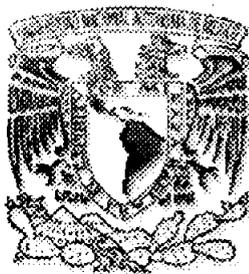


01149



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

*** POSGRADO DE INGENIERÍA ***

**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO
PARA UNA PLANTA PAPELERA**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
MAESTRO EN INGENIERIA
P R E S E N T A:
RODOLFO ALBERTO HERRERA TOLEDO

ASESOR: ING. AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES

UN / MEX
POSGRADO

MÉXICO D.F.

ENERO DEL 2005

m339832



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Agradecimientos

A mi padre (Rodolfo), y a mi madre (María), por todo su amor y apoyo en todos los aspectos, gracias a ustedes he podido lograr esta meta.

A mis tres hermanos (Fernando, Verónica y Patricia), por ser como son, por todo su cariño y consejos de los cuales sigo aprendiendo.

A mis cuatro Sobrinos y contando (es broma), Jorge Alejandro, Paola Susana, Aldo Isaac, y por último Valeria no saben cuanto los quiero

A nuestra Universidad Nacional Autónoma de México, por darme la oportunidad de estudiar en ella.

A mi director de tesis (Augusto Sánchez), quien ha venido guiando desde hace un año mi formación académica, y como persona por considerarlo un amigo

A mis sinodales (Augusto Sánchez, Arturo Reinking, Eduardo Buendía, Gabriel León, Víctor Rodríguez), por tomarse el tiempo de leer el trabajo, por su crítica y comentarios para mejorar la tesis.

A todos mis maestros, que nos brindan parte de su conocimiento y experiencia para afrontar futuros retos.

A mis amigas Elisa y Jennifer, que son una parte importante en esta etapa de mis estudios

Al ingeniero Samuel Martín por la oportunidad de realizar mi trabajo de tesis en esta empresa, además a los ingenieros Alejandro Salazar, Exequiel Quintero y Modesto Pérez por el apoyo y cada una de sus explicaciones.

También a Alonso y Carlos por su compañerismo y ayudarme cuando lo necesité.

Gracias a todas y cada una de las personas que participaron y que invirtieron su tiempo, conocimientos para ayudarme a completar mi proyecto de tesis.

Un agradecimiento que merece una mención aparte. Al Consejo Nacional de Ciencia Y Tecnología (CONACYT) por el apoyo recibido con el programa de becas, la cual fue otorgada durante la estancia de la maestría. Porque el consejo asume además el compromiso con el país para que tenga gente preparada para el futuro de México.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	5
CAPÍTULO I SITUACIÓN ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE LA CELULOSA Y EL PAPEL	
1.1 Evolución de la industria del papel	9
1.2 Producción de la industria de la celulosa y el papel en México	11
1.2.1 Celulosa	12
1.2.2 Papel	14
1.3 Cambios en el consumo de energía de la industria de la celulosa y el papel	17
1.3.1 Consumo de energía en la industria mexicana de la celulosa y el papel	18
CAPÍTULO II PROCESO DE FABRICACIÓN DE PAPEL EN LA PLANTA BAJO ESTUDIO	
2.1 Descripción del proceso de formación de pasta celulósica	22
2.1.1 Obtención de celulosa	23
2.1.2 Procesos convencionales de fibra reciclada	24
2.2 Descripción de proceso de la planta objeto de estudio	26
2.2.1 Preparación de la pasta (inicio del proceso)	26
2.2.2 Sección máquina de papel	28
2.3 Producción de papel	32
CAPÍTULO III DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE SECADO DE LA PLANTA	
3.1 Descripción de los flujos de pasta	36
3.2 Descripción de sistema de secado	38
3.2.1 Secadores de alta velocidad	39
3.2.2 Secado de papel lado campana	41
3.2.3 Sistema de secado lado Yankee	44
CAPÍTULO IV ANÁLISIS DE RESULTADOS ENERGÉTICOS SISTEMA DE SECADO	
4.1 Realización del análisis energético	48
4.2 Resultados de estudio energético	51
4.2.1 Sistema de secado	51
4.2.2 Sistema eléctrico de proceso	53

CAPÍTULO V FUNDAMENTOS PARA EL ANÁLISIS TERMoeCONÓMICO

5.1	Balances de exergía	60
5.1.1	Estado ambiente de referencia	61
5.2	El balance de costo exergético	63
5.2.1	Costo exergético unitario	66
5.3	Balance termoeconómico	67
5.3.1	Componentes del costo termoeconómico	67
5.3.2	Ecuaciones adicionales de costo termoeconómico	69
5.3.3	Tratamiento matricial	71

CAPÍTULO VI ANÁLISIS TERMoeCONÓMICO SISTEMA DE SECADO

6.1	Balances de exergía	76
6.2	Modelo existente	79
6.3	Modificaciones realizadas al sistema existente	84
6.3.1	Sistema de vapor	85
6.3.2	Sistema de aire para secado	88
6.4	Modelo termoeconómico propuesto	89
6.5	Sistema eléctrico de proceso	94

CONCLUSIONES.	97
----------------------	----

RECOMENDACION: ANÁLISIS DE SISTEMA DE COGENERACIÓN	100
-----------------------------------------------------------	-----

BIBLIOGRAFÍA.	102
----------------------	-----

ANEXOS.

i	Diagrama de flujo	105
ii	Flujos de materia elaboración del papel	106
iii	Cálculo de flujos de aire en ductos de campana	108
iv	Estados termodinámicos del vapor	109
v	Estados termodinámicos del aire	111
vi	Determinación de la exergía de combustible	112
vii	Cálculo de la exergía de papel	113
viii	Matriz incidencia y balances sistema de secado	114
ix	Evaluación de cambio de motores por de alta eficiencia	115
x	Análisis económico de adquisición de caldera de vapor	121
xi	Modelo termoeconómico sistema de secado	126
xii	Modelo termoeconómico propuesto	130
xiii	Sistema de cogeneración	132

TABLA DE DESCRIPCIÓN DE PROPIEDADES

Símbolo	Propiedad	Unidad
At	Área de ducto	m ²
Cp	Calor específico a presión constante	kJ/kg
X	Cantidad consumida producida	
R	Constante de gas ideal	kJ/mol K
Zc	Costo de capital fijo	\$
*B	Costo exergético	kW
C _{PJ}	Costo unitario medio del producto	
C _{Pj}	Costo unitario medio del producto j	
N	elementos	
C _{cinética}	Energía cinética	kW
P _{potencial}	Energía potencial	kW
H	Entalpía	kW
E	Energía	kW
Em	Evaporación masa	kg _{H2O} /min
B	Exergía	kW
B _Q	Exergía de flujo de calor	kW
B _w	Exergía de trabajo	kW
B _p	Exergía del producto	kW
B _F	Exergía del recurso	kW
B _d	Exergía destruida	kW
B _{fi}	Exergía física	kW
B _{qi}	Exergía química	kW
B _i	Exergía total del compuesto i	kW
Q _i	Flujo de calor a temperatura final	kW
Gm	Gasto másico	kg _{AIRE} /m
Gv	Gasto volumétrico	m ³ /min
Hr	Humedad relativa	%
A	Matriz incidencia	
PCS	Poder calorífico superior	kJ/m ³
P	Presión	kg/cm ²
P _T	Presión atmosférica	bar
P ₀	Presión de estado de referencia	bar
Pv	Presión de velocidad	in _{H2O} ^α
Pe	Presión estática	in _{H2O} ^α
T ₀	Temperatura de estado de referencia	°C

TABLA DE DESCRIPCIÓN DE PROPIEDADES

Símbolo	Propiedad	Unidad
T_i	Temperatura de final	°C
T_{BH}	Temperatura del aire bulbo húmedo	°C
T_{BS}	Temperatura del aire bulbo seco	°C
W	Trabajo	kW
c^*	Costo termoeconómico unitario	\$/GJ
h	Entalpía específica	kJ/kg
h_0	Entalpía específica en estado de referencia	kJ/kg
s	Entropía específica	kJ/kg K
s_0	Entropía específica al estado de referencia	kJ/kg K
b	Exergía específica	kJ/kg
m^*	Flujo másico	kg/s
td	Tamaño de ducto	m
\dot{u}_a	Velocidad de aire	m/min
v^*	Volumen específico	m ³ /kg _{AIRE}
ΔB_{flujo}	Exergía neta de flujo	kW
v^*	Consumo exergético unitario	
Π	Costo termoeconómico	\$/s
χ	Costo unitario de materia prima	
ρ	Densidad	kg _{AIRE} /m ³
ω	Humedad específica	kg _{H2O} /kg _{AIRE}
α	matriz adicional	
Λ	matriz de dimensiones m x m	
κ^*	rendimiento exergético de sistema	
ω_{ri}	Residuo	
Ω	Subproducto	
ω	Vector de costos complementarios	

OBJETIVO

En esta tesis se hace un análisis termoeconómico basado en la realización de un diagnóstico energético a una empresa papelerera (dedicada a la elaboración de papel higiénico y facial), con el objetivo de cuantificar el ahorro de energía posible en el proceso de fabricación de papel. Tratando de brindar propuestas que permitan lograr los ahorros de energía y económicos.

INTRODUCCIÓN

Dentro de las muchas ramas industriales que existen, la industria de la celulosa y el papel es una de las que demanda un consumo de energía considerable, ocupa el sexto lugar en el consumo en el sector industrial de acuerdo con el último balance presentado por la Secretaría de Energía. De ahí surge la observación del comportamiento de la misma en los últimos años.

En nuestro país la producción de papel ha crecido linealmente en los últimos treinta años, con una tasa de crecimiento de 5.1% anual ¹. La producción de celulosa no ha crecido al mismo ritmo, debido al aspecto ecológico de no talar en demasía los árboles, (principales abastecedores de celulosa materia prima del papel) por lo que México se ubica como el país que consume mas fibra secundaria en referencia a su producción total.

La industria de papel seguirá creciendo de acuerdo con las proyecciones de la Cámara Nacional de la Industria de la Celulosa y el Papel (CNICP) en los siguientes cinco años, con un incremento de 3.8% anual en el consumo aparente.

Sin embargo se debe anotar que la mayoría de las empresas papeleras mexicanas cuentan con equipo que opera desde hace muchos años por lo que surge la necesidad de analizar como están trabajando actualmente estos sistemas y proponer recomendaciones para que sean más eficientes desde el punto de vista energético.

Este trabajo analiza una de las empresas ² que conforman esta industria la cual produce básicamente papel higiénico y facial, analizando el proceso de papel y principalmente el sistema en donde se consumen la mayor parte de los energéticos utilizados en esta empresa, que como se pudo apreciar durante el desarrollo del trabajo, es en el sistema de secado.

¹ Datos obtenidos de la Cámara Nacional de la Industria de la Celulosa y el Papel (CNICP)

² Por razones de confidencialidad de los datos se omite el nombre de dicha empresa.

El sistema de secado trabaja con eficiencias de 44-54% en México y en Europa con eficiencias de 55-66%. Al tener una menor eficiencia las empresas mexicanas utilizan una mayor cantidad de recursos energéticos en la obtención de su producto (papel) resultando en costos de producción mas altos, y restándole competitividad en el mercado internacional.³

Es recomendable utilizar los recursos eficientemente entonces la problemática en esta empresa es saber ¿Cuáles son sus posibilidades de ahorro de energía?, ¿En que parte del proceso y qué tan rentables serían? ¿Cuáles tendrían que ser las modificaciones que tendrían que llevarse a cabo de haberlas?. Para encontrar una respuesta a estos cuestionamientos se utiliza el análisis termoeconómico.

La termoeconomía establece la relación existente entre la termodinámica y la economía, y formula la metodología para el análisis de sistemas energéticos, siendo su virtud principal frente a los análisis convencionales tomar en cuenta que un sistema real nunca será reversible, buscando la mejor utilización de los recursos empleados, dada la utilización del costo monetario de la energía útil (exergía) consumida en la elaboración de un producto, y costos del proceso como mantenimiento operación, etc., en forma conjunta.

En el presente trabajo, se realiza un análisis termoeconómico a una empresa con el objetivo de cuantificar los ahorros de energía y principalmente económicos en la fabricación del papel. El trabajo se divide en seis capítulos de los cuales podemos agregar un comentario del contenido de cada uno de ellos:

Para el capítulo I **“Situación actual de la industria de la celulosa y el papel”** se da un panorama general de la evolución de la industria papelera, tanto a nivel mundial como en nuestro país, resaltando las dificultades que ha sufrido la industria papelera en México a través de su historia así como el crecimiento de la producción en los últimos años, importaciones y exportaciones, y también se presenta la producción del tipo de papel higiénico y facial que es el que se fabrica en la planta objeto de estudio.

