



Universidad de Holguín "Oscar Lucero Moya"
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Mecánica

**ELIMINACIÓN DEL CONSUMO DE AGUA EN EL PROCESO
DE FABRICACIÓN DE AZÚCAR CRUDO DEL CENTRAL
"CRISTINO NARANJO VÁZQUEZ"**

**TESIS PRESENTADA EN OPCIÓN AL TÍTULO ACADÉMICO DE
MÁSTER EN EFICIENCIA ENERGÉTICA**

Autor: Ing. Luis Enrique Rodríguez González.

**Tutores: Dr. C. Reydel Batista Mateo.
MSc. Borges Díaz Suárez.**

Diciembre de 2010.

RESUMEN

Debido a la necesidad de agua en el central azucarero "Cristino Naranjo Vázquez", a la carencia de fuentes seguras de abasto y a su influencia negativa en lo energético, medioambiental y calidad del azúcar crudo; se propone la adecuación de condensado mediante el uso de la reserva de cuádruple efecto, previa modificación tecnológica y con circulación de condensado por la parte de jugo.

Esta práctica, junto a las medidas tradicionales de ahorro de agua para la industria azucarera permitirá, la eliminación del consumo de $55\,446,69\text{ kg/h}$ de agua subterránea, no generar igual flujo de contaminantes líquidos al medio ambiente, garantizar $21\,801,00\text{ kg/h}$ de condensado de alta calidad para prescindir del agua tratada en la generación de vapor, e incrementar la generación de electricidad en $1\,430,46\text{ MWh}$ durante cada zafra.

Todo lo anterior será posible con una inversión inicial de \$ 18 324,05 y un consumo de bagazo de $3\,459,64\text{ kg/h}$, resultando económicamente factible su aplicación.

SUMMARY

Due to the necessity of water in the sugar factory "Cristino Naranjo Vázquez", to the lack of sure sources of supply and their negative influence in the energy, environmental and quality of the raw sugar; it intends the adaptation of having condensed by means of the use of the reservation of quadruple effect, previous technological modification and with circulation of having condensed by the part of juice.

This practice next to the traditional measures of saving of water for the sugar industry will allow, the elimination of the consumption of $55\,446,69\text{ kg/h}$ of underground water, not to generate same flow of liquid pollutants to the environment, to guarantee $21\,801,00\text{ kg/h}$ of having condensed of high quality to do without of the water tried in the generation of vapor, and to increase the electricity generation in $1\,430,46\text{ MWh}$ during each harvest.

All the above mentioned will be possible with an initial investment of \$ 18 324,05 and a trash consumption of $3\,459,64\text{ kg/h}$, being economically feasible its application.

ÍNDICE	Pág.
INTRODUCCIÓN.	1
1. FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA DE LA INVESTIGACIÓN.	5
1.1 Proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.	5
1.1.1 Generalidades del proceso de producción de azúcar.	5
1.1.2 Particularidades del esquema energético de la fábrica.	12
1.2 Estrategias generales para el manejo del agua en fábricas de azúcar crudo.	14
1.3 Ineficiencias del proceso de fabricación de azúcar crudo y sus consecuencias.	17
1.3.1 Caracterización del problema.	17
1.3.2 Factores fundamentales en el consumo industrial de agua.	19
1.3.3 Sugerencias para el mejoramiento del balance de agua industrial.	21
1.4 Potencialidades para la eliminación del consumo industrial de agua.	22
1.4.1 Principio de funcionamiento del evaporador de múltiple efecto.	24
1.5 Conclusiones del capítulo.	28
2. MODIFICACIÓN TECNOLÓGICA PARA LA ADECUACIÓN DE CONDENSADO.	29
2.1 Utilización de condensados vegetales como reemplazo del agua cruda.	29
2.1.1 Agua vegetal asociada al proceso de fabricación de azúcar crudo.	29
2.1.2 Agua demandada por el proceso de fabricación de azúcar crudo.	31
2.1.3 Balance de agua industrial.	47
2.2 Caracterización de la modificación tecnológica.	48
2.3 Análisis de factibilidad de la modificación tecnológica.	50
2.3.1 Estudio de mercado	50
2.3.2 Estudio técnico.	50
2.3.3 Estudio organizacional.	52
2.3.4 Estudios financieros.	53
2.3.4.1 Costo inicial de la inversión.	53
2.3.4.2 Beneficios económicos que reporta la modificación.	53
2.3.4.3 Evaluación del Proyecto de Inversión.	64
2.3.5 Efectos medioambientales.	66
CONCLUSIONES.	67
RECOMENDACIONES.	68
BIBLIOGRAFÍA.	69
ANEXOS.	

INTRODUCCIÓN

En el proceso de fabricación del azúcar crudo de caña se obtiene, inevitablemente, gran cantidad de condensado vegetal, utilizable como agua de reposición en la generación de vapor y en otros sistemas del proceso. Esto es posible por las características propias de la materia prima que contiene aproximadamente el 75 % de agua del total de su peso, los esquemas tradicionales de producción y la diversidad de parámetros exigidos por los distintos sistemas que conforman el proceso productivo.

La imposibilidad de usar condensado caliente en los sistemas de enfriamiento, la presencia de jugo en el vapor generado en cada vaso evaporador, fallas de hermeticidad en los equipos de intercambio de calor, caídas de presión de vapor, incumplimiento de la disciplina tecnológica e inadecuado manejo de los condensados, son algunos de los factores que propician la utilización de fuentes de abasto de agua externas en los centrales azucareros.

En los últimos años el consumo de agua ha aumentado a razón de 1 a 1,5 % por año, fundamentalmente, en los países desarrollados. A pesar de que el 71% de la superficie del planeta está cubierto por mares y océanos, la cantidad de agua dulce disponible para usos industriales, agrícolas, domésticos y de algún otro tipo es limitada, ya que tan solo alcanza al 0,003 por ciento ⁽¹⁾.

Según el criterio de muchos investigadores, actualmente se consume mucha agua en la industria azucarera, lo que constituye un serio problema para algunos países, debido a lo limitado que es este recurso. La industria azucarera puede alcanzar altos volúmenes de consumo de agua, que incluyen hasta casi 0,141 *kg agua / kg caña* como máximo ⁽¹⁾.

La comisión Nacional de Ecología de México publicó el informe de la situación general en materia de equilibrio ecológico y protección al ambiente, donde aparece la siguiente información.

⁽¹⁾ La problemática del agua en la industria azucarera. (Citado 4 de septiembre de 2008). Disponible en URL: <http://www.monografias.com/trabajos16/industriaazucarera/industria-azucarera.shtml>

Tabla 1. Porcentajes en materia de extracción y consumo de agua potable así como de descargas de aguas residuales de las principales industrias de México.

Industria	Extracción [%]	Consumo [%]	Descarga [%]
Azucarera	35,20	22,30	38,80
Química	21,70	24,40	21,00
Papelera	8,20	16,10	6,00
Petróleo	7,20	3,70	8,20
Bebidas	3,30	6,40	2,40
Textil	2,60	2,40	2,70
Siderurgia	2,50	5,50	1,70
Eléctrica	1,50	4,70	0,70
Alimentos	0,20	0,30	0,20

Fuente: Enkerlin, E. Ciencia Ambiental y Desarrollo Sostenible. International Thomson Editores. México, 2003.

En la tabla anterior se destaca la industria azucarera con la mayor extracción de agua y la mayor descarga como residual líquido al medio ambiente. Si se tiene en cuenta la posibilidad real de utilizar el agua contenida en la caña, es completamente irracional que dicha industria obtenga tales cifras.

A continuación se refleja la situación de los centrales azucareros de la provincia Holguín, en materia de consumo de agua.

Tabla 2. Índices de consumo de agua por caña molida en los centrales azucareros de la provincia Holguín; [kg agua/kg caña].

Centrales Azucareros	Real 1999	Real 2000	Real 2001	Real 2002	Real 2003	Real 2004	Real 2005	Real 2006	Real 2007	Real 2008	Real 2009
L. Echevarria	1,20	1,20	0,80	0,82	0,70	1,00	0,80	0,70	0,39	0,53	0,54
López Peña	0,80	0,80	0,70	0,90	-	-	-	-	-	0,50	0,56
C. Naranjo	1,21	1,13	0,98	0,30	0,35	0,33	-	0,19	0,44	0,30	0,33
Urbano Noris	0,75	0,50	0,55	0,50	0,62	0,65	0,55	-	0,30	0,28	0,15
F. de Dios	0,56	0,61	0,60	0,55	0,85	0,60	0,40	0,09	0,45	0,38	0,35
Prov. Holguín	0,90	0,85	0,73	0,61	0,63	0,64	0,58	0,33	0,39	0,40	0,39

Fuente: Reporte estadístico del Ministerio del Azúcar (MINAZ).

En la tabla 2, se observa una tendencia general al decrecimiento de los índices de consumo de agua, debida a la política establecida por el MINAZ. Los últimos índices reflejan el deterioro de tal tendencia, manteniéndose valores cercanos a $0,39 \text{ kg agua/kg caña}$, a pesar de las medidas tradicionalmente aplicadas y todavía insatisfechas las expectativas de ahorro. Todo lo anterior justifica la realización de esta investigación en aras de eliminar el consumo de agua industrial.

En lo anterior, se identifica el **Problema**: *Consumo de agua en el proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.*

Se tiene como **Objeto de Investigación**: *El manejo de los condensados calientes en el proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.*

El **Campo de Acción** queda enmarcado en: *La recuperación de condensados calientes.*

El **Objetivo de la Investigación** es: *Proponer alternativa para la adecuación de condensado, que permita eliminar el consumo de agua en el proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.*

Para contribuir a la solución del problema, se formuló la siguiente **Pregunta Científica**: *¿Cómo lograr el máximo aprovechamiento de condensado en el proceso de fabricación de azúcar crudo de caña?*

Para dar cumplimiento al objetivo planteado se proponen las siguientes **Tareas de Investigación**:

1. *Revisión bibliográfica. Estudio de la documentación técnica existente.*
2. *Realización del balance energético y del balance de agua de la fábrica.*
3. *Análisis y propuesta de alternativa para la adecuación de los condensados de rechazo.*
4. *Validación de la alternativa propuesta.*

En el desarrollo de la investigación se utilizaron los siguientes **Métodos**.

Métodos teóricos.

- Análisis histórico – lógico:

Para el estudio del aprovechamiento del condensado, fue necesario conocer los antecedentes del sistema a evaluar, tipología del equipamiento instalado, características

técnicas del equipamiento existente, índice de consumo de agua por caña molida en años anteriores, y toda una serie de información preliminar que conforman el historial del enclave.

- **Análisis y síntesis:**

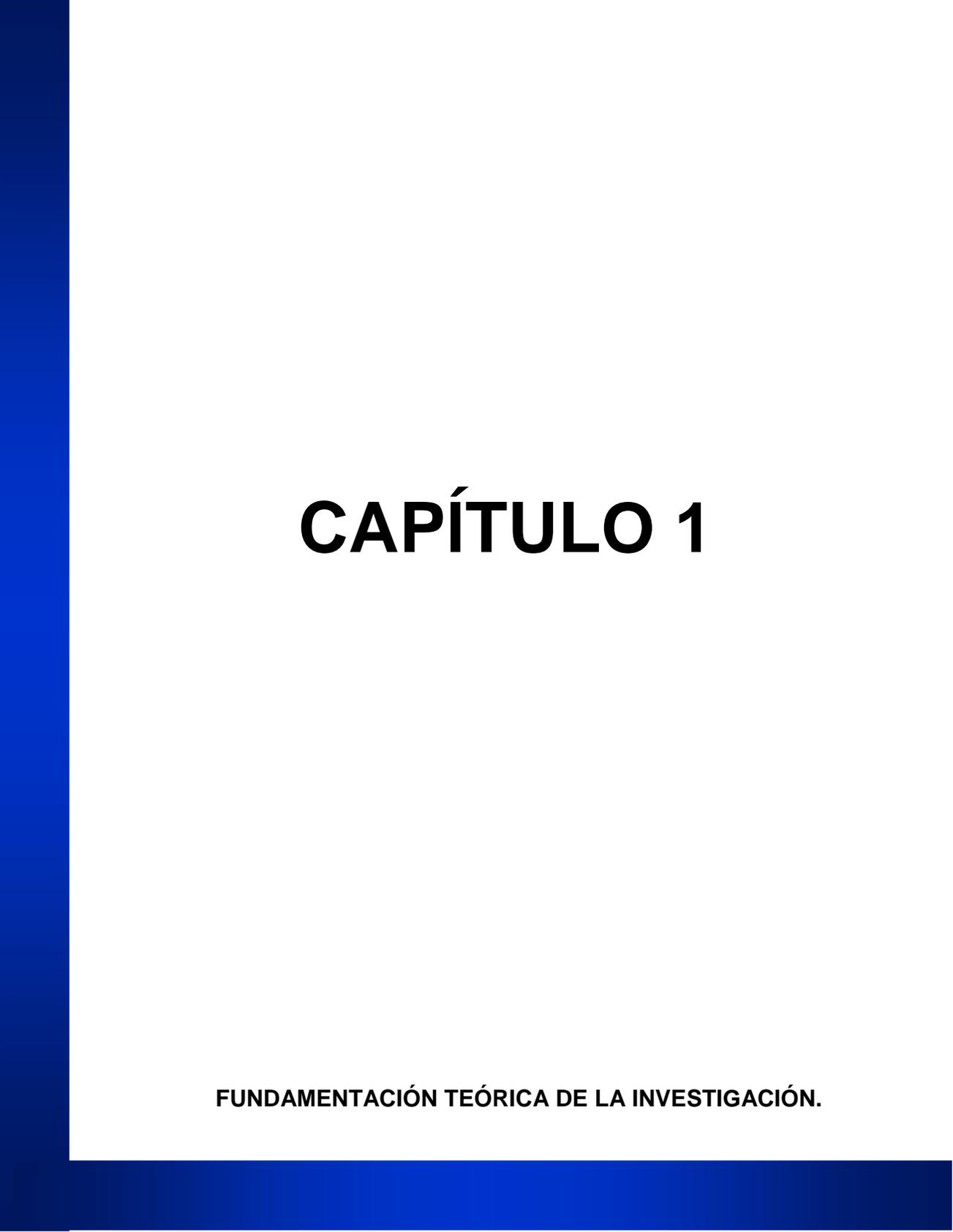
Para el estudio de literaturas técnicas especializadas en el tema tratado, así como para la selección cuidadosa de los elementos esenciales para el desarrollo de la investigación.

Métodos Empíricos.

- **Observación:**

Fue necesario la evaluación técnica del equipamiento por simple inspección, su ubicación, funcionamiento, posicionamiento dentro del sistema, ubicación de las pérdidas de condensado y las posibilidades de interacción entre los distintos sistemas dentro del proceso de fabricación.

El **valor práctico** radica en la propuesta de una modificación tecnológica que permite la adecuación del condensado para su posterior aprovechamiento y con esto lograr la eliminación del consumo de agua en la fábrica de azúcar; esto con un mínimo costo de inversión y grandes beneficios asociados a su funcionamiento.



CAPÍTULO 1

FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA DE LA INVESTIGACIÓN.

1. FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA DE LA INVESTIGACIÓN.

Este capítulo describe el proceso de fabricación de azúcar del central azucarero “Cristino Naranjo Vázquez”, sus estrategias generales para el manejo del agua, las ineficiencias en el proceso y sus consecuencias, y las potencialidades para la eliminación del consumo de agua industrial.

A continuación, para fundamentar teóricamente esta investigación, se tratan los aspectos antes mencionados.

1.1 Proceso de fabricación de azúcar crudo de caña.

En este epígrafe se describen los sistemas que conforman el proceso productivo, su importancia y el esquema energético actual.

1.1.1 Generalidades del proceso de producción de azúcar.

El primer paso en este proceso fabril es sin dudas la extracción del jugo o guarapo, que se encuentra contenido en los haces fibrovasculares y que es portador de la sacarosa en estado disuelto; la extracción de jugo puede llevarse a cabo por compresión, lixiviación o por la combinación de estos dos principios.

Desde el punto de vista cuantitativo la composición de la caña de azúcar es muy variable, no así cualitativamente. Los constituyentes de la caña en general y la de sus jugos en particular abarcan toda la tabla periódica de elementos; algunos de los cuales no juegan un papel importante por estar en muy pequeñas cantidades.

El 99 % de la caña molible está formado por carbono, hidrógeno y oxígeno; estos elementos se combinan de forma diversa para formar diferentes compuestos o productos que están presentes tanto en el bagazo que va a los hornos o a las fábricas, como en el jugo mezclado que será procesado. En la siguiente tabla puede apreciarse la distribución general de estos componentes.

Tabla 1.1 Constituyentes de la caña de azúcar.

Constituyentes	Composición; [%]
Agua	75,0
Sustancias orgánicas	24,0
Sustancias inorgánicas	1,0

Fuente: MORRELL, Ignacio. Tecnología Azucarera. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1985. 437p.

Los valores de composición reflejados en la tabla 1.1 no son absolutos y pueden variar de acuerdo con distintos factores como: Variedad de caña, edad, tipo de suelo, fertilizantes empleados y condiciones climatológicas.

El material seco de la caña o fibra constituye entre el 11 y 16 %, mientras que el jugo forma el 84 al 89 %; en esta consideración toda el agua entra en el guarapo o jugo. El jugo de la caña puede considerarse como una solución diluida de sus componentes en agua a una concentración del 15 al 20 %, o sea, el agua constituye del 80 al 85 % del jugo; para un estudio comparativo de sus constituyentes es costumbre tomar como base de cálculo la concentración de sólidos totales.

Tabla 1.2 Composición promedio de los sólidos del jugo de caña.

Constituyentes	Sólidos solubles; [%]
Sacarosa	78-88
Glucosa	2-4
Fructosa	2-4
Sales de ácidos inorgánicos	1,5-4,5
Sales de ácidos orgánicos	0,5-2,0
Proteínas	0,5-0,6
Almidón	0,001-0,05
Gomas	0,3-0,6
Cera, grasa, fosfátidos	0,05-0,15
No-azúcares no identificados	3,0-5,0

Fuente: MORRELL, Ignacio. Tecnología Azucarera. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1985. 437p.

A partir de esta tabla podemos concluir que el valor comercial de la caña de azúcar radica en el alto por ciento de sacarosa de sus jugos; en la práctica toda esta azúcar no es recuperable ya que parte de ella puede perderse por desdoblamiento o inversión.

Sistemas de extracción de jugo.

La estación de molida o tándem tiene como objetivo extraer de la caña el máximo posible de la sacarosa en ella contenida; de esta forma disminuyen las pérdidas en el bagazo que sale del último molino. La extracción de sacarosa en el tándem se realiza mediante la aplicación de dos principios: La compresión y la lixiviación.

La compresión consiste en exprimir la caña preparada entre grandes mazas de hierro; esta caña, después de preparada y exprimida, recibe como residuo leñoso de la molida el nombre de bagazo. Durante este proceso se aplican presiones muy grandes al colchón de bagazo que pasa entre las mazas y con ello se logra la ruptura de las células que contienen el jugo. En la práctica es realmente imposible extraer por compresiones sucesivas todo el jugo retenido en la fibra del bagazo, ya que este llega a una condición en la que se alcanza un valor conocido como fibra límite del bagazo y retiene el 50 % de jugo con relación a su masa total.

Hace varias décadas se introdujo la aplicación de la imbibición al bagazo proveniente de los molinos; esta aplicación es muy conocida en esta industria y con la misma se logra incrementar la eficiencia de extracción. Con la imbibición se persigue lograr el reemplazo del jugo absoluto de la caña por agua; y se lleva a cabo mediante la aplicación continua de esta sobre el colchón de bagazo, con lo que se logra la dilución del jugo absoluto; cuando el bagazo, en estas condiciones, es sometido a nuevos procesos de compresión.

Un aspecto importante a controlar es la calidad del agua, con el fin de no aumentar el contenido de cenizas; esta debe estar exenta de minerales y de microorganismos causantes, junto con otros factores ambientales, de la destrucción de sacarosa; tanto para uno como para otro objetivo el agua vegetal es idónea.

Motivo de controversia ha sido la temperatura del agua empleada para imbibir el bagazo; pero, no hay dudas de que la temperatura influye en la operación del tándem; en algunas fábricas se ha comprobado un mayor agotamiento del bagazo, en otras el efecto ha sido indiferente; pero a temperaturas superiores a 60 °C se altera el protoplasma y el efecto

de la imbibición no será solamente mediante la presión osmótica, ya que el agua puede llegar con más facilidad al jugo celular.

Los condensados de los últimos vasos del múltiple efecto salen a 85 °C; existe la práctica de mezclar agua cruda con estos condensados, para lograr temperaturas finales de unos 45 °C, pero esta práctica no es recomendada porque se incorporan al jugo sustancias minerales y se incrementan las incrustaciones en equipos de calentamiento.

