

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA



Facultad de Ingeniería

Producción de ácido láctico a partir de residuos de
cosecha y jugos de caña de azúcar

Andrea María Barascout González

Guatemala

2011

Producción de ácido láctico a partir de residuos de cosecha y jugos de caña de azúcar

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE
GUATEMALA

Facultad de Ingeniería

“Producción de ácido láctico a partir de residuos
de cosecha y jugos de caña de azúcar”

Trabajo de investigación presentado por
Andrea María Barascout González


para optar al grado académico de:
Licenciada en Ingeniería Química

Guatemala

2011

Vo. Bo. :

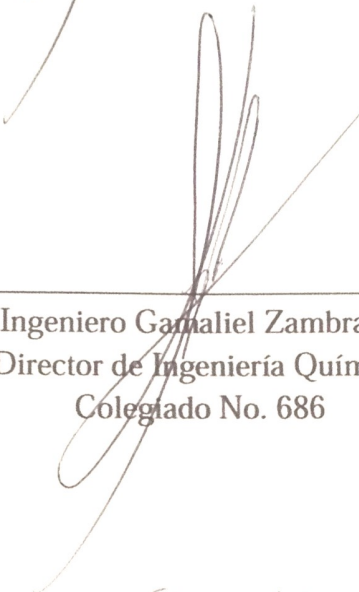
(f)



Ingeniero Gamaliel Zambrano
Asesor
Colegiado No. 686


Tribunal

(f)



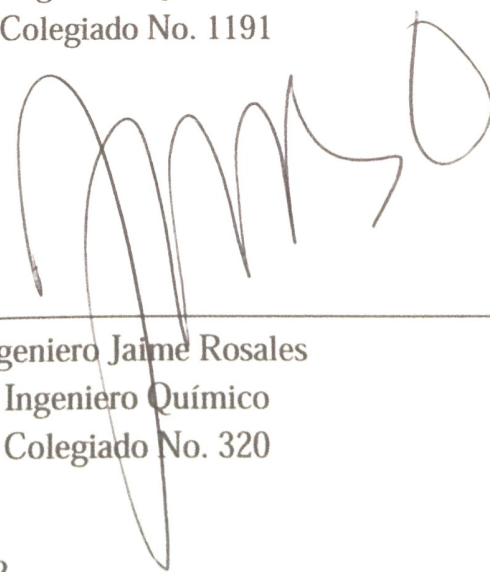
Ingeniero Gamaliel Zambrano
Director de Ingeniería Química
Colegiado No. 686

(f)



Ingeniero Luis Nuñez
Ingeniero Químico
Colegiado No. 1191

(f)



Ingeniero Jaime Rosales
Ingeniero Químico
Colegiado No. 320

Fecha de Aprobación: 25 enero 2012

Para mis papás y hermanos, que me han enseñado que el amor de una familia lo es todo.

ÍNDICE GENERAL

PREFACIO.....	vi
ÍNDICE DE TABLAS.....	ix
ÍNDICE DE GRÁFICAS.....	xii
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xiii
RESUMEN.....	xv
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. ANTECEDENTES.....	3
A. Cinética química.....	3
1. Factores que modifican la velocidad de reacción.....	3
2. Velocidad de reacción.....	3
B. Diseño de reactores.....	3
1. Definición de reacción química.....	3
2. Tipos de reacciones químicas.....	4
3. Definición de reactor químico.....	5
4. Tipos de reactores químicos.....	5
5. Conversión y tamaño del reactor.....	7
C. Fermentación.....	11
1. Definición de fermentación.....	11
2. Tipos de fermentación.....	12
3. Medio de cultivo.....	13
4. Requerimientos nutricionales.....	13
5. Variables que afectan la fermentación.....	14
6. Cinética de fermentación.....	15
D. Producción de ácido láctico.....	16
1. Ficha técnica del ácido láctico.....	16
2. Producción de ácido láctico.....	18
3. Microorganismos productores de ácido láctico.....	20

E. Polímeros biodegradables.....	21
1. Producción de ácido poliláctico	22
F. Industria azucarera en Guatemala	23
1. Composición química de la caña de azúcar	23
2. Desechos de la caña de azúcar	24
3. Producción anual de azúcar	25
III. JUSTIFICACIÓN.....	26
IV. OBJETIVOS.....	27
A. Objetivo general	27
B. Objetivos específicos.....	27
V. PROBLEMA.....	28
VI. METODOLOGÍA	29
VII. RESULTADOS	31
VIII. DISCUSIÓN.....	37
IX. CONCLUSIONES.....	45
X. RECOMENDACIONES.....	46
XI. BIBLIOGRAFÍA.....	47
XII. APÉNDICES	48
 Apéndice A: Datos teóricos necesarios para la determinación de la cinética de reacción de la reacción de fermentación y el volumen del reactor	 48
 Apéndice B: Datos obtenidos en las pruebas realizadas a escala laboratorio	 50
 Apéndice C: Datos calculados para la determinación de la cinética de la reacción a partir de los resultados obtenidos a escala laboratorio	 53
 Apéndice D: Especificaciones de diseño de la maquinaria	 61
 Apéndice E: Inversión total en equipo e instalación	 64
 Apéndice F: Preparación del caldo de cultivo para la fermentación.....	 66

Apéndice G: Método empleado para la valoración de ácido láctico en las muestras	69
Apéndice H: Cálculo de la concentración de ácido láctica en una muestra	73
Apéndice I: Determinación de azúcares reductores	74
Apéndice J: Cálculo de la ecuación de velocidad de reacción para los resultados experimentales obtenidos	77
Apéndice K: Cálculo del volumen del reactor y equipos auxiliares	79
Apéndice L: Determinación de costos de inversión del reactor propuesto	91

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla No. 1: Propiedades fisicoquímicas del ácido láctico.....	16
Tabla No. 2: Manejo del ácido láctico.....	17
Tabla No. 3: Toxicidad del ácido láctico.....	18
Tabla No. 4: Porcentaje aproximado de la composición del jugo de la caña de azúcar.....	23
Tabla No. 5: Estadísticas de producción del ingenio Concepción del año 2005 al año 2010.....	25
Tabla No. 6: Resultados obtenidos experimentalmente para la ecuación aparente de la cinética de reacción obtenida.....	31
Tabla No. 7: Resultados obtenidos experimentalmente para el diseño de los diferentes equipos necesarios en la reacción de fermentación	32
Tabla No. 8: Resultados experimentales obtenidos para el diseño de calentamiento del sistema de fermentación	31

Tabla No. 9: Resultados obtenidos experimentalmente para el análisis de la inversión necesaria en maquinaria y equipo	31
Tabla No. 10: Datos promedio obtenidos de miel final para el ingenio Concepción	48
Tabla No. 11: Relación de ° Brix y gramos de sacarosa por litro de agua.....	48
Tabla No. 12: Propiedades fisicoquímicas del ácido láctico.....	48
Tabla No. 13: Constantes de la ecuación de Nusselt.....	49
Tabla No. 14: Tiempo de fermentación, temperatura del medio de cultivo y volumen de hidróxido de sodio 1.0 N utilizado para la valoración de las muestras en la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación	50
Tabla No. 15: Disminución del potencial de hidrógeno en las muestras a lo largo de la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación	50
Tabla No. 16: Tiempo de fermentación, temperatura del medio de cultivo y volumen de hidróxido de sodio 1.0 N utilizado para la valoración de las muestras en la segunda prueba de fermentación, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa cada 12 horas.....	51
Tabla No. 17: Variación del potencial de hidrógeno a lo largo de la segunda prueba de fermentación láctica, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa en cada punto.....	51
Tabla No. 18: Tiempo de fermentación, temperatura del medio de cultivo y volumen de hidróxido de sodio 1.0 N utilizado para la valoración de las muestras en la tercera prueba de fermentación, a 40°C y 90 rpm de agitación	52
Tabla No. 19: Valor del potencial de hidrógeno y de la absorbancia de la solución a 540 nm de las muestras para la tercera prueba de fermentación, a 40°C y con 90 rpm de agitación	52
Tabla No. 20: Variación en la concentración de ácido láctico obtenido en la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación.....	53

Tabla No. 21: Concentración de ácido láctico de la segunda prueba de fermentación, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa en cada punto.....	54
Tabla No. 22: Concentración de ácido láctico en la tercera prueba, con una temperatura de 40°C y un agitación de 90 rpm	55
Tabla No. 23: Consumo de glucosa, conversión de sustrato y rendimiento de producto obtenidos para la tercera prueba de fermentación, a 40°C y 90 rpm de agitación	56
Tabla No. 24: Datos calculados para la determinación de la cinética de la reacción según la ecuación de Monod.....	57
Tabla No. 25: Ecuación de regresión lineal para la determinación de la cinética según la ecuación de Monod.....	58
Tabla No. 26: Estadísticas de la ecuación de regresión lineal de la ecuación de Monod.....	58
Tabla No. 27: Datos calculados para determinar las dimensiones del reactor de tanque agitado.....	58
Tabla No. 28: Dimensiones del reactor de tanque agitado.....	59
Tabla No. 29: Área exterior del reactor de tanque agitado	59
Tabla No. 30: Dimensiones del agitador diseñado para el reactor.....	59
Tabla No. 31: Datos calculados para la determinación de la potencia necesaria para el motor del agitador diseñado.....	59
Tabla No. 32: Número de Reynolds, Prandlt, Nusselt y el factor de corrección de viscosidad calculados a partir de los datos experimentales	59
Tabla No. 33: Coeficiente de transferencia de calor, cantidad de calor a transferir al medio de solución y flujo de agua a temperatura de 40°C necesario para transferir dicha cantidad de calor	60

Tabla No. 34: Especificaciones del agitador principal.....	61
Tabla No. 35: Especificaciones del agitador secundario.....	61
Tabla No. 36: Especificaciones del medidor de potencial de hidrógeno	61
Tabla No. 37: Especificaciones del motor para el agitador anchor.....	62
Tabla No. 38: Especificaciones para el motor del agitador secundario	62
Tabla No. 39: Especificaciones del termopar.....	62
Tabla No. 40: Especificaciones del medidor de presión	63
Tabla No. 41: Costos de la maquinaria FOB.....	64
Tabla No. 42: Flete y costos de instalación de maquinaria.....	64
Tabla No. 43: Impuestos de maquinaria.....	64
Tabla No. 44: Caldo de cultivo para la reacción de fermentación	66
Tabla No. 45: Solución de nutrientes agregada en el reactor de tanque agitado.....	83
Tabla No. 46: Costo del reactor.....	91
Tabla No. 47: Costos aproximados de la instalación del reactor	92
Tabla No. 48: Costos de importación e impuestos.....	92

ÍNDICE DE GRÁFICAS

Gráfica No. 1: Concentración del ácido láctico a lo largo de la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación.....	53
Gráfica No. 2: Variación en la concentración de ácido láctico en la segunda prueba de fermentación, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa en cada punto.....	54

Gráfica No. 3: Concentración de ácido láctico en la tercera prueba, aumentando la temperatura a 40°C y con 90 rpm de agitación.....	55
Gráfica No. 4: Disminución del potencial de hidrógeno con el tiempo en la tercera prueba de fermentación, a 40°C y con 90 rpm de agitación.....	56
Gráfica No. 5: Variación de la concentración de azúcares reductores en la tercera prueba de fermentación, a 40°C y 90 rpm de agitación.....	57
Gráfica No. 6: Cinética de reacción de acuerdo a la ecuación de Monod.....	58
Gráfica No. 7: Curva de calibración para determinación de azúcares reductores.....	75
Gráfica No. 8: Números de potencia de sistemas agitados en función del número de Reynolds	86

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura No. 1: Esquema del reactor de tanque agitado.....	5
Figura No. 2: Esquema del reactor de tipo tubular.....	6
Figura No. 3: Esquema general de una fermentación	11
Figura No. 4: Clasificación de los procesos biológicos	12
Figura No. 5: Molécula del ácido láctico	16
Figura No. 6: Metabolismo de carbohidratos por las bacterias lácticas.....	20
Figura No. 7: Compuestos importantes para la producción industrial en las biorefinerías en el futuro	21
Figura No. 8: Clasificación de los biopolímeros.....	22
Figura No. 9: Producción de ácido poliláctico	23

Figura No. 10: Vista exterior lateral del reactor continuo agitado, sin escala, dimensiones en metros	33
Figura No. 11: Vista transversal lateral del reactor de tanque agitado, sin escala, dimensiones en metros	34
Figura No. 13: Vista de planta de la parte superior e inferior del reactor de tanque agitado, sin escala, dimensiones en metros.....	36
Figura No. 14: Vista de planta del agitador principal y agitador secundario, sin escala, dimensiones en metros.	36
Figura No. 15: Patrón de flujo en un sistema de tanque agitado.....	83
Figura No. 16: Agitador anchor.....	84
Figura No. 17: Sistema de calentamiento con chaqueta.....	87

RESUMEN

Este trabajo tiene como objetivo diseñar un reactor químico de tanque agitado para la producción de ácido láctico a partir de la miel final de un ingenio azucarero en Guatemala. Para esto, se realizaron análisis en laboratorio que permitieron determinar la producción de ácido láctico, el rendimiento de la producción y la concentración de azúcares final, con procedimientos diseñados para la obtención de datos experimentales. Estos datos fueron empleados posteriormente para la determinación de la cinética de la reacción. A su vez, los datos obtenidos en la cinética de reacción se utilizaron para los cálculos del volumen necesario del reactor, y así poder obtener la información base para el diseño y dimensionamiento del equipo requerido. Además de los datos técnicos obtenidos, se llevó a cabo una estimación de los costos del equipo y la inversión total del proyecto.

Luego de efectuados los cálculos, pudo determinarse el volumen del reactor continuo agitado necesario para la producción de ácido láctico, que fue de aproximadamente 20 m^3 , lo cual permitió el cálculo de un sistema de agitación, con un agitador principal tipo anchor de 2.48 m de diámetro y un agitador secundario tipo propulsor de 3 paletas y una chaqueta de calentamiento de 40 m^2 de área de intercambio de calor. Estos equipos auxiliares se diseñaron con el fin de mantener la operación con una agitación continua y una operación a una temperatura constante de 31°C .

Finalmente, pudo concluirse que la construcción de un reactor de tanque agitado isotérmico para la producción de ácido láctico es factible, que puede llegar a ser factible económicamente debido al amplio mercado futuro que puede alcanzar y que económicamente, en un ingenio la instalación del reactor continuo agitado constituye un ahorro en la cantidad de desperdicios y la producción de vinazas.

I. INTRODUCCIÓN

El día de hoy en toda cultura y país, se busca encontrar medios de producción más limpia en donde la contaminación al ambiente sea mínima y controlada. Los primeros pasos de esta nueva ideología consistían en disminuir la cantidad de desechos en el país, en hacer más eficientes las líneas de producción y disminuir los residuos finales del producto fabricado.

A partir de esto, surgió la idea de utilizar todos los subproductos resultantes de un proceso para obtener otros materiales y/o productos. Los primeros pasos en Guatemala de esta ideología surgieron en los ingenios azucareros, buscando las distintas posibilidades de tratamiento y de generación de un producto secundario a partir de los desechos obtenidos. Es así como en los ingenios se inició con la producción de alcohol a partir de la melaza final de los tachos. Esta miel posee un contenido de azúcares bajo, por lo que su uso para la producción de azúcares ya no es económicamente factible. Por otro lado, la producción de etanol no requiere un alto porcentaje de azúcares reductores en solución y utilizando una cepa de *saccharomyces cerevisiae*, se obtiene un rendimiento alto en la producción de alcohol. El mismo, después de ser destilado, puede ser vendido ya sea para la producción de biodiesel, etanol puro u otras presentaciones de venta.

La producción de etanol es un proceso económicamente factible en un ingenio, sin embargo, otras alternativas pueden ser consideradas. Con el crecimiento en la ideología de una producción más limpia, también se inculca la ideología de un producto más limpio. Así es como nace la idea de la producción de material biodegradable, específicamente la producción de polímeros biodegradables.

Actualmente, la producción de polímeros se basa en las cadenas de carbono (alcanos) obtenidas del petróleo. Con éstas, se puede llevar a cabo una polimerización obteniendo un polímero con la longitud y el peso molecular deseado. El problema es que no se degrada y no puede fabricarse totalmente a partir de material reciclado, por lo que ya no cumple con las adaptadas especificaciones del cliente.

Ahora bien, el desarrollo de un polímero biodegradable es un tema que se encuentra en investigación. Últimamente, la producción del ácido poliláctico en ciertos países desarrollados ha sido un éxito. Éste es un polímero que se forma a partir del ácido láctico y dado que no es una molécula formada solamente por átomos de carbono, éste es biodegradable. Así, la búsqueda por la

producción de ácido láctico de una manera más rápida, sencilla y económica se desarrolla a nivel mundial.

El ácido puede ser fabricado por vía química mediante distintos tipos de reacciones: la reacción entre el acetaldehído y el ácido cianhídrico o monóxido de carbono, o la reacción entre etanol y cianuro; o bien puede ser producido por la vía fermentativa. Luego de generado el ácido láctico, en condiciones controladas mediante una deshidratación azeotrópica, una condensación directa o la formación de un intermediario, puede realizarse la polimerización para obtener el PLA (ácido poliláctico).

En la industria nacional, la producción de ácido láctico no es muy desarrollada. Se han realizado estudios de la factibilidad de la producción de ácido láctico a partir de suero que sean capaces de suplir las necesidades del país, sin embargo, los resultados no han sido muy favorables. En este trabajo se presenta la posibilidad de la fabricación de ácido láctico a partir de la miel final obtenida en un ingenio azucarero. Para el estudio realizado, se tomó en consideración la producción de uno de los ingenios más grandes en Guatemala, siendo el propósito de esto proporcionar las dimensiones y cantidades de equipos necesarios para la construcción de un reactor químico continuo de tanque agitado que produzca ácido láctico. Además, se tuvo como un segundo propósito, determinar los costos de inversión del proyecto.

II. ANTECEDENTES

A. Cinética química

1. Factores que modifican la velocidad de reacción. Los procesos químico-industriales se diseñan para obtener de manera económica un producto a partir de diversos materiales no elaborados que se someten a las diferentes etapas de tratamiento.

Hay muchas variables que afectan la velocidad de una reacción química. En el caso de los sistemas homogéneos (en los que solamente hay una fase), la temperatura, presión y composición son las variables más evidentes. En los sistemas heterogéneos, hay más de una fase por lo que el sistema se complica. En algunos casos, la transferencia de masa entre variables puede afectar; en otros, la transferencia de calor es una variable importante.

2. Velocidad de reacción. La velocidad de reacción se define respecto a un componente i de la reacción. La velocidad de reacción se puede definir en base a unidades de volumen, de masa, de superficie de interfase o unidad de volumen del reactor. La misma expresa la velocidad en que el componente i reacciona. Así en base a la unidad de volumen se tiene,

$$r_i = \frac{1}{V} \frac{dN_i}{dt}$$

(Ecuación No. 1)

Algunas reacciones ocurren muy rápidamente; otras muy lentamente. Entre algunos ejemplos, cabe mencionar la producción de polietileno (uno de los plásticos más importantes), o en la producción de gasolina a partir de petróleo crudo es deseable que la etapa de reacción se complete en menos de un segundo, mientras que en el tratamiento de aguas puede durar días, así como en las fermentaciones.

B. Diseño de reactores

1. Definición de reacción química. Se define reacción química como la operación unitaria que tiene por objeto la redistribución de electrones y/o átomos para formar productos diferentes a partir de los compuestos de partida (reactivos).

En una reacción química, existen distintos factores que se deben considerar para que ésta pueda llevarse a cabo. Entre ellos, se puede mencionar:

- Condiciones de operación tales como presión, temperatura y composición de los compuestos reactivos.
- Las características cinéticas de la reacción.
- Las fases en las que se encuentran tanto los reactivos como los productos, es decir ya sea sólido, líquido o gaseoso.

2. Tipos de reacciones químicas. Existen distintos tipos de reacciones químicas, las cuales se definen de acuerdo al ordenamiento de electrones y/o átomos que se obtengan, las cuales se pueden clasificar en:

- Reacciones homogéneas: cuando se afecta solamente una fase, ya sea gaseosa, sólida o líquida.
- Reacciones heterogéneas: cuando se requiere la presencia de al menos dos fases para que tenga lugar la reacción a una velocidad deseada.
- Reacciones enzimáticas: utilizan catalizadores biológicos (proteínas con alto peso molecular, con centros activos y que trabajan a bajas temperaturas)
- Reacciones catalíticas: son aquellas reacciones que requieren de una sustancia adicional (que no aparece en el balance global) para modificar la velocidad de reacción; esta sustancia por su presencia acelera la reacción química, que de otro modo ocurriría muy lentamente.
- Reacciones no catalíticas: los materiales reactantes no necesitan ninguna sustancia adicional para dar lugar a la reacción química.
- Reacciones autocatalíticas: en esta reacción, uno de los productos formados actúa como catalizador, participando en otra etapa del proceso, donde la velocidad es más grande que en la primera.
- Reacciones endotérmicas: son aquellas que adsorben calor del exterior.

- Reacciones exotérmicas: son aquellas que liberan calor hacia el exterior.

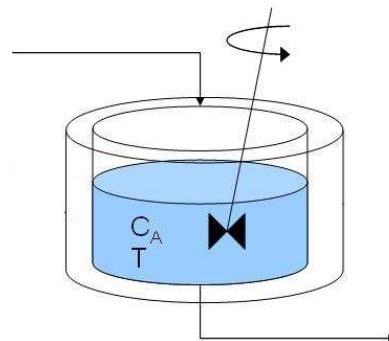
3. Definición de reactor químico. Un reactor es el espacio físico en dónde se lleva a cabo una o varias reacciones químicas. Éste es un equipo diseñado que permite controlar ciertos parámetros como temperatura, composición, presión, agitación, entre otros de manera que las condiciones de operación se mantengan para optimizar la formación de productos en la reacción química.

El reactor químico, por lo general, cuenta con un recipiente abierto o cerrado y una línea de entrada y de salida para sustancias químicas.

4. Tipos de reactores químicos

a. Reactores de tanque agitado (CSTR). Este tipo de reactor es de uso común en los procesos industriales. También se conoce como CSTR (continuos stirred tank reactor) o reactor de retromezcla. Estos generalmente se operan en condiciones estacionarias y con agitación. Con estas condiciones, se puede considerar las variaciones de concentración, temperatura o velocidad de reacción nulas en cualquier punto del recipiente. En la Figura No. 1 se presenta un esquema del reactor tipo CSTR.

