



UNIVERSIDAD SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERIA
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA

EVALUACION DE UN EQUIPO RECUPERADOR
DE ENERGIA EN EL PROCESO DE
EBULLICION DE MOSTO DENTRO DE UNA
INDUSTRIA CERVECERA Y OPTIMIZACION DE
LOS PARAMETROS DEL PROCESO DE
RECUPERACION DE ENERGIA

TESIS

Presentado a la Junta Directiva de la
Facultad de Ingeniería de la
Universidad de San Carlos de Guatemala

POR

MANUEL ANTONIO GARZARO RUEDA
Al conferírsele el Título de
INGENIERO QUIMICO

Guatemala, septiembre de 1995

PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
Biblioteca Central

08
T (3584)

2.4

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de tesis titulado :

**EVALUACION DE UN EQUIPO RECUPERADOR
DE ENERGIA EN EL PROCESO DE
EBULLICION DE MOSTO DENTRO DE UNA
INDUSTRIA CERVECERA Y OPTIMIZACION DE
LOS PARAMETROS DEL PROCESO DE
RECUPERACION DE ENERGIA**

tema que me fuera asignado por la dirección de la Escuela de Ingeniería Química.



Manuel Antonio Garzaro Rueda



FACULTAD DE INGENIERIA

MIEMBROS DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Julio Ismael González Podszueck
VOCAL PRIMERO	Ing. Miguel Angel Sánchez Guerra
VOCAL SEGUNDO	Ing. Jack Douglas Ibarra Solórzano
VOCAL TERCERO	Ing. Juan Adolfo Echeverría Méndez
VOCAL CUARTO	Br. Freddy Rodríguez Quezada
VOCAL QUINTO	Br. Mario Nephtalí Morales Solís
SECRETARIO	Ing. Francisco Javier González López

**TRIBUNAL QUE PRACTICO EL EXAMEN
GENERAL PRIVADO**

DECANO	Ing. Jorge Mario Morales
EXAMINADOR	Ing. Carlos Erwin Jacobsthal Reti
EXAMINADOR	Ing. Miguel Angel Ponce Chavarría
EXAMINADOR	Ing. Hector Adolfo Ruiz Godoy
SECRETARIO	Ing. Edgar José Bravatti Castro



FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería
Mecánica Industrial, Ingeniería Química,
Ingeniería Mecánica Eléctrica, Técnica
y Regional de Post-grado de Ingeniería
Sanitaria.

Ciudad Universitaria, zona 12
Guatemala, Centroamérica

Guatemala, 17 de mayo de 1,995

Doctor
Adolfo Gramajo
Director
Escuela Ingeniería Química
Presente.

Doctor Gramajo.

Por medio de la presente me permito hacer de su conocimiento, que he revisado el Informe Final de Tesis del estudiante Manuel Antonio Garzaro Rueda, titulado: **EVALUACION DE UN EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA EN EL PROCESO DE EBULLICION DE MOSTO DENTRO DE UNA INDUSTRIA CERVECERA & OPTIMIZACION DE LOS PARAMETROS DEL PROCESO DE RECUPERACION DE ENERGIA**, de la cual dejo constancia de mi aprobación a la misma, para proceder a la autorización del respectivo trabajo.

Sin otro particular me suscribo de usted.

Atentamente,

ID Y ENSEÑAD A TODOS

Ing. Julio Rivera Palacios
REVISOR

Guatemala,
Febrero 21, 1995

Doctor
Adolfo Gramajo
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Universidad de San Carlos de Guatemala
Presente

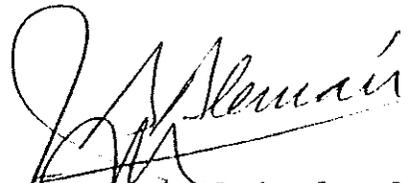
Señor Director:

Atentamente le comunico a usted, como Asesor del Trabajo de Tesis titulado "Evaluación de un Equipo Recuperador de Energía en el Proceso de Ebullición de Mosto dentro de una Industria Cervecera & Optimización de los Parámetros del Proceso de Recuperación de Energía", del estudiante Manuel Antonio Garzaro Rueda, que después de ser revisado en su totalidad y luego de realizar las correcciones necesarias, doy mi aprobación al mismo por cumplir con los objetivos previamente trazados.

Hago constar que los conceptos vertidos en este trabajo de tesis son responsabilidad del autor y del suscrito.

Agradeciendo su atención, se suscribe de usted.

Atentamente,



Ing. José Alejandro Alemán Arellano
ASESOR
Colegiado No.480

MG/mla



FACULTAD DE INGENIERIA

Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería
Mecánica Industrial, Ingeniería Química,
Ingeniería Mecánica Eléctrica, Técnica
y Regional de Post-grado de Ingeniería
Sanitaria.

Ciudad Universitaria, zona 12
Guatemala, Centroamérica

El Director de la Escuela de Ingeniería Química, Dr. Adolfo Gramajo, después de conocer el dictamen del Asesor con el Visto Bueno del Jefe de Departamento, al trabajo de tesis del estudiante **MANUEL ANTONIO GARZARO RUEDA** titulado: **EVALUACION DE UN EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA EN EL PROCESO DE EBULLICION DE MOSTO DENTRO DE UNA INDUSTRIA CERVECERA & OPTIMIZACION DE LOS PARAMETROS DEL PROCESO DE RECUPERACION DE ENERGIA**, procede a la autorización del mismo.


Dr. Adolfo Gramajo
DIRECTOR
ESCUELA INGENIERIA QUIMICA

Guatemala, 8 de agosto de 1,995.



FACULTAD DE INGENIERIA

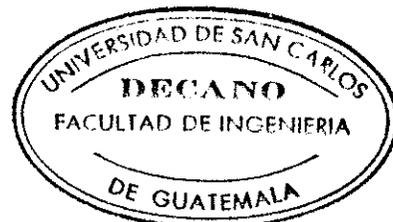
Escuelas de Ingeniería Civil, Ingeniería
Mecánica Industrial, Ingeniería Química,
Ingeniería Mecánica Eléctrica, Técnica
y Regional de Post-grado de Ingeniería
Sanitaria.

Ciudad Universitaria, zona 12
Guatemala, Centroamérica

El Decano de la Facultad de Ingeniería, luego de conocer la autorización por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al trabajo de tesis titulado: **EVALUACION DE UN EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA EN EL PROCESO DE EBULLICION DE MOSTO DENTRO DE UNA INDUSTRIA CERVECERA & OPTIMIZACION DE LOS PARAMETROS DEL PROCESO DE RECUPERACION DE ENERGIA** de estudiante **MANUEL ANTONIO GARZARO RUEDA**, procede a la autorización para la impresión de la misma.

IMPRIMASE:

Ing. Julio Ismael González Podszueck
DECANO



Guatemala, 8 de agosto de 1,995.

ACTO QUE DEDICO

A Dios, sobre todas las cosas.

A la memoria de :

 Mi Abuelo : Adrian Rueda
 Mi Primo : Renato Garzaro
 Mi Novia : Karla Segura

A mis Abuelas :

 Graciela Lopez v de Rueda
 Bertecina Amezquita

A mis Padres :

 Joaquin Garzaro Amezquita
 Gloria Rueda de Garzaro

A mis Hermanos :

 Joaquin Adrian
 Pedro Alberto

A mi Ahijada :

 Karla Santamaria y la familia
 Segura Mejia.

A mi Familia

A mis Amigos

ÍNDICE

Introducción	1
Glosario	3
Antecedentes	5
Objetivos	6
Hipótesis	7
Descripción del proceso	8
Cocción de mosto	15
Discusión de resultados	20
Análisis económico	25
Cálculo de muestra	28
Conclusiones	36
Recomendaciones	37
Bibliografía	38
Anexos	39

INTRODUCCION

En cualquier tipo de proceso de transformación de materia para la producción de algún bien, es necesario la realización de un trabajo, lo que conlleva a un gasto de energía para producir determinada cantidad de bienes o servicios. La transformación de energía en la industria está generalmente encargada a generadores, calderas, etc. que para su funcionamiento necesitan de combustibles tales como, diésel, búnker, etc. Por ser Guatemala un país dependiente de combustibles derivados de petróleo, todas las industrias guatemaltecas que deben generar su propia energía, necesitan importar estos combustibles para su adecuado funcionamiento; esto origina una alta variabilidad en los costos de estos energéticos, por lo que un aprovechamiento eficiente de la energía producida, tendrá efectos como :

A) Contribuirá a la protección del medio ambiente.

y disminuirá la cantidad de gases de combustión lanzados al ambiente.

B) Disminuirá la inestabilidad de costos debido a la fluctuación en los precios de los combustibles.

La forma de recuperar energía varía de un tipo de industria a otro, por ejemplo, en los ingenios azucareros, se utilizan evaporadores colocados en serie, en cervecerías; en la casa de cocimientos el enfoque de ahorro energético está orientado hacia sistemas de cocción de mosto a temperaturas altas.

En cervecerías, la recuperación de energía fue producto de una innovación tecnológica, en la década pasada, donde se desarrollaron nuevos tipos de intercambiadores de calor para sistemas de cocción llamados intercambiadores externos, lo cual dio a la industria

cervecera mayor flexibilidad en cuanto a métodos de cocción. No se introdujo ningún concepto nuevo, sino solamente se implementaron las herramientas necesarias para el desarrollo de técnicas ya conocidas.

Para la recuperación de energía en cocción de mosto, en Industrias cerveceras, se cuenta con 2 tipos de sistemas :

a) **Compresión mecánica de vapores.**

b) **Condensación de vapores.**

El equipo, sujeto a análisis en este trabajo, es un sistema recuperador de energía de condensación de vapores, el cual se encuentra en las instalaciones de la Cervecería Centroamericana.

GLOSARIO

1. MOSTO

Solución azucarada obtenida por la maceración de la malta y posterior filtración; antes de ser fermentado en cerveza, el mosto dulce es hecho amargo por la ebullición con lúpulo por un determinado tiempo. Se disuelven las resinas del amargo y aceites aromáticos contenidos en el lúpulo, lo cual da al mosto dulce su característica de amargo.

2. LUPULO

Conocido como **HUMULUS LUPULUS**, es miembro de la familia de las Cannabinaceae. Las flores femeninas de la planta son las únicas utilizadas en la fabricación de cerveza. Además de la contribución al amargo de la cerveza, el lúpulo agrega aromas, reduce la tensión superficial durante el estado de ebullición, y ayuda al desarrollo de la levadura, e inhibe el desarrollo de bacterias en mosto y cerveza.

3. POLIFENOLES

Amplio espectro de sustancias fenólicas, derivado del fenol o del flavando que, de acuerdo a su estado de oxidación del anillo de pirano interno, se dividen en :

- FLAVONOIDES
- CATEQUINAS
- ANTOCIANIDINAS
- PROANTOCIANIDINAS

Los polifenoles de la malta y el lúpulo, tienen la capacidad de precipitar junto a los materiales proteicos, especialmente durante los estados de ebullición y enfriamiento de mosto y cerveza. Los polifenoles le imparten un sabor astringente a la cerveza.

4. **GRADO PLATO (°P)**

Unidad utilizada en cervecería para medir el contenido de sólidos (extracto) en el mosto, expresado como gramos de extracto en 100 gramos de solución a 20 °C; a esta relación de porcentaje en peso se le llama grado plato.

5. **EXTRACTO**

La cantidad total de sólidos disueltos en el mosto o cerveza, normalmente expresado en grados plato (°P).

6. **TRUB**

Precipitado formado a partir de la coagulación, de sustancias nitrogenadas de alto peso molecular.

COMPOSICION :

Proteína	40 - 65 %
Substancias de amargo	4 - 8 %
ácidos grasos	1 - 2 %
Polifenoles	4 - 8 %
Carbohidratos	4 - 10 %

ANTECEDENTES

Durante muchos años, no se considero apropiada para las operaciones en una cerveceria, la recuperaci3n de calor por medio de un condensador de vapores por las siguientes razones :

1) La entrada de aire a la masa en ebullici3n y mosto era considerada necesaria, y se creía que la ebullici3n del mosto debía ser "abierta" a presi3n atmosférica constante.

