

T
664.752
CEV



ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias
de la Producción

“Reingeniería del proceso de elaboración
de galletas fermentadas tipo cracker”

TESIS DE GRADO

Previo a la Obtención del Título de:
Ingeniero en Alimentos

PRESENTADA POR:

Juan Manuel Cevallos Cevallos



Guayaquil - Ecuador

Año 2003

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

**Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la
Producción**

“ Reingeniería del proceso de elaboración de galletas fermentadas
tipo cracker”

TESIS DE GRADO

Previo a la obtención del Título de:

INGENIERO DE ALIMENTOS

Presentada por:

Juan Manuel Cevallos Cevallos

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2003

A G R A D E C I M I E N T O

A Dios por permitirme llegar hasta aquí.

Al Ing. Luis Miranda S. por su valioso apoyo en la dirección de esta tesis.

Al Tec. Alim. Julio Ríos y a todas las personas que de uno u otro modo colaboraron con la ejecución de esta tesis

DEDICATORIA

MIS PADRES

MIS HERMANOS

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

Ing. Francisco Andrade S.
DELEGADO DEL DECANO
PRESIDENTE

Ing. Luis Miranda S.
DIRECTOR DE TESIS

Ing. Mirella Bermeo G.
VOCAL

Ing. Rodolfo Paz M.
VOCAL

DECLARACIÓN EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de Grado me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la Escuela Superior Politécnica del Litoral”

Juan Manuel Cevallos C.

RESUMEN

Para la fabricación de galletas fermentadas son necesarios tres tipos de procesos: físicos, químicos y bioquímicos, de los cuales este último es el que define las principales características del producto final pero su desventaja es el tiempo requerido, pudiendo tardar hasta 24 horas en realizarse. El objetivo de esta investigación es realizar cambios en el proceso que conduzcan a una reducción del tiempo de fermentación y, por consiguiente, de los costos asociados.

En este estudio se realizó un análisis del proceso utilizado actualmente, a fin de que al mejorarlo no se alteren las características del producto final. Luego se aplicaron las condiciones óptimas teóricas para procesos bioquímicos mediante pruebas a escala piloto, a fin de reducir su tiempo de duración. Esto trajo como consecuencia el diseño de un bioreactor y el empleo de un sistema de calentamiento, por lo tanto se realizó el diseño y análisis económico de los intercambiadores de calor a placas, serpentín y tanque enchaquetado, además de la producción de calor por calentamiento ohmico, a fin de determinar cuál de estas es la mejor alternativa para este proceso.

Se realizó también el diseño de un proceso bioquímico y uno químico para la producción de miel artificial (ingrediente necesario para este proceso) a fin de determinar a través de un análisis económico cuál es el más conveniente.

Luego se procedió a la validación experimental a escala piloto de las alternativas que hayan dado los mejores resultados.

Además se realizó el escalado teórico de las mejoras sugeridas y validadas a nivel piloto a fin de aplicar dichas mejoras en escala industrial.

Finalmente se procedió a realizar un estudio de costos comparativo entre el proceso actual y el sugerido, a fin de evaluar la conveniencia de este proyecto.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
Resumen.....	VI
Índice general.....	VIII
Abreviaturas.....	XI
Índice de figuras.....	XII
Índice de tablas.....	XIV
Introducción.....	1
CAPÍTULO 1	
1. Generalidades.....	3
1.1 Definición del producto.....	3
1.2 Materia prima.....	4
1.3 Proceso de elaboración.....	7
1.4 Análisis del proceso actual.	14

1.5	Planteamiento del problema y propuesta de solución.....	20
-----	---	----

CAPÍTULO 2

2.	Reingeniería.....	22
2.1	Proceso de fermentación.	22
2.2	Diseño de sistemas de calentamiento.....	58
2.2.1	Placas.	60
2.2.2	Tanque enchaquetado.	70
2.2.3	Serpentín a vapor.	75
2.2.4	Calentamiento ohmico.....	82
2.3	Selección del sistema de calentamiento.	87
2.4	Diseño de procesos para la elaboración de miel artificial.....	98
2.4.1	Proceso bioquímico	98
2.4.2	Proceso químico.	115
2.5	Selección del proceso de elaboración de miel artificial.....	118

CAPÍTULO 3

3.	Resultados.....	126
3.1	Análisis de resultados.....	126
3.2	Proceso propuesto.....	129

3.3 Validación experimental del proceso propuesto.....	132
3.4 Escalado del proceso validado.	135
3.5 Evaluación del proyecto y comparación con el proceso actual.	141
CAPÍTULO 4	
4. Conclusiones y Recomendaciones.....	148
Anexos.....	151
Bibliografía.....	156

ABREVIATURAS

SC	<i>Saccharomyces Cerevisiae</i>
C	Carbono
N	Nitrógeno
CO ₂	Dióxido de carbono
H ₂ O	Agua
M	Concentración: moles de soluto por litro de solución
μ	Velocidad específica de reproducción (h ⁻¹)
KG	Coeficiente de transferencia de masa ($\frac{Kmol}{m^3 h \cdot atm}$)
n	Número de revoluciones por unidad de tiempo
Kn	Factor de potencia para agitadores
Na	Número de aireación
Y _{xo₂}	Rendimiento de levadura a partir de oxígeno
C _p	Calor específico a presión constante
η	Eficiencia
K	Grados Kelvin
g	Gravedad (9.8m/s ²)

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Mezcladora de aspas horizontales.....	9
Figura 1.2 Mezcladora de aspas verticales.....	10
Figura 1.3 Laminadora.....	12
Figura 1.4 Moldeadora rotatoria.....	12
Figura 1.5 Horno de tres etapas.....	13
Figura 1.6 Curva de producción de alcohol.....	18
Figura 2.1 Temperatura óptima.....	25
Figura 2.2 Producción de calor por fermentación.....	28
Figura 2.3 Comparación real con sugerido (un cambio).....	33
Figura 2.4 Velocidad de fermentación y concentración de levadura.....	34
Figura 2.5 Comparación real con sugerido (dos cambios).....	37
Figura 2.6 Reactor utilizado en laboratorio.....	43
Figura 2.7 Colonias formadas después de una hora.....	49
Figura 2.8 Colonias formadas a las tres horas.....	50
Figura 2.9 Colonias formadas a las cinco horas.....	50
Figura 2.10 Colonias formadas a las siete horas.....	51
Figura 2.11 Colonias formadas a las ocho horas.....	51
Figura 2.12 Aumento de la población de levadura.....	52
Figura 2.13 Crecimiento a partir de consumo de azúcar.....	53
Figura 2.14 Crecimiento a partir de consumo de azúcar.....	56
Figura 2.15 Esquema del intercambiador a placas.....	69
Figura 2.16 Esquema de un tanque con serpentín.....	77
Figura 2.17 Sistema de calentamiento ohmico.....	82
Figura 2.18 Resistividad y concentración de sal.....	86
Figura 2.19 Comparación de las cuatro alternativas.....	97
Figura 2.20 Parámetros de la enzima invertasa.....	99
Figura 2.21 Comparación de las cuatro técnicas (miel).....	102

Figura 2.22 Tamaño ideal del tanque (bioquímico).....	113
Figura 2.23 Tamaño ideal del tanque (químico).....	118
Figura 2.24 Comparación de los procesos para miel.....	124
Figura 3.1 Bioreactor.....	130
Figura 3.2 Intercambiador de calor a placas.....	131

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1	Evolución de parámetros durante la fermentación.....	15
Tabla 2	Producción de alcohol.....	17
Tabla 3	Velocidad máxima de producción de etanol.....	24
Tabla 4	Evolución de temperaturas en las masas.....	27
Tabla 5	Proyección primera etapa a 35°C.....	31
Tabla 6	Proyección segunda etapa a 35°C.....	32
Tabla 7	Proyección primera etapa a 0.5% levadura.....	35
Tabla 8	Proyección segunda etapa a 0.5% levadura.....	36
Tabla 9	Composición de medio de cultivo.....	39
Tabla 10	Composición de la melaza.....	42
Tabla 11	Parámetros de diseño asumiendo $\mu = 0.6 \text{ h}^{-1}$	48
Tabla 12	Consumo de azúcar asumiendo $\mu = 0.6 \text{ h}^{-1}$	53
Tabla 13	Parámetros de diseño asumiendo $\mu = 0.53 \text{ h}^{-1}$	55
Tabla 14	Consumo de azúcar asumiendo $\mu = 0.53 \text{ h}^{-1}$	56
Tabla 15	Parámetros reales del bioreactor.....	57
Tabla 16	Características de los ingredientes primera etapa.....	59
Tabla 17	Datos y propiedades del agua	61
Tabla 18	Características de las placas.....	63
Tabla 19	Características del serpentín.....	76
Tabla 20	Cálculo de resistividades y eficiencias.....	85
Tabla 21	Precios de los equipos diseñados.....	88
Tabla 22	Diseño y costo de 9 tanques enchaquetados (bioq).....	112
Tabla 23	Diseño y costo de 9 tanques enchaquetados (quim.).....	117
Tabla 24	Resultados de la encuesta.....	127
Tabla 25	Validación prima etapa de fermentación.....	133
Tabla 26	Validación segunda etapa de fermentación.....	134
Tabla 27	Escalado del bioreactor.....	140

INTRODUCCIÓN

En la industria de las galletas fermentadas existen tipos de procesos que requieren un periodo de maduración de 20 a 24 horas; es por esto que el presente trabajo denominado “Reingeniería del proceso de elaboración de galletas fermentadas tipo cracker” tiene como objetivo principal lograr cambios en el proceso que conduzcan a un ahorro en los costos de producción sin afectar la calidad del producto.

Este trabajo está principalmente encaminado a lograr una reducción del tiempo de fermentación basado principalmente en cambios de temperatura e incremento de biomasa con el respectivo diseño de un bioreactor utilizando métodos experimentales a nivel de laboratorio con su posterior escalado y el diseño y selección de un sistema de transferencia de calor. La selección del sistema de calentamiento se la realizó a través del método del punto de equilibrio.

De igual manera es necesario la mejora en otras partes del proceso como se lo hizo en la elaboración de la miel artificial (ingrediente básico) realizando la propuesta y el diseño de dos tipos de procesos: químico y bioquímico.

De esta manera se espera una reducción del tiempo de fermentación en un 40%, evaluándose el ahorro generado a través de métodos como el del Valor

Actual Neto (VAN) y el de la Tasa Interna de Retorno (TIR), esperándose un retorno de la inversión superior al 500%.

Para el desarrollo de esta tesis fue necesaria la aplicación de conocimientos relacionados al área de Química General, Microbiología, Bioingeniería, Transferencia de Calor Aplicada, Escalado, Ingeniería de Procesos no Convencionales, Ingeniería de Proyectos y Evaluación de Proyectos así como un gran nivel de investigación en otros tópicos relacionados.

De esta manera se pretende demostrar que la mejora siempre está presente y que hay que buscarla, evaluarla y aplicarla a fin de lograr un mayor nivel de competitividad de nuestras empresas.

CAPÍTULO 1

1. GENERALIDADES

1.1 Definición del producto.

Se define como galletas fermentadas a las provenientes de masas sometidas a un proceso de maduración con microorganismos, generalmente con levadura *Saccharomyces Cerevisiae* (SC). Entiéndase como maduración al reposo de la masa durante un tiempo, que puede variar de 4 a 24 horas, en el cuál la levadura SC produce alcohol etílico y dióxido de carbono (véase sección 1.3). Se consideran tipo cracker por su gusto salado.

Dentro de la clasificación general pertenecen al grupo de alimentos de humedad intermedia, es decir al grupo de productos que, por su bajo contenido de humedad, pueden ser conservados al ambiente. Deben tener entre 2.5 y 4% de humedad y no deben tener más del 30% de grasa en su composición.

1.2 Materia prima

En el proceso intervienen tres clases de materias primas: las básicas, las de proceso y las auxiliares.

Las materias primas básicas son la base de cualquier tipo de galletas y son: harina, grasa y agua.

Harina.- Se obtiene de la molienda del trigo u otro cereal. Para este tipo de galletas se suele usar harinas de trigo fortificadas y con un contenido de gluten seco de 10 al 15%.

Grasa y agua.- Pueden usarse grasas en estado sólido o líquido (aceites o emulsificaciones) y el agua debe ser potable (si es posible ablandada) y conforme a los Procedimientos Estándares de Operación y Limpieza (SSOP's) basados en la FDA o el CODEX Alimentarius.

Las materias primas de proceso son las que caracterizan a este proceso en particular. Se llaman así porque, junto con las materias primas auxiliares, son las encargadas de definir las características finales del producto final como color, olor, sabor y textura. En este grupo encontramos a la Levadura SC y las enzimas amilasa y proteasa.

Levadura *Saccharomyces Cerevisiae* (SC).- Es un microorganismo encargado de la producción de alcohol y por lo tanto del sabor y olor final a “fermentado”. La Levadura SC se alimenta de azúcares simples para producir alcohol (ver sección 1.3. Fermentación primera etapa), pero como la harina no posee ninguna clase de estos azúcares necesita la presencia de la enzima amilasa para que los produzca.

Amilasa.- Es una enzima que transforma el almidón de la harina en azúcares simples para que puedan ser utilizados por la Levadura SC. Existen dos tipos de amilasas: la α amilasa y la β amilasa, se diferencian principalmente en la forma en que estas atacan a la cadena de almidón para convertirla en azúcares simples. Además estos azúcares simples junto con los aminoácidos producidos por la enzima proteasa favorecen la denominada reacción de Maillard, que es una reacción de coloración natural que le dará al producto su color característico (4). Debe venir liofilizada y se debe conservar en un ambiente seco.

Proteasa.- Es una enzima que transforma el gluten de la harina en aminoácidos que, junto con los azúcares simples, darán lugar a la reacción de Maillard (4). Además la presencia de aminoácidos hace que la masa sea flexible al formar redes que retienen el CO_2

producido durante la fermentación haciendo crecer la masa. Debe venir liofilizada y se debe conservar en un ambiente seco.

Las materias primas auxiliares son las que ayudan a las materias primas de proceso a definir el sabor (sal y azúcar), el color (miel artificial) y el volumen (bicarbonato de sodio)

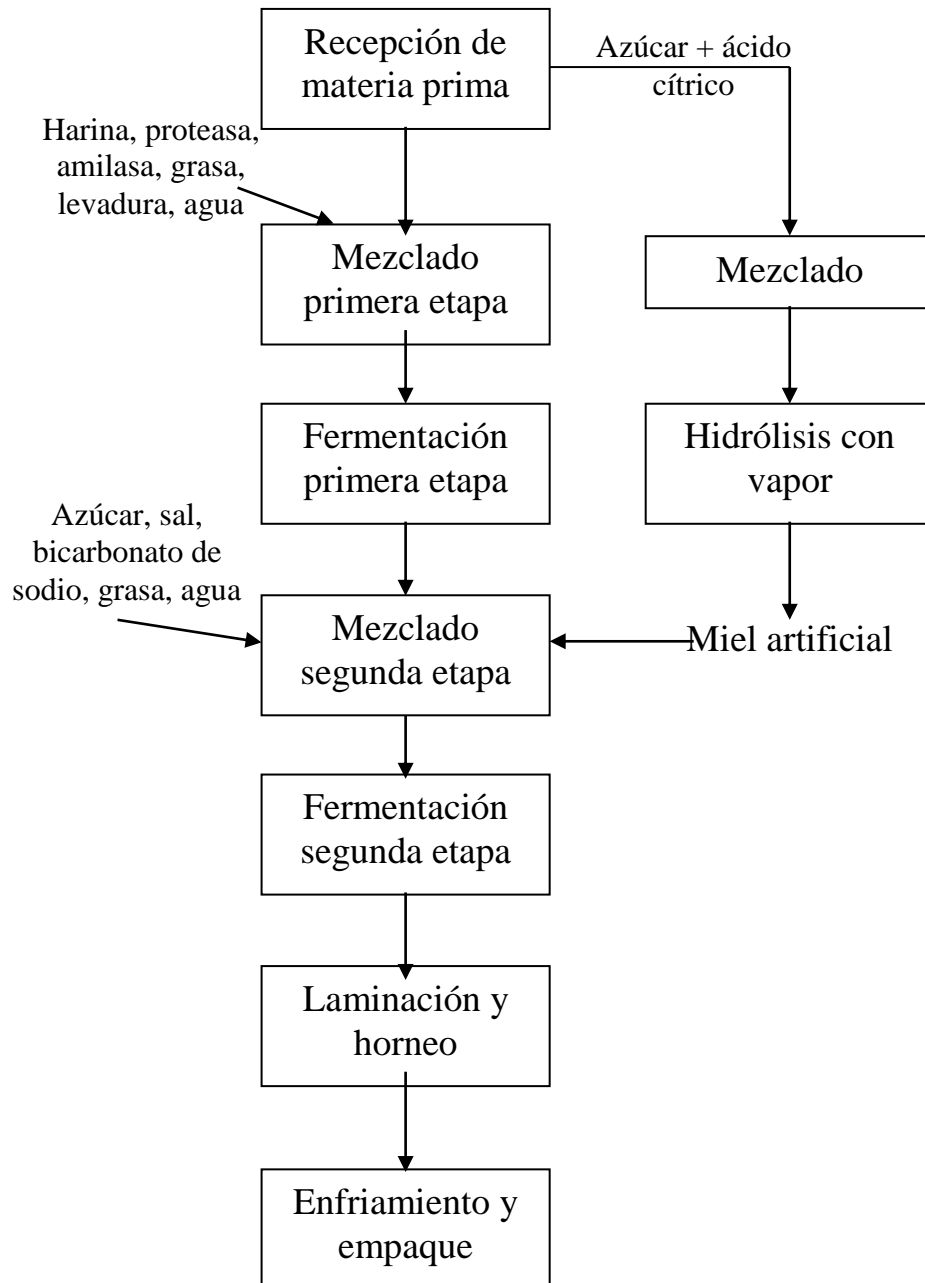
Sal y azúcar.- la mezcla de estos ingredientes en cantidades adecuadas realza el sabor a “fermentado” que produjeron las materias primas de proceso.

Miel artificial.- Es una mezcla de dos azúcares simples (glucosa y fructosa) principal causa de la reacción de Maillard que le da a la galleta un color más atractivo. Actualmente las empresas dedicadas a la galletería o confitería fabrican su propia miel artificial debido a la facilidad y bajo costo. Existen dos formas de fabricarla: una mediante procesos químicos y otra a través de procesos bioquímicos. En la sección 2.4 se determinará cuál de los dos es más eficiente.

Bicarbonato de sodio.- Al reaccionar con agua produce CO_2 que le da volumen a la masa.

1.3 Proceso de elaboración.

ELABORACIÓN DE GALLETAS FERMENTADAS TIPO CRACKER



Recepción de la materia prima.

La materia prima que se recibirá es: harina, azúcar, grasa, sal, levadura, amilasa, proteasa y bicarbonato de sodio. La descripción de cada uno de estos ingredientes fue tratada en la sección 1.2. Los ingredientes como la grasa y la levadura se almacenarán en un cuarto refrigerado a temperaturas menores a 5°C los demás se los almacenará en bodegas a temperatura ambiente. A la harina se le realizarán pruebas para verificación de los parámetros descritos en la sección 1.2. y a los demás ingredientes se le realizará pruebas para verificar su grado de frescura.

Mezclado primera etapa

Aquí se mezclarán los ingredientes básicos: agua, una parte de la harina y grasa con los ingredientes de proceso (levadura, amilasa y proteasa) de acuerdo con lo definido en la sección 1.2. Es importante que la relación amilasa-proteasa sea 1 - 1.5 (1 parte de amilasa por cada 1.5 partes de proteasa). En esta parte no se mezclarán los ingredientes auxiliares ya que estos inhiben la acción de la levadura SC. Para esto es necesaria una máquina mezcladora con tanque dosificador de agua y silo para harina. El silo recibirá la harina ya sea proveniente de un pozo neumático o vaciada por los operadores desde el piso superior, lo cual es recomendado para fábricas que solo tienen una línea de producción.

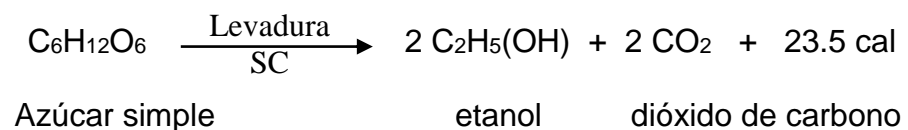


Figura 1.1. Mezcladora de aspas horizontales.

Fermentación primera etapa

Se deja reposar la masa de 4 a 18 horas dependiendo del grado de fermentación que se desee. Las más comunes a nivel mundial son las de fermentación alta (de 14 a 18 horas) que son el tema central de este estudio.

Durante esta etapa la levadura toma los azúcares simples y los convierte en alcohol etílico (etanol) y dióxido de carbono:



El etanol le dará su sabor característico a la galleta mientras que el dióxido de carbono producido le dará un mayor volumen. El problema es que la harina no tiene azúcares simples en forma natural sino que en forma de polímero que conocemos con el

nombre de almidón; es por esto que necesitamos la enzima amilasa para romper los enlaces de almidón y liberar azúcares simples que puedan ser usados por la levadura SC. Durante este periodo se debe trasladar la masa a una cámara de leudo a una temperatura de 30°C y humedad relativa de 85%.

Mezclado segunda etapa

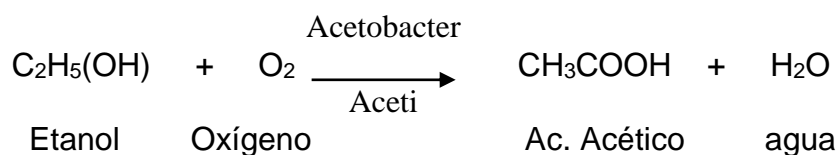
Una vez cumplida la primera fase se añadirá a la mezcla el resto de la harina y los ingredientes auxiliares. Para esto es necesaria una máquina mezcladora de espas verticales que puedan introducirse en el reactor donde se fermentó la masa durante la primera fase evitando así el manipuleo de la masa, es decir sacarla del reactor para colocarla en la mezcladora. En esta etapa la masa aumenta en un 57%



Fig. 1.2. Ejemplo de mezcladora de espas verticales.

Fermentación segunda etapa

Se deja reposar la masa durante un periodo de 2 a 6 horas durante el cual se desarrollan reacciones secundarias producidas por bacterias aerobias como el *Acetobacter Aceti*, el cuál toma una parte del alcohol producido por la levadura y, en presencia del oxígeno del aire, lo transforma en ácido acético. Aunque esta reacción se produce en pequeñas cantidades contribuye a lograr un mejor sabor.



También, aunque en menores cantidades se produce ácido láctico por otras bacterias aerobias presentes en el medio ambiente

Laminación y horneado.

Luego de concluida la fermentación de la segunda fase, la masa es conducida a una máquina laminadora, que no es más que un conjunto de rodillos separados a una distancia determinada que le da el espesor adecuado a la masa como se observa en la figura 1.3.



Fig. 1.3. Laminadora

El último rodillo lleva impreso el molde de la galleta para que cuando la masa pase por ahí sea cortada en su forma comercial antes de ingresar al horno. A este rodillo se lo conoce como moldeadora rotatoria.



Fig. 1.4. Ejemplo de una moldeadora rotatoria.

Después de esto la masa es horneada dependiendo de la humedad inicial de la masa, ya que la galleta debe salir con un contenido de humedad de alrededor de 3%. Es conveniente que antes de hornear a la temperatura indicada se realice un pre-horneo a 150°C durante 2 minutos ya que esto favorecerá a la reacción de Maillard que le da el color característico a las galletas.

Algunos procesos incluyen dos etapas más de pre-horneo para favorecer el desarrollo de la galleta.



Fig. 1.5. Horno de 3 etapas

Enfriamiento, empaque y distribución.

El enfriamiento de las galletas puede ser en forma natural o forzada. En forma natural es garantizando un recorrido tan largo a través de bandas transportadoras de tal manera que durante el recorrido su

temperatura baje a alrededor de 50°C, a diferencia de la forma forzada que se lo hace a través de un túnel de venteo.

Una vez enfriadas son empacadas en fundas de polietileno y puestas en cajas de cartón para su distribución.

1.4 Análisis del proceso actual

Como se mencionó anteriormente, las galletas de fermentación alta (más de 14 horas de reposo en la primera etapa) por ser las más difundidas en el Ecuador y a nivel mundial, serán las que a continuación se analizarán.

Una de las principales incógnitas que surgen al observar el proceso es por qué son necesarias (si es que lo son) tantas horas de fermentación y si existe alguna manera de acelerarlo. Para esto se realizó un estudio de evolución de la fermentación basado en el crecimiento de la masa debido a la producción de CO₂ obteniéndose resultados constantes como los de la tabla 1

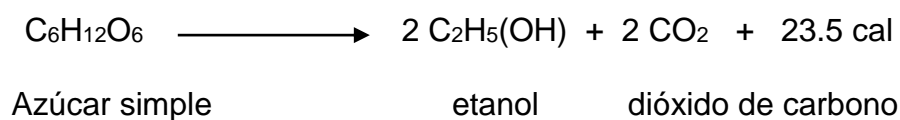
En esta tabla podemos observar como evolucionan ciertos parámetros como la temperatura, pH y la altura de la masa en el reactor (relacionada con la cantidad de gas que se va formando) con respecto a parámetros externos como temperatura y humedad del cuarto de fermentación.