Figura No. 1: Esquema del reactor de tanque agitado



Dado que se considera que el reactor opera en condiciones estacionarias, las variaciones en la concentración, así como la velocidad de reacción, se consideran nulas entre cualesquiera dos puntos del reactor. De esta manera, el balance para una especie i en el reactor es:

$$V = \frac{F_{i0} - F_i}{-r_i}$$

(Ecuación No. 2)

En donde F se define como la velocidad de flujo, y se calcula mediante la multiplicación de la concentración de la especie i por el flujo volumétrico:

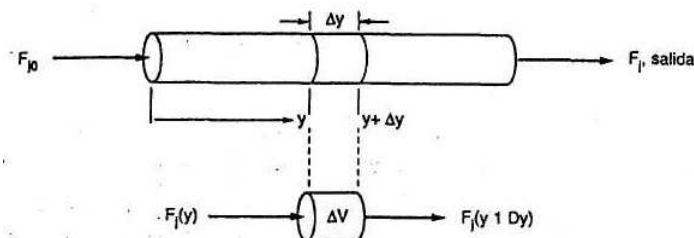
$$F_i = C_i v$$

(Ecuación No. 3)

A partir de la ecuación 2, se obtiene el valor del volumen del reactor requerido para reducir la velocidad de flujo de entrada de la especie i a la velocidad de salida de la misma especie.

b. Reactores tubulares. Este reactor también se conoce como un PFR (piston flow reactor). Este tipo de reactor consiste en un tubo cilíndrico operado en estado estacionario. En estos reactores no existe mezcla en la dirección del flujo, pero existe una mezcla completa en la dirección perpendicular al flujo. La concentración varía a lo largo de la dirección del flujo; en consecuencia, el balance de materia para un componente de la reacción debe hacerse para un elemento diferencial de volumen dV . En este tipo de reactores la única variable que afectará la conversión será la longitud del reactor. Este tipo de reactor se presenta en la Figura No. 2.

Figura No. 2: Esquema del reactor de tipo tubular



Para determinar el volumen de este tipo de reactores,

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_0^{X_{af}} \frac{dX_a}{-r_a}$$

(Ecuación No. 4)

Esta ecuación permite determinar el tamaño del reactor necesario para una conversión deseada conociendo la velocidad de alimentación.

5. Conversión y tamaño del reactor

a. Definición de conversión. La conversión, o conversión fraccional, se define como la fracción del reactivo A que ha reaccionado.

Para definir la conversión, suponer que la cantidad inicial de un reactivo A en el tiempo $t = 0$ en el reactor es N_{A0} y que N_A es la cantidad de A presente en el tiempo t . La conversión de A en un sistema de volumen constante, está entonces dada por:

$$X_A = \frac{\text{moles de A reaccionado}}{\text{moles de A alimentados}} = \frac{N_{A0} - N_A}{N_{A0}}$$

(Ecuación No. 5)

En el caso en que el volumen del reactor no es constante, el volumen del reactor está directamente relacionado con la conversión del reactivo A,

$$V = V_0(1 + \varepsilon_A X_A)$$

(Ecuación No. 6)

O bien, despejando para el valor de la conversión,

$$X_A = \frac{V - V_0}{V_0 \varepsilon_A}$$

(Ecuación No. 7)

En donde se define ε_A como el cambio fraccional en el volumen del sistema entre los casos de no conversión y conversión completa del reactivo A. Así,

$$\varepsilon_A = \frac{V_{X_{A=1}} - V_{X_{A=0}}}{V_{X_{A=0}}}$$

Y V_0 representa el valor del volumen inicial del reactor.

b. Espacio - tiempo y espacio - velocidad. El espacio-tiempo y el espacio-velocidad con las medidas apropiadas para medir el funcionamiento de los reactores de flujo continuo. Estos se definen de la siguiente manera:

Espacio-tiempo:

$$\tau = \frac{1}{s} = \left(\begin{array}{l} \text{tiempo necesario para tratar un volumen} \\ \text{de alimentación igual al volumen del reactor} \\ \text{medido en determinadas condiciones.} \end{array} \right) [=] \text{tiempo}$$

(Ecuación No. 8)

Espacio-velocidad:

$$s = \frac{1}{\tau} = \left(\begin{array}{l} \text{cantidad de alimentación bajo condiciones} \\ \text{determinadas que puede tratarse en la unidad} \\ \text{de tiempo, medida en volúmenes de reactor} \end{array} \right) [=] \text{tiempo}^{-1}$$

(Ecuación No. 9)

Es decir que un espacio-tiempo de $x \text{ h}^{-1}$ significa que el volumen de alimentación que se trata en el reactor cada hora, es igual a x veces el volumen del reactor, esto en determinadas condiciones. De la misma manera, un espacio-tiempo de y minutos significa que cada y minutos se trata en el reactor un volumen de alimentación igual al volumen del reactor.

Además, estas dos expresiones pueden relacionar de manera sencilla la corriente que entra al reactor, la velocidad, tiempo y otras de la siguiente manera:

$$\tau = \frac{1}{s} = \frac{V}{v_0} = \frac{V \times C_{A0}}{F_{A0}}$$

(Ecuación No. 10)

La (Ecuación No. 10) aplica tanto para reactores tipo CSTR como para reactores tipo PFR.

c. Ecuación de diseño en sistemas por lotes. En la mayoría de los reactores que trabajan en sistema por lotes, cuanto más tiempo permanezca un reactivo en el reactor, más de él se convierte en productos hasta que se llegue al equilibrio, o bien se afore el reactivo.

A partir de esto, el número de moles que se acumulen en el reactor, también son función de la conversión por lo que la ecuación se convierte en:

$$\frac{dN_A}{dt} = -N_{A0} \frac{dX_A}{dt}$$

(Ecuación No. 11)

Realizando un balance de materia, y sustituyendo la (Ecuación No. 11 se obtiene el tiempo necesario para que se alcance una conversión X_A en condiciones de operación tanto isotérmica como no isotérmica. Así,

$$t = N_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)V}$$

(Ecuación No. 12)

El volumen del fluido reaccionante y la velocidad de reacción permanecen dentro de la integral debido a que, en general, varían durante el transcurso de la reacción.

- Para reactores de tanque agitado: La ecuación de diseño para el reactor de tanque agitado se obtiene a partir de un balance de materia con respecto al reactivo A. En este caso, se conoce el valor de entrada de moles al reactor, conociendo el valor de la conversión se puede determinar el valor de moles a la salida del mismo.

A la salida del reactor,

$$F_A = F_{A0}(1 - X_A)$$

(Ecuación No. 13)

Sustituyendo en el balance de masa y considerando que no hay acumulación, se obtiene:

$$F_{A0}X_A = (-r_A)V$$

(Ecuación No. 14)

Reordenando esta ecuación,

$$\frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A}$$

(Ecuación No. 15)

Sin embargo, de acuerdo a la (Ecuación No. 10, se obtiene que:

$$\frac{\tau}{C_{A0}} = \frac{V}{F_{A0}} = \frac{X_A}{-r_A}$$

(Ecuación No. 16)

O bien,

$$\tau = \frac{VC_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0}X_A}{-r_A}$$

(Ecuación No. 17)

En donde X_A y r_A se miden en las condiciones de la corriente de salida, que son iguales a las condiciones dentro del reactor.

- Para reactores tipo PFR: Al igual que para el reactor tipo CSTR, la ecuación de diseño se determina a partir de un balance de materia en una porción dV del reactor, como se muestra en la Figura No. 2. En la entrada del reactor, el número de moles es F_{A0} . Y a la salida de la porción de volumen,

$$F_A = F_{A0} + dF_A$$

(Ecuación No. 18)

Tomando en cuenta que,

$$dF_A = d[F_{A0}(1 - X_A)]$$

(Ecuación No. 19)

Y sustituyendo estos valores en el balance de masa, se obtiene:

$$F_{A0}dX_A = (-r_A)dV$$

(Ecuación No. 20)

Reordenando estos valores, y calculando la integral, se obtiene para cualquier valor del cambio fraccional en volumen,

$$\tau = \frac{VC_{A0}}{F_{A0}} = C_{A0} \int_0^{X_{af}} \frac{dX_a}{-r_a}$$

(Ecuación No. 21)

Este valor de τ permite determinar el espacio tiempo adecuado del reactor que se está diseñando.

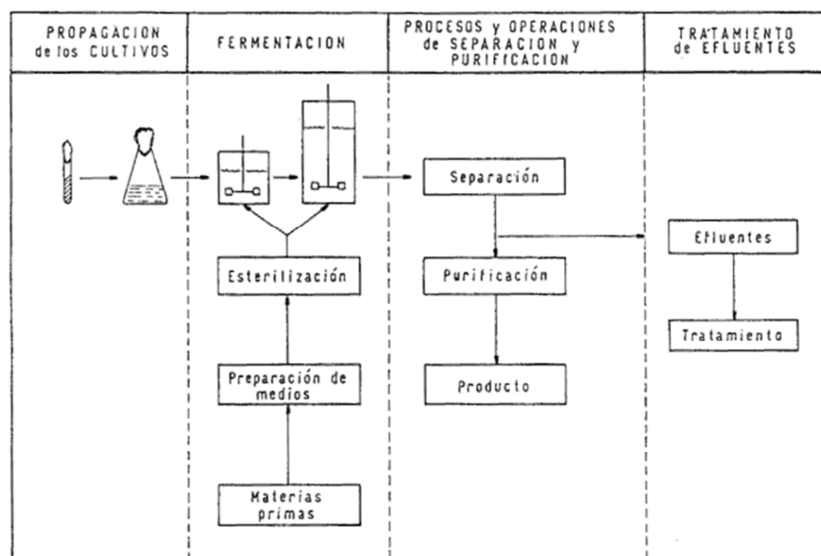
C. Fermentación

El término de fermentación, según se conoció en un principio era la “producción de alcohol a partir de azúcar”. Hoy en día, posee una definición más amplia:

«Desde el más sencillo hasta el más complejo, los procesos biológicos pueden clasificarse como fermentaciones, procesos fisiológicos elementales y la acción de seres vivos. Además, las fermentaciones pueden dividirse en dos grupos generales: aquellas promovidas y catalizadas por microorganismos o microbios (levaduras, bacterias, algas, mohos, protozoos) y aquellas promovidas por enzimas (sustancias químicas producidas por microorganismos). En general, las fermentaciones son reacciones en las que una materia prima orgánica se convierte en producto por la acción de microbios por la acción de enzimas.» (Levenspiel, 2007)

1. Definición de fermentación. Un proceso de fermentación típico es un proceso que se lleva a cabo en un biorreactor o fermentador mediante el cual determinados sustratos que componen el medio de cultivo son transformados por acción microbiana en metabolitos y biomasa.

Figura No. 3: Esquema general de una fermentación

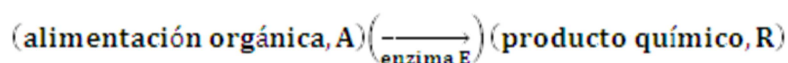


El proceso de fermentación consta de cuatro etapas:

- Propagación de cultivos: En esta etapa se realiza una propagación inicial del microorganismo que se desea utilizar para la fermentación. Este material microbiológico seleccionado constituye el punto de partida con el cual se debe aumentar la cantidad del mismo para poder realizar la fermentación deseada.

- Fermentación: Con el material obtenido en la propagación de cultivos, se siembra el tanque de inóculo. Del tanque de inóculo se pasa al fermentador industrial de volumen de acuerdo al producto deseado y a la concentración deseada. En esta etapa, el microorganismo actúa con los componentes del medio de cultivo para formar el producto deseado en un tiempo estimado de fermentación.
- Operaciones y proceso de separación y purificación de los productos: Este proceso de purificación se realiza en dos etapas. La primera, consiste en una filtración, centrifugación o decantación; luego se realizan extracciones por absorción, desorción u otras; posteriormente se purifica por medio de métodos de extracción como líquido-líquido o cromatografía y finalmente se realiza un aislamiento de productos.
- Tratamiento de efluentes: A pesar de no tener una relación directa con el producto, representa una etapa importante porque es fundamental controlar los efluentes que salen de la fábrica y son desechados.

2. Tipos de fermentación. Las fermentaciones pueden clasificarse en: fermentación enzimática y fermentación microbiana. Las fermentaciones enzimáticas pueden representarse por:



Por otro lado, las fermentaciones microbianas pueden representarse por:

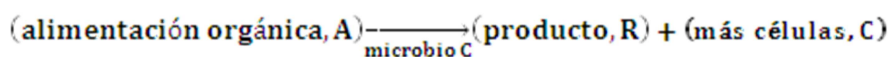
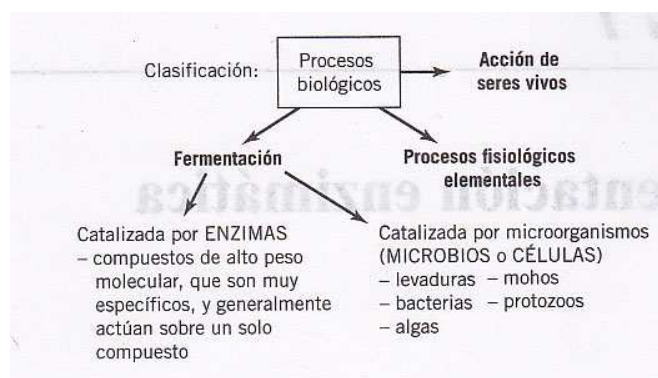


Figura No. 4: Clasificación de los procesos biológicos



(Levenspiel, 2007)

La distinción clave entre estos dos tipos de fermentaciones es que en la fermentación enzimática el agente catalítico, la enzima no se reproduce, sino que actúa como cualquier sustancia química ordinaria, mientras que en la fermentación microbiana el agente catalítico, célula o microbio, se reproduce. La Figura No. 4: Clasificación de los procesos biológicos representa la clasificación de los procesos biológicos.

3. Medio de cultivo. El medio de cultivo es indispensable para el desarrollo del microorganismo. Los componentes de los medios constituyen los compuestos de naturaleza química que desempeñan un rol esencial en los procesos ya que deben cumplir con los requerimientos del crecimiento y de formación de productos. También son encargados de suministrar energía para la síntesis de metabolitos y para el mantenimiento celular.

Los medios pueden clasificarse considerando la naturaleza química de los componentes. A partir de esto, se obtendría:

- Medios sintéticos o medios químicamente definidos.
- Medios complejos en cuya composición intervienen sustancias de origen animal o vegetal como peptonas, extracto de levadura, macerado de maíz, harina de soja u otros que aportan las sustancias fundamentales (que serán discutidas más adelante) pero que son químicamente indefinidas y de composición variable.

4. Requerimientos nutricionales. Los requerimientos nutricionales están determinados por el tipo de metabolismo celular. A pesar de los microorganismos varían considerablemente respecto a los nutrientes que pueden necesitar, es posible distinguir entre dos categorías: macronutrientes y micronutrientes.

a. Macronutrientes. Los macronutrientes corresponden a los que son agregados en grandes cantidades (gramos por litro). Estos son: carbono, nitrógeno, sulfuros, potasio, fosfato y magnesio.

- Carbono: El metabolismo celular del microorganismo puede ser autotrófico, es decir que obtiene el carbono a partir del CO₂ (como las algas y algunas bacterias) y los heterotróficos que necesitan compuestos orgánicos como fuentes de carbono.
- Nitrógeno: Este puede obtenerse a partir de compuestos orgánicos o inorgánicos. Este es utilizado para la biosíntesis de proteínas, ácidos nucleicos y polímeros de la pared celular.

- Oxígeno: Dependiendo del microorganismo seleccionado, se realiza una fermentación aeróbica o anaeróbica. El oxígeno es uno de los oxidantes más comunes en el metabolismo energético por lo que en algunos casos, es necesario.
- Fosfato y azufre: son suministrados en forma de ion sulfato o aminoácidos azufrados. El fósforo se incorpora en ácido nucleicos y polímeros celulares. El azufre es asimilado para la síntesis de aminoácidos azufrados y otros componentes.
- Potasio y magnesio: ambos son esenciales. Una parte importante del potasio es utilizado para el RNA de las células. El ion potasio actúa como coenzima en la estructura de varios componentes celulares. El ion magnesio es esencial para la estabilidad de las células.

b. Micronutrientes. Los micronutrientes son aquellos elementos que se encuentran en el medio de cultivo en muy pequeñas cantidades. Éstas se expresan en cantidades de miligramos o microgramos por litro. Algunos de estos compuestos son: hierro, manganeso, molibdeno, calcio, zinc y cobalto.

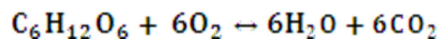
Estos se distinguen en dos categorías: los que son frecuentemente esenciales para el crecimiento y los que son raramente esenciales.

- Micronutrientes esenciales para el crecimiento: calcio, magnesio, hierro, cobalto y zinc.
- Otros micronutrientes: bario, sodio, aluminio, cloro, cromo, níquel, molibdeno, entre otros.

En general, las trazas de estos elementos son conocidas cualitativamente ya que su determinación es difícil. En la mayoría de los casos, se considera que estos compuestos se encuentran como impurezas.

5. Variables que afectan la fermentación

a. Requerimiento de oxígeno. La mayoría de los procesos de fermentación son aeróbicos y por tanto, requieren de la provisión de oxígeno. En presencia de oxígeno, la oxidación de la glucosa puede ser escrita de la siguiente manera:



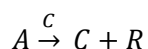
Sin embargo, otro tipo de bacterias pueden funcionar en ambientes anaerobios, los cuales favorecen la fermentación.

b. Efecto del potencial de hidrógeno. Los microorganismos pueden crecer en un amplio rango de pH desde un pH 2 para los microorganismos que prefieren medios ácidos hasta un pH 11 para los microorganismos que se desempeñan mejor en un medio alcalino.

Independientemente del pH que es capaz de soportar un microorganismo, es importante conocer cuál es el pH óptimo para el crecimiento del mismo. Durante el crecimiento los microorganismos modifican el pH del medio de cultivo, normalmente haciéndolo disminuir por lo que es frecuente incluir en el medio soluciones tampón a fin de evitar que el pH se aleje del óptimo.

c. Efecto de la temperatura. El efecto de la temperatura sobre el crecimiento del microorganismo es complejo: por una parte, al aumentar la temperatura aumenta la velocidad de reacción; por la otra, aumentos en la temperatura inactivan ciertas enzimas que catalizan las reacciones de ahí que el crecimiento a altas temperaturas decrece. La temperatura óptima de fermentación resulta de una deducción de ambos efectos.

6. Cinética de fermentación. La fermentación natural es una situación compleja con una mezcla de alimentos y células que reaccionan incesantemente. Si el alimento es adecuado, los microorganismos lo comen, se multiplican y en el proceso producen un material de desecho o residual R. En símbolos,



En algunos casos, la presencia del producto R inhibe la acción de las células sin importar cuánto alimento está todavía disponible. Se tiene así lo que se denomina envenenamiento por producto. En ocasiones el interés se encuentra en la descomposición de A, en otras estará en producir células C, y en otros casos se desechará el material de desecho de las células, R.

En este tipo de fermentación, primero los microbios necesitan un tiempo para adaptarse a su nuevo ambiente, después crecen exponencialmente. En el caso de un tanque agitado, las células se encuentran en un medio ambiente uniforme. No se necesita ninguna adaptación y la multiplicación de las células tiene lugar a una velocidad constante, determinada por la composición del fluido en el reactor. La velocidad de reacción se representa frecuentemente por una ecuación tipo Monod,

$$-r_a = \frac{kC_A C_C}{C_A + C_M}$$

(Ecuación No. 22)

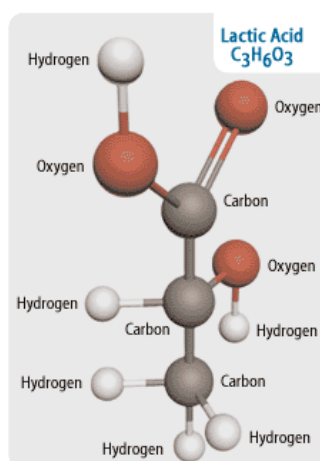
El valor de k depende de todo tipo de parámetros: temperatura, presencia de elementos en baja concentración, vitaminas, sustancias tóxicas, intensidad de la luz, entre otras.

D. Producción de Ácido láctico

El ácido láctico fue descubierto en 1780 por el químico sueco Scheele, quien lo aisló de la leche agria. Posteriormente en 1847, fue reconocido como producto de fermentación por Blonodeaur, y en 1881, Littlelon inicia la fermentación a escala industrial. Éste es un compuesto muy versátil utilizado en la industria química farmacéutica, de alimento y de plásticos.

Existen dos isómeros ópticos, el D (-) láctico y el L (+) láctico y una forma racémica constituida por fracciones equimolares de las formas D (-) y L (+). A diferencia del isómero D (-), la configuración L (+) es metabolizada por el organismo humano. En la Figura No. 5 se presenta la molécula del ácido láctico.

Figura No. 5: Molécula del ácido láctico



1. Ficha técnica del ácido láctico

a. Propiedades

Tabla No. 1: Propiedades fisicoquímicas del ácido láctico

	Dato	Unidades
Fórmula	$C_3H_6O_3$	
Peso molecular	90.08	g/mol
Número CAS	598-82-3	-

Continuación Tabla 1,

	Dato	Unidades
Punto de fusión	16.8	°C
Punto de ebullición	122	°C
Presión de vapor (25°C)	0.015	mm Hg
Densidad	1.357	g/cm ³
Índice de refracción (20°C)	1.43915	-
Solubilidad en agua	Muy soluble	-
Constante de acidez (pKa)	3.90	-
Calor de vaporización	54.0	kJ/mol
Calor de combustión	-1363	kJ/mol

(Akron, 2010)

b. Seguridad y protección

Tabla No. 2: Manejo del ácido láctico

	Precaución
Almacenamiento	Almacenar en un contenedor cerrado. Mantener en ambiente frío, seco y bien ventilado. Alejado de sustancias incompatibles.
Manejo	Lavar bien las manos después de su uso. Lavar ropa contaminada antes de utilizarla nuevamente. Utilizar solamente en áreas ventiladas.
Derrames	Absorber cualquier derrame con material inerte (arena o tierra), y luego colocar en un contenedor de desperdicios químicos. No añadir agua.
Reactivos incompatibles	Bases, agentes oxidantes, ácido nítrico, mezclas con ácido nítrico y ácido fluorhídrico.

(Akron, 2010)

Tabla No. 3: Toxicidad del ácido láctico

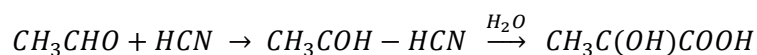
	Forma	Toxicidad
Protección	Ojos	Utilizar lentes de protección adecuados.
	Piel	Utilizar guantes adecuados. Prevenir exposición con la piel.
	Vestimenta	Utilizar ropa cerrada que cubra bien el cuerpo, zapatos cerrados y bata de manga larga.
	Forma	Toxicidad
Toxicidad	Ingestión	Causa irritación gastrointestinal con náusea, vómitos y diarrea.
	Inhalación	Irritación en el tracto respiratorio. Tos, corrosión dental. Inhalación de vapores puede causar dificultades de respiración.
	Contacto	Quemaduras.
	Ojos	Quemaduras. Puede causar conjuntivitis y úlceras en la cornea.

(Akron, 2010)

2. Producción de ácido láctico. La producción de ácido láctico se puede obtener por vía química o por vía biotecnológica. Ambas son utilizadas, sin embargo la vía biotecnológica ha sido investigada últimamente debido a su accesibilidad.