2) El período de ebullici3n era demasiado corto y la ebullici3n era interrumpida muy frecuentemente.

3) Se pensaba que el gasto de calor en el vapor, podía ser usado más fácilmente para calentamiento de agua.

Estos criterios sobrevivieron hasta cerca de 1980, cuando debido al desarrollo de nuevos sistemas de calentamiento para ollas, cuyas extensivas pruebas en cuanto a ebullici3n de mosto se refiere, terminaron por desmentir los conceptos antes mencionados, se pudo demostrar que la entrada de aire durante la ebullici3n podía tener efectos negativos sobre el mosto, mientras que los ebullicadores internos permitieron una ebullici3n completamente libre de aire, que permiti3 alcanzar una calidad de mosto superior a la que prevalecía anteriormente. Sobre el punto 3 la cantidad de agua generada era mayor que la demandada por la cerveceria en el resto de sus procesos. Solamente el punto 2 se encuentra aún en estudio por ser una tecnología reciente, si tomamos en cuenta que en el año de 1987 en países como Francia, Austria, Suiza, Alemania, únicamente se contaban con 30 plantas que utilizaban algùn tipo de recuperaci3n de energía.

OBJETIVOS

1. General

Evaluar y optimizar la aplicación de un sistema recuperador de energía en un sistema de cocción de mosto, en una industria cervecera.

2. Específicos

2.1 Investigación de las variables del proceso para la obtención de un máximo de energía recuperada sin la alteración de los parámetros en la cocción del mosto.

2.2 Implicaciones tecnológicas producidas por el cambio en tecnología de cocción de mosto.

HIPOTESIS

" EL USO DE UN EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA BASADO EN CONDENSACION DE VAHOS Y ACUMULACION DE ENERGIA TERMICA ES ECONOMICAMENTE RENTABLE, SIN INFLUIR EN LOS PARAMETROS TECNOLÓGICOS DE FABRICACION DEL MOSTO CERVECERO. "

DESCRIPCION DEL PROCESO

Como "cerveza" se conoce actualmente una bebida de bajo contenido alcohólico, preparada a partir de un mosto utilizando como materias primas : malta, almidones, agua, con el agregado de lúpulo, y fermentada posteriormente por la levadura.

El proceso cervecero se divide en tres partes :

- a) CASA DE COCIMIENTOS.
- b) FERMENTACION & REPOSO.
- c) EMBOTELLADO.

En la **CASA DE COCIMIENTOS**, se inicia el proceso. La malta, durante su germinación produjo una serie de enzimas amilolíticas y proteolíticas que son capaces, en presencia de suficiente cantidad de agua, de transformar los almidones en dextrinas, y luego en azúcares fermentables. Esto se logra en la etapa llamada **MACERACION**.

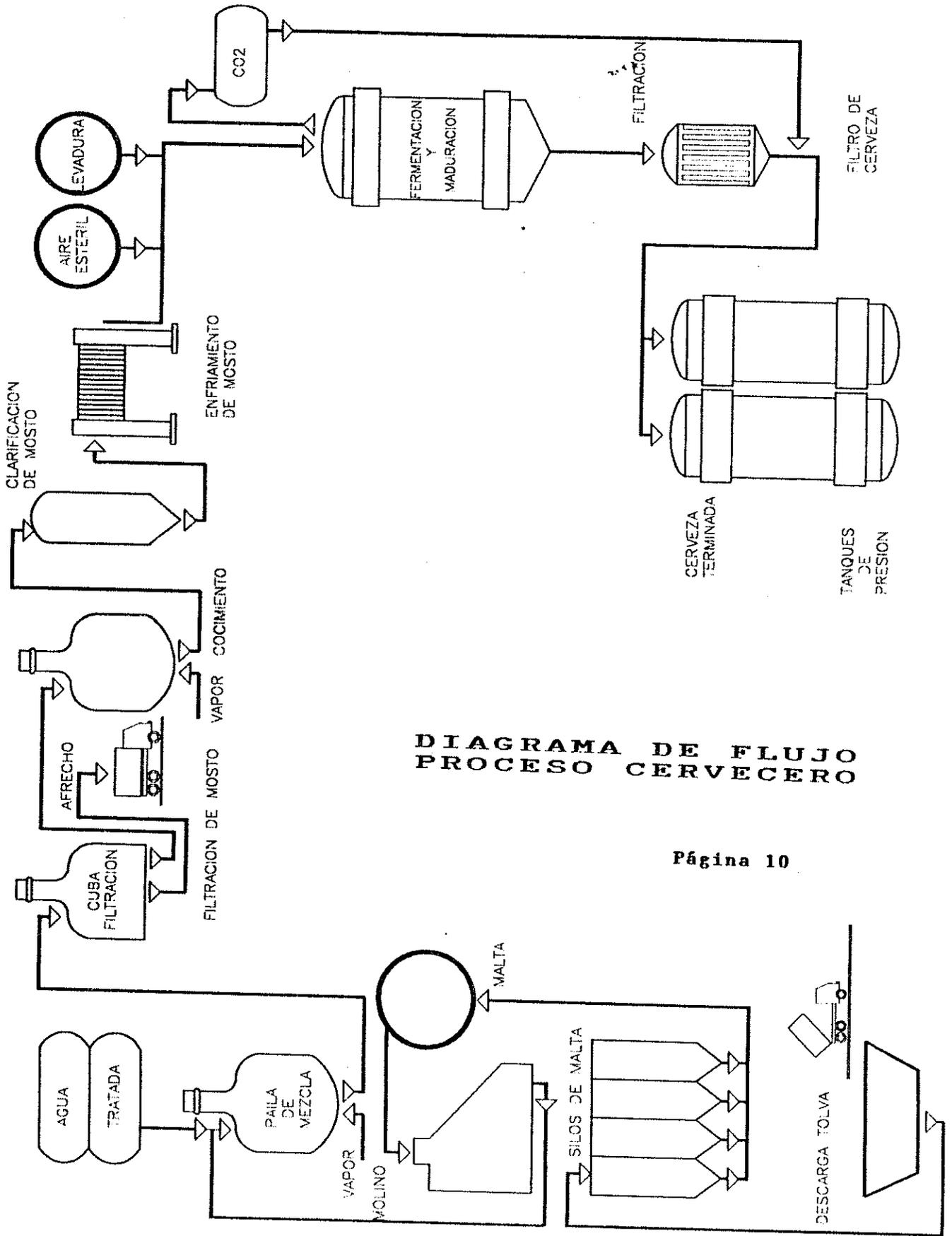
Aquí se somete la mezcla de agua, malta molida y adjuntos donadores de almidones, a una serie de descansos a determinadas temperaturas, para obtener la degradación amilolítica, y lograr rebajar peso molecular de proteínas presentes, que serán alimento de la levadura en la futura fermentación. Esta mezcla se somete posteriormente a una filtración, con el objeto de eliminar las cáscaras de la malta, y aquí se recuperará la fase líquida, que de ahora en adelante se le llamará **MOSTO**.

El mosto es un líquido rico en azúcares y sustancias proteicas, en el cual puede desarrollarse cualquier microorganismo, por lo que se le somete a una severa **COCCION**, la cual, además de esterilizar el mosto, lo estabilizará físicoquímicamente, y concentrará. Durante esta etapa, ocurre la adición de lúpulo, y se

logrará una isomerización de compuestos amargos. Todo el proceso hasta aquí descrito dura aproximadamente ocho horas, y fué un proceso físico y bioquímico, en que se utilizan las enzimas y propiedades de la malta.

El **MOSTO LUPULADO** entregado por la Casa de Cocimiento, es pasado a **FERMENTACION**; ésta se inicia con un enfriamiento del mosto, y la adición de la levadura y aire. La levadura empezará el proceso con una reproducción bastante acelerada, debido a la presencia inicial de oxígeno y de nutrientes adecuados. Luego de una corta etapa aeróbica, la levadura cambia su metabolismo a anaeróbico, y empezará a producir alcohol, el cual proviene de un corto mecanismo de reacción, que se inicia en la glicólisis a partir de glucosa, pasando por ácido pirúvico, acetaldehído y luego alcohol y gas carbónico, de lo cual la levadura obtiene su energía para sus procesos vitales. Al final de la fermentación, la levadura se depositará en el fondo del recipiente en el cual se efectuó el proceso, y la **CERVEZA VERDE** aquí obtenida se enfría drásticamente y se deja reposando de tres a ocho semanas; esto tiene por objeto eliminar algunos compuestos volátiles indeseables, y precipitar complejos proteínicos y levadura; posteriormente la cerveza se filtra, con el objeto de darle brillantez y claridad.

El **EMBOTELLADO** de la cerveza ya no podrá agregarle nada a la calidad de cerveza, sino que únicamente tratará de mantener la calidad de cerveza hasta aquí producida.



**DIAGRAMA DE FLUJO
PROCESO CERVECERO**

Hasta aquí, se dio una breve descripción del proceso cervecero, para entrar con mayor detalle a la operación de cocción de mosto, sobre la que versa el presente trabajo; la cocción es una evaporación con implicaciones propias del proceso, (depende del tipo de tecnología que se utilice) y sus variables (temperatura, presión), por lo que existen ciertas limitantes que en cuanto a cantidad de agua evaporada está permitida para no afectar parámetros organolépticos (aroma, sabor, etc), se dará una breve descripción de estos parámetros para su posterior explicación con los resultados obtenidos.

OBJETIVOS DE LA COCCION DEL MOSTO

- a) Estabilidad.
- b) Desarrollo del sabor y olor.
- c) Concentración del mosto.

a) ESTABILIDAD

La ebullición es más que una elevación de temperatura del mosto; también implica movimiento e intensidad; la estabilidad del mosto cervecero se lleva a cabo en 3 sentidos.

BIOLOGICO

El mosto que ingresa a la olla contiene entre otras, bacterias termófilas, las demoras entre su filtración y ebullición pueden ser focos de contaminación; además, el lúpulo posee cualidades antisépticas que ayudan en la estabilización biológica. Es imprescindible que el mosto que entre a fermentación no contenga ningún otro microorganismo distinto a la levadura cervecera que se va a utilizar.

BIOQUÍMICO

La ebullición destruirá a cualquier enzima que haya sobrevivido la elevación final de temperatura de

maceración, (como ejemplo, la alfa-amilasa), lo que evitara una posterior degradación de dextrinas por actividad enzimática.

COLOIDAL.

Para mejorar la estabilidad, deben eliminarse las proteínas de alto peso molecular mediante desnaturalización con la consecuente coagulación y precipitación subsiguiente. La coagulación esta influida por factores físicos y químicos.

FÍSICOS

TIEMPO DE LA EBULLICION.

VIGOR DE LA EBULLICION.

QUÍMICOS

CAMBIO EN Ph.

(Bibliografía No. 6)

b) DESARROLLO DEL SABOR

El sabor y olor de la cerveza final esta influenciado por la cocción del mosto debido a :

- a) La eliminación de compuestos volátiles indeseables como el Dimetil sulfito (DMS).
- b) Formación de compuestos derivados de reacciones de Maillard.
- c) Isomerización de resinas solubles amargas del lúpulo.
- d) Solubilización de compuestos aromáticos del lúpulo.

ISOMERIZACION DEL LÚPULO

El principal aporte de sabor del lúpulo a la cerveza, es un amargo, seco, limpio, típico, no astringente, que se debe principalmente a los iso-alfaácidos formados durante la ebullición del mosto; a partir de los alfaácidos, existe un ligero efecto bacteriostático sobre una amplia gama de bacterias. (Bibliografía No. 6)

CONCENTRACION

La cantidad de agua utilizada para lavar la torta de filtración produce un mosto con una densidad menor a la deseada, por lo que debe de concentrarse el mosto mediante la evaporación. (Bibliografía No. 6)

Respecto a la evaporación del mosto cervecero, existen 2 sistemas de cocción :

- a) El sistema convencional, que es una cocción a temperatura de vaporización atmosférica.
- b) Los sistemas con aumento en el punto de ebullición con o sin recuperación de energía.

