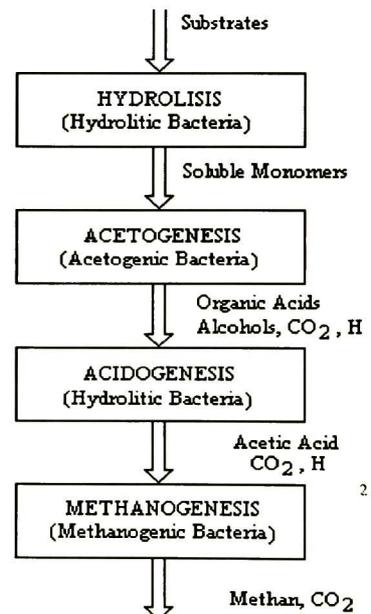


Fig. 1 – Anaerobic Process

important for process stability; it is very sensitive to variations on substrate concentrations. [3, 4]. Hence, most of the attention is given to this stage with a view to control.

2.1 Operation Conditions

The three most important conditions, as discussed in [5], are

1. To stabilize the process in the operation point.
2. To keep the outflow pollutant percentages on specification, and, at the same time, to maximize the methane production
3. To minimize the transients

The methodology discussed in [5], is able to fulfill these requirements, but switching produces oscillations on the methane production.

2.2. Mathematical Model

A wastewater anaerobic treatment plant can be modeled, by a set of nonlinear algebraic and differential equations, as

$$0 = g(X_a, X_d)$$

$$\dot{X}_d = f(X_a, X_d, u)$$

$$y = h(X_a, X_d)$$

(1)

with

$$X_a = [HS \quad H^+ \quad S^- \quad CO_{2D} \quad B]^T$$

$$X_d = [X_c \quad S_c \quad X_2 \quad S_2 \quad IC \quad Z]^T$$

$$u = [D \quad b_{inc}]^T$$

$$y = [Q_{CH_4} \quad Q_{CO_2}]^T$$

where HS stands for non ionized acetic acid (mols), H^+ for hydrogen (mols), S^- for acetate (base form of HS) (mols), CO_{2D} for dissolved carbon dioxide (mols), B for measured bicarbonate (mols), X_c for biomass (mols) to treat fast degradable substrate, S_c for fast degradable substrate (equivalent glucose) (mols), X_2 for biomass (mols) to treat slow degradable substrate, S_2 for slow degradable substrate (equivalent acetic acid) (mols), IC for inorganic carbon (mols), Z cations (mols), D for dilution rate, b_{inc} for increase on input bicarbonate (mols), Q_{CH_4} for methane flow rate (mols/hour) and Q_{CO_2} for carbonate dioxide flow rate (mols/hour)

The stability analysis is based on the process phase plane displayed as Fig. 2. There exist two equilibrium points. The first one allows the biomass growth and the substrate degradation; hence it is selected as the operation point. In the second one the biomass growth stops, henceforth there is not substrate degradation (washout point). The boundary, between the regions of attraction of these equilibrium points, can be formulated as:

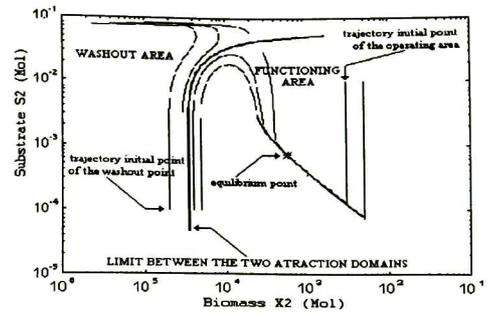


Fig.2 – Process Phase Plane

$$\frac{1}{T} = f\left(\frac{COJ}{X_2}, IC_{in}\right)$$

(2)

where T is the time after a substrate disturbance detection, COJ/X_2 is the organic load feeded to the reactor per day and per biomass unit, and IC_{in} is the input inorganic carbonate concentration.

3. INTEGRATED CONTROL

As discussed in [6,7], it was concluded, after different tests, that the best strategy for the closed loop control was the L/A one. This structure is portrayed in Fig. 3.

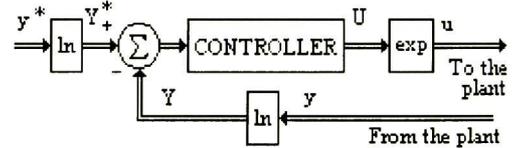


Fig. 3 L/A Controller

This structure is based on the following transformations

- Logarithmic transformation

$$Y(t) = \ln y(t)$$

$$Y^*(t) = \ln y^*(t)$$

$$U(t) = \ln u(t)$$

(3)

- Exponential transformation

$$y(t) = \exp Y(t)$$

$$y^*(t) = \exp Y^*(t)$$

$$u(t) = \exp U(t)$$

(4)

where $y(t)$ is the output, $y^*(t)$ is the set point, and $u(t)$ is the control action.

These transformations allow to select any conventional control law and to obtain L/A equivalent. In [7], a PI is used as follows

$$U_k = U_{k-1} + K_1(Y_{k-1} - Y_k) + K_2(Y_k^* - Y_k) \quad (5)$$

with K_1 and K_2 the integral and proportional gains respectively.

The L/A equivalent of this control law is:

$$u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_1} \left(\frac{y_k^*}{y_k} \right)^{K_2} \quad (6)$$

The control law (6) offers different advantages, such as:

a) It takes into account the physical process constraints (such as positivity), b) It does not require to know the mathematical model of the process.

