

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

**MODELADO Y SIMULACIÓN DE PROCESOS INVOLUCRADOS EN
LA PRODUCCIÓN DE BIOETANOL A PARTIR DE SUERO DE
LECHE**

**SIMULACIÓN DE LA OBTENCIÓN DE ETANOL MEDIANTE LA
FERMENTACIÓN DEL SUERO DE LECHE CON *Saccharomyces
cerevisiae***

**TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR PRESENTADO COMO
REQUISITO PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA QUÍMICA**

ODALYS KARINA LOYOLA TOAZA

odalys.loyola@epn.edu.ec

DIRECTOR: MARÍA AUGUSTA PÁEZ LARA

maria.paez@epn.edu.ec

DMQ, febrero 2022

CERTIFICACIONES

Yo, ODALYA LOYOLA declaro que el trabajo de integración curricular aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

ODALYS LOYOLA

Certifico que el presente trabajo de integración curricular fue desarrollado por ODALYS LOYOLA, bajo mi supervisión.

MARÍA AUGUSTA PÁEZ
DIRECTOR

DECLARACIÓN DE AUTORÍA

A través de la presente declaración, afirmamos que el trabajo de integración curricular aquí descrito, así como el (los) producto(s) resultante(s) del mismo, son públicos y estarán a disposición de la comunidad a través del repositorio institucional de la Escuela Politécnica Nacional; sin embargo, la titularidad de los derechos patrimoniales nos corresponde a los autores que hemos contribuido en el desarrollo del presente trabajo; observando para el efecto las disposiciones establecidas por el órgano competente en propiedad intelectual, la normativa interna y demás normas.

ODALYS LOYOLA

MARÍA AUGUSTA PÁEZ

DEDICATORIA

Con todo el amor del mundo, a mi madre y mi hermano, María Patricia y Fausto Cañizares, por ser la razón y el pilar de mis logros, y ser quienes siempre me apoyaron e impulsaron a cumplir mis sueños.

A mi abuelita y mis tíos, en especial a mi tío Víctor Hugo y Mónica Toaza, por ser un apoyo fundamental para superar cada caída, y por encomendarme a Dios para conseguir este logro.

Y a la pequeña Odalys, por nunca rendirse y superarse a sí misma para lograr metas que en un principio parecían inalcanzables.

AGRADECIMIENTO

Agradezco a Dios por permitirme alcanzar un logro más, por llenarme de bendiciones y darme la virtud de ser valiente y resiliente.

Agradezco a mi madre y mi hermano por su amor, paciencia y apoyo en momentos difíciles, y sin duda, por su compañía en mis desvelos. A cada miembro de mi familia, mis tíos y primos, que en cada oportunidad que han tenido me han sabido apoyar y aconsejar para seguir con mi sueño sin desviarme del camino.

Agradezco a mis amigos más cercanos, que, con su apoyo y cariño, supieron hacer más llevadero este camino de varios años. Les agradezco por entregarme momentos inolvidables y hacer de mí una mejor persona. A quien estuvo conmigo desde la primera clase, mi amigo Edu, por ser el vivo ejemplo de una amistad sincera.

A mis docentes, que, con sus consejos y regaños, supieron sacar lo mejor de mí.

Agradezco a mi compañero de vida, Jhon, que ha sido la mano para levantarme y mi hombro para llorar cuando lo he necesitado. Gracias por tu amor incondicional, y tu apoyo desinteresado en estos años.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CERTIFICACIONES	I
DECLARACIÓN DE AUTORÍA	II
DEDICATORIA	III
AGRADECIMIENTO	IV
ÍNDICE DE CONTENIDO	V
RESUMEN.....	VII
ABSTRACT.....	VIII
1 DESCRIPCIÓN DEL COMPONENTE DESARROLLADO.....	1
1.1 Objetivo general.....	1
1.2 Objetivos específicos	1
1.3 Alcance.....	2
1.4 Marco teórico.....	2
Lactosuero	2
Fermentación alcohólica	3
Modelos de Cinética Microbiana	4
SuperPro Designer	5
2 METODOLOGÍA.....	6
2.1 Determinación de los parámetros fermentativos y cinéticos.....	6
2.2 Simulación del proceso fermentativo	7
3 RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	13
3.1 Resultados.....	13
Parámetros fermentativos	13
Parámetros cinéticos	15
Enriquecimiento del medio de fermentación con glucosa.....	17
Inhibición por sustrato.....	20
Proceso fermentativo isotérmico versus adiabático.....	21
3.2 Conclusiones	22
3.3 Recomendaciones	22
4 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	24
5 ANEXOS.....	28
ANEXO I. Conjunto de datos obtenidos de la línea base	28
ANEXO II. Conjunto de datos obtenidos para el análisis de variación de las concentraciones de sustrato	30
ANEXO III. Conjunto de datos obtenidos para la producción de etanol bajo el modelo de inhibición de sustrato	33

ANEXO IV. Producción de etanol bajo la modalidad de temperatura adiabática	36
ANEXO V. Determinación de la potencia por unidad de volumen	37

RESUMEN

El presente trabajo estudia el comportamiento del proceso fermentativo para la obtención de etanol a partir de suero de leche pretratado con *Saccharomyces cerevisiae*, mediante la simulación en SuperPro Designer V8.5. Se describe el potencial que posee este residuo lácteo como fuente de carbono, y la importancia de evaluar su comportamiento ante una cepa de levadura comercial. Los parámetros fermentativos y cinéticos seleccionados para la simulación de línea base se recopilaron de estudios experimentales e investigaciones enfocadas en determinar las condiciones óptimas de fermentación. Mediante el cambio de variables como la concentración de glucosa para el enriquecimiento del medio, modelos de cinética microbiana y la modalidad de la temperatura, se realizó un análisis de sensibilidad de una sola vía para la ejecución de diversas corridas de simulación. En la línea, bajo condiciones de pH 4,5, 36 [°C] y 200 [rpm], se obtuvo una producción máxima de etanol de 19,9 [g/L] en un medio con 50 [g/L] de glucosa transcurridas 71[h]. De los análisis de sensibilidad, se obtuvieron respuestas favorables ante los cambios de concentración del medio ya que se evidenció una producción de etanol favorecida en medios enriquecidos con glucosa debido a la afinidad que posee la levadura por su consumo. Por otra parte, se comparó el consumo en paralelo de las fuentes de carbono, su rendimiento en la producción de etanol, y se reportó la influencia del cambio tanto del modelo cinético por el de inhibición por sustrato, como del proceso isotérmico por el adiabático.

PALABRAS CLAVE: *Saccharomyces cerevisiae*, suero de leche, fermentación alcohólica, glucosa, galactosa, SuperPro Designer

ABSTRACT

The present work studies the behavior of the fermentation process to obtain ethanol from pretreated whey with *Saccharomyces cerevisiae*, by the simulation in SuperPro Designer V8.5. The potential of this dairy residue as a carbon source is described, as well as the importance of evaluating its behavior against a commercial yeast strain. The fermentative and kinetic parameters selected for the base line simulation were compiled from experimental studies and investigations focused on determining optimal fermentation conditions. By changing variables such as glucose concentration for enrichment medium, microbial kinetics models, and temperature modality, a one-way sensitivity analysis was performed for the execution of various simulation runs. In the line, under conditions of pH 4.5, 36 [°C] and 200 [rpm], a maximum ethanol production of 19.9 [g/L] was obtained in a medium with 50 [g/L] of glucose after 71[h]. From the sensitivity analyses, favorable responses were obtained to changes in the concentration of the medium, since a favored ethanol production was evidenced in media enriched with glucose due to the affinity that the yeast possesses for its consumption. On the other hand, the parallel consumption of carbon sources and their yield in ethanol production were compared and was reported the influence of the change in both the kinetic model and the substrate inhibition model, and the isothermal process for the adiabatic model.

KEYWORDS: *Saccharomyces cerevisiae*, whey, alcoholic fermentation, glucose, galactose, SuperPro Designer

1 DESCRIPCIÓN DEL COMPONENTE DESARROLLADO

El suero de leche, subproducto resultante de la producción de quesos, es un efluente líquido mayoritariamente desechado por las industrias lácteas. Una alternativa para su aprovechamiento es la producción de etanol mediante fermentación por lo que diversos autores han investigado la fermentación alcohólica de suero de leche empleando *S. cerevisiae* (Chanfrau, 2017).

Entre los estudios más destacados se encuentra el realizado por Passos (2015), que evaluó el consumo de glucosa y galactosa en el proceso fermentativo tipo batch para suero hidrolizado empleando *Saccharomyces cerevisiae*. Así también, Andrade et al. (2016), determinaron las condiciones de fermentación óptimas para la producción de etanol a partir de permeado de suero hidrolizado con la enzima β -galactosidasa por *Saccharomyces cerevisiae*. Por otro lado, Glutz (2009), analizó el método óptimo de producción de etanol a partir de suero lácteo mediante trabajos en campo y además contrastó las condiciones de fermentación, medio, cepa de levadura, y parámetros cinéticos con el objetivo de identificar los valores que ofrecen mayor potencial de producción.

Este componente pretende evaluar el comportamiento a lo largo de la fermentación alcohólica del suero de leche mediante la simulación teórica en el software SuperPro Designer, con una preselección y análisis bibliográfico de las condiciones fermentativas, parámetros de operación, modelos cinéticos, modo de operación, y tipo de equipo.

1.1 Objetivo general

Simular el proceso fermentativo para la obtención de etanol a partir de suero de leche con *Saccharomyces cerevisiae*, mediante el software SuperPro Designer.

1.2 Objetivos específicos

1. Definir el rango de las condiciones de operación adecuado y los parámetros de fermentación para la obtención de etanol a partir de suero de leche.
2. Analizar el efecto de diferentes modelos de la cinética microbiana en el desempeño de la fermentación alcohólica.
3. Evaluar la influencia de diferentes condiciones de operación en la producción de etanol a partir de suero de leche

1.3 Alcance

Se realizará una evaluación del comportamiento a lo largo de la fermentación alcohólica para la obtención de etanol a partir de suero de leche con *Saccharomyces cerevisiae* mediante una simulación teórica. Para ello, como parte de la fase de planteamiento se realizará una recopilación bibliográfica de las condiciones fermentativas, composición del medio, cepa de levadura y parámetros cinéticos idóneos; y cuyos valores permitirán simular su comportamiento en el programa SuperPro Designer.

Luego, en la fase de implementación, se establecerá una línea base mediante el análisis y selección de parámetros tales como modo de operación, equipos, modelos cinéticos, condiciones de corrientes de entrada y de operación. Finalmente, se realizará un análisis del efecto resultante a partir de diferentes modelos de la cinética microbiana en el desempeño de la fermentación alcohólica por otra parte se realizará una evaluación sobre la influencia de diferentes condiciones de operación en la producción de etanol.

1.4 Marco teórico

Lactosuero

El suero de leche, subproducto resultante de la producción de quesos es un efluente líquido que se desecha directamente al sistema de alcantarillado público o sobre el suelo de los campos y pastizales. Se conoce que el suero de leche representa entre el 80 y 90% del volumen de leche empleada para la producción de quesos; por ende, al ser un subproducto inutilizado y desechado en amplias cantidades, constituye un problema ambiental a gran escala debido a su contaminación a los cuerpos de agua (Chanfrau, 2017).

Actualmente el lactosuero se emplea como materia prima en diversos procesos, y en el Ecuador los pequeños y medianos productores de quesos frescos y artesanales al no contar con la tecnología necesaria para dar un tratamiento apropiado en lugar de desecharlo lo utilizan como alimento o parte del balanceado para el ganado. Una alternativa de aprovechamiento de este subproducto es la producción de etanol, ya que su potencial como fuente de carbono en procesos de fermentación actualmente tiene gran relevancia por lo que sus estudios hoy por hoy son más extensos (Chanfrau, 2017; Muñoz et al., 2018; Cargua, 2017; Jiménez y Hernández, 2010).