El intento más ventajoso para enfriar condensados parece ser el intercambio de calor con el jugo de forma indirecta, con ello la temperatura de este se eleva unos 10 °C y así se economiza vapor en el calentamiento de jugo. El objetivo es aplicar la mayor proporción posible de agua, lo que encuentra un límite cuando la extracción de sacarosa no compensa el gasto adicional de vapor que se produce en el área de concentración, por baja densidad de la meladura.

Purificación de jugo.

Está constituido por los procesos que se describen a continuación:

Neutralización del jugo: El pH y la temperatura tienen una gran incidencia sobre el proceso de clarificación de los jugos ya que el material extraño incidental, que se extrae por medio de las operaciones de molienda y lavado en el tándem de molinos, contribuye a una amplia variación de la composición del jugo.

En este proceso debe darse una importancia básica a la necesidad de incrementar el pH del jugo hasta un punto cercano a la neutralidad, a partir del cual la inversión de la sacarosa en las siguientes operaciones se vuelve insignificante.

El agente más barato para incrementar el pH es el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (Hidróxido de Calcio); es un reactivo que además ayuda a la separación de algunos constituyentes del jugo, que provocan dificultades en el proceso de recuperación del azúcar. Los efectos secundarios más importantes del Hidróxido de Calcio son la separación de materiales extraños (tierra y bagacillo) y la mayor separación posible de las sustancias solubles que sean perjudiciales en las operaciones involucradas en la cristalización del azúcar.

Calentamiento del jugo: Un aumento de temperatura del jugo mezclado es importante porque con ello se favorece la reacción de los no-azúcares; la cal comienza a formar sus

verdaderas combinaciones tan pronto como el jugo comienza a calentarse, en este proceso el pH tiene marcada influencia.

Es conveniente que el guarapo se caliente hasta 2 o 3 °C por encima de su temperatura de ebullición a la presión atmosférica; cuando el jugo a esta temperatura es colectado en el tanque flash, (como este trabaja a presión atmosférica) no podrá mantener una temperatura superior a su punto de ebullición a esa presión, entonces el guarapo hierve, lo que permite la eliminación de incondensables (aire y otros gases) por auto-evaporación, con ello se evita que el aire y los gases lleguen al clarificador, donde entorpecerían la decantación o sedimentación normal en los jugos al no permitir el descenso del flóculo y provocar revolturas en este.

El jugo entra a los calentadores primarios a 40 °C y sale a 85 °C, utilizándose todo el vapor generado en el segundo vaso del doble efecto (0,135 MPa); de forma inmediata el jugo pasa a los calentadores rectificadores para elevar su temperatura hasta valores en el rango (102 a 106) °C, utilizándose parte del vapor generado en el primer vaso del doble efecto (0,170 MPa); la circulación del jugo es debida a la presión aportada por una bomba que lo desplaza a una velocidad en los tubos de (1,53 a 2,13) m/s.

Clarificación del jugo: La composición del jugo es muy compleja, contiene un número elevado de compuestos de naturaleza variable. Las reacciones entre las impurezas del jugo y los productos químicos aplicados se completarán en el clarificador, equipo en el que se producirá la separación de los sólidos coagulados por sedimentación de forma tal que el jugo obtenido sea claro, transparente y brillante.

Filtración de la cachaza: En la industria en general y en la azucarera en particular, la operación unitaria conocida como filtración es de gran importancia, ya que permite la separación sólido-líquido de modo relativamente sencillo; este proceso puede llevarse a cabo en equipos a presión manométrica positiva, negativa o cero, cada uno de los cuales tiene sus características propias de operación y pueden ser a templa, semicontinuos y continuos.

En la actualidad el proceso se lleva a cabo en aparatos continuos que trabajan al vacío, de malla o de banda; los costos de operación, mantenimiento e inversión inicial son bajos, pero los filtrados no son de buena calidad y tienen que ser recirculados al no poder incorporarlos al torrente de jugo clarificado.

La cachaza extraída del clarificador es más o menos líquida, presenta reacción ácida y su contenido en sólidos es variable; el objetivo de agotarla es recuperar el "guarapo" que retiene, mediante la obtención de una torta que contiene de 1 a 4 % de azúcar, con humedad que oscila entre 60 y 80 %, obteniéndose como promedio una proporción próxima a 3 % del peso de la caña. El filtro usado en la industria de referencia es el "rotatorio continuo al vacío".

La proporción de agua para el lavado está entre 100 y 150 % de la masa de torta obtenida. Wewbre considera que la temperatura no debe ser mayor de 60 °C, a fin de no extraer las ceras.

Concentración de jugos.

Una vez que los jugos abandonan el área de purificación es necesario someterlos a una serie de cambios físicos que, en su estado final, permitirán la obtención del azúcar en forma cristalina; el primer estadio de la concentración lo constituye sin dudas la evaporación del agua; si se considera a esta como una impureza, entonces la evaporación no sería más que una extensión de la purificación; sin embargo, este no es un concepto propio del argot azucarero, por lo que durante este proceso no se eliminan materiales en suspensión coloidal; el objetivo será obtener, cada vez, una solución más concentrada. La evaporación no es más que el paso de un líquido a su estado gaseoso por la absorción de calor de un medio calorífico. El término evaporación siempre se emplea para expresar el fenómeno en la superficie del líquido. Este término no debe confundirse con ebullición, que es el movimiento provocado por las burbujas de vapor, que atraviesan la masa de un líquido que se calienta ⁽²⁾.

La materia prima está constituida por el jugo clarificado procedente de los clarificadores, este jugo contiene aproximadamente entre 15 y 20 % de sólidos disueltos.

Es importante señalar que como primer paso se llevará hasta el punto próximo y solo próximo al de saturación; en el paso siguiente la concentración se intensifica más hasta que la formación de cristales tiene lugar y se continua hasta que estos alcancen el tamaño comercial deseado.

⁽²⁾ MORRELL, Ignacio. Tecnología Azucarera. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1985. 437p.

En el primer caso la operación se lleva a cabo en múltiples efectos de tamaño convencional y en el segundo en evaporadores simples de diseño especial conocidos como tachos, siendo los primeros de flujo continuo. El tipo de evaporador utilizado en la fábrica es el de circulación natural, calandria vertical y de tubos cortos.

El agua de inyección permite la condensación del vapor en los condensadores, ello provoca disminución de la presión que se transmite al cuerpo de los evaporadores, mientras que la bomba de vacío permite la eliminación de gases incondensables.

Cristalización del azúcar.

Lo ideal en todo proceso de cristalización es obtener cristales individuales de tamaño uniforme (tamaño y formas regulares). Todas las desviaciones de la uniformidad deben calificarse como indeseables y bajo cualquier condición debe evitarse la presencia de conglomerados porque con ello se hace imposible la obtención de azúcar de elevado grado de pureza, por quedar agua madre "atrapada" dentro de estos conglomerados que no puede ser eliminada por centrifugación o lavado.

La tendencia en la cristalización del azúcar es que la graneación o nucleación se realice por la introducción de una cantidad de azúcar pulverizado extremadamente fino, suspendido en un líquido orgánico en el cual la sacarosa es insoluble. Cuando se desea fabricar un cristal grueso, se introduce como semilla un azúcar más fino, procedente de la centrifugación de otro cocimiento (masa obtenida de la cocción en los tachos hasta la formación del cristal); por ejemplo azúcar de tercera mezclada con agua o meladura hasta formar un magma que se introduce a los tachos como pie de templa. Debe tenerse presente que los objetivos de la cristalización son:

- Transformar el azúcar en solución a un estado cristalino, que en la centrifugación produzca un alto rendimiento de azúcar como producto comercial.
- Lograr la mayor transformación posible de la sacarosa disuelta a cristales y que el agua madre final o miel final, quede lo más agotada posible.

El balance de vapor de la fábrica de azúcar, depende en gran medida del trabajo coordinado en el área de tachos, ya que su consumo de vapor varía en el tiempo debido a su funcionamiento discontinuo.

Centrifugación y almacenamiento del azúcar crudo.

En las etapas anteriores y por la combinación de procesos físicos y químicos se ha logrado la formación de cristales de azúcar suspendidos en licor madre, que los acompaña en un medio heterogéneo conocido como masa cocida. Sin embargo, en esta forma, el azúcar no se comercializa en la actualidad y se hace necesario la separación de los cristales a través del proceso conocido como centrifugación o purgado, toda vez que las mieles que acompañan a los azúcares comerciales son recirculadas para la elaboración de nuevas masas cocidas, considerando al sistema como un todo, y finalmente son separadas del proceso como mieles finales.

El proceso no termina con la obtención del azúcar por separado, ya que posteriormente a ello se hace necesaria la conservación del producto por almacenamiento; generalmente el azúcar ensacada se conserva mejor que a granel, pero en el primer caso resulta más costosa la manipulación, la transportación y requiere de un gasto considerable en divisas para la compra de los envases.

Se trata, entonces, de favorecer las condiciones ambientales que permitan un almacenamiento adecuado con mínimas posibilidades de deterioro y en esto último no debe absolutizarse lo relativo a las condiciones del almacén, ya que la calidad del azúcar obtenida es fundamental y esta comienza a definirse desde el campo con los controles de plagas, enfermedades, labores culturales y otros aspectos más cercanos al central, desde el mismo momento en que los tallos son separados de la raíz por cualquiera de los tipos de cosecha empleados.

1.1.2 Particularidades del esquema energético de la fábrica.

A continuación, en la figura 1.1, se muestra el esquema energético de la fábrica de azúcar de referencia:

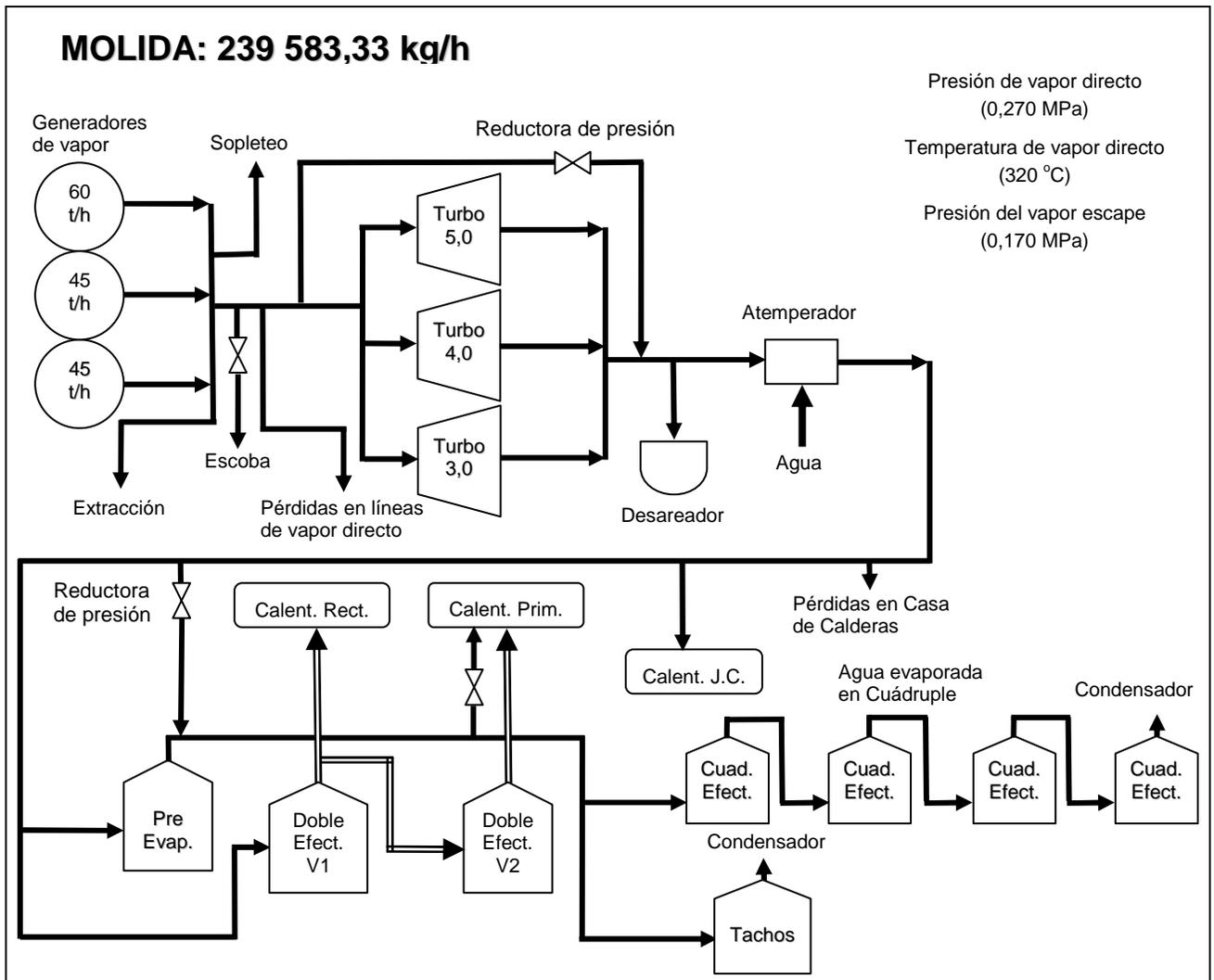


Figura 1.1 Esquema energético del central “Cristino Naranjo Vázquez”.

La industria cuenta con tres calderas RETAL que alimentan a la línea de vapor directo de 0,270 MPa y 320 °C. Existe una válvula reductora de presión desde la línea de vapor directo hasta la línea de vapor de escape de 0,170 MPa que permite balancear, si fuese necesario, energéticamente el proceso.

La extracción de jugo se realiza en un moderno y eficiente tándem electrificado, que presenta 6 juegos de molinos, para una molida potencial de 239 583,33 kg / h.

Los motores primarios están representados por tres turbogeneradores, uno alemán de 5,0 MWh y dos de fabricación rusa, modificados a 3,0 MWh y 4,0 MWh. La capacidad máxima de generación de electricidad es 10,40 MWh, con entrega a la red nacional de 2,79 MWh.

El vapor de escape de los turbogeneradores es atemperado antes de ser consumido por el proceso de fabricación de azúcar, específicamente por el pre-evaporador, el primer vaso de doble efecto y el calentador de jugo claro; el vapor de escape para el proceso de desareación del agua de alimentar calderas no se atempera.

Se dispone de: dos pre-evaporadores de $(1\ 858,06$ y $1\ 003,35)$ m^2 ; dos evaporadores de cuádruple efecto de $(3\ 344,51$ y $2\ 972,90)$ m^2 , un doble efecto de $1\ 672,25$ m^2 de superficie de intercambio y los calentadores de jugo primarios, rectificadores y de jugo claro. El área de cristalización presenta nueve tachos: cuatro para masas cocidas de primera, dos para masas cocidas de segunda y tres para masas cocidas de tercera.

1.2 Estrategias generales para el manejo del agua en fábricas de azúcar crudo.

Para el adecuado manejo del condensado, se tienen en cuenta importantes aspectos como su temperatura y pureza, además de prioridades para aquellos sistemas que determinan la continuidad del proceso productivo y los que demandan agua con estrecho margen de calidad.

El proceso de generación de vapor exige la alimentación continua de condensado de alta pureza y temperatura, a favor del mejoramiento y la estabilidad de los parámetros del vapor generado. Lo anterior incrementa la eficiencia y durabilidad de los motores primarios y equipos tecnológicos de la fábrica; por otra parte el aprovechamiento de la energía térmica del condensado posibilita el incremento de la reserva del combustible bagazo.

La preparación de la solución de Hidróxido de Calcio (lechada de cal), que representa de $(3$ a $5)$ % del jugo mezclado (jugo mezclado con agua de imbibición), es otro de los consumos de condensado del proceso de fabricación; a diferencia del destinado a los generadores de vapor, en este sistema la pureza no constituye un requerimiento.

Los diferentes tratamientos aplicables al agua requieren diferentes soluciones, tales como las regenerantes de resinas de intercambio iónico, soluciones coagulantes y soluciones de Hidróxido de Calcio; todas estas suelen prepararse con condensado caliente no contaminado o agua cruda en el peor de los casos.

El agua utilizada en la limpieza de algunas áreas de trabajo, en las operaciones de lavado a contra flujo y enjuagues de filtros mecánicos e intercambiadores iónicos, así como el agua de las extracciones realizadas al reactor de la planta de tratamiento de agua, representan algunas de las pérdidas industriales.

Para la recuperación de la sacarosa contenida en la cachaza, se realiza el lavado de la torta luego de que el jugo contenido en ella es aspirado por el efecto de vacío del equipo, siendo imprescindible el uso de condensado caliente de cualquier pureza para lograr tal propósito.

En el proceso de cristalización en tachos, es frecuente la ocurrencia de la cristalización espontánea, en la cual aparecen indeseables granos de diferentes tamaños y formas que afectan la calidad del producto final. Estos granos son el resultado de la sobresaturación de las masas cocidas, durante el proceso de evaporación y requieren, para ser disueltos, una cantidad de condensado caliente cercano a dos por ciento del flujo de vapor consumido en tachos. A este consumo se le conoce como agua de manejo y el azúcar que puede contener este condensado, no constituye problema alguno.

El lavado de los cristales en la centrifugación de masas cocidas demanda condensado de $(70 \text{ a } 80) ^\circ\text{C}$; para lograr una temperatura en el referido rango se practica la adición de agua cruda.

En la imbibición, la temperatura del condensado debe garantizar la mayor extracción de sacarosa presente en el bagazo, sin que se funda la cera contenida en este. La cera en su fase líquida se adhiere a las masas de los molinos como una fina y resbaladiza película que disminuye, significativamente, la capacidad de molienda. Por tales razones, generalmente, se adiciona de 45 a 55 % de agua fría al condensado caliente, respecto al total de agua de imbibición; la temperatura resultante de esta práctica es $60 ^\circ\text{C}$ aproximadamente.

El uso de agua fría, para disminuir la temperatura del condensado, constituye un consumo adicional que introduce impurezas al proceso, afectando la calidad del producto final e incrementando la deposición en superficies de intercambio térmico. Aún elegidos los condensados menos calientes para los sistemas en los que la elevada temperatura resulta un factor limitante, estos no pueden ser utilizados sin previo enfriamiento.

A continuación se muestra el esquema de aporte y consumo de condensado inherentes al proceso fabril.

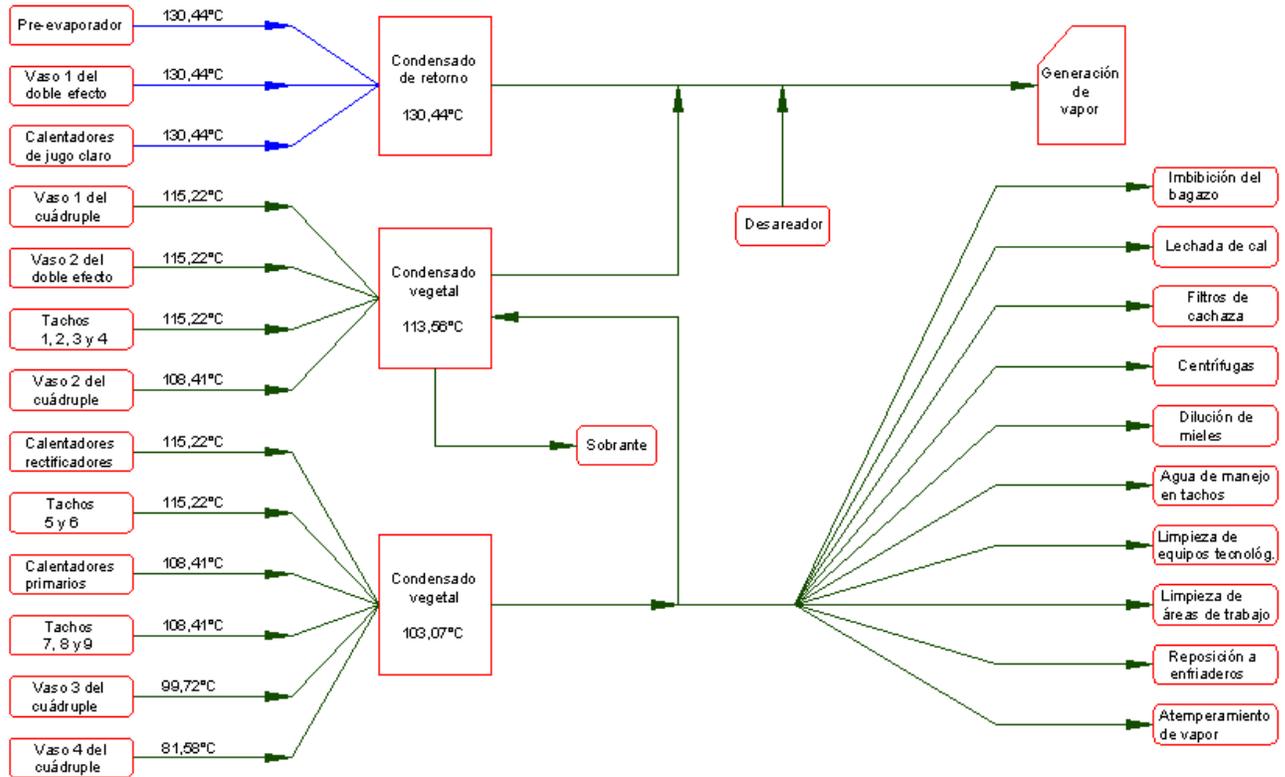


Figura 1.2 Esquema distribución de condensado del central “Cristino Naranjo Vázquez”.