As described in [5], for the integrated control, two controller, which use (6), were implemented. One for b_{inc} and one for D. Each of these control laws aids to fulfill the specifications; the first one keeps constant the methane production, and the second one helps to attenuate disturbance effects. Then these two controller are switched, depending on the distance to a surface as explained below. The surface equation is obtained through a model of the process stability as described in [8].

The switching takes place as follows [5]

1. To operate the plant in open-loop
2. Initialize T, when a disturbance is detected.
3. Apply the b_{inc} controller.
4. If the upper surface, as shown in Fig. 4, is crossed, then apply the D controller.
5. If the first middle surface, as shown in Fig. 4 is crossed, then apply the b_{inc} controller again.
6. If the second middle surface, as shown in Fig. 4, is crossed, then open the loop.
7. If the lowest surface is crossed, the process goes to the washout region; process stabilization has not been achieved.

The integrated control structure is shown in Fig. 5.

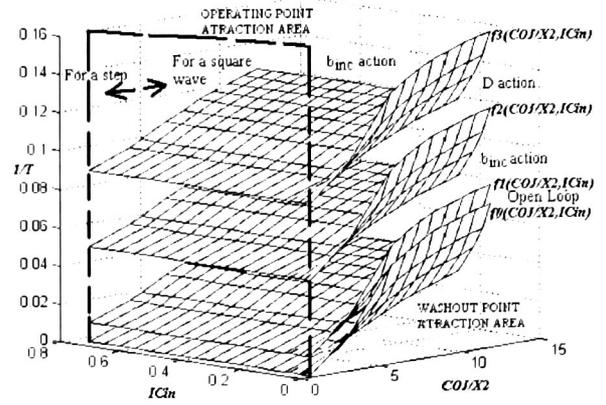


Fig. 4 - Switching Surfaces.

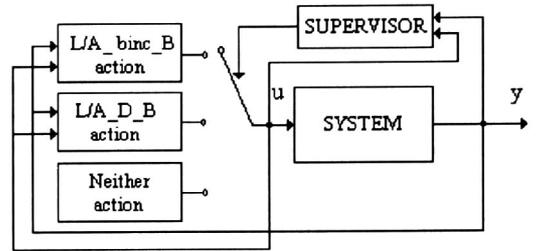


Fig. 5 - Integrated Control Structure

4. FUZZY SUPERVISORY CONTROL

Takagi-Sugeno system is a special case of “functional fuzzy system” [9] such as

$$\text{If } u_i \text{ is } A_i^j \text{ and } u_2 \text{ is } A_2^k \text{ and, ..., and } u_n \text{ is } A_n^l \text{ then } b_i = g_i(\cdot) \quad (7)$$

where “.” represents the argument of the function g_i ; and the b_i are not output membership function centers. The premise of this rule is defined with linguistic terms like for the standard fuzzy system. The consequent is different, instead of linguistic terms with an associated membership function, we use a function $b_i = g_i(\cdot)$, which does not have an associated membership function. The choice of this function depends on the application being considered. Virtually any function can be used (e.g., a linear equation, neural network mapping or another fuzzy system), which makes the functional fuzzy system very general.

For the functional fuzzy system we can use an appropriate logical operation for representing the premise (e.g., minimum or product) and defuzzification may be obtained using

$$y = \frac{\sum_{i=1}^R b_i \mu_i}{\sum_{i=1}^R \mu_i} \quad (8)$$

where μ_i is the membership value defined as $\mu_i(u_1, u_2, \dots, u_n) = \mu_{A_i}(u_1) * \mu_{A_2}(u_2) * \dots * \mu_{A_n}(u_n)$

One way to view the functional fuzzy system is as a nonlinear interpolator between the mappings that are defined by the consequents of the rules. When the consequent functions are dynamic systems then the functional fuzzy system is named as Takagi-Sugeno one [9].

For the supervisory fuzzy control we use three variables. The first one is the inverse of the time after the substrate disturbance detection ($1/T$); the second one is the daily organic load per biomass unit, COJ/X_2 , which is defined as a product of the disturbance, the dilution rate and substrate. There exists a COJ/X_2 critical value; below this value the system goes to the operating point in open loop, but above it, a control action must be applied to avoid the washout area. Finally, the third variable is the increase of methane flow rate in percent, ΔQCH_4 . This variable allows to estimate the disturbance amplitude and to decide which control action to apply. The fuzzy sets are shown in Fig. 6

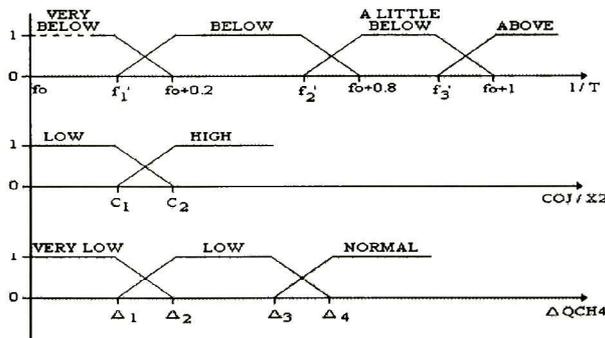


Fig. 6 – Fuzzy sets

In the antecedents, we use the logic operation AND for the first two variables, and the OR logical operation for the last one. Hence, we have twenty-four rules for the fuzzy supervisory controller. For the sake of completeness, we include three of these rules as

