

ANÁLISIS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE AZÚCAR CRUDO EN UN CENTRAL DE LA PROVINCIA DE MATANZAS

Jonathan Serrano Febles, Luisbel Gonzáles Pérez de Medina, Jesús Luis Orozco

*Universidad de Matanzas – Sede “Camilo Cienfuegos”,
Vía Blanca Km.3, Matanzas, Cuba. jonathan.serrano@umcc.cu*

Resumen

Este estudio fue realizado en un central azucarero de la provincia de Matanzas en la zafra 2015-2016 para lo cual se monitorio el comportamiento productivo del 3 al 12 de febrero de mencionado período. Se efectuó un análisis de las principales variables involucradas en el proceso de fabricación las que fueron determinadas por mediciones directas o por balances de masa y energía. A su vez, a partir del estudio de la configuración energética de este, se proponen tres variantes que permiten un mejor aprovechamiento de la energía en base a los mismos equipos con que se dispone. En esta investigación se cuantificaron en términos económicos la repercusión del incumplimiento de normas de calidad y se proponen posibles soluciones para disminuirlas. En base a ello se determinó que por concepto de violación de normas de pol se pierden 1328 CUP/h. Se registró un rendimiento de 7,75% y un recobrado de 75,17%.

1.1 Introducción

La industria del azúcar y sus derivados ha tenido gran repercusión en el devenir histórico social de nuestro país. La economía cubana ha tenido un marcado carácter coyuntural, influenciada notablemente por la dinámica geopolítica del mundo llegándose a convertirse la fabricación de azúcar de caña en uno de nuestros principales renglones productivos y que ha hecho de Cuba un ícono de referencia en este sector.

La industria azucarera sufrió enormemente las consecuencias devastadoras del período especial, muchos centrales fueron cerrados, los ritmos productivos decayeron enormemente a la par de la tasa de exportación, disminuyó la calidad del azúcar y se descuidó lamentablemente el cultivo de la caña entre otras afectaciones que significaron un punto de giro para la economía y la vida de la sociedad cubana.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

No obstante la más alta dirección del país ha mostrado en los últimos años un interés especial en reanimar la industria azucarera, haciendo énfasis en la elaboración de un azúcar crudo y refino acorde a las más altas especificaciones del mercado internacional. De nada sirve contar con todos los medios productivos ni con una adecuada tecnología si no se dispone del capital humano necesario y correctamente capacitado en el proceso de fabricación, de ahí que se ha trabajado arduamente en la instrucción de los trabajadores azucareros.

1.1 Situación de la producción de azúcar en Cuba y en el mundo.

Tal como se refleja en Suarez y otros, (2012) la producción mundial de azúcar en los últimos tiempos ha estado alrededor de los 120 millones de toneladas por año, de las cuales 60-65% proceden de la caña y el resto de la remolacha sin considerar la producción no centrifugada que bajo distintos nombres, tiene relativa importancia económica y social en países como Colombia, Ecuador, India entre otros.

Según Rojas, 2013 el 75% de la producción mundial se concentra entre Argentina, Colombia, México, India, Guatemala, Unión Europea, China, Cuba, Estados Unidos, Tailandia, Brasil, Australia, Pakistán y Rusia siendo Brasil el principal productor y exportador de azúcar a nivel mundial analizado en el período de 2006-2010. Entre los mayores importadores de azúcar del orbe, se destaca EEUU que según, Rojas, 2013 presentan un déficit al año de aproximadamente 1,5 millones de toneladas de azúcar, que es suplida mediante cuotas azucareras preferenciales entre 40 países del mundo. Ello demuestra la influencia de esta potencia como regulador de la producción de azúcar.

Según Pérez y otros, 2008 la situación mundial de la industria azucarera del Tercer Mundo no es muy alentadora, pues existen y se refuerzan las tendencias de la globalización económica neoliberal, las que constituyen una de las causas de las fluctuaciones del azúcar en el Mercado Mundial. Suarez y otros, (2012) aclaran que la situación se agrava más por la continua reducción del “mercado libre” y la prevalencia de precios en el mercado mundial, inferiores a los costos de producción para muchos fabricantes.

1.2 Panorama energético actual la industria azucarera

En el proceso de fabricación de azúcar, en un ingenio bien balanceado energéticamente, el residuo leñoso resultante es suficiente para generar la energía requerida en las necesidades tecnológicas de potencia y calor del proceso, y aportar, además electricidad adicional al Sistema Electroenergético Nacional (SEN). Es por este hecho, con relación a otros procesos cuya función principal es el aporte de electricidad, que los centrales azucareros presentan



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

una mayor eficiencia en el uso global de la energía puesto que además de entregar la cantidad suficiente que demandan los aparatos tecnológicos garantiza por medio de la energía remanente en el vapor de escape, el abastecimiento de esta a los equipos de transferencia de calor implícitos en el diagrama de producción. Tal como se plantea en García y otros 2014, diferentes estudios han demostrado que un central azucarero puede autoabastecerse de energía a partir del bagazo y obtener sobrantes de este, que pueden ser de hasta el 30 % del total producido por lo que existe una posibilidad real de explotar las potencialidades energéticas de estos para disminuir el consumo de combustibles y de esta manera minimizarlos costos de producción por este concepto, respecto a los cuales según plantean estos autores pueden representar en un proceso industrial de un 15 a un 35% del valor final del producto.

Según AZCUBA, 2012 los mayores esfuerzos en la búsqueda de mejor eficiencia energética en la industria azucarera cubana se han desarrollado hacia la reducción de las pérdidas por gases de combustión y por condensación a vacío. Los que son visibles a través del incremento de la eficiencia de las calderas de vapor (con mejores diseños, presiones más altas, instalación de superficies recuperativas, automatización del proceso, entre otros) y a través de mejoras de la utilización de vapor en el proceso tecnológico (como son el empleo de presiones de escape más altas, extracciones de vapor a los tachos y calentadores en efectos más próximos al último, termocompresores, mejoras en los diseños de equipos, empleo del tacho continuo, entre otros). Estas modificaciones han logrado reducir de las pérdidas por los gases de combustión hasta un 18 % y la disminución de las pérdidas absolutas en los condensadores al vacío, aunque la pérdida relativa se mantiene en el orden del 46 %.