Como consecuencia del derroche de agua en la industria azucarera, de su necesidad en el proceso productivo y de la escasez de fuentes seguras de suministro, la industria azucarera cubana ha aplicado una política dirigida al ahorro de agua. Entre las medidas se tiene el uso del calentador líquido-líquido, que si bien permite garantizar la calidad del agua de imbibición presenta como inconvenientes su ubicación casi restringida al proceso de imbibición, baja transferencia de calor, costos de inversión inicial, de mantenimiento y reparación, costos de operación y no da respuesta a la demanda de la generación de vapor directo.

El principio de funcionamiento de los calentadores líquido-líquido, se basa en calentar jugo mezclado utilizando condensado como sustancia de calentamiento. Esto requiere el emplazamiento del equipo muy próximo a los molinos, limitada su utilización para otros sistemas dentro del proceso de producción.

El condensado contaminado encuentran uso frecuente en las operaciones de limpieza química de equipos de intercambio térmico, limpieza de áreas de trabajo y tanquerías, en

la preparación de soluciones químicas y en todos los procesos de la producción azucarera, excepto en la alimentación a generadores de vapor.

Actualmente, se hace énfasis en la necesidad de utilizar los sistemas de enfriamiento cerrado, que a diferencia de los abiertos sólo presentan pérdidas por evaporación y pequeñas fugas en el sistema. A pesar de ser menos consumidores, los sistemas de enfriamiento cerrado reponen sus pérdidas con cantidades significativas de agua tratada, pues la alta temperatura de los condensados es el factor limitante para su uso. El enfriamiento previo del condensado, en la actualidad, sólo es posible con la implementación de una amplia y costosa infraestructura en enfriaderos.

1.3 Ineficiencias del proceso de fabricación de azúcar crudo y sus consecuencias.

Los estudios relacionados con el consumo de agua en las fábricas de azúcar comenzaron a desarrollarse hace muchos años, así se encuentran algunos reportes en el libro de Noel Deer del siglo XIX, y con posterioridad en otras publicaciones del siglo XX y en los años transcurridos del siglo XXI. La característica más común en todos estos estudios es el enfoque parcial hacia alguno de los aspectos del proceso, por ejemplo el porcentaje de uso de agua de imbibición, o la visión de alguno de los aspectos del subsistema, tal es el caso del sistema de condensado.

1.3.1 Caracterización del problema.

En muchos de esos reportes, aunque no en todos, resulta completamente imposible contraponer unos resultados contra otros, pues faltan algunas informaciones de interés. Mucho más recientemente los investigadores Prof. Rubén Espinosa ⁽³⁾ y el Dr. Héctor Pérez de Alejo ⁽⁴⁾ han logrado acercarse al tema ofreciendo datos, cifras y balances de agua, que constituyen valiosos referentes para estudios posteriores de mayor envergadura.

El uso del agua en los centrales azucareros depende de varios factores, siendo los más importantes los vinculados con la disponibilidad, calidad y temperatura de la misma. De esta forma es posible establecer las diferentes categorías:

⁽³⁾ ESPINOSA, R. Sistemas de Utilización del Calor en la Industria Azucarera. La Habana, Editorial ENPES, 1990. 569p

⁽⁴⁾ PÉREZ DE ALEJO, H. Como hacer un uso eficiente de la energía en un central azucarero. Conferencia Mundial sobre la Biomasa para la Energía, el Desarrollo y el Medio Ambiente. La Habana, Editorial ENPES, 1995. 457p

Uso del agua vinculada directamente con el proceso productivo.

- Agua de alimentación a calderas.
- Vapor consumido en los motores primarios.
- Vapor consumido en el proceso tecnológico.
- Escapes a la atmósfera por válvulas, tuberías y equipos de proceso.
- Limpieza y desinfección de sistemas mediante mangueras: desinfección de tándem.
- Calentamiento de jugos en calentadores líquido-líquido.
- Extracción del calor de rechazo en enfriaderos y torres de enfriamiento.
- Enfriamiento de chumaceras.
- Preparación de productos químicos.
- Dilución de mieles.
- Imbibición.
- Lavado de centrifugas.
- Lavado de la torta de los filtros.
- Limpieza y desinfección de sistemas a través de equipos auxiliares: sopladores de hollín, escobas de tachos y otros.

Uso de agua vinculada indirectamente al proceso productivo.

- Sistema contra incendios.
- Enfriamiento de tomamuestras y sistemas afines.
- Sistemas de protección e higiene vinculados al proceso.
- Sistemas de la planta de tratamiento de aguas.
- Planta eléctrica.
- Talleres mecánicos destinados a las reparaciones y fabricación de piezas.
- Como medio de enfriamiento en los enfriadores ínter y post etápicos de los compresores de aire para el sistema neumático de control.

Uso de agua no vinculada al proceso productivo.

- Sistemas sanitarios y de higiene de recursos humanos auxiliar al proceso.
- Facilidades temporales al proceso.
- Otros consumos asociados por estrategias de microlocalización.

1.3.2 Factores fundamentales en el consumo industrial de agua cruda.

Las causas que influyen o determinan el consumo de agua en un ingenio azucarero son de diferente naturaleza, y algunas de ellas están muy estrechamente relacionadas. A continuación se señalan aquellas que han sido completamente caracterizadas durante los estudios o diagnósticos realizados en diferentes fábricas de azúcar.

- Estabilidad y régimen de molienda horaria.
- Calidad de la materia prima.
- Esquema térmico y su integración entre motores primarios y equipos tecnológicos.
- Estado del aislamiento térmico.
- Estado del sistema de recuperación, conducción y almacenamiento del condensado.
- Control de los salideros.
- Coordinaciones operacionales.
- Cantidad y temperatura del agua de imbibición.
- Control del agua para limpieza y enfriamiento.
- Limpieza de los molinos y de las diferentes áreas de la fábrica.
- Control de la cantidad de agua para la preparación de productos químicos.
- Temperatura del jugo a la salida de los calentadores.
- Brix de la meladura y de las masas cocidas.
- Pureza de la semilla.
- Presión del vapor de escape.
- Limpieza de los equipos.

- Control del agua para filtros y centrífugas.
- Estrategia de operación de los tachos.
- Vacío en evaporadores y tachos.
- Control del agua de inyección a los condensadores barométricos.
- Temperatura del agua de alimentación a calderas y calidad de la misma.
- Aprovechamiento del fenómeno de autoevaporación en los sistemas de evaporación.
- Buena selección y mantenimiento del sistema de trampas de vapor.
- Control de las pérdidas de vapor a la atmósfera.
- Buen punto de ajuste de las válvulas de seguridad.
- Control del agua de dilución de mieles.
- Contaminación de los condensados por factores de diseño u operacionales.
- Empleo de condensados ajenos a la finalidad prevista.
- Falta de control en los sistemas de toma de muestras.
- Salideros en los sistemas de protección e higiene del trabajo.
- Sistemas de control para el aprovechamiento de los condensados de evaporadores y calentadores.
- Separación de los tanques de almacenamiento de condensado según la calidad de los mismos.

El desarrollo de una agroindustria azucarera diversificada y con esquemas flexibles de producción, al igual que el desarrollo de las producciones de derivados, induce a un incremento en el nivel de contaminación, que puede ser eliminado o atenuado con un adecuado uso y rehuso del agua de proceso y la aplicación de los diferentes tratamientos que protejan el medio ambiente.

No obstante las causas ya señaladas, una acción administrativa inmediata tiene que estar dirigida a la eliminación de las dificultades operacionales en la industria, que con mayor frecuencia se presentan en los diagnósticos de consumos energéticos y de agua

que se realizan en centrales azucareros. Los problemas operacionales más frecuentes son los que se especifican a continuación:

- No lograr uniformizar el régimen horario de molienda.
- Utilizar mayor cantidad de equipos de los necesarios para la norma de molienda horaria que se ha establecido.
- El desaprovechamiento de las aguas condensadas.
- La subutilización de las capacidades propias para la generación de energía eléctrica o mecánica.
- Instalación de motores eléctricos de capacidad excesiva, lo que puede ocasionar una mayor demanda de vapor.
- No aprovechamiento de las máximas capacidades operativas de los evaporadores de múltiple efecto.
- La molienda de caña de azúcar de baja calidad y con un alto índice de materias extrañas.
- Indisciplinas tecnológicas, descuido y falta de control en las operaciones de hornos y calderas.
- Uso inadecuado y descuidado del vapor en los equipos de procesos.

1.3.3 Sugerencias para el mejoramiento del balance de agua industrial.

- Desarrolle un esquema de diagnóstico del recurso agua para la fábrica.
- Desarrolle herramientas para concebir mejoras en los esquemas de uso y reúso del agua.
- Establezca regímenes de molienda altos y estables.
- Perfeccione la operación energética y del uso de vapor a través de manuales normativos.
- Adopte esquemas más eficientes de evaporación-cocción y calentamiento, según las posibilidades y de forma gradual.

- Mejore operativamente la eficiencia en las plantas generadoras de vapor, incluyendo las modificaciones en los hornos y la introducción de nuevos elementos en calderas.
- Desarrolle métodos de control rigurosos.

1.4 Potencialidades para la eliminación del consumo industrial de agua.

Como el condensado es un desecho del proceso de concentración de los jugos en los evaporadores, es posible incorporar al proceso industrial gran cantidad de condensado vegetal, aprovechando la relación de evaporación en función del número de efectos o vasos que posea el equipo.

Como el 75 % de la masa total de la caña de azúcar es agua y la evaporación de esta, sin considerar el flujo hacia los condensadores barométricos, representa el 70 % de la masa total de jugo; es posible obtener alrededor de 125 781,25 *kg/h* de condensado vegetal para molidas nominales de 239 583,33 *kg/h*.

Actualmente, el uso de condensado en la producción azucarera tiene una importancia fundamental desde los puntos de vista de la garantía del recurso agua y de la energía calórica que esta contiene.

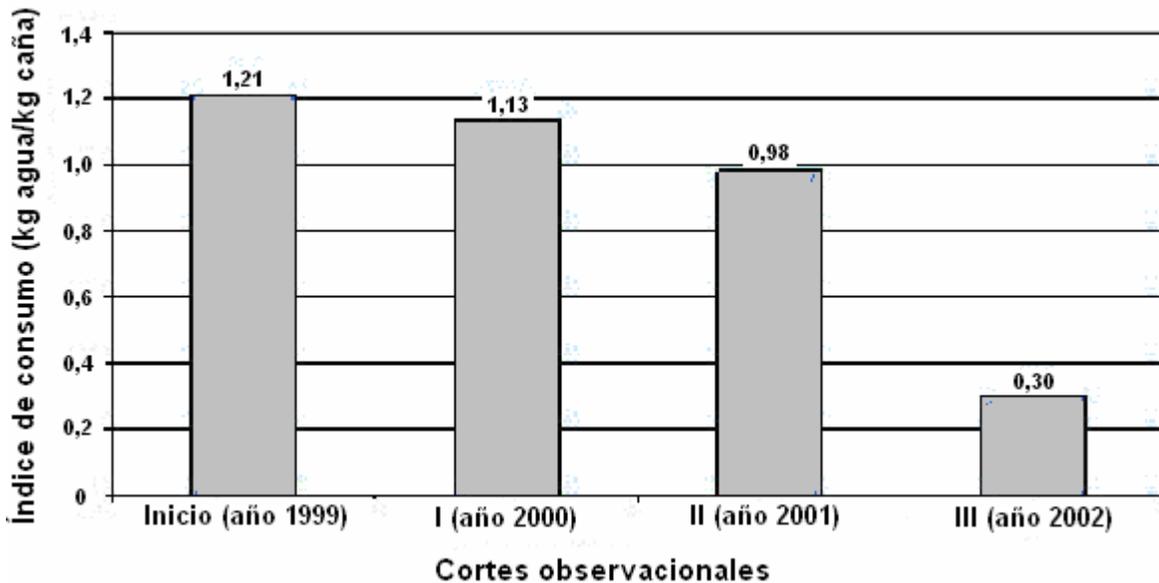


Figura 1.3 Índice de consumo de agua por caña molida.

La figura 1.3 de la publicación ⁽⁵⁾, expresa el comportamiento del índice de consumo de agua por caña molida, en el central azucarero “Cristino Naranjo Vázquez”. Se observa una gradual disminución como resultado de la aplicación de estrategias tradicionales para el ahorro de agua en fábricas de azúcar, mostrando las potencialidades reales para reducir o eliminar su consumo.

Dos de los factores limitantes en la disminución de este índice, a partir de lo reflejado en la figura 1.3, son:

- Déficit en la reposición de condensado a los generadores de vapor, causado por frecuentes contaminaciones azucaradas y que sólo pueden usarse en otros sistemas del proceso de producción.
- Alta temperatura del condensado, que dificulta su uso como reposición de pérdidas en los sistemas de enfriamiento cerrado y que son expulsados a la zanja luego de cubiertas otras necesidades del proceso.

Como resultado de la revisión bibliográfica y la consulta de otras fuentes de información, se tiene en ⁽¹⁾ que *0,141 kg agua/kg caña* es un índice máximo para fábricas de azúcar crudo nacionales, mientras que el reporte estadístico del MINAZ Holguín y la figura 1.3, reflejan índices muy superiores. Tales discordancias, se fundamentan en los siguientes aspectos:

- Control parcial en el manejo de las aguas industriales; evidenciado durante inspecciones visuales realizadas en diferentes fábricas de azúcar de la provincia.
- Diferencias en la aplicación de las estrategias generales en cada fábrica de azúcar, determinadas por factores objetivos.
- Escasa preparación del personal que labora directa o indirectamente en la actividad del manejo de las aguas, lo que impide la correcta aplicación de las estrategias generales; evidenciado en inspecciones técnicas realizadas por el grupo asesor del MINAZ provincial.

⁽⁵⁾ Disminución del índice de consumo de agua por caña molida en el central “Cristino Naranjo”. (Citado 25 julio de 2008). Disponible en: UPL: <http://www.ciencias.holguin.cu>.

⁽¹⁾ La problemática del agua en la industria azucarera. (Citado 4 de septiembre de 2008). Disponible en URL: <http://www.monografias.com/trabajos16/industriaazucarera/industria-azucarera.shtml>

- Aspectos relacionados con las tarifas de pago por consumo del recurso agua, establecidos en los convenios entre las empresas consumidoras y la Empresa de Recursos Hidráulicos. Estos aspectos conducen a la planificación de conservadores índices de consumo, aun cuando las potencialidades de ahorro son objetivas, para evitar pagos excesivos por consumo extra plan. Todo lo anterior es frecuente en las empresas carentes de sistemas de medición y control.
- Características particulares del enclave; ejemplificable en la posibilidad de utilizar agua de mar como sustancia de enfriamiento, sólo en fábricas cercanas a la costa.

El máximo aprovechamiento de las potencialidades de ahorro de agua en la fábrica de azúcar, puede materializarse con el buen uso del múltiple efecto.

El fundamento de tal afirmación se basa en que la economía de un evaporador de múltiple efecto está en función del número de vasos que este posee; lo cual se corrobora con su principio de funcionamiento.

1.4.1 Principio de funcionamiento del evaporador de múltiple efecto.

El progreso más notable y más importante en la historia de la fabricación del azúcar es, sin duda, el descubrimiento del múltiple efecto hecho alrededor de 1830 en Luisiana por Norbert Rillieux, americano de origen francés. En el tiempo de este descubrimiento ya se habían abandonado las marmitas a fuego directo y se comenzaba a evaporar el jugo, calentándolo con vapor. La idea de Rillieux fue la siguiente:

"...Ya que es con vapor con lo que se calienta el jugo para evaporarse el agua que contiene, por qué no es posible utilizar el vapor así producido por el jugo para calentar otra fracción de él mismo o para terminar la evaporación iniciada con vapor ordinario..."⁽⁶⁾.

Al resolver este problema se encontró inmediatamente con el siguiente obstáculo:

Con vapor de 110 °C (*430 g / cm² de presión*) es posible calentar y evaporar jugo a presión atmosférica. La temperatura del vapor del jugo hirviendo, a la presión atmosférica, es de 100 °C. Así, con vapor de 100 °C: es necesario una diferencia de temperatura entre el fluido que calienta y el fluido calentado ⁽⁶⁾.

Rillieux resolvió la dificultad poniendo al vacío el o los cuerpos siguientes al primero. El agua o el jugo hierven a 90 °C y 23 cm de vacío; a 80 °C y 40 cm de vacío; a 70 °C y

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

52 cm de vacío; es posible crear entonces la diferencia de temperaturas necesaria y utilizar el vapor del jugo producido por el primer cuerpo para calentar el jugo encerrado en el segundo, el vapor producido por este para calentar el tercero y así de manera sucesiva ⁽⁶⁾.

En un múltiple efecto los condensados de los dos primeros vasos se envían al tanque de agua de alimentación a las calderas, mientras que los condensados de los últimos vasos, menos calientes y con posibles concentraciones de azúcar, son generalmente usados en la imbibición, lavado en filtros de cachaza, lavado en centrífugas, en disolución de mieles y otros materiales azucarados en tachos y en la preparación de la lechada de cal.

En el proceso de fabricación de azúcar es necesario eliminar agua al jugo, a fin de aumentar su concentración desde 14 hasta 65 °BX y esto no se lleva a cabo en un sólo evaporador, sino en una batería conocida en general como múltiple efecto y que puede tener de (3 a 5) vasos.

La utilización del múltiple tiene el inconveniente de aumentar el costo de la instalación, al tener que incorporar equipos para vacío, pero presenta dos grandes ventajas:

- A medida que disminuye la presión, se necesita un menor incremento de vacío para lograr la misma disminución de la temperatura de ebullición.
- Permite continuar la evaporación a temperaturas menos peligrosas desde el punto de vista de inversión de la sacarosa y de la producción de sustancias colorantes. En general se afectan menos las propiedades organolépticas (color, olor, sabor) de los jugos.

Para hacer el vacío se utilizan condensadores barométricos y bombas; los condensadores deben tener como mínimo una diferencia de altura de 11 m, para que el agua condensada pueda salir de los vasos que se encuentran al vacío.

En ocasiones, para lograr mayores economías de vapor se adicionan al múltiple otros evaporadores que trabajan con presión en la cámara de evaporación, denominados "Pre-evaporadores" y "Vapor-cell".

Todos los esquemas de evaporación se basan en el principio fundamental de Rillieux, según el cual en un evaporador de múltiple efecto con n efectos, 1 kg de vapor de agua evapora (N) kg de agua. Su segundo principio referente a la extracción de vaporizado

expone que, si una masa de vaporizado (W) se extrae del efecto número (m) de un total de (n) efectos, y se utiliza en lugar de vapor de agua para un trabajo determinado, el ahorro de vapor de agua es igual a ⁽²⁾:

$$\text{Ahorro de vapor de agua} = \frac{m}{N} \cdot W \tag{Ec 1.1}$$

Ambos principios son útiles para cálculos preliminares aproximados y, permitirán resultados más exactos en la misma medida en que el jugo alimentado al primer efecto esté a una temperatura lo más próxima posible a la de ebullición; si la desviación de esta es grande, los resultados serán de poco valor.

En cualquier esquema: Doble, triple, cuádruple e incluso de más efectos; siempre será ventajoso desde el punto de vista del ahorro de combustible, adelantar la evaporación todo lo que sea posible, ya que los tachos tienen un alto consumo de energía; pero siempre, el adelanto debe ser hasta puntos próximos a la saturación sin llegar a ella; con esta consideración puede tratarse de llevar el contenido en sólidos disueltos de la meladura hasta 65 %.