IF $1/T$ is *above* AND COJ/X_2 is *high* OR ΔQCH_4 is *normal*

THEN $u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_1} \left(\frac{y_k'}{y_k} \right)^{K_2}$ for the b_{inc} controller

IF $1/T$ is *a little below* AND COJ/X_2 is *high* OR ΔQCH_4 is *normal* THEN $u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_1} \left(\frac{y_k'}{y_k} \right)^{K_2}$ for the D controller

IF $1/T$ is *very below* AND COJ/X_2 is *low* OR ΔQCH_4 is *normal* THEN $u_k = 0$

In this paper, the fuzzy supervisory controller replaces the switching one proposed in [5] and displayed in Fig. 3

5. SIMULATION RESULTS.

The proposed controller was simulated using Simulink/Matlab™. We consider a typical disturbance, a step on S_2 with amplitude $A_2=21$. Fig. 7 shows the results when the integrated controller given in [5] is used. Fig.8 presents the respective results for the proposed supervisory control.

As can be seen, methane flow rate (QCH_4) is increased using the proposed supervisory fuzzy controller. It is also possible to verify that X_2 reaches a constant value faster. Additionally, the control action switching is smoother

CONCLUSIONS

A Takagi-Sugeno supervisory fuzzy controller is proposed in order to substitute the existing integrated controller; simulation results are very encouraging. The principal benefit of the proposed structure is to allow the increase of methane production. Research will be pursued in order to change the fixed gain PI control law by a fuzzy PI one, and to implement in real time the proposed structure.

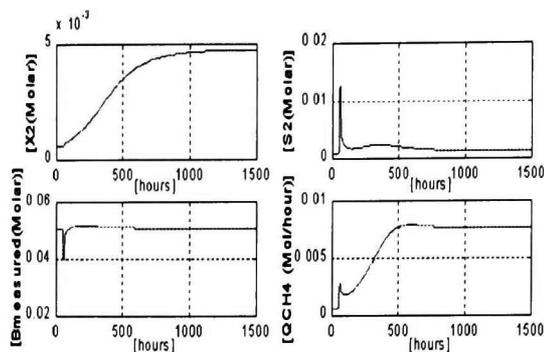
Acknowledgements – The authors thank the support of CONACYT Mexico project 32059A and of the binational CNRS (France)-CONACYT (Mexico) research agreement

REFERENCES.

- [1] R. Moletta, "Anaerobic digesters control", in French, Revue des Sciences de l'eau, vol 2, pp. 265-293, 1989.
- [2] J.F. Beteau, "An industrial wastewater treatment bioprocess modeling and control", In French, Ph. D. thesis, Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1988.
- [3] F. Chaume, "Application of a control strategy to effluents treatment bioprocess," in French, DEA report, Laboratoire d'Automatique de Grenoble, ENSIEG-INPG, France, 1996.
- [4] N. Hilghert, J. Harmand, J.P. Steyer, J.P. Vila, "Non parametric regulation of a anaerobic digestion process

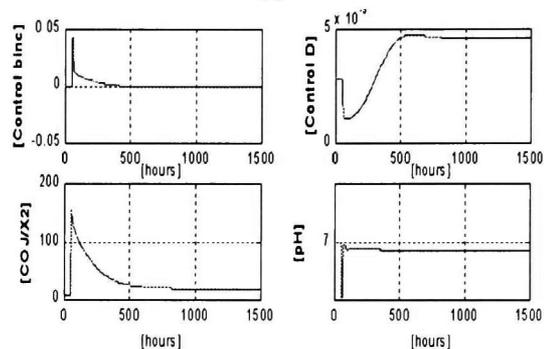
for industrial effluent treatment”, Decision and Control in Waste Bio-Processing, Montpellier, France, february 25-27, 1998.

- [5] T. Soehartanto, “Stability and control analysis of a wastewater treatment process,” in French, Ph. D. Thesis, Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1999.
- [6] J.F. Beteau, E. Ferret, M. Lakrori, A. Cheruy, “Bioprocess control : an original approach taking into account some bioprocess constraints”, ACC 1991, Boston, USA, vol 3, pp 1335-1340, June 1991.
- [7] M.L. Lakrori, “L/A control applications” in French, Ph. D., Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1989.
- [8] J.F. Beteau, T. Soehartanto, F. Chaume, “Model based selection of an appropriate control strategy application to an anaerobic digester”, Math. And Comp. Mod. of Dyn. Sys., Vol 5, N° 4, pp 372-379, 1999.
- [9] K. Passino and S. Yurkovich, *Fuzzy Control*, Addison Wesley Longman, Inc., New York, U.S.A, 1998.