TABLA 1
EVOLUCIÓN DE PARÁMETROS DURANTE LA FERMENTACIÓN

Tiempo (horas)	Temperatura (°C)	PH	Temp. Cuarto Ferment. (°C)	Humedad Cuarto Fermentación (%)	Altura (cm.)
0	32.2	6.29	27	84	28
1	33.3	6.09	28	84	28
2	33.9	5.85	28	86.2	31.2
3	34.5	5.67	28	84	43
4	35.6	5.58	28	80	47.5
5	36.2	5.66	27.8	80	52.5
6	36.7	5.62	28	79	53.5
7	37.5	5.53	27.5	78	52.5
8	37.8	5.4	27.3	78.5	51.5
9	38.2	5.58	27	79	49
10	38.4	5.8	27	80	47.5
11	38.7	6	27	80	45.5
12	36	5.7	27	80.1	43.5
13	36.2	5.82	26.9	80.4	45.5
14	38.4	4.82	26.8	82	48
15	37.5	4.7	26.8	82.2	46
16	37	4.6	26	82	46.4

Fuente: datos tomados en Nestlé Surindu

Como se puede observar la temperatura inicial del proceso es de 30 - 32°C y el pH está entre 6 y 7, ya que se trabaja a condiciones normales (sin ajustar estos parámetros). Sin embargo es posible acelerar la fermentación manipulando la temperatura y pH inicial además de otros factores que se mencionarán más adelante. Por otro lado, como no se debe alterar las características del producto final, el proceso acelerado debe seguir la misma fermentación pero en menor tiempo. La fermentación se mide en términos de concentración de alcohol producido pero su determinación es de alto costo. También se puede determinar dicha concentración a través de la cuantificación de otro de los productos de la reacción:



Como vemos en la reacción por cada 2 moles de CO₂ se producen 2 moles de alcohol (una relación 46/44 m/m), con lo cual se puede calcular la concentración de alcohol a partir de la concentración de dióxido de carbono a través de la fórmula:

$$\% \text{Etanol} = \% \text{CO}_2 \times \frac{46}{44}$$

La concentración de CO₂ se puede calcular por diferencia de peso forzando a la masa a que pierda el CO₂ que produzca. Después de realizar varios ensayos se llegó al resultado mostrado en la tabla 2:

TABLA 2
PRODUCCIÓN DE ALCOHOL

Tiempo (horas)	CO2 producido (%)	Alcohol producido (%)
0	0.00	0.00
1	0.09	0.09
2	0.21	0.21
3	0.37	0.38
4	0.53	0.55
5	0.69	0.72
6	0.86	0.90
7	1.03	1.07
8	1.20	1.26
9	1.38	1.44
10	1.57	1.64
11	1.77	1.85
12	1.97	2.06
13	2.18	2.28
14	2.37	2.48
15	2.54	2.66
16	2.73	2.85

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Cabe resaltar que las pruebas se realizaron manteniendo todos los parámetros constantes y a una concentración de levadura SC de 0.1%. Para conocer el orden de la reacción es necesario graficar la concentración de alcohol versus tiempo como se muestra en la figura 1.6 (7).

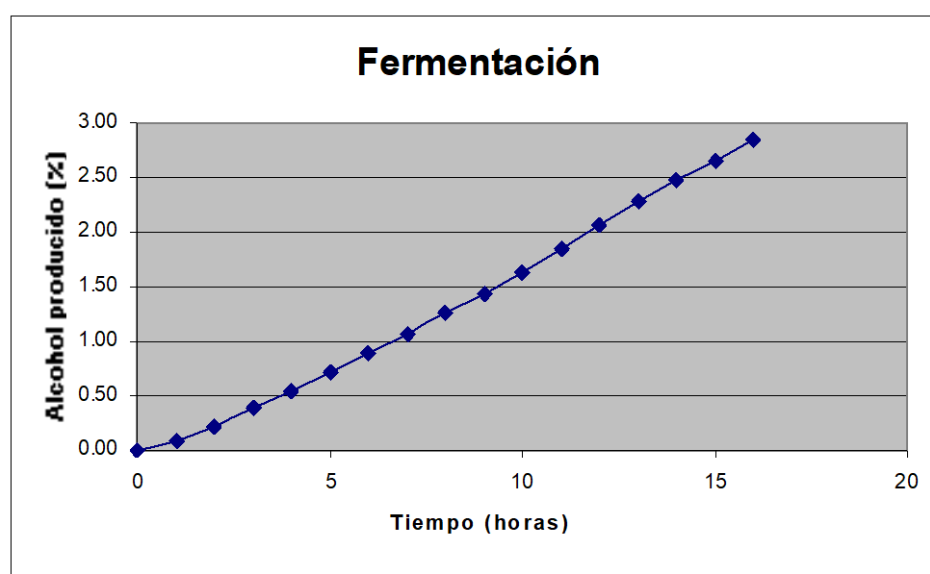


Fig 1.6 Curva de producción de alcohol durante fermentación

Como vemos en la figura el resultado se ajusta a una línea recta de pendiente $m = 0.1843$, esto significa que la fermentación de la masa es una reacción de orden cero y se cumple la relación:

$$C = C_0 + mt \quad (\text{ecuación 1.1})$$

Donde C es la concentración de alcohol al tiempo t , C_0 es la concentración de alcohol cuando $t = 0$ y m es la pendiente de la

recta anterior; por lo tanto, para la primera etapa de fermentación la ecuación queda

$$C_{\text{primera etapa}} = 0.1843 \quad (\text{ecuación 1.2})$$

para una concentración de levadura de 0.1% . A partir de esta ecuación se puede determinar que para una primera etapa de fermentación de 16 horas se obtendrá una concentración de 2.95% de alcohol, que al añadirle los ingredientes de la segunda etapa aumenta la masa total en un 57% (ver sección 1.3) con lo que la concentración de alcohol al comienzo de la segunda etapa será

$$C_o = \frac{2.95 \times 100}{100 + 57} = 1.87\% \quad (\text{ecuación 1.3})$$

Reemplazando en la ecuación 1.1 nos queda la ecuación para la segunda etapa de la reacción:

$$C_{\text{segunda etapa}} = 1.87 + 0.1843 t \quad (\text{ecuación 1.4})$$

Con lo cual la concentración final de etanol será de 2.61% para 4 horas de segunda etapa de fermentación. En conclusión el objetivo será producir 2.61% de alcohol en menos tiempo.

Análisis de la elaboración de miel artificial

Como se mencionó anteriormente la miel artificial es uno de los ingredientes de las galletas fermentadas y de las galletas en general.

La mayoría de las empresas prefiere fabricar su propia miel artificial debido a la sencillez de este proceso y a su bajo costo. Se la puede fabricar por métodos químicos o bioquímicos siendo el primero el más usado y aparentemente el más económico. Pero existen dos factores fundamentales que no han sido tomados en cuenta: el rendimiento y la mano de obra. El rendimiento de un proceso químico está entre el 70 y el 75% y se necesita uno o dos obreros contratados para la elaboración constante de la misma; en cambio el rendimiento en un proceso bioquímico es del 98 al 100% y no se necesita contratar trabajadores a tiempo completo ya que todo el trabajo lo hace la enzima invertasa aunque esta es muy costosa. Según este análisis es posible diseñar un proceso bioquímico de elaboración de miel artificial que sea más económico que el proceso químico sin afectar la calidad del producto.

1.5 Planteamiento del problema y propuesta de solución

De acuerdo con lo analizado el problema básico consiste en lograr una concentración de 2.95% de alcohol en la primera etapa y una concentración final de alcohol en la masa de 2.61% en menor tiempo. Además existen otros problemas relacionados:

- La masa no se mantiene a condiciones óptimas de temperatura ya que esto es difícil y costoso

- La concentración de levadura es muy baja (0.1%) y aumentarla sería muy costoso.
- El proceso de elaboración de miel artificial es muy ineficiente y probablemente más costoso.
- El cambio de un proceso químico a un proceso bioquímico de elaboración de miel artificial sería más costoso aún

Para todos estos problemas planteo las siguientes alternativas de solución que serán desarrolladas y comprobadas a lo largo de esta tesis:

- Diseño de varios sistemas de calentamiento que permitan a la masa alcanzar la temperatura óptima, a fin de escoger el más económico.
- Diseño de un bioreactor que permita a la levadura SC multiplicarse a fin de aumentar su concentración en la masa sin costo adicional.
- Diseño y comparación de un proceso químico y uno bioquímico de elaboración de miel artificial a fin de determinar el más económico sin afectar la calidad, tomando en cuenta el costo de cambio de proceso.

CAPÍTULO 2

2. REINGENIERÍA

Una vez determinados los puntos a atacar se procederá a aplicar una reingeniería a las etapas del proceso que lo requieran, como son las fermentaciones y la elaboración de miel artificial

2.1 Procesos de fermentación

Como se mencionó anteriormente los procesos de fermentación se ven influenciados por condiciones como temperatura, pH, actividad de agua, etc. Pero, en realidad los factores que más afectan son temperatura y concentración del agente catalizador que en este caso es la levadura SC, los otros factores influyen en menor proporción y el costo de su manipulación o ajuste no es, en este caso, justificable.

Por esto solo se conducirá este estudio a lograr temperaturas y concentración de levadura SC que aceleren ambas fermentaciones.

Temperatura

Las levaduras, así como los demás microorganismos designan cierta cantidad de nutrientes para multiplicarse y otra para formar producto, pero ¿de qué depende en que proporciones serán distribuidos los nutrientes para una u otra labor? Depende, además de otros factores, de la temperatura. A ese rango de temperatura las levaduras preferirán reproducirse y la cantidad de nutrientes destinados para la elaboración de producto será mínima. El problema es encontrar el rango de temperatura en que se maximice la cantidad de producto.

Para determinar esta temperatura óptima utilizaré el método de Arrhenius el cual sostiene que:

$$\ln k = \ln A - \frac{Ea}{RT}$$

Donde K puede ser representado por la velocidad máxima de formación de producto a una temperatura T (temperatura absoluta), A es la constante de Arrhenius, Ea es la energía de activación y R la constante de los gases ideales (7). Esta ecuación se cumple hasta determinada temperatura donde comienza la desactivación y muerte celular que esta dada por:

$$\ln k = \frac{Ed}{RT}$$

Donde Ed es la energía de desactivación.

Graficando el logaritmo natural de la velocidad máxima contra el inverso de la temperatura, dará dos rectas cuyo intercepto es la el inverso de la temperatura óptima.

TABLA 3
VELOCIDAD MÁXIMA DE PRODUCCIÓN DE ETANOL

Temperatura (°C)	Vel máxima CO ₂ (g/h)	Vel máxima etanol (g/h)
15	0.221	0.231
20	0.313	0.327
25	0.471	0.492
30	0.667	0.697
35	0.896	0.937
39	0.542	0.662
41	0.417	0.436

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

La tabla 3 es el resultado de experimentación a diferentes temperaturas midiendo la velocidad de producción de CO₂, y luego transformándolas a etanol:

De esta manera, transformando la temperatura a grados Kelvin obtenemos la siguiente gráfica:

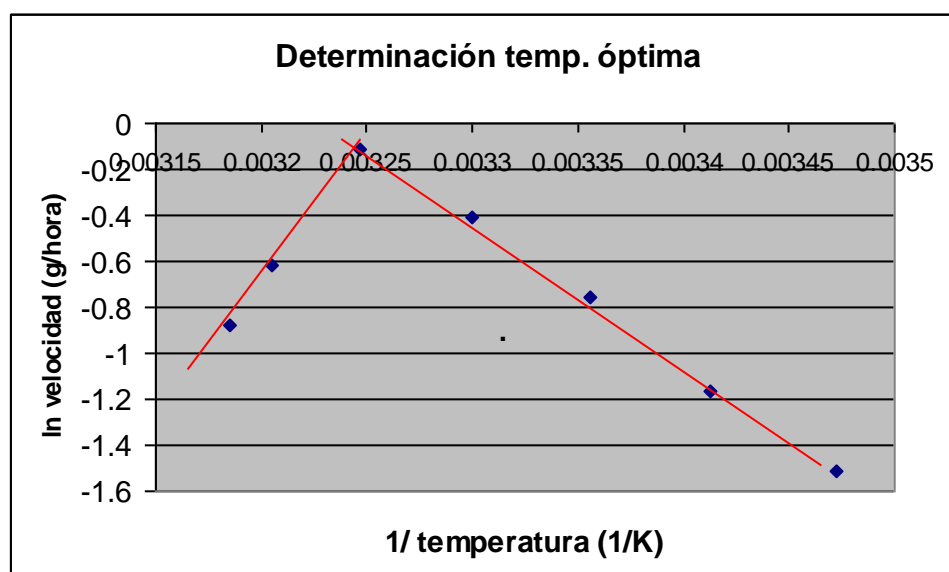


Fig 2.1 Determinación de la temperatura óptima

Como se observa en la gráfica el intercepto se da para un valor de $1/T = 0.00325 \text{ k}^{-1}$ es decir a 35°C al que le corresponde la velocidad máxima de $0.0937 \text{ g etanol/hora}$.

Si se trabaja a temperatura ambiente, es decir 28°C , según la gráfica la velocidad aproximada de fermentación es de $0.0562 \text{ g etanol/hora}$, lo cual significa una reducción de un 40% de la velocidad con respecto a 35°C .

Proyección a 35°C

Como se vio en la tabla 1 la temperatura no se mantiene constante a lo largo del proceso ya que por reacción se producen 23.5 cal por cada 2 moles de etanol producido a 25°C , ya que esta cantidad

aumenta exponencialmente conforme aumenta la temperatura. Para determinar la cantidad aproximada de calor que se produce con respecto a la temperatura se tomó la temperatura de varias masas cada hora y utilizando la ecuación

$$Q = Cp (Tf - Ti) \quad (\text{ecuación 2.1})$$

Donde Q es el calor producido por unidad de masa, Tf y Ti son respectivamente las temperaturas al final y al comienzo de cada hora y el Cp es el calor específico que está dado por (9):

$$Cp_{masa} = Cp_H f_H + Cp_G f_G + Cp_A f_A$$

Donde los subíndices H, G y A significan harina, grasa y agua respectivamente y f es la fracción de cada componente (9). Los Cp en Kj/(kg °C) son 1.44, 1.675 y 4.187 de la harina, grasa y agua respectivamente (9), por lo tanto:

$$Cp_{masa} = 2.00 \frac{Kj}{Kg^{\circ}C}$$

El promedio de evolución de temperatura por hora y el calor adquirido de acuerdo a la ecuación 2.1 está indicado en la tabla 4.

TABLA 4
EVOLUCIÓN PROMEDIO DE LA TEMPERATURA EN LAS MASAS
DURANTE LA PRIMERA ETAPA DE FERMENTACIÓN

Tiempo (horas)	Temperatura (°C)	Calor (Kj/Kg-h)
0	31	0
1	31	0.60
2	31.30	0.75
3	31.68	0.94
4	32.14	1.17
5	32.73	1.47
6	33.46	1.88
7	34.40	2.44
8	35.62	2.43
9	36.83	0.86
10	37.27	-0.96
11	36.79	1.19
12	37.38	-1.60
13	36.58	1.57
14	37.37	-1.69
15	36.52	1.36
16	37.20	-0.90

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Hay que considerar que el calor calculado es una aproximación del calor producido menos el calor perdido al ambiente, lo cual es función del área de la masa y de la temperatura del ambiente entre otras cosas, por eso dicha aproximación variaría según estos parámetros. Nótese que durante la primera hora no hay producción de calor ya que en este tiempo la levadura SC se adapta al medio sin actuar mayormente.

Por lo que la curva de evolución de calor respecto a la temperatura es la que se muestra en la figura 2.2.

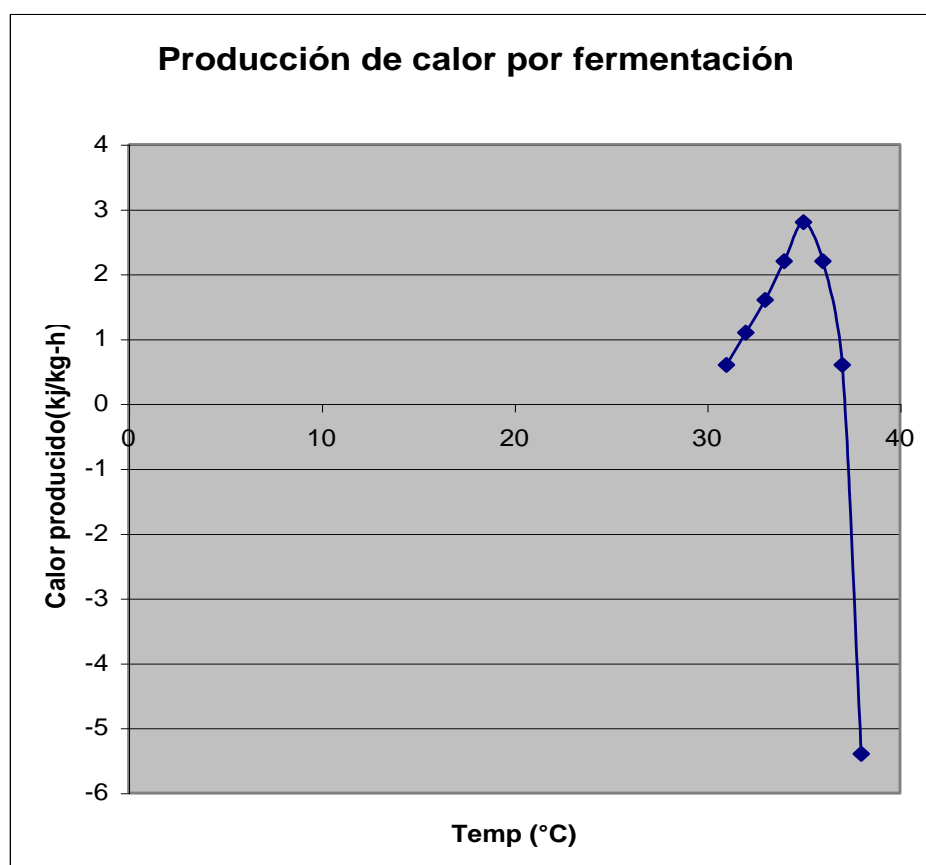


Fig. 2.2 Calor producido durante fermentación a diferentes temperaturas.

Nótese que a los 38°C se detiene la producción de calor por lo tanto la variación de temperatura se debe al calor que pierde la masa al ambiente y al calor consumido por otras reacciones.

De esta manera se puede proyectar el porcentaje de alcohol que se produciría si la fermentación comenzara a 35°C

Utilizando la figura 2.1 obtenemos las velocidades máximas de fermentación a diferentes temperaturas, para hallar la velocidad real utilizamos la siguiente ecuación:

$$V_T = \frac{K}{0.66} \times 0.17 \quad (\text{ecuación 2.2})$$

Donde K es la velocidad máxima a la temperatura T (obtenida de la figura 2.1) y V_T es la velocidad real en %/hora a la misma temperatura. Los valores de 0.66 (g/hora) y 0.17 (%/hora) corresponden a la velocidad máxima (K) y real a 30°C.

Aplicando la figura 2.2 se puede predecir el perfil de temperaturas y aplicando la ecuación 2.2 las velocidades a dicha temperatura y por lo tanto el porcentaje de alcohol producido.

Ejemplo

A una temperatura de 36.4°C calcular la cantidad de calor que se producirá (asumiendo que el proceso lleva más de una hora), la temperatura después de una hora y la velocidad de reacción.

Solución

De la figura 2.2 observamos que a 36.4°C se producen aproximadamente 1.55 Kj/Kg-h de calor.

Para hallar la temperatura al final de la hora igualamos el calor producido con el calor absorbido por la masa:

$$1.55mt = mCp(T_f - T_o)$$

Donde m es la masa, t = 1 hora, Cp = 2Kj/Kg°C y To = 36.4.

Remplazando tenemos que:

$$T_f = 36.4^{\circ}C + \frac{1.55Kj/Kg}{2Kj/kg^{\circ}C} = 37.18^{\circ}C = 310.18K$$

Para conocer la velocidad a 36.4°C pasamos esta temperatura a grados Kelvin y sacamos el inverso, lo cual nos da 0.00324K⁻¹.

Entramos con este valor a la figura 2.1 y obtenemos que:

$$\ln K = -0.15 \Rightarrow K = 0.86gCO / h$$

Remplazando este valor en la ecuación 2.2 obtenemos que:

$$V_{36.4^{\circ}C} = \frac{0.86}{0.66} \times 0.17 = 0.221\% \text{ etanol / hora}$$

Los demás valores se indican en la tabla 5

TABLA 5
PROYECCIÓN DE PRIMERA ETAPA DE FERMENTACIÓN A
TEMPERATURA INICIAL DE 35°C

Tiempo (horas)	Temp. Proyectada (°C)	Calor (fig. 2.2) Kj/Kg	Velocidad (ec. 2.2) %/hora	% Alcohol producido
0	35.00	0.00	0.2334	0.0000
1	35.00	2.80	0.2334	0.2440
2	36.40	1.56	0.2213	0.4754
3	37.18	-0.48	0.2096	0.6945
4	36.94	0.70	0.2139	0.9182
5	37.29	-1.13	0.2075	1.1351
6	36.72	1.04	0.2173	1.3623
7	37.24	-0.87	0.2084	1.5801
8	36.81	0.90	0.2160	1.8059
9	37.26	-0.97	0.2080	2.0234
10	36.78	0.96	0.2165	2.2497
11	37.26	-0.93	0.2082	2.4674
12	36.79	0.94	0.2163	2.6935
13	37.26	-0.95	0.2081	2.9111

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Como se observa en la tabla el objetivo de lograr un 2.95% de etanol en la primera etapa de fermentación se logra aproximadamente a las trece horas, lo cual implica una reducción de tres horas de su periodo normal.

Para la segunda etapa de fermentación se tiene la proyección dada en la tabla 6, partiendo de una concentración inicial de 1.87% de alcohol (véase ecuación 1.3).

TABLA 6
PROYECCIÓN DE SEGUNDA ETAPA DE FERMENTACIÓN A
TEMPERATURA INICIAL DE 35°C

Tiempo (horas)	Temp. Proyectada (°C)	Calor (fig. 2.2) Kj/Kg	Velocidad (ec. 2.2) %/hora	% Alcohol producido
0	35.00	0.00	0.2334	1.87
1	35.00	2.80	0.2334	2.12
2	36.40	1.56	0.2213	2.35
3	37.18	-0.48	0.2096	2.57
4	36.94	0.70	0.2139	2.79

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Como vemos en la segunda etapa no existe un ahorro significativo de tiempo ya que el valor objetivo es 2.61% de alcohol.

La figura 2.3 muestra la comparación entre el proceso real y el sugerido, lo cual deja como conclusión de que la temperatura óptima

de formación de producto es 35°C y su aplicación genera una reducción de 3 horas en el tiempo total de fermentación. La elección del método más conveniente de alcanzar esta temperatura se la realizará en la sección 2.2

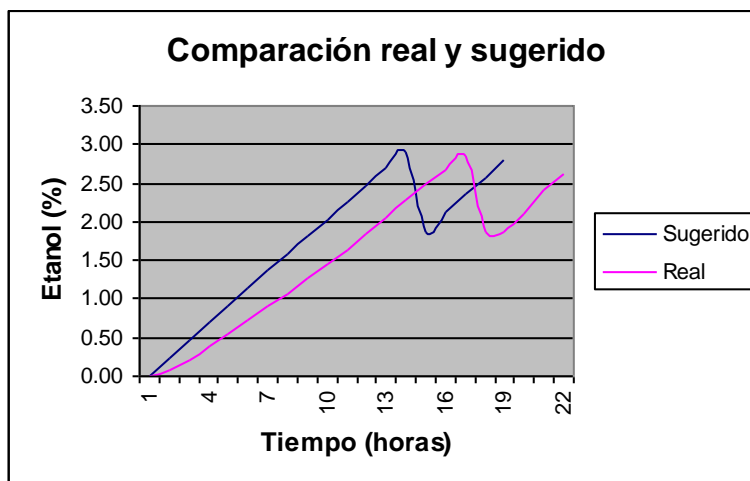


Fig. 2.3 Comparación entre el proceso real y el sugerido (un cambio)

Concentración de levadura

Otro de los factores que afectan a la velocidad de reacción es la concentración de levadura.

Para determinar la variación de la velocidad de reacción con respecto a la concentración de levadura se realizaron pruebas experimentales sometiendo masas a diferentes concentraciones de levadura y midiendo por diferencia de peso la cantidad de CO₂ que producía por unidad de tiempo y los resultados son los que se muestran en la figura 2.4

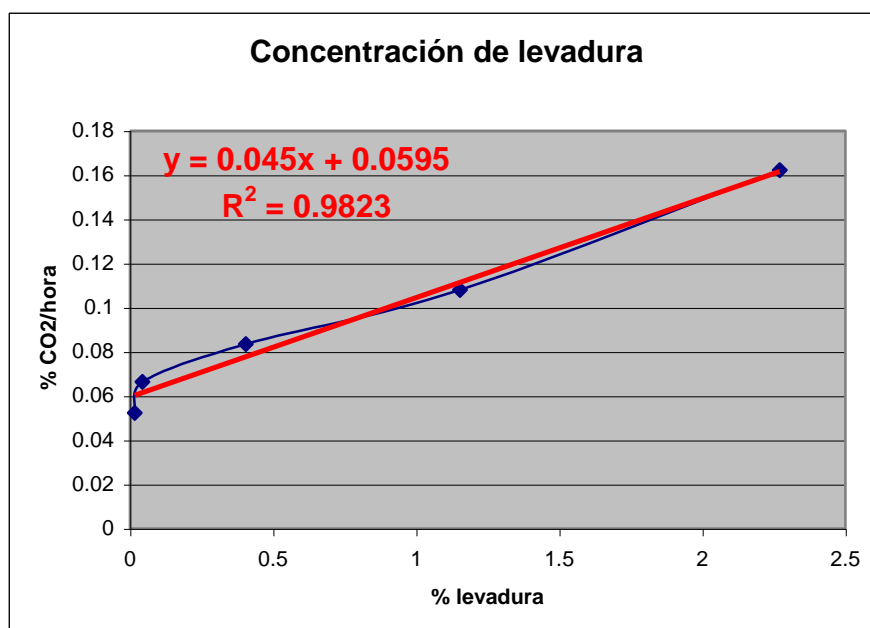


Fig. 2.4 Variación de la velocidad de fermentación respecto a la concentración de levadura

En la figura 2.4 podemos apreciar que si en lugar de utilizar una concentración de 0.1% de levadura se utilizara 0.5% la velocidad de reacción aumentarían en un 30%, pero así mismo la producción de calor aumentaría en el mismo porcentaje, por lo que el aumento de la concentración de levadura traería el resultado mostrado en la tabla 7

TABLA 7
PROYECCIÓN DE LA PRIMERA ETAPA DE FERMENTACIÓN A
UNA CONCENTRACIÓN DE LEVADURA DE 0.5%

Tiempo (horas)	Temperatura (°C)	Calor (Kj/Kg)	Vel a 0.5% levadura (%/hora)	% Alcohol
0	35.00	0.00	0.3034	0.00
1	35.00	3.64	0.3030	0.32
2	36.82	1.14	0.2806	0.61
3	37.39	-1.75	0.2669	0.89
4	36.52	1.78	0.2860	1.19
5	37.41	-1.80	0.2665	1.47
6	36.51	1.80	0.2861	1.77
7	37.41	-1.80	0.2665	2.04
8	36.51	1.80	0.2861	2.34
9	37.41	-1.80	0.2665	2.62
10	36.51	1.80	0.2861	2.92
11	37.41	-1.80	0.2665	3.20
12	36.51	1.80	0.2861	3.50
13	37.41	-1.80	0.2665	3.78
14	36.51	1.80	0.2861	4.08
15	37.41	-1.80	0.2665	4.36

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Como se observa se alcanza el valor aproximado a las 10 horas de fermentación generando una reducción de 6 horas en la primera etapa de fermentación (3 adicionales a las que se habían logrado al cambiar la temperatura).

