

Universidad de Cienfuegos “Carlos Rafael Rodríguez”

Facultad de Ingeniería

Carrera Ingeniería Mecánica



**Metodología para balance energético de centrales
azucareros. Estudio de caso.**

Tesis en opción al título de Ingeniero Mecánico

Autor: Luis Angel Iturralde Carrera

Tutor: Dr.C. José P. Monteagudo Yanes

Dr.C. Nelson Arsenio Castro Perdomo

MSc. Reinier Jiménez Borges

Año 62 de la Revolución

Cienfuegos 2020

PENSAMIENTO

“Hay una fuerza motriz más poderosa que el vapor, la electricidad y la energía atómica: la voluntad. ”

Albert Einstein

DEDICATORIA

Deseo dedicar este trabajo de diploma a mis padres, a mis abuelos, a mis tíos y a todas aquellas personas que estuvieron a mi lado y fueron incondicionales en todo momento.

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer en especial a mis principales tutores Pepe y Nelson por su acertada guía y apoyo en la confección de este trabajo.

A mi familia que estuvo a mi lado todo el tiempo.

A mi novia por su ayuda incondicional.

A mis amigos en especial a Ernesto, Daniel, Anita, Adialys, Erlys, Humberto y Marianela.

RESUMEN

Hoy en día la industria azucarera ha tomado un auge a nivel mundial y en Cuba, debido a que la materia prima utilizada, el bagazo, combustible que le permite generar electricidad necesaria para el proceso de obtención de la azúcar y la venta de otra parte al Sistema Electroenergético Nacional. En este trabajo se desarrolló una metodología general, de fácil operacionalización para realizar balances energéticos y evaluar la eficiencia energética de un central azucarero, por estar estructuradas sus bases de cálculo en Excel. Para su demostración en tiempo real, se utilizaron datos del Central azucarero Ciudad Caracas de la provincia de Cienfuegos, correspondientes a la zafra 2018-2019 y como método fundamental, se empleó el balance Termo-energético. Como principal resultado, se facilita el análisis y la comparación entre los parámetros reales de trabajo con los parámetros norma establecidos según las áreas en operación; a la vez que permite el cálculo del aporte económico por concepto de ventas de energía y los ahorros por generación del consumo propio del proceso productivo, permitiendo una mejor toma de decisiones al respecto, aventajando a las actualmente reportadas en la bibliografía consultada.

PALABRAS CLAVES: aporte económico; balance Termo-energético; generación de electricidad; industria azucarera; metodología.

ABSTRACT

Today the sugar industry has boomed worldwide and in Cuba, due to the fact that the raw material used, bagasse, a fuel that allows it to generate the electricity necessary for the process of obtaining sugar and selling the other part to the National Electroenergetic System. In this work, a general methodology was developed, easily operationalized to carry out energy balances and evaluate the energy efficiency of a sugar mill, since its calculation bases are structured in Excel. For its real-time demonstration, data from the Ciudad Caracas sugar mill in the province of Cienfuegos, corresponding to the 2018-2019 harvest, were used and, as a fundamental method, the thermo-energy balance was used. As main result, the analysis and comparison between the real working parameters is facilitated with the standard parameters established according to the areas in operation; At the same time, it allows calculating the economic contribution for energy sales and the savings generated by the consumption of the production process, allowing better decision-making in this regard, taking advantage of those currently reported in the bibliography consulted.

KEY WORDS: financial contribution; Thermo-energy balance; electricity generation; sugar industry; methodology.

Contenido

PENSAMIENTO	2
DEDICATORIA	3
AGRADECIMIENTOS	4
RESUMEN	5
ABSTRACT	6
INTRODUCCIÓN	10
Problema científico:	13
Hipótesis:	13
Objetivo general:	13
Objetivos específicos:	14
Capítulo 1. Estado actual y las tendencias de uso de metodologías para el diagnóstico energético en Cuba y el mundo	15
Introducción al capítulo	15
1. Ingenio azucarero	15
1.1 Descripción del proceso de producción de azúcar	16
1.1.1 La caña de azúcar	16
1.1.2 Corte, alce y transporte de la caña de azúcar	17
1.1.3 Preparación y molienda	17
1.1.4 Cogeneración	19
1.1.5 Generación de vapor	20
1.1.6 Generación de energía	20
1.1.7 Purificación del jugo	21
1.1.8 Filtración de cachaza	22
1.1.9 Evaporación del jugo claro	23
1.1.10 Clarificación de meladura	25
1.1.11 Cristalización	26
1.1.12 Cocimiento del azúcar	27

1.1.13 La centrifugación de azúcar	29
1.1.14 Elaboración de azúcar refinado	30
1.1.15 Secado de azúcar y empaque	31
1.2 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora.....	32
1.2.1 Mejoras en los esquemas energéticos	36
1.2.2 La producción de energía en el actual contexto de la industria azucarera a nivel mundial y en Cuba	38
1.3 Influencia de la industria azucarera en el panorama energético a nivel internacional y en Cuba.....	40
1.3.1 Esquemas energéticos más usados en la industria azucarera y en valor de los parámetros de trabajo de los mismos	42
1.4 Conclusiones del capítulo.....	45
Capítulo 2. Metodología de balance energético de un central azucarero. Aplicación a un caso de estudio	46
Introducción al Capítulo	46
2.1 Análisis y comparación de metodologías sobre balances energéticos	47
2.1.1 Metodología utilizada en la provincia de Santiago de Cuba (2013)	47
2.1.2 Metodología utilizada en la provincia de Holguín (2013)	47
2.1.3 Metodología utilizada en la provincia de Cienfuegos (2016)	48
2.1.4 Metodología utilizada en la provincia de Villa Clara (2017)	48
2.1.5 Metodología utilizada en la provincia de Matanzas (2017)	48
2.2 Aplicaciones informáticas en la industria azucarera.....	49
2.2.1 Sistema Tecnológico.....	49
2.2.2 Programa de simulación TERMOAZUCAR	50
2.2.3 Paquete de programas SIMFAD	51
2.3 Elaboración de la metodología para el balance energético de un central azucarero	52
2.4 Seleccionar base de datos y confirmar su fiabilidad.....	68

2.5 Conclusiones del capítulo.....	75
Capítulo 3. Análisis de resultados y valoración de fiabilidad	76
Introducción al capítulo.....	76
3.1 Resultados de la corrida de la metodología creada en Excel.	77
3.1.1 Balances de masas	78
3.1.2 Cálculos de consumo de vapor	79
3.1.3 Resultados de los cálculos pertinentes al generador de vapor	82
3.2 Análisis de resultados.....	84
3.3 Desarrollo de la evaluación económica de los resultados obtenidos	85
3.3.1 Generación de electricidad de las turbinas.....	86
3.4 Energía eléctrica consumida en la producción de azúcar.....	87
3.5 Energía eléctrica vendida al SEN	87
3.6 Efecto económico total del Central azucarero por generación de energía eléctrica (consumo propio más venta).....	87
3.7 Conclusiones del capítulo.....	88
CONCLUSIONES.....	89
Referencias	90
Anexos	93

INTRODUCCIÓN

En la actualidad, el rápido crecimiento industrial y el incremento de las demandas de la sociedad moderna, han dado como resultado un repentino aumento en los consumos energéticos. Los suministros mundiales de energía están basados fundamentalmente en los combustibles fósiles, lo que producto de su agotamiento reconocido por diferentes autores y las proyecciones de las perspectivas internacionales de energía a nivel mundial según (Faife, 2017) indican un crecimiento continuado en la demanda, con un aumento supuesto del 59% para el 2020, respecto al actual consumo de energía.

Para este mismo período, autores como (Faife, 2017) apuntan que las emisiones de CO₂ serán casi del doble respecto a los niveles actuales, siendo este uno de los problemas de mayor peso al que se enfrenta hoy en día la humanidad. El calentamiento global debido a las emisiones de gases de efecto invernadero es la consecuencia más drástica del uso de los combustibles fósiles. Por consiguiente, diferentes autores apuntan que la reducción de las energías con emisiones de CO₂ es uno de los mayores desafíos de las sociedades industrializadas en el siglo XXI.

La tendencia de hoy en día a nivel internacional y en Cuba, es la de llevar la industria azucarera a altos niveles de producción y eficiencia, con el objetivo de generar una mayor cantidad de energía eléctrica desde fuentes renovables, diversificando así su matriz energética y, por ende, haciéndola más sostenible, al ser menos dependiente de los combustibles fósiles ya en franca extinción. Para la generación de vapor que tiene lugar en estas industrias, el bagazo y los residuos agrícolas cañeros, constituyen un importante portador energético, cuya disponibilidad se ve marcada a su vez, por varios factores, tanto objetivos como subjetivos, ya sean de la propia industria, como por las peculiaridades de la producción cañera, influenciada al mismo tiempo, por otro número de factores propios de la actividad agrícola, como lo son, el clima y la degradación de los recursos naturales, entre tantos otros.

Lo anterior planteado hace necesario, como un imperativo marcado por las limitantes antes enunciadas respecto a la disponibilidad de estos portadores en dicha industria, elevar entonces los parámetros de trabajo de los ciclos de generación de potencia en este sector, como es el caso, de la presión y la

temperatura de trabajo de las calderas y turbogeneradores, e implementar todas las mejoras conceptualmente posibles, para incrementar la eficiencia en la cogeneración y por ende, reducir los consumos específicos (Faife, 2017).

Según (Silvia, 2013) Cuba, desde hace siglos, basó su economía en la industria azucarera, y actualmente está enfrascada en reconvertirla y modernizarla para que ocupe nuevamente una posición relevante en este orden. Esto ha generado una fuerte demanda de transferencia de tecnologías y desarrollo científico y técnico, para ello, el Estado realiza amplias y diversas tareas para alcanzar altos niveles de eficiencia en tan importante industria. La industria azucarera cubana está constituida por instalaciones que no disponen de un buen estado tecnológico, motivando la introducido de una heterogeneidad de soluciones técnicas y de nuevos equipos, que se unen con los ya existentes, desarrollando así todo un proceso de cambio tecnológico, o lo que se conoce como Innovación Incremental (solo a partes del proceso) según (Bustos, 2006), con sus consabidas ventajas y limitantes.

Al presentar los lineamientos emitidos por el Órgano Central del Partido Comunista de Cuba (2017), se realizó una valoración sobre el estado de la economía y los problemas a resolver teniendo en cuenta los principales acontecimientos y circunstancias de orden externo e interno. Cuba, con una economía dependiente de sus relaciones económicas externas, no ha estado exento de los impactos de la crisis mundial que se ha manifestado en la inestabilidad de los precios de los productos que intercambia, en las demandas para sus mercancías y servicios de exportación, así como, en mayores restricciones en las posibilidades de obtención de financiamiento externo. Ha experimentado, además, el recrudescimiento del bloqueo económico, comercial y financiero, lo que le ha significado cuantiosas pérdidas. (Silvia, 2013)

De los Lineamientos aprobados y ajustado a las condiciones actuales del presente trabajo se puede hacer referencia al número 211, inherente a la política agroindustrial, el que se hace alusión a: Aumentar de forma gradual la producción de azúcar y derivados de la caña, asegurando una correcta organización y planificación de la zafra y la reparación industrial, cumpliendo con la disciplina tecnológica para lograr los ingresos en divisas que permitan financiar los gastos totales de operación, más el valor de las inversiones y las reparaciones que se ejecuten, y realizar un aporte neto para el país. Además,

citando el lineamiento 246 de la política industrial y energética plantea que: en particular se elevará la generación de electricidad por la agroindustria azucarera a partir del aprovechamiento del bagazo (Silvia, 2013).

Para (Motito-Legrá, 2016) una fábrica de azúcar requiere de una gran cantidad de energía para separar de la caña, todos aquellos componentes que no son sacarosa y para manipular la materia prima. Esta energía se halla en el entorno de 4 000- 4 300 kcal/kg de azúcar producida. En términos de petróleo, cuyo valor calórico es de unas 10 000 kcal/kg, significa que se requiere de 0,40-0,43 kg de petróleo para producir 1kg de azúcar. Estas cifras evidencian la importancia económica de la energía en la producción de azúcar, y la significación que tiene toda acción para reducir su consumo, de aquí la necesaria incursión en la búsqueda de una mayor eficiencia en el manejo de su energía.

El autor de la presente investigación considera que por las complejidades que presenta el proceso de producción azucarera y la cantidad de interrelaciones que desde él se establecen, los análisis sobre su eficiencia energética y la propuesta de vías de solución a las deficiencias que sobre ello se presenten, tiene que evaluarse de forma integral y hacer el análisis en todas las secciones del proceso, abarcando desde la etapa de molienda hasta la producción de azúcar e incluyendo, como es lógico, los generadores de vapor, desde las particularidades que cada proceso presenta, todo en sinergia con el grado de obsolescencia tecnológica que pudiera presentar.

Es necesario entonces, tener en cuenta aspectos tales como: la eficiencia de generación y el comportamiento de los diferentes renglones que inciden en las pérdidas energéticas que provocan una disminución del valor que se puede obtener en este indicador tan fundamental.

Para determinar todos estos parámetros es pertinente utilizar los métodos y ecuaciones más confiables y evitar, en lo posible, hacer consideraciones que no siempre son satisfactorias en algunas condiciones, según la realidad técnico productiva en cuestión.

En la actualidad, las metodologías que se aplican frecuentemente por el Grupo AZCUBA, presentan algunas deficiencias, tales como: no se hace una evaluación integral del proceso, ya que no consideran todos los parámetros necesarios a analizar, o utilizan aproximaciones que pueden, en muchos casos, ser evitables y que son innecesarias si se utilizan adecuadamente las ecuaciones

de balances de masa y energía en las diferentes secciones del proceso, y no toman en cuenta algunos aspectos importantes que influyen en los balances de masa y energía, como son: los atemperadores y el tanque flash, los que son de gran complejidad para su utilización en la práctica por técnicos y especialistas, los que generalmente prefieren una evaluación más rápida y segura.

Por lo que la novedad científica en la presente investigación está centrada en brindar una metodología de cálculo, como herramienta para la realización de balances energéticos en centrales azucareros, de una manera rápida y eficiente, teniendo en cuenta los principales parámetros de la producción y la generación de electricidad, que permita una evaluación energética en cualquier momento de la producción azucarera y lograr así, mantener un mejor control de las producciones y a la vez, poder tomar medidas rápidas para una mayor y más eficiente producción energética.

Problema científico:

A pesar de la existencia de buenas experiencias para el balance energético de centrales azucareros, en Cuba se siguen elaborando según criterios del especialista, sin que se disponga de una metodología que tome en consideración, el cómo obtener un adecuado aprovechamiento de los recursos y con ello, una mayor economía de proceso.

Hipótesis:

La implementación de una metodología para el balance energético de los centrales azucareros, que tome en cuenta las mejores experiencias que existen, permitirá un adecuado aprovechamiento de los recursos y con ello, una mayor economía de proceso.

Objetivo general:

Elaborar una metodología para el balance energético de los centrales azucareros cubanos, sobre la base de las mejores experiencias que existen, para el logro de un adecuado aprovechamiento de los recursos y una mayor economía de proceso.

Objetivos específicos:

1. Fundamentar desde el estado del arte, las bases gnoseológicas en que se sustentan las actuales y tendencias, de las metodologías para el balance energético de los centrales azucareros en Cuba y en el mundo.
2. Analizar desde las mejores experiencias, los componentes que deben dar sustento a la metodología a elaborar para el balance energético de los centrales cubanos y su operacionalización.
3. Validar teóricamente, la metodología propuesta y su aplicación en un Estudio de Caso.

Capítulo 1. Estado actual y las tendencias de uso de metodologías para el diagnóstico energético en Cuba y el mundo

Introducción al capítulo

En este capítulo se realizó una búsqueda bibliográfica sobre los ingenios azucareros, un análisis detallado sobre el proceso de obtención del azúcar. También se estudió los actuales esquemas termoenergéticos de los centrales azucareros en Cuba y en el mundo. En Cuba se está trabajando en la parte de las bio-eléctricas con vista a incrementar las capacidades de los centrales, pero queda un gran grupo de centrales que no recibirán este tipo de modificaciones. En estos centrales existe una potencialidad de generación de energía eléctrica, por lo que es conveniente realizar un estudio sobre la situación de los actuales esquemas energéticos de las empresas azucareras cubana, analizar cuáles son las tendencias para incrementar la producción de energía eléctrica.

1. Ingenio azucarero

Se denomina ingenio azucarero o simplemente ingenio a una antigua hacienda colonial española (con precedentes en las Islas Canarias) con instalaciones para procesar caña de azúcar con el objeto de obtener azúcar, ron, alcohol y otros productos. Tiene su antecedente en el trapiche, cuya escala de producción era muy pequeña y, a su vez, el ingenio vino a ser sustituido por los grandes centrales azucareros modernos que se desarrollaron en la época. El ingenio azucarero colonial fue una de las principales actividades económicas desarrolladas sobre la base del sistema de producción esclavista y la trata de esclavos africanos desarrollada en América, principalmente en las Antillas Mayores y Brasil. Aunque la caña de azúcar no es un cultivo autóctono americano, fue introducido en América por los españoles, portugueses y otros europeos, adaptándose rápidamente a las tierras intertropicales americanas, hasta el punto de que los mayores productores mundiales de azúcar se encuentran en este continente. (EcuRed, 2020)

1.1 Descripción del proceso de producción de azúcar

El proceso de producción que se realiza en los ingenios azucareros utiliza como materia prima caña de azúcar, energía e insumos, y a través de diversos procesos como: cogeneración (combustión de bagazo, evaporación de agua y generación eléctrica), extracción de jugo (preparación de caña y molienda), tratamiento de jugo (clarificación, calentamiento), evaporación de jugo, cristalización, fermentación, destilación, deshidratación y evaporación de vinaza; se obtienen como productos: azúcar, etanol anhidro y energía eléctrica; y como subproductos se obtiene bagazo, cachaza, mieles y vinaza. En la Figura 1 se muestra el diagrama de bloques del proceso productivo de un ingenio azucarero con destilería de alcohol.

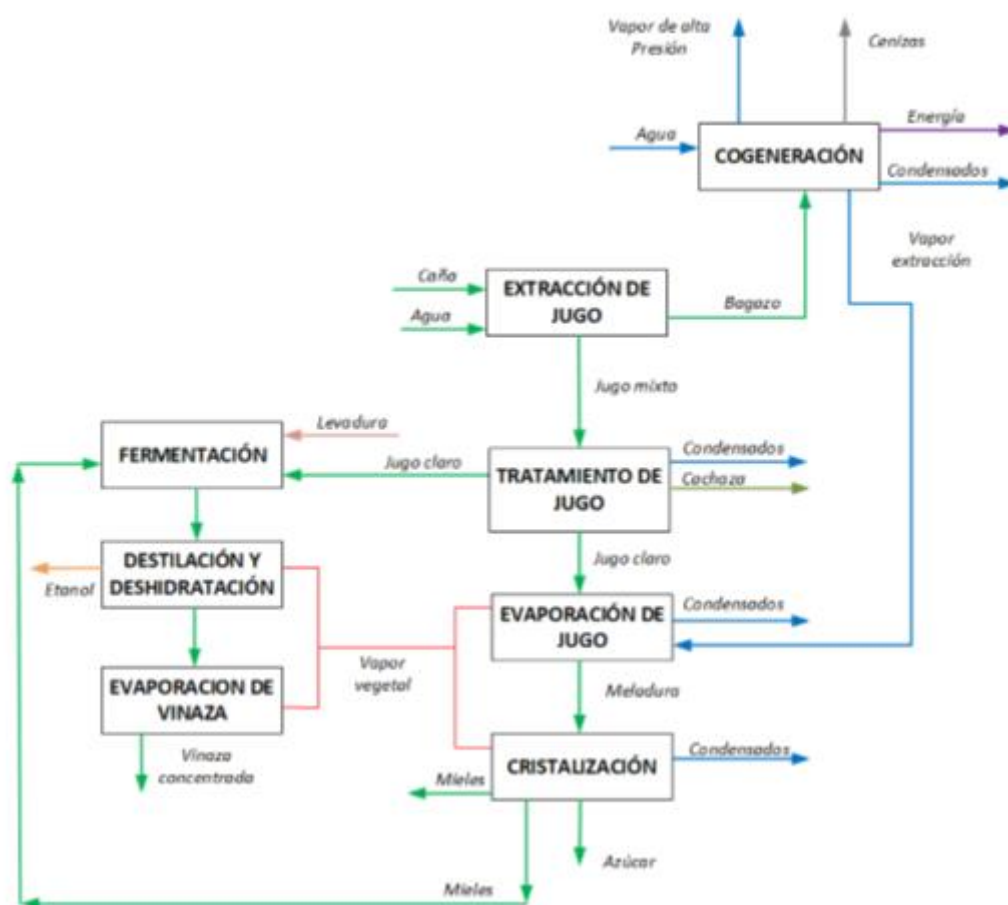


Figura 1. Esquema del proceso productivo en un ingenio azucarero. Fuente: Confección propia 2020.

