

## Control de Fermentación de Cerveza Basada en Control Geométrico

Elena Elsa Bricio Barrios\* Fernando López-Caamal\*  
Héctor Henández-Escoto\*

\* *Departamento de Ingeniería Química, División de Ciencias Naturales  
y Exactas, Universidad de Guanajuato, Campus Guanajuato,  
Noria Alta S/N, Guanajuato, Gto, 36050, México*  
{ee.bricio, fernando.lopez, hhee}@ugto.mx.

---

Resumen En este trabajo, en la elaboración de cerveza en un fermentador de tanque agitado operado en lote, se utiliza un esquema de control regulatorio que de forma natural provee un desempeño similar a un esquema de control óptimo, en donde la temperatura se utiliza como entrada de control para obtener la máxima cantidad de etanol en un tiempo reducido. Se sigue una técnica de control geométrico que permite una construcción y sintonización sistemática del controlador en base a un modelo matemático que describe el aspecto másico y térmico del reactor.

*Keywords:* Fermentación en lote, elaboración de cerveza, control geométrico, control óptimo.

---

### 1. INTRODUCCIÓN

La cerveza es una de las bebidas alcohólicas más antiguas de la historia; su permanencia y creciente demanda se debe a su facilidad de elaboración respecto a otros vinos y licores (Heath, 2000), beneficios de su consumo moderado (Paoletti and Klatsky, 2000) y a la variedad y abundancia de cereales empleados para su fermentación (Santiago, 2008).

La elaboración de esta bebida se desarrolla en seis operaciones unitarias: (i) molienda y trituración del cereal para poder acceder con mayor facilidad a los azúcares reductores, (ii) ebullición de la mezcla seguida por el enfriamiento para aclarar la bebida, (iii) separación de las partículas remanentes por medio de un proceso sedimentación o centrifugación, (iv) fermentación de los azúcares reductores (Willaert, 2007) para la producción de etanol, esteroides, aminoácidos y dióxido de carbono (Gee and Ramírez, 1988), (v) envasado y (vi) distribución. Cada una de estas etapas son importantes para garantizar una cerveza con la calidad que el consumidor exige.

Inicialmente, los productores de cerveza solo requerían que su bebida mantuviese el grado alcohólico y por tanto su elaboración era sencilla. Posteriormente, los consumidores exigieron sabores peculiares y la determinación de factores clave para la elaboración de la cerveza como temperatura, cantidad de agua, tipo de levadura, etc., se realiza a prueba y error (Ándres, 2016).

Los procesos de fermentación se llevan a cabo en reactores de tanque agitado en operación en lote, que significa que una vez que se han cargado los ingredientes, el proceso se deja evolucionar con pocas posibilidades de ser corregido debido a que su monitoreo es poco frecuente y/o las variables disponibles como entradas de control son escasas.

Si bien, el desarrollo de instrumentos de medición hace parecer posible un monitoreo frecuente de la concentración de azúcares reductores y de etanol; por ejemplo, a través de cromatografía líquida de alto desempeño (HPLC) (Castañe, 1995), de cualquier manera todavía en planta no se implementan estos sistemas por sus altos costos. Operativamente hablando, la temperatura se puede utilizar como entrada de control (Gee and Ramirez, 1994).

Hablando de control, recientemente, el modelo de Gee and Ramirez (1994) ha sido validado respecto a mediciones experimentales obtenidas a tiempo discreto, con el objetivo de maximizar o minimizar algunas características de la bebida, por ejemplo: Xiao et al. (2004), construyeron un perfil de temperatura para maximizar la producción de etanol y a la par de reducir la concentración de subproductos a través de un algoritmo de optimización de Colonia de Hormigas. Ramirez and Maciejowski (2007), optimizaron los parámetros de Gee and Ramirez (1994) para maximizar la concentración de etanol en el menor tiempo a través del método de programación cuadrática secuencial para una cerveza de baja graduación de alcohol. Garduño-García et al. (2012), emplearon la programación cuadrática no lineal para maximizar la concentración de etanol durante la fermentación de cebada y Bricio-Barrios et al. (2017) propusieron un controlador geométrico, por medio

de un análisis de sensibilidad de las tasas de consumo de los azúcares reductores para minimizar el tiempo de fermentación respecto a Gee and Ramirez (1994).

