

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

del proceso de extracción de aceite de palma

POWER INTEGRATION

of the Palm Oil Extraction Process

AUTOR



Edgar F. Castillo Monroy

Director del Centro de Estudios
e Investigaciones Ambientales -
CEIAM
Universidad Industrial de Santander
ecasrillo@uis.edu.co

Palabras CLAVE

Aceite de palma,
Análisis Pinch, Integración
energética, HEN.

Palm oil mill, Pinch analysis,
Heat integration, HEN.

Editado por Fedepalma.

RESUMEN



En este artículo se abordan dos temáticas principales: la primera hace referencia a la Auditoría Energética del proceso de extracción de aceite de palma africana, basada en el trabajo de campo desarrollado en conjunto por la UIS y Cenipalma sobre una muestra de tres plantas extractoras. En esta parte se determinan los índices energéticos de consumo de vapor y se comparan dichos índices para cada una de las plantas analizadas, teniendo en cuenta que todas ellas tienen diferentes capacidades de procesamiento diario. Los resultados de campo muestran que todos los procesos tienen unas pautas de consumo muy similares, independientemente del tamaño de la unidad, resaltándose que cerca del 60% del consumo de energía térmica de este proceso se presenta en las etapas de esterilización y digestión. La segunda parte se centra en la determinación de la topología de la Red de Intercambio de calor que es factible de implementar en este proceso. Se aplicaron en tres plantas extractoras de aceite de palma en Colombia procedimientos basados en conceptos termodinámicos que generalmente se conocen como Análisis Pinch, que garantizan niveles mínimos de energía en el diseño de sistemas integrados. Este trabajo describe el diseño del sistema global de energía compuesto por las interacciones entre la red de intercambio de calor y el sistema de servicios industriales, utilizando una combinación de análisis Pinch y algoritmos genéticos (AG). Se inicia con el diseño de la Topología del sistema mediante síntesis con eficiencia energética, seguido de la optimización de la temperatura Pinch para el costo de capital. La optimización de las condiciones de operación de las plantas extractoras de aceite de palma se logra exitosamente mediante AG. El enfoque global logró reducir la producción de vapor en la caldera de $409 \cdot \text{kg}/\text{To}_{n_{\text{FFB}}}$ a $380 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; $451 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$ a $407 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; $303 \cdot \text{kg}/\text{To}_{n_{\text{FFB}}}$ a $274 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; respectivamente para cada planta extractora. Lo cual podría tener un gran impacto en la planeación de

la expansión de la planta en el caso donde la caldera existente ya estaba operando en plena capacidad y un aumento en la demanda de vapor haría necesario la compra de otra caldera. El esquema representó a un ahorro de 14,2%, 6,7% y 11,6% en el uso de agua.

SUMMARY

This paper is focused on two main topics concerned with palm oil extraction plants in Colombia: The first one, is a real Energy Assessment for three palm oil extraction plants, developed in join by CENIPALMA and UIS. The work comprises the experimental determination of the steam usage indexes, equipment by equipment, and the assessment of the boiler performance. The results showed that the main consumption of steam in the process (reaching about 60% of the total) is centered in the esterilisation and the digestion steps. The second topic treated in the paper, is focused on thermodynamically based procedures used for HEN (Heat Exchanger Network) design, generally summarized as Pinch Analysis (that guarantee minimum energy consumptions in the design of integrated systems). These techniques are apply to three industrials Palm Oil Mills in Colombia. This work describes the design of overall energy systems comprise by the interactions among heat exchanger networks and utility systems, utilizing a combination of Pinch analysis and genetic algorithms (GA). The topology of the system is first achieved by synthesis for energy efficiency and, second, the Pinch temperature level is optimized for capital cost. The optimization of the operating conditions set in palm oil mill is successfully carried out with GA. This optimal operating condition will ensure energy and mass recovery from the Palm Oil Mill's effluents. The total site approach has reduced boiler house steam raising from $409 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$ to $380 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; $451 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$ to $407 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; $303 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$ to $274 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; respectively for each palm oil mill. This could have a tremendous impact on factory expansion plans in a case where the existing boilers were already at full capacity and further increase in steam demand would necessitate the purchase of additional boiler plant. The scheme represented to a savings of 14,2%, 6,7% and 11,6% in water usage.



INTRODUCCIÓN

En primer lugar quiero agradecer la cordial invitación de Cenipalma y de Fedepalma a este evento tan importante, y luego de constatar el interés creciente que tiene el sector palmero por el sector energético, me parece importante empezar con la definición de la integración energética de este proceso.

Ya Electo dio una pista al hacer referencia a cogeneración, de manera que cuando se habla de oportunidades de generación tanto térmica como eléctrica debe contarse con una perspectiva básica, conformada por la herramienta de gerencia y la herramienta de planeación básica.

Para referirse a cualquier proyecto de inversión, cualquier proyecto MDL, cualquier proyecto de

expansión, lo primero con lo que se debe contar es con un conocimiento muy exacto de la línea base; en ese sentido, vale la pena ahondar un poco en la línea base que se relaciona con la parte de energía. ¿En qué nos vamos a basar?, en que mediante un estudio de campo efectuado sobre tres plantas extractoras en Colombia, fue posible conocer en detalle algo que cotidianamente no se maneja en el sector, como es para dónde va la energía.

El término auditoría es un término agresivo, porque a los ingenieros poco nos gusta que nos auditen, nos suena como a contraloría, a alguien que llega a importunarnos; y en realidad los auditores sí llegamos a importunar, pero no con el ánimo de ser jueces, sino con el fin de mirar y conocer el sector; en nuestra experiencia nos hemos llevado sorpresas muy interesantes, como lo es percibir que había variables



que nunca se habían medido y correlaciones que nunca se habían tenido en cuenta, incluso por gente que tenía mucho tiempo de trabajar en el sector.