En el capítulo II se tiene la **“Descripción del proceso de fabricación de papel”** de la planta en cuestión, partiendo del proceso de obtención de la materia prima es decir la celulosa. Los procesos que intervienen en la elaboración de la pasta, y operaciones unitarias que recibe la fibra secundaria. Posteriormente se describe los sistemas y equipos que integran la elaboración del papel facial e higiénico que se produce en la planta estudiada.

El capítulo tres "**Descripción del sistema de secado de la planta**" se inicia mostrando algunos valores que se manejan en los flujos de masa y energía que son necesarios para realizar el análisis energético, para finalmente abocarse al sistema de secado que es uno de los mas importante en toda la planta desde el punto de vista energético y económico, describiéndolo de lo general a lo particular. Y finalmente explicando cuales fueron las consideraciones necesarias y mediciones realizadas en campo, para poder obtener la información, para elaborar el análisis energético.

En este cuarto capítulo se presenta el "**Análisis de resultados energéticos sistema de secado**", así como las ecuaciones utilizadas y el diagrama general de dicho sistema. Se trata de explicar el porque de algunos de los resultados. También se muestran los resultados obtenidos en las mediciones realizadas a los motores de corriente alterna encontrando valores de eficiencia de los motores superiores a 25 hp y se presentan los posibles ahorros de energía por el cambio y redimensionamiento de estos motores.

Para el quinto capítulo "**Fundamentos para el análisis termoeconómico**", se pretende dar un panorama general de como se toma el concepto de exergía, así como cuales son las bases de análisis exergético y termoeconómico en general. Dichas bases ayudarán a explicar el modelo que se aplicará en el siguiente capítulo, para realizar el análisis termoeconómico a las máquinas de papel que, como ya se describirá desde el capítulo II, son la principal fuente de consumo de energía por el sistema de secado con el que cuenta y por tanto la que mayor posibilidad de estudio.

En el último capítulo "**Análisis termoeconómico sistema de secado**" se explica cuales fueron las consideraciones que se hicieron en el modelo planteado obtenidos los estados termodinámico de flujos que intervienen en el sistema de secado y realizado los balances de energía. Se obtendrán los costos termoeconómicos y posteriormente se dará una propuesta de como se podrían mejorar el sistema de secado disminuyendo tanto el consumo de energía como los costos de los energéticos, por medio de la adquisición de una caldera de vapor y un recuperador de calor como propuestas principales. Por último se presentarán los resultados termoeconómicos que podrían obtenerse de implantar las propuestas.

Finalmente se exponen las conclusiones que se obtuvieron del trabajo en general y de una forma particular sobre el análisis termoeconómico.

³ Datos proporcionado por Consultores de la industria papelera Eduardo Olmedo y Asociados.

CAPÍTULO I
SITUACIÓN ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE LA CELULOSA Y EL PAPEL

CAPÍTULO I

SITUACIÓN ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE LA CELULOSA Y EL PAPEL

En este capítulo se da un panorama general de como nació la industria papelera, partiendo de la invención del papel convirtiéndose de una fabricación artesanal en sus inicios a una industria propiamente estructurada con el transcurso de los años; esto se debió también a la creciente demanda en su uso. Este panorama se da tanto a nivel mundial como en nuestro país, además de resaltar las dificultades que ha sufrido la industria papelera en México a través de su historia así como el crecimiento de la producción en los últimos años, importaciones y exportaciones, además específicamente se presenta la producción del tipo de papel higiénico y facial que es el que se fabrica en la planta objeto de estudio.

1.1 Evolución de la industria del papel

Como antecedente histórico, el papel fue inventado en China aproximadamente doscientos años Antes de Cristo. En México en la época precolombina los pueblos autóctonos elaboraban láminas semejantes al papiro a partir de la corteza de amate y de hojas de maguey entre otras. Fue en España donde por primera vez se elaboró papel como tal en Europa en el año 1150, llevado por los árabes para luego producirse en otros países como Francia, Alemania e Inglaterra [Ref. 7].

En México y en general en América Latina, la manufactura del papel y su comercio estuvieron supeditados en la Nueva España a las disposiciones de la corona, constituyéndose diversos monopolios, prohibió el establecimiento de talleres o actividades relacionados con la transformación de recursos naturales. Esa fue una de las restricciones que causaron el estancamiento de la producción de papel, misma que se había iniciado en forma modesta a fines del siglo XVI y principios del XVII [Ref. 7].

De una u otra forma ésta ha sido un producto muy importante desde hace miles de años, entre los egipcios, los chinos y los otomíes de México. Sin embargo su producción y comercialización a escala industrial empezó realmente hasta el siglo X D.C. Las materias primas eran inicialmente muy variadas; corteza de árboles, fibras textiles, algodón e incluso trapos viejos.

Después del siglo XV la demanda de papel subió enormemente y se fundaron muchas fábricas artesanales en Europa. Sin embargo todas ellas estaban basadas en conocimientos empíricos tradicionales y con mucha mano de obra.

En México a fines del siglo XIX se fundó la fábrica de papel San Rafael con capital francés y belga, instalando equipos modernos para la época. Pocos años después se fundó la fábrica de Loreto, que posteriormente se llamo de Loreto y Peña Pobre.

Por esas épocas se fundó también la fábrica de Progreso industrial, con una estructura similar a la de San Rafael que después formó el grupo que se convirtió en el productor más grande de América Latina por los años cincuenta. Estas fábricas se establecieron con un proyecto de fabricación de celulosa y explotación forestal desde sus inicios. Estas dos fábricas continuaron su crecimiento durante más de medio siglo y dominaron prácticamente la industria del papel durante muchos años ya que eran dos compañías en un mercado naciente en el país.

El desarrollo de la industria se vio frenado por la revolución, pero a partir de 1914 se fundaron pequeñas fábricas produciendo papeles y cartones de bajo precio y algunos productos de conversión, cajas y empaques y cartón gris. Todas las fábricas empezaron con maquinaria de segunda mano técnicas antiguas o tradicionales y mucha mano de obra. Su materia prima principal era papel de desperdicio y en ocasiones celulosa importada.

Se contaba con las fábricas de Papel Coyoacán, Negociación Papelera Mexicana, Cartonera Moderna, Papelera de Chabacano, Papelera El Fénix y La Aurora. Los únicos fabricantes de papeles de calidad (y productores de celulosa) seguían siendo San Rafael y Loreto.

Hasta esa época tanto la industria del papel como muchas otras se encontraban concentradas en la zona del valle de México. El principal transporte de papel y materias primas era en ferrocarril (aunque en la actualidad se sigue utilizando) que cubría con bastante eficiencia la mayor parte del país. El transporte marítimo estaba reducido a la importación de papel y celulosa.

Cuando estalló la segunda guerra mundial se produjo una escasez general de papel en México y América Latina, al no haber importaciones de Europa y reducir la importación desde Estados Unidos. Esto trajo un beneficio para todos los papeleros en general marcando la descentralización de la industria que hasta entonces se encontraba concentrada en el valle de México.

En 1955 existían unas veinte fábricas de papel con diez plantas de celulosa y pasta de madera para consumo propio. En 1956 empezó a funcionar Celulosa de Chihuahua, aprovechando los grandes recursos forestales de la zona central, esta fue la primera fábrica de celulosa de mercado en México.

Para 1970 había 18 plantas de celulosa de diversos tipos y unas 45 fábricas de papel. Pero en 1971 un cambio en la ley forestal hizo que en poco tiempo desaparecieran la mayor parte de las unidades forestales que suministraban la materia prima para las fábricas de celulosa siendo un fenómeno exclusivo de México ya que en otros países de América Latina se fomento la explotación de los bosques y se establecieron grandes plantaciones comerciales.

La década de los ochenta marcó el cierre de muchas fábricas, de setenta y una que existían, quedaron sesenta y cuatro como consecuencia de la crisis económica que se vivió en el país. Lo cual provocó un movimiento general en la industria del papel que consiste (por que todavía se está llevando a cabo) en la formación de grandes grupos o consorcios que controlan gran parte del mercado del papel hoy en día.

1.2 Producción de la industria de la celulosa y el papel en México ⁴

Actualmente solo quedan siete fabricas de celulosa de tamaño medio que producen exclusivamente para consumo interno. Debido a lo anterior la mayor parte de la materia prima de las fabricas de México es el papel de desperdicio o "fibra secundaria" en gran parte importado de Estados Unidos, importándose 753,405 de toneladas de celulosa dentro de las cuales se considera en su gran mayoría celulosa química al sulfato y en menor porcentaje celulosa química al sulfito y pulpas mecánicas.

⁴ Los datos de este apartado son tomados de la [Ref. 15]

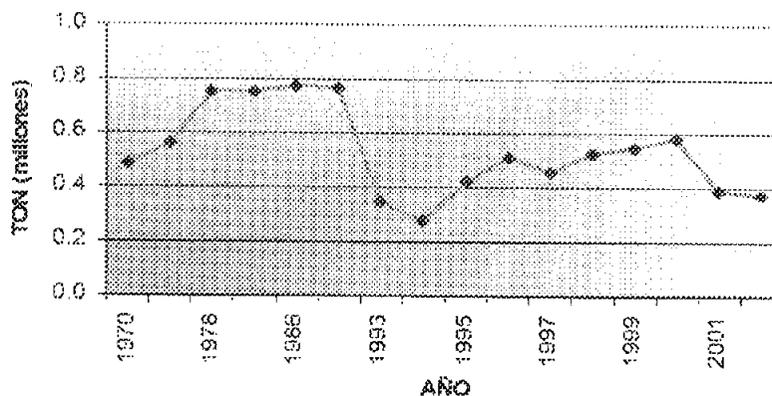
Para observar la situación en este momento que tiene la celulosa y el papel, se puede comenzar con la participación que tiene la industria de la celulosa y el papel en el Producto Interno Bruto en México, esta industria contribuye en un 1.99% dentro del PIB manufacturero en 2002 mientras que en el PIB industrial representó 1.48% comparativamente con 2001 el PIB industrial tuvo un descenso de 0.01%, permaneciendo constante en la participación en el PIB nacional con 0.38%.

1.2.1 Celulosa

Al analizar los resultados de la celulosa durante el año 2002 respecto al año anterior, se observa un incremento marginal de 3.4% representando 18 mil toneladas.

Dentro del periodo que comprende 1970-2000 la producción de celulosa muestra cuatro periodos muy claros primero de 1970 a 1979 crece sostenidamente a una tasa anual de 5.8%, posteriormente permanece constante hasta 1989. Posteriormente decae al 19.2% alcanzando su valor mínimo histórico en 1994 (276.3 miles de toneladas), para casi duplicarse la producción al año siguiente (420.5 miles de toneladas) mostrando variaciones importantes en el año 2001 descendiendo la producción en 197.2 de toneladas respecto al año anterior. De manera global estos cambios representan un crecimiento de 0.5% anual en todo el periodo comprendido.

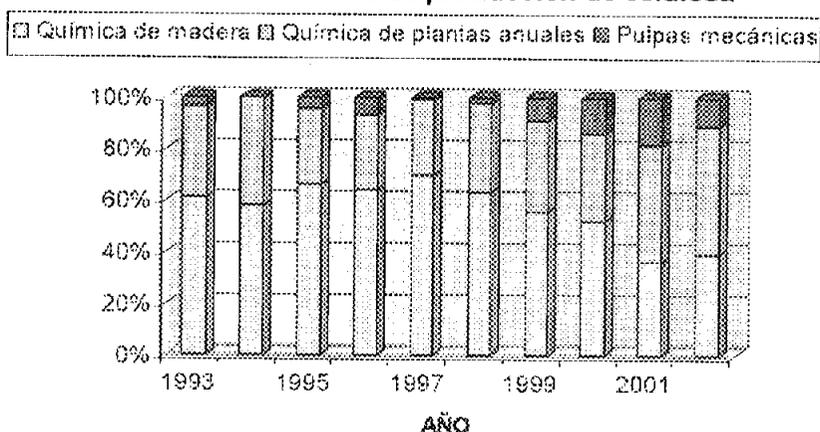
Gráfica 1.1 Producción histórica de la celulosa



Fuente: CNICP, 1993 y 2003

En el año 2002 se tuvo una capacidad instalada de 804 miles de toneladas anuales de celulosa con un aprovechamiento de 46.7%, el consumo de celulosa y por tanto su producción, es en función de la demanda por clase de papel y de los precios relativos de los diversos tipos del primer material, la estructura de la producción fue la siguiente: 39.5% de celulosa química de madera, 49.4% de celulosa química de plantas anuales 11.1% de pastas mecánicas de madera, destaca la elevada participación de la producción de celulosa a partir de bagazo de caña en México. En la gráfica 1.2 se puede ver la evolución histórica de la estructura de producción por tipo de celulosa.

