



REVISTA CIENTÍFICA TRIMESTAL DE CUBASOLAR

**REVISTA CIENTÍFICA de las
FUENTES RENOVABLES de ENERGÍA**

13



De biogás a gas acompañante del petróleo: Procedimiento de purificación biológica.....	1
Diseño de los elementos del freeboard de un combustor de lecho fluidizado para bagazo de caña de azúcar.....	14
Estudio preliminar del henequén como fuente de emulgentes.....	28
Influencia de la relación serpentina-limonita sobre los indicadores energotecnológicos en el proceso de molienda del mineral laterítico.....	37
Diseño optimizado de la envolvente de las edificaciones climatizadas.....	47
El uso de las fuentes residuales térmicas de la industria azucarera en los sistemas de refrigeración por absorción.....	54

De biogás a gas acompañante del petróleo: Procedimiento de purificación biológica

From Accompanying Biogas to Oil: Biological Purification Procedure

*Dra. Elina Fernández Santana
M.Sc. Susana Rodríguez Muñoz
Ing. Rafael Franco Rico
Facultad de Ingeniería Química
del Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría.
Calle 127 No. 11 901, e/ 119 y 127, Marianao, Ciudad de La Habana, Cuba.
e-mail: elina@quimica.cujae.edu.cu*

Resumen

El biogás y el gas acompañante del petróleo (GAP) están compuestos fundamentalmente por hidrocarburos, CO₂ (g) y H₂S (gas); los primeros aportan el contenido energético y los otros no son deseados en ninguna de estas fuentes de energía, debido a que resultan perjudiciales al medio ambiente, además de restar contenido energético. Las tecnologías tradicionales para purificar fuentes de energía están basadas fundamentalmente en el empleo de métodos físico-químicos, los cuales son difíciles de aplicar en países en vías de desarrollo como Cuba. En este trabajo se desarrolla un procedimiento biológico para la purificación de estas fuentes de energía mediante el uso de residuales y pequeñas dosis de oxígeno, lo cual resulta muy económico frente a otros métodos. El objetivo de este trabajo es presentar cómo se emplea el procedimiento citado de purificación biológica para tratar tanto biogás como GAP. Para acometer el trabajo se realizaron diferentes experiencias y se utilizaron herramientas de Ingeniería Química que posibilitan plantear, en los resultados, distintas propuestas tecnológicas para ambas fuentes de energía.

Palabras clave: Biogás, gas acompañante, purificación biológica

Abstracts

Biogas and oil gas are fundamentally composed of hydrocarbons, CO₂ (g) and H₂S (gas); the first ones contribute with the energy content while the others are not desired components since they are harmful for the environment and their energy content is lower. Traditional technologies used for purification are essentially based on the physical-chemical methods, difficult to implement in developing countries like Cuba. In this paper we develop a biological procedure for the purification of these sources of energy, using residues and small amounts of oxygen, very economical in comparison with other methods. The goal of this paper is to present how this procedure is used to treat both biogas and oil gas, based on different experiences and using tools of chemical

engineering enabling to state different technological proposals for both sources of energy.

Keywords: Biogas, oil gas, biological purification

Introducción

La crisis energética que enfrenta el mundo actual se debe, fundamentalmente, al uso indiscriminado de los combustibles convencionales (petróleo, gas natural y carbón), agravado por el carácter no renovable de estos recursos y su desmedida utilización en los países desarrollados donde las leyes ciegas del consumo dirigen los derroteros de la economía. Esta situación obliga a la búsqueda de fuentes alternativas y renovables de energía.

Se conoce que el principal producto de la biodegradación de los desechos orgánicos, el biogás, está siendo considerado una de las principales fuentes renovables en el mundo.

El biogás está compuesto, fundamentalmente, por diferentes proporciones de metano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno. El metano es, precisamente, el combustible de la mezcla, la que es imprescindible purificar para hacerla compatible con el uso humano, pues tanto el $\text{CO}_2(\text{g})$ como el $\text{H}_2\text{S}(\text{g})$ son componentes indeseables del biogás.

El $\text{H}_2\text{S}(\text{g})$ es un componente muy tóxico, pequeñas concentraciones de esta sustancia en el aire son suficientes para provocar inconciencia, conjuntivitis, dolor de cabeza, deficiencias respiratorias, etc.; es también un gas corrosivo que ataca a las tuberías, a los componentes constructivos y a los materiales ferrosos.

No se puede perder de vista que no sólo se trata de producir biogás, sino también es necesario considerar su purificación; pero las tecnologías que se emplean en el mundo para purificar el biogás están en manos de poderosos consorcios privados, así como también los reactivos, los materiales y la instrumentación especializada que emplean, por lo que la adquisición para su uso en Cuba está limitada no sólo por sus costos, que de por sí son prohibitivos, sino también por las restricciones impuestas a la Isla por el bloqueo. Teniendo en cuenta la utilidad y la enorme fuente de energía que representa el biogás, los bajos costos de producción y la escasa contaminación ambiental que provoca, comparándolo con otros combustibles, resulta estratégico y muy conveniente estudiar y proponer nuevas formas de purificación de procedencia nacional que den como resultado nuevas propuestas de tecnologías para su tratamiento en el país, considerando que estas deben adaptarse a las condiciones y posibilidades que dispone Cuba, y en forma secundaria valorar su extensión a otros en vías de desarrollo.

Es preciso también estudiar la posibilidad de emplear y proponer una tecnología asequible también para purificar los grandes volúmenes de gas acompañante del petróleo cubano que contiene concentraciones más elevadas de $\text{H}_2\text{S}(\text{g})$. En el mundo este gas se conoce con el nombre de «príncipe de las energías» y se obtienen en Cuba diariamente alrededor de $2\,000\,000\text{ m}^3$; sin

embargo, sólo se aprovecha aproximadamente la cuarta parte de esta producción que emplean tecnologías de purificación importadas.

En este trabajo se desarrolla un procedimiento biológico para la purificación de estas fuentes de energía basado en una metodología de bajo costo para disminuir la concentración de H_2S (g) en el biogás y del gas acompañante del petróleo (GAP).

El objetivo del presente trabajo es mostrar cómo se emplea el procedimiento citado de purificación biológica para tratar tanto biogás como GAP.

La variante de purificación se enmarca dentro de un campo muy atractivo, el biológico, pues utiliza las bacterias sulfurosas presentes en las aguas residuales para lograr la purificación de los gases combustible, que se desarrollan poniendo en contacto el combustible y el aire en presencia de una superficie líquida en la que habitan los microorganismos que posibilitan la efectividad de dicho método, y que son responsables de la reducción de concentraciones de H_2S (g), el que resulta un proceso controlado sin lugar a discusiones, por la transferencia de masa en régimen sublaminar, o lo que equivale a decir difusión molecular, de gas en gas y de gas en líquido.

Materiales y método

Se utilizaron herramientas de Ingeniería Química que posibilitan plantear en los resultados diferentes propuestas tecnológicas para ambas fuentes de energía.

Conociendo que el procedimiento consiste en poner en contacto el biogás o el GAP con una pequeña cantidad de oxígeno del aire, entre 1,5 y 6 % del gas combustible que se va a tratar y pasar ambos fluidos (combustible y aire) por el interior de un equipo purificador que contiene líquido residual durante un período entre 20 y 60 minutos, donde los microorganismos que se encuentran en la superficie líquida consumen el H_2S (g) en altas proporciones, posibilitando obtener a la salida del equipo un biogás o GAP limpio o que contiene el H_2S (g) en cantidades no dañinas para el hombre, el medio ambiente y los materiales de construcción.

Si el principal atractivo de este procedimiento es el uso de residuales como promotor de la purificación, donde precisamente la superficie de la fracción líquida del medio residual y la presencia de una pequeña cantidad de oxígeno son los que posibilitan la eliminación del sulfuro de hidrógeno hasta las concentraciones permisibles internacionalmente, menores de 0,1 %; se realizan pruebas tanto para el biogás como para el GAP:

Para el biogás se desarrollaron experiencias a escala de laboratorio, banco y piloto.

Experiencias de laboratorio

A escala de laboratorio este consistió en utilizar un balón de tres bocas de 1 000 mL de capacidad, cada una de ellas tapadas con tapones monohoradados que tienen acoplados un pequeño tramo de tubería de vidrio

con una válvula de macho de una vía que permite la entrada y salida de fluidos. Los pasos que se deben seguir son:

1. Adicionar en el balón determinado volumen de aguas albañales, después de haber sido lavado y endulzado.
2. Cerrar los tres orificios con sus respectivos tapones garantizando la hermeticidad con parafilm.
3. Conectar una bomba de vacío durante diez minutos para extraer el aire del recipiente y facilitar el paso de los gases al interior del balón.
4. Colocar la bolsa que contiene la mezcla gaseosa a tratar, en uno de los extremos y la bolsa que contiene aire en el otro extremo del balón.
5. Abrir las llaves de estas conexiones para que entren los gases que se hallan en las bolsas.
6. Abrir la llave de la conexión del centro para que los gases que entren desplacen el aire que pudo quedar en el balón. Para ello es necesario apretar por unos segundos las bolsas conectadas.
7. Cerrar la llave del centro y conectar en ésta la bolsa de recoger la muestra, esto sin dejar de oprimir las otras dos bolsas.
8. Abrir la llave del centro apretando las bolsas, de forma tal que se pueda recoger una cantidad adecuada de gas, y poder determinar la composición de la mezcla dentro del balón, que será la inicial del experimento.
9. Cerrar la llave del centro y mantener las bolsas conectadas al extremo por un tiempo pequeño, tratando que los gases que se encuentren en ellas pasen al interior del balón a una presión superior a la atmosférica, para facilitar la salida de ellos posteriormente.
10. Cerrar las llaves de los extremos y retirar las tres bolsas dejando que transcurra el tiempo de reacción, previamente fijado.
11. Transcurrido dicho tiempo, recoger el gas que se encuentra en el interior del recipiente, adicionando al sistema 700 mL de agua destilada aproximadamente.

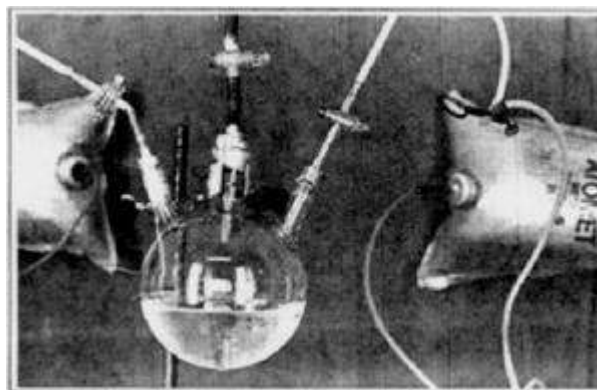


Fig. 1. Sistema experimental para el método biológico (laboratorio).

Experiencias de banco con residual y biogás alimentado en forma discontinua

A partir de los resultados obtenidos en las experiencias de laboratorio se decide estudiar el proceso a una escala superior; para ello se utiliza como superficie líquida, el residual porcino, el biogás obtenido y se emplea como recipiente un tanque de 60 L de capacidad, colocado verticalmente; en su parte

superior posee tres orificios a los que se les soldaron tramos de tubos de 0,100 m de longitud y 0,007 m de diámetro, en dos de ellos (A y B), se introdujeron dos mangueras hasta una zona muy cercana a la superficie del líquido residual; al tercer tramo de tubo (C) se le coloca una manguera que sólo penetrará ligeramente en el tanque (todas las uniones son selladas con parafilm para evitar escape de gases); en una zona muy cercana al fondo del equipo se le soldó una tubería de $\frac{3}{4}$ " (0,020 m) a la que se le colocó una válvula de cuña (E) para descargar el residual porcino, el que es introducido por una tapa (D) que posee el propio tanque.

El esquema del equipo utilizado se muestra en la figura 2 y los pasos que se deben seguir son:

1. Adicionar en el tanque, el residual.
2. Manteniendo el conducto B cerrado, por A se hace pasar biogás a través del tanque para eliminar todo el aire que pudiese quedar dentro; después se cierra A y C con llave de Mohr.
3. Se conecta a C una bolsa de nailon de 11 L de capacidad, manteniendo cerrado su acceso, con el objetivo de recoger la muestra una vez terminado el experimento.
4. Por B se adiciona oxígeno con una bomba oxigenadora de pecera, donde la cantidad que se alimenta al tanque es menor que 5 % del flujo de biogás que se procesa; posteriormente se deja cerrado con la llave de Mohr.
5. Se adiciona el biogás correspondiente a la capacidad disponible en el tanque, por A, pero logrando dentro una sobrepresión, B y C permanecerán cerradas. Después se cierra la llave de Mohr de A y se deja reaccionar el tiempo definido.
6. Transcurrido el tiempo de reacción se retira el experimento; para ello se abre la llave de Mohr de C y se recoge el gas en la bolsa de salida que se conectó en el paso 3.

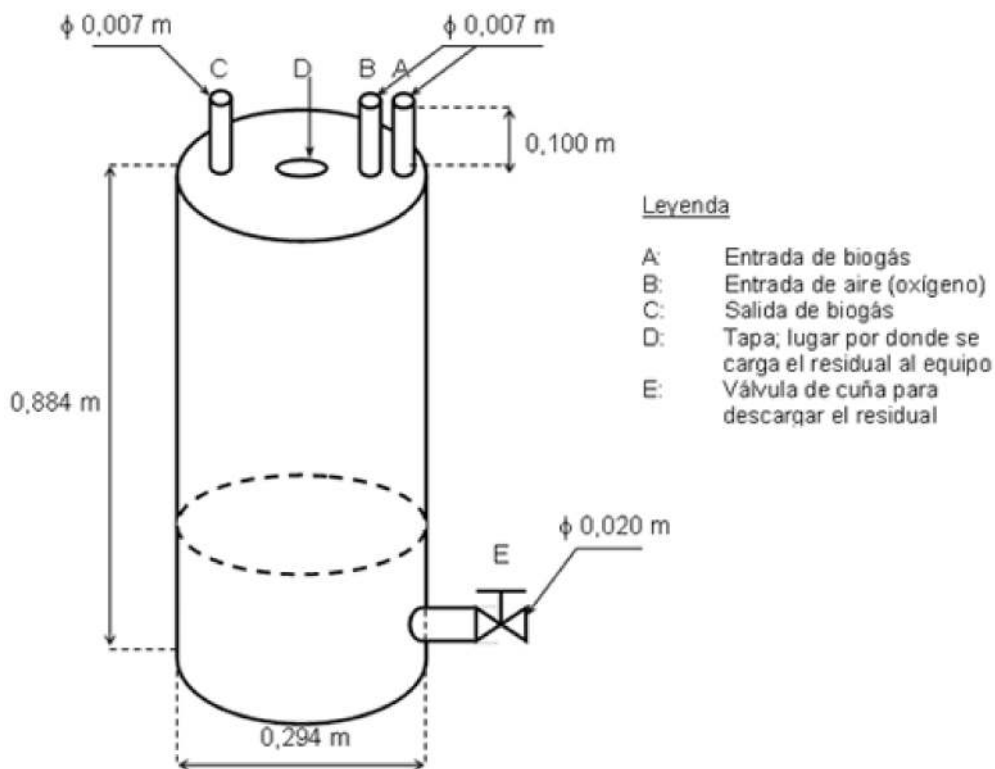


Fig. 2. Sistema utilizado para purificar biogás alimentado en forma discontinua. Pruebas a escala de planta piloto con residual porcino y biogás alimentado en forma continua

Los resultados sugirieron estudiar el proceso continuo; es por ello que el sistema utilizado consiste en un tanque de 210 L de capacidad, colocado horizontalmente, cargado con residual, tomado de la poceta de carga del digester existente en la granja. Dicho residual es adicionado por una tapa que posee el equipo en la parte superior de un lateral.

Al tanque se le hicieron tres orificios a los que se soldaron pequeños tramos de tubos, de 0,007 m de diámetro y 0,100 m de longitud, dos de ellos en una de las tapas laterales del tanque, a un nivel ligeramente superior al del líquido, a través de los cuales se alimentará el biogás y el aire respectivamente; y el tercero se soldó en la parte superior del otro lateral del equipo por donde saldrá el biogás ya tratado; además, por la parte inferior de ese lado se soldó una tubería de (3/4") 0,020 m con una válvula de cuña roscada en éste para permitir la salida del residual. Las zonas de uniones de las mangueras que se colocan en cada tramo de tubo quedaron selladas con parafilm (Fig. 3).

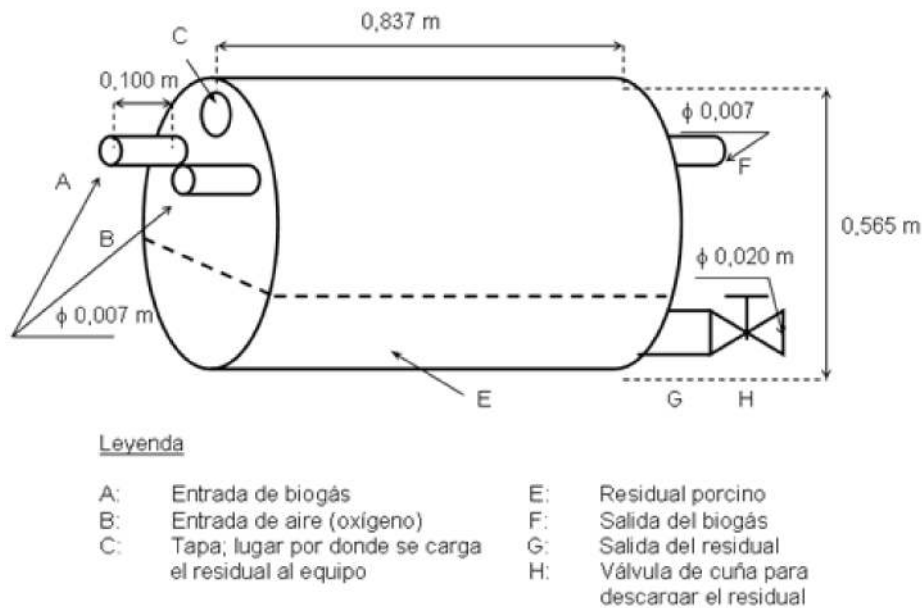


Fig. 3. Esquema del equipo utilizado a escala piloto.

La metodología seguida durante el experimento fue la siguiente:

1. Después de cargar el tanque con el residual, se pasa el biogás por el interior a través de A para eliminar todo el aire (oxígeno) que pudiese quedar dentro.
2. Se fija el flujo de biogás en función de la capacidad disponible del tanque y el tiempo de residencia que se establece para cada corrida experimental.
3. El flujo de oxígeno es alimentado por B, con una bomba oxigenadora de pecera, y se regula conociendo que éste es menor que 5 % del biogás que se procesará.
4. Se procede a tomar muestras de gas a la salida del equipo a intervalos previamente definidos. Estas muestras son recogidas en bolsas de 11 L y son utilizadas en la determinación de las concentraciones de H_2S (g) y CO_2 (g), con los equipos correspondientes.
5. En cada corrida experimental se determina el pH y la temperatura del residual al inicio y al final. De esta forma, obtenidas las concentraciones iniciales y finales del H_2S (g) y el CO_2 (g), se puede determinar el porcentaje de remoción logrado para el H_2S (g), mediante el método biológico desarrollado.

Para el GAP tomando en consideración que se obtienen diariamente grandes volúmenes de GAP se consideran á n como premisas fundamentales que debe ponerse en movimiento el residual al igual que el gas acompañante, y que debe disminuirse la altura de la capa de fluido puesto, que el fenómeno de transferencia de masa ocurre a nivel superficial, garantizando que se cumpla que el tiempo de residencia no ha de cambiar del modelo al prototipo, que la proporcionalidad entre el área de transferencia de masa y el volumen de gas no ha de ser menor de $3,286 \text{ m}^2 / \text{m}^3$, y que el régimen del fluido ha de ser laminar.

Resultados obtenidos

Se propone para el biogás las siguientes propuestas tecnológicas:

Variante tecnológica (I): Para una producción de biogás de 18 m³ /d

Es la cantidad promedio de biogás obtenido en las empresas agropecuarias en Cuba. El biogás está destinado fundamentalmente a la cocción de alimentos de la propia granja y el contenido de H₂S (g) oscila entre 0,1 y 1%.

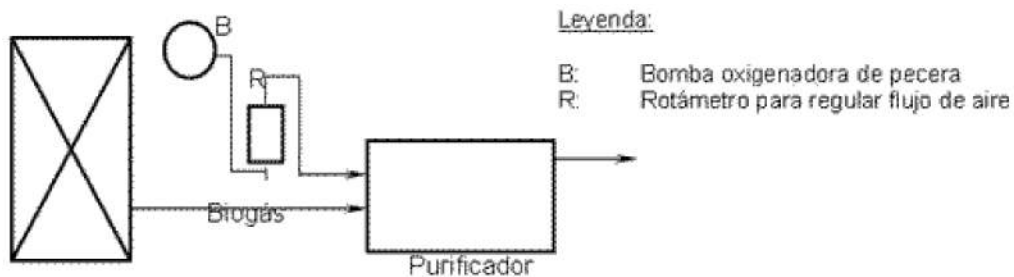


Fig. 4. Esquema de la variante tecnológica (I) para purificar 18 m³ /d de biogás.