La tabla 8 muestra una proyección de la segunda etapa de fermentación.

TABLA 8
SEGUNDA ETAPA DE FERMENTACIÓN A UNA
CONCENTRACIÓN DE LEVADURA DE 0.5%

Tiempo (horas)	Temperatura (°C)	Calor (Kj/Kg)	Vel a 0.5% levadura (%/hora)	% Alcohol
0	35.00	0.00	0.3034	1.87
1	35.00	3.64	0.3030	2.19
2	36.82	1.14	0.2806	2.48
3	37.39	-1.75	0.2669	2.76
4	36.52	1.78	0.2860	3.06

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Como se observa el valor objetivo se logra entre la segunda y tercera hora.

La figura 2.5 muestra una comparación del proceso real con el sugerido

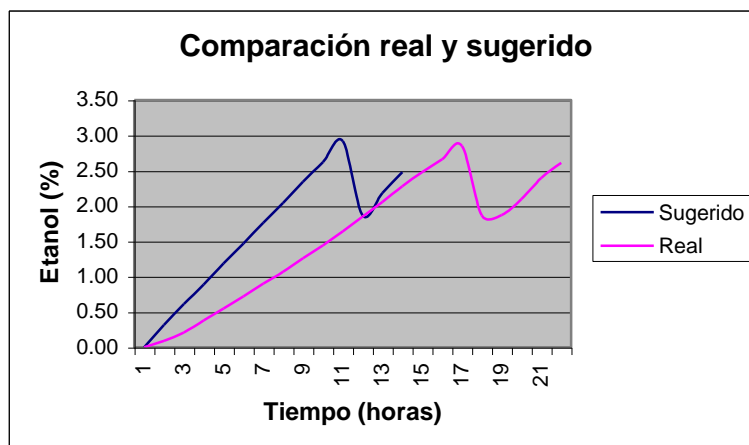


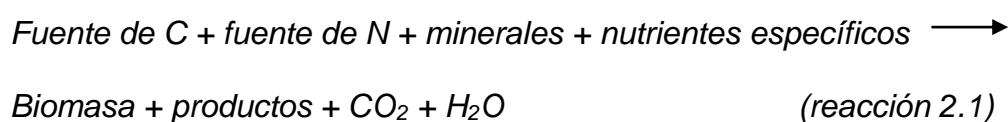
Fig 2.5 Comparación del proceso real y el sugerido (dos cambios)

En la figura se observa un ahorro en el tiempo de fermentación de 8 horas aproximadamente, lo que equivale a un turno de trabajo, el problema es que se requiere cinco veces más la cantidad de levadura que antes, lo cuál es muy costoso, por esto conviene diseñar un bioreactor que permita la reproducción acelerada de este microorganismo.

Parámetros para diseño del bioreactor

Medio de cultivo

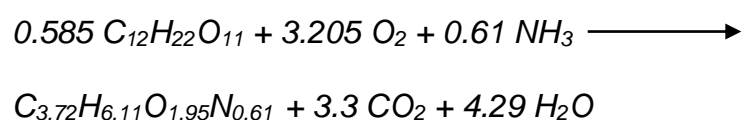
El primer paso es el diseño del medio donde crecerá la levadura SC. En general un medio de cultivo se puede diseñar a partir de la siguiente reacción (8 y 10):



Esta reacción significa que los microorganismos utilizan una parte de los nutrientes para formar productos y otra para reproducirse. En nuestro caso nos conviene que la cantidad de producto formado (etanol) sea mínima para maximizar la producción de biomasa. Esto se logra añadiendo oxígeno gaseoso al medio de cultivo.

Para utilizar la reacción 2.1 necesario conocer la composición molecular del microorganismo en cuestión, en el caso de la levadura SC es en un 90.46% $C_{3.72}H_{6.11}O_{1.95}N_{0.61}$ (8) por lo que su peso molecular es $90.49 / 0.9046 = 100.53g$.

Como fuente de carbono se utilizará sacarosa y amoníaco como fuente de nitrógeno, de tal manera que la ecuación balanceada queda de la siguiente manera:



Los coeficientes indican el número de moles de cada compuesto, por lo tanto la cantidad en gramos de cada componente para producir 100g de levadura se obtiene al relacionar los moles con los pesos moleculares, lo cual está dado en la tabla 9

TABLA 9
COMPOSICIÓN DE UN MEDIO DE CULTIVO PARA PRODUCIR
100g DE LEVADURA SC.

Componente	Cantidad (g)	Rendimiento (g levadura/g nutriente)
Sacarosa	200.00	0.50
Amoniaco	10.37	9.65
Oxígeno	102.53	0.98

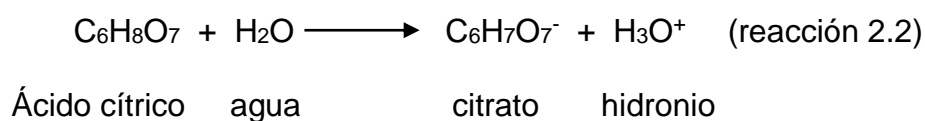
Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Cabe destacar que los rendimientos y la velocidad de reproducción se ve influenciado por la presencia de microorganismos contaminantes, por esto es necesario mantener el reactor y el medio de cultivo en altas condiciones higiénicas. En mi caso mientras experimentaba me fue bastante difícil controlar el ingreso de los microorganismos de ambiente hacia el reactor, por esto decidí evitar su crecimiento bajando el pH del medio a 3.6 en donde no pueden crecer bacterias aerobias pero si la levadura SC.

El pH se lo debe bajar utilizando ácido cítrico. Para determinar la concentración de ácido cítrico a agregar para obtener dicho pH se utilizó la ecuación (15):

$$\text{pH} = - \text{Log} [\text{H}_3\text{O}^+]$$

Donde $[H_3O^+]$ quiere decir concentración molar de iones hidronio , entonces para que el pH sea 3.6 la concentración molar $[H_3O^+]$ debe ser 0.00025 M. A partir de la concentración molar deseada del ión H_3O^+ se puede calcular la concentración inicial de ácido cítrico conociendo la reacción (6):



En la reacción se observa que un mol de ácido cítrico produce un mol de iones hidronio, por lo tanto se necesitará una concentración de ácido cítrico de 0.00025 M. Sin embargo no todo el ácido cítrico reacciona, la reacción se detiene hasta determinada concentración de sustrato. Esta concentración de equilibrio esta dada por la siguiente ecuación:

$$K = \frac{|H_3O_{eq}| |citrato_{eq}|}{|Á.cítrico_{eq}|} \quad (\text{ecuación 2.3})$$

donde K es una constante cuyo valor es $10^{-3.13}$ para esta reacción (si se desea utilizar otro ácido los valores de K se encuentran en el apéndice A) (15), los valores del numerador y denominador corresponden a las concentraciones en el equilibrio de los compuestos que intervienen en la reacción (excepto agua). Como se

observa en la reacción 2.2 se producen un mol (cantidades iguales) de cada producto, por lo tanto

$$|\text{H}_3\text{O}^+_{\text{eq}}| = |\text{citrato}_{\text{eq}}| = |\text{Ac. Cítrico}_{\text{consumido}}| = 0.00025 \text{ M.}$$

De esto surge que:

$$|\text{Ac. Cítrico}_{\text{eq}}| = |\text{Ac. Cítrico}_{\text{inicial}}| - |\text{Ac. Cítrico}_{\text{consumido}}|$$

Reemplazando todo en la ecuación 2.3 queda:

$$10^{-3.13} = \frac{0.00025^2}{|\text{Ac. cítrico}_{\text{inicial}}| - 0.00025}$$

Por lo tanto:

$$|\text{Ac. Cítrico}_{\text{inicial}}| = 0.000334 \text{ M} = 0.064 \text{ g/l}$$

Es decir preparando una solución de 0.064g/l de ácido cítrico se garantiza un pH de 3.6

Además del ácido cítrico y de los elementos que figuran en la tabla 9 la levadura SC necesita para su reproducción pequeñas cantidades de fósforo, azufre, magnesio y vitaminas del complejo B (8). Se puede preparar el medio de cultivo agregando cada componente por separado (lo que sería muy costoso) o buscar un compuesto que los contenga todos como es el caso de la melaza.

La tabla 10 (8) muestra la composición promedio de las melazas.

TABLA 10
COMPOSICIÓN DE LA MELAZA

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN
Azúcares totales	48-56 %
Compuestos nitrogenados	9-12 %
Cenizas sulfatadas	10-15 %
Biotina	1.2-3.2 mg/Kg
Inositol	6000 mg/Kg
Piridoxina	2.6-5 mg/Kg
Riboflavina	2.5 mg/Kg
Tiamina	1.8 mg/Kg
Pantotenato de Ca	54-64 mg/Kg

Fuente: Microbiología industrial (8)

Diseño del bioreactor

Para el diseño del bioreactor son necesarios una serie de parámetros que suelen cambiar con la más mínima variación de los demás, especialmente el valor de μ (velocidad específica de crecimiento), el cuál indica la cantidad de biomasa que produce una unidad de la misma en una hora. La falta de investigación en este campo sugiere un diseño a nivel de laboratorio y su posterior escalado, en lugar de diseñar el bioreactor en sí. Como no existen datos específicos sobre el valor que toma μ en este tipo de procesos

se utilizó el método de prueba y error para el diseño de un bioreactor a escala de laboratorio.

Para todas las pruebas se utilizó un reactor cilíndrico de las siguientes características:



Fig. 2.6 Reactor utilizado para pruebas de laboratorio

Diámetro del reactor: 11.5 cm

Diámetro del impelente: 3.83 cm

Altura efectiva: 11.5 cm

Volumen : 1.19 litros

Deflectores: 4

Concentración de levadura: 1.68 g/l

Concentración de levadura reproducible : $X = 0.588$ g/l.

Concentración de azúcar inicial: $S_0 = 5\%$

Concentración de urea: 1%

En cada una de las pruebas se utilizó el siguiente procedimiento:

- 1.) Se dejó reposar la mezcla agua, azúcar, úrea, levadura durante 48 horas, luego se le alimentó aire durante 48 horas más.
- 2.) Se asumió un valor para μ
- 3.) Se calculó la cantidad inicial de aire en g/lh que debe difundirse en el medio con la ecuación (8):

$$m_{aire} = \frac{\mu X}{0.21 Y_{XO_2}}$$

Donde el rendimiento de levadura a partir de oxígeno Y_{XO_2} se obtiene de la tabla 9, y el valor de X es 0.588 g/l.

Reemplazando estos valores la ecuación se reduce a:

$$m_{aire} = \frac{\mu(0.588)}{0.21(0.98)} = 2.86\mu$$

- 4.) Se calculó el coeficiente de transferencia de masa KG en

$\frac{Kmol}{m^3 h \cdot atm}$ a través de la ecuación:

$$KG = \frac{0.21 m_{aire}}{32(P^x - P)}$$

Donde la presión parcial del oxígeno en equilibrio (P^x) a 28°C es 0.209 atm (8) y la presión crítica de oxígeno (P) para la levadura SC se obtiene multiplicando la concentración crítica de oxígeno

para la levadura, que a 28°C es $1.9 \times 10^{-5} \text{ M}$ (8), por la constante de Henry que tiene un valor de $828 \text{ atm}/\text{M}$, por lo tanto

$$P = 1.9 \times 10^{-5} \text{ M} \times 828 \text{ atm}/\text{M} = 0.0157 \text{ atm.}$$

Por lo que la ecuación queda:

$$KG = \frac{0.21m_{\text{aire}}}{32(0.209 - 0.0157)} = 0.0339m_{\text{aire}}$$

5.) Se calculó la velocidad lineal del oxígeno V_s en m/h con la ecuación:

$$V_s = \frac{\text{Flujo.volumétrico.oxígeno}}{\text{Área.seccional}} = \frac{0.21m_{\text{aire}}.V}{\rho.A}$$

Donde el volumen V del reactor es 1.19 litros, la densidad ρ del aire a 28°C es $1179 \text{ g}/\text{m}^3$ (9) y el área seccional es 0.0104 m^2 por lo que la ecuación queda:

$$V_s = \frac{0.21(1.19)m_{\text{aire}}}{1179(0.0104)} = 0.0204m_{\text{aire}}$$

6.) Se calculó la potencia gaseada P_g en watts a través de la ecuación de Cooper y Ekenfelch

$$P_g = 745.8V \left(\frac{KG}{0.318V_s^{0.67}} \right)^{1.053}$$

En esta ecuación el volumen V debe usarse en m^3 (0.00119 m^3)

7.) Se asumió un valor de revoluciones por segundo (n) para el agitador

8.) Se calculó el número de Reynolds de agitación con la ecuación:

$$Re = \frac{nD_i^2 \rho}{\mu}$$

Donde el diámetro del impelente D_i es 0.0383 m, densidad del agua ρ a 28°C es 995.8 Kg/m³ y la viscosidad μ es 863.6 x 10⁻⁶ Pa-s (9) por lo tanto:

$$Re = \frac{n(0.0383)^2(995.8)}{863.6 \times 10^{-6}} = 1691.44n$$

9.) De la curva de Rungston se calculó el factor de potencia Kn .

10.) Se calculó la potencia P en watts del impelente con la ecuación:

$$P = Kn \cdot D_i^5 n^3 \rho$$

11.) Se calculó el número de aireación Na con la ecuación:

$$Na = \frac{V_s \cdot A}{3600 n D_i^3}$$

Que sustituyendo los valores conocidos (área y diámetro del impelente) nos queda:

$$Na = 0.051 \frac{V_s}{n}$$

- 12.) Por curva se encontró P_g/P a partir de N_a y calcular P_g , si no coincidía con la calculada en el paso 6 se repetía desde el paso 6 al 11 hasta que coincidiera el valor de P_g .
- 13.) Sometió a aireación con el flujo dado en el paso 5 y velocidad del impelente n del paso 7
- 14.) Se realizaron siembras en medio PDA (potato dextrosa agar) y/o se tomaron los grados Brix cada dos horas y se graficaron los datos en papel semi log.
- 15.) Se obtuvo el verdadero valor de μ a través de la pendiente de la curva del paso anterior
- 16.) Si este valor no coincidía con el asumido se asumía otro valor y se repetía desde el paso 2 en adelante

Se empezó asumiendo $\mu = 0.6 \text{ h}^{-1}$ que es el más representativo en la producción de levadura de pan (8).

Prueba 1: $\mu = 0.6 \text{ h}^{-1}$

Siguiendo los pasos y ecuaciones citadas se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 11

TABLA 11
RESULTADO DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL
BIOREACTOR ASUMIENDO $\mu = 0.6h^{-1}$

Paso	Valor a hallar	Fórmula reducida	Resultado	Unidades
3	m_{aire}	2.86μ	1.71	g/lh
4	KG	$0.0339 m_{aire}$	0.06	Kmol/m ³ -h-atm
5	Vs	$0.0204 m_{aire}$	0.04	m/h
6	P_g	$745.8V \left(\frac{KG}{0.318Vs^{0.67}} \right)^{1.053}$	1.58	watts
7	n	Asumido	14.72	RPS
8	Re	$1691.44 n$	24950.05	-
9	Kn	Curva de Rungston	6.00	-
10	P	$Kn \cdot Di^5 n^3 \rho$	1.58	watts
11	Na	$0.051 Vs/n$	0.0001	-
12	P_g obtenido	Gráfico	1.58	watts

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Como se observa el valor de n en el cual coinciden los valores de P_g de los pasos 6 y 12 es de 14.72 revoluciones por segundo.

Para el paso 13 en adelante se adoptó al reactor una manguera de suero provista con regulador de flujo (ver figura 2.6) conectada a una llanta como fuente de aire, se consiguió un motor de una

potencia similar a la indicada en el paso 10 para que pueda agitar a las revoluciones indicadas en el paso 7.

Se realizaron siembras y se midieron los grados Brix cada dos horas mostrándose los resultados que se observan en las figuras 2.7-2.11 y en la curva mostrada en la figura 2.12. Para conocer el número de colonias real que había en la muestra se multiplica el número de colonias que se observan en las figuras por 10^6



Figura 2.7. Colonias formadas luego de una hora de multiplicación
(se observan 11 colonias).



Figura 2.8 Colonias formadas a las tres horas (30 colonias).



Figura 2.9 colonias formadas a las 5 horas (115 colonias)



Figura 2.10 Colonias formadas a las 7 horas (200 colonias)



Figura 2.11 Colonias formadas a la 8 horas (280 colonias)

El verdadero valor de μ es igual a la pendiente de la curva de logaritmo natural de las colonias versus tiempo, ajustando esta a una línea recta. La figura 2.12 muestra dicha curva.

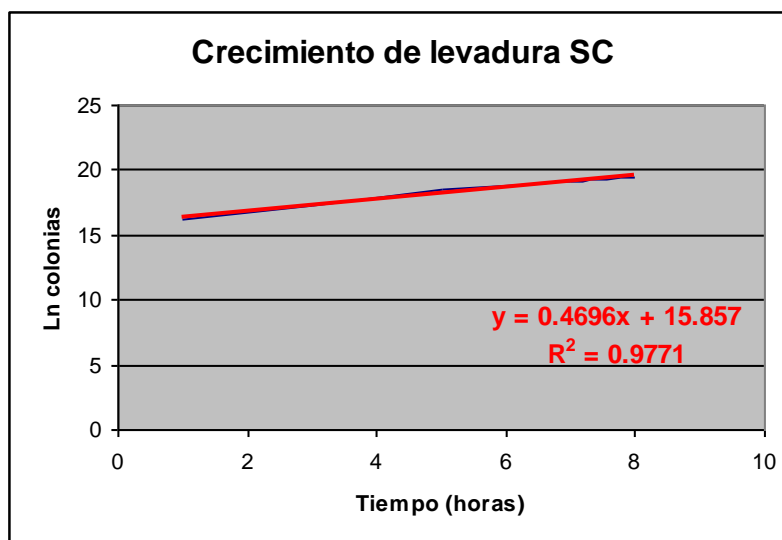


Figura 2.12 Aumento obtenido de la población de levadura SC.

Como se observa la pendiente toma un valor de 0.469 h^{-1} , por lo tanto:

$$\mu = 0.469 \text{ h}^{-1}$$

Este valor fue obtenido también tomando los grados Brix cada dos horas y convertirlos luego en levadura producida a través de la ecuación:

$$\Delta X = 9.5 \Delta S (Y_{XS})$$

Donde ΔX representa la variación de la concentración de biomasa en gramos por litro, ΔS representa la variación de la concentración de azúcar en grados Brix y Y_{XS} es el rendimiento de biomasa a partir de azúcar, cuyo valor es 0.5 (ver tabla 9). De esta manera se puede

construir una curva de crecimiento a partir de la curva de consumo de azúcar, como se muestra en la tabla 12 y en la figura 2.13

TABLA 12
CONSUMO DE AZÚCAR ASUMIENDO $\mu = 0.6$

Hora	S (°Brix)	ΔS (°Brix)	ΔX (g/l)	X (g/l)	LN x
0	5			0.59	-0.53
2	4.8	0.2	0.95	1.54	0.43
4	4.4	0.4	1.9	3.44	1.23
6	3.3	1.1	5.23	8.67	2.16
8	1	2.3	10.93	19.6	2.96

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Graficando los valores de la tabla obtenemos una recta como se muestra en la figura 2.13

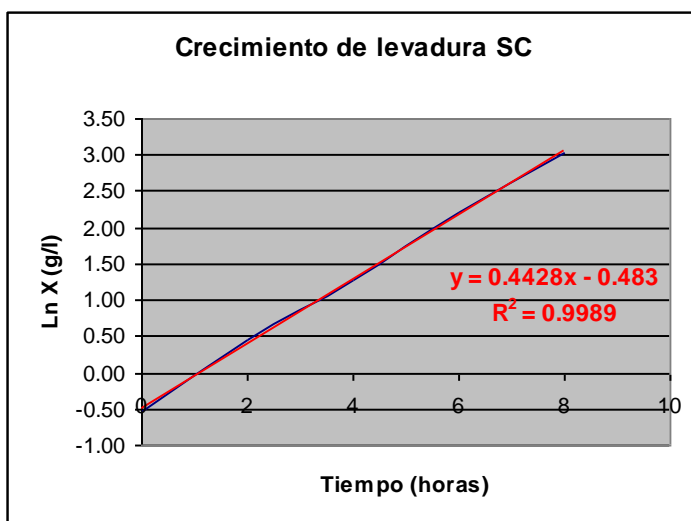


Figura 2.13 Curva de crecimiento a partir del consumo de azúcar

Como se observa en la figura la pendiente de la recta que representa el valor de μ es 0.443 h^{-1} , valor muy aproximado al obtenido anteriormente.

Como este valor es menor al asumido se plantearon dos hipótesis:

- 1.) Que el exceso de oxígeno calculado en el paso 2 provoque una disminución en la velocidad de crecimiento (8) con lo cual la verdadera μ se encontraría entre 0.47 y 0.6 h^{-1} .
- 2.) Que el exceso de oxígeno calculado en el paso 2 no sea muy representativo y no cause efectos en la velocidad de crecimiento, con lo que la verdadera μ sería 0.47 .

Tomando en cuenta estas hipótesis creí conveniente asumir un valor de μ entre 0.47 y 0.6 h^{-1} , es por esto que tomé el valor medio de 0.53 h^{-1} .

Prueba 2: $\mu = 0.53 \text{ h}^{-1}$.

Se siguieron nuevamente los 16 pasos obteniéndose los resultados mostrados en la tabla 13.

TABLA 13
RESULTADO DE LOS PARÁMETROS DE DISEÑO DEL
BIOREACTOR ASUMIENDO $\mu = 0.53 \text{ h}^{-1}$

Paso	Valor a hallar	Fórmula reducida	Resultado	Unidades
3	m_{aire}	2.86μ	1.51	g/lh
4	KG	$0.0339 m_{aire}$	0.05	Kmol/m ³ -h-atm
5	Vs	$0.0204 m_{aire}$	0.03	m/h
6	Pg	$745.8V \left(\frac{KG}{0.318Vs^{0.67}} \right)^{1.053}$	1.52	watts
7	n	Asumido	14.55	RPS
8	Re	$1691.44 n$	24661.9	-
9	Kn	C. Rungston	6.00	-
10	P	$Kn \cdot Di^5 n^3 p$	1.52	watts
11	Na	$0.051 Vs/n$	0.0001	-
12	Pg	Gráfico	1.52	watts

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Luego se sometió a la levadura SC a las condiciones planteadas en la tabla y para el paso 14 solo se tomaron los grados Brix cada dos horas utilizando la ecuación antes mencionada:

$$\Delta X = \Delta S(Y_{XS})$$

Se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 14 y en la figura 2.14.

TABLA 14

CONSUMO DE AZÚCAR ASUMIENDO $\mu = 0.53 \text{ h}^{-1}$

Hora	S (°Brix)	ΔS (°Brix)	ΔX (g/l)	X (g/l)	ln x
0	5			0.588	-0.53
2	4.9	0.1	0.475	1.063	0.06
4	4.5	0.4	1.9	2.963	1.09
6	3.4	1.1	5.225	8.188	2.10
8	1.2	2.2	10.45	18.638	2.93

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Graficando estos datos tenemos:

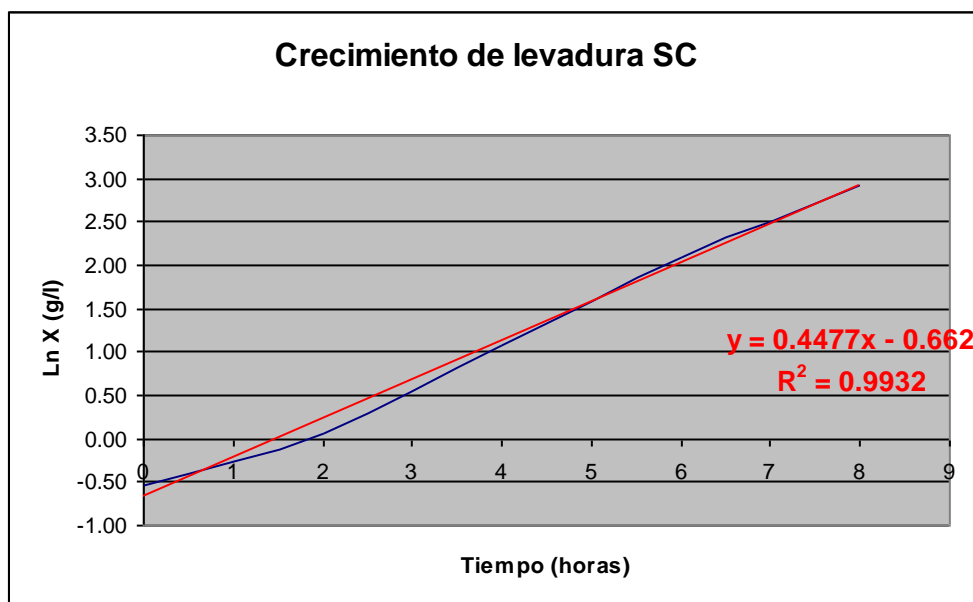


Figura 2.14 Curva de crecimiento obtenida a partir del consumo de azúcar (ver tabla 14)

Como se observa en la figura 2.14 la curva se ajusta a una recta de pendiente $\mu = 0.45 \text{ h}^{-1}$, lo que valida la hipótesis número dos, es decir que el verdadero valor de μ es de 0.47 h^{-1} .