Gráfica 1.2 Estructura de producción de celulosa

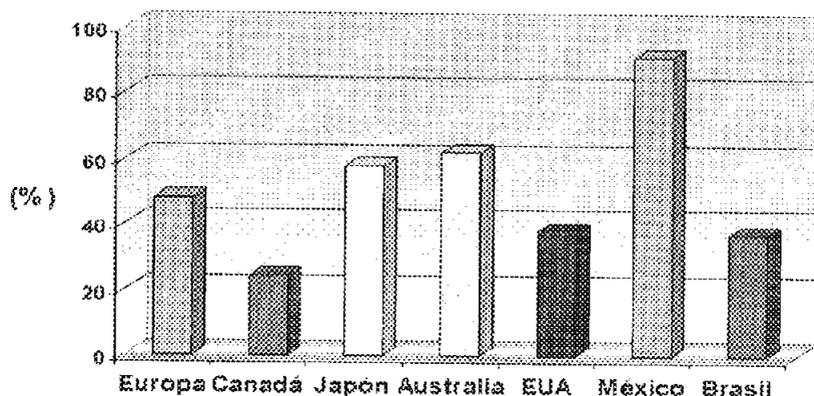


Fuente: CNICP, 2003

La razón por la cual la producción de celulosa no ha crecido al mismo ritmo que la producción de papel, se explica por los cambios a las leyes forestales lo que ocasionó la desaparición de las unidades forestales que suministraban de materia prima para las fabricas de celulosa, por lo que la industria de la celulosa ha tenido que cerrar muchas plantas por que no tiene la posibilidad de competir con los precios internacionales de pulpa y sus sustitutos, así como, la creciente dependencia que se ha creado en el uso de papel reciclado de importación.

El continuo incremento en el uso de la fibra secundaria para la producción de papel, sitúa a México dentro de los primeros lugares a escala mundial en índice de utilización de uso de papel reciclado. Este índice se define como el porcentaje de utilización de papel recuperado comparado con la producción total de papel, en número redondos la utilización fue en el año 2001 de 3,463 mil toneladas que, comparadas con la producción de ese mismo año da como resultado un índice aproximadamente del 91%. Esta situación se puede observar en la gráfica 1.3 que muestra los índices de utilización de fibra secundaria durante 2001 comparando los países con mayor índice y Europa.

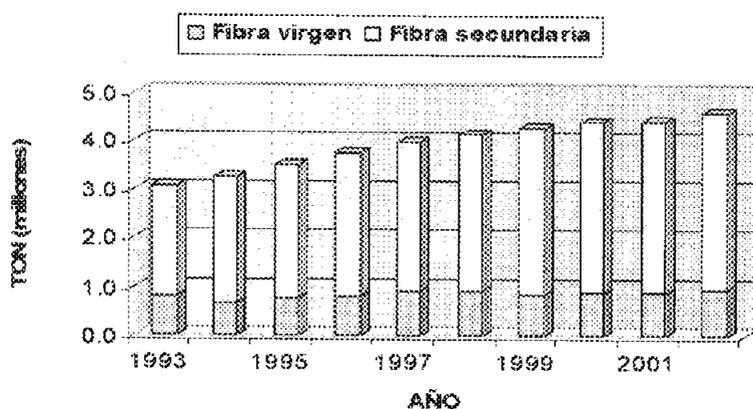
Gráfica 1.3 Porcentaje de utilización de fibra secundaria



Fuente: Anuario Estadístico 2002 Confederación Europea de la Industria de Papel

El consumo total de materiales fibrosos para la fabricación del papel en 1999 tuvo una composición fibrosa con una proporción mayor de fibras secundarias, las cuales representan el 79.3% del consumo total de fibras y el restante 20.7% corresponde a fibras vírgenes. La evolución en la composición del consumo de material fibroso se muestra en la gráfica 1.4 en donde se observa el incremento de la participación de las fibras secundarias en el sector celulósico manufacturero.

Gráfica 1.4 Utilización de fibra secundaria

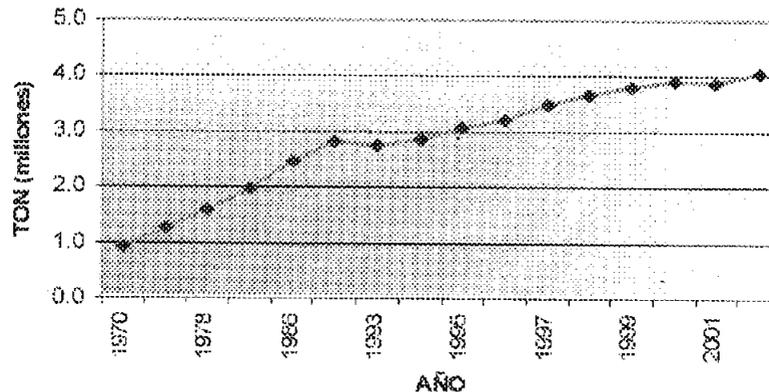


Fuente: CNICP, 2003

1.2.2 Papel

A diferencia de la celulosa, el papel no presenta periodos de incrementos muy marcados o descensos de su producción considerables, teniendo un comportamiento estable o a la alza en su producción dentro del periodo que comprende 1970-2000. La producción de papel aumentó de forma casi constante con una tasa anual de 5.1% en el periodo mencionado como puede observarse en la siguiente gráfica.

Gráfica 1.5 Producción de papel

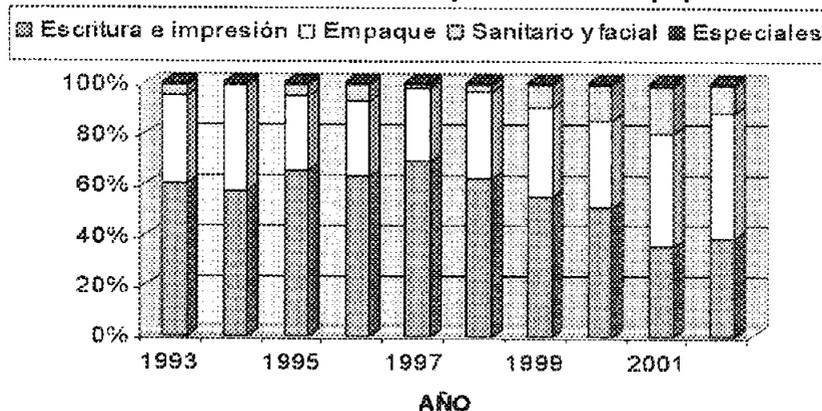


Fuente: CNICP, 1993 y 2003

De acuerdo con el Handbook Pulp and Paper Technology, se dice que el consumo de papel esta estrechamente ligado a la actividad económica de un país. En periodos de crecimiento económico aumenta la demanda de artículos de empaque y embalaje de manera paralela la producción industrial y el ingreso per cápita. En caso contrario, se dan reducciones en este tipo de consumos.

Para el año 2002 el país tuvo una capacidad instalada de 5,128.6 miles de toneladas por año para la producción de papel cifra que representó un porcentaje de utilización de 78.7%, la estructura productiva en 2002 correspondió a: 22.2% para la escritura e impresión (Incluyendo los papeles utilizados para periódico) 58.9% para empaque, 18% de papel sanitario y facial y 0.9% de papeles especiales (china crepé, glassine, entre otros). En la gráfica 1.6 se observa los cambios en la estructura de producción por tipos de papel.

Gráfica 1.6 Estructura de producción de papel



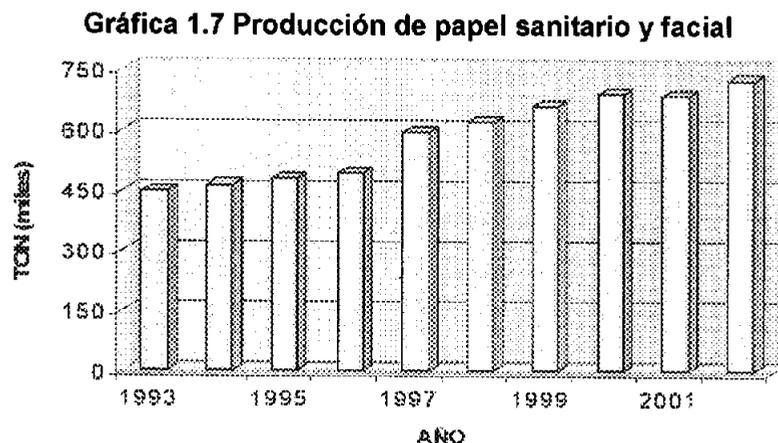
Fuente: CNICP, 2003

La producción total de papel durante el 2002 respecto al mismo periodo del año anterior refleja un incremento de 4.2 % equivalente a 162.1 miles de toneladas, al pasar de 3,875.7 a 4,037.8 miles de toneladas. Por rubros estos incrementos se dieron en: escritura e impresión 6.0% sacos 3.4%, bolsas 40.7%, cajas 6.7% y sanitario facial 5.3%. Por el contrario los decrementos se reflejan en periódico 17.5%, envolturas 1.1%, cartoncillo 0.6% y papeles especiales 9.2%.

Las importaciones crecen un 6.0% respecto al periodo del año anterior, al pasar de 1,708.7 a 1,811.9 miles de toneladas. Durante el periodo de 1993-2002 se observa una tasa media de crecimiento de las importaciones del 9.8%, representando el 22.1% de la demanda nacional en el año 2002. Por su parte las exportaciones en el 2002, respecto al mismo periodo del año anterior, reflejan un decremento de 3.9% al pasar de 214.6 a 206.0 miles de toneladas. En consecuencia el consumo aparente durante el 2002 respecto al 2001 muestra un incremento de 5.1% al pasar de 5,369.8 a 5,643.9 miles de toneladas.

Papel Sanitario

En lo que se refiere al papel Sanitario y Facial, que es el tipo que maneja la empresa a la cual vamos a realizar el estudio termoeconómico, existen en México 10 empresas que manejan este tipo de papel, la producción de sanitario y facial ha ido creciendo como podemos verlo claramente en la grafica siguiente. Se reportó para el año 1993 una producción de 446.748 miles de toneladas y para el año 2002 se contó con una producción de 725.827 miles de toneladas teniendo un crecimiento en la producción de aproximadamente 5.6% de crecimiento anual promedio en el periodo 1993 a 2002.



Fuente: CNICP, 2003

También las importaciones y exportaciones han ido en aumento. Para el caso de las importaciones en el año 1993 estas eran de 34.1 miles de toneladas sin embargo se presentan fluctuaciones entre el año 1993 al 1998, a partir de este último las importaciones tienden a incrementarse de 37.926 miles de toneladas en ese año a 95.096 miles de toneladas importadas en el 2002. Las exportaciones presentan tendencia ascendente, incrementando de 24.172 miles de toneladas en 1993 a 115.744 miles de toneladas que se exportaron en 2002.

Proyecciones

De acuerdo con estimaciones de la comisión de Planeación y Estadística de la CNICP y según perspectivas de la economía nacional para los próximos años se espera que para el 2007, el consumo aparente de papel crecerá en 1 millón 324 mil toneladas respecto a 2002, estimando alcanzar 6 millones 968 mil toneladas, así como, un incremento en la capacidad instalada para la producción de papel de 251 mil toneladas para esa misma fecha, alcanzando una capacidad estimada de 5 millones 379 mil toneladas en el año 2007.

En esta industria opera la economía de escala, haciéndola más rentable a elevados volúmenes de producción y con tecnología altamente intensiva en capital. Este hecho reduce las posibilidades de los países en desarrollo que desean independizarse en cuanto a la producción y abasto de papel.

Debido al continuo incremento de precios que presenta las materias primas y desde luego de los energéticos la selección y el desarrollo de nuevos procesos de fabricación de celulosa y papel han adquirido una importancia relevante en las ganancias obtenidas en la mayoría de las industrias, igual de importante la ampliación de los procesos de reciclado para el aprovechamiento de mayores cantidades de papel de desecho. A continuación podemos ver como esta industria ha tratado de reducir sus consumos energéticos en los últimos años.

1.3 Cambios en el consumo de energía de la industria de la celulosa y el papel

El sector de la pasta y el papel se clasifica dentro de los grandes consumidores de energía, en México la energía que requirió la industria de la celulosa y el papel durante 2003 disminuyó 0.8% con relación al año anterior totalizando 34.91 PetaJoules (PJ) Dicha energía se integró por 36.8% de combustóleo, 34.196% de gas natural, 25.3% de electricidad, 2.496% de diesel, 0.696% de bagazo de caña y el restante 0.896% a gas licuado [Ref. 25].