Este documento tiene dos componentes:

1. Lo concerniente a la auditoría energética térmica del proceso, que se aborda al analizar los resultados de campo encontrados en el recorrido de campaña por tres plantas extractoras colombianas.
2. Lo que se puede hacer al respecto, cuál es la opción de integración energética.

La visión expresada por el Dr. Electo es una visión exógena al proceso; los bordes y volúmenes de control que él maneja miran el proceso como una gran caja; al mismo entra energía, de él sale energía, y consume vapor y agua; pero si se sigue manejando el concepto desde ese punto de vista, se le interpreta como una caja negra.

En esta visión, que complementa la anterior, el proceso lleva a cabo una revisión exhaustiva de cómo es el proceso y dónde está la energía. Aparentemente las dos cosas no deberían contradecirse, pero los resultados de campo muestran que cualquier intento de desarrollo de la energía en el sector debe partir del conocimiento básico de para dónde se está yendo la energía en el proceso. Es una verdad de Perogrullo, pero a veces lo evidente no es siempre lo más real.

AUDITORÍA ENERGÉTICA DEL PROCESO

Los resultados de campo que se obtuvieron pueden analizarse a partir de varias visiones; normalmente, el investigador sabe, y ello se lo enseñan en las universidades y pasa a formar parte de la práctica cotidiana, que debe registrar las condiciones de operación de los equipos; a veces no sabe por qué lo hace, pero se vuelve parte de la rutina; entonces registra los datos de presión, temperatura y flujo, muchas veces sin mayor análisis operacional.

En mi concepto, una de las cualidades que debería tener un ingeniero colombiano, habida cuenta de la poca instrumentación con que se cuenta en las plantas, y dado el poco tiempo disponible para los análisis de proceso, es la capacidad de manejar los datos del mismo proceso para hacer análisis operacional.

Ocurre que el análisis operacional que se realiza en las plantas de beneficio visitadas en la investigación es pobre; ello es así no porque no se tenga la capacidad de hacerlo bien, sino porque las responsabilidades del proceso involucran otras actividades que desvían la atención necesaria que debe tener un procesista; en consecuencia, no se realiza análisis operacional directo, debido a que las plantas extractoras colombianas tienen un bajísimo nivel tecnológico en lo concerniente al control y a la instrumentación.

Esos procesos no han sido bien instrumentados, además de corresponder, en su mayor parte, a una instrumentación de la generación de los años 50 y 60 del siglo pasado; de hecho, en la industria palmera colombiana es exótico en este momento tener traductores de presión, indicadores de nivel continuos y transmisores digitales. No es que no existan, la verdad es que algunas empresas los tienen, pero no es la práctica común.

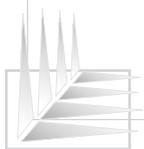
Al respecto, si se comparan los procesos de este sector con los de los azucareros y los petroleros, por ejemplo, la conclusión es que el nivel de instrumentación de los procesos de extracción de aceite en Colombia es muy bajo. Eso implica que muchas veces no se mida lo que se debe medir ni lo que interesa a los productores.

Surge entonces la pregunta: ¿qué interesa medir en el sector palmero colombiano?, y la respuesta es fundamentalmente económica; aquí se mide lo que rinda beneficios, y si el aceite produce dinero, pues se mide aquello que aporte información para mejorar los rendimientos; a título ilustrativo, si el aceite se escapa por el agua, entonces hay que medir el agua, pero si no hubiera aceite en el agua, no interesaría mucho alguna medición.

Ahora bien, si las tusas no se contaminaran con aceite, no habría debate acerca de cómo disminuir el porcentaje de recuperación de aceite; de modo que la visión que se tiene del proceso en Colombia está muy ligada a su rentabilidad, y se piensa “que la máxima rentabilidad, o posiblemente la única rentabilidad, es el aceite”. Es por ello por lo que cuando se habla de balances en materia de energía, siempre se está enfocando a balances en materia de energía dirigidos a la producción de aceite.

En este trabajo experimental se concluyó que la única medida posible no es necesariamente la del aceite; es posible, por ejemplo, medir consumos de vapor, y para esos ejercicios, lo común en Colombia es que la instrumentación sea pobre, se utilizan platinas de orificio que no han sido sometidas a mantenimiento; lo máximo que se encuentra es un manómetro, son muy escasos los medidores de caudal como el corioli, que es magnético.

No solamente la biomasa puede llegar a tener un valor comercial importante, también los excedentes líquidos del proceso.



Como tener el control del distribuidor de vapor del cabezal de presión es una actividad relegada de tipo manual, entonces el registro de las condiciones de presión de equipos es generalmente también manual; de otro lado, cuando se tiene algún tipo de instrumentación, el mismo es de tipo supervisorio, es decir solo se utiliza para coleccionar datos del proceso; todo lo anterior permite concluir que

existe una dificultad muy grande para calcular los índices energéticos reales y, consecuentemente, determinar los potenciales de ahorro que puede tener el proceso.

Los diagnósticos se pueden dividir en dos categorías: la primera se llama de primer grado y es la que realmente se hace en proceso; la realiza el procesista, y en últimas no sirve para tomar decisiones en cuanto al destino de la energía; la de segundo grado sí cumple esa función. Y en la jerga técnica del auditor, se habla entonces de análisis detallados de registros históricos, que incluyen información sobre volúmenes, y consumos específicos de energía, datos que sirven para la comparación con el diseño.