Biomass (X_2), substrate(S_2), measured bicarbonate (B), and methane flowrate (QCH_4)

(a)



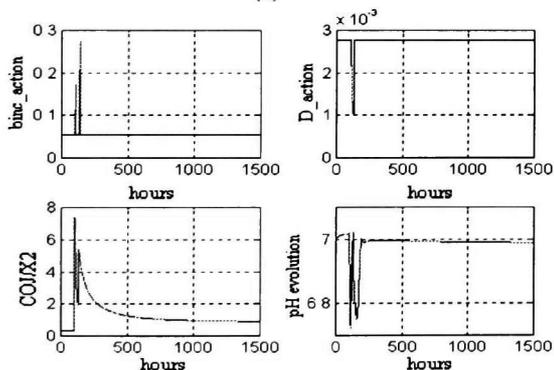
Control actions (b_{inc} and D), daily organic load per biomass unit (COJ/X_2), and pH evolution

(b)

Fig. 8 – Results using the fuzzy supervisor

Biomass (X_2), substrate(S_2), measured bicarbonate (B), and methane flowrate (QCH_4)

(a)



Control actions (b_{inc} and D), daily organic load per biomass unit (COJ/X_2), and pH evolution

(b)

Fig. 7 – Results using the integrated control

HIERARCHICAL FUZZY CONTROL FOR A WASTEWATER ANAEROBIC TREATMENT PLANT

Edgar N. Sanchez¹, Jean-F. Beteau², and Salvador Carlos-Hernandez¹

¹CINVESTAV, Unidad Guadalajara, Apartado Postal 31-438, Plaza La Luna
Guadalajara, Jal. C.P 45090, e-mail: sanchez@gdl.cinvestav.mx

²Institut National Polytechnique de Grenoble, Laboratoire d'Automatique de Grenoble
BP46-38402 St-Martin d'Hères Cedex, France, e-mail: Jean-Francois.Beteau@inpg.fr

Abstract

In this paper a hierarchical fuzzy control for a wastewater treatment anaerobic plant is presented. On the basis of a previous developed integrated control, which switches two controllers, two new variables are considered (COJ/X_2 and ΔQCH_4); next, the two controllers are transformed to fuzzy proportional-integral (PI) ones; and finally, Takagi-Sugeno fuzzy supervisor is developed in order to smooth the switching. Hence, a hierarchical fuzzy control structure is built: the low level is constituted by the fuzzy PI and the higher one by the fuzzy supervisor. This new strategy allows the increase of methane production. Applicability of the proposed structure is illustrated via simulations.

Keywords

Wastewater treatment plant, fuzzy control, supervisory control, hierarchical control.

1 Introduction

Clean water is essential for the environment. The endless enlargement of human population and economic activities demands an increase on the utilization of this no renewable resource; in the future, it will be required to treat and re-use most of the industrial wastewater. Hence, the development of new and better wastewater treatment plant is a big need. Anaerobic digestion process is commonly used for treatment of wastewater with a high organic load. Its main interest is the transformation of pollution into carbon dioxide and methane. However, this process is sensitive to perturbations on the load, which can lead to microorganisms washout.

Hence, most of existing control structures are focused on process stabilization and increase of methane production. Between the techniques already implemented, there are adaptive control [1], adaptive linearizing control and L/A [2], PID, L/A and nonlinear control [3], self-regulation control [4], and L/A integrated control [5]. Related to this topic, the paper presents a novel application: the synthesis of a hierarchical fuzzy control structure for an anaerobic wastewater treatment plant. Next section briefly describes the anaerobic digestion process, including its mathematical modeling; then specifications for the new control structure are established. The following section presents the integrated control methodology previously used; after that, the algorithm to obtain the equivalent fuzzy PI is presented; then supervisory fuzzy controller and the evaluation of the whole structure via simulation are discussed. Finally, relevant conclusions are stated.

2 Anaerobic Digestion Process

There exist two main processes for wastewater treatment: aerobic (oxygen presence) and anaerobic (absence of oxygen). If the wastewater contains nitrogen or phosphates, the former is better, but in presence of organic wastes the latest is recommended. The anaerobic process, by means of anaerobic microorganisms (biomass), degrades the wastes (substrate), producing methane (CH_4) and carbon dioxide (CO_2)

The anaerobic process is composed by four stages as shown in Fig. 1. The last stage is the slowest and the most important for process stability; it is very sensitive to variations on substrate concentrations. [3, 4]. Hence, most of the attention is given to this stage with a view to control.

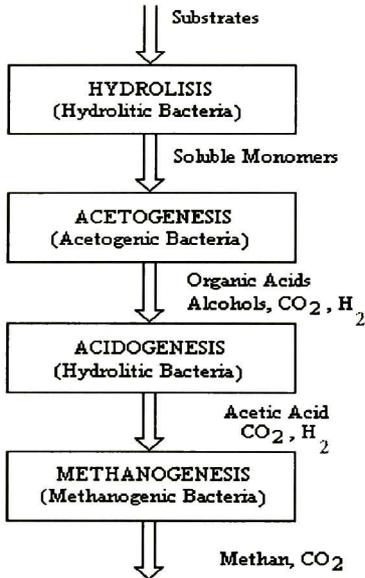


Fig. 1: Anaerobic Process

2.1 Operation Conditions

The three most important conditions, as discussed in [5], are

1. To stabilize the process in the operation point.
2. To keep the outflow pollutant percentages on specification, and, at the same time, to maximize the methane production
3. To minimize the transients

The methodology discussed in [5] is able to fulfill these requirements, but switching produces oscillations on the methane production.