La industria de la celulosa y el papel se ubica dentro de las industrias más intensivas en el uso de energía, durante 2003 ocupó el sexto lugar en el consumo de energía final, con una participación correspondiente a esta rama de 3.1% en relación con el total del consumo energético final del sector industrial. La electricidad autogenerada en el 2001 por esta industria, se estimó en 3 PJ Sus requerimientos quedaron cubiertos en un 25.196% y aportó 5.596% de la autogeneración industria total.

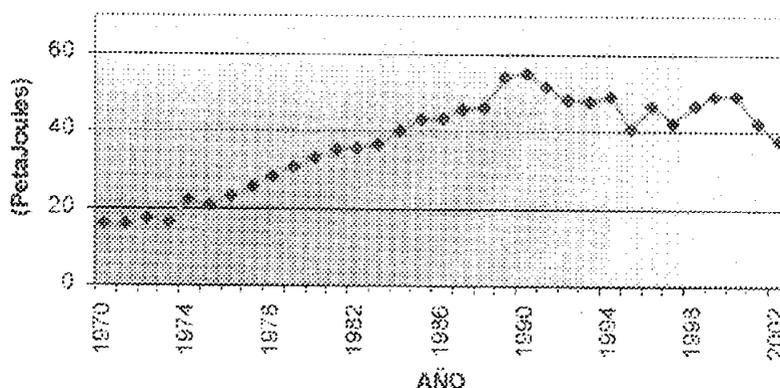
1.3.1 Consumo de energía en la industria mexicana de la celulosa y el papel

Entre 1970 a 2003 el consumo final de energía de la industria mexicana de la celulosa y el papel se incrementó de 15.81 a 34.91 PJ, lo que significó una tasa anual de crecimiento anual de 2.7% para este periodo. En lo que respecta al consumo específico de energía final disminuyó de 1970 a 2001 de 17.44 a 9.90 GJ/ton de papel.

Esta reducción en el consumo de energía por unidad de papel se debió principalmente a cambios estructurales dentro de la industria, relacionados con el aumento del uso de fibra secundaria que como ya vimos en México es muy utilizada y unido a los cambios tecnológicos que participaron en el aumento de la eficiencia energética en su conjunto.

La gráfica 1.8 muestra el consumo histórico de energía final, en ella se puede observar la tendencia creciente que tuvo en el periodo de 1970 a 1994, sufriendo un ligero descenso en el periodo de 1995 a 1999, haciéndose más notorio en el año 1997 que reportó una caída de 10.1% con respecto al año anterior.

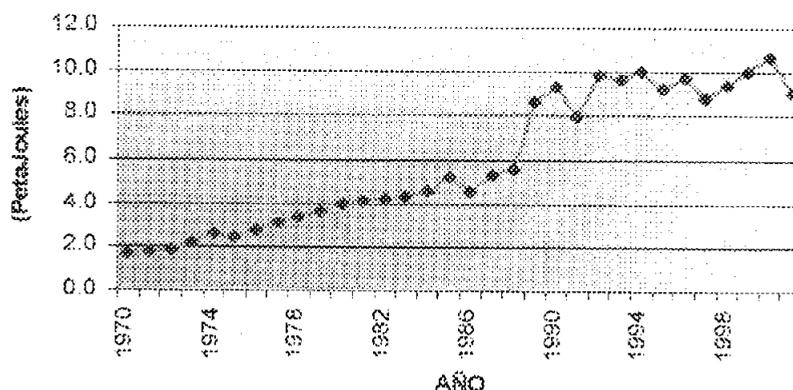
Gráfica 1.8 Consumo de energía final para celulosa y el papel



Fuente: Balance nacional de energía varios años

Por lo anterior podemos mencionar que el consumo eléctrico se ha incrementado en la industria papelera, lo que la coloca entre las más intensivas en el uso de este energético, el consumo eléctrico de esta industria presentó una tasa anual de crecimiento de 6.4% entre 1970 y 2003 mientras que en intensidad eléctrica creció de 1.9 GJ/ton de papel (529 kWh/ton papel) en 1970 a 2.63GJ/ton papel (730. kWh/ton papel) en 2003 ubicándose como una de las industrias con mayor crecimiento en el consumo eléctrico tal como lo muestra la gráfica 1.9.

Gráfica 1.9 Consumo eléctrico de la industria de celulosa y el papel



Fuente: Balance nacional de energía varios años

Este incremento en el consumo eléctrico puede deberse al hecho que se ocupa en cada una de las etapas de elaboración de la pasta así como producción del papel, de acuerdo con Flores [Ref. 4] durante la década pasada esta industria sufrió cambios en mejoras tecnológicas al mismo tiempo condujeron a una mayor electrificación de los procesos tratando de mejorar la eficiencia de proceso pero demandando mas energía eléctrica que en el pasado.

En el consumo de energía y los combustibles empleados en la industria de la celulosa y el papel pueden explicarse a través de los procesos de fabricación utilizados. El combustóleo (fuel oil) y el gas natural son las principales fuentes energéticas de esta industria, básicamente el uso de los combustibles esta determinado por los requerimientos de vapor para los procesos de secado y en menor escala para usos varios en la preparación de las pastas, en lo que respecta a la electricidad este se utiliza en todas y cada una de las etapas de producción y conversión tanto de la celulosa como del papel.

Conclusiones

La producción de papel sigue teniendo un comportamiento ascendente a través de los últimos treinta años, y refleja el crecimiento que tendrá esta industria en los próximos años de acuerdo con las proyecciones estimadas por la CNICP, no así para el caso de la celulosa la cual muestra una tendencia a la utilización de las fibras secundarias sobre todo en nuestro país.

Los consumos históricos de energía, en la industria papelera se ha incrementado de una forma considerable y, sin embargo el consumo específico de energía, ha descendido, pasando de 17.44 GJ/ tonelada de papel en 1970 a 9.90 GJ/ tonelada de papel en 2003, siendo claro el hecho que esta industria no es la excepción en buscar un uso eficiente de la energía y, los beneficios que trae consigo.

En el caso de la energía eléctrica, esta, también ha tenido una tendencia histórica creciente, al igual que en el consumo específico, pero estos incrementos específicos de 1.9 a 2.63 GJ/tonelada de papel, se atribuyen de acuerdo a la CNICP a que se ha sustituido algunos de los energéticos por energía eléctrica.

Pero también es necesario resaltar que en la búsqueda que tiene esta industria de disminuir sus consumos específicos de energía conlleva a analizar a detalle el proceso de fabricación de papel, y observar que partes del proceso presentan las mejores posibilidades de ahorro de energía y es por esto que esta descripción se realiza en el siguiente capítulo.

CAPÍTULO II
PROCESO DE FABRICACIÓN DE PAPEL DE LA PLANTA BAJO ESTUDIO

CAPÍTULO II

PROCESO DE FABRICACIÓN DE PAPEL DE LA PLANTA BAJO ESTUDIO

La descripción del sistema de producción de papel de la empresa bajo estudio, será considerada en este capítulo, partiendo del proceso de obtención de la materia prima es decir la celulosa. Los procesos que intervienen en la elaboración de la pasta, así como algunas operaciones que recibe la fibra secundaria que como pudo verse en el capítulo anterior es de gran importancia en nuestro país. Posteriormente se describen los sistemas y equipos que integran la elaboración del papel facial e higiénico que se produce en la empresa de estudio, así como la producción que ha tenido en los últimos años.

2.1 Descripción del proceso de formación de pasta celulósica [4]

En la naturaleza todas las plantas son almacenes de *celulosa*, pero son pocas las que se pueden aprovechar en la fabricación del papel. En la actualidad, las principales fuentes de fibra celulósica son los árboles, ya que éstos contienen alrededor de 40 a 50% de materia aprovechable, para la industria de la fabricación del papel. [Ref. 2]

Las maderas que generalmente se procesan son de dos tipos, según sus características en: Maderas suaves o coníferas y Maderas duras o frondosas. Las características específicas dependen de varios factores tales como la zona geográfica de origen, tipo de árbol, clima etc. Otra fuente de celulosa aprovechable para la industria del papel, es la que se obtiene de algunas plantas de ciclo anual, como el bagazo de la caña de azúcar, la paja y el algodón.

La celulosa de madera y plantas de ciclo anual blanqueadas, se destinan principalmente a la fabricación de papel para impresión y escritura, *sanitario*, *facial* y algunos tipos de cartulinas y especialidades.

La celulosa sin blanquear o cruda, ya sea de madera o de ciclo anual, se utilizan principalmente en la fabricación de papel para envoltura, sacos, bolsas, cartones, cajas y cartoncillos de baja calidad.

Sin embargo, cabe mencionar que en la actualidad, la tendencia al uso de desperdicios de papel, como una fuente de materia prima adicional, como se mencionó en el capítulo I es cada vez mayor la cual es complementaria a la demanda de celulosa, y sobre todo que contribuye al *equilibrio ecológico*.

2.1.1 Obtención de celulosa

En términos generales los procesos de obtención de pulpa, (*pulpeo*) consisten en convertir los troncos en astillas, a las cuales se les somete a un tratamiento que puede ser químico o mecánico, o la combinación de ambos con el propósito de eliminar materiales no deseables como la *lignina*.

Tipos de celulosa

Se define el tipo de celulosa, por el método o proceso, que se utiliza para su obtención. Los principales procesos de *pulpeo* son los siguientes:

a) Pulpa mecánica

Es el proceso más simple, no utiliza reactivos, únicamente agua, la cual solubiliza ciertos materiales de la madera. El proceso de pulpeo, consiste básicamente en moler leños de madera contra una piedra abrasiva en presencia de agua. Es la pulpa más económica de hacer, se pierde en la operación de molienda el 7% de material crudo, y en los procesos químicos se pierde hasta 50%. Las maderas más usadas en este proceso, son el pino, álamo y el abeto.

b) Pulpa al sulfato Kraft

Este proceso consiste en cocer las astillas de madera en un licor que contiene sosa y sulfato de sodio la pulpa es conocido como *Kraft*, término que proviene de la palabra *fuerza*, cualidad característica de papeles hechos de pulpas al sulfato.

c) Pulpa al sulfito

Este proceso no es tan deseable, ya que requiere de equipos que resistan la corrosión de los ácidos, elevando los costos en el proceso de la planta. La pulpa se hace cociendo las astillas, generalmente de bajo contenido de resina, en especie de maderas suaves, llevándose a cabo el cocimiento a presión y temperaturas elevadas son una solución de bisulfito de calcio, y con un exceso de dióxido de azufre.

d) Pulpa a la sosa

Esta pulpa fue la primera pulpa química de la madera tratada por medio de reactivos químicos. Las astillas de madera son cocidas en una solución de sosa cáustica bajo ciertas condiciones de presión y temperatura. Las maderas de hojas anchas tales como Álamo, Abedul, Arce blanco y Hule, son las principalmente usadas en éste proceso.

e) Pulpas semiquímicas

En estos procesos se combinan medios mecánicos y adición de productos químicos. La manufactura de pulpas semiquímicas, esta creciendo progresivamente debido a:

1. Los altos rendimientos obtenidos (75% ó más).
2. Disponibilidad de gran variedad de pulpas de madera.
3. Reducción de costos de refinación.
4. Disponibilidad de pulpas semiquímicas para una gran variedad de papeles cuando se mezclan con otros.

2.1.2 Procesos convencionales de fibra reciclada

Como ya se menciona anteriormente la mayoría de las plantas papeleras en México utilizan fibras secundarias, y nuestra empresa de estudio no es la excepción, por lo que en la preparación de la pasta se realizan algunas operaciones, explicando brevemente cada una de ellas.

Pulpeo: Se desfibra la materia prima acorde al tipo de producto final que se desea obtener cuidando de no fraccionar los materiales no fibrosos que acompañan la materia prima.

Eliminador de basura: Su función es eliminar todo tipo de material no fibroso de tamaño grande (plásticos, madera, piedras, fierros, envases de lata etc.).

Depuradores de alta consistencia: Estos equipos son presurizados, por lo que su diferencia de presión, ayuda a formar un vórtice en el centro del equipo eliminando así los materiales como grapas, clavos tornillos alambres etc.

Cribado grueso: Equipo presurizado que cuenta con una canastilla o platina perforada seleccionada de acuerdo al tamaño de contaminantes que se desea eliminar de la fibra.

Cribado fino: Son equipos igual que los anteriores, solo que con una platina con un tamaño de apertura menor, el objetivo principal, eliminar los contaminantes que por su tamaño no se lograron eliminar en la etapa anterior.