En presencia de un digestor con este flujo de producción es posible utilizar esta tecnología con las siguientes especificaciones.

Tanque purificador: de acero 20 que es resistente al H₂S (g) a 2 % o más, de forma cilíndrica, colocado horizontalmente, con diámetro 0,785 m y longitud 1,189 m ; que posee líquido residual procedente del digestor que le antecede.

Bomba oxigenadora de pecera (B): de 110V y flujo de aire de 1 L/min.

Para reducir el contenido de H₂S (g) hasta niveles de trazas en el tanque purificador debe garantizarse:

- Un flujo de aire que mantenga una proporción de O₂ (g) menor de 5 % del flujo de biogás.
- Una presión de trabajo igual a la del digestor.
- Que el pH del medio se encuentre entre 6 y 8,5.
- Un tiempo de residencia de ambos fluidos de 30 minutos.

El valor presente neto (NPV) correspondiente a esta inversión es de = 767,50 USD.

Variante tecnológica (II): Producción de 18 m³ /d de biogás en digestores con gasómetro incorporado

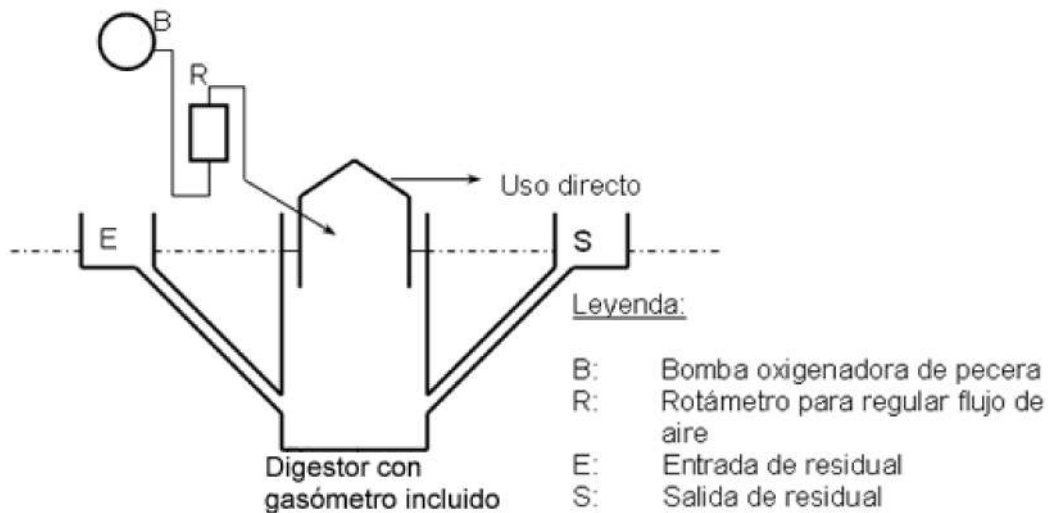


Fig. 5. Esquema de la variante tecnológica (II) para purificar 18 m³/d de biogás.

En aquellos lugares donde exista el digestor con gasómetro incluido, para llevar a cabo la purificación sólo será necesario inyectar oxígeno, en la misma proporción definida anteriormente, directamente a la entrada de la mezcla combustible al gasómetro con igual tiempo de residencia para ambos fluidos.

Las restantes especificaciones están también contempladas en la presente variante, pues coinciden con los parámetros de trabajo de todos los digestores.

El valor presente neto (NPV) correspondiente a esta inversión es de 525,00 USD.

Variante tecnológica (III): Producción de biogás de 15 000 m³/d

Es la cantidad de biogás que se debe obtener en las plantas en construcción o proyecto de algunas destilerías de Cuba; con el propósito de emplearlo como fuente de energía en las calderas de las propias destilerías y en menor medida para utilizarlo en la cocción de alimentos de las poblaciones vecinas. El contenido de H₂S (g) presente en este gas es muy elevado (se encuentra alrededor de 3 %), debido a la fuente de obtención. Esta característica lo hace extremadamente agresivo para los materiales de construcción, el hombre y el medio ambiente; es por ello que una parte importante de la inversión en dichos proyectos está dedicada a su disminución. Para sistemas como estos, se propone la variante tecnológica (III).

Los digestores que producen alrededor de 15 000 m³ de biogás al día son del tipo UASB, con gasómetro exterior; por tanto, es posible realizar en ellos esta tecnología con las siguientes especificaciones:

- Gasómetro ya existente (tanque purificador): de acero recubierto con pintura epóxica, de diámetro 12,114 m y altura 4,88 m incluyendo la campana; que

posee líquido residual albañal en lugar de agua; y que permite almacenar 500 m³ de biogás.

- Soplador de aire COMET 2000, de 1,5 HP, 110V, flujo de aire 3397,87 L/min, silencioso con protección térmica.
- El resto de las especificaciones se corresponden con la variante (I); señalando que la disminución del H₂S (g) se logra en 98 % o más.

Como este gasómetro tiene una capacidad de 500 m³ de biogás y se desea tratar 15 000 m³ /d, el tiempo de residencia en él será de 48 minutos, y si los resultados obtenidos con anterioridad demuestran que con 30 minutos la remoción es muy buena, resulta evidente que con el tiempo de residencia que da este equipo queda garantizada la remoción del H₂S (g) y existirá incluso la posibilidad de purificar un flujo mayor de combustible en este equipo.

El valor presente neto (NPV) correspondiente a esta inversión es de 715,00 USD

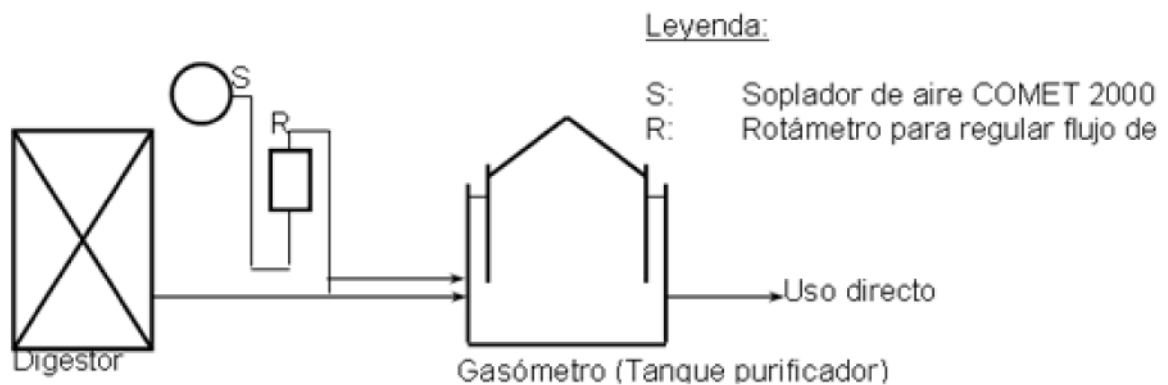
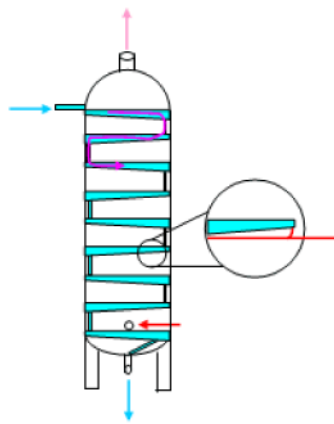


Fig. 6. Esquema de la variante tecnológica (III) para purificar 15 000 m³/d de biogás.

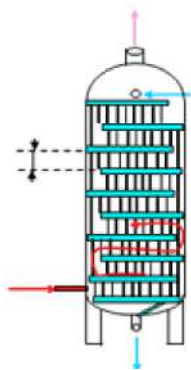
Se propone, para el GAP las siguientes variantes tecnológicas, las que están basadas en la construcción de una torre de platos, el que debe tener las características siguientes:



- Altura: 20.m
- Diámetro: 2.m
- No. de platos: 77
- Distancia entre plato y plato : 0,25.m
- Presión de trabajo: 2800 kPa
- Flujo de gas: 74 722 m³/d

Fig. 7a. Vista de la circulación del residual.

O sea, responde a: forma circular con divisiones en forma de canales, total de diez canales, de ellos nueve por donde circula residual, ángulo de inclinación del plato 1,24°, orificios para la descarga del residual en cada canal: 3, con ello se garantiza:



- Volumen total: 61,522 m³
- Volumen de Gas: 56,32 m³
- *Area de transferencia de masa: 215,5 m²
- *Relación Area de Transferencia de masa/ volumen de gas 3,826 m²/m³
- Costo del equipo: 36 635\$

Fig. 7b. Vista de la circulación del gas.

A partir de lo anterior se propone la siguiente variante tecnológica (I):

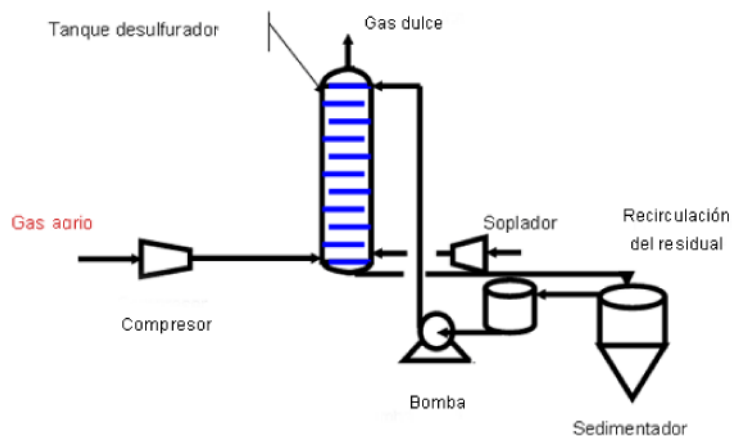


Fig. 8. Variante tecnológica I para purificar GAP.

La alternativa mostrada presenta las siguientes dificultades:

- La descarga se realiza a través de tubos de muy pequeño diámetro y se tiene un tercero como reserva para casos de taponamiento de alguno de los anteriores. El sistema es eficiente, pero vale resaltar lo difícil de su construcción, instalación y mantenimiento.
- La forma trapezoidal del canal puede influir en la aparición de zonas muertas, lo que afectaría el régimen de flujo.
- La construcción es complicada debido a la gran cantidad de tubos a emplear (tres para cada canal).

A partir de lo anterior se realiza una nueva propuesta tecnológica, variando fundamentalmente la descarga del residual; se logra una buena distribución del líquido en el canal irrigándolo completamente, reduciendo la formación de zonas preferenciales de flujo ante ligeras inclinaciones laterales del canal con el empleo de vertederos dentados y además, colocando un sello de líquido en la descarga de cada plato.

A partir de lo anterior se propone la siguiente variante tecnológica (II):

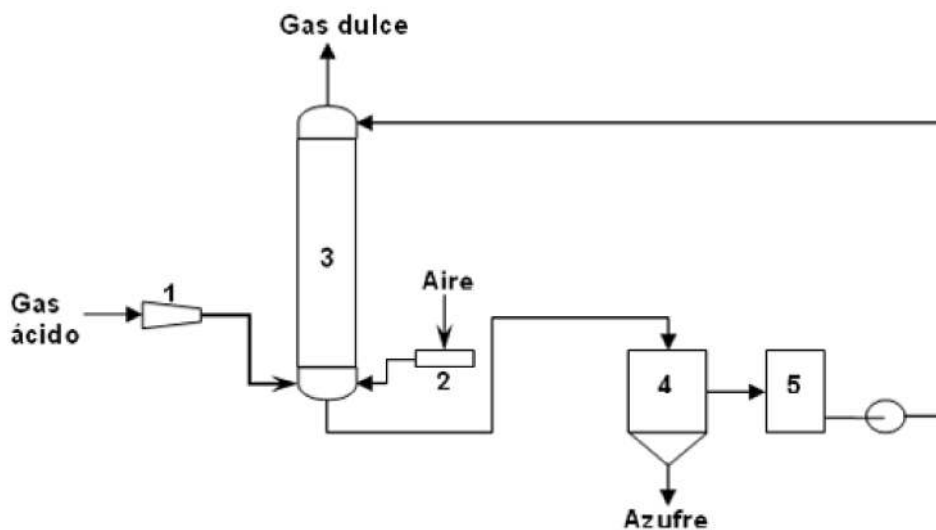


Fig. 9. Variante tecnológica (II) para purificar GAP.

Conclusiones

1. Se presentan diferentes propuestas tecnológicas para purificar tanto para el biogás como para el GAP empleando un método biológico que está al alcance de países en vías de desarrollo, como es el caso de Cuba.
2. El método empleado es factible económicamente; para el biogás resulta evidentemente más económico que los más empleados mundialmente, y para el GAP es mucho más viable que las tecnologías tradicionales que están en manos de poderosos consorcios privados.

Bibliografía

- CAMARGO, E. *Biogas clean-up and utilization*. Wat. Sci. Techn.; 18, 143-150. 1986. Comisión Nacional de Energía. Biogás. Construcción, producción y utilización. Cuba. 1985.
- FERNÁNDEZ, E. Metodología de bajo costo para disminuir la concentración de $H_2S(g)$ en el biogás. Tesis presentada en opción al grado de Doctor en Ciencias Técnicas; Ciudad de La Habana. 1999.
- HERNÁNDEZ, C. «Energías Renovables. El biogás gana terreno». Revista *Bohemia*, Cuba. 1995.
- IPROYAZ. Datos del Proyecto Biogás del Heriberto Duquesne. Departamento de Presupuesto; Ciudad de la Habana; 1998.
- LETTINGA, G. Anaerobic digestion for energy saving and production. *Energy from biomass*. IEC Conference; Inglaterra. Nov; 1988.
- Purificación de Biogás. Editora Sogesta, Italia. 1985.
- RODRÍGUEZ, J. *Propuesta de sistema tecnológico para purificar gas acompañante del petróleo por método biológico*. Tesis de Grado, Cujae. Ciudad de La Habana. 2002.
- VALENCIA, R. Remoción de sulfuro de hidrógeno en el biogás empleando como fuente de microorganismos sulfuro oxidante las aguas residuales de las fábricas de azúcar y las vinazas de destilerías de alcohol. Trabajo de Diploma. Cujae; Ciudad de la Habana. 2002.
- VELA, A. *El gas como alternativa energética*. 1995.

Diseño de los elementos del freeboard de un combustor de lecho fluidizado para bagazo de caña de azúcar

Design of Fluidized-Bed Combustor Freeboard Elements for Sugar Cane Bagasse

*Luis Aballe Infante y Deny Oliva Merencio
Centro de Estudio de Tecnologías de Energía Renovable (CETER).
Facultad de Ingeniería Mecánica, Instituto Superior Politécnico
José Antonio Echeverría (CUJAE).
Calle 127, s/n, CP 19390, Apartado 6028, Habana 6,
Marianao, Ciudad de La Habana , Cuba.
e-mail: laballe@ceter.cujae.edu.cu y deny@ceter.cujae.edu.cu*

Resumen

Se exponen las consideraciones y resultados del diseño de los elementos fundamentales presentes en la parte del freeboard en un combustor de lecho fluidizado burbujeante, para aprovechar energéticamente el bagazo de caña de azúcar. Los aspectos y parámetros fluidodinámicos principales del freeboard son calculados para el combustor que se diseña. Se realiza el balance de materia y energía, así como el cálculo esencial de las superficies de intercambio de calor que se ubicarán en el interior del freeboard del combustor. Los elementos indispensables del sistema de limpieza de los gases de la combustión también son presentados en este trabajo.

Palabras clave: Lecho fluidizado, freeboard, combustor, bagazo de caña de azúcar

Abstracts

Results and considerations on the design of fundamental elements found on the bubbling fluidized-bed combustor freeboard are presented here. This design was made to take advantage of the energy content of sugar cane bagasse. Main freeboard fluid-dynamics elements are estimated for the combustor under design. A balance of matter and energy is made. The essential estimation of the heat-exchange surfaces which are to be set in the interior of the combustor freeboard is made and is also included in this paper, together with the indispensable elements of the combustion gas-cleaning system.

Keywords: Fluidized bed, freeboard, combustor, sugar cane bagasse

Introducción

El *freeboard* es el espacio comprendido desde la superficie del lecho hasta la salida de los gases del reactor al ciclón. Esta última zona es de gran importancia en cuanto a la transferencia de calor.

La continua llegada de burbujas a la superficie del lecho y su espontánea explosión, hace que una parte de los sólidos del lecho salpiquen y salten al

freeboard ; algunos de ellos, los de mayor tamaño, caen nuevamente en el lecho, pero otros pasan a formar parte del espacio libre y son arrastrados neumáticamente por la corriente de gases, sin regresar.

En la medida en que ascienden, va disminuyendo la presencia de sólidos en el freeboard . Los sólidos que están pegados a las paredes del combustor caen mejor debido a que los perfiles de velocidad en esa zona son menores que en su parte central pues, como es sabido, fuera del lecho el perfil no es de flujo de tapón. El ascenso de las partículas sólidas continuará sólo para aquellas que tengan una velocidad terminal inferior a la velocidad de la corriente de gas que sube, mientras que los que tienen una velocidad terminal superior caerán en el lecho en algún momento. Se puede comprobar que la concentración de sólidos presentes en el freeboard disminuye con la altura de éste, al igual que el arrastre, llegando a un nivel en que la densidad de partículas se hace constante y no regresa una partícula más a la fase densa; a este nivel de altura se le llama TDH (*Transport Disengaging Height*), altura de transporte libre.

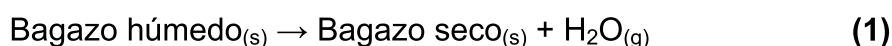
En este trabajo se propone el diseño y dimensionado del freeboard de un combustor para el aprovechamiento energético de bagazo de caña de azúcar a partir de la tecnología del lecho fluidizado.

Freeboard

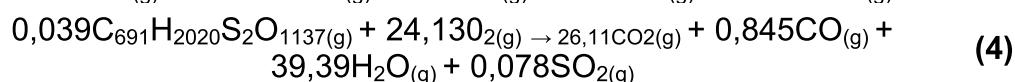
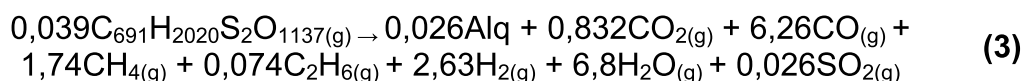
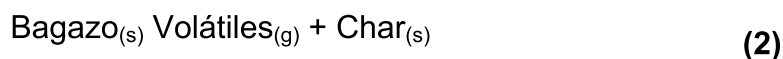
Es en esta sección del combustor donde ocurre la mayoría de las reacciones de combustión en fase gaseosa que tienen lugar en él. El proceso de desvolatilización se realiza en la parte baja del freeboard, aproximadamente a la altura de la alimentación del biocombustible. Este proceso genera una gran cantidad de compuestos volátiles combustibles que se oxidan, aprovechando el oxígeno incorporado con el aire secundario y el que viene con el aire primario de acuerdo con el exceso de aire predefinido.

Reacciones químicas consideradas en el freeboard

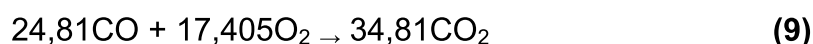
* *Secado.*

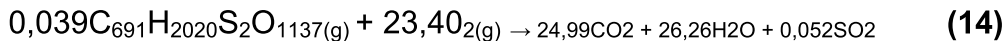
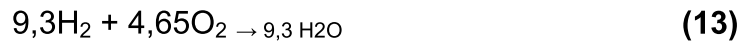
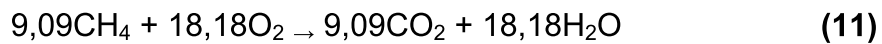
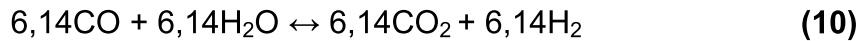


* *Desvolatilización.*



* *Reacciones homogéneas en fase gaseosa.*





Balance de materia en el freeboard

En la figura 1 se muestra la cantidad de oxígeno, que hace falta introducir en el combustor (18,13 kg/h), traduciéndose éste en el aire secundario para la oxidación y descomposición de los volátiles, así como para la oxidación de los compuestos combustibles gaseosos, incluido el alquitrán.

Considerando un exceso de aire primario de 50 %, para obtener un exceso de aire global en todo el sistema, de 25 %, hay que inyectar una cantidad de oxígeno con el aire secundario, de 10 kg/h. Entonces se obtiene como resultado un flujo volumétrico de oxígeno de 6,99 Nm³/h y un flujo volumétrico de aire secundario de 33,27 Nm³/h.

Es indispensable, para un buen diseño del freeboard, que éste tenga una altura superior a la TDH , de forma que se evite la elutriación de partículas que pueden quedar en el combustor sin llegar al ciclón.