2. Materiales y métodos.

2.1 Breve descripción del proceso tecnológico de producción de azúcar crudo objeto de estudio.

La caña es transportada desde las áreas de cultivo por vehículos automotores y ferroviarios pasa por la báscula, donde es cuantificada la materia prima y continua hacia el basculador donde se realiza la determinación del índice de materia extraña. Cuando la caña sale del sistema de cuchillas es sometida a la planta moledora o tándem el cual está formado por 6 molinos Hamilton con 4 masas cada uno. La aplicación de agua de imbibición (60-75°C) a una dosificación de 25-30% por caña molida ocurre en la entrada del sexto molino. El jugo extraído con el agua de imbibición es recirculado hacia el molino anterior, y así consecutivamente hasta llegar al segundo mediante una red de canales conectados a sistemas de bombeo. En la alcalización, el jugo proveniente de los molinos pasa por un



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

calentador líquido-líquido donde el agua que se utiliza como agente de calentamiento proviene del tanque contaminado. El jugo que sale del calentador entra al tanque de jugo alcalizado, donde no se le realiza ninguna operación, y continúa hacia el calentador primario el cual recibe vapor del segundo vaso del cuádruple, posteriormente el condensado se dirige al tanque contaminado. Al salir de este equipo el jugo tiene una temperatura de 65-74°C. Continúa el proceso de calentamiento donde el jugo entra al calentador secundario y al rectificador, el cual es alimentado con vapor del preevaporador y el condensado se recopila en el tanque contaminado. Posteriormente entra al tanque flash el cual tiene el objetivo de evitar la violenta ebullición del guarapo dentro del clarificador, conseguir uniformidad en la temperatura del jugo y expulsar el aire y el vapor. El jugo saliente del tanque flash entra al colector donde se le adiciona el floculante con una concentración de 4-5 ppm. Dicha mezcla resultante entra en el clarificador y se almacena en el tanque de jugo clarificado de donde es bombeado hacia el calentador rectificador de jugo clarificado, el cual es alimentado con vapor de escape proveniente de los turbogeneradores y el condensado se almacena en el tanque de contaminados. La salida de este jugo es de 115-120°C en destino al área de evaporación y con aproximadamente 13-15°Bx.

El jugo que entra en el preevaporador se pone en contacto con el vapor de escape a través de un sistema de calandrias donde ocurre el intercambio calórico. El jugo parcialmente concentrado entra en el cuádruple efecto por el sistema de vasos comunicantes, el primer vaso opera a una presión superior a la atmosférica y va disminuyendo a medida que avanza en el número de vasos. El jugo que se obtiene en el cuarto efecto posee un Brix entre 63-65 y es conocido como meladura, la cual se almacena en un tanque para su posterior utilización en el área de cristalización. La cristalización es efectuada en los tachos, que son equipos que trabajan a simple efecto. En estos se logra concentrar la meladura a un nivel de sobresaturación tal que se permita lograr el crecimiento rápido de los granos con el simultáneo empobrecimiento de las mieles. Se aplica el sistema de cocción de dos masas cocidas.

2.2 Obtención de los valores de las variables para el estudio.

En el transcurso de los diez días analizados, período entre parada y limpieza normada, y que son estadísticamente representativo de 150 días de zafra, se midieron las principales variables por medio de la instrumentación de cada equipo (todos los instrumentos están certificados por la Oficina Nacional de Metrología y Normalización como aptos en el período vigente), por técnicas de laboratorio (reconocidas y reglamentadas por AZCUBA) o en el caso particular de temperaturas de fluidos en el interior de tuberías, a través de una pistola termométrica de alta confiabilidad. En el caso de las mediciones experimentales se efectuaron réplicas para determinar la reproducibilidad de los resultados. A cada variable o



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

parámetro en cuestión se le aplicó un análisis estadístico mediante software STATGRAPHICS PLUS y se comprobó que siguen una distribución normal.

2.3 Metodología empleada para la realización de los balances de masa.

Los balances de masa y energía contribuyen de manera eficiente a la determinación de las cantidades de materiales necesarios, a su influencia en el comportamiento productivo, a la comprensión integral del proceso así como al máximo aprovechamiento de las materias primas y de la energía. En los centrales azucareros es un imperativo tener un control estricto de la composición de las corrientes de alimentación y de salida en las diferentes áreas, de la correspondencia necesaria que debe existir entre los flujos en aras de elevar la calidad de fabricación, de aumentar el recobrado de azúcar, de emplear la adecuadamente el agua, entre otros aspectos. El proceso de fabricación de azúcar es sensible a las condiciones termodinámicas, donde se corre el riesgo de inversión de sacarosa, de destrucción de cristales, del mal agotamiento de las mieles, entre otros problemas que pueden evitarse decisiones operacionales fundamentadas con balances de masa y energía atendiendo a un margen de error admisible.

Para la realización de los balances de masa y energía se emplearon metodologías propuestas por Hugot, 1987. Se analizaron las entradas y salidas de cada equipo o etapa, así como sus composiciones para lograr determinar las corrientes que son desconocidas el proceso. Comprendió las siguientes etapas:

- ✓ Balances de masa en el área de extracción.
- ✓ Balance de masa en la etapa de purificación.
- ✓ Balance de masa en la estación Evaporación-Cristalización-Centrifugación (en cristalización, se empleó la Cruz de Cobenze).
- ✓ Consumo de vapor en equipos primarios.
- ✓ Consumo de vapor en necesidades tecnológicas.

3.1 Análisis de los resultados obtenidos en la etapa de molienda.

El coeficiente de variación de la caña molida es 32.89%, cuyo valor al ser mayor del 12% indica que la media no es representativa y que entre los datos recogidos respecto a esta variable existe una gran dispersión. Desde un punto de vista tecnológico ello significa inestabilidad en la molienda, puede ocasionar que en determinados horarios no se tenga la cantidad de bagazo suficiente para la generación de vapor y que por lo tanto el central se desbalancee energéticamente. Es muy probable que al ocurrir ello, que se incurran en problemas tales como un mal calentamiento y evaporación de los jugos e incluso con la



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

parada del proceso productivo, hecho que atenta seriamente con la eficiencia de este. Además de ello, constantes fluctuaciones en la molienda hace que el proceso sea poco armonioso, predecible y más difícil de controlar, lo cual puede ser motivo de errores operacionales y de mala toma de decisiones. No se cumple con la norma de molienda horaria, la que debe ser de 273 a 302 toneladas, hecho que se opone a la economía del proceso de fabricación y que hace que se demore más tiempo en alcanzarse el punto de equilibrio. Cabe destacar que en el período analizado, los suelos de las áreas de cultivos estaban muy saturados de agua producto a las intensas precipitaciones ocurridas en días anteriores y que algunos productores no habían cumplido cabalmente, al menos hasta ese momento, el compromiso pactado con la dirección del central para el abastecimiento de caña de azúcar. El día más crítico fue el 7 de febrero que presentó un valor promedio de molida horaria de 129,18 toneladas.