Las 2 técnicas de ebullición con recuperación de energía en general pueden dividirse en :

LPB Presión de ebullición menor a 1 bar.

(**LOW PRESURRE BOILING**)

HTWB Alta temperatura de ebullición.

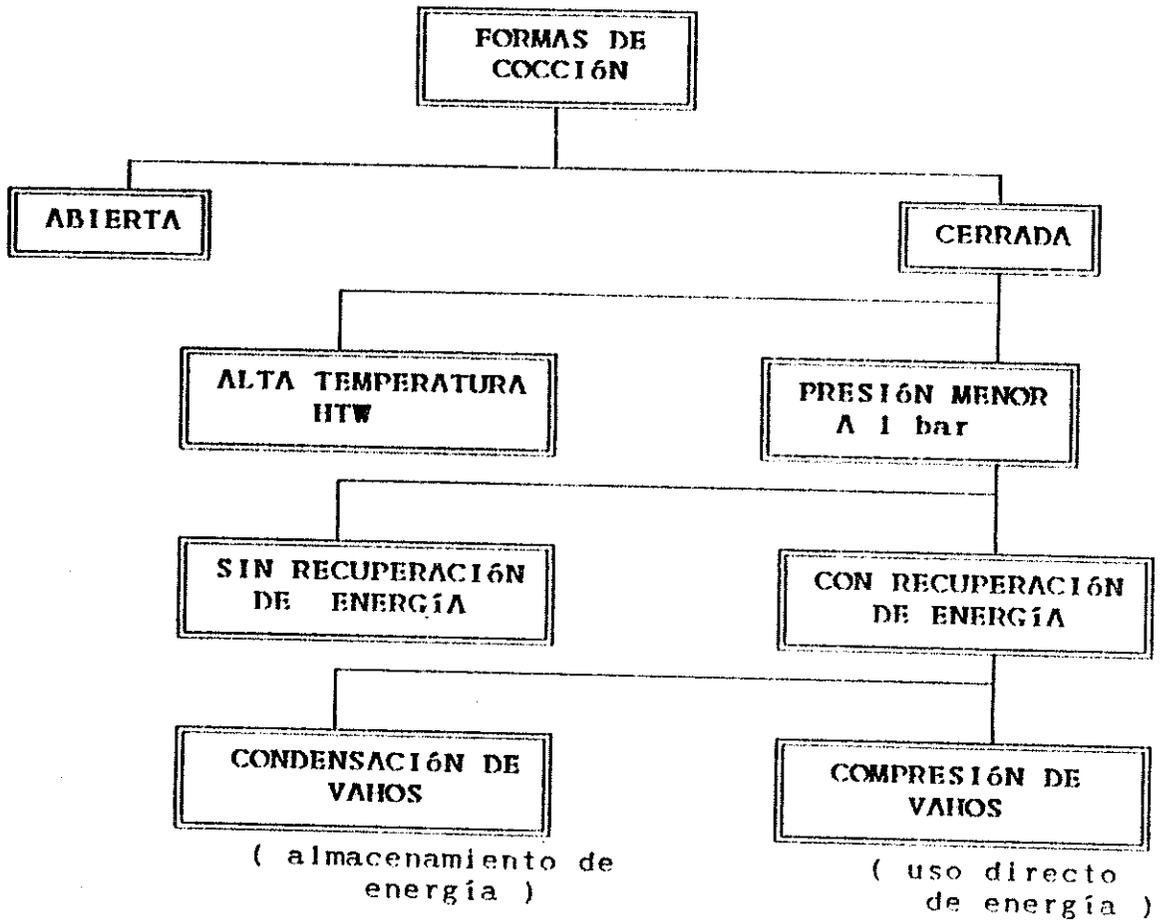
(**HIGH TEMPERATURE WORT BOILING**)

Lo que ambas tecnologías de ebullición tiene en común es que pueden recuperan una gran cantidad de energía, pero pueden

tener incidencia en parámetros tecnológicos del proceso cervecero, que puede provocar defectos en la calidad de la cerveza. Es importante encontrar un balance entre compuestos que se expulsan (**DMS**, etc.) y el evitar imprimir un sabor quemado a la cerveza; mientras el **DMS** es un compuesto de fácil medición, el resto de constituyentes del aroma son extremadamente difíciles de medir, y la única manera de evaluarlos es correlacionar la conducta de las propiedades sensoriales de la cerveza con sus constituyentes volátiles por medio de procesos estadístico. (Bibliografía No.4)

COCCION DE MOSTO

El siguiente diagrama muestra la distribución de los tipos de clasificación existentes en cervecerías; el equipo que será sujeto de estudio se encuentra clasificado como una cocción a presión menor a 1 bar con recuperación de energía.



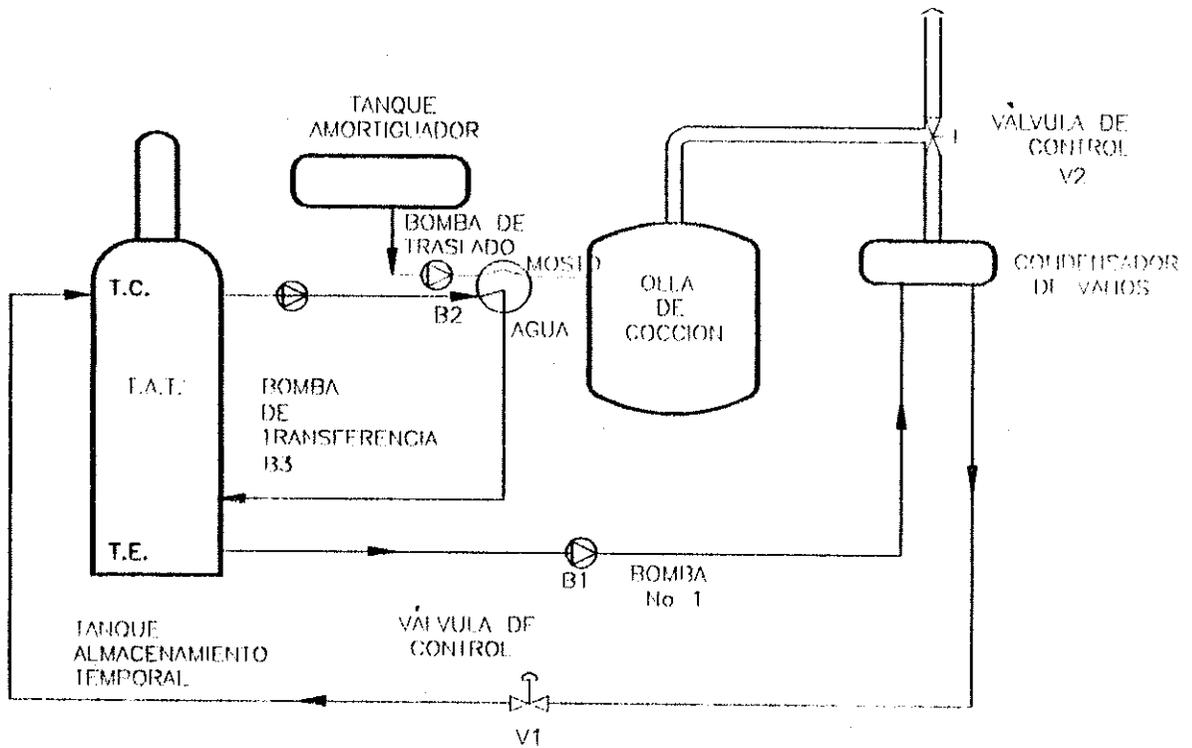


DIAGRAMA No. 2

Antes de dar una breve descripción sobre los 2 sistemas de cocción evaluados en el presente trabajo (Convencional & Cerrada) son proceso que se realizan por lotes.

COCCION CONVENCIONAL

En la cocción convencional de mosto, primero se lleva el mosto previamente filtrado que se encuentra entre una temperatura de (74 - 78 °C) hacia una temperatura de ebullición correspondiente a la presión atmosférica; este proceso dura normalmente 90 minutos. La primera dosificación de lúpulo se agrega al inicio de la cocción; el resto se adiciona 10 minutos antes de finalizar. Desde la introducción de evaporadores cerrados en los años 60's, no se ha acostumbrado generar agua cervecera caliente, con el condensado de los vapores generados durante la cocción, ya que ésta puede ser producida en suficiente temperatura y cantidad

durante el enfriamiento de mosto. Si se posee un tanque lo suficientemente grande para almacenar el agua caliente necesaria para la maceración y filtración, no se requerirá de energía primaria adicional en el proceso de Casa de Cocimientos, por lo tanto los vapores, producto de la evaporación, deben de ser usados o su contenido calorífico se perderá; la generación de agua caliente es vista como adecuada para cubrir las necesidades como limpieza y esterilización de cada planta; esta demanda se encuentra generalmente entre 0.3 a 0.6 HI de agua caliente/HI de cerveza lista para vender. Dependiendo del proceso utilizado en la cervecería y de la evaporación total que se tenga en la Casa de Cocimientos. (Bibliografía 5)

SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO DE CALOR

En estos sistemas, el calor de condensación de los vapores de la cocción es utilizado para generar agua caliente a 99 °C, por medio de un condensador de vahos cerrado; esta agua caliente debe ser almacenada temporalmente en el tanque de almacenamiento temporal (TAT diagrama No.2), ya que será utilizada para calentar todo el mosto filtrado de 73 °C a 95 °C; esta agua es circulada por medio de una bomba (bomba No.2 diagrama 2) entre el condensador de vahos, el tanque de almacenamiento de agua caliente, y lleva el calor del condensador de vahos, y lo liberará de nuevo en el calentamiento del mosto por medio de un intercambiador de placas, ya que dependiendo de la razón total de evaporación, más calor es recuperado de la condensación de vahos que el que es requerido para el calentamiento de mosto; el enfriamiento de los vahos de 100 °C a 30 °C puede ser utilizado para generar agua caliente a 85.

(Bibliografía No. 5)

El proceso de recuperación de energía se divide en 2 fases: la primera en la cual se genera el calor a partir de la condensación de los vahos y se almacena en el tanque de almacenamiento temporal y la segunda fase en la que la energía es almacenada en forma de agua caliente en el TAT, y se utiliza para el siguiente lote (cocimiento), para la cocción de sistemas LPB; la primera fase se puede subdividir en 4 sub-etapas:

a) ETAPA No. 1

Una etapa de incremento de presión de la olla de cocción, donde el calor introducido a la olla se utiliza para alcanzar la presión necesaria para la temperatura fijada para el proceso y prepara el sistema para la siguiente etapa.

b) ETAPA No. 2

La etapa de cocción a presión, donde el sistema se encuentra ya en condiciones de equilibrio termodinámico, (T y P constantes); el calor suministrado en esta etapa es retirado hacia el tanque de almacenamiento temporal (TAT) del sistema, mediante la circulación de agua, que esta regulada por la válvula de avertura rapida en la salida del condensador, evitando el uso de la válvula de alivio del sistema para mantener el equilibrio ya existente dentro del sistema.