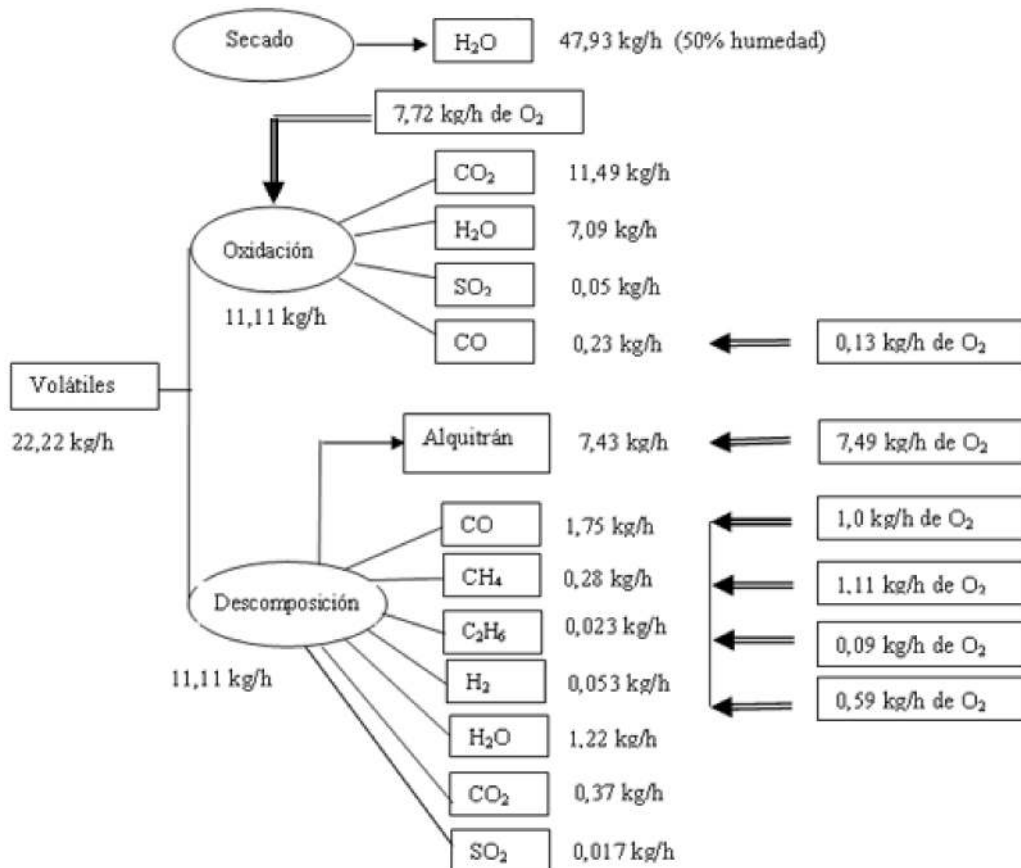


Fig. 1. Necesidades de oxígeno en el freeboard.

Al disponer de la velocidad terminal de cada diámetro promedio, se conocerán las partículas propensas a ser elutriadas comparándolas con la velocidad de fluidización, $u_0 = 0,42$ m/s. Las partículas de inerte no son afectadas por la elutriación dada su densidad, sólo el residuo carbonoso (*char*), en algunos segmentos de tamaño son afectados por este proceso. Los diámetros de material carbonoso que son afectados por la elutriación tienen entre 0,125 y 0,375 mm .

En las figuras 2 y 3 se muestra la variación del valor de la velocidad terminal para los distintos segmentos de tamaño de partículas, tanto para el inerte como para el residuo carbonoso.

Para calcular la TDH se aplicará la ecuación siguiente:

$$TDH = \frac{1}{a} \ln \left(\frac{E_0 - E_w}{0,01E_w} \right)$$

El parámetro a toma valores recomendados en la bibliografía entre 3,5 y 6,4, si bien Wen y Chen sugieren $a = 4$.

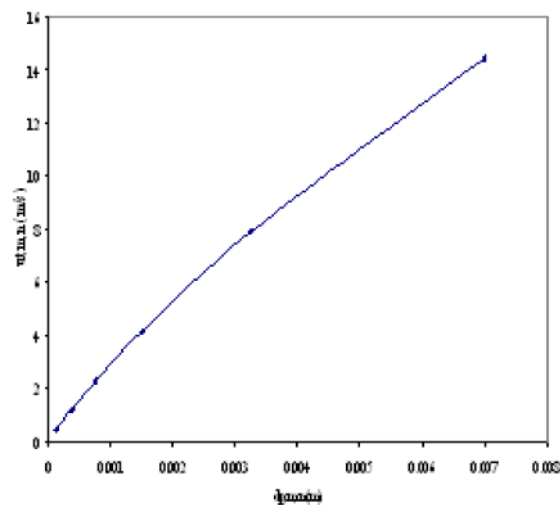


Fig. 2. Variación de la velocidad terminal para los distintos segmentos de tamaño de partículas de inerte.

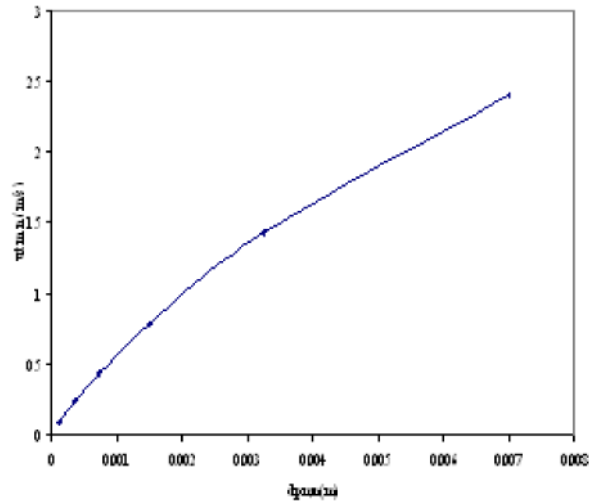


Fig. 3. Variación de la velocidad terminal para los distintos segmentos de tamaño de partículas del residuo carbonoso (char).

La determinación de la TDH brinda el valor de 1,71 m para las partículas de *char* de 0,125 mm de diámetro, y de 1,37 m para las partículas de *char* de 0,375 mm de diámetro. Este resultado nos lleva a proponer una altura mayor a 1,71 m para garantizar estar por encima de los dos valores calculados. Finalmente, se asigna un valor de 2 m de altura al freeboard, por encima del distribuidor, que garantiza un flujo constante de partículas elutriadas, tal como se puede observar en las figuras 4 y 5.

Balance de los elutriados

Según los cálculos realizados, teniendo en cuenta la distribución granulométrica asumida para el inerte (no se presenta en este trabajo por no ser de importancia para el diseño en cuanto a arrastre y elutriación) y para el *char*, casi todos los segmentos de tamaño de partículas del inerte presentan un valor de velocidad terminal superior a la velocidad superficial del aire, excepto las pertenecientes al grupo de 0,125 mm como diámetro promedio, de las cuales será arrastrado, más allá de la superficie del lecho, un flujo de 2,427 kg h⁻¹, y será elutriado, más allá de la TDH fijada, un flujo de 0,677 kg h⁻¹.

Con relación a las partículas de *char*, éstas pueden ser elutriadas si se encuentran en los segmentos de tamaño más bajos. A continuación se muestran las curvas que reflejan el comportamiento del arrastre y la elutriación de tales partículas a lo largo del combustor.

A partir de los cálculos realizados, se obtiene que los flujos de partículas elutriadas son los siguientes: para las partículas de 0,125 mm de diámetro, 0,052 kg/h; y para las partículas de 0,375 mm de diámetro, 0,028 kg/h. Esto da en total un flujo de 0,08 kg/h de partículas, equivalentes a 1,93 kg de residuo carbonoso por cada 24 h de operación de la planta.

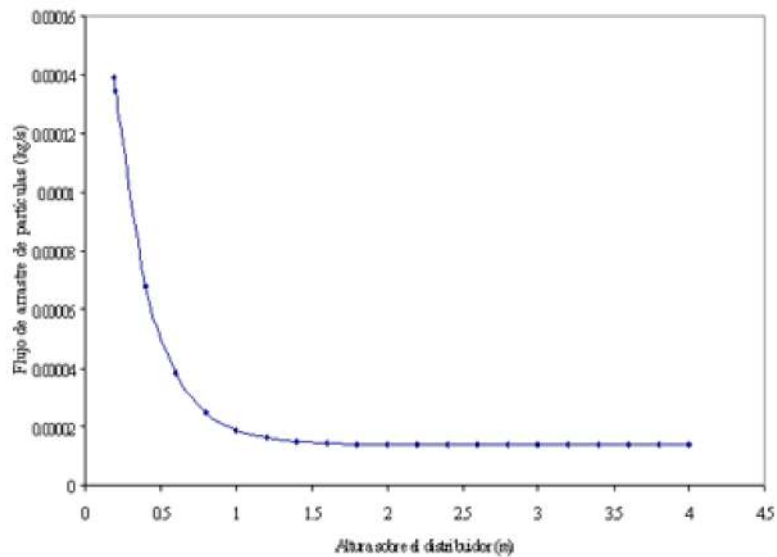


Fig. 4. Variación del flujo de partículas de char con diámetro 0,125 mm con la altura del combustor.

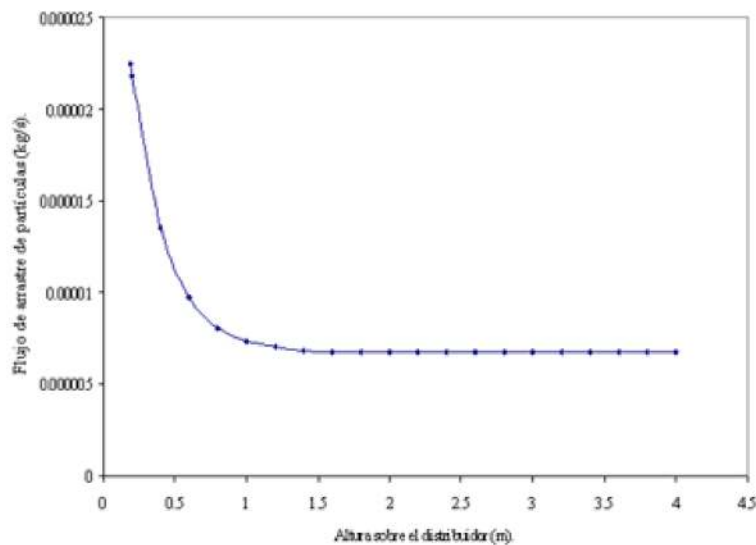


Fig. 5. Variación del flujo de partículas de char con diámetro 0,375 mm con la altura del combustor.

Balance de energía en el freeboard

A continuación se especifican los elementos que constituyen el balance de energía en el freeboard:

$$Q_{r,f} = Q_{int,f} + Q_{perd,f} + Q_{ent,f} - Q_{sal,f}$$

Donde:

$Q_{r,f}$: Flujo de calor generado por combustión en el freeboard (kW).

$Q_{int,f}$: Flujo de calor retirado por los intercambiadores en el freeboard (kW).

$Q_{perd,f}$: Flujo de calor perdido que llega a los alrededores en el freeboard (kW).

$Q_{ent,f}$: Flujo de calor en la corriente de entrada al freeboard (kW).

$Q_{sal,f}$: Flujo de calor en la corriente de salida del freeboard (kW).

Flujo de calor generado por combustión

La energía calorífica disponible en el freeboard se genera a partir de las reacciones correspondientes a la oxidación de los compuestos gaseosos combustibles que se desprenden durante la desvolatilización del biocombustible, de los de una parte de los volátiles y del alquitrán producido en el sistema, que a su vez sirve para propiciar la mantención de los procesos de pirólisis y secado.

Se evalúa el PCI de los volátiles en $9\,840,68\text{ kJ kg}^{-1}$ ($2,8113 \cdot 10^5\text{ kJ mol}^{-1}$), lo que permite obtener su calor de formación como $-229\,068,02\text{ kJ mol}^{-1}$.

Aplicando la ley de Hess se calcula el calor aportado por cada una de las reacciones que ocurren en el freeboard, cuyos valores se muestran en la tabla 1.

Asumiendo que la descomposición previa del biocombustible (R2) es prácticamente atérmica, el flujo total neto de calor, disponible en el freeboard y generado en el lecho por reacción química, es de $Q_{r,f} = -39,86\text{ kW}$.

Tabla 1. Calores generados por reacción en el freeboard

Combustible	Reacción	Calor de reacción (kW)
Secado	1	30,052
	2	-
Volátiles	3	0,480
	4	-30,456
	9	-4,743
	10	-0,121
Gases	11	-3,874
	12	-0,309
	13	-2,476
Alquitrán	14	-28,412

Flujo de calor en la corriente de entrada al freeboard

El flujo entálpico que ingresa en el freeboard con la corriente de entrada a él, está compuesto por la contribución del biocombustible, que es alimentado en la zona baja del freeboard; la de las partículas de *char*, que son arrastradas desde el lecho; la del aire secundario para la combustión; la de las partículas de inerte y la de los gases que abandonan el lecho. Lo mismo que para el

cálculo realizado sobre el lecho, este flujo entálpico está basado en la temperatura de referencia de 298 K.

Se puede observar claramente que el flujo entálpico que ingresa en el freeboard se corresponde con el que abandona el lecho, ya calculado y presentado en el presente trabajo; se suman las aportaciones del biocombustible y se incluyen las del vapor de agua generado por el secado del biocombustible y la del aire secundario.

$$Q_{ent,f} = Q_{sal} + Q_{aire,sec} + Q_{bagazo} + Q_{vapor}$$

El aporte que realiza el aire secundario al flujo entálpico que ingresa al freeboard es el siguiente:

$$Q_{aire,sec} = m_{aire,sec} c_{p,aire} (T_{aire,sec} - 298)$$

$$Q_{aire,sec} = 0,06 \text{ kW}$$

Con el biocombustible llega al freeboard la aportación siguiente:

$$Q_{bagazo} = m_{bagazo} c_{p,bagazo} (T_{bagazo,alim} - 298)$$

$$Q_{bagazo} = 0,139 \text{ kW}$$

Por otra parte está el vapor de agua que se desprende en el secado del biocombustible, que también contribuye a la corriente entálpica de entrada al freeboard:

$$Q_{vapor} = m_{vapor,agua} c_{p,H_2O} (T_{ent,vapor} - 298)$$

$$Q_{vapor} = 0,106 \text{ kW}$$

La corriente entálpica de entrada al freeboard tiene gran cantidad de energía:

$$Q_{ent,f} = 88,666 \text{ kW}$$

Flujo de calor en la corriente de salida del freeboard

La corriente de salida del freeboard está compuesta por las partículas de inerte y de *char* que son elutriadas y abandonan definitivamente el combustor, además de los gases producto de la combustión y realizan las aportaciones siguientes al flujo de calor.

El cálculo se realiza de forma que a la salida del freeboard los gases tengan una temperatura de 300 °C . Para:

$$CO_2: Q_{CO_2,f} = 8,24 \text{ kW}$$

$$H_2O: Q_{H_2O,f} = 8,734 \text{ kW}$$

$$NO: Q_{no,f} = 0,065 \text{ kW}$$

$$\text{NH}_3 : Q_{\text{NH}_3,\text{f}} = 0,056 \text{ kW}$$

$$\text{N}_2 : Q_{\text{N}_2,\text{f}} = 29,335 \text{ kW}$$

$$\text{O}_2 : Q_{\text{O}_2,\text{f}} = 1,483 \text{ kW}$$

$$\text{SO}_2 : Q_{\text{SO}_2,\text{f}} = 0,009 \text{ kW}$$

Los componentes sólidos de la corriente de salida realizan el aporte siguiente:

Por parte del inerte elutriado:

$$Q_{\text{inerte,elut}} = 0,041 \text{ kW}$$

Para las partículas de *char* que son elutriadas:

$$Q_{\text{chart,elut}} = 0,013 \text{ kW}$$

A partir de los componentes elementales se obtiene la cantidad total del flujo entálpico que abandona el freeboard:

$$Q_{\text{sal,f}} = Q_{\text{CO}_2,\text{f}} + Q_{\text{H}_2\text{O},\text{f}} + Q_{\text{NO},\text{f}} + Q_{\text{NH}_3,\text{f}} + Q_{\text{N}_2,\text{f}} + Q_{\text{O}_2,\text{f}} + Q_{\text{SO}_2,\text{f}} + Q_{\text{inerte,elut}} + Q_{\text{chart,elut}}$$

$$Q_{\text{Sal,f}} = 47,976 \text{ kW}$$

Pérdidas a los alrededores

La evaluación del calor cedido al ambiente a través de las paredes del freeboard , se efectúa de la misma manera que para este acápite en la primera parte del trabajo, se obtiene un espesor de 10 cm para la capa de lana de vidrio y se mantiene de 5 cm para el refractario en toda la zona del freeboard. Por tanto:

$$Q_{\text{perd,f}} = 0,237 \text{ kW}$$

Flujo de calor absorbido en los intercambiadores

El calor que queda disponible para ser aprovechado por un fluido caloportador como el agua de refrigeración viene dado por:

$$Q_{\text{int,f}} = Q_{\text{r,f}} + Q_{\text{ent,f}} - Q_{\text{perd,f}} - Q_{\text{sal,f}}$$

$$Q_{\text{int,f}} = -80,307 \text{ kW}$$

Superficie de intercambio en el freeboard

Se determina operar con una variación de temperatura en el agua refrigerante de 50 °C , para lo cual se requiere un caudal de 0,38 kg s⁻¹ , lo que es igual a 1 368 kg h⁻¹ (l/h).

Se escoge una ubicación horizontal de los tubos del intercambiador en el freeboard , asumiendo como longitud máxima del tubo el diámetro del

combustor, por lo que el coeficiente individual medio de transmisión de calor en esta sección se calcula:

$$\alpha_{gr,t} = 0,648 Re_d^{0,5} Pr_{tg}^{0,333}$$

De esta forma, se tiene que el coeficiente individual medio de transmisión de calor en el freeboard y la diferencia logarítmica son iguales a:

$$\bar{\alpha}_{freeb} = 27,633 \text{ W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$$

$$\bar{\Delta T}_m = 444,53 \text{ K.}$$

Se obtiene una superficie de $A_{int,freeb} = 6,5 \text{ m}^2$, lo que lleva a una longitud de tubo de 61,4 m en total. Se propone colocar el intercambiador en el freeboard formando una espiral que recorra la pared del combustor por todo el freeboard. Se dará unas 42 vueltas al tubo próximo a la pared, dejando un margen de 5 mm entre los tubos, de vuelta a vuelta.

La primera vuelta comenzaría a 8 cm de la superficie del lecho y la última terminaría a unos 10 cm de la salida de los gases.

Ciclón

Según el método propuesto por Zenz, se ha de determinar el diámetro principal del ciclón (D_c), que depende del diámetro de partícula que se quiere que el ciclón retenga completamente (d_p), y a partir de éste determinar el resto de las dimensiones que debe tener el equipo. De esta manera se puede calcular el diámetro principal del ciclón por medio de la ecuación siguiente:

$$D_c = \left[\frac{128\pi d_p^2 (\rho_p - \rho_g) \xi_c}{9\mu_g} \right]^{0,33}$$

Sin embargo, debido a los resultados experimentales que obtuvo, Zenz asumió que las partículas de diámetro d_p , supuestamente retenidas por completo, sólo son retenidas en 50 % del total que pasa por el lecho. Es decir, que la eficacia del ciclón para las partículas de este diámetro es de 50 % como máximo.

Las partículas elutriadas están entre los segmentos de 0,125 y 0,375 mm de diámetro, y por supuesto, de tamaños interiores a 0,125 mm; por lo que se asume, como diámetro mínimo que debe ser retenido por el ciclón, el de 0,100 mm; esto da un margen de seguridad y disminuye un poco el valor del tamaño de partícula.

Para este diámetro de partícula, tomando como temperatura de salida de los gases de la combustión 300 °C y como caudal 0,111 m³/s, se obtiene como diámetro principal del ciclón 0,73 m.

Hay que establecer el valor de la eficacia real que presenta el ciclón; Leith y Licht, 1972, propusieron una correlación que brinda la posibilidad de calcular la eficacia con que el ciclón retiene las partículas de diferentes tamaños, con una aproximación perfectamente admisible.

$$\eta_c(dp_i) = 1 - e^{-2 \left[\frac{(1+n)K_c K_c \rho_p dp_i^2}{18D_c^3 \mu_g} \right]^{\left(\frac{1}{2n+2}\right)}}$$

Donde:

K_c : Parámetro constante que caracteriza el tipo de ciclón, que en este caso se le da el valor de 347.

n : Exponente del vórtice, que se obtiene según la expresión anterior (Alexander, 1949), donde T_c es la temperatura del gas en el ciclón (K).

$$n = 1 - (1 - 0,67D_c^{0,14}) \left(\frac{T_c}{283} \right)^{0,3}$$

Los resultados del cálculo de la eficacia de retención del ciclón para los distintos segmentos de tamaños de partícula, se presentan en la figura 6.