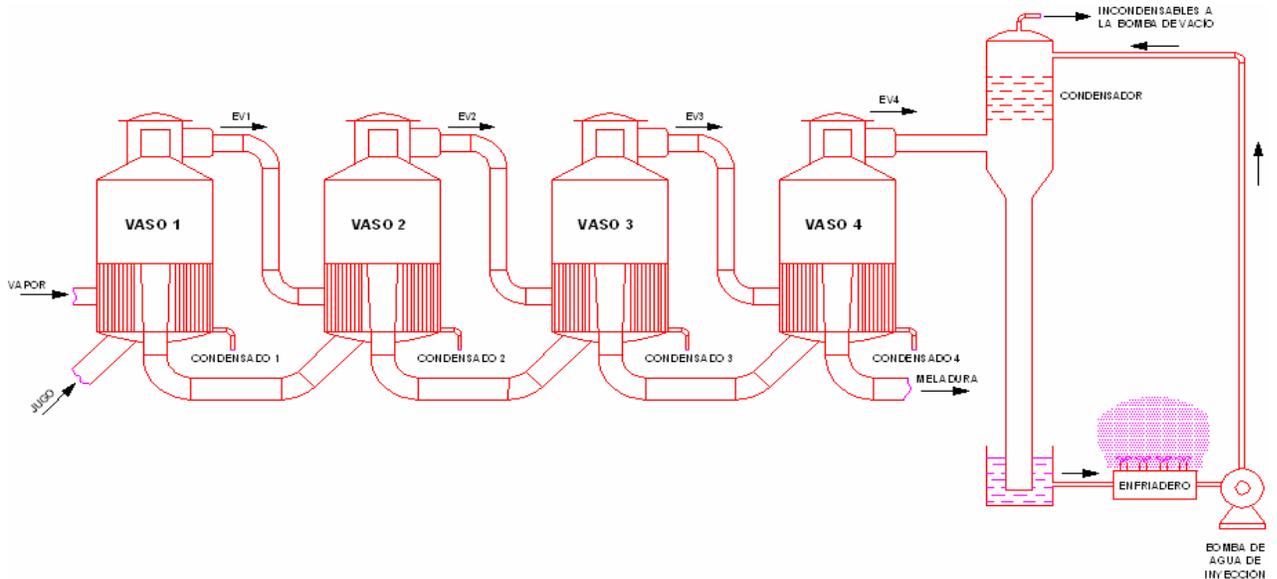


Figura 1.4 Esquema de funcionamiento de un cuádruple efecto.

El incremento de la concentración del jugo en los últimos vasos, que tienen un mayor vacío, es mayor que en los primeros. El vacío en el sistema se mantiene por la columna de agua del condensador, que tiene que ser del orden de los 11 m, pues la presión

⁽²⁾ MORRELL, Ignacio. Tecnología Azucarera. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1985. 437p.

atmosférica se equilibra con una columna de 0,76 m de Hg, pero como el agua es 13,6 veces menos densa que el mercurio (Hg), entonces: $0,76 \text{ m} \cdot 13,6 = 10,33 \text{ mc.a}$ de presión atmosférica ⁽²⁾.

Cuando el vapor se condensa cede calor al agua, que por esta vía se calienta; el agua caliente que sale del condensador va al pozo barométrico y de ahí al enfriadero, del cual sale en forma de chorros, intercambiando calor con el aire ambiental y disminuyendo su temperatura.

La calandria no es más que un haz de tubos dispuestos convenientemente, por el interior de los cuales circula el jugo que se desea calentar y por el exterior el vapor de agua o agente de calentamiento. El cuerpo es todo el receptáculo disponible para que la evaporación tenga lugar con un conducto para su evacuación.

En el proceso de evaporación intervienen las siguientes variables: Temperatura, presión, velocidad del jugo, nivel del jugo en el cuerpo, nivel de condensado en la calandria e incondensables.

Temperatura: Juega un papel importantísimo en la transferencia de calor y por tanto en la evaporación, que es un fenómeno de este tipo.

Por medio de las diferencias de temperaturas entre la calandria y el cuerpo se puede conocer, si el vaso está limpio, si está sucio, si evapora bien o no, si llegó al estado de equilibrio con los demás vasos o no. También la temperatura es la fuerza que impulsa al calor existente en el vapor para que se transfiera al líquido.

El conocimiento de la distribución de temperaturas entre los vasos es la mejor forma de conocer la marcha normal o anormal de un evaporador.

Presión: Como las temperaturas están ligadas íntimamente a las presiones, poseen las mismas condiciones que estas. Se conoce que un vapor se define por su presión y temperatura; en los equipos que trabajan con vapor saturado, el vapor de una presión dada posee una temperatura única y definida para esta presión. Es recomendable, siempre, trabajar con las temperaturas pues las escalas tienen mayor rango y pueden ser notadas las variaciones más fácilmente que con las presiones.

⁽²⁾ MORRELL, Ignacio. Tecnología Azucarera. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1985. 437p.

Velocidad del jugo: La velocidad del jugo es fundamental para la buena marcha del equipo (como en todo equipo de transferencia de calor). Su influencia sobre el trabajo del evaporador es concluyente. Mientras mayor velocidad del jugo, mejor evaporación y menos incrustaciones.

Nivel del jugo en el cuerpo: Mientras menor sea el nivel de jugo en los evaporadores, mejor y más rápida la evaporación. Se recomienda un nivel equivalente a $1/3$ de la altura de la calandria; es ideal para un buen funcionamiento y eficiencia que los equipos se operen de esta forma.

Nivel de condensado en la calandria: Esta variable es de suma importancia pues un exceso cubriría parte de los tubos evaporadores, disminuyendo la capacidad de evaporación del equipo.

Incondensables: Después de las incrustaciones, los gases incondensables son los peores conductores de calor para un evaporador. Si en un evaporador no se extraen gases, bastan 5 o 10 minutos para que este se paralice casi por completo. De aquí la gran importancia que tiene su evacuación, tanto de la calandria como del cuerpo de los evaporadores.

1.5 Conclusiones del capítulo.

1. El agua de la caña, que se obtiene en los evaporadores, puede resultar una fuente de abasto barata, segura y de excelente calidad; cuantificada en $125\ 781,25\ kg/h$ y, probablemente, suficiente para el autoabastecimiento del proceso de fabricación de azúcar crudo.
2. La economía de los evaporadores en función del número de vasos, define al cuádruple efecto como principal proveedor de condensado vegetal y enfoca hacia estas las acciones encaminadas al ahorro de agua.



CAPÍTULO 2

MODIFICACIÓN TECNOLÓGICA PARA LA ADECUACIÓN DE CONDENSADO.

2. MODIFICACIÓN TECNOLÓGICA PARA LA ADECUACIÓN DE CONDENSADO.

En este capítulo se detallan aspectos relacionados con el diseño de la modificación tecnológica, la descripción de su funcionamiento, los parámetros de los condensados obtenidos en los diferentes vasos, su óptima utilización y la factibilidad técnica, económica y ambiental que de esta resulta.

2.1 Utilización de condensados vegetales como reemplazo del agua fría.

De manera general, el manejo en Cuba de los condensados y demás aguas de uso industrial, se rige por las estrategias generales expuestas en el Capítulo 1, sin olvidar las particularidades propias de cada fábrica.

La utilización óptima de condensado es la clave para el ahorro de agua pues en la medida que se satisface la demanda del proceso fabril se encuentra aplicación a los condensados, que de otro modo se desecharían como contaminantes líquidos.

2.1.1 Agua vegetal asociada al proceso de fabricación de azúcar crudo.

Sólo los condensados del vapor a 0,270 MPa y 130,44 °C se consideran de retorno, ya que los generadores de vapor constituyen su procedencia y destino. El resto, cantidad superior, procede del jugo de la caña y se conoce como condensado vegetal o de reposición; la variedad en sus parámetros permite encontrar el destino más conveniente y por tanto prescindir de las fuentes naturales de abasto de agua.

Teniendo en cuenta que los vapores que entran a los equipos tecnológicos se condensan al transferir su calor latente al medio azucarado y que, en su fase líquida, son evacuados hacia el sistema centralizado de condensado, se infiere que el efluente líquido de cada equipo es igual al flujo másico de vapor que se le suministra.

Para determinar estos flujos se utilizó la metodología clásica, establecida por el Ministerio del Azúcar para balances energéticos, a partir de la información dada por la Sala de Control y Análisis del central azucarero de referencia, obteniéndose los resultados que a continuación se precisan en el esquema de balance energético de la figura 2.1.

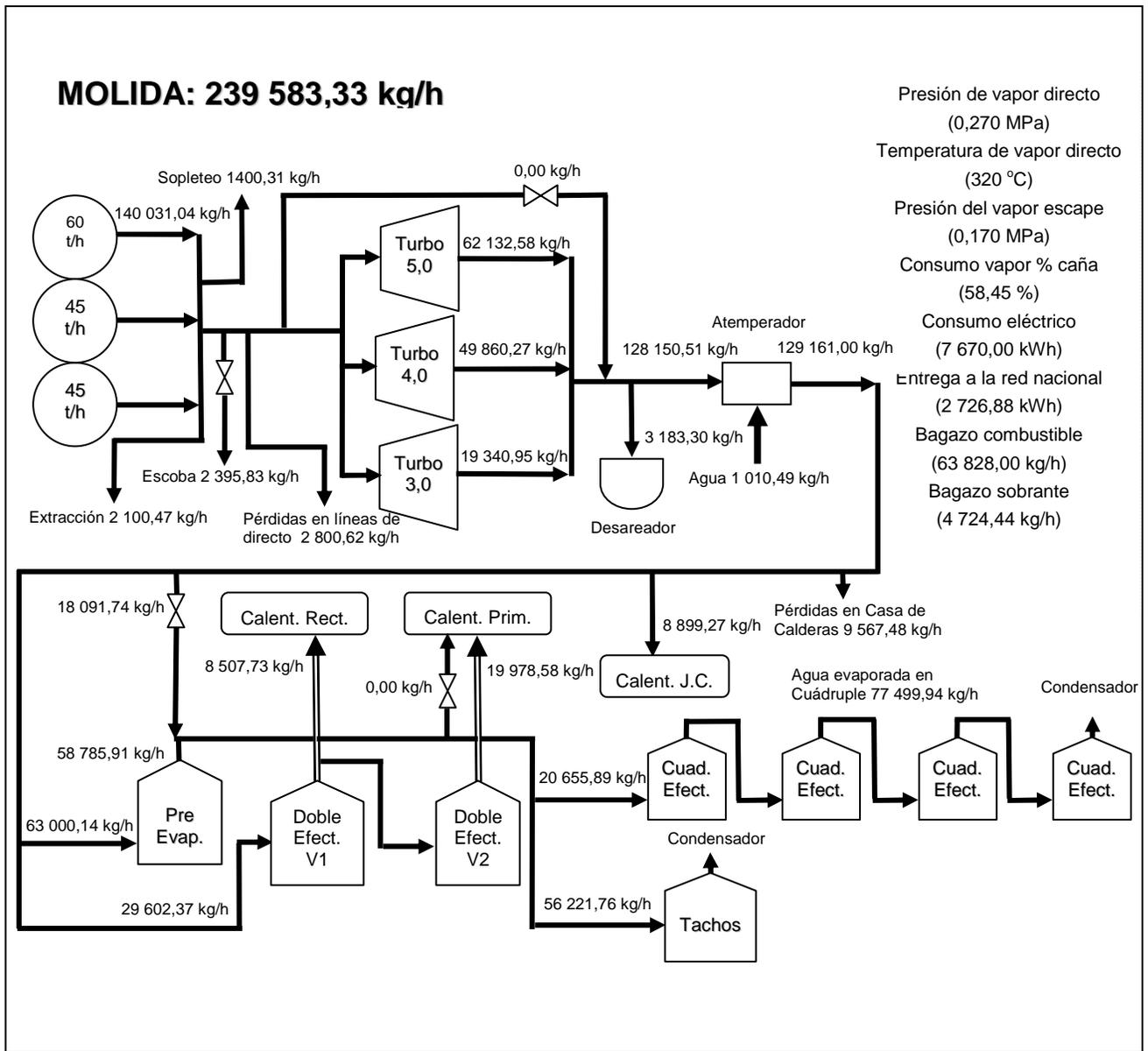


Figura 2.1 Esquema de balance energético del central “Cristino Naranjo Vázquez”.

La tabla 2.1 que a continuación se expone, resume los aportes individuales de condensado, asociados al proceso de fabricación de azúcar, sus parámetros de calidad y óptimos destinos, según las exigencias de los sistemas que conforman el propio proceso de fabricación de azúcar.

Tabla 2.1 Flujos de condensado caliente ofertados por el proceso de producción de azúcar.

Equipo tecnológico	t [°C]	Fcond [kg/h]	P[MPa]	Destino óptimo
Pre – evaporador	130,44	63 000,14	0,270	Generación de vapor si son puros y proceso tecnológico si son contaminados.
Vaso 1 doble efecto	130,44	29 602,37	0,270	
Calent. de jugo claro	130,44	8 899,27	0,270	
Sub-total	130,44	101 501,78	-	
Vaso 1 cuádruple	115,22	20 655,89	0,170	Generación de vapor si son puros y proceso tecnológico si son contaminados.
Vaso 2 doble efecto	115,22	20 777,72	0,170	
Tachos 1, 2, 3 y 4	115,22	22 418,52	0,170	
Vaso 2 cuádruple	108,41	20 655,89	0,136	
Sub-total	113,56	84 508,02	-	
Calent. de jugo rectific.	115,22	8 507,73	0,170	Proceso tecnológico, y en generación de vapor si son puros y fuese necesario.
Tachos 5 y 6	115,22	17 927,78	0,170	
Calent. de jugo prim.	108,41	19 978,58	0,136	
Tachos 7, 8 y 9	108,41	15 875,46	0,136	
Vaso 3 cuádruple	99,72	20 655,89	0,101	
Vaso 4 cuádruple	81,58	20 655,89	0,050	
Sub-total	103,07	103 601,33	-	
Total	115,72	289 611,13	-	-

2.1.2 Agua demandada por el proceso de fabricación de azúcar crudo.

El proceso de fabricación de azúcar crudo demanda una considerable cantidad de agua, que encuentra respuesta en los condensados vegetales obtenidos en los equipos tecnológicos del propio proceso, entre las que se destacan:

- Demanda del proceso de generación de vapor directo.
- Demanda de agua para la imbibición del bagazo.
- Demanda de agua para la preparación de la lechada de cal.
- Demanda de agua para la operación en los filtros de cachaza.
- Demanda de agua para la centrifugación de las masas cocidas.
- Demanda de agua para dilución de mieles en tachos.

- Demanda de agua de manejo en tachos.
- Demanda de agua para la limpieza de equipos tecnológicos.
- Demanda de agua para la limpieza de las áreas de trabajo.
- Demanda de la reposición en los sistemas de enfriamiento cerrados.
- Demanda de agua para el atemperamiento de vapor de escape.

A continuación se determinan las demandas de agua referidas anteriormente:

- *Demanda del proceso de generación de vapor directo.*

La fábrica de azúcar obtiene una gran cantidad de condensado, procedente de sus varios intercambiadores de calor: múltiples efectos, calentadores de jugo, tachos al vacío y otros. Estos son, generalmente, puros porque han sido evaporados y condensados como agua destilada. Sin embargo, es necesario clasificarlos de acuerdo con su origen ⁽⁶⁾:

- a) Las aguas obtenidas de la condensación del vapor directo, o de intercambiadores de calor de vapor de escape.
- b) Las aguas originadas del vapor del jugo; condensados del segundo cuerpo y subsecuentes en un múltiple efecto, de calentadores de jugo o de otros intercambiadores de calor calentados con vapor del múltiple efecto.

Es difícil que los primeros condensados se contaminen. Como se originan de vapor a presión, aun cuando algún tubo del primer efecto esté perforado, es el vapor el que escapa al jugo y no lo contrario. Pueden contaminarse en los calentadores de jugo, cuando un tubo roto admite el jugo a presión, al espacio del vapor.

Los condensados del segundo grupo son los más peligrosos. Primeramente tienen los mismos riesgos de contaminación directa, por el jugo. Además, como los vapores del jugo están frecuentemente al vacío, es más fácil que el jugo a presión los contamine a través de cualquier perforación.

Sin embargo, la contaminación principal se debe al azúcar de los arrastres en los evaporadores. Aun cuando el azúcar esté presente solo en cantidades imperceptibles, estas se retornan a las calderas y terminan por acumularse en sus tubos, formando depósitos de carbones dañinos y peligrosos.

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

Las aguas deberán, entonces, separarse cuidadosamente en condensados:

- a) Del vapor directo o de escape.
- b) Del vapor del jugo (condensado vegetal).

Sólo los condensados del primer grupo deben mandarse al tanque de agua de alimentación de las calderas. Los condensados del segundo grupo pueden utilizarse en la imbibición, el lavado de las tortas de los filtros, la dilución de las mieles y otros. Si hay un exceso de ellos, es mejor, desecharlos y no mandarlos a las calderas. En la actualidad, como consecuencia del déficit de agua, se ha pasado del sistema de control descentralizado al centralizado, lo cual permite chequear sistemáticamente la calidad de los condensados, mediante técnicas analíticas e inspecciones físicas, en aras del mejor aprovechamiento de los mismos.

El vapor describiría un circuito cerrado sin la adición de agua, si no existieran las pérdidas siguientes, que deben compensarse.

- a) Pérdidas en la atmósfera: Fugas en las juntas y los prensaestopas, funcionamiento de las válvulas de seguridad, operación de los sopladores de hollín, motores que escapan a la atmósfera y lavado en las centrífugas.
- b) Agua perdida en la zanja: Desagüe de las tuberías y descompresión de calderas.
- c) Vapor que se pierde parcialmente en las mieles: Lavado en los tachos y dilución de mieles finales.

El total de estas pérdidas de vapor o condensados representa, de acuerdo con las circunstancias, de 10 a 20 % del vapor que producen las calderas ⁽⁶⁾.

$$F_{crc} = F_{vgv} - F_{vdes} - F_{cc} \quad (\text{Ec 2.1})$$

Donde:

F_{crc} : Flujo de condensado para la reposición a las calderas; [kg / h]

F_{vgv} : Flujo de vapor generado en las calderas; [kg / h]

F_{vdes} : Flujo de vapor que alimenta al desareador; [kg / h]

F_{cc} : Flujo de condensado más caliente; [kg / h]

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

Al sustituir los valores comprometidos en la expresión anterior, tomados del balance energético de la fábrica se obtiene que:

$$F_{crc} = 140\,031,04 - 3\,183,30 - 101\,501,78$$

$$F_{crc} = 35\,345,96 \text{ kg/h}$$

Para reemplazar esta cantidad, se necesita incorporar al tanque de agua de alimentación:

a) Agua fría $\begin{cases} \text{Tratada} \\ \text{No tratada} \end{cases}$

b) Parte de los condensados del segundo grupo anterior.

Estos condensados, que se originan del jugo, entran a la fábrica con la caña. Por esta razón, el agua es de una fuente exterior. Sin embargo por el riesgo que representan, su contribución debe reducirse al mínimo y del aparato en que representan menos peligro: el segundo de los cuerpos del evaporador, donde es menos posible que contengan azúcar de arrastres.

Para reducir al mínimo la contribución de condensados del segundo cuerpo, deben recibirse estos en un tanque contiguo al tanque de agua de alimentación de las calderas y sólo tomar en este, por medio de una válvula flotadora, el agua necesaria después de cierto nivel. Los condensados del segundo cuerpo son, normalmente, suficientes para completar los faltantes necesarios.

- *Demanda de agua para la imbibición del bagazo.*

El flujo de agua de imbibición se determina a través de:

$$W_{imb} = \frac{\left({}^0BX_{jp} - {}^0BX_{jm} \right) \cdot C \cdot \% \text{ ext. jugo}}{{}^0BX_{jp} \cdot 100 \%} \tag{Ec 2.2}$$

Donde:

${}^0BX_{jp}$: Concentración del jugo primario; [° BX]

${}^0BX_{jm}$: Concentración del jugo mezclado; [° BX]

C: Caña molida por la fábrica; [kg/h]

% *ext. jugo* : Extracción de jugo en caña; [%]

Al sustituir se obtiene que:

$$Wimb = \frac{(20,06 - 15,70) \cdot 239\,583,33 \cdot 91,85}{20,06 \cdot 100}$$

$$Wimb = 47\,829,00 \text{ kg / h}$$

- *Demanda de agua para la preparación de la lechada de cal.*

La cantidad de lechada de cal necesaria para el proceso de alcalización se considera de (3 a 5) % del flujo de jugo mezclado⁽⁶⁾, por lo que si se toma el valor medio del mencionado rango y se considera que en la solución predomina el solvente agua, queda:

$$Fca = 0,04 \cdot Fjm \tag{Ec 2.3}$$

Donde:

Fca : Flujo de condensado para la alcalización; [kg / h]

Fjm : Flujo de jugo mezclado; [kg / h]

El flujo de jugo mezclado se determina por la siguiente ecuación, resultado de un balance de masa.

$$Fjm = C + Wimb - Bp \tag{Ec 2.4}$$

Donde:

Bp : Bagazo producido; [kg / h]

El bagazo producido se determina por la siguiente expresión:

$$Bp = \frac{C \cdot \% Fcaña}{\% Fbagazo} \tag{Ec 2.5}$$

Donde:

Fcaña : Fibra en caña; [%]

Fbagazo : Fibra en bagazo; [%]

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

Al sustituir los valores tomados del laboratorio se obtiene que:

$$Bp = \frac{239\,583,33 \cdot 13,74}{46,17}$$

$$Bp = 71\,299,00 \text{ kg / h}$$

Por lo que de los resultados anteriores se obtiene que:

$$Fjm = 239\,583,33 + 47\,829,00 - 71\,299,00$$

$$Fjm = 216\,113,33 \text{ kg / h}$$

Finalmente, el flujo de condensado a utilizar para la preparación de la lechada de cal es el que sigue:

$$Fca = 0,04 \cdot 216\,113,33$$

$$Fca = 8\,644,53 \text{ kg / h}$$

- *Demanda de agua para la operación en los filtros de cachaza.*

Según literatura especializada ⁽⁶⁾; en general se utilizan de 100 a 150 de agua % torta. Esta agua debe, de preferencia, estar a 75 u 85 °C; sin embargo, Webre consideró que no es deseable pasar de 60 °C para no arrastrar las ceras contenidas en la torta del filtro.

