

**ESTUDIO DEL POTENCIAL PARA LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE LAS
PLANTAS EXTRACTORAS DE ACEITE DE PALMA EN COLOMBIA**

**CAROLINA VERGARA CHACÓN
JAVIER OSWALDO LIZCANO PRADA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2006**

**ESTUDIO DEL POTENCIAL PARA LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE LAS
PLANTAS EXTRACTORAS DE ACEITE DE PALMA EN COLOMBIA**

**CAROLINA VERGARA CHACÓN
JAVIER OSWALDO LIZCANO PRADA**

Proyecto fin de carrera para la obtención del título de Ingeniero Químico

**Director
Ph.D. EDGAR FERNANDO CASTILLO MONROY
Profesor titular de ingeniería química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2006**

A Dios, por ser esa fuerza, sabiduría y fortaleza que me ilumino en todo momento y me permitió alcanzar esta meta.

A mi madre, por ser quien alimenta con su amor, ejemplo y voluntad mi deseo para llegar mas lejos cada día, y hoy haber podido conseguir este triunfo.

A mi novio, Pedro José por su amor, fe y comprensión, por ser quien esta conmigo en todo momento, por ser mi aliento y apoyo en los momentos de decaimiento y ayuda para seguir adelante en todos mis proyectos de vida.

A mis amigos, Karen y Diego Andrés, por confiar en mis capacidades y compartir conmigo momentos de tristezas y alegrías.

Carolina

Dedico este proyecto a Dios por guiarme con su infinita sabiduría durante toda mi vida.

A mis padres Edgar y Esperanza, hermanos y familia por su apoyo incondicional.

Y al único gran amor de mi vida Marlin.

Javier Oswaldo

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan su agradecimiento a:

A nuestro Director, profesor EDGAR FERNANDO CASTILLO MONROY por su gran confianza y respaldo.

A la ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER por la esmerada formación y alta calidad académica recibida.

AI CENTRO DE ESTUDIOS E INVESTIGACIONES AMBIENTALES por brindarnos su colaboración en la realización de esta monografía.

A NUESTROS FAMILIARES, docentes y amigos, por su gran apoyo.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. ASPECTOS BÁSICOS	16
1.1 DESCRIPCIÓN DE LA PROBLEMÁTICA	16
1.2 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA	16
1.3 ALGORITMO GENÉTICO	17
2. ANÁLISIS ENERGÉTICO DE LA INDUSTRIA PALMERA	20
2.1 PROCESO DE EXTRACCIÓN INDUSTRIAL DE ACEITE DE PALMA.	22
2.2 ANÁLISIS ENERGÉTICO	23
3. DISEÑO DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR	35
3.1 DISEÑO SEGÚN TOPOLOGÍA I	35
3.2 DISEÑO SEGÚN TOPOLOGÍA II	37
4. ANÁLISIS ECONÓMICO	39
4.1 COMPATIBILIDAD ENTRE VPN Y TIR	41
5. CONTROLABILIDAD DEL PROCESO	44
6. CONCLUSIONES	49
BIBLIOGRAFÍA	50
ANEXOS	53

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Características generales de los casos de estudio.	20
Tabla 2. Datos utilizados en la construcción de las curvas compuestas de los tres casos de estudio.	24
Tabla 3. Resultado de la optimización mediante algoritmos genéticos.	36
Tabla 4. Ahorro de servicios debidos a la introducción de la HEN.	42
Tabla 5. Tasa interna de rentabilidad para ambas opciones de inversión.	43
Tabla 6. Parámetros de los controladores PID para los intercambiadores.	45
Tabla 7. Costo provocado por la ocurrencia de una perturbación en la temperatura del agua ambiente para el caso 3, Topología II, sistema de servicio de agua caliente.	48
Tabla 8. Costo relacionado a cada perturbación del sistema de servicio de agua caliente para el caso 1.	48

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Diagrama de flujo general del proceso industrial de extracción de aceite de palma.	21
Figura 2. Curva compuesta del proceso de extracción para el caso 2.	24
Figura 3. Esquema general de las curvas compuestas que confirman la HEN en una planta de extracción de aceite de palma.	25
Figura 4. Máxima disminución en el consumo de vapor.	28
Figura 5. Diagrama general de la red de intercambio de calor.	29
Figura 6. Diagrama para la transferencia de calor vertical en un intervalo de entalpía de la curva compuesta en la HEN.	32
Figura 7. Valor aproximado de la optimización del caso 2, Topología I.	33
Figura 8. Potencial de cogeneración para el caso 2.	34
Figura 9. Diseño final de la red de intercambio de calor según la Topología I, Caso 2.	37
Figura 10. Resultado de la optimización de la Topología II, Caso 2.	38
Figura 11. Función costo unitario.	39

Figura 12. Función de costo unitario de procesamiento para los casos de estudio.	40
Figura 13. Variación en el ahorro del costo de producción.	40
Figura 14. Variación de Δt_{\min}^* con los factores económicos para el Caso 2, Topología II.	41
Figura 15. Curva de VPN para ambas inversiones, Caso 3.	43
Figura 16. Sensibilidad de un intercambiador con respecto a la temperatura de salida de agua.	44
Figura 17. Lazo de control para los intercambiadores de la HEN.	45
Figura 18. Distribución de corrientes para la Topología II.	47

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Costos de producción y balances de materia y energía.	53
Anexo B. Resumen de los balances de masa según el diagrama de flujo.	62
Anexo C. Características del intercambiador de calor base de la ecuación de costo.	63
Anexo D. Costo de producción del vapor.	64
Anexo E. Planteamiento y solución del sistema de ecuaciones que describe la Topología I.	65
Anexo F. Planteamiento y solución del sistema de ecuaciones que describe la Topología II.	69
Anexo G. Análisis financiero.	73

GLOSARIO

A_k [=] m^2 : Área del intercambiador k.

A_{min} [=] m^2 : Área mínima total de la HEN.

C : Subíndice que denota una corriente fría.

$\bar{C}p_{EFB}$ [=] $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$: Capacidad calorífica del racimo vacío de fruta fresca, según

$$\text{Hasan (1990): } \bar{C}p_{EFB} = 3,024 \cdot kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}; 313,15 \cdot K \leq T \leq 373,15 \cdot K$$

$\bar{C}p_j$ [=] $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$: Capacidad calorífica de la corriente j.

$\bar{C}p_{fruto}$ [=] $kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$: Capacidad calorífica del fruto, según Hasan (1990).

$$\bar{C}p_{fruto} = 2,4855 \cdot kJ \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1} \quad \therefore \quad 313,15 \cdot K \leq T \leq 373,15 \cdot K$$

EFB : Racimo vacío de fruta fresca.

FFB : Racimo de fruta fresca.

h : Subíndice que denota una corriente caliente.

inf : Inflación actual.

j : Subíndice que denota una corriente de proceso.

$H_{(P)}^V$ [=] $kJ \cdot kg^{-1}$: Entalpía de vapor saturado a la presión absoluta P.

$H_{(P)}^L$ [=] $kJ \cdot kg^{-1}$: Entalpía de líquido saturado a la presión absoluta P.

m_j [=] $kg \cdot Ton_{RFF}^{-1}$: Masa en la corriente j por tonelada de FFB procesado.

n_k : Tiempo de vida útil del intercambiador k.

P_{atm} [=] kPa : Presión atmosférica. $P_d = 101,33$ kPa.

P_d [=] kPa : Presión absoluta del distribuidor de vapor. $P_d = 58,4$ kPa.

P_j [=] kPa : Presión absoluta de la corriente j.

Q_j [=] kJ·Ton_{FFB}⁻¹ : Energía involucrada en la corriente j.

t_{Tj} [=] °C : Temperatura objetivo de la corriente j.

t_{Sj} [=] °C : Temperatura de suministro de la corriente j.

$U_{\min\text{-MER}}$: Número mínimo de intercambiadores en la HEN.

$\bar{V}_{(P)}^v$ [=] m³·kg⁻¹ : Volumen específico de vapor saturado a la presión P.

$\omega_{i,\text{FFB}}$ [=] : Fracción másica de la sustancia i en el FFB.

RESUMEN

TITULO: ESTUDIO DEL POTENCIAL PARA LA INTEGRACIÓN ENERGÉTICA DE LAS PLANTAS EXTRACTORAS DE ACEITE DE PALMA EN COLOMBIA.*

AUTORES: CAROLINA VERGARA CHACÓN - JAVIER OSWALDO LIZCANO PRADA **

PALABRAS CLAVES: Planta extractora de aceite de palma, Análisis Pinch, Integración Energética, HEN.

DESCRIPCIÓN:

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.

Las condiciones óptimas de operación aseguran la recuperación de energía y masa provenientes de las efluentes de las plantas extractoras. El costo total anual del diseño final en cada planta es $21,22 \cdot 10^3$ US\$, $26,45 \cdot 10^3$ US\$ y $26,51 \cdot 10^3$ US\$. La red de intercambio de calor es controlada solamente mediante controladores proporcionales. Las condiciones para la estabilidad del sistema son examinadas, y los cálculos son hechos suponiendo un control proporcional ideal, la solución numérica fue obtenida en HYSYS v 3.2.

El enfoque global logró reducir la producción de vapor en la caldera de $409 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$ a $380 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; $451 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$ de $407 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; $303 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$ a $274 \cdot \text{kg}/\text{Ton}_{\text{FFB}}$; respectivamente para cada planta extractora. Lo cual podría tener un tremendo 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.

* Trabajo de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físico Mecánicas, Escuela de Ingeniería Química, Director Ph.D. Edgar Fernando Castillo Monroy.

SUMMARY

TITLE: STUDY OF THE POTENTIAL FOR THE ENERGY INTEGRATION OF THE PALM OIL MILLS IN COLOMBIA. *

AUTHORS: CAROLINA VERGARA CACHÓN - JAVIER OSWALDO LIZCANO PRADA **

KEY WORD: Palm oil mill, Pinch analysis, Heat integration, HEN.

DESCRIPTION:

Thermodynamically based procedures used for HEN design, generally summarized as Pinch Analysis (that guarantee minimum energy consumptions in the design of integrated systems) 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 annual cost for the final design in each palm oil mill is $21,22 \cdot 10^3$ US\$, $26,45 \cdot 10^3$ US\$ and $26,51 \cdot 10^3$ US\$. The Heat Exchanger Network will is operate under proportional control alone. The conditions for stability of the system are examined and the calculations are made for perfect proportional control, the numerical solution having been obtained on HYSYS v 3.2.

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.

* Grade Work.

** College of Engineering's Physique Mechanics, School of Chemical Engineering, Director Ph.D. Edgar Fernando Castillo Monroy.

INTRODUCCIÓN

El presente proyecto trata sobre la búsqueda de mejorar el rendimiento del proceso de extracción industrial de aceite de palma, para lograrlo, se utilizará un conjunto de procedimientos basados en conceptos termodinámicos usados en el diseño de redes de intercambio de calor (HEN), los cuales en conjunto forman el conocido Análisis Pinch.

Es fundamental conocer a cabalidad el proceso antes de iniciar el análisis, por lo tanto, se inicia el estudio con una descripción cuantitativa del proceso utilizado en la industria Colombiana, obteniéndose un diagrama de flujo representativo que facilita la identificación de las oportunidades de integración energética.

Teniendo los resultados de los balances, y la caracterización de las propiedades de las sustancias que intervienen en el proceso, se procede a utilizar las herramientas más representativas del Análisis Pinch para diseñar dos Topologías que permiten la recuperación de masa y energía.

Con el objetivo de minimizar los costos en que se incurre al introducir la HEN, se optimizan las condiciones de operación de las Topologías utilizando el método de Algoritmos Genéticos, y se procede a realizar un análisis financiero para determinar cual de las Topologías es más factible.

La última parte del proyecto se enfoca al análisis de la controlabilidad de la Topología que resulto con mejor

1. ASPECTOS BÁSICOS

1.1 DESCRIPCIÓN DE LA PROBLEMÁTICA

Según el ICA (2001), un estudio realizado sobre los costos de producción de aceite de palma en las diferentes regiones de Colombia, y su posterior comparación con los países líderes, Malasia e Indonesia, demostró que los costos colombianos para producción del aceite de palma son relativamente superiores al promedio del costo de producción de los líderes. Entre las explicaciones que se dan para ello están la baja capacidad de las plantas de beneficio y la baja utilización de su capacidad. El documento sugiere que para poder aumentar el uso de la capacidad instalada en extractoras, se debe mejorar la gestión energética, aumentar la automatización de las plantas, disminuir los costos de mantenimiento y mano de obra.

1.2 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

El principal método que existe en la actualidad para realizar la integración energética de procesos es un conjunto de herramientas conocidas como análisis Pinch, (inicialmente conocida como tecnología Pinch) dirigida al diseño de redes de intercambio de calor.

Las herramientas más ampliamente difundidas son las curvas compuestas, el diagrama de malla, las curvas gran compuestas, El supertargeting y el punto Pinch, los tres conceptos se relacionan a un nivel económico mediante la recuperación de energía que se necesita optimizar. La construcción de las curvas compuestas se realiza a partir de los datos derivados de los balances de materia y energía; éstas permiten al diseñador predecir los objetivos para los consumos de

servicios industriales antes de comenzar el diseño, entender las fuerzas motrices para la transferencia de energía y localizar el punto Pinch.

El diagrama de malla permite al diseñador desarrollar redes de intercambio de calor usando el método Pinch de diseño presentado por Linnhoff et. al. (1983), que es una unión entre procedimientos y criterios.

Las curvas gran compuestas se basan en la misma información de las corrientes que requieren las curvas compuestas, y brinda información acerca de la interacción entre el proceso y los servicios, permitiendo diseñar diferentes fuentes y receptores de energía.

El concepto de supertargeting radica en la posibilidad de predecir, a partir, de las curvas compuestas los objetivos de área mínima de la red, basándose en minimizar los costos y la energía, permitiendo optimizar la diferencia de temperaturas mínima de la red antes de comenzar a diseñar.

1.3 ALGORITMO GENÉTICO

La técnica de algoritmo genético (AG) pertenece a la rama de la Inteligencia Artificial que se denomina computación evolutiva, esta rama se refiere al estudio de los fundamentos y aplicaciones de ciertas técnicas heurísticas de búsqueda basadas en los principios naturales de la evolución. El método AG es una técnica de búsqueda basada en la teoría de la evolución de Darwin, la cual adopta mecanismos de selección que utiliza la naturaleza, de acuerdo con los cuales los individuos más aptos de una población son los que sobreviven, al adaptarse más fácilmente a los cambios que se producen en su entorno. La adaptación de los individuos se realiza mediante cambios en su estructura genética, y manteniendo en la descendencia los genes que brindan las mejores cualidades.

El procedimiento general de evolución de las respuestas consta de las siguientes etapas, las cuales se realizan según el número de generaciones que es el igual al número de iteraciones del algoritmo. Si el algoritmo no alcanza una solución estable con un cierto número de generaciones, el incremento de este número puede mejorar los resultados, debido que le brinda más tiempo al algoritmo para finalizar la evolución de la solución. Sin embargo, si el algoritmo es capaz de desarrollar una solución estable con un número determinado de generaciones, un incremento en este valor solamente incrementa innecesariamente el tiempo de cómputo.

Primera Etapa: Según un tamaño de la población predeterminado, se crean un igual número de soluciones individuales, que serán generadas y evaluadas en cada generación, usualmente una gran población puede brindar mejores resultados, ya que brinda más alternativas para analizar en cada generación, pero también incrementan el tiempo de computación.

Segunda Etapa: Se realiza la selección mediante el método de torneo para que las mejores respuestas para que puedan reproducirse, donde dos soluciones se escogen aleatoriamente y la mejor se asigna cierta probabilidad de apareo constante.

Tercera Etapa: Con los padres ya seleccionados se aplica la probabilidad constante de reproducción para decidir cuales parejas pueden generar descendencia, y se procede a generar dos nuevas soluciones mediante el rompimiento del genotipo de los padres, en 2 puntos aleatorios y para su posterior combinación. Esta descendencia reemplaza a los padres.

Cuarta Etapa: Para crear diversidad en la genética de la especie se realiza la mutación del código genético, el cual debe ser un suceso que posea una probabilidad baja de ocurrir, esto es debido a que como ocurre en la vida real, la

mayoría de los casos las mutaciones son letales, pero en promedio, contribuyen a la diversidad genéticas de la especie. En cada generación, cada bit del genotipo de todas las soluciones, excepto los indicados por el elitismo, puede ser mutado dependiendo de la probabilidad, y convertirse en 0 si era 1 o viceversa.

Quinta Etapa: El elitismo indica el número de las mejores soluciones que se guardan sin modificaciones hasta la siguiente generación, este parámetro mejora en gran medida el algoritmo, ya que asegura que las mejores soluciones no se pierdan hasta que se encuentre una mejor.

Sexta Etapa: Cada cierto número de generaciones un porcentaje de la población se elimina y sustituye por nuevas soluciones aleatorias. Este porcentaje debe cubrir a las peores respuestas.

2. ANÁLISIS ENERGÉTICO DE LA INDUSTRIA PALMERA

El presente capítulo presenta el desarrollo del procedimiento realizado en el análisis energético de la industria de extracción de aceite de palma, el cual se realizó sobre tres casos de estudio que consideramos representativos de la industria palmera colombiana, las capacidades de estas plantas se muestran en la tabla 1.