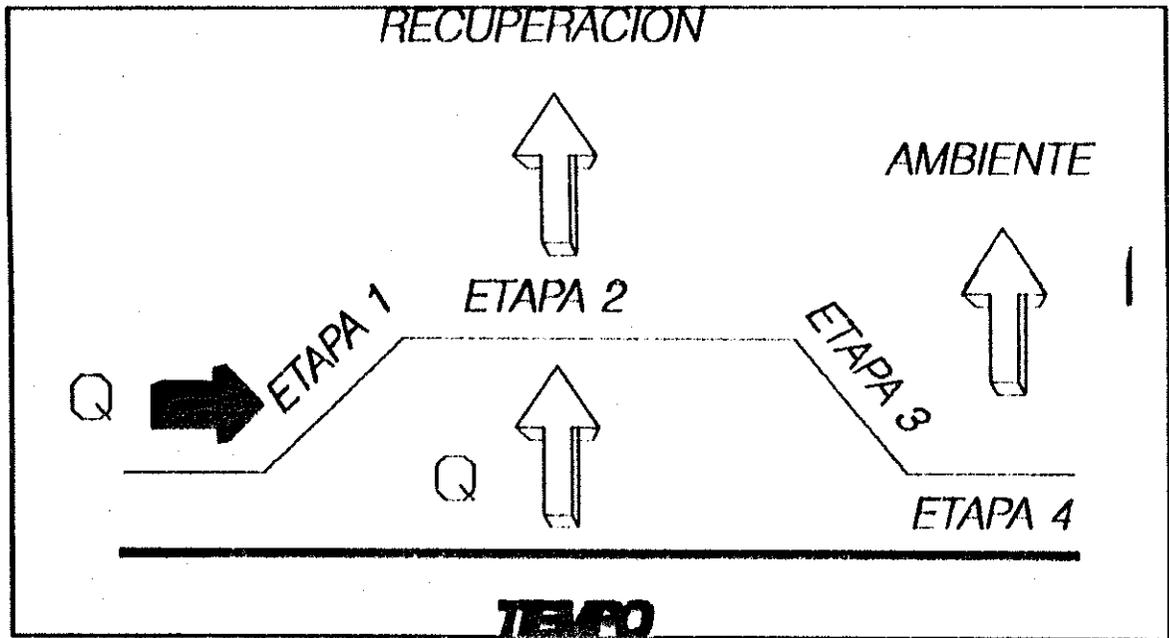
c) ETAPA No. 3

La etapa de despresurización no se agrega calor al sistema; sólo se espera que alcance de nuevo las condiciones de temperatura y presión para realizar una cocción ambiental.

d) ETAPA No. 4

La etapa de cocción ambiental se realiza para expulsar compuestos aromáticos indeseables, difíciles de eliminar

durante la cocción cerrada, por ejemplo, el DMS, para evitar afectar las condiciones sensoriales de la cerveza.



El calor recuperado durante la primera fase es el calor que se encuentra disponible para calentar el siguiente lote (cocimiento), la segunda fase consiste en elevar la temperatura del mosto que se filtró, con lo que se ahorrara la energía y tiempo requerido para calentar este mosto hasta la temperatura de cocción o lo más cercano a ella; la cantidad de calor que ingresa al tanque de almacenamiento temporal (TAT) es proporcional a la cantidad de agua evaporada durante la cocción, y para determinar la eficiencia calorífica del equipo se realizara un balance de masa en la operación de la cocción del mosto.

DISCUSION DE RESULTADOS

Para evaluar el sistema energético de la cocción y las variables que se van a utilizar en la maximización de la recuperación de energía sin cambiar los requerimientos del proceso, se escogió variar la temperatura de control del agua que atraviesan el condensador (condensador de vahos, diagrama No.2); cambios que son gobernados por una válvula de abertura rápida (válvula No.1, diagrama No.2), que es la encargada de controlar esta temperatura, tratando de limitar al mínimo posible el funcionamiento de la válvula de alivio del sistema (válvula No.2, diagrama No.2), para evitar la pérdida de energía hacia el ambiente y retirar todo el calor posible, sólo por medio de la condensación de los vahos, es el intervalo de trabajo para la evaluación de eficiencia fijado en 98.7 °C & 100.5 °C. Estos límites se escogieron con base en los siguientes criterios :

a) El límite inferior de temperatura del equipo fue escogido para que la válvula de control (válvula No.1, diagrama No.2) que trabajará en un rango aproximado de el 85 % de su capacidad, donde la respuesta de la abertura contra el flujo se comporta de una manera lineal; por encima de este valor, la respuesta de la válvula es demasiado lenta, para el flujo de agua que maneja, y los cambios que suceden en el sistema son demasiado bruscos y difíciles de controlar.

b) El límite superior de temperatura se fijo para evitar problemas de cavitación, en la succión de la bomba de traslado hacia el calentador de mosto (bomba No.2, diagrama No.2).

Los resultados obtenidos de la variación de la temperatura del agua que circula a través del condensador de vahos, se muestran en las tablas contenidas en el Apéndice B (tablas B1 - B6); se

utilizo el promedio de los 12 lotes (cocimientos), por cada temperatura y los resultados se muestran en la gráfica No. 1, donde se relaciona la eficiencia energética del sistema, definida como (**calor utilizado/calor disponible**) contra la temperatura de control del sistema utilizada.

LÍMITE SUPERIOR DE TEMPERATURA

Como se observa en Diagrama No.2, el mosto es transferido hacia la olla de cocción a través del calentador de mosto; el agua que se utiliza para calentar este mosto proviene del Tanque de Almacenamiento Temporal (TAT), que es bombeada a través del calentador por la Bomba de Transferencia No.3, cuya succión se encuentra en la parte alta del tanque para poder retirar el agua más caliente, ya que por diferencia de densidades, el agua con la temperatura mas fría se encuentra en el fondo.

Como se mencionó en la definición del rango de temperatura de trabajo, el limite superior se fijó de acuerdo con limitaciones del equipo para evitar la cavitación en la Bomba de Transferencia (bomba No.3, diagrama No.2) causada por una evaporación subita debido a la temperatura del agua (T_c , varia dentro del siguiente rango ($98.7\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $100.5\text{ }^{\circ}\text{C}$); la cavitación, en este caso, provocaría un flujo intermitente en el calentador de mosto por el lado del agua caliente, y ya que el flujo de mosto del tanque amortiguador (Tanque amortiguador, diagrama No.2) que es trasladado hacia la olla de cocción por la bomba de transferencia (BT, diagrama No.2) se mantiene constante, se transferiría menos agua caliente por el intercambiador, por lo que la temperatura del mosto en la olla será menor.

El agua que no es retirada del Tanque de Almacenamiento Temporal (TAT, diagrama No.2) elevará la temperatura del tanque, por el volumen del tanque; éste se encuentra diseñado con una capacidad de almacenamiento de energía limitada y suficiente para el lote, pero si esta cantidad de agua caliente no se retira por completo en el siguiente paso, se acumularía energía, es decir, que si la cantidad de energía que entra a el sistema es mayor que la

que el sistema entrega en el traslado, la fracción de agua caliente que no le fue posible trasladarse por los problemas de cavitación, irá saturando la capacidad de intercambiar calor del agua contenida en el tanque de almacenamiento temporal (TAT, diagrama No.2), hasta emparejar el perfil de temperaturas dentro de el tanque, (es decir que $T_c = T_e$) hasta que éste quede " caliente " (100 °C).

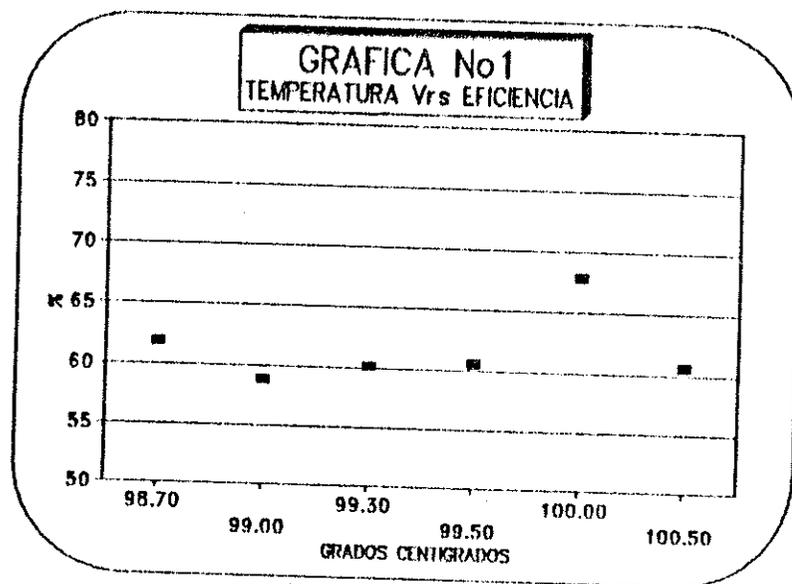
La temperatura inferior del tanque de almacenamiento temporal (TAT, diagrama No.2) T_e , se encuentra normalmente entre (78 °C a 80 °C) para iniciar la segunda etapa la condensación de vahos, si la temperatura dentro del tanque es la misma ($T_e = T_c$), la capacidad de almacenar energía en el tanque disminuye, debido a la forma en que esta energía es almacenada (aumento en la temperatura del tanque); el sistema regula la presión de la olla mediante una válvula de alivio (válvula No.2, diagrama No.2), y al alcanzar la presión de equilibrio para la cocción (300 mbar), la válvula se abre para liberar el exceso de presión que el condensador de vahos no ha podido retirar por la condensación de los vahos; esta energía se pierde en el ambiente, y no es posible utilizarla, y provoca una baja en el rendimiento del equipo recuperador.

LÍMITE INFERIOR DE TEMPERATURA

El límite inferior se escogió también por limitaciones de la válvula de control para trabajar por encima de el 85 % de su capacidad, donde su respuesta a los cambios de flujo ya no es lineal; al utilizar temperaturas muy bajas hacia el tanque de almacenamiento temporal (TAT, diagrama No.2), se almacena una mayor cantidad de agua, con menor temperatura T_c , que al utilizar temperaturas mayores; esto disminuye el gradiente existente entre la temperatura de parte superior del tanque de almacenamiento temporal (TAT) y la temperatura del flujo de mosto que se traslada hacia la olla de cocción, y se mantienen todas las demás variables iguales (tiempo, capacidad de bombas, área de intercambio, etc.); esto, por consiguiente, disminuye el flujo de calor hacia el mosto, lo que disminuirá la temperatura del mismo

trasladado a la olla de cocción, y por eso sería conveniente disminuir el flujo de mosto.

Con base en el funcionamiento explicado en los límites de trabajo, la optimización del sistema se orienta a encontrar la temperatura y flujo de agua que mantengan la cocción con los parámetros de operación constantes, y que recuperen la mayor cantidad de energía; cabría esperar un comportamiento parabólico que presentará un punto de inflexión en algún lugar dentro del intervalo de trabajo; al observar la Gráfica No.1 donde se encuentra graficada la eficiencia energética del equipo Vrs. Temperatura de la válvula de control, se puede observar un comportamiento irregular causado posiblemente por la precisión de los aparatos de medición y los volúmenes manejados, sin que se encuentren diferencias significativas en los flujos de menor temperatura.



La gráfica presenta un máximo en la temperatura de control a 100 °C; punto en el que se encuentra el balance práctico para el equipo entre la temperatura del agua almacenada y su cantidad que maximiza la operación de éste, sin alterar los parámetros de la cocción del mosto.

Luego de la ubicación del punto que maximiza la eficiencia energética del equipo, se tomaron las temperaturas de 120 lotes a esta temperatura (temperatura de control a 100 °C), que se observan en la tabla E1 del apéndice E, para calcular la temperatura promedio de traslado de la olla y estimar el ahorro de energía que provee el sistema por lote producido, en el punto de mayor eficiencia, y así realizar un análisis económico y efectuar en este punto los análisis para los componentes volátiles en el mosto comparándolos con la cocción convencional.

La siguiente tabla presenta el promedio de 20 análisis realizados antes y después de instalar el sistema de cocción para compuestos volátiles :

COMPUESTO	ANTES	DESPUES	UNIDAD
Dimetil sulfito	44×10^{-6}	44×10^{-6}	g/L
Dimetil sulfito-p	81×10^{-6}	79×10^{-6}	g/L
Hidroximetil furfural	1.9×10^{-3}	2.1×10^{-3}	g/L

Como podemos observar, no existen grandes cambios dentro de los principales componentes volátiles monitoreados durante el cambio de tecnológico, como era esperado.