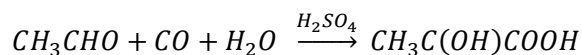
a. Producción química: la reacción por vía química produce el ácido láctico tanto en su forma dextro como en su forma levo, sin embargo en su forma inactiva. Esta reacción puede llevarse a cabo de distintas maneras:

- La reacción del acetaldehído con ácido cianhídrico para dar lactonitrilo, el cuál puede ser hidrolizado a ácido láctico,



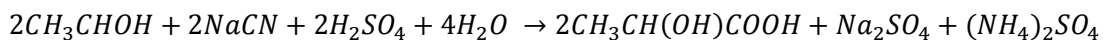
(Ecuación No. 23)

- La reacción a alta presión de acetaldehído con monóxido de carbono y agua en presencia de ácido sulfúrico como catalizador,



(Ecuación No. 24)

- La reacción en presencia de agua y ácido sulfúrico como catalizador del etanol con cianuro,

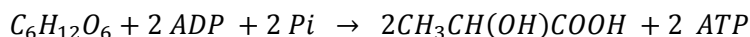


(Ecuación No. 25)

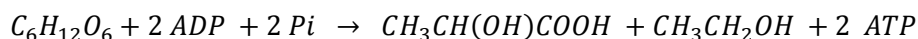
b. Producción biotecnológica: la reacción por vía biotecnológica puede llevarse a cabo de muchas maneras. La vía biotecnológica consiste en la fermentación de un carbohidrato por una bacteria u hongo láctico. La ventaja de la vía biotecnológica es que las bacterias u hongos tienen la capacidad de producir enantiómeros dextro o levo activos.

La producción de ácido láctico depende mucho del microorganismo a utilizar, la inmovilización o recirculación del microorganismo, el pH, la temperatura, la fuente de carbono, la fuente de nitrógeno, la formación de subproductos, entre otros aspectos.

Según el microorganismo utilizado, la fermentación puede ser homoláctica o heteroláctica. La fermentación homoláctica se da según la ecuación,



Por otro lado, la fermentación heteroláctica a partir de la glucosa es la siguiente:



En el caso de la fermentación heteroláctica, no solamente se produce ácido láctico, sino que también etanol.

En la producción biotecnológica de ácido láctico con bacterias se utilizan como sustrato sacarosa, proveniente de la caña de azúcar y/o remolacha azucarera. En el caso de la fermentación láctica, se deben realizar la hidrólisis del sustrato hasta azúcares fermentables, fermentación de azúcares a ácido láctico, separación de biomasa y partículas sólidas del medio de fermentación y purificación del ácido láctico obtenido.

En la obtención comercial con bacterias lácticas, al sustrato puro se le adiciona una fuente de vitaminas y de cofactores: glucosa, fosfato de amonio, extracto de levadura y neutralizante. El medio se inocula y se agita sin aireación para optimizar la neutralización del ácido formado. La fermentación dura entre 2 y 4 días y al final el medio es ajustado a pH 10 y si se utiliza el carbonato de calcio, el medio es calentado para solubilizar el lactato de calcio y coagular proteínas presentes. Posteriormente el medio se filtra para eliminar sustancias insolubles, así como biomasa. El ácido

libre se obtiene por adición de ácido sulfúrico seguido de filtración para eliminar el sulfato de calcio formado. El ácido láctico es entonces concentrado por evaporación.

La fermentación puede ser realizada en continuo o en discontinuo. Sin embargo, la fermentación en continuo da en la mayoría de los casos mayores concentraciones y mayores rendimientos, comparado con la fermentación en discontinuo.

3. Microorganismos productores de ácido láctico. Las bacterias lácticas y algunos hongos filamentosos constituyen el grupo de microorganismos que producen ácido láctico durante su crecimiento en carbohidratos y su expulsión hacia el medio en donde son cultivados.

Las bacterias lácticas se clasifican como homo fermentativas, sólo producen ácido láctico, o como hetero fermentativas, que producen además de ácido láctico, etanol, diacetilo, formato, acetona o ácido acético. Las bacterias lácticas son anaerobias y emplean el piruvato, punto final del metabolismo Embden-meyerhof, para producir el ácido láctico, producido en sus formas levo o dextro. Entre las bacterias lácticas homo fermentativas están el *lactococcus lactis subsp. lactis*, y los *lactobacillus delbruecki*, *helveticos* y *casei*. En la Figura No. 6, se observa el metabolismo de carbohidratos por las bacterias lácticas. La ramificación izquierda presenta el metabolismo para las bacterias lácticas homo fermentativas, y la ramificación derecha muestra el metabolismo de los carbohidratos para las bacterias lácticas hetero fermentativas.

Figura No. 6: Metabolismo de carbohidratos por las bacterias lácticas

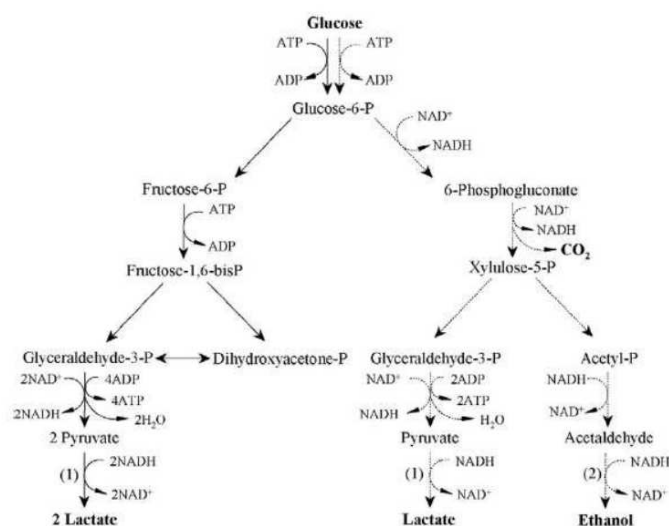


Fig. 2. Metabolic pathways of homofermentative (solid line) and heterofermentative (dotted line) lactic acid bacteria: P, phosphate; ADP, adenosine 5'-diphosphate; ATP, adenosine 5'-triphosphate; NAD⁺, nicotinamide adenine dinucleotide; NADH, nicotinamide adenine dinucleotide (reduced form); (1), lactate dehydrogenase; (2), alcohol dehydrogenase

(Rolz, 2011)

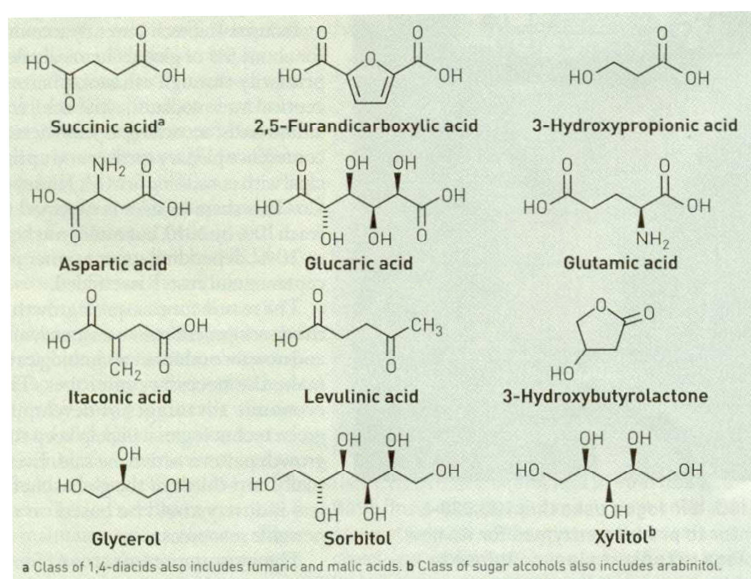
E. Polímeros biodegradables

Los polímeros biodegradables son un tema de mucha investigación. Las dos compañías de productos químicos más grandes del mundo se han enfocado en la biotecnología industrial como la herramienta que producirá los compuestos químicos clave del futuro en instalaciones industriales denominadas biorefinerías, por analogía a las refinerías actuales que operan procesando el petróleo.

La Chemical Engineering News, ha identificado doce productos obtenidos a partir del proceso azucarero de especial interés para las biorefinerías del futuro. Estos se presentan en la Figura No. 7.

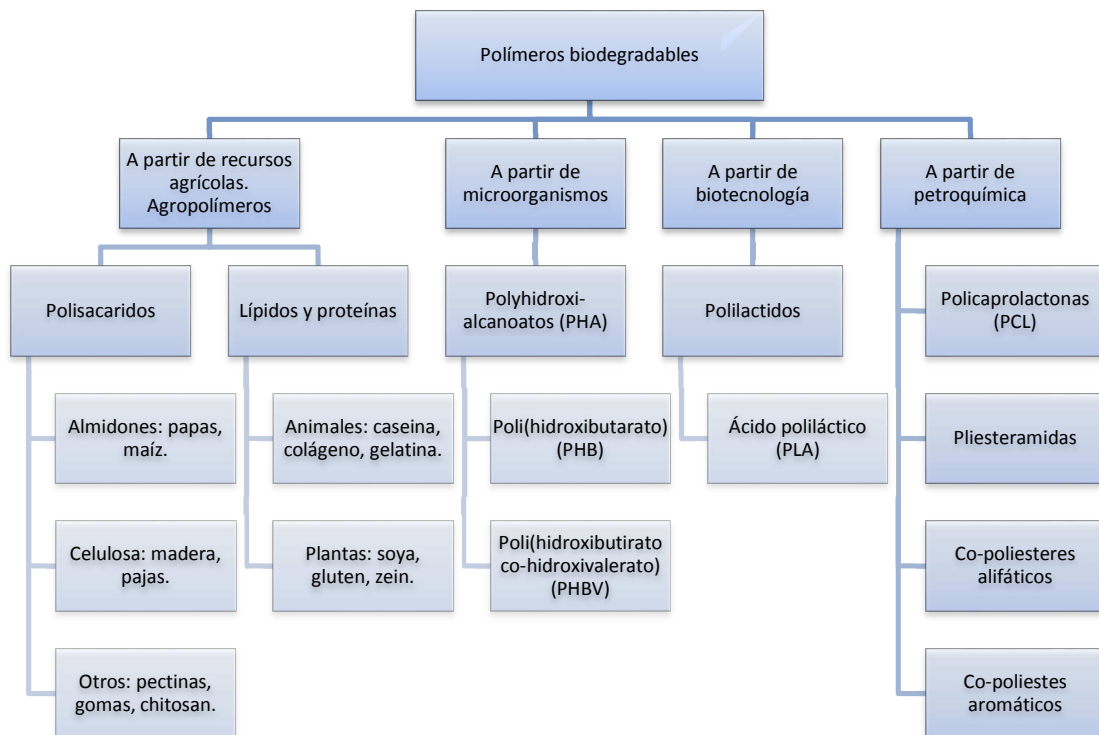
Los polímeros biodegradables pueden obtenerse de distintas fuentes y formas. Éstos se clasifican en agro-polímeros y en biopoliéster según la obtención del biopolímero sea a partir de biomasa, de micro organismos, utilizando biotecnología o utilizando productos petroquímicos. En la Figura No. 8 se observa la clasificación de los biopolímeros.

Figura No. 7: Compuestos importantes para la producción industrial en las biorefinerías en el futuro



(Rolz, 2011)

Figura No. 8: Clasificación de los biopolímeros

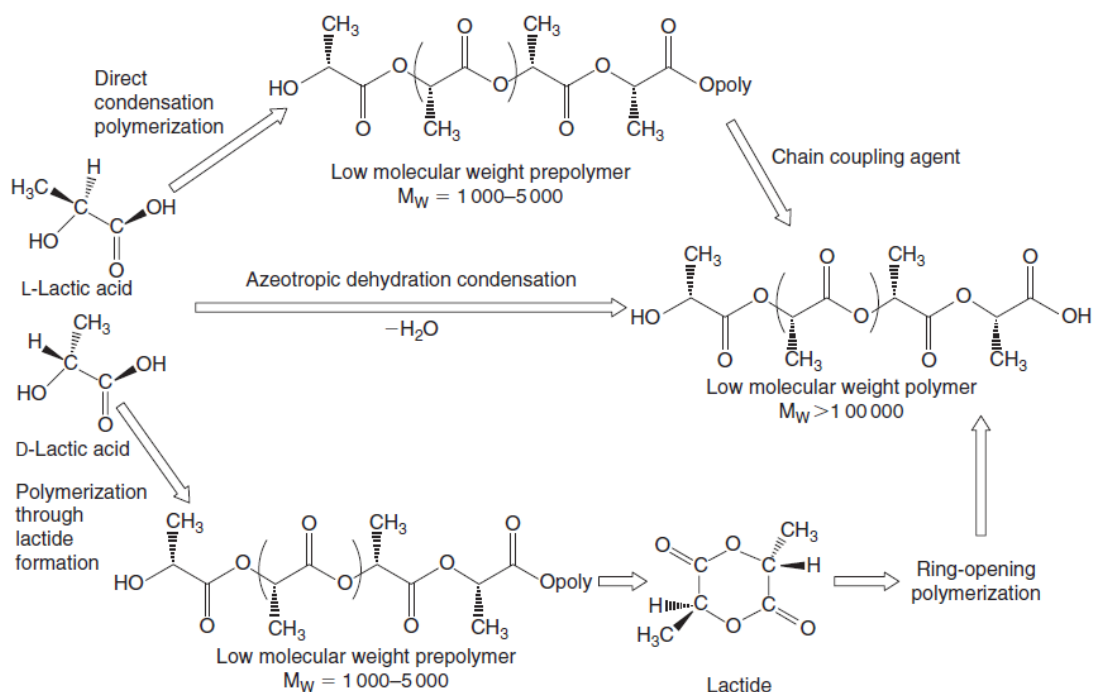


1. Producción de ácido poliláctico. El proceso de polimerización puede partir del éster cíclico denominado lactide, obtenido a partir de una deshidratación del ácido láctico en su forma dextro. Este proceso se muestra en la rama inferior de la Figura No. 9. El éster cíclico es polimerizado o co-polimerizado con otras moléculas en procesos catalíticos. En esta polimerización el anillo del éster cíclico se abre y se forma una unidad monomérica que se repite cierta cantidad de veces de acuerdo con el peso molecular del polímero.

Por otro lado, la polimerización del ácido láctico también puede obtenerse a partir de la forma levo del ácido láctico mediante una condensación directa y obteniendo polímeros de bajo peso molecular. Este proceso, se muestra en la parte superior de la Figura No. 9.

Finalmente, se puede producir también a partir de una deshidratación azeotrópica del ácido láctico, obteniendo un polímero de bajo peso molecular. Este proceso se presenta en el centro de la Figura No. 9.

Figura No. 9: Producción de ácido poliláctico



F. Industria azucarera en Guatemala

Guatemala posee una industria azucarera dinámica con experiencia en la producción de azúcar, cruda y refinada. Los actuales ingenios en operación son eficientes en el uso de los recursos y han efectuado inversiones para asegurarse la co-producción de energía eléctrica, la cual venden al sistema nacional de distribución. Lo anterior indica que la caña de azúcar y sus subproductos pueden considerarse como recursos renovables empleados en la producción de alimentos, combustibles, energía eléctrica y como se propone en este trabajo de graduación ácido láctico.

1. Composición química de la caña de azúcar. La composición de la caña de azúcar varía según el lugar en dónde se cultiva. Hay tierras de cultivo en donde el porcentaje de azúcar se encuentra entre el 13 y 14%, y otros en donde no se puede obtener más de un 12%. La proporción de fibra leñosa varía entre el 10 y 17%, y por tanto el jugo corresponde a un rango entre el 83 y 90%.

Tabla No. 4: Porcentaje aproximado de la composición del jugo de la caña de azúcar

Compuesto	Rango (%)
Sacarosa	10 – 18
Agua	80 – 85

Continuación de Tabla 4,

Compuesto	Rango (%)
Azúcares reductores	0.3 – 3
No-azúcar inorgánico	0.2 – 0.6
No-azúcar orgánico	0.4 – 1

Entre los compuestos no azucarados del jugo de caña de azúcar se distinguen sales inorgánicas, especialmente hierro y cuerpos grasos, sustancias colorantes así como ácidos orgánicos como aminoácidos y carbohidratos, entre otros. (Porta Arqued, 1955)

2. Desechos de la caña de azúcar. En la centrifugación de la masa cocida llamada final o de agotamiento, se obtiene una miel final conocida como melaza agotada. Sin embargo, a partir de ésta no se puede obtener más azúcar cristalizable. Se considera como buen agotamiento en caña de azúcar el que produce melaza agotada de una pureza de 30 a 35 % a partir de un jarabe inicial de 85%. (Porta Arqued, 1955)

a. Usos de los desechos del proceso de azúcar

- Producción de etanol: la producción de etanol es una alternativa muy utilizada. El alcohol se fabrica a partir de la fermentación de los carbohidratos obtenidos a partir de los residuos del ingenio azucarero. Esta fermentación se realiza a partir de *saccharomyces cerevisiae* con un valor de pH entre 4.5-7 y una temperatura de 37°C.
- Producción de ácido acético: el ácido acético se puede obtener como producto secundario de la fermentación anterior. También puede utilizarse el alcohol etílico obtenido anteriormente como materia prima para su fabricación.
- Otros usos de estos son:
 - Producción de escoria vítrea para la protección de la pared de los hogares: se fabrica a partir de la mezcla de residuos de bagazo con la melaza lo cual da una escoria abundante. Las sales potásicas, la cal de la melaza y la sílice del bagazo permiten a altas temperaturas la formación de una escoria que dificulta el paso del aire y que se adhiere a la pared de los hogares.
 - Abono: se han realizados estudios que demuestran que al aplicar un litro de miel a cada plantón en el momento de la siembra de caña, estas resguardan las plantas de las reacciones por fermentación de la miel.

- Alimento para ganado: la melaza es un alimento para ganado más conocido como *molascuit*. Se prepara con un 75% de melaza agotada, bagazo fino y seco.
- Combustible: la miel como combustible puede aplicarse mediante un inyector especial que la atomiza, sin embargo los resultados no han sido los deseados aún.

3. Producción anual de azúcar. Entre los ingenios más importantes en Guatemala son el Ingenio Concepción y el Ingenio Pantaleón. Estos son de los ingenios de mayor producción de azúcar anual en Guatemala, la cual asciende a aproximadamente 33,500 toneladas métricas de caña en el período de zafra.

En la Tabla No. 5 se presentan los datos de producción de ambos ingenios: la cantidad de caña molida obtenida durante el período, el flujo de miel final y tanto los días como las horas de producción laboradas.

Tabla No. 5: Estadísticas de producción del ingenio Concepción del año 2005 al año 2010

	2005 - 2006	2006 - 2007	2007 - 2008	2008 - 2009	2009 - 2010	Promedio
Caña molida (ton. métricas)	1,144,021	1,358,643	1,396,131	1,305,784	1,573,410	1,355,598
Miel final (gal/ton. caña)	5.75	5.85	5.98	6.58	6.57	6.15
Pureza miel final (%)	34.54	34.58	36.32	38.36	36.04	35.97
° Brix	84.33	85.13	86.17	87.62	82.6	85.17
Producción (días)	135	158	160	168	186	161
Producción (horas)	3,240	3,792	3,840	4,032	4,464	3,874

(Cengicaña, 2011)

III. JUSTIFICACIÓN

Desde hace unos años, el impacto ambiental es un aspecto que en toda industria se debe considerar y tomar en cuenta. La consciencia ecológica y el daño al medio ambiente son temas discutidos mundialmente particularmente a nivel industrial.

La fuente de energía y de materia prima utilizada hoy en día es el petróleo, sin embargo, las reservas de petróleo a nivel mundial están disminuyendo. En el año 2001 el principal consumo de petróleo a nivel mundial era Estados Unidos con un 25%, seguido por el conjunto de países europeos con un 19%. Además, las reservas de petróleo a nivel mundial abastecían el consumo del mismo hasta por 130 años, sin embargo, hoy en día la demanda de petróleo ha aumentado considerablemente reduciendo el tiempo de vida de las reservas mundiales. Hoy en día, se considera que las reservas de petróleo serán consumidas en 40 años.

Por esta razón, se deben tomar en consideración otro tipo de fuentes de energía, renovables y menos dañinas para el medio ambiente. Es así como surge la investigación en busca de otra fuente de materia prima para la fabricación de productos amigables con el medio ambiente, específicamente en la industria de polímeros y la producción de un polímero biodegradable. A partir de esta investigación se determinó que los desechos de miel final de un ingenio azucarero pueden ser utilizados aprovechando su contenido de azúcares para la obtención de otros subproductos. El ácido láctico es uno de ellos, que a partir de la fermentación de los azúcares, puede ser obtenido fácilmente y utilizado para la producción del ácido poliláctico, un polímero biodegradable.

La producción de ácido láctico es una actividad dinámica que está en crecimiento a escala mundial debido al potencial de los biopolímeros y otros compuestos que pueden derivarse del mismo. De esta manera, el ácido poliláctico es un polímero que comienza a suplir las necesidades del cliente por un producto más amigable con el medio ambiente; cuya producción se obtiene a partir de desechos de otra industria y cuyo proceso no genera grandes cantidades de desecho.

IV. OBJETIVOS

A. Objetivo general

Determinar la ecuación de la velocidad de reacción para la fermentación de ácido láctico y la ecuación de diseño de su respectivo reactor, para posteriormente realizar el diseño del mismo.

B. Objetivos específicos

1. Determinar la concentración de ácido láctico durante la fermentación por un período determinado experimentalmente.
2. Realizar una serie de experimentaciones a escala laboratorio para definir qué condiciones de operación son las adecuadas para la fermentación de un medio de cultivo utilizando como cepa láctica *lactococcus lactis subsp. lactis*.
3. Determinar experimentalmente una ecuación para la cinética de reacción de fermentación a las condiciones de operación establecidas del inciso anterior.
4. Diseñar el equipo necesario para que la reacción de fermentación pueda darse en sus óptimas condiciones, considerando que se utilizará un 10% del flujo de miel final del ingenio.
5. Determinar los costos de inversión del reactor diseñado.

V. PROBLEMA

En la industria de fabricación de polímeros, se utilizan los compuestos orgánicos obtenidos a partir de los derivados del petróleo para realizar la polimerización de los mismos y obtener el polímero deseado. Sin embargo, el petróleo es una fuente natural de energía no renovable, cuyas reservas a nivel mundial se están agotando. De lo anterior nace la necesidad de obtener otra fuente de materia prima que permita la producción de polímeros.

Es necesario encontrar una alternativa de producción de ácido láctico viable para abastecer la producción de polímeros biodegradables así como diseñar un reactor que se adecue a las condiciones óptimas de operación para la obtención del ácido láctico, de manera que pueda ser utilizado como materia prima en la industria de polímeros.

VI. METODOLOGÍA

Con el objetivo de poder llevar a cabo las pruebas en el laboratorio, llegar a resolver el problema planteado y conseguir alcanzar los objetivos generales y específicos, es necesaria la siguiente metodología de trabajo:

- A. Realizar un medio de cultivo que cumpla con todas las especificaciones necesarias para la fermentación.
- B. Inocular el medio de cultivo con la cepa láctica *lactococcus lactis subsp. lactis*.
- C. Fermentar el medio de cultivo inoculado por un período de 225 horas en una incubadora a una temperatura entre 31 y 32°C.
- D. Determinar por medio de un análisis volumétrico la concentración de ácido láctico para cada una de las muestras obtenidas. Para esto, se utilizó el equipo presentado en la Fotografía No. 5 y la Fotografía No. 6.
- E. Determinar los cambios a realizar en el medio de fermentación y las variables a modificar para aumentar la producción de ácido láctico.
- F. Realizar una segunda prueba de fermentación inoculando el medio de cultivo con la cepa láctica *lactococcus lactis subsp. lactis*.
- G. Fermentar el medio de cultivo de la segunda prueba por un período de 60 horas en una incubadora a 40-41°C y con agitación de 100-120 rpm. Ver la Fotografía No. 3.
- H. Determinar por medio de un análisis volumétrico la concentración de ácido láctico para cada una de las muestras obtenidas.
- I. Así mismo, para cada muestra obtenida determinar el cambio en la densidad de la solución para observar el aumento en masa microbiana y biomasa.
- J. Finalmente, determinar el cambio en el pH para cada muestra obtenida del fermentador y comprobar la producción de ácido láctico en las muestras.
- K. Analizar los resultados obtenidos a partir de estas pruebas.