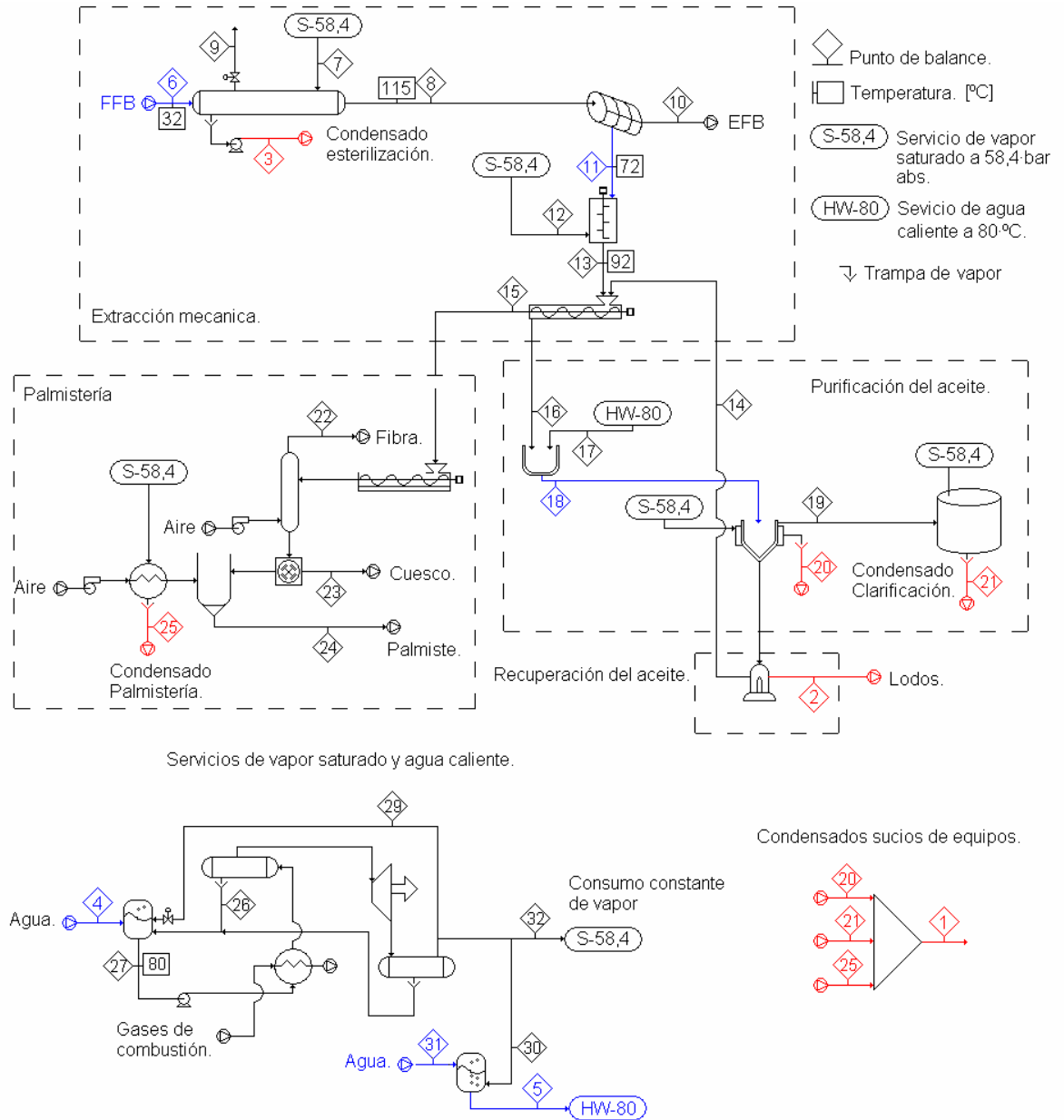
Tabla 1. Características generales de los casos de estudio.

Variable	Símbolo	Unidad	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Capacidad de la planta.	m	$\frac{\text{Ton}_{\text{FFB}}}{\text{h}}$	15	23	40
Tiempo de operación diaria de la planta.	ti	$\frac{\text{h}}{\text{día}}$	24	18	24

CENTRO DE ESTUDIOS E INVESTIGACIONES AMBIENTALES. Análisis energético preliminar del proceso de beneficio de aceite de palma en tres extractoras Colombianas. Bucaramanga : CEIAM, 2005.

El capítulo inicia con la consecución del diagrama de flujo que se muestra en la Figura 1, y junto a él, la cuantificación de las corrientes que lo conforman mediante los balances de materia y energía que se detallan en el Anexo A. Los tres casos de estudio se representan por medio de un único diagrama de flujo con diferentes valores en las capacidades de sus equipos que se discriminan en el Anexo B. Seguidamente se inicia el análisis energético tres casos de estudio.

Figura 1. Diagrama de flujo general del proceso industrial de extracción de aceite de palma.



Una vez se ha caracterizado la planta, se procede a utilizar las herramientas teóricas propias del análisis energético que son mostradas y referenciadas en la tercera y última parte del capítulo. Aunque el diseño de la HEN se muestra en el capítulo 3, el análisis brinda un prediseño que facilita su optimización.

2.1 PROCESO DE EXTRACCIÓN INDUSTRIAL DE ACEITE DE PALMA

En la Figura 1 se muestra el diagrama de flujo adoptado para el análisis del proceso, en el cual, la mayoría de las corrientes se identifican con un número que facilita su identificación durante el desarrollo del procedimiento. En el diagrama de flujo se divide el proceso de extracción de aceite de palma en cinco etapas las cuales se nombran como: Extracción mecánica, Purificación de aceite, Palmistería y Sistema de suministro de agua vapor saturado y agua caliente. Cada etapa consume una cierta cantidad de vapor, la cual se indicara como kg de vapor consumido por tonelada de FFB procesado.

En esencia, el proceso de extracción de aceite de palma es un gran sumidero de energía, la cual se entrega en forma de vapor saturado y se retorna al ambiente en forma de condensados calientes, los cuales se pueden clasificar como:

Condensados limpios de equipos, son los fluidos calientes formados de la condensación del vapor en equipos que no tienen contacto con el aceite, y por lo tanto pueden retornar a la caldera puesto que en esencia no están contaminados.

Condensados sucios de equipos, debido al deterioro que presentan los sistemas de calentamiento de los equipos, estos condensados no son aptos para retornar a la caldera, pero es posible que puedan retornar como servicio de agua caliente.

Condensados de vapor vivo; En la industria palmera el vapor vivo se entiende como el vapor mezclado directamente con la corriente a calentar, estos fluidos presentan un alto grado de contaminación, y no puede retornar su masa pero si su energía.

La utilización de estos condensados como corrientes calientes hace posible ampliar las herramientas de la tecnología Pinch que se pueden utilizar, y se generan dos posibles topologías que surgen de la posibilidad de retornar parcialmente los condensados sucios de equipos como servicio de agua caliente. Denotaremos a la no posibilidad de retornar los condensados como Topología I y como Topología II a la posibilidad de retornarlos.

2.2 ANÁLISIS ENERGÉTICO

El consumo energético en el proceso de extracción de aceite de palma es cercano a la suma de los consumos en cada una de las operaciones principales, y a su vez cada operación se representa por medio de una corriente que necesita aumentar o disminuir su temperatura. De la descripción anterior del proceso se identifican las corrientes calientes que pueden ceder energía, estas son: la suma de los condensados de los equipos ($j=1$), el lodo proveniente de la recuperación del aceite ($j=2$) y el condensado de la etapa de esterilización ($j=3$), del mismo modo se identifican las corrientes frías que consumen energía, estas son: el alimento de la planta ($j=6$), alimento del digestor ($j=11$), alimento del clarificador ($j=18$), el agua que debe precalentarse antes de ingresar a la caldera ($j=4$) y el agua caliente de servicio ($j=5$).

En la Figura 2 se muestra el consumo energético del caso de estudio 2 en forma de curvas compuestas para un $\Delta t_{\min} = 0$, utilizando los datos mostrados en la Tabla 2.

FIGURA 2. Curva compuesta del proceso de extracción para el caso 2.

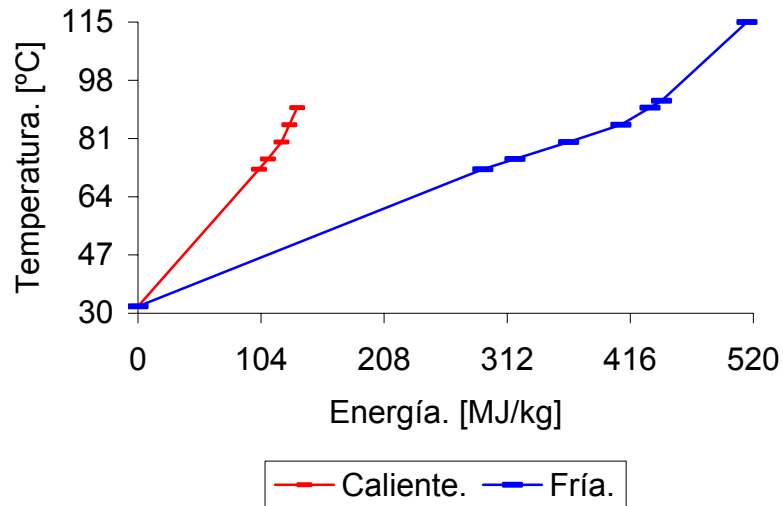


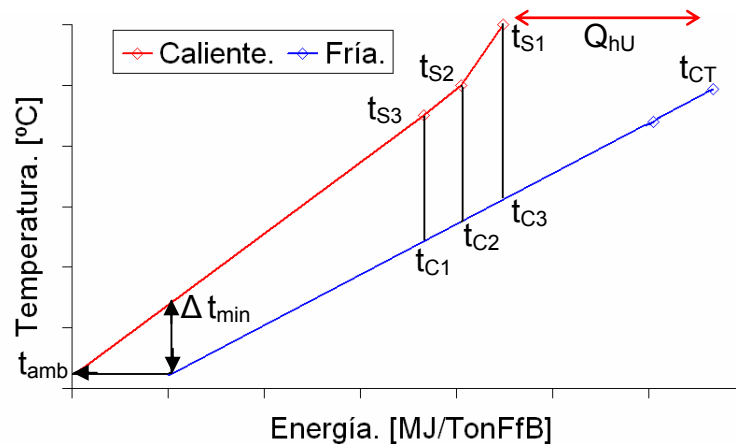
Tabla 2. Datos utilizados en la construcción de las curvas compuestas de los tres casos de estudio.

Corriente		t_{sj}	t_{Tj}	\bar{C}_{p_j}	Caso1	Caso 2	Caso 3	
Nombre		j	[°C]	[°C]	m_j			
			[°C]	$\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right]$	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{Ton}_{\text{RFF}}} \right]$			
Condensado equipos.		1	75	32	4,204	103,01	62,44	72,56
Lodos.		2	80	32	3,0	169,84	324,20	274,01
Condensado esterilización.		3	90	32	4,0	289,00	330,00	204,00
Precalentamiento del alimento a la caldera.		4	32	80	4,204	349,10	369,28	234,73
Servicio agua caliente.		5	32	80	4,204	408,16	616,66	422,57
Alimento esterilizador.		6	28	115	3,115	1000	1000	1000
Alimento digestor.		11	72	92	2,485	615,00	713,00	658,00
Alimento clarificador.		18	84	85	3	1172,5	1175,76	972,64

En los tres casos de estudio se observa un comportamiento similar, donde se puede diseñar una HEN conformada por las tres corrientes calientes (Condensados de la esterilización, Condensados de equipos y Lodos) y tres corrientes frías (Alimento esterilizador, Servicio de agua caliente y Agua de alimento a la caldera). Debido a que se encuentran por fuera de la seb-red donde es posible diseñar la HEN, se descarta la participación de las corrientes 6, 11 y 18. Al introducir la HEN en el proceso se genera un punto pinch y con el, la posibilidad de aumentar la eficiencia térmica en la generación de potencia eléctrica según Townsend et. al. (1983).

En la Figura 3 se muestran las curvas compuestas para un para un $\Delta t_{\min} \neq 0$ formada por las corrientes que participan en la HEN. Se observa como la representación de las corrientes calientes se realiza mediante una curva formada por tres pendientes diferentes, esto es debido a que todas las tres corrientes calientes que conforman la HEN tienen la misma temperatura objetivo, pero diferentes temperaturas de suministro (t_{s1} , t_{s2} , t_{s3}), son estas temperaturas la que dividen la HEN en tres sub-redes.

FIGURA 3. Esquema general de las curvas compuestas que conforman la HEN en una planta de extracción de aceite de palma.



La curva inferior representa las corrientes frías de la HEN, debido a que en este caso tienen la misma temperatura de suministro y objetivo, se forma una sola pendiente en todas las sub-redes, pero que varía con Δt_{\min} debido a que al agua que entra a la HEN es menor a medida que se necesite inyectar más vapor al final de esta.

Para poder obtener el Δt_{\min}^* óptimo nos interesa conocer la variación del consumo de vapor ($m_{30}+m_{29}$) de la HEN a medida que Δt_{\min} aumenta; si se aumenta este valor la curva inferior se desplaza hacia la derecha con relación a la curva superior, esto implica que se aumenta el servicio de vapor para la HEN y se genera la necesidad del servicio de enfriamiento, es decir, se disminuye el potencial de integración a cambio de la posibilidad de realizarla, pues en $\Delta t_{\min} = 0$ el área de intercambio y los costos de la HEN son infinitos.

La Figura 3 también muestra esquemáticamente el problema de encontrar la dependencia de ($m_{30}+m_{29}$) con Δt_{\min} . Se observa como a medida que Δt_{\min} se incrementa, y alcanza el valor de $\Delta t_{\min} = t_{S3} - t_{\text{amb}}$, la corriente $j=3$ deja de participar en la HEN; del mismo modo al alcanzar el valor de $\Delta t_{\min} = t_{S2} - t_{\text{amb}}$, la corriente $j=2$ deja de participar y por último en $\Delta t_{\min} = t_{S1} - t_{\text{amb}}$ ya no hay HEN.

Se aclara que a pesar de que en la curva compuesta aparece un servicio de enfriamiento, este no se considera en el diseño debido a que las corrientes calientes de desecho no requieren llegar a la temperatura ambiente. Solo se desea recuperar energía de las mismas bajando su temperatura, por lo tanto $Q_{\text{cU}} = 0$ y las temperaturas objetivo de las corrientes calientes son función del Δt_{\min} según: $t_{Tj} = t_{\text{amb}} + \Delta t_{\min}$. Debe recordarse que actualmente el agua es calentada por medio de inyección de vapor, por lo tanto el servicio de calentamiento de la HEN se realizará por el mismo método, esto crea una dependencia entre el agua que es calentada en los intercambiadores y la energía requerida Q_{hU} . Para poder

obtener la variación del consumo de vapor se considera que ambas corrientes frías alcanzan la misma temperatura t_{Ci} en cada sub-red, por lo tanto, el sistema de ecuaciones que describe el consumo de vapor en la Topología I es:

$$m_{27} = \frac{m_4 \left(H_{(t_{C3})}^L - H_{(P_d)}^V \right) + x \cdot m_{26} \left(H_{(t_{26})}^L - H_{(P_d)}^V \right)}{H_{(t_{CT})}^L - H_{(t_{26})}^L + x \left(H_{(t_{26})}^L - H_{(P_d)}^V \right)} \quad \text{Ecuación 1}$$

$$m_4 = m_{32} + m_{30}; \quad m_{30} = \frac{m_5 \left(H_{(t_{T5})}^L - H_{(t_{amb})}^L \right)}{H_{(P_d)}^V - H_{(t_{T5})}^L}; \quad t_{C3} = \frac{q_1 + q_2 + q_3}{\bar{C}p_{H_2O} (m_{31} + m_{32})} + t_{amb}$$