1.1.1 La caña de azúcar

La caña de azúcar (*Saccharum sp*) es una planta de gran tamaño que en algunos sectores es similar al bambú, tiene un diámetro de hasta siete centímetros y una

altura de hasta cuatro metros. Es un híbrido complejo de varias especies, derivadas principalmente del *Saccharum Officinarum* y otras especies de *Saccharum* (Rein, 2012). Durante el crecimiento de la planta, a través de reacciones químicas propias del metabolismo de la planta, se forma la sacarosa (nombre químico del azúcar), esto ocurre mediante la combinación de dos azúcares simples (monosacáridos): glucosa y fructosa y a medida que la planta crece, aumenta la concentración de sacarosa, alcanzando su valor máximo aproximadamente entre el mes número doce y el trece. Cuando se alcanza la máxima concentración de sacarosa, la caña de azúcar como planta, tiene una composición aproximada de 71% de agua, 14% de fibra, 13% de sacarosa y 2% de sólidos solubles: glucosa, fructosa y otros no azúcares. (Rein, 2012)

1.1.2 Corte, alce y transporte de la caña de azúcar

La cosecha de la planta, se hace entre el mes doce y trece, ya sea de forma manual o con máquinas cosechadoras, en general las maquinas dan un mayor rendimiento como esfuerzo al trabajo, que el corte manual, pero por este método tiende a aumentar la materia extraña ingresada a la planta (tierra, hojas, entre otros y se pierde mayor cantidad de tallos de esta planta, cuando no se operan correctamente y/o no se cumplen los parámetros tecnológicos para la operación, tanto de la propia máquina, como de la preparación de los suelos).

Una vez que se ha cortado la caña, se utilizan máquinas alzadoras para cargar los camiones u otros medios de trasiego hasta llenar los vagones de los trenes cañeros, para trasladar la caña desde el campo hasta la fábrica: En el momento en que ingresa a fábrica, se hace un muestreo utilizando un equipo llamado “*Core sampler*”, el cual permite caracterizar la materia prima y determinar la concentración de sacarosa, materia vegetal, materia mineral, entre otros parámetros.

1.1.3 Preparación y molienda

Con la ayuda de grúas, los vagones que contienen la caña se vuelcan sobre plataformas alimentadoras llamadas mesas, donde depositan la caña que ya ha sido muestreada por la sonda. En otros países sobre las mesas se hace un enjuague de la caña con agua para remover el exceso de lodo que viene del campo, mientras que la caña se va desplazando hasta caer en un conductor de tablillas metálico. Para el caso de Cuba, esta operación de lavado, de manera

más general, no se ejecuta, por lo que de los carros es volcada directamente en las esteras conductoras.

El conductor trasporta la caña a través de una picadora y una desfibradora, éstos son equipos que permiten abrir las celdas de la caña y dejan la fibra expuesta para que sea más fácil la extracción de jugo. Posteriormente la caña preparada se envía hacia el tándem de molienda, conformado por un juego de molinos que trabajan en serie y cuyo número oscila entre cuatro y seis, para Cuba, lo más general son cinco, incluyendo la desmenuzadora o primer molino. La caña preparada pasa desde el molino hasta el último molino, aplicándose además, lo que se conoce como Maceración compuesta, lo que no es más, que la recirculación de los jugos de los molinos posteriores sobre la entrada de los anteriores y sobre el penúltimo de añade agua a altas temperaturas (imbibición), con finalidad de facilitar la extracción de la sacarosa, por un efecto de lavado, pues la recirculación se hace con jugos menos concentrados hacia los más concentrados; el jugo resultante, al final de todo este proceso, se llama jugo mezclado y es realmente el que continúa a las etapas posteriores del proceso. Este jugo mezclado, pasa por unos tamices para remover las partículas de bagazo que hayan quedado en suspensión, continuando así a las otras etapas del proceso, mientras que el bagazo residual se envía a una zona de almacenaje o a la alimentación directa a los hornos de las calderas, para usarse como combustible. Resulta así de vital importancia, controlar parámetros como la sacarosa residual en el bagazo (<2%) y la humedad (<49%), ya que afectan el recobrado de azúcar y el proceso de combustión, respectivamente. En la Figura 2 se muestran los molinos de caña usados en los ingenios azucareros.



Figura 2. Etapa de molienda de caña. Fuente: (GTI, 2019).

1.1.4 Cogeneración

Se utiliza el término cogeneración o CHP (Combined Heat and Power) para describir los sistemas en los que se produce de manera secuencial, dos formas útiles de energía a partir de un mismo combustible o recurso energético, generalmente las dos formas de energía son térmica y eléctrica. La cogeneración se puede realizar de dos formas, si el objetivo principal es producir energía eléctrica, al proceso se le conoce como ciclo superior o topping cycle, aquí se utiliza una turbina para producir electricidad a partir de vapor y el calor residual de la turbina se aprovecha como energía útil en otros procesos; en cambio si el objetivo principal de la cogeneración es producir calor de proceso, se conoce como ciclo inferior o bottoming cycle, en este caso el vapor sobrante del proceso es el que se envía a una turbina para la producción de energía eléctrica (Alderetes, 2016). En la industria azucarera- alcohólica el ciclo utilizado es el ciclo superior, en el cual se usa bagazo como combustible para producir vapor y este último, usarlo en la generación de energía, en este caso, el vapor sobrante de este proceso, se conoce como vapor de extracción y se utiliza para calentar otros procesos. En la Figura 3 se muestra una instalación de cogeneración típica de los ingenios azucareros.

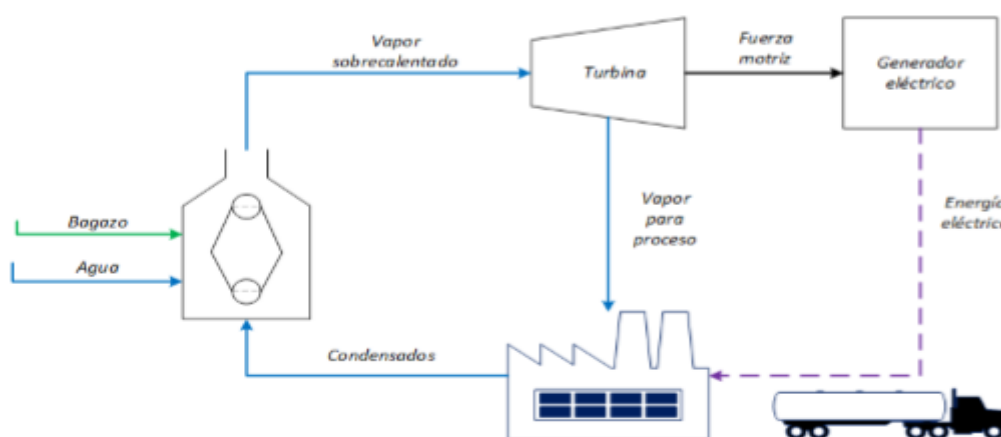


Figura 3. Ciclo superior de cogeneración realizado en las fábricas azucareras.

Fuente: Confección propia 2020.

Las fábricas azucareras-alcoholeras operan termodinámicamente bajo un ciclo Rankine con vapor sobrecalentado y con turbinas de contrapresión, en las que el vapor de extracción se utiliza como energía térmica en el proceso de producción. Equipos como intercambiadores de calor, evaporadores, torres de destilación etc., son los que consumen este vapor para procesar los diferentes

materiales intermedios y como consecuencia del intercambio de calor se condensa el vapor de calentamiento. Los condensados que no se hallan contaminado con materiales azucarados, son utilizados para incorporarlos al agua de alimentar las calderas, permitiendo un ahorro de agua y de gasto energético en la generación de vapor, pues se incorporan con una temperatura generalmente muy alta, siendo entonces el Δt menor y, por consiguiente, la cantidad de calor absorbido hasta llevarlo nuevamente al estado de vapor, mucho menor.

1.1.5 Generación de vapor

En los centrales azucareros, el vapor se produce utilizando calderas acuatubulares de circulación natural, en cuyos hornos se alimenta bagazo de forma continua, a una cámara llamada hogar, donde ocurre el proceso de combustión. También se alimenta agua (generalmente, por el interior de tubos) que se encuentran ubicados en el interior de la caldera y se calienta de forma indirecta por el efecto de los gases de combustión que calientan el agua hasta evaporarla. Para garantizar que el vapor no tenga partículas de agua, el vapor saturado pasa entonces por otra zona de la caldera, aumentando su temperatura, llegando así al estado sobrecalentado. En la Figura 4 se muestra la imagen de una caldera acuatubular típica de un ingenio azucarero.

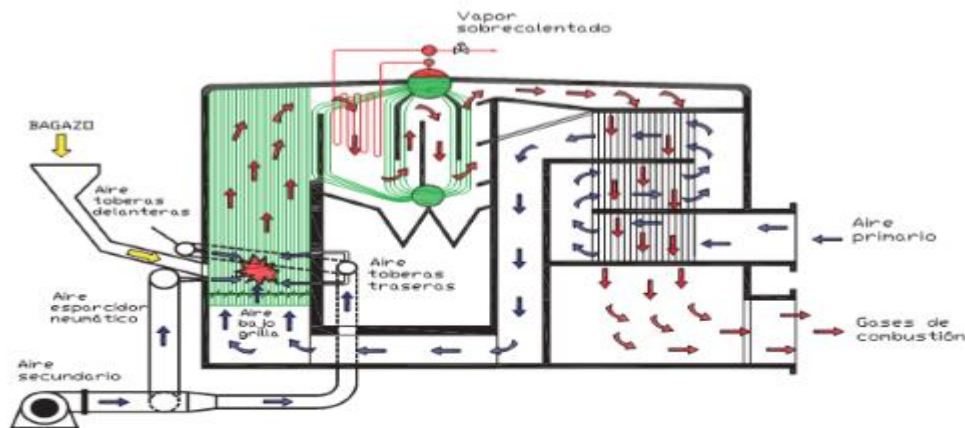


Figura 4. Flujos en Calderas acuatubulares. Fuente: (Vidal, 2013).

1.1.6 Generación de energía

Para la generación de energía eléctrica se utiliza un turbogenerador, el que, como equipo, consta de una turbina acoplada a un generador eléctrico, alimentado por el vapor directo sobrecalentado que sale de la caldera, a través

de unos tubos conocidos como toberas; aquí la energía térmica del vapor de entrada se convierte en energía cinética, ya que la presión del vapor mueve unas aspas o álabes que le transfieren el movimiento a un eje que está acoplado al generador. Una fila compuesta de aspas se llama carrete y en la parte interna de la turbina existen varios carretes (Hugot, 1986).

Este propio autor añade que en el generador eléctrico la parte móvil se llama rotor, este cuenta con un bobinado que gira dentro de una carcasa donde hay un imán fijo llamado estator, cuando el generador gira en presencia del campo magnético se produce una corriente eléctrica en la bobina. La energía eléctrica generada se destina para el uso interno de la planta y lo restante se destina para la venta a la red nacional.

Al mismo tiempo, agrega que, en un equipo turbogenerador, el vapor que abandona la turbina pierde energía, pero aún es útil para usarlo en otras partes del proceso como fuente de calentamiento. Parte de este vapor también puede enviarse a condensadores para reutilizar el agua y convertirla nuevamente en vapor. Una turbina que trabaja 100% a condensación es más eficiente, pero se hace la extracción de vapor debido a que se necesita la energía térmica en los procesos siguientes de la elaboración de azúcar y etanol.

1.1.7 Purificación del jugo

Para la purificación de los jugos, se utilizan muchos métodos, los más importantes industrialmente son: defecación o sedimentación por adición de cal (CaO), sulfitación por adición de ácido sulfuroso (SO_2), fosfatación por adición de ácido fosfórico (P_2O_5), carbonatación por adición de ácido carbónico (CO_2), adición de Magnesio (MgO). El proceso más utilizado y el más efectivo es la defecación por adición de cal, sin embargo, se puede utilizar simultáneamente varios métodos (Hugot, 1986). La clarificación de los jugos se hace por medio de la defecación y fosfatación; el jugo proveniente del proceso de molienda se envía hacia el área de elaboración, donde se hace un calentamiento inicial desde 35°C hasta 60°C usando intercambiadores de calor de tubo y coraza y condensados como fluido de calentamiento. Para remover las impurezas del jugo, se envía a un tanque conocido como “encalado” donde se adiciona lechada de cal hasta mantener un pH de 7,1 a 7,3 y ácido fosfórico para lograr la concentración de fosfatos mínimo en 2500 ppm (Chou & Chen, 1993). El calcio

aportado por la lechada de cal reacciona con los fosfatos presentes en la solución, produciendo fosfatos tricálcicos en forma de flóculos, los cuales permiten la precipitación de las impurezas (Rein, Ingeniería de la caña de azúcar, 2012).

El jugo claro se envía a otros intercambiadores y se calienta hasta 105 °C utilizando como fuente de calentamiento vapor de las extracciones de la evaporación de jugo (vapor vegetal). Al finalizar el calentamiento, el jugo entra al tanque Flash y de aquí pasa a un clarificador, junto con un polímero usado como floculante, el contribuye a sedimentar los flóculos.

Hay dos tipos de clarificadores: conformados de varios compartimientos (Clarificadores lentos o SRI) y los de un solo compartimiento (Clarificadores rápidos o SRT), en la figura 5 se muestran los clarificadores más usados en la industria azucarera. De aquí salen dos productos, el jugo clarificado o jugo claro y los lodos a los que comúnmente se les conoce como cachaza.

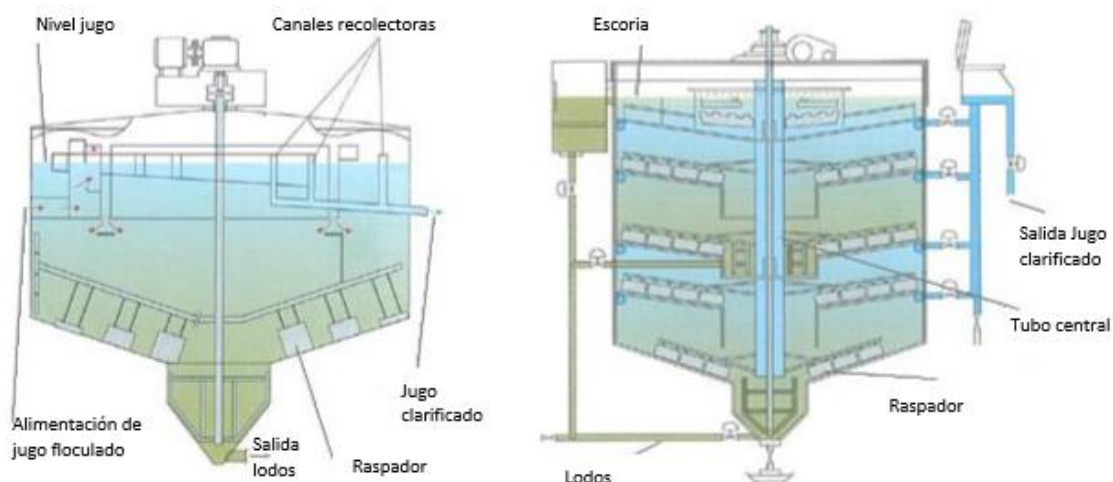


Figura 5. Clarificadores de jugo SRI y de bandejas SRT. Fuente: (Rein, 2012).

1.1.8 Filtración de cachaza

La cachaza se extrae del clarificador con bombas de cavidad progresiva y se envía hacia un tanque de preparación de cachaza, donde se mezcla con bagacillo proveniente de los molinos. El bagacillo permite formar una malla o red donde las partículas de lodos se adhieren y forman una masa espesa y consistente, haciendo más fácil la extracción. En el mismo tanque se adiciona cal, la que le da permeabilidad a la torta de cachaza en el momento de filtrarla y además controla la contaminación microbiológica. La cachaza preparada se

bombee hacia las bateas de filtros rotativos, con el fin de extraerla de forma continua. En la Figura 6 se muestra el tipo de filtros comúnmente utilizados en la industria azucarera.



Figura 6. Filtro rotatorio al vacío. Fuente: Catálogo (Smidth, 2019).

Los filtros giran de forma continua, mientras se sumergen parcialmente en una batea a la que llega la cachaza preparada con bagacillo. Dispone de un sistema de vacío que adhiere la cachaza a la superficie del filtro y un sistema de lavado con agua por aspersión, con el que se enjuaga la cachaza para evitar que haya exceso de sacarosa en ella. El sistema de vacío succiona y recupera el jugo residual junto con el enjuague de la cachaza; a esto se le conoce como jugo filtrado, un material que se retorna al proceso de encalado para removerle los residuos de lodos. El filtro evacúa continuamente la cachaza y se envía a una planta de compostaje donde se procesa y posteriormente se devuelve a los cultivos de caña (Peñaranda, 2010).

1.1.9 Evaporación del jugo claro

El jugo claro tiene un gran contenido de agua que debe removerse para obtener un material concentrado en sacarosa, proceso que se realiza mediante la evaporación, llevando al jugo claro desde 13% hasta 65 - 68% de contenido de sólidos disueltos, comúnmente llamados grados Brix (Rein, 2012). En las fábricas modernas que producen azúcar y alcohol, donde no se envía todo el jugo claro a la etapa de evaporación, sino que se deriva una parte de este hacia

la destilería para producir etanol, mientras que el jugo restante se evapora para producir azúcar. En las plantas más antiguas, todo el jugo se evapora para producir azúcar; y con las mieles residuales del proceso de fabricación de azúcar es que se produce el etanol.

En los centrales azucareros el proceso de evaporación se realiza mediante un esquema de múltiple efecto, lo que consiste en varias etapas de evaporación donde el jugo se va concentrando gradualmente, tal como se muestra en la figura 7. El vapor de escape que proviene de la extracción de la turbina sólo se suministra al primer efecto, mientras que los demás efectos utilizan como fuente de calentamiento, el vapor de agua removido en el efecto inmediatamente anterior.

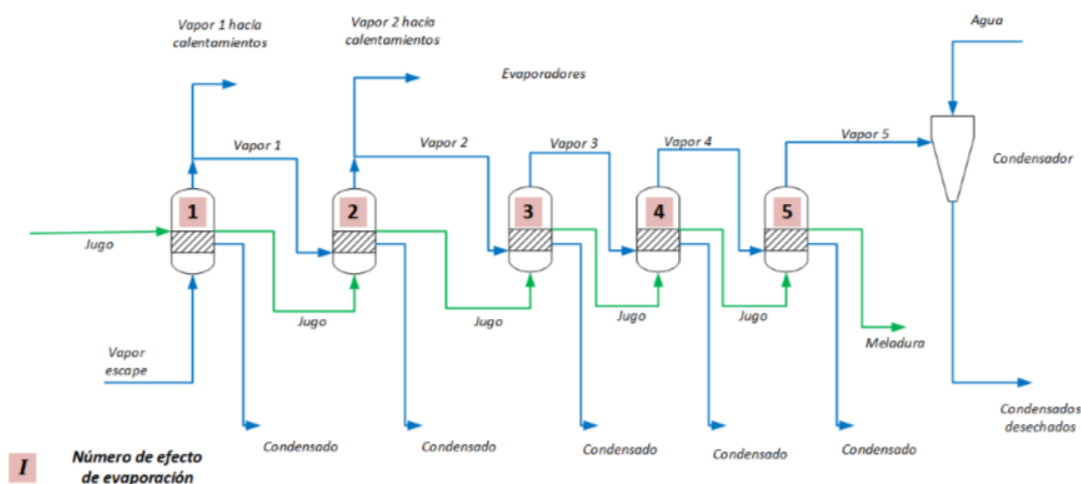


Figura 7. Distribución de flujos de una evaporación en quintuple con extracciones de vapor. Fuente: Confección propia 2020.

A este tipo de vapor que se obtiene a partir del agua que contenía el jugo se le conoce comúnmente como vapor vegetal, y se extrae una parte del sistema de evaporación para calentar otras etapas del proceso. Al vapor vegetal extraído se le nombra según el efecto del que proceda: vapor 1, 2, 3, 4, 5, respectivamente (Peñaranda, 2010). El esquema que se muestra en la figura 9 representa un sistema de evaporación de quintuple efecto, con extracciones en el primer y segundo efecto.

El requerimiento básico para asegurar la operación en múltiple efecto, es que la temperatura del líquido en el efecto subsiguiente sea menor que la temperatura

del vapor que entra a calentar ese efecto; la diferencia de temperatura proporciona la fuerza impulsora para que ocurra la transferencia de calor desde el vapor hacia el líquido (Hugot, 1986).

Para lograr esto es indispensable que cada uno de los efectos tenga una presión diferente, que vaya disminuyendo gradualmente a medida que va pasando al siguiente efecto, esto se logra mediante la ubicación de sistemas de vacío al final del tándem de evaporación. La ventaja del sistema en múltiple efecto radica en que permite un gran ahorro de vapor, ya que por cada kilogramo de vapor de escape que se consuma en el calentamiento del primer efecto, el sistema puede evaporar tantos kilogramos de agua como efectos existan, es decir, por cada kilogramo de vapor de escape que se alimente se pueden evaporar 5 kilogramos del agua contenida en el jugo, a esto se le conoce como principio de Rillieux (Hugot, 1986).

1.1.10 Clarificación de meladura

El jugo concentrado que abandona el proceso de evaporación recibe el nombre de meladura, la que debido a que aún tiene partículas de impurezas debe someterse a un proceso de clarificación adicional, para evitar que aporten color y para asegurar que no aparezcan las partículas de suciedad en el azúcar. Por otra parte, como que la meladura tiene viscosidad y densidad alta, no es posible sedimentar los sólidos finos suspendidos por sedimentación, y se utiliza entonces un proceso de clarificación por flotación.