Flotación: Es la parte medular del proceso, en el que por medio de la generación de burbujas de una sustancia jabonosa, se atrapan tintas y sólidos más ligeros que la celulosa, las burbujas ascienden a la superficie en forma de espuma, éstas son desechadas del sistema siendo el medio de transporte para eliminar las tintas.

Limpiadores de baja consistencia: Su principal objetivo, es eliminar partículas muy pequeñas tales como tintas, cenizas, astillas, arenilla y todas aquellas impurezas que tengan un peso diferente al de la celulosa.

Lavado: Se realiza el lavado a la fibra eliminándose principalmente las cenizas (caolín, carbonato y otros productos que se utilizaron cuando se fabricaron estos papeles).

Dispersión: Esta parte del proceso es una de las más importantes debido a que todas aquellas tintas que no se lograron eliminar en todos los pasos anteriores de limpieza y flotación, aquí son reducidas en su tamaño, de manera que ya no es posible detectarlas con la vista, dando como resultado un cambio en el aspecto de la celulosa.

Blanqueo: Todos los sistemas convencionales de fibra secundaria, utilizan como agentes blanqueadores al peróxido de hidrógeno, hipoclorito de sodio e hidrosulfito de sodio, esta parte del proceso, es para darle un blanqueo a la celulosa, la cual será alimentada de manera directa en las máquinas de formación de papel.

Efecto de las fibras en la fabricación del papel.

Las propiedades del papel, dependen de la estructura de las diversas fibras que componen la hoja de papel. Las características estructurales más importantes de una fibra son la longitud y el espesor.

- ✓ Las fibras con espesores pequeños colapsan fácilmente y proporcionan flexibilidad al papel, las de paredes gruesas, y no contribuyen a los enlaces entre las fibras.
- ✓ Las fibras gruesas, tienden a producir una hoja abierta, absorbente, voluminosa y de alta resistencia.
- ✓ Las de longitud reducida, favorecen a la resistencia.

Dependiendo de las características que se desean obtener en el producto, se elabora la formulación correspondiente, la cual incluye uno o varios tipos distintos de celulosa en diferentes proporciones. En esta empresa el diseño de las mezclas fibrosas para cada uno de los tipos de papel que se fabrican está en función de las características que requiere el consumidor para la satisfacción de sus demandas.

2.2 Descripción de proceso de la planta objeto de estudio

Esta empresa tiene varios años en el mercado siendo el año de 1992 como el que se toma como inicio de actividades de la razón social actual. Por acuerdo de ambas partes se omitirá el nombre de la empresa y por estas razones de confidencialidad al referirnos ha ella, lo haremos como X-F.

El proceso para la fabricación de papel de X-F consta básicamente de tres máquinas. Primero describiremos el proceso de fabricación de papel que se lleva a cabo en X-F incluyendo los nombres de los equipos involucrados y la operación que realiza cada uno, y posteriormente mostraremos su comportamiento de producción en los últimos años así como la estructura de producción de esta empresa.

2.2.1 Preparación de la pasta (inicio del proceso)

Podemos partir de que X-F no cuenta con planta de obtención de celulosa, esta se compra directamente como materia prima, por lo que el proceso inicia con la formación de la pasta que posteriormente ingresará a la maquina de papel, entendienddo esta como la máquina en la que se recibe la pasta una vez preparada para formar y producir papel.

El proceso de preparación de la pasta, consiste en combinar las materias primas fibrosas y aditivos químicos, incorporándolos al sistema de manera continua y uniforme. Se inicia con un proceso de *desfibrado* el cual se define como la acción mecánica en la cual las fibras secas se dispersan en agua para formar una suspensión, ésta operación generalmente se realiza de manera intermitente, para lo cual se emplea un hidrapulper. Estos equipos tienen una capacidad de desfibrado aproximada de 1200 kg por carga, el equipo sirve exclusivamente para desfibrar e hidratar la fibra, proporcionando a éstas un cambio físico que las hace más resistentes, la suspensión preparada tiene una consistencia entre 4-5% aproximadamente.

El abasto de la pasta necesaria para las maquinas 1 y 2, se realiza con tres *hidrapulpers*, el hidrapulper de 4.2672 m. (14ft), el de 3.3528 m. (11ft) y el nematrón (hidrapulper de merma), mientras que para la maquina 3 se cuenta con dos hidrapulpers. Una vez preparada la pasta se almacena en su tanque respectivo dependiendo del tipo de fibra que se trate.

Dentro de esta empresa se manejan cuatro tipos de fibras las cuales se clasifican como fibra corta, fibra larga, pasta mecánica y merma, dentro de las tres primeras se entiende su clasificación de acuerdo a una característica particular, pero en la merma podemos especificar que es papel que ya fue procesado dentro de la planta es decir un papel recuperado que se maltrató en el proceso de conversión y empacado.

Después de haber sido desfibrada, la pulpa es sometida a un proceso de *refinación* en el cuál la pulpa es sometida a una acción mecánica, para desarrollar las propiedades óptimas con relación al producto que se va a fabricar. Esta operación, se realiza en forma continua, para lo cual es usado un *refinador de discos*.

Efectos de la refinación en la fabricación del papel

Se cuenta con un refinador tanto en la línea de fibra corta como en la de fibra larga, este equipo, generalmente produce los siguientes efectos:

- ✓ Corte: Reducción de la longitud de las fibras y formación de "finos".
- ✓ Fibrilación: Generación de áces en la pared externa de la fibra

Los resultados en las propiedades del papel son:

- ✓ Corte: Incremento de resistencia en el papel y rigidez de la hoja
- ✓ Fibrilación: Favorece la reticulación conservando la longitud de la fibra y la flexibilidad de la hoja.

Cuando se refina demasiado una fibra, la longitud de ésta disminuye creando una gran cantidad de fibra demasiado fina, provocando que gran parte de ella no sea retenida en la formación de la hoja de papel, y por lo tanto se tenga una hoja porosa y poco resistente, (se pierde fibra). Pero además un aspecto muy importante que debemos tomar en cuenta, al refinar demasiado, es que los finos que no se retienen en la hoja, se van al agua del sistema provocando ensuciamiento de rodillos y vestiduras que nos pueden ocasionar que constantemente se rompa la guía de papel una vez formado.

Una vez que se obtiene la pulpa refinada, dentro de la línea que comunica al tanque de almacenamiento de fibra (según corresponda) con el tanque de mezcla, se cuenta con un regulador de consistencia, con el cual se asegura la consistencia deseada, agregando agua de la línea de dilución a la suspensión fibrosa de ser necesario.

Antes de que cada una de las líneas de adición de pulpa, entren al *mezclado*, se tienen un medidor de flujo que llega al tanque y una válvula automática que controla y se ajusta según la mezcla requerida.

La composición de mezcla de los diferentes materiales es la función más importante en la preparación de la pasta cualquier variación de la composición se manifestará en un comportamiento distinto al esperado en la hoja de papel. La proporción exacta de las pulpas y aditivos en la mezcla depende del control adecuado de la consistencia de la pulpa, así como de la preparación concentración y dosificación de cada uno de los aditivos químicos. Esta función se realiza en el llamado *tanque de mezcla*.

Después de pasar por el tanque de mezcla la pasta ingresa a un tanque llamado chimenea donde se realizan los cambios de coloración en el papel y parte de la pasta de ese equipo ingresa a un recuperador de pasta el cual, se alimenta a su vez de una línea proveniente de un tanque (*couch*) que se encuentra bajo la zapata de succión de fieltro.

Además se diluye esta pasta del recuperador por medio de la línea del tanque de agua turbia-clara, este último tanque contiene el agua recuperada de un tanque con ese mismo nombre, y se encuentra debajo de todo el fieltro, contiene el agua de las regaderas que lavaron al fieltro, esta agua turbia clara se está recirculando entre las regaderas el tanque de agua recuperada, el recuperador de pasta, formando un ciclo

2.2.2 Sección máquina de papel

Caja de entrada

La *caja de entrada* es el primer elemento de los muchos que integran una máquina de papel, es el punto en el cual se han incorporado bastantes innovaciones tecnológicas tendientes para asegurar una mejor formación de la hoja y un flujo con una fluidez más uniforme. Estas dos funciones cumplidas por la caja de entrada, demuestran la importancia que tiene, como componente integral de la máquina de papel.

La caja es alimentada por una bomba tipo "fan-pump". La pasta que alimenta a la caja de entrada se toma de un tanque de recepción de pasta que cae de la mesa de formación del papel (*silo*), y se mezcla con pasta de otro tanque (*tanque de máquina*) que contiene la pasta preparada con químicos y color si es el caso, pasando inmediatamente después a través de un depurador centrífugo, que tiene como finalidad, separar materiales extraños, tales como: trozos de lazo, fragmentos de película de polietileno, maderas, alambres ó cualquier otro tipo de impurezas que puedan dañar la tela de la mesa de formación.

El depurador centrífugo (*selectifier*), cuenta con una canasta ranurada, que sirve para hacer la separación de las impurezas mencionadas, por la acción centrífuga que se logra al girar esta canastilla a miles de revoluciones por minuto. Para permitir la salida de las impurezas que se acumulan en el fondo de la canastilla, se cuenta con una compuerta de purga.

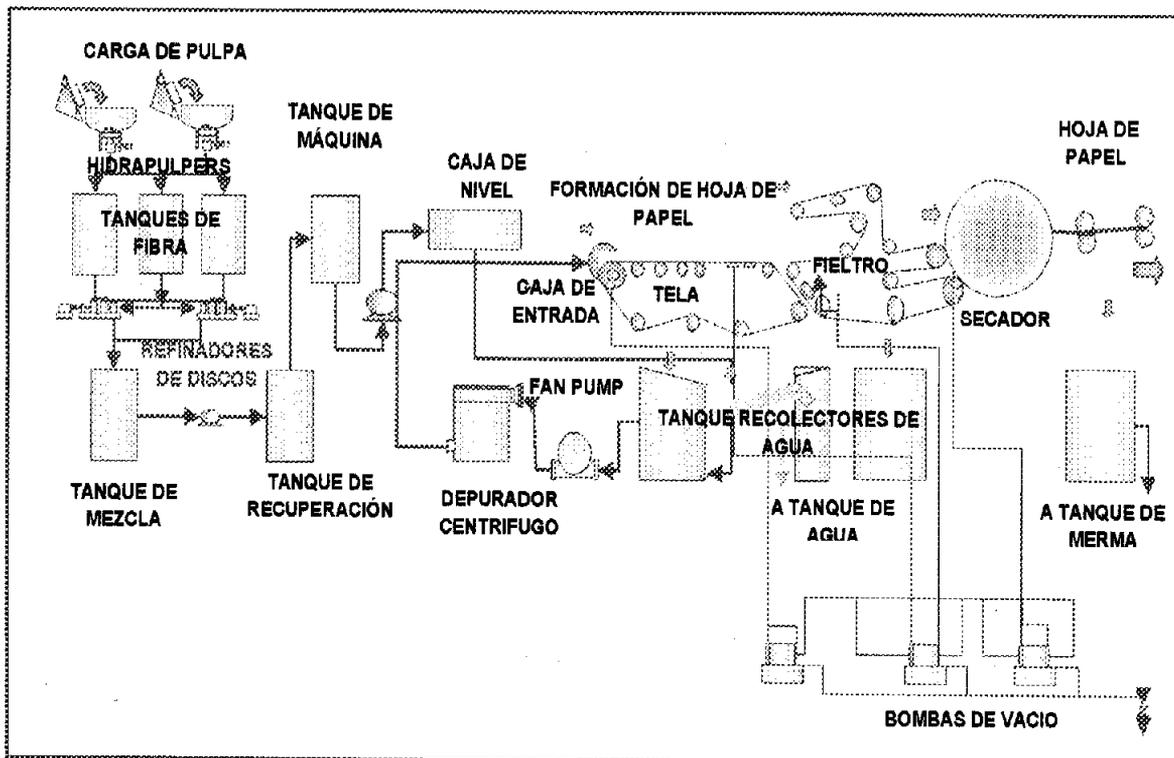


Figura 2.1 Diagrama de bloques producción de papel.

Del selectifier, la pasta es enviada a un cabezal cónico, el cual tiene a todo lo largo de la máquina de papel con tubos difusores de 2 pulgadas de diámetro, que van a dar directamente a la caja de entrada.

Fieltro y prensas

El elemento que recibe la pasta de la caja de entrada es la tela de la máquina que es sostenida por varias prensas y la soporta en primer lugar es el llamado rodillo de pecho. Esta tela esta formada por un polímero y su material ayuda a soportar la pasta formada con una cantidad de agua considerable, la hoja de papel entra en contacto con el fieltro ayudada por una zapata de succión.