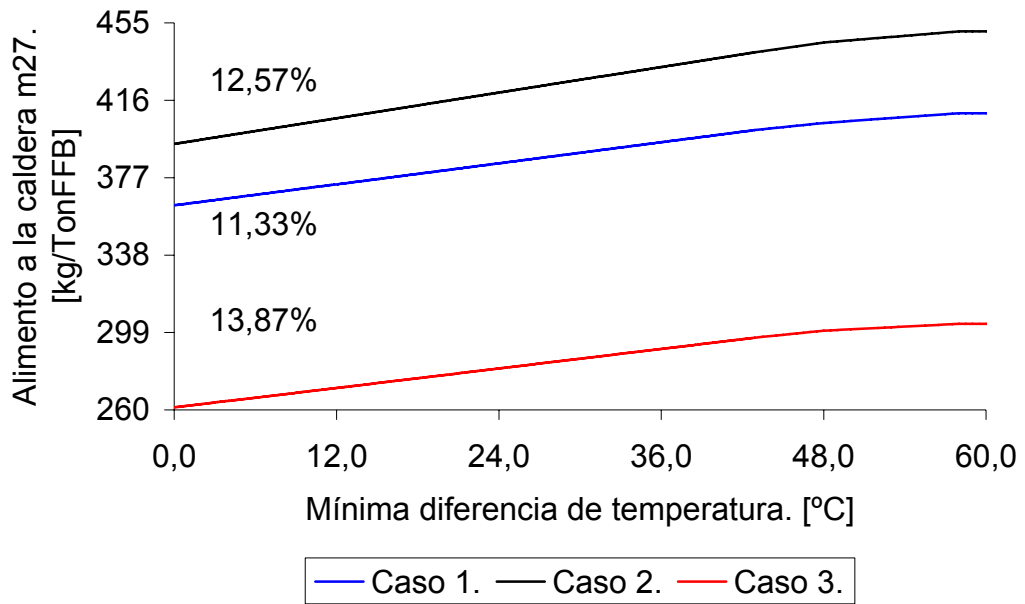
$$q_1 = m_1 \cdot \bar{C}p_1 \cdot (t_{S1} - \Delta t_{min} - t_{amb}); \quad q_2 = m_2 \cdot \bar{C}p_2 \cdot (t_{S2} - \Delta t_{min} - t_{amb})$$

$$q_3 = m_3 \cdot \bar{C}p_3 \cdot (t_{S3} - \Delta t_{min} - t_{amb})$$

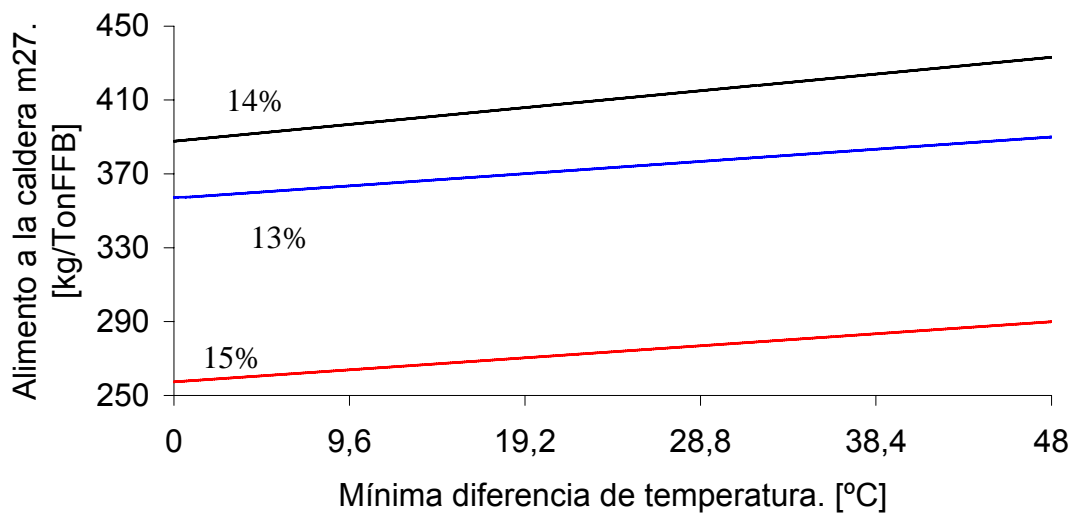
Utilizando el anterior sistema de ecuaciones en cada subred de la Topología I se obtiene la Figura 4 (a), donde se muestra la variación del consumo de vapor en función de Δt_{min} , identificando para cada caso y cada Topología el límite superior del porcentaje de disminución que se puede alcanzar. Aunque este valor es aproximado e imposible de lograr, brinda una aproximación del rango del resultado final, por lo tanto nuestro resultado no podrá ser mayor a este valor.

Teniendo las cinco corrientes que participan en la Topología I y las cuatro que participan en la Topología II, se procede a obtener una topología cada una aplicando el método Pinch de diseño presentado por Linhoff y Hindmarsh (1983).

FIGURA 4. Máxima disminución en el consumo de vapor. (a) Topología I,
(b) Topología II



(a)

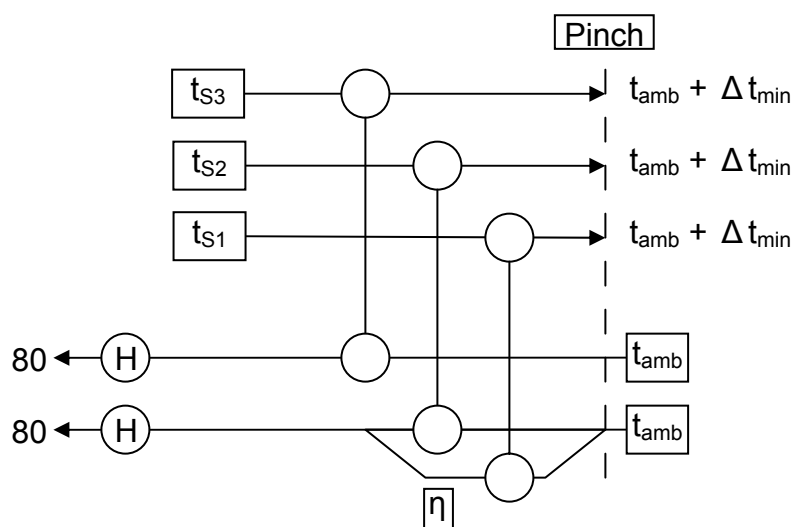


(b)

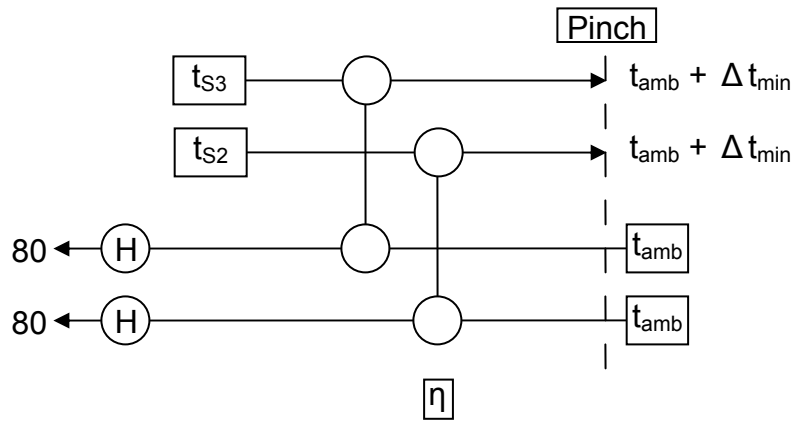
Del método se obtiene que el mínimo número de unidades de intercambio de calor son cinco, puesto que hay cinco corrientes, un solo servicio y solo consideramos el lado caliente, es cierto que al hacer el diseño con el mínimo número de unidades no se logrará el área mínima de intercambio de calor, pero al trabajar con muchos equipos se incrementarán los costos de mantenimiento, instalación, sistemas auxiliares de control, tuberías, caída de presión, etc.. Por lo tanto, para un diseño preliminar se fija el objetivo de alcanzar el mínimo número de unidades; siguiendo el mismo raciocinio se obtienen dos unidades para la Topología II.

En la Topología I se debe dividir una de las corrientes frías para mantener el mínimo número de unidades, de lo contrario se necesitaría un enfriador en el lado caliente para alcanzar la temperatura Pinch de alguna de las corrientes calientes, lo anterior se puede deducir del diagrama de la red de intercambio de calor (Figura 5).

FIGURA 5. Diagrama general de la red de intercambio de calor. (a) Topología I.
(b) Topología II.



(a)



(b)

El problema siguiente es determinar cuál corriente se une con cuál, y hasta que temperatura se enfriarán las corrientes calientes, para lo cual se realiza la optimización de la función objetivo definida según Umeda et al. (1978) como:

“Dados unos valores específicos de temperaturas, energía requerida y propiedades físicas de las corrientes de proceso, encuentre la estructura del sistema de intercambio de calor que contenga los servicios industriales de calentamiento y/o enfriamiento, y que minimice la siguiente función objetivo expresada en costo anual” (ver ecuación 2).

$$C = \sum_k C_k + C_{Q_{nU}} \quad \text{Ecuación 2}$$

El primer término del lado derecho de la Ecuación 1 es el costo anualizado de inversión fija de los intercambiadores que conforman la HEN, el segundo término corresponde al costo del suministro de la energía que consume la HEN, y la suma de ellos es el costo anual total de la HEN.

En lo que concierne a la Topología I, el delta de temperatura mínimo es una de las dos variables de diseño de la HEN, y su valor se puede optimizar sin necesidad de determinar la topología de la red, es decir, el Δt_{\min}^* se puede estimar sin poseer el valor de la fracción de división de la corriente fría η . Esta independencia se consigue teniendo en cuenta ciertas aproximaciones propias del análisis Pinch, que garantizan según los autores Linnhoff et. al (1983), simplicidad, consistencia en el proceso de integración y resultados cerca del verdadero valor óptimo.

Para hallar este valor se procede a realizar el método de transferencia de calor vertical expuesta por Linnhoff y Ahmad (1990), el cual se resume en la Ecuación 3, y el concepto se muestra en la Figura 6.

$$A_{\min} = \sum_i^{\text{Intervalos}} \left(\frac{1}{\Delta t_{LMi}} \right) \sum_j^{\text{Corrientes}} \left(\frac{q_j}{h_j} \right)_i \quad \text{Ecuación 3}$$

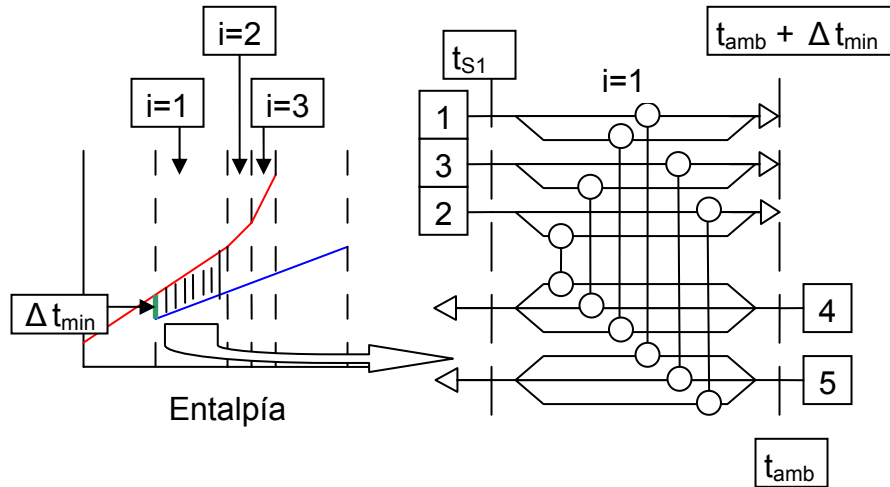
La Ecuación 3 brinda el área mínima total de la red en función de Δt_{\min} , pero para utilizar una ecuación de costos no lineal se debe tener el área de cada intercambiador, y para obtener su valor exacto se necesita diseñar la red. Luego se acostumbra considerar que cada equipo tiene la misma área y que el número de equipos es el mínimo número de equipos. En nuestro problema tenemos que utilizar por lo menos 5 equipos, de los cuales dos son reemplazados por sistemas de inyección de vapor ya existentes en planta, por lo tanto el área de cada intercambiador es:

$$A_k = \frac{A_{\min}}{U_{\min \cdot \text{MER}}} = \frac{A_{\min}}{3}$$

Utilizando la ecuación no lineal de costos mostrada gráficamente en el Anexo C y representada de forma general mediante:

$$C_k = a \cdot A_k^b \quad a=f(A_k) \quad b=g(A_k)$$

FIGURA 6. Diagrama para la transferencia de calor vertical en un intervalo de entalpía de la curva compuesta en la HEN.



El costo de producción del vapor se discrimina en el Anexo D. El costo anual de un equipo fundamental puede considerarse igual al valor de la depreciación que experimenta el equipo. Según Infante Villareal (1993) la depreciación de un equipo tiene muchas formas de calcularse dependiendo del punto de vista donde se analice. Por ejemplo puede ser igual al valor anual contable permitido por ley, a la apropiación anual requerida para acumular la suma necesaria para reponer el activo, o al cargo anual que incorpora el consumo del capital invertido en el activo y el lucro cesante que el capital inmovilizado deja de producir. Adoptando la segunda modalidad, la estimación del precio futuro del activo se obtendrá suponiendo que el incremento anual del precio del equipo es igual a la tasa de inflación actual, y el interés con el cual crece el dinero con el que se repondrá el equipo en el futuro puede ser igual a la tasa de oportunidad de la industria, o una cuenta bancaria, así se obtiene que el valor anual de un intercambiador de calor viene dado por la ecuación 4.

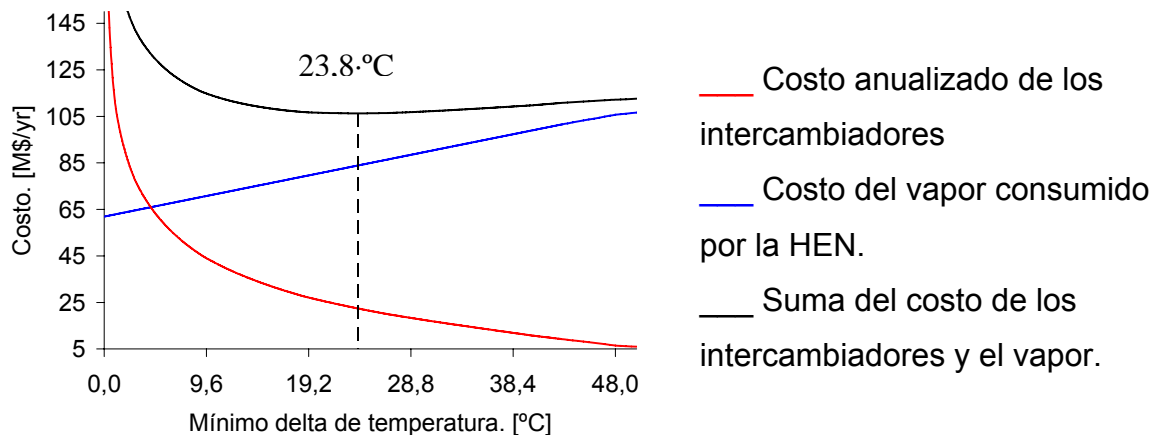
$$C_k = \alpha \cdot a \cdot \left(\frac{A_{\min}}{3} \right)^b$$

$$\alpha = \frac{M \& S_{2005}}{M \& S_{2000}} (1 + \text{inf})^{n_k} \left[\frac{i}{(1+i)^{n_k} - 1} \right]$$

Ecuación 4

El sistema de ecuaciones hasta ahora presentado se utiliza para graficar la función objetivo en función del Δt_{\min} , obteniendo los valores óptimos de 23,5 °C, 23,8°C y 20,0°C, respectivamente para cada caso, como se muestra en la Figura 7 para el caso 2. Con este valor se puede obtener la curva gran compuesta mostrada en la Figura 8, donde se observa el potencial de cogeneración que tiene la planta del caso 2.

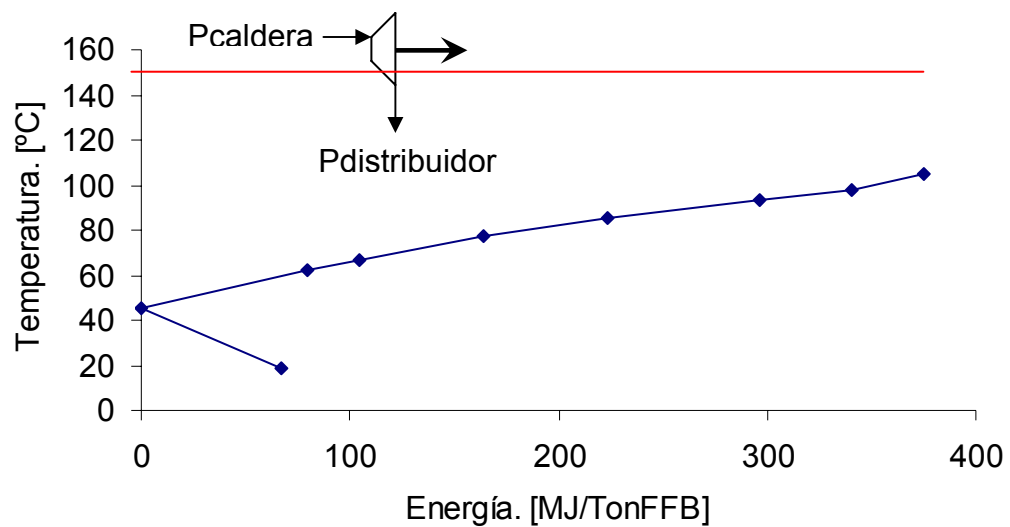
FIGURA 7. Valor aproximado de la optimización del caso 2, Topología I.



El combustible que se alimenta a la caldera es una mezcla con un 70% en peso de fibra y un 30% de cuesco, que es la misma proporción relativa que se encuentra en el fruto. El potencial de conversión en energía depende de la humedad que posean, la cual es de aproximadamente el 35% y el 10% en peso

respectivamente, con una capacidad calorífica de $11,32 \cdot \text{MJ/kg}$ y $17,516 \cdot \text{MJ/kg}$. Por lo tanto, la energía con la cual cuentan los casos de estudio son de $12,55 \cdot \text{MW}$, $17,96 \cdot \text{MW}$ y $27,69 \cdot \text{MW}$, dependiendo de la eficiencia de la caldera que es del 73%, esta energía será transferida para obtener vapor saturado.

FIGURA 8. Potencial de cogeneración para el caso 2.



Las limitantes que presentan los casos de estudio son que la caldera solo puede producir vapor saturado y que el flujo de agua está determinado por el consumo de la planta, puesto que éste es nuestro sumidero de calor. Por lo tanto, si se desea aumentar el trabajo producido por la turbina, se debe aumentar la presión de la caldera, la cual no puede superar los 10·bar, y el valor actual es de 8,6·bar. En los casos de estudio se presenta un consumo aproximado de $4,15 \cdot \text{MW}$, $7,01 \cdot \text{MW}$ y $8,21 \cdot \text{MW}$, lo que representa una utilización del 45%, 53% y 46% de la energía disponible.