A pesar de que estas estrategias han mostrado un desempeño aceptable, aún existen carencias, por ejemplo: los perfiles de temperatura son inestables, no se cuenta con una metodología que permita definir el espacio de búsqueda y las estrategias de optimización no consideran los compuestos aromáticos responsables de las características organolépticas de la cerveza. Aunado a esto, estos trabajos están diseñados para una carga específica de azúcares reductores, por lo que es necesario repetir el procedimiento si se desea optimizar el proceso de fermentación para otro cereal.

El propósito de este trabajo es la implementación, vía simulación, de un controlador geométrico con el objetivo de reducir el tiempo de fermentación de azúcares reductores para la producción de cerveza; esto a través de la manipulación indirecta de la temperatura en el interior del tanque por medio del control de la tasa de consumo de un azúcar reductor. Cabe mencionar que, al tratarse este trabajo de una propuesta exploratoria y al alto costo y tiempo requerido para la cuantificación de los azúcares reductores y compuestos volátiles por el método de HPLC, no se realizó una validación respecto a datos experimentales.

## 2. EL PROBLEMA DE CONTROL: EL FERMENTADOR PARA ELABORACIÓN DE CERVEZA

Se considera un bioreactor de tanque agitado que se ha cargado con cierta concentración inicial de glucosa, maltosa y maltotriosa. Estos son azúcares reductores provenientes de una preparación previa de cierto cereal o grano, y que le confieren a la cerveza un sabor peculiar. También se ha adicionada levadura de la clase *Sacharomices cerevisiae*, con lo que se deja fermentar los azúcares reductores a una determinada temperatura hasta que se obtiene una concentración de etanol cercana a la máxima posible, que es estimada multiplicando la cantidad de azúcar reductor inicial por su correspondiente coeficiente de rendimiento (Figura 1).

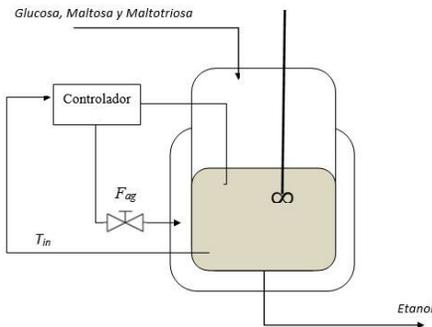


Figura 1. Esquema de un reactor de fermentación.

El problema a estudiar en este reactor es el mismo abordado por Ramirez and Maciejowski (2007) en el que se desea obtener la máxima concentración de etanol en el menos tiempo posible utilizando como entrada de control a la temperatura.

Afortunadamente, existen modelos matemáticos capaces de describir la tasa de crecimiento microbiano, velocidad de consumo de los azúcares reductores para la producción de etanol y subproductos responsables del sabor-aroma de la cerveza, permitiendo la localización de estos parámetros; esto a través de la manipulación de la temperatura en el interior del fermentador (Gee and Ramírez, 1988), por ejemplo: El modelo de crecimiento microbiano propuesto por de Andrés (2016), evaluaron la relación de células latentes, activas y muertas durante la fermentación isotérmica de cerveza. Recientemente Rodman and Gerogiorgis (2016) emplearon este modelo para reducir el tiempo de fermentación de cerveza comercial a través de la manipulación de la temperatura de chaqueta respecto al perfil obtenido a prueba y error, sin embargo, este modelo no se evalúan las características organolépticas y nutrimentales de la cerveza. El modelo de sabor y aromadesarrollado por Engasser et al. (1981) y Gee and Ramírez (1988) relacionaron el metabolismo de la levadura con las ecuaciones de cinética de los azúcares reductores durante el proceso de fermentación isotérmico y no isotérmico respectivamente. Posteriormente, Gee and Ramirez (1994) ampliaron el modelo no isotérmico de Gee and Ramírez (1988) y presentaron la tasa de consumo de los azúcares reductores para la producción de etanol, subproductos responsables de las características organolépticas y nutrimentales de la cerveza. En este modelo se supone que el medio de fermentación contiene tres azúcares; glucosa, maltosa y maltotriosa. La descripción del modelo matemático de la tasa de consumo de los azúcares reductores, producción de subproductos, biomasa, etanol y  $CO_2$ , se muestra a continuación:

Glucosa

$$\frac{dG}{dt} = -\mu_1 X; \quad (1)$$

Maltosa

$$\frac{dM}{dt} = -\mu_2 X; \quad (2)$$

Maltotriosa

$$\frac{dN}{dt} = -\mu_3 X; \quad (3)$$

Tasa de reacción

$$\mu_1 = \frac{\mu_G G}{K_G + G}; \quad (4)$$

$$\mu_2 = \frac{\mu_M M}{K_M + M} * \frac{K'_G}{K'_G + G}; \quad (5)$$

$$\mu_3 = \frac{\mu_N N}{K_N + N} * \frac{K'_G}{K'_G + G} * \frac{K'_M}{K'_M + M}; \quad (6)$$

donde

$$\mu_i = \mu_{i0} \exp[-E\mu_i / RT^2]; \quad (7)$$

$$K_i = K_{i0} \exp[-E_{K_i} / RT^2]; \quad (8)$$

$$K'_i = K'_{i0} \exp[-E'_{K_i} / RT^2]; \quad (9)$$

Etilacetato

$$\frac{dEA}{dt} = Y_{EA}[\mu_1 + \mu_2 + \mu_3]X; \quad (10)$$

Etilcaproato

$$\frac{dEC}{dt} = Y_{EC}[Y_{XG}\mu_1 + Y_{XM}\mu_2 + Y_{XN}\mu_3]X; \quad (11)$$

Acetato de isoamilo

$$\frac{dIA}{dt} = Y_{IA}[\mu_L]X; \quad (12)$$

Producción de biomasa

$$\frac{dX}{dt} = Y_{XG}\mu_1 + Y_{XM}\mu_2 + Y_{XN}\mu_3X; \quad (13)$$

Producción de etanol

$$E(t) = E_0(t) + Y_{EG}(G_0 - G) + Y_{EM}(M_0 - M) + Y_{EN}(N_0 - N); \quad (14)$$

donde  $E_{max}(t)$  se obtendrá al consumirse los tres azúcares reductores, es decir,  $G, M, N = 0$ .

Dióxido de carbono

$$\frac{dCO_2}{dt} = K_G(C_{sat} - CO_2); \quad (15)$$

### 3. METODOLOGÍA

De acuerdo a los antecedentes descritos arriba, este tipo de problemas se resuelve a través de la aplicación de una técnica de control óptimo para diseñar una trayectoria de la entrada de control de tal manera que se alcanza el objetivo deseado. Sin embargo, este trabajo explora la utilización de un controlador cuyo set-point sea la cantidad máxima de etanol, manipulando la temperatura. Ya que es un sistema en operación lote, se recurre a una estrategia no-lineal con la expectativa de que el controlador sea funcional a lo largo de la evolución del proceso.