En este proceso se adiciona de nuevo ácido fosfórico y cal, para que reaccionen y forme precipitados de fosfato tricálcico, lo que permiten aglomerar y remover las impurezas, por esta razón., en ocasiones, a este proceso, se le denomina fosfo-flotación (Peñaranda, 2010). Es importante también adicionar floculantes aniónicos, para que actúe como un puente y se logre conformar más fácilmente los flóculos o aglomerados de partículas.

La meladura pasa por un sistema de agitación y de inyección de aire micronizado y posteriormente se calienta, para disminuir la viscosidad, esto permite que las partículas de impurezas se muevan más fácil a través del fluido y se adhieran mejor a las burbujas de aire micronizado que se inyectaron en la etapa anterior. En la figura 8 se muestra un equipo de clarificación de meladura por flotación.



Figura 8. Sistema de clarificación de meladura por flotación. Fuente: (Vaz., Stamile, & Silva, 2019)

Después del calentamiento la meladura se envía hacia un clarificador por flotación, donde ingresa por el centro del equipo y se reparte uniformemente, mientras que las partículas de impurezas empiezan a flotar por acción del aire. En la parte superior del equipo de clarificación por flotación se forma una torta de impurezas espesa y consistente que remueve de forma continua logando así la limpieza de la meladura.

1.1.11 Cristalización

Para cristalizar la sacarosa se requiere aumentar su concentración en la solución por encima de la que corresponde a una solución saturada y llevarla en forma regulada y con precisión a la concentración requerida para lograr la cristalización deseada (Rein, 2012). Esto se define a partir de la curva de solubilidad, donde según el grado de saturación de la solución se definen varias zonas de solubilidad (estable, metaestable, intermedia y lábil), distinguidas por sus coeficientes de solubilidad (Y_p).

Aunque la cristalización puede ocurrir de forma espontánea según las zonas de la curva de solubilidad controlando presión y temperatura, es indeseable obtener azúcar por este medio, ya que los cristales que aparecen en la solución son amorfos y no cumplirían con los requerimientos de calidad del producto. Se prefiere entonces la cristalización por semillamiento, que consiste en introducir cristales ya elaborados y uniformes en una solución ligeramente sobre saturada, esto propicia que las moléculas de sacarosa de la solución se difundan hacia el

crystal y luego se incorporan en la estructura reticular del cristal, de esta forma el cristal sigue creciendo sin formar nuevos núcleos (Rein, 2012).

En la curva de solubilidad se pueden definir las siguientes zonas:

- Solución subsaturada: una solución que se encuentra en el punto A está por debajo del punto de saturación, aquí no es posible obtener cristales, aunque se adicionen en la solución.

Sobre la curva de solubilidad en $Y = 1$ la solución está saturada, es decir contiene la máxima cantidad de sacarosa posible en fase líquida y no puede disolver más. Cualquier cantidad adicional que se añada permanecerá en fase sólida.

- Zona metaestable: en esta zona el azúcar crece sin que se produzcan nuevos cristales.

- Zona intermedia: en esta, el azúcar continúa creciendo, pero se forman nuevos cristales amorfos de forma espontánea

- Zona lábil: en ella el azúcar cristaliza de forma espontánea, aparecen cristales amorfos indeseables para el proceso de fabricación.

En la industria azucarera se conoce como cocimiento al proceso de obtención de azúcar mediante la técnica de semillamiento. Este proceso se realiza en equipos evaporadores, cristalizadores o tachos, que cuentan con alimentación del material azucarado y de la semilla que sirve como núcleo para la cristalización.

Los tachos son equipos que usan vapor para su calentamiento, pueden ser por lotes o continuos y trabajan con presiones de vacío para ahorrar vapor y para evitar llevar los materiales a temperaturas altas donde se puede generar color, y se caracterizan porque su diseño permite la circulación del material en el equipo y llevar el material en la zona de saturación adecuada para que ocurra la cristalización.

1.1.12 Cocimiento del azúcar

A través de un basamento de proceso, se obtienen tres tipos de azúcares diferentes: blanco, crudo y morena, las que se diferencian entre otras cosas, en la miel residual que queda recubriendo el cristal y que finalmente le da su color característico. La meladura proveniente de la etapa de clarificación se somete a un proceso de cristalización por semillamiento o cocimiento, con el fin de recuperar la sacarosa en forma sólida. Debido a que un solo cocimiento no es

suficiente para extraer el azúcar diluido en la meladura, se repite este proceso tres veces para recuperar más sacarosa a lo largo del mismo.

Los cocimientos se denominan por las letras A, B y C, donde el A es la primera etapa de recuperación de la sacarosa, B la segunda y C la tercera. Así mismo el material producido se le conoce como masa cocida o simplemente masa, y también reciben los nombres de masa A, masa B y masa C, como se muestra en la figura 9 (Peñaranda, 2010). Después de cada cocimiento se realiza un proceso de centrifugación, para separar el cristal de las mieles residuales, estas mieles reciben el nombre según el cocimiento del cual provengan: miel A, miel B y miel C.

Desde un punto de vista global, en el proceso de cocimiento de los materiales azucarados, se alimenta meladura y adicionalmente, una suspensión de cristales uniformes para obtener la semilla, en una etapa del proceso llamada “cristalización”, obteniéndose azúcar crudo, blanco o morena, según las interioridades de cada proceso, los que difieren entre sí, en varios elementos, tanto tecnológicos como de calidad de los productos y hasta en los parámetros de eficiencia potencialmente logrables.

Como resultado final de este proceso, se logra, además, una miel residual llamada miel C o miel final, la que generalmente se usa como alimento para ganado, directa e indirectamente, o como materia prima en la fabricación de alcoholes en refinerías o para la producción de cremas alimenticias para humanos y/o animales, las conocidas como Torula. En los ingenios que cuentan con destilerías modernas, sólo hacen dos cocimientos (A y B), y toda la miel B resultante se envía a la destilería para producir etanol. El azúcar blanco y morena es comercial. Si es disuelta nuevamente y sometida de nuevo a la clarificación, la filtración y la decoloración, en el proceso conocido como refinación de azúcar.

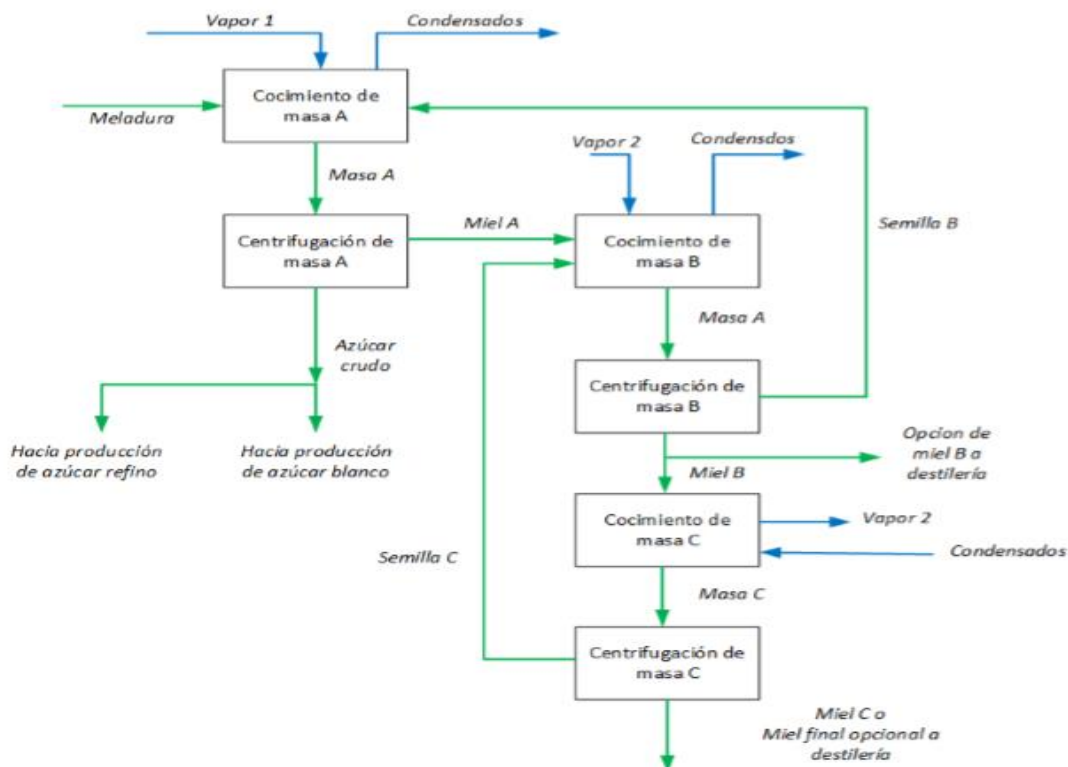


Figura 9. Descripción del proceso de cocimiento de azúcar crudo, blanco y moreno. Fuente: Confección propia 2020.

1.1.13 La centrifugación de azúcar

La masa cocida se descarga desde los tachos hacia unos tanques recibidores, llamados mezcladores y de aquí se alimentan a separadores centrífugos. Estos equipos giran a alta velocidad y por fuerza centrífuga desplazan el material hacia las paredes del equipo. Dado que la centrífuga cuenta con una malla en las paredes internas, los cristales formados quedan retenidos y a través de la malla atraviesa la miel, lográndose así la separación, esta operación se conoce comúnmente como purga o centrifugado (Hugot, 1986).

Internamente las centrífugas cuentan con boquillas aspersoras que enjuagan con agua el material, con el fin de disolver la capa fina de miel que recubre los cristales de azúcar, esto permite controlar el color con el que sale el azúcar de la centrífuga, pero enriquece las mieles resultantes, disminuyendo el rendimiento y el recobrado industrial.

Las centrifugas pueden ser continuas o discontinuas, también denominada, por lote, según los requerimientos del proceso. Las continuas se usan generalmente para masa B y C, su diseño permite máximo drenaje para materiales de baja

pureza en la miel, pero tiende a fracturar el cristal de azúcar, por esta razón para masa A y para azúcar terminado se usan centrífugas por lotes que garantizan que el cristal mantenga su forma después del proceso de centrifugación, en la figura 10 se muestra un tipo de las centrífugas usada en esta etapa del proceso.



Figura 10. Centrífuga de azúcar por lotes. Fuente: Catálogo (STATES, 2019) .

1.1.14 Elaboración de azúcar refinado

En la industria del azúcar es muy conocido que una de las mejores formas de eliminar impurezas finas es disolviendo el azúcar, clarificarlo y recristalizando. De esta forma es posible que las impurezas ocluidas en el cristal sean liberadas y eliminadas, y posteriormente se pueda cristalizar nuevamente la sacarosa (Peñaranda, 2010).

El azúcar crudo se lleva a un tanque disolutor y se le añade agua condensada para formar una solución azucarada a 65% Brix, a esta solución se le conoce comúnmente como licor y se somete a un proceso adicional de calentamiento a 85 °C y posterior clarificación por flotación, en un proceso igual al realizado en la clarificación de meladura.

En esta nueva clarificación se remueven más impurezas y se adicionan decolorantes permitidos para la industria alimentaria, lo que condiciona que el licor clarificado tenga un contenido más elevado de sacarosa y menor color. Después el licor se somete a una filtración, utilizando tierras diatomeas o materiales filtrantes, lo que termina de eliminar cualquier partícula residual en

suspensión. El licor clarificado y filtrado se alimenta a tachos por lotes junto con una suspensión alcohólica de azúcar, similar a la que se utiliza en la elaboración del cristal primitivo en la producción de azúcar crudo. Los procesos adicionales de cristalización y centrifugación se realizan de la misma forma que en el caso del azúcar crudo, con la diferencia de que las mieles extraídas (Sirope) se recirculan justo antes de la etapa de clarificación de licor. En la figura 11 se muestra este proceso.

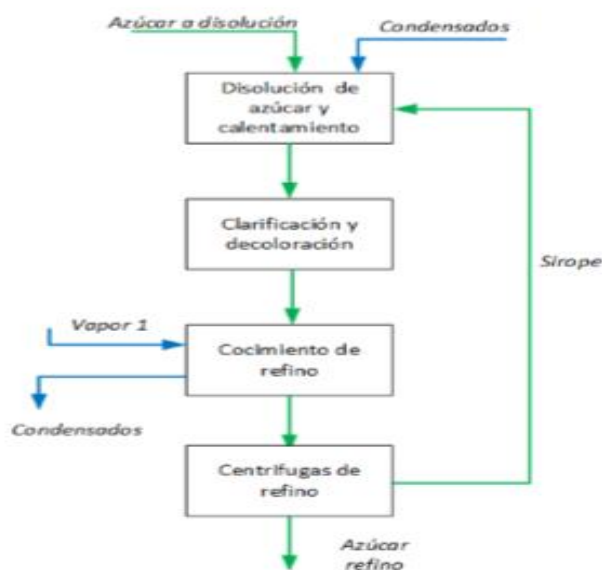


Figura 11. Proceso de elaboración de azúcar refinado. Fuente: Confección propia, 2020.

1.1.15 Secado de azúcar y empaque

El azúcar que sale de las centrífugas tiene una humedad aproximadamente del 2%, se envía a los equipos de secado que se componen de un cilindro de secado y uno de enfriado. Internamente los cilindros tienen unos deflectores que permiten que mientras el cilindro gira, el azúcar caiga en forma de lluvia y simultáneamente se desplace a través del cilindro. Al mismo tiempo, en el cilindro de secado se pone en contacto el azúcar con aire caliente a 65 °C, el cual es calentado con vapor de escape usando un radiador, y a la salida se obtiene una humedad menor a 0.05%.

En el cilindro de enfriado se pone en contacto el azúcar con aire a temperatura ambiente, y a la salida el azúcar alcanza una temperatura menor a 40°C, el enfriado se hace con el fin de evitar la compactación del azúcar en los sacos empacados. En la figura 14 se muestra una de las secadoras de azúcar usada

en los centrales azucareros. Después de la etapa de secado y enfriado se envía el azúcar a unas tolvas usando sinfines y elevadores de cangilones. Las tolvas están conectadas a las máquinas de empaque.



Figura 14. Secadoras continuas de azúcar. Fuente: Catálogo (SIMEX, 2019).

1.2 Evolución histórica de los esquemas térmicos de los centrales azucareros. Estado actual y tendencias de mejora

Los primeros métodos para la producción de la azúcar eran muy simples, partiendo de la extracción con molinos de baja eficiencia, luego el jugo obtenido se evaporaba a fuego directo en recipientes abiertos, en los que se efectuaba una clarificación por medio de la adición de cal y floculantes de origen vegetal, hasta obtener una cachaza que se extraía manualmente. Se mantiene el jugo ya clarificado al fuego hasta lograr una concentración entre 90 a 92° Brix y finalmente se deja enfriar naturalmente en moldes de formas diferentes y una vez fríos el producto queda listo para su distribución y consumo. En el siglo XVIII se produjeron los primeros trapiches y en siglo XIX con la revolución industrial se promovió un rápido cambio y crecimiento de la industria hasta asimilar la máquina de vapor y los equipos de evaporación a múltiple efecto a partir de los descubrimientos de Riellieux (1850) citado por Peñaranda (2010).

La figura 12 representa el esquema energético de un central azucarero tradicional, el que se caracteriza por su sencillez; la presión del vapor directo es baja al igual que la presión de escape. Como corresponde a un esquema elemental de consumo, los calentadores de jugo, el cuádruple efecto y los tachos, reciben vapor de escape. Este esquema está dimensionado para una capacidad base de 100 000 @ (1 168 454 Kg) de caña por día y contaba con

una presión de trabajo de la caldera de 10.5 kg/cm² (1 029.69 kPa) y una temperatura de 206 °C (533.15 K).

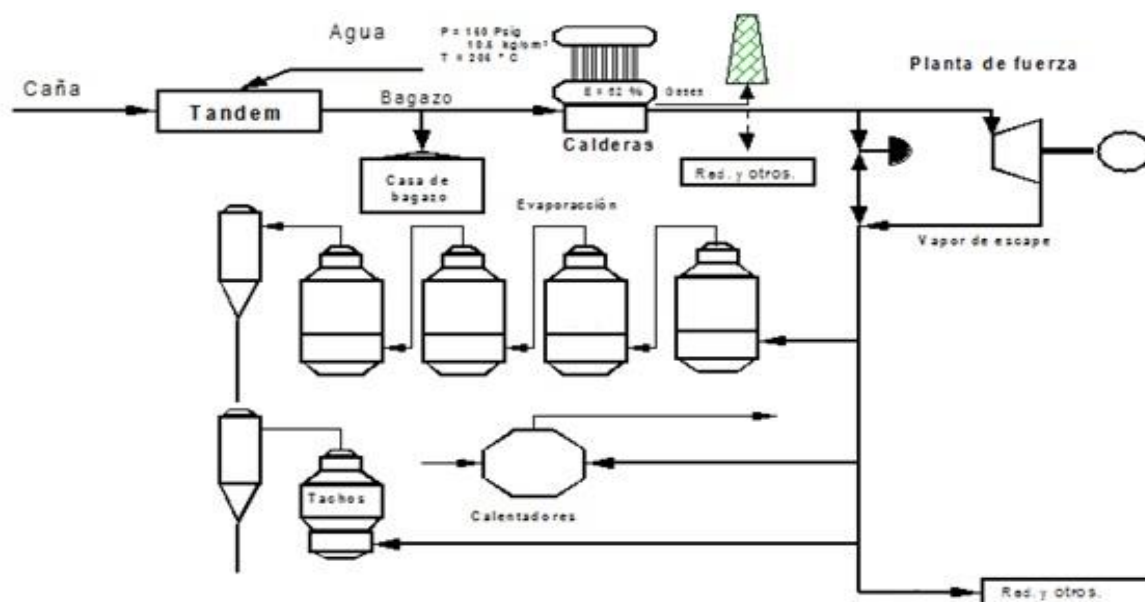


Figura 12. Esquema térmico tradicional. Fuente: (Bastida, 2016).

Esta industria permaneció sin muchos cambios apreciables hasta que los problemas energéticos y la presencia en el mercado, de diferentes tipos de edulcorantes, naturales o sintéticos, le obligan a su reordenamiento en busca de soluciones que promuevan la reducción de los costos de producción, básicamente, a partir de la elevación del rendimiento agrícola y la eficiencia industrial, así como, la generación de excedentes de bagazo y electricidad para la venta a la red pública, como nuevos elementos que de alguna forma modificaron mucho los esquemas de proceso. Para lograr lo anterior fue necesario elevar el rendimiento agrícola (producción de caña por hectárea de tierra cultivada) mediante la aplicación de tecnologías modernas para poder reducir sus costos (Bastida, 2016).

En la industria azucarera es importante alcanzar altos niveles de eficiencia industrial, a fin de poder retener en forma de azúcar, la mayor cantidad de sólidos presentes en la caña entrada a fábrica. La industria para mantener altos niveles de eficiencia, ha tenido que asimilar de forma escalonada un importante grupo de tecnologías, entre las que se destacan las siguientes (Bastida, 2016):

- Preparación de la caña, diseño de diferentes tipos de cuchillas picadoras de caña, de desfibradoras y desmenuzadoras para lograr índices de celda rotas superiores al 85 %.
- Presiones hidráulicas en molinos, de hasta 196 a 246 toneladas (199 145.2-249 947.5 kg) por metro lineal de masa.
- Maceración combinada a partir del uso de agua de imbibición, a más del doble de la fibra, en el último molino y de las maceraciones en los antecesores con una temperatura superior a los 60°C (333.15 K).
- Esquemas de uso del vapor para producir excedentes de bagazo hacia otras producciones y electricidad para la venta a la red pública. Al introducirse un nuevo generador de vapor de 25 y 45 t/h (6.94 y 12.5 kg/s) de vapor a 250 y 400 psig, pre evaporadores operados con vapores de hasta 30 psig (2.0 atm). Con esta nueva tecnología era posible obtener consumos específicos en el proceso de menos de 400 kg. de vapor por tonelada de caña molida.
- Reducción de las retenciones en el proceso a partir de la calidad óptima de la caña y la rigurosa disciplina del proceso tecnológico.
- Introducción de fuertes procesos de purificación de jugos, meladura y mieles, para la obtención de azúcares de alta calidad por un proceso directo. Se destacan con mayor importancia los clarificadores de menos de 1.0 hora de retención.
- Centrifugas para masas comerciales de hasta 2 toneladas por carga y una gran autonomía.
- Centrífugas continuas para masas de agotamiento de hasta 20 t/h de masa que permiten la separación de la semilla con gran eficiencia.
- Elevación del nivel de automatización del proceso; lo que ha permitido reducir los tiempos de retención y lograr la estabilidad en los parámetros. Se destacan entre ellos la molida horaria del tándem, temperatura y flujo del agua de imbibición, PH del jugo clarificado, temperatura del jugo alcalizado, nivel de jugo en los pre evaporadores, cocción automática en tachos, etc. Bastida F.E. (2016).