El flujo de agua de imbibición no está en correspondencia con el ritmo de molienda, lo cual se corrobora por un análisis de regresión lineal efectuado entre estas dos variables que establece que el coeficiente de correlación es de 33,45% y que el modelo establecido por el *software Statgraphic Plus* solo es compatible con el 11,20% de los datos analizados. Al existir poca dependencia lineal entre estos dos parámetros se puede afirmar que no existe seriedad en el suministro y control del flujo de agua de imbibición. Errores como este pudo haber sido la causa de los incumplimientos con la norma de pol en bagazo detectados, puesto que es muy probable que se haya añadido una cantidad insuficiente de agua de imbibición, lo cual atenta directamente en el recobrado de azúcar y la economía del proceso. De forma contraria, la falta de seriedad en el control de esta variable puede ocasionar también la adición de una cantidad innecesaria de agua, lo que significa mayor consumo de vapor en el área de evaporación. La relación AI%CM en Cuba está normada para un valor no mayor del 30%, aunque según Pedrosa, 1975 debe oscilar entre 25-30% parámetro que analizado de forma global cumple con la norma, aunque se viola de forma significativa en el día 6 y 9 de febrero, donde fue registrado puntalmente en este último un valor de 51,03%.

El valor del coeficiente de variación de la temperatura del agua de imbibición es de 6,89% y es por lo tanto un valor aceptable ya que es menor que 8%, lo que implica que la muestra analizada sea representativa y que exista uniformidad entre los valores de la variable. Ello es favorable debido a que se cumple con la política interna del central que establece que tiene que estar comprendida entre 65-70°C, intervalo que se corresponde por lo planteado en Hugot, 1987 que no puede exceder los 85°C para evitar la formación de ceras, las cuales son en gran parte las responsables de atascamientos en los molinos (puede ocasionar la parada del tándem) y de accidentes laborales; Arca, 1988 aclara que debe estar entre 60-80°C. Pedrosa, 1975 establece que debe estar entre 75 y 80°C puesto que si se sobrepasa, es



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

muy probable que se incorporen al proceso dextrana, cenizas y almidón, donde este último puede generar serios problemas en la clarificación de los jugos. Por otro lado, plantea que en este intervalo se facilita la extracción del jugo y se inhibe la proliferación de microorganismos al mismo tiempo que por encima de los 60°C, se aprecie un mejoramiento definido de la imbibición debido a la destrucción del tejido celular por calor. No obstante, existen azucareros de prestigio que afirman que aún este aspecto no está bien definido y que la posible extracción de pol producto a altas temperaturas no compensan los efectos adversos anteriormente descritos.

La relación del agua de imbibición por unidad de peso de fibra (λ) resultó ser de 1,439, que se encuentra en el intervalo establecido por Hugot, 1985 de 0 a 1, bajo el cual la extracción aumenta muy rápidamente. Este mismo autor afirma que de 1 a 2 ocurre bastante rápido y más lentamente por encima de 2, a tal punto que adicionar agua hasta un valor superior a 3 no ofrece ninguna ventaja. Menciona además que se llega con más frecuencia la óptima imbibición si los valores de λ son cercanos a 2 aunque algunos estudios en la Fábrica Experimental de *Audubon Park*, en Lousiana se demostró que la extracción aumenta rápidamente cuando la imbibición es cercana al 30% ($2 < \lambda < 2.5$) y que llega a máximo cuando oscila entre 4 a 5. La extracción del jugo mezclado es función directa de esta relación y no del flujo de agua que se suministra por unidad de peso de caña. Por un análisis de regresión lineal efectuado entre al agua de imbibición y la fibra en caña se determinó que no existe relación lineal significativa entre estas dos variables, lo que corrobora el descontrol operacional respecto al suministro de agua de imbibición. Los valores de λ fueron sometidos a análisis estadístico, el cual reportó un coeficiente de variación relativo al 18%, lo que demuestra poca uniformidad en los valores de agua de imbibición por unidad de peso de fibra (aunque todos se encuentran entre 1 y 2).

Respecto a la fibra en caña, se determinó que su coeficiente de variación es de 4,62%, lo que indica que la media es estadísticamente representativa y que existe poca variabilidad en los datos; al igual que según la prueba de hipótesis efectuada se incumple con el valor normado (14,5-15%). Ello significa que se pudo haber obtenido más cantidad de residuo leñoso, lo cual es favorable para la generación de vapor, sobretodo en el período analizado en que fue inestable la molido pero pudo haber aumentado, si se hubiese cumplido con la norma, las pérdidas de sacarosa en bagazo. Esto último es corroborado por Morrell, 1989, el cual plantea además de que a medida que el bagazo avanza en el tándem aumenta la relación entre el volumen de fibra y células sin romper a tal punto que Batule, 2009 plantea que un porcentaje de fibra en caña superior al 15% tiende a bajar considerablemente la extracción de pol. Según Hugot, 1987, atendiendo a los criterios anteriormente expuestos, se debe encontrar esta variable entre un 12-14%, intervalo que tampoco acota a los valores analizados.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

Los datos analizados de humedad del bagazo, los cuales presentan poca dispersión y son representativos de la media (presenta un coeficiente de variación del 3,22%) cumplen con la norma, puesto que es inferior al 50%. Cumple además con el criterio establecido por Morrell, 1989 que plantea que debe estar entre un 47-50% y con el descrito por Arca, 1988 de entre un 45-52% aunque Carrazana, 1975 refiere que un trabajo eficiente en el último molino debería garantizar una humedad un tanto inferior al 48%. La humedad del bagazo puede modificarse según la presión del último molino, la debe estar en correspondencia la altura del colchón, el juego entre las mazas, entre otros aspectos. En ello juega un papel importante la propia eficiencia del molino, la que para equipos deficientes puede ser de hasta un 50% como plantea Hugot, 1987 y para Rein, 2007 el valor máximo admisible es de un 52%. Una humedad alta en bagazo, como ha sucedido en zafras pasadas, hace que se tenga que emplear una parte del calor para evaporar el agua contenida en este y que se alargue el tiempo en que se logra la ignición del residuo leñoso.