2.2. Mathematical Model

A wastewater anaerobic treatment plant can be modeled, by a set of nonlinear algebraic and differential equations, as

$$\begin{aligned}
 0 &= g(X_a, X_d) \\
 \dot{X}_d &= f(X_a, X_d, u) \\
 y &= h(X_a, X_d)
 \end{aligned} \tag{1}$$

with:

$$\begin{aligned}
 X_a &= [HS \ H^+ \ S^- \ CO_{2D} \ B]^T \\
 X_d &= [X_c \ S_c \ X_2 \ S_2 \ IC \ Z]^T \\
 u &= [D \ b_{inc}]^T \\
 y &= [Q_{CH_4} \ Q_{CO_2}]^T
 \end{aligned}$$

where HS stands for non ionized acetic acid (mols), H^+ for hydrogen (mols), S^- for acetate (base form of HS) (mols), CO_{2D} for dissolved carbon dioxide (mols), B for measured bicarbonate (mols), X_c for biomass (mols) to treat fast degradable substrate, S_c for fast degradable substrate (equivalent glucose) (mols), X_2 for biomass (mols) to treat slow degradable substrate, S_2 for slow degradable substrate (equivalent acetic acid) (mols), IC for inorganic carbon (mols), Z cations (mols), D for dilution rate, b_{inc} for increase on input bicarbonate (mols), Q_{CH_4} for methane flow rate (mols/hour) and Q_{CO_2} for carbonate dioxide flow rate (mols/hour)

As displayed in Fig. 2, there exist two equilibrium points. The first one allows the biomass growth and the substrate degradation; hence it is selected as the operation point. In the second one the biomass growth stops, henceforth there is not substrate degradation (washout point).

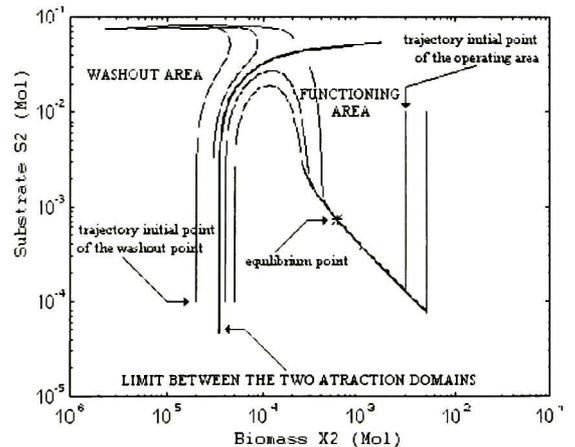


Fig. 2: Process phase plane

The boundary, between the regions of attraction of these equilibrium points, can be formulated as:

$$\frac{1}{T} = f\left(\frac{COJ}{X_2}, IC_{in}\right) \tag{2}$$

where T is the time after a substrate disturbance detection, COJ/X_2 is the organic load feeded to the reactor per day and per biomass unit, and IC_{in} is the input inorganic carbonate concentration.

3 Integrated Control

As discussed in [6,7], it was concluded, after different tests, that the best strategy for the closed loop control was the L/A one. This structure is portrayed in Fig. 3.

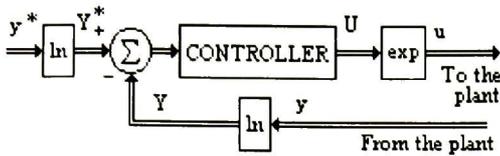


Fig. 3: L/A Controller

..This structure is based on the following transformations

- Logarithmic transformation

$$Y(t) = \ln y(t)$$

$$Y^*(t) = \ln y^*(t) \quad (3)$$

$$U(t) = \ln u(t)$$

- Exponential transformation

$$y(t) = \exp Y(t)$$

$$y^*(t) = \exp Y^*(t) \quad (4)$$

$$u(t) = \exp U(t)$$

where $y(t)$ is the output, $y^*(t)$ is the set point, and $u(t)$ is the control action.

These transformations allow to select any conventional control law and to obtain an L/A equivalent. In [7], a PI is used as follows

$$U_k = U_{k-1} + K_1(Y_{k-1} - Y_k) + K_2(Y_k^* - Y_k) \quad (5)$$

with K_1 and K_2 the integral and proportional gains respectively.

The L/A equivalent of this control law is:

$$u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_1} \left(\frac{y_k^*}{y_k} \right)^{K_2} \quad (6)$$

The control law (6) offers different advantages, such as: a) It takes into account the physical process constraints (such as positivity), b) It does not require to know the mathematical model of the process.

As described in [5], for the integrated control, two controllers, which use (6), were implemented: one for b_{inc} and one for D. Each of these control laws aids to fulfill the specifications; the first one keeps constant the methane production, and the second one helps to attenuate disturbance effects. Then these two controllers are switched, depending on the distance to a surface as explained below. The surface equation is obtained through a model of the process stability as described in [8].

The switching takes place as follow [5]

1. To operate the plant in open-loop
2. Initialize T . when a disturbance is detected.
3. Apply the b_{inc} controller.
When T increases
4. If the upper surface, as shown in Fig. 4, is crossed, then apply the D controller.

5. If the first middle surface, as shown in Fig. 4 is crossed, then apply the b_{inc} controller again.
6. If the second middle surface, as shown in Fig. 4, is crossed, then open the loop.
7. If the lowest surface is crossed, the process goes to the washout region; process stabilization has not been achieved.

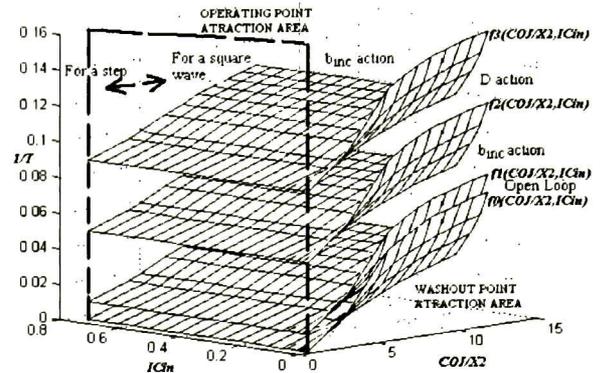


Fig. 4: Switching Surfaces.