Los equipos tienen una multiplicidad de tecnologías y estados de conservación diferentes; la muestra de

estudio se basó en tres plantas, aunque hay muchas más disponibles. Las escogidas tenían tamaños muy diferentes; en términos de toneladas de RFF por hora, tenían 17, 21 y 40, respectivamente, con lo cual se dispuso de un espectro diferente; y pese a que los componentes tecnológicos básicos son los mismos, se puede apreciar que hay componentes de esterilización, de cocción, de digestión, y de clarificación.

En cada etapa del proceso se han realizado adecuaciones tecnológicas particulares, lo que permite entonces que el esquema básico del proceso se mantenga, y al mismo tiempo reconocer que hay particularidades y condiciones específicas en cada planta extractora que deben ser tenidas en cuenta a la hora de analizar cómo se utilizan eficientemente las condiciones de diseño.

Se aplicó entonces la metodología a la zona de calderas, a la zona de generación de biomasa, a los motores eléctricos y a la operación unitaria que existe dentro del proceso, y se observaron los efluentes como fuente de energía. Para los procesistas los efluentes son otro problema, pues cuando son líquidos van a las lagunas, mientras los efluentes gaseosos van a la atmósfera; por su parte, los efluentes sólidos, y al respecto hay un debate, son transformados en energía como fertilizantes para el suelo, como gases para utilizarlos en una turbina. La cuestión es el destino que se les debe dar a los excedentes; por ejemplo, ¿qué se hará con la biomasa?

Téngase en cuenta que no solamente la biomasa puede llegar a tener un valor comercial importante, también los excedentes líquidos del proceso; de manera que, desde el punto de vista conceptual, el proceso empieza a ser desglosado como una zona de calderas, un distribuidor de vapor, un cabezal de vapor bastante primario, la zona de extracción, la zona de esterilización, la digestión, algunos decantadores y zonas de palmistería.

Entre los objetivos se busca establecer metas de ahorro de energía; en esas circunstancias, el diagnóstico se entiende como una herramienta de planeación estratégica de la producción, eso hay que dejarlo muy en claro; y esta herramienta no sirve para controlar el día a día del proceso. Por ejemplo, una



auditoría energética no se hace todos los días, es compleja, costosa, e implica una radiografía o un momento del estado actual del proceso, con el objeto de que se pueda tomar decisiones.

En ese proceso de toma de decisiones, mientras más acervo de conocimiento se tenga, disminuye la probabilidad de cometer errores, aunque debe recordarse que el riesgo aumenta la posibilidad de equivocarse en las decisiones; de modo que si se minimiza la posibilidad de error, es porque se está maximizando el conocimiento del proceso.

Valga entonces reflexionar para que, si se quiere hablar de integración energética y de cambios fundamentales en la orientación del proceso, es necesario conocerlo primero muy en detalle, mirar lo que se tiene en el momento y, luego de dominarlo, buscarle variantes y mejoramientos, pero sin atropellarlo, porque lo que se estaría afectando serían las secuencias lógicas del conocimiento.

METODOLOGÍA

En la metodología empleada el sistema de calderas la base fueron códigos ASME, específicamente en protocolos PTC 4.01, que posibilitan dos métodos para la evaluación de pérdidas: el directo y el indirecto. En el primero se mide cuál es la cantidad de vapor que produce, cuál es la entalpía del vapor que produce y, con el consumo de combustible se suma la eficiencia que tiene la caldera, es lo más directo, aunque lo más directo no es siempre lo más fácil.

Como la instrumentación de las plantas es pobre, debió trabajarse con el método indirecto, mediante el cual, del total de energía que tendría el combustible se quita todo aquello que no es proceso; ¿y qué no es proceso?, en la caldera, por ejemplo, no es proceso la chimenea, por tanto, su corriente de gases de combustión no sirve para calentar aceite y se está botando al ambiente; se tienen chimeneas de 220 y 280 grados centígrados con caudales muy grandes, las relaciones de exceso de aire se ubican cerca de 40 – 45 y composiciones de nitrógeno aproximadas al 80; en fin, la corriente gaseosa de la chimenea, a pesar de que se está “botando”, no participa directamente en la eficiencia de la caldera y, por el contrario, le resta eficiencia. Ello conduce a plantearse

que mejor no se saquen gases o que se expulsen con temperatura más baja; sin embargo, eso no es posible termodinámicamente, porque existen unos limitantes de tiro, unos limitantes de conducción y de conversión y lo que se busca es, simplemente, que los gases tengan su temperatura lo más cercana al Dew Point, es decir, al punto de rocío, donde si bien se pueden minimizar las pérdidas energéticas, al mismo tiempo podrían estar subiendo las pérdidas por corrosión; puede ser posible que la presencia del agua condensada en la chimenea induzca a problemas de corrosión, tanto en la caldera como en los sistemas de conducción de gas.

Consecuentemente, se trabajó con el método indirecto; se restó por día, por radiación; se midieron los inquemados que había en las cenizas, y se produjo una sorpresa muy grande; se medía cuánto se perdía por formación de agua; téngase en cuenta que se estaba quemando biomasa; pero si se compara en términos de energía qué es un crudo y qué es la biomasa, se descubre que los dos tienen carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno, pero la gran diferencia es que el 50% del peso de la biomasa es agua, mientras el contenido de agua de una gasolina es menos del 1%.

Esa pequeña diferencia, pese a que termodinámicamente y químicamente son muy similares, pesa muchísimo en la combustión de biomasa. No es lo mismo quemar bagazo en una caldera acuatubular a un ritmo de 50 toneladas por hora con una humedad de 50% con la que sale de los molinos, que quemar en la misma caldera, con la misma presión, carbón o fuel oil. Las condiciones de eficiencia se elevan drásticamente a medida que se disminuye la presencia de agua; en términos comparativos, no se utilizará el agua como calefactor en los gases de chimenea, porque entonces ellos trabajarían solamente en la parte de vaporización, y para efectos prácticos, su poder calorífico va a ser inferior.