La cogeneración recibe el impulso técnico más importante en los años 80, con el desarrollo de calderas recuperadoras con presiones múltiples, así como, la

gasificación de combustibles, el desarrollo de tecnologías de cogeneración tipo paquete y la introducción de la aplicación del ciclo combinado.

Se desarrollaron nuevos materiales de alta resistencia mecánica para la fabricación de álabes de turbinas y se emplean materiales cerámicos de alta resistencia térmica en la construcción de cámaras de combustión, todo lo cual permitió lograr rendimientos en las turbinas de gas de hasta 35 % muy superiores a los logrados en los años 60. los que oscilaban entre un 15 y 20 %. Ello mejora los ciclos termodinámicos tradicionales. El desarrollo de los MCI (motores de combustión interna) altamente eficientes, alcanzando rendimientos del orden del 40 % (Bastida, 2016).

En la actualidad se utilizan generadores de vapor bagaceras (dos como mínimo) de parrillas viajeras o basculantes, las cuales generan vapor sobrecalentado a presiones de entre 300 – 650 psi (2 068.43 y 4 481.61 kPa) y temperaturas entre 300 – 400 °C (573.15 y 752 K), dicho vapor es conducido en su gran mayoría a turbogeneradores de contrapresión, con presiones de escape de 20 psi (137.90 kPa) para ser suministrado al proceso de producción.

La fig. 13 muestra un esquema de un central azucarero con capacidad base de 600 000 @ (7 010 724 kg) de caña por día con presiones de 28 kg/cm² (2 745.86 kPa) y 400 °C (673.15 K).

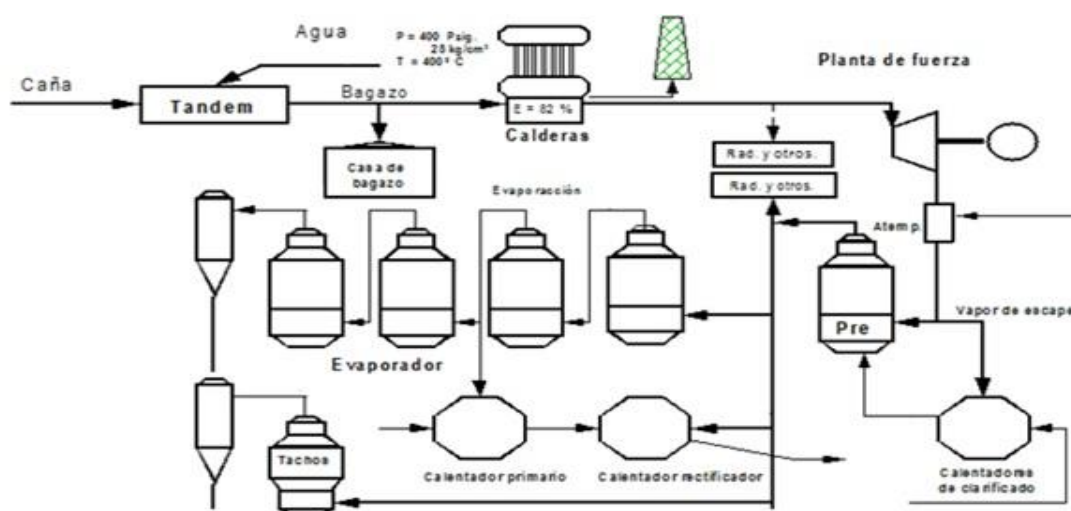


Figura 13. Esquema con presiones de trabajo superior en calderas. Fuente: (Bastida, 2016).

Las experiencias mundiales se relacionan con emplear presiones de 67 atmósferas (6 788.78 kPa) y 520 °C (793 K). Hay que señalar que en el momento

actual se inician experiencias comerciales de la generación de vapor a partir de presiones del orden de las 100 atmósferas (101 32.50 kPa) y 540 °C (813 K) de temperatura.

En centrales modernos los valores de presión comunes son de 580 y 870 psi (3 998.97 y 5 998.46 kPa), y se están empezando a usar valores de 81.6 y 122 kg/cm² (8 000 y 11 964.11 kPa). (Bastida, 2016).

Los equipos principales del central en este esquema son:

- Generador de vapor de biomasa.
- Turbinas de vapor.
- Bombas de alimentación.
- Sistema de condensación (Proceso de elaboración, destilería y accionamiento de equipos mecánicos).

Los ciclos de cogeneración para las plantas actuales de azúcar y alcohol, se restringen por el estado de vapor que requiere el proceso, en el sistema de generación de electricidad se usa turbinas de vapor a contrapresión con eficiencias isoentrópicas, que pueden variar entre 60-83%, y que garantizan un vapor para el proceso, típicamente de 20 psi (137.90 kPa) con una temperatura un poco superior a la región de vapor saturado. (Bastida, 2016).

1.2.1 Mejoras en los esquemas energéticos

En dependencia del equipamiento disponible en una fábrica, es posible incrementar la eficiencia energética con arreglos bien estudiados e implementados adecuadamente. En centrales azucareros de buena capacidad, que operen con más de un cuádruple efecto y que dispongan de presión de escape de 25 psi (172.37 kPa), resulta muy interesante la opción de convertir los dos primeros vasos de uno de ellos, en un doble efecto, que entregue sus vapores a la estación de calentadores de jugo, como se muestra en la figura 14.

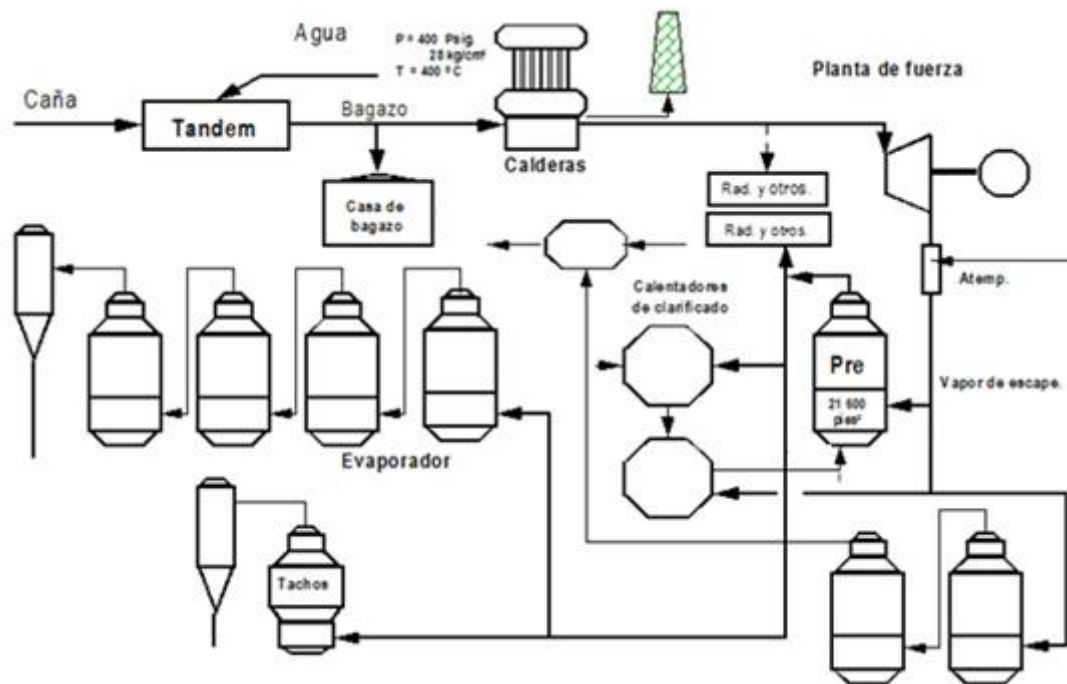


Figura 14. Ingenios que operen con más de un cuádruple efecto. Fuente: (Bastida, 2016).

Esta variante reduce la superficie evaporativa en operación, alrededor de un 17 % y al resolverse el desbalance de carga, tanto en pre como en un cuádruple, se ganan reservas de superficie que permiten incrementar la razón de molienda en el orden del 18 %. Además, garantiza el mayor calentamiento del jugo alcalizado y, por consiguiente, se logra un máximo régimen de evaporación en el doble efecto. Es imprescindible disponer de la superficie necesaria en los calentadores y asegurar la correcta evacuación de los condensados e incondensables del mismo.

La utilización de pre-evaporadores combinada con extracciones de segundo vaso del cuádruple efecto, o con doble efecto entregando sus vapores a calentadores, permite reducir el consumo de vapor de escape en el proceso hasta el orden de 38 a 40 % del peso de la caña procesada. Estas cifras de consumo significan un sobrante de bagazo apreciable, unido a posibilidades importantes de entrega de energía eléctrica a la red pública.

En aquellos casos específicos en que se requieran sobrantes aún mayores de bagazo (industrias derivadas del mismo, por ejemplo) es razonable un esquema que utilice la evaporación primaria a doble efecto con entrega del vapor del segundo efecto para todos los consumidores.

exportada mundialmente a partir del bagazo, es menos que 1 TWh anual, valor que se queda muy por debajo de lo posible. La mayoría de las fábricas que no se ocupan de maximizar su generación de electricidad para exportar, tienen según (Morales, 2017) sus capacidades de generación justas para lograr dos objetivos básicos:

1. Satisfacer la demanda de vapor.
2. Satisfacer la electricidad para el proceso de la caña de azúcar.

Los requerimientos de electricidad para las fábricas de azúcar son típicamente del rango de (15-29) kWh/t.c.m. y, por lo tanto, las fábricas que no exportan electricidad, solo tienen la capacidad suficiente para satisfacer los requerimientos de electricidad justos y esto lo hacen generalmente con unidades ineficientes.

Hay fábricas de azúcar que se esfuerzan por maximizar la producción de electricidad y la exportación de ésta, operando con grandes y eficientes sistemas de cogeneración, mientras que las fábricas con ineficientes sistemas de cogeneración tienen típicamente 6 generadores de vapor como promedio, operando a una presión de (1-3) MPa y capacidades en los turbogeneradores para producir de 5 a 20 kWh/t.c.m. Las fábricas con grandes sistemas de cogeneración tienen 1 ó 2 grandes generadores de vapor operando a 5 MPa y capacidades en los turbogeneradores promediando los 90 kWh/t.c.m.

En la mayoría de los países de mundo se han modificado conceptos que favorecen y estimulan la cogeneración, por lo cual, a partir de la mitad de la década del 80 y los primeros años de los 90, se ha logrado un incremento sustancial de la potencia instalada para cogenerar, lo más importante es las prioridades que dan la mayoría de los países a la energía eléctrica obtenida por cogeneración y especialmente, las que utilizan recursos energéticos renovables (Morales, 2017).

En Cuba, se sigue esta política de desarrollo sostenible y se han comenzado una serie de proyectos en la industria azucarera, buscando modificaciones que permitan un aumento en la energía generada por toneladas de caña molida. Para esto se valoran aspectos como la variación de los parámetros de explotación (presión y temperatura) de las plantas generadoras.

1.3 Influencia de la industria azucarera en el panorama energético a nivel internacional y en Cuba

En Cuba antes de 1959 se contaba con 159 centrales azucareros. De ellos, 119 tenían plantas eléctricas y existían instalados 292 turbogeneradores con una potencia total de 275 MWh, más una potencia adicional de 36 MWh, dada por 95 generadores eléctricos movidos por máquinas de vapor, para una capacidad total de 317 MWh. En la zafra de 1 959, la cogeneración alcanzó 391 GWh, de un potencial de 664 GWh, para un 58% de aprovechamiento de la capacidad instalada con un índice de 10.7 kWh/t de caña molida (Carreño, 2016).

A finales de los años noventa, el sector contaba con 156 centrales. De ellos, 150 tenían plantas eléctricas y 331 turbogeneradores instalados, con una capacidad potencial de 726 MWh. De estas plantas, 74 estaban conectadas al SEN, alcanzándose en 1 991 una generación total de 1 262 GWh, de 1 680 GWh potencial, para un aprovechamiento del 75% de la capacidad instalada y un promedio de 17.5 kWh/t por caña molida (Carreño, 2016).

En Cuba se realizó un proceso de restructuración experimentado entre el 2002 y el 2005 por la agroindustria, la capacidad potencial se redujo a 478.5 MWh, localizada en 61 centrales azucareros. Actualmente se disponen de 185 generadores de vapor, de los cuales el 80% trabaja a presión de 18 kg/cm² (1 765.20kPa) y el 20 % restante a presión de 28 kg/cm² (2 745.86). El 70% de los hornos son de parrilla y disponen de un módulo de eficiencia y tiro balanceado que garantiza la generación de vapor ponderada al 75%.

Además, el 60% de los turbogeneradores instalados son de 4 MWh o mayores. Si bien la capacidad instalada se redujo en 247.5 MWh con relación a 1 991, por el proceso de redimensionamiento del sector, el índice de generación se ha duplicado hasta 38 kWh/t por caña molida en las últimas zafras, resultado de los esfuerzos dirigidos a mejorar el balance energético en las fábricas. La potencia instalada al cierre de 2 010 era de 497.50 MWh, con un consumo anual del sector, incluyendo su propia generación, de 830 GWh, del cual se aportan al SEN 310 GWh (Bastida, 2016).

La cogeneración cubre actualmente más del 9% de la potencia eléctrica total producida en el mundo, con un impacto económico probablemente superior. La necesidad de reducir la dependencia de la volatilidad de precios en combustibles fósiles, impulsa los programas de cogeneración en el mundo por lo que en la

Unión Europea se estima que el potencial de la cogeneración se sitúa en el rango 150 – 250 GW de electricidad, doblando la potencia actual instalada para 2025, en este escenario la cogeneración superará el 17%.

Para EEUU, actualmente, un 8% de la electricidad generada se realiza en régimen de cogeneración según datos de la Agencia Internacional de Energía (AIE), sólo 5 países han logrado una expansión exitosa de la cogeneración con una participación de entre un 30% a un 50% de la generación total de energía eléctrica (Dinamarca, Finlandia, Rusia, Letonia y Holanda), en un segundo grupo de países esta participación se encuentra en el rango del 10% al 20% (Hungría, Polonia, República Checa, Austria, China y Alemania) (Morales, 2017).

En América Latina el porcentaje de la electricidad generada en instalaciones de cogeneración es muy bajo, se destacan México y Brasil con una participación menor a 5%, así como algunos países del Caribe y Centroamérica. En Cuba el 10 % de la energía es por cogeneración en ingenios azucareros, utilizando el bagazo como combustible y con tecnologías de turbinas de contrapresión exclusivamente. En el 2005 en México, el 6% del total de la energía generada se obtuvo en plantas de cogeneración (Morales, 2017).

En Colombia en el 2014 se incrementó la capacidad de cogeneración instalada a 215 MW, hoy en día venden un excedente de 68 MW y se estima que para el 2018 el sector alcanzará una capacidad de cogeneración de unos 369 MW de los que podrían vender a la red aproximadamente 163 MW. En China e India la cogeneración participa con cerca del 13% y 5% de la generación, respectivamente y la Agencia Internacional de Energía (IEA) proyecta que para 2030, la participación de la cogeneración dentro de la generación se incrementará a 28% y 26% en China e India, respectivamente (Bastida, 2016).

El efecto del incremento de la eficiencia de los ciclos termodinámicos con el aumento de sus parámetros es conocido desde siglos pasados. Lo anterior se pone totalmente de manifiesto cuando en el ciclo termodinámico (Ciclo Rankine) que se utiliza en la industria azucarera, se incrementan la presión y temperatura en el vapor que generan las calderas para su empleo en las turbinas que producen la electricidad. Esto se traduce en un incremento de la cantidad de electricidad generada por unidad de masa de caña molida (kWh/tc). Ahora bien, el incremento de los parámetros implica un incremento de los costos inversionistas y esto obliga a un balance entre incremento de la ganancia por

aumento de la eficiencia y el referido incremento de los costos inversionistas. En resumen, el aumento de los parámetros, más que una decisión técnica es una decisión económica (Morfa, 2016).

El costo de una instalación de ese tipo se estima en 1,8 millones de dólares por megavatio instalado, para la adquisición de los equipos de las cinco áreas que las integran: plantas eléctricas (turbogeneradores), de vapor (calderas), de tratamiento de agua, y almacén de biomasa y enlace con el Sistema Electroenergético Nacional (SEN). Si a ello se suman las obras de construcción y montaje la inversión puede prolongarse durante (150 - 180) días/año, a no menos del 85% de su capacidad (Arocha, 2016).

Actualmente el país negocia el montaje de tres bioeléctricas situadas en los ingenios Jesús Rabí, Ciro Redondo y 5 de septiembre, la primera en el occidente y las otras dos en la zona central, las cuales pueden aportar conjuntamente unos 140 megavatios. La industria azucarera cubana, con una generación total de 626 gigavatios /hora, aporta hoy el 86% de la energía suministrada por las fuentes renovables en esta isla. El 14% restante corresponde a la eólica, fotovoltaica, hidroenergía y solar térmica (Arocha, 2016).

1.3.1 Esquemas energéticos más usados en la industria azucarera y en valor de los parámetros de trabajo de los mismos

En la industria azucarera existen una serie de esquemas en la generación de energía, cada una con distintos parámetros de operación y que difieren además en el tipo de tecnología que tienen instalada.

Dentro de los más usados se encuentran:

Ciclo a vapor con turbina de contrapresión, convencional y más difundida (ver figura 15), ciclo de vapor con turbina de extracción- condensación con altos parámetros de vapor de 40-80 bar, tecnología comercial, moderna y eficiente (ver figura 16), ciclo combinado con gasificación del bagazo y ciclo combinado con turbina de gas y turbina de vapor (tecnología avanzada en etapa de demostración) (Arocha, 2016). En el caso de la UEB “Carlos Baliño” la generación se produce con un ciclo de vapor con turbinas de contrapresión con algunas particularidades en la instalación, pues ambas turbinas están acopladas a generadores (ver figura 17).

Con el uso de este tipo de tecnologías en el mundo se obtienen índices de generación tanto de vapor como de electricidad por tonelada de caña molida, se tomarán los siguientes datos de. (Arocha, 2016). Como referencia para un posterior análisis:

1- Central azucarero típico -550 kg/tc, 20 kWh/tc de electricidad.

2- Fábricas modernas -350 kg/tc y 50 kWh/tc.

3- Centrales de Hawai-60 kWh/tc (valor medio), algunos 100 kWh/tc o más.

Además (Rein, Cane Sugar Engineering, 2007) expone que dado todos los problemas que afectan la cantidad de bagazo disponible para la producción de vapor en una base continua, puede estar entre 22-35 t/100tc, pero normalmente está más en el rango 25 a 30 t/100tc. Así como, que la cantidad de vapor generada mediante la combustión del bagazo, depende de la eficacia de la caldera, la presión a que el vapor se genera y el valor calorífico (determinado por la humedad y volumen de la ceniza) del bagazo.

Con respecto al índice de eficiencia de generación de energía eléctrica en la industria azucarera (Rein, Cane Sugar Engineering, 2007) expone los ejemplos de Pioneer en Australia con 30 kWh/tc y estimaciones en Mauricio que asumen 28 kWh /tc.

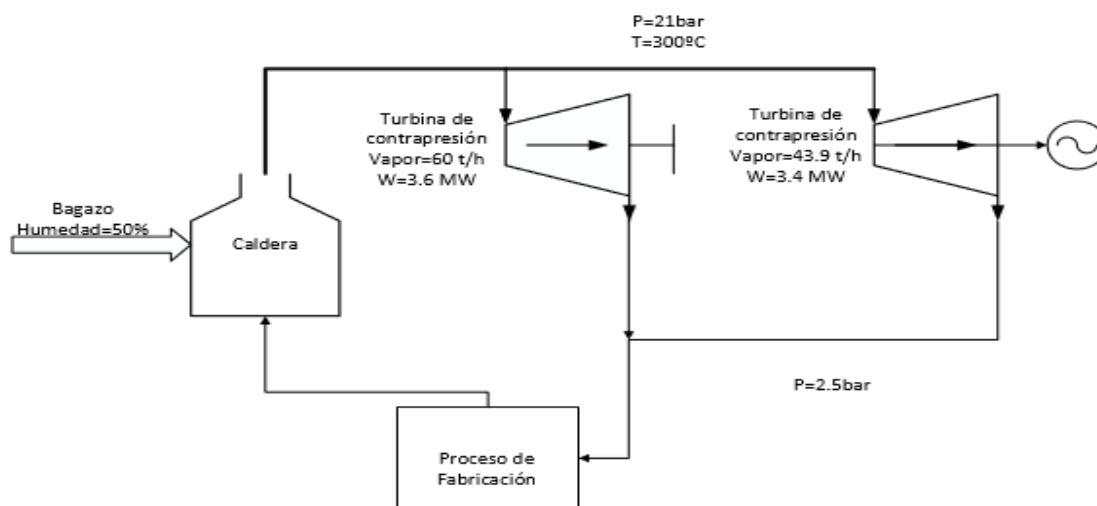


Figura 15. Esquema de generación con turbina de contrapresión. Fuente: (Morales, 2017).