- L. Determinar la ecuación que relacione la velocidad de reacción con las concentraciones de ácido láctico obtenidas experimentalmente.
- M. Determinar el volumen del reactor adecuado para la producción de ácido láctico, mediante las ecuaciones de diseño de los reactores químicos adecuados para el proceso.
- N. Diseñar el equipo necesario para la operación del reactor químico.
- O. Determinar la inversión necesaria para la compra e instalación del equipo adecuado para la realización de la reacción de fermentación de acuerdo a los resultados obtenidos.
- P. Analizar la información obtenida, sacar conclusiones y dar recomendaciones sobre los experimentos realizados a escala laboratorio y sobre el equipo diseñado.

VII. RESULTADOS

Tabla No. 6: Resultados obtenidos experimentalmente para la ecuación aparente de la cinética de reacción obtenida

Constantes de proporcionalidad de la ecuación de la cinética de reacción (k_3C_C)	$6.862 \times 10^{-7} \text{ mol/L.min}$
Orden de la reacción con respecto a la concentración de azúcares en la solución	1
Ecuación obtenida para la cinética aparente de reacción	$6.862 \times 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{L.min}} \times \frac{C_A}{0.00138 \frac{\text{mol}}{\text{L}} + C_A}$
Temperatura de determinación de la cinética de reacción	$40 \pm 0.05 \text{ }^\circ\text{C}$

Tabla No. 7: Resultados experimentales obtenidos para el diseño de calentamiento del sistema de fermentación

	Material de construcción	Área de transferencia de Calor (m^2)	Flujo de agua de calentamiento (kg/s)
Chaqueta de calentamiento	Acero al carbón con tratamiento térmico	39.75	0.759

Tabla No. 8: Resultados obtenidos experimentalmente para el análisis de la inversión necesaria en maquinaria y equipo

Equipo	Costo total (\$)	
Tanque vertical enchaquetado	Q 173,847.55	(\$ 22,146.18)
Agitador Superior	Q 129,154.81	(\$ 16,452.84)
Agitador Inferior	Q 6,669.40	(\$ 849.61)
Medidor de pH	Q 13,698.24	(\$ 1,745.00)
Motor 1/4 hp	Q 49,521.32	(\$ 6,308.45)
Motor 3/4 hp	Q 123,803.31	(\$ 15,771.12)
Termopar	Q 7,867.50	(\$ 1,002.23)
Medidor de presión	Q 948.49	(\$ 120.83)
Total	Q 504,562.14	(\$ 64,275.43)

Tabla No. 9: Resultados obtenidos experimentalmente para el diseño de los diferentes equipos necesarios en la reacción de fermentación

	Volumen del equipo	Material de construcción	Altura (m)	Diámetro (m)	Velocidad de giro (rpm)	Rango de medición	Condiciones de operación
Reactor de fermentación	Volumen efectivo= 19.1 m ³ Volumen de diseño= 28.84 m ³ Tiempo de residencia = 48 h	Acero inoxidable 316	3.45	2.65	-	-	A Presión controlada, y temperatura de 31°C
Agitador Anchor	-	Acero inoxidable 316	1.13	2.48	-	-	-
Agitador secundario	-	Acero inoxidable 316	A 5 cm del fondo del tanque	0.078	-	-	-
Motor del agitador principal	-	-	0.295	0.168	9	-	-
Motor del agitador secundario	-	-	0.295	0.168	150	-	-
Termopar	-	-	-	-	-	22.0 - 280.0 °C	-
Medidor de potencial de hidrógeno	-	-	-	-	-	-2.00 - 20.00	-

Figura No. 10: Vista exterior lateral del reactor continuo agitado, sin escala, dimensiones en metros

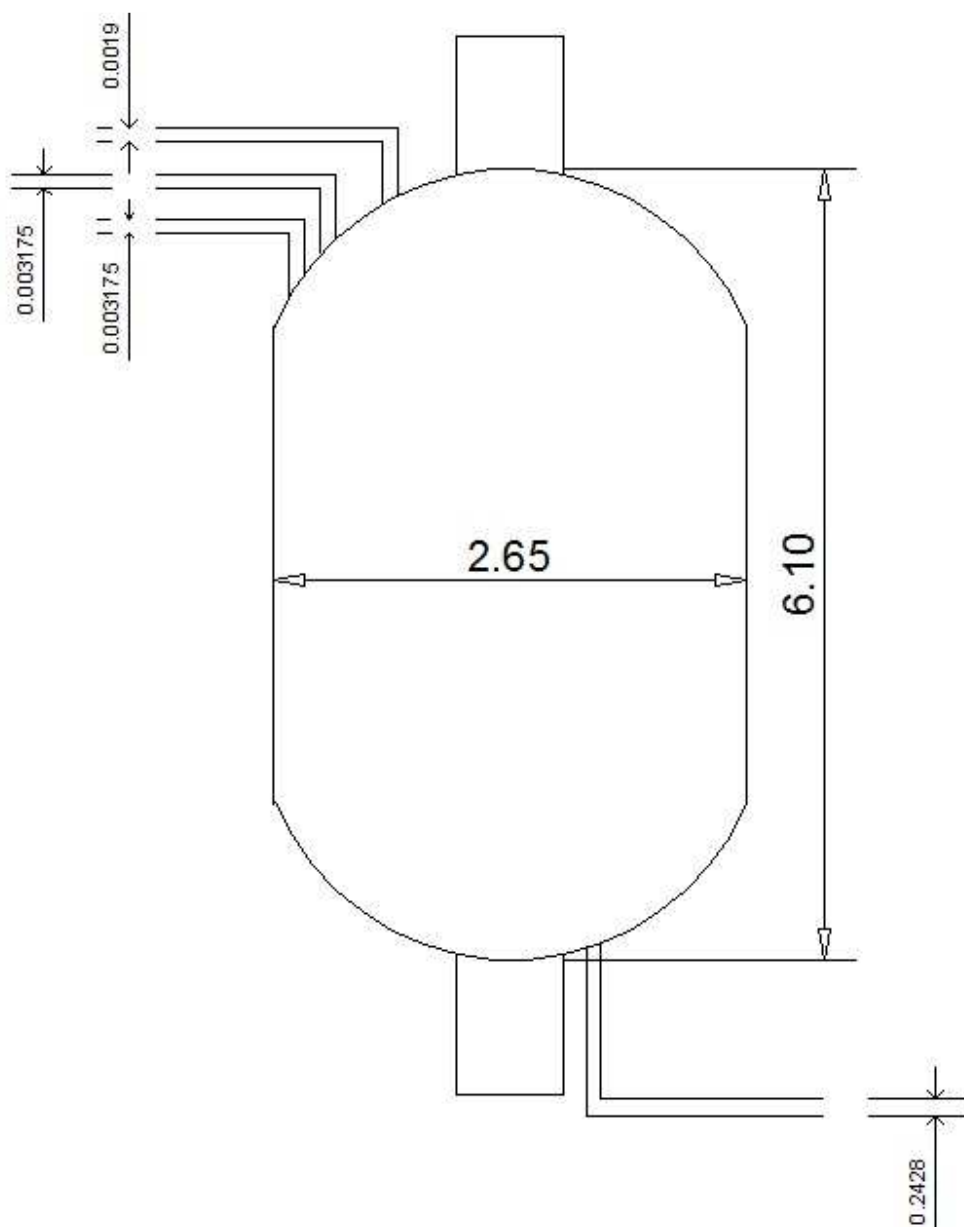


Figura No. 11: Vista transversal lateral del reactor de tanque agitado, sin escala, dimensiones en metros

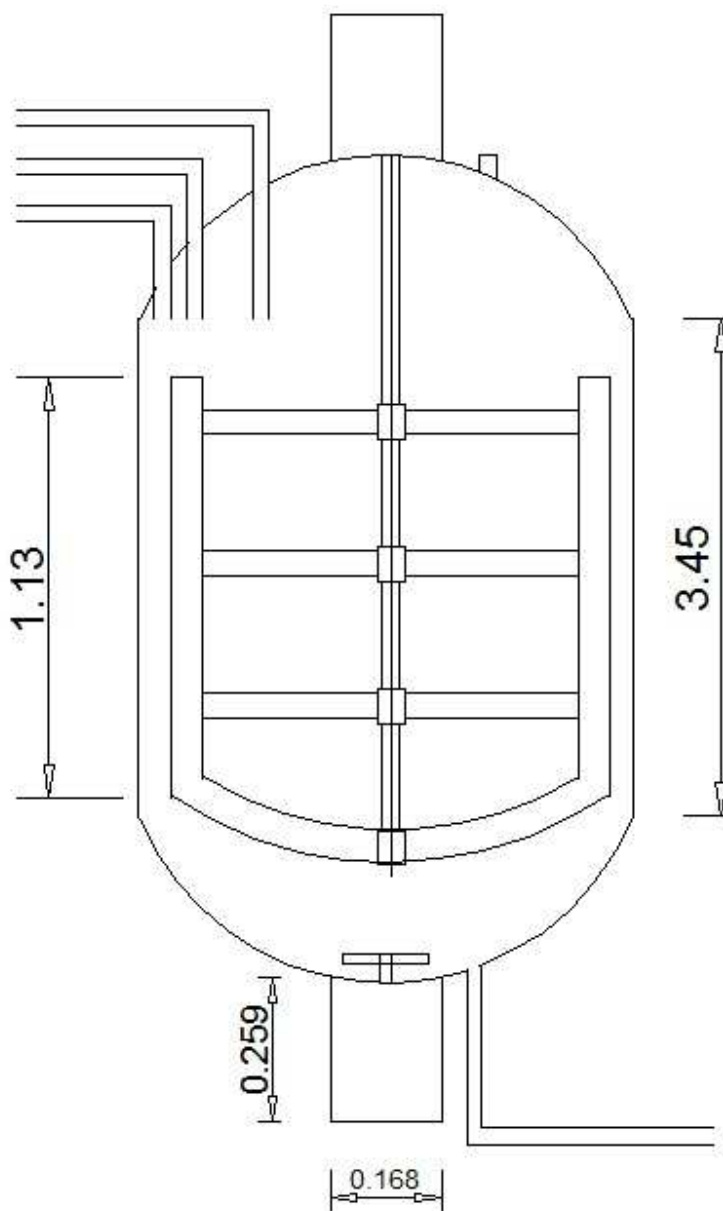


Figura No. 12: Vista lateral del sistema de agitación en el reactor de tanque agitado, sin escala, dimensiones en metros.

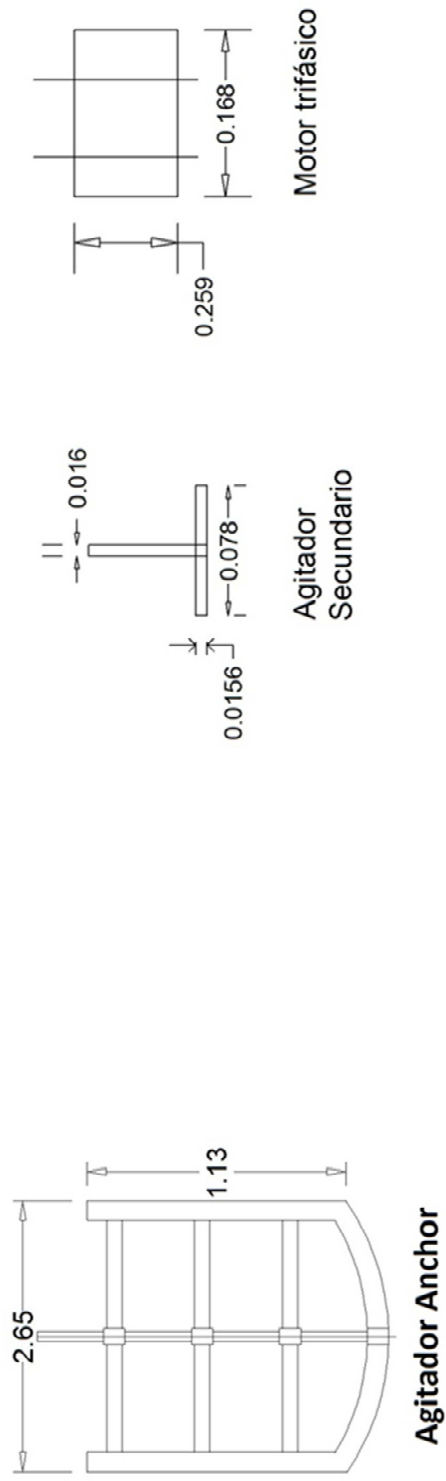


Figura No. 12: Vista de planta de la parte superior e inferior del reactor de tanque agitado, sin escala, dimensiones en metros

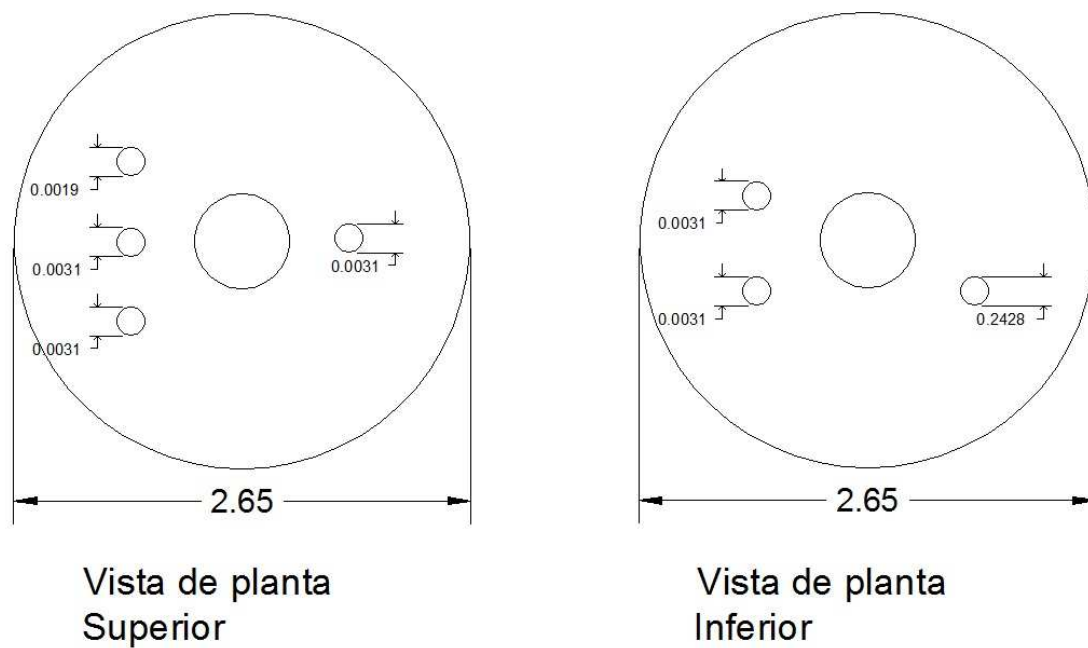
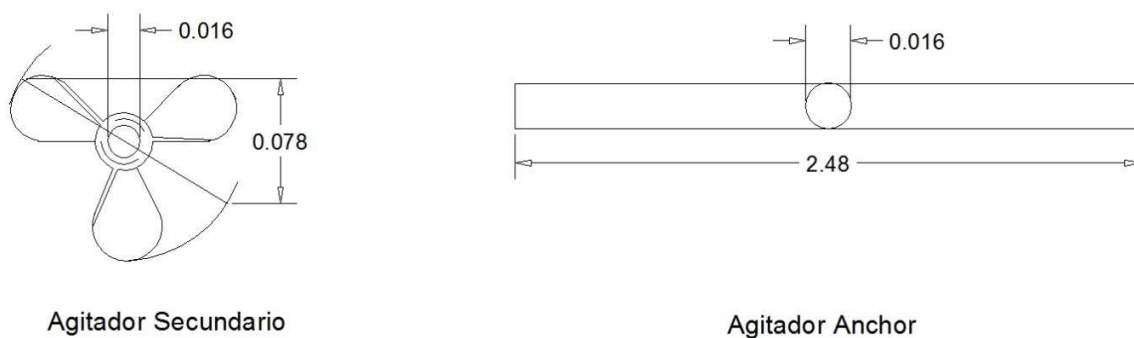


Figura No. 13: Vista de planta del agitador principal y agitador secundario, sin escala, dimensiones en metros.



VIII. DISCUSIÓN

El diseño de reactores incluye varias áreas de la ingeniería química que deben aplicarse para determinar las variables esenciales que deben calcularse y así, obtener la información necesaria para el diseño y la construcción del equipo. Los resultados obtenidos en la sección anterior, deben dividirse en dos partes del estudio elaborado: la parte técnica y la parte económica.

En lo que se refiere a la parte técnica del proyecto, es necesario mencionar que el desarrollo propuesto es factible de acuerdo a las condiciones de operación que se seleccionen y del tipo de reactor diseñado.

El primer procedimiento técnico fue la selección tanto del medio de cultivo a utilizar, como la cepa de ácido láctico empleada en la fermentación. Para esto, se realizó una revisión bibliográfica permitiendo determinar los nutrientes necesarios para el crecimiento de una bacteria. Entre estos se encuentra el potasio, el nitrógeno, el magnesio y la levadura en las cantidades presentadas en la Tabla No. 46: Solución de nutrientes agregada en el reactor de tanque agitado (pág. 83). Todos estos, esenciales para el crecimiento y reproducción de la bacteria. Igualmente, se determinó que la ausencia de oxígeno a lo largo de la fermentación es importante para evitar la producción de otras sustancias no deseadas. Además de esto, se llevó a cabo una investigación bibliográfica de las distintas cepas bacterianas productoras de ácido láctico tanto homo fermentativa como hetero fermentativas. Seleccionando a partir de ciertos criterios (como el rendimiento teórico de ácido, las condiciones de fermentación, entre otros), la cepa de *lactococcus lactis subsp. lactis*, una cepa homo fermentativa.

Tanto la cepa seleccionada como todas las otras cepas productoras de ácido láctico dan altos rendimientos de ácido láctico; sin embargo, el problema principal de éstas radica en la producción de subproductos no deseados. En el caso de las cepas homo fermentativa se tiene la ventaja de la garantía de una producción única de ácido láctico, mientras que con las cepas hetero fermentativas se obtiene otro tipo de productos además del ácido láctico. Entre estos se puede mencionar el ácido acético, el alcohol, ácido pirúvico y otros. Cabe mencionar también que el uso de la cepa seleccionada se encuentra respaldado científicamente por estudios anteriores.

En cuanto a la formulación del medio de fermentación, se utilizaron distintas fuentes de nutrientes para suplir los alimentos necesarios para las bacterias. Aunque los porcentajes de cada uno de ellos son relativamente bajos (Tabla No. 46, pág. 64) son necesarios e indispensables para la producción del ácido láctico y la sobrevivencia de las bacterias. Además de los nutrientes

necesarios para la sobrevivencia de las bacterias y la producción de ácido láctico, otra variable importante a controlar durante el proceso de fermentación es la temperatura de la solución. Para la determinación de la temperatura adecuada de fermentación se realizaron dos experimentaciones: la primera a una temperatura entre 30-32°C; y la segunda a una temperatura de 40°C. En ambos casos se pudo determinar el comportamiento de las bacterias en el medio de fermentación calentado. Científicamente se ha comprobado que las temperaturas de fermentación adecuada para el *lactococcus lactis* han sido bajas, generalmente en un rango entre 25-30°C. Sin embargo, teóricamente en un reactor se obtiene una mayor eficiencia y rendimiento a temperaturas máximas permisibles de operación (científicamente hasta 40°C) y manteniendo el mismo en condiciones isotérmicas. Sin embargo, experimentalmente no se obtuvo estos resultados. A altas temperaturas, en este caso a una temperatura de 40°C, se obtuvo una buena producción de ácido láctico aunque menor a la producción obtenida a una temperatura de 32°C. Por tanto, a partir de estos resultados se interpreta que la reacción de fermentación debe darse a bajas temperaturas, preferiblemente hasta los 32°C. Por tanto, se determinó que a nivel laboratorio la condición óptima de fermentación en cuanto a la temperatura del medio de fermentación en el reactor sería de 31°C con una incertidumbre de $\pm 1^\circ\text{C}$.

Luego de la determinación de la temperatura óptima de operación, se determinó que otro factor importante para la producción de ácido láctico sería el potencial de hidrógeno (pH). La cepa de *lactococcus lactis* además de ser afectada por la temperatura de la solución también es afectada por la cantidad de iones hidronios en la solución. Experimentalmente no se observó mayor cambio en la concentración de ácido láctico en la solución cuando el pH alcanzaba un valor entre 3.4 y 3.6 indicando que la bacteria no podía seguir desarrollándose bajo tales condiciones. Iniciando la fermentación con un valor de pH en 6.0, después de 48 horas de fermentación se obtenía un valor del mismo de 3.4 aproximadamente indicando la producción abundante de ácido láctico. Esta disminución es exponencial hasta alcanzar el valor ya mencionado, como se muestra en la Tabla No. 19 (pág. 52) y en Gráfica No. 4 (pág. 56). De esta experimentación se determina que la bacteria es activa en ambientes en donde el pH no sea tan ácido, por tanto, se debe mantener un control del mismo en el reactor diseñado.

Finalmente, en cuanto al medio de fermentación hay una última variable a considerar y posiblemente la más importante: la concentración de azúcares en la solución de fermentación. Experimentalmente, se definió la cantidad de azúcares que se deseaba agregar para la reacción de fermentación. En este caso, se añadió una mezcla de glucosa y fructosa con sacarosa. El azúcar reductor es la glucosa, a partir de la cual se obtiene el ácido láctico, sin embargo también puede

emplearse la sacarosa en ciertos casos. La cepa utilizada tiene la ventaja de ser capaz de hidrolizar la sacarosa en fructosa y glucosa, los dos disacáridos que forman la sacarosa. Por tanto, no hay influencia alguna entre la selección entre sacarosa o glucosa. La concentración de sacarosa o glucosa es realmente el factor determinante en el medio de fermentación: una concentración muy alta de azúcares reductores puede causar contaminación de la cepa y evitar su crecimiento; y una concentración muy baja de azúcares reductores puede que no sea suficiente para que las bacterias se reproduzcan. Científicamente se ha comprobado que la concentración de azúcares reductores debe encontrarse en un rango entre 12 – 18 °Brix de la solución total, por tanto se determinó que la concentración de azúcares en el medio de cultivo es otra variable a controlar. En la segunda prueba realizada cuyos datos se presentan en la Tabla No. 16 (pág. 51), se añadió cierta cantidad de glucosa cada 12 horas. Sin embargo, la cepa de *lactococcus* se contaminó rápidamente. Por tanto es de vital importancia el control de la cantidad de azúcares en la solución y verificar que la concentración de los mismos no sea mayor de lo deseada en el interior del reactor.