Se incumple seriamente con la norma de pol en bagazo la que debe ser inferior a 1,75 en tal magnitud que de los 86 datos analizados, solo uno de ellos es menor a este valor. Ello se debe a la deficiente cantidad de agua de imbibición añadida fundamentalmente aunque pueden asociarse otras causas no comprobadas en el estudio efectuado del área como son mala preparación de la caña, falta de uniformidad y dimensiones del colchón de bagazo, la velocidad de los molinos, el desgaste de las mazas de los molinos, el juego entre estas, la tupición en los aspersores de agua entre otras. La presión en el último molino se encuentra entre los valores permitidos lo cual permite descartar la posibilidad de una inadecuada extracción por este concepto. Según Hugot, 1987 la pol se debe encontrar entre 2 y 2,5%, y para Herrero, 1990 entre 2 y 4%, ambos son superiores a la norma adoptada por el central. Para Casanova, 1982 las pérdidas por este concepto pueden alcanzar valores entre 0,4 y 1 puntos del rendimiento global del proceso, aunque juega un efecto más significativo el flujo de residuo leñoso, en que por cada 5 toneladas de bagazo en base a 100 toneladas de caña, se afecta el rendimiento de 0,1 a 0,2%, mientras que al variar en solo 1% la pol en el residuo leñoso, la incidencia es de 0,2 a 0,3 puntos.

3.2 Análisis de los resultados obtenidos en la etapa de purificación.

El porcentaje de sólidos disueltos del jugo clarificado es de 14,01% que de acuerdo a lo referenciado por Morrell, 1989 debe estar entre 15-20%, para que no exista una sobrecarga en el área de evaporación; la variación de los 0Bx respecto a este no es significativa.

El valor promedio de la concentración de la lechada de cal que se emplea en el proceso tecnológico es de 8,39°Bé, lo cual no está en el rango establecido por las normas del central



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

de 2 a 4 °Bé. El coeficiente de variación es de 3,92%, por lo que la media es representativa de la muestra y la norma se incumple constantemente a tal punto que ningún valor reportado se haya dentro del intervalo normado. Si se compara con la bibliografía especializada, la norma del central está en correspondencia por lo planteado por Morrell, 1989 de 3 a 8 °Bé, aunque este autor considera que la pureza de la cal debe ser siempre superior al 90% en peso y la cal que se suministra al central se encuentra con una pureza del 65% según plantea el Ing. Duniesky Pérez Acosta, Jefe del Área de Purificación; lo cual puede justificar los elevados valores de concentración debido a que posee una gran cantidad de arena en su contenido. Sin embargo, Hugot, 1987 plantea que la concentración de la lechada de cal debe encontrarse entre 2 o 3 °Bé y otros autores como Arca, 1988 afirman que la concentración debe ser de 5 o 6 °Bé. La aplicación de la lechada de cal con una correcta y uniforme concentración es importante para obtener una adecuada neutralización de los ácidos que contiene el jugo extraído a la caña, esto garantiza la formación correcta de los flóculos, la eficiente operación de los equipos automáticos de control de pH y evita las tupiciones en tuberías y medios filtrantes. La adición de la lechada debe ser controlada porque si se añade en exceso los azúcares invertidos se descomponen formando ácidos que al reaccionar con la cal dan origen a sales solubles no eliminables que dificultan la cristalización afectando su velocidad de forma tal que ocurre un incremento en la formación de mieles. Si la cal adicionada no logra alcanzar hasta pH cercanos a 7, se favorece la inversión de la sacarosa, lo que trae consigo grandes pérdidas en Pol y aumento del color del jugo, debido a que no se cumple una de las funciones de la cal que es la separación de materias extrañas y de sustancias solubles que perjudican la cristalización, a través del fosfato de calcio. El pH del jugo alcalizado se encuentra entre 6,7 y 7,1 intervalo normado que demuestra la correcta dosificación del flujo de lechada en el área para este porcentaje de pureza.

El valor promedio de Pol en cachaza en el central es de 6,39% con un coeficiente de variación de 15,04%, lo que significa que la media no representa en gran medida los valores reportados. Según plantea Morrell, 1989, la Pol en cachaza debe encontrarse entre 1 a 4% y la norma del central es de 3,5% como máximo. No se cumple con la norma, a tal punto que el valor mínimo es de 5,2% lo cual permite establecer que la incidencia es muy significativa. Esto se debe a una cantidad insuficiente de agua de lavado y a valores de temperatura muy bajos de la misma. Se incurre en pérdidas de 1192 CUP por hora, valor que está influenciado significativamente por el flujo de cachaza y que no está afectado por



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

las pérdidas en miel final, las que son elevadas según el sistema de dos masas cocidas empleado.

El valor promedio del brix del jugo filtrado en el central es de 12,61°Bx y según Díaz, 1999 un valor de 12°Bx es el adecuado para el proceso productivo. El valor reportado se encuentra por encima del encontrado en la bibliografía, lo que se corresponde con el análisis realizado en la Pol en cachaza, donde se afirma el insuficiente flujo de agua de lavado. Un flujo de agua de lavado pobre obtiene altos brix, por eso se trata de garantizar las menores pérdidas de sacarosa en la cachaza.

La eficiencia del trabajo en los filtros no ofrece un resultado acorde a lo establecido puesto que reportó un valor elevado. No obstante, aunque no se pueda emplear este desde un punto de vista cuantitativo, sí permite predecir un buen trabajo del equipo. La causa de que se haya obtenido un valor de eficiencia alto se debe a la poca instrumentación del área; lo que conlleva para su determinación al empleo, en gran medida, de resultados arrojados por ecuaciones de balance de masa (introduce más errores). Esto también explica la discrepancia entre el flujo de agua de lavado y el filtrado; el cual debe ser mayor puesto que recibe prácticamente todo al agua empleada en etapa de filtración. No existe ninguna relación de dependencia lineal sustancial entre el agua de lavado y el jugo filtrado, lo que demuestra indisciplina laboral en el suministro de esta en el filtro y que es causante de pérdidas de pol en cachaza.

3.3 Análisis de los resultados obtenidos en la etapa de evaporación-cristalización-centrifugación.

El valor promedio del brix de la meladura es de 64,71% el cual presenta un coeficiente de variación de 1,88% lo que indica homogeneidad en la muestra y que individualmente los valores son muy parecidos al presentado en este análisis. A su vez, se cumple con la norma que establece un porcentaje admisible entre 60 y 65°Bx. Este intervalo coincide cabalmente con el descrito en Spencer, 1967. Por otro lado AZCUBA, 2012 establece que debe ser entre 62 y 65 °Bx , Hugot, 1985 de 62 a 68°Bx y Jenkins, 1971 de 65 a 70°Bx; criterios muy parecidos que dependen también de la pureza a la cual se trabaje con este material. Debe existir un control estricto del porcentaje de sólidos disueltos, ya que un valor inferior implica evaporación adicional en la estación de tachos para alcanzar el grado de sobresaturación adecuado para comenzar la cristalización por concentración, equipos que trabajan a simple efecto a diferencia del cuádruple efecto y que además, son causantes en



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

muchos casos de inestabilidad en el índice de consumo de vapor en las necesidades tecnológicas. De lo contrario, si se concentrara demasiado existiría la posibilidad de que este material, de elevada pureza, comenzara a cristalizar antes de ser alimentado al tacho.