El etanol se produce mediante la fermentación de la lactosa contenida en el suero, el permeado de suero o las aguas madres del permeado ya que es el carbohidrato principal

constituyente de estas posibles materias primas. Su conversión a etanol se basa en un proceso constituido de dos etapas: primero, la lactosa se hidroliza a galactosa y glucosa y luego ocurre la fermentación alcohólica para producir etanol. Teóricamente el rendimiento de la lactosa contenida del suero de leche es de 0,538 libras de etanol por cada libra de lactosa (Ling, 2008; Hughes et al., 2018).

Fermentación alcohólica

Saccharomyces cerevisiae es el microorganismo comúnmente utilizado en la producción de bebidas alcohólicas debido a su capacidad fermentativa y tolerancia al etanol. Este microorganismo fermenta preferentemente en presencia de oxígeno y abundancia de glucosa; sin embargo, no es el idóneo para la conversión de lactosa en etanol potable ya no expresa los genes necesarios para producir β -galactosidasa. Esto promueve que la lactosa contenida en el suero o permeado de leche se hidrolice previamente con la finalidad de que dicha cepa logre captar preferentemente la glucosa producida de la hidrólisis de la lactosa. Generalmente se emplea la hidrólisis enzimática la cual se logra intracelularmente gracias al uso de la enzima β -galactosidasa para que posteriormente el microorganismo metabolice los constituyentes y produzca etanol (Ling, 2008; Hughes et al., 2018).

La fermentación alcohólica tiene dos fases diferenciadas, la primera consiste en la glucólisis que convierte la glucosa en piruvato. La vía glicolítica es afín a casi todas las células y genera trifosfato de adenosina (ATP) que se utiliza para la transferencia de energía intracelular. La galactosa se convierte enzimáticamente en glucosa 6-fosfato, un producto intermedio de la glucólisis. La conversión de galactosa a glucosa 6-fosfato es un proceso de cuatro pasos; sin embargo, el gasto energético celular es el mismo que el de la fosforilación de la glucosa. El resultado de este proceso de glucólisis es la producción neta de 4 ATP, la conversión de glucosa y galactosa en 4 moléculas de piruvato y la reducción de NAD^+ a NADH. Mientras que la segunda fase de la fermentación alcohólica se centra en convertir el piruvato en etanol para regenerar el NAD^+ utilizado durante la glucólisis. El piruvato se descarboxila enzimáticamente, lo que da como resultado la producción de CO_2 y la formación de acetaldehído. La reducción de acetaldehído a etanol es catalizada por el alcohol deshidrogenasa y el NAD^+ se repone en el proceso. Luego, el etanol se difunde pasivamente desde la célula hacia el sustrato de fermentación. De esta manera y debido al proceso metabólico complejo que sigue la fermentación alcohólica a partir de suero de leche hidrolizado, se conoce que existe un aumento en el tiempo de fermentación por la sintetización de enzimas, ya que la presencia de glucosa provoca la represión catabólica de las enzimas necesarias para la captación de galactosa (Hughes et al., 2018; Sakthiselvan et al. 2019).

Modelos de Cinética Microbiana

El modelo cinético de crecimiento celular es sustancialmente capaz de predecir la formación de productos. La cinética de crecimiento microbiano explica la relación entre la tasa de crecimiento específica de un microorganismo y su concentración de sustrato, y depende en gran medida de las condiciones de cultivo, que en sistemas cerrados tipo batch, permite el control de la composición y el estado de las células microbianas en función del tiempo y, por ende, también la tasa referente a la concentración de biomasa. Existen diversos parámetros tales como el sustrato y los factores de crecimiento que influyen en el patrón de crecimiento de las células microbianas. El estudio mediante modelos cinéticos permite observar comportamientos como el crecimiento bajo condiciones de sustrato limitado y en exceso, y como los organismos pueden utilizar el sustrato bajo condiciones de enriquecimiento, lo que a su vez produce diferentes patrones de formación de productos que se estudian mediante las cinéticas microbianas correspondientes (Ling, 2008; Sakthiselvan, et al. 2019).

La cinética de crecimiento microbiano, es decir, la relación entre la tasa de crecimiento específica (μ) de una población microbiana y la concentración de sustrato (s), es una herramienta cuyos principios se emplean en modelos tales como el modelo cinético de Monod y el modelo de Inhibición por sustrato. El denominado modelo de Monod permite describir la cinética de crecimiento en sistema tipo batch, el cual aplica la Ecuación 1.1 para determinar la relación entre velocidad de crecimiento del componente de referencia que se ingrese en el programa respecto a la concentración de sustrato, y en la cual se emplean términos como la constante de Monod (K_s [g/L]) y la concentración del sustrato (S [g/L]), dicho modelo se basa en el concepto de la velocidad única limitante de acuerdo con la cinética enzimática de Michaelis-Menten. La constante de Monod o de saturación es una constante que permite determinar la concentración de sustrato a la mitad de su velocidad máxima, y además se emplea para definir la afinidad entre el sustrato y el microorganismo, ya que mientras menor sea el valor de la constante, mayor será la afinidad que tiene el proceso metabólico del microorganismo por su consumo (Trejos, et al., 2009; Torres, 2011; Sonnad y Goudar, 2004; Wang et al., 2015).

La cinética propuesta por Monod asume la existencia de un único sustrato esencial al cual se le atribuye ser el factor limitante del crecimiento microbiano. Esta cinética no se considera cuando existen niveles bajos de sustrato, ni tampoco se emplea en sistemas en donde el crecimiento se ve inhibido por concentraciones altas de sustrato o producto. Por ello, el modelo de Haldane el cual se expresa con la Ecuación 1.2., permite analizar el efecto inhibitorio del sustrato sobre la velocidad de crecimiento celular por lo que se emplea

un término adicional al modelo de Monod y es la constante de inhibición de Haldane (K_i [g/L]). Esta constante, permite evaluar la influencia que tiene la saturación de sustrato en el medio ya que analiza el esfuerzo osmótico impuesto hacia las células, mismo que provoca deshidratación y problemas disfuncionales del microorganismo por lo que a su vez causa una disminución en la rapidez de crecimiento (Campoverde, 2017).

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \frac{[S]}{K_s + [S]} [h^{-1}]$$

Ecuación 1.1. Modelo cinético de Monod

$$\mu = \mu_{m\acute{a}x} \frac{[S]}{K_s + [S] + \frac{[S]^2}{K_i}} [h^{-1}]$$

Ecuación 1.2. Modelo de Inhibición por Sustrato

SuperPro Designer

SuperPro Designer es un software de simulación especializado en procesos biotecnológicos que facilita el modelado, la evaluación y la optimización de procesos continuos y por lotes integrados en una amplia gama de industrias. Este programa se utiliza de forma académica con la finalidad de enfatizar el valor del enfoque de sistemas en el diseño y la evaluación económica de procesos. Entre las ventajas del simulador está la incorporación dentro de su base de datos, de ejemplos completos que cubren una variedad de industrias y aplicaciones, y es el idóneo para manejar de manera efectiva el modelado de procesos continuos y por lotes combinados (Intelligen, 2013).

En cuanto a las opciones que se presentan en este programa, existe la opción de elaborar diagramas de flujo, declarar los materiales utilizados en el proceso e inicializar las operaciones. Por otra parte, el banco de compuestos de este software incluye propiedades físicas y termodinámicas de alrededor de 1200 materiales. La importancia de SuperPro Designer en procesos como la fermentación alcohólica, radica en la diversidad de equipos que permite estudiar en función de una variedad de operaciones unitarias que se requieran y el modo de operación que se predetermine. Particularmente para fermentaciones alcohólicas, existen tres tipos de fermentadores que se habilitan en este software: de siembra, industrial y de aire, que pueden operar tanto por lotes como en continuo, y además presentan tres opciones de operación en cuanto al tipo de fermentación se refiere ya que se pueden emplear para fermentaciones de tipo cinética, estequiométrica por lotes y por perfusión (Intelligen, 2013; Chisti, 2014; Bergman, 2016).

2 METODOLOGÍA

Para el desarrollo de la simulación de la fermentación alcohólica a partir de suero de leche con *S. cerevisiae* se realizó un trabajo de investigación de tipo exploratoria, con un enfoque cuantitativo y cualitativo. La información base de este trabajo se definió a partir de una recopilación bibliográfica de artículos científicos y proyectos de titulación cuyos objetivos se orientaron a un análisis de sensibilidad y los resultados se enfocaron en la evaluación del grado de influencia de diversos factores en el desempeño de la fermentación alcohólica en mención.

Al tratarse de una simulación en un software especializado en procesos biotecnológicos, se realiza un estudio cinético de la fermentación alcohólica y no netamente estequiométrico consolidado con un análisis comparativo de los resultados con respecto a una línea base compuesta por condiciones óptimas para la producción de etanol con lactosuero.

2.1 Determinación de los parámetros fermentativos y cinéticos

Los parámetros fermentativos referidos a pH, temperatura de operación, velocidad de agitación, composición del medio de fermentación con su respectiva concentración de las fuentes de carbono existentes, y cepa de levadura de *S. cerevisiae*, se delimitaron mediante una revisión bibliográfica. Se contemplaron únicamente aquellas fuentes cuya metodología incluya experimentos y que presentaron una línea de investigación exclusiva a la fermentación alcohólica de lactosuero pretratado con la mencionada levadura.

Se establecieron valores específicos o rangos para todos los parámetros fermentativos en función del grado de influencia que exhiben sobre el rendimiento del proceso fermentativo y las características del producto final.

Una vez definida la cepa de *S. cerevisiae* y la composición del medio de cultivo con énfasis en la concentración de fuentes de carbono, se determinaron los parámetros cinéticos mediante revisión bibliográfica. Dichos parámetros comprenden la tasa específica de crecimiento máxima, rendimientos máximos tanto para la biomasa ($Y_{BSmáx}$) como para el producto ($Y_{PSmáx}$), coeficientes de la eficiencia de la fermentación respecto a las fuentes de carbono, coeficiente de formación de productos dependientes del crecimiento (α), coeficiente de formación de productos independientes del crecimiento (β), y la constante de afinidad con el sustrato (K_s). En forma complementaria, se consideró una constante de

inhibición (K_i) que fuera útil si el rango de concentración de las fuentes de carbono presenta un límite superior elevado.

Para este fin, se tomaron en cuenta fuentes bibliográficas que reportaron los parámetros cinéticos previa estimación a partir de perfiles dinámicos o datos tabulados en intervalos de tiempo obtenidos experimentalmente con la misma cepa de levadura *S. cerevisiae* y no a través de valores referenciales.

2.2 Definición de la línea base para la simulación

En una simulación, la línea base permite establecer la rigurosidad y precisión con la que un software especializado describe el comportamiento de un proceso particular. En este caso, en el simulador de procesos agroindustriales y biotecnológicos SuperPro Designer V8.5 Free Trial se seleccionó el Fermentador Batch (P-1/FR-101) que se muestra en la Figura 2.1, como la unidad de proceso a la que se incorporó la fermentación cinética como única operación unitaria.

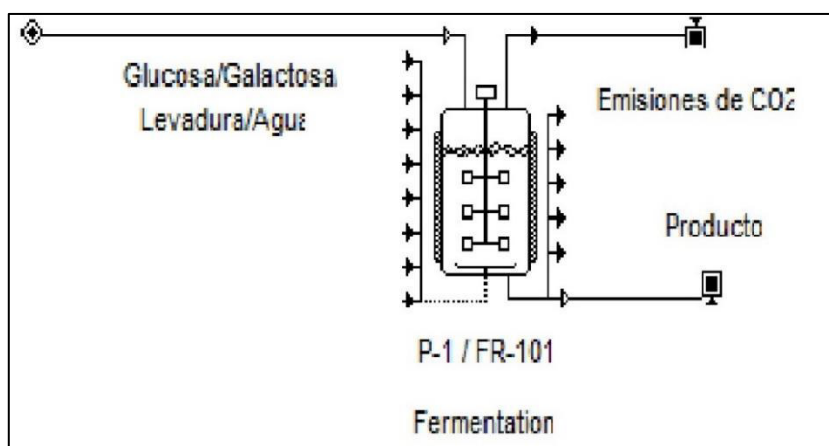


Figura 2.1. Esquema de la unidad de proceso empleada para la simulación de la producción de etanol a partir de suero de leche pretratado

La línea base para la simulación del proceso de fermentación alcohólica del lactosuero pretratado se definió en tres etapas. Primero se verificó la consistencia dimensional de las variables de entrada requeridas en el software de simulación. Entre estas variables se encuentran la temperatura de operación, el flujo de la corriente de entrada, la concentración inicial de las fuentes de carbono, y la potencia por unidad de volumen.