Dado que el propósito del reactor es el uso de la melaza de un ingenio azucarero, ésta será variable según la pureza final de la miel obtenida. Como se mencionó previamente, la concentración de los azúcares en solución es una variable a controlar e importante. A partir de datos históricos obtenidos de ciertos ingenios (Tabla No. 5, pág. 25), se puede determinar la pureza de la miel de salida en un ingenio. El problema con este flujo de salida es su alta concentración de azúcares, que podría causar una contaminación de la cepa. Por tanto, ésta debe ser diluida. A partir de estos datos, se determinó que la concentración de azúcares reductores en la solución de salida era de aproximadamente el doble de la deseada en el reactor, por lo que se determinó que por cada parte de miel final que ingresara en el reactor, se debe añadir dos partes de agua. De esta manera, se obtiene la concentración de azúcares en el rango deseado.

A partir de las variables mencionadas anteriormente, se obtiene el reactor operando en óptimas condiciones. A partir de esto, se puede realizar la determinación de la cinética de reacción. La determinación de la ecuación de la cinética, como se muestra en el Apéndice J (pág. 77), se basó en la reducción de la concentración de azúcares reductores a lo largo del tiempo. Es decir que basándose en las curvas de concentración de azúcares contra tiempo se determinó la cinética de la reacción. Dado que es una reacción de fermentación, no es posible adaptar cualquier modelo de reacción pero se puede aplicar el modelo de Monod. Este modelo basa su cinética en la concentración de bacterias inicial, dos constantes de velocidad, la constante de Monod y por supuesto la concentración del reactivo en solución (en este caso, los azúcares reductores). La fermentación, según Monod, se divide en dos etapas distintas: la reducción exponencial de la

concentración del reactivo y la estabilización del consumo del reactivo hasta no obtener variación. La primera etapa de fermentación, es una etapa en que la reacción es de primer orden y la reducción del reactivo es rápida y la velocidad de reacción es alta. En la segunda etapa de fermentación, no hay mayor variación en la concentración del reactivo: se obtiene una reacción de orden cero, en donde la velocidad de reacción también se aproxima a cero. El modelo de esta cinética de reacción se presenta en la (Ecuación No. 31 (pág. 77)). Se seleccionó este modelo de cinética dado que la fermentación no solamente depende de la concentración inicial de azúcares en solución, sino que también es de suma importancia la concentración de microorganismos en solución. El modelo de Monod toma en cuenta tanto la concentración de azúcares a lo largo de la fermentación, como la concentración de los microorganismos en solución que, en condiciones favorables, se reproducen aumentando su concentración en solución. Las constantes de esta ecuación, mencionadas anteriormente, se determinaron gráficamente de acuerdo a la Gráfica No. 6 (pág. 58), y los resultados se presentan en la Tabla No. 6 (pág. 31). La constante de velocidad de reacción depende de muchas variables, entre las cuales se menciona la temperatura, la presencia de elementos en baja concentración, la presencia de vitaminas, sustancias tóxicas, entre otros. Por último la concentración final de bacterias en la solución (definida como C_C) nunca excede cierto valor debido a que la formación del producto disminuye la velocidad y luego detiene la reacción. Por tanto cabe mencionar, que para la constante de velocidad por la concentración de bacterias inicial se obtuvo un valor bastante bajo. Esto puede ser debido a dos opciones: la constante de velocidad es un valor bajo, indicando que la formación del producto es lenta; o que la concentración máxima de bacterias en la solución sea demasiado pequeña. En este caso, puede que sean aceptables ambas variables dado que la producción de ácido láctico es un proceso de fermentación bastante largo lo cual explica un valor bajo de la constante de velocidad; y por otro lado, la concentración máxima de bacterias en la solución es pequeña debido a las limitaciones que la misma posee en cuanto a la concentración inicial de azúcares reductores en solución. Desafortunadamente, es imposible determinar estas constantes por separado por el tipo de ecuación obteniendo el valor de la constante de velocidad por la concentración máxima de bacteria. La constante de Monod es un tercer valor constante en la cinética de la reacción, y se define como la concentración del reactivo cuando las células bacterianas se reproducen a la mitad de su velocidad máxima. La constante de Monod obtenida experimentalmente es baja lo cual indica que en efecto, la formación de bacterias se ve limitada por la concentración de azúcares reductores en la solución. Sin embargo, esta constante podría aumentar, e incluso el tiempo de fermentación podría disminuir aumentando la concentración inicial de microorganismos en el medio de cultivo. De esta manera, la fermentación y

producción de ácido láctico sería en un menor tiempo, la constante de Monod aumentaría considerablemente y el rendimiento podría ser aún mayor.

Posterior a la determinación de la cinética de la reacción de fermentación obtenida experimentalmente, se procedió al segundo procedimiento técnico el cual consistió en el cálculo del volumen del reactor, seleccionando como tipo de reactor el de tanque agitado. Este tipo de reactor posee una ventaja con respecto al reactor tipo tubular para este tipo de reacción y es la facilidad con la que se puede operar. La presencia de bacterias y masa microbiana en la solución podría afectar en un reactor de tipo tubular en cuánto al tiempo de residencia de la solución en el mismo, sin embargo es una variable más controlable en el reactor de tanque agitado evitando la sedimentación de las partículas. Por esta razón, se agregó un agitador pequeño, que debido a su tamaño no afecta el patrón de flujo dentro del reactor. Para este agitador, se seleccionó uno tipo propulsor, cuyo fin es evitar la sedimentación de las partículas. Por tanto, se colocó en la parte inferior del tanque a una corta distancia de la tubería de descarga del reactor. El mismo posee un diámetro de 0.078 m y un eje de 0.016 m.

Para el cálculo del volumen del reactor, se debió determinar el espacio-tiempo de la reacción. Esto se determinó experimentalmente y corresponde al momento en que la concentración de azúcares reductores no disminuye y la concentración de ácido láctico no aumenta tampoco. Al alcanzar este momento de la reacción, no hay variación y por tanto no es factible continuar con la reacción. Experimentalmente, el tiempo en que no hubo variación en ninguna de estas concentraciones fue a partir de las 48 horas de fermentación. Además de este dato, se obtuvo el flujo de miel final en un ingenio a partir de datos históricos del ingenio Concepción (hasta el año 2010), datos presentados en la Tabla No. 5 (pág. 25) y sabiendo que por cada parte de miel final se deben agregar dos partes de agua, se procedió a calcular el volumen del reactor. Después del cálculo mostrado en el Apéndice K: Cálculo del volumen del reactor y equipos auxiliares (pág. 79), se determinó que el volumen del reactor para tratar el 10% del flujo de miel final, es de aproximadamente 20 m³. Además del flujo de miel final (132.5 L/h) y del flujo de agua (244.6 L/h) se ingresa también un flujo (1 L/h) con los nutrientes necesarios mencionados anteriormente. El flujo de miel final y de agua se ingresará al reactor por medio de una tubería de 1/8 de pulgada cédula 40, mientras que el flujo de nutrientes al reactor se realizará por medio de una tubería de 3/4 de pulgada cédula 40. El material del reactor se diseñó en acero inoxidable 316 debido a su resistencia a la corrosión, a su fuerza y resistencia. El reactor diseñado consta de tres partes: un tanque cilíndrico de diámetro 2.65 m, y dos semi-esferas del mismo diámetro. De esta manera, el reactor tiene un alto de 6.10 m y un diámetro de 2.65 m. A partir de estos datos, se obtiene que el

volumen total del reactor de tanque agitado es de 28.84 m³, y un volumen efectivo de 19.2 m³ el cual corresponde al volumen total de líquido presente el reactor.

Una vez determinado el volumen del reactor, se calculó el flujo de agua a 40°C en la chaqueta exterior del reactor. Dado que las muestras utilizadas para la parte experimental se colocaron en una incubadora que mantenía la temperatura a $30 \pm 1^\circ\text{C}$, se realizó el diseño de una chaqueta de calentamiento para el reactor. Sin embargo, queda por definir si la reacción de fermentación en este caso es exotérmica o endotérmica. A nivel laboratorio, el tamaño de la muestra utilizado para la experimentación era muy pequeña para determinar un cambio en la temperatura, además que la incubadora mantenía la temperatura en un valor aproximado de 30°C. Por lo que, se considera que posteriormente se debe realizar un escalamiento adecuado y monitorear la temperatura, a manera de verificar si se requiere una chaqueta de calentamiento o de enfriamiento.

Considerando que se requiere una chaqueta de calentamiento para el reactor utilizando un flujo de agua a 40°C, se determinó el coeficiente de transferencia de calor de la solución para determinar la cantidad de calor necesaria a transferir a la solución y mantener la misma en un valor de temperatura entre 30-32°C. Los resultados de la cantidad de calor, del coeficiente de transferencia de calor, y el flujo total de agua necesario se presentan en la Tabla No. 33 (pág. 60) de la sección de apéndice. Suponiendo que el agua que entraba a la chaqueta de enfriamiento ingresa con una temperatura de 40°C y sale de la misma a una temperatura de 31°C, se determinó que el flujo de agua a través de la chaqueta debería de ser aproximadamente de 4,046.4 kg/h. A partir de este dato, y asumiendo una velocidad de entrada de 1 m/s, se determinó que la tubería necesaria para ingresar este flujo de agua en la chaqueta es de 1 ¼ de pulgada cédula 40. De esta manera se garantiza que la solución se encuentre en su temperatura óptima de operación determinada tanto científica como experimentalmente. En cuanto a la temperatura inicial del agua que ingresa a la chaqueta exterior, ésta fue seleccionada arbitrariamente considerando que es un valor de temperatura que puede obtenerse a partir de calentamiento mediante un sistema eléctrico, que no hay necesidad de caldera, o bien, que este flujo de agua a dicha temperatura puede obtenerse a partir de otra área del ingenio en dónde el enfriamiento mediante agua sea requerido. De esta manera, puede enfriarse el agua de una manera más rápida y útil al mismo tiempo que se ahorra el costo de calentamiento del agua para la chaqueta exterior.

Por último, un factor importante en el reactor es la agitación del medio de fermentación. Generalmente la fermentación para la producción de ácido láctico se ha realizado estáticamente, sin embargo, utilizando una agitación adecuada y manteniendo un patrón de flujo correcto se obtiene un mayor rendimiento en ácido láctico. Como se mencionó anteriormente, es de vital importancia

que no haya presencia de oxígeno para obtener un buen rendimiento en ácido láctico y evitar la formación de otro tipo de subproductos. Si la agitación en el reactor es demasiada o muy vigorosa, esto podría causar la entrada de aire en el medio de solución, por tanto se opta por una agitación suave. Por esta razón, el único fin de la agitación en el reactor es de homogeneización. Así, se seleccionó un agitador de tipo anchor cuya forma permite un patrón de flujo tangencial y a través de todo el líquido. El agitador consta de dos aspas opuestas formando una "U". Este tipo de agitación permite una mezcla a lo largo de todo el líquido en el reactor. De esta manera, el corte que provoca es bajo y la turbulencia relativamente baja. Dado el tipo de agitador seleccionado, no se requiere la presencia de placas deflectoras en la pared del mismo, además que su único fin sería aumentar la turbulencia en el reactor. Así, la ausencia de placas deflectoras en la pared garantiza una agitación suave, poco turbulenta y uniforme a través del reactor. Experimentalmente, se determinó que una velocidad de giro adecuada para la reacción a lo largo de la fermentación era entre cinco y quince revoluciones por minuto. Con esta velocidad, se requiere una potencia aproximada de $\frac{1}{2}$ hp. Sin embargo, considerando el factor de seguridad, se considera que un motor de $\frac{3}{4}$ hp es adecuado para la agitación deseada. El motor seleccionado para el diseño es trifásico y sería necesario emplear una caja reductora de velocidades. La posición del agitador no puede ser al fondo del tanque, debido a la presencia del agitador secundario, por tanto, el agitador tipo anchor será colocado a una altura de 1.32 m del fondo del tanque. Colocando el agitador en esta posición, el alto de las paletas del agitador deberá ser de 1.13 m.

Como se mencionó, también se colocó un agitador secundario en la parte inferior del tanque para evitar la sedimentación de los sólidos (biomasa y bacterias). Éste será colocado a una altura de cinco centímetros del fondo. En este caso, la velocidad de giro será mayor con respecto al agitador superior; sin embargo, debido al tamaño del agitador se considera que no creará ninguna alteración en el patrón de flujo en el reactor. De esta manera, se determinó que el agitador sería tipo propulsor y con una velocidad de giro de 150 revoluciones por minuto.

La importancia de este trabajo de graduación radica en el uso de los desechos de un ingenio azucarero para la producción de ácido láctico. Como se ha mencionado anteriormente, es de suma importancia encontrar fuentes alternativas para la producción de polímeros dado que las reservas de petróleo están acabándose y ésta es una fuente no renovable de materia prima. En este caso, se realizó el diseño de un reactor considerando solamente el 10% del flujo final de la miel final (o melaza) obtenida de un ingenio, sin embargo este reactor puede ser de mayor volumen si así se desea. La factibilidad, en términos de rendimiento de ácido láctico, de este proyecto es bastante alta dado que se consume la mayoría de los azúcares presentes en solución y obteniendo una cantidad

considerable de ácido láctico. Otra ventaja de este proyecto, es la producción únicamente de ácido láctico y la ausencia de subproductos no deseados como el etanol, el ácido acético o pirúvico, lo cual aumenta el rendimiento y la factibilidad técnica del proyecto. En cuanto al medio ambiente, el proyecto aquí presentado reduce en grandes cantidades los desechos finales de un ingenio. En este caso, no solamente se le da un uso alternativo a la miel final de los ingenios, sino que también al producir ácido láctico, se logra reducir la producción de vinazas obtenidas en otras formas de desecho, principalmente en la producción de etanol y se obtiene un producto (ácido poliláctico) amigable con el medio ambiente reduciendo la cantidad de desechos no biodegradables.

Económicamente, la construcción del reactor continuo agitado para la obtención de ácido láctico puede ser factible. La presentación de este proyecto se realiza como una alternativa al desecho de la miel final obtenida en los ingenios. En ciertos ingenios, la miel final se introduce en una serie de fermentadores en los cuales se produce alcohol y luego a una torre de destilación. La alternativa propuesta en este trabajo de graduación presenta una ventaja en términos del medio ambiente. Dado que últimamente la perspectiva de una producción más limpia es tomada en cuenta, la producción de ácido láctico para su posterior venta y producción de polímeros biodegradables es un aspecto importante. Los factores económicos no pueden ser discutidos correctamente debido a que el mercado del ácido láctico aún es muy bajo y la producción del ácido láctico se encuentra aún en desarrollo. Sin embargo, conforme aumenta la campaña por un mundo más limpio, así como la responsabilidad ambiental y las exigencias del consumidor en cuanto a sus productos, el futuro mercado de esta materia prima para la fabricación de polímeros es bastante amplio y no explotado. Por tanto, esto podría dar margen a una recuperación rápida de la inversión, y también una posibilidad de utilidades bastante alta.

IX. CONCLUSIONES

- Experimentalmente, se encontró la ecuación aparente de la velocidad de reacción utilizando el modelo de Monod, siendo dependiente tanto de la concentración de azúcares como de la concentración de *lactococcus* máxima.
- La concentración máxima de ácido láctico obtenida a escala laboratorio para una solución de 200 mL, fue de 11.1 g/L.
- Las condiciones adecuadas de operación para el reactor continuo de tanque agitado es una temperatura entre 30-31°C, agitación leve y condiciones anaeróbicas.
- El reactor continuo agitado debe contar con dos sistemas principales: el de agitación y el de calentamiento para mantener una mezcla y temperatura uniforme en el reactor.
- El equipo que entra en contacto con el medio de fermentación está diseñado de acero inoxidable para que sea capaz de resistir a la corrosión de los materiales y para que sea capaz de mantener una temperatura de operación estable.
- El equipo auxiliar (chaqueta de calentamiento), es de acero al carbón, dado que se busca un material resistente pero que al mismo tiempo sea beneficioso económicamente.
- Económicamente, el reactor continuo agitado para la producción de ácido láctico puede ser considerado como una inversión rentable para el futuro mercado de polímeros biodegradables.

X. RECOMENDACIONES

- Realizar un estudio que contemple los distintos tipos de caña y las mieles finales que se obtiene a partir de cada una de ellas, para determinar si se deberían de realizar variaciones en el diseño según el tipo de caña.
- Llevar a cabo un estudio para determinar el rendimiento en extracción y la factibilidad de la producción total de ácido láctico.
- Realizar un análisis financiero para determinar el VAN y la TIR del proyecto y determinar la rentabilidad y el tiempo de recuperación de la inversión.
- Elaborar un escalamiento adecuado para verificar que las condiciones determinadas a nivel laboratorio se conserven.
- Antes de proceder a poner en marcha el proyecto, es necesario que los estudios para selección de la cepa a utilizar para la fermentación sean ampliados bajo las mismas condiciones de fermentación.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- Akron, U. o. (27 de Septiembre de 2010). *The Chemical Database*. Recuperado el 2011
- Cengicaña. (2011). *Centro de investigación y capacitación de la caña de azúcar*. Recuperado el noviembre de 2011
- Parmer, C. (2009/2010). *Catálogo de productos*.
- Perry, R. (1999). *Manual del Ingeniero Químico* (Septima ed.). New York: McGraw-Hill.
- Rolz, C. (2011). *Obtención de ácido láctico a partir de la caña de azúcar*. Guatemala.

XII. APÉNDICES

Apéndice A: Datos teóricos necesarios para la determinación de la cinética de reacción de la reacción de fermentación y el volumen del reactor

Tabla No. 10: Datos promedio obtenidos de miel final para el Ingenio Concepción

		Ingenio Concepción
Miel final	(gal/año)	1,355,597.80
Pureza miel final	(%)	35.97%
° Brix	-	85.17

Tabla No. 11: Relación de ° Brix y gramos de sacarosa por litro de agua

° Brix	g sacarosa/L agua
10	111
15	176
20	249
30	332
35	427
40	537
45	665
50	816

Tabla No. 12: Propiedades fisicoquímicas del ácido láctico

	Dato	
Densidad (ρ)	1206	kg/m ³
Viscosidad (μ)	4.03E-02	Pa.s
Viscosidad Agua (μ)	0.001	Pa.s
Conductividad térmica (k)	4.82E-01	W/m ² .K
Capacidad Calorífica (Cp)	1.25E+03	J/kg.K
Capacidad Calorífica Agua (Cp)	4.18E+00	J/g.°C

Tabla No. 13: Constantes de la ecuación de Nusselt

	Dato
Constante a	0.54
Constante b	0.67
Constante m	0.14

Apéndice B: Datos obtenidos en las pruebas realizadas a escala laboratorio

Tabla No. 14: Tiempo de fermentación, temperatura del medio de cultivo y volumen de hidróxido de sodio 1.0 N utilizado para la valoración de las muestras en la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación

	Tiempo (± 1 min)	Temperatura (± 0.05 °C)	V _{NaOH} (± 0.05 mL)
Muestra 1	343	31.1	1.3
Muestra 2	536	31.1	1.5
Muestra 3	1270	31.0	1.9
Muestra 4	1985	31.2	2.1
Muestra 5	2695	31.0	2.2
Muestra 6	3450	31.1	2.2
Muestra 7	4133	31.1	2.2
Muestra 8	4882	31.3	2.2
Muestra 9	5573	31.2	2.2
Muestra 10	6311	31.6	2.2
Muestra 11	8454	31.3	2.3

Tabla No. 15: Disminución del potencial de hidrógeno en las muestras a lo largo de la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación

	pH (± 0.05)
Muestra 1	4.6
Muestra 2	4.4
Muestra 3	3.6
Muestra 4	3.2
Muestra 5	3.2
Muestra 6	3.2
Muestra 7	3.2
Muestra 8	3.2
Muestra 9	3.2
Muestra 10	3.2
Muestra 11	3.1

Tabla No. 16: Tiempo de fermentación, temperatura del medio de cultivo y volumen de hidróxido de sodio 1.0 N utilizado para la valoración de las muestras en la segunda prueba de fermentación, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa cada 12 horas

	Tiempo (± 1 min)	Temperatura (± 0.05 °C)	V _{NaOH} (± 0.05 mL)
Muestra 1	648	31.6	0.8
Muestra 2	1363	32.6	1.2
Muestra 3	2046	31.6	1.4
Muestra 4	2783	31.6	1.9
Muestra 5	3485	31.2	2
Muestra 6	4205	31.4	1.3

Tabla No. 17: Variación del potencial de hidrógeno a lo largo de la segunda prueba de fermentación láctica, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa en cada punto

	pH (± 0.05)
Muestra 1	5.0
Muestra 2	4.4
Muestra 3	4.2
Muestra 4	3.6
Muestra 5	3.4
Muestra 6	4.2

Tabla No. 18: Tiempo de fermentación, temperatura del medio de cultivo y volumen de hidróxido de sodio 1.0 N utilizado para la valoración de las muestras en la tercera prueba de fermentación, a 40°C y 90 rpm de agitación

	Tiempo (± 1 min)	Temperatura (± 0.05 °C)	V_{NaOH} (± 0.05 mL)
Blanco	-	40.0	0.3
Muestra 1	0.0	40.0	0.0
Muestra 2	120.0	38.2	0.3
Muestra 3	244.0	40.0	0.6
Muestra 4	377.0	40.0	0.8
Muestra 5	510.0	40.0	0.9
Muestra 6	626.0	40.0	1.1
Muestra 7	757.0	40.0	1.4
Muestra 8	1406.0	40.0	1.7
Muestra 9	2143.0	40.0	1.9
Muestra 10	2896.0	40.0	2.0

Tabla No. 19: Valor del potencial de hidrógeno y de la absorbancia de la solución a 540 nm de las muestras para la tercera prueba de fermentación, a 40°C y con 90 rpm de agitación

	pH (± 0.05)	Absorbancia a 540 nm (± 0.05)
Blanco	-	1.6
Muestra 1	6.0	1.6
Muestra 2	5.2	1.5
Muestra 3	4.8	1.3
Muestra 4	4.4	1.0
Muestra 5	4.2	0.7
Muestra 6	4.0	0.6
Muestra 7	3.8	0.5
Muestra 8	3.6	0.3
Muestra 9	3.6	0.2
Muestra 10	3.5	0.1

Apéndice C: Datos calculados para la determinación de la cinética de la reacción a partir de los resultados obtenidos a escala laboratorio

Tabla No. 20: Variación en la concentración de ácido láctico obtenido en la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación

	Tiempo (± 1 min)	V _{NaOH} (± 0.05 mL)	C _{Ácido Láctico} (g/L)
Muestra 1	343	1.3	6.3
Muestra 2	536	1.5	7.2
Muestra 3	1270	1.9	9.1
Muestra 4	1985	2.1	10.1
Muestra 5	2695	2.2	10.6
Muestra 6	3450	2.2	10.6
Muestra 7	4133	2.2	10.6
Muestra 8	4882	2.2	10.6
Muestra 9	5573	2.2	10.6
Muestra 10	6311	2.2	10.6
Muestra 11	8454	2.3	11.1