Los parámetros reales calculados a partir del verdadero valor de μ se encuentran en la tabla 15

TABLA 15
PARÁMETROS REALES PARA EL DISEÑO DEL BIOREACTOR

Paso	Valor a hallar	Fórmula reducida	Resultado	Unidades
3	m_{aire}	2.86μ	1.34	g/lh
4	KG	$0.0339 m_{aire}$	0.05	Kmol/m ³ -h-atm
5	Vs	$0.0204 m_{aire}$	0.03	m/h
6	Pg	$745.8V \left(\frac{KG}{0.318Vs^{0.67}} \right)^{1.053}$	1.46	watts
7	n	Asumido	14.35	RPS
8	Re	$1691.44 n$	24322.91	-
9	Kn	C. Rungston	6.00	-
10	P	$Kn \cdot Di^5 n^3 p$	1.46	watts
11	Na	$0.051Vs/n$	0.0001	-
12	Pg	Gráfico	1.46	watts

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Los parámetros indicados en la tabla 15 son los que se utilizarán para el escalado del bioreactor (ver sección 3.4)

2.2 Diseño de sistemas de calentamiento

Como se vio al comienzo de la sección anterior la temperatura óptima de fermentación es alrededor de los 35 °C, el problema es la elección del medio más económico para lograr dicha temperatura, para lo cuál se analizarán cuatro alternativas de calentamiento. Para las alternativas no eléctricas no se utilizará otra fuente de fluido calentador diferente a la que tienen las empresas, lo cual corresponde generalmente a un caldero que produce vapor a 35 PSI.

El método que se empleó para que la masa alcance la temperatura propuesta fue calentando uno de los ingredientes (agua) a una temperatura tal que al mezclarse con los demás ingredientes de una masa a 35°C.

La tabla 16 muestra las cantidades típicas de ingredientes para una primera etapa de mezclado con sus respectivos calores específicos (C_p) (9) y temperaturas iniciales (T_o).

TABLA 16
CARACTERÍSTICAS DE LOS INGREDIENTES USADOS PARA LA
PRIMERA ETAPA DE MEZCLADO

Ingrediente	Concentración (%)	Cp (Kj/Kg°C)	To (°C)
Harina	71.43	1.44	28
Grasa	8.57	1.675	4
Melaza ¹	4.17	3.89	28
Agua	15.83	4.187	?

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Se observa que la temperatura inicial del agua tiene un signo de interrogación ya que es la que se pretende encontrar.

Para esto se realizó un balance de calor :

$$-\eta m_A C_{p_A} \Delta T_A = m_H C_{p_H} \Delta T_H + m_G C_{p_G} \Delta T_G + m_M C_{p_M} \Delta T_M$$

Donde η es la eficiencia que en estos casos se acerca al 90%, m es la masa o la concentración, C_p el calor específico a presión constante, ΔT es la diferencia de temperatura y los subíndices A, H, G y M son agua, harina, grasa y melaza respectivamente.

Reemplazando esta ecuación con los datos de la tabla 16 queda:

¹ Como se verá en la sección 3.4 la concentración de melaza para el proceso escalado es 4.17%

$$-0.9(15.83)(4.187)(35 - T_o) = 71.43(1.44)(35 - 28) + 8.57(1.675)(35 - 4) + 4.17(3.89)(35 - 28)$$

El valor de T_o que satisface esta ecuación es:

$$T_o = 56.43^{\circ}\text{C}$$

Por lo tanto se debe calentar el agua hasta 56.43°C antes de la primera etapa de mezclado. Para la segunda etapa de mezclado no es necesario calentamiento, ya que al final de la primera etapa la temperatura alcanza 37°C (ver sección 2.1) y para que se enfríe de nuevo a 35°C basta realizar la segunda etapa de mezclado a temperatura ambiente (ver sección 3.3).

A continuación se diseñarán y analizarán cuatro sistemas de calentamiento para batches de 350 Kg de masa (55.4 Kg de agua) a fin de escoger el más económico.

2.2.1 Placas

Como se mencionó anteriormente se utilizará vapor a 35 PSI el cuál tiene las siguientes características:

Temperatura: 126.26°C

Calor latente de condensación λ : 2180.14 Kj/Kg

Coeficiente de transferencia de calor h_v : $8.4 \text{ Kw/m}^2 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Las propiedades termodinámicas del agua que será calentada (9) junto con otros datos necesarios para el diseño se encuentran en la tabla 17

TABLA 17
DATOS PROPIEDADES TERMÓDINÁMICAS DEL AGUA

Propiedad	Valor	Unidad
Temp. Inicial T_o	28	°C
Temp. Final T_f	56.43	°C
Temp. Media T_m	42.22	°C
Calor específico C_{pT_m}	4.187	Kj/Kg°C
Densidad ρ_{T_m}	992	Kg/m ³
Viscosidad dinámica μ_{T_m}	6.43E-04	Pa-s
Viscosidad cinemática ν_{T_m}	6.5E-07	m ² /s
Coefficiente de expansión β_{T_m}	3.9x10 ⁻⁴	K ⁻¹
Conductividad k_{T_m}	6.34E-04	Kw/m°C
Masa m_A	55.405	Kg/batch
Volumen V_A	0.223407	m ³ /h
Masa m_A	221.62	Kg/hora
Coefficiente de incrustación R_f	0.0255	m ² °C/Kw

Fuente: Introducción a la Ingeniería de Alimentos, P. Sink

El subíndice T_m indica que esa propiedad fue evaluada a la temperatura media.

Para el diseño del intercambiador de calor a placas se escogió el denominado método rápido, que es un sistema de diseño tipo prueba y error basado en los intercambiadores de calor que son comúnmente producidos, ya que el diseño de un intercambiador de calor que no se encuentra en línea de producción tendría un costo mucho mayor.

Por ser un proceso que no requiere de grandes áreas de transferencia de calor se buscó en el medio cuáles son las placas más pequeñas que se fabrican y se encontraron las caracterizadas en la tabla 18

TABLA 18
CARACTERÍSTICAS DE LAS PLACAS A SER UTILIZADAS

Característica	Valor	Unidad
Altura de flujo	0.1	m
Ancho de flujo	0.05	m
Espesor x	0.001	m
Área de transferencia de calor por placa A_p	0.005	m ²
Espaceamiento entre placas e	0.006	m
Diámetro equivalente D_e	0.012	m
Área de flujo	0.0003	m ²

Fuente: Proquimarsa S.A.

Estas placas presentan corrugación en paralelo.

El primer paso fue calcular el flujo de vapor que debe circular a través de las placas, para lo cual se realizó el siguiente balance:

$$m_A C_{p_{Tm}} (T - T_o) = m_v \lambda$$

Reemplazando con los valores de la tabla 17 y despejando m_v nos queda:

$$m_v = 12.1 \text{ Kg/h}$$

El volumen específico de líquido saturado V_f correspondiente a 35 PSI es $0.0106 \text{ m}^3/\text{Kg}$ (9) y el de vapor saturado V_g es $0.7417 \text{ m}^3/\text{Kg}$ (9) por lo tanto el flujo volumétrico medio requerido de vapor Q_v será:

$$Q_v = m_v \left(\frac{V_f + V_g}{2} \right) = 4.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Luego fue necesario definir que tipo de arreglo se usará, es decir cuantos canales en paralelo n_p y en serie n_s usará cada fluido de trabajo, para lo cual se tomo el dato del fabricante que indica que la velocidad lineal de flujo V no debe ser menor a 0.2 m/s ni mayor a 0.9 m/s y se utilizó la siguiente ecuación:

$$V = \frac{\text{Flujo.volumétrico}}{\text{Área.de.flujo}(n_p)}$$

Para el agua el único valor de n_p que da una velocidad V dentro del rango estipulado es con $n_p = 1$:

$$V_A = \frac{m_A}{3600 \rho_{Tm} A n_p} = \frac{221.6}{3600(992)(0.0003)(1)} = 0.2 \text{ m/s}$$

Para el vapor los valores de n_p entre 5 y 20 generan una velocidad dentro del rango, es por eso que para escoger un

valor de np es necesario calcular primero el número de placas de transferencia de calor necesarias con la ecuación 2.4

$$Nt = \frac{At}{Ap} = \frac{m_A C_{p_{Tm}} \Delta T}{Ud(ft)MLDT(Ap)} \quad (\text{ecuación 2.4})$$

Donde Nt es el número de placas de transferencia de calor, At el área total de transferencia de calor, Ap es el área por placa, Ud es el coeficiente global de transferencia de calor, $MLDT$ es la media logarítmica de las diferencias de temperaturas y ft es un factor de corrección. Todos los valores se conocen a excepción de los tres últimos.

$MLDT$ está dado por:

$$MLDT = \frac{(T_v - T_o) - (T_v - T_f)}{\ln\left(\frac{T_v - T_o}{T_v - T_f}\right)} = \frac{(126.26 - 28) - (126.26 - 56.43)}{\ln\left(\frac{126.26 - 28}{126.26 - 56.43}\right)} = 83.24^\circ\text{C}$$

El factor de corrección ft se obtuvo del diagrama del alfa-laval Thermal Handbook:

$$ft \approx 0.65$$

Para el cálculo de Ud se utilizará la ecuación 2.5.

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{ha} + \frac{1}{hv} + \frac{x}{k} + Rfa + Rfv} \quad (\text{ecuación 2.5})$$

Donde ha y hv son los coeficientes convectivos del agua y vapor respectivamente, x es el espesor de cada placa, K la

conductividad térmica del acero inoxidable y R_{fa} y R_{fv} son las resistencias por incrustaciones correspondientes al agua y vapor respectivamente.

Todos estos valores a excepción de h_a se encuentran en tablas, por lo tanto se debe calcular el valor de h_a , cuya forma de cálculo depende de la corrugación de la placa. En este caso son corrugaciones en paralelo por lo tanto h_a se calcula a través de la ecuación 2.6

$$h_a = 0.2(\text{Re})^{0.67} (\text{Pr})^{0.4} \left(\frac{\mu_{Tm}}{\mu_w} \right)^{0.1} \left(\frac{K_{TM}}{De} \right) \quad (\text{ecuación 2.6})$$

El número de Reynolds Re está dado por la ecuación:

$$\text{Re} = \frac{DeV\rho_{TM}}{\mu_{TM}} = \frac{0.012(0.2)(992)}{643 \times 10^{-6}} = 3829.6$$

El número de Prandtl Pr está dado por:

$$\text{Pr} = \frac{Cp_{Tm}\mu_{Tm}}{K_{Tm}} = \frac{4.187(643 \times 10^{-6})}{634 \times 10^{-6}} = 4.25$$

Todos los valores fueron reemplazados a partir de la tabla 17.

Aún falta determinar la viscosidad μ_w a la temperatura de la pared T_w , para lo cual se utilizó el método de prueba y error que consistió en los siguientes pasos:

- 1.) Se asumió un valor para T_w
- 2.) Por tabla se encontró μ_w (9)
- 3.) Se calculó h_a a partir de la ecuación 2.6

4.) Se calculo T_w a partir de la ecuación:

$$T_w = \frac{UpTv + haTm}{ha + Up}$$

donde:

$$Up = \frac{1}{\frac{1}{hv} + \frac{x}{K}}$$

Donde $hv = 8.4 \text{ Kw/m}^2\text{°C}$, $x = 0.001\text{m}$ y para el acero inoxidable $K = 0.045 \text{ Kw/m}^2\text{°C}$ (9) por lo tanto

$$Up = 7.08 \text{ Kw/m}^2\text{°C}$$

5.) Si este valor no coincidía con el asumido en el paso 1 se repitieron todos los pasos.

Asumiendo $T_w = 91\text{°C}$ se obtiene por tabla (9) una $\mu_w = 3.14 \times 10^{-4} \text{ Pa-s}$. Reemplazando estos valores y los de la tabla 17 en la ecuación 2.16 tenemos:

$$ha = 0.2(3829.62)^{0.67}(4.25)^{0.4} \left(\frac{6.43 \times 10^{-4}}{3.14 \times 10^{-4}} \right)^{0.1} \left(\frac{6.34 \times 10^{-4}}{0.012} \right) = 5.09 \frac{\text{Kw}}{\text{m}^2\text{°C}}$$

Con este valor se comprobó la T_w asumida:

$$T_w = \frac{7.08(126.26) + (5.09)(42.22)}{5.09 + 7.08} = 91.09\text{°C}$$

Lo cual valida el valor de ha hallado.

Para los valores de R_{fa} y R_{fv} se utilizaron las tablas del *alpha-laval Termal Handbook* que dicen:

$$R_{fa} = 0.0255 \text{ m}^2\text{°C/Kw}$$

$$R_{fv} = 0.0301 \text{ m}^2\text{C/Kw}$$

Reemplazando todos los valores en la ecuación 2.5 tenemos:

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{5.09} + \frac{1}{8.4} + \frac{0.001}{0.045} + 0.0255 + 0.0301} = 2.54 \text{ Kw/m}^2\text{C}$$

Reemplazando todos los valores en la ecuación 2.4 tenemos:

$$N_t = \frac{221.62(4.187)(56.43 - 28)}{3600(2.54)(0.65)(83.24)(0.005)} = 10.65 \text{ placas}$$

Lo cual significa que se necesitan 11 placas de transferencia de calor.

El arreglo base se había calculado que tenía un canal en paralelo para el agua y podría tener de 5 a 20 canales en paralelo para el vapor pero el único valor de n_p para el vapor que se ajusta a 11 placas de transferencia de calor es cuando $n_p = 6$ (ver figura 2.15)

Como resultado tenemos que el intercambiador de calor a placas que se ajusta a este proceso con las placas caracterizadas en la tabla 18 necesita de 11 placas de transferencia de calor y un arreglo $\frac{6 \times 1}{1 \times 6}$

$$\left(\frac{\text{paralelo.x.serie.fluido.caliente}}{\text{paralelo.x.serie.fluido.frío}} \right).$$

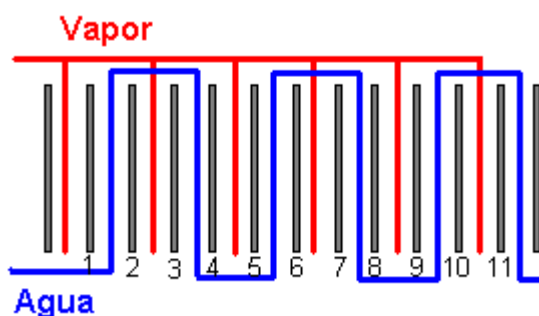


Figura 2.15 Esquema del intercambiador de calor a placas:
arreglo y número de placas de transferencia de calor.

Normalmente el diseño de un intercambiador de calor a placas no termina ahí, ya que estos provocan enormes caídas de presión con su consiguiente aumento en la capacidad de la bomba aunque en este caso, por ser un intercambiador de laboratorio, probablemente no suceda.

La caída de presión ΔP está dada por la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \frac{fLns\rho v^2}{2De}$$

Donde L es la longitud de la placa que es 0.1m, De es el diámetro equivalente que es 0.012 m (ver tabla 18), ns es el número de canales en serie para el agua que son 6 (ver figura 2.15), la densidad ρ es 992 Kg/m³ y la velocidad v ya fue calculada y es 0.2 m/s, f es un factor de fricción que cumple la correlación de Hewitts para placas con corrugaciones en paralelo:.

$$f = \frac{1.22}{\text{Re}^{0.252}} = \frac{1.22}{(3829.6)^{0.252}} = 0.153$$

Reemplazando todos los valores en la ecuación para cálculo de ΔP tenemos:

$$\Delta P = \frac{(0.153)(0.1)(6)(992)(0.2)^2}{2(0.012)} = 151.33 Pa$$

El incremento en la potencia de la bomba ΔEb está dado por:

$$\Delta Eb = m_A \frac{\Delta P}{\rho}$$

Donde m_A es el flujo másico del agua que es 221.62 Kg/h (ver tabla 17) o 0.0616Kg/s, por lo tanto:

$$\Delta Eb = 0.0616 \frac{151.33}{992} = 9.39 \times 10^{-3} \text{ watts}$$

Lo cual no representa un aumento significativo en la potencia de la bomba.

2.2.2 Tanque enchaquetado

El primer paso es determinar las dimensiones del tanque a partir del caudal másico.

Como se observa en la tabla 17 la cantidad de agua a ser tratada será 55.4 Kg por cada batch (0.0558 m³), por lo que el volumen efectivo V del tanque debe ser 0.0558 m³. Con motivo de facilitar la convección y la eventual mezcla con

impelentes se recomienda que la altura efectiva Ht del tanque sea igual a su diámetro interno Di , por lo tanto:

$$V = \frac{\pi Di^2 Ht}{4} = \frac{\pi Di^3}{4}$$

despejando Di y reemplazando nos queda

$$Di = Ht = 0.414 \text{ m}$$

Ahora solo falta determinar el flujo másico de vapor que debe circular por la camisa a través de la ecuación 2.7:

$$m_v = \frac{UdA(MLDT)}{\lambda} \quad (\text{ecuación 2.7})$$

Donde MLDT ya fue calculado en la sección anterior y era igual a 83.24 °C, el valor de λ era de 2180.14 KJ/Kg. El área de transferencia de calor A es la suma del área de la base con el área de las paredes y es igual a:

$$A = \frac{\pi Di^2}{4} + \pi Di Ht = \frac{\pi (0.414)^2}{4} + \pi (0.414)(0.414) = 0.674 \text{ m}^2$$

El coeficiente global de transferencia de calor Ud para tanques enchaquetados se calcula a partir de la ecuación 2.8

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{ha} + \frac{Ai}{hvAo} + \frac{xDi}{kD_{m,\log}} + Rd} \quad (\text{ecuación 2.8})$$

Donde X es el espesor y tiene un valor de 0.01 m, Ai es el área interna de transferencia de calor y es igual a:

$$A_i = \pi D_i H t = 0.539 m^2$$

A_o es el área externa de transferencia de calor y es igual a:

$$A_o = \pi (D_i + 2x) H t = 0.565 m^2$$

$D_{m,\log}$ es el diámetro medio logarítmico que se calcula con la siguiente ecuación:

$$D_{m,\log} = \frac{2x}{\ln \frac{D_i + 2x}{D_i}} = \frac{2(0.01)}{\ln \frac{0.414 + 0.02}{0.414}} = 0.424 m$$

El valor de R_d se obtiene por tablas y es la suma de los valores de R_{fa} y R_{fv} hallados anteriormente por lo que:

$$R_d = 0.0556 \text{ m}^2\text{C/Kw}$$

El valor de h_v ya se lo había encontrado y es $8.4 \text{ Kw/m}^2\text{C}$.

Para hallar h_v primero es necesario conocer si el agua se encuentra a un régimen laminar o turbulento. Es turbulento si el producto del número de Grashof Gr y el número de Prandalt Pr es mayor a 10^9 .

$$Gr = \frac{g\beta H t^3 \Delta T}{\nu^2} = \frac{9.8(3.9 \times 10^{-4})(0.414)^3(99.5 - 42.215)}{(6.5 \times 10^{-7})^2} = 3.69 \times 10^{10}$$

Los valores del coeficiente de dilatación β y de la viscosidad cinemática ν se encontraron en la tabla 17.

El número de Prandalt ya fue calculado y tenía un valor de 4.25, por lo tanto:

$$GrPr = (3.69 \times 10^{10})(4.25) = 1.57 \times 10^{11}$$

Lo cual quiere decir que es turbulento por ser mayor a 10^9 .

En este caso el valor de ha se calcula con la ecuación 2.9:

$$ha = 0.15(GrPr)^{0.33} \left(\frac{Pr}{Pr_w} \right)^{0.25} \left(\frac{k_{Tm}}{Di} \right) \quad (\text{ecuación 2.9})$$

Donde K_{Tm} se obtiene de la tabla 17, Pr_w es el número de Prandalt evaluado a la temperatura de la pared interior del tanque T_w , la cual es desconocida por lo que se utilizó el método de prueba y error siguiendo los siguientes pasos:

- 1.) Se asumió una T_w .
- 2.) Se halló el número de Prandalt a esa temperatura
- 3.) Se encontró ha a partir de la ecuación 2.9
- 4.) Se encontró la verdadera T_w con la siguiente ecuación

$$T_w = \frac{UpTv + haTm}{ha + Up}$$

donde

$$Up = \frac{1}{\frac{Ai}{hvAo} + \frac{xDi}{kD_{m,\log}}}$$

Donde las áreas A_i y A_o , así como el diámetro $D_{m,\log}$ fue calculado al comienzo de este subcapítulo y los demás valores son conocidos, por lo tanto:

$$Up = \frac{1}{\frac{0.539}{8.4(0.565)} + \frac{0.01(0.414)}{0.045(0.424)}} = 3.02 \frac{Kw}{m^2 \cdot C}$$

5.) Si los valores de los pasos 1 y 5 no coincidían satisfactoriamente se repetían todos los pasos.

Asumiendo $T_w = 99.5^\circ C$ se obtienen resultados satisfactorios ya que:

$$Pr_w = 1.75 \text{ (9)}$$

$$ha = 0.15(1.56 \times 10^{11})^{0.33} \left(\frac{4.25}{1.75} \right)^{0.25} \left(\frac{6.34 \times 10^{-4}}{0.414} \right) = 1.42 \frac{Kw}{m^2 \cdot C}$$

$$T_w = \frac{3.02(126.26) + 1.42(42.22)}{1.42 + 3.02} = 99.45^\circ C$$

Como este valor es similar al asumido se concluye que:

$$ha = 1.42 Kw/m^2 \cdot C$$

Reemplazando todos los valores hallados en la ecuación 2.8 tenemos:

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{1.42} + \frac{0.539}{8.4(0.565)} + \frac{0.01(0.414)}{0.045(0.424)} + 0.0556}$$

$$Ud = 0.92 Kw/m^2 \cdot C$$

Reemplazando estos valores en la ecuación 2.7 tenemos:

$$m_v = \frac{0.92(0.674)(83.24)}{2180.14} = 0.024 Kg/s = 85.23 Kg/h$$

Otro punto necesario de analizar para el diseño y selección de un tanque enchaquetado es el tiempo que tardará en calentar un batch. Tiempos mayores a 5 minutos podrían convertir esta parte del proceso en un cuello de botella y nos veríamos en la necesidad de incluir un impelente en el tanque. El tiempo θ está dado por la ecuación:

$$\theta = \frac{m_A C_{p_{Tm}} (T_f - T_o)}{UdA(MLDT)} = \frac{55.4(4.187)(56.43 - 28)}{0.92(0.674)(83.24)} = 127.8s = 2.13min$$

Por lo tanto el diseño se ajusta a las necesidades de producción.

2.2.3 Serpentin a vapor

Al igual que en el diseño del intercambiador a placas, el serpentín fue diseñado escogiendo serpentines que son comúnmente fabricados, ya que un diseño especial resultaría mucho más costoso.

El serpentín escogido tiene las características presentadas en la tabla 19

TABLA 19
CARACTERÍSTICAS DEL SERPENTÍN

Característica	Valor	Unidad
Diámetro del tanque D_t	0.4143	M
Diámetro espiral D_e	0.2439	M
Paso P	0.013	M
Diámetro externo serpentín D_o	0.019	M
Diámetro interno serpentín D_i	0.014	M
Espesor X	0.0025	m
Diámetro del impelente D_{ip}	0.1381	M
Velocidad del impelente n	2	RPS
Longitud entrada L_e	0.325	M

Fuente: Proquimarsa S.A.

Con estos datos se determinará el número de espirales y si es que cabe dicho número en el tanque donde estará el agua.

Además se calculará el flujo de vapor necesario y el tiempo del batch.

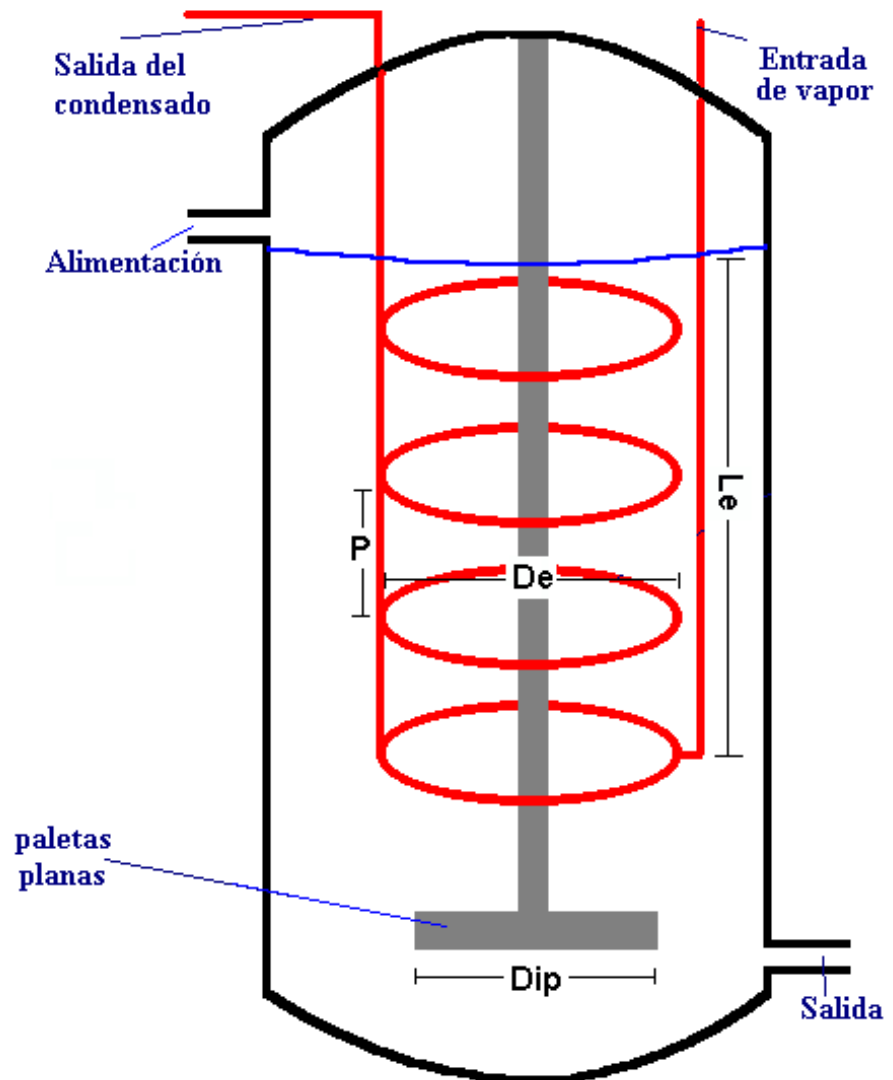


Figura 2.16 Esquema de un tanque con serpentín

Para calcular el número de espirales es necesario primero determinar el área A de transferencia de calor a través de la ecuación:

$$A = \frac{m_A C_{p_{Tm}} \Delta T}{Ud(MLDT)(\theta)} \quad (\text{ecuación 2.10})$$

De la ecuación 2.10 todos los términos del numerador son conocidos (recordemos que se desean calentar 55.4Kg desde 28 hasta 56.43°C). En el denominador la MLDT ya fue calculada y tiene un valor de 83.24°C y el tiempo θ es el que se desea que dure el calentamiento, es decir 2.5 minutos.