The integrated control structure is shown in Fig.

5.

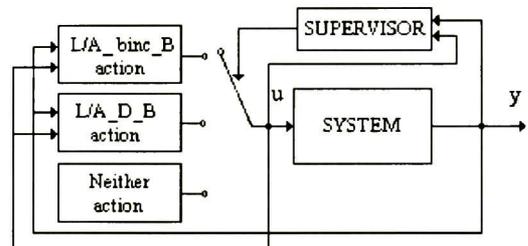


Fig. 5 - Integrated Control Structure

4 Fuzzy PI Control

Nonlinear PI fuzzy control is described in [9] and the stability analysis is presented in [10]; the fuzzy algorithm use two input variables, error and rate of change of error (named rate for short), and one output variable. Its structure is shown in Fig. 6.

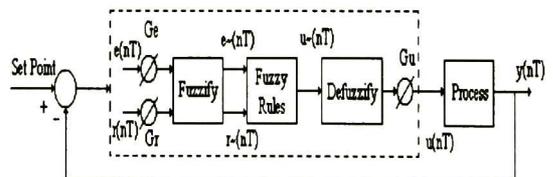


Fig. 6 – Fuzzy Controller

where $y(nT)$, $e(nT)$, $r(nT)$ and $u(nT)$ are the output, error, rate of change of error and input (output fuzzy controller) from the process; G_e , G_r and G_u are scalers for error, rate and output from the fuzzy controller; $e\sim(n)$, $r\sim(nT)$ and $u\sim(nT)$ are the fuzzy sets corresponding to error, rate of change of error and output.

The fuzzy sets for the input variables are shown in Fig. 7., and the fuzzification for the fuzzy controller output is presented in Fig. 8.

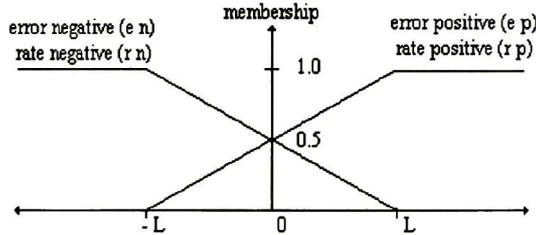


Fig. 7: Fuzzy sets for the inputs

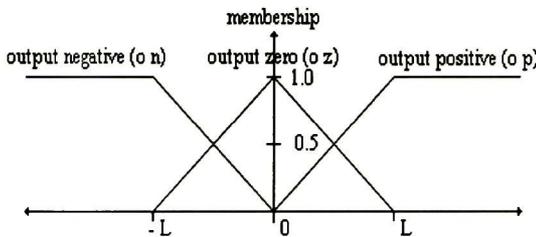


Fig. 8: Fuzzy sets for the output

Hence, there are four fuzzy rules:

- If error=ep AND rate=rp then output=on (r1)
- If error=ep AND rate=rn then output=oz (r2)
- If error=en AND rate=rp then output=oz (r3)
- If error=en AND rate=rn then output=op (r4)

Since the AND operator is the minimum of two values, there are two possible conditions for each rule, and eight different combinations resulting from all rules evaluation [9].

The equation for defuzzification is

$$u(nT) = -[K_i * e(nT) + K_p * r(nT)] \quad (7)$$

where

$$K_i = \frac{0.5 * L * G_u * G_e}{2L - G_e * |e(nT)|} \quad (8)$$

$$K_p = \frac{0.5 * L * G_u * G_r}{2L - G_e * |e(nT)|}$$

If $G_r * |r(nT)| \leq G_e * |e(nT)| \leq L$ and,

$$K_i = \frac{0.5 * L * G_u * G_e}{2L - G_r * |r(nT)|} \quad (9)$$

$$K_p = \frac{0.5 * L * G_u * G_r}{2L - G_r * |r(nT)|}$$

If $G_e * |e(nT)| \leq G_r * |r(nT)| \leq L$

4.1 Fuzzy PI L/A Control

Next step to design the hierarchical control is the fuzzification of the control actions (b_{inc} and D). Then, the algorithm described in previous section is applied to the L/A technique described on section 3. Both algorithms use a PI expression, equations (5) and (6) in the case of L/A and equation (7) for fuzzy controller. Mathematically, they are the same because the error and rate of change of error are used, the only difference is the way to calculate the proportional and integral gains, which are constant for the L/A technique and time-variant for the fuzzy case.

Hence, the output Fuzzy-PI-L/A controller is described as:

$$u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_{I,f}} \left(\frac{y_k^*}{y_k} \right)^{K_{I,f}} \quad (10)$$

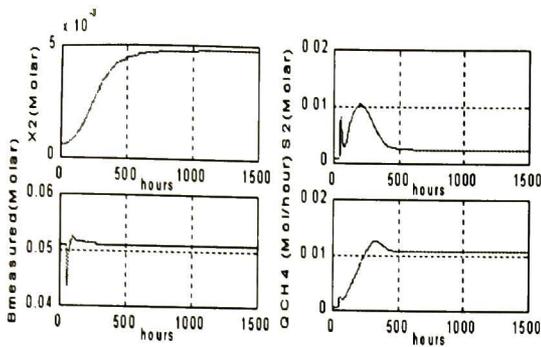
where $K_{I,f}$ and $K_{2,f}$ are calculated by (8) and (9).