Gráfica No. 1: Concentración del ácido láctico a lo largo de la primera prueba de fermentación, a 32°C y sin agitación

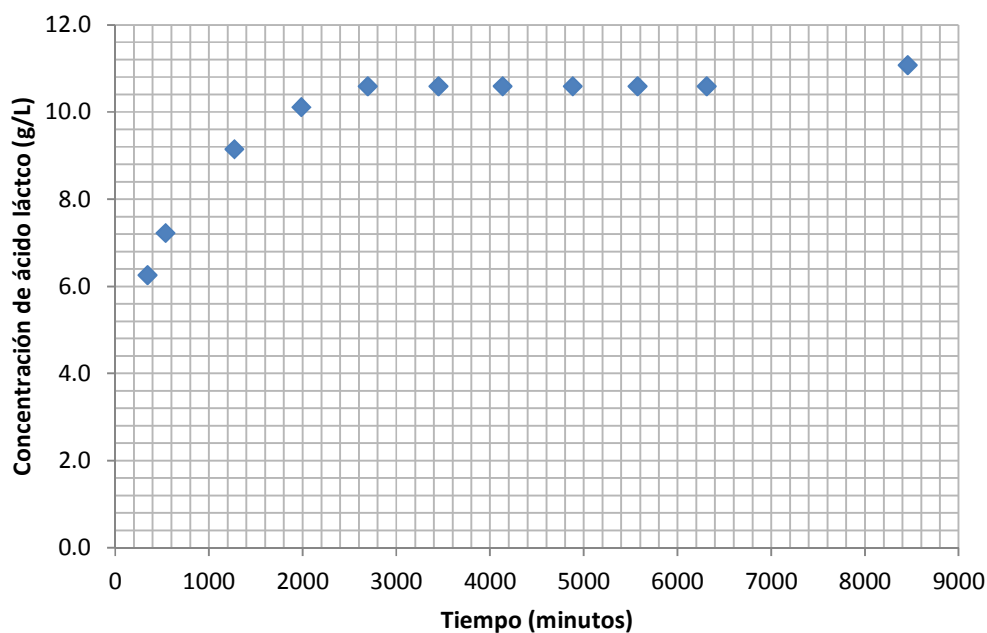


Tabla No. 21: Concentración de ácido láctico de la segunda prueba de fermentación, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa en cada punto

	Tiempo (± 1min)	C Ácido Láctico (g/L)
Muestra 1	648	3.9
Muestra 2	1363	5.8
Muestra 3	2046	6.7
Muestra 4	2783	9.1
Muestra 5	3485	9.6
Muestra 6	4205	6.3

Gráfica No. 2: Variación en la concentración de ácido láctico en la segunda prueba de fermentación, a 32°C y añadiendo 5 mL de glucosa en cada punto

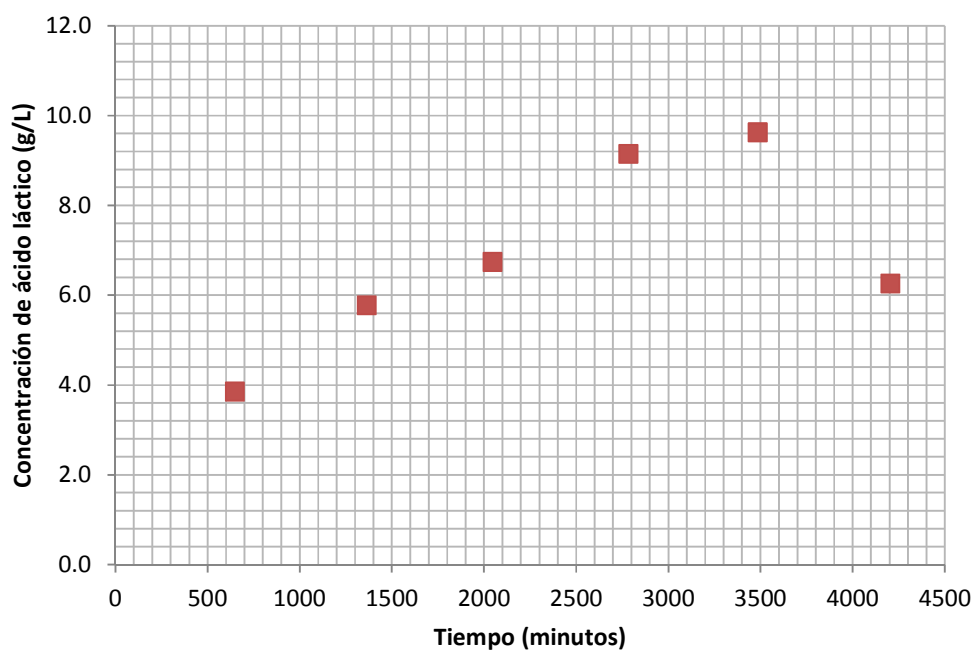
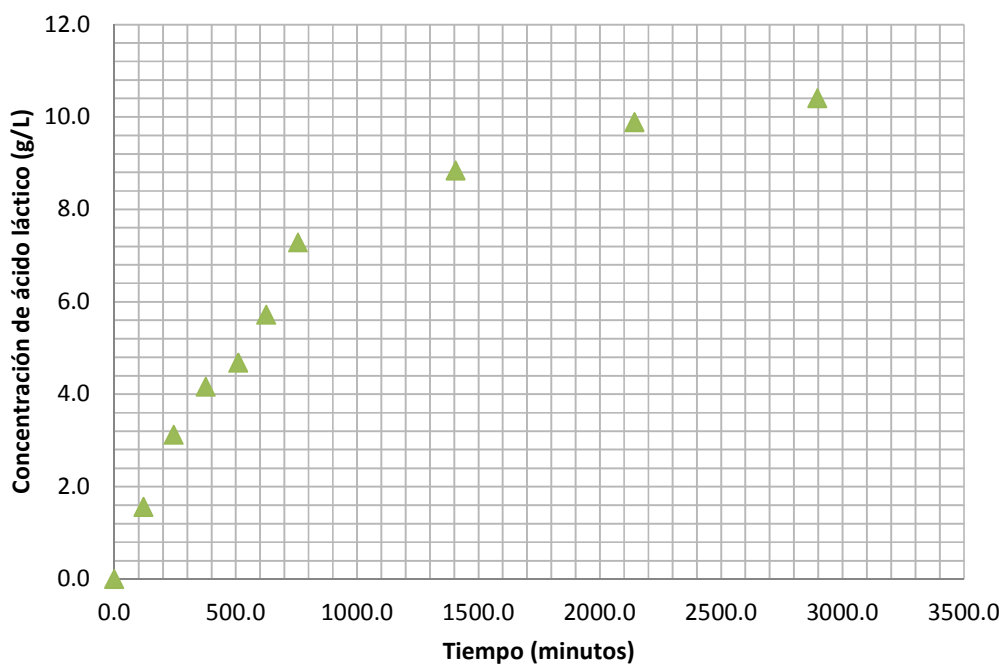


Tabla No. 22: Concentración de ácido láctico en la tercera prueba, con una temperatura de 40°C y un agitación de 90 rpm

	Tiempo (± 1min)	C Ácido Láctico (g/L)
Blanco	-	1.6
Muestra 1	0.0	0.0
Muestra 2	120.0	1.6
Muestra 3	244.0	3.1
Muestra 4	377.0	4.2
Muestra 5	510.0	4.7
Muestra 6	626.0	5.7
Muestra 7	757.0	7.3
Muestra 8	1406.0	8.8
Muestra 9	2143.0	9.9
Muestra 10	2896.0	10.4

Gráfica No. 3: Concentración de ácido láctico en la tercera prueba, aumentando la temperatura a 40°C y con 90 rpm de agitación



Gráfica No. 4: Disminución del potencial de hidrógeno con el tiempo en la tercera prueba de fermentación, a 40°C y con 90 rpm de agitación

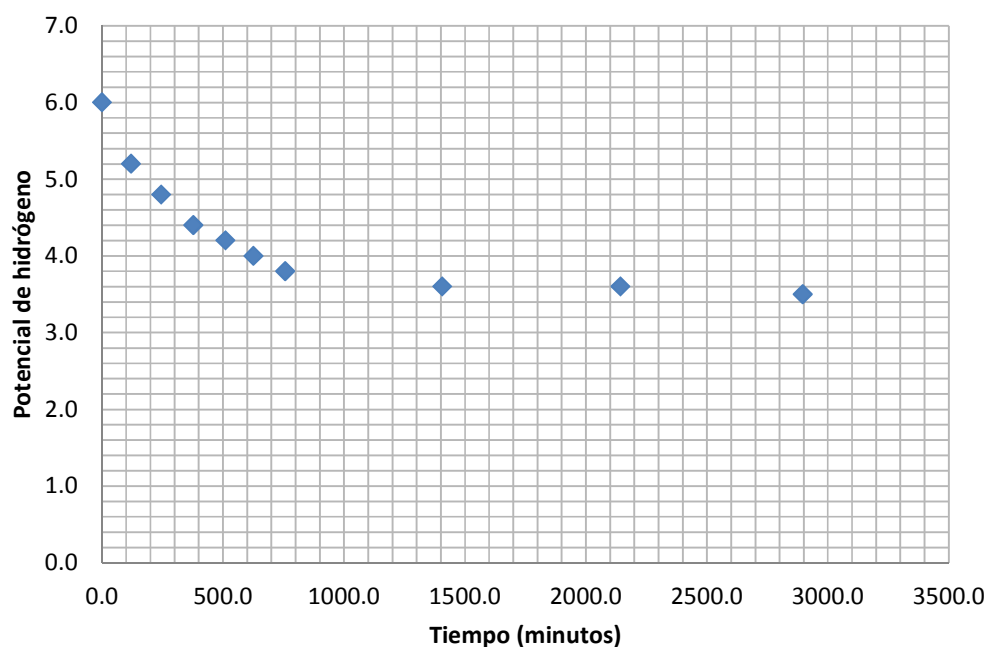


Tabla No. 23: Consumo de glucosa, conversión de sustrato y rendimiento de producto obtenidos para la tercera prueba de fermentación, a 40°C y 90 rpm de agitación

	Tiempo (± 1 min)	Consumo glucosa (g/L)	Conversión de sustrato (%)	Rendimiento producto (g ácido/g sustrato)
Muestra 1	0.0	0.084	4.592	0.000
Muestra 2	120.0	0.122	6.613	0.009
Muestra 3	244.0	0.404	21.983	0.022
Muestra 4	377.0	0.740	40.230	0.038
Muestra 5	510.0	1.065	57.865	0.060
Muestra 6	626.0	1.183	64.295	0.087
Muestra 7	757.0	1.256	68.275	0.125
Muestra 8	1406.0	1.471	79.971	0.240
Muestra 9	2143.0	1.616	87.808	0.441
Muestra 10	2896.0	1.707	92.768	0.782

Gráfica No. 5: Variación de la concentración de azúcares reductores en la tercera prueba de fermentación, a 40°C y 90 rpm de agitación

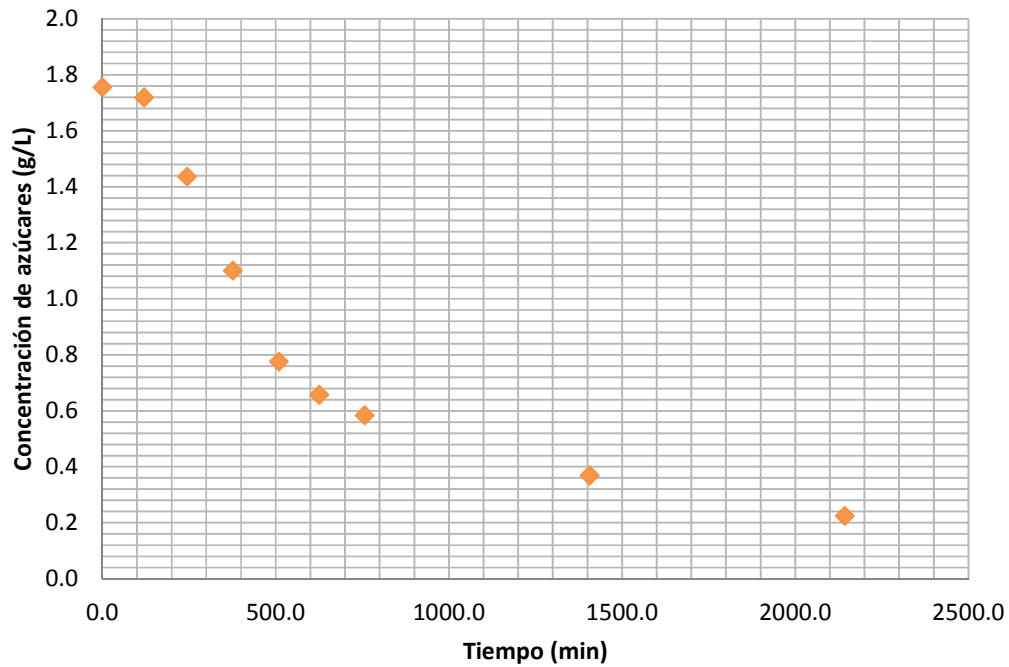


Tabla No. 24: Datos calculados para la determinación de la cinética de la reacción según la ecuación de Monod

	$C_A \cdot \tau / (C_{A0} - C_A)$	C_A
1	14700.373	0.008
2	9485.858	0.006
3	6919.228	0.004
4	4959.590	0.002
5	4504.638	0.001
6	4222.440	0.001

Gráfica No. 6: Cinética de reacción de acuerdo a la ecuación de Monod

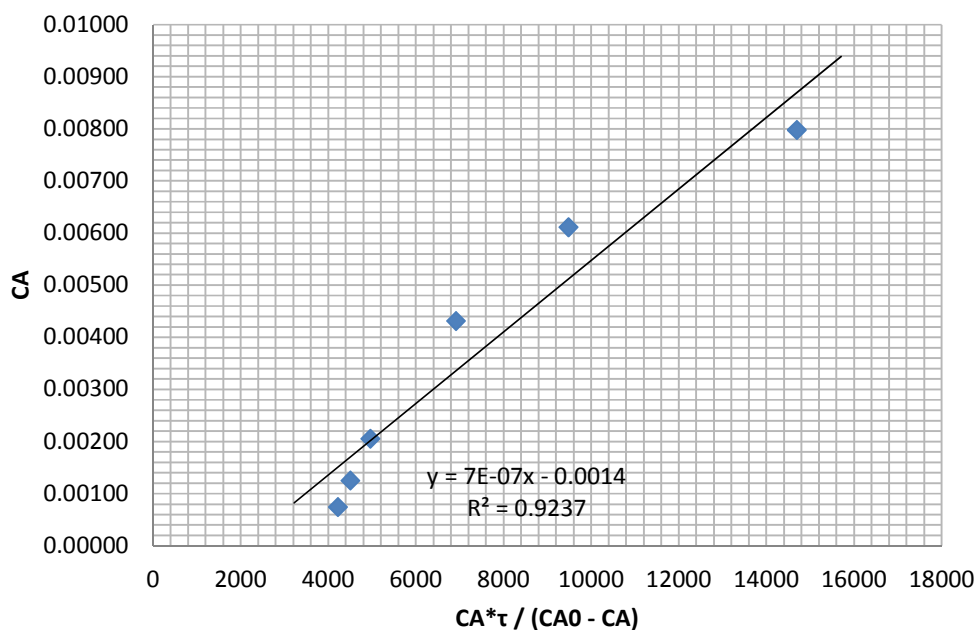


Tabla No. 25: Ecuación de regresión lineal para la determinación de la cinética según la ecuación de Monod

	Coefficientes	Superior 95.0%
Intercepción	-0.001385958	0.000895812
Variable X 1	6.86243E-07	9.60052E-07

Tabla No. 26: Estadísticas de la ecuación de regresión lineal de la ecuación de Monod

Coefficiente de correlación múltiple	0.961090685
Coefficiente de determinación R^2	0.923695304
R^2 ajustado	0.904619131
Error típico	0.000894593
Observaciones	6

Tabla No. 27: Datos calculados para determinar las dimensiones del reactor de tanque agitado

	Dato	
Concentración inicial de azúcares	146.95	g/L
Flujo volumétrico	397.90	L/h
Espacio – tiempo	48	h
	2986	min
Volumen del reactor	19099.2	L
	19.1	m^3

Tabla No. 28: Dimensiones del reactor de tanque agitado

	Dato
Diámetro tanque	2.65 m
Alto tanque	3.45 m

Tabla No. 29: Área exterior del reactor de tanque agitado

	Dato
Área cilindro	28.722 m ²
Área esfera	11.031 m ²
Área total de transferencia de calor	39.753 m ²

Tabla No. 30: Dimensiones del agitador diseñado para el reactor

	Dato
Diámetro agitador	2.480 m
Distancia agitador	4.680 m
Largo aspa	1.240 m
Ancho aspa	0.496 m
Revoluciones	9 rpm
	0.15 rps

Tabla No. 31: Datos calculados para la determinación de la potencia necesaria para el motor del agitador diseñado

	Dato
Np	0.8000
Potencia	305.470 W
	0.409 Hp
Potencia (incluyendo factor de seguridad)	397.11 W
	0.532 Hp

Tabla No. 32: Número de Reynolds, Prandlt, Nusselt y el factor de corrección de viscosidad calculados a partir de los datos experimentales

	Dato (adimensional)
Reynolds	27587.59
Pr	104.76
Corrección viscosidad	1.6780
Nusselt	3899.933

Tabla No. 33: Coeficiente de transferencia de calor, cantidad de calor a transferir al medio de solución y flujo de agua a temperatura de 40°C necesario para transferir dicha cantidad de calor

	Dato
Coeficiente de transferencia de calor	708.758 W/m ² .K
Calor transferido	-126,788.38 W
Flujo de agua (g/s)	5,050.52 g/s

Apéndice D: Especificaciones de diseño de la maquinaria

Tabla No. 34: Especificaciones del agitador principal

Marca	Link Industrial
Modelo	Anchor
Material	Acero inoxidable 316
Diámetro	2.48 m
Diámetro eje	1.0 "
Costo	Q 25,386.90 (\$ 3,234.00)

Tabla No. 35: Especificaciones del agitador secundario

Marca	Lightnin
Modelo	Propulsor
Material	Acero inoxidable 316
Diámetro	0.078 m
Diámetro eje	0.016 m
Costo	Q 1,310.95 (\$ 167.00)

Tabla No. 36: Especificaciones del medidor de potencial de hidrógeno

Marca	Orion Dual Star Benchtop	
Modelo	RZ 58825 - 00	
Rango	-2.0 a 20.0	
Concentración	0.0001 a 19.999 mol/L	
Temperatura	-5.0 a 105.0	
Exactitud	pH	± 0.002
	Concentración	± 0.05%
	Temperatura	± 0.1 °C
Costo	Q 14,067.00 (\$ 1500.00)	
Accesorios	Stainless Steel probe with 1m cable conector	Q 2,692.55 (\$ 343.00)

Tabla No. 37: Especificaciones del motor para el agitador anchor

Marca	Lightnin	
Modelo	RZ 50310 - 36	
Velocidad	1750 rpm	
Motor	trifásico	
Potencia	3/4 hp	
Dimensiones	Alto	0.295 m
	Diámetro	0.168 m
Eje	Largo	4.775 m
	Diámetro	0.016 m
Power (VAC)	208 a 230/460	
Costo	Q 24,335.00 (\$ 3,100.00)	

Tabla No. 38: Especificaciones para el motor del agitador secundario

Marca	Lightnin	
Modelo	RZ 50310 - 36	
Velocidad	1750 rpm	
Motor	trifásico	
Potencia	1/4 hp	
Dimensiones	Alto	0.295 m
	Diámetro	0.168 m
Eje	Largo	4.775 m
	Diámetro	0.016 m
Power (VAC)	208 a 230/460	
Costo	Q 9,734.00 (\$ 1,240.00)	

Tabla No. 39: Especificaciones del termopar

Tipo	Flexible thermistor probes
Modelo	RZ 08491 - 14
Rango	22 a 280 °C
Tiempo de respuesta	3.4 s
Acoplamiento	1/8"
Diámetro	5/32"
Costo	Q 1,546.45 (\$ 197.00)

Tabla No. 40: Especificaciones del medidor de presión

Tipo		Flexible thermistor probes
Modelo		RZ 68004 - 07
Rango	Temperatura	0 a 66 °C
	Presión	0 a 300 psi
Tiempo de respuesta		3.4 s
Acoplamiento		1/8"
Costo		Q 1,310.95 (\$ 167.00)

Apéndice E: Inversión total en equipo e instalación

Tabla No. 41: Costos de la maquinaria FOB

Equipo	Cantidad	Costo unitario	
Tanque vertical enchaquetado	1	Q 75,996.07	(\$ 9,681.03)
Agitador superior	1	Q 25,386.90	(\$ 3,234.00)
Agitador inferior	1	Q 1,310.95	(\$ 167.00)
Medidor de pH	1	Q 14,467.55	(\$ 1,843.00)
Motor 1/4 hp	1	Q 9,734.00	(\$ 1,240.00)
Motor 3/4 hp	1	Q 24,335.00	(\$ 3,100.00)
Termopar	1	Q 1,546.45	(\$ 197.00)
Medidor de presión	1	Q 186.44	(\$ 23.75)

Tabla No. 42: Flete y costos de instalación de maquinaria

Equipo	Flete internacional (3%)		Costo instalación	
Tanque vertical enchaquetado	Q 2,279.88	(\$ 290.43)	Q 78,092.51	(\$ 9,948.09)
Agitador superior	Q 761.61	(\$ 97.02)	Q 96,703.85	(\$ 12,318.96)
Agitador inferior	Q 39.33	(\$ 5.01)	Q 4,993.67	(\$ 636.14)
Medidor de pH	Q 80.78	(\$ 10.29)	Q 10,256.47	(\$ 1,306.56)
Motor 1/4 hp	Q 292.02	(\$ 37.20)	Q 37,078.78	(\$ 4,723.41)
Motor 3/4 hp	Q 730.05	(\$ 93.00)	Q 92,696.95	(\$ 11,808.53)
Termopar	Q 46.39	(\$ 5.91)	Q 5,890.74	(\$ 750.41)
Medidor de presión	Q 5.59	(\$ 0.71)	Q 710.18	(\$ 90.47)

Tabla No. 43: Impuestos de maquinaria

Equipo	Arancel (\$) 10%		IVA (\$) 12%		Costos internos (\$) 1%	
Tanque vertical enchaquetado	Q 7,599.61	(\$ 968.10)	Q 9,119.53	(\$ 1,161.72)	Q 759.96	(\$ 96.81)
Agitador superior	Q 2,538.69	(\$ 323.40)	Q 3,442.46	(\$ 438.53)	Q 321.30	(\$ 40.93)
Agitador inferior	Q 131.10	(\$ 16.70)	Q 177.76	(\$ 22.65)	Q 16.59	(\$ 2.11)
Medidor de pH	Q 269.26	(\$ 34.30)	Q 365.11	(\$ 46.51)	Q 34.08	(\$ 4.34)
Motor 1/4 hp	Q 973.40	(\$ 124.00)	Q 1,319.93	(\$ 168.14)	Q 123.19	(\$ 15.69)
Motor 3/4 hp	Q 2,433.50	(\$ 310.00)	Q 3,299.83	(\$ 420.36)	Q 307.98	(\$ 39.23)
Termopar	Q 154.65	(\$ 19.70)	Q 209.70	(\$ 26.71)	Q 19.57	(\$ 2.49)
Medidor de presión	Q 18.64	(\$ 2.38)	Q 25.28	(\$ 3.22)	Q 2.36	(\$ 0.30)

Tabla No. 44: Costo total de la inversión

Equipo	Costo total (\$)	
Tanque vertical enchaquetado	Q 173,847.55	(\$ 22,146.18)
Agitador superior	Q 129,154.81	(\$ 16,452.84)
Agitador inferior	Q 6,669.40	(\$ 849.61)
Medidor de pH	Q 13,698.24	(\$ 1,745.00)
Motor 1/4 hp	Q 49,521.32	(\$ 6,308.45)
Motor 3/4 hp	Q 123,803.31	(\$ 15,771.12)
Termopar	Q 7,867.50	(\$ 1,002.23)
Medidor de presión	Q 948.49	(\$ 120.83)
Total	Q 504,562.14	(\$ 64,275.43)

Apéndice F: Preparación del caldo de cultivo para la fermentación.