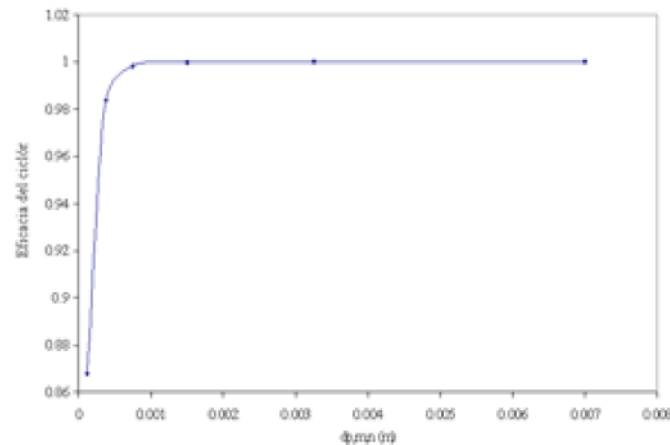


Fig. 6. Comportamiento de la eficacia de retención del ciclón con los diferentes segmentos de tamaño de las partículas de char (según Leith y Lich, 1972).

Conociendo el diámetro principal del ciclón, se tiene el resto de las dimensiones del dispositivo de limpieza. En la figura 7 se representan tales dimensiones.

Es importante conocer la pérdida de carga que tiene lugar en el ciclón.

$$\Delta P_c = \zeta \frac{\rho_g u_c^2}{2}$$

El valor del coeficiente adimensional ζ , dependerá únicamente de la geometría del dispositivo, y puede calcularse a partir de la expresión siguiente (Casal et al. , 1983):

$$\zeta = 11,3 \left[\frac{ab}{D_c^2} \right]^2 + 3,33$$

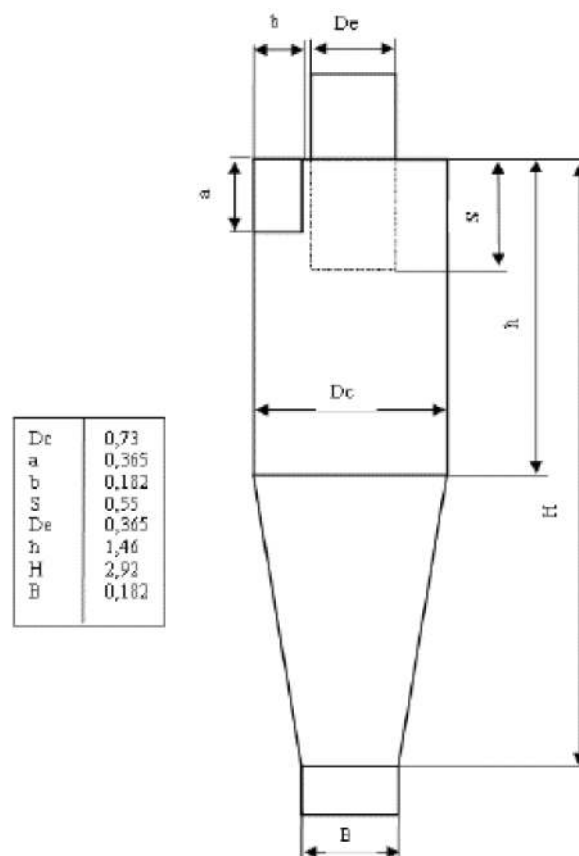


Fig. 7. Dimensiones de diseño correspondiente al ciclón.

Siguiendo el cálculo propuesto se obtienen los siguientes resultados: el coeficiente adimensional ζ toma un valor de 6,14; la velocidad del gas dentro del ciclón adquiere un valor de 0,26, lo que lleva a obtener una caída de presión en el ciclón de 0,229 Pa, valor muy pequeño que no debe introducir problemas para el funcionamiento del equipo suministrador de aire.

Conclusiones

Se han realizado todos los cálculos y el dimensionado de la sección del freeboard de un combustor para aprovechar energéticamente el bagazo de caña de azúcar bajo la tecnología del lecho fluidizado.

Son presentados los aspectos más importantes referentes al calor intercambiado en esta sección del reactor, desde el coeficiente individual medio de intercambio hasta las superficies de intercambio.

El dispositivo de limpieza de los gases que salen del combustor es dimensionado y se proponen sus elementos fundamentales.

Símbolos

a : Dimensión relativa al ciclón (m).

b : Dimensión relativa al ciclón (m).

B : Dimensión relativa al ciclón (m).

d_p : Diámetro de partícula que se pretende que el ciclón retenga totalmente (m).

D : Diámetro principal del ciclón (m).

De : Dimensión relativa al ciclón (m).

E_0 : Velocidad de arrastre de las partículas a nivel de la superficie del lecho.

g : Aceleración de la gravedad ($m\ s^{-2}$).

H : Dimensión relativa al ciclón (m).

h : Dimensión relativa al ciclón (m).

ΔP_c : Pérdida de carga en el ciclón (Pa).

S : Dimensión relativa al ciclón (m).

T : Temperatura (K).

u_o : Velocidad superficial del gas ($m\ s^{-1}$).

u_{orif} : Velocidad de la burbuja aislada ($m\ s^{-1}$).

y_j : Fracción molar del componente (j).

Símbolos griegos

ρ : Densidad ($kg\ m^{-3}$).

μ_g : Viscosidad dinámica de los gases ($kg\ m^{-1}\ K^{-1}$).

Subíndices

c : Referente al ciclón.

g : Referente a los gases.

Bibliografía

ALEXANDER, R. *Proc. Austral. Inst. Min. Met. (New Series)*, Vol. 152-153, pp 203; 1949. (citado por Irusta, 1992).

HOUGEN, O. A.; K. M. WATSON Y R. A. RAGATZ. *Principios de los procesos químicos. Parte I. Balances de materia y energía*. Barcelona: Ed. Reverté, S. A., 1972.

_____. *Principios de los procesos químicos. Parte II. Termodinámica*.

Barcelona: Ed. Reverté, S. A., 1972.

IRUSTA, R. M. «Cálculo, diseño y construcción de un combustor en lecho fluidizado atmosférico burbujeante alimentado con residuos forestales». Tesis Doctoral. Valladolid: Universidad de Valladolid, 1992.

LEITH, D. Y W. LICHT. AIChE Symp. Series, 72, 126, 196; 1972. (citado por Irusta, 1992).

LUCAS, A. Y J. CASAL. «Cálculo y diseño de lechos fluidizados. Parte I», *Ingeniería Química*, enero, 1984.

_____. «Cálculo y diseño de lechos fluidizados. Parte II», *Ingeniería Química*, febrero, 1984.

MCADAMS, W. H. *Transmisión de calor* . Tercera edición. McGraw-Hill, S. A., 1978.

Proyecto COSPE. «Energización de una comunidad rural de forma sustentable». Grupo de Biomasa del CETER, 1997.

SALVI, GIULIANO. *La combustión. Teoría y aplicaciones* . Segunda edición. Madrid: Ed. DOSSAT, S. A., 1975.

Estudio preliminar del henequén como fuente de emulgentes

Preliminary Study on Sisal as A Source of Emulsifying Agents

Lic. Cándida Ferrer Serrano

Ing. Laritza Rivero Pérez

Centro de Estudio de Tecnologías Energéticas Renovables (CETER),

Facultad de Ingeniería Mecánica,

Instituto Superior Pedagógico José Antonio Echeverría (CUJAE), Cuba.

Resumen

En nuestro país el henequén se cultiva en varias provincias, particularmente en el Mariel, La Habana; se vierte la pulpa como desecho en la tierra, siendo un alto contaminante de los suelos aledaños a este lugar, por lo que es racional pensar en su aprovechamiento. En investigaciones realizadas se ha podido comprobar que existe un número considerable de patentes por procesos de extracción de cera a partir de materia prima vegetal en general, basados fundamentalmente en la extracción selectiva con solventes adecuados, escogidos ante una amplia gama de variantes. Respecto al uso de ceras de origen vegetal son muchas las variantes que pueden obtenerse, a partir de la información de patentes, las que pueden brindar una orientación sobre los posibles campos de aplicación de la diversificación de un producto como la cera del henequén. Entre ellos se tiene en la industria farmacéutica, cosméticos, en la industria cervecera para recubrir tinajas, barriles y las latas de cerveza interiormente, como antioxidantes, en pulimentos, en la industria citrícola como recubrimiento. La cera está constituida fundamentalmente por ésteres alquílicos. Estos se hallan acompañados generalmente de alcoholes o ácidos libres y por residuos de hidrocarburos de altas masas moleculares que pueden ser separados por saponificación de la cera y luego ser utilizados como materia prima para la obtención de compuestos con características emulgentes. En el trabajo se presentan la obtención y caracterización de los ácidos grasos y las amidas obtenidas a partir de la cera, así como resultados obtenidos de su utilización como emulgentes de combustibles.

Palabras clave: Emulgentes, cera, ácidos grasos, henequén

Abstracts

Sisal grows in different provinces in Cuba, especially in Mariel municipality in Havana province. The pulp is poured as waste on the soil, resulting in a strong pollution in the nearby areas of this location, so it is wise to think about its use in some applications. Research works have shown that there are many patents on wax extraction processes mostly from vegetable waste, essentially based on the selective extraction from a wide range of choices, in such a process, proper solvents are used. Regarding the use of vegetal-origin waxes, many choices are obtained from the information on patents, which can provide an orientation on the possible fields of applications, given the diverse uses of sisal wax, which include cosmetics in the pharmaceutical

industry; as an interior coat of barrels, large earthenware jars and beer cans, as an antioxidant in the brewing industry; as polishes and coating in the citrus industry. Wax is fundamentally made of alkyl esters which are usually accompanied by alcohol or free acids and by hydrocarbon residues of high molecular masses which can be separated by wax saponification and then be used as raw material for obtaining components with emulsifying properties. This paper deals with the obtention and characterization of fatty acids and amides obtained from wax, and results are shown on its use as fuel emulsifying agents.

Keywords: Emulsifying agents, wax, fat acids, sisal

Introducción

La industria henequenera cubana, perteneciente al Ministerio de la Agricultura, tiene como objetivo fundamental la producción de fibra dura natural a partir del henequén para la obtención de sogas de alto valor económico por su utilidad, su durabilidad y resistencia al ser comparada con sogas sintéticas, las cuales invadieron el mercado en un período determinado. Esta es una Industria de una tecnología sencilla; hay varias en el país pero por su cercanía se tomó como referencia, la que se encuentra en la zona del Mariel, enclavada en una comunidad.

La obtención de cera a partir de la pulpa de henequén y sus aplicaciones en la búsqueda de sustancias tensoactivas que mejoren la estabilidad de las emulsiones agua-combustible líquido, son parte de las investigaciones que realiza el Grupo de Emulsiones del Centro de Estudios de Tecnologías Energéticas Renovables del Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, con el objetivo del aprovechamiento integral de dicha planta y a su vez la disminución de la contaminación ambiental.

La cera de henequén tiene características similares a las demás ceras que en estos momentos se comercializan en el mundo, siendo un conjunto de ésteres, dados por la combinación de alcoholes y ácidos grasos de cadenas largas.

En el trabajo se separan los ácidos grasos de la cera y se sintetizan amidas a partir de la reacción entre la cera y los ácidos grasos obtenidos por la saponificación de éstas, con aminas alifáticas primarias y secundarias y posteriormente se prueban como emulgentes agua-diésel. Los resultados muestran que los productos obtenidos pueden ser utilizados en determinadas concentraciones disolviendo primeramente la muestra en un solvente adecuado.

Desarrollo

La búsqueda de estrategias para la recuperación y uso de los productos de desecho obtenidos a partir de la pulpa de henequén con la finalidad de obtener productos químicos de alto valor comercial como la cera de henequén ha sido objeto de estudio del Grupo de Emulsiones del CETER.

Ahora bien, si el henequén se analiza como una planta productiva de materias primas, no solo para la industria de cordeles sino para otras como

la químico-farmacéutica, la de alimentos para ganado y para la industria ligera en la producción de cosméticos, detergentes, etc., aprovechando integralmente la planta, se puede esperar mejores perspectivas para este cultivo. Los nuevos productos mejorarían la competitividad del cultivo creando así una condición favorable para nuestro país con la consiguiente disminución de los costos de producción. (Fig.1)

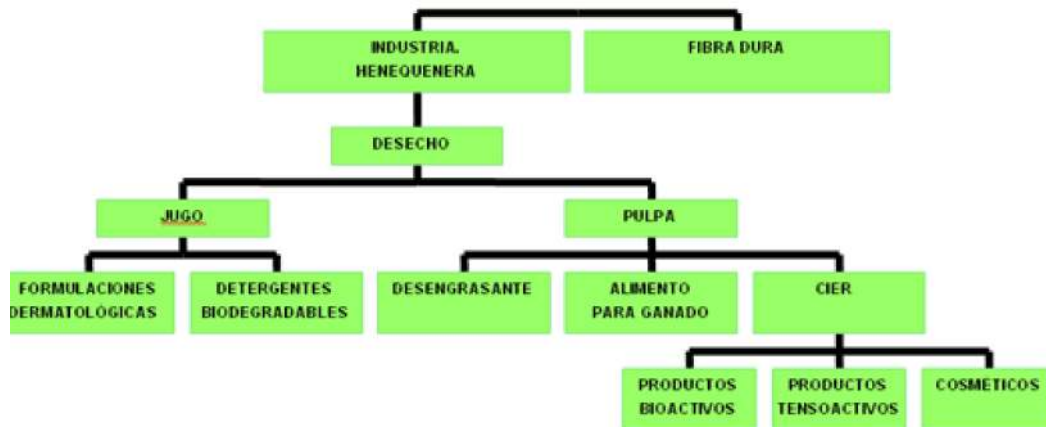


Fig.1 Proyecto henequenero

Con el fin de separar la cera de henequén, tanto de la cutícula como de la pulpa, se realizaron extracciones con el propósito de analizar la influencia de distintos solventes en el rendimiento (Fig. 2).

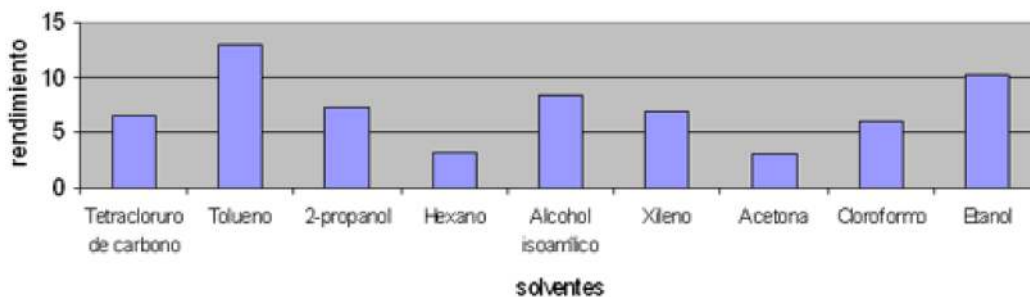


Fig. 2. Extracción de cera con diferentes solventes.

Como se puede apreciar los mejores rendimientos son para el etanol y el tolueno; este último tiene como inconveniente que es un solvente de importación y muy tóxico para su manipulación. La ventaja de utilizar etanol como solvente es que presenta mayor grado de miscibilidad con el agua que el resto de los solventes; se recupera además entre 70 y 80 % de etanol. En el proceso de extracción se obtienen rendimientos comparables a los obtenidos industrialmente con otras ceras vegetales, por ejemplo la cera de caña. Además, la utilización de este solvente no trae la contaminación ambiental que producen los hidrocarburos clorados, los cuales actualmente están siendo sustituidos en los diferentes procesos industriales por la alta contaminación que provocan los halógenos en la atmósfera; dan lugar a los procesos radicálicos que destruyen la capa de

ozono y resulta además altamente tóxicos, afectando la salud humana, lo que limita también la utilización del tolueno como solvente de extracción.

Utilizando la cera de henequén extraída se realiza la reacción de saponificación con KOH alcohólico, se obtienen los jabones de potasio, se le adiciona una solución de cloruro de calcio, se filtran los jabones, se secan y se trituran. Se le adiciona HCl a 20 %, se filtran los ácidos formados y se secan.

A partir de la cera extraída de la pulpa del henequén se realizaron cuatro síntesis con dos aminas primarias y dos secundarias y se obtuvieron las ceramidas. En todos los casos la masa de cera fue de 20 g, la temperatura del baño 140 °C durante diez horas y utilizando piridina como catalizador. La masa del aminante se determinó por una relación estequiométrica, adicionando en todos los casos un exceso de 50 %. Al finalizar la síntesis se añadió agua fría para eliminar la amina en exceso, se filtró y secó. Estos productos se caracterizaron por análisis químico orgánico y por espectroscopia IR.

Se determinó la solubilidad de las amidas obtenidas en diferentes solventes y temperaturas. Para estudiar el poder emulsionante de estos productos se midió la tensión interfacial en un tensiómetro K₈ KRUSS al diésel con diferentes concentraciones de las ceramidas; para ello se seleccionaron las que presentaron mayor solubilidad en los solventes estudiados. Para el estudio de la estabilidad de las emulsiones se realizó un diseño de experimentos plan factorial 2³ donde las variables independientes fueron tipo de amida, solvente y concentraciones de ceramidas; como variable dependiente, la velocidad de estratificación.

Análisis de los resultados

Los ácidos grasos fueron analizados por espectroscopia IR y cromatografía gaseosa encontrando señales características de ácidos desde 16-30 átomos de carbono, tal y como se muestra en el cromatograma siguiente.

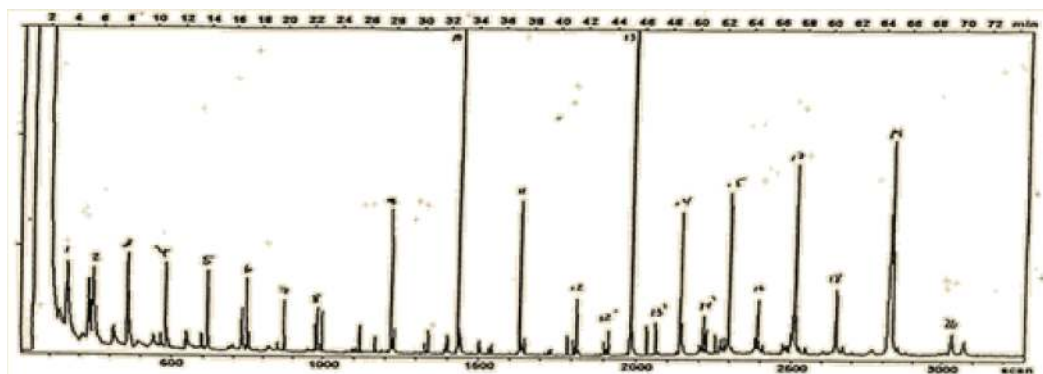


Fig.3 Cromatograma de los ácidos grasos de la cera de henequén.

Se probó la solubilidad en diferentes solventes en dependencia de su grado de polaridad de los mismos, atendiendo a que los ácidos grasos tienen en su

estructura una cadena hidrocarbonada no polar y un grupo COOH con características polares. La influencia de este grupo frente al tamaño de la cadena es despreciable, por lo que la solubilidad en ellos fue muy baja. En el caso del benceno, aunque es apolar, al ser aromático no permite una fácil disolución de los ácidos grasos.

Los rendimientos de las ceramidas obtenidas son los siguientes:

n-butilceramida: 71,4 %
Dimetilceramida: 60,0 %
Monoetanolceramida: 50,0 %
Dietanolceramida: 43,0 %

Se realizó la síntesis de las amidas a partir de las aminas (dietanolamina, dimetil amina, butilamina y metilamina) y 2 mL de piridina, todos los compuestos obtenidos son sólidos, insolubles y verde en algunas tonalidades.

A todas se les realizó espectroscopia infrarroja, donde se observan las señales características de amidas, tales como la señal de vibración del grupo carbonilo enlazada al nitrógeno-carbono alrededor de los 1 654-1 658 cm^{-1} ; también en la zona de los 729-718 cm^{-1} aparece la vibración del enlace nitrógeno-carbono con hibridación sp^2 típico de amidas. En la zona 1 167 cm^{-1} la vibración del enlace carbono-hidroxilo, así como en 1 059 cm^{-1} la banda del simple enlace carbono-oxígeno.

Los espectros IR de la DMceramida y de la DEceramida obtenidos presentan las señales características de estos compuestos.

Los resultados de la solubilidad de las amidas obtenidas, de forma general son poco solubles a temperatura ambiente. Los mejores resultados son para la DEA y la DMA disueltas en etanol + diésel + calor.

Emulsiones de ácidos grasos

Con relación a los coemulgentes, se disuelven parcialmente en el aceite de naranja, por la estructura similar, pero la solubilidad mayor la presentan en el crudo Varadero, que posee 28 % de asfaltenos.

A partir de los resultados obtenidos en los ensayos de solubilidad se formularon las emulsiones de los ácidos grasos. Las emulsiones resultaron homogéneas y estables, reportándose en la tabla los porcentajes que mejores resultados brindaron.