En el sistema de esterilización había que determinar el efluente de condensados hacia florentinos, las condiciones del vapor -o sea una constante presencia de medición de vapor en esa sección-, la capacidad real de los esterilizadores, las pérdidas de humedad en el fruto y las dimensiones de los equipos.

En los digestores, se debe determinar el volumen de efluente orientado hacia el tanque de crudos, las condiciones del vapor, la capacidad de los digestores, la humedad entrante del fruto, la humedad de la torta, el cálculo del agua, y la estimación final del vapor condensado mediante balances de masa.

Como se observa, se tiene un mundo de variables y que normalmente no se miden en el proceso, no es indispensable, porque, ¿para qué se van a medir? Sin embargo, si se quiere hacer la auditoría, deben medirse, mediante alguna de varias alternativas: una, ir al campo, desarmar el equipo, romper el tubo con la segueta y tomar el medidor; la otra vía es tomar las variables indirectas e inferir utilizando un modelo matemático que es lo que puede estar resultando en el balance.

En la investigación, cuando se pudo romper el tubo, se rompió, con el objeto de que la información primaria fuera la más confiable; pero si no era posible romper el tubo, ni romper el reactor, ni tomar fotos del reactor por dentro, lo que se hizo fue generar un modelo matemático interactivo sobre herramientas comerciales de simulación y reproducir las condiciones de operación de cada equipo.

Entonces no hay que amarrarse a que la información primaria sea la única fuente directa de información, sino que es posible, con herramientas de simulación muy avanzadas que hay en el mercado, llegar a estimativos o inferencias reales del proceso.

En clarificación, la medición de condensados a la salida de la trampa, la temperatura del condensado y la capacidad del equipo, es decir, los tanques de almacenamiento donde se usa la medición de condensados a la salida de la trampa.

Hay un sistema muy conocido, que es un sistema de generación de vapor, un sistema de distribución, un proceso donde algunos condensados se recuperan y hay un condensado que no se recupera y es posible una reposición del agua directa al sistema de generación. Sin embargo, el proceso no puede ser tan sencillo, porque en muchas plantas se tiene una unidad de casas de calderas donde es posible que exista más de una caldera, que pueden estar haciendo distribución de vapor a

muchos procesos, de tal manera que ya no es tan sencillo decir cuál vapor va a usar cuál proceso, y hay que cambiar la óptica de tal manera que se tenga la casa de calderas como un objeto de investigación, y cada proceso por aparte como otro.

La metodología entonces implica que se midan las cosas indirectamente y se calculen los consumos de agua en cada una de las calderas; al medir los consumos de condensados de vapor de cada uno de los procesos, y mediante las mediciones directas, se establece entonces cuál es la capacidad total de generación de vapor y cuál es la capacidad total de consumo de vapor.

Las condiciones en las cuales se hace la auditoría son difíciles, porque son plantas no diseñadas para hacerlo, entonces hay ocasiones en que los fluidos no ocupan el total de la tubería, cuando hay un fluido en el que se tiene que calcular la fracción vacía, se tendría que saber la velocidad terminal y el ángulo de inclinación; en fin, habría que llegar a un nivel de detalle, y simplemente lo que se hace es aforar el florentino y se acabó el problema, hay que ser muy práctico en esto.

Las condiciones en las cuales había que tomar las muestras y los volúmenes eran difíciles, y había que combinar tecnologías de avanzada, informática de avanzada, como los simuladores, con la forma artesanal en la que se hace el proceso, una combinación muy extraña.

RESULTADOS

Entre los resultados más importantes de este primer ejercicio, se tiene que en las tres plantas se observaron eficiencias más o menos del 68%, en promedio, y cuando son menores al 70%, para este tipo de calderas, es un valor muy aceptable (Tabla 1); sin embargo, dadas las características acuatubulares de algunas, se esperaba un valor algo mayor; en otras

Planta	Eficiencia de la caldera (%)	Vapor generado según eficiencia (Ton/día)	Vapor generado según aforo (Ton/día)	Diferencia en %
A	68,13	196,83	198,00	-0,59
B	68,63	201,39	201,95	0,27
C	69,44	429,18	428,03	0,26



palabras, si es acuatubular se podría llegar siquiera al 80%, pero en campo fueron medidos 70% de eficiencia y, a diferencia del aforo directo en toneladas por día realizado con el vapor generado por las pérdidas, según el cálculo tienen una muy buena concordancia; entonces puede decirse el cálculo que se hizo fue bastante real.

¿Para dónde se va la energía? Vale la pena analizar mirar planta por planta y etapa por etapa (Tabla 2): en la planta A, el 39% va a esterilización, seguido entonces por un gran componente de 19,3 en digestión y por la clarificación, pero hay algo muy interesante y es que el 8% obtenido compete con el precalentador de agua de la caldera. En términos concretos, entre la esterilización y la digestión se están consumiendo el 60% del vapor del proceso; eso no es nada nuevo, y sin embargo asombra un poco que si se va a realizar una reconversión tecnológica o si se hace rebumping en la parte de energía, pues si uno tiene algo de sentido común, optaría por mirar si es posible pegarle primero a ese 60%; son dos etapas que se están llevando más de la mitad del consumo de vapor en la planta.