Al igual que la tela el fieltro, sirve también para remover agua de la hoja de papel, su función principal de ambos consiste en soportar la hoja húmeda, permitir la eliminación de agua y conducir la hoja hasta el punto de contacto con el secador de papel llamado "nip". El fieltro cuenta en la parte superior con varias regaderas distribuidas a lo largo de este, que ayudan al mantenimiento del fieltro en buen estado evitando que se obture, y se remueva el agua en forma adecuada, auxiliándose de unas cajas de succión.

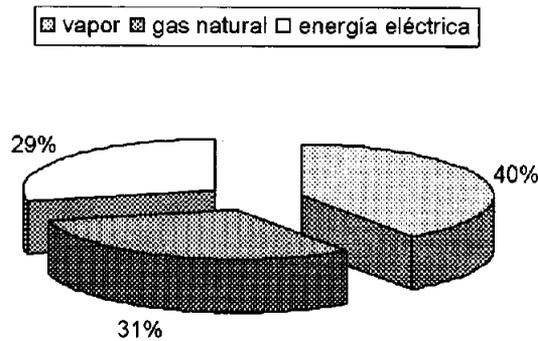
En el nip de la prensa de succión ayuda a la eliminación del agua contenida en el papel una vez que va a entrar al secador. En las prensas se tiene un control eléctrico de seguridad, el cual al botarse la máquina por cualquier razón hace que ambas se separen del equipo de secado, para evitar que por la fricción con éste, se quemase el fieltro. El pick-up (se le llama así al efecto que se realiza por diferencia de densidades cuando la hoja de papel formada es recogida por el secador en esta parte).

Secado de papel

Un vez que se ha formado la hoja de papel y sale por así decirlo del fieltro esta hoja es recogida por el equipo de secado, ya que el papel contiene una gran cantidad de agua todavía podemos decir que no podría empacarse de esa manera, este equipo realiza su función, remover el agua contenida en la hoja de papel y formar rollos de papel que es la manera en que se maneja.

Esta operación podría parecer simple o una más en el proceso de elaboración, sin embargo en ella se emplea una cantidad de energía considerable, se ve en la siguiente gráfica (2.1) se presentan los porcentajes de los energéticos empleados en la planta, se observa que la aportación por parte del vapor y el gas natural representan el 71% de la energía total suministrada y esa energía, es utilizada llevar a cabo la operación de secado de papel.

Gráfica 2.1 Estructura de energéticos utilizados en la planta (%)



Fuente: Elaboración propia

El secado de papel es de gran importancia en el proceso tomando en cuenta que su inacción o mal funcionamiento hacen que sea imposible la producción del papel. En el diagrama 2.1 de bloques, puede apreciarse el secador sin embargo este equipo cuenta también con una serie de ductos de trabajo que se mostrarán en diagramas posteriores cuando se analice este sistema en particular.

Descripción general sistema de vacío:

Para tener vacío en la máquina, se cuenta con tres bombas con una capacidad de 113.3 m^3 cada una. Las tres bombas están conectadas a un cabezal, cada bomba tiene en su conexión al cabezal válvulas para que puedan independizarse o comunicarse (en caso de ser necesario). Normalmente trabajan de manera independiente, dando servicio a la prensa de succión, a las cajas del fieltro y al rodillo de pecho.

Vacío en el rodillo de pecho

El rodillo de pecho cuenta con el primer elemento de succión que es utilizado el proceso de fabricación de papel Tissue ⁵, en esta parte del proceso es donde se elimina la mayor parte del agua que contiene la hoja de papel. El vacío en el rodillo de pecho, es proporcionado por una bomba, con que se cuenta para ese propósito. El rodillo de pecho cuenta en su interior con una caja de vacío, la cual consta de dos áreas, de bajo vacío, y una zona de alto vacío.

⁵ Llamado así comercialmente por su significado del inglés como distinción por ser un papel suave.

Dependiendo del tipo de papel que se fabrique, es la cantidad de vacío que se aplica en las cajas. Generalmente en máquinas que fabrican un solo tipo de papel, el vacío se maneja constante, y siempre al 100%; mientras que en la máquina 1, por ser una máquina que fabrica todos los tipos de papel Tissue, que se conocen, se tienen condiciones de vacío específicas para cada tipo de papel.

Vacío en las cajas del fieltro

Para eliminar el agua que el fieltro absorbe de la hoja de papel, en la parte superior de la máquina, se encuentran ubicadas 2 cajas de vacío. Estas cajas, están conectadas a una segunda bomba. El vacío que se maneja en estas cajas es variable dependiendo de los días de vida que lleve el fieltro, y del tipo de papel que se esté fabricando.

Vacío en la prensa de succión

En esta parte se extrae parte del agua que forma la hoja de papel, se hace con una caja de vacío interna en la prensa de succión y ayudado por una bomba de vacío utilizada para éste fin. En ésta caja se utiliza también una bomba que siempre está al 100% de su capacidad, solo que aquí el vacío lo va dando el obturamiento del fieltro, en fieltros nuevos y limpios, siempre se verán valores de vacío menores que cuando el fieltro se va obturando, de manera gradual sube el vacío. Cuando se observan valores de vacío altos es necesario realizar un lavado químico en lote para desobturar el fieltro y asegurar una buena operación del mismo.

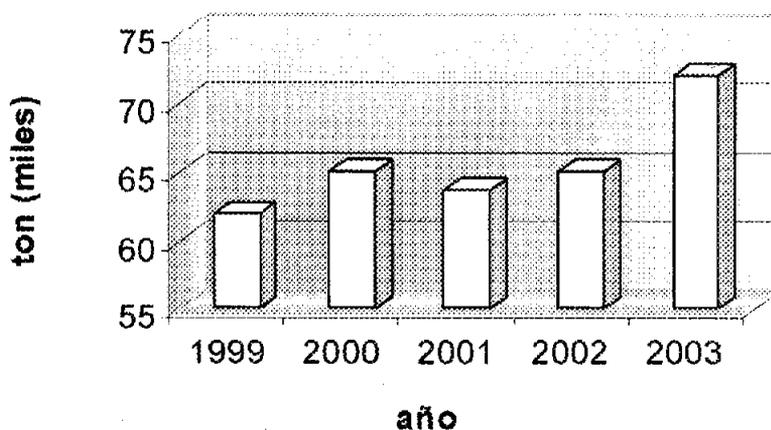
2.3 Producción de papel

Una vez que se observa la forma en que se desarrolla el proceso de fabricación de papel de esta planta, se puede agregar un poco acerca de la producción de papel, para nuestro propósito, no es relevante el número de distintas fibras que se utilizan lo que da como resultado una marca de papel, lo importante son las toneladas totales de papel fabricadas.

En cada máquina de papel se tiene una meta de producción distinta, siendo para la máquina de papel uno de 46 toneladas, 57 y 82 toneladas para las máquina dos y tres respectivamente, esta producción se refiere a papel bruto es decir el papel que se obtiene directamente de proceso de fabricación de las máquinas de papel, y que irá posteriormente al proceso de conversión y empaçado.

En lo que se refiere a la producción de papel de esta empresa, se ha incrementado en los últimos años aunque no en forma constante, sin embargo si muestra un crecimiento del año 1999 al 2003 en términos generales como podemos ver en la gráfica 2.2, el comportamiento decreciente que se presentó en los años 2001 y 2002. Con respecto al 2000 se deben a algunos problemas internos que tuvo esta empresa en esos años, no siendo participe la disminución de demanda de sus productos en el mercado, ya que de acuerdo con lo observado en el capítulo I, todo indica que la industria papelera seguirá creciendo en los próximos años. Esta producción se refiere a papel ya empacado listo para la venta.

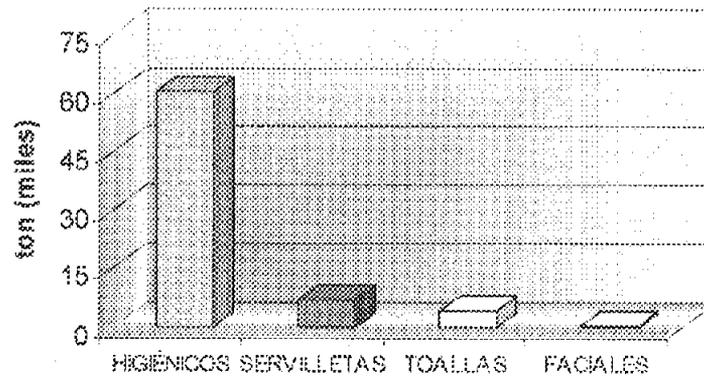
Gráfica 2.2 Producción de la empresa X-F bajo estudio.



Fuente: La empresa misma

Dentro de esta empresa se produce principalmente papel higiénico, sin embargo se manejan varias calidades de papel desde luego para satisfacer las necesidades de cada cliente brindando lógicamente papeles de menor calidad a precios más bajos y papeles de mejor calidad a un precio más alto, en segundo lugar, la producción se enfoca en servilleta, el tercer lugar lo ocupa la toalla y por último se encuentra el facial que como observamos en la gráfica 2.3 su producción es mínima, en general podemos observar que la producción de papel higiénico representa aproximadamente el 80% de la producción total.

Gráfica 2.3 Estructura de producción anual de la empresa X-F bajo estudio.



Fuente: La empresa misma

Conclusiones

De acuerdo con la utilización de fibra secundaria que se tiene en México el proceso realiza operaciones de pulpeo, eliminación de basura, refinación, cribado, etc. para preparar la fibra y elaborar una pasta que formará la hoja de papel, posteriormente se realiza el secado del papel formado; que aun cuando el proceso de elaboración de papel es sumamente conocido, el capítulo permite resaltar la complejidad del mismo.

La producción de la empresa bajo estudio presenta un crecimiento en los últimos dos años por lo que los consumos energéticos también aumentarán en los próximos años, puede suponerse que si su sistema trabaja de forma ineficiente también aumentará el derroche de energía.

Es importante el determinar en que partes del proceso existe la posibilidad de ahorro en dicha empresa, proyectándose el secado del papel como el de mayor importancia dado que en el se ocupa la mayor cantidad de energía suministrada a la planta en general, de acuerdo con la grafica 2.1 representa el 71% de la energía total y el 29% restante pertenece a la energía eléctrica.

Ahora que se ha descrito el proceso de fabricación de papel, puede agregarse que la descripción del secado del papel se tratará con más detalle en el siguiente capítulo dada la importancia que representa desde el punto de vista energético, y por otra parte se puede mencionar que en los equipos de preparación de pasta y formación de papel utilizan básicamente energía eléctrica en su mayoría motores de corriente alterna.

CAPÍTULO III
DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE SECADO DE LA PLANTA

CAPÍTULO III

DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE SECADO DE LA PLANTA

En este capítulo se hace una descripción de algunos valores de masa y energía que se manejan en los flujos de pasta y que son necesarios para realizar el análisis energético, para finalmente abocarse al sistema de secado que es uno de los mas importante en toda la planta desde el punto de vista energético y económico, describiéndolo de lo general a lo particular en X-F. Y finalmente explicando cuales fueron las consideraciones y mediciones necesarias que se hicieron para poder obtener la información en campo, para elaborar el análisis energético.

3.1 Descripción de los flujos de pasta

Podemos comenzar este capitulo retomando un poco la descripción del proceso de producción, detallando algunos aspectos que tienen que ver con el funcionamiento particular de X-F.

Dentro del proceso, una de las partes se lleva por lote, esta se refiere a la preparación de la pasta que ingresará a la maquina para la producción de papel, la cual se realizará de forma tal que, siempre se tenga la fibra lista cuando sea necesaria, y su almacenamiento a su tanque respectivo.

La programación es la que da la pauta que tipo de pasta se utilizará, por lo que podemos decir que el proceso en forma continua se puede tomar a partir del llamado tanque de mezcla, incluso porque no se controla la consistencia en la carga de la pasta a los hidrapulper ya que después se regula a un valor el cual oscila entre 3.5% de consistencia⁶.

Posteriormente la pasta tendrá una consistencia de 3% en el tanque de máquina este valor se conserva hasta que la pasta ingresa al silo del cual sale con una consistencia de 0.3%, siendo con la que ingresa a la caja de entrada de la máquina⁶.

⁶ Datos proporcionados por la empresa misma.