Por la necesidad de agregar bagacillo a la cachaza y así facilitar la filtración, deben calcularse alrededor de 4 kg de torta por 100 kg de caña; esta cantidad, mayor que la habitual (que es de unos 2 kg) se debe en parte a la humedad y en parte al bagacillo que contiene.

Con tales argumentos se puede determinar la demanda de condensado para el lavado de la cachaza, tomando 125 de agua % torta como valor medio:

$$Fcfc = 1,25 \cdot Ftc \tag{Ec 2.6}$$

Donde:

$Fcfc$: Flujo de condensado para el lavado de la cachaza; [kg / h]

Ftc : Flujo de la torta de cachaza; [kg / h]

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

El flujo de la torta de cachaza se calcula por:

$$F_{tc} = 0,04 \cdot C \quad (\text{Ec 2.7})$$

$$F_{tc} = 0,04 \cdot 239\,583,33$$

$$F_{tc} = 9\,583,33 \text{ kg / h}$$

Al sustituir el anterior resultado queda que:

$$F_{cfc} = 1,25 \cdot 9\,583,33$$

$$F_{cfc} = 11\,979,16 \text{ kg / h}$$

- *Demanda de agua para la centrifugación de las masas cocidas.*

El agua sobrecalentada de (90 a 110) °C y a presión 3,5 kg/cm² en la boquilla o en el aspersor, se rompe en una línea muy fina que se distribuye uniformemente en la pared de azúcar y que permite reducir la cantidad de agua. Al mismo tiempo, el azúcar se eleva a una temperatura mayor y, en consecuencia, está más caliente y seca cuando deja la centrifuga; esta operación da una mayor eficiencia en el lavado ⁽⁶⁾.

El agua de lavado algunas veces se agrega en dos partes, separadas por un intervalo de unos 20 segundos, para mejorar ligeramente la eficiencia de una cantidad dada de agua; Noël Deerr, recomienda 10 % de agua sobrecalentada respecto a la producción de azúcar y 20 % cuando se usa vapor. La siguiente ecuación permite determinar el flujo de condensado para la centrifugación de las masas cocidas ⁽⁶⁾.

$$F_{cc} = 0,1 \cdot A \quad (\text{Ec 2.8})$$

Donde:

F_{cc} : Flujo de condensado para la centrifugación de las masas cocidas A y B; [kg / h]

A: Flujo de azúcar comercial producida; [kg / h]

Al sustituir queda que:

$$F_{cc} = 0,1 \cdot 30\,169,15$$

$$F_{cc} = 3\,016,91 \text{ kg / h}$$

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

El consumo de agua en fase vapor (F_{vc}), para centrifugar masas cocidas de tercera, se considera el 20 % la cantidad de semilla ⁽⁶⁾:

$$F_{vc} = 0,2 \cdot S \quad (\text{Ec 2.9})$$

$$F_{vc} = 0,2 \cdot 9\ 614,82$$

$$F_{vc} = 1\ 922,96 \text{ kg / h}$$

El flujo total de agua demandada por las centrifugas es la suma:

$$F_{tcc} = F_{cc} + F_{vc} \quad (\text{Ec 2.10})$$

$$F_{tcc} = 3\ 016,91 + 1\ 922,96$$

$$F_{tcc} = 4\ 939,87 \text{ kg / h}$$

- *Demanda de condensado para dilución de mieles en tachos.*

El flujo de condensado que se utilizan en la operación de tachos, para la disolución de las mieles, se determina por la expresión siguiente:

$$F_{cmieles} = (PMA_{d2} - PMA_2) + (PMA_{d3} - PMA_3) + (PMB_d - PMB) \quad (\text{Ec 2.11})$$

Donde:

$F_{cmieles}$: Flujo de condensado para la dilución de las mieles; [kg / h]

PMA_{d2} : Flujo de miel A diluida para masa cocida de segunda; [kg / h]

PMA_2 : Flujo de miel A para masa cocida de segunda; [kg / h]

PMA_{d3} : Flujo de miel A diluida para masa cocida de tercera; [kg / h]

PMA_3 : Flujo de miel A para masa cocida de tercera; [kg / h]

PMB_d : Flujo de miel B diluida; [kg / h]

PMB : Flujo de miel B; [kg / h]

Al sustituir se obtiene que:

$$F_{cmieles} = (29\ 165,44 - 26\ 187,18) + (538,85 - 483,82) + (28\ 428,90 - 24\ 314,92)$$

$$F_{cmieles} = 7\,147,27 \text{ kg/h}$$

- *Demanda de agua de manejo en tachos.*

El agua de manejo se utiliza en la operación de tachos cuando se pasa la templa del punto de cocción y se hace necesario lavar el grano y disolver los cristales que presentan forma y tamaño indeseables. Por tal razón, este consumo depende en gran medida de la habilidad del puntista y se considera entre 3 y 5 % del flujo de vapor consumido en tachos ⁽⁶⁾. Si se toma el valor medio del rango queda que:

$$F_{cmt} = 0,04 \cdot F_{vt} \quad (\text{Ec 2.12})$$

Donde:

F_{cmt} : Flujo de condensado para el manejo en tachos; [kg/h]

F_{vt} : Flujo de vapor alimentado a los tachos; [kg/h]

Al sustituir el valor del flujo de vapor alimentado a los tachos, tomado de la figura 2.1, se obtiene que:

$$F_{cmt} = 0,04 \cdot 56\,221,76$$

$$F_{cmt} = 2\,248,87 \text{ kg/h}$$

- *Demanda de agua para la limpieza de equipos tecnológicos.*

En el proceso de evaporación, se presentan reacciones químico-físicas causadas por los incrementos de temperatura y concentración del jugo. Las impurezas inorgánicas de baja solubilidad, a altas temperaturas, precipitan y cierta cantidad se adhiere a las superficies que transfieren el calor; unidas a las que sobrepasan el punto de saturación por efecto de la concentración. Las sustancias orgánicas, que representan la mayor parte, también aportan precipitados en las mencionadas superficies, formándose una capa de incrustación de compleja y particular composición. Esto está determinado, entre otras causas, por las variedades de materia prima que se procesa, la ubicación geográfica y el clima donde ha sido cultivada, la atención cultural durante su desarrollo y los tratamientos dados al jugo como parte de su purificación.

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

La remoción de las incrustaciones puede lograrse a través de diferentes procedimientos como pueden ser los mecánicos y los químicos. En el caso del central “Cristino Naranjo Vázquez” se aplica el procedimiento químico, pero existe también experiencia en la aplicación de la limpieza mecánica.

Procedimientos mecánicos: Pueden ser manuales o mecanizados; los primeros son hisopos de acero con diámetro igual al interior de los tubos y los últimos son dispositivos rotatorios y abrasivos, movidos por turbinas de aire comprimido o motores eléctricos.

Posteriormente, se concluye con máquinas que proyectan, hacia la pared, chorros de agua a elevadas velocidades; esta última etapa de la limpieza mecánica puede ser exclusiva para incrustaciones de pequeño espesor y dureza relativamente baja.

El efecto abrasivo continuado de los dispositivos utilizados en la limpieza, deteriora la superficie interior de los tubos y la rugosidad adquirida favorece la sujeción de posteriores deposiciones, con dificultades en su remoción. Otro inconveniente, resulta de la cantidad de tubos en cada vaso evaporador (miles de unidades), resultando un fuerte y demorado proceder no acorde con las exigencias actuales de los procesos industriales.

Procedimientos químicos: Este procedimiento, utiliza productos químicos capaces de remover los componentes diversos que conforman la incrustación.

Para la remoción de los componentes inorgánicos, se utiliza solución de Ácido Clorhídrico (HCl), mientras que para los de naturaleza orgánica se emplea una solución de Hidróxido de Sodio ($NaCl$), también conocido como Sosa Cáustica.

Las soluciones, al nivel de la placa superior de la calandria, se calientan con vapor hasta alcanzar el punto de ebullición, pues la temperatura resulta un catalizador de las reacciones químicas que se producen entre el ácido y los componentes inorgánicos de la capa de incrustación, siendo simultánea esta operación en todos los vasos del múltiple efecto. El orden adecuado para la limpieza, desde el punto de vista de la protección de los metales del evaporador, es iniciar con la limpieza ácida, posterior enjuague y culminar con la limpieza alcalina. Esto garantiza la pasivación de los residuos ácidos en las porosidades de las superficies corrosibles; sin embargo, la composición y naturaleza diversa de las incrustaciones, puede variar el referido orden.

El ciclo en los evaporadores se realiza cada 8 ó 10 días, en dependencia de la fábrica que se trate y de la posición del vaso en el múltiple efecto. Las incrustaciones presentan un bajo “coeficiente de transferencia de calor”, por lo que disminuyen la capacidad de evaporación del equipo a valores que no asimilan la molida de la fábrica.

Para calcular la cantidad de condensado que demanda la limpieza de los evaporadores, se parte de las dimensiones comprometidas, según la siguiente figura.

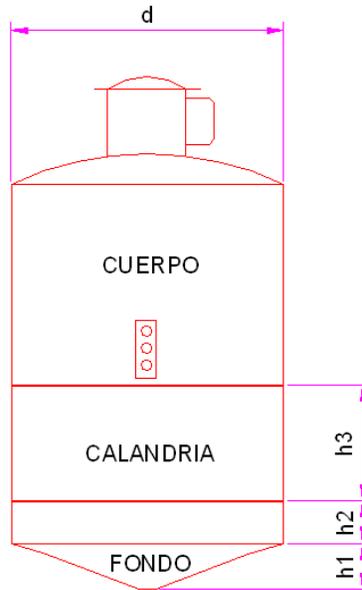


Figura 2.2 Partes y dimensiones principales de un vaso evaporador.

La siguiente expresión permite calcular la cantidad de condensado para la limpieza de cada vaso evaporador y con esto el consumo total para la actividad.

$$F_{alevap.} = 3\pi \cdot r^2 \cdot \left(\frac{h_1}{3} + h_2 + h_3 \right) \tag{Ec 2.13}$$

Donde:

$F_{alevap.}$: Flujo de agua para la limpieza química de evaporadores; [kg / h]

r : Radio interior del cilindro que conforma el evaporador; [m]

h_1 : Altura del fondo cónico del evaporador; [m]

h_2 : Altura de la parte cilíndrica entre el fondo y la placa inferior de la calandria; [m]

h_3 : Altura entre las placas de la calandria; [m]

A continuación se declaran las dimensiones comprometidas con la determinación, obtenidas a través de mediciones.

Tabla 2.2 Flujo de condensado para la limpieza de los vasos evaporadores.

Dimensiones	h_1 [m]	h_2 [m]	h_3 [m]	d [m]	r [m]	V [m ³ . 10 días]
Pre-evaporador 1	0,70	0,25	2,15	4,20	2,10	109,39
Pre-evaporador 2	0,70	0,25	3,00	4,80	2,40	189,00
V1 Doble efecto	0,65	0,25	2,15	4,20	2,10	108,70
V2 Doble efecto	0,65	0,25	2,15	4,20	2,10	108,70
V1 Cuádruple efecto	0,65	0,25	2,15	4,20	2,10	108,70
V2 Cuádruple efecto	0,65	0,25	2,15	4,20	2,10	108,70
V3 Cuádruple efecto	0,65	0,25	1,60	4,20	2,10	85,85
V4 Cuádruple efecto	0,65	0,25	1,60	4,20	2,10	85,85
Flujo total de condensado para cada limpieza; [m ³ /10 días]						795,50
Flujo total de condensado para la limpieza; [kg/h]						3 314,58

Para los cálculos no se tomó en cuenta el pre-evaporador 1, ya que sólo opera durante los periodos en que se realizan las limpiezas del pre-evaporador 2, totalizando 90 horas de operación durante toda la zafra.

- *Demanda de agua para la limpieza de las áreas de trabajo.*

En esta determinación se considera que el consumo de agua en tomas de 13 mm de diámetro es 900 kg/h. El gasto total para la limpieza de las áreas de trabajo es la suma aritmética de todos los gastos individuales, multiplicado por el coeficiente de simultaneidad o cantidad teórica de trabajo al unísono de las tomas de limpieza ⁽⁷⁾.

$$F_{alat} = F_{at} \cdot n \cdot K \tag{Ec 2.14}$$

Donde:

F_{alat} : Flujo de agua para la limpieza de las áreas de trabajo; [kg / h]

F_{at} : Flujo de agua en una sola toma; [kg / h]

⁽⁷⁾ NC45-9. Bases para el Diseño y Construcción de Inversiones Turísticas. Parte 9: Requisitos de hidráulica y Sanitaria. Oficina Nacional de Normalización, La Habana, 1999. 48p.

n : Cantidad de tomas de agua para la limpieza de áreas de trabajo; [U]

K : Coeficiente de simultaneidad de las tomas de limpieza; [*Adimensional*]

Un método utilizado para determinar el valor del coeficiente de simultaneidad es el “Método Francés”; que parte de considerar la cantidad de toma existente en la fábrica, según la siguiente expresión:

$$K = \frac{1}{\sqrt{n-1}} \tag{Ec 2.15}$$

A continuación se relaciona la cantidad de tomas de agua para la limpieza de la fábrica, agrupadas por áreas de trabajo e identificadas durante la realización de una inspección técnica.

Tabla 2.3 Cantidades de tomas de agua para la limpieza de áreas de trabajo y su localización.

Área de localización de las tomas	Cantidad de tomas; [U]
Generación de vapor	5
Planta eléctrica	1
Basculador y molinos	3
Concentración	2
Tachos	4
Almacén	2
Oficinas	5
Kiosco	3
Total	25

Al sustituir se obtiene que:

$$K = \frac{1}{\sqrt{25-1}}$$

$$K = 0,2041$$

Finalmente, el flujo de agua utilizado en la limpieza de las áreas de trabajo es:

$$Falat = 0,25 \cdot 25 \cdot 0,2041$$

$$F_{alat} = 1,28 \text{ l/s} = 4\,592,25 \text{ kg/h}$$

- *Demanda de la reposición en los sistemas de enfriamiento cerrados.*

En la práctica el sistema de enfriamiento de agua de inyección para el funcionamiento del cuádruple efecto y tachos, no requiere reposición alguna si se tiene en cuenta que el condensado que se suma en los condensadores barométricos supera las pérdidas de agua por evaporación y arrastres.

En el cálculo del flujo de agua de reposición de estos sistemas, sólo se tiene en cuenta el correspondiente a los turbogeneradores. La inyección de agua de enfriamiento a estos equipos, se realiza mediante dos bombas CRVL de 100 mm en su descarga; estas, conectadas en paralelo, aportan un caudal de 114 000 kg/h. Las pérdidas totales de agua en estos sistemas, se considera de (3 a 5) % del flujo de agua de inyección ⁽⁶⁾.

$$F_{ape} = 0,05 \cdot F_{ai} \quad (\text{Ec 2.16})$$

$$F_{ape} = 0,05 \cdot 114\,000,00$$

$$F_{ape} = 5\,700,00 \text{ kg/h}$$

- *Demanda de agua para el atemperamiento de vapor de escape.*

Con el objetivo de disminuir la temperatura del vapor de escape, que será utilizado en el calentamiento y la evaporación de jugos, se hace necesario inyectar agua desde la bomba de alimentar calderas.

El acercamiento de los parámetros del vapor hacia la saturación, mejora la transferencia de calor y propicia un producto azúcar de mayor calidad.

A continuación un esquema del funcionamiento del atemperador de vapor.

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

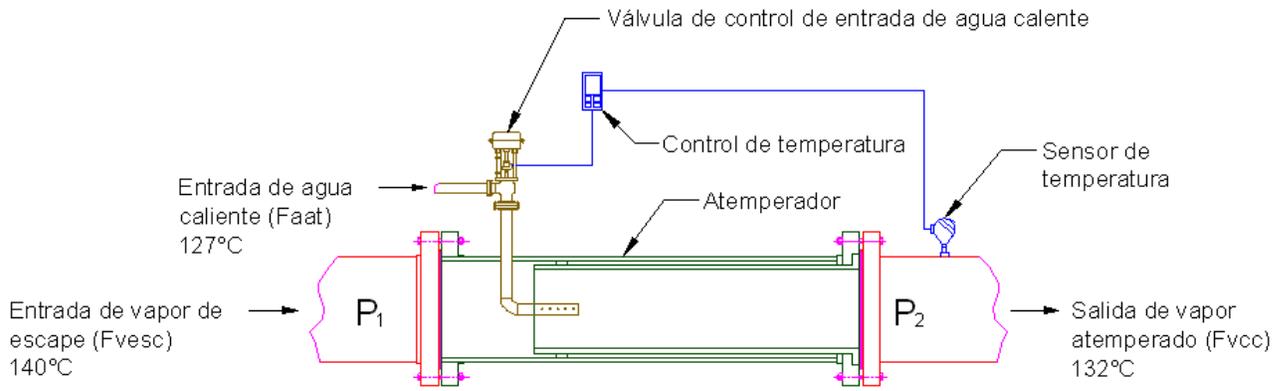


Figura 2.3 Esquema de funcionamiento del atemperador de vapor de escape.

A partir de un balance de masa y energía se obtiene la siguiente ecuación:

$$F_{vesc} \cdot h_{vesc} + F_{aac} \cdot h_{aac} = F_{vcc} \cdot h_{vcc} \quad (\text{Ec 2.17})$$

Donde:

F_{vesc} : Flujo de vapor de escape; $[\text{kg} / \text{h}]$

h_{vesc} : Entalpía del vapor de escape; $[\text{kJ} / \text{kg}]$

F_{aac} : Flujo de agua para el atemperamiento de vapor; $[\text{kg} / \text{h}]$

h_{aac} : Entalpía del agua para el atemperamiento de vapor; $[\text{kJ} / \text{kg}]$

F_{vcc} : Flujo de vapor atemperado para casa de calderas; $[\text{kg} / \text{h}]$

h_{vcc} : Entalpía del vapor atemperado para casa de calderas; $[\text{kJ} / \text{kg}]$

Al sustituir $F_{aac} = F_{vcc} - F_{vesc}$ en la anterior ecuación, se obtiene que:

$$F_{vesc} \cdot h_{vesc} + (F_{vcc} - F_{vesc}) \cdot h_{aac} = F_{vcc} \cdot h_{vcc}$$

Luego de algunas transformaciones algebraicas se obtiene que:

$$F_{vesc} = \frac{F_{vcc} \cdot (h_{vcc} - h_{aac})}{h_{vesc} - h_{aac}} \quad (\text{Ec 2.18})$$

Las entalpías para el cálculo se obtienen en literatura especializada ⁽⁸⁾. Con la presión absoluta y la temperatura $P_{vesc} = 0,270 \text{ MPa}$ y $t_{vesc} = 140^{\circ}\text{C}$ se obtiene que la entalpía del vapor de escape es $h_{vesc} = 2\,741,74 \text{ kJ} / \text{kg}$.

Con la presión absoluta y la temperatura $P_{vcc} = 0,270 \text{ MPa}$ y $t_{vcc} = 132 \text{ }^\circ\text{C}$ se obtiene que la entalpía del vapor atemperado, que demanda casa de calderas, es $h_{vcc} = 2\,724,45 \text{ kJ/kg}$.

Con la temperatura del agua de alimentar calderas $t_{aat} = 127 \text{ }^\circ\text{C}$, se obtiene que $h_{aat} = 531,72 \text{ kJ/kg}$.

Al sustituir queda que:

$$F_{vesc} = \frac{129\,161,00 \cdot (2\,724,45 - 531,72)}{2\,741,74 - 531,72}$$

$$F_{vesc} = 128\,150,51 \text{ kg/h}$$

El flujo de agua caliente para el atemperamiento del vapor de escape es:

$$F_{aat} = 129\,161,00 - 128\,150,51$$

$$F_{aat} = 1\,010,49 \text{ kg/h}$$

A continuación, un resumen de los consumos inherentes al proceso de fabricación de azúcar crudo, obtenidos con anterioridad.

Tabla 2.4 Flujos de agua demandados por los sistemas del proceso de fabricación de azúcar.

Consumo directo de condensado	Flujo demandado [kg/h]
Reposición en la generación de vapor	35 345,96
Imbibición del bagazo	47 829,00
Preparación de la lechada de cal	8 644,53
Operación en los filtros de cachaza	11 979,16
Centrifugación de las masas cocidas	4 939,87
Dilución de mieles en tachos	7 147,27
Manejo de agua en tachos	2 248,87
Limpieza de equipos tecnológicos	3 314,58
Limpieza de las áreas de trabajo	4 592,25
Reposición a sistemas de enfriamiento	5 700,00
Atemperamiento del vapor de escape	1 010,49
Total	132 751,98

2.1.3 Balance de agua industrial.

Al considerar la oferta y la demanda de agua inherente al proceso de fabricación de azúcar crudo, los parámetros exigidos por cada sistema demandante y las características de los condensados obtenidos en el propio proceso de fabricación, resulta que la industria puede alcanzar el balance de agua sin recurrir a fuentes de agua cruda.