Tabla 1. Concentraciones en las emulsiones de ácidos grasos

Emulsión	Ácidos grasos (%)	Coemulgente (%)	Diésel (%)	Agua (%)
1	0,9	0,5	88,6	10
2	0,9	1	88,1	10

Para estos niveles se determinó durante 24 horas la velocidad de estratificación, a partir de la variación de nivel del anillo en el tiempo, la que se reporta en la tabla siguiente.

Para las combinaciones correspondientes a 0,3 % de ácidos grasos se forma una emulsión que separa agua, comportamiento que pudiera estar asociado a una cantidad insuficiente de producto.

Tabla 2. Valores de altura y velocidad de estratificación en las emulsiones

Emulsión 1		
Tiempo (min)	Altura (mm)	Velocidad de estratificación (mm/min)
15	0,5	0,033
30	1,4	0,046
45	2,8	0,0622
75	4,3	0,0573
105	5,9	0,0562
135	7,5	0,0555
165	7,5	0,0454
195	7,5	0,0385
255	7,5	0,0294
315	7,5	0,02
375	7,5	0,02
1 065	7,7	0,0072

Emulsión 2		
Tiempo (min)	Altura (mm)	Velocidad de estratificación (mm/min)
15	0,3	0,02
30	1	0,033
45	1,8	0,04

75	2,8	0,037
105	3,8	0,0362
135	4,9	0,0363
165	6,0	0,0364
195	7,1	0,0364
255	8,4	0,0329
315	8,4	0,0267
375	8,4	0,0224
1 065	9,4	0,0088

Según los valores de altura del anillo y considerando que la altura total de la emulsión es de 45 mm , la emulsión 1 muestra un 17,1 % de separación de combustible, mientras que para la 2 es de 20,9 %, valores que evidencian la formación de buenas emulsiones.

Es importante señalar que durante los tres días posteriores en los que se realizó la observación de la altura del anillo se destaca que no hubo cambios significativos, lo que demuestra que se obtuvo una emulsión estable.

Se determinaron los valores de viscosidad de las emulsiones formadas a partir de los ácidos grasos y al combustible diésel.

En la tabla se reportan los valores promedio de tales viscosidades.

Tabla 3. Valores de viscosidad a 40 °C

Emulsiones	m 40°C (cP)
1	6,6
2	5,76
Diésel	2,35

Los valores de viscosidades obtenidos se encuentran dentro de los rangos permisibles (4-8cP), es por ello que las emulsiones formuladas podrían probarse en motores diésel.

Emulsiones de las amidas

Se observa que la tensión interfacial disminuye en todos los casos al aumentar la concentración del emulgente y que los valores más bajos se reportan para la DEA disuelta en alcohol isopropílico, por lo que debería esperarse mejores emulsiones. La variación de la tensión interfacial con el log de la concentración de emulgente que se obtiene es característica de un sistema correspondiente a mezclas complejas de tensoactivos como los obtenidos a partir de productos naturales. Para realizar el análisis estadístico del diseño de experimentos se utilizó el STATGRAPHICS. El modelo se ajustó a un valor estadístico de R-cuadrado de 99,5 %. Se observa que las variables significativas son el tipo de amida y el solvente; esto es

corroborado en los resultados, pues la emulsión más estable teniendo en cuenta la variable de respuesta (velocidad de estratificación) resultó ser a la que se le adicionó DMA disuelta en etanol a una concentración de 12 g/L.

En las curvas de permitividad contra tiempo se observa que éstos se hallan caracterizadas por una estratificación rápida acompañada de las propiedades agregativas; tienen forma escalonada y sedimentan a intervalos. Los mejores resultados se obtienen para la emulsión con DMA como tensoactivo disuelto en etanol a una concentración de 12 g/L, lo cual confirma lo analizado en el diseño de experimento.

En la determinación del contenido de solvente polar en las emulsiones se utilizó el método dielectrométrico y los resultados muestran que están acorde con el contenido del solvente polar incorporado en el diésel, que no es más que la suma del agua (10 mL) más el alcohol (8 mL). Esto corrobora que las emulsiones se prepararon según el diseño propuesto y que el agua estaba distribuida en el diésel (emulsión), la cual no fue separada.

Conclusiones

Se logra aislar y caracterizar la mezcla de ácidos grasos presentes en la cera de henequén.

Las emulsiones de ácidos grasos (0,9 %)/crudo Varadero (0,5 %)/agua (10 %) y ácidos grasos (0,9 %)/crudo Varadero (1 %)/agua (10 %) resultaron estables con valores de viscosidad comprendidos entre 4-8 cP, y la altura del anillo oscila entre 7- 9 mm .

Se realizó la síntesis de las amidas a partir de las aminas dietanolamina, dimetilamina, butilamina y metilamina y de los ácidos grasos obtenidos de la cera de henequén.

A los compuestos obtenidos se les realizó espectroscopía infrarroja, donde se observan las señales características de amidas.

Las amidas obtenidas, de forma general, son poco solubles a temperatura ambiente. Los mejores resultados son para la DEA y la DMA disueltas en etanol + diésel + calor.

Se observa que la tensión interfacial disminuye en todos los casos al aumentar la concentración del emulgente y que los valores más bajos se reportan para la DEA disuelta en alcohol isopropílico.

La emulsión más estable teniendo en cuenta la velocidad de estratificación resultó ser la que se le adicionó DMA disuelta en etanol a una concentración de 12 g/L.

Bibliografía

BEACHER, P. *Emulsions*. Segunda edición. 1965.

Centro de Investigaciones del Petróleo. *Caracterización química física del crudo de Varadero*. 1997.

GUTIÉRREZ, J. M. *Estabilidad de los sistemas dispersos*. Curso: Formulaciones y aplicaciones de sistemas con tensioactivos. Departamento de Ingeniería Química y Metalurgia. Universidad de Barcelona, 1991.

BONACHEA AZZE, ELIZABETH. «Estudio preliminar de componentes de la cera de henequén». Trabajo de diploma. ISPJAE. 1997.

Influencia de la relación serpentina-limonita sobre los indicadores energotecnológicos en el proceso de molienda del mineral laterítico

Influence on the Serpentine-Limonite Rate on the Energy-Technological Indicators in the Milling Process of the Lateritic Mineral

Reynaldo Laborde

Alfredo Coello

Secundino Marrero

Olga Angulo

Instituto Superior Minero-Metalúrgico, Moa, Cuba.

e-mail: rlaborde@ismm.edu.cu

Resumen

En el presente trabajo se demuestra que las variaciones en la relación serpentina-limonita del mineral laterítico que procesa la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara, son una de las causas que provocan inestabilidad en el comportamiento del consumo específico de energía y el empeoramiento de los indicadores tecnológicos en la sección de molienda de dicha empresa. Como métodos fundamentales de investigación se emplean la experimentación a escala de laboratorio y a escala industrial, y como herramientas de cálculo son utilizadas la modelación y simulación matemática del proceso, sobre la base de las funciones de la conminución. Se propone, como innovación tecnológica, una metodología para el ajuste del régimen de trabajo de las unidades de molienda, en dependencia del contenido de serpentina en el mineral. Con la aplicación de esta metodología pueden lograrse ahorros anuales en el orden de 237 MUSD, por concepto de un uso más racional de la energía eléctrica, en el proceso de molienda.

Palabras clave: serpentina-limonita, indicadores energotecnológicos, mineral laterítico

Abstracts

This paper shows that the variations occurring in the serpentine-limonite rate of the lateritic mineral being processed at the Ernesto Che Guevara Enterprise are one of the reasons causing the instability in the behavior of the specific power consumption and the worsening of the technological indicators in the milling section of this facility. The main methods used were experiments made at laboratories and industries, modeling and mathematical simulation of the process were the estimations tools used as the groundwork of comminution or grinding functions. A methodology for the work-time table adjustment is proposed in the milling sections, depending on the serpentine content found on the mineral. Annual savings of US\$237 million can be attained, in terms of a more rational use of energy in the milling process.

Keywords: Serpentine-limonite, energy-technological indicators, lateritic mineral

Introducción

La molienda de mineral es considerada como un proceso altamente complejo donde se gasta una alta cantidad de energía, fundamentalmente en el movimiento de la bolas en el molino, para obtener un producto con la fineza adecuada que permita la máxima extracción de Ni + Co en los procesos posteriores. De ahí surge la necesidad de combinar lo más eficientemente posible el uso racional de la energía, la productividad y la calidad del producto. En este sentido han sido desarrollados algunos trabajos en los que ha sido estudiada la influencia de un grupo de variables tecnológicas y operacionales sobre los indicadores energotecnológicos del proceso de molienda. Por ejemplo, Coello [1993] determinó la influencia de la carga de bolas y del régimen dinámico sobre la productividad y el consumo específico de energía del molino; Aldana y Legrá [1996] analizaron la influencia del petróleo aditivo sobre la productividad del molino; Llorente [2003] realizó un estudio más profundo sobre la influencia del petróleo aditivo. En todos estos trabajos, aunque se buscan distintas soluciones para mejorar la eficiencia del proceso de molienda en ninguno de ellos llega a considerarse con profundidad la influencia de las variaciones de la relación serpentina-limonita sobre los indicadores energotecnológicos y tampoco ha sido propuesta una metodología para el mejoramiento de estos indicadores. El presente trabajo está dirigido precisamente a mostrar cómo influye la variación de la relación serpentina-limonita sobre los indicadores energotecnológicos del proceso, y a presentar una metodología general para el mejoramiento de dichos indicadores.

Materiales y métodos

El desarrollo de esta investigación fue realizado a escala de laboratorio y a escala industrial, En el laboratorio fueron investigadas las relaciones existentes entre la productividad, el consumo específico de energía del molino, la composición granulométrica del mineral molido y la relación serpentina-limonita del mineral. El análisis de los resultados se realizó con la ayuda de las funciones de la fragmentación [Landsay, 1987]. Para la determinación de la función de distribución de la fragmentación, B, fue utilizado el método de Kapur con los parámetros G y H concentrados [Landsay, 1987] y para la determinación de la función razón específica de la fragmentación S, se partió de la ecuación de la cinética de desaparición de las partículas en un tamaño dado [Landsay, 1987]. En la propia escala de laboratorio fue investigado el comportamiento del consumo específico de energía del molino de bolas mediante mediciones directas e indirectamente mediante el ensayo de Bond [Menéndez, 2003], para diferentes mezclas de serpentina y de limonita en el mineral. Con tales propósitos fueron utilizados un molino cilíndrico de 190 x 245 mm y un molino de Bond.

A nivel industrial fue observado el comportamiento de una unidad de molienda en diferentes regímenes de operación con un mineral cuya relación serpentina-limonita fue variada. La unidad está formada por un molino de bolas cilíndrico de 3 200 x 5 700 mm , accionado por un motor sincrónico de 800 kW, y por un ventilador centrífugo accionado por un motor asincrónico de 400 kW. Se realizaron mediciones de la potencia y de la energía

consumida por los principales equipos de la unidad de molienda y fue estudiada la composición granulométrica del mineral en los puntos principales del proceso.

Como principales indicadores tecnológicos del proceso de molienda, en este trabajo han sido considerados la productividad Q , del molino (que para el caso del proceso industrial a ciclo cerrado coincide con el flujo de alimentación) y el contenido de las clases de tamaño $Y+ 0,150$, $Y- 0,074$ y $Y- 0,044$ [Andreiev, *et al.*, 1980]. Como indicador energético se considera el consumo específico de energía, W_e .

Durante la investigación de la influencia de la relación serpentina-limonita sobre la productividad del molino de laboratorio, ha sido considerada como productividad nominal la que se obtiene cuando se muele un mineral con 25 % de serpentina y 75 % de limonita (según está considerado en el proyecto del proceso industrial). Se considera el producto molido cuando 80 % de las partículas que lo conforman han sido transformadas en un tamaño por debajo de 74 μm ; esta constituye la condición primordial de calidad en el producto del proceso industrial y como condiciones complementarias se establecen que, el contenido de la clase +150 μm sea inferior a 5 %, y -44 μm inferior a 75 % [Landsay, 1987].

Resultados y discusión

En los resultados obtenidos durante la investigación de la influencia de la relación serpentina-limonita del mineral, sobre los indicadores energotecnológicos del proceso de molienda se aprecia una tendencia decreciente de la productividad del molino con el incremento de serpentina en el mineral (Fig. 1). Esta dependencia queda definida en forma analítica mediante la expresión:

$$Q = 1,579 e^{-0,0189C_s} \quad (1)$$

Donde:

Q : Productividad relativa con respecto a la obtenida para la relación limonita-serpentina de 3:1.

C_s : Contenido de serpentina en el mineral, en %.

En el análisis del comportamiento del consumo específico de energía en el proceso de molienda, a escala de laboratorio, se observa que este indicador mantiene una tendencia lineal y creciente con el aumento del contenido de serpentina en el mineral (Fig. 2). Como se sabe, la potencia que demanda el molino depende prácticamente de la carga de bolas Coello [1993], Laborde [2003], por lo que mientras más lento transcurra el proceso (cuando la presencia de serpentina es alta), mayor es el consumo de energía y viceversa. Resultados semejantes fueron obtenidos al realizar la prueba de Bond [Menéndez, 2003] al mineral con diferentes proporciones de serpentina y escalar dichos resultados al molino industrial (Fig. 3). Al comparar los valores del indicador energético obtenidos mediante el escalado del laboratorio, con los obtenidos directamente en el molino industrial se aprecia

que en la mayor parte de los casos observados si se mantiene un flujo de alimentación al molino, en correspondencia con el flujo admisible de acuerdo con el contenido de serpentina en el mineral (ver figura 1), entonces se logra una disminución significativa en los valores del indicador energético (Tabla 1) al mismo tiempo que se logra elevar la productividad.

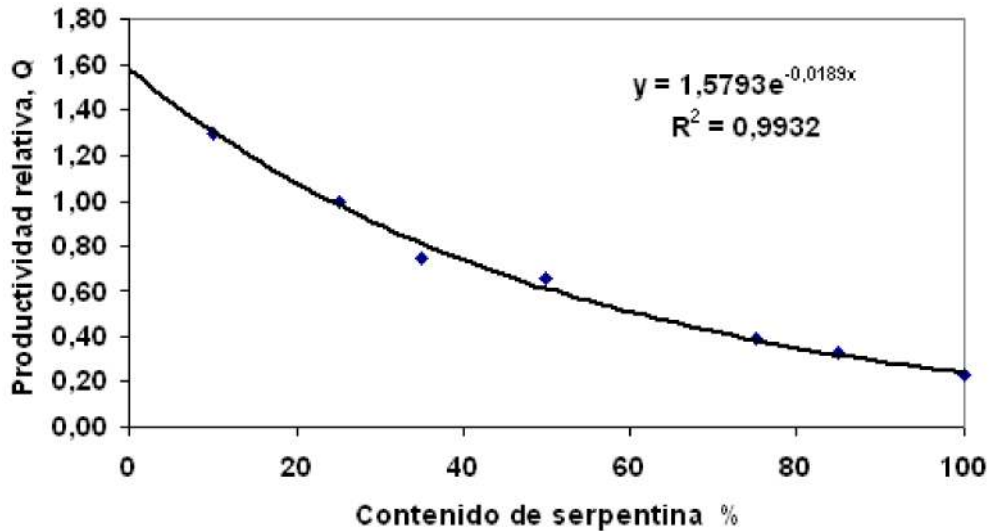


Fig. 1. Comportamiento de la productividad en un molino de bolas de laboratorio, respecto a la relación serpentina-limonita en el mineral laterítico.

En la tabla 1 el índice operacional W_o se refiere al consumo específico de energía del molino de bolas industrial determinado en el laboratorio, mediante el ensayo de Bond y escalado al molino industrial; por otro lado, el consumo específico de energía real W_e es el que fue determinado directamente mediante mediciones en el molino industrial.

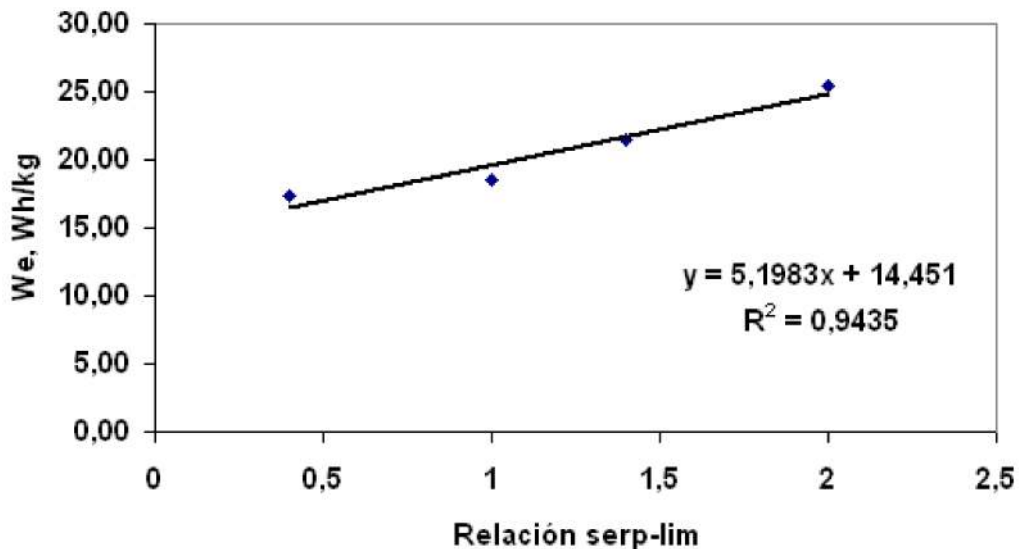


Fig. 2. Dependencia del consumo específico de energía en el molino de laboratorio, respecto a la relación serpentina-limonita en el mineral.

Tabla 1. Comportamiento del consumo específico de energía y de la productividad en el molino de bolas industrial

No	Cont serpent. %	Índice operacional, W_{op} , kWh/t	Consumo espec. real W_e , kWh/t	Productividad real Q, t/h	Productividad admisible, Q_a , t/h
1	29,4	8,2	12,9	50,0	91,8
2	38,0	10,5	8,9	73,4	82,8
3	45,7	12,6	11,8	53,0	74,7
4	39,7	11,0	10,2	63,7	81,0
5	34,6	9,6	9,7	65,5	86,4
6	26,6	7,4	10,8	57,6	94,8
7	38,5	10,6	9,7	67,0	82,3
8	30,6	8,5	9,3	76,0	90,6

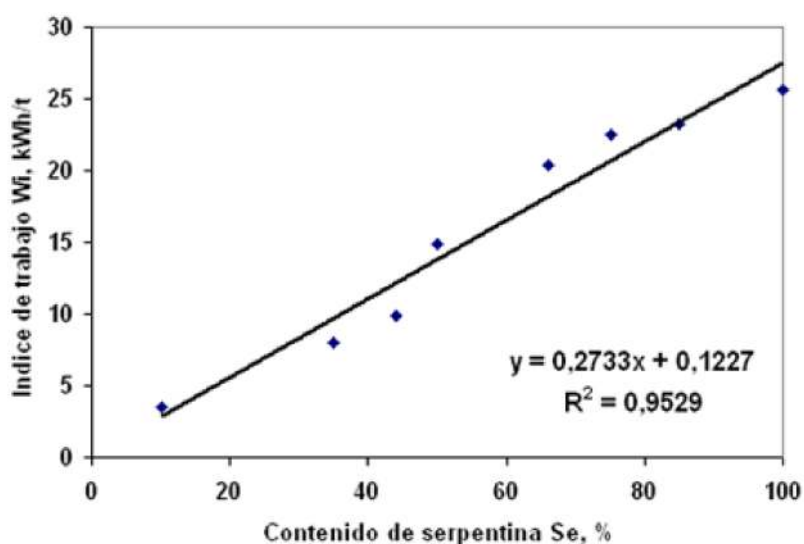


Fig. 3. Variación del índice de Bond para la laterita, con diferentes contenidos de serpentina, durante la molienda en el molino de bolas industrial (escalado).

En general, para una relación serpentina-limonita variable ha podido ser determinada la expresión:

$$W_o = 0,2733 C_s + 0,1227 \quad (2)$$

W_o : Índice de trabajo operacional (consumo específico de energía real del molino industrial), kWh/t.

C_s : Contenido de serpentina en el mineral, en %.

Las dependencias de la productividad y del consumo específico de energía del molino, respecto a la relación serpentina-limonita en el mineral hayan su explicación a través del comportamiento observado de las funciones de la fragmentación del mineral con sus diferentes mezclas.

La función razón específica de la fragmentación S , para el mineral laterítico (Fig. 4) revela que a medida que aumenta el contenido de serpentina en la mezcla, los valores de S_j son menores, alcanzando los valores máximos para el caso en que el mineral es prácticamente limonítico (parte terrosa del mineral) y los valores mínimos para el caso serpentinitico (parte rocosa del mineral). Esto demuestra que con el aumento del contenido de serpentina en el mineral el proceso transcurre más lento, por lo que disminuye la productividad del molino y aumenta el consumo específico de energía.