En términos porcentuales hay unas cosas muy interesantes, los dos primeros se llevan el 60%, pero palmistería le compete a almacenamiento y a precalentamiento, es decir, que si se comparan los 8% que son muy similares, entre los tres daría 25%; es decir, a la cuarta parte de la energía le compete algo que no produce aceite, con algo que produce valor agregado, el 8% de la energía se está gastando para calentar el agua de la caldera, y el mismo 8% se está consumiendo en palmistería, y la rentabilidad de palmistería puede llegar a ser muy alta; entonces hay una desviación de la atención. Si se quisiera reducir, se tendría que tener unos criterios previos de cómo mejorar la distribución de ese consumo. Y por

Tabla 2. ¿Para dónde va la energía de la planta A?

Sistema	Consumo total (ton vapor/Día)	Total consumo (Kg vapor/Ton RFF)	Distribución en porcentaje (% peso)
Esterilización	78,84	219,01	39,15
Digestión	38,86	102,82	19,30
Clarificación	8,31	23,11	4,13
Palmistería	17,26	47,94	8,57
Almacenamiento	16,44	45,66	8,16
Precalentamiento agua de caldera	16,67	46,30	8,28
Precalentamiento agua de proceso	11,32	31,44	5,62
Distribuidores de vapor	7,55	20,97	3,75
Purgas	1,33	3,69	0,66
Pérdidas indeterminadas	4,79	13,30	2,38
Total	201,37	554,24	100,00
Condesado aprovechable	49,57	137,69	24,61
C. aprovechable caldera	23,83	66,19	48,07
C. aprovechable dilución	25,74	71,5	51,92

Tabla 3. ¿Para dónde va la energía de la planta B?

Sistema	Consumo total (ton vapor/Día)	Total consumo (Kg vapor/Ton RFF)	Distribución en porcentaje (% peso)
Esterilización	78,52	213,37	38,98
Digestión	34,02	88,04	17,32
Clarificación	10,60	28,80	5,39
Palmistería	19,51	53,00	9,94
Almacenamiento	0,00	0,00	0,00
Precalentamiento agua de caldera	16,87	46,86	8,58
Precalentamiento agua de proceso	17,10	45,50	8,71
Distribuidores de vapor	7,97	22,13	4,06
Purgas	7,87	21,86	4,00
Pérdidas indeterminadas	3,96	11,00	2,01
Total	196,42	532,56	99,99
Condesado aprovechable	38,07	105,75	19,34
C. Aprovechable caldera	26,40	73,33	69,34
C. Aprovechable dilución	11,67	32,41	30,65

tonelada de racimos de fruta fresca se calcularon los índices, fíjense que esterilización se lleva el doble de digestión, y que siguen muy lejanos palmistería, almacenamiento, precalentamiento y precalentamiento de agua del proceso, con cerca de la quinta parte que está consumiendo esterilización.

La planta B es un poco más grande que la Planta A. ¿Por qué se habla del tamaño?, porque la escala del proceso tiene mucho que ver con la forma como se use la energía; ahora vale indagar si hay una relación entre tamaño y eficiencia. Como se observa en la Tabla 3, la Planta B también tiene 40% del consumo del vapor, digestión tiene un poco menos, 17%, pero

sorprendentemente 9% pertenece a la etapa de clarificación. Nótese que los tamaños y la forma como se calculan los volúmenes de los clarificados sigue siendo un poco artesanal; se tiene que calcular, por ejemplo, la velocidad de descenso, la velocidad con la cual se está separando la emulsión y la velocidad con la cual se separa el lodo, en fin, una serie de parámetros, pero lo único que se tiene son las velocidades y los diámetros.

Por su parte, la planta extractora C es la más grande, y curiosamente la etapa más importante sigue siendo esterilización, que consume más del 40%, tiene 5% más de consumo esa planta y, en consecuencia, el

doble de toneladas de racimos de fruta fresca y consume más en la esterilización (Tabla 4); ello evidencia que puede existir un componente tecnológico no estudiado, algo pasó, algo tiene que estar ocurriendo, puede ser con la metodología o con la tecnología en la cual habría que mirar por qué en la escala de la Planta C, que es el doble de las otras plantas, muestra que hay una mayor propensión al consumo de vapor en esa etapa, pero el consumo total de vapor de esa planta es menor que en las otras; o sea que la planta grande que se estudió, en términos de tonelada de frutas fresca, o sea consumo unitario, consume menos que las más pequeñas.

Tabla 4. ¿Para dónde va la energía de la planta C?

Sistema	Consumo total (ton vapor/Día)	Total consumo (Kg vapor/Ton RFF)	Distribución en porcentaje (% peso)
Esterilización	195,98	204,15	45,66
Digestión	78,25	81,51	18,23
Clarificación	16,17	16,84	3,77
Palmisteria	23,31	24,28	5,43
Almacenamiento	0,0	0,00	0,00
Precalentamiento agua de caldera	36,78	38,31	8,57
Precalentamiento agua de proceso	31,25	32,55	7,28
Distribuidores de vapor	14,58	15,19	3,40
Purgas en proceso	23,60	24,58	5,50
Purgas en caldera	5,16	5,38	1,20
Pérdidas indeterminadas	4,01	4,18	0,93
Total	429,09	446,97	99,97
Condesado aprovechable	82,81	86,26	19,29
C. aprovechable caldera	19,73	20,55	4,60
C. Aprovechable Dilución	63,80	65,71	14,70

Estas serían las ponderaciones de acuerdo con el tamaño de las plantas y los consumos, buscando conocer un prototipo para Colombia. Para efectos comparativos, en Colombia se puede estar hablando de 38% para esterilización, 20% en digestión, 8,55% en palmistería y cerca de 10% en precalentamiento de agua de la caldera.