El coeficiente global de transferencia de calor Ud para serpentines se calcula con la ecuación 2.11

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{ha} + \frac{Do}{hvDi} + \frac{xDo}{kD_{m,\log}} + Rd} \quad (\text{ecuación 2.11})$$

Donde los valores de X , Di y Do se ven en la tabla 19, el coeficiente de transferencia de calor para el vapor hv se había definido como 8.4 Kw/m²°C, y el diámetro medio logarítmico está dado por:

$$D_{m,\log} = \frac{2x}{\ln \frac{Di + 2x}{Di}} = \frac{2(0.0025)}{\ln \frac{0.014 + 0.005}{0.014}} = 0.016m$$

El coeficiente de transferencia de calor para el agua ha se calculó con la ecuación para serpentines agitados con paletas planas (ecuación 2.12):

$$ha = 0.87 \text{Re}^{0.62} \text{Pr}^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \left(\frac{k_{Tm}}{Dt} \right) \quad (\text{ecuación 2.12})$$

Donde K_{Tm} y μ se obtienen de la tabla 17, Pr ya fue calculado en la sección 2.2.1 y tiene un valor de 4.25 y el número de Reynolds está dado por:

$$Re = \frac{nDip^2 \rho}{\mu} = \frac{2(0.14)^2(992)}{6.43 \times 10^{-4}} = 60476.5$$

El valor de μ_w es la viscosidad dinámica evaluada a la temperatura de la pared exterior del serpentín T_w , la cual es desconocida por lo que se utilizó el método de prueba y error siguiendo los siguientes pasos:

- 1.) Se asumió una T_w .
- 2.) Se halló la viscosidad μ_w a esa temperatura
- 3.) Se encontró ha a partir de la ecuación 2.12
- 4.) Se encontró la verdadera T_w con la siguiente ecuación

$$T_w = \frac{UpT_v + haT_m}{ha + Up}$$

donde

$$Up = \frac{1}{\frac{Do}{hvDi} + \frac{xDo}{kD_{m,\log}}}$$

Donde los diámetros Di y Do se encuentran en la tabla 19 y el diámetro $D_{m,\log}$ fue calculado al comienzo de este subcapítulo y los demás valores son conocidos, por lo tanto:

$$U_p = \frac{1}{\frac{0.019}{8.4(0.014)} + \frac{0.0025(0.019)}{0.045(0.016)}} = 4.4 \frac{Kw}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

5.) Si los valores de los pasos 1 y 5 no coincidían satisfactoriamente se repetían todos los pasos.

Asumiendo $T_w = 98.6^\circ C$ se obtienen resultados satisfactorios ya que:

$$\mu_w = 2.95 \times 10^{-4} \text{ Pa-s (9)}$$

$$h_a = 0.87(60476.5)^{0.33}(4.25)^{0.33} \left(\frac{6.43}{2.95} \right)^{0.14} \left(\frac{6.34 \times 10^{-4}}{0.414} \right) = 2.2 \frac{Kw}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

$$T_w = \frac{4.4(126.26) + 2.2(42.22)}{2.2 + 4.4} = 98.45^\circ C$$

Como este valor es similar al asumido se concluye que:

$$h_a = 2.2 \text{ Kw/m}^2 \cdot ^\circ C$$

Reemplazando todos los valores hallados en la ecuación 2.11 tenemos:

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{2.2} + \frac{0.019}{8.4(0.014)} + \frac{0.01(0.019)}{0.045(0.016)} + 0.0556}$$

$$U_d = 1.4 \text{ Kw/m}^2 \cdot ^\circ C$$

Reemplazando estos valores en la ecuación 2.10 tenemos:

$$A = \frac{55.4(4.187)(56.43 - 28)}{1.4(83.24)(150)} = 0.377 \text{ m}^2$$

El área que ocupan los espirales A_e será el área total A menos el área de la longitud de entrada:

$$A_e = A - \pi D_o L_e = 0.377 - \pi(0.019)(0.325) = 0.358 m^2$$

El área que ocupa un solo espiral A_s es proporcional al producto del diámetro externo del serpentín D_o con el diámetro del espiral D_e :

$$A_s = \pi D_o \pi D_e = \pi^2 (0.019)(0.24) = 0.045 m^2$$

El número de espirales N_e está dado por:

$$N_e = A_e / A_s = \frac{0.358}{0.045} = 7.9 = 8. \text{espirales}$$

La altura L del conjunto de espirales se encuentra multiplicando el número de espirales por la suma del paso P con el diámetro externo del serpentín D_o con la siguiente ecuación:

$$L = N_e(P + D_o) = 8(0.013 + 0.019) = 0.256 m$$

Recordemos que la altura efectiva del tanque es 0.414m , por lo tanto el conjunto de serpentines si entra en dicho tanque.

Otros modelos de serpentines no incluidos en esta tesis daban alturas L por encima de la altura del tanque, por eso fueron rechazados y fue escogido el modelo actual.

Para calcula el flujo de vapor necesario se realizó un balance y se despejo m_v :

$$m_v = \frac{UdA(MLDT)}{\lambda} = \frac{1.4(0.377)(83.24)}{2180.14} = 0.02 \text{ Kg/s} = 72.55 \text{ Kg/h}$$

En conclusión se necesitan 8 espirales y un flujo de vapor de 72.55 Kg/h.

2.2.4 Calentamiento ohmico

Se consideró también para este proceso un sistema de calentamiento ohmico por ser el que menos inversión inicial requiere. El calentamiento ohmico es más uniforme por lo que no necesita impelente y los electrodos pueden ser de acero inoxidable, grafito, titanio o titanio platinado (12).



Figura 2.17. Sistema de calentamiento ohmico

Un sistema de calentamiento ohmico a batch consiste en dos electrodos ubicados hacia la pared del tanque como muestra la figura 2.17.

La generación de calor por unidad de longitud está dada por la ecuación 2.13:

$$Q = \frac{\Delta V^2}{\rho} \quad (\text{ecuación 2.13})$$

Donde el calor Q está dado en Watts/metro, el voltaje V en voltios y la resistividad ρ en $\Omega\cdot\text{m}$.

El problema consiste en que se desea calentar agua, cuya resistividad es tan grande que Q tiende a cero. Para disminuir la resistividad del agua se le agregó sal, que además es un ingrediente del proceso.

Se probaron con varias concentraciones de sal y en cada una se midió la resistividad y la eficiencia del proceso a través del siguiente procedimiento:

- 1.) Se prepararon masas conocidas de soluciones con cloruro de sodio a varias concentraciones.
- 2.) Se tomó la temperatura de la solución.
- 3.) Se midió el voltaje utilizando un voltímetro
- 4.) Se sometió la solución a calentamiento ohmico durante un tiempo t conocido.
- 5.) Se midió la intensidad I en amperios utilizando un amperímetro.
- 6.) Se tomó la temperatura al final del tiempo t .

7.) Se calculo la resistividad utilizando la siguiente ecuación:

$$\rho = \frac{\Delta V \text{ Volumen}}{I \text{ Dt}^2}$$

8.) Se calculó la eficiencia η a través de un balance de energía:

$$\eta = \frac{m_A C_{pTm} \Delta T}{\theta \frac{\Delta V^2}{\rho} \left(\frac{\text{Volumen}}{\text{Dt}^2} \right)} \quad (\text{ecuación 2.14})$$

donde el Cp debe estar en joule/Kg°C (4187 J/Kg°C).

La tabla 20 muestra los valores obtenidos para determinadas concentraciones de sal.

TABLA 20
CALCULO DE RESISTIVIDADES Y EFICIENCIAS

Valor	Concentración de sal (%)				
	2.2	1.75	0.67	4.06	0.522
Voltaje ΔV (volt)	127	130.5	129.1	130.6	128.1
Intensidad I (Amp)	5.5	3	1.01	4.6	1.26
Masa m_a (Kg)	0.235	0.22792	0.224	0.1778	0.40776
Volumen (m ³)	0.000232	0.000225	0.000224	0.000174	0.000408
Temp inicial T_o (°C)	25	27	24	24	23
Temp final T_f (°C)	90	50	41	58	34
Tiempo θ (s)	110	70	151	44	120
Diámetro D_t (m)	0.145	0.145	0.145	0.145	0.145
Resistivida d ρ (Ω -m)	0.254895	0.466889	1.361871	0.235155	1.97568
Eficiencia η (%)	83.35	80.09	80.98	95.75	96.96

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

De la tabla podemos observar que la eficiencia promedio es del 87.43%.

La relación entre la resistividad y la concentración de sal se muestra en la figura 2.18

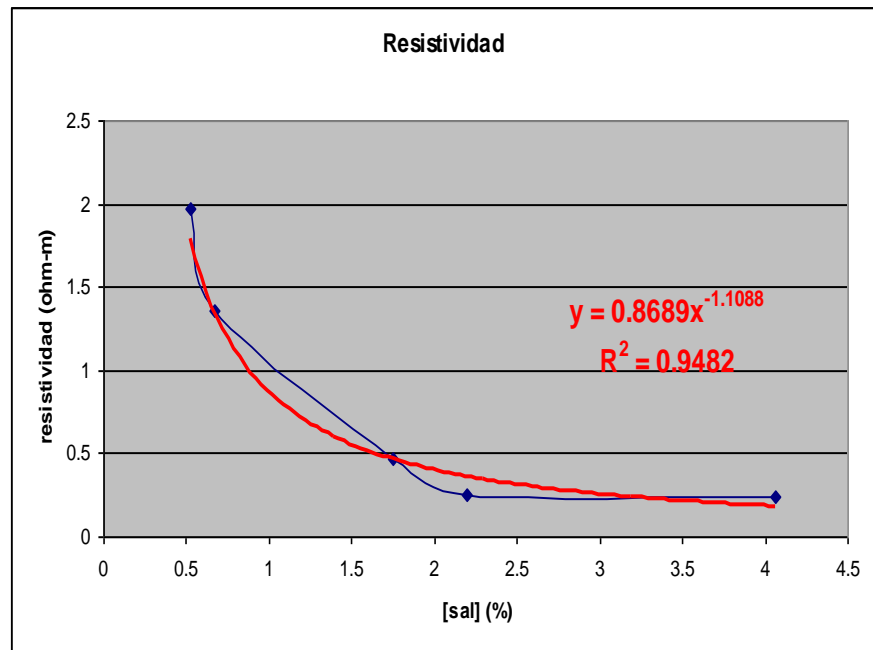


Figura 2.18 Relación entre resistividad y contenido de sal

Para determinar la concentración de sal que debe tener el agua para que sea calentada en un tiempo $\theta = 2.5$ minutos se usará la ecuación 2.14 despejando la resistividad ρ :

$$\rho = \frac{\eta \Delta V^2 (\text{Volumen}) \theta}{Dt^2 m_A C_{p_m} \Delta T}$$

Donde la eficiencia promedio η es 0.8743, el voltaje V es 120 voltios, el volumen de agua que se calentará es de 0.055 m^3 , el tiempo θ es de 2.5 min o 150 segundos, el diámetro del

tanque Dt es de 0.414m, la masa de agua m_A es de 55.4Kg el C_p del agua a temperatura media C_{pTm} es 4187 joul/Kg°C y la diferencia de temperatura ΔT es 28.43°C.

Remplazando todos estos valores en la ecuación anterior tenemos:

$$\rho = \frac{0.8743(120)^2(0.055)150}{(0.414)^2(55.4)(4187)(28.43)} = 0.09\Omega m$$

Por lo tanto es necesario una solución salina que tenga una resistividad de 0.09 Ω -m. Extrapolando este valor en la figura 2.18 observamos que la concentración de sal necesaria para este proceso es aproximadamente de 7.5 %

2.3 Selección del sistema de calentamiento

Está claro que los cuatro sistemas de calentamiento diseñados logran el mismo objetivo de calentar el agua de 28°C a 56.43°C pero a diferentes tiempos y eficiencias que dará como resultado costos de operación distintos. Por esta razón se escogerá la alternativa de calentamiento que menos costos represente utilizando la herramienta denominada punto de equilibrio (1).

Para hallar el punto de equilibrio es necesario crear una función costo de cada alternativa. Dicha función será del tipo:

$$CT = CF + CV(X)$$

Donde CT es el costo total, CF son los costos fijos por batch, CV son los costos variables por kilo de agua procesada y X son los quilos de agua a procesarse por batch.

La tabla 21 muestra el precio de los equipos diseñados en la sección anterior:

TABLA 21
LISTA DE PRECIOS DE LOS EQUIPOS UTILIZADOS EN EL
DISEÑO

Equipo	Valor unitario	Total
Intercambiador de calor a placas	2000	2000
Tanque enchaquetado	450	450
Serpentín	800	800
Electrodos para calentamiento ohmico	10	20

Fuente: Proquimarsa S.A.

Como vemos esas serían las inversiones iniciales que se tendrían que llevar a cabo en cada uno de los casos. Ahora es necesario calcular los costos variables de cada intercambiador de calor. Dichos costos estarán representados por:

- Consumo de combustible.- Que en el caso de los calderos que proveen el vapor a los intercambiadores se usará Diesel.

- Consumo de energía eléctrica.- Como hemos observado el aumento en la potencia de la bomba es despreciable, por lo que solo se calculará el consumo eléctrico del calentamiento ohmico.

No se tomarán en cuenta los costos de limpieza y desinfección ya que son relativamente bajos. Los costos fijos considerados para este análisis son:

- Depreciación.- A la inversión inicial se le calculará una cuota de salvamento del 10% y el restante se depreciará a 5 años a excepción de los electrodos para calentamiento ohmico que se depreciarán a un año ya que estos deben cambiarse anualmente.
- Mantenimiento.- Debido a que todos los equipos son de acero inoxidable son considerados como equipos de bajo nivel de severidad, por lo tanto los costos de mantenimiento y reparaciones son de aproximadamente el 2% de su valor inicial. Se considerará una frecuencia de mantenimiento de dos veces por año, a excepción del calentamiento ohmico que no necesita mantenimiento.

A continuación se calcularán estos costos para cada uno de los equipos tomando en cuenta que son alimentados por un caldero del 80% de eficiencia y que el valor calórico inferior del diesel es 146043.7 Kj/ gal .

Intercambiador de calor a placas:

El intercambiador de calor a placas a utilizarse tiene un costo de 2000 USD (Fuente Proquimarsa S.A.). Se le deberá hacer dos veces mantenimiento por año, con un costo del 2% de su valor inicial cada uno, es decir el costo de mantenimiento es del 4% anual o 80 USD/año. Por lo tanto el valor anual del intercambiador de calor a placas depreciado cinco años será:

Valor inicial:	2000
(-) Salvamento (10%)	<u>200</u>
Valor a depreciar	1800
(÷) 5 años: Valor anual	360
(+) Mantenimiento anual	<u>80</u>
TOTAL ANUAL	440

Para conocer los costos fijos por batch tomamos en cuenta que en un año se producen aproximadamente 13000 batchs de estas galletas para poder abastecer la demanda del mercado:

$$440 \frac{USD}{año} \times \frac{1año}{13000 Batchs} = 0.0338 \frac{USD}{batch}$$

Por lo tanto el costo fijo por batch es de 0.0338 USD.

Los costos variables están dado por el consumo de vapor que a su vez representa el consumo de diesel en el caldero a través de la ecuación:

$$md = \frac{Q_{req}}{\eta(VCI)}$$

donde md es la cantidad de Diesel que se consume, Qreq es el calor requerido para el proceso el cuál puede calcularse multiplicando la masa requerida de vapor de 3.025 Kg/batch (ver sección 2.2.1) por el calor latente de evaporación a la presión de trabajo (35 PSI) que es 2180.14 Kj/Kg, η es la eficiencia del caldero (que se tomará como 80%) y VCI es el valor calórico inferior del diesel que tiene un valor de 146043.7 Kj/galón. Reemplazando nos queda:

$$md = \frac{3.025(2180.14)}{0.8(146043.7)} = 0.056 \text{ galones} / \text{batch}$$

Como a la fecha el precio del Diesel es de 1.04 USD/galón esto significa que el costo de diesel por litro de agua procesada es:

$$0.056 \frac{\text{gal}}{\text{batch}} \times 1.04 \frac{\text{USD}}{\text{gal}} \times \frac{1 \text{ batch}}{55.4 \text{ Kg. agua}} = 0.00106 \text{ USD} / \text{Kg. agua}$$

Por lo tanto la función costo para el intercambiador de calor a placas será:

$$CT = 0.0338 + 0.00106X$$

Tanque enchaquetado:

El tanque enchaquetado a utilizarse tiene un costo de 450 USD. Se le deberá hacer dos veces mantenimiento por año, con un costo del 2% de su valor inicial cada uno, es decir el costo de mantenimiento

es del 4% anual o 18 USD/año. Por lo tanto el valor anual del tanque enchaquetado depreciado a cinco años será:

Valor inicial:	450
(-) Salvamento (10%)	<u>45</u>
Valor a depreciar	405
(÷) 5 años: Valor anual	81
(+) Mantenimiento anual	<u>18</u>
TOTAL ANUAL	99

Para conocer el costo fijo por batch realizamos la siguiente operación considerando que en un año se fabrican aproximadamente 13000 Batches.

$$99 \frac{USD}{año} \times \frac{1 año}{13000 Batches} = 0.0076 \frac{USD}{batch}$$

Por lo tanto el costo fijo por batch es de 0.0076 USD.

Los costos variables están dado por el consumo de vapor que a su vez representa el consumo de diesel en el caldero a través de la ecuación:

$$md = \frac{Q_{req}}{\eta(VCI)}$$

donde md es la cantidad de Diesel que se consume, Qreq es el calor requerido para el proceso el cuál puede calcularse multiplicando la masa requerida de vapor de 21.3 Kg/batch (ver sección 2.2.2) por el calor latente de evaporación a la presión de trabajo (35 PSI) que es

2180.14 Kj/Kg, η es la eficiencia del caldero (que se tomará como 80%) y VCI es el valor calórico inferior del diesel que tiene un valor de 146043.7 Kj/galón. Reemplazando nos queda:

$$md = \frac{21.3(2180.14)}{0.8(146043.7)} = 0.4 \frac{\text{galones}}{\text{batch}}$$

Como a la fecha el precio del Diesel es de 1.04 USD/galón esto significa que el costo de diesel por litro de agua procesada es:

$$0.4 \frac{\text{gal}}{\text{batch}} \times 1.04 \frac{\text{USD}}{\text{gal}} \times \frac{1 \text{ batch}}{55.4 \text{ Kg. agua}} = 0.0075 \frac{\text{USD}}{\text{Kg. agua}}$$

Por lo tanto la función costo para el tanque enchaquetado será:

$$CT = 0.0076 + 0.0075X$$

Serpentín:

El serpentín a utilizarse tiene un costo de 800 USD. Se le deberá hacer dos veces mantenimiento por año, con un costo del 2% de su valor inicial cada uno, es decir el costo de mantenimiento es del 4% anual o 32 USD/año. Por lo tanto el valor anual del serpentín depreciado a cinco años será:

Valor inicial:	800
(-) Salvamento (10%)	<u>80</u>
Valor a depreciar	720
(÷) 5 años: Valor anual	144
(+) Mantenimiento anual	<u>32</u>

TOTAL ANUAL 176

Para conocer los costos fijos por batch tomamos en cuenta que en un año se producen aproximadamente 13000 batchs de estas galletas para poder abastecer la demanda del mercado:

$$176 \frac{USD}{año} \times \frac{1 año}{13000 Batchs} = 0.0135 \frac{USD}{batch}$$

Por lo tanto el costo fijo por batch es de 0.0135 USD.

Los costos variables están dado por el consumo de vapor que a su vez representa el consumo de diesel en el caldero a través de la ecuación:

$$md = \frac{Q_{req}}{\eta(VCI)}$$

donde md es la cantidad de Diesel que se consume, Qreq es el calor requerido para el proceso el cuál puede calcularse multiplicando la masa requerida de vapor de 18.14 Kg/batch (ver sección 2.2.3) por el calor latente de evaporación a la presión de trabajo (35 PSI) que es 2180.14 Kj/Kg, η es la eficiencia del caldero (que se tomará como 80%) y VCI es el valor calórico inferior del diesel que tiene un valor de 146043.7 Kj/galón. Reemplazando nos queda:

$$md = \frac{18.14(2180.14)}{0.8(146043.7)} = 0.338 \text{ galones} / \text{batch}$$

Como a la fecha el precio del Diesel es de 1.04 USD/galón esto significa que el costo de diesel por litro de agua procesada es:

$$0.338 \frac{\text{gal}}{\text{batch}} \times 1.04 \frac{\text{USD}}{\text{gal}} \times \frac{1 \text{batch}}{55.4 \text{Kg. agua}} = 0.0063 \frac{\text{USD}}{\text{Kg. agua}}$$

Por lo tanto la función costo para el intercambiador de calor a placas será:

$$CT = 0.0135 + 0.0063X$$

Calentamiento ohmico:

Se utilizarán dos electrodos de acero inoxidable de 31 cm de longitud, los cuales tienen un costo de 10 USD cada uno incluido conexiones. Los electrodos deben usarse durante un año, luego del cuál quedarán inutilizables por lo tanto no se calculará cuota de salvamento y se depreciará a un año:

Valor inicial:	20
(-) Salvamento	<u>0</u>
Valor a depreciar	20
(÷) 1 años: Valor anual	20
(+) Mantenimiento anual	<u>0</u>
TOTAL ANUAL	20

Para conocer los costos fijos por batch tomamos en cuenta que en un año se producen aproximadamente 13000 batchs de estas galletas para poder abastecer la demanda del mercado:

$$20 \frac{\text{USD}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{año}}{13000 \text{Batchs}} = 0.001538 \frac{\text{USD}}{\text{batch}}$$

Por lo tanto el costo fijo por batch es de 0.001538 USD.

Los costos variables están dado por el consumo de electricidad, el cuál depende de la potencia del sistema. La potencia P está dado por:

$$P = \frac{\Delta V^2 (\text{Volumen})}{\rho D t^2}$$

Donde ΔV es la diferencia de voltaje, ρ es la resistividad que tiene un valor de 0.09 Ω -m, el volumen del tanque es 0.055m³ y el diámetro del tanque Dt es 0.414m. Reemplazando nos queda:

$$P = \frac{120^2 (0.055)}{0.09 (0.414)^2} = 51343 \text{ Watts}/\text{batch} = 51.34 \text{ Kw}/\text{batch}$$

Como el calentamiento tarda 2.5 minutos o 0.0416 horas el consumo de energía es:

$$51.34 \times 0.0416 = 2.14 \text{ Kw.h}/\text{batch}$$

A la fecha la energía eléctrica tiene un costo de 0.0811 USD/Kw-h para el sector industrial, por el costo de electricidad por kilogramo de agua será:

$$2.14 \frac{\text{Kw.h}}{\text{batch}} \times 0.0811 \frac{\text{USD}}{\text{Kw.h}} \times \frac{1 \text{ batch}}{55.4 \text{ Kg. agua}} = 0.0031 \text{ USD}/\text{Kg. agua}$$

Por lo tanto la función costo para el intercambiador de calor a placas será:

$$CT = 0.001538 + 0.0031X$$

Comparación

Habiendo determinado las funciones costo para cada alternativa se procede a graficar cada función en un mismo plano cartesiano como muestra la figura 2.19:

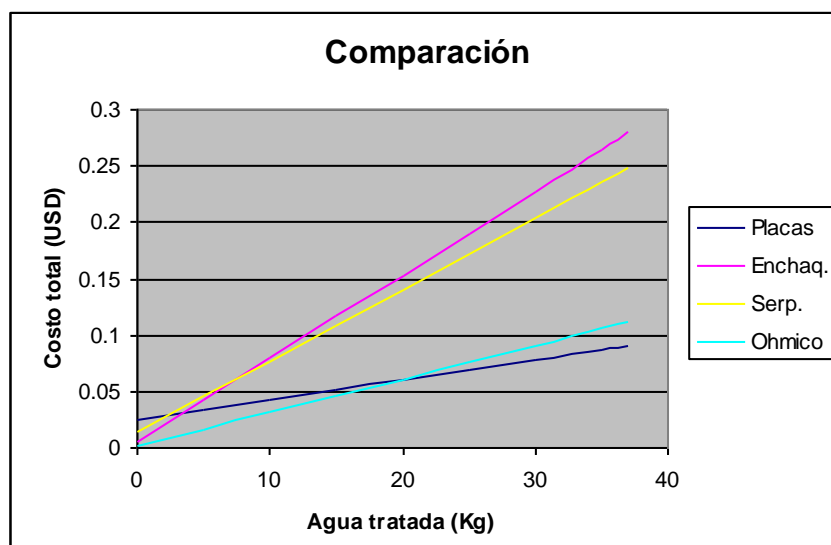


Figura 2.19. Comparación de las cuatro alternativas de calentamiento

Como muestra la figura las alternativas más económicas son las de calentamiento ohmico e intercambiador a placas. Vemos que ambas técnicas se interceptan cuando $X = 19.8$ kilos de agua y que para valores a la izquierda de este punto la alternativa más barata es el calentamiento ohmico, pero para valores mayores a 19.8 kilos de agua la alternativa más económica es el intercambiador a placas.