Una vez estando en la tela, las regaderas de este, hacen que gran cantidad de la pasta, y del agua (además de la contribución que realiza el rodillo de pecho) caigan hacia el silo aproximadamente el 50% ⁷ de la pasta, además de perder agua en las cajas de succión del fieltro y posteriormente después en el fieltro sucede mismo cae agua almacenándose en el tanque de agua recuperada en el cual se considera que no se arrastra la pasta con el agua de las regaderas al tener una consistencia mayor, es decir se tiene la hoja de papel ya formada. (vease figura 3.1)

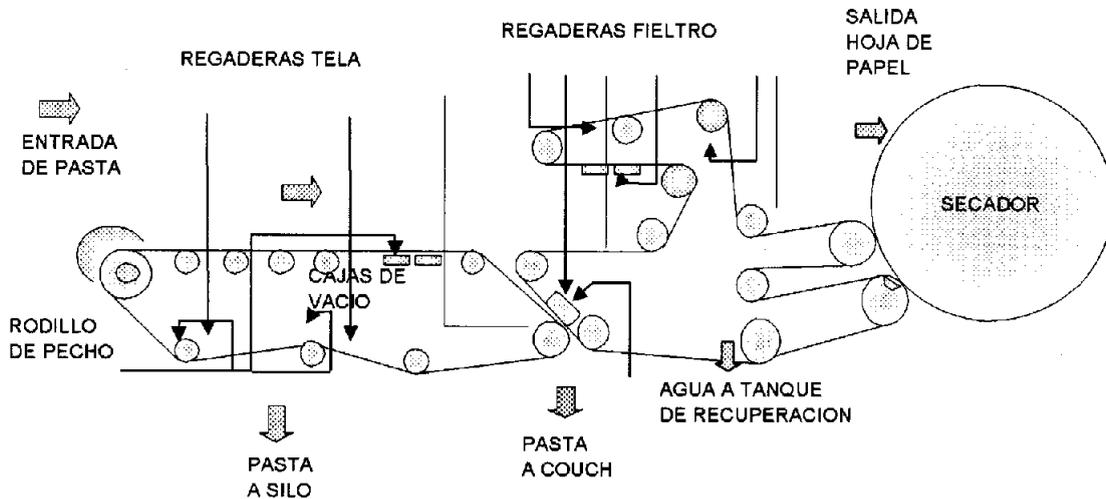


Figura 3.1 Esquema de tela y fieltro de máquina de papel

Dentro de los datos que se utilizan para calcular los flujos la pasta, es la cantidad de agua que se elimina en la prensa de succión antes de entrar al secador. Al tratarse de una de las operaciones más importantes del proceso, hace que se tomen muestras para determinar la consistencia del papel a la entrada del secador, además se cuenta con un escáner a la salida del secador que reporta el perfil de humedad del papel.

Se reporta una consistencia que se encuentra alrededor de 40% a la entrada y la salida oscila entre el 94% al 96% de consistencia. Esto es de suma importancia para el sistema de secado como lo veremos más adelante⁷.

Otra de las consideraciones es que el agua de las regaderas, aunque viene de tanque de agua turbia debe considerarse como agua libre de pasta, debido a que la consistencia es muy baja, pero es reportada en el tanque de agua turbia y clara debido a que en este punto se tiene una purga la cual es reportada en los flujos de pasta.

⁷ Datos verificados en el tablero de control.

El agua utilizada en el proceso podría considerarse como un ciclo cerrado en estado estacionario, por lo tanto en el balance realizado, el agua se estará únicamente recirculando, sin un suministro de agua fresca, la realidad es que se suministra agua fresca debido a que se realizan cambios de coloración, o al tener agua saturada de fibra muy fina, contaminada, etc. Esto hace que se este reponiendo agua continuamente en el proceso.

Para observar con mas detalle, los flujos de materia (de pasta) de una de las máquinas de papel, que de paso podemos decir que se cuenta con un sistema prácticamente igual en las tres máquinas (diferiendo en aspectos de capacidad en algunos equipos, más no en las operaciones unitarias realizadas), podemos remitirnos al anexo ii en el que se muestran los flujos para una de las máquinas en el que se reporta datos como a la consistencias, flujo de agua y de pasta, al igual que las ecuaciones utilizadas en la obtención de estas corrientes de proceso.

Desde luego la obtención de los flujos se hizo tomando como base la ley de conservación de la materia en un sistema abierto (volumen de control) en un estado estacionario, la cual define que:

$$\sum m_{\text{entradas}} = \sum m_{\text{salidas}} \dots (3.1)$$

Como una explicación adicional, la base de calculo se inicio tomando en cuenta la producción instantánea es decir se calculó considerando los datos de gramaje (que se define como la cantidad de gramos por metro cuadrado que tiene una hoja de papel), velocidad de la máquina, ancho de papel, que se tienen en un momento considerando esto como estado estacionario, tomando en cuenta la consistencia del papel a la salida de la máquina de papel. Este fue el punto de partida para la obtención de los flujos de pasta (o de papel según la parte del proceso).

3.2 Descripción de sistema de secado

En el proceso de formación de papel tenemos un subsistema el cual hasta ahora solo nos hemos referido como secador de papel. Sin embargo, es considerado como un sistema por su relevancia en el proceso, es de gran importancia tomando en cuenta que su inacción o mal funcionamiento hacen que sea imposible la producción del papel. Además que uno de los objetivos principales de toda empresa es disminuir sus costos y consumos energéticos, y este sistema presenta posibilidades de ahorro en ambos rubros.

3.2.1 Secadores de alta velocidad

Los secadores de gran velocidad de choque de aire son usados en toda la industria papelera y tienen numerosas aplicaciones. El secado de la capa (de agua) sobre el papel es una de ellas. Los secadores de alta velocidad son también usados en las máquinas que producen el papel llamado Tissue en unión con un cilindro calentador con vapor (denominado Yankee) que proporciona energía para el secado de papel.

El mecanismo de transferencia de calor de los secadores de aire de choque a alta velocidad es principalmente por medio de convección y en menor grado por radiación. Estos sistemas de secado se clasifican dentro de dos tipos: sin una fuente adicional de energía bajo la campana es decir el aire choca directamente contra el papel sin otra fuente bajo la campana y la segunda forma es cuando se cuenta con una fuente de energía adicional externa como puede ser el secador Yankee, bajo la campana.

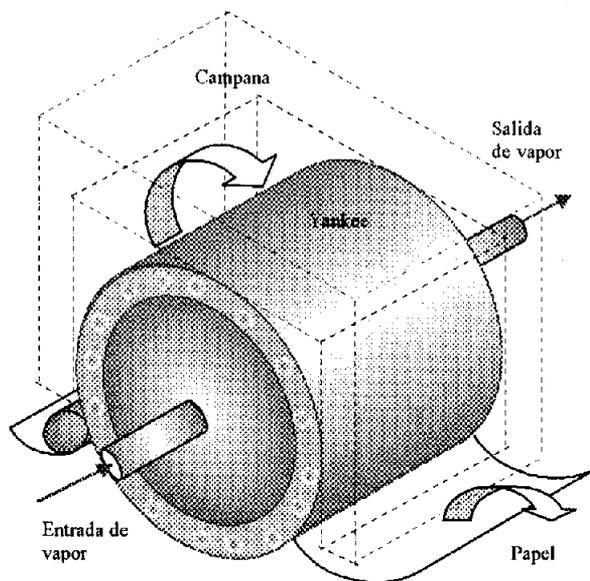


Figura 3.2 Esquema de secador de papel de alta velocidad

Un sistema típico de secado alta velocidad consiste en una Campana y Yankee (denominados conjuntamente como Yankee) el cual engloba un sistema de distribución de aire por medio de boquillas en su interior por la parte que queda de frente a la superficie de papel estas boquillas o ranuras están arregladas de tal forma que al soplar el aire caliente hacia el papel el aire retorne por otras ranuras o tubos provistos para permitir el paso de aire ya húmedo fluir hacia la succión de la campana.

En un típico proceso de secado, la energía requerida para secar la hoja de papel consiste en lo siguiente:

- ✓ El calentamiento de la hoja y el agua a una temperatura inicial de equilibrio

En un proceso de secado puramente convectivo, la temperatura de equilibrio de la hoja húmeda es la temperatura de bulbo húmedo del aire, siempre que la hoja contenga agua libre, (ya que la fibra ofrece una oposición sobre el agua de la hoja) con la hoja seca la temperatura empezará a incrementarse con la energía suministrada por el Yankee la temperatura de la hoja húmeda será ligeramente mayor a la temperatura de bulbo húmedo.

- ✓ Evaporación en la temperatura de equilibrio
- ✓ Sobrecalentamiento del vapor de agua desde la temperatura de equilibrio a la temperatura de salida de la campana.
- ✓ Calentamiento de la hoja y un residuo de agua a la temperatura final de papel.

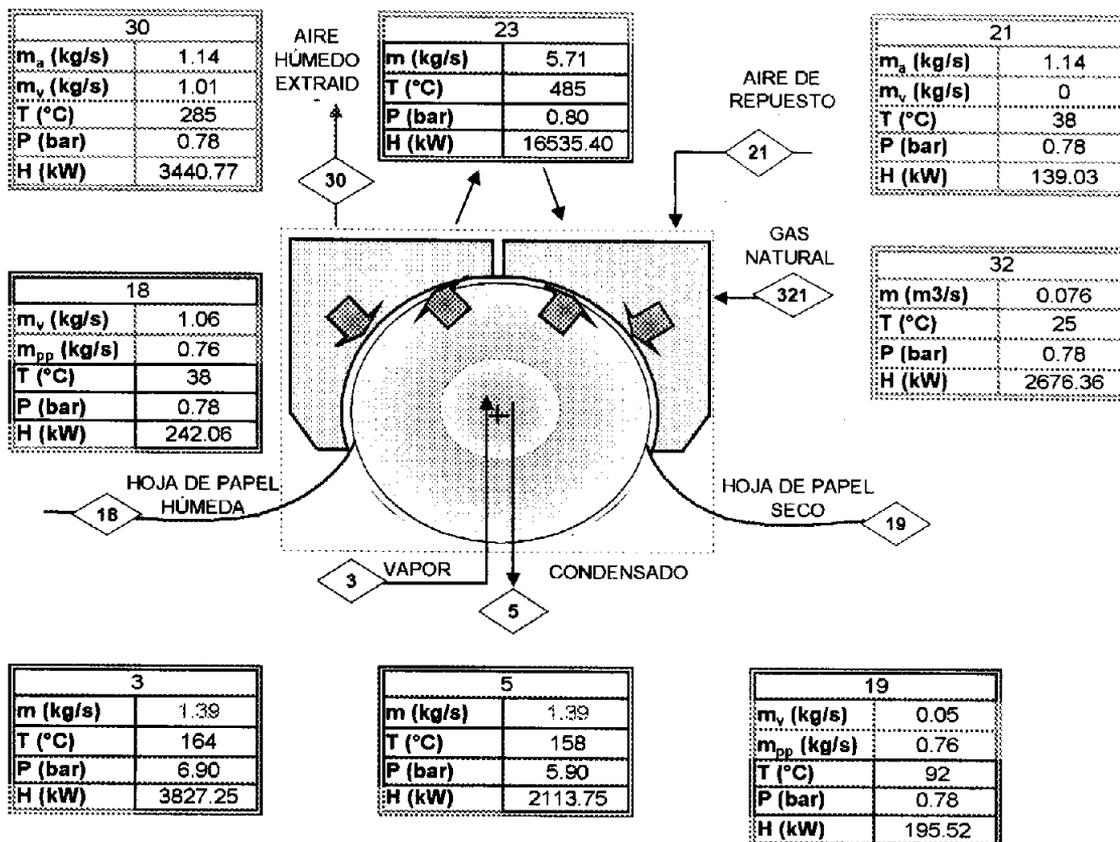


Figura 3.3 Diagrama de entradas y salidas del Yankee

El objetivo primordial del secador de papel es la eliminación de agua que se encuentra dentro de la hoja de papel, por lo tanto uno de los valores que se deben encontrar es la llamada relación de secado, que es el flujo de agua que se está extrayendo de sistema, la relación de secado se puede evaluar de varias maneras una de ellas es por los flujos de masa de papel (m_{pp}) (como pueden apreciarse en el ejemplo la figura 3.3 para la máquina uno).

Aquí es donde radica la importancia de los datos de consistencia que guarda la hoja de papel a la entrada y salida del Yankee, (descritas en el apartado anterior). Otro método es por los flujos de masa de aire, el cual se utilizó para corroborar lo obtenido en el primer método.

Para este capítulo no se pretende dar resultados sobre el análisis realizado, pero se trata de que quede asentada con toda claridad la importancia que tiene el secado del papel en el proceso es por ello que se ejemplifica con la figura 3.3 que no es más que los estados termodinámicos de los energéticos que ingresan y abandonan el Yankee.

El método de balance de papel determina la evaporación de agua bajo el área cubierta por la campana, este método requiere el contenido de agua en la hoja de papel a la entrada y a la salida del Yankee y no distingue la contribución de energía por parte de la campana o el Yankee para realizar la evaporación.