Para Rein, 2007 el contenido de humedad de azúcar crudo es probablemente el parámetro más importante para determinar su estabilidad y su capacidad de mantener la calidad durante el almacenaje. El valor promedio de pol en bagazo resultó ser de 99.13% con un valor de coeficiente de variación menor del 1% lo que indica que los valores individuales de pol en el producto estrella difieren muy poco entre sí y que es bastante estable en el tiempo observado. La NC85:2013 para el mercado internacional establece que debe ser superior a 99%, valor que se cumple cabalmente. Ello demuestra que en base a este aspecto, la operación de cristalización en el área fue certera. En esta misma norma se establece el máximo valor de humedad admisible es de 0,20%, requisito que se cumple de manera global, aunque en el día 6 de febrero el valor de humedad promedio fue superior. Existe un elevado coeficiente de variación (relativo al 20%), lo cual justifica que la media tenga ese valor ante la existencia de datos de humedad bastante diferentes. Spencer, 1967 plantea que la actividad microbiana que produce el deterioro del producto no puede proliferar en medios de elevada densidad pero sí en la película de agua de melaza que rodea al cristal por lo que la razón entre los contenidos de no sacarosa (no pol) y esta es el factor determinante. Según Spencer, 1967 los límites de esta relación se pueden cuantificar mediante un factor de seguridad, el cual resultó ser de 0,233 (menor que 0,25) para el día 6 de febrero, lo cual demuestra que esta violación no supuso un peligro de contaminación microbiológica para la azúcar producida.

$$\text{Factor de seguridad} = \frac{\text{Humedad}}{100 - \text{polarización}} \quad (3.1)$$

Según AZCUBA, 2012 la pureza de las masas cocidas debe variar entre 80-85% para la masa cocida A y entre 70-75% para la masa cocida B. Durante el período analizado se cumplió con la norma establecida obteniéndose 82.76 y 72.64% de pureza respectivamente.

Según AZCUBA, 2012 el Brix de las masas cocidas A y B deben estar entre 93-94 y 94-95 % respectivamente. Los valores determinados en la industria se encuentran entre el rango establecido, lo que da una medida de la eficiencia de los tachos al concentrar las masas cocidas. Un valor inferior puede provocar un mal agotamiento de las mieles y por consiguiente que aumenten las pérdidas de sacarosa, mientras que un valor superior dificulta la posterior manipulación, de manera que al ser descargado en los cristalizadores



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

se hace necesario añadir agua para reducir la viscosidad, que al final conlleva a la disolución de los cristales.

La pureza de las mieles de las masas cocidas reportadas por AZCUBA, 2012 oscilan entre 70-71% y 47-51 % para las mieles A y B respectivamente. Para la miel A los valores de pureza (67.87%) están por debajo de la normado que indica que ocurrió un buen agotamiento de la miel A, mientras que la miel B presenta valores superiores (52.98%). El mal agotamiento de la miel B puede estar influenciado por el breve tiempo de cocción a que se somete la masa cocida B; según Hugot, 1987 , el tiempo de cocción de la masa cocida B es de 4-6 horas, sin embargo aproximadamente el 54% de las masas cocidas B fabricadas no llegaron a las cuatro horas de cocción. La adicción excesiva de agua de lavado en las centrifugas, constituye otro factor importante, pues provoca que se disuelva el azúcar producido y a la vez se incorpora a la miel.

3.4 Análisis de resultados del proceso.

Se determinó según la ecuación (3.2) ofrecida por el profesor DrC. Jesús Orosco que si se hubiese añadido 32 m³/h, lo cual representa una relación de agua de imbibición por unidad de peso de fibra de 2,5, se hubiese reducido la pol en bagazo a 1,871. Ello equivale a un incremento de 65,5 kg por hora en la producción de azúcar de la misma calidad, valor que considera las pérdidas posteriores en el proceso según el recobrado determinado en base a la masa de pol del jugo mezclado con los parámetros del balance general del proceso sin este flujo adicional de agua. Se estableció la demanda de vapor de escape necesario para evaporar la cantidad de agua añadida para mejorar la extracción, para lo cual se asumió el valor nuevo del flujo del jugo mezclado en la etapa de calentamiento y evaporación atendiendo a las mismas condiciones termodinámicas. El Brix del jugo mezclado resultante, incorporado al balance energético se determinó por la ecuación (3.3). La ganancia neta que se obtendría por el incremento de azúcar producida según el costo del bagazo necesario para la generación de vapor adicional requerida por esta operación es de 1932 CUP/d (289 800 CUP para 150 días de zafra).

$$Pol_{RL} = 2,239 - 0,01 \cdot AI\% \quad (3.2)$$

$$Bx_{JM} = 17,65 - 0,175 \cdot AI\%C \quad (3.3)$$

Para expresar los resultados en función de la economía se trabajó con un precio de azúcar crudo estándar a granel Base 96 de 1251,6 CUP/t y un precio de bagazo de 29,55 CUP/t. Se debe destacar que los modelos matemáticos empleados presentan una compatibilidad muy buena con los valores utilizados en el balance general, a tal punto que en base al flujo de



caña y al agua de imbibición reales, ofrece un valor muy similar a la pol en bagazo reportada (variación del 2%) y de forma análoga, con el porcentaje de sólidos totales del jugo mezclado. Ello le confiere alta fiabilidad a los resultados propuestos.

La azúcar producida según el balance general efectuado es de 15.51 t/h la que difiere del valor real reportado en un 3,98% lo que demuestra el buen trabajo en las mediciones y cálculos realizados lo que a su vez respalda en las áreas correspondientes, los análisis efectuados.

El rendimiento en la contabilidad azucarera es la cantidad de azúcar comercial producida por cantidad de caña molida, sin considerar la composición del azúcar. Mientras más elevado es el rendimiento, se produce mayor cantidad del producto de interés a partir de una determinada cantidad de caña molida. Pedrosa (1975), Hugot (1987) y Hoing, (1987) plantean que este debe ser mayor que el 10% para un sistema de tres masas cocidas. El valor promedio del período analizado es 7,74%, el cual no puede ser comparado con la bibliografía consultada porque no está reflejado en ella de manera concluyente para un sistema de cocimiento de dos masas cocidas. En este se extrae la miel B, muy rica en sacarosa lo que hace que el valor de este indicador no sea tan elevado. Se considera en base a la experiencia de fabricación en el central con este sistema, que el rendimiento es bueno a pesar de que se vio afectado por un extenso período de lluvias y por una madurez de la caña no alcanzada por la ausencia de un clima invernal en el período correspondiente.