Luego, se identificó el efecto que un rango de los parámetros fermentativos ocasiona directa o indirectamente en el rendimiento del proceso biotecnológico y en las

características del producto final. Para esto, se analizó la lógica de cálculos del simulador mediante la revisión de los modelos matemáticos incorporados en la biblioteca de la unidad de proceso escogida.

Finalmente, se exploró el ingreso de los parámetros cinéticos en los modelos de cinética microbiana y en las ecuaciones de velocidad de consumo del sustrato. Además, se estableció la incorporación de los rendimientos de biomasa y producto en la ecuación de la reacción bioquímica que describe la fermentación alcohólica.

2.3 Simulación del proceso fermentativo

En principio y en la hoja de trabajo del software, se registraron todos los compuestos que conforman el proceso de fermentación alcohólica de lactosuero. Aquellos que no se encontraron en la biblioteca del simulador fueron creados con el nombre, el peso molecular, el punto de ebullición normal y el calor de formación estándar respectivo. Asimismo, se ingresaron los flujos de las corrientes de entrada con las respectivas concentraciones de los componentes del medio, y se indicaron las corrientes de salida previstas para el proceso.

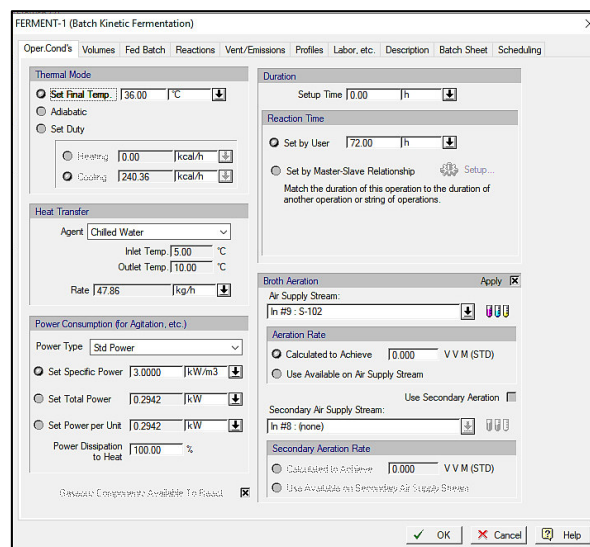


Figura 2.2. Ventana de condiciones de operación para la unidad de proceso Fermentador Batch en SuperPro Designer V8.5 Free Trial

A continuación, en la ventana de configuración de la unidad de proceso que se muestra en la Figura 2.2, se establecieron dos escenarios de operación: uno isotérmico para el que se ingresó el valor fijo de la temperatura de operación, y otro adiabático para el cual se calculó el calor de reacción estándar mediante los calores de formación, que se presentan en la

Tabla 2.1, para las reacciones bioquímicas de fermentación a partir de glucosa y de galactosa de acuerdo con las Ecuaciones 2.1 y 2.2.

Tabla 2.1. Valores de entalpías de formación obtenidas a partir de la base de datos del simulador SuperPro Designer V8.5 Free Trial

Componente	Entalpía de Formación ΔH_F [J/gmol]
Dióxido de Carbono	-393510,0
Etanol	-276980,0
Glucosa	-1035205,9
Galactosa	-1035200,2
Biomasa y Levadura	0,0

$$\Delta \hat{H}_{RX_{glucosa}} = \left[(Ym_{etanol} * \Delta \hat{H}_{F_{etanol}}) + (Ym_{CO_2} * \Delta \hat{H}_{F_{CO_2}}) - (Ym_{glucosa} * \Delta \hat{H}_{F_{glucosa}}) \right] \times \frac{PM_{glucosa}^{-1}}{Ym_{glucosa}}$$

Ecuación 2.1. Ecuación para la determinación del calor de reacción estándar de la fermentación de la glucosa

$$\Delta \hat{H}_{RX_{galact}} = \left[(Ym_{etanol} * \Delta \hat{H}_{F_{etanol}}) + (Ym_{CO_2} * \Delta \hat{H}_{F_{CO_2}}) - (Ym_{galact} * \Delta \hat{H}_{F_{galact}}) \right] \times \frac{PM_{galact}^{-1}}{Ym_{galact}}$$

Ecuación 2.2. Ecuación para la determinación del calor de reacción estándar de la fermentación de la galactosa

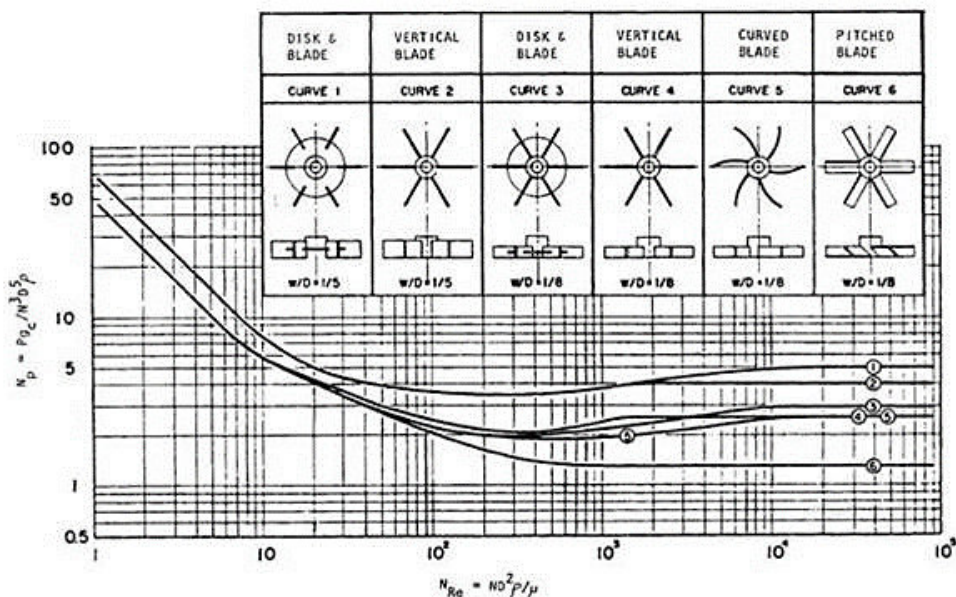


Figura 2.3. Perfil de consumo de energía entre el número de Reynolds y el número de Potencia para diversos tipos de agitadores en la industria (McCabe et al., 2007).

En la misma ventana de configuración de la unidad de proceso, se ingresó la potencia con unidad de volumen que se estimó mediante el diagrama de Número de Potencia versus Número de Reynolds que se muestra en la Figura 2.3 para un agitador tipo hélice marina que de acuerdo con Rana (2015) es el apropiado para procesos fermentativos bajo condiciones anaerobias empleando *S. cerevisiae*.

El Número de Reynolds se calculó con la Ecuación 2.3 asumiendo una relación entre el diámetro del fermentador y el diámetro de un agitador de tipo hélice marina igual a 3 y con los valores numéricos de cada parámetro que se detallan en la Tabla 2.2.

$$Re = \frac{n \times D_a^2 \times \rho}{\mu}$$

Ecuación 2.3. Número de Reynolds

Donde:

n = velocidad de agitación en rpm

D_a = diámetro del agitador tipo hélice marina

ρ, μ = la densidad y viscosidad del medio de cultivo cuyos valores se consideraron los del agua a 25 [°C]

Tabla 2.2. Parámetros para la estimación del Número de Reynolds

Parámetro	Valor	Unidad
D_T	0,375	m
ρ	1000	kg/m ³
μ	0,01	kg/m*s
n	200	rpm

Con Número de Reynolds y la curva 5 del diagrama de la Figura 2.1 se determinó el Número de Potencia (N_p) y por consiguiente la potencia del agitador sin aireación mediante la Ecuación 2.4. Los detalles de cálculo se presentan en e Anexo V.

$$P = N_p \times \rho \times n^3 \times D_a^5$$

Ecuación 2.4. Potencia sin aireación para un agitador tipo hélice marina

Posteriormente, en la ventana de reacciones que se muestra en la Figura 2.4 y dado que para el sistema se consideraron dos reacciones cinéticas en paralelo para la evaluación de cada fuente de carbono en un mismo intervalo de tiempo, se ingresó las ecuaciones

estequiométricas definidas por los coeficientes másicos de rendimiento de biomasa y producto como se indica en las Ecuaciones 2.5 y 2.6. También, se registraron los parámetros cinéticos previamente establecidos, y se seleccionó el modelo cinético respectivo para evaluar.

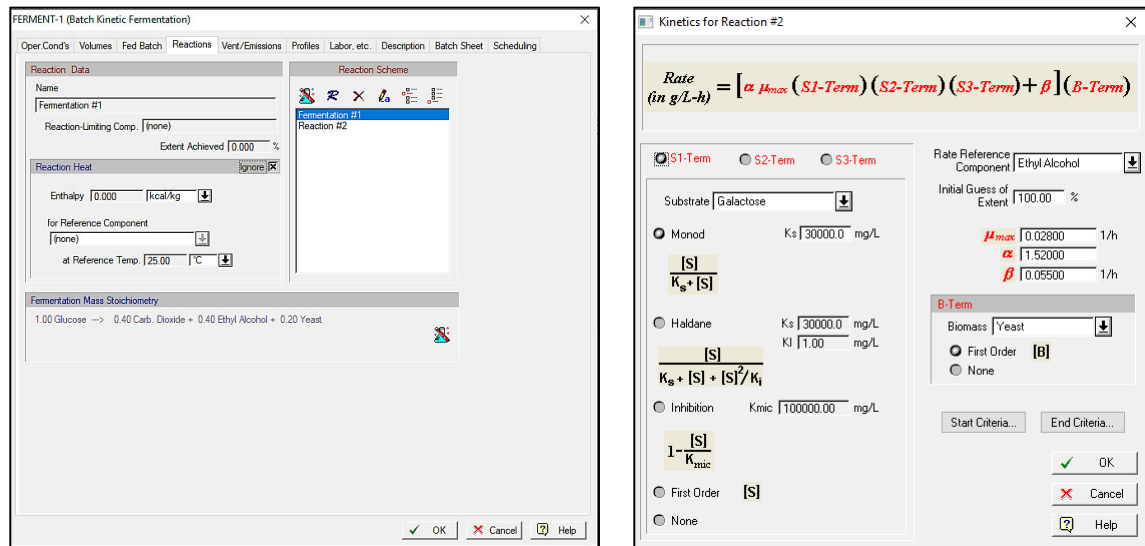
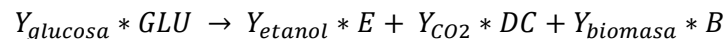
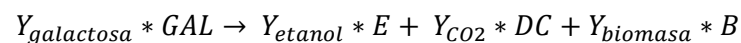


Figura 2.4. Ventana de reacciones para la unidad de proceso Fermentador Batch en SuperPro Designer V8.5 Free Trial



Ecuación 2.5. Ecuación estequiométrica para la fermentación alcohólica de glucosa



Ecuación 2.6. Ecuación estequiométrica para la fermentación alcohólica de galactosa

En cuanto a la configuración de las emisiones, no se realizó ninguna modificación en cuanto al modo de operación ya que el software predefine un tanque abierto a la atmósfera y una presión de operación de 1 [bar] aproximadamente.

Además, se configuró la composición de la corriente de ventilación de gases producidos en el proceso fermentativo, ya que durante los procesos de fermentación alcohólica se forman gases cuyo componente principal es el dióxido de carbono por lo cual se estableció como término constante la salida del 100 % de componentes volátiles como se indica en la Figura 2.5.