#### 3.1 Construcción del controlador

Se considera como variable de salida a la concentración de etanol  $E$  y como variable de entrada a la temperatura  $T$ , suponiendo que el reactor está equipado con un sistema de intercambio de calor que lo habilita. Siguiendo una técnica geométrica de control Khalil (1996), se considera el siguiente cambio de coordenadas,

$$z(t) = E(t) - E_{max}(t) \quad (16)$$

que al derivarlo una primera vez con respecto al tiempo se obtiene el siguiente sistema dinámico:

$$\dot{z} = \varphi(G, M, N, T) \quad (17)$$

donde

$$j(x) = Y_{EG}\left[\frac{-d\mu_1 X}{dt}\right] + Y_{EM}\left[\frac{-d\mu_2 X}{dt}\right] + Y_{EN}\left[\frac{-d\mu_3 X}{dt}\right]; \quad (18)$$

teniendo como referencia una dinámica lineal con una estructura de control lineal de acción proporcional-integral,

$$\dot{z} = k_P z_R + k_I \int_0^t z_R d\tau \quad (19)$$

donde  $k_P$  y  $k_I$  son las ganancias proporcional e integral. Al igualar las partes de la derecha de ambas ecuaciones y despejar temperatura, se obtiene el siguiente controlador no-lineal con acción proporcional e integral,

$$T = j^{-1}(G, M, N, k_P(E - E_{max}), k_I \int_0^t (E - E_{max}) dt) \quad (20)$$

#### 3.2 Sintonización

La determinación de las ganancias de controlador se lleva a cabo en base a hacer estable la dinámica de referencia, ec. 19, que también tiene la forma de la siguiente EDO de segundo orden:

$$\ddot{z}_R - k_P \dot{z}_R - k_I z_R = 0 \quad (21)$$

Empatando esta dinámica con una de comportamiento prediseñado a través de parámetros bien conocidos como son el factor de amortiguamiento ( $\xi$ ) y una frecuencia natural ( $\omega$ )

$$\ddot{z}_R + 2\zeta\omega\dot{z}_R + \omega^2 z_R = 0 \quad (22)$$

e igualando las dos ecuaciones anteriores se obtiene la expresión de la ganancia Proporcional e Integral ( $K_p, K_I$ )

$$K_p = -\frac{2\zeta_R}{\omega}, \quad K_I = -\frac{1}{\omega^2} \quad (23)$$

Tomando las relaciones de Zavala-Guzman et al. (2012) quienes también emplearon el método de sintonización por asignación de polos a lazo abierto:

$$K_p = -\frac{2n}{\tau_p}, \quad K_I = -\frac{n^2}{\tau_p^2 \zeta^2} \quad (24)$$

donde  $\zeta$  equivale al sobretiro obtenido por la minimización del ITSE (0.8412) y  $n$  es un factor de ajuste ( $n=1$ ). Igualando ambas ganancias se obtendrá la expresión para  $\omega$

$$\omega = \frac{1}{4} * \frac{\tau_p}{n} \quad (25)$$

La estrategia de control, se basó en diseñar el perfil de temperatura y asignar una dinámica libremente a través del sistema retroalimentado (figura 2).

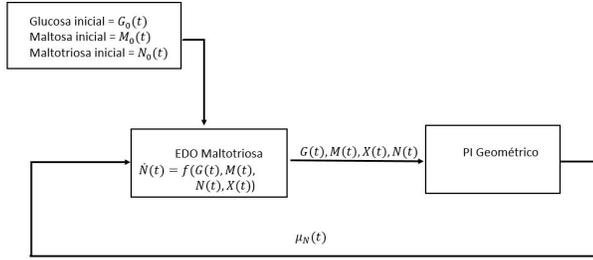


Figura 2. Esquema del control propuesto.

#### 4. DESEMPEÑO DEL CONTROLADOR

Para probar la funcionalidad de la estrategia de control aquí propuesta, se toma el caso de Ramirez and Maciejowski (2007). Los valores de las constantes del modelo se dan en la Tabla 1, y en la Tabla 2 se dan las condiciones iniciales y la temperatura nominal del proceso. Los valores de los parámetros de sintonización usados son  $\zeta = 0.8412$ , y  $\omega = 25$ .