ANALISIS ECONOMICO

Para realizar el análisis económico, se utilizaron las necesidades actuales de producción y se encontró una relación entre el costo de operar con el equipo de recuperación de energía, y el de seguir utilizando la cocción convencional; este cociente se tomo como el índice comparativo, pues la opción era substituir el equipo de cocción de mosto, el índice indica la cantidad de dinero que se gasta en un período de tiempo, comparado con el costo de seguir operando con el sistema de cocción convencional, de acuerdo con nuestras necesidades actuales. (Gráfica No. 2)

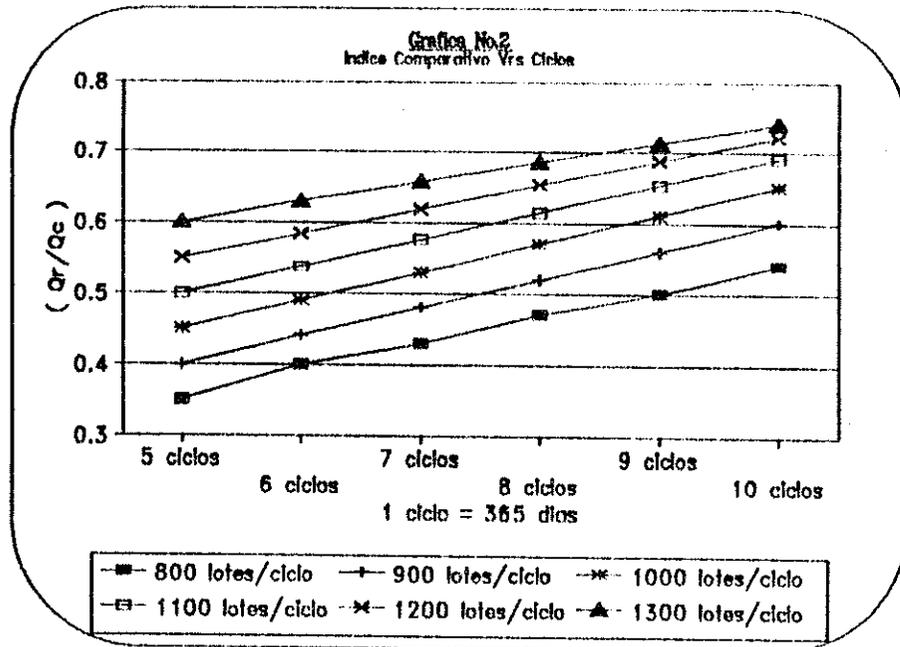
El ahorro de costos, producto del sistema recuperador de energía, se divide en :

- a) Reducción del consumo de vapor, debido a la disminución del tiempo de cocción.
- b) Precalentamiento del mosto, con la utilización del calor recuperado de los vapores de la cocción.

Existen varios factores que inciden en el rendimiento económico del equipo recuperador de energía. La cantidad de cocimientos que se realicen por año, tiene una relación directa en la recuperación del valor invertido en el equipo.

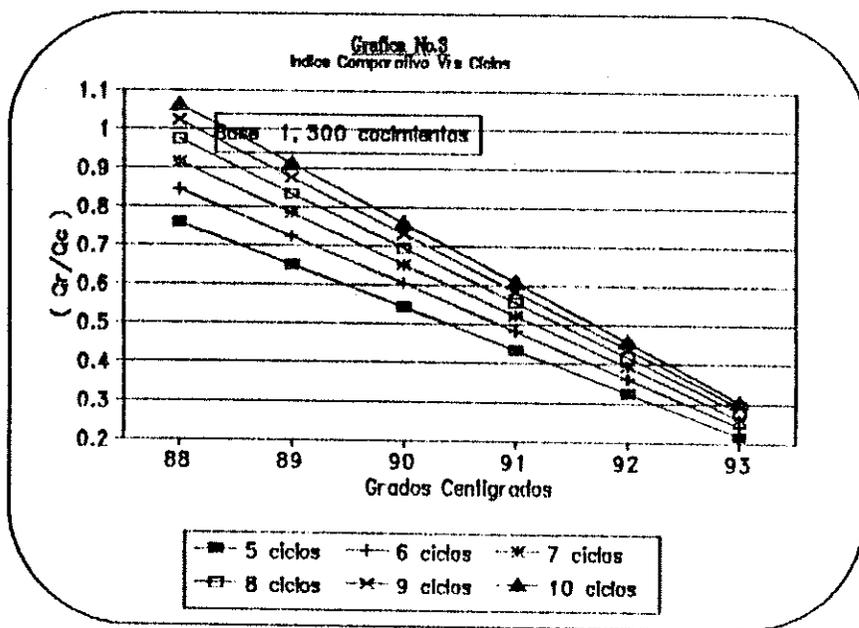
En la Gráfica No.2, se muestra un cociente, que es la cantidad de dinero que cuesta el operar el recuperador de energía (Q_r), dividido el costo de operar el equipo con el sistema convencional a 5 ciclos y 800 lotes por ciclo; el índice comparativo muestra cómo a un mismo nivel de producción durante diferentes períodos de tiempo, se tendría que operar para que los costos incurridos al operar el sistema de recuperación de energía fueran iguales al de la cocción convencional, con el nivel de producción de 800 lotes por ciclo proyectado a 5 ciclos .

Al observar el mayor nivel de producción estimado 1300 lotes por ciclo, durante 10 ciclos, se determinó que el comportamiento de nuestro índice de comparación es menor que 1, de lo que se desprende que los costos incurridos durante todo este tiempo por utilizar el equipo, son menores que los gastos incurridos por utilizar el equipo con 800 lotes por ciclo durante 5 ciclos.



El sistema recuperador de energía está económicamente compuesto de 2 etapas; el rendimiento termodinámico alcanzado en cada etapa determina el rendimiento económico. En la gráfica No.2 se muestra el rendimiento total del sistema, el rendimiento de la etapa de Calentamiento de Mosto se muestra en la Gráfica No. 3 donde se observa la influencia de la temperatura alcanzada por el equipo recuperador sobre el índice de comparación (I_c), y se utiliza como indicador el cociente de la cantidad de dinero gastado en calentar el mosto con el sistema de recuperación de energía (Q_r), entre el costo que va a utilizar el sistema convencional de calentamiento de mosto (Q_c).

Se puede observar cómo sobre un mismo número de ciclos, una temperatura más cercana a la de ebullición del mosto (95 °C), en el índice de comparación se obtiene un mayor ahorro, que al utilizar el antiguo sistema de calentamiento utilizado en la cocción convencional a un nivel base de 800 lotes por ciclo durante 5 ciclos.



CALCULO DE MUESTRA

A. CANTIDAD DE AGUA EVAPORADA

El cálculo de la cantidad de agua evaporada surgirá de un balance de masa entre los estados inicial y final de la cocción de mosto; para mostrar qué pasos fueron los realizados con los datos originales, se tomará como ejemplo el dato numero 5 de la primer temperatura de control.

A.1 EXTRACTO AL INICIO DE LA COCCIÓN

Los cálculos que se muestran se realizan utilizando como base un cocimiento, y la eficiencia másica, entendida como la cantidad de extracto disponible por kilo de materia prima, que se refiere a todos los cálculos a 1 hectolitro de mosto.

	CANTIDAD (Kg)	EFICIENCIA (%)	TOTAL (Kg)
Materia A	8.2	77.53	6.35
Materia B	5.3	76.42	4.05
Materia C	3.6	76.48	2.75
			=====
Extracto Inicial			13.15

A.2 EXTRACTO AL FINAL DE LA COCCIÓN

	CANTIDAD (Kg)	EFICIENCIA (%)	TOTAL (Kg)
Materia D	1.68	97.98	1.64
Extracto Inicial			13.15
			=====
Extracto Final			14.79

Los valores de extracto inicial y final se dejarán constantes para todos los cálculos, por ser los datos teóricos del balance de masa; posteriormente se corregirán utilizando la eficiencia de la casa de cocimientos.

A.3 VOLUMEN INICIAL EN LA OLLA DE COCCIÓN

La concentración inicial de la olla se calcula a través del densímetro que se encuentra instalado en la olla de cocción; se obtienen los datos de grado plato (°P), mostrados en el apéndice C en las tablas C1 - C6, en la columna de inicio de cocción, para las diferentes corridas este dato se encuentra en % en peso,

utilizando las tablas de extractos y alcoholes, en el cual se incluye la parte de la tabla con que se trabajó en el apéndice D.

Siguiendo el procedimiento de cálculo para el 5 lote (cocimiento) de la tabla B1 (temperatura de control No. 1), se extrae el dato original del apéndice C de la tabla C1 :

% peso (Kg extracto/100 Kg sol)	% volumen (Kg extracto/Hl de sol.)
12.35	12.94

El volumen inicial (Vol_{ini.}) quedaría definido por la siguiente relación:

$$\text{Vol}_{ini.} = \frac{\text{Exto. Inicial}}{\% \text{ Vol} * 0.96}$$

0.96 Factor utilizado para la contracción de volumen; los datos de las tablas de extractos se encuentran a 20 °C , y las temperatura de trabajo en la olla es de 95 °C. *(dicho dato es una relación de las densidades del agua dichas temperaturas).

$$\text{Vol}_{ini.} = \frac{13161.2 \text{ Kg exto}}{12.94 \text{ (Kg exto/Hl sol) } * 0.96}$$

$$\text{Vol}_{ini.} = 1059.47 \text{ Hls}$$

A.4 VOLUMEN FINAL EN LA OLLA DE COCCIÓN

Con el cálculo de la concentración inicial de la olla por medio del densímetro instalado en la línea, se obtienen los datos de grado plato (°P), mostrados en el apéndice C en las tablas C1 - C6 y se utilizara el dato bajo la columna de fin cocc.2

% peso (Kg extracto/100 Kg sol)	% volumen (Kg extracto/Hl de sol.)
14.22	14.91

El volumen final (Vol_{final}) quedaría definido por la siguiente relación:

$$Vol_{final} = \frac{Exto. total}{\% Vol * 0.96}$$

$$Vol_{final} = \frac{14805.64 \text{ Kg exto}}{14.91 (\text{Kg exto/Hi sol}) * 0.96}$$

$$Vol_{final} = 1034.38 \text{ Hls}$$

A.5 CANTIDAD EVAPORADA DURANTE LA COCCIÓN

$$EVAPORACION (Evap) = (Vol_{ini} + 30) - Vol_{final}$$

30 Hls Esta es la cantidad de agua que se agrega durante la cocción por requerimiento de limpieza del proceso de adición de lúpulo y el ingreso de la materia prima D.

$$Evap = (1059.47 + 30) - 1034.38$$

$$Evap = 0.0551 \text{ HI/HI de mosto}$$

Todo el resto de datos de agua evaporada para los diferentes flujos se encuentran tabulados en el apéndice B, en las tablas B1 - B6, en la columna de volumen evaporado.