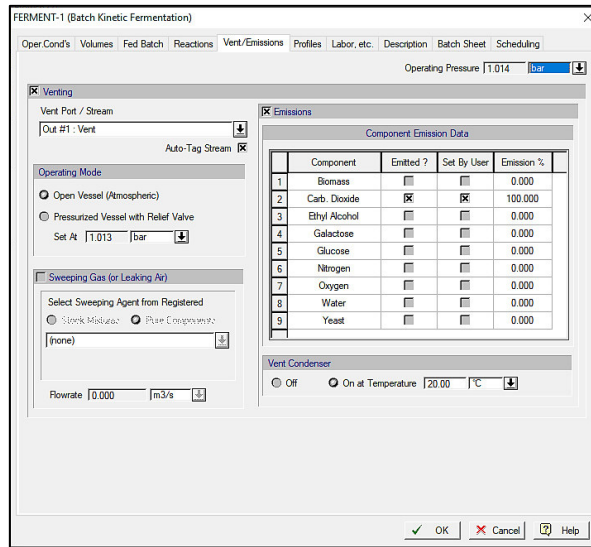


Figura 2.5. Configuración de las emisiones en la unidad de proceso Fermentador Batch en SuperPro Designer V8.5 Free Trial

Finalmente, se ejecutaron corridas de simulación en base a un análisis de sensibilidad de una sola vía, por lo que se modificó un solo parámetro cinético o fermentativo a la vez para su posterior evaluación en la influencia de los resultados. Se estableció el número de puntos a ser reportados en los resultados en función del tiempo de fermentación.

3 RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

3.1 Resultados

Parámetros fermentativos

Entre las fuentes bibliográficas más consultadas se encuentran los estudios realizados por Mehaia & Cheryan (1990) y Castillo et al. (1982) donde se investigó la producción de etanol a partir de permeado de suero hidrolizado al emplear cepa de *Saccharomyces cerevisiae* EC1118 en un proceso fermentativo tipo batch y analizaron el consumo de glucosa y galactosa en el medio. Así también, Passos (2015), Andrade et al. (2016), Glutz (2009) y Gantumur et al. (2022) en sus estudios evaluaron las condiciones de fermentación óptimas para la producción de etanol a partir de diferentes concentraciones de permeado de suero pre hidrolizado con cepas comerciales de *Saccharomyces cerevisiae*.

Dado que la levadura *S. cerevisiae* es aquella que se utiliza mayormente en procesos de fermentación alcohólica, se seleccionó la cepa *S. cerevisiae* EC1118 con base a los estudios presentados por Glutz (2009), Kargi & Ozmihi (2006), y Zohri et al. (2014) enfocados en la comparación entre diversas cepas frente a la cepa *S. cerevisiae* EC1118 y su impacto en los niveles de productividad de etanol. Los resultados reportados indican que todas las cepas exhiben un crecimiento en el medio con presencia de suero de leche. En cuanto a la producción de etanol, se estima una concentración aceptable por parte de la cepa *S. cerevisiae* EC1118 a partir de lactosuero pretratado o hidrolizado, con una diferencia entre el 10 y 20 % frente a los resultados logrados con *Kluyveromyces fragilis* que no requiere hidrólisis previa. Adicionalmente, las cepas que permiten la fermentación directa de la lactosa no se comercializan en gran cantidad como la cepa *S. cerevisiae* que se encuentra fácilmente disponible en el mercado.

El pH fue la variable cuya influencia en la cinética ha sido la más estudiada. De acuerdo con Gantumur et al. (2022) y Trigueros et al. (2016) al tener un medio cuya cepa realiza un crecimiento simultáneo en dos sustratos (glucosa y galactosa), aparte de la generación de etanol y CO₂, se da paso a la formación y excreción de ácidos orgánicos tales como ácido acético y otros compuestos de baja concentración. La presencia de dichos ácidos débiles permite que el proceso fermentativo se autorregule y mantenga un pH promedio 4,5 sin variaciones significativas durante la producción de etanol en un lapso de 36 horas.

En cuanto a la temperatura en la bibliografía se menciona que la fermentación alcohólica de suero de leche con *S. cerevisiae* exhibe mayor producción cuando la temperatura se

encuentra bajo los 37 °C y sobre los 30 °C debido a la termorresistencia que presenta el microorganismo. Particularmente con la cepa *S. cerevisiae EC1118*, los resultados reportados por los autores indican los mejores rendimientos a 36 °C.

Para la composición del medio de cultivo, se estableció que las únicas fuentes de carbono presentes en el suero de leche hidrolizado serían los azúcares provenientes de la lactosa: glucosa y galactosa. Con base en los hallazgos reportados por Glutz (2009), Gantumur et al. (2022) y Zohri et al. (2014) en los estudios experimentales, se adopta para la simulación un medio de cultivo diluido con igual concentración de glucosa y galactosa (50: 50) g/L y 27 g/L de levadura. Además, se propone la variación de la concentración de glucosa en el medio con la finalidad de comparar la producción de etanol ante una mayor concentración de esta fuente de carbono que tiene mejor afinidad por parte de la cepa *S. cerevisiae EC1118*. Por ello, se establecieron dos escenarios para el medio de cultivo denominados EM (enriquecimiento moderado) y AE (alto enriquecimiento) con un incremento de glucosa del 15 y 30 % w/w respectivamente.

Por otra parte, Zohri et al. (2014) y Gantumur et al. (2022) demostraron que, bajo condiciones específicas y favorables de pH y temperatura, el proceso fermentativo requiere de una velocidad de agitación entre los 100 y 300 rpm ya que en esos casos se evidenciaron tiempos de fermentación menores a las 72 horas y rendimientos de producción de etanol superiores al 80 %. Con una velocidad de agitación de 200 rpm se estimó la potencia sin aireación por unidad de volumen en 2129,9 KW/m³.

En este contexto, en la Tabla 3.1 se sintetiza el valor fijo o rango de cada parámetro fermentativo que se contempla para la simulación de la fermentación alcohólica de suero de leche hidrolizado.

Tabla 3.1. Parámetros fermentativos para la simulación de la producción de etanol a partir de suero de leche

Parámetro		Valor fijo
Cepa de levadura		<i>Saccharomyces cerevisiae EC1118</i>
pH		4,5
Temperatura [°C]		36,0
Velocidad de agitación [rpm]		200,0
Composición del medio [g/L]	Glucosa	50,0
	Galactosa	50,0
	Levadura	27,0

Parámetros cinéticos

Los estudios recopilados de Trigueros et al. (2016), Beniwal et al. (2017), Beniwal et al. (2021), O'Leary et al. (1977) y Wang et al. (1987), mencionan la importancia de evaluar el consumo de lactosa, glucosa y galactosa de forma individual, ya que el comportamiento cinético de la cepa *S. cerevisiae* es diferente para cada una de estas fuentes de carbono. Dichos autores comparan la producción de etanol en medios de cultivo que se conformen de estos azúcares en conjunto y por separado, ya que, dependiendo de la afinidad de la cepa ante el medio la cinética microbiana se desarrolla de diferente manera para un mismo intervalo de tiempo, lo que en los resultados se refleja como un mayor o menor rendimiento de producción. A partir de estas consideraciones, se establece un análisis por separado, pero en forma paralela con glucosa y galactosa como fuentes de carbono para describir de manera precisa el comportamiento cinético de la cepa *S. cerevisiae* frente a un suero de leche hidrolizado.

En la Tabla 3.2., se presentan los valores referentes a la tasa específica de crecimiento máximo ($\mu_{\text{máx}}$) y constante de Monod (Ks) de ambas fuentes de carbono empleadas en las reacciones en paralelo durante la simulación de la producción de etanol.

Tabla 3.2. Tasa específica de crecimiento máximo ($\mu_{\text{máx}}$) y constante de Monod (Ks)

Parámetro cinético	Fuente de Carbono	
	Glucosa	Galactosa
$\mu_{\text{máx}}$ [1/h]	0,210	0,028
Ks [mg/L]	5 000	30 000

Se evidencia que la tasa específica de crecimiento máximo para la glucosa resulta ser 7,5 veces mayor que la correspondiente a la galactosa porque existe más afinidad de consumo de glucosa por parte de la *S. cerevisiae* frente a la presencia de ambas fuentes de carbono en igual concentración. De acuerdo con Trigueros, et al. (2016), estos valores reflejan represión de los genes responsables del catabolismo y están relacionados con la ruta para el consumo de nutrientes en el medio, ya que durante el metabolismo la levadura tiende a consumir la glucosa por completo lo que imposibilita la activación enzimática necesaria para el consumo simultáneo de galactosa.

De acuerdo con Glutz (2009) el análisis del consumo de diferentes azúcares en las fermentaciones alcohólicas debe ser complementario a la evaluación de la intolerancia al

etanol por parte de las levaduras en medios sin tratar, ya que provoca una pérdida significativa de la viabilidad del proceso fermentativo. En este sentido, los rendimientos resultantes de este escenario son en promedio 0,4 kg de etanol / kg de lactosa en medio sin tratar lo que resulta menor al rendimiento evaluado para un medio hidrolizado bajo el uso de *S. cerevisiae* cuyo valor promedio es de 0,5 kg etanol / kg de glucosa. Esta sería la razón por la cual la tasa de crecimiento para la lactosa es menor en comparación a las correspondientes a la glucosa y galactosa, ya que de acuerdo con Zou et al. (2013) en sus estudios se reportó un valor de la tasa de crecimiento de 0,067 1/h.

Por su parte, la constante de Monod (K_s) exhibe una relación inversa con la tasa de crecimiento específica ya que se reportó un valor mayor para la galactosa que para la glucosa. Este comportamiento se debe al mecanismo de metabolismo de las fuentes de carbono ya que, al ser competitivas, el transportador de azúcar presenta una mayor afinidad por la glucosa. De acuerdo con Beniwal, et al. (2017), la utilización de galactosa pudiera ser mayor si estuviese presente únicamente como fuente de carbono, pero al estar presente glucosa el transportador muestra una afinidad por esta última fuente de carbono. Estos autores mencionan que, el consumo de las fuentes de carbono puede tener similar velocidad si se adicionaran proteínas que permitan hacer uso de la galactosa mediante diferentes mecanismos o rutas metabólicas.

En la Tabla 3.3., se presentan los valores restantes definidos como parámetros cinéticos empleados en las reacciones en paralelo durante la simulación de la producción de etanol.

Tabla 3.3. Parámetros cinéticos bibliográficos seleccionados para la simulación de la producción de etanol a partir de suero de leche

Parámetro	Valor bibliográfico
$Y_{BSmáx}$	0,200
$Y_{PSmáx}$	0,400
$R_{glucosa}$ [%]	99,000
α	1,520
β [1/h]	0,055

Los coeficientes de rendimientos reportados para la biomasa y el producto se consideraron para ambas reacciones cinéticas en el proceso de simulación. Esto se estableció gracias a la recopilación bibliográfica que reportan valores iguales para la cinética de glucosa y galactosa. De acuerdo con Trigueros, et al. (2016), los rendimientos reportados en su

estudio concuerdan con la teoría de cinética microbiana para ambas fuentes de carbono, y además los autores mencionan que el rendimiento reportado respecto al producto posee una relación de 2 veces mayor al reportado para la biomasa. Por otro lado, Beniwal, et al. (2021), en su estudio mencionan que el consumo de la glucosa en un medio de suero permeado de leche alcanza entre el 98 y 99 % por lo que este valor se seleccionó con el fin de establecer criterios de inicio y fin en la simulación de las dos reacciones cinéticas.

Enriquecimiento del medio de fermentación con glucosa

Como se mencionó en el apartado de parámetros fermentativos, para el presente estudio se consideró dos medios adicionales a la línea base que enriquecimiento de glucosa a las cuales se les denominó SE (sin enriquecimiento), EM (enriquecimiento moderado), y AE (alto enriquecimiento). El consumo de sustrato en los tres escenarios se muestra en la Figura 3.1.