En términos numéricos se cuenta con las cifras que se encuentran a disposición de todos los ejecutantes del proceso.

Ahora se analiza la comparación de consumos específicos en kilogramos

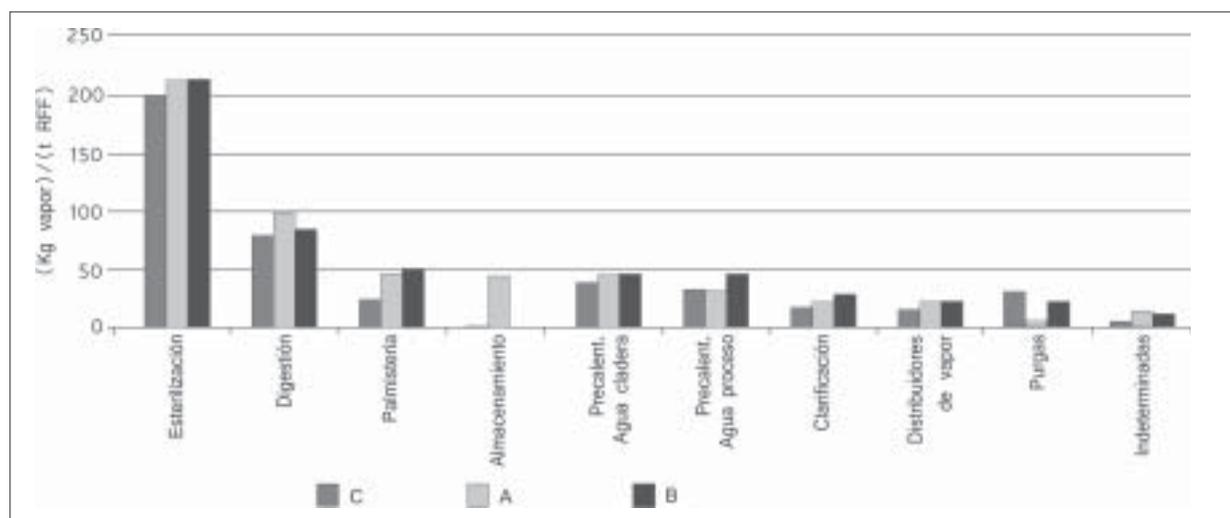


Figura 1. Consumos específicos de vapor.



de vapor por tonelada de racimo. La Figura 1 muestra que en la planta C, que es la más grande, la Planta A, que es la más pequeña, y la planta B, que es la intermedia, el consumo específico por tonelada de RFF en esterilización es menor, a pesar de que comparativamente era el 45%, pero el consumo específico es menor que la suma total de los consumos de esa planta; eso denota que hay una posible dependencia entre el tamaño de las unidades y la eficiencia con la cual están operando.

Entonces para conocer qué está pasando, es necesario saber qué pasa con esta energía; se cuenta con un pedazo muy pequeño, pero es importante ir construyendo el índice con medidas más exactas, con más plantas y en otras estaciones; esa conclusión fue el fruto un monitoreo de una semana en cada planta; podría haberse hecho en una época de estación y en una época de no estación, y comparar los resultados.

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA EN EL PROCESO

¿Qué posibilidades hay de integración energética en el proceso? Para apreciar qué se puede integrar, se utilizó lo que se llama el diseño de la HEN (Heat Exchanger Network), con el fin de observar cuáles corrientes calientes y cuáles corrientes frías se integran. Se encontró entonces que la diferencia de Colombia con los competidores internacionales es profunda; comparado con los demás competidores, Indonesia y Malasia, en el promedio anual estamos por encima del promedio de costos de producción en lo que tiene que ver con extracción (Tabla 5).

Sin embargo, los factores de contribución en cuanto a la tonelada de fruta son muy diferentes y dependen del origen de nuestro aceite en cada una de las regiones.

Las alternativas de solución que se plantean pueden ser: mejorar la gestión implementando una red de intercambio de calor, aumentar la automatización de las plantas, y mejorar la tecnología que permite disminuir los costos de mantenimiento.

Tabla 5. Descripción de la problemática

Pais	Procesamiento (Ton _{FFB/H})	Ha/Trabajador	Participación en el mundo (%)
Malasia	73	18	44,3
Indonesia	43	17	35,8
Nigeria	30	15	5,6
Tailandia	28	15	3,0
Colombia	17	8	2,0
Ecuador	8	8	1,0
Costa de Marfil	7	7	0,9

Lo que se hizo fue simplemente un diseño de una red de intercambio de calor para este proceso que no lo tiene, basados en los análisis de costos y mirando cuál es la controlabilidad del proceso. Ello se identificó mediante el uso de un software comercial que se llama Boal, que permitió saber cuál es cada una de las corrientes y cuáles son los puntos de señalización.

Se conoció que hay posibilidades de integración de corrientes, que se llaman calientes, y son las primeras; la que tiene que llegar de 75 a 32 enfría es una corriente caliente, aporta calor, pero se diferencia de las otras, que se calientan de 32 a 80 o de 28 a 155; se concluye que dentro del proceso existen corrientes que pueden dar energía y otras que necesitan energía; lo lógico sería integrarlas, de modo que a las que les está sobrando energía intercambien con las que no tienen energía, pero eso no es tan fácil.

Existe una herramienta que se llama la curva compuesta del proceso, que tiene que ver con las entalpías; se aplica la entalpía acumulada de las corrientes contra su temperatura y se obtiene que la acumulativa de las corrientes frías en entalpía superan muchísimo a las entalpías acumuladas de las corrientes calientes. Esto implica que la acumulación de corrientes no puede ser total. No toda la energía que necesitan las frías puede ser suministrada por la que tienen las calientes.