- 1) Principio: el caldo de cultivo es el medio que provee todos los nutrientes necesarios para la reproducción del microorganismo y la obtención del producto deseado. En este caso, se utilizó el mismo medio de cultivo tanto para *Lactococcus lactis subsp. lactis*.
- 2) Reactivos a utilizar
 - Extracto de Levadura
 - Glucosa, en este caso se empleó melaza como fuente de glucosa.
 - Fosfato de potásico monobásico (cristales)
 - Acetato de Sodio
 - Sulfato de Amonio
 - Sulfato de Magnesio heptahidratado
- 3) Procedimiento
 - En un recipiente suficientemente grande, se debe mezclar lo siguiente:

Tabla No. 45: Caldo de cultivo para la reacción de fermentación

	Fórmula	Peso (g)
Glucosa	-	80
Extracto de levadura	-	12.1
Fosfato monopotásico	KH_2PO_4	3
Fosfato diamónico	$(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$	-
Acetato de sodio	$\text{CH}_3\text{COONa} \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	7.5
Citrato de amonio	$(\text{NH}_4)_2\text{HC}_6\text{H}_5\text{O}_7$	3
Sulfato de magnesio heptahidratado	$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	0.3

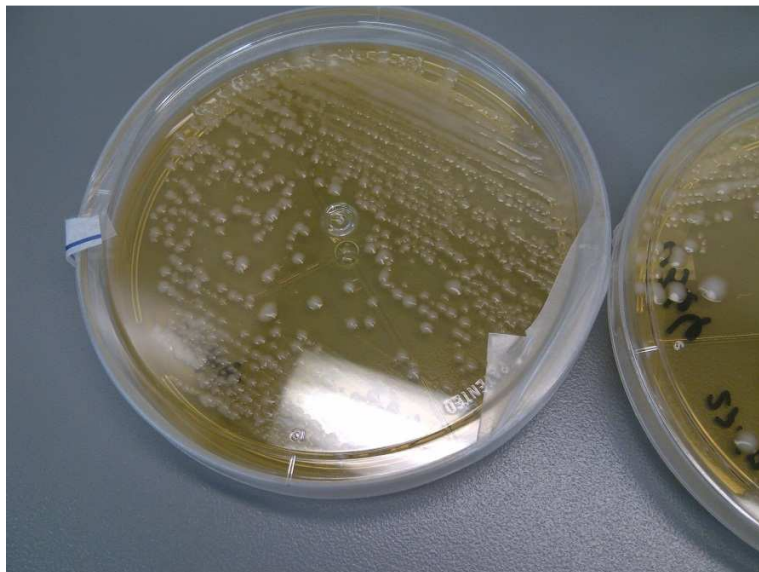
En una balanza analítica realizar los pesos y diluir en una solución de 1 litro de agua desmineralizada.

Mezclar bien y medir el pH, verificar que éste se encuentre en un valor entre 5-6.

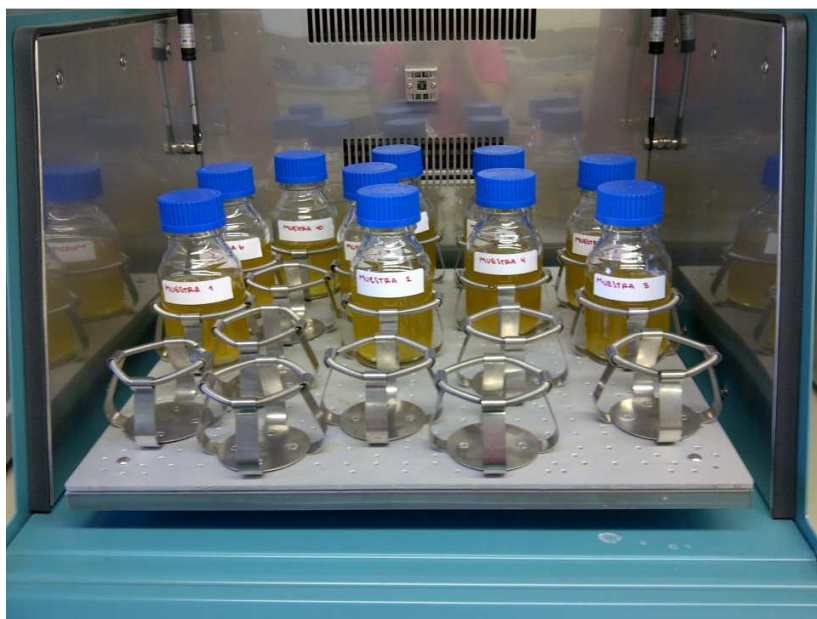
Fotografía No. 1: Medio de cultivo para la tercera prueba de fermentación



Fotografía No. 2: Cajas petri en las cuales creció la cepa *lactococcus lactis subsp. lactis*



Fotografía No. 3: Equipo utilizado para la tercera prueba de fermentación, a temperatura de 40°C y agitación de 90 rpm



Fotografía No. 4: Equipo utilizado en la tercera prueba de fermentación en funcionamiento



Apéndice G: Método empleado para la valoración de ácido láctico en las muestras

Método 1: Preparación de la solución volumétrica de hidróxido de sodio 1.0 N

- 1) Principio: Se realiza la valoración de la solución de hidróxido de sodio con un estándar primario cuyo peso es conocido para determinar la concentración real de la solución preparada.
- 2) Reactivos:
 - Hidróxido de Sodio
 - Biftalato de Potasio
 - Agua Purificada
 - Fenolftaleína
- 3) Equipo:
 - Bureta 50 mL
 - Erlenmeyer 250 mL
 - Papel Filtro Whatman No. 41
 - Balón volumétrico 1 L.
 - Mortero
 - Horno
- 4) Procedimiento
 - Disolver 162 g de hidróxido de sodio en 150 mL de agua purificada, libre de CO₂
 - Enfriar a temperatura ambiente y filtrar a través de papel filtro Whatman No. 41 o su equivalente.
 - Transferir 54.5 mL del filtrado claro a un recipiente de polietileno de 1000 mL, llevar a volumen con agua purificada libre de CO₂ y homogeneizar.
 - Almacenar la solución en el frasco de polietileno.
 - Permitir que la solución alcance la temperatura ambiente antes de valorar.

- Pulverizar en mortero el Biftalato de potasio.
 - Secar el Biftalato a 120°C durante 2 horas.
 - Almacenar en frasco bien tapado e identificado en la desecadora.
- Realizar la valoración del Biftalato de potasio por triplicado.
 - Pesar por triplicado, cuantitativamente 1.000 g de biftalato de potasio y transferir a Erlenmeyer de 250 mL.
 - Disolver en 75 mL de agua purificada libre de CO₂.
 - Agregar 2 gotas de fenolftaleína TS.
 - Titular con la solución de hidróxido de sodio hasta obtener un color rosado permanente.

5) Cálculos

$$N = \frac{W \text{ (mg)} * P * (1 \text{ mL NaOH} * 1N)}{204.2 \text{ mg} * V(\text{mL})} [=] \frac{\text{eq NaOH}}{L} [=] \frac{\text{mol NaOH}}{L}$$

(Ecuación No. 26)

En donde N es la normalidad; V es el volumen de NaOH consumidos en la titulación; W es el peso de Biftalato de potasio en miligramos; y P es la pureza del Biftalato de potasio.

Método 2: Titulación del ácido láctico

- 1) Principio: este método se basa en la reacción de neutralización entre un ácido y una base. El hidróxido de sodio añadido va reaccionando con el ácido láctico presente en la solución. Tomando como indicador la fenolftaleína, se puede determinar la ausencia de ácido dado que su coloración es rosa en medio básica e incolora en medio ácido. Por tanto, al tornar la solución a rosa se conoce el volumen de hidróxido de sodio necesario para neutralizar la cantidad de ácido láctico presente en la solución.
- 2) Reactivos:
 - Hidróxido de Sodio 1.0 N
 - Fenolftaleína
- 3) Equipo utilizado:
 - Bureta de 50 mL
 - Beakers de 200 mL
 - Pipeta graduada de 20 mL
- 4) Procedimiento
 - Realizar una solución 1.0M de hidróxido de Sodio.
 - Centrifugar la muestra obtenida durante 10 minutos a 9000 rpm.
 - Tomar una alícuota de 20 mL de solución muestra.
 - Añadir 2 mL de fenolftaleína.
 - Titular la solución hasta obtener un rosa consistente.
 - Apuntar el volumen de hidróxido de sodio.
- 5) Cálculos: Para calcular la concentración de ácido láctico presente en la muestra, a partir de la titulación con hidróxido de sodio, se emplea la siguiente fórmula:

$$C_{Ac. Láctico} = \frac{V \times N_{NaOH} \times 90.08}{20} [=] g Ac. \frac{Lactico}{L}$$

(Ecuación No. 27)

En donde V es el volumen de hidróxido de sodio empleado en la titulación, y N_{NaOH} es la concentración real de la solución de hidróxido de sodio obtenida en el método 1.

Fotografía No. 5: Preparación de la muestra previo a la titulación: centrifugación y desgasificación



Fotografía No. 6: Sistema de titulación empleado para la determinación de datos experimentales



Fotografía No. 7: Titulación de una muestra



Apéndice H: Cálculo de la concentración de ácido láctico en una muestra

El cálculo de la concentración de ácido láctico se realizó mediante la fórmula presentada en el método 2 del apéndice B. El cálculo de la concentración se realizó de la misma manera para todas las muestras tituladas, y se obtuvo el resultado en gramos por litro de solución.

A partir del volumen de hidróxido de sodio obtenido, es posible determinar la cantidad de ácido láctico mediante el siguiente procedimiento:

$$X \text{ mL NaOH} \times \frac{1.0606 \text{ eq NaOH}}{1000 \text{ mL}} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ eq NaOH}} \times \frac{1 \text{ mol Ac. Láctico}}{1 \text{ mol NaOH}} \times \frac{90.08 \text{ g Ac. Láctico}}{1 \text{ mol Ac. Láctico}} \\ \times \frac{1}{0.020 \text{ L muestra}} [=] \frac{\text{g Ac. Láctico}}{\text{L solución}}$$

(Ecuación No. 28)

Sustituyendo los datos de volumen de hidróxido de sodi de la Tabla No. 14 en la ecuación, se obtienen los resultados de la concentración de ácido láctico presentados.

Para ejemplificar este cálculo, se utilizará el primer dato obtenido en la titulación para la muestra de la corrida 1, al cabo de 343 minutos de fermentación. En este caso, el volumen obtenido de hidróxido de sodio en la titulación fue de 1.5 mL. Sustituyendo los datos,

$$1.3 \text{ mL NaOH} \times \frac{1.0606 \text{ eq NaOH}}{1000 \text{ mL}} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ eq NaOH}} \times \frac{1 \text{ mol Ac. Láctico}}{1 \text{ mol NaOH}} \times \frac{90.08 \text{ g Ac. Láctico}}{1 \text{ mol Ac. Láctico}} \\ \times \frac{1}{0.020 \text{ L muestra}} = 6.26 \text{ g Ac. Láctico/L}$$

Se obtiene una concentración de la muestra 1 de 6.26 g ácido láctico/L, después de un período de 343 minutos, o aproximadamente 6 horas.

Utilizando el mismo procedimiento, se procedió a calcular la concentración en todas las muestras obtenidas.

Apéndice I: Determinación de azúcares reductores

Principio: este método se basa en la reducción de los azúcares reductores por medio del ácido DNS.

1) Reactivos

- Ácido Dinitrosalicílico
- Agua
- Glucosa

2) Equipo

- Balón volumétrico 100 mL
- Pipetas volumétricas 2 mL
- Baño maría
- Tubos de ensayo
- Pipeta volumétrica 10 mL

3) Procedimiento

- Preparar una solución de glucosa al 0.1%.
- Tomar alícuotas de glucosa y de agua para preparar las siguientes soluciones:

Tubo	Solución de Glucosa (0.1%) (± 0.05 mL)	Agua (± 0.05 mL)	DNS (± 0.05 mL)
0	0.0	2	2
1	0.2	1.8	2
2	0.4	1.6	2
3	0.6	1.4	2
4	0.8	1.2	2
5	1.0	1.0	2
6	1.2	0.8	2
7	1.4	0.6	2
8	1.6	0.4	2
9	1.8	0.2	2
10	2.0	0.0	2

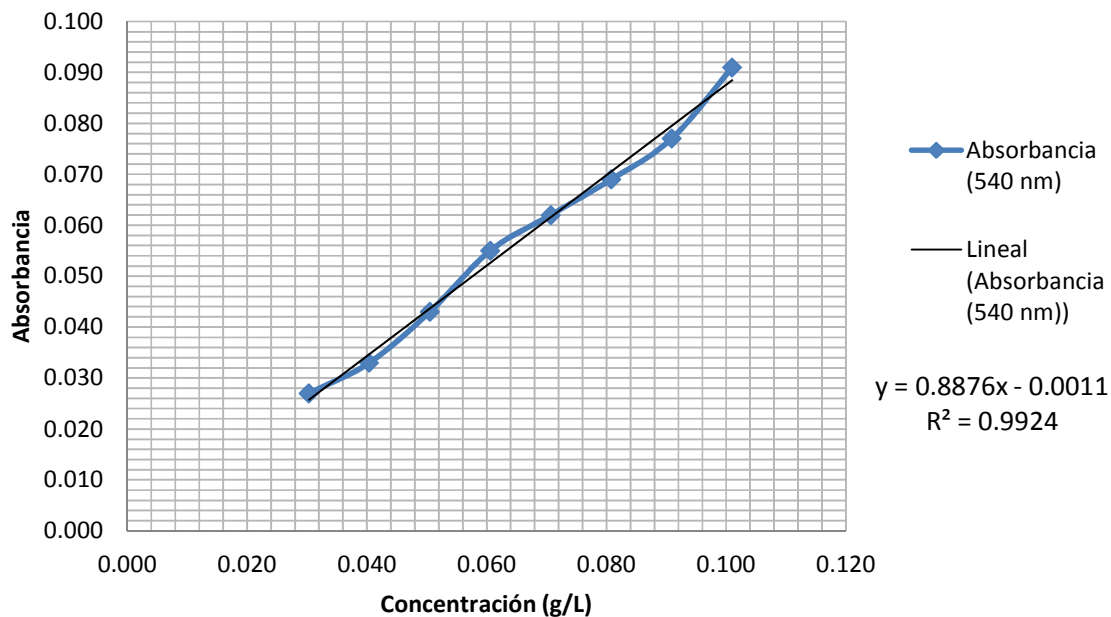
- Colocar en baño maría y permitir que hierva la solución.
- Retirar del baño maría y agregar 6 mL de agua desmineralizada.
- Agitar correctamente.
- Leer en el espectrómetro UV a 540 nm.

4) Curva de calibración

- A partir de los datos obtenidos anteriormente realizar una curva de calibración.

La curva de calibración obtenida en este caso,

Gráfica No. 7: Curva de calibración para determinación de azúcares reductores



5) Cálculo

- Se determinó la concentración real de glucosa en cada solución preparada mediante la ecuación:

$$C_1V_1 = C_2V_2$$

(Ecuación No. 29)

Tomando en consideración C_1 el valor de la concentración de la solución de glucosa (0.101 g/L), y V_1 como el volumen que se tomó de esta solución. El volumen de la segunda solución es 2 mL.

- A partir de la Gráfica No. 7, se realiza una regresión lineal. Con la misma, se puede determinar la concentración en azúcares reductores de las muestras obtenidas experimentalmente. La regresión lineal obtenida, con un valor de R^2 de 0.9924 es:

$$y = 0.8876x - 0.0011$$

(Ecuación no. 30)

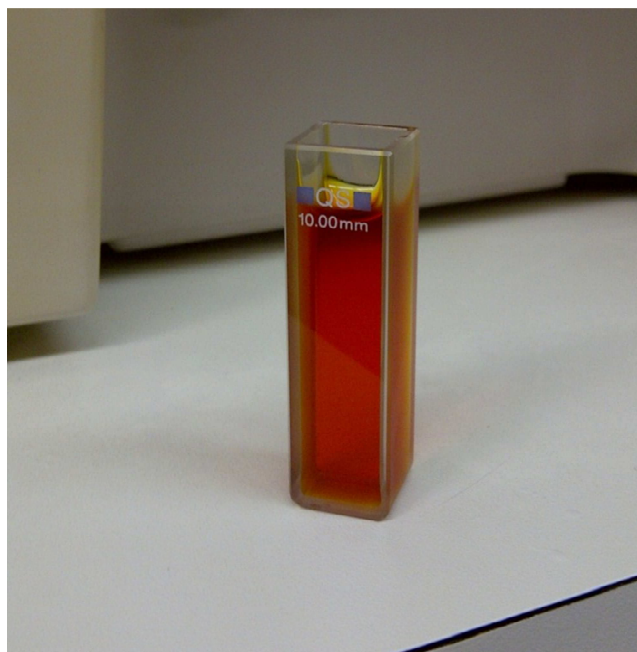
Tomando el valor de la absorbancia como y se puede despejar para x el valor de la concentración de azúcares.

Según este procedimiento, se determinó la concentración de azúcares reductores en todas las muestras.

Fotografía No. 8: Equipo para la determinación de la concentración de azúcares en la solución



Fotografía No. 9: Celda utilizada en el espectrofotómetro

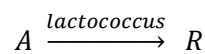


Apéndice J: Cálculo de la ecuación de velocidad de reacción para los resultados experimentales obtenidos

A partir de los datos presentados en el Apéndice C , se pudo determinar la ecuación de la velocidad de la reacción. La velocidad de reacción se obtiene para el sustrato, en este caso la glucosa dado que la reacción de fermentación es del tipo:



Escrita de otra forma es una reacción del tipo



Dado que es una reacción de fermentación, la cinética se describirá a partir de la ecuación de Monod para cualquier valor de concentración de “A” inicial,

$$-r_A = r_R = kC_C \frac{C_A}{C_A + C_M}$$

(Ecuación No. 31)

En donde, C_M es la constante de Monod; C_C es la concentración de microorganismos en el sistema, y k es la constante de velocidad de la ecuación.

Para determinar estos valores, se sustituyó la ecuación de cinética en la ecuación de diseño para un reactor de tanque agitado y se obtuvo,

$$k_3 C_C \tau = \frac{(C_{A0} - C_A) (C_M + C_A)}{C_A}$$

(Ecuación No. 32)

A partir de esta ecuación, se pueden reordenar las variables de una forma que permita el cálculo de las variables k_3 , C_M y C_C . Reordenando,

$$C_A = -C_M + k_3 C_C \left(\frac{C_A \tau}{C_{A0} - C_A} \right)$$

(Ecuación No. 33)

Para estos cálculos, las concentraciones se trasladaron a moles/litro, de manera a obtener las constantes en estas dimensionales. Los datos utilizados se presentan en la

Tabla No. 24, en donde se eliminaron cuatro datos debido a error de tipo experimental.

Sabiendo que se toma como sustancia “A” los azúcares presentes en la solución, y conociendo que el valor del espacio tiempo es de 2986 minutos, se pudo calcular el valor entre paréntesis de la (Ecuación No. 33. Para el primer dato de la

Tabla No. 24,

$$\frac{C_A \tau}{C_{A0} - C_A} = \frac{0.00797 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times 2986 \text{ min}}{(0.00955 - 0.00797) \text{ mol/L}} = 14,700.397 \text{ min}$$

De la misma manera, se realizó el cálculo para los datos experimentales obtenidos. Posterior a los cálculos realizados, se realizó una gráfica tomando en el eje X los valores obtenidos anteriormente, y el eje Y el valor de la concentración. De esta manera, se obtuvo la Gráfica No. 6 (pág. 58), cuyos datos de regresión se presentan en la Tabla No. 25: Ecuación de regresión lineal para la determinación de la cinética según la ecuación de Monod (pág. 58).

A partir de esta regresión se obtuvo que,

$$C_M = 0.00138 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$k_3 C_C = 6.862 \times 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{L} \cdot \text{min}}$$

Sustituyendo estos datos en la ecuación de cinética se obtiene,

$$-r_A = r_R = 6.862 \times 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{L} \cdot \text{min}} \times \frac{C_A}{0.00138 \frac{\text{mol}}{\text{L}} + C_A}$$

Apéndice K: Cálculo del volumen del reactor y equipos auxiliares

Cálculo del volumen del reactor

El volumen del reactor se calcula mediante el flujo de miel final baja en azúcares al final del ingenio. En la Tabla No. 10 (pág. 48), se determinó el flujo de la miel final del ingenio.

Como se mencionó entre los objetivos de este trabajo de graduación, el reactor se diseñará para operar el 10% del flujo de miel final del ingenio. A partir de estos datos, se puede determinar el flujo de miel hacia el reactor.