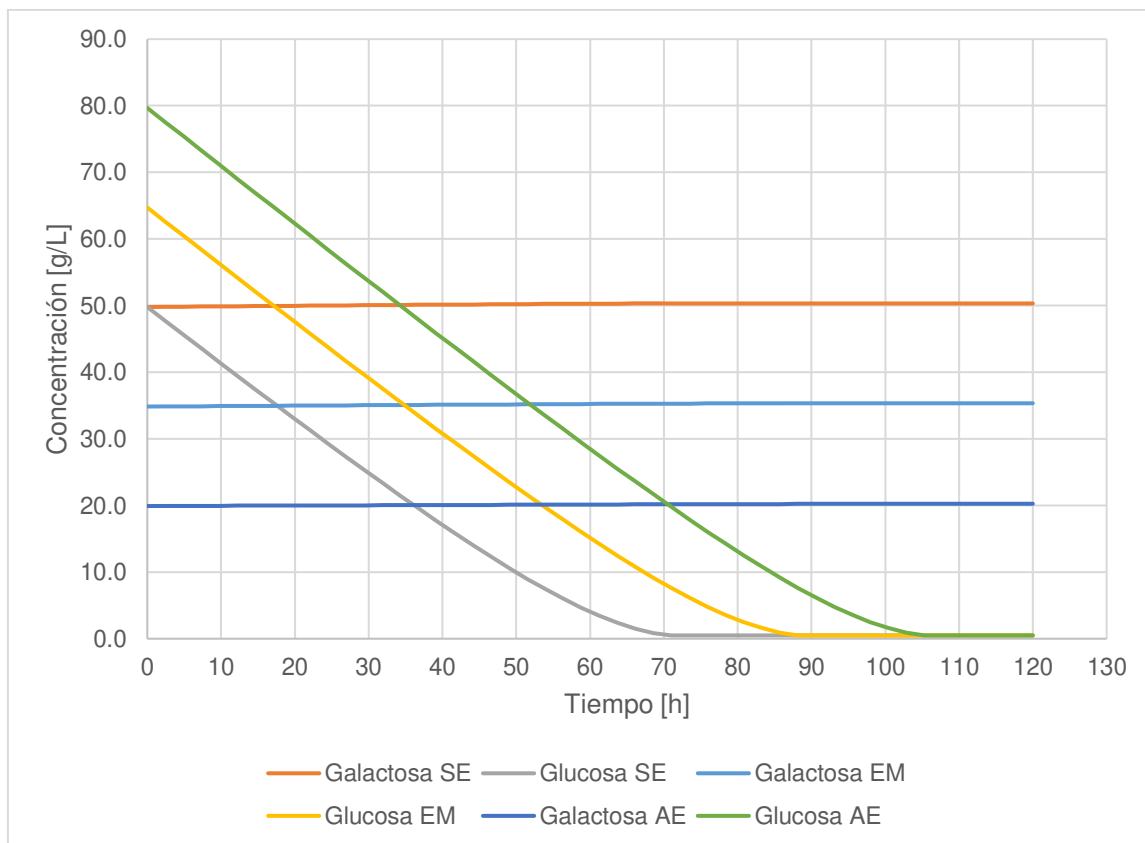


Figura 3.1. Consumo de glucosa y galactosa bajo condiciones de medio SE, EM y AE a 36 [°C].

Para los tres medios evaluados, la simulación de los procesos fermentativos alcanzó una conversión del 99 % de glucosa, momento al que cesó el consumo de galactosa para todos los casos. Para el medio SE los perfiles de consumo de sustrato y generación de etanol llegaron a estado estacionario luego de 71 horas como tiempo de fermentación. En cuanto a los medios EM y AE, se observa que el consumo de ambos sustratos llega a una concentración constante a las 88 y 105 horas respectivamente, y siguen la misma tendencia que en el medio SE debido a que la afinidad por el sustrato no cambio en los tres escenarios. Los datos obtenidos en la simulación en paralelo para el medio SE, se reportan en la Tabla A.I.1 en el Anexo I, mientras que para el medio EM y AE se reportan en la Tabla A.II.1 y Tabla A.II.2 respectivamente, ubicados en el Anexo II. Trigueros, et al. (2016), menciona que el uso de la galactosa en el proceso fermentativo se produce tiempo después del agotamiento de la glucosa, pero que el consumo de esta segunda fuente de carbono cesa y se mantiene constante después del periodo predeterminado de fermentación. Este comportamiento está relacionado con el consumo de nutrientes del medio ya que la glucosa durante la metabolización consume dichos nutrientes por completo lo que posteriormente imposibilita la activación enzimática necesaria para la metabolización de la glucosa.

En la Figura 3.2., se observa la producción de etanol para los sistemas fermentativos bajo condiciones de medio SE, EM y AE.

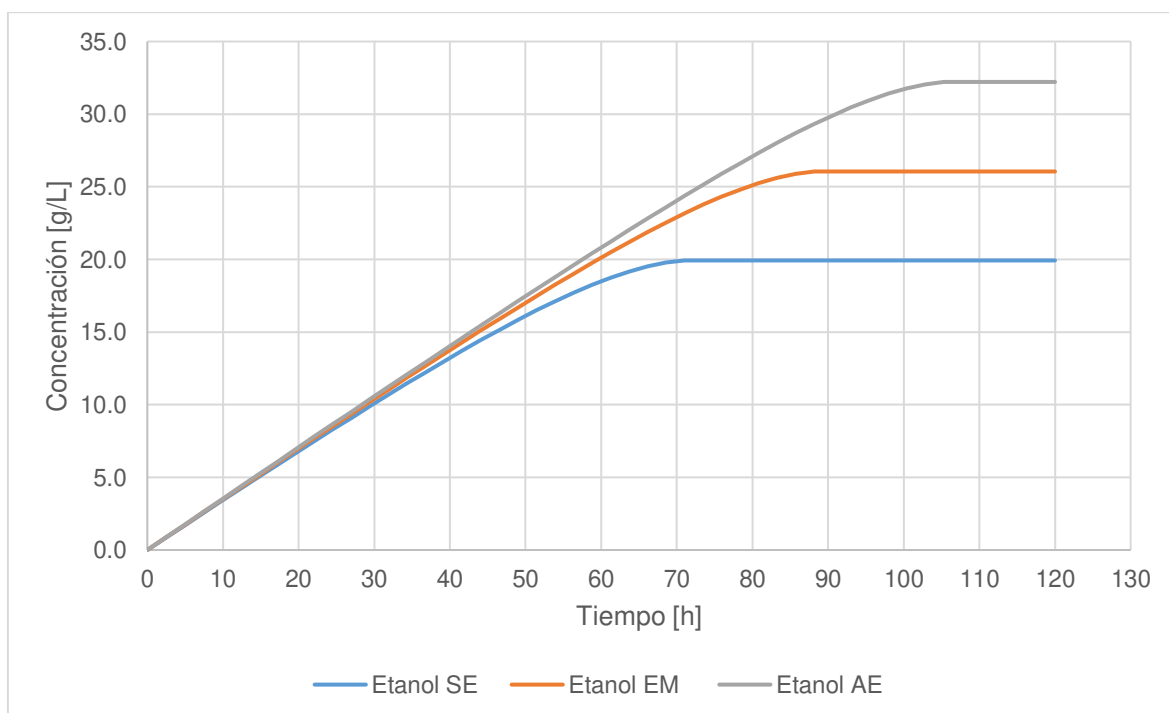


Figura 3.2. Producción de etanol bajo condiciones de medio SE, EM y AE a 36 [°C].

En la Tabla 3.4., se presenta la concentración de etanol reportada en porcentaje en peso para cada escenario de variación de concentración de sustrato evaluado: SE, EM y AE.

Tabla 3.4. Concentración de etanol obtenida transcurridas 72 [h] para cada variación de sustrato en los medios evaluados

Concentración de Etanol	Fuente de Carbono		
	SE	EM	AE
[%] w/w	1,980	2,596	3,219
[g/L]	19,931	26,054	32,218

La menor concentración final de etanol se alcanzó con el medio de cultivo SE en comparación a los medios EM y AE. Por otro lado, de la Figura 3.2., se puede analizar que la producción máxima de etanol se alcanzó en un menor tiempo en un medio SE ya que su concentración máxima se alcanzó transcurridas 72 [h] mientras que para los medio EM y AE reportaron tiempos de proceso de fermentación de 88 y 105 [h] respectivamente. Esto se debe a que en el primer escenario se consideró una proporción igual de ambas fuentes de carbono es decir 50 [g/L] de glucosa y galactosa, mientras que en el medio AE se consideró un medio con mayor concentración de glucosa, 80 [g/L], el cual es el azúcar de mayor afinidad en este tipo de sistema fermentativo. De acuerdo con Trigueros, et al. (2016), el crecimiento de *S. cerevisiae* alcanza su valor máximo algunas horas después del inicio de la fermentación y este se debe a que la simulación de un medio estándar no es el ideal para el crecimiento de levaduras, por lo que esto justifica la búsqueda de un medio de cultivo optimizado o enriquecido, e incluso justifica la adición de procesos de purificación o filtración previo a una fermentación. Por otra parte, de acuerdo con la bibliografía a medida que el medio se enriquece de una fuente de carbono de mejor afinidad con el sistema, la concentración de etanol en al final del proceso fermentativo es mayor.

Estudios de autores como Trigueros, et al. (2016), Gantumur, et al. (2022) y Zohri, et al. (2014), reportaron que el proceso fermentativo duró alrededor de las 40 [h] de haber iniciado la fermentación alcohólica y se indicó que la producción de etanol variaba entre los 30 y 60 [g/L]. La diferencia de concentraciones y tiempos de fermentación prolongados, reflejaron que las consideraciones de ciertos parámetros que se mantuvieron constantes no son las idóneas, y que el enriquecimiento del medio de fermentación se prolongó debido a la baja velocidad de consumo de sustrato por parte de la levadura (Gantumur, et al., 2022; Beniwal et al.,2021).

Inhibición por sustrato

En la Figura 3.3., se muestra la concentración de etanol obtenida en un sistema AE y aplicando el Modelo de Inhibición por sustrato (MI).

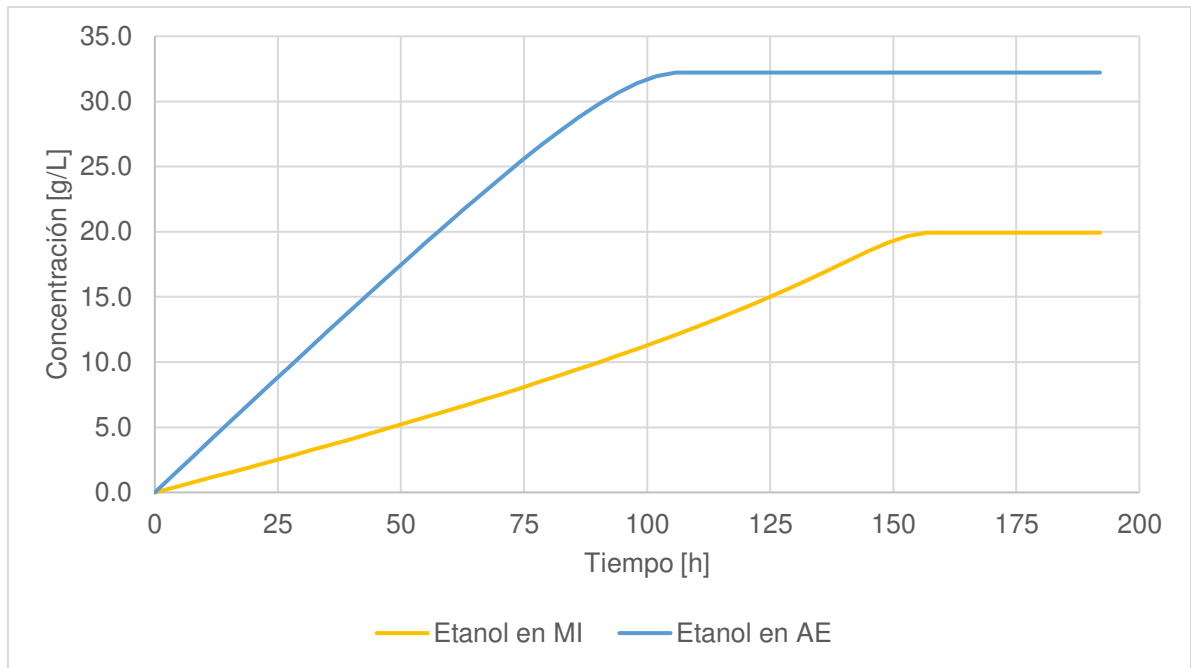


Figura 3.3. Concentraciones de etanol obtenidas en la simulación en paralelo a partir del suero de leche pretratado a pH 4,5, 36 [°C] en un rango de tiempo de 192 [h] en medio AE y MI