Hay un punto, que se llama pinch, que es el punto en el cual se separa el diseño de la red de energía y se igualan los calores que van de la parte fría a la caliente.

El delta mínimo de temperatura que debe tener un intercambiador de calor para operar en el proceso de extracción de palma africana depende de cada uno de los procesos. La Figura 2 muestra la curva negra, que representa el proceso A, la curva azul el proceso

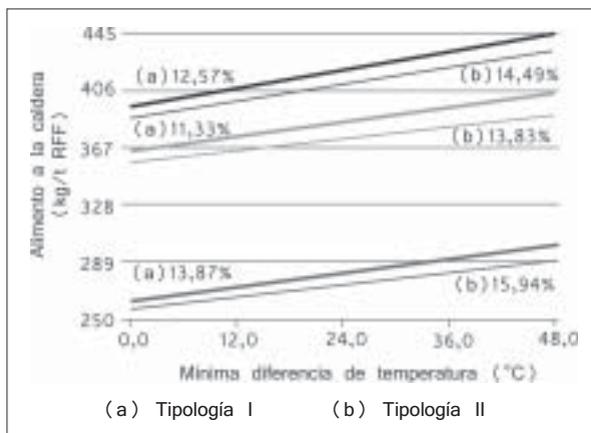


Figura 2. Los tres procesos. Máxima disminución en el consumo de vapor.

Tabla 6. Función de objetivo de costos		
Función Objetivo		
$C = \alpha \cdot \sum_k C_k + \beta \cdot m_{vapor}$		
Topología	Variables independientes	Método de optimización
I		Alogarismos genéticos: GOAL y 2.0
II		Regla de oro

B, y la curva roja la correspondiente al proceso tres, o sea a la tercera planta. Se puede ver el horizonte máximo de recuperación de energía con el alimento a la caldera que se puede hacer dependiendo de la diferencia de temperatura de los intercambiadores de calor.

Existe entonces el nomograma donde se observa un pozo de energía, un sumidero de energía, y que entre el pozo y el sumidero hay una red de intercambio de calor; el sumidero es el proceso y cuando se empieza a manejar el diferencial de temperatura que debe tener un intercambiador de calor, se ve que la curva acumulada de entalpía fría se separa de la caliente y le disminuye la capacidad de integración que tendría.

Esto se representa de la siguiente manera: los palmeros no tienen la necesidad de entregar las corrientes que salen del proceso a una temperatura fija, ustedes pueden estar botando en cualquier momento a las piscinas residuos líquidos, sin que

exista un control, es decir, podría ser a temperatura ambiente o podría estar a 80 grados, porque eso no tiene mayor interés desde el punto de vista económico, si acaso sobre el funcionamiento de la laguna, que es un efecto todavía no ponderado.

En la medida en que se tengan mayores deltas de temperatura en los intercambiadores de calor se va a tener que usar un proceso de enfriamiento; si ese proceso no existe, las pérdidas asociadas van a sumarse a la ineficiencia del proceso. Cada vez que se envían corrientes del proceso, líquidas en este caso, a temperaturas superiores al ambiente, se está botando energía térmica, porque esa energía térmica proviene de la biomasa, suministrada, a su vez, por la caldera.

Existe la topología, una topología es quién baila con quién, qué corrientes calientes bailan con cuáles corrientes frías. Hay muchas topologías, podría tenerse condensado, esterilización, los lodos que salen de las centrifugas, el agua de servicio y el agua de la caldera, como las corrientes frías.

Se hizo una correlación matemática que involucra ignición de corrientes, mejor conocida como Spleed, en la jerga del diseñador, de manera que es posible hacer un spleed de la corriente caliente.

Se utilizó un algoritmo genérico para tomar decisiones, el mismo que permite manejar el modelo matemático y decir cómo se puede definir la topología, es posible hacer divisiones de las corrientes del agua de la caldera.

La topología II involucraría entonces que el condensado de equipos podría haber retornado; se encontró una limitante muy grande en este proceso, unos condensados no pueden ser retornados al proceso porque están contaminados con aceite, mientras que otros no, entonces las dos variantes más grandes son retornos condensados sucios o ningún retorno. Finalmente la conclusión es que no se deben usar los condensados sucios por los múltiples problemas de operación que pueden derivarse; es necesario centrarse en la búsqueda de la red de intercambio de calor únicamente con los condensados limpios.

La función objetivo de costos (Tabla 6) se refiere al costo de los intercambiadores de calor y al costo del vapor en términos anualizados. Los resultados se muestran en la Figura 3.