A partir del flujo anual, se determina el flujo por hora de la miel final,

$$1,355,597.80 \frac{\text{gal}}{\text{año}} \times 10\% \times \frac{1 \text{ año}}{161 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} = 35.08 \frac{\text{gal}}{\text{h}} \times \frac{3.79 \text{ L}}{1 \text{ gal}} = 132.63 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Obtenido el flujo de la miel final hacia el reactor, se debe determinar la cantidad de agua a añadir para que la concentración en azúcares de la miel diluida que ingresa al reactor sea adecuada para el microorganismo utilizado. De acuerdo a las propiedades del microorganismo, el rango de concentración de azúcares aceptable es de 12 a 18.5 ° Brix. Para cumplir con esto, se debe agregar 2 litros de agua por cada litro de miel final. Siendo así, se obtiene que:

$$C_{\text{miel diluida}} = \frac{C_{\text{miel final}} \times V_{\text{miel final}}}{V_{\text{entrada reactor}}}$$

(Ecuación No. 34)

Conociendo el flujo de entrada de la miel final, se determinó (multiplicando por 2) el valor del flujo a la entrada del reactor,

$$C_{\text{miel diluida}} = \frac{30.63 \text{ °Brix} \times 132.63 \text{ L/h}}{397.90 \text{ L/h}} = 10.21 \text{ °Brix}$$

A partir de la Tabla No. 11 (pág. 48), se puede determinar a partir de los grados Brix, la concentración de azúcares en gramos por litro. Mediante una simple interpolación de la tabla, es posible determinar la concentración inicial,

$$C_{A0} = 146.95 \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{ azúcares}$$

El flujo total de la solución de miel diluida hacia el reactor es entonces,

$$v = 132.63 \frac{L}{h} + 265.27 \frac{L}{h} = 397.90 L/h$$

El espacio-tiempo (τ) del fermentador se definió como el tiempo necesario que el fluido debe permanecer en el reactor para obtener la conversión deseada. A partir de esto, se determinó que el tiempo mínimo de fermentación de la reacción para obtener una producción de ácido láctico aceptable es de 48 horas. Por tanto, el espacio tiempo es

$$\tau = 48 h$$

Y el espacio-velocidad,

$$s = \frac{1}{48 h} = 0.0208 h^{-1}$$

A partir de estos datos, y de la (Ecuación No. 16), es posible determinar el volumen del reactor,

$$V = \frac{F_{A0}\tau}{C_{A0}}$$

(Ecuación No. 35)

Sustituyendo los siguientes valores anteriormente calculados,

$$V = \frac{(397.90 L/h) \times (146.95 g/L) \times 48 h}{(146.95 g/L)} = 19,099.2 L \sim 20 m^3$$

Para determinar las dimensiones del reactor, deben tomarse en cuenta ciertos aspectos de los que depende el equipo a diseñar. En la literatura, se encontró el rango recomendado para la relación entre altura y el diámetro (1- 1.5). En este caso, se utilizará que la relación será de 1.3. Siendo esto, se determina las proporciones del tanque de acuerdo a la fórmula básica de un cilindro,

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 h$$

(Ecuación No. 36)

Dado que se conoce $h = 1.3 D$,

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \times 1.3 D$$

Despejando para el diámetro del tanque,

$$D = \left(\frac{4}{\pi} \times \frac{V}{1.3} \right)^{1/3}$$

Y sustituyendo el valor del volumen obtenido,

$$D = \left(\frac{4}{\pi} \times \frac{19.099 \text{ m}^3}{1.3} \right)^{1/3} = 2.65 \text{ m}$$

Calculando el valor de la altura del tanque,

$$h = 1.3 \times D = 1.3 \times 2.65 \text{ m} = 3.45 \text{ m}$$

La parte inferior del tanque es una semiesfera, cuyo volumen también depende del radio del reactor ya calculado. El volumen de una esfera es,

$$V = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{D}{2} \right)^3$$

(Ecuación No. 37)

Entonces, para la sección semicircular inferior del tanque, utilizando como valor del diámetro 2.65m,

$$V = \frac{4}{3} \pi \left(\frac{2.65 \text{ m}}{2} \right)^3 \times \frac{1}{2} = 4.87 \text{ m}^3$$

La tapadera del reactor será plana, por lo que el volumen total del reactor está dando entonces por,

$$V_{total} = V_{semiesfera} + V_{cilindro} = 9.74 + 19.099 = 28.84 \text{ m}^3$$

De acuerdo a estos volúmenes y dimensiones, es posible determinar la altura en el cilindro en donde se encontrará normalmente el líquido. Esto puede calcularse a partir del volumen de un cilindro dado que el volumen de la semiesfera estará completamente lleno. Conociendo ambos volúmenes, se determina que

$$h = \frac{(V_{cilindro} - V_{semiesfera})}{\frac{\pi}{4} \times D^2} = \frac{(19.099 - 4.87)}{\frac{\pi}{4} \times 2.65^2} = 2.58 \text{ m}$$

Ahora es necesario determinar la presión que el líquido ejerce en el fondo del tanque para poder determinar el material del mismo. Entonces, para calcular la presión en el fondo del reactor se utilizará la siguiente fórmula,

$$P = \rho \times g \times h$$

(Ecuación No. 38)

Se determina que la densidad de la solución de azúcar que ingresa en el reactor es de 1029.44 kg/m³, y considerando $g = 9.81 \text{ m/s}^2$, se puede calcular la presión en la parte inferior del tanque,

$$P = 1029.44 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \left(2.58 + \frac{2.65}{2}\right) \text{m} = 39,435.84 \text{ Pa} = 39.44 \text{ kPa}$$

Cálculo de los equipos auxiliares

En el reactor a utilizar, existen tres sistemas que deben controlarse a lo largo del proceso de fermentación. Estos son la temperatura, la agitación, el flujo de entrada del material y la presión del sistema.

El flujo de entrada del material, se hará con una válvula de bola regulada de manera que permita la entrada de la cantidad de melaza deseada. Como se mencionó en el cálculo del reactor, el flujo de melaza necesaria en el reactor es 132.3 L/h, el cuál se introducirá en el reactor con una tubería de 1/8 de pulgada de diámetro cédula 40. Simultáneamente, debe ingresarse una cantidad de 244.6 L/h de agua para diluir la solución a la concentración de azúcares deseada. Por tanto, para el flujo de melaza se utilizará una tubería de acero inoxidable 316 de 75 milímetros de diámetro con una válvula de bola abierta en su totalidad. Por otro lado, para el flujo de agua, se utilizará una tubería de acero inoxidable 316 de 1/8 pulgadas de diámetro cédula 40.

Además de esto, también debe ingresarse los nutrientes necesarios para la fermentación. Esto se realizará mediante una solución preparada previamente con los porcentajes de cada reactivo presentados en la Tabla No. 46. Este flujo se añadirá a razón de 1 L/h, obteniendo así que se requiere una tubería de 3/4 de pulgada cédula 40.

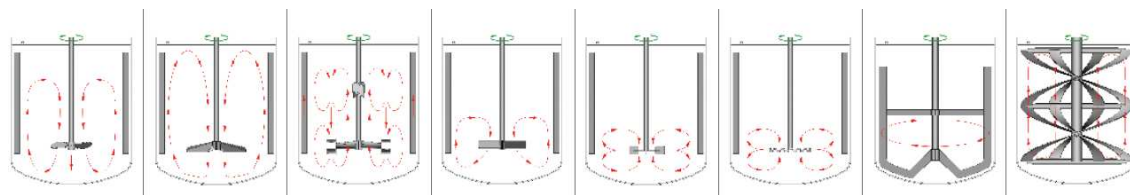
Tabla No. 46: Solución de nutrientes agregada en el reactor de tanque agitado

	Cantidad (g/L)	Porcentaje
Sulfato de amonio	2	0.20%
Fosfato monobásico de potasio	0.65	0.07%
Sulfato de magnesio	0.25	0.03%
Extracto de levadura	5	0.50%

En cuanto a la agitación, debe de decidirse primero sobre el tipo de agitador deseado en el reactor, y los patrones de flujo del mismo. En este caso se desea un flujo circular y axial que permita una mezcla homogénea del medio de cultivo y de la sacarosa principalmente.

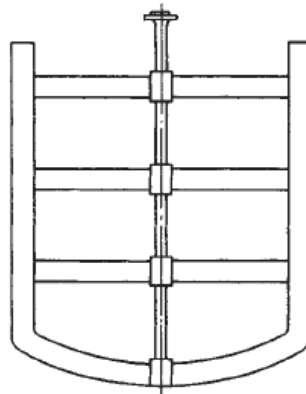
Por tratarse de un sistema en el que la agitación debe ser laminar, es preferible utilizar un tipo de aspas que provoquen un flujo de tipo tangencial. De esta manera la circulación será completa en el reactor y la homogeneización se lleve a cabo de mejor manera.

Figura No. 14: Patrón de flujo en un sistema de tanque agitado



Dado que se requiere un agitador cuyo patrón de flujo sea tangencial, se eligió un agitador de tipo ancla (ver Figura No. 15). Este consiste en un agitador en forma de “U” con la capacidad de agitar todo el líquido dentro del reactor de forma tangencial. Este tipo de reactor se utiliza comúnmente en la industria para líquidos viscosos y para sistemas en los que la agitación deseada sea homogénea. Ahora, se procede al diseño del tamaño de las aspas y de la separación a la pared de las mismas.

Figura No. 15: Agitador anchor



En un sistema con placas deflectoras, la separación de las placas a la pared del reactor corresponde a $1/12$ del diámetro del tanque. Dado que el agitador es tipo ancla no hay necesidad de colocar placas deflectoras, sin embargo la separación del aspa a la pared será considerada la misma. Por tanto, el diámetro exterior del agitador ancla es:

$$D_a = D_T - \frac{2}{12}$$

(Ecuación No. 39)

En donde D_a es el diámetro del agitador, y D_T corresponde al diámetro del reactor diseñado. Sabiendo que el diámetro del reactor es 2.65 m,

$$D_a = 2.65 \text{ m} - \frac{2}{12} = 2.48 \text{ m}$$

Dado que el tamaño del agitador es demasiado grande, este no puede ser obtenido comercialmente y debe ser fabricado por alguna empresa con las especificaciones necesarias. Dado que el agitador es tipo ancla, el largo de las aspas es el mismo que el diámetro del agitador, por lo que se procede a determinar el ancho de las mismas. De acuerdo a una regla gruesa, se determina el ancho de las aspas mediante la ecuación,

$$W = \frac{1}{5} \times D_a$$

(Ecuación No. 40)

Sustituyendo el dato del diámetro del agitador,

$$W = \frac{1}{5} \times 2.48 \text{ m} = 0.496 \text{ m}$$

De esta manera, se obtiene que el largo de las aspas es de 2.48 m y el ancho de las aspas de 0.50 m. Finalmente, se procede a calcular el alto de las aspas. Este, se determina en base al alto del líquido en el reactor. Generalmente, el alto de las aspas representa el 80 – 90 % del alto del líquido.

Anteriormente, se determinó que el alto del líquido en el reactor sería de 2.58 m. De esta manera, se determina el alto de las aspas del agitador deben ser el 85% de la altura del líquido. Sin embargo, dada la presencia de un segundo agitador en el inferior del tanque para evitar la sedimentación de sólidos, el agitador anchor se colocará a 1.325 m del fondo del reactor. Así el alto del líquido es de 1.25 m. Utilizando este dato, se obtiene que el alto de las aspas es de,

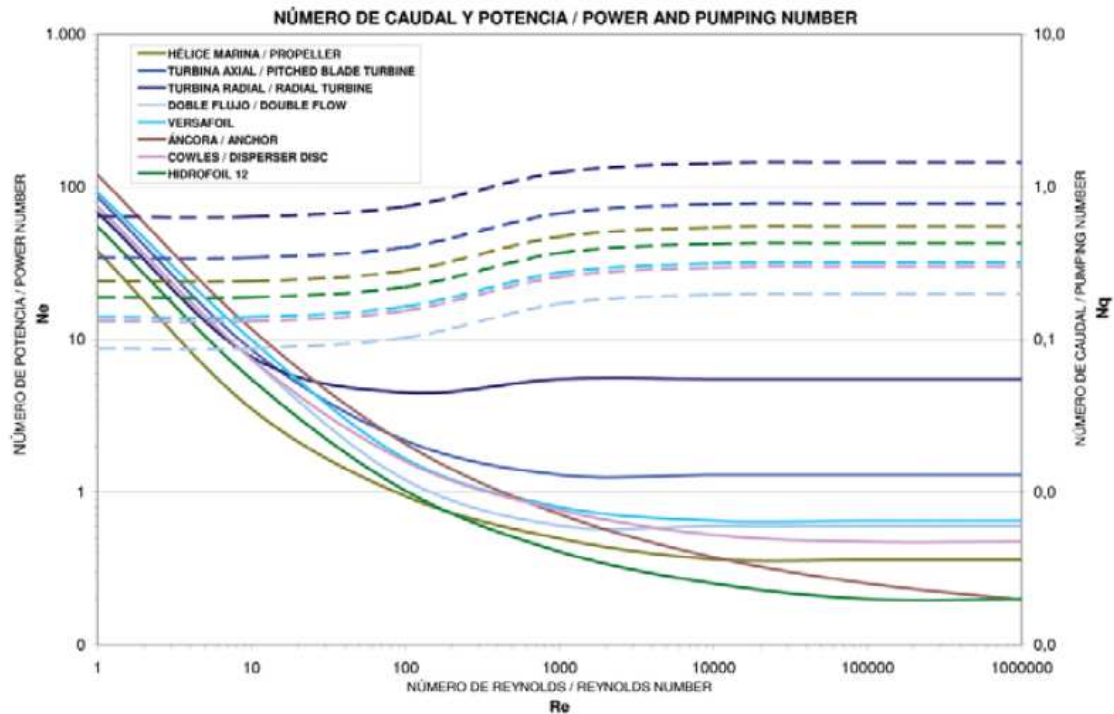
$$H = 1.25 \text{ m} \times 0.90 = 1.13 \text{ m}$$

Por tanto, el sistema de agitación consta de un agitador tipo anchor de 2.48 metros de diámetro con dos aspas de aproximadamente 0.496 m de espesor y un alto de 1.13 m, colocado a 1.325 m del fondo del reactor.

Además, el sistema de agitación también consta de un motor capaz de girar a las revoluciones por minuto necesarias, un transmisor de potencia y reducción de velocidad. Este sistema es importante dado que los motores de gran tamaño giran a velocidades considerables, que provocarían consumos muy grandes de energía. Si se utilizara el motor directamente sobre el agitador, la agitación podría ser muy vigorosa.

Para dimensionar el motor de la bomba, se utiliza la siguiente gráfica.

Gráfica No. 8: Números de potencia y número de caudal en sistemas agitados en función del número de Reynolds para distintos tipos de agitador



A partir de esta gráfica, se puede determinar el número de potencia en función de número de Reynolds. De modo que para determinar el número de potencia del agitador, primero se debe determinar el número de Reynolds,

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

(Ecuación No. 41)

Donde D_a es el diámetro del agitador utilizado, N es la velocidad de giro del agitador en revoluciones por segundo, ρ es la densidad de la solución, y μ es la viscosidad de la solución.

Utilizando los datos calculados se obtiene,

$$Re = \frac{(2.48 \text{ m})^2 \times (9/60 \text{ rps}) \times 1206 \text{ kg/m}^3}{40.33 \times 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s}} = 27587.59$$

La velocidad de giro se tomó a una menor cantidad que la experimentación, dado que se revisó en la literatura que las fermentaciones anaeróbicas dan una mayor producción de ácido láctico a bajas revoluciones por minuto.

En la Gráfica No. 8, puede emplearse la curva No. 6, dado que es la que representa un agitador de palas inclinadas. A partir del número de Reynolds calculado se obtiene un valor de 1.3 para el número de potencia. Ahora, para calcular la potencia necesaria, es necesario despejar de la ecuación del número de potencia, según la siguiente ecuación

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D_a^5}{g_c}$$

(Ecuación No. 42)

Donde P es la potencia a emplear en el sistema y Np es el número de potencia.

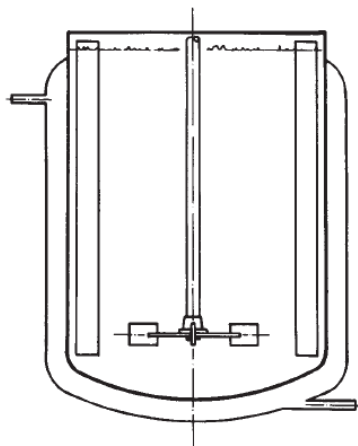
Empleando los datos ya obtenidos, se determina que la potencia es igual a

$$P = 0.8 \left(1206 \frac{kg}{m^3} \right) (9/60 rps)^3 (2.48 m)^5 = 305.47 W = 0.41 hp$$

Empleando un factor de seguridad, se determina que el motor requerido por el sistema es de $\frac{3}{4}$ hp. Con este resultado, se selecciona un motor marca Lightnin modelo RZ-50310-36 trifásico con de $\frac{3}{4}$ hp con capacidad para 1750 rpm.

Finalmente, en lo que se refiere al sistema de calentamiento del reactor, se decidió que el uso de una chaqueta de calentamiento alrededor de todo el equipo es un sistema más factible que un serpentín en el interior del mismo. Este tipo de chaqueta se presenta en la siguiente figura.

Figura No. 16: Sistema de calentamiento con chaqueta



Para determinar el flujo de agua caliente que debe pasar por la chaqueta para mantener el medio de fermentación a una temperatura de 32°C, primero se debe determinar el área de contacto entre el

fluido y el reactor. Esta área constituye en la forma cilíndrica y la mitad de la esfera del reactor (la parte inferior). Para el cilindro,

$$A = \pi Dh$$

(Ecuación No. 43)

Donde A representa el área del cilindro, D el diámetro del cilindro y h es alto del mismo.

Para la esfera,

$$A = \pi D_R^2$$

(Ecuación No. 44)

Donde D_R es el diámetro del reactor.

Empleando el diámetro del reactor igual a 2.65 m y el alto del cilindro igual a 3.45 m, se obtiene un área total de transferencia de calor equivalente a 39.75 m².

Posteriormente, se requiere de una ecuación adimensional diseñada para los tanques agitados con un sistema de paletas como el que se empleará en el reactor. De esta manera, se estimará el número de Nusselt y se podrá calcular el coeficiente de transferencia de calor. La ecuación obtenida es,

$$\frac{hD_j}{k} = a (Re)^b \left(\frac{c_p \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^m$$

(Ecuación No. 45)

Donde a, b y m son variables que dependen del sistema de agitación empleado. En esta ecuación el primer término es el número de Reynolds; el segundo término es el número de Prandtl y finalmente el tercer término representa la corrección por viscosidad. De (Perry, 1999) se obtiene que $a = 0.54$; $b = 2/3$ y $m = 0.14$.

De modo que utilizando los valores encontrados y empleando la corrección de la viscosidad de la solución con respecto al agua, se puede determinar el número de Nusselt:

$$Nu = 0.54 (27587.57)^{2/3} (104.76)^{1/3} (1.6780)^{0.14} = 3899.93$$

Sin embargo el número de Nusselt también se define como:

$$Nu = \frac{h D_R}{k}$$

(Ecuación No. 46)

Donde h es el coeficiente de transferencia de calor y k es la conductividad de la solución. A partir de la literatura se determinó el valor de la conductividad del ácido láctico, siendo ésta de 0.4816 W/mK. A partir de este dato,

$$h = \frac{Nu \times k}{D_R} = \frac{3899.93 \times 0.4819 \frac{W}{m \cdot K}}{2.65 m} = 708.76 \frac{W}{m^2 K}$$

De modo que el flujo de calor que se puede transferir a la solución en el reactor puede calcularse de la siguiente manera:

Suponiendo que el sistema de agua que ingresa en la chaqueta de enfriamiento tiene una temperatura de 40°C, puede estimarse que el flujo de salida será a 31°C. De esta manera, el promedio del agua de calentamiento es 35.5°C.

Entonces, conociendo que la temperatura de operación del reactor es de 31°C, se obtiene

$$Q = hA\Delta T\Delta$$

(Ecuación No. 47)

Sustituyendo los valores encontrados,

$$Q = 708.76 \frac{W}{m^2 K} \times 39.753 m^2 \times (31^\circ C - 35.5^\circ C) = -126,788.38 W$$

Este valor es negativo debido a que es una chaqueta de calentamiento y no enfriamiento. Por tanto, debe suministrarse calor al sistema. Además, este valor supone que la resistencia del acero inoxidable para la transferencia de calor es despreciable.

Determinado este calor de intercambio, puede calcularse el flujo de agua necesario en el sistema por medio de las temperaturas estimadas a manejar. Esto se lleva a cabo por medio de la capacidad calorífica del agua,

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

(Ecuación No. 48)

Sustituyendo los datos anteriormente obtenidos,

$$m = \frac{126,788.38 \text{ W}}{4.18 \text{ J/g}^\circ\text{C} \times (40^\circ\text{C} - 31^\circ\text{C})} = 5,050.52 \frac{\text{g}}{\text{s}}$$

Por tanto, es necesario que a través de la chaqueta de calentamiento pase una corriente de agua de 1,124 g/s a una temperatura aproximada de 40°C. Este flujo de agua se añadirá al reactor por medio de una tubería de acero inoxidable 316 de 3 ½ pulgadas cédula 80.

Apéndice L: Determinación de costos de inversión del reactor propuesto

Para la estimación del costo del reactor, se utilizó la Tabla 9-50 del Manual del Ingeniero Químico, donde se puede encontrar el precio aproximado de un equipo en función de su capacidad. A partir de esto, se puede determinar que el costo de un cilindro vertical enchaquetado con una capacidad de 3.8 m³ es de \$15,000.00.

A partir de estos datos, se puede estimar el costo aproximado del reactor diseñado. Sin embargo, debe incluirse un factor de corrección en el precio debido al material. Según la Tabla 9-58 de la referencia, el factor utilizado para obtener el costo en acero inoxidable 316 es 2.90. Además, para el costo de instalación se utilizó la Tabla 9-51 de la misma referencia. También se utilizó el índice de Marshall & Smith para relacionar el índice de costo del reactor en el año dado con respecto a este año. Este factor se consideró de 1670.

De modo que a partir de estos datos, se obtiene el costo del equipo a la capacidad deseada y en el material deseado

Tabla No. 47: Costo del reactor

	Dato
Capacidad	20 m ³
Reactor C/S	Q 506,743.00 (\$ 64,553.26)
Índice M&S	1670
Reactor C/S (valor actual)	Q 506,743.00 (\$ 64,553.26)
Factor SS 316	2.90
Reactor SS 316	Q 1,469,554.93 (\$ 187,204.45)

En cuanto al costo de instalación aproximado para el cilindro del reactor,

Tabla No. 48: Costos aproximados de la instalación del reactor

	Factor	Costo
Instalación	0.76	Q 385,125.00 (\$49,060.48)
Tubería	0.33	Q 167,225.00 (\$21,302.58)
Fundiciones de acero, o concreto reforzado	0.28	Q 141, 888.00 (\$18,074.91)
Electricidad	0.09	Q 45,606.9 (\$5,809.79)
Instrumentos	0.13	Q 65,876.6 (\$8,391.92)
Battery-limits building and service	0.45	Q 228,034 (\$29,048.97)
Ingeniería	0.41	Q 207, 765.0 (\$26,466.84)
Contratistas	0.17	Q 86,146.3 (\$10,974.05)
Contingencia	0.36	Q 182,427.0 (\$23,239.17)
Total	2.98	Q 1, 510, 094.37 (\$192,368.71)

Finalmente, se presentan los costos de importación, fletes, IVA,

Tabla No. 49: Costos de importación e impuestos

	Porcentaje	Costo
Flete Internacional	3%	Q 44,086.60 (\$ 5,616.13)
Arancel	10%	Q 146,956.00 (\$ 18,720.45)
Flete Interno	1%	Q 14,695.50 (\$ 1,872.04)
IVA	12%	Q 176,347.00 (\$ 22,464.53)
Total	-	Q 382,084.00 (\$ 48,673.16)

De esta manera, la inversión de capital necesaria para el reactor de tanque agitado es \$ 428,246.33.

Por último, debe mencionarse que el otro método de obtener los costos es el método directo, que obtiene costos directamente de cotizaciones de proveedores. Utilizando este método se obtuvo el costo de los equipos auxiliares necesarios para la operación del reactor. Sin embargo, este método permite obtener el costo de compra, más no el de instalación. Por tanto, en la Tabla No. 42, se adicionan los costos de instalación e impuestos de los mismos.