B. CALOR ALMACENADO DURANTE LA COCCIÓN

El volumen de agua evaporada encontrado en el inciso A4, se convierte en peso mediante la densidad del agua a 100 °C, según tabla 3-29, (Bibliografía 1); esta cantidad es la máxima que teóricamente se puede almacenar en el tanque de almacenamiento temporal (TAT, diagrama No.2)

$$55.09 \text{ Hls} * \frac{95.838 \text{ Kg Agua}}{\text{Hls Agua}} = 4488.37 \text{ Kg Agua}$$

Como la condensación es un fenómeno que sucede a una relación de T y P constante, el calor queda definido por :

$$Q = m * \text{cambio de Entalpia}$$

$$= 4488.37 \text{ Kg} * \frac{536.87 \text{ Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$\text{calor almacenado (Q)} = 2409.712 \text{ Kcal/HI mosto}$$

Para el dato de entalpia, se utilizó la entalpia de vaporización del agua a 104 °C de las tablas de vapor saturado de la (Bibliografía 10)

C. CALOR UTILIZADO DURANTE EL TRASLADO

C.1 MASA FILTRADA HACIA LA OLLA DE COCCION

La cantidad de Hls filtrados de mosto hacia el tanque buffer, queda determinado por requerimiento propios del proceso, formulación, etc; el dato de la densidad del mosto se tomo de las tablas de extractos, donde se escogió el grado plato promedio de la olla llena (12.05 °P), y la del agua de la tabla 3-29 para 78 °C bibliografía No.1

$$1025 \text{ Hls mosto} * 104.94 \frac{\text{Kg mosto}}{\text{Hls mosto}} = 107560.91 \text{ Kg mosto}$$

$$10 \text{ Hls agua} * 97.489 \frac{\text{Kg agua}}{\text{Hls agua}} = 974.89 \text{ Kg agua}$$

$$\text{MASA TOTAL} = 108835.80 \text{ Kg}$$

C.2 CALOR UTILIZADO EN EL TRASLADO HACIA LA OLLA

$$Q = \text{masa} * C_p (T_{\text{olla}} - T_{\text{buffer}})$$

$$108835.80 \text{ Kg} * 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} (86.9 ^\circ\text{C} - 73 ^\circ\text{C})$$

$$\text{Calor utilizado (Q)} = 1508.6476 \text{ Kcal/HI de mosto}$$

D EFICIENCIA DEL RECUPERADOR DE ENERGÍA

Para evaluar la eficiencia del equipo de recuperación de energía, se tomará en cuenta la eficiencia del condensador de vahos y el intercambiador de calor entre el tanque buffer y la olla de cocción.

$$\text{Eficiencia (E)} = \frac{\text{Calor Utilizado}}{\text{Calor Disponible}} \quad \left(\begin{array}{l} \text{C.2} \\ \text{B} \end{array} \right)$$

$$E = \frac{1508647.6 \text{ Kcal}}{2409712 \text{ Kcal}}$$

$$E = 62.05 \%$$

E CALCULO DEL AHORRO ENERGETICO POR LOTE

Para esto se utilizarán los datos contenidos en la tabla E1 del apéndice E, donde se encuentra el promedio de 120 lotes que utiliza la temperatura de control que se encontró previamente, en la discusión de resultados, como el más eficiente para las condiciones de trabajo del equipo, (ver gráfica No.1 (flujo No. 5)).

Temperatura promedio de olla Llena = 91.02 °C

$$Q = \text{masa} * C_p (T_{\text{olla}} - T_{\text{buffer}})$$

$$108835.80 \text{ Kg} * 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} (91.02 ^\circ\text{C} - 73 ^\circ\text{C})$$

Calor transferido (Q) = 1961.221 Kcal/HI de mosto

Esta sería la cantidad promedio de energía que se ahorraría por utilizar el equipo recuperador de energía, contrario a su no utilización, y se obtiene una eficiencia de funcionamiento de 68 %, que es la mayor dentro de los parámetros de operación, la cual es posible obtener sin que se modifique ninguna variable del proceso.

F ANALISIS ECONOMICO DEL SISTEMA

Primero se encuentra el costo de vapor para poder comparar económicamente, los dos sistemas de cocción, y para ello se utilizo el precio del bunker en noviembre de 1994 :

1) Convencional.

2) Aumento de punto de ebullición con recuperación de energía.

$$\left(\frac{H_v * 125 \text{ p.p.t.} - H_l * 99 \text{ c.}}{\text{Ef. caldera}} \right) * \frac{1 \text{ Gal Búnker}}{\text{Cap. Calorífica}} * \frac{\text{Costo Búnker}}{\text{Gal Búnker}}$$

$$\left(\frac{1191.05 \text{ Btu/Lbm} - 178.15 \text{ Btu/Lbm}}{0.82} \right) * \frac{1 \text{ Gal Búnker}}{0.15 \text{ MBtu}} * \frac{Q 3.69}{\text{Gal Búnker}}$$

$$* \frac{2.205 \text{ Lbm}}{1 \text{ Kg}} * \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ Ton}} * \frac{1}{0.63^1} = Q 106.00 / \text{Ton Vapor}$$

¹ Eficiencia estimada en el traslado de vapor hacia la casa de cocimientos, perdidas por radiación, etc.

Cocción convencional

El sistema de cocción convencional comprendía de 2 pasos, un precalentamiento para elevar la temperatura del mosto de 74 °C, a temperatura de cocción:

Costo para calentar el mosto (CCM)

$$\frac{108.84 \text{ Kg mosto}}{1 \text{ HI de mosto}} * 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} * (95 ^\circ\text{C} - 74 ^\circ\text{C})$$

$$* \frac{1 \text{ Ton Vapor}}{2.1 * 10^6 \text{ Kcal}} * \frac{106.00 \text{ Q}}{1 \text{ Ton Vapor}} \quad \boxed{.116 \text{ Q/HI mosto}}$$

Costo de cocción (CC)

La duración de la cocción convencional era de 100 minutos con una flujo de vapor de 15 Ton/Hr.

$$\frac{90 \text{ minutos}}{1000 \text{ HI mosto}} * \frac{1 \text{ Hrs.}}{60 \text{ minutos}} * \frac{15 \text{ Ton}}{1 \text{ Hrs.}} * \frac{\text{Q } 106.00}{1 \text{ Ton}} =$$

$$\boxed{2.38 \text{ Q/HI mosto}}$$

Costo de la cocción convencional (CCM + CC)

$$\boxed{2.496 \text{ Q/HI mosto}}$$

Sistema de cocción (LPB)

El sistema de cocción (LPB) también comprende 2 pasos, sólo que en el precalentamiento, se utiliza el recuperador de energía, por lo cual el mosto se calienta de 91.5 °C a temperatura de ebullición.

Costo de calentar el mosto (CCM)

$$\frac{108.35 \text{ Kg mosto}}{1 \text{ HI}} * 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} * ^\circ\text{C}} * (95 ^\circ\text{C} - 91.5 ^\circ\text{C})$$

$$* \frac{1 \text{ Ton Vapor}}{2.1 * 10^6 \text{ Kcal}} * \frac{106.00 \text{ Q}}{1 \text{ Ton Vapor}} \quad \boxed{0.0193 \text{ Q/HI mosto}}$$

Costo de cocción (CC)

Con el sistema de cocción consistente en el aumento del punto de ebullición, el consumo de vapor es de 50 minutos con un flujo de vapor de 10 Ton/Hr.

$$\frac{50 \text{ minutos}}{1000 \text{ HI mosto}} * \frac{1 \text{ Hrs.}}{60 \text{ minutos}} * \frac{10 \text{ Ton}}{1 \text{ Hrs.}} * \frac{Q 106.00}{1 \text{ Ton}} =$$

0.886 Q/HI mosto

Costo del sistema de cocción LPB (CCM + CC)

0.905 Q/HI mosto

ÍNDICE DE COMPARACIÓN

Costo de la cocción convencional (Qc)

Se tomará como base la producción del año en que se instaló el equipo, y se estima el costo de la producción del último año de Cocción Convencional, y lo proyecta a la base de la gráfica No. 3, a un período de 5 años.

$$\frac{800,000 \text{ HI mosto}}{1 \text{ año}} * \frac{2.496 \text{ Quetzales}}{1 \text{ HI mosto}} = Q 1,996,800$$

Anualidad Base que se va a proyectar por un período de 5 años, con una tasa de interés del 20 % :

$$P = A \frac{((1 + I)^n - 1)}{I * (1 + I)^n}$$

$$P = Q 5,971,654$$

Costo Sistema de Cocción (LPB) (Qr)

$$\frac{800,000 \text{ HI mosto}}{1 \text{ año}} * \frac{0.905 \text{ Quetzales}}{1 \text{ HI mosto}} = Q 724,000$$

Anualidad base que se va a proyectar por un período de 5 años, con una tasa de interés del 20 % :

$$P = A \frac{((1 + I)^n - 1)}{I * (1 + I)^n}$$

$$P = Q \ 2,165,203$$

Índice comparativo

$$= Q_r/Q_c$$

$$= 2,165,203/5,971,654$$

$$= 0.36$$

Este índice nos indica la cantidad de Quetzales que se están gastando hoy, por utilizar el sistema de recuperación de energía, contra la cantidad de Quetzales gastados por seguir utilizando el sistema tradicional de cocción del mosto.

CONCLUSIONES

-) El sistema de presión de ebullición, menor a 1 bar con recuperación de energía, es económicamente rentable a un plazo de 5 años, contra el sistema de cocción convencional. (Ver Gráfica No. 2)

-) No existe ninguna implicación tecnológica en los parámetros de la cocción del mosto, introducido por el cambio de tecnología.

-) Existe un máximo de eficiencia, tanto económica, como calorífica para el control de temperatura No. 5, (ver gráfica No. 1).

RECOMENDACIONES

-) Es conveniente difundir información a nivel industrial por parte de la escuela de Ingeniería Química, sobre el tipo de tecnología orientada hacia la reutilización energética, que disminuye la emisión de vapores al medio ambiente.
-) La Escuela de Ingeniería Química debe asimilar la aplicación de los nuevos usos para sistemas de intercambio de calor, e implementarlos en los cursos profesionales de la carrera.
-) Hay que utilizar un flujo de vapor constante en la olla de cocción para simplificar la cantidad de variables del sistema, para lo cual es necesario utilizar un control por flujo.
-) Se debe trabajar el sistema recuperador de energía en la temperatura de control No.5, a una temperatura de 100 centígrados de ingreso al tanque de almacenamiento temporal.

BIBLIOGRAFIA

1. **Biblioteca del Ingeniero Químico**, Volumen 1, 5ta edición, Mexico, Editorial Mc Graw Hill, año 1986.
2. **Brauwelt International**, Volumen 2, Alemania, s.e., Año 1989, Páginas 164 a 167.
3. **Brauwelt International**, Volumen 4, Alemania, s.e., Año 1990, Páginas 356 a 360.
4. **Brauwelt International**, Volumen 2, Alemania, s.e., Año 1991, 70 p.
5. **Brauwelt International**, Volumen 4, Alemania, s.e., Año 1993, 90p.
6. **Cerveceros en la Práctica**, Asociación de Maestros Cerveceros de las Américas, Mexico, S.E., Año 1977.
7. **Dictionary of Beer and Brewing**, The Association of Brewers' Compiled by Carl Forget, Brewers Publications Boulder, Colorado, 1988.
8. **OMEGA Complete Pressure, Strain and Force Measurement Handbook and Encyclopedia**, Vol. 26, s.l.i., s.e., 350 p.
9. **Process Control Flow Measurement Instrumentation**, Schlumberger Industries, Alemania, 1990, 500 p.
10. **Termodinámica para Ingenieros Químicos**, Smith y Vann-ness, Mexico, Mc-Graw Hill, Año 1989, 500 p.