3. DISEÑO DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR

Del análisis desarrollado en el capítulo 2, se obtuvieron las ecuaciones que describen el proceso, y la topología general de la HEN. La labor del presente capítulo se enfoca a la obtención de los valores óptimos del Δt_{\min} y la fracción de la corriente fría que debe desviarse η en la Topología I, y el Δt_{\min} para la Topología II, para lo cual se utilizara un programa basado en el método de algoritmos genéticos.

3.1 DISEÑO SEGÚN TOPOLOGÍA I

Las ecuaciones obtenidas en la aplicación del método Pinch se simplificaron al considerar que ambos fluidos fríos entraban a los inyectores de vapor a la misma temperatura. En la aplicación del método de algoritmos genéticos no es necesario realizar esta simplificación, por lo tanto se plantean nuevamente las ecuaciones.

Dentro de la topología fija que se tiene, existen 6 posibilidades de unir las corrientes para cada caso; en el Tabla 3 se muestran los resultados identificados mediante un código de tres números, conformado por los números del 1 al 5, que representan las corrientes frías y calientes según el diagrama de flujo, donde 1, 2 y 3 son las calientes, y 4 y 5 las frías. El número del medio indica la corriente fría que se dividirá y los extremos las corrientes calientes con las cuales se unirán cada pedazo de la fría, siendo el primer número de la izquierda la unión con la corriente principal y el último número la corriente fría que se divide.

El sistema de ecuaciones con el cual se obtuvieron estos resultados se muestra en el Anexo E.

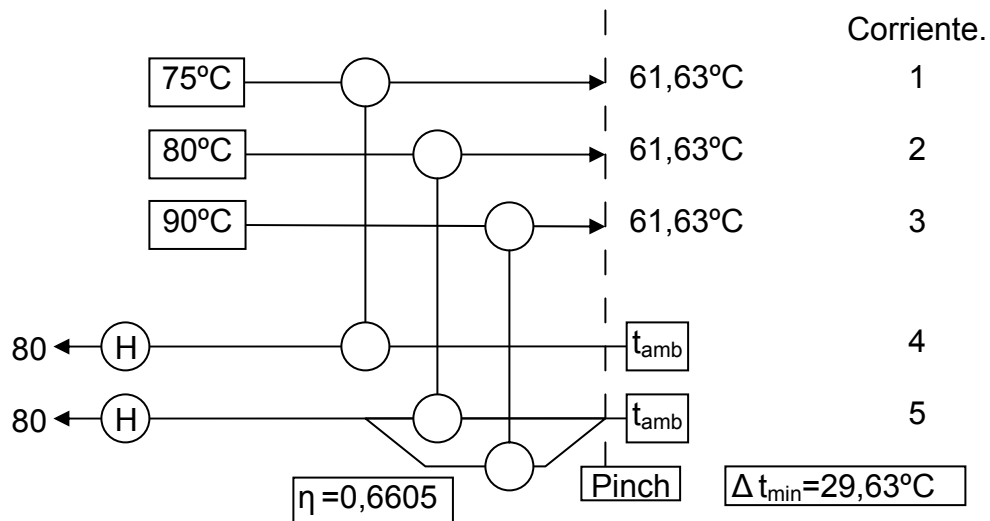
Tabla 3. Resultado de la optimización mediante algoritmos genéticos.

Caso	Topología	Variables Independientes.		Variable dependiente.
		Δt_{\min} [°C]	η	C_T [M\$/yr]
1	1-5-2	29,63	0,6446	77,263
	1-5-3	31,98	0,6835	77,889
	2-5-3	35,35	0,7252	77,808
	1-4-2	29,16	0,6442	77,033
	1-4-3	31,73	0,8441	77,840
	2-4-3	35,36	0,7902	78,008
2	1-5-2	29,42	0,8447	107,089
	1-5-3	27,74	0,8953	106,416
	2-5-3	29,63	0,6605	106,232
	1-4-2	28,56	0,8399	110,316
	1-4-3	31,67	0,9086	107,480
	2-4-3	35,35	0,6901	108,425
3	1-5-2	31,47	0,7621	86,7926
	1-5-3	30,94	0,7752	86,5618
	2-5-3	30,89	0,6016	86,1205
	1-4-2	31,73	0,8146	86,6648
	1-4-3	35,33	0,9189	87,2618
	2-4-3	36,05	0,6307	87,8000
Parámetros del algoritmo				
Población		30		
Generaciones		100		
Tipo de reproducción		2 puntos de ruptura.		
Probabilidad de reproducción.		0,85		
Tipo de selección		Torneo		
Probabilidad de selección.		0,85		
Elitismo		1		
Probabilidad de mutación		0,005		
Periodo de renovación.		10 generaciones.		
Porcentaje de renovación.		10 %		

El sistema de ecuaciones se resuelve utilizando el programa GOAL Versión 2.0 basado en Algoritmos Genéticos. Este método se utilizó por que demuestra tener un mejor desempeño en este tipo de problemas según Avila et. al. (2001),

obteniendo como resultado las variables mostradas en el Anexo E, y en la Figura 9.

FIGURA 9. Diseño final de la red de intercambio de calor según la Topología I, Caso 2.

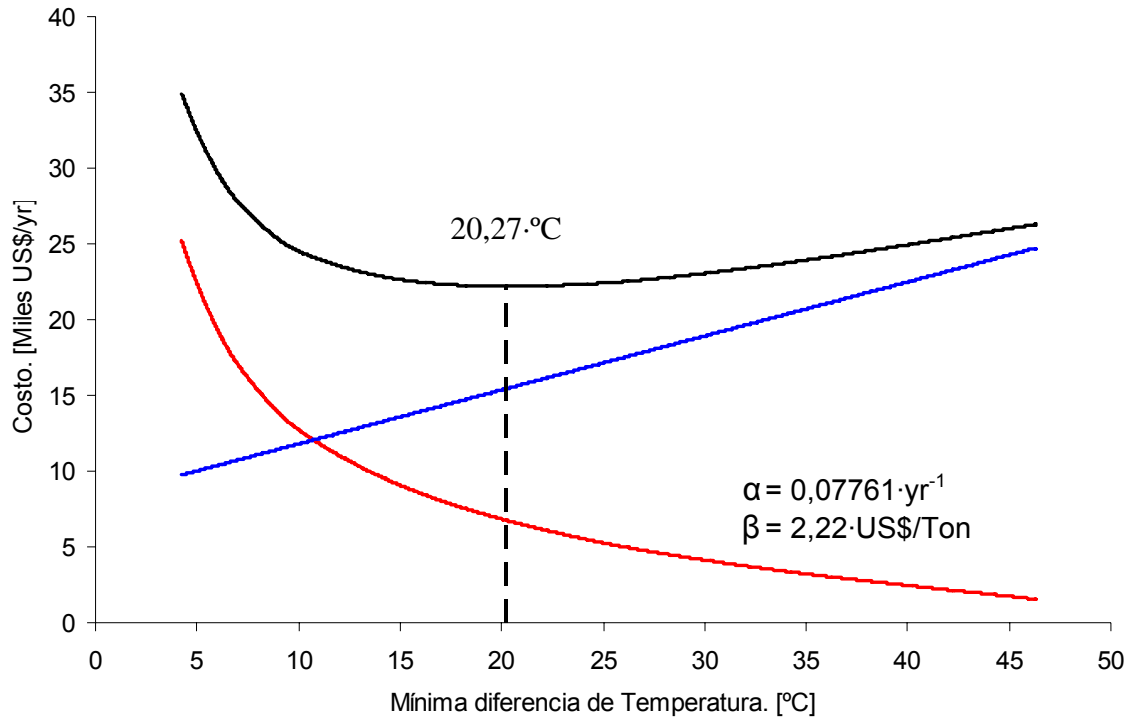


Área Total: 129,99·m²
 Costo Total: 46873·US \$

3.2 DISEÑO SEGÚN TOPOLOGÍA II

La Topología I presenta dos posibilidades de unión de corrientes y la variable independiente es Δt_{\min} , el sistema de ecuaciones se muestra en el Anexo F junto con los mejores resultados obtenidos.

FIGURA 10. Resultado de la optimización de la Topología II, caso 2.

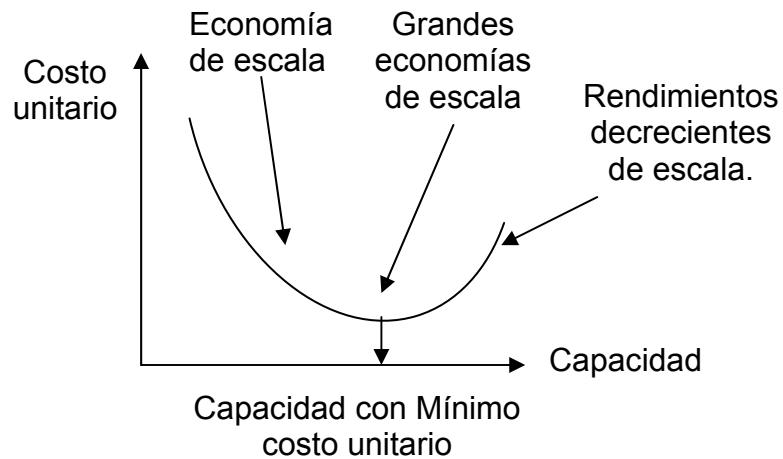


- Costo anualizado de los intercambiadores
- Costo del vapor consumido por la HEN.
- Suma del costo de los intercambiadores y el vapor.

4. ANÁLISIS ECONÓMICO

El comportamiento de la economía de escala radica principalmente en los costos variables no lineales, y su característica principal es la disminución del costo marginal a medida que aumenta la producción de la planta, esto es debido a una disminución en el costo unitario, como se puede apreciar en la función de costo unitario mostrada en la Figura 11.

FIGURA 11. Función de costo unitario.



En la Figura 11 se aprecia la tendencia que tiene la curva de costo unitario hacia un punto de inflexión que representa el mínimo costo unitario, lugar donde el aumento en la producción conlleva muy pocos costos adicionales.

Como resultado de la introducción de la HEN se consigue una disminución del consumo del costo de producción como se muestra en la Figura 12, donde el máximo factor de utilización se refiere al 0,788 anual que normalmente poseen.

FIGURA 12. Función de costo unitario de procesamiento para los casos de estudio.

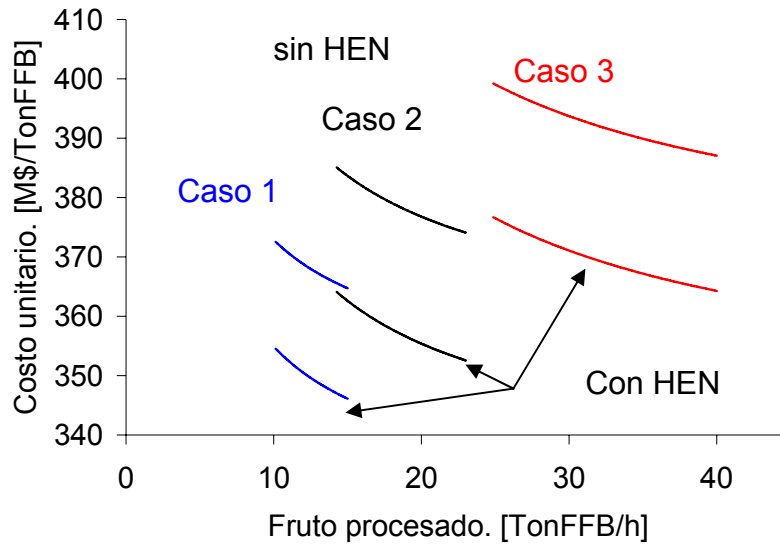
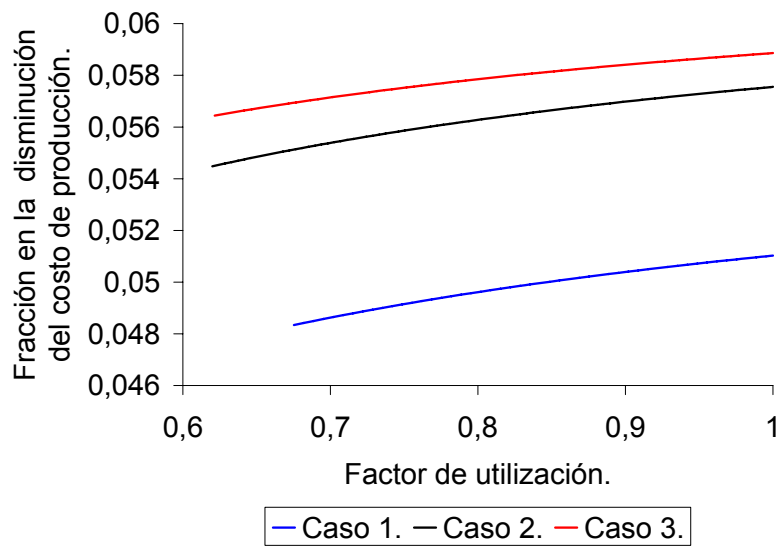


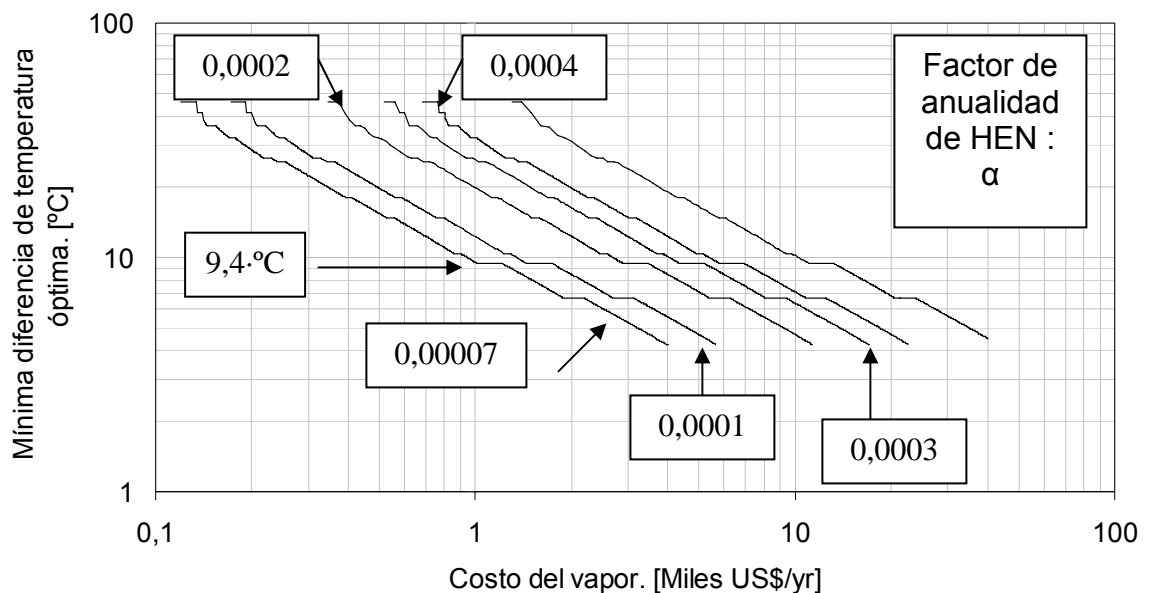
FIGURA 13. Variación en el ahorro del costo de producción.



Se desarrolló un análisis de sensibilidad con respecto a los valores de costo de suministro de vapor, y factor de anualidad del equipo fundamental, dando como

resultado la Figura 14. En dicha figura se pueden apreciar zonas donde la diferencia mínima de temperatura es insensible al cambio en el costo de producción del vapor.

FIGURA 14. Variación de Δt_{\min}^* con los factores económicos para el Caso 2, Topología II.



4.1 COMPATIBILIDAD ENTRE VPN Y TIR

Como se observa en la Tabla 4 los resultados obtenidos del análisis energético de la red no son concluyentes para diferenciar la opción que manifiesta los mejores índices de ahorro.

Debido a esto se pretende escoger desde un punto de vista económico la mejor alternativa de inversión, comparando las rentabilidades correspondientes a cada Topología, utilizando los conceptos del Valor Presente Neto (VPN) y Tasa Interna de Rentabilidad (TIR).

Tabla 4. Ahorro de servicios debidos a la introducción de la HEN.

CASO	% DE AHORRO DE AGUA		% DE AHORRO DE VAPOR		% DE DISMINUCIÓN EN EL ALIMENTO A LA CALDERA	
	I	II	I	II	I	II
1	0	14,2	36,9	36,1	5,7	7,2
2	0	6.7	34,9	46,0	6,2	9,7
3	0	11.6	35,7	47,3	6.3	9,7

Teniendo en cuenta que la HEN en lugar de generar ingresos genera un ahorro y un gasto, se estiman estos valores para cada alternativa de inversión durante el tiempo de vida útil del proyecto, con los cuales se calcula el VPN en función de la TIR con la finalidad de observar cuál tiene un costo menor dependiendo de la tasas de oportunidad del inversionista, la cual se ha establecido para los cálculos anteriores con un valor del 20%.

El primer hecho que salta a la vista en la Figura 15 es que las curvas se cortan para un valor de $i = 0,17$, donde para un valor menor a este es mejor la Topología I que la II, y en caso contrario es mejor la Topología II, debido a que el VPN representa el costo de la red el cual se quiere que sea mínimo. Como la tasa de interés de oportunidad fue del 20% nos ubicamos en la zona donde la Topología II es mejor que la I; y de igual forma para los tres casos como se muestra en el Anexo G.