Condición inicial	Magnitud	Unidad
$G_0$	70	$mol * mt^{-3}$
$M_0$	215	$mol * mt^{-3}$
$N_0$	48	$mol * mt^{-3}$
$E_0$	100	$mol * mt^{-3}$
$E_{max}$	86.296	$mol * mt^{-3}$
$EA_0$	0	$mol * mt^{-3}$
$EC_0$	0	$mol * mt^{-3}$
$IA_0$	0	$mol * mt^{-3}$
$X_0$	0	$mol * mt^{-3}$
$C_{O_2}$	0	$mol * mt^{-3}$
$T_{c_0}$	12.0	$^{\circ}C$
$T_0$	8	$^{\circ}C$

Tabla 1. Condiciones iniciales del proceso de fermentación no isotérmico reportado por Ramirez and Maciejowski (2007).

Los parámetros de operación, ecuaciones gobernantes y de diseño del proceso de fermentación se programaron con el software Matlab 2012, mientras que, la construcción del controlador propuesto se desarrolló por medio de programación de bloques SIMULINK. Ambos programas fueron acoplados a través de la interfaz S-function de Matlab. La figura 2 muestra la producción de etanol y el perfil de temperatura correspondiente al controlador propuesto respecto a Ramirez and Maciejowski (2007).

En la Figura 3a se ilustra el desempeño del proceso en lo que se refiere a la trayectoria de concentración de etanol, y se compara con el que se obtiene en Ramirez and Maciejowski (2007). En la Figura 3b se ilustra la trayectoria de temperatura que se debe de seguir. Como se puede observar, el controlador dirige a  $E$  al valor máximo posible en un menor tiempo al del caso de comparación. Las trayectoria de temperatura es suave, y operativamente alcanzable en un sistema de fermentación real.

Parámetro	Magnitud	Unidad
$\mu_{G_0}$	0.02554	$hr^{-1}$
$\mu_{M_0}$	0.0226	$hr^{-1}$
$\mu_{N_0}$	0.03913	$hr^{-1}$
$E_{G_0}$	22.6	$kcal * mol^{-1}$
$E_{M_0}$	11.3	$kcal * mol^{-1}$
$E_{N_0}$	7.16	$kcal * mol^{-1}$
$E_{KG}$	-68.6	$kcal * mol^{-1}$
$E_{KM}$	-14.4	$kcal * mol^{-1}$
$E_{KN}$	-19.9	$kcal * mol^{-1}$
$E'_{G_0}$	3.25	$ln * kcal * mol^{-1}$
$E'_{M_0}$	2.33	$ln * kcal * mol^{-1}$
$E'_{KG}$	10.0	$kcal * mol^{-1}$
$E'_{KM}$	26.33	$kcal * mol^{-1}$
$K_G$	1.18	$mol * mt^{-3}$
$K_M$	12.5	$mol * mt^{-3}$
$K_N$	3.0	$mol * mt^{-3}$
$K_{GM}$	141	$hr^{-1}$
$K_{GN}$	13.173	$hr^{-1}$
$K_{MN}$	141	$hr^{-1}$
$Y_{XG}$	0.134	
$Y_{XM}$	0.268	
$Y_{XN}$	0.402	
$Y_{EA}$	$7.52 \times 10^{-4}$	
$Y_{EC}$	$2.97 \times 10^{-7}$	
$Y_{IA}$	$2.91 \times 10^{-7}$	
$K_G$	0.07	
$C_{sat}$	3.17	$mol * mt^{-3}$
$\rho$	1050	$lb * mt^{-3}$
$C_p$	10.0	$mol * mt^{-3}$
$R$	8.13	$J * mol^{-1} * ^{\circ}K$
$\Delta H_{FG}$	-91.2	$KJ * mol^{-1}$
$\Delta H_{FM}$	-226.3	$KJ * mol^{-1}$
$\Delta H_{FN}$	-361.3	$KJ * mol^{-1}$

Tabla 2. Parámetros de operación del proceso de fermentación no isotérmico reportado por Ramirez and Maciejowski (2007).