El recobrado es un índice de eficiencia general de la fábrica que relaciona en % el peso de pol en azúcar con el peso de pol que entró en la caña. En el central el valor del recobrado es de 75,16%, el cual es admisible para el sistema en cuestión. Las principales causas que afectan el recobrado son las pérdidas de sacarosa en cachaza, en bagazo, en miel B e indeterminadas.

Las pérdidas de sacarosa calculadas en las corrientes de salida del proceso son: en bagazo 6,47%, en cachaza 6,87% y en miel B 26,36%, las indeterminadas fueron reportadas por la contabilidad del central y son del 1,28%. Las mayores responsables de la situación son las pérdidas en miel B, la cual está acorde al sistema de cocción implementado. El cálculo de las pérdidas indeterminadas a través de los balances de masa arroja un valor, el que está influenciado por una azúcar que permanece en proceso y que no fue cuantificada en los cálculos. No obstante a este valor ilógico se le podría asociar con indisciplina en cálculos de contabilidad azucarera, lo cual no ha sido comprobado en este estudio.

Al realizar un análisis económico que toma como referencia el precio de una tonelada de azúcar crudo estándar base 96 en el mercado internacional (1251,60 CUP), se puede



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

determinar el costo del azúcar pérdida por hora por concepto de violación de las normas correspondientes a estos parámetros. Estas son de 1248 CUP lo que sumado con la del residuo leñoso (presentado con anterioridad) dan una pérdida por hora de 1328,5 CUP.

3.5 Análisis de los calentadores.

El valor promedio de la temperatura de entrada al calentador rectificador es de 78,46⁰C la cual es inferior a lo establecido por Arca, 1988, el cual plantea que debe ser de al menos 82⁰C, requisito que se cumple en los días 4,5 y 6 de febrero. Es válido señalar que estas temperaturas fueron medidas con una pistola termométrica, lo que pudo haber introducido pequeños errores en la medición en pocos grados Celsius puesto que hay que considerar el efecto de la temperatura de la superficie, lo que no hace que los cálculos correspondientes al área pierdan fiabilidad. La temperatura de salida promedio es de 89,24⁰C (valor estable puesto que el coeficiente de variación es de 5,2%) lo cual al no oscilar 102-106⁰C permite establecer que no ocurrió autoevaporación en el tanque flash. Este proceso hubiese sido clave en la etapa si la temperatura tuviese un valor superior puesto que es necesario eliminar incondensables (aire y otros gases), los cuales entorpecen la sedimentación normal de los jugos al no permitir el descenso del flóculo y provocar revolturas en este además de permitir la homogenización de la temperatura. Es muy probable que la causa por la que la temperatura de salida no es la adecuada sea porque los tubos están flojos en la zona mandrilada y que exista contaminación con los condensados, tubos rotos por desgaste, entre otros relativos a la estructura mecánica. Puede existir mala extracción de gases incondensables, lo cual supone una resistencia adicional a la transferencia de calor, pueden existir además presencia de incrustaciones. La presión del vapor de alimentación cumple con lo establecido por Arca, 1988 de 1,42 kgf/cm² y con lo establecido por las normas del central de 1,45 kgf/cm² lo cual permite inferir que existió el flujo de vapor disponible para ser utilizado como agente de calentamiento.

3.6 Análisis del consumo de vapor en los tachos.

Durante el período analizado el consumo de vapor para la fabricación de masas cocidas se comportó de manera irregular. El trabajo discontinuo de los tachos, además del aumento de la concentración y viscosidad durante cocción de las templeas, provocan un cambio apreciable en el consumo de vapor de los tachos. Individualmente, la demanda de vapor máxima para la fabricación de masa cocida A ocurrió el día 5, y los días 5 y 9 para la masa cocida B, comportándose esta última con mayor estabilidad. Esto se debe a que el Brix de la meladura, utilizada para la fabricación de masa cocida A, es inferior al Brix de la miel diluida para la fabricación de masa cocida B y por tanto la cantidad de agua a evaporar es



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

superior, lo que implica mayor consumo de vapor. Además se utiliza mayor cantidad de tachos para producir masa cocida A.

Según Espinosa, 1984, el consumo de vapor en tachos de crudo para centrales azucareros con crudo y refino se encuentra entre 350-200 kg de vapor/t CM. Para nuestro central el consumo en esta área se encuentra en el rango establecido, excepto los días 5 y 9. Este alto valor puede estar influenciado por la necesidad de evaporar mayor cantidad de agua, utilizada inicialmente para la dilución mieles o por la operación simultánea de los tachos lo cual provoca una demanda de vapor elevada, influyendo así sobre el trabajo del sistema de suministro de calor en el central. Además, durante la operación en el tacho es necesario que exista una presión de vacío adecuada; de ser superior puede provocar la caramelización, formación de sustancias coloreadas y la inversión de la sacarosa. Según Espinosa, 1984, la organización correcta del trabajo de los tachos es de gran importancia y es necesario que la puesta en marcha sea de manera consecutiva, es decir, que no coincidan varios de ellos, para evitar máximos en el consumo de vapor.

Al comparar el consumo de vapor en cada tacho, los que más consumen vapor son los tachos de masa cocida A, esto puede estar influenciado por la cantidad de agua adicional a evaporar, distinta a la del material inicial y alimentado, que sea halla añadido para disminuir la sobresaturación y no se tiene en cuenta en la expresión utilizada para evaluar el consumo de vapor.

3.7 Análisis de los balances de energía.

Una vez de haberse determinado las demandas de vapor de las necesidades tecnológicas y de los equipos primarios es posible analizar si se encuentran según Espinosa, 1984 dentro de los valores permisibles para un central con refinería anexa (central 3).

El consumo de vapor por toneladas de caña de los dos turbogeneradores en funcionamiento se encuentra prácticamente dentro del rango establecido de 460 a 360 kg de vapor/ t CM por Espinosa, 1984 para un central tipo 3, aunque es válido aclarar que la tecnología de estos han variado considerablemente desde que se realizó el estudio por parte del autor. Estos presentaron una eficiencia entre 0,7-0,8 intervalo referido por Fernández, 1994 como comúnmente adecuado.

El consumo por parte de los calentadores, preevaporadores y evaporadores no se encuentran estrictamente en el intervalo establecido a diferencia de los tachos de crudo; lo cual no significa que los valores obtenidos sean incorrectos puesto que estos rangos



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

presentan una tolerancia alta y dependen de las características tecnológicas individuales de cada central.