Como la cantidad de agua a tratarse por batch es de 55.4 Kg (mayor a 19.8) la mejor alternativa es el intercambiador de calor a placas.

2.4 Diseño de procesos para la elaboración de miel artificial

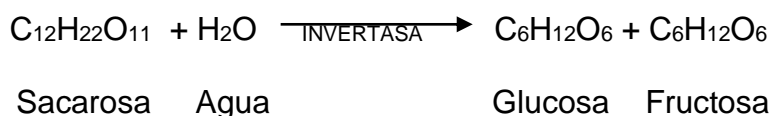
La miel artificial es un ingrediente de este y muchos otros tipos de galletas, y su elaboración es tan sencilla y barata que la mayoría de fábricas galleteras la fabrican.

Cabe recalcar que la miel artificial, en las cantidades usadas no aporta al sabor de la galleta pero sí al color, ya que en su composición se encuentran la glucosa y fructosa que a altas temperaturas (durante el horneado) reaccionan con los aminoácidos del gluten de la harina para dar compuestos de colores opacos. Esto se conoce como reacción de Maillard (4) y sin ella las galletas tendrían un color muy pálido.

Existen dos métodos de elaboración de miel artificial: uno enzimático o bioquímico y otro catalizado por ácido o químico; siendo el segundo el más difundido. A continuación se realizará el diseño y comparación de los dos tipos de procesos a fin de determinar el más conveniente económicamente.

2.4.1 Proceso bioquímico

El proceso bioquímico consiste en la hidrólisis de la sacarosa a glucosa y fructosa a través de la enzima invertasa:



La invertasa es una enzima que tiene una temperatura optima de 70°C y un pH optimo de 5 como se muestra en la siguiente figura tomada de una hoja técnica:

Invertase Activity

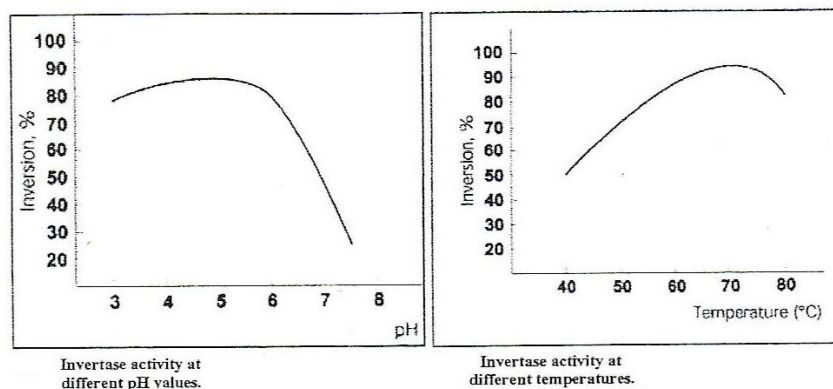


Figura 2.20. Parámetros de reacción para la Invertasa

Además tiene una concentración recomendada de 70 mg por kilogramo de miel, por lo que es necesario lograr estas condiciones a fin de acelerar el proceso.

PH

El pH se lo debe bajar utilizando ácido cítrico. Para determinar la concentración de ácido cítrico a agregar para obtener dicho pH se utilizó la ecuación:

$$\text{pH} = -\log [\text{H}_3\text{O}^+]$$

Donde $[\text{H}_3\text{O}^+]$ quiere decir concentración molar de iones hidronio , entonces para que el pH sea 5 la concentración

molar $[\text{H}_3\text{O}^+]$ debe ser 0.00001 M. A partir de la concentración molar deseada del ión H_3O^+ se puede calcular la concentración inicial de ácido cítrico a partir de la reacción 2.2 donde se observa que un mol de ácido cítrico produce un mol de iones hidronio, por lo tanto se necesitará una concentración de ácido cítrico de 0.00001 M. Sin embargo no todo el ácido cítrico reacciona, la reacción se detiene hasta determinada concentración de sustrato. Esta concentración de equilibrio esta dada por la ecuación 2.3:

$$K = \frac{|\text{H}_3\text{O}_{eq}| |\text{citrato}_{eq}|}{|\text{Á.cítrico}_{eq}|} \quad (\text{ecuación 2.3})$$

donde K es una constante cuyo valor es $10^{-3.13}$ para esta reacción (15), los valores del numerador y denominador corresponden a las concentraciones en el equilibrio de los compuestos que intervienen en la reacción (excepto agua). Como se observa en la reacción 2.2 se producen un mol (cantidades iguales) de cada producto, por lo tanto

$$[\text{H}_3\text{O}^+_{eq}] = [\text{citrato}_{eq}] = |\text{Ac. Cítrico}_{\text{consumido}}| = 0.00001 \text{ M.}$$

De esto surge que:

$$|\text{Ac. Cítrico}_{eq}| = |\text{Ac. Cítrico}_{\text{inicial}}| - |\text{Ac. Cítrico}_{\text{consumido}}|$$

Reemplazando todo en la ecuación 2.3 queda:

$$10^{-3.13} = \frac{0.00001^2}{|Ac.cítrico_{inicial}| - 0.00001}$$

Por lo tanto:

$$|Ac. Cítrico_{inicial}| = 0.00001013 M = 0.00194g/l$$

Es decir preparando una solución de 0.00194g/l de ácido cítrico se garantiza un pH de 5

Temperatura

Para un batch de 350 Kg de masa en la primera etapa normalmente se necesitan 5.36 Kg de una solución al 65% de miel artificial, lo cual quiere decir que el 35% de esa solución, es decir 1.88 Kg, es agua. Dicha agua debe estar a una temperatura tal que al mezclarse con el azúcar quede una solución a 70°C.

Realizando un balance de energía tenemos:

$$-m_A C_{p_A} (70 - T_{o_A}) = m_S C_{p_S} (70 - 28)$$

Donde la masa de agua m_A es 1.88 Kg, el C_p del agua es 4.187 Kj/Kg°C, T_{o_A} es la temperatura a la cuál debe entrar el agua, m_S es la masa de azúcar (3.48 Kg) y el C_p del azúcar es 1.424 Kj/Kg °C (9). Reemplazando todos estos valores y despejando T_{o_A} tenemos:

$$T_{o_A} = \frac{3.48(1.424)(70 - 28)}{1.88(4.187)} + 70 = 96.53^\circ C$$

Por lo tanto el agua debe estar a 96.53°C para que al mezclarse con el azúcar quede una solución a 70°C.

Siguiendo el mismo procedimiento dado en las secciones 2.2.1, 2.2.2, 2.2.3, 2.2.4 y 2.3 se diseñaron y compararon nuevamente los intercambiadores de calor, dando el resultado que se observa en la figura 2.21:

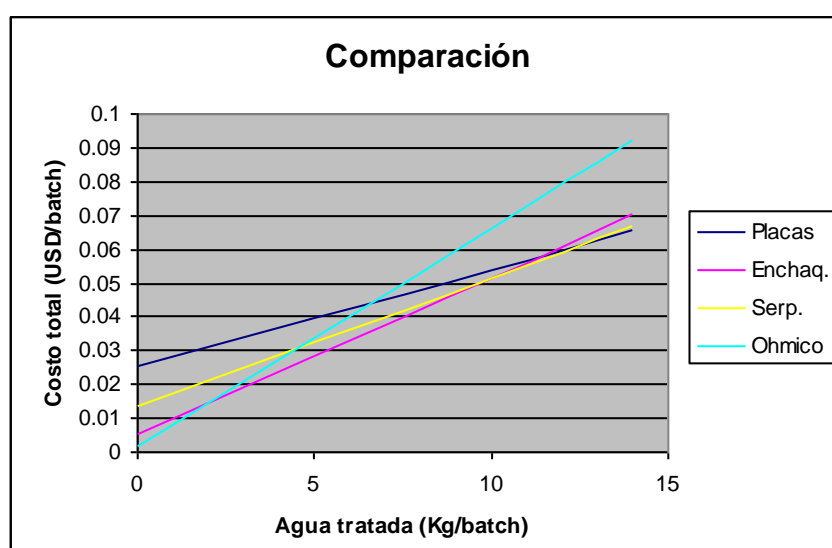


Figura 2.21. Comparación de cuatro técnicas de intercambio de calor

Como se ve en la figura, en esta ocasión existen tres puntos de equilibrio que son:

- 1.) Cuando x vale 1.75 Kg de agua/batch existe una intersección entre calentamiento ohmico y tanque enchaquetado.

2.) Cuando x vale 10.1 Kg de agua/batch, se interceptan tanque enchaquetado con serpentín.

3.) Cuando x toma el valor de 12.6 Kg de agua/batch hay un intercepción de serpentín con intercambiador a placas.

Por lo tanto cada intercambiador de calor tiene un rango en el cual es más económico que los demás :

- Calentamiento ohmico para batchs de 0 a 1.75 Kg de agua
- Tanque enchaquetado para batchs de 1.95 a 10.1 Kg de agua
- Serpentín para batchs de 10.1 a 12.6 Kg de agua
- Intercambiador a placas para batchs de 12.6 Kg de agua en adelante.

Como en este caso se tratarán 1.88 Kg de agua se deberá utilizar un tanque enchaquetado.

Por ser el intercambiador ganador solo se presentará el diseño del tanque enchaquetado ya que los demás intercambiadores siguen el mismo procedimiento utilizado en el capítulo 2.

Diseño tanque enchaquetado

El primer paso es definir el tamaño y las dimensiones del tanque para lo cuál hay que tomar las siguientes consideraciones:

- Mientras más grande es el tanque mayor será la inversión inicial pero menor será el costo de mano de obra ya que en un solo batch se podría preparar suficiente miel para todo el día.
- Los trabajadores actuales de las empresas suelen tener un tiempo ocioso de 30 a 60 minutos, lo cual implica que si la miel necesaria para un turno de trabajo se puede preparar en menos de 30 minutos no tendrán costo de mano de obra ya se aprovecharía ese tiempo ocioso.

Para calcular el tamaño ideal se realizó el siguiente procedimiento:

- 1.) Se realizó el diseño de 9 tanques enchaquetados a diferentes capacidades, de acuerdo al procedimiento efectuado en la sección 2.2.2.
- 2.) Se cotizaron los tanques enchaquetados diseñados en el paso anterior y se calculó la depreciación anual de cada tanque dejando el 10% de salvamento.
- 3.) De acuerdo al diseño del paso 1 se calculó para cada intercambiador el tiempo que tardaría en preparar toda la miel necesaria para un turno y para un año de trabajo tomando en cuenta que se producen 4 batchs/hora,

13000 batch/año y se necesitan 5,36 Kg/batch, lo cual equivale a 171.52 Kg/turno o 69680 Kg/batch.

- 4.) Asumiendo un salario básico de 0.85 USD/hora se calculó el costo anual de la mano de obra utilizando los tiempos calculados en el paso anterior exceptuando tiempos menores a 30 minutos por turno cuyo costo de mano de obra es cero.
- 5.) Se sumó la depreciación anual y los costos de mano de obra calculados en los pasos 2 y 3 respectivamente para cada tanque.
- 6.) Se realizó un gráfico de tamaño del tanque versus costo total y se observó el punto más bajo, el cuál corresponde al intercambiador ideal.

Todos los tanques fueron diseñados con un impelente que gira a 4 RPS para realizar la mezcla con el azúcar y ácido cítrico en el mismo tanque. El diámetro del impelente será un tercio del diámetro del tanque.

Como ejemplo mostraré el diseño de un tanque enchaquetado de 60.56 litros de capacidad:

Capacidad: 16 galones (60.56 litros): Con motivo de facilitar la convección y la mezcla por el impelente se recomienda que la

altura efectiva Ht del tanque sea igual a su diámetro interno Di , por lo tanto:

$$V = \frac{\pi Di^2 Ht}{4} = \frac{\pi Di^3}{4}$$

despejando Di y reemplazando nos queda

$$Di = Ht = 0.4256 \text{ m}$$

Ahora solo falta determinar el flujo másico de vapor que debe circular por la camisa a través de la ecuación 2.7 que es:

$$m_v = \frac{UdA(MLDT)}{\lambda} \quad (\text{ecuación 2.7})$$

Donde MLDT es:

$$MLDT = \frac{(T_v - T_o) - (T_v - T_f)}{\ln\left(\frac{T_v - T_o}{T_v - T_f}\right)} = \frac{(126.26 - 28) - (126.26 - 96.53)}{\ln\left(\frac{126.26 - 28}{126.26 - 96.53}\right)} = 57.32^\circ\text{C}$$

El valor de λ era de 2180.14 Kj/Kg.

Para calcular el área de transferencia de calor A , que es la suma del área de la base con el área de las paredes hay que tomar en cuenta que solo se calentará el agua. Debido a que la densidad de la miel es de 1364 Kg/m³ en un tanque de 60.56 litros caben 82,6 Kg de miel, de la que el 35% es agua, es decir solo se calentarán 28.9 Kg de agua que ocupan un volumen de 0.029 m³, que de acuerdo al diámetro del tanque ocuparía una altura Ha de 0.205m, por lo tanto el área de transferencia de calor será:

$$A = \frac{\pi D_i^2}{4} + \pi D_i H a = \frac{\pi (0.4256)^2}{4} + \pi (0.4256)(0.205) = 0.416 m^2$$

El coeficiente global de transferencia de calor U_d para tanques enchaquetados se calcula a partir de la ecuación 2.8 que es:

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{h_a} + \frac{A_i}{h_v A_o} + \frac{x D_i}{k D_{m,\log}} + R_d} \quad (\text{ecuación 2.8})$$

Donde X es el espesor y tiene un valor de 0.01 m, A_i es el área interna de transferencia de calor y es igual a:

$$A_i = \pi D_i H a = 0.274 m^2$$

A_o es el área externa de transferencia de calor y es igual a:

$$A_o = \pi (D_i + 2x) H a = 0.287 m^2$$

$D_{m,\log}$ es el diámetro medio logarítmico que se calcula con la siguiente ecuación:

$$D_{m,\log} = \frac{2x}{\ln \frac{D_i + 2x}{D_i}} = \frac{2(0.01)}{\ln \frac{0.4256 + 0.02}{0.4256}} = 0.4355 m$$

El valor de R_d se obtiene por tablas y es la suma de los valores de R_{fa} y R_{fv} hallados anteriormente por lo que:

$$R_d = 0.056 m^2 \text{°C/Kw}$$

El valor de h_v ya se lo había encontrado y es 8.4 Kw/m²°C.

Para hallar h_a se utilizará la ecuación para tanques agitados por paletas planas:

$$ha = 0.36(\text{Re})^{0.66}(\text{Pr})^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.144} \left(\frac{k_{T_m}}{Di} \right)$$

El número de Prandalt a la temperatura promedio del agua es de 4.246 (9).

El número de Reynolds Re se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Re} = \frac{nDip^2 \rho}{\mu}$$

Habíamos mencionado que las revoluciones por segundo n tendrán un valor de 4, que el diámetro del impelente Dip sería la tercera parte del diámetro del tanque, es decir 0.142m, la densidad ρ y la viscosidad μ a la temperatura promedio son 992 Kg/m³ y 6.43x10⁻⁴ Pa-s respectivamente (9), por lo tanto reemplazando tenemos que:

$$Re = 124433.52$$

El valor de K_{T_m} se obtiene de la tabla 17 y tiene un valor de 6.34x10⁻⁴ Kw/m°C, μ_w es la viscosidad evaluada a la temperatura de la pared interior del tanque T_w , la cual es desconocida por lo que se utilizó el método de prueba y error siguiendo los siguientes pasos:

- 6.) Se asumió una T_w .
- 7.) Se halló la viscosidad a esa temperatura (μ_w)
- 8.) Se encontró ha a partir de la ecuación

$$ha = 0.36(\text{Re})^{0.66}(\text{Pr})^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.144} \left(\frac{k_{Tm}}{Di} \right)$$

9.) Se encontró la verdadera T_w con la siguiente ecuación

$$T_w = \frac{UpTv + haTm}{ha + Up}$$

donde

$$Up = \frac{1}{\frac{Ai}{hvAo} + \frac{xDi}{kD_{m,\log}}}$$

Donde las áreas A_i y A_o , así como el diámetro $D_{m,\log}$ ya fueron calculados y los demás valores son conocidos, por lo tanto:

$$Up = \frac{1}{\frac{0.274}{8.4(0.287)} + \frac{0.01(0.4256)}{0.045(0.4355)}} = 3.02 \frac{Kw}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

10.) Si los valores de los pasos 1 y 5 no coincidían satisfactoriamente se repetían todos los pasos.

Asumiendo $T_w = 99^\circ C$ se obtienen resultados satisfactorios ya que:

$$\mu_w = 2.8 \times 10^{-4} \text{ Pa-s (9)}$$

$$ha = 0.36(124433.52)^{0.66}(4.25)^{0.33} \left(\frac{6.43 \times 10^{-4}}{2.8 \times 10^{-4}} \right)^{0.144} \left(\frac{6.34 \times 10^{-4}}{0.4256} \right) = 2.24 \frac{Kw}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

$$T_w = \frac{3.02(126.26) + 2.24(62.265)}{2.24 + 3.02} = 99^\circ C$$

Como este valor es igual al asumido se concluye que:

$$h_a = 2.24 \text{ Kw/m}^2\text{°C}$$

Reemplazando todos los valores hallados en la ecuación 2.8 tenemos:

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{2.24} + \frac{0.274}{8.4(0.287)} + \frac{0.01(0.4256)}{0.045(0.4355)} + 0.056}$$

$$Ud = 1.2 \text{ Kw/m}^2\text{°C}$$

Reemplazando estos valores en la ecuación 2.7 tenemos:

$$m_v = \frac{1.2(0.416)(57.325)}{2180.14} = 0.013 \text{ Kg / s}$$

Otro punto necesario de analizar para el diseño y selección de un tanque enchaquetado es el tiempo que tardará en calentar un batch ya que de esto depende el costo de la mano de obra. El tiempo θ está dado por la ecuación que relaciona el calor ganado por la masa m_A del agua (recordemos que es 28.9 Kg) con el calor cedido por el tanque encahetado:

$$\theta = \frac{m_A C_{p_{rm}} (T_f - T_o)}{UdA(MLDT)} = \frac{28.9(4.187)(96.53 - 28)}{1.2(0.416)(57.325)} = 289.77 \text{ s/batch} = 4.83 \text{ min/batch}$$

A esto hay que agregar los 4 minutos de mezclado, 4 minutos para carga y 2 minutos para descarga :

$$\theta_{total} = 4.83 + 4 + 4 + 2 = 14.83 \text{ min/batch}$$

Recordemos que si para fabricar la cantidad de miel necesaria para un turno de trabajo se requiere menos de 30 minutos no

existiría costo de mano de obra. Para determinar si esto es aplicable traigo nuevamente a consideración que cada batch de galleta necesita 5.36 Kg de miel y que se hacen 4 batches por hora, entonces se necesitarán 171.52 Kg de miel por cada turno de ocho horas. Recordando que este tanque enchaquetado produce 82.6 Kg de miel por parada y que se demora 14.83 minutos en cada parada entonces el tiempo para fabricar los 171.52 Kg de miel en el reactor diseñado será:

$$\theta_{TURNO} = 171.52 \frac{Kg}{turno} \times \frac{14.83 \text{ min}}{82.6 Kg} = 30.8 \text{ min}$$

Lo cual es casi 30 minutos por lo tanto no necesita mano de obra extra para este tanque enchaquetado.

El único costo que influye y que es diferente al de los demás tanques enchaquetados es la depreciación anual.

Coticé este equipo en la empresa Proquimarsa S.A. quienes me dieron un valor de 474.7 USD. Solo se puede depreciar el 90% de este valor ya que el 10% es de salvamento, por lo tanto el valor anual es:

$$0.9(474.7)/5 = 85.446 \text{ USD}$$

Debido a que no tiene costo de mano de obra este es el valor anual que me representaría el tener este tanque enchaquetado. No se tomaron en cuenta costos de

mantenimiento por ser muy pequeños ni consumo de combustible por ser el mismo para cada tanque enchaquetado diseñado.

Los resultados pertinentes a los demás tanques diseñados se encuentran en la tabla 22

TABLA 22
RESULTADOS DE DISEÑO Y COSTO DE 9 TANQUES
ENCHAQUETADOS PARA PROCESO BIOQUÍMICO

Volumen tanque (litros)	Precio USD	Deprec. USD/año	Tiempo req. (horas/turno)	Tiempo req. (horas/año)	Mano de obra USD/año	Total USD/año
7.00	130.07	23.41	3.74	1520.39	1295.79	1319.20
15.00	205.48	36.99	1.83	741.87	632.27	669.26
38.00	358.90	64.60	0.77	312.78	266.58	331.18
45.00	397.22	71.50	0.66	267.72	228.17	299.67
55.40	450.00	81.00	0.54	221.31	188.61	269.61
60.00	472.06	84.97	0.51	205.62	175.24	260.21
60.56	474.70	85.45	0.50	203.91	0.00	85.45
100.00	641.37	115.45	0.32	129.21	0.00	115.45
377.24	1422.59	256.07	0.10	39.50	0.00	256.07

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos

En esta tabla vemos el precio de cada intercambiador cotizados en Proquimarsa S.A., su depreciación, el tiempo requerido por batch calculado según las ecuaciones de diseño y el costo de mano de obra según este tiempo. Nótese que los tres últimos tanques tardan menos de media hora en producir la miel necesaria para un turno, es por esto que no tienen costo de mano de obra. Los demás fueron calculados con una base de 0.852 USD/hora.

La figura 2.22 muestra que el costo más bajo se obtiene con un tanque de 16 galones (60.56 litros)

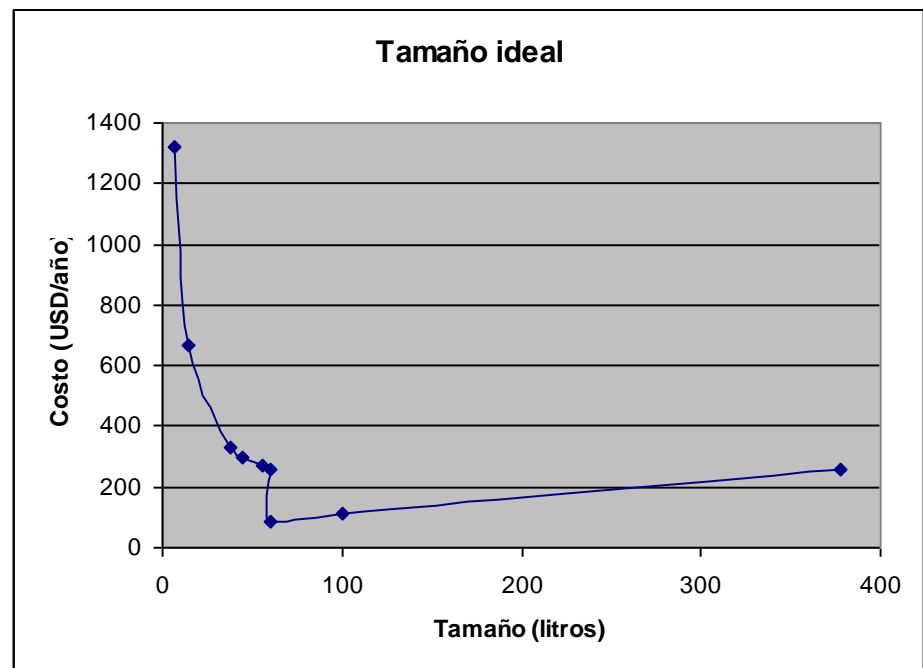


Figura 2.22 Selección del tamaño ideal del tanque.

La forma irregular de la gráfica se debe a que hay dos tendencias: una para los tanques de 0 a 15 galones (57 litros) donde si interviene el costo de mano de obra y otra para tanques de 16 galones (60.56 litros) en adelante donde la mano de obra no cuesta.

Proceso de hidrólisis

Normalmente la miel artificial elaborada por procesos químicos debe ser almacenada en tanques de 36cm de diámetro por un metro de altura. Estos mismos tanques pueden ser utilizados para que se lleve a cabo la reacción en el proceso bioquímico. En estos tanques se depositará la solución a 70°C junto con la enzima invertasa a un concentración de 70 ppm. A esta concentración el tiempo de reacción es de aproximadamente 13 horas. Para mantener la temperatura se deberán cubrir los tanques con una delgada capa de aislante.

El aislante escogido es fibra de vidrio debido a su gran disponibilidad en el mercado y se escogió un espesor de aislante tal que no permita una variación mayor a 10°C de temperatura durante las 13 horas de reacción.

Para escoger el espesor de aislante se utilizó el método prueba y error dando el mejor resultado para un espesor de una pulgada (2.54 cm).

2.4.2 Proceso químico

Llamado también hidrólisis ácida.

Así como en el proceso bioquímico el catalizador era la enzima invertasa, en el proceso químico la reacción es catalizada por el conjunto ácido – calor. Es decir que si se somete a ebullición una solución concentrada de azúcar en presencia de un ácido se obtendrá miel artificial.

Observando un estudio de hidrólisis ácida realizado en conjunto por las Universidades de Los Andes y de Zulia, Venezuela (16) para los carbohidratos de la pulpa del café muestra que para hidrolizar químicamente la sacarosa se debe usar una concentración de ácido del 1% durante 60 minutos para lograr una inversión de sacarosa del 75%. Observando los resultados que muestra este estudio se puede notar que un aumento en la cantidad de ácido y/o en el tiempo de hidrólisis no causará una mayor inversión de la sacarosa. Este estudio analiza además a los otros carbohidratos.