Por otra parte, en la Figura 4, se ilustra la evolución que siguen los azúcares reductores, y se compara con la que se obtuvieron de Ramirez and Maciejowski (2007).

Se puede observar que la concentración de cada uno de los azúcares reductores decrece más rápidamente, aunque de forma suave. Lo cual es congruente con la mayor velocidad de aumento que se aprecia en la concentración de etanol, esto se debe a que la tasa de consumo de la maltotriosa se debe a que este azúcar es la última fuente de carbono en consumirse durante la fermentación, por tanto, si se acelera el consumo de la maltotriosa, se reducirá el tiempo requerido para consumir todos los azúcares, y por ende, el tiempo de fermentación.

Cabe mencionar que, el reducir el tiempo de fermentación, manteniendo la concentración de etanol, no es la única característica deseable que debe tener una cerveza. También es importante que el sabor del producto no sea diferente al deseado al finalizar la fermentación. La figura 4 muestra tres ésteres representativos: manzana ( $0.2 mol/m^3$ ), piña ( $1.75 \times 10^{-3} mol/m^3$ ) y plátano ( $1.5 \times 10^{-3} mol/m^3$ ), correspondientes a las notas frutales de la cerveza (Gee

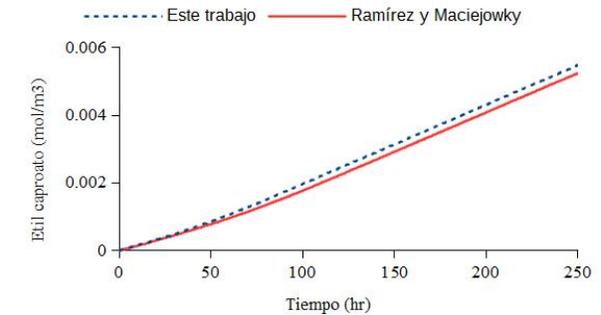
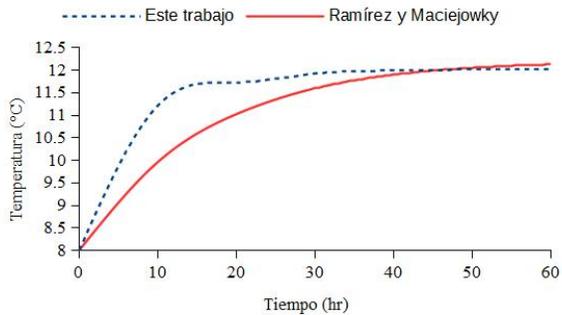
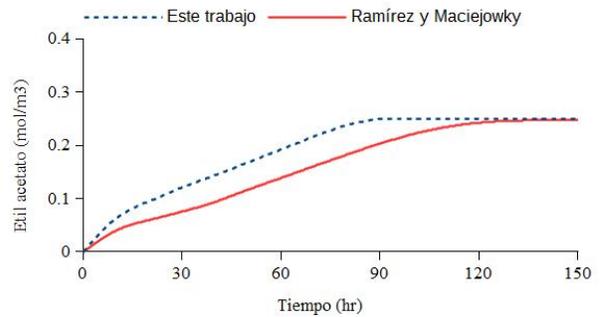
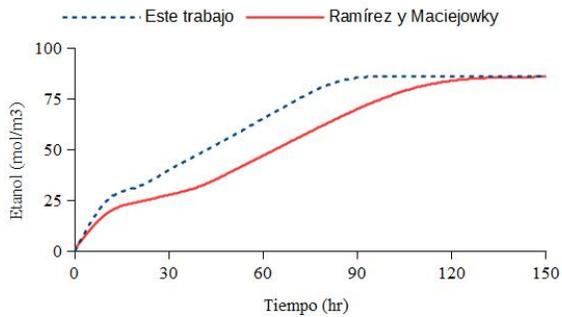