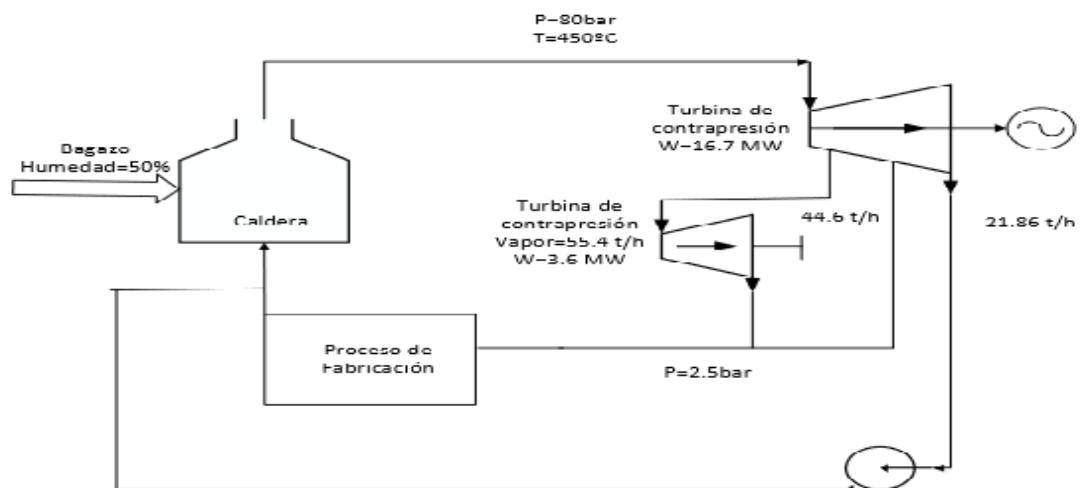
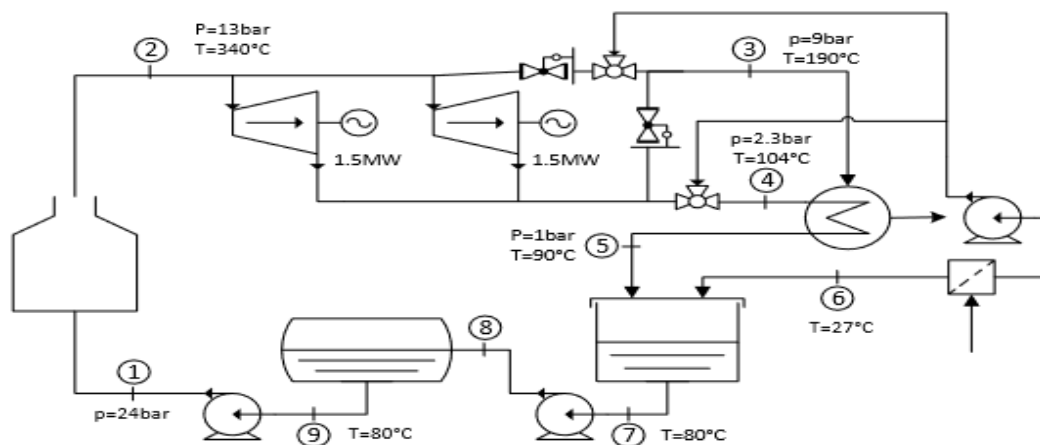


Figura 16. Esquema de generación con turbina de condensación con extracciones. Fuente: (Morales, 2017).

Basándose en (UEB Carlos Baliño, 2019) se elaboró el esquema de generación de energía actual del central azucarero, el cual representa un esquema de generación sencillo pero muy común en Cuba, con bajos parámetros de operación y una capacidad de generación mayor a la que se utiliza actualmente.



Leyenda

	Caldera		Proceso
	Turogenerador		Tanque de condensado
	Válvula reductora		Tanque presurizado
	Válvula atemperadora		Bomba

Figura 17. Esquema de generación actual. Fuente: (Morales, 2017).

1.4 Conclusiones del capítulo

- Se realizó una búsqueda bibliográfica sobre el funcionamiento, evolución e importancia en Cuba de los centrales azucareros.
- Se destacaron las etapas del proceso de obtención de azúcar.
- Se analizó el avance histórico de los esquemas termoenergéticos, lo que permite señalar las principales zonas a trabajar.
- Se señaló la importancia que tiene la industria azucarera en la producción limpia y sostenible de la energía y lo que representa la misma para Cuba y el mundo.
- Se señaló el camino de la industria azucarera hacia la mayor producción de energía, como una gran fuente de ingresos y ahorro para la misma, las llamadas bio-eléctricas.

Capítulo 2. Metodología de balance energético de un central azucarero. Aplicación a un caso de estudio

Introducción al Capítulo

Luego de haber realizado la fundamentación teórica sobre el principio del funcionamiento de un central azucarero y los principales parámetros que se toman en cuenta a la hora de realizar un balance energético, corresponde realizar una comparación de las metodologías existentes para la realización de balances energéticos y valorar desde cada una, sus ventajas y desventajas, para proponer los cambios necesarios, logrando así, una propuesta que satisfaga mejor la perspectiva de lograr un balance energético más abarcador y parecido a la realidad demandada, como una mayor eficiencia en los procesos.

Con el desarrollo de la investigación, se elaborará una metodología para el balance energético de un central azucarero y se aplicará la misma a un estudio de caso de la región, a modo de validación de la propuesta. Para esto se seleccionará una base de datos y confirmará su fiabilidad, la que será estructurada en un Excel para facilitar su manejo. Los resultados obtenidos se analizarán para descartar potenciales errores y fiabilidad en los resultados.

Para que el sistema energético de un Central azucarero funcione adecuadamente deben cumplirse varios requisitos:

- Nivel satisfactorio en la eficiencia de generación de vapor, es decir, que las pérdidas energéticas debidas a los diferentes factores que influyen en el sistema, sean las más bajas posibles.
- Capacidad de generación suficiente para satisfacer las necesidades del proceso.
- El vapor real generado no debe exceder al consumido (después de considerar las inevitables pérdidas), debido a que esto implica un gasto adicional de energía y daños a la ecología, al ser necesario expulsar dicho sobrante a la atmósfera y ello representara, además, combustible no útil.
- Necesaria correspondencia en las diferentes secciones del proceso, entre el vapor disponible y el necesario a consumir.
- Suficiente cantidad de bagazo excedente que garantice un suministro continuo y eficiente del mismo al sistema de generación.

Para poder determinar si estos requisitos se cumplen, es necesario realizar los balances de masa y energía en los diferentes equipos y utilizar para ello, las ecuaciones correspondientes y los datos disponibles, debiendo ser estos los más confiables posibles.

2.1 Análisis y comparación de metodologías sobre balances energéticos

2.1.1 Metodología utilizada en la provincia de Santiago de Cuba (2013)

La evaluación integral del comportamiento energético en la UEB Central Paquito Rosales de la provincia Santiago de Cuba, realizada por (Motito-Legrá, 2016) se basa en realizar balances de masa y de energía en todas las secciones de la industria, desde los molinos hasta los tachos, incluyendo los generadores de vapor. Para llevar a cabo estos balances se utilizan datos que deben ser conocidos en la generalidad de los casos, o que, de no disponerse de ellos, puedan ser estimados con alto grado de confiabilidad. Las ecuaciones de cálculo planteadas están plenamente fundamentadas en los basamentos teóricos correspondientes y solamente en casos imprescindibles se hacen aproximaciones o consideraciones totalmente justificadas y validadas por la experiencia práctica. Pero no se toma en cuenta en el área de la generación de vapor los cálculos pertinentes de los generadores de vapor, los que son de gran importancia a la hora de realizar una evaluación energética de un central azucarero.

2.1.2 Metodología utilizada en la provincia de Holguín (2013)

En la UEB central azucarero Urbano Noris, perteneciente a la Empresa Azucarera Holguín, (Silvia, 2013), desarrolló una investigación, en la que se realiza una caracterización de este central, determinándose todos los elementos que conforman el esquema energético tecnológico, con el objetivo de realizar un balance energético que permita validar, las modificaciones introducidas en los últimos años, al esquema de evaporación y fabricación de azúcar. Se utilizó la metodología aprobada por el Ministerio del Azúcar para este tipo de trabajos basados en los balances de energía y masa. Esta metodología es bastante completa, pero en la misma se realiza una gran cantidad de cálculos que no se necesitan para una evaluación rápida y además, de gran complejidad para un técnico en la industria.

2.1.3 Metodología utilizada en la provincia de Cienfuegos (2016)

Se realizó en la Empresa Azucarera Antonio Sánchez, del municipio Aguada de Pasajeros, provincia Cienfuegos por (Carreño, 2016), con el objetivo de plantear el esquema térmico que mantiene en la actualidad este central, así como, la realización de los balances energéticos y los balances de masa para reducir el consumo de vapor. En el mismo se encuentra la descripción detallada del proceso, se determina el consumo de vapor en cada etapa, pero no se tiene en consideración la producción de vapor en los generadores de vapor y los cálculos de eficiencia del mismo.

2.1.4 Metodología utilizada en la provincia de Villa Clara (2017)

El central azucarero “Carlos Baliño”, localizado en el municipio Santo Domingo, provincia Villa Clara, fue el escenario donde (Morales, 2017) de la Universidad Central “Marta Abreu” de Las Villas llevó a cabo su Trabajo de Diploma, con el tema: Evaluación energética y de la seguridad tecnológica ambiental en el central azucarero “Carlos Baliño”, en el cual realizó una metodología de cálculo en la evaluación energética de dicho central.

Esta metodología presenta algunas dificultades en cuanto al cálculo de consumo de vapor en el área de la producción azucarera, pues considera para el cálculo la entalpía de todos los compuestos, igual que para el agua. En el área de la caldera y los turbogeneradores realiza el cálculo de algunas pérdidas en la caldera que puede ser complejo y de poco uso y, además, se pudo observar que esta metodología está un poco inconclusa y realiza operaciones que para el propósito de la presente investigación, son innecesarias.

2.1.5 Metodología utilizada en la provincia de Matanzas (2017)

La metodología desarrollada por (Dueñas, 2017) para evaluar la eficiencia de un central azucarero, se llevó a cabo en un central que está ubicado en la provincia de Matanzas, con el objetivo de evaluar la eficiencia del proceso de producción de azúcar de dicho central, utilizando balances de masa y energía. Se describe el proceso de producción completamente, desde la entrada de la caña, hasta la salida del azúcar; se analizan variables que inciden en la calidad del azúcar como producto final y su influencia en el proceso; se realizan balances de masa y energía en todas las etapas del proceso utilizando herramientas estadísticas indispensables para los balances de masa y de energía en la evaluación de la

eficiencia de un central azucarero. Como metodología es muy completa, pero realiza algunos cálculos innecesarios en el ámbito de la producción que complejizan el trabajo con la misma, sobre todo, en la práctica.

2.2 Aplicaciones informáticas en la industria azucarera

En los últimos años la computación ha invadido todos los rincones de la actividad social y la industria azucarera no es una excepción. Aunque no con todo el empuje que debía ser, las nuevas herramientas de software basadas en métodos matemáticos más complejos, se manifiestan en diversas esferas de esta importante industria. Es así, que se han desarrollado aplicaciones que van desde la gerencia económica, hasta la más compleja simulación del proceso industrial, pasando por el control de laboratorio. Como son los paquetes Sistema Tecnológico, TERMOAZUCAR y SIMFAD, por citar un ejemplo.

2.2.1 Sistema Tecnológico

Este sistema fue concebido para realizar el cálculo de balances de materiales y energía, así como, el cálculo de capacidades en las distintas secciones de un ingenio azucarero. Ofrece la posibilidad de calcular el ingenio completo o una sección determinada y utiliza como datos, la información de laboratorio, así como, índices de la industria. No se utilizan modelos matemáticos rigurosos en cuanto a la representación de la realidad física. Consta de cuatro módulos fundamentales:

- Balance Sección Continua: calcula el balance de masa en la sección continua del ingenio, es decir, desde el tándem hasta la salida de la meladura en los evaporadores, pasando por los procesos de alcalización y clarificación.
- Selección de Calentadores: contempla los cálculos referidos a los calentadores, ofreciendo una opción para la simulación de nuevas instalaciones y otra para el análisis y evaluación de instalaciones existentes.
- Balance Sección de Evaporación: realiza el balance de vapor en un múltiple efecto, así como, el cálculo de la superficie calórica de cada uno de los mismos, hasta un máximo de seis efectos, pudiendo considerarse extracciones.
- Balance Sección Cristalización: calcula el balance de masa y las capacidades requeridas en esta sección. Pueden analizarse sistemas de dos y tres masas, incluyendo la doble semilla.

2.2.2 Programa de simulación TERMOAZUCAR

El programa de simulación TERMOAZUCAR ofrece flexibilidad para la representación integral de los sistemas termoenergéticos azucareros, además, la facilidad de la incorporación de nuevos módulos de cálculo y de funciones de propiedades. En su primera versión, estuvo destinado a los balances en centrales azucareros de crudo y más recientemente se le incorporaron módulos para el análisis de la producción de refino.

Asimismo, teniendo en cuenta la conveniencia del uso de Sistemas Expertos en el análisis de sistemas en general, se concibió un Sistema Experto, denominado ANSTE, el que a partir de los resultados del cálculo con TERMOAZUCAR y determinada información adicional, ayuda a detectar los problemas que afectan la eficiencia de este sistema termo energético y plantear las recomendaciones para su solución. Constituye una ayuda al especialista, quien será el encargado de acometer las tareas más complejas en el análisis. Este se ha concebido, no para sustituir a los expertos en la materia, sino, para salvar sus conocimientos y experiencias, al hacerlos más accesibles a una mayor cantidad de personas, especialmente, jóvenes ingenieros involucrados en estos menesteres.

En el planteamiento de los problemas y las recomendaciones, el método destaca las relaciones más significativas entre las partes del sistema, y utiliza un enfoque sistémico, considerando las interacciones entre las partes y los aspectos más significativos que influyen en la eficiencia energética. Estos aspectos son agrupados en:

- Bagazo Sobrante.
- Uso del vapor.
- Generación de vapor.
- Agua.
- Electricidad.
- Capacidades instaladas.

La detección de problemas y el planteamiento de las recomendaciones de solución para una alternativa, se realizan haciendo referencia a estos rubros y se basan en la comparación del valor que toman determinados indicadores con

rangos seleccionados convenientemente. Al abordarse más de una alternativa, se utiliza como elemento definitorio el análisis económico.

Entre los aspectos novedosos de esta estrategia se tiene la aplicación combinada de dos técnicas modernas en Ingeniería Química, como son: la simulación de procesos y los Sistemas Expertos, lo que la hace más atractiva y útil.

2.2.3 Paquete de programas SIMFAD

En el Instituto cubano de Investigación de Derivados de la Caña de azúcar (ICIDCA) se ha estado trabajando en modelación matemática y simulación de procesos de la industria azucarera y de derivados de la caña desde hace varios años. En 1968 se publicaron los primeros trabajos de simulación de procesos fermentativos con computadoras digitales. En el año 1975 se inició el desarrollo de métodos computacionales para el balance de materiales y el ordenamiento de las operaciones del área de cristalización del central azucarero, implementándose los programas OPERT y CONVERT.

En 1979 se implementó una primera versión de un sistema computacional para la simulación de estaciones de evaporación, SIMEVA, al que posteriormente se le añadió la posibilidad de incluir en el cálculo, a los calentadores de jugo, denominado CALEVA. Paralelamente se trabajó en otros módulos para la simulación de generadores de vapor y de electricidad. En 1987 se implementa el sistema SANPAD para el análisis y optimización de producciones integradas de azúcar y alimento animal a partir de subproductos de la industria azucarera y en 1990 aparece la versión 1.0 de SIMFAD.

El paquete de programas SIMFAD se concibe y desarrolla como una consecuencia lógica de todo el trabajo anteriormente mencionado y, además, por la importancia que representa el disponer de un sistema computacional, que permita la simulación de los procesos tecnológicos de la industria azucarera y alcoholera. Con este fin, se incorporan en el sistema una serie de módulos, los que representan cada una de las etapas del proceso de producción de azúcar y alcohol:

- Molienda de caña
- Purificación de jugo
- Calentamiento y evaporación

- Área de cocimiento
- Procesos de fermentación
- Destilación alcohólica
- Generación de vapor
- Generación de electricidad
- Optimización de esquemas
- Cálculos auxiliares

Es un sistema atractivo para los técnicos que laboran en la industria o en las áreas de diseño y análisis de proceso, resultando una herramienta poderosa para la realización de consultoría técnica.

Estos son programas de gran utilidad, pero los mismos poseen una elevada complejidad a la hora de trabajar, algunos son muy atrasados tecnológicamente y son muy costosos. Muchas empresas azucareras poseen sus propios softwares, pero que no son de uso público, así como, equipos de técnicos preparados para trabajar con los mismos. El futuro de la industria azucarera cubana, debe ser apoyada por softwares propios del país, pero que sean prácticos, para que su operacionalización no se conviertan a su vez, en un problema más dentro de esta industria; el resultado a que se pretende en esta investigación, puede servir como base para la creación de los mismos.

2.3 Elaboración de la metodología para el balance energético de un central azucarero

Luego de un estudio y análisis extenso de todo el marco teórico y las principales metodologías existentes y los softwares más utilizados en Cuba y una vez tomada en consideración las condiciones reales de los centrales azucareros en el país, se presenta la siguiente metodología de cálculo para el balance termo energético de dichos centrales, la cual, para su mejor implementación y comprensión, fue montada en un Excel siendo esto último, uno de los principales atributos a cumplir por la misma.

En la metodología de cálculo se realizan, primeramente, los balances de masas pertinentes en la industria y luego se realizan los cálculos energéticos. Incluye el balance de vapor de condensado y de calor en los equipos del proceso. Se

realizó en orden inverso, a partir de los equipos consumidores de vapor de escape, los motores primarios, válvulas reductoras y finalmente, las calderas.

Nota:

La unidad de energía en el SI es el Joule, no la kcal que corresponde al sistema técnico o MKS. En la metodología es utilizada la unidad kcal para la energía por ser usado este término por el personal técnico de la industria azucarera.

$$\frac{t}{d} = \frac{1000kg}{24h}$$

Balances de masa:

Los balances de masa se realizan por etapa, con el objetivo de determinar las pérdidas de sacarosa en el proceso. Además, se determinaron los flujos de las corrientes intermedias y la eficiencia de cada una de las etapas. Los flujos se calcularon en kilogramos por hora.

Balance de masa en los molinos:

Caña+H₂O=Bagazo + Jugo de molinos

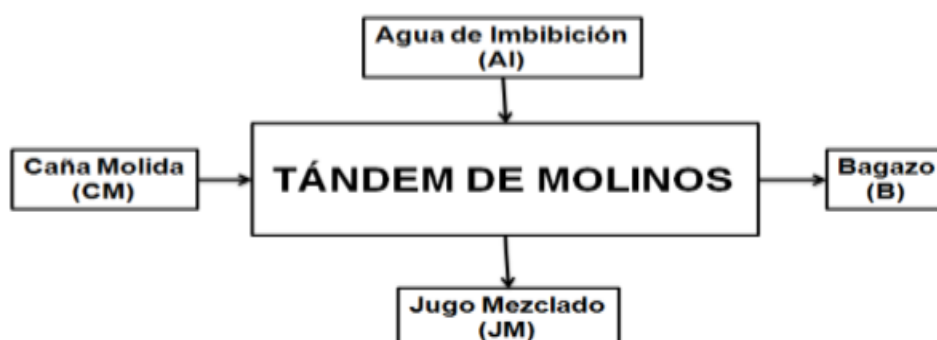


Figura 18. Esquema del área de extracción del proceso. Fuente: Confección propia, 2020.

Cálculo de la cantidad de bagazo:

$$b_{\%c} = \frac{\dot{m}_b}{\dot{m}_c} * 100 \quad (2.1)$$

$$\dot{m}_b = \frac{b_{\%c} * \dot{m}_c}{100} * \frac{1000}{24} \quad (kg/h)$$

Donde:

$\dot{m}_b$: Cantidad de bagazo kg/h.

$\dot{m}_c$: Flujo de caña molida kg/h.

$b_{\%c}$: Porcentaje de bagazo en caña kg/h.

Cálculo de la cantidad de jugos de molinos:

$$j_{\%c} = \frac{j_m}{\dot{m}_c} * 100 \quad (2.2)$$

$$\dot{m}_{jm} = \frac{j_{\%c} * \dot{m}_c}{100} * \frac{1000}{24} \left(\frac{kg}{h} \right)$$

Donde:

$\dot{m}_{jm}$: Flujo de jugo proveniente de los molinos kg/h.

$j_{\%c}$: Porcentaje de jugo en caña extraída por los molinos kg/h.

Cálculo de agua de imbibición:

$$\dot{a}_i = \dot{m}_b + \dot{m}_{jm} - \dot{m}_c \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.3)$$

Donde:

$\dot{a}_i$: Flujo de agua de imbibición kg/h.

$\dot{m}_b$: Cantidad de bagazo kg/h.

$\dot{m}_{jm}$: Flujo de jugo proveniente de los molinos kg/h.

$\dot{m}_c$: Flujo de caña molida kg/h.