FIGURA 15. Curva de VPN para ambas inversiones, Caso 3.

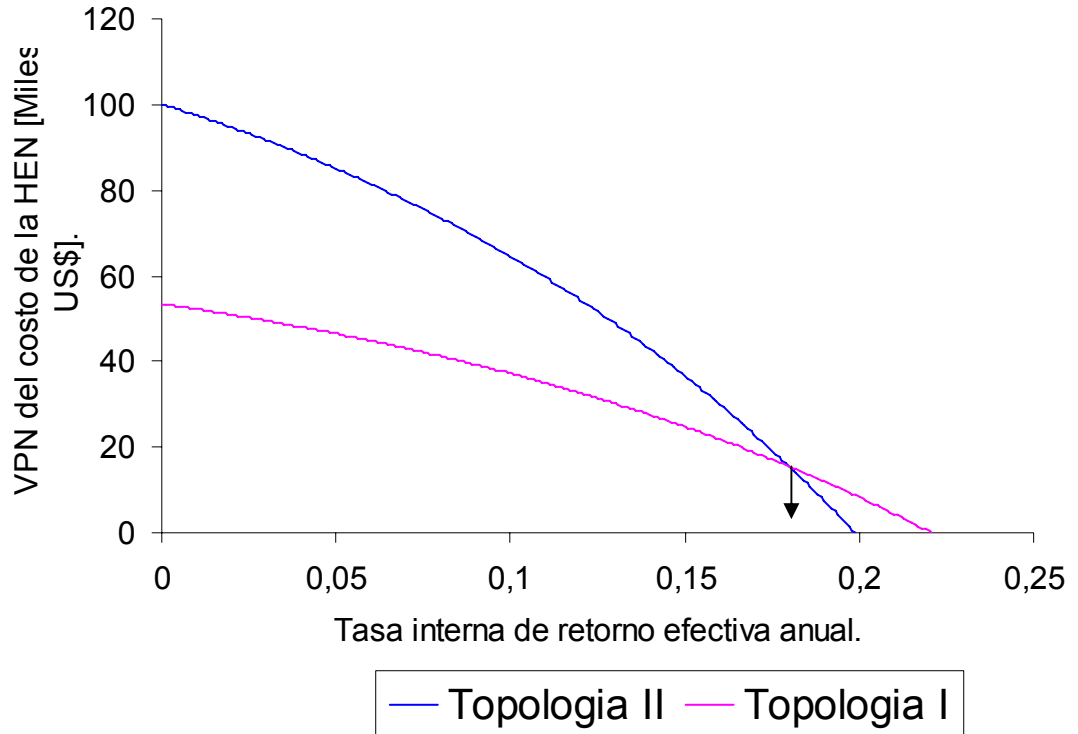


Tabla 5. Tasa interna de rentabilidad para ambas opciones de inversión.

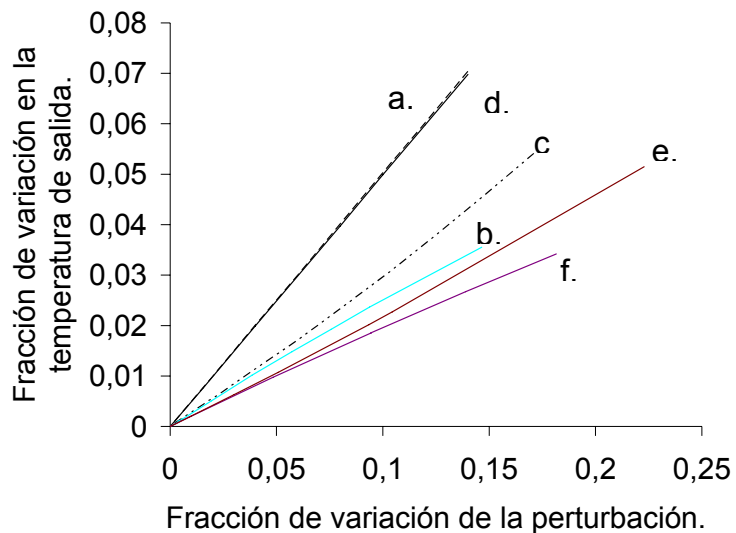
CASO	TIR TOPOLOGÍA I	TIR TOPOLOGÍA II	PUNTO DE CORTE
1	0,316	0,3076	0,2138
2	0,19	0,1774	0,09959
3	0,2207	0,1988	0,1798

De acuerdo con los resultados encontrados, la Topología más adecuada sería la Topología II.

5. CONTROLABILIDAD DEL PROCESO

El mejor resultado del análisis económico (mostrado anteriormente) se sometió a un estudio de estabilidad mediante la simulación y controlabilidad en HYSYS DINAMIC v 3.2, del cual se obtuvieron los parámetros de los controladores, ubicados en estrategia de control Feed Back. Se realizó un análisis de sensibilidad descubriendo que la variable que afecta más al sistema es la temperatura ambiente y la temperatura del efluente. Como se puede observar en la Figura 16, un cambio en la variable perturbada produce un cambio significativo en la variable controlada.

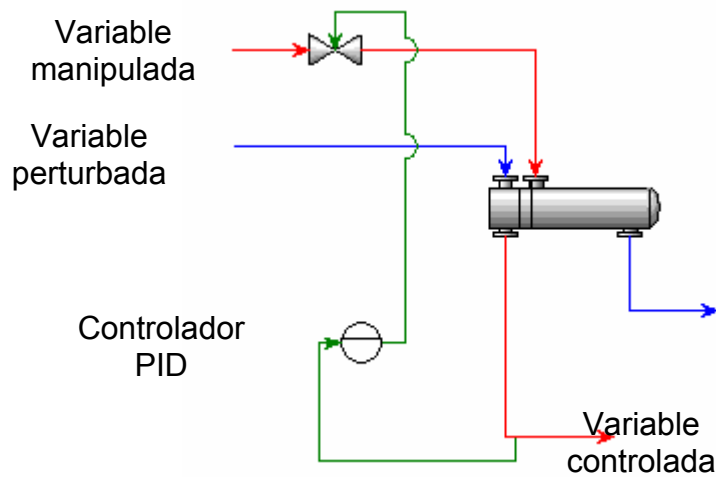
FIGURA 16. Sensibilidad de un intercambiador con respecto a la temperatura de salida de agua.



A.	B.	C.	D.	E.	F.
Temperatura Ambiente	Flujo de agua alimentado Delta > 0	Flujo de agua alimentado Delta < 0	Temperatura del Efluente	Flujo de Efluente Delta > 0	Flujo de Efluente Delta < 0

Los datos necesarios para la simulación de la estrategia de control para todos los intercambiadores se muestran en la Tabla 6.

FIGURA 17. Lazo de control para los intercambiadores de la HEN.



VARIABLE PERTURBADA	VARIABLE MANIPULADA	VARIABLE CONTROLADA
Agua que entra al proceso (m_{31} o m_4)	Flujo de retorno de condensado.	Temperatura agua del proceso.

Tabla 6. Parámetros de los controladores PID para los intercambiadores.

CASO	INTERCAMBIADOR	PARÁMETRO		
		Kc [°C/°C]	Ti [s]	Td [s]
1	Agua – lodo	10,51	9,4	2,9
	Agua – condensados de esterilización	7,42	13,6	3,1
2	Agua – lodo	26,88	15,37	3,84
	Agua – condensados de esterilización	10,38	10,5	2,99
3	Agua – lodo	18,13	13,94	3,48
	Agua – condensados de esterilización	8,12	12,051	3,013

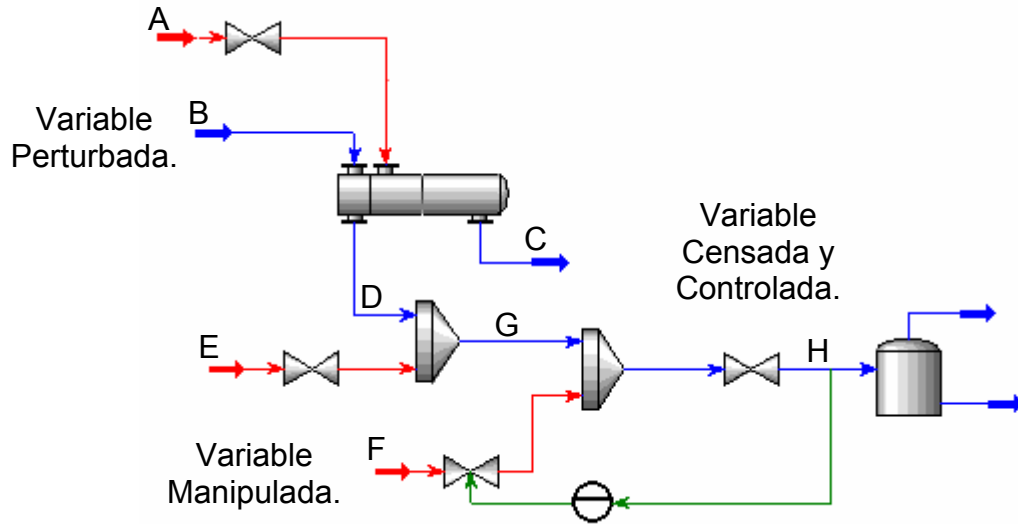
De igual forma el costo en el que se incurre cuando se presenta una perturbación se puede observar mediante el cambio que tiene la variable manipulada para reestablecer el sistema y llegar de nuevo a su Set Point.

A continuación se analiza el costo relacionado con una perturbación generada en el sistema, el cual se representa de forma general en la Figura 18. Los sistemas de precalentamiento del agua antes de ser mezclada con vapor poseen la misma configuración, tanto para el servicio de agua caliente como para el precalentamiento a la caldera.

De la tabla 7 puede concluirse que el controlador P genera menores pérdidas económicas al producirse una perturbación, y que el error causado en la temperatura de salida es insignificante, por lo tanto, este tipo de controlador brinda condiciones aceptables de operación para este sistema.

La perturbación es un evento ocasional que dura cierto periodo de tiempo, y puede variar de forma tanto positiva como negativa. Dependiendo de si su relación es inversa o directa con respecto a la variable manipulada, que en este caso es el suministro de vapor al sistema de calentamiento final, se puede generar un costo adicional o un ahorro, por ejemplo en el caso de la temperatura del agua de suministro que posee una relación inversa con la cantidad de vapor requerida, pues al aumentar la temperatura ambiente se disminuye el consumo de vapor, dependiendo del porcentaje de variación de la temperatura se lee en la tabla el costo por minuto que tiene esta perturbación, y en nuestro ejemplo se genera un ahorro igual al producto que aparece en la tabla y el tiempo que dure la perturbación.

FIGURA 18. Distribución de corrientes para la Topología II.



CORRIENTE	SISTEMA DE PRECALENTAMIENTO DE AGUA PARA LA CALDERA			SISTEMA DE SUMINISTRO DE AGUA CALIENTE		
	B	Agua fría captada				
C	Salida fluido caliente					
D	Salida agua captada					
E	Retorno de condensado de distribuidores			Retorno de condensados de equipos		
F	Servicio de vapor					
G	mezcla					
Caso	1	2	3	1	2	3
A	Condensados de esterilización	Lodos	Lodos	Lodos	Lodos	Condensados de esterilización
H	Agua caliente					

Tabla 7. Costo provocado por la ocurrencia de una perturbación en la temperatura del agua ambiente para el caso 3, Topología II, sistema de servicio de agua caliente.

PERTURBACIÓN [%]	P		PI	PID
	[€ / min]			
1	Error	0,154	0,172	0,170
2		0,305	0,340	0,309
3		0,459	0,511	0,512
4	0,000968	0,610	0,684	0,683
5	0,0012	0,765	0,855	0,855
Parámetros del controlador				
Kc	3			
Ti	0	4.7		
Td	0			0.005

Tabla 8. Costo relacionado a cada perturbación del sistema de servicio de agua caliente para el caso 1.

VARIABLE PERTURBADA [%]	COSTO RELACIONADO A LA PERTURBACIÓN. [€/MIN]						
	1	2	3	4	5	6	7
Temperatura ambiente.	0,0139	0,0280	0,0421	0,056	0,070	0,839	0,097
Temperatura Lodos.	0,0082	0,0175	0,0262	0,035	0,0437	0,0525	0,0613
Temperatura Condensado Equipos.	0,0146	0,0291	0,0437	0,0583	0,0729	0,0874	0,102
Flujo Agua fría	0,0292	0,0538	0,0822	0,106	0,158	0,185	

6. CONCLUSIONES

- Es factible construir una red de intercambio de calor en las plantas extractoras de aceite de palma en Colombia, cuyos parámetros óptimos dependen de las características de las plantas.
- La recuperación de energía para el caso 1 se realiza mediante las uniones entre las corrientes de condensados de esterilización con precalentamiento de agua a la caldera, y lodos con servicio de agua caliente; y su mínima diferencia de temperatura óptima es 33,3°C.
- La recuperación de energía para los casos 2 y 3, se realiza mediante las uniones entre las corrientes de condensados de esterilización con servicio de agua caliente, y precalentamiento de agua a la caldera con lodos; y sus mínimas diferencias de temperatura óptima con 20,27°C y 24,48°C.
- Al introducir una red de intercambio de calor en los tres casos de estudio, se reduce el consumo unitario de captación de agua en un valor promedio del 10,8%, que equivale a niveles del 622,8; 876 y 552,2·kg/Ton_{FFB} respectivamente. Del mismo modo, se reduce el consumo de vapor en un valor promedio del 8,87%, que equivale a niveles del 379,86; 406,9 y 273,95·kg/Ton_{FFB} respectivamente. Principalmente para el sistema intervenido de precalentamiento del agua fría de servicio, el consumo disminuyó en promedio en un 43,1%, equivalente a 37,57; 41,13 y 26,52·kg/Ton_{FFB},
- La inversión inicial que requiere el proyecto de introducir la HEN en cada caso estudiado se estima en 68000·US\$, 104000·US\$ y 102000·US\$ respectivamente.

BIBLIOGRAFÍA

AHMAD, S.; LINNHOFF, B. and SMITH, R.. Cost optimum heat exchanger networks-2. : Targets and design for detailed capital cost models. En : Computers and Chemical Engineering. Vol. 7, No. 7 (1990); p. 751-767

Al-Zuhair, Sulaiman. Using liquid-liquid deep settling model in determining the design parameters of crude palm oil settler. En : Separation and Purification technology. Vol. 35 (2005); p.133-140

AVILA DIAZ, Freddy Benjamín y URIBE RODRÍGUEZ, Ariel. Propuesta de una red de intercambio de calor para Topping usando algoritmos genéticos. Bucaramanga : UIS, 2001.

CENTRO DE ESTUDIOS E INVESTIGACIONES AMBIENTALES. Análisis energético preliminar del proceso de beneficio de aceite de palma en tres extractoras Colombianas. Bucaramanga : CEIAM, 2005.

CHAUVEL, Alain; FOURNIER, Gilles and RAIMBAULT, Claude. Manual of process economic evaluation. 2 ed. Paris : TECHNIP, 2003. p. 341.

ECKEY, E. W.. Vegetable fats and oils. New York : REINHOLD, 1954. p. 322-343

FEDEPALMA. Anuario estadístico : La agroindustria de la palma de aceite de Colombia y el mundo.

HASAN, M. and HASHIM, A.. Determination of the specific heat of oil palm fruit bunch. En : Planter. Vol. 66, No. 771 (1990); p. 282-290

INCROPERA, Frank P. y DeWITT, David P.. Fundamentos de transferencia de calor. 4 ed. México : PRENTICE HALL, 1999. p. 584-586.

INFANTE VILLAREAL, Arturo. Evaluación financiera de proyectos de inversión. Bogotá, 1993. p. 45

LINNHOFF, Bodo. Use pinch analysis to knock down capital costs and emissions. En : Chemical Engineering Progress. Vol. 90, No. 8 (aug, 1994); p. 32-57

_____ and AHMAD, S.. Cost optimum heat exchanger networks-1. : Minimum energy and capital using simple models for capital cost. En : Computers and Chemical Engineering. Vol. 14, No. 7 (1990); p. 729-750.

_____ and FLOWER, John R.. Synthesis of heat exchanger networks : Systematic generation of energy optimal networks. En : American Institute of Chemical Engineering Journal. Vol. 24, No. 4 (jul, 1978); p. 633-642

_____ and HINDMARSH, E.. The pinch design method for heat exchanger networks. En : Chemical Engineering Science. Vol. 38, No. 5 (1983); p. 745-763.

MAHLIA, T.M.I. et al.. An alternative energy source from palm wastes industry for Malaysia and Indonesia. En : Energy Conversion and Management. Vol. 42 (2001); p. 2109-2118

MAZZANI, Bruno. Plantas oleaginosas. Barcelona, Salvat, 1963. p. 359-403

PÉREZ LIBARDO, Viasus. Propuesta para el control automático de calderas en plantas extractoras de aceite de palma (P.E.A.P.), en la región de los llanos orientales de Colombia.

UMEDA, T.; ITOH, J. and SHIROKE, K.. Heat exchange system synthesis. En : Chemical Engineering Progress. Vol. 74, No. 7 (jul, 1978); p. 70-76

WALES, Ronald E.. Mean temperature difference in heat exchangers. En : Chemical Engineering. Vol. 88, No. 4(feb, 1981); p. 77-81.

VATAVUK, William M.. How to estimate operating costs. En : Chemical Engineering. Vol. 112, No. 7(jul, 2005); p.33-37

LISTA DE ANEXOS

Anexo A. Costos de producción y Balances de materia y energía.