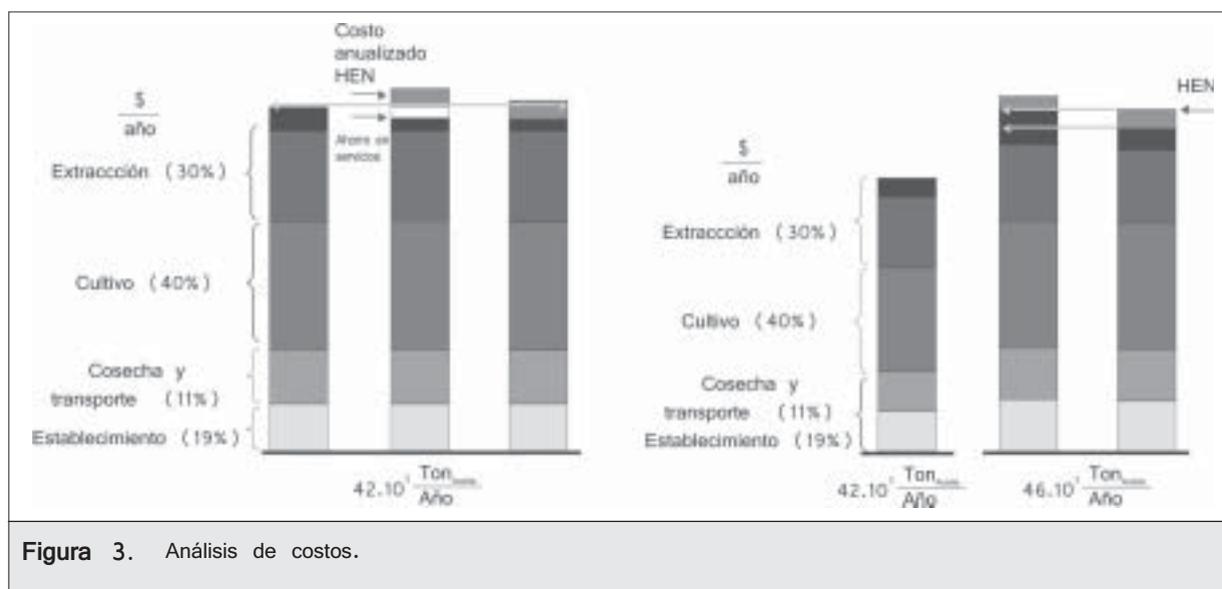


Figura 3. Análisis de costos.

Se encontró entonces que el principal costo va a ser el equipo base, cuánto valen los intercambiadores de calor; existen correlaciones para saber cuál es el costo unitario de los intercambiadores en función del área, esto es conocido en el mundo del diseño desde hace muchos años.

También se pudo observar que en los diferentes casos de estudio, los porcentajes de ahorro posibles son diferentes, pero las tendencias principales en cuanto a suministro de agua caldera y suministro de agua de proceso son muy similares en las tres plantas, el vapor en servicios sí mostró diferencias fundamentales.

La extracción sigue con 30% de los costos, pero habría que sumar el costo de la implementación de la red de calor y esa red de calor supuestamente podría mejorar el consumo del vapor como efecto calefactor; si se tiene más vapor, si se logra disminuir el consumo del vapor integrando las corrientes, es posible aumentar la capacidad operativa de la planta sin mayores modificaciones. En otras palabras, las mismas corrientes, los mismos aceites, los mismos flujos, pueden llegar a las temperaturas que se desee sin necesidad de utilizar el vapor que venían utilizando, eso implicaría un pequeño aumento de las capacidades operativas.

Tabla 7. Áreas efectivas

Ítem	Caso de estudio		
	1	2	3
Área efectiva: Servicio de agua caliente (m ²)	48*	167**	227***
Área efectiva: Agua precalentamiento a la caldera (m ²)	207**	278*	206*
Inversión inicial (M\$)	193	296	290
Tasa interna de retorno. Topología II	0,31	0,18	0,2

Tabla 8. Costos relacionados con la perturbación

Variable perturbada	Costo relacionado a la perturbación (US\$/min)				
	1	2	3	4	5
Temperatura ambiente	0,014	0,028	0,042	0,056	0,070
Temperatura lodos	0,0082	0,017	0,026	0,035	0,044
Temperatura cond. equipos	0,0146	0,0290	0,0440	0,0580	0,0730

A propósito de las áreas efectivas de servicio (Tabla 7) que tenían los intercambiadores en cada una de las plantas, se recomienda analizar si eso es controlable, pues no basta con solamente es diseñar el intercambiador de calor, sino también controlarlo y evaluar si la controlabilidad afecta el costo del servicio; hay que organizar un esquema de control básico y contar con el efluente que va a ser el calefactor, en este caso el agua fría será la variable que se tendrá que manipular y utilizar los inyectores de vapor con los retornos de condensados.

En cuanto a los resultados de los costos relacionados con la perturbación, los procesos son dinámicos, cuando se perturba el 1, el 2, el 3, el 4 o el 5% de la

variable de lazo de control, se pueden tener diferentes pérdidas económicas, que se valoran como dólares por minuto, debido a que el sistema ha sido puesto fuera de las especificaciones.

Lo primero que se concluyó es que es posible construir una red de intercambio de calor en las plantas visitadas, pero la temperatura de diseño de esa red de calor no es la misma para todos, está en un rango entre 25 y 33 grados centígrados.

La recuperación de energía en el caso uno se realiza mediante las uniones entre las corrientes de condensado de esterilización con precalentamiento de agua a la caldera y los lodos de la centrífuga con el servicio de agua caliente, y su mínima diferencia óptima de temperatura es de 33 grados.

Para los casos dos y tres ya es diferente la topología, se trabaja con el condensado de esterilización para el agua caliente y el precalentamiento de agua a la caldera con los lodos, las diferencias de temperatura

son más estrictas, son del orden de 20 y de 25 grados. Mientras menor sea el delta de temperatura más estricto es el funcionamiento del intercambiador de calor y es menos controlable.

Es posible decir que el consumo del vapor se puede reducir en un valor promedio de 8%, que serían 379 kilos, 406 kilos y 273 kilos por tonelada de racimo de fruta fresca en la primera, la segunda y la tercera plantas, respectivamente. Estamos hablando de plantas que están procesando entre 18 la más pequeña y 40 la más grande.

Principalmente en el sistema intervenido de precalentamiento de agua fría de servicio, se observa que es crítico manejar la integración energética con el agua de servicio, porque se puede disminuir este consumo en cerca del 43%; nótese que el total del vapor no es más allá del 8%, pero en la recuperación de energía para calentar el agua del proceso sí es posible obtener unos ahorros muy importantes.