Balance de masa en el área de purificación:

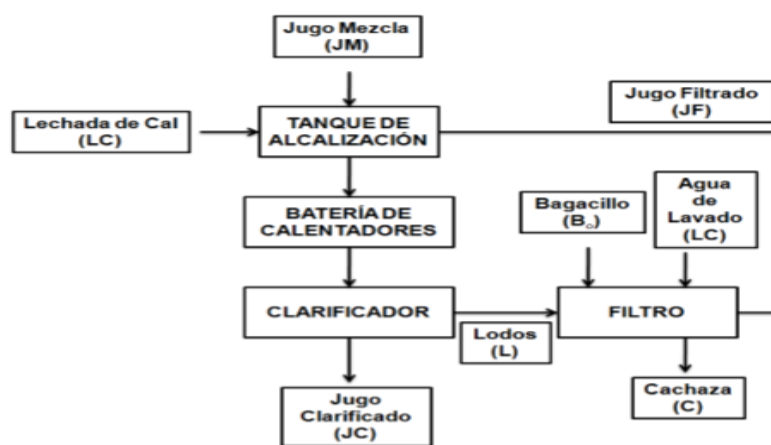


Figura 19. Esquema general del área de purificación. Fuente: Confección propia, 2020.

Cálculo de la cantidad de jugo de filtro:

$$\dot{m}_{jf} = 15 (\%) * \dot{m}_{jm} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.4)$$

Donde:

$\dot{m}_{jf}$: Jugo filtrado kg/h.

$\dot{m}_{jm}$: Flujo de jugo proveniente de los molinos kg/h.

Nota:15(%)= Valor que tiene en cuenta la recirculación del jugo de los filtros que está alrededor del 15% del jugo clarificado.

Cálculo de jugo mezclado:

$$\dot{m}_{jmez} = \dot{m}_{jm} + \dot{m}_{jf} \quad (2.5)$$

Donde:

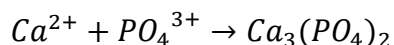
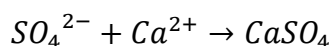
$\dot{m}_{jmez}$: Jugo mezclado kg/h.

$\dot{m}_{jf}$: Jugo filtrado kg/h.

$\dot{m}_{jm}$: Flujo de jugo proveniente de los molinos kg/h.

Masa de lechada de cal (Base de tiempo: 1 día):

En el proceso de purificación del jugo mezclado, para lograr el denominado jugo claro, se adiciona una lecha de cal (Óxido de calcio hidratado, cuya concentración puede oscilar entre 10 y 20 °Baumet, unidad en que se expresa el % de sólidos solubles). Esta solución se aplica en una relación de 0,5 Kg de Óxido de calcio (CaO) por tonelada de caña molida, con el objetivo de aumentar el pH en un rango de 6,5 a 7, 3 y, además, de separar las impurezas que acompañan al jugo mezclado, sucediendo dos tipos de reacciones fundamentales:



Estas reacciones tienen como producto, dos sustancias insolubles a altas temperaturas, razón por la que además se calienta el jugo cuando se le va a añadir dicha solución o lechada de cal, formando un floculo que al presipitar arrastra otras impurezas, produciendo así una acción de clarificación por la decantación de estos flóculos.

Tanto los iones SO_4^{2-} como los $(PO_4)^{3-}$ de manera más general están presentes en el propio jugo, en dependencia primero que todo, al tipo de suelo donde se halla plantado de caña de azúcar y, además, a la variedad, cepa y edad de la plantación. Los SO_4^{2-} resultan muy perjudiciales como potenciales incrustaciones en los equipos de transferencia térmica, mientras que los $(PO_4)^{3-}$ son los de mayor acción floculante, razón por la cual, cuando su concentración en los jugos no es la más adecuada, se producen las llamadas revolturas, haciéndose

necesaria la adición de pequeñas cantidades de H_3PO_4 (Ácido Fosfórico) siempre tomando en cuenta, el pH del jugo claro.

También se pueden adicionar en muy pequeñas concentraciones, sustancias denominadas floculantes, generalmente de naturaleza compleja y de una estructura polimérica, que pueden actuar por flotación o por decantación, dependiendo en muchos casos, de la concentración en que se apliquen. Todo ello encarece los costos y complejiza el proceso, de aquí la necesidad de tomar en cuenta, todos los factores antes mencionados, de una manera integral en el proceso de producción cañero-azucarero. El balance energético no puede estar ajeno a esta realidad práctica en un proceso de producción dado, si se quiere lograr una verdadera expresión del consumo y los efectos económicos colaterales.

$$4^\circ Be \rightarrow \rho(CaO) = 1.029 \text{ kg/L}$$

$$36 \text{ g/l} \left(\frac{CaO}{lechada} \right)$$

$$500 \text{ g/t} \left(\frac{CaO}{caña} \right)$$

$$m(CaO) = \left(\frac{500 \text{ g/t} * \dot{m}_c}{1} \right) * 0.001 \text{ (kg)} \quad (2.6)$$

$$V(CaOH) = m(CaO) * \frac{1000}{36 \text{ g/l}} \text{ (L)} \quad (2.7)$$

$$m(CaOH) = \rho(CaOH) * V(CaOH) \text{ (kg)} \quad (2.8)$$

Cálculo de jugo alcalinizado:

$$\dot{m}_{ja} = \left(\dot{m}_{jmez} \left(\frac{t}{d} \right) + \dot{m}(CaOH) \left(\frac{t}{d} \right) \right) \left(\frac{1000}{24} \right) \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.9)$$

Donde:

$\dot{m}_{jmez}$: Jugo mezclado kg/h.

$\dot{m}_{ja}$: Jugo alcalizado t/d.

$\dot{m}(CaOH)$: Flujo de hidróxido de calcio t/d.

Balance total en el clarificador (masa de jugo en el clarificador):

Calculo de flujo de floculante:

$$\dot{m}_f = \dot{m}_c * dosificación \left(\frac{kg}{d} \right) \quad (2.10)$$

Donde:

$\dot{m}_f$: Flujo de floculante kg/d.

Calculo de masa de jugo en el clarificador:

$$\dot{m}_{jc} = \dot{m}_{ja} + \dot{m}_f \left(\frac{1}{1000} \right) \left(\frac{t}{d} \right) \quad (2.11)$$

Donde:

$\dot{m}_{jc}$: Jugo a la entrada del clarificador t/d.

$\dot{m}_{ja}$: Jugo alcalizado t/d.

$\dot{m}_f$: Flujo de floculante kg/d.

Balance total en el filtro (masa de lodo):**Calculo de masa de lodo:**

$$\dot{m}_l = \dot{m}_{ca} + \dot{m}_{jf} \left(\frac{t}{d} \right) \quad (2.12)$$

Donde:

$\dot{m}_l$: Flujo de lodo t/d.

$\dot{m}_{ca}$: Flujo de cachaza t/d.

$\dot{m}_{jf}$: Jugo filtrado t/d.

Balance de masa en el área de los equipos de calentamiento y evaporación:**Cálculo de masa de jugo clarificado (Calentador 1):**

$$\dot{m}_{jclaro} = (\dot{m}_{jc} - \dot{m}_l) \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.13)$$

Donde:

$\dot{m}_{jclaro}$: Flujo de jugo clarificado kg/h.

$\dot{m}_{jc}$: Jugo a la entrada del clarificador kg/h.

$\dot{m}_l$: Flujo de lodo kg/h.

Balance parcial de sólido en el pre-evaporador 1:

$$\dot{m}_{pv_1} = \frac{\dot{m}_{jclaro} * Bx_{jc}}{Bx_m} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.14)$$

Donde:

$\dot{m}_{pv_1}$: Jugo a la salida del pre-evaporador1 kg/h.

$\dot{m}_{jclaro}$: Flujo de jugo clarificado kg/h.

Bx_{jc} : Brix de jugo clarificado.

Bx_m : Brix a la salida del pre-evaporador1.

Balance parcial del pre-evaporador 2:

$$\dot{m}_{pv_2} = \frac{\dot{m}_{pv_1} * Bx_{pv_1}}{Bx_{pv_2}} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.15)$$

Donde:

$\dot{m}_{pv_2}$: Jugo a la salida del pre-evaporador2 kg/h.

$\dot{m}_{pv_1}$: Jugo a la salida del pre-evaporador1 kg/h.

Bx_{pv_1} : Brix a la salida del pre-evaporador1.

Bx_{pv_2} : Brix a la salida del pre-evaporador2.

Balance total en los pre-evaporadores:

$$\dot{m}_{pv} = Ext = \dot{m}_{j_{claro}} - \dot{m}_{pv_2} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.16)$$

Donde:

$\dot{m}_{pv}$: Flujo de vapor producido en los pre-evaporadores (1 y 2) kg/h.

$\dot{m}_{j_{claro}}$: Flujo de jugo clarificado kg/h.

$\dot{m}_{pv_2}$: Jugo a la salida del pre-evaporador2 kg/h.

Balances de energía:

Los balances de energía se realizan con el objetivo de conocer las demandas de vapor de cada equipo, así como, el agua evaporada en la etapa de evaporación, utilizada como vapor vegetal. Las demandas de vapor, se afectan por el flujo de caña molida para su posterior análisis. Junto con esto, los cálculos pertinentes al generador de vapor. Se recomienda la utilización de una hoja de cálculo para facilitar la obtención de los resultados, la cual se realizó en Excel.

Cálculo de consumo de vapor en los calentadores (general):

El vapor aquí es utilizado para elevar la temperatura del jugo extraído, su consumo depende de la eficiencia térmica que tengan y el tipo de vapor utilizado.

Ecuaciones de cálculo:

$$\dot{m}_{calentador} = \frac{\dot{m}_{entcal} * c_{p_{calentador}} * \Delta t}{\lambda_{calentador}} * x \quad (2.17)$$

Donde:

$\dot{m}_{calentador}$: Demanda de vapor de calentador en kg/h.

$c_{p_{calentador}}$: Calor específico del jugo en kcal/kg.

$\dot{m}_{entcal}$: Flujo de jugo a la entrada del calentador kg/h.

Δt : Diferencia entre la temperatura de salida y de entrada del calentador en °C.

x : Factor que incluye un 4% de pérdidas de energía.

$\lambda_{calentador}$: Calor de cambio de fase del vapor saturado que intercambia calor. (Tabla 2 del (Keennan & Keyes, 1988) (kJ/kg).

Cálculo del calor específico:

$$c_{p_{calentador}} = 1 - 0.0056 * Bx_{calentador} \left(\frac{kcal}{(kg^{\circ}C)} \right) \quad (2.18)$$

Donde:

$Bx_{calentador}$: Brix de jugo a la entrada del calentador.

Esta ecuación es válida para cualquier calentador en el proceso, utilizando los valores correspondientes de las variables para cada uno de ellos.

Consumo de vapor total de los calentadores:

$$\dot{m}_{calentador_t} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{calentador_i} \quad (2.19)$$

Consumo de vapor en los pre-evaporadores:

Los pre-evaporadores, son equipos de concentración del jugo hasta la obtención de la meladura, su consumo depende de la eficiencia térmica, del número de efectos y del uso o no, de extracciones del vapor secundario de diferentes efectos. Al pre-evaporador No 1 se suministra el flujo de jugo clarificado proveniente del calentador rectificador y como agente de calentamiento, vapor de escape sobrecalentado. Al pre-evaporador No 2 entra el flujo de jugo clarificado, menos el agua evaporada en el pre-evaporador No 1 y como fuente de calor, vapor de escape.

$$\dot{m}_{pe} = \left(\frac{\dot{m}_{j_{claro}} * c_{pj_{claro}} * (t_{eb} - t_{alim_{pe}}) + \dot{m}_{pv} * \lambda_{cuerpo_{pe}}}{\lambda_{calandria}} \right) * x \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.20)$$

Donde:

$\dot{m}_{pe}$: Demanda de vapor del pre-evaporador en kg/h.

$\dot{m}_{j_{claro}}$: Flujo de jugo clarificado en kg/h.

$c_{pj_{claro}}$: Calor específico del jugo clarificado en kJ/kg⁰C.

$(t_{eb} - t_{alim_{pe}})$: Diferencia entre las temperaturas de entrada y de salida del jugo teniendo en cuenta la elevación del punto de ebullición en ⁰C.

$\dot{m}_{pv}$: Flujo de agua evaporada. Este es el vapor vegetal en kg/h.

$\lambda_{cuerpo_{pe}}$: Calor de cambio de fase buscado a la presión del cuerpo del pre-evaporador en kJ/kg. $\lambda_{calandria}$: Calor de cambio de fase del vapor de escape en kJ/kg.

X: Término para considerar un 4% de pérdidas de energía.

Cálculo del calor específico:

$$c_{pj_{claro}} = 1 - 0.0056 * Bx_{jc} \quad (kcal/(kg^{\circ}C)) \quad (2.21)$$

Donde:

Bx_{jc} : Brix de jugo clarificado.

Consumo de vapor en el vaso 1 del cuádruple efecto:

$$\dot{m}_{v_1} = \frac{\dot{m}_{ev_t}}{n} * \frac{\lambda_{cuerpo_{v_1}}}{\lambda_{cal}} + \left(\frac{\dot{m}_{pv_2} * c_{pj_{entrada_{v_1}}} * (t_{b_{v_1}} - t_{alim_{v_1}})}{\lambda_{cal}} \right) \quad (kg/h) \quad (2.22)$$

Donde:

$\dot{m}_{v_1}$: Demanda de vapor del vaso en kg/h.

$\dot{m}_{ev_t}$: Evaporación total kg/h.

n : Número de efectos

$\dot{m}_{pv_2}$: Flujo de jugo proveniente del pre-evaporador en kg/h.

$c_{pj_{entrada_{v_1}}}$: Calor específico del jugo proveniente del pre-evaporador en kJ/kg⁰C.

$(t_{b_{v_1}} - t_{alim_{v_1}})$: Diferencia entre las temperaturas de entrada y de salida del jugo teniendo en cuenta la elevación del punto de ebullición en ⁰C.

$\lambda_{cuerpo_{v_1}}$: Calor de cambio de fase buscado a la presión del cuerpo del vaso en kJ/kg.

λ_{cal} : Calor de cambio de fase del vapor de escape en kJ/kg.

Cálculo del calor específico:

$$c_{pj_{entrada_{v_1}}} = 1 - 0.0056 * Bx_{pv_2} \quad (kcal/(kg^{\circ}C)) \quad (2.23)$$

Donde:

Bx_{pv_2} : Brix de jugo proveniente del pre-evaporador.

Evaporación total:

$$\dot{m}_{ev_t} = \dot{m}_{pv_2} * \left(1 - \frac{Bx_{pv_2}}{Bx_m} \right) \quad (kg/h) \quad (2.24)$$

Donde:

$\dot{m}_{ev_t}$: Evaporación total kg/h.

$\dot{m}_{pv_2}$: Flujo de jugo proveniente del preevaporador en kg/h.

Bx_{pv_2} : Brix de jugo proveniente del preevaporador.

Bx_m : Brix de la meladura.

Economía en cuádruple efecto:

$$e = \frac{\dot{m}_{ev_t}}{\dot{m}_{v_1}} \quad (2.25)$$

Donde:

$\dot{m}_{v_1}$: Demanda de vapor del vaso en kg/h.

$\dot{m}_{ev_t}$: Evaporación total kg/h.

Cálculo del consumo de vapor en el primer tacho al vacío(general):

El principio de estos equipos, es análogo a uno de los cuerpos de un evaporador, con la particularidad, de que se cristaliza la mayor parte de la sacarosa contenida en la meladura y mieles en operaciones a simple efecto, en estos equipos, al inicio de cada templa, el consumo de vapor es mayor y a medida que va pasando el tiempo este va disminuyendo, debido a la discontinuidad de la masa. Masas cocidas: masa cocida A (MCA); masa cocida B (MCB) y masa cocida C (MCC). Para determinar la demanda de vapor de cada tacho al vacío, se emplea la ecuación siguiente:

$$\dot{m}_t = \frac{(w_{ini} + w_{mat})}{t_{coccion}} \varphi \quad (2.26)$$

Donde:

$\dot{m}_t$: Demanda de vapor del vaso en kg/h.

$t_{coccion}$: Tiempo de cocción de la masa cocida (h).

φ : Coeficiente que tiene en cuenta las pérdidas de calor al medio ambiente y depende de la masa cocida.

Para la MCA $\varphi = 1.1$

Para la MCB $\varphi = 1.2$

Para la MCC $\varphi = 1.3$

w_{ini} : Flujo de agua evaporada al material inicial.

w_{mat} : Flujo de agua evaporada al material alimentado.

Cálculo de flujo de agua evaporada al material inicial:

$$w_{ini} = P_{ini} * \left(1 - \frac{Bx_{inicial}}{Bx_{final}} \right) \quad (2.27)$$

Donde:

P_{ini} : Peso del material inicial, que depende de la densidad y el volumen inicial (kg).

$Bx_{inicial}$: Brix inicial.

Bx_{final} : Brix final.

Cálculo de peso del material inicial:

$$P_{ini} = \gamma * V_{ini} \quad (2.28)$$

Donde:

V_{ini} : Peso del material inicial, que depende de la densidad y el volumen inicial (m^3).

γ : Volumen específico (kg/m^3).

Cálculo de flujo de agua evaporada al material alimentado:

$$w_{mat} = P_{mat} * \left(1 - \frac{Bx_{mat}}{Bx_{final}} \right) \quad (2.29)$$

Donde:

w_{mat} : Flujo de agua evaporada al material alimentado kg/h .

P_{mat} : Peso del material alimentado.

Bx_{mat} : Brix de alimentación.

Bx_{final} : Brix final.

Cálculo de peso del material alimentado:

$$P_{mat} = \gamma * V_{fin} \quad (2.30)$$

Donde:

V_{fin} : Peso del material final, que depende de la densidad y el volumen inicial (m^3).

γ : Volumen específico (kg/m^3).

$$P_{mat} = (P_{fin} - P_{ini} - W_{ini}) * \frac{Bx_{final}}{Bx_{mat}} \quad (2.31)$$

Consumo de vapor total de los tachos:

$$\dot{m}_{t_t} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{t_i} \quad (2.32)$$

Donde:

$\dot{m}_{t_t}$: Consumo total de vapor de los tachos kg/h .

Cálculo de consumo de vapor en el turbogenerador (general):

El turbogenerador es el equipo donde el vapor directo producido por las calderas, sufre una expansión adiabática realizando trabajo mecánico, convirtiéndose en energía cinética a su paso por la tobera, la cual posteriormente, a través de un

generador eléctrico, se transforma en energía eléctrica. De ellos sale el vapor de escape empleado posteriormente.

Para determinar el consumo de vapor de los turbogeneradores se utiliza la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{turbo} = \frac{N * 860}{N_t * H_0 * N_{mec} * N_{elec} * N_{tubo}} \quad (2.33)$$

Donde:

$\dot{m}_{turbo}$: Demanda de vapor del turbogenerador.

N : Cantidad de Energía eléctrica producida por la turbina se realiza cada turbogenerador. [kW-h]

N_t : Eficiencia termodinámica de la turbina.

H_0 : Diferencia de entalpía entre el vapor a la entrada de la turbina y después de la expansión adiabática ideal (salto ideal de entalpía).

N_{mec} : Eficiencia mecánica.

N_{elec} : Eficiencia eléctrica

N_{tubo} : Eficiencia de los tubos.

La eficiencia termodinámica de la turbina se determina:

$$N_t = \frac{H_1 - H_2}{H_1 - H_{2s}} \quad (2.34)$$

Donde:

H_1 : Entalpía del vapor a la entrada de la turbina.

H_2 : Entalpía del vapor a la salida de la turbina.

H_{2s} : Entalpía del vapor isentrópica.

Nota: Estos valores de H_1 , H_2 , H_{2s} se determinan en el Diagrama de Mollier (Anexo No.1) con las condiciones de presión y temperatura del vapor a la entrada y salida del turbogenerador.

Consumo de vapor total de los turbogeneradores:

$$\dot{m}_{turbo_t} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{turbo_i} \quad (2.35)$$

Donde:

$\dot{m}_{nt}$: Consumo de vapor total de los turbogeneradores kg/h.

Consumo de vapor de necesidades tecnológicas:

$$\dot{m}_{nt} = \dot{m}_{calentador_4} + \dot{m}_{calentador_1} + \dot{m}_{pe} \quad (2.36)$$

Donde:

$\dot{m}_{nt}$: Consumo de vapor de necesidades tecnológicas kg/h.

Consumo de vapor por válvula reductora:

La válvula reductora es la encargada de la extracción de vapor producida por el generador de vapor hacia el proceso de producción de azúcar según la demanda del mismo.

$$\dot{m}_{vr} = \dot{m}_{v_1} + \dot{m}_{t_t} + \dot{m}_{calentador_3} - \dot{m}_{pv} \quad (2.37)$$

Donde:

$\dot{m}_{vr}$: Consumo de vapor por válvula reductora kg/h.

Porcentaje de vapor extraído por la válvula reductora:

$$\% \dot{m}_{vr} = \frac{\dot{m}_{vr}}{\dot{m}_{caldera}} * 100 \quad (2.38)$$

Donde:

$\% \dot{m}_{vr}$: % de vapor extraído por la válvula reductora.

Vapor generado por la caldera:

La caldera en la industria, es una máquina diseñada para generar vapor; este vapor se genera a través de una transferencia de calor a presión constante, en la cual, el fluido originalmente en estado líquido, se calienta y cambia su fase a vapor saturado. Una parte de este vapor es utilizado en el proceso de obtención del azúcar y la otra en la generación de energía eléctrica.

$$\dot{m}_{caldera} = \frac{(\dot{m}_{turbo_t} + \dot{m}_{vr}) * 1.1}{0.932} \quad (2.39)$$

Donde:

$\dot{m}_{caldera}$: Vapor que debe producir la caldera para satisfacer las necesidades kg/h.