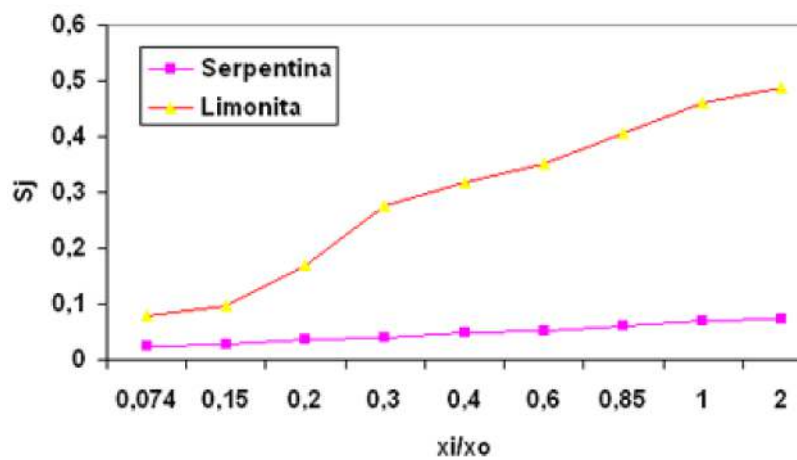


Fig. 4. Comportamiento de la función razón específica de la fragmentación S , para la limonita y la serpentina, en la molienda a escala de laboratorio.

Con respecto al comportamiento de la función de distribución de la fragmentación B [Kelly y Spottiswood, 1990], ha sido observado que dicha función es prácticamente la misma para las componentes serpentinitica, limonítica y para las mezclas, lo que demuestra el carácter autosimilar de esta función (Fig. 5). Las expresiones analíticas que definen este comportamiento, de acuerdo con la relación serpentina-limonita en el mineral, se diferencian muy poco en cuanto a sus coeficientes y en general presentan la forma:

$$B_{i,j} = 0.32 \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^{0.32} + 0.68 \left(\frac{x_{i-1}}{x_j} \right)^{0.47} \quad (3)$$

Donde:

$B_{i,j}$: Valor de la función de distribución en su forma acumulativa, para el intervalo de tamaño i,j .

x_{i-1} : Intervalo del tamaño superior.

x_j : Intervalo del tamaño inferior.

Esta función, que ha sido determinada a escala de laboratorio, puede ser utilizada directamente para el análisis del proceso de molienda en la escala industrial, dado que depende únicamente de la razón entre tamaños de las partículas.

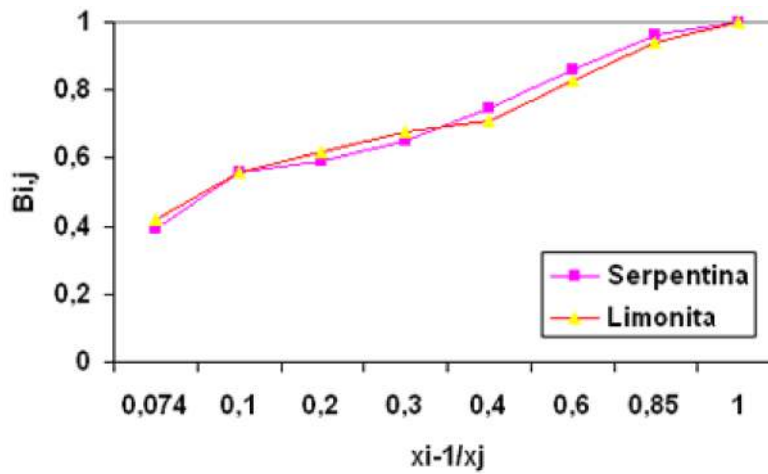


Fig. 5. Comportamiento de la función de distribución de la fragmentación B, para la serpentina y la limonita.

El comportamiento observado de las funciones de la fragmentación del mineral laterítico, con sus diferentes mezclas de serpentina y limonita (ver figuras. 4 y 5), es semejante al comportamiento de las funciones de la fragmentación de un mineral donde se muele su parte más gruesa en presencia de finos del mismo tipo de mineral [Fuentesneau y Abouzeid, 1991]. En este caso, la serpentina desempeña el papel de parte gruesa y la limonita de parte más fina, de modo que a medida que aumenta la cantidad de fino (limonita) en el mineral los valores de la función razón específica de la fragmentación S son más altos (Fig. 6), y por lo tanto el proceso de molienda transcurre mucho más rápido, con lo cual se logra mayor productividad y menor consumo específico de energía.

Este comportamiento de la molienda del mineral laterítico corrobora que las componentes limonítica y serpentinitica se muelen de acuerdo con sus propias regularidades [Coello, 1993].

Para la simulación del proceso industrial hemos logrado ajustar un modelo general de la forma:

$$q_i = (1 + C)(1 - s_i) p_i \quad (4)$$

Donde:

q_i : Distribución de densidad del producto final.

C: Carga circulante.

s_i : Parámetros de la función de selectividad del clasificador

p_i : Distribución de densidad del producto en la descarga del molino

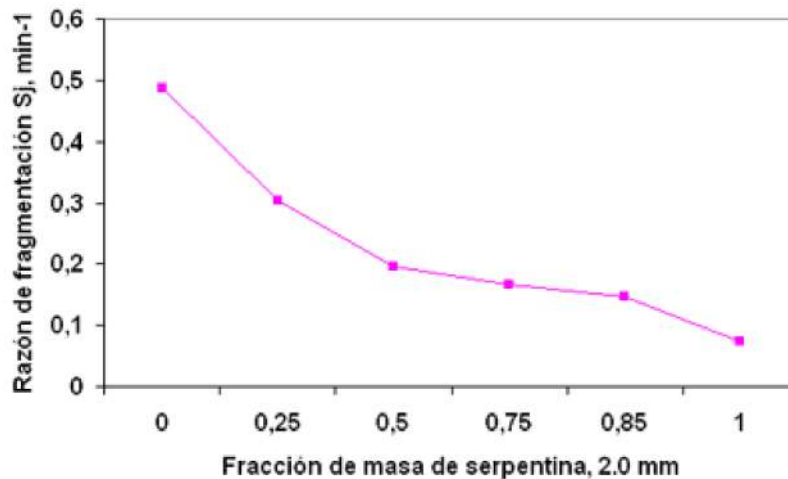


Fig. 6. Comportamiento de la razón de fragmentación para distintas proporciones de serpentina en el mineral.

Para la determinación de p_i ha sido utilizado el modelo de la función reducida de Bass [Landsay, 1987], que es uno de los modelos que se basa en el balance de masa de la población de partículas en estado estacionario. Un ejemplo de la aplicación de este modelo es el que mostramos a continuación para la molienda de un mineral que contiene 29 % de serpentina y donde la carga circulante ha sido regulada a 43 %. En este modelo están incluidas las principales variables operacionales y tecnológicas del proceso, en forma directa o indirectamente (la relación serpentina-limonita, la productividad, la carga circulante, la función de selectividad del separador, el contenido de las clases en el producto final).

La combinación del modelo (4) con las regularidades observadas entre la relación serpentina-limonita del mineral laterítico y los indicadores energotecnológicos del proceso ha permitido elaborar una metodología (Fig. 7) para el ajuste del flujo de alimentación al molino, de modo que dichos indicadores mantengan sus valores más satisfactorios.

La metodología consiste en tomar muestras del mineral en la alimentación al molino y en el retorno; estas muestras son sometidas a análisis granulométricos y a ensayos de molienda para conocer la relación serpentina-limonita y las funciones de la fragmentación del mineral. Mediante la aplicación del modelo (4) se realiza la simulación del proceso y se determina el contenido de las clases en el producto final, se ajustan los parámetros operacionales del sistema de acuerdo con los resultados de la simulación y después se toman muestras nuevamente para comprobar los resultados, si estos son satisfactorios se deja el régimen establecido, de lo contrario se simula nuevamente el proceso con nuevos valores del flujo de alimentación y de la carga circulante y se repite este proceso hasta que se logre la calidad requerida en cuanto a la composición granulométrica del producto molido.

$$\begin{bmatrix} q_1 \\ q_2 \\ q_3 \\ q_4 \\ q_5 \\ q_6 \\ q_7 \\ q_8 \\ q_9 \end{bmatrix} = 1.43 \begin{bmatrix} 0,285 & 0,0935 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,278 & 0,0283 & 0,1218 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,259 & 0,0496 & 0,0496 & 0,1714 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,237 & 0,0481 & 0,0481 & 0,0481 & 0,2195 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,232 & 0,0405 & 0,0405 & 0,0405 & 0,0405 & 0,2600 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,217 & 0,0540 & 0,0540 & 0,0540 & 0,0540 & 0,0540 & 0,3140 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,219 & 0,0392 & 0,0392 & 0,0392 & 0,0392 & 0,0392 & 0,0392 & 0,3532 & 0,0000 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,164 & 0,1105 & 0,1105 & 0,1105 & 0,1105 & 0,1105 & 0,1105 & 0,1105 & 0,4637 & 0,0000 & 0,0000 \\ 0,178 & 0,1919 & 0,1919 & 0,1919 & 0,1919 & 0,1919 & 0,1919 & 0,1919 & 0,1919 & 0,6556 & 0,0000 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} M_1(0) \\ M_2(0) \\ M_3(0) \\ M_4(0) \\ M_5(0) \\ M_6(0) \\ M_7(0) \\ M_8(0) \\ M_9(0) \end{bmatrix}$$

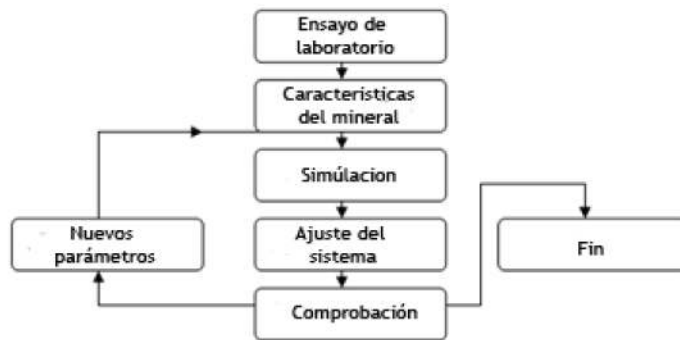


Fig. 7. Organigrama de la metodología para el mejoramiento de los indicadores energotecnológicos del proceso de molienda de la laterita.

Con la aplicación de esta metodología el consumo específico de energía de la sección de molienda, en la planta objeto de estudio se reduce en 15 % respecto al valor observado actualmente; en este mismo orden se reduce el costo de producción de la molienda por concepto de pago de electricidad y esto es equivalente al ahorro de 237 MUSD, anuales.

Conclusiones

1. La molienda del mineral laterítico exhibe un comportamiento tal que cada una de sus componentes (la limonita y la serpentina) se muelen de acuerdo con sus propias regularidades. Con el aumento del contenido de serpentina en el mineral disminuyen los valores de la función razón específica de la fragmentación, el proceso se hace más lento y disminuye la productividad, con el consiguiente empeoramiento de los indicadores energotecnológicos. Para un mineral predominantemente limonítico, los valores de la función razón específica de la fragmentación son altos, el proceso transcurre más rápidamente, la productividad aumenta y mejoran los indicadores energotecnológicos.
2. Las regularidades observadas a escala de laboratorio y a escala industrial, en el comportamiento de la relación serpentina-limonita del mineral laterítico (procedente del yacimiento de Punta Gorda) respecto a la productividad, y al consumo específico de energía en el proceso de molienda de dicho mineral, han podido ser integradas en una metodología que posibilita el ajuste del flujo de alimentación al molino y de las variables operacionales del sistema, de modo tal que se mejora significativamente el comportamiento de los indicadores energotecnológicos, con relación a los valores que han exhibido estos indicadores durante los últimos años de explotación de la planta objeto de estudio

Bibliografía

- LYNCH, A. J. *Circuitos de trituración y molienda de minerales*. Madrid: Ed. Rocas y Minerales, 1980.
- ALDANA S., EUGENIO Y ÁNGEL LEGRÁ L. «Optimización de la productividad y la fineza de la molienda en la planta de preparación de minerales de la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara». Moa: Centro de Investigación de la Laterita , 1996.
- AVILOV, B. N.; KARNAUJOV Y ZABROBSKI. *Racionalización del consumo de energía eléctrica en las plantas beneficiadoras de minerales*. Moscú: Ed. Niedra, 1987.
- COELLO V., ALFREDO. Mejoramiento de la tecnología de la molienda seca de la laterita. Tesis de doctorado. Rusia: Instituto de Minas de San Petersburgo, 1993.
- LANDSAY, CHARLES. *Crushing and Grinding Process Handbook*. Londres: 1987.
- FUERTESNEAU, D. W. Y A. Z. M. ABOUZEID. «Effect of fines particles on the kinetics and energetics of grinding coarse particles». *International Journal of Mineral Processing*. vol. 31. 1991, pp. 151-162.
- KELLY, E. G Y D. J. SPOTTISWOOD. «The breakage function, what is it really?» *Minerals Engineering*. vol. 3, No. 5, 1990. pp. 405-414.
- LABORDE B., REYNALDO Y A. COELLO. «Normación del consumo de energía eléctrica en la molienda de la laterita». Memorias FIE 2002, Universidad de Oriente.
- LABORDE B., REYNALDO; A. COELLO Y S. MARRERO. «Optimización del proceso de molienda del mineral laterítico en la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara». Memorias SIE. Universidad Central de Las Villas, 2001.
- LLORENTE, LUIS ARCE. Proyección para el incremento de la productividad hasta 50 000 t de níquel más cobalto en la instalación de molienda de la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara.
- MENÉNDEZ A., JUAN MARÍA. «Aplicación de la simulación matemática a la determinación de consumos energéticos en fragmentación». Tesis doctoral. Universidad de Oviedo, 2003.
- ANDREIEV, S. E.; V. A. PEROV Y V. V. ZVERIEVICH. *Trituración, desmenuzamiento y cribado de los minerales*. Moscú: Ed. Mir, 1980.

Optimized Design of the Buildings Covering Regarding Central Air-Conditioned Systems

*Dr. José Antonio Díaz Hernández
Dr. Diego A. Quintero Cabrera
Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría (ISPJAE)
Ciudad de La Habana , Cuba.
e-mail: clima@promocionescaribe.co.cu*

Resumen

En este trabajo se realiza un análisis técnico-económico para obtener el diseño óptimo de la envolvente (cubiertas y fachadas) de las edificaciones climatizadas. La esencia del procedimiento expuesto está fundamentado en el desarrollo de ecuaciones matemáticas de optimización a partir del costo mínimo anual por unidad de superficie, en las cuales las variables que intervienen en el cálculo como son entre otras la temperatura de bulbo seco del ambiente exterior, la radiación solar, la velocidad del viento, etc. se evalúan en condiciones de régimen variable durante todo el período anual de uso de la edificación. La aplicación práctica de este procedimiento requiere, por supuesto, del empleo de un software de cálculo, que se incluye también como parte del trabajo y que es el que permite al usuario evaluar con precisión y rapidez un gran número de alternativas para seleccionar la más conveniente. Otra de las ventajas del procedimiento es su aplicación tanto a los sistemas de construcción tradicional como a los nuevos sistemas constructivos, lo que permite en todos los casos el diseño térmicamente óptimo de la envolvente de la edificación para lo cual la salida del programa de cálculo computarizado precisa la conveniencia de modificar las capas de materiales que conforman las estructuras y evalúa la necesidad de adicionar aislamiento térmico, señalando además, en caso de requerirse, el espesor óptimo a utilizar. Este procedimiento de optimización se integra conformando un paquete único de cálculo con las superficies acristaladas de la edificación.

Palabras clave: Edificaciones climatizadas, envolvente

Abstracts

A technical-economic analysis is made in this paper to achieve the proper envelope design (roofs and façades) of air-conditioned buildings. The basic of the procedure presented here is based on the development of optimization mathematical equations from the minimal annual cost per surface unit, where the variables used in the estimations as outside dry bulb temperature, solar radiation, wind speed, among others, are evaluated within variable regime conditions during the whole annual period the building is used. The practical application of this procedure requires the use of an estimation software, which is also included as part of this paper and allows the user to evaluate efficiently a large number of options to choose the most convenient one. Another advantage of this procedure is its application for both the traditional

and brand-new building systems, thus allowing the optimal thermal design of building covering and for which the outlet of the computerized estimation program indicates the convenience of modifying the material layers shaping the structures and thus evaluating the need of adding thermal insulation, also showing the optimal thickness to be used. This optimization procedure is integrated forming a single estimation package along with the building glazed surfaces.

Keywords: Covering, optimization, buildings

Introducción

La tendencia de las técnicas constructivas actuales conlleva una reducción cada vez más significativa de los materiales de construcción, lo que implica un abaratamiento en el costo inicial de la inversión, así como una reducción también apreciable de mano de obra y tiempo de ejecución. Sin embargo, este saldo favorable en la etapa inicial de la construcción se invierte totalmente cuando esta tendencia no va acompañada de una evaluación integral de la resistencia térmica y la capacidad de almacenamiento de la edificación, conduciendo este desliz a grandes gastos adicionales de climatización, tanto en la etapa de inversión como durante la explotación.

Inclusive, a primera vista pudiera parecer que en aquellas edificaciones que no van a ser climatizadas este desliz no tiene ningún efecto negativo; sin embargo, el empeoramiento de las condiciones climáticas interiores que se produce en perjuicio de la salud y el confort de sus ocupantes suele ser inaceptable.

Todo lo anterior confirma la necesidad de hallar un procedimiento que permita integrar los avances científico-técnicos alcanzados en la rama de la construcción con la solución térmica adecuada de la envolvente de la edificación, garantizando costos mínimos anuales de los gastos conjunto de construcción y climatización.

Desarrollo

Con el objetivo de alcanzar una reducción del calor que penetra hacia el interior de las edificaciones suelen aplicarse de forma individual, o agrupados convenientemente, algunos de los siguientes procedimientos:

1. Empleo de materiales en el revestimiento exterior de baja absorción térmica, como son por ejemplo para las fachadas, las pinturas y los recubrimientos de piedra o mármol de color claro, y el empleo de materiales reflectantes como el papel de aluminio para las cubiertas.
2. Protección de las superficies exteriores de la radiación solar directa mediante el empleo de la vegetación, las sombras proporcionadas por las edificaciones circundantes, o las irregularidades topográficas del terreno. También puede lograrse este efecto de forma artificial mediante el empleo de quiebrasoles, aleros, portales, y otros.
3. Incremento del espesor de los materiales de construcción que conforman las cubiertas y fachadas.
4. Incorporación en las cubiertas y fachadas de capas de materiales aislantes de elevada resistencia térmica.

En las condiciones específicas del clima cálido y húmedo de Cuba, los dos primeros procedimientos deben estar siempre presentes en el diseño de las edificaciones. En el pasado estos dos primeros procedimientos se integraban comúnmente con el tercero, lográndose de esta forma un incremento significativo tanto de la resistencia como de la inercia térmica de la edificación. De esta forma se obtienen locales con interiores relativamente frescos. Sin embargo, esta concepción constructiva exige grandes gastos de materiales de construcción, mano de obra y tiempo de ejecución, lo cual no se corresponde en la actualidad con el desarrollo de las técnicas constructivas.

Por lo tanto, la combinación de los dos primeros procedimientos según las posibilidades reales del diseño, con el cuarto constituye la variante más racional en las condiciones actuales, en la medida en que permite concebir las edificaciones combinando, por una parte, los avances científico-técnicos alcanzados en la construcción, y por otra, dotándolas además con la resistencia térmica necesaria e inclusive en algunos casos mejorando también la inercia térmica.

La solución constructiva para la última combinación impone la condición de precisar el tipo y espesor económicamente más conveniente de aislamiento térmico que se debe adicionar en los elementos de la envolvente.

La solución analítica a este problema fue propuesta de forma aproximada por McMillan [s/f] para condiciones en régimen estacionario y con posterioridad ha sido aplicado ampliamente por prestigiosos autores [Micintire y Hutchinson, 1967; Kent's, 1968; Morse, 1967] para determinar el espesor económico de aislamiento que hay que utilizar en frigoríficos, cámaras frías, equipos y tuberías que contienen o transportan los fluidos calientes o fríos.

Sin embargo, tomando en consideración la tendencia creciente durante las últimas décadas del costo de la energía, así como las condiciones no estacionarias que caracterizan los procesos de transferencia de calor en las edificaciones acondicionadas, incluyendo el efecto que provoca la inercia térmica de cada componente estructural en la ganancia de calor de la edificación y la porción de esta que realmente se convierte en carga instantánea de climatización, es conveniente determinar el espesor óptimo de aislamiento teniendo en cuenta todas estas particularidades del proceso. Es decir, calcularlo en condiciones de régimen variable.

La determinación del espesor de aislamiento térmico que permite disminuir al mínimo, el costo total anual de construcción y climatización calculado en condiciones de régimen variable y tomando en consideración, además, todas las particularidades señaladas, se puede calcular por la siguiente ecuación [Díaz, 1987; Díaz, 1989]:

$$X = \frac{-\frac{2R}{\lambda_s} + \left[\left(\frac{2R}{\lambda_s} \right)^2 - \frac{4}{\lambda_s^2} \left(R^2 - \frac{C_c}{C_a \lambda_s} \sum_{i=1}^n \Delta t_i \right) \right]^{1/2}}{2 \left[\frac{1}{\lambda_s} \right]^2}$$

Donde:

X : Espesor óptimo de aislamiento (m).