Como se muestra en la Figura 3.3., la concentración de etanol resultó ser mayor para el medio AE ya que a las 106 [h] transcurridas se obtuvo una producción máxima de 32 [g/L], esto en comparación con la obtenida en un medio en el cual se consideró la constante de inhibición K_i ya que se reportó 19,9 [g/L] como producción máxima misma que se alcanzó a las 153 [h]. El comportamiento a lo largo de ambos sistemas se reporta en la Tabla A.III.1 y Tabla A.III.2 ubicadas en el Anexo III. La teoría menciona que, la producción de etanol en sistemas que consideran la constante de inhibición se ve afectada por el bajo crecimiento celular provocado por elevación de la presión osmótica consecuencia de la intolerancia a la concentración de las fuentes de carbono. En cuanto a los resultados, la diferencia entre ambos escenarios radica en que en el sistema de medio AE se empleó la cinética de Monod cuya ecuación no consideró la influencia de la concentración del sustrato contenido en el medio, y por otra parte en el segundo escenario si bien las concentraciones de sustrato no son elevadas en comparación a las reportadas por Trigueros, et al. (2016),

la diferencia se pudo presentar debido a los parámetros de fermentación considerados en la simulación ya que los cambios de pH y temperatura y diversas consideraciones por default admitidas por el programa pudieron influir en una elevación de la presión osmótica y a así retardar el proceso fermentativo (Campoverde, 2017; Sakthiselvan et al., 2019).

Proceso fermentativo isotérmico versus adiabático

Para el análisis de proceso fermentativo bajo condiciones adiabáticas, se determinó el calor de reacción para cada una de las reacciones cinéticas correspondientes a la fermentación tanto de la glucosa como de galactosa, que se presentan en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5. Calores de reacción obtenidos para las reacciones cinéticas correspondientes a la fermentación de la glucosa y galactosa

Componente	Calor de reacción estándar [J/g]
Glucosa	-235,3331
Galactosa	-235,3330

En este contexto, el calor de reacción se estimó con la finalidad de evaluar el valor máximo que podría alcanzar la temperatura si el proceso no se lleva a cabo con control de esta variable y el fermentador está perfectamente aislado térmicamente. Así, en la Tabla 3.6., se muestran las concentraciones de etanol para el medio SE y las temperaturas alcanzadas para una operación isotérmica y adiabática.

Tabla 3.6. Concentración de etanol obtenida bajo dos modalidades del sistema: isotérmico y adiabático en un medio SE transcurridas las 72[h]

Modalidad del sistema	Temperatura [°C]	Concentración de etanol [g/L]
Isotérmico	36,0	19,931
Adiabático	43,9	7,340

Como se observa en la Tabla 3.6., para un sistema SE bajo la modalidad de temperatura isotérmica seteada a 36 [°C] el comportamiento reportado concuerda con los que se

mencionan en bibliografía. Lo contrario sucede cuando la modalidad cambia por una adiabática ya que la producción de etanol sobrepasa la temperatura esperada y alcanza una de 43 [°C] y ante ello la producción de etanol disminuye en un 63 [%] de acuerdo con los resultados obtenidos en la simulación. Esto se explica mediante el comportamiento de termorresistencia que presenta la levadura *S. cerevisiae*., que de acuerdo con bibliografía cuando el sistema fermentativo sobrepasa los 37 [°C] se presenta una inhibición en el crecimiento y un deterioro en el proceso fermentativo debido a la inactividad de la levadura a estas temperaturas. Además, se evidenció que no existe un control de temperatura por parte del simulador, y que la simulación de la cinética no responde a cambios de temperatura debido a la omisión de una relación en conjunto con la ecuación de Arrhenius. (Andrade et al., 2016; Castillo et al., 1982; Yan et al. 2012; Mehaia & Cheryan, 1990; Passos, 2015; Gantumur, et al. 2022, Intelligen, 2013).

3.2 Conclusiones

Los resultados obtenidos sugieren que los valores asignados en la línea base para los parámetros fermentativos tales como pH, temperatura, velocidad de agitación; y para los parámetros cinéticos de la glucosa y galactosa tales como $\mu_{m\acute{a}x}$, $Y_{BSm\acute{a}x}$, $Y_{PSm\acute{a}x}$, K_S , K_I , se adaptan de manera satisfactoria a los resultados reportados en bibliografía.

Los modelos de Monod y Haldane demostraron que las consideraciones para la cinética microbiana favorecieron la obtención de etanol cuando el medio fermentativo se encuentra altamente enriquecido, más no cuando se considera la inhibición por parte del sustrato.

Acorde al análisis comparativo en cuanto a las concentraciones de sustrato en el medio se refiere, los resultados obtenidos determinaron que la producción de etanol se ve favorecida por un incremento de la glucosa debido a la afinidad que se presenta por parte de la *S. cerevisiae*, por lo que el mayor porcentaje de etanol se produjo en un medio altamente enriquecido.

3.3 Recomendaciones

Analizar el comportamiento del proceso fermentativo a partir de suero de leche con diversas consideraciones en las fuentes de carbono tales como lactosa, glucosa y galactosa las cuales pudiesen interferir de diferente forma en la fermentación alcohólica.

Evaluar el comportamiento del proceso fermentativo ante la inhibición por producto que se puede presentar por parte de la *S. cerevisiae*, bajo modelos de cinética microbiana apropiados para su análisis.

Emplear diferentes simuladores para el análisis comparativo del comportamiento del proceso fermentativo bajo la modalidad adiabática con la finalidad de evaluar la consideración de control de temperatura en el proceso.

4 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Andrade, R., Almeida J. & Queiroz, R. (2016). Valorização biotecnológica de soro de leite por fermentação utilizando *Saccharomyces cerevisiae*. Estudos Tecnológicos em Engenharia. <https://doi.org/11.10.4013/ete.2015.112.04>.
- [2] Beniwal, A., Saini, P., De, S., & Vij, S. (2021). Harnessing the nutritional potential of concentrated whey for enhanced galactose flux in fermentative yeast. *LWT*, 141, 110840. <https://doi.org/10.1016/j.lwt.2020.110840>
- [3] Beniwal, A., Saini, P., Kokkiligadda, A., & Vij, S. (2017). Physiological growth and galactose utilization by dairy yeast *Kluyveromyces marxianus* in mixed sugars and whey during fermentation. *3 Biotech*, 7(5), 349. <https://doi.org/10.1007/s13205-017-0985-1>
- [4] Bergman, E. (2016). Evaluation of the software SuperPro Designer through simulation of a biohydrogen production process (Tesis de Posgrado). Lund University: Escania, Suecia
- [5] Campoverde Nolivos, K. M. (2017). Modelación cinética de la fermentación alcohólica a partir de bebidas gaseosas caducadas (trabajo de titulación previo al grado de Ingeniero Químico). Universidad Central del Ecuador: Quito, Ecuador
- [6] Cargua, J. (2017). Diseño de un proceso industrial para la obtención de bioetanol a partir de lactosuero destinado a la elaboración de perfumes (trabajo de titulación previo al grado de Ingeniero Químico). Escuela Superior Politécnica de Chimborazo: Riobamba, Ecuador
- [7] Castillo, F, Izaguirre, M., Michelena, V., y Moreno, B. (1982). Optimization of fermentation conditions for ethanol production from whey. *4(9)*, 567–572. <https://doi.org/10.1007/bf00127786>
- [8] Chanfrau, J., Pérez, J., Fiallos, M., Intriago, L., Toledo, L., y Guerrero, M. (2017). Valorización del suero de leche: Una visión desde la biotecnología. *Revista Bionatura*. 2 (4): 16. <https://doi.org/10.21931/RB/2017.02.04.11>.
- [9] Chisti, Y. (2014). Fermentation (industrial): Basic Considerations. *Encyclopedia of Food Microbiology (Second Edition)*, 751-761. ISBN 9780123847331, <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-384730-0.00106-3>.

- [10] Gantumur, M. Sukhbaatar, N., Qayum, A., Bilawal, A., Tsembeltsogt, B., Oh, K. C., & Hou, J. (2022). Characterization of major volatile compounds in whey spirits produced by different distillation stages of fermented lactose-supplemented whey. *Journal of Dairy Science*, 105(1), 83-96.
- [11] Glutz, F. (2009). Fuel bioethanol production from whey permeate. <https://doi.org/10.5075/epfl-thesis-4372>.
- [12] Hughes, P., Risner, D., & Goddik, L. M. (2018). Whey to Vodka. In (Ed.), *Whey-Biological Properties and Alternative Uses*. IntechOpen. <https://doi.org/10.5772/intechopen.81679>
- [13] Intelligen, Inc. (2013). SuperPro Designer® User Guide (Versión: 9.0). Recuperado de: https://www.intelligen.com/wp-content/uploads/2020/05/SuperPro_ManualForPrinting_v11.pdf (febrero, 2022)
- [14] Jiménez H. y Hernández H. (2010). Elaboración De Un Destilado Tipo Brandy A Partir De Suero De Leche. Escuela Nacional de Ciencias Biológicas, Departamento de Graduados e Investigación en Alimentos Prolongación de Carpio y Plan de Ayala 11340 México.
- [15] Kargi, F., & Ozmihci, S. (2006). Utilization of cheese whey powder (CWP) for ethanol fermentations: Effects of operating parameters. *Enzyme and Microbial Technology*, 38(5), 711-718.
- [16] Ling, K. C. (2008). Whey to ethanol: ¿a biofuel role for dairy cooperatives? (No. 1502-2018-7856).
- [17] McCabe, W., Smith, J. & Harriot, P. (2007). *Operaciones Unitarias En Ingeniería Química (Segunda Edición)*. México: McGraw-Hill
- [18] Mehaia, M., & Cheryan, M. (1990). Ethanol from hydrolyzed whey permeate using *Saccharomyces cerevisiae* in a membrane recycle bioreactor. 5(2), 57–61. <https://doi.org/10.1007/bf00589146>
- [19] Muñoz, J., Zambrano, M. y Párraga, R. (2018). Lactosuero: sustituto de la leche en la preparación del manjar con nueces. Centro de Investigación y Desarrollo Profesional CIDEPRO Editorial (1era ed., pp.12-18)
- [20] O'Leary, V.; Green, R.; Sullivan, B.; & Holsinger, V. (1977). *Alcohol production by selected yeast strains in lactase-hydrolyzed acid whey*. 19(7), 1019–1035. <https://doi.org/10.1002/bit.260190706>