Próximo a 65 °BX se concentre la meladura, mayor es la posibilidad de incrementar la reserva de condensado que garantiza la continuidad de la producción, aún para molidas inferiores a la potencial e incluso para la liquidación del proceso, durante largos periodos de interrupción.

La siguiente figura contiene los resultados fundamentales del balance de agua industrial y corrobora aspectos anteriormente referidos.

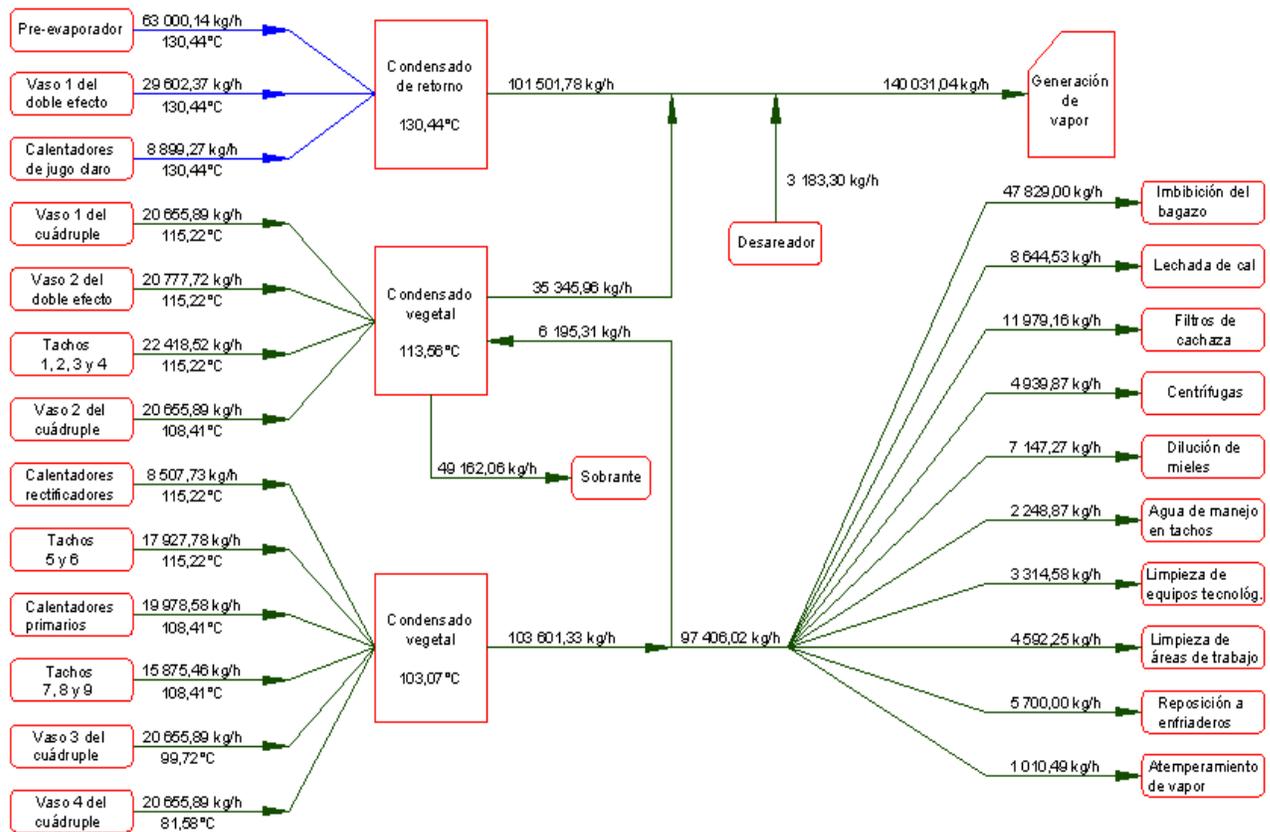


Figura 2.4 Balance de agua en el proceso de fabricación de azúcar crudo.

2.2 Caracterización de la modificación tecnológica.

En el proceso de destilación, se calienta un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor y a continuación se enfría el vapor para recuperar

dichos componentes por medio de la condensación. En la evaporación y en el secado, normalmente el objetivo es obtener el componente menos volátil; el componente más volátil, casi siempre agua, se desecha. Sin embargo, la finalidad principal de la destilación es obtener el componente más volátil en forma pura. Por ejemplo, la eliminación de agua presente en el jugo de caña para obtener la meladura se denomina evaporación y en contraposición si el objetivo es obtener agua a partir del jugo de la caña entonces se considera como destilación, aunque se usan mecanismos similares en ambos casos. Si la diferencia en volatilidad, y por tanto el punto de ebullición, entre los dos componentes es grande, puede realizarse fácilmente la separación completa en una destilación individual. Para la mayoría de los propósitos, este producto es equivalente al agua pura, aunque en realidad contiene algunas impurezas, siendo las más importantes el dióxido de carbono y los sólidos disueltos arrastrados por el vapor.

Si los puntos de ebullición de los componentes de una mezcla sólo difieren ligeramente, no se puede conseguir la separación total en una destilación individual, sino que se requerirá de varias destilaciones sucesivas. Este proceso es conocido como rectificación o destilación fraccionada; se utiliza mucho en la industria, no sólo para mezclas simples de dos componentes, como alcohol y agua en los productos de fermentación, sino también para mezclas más complejas.

El perfeccionamiento del proceso de producción azucarera, propicia la búsqueda de soluciones a problemas actuales. Entre los más críticos está la carencia de agua; la utilización de la reserva de evaporadores de múltiple efecto puede contribuir al total aprovechamiento de los condensados calientes, si se adecuan las cantidades que no reúnen los parámetros de pureza y temperatura, mediante la rectificación.

Simultáneo al proceso de fabricación la puesta en marcha de la reserva del cuádruple efecto, con condensado por la parte de jugo e idénticos parámetros de operación, aportará condensado de alta pureza y temperatura variada. Esto es posible a través de una conexión por tuberías, entre el colector de contaminados del sistema de condensado y el cuádruple efecto de reserva, por la parte de jugo. Si se quiere incrementar la economía del múltiple, puede conectarse entonces al pre-evaporador de reserva; en este último caso se logra la economía de un quintuple efecto. Ver plano 09640-DM-00001 en Anexos.

El evaporador utilizado no sólo preserva la limpieza de sus superficies de intercambio calórico, sino que además se eliminan posibles incrustaciones remanentes de la limpieza anterior. Esto se debe a la acidez del condensado, que contiene dióxido de carbono y ácidos orgánicos en solución.

Los efluentes de los dos primeros vasos se destinarán a la generación de vapor, mientras que el condensado saliente del cuerpo del vaso melador abastecerá a los sistemas de imbibición de bagazo y filtrado de cachaza, por encontrarse entre (52 y 55) °C.

De manera general, este último es apropiado para los sistemas que exigen menor temperatura, aunque en casos excepcionales pudiera variarse tal estrategia. A continuación una representación de la modificación tecnológica, que detalla los parámetros de operación y de los condensados comprometidos.

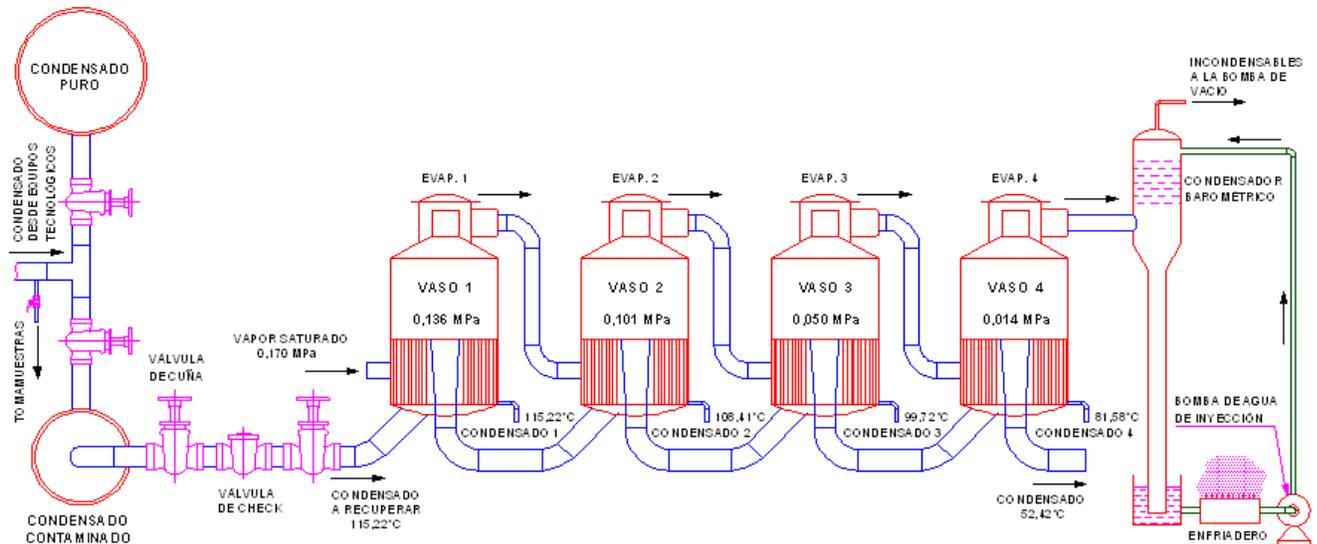


Figura 2.5 Esquema de la modificación tecnológica en el cuádruple efecto.

2.3 Análisis de factibilidad de la modificación tecnológica.

En el análisis de factibilidad es importante tener en cuenta aspectos técnicos de la modificación, valoraciones económicas que contemplan los costos y beneficios que se generan, basadas en la aplicación de técnicas de evaluación económica como el “Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI)”, el “Valor Actual Neto (VAN)” y la “Tasa Interna de Rendimiento (TIR)”; por último y no menos importante se consideran los efectos medioambientales resultantes.

2.3.1 Estudio de mercado.

Este particular constituye una solución más en el ahorro de agua cruda para fábricas de azúcar, con la mayor utilización del condensado asociado a esta producción. Los resultados de la aplicación de la modificación serán beneficios para la propia entidad.

2.3.2 Estudio técnico.

El agua es de los agentes ionizantes más conocidos. Puesto que todas las sustancias son de alguna manera solubles en agua, se le conoce frecuentemente como el disolvente universal; se combina con ciertas sales para formar hidratos, reacciona con los óxidos de los metales formando ácidos y actúa como catalizador en muchas reacciones químicas importantes. Debido a su capacidad de disolver numerosas sustancias en grandes cantidades, el agua pura casi no existe en la naturaleza; a su paso por la tierra, disuelven las sustancias solubles presentes en ella como pueden ser cloruros, sulfatos, nitratos, y carbonatos de calcio, magnesio, hierro y sodio; las que se forman por las reacciones químicas que tienen lugar entre algunos componentes de las aguas y ciertas sustancias minerales del suelo, como los bicarbonatos de calcio, magnesio o hierro y por último las que se originan a través de procesos biológicos, como ocurre con el hierro.

Las impurezas suspendidas y disueltas en el agua natural impiden que esta sea adecuada para numerosos fines. Existen diferentes tratamientos que varían, en lo fundamental, según la naturaleza de las impurezas del agua y del uso que se le quiera dar a esta. Entre los tratamientos más comunes se pueden mencionar los siguientes:

- Ventilación: Para la eliminación de olores y sabores producidos por la descomposición de sustancias orgánicas y por la presencia de residuos industriales; elimina además, por oxidación, los compuestos de hierro y manganeso disueltos.
- Adición de productos químicos: Para la adecuación de parámetros como dureza, pH, alcalinidad, Contenido de oxígeno y otros.
- Intercambio iónico: mediante el uso de zeolitas naturales o artificiales que absorben los iones metálicos causantes de la dureza y liberan iones sodio o hidrógeno en el agua.
- Ósmosis inversa: Se emplea presión para hacer pasar el agua dulce a través de una fina membrana que impide el paso de minerales.

- **Electrodialisis:** Se utiliza para desalinizar aguas salobres, pasando una corriente eléctrica a través de membranas aniónicas y catiónicas.
- **Desmineralización:** Se aplica agua a través de compuestos que absorben los iones. Este proceso se aplica en las centrales termoeléctricas y demás industrias generadoras de energía eléctrica, en las que se requiere de una rigurosa calidad del agua de alimentación de generadores de vapor.
- **Destilación:** Se calienta un líquido hasta que sus componentes más volátiles pasan a la fase de vapor y a continuación se enfría el vapor para recuperar dichos componentes por medio de la condensación.
- **Destilación al vacío:** Permite destilar sustancias a temperaturas por debajo de su punto normal de ebullición. Cuanto mayor es el grado de vacío, menor es la temperatura de destilación.

Tres de los procesos que incluyen la evaporación, seguida de la condensación del vapor resultante, se conocen como:

1. Destilación por compresión de vapor.
2. Evaporación súbita.
3. Evaporación de múltiple efectos.

En el primero se comprime el vapor de baja presión para elevar su temperatura y se enfría en un intercambiador de calor de dimensiones adecuadas, obteniéndose condensado de alta pureza. En el segundo caso se calienta el agua salobre y se introduce por medio de una bomba en tanques de baja presión, donde se evapora bruscamente y al condensarse el vapor, se obtiene agua pura. Por último, la evaporación de múltiple efecto es un proceso que revolucionó la industria azucarera mundial y constituye el principio para dar cumplimiento al objetivo propuesto.

La aplicación de los métodos descritos anteriormente permite adecuar las aguas a costa del incremento de los costos por concepto de tratamiento. Otro aspecto a considerar resulta la obligada utilización de fuentes naturales de abasto de agua, lo cual impide eliminar el consumo de agua procedente de fuentes naturales de abasto.

La carencia de condensados calientes de calidad puede ocasionar la interrupción de la producción o un consumo mayor de combustible; además, el agua bien tratada no reúne

los requisitos de pureza y temperatura que posee un buen condensado. El correcto manejo de estos constituye la mejor opción, con posible autoabastecimiento a partir de la propia caña que se traduce en la reducción de pagos por consumo del recurso, contribución a la preservación del manto freático, la no contaminación del medio con residuales líquidos y otras ventajas.

2.3.3 Estudio organizacional.

Se relaciona con la estructura organizativa y define la naturaleza y contenido de cada puesto de trabajo, o sea su estructura administrativa y fuerza de trabajo para determinar los costos y remuneraciones del proyecto.

El múltiple efecto para la adecuación de condensado demanda la mayor atención durante su puesta en marcha y parada; la operación del evaporador no difiere cuando se procesa jugo o condensado, por lo que cualquier operador de estos equipos se encuentra capacitado para asimilar la instalación modificada. Lo anterior y la baja frecuencia de puesta y salida de los evaporadores permiten centrar la atención en el equipo que procesa jugo.

En el sistema de condensado la actividad de adecuación constituye más bien una garantía del desempeño, ya que las aguas contaminadas y las que frecuentemente se contaminan, deben tomarse para la adecuación de sus parámetros.

Los efluentes de estos peligrosos equipos fuera del circuito para generadores de vapor, disminuye la posibilidad de contaminaciones azucaradas y humaniza el trabajo físico y mental. Por todo lo anterior, lo antes expuesto no justifica la creación de puestos de trabajo ni los incrementos salariales.

2.3.4 Estudios financieros.

Este incluye la determinación del costo inicial de la inversión, los beneficios asociados al la aplicación de la propuesta y el análisis de factibilidad. A continuación se desarrollan estos aspectos.

2.3.4.1 Costo inicial de la inversión.

Para su determinación se aplicó una fórmula típica de cálculo, que contiene soluciones complementarias implícitas y orientadas por el frente de proyecto, para la elaboración de presupuestos en este tipo de empresa. Se contemplan los recursos materiales asociados

a la modificación tecnológica y algunos gastos que la misma genera, según tabla A.1 del Anexo.

2.3.4.2 Beneficios económicos que reporta la modificación.

Para la determinación de los beneficios que genera la puesta en práctica de la modificación tecnológica, deben tenerse en cuenta los siguientes aspectos:

- a) Eliminación del costo por consumo de agua.
- b) Eliminación del costo por tratamiento de agua.
- c) Consumo de combustible adicional para la adecuación del condensado.
- d) Incremento de la generación de energía eléctrica.

A continuación se detallan las particularidades de los aspectos relacionados anteriormente:

a) *Eliminación del costo por consumo de agua cruda.*

Se fundamenta en la caña molida y el índice de consumo de agua cruda, durante las últimas cinco zafas del central “Cristino Naranjo Vázquez” y las tarifas de pago por consumo de agua cruda, establecidas por la Empresa de Recursos Hidráulicos. Al multiplicar, para cada zafa, la caña molida por el índice de consumo de agua cruda se obtiene la cantidad consumida en el periodo correspondiente. La siguiente tabla resume toda la información al respecto.

Tabla 2.5 Consumo de agua promedio de las últimas cinco zafas en el central “Cristino Naranjo Vázquez”, a partir de la caña molida y los índices de consumo de agua.

Años	Caña molida [kg]	Aprovechamiento [%]	Índice de consumo [kg agua/kg caña]	Agua [kg]
2004	386 977 200	53,55	0,33	127 702 476
2005	-	-	-	-
2006	347 950 200	61,74	0,19	66 110 538
2007	207 380 000	46,15	0,44	91 247 200
2008	554 486 000	57,00	0,30	166 345 800
2009	446 722 000	51,00	0,33	147 418 260
Totales	1 943 515 400	54,22	0,31	598 824 274
Promedio	388 703 080	-	-	119 764 855

Para esta determinación deben tenerse en cuenta las fuentes de abasto; según las tarifas de cobro, la Empresa de Recursos Hidráulicos cobra el agua de pozo a $0,10 \text{ \$/m}^3$ dentro de la planificación y a $0,30 \text{ \$/m}^3$ sobre esta; el agua de los embalses es cobrada a $0,75 \text{ \$/m}^3$, sin diferenciación.

Los $119\,764\,855 \text{ kg}$ de agua que se refleja en la tabla 2.8, se tomaron de pozos profundos y dentro de lo planificado. Al considerar el volumen específico del agua y la tarifa de pago por consumo de este recurso, se obtiene que el ahorro monetario equivale a $\$ 11\,976,49$.

b) Eliminación del costo por tratamiento del agua cruda.

Menor compensación de agua disminuye los costos en la generación de vapor por consumos de productos químicos y electricidad en el tratamiento de agua. El vapor, en una fábrica de azúcar, describe un circuito cerrado: se produce en las calderas, se condensa en las calandrias y retorna nuevamente a las calderas por el tanque de agua de alimentación. Sería entonces posible usar vapor en este circuito cerrado sin la adición de agua, si no existieran las pérdidas que deben compensarse.

Durante las últimas cinco zafas se le dio tratamiento a $297\,010\,800,01 \text{ kg}$ de agua y se determinó a partir del diferencial volumétrico registrado por un medidor; de ahí que el promedio por zafa es equivalente a $59\,402\,160,00 \text{ kg}$. La necesidad de un tratamiento previo, basado en la aplicación de productos químicos, generó un incremento de costo.

El consumo específico de cada producto químico, según las características del agua y determinados en la práctica, son: $0,94 \text{ kg/m}^3$ para el Hidróxido de Calcio, $0,30 \text{ kg/m}^3$ para el Sulfato de Aluminio y $0,63 \text{ kg/m}^3$ para el Cloruro de Sodio.

En el análisis no se tuvo en consideración el consumo de la electricidad para el bombeo de los fluidos asociados al tratamiento, ya que este consumo es equivalente al que genera la modificación tecnológica durante su funcionamiento.

Las cantidades de cada producto, para el tratamiento de $59\,402,16 \text{ m}^3$ de agua, resulta de multiplicar la anterior cifra por los índices de consumo y se refleja en la tabla siguiente.

Tabla 2.6 Desglose del ahorro por concepto de productos químicos.

Productos ahorrados	Cantidad; [miles de kg]	Ahorro; [\$]
Hidróxido de Calcio.	55,84	10 302,48
Sulfato de Alúmina.	17,82	5 338,52
Cloruro de Sodio.	37,42	689,65
Total		16 330,65

c) *Consumo de combustible adicional para la adecuación del condensado.*

Para la determinación del consumo adicional de combustible, debido a la puesta en marcha del cuádruple efecto para la adecuación de condensado, se tiene la siguiente ecuación:

$$F_{bag} = \frac{Fvd}{IGN} \tag{Ec 2.19}$$

Donde:

Fvd : Flujo de vapor directo para la adecuación de condensado; [kg / h]

F_{bag} : Flujo adicional de bagazo combustible; [kg / h]

IGN : Índice de generación de vapor neto en calderas; [kg vapor / kg bagazo]

Tomando del balance energético $IGN = 2,191 \text{ kg vapor/kg bagazo}$

El vapor de escape a 0,270 MPa y 140 °C, requiere la reducción de sus parámetros hasta 0,170 MPa y 132 °C, antes de ser alimentado al primer vaso de cuádruple efecto. Al pasarse el vapor por la válvula reductora de presión se obtienen los parámetros 0,170 MPa y 140 °C, para luego atemperarse con agua de alimentar calderas a 127 °C.