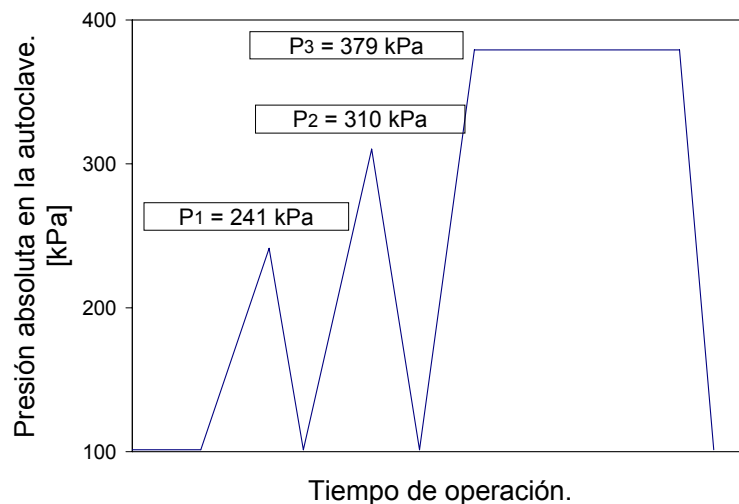
En la siguiente tabla se detalla la capacidad de los casos de estudio y las características fundamentales de los equipos de esterilización.

Variable	Símbolo	Unidad	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Capacidad de la planta.	m	$\frac{\text{Ton}_{\text{FFB}}}{\text{h}}$	15	23	40
Tiempo de operación diaria de la planta.	ti	$\frac{\text{h}}{\text{día}}$	24	18	24
Volumen libre de la autoclave.	V	m^3	39,74	30,89	45,41
Masa de FFB que cabe en una autoclave.	m_{FFB}	kg	15000	10400	18400
Capacidad calorífica representativa de la esterilización.	\bar{C}_{p_6}	$\frac{\text{kJ}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$	3,107	3,161	3,077
Costo estimado de un esterilizador.		€_{2005}	305000	233000	305000

Fase de extracción mecánica. Esta es la primera etapa del proceso, y esta formada por los equipos encargados esterilizar el FFB, desgranarlo para separar el fruto del raquis, triturar el fruto y prensarlo, obteniendo al final una mezcla de lodos - aceite, llamada aceite crudo; y la torta conformada por las fibras, el cuesco

y las almendras.

Esterilizador. En esta operación el FFB ($j=6$) debe ser llevado desde la temperatura ambiente hasta los 115 °C. Pero debido a la manera como se realiza la operación de esterilización, la energía consumida es mayor que la necesaria para aumentar solamente la temperatura del FFB. En los tres casos de estudio, la operación de esterilización se realiza sometiendo al FFB en autoclaves a tres picos de presión consecutivamente mayores, que se describirán como P_1 , P_2 y P_3 . Los dos primeros picos son momentáneos, y el tercer pico es el de mayor presión y se mantiene durante algún tiempo siendo el principal responsable del aumento de temperatura.



En la superior se muestra esquemáticamente el comportamiento de la presión en la autoclave durante la operación de esterilización, un estudio más detallado es presentado por Pérez 2001. En la figura se describe primero un consumo de vapor sin aumento de presión debido al desaireado del equipo, seguido de tres picos de presión con sus respectivas expansiones donde el vapor es expulsado a la atmósfera, en todo el proceso existe consumo de vapor debido a la condensación del vapor al aumentar la temperatura no solo del FFB sino también de todos los

componentes del equipo. Todos estos fenómenos se resumirán en una capacidad calorífica característica $\bar{C}p_6$ que se discrimina en la tabla, y que se obtuvo con las siguientes consideraciones pertinentes:

- El vapor expulsado a la atmósfera durante las expansiones se encuentra saturado.
- No hay aire en el equipo durante los tres picos de presión.
- El aumento de la temperatura del FFB se debe a la condensación del vapor en el tercer pico de presión P_3 .
- Los fenómenos energéticos tenidos en cuenta son el aumento de temperatura del FFB (Q_{FFB}) y las pérdidas en las expansiones (Q_{exp}).

$$\bar{C}p_6 = \frac{Q}{m_{FFB} \cdot (t_{T6} - t_{S6})} = \frac{Q_{FFB} + Q_{exp}}{m_{FFB} \cdot (t_{T6} - t_{S6})}$$

Donde:

$$Q_{FFB} = m_{FFB} \left[\omega_{fruto,FFB} \cdot \bar{C}p_{fruto} + (1 - \omega_{fruto,FFB}) \cdot \bar{C}p_{EFB} \right] \cdot (t_{T6} - t_{S6})$$

$$Q_{FFB} = m_{FFB} \left[(0,67) \cdot (2,4855) + (0,33) \cdot (3,024) \right] \cdot (115 - 28) \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

$$Q_{exp} = V \left(\frac{H_{(P_1)}^V}{\bar{V}_{(P_1)}^V} + \frac{H_{(P_2)}^V}{\bar{V}_{(P_2)}^V} + \frac{H_{(P_3)}^V}{\bar{V}_{(P_3)}^V} \right) = V \left(\frac{2715}{0,7429} + \frac{2726}{0,5872} + \frac{2735}{0,4862} \right) \left(\frac{kJ}{m^3} \right)$$

El alimento a la planta ($j=6$) es el mismo para los tres casos de estudio debido a las unidades utilizadas, en el caso 1 se obtiene:

$$m_6 = \frac{m}{m} = \frac{(15 \cdot \text{Ton}_{\text{FFB}}/\text{h}) \left(\frac{10^3 \cdot \text{Kg}}{1 \cdot \text{Ton}} \right)}{(15 \cdot \text{Ton}_{\text{FFB}}/\text{h})} = 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{Ton}_{\text{FFB}}}$$

La masa que compone la corriente de vapor expulsado ($j=4$), se obtiene sumando la masa de vapor que ocupa el espacio libre en la autoclave a los tres picos de presión según los datos de la tabla y la siguiente expresión:

$$m_4 = \left(\frac{V}{m_{\text{FFB}}} \right) \left(\frac{1}{V_{(P_1)}} + \frac{1}{V_{(P_2)}} + \frac{1}{V_{(P_3)}} \right) = \left(\frac{V}{m_{\text{FFB}}} \right) \left(\frac{1}{0,7429} + \frac{1}{0,5872} + \frac{1}{0,4862} \right) \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)$$

Los condensados de la esterilización ($j=3$) son una corriente caliente que actualmente es dirigida a tanque florentinos, donde se diluyen con agua para promover la separación de una fase de aceite con propiedades inferiores, y el residuo es desechado. Los condensados se transportan por medio de una bomba a una temperatura de 90°C, su temperatura objetivo es la ambiente y sus cantidades experimentales se discriminan en la Anexo B. La capacidad calorífica de esta corriente es de $4 \cdot \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$.

En los condensados de la esterilización se pierden aproximadamente el 10.08%w del FFB (Mahlia 2001), por lo tanto el alimento ($j=8$) al desfrutador es:

$$m_8 = m_6 \cdot (1 - 0.1008) = \left(1000 \frac{\text{Kg}}{\text{Ton}} \right) (0,8992) = 899,2 \frac{\text{Kg}}{\text{Ton}_{\text{FFB}}}$$

Digestor. En esta etapa del proceso el fruto sale del desfrutador a una temperatura promedio de 72.°C y entra al digestor donde se inyecta vapor directamente para aumentar su temperatura hasta los 92.°C, la capacidad calorífica de este material vegetal es reportada en la literatura, según Hasan (1990) $\bar{C}p_{\text{fruto}} = 2,4855 \cdot \text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1} \quad \therefore \quad 313,15 \cdot \text{K} \leq T \leq 373,15 \cdot \text{K}.$

El consumo de vapor en el digestor se calcula considerando que el proceso es adiabático.

$$m_{12} = \frac{m_{11} \cdot \bar{C}p_{\text{fruto}} \cdot (t_{13} - t_{11})}{(H_{(P_d)}^V - H_{(t_{13})}^L)}$$

Fase de purificación del aceite. El aceite de palma crudo obtenido directamente del prensado del fruto, es sucio y con desagradable sabor, contiene agua, impurezas solubles y cantidades considerables de desechos. Una composición típica (%Vol/Vol), del aceite directo de la prensa se encuentra en el rango de 40-75% aceite, 10-40% agua y 6-25% sólidos no orgánicos. La importancia de este equipo radica en que puede ocasionar perdidas de aceite, y es el mayor productor de aguas residuales. Actualmente su diseño se realiza mediante prueba y error, pero existe un modelo de separación líquido-líquido que brinda una aceptable aproximación a su valor, según Al-Zuhair (2004) la altura de del clarificador esta dada por:

$$\frac{1}{Q/A} = \frac{457}{H} \pm 98$$

El sistema de purificación del aceite se resume en un taque de aceite crudo donde se realiza la dilución, y el tanque de sedimentación que produce la separación del aceite y los lodos, de este último se generan condensados debido a la chaqueta

de calentamiento que mantiene el sedimentador a una temperatura de 85°C.

La torta de la prensa posee una humedad de 26,2%w, y se compone de la fibra, el cuesco y el palmiste.

$$m_{15} = \frac{(m_{22} + m_{23} + m_{24})}{(1 - 0,262)} = \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{Ton}_{\text{FFB}}} \right) \frac{(\omega_{\text{fibra,FFB}} + \omega_{\text{cuesco,FFB}} + \omega_{\text{almendra,FFB}})}{(1 - 0,262)}$$

La producción de aceite depende de la eficiencia del proceso. En el 2003 en Colombia el promedio de eficiencia de conversión FFB en aceite fue del 20,41%w.

$$m_{19} = m_6 \cdot \omega_{\text{aceite,FFB}} = \left(1000 \frac{\text{Kg}}{\text{Ton}} \right) \omega_{\text{aceite,FFB}}$$

El agua de dilución se obtiene a partir de la mejor relación másica de dilución

$$1,4 = \frac{\text{Aceite}}{\text{Agua}}$$

$$m_{17} = \frac{m_{19}}{1,4}$$

Fase de recuperación de aceite. Se realiza este proceso para extraer la mayor cantidad de aceite que se encuentra mezclado con los lodos aceitosos obtenidos en fase anterior. El aceite recuperado es retornado a la prensa para incrementar el grado de extracción.

A esta fase corresponden los equipos encargados de hacer el tamizado de los lodos aceitosos, extrayendo de el las impurezas sólidas de mayor tamaño, y

realizar una primera separación mecánica por centrifugado obteniéndose aceite de que retorna a la prensa.

En la fase de recuperación ingresan los lodos aceitosos provenientes de la purificación, en un 6-9% del fruto fresco procesado, a partir del cual se obtiene:

Aceite recuperado 1-4%

Lodos pesados 2-8%

Este flujo se obtiene del siguiente balance de masa global.

$$m_2 = m_{13} + m_{17} - m_{15} - m_{19}$$

Balance de masa en digestión y clarificación.

$$m_4 + m_5 + m_9 = m_7 + m_{11} + m_{12}$$

$$m_{12} = m_4 + m_5 + m_9 - m_7 - m_{11}$$

Condensados de equipos.

Variable	Símbolo	Unidad	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Almacenamiento aceite	m_{21}	kg Ton _{FFB}	45,66	-	-
Clarificación	m_{20}		23,11	28,80	16,84
Palmistería	m_{25}		47,94	53,00	64,75
Distribuidor primario	m_{26}		24,66	43,86	45,15
Total	$m_1 = m_{21} + m_{20} + m_{25}$		116,71	81,8	81,59

Condensados de equipos (j=1). Este flujo se conforma por la suma de los condensados del vapor saturado consumido en el calentamiento de las diferentes operaciones de extracción. Esta masa no es retornada a la caldera debido a que el deterioro en los equipos provoca que se contaminen con aceite, provocando una mezcla que dañaría la caldera.

Servicios industriales.

Servicio de agua caliente. Se trata del agua caliente utilizada en las operaciones de dilución en la clarificación, tamizado, dilución en florentinos y otros varios. Se parte con el valor del consumo promedio del servicio m_5 .

$$m_{30} = \frac{m_5 \left(H_{(t_{r5})}^L - H_{(t_{amb})}^L \right)}{H_{(P_d)}^V - H_{(t_{r5})}^L}$$

$$m_{31} = m_5 - m_{30}$$

Servicio de vapor saturado. Este valor se considera igual a la suma de los consumos de vapor de los anteriores equipos, y se compone de dos partes, una que es consumida por la planta (j=32) y otra que es consumida por los servicios (j=29,30). El alimento a la caldera se obtiene de balances de masa y energía, considerando una eficiencia de la turbina del 75% y que los condensados de los dos distribuidores retornan a 90°C.

$$m_{27} = \frac{m_4 \left(H_{(t_{amb})}^L - H_{(P_d)}^V \right) + x \cdot m_{26} \left(H_{(t_{26})}^L - H_{(P_d)}^V \right)}{H_{(t_{r4})}^L - H_{(t_{26})}^L + x \left(H_{(t_{26})}^L - H_{(P_d)}^V \right)}$$

$$m_4 = m_{32} + m_{30}$$

$$m_{29} = x \cdot (m_{27} - m_{26}) - m_4$$

Costo de Procesar una tonelada de aceite de palma en Colombia en 1998.

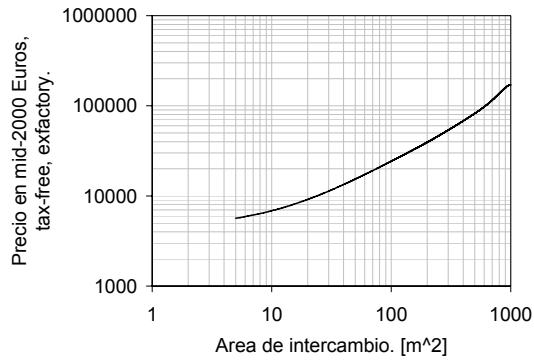
ITEM	Costo en zona [US\$/Ton _{aceite}]			
	Costa	Central	Llanos	Tumaco
Establecimiento	44	42	51	46
Mantenimiento	100	30	110	36
Cosecha	27	32	25	31
Transporte	16	25	19	13
Costo del Procesamiento (aprox. 30% del total)	98	77	93	79
Otros	9	59	9	50
Costo de producción total	294	265	307	255
Componentes de los costos de procesamiento zona central [%]				
Electricidad y combustible	7,04			
Materiales y reparaciones	27,21			
Otros costos de operación	14,15			
Costos indirectos	33,44			
Sueldos y prestaciones sociales	18,16			

Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura. Acuerdo regional competitividad de la cadena productiva de aceite de palma : zona central. Papal House : Bucaramanga. 2001p. 48-50.

Anexo B. Resumen de los balances de masa según el diagrama de flujo.

Corriente		$m_j [=] \text{ kg/Ton}_{\text{FFB}}$		
Nombre	j	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Alimento a la planta (FFB).	6	1000	1000	1000
Vapor a las autoclaves.	7	201,73	244,36	115,80
Alimento al desfrutador.	8	899,20	899,20	899,20
Vapor expulsado.	9	13,53	15,16	12,60
Condensado esterilización.	3	289,00	330,00	204,00
Racimo vacío (EFB).	10	284,20	186,20	241,20
Alimento al digestor.	11	615,00	713,00	658,00
Vapor saturado al digestor.	12	12,91	14,97	13,82
Alimento de la prensa.	13	627,91	727,97	671,82
Reflujo aceite recuperado.	14	798,48	645,07	491,94
Torta de la prensa.	15	399,73	344,78	338,75
Aceite crudo de palma.	16	1026,67	1028,26	825,00
Agua caliente para dilución.	17	145,86	147,50	147,64
Alimento del clarificador.	18	1172,52	1175,76	972,64
Aceite clarificado.	19	204,20	206,50	206,7
Lodos.	2	169,84	324,20	274,01
Condensado clarificación.	20	9,41	9,44	7,81
Condensado tanque aceite.	21	45,66	-	-
Fibra.	22	150	140	135
Cuesco.	23	75	70	55
Palmiste.	24	70	44,44	60
Condensado palmistería.	25	47,94	53,00	64,75
Servicio de agua caliente	5	408,16	616,66	422,57
Alimento caldera.	4	349,10	369,28	234,73
Condensado de equipos.	1	103,01	62,44	72,56
Condensado distribuidores.	26	24,66	43,99	45,15
Capacidad de la caldera.	27	409,44	450,70	303,37

Anexo C. Características del intercambiador de calor base de la ecuación de costo.



CHAUVEL, Alain; FOURNIER, Gilles and RAIMBAULT, Claude. Manual of process economic evaluation. 2 ed. Paris : TECHNIP, 2003. p. 341.

Característica	Valor	
Tipo. (TEMA Standard Designation)	AES	
Pasos por los tubos.	2	
Pasos por la carcasa.	1	
Banco de tubos		
Material	Acero al carbón.	
Longitud activa del tubo. (L)	2,4·m	16·ft
Diámetro nominal.	3/4"	
Diámetro interno. (D _i)	21,0·mm	0,827·in
Diámetro externo. (D _o)	26,7·mm	1,051·in
Cédula.	40	
Arreglo de tubos.	Cuadrado.	
S _L	33,0·mm	1,314·in
S _T	33,0·mm	1,314·in
	Flujo externo	Flujo interno
Tipo de fluido	Caliente correspondiente.	Agua.
Factor impurezas: R _f [m ² ·K·W ⁻¹]	0,001	0,0002

Anexo D. Costo de producción del vapor.