Figura 3. Desempeño del sistema de control propuesto respecto a la trayectoria de Ramirez and Maciejowski (2007)

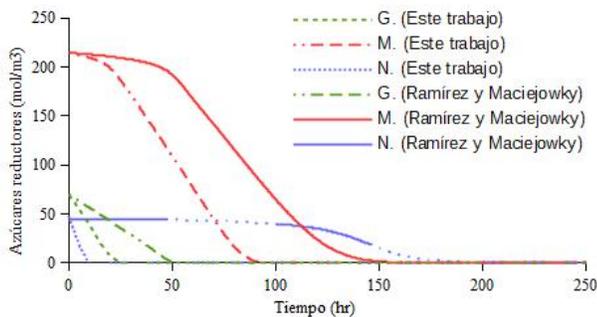


Figura 4. Trayectorias de la tasa de consumo de la glucosa(G), maltosa (M) y maltotriosa (N) de Ramirez and Maciejowski (2007) respecto al esquema propuesto.

and Ramirez, 1994) y la concentración de  $CO_2$  en gas responsable del cuerpo de la bebida a consumirse.

La figura 5 muestra la tasa de cambio de la concentración de tres esterres que son característicos de la cerveza que reporta Ramirez and Maciejowski (2007). El primer panel muestra la concentración molar del etilacetato; Ramirez and Maciejowski (2007) alcanzan una máxima conversión a las 200 horas, mientras que al emplear el controlador no lineal de este trabajo, el tiempo se reduce 40 horas; en ambos casos la cerveza tendrá un sabor a manzana. Para el segundo y tercer bloque correspondiente al sabor de piña y plátano, se observa que estos sabores no están presentes en la bebida que reporta Ramirez and Maciejowski

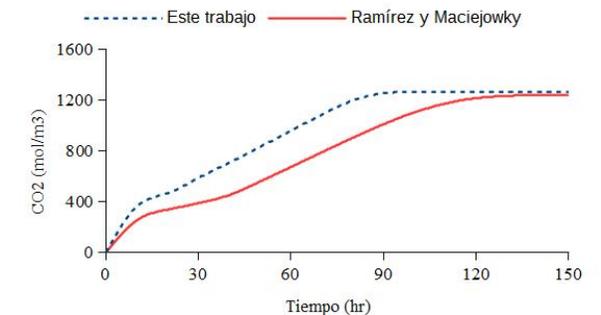
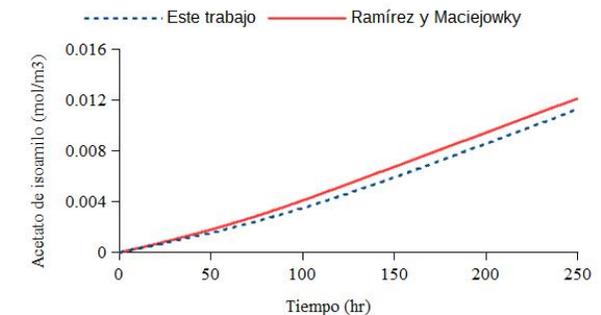


Figura 5. Desempeño del sistema de control en cuanto a sabores y cuerpo, respecto a la trayectoria de Ramirez and Maciejowski (2007)

(2007), este comportamiento es análogo con el controlador propuesto. En referencia al cuerpo de la cerveza se observa en el cuarto panel la dinámica transitiva del dióxido de carbono, presente como espuma, donde Ramirez and Maciejowski (2007) se estabiliza a las 120 horas mientras que el controlador propuesto alcanzada la máxima conversión tras 90 horas.