Recordemos que en proceso bioquímico se lograba una inversión del 98% de la sacarosa, la cual se encontraba a una concentración del 65% por lo tanto la cantidad de azúcar invertido para el proceso bioquímico es:

$$0.98(0.65)(5.36 \text{ Kg solución}) = 3.414 \text{ Kg}$$

Estos 3.414 Kg de azúcar invertido son los responsables del color de la galleta por reacción de Maillard (4) por lo tanto hay que garantizar que el proceso químico produzca esa misma cantidad de azúcar invertido por lo que habría que aumentar la cantidad de la solución inicial:

$$\frac{3.414 \text{ Kg. az. invertido}}{0.75 \times 0.65} = 7 \text{ Kg. solución}$$

Por lo tanto se necesitará preparar 7 Kg de miel artificial por cada batch de galletas de 300 Kg en la primera etapa.

Diseño tanque enchaquetado

Se diseñó y seleccionó el tamaño ideal del tanque enchaquetado siguiendo los mismos pasos seguidos para el proceso bioquímico con la salvedad de que ahora toda la solución (no solo agua) debe alcanzar la ebullición (100°C) y que como el tiempo de reacción es de 60 minutos, sumados al tiempo necesario para alcanzar los 100°C según el tamaño del tanque no se podría lograr que el costo de mano de obra sea cero (que se lograba con tiempos menores a 30 minutos).

Se procedió al diseño del tanque enchaquetado siguiendo exactamente el procedimiento indicado en la sección 2.4.1 reemplazando las características del agua como ρ , μ , C_p , K por las de la miel encontradas en la referencia número 10 y tomando como temperatura final 100°C.

Los resultados son los que se muestran en la tabla 23

TABLA 23
RESULTADOS DE DISEÑO Y COSTO DE 9 TANQUES
ENCHAQUETADOS PARA PROCESO QUÍMICO

Volumen tanque (litros)	Precio	Tiempo requerido min/batch	Deprec. (USD/año)	Mano de obra USD/año	Total USD/año
7	130.07	70.71	23.41	9572.76	9596.17
15	205.48	72.77	36.98	4597.434	4634.42
38	358.90	75.83	64.60	1891.088	1955.69
45	397.22	76.46	71.50	1610.186	1681.69
55.4	450	77.27	81.00	1321.769	1402.77
60.56	474.70	77.63	85.44	1214.781	1300.23
100	641.37	79.8	115.44	756.2358	871.68
492.67	1669.70	88.66	249.97	231.85	481.82

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos

Como se observa en la tabla ningún diseño satisface la condición para que el costo de la mano de obra sea cero.

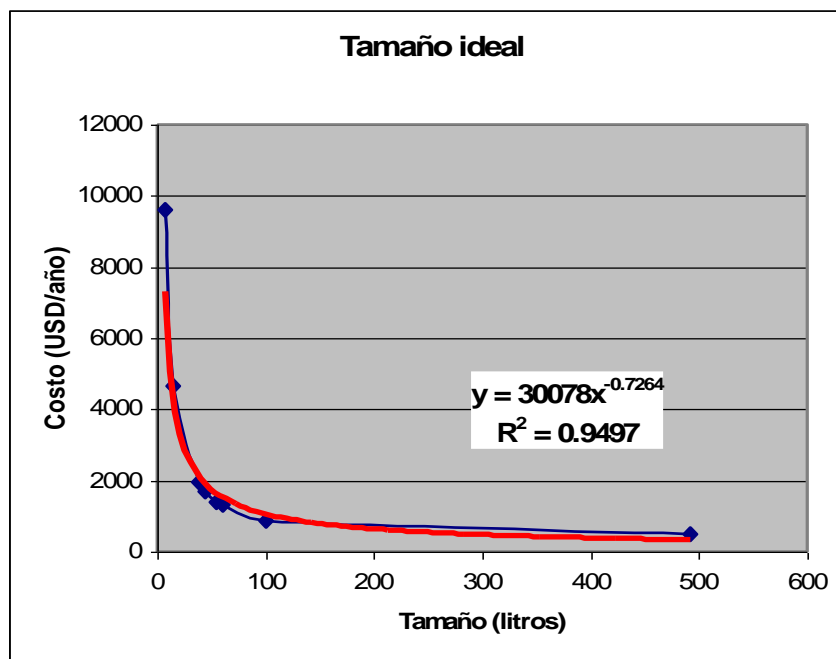


Figura 2.23 Selección del tanque enchaquetado ideal para proceso químico

La figura 2.23 muestra que el intercambiador ideal es el de 130 galones (492.67 litros) de capacidad.

2.5 Selección del proceso de elaboración de miel artificial

Para seleccionar el proceso ideal se utilizará nuevamente la técnica del punto de equilibrio calculando los costos fijos y variables para cada proceso de una manera similar a la sección 2.3

- Los costos fijos serán las depreciaciones anuales dejando el 10% como salvamento y depreciado a 5 años.
- Los costos variables serán los que se incurran por concepto de: azúcar, enzima invertasa, diesel, y mano de obra; todos en base

al requerimiento anual de azúcar invertido (no de miel) que, como habíamos mencionado es de 3.414 Kg por batch de galleta o 44382 Kg al año ya que en un año se producen 13000 batchs de galletas.

- No se tomarán en cuenta costos de mantenimiento ni consumo eléctrico de los impelentes por ser muy pequeños y no afectar al resultado final.

Proceso bioquímico.

Recordemos que para el proceso bioquímico se diseñó un tanque de 60.56 litros de capacidad donde se podían procesar 82.6 Kg de miel por parada. Recordemos también que por ser de mayor eficiencia solo se necesitarán 5.36 Kg de miel por batch de galletas, es decir 69680 Kg miel/año ya que al año se producen 13000 batchs de galletas.

Costos fijos

La depreciación ya fue calculada en la sección 2.4.1 y tiene un valor de 85.45 USD/año.

Costos variables

Para este caso son: azúcar, invertasa y diesel ya que no se requiere de mano de obra.

Azúcar

Corresponde el 65% de los requerimientos de miel:

$$0.65(69680 \text{ Kg/año}) = 45292 \text{ Kg/año}$$

Se requiere comprar 45292 Kg de azúcar al año a un costo de 0.5 USD/Kg se tiene que:

$$\text{Costo azúcar} = 0.5 \text{ USD/Kg} (45292 \text{ Kg./año}) = 22646 \text{ USD/año.}$$

Anualmente se consumen 22646 USD en azúcar lo cual equivale a un promedio de:

$$\begin{aligned} &22646 \text{ USD/año} \times 1 \text{ año} / 44382 \text{ Kg az. invertido} = \\ &0.51 \text{ USD/Kg de az. invertido} \end{aligned}$$

Invertasa

Como se menciona en la sección 2.4.1 se necesita una concentración de invertasa de 70 mg por cada kilogramo de miel. The University of Reading (14) es un proveedor de esta enzima. Ellos la comercializan a 1,5 USD/gr. El costo por kilogramo de azúcar invertido se calcula tomando en cuenta que el 65% de la miel es azúcar y que solo se invirtió el 98% del azúcar:

$$\frac{1.5\text{USD}}{1000\text{mg}} \times \frac{70 \text{ mg} / \text{Kg.miel}}{(0.65)(0.98)} =$$

$$0.1651 \text{ USD/Kg de az. invertido}$$

Diesel

La cantidad de diesel está dada por la cantidad de agua que hay que calentar anualmente, lo cual es el 35% de la cantidad de miel M. Recordemos que la eficiencia η del caldero era de 80% y el valor calórico inferior del diesel VCI era de 146043.7 KJ/galón. Por lo tanto la masa de diesel md está dada por:

$$md = \frac{0.35MCp(T_f - T_o)}{\eta(VCI)} = \frac{0.35(69680)(4.187)(96.53 - 28)}{0.8(146043.7)} = 59.89 \text{ gal/año}$$

A la fecha el precio del diesel es de 1.04 USD/galón por lo tanto el costo de diesel por Kg de azúcar será:

$$59.89 \text{ gal/año} \times 1.04 \text{ USD/gal} \times 1 \text{ año} / 44382 \text{ Kgaz. inv} =$$

$$0.0014 \text{ USD/Kg miel}$$

Ecuación de costo

Como se vio en la sección 2.3 la ecuación es una recta de pendiente igual a los costos variables y de ordenada en el origen igual a costo fijo:

$$Ct = 85.45 + 0.51x + 0.1651x + 0.0014x$$

$$Ct = 85.45 + 0.6765x$$

Proceso químico.

Recordemos que para el proceso químico se diseñó un tanque de 492.67 litros de capacidad donde se podían procesar 672 Kg de miel

por parada. Recordemos también que por ser de menor eficiencia se necesitarán 7 Kg de miel por batch de galletas, es decir 91000 Kg miel/año ya que al año se producen 13000 batchs de galletas.

Costos fijos

La depreciación ya fue calculada en la tabla 23 y tiene un valor de 249.97 USD/año.

Costos variables

Para este caso son: azúcar, mano de obra y diesel.

Azúcar

Corresponde el 65% de los requerimientos de miel:

$$0.65(91000 \text{ Kg/año}) = 59150 \text{ Kg/año}$$

Se requiere comprar 59150 Kg de azúcar al año a un costo de 0.5 USD/Kg se tiene que:

$$\text{Costo azúcar} = 0.5 \text{ USD/Kg} (59150 \text{ Kg./año}) = 29575 \text{ USD/año.}$$

Anualmente se consumen 29575 USD en azúcar lo cual equivale a un promedio de:

$$29575 \text{ USD/año} \times 1 \text{ año} / 44382 \text{ Kg az. invertido} =$$

$$0.67 \text{ USD/Kg de az. invertido}$$

Mano de obra

Esta ya fue calculada en la tabla 23 y tiene un valor de 170.53 USD/año lo que equivale a:

$$231.85 \text{ USD/año} \times 1 \text{ año} / 44382 \text{ Kg az. Invertio} = \\ 0.0052 \text{ USD/Kg az. invertido}$$

Diesel

La cantidad de diesel está dada por la cantidad total de miel M cuyo Cp es 2.39 Kj/Kg°C (9). Recordemos que la eficiencia η del caldero era de 80% y el valor calórico inferior del diesel VCI era de 146043.7 Kj/galón. Por lo tanto la masa de diesel md está dada por:

$$md = \frac{MCp(T_f - T_o)}{\eta(VCI)} = \frac{(91000)(2.39)(100 - 28)}{0.8(146043.7)} = 134 \text{ gal/año}$$

A la fecha el precio del diesel es de 1.04 USD/galón por lo tanto el costo de diesel por Kg de azúcar invertido será:

$$134 \text{ gal/año} \times 1.04 \text{ USD/gal} \times 1 \text{ año} / 44382 \text{ Kg.az. invertido} = \\ 0.00314 \text{ USD/Kg miel}$$

Ecuación de costo

Como se vio en la sección 2.3 la ecuación es una recta de pendiente igual a los costos variables y de ordenada en el origen igual a costo fijo:

$$Ct = 249.97 + 0.6664x + 0.00522x + 0.00314x$$

$$Ct = 249.97 + 0.6747x$$

Comparación

Comparando las dos ecuaciones observamos el resultado mostrado en la figura 2.24:

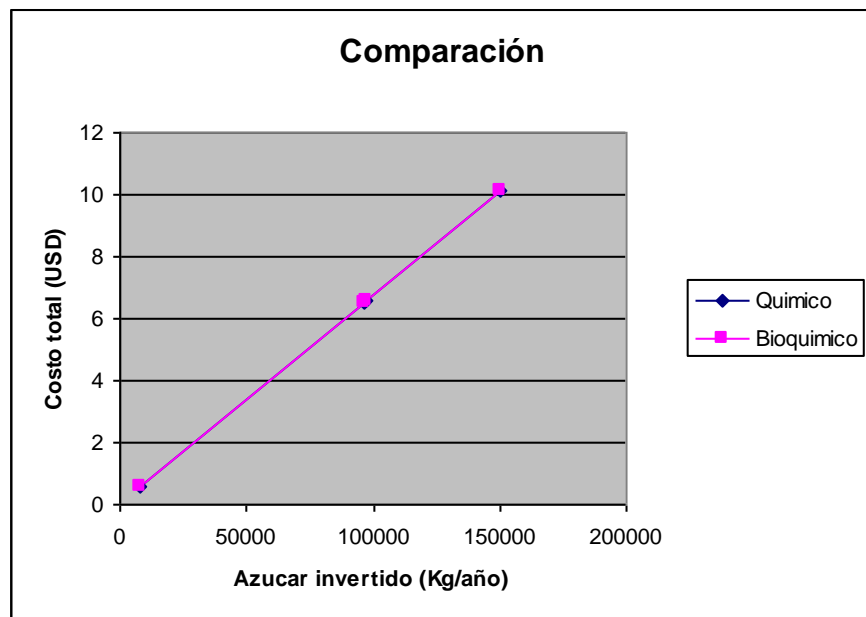


Figura 2.24 comparación de los procesos de elaboración de miel artificial.

En la figura no se aprecia bien las diferencias entre as dos rectas debido a que sus valores son demasiado cercanos pero al igualar las dos ecuaciones se obtiene que el punto de equilibrio se da cuando :

$$X = 91400 \text{ Kg de azúcar invertido/ año}$$

Lo cual indica que para valores menores a 91400 Kg de azúcar invertido al año el proceso más conveniente es el bioquímico, caso contrario será el químico.

Como la cantidad necesaria de azúcar invertido para el caso de estudio es de 44382 Kg/año el proceso bioquímico es el más conveniente.

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS

3.1 Análisis de resultados

La reingeniería propuesta produce resultados que se analizarán cualitativamente desde el punto de vista económico y social.

Punto de vista económico

Desde el punto de vista económico se producen tres tipos de ahorros: ahorros de mano de obra, ahorro de levadura SC y ahorro en la elaboración de miel. El primero se produce porque en el proceso tradicional, la alta demanda de estas galletas y el uso de la línea para la elaboración de otros tipos de galletas hace sea necesario trabajar sábados y domingos donde por ley las horas extras duplican su valor. Al reducir en 8 horas el tiempo de fermentación se ahorra un turno extra.

El ahorro en compra de levadura SC se debe al diseño del bioreactor

que las reproduce.

El ahorro en la elaboración de miel se produce al pasar de un proceso químico a uno bioquímico, que es más económico.

El ahorro total será cuantificado en la sección 3.5.

Punto de vista social

El ahorro en mano de obra para la empresa es una pérdida para el trabajador, ya que dejaría de ganar horas extras. Por otro lado un exceso de horas extras perjudica a la sociedad ya que aleja a los trabajadores de sus familias. Es por esto que se realizó una encuesta informal a 15 trabajadores, a los cuales primero se les dio a conocer que si dejan de trabajar un turno del sábado o domingo dejarían de ganar 13.63 USD/mes (en base a un sueldo de 0.85227 USD/hora), luego se les formuló una serie de preguntas cuyo resultado se encuentra en la tabla 24

TABLA 24

RESULTADOS DE LA ENCUESTA REALIZADA

Pregunta	Respuestas afirmativas (%)
¿Se siente cansado trabajando horas extras?	63.33
¿Preferiría hacerlo durante menos tiempo (un turno menos)?	93.33
¿Es necesario para usted el dinero ganado durante las horas extras?	33.33

Elaborado por : Juan Manuel Cevallos

Pese a que el 93.33% de los encuestados estuvo de acuerdo con la reducción del turno el 33.33% señaló que si le son necesarios esos 13.63 USD extras.

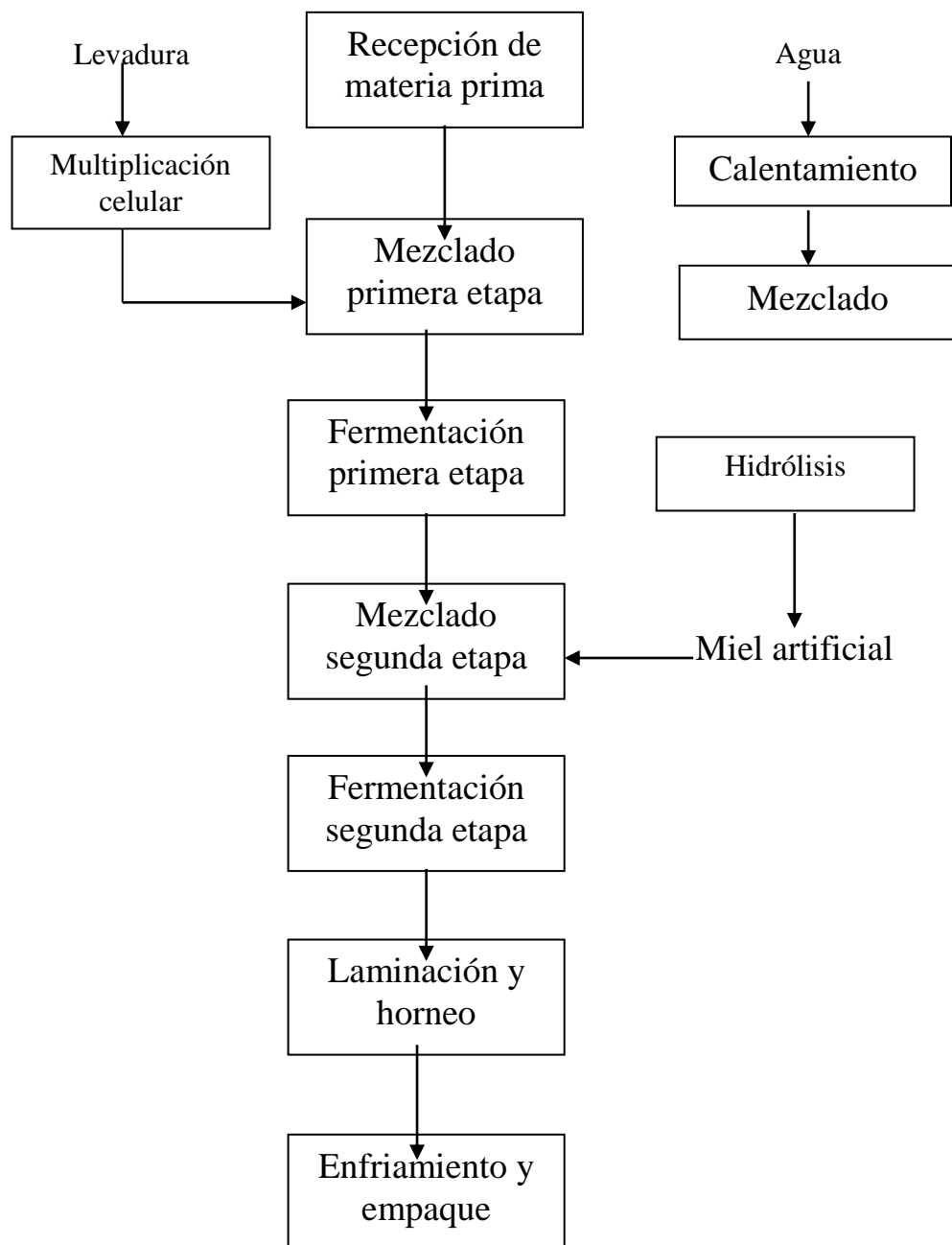
Por otro lado la gran similitud que existe con otros procesos de galletas y considerando que los trabajadores son capacitados para trabajar en cualquier línea se plantea la siguiente solución: que exista un ciclo rotación de trabajadores (que de hecho si existe) pero tomando en cuenta que los trabajadores que hicieron horas extras durante la semana anterior no la vuelvan a hacer durante las siguientes semanas hasta que todos los trabajadores lo hayan hecho, cumpliéndose así un ciclo.

3.2 Proceso propuesto

Aplicando la reingeniería el proceso quedaría de la siguiente manera:

ELABORACIÓN DE GALLETAS FERMENTADAS TIPO CRACKER

(PROCESO SUGERIDO)



Las etapas del proceso que sufrirán cambios son:

Multiplicación celular

En esta etapa una solución de levadura se someterá a un proceso de reproducción controlado a través de un bioreactor alimentado con un flujo de aire y medio de cultivo según se explica en la sección 2.1



Figura 3.1 Bioreactor

Mezclado primera etapa

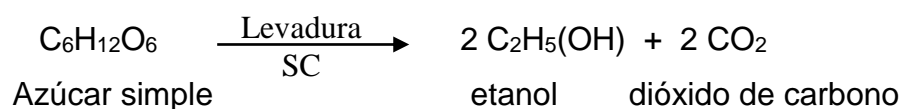
La levadura proveniente de la multiplicación celular se mezclará con los ingredientes básicos: agua, una parte de la harina y grasa, y con los ingredientes de proceso: amilasa y proteasa de acuerdo con lo definido en la sección 1.2. El agua será calentada a 56.43°C en el intercambiador a placas de características establecidas en la sección 2.2.1 a fin de que se mezcle con el resto de ingredientes de una masa a una temperatura de alrededor de 35°C.



Figura 3.2 Intercambiador de calor a placas

Fermentación primera etapa

Se deja reposar la masa durante 10 horas Durante esta etapa la levadura toma los azúcares simples y los convierte en alcohol etílico (etanol) y dióxido de carbono:



Elaboración de miel artificial

Se realizará mediante proceso bioquímico utilizando la enzima invertasa.

Para esto se habrá de calentar el agua a utilizarse a 96.53°C para que al mezclarse con el azúcar y el ácido cítrico se obtenga una solución a 70°C (temperatura óptima para la enzima invertasa). Se dejará reposar durante el tiempo necesario para la reacción

dependiendo de la cantidad de enzima agregada (13 horas para una cantidad de 70 mg de invertasa por kilogramo de miel)

Fermentación segunda etapa

Se deja reposar la masa durante 2 horas.

3.3 Validación experimental del proceso propuesto

Las condiciones aquí propuestas fueron comprobadas a nivel de laboratorio a fin de verificar los siguientes puntos:

- 1.) Que el aumento de temperatura a 35°C y de la concentración de levadura a 0.5% provoca la reducción en el tiempo de fermentación que fue proyectada en la sección 2.1.
- 2.) Que las levaduras obtenidas durante el proceso de multiplicación celular tienen la misma capacidad fermentativa que las levaduras utilizadas actualmente.
- 3.) Que la miel obtenida por proceso bioquímico no cause cambios en el color del producto final.

Para la verificación se siguieron los siguientes procedimientos:

- a.) Se preparó la masa a 35°C con una concentración de 0.5% de levadura (no sometida a multiplicación) y se midió la cantidad de dióxido de carbono producido por hora.

- b.) Se preparó la masa a 35°C con una concentración de 0.5% de la levadura proveniente del proceso de multiplicación utilizando el reactor piloto mostrado en la figura 2.6.
- c.) Se realizó el proceso completo de fabricación de galletas utilizando miel artificial obtenida por proceso bioquímico y se comparó el color con las galletas actuales.

Del literal a se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 25:

TABLA 25
PRIMERA ETAPA DE FERMENTACIÓN

Tiempo (horas)	% Alcohol
0	0.00
1	0.45
2	0.73
3	1.10
4	1.50
5	1.87
6	2.20
7	2.40
8	2.74
9	2.95

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Como se observa se alcanza el valor deseado a las 9 horas de fermentación generando una reducción de 7 horas en la primera etapa de fermentación (una hora más de la que se había pronosticado en la sección 2.1).

La tabla 26 muestra una proyección de la segunda etapa de fermentación.

TABLA 26
SEGUNDA ETAPA DE FERMENTACIÓN

Tiempo (horas)	% Alcohol
0	1.87
1	2.40
2	2.78
3	3.08

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

Vemos que al las dos horas se obtiene el valor objetivo, tardando el proceso total 11 horas. Las variaciones obtenidas durante la experimentación sugieren un rango de error de más o menos una hora.

Al realizar el procedimiento indicado en el literal c no se detectaron variaciones considerables con respecto a los indicados en las tablas 25 y 26 siempre y cuando la levadura no tenga más de dos semanas

en el bioreactor, ya que su poder de fermentación empieza a decaer luego de este tiempo.

Con respecto al uso de la miel artificial proveniente del proceso bioquímico se obtuvo exactamente el mismo color que al utilizar la miel del proceso químico.

3.4 Escalado del proceso validado

Para que al aplicar estas mejoras a escala industrial se obtengan los mismos resultados es necesario realizar el procedimiento de escalado. Lo único que necesita escalado es el bioreactor, ya que lo demás fue diseñado para escala industrial.

El primer paso es definir la razón de escala, es decir en cuantas veces se aumentará el tamaño del bioreactor utilizado en la sección 2.1 el cual depende de la cantidad de levadura a producirse. La propuesta de reingeniería de esta tesis sugiere que se utilice una concentración de 0.5% de levadura nominal por batch, es decir 1.75 Kg de levadura nominal o 0.6125 de levadura reproducible (el 35% de la nominal (8)) para un batch de 350 Kg. Como se vió en la tabla 9 el rendimiento de sacarosa con respecto a la levadura reproducible es del 50% y como la melaza contiene 50% de sacarosa (8) el rendimiento de la melaza con respecto a la levadura reproducible

será del 25%, por lo que para producir 0.6125 Kg / batch de levadura se necesitarán alimentar 2.45 Kg/batch de melaza.

Para facilitar la reacción e impedir que la levadura utilice los sustratos para la formación de alcohol la concentración de sacarosa en el reactor no debe ser mayor al 1% (8), es decir a aproximadamente 0.01 Kg de sacarosa por litro de solución, así el volumen V del reactor será

$$V = 2.45 \frac{\text{Kg.melaza}}{\text{batch}} \times 0.5 \frac{\text{Kg.sacarosa}}{\text{Kg.melaza}} \times \frac{1 \text{ litro.solución}}{0.01 \text{ Kg.sacarosa}} = 122.5 \text{ litros}$$

Como el volumen utilizado en pruebas pilotos es de 1.19 litros la razón de escala $|V|$ es de 103.