R : Resistencia térmica total del elemento estructural sin considerar el espesor de aislamiento ($m^2 \text{ } ^\circ\text{C/W}$).

λ_s : Conductividad térmica del aislamiento ($\text{W}/(\text{m } ^\circ\text{C})$).

C_c : Costo de climatización ($\text{USD}/(\text{kW}\cdot\text{h})$).

$\sum_{i=1}^n \Delta t_i$: Sumatoria de la diferencia de temperatura equivalente [Díaz, 1987] o preferiblemente la diferencia de temperatura para calcular la carga de climatización [Díaz, 1989; ASHRAE, 1985; Díaz y Daumi, 1989] durante el período de explotación de la edificación ($^\circ\text{C h/año}$).

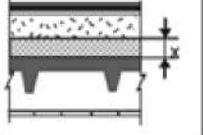
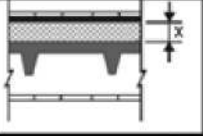
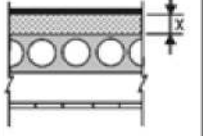
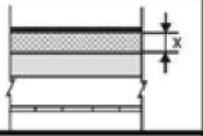
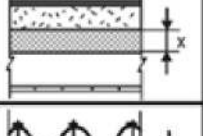

C_a : Costo anual del aislamiento ($\text{USD}/\text{m}^3\text{año}$).

n : Número de horas anuales del período de explotación de la edificación (h/año).

Los resultados de $x = 0$ o $x < 0$, al aplicar esta ecuación, indican que no es necesario adicionar aislamiento térmico en la fachada y/o cubierta que se evalúa, indicando además el valor negativo el exceso de material innecesario (equivalente en aislamiento térmico) en el que se está incurriendo. Precisamente con el objetivo de hacer prácticamente factible la aplicación de la ecuación anterior, obtenida para condiciones de régimen variable, se ha elaborado un programa de computación [Díaz y Daumi, 1989] que permite obtener el resultado deseado en muy breve tiempo.

En las tablas 1 y 2 se muestran un grupo de cubiertas y fachadas para las cuales se indica el espesor óptimo (x) de aislamiento a adicionar, así como el coeficiente global de transmisión de calor y el peso total. Los resultados mostrados en estas tablas son aplicables a cualquier edificación climatizada con una temperatura interior de 24 a 26 $^\circ\text{C}$, ubicadas en cualquier localidad del país (excepto en las regiones con microclima), operando desde las 7:00 hasta las 17:00 h durante 280 días por año y asumiendo una terminación con color medio para las fachadas y techos con terminación de aluminio y color oscuro para el resto.

Tabla 1. Soluciones térmicamente óptimas para cubiertas de edificaciones climatizadas [McMillan, s/f]

Tipo de cubierta	Esquema	Espesor óptimo de aislamiento (3) (m)	Peso total (kg/m ²)	Coefficiente global de transmisión de calor [W/(m ² °C)]
Losa doble T con enrajonado, built up y poliespuma (Sistema Girón)		0,045	462	0,50 (2)
Losa doble T con hormiter y lamisfal. Protección con soldadura (Sistema SMAC)		0,165	560	0,37
Losa Spirol 30 cm hormiter y lamisfal. Protección con gravacemento.		0,160	463	0,37
Losa de hormigón construido in situ (15 cm) hormiter y lamisfal. Protección con mortero.		0,165	500	0,37
Losa de siporex de 17.5 cm, enrajonado y built up.		0,000	261	0,41
Lámina de asbesto cemento y aislamiento de panel de fibra de vidrio.		0,075	28	0,38

(1) Valores basados en:

(a) Precios promedios de los aislamientos incluyendo además los gastos de montaje y explotación.

- Panel de poliespuma	$\lambda = 0,035$ W/m °C	4,60 USD/(m ³ año)
- Hormiter	$\lambda = 0,08$ -	1,82
- Panel de siporex	$\lambda = 0,10$ -	5,60
- Panel de fibra de vidrio	$\lambda = 0,036$ -	7,08

(b) Precio promedio de la climatización = 0,05 USD/kWh (variable hasta 0,10 USD/kWh)

(2) Valores obtenidos tomando para el enrajonado un grueso de 7 cm y $\lambda = 0,66$ W/m °C.

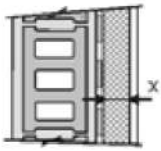
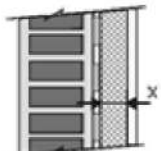
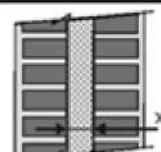
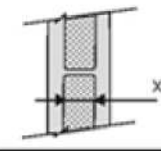
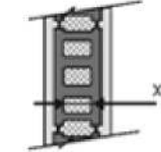
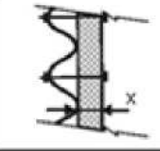
(3) Valores redondeados a cero o cinco.

Aclaraciones

- Se consideró en todos los casos falso techo de yeso.

- El retraso en el tiempo y la reducción de amplitud de la onda de calor se obtuvo basándose en resultados obtenidos por el método del factor de respuesta.

Tabla 2. Soluciones térmicamente óptimas para fachadas en edificaciones climatizadas [McMillan, s/f]

Tipo de fallada	Esquema	Orientación	Espesor óptimo de aislamiento (3) (m)	Peso total (kg/m ²)	Coefficiente global de transmisión de calor [W/(m ² °C)]
Muro de bloque de 15 cm con panel de fibra de vidrio y terminación de yeso.		N S E O	0,035	217	0,73
			0,050	218	0,56
			0,060	220	0,48
			0,045	218	0,61
Muro de ladrillo macizo de 12 cm con panel de fibra de vidrio y terminación de yeso.		N S E O	0,035	294	0,72
			0,060	296	0,48
			0,065	297	0,45
			0,045	295	0,60
Muro doble de ladrillo macizo de 12 y 7 cm con panel de poliestireno intercalado.		N S E O	0,040	449	0,60
			0,060	450	0,45
			0,070	450	0,40
			0,050	450	0,51
Panel de hormigón de 12 cm aligerado con panel de poliestireno (2)		N S E O	0,050	180	0,60
Bloque de hormigón de 15 cm relleno con hormiter (2)		N S E O	0,080	240	0,80
Lámina de asbesto cemento y panel de fibra de vidrio		N S E O	0,050	21	0,62
			0,075	24	0,43
			0,080	25	0,41
			0,060	22	0,53

(1) Valores basados en:

(a) Precios promedios de los aislamientos, incluyendo además su aplicación y explotación.

- Panel de fibra de vidrio	$\lambda = 0,036 \text{ W/m}^\circ\text{C}$	7,08 USD/(m ² año)
- Panel de poliestireno	$\lambda = 0,035$ -	4,60
- Hormiter	$\lambda = 0,08$ -	1,82

(b) Precio de la climatización = 0,05 USD/kWh (variable hasta 0,10 USD/kWh)

(2) Los espesores de aislamiento están dados basándose en las posibilidades constructivas.

(3) Valores redondeados a cero o cinco.

Aclaraciones

- El retraso en el tiempo y la reducción de amplitud de la onda de calor se obtuvo basándose en resultados obtenidos por el método del factor de respuesta.

Conclusiones

1. El procedimiento analítico expuesto permite el diseño de las cubiertas y fachadas de las edificaciones con costos mínimos anuales de construcción y acondicionamiento.
2. El empleo del software MICROCLIN posibilita aplicar prácticamente la propuesta analítica expuesta en este trabajo, permitiendo obtener en breve tiempo el diseño térmicamente óptimo de la envolvente de las edificaciones climatizadas en cualquier lugar del planeta. Además, posibilita también el análisis de variantes, modificando, incluyendo o excluyendo cualquiera de los materiales que integran la envolvente.
3. Los resultados mostrados en las tablas 1 y 2 indican, a manera de ejemplo, la conveniencia de usar aislamiento térmico en un grupo de cubiertas y fachadas comúnmente usadas en nuestro país.

Bibliografía

- ASHRAE. Fundamentals Volume. EUA: 1985. pp. 26.7-26.13.
- DÍAZ HERNÁNDEZ, JOSÉ A. Y DAUMI COELLO HERIBERTO. «MICROCLIM, Software diseñado para la determinación de los parámetros principales a usar en el cálculo de la carga térmica de aire acondicionado y el espesor óptimo de aislamiento térmico». Trabajo de Diploma. Ciudad de La Habana : ISPJAE, 1989.
- DÍAZ HERNÁNDEZ, JOSÉ ANTONIO. «Reducción de la ganancia de calor a través de las cubiertas de las edificaciones climatizadas». Segundo Foro Nacional de Energía. Ciudad de La Habana : 1987.
- _____. «Reducción de la ganancia de calor que penetra en las edificaciones». Segundo Foro Científico-Técnico del ICR. Ciudad de La Habana : 1989.
- Kent' s Mechanical Engineers Handbook*. Power Volume, 12da. ed. La Habana : Instituto Cubano del Libro, 1968. pp. 3-44.
- MCMILLAN, L. B. «Heat Tranfer Through Insulation in the Moderate and High Temperature Fields». *Proc. Natl. Dist. Heat Assoc .*, vol. 18, s/f. pp. 138.
- MICINTIRE, H. J. Y F. W. HUTCHINSON. Refrigeration Engineering, 2nd . La Habana : Instituto Cubano del Libro, 1967. pp. 292-298.
- MORSE, T. FREDERICK. *Power Plant Engineering*, 3era. ed. La Habana : Instituto Cubano del Libro, 1967. pp. 600-601.

El uso de las fuentes residuales térmicas de la industria azucarera en los sistemas de refrigeración por absorción

Thermal Waste Sources of the Sugar Industry in the Absorption Refrigeration Systems

*Dr. Oscar M. Cruz Fonticiella¹
Dr. Miguel L. González Petit-Jean²
Dr. Leonel Martínez Díaz UCF³
Dr. Juan Castellanos Alvarez³*

¹ *Universidad Central de Las Villas, Cuba.*

² *Universidad Veracruzana, México.*

³ *Universidad de Cienfuegos, Cuba.*

e-mail: ocf@uclv.edu.cu

Resumen

Se estudia la integración de los sistemas de refrigeración por absorción a las fuentes residuales térmicas de la industria azucarera, mediante un procedimiento de cálculo y un análisis exergoeconómico.

Palabras clave : Refrigeración por absorción, integración térmica, exergoeconomía.

Abstracts

The integration of absorption refrigeration systems into thermal waste sources of the sugar industry are studied through an estimation procedure and an exergonic economic analysis

Key words : Absorption refrigeration thermal integration, exergonic economics

Introducción

El acondicionamiento de aire partiendo de la refrigeración por absorción en la industria azucarera, así como otras industrias de procesos, requiere comúnmente la combustión de bagazo y/o combustibles derivados del petróleo. Si los productos de la combustión se encuentran a una temperatura significativamente mayor que la requerida para el calentamiento del sistema de refrigeración por absorción (SRA), el uso final no estará bien integrado (Moran) con la fuente calorífica y se obtendrá como resultado un uso ineficiente del combustible consumido. Las fuentes térmicas residuales de los centrales azucareros, tales como los vapores secundarios, el retorno del condensado y los gases calientes procedentes de las chimeneas [Hugot, 1986], pueden integrarse a los sistemas de refrigeración por absorción, los cuales tienen un consumo mínimo de electricidad [ASHRAE, 1997; Herold, *et al.*, 1996; Misra, *et al.*, 2002]. Se ha investigado poco acerca del aprovechamiento de calores residuales de industrias de procesos, en particular de la industria azucarera, con fines de garantizar el acondicionamiento de aire de sus instalaciones y de otras cercanas mediante la refrigeración por absorción.

En este artículo se estudia la integración de los sistemas de refrigeración por absorción a las fuentes residuales térmicas de la industria azucarera utilizando un procedimiento de cálculo, paso a paso, y un análisis exergoeconómico-ambiental.

Desarrollo

En el SRA de simple efecto de la figura 1, el refrigerante, agua, se evapora en el evaporador tomando el calor de cambio de estado del fluido (calor útil, Q_u) que circula por el interior del haz tubular de este intercambiador, que también es agua, pero se le denomina agua helada y es la que va a los serpentines de acondicionamiento de aire.

Los vapores producidos se absorben por el absorbente, solución de bromuro de litio, en un proceso de disolución exotérmico (calor de absorción, Q_a) que requiere de refrigeración externa (corrientes de enfriamiento 15, 16) para que la solución se mantenga en condiciones de temperatura correctas y no aumente la presión en la cámara en la que se produce la absorción, y que se denomina absorbedor. En este circuito de refrigeración externa se utilizan normalmente torres de refrigeración de agua de tipo abierto o cerrado, o abundante agua de pozo o de acueducto. La masa de absorbente que contiene el refrigerante absorbido se transporta, mediante bombeo, calentándose previamente en un intercambiador de calor recuperativo y sigue hasta otro intercambiador de calor cuya función es separar el refrigerante del absorbente, por destilación del primero.

Este intercambiador de calor se denomina, indistintamente, concentrador, desorbedor o generador y es de tipo inundado. Por su haz tubular se hace circular el fluido caliente, normalmente agua presurizada caliente o vapor de agua, que constituye la fuente principal de energía (calor de la fuente térmica, Q_f) para el funcionamiento del ciclo de absorción, y que procede como efluente de cualquier tipo de proceso en el que se genere calor residual. En el generador se produce la ebullición del refrigerante (agua), que se separa del absorbente (LiBr) y que como consecuencia aumenta su concentración, o su pureza cuando se trata de agua, para que pueda ser utilizado de nuevo en el proceso de absorción. El flujo de absorbente vuelve al absorbedor, se enfría en el intercambiador de calor recuperativo y disminuyendo su presión mediante una válvula de estrangulamiento, mientras que el flujo de vapores del refrigerante destilado en el concentrador pasa, por simple diferencia de presión, a otro intercambiador de calor por el interior de cuyo haz tubular circula agua procedente también de la torre de refrigeración, y que se denomina condensador porque alrededor de su haz tubular se produce la condensación (calor de condensación, Q_c) de los vapores del agente frigorífico para volver al estado líquido (Fig.1).

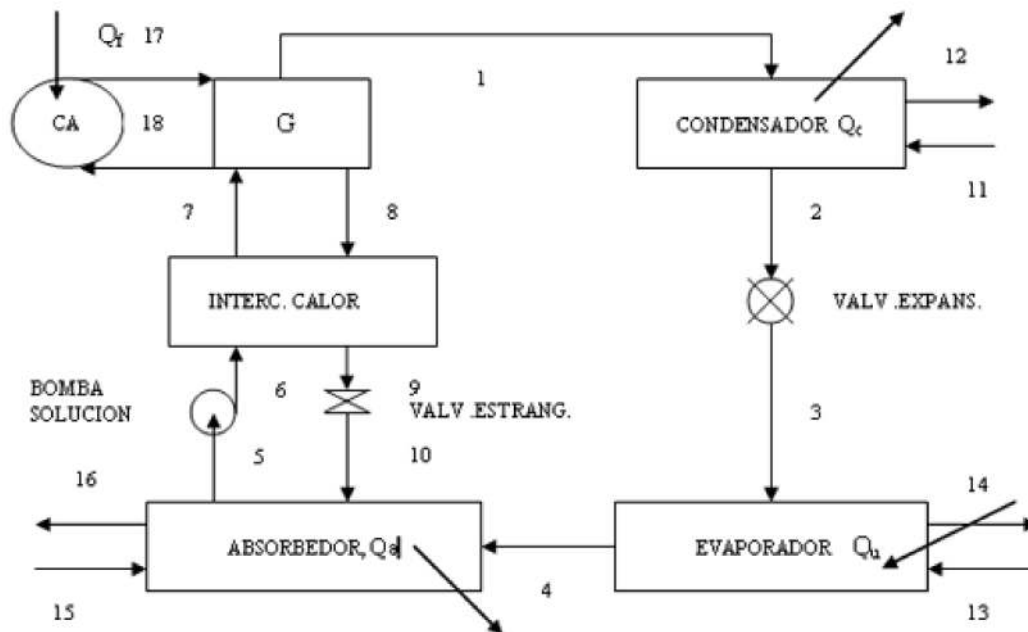


Fig. 1. Sistema de refrigeración por absorción asistido por gases residuales de la industria azucarera.

El líquido obtenido en el condensador se canaliza hacia la cámara del evaporador, por gravedad y por diferencia de presión, ya que esta se encuentra a una presión inferior a la de la cámara del condensador. Cuando el líquido llega a la cámara del evaporador se evapora parcialmente, llevando la temperatura de la masa del líquido a la temperatura de saturación que corresponde a la presión en la que la cámara del evaporador se encuentra. De esta forma, el líquido frío está en condiciones de tomar calor del fluido que circula por el interior del haz tubular del evaporador (Q_u), hasta evaporarse, cerrando así su ciclo [ASHRAE , 1997; Misra, *et al.*, 2002]. Como ejemplo, se utilizará un procedimiento de cálculo para un SRA de 100 toneladas de refrigeración:

Procedimiento de cálculo [González, 2004; Misra, et al., 2002 , Misra, et al., 2003]

Refrigerantes LiBr/agua.

Capacidad de refrigeración, $Q_o = 100 \text{ ton.} \rightarrow Q_u = 100 \text{ ton.} * 3,52 \text{ kW/ton.} = 352 \text{ kW.}$

Efectividad térmica del evaporador, $\epsilon_{ev} = 0,67.$

Temperatura del agua helada de entrada al evaporador.

$t_{ahe} = 20^\circ\text{C} .$

Temperatura del agua helada de salida del evaporador, $t_{ahs} = 10^\circ\text{C} .$

Temperatura del evaporador ($^\circ\text{C}$): $t_e = t_{ahe} - (t_{ahe} - t_{ahs}) / \epsilon_e = 20 - (20 - 10) / 0,67 = 5,07^\circ\text{C} .$

Efectividad térmica del generador, $\epsilon_g = 0,50.$

Temperatura del agua caliente presurizada de entrada al generador,

$t_{age} = 130^\circ\text{C} .$

Temperatura del agua caliente presurizada de salida del generador,

$t_{ags} = 105^\circ\text{C} .$

1) *Temperatura del generador (°C), t_g :*

$$t_g = t_{age} - (t_{age} - t_{ags})/\epsilon_g = 130 - (130 - 105)/0,5 = 80 \text{ °C}$$

Efectividad térmica del absorbedor, $\epsilon_a = 0,625$.

Temperatura del agua de enfriamiento de entrada al absorbedor, $t_{aae} = 27 \text{ °C}$

Temperatura del agua de enfriamiento de salida del absorbedor, $t_{aas} = 32 \text{ °C}$

2) *Temperatura del absorbedor (°C):*

$$t_a = (t_{aas} - t_{aae})/\epsilon_a + t_{aae} = (32 - 27)/0,625 + 27 = 35 \text{ °C}$$

Efectividad térmica del condensador, $\epsilon_c = 0,625$.

Temperatura del agua de enfriamiento de entrada del condensador, $t_{ace} = 27 \text{ °C}$

Temperatura del agua de enfriamiento de salida del condensador, $t_{acs} = 32 \text{ °C}$

3) *Temperatura del condensador (°C), t_c :*

$$t_c = (t_{acs} - t_{ace})/\epsilon_c + t_{ace} = (32 - 27)/0,625 + 27 = 35 \text{ °C}$$

Propiedades del agua y el vapor en la línea de saturación (84, 110, 120)
 $H_0 = 6\,010,277$.