Costo de producción del vapor		Caso		
Costo fijo de operación.		1	2	3
Capacidad caldera.	Ton/h	6,14	10,37	12,13
Factor de utilización.		0,78		
Equipo base. (figura)	US\$ ₂₀₀₅	333000	501000	566000
Factor de anualidad.	yr ⁻¹	0,12705		
Costo anual indirecto.	US\$ ₂₀₀₅ /yr	42000	64000	72000
Costo O&M.				
Labor de Operación.	US\$ ₂₀₀₅ /yr	49000		
Labor de Supervisión.		7000		
Mantenimiento (labor, materiales y contrato de mantenimiento)		8300	13000	14000
Sobrecostos de nómina y planta.		60000	62000	63000
Combustible.		0	0	0
Servicio (Electricidad)		0	0	0
Laboratorio.		7300		
Control de polución.		-	-	-
Costo anual de vapor generado.	$\frac{\text{US\$}_{2005}}{\text{yr}}$	135800	202300	212300
	$\frac{\text{US\$}_{2005}}{\text{Ton}_{\text{vapor}}}$	2,52	2,22	2,34

El costo del equipo fundamental se obtuvo de CHAUVEL et. al. (2003) y los factores de los costos de O&M de VATAVUK (2005).

Anexo E. Planteamiento y solución del sistema de ecuaciones que describe la Topología I.

La energía que entregan las tres corrientes calientes depende del Δt_{\min} según:

$$q_1 = m_1 \cdot \bar{C}p_1 \cdot (t_{S1} - \Delta t_{\min} - t_{\text{amb}})$$

$$q_2 = m_2 \cdot \bar{C}p_2 \cdot (t_{S1} - \Delta t_{\min} - t_{\text{amb}})$$

$$q_3 = m_3 \cdot \bar{C}p_3 \cdot (t_{S1} - \Delta t_{\min} - t_{\text{amb}})$$

La forma de unir las corrientes se basa en la forma de aplicar el código, por ejemplo para 1-5-2, el servicio de agua caliente (j=5) se precalienta con las corrientes 1 y 2, y por lo tanto $q_{h5} = q_1 + q_2$, y si el código es 1-4-2 entonces $q_{h5} = q_3$.

Las ecuaciones que describen a los intercambiadores se nombran según la corriente caliente h que le corresponde, y la forma depende del tipo de corriente fría.

$$t_h = \frac{q_h}{m_c \cdot \bar{C}p_c} + t_{\text{amb}} \quad \text{Corriente fría que no se divide.}$$

$$t_h = \frac{q_h}{m_c \cdot (1 - \eta) \cdot \bar{C}p_c} + t_{\text{amb}} \quad \text{Corriente fría que se divide.}$$

$$t_h = \frac{q_h}{m_c \cdot \eta \cdot \bar{C}p_c} + t_{\text{amb}} \quad \text{Corriente fría que se divide.}$$

$$dT_{LM} = \frac{(t_{Sh} - t_h - \Delta t_{\min})}{\ln\left(\frac{t_{Sh} - t_h}{\Delta t_{\min}}\right)} \quad A_h = \frac{q_h}{F \cdot U_{hC} \cdot dT_{LM}}$$

$$F = \frac{\left[\frac{(R^2 + 1)^{0.5}}{R - 1} \right] \text{Ln} \left(\frac{1 - P}{1 - P \cdot R} \right)}{\text{Ln} \left[\frac{C + D}{C - D} \right]}$$

$$R = \frac{(t_{Sh} - \Delta t_{min} - t_{amb})}{(t_h - t_{amb})} \quad P = \frac{(t_h - t_{amb})}{(t_{Sh} - t_{amb})}$$

$$C = (R + 1)(1 + P) \quad D = \sqrt{(1 - P)(R^2 + 1)}$$

Restricciones:

$$\eta < \frac{m_h \cdot Cp_h \cdot (t_{Sh} - \Delta t_{min} - t_{amb})}{m_c \cdot Cp_c \cdot (t_{Sh} - t_{amb})} \quad \text{Para la corriente secundaria de la fría que se divide.}$$

$$\eta > 1 - \frac{m_h \cdot Cp_h \cdot (t_{Sh} - \Delta t_{min} - t_{amb})}{m_c \cdot Cp_c \cdot (t_{Sh} - t_{amb})} \quad \text{Para la corriente principal de la fría que se divide.}$$

Servicio de agua caliente.

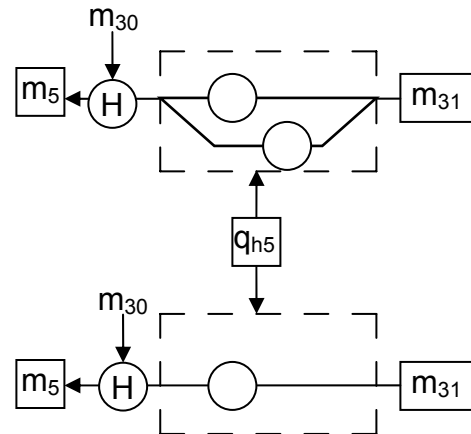
$$q_{h5} = \sum q_{\text{corrientes calientes según código}}$$

$$m_{31} = \frac{q_{h5} + m_5 (H_{(Pd)}^V - H_{(t_{T5})}^V)}{(H_{(Pd)}^V - H_{(t_{amb})}^V)}$$

$$m_5 = \text{cte} : \text{Consumo de planta.}$$

$$m_{30} = m_5 - m_{31}$$

$$\text{Restricción: } \frac{q_{h5}}{m_{31} \cdot Cp_5} + t_{amb} < t_{T5}$$



Alimento a la caldera.

$m_{32} = \text{cte}$: Consumo de vapor en planta.

$$m_4 = m_{30} - m_{32}$$

$$q_{h4} = q_1 + q_2 + q_3 - q_{h5}$$

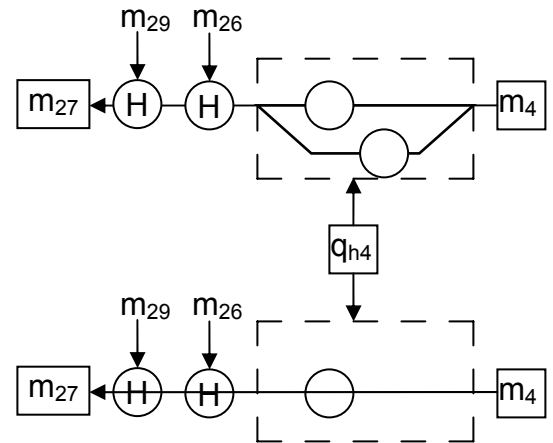
$$t_4 = \frac{q_{h4}}{m_4 \cdot \overline{Cp}_4} + t_{\text{amb}}$$

$$m_{27} = \frac{m_4 (H_{(t_{\text{amb}})}^L - H_{(P_d)}^V) + x \cdot m_{26} (H_{(t_{26})}^L - H_{(P_d)}^V)}{H_{(t_{27})}^L - H_{(t_{26})}^L + x (H_{(t_{26})}^L - H_{(P_d)}^V)}$$

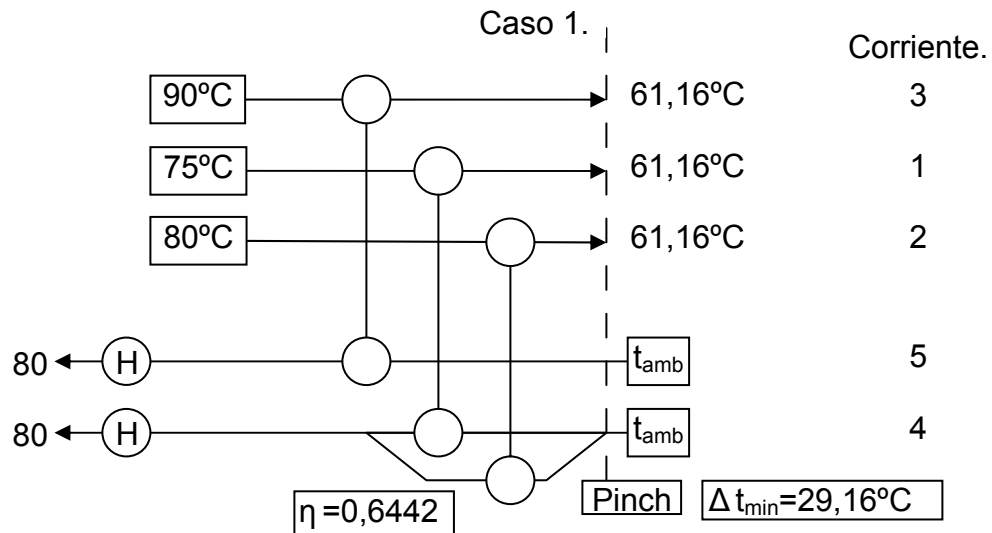
Restriccion

$$\frac{m_4 \cdot H_{(t_4)}^L + H_{(t_{26})}^L (m_{27} - x \cdot m_{26})}{\overline{Cp} \cdot m_{27}} < 80^\circ\text{C}$$

$$\frac{q_{h4}}{m_4 \cdot \overline{Cp}_4} + t_{\text{amb}} < 80^\circ\text{C}$$

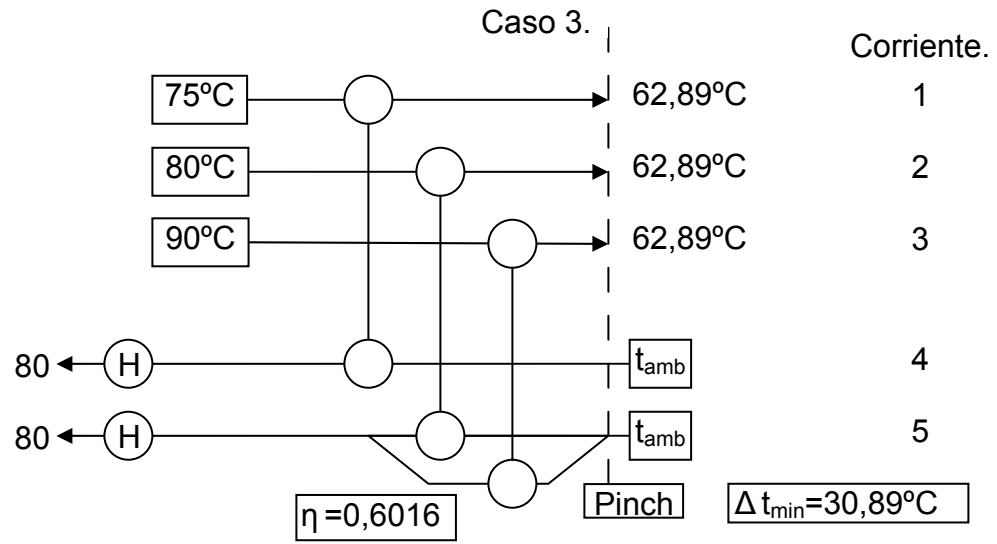


Las ecuaciones de costo siguen siendo las mismas a las utilizadas en el capítulo 2.2.



Área Total : 110,08·m²

Costo Total : 33993·US\$



Área Total : 83,82·m²

Costo Total : 37949·US\$

ANEXO F. Planteamiento y solución del sistema de ecuaciones que describe la Topología II.

El sistema de ecuaciones que describe a la topología II viene dado por: la energía que entregan las corrientes calientes:

$$q_2 = m_2 \cdot \bar{C}p_2 \cdot (t_{s1} - \Delta t_{\min} - t_{\text{amb}})$$

$$q_3 = m_3 \cdot \bar{C}p_3 \cdot (t_{s1} - \Delta t_{\min} - t_{\text{amb}})$$

El balance del sistema de suministro de agua caliente:

$$m_{31} = \frac{m_5 (H_{(t_{T5})}^L - H_{(P_d)}^V) + m_1 (H_{(P_d)}^V - H_{(t_{s1})}^L) + q_{h5}}{(H_{(t_{\text{amb}})}^L - H_{(P_d)}^V)}$$

$$t_5 = \frac{q_{h5}}{m_{31} \cdot \bar{C}p_{\text{H}_2\text{O}}} + t_{\text{amb}}$$

$$m_{30} = \frac{m_5 H_{(t_{T5})}^L - m_1 H_{(t_{s1})}^L - m_{31} H_{(t_{\text{amb}})}^L - q_{h5}}{H_{(P_d)}^V}$$

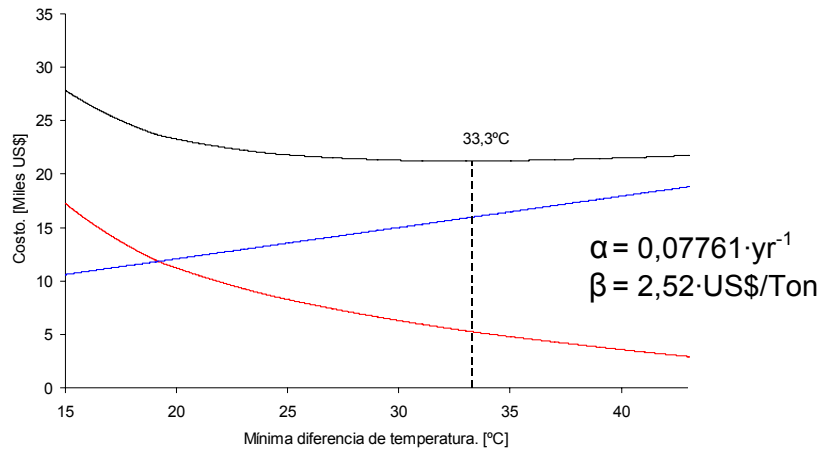
El balance del sistema de precalentamiento de agua hacia la caldera.

$$m_4 = m_{30} + m_{32}$$

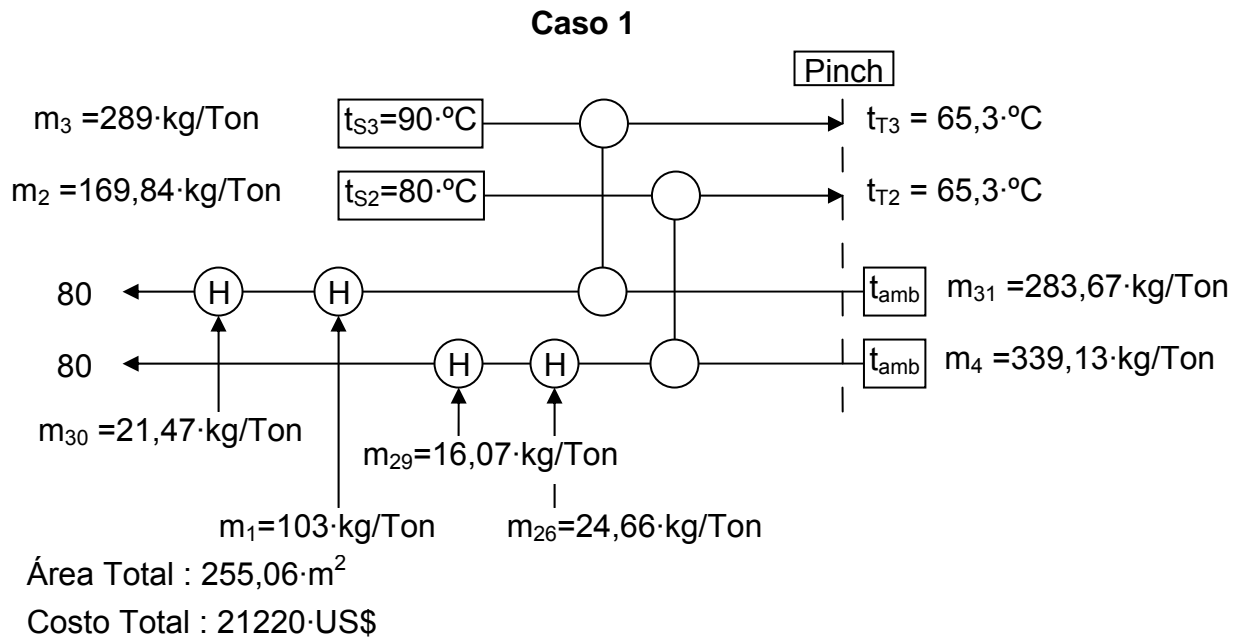
$$t_4 = \frac{q_{h4}}{m_4 \cdot \bar{C}p_{\text{H}_2\text{O}}} + t_{\text{amb}}$$

$$m_{29} = \frac{(m_{26} + m_4) (H_{(t_{T4})}^L - H_{(t_4)}^L)}{H_{(P_d)}^V - H_{(t_{T4})}^L}$$

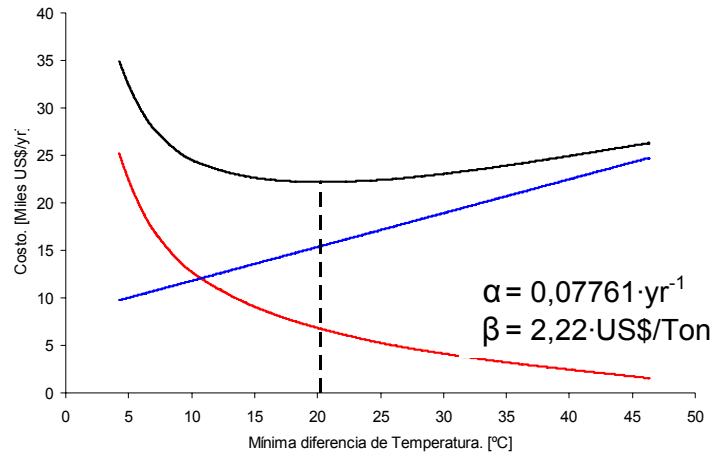
Caso 1



- Costo anualizado de los intercambiadores
- Costo del vapor consumido por la HEN.
- Suma del costo de los intercambiadores y el vapor.