## 5. CONCLUSIONES

Este trabajo se propuso e implementó vía simulación un controlador geométrico con el objetivo de reducir el tiempo de fermentación de azúcares reductores para la producción de cerveza; ésto a través de la manipulación indirecta de la temperatura en el interior del tanque por medio del control de la tasa de consumo del etanol. A diferencia de la construcción tradicional de un controlador geométrico donde se requiere conocer la trayectoria óptima para realizar el seguimiento de la misma, este trabajo utilizó solo un punto; la concentración máxima de etanol ( $E_{max}$ ) producida al finalizarse el consumo de los azúcares reductores.

La validación del controlador propuesto se realizó respecto al reportado por Ramirez and Maciejowski (2007) quienes maximizaron la concentración de etanol al identificar los parámetros óptimos del proceso. Los resultados mostraron que al emplear el controlador propuesto se redujo considerablemente el tiempo de fermentación respecto a lo reportado por Ramirez and Maciejowski (2007), y adicionalmente no se modificaron las propiedades organolépticas deseadas.

Como trabajo a futuro se requiere evaluar si a partir del perfil de temperatura preestablecido, es condición suficiente para garantizar el aumento de velocidad de consumo de la maltotriosa, así su efecto en los otros azúcares reductores y levadura fermentadora.

## REFERENCIAS

- Ándres, D. (2016). *Ciencias aplicadas a la actividad profesional*. EDITEX.
- Bricio-Barrios, E., Hernández-Escoto, H., and Arceo-Díaz, S. (2017). Control y optimización simultáneo de un proceso de fermentación de cerveza. *Exploratoris*, 6(2), 82–87.
- Castañe, D. (1995). Determinación de alcohol en cerveza por hplc. *Revista de tecnología e higiene de los alimentos*, 85(1), 85–92.
- Engasser, J., I., M., and M., M. (1981). Kinetic modeling of beer fermentation. *EBC Congress*, 579–586.
- Garduño-García, A., Martínez-Romero, S., L.C.L., and Ruiz-García, A. (2012). Simulación del proceso de fermentación de cerveza artesanal. *Ingeniería Investigación y Tecnología*, 15(2), 221–232.
- Gee, D. and Ramírez, F. (1988). Optimal temperature control for batch beer fermentation. *Biotechnology and Bioengineering*, 31(1), 224–234.
- Gee, D.A. and Ramirez, W.F. (1994). A flavour model for beer fermentation. *Journal of the Institute of Brewing*, 100(5), 321–329.
- Heath, D.B. (2000). *Drinking occasions: Comparative perspectives on alcohol and culture*. Psychology Press.
- Khalil, H.K. (1996). *Nonlinear Systems*. Prentice-Hall, New Jersey.
- Paoletti, R. and Klatsky, A. (2000). *Moderate alcohol consumption and cardiovascular disease*, volume 15. Springer Science & Business Media.
- Ramirez, W.F. and Maciejowski, J. (2007). Optimal beer fermentation. *Journal of the Institute of Brewing*, 113(3), 325–333.
- Rodman, A. and Gerogiorgis, D. (2016). Multiobjective process optimisation of beer fermentation via dynamic simulation food and bioproducts processing. *Food and Bioproducts Processing*, 100(1), 255–274.
- Santiago, I. (2008). Evaluación nutrimental del sedimento de cerveza elaborada con cebada maltera.
- Willaert, R. (2007). The beer brewing process: Wort production and beer. *Handbook of Food Products Manufacturing, 2 Volume Set*, 443.
- Xiao, J., Zhou, Z.K., and Zhang, G.X. (2004). Ant colony system algorithm for the optimization of beer fermentation control. *Journal of Zhejiang University-Science A*, 5(12), 1597–1603.
- Zavala-Guzman, A.M., Hernandez-Escoto, H., Hernandez, S., and Segovia-Hernandez, J.G. (2012). Conventional proportional–integral (pi) control of dividing wall distillation columns: systematic tuning. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(33), 10869–10880.