ANEXOS

TABLA B1
 TEMPERATURA DE CONTROL No.1 (99.7 C)
 DATOS CALCULADOS PARA LA EFICIENCIA ENERGETICA
 DEL EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA

COCIMIENTO	VOLUMEN INICIAL (Hls)	VOLUMEN FINAL (Hls)	VOLUMEN EVAPORADO (Hls)	MASA EVAPORADA (Kg)	CALOR DISPONIBLE (KCAL)	CALOR UTILIZADO (KCAL)	EFICIENCIA ENERGETICA (%)
1	1060.29	1013.31	78.99	6271.38	3366970.8	1770087.1	
2	1074.42	1028.12	78.30	6378.62	3424550.4	2344373.3	69.63
3	1072.74	1016.65	88.09	7013.08	3765177.7	2452009.1	71.63
4	1071.90	1046.31	65.59	4528.75	2431392.2	2311812.5	81.40
5	1069.47	1034.38	65.10	4488.37	2409712.4	1608847.8	62.06
6	1058.66	1035.07	53.59	4365.17	2343568.7	1389258.2	57.65
7	1062.66	1017.99	64.67	5292.62	2841857.7	1299888.9	54.19
8	1062.66	1034.38	48.69	3958.07	2126002.7	1739572.8	81.11
9	1053.77	1035.07	48.70	3967.44	2130038.3	1291578.0	60.78
10	1050.64	1017.99	62.65	5095.73	2735791.8	1226454.5	57.58
11	1046.73	1023.39	62.34	4263.83	2289164.0	1594622.7	67.92
12	1054.58	1008.04	78.55	6398.59	3435272.1	1530354.8	68.05
PROMEDIO							81.89

TABLA B2
 TEMPERATURA DE CONTROL No.2 (99 C)
 DATOS CALCULADOS PARA LA EFICIENCIA ENERGETICA
 DEL EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA

COCIMIENTO	VOLUMEN INICIAL (Hls)	VOLUMEN FINAL (Hls)	VOLUMEN EVAPORADO (Hls)	MASA EVAPORADA (Kg)	CALOR DISPONIBLE (KCAL)	CALOR UTILIZADO (KCAL)	EFICIENCIA ENERGETICA (%)
1	1162.07	1121.84	60.43	4822.48	2842775.0	1864468.0	
2	1081.20	1048.44	62.76	5112.42	2744753.7	2235837.5	84.00
3	1067.72	1015.98	81.75	6859.29	3575232.1	1324138.8	48.24
4	1068.34	1021.38	94.98	7737.08	4153877.9	2462009.1	68.01
5	1071.90	1027.48	74.41	6061.95	3254534.2	2452900.1	59.05
6	1060.29	1013.31	76.99	6271.38	3366970.8	2452909.1	75.37
7	1168.93	1120.82	68.10	5384.87	2891025.1	1899815.8	55.44
8	1063.68	1037.88	65.73	4539.63	2437233.7	1693158.5	68.57
9	1068.68	1049.87	48.69	3968.41	2129480.7	1226454.5	50.32
10	1057.84	1042.77	45.07	3671.51	1971158.0	978922.2	45.87
11	1069.47	1011.68	77.60	6312.95	3388203.7	600847.1	45.70
12	1063.58	1008.09	86.89	7078.22	3800150.8	1899378.5	58.04
PROMEDIO							58.09

TABLA B3
 TEMPERATURA DE CONTROL No.3 (88.3 C)
 DATOS CALCULADOS PARA LA EFICIENCIA ENERGETICA
 DEL EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA

COCIMIENTO	VOLUMEN INICIAL (Hls)	VOLUMEN FINAL (Hls)	VOLUMEN EVAPORADO (Hls)	MASA EVAPORADA (Kg)	CALOR DISPONIBLE (KCAL)	CALOR UTILIZADO (KCAL)	EFICIENCIA ENERGETICA (%)
1	1079.49	1027.48	82.01	889.75	3598754.1	1248161.7	
2	1071.90	1049.15	52.75	4298.82	2306873.5	1845108.6	51.44
3	1069.39	1022.04	77.35	6301.38	3383067.8	1226464.6	53.17
4	1061.11	1028.88	62.28	6071.67	2722876.6	1921063.7	68.79
5	1068.58	1049.87	48.89	3988.41	2129480.7	1519501.2	55.81
6	1060.29	1016.31	74.98	8108.36	3279444.8	1497794.0	70.34
7	1062.76	1028.17	64.69	6281.68	2624824.6	1682304.9	61.30
8	1060.29	1028.17	62.12	5060.70	2716981.9	1660597.7	58.79
9	1061.11	1034.38	58.74	4621.87	2481440.7	1432672.6	52.73
10	1069.39	1018.89	80.73	6578.32	3630687.4	1838890.6	68.06
11	1070.23	1028.12	74.11	6037.00	3241138.5	2452009.1	69.47
12	1087.20	1039.25	77.94	6348.54	3408934.1	2452009.1	75.68
PROMEDIO							60.14

TABLA B4
 TEMPERATURA DE CONTROL No.4 (89.5 C)
 DATOS CALCULADOS PARA LA EFICIENCIA ENERGETICA
 DEL EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA

COCIMIENTO	VOLUMEN INICIAL (Hls)	VOLUMEN FINAL (Hls)	VOLUMEN EVAPORADO (Hls)	MASA EVAPORADA (Kg)	CALOR DISPONIBLE (KCAL)	CALOR UTILIZADO (KCAL)	EFICIENCIA ENERGETICA (%)
1	1062.76	1026.12	66.64	6428.74	2914679.9	1237308.1	
2	1072.74	1033.68	69.05	5825.37	3020148.0	1280722.4	53.94
3	1072.74	1049.15	53.58	4385.15	2343555.8	792311.3	48.23
4	1068.06	1008.69	89.37	7280.34	3908904.8	966116.0	60.76
5	1079.49	1020.68	88.81	7234.69	3884168.2	2040473.0	62.20
6	1072.74	1019.34	83.40	6794.13	3647827.2	2452009.1	63.15
7	1074.42	1024.07	80.35	6545.14	3513948.2	2452009.1	67.25
8	1073.68	1011.88	81.80	7461.81	4006146.1	2452009.1	69.80
9	1048.53	1020.68	55.85	4549.58	2442583.9	2409494.8	60.14
10	1040.97	1014.64	58.33	4589.75	2463604.5	1541208.4	63.10
11	1044.94	1015.31	69.63	4857.61	2607894.0	1769133.6	71.81
12	1041.78	1013.31	68.46	4781.80	2556612.1	1226464.6	67.03
PROMEDIO							60.49

TABLA B5
 TEMPERATURA DE CONTROL No.5 (100 C)
 DATOS CALCULADOS PARA LA EFICIENCIA ENERGETICA
 DEL EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA

COCIMIENTO	VOLUMEN INICIAL (Hls)	VOLUMEN FINAL (Hls)	VOLUMEN EVAPORADO (Hls)	MASA EVAPORADA (Kg)	CALOR DISPONIBLE (KCAL)	CALOR UTILIZADO (KCAL)	EFICIENCIA ENERGETICA (%)
1	1091.53	1040.66	80.87	6587.68	3536883.0	2094740.9	
2	1091.53	1037.16	84.37	6872.91	3689921.2	2452909.1	69.35
3	1072.74	1019.34	83.40	6794.13	3647627.2	2170716.0	58.83
4	1072.74	1017.99	84.75	6903.75	3706480.1	2452909.1	67.25
5	1120.08	1080.77	69.30	6646.11	3030743.3	2268398.2	61.20
6	1082.91	1031.61	81.30	6822.67	3555572.6	1846108.6	60.88
7	1083.58	1015.31	78.27	6378.38	3423346.4	2452909.1	68.99
8	1070.23	1016.65	83.58	6909.43	3655302.8	2452909.1	71.65
9	1063.77	1012.64	71.13	6794.46	3110920.7	2376934.0	65.03
10	1059.47	1021.36	68.11	5548.63	2978942.9	2387787.6	78.78
11	1082.76	1024.07	68.69	5595.26	3003977.6	2295837.5	75.05
12	1051.35	1029.54	51.81	4220.26	2265767.6	2138155.3	71.18
PROMEDIO							67.83

TABLA B6
 TEMPERATURA DE CONTROL No. 6 (100.5 C)
 DATOS CALCULADOS PARA LA EFICIENCIA ENERGETICA
 DEL EQUIPO RECUPERADOR DE ENERGIA

COCIMIENTO	VOLUMEN INICIAL (Hls)	VOLUMEN FINAL (Hls)	VOLUMEN EVAPORADO (Hls)	MASA EVAPORADA (Kg)	CALOR DISPONIBLE (KCAL)	CALOR UTILIZADO (KCAL)	EFICIENCIA ENERGETICA (%)
1	1087.72	1016.65	81.08	6604.73	3545941.2	800993.6	
2	1070.23	1019.34	60.89	6599.46	3537752.2	1617183.4	45.61
3	1061.84	1045.60	48.34	3774.89	2026661.7	2062180.2	58.29
4	1058.66	1012.64	76.01	6192.18	3324452.1	1161333.1	57.30
5	1057.84	1037.16	50.68	4128.52	2216513.9	1812547.9	54.52
6	1048.94	1002.77	76.17	6204.92	3331290.6	1117918.7	50.44
7	1107.40	1057.79	79.61	6485.23	3481784.5	2073033.8	62.23
8	1053.77	1008.01	75.76	6171.87	3313547.0	1997058.7	57.36
9	1057.84	1018.66	69.18	5635.26	3025453.5	2200105.4	69.11
10	1053.77	1009.99	73.78	6010.54	3226934.7	2073033.8	68.52
11	1045.73	1023.39	52.34	4263.83	2289164.0	2257544.6	69.66
12	1020.06	981.70	68.36	5568.44	2980581.2	1682304.9	73.49
PROMEDIO							60.62

ETAPA 1 : SUBIR PRESION
 ETAPA 2 : COCCION PRESION
 ETAPA 3 : BAJAR PRESION
 ETAPA 4 : COCCION ABIERTA

TABLA C1
 TEMPERATURA DE CONTROL No.1 (TEMP 88.7 C)
 DATOS ORIGINALES

COCIMIENTO NUMERO	INICIO ETAPA 1 op	INICIO ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 3 op	FINAL ETAPA 4 op	TIEMPO CALENTAR (Min)	TEMPERATURA OLLA °C
1	12.34	12.4	14.08	14.22	14.4	8.8	88.4
2	12.18	12.22	13.91	14.05	14.23	1.1	94.6
3	12.2	12.38	14.03	14.18	14.36	0	95.6
4	12.21	12.31	13.95	13.9	13.97	2.2	94.3
5	12.35	12.47	13.78	13.94	14.13	10.9	96.9
6	12.36	12.46	13.78	13.92	14.12	11.4	95.8
7	12.42	12.5	14.01	14.16	14.34	12	84.7
8	12.42	12.22	13.63	13.76	14.13	8.1	89
9	12.41	12.48	13.73	13.9	14.12	12.1	84.9
10	12.45	12.52	14.01	14.16	14.34	11.3	84.3
11	12.5	12.59	13.96	14.1	14.27	9.1	87.6
12	12.4	12.49	14.19	14.31	14.5	9.9	87.1

TABLA C2
 TEMPERATURA DE CONTROL No.2 (TEMP 89 C)
 DATOS ORIGINALES

COCIMIENTO NUMERO	INICIO ETAPA 1 op	INICIO ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 3 op	FINAL ETAPA 4 op	TIEMPO CALENTAR (Min)	TEMPERATURA OLLA °C
1	11.4	11.46	12.9	12.98	13.08	7.8	91.1
2	12.11	12.26	13.43	13.72	13.95	3.7	93.6
3	12.26	12.31	14.07	14.2	14.37	10.5	85.2
4	12.08	12.33	13.98	14.13	14.3	0	95.6
5	12.21	12.27	13.91	14.04	14.22	0	95.6
6	12.34	12.47	14.08	14.21	14.4	0	95.6
7	11.36	11.4	12.87	12.94	13.09	3.6	90.2
8	12.3	12.41	13.63	13.83	14.08	6.7	88.6
9	12.25	12.3	13.3	13.47	13.83	10.6	84.3
10	12.37	12.38	13.25	13.53	14.02	14.4	82
11	12.35	12.39	14.12	14.26	14.42	13.5	81.3
12	12.3	12.4	14.14	14.31	14.49	3	90.6

ETAPA 1 : SUBIR PRESION
 ETAPA 2 : COCCION PRESION
 ETAPA 3 : BAJAR PRESION
 ETAPA 4 : COCCION ABIERTA

TABLA C3
 TEMPERATURA DE CONTROL No.3 (TEMP 99.3 C)
 DATOS ORIGINALES

COCIMIENTO NUMERO	INICIO ETAPA 1 op	INICIO ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 3 op	FINAL ETAPA 4 op	TIEMPO CALENTAR (Min)	TEMPERATURA OLLA °C
1	12.13	12.13	13.9	14.05	14.22	14.4	84.5
2	12.21	12.26	13.23	13.45	13.94	5.4	90
3	12.24	12.27	13.95	14.11	14.29	14.6	84.3
4	12.33	12.36	13.67	14.03	14.2	5.9	90.7
5	12.25	12.3	13.25	13.43	13.93	6.6	87
6	12.34	12.36	14.05	14.19	14.39	12.5	88.8
7	12.31	12.36	13.69	14.04	14.21	6.7	88.5
8	12.34	12.39	13.95	14.04	14.21	7.7	88.3
9	12.33	12.37	13.78	13.98	14.13	9	88.2
10	12.24	12.33	13.99	14.13	14.33	6.6	88.1
11	12.23	12.28	13.92	14.07	14.23	0	95.6
12	12.06	12.13	13.76	13.89	14.06	0	95.6