El bagazo disponible para la generación de vapor es suficiente para cubrir las necesidades de vapor directo que exige el proceso (tanto para el balance global como para los días de alta y baja molida) y a su vez queda un flujo de vapor disponible para el consumo de la refinería de azúcar anexa. Para este análisis se consideró el consumo máximo de cada tacho y que operaban al mismo tiempo, suposición que no es verdadera lo que ofrece un margen de error permisible considerable y favorable a su vez para el análisis.

El central se encuentra balanceado energéticamente, puesto que según el análisis global efectuado es necesario solamente pasar 0,83% de vapor, ya que es menor del 25%. En los días de molienda alta (8 de febrero), es necesario enviar un flujo de vapor por la estación de válvulas reductoras de 16,35% debido a que hay un mayor volumen producción para la misma capacidad de trabajo de los turbogeneradores. La estación de tachos no puede ser abastecida completamente, según las condiciones asumidas en el balance de energía global, lo cual debe ser suplido con vapor de escape.

Aunque sean mínimas, es necesario disminuir la cantidad de vapor que se pasa por reductora puesto que ello implica desaprovechar cierto potencial de vapor directo que representa un costo de producción determinado efecto que se revierte cuando a través de esa misma cantidad se genera energía eléctrica. Para ello, se proponen las siguientes variantes en la configuración energética:

Variante 1:

- ✓ Realizar una extracción al primer vaso del cuádruple efecto para incorporada al calentador primario (22,6 kg de v/ t CM) y al calentador secundario (40,89 kg de v/ t CM). Esta propuesta está en correspondencia con la nueva demanda de vapor del cuádruple efecto y cumple con el ΔT mínimo establecido por Hugot, 1987 que es de 12 a 15⁰C
- ✓ Continuar con el suministro de vapor de escape al preevaporador (256,8 kg v/ t CM) y al rectificador de jugo clarificado (19,03 kg v/t CM). En ambos se cumple el ΔT mínimo establecido por Hugot, 1987 que es de 8⁰C.
- ✓ Continuar con el suministro de vapor vegetal al evaporador múltiple efecto el cual dada las nuevas extracciones es de 173,97 kg v/ t CM y al calentador rectificador (19,03 kg v/ t CM).



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

- ✓ Se propone alimentar con vapor se escape a los tachos 7, 6, 5,2 y 3 con 232.35 kg v/ t CM de vapor de escape.
- ✓ Alimentar con vapor vegetal a los tachos 4 y 8 con 72,793 kg v/ t CM, ya que este es un vapor de calidad con propiedades muy parecidas al de escape.

Variante 2:

- ✓ Continuar la alimentación de vapor del segundo vaso del múltiple efecto con 21.94 kg v/ t CM al calentador primario. Para esta extracción se cumple el ΔT mínimo establecido por Hugot, 1987 de 15-18⁰C entre la temperatura de entrada del vapor y la de salida del jugo.
- ✓ Realizar una extracción al primer vaso del múltiple efecto y en base a ello suministrar 40,89 kg v/ t CM al calentador secundario y al calentador rectificador de 18,68 kg v/ t CM. Para esto también se cumple la temperatura mínima establecida por Hugot, 1987 la que es de 12-15⁰C.
- ✓ Seguir empleando 265,8 kg v/ t CM de vapor de escape para el preevaporador y al calentador de jugo clarificado (26.77 kg v/ t CM) lo cual acierta con el requisito de ΔT mínimo establecido por Hugot, 1987 el que es de 8⁰C.
- ✓ Producto al incremento de las extracciones, al evaporador múltiple efecto se le debe suministrar un vapor vegetal a razón de 182 kg v/ t CM.
- ✓ Se propone alimentar con 221,65 kg v/ t CM de vapor de escape a los tachos 2, 3, 5, 6,8 y 9 y con 83,79 kg v/ t CM de vapor vegetal a los tachos 4 y 7.

Variante 3:

- ✓ Continuar la alimentación de vapor del segundo vaso del múltiple efecto con 21.94 kg v/ t CM al calentador primario. Para esta extracción se cumple el ΔT mínimo establecido por Hugot, 1987 de 15-18⁰C entre la temperatura de entrada del vapor y la de salida del jugo.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

- ✓ Efectuar una extracción al primer vaso del múltiple efecto y por medio de ello abastecer de 40,89 kg v/ t CM al calentador secundario y de 26,28 kg v/ t CM al calentador rectificador de jugo clarificado. Se verifica el ΔT mínimo planteado por Hugot, 1987 de 12-15⁰C.
- ✓ Emplear vapor de escape para el preevaporador, el que se mantiene con el mismo consumo y suministrar también este vapor al calentador rectificador por medio de 19,06 kg v/ t CM.
- ✓ El múltiple efecto producto a las extracciones se le debe suministrar 187,70 kg v/ t CM.
- ✓ Se sugiere alimentar al tacho 8 y 4 con 78,103 kg v/ t CM de vapor vegetal y a los restantes con 227,34 kg v/ t CM de vapor de escape.

Puede ser implementada cualquiera de las tres variantes propuestas puesto que en todas se logra reducir a cero la cantidad de vapor que se debe pasar por reductoras lo que equivale a un ahorro de 56540 CUP para 150 días de zafra. Pero de ellas, la más recomendable es la tercera puesto que es la que ofrece un mayor ahorro de vapor de escape (12,76 kg v/ t CM), el que se puede poner a disposición de la refinería de azúcar. No obstante, las variantes presentadas deben estar en correspondencia con la estrategia de trabajo en los tachos, los que por su operación discontinua y las variaciones en el consumo de vapor son los causantes del desbalance energético en los centrales azucareros.

Conclusiones:

- ✓ Se estableció por medio de balances de masa y energía los flujos y las composiciones de las corrientes involucradas, lo que permitió analizar su influencia en el proceso de producción.
- ✓ Se determinó que por concepto de violación de normas de pol se pierden 1328 CUP/h.
- ✓ Se registró un rendimiento de 7,75% y un recobrado de 75,17%.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

- ✓ Se propusieron tres variantes en la configuración energética del central, las que reducen a cero la cantidad de vapor que hay que pasar por la estación válvulas reductoras.

Bibliografía.