Para calcular el flujo de vapor adicional, que deberán producir los generadores se determina a través de la ecuación obtenida del balance de masa y energía en el atemperamiento del vapor de escape:

$$Fvd = \frac{Fvce \cdot (hvce - haat)}{hvd - haat} \tag{Ec 2.20}$$

Donde:

F_{vd} : Flujo de vapor adicional en calderas para la adecuación de condensado; [kg / h]

F_{vce} : Flujo de vapor atemperado que demanda el cuádruple efecto; [kg / h]

h_{vce} : Entalpía del vapor atemperado; [kJ / kg]

h_{aat} : Entalpía del agua para el atemperamiento de vapor de escape; [kJ / kg]

h_{vd} : Entalpía del vapor de escape; [kJ / kg]

Las entalpías para el cálculo se obtienen en literatura especializada ⁽⁸⁾. Con la presión absoluta y la temperatura $P_{vd} = 0,170 \text{ MPa}$ y $t_{vd} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$ del vapor salido de la reductora de presión se obtiene que $h_{vd} = 2\,750,90 \text{ kJ/kg}$.

Con la presión absoluta y la temperatura $P_{vce} = 0,170 \text{ MPa}$ y $t_{vce} = 132 \text{ }^\circ\text{C}$ del vapor atemperado que demanda el cuádruple efecto se obtiene que $h_{vce} = 2\,734,35 \text{ kJ/kg}$.

Con la temperatura del agua de alimentar $t_{aat} = 127 \text{ }^\circ\text{C}$, se obtiene $h_{aat} = 531,72 \text{ kJ/kg}$.

Para determinar el flujo de vapor atemperado que demandará el cuádruple efecto se parte de la siguiente ecuación, según literatura especializada ⁽⁶⁾:

$$F_{vce} = \left[\frac{W_{ece} \cdot Cl_{vg}}{n \cdot Cl_{vce}} + \frac{F_{cce} \cdot C_{pce} \cdot (t_{ebc} - t_{ce})}{Cl_{vce}} \right] \cdot X_{ce} \quad (\text{Ec 2.21})$$

Donde:

F_{vce} : Flujo de vapor atemperado que demandará el cuádruple efecto; [kg / h]

W_{ece} : Flujo de agua evaporada o condensado obtenido en el cuádruple efecto; [kg / h]

Cl_{vg} : Calor latente del vapor generado en el primer vaso; [kJ / kg]

n : Cantidad de vasos del múltiple efecto; ($n = 4$)

Cl_{vce} : Calor latente del vapor a la entrada del primer vaso; [kJ / kg]

⁽⁸⁾ KEENAN, Joseph H. Steam tables and Mollier diagram. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1975. 156p.

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

F_{cce} : Flujo de condensado que entra al equipo; [kg/h]

C_{pce} : Calor específico a presión constante del condensado que entra; [$kJ/kg^{\circ}C$]

t_{ebc} : Temperatura de ebullición del condensado a la presión del primer vaso; [$^{\circ}C$]

t_{ce} : Temperatura del condensado a la entrada del primer vaso; [$^{\circ}C$]

X_{ce} : Coeficiente de pérdidas en el cuádruple efecto; [*Adimensional*]

Se debe considerar que el flujo de condensado que se obtendrá en el cuádruple efecto será igual al flujo de agua tratada presente en la alimentación.

Anteriormente, se obtuvo que el flujo de reposición para el enfriamiento de los turbogeneradores es de $5\,700,00\text{ kg/h}$ ($12\,312,00\text{ m}^3/\text{zafra}$); la diferencia entre $27\,501,00\text{ kg/h}$ ($59\,402,16\text{ m}^3/\text{zafra}$) y lo utilizado para tal enfriamiento constituye el agua tratada para la alimentación de calderas, y se cuantifica en $21\,801,00\text{ kg/h}$ ($47\,090,16\text{ m}^3/\text{zafra}$). Este resultado expresa que el agua tratada está presente en la alimentación de calderas en un $15,57\%$.

Como el vapor del último vaso se condensa en los condensadores barométricos y este no puede aprovecharse para la generación de vapor, toda el agua de compensación debe lograrse con la evaporación de los tres primeros vasos. Al considerar que todos los vasos evaporan igual cantidad de agua, $21\,801,00\text{ kg/h}$ es sólo el 75% de la evaporación del cuádruple efecto. Por lo anterior $W_{ece} = 29\,068,00\text{ kg/h}$.

El flujo de condensado a la entrada del cuádruple efecto es la suma de los flujos de agua demandada por la imbibición de bagazo y el filtrado de la cachaza, además del flujo de agua tratada para la alimentación de calderas.

$$F_{cce} = F_{cfc} + W_{imb} + W_{ece} \quad (\text{Ec 2.22})$$

Al sustituir los valores determinados con anterioridad se obtiene que:

$$F_{cce} = 11\,979,16 + 47\,829,00 + 29\,068,00$$

$$F_{cce} = 88\,876,16\text{ kg/h}$$

En la imbibición de bagazo y en el filtrado de la cachaza, la temperatura del agua no mayor de 60 °C resulta ser el factor limitante; por eso, todo el efluente del cuerpo de la última pieza del evaporador se utilizará en tales sistemas.

Para la alimentación de agua a los generadores de vapor, se destinará todo el condensado vegetal del equipo, con la excepción del que se obtiene en el condensador barométrico.

Con la ecuación de calor específico del jugo a presión constante, se puede determinar dicho parámetro para cero concentraciones de sacarosa en el condensado, según ⁽⁶⁾:

$$C_{pce} = 1 - 0,0056 \cdot {}^0BX_{ce} \tag{Ec 2.23}$$

$$C_{pce} = 1 - 0,0056 \cdot 0$$

$$C_{pce} = 1,00 \text{ kcal/kg } {}^0C = 1,00 \text{ kJ/kg } {}^0C$$

En literatura especializada ⁽⁸⁾, con las presiones absolutas de los vapores que entran y se generan en el primer vaso del cuádruple, $P_{vce} = 0,170 \text{ MPa}$ y $P_{vge} = 0,135 \text{ MPa}$, se obtiene que $Cl_{vce} = 2\,216,00 \text{ kJ/kg}$ y $Cl_{vge} = 2\,233,89 \text{ kJ/kg}$. La temperatura de ebullición del condensado, a la presión $P_{vge} = 0,135 \text{ MPa}$ es $t_{ebc} = 108,22 \text{ }^0C$ y $t_{ec} = 107,53 \text{ }^0C$ es la temperatura promedio de todo el condensado vegetal obtenido en la fábrica.

Las pérdidas del equipo se pueden considerar de (3 a 5) %, según literatura especializada ⁽⁶⁾, por lo que se asume que $X_{ce} = 1,04$.

Al sustituir los resultados anteriores en la ecuación 2.21 se tiene que:

$$F_{vce} = \left[\frac{29\,068,00 \cdot 2\,233,89}{4 \cdot 2\,216,00} + \frac{88\,876,16 \cdot 1,00 \cdot (108,22 - 107,53)}{2\,216,00} \right] \cdot 1,04$$

$$F_{vce} = 7\,647,47 \text{ kg/h}$$

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

⁽⁸⁾ KEENAN, Joseph H. Steam tables and Mollier diagram. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1975. 156p.

Al sustituir los resultados anteriores en la ecuación 2.20 se tiene que:

$$F_{vd} = \frac{7\,647,47 \cdot (2\,734,35 - 531,72)}{2\,750,90 - 531,72}$$

$$F_{vd} = 7\,590,44 \text{ kg/h}$$

Al sustituir los resultados anteriores en la ecuación 2.19 se tiene que:

$$F_{bag} = \frac{7\,590,44}{2,194}$$

$$F_{bag} = 3\,459,64 \text{ kg/h}$$

El costo específico del bagazo utilizado como insumo de la fábrica es 0,0059 \$/kg y la cuantía para los 90 días de zafra es \$ 44 089,65 .

d) Incremento de la generación de energía eléctrica.

El consumo de vapor en los turbogeneradores se puede calcular, según ⁽⁶⁾, a través de la ecuación:

$$F_{vtg} = \frac{N_{turb} \cdot 3600}{Hr \cdot \eta_{tub} \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_{elect}} \quad (\text{Ec 2.24})$$

Donde:

F_{vtg} : Flujo de vapor demandado por el turbogenerador; [kg/h]

N_{turb} : Capacidad de generación eléctrica del turbogenerador; [kwh]

Hr : Trabajo real que desarrolla el vapor en la turbina; [kJ/kg]

η_{tub} : Rendimiento en tuberías del turbogenerador.

η_{mec} : Rendimiento mecánico del turbogenerador.

η_{elect} : Rendimiento eléctrico del turbogenerador.

El trabajo real que desarrolla el vapor sobrecalentado en la máquina está determinado por:

⁽⁶⁾ HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

$$Hr = hvsc - hvsc \tag{Ec 2.25}$$

Con la temperatura y la presión absoluta del vapor sobrecalentado, $tvsc = 320,00 \text{ }^\circ\text{C}$ y $Pvsc = 1,825 \text{ MPa}$, se obtiene la entalpía de este vapor $hvsc = 3\ 073,85 \text{ kJ / kg}$.

El rendimiento en tuberías se recomienda en el rango $\eta_{tub} = (0,94 - 0,98)$ y según las condiciones específicas de la instalación $\eta_{tub} = 0,94$.

Los rendimientos mecánicos y eléctricos de los turbogeneradores se determinan a través de las siguientes expresiones:

$$\eta_{mec} = 0,96 - \frac{0,025}{\sqrt[3]{N_{turb}/1000}} \quad \text{y} \quad \eta_{elec} = 1,00 - \frac{0,040}{\sqrt{N_{turb}/1000}} \tag{Ec 2.26} \text{ y } \tag{Ec 2.27}$$

Tabla 2.7 Resultados de los consumos de vapor nominales de los turbogeneradores.

Cap. Inst. Turb	η_{tub}	η_{mec}	η_{elec}	ϵ_{vsc}	ϵ_{esc}	Hr	Fvtg
5 000	0,940	0,945	0,982	3 073,85	2 741,74	332,11	62 132,58
4 000	0,940	0,944	0,980	3 073,85	2 741,74	332,11	49 860,27
3 000	0,940	0,943	0,977	3 073,85	2 741,74	332,11	37 549,81
Flujo de vapor para 100 % de capacidad de generación eléctrica instalada							149 542,66

Como la cantidad de vapor directo que demandan los turbogeneradores es igual a la cantidad vapor que escapa de estos, entonces:

$$Fvtg = Fvesc + Fvdes \tag{Ec 2.28}$$

$$Fvtg = 128\ 150,51 + 3\ 183,30$$

$$Fvtg = 131\ 333,81 \text{ kg / h}$$

De este resultado se infiere que los turbogeneradores mayores generarán a sus capacidades nominales y el turbogenerador de 3 000 kWh permitirá el balance de vapor de la fábrica.

$$Fvtg = Fvtg_1 + Fvtg_2 + Fvtg_3 \tag{Ec 2.29}$$

Al despejar queda:

$$Fvtg_3 = Fvtg - Fvtg_1 - Fvtg_2$$

$$Fvtg_3 = 131\,333,81 - 62\,132,58 - 49\,860,27$$

$$Fvtg_3 = 19\,340,96 \text{ kg/h}$$

Si se despeja la capacidad de generación eléctrica del turbogenerador, en la expresión general, se obtiene que:

$$Nturb_3 = \frac{Fvtg_3 \cdot Hr \cdot \eta_{tub} \cdot \eta_{mec} \cdot \eta_{elect}}{3\,600} \tag{Ec 2.30}$$

$$Nturb_3 = \frac{19\,340,96 \cdot 332,11 \cdot 0,940 \cdot 0,943 \cdot 0,977}{3\,600} = 1\,545,22 \text{ kWh}$$

Para determinar la generación de electricidad real del turbogenerador 3 ($Nturb_{3R}$), debe tenerse en cuenta el factor de corrección por carga. (Kc)

Tabla 2.8 Factores de corrección por carga en turbogeneradores.

% de carga	Capacidad nominal [kwh]								
	500	1 000	2 000	3 000	4 000	5 000	6 000	7 000	7 500
25	0,698	0,718	0,730	0,735	0,738	0,739	0,740	0,740	0,741
50	0,883	0,893	0,898	0,900	0,901	0,902	0,903	0,903	0,904
75	0,960	0,965	0,966	0,966	0,967	0,967	0,968	0,968	0,986
100	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000

Fuente: HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803p.

Como $Nturb_3 = 1\,545,22 \text{ kWh}$ representa 51,51 % respecto a la carga nominal; mediante interpolación se obtiene que $Kc = 0,904$

$$Nturb_{3R} = Nturb_3 \cdot Kc \tag{Ec 2.31}$$

$$Nturb_{3R} = 1\,545,22 \cdot 0,904$$

$$Nturb_{3R} = 1\,396,88 \text{ kWh}$$

Para calcular el incremento de energía eléctrica, se parte de adicionar al consumo de vapor directo del tercer turbogenerador, lo demandado por la instalación de cuádruple

efecto para la adecuación de condensado y a partir de total de vapor se determinará la potencia eléctrica a generar.

$$F_{vttg} = F_{vtg_3} + F_{vd} \tag{Ec 2.32}$$

$$F_{vttg} = 19\,340,96 + 7\,590,44$$

$$F_{vttg} = 26\,931,40 \text{ kg / h}$$

Con este resultado se puede calcular la potencia eléctrica del propio turbogenerador luego del incremento del vapor directo.

$$N_{tturb_3} = \frac{26\,931,40 \cdot 332,11 \cdot 0,940 \cdot 0,943 \cdot 0,977}{3\,600}$$

$$N_{tturb_3} = 2\,151,65 \text{ kWh}$$

Como el 2 151,65 kWh representa el 71,72 % de la carga nominal, entonces se busca el factor de carga $K_C = 0,957$ en la tabla 2.8.

$$N_{tturb_{3R}} = 2\,151,65 \cdot 0,957$$

$$N_{tturb_{3R}} = 2\,059,13 \text{ kWh}$$

La diferencia entre antes y después del incremento del flujo de vapor directo al tubogenerador, resultará el incremento de la generación eléctrica.

$$\Delta N_{turb} = N_{tturb_{3R}} - N_{turb_{3R}} \tag{Ec 2.33}$$

$$\Delta N_{turb} = 2\,059,13 - 1\,396,88$$

$$\Delta N_{turb} = 662,25 \text{ kWh}$$

Esto representa 1 430 460,00 kWh en cada zafra y al considerar que cada kWh entregado a la red nacional se paga a \$ 0,09 , resultan ingresos de \$ 128 741,40.

A continuación se resume los resultados anteriores en la siguiente tabla.

Tabla 2.9 Utilidad que genera la adecuación de condensado.

Por conceptos de:	Efectivos; [\$]
Ahorro de agua	11 976,49
Ahorro en tratamiento de agua	16 330,65
Incremento del consumo de bagazo	- 44 089,65
Incremento de la generación de electricidad	128 741,40
Costos de la inversión	-18 324,05
Utilidad	94 634,84

2.3.4.3 Evaluación del Proyecto de Inversión.

Para su realización se pueden aplicar diferentes técnicas, pero las usadas en esta investigación son:

- Período de Recuperación de la Inversión (PRI).
- Valor Actual Neto (VAN).
- Tasa Interna de Rendimiento (TIR).

A continuación se desarrollan estas técnicas de evaluación.

- *Período de Recuperación de la Inversión (PRI).*

Esta técnica expresa el tiempo que el proyecto demora en recuperar la inversión inicial o neta.

Para su determinación se parte de la expresión:

$$PRI = \frac{I.I}{EPE} \quad (\text{Ec 2.34})$$

Donde:

PRI_p : Período promedio en que se recupera la inversión inicial; [años]

$I.I$: Inversión inicial o neta; [\$]

EPE : Entrada promedio de efectivos; [\$]

Al sustituir queda que:

$$PRI = \frac{18\,324,05}{11\,976,49 + 16\,330,65 - 44\,089,65 + 128\,741,40} = \frac{18\,324,05}{112\,939,47}$$

$$PRI = 0,1622 \text{ años zafra}$$

Esto significa que la inversión se recupera en 14,6 días de zafra, lo cual se considera muy por debajo de lo establecido por el MINAZ, para la aprobación de las inversiones en periodos inferiores a 3 años.

- *Valor Actual Neto (VAN).*

Es una de las técnicas más importantes en la toma de decisiones; da respuesta al objetivo de la administración financiera: maximizar el valor de la empresa. Expresa en cuánto se incrementa el valor de la empresa con el nuevo proyecto, es decir, da respuesta a cuánto se tiene que invertir hoy para incrementar el valor futuro de la empresa.

Para su determinación se tiene que:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{VF_t}{(1+K)^t} - I.I \quad (\text{Ec 2.35})$$

Donde:

VAN : Valor actual neto; [\$]

VF_t : Flujos netos de efectivos; [\$]

K : Costo de capital de inversión; [\$]

t : Tiempo a partir de realizada la modificación tecnológica; [Años]

$I.I$: Inversión inicial o neta; [\$]

La siguiente tabla contiene los resultados de los cálculos.

Tabla 2.10 Resultados de la determinación del VAN.

Año	Ahorro; [\$]	Costo de Inversión; [\$]	Flujo de Efectivo; [\$]	Factor de descuento	Flujo de Efectivo con descuento; [\$]	VAN; [\$]
0	-	18 324,05	-18 324,05	1,0000	-18 324,05	-18 324,05
1	112 958,89	-	112 958,89	0,8696	98 229,05	79 905,00

$$K = 0,15$$

El criterio de aceptación es $VAN \geq 0$ y en este se acepta la modificación tecnológica para su explotación pues $\$ 79 905,00 > 0$ en el primer año de explotación.

- *La Tasa Interna de Rendimiento (TIR).*

Es la tasa de rendimiento del proyecto que se evalúa. Para su determinación existen métodos computacionales (Excel), métodos gráficos (Perfil del VAN) y el método matemático de Tanteo y error; la TIR es aquella que hace el $VAN=0$ y en este caso se aplica el método matemático referido, muy simple y con cero error por recuperarse la inversión en el primer año de vida del proyecto.

$$\sum_{t=1}^n \frac{VF_t}{(1+K)^t} - I.I = 0 \tag{Ec 2.36}$$

Al despejar la ecuación 2.34 se obtiene la ecuación equivalente:

$$\sum_{t=1}^n \frac{VF_t}{(1+K)^t} = I.I \tag{Ec 2.37}$$

$$\$ \frac{112\,958,89}{(1+K)} = \$ 18\,324,05$$

Al despejar K , se obtiene directamente la TIR.

$$K = \frac{112\,958,89}{18\,324,05} - 1$$

$$K = 5,1645$$

La TIR del proyecto que se evalúa tiene que ser mayor o igual que el costo de capital, es decir ($TIR \geq K$) y para este caso $516,45 \% > 15,00 \%$.