TABLA C4
 TEMPERATURA DE CONTROL No.4 (TEMP 99.6 C)
 DATOS ORIGINALES

COCIMIENTO NUMERO	INICIO ETAPA 1 op	INICIO ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 3 op	FINAL ETAPA 4 op	TIEMPO CALENTAR (Min)	TEMPERATURA OLLA °C
1	12.31	12.34	13.93	14.05	14.23	11.4	84.4
2	12.2	12.22	12.28	12.44	14.14	10.1	84.8
3	12.2	12.24	13.09	13.44	13.94	16.6	89.3
4	12.28	12.29	14.15	14.29	14.49	13	81.8
5	12.13	12.25	13.98	14.13	14.31	2.6	91.8
6	12.2	12.22	13.97	14.15	14.32	0	95.6
7	12.18	12.27	14.08	14.26	14.26	0	95.6
8	12.19	12.41	14.23	14.42	14.42	0	95.6
9	12.49	12.54	14.14	14.31	14.31	3.4	86.2
10	12.56	12.62	14.3	14.48	14.39	7.9	87.2
11	12.51	12.6	13.99	14.38	14.38	6.2	89.3
12	12.55	12.59	14.01	14.45	14.4	11.1	84.3

ETAPA 1 : SUBIR PRESION
 ETAPA 2 : COCCION PRESION
 ETAPA 3 : BAJAR PRESION
 ETAPA 4 : COCCION ABIERTA

TABLA C5
 TEMPERATURA DE CONTROL No.5 (TEMP 100 C)
 DATOS ORIGINALES

COCIMIENTO NUMERO	INICIO ETAPA 1 op	INICIO ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 3 op	FINAL ETAPA 4 op	TIEMPO CALENTAR (Min)	TEMPERATURA OLLA °C
1	12	12.08	13.73	13.88	14.05	4.2	92.3
2	12	12.13	13.78	13.93	14.09	0	95.6
3	12.2	12.28	14	14.18	14.32	3.8	93
4	12.2	12.38	14.01	14.18	14.34	0	95.6
5	11.71	11.74	13.23	13.38	13.55	4.4	93.9
6	12.09	12.15	13.9	14.09	14.18	8.8	90
7	12.3	12.47	14.13	14.28	14.38	0	95.6
8	12.23	12.37	14.02	14.17	14.38	0	95.6
9	12.41	12.44	14.08	14.23	14.41	2.2	94.9
10	12.36	12.58	14.21	14.37	14.3	0.9	95
11	12.31	12.41	13.91	14.08	14.28	4.8	93.8
12	12.44	12.5	13.88	13.98	14.19	7.8	92.7

TABLA C6
 TEMPERATURA DE CONTROL No.6 (TEMP 100.5 C)
 DATOS ORIGINALES

COCIMIENTO NUMERO	INICIO ETAPA 1 op	INICIO ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 2 op	FINAL ETAPA 3 op	FINAL ETAPA 4 op	TIEMPO CALENTAR (Min)	TEMPERATURA OLLA °C
1	12.28	12.28	14.01	14.17	14.38	16.5	81.2
2	12.23	12.27	14	14.15	14.32	10.7	87.9
3	12.32	12.37	13.5	13.5	13.98	7.6	92
4	12.38	12.4	14.08	14.22	14.41	15.4	83.7
5	12.37	12.43	13.32	13.65	14.09	9.4	89.7
6	12.47	12.47	14.25	14.27	14.54	14.7	83.3
7	11.84	11.84	13.52	13.68	13.83	7.7	92.1
8	12.41	12.44	14.15	14.3	14.48	7.5	91.4
9	12.37	12.38	14	14.18	14.33	4	94.1
10	12.41	12.47	14.14	14.28	14.45	6.4	92.1
11	12.5	12.52	13.93	14.11	14.27	8.3	93.8
12	12.8	12.89	14.47	14.65	14.82	9.4	88.5

TABLA E1
 TEMPERATURAS DE OLLA LLENA
 CON LA TEMPERATURA DE CONTROL No. 5

COCIMIENTO NUMERO	TEMPERATURA °C	COCIMIENTO NUMERO	TEMPERATURA °C	COCIMIENTO NUMERO	TEMPERATURA °C
570	88.8	612	95.3	654	94
571	82	613	84.3	655	94.6
572	91.2	614	85.4	656	94.6
573	90.8	615	84.7	657	95
574	92.2	616	87.9	658	91.9
575	84.9	617	87.1	659	89.8
576	95	618	88.4	660	92.2
577	95	619	87.7	661	91.2
578	92.2	620	89.7	662	94.2
579	95.3	621	87.7	663	89.1
580	90.2	622	89.8	664	92.2
581	90	623	88.3	665	95.3
582	84.9	624	87.2	666	95.3
583	91.2	625	90.1	667	95.3
584	95.3	626	93	668	90.4
585	88.9	627	89.1	669	95
586	82.6	628	83.4	670	95.3
587	84.9	629	87.1	671	95.3
588		630	91.4	672	92.4
589	84.7	631	87.5	673	94.6
590	92.1	632	81.8	674	90.1
591	89.1	633	90	675	85.7
592	92.6	634	92.4	676	86.1
593	91.6	635	90.5	677	93.4
594	92.3	636	91.2	678	92
595	95.3	637	95.2	679	95.3
596	94.6	638	90.5	680	95.3
597	93.7	639	91.7	681	94.6
598	94.6	640	92	682	94.1
599	92.1	641		683	91.1
600	90.5	642	95.1	684	95.3
601	90.8	643	94.9	685	95.3
602	89.4	644	90.7	686	90.8
603	89.3	645	90.1	687	90.9
604	83.6	646	89.1	688	95.3
605	82.6	647	95.3	689	94.9
606		648	94.6	690	95.3
607	87.9	649	90	691	92.1
608	89.4	650		692	95.3
609	89.3	651	90.1		
610	84.6	652	89.8		
611	84.6	653	95.5		
				PROMEDIO	91.02
				DESVIACION	3.59

EXTO G DEN- EXTO G § EXTO G DEN- EXTO G
FESO 100 g Sol SIDA/ 100cc Sol FESO 100 g Sol SIDA/ 100 el cc

Gewichts- verhältnis s ₁ 20/20 °C	Gew.% g in 100 g	Dichte p 20/4 °C	Gomlscht % g in 100 ml bei 20 °C	Gewichts- verhältnis s ₁ 20/20 °C	Gew.% g in 100 g	Dichte p 20/4 °C	Gemischt % g in 100 ml bei 20 °C
1	2	3	4	1	2	3	4
1,05259	13,00	1,05067	13,66	1,05471	13,50	1,05278	14,21
263	01	071	67	475	51	282	22
268	02	075	68	480	52	286	23
272	03	079	69	484	53	291	25
276	04	083	13,70	488	54	295	26
280	05	088	71	492	55	299	27
285	06	092	73	497	56	1,05303	28
289	07	096	74	1,05501	57	307	29
293	08	1,05100	75	505	58	312	14,30
297	09	104	76	509	59	316	31
1,05301	13,10	109	77	514	13,60	320	32
306	11	113	78	518	61	324	33
310	12	117	79	522	62	329	35
314	13	121	13,80	526	63	333	36
318	14	126	81	531	64	337	37
323	15	130	82	535	65	341	38
327	16	134	84	539	66	346	39
331	17	138	85	543	67	350	14,40
335	18	143	86	548	68	354	41
340	19	147	87	552	69	358	42
344	13,20	151	88	556	13,70	363	43
348	21	155	89	560	71	367	45
352	22	159	13,90	565	72	371	46
357	23	164	91	569	73	375	47
361	24	168	92	573	74	380	48
365	25	172	94	577	75	384	49
369	26	176	95	582	76	388	14,50
374	27	181	96	586	77	392	51
378	28	185	97	590	78	397	52
382	29	189	98	594	79	1,05401	53
386	13,30	193	99	599	13,80	405	55
391	31	198	14,00	1,05603	81	409	56
395	32	206	01	607	82	414	57
399	33	210	02	611	83	418	58
1,05403	34	214	04	616	84	422	59
408	35	219	05	620	85	426	14,60
412	36	223	06	624	86	431	61
416	37	227	07	628	87	435	62
420	38	231	08	633	88	439	63
424	39	236	09	637	89	443	65
429	13,40	240	14,10	641	13,90	448	66
433	41	244	11	646	91	452	67
437	42	248	12	650	92	456	68
441	43	252	13	654	93	460	69
446	44	257	15	658	94	465	14,70
450	45	261	16	663	95	469	71
454	46	265	17	667	96	473	72
458	47	269	18	671	97	477	74
463	48	274	19	675	98	482	75
467	49	14,20	20	680	99	486	76

EXTO G PESO		DEN- SIDAD		EXTO G PESO		EXTO G DEN		EXTO G	
100 g Sol		100 cc Sol		100 g Sol		100 cc Sol		100 cc Sol	
Gewichts- verhältnis s _t 20/20 °C	Gew.% g in 100 g	Dichte ρ 20/4 °C	Gemisch % g in 100 ml bei 20 °C	Gewichts- verhältnis s _t 20/20 °C	Gew.% g in 100 g	Dichte ρ 20/4 °C	Gemisch % g in 100 ml bei 20 °C	Gewichts- verhältnis s _t 20/20 °C	Gew.% g in 100 g
1	2	3	4	1	2	3	4	1	2
1,05684	14,00	1,05490	14,77	1,05897	14,50	1,05703	15,33		
688	01	494	78	1,05902	51	707	34		
692	02	499	79	906	52	711	35		
697	03	1,05503	14,80	910	53	716	36		
1,05701	04	507	81	915	54	720	37		
705	05	511	82	919	55	724	38		
709	06	516	84	923	56	728	39		
714	07	520	85	927	57	733	15,41		
718	08	524	86	932	58	737	42		
722	09	528	87	936	59	741	43		
727	14,10	533	88	940	14,60	746	44		
731	11	537	89	944	61	750	45		
735	12	541	14,90	949	62	754	46		
739	13	545	91	953	63	758	47		
744	14	550	92	957	64	763	48		
748	15	554	94	962	65	767	49		
752	16	558	95	966	66	771	15,51		
756	17	562	96	970	67	775	52		
761	18	567	97	974	68	780	53		
765	19	571	98	979	69	784	54		
769	14,20	575	99	983	14,70	788	55		
773	21	579	15,00	987	71	792	56		
778	22	584	01	992	72	797	57		
782	23	588	03	996	73	1,05801	58		
786	24	592	04	1,06000	74	805	15,60		
791	25	596	05	004	75	810	61		
795	26	1,05601	06	009	76	814	62		
799	27	605	07	013	77	818	63		
1,05803	28	609	08	017	78	822	64		
808	29	613	09	022	79	827	65		
812	14,30	618	15,10	026	14,80	831	66		
816	31	622	11	030	81	835	67		
820	32	626	13	034	82	840	69		
825	33	630	14	039	83	844	15,70		
829	34	635	15	043	84	848	71		
833	35	639	16	047	85	852	72		
837	36	643	17	052	86	857	73		
842	37	647	18	056	87	861	74		
846	38	652	19	060	88	865	75		
850	39	656	15,20	064	89	869	76		
855	14,40	660	22	069	14,90	874	78		
859	41	664	23	073	91	878	79		
863	42	669	24	077	92	882	15,80		
867	43	673	25	082	93	887	81		
872	44	677	26	086	94	891	82		
876	45	682	27	090	95	895	83		
880	46	686	28	094	96	899	84		
885	47	690	29	099	97	1,05904	85		
889	48	694	15,30	1,06103	98	908	87		
893	49	699	32	107	99	912	88		