Valor calórico neto:

$$VCN = \left(4250 - \left(4850 * \frac{humedad_{bagazo}}{100} \right) \right) \left(kcal/kg \right) \quad (2.40)$$

Donde:

VCN: Valor Calórico Neto(kcal/kg).

Calor sensible en los gases:

$$Q_p = t_{gases} * \left(1 - \frac{humedad_{bagazo}}{100} \right) * \left(1.4 * RAE + \frac{0.5}{1 - \frac{humedad_{bagazo}}{100}} - 0.12 \right) \left(kcal/kg \text{ bag} \right) \quad (2.41)$$

Donde:

Q_p : Calor sensible en los gases (kcal/kg bag).

t_{gases} : Temperatura de los gases (°C).

RAE : Relación de aire empleado.

Calor recuperado de los gases:

$$Q_{recup} = (VCN - Q_p) * \alpha * \beta * \delta \quad \left(\frac{kcal}{kg \text{ bag}} \right) \quad (2.42)$$

Donde:

Q_{recup} : Calor recuperado.

α : Coeficiente de pérdidas.

β : Coeficiente de pérdidas.

δ : Coeficiente de pérdidas.

Nota: Estos coeficientes (α, β, δ) toman en consideración efectos diferentes.

Cálculo del calor necesario para obtener 1 kg de vapor:

$$Q_n = \lambda_v - \lambda \quad \left(\frac{kcal}{kg \text{ bag}} \right) \quad (2.43)$$

Donde:

Q_n : Calor necesario para obtener 1 kg de vapor.

λ_v : agua sobrecalentada (kcal/kg).

λ : agua saturada (kcal/kg).

Cálculo del índice de generación:

$$IG = \frac{Q_{recup}}{Q_n} \quad \left(\frac{kgv}{kg \text{ bag}} \right) \quad (2.44)$$

Donde:

IG: Índice de generación.

Cálculo del valor calórico superior:

$$VCS = 4600 * \left(1 - \frac{\text{humedad}_{\text{bagazo}}}{100} \right) \quad \left(\frac{kcal}{kg} \right) \quad (2.45)$$

Donde:

VCS: Valor calórico superior.

Eficiencia total de las calderas:

$$\eta_{cal_t} = \left(\frac{Q_{recup}}{VCS} \right) * 100 \quad (2.46)$$

Donde:

η_{cal_t} : Eficiencia total de las calderas (%).

Vapor producido según la molida:

$$V_{psm} = IG * \dot{m}_b \left(\frac{kgv}{h} \right) \quad (2.47)$$

Donde:

V_{psm} : Vapor producido según la molida.

Convección:

$$V_{psm} = \frac{V_{psm}}{1000} \left(\frac{t}{h} \right) \quad (2.48)$$

Bagazo quemado:

$$B_q = \dot{m}_{caldera} * IG \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.49)$$

Donde:

B_q : Bagazo quemado.

Bagazo sobrante:

$$B_s = \dot{m}_b - B_q \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.50)$$

Donde:

B_s : Bagazo sobrante.

Eficiencia en las calderas:

$$\eta_{cal} = \frac{\dot{m}_{caldera} * (\lambda_v - \lambda)}{B_q * VCN} * 100 \quad (2.51)$$

Donde:

η_{cal} : Eficiencia en las calderas (%).

Balance de condensado:

$$G_{atec} = \dot{m}_{pe} + \dot{m}_{calentador_t} + \dot{m}_{v_1} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.52)$$

$$G_{arep} = \dot{m}_{caldera} - G_{atec} \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (2.53)$$

$$\%H_2O = \frac{G_{arep}}{\dot{m}_{caldera}} * 100 \quad (2.54)$$

Donde:

G_{atec} : Condensados tecnológicos.

G_{arep} : Condensados tecnológicos.

$\%H_2O$: % de agua de reposición.

Balance de calor:

$$Q_{caldera} = \dot{m}_{caldera} * \lambda_v \left(\frac{kJ}{kg} \right) \left(\frac{kJ}{h} \right) \quad (2.55)$$

$$\lambda_v \left(\frac{kJ}{kg} \right) = 4.1868 * \lambda_v \quad (2.56)$$

$$\frac{Q_{caldera}}{3600} = (kW)$$

$$Q_{NT} = \dot{m}_{nt} * \frac{\lambda_{v_{esc}} * 4.1868 - \lambda_{H_2O_{sat}}}{3600} \quad (2.57)$$

$$Q_{Pot} = \dot{m}_{turbot} * \frac{\lambda_e - \lambda_s}{3600} \quad (2.58)$$

$$Q_{Otros} = \frac{\dot{m}_{caldera} * 0.07}{\lambda_{v_{otros}} * 3600} \quad (2.59)$$

$$Q_{Con} = G_{atec} * \frac{\lambda_{H_2O_{sat}}}{3600} \quad (2.60)$$

$$Q_{Perd} = Q_{caldera} - Q_{NT} - Q_{Pot} - Q_{Otros} - Q_{Con} \quad (2.61)$$

Donde:

$Q_{caldera}$: Calor generado en la caldera (kW).

Q_{NT} : Calor utilizado en necesidades tecnológicas(kW).

Q_{Pot} : Calor utilizado en los turbogeneradores(kW).

Q_{Otros} : Calor utilizado en otras funciones(kW).

Q_{Con} : Calor de los condensados(kW).

Q_{Perd} : Calor de pérdidas(kW).

Pérdidas en porciento:

$$\%PG = \frac{Q_{Perd}}{Q_{caldera}} * 100 \quad (2.62)$$

$$\%PP = \frac{Q_{NT}}{Q_{caldera}} * 100 \quad (2.63)$$

$$\%PPot = \frac{Q_{Pot}}{Q_{caldera}} * 100 \quad (2.64)$$

$$\%PO = \frac{Q_{Otros}}{Q_{caldera}} * 100 \quad (2.65)$$

$$\%PC = \frac{Q_{Con}}{Q_{caldera}} * 100 \quad (2.66)$$

Donde:

$\%PG$: % de Calor de pérdidas.

$\%PP$: % de Calor utilizado en necesidades tecnológicas.

PPot: % de Calor utilizado en los turbogeneradores.

PO: % de Calor utilizado en otras funciones.

%PC: % de Calor de los condensados

Eficiencia térmica general:

$$\eta_{tg} = \frac{Q_{caldera} - Q_{perd}}{Q_{caldera}} * 100 \quad (2.67)$$

Donde:

η_{tg} : Eficiencia térmica general (%).

2.4 Seleccionar base de datos y confirmar su fiabilidad

Se realizó una selección de datos del central azucarero Ciudad Caracas de acuerdo a la metodología propuesta. Se confirmó su fiabilidad con los expertos correspondientes al tema.

Base de datos:

Tabla 1 Leyenda. Fuente: Confección Propia 2020 (Excel).

Leyenda	
	Datos a cambiar
	Datos invariables
	Resultados en kg/h
	Resultados en t/d
	Otros resultados
	Resultados del balance de calor

Tabla 2 Datos para balance de masa. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Datos para BM	
Caña molida t/d	3683
Bagazo % caña	38,29
% de extracción molinos	94,8
Cachaza t/d	138,8
Hum del bagazo (%)	50,11
Brix Jugo mezclado	14,82
Brix Jugo clarificado	14,41
Brix meladura	64,28
Brix salida del 1 Pre-ev	18,4
Brix salida del 2 Pre-ev	24,3
Floculante (kg/d)	18,415

Tabla 3 Datos para cálculos de calentadores. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Calentadores	
Calentador # 1 (J Clarificado)	
Masa de J Clarificado Kg/h	141889,1
Cp (jc) (kcal/(kg°C))	0,919304
T (inic) °C	101
T (final) °C	108
P (vapor) Mpa	0,1
λ (vapor) kcal/kg	639
Coeficiente de pérdidas	1,05
Calentador # 2 (J Alcalizado) L-L	
Masa de J Alcalizado Kg/h	169493,5
Cp (ja) (kcal/(kg°C))	0,917008
T (inic) °C	45
T (final) °C	56
T (agua condensada) °C	98
λ (agua sat) kcal/kg	98,07
Calentador # 3 (J Alcalizado)	
Masa de J Alcalizado Kg/h	169493,5
Cp (ja) (kcal/(kg°C))	0,917008
T (inic) °C	56
T (final) °C	75
P (vapor) Mpa	0,06
λ (vapor) kcal/kg	633,77
Calentador # 4 (J Alcalizado)	
Masa de J Alcalizado Kg/h	169493,5
Cp (ja) (kcal/(kg°C))	0,917008
T (inic) °C	75
T (final) °C	102
P (vapor) Mpa	0,1
λ (vapor) kcal/kg	639

Tabla 4 Datos para cálculos de Pre-evaporadores. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Pre- evaporador	
P (cal) Mpa	0,1
λ (cal) Kcal/kg	639
P(cuerpo) Mpa	0,06
λ (cuerpo) kcal/kg	633,77
Teb °C	103
Talim °C	108
Cuádruple efecto (Primer vaso)	
P (cal) Mpa	0,06
λ (cal) Kcal/kg	633,77
P(cuerpo) Mpa	0,01
λ (cuerpo) kcal/kg	617,34
n	4
Tb (1er vaso) °C	105
T alim °C	103

Tabla 5 Datos para cálculos de los tachos. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Tachos	
Tacho # 1 (Masa A)	
V inic (m ³)	13,23
V final (m ³)	35,23
Bx1 (semilla B)	90,06
Bx2 (meladura)	64,28
Bx3 (masa A)	92,6
φ (volumen específico) kg/m ³	1450
t cocción (h)	1,6
Tacho # 2 (Masa B)	
V inic (m ³)	12,06
V final (m ³)	39,08
Bx1 (semilla C)	90,12
Bx2 (miel A)	62,08
Bx3 (masa B)	93,8
t cocción (h)	2,5
Tacho # 3 (Masa A)	
V inic (m ³)	16,99
V final (m ³)	59,42
Bx1 (semilla B)	89,8
Bx2 (meladura)	64,28
Bx3 (masa A)	93,08
t cocción (h)	2
Tacho # 4 (Ampliado)	
V inic (m ³)	10,03
V final (m ³)	30,73
Bx1 (ampliado)	90,5
Bx2 (miel B)	66,2
Bx3 (masa ampliado)	92,5
t cocción (h)	2
Tacho # 5 (Masa A)	
V inic (m ³)	12,06
V final (m ³)	36,22
Bx1 (semilla B)	90,06
Bx2 (meladura)	64,28
Bx3 (masa A)	92,75
t cocción (h)	1,6
Tacho # 6 (Masa C)	
V inic (m ³)	12,83
V final (m ³)	36,25
Bx1 (masa ampliado)	92,5
Bx2 (miel B)	66,2
Bx3 (masa C)	95,8
t cocción (h)	5
Coficiente de pérdidas	(ζ)
masa cocida A	1,1
masa cocida B	1,2
masa cocida C	1,3

Tabla 6 Datos para cálculos de los turbogeneradores. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Turbogeneradores	
Turbogenerador # 1	
N (producida) kw-h	4000
N (termodinámica)	0,697929
Ho	130,4
N (mec)	0,94
N (eléct)	0,95
N (tubo)	0,94
Pve (Mpa)	1,72
Tve (°C)	340
λ_e kcal/kg	745,4
Pvs (Mpa)	0,12
Tvs (°C)	130
λ_s kcal/kg	654,39
λ (ciclo adiabático ideal) kcal/kg	615
Turbogenerador # 2	
N (producida) kw-h	2500
N (eléct) kw-h	0,94

Tabla 7 Datos para cálculos de la caldera. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Caldera	
G (trabajo) kg/h	110000
G (otros) kg/h	7596,081
Coeficiente de pérdidas	1,1
T (gases) °C	230
m (relación de aire empleado)	1,5
P (caldera) Mpa	1,93
Tv (caldera) °C	350
λ_v (sobrec) kcal/kg	749,6
T (H ₂ O alimentada) °C	115
λ (agua sat) kca/kg	115,24
Coeficiente de pérdidas (α)	0,99
Coeficiente de pérdidas (β)	0,93
Coeficiente de pérdidas (γ)	0,93

Tabla 8 Datos para cálculo de balance de calor. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Balance de calor	
Q (caldera)	
λ_v (sobrec) kj/kg	3138,425
Q NT	
Pv (escape) Mpa	0,1
λ_v (escape) kj/kg	2675,365
λ H ₂ O (sat) kj/kg	417,46
Q (Pot)	
λ_e kj/kg	3120,841
λ_s kj/kg	2683,5
Q (otros)	
Pv (otros) Mpa	0,12
λ_v (otros) kj/kg	2683,5
Q (cond)	
T H ₂ O (cond) °C	98
λ H ₂ O (sat) kj/kg	410,61

2.5 Conclusiones del capítulo

- Se realizó un estudio y análisis de las principales metodologías para balances energéticos, de las cuales se detectaron diferentes deficiencias como es la ausencia de cálculos en el generador de vapor.
- Se estudió los principales softwares utilizados en Cuba, para utilizarlos como base en la confección de un Excel donde está montado la metodología propuesta, los cuales son muy engorrosos de trabajar y los más modernos a nivel mundial son muy costosos.
- Se confeccionó una metodología para el cálculo de balances energéticos en centrales azucareros, siendo la misma práctica y válida en cualquier central, en la cual se analizan todas las áreas del central siendo esta una deficiencia de las otras.
- Se seleccionó una base de datos de un central azucarero para la revisión práctica de la metodología propuesta.

Capítulo 3. Análisis de resultados y valoración de fiabilidad

Introducción al capítulo

Luego de haber elaborado una metodología para el balance energético de centrales azucareros, se seleccionó una base de datos para confirmar su fiabilidad. Los datos seleccionados en el capítulo anterior fueron montados en el Excel para facilitar su manejo y desarrollándose así la metodología elaborada, incluyendo, además, la evaluación económica de los resultados obtenidos.

En este proceso, el consumo de potencia y de energía térmica depende de muchas variables, como son: la variedad de caña, porcentaje de fibra, tipo de cosecha de caña, contenido de materia extraña, limpieza de la caña, grado de imbibición (%), tipo de turbinas y motores eléctricos, presión y contrapresión de trabajo en turbogeneradores y turbinas de mando, tipo de equipos y esquema de evaporación-calentamiento, tipo de tachos y sistema de cocimientos, tipo de equipos y sistema de vacío usado, refinería, destilería y deshidratadores, utilización del tiempo hábil de molienda, tipos de calderas y de combustibles utilizados, fundamentalmente.

El autor de esta investigación agrega, que la preparación de la caña debe ser otro factor a considerar, por su incidencia en el tamaño con que saldrá el bagazo para alimentar los hornos, así como, la frescura de la caña entrada a fábrica, por la incidencia que tiene sobre la viscosidad de los jugos y la formación de oligómeros y polímeros que retardan a su vez la velocidad de cristalización, aumentando los tiempos de proceso y por ende, el consumo; como también, y no menos importante, la disciplinas tecnológica, muy pocas veces considerada en los análisis, pero en la práctica, uno de los principales elementos de consumo energético, sobre todo, en el proceso de evaporación y cocción.

En proceder sistemático dentro del proceso de producción, cualquier ahorro de vapor que se realice, conducirá a una disminución de la extracción de vapor en la turbina y por lo tanto contribuirá a que ésta opere con mayor eficiencia en la generación de energía eléctrica (Alderetes, 2016).

3.1 Resultados de la corrida de la metodología creada en Excel.

El balance fue realizado utilizando datos reales del Central Azucarera Ciudad Caracas como ya se ha dicho, un Excel, procediéndose en arreglo a que establecido en la metodología elaborada en el capítulo anterior. En una de las hojas del Excel se encuentra todos los datos y las fórmulas y en la otra el esquema del central azucarero.

Resultados del balance:

Para una mejor comprensión de los resultados, se hace necesario antes de mostrar los mismos, declarar que la variable de demanda, según la metodología implementada, está representa en el Excel por las letras D o G, respectivamente y el flujo que se elimina por $\dot{m}$; y además, una leyenda a incluir según la gama de colores utilizados y que es:

Tabla 1 Leyenda. Fuente: Confección Propia 2020 (Excel).

Leyenda	
	Datos a cambiar
	Datos invariables
	Resultados en kg/h
	Resultados en t/d
	Otros resultados
	Resultados del balance de calor

3.1.1 Balances de masas

Según los datos primarios utilizados para el balance, los cálculos son los siguientes:

Tabla 9 Resultado de cálculos de balance de masa 1. Fuente: Confección

Propia 2020(Excel).

Cálculo de la cantidad de bagazo	
Masa de bagazo (t/d)	1 410,22
Masa de bagazo (kg/h)	58 759,20
Calculo de la cantidad de Jugo en molinos	
Masa de jugo en molinos (t/d)	3 491,484
Masa de jugo en molinos (kg/h)	145 478,50
Cálculo del agua de imbibición	
Agua de imbibición (t/d)	1 218,75
Calculo de la cantidad de jugo de filtros	
Jugo de filtros (t/d)	523,72
Calculo de Jugo mezclado	
Jugo Mezclado (t/d)	4 015,21
Jugo Mezclado (kg/h)	167 300,28

Tabla 10 Resultado de cálculos de balance de masa 2. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Cálculo de la cantidad de jugo alcalizado	
m (Jugo alcalizado) t/d	4 067,84
m (Jugo a calentadores 2,3,4) kg/h	169 493,45
Balance total en el clarificador	
m (jugo que entra al clarificador) t/d	4 067,86
Balance total en el filtro	
Lodo (t/d)	662,52
Cálculo de la masa de jugo clarificado	
m (Jugo claro) t/d	3 405,34
m (Jugo claro) kg/h	141 889,11
m(jugo al calentador 1)	141 889,11
Balance Parcial en el 1 Pre-Evaporador	
Jugo a la salida (kg/h)	111 120,76
Balance Parcial en el 2 Pre-Evaporador	
Jugo a la salida (kg/h)	84 140,83

3.1.2 Cálculos de consumo de vapor

Según la información resultante de los cálculos anteriores, se procedió a calcular el consumo de vapor en los calentadores:

Tabla 11 Resultado de cálculos de consumo de vapor en calentadores. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Cálculo de consumo de vapor en calentadores	
G (Cal 1) kg/h	1 500,36
G (Cal 2) (Agua condensada) kg/h	18 305,10
G (Cal 3) kg/h	4 892,57
G (Cal 4) kg/h	6 895,70
G (total de calentadores) kg/h	13 288,63

Tabla 12 Resultado de cálculos de consumo de vapor en Pre-Evaporadores.

Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Balance Total en los Pre-Evaporadores	
Vapor Producido = Ext (kg/h)	57 748,28
Calculo del consumo de vapor en el Pre	
Cp (jc)	0,92
G (pre-evap) kg/h	59 067,73
Calculo del consumo de vapor en el 1er vaso	
Cp (j entrada)	0,86
Evaporación total (Vt)	52 332,77
G=S (1er vaso) kg/h	13 492,35
Economía	3,88

Tabla 13 Resultado de cálculos de consumo de vapor en los tachos. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Cálculo de consumo de vapor de los Tachos	
Tacho # 1	
P (inic) kg	19 183,50
W (inic) kg	526,20
P (final) kg	51 083,50
P (mat) kg	45 196,23
W (mat) kg	13 822,43
G (tacho1) kg/h	9 864,69
Tacho # 2	
P (inic) kg	17487
W (inic) kg	686,06
P (final) kg	56 666
P (mat) kg	58 161,05
W (mat) kg	19 668,11
G (tacho2) kg/h	9 770
Tacho # 3	
P (inic) kg	24 635,50
W (inic) kg	868,12
P (final) kg	86 159
P (mat) kg	87 831,40
W (mat) kg	27 176,0267
G (tacho3) kg/h	15 424,27968
Tacho # 4	
P (inic) kg	14 543,50
W (inic) kg	314,45
P (final) kg	44 558,50
P (mat) kg	41 500,01
W (mat) kg	11 799,46
G (tacho4) kg/h	7 874,06
Tacho # 5	
P (inic) kg	17 487
W (inic) kg	507,17
P (final) kg	52 519
P (mat) kg	49 816,09
W (mat) kg	15 291,26
G (tacho5) kg/h	10 861,42
Tacho # 6	
P (inic) kg	18 603,50
W (inic) kg	640,83
P (final) kg	52 562,50
P (mat) kg	48 215,72
W (mat) kg	14 897,55
G (tacho6) kg/h	4 039,99
G (total de tachos) kg/h	57 834,41

Tabla 14 Resultado de cálculos de consumo de vapor en los turbogeneradores.

Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Cálculo de consumo de vapor en los turbogeneradores	
G (Turbogenerador 1) kg/h	45 028,76
G (Turbogenerador 2) kg/h	28 442,37
G (Total de Turbogeneradores) =G(mp) kg/h	73 471,13

Tabla 15 Resultado de cálculos de consumo de vapor en necesidades tecnológicas. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Consumo de vapor de necesidades tecnológicas	
G (NT) kg/h	67 463,79
Consumo de vapor por válvula reductora	
G (VR) kg/h	18 471,04
%G (VR)	17,02

3.1.3 Resultados de los cálculos pertinentes al generador de vapor

Tabla 16 Resultado de cálculos de vapor generado en la caldera. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Vapor generado en la caldera	
G (Caldera) kg/h	108 515,45
VCN (Valor Calórico Neto) kcal/kg	1 819,67
Qp (calor sensible en los gases) kcal/kg bag	342,20
Qrecup kcal/kg bag	1 265,08
Qn (Calor necesario para obtener 1 kg de vapor)	634,36
IG (índice de generación) kgv/kg bag	1,99
VCS (Valor calórico superior) kcal/kg	2 294,94
η_{cal} (Eficiencia total de las calderas) %	55,13
Vpsm (vapor producido según la molida) kgv/h	117 181,38
Vpsm (vapor producido según la molida) t/h	117,18
Bq (bagazo quemado) kg/h	54 413,77
Bq (bagazo quemado) t/h	54,41
Bs (bagazo sobrante) kg/h	4 345,43
η_{cal} (Eficiencia en las calderas) %	69,52

Tabla 17 Resultado de cálculos de balance de condensado. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Balance de condensado	
Ga (tec) kg/h	104 153,80
Ga (reposición) kg/h	4 361,65
% H ₂ O (reposición)	4,02

Tabla 18 Resultado de cálculos de balance de calor. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Balance de calor	
Q (caldera) kj/h	340 567 614,20
Q (caldera) kj/s = kW	94 602,12
Q NT kj/h	152 326 834,90
Q NT kj/s = kW	42 313,01
Q (Pot) kj/h	32 131 918,26
Q (Pot) kj/s = kW	8 925,53
Q (otros) kj/h	20 384 083,67
Q (otros) kj/s = kW	5 662,25
Q (cond) kj/h	42 766 590,65
Q (cond) kj/s = kW	11 879,61
Q (Pérd) kj/s = kW	25 821,72

Tabla 19 Resultado de cálculos de pérdidas en %. Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Pérdidas en %	
% Pérdidas generales	27,30
% Pérdidas en proceso	44,73
% Pérdidas de potencia	9,433
% Pérdidas de otros	5,99
% Pérdidas en condensados	12,56

Tabla 20 Resultado de cálculos de eficiencia térmica general %. Fuente:
Confección Propia 2020(Excel).

Eficiencia térmica general %	72,71
-------------------------------------	--------------

3.2 Análisis de resultados

Una vez efectuados los cálculos anteriores, corresponde ahora el análisis de estos resultados, lo cual se muestra a continuación:

Tabla 21 Resultado de cálculo de bagazo sobrante % bagazo disponible.

Fuente: Confección Propia 2020(Excel).

Parámetro	Valor	Unidad
Bagazo sobrante % bagazo disponible	7.40	%

De acuerdo a los resultados presentados, en condiciones normales de operación del ingenio, es necesario disponer de cierta cantidad de bagazo sobrante para operar durante paradas que se producen habitualmente durante la molienda, las que pueden oscilar entre 2 y 3 horas de duración (en ocasiones mucho más, dependiendo de la causa). En Cuba el sobrante de bagazo se comporta en un intervalo del 15–30 % (Victoria, 2009) , situándose este valor por debajo de los parámetros establecidos. Por otra parte, el consumo vapor de la fábrica debe oscilar entre 40 y 60 t de vapor/100 t de caña (Rein, 2006). Este depende fundamentalmente de la estabilidad en el consumo promedio de vapor de baja presión en los tachos y la potencia instalada de los turbogeneradores, pues los equipos de mayor potencia tienen menor consumo específico, expulsándose vapor a la atmósfera. (Rein, 2006; Victoria, 2009).

Por ninguna razón se debe permitir la expulsión de este vapor a la atmósfera, por representar una pérdida tanto de energía como de agua. Como estrategia de trabajo, para evitar las fluctuaciones en la estación de tachos, es recomendable pasar vapor directo por la reductora de alta, pues es más ventajoso económicamente que compensar estas fluctuaciones de presión de vapor en los turbogeneradores. Sin embargo, ello no permite aprovechar al máximo la capacidad de los turbogeneradores para realizar trabajo. Como se puede

apreciar, esta metodología facilita este tipo de análisis y, además, la comparación con los parámetros norma establecidos.

La metodología permite un análisis detallado de los principales indicadores de un central azucarero, evitando cálculos innecesarios. Los comportamientos de los equipos tecnológicos se pueden saber con exactitud siempre que se haga una correcta selección de datos, según el área de trabajo. Con respecto a las demás metodologías, la elaborada en esta investigación, permite saber el comportamiento del generador de vapor y su eficiencia, tanto interna como respecto al vapor enviado a la producción de azúcar y generación de energía eléctrica. Siendo esto último, identificado como una debilidad de las demás metodologías existentes que se analizaron. Como factor adicional a favor de la misma, está el hecho de que al estar estructurada operativamente sobre un Excel, resulta de fácil operacionalización, sin exigir un alto grado de especialización para ello y además, permite una adecuada exactitud en los cálculos, así como, una mayor facilidad de trabajo y rapidez en la obtención de resultados.

3.3 Desarrollo de la evaluación económica de los resultados obtenidos

Hoy en día, un central azucarero no se considera económica y tecnológicamente factible, si no genera suficiente vapor y energía eléctrica para sí mismo y para comercializar, siendo esta última una potencial fuente de ingreso para estas industrias, lo que sumado a su autonomía energética y la contribución que hacen a una producción renovable y más limpia de la energía, las hace mucho más atractivas; las bioenergéticas como tecnología están abriendo es este sentido, nuevos caminos por lo que Cuba está empezando a transitar.

Desde el anterior posicionamiento y tomado como base los resultados anteriormente obtenidos, se realizará un análisis de la factibilidad económica del central azucarero en la generación de electricidad. El principal objetivo de este análisis se enfocará al efecto económico de la venta de energía eléctrica al Sistema Electro Energético Nacional (SEN), sin tomar en cuenta en este análisis, los ingresos por el azúcar y el alimento animal vendidos.

El central azucarero vende la energía eléctrica a $0.24 \frac{\$}{kWh}$ rigiéndose por la Resolución (Minas, 2019).

3.3.1 Generación de electricidad de las turbinas

Trabajo realizado por una turbina:

$$W = H_1 - H_2 \quad (3.1)$$

Donde:

W : Trabajo de la turbina

H_1 : Entalpía del vapor a la entrada de la turbina.

H_2 : Entalpía del vapor a la salida de la turbina.

Nota: los valores de H_1 y H_2 se determinaron mediante el Diagrama de Mollier (Anexo 1), bajo las condiciones de presión y temperatura del vapor a la entrada y salida del turbogenerador.

Resultado:

Convección:

$$1 \text{ cal} = 4.187 \text{ J}$$

Turbina # 1:

$$W = 3\,120.84 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 2\,739.80 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 381.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Turbina # 2:

$$W = 3\,120.84 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 2\,739.80 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 381.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Energía eléctrica producida por el turbogenerador:

$$E_{turbo} = W_{turbo} * \dot{m}_{turbo} * N_t * N_{mec} * N_{elec} * N_{tubo} \quad (3.2)$$

Energía eléctrica producida por el turbogenerador 1:

$$E_{turbo1} = W_{turbo1} * \dot{m}_{turbo1} = 381.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} * 12.51 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 4\,766.81 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 4\,766.81 \text{ kW}$$

$$E_{SIGE1} = E_{turbo1} * N_t * N_{mec} * N_{elec} * N_{tubo} = 4\,766.81 \text{ Kw} * 0.59 = 2\,812.42 \text{ kW}$$

Energía eléctrica producida por el turbogenerador 2:

$$E_{turbo2} = W_{turbo2} * \dot{m}_{turbo2} = 381.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} * 7.90 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 3\,010.22 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 3\,010.22 \text{ kW}$$

$$E_{SIGE2} = E_{turbo2} * N_t * N_{mec} * N_{elec} * N_{tubo} = 3\,010.22 \text{ Kw} * 0.59 = 1\,776.03 \text{ kW}$$

Energía eléctrica producida por los turbogeneradores:

Nota: asumiendo que las zafras están programadas para una duración de 120 días y que cada 11 día se debe realizar una parada de 1 día de mantenimiento, a esto se le adiciona un 5% de paradas de emergencia y que los equipos analizados trabajan las 24h sin parar. Lo que da un total aproximado de 2 472 h de trabajo efectivo por zafra.

$$E_{total\ producida} = (E_{SIGE1} + E_{SIGE2}) * horas\ de\ trabajo(2\ 472) = 4\ 588.45\ kW * 2472\ h = 11\ 356\ 413.8\ kWh \quad (3.3)$$

3.4 Energía eléctrica consumida en la producción de azúcar

Generalmente en Cuba la norma de molida día se expresa en (@) / día. Ejemplo es común la capacidad de 350 000 @/día para ingenios de mediana capacidad. Para llevarla a toneladas/horas, te basas en que 1 @=25 libras y una tonelada métrica es 1000 kg= 2200 lb. Por lo que 1 tonelada = 88 @.

Si se tiene la capacidad de molida del central analizado que es 3 683 t/d entonces:

$$\frac{3\ 683\frac{t}{d}}{24} = 153.46\frac{t}{h}$$

Como plantea (Hugot, 1986) se tiene que el Central azucarero consume como promedio 20 HP/THC, multiplicando la molida horaria por este índice se tiene:

$$E_{producción} = 153.46\frac{t}{h} * 20\frac{HP}{t} = 3\ 069.20\ HP = 2\ 288.70\ kW \quad (3.4)$$

Este valor es el consumo del Central azucarero como tal, según la potencia instantánea demandada

$$I_{ahorro} = E_{producción} * horas\ de\ trabajo(2\ 472)\ h * 0.24\frac{\$}{kWh} \\ = 1\ 357\ 839.94\ \$ \quad (3.5)$$

3.5 Energía eléctrica vendida al SEN

$$I_{venta} = (E_{total\ producida} - E_{producción}) * 0.24\frac{\$}{Kwh} \\ = (11\ 356\ 413.8\ kWh - 5\ 657\ 666.40\ kWh) * 0.24\frac{\$}{kWh} \\ = 5\ 698\ 747.40\ kW * 0.24\frac{\$}{kWh} = 1\ 367\ 699.38\ \$ \quad (3.6)$$

3.6 Efecto económico total del Central azucarero por generación de energía eléctrica (consumo propio más venta)

$$I_{Total} = I_{venta} + E_{producción}(Ahorro) = 1\ 367\ 699.38\ \$ + 1\ 357\ 839.94\$ \\ = 2\ 725\ 539.32\ \$ \quad (3.7)$$

3.7 Conclusiones del capítulo

- La implementación de la metodología propuesta, evidenció las ventajas que presenta para el balance energético de una Central azucarero, respecto a las que fueron analizadas de las existentes en la bibliografía consultada.
- Se demostró la viabilidad operacional de estructurar en un Excel, los cálculos que se implican en la implementación de la metodología propuesta.
- La metodología propuesta permite el análisis por áreas de operación y el cálculo del efecto económico por ventas de energía eléctrica y, además, el efecto económico total (insumos propios más ventas) facilitando una mejor visión integral de la gestión productiva de un Central azucarero durante una campaña o zafra y desde ello, la toma de decisiones, incluida la dimensión ambiental.

CONCLUSIONES

La implementación de la metodología elaborada permite un análisis detallado de los principales indicadores de un central azucarero, evitando cálculos innecesarios, donde el comportamiento de los equipos tecnológicos se puede evaluar con exactitud siempre que se haga una correcta selección de datos, según el área de trabajo.

Como ventajas de la metodología elaborada, respecto a las analizadas se constató que:

- Permite saber el comportamiento del generador de vapor y su eficiencia, tanto interna como respecto al vapor enviado a la producción de azúcar y generación de energía eléctrica.
- Al estar estructurada operativamente sobre un Excel, resulta de fácil operacionalización, sin exigir un alto grado de especialización para ello y, además, permite una adecuada exactitud en los cálculos, así como, una mayor facilidad de trabajo y rapidez en la obtención de resultados.

Para una zafra de 120 días y bajo condiciones normales de funcionamiento técnico-operativo, se pueden lograr ingresos por la venta de energía eléctrica al SEN, ascendente a 1 367 699.38 \$ y un efecto económico total (consumo propio más venta) equivalente a 2 725 539.32 \$.

Referencias

- Alderetes, C. O. (2016). *Calderas a bagazo: Proyecto, operación y mantenimiento*. Buenos Aires, Argentina.
- Arocha, L. A. (2016). *Evaluación y propuestas de mejoras del esquema termo energético de la Unidad Empresarial de Base "Carlos Baliño"* (Tesis de grado). Universidad Central "Marta Abreu de Las Villas", Villa Clara, Cuba.
- Bastida, F. E. (2016). *Potencialidades de mejoras de los esquemas térmicos de la provincia de Cienfuegos. Caso de estudio CAI Ciudad Caracas* (Tesis de grado). Universidad de Cienfuegos, Cienfuegos, Cuba.
- Bustos, C. (2006). Universidad e Innovación. *Revista Venezolana de Sociología y Antropología* 16 (45), 256-267.
- Carreño, D. D. (2016). *Potencialidades de mejoras en los esquemas térmicos de los centrales azucareros de la provincia de Cienfuegos. Caso de estudio central Antonio Sánchez*. (Tesis de grado). Universidad de Cienfuegos, Cienfuegos, Cuba.
- Chou, C., & Chen, J. (1993). *Cane Sugar Manufacturers and their chemists*. Nueva York, Estados Unidos: John Wiley & Sons.
- Dueñas, J. A. (2017). *Herramientas útiles para la evaluación de la eficiencia del proceso de producción de azúcar de un central azucarero* (Tesis de grado). Universidad de Matanzas. Matanzas, Cuba.
- Faife, R. C. (2017). *Evaluación del desempeño energético de la UEB Central azucarero "Heriberto Duquesne", relativo a los requisitos de la NC ISO 50001* (Tesis de grado). Villa Clara, Cuba: UCLV.
- GTI, G. (2019). *Catálogo de servicios GTI*. Madrid, España: Recuperado de: <http://www.gti-group.com.mx/>.
- Hugot, E. (1986). *Handbok of the cane Sugar Engineering*. Amsterdam, Holanda: Elsevier Science Publishers.
- Keennan, J., & Keyes, F. (1988). *Steam Tables*. Massachusetts, Estados Unidos: Massachusetts Institute of Technology.
- Minas, M. d. (2019). *Resolución 345 de la Gaseta Oficial de la República de Cuba*. La Habana: Recuperado de: www.gacetaoficial.gob.com.

- Morales, L. F. (2017). *Evaluación energética y de la seguridad tecnológica ambiental en el central azucarero “Carlos Baliño”* (Tesis de grado). Universidad Central “Marta Abreu de Las Villas”, Villa Clara, Cuba:.
- Motito-Legrá, J. (2016). *Estudio energético en la UEB Central Paquito Rosales de la provincia Santiago de Cuba*. (Tesis de grado). Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, Cuba.
- Órgano Central del Partido Comunista de Cuba. (2017). *Lineamientos de la Política Económica y Social del Partido y la Revolución para el período 2016-2021*. La Habana, Cuba.
- Peñaranda, J. (2010). *Procesos de elaboración de azúcar*. Cali, Colombia: Univesidad de Cali.
- Rein, P. (2006). *Cane Sugar Engineering*. Londres, Inglaterra: Verlag Dr. Albert Bartens KG pp.
- Rein, P. (2007). *Cane Sugar Enginereering*. Berlin, Alemania: Bartens.
- Rein, P. (2012). *Ingeniería de la caña de azúcar*. Berlin, Alemania: Bartens.
- Riellieux, R. (1850).
- Silvia, M. M. (2013). *Balance Energético en la UEB Central Azucarero Urbano Noris* (Tesis de grado). Universidad de Holguin, Holguin, Cuba.
- SIMEX. (2019). *Catálogo de secadoras para azúcar*. Brasília, Brasil. Recuperado de: <http://www.simexbrazil.com.br/es/secadores-de-azucar/>.
- Smidth, F. (2019). *Catálogo Fletcher Filtros Dorr Oliver Eimco*. Nueva York, Estados Unidos: Recuperado de: <http://www.directindustry.es/prod/flsmidth-dorr-oliver-eimco/product-62016-1488901.html>.
- STATES, W. (2019). *Catálogo de centrífugas para azúcar*. Nueva York, Estados Unidos: Recuperado de: <http://esp.westernstates.com/azúcar>.
- Vaz., C., Stamile, S., & Silva, J. D. (2019). *Clarificación de meladura por flotación. Informe técnico de Engenho Novo* (Tesis de grado). Brasília, Brasil: Recuperado de: <http://www.engenovo.com.br/es/artigostecnicos/fxc.pdf>.
- Victoria, H. E. (2009). *El análisis de procesos y el empleo adecuado de la energía en la producción de azúcar crudo y electricidad en ingenios cubanos*. Matanzas, Cuba: Editorial Universitaria.
- Vidal, J. (2013). *Sistemas Térmicos: Introducción a los Sistemas de Vapor*. Cali, Colombia: Universidad Autónoma de Occidente.

EcuRed. (20 de 3 de 2020). Ingenio Azucarero. www.edured.cu-ingenio-azucarero

Anexos

800

30 Electricidad

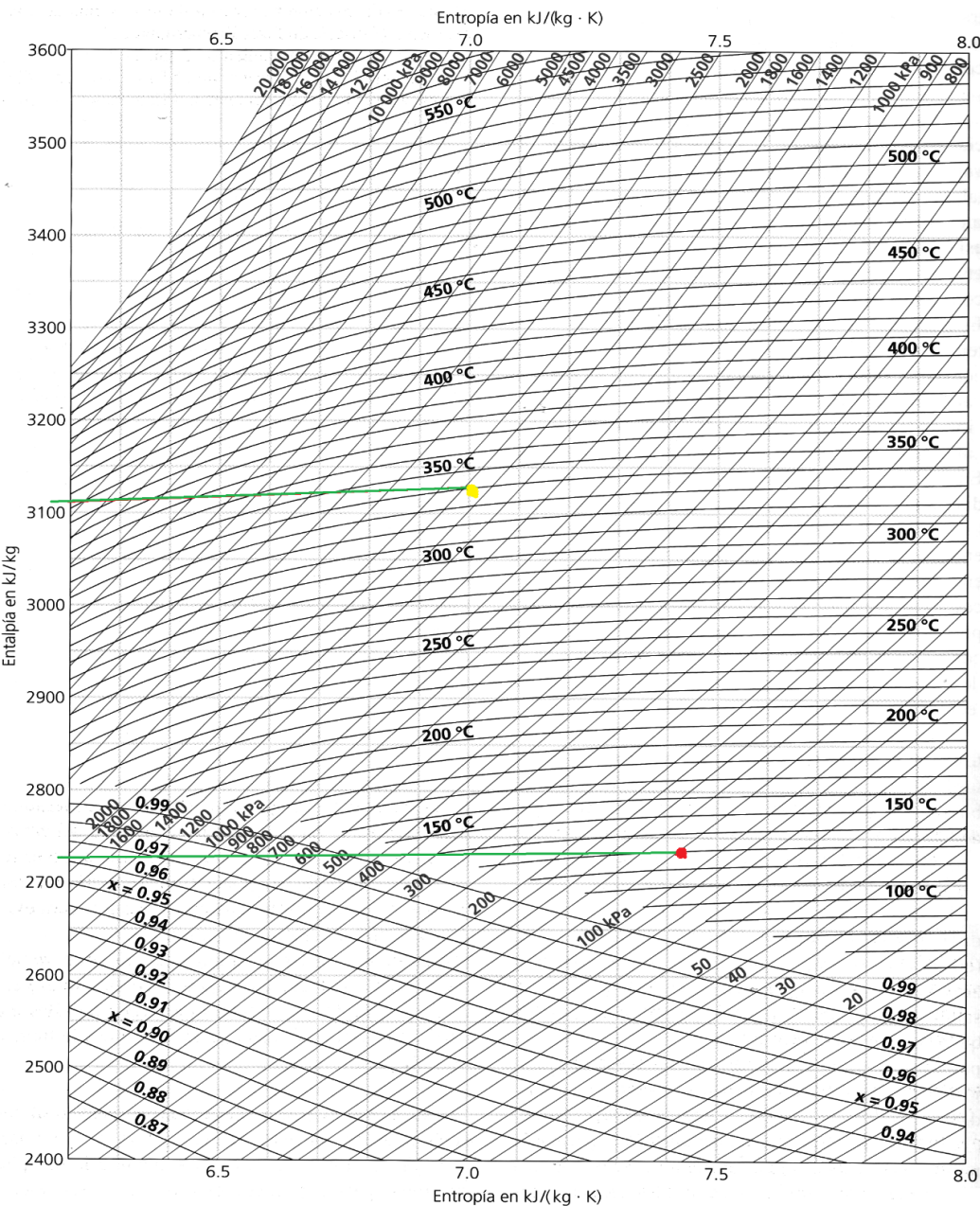


Figura 30.2: Diagrama de Mollier

Anexo No1. Diagrama de Mollier. Fuente: (Rein, 2012).