5 Fuzzy Supervisory Control

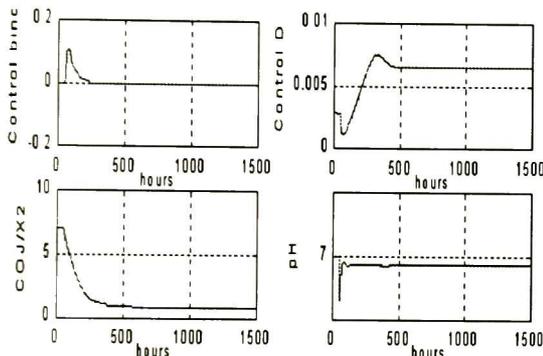
Takagi-Sugeno system is a special case of "functional fuzzy system" [11] such as

If u_i is A_1^j and u_2 is A_2^k and, ..., and u_n is A_n^l then $b_i = g_i(.)$ (11)

where "." represents the argument of the function g_i and the b_i are not output membership function centers. The premise of this rule is defined with linguistic terms like for the standard fuzzy system. The consequent is different, instead of linguistic terms with an associated membership function, we use a function $b_i = g_i(.)$, which does not have an associated membership function. The choice of this function depends on the application being considered. Virtually any function can be used (e.g., a linear equation, neural network mapping or another fuzzy system), which makes the functional fuzzy system very general. For the functional fuzzy system we can use an appropriate logical operation for representing the premise (e.g., minimum or product) and defuzzification may be obtained using



Biomass (X_2), substrate (S_2), measured bicarbonate (B), and methane flowrate (Q_{CH_4})
(a)



Control actions (b_{mc} and D), daily organic load per biomass unit (COJ/X_2), and pH evolution
(b)

Fig. 11 – Results for the proposed hierarchical fuzzy controller

As can be seen, methane flow rate (Q_{CH_4}) is increased using the proposed hierarchical fuzzy controller. It is also possible to verify that X_2 reaches a constant value faster. Additionally, the control action switching is smoother.

7 Conclusions

A new hierarchical fuzzy control structure for wastewater anaerobic treatment plant has been presented. This structure was built as follows: First, the fixed gain PI control law is transformed into equivalent fuzzy PI control law, and then, a Takagi-Sugeno supervisory fuzzy controller is proposed in order to substitute the existing integrated controller; simulation results are very encouraging. The main benefit of the proposed structure is to allow the

increase of methane production and the faster X_2 stabilizing.

Acknowledgements – The authors thank the support of CONACYT Mexico project 32059A and of the binational CNRS (France)-CONACYT (Mexico) research agreement

References

- 1 R. Moletta, "Anaerobic digesters control", in French, *Revue des sciences de l'eau*, vol 2, pp. 265-293, 1989.
- 2 J.F. Béteau, "An industrial wastewater treatment bioprocess modeling and control", In French, *Ph. D. Thesis*, Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1988.
- 3 F. Chaume, "Application of a control strategy to effluents treatment bioprocess," in French, *DEA report*, Laboratoire d'Automatique de Grenoble, ENSIEG-INPG, France, 1996.
- 4 N. Hilgert, J. Harmand, J.P. Steyer, and J.P. Vila, "Non parametric regulation of a anaerobic digestion process for industrial effluent treatment", *Decision and Control in Waste Bio-Processing*, Montpellier, France, february 25-27, 1998.
- 5 T. Soehartanto, "Stability and control analysis of a wastewater treatment process," in French, *Ph. D. Thesis*, Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1999.
- 6 J.F. Béteau, E. Ferret, and M. Lakrori, A. Chérury, "Bioprocess control : an original approach taking into account some bioprocess constraints", *ACC 1991*, Boston, USA, vol 3, pp 1335-1340, June 1991.
- 7 M.L. Lakrori, "L/A control applications" in French, *Ph. D. Thesis*, Institut National Polytechnique de Grenoble, France, 1989.
- 8 J.F. Béteau, T. Soehartanto, and F. Chaume, "Model based selection of an appropriate control strategy application to an anaerobic digester", *Math. And Comp. Mod. of Dyn. Sys.*, Vol 5, N° 4, pp 372-379, 1999.
- 9 Hao Ying, William Siler and James J. Buckley, "Fuzzy control theory: a nonlinear case," *Automatica*, Vol. 26, No. 3, pp 513-520, 1990.
- 10 Guarong Chen and Hao Ying, "On the stability of fuzzy PI control systems," *Int'l Conference on Industrial Fuzzy Control & Intelligent Systems*, Dec. 1-3, 1993.
- 11 K. Passino and S. Yurkovich, *Fuzzy Control*, Addison Wesley Longman, Inc., New York, U.S.A, 1998.

$$y = \frac{\sum_{i=1}^R b_i \mu_i}{\sum_{i=1}^R \mu_i} \quad (12)$$

where μ_i is the membership value defined as $\mu_i(u_1, u_2, \dots, u_n) = \mu_{A_i}(u_1) * \mu_{B_i}(u_2) * \dots * \mu_{C_i}(u_n)$

One way to view the functional fuzzy system is as a nonlinear interpolator between the mappings that are defined by the consequents of the rules. When the consequent functions are dynamic systems then the functional fuzzy system is named as Takagi-Sugeno one [11].