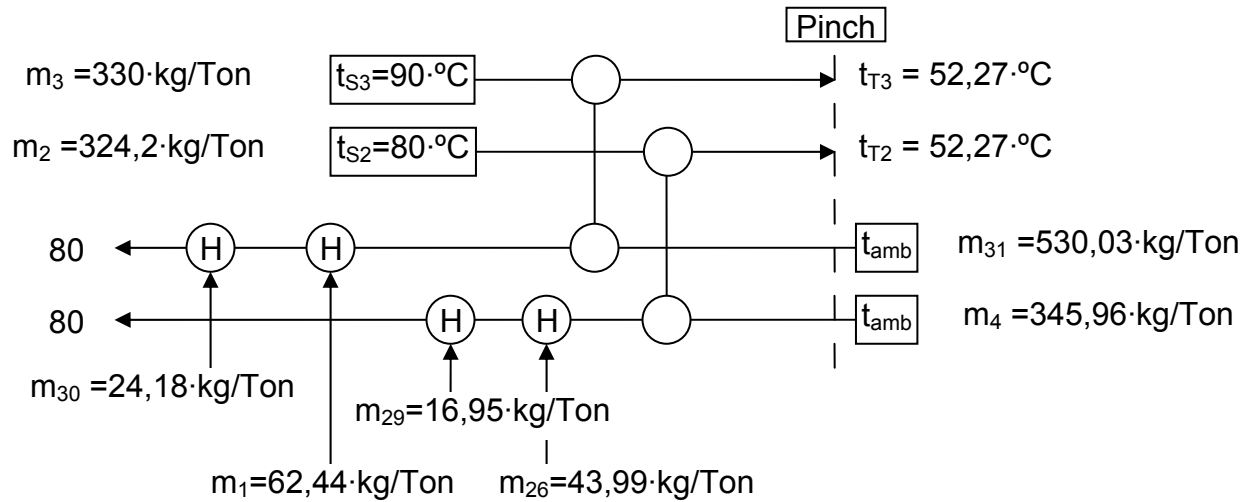


Caso 2



- Costo anualizado de los intercambiadores
- Costo del vapor consumido por la HEN.
- Suma del costo de los intercambiadores y el vapor.

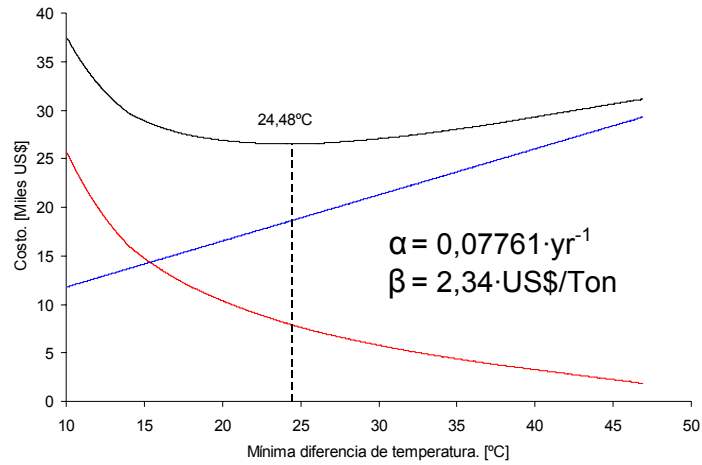
Caso 2



Área total : $444,75 \cdot \text{m}^2$

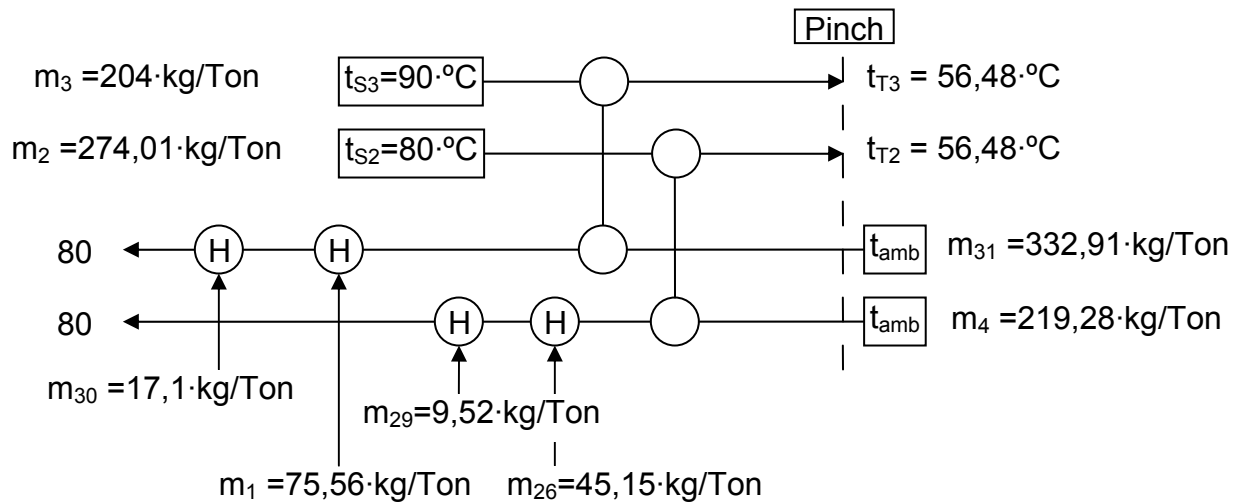
Costo total : $26451 \cdot \text{US}\$$

Caso 3



- Costo anualizado de los intercambiadores
- Costo del vapor consumido por la HEN.
- Suma del costo de los intercambiadores y el vapor.

Caso 3

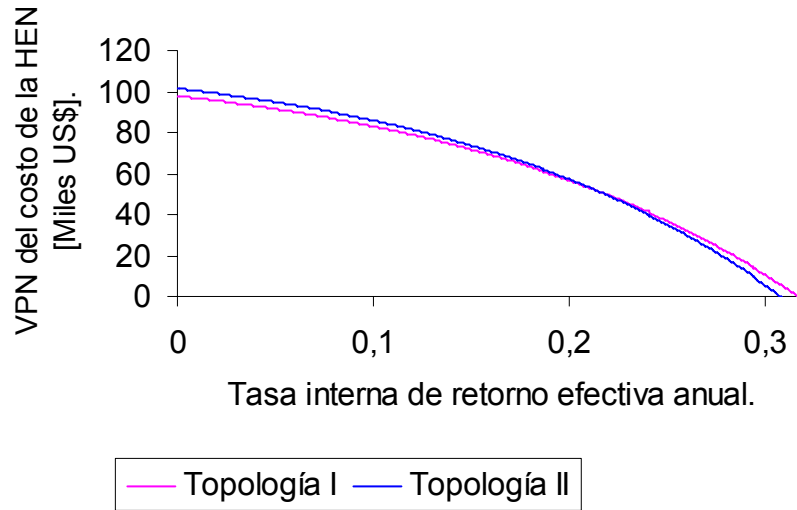


Área total : $432,77 \cdot \text{m}^2$

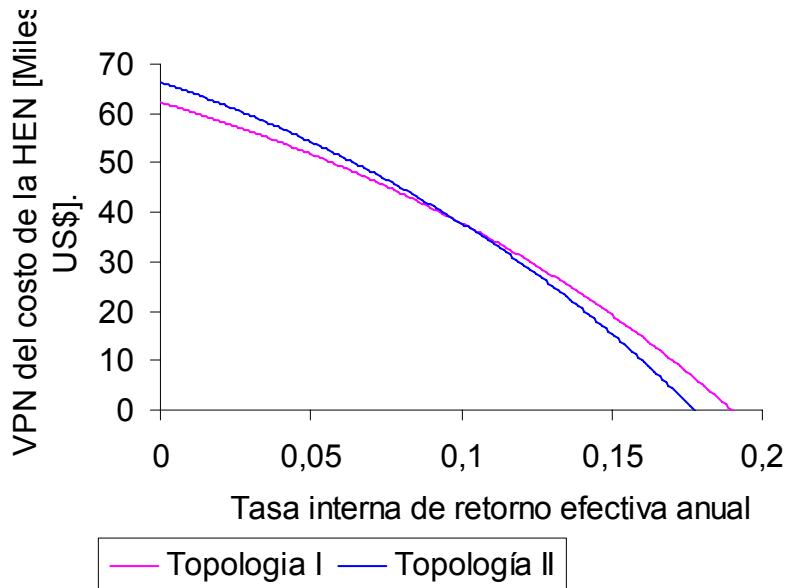
Costo total : $26511 \cdot \text{US\$}$

ANEXO G. Análisis financiero.

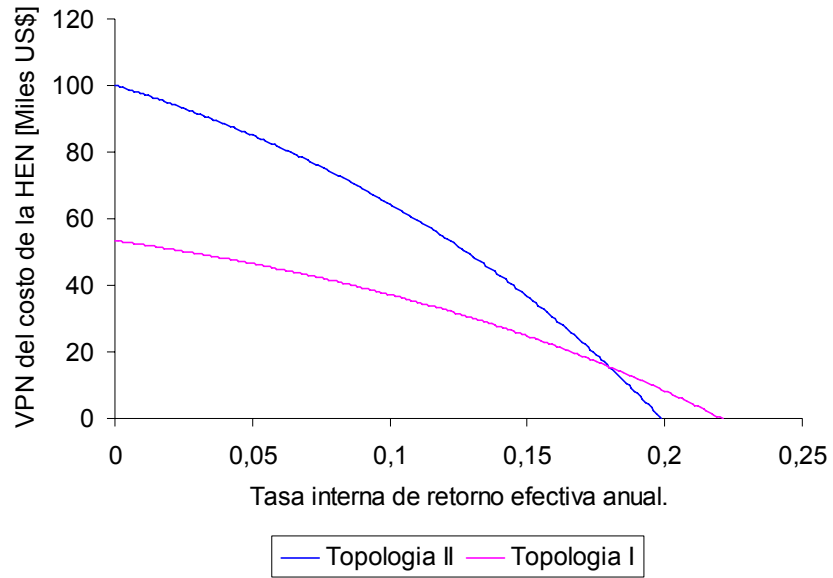
Graficas de VPN en función de la TIR.



Caso 1.

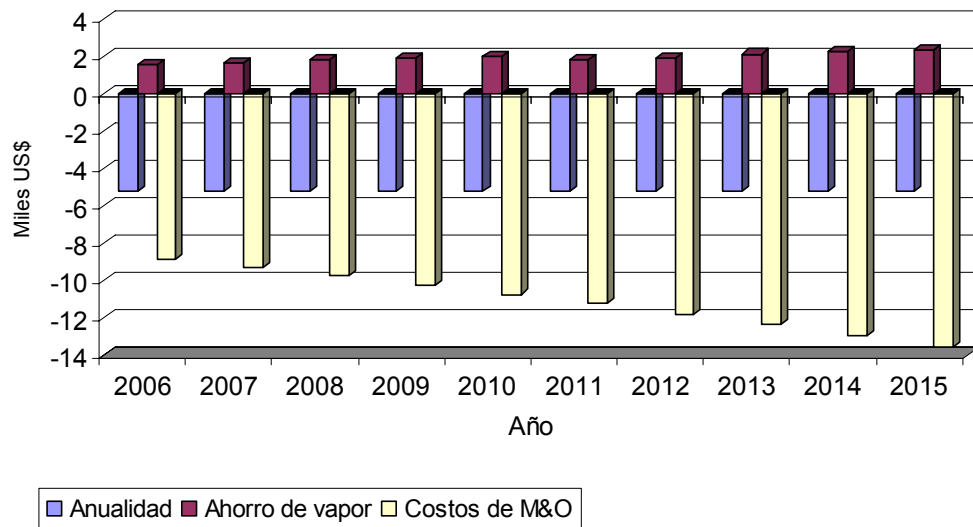


Caso 2.

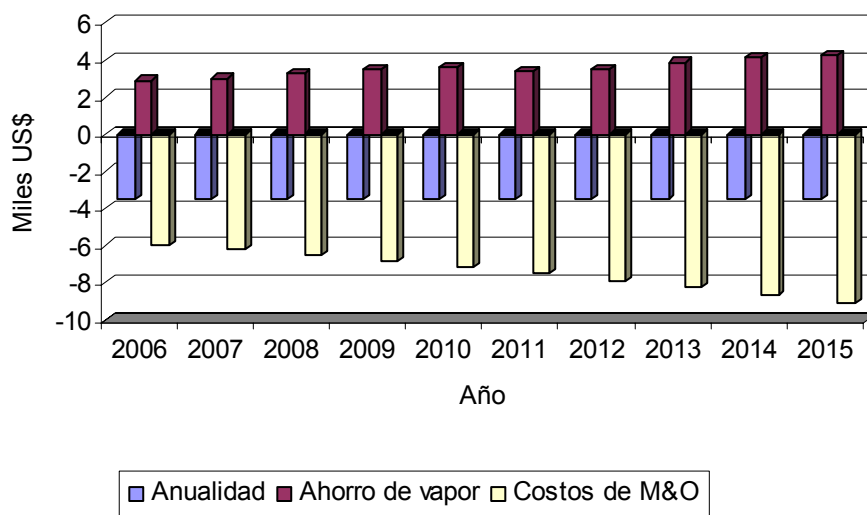


Caso 3.

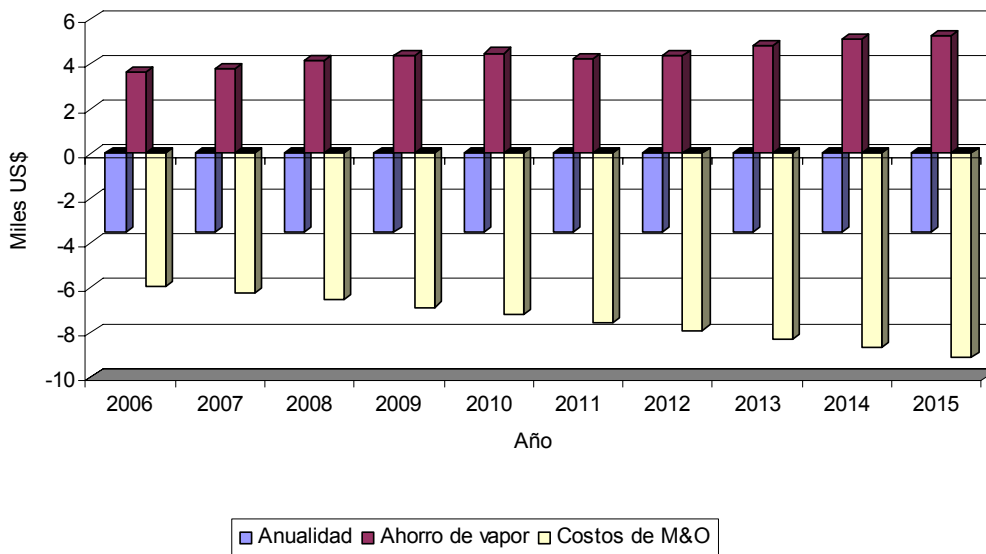
Flujo de fondos del proyecto de inversión en la Topología II.



Caso 1.

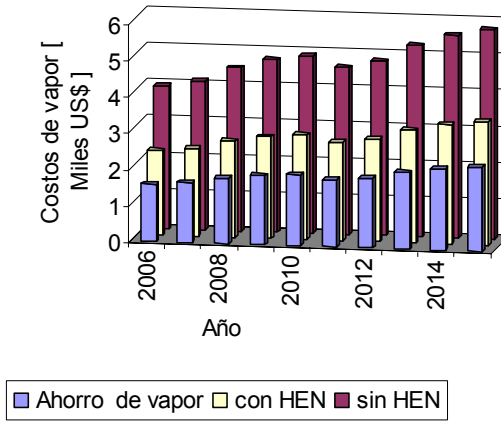


Caso 2.

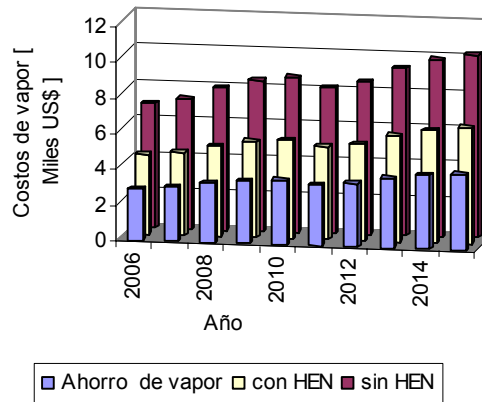


Caso 3.

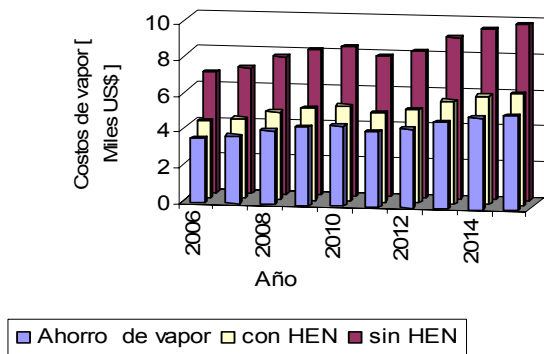
Disminución en el consumo de vapor en los sistemas de servicios industriales.



Caso 1



Caso 2.



Caso 3.