1. Arca, Manuel y Esparza, Raúl. (1988). *El Consultor Azucarero*. Acra Corporation. Miami, Florida, USA.
2. AZCUBA. (2012). *Manual de Producción*.
3. Baloh Ton y Wittever Enrique. (1995). *Manual de Energía para la fábrica de azúcar*. Verlag Dr. Albert Bartens. Berlín
4. Batule E. (2009). Enciclopedia Azucarera. *Manual 19: Operación, Generación, Cogeneración y uso del vapor en la industria del azúcar de caña*.
5. Borroto, A. 2001. Gestión energética empresarial. Editorial Universidad de Cienfuegos, Cuba.
6. Cabello, Agustín. (2008). *La Producción de derivados de la caña de azúcar en Cuba, situación actual y perspectiva [en línea]*. ICIDCA, Ciudad de La Habana. [Consulta 26 Octubre 2016]. Disponible en: http://Www.corfoga.org/images/public/documentos/pdf/la_produccion_de_derivados_de_la_caña_de_azúcar_agustín_cabello.pdf
7. Carrazana Luis, L (1974). *El proceso de purificación de los jugos en la industria azucarera*. Conferencia ATAC. La Habana.
8. Carrazana R.L, (1987). *Análisis Agroindustrial Azucarero*. Editorial Pueblo y Educación. La Habana.
9. Casanova, Eduardo; Delgado, Juan y Martínez, Rafael. (1982). *Eficiencia Agroindustrial*. ICINAZ. Editorial Científico-Técnica. La Habana. Cuba.
10. Catá, Y., González, E., González, M., Corsano, G. (2009). *Experiencia en la integración de procesos en la industria papelera, utilizando el ASPEN PLUS*. Tecnología Química. Vol. 29, No. 2, pp. 70-82.



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

11. Clark, J. A. (1970) *El proceso de fabricación de azúcar crudo en los tachos*. Editorial Revolucionaria. La Habana. Cuba.
12. Cordovés, Herrera; Herrera, Marianela; SSáenz, Tirso y Cabello, Agustín. (2013). Los derivados de la caña de azúcar. *ICIDCA Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar [en línea]*. Vol 47, No.3 (Sept.-Dic.), pp. 31-37. [Consulta 23 Octubre 2016] Disponible en: <http://www.redalyc.org/pdf/2231/22312931002.pdf>.
13. Díaz S, S. (1999). *Comportamiento de los azúcares reductores en el proceso de obtención de azúcar crudo*. Influencia en el agotamiento de la miel final. Tesis de Maestría. Matanzas.
14. Espinosa Pedraja, R. (1984) *Sistemas de utilización del calor*. Editorial Pueblo y Educación. La Habana.
15. Fernández, Emilio. (1994). *Termodinámica Técnica*. Editorial Félix Varela. La Habana.
16. Gálvez, G. (2003). *Estado actual de la agricultura cubana, notas del curso de Maestría de Gestión de Cooperativas*, FLACSO, UH, 30 pp.
17. González Villaverde, Alexis (2014) *Integración energética mediante programación lineal en la Unidad de Desmineralización de Aceite de una refinería de petróleo*. Trabajo de Diploma presentado en opción al título académico de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas.
18. Herrero Silva, V. (1990). *Manual práctico de fabricación de azúcar de caña*. Editorial Pueblo y Educación. La Habana.
19. Honig, P. (1987). *Principios de Tecnología Azucarera* (Tomos I y II). Editorial Edición Revolucionaria. La Habana.
20. Hugot E (1987). *Manual para ingenieros azucareros*. Tomo I y II. Editorial Pueblo y Educación. La Habana.



21. Jenkins, G. (1971). *Introducción a la tecnología del azúcar de caña*. Tomo I. Editorial Pueblo y Educación. La Habana.
22. Martínez, N. y Nemirovitch, P. (1985). *Proceso de purificación del jugo en la industria azucarera*. Universidad de Camagüey, Facultad de Ingeniería Química.
23. Melchor, Santiago. (2010). Metodología general para la evaluación integral de la eficiencia energética en los centrales azucareros. *Tecnología Química [en línea]*. Vol. XXXI, No. I., Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, pp 40-46. [Consulta 28 Octubre 2016]. Disponible en: <http://redalyc.org/articulo.0a?id=445543772005>
24. Morrell Flores, Ignacio. (1989). *Tecnología Azucarera*. Ministerio de Educación Superior. Editorial Pueblo y Educación. La Habana.
25. NC 85:2013. *Azúcar crudo de caña*. Especificaciones. Oficina Nacional de Normalización.
26. Pedrosa Puertas, R. (1975). *Fabricación de azúcar crudo de caña*. Edición Revolucionaria. La Habana.
27. Peña Ojeda, Luis (2009). *Metodología para la gestión Tecnológica de los agroecosistemas cañeros: Estudio de caso CAI “Camilo Cienfuegos”*. Revista Centroazúcar
28. Posada, E. D. (1987). *Tecnología de la Producción Azucarera*. ISPJAE. La Habana, Cuba.
29. Rein, Peter. (2007). *Cane Sugar Engineering*. VerlagDrAlberBartens K.G. Berlin.
30. Rojas, Jazmín del Carmen. (2013) *Análisis del proceso de sulfitación en la etapa de clarificación, en el marco de un proceso sustentable de fabricación de un azúcar con color ICUMUSA estándar [en línea]*. Tesis para Maestro en Tecnología Avanzada, Instituto Politécnico Nacional CICATA IPN-Unidad Altamira, México. [Consulta: 28 Octubre 2016]. Disponible en:



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X

http://tesis.bnct.ipn.ms/bitstream/handle/123456789/13239/TESIS_A13-ROJAS_SANCHEZ_JAZMIN_DEL_CARMEN.pdf?sequence=3

31. Santibáñez Piñera, María C. (1983). *Tecnología Azucarera (Tomos I, II y III)*. Ediciones Azucareras. Ciudad de la Habana, Cuba.
32. Spencer, Meade (1967). *Manual del azúcar de caña*. Edición Revolucionaria. La Habana.
33. Suárez, Rafael y Morín, Rafael. (2012). *Caña de Azúcar y sostenibilidad: enfoques y experiencias cubanas [en línea]*. [Consulta: 28 Octubre2016]. Disponible en:http://scholar.google.com/cu/scholar?q=Caña+de+azúcar&btnG=%hl=es&as_sd_t=0%2C5
34. Zossi, Silvia; Cárdenas, Gerónimo; Sorol, Natalia y Sastre, Marcos. (2012). Análisis del proceso de sulfitación en la remoción de compuestos no azúcares en jugos de variedades de caña de Tucumán (R. Argentina). *Revista Industrial y agrícola de Tucumán [en línea]*. Vol. 89, No. 2 (Jul.-Dic.), Argentina. [Consulta 23 Octubre 2016]. Disponible en:http://www.scielo.org.ar/scielo.php?scrip=sci_srttext&pid=S1851-30182012000200002



CD de Monografías 2017

(c) 2017, Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”

ISBN: XXX-XXX-XX-XXXX-X