For the supervisory fuzzy control we use three variables. The first one is the inverse of the time after the substrate disturbance detection ($1/T$); the second one is the daily organic load per biomass unit, COJ/X_2 , which is defined as a product of the disturbance, the dilution rate and substrate. There exists a COJ/X_2 critical value; below this value the system goes to the operating point in open loop, but above it, a control action must be applied to avoid the washout area. Finally, the third variable is the increase of methane flow rate in percent, ΔQCH_4 . This variable allows to estimate the disturbance amplitude and to decide which control action to apply. The fuzzy sets are shown in Fig. 9.

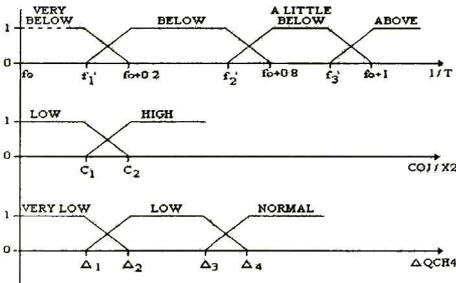


Fig. 9: Fuzzy sets

In the antecedents, we use the logic operation AND for the first two variables, and the OR logical operation for the last one. Hence, we have twenty-four rules for the fuzzy supervisory controller. For the sake of completeness, we include three of these rules as:

IF $1/T$ is *above* AND COJ/X_2 is *high* OR ΔQCH_4 is

normal THEN $u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_{1,J}} \left(\frac{y_k^*}{y_k} \right)^{K_{2,J}}$ for the b_{inc}

controller

IF $1/T$ is *a little below* AND COJ/X_2 is *high* OR ΔQCH_4 is *normal* THEN

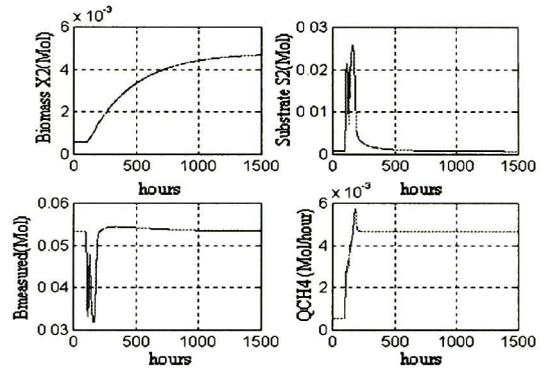
$u_k = u_{k-1} \left(\frac{y_{k-1}}{y_k} \right)^{K_{1,J}} \left(\frac{y_k^*}{y_k} \right)^{K_{1,J}}$ for the D controller

IF $1/T$ is *very below* AND COJ/X_2 is *low* OR ΔQCH_4 is *normal* THEN $u_k = 0$

In this paper, the fuzzy supervisory controller replaces the switching one proposed in [5] and displayed in Fig. 5.

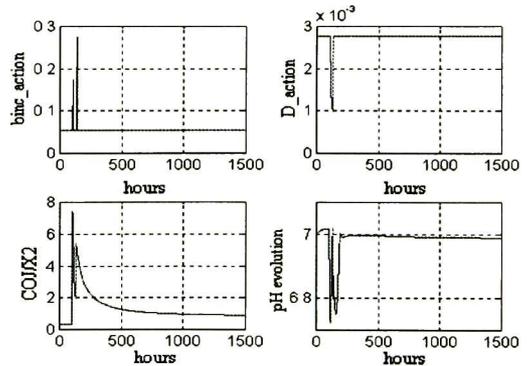
6 Simulation Results

The proposed controller was simulated using Simulink/Matlab™. We consider a typical disturbance, a step on S_2 with amplitude $A_2=21$. Fig. 10 shows the results when the integrated controller given in [5] is used. Fig.11 presents the respective results for the proposed hierarchical control.



Biomass (X_2), substrate(S_2), measured bicarbonate (B), and methane flowrate (QCH_4)

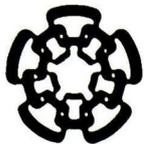
(a)



Control actions (b_{inc} and D), daily organic load per biomass unit (COJ/X_2), and pH evolution

(b)

Fig. 7: Results using the integrated control



**CENTRO DE INVESTIGACION Y DE ESTUDIOS AVANZADOS DEL IPN
UNIDAD GUADALAJARA**

El Jurado designado por el Departamento de Ingeniería Eléctrica del Centro de Investigación y de Estudios Avanzados del Instituto Politécnico Nacional, aprobó la tesis: **“Control Inteligente de Plantas Anaeróbicas de Tratamiento de Aguas Residuales”** del C. **Salvador Carlos Hernández**, el día 17 de agosto de 2001.

Dr. Edgar Nelson Sánchez Camperos
Investigador Cinvestav 3B
CINVESTAV DEL IPN
Guadalajara

Dr. Bernardino Castillo Toledo
Investigador Cinvestav 3A
CINVESTAV DEL IPN
Guadalajara

Dr. Ofelia Begovich Mendoza
Investigador Cinvestav 3A
CINVESTAV DEL IPN
Guadalajara

Dr. José Javier Ruíz León
Investigador Cinvestav 2A
CINVESTAV DEL IPN
Guadalajara



CINVESTAV
BIBLIOTECA CENTRAL



SSIT000003888