- [21] Passos, J. (2015). Produção de etanol pela fermentação alcoólica do permeado de soro de leite com *Saccharomyces cerevisiae* (trabajo de titulación previo al grado de Tecnólogo en Procesos Químicos). Universidade Tecnológica Federal do Paraná: Curitiba, Brasil
- [22] Rana, H. (2015). Comparison of industrial agitation for simulated batch reactor vessel mixing in bioethanol fermentation. In Proceedings of the 2015 COMSOL Conference.
- [23] Sonnad, J. y Goudar, C. (2004). Solution of the Haldane equation for substrate inhibition enzyme kinetics using the decomposition method. *Mathematical and Computer Modelling*, 40 (5), 573-582. <https://doi.org/10.1016/j.mcm.2003.10.051>.
- [24] Sakthiselvan, P., Meenambiga, S. S., & Madhumathi, R. (2019). Kinetic studies on cell growth. *Cell Growth*, 13. <https://doi.org/10.5772/intechopen.84353>
- [25] Trejos, V., Fontalvo Alzate, J., & Gomez Garcia, M. A. (2009). Mathematical description and stability analysis of fermentative processes. *Dyna*, 76(158), pp.111-121
- [26] Trigueros, D.E.G.; Fiorese, M.L.; Kroumov, A.D.; Hinterholz, C.L.; Nadai, B.L.; Assunção, G.M. (2016). Medium optimization and kinetics modeling for the fermentation of hydrolyzed cheese whey permeate as a substrate for *Saccharomyces cerevisiae* var. *boulardii*. *Biochemical Engineering Journal*, 110(), 71–83. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2016.02.014>
- [27] Wang, C., Jayanata, Y., & Bajpai, R. (1987). *Effect of multiple substrates in ethanol fermentations from cheese whey*. 65(3), 249–253. [https://doi.org/10.1016/0385-6380\(87\)90084-7](https://doi.org/10.1016/0385-6380(87)90084-7)
- [28] Wang, H., Chen, B., Lu, Z. y Khan, F. (2015). An approximate probability graphical modelling method for complex industrial fermentation processes. *IFACT – PapersOnline*. 48 (21), 826-831. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2015.21.048>.
- [29] Zohri, A. N. A., Gomah, N. H., & Ali, M. A. (2014). Utilization of cheese whey for bio-ethanol production. *Universal Journal of Microbiology Research*, 2(4), 57-69

- [30] Zou, J., Guo, X., Shen, T., Dong, J., Zhang, C., & Xiao, D. (2013). Construction of lactose-consuming *Saccharomyces cerevisiae* for lactose fermentation into ethanol fuel. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*, 40(3-4), 353-363. doi: 10.1007/s10295-012-1227-5

5 ANEXOS

ANEXO I. Conjunto de datos obtenidos de la línea base

En la Tabla A.I.1., se muestran las concentraciones de etanol, glucosa y galactosa obtenidas transcurridas las 72 [h] de la simulación en paralelo, bajo condiciones de medio SE.

Tabla A.I.1. Concentraciones obtenidas en la simulación en paralelo de etanol, glucosa y galactosa a partir del suero de leche bajo condiciones de pH 4,5, 36 [°C] en un rango de tiempo de 72 [h] en un medio SE

Tiempo [h]	Concentración [g/L]		
	Etanol	Galactosa	Glucosa
0,0000	0,0000	49,7900	49,7900
1,4694	0,5066	49,8035	48,5370
2,9388	1,0123	49,8170	47,2862
4,4082	1,5171	49,8305	46,0377
5,8776	2,0209	49,8439	44,7917
7,3469	2,5236	49,8573	43,5483
8,8163	3,0253	49,8707	42,3075
10,2857	3,5258	49,8841	41,0697
11,7551	4,0250	49,8974	39,8349
13,2245	4,5230	49,9107	38,6033
14,6939	5,0195	49,9240	37,3752
16,1633	5,5146	49,9372	36,1507
17,6327	6,0081	49,9504	34,9301
19,1020	6,4998	49,9635	33,7140
20,5714	6,9898	49,9766	32,5021
22,0408	7,4779	49,9896	31,2948
23,5102	7,9640	50,0026	30,0926
24,9796	8,4477	50,0155	28,8962
26,4490	8,9292	50,0283	27,7053
27,9184	9,4083	50,0411	26,5203
29,3878	9,8846	50,0538	25,3423
30,8571	10,3578	50,0665	24,1720
32,3265	10,8280	50,0790	23,0090
33,7959	11,2951	50,0915	21,8538
35,2653	11,7582	50,1038	20,7083
36,7347	12,2173	50,1161	19,5729
38,2041	12,6723	50,1282	18,4475
39,6735	13,1223	50,1402	17,3345

41,1429	13,5671	50,1521	16,2344
42,6122	14,0065	50,1639	15,1475
44,0816	14,4396	50,1754	14,0764
45,5510	14,8661	50,1868	13,0216
47,0204	15,2850	50,1980	11,9855
48,4898	15,6956	50,2089	10,9700
49,9592	16,0971	50,2197	9,9770
51,4286	16,4882	50,2301	9,0096
52,8980	16,8678	50,2402	8,0708
54,3673	17,2348	50,2500	7,1630
55,8367	17,5875	50,2594	6,2906
57,3061	17,9246	50,2684	5,4570
58,7755	18,2442	50,2770	4,6666
60,2449	18,5443	50,2850	3,9241
61,7143	18,8233	50,2924	3,2342
63,1837	19,0793	50,2993	2,6011
64,6531	19,3106	50,3054	2,0290
66,1224	19,5160	50,3109	1,5209
67,5918	19,6950	50,3157	1,0781
69,0612	19,8478	50,3198	0,7002
70,5306	19,9308	50,3220	0,4950
72,0000	19,9308	50,3220	0,4950

ANEXO II. Conjunto de datos obtenidos para el análisis de variación de las concentraciones de sustrato

En la Tabla A.II.1., se muestran las concentraciones de etanol, glucosa y galactosa obtenidas transcurridas las 120 [h] de la simulación en paralelo, bajo condiciones de medio EM.

Tabla A.II.1. Concentraciones obtenidas en la simulación en paralelo de etanol, glucosa y galactosa a partir del suero de leche bajo condiciones de pH 4,5, 36 [°C] en un rango de tiempo de 120 [h] en un medio EM

Tiempo [h]	Concentración [g/L]		
	Etanol	Galactosa	Glucosa
0,0000	0,0000	34,8530	64,7270
2,4490	0,8597	34,8690	62,6076
4,8980	1,7179	34,8851	60,4918
7,3469	2,5746	34,9011	58,3798
9,7959	3,4297	34,9171	56,2718
12,2449	4,2829	34,9330	54,1683
14,6939	5,1342	34,9489	52,0696
17,1429	5,9834	34,9648	49,9762
19,5918	6,8302	34,9806	47,8886
22,0408	7,6744	34,9964	45,8072
24,4898	8,5158	35,0121	43,7330
26,9388	9,3541	35,0278	41,6663
29,3878	10,1892	35,0434	39,6076
31,8367	11,0202	35,0589	37,5589
34,2857	11,8473	35,0744	35,5199
36,7347	12,6700	35,0897	33,4915
39,1837	13,4872	35,1050	31,4770
41,6327	14,2989	35,1202	29,4759
44,0816	15,1048	35,1352	27,4892
46,5306	15,9029	35,1501	25,5215
48,9796	16,6934	35,1649	23,5727
51,4286	17,4745	35,1795	21,6472
53,8776	18,2452	35,1939	19,7472
56,3265	19,0042	35,2081	17,8759
58,7755	19,7497	35,2220	16,0380
61,2245	20,4792	35,2356	14,2396
63,6735	21,1900	35,2489	12,4873
66,1224	21,8787	35,2618	10,7895
68,5714	22,5412	35,2742	9,1562
71,0204	23,1723	35,2860	7,6002
73,4694	23,7658	35,2970	6,1371

75,9184	24,3144	35,3073	4,7848
78,3673	24,8098	35,3166	3,5634
80,8163	25,2436	35,3247	2,4939
83,2653	25,6083	35,3315	1,5947
85,7143	25,8998	35,3369	0,8763
88,1633	26,0544	35,3398	0,4950
90,6122	26,0544	35,3398	0,4950
93,0612	26,0544	35,3398	0,4950
95,5102	26,0544	35,3398	0,4950
97,9592	26,0544	35,3398	0,4950
100,4082	26,0544	35,3398	0,4950
102,8571	26,0544	35,3398	0,4950
105,3061	26,0544	35,3398	0,4950
107,7551	26,0544	35,3398	0,4950
110,2041	26,0544	35,3398	0,4950
112,6531	26,0544	35,3398	0,4950
115,1020	26,0544	35,3398	0,4950
117,5510	26,0544	35,3398	0,4950
120,0000	26,0544	35,3398	0,4950

En la Tabla A.II.2., se muestran las concentraciones de etanol, glucosa y galactosa obtenidas transcurridas las 120 [h] de la simulación en paralelo, bajo condiciones de medio AE.

Tabla A.II.2. Concentraciones obtenidas en la simulación en paralelo de etanol, glucosa y galactosa a partir del suero de leche bajo condiciones de pH 4,5, 36 [°C] en un rango de tiempo de 120 [h] en un medio AE

Tiempo [h]	Concentración [g/L]		
	Etanol	Galactosa	Glucosa
0,0000	0,0000	19,9160	79,6640
2,4490	0,8698	19,9253	77,5265
4,8980	1,7389	19,9346	75,3911
7,3469	2,6070	19,9438	73,2578
9,7959	3,4741	19,9531	71,1270
12,2449	4,3403	19,9623	68,9986
14,6939	5,2053	19,9716	66,8730
17,1429	6,0691	19,9808	64,7504
19,5918	6,9316	19,9900	62,6310
22,0408	7,7927	19,9992	60,5151
24,4898	8,6522	20,0084	58,4031
26,9388	9,5100	20,0175	56,2951
29,3878	10,3659	20,0267	54,1918

31,8367	11,2199	20,0358	52,0935
34,2857	12,0717	20,0449	50,0002
36,7347	12,9213	20,0540	47,9125
39,1837	13,7680	20,0630	45,8321
41,6327	14,6119	20,0720	43,7582
44,0816	15,4530	20,0810	41,6914
46,5306	16,2907	20,0899	39,6329
48,9796	17,1241	20,0988	37,5851
51,4286	17,9536	20,1077	35,5466
53,8776	18,7791	20,1165	33,5183
56,3265	19,5992	20,1253	31,5031
58,7755	20,4133	20,1339	29,5025
61,2245	21,2216	20,1426	27,5163
63,6735	22,0221	20,1511	25,5492
66,1224	22,8148	20,1596	23,6014
68,5714	23,5988	20,1680	21,6748
71,0204	24,3721	20,1762	19,7746
73,4694	25,1342	20,1844	17,9020
75,9184	25,8823	20,1923	16,0637
78,3673	26,6142	20,2002	14,2651
80,8163	27,3276	20,2078	12,5121
83,2653	28,0190	20,2152	10,8132
85,7143	28,6841	20,2223	9,1788
88,1633	29,3177	20,2290	7,6219
90,6122	29,9136	20,2354	6,1575
93,0612	30,4646	20,2413	4,8037
95,5102	30,9623	20,2466	3,5805
97,9592	31,3985	20,2512	2,5088
100,4082	31,7654	20,2552	1,6070
102,8571	32,0590	20,2583	0,8856
105,3061	32,2180	20,2600	0,4950
107,7551	32,2180	20,2600	0,4950
110,2041	32,2180	20,2600	0,4950
112,6531	32,2180	20,2600	0,4950
115,1020	32,2180	20,2600	0,4950
117,5510	32,2180	20,2600	0,4950
120,0000	32,2180	20,2600	0,4950

ANEXO III. Conjunto de datos obtenidos para la producción de etanol bajo el modelo de inhibición de sustrato

En la Tabla A.III.1., se muestran las concentraciones de etanol, glucosa y galactosa obtenidas de la simulación en paralelo, bajo condiciones de medio AE para un tiempo de proceso fermentativo de 192 [h].