2.3.5 Efectos medioambientales.

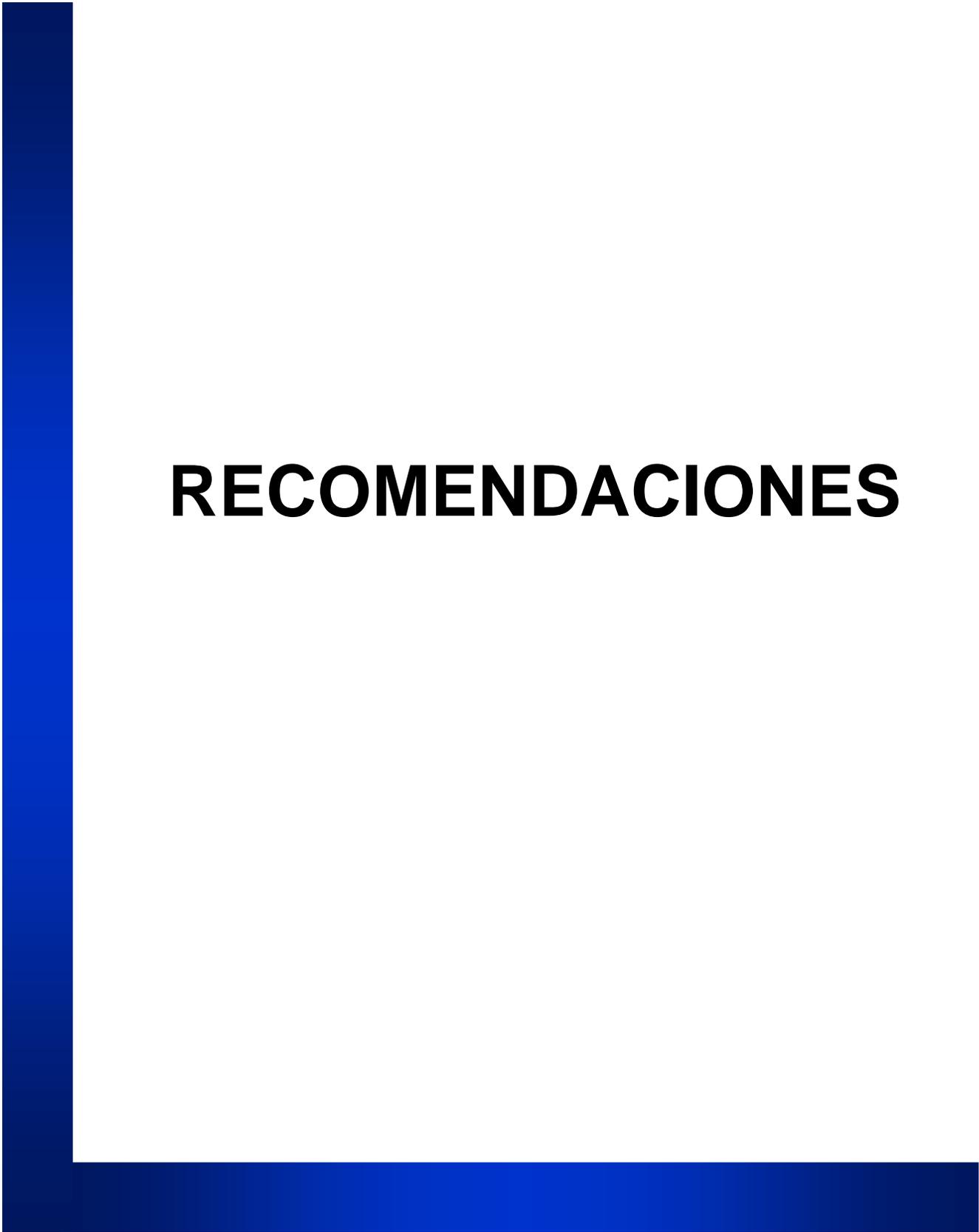
Estos efectos se enmarcan en el menor agotamiento de las reservas de agua subterránea y menor vertimiento de residuales líquidos al medio ambiente, en una cuantía de 119 764 855,00 *kg* en cada zafra.



CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

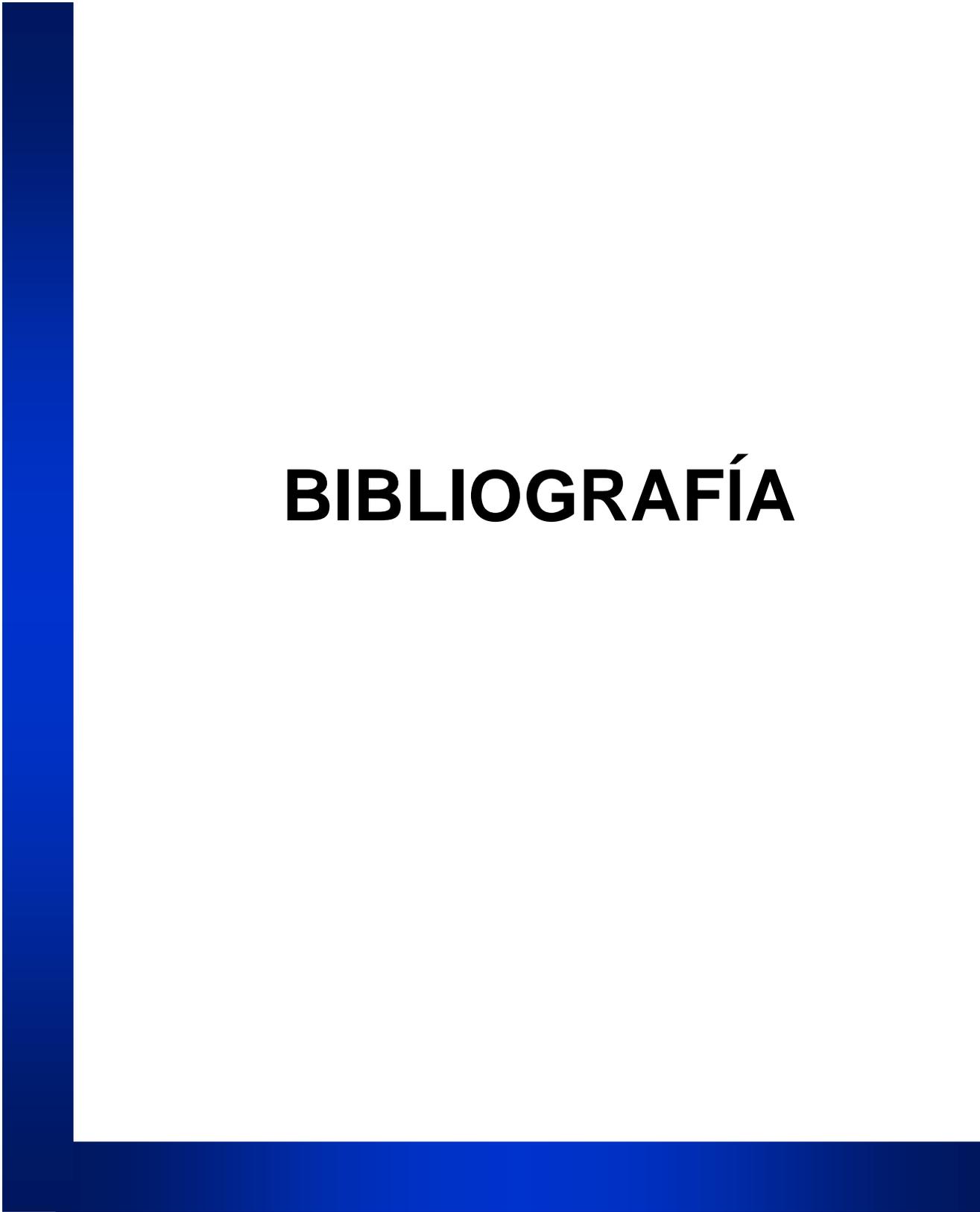
1. La fábrica de azúcar está balanceada energéticamente con un sobrante de bagazo de $4\,724,44\text{ kg/h}$, capaz de garantizar la demanda de bagazo para la generación del vapor que consumirá la instalación modificada.
2. El balance de agua de la fábrica muestra que el agua contenida en la caña puede autoabastecer al proceso de producción de azúcar crudo, con $49\,162,06\text{ kg/h}$ de agua sobrante.
3. La puesta en marcha de la modificación tecnológica garantizará $21\,801,00\text{ kg/h}$ de condensado de alta calidad para la eliminación del agua tratada en la alimentación de los generadores de vapor.
4. Se dejan de consumir $55\,446,69\text{ kg/h}$ de agua subterránea y de verter, al medio ambiente, igual flujo de residuales líquidos contaminantes.
5. Las tres técnicas de evaluación de proyectos, mostraron la factibilidad de la ejecución y puesta en funcionamiento de la modificación tecnológica, con un Periodo de Recuperación de 14,6 días, un Valor Actual Neto de \$ 79 905,00 y una Tasa Interna de Rendimiento de 516,45 % .



RECOMENDACIONES

RECOMENDACIONES

1. Considerar la propuesta como una contribución y no solución exclusiva para el suministro de agua a la fábrica.
2. Aprovechar al máximo permisible la evaporación en los múltiple efecto, para la obtención de mayor flujo de condensado aprovechable.
3. Aplicar esta propuesta de modificación tecnológica en las fábricas de azúcar nacionales, previo estudio, e incluyendo el pre-evaporador de reserva como primer vaso del quíntuple efecto.



BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

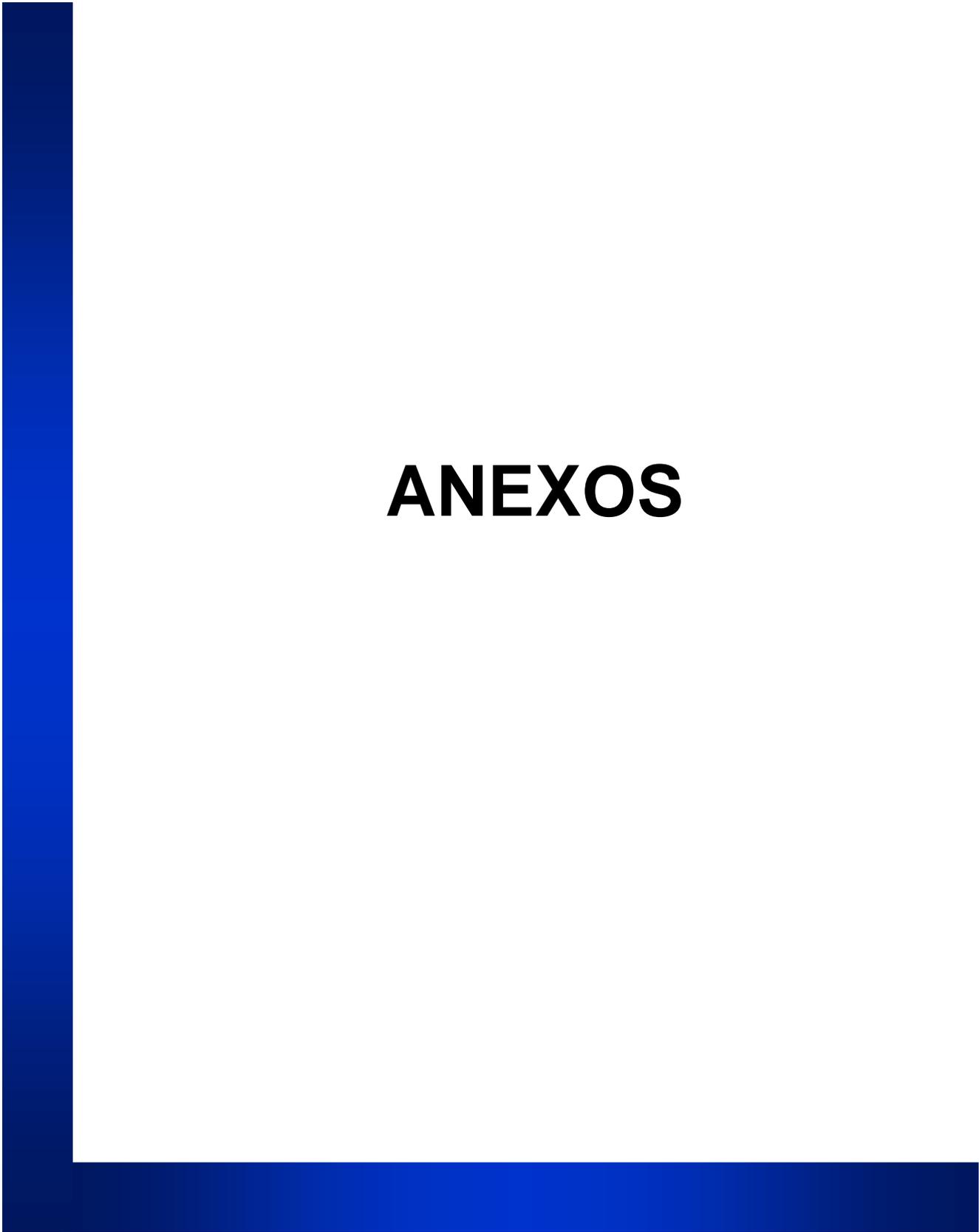
1. BERNSTEIN, Leopold A. Análisis de Estados Financieros. Editorial Mc Graw Hill. México. México DF, 1999.
2. BETANCOURT, José. Gestión estratégica. Navegando hacia el cuarto paradigma. Tercera Edición, Ediciones T. G. Red 2000. Venezuela, 2002.
3. CAMALEÑO Simón, María C. Aplicación de nuevos instrumentos a la gestión empresarial. Revista Administración y Dirección de Empresas, No. 160, pág. 45-56. Madrid, Septiembre 1997.
4. SHIELDS, Carl D. Calderas; tipos, características y sus funciones. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1975. 716 p.
5. Dirección de Presupuestos y Precios del Ministerio de la Construcción PRECONS II. Sistema de Precios de la Construcción. Tomo I. La Habana, Editorial OBRAS, 2005. 464 p.
6. Dirección de Presupuestos y Precios del Ministerio de la Construcción PRECONS II. Sistema de Precios de la Construcción. Tomo II. La Habana, Editorial OBRAS, 2005. 466 p.
7. Disminución del índice de consumo de agua por caña molida en el central "Cristino Naranjo". (Citado 25 julio de 2008). Disponible en: URL: <http://www.ciencias.holguin.cu>
8. Enkerlin, E. Ciencia Ambiental y Desarrollo Sostenible. International Thomson Editores. México, 2003.
9. ESPINOSA, Rubén. Sistema de Utilización del Calor en la Industria Azucarera. La Habana, Editorial ENPES, 1990. 224 p.
10. FAIRES, Virgil Moring. Termodinámica. La Habana, Edición Revolucionaria, 1986. 814 p.
11. GARCÍA, López Ferrer. El Proceso de fabricación de azúcar crudo en los tachos. La Habana, Editorial Ciencia y Técnica, 1969. 352 p.

12. Guía para el análisis y evaluación de calderas y redes de distribución de vapor. Copyright CUBAENERGÍA. (Citado 23 de abril del 2007). Disponible en: URL: <http://www.energia.inf.cu/iee-mep/Document/vapor.pdf>.
13. GOLDRATT, E. M. La Meta. Ediciones Castillo Monterrey. México, Nuevo León, 1992.
14. GOLDRATT, E. M. Necesario, mas no suficiente. Ediciones Castillo Monterrey. México, Nuevo León, 2001.
15. HERRERA, Omar. Equipos de transferencia de calor. La Habana, Ediciones, 1985. 344 p.
16. HERNÁNDEZ Torres, M. Estrategia y control de gestión. Revista Minería y Geología. Vol. XIV. No 2. Cuba, Holguín, Moa, 1997.
17. HONIG, Pieter. Principios de la Tecnología Azucarera. Editorial Pueblo y educación, 1987. 582 p.
18. HUGOT, E. Manual para Ingenieros Azucareros. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980. 803 p.
19. Ingeniería Hidráulica Aplicada a los Sistemas de Distribución de Agua. Editores: Cabrera, E., et al Unidad Docente Mecánica de Fluidos, Valencia, España, 1996.
20. ISACHENKO, V, Osipova, V y Sucomel, A. Transmisión de Calor. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1973. 566 p.
21. KARASSIK Igor, J. y Carter, Roy. Bombas Centrífugas. Selección, operación y mantenimiento. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1987. 560p.
22. KEENAN, Joseph H. Steam tables and Mollier diagram. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1975. 156p.
23. KERN, Donald Q. Procesos de transferencia de calor. La Habana, Edición Revolucionaria, 1979. 980 p.
24. KIRILLIN, V.A, Sichev, V.V y Sheindlin, A.E. Termodinámica Técnica. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1977. 807 p
25. KRASNOSCHIOKOV, E. A y Sukomiel, A. S. Problemas de termotransferencia. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1987. 327 p.

26. La problemática del consumo de agua en la industria azucarera. (Citado 4 septiembre de 2008). Disponible en: URL: <http://www.monografias.com/trabajos16/industriaazucarera/industria-azucarera.shtml>.
27. Manuales Técnicos de Instrucción para la Conservación de Energía. Redes de Distribución de Fluidos Térmicos. Madrid, Centro de estudio de la Energía, 2004. 243 p.
28. MALLO Rodríguez, Carlos. Contabilidad Analítica, Costos, Rendimientos, Precios y Resultados. Editorial Instituto de Contabilidad y Auditoría de Cuentas. España. Madrid, 1991.
29. McADAMS, William H. Transmisión de Calor. La Habana, Ciencia y Técnica, 1970. 557 p.
30. MIRONOV, Víctor y Cisneros Ramírez, César. Guía metodológica para el proyecto de curso de Equipos de Transferencia de Calor. La Habana, Editorial ISPJAE, 1986. 135p.
31. MORRELL, Ignacio. Tecnología Azucarera. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1984. 437 p.
32. NC45-9. Bases para el Diseño y Construcción de Inversiones Turísticas. Parte 9: Requisitos de hidráulica y sanitaria. Oficina Nacional de Normalización, La Habana, 1999. 48 p.
33. NEKRASOV, B. Hidráulica. Tercera reimpresión. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1986. 432 p.
34. NF M 15-010, octubre 1976. Norma AFNOR (Asociación Francesa de Normalización).
35. NORDELL, Eskel. Tratamiento de Agua para la Industria y Otros Usos. Compañía Editorial Continental, S. A. México. 1965. 641 p.
36. PÁVLOV, K. F, Romankov, P. G. y Noskov, A. A. Problemas y Ejemplos para el curso de Operaciones Básicas y Aparatos en Tecnología Química. Moscú, Editorial Mir. URSS. 1981. 614 p.

37. PÉREZ DE ALEJO, H. Como hacer un uso eficiente de la energía en un central azucarero. Conferencia Mundial sobre la Biomasa para la Energía, el Desarrollo y el Medio Ambiente. La Habana, Editorial ENPES, 1995. 457 p.
38. PÉREZ Franco, Diosdado. Equipos de bombeo. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1986. 212 p.
39. PÉREZ GARAY, Luis. Generadores de vapor. Ciudad Habana, Ediciones MES. 1989. 421 p.
40. Proceso de producción del azúcar en Honduras. (Citado 25 de marzo de 2009). Disponible en: URL: <http://www.monografias.com/trabajos34/produccion-azucar/produccion-azucar.shtml>
41. RAMOS Páez, Néstor. Bombas, ventiladores y compresores. La Habana, Editorial ISPJAE, 1989. 398 p.
42. RIZHKIN, V. Ya. Centrales Termoeléctricas. La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1987. 351 p.
43. TANQUERO Díaz, Nelson. Curso de Generadores de Vapor. DIPAG. Puerto Ordaz, Venezuela, 2002. 178 p.
44. TANQUERO, Nelson, Aballe, Luis M. y Reyes, Nelson. Guía metodológica para proyectos de curso de generadores de vapor. Ciudad de La Habana, Editorial ISPJAE, 1987. 270 p.
45. TÉLLEZ Sánchez, Lino; Gutiérrez Hernández, María Teresa; Munilla González, Fermín; Modelo Económico Financiero para el Proceso de Negociación. Certificación de Depósito Legal Facultativo de Obras Protegidas. Registro 2216-2005. CENDA. Cuba, 30 de octubre del 2005.
46. SAMUELSON Paul. Economía. Decimocuarta Edición. Mc Graw Hill. México. México DF, 1993.
47. SPENCER, Heade. Manual de azúcar de caña. La Habana, Edición Revolucionaria, 1967. 460 p.
48. SUÁREZ, Suárez A. Decisiones óptimas de inversión y financiación en la empresa, 15va Edición. Editorial Pirámide S.A. Madrid, 1993.

49. VAN HORNE, James C.; Wachowicz, John M Jr. Fundamentos de Administración Financiera, Octava Edición. Prentice Hall Hispanoamericana S.A. México, 1994.
50. VENNARD, John K y Street, Robert L. Elementos de Mecánica de los Fluidos. La Habana, Edición Revolucionaria, 1986. 814 p.
51. WESTON, J. Fred & Brigham Eugene. Fundamentos de Administración Financiera. Décima Edición. Editorial Mc Graw Hill. México. México DF, 1994.



ANEXOS

ANEXO A

Tabla A.1 Desglose de gastos, y precio del servicio de construcción.

Nro.	Concepto de Gasto	Gasto; [\$]
1	Materiales	11 087,80
2	Mano de Obra	1 173,98
3	Uso de Equipos	290,01
4	Otros gastos directos de Obra (12,5% de 1+2+3)	1 568,97
5	Gastos generales de Obra (10% de 1)	1 108,78
6	TOTAL COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCIÓN (1+2+3+4+5)	15 229,54
7	Gastos Indirectos (12,4% de 6)	1 888,46
8	TOTAL GASTOS INDIRECTOS DE PRODUCCIÓN (7)	1 888,46
9	SUBTOTAL DE GASTOS (6+8)	17 118,01
10	Presupuesto Independiente Facilidades Temporales	-
11	Presupuesto Independiente Gastos Adicionales	-
12	Presupuesto Independiente Gastos Bancarios	-
13	Presupuesto Independiente Seguros de Obra	-
14	Presupuesto Independiente de Imprevistos	-
15	Presupuesto independiente transportación de suministros y medios diversos del constructor	-
16	Presupuesto independiente contribuciones, aportes, pago de derechos y tributos y otros pagos	-
17	SUBTOTAL PRESUPUESTOS INDEPENDIENTES (10+11+12+13+14+15+16)	-
18	COSTO TOTAL (9+17)	17 118,01
19	UTILIDAD 20 % (18 -17-1)	1 206,04
20	Total por el Servicio de Construcción (18+19)	18 324,05

NOTA: Los renglones del 10 al 17 no proceden para las Empresas de Proyecto.