De ahora en adelante las barras indicarán relación industrial/piloto, por ejemplo:

$$|V| = \frac{V_{\text{industrial}}}{V_{\text{piloto}}}$$

Por experiencia se recomienda que la altura del tanque sea igual a su diámetro, por lo que el volumen sería $V = \pi D^3/4$, por lo que

$$|V| = |D|^3 = 103$$

$$|D| = 4.69$$

Recordemos que a escala de laboratorio utilizamos un impelente cuyo diámetro D_i era la tercera parte del diámetro del tanque. La teoría de la semejanza geométrica sugiere que debe mantenerse esta relación al escalarse por lo que

$$|D_i| = 4.69$$

De un balance de masas se obtiene que para procesos continuos (8):

$$\mu = F / V$$

Donde μ ya fue hallado en la sección 2.1 y es 0.47 h^{-1} , V volumen del reactor de 122.5 litros y F es el flujo de entrada y salida.

Reemplazando estos valores tenemos:

$$F = \mu(V) = (0.47\text{h}^{-1})(122.5\text{lit}) = 57.58\text{lit/h} = 14.4 \text{ l/batch}$$

Una alimentación de 14.4 litros de solución de melaza por batch de 350 Kg de galletas corresponde al 4.17% del batch (ver sección 2.2).

Criterios de escala

Existen varias formas de escalar un bioreactor garantizando su funcionamiento, la más común es haciendo que $|P/V| = 1$, es decir manteniendo la potencia por unidad de volumen constante, por lo que

$$|P/V| = 1$$

$$|P| = |V| = 103$$

Recordemos que $P = Kn n^3 Di^5 \rho$ y como Kn es constante en la mayor parte del intervalo se puede decir que:

$$|P| = |n|^3 |Di|^5 = 4.69^5 |n|^3$$

$$|n| = 0.36$$

De la tabla 9 vemos que el rendimiento del oxígeno con respecto a la levadura tiende al 100%. Como queremos formar 0.6125 Kg/batch de levadura se necesitarán 0.6125 Kg/batch de oxígeno o 2.45 Kg /hora de oxígeno. A nivel piloto se necesitaban 0.335 g/hora de oxígeno (ver sección 2.1), por lo que

$$|Fo_2| = 2450/0.335 = 7313.43$$

Recordemos que el numero de aireación es $Na = Fo_2/nDi^3$ por lo que

$$|Na| = |Fo_2|/|n||Di|^3 = 7313.43/(0.36)(4.69)^3 = 196.91$$

Recordemos que el Na piloto se calculó en la sección 2.1 y era 0.0001

$$|Na| = Na_{\text{industrial}}/Na_{\text{piloto}}$$

$$Na_{\text{industrial}} = 196.91(0.0001) = 0.019691$$

Por curva obtenemos el valor de Pg/P industrial a partir de Na :

$$P_g/P_{\text{industrial}} = 0.84$$

Como el valor de P_g/P piloto era uno:

$$|P_g/P| = 0.84$$

$$|P_g| = 0.84|P| = 0.84(103) = 86.52$$

Recordemos que la velocidad lineal de oxígeno V_s se calculaba con la ecuación $V_s = F_{O_2}/\text{área seccional}$ por lo que:

$$|V_s| = |F_{O_2}|/|D^2| = 7313.43/4.69^2 = 332.49$$

Finalmente el valor de K_g según la ecuación de Cooper es:

$$K_g = 0.0318 \left(\frac{P_g}{V} \right)^{0.95} V_s^{0.67}$$

Por lo que

$$|K_g| = \left(\frac{|P_g|}{|V|} \right)^{0.95} |V_s|^{0.67} = \left(\frac{86.52}{103} \right)^{0.95} (332.49)^{0.67} = 42.27$$

Ahora ya sabemos cuantas veces aumentarán los parámetros con respecto al bioreactor diseñado en la sección 2.1. La tabla 27 muestra los resultados.

TABLA 27
ESCALADO DEL BIOREACTOR

Parámetro	Valor Piloto	Razón de escala	Valor industrial
Tamaño del bioreactor	1.19 litros	103	122.5 litros
Diametro	11.5 cm	4.69	53.9 cm
Altura	11.5 cm	4.69	53.9 cm
Diametro impelente	3.8 cm	4.69	17.8 cm
Revoluciones impelente	14.35 RPS	0.36	5.166 RPS
Potencia Impelente	1.46 watts	103	150.38 watts
Potencia gaseada	1.46 watts	86.52	126.3 watts
Flujo de oxígeno	0.335g/h	7313.43	2450 g/h
Coefficiente de transferencia de oxígeno	0.05 Kmol/m ³ h atm	42.27	2.11 Kmol/m ³ h atm
Número de aireación	0.0001	196.91	0.019691
Velocidad de oxígeno	0.03 m/h	332.49	10 m/h

Elaborado por: Juan Manuel Cevallos C.

3.5 Evaluación del proyecto y comparación con el proceso actual.

Para llevar a cabo este proyecto se necesita invertir en los equipos aquí mencionados, además de combustible extra y de la enzima invertasa. Por eso es necesario comparar el proceso sugerido para determinar la cantidad de dinero que se ahorra. Luego, utilizando indicadores como el VAN (valor actual neto) y la TIR (tasa interna de retorno) se evaluará el proyecto comparando este ahorro con el monto de la inversión.

Determinación de la cantidad ahorrada.

Aquí se comparó los costos variables del proceso actual con los del proceso sugerido en el ámbito de mano de obra, combustible, y consumo de materia prima como invertasa, azúcar y levadura SC.

Mano de obra

Para calcular el ahorro en mano de obra deberemos tomar en cuenta que se necesitan como mínimo 16 personas de diferentes rangos para que funcione la línea, de los que el costo varía entre 0.8522 y 5 USD/ hora. Para efectos de cálculo se tomo una media ponderada de 1.30 USD/hora. La base del cálculo son 13000 batchs/año, recordando que cada batch tarda 15 minutos y que se fabrican durante seis días a la semana.

Como se vio en la sección 3.3 se ahorran un promedio de ocho horas por semanas, las cuales por ser extras de Sábado o Domingo valen el doble, por lo tanto el ahorro por semana será:

$$8 \frac{\text{horas.extras}}{\text{semana}} \times 1.3 \frac{\text{USD}}{\text{hora.laboral(trabajador)}} \times 2 \frac{\text{horas.laborales}}{\text{hora.extra}} \times 16 \text{trabajadores} =$$

332.8 USD/semana

Ahora se determinará el ahorro anual por este concepto:

$$13000 \frac{\text{batch}}{\text{año}} \times \frac{1\text{hora}}{4\text{batchs}} \times \frac{\text{día}}{24\text{horas}} \times \frac{1\text{semana}}{6\text{dias}} \times 332.8 \frac{\text{USD}}{\text{semana}} = 7511.10 \text{USD/año}$$

En mano de obra se ahorran 7511.10 USD/año.

Combustible

Debido al gran empleo del calor en el proceso sugerido es natural pensar que el gasto en combustible será mayor.

En el proceso actual el único gasto de combustible era en la elaboración de miel (método químico). Dicho gasto fue calculado en la sección 2.5 y tiene un valor de:

139.36 USD/año

En el proceso sugerido se consume combustible en la elaboración de miel con un valor de 62.29 USD/año (ver sección 1.5) y para el calentamiento del agua de mezclado de la masa con un valor de 757.12 USD/año (ver sección 2.3) ya que se necesitaban 0.056 gal/batch de 1.04USD/galón durante 13000 batchs/año. Por lo tanto

el consumo total de combustible será la suma de estos dos consumos:

819.41 USD/año

Por lo tanto el ahorro se obtiene restando los 139.36 USD/año que se consumen actualmente de los 819.41 USD/año que se consumirían, lo que da un total de:

- 680.05 USD/año

El signo negativo indica aumento del consumo de combustible.

Invertasa

Como esta enzima no se utiliza en el proceso actual su valor tendrá signo negativo. Este valor fue calculado en la sección 2.5:

- 7316.4 USD/año

Azúcar

En la sección 2.5 se calcularon los consumos de azúcar para el proceso actual: 29575 USD/año, y para el sugerido: 22646 USD/año, por lo tanto el ahorro es:

6929 USD/año

Levadura

Como se aumentó 5 veces la cantidad de levadura a emplearse parecería que el costo aumentaría también, pero no es así gracias al bioreactor, el cual solo necesita 250 gramos de levadura por

semana, lo cuál significa un costo de 10.72 USD/año y alimentación con melaza.

Actualmente se utilizan 0.5 kilogramos de levadura por batch que contienen 0.175 Kg de microorganismos vivos (ya que solo el 35% es microorganismo) a un precio de 1.9 USD/Kg, por lo que el costo de la levadura actual es:

$$0.5 \frac{\text{Kg.leva}}{\text{batch}} \times 13000 \frac{\text{Batchs}}{\text{año}} \times 1.9 \frac{\text{USD}}{\text{Kg.leva}} =$$

$$12350 \text{ USD/año}$$

En el proceso sugerido el bioreactor deberá producir cinco veces la cantidad utilizada actualmente, es decir 2.5 Kg levadura/batch o 0.875 Kg de microorganismos vivos por batch. El rendimiento de melaza es del 25% con respecto a la cantidad de microorganismos vivos que se desea producir, es decir que se necesitarán 3.5 Kg melaza / batch. La melaza es un subproducto de la elaboración del azúcar, Cotizándola en los Ingenios azucareros del Ecuador se obtiene un valor promedio de 0.06 USD/Kg. Por lo tanto el costo anual de la melaza será:

$$3.5 \frac{\text{Kg}}{\text{batch}} \times 13000 \frac{\text{Batch}}{\text{año}} \times 0.06 \frac{\text{USD}}{\text{Kg}} = 2730 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Que sumados a los 10.72 USD/año en consumo de levadura nos dá el costo total de la levadura para el proceso sugerido:

$$2740.72 \text{ USD/año.}$$

Al restar los 12350 USD/año que se gastaban actualmente nos queda un ahorro de:

9609.28 USD/año

Total

A continuación se presenta el resumen de los ahorros calculados y el ahorro total.

<i>Mano de obra</i>	<i>7511.10 USD/año</i>
<i>Combustible</i>	<i>- 680.05 USD/año</i>
<i>Invertasa</i>	<i>-7316.40 USD/año</i>
<i>Azúcar</i>	<i>6929.00 USD/año</i>
<i>Levadura</i>	<i>9609.28 USD/año</i>
<i>TOTAL</i>	<i>16052.93 USD/año</i>

Evaluación del proyecto

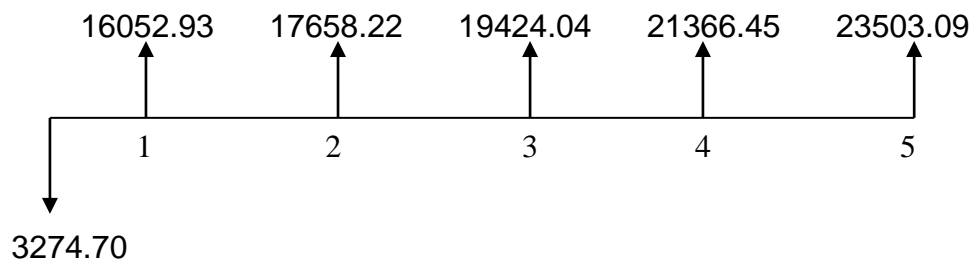
Para evaluar el proyecto se utilizarán las técnicas del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR).

Para lograr este ahorro hay que realizar la siguiente inversión:

<i>Intercambiador a placas</i>	<i>2000.00 USD</i>
<i>Bioreactor</i>	<i>800.00 USD</i>
<i>Tanque enchaquetado</i>	<i>474.70 USD</i>
<i>TOTAL</i>	<i>3274.70 USD</i>

Todos estos equipos fueron cotizados en Proquimarsa S.A.

Se estima que la demanda de estas galletas aumenta en un 1% cada año, lo cual aumenta en el mismo porcentaje el ahorro anual, por lo tanto para los cinco primeros años serán:



El VAN se calcula utilizando la siguiente ecuación (1):

$$VAN = -IN + \frac{A1}{(i+1)} + \frac{A2}{(i+1)^2} + \dots + \frac{An}{(i+1)^n} \quad (\text{ecuación 3.1})$$

Donde IN es la inversión inicial, A es el ahorro en el año 1, 2, ...n y la letra i simboliza el interés en fracciones que actualmente está alrededor de 0.169.

Reemplazando los valores tenemos:

$$VAN = -3274.70 + \frac{16052.93}{(0.169+1)} + \frac{17658.22}{(0.169+1)^2} + \frac{19424.04}{(0.169+1)^3} + \frac{21366.45}{(0.169+1)^4} + \frac{23503.09}{(0.169+1)^5} =$$

$$VAN = 57745.3 \text{ USD}$$

Esto indica que el ahorro neto en términos de valor actual es de 57745.3 USD.

Otra forma de evaluar el proyecto es con la TIR que indica a que tasa está retornando la inversión, se calcula utilizando la ecuación 3.1 haciendo que VAN = 0 y despejando i (1). Como el valor de i esta

elevado a diferentes exponentes se debe resolver esta ecuación por prueba y error o por métodos computacionales. El valor de i que satisface la ecuación cuando $VAN = 0$ es de 5, lo que significa que:

$$TIR = 500\%$$

La aplicación de esta reingeniería devuelve el 500% de la inversión en 5 años

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

1. Un aumento de la temperatura de la masa de 28 a 35°C provoca una reducción del 15 % en el tiempo de fermentación.
2. Un aumento de la concentración de levadura de 0.1 a 0.5% ocasiona una reducción del 29.4 % en el tiempo de fermentación.
3. Combinando aumento de temperatura y de concentración de levadura se logra una reducción del 40% del tiempo de fermentación.
4. Bajar el pH a 3.6 ayuda a la esterilidad del medio de cultivo usado en el diseño del bioreactor.
5. Para lograr un pH de 3.6 en el medio de cultivo se necesita disolver 0.064g/l de ácido cítrico en agua.
6. Pese a que el intercambiador a placas requiere una mayor inversión, es el más económico para este proceso debido a su bajo consumo de combustible.

7. Debido a las bajas cantidades de agua necesarias para la elaboración de miel artificial y por ende a la baja cantidad de calor requerido, el tanque enchaquetado es el intercambiador de calor ideal para la elaboración de miel artificial.
8. El proceso bioquímico para la elaboración de miel artificial es más económico que el proceso químico y genera un producto de mejor calidad.
9. La aplicación de esta reingeniería genera un ahorro aproximado de 16000 USD anuales además de una mayor capacidad de producción y mayor tiempo de descanso para la mano de obra.
10. La inversión requerida genera un retorno del 500%.

RECOMENDACIONES

1. La aplicación de las condiciones mencionadas en esta tesis para el diseño del bioreactor es un procedimiento que requiere mucho cuidado, la más mínima falla en cualquier aspecto provocará un fallo durante el proceso, por lo que se recomienda seguir los procedimientos con exactitud.
2. Se recomienda que el medio de cultivo utilizado en el bioreactor contenga además de melaza y agua cantidades adicionales de los minerales P,S, Ca y Mg además de las vitaminas del complejo B, ya que muchas veces la melaza tiene deficiencia de estos elementos, y la falta de uno de ellos detendría el proceso o causaría desorden genético en la levadura SC.
3. Se recomienda antes de comenzar la producción seguir los procedimientos de limpieza CIP (limpieza in situ) y enjuagar con agua a más de 60°C, lo cuál además de ayudar a la esterilidad, hace que los tanques y el intercambiador a placas alcancen las temperaturas a las cuales van a trabajar y no absorban calor durante el proceso.
4. El material usado para la construcción de los equipos aquí diseñados debe ser acero inoxidable, ya que otro material podría reaccionar con los agentes de limpieza y desinfección utilizados en el CIP.

APÉNDICES

APÉNDICE A
CONSTANTES DE ACIDEZ

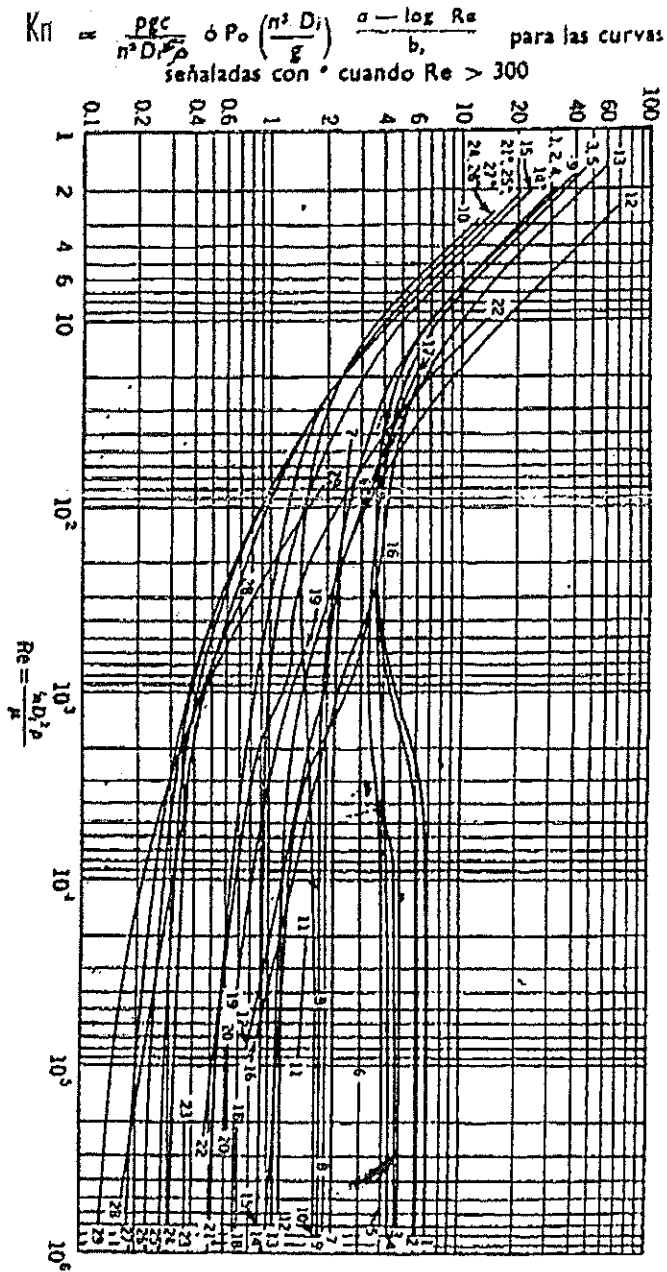
NOMBRE	FORMULA	K_{a1}	K_{a2}	K_{a3}
Acético	CH ₃ COOH	10 ^{-4.75}		
Alanina	CH ₃ CH(NH ₂)CO ₂ H	10 ^{-2.35}	10 ^{-9.89}	
Arsénico	H ₃ AsO ₄	10 ^{-2.22}	10 ⁻⁷	10 ^{-11.52}
Arsenioso	H ₃ AsO ₃	10 ^{-9.22}	10 ^{-13.52}	
Benzoico	C ₆ H ₅ COOH	10 ^{-4.20}		
Bórico	H ₃ BO ₃	10 ^{-9.20}		
Carbónico	H ₂ CO ₃	10 ^{-6.34}	10 ^{-10.32}	
Cloroacético	ClCH ₂ COOH	10 ^{-2.82}		
Cítrico	HOOC(OH)C(CH ₂ COOH) ₂	10 ^{-3.13}	10 ^{-4.77}	10 ^{-6.40}
Etilendiamino tetracé...	(CO ₂ H) ₂ NCH ₂ CH ₂ N(CO ₂ H) ₂	10 ^{-2.00}	10 ^{-2.66}	10 ^{-6.16}
Fórmico	HCOOH	10 ^{-3.75}		
Glicina	H ₂ NCH ₂ COOH	10 ^{-2.35}		
Cinahídrico	HCN	10 ^{-9.14}		
Fluorhídrico	HF	10 ^{-3.17}		
Sulfihídrico	H ₂ S	10 ^{-7.04}		
Hipocloroso	HOCl	10 ^{-7.96}		
Yódico	HIO ₃	10 ^{-0.70}		
Láctico	CH ₃ CHOHCOOH	10 ^{-3.85}		
Maleico	cis-HOOCCH:CHCOOH	10 ^{-1.82}	10 ^{-6.50}	

NOMBRE	FORMULA	K1	K2	K3
Málico	$\text{HOOCCHOHCH}_2\text{COOH}$	$10^{-3.40}$	$10^{-5.05}$	
Nitroso	HNO_2	$10^{-3.30}$		
Oxálico	HOCCOOH	$10^{-1.19}$	$10^{-4.21}$	
Fenol	$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	$10^{-9.96}$		
Fosfórico	H_3PO_4	$10^{-1.96}$	$10^{-7.12}$	$10^{-12.32}$
Fosforoso	H_3PO_3	$10^{-1.30}$	$10^{-6.58}$	
o-Ftálico	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{COOH})_2$	$10^{-2.92}$	$10^{-5.41}$	
Pícrico	$(\text{NO}_2)_3\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$	$10^{-0.38}$		
Propanoico	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$	$10^{-4.89}$		
Salicílico	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{OH})\text{COOH}$	$10^{-2.96}$		
Sulfámico	$\text{NH}_2\text{SO}_3\text{H}$	$10^{-1.00}$		
Sulfúrico	H_2SO_4	$\gg 1$		
Sulfuroso	H_2SO_3	$10^{-1.89}$	$10^{-5.30}$	
Tricloroacético	Cl_3CCOOH	$10^{-0.89}$		

APENDICE B

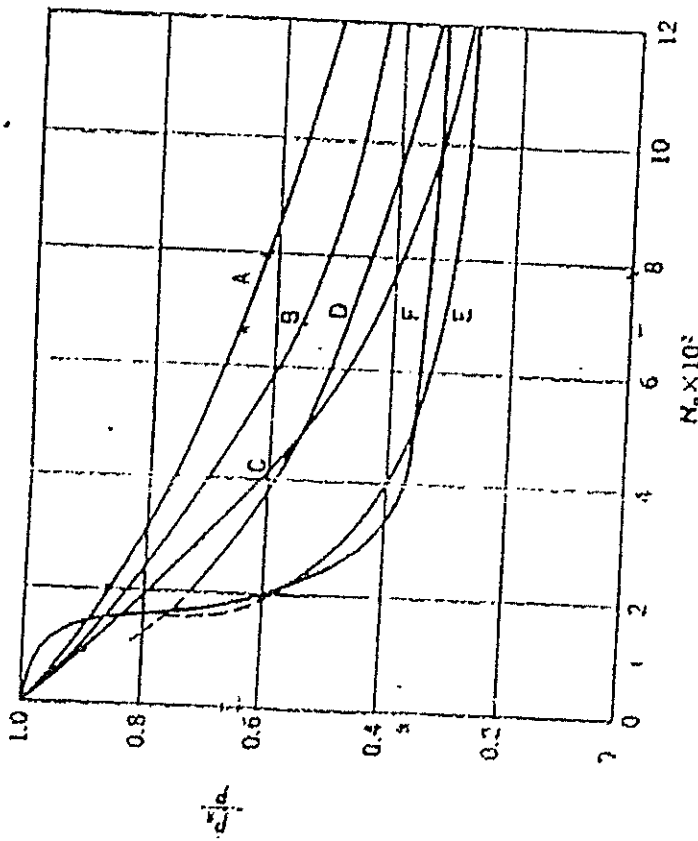
CURVA DE CONSUMO DE POTENCIA

Consumo de energía de diversos agitadores, expresado por el parámetro de potencia, P_o , y del número de Reynolds, Re . Para las curvas señaladas con *, la influencia de la superficie libre es considerable, por lo que se ha tenido en cuenta el número de Froude, $Fr = g/n^2 D_i^3$, para Re superiores a 300.



APÉNDICE C

RELACIÓN ENTRE EL NÚMERO DE AIREACIÓN Y LA POTENCIA GASEADA



- A: Flat blade turbine ($n_p=8$)
 B: Vaned Disk ($n_p=8$)
 C: Vaned Disk ($n_p=6$)
 D: Vaned Disk ($n_p=16$)
 E: Vaned Disk ($n_p=4$)
 F: Paddle
 $D_t/D_i=3$
 $W_B/D_t=0.1$
 $D_t/H_t=3$

Power requirements for agitation in a gassed system. The ordinate and abscissa are the degree of power decrease, P_0/P , and the aeration number, N_a . Parameters are the types of impellers, whose representative geometrical ratios in agitated vessels are also shown in the figure.

BIBLIOGRAFIA

1. BACA URBINA, GABRIEL. Evaluación de Proyectos. Editorial Mc Graw Hill. México D.F. México. 2001.
2. BAILEY J., OLLIS D. Biochemical Engineering Fundamentals. Editorial Mc Graw Hill. New York. U.S.A.1986
3. BLANCH HARVEY, CLARK DOUGLAS, Biochemical Engineering, Editorial Marcel Dekker, New York, U.S.A.
4. BOHINSKI ROBERT, Bioquímica, Editorial Addison Wesley. Massachusetts. U.S.A.. 1991
5. INCROPERA, FRANK, et. Al, Fundamentos de Transferencia de calor, Editorial Prentice Hall, México D.F México 1999.
6. MORTIMER CHARLES, Química, Editorial Iberoamérica, México D.F. México, 1983.

7. PAULINE DORAN, Principios de Ingeniería de Bioprocesos, Editorial Acribia, Zaragoza, España, 1998
8. ERTOLA R, et. Al., Microbiología Industrial, Secretaría General de la OEA. 1994
9. SINGH PAUL, HELDMAN DENNIS, Introducción a la ingeniería de los alimentos, Editorial Acribia, Zaragoza, España, 1998
10. PIRT, S.J., "Principles of Microbe and Cell Cultivation", Blackwell Scientific Publications, Oxford, U.S.A., 1975
11. <http://www.hvac.alfalaval.com>
12. http://ift.confex.com/ift/2002/techprogram/paper_12160.htm
13. http://ift.confex.com/ift/2003/techprogram/paper_16899.htm
14. <http://www.ncbe.reading.ac.uk/NCBE/MATERIALS/PDF/Price03.pdf>
15. <http://eros.pquim.unam.mx/~rodolfo/acido-base/Mywidget/ecu.html>

16. http://www.redpav-fpolar.info.ve/fagroluz/v14_2/v142z010.html

17. http://www.science.oas.org/Simbio/mbio_ind.htm