4) *Temperatura de saturación (evaporador) (K), T_{se} :*

$$T_{se} = t_e + 273,15 = 5,07 + 273,15 = 278,22 \text{ K}$$

$$H1_e = H_0 - 47\,493 \cdot (T_{se} / 1\,000) = 6\,010,277 - 47\,493 \cdot (278,22 / 1\,000) = -7\,203,45$$

$$H2_e = H1_e + 238\,841,6 \cdot (T_{se} / 1\,000)^2 = -7\,203,45 + 238\,841,6 \cdot (278,22 / 1\,000)^2 = 11\,285,03$$

$$H3_e = H2_e - 570\,404,6 \cdot (T_{se} / 1\,000)^3 = 11\,285,03 - 570\,404,6 \cdot (278,22 / 1\,000)^3 = -999,82$$

$$H4_e = H3_e + 677\,286,5 \cdot (T_{se} / 1\,000)^4 = -999,82 + 677\,286,5 \cdot (278,22 / 1\,000)^4 = 3\,058,58$$

5) *Entalpía vapor agua saturado evaporador (kJ/kg), h_{5e} :*

$$h_{5e} = H4_e - 326\,486,2 \cdot (T_{se} / 1\,000)^5 = 3\,058,58 - 326\,486,2 \cdot (278,22 / 1\,000)^5 = 2\,514,28 \text{ kJ/kg}$$

6) *Flujo másico vapor refrigerante (kg/s), m_r :*

$$m_r = Q_o \cdot 3,52 / (h_{5e} - 4,19 \cdot t_c) = 100 \cdot 3,52 / (2\,514,28 - 4,19 \cdot 35) = 0,149 \text{ kg/s}$$

Temperatura del generador (K), T_g :

$$T_g = t_g + 273,15 = 80 + 273,15 = 353,15 \text{ K}; Y = T_g / 1\,000 = 353,15/1\,000 = 0,35315$$

$$B_0 = 0,0003237; B_1 = 0,0025; B_2 = -0,0011354; B_3 = -0,0004381; C_0 = 0,0000056084; C_1 = -0,0000025993; C_2 = 0,000000012604; I_0 = 8; I_1 = 14; K_0 = 2\,127,87; K_1 = 1\,482,85; K_2 = 379,026; K_3 = 46,174; K_4 = 10\,816,1; Y_1 = 0,21; R = 0,46151$$

Sustituyendo los valores anteriores en A2, A3 y H0:

$$A_2 = B_0 + 3*B_2/Y_2 + 3*B_3/(Y - Y_1)^2 + 2*B_3*Y_1/(Y - Y_1)^3 = -0,154$$

$$A_3 = C_0 + (I_0*1)*C_1/Y_{I0} + (I_1+1)*C_2/Y_{I1} = -0,489$$

$$H_0 = K_0 + K_1*Y + K_2*Y^2 + K_3*LN(Y) = 2\,650$$

7) Temperatura de saturación (condensador) (K), T_{sc} :

$$T_{sc} = t_c + 273,15 = 35 + 273,15 = 308,15 \text{ K}$$

$$H_{1c} = H_0 - 47\,493*(T_{sc}/1\,000) = 2\,650 - 47\,493*(308,15/1\,000) = -8\,624,69$$

$$H_{2c} = H_{1c} + 238\,841,6*(T_{sc}/1\,000)^2 = -8\,624,69 + 238\,841,6*(308,15/1\,000)^2 = 14\,054,85$$

$$H_{3c} = H_{2c} - 570\,404,6*(T_{sc}/1\,000)^3 = 14\,054,85 - 570\,404,6*(308,15/1\,000)^3 = -2\,635,65$$

$$H_{4c} = H_{3c} + 677\,286,5*(T_{sc}/1\,000)^4 = -2\,635,65 + 677\,286,5*(308,15/1\,000)^4 = 3\,471,25$$

8) Entalpía vapor agua saturado condensador/generador (kJ/kg), H_{5c} :

$$H_{5c} = H_{4c} - 326\,486,2*(T_{sc}/1\,000)^5 = 3\,471,25 - 326\,486,2*(308,15/1\,000)^5 = 2\,564,11$$

$$SP_{0g} = 0 - 7,821541*(T_{sc}/1\,000)(0 - 1) = 0 - 7,821541*(308,15/1\,000)(0 - 1) = -25,38$$

$$SP_{1g} = SP_{0g} + 82,86568*(T_{sc}/1\,000)(1 - 1) = -25,38 + 82,86568*(308,15/1\,000)(1 - 1) = 57,48$$

$$SP_{2g} = SP_{1g} + 10,28003*(T_{sc}/1\,000)(2 - 1) = 57,48 + 10,28003*(308,15/1\,000)(2 - 1) = 60,651$$

$$SP_{3g} = SP_{2g} + 10,28003*(T_{sc}/1\,000)(3 - 1) = 60,651 + 10,28003*(308,15/1\,000)(3 - 1) = 60,651$$

$$SP_{4g} = SP_{3g} + 10,28003*(T_{sc}/1\,000)(4 - 1) = 60,651 + 10,28003*(308,15/1\,000)(4 - 1) = 60,651$$

$$SP_{5g} = SP_{4g} + 10,28003*(T_{sc}/1\,000)(5 - 1) = 60,651 + 10,28003*(308,15/1\,000)(5 - 1) = 60,651$$

9) Presión de saturación en el generador (MPa), p_{sg} :

$$p_{sg} = \text{EXP}(SP_{2g} - 11,48776*LN(1\,000*T_{sc}/1\,000)) =$$

$$= \text{EXP}(60,651 - 11,48776*LN(1\,000*308,15/1\,000)) = 0,005626 \text{ MPa}$$

Presión de saturación zona alta presión (mm Hg), p_{sAP} :

$$p_{sAP} = p_{sg} * 106 / 133,3 = 0,005626 * 106 / 133,3 = 42,20 \text{ mm Hg}$$

10) Entalpía vapor sobrecalentado generador (kJ/kg), h_{vsg} :

$$h_{vsg} = H_0 + (A_2*p_{sg} + A_3*p_{sg}^2/2)*1\,000 =$$

$$= 2\,650 + (-0,154*0,005626 - 0,489*0,005626^2/2)*1\,000 = 2\,564,11 \text{ kJ/kg}$$

11) Flujo másico de vapor sobrecalentado = Flujo másico de vapor refrigerante

$$m_{vsg} = m_r = 0,149 \text{ kg/s}$$

$$SP_{0e} = 0 - 7,821541*(T_{se}/1\,000)(0 - 1) = 0 - 7,821541*(278,22/1\,000)(0 - 1) = -28,11$$

$$SP_{1e} = SP_{0e} + 82,86568*(T_{se}/1\,000)(1 - 1) = -28,11 + 82,86568*(278,22/1\,000)(1 - 1) = -28,11$$

$$SP_{2e} = SP_{1e} + 10,28003*(T_{se}/1\,000)(2 - 1) = -28,11 + 10,28003*(278,22/1\,000)(2 - 1) = -28,11$$

$$000)(1 - 1)$$

$$SP1_e = 54,75$$

$$SP2_e = SP1_e + 10,28003 \cdot (T_{se} / 1000)(2 - 1) = 54,75 + 10,28003 \cdot (278,22 / 1000)(2 - 1)$$

$$SP2_e = 57,61$$

12) Presión de saturación en el evaporador (MPa), p_{se} :

$$p_{se} = \text{EXP}(SP2_e - 11,48776 \cdot \text{LN}(1000 \cdot T_{se} / 1000)) =$$

$$p_{se} = \text{EXP}(57,61 - 11,48776 \cdot \text{LN}(1000 \cdot 278,22 / 1000)) = 0,000872 \text{ MPa}$$

Presión de saturación zona baja presión (mm Hg), p_{sBP} :

$$p_{sBP} = p_{se} \cdot 106 / 133,3 = 0,000872 \cdot 106 / 133,3 = 6,54 \text{ mm Hg}$$

Temperatura solución absorbedor ($^{\circ}\text{F}$), t_{sla} :

$$t_{sla} = t_a \cdot 9/5 + 32 = 35 \cdot 9/5 + 32 = 95 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

13) Concentración solución absorbedor (%), X_{sla} :

$$X_{sla} = 177,5554608 - 5,562122879 \cdot p_{sBP} - 22153,27629 / t_{sla} - 0,5494956165 \cdot p_{sBP}^2 + 1,223136328 / t_{sla}^2 + 1,429500024 \cdot p_{sBP} / t_{sla} + 0,04372647989 \cdot p_{sBP}^3 - 21,757657,9 / t_{sla}^3 - 53331,2680099999 \cdot p_{sBP} / t_{sla}^2 - 24,91852777 \cdot p_{sBP}^2 / t_{sla}$$

Sustituyendo los valores de p_{sBP} y t_{sla} en la ecuación anterior, $X_{sla} = 55,41 \%$, y este último valor en:

$$A_a = -1015,07 + 79,5387 \cdot X_{sla} - 2,358016 \cdot X_{sla}^2 + 0,03031583 \cdot X_{sla}^3 - 0,0001400261 \cdot X_{sla}^4 = -10,11$$

$$B_a = 4,68108 - 0,3037766 \cdot X_{sla} + 0,00844845 \cdot X_{sla}^2 - 0,0001047721 \cdot X_{sla}^3 + 0,000000480097 \cdot X_{sla}^4 = 0,489$$

$$C_a = -0,0049107 + 0,000383184 \cdot X_{sla} - 0,00001078963 \cdot X_{sla}^2 + 0,00000013152 \cdot X_{sla}^3 - 0,000000005897 \cdot X_{sla}^4 = 1,029 \cdot 10^{-5}$$

Sustituyendo A_a , B_a , C_a y t_{af} en la entalpía solución LiBr absorbedor (Btu/lb), h_{sla} :

$$h_{sla} = A_a + B_a \cdot t_{af} + C_a \cdot t_{af}^2 = 36,47 \text{ Btu/lb}$$

14) Entalpía solución LiBr absorbedor (kJ/kg), h_{sla} :

$$h_{sla} = h_{sla} \cdot 2,326 = 36,47 \cdot 2,326 = 84,83 \text{ kJ/kg}$$

Temperatura solución salida generador ($^{\circ}\text{F}$), t_{sslfg} :

$$t_{sslfg} = t_g \cdot 9/5 + 32 = 80 \cdot 9/5 + 32 = 176 \text{ }^{\circ}\text{F}; \text{ con } t_{sslfg} \text{ y } p_{sAP} \text{ se determina, igualmente, } X_{slg} = 59,84 \text{ \% y, también, } A_g = 1,388; B_g = 0,461; C_g = 3,59 \cdot 10^{-6}$$

Sustituyendo en la entalpía solución salida generador (Btu/lb), $h_{sslg''}$:

$$h_{sslg''} = A_g + B_g * t_{ssifg} + C_g * t_{ssifg}^2 = 82,68 \text{ Btu/lb}$$

15) *Entalpía solución salida generador (kJ/kg), h_{sslg} :*

$$h_{sslg} = h_{sslg''} * 2,326 = 82,68 * 2,326 = 192,32 \text{ kJ/kg}$$

16) *Flujo másico salida solución LiBr absorbedor (kg/s), m_{ssla} :*

$$m_{ssla} = m_r / (1 - (X_{sla} / 100) / (X_{slg} / 100)) = 0,149 / (1 - (55,41 / 100) / (59,84 / 100)) = 2,01 \text{ kg/s}$$

Sustituyendo los valores anteriores en el:

17) *Calor absorbido generador con IQ (kW), Q_{glQ} :*

$$Q_{glQ} = (m_r * h_{vsg} + (m_{ssla} - m_{vsg}) * h_{sslg}) - m_{ssla} * h_{sla} = 469,6 \text{ kW}$$

18) *Coefficiente de comportamiento con intercambiador de calor (fracc.), COP:*

$$COP_{IQ} = Q_u / Q_{glQ} = 352 / 469,6 = 0,750$$

La eficiencia energética, η , relaciona los flujos de energía de acuerdo con el concepto productos/recursos para dar:

$$\eta = Q_u / Q_f$$

En el caso de la refrigeración, se considera la eficiencia energética como el Coeficiente de Comportamiento (COP)_{IQ}.

19) *Factor de integración térmica (fracc.), ε :*

$$\varepsilon = -COP * (1 - T_0 / T_u) / (1 - T_0 / T_f)$$

Donde:

ε : Parámetro (épsilon) o factor de integración térmica (fracción o por ciento) el cual mide la efectividad de la conversión de recursos en productos, en términos exergéticos.

COP: Coeficiente de comportamiento (fracción o por ciento) que mide la efectividad de la conversión de recursos en productos, en términos energéticos.

T_0 : Temperatura del estado muerto (K) = 298,15 K

T_u : Temperatura de uso a que se entrega la el calor útil Q_u (K) =

T_f : Temperatura de la fuente a que se recibe el calor Q_f (K)

El signo menos es para volver positiva la expresión, ya que en el caso de la refrigeración $T_0 > T_u$. Esta expresión indica que la tendencia es que el valor del COP_{IQ} debe ser tan cercano o mayor a la unidad como sea posible para una utilización correcta de la exergía transferida desde los gases calientes al SRA. No obstante, este parámetro no es suficiente para garantizar una utilización efectiva. También las temperaturas T_f y T_u son importantes. A medida que la temperatura T_u se acerque a la temperatura de la fuente T_f , aumentará el uso eficiente de la exergía. Por tanto, resulta deseable alcanzar un valor para COP_{IQ} tan próximo o mayor a la unidad como sea posible y también una integración adecuada a las temperaturas de la fuente y de uso. Tomando T_u como la media entre la temperatura del agua helada de entrada al evaporador ($t_{ahe} = 20\text{ }^\circ\text{C}$) y la temperatura del agua helada de salida del evaporador ($t_{ahs} = 10\text{ }^\circ\text{C}$); $T_u = (t_{ahe} + t_{ahs}) * 0,5 + 273,15 = (20 + 10) * 0,5 + 273,15 = 288,15\text{ K}$ y T_f como la media entre la temperatura del agua caliente presurizada de entrada al generador ($t_{age} = 130\text{ }^\circ\text{C}$) y la temperatura del agua caliente presurizada de salida del generador ($t_{ags} = 105\text{ }^\circ\text{C}$); $T_f = (t_{age} + t_{ags}) * 0,5 + 273,15 = (130 + 105) * 0,5 + 273,15 = 390,65\text{ K}$

Sustituyendo en:

$$\begin{aligned} \varepsilon &= - COP_{IQ} * (1 - T_0 / T_u) / (1 - T_0 / T_f) = \\ &= - 0,750 * (1 - 298,15 / 288,15) / (1 - 298,15 / 390,65) = 0,1098 \end{aligned}$$

Evidentemente, se aprecia una pobre integración térmica entre la fuente y el uso. Se conoce, a partir de la literatura consultada, que si se mantiene la temperatura de salida del agua helada (t_{ahs}) entre 4,5 y 10 $^\circ\text{C}$, se producirá una variación lineal de las temperaturas del aire que sale del equipo enfriador desde 8,5 a 14 $^\circ\text{C}$ a una humedad relativa de 95 %, lo cual garantiza que el punto que representa las temperaturas finales de bulbo seco y húmedo de este aire, caiga en la línea de porcentaje de calor sensible o por debajo de ella [ASHRAE, 1997]. Por tanto, manteniendo la t_{ahs} en 10 $^\circ\text{C}$ se puede aumentar la efectividad térmica del evaporador, ϵ_e , con el objetivo de elevar la temperatura de evaporación, t_e , y elevar, consecuentemente, el factor de integración ε . Variando los valores de ϵ_e entre los valores típicos de 67 a 75 % se pueden calcular las magnitudes de ε , t_e y COP_{IQ} , tomando como base el procedimiento de cálculo anterior, y el valor de a^* (costo unitario exergoeconómico-ambiental, $\$/\text{GJ}$), tomado de la Tesis Doctoral del autor [González, 2004], para esa misma variación de ϵ_e . A partir de esa variación se conforman la tabla 1 y la figura 2:

Tabla 1. Valores de ε , t_e , COP_{IQ} y a^* , para valores variables de ϵ_e

ε , %	t_e , $^\circ\text{C}$	ϵ_e , %	COP_{IQ} , %	a^* , $\$/\text{GJ}$
10,98	5,070	67	75,00	22,91
11,15	5,714	70	76,10	22,55
11,30	6,301	73	77,00	22,26
11,37	6,67	75	77,60	22,10

a^* : El costo unitario exergoeconómico-ambiental toma en cuenta los costos asociados a los flujos exergéticos de la instalación, y a los flujos de costos de inversión (no asociados a los flujos exergéticos) considerando los efectos ambientales de agotamiento de la capa de ozono y de calentamiento global [González, 2004].

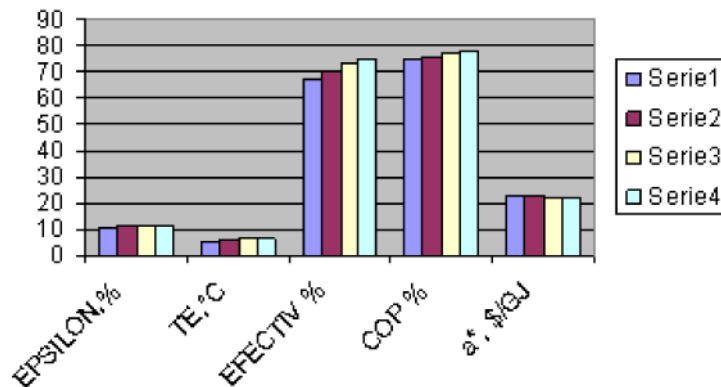


Fig. 2. Variaciones gráficas de ϵ , t_e , COP_{IQ} y a^* , para valores variables de ϵ_e

Conclusiones

Se aprecia, de acuerdo con la tabla 1 y la figura 2, que al aumentar la efectividad térmica del evaporador (ϵ_e) desde 67 a 75 %, aumenta la temperatura de evaporación del refrigerante (t_e , °C) desde 5,070 a 6,67 °C, lo que trae como consecuencia una ligera mejora del factor de integración térmica (ϵ) desde 10,98 a 11,37 %, un aumento aceptable del coeficiente de comportamiento (COP_{IQ}) desde 75 a 77,6 % y una disminución del costo unitario exergoeconómico-ambiental (a^* , \$/GJ) desde 22,91 a 22,10 \$/GJ.

Un aspecto interesante es la factibilidad de integración de este tipo de esquema para la producción de frío con la industria azucarera, mediante el uso de las fuentes residuales, lo que brinda determinadas posibilidades de aplicación para los países azucareros en vías de desarrollo en lo referente a alternativas tecnológicas sostenibles.

Bibliografía

- ASHRAE. *Handbook of Fundamentals*. Atlanta, 1997.
- GONZÁLEZ PETIT JEAN, M. L., *et al.* «Estudio del LiBr-Agua en SRAS para la Industria Azucarera». *Centro Azúcar*, No.1, enero-marzo, 2005. ISSN 0253-5777.
- GONZÁLEZ PETIT JEAN, M. L. «Procedimiento de cálculo basado en costos exergoeconómico-ambientales para la evaluación de sistemas de refrigeración por absorción». Tesis en opción al grado de Doctor en Ciencias Técnicas, UCLV, 2004.
- HEROLD, E. K., *et al.* *Absorption chillers and heat pumps*. CRS, Press, 1996.
- HUGOT, ÉMILE. *Handbook of cane sugar engineering*. Sugar Series 7, ISBN: 0-444-42438-5, 1186 págs., Elsevier, Amsterdam, 1986.

MISRA, R. D., *et al.* «Application of the exergetic cost theory to the LiBr/H₂O vapour absorption system». *Energy* 27, 1009-1025, 2002.

MISRA, R. D., *et al.* «Thermoeconomic optimization of a single effect water/LiBr vapour absorption refrigeration system». *International Journal of Refrigeration*, Elsevier Science Ltd and IIR, 26, 158-169, 2003.

MORAN, M. J. Y H. N. Shapiro. *Fundamentos de termodinámica técnica*. Tomo 1. Ed. Reverté, S.A., 1996.

OGANESIAN, L., *et al.* Análisis computarizado de ciclos termodinámicos. Facultad y Departamento de Termoenergética, Universidad de Camagüey, 1989.

TOZER, R., *et al.* «Thermoeconomics applied to an air conditioning system with cogeneration». Proc. CIBSE A: *Building Serv. Eng.. Res. Technol.* 17 (1) 37-42, 1996.

Eco Solar es una publicación científica electrónica trimestral para los especialistas de las fuentes renovables de energía. Se dedica a la promoción de temas relacionados con la energética, las energías alternativas, la física ambiental, la arquitectura bioclimática, el impacto sobre el medio ambiente la educación ambiental, la termoconversión, la eficiencia energética, y las energías de origen hidráulico, fotovoltaico, eólico, solar, biomasa y ciencias relacionadas.

DIRECTOR GENERAL:

Dr. Luis Bérriz Pérez.

DIRECTOR:

Lic. Manuel Álvarez
González.

EDITOR:

Lic. Alejandro Montecinos
Larrosa.

CORRECCIÓN:

M Sc. Roberto Manzano
Díaz.

Ing. Jorge Santamarina

DISEÑO ELECTRÓNICO:

D.I. Antonio Romillo Polaino.

TRADUCCIÓN:

Lic. Lázaro O´Farril Lazo.

CONSEJO ASESOR:

Dr. Luis Hernández (Energía fotovoltaica)

Dr. Conrado Moreno Figueredo (Energía
eólica)

Lic. Bruno Henríquez Pérez (Física
ambiental)

Dr. Jorge Luis Paretas (Energía hidráulica)

Dr. Dania González Couret (Arquitectura
bioclimática)

Dr. Jorge Guardado (Biomasa)

Dr. Sergio Corp Linares (Energía solar
térmica)

Lic. Leonor Turtós Carbonell (Impacto
ambiental)

Lic. Alejandro Montecinos Larrosa (Energía
humana)

Lic. Ricardo Bérriz Valle (Educación
ambiental)



**SOCIEDAD CUBANA PARA LA PROMOCIÓN
DE LAS FUENTES RENOVABLES DE ENERGÍA Y EL RESPETO
AMBIENTAL**

Calle 20 no. 4113, esquina a 47, Miramar, Playa,
Ciudad de La Habana, Cuba. Código Postal: 11300.

Teléfono: (537) 205-9949.

Apartado postal: 6611, CP: 10600, Ciudad de La Habana, Cuba.

e-mail: editora@cubasolar.cu

<http://www.cubasolar.cu>