Tabla A.III.1. Concentraciones obtenidas en la simulación en paralelo de etanol, glucosa y galactosa a partir del suero de leche bajo condiciones de pH 4,5, 36 [°C] en un rango de tiempo de 192 [h] en un medio AE

Tiempo [h]	Concentración [g/L]		
	Etanol	Galactosa	Glucosa
0,0000	0,0000	19,9160	79,6640
3,9184	1,3914	19,9308	76,2450
7,8367	2,7805	19,9457	72,8315
11,7551	4,1671	19,9605	69,4241
15,6735	5,5510	19,9753	66,0236
19,5918	6,9316	19,9900	62,6310
23,5102	8,3086	20,0047	59,2474
27,4286	9,6814	20,0194	55,8740
31,3469	11,0493	20,0340	52,5127
35,2653	12,4119	20,0485	49,1644
39,1837	13,7680	20,0630	45,8321
43,1020	15,1169	20,0774	42,5172
47,0204	16,4577	20,0917	39,2226
50,9388	17,7880	20,1059	35,9536
54,8571	19,1079	20,1200	32,7102
58,7755	20,4133	20,1339	29,5025
62,6939	21,7029	20,1477	26,3336
66,6122	22,9723	20,1613	23,2142
70,5306	24,2183	20,1746	20,1526
74,4490	25,4350	20,1876	17,1626
78,3673	26,6142	20,2002	14,2651
82,2857	27,7453	20,2122	11,4857
86,2041	28,8134	20,2236	8,8609
90,1224	29,7978	20,2341	6,4422
94,0408	30,6705	20,2435	4,2976
97,9592	31,3985	20,2512	2,5088
101,8776	31,9505	20,2571	1,1523
105,7959	32,2180	20,2600	0,4950
109,7143	32,2180	20,2600	0,4950

113,6327	32,2180	20,2600	0,4950
117,5510	32,2180	20,2600	0,4950
121,4694	32,2180	20,2600	0,4950
125,3878	32,2180	20,2600	0,4950
129,3061	32,2180	20,2600	0,4950
133,2245	32,2180	20,2600	0,4950
137,1429	32,2180	20,2600	0,4950
141,0612	32,2180	20,2600	0,4950
144,9796	32,2180	20,2600	0,4950
148,8980	32,2180	20,2600	0,4950
152,8163	32,2180	20,2600	0,4950
156,7347	32,2180	20,2600	0,4950
160,6531	32,2180	20,2600	0,4950
164,5714	32,2180	20,2600	0,4950
168,4898	32,2180	20,2600	0,4950
172,4082	32,2180	20,2600	0,4950
176,3265	32,2180	20,2600	0,4950
180,2449	32,2180	20,2600	0,4950
184,1633	32,2180	20,2600	0,4950
188,0816	32,2180	20,2600	0,4950
192,0000	32,2180	20,2600	0,4950

En la Tabla A.III.2., se muestran las concentraciones de etanol, glucosa y galactosa obtenidas en la simulación en paralelo, bajo el modelo de inhibición por sustrato para un tiempo de proceso fermentativo de 192 [h].

Tabla A.III.2. Concentraciones obtenidas en la simulación en paralelo de etanol, glucosa y galactosa a partir del suero de leche bajo condiciones de pH 4,5, 36 [°C] en un rango de tiempo de 192 [h] bajo el modelo de inhibición de sustrato

Tiempo [h]	Concentración [g/L]		
	Etanol	Galactosa	Glucosa
0,0000	0,0000	49,7900	49,7900
3,9184	0,3877	49,8003	48,8311
7,8367	0,7783	49,8108	47,8649
11,7551	1,1720	49,8213	46,8912
15,6735	1,5689	49,8319	45,9096
19,5918	1,9691	49,8425	44,9198
23,5102	2,3728	49,8533	43,9214
27,4286	2,7800	49,8642	42,9141
31,3469	3,1912	49,8752	41,8973
35,2653	3,6062	49,8862	40,8708

39,1837	4,0254	49,8974	39,8340
43,1020	4,4490	49,9087	38,7862
47,0204	4,8772	49,9202	37,7272
50,9388	5,3102	49,9317	36,6561
54,8571	5,7485	49,9434	35,5723
58,7755	6,1920	49,9553	34,4754
62,6939	6,6414	49,9673	33,3638
66,6122	7,0969	49,9794	32,2373
70,5306	7,5587	49,9917	31,0951
74,4490	8,0277	50,0043	29,9349
78,3673	8,5040	50,0170	28,7569
82,2857	8,9881	50,0299	27,5596
86,2041	9,4812	50,0431	26,3400
90,1224	9,9832	50,0565	25,0986
94,0408	10,4951	50,0701	23,8323
97,9592	11,0181	50,0841	22,5388
101,8776	11,5526	50,0983	21,2168
105,7959	12,1005	50,1130	19,8618
109,7143	12,6620	50,1280	18,4731
113,6327	13,2392	50,1434	17,0454
117,5510	13,8329	50,1592	15,5770
121,4694	14,4454	50,1756	14,0621
125,3878	15,0775	50,1924	12,4986
129,3061	15,7305	50,2099	10,8835
133,2245	16,4057	50,2279	9,2137
137,1429	17,1001	50,2464	7,4962
141,0612	17,8054	50,2653	5,7517
144,9796	18,5003	50,2838	4,0330
148,8980	19,1421	50,3009	2,4458
152,8163	19,6678	50,3150	1,1456
156,7347	19,9308	50,3220	0,4950
160,6531	19,9308	50,3220	0,4950
164,5714	19,9308	50,3220	0,4950
168,4898	19,9308	50,3220	0,4950
172,4082	19,9308	50,3220	0,4950
176,3265	19,9308	50,3220	0,4950
180,2449	19,9308	50,3220	0,4950
184,1633	19,9308	50,3220	0,4950
188,0816	19,9308	50,3220	0,4950
192,0000	19,9308	50,3220	0,4950

ANEXO IV. Producción de etanol bajo la modalidad de temperatura adiabática

A continuación, se presentan los cálculos realizados para la determinación del calor de reacción presente en la fermentación de la galactosa a partir de los datos detallados en la Tabla 2.2., y empleando la Ecuación 2.3., y Ecuación 2.4. Para ello, en la Tabla A.IV.1., se muestran los coeficientes de cada componente de la reacción considerados en el proceso de fermentación para la obtención de etanol a partir de suero de leche, así como los valores del peso molecular correspondientes.

Tabla A.IV.1. Coeficientes y pesos moleculares de los componentes involucrados en la reacción cinética correspondiente a la fermentación de la glucosa y galactosa

Componente	Coeficiente	Peso Molecular [g/mol]
Glucosa	1,0000	180,157
Galactosa	1,0000	180,156
Dióxido de Carbono	1,6374	44,010
Etanol	1,5642	46,069

Calor de reacción presente en la fermentación de la glucosa

$$\Delta \hat{H}_{RX_{glucosa}} = \left[(Ym_{etanol} * \Delta \hat{H}_{F_{etanol}}) + (Ym_{CO_2} * \Delta \hat{H}_{F_{CO_2}}) - (Ym_{glucosa} * \Delta \hat{H}_{F_{glucosa}}) \right] \times \frac{PM_{glucosa}^{-1}}{Ym_{glucosa}}$$

$$\Delta \hat{H}_{RX_{glucosa}} = [1,56 * (-276980,0) + 1,63 * (-393510,0) - (-1035205,9)] \times \frac{1}{1 * 180,157}$$

$$\Delta \hat{H}_{RX_{glucosa}} = -235,3331 \text{ [J/g]}$$

Calor de reacción presente en la fermentación de la galactosa

$$\Delta \hat{H}_{RX_{galact}} = \left[(Ym_{etanol} * \Delta \hat{H}_{F_{etanol}}) + (Ym_{CO_2} * \Delta \hat{H}_{F_{CO_2}}) - (Ym_{galact} * \Delta \hat{H}_{F_{galact}}) \right] \times \frac{PM_{galact}^{-1}}{Ym_{galact}}$$

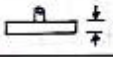

$$\Delta \hat{H}_{RX_{glucosa}} = [1,56 * (-276980,0) + 1,63 * (-393510,0) - (-1035200,2)] \times \frac{1}{1 * 180,156}$$

$$\Delta \hat{H}_{RX_{glucosa}} = -235,3330 \text{ [J/g]}$$

ANEXO V. Determinación de la potencia por unidad de volumen

Para el presente estudio se consideró mediante bibliografía un agitador de tipo hélice de 3 palas para la producción de etanol a partir de la fermentación anaerobia de suero de leche. El número de potencia para un agitador de tipo hélice de 3 palas se determinó mediante el valor calculado de Reynolds y la curva número 15 de acuerdo con los parámetros establecidos y presentados en la Figura A.V.1.

En la Figura A.V.1 se muestran las relaciones de magnitudes consideradas dentro del cálculo para la determinación de diversos tipos de agitadores en la industria (McCabe et al., 2007).

Tipo de rodete	$\frac{D_1}{D_2}$	$\frac{Z_1}{D_2}$	$\frac{Z_2}{D_2}$	Hojas cort.		N.º
				N.º	w/D_2	
Dos paletas  $\frac{1}{4} 0.25 D_1$	4.35	4.3	0.29	3	0.11	8
Cuatro paletas. Ver n.º 8	3	3	0.5	0		16
Dos paletas. Ver n.º 8	3	3.2	0.33	0		20
Dos paletas, Ver n.º 8	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	10
Dos paletas, Ver n.º 8 Ancho de paleta = $0.13 D_1$	1.1	0.5	0.19	0		29
Dos paletas, Ver n.º 8 Ancho de paleta = $0.17 D_1$	1.1	0.4	0.10	0		29
Hélice de 3 palas  Paso de la hélice = $2 D_1$	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	15
Igual que el n.º 15; $a = 1.7$, $b = 18$	3.3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		21º
Igual que el n.º 15, pero con paso = $1.33 D_1$	16			3	0.06	18
Igual que el n.º 15, pero con paso = $1.09 D_1$	9.6			3	0.06	23
Igual que el n.º 15, pero con paso = $1.05 D_1$, $a = 2.3$, $b = 18$	2.7	2.7-3.9	0.75-1.3	0		27º
Igual que el n.º 15, pero con paso = $1.04 D_1$, $a = 0$, $b = 18$	4.5	2.7-3.9	0.75-1.3	0		25º
Igual que el n.º 15, pero con paso = D_1	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	24
Igual que el n.º 15, pero con paso = D_1 ; $a = 2.1$, $b = 18$	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		26º
Igual que el n.º 15, pero con paso = D_1	3.8	3.5	1.0	0		28

D_1 = diámetro del agitador; D_2 = diámetro del depósito; n = n.º de revoluciones por segundo; w = ancho de las hojas de deflector Z_1 = altura a que está el agitador sobre el fondo del depósito; Z_2 = altura del nivel del líquido en el depósito.

Figura A.V.1 Relaciones de magnitudes consideradas dentro del cálculo para la determinación de diversos tipos de agitadores en la industria (McCabe et al., 2007).

A continuación, se presentan los cálculos realizados para la determinación del número de Reynolds, y de acuerdo con la Ecuación 2.5. y Ecuación 2.6. ubicadas en el apartado 2, se emplearon los valores de las variables detallados en la Tabla 2.3. en el apartado 2.

Número de Reynolds

Para el diámetro del agitador: tipo hélice de 3 palas (McCabe et al., 2007):

$$\frac{D_T}{D_a} = 3$$

$$D_a = \frac{0,375}{3}$$

El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{n \times D_a^2 \times \rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{200 \times 0,125^2 \times 1000}{0,01}$$

$$Re = 3,13 \times 10^5$$

A continuación, se presentan los cálculos realizados para la determinación del número de potencia mediante la Ecuación 2.7. ubicada en el apartado 2, y en conjunto con la curva #15 de la Figura 2.3 correspondiente al agitador tipo hélice de 3 palas. De acuerdo con la Figura 2.3., para un número de Reynolds de $3,13 \times 10^5$, el número de potencia es 0,85 para un agitador tipo hélice de 3 palas.

$$P_o = \frac{P \times g_c}{\rho \times n^3 \times D_a^5} = 0,85$$

$$P = \frac{0,85 \times 1000 \times 200^3 \times 0,125^5}{9,81}$$

$$P = 21153,88 \left[\frac{kgm}{s} \right] = 207,452 [kW]$$

Si el volumen a las 72 [h] es de $0,0974 \text{ m}^3$

$$P_{/v} = 2129,897 \left[\frac{kW}{m^3} \right]$$