Una vez obtenidos estos valores puede calcularse la cantidad de agua que será evaporada, que en nuestro caso al obtener los flujos de pasta podemos directamente ver la cantidad de agua con la que entra al secador y con cuanta agua sale de este.

Para el caso del sistema integrado por la Campana-Yankee la energía de entrada está dividida entre el gas suministrado para realizar la combustión y por el vapor que calienta al Yankee, por lo general la atribución de secado por parte de cada energético se toma como la energía que suministra, esta relación oscila entre un 50% de energía por el gas y otro 50% por vapor.

3.2.2 Secado de papel lado campana

El sistema de aire consiste de un ventilador de suministro, un calentador de aire usualmente equipado con un quemador, de gas en este caso y ductos de trabajo. El sistema de aire es usado para calentar el aire e incrementar la presión para lograr la velocidad de choque. Un ventilador de extracción interno remueve el aire que está circulando con el vapor de agua.

El aire fresco es introducido al sistema para fluir en reemplazo del aire extraído, no siendo el aire total que sale de la campana ya que en estos sistemas por lo general se recircula una gran cantidad de aire para aprovechar la energía que este contiene, sin embargo pueden presentarse otro tipo de problemas por la humedad.

En el quemador se ingresa el aire fresco y aire que se ha recirculado una vez salido de la campana, sin embargo, en el quemador no se mezclan directamente el aire fresco con el aire recirculado, dentro del quemador se cuenta con un deflector que hace que el aire fresco se precaliente mientras recorre la superficie del quemador, el quemador utiliza estos dos flujo de aire para realizar la combustión, alcanzando temperatura de aproximadamente de 480°C.

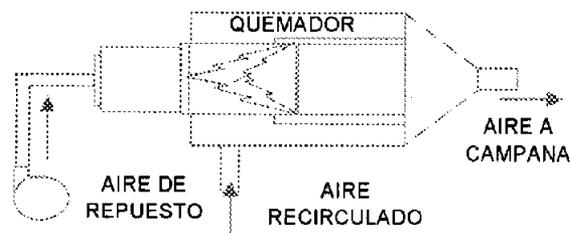


Figura 3.4 Esquema de quemador para calentamiento de aire.

Entre los problemas que existen en este punto es que si la humedad es muy alta a la salida de la campana, la recirculación también tendrá esta misma humedad y por consiguiente tendremos que calentar y evaporar esa gran cantidad de agua en el quemador y que como ya mencionamos puede llevar consigo problemas de operación.

El objetivo principal en el sistema es eliminar el agua que contiene el papel, por que la recirculación si se presenta una humedad muy elevada no será muy recomendable es decir que la humedad no ascienda a niveles que pueda provocar una oxidación muy rápida de equipo y que actualmente presentan las campanas de las máquinas uno y tres donde la radiación por fugas es considerable Y también para evitar que el sistema se sature, es decir que la humedad sea tan elevada que el aire no tenga la capacidad de absorberlo.

Mediciones y consideraciones realizadas en lado campana

Dentro de sistema de secado por aire se presenta la situación que el aire caliente es utilizado para realizar dos funciones una es brindar la energía necesaria por este sistema para evaporar el agua contenida en el papel y por otra parte es aumentar la humedad de aire para que sea extraída de sistema.

Por lo que podemos hablar de aire húmedo, una mezcla de aire seco y vapor de agua en la cual se trata al aire como un componente puro, la mezcla global se comporta como un gas ideal en las condiciones que se van a considerar, bajas presiones y altas temperaturas. Consecuentemente se aplican los conceptos desarrollados para termodinámica para los gases ideales

Podemos comenzar con el concepto de humedad específica que es el cociente de masa de vapor de agua y masa de aire seco [Ref. 9]

$$\omega = \frac{M_{\text{VAPOR}}}{M_{\text{AIRE}}} \dots (3.2)$$

La humedad específica se puede expresar en función de las presiones parciales (p_{VAPOR} y p_{AIRE}) y de los pesos moleculares (PM), despejando la masa de vapor y de aire de la ecuación de gas ideal que no es otra que $PV = (M/PM)RT$ y sustituyendo la expresión 3.2 se obtiene:

$$\omega = \frac{PM_{\text{VAPOR}} * p_{\text{VAPOR}} * \frac{V}{RT}}{PM_{\text{AIRE}} * p_{\text{AIRE}} * \frac{V}{RT}} = \frac{PM_{\text{VAPOR}} * p_{\text{VAPOR}}}{PM_{\text{AIRE}} * p_{\text{AIRE}}} \dots (3.3)$$

Sustituyendo $p_{\text{AIRE}} = P - p_{\text{VAPOR}}$ y teniendo en cuenta que el cociente de los pesos moleculares de agua y de aire vale aproximadamente 0.622 esta expresión se pueden escribir:

$$\omega^* = 0.622 * \frac{p_{\text{VAPOR}}}{P - p_{\text{VAPOR}}} \dots (3.4)$$

La humedad específica ω de una muestra de aire húmedo puede determinarse mediante el conocimiento de los valores de tres propiedades de la mezcla: la presión, la temperatura y la temperatura de saturación adiabática (T_{sa}) la relación entre estas cantidades viene dada por:

$$\omega = \frac{h_a(T_{\text{sa}}) - h_a(T) + \omega^* [h_g(T_{\text{sa}}) - h_f(T_{\text{sa}})]}{h_g(T) - h_f(T_{\text{sa}})} \dots (3.5)$$

Donde h_f y h_g son entalpías específicas de agua de líquido y vapor saturado respectivamente. Utilizamos las entalpías para calcular esta humedad ya que conocer el valor de esta, es de suma importancia, nos auxiliará para calcular los flujos de aire de este sistema, ya que utilizaremos esta humedad en conjunto con la presión dinámica para calcular la velocidad del aire, y utilizando la densidad húmeda en la que también interviene la humedad, para saber la aportación de volumen por parte del aire y de vapor de agua, obtendremos los flujos de aire.

Las temperaturas fueron tomadas del tablero de control de la empresa (dando un seguimiento para verificar que estas condiciones son las que se presentan normalmente) y en base a estudios recientes se tomaron en cuenta las temperaturas de bulbo húmedo debido a que se no podemos tomar las mediciones con cualquier equipo por las temperaturas tan elevadas que se presentan en la campana.

Para la obtención de los flujos de aire se midió la presión estática y con ayuda de un tubo de Prandtl se midieron la presión dinámica y realizando la corrección por temperatura y presión total, con esto calculamos la velocidad del aire en el ducto, utilizamos la humedad específica en base a las ecuaciones ya descritas para calcular la densidad húmeda (es decir que tomando en cuenta la contribución de aire y de vapor en la densidad a las condiciones de presión y temperatura correspondientes).

Considerando el área transversal por donde fluye el aire con cierta densidad y a cierta velocidad podemos calcular el flujo másico de aire y con la humedad, saber que cantidad de agua que absorbió dicho aire. Para observar con más detalle los cálculos de los ductos de una máquina de papel podemos checar en el anexo iii donde se muestran los valores utilizados y obtenidos en el cálculo de la cantidad de aire en cada ducto y su respectiva cantidad de vapor de agua y variables que se tomaron en cuenta.

3.2.3 Sistema de secado lado Yankee

El cálculo de los flujos materia y energía de vapor esta ligado a sus estados termodinámicos por lo que la descripción de los dos se realizará de forma conjunta. Ya que también se ingresa vapor al sistema para realizar el secado, este sistema de vapor consta de dos cabezales uno distribuye el vapor a las máquinas uno y dos, así como a los hidras (descritos en el capítulo II).

Otro cabezal distribuye el vapor a la máquina tres, los dos cabezales tienen aparentemente las mismas propiedades con 15 kg/cm^2 de presión como vapor saturado. Sin embargo estos datos son tomados por medidores por parte del suministrador, una cuestión que no es deseable ya que no se tiene posibilidad de comparar, tanto el flujo suministrado como las condiciones de saturación.

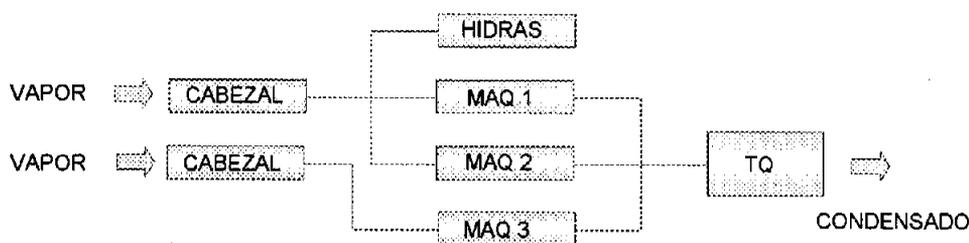


Figura 3.5 Diagrama de bloques de sistema de vapor

Además de lo anterior, no se tiene un seguimiento en el mantenimiento de la línea de vapor, por lo que se presentan algunas fugas que aunque no son considerables siempre serán las primeras recomendaciones y de las más fáciles de corregir, por otro lado el vapor se utiliza en el desfibrado sin embargo no es constante la cantidad de vapor para este propósito, y es difícil cuantificar cuanto vapor necesita esta operación, se le asignará un valor para considerar en el consumo de vapor de la planta, de acuerdo a los consumos aparentes en el último año.

En lo se refiere al vapor que ingresa al Yankee esta cantidad es la que se mide en el tablero de control, pero el vapor no ingresa directamente al Yankee del cabezal de vapor, sino por medio de un equipo que regula la presión llamado termocompresor, en el cual se hace pasar el vapor del cabezal de vapor a los 15 kg/cm² y vapor recuperado, cada termocompresor de cada máquina esta diseñado a esa presión de entrada, pero distintas presiones de salida, dependiendo de la máquina que se trate.

También se cuenta con una válvula de relleno en caso que la presión de salida de termocompresor, fuera menor a la que se maneja normalmente (inferior a 6kg/cm² para la maquina uno por ejemplo). Para los datos que se tomaron esta válvula se encontraba sin flujo, pero de cualquier forma se indica en el diagrama para el conocimiento de que existe. Entonces el vapor que ingresa al yankee es la suma del vapor del cabezal de vapor (valga la expresión) más el vapor recuperado por medio de un tanque flash.

Este vapor que ingresa al Yankee no llega ni siquiera a la saturación (tiene una calidad de 98%), de acuerdo con los resultados de balance de energía, lo que hace que el reste energía al flujo de entrada. En cuanto al flujo de salida del Yankee se presenta como una mezcla líquido vapor y de acuerdo al balance de energía presenta una calidad de 0.41 esta corriente ingresa al tanque flash el cual se encuentra presurizado, realizándose la recuperación de vapor(ver anexo iv).

El condensado es llevado por medio de una bomba de regreso a las calderas de la empresa que suministra el vapor y debe ser el 80% de la masa del vapor suministrado.

Para saber la cantidad de vapor que está entrando al sistema se realizaron aforos de condensado con las condiciones de presión y temperatura que se guardan para conocer el volumen específico y calcular el flujo másico de condensado que está saliendo y que debe ser igual al vapor que está ingresando al sistema. Una vez que hemos descrito el sistema de secado se mostrarán las ecuaciones que se utilizaron para realizar el análisis energético en el siguiente capítulo, brindando además los resultados obtenidos en el análisis realizado.

Además también se mostrarán los resultados obtenidos al analizar la posibilidad de ahorro en los motores de corriente alterna utilizados en las máquinas de papel, así como la descripción de las mediciones realizadas, se describirán en forma conjunta, debido a que estos equipos no integran el sistema de secado no se incluyen en este capítulo, pero si muestran otra posibilidad de ahorro en el sistema en forma global al igual que el propio sistema de secado como se podrá observar en el siguiente capítulo.

Conclusiones

De acuerdo con lo descrito en este capítulo se puede observar que dentro del proceso de producción de papel se tiene un sistema el cual tiene una importancia preponderante en la elaboración de papel como es el sistema de secado. Es de gran importancia tomando en cuenta que su inacción o mal funcionamiento hacen que sea imposible la producción del papel.

Deben establecerse todos los flujos de materia y energía que ingresan o salen del Yankee podemos concluir que sin las mediciones realizadas para la obtención de todos flujos de aire y algunos de vapor y condensado no es posible realizar los análisis energético y termoeconómico que se pretende, por lo que podemos decir que el mayor control en las mediciones del proceso puede mejorar la utilización de los recursos empleados.

Es por ello que el análisis termoeconómico solo se aplicará al sistema de secado debido a que podemos considerar que este sistema es el más importante en lo que se refiere al consumo de energía y por ello posee la mayor posibilidad de análisis y ahorro energético y por ende económico. Pero iniciando con un análisis energético para establecer las bases para el posterior análisis termoeconómico en el sistema de secado.

CAPÍTULO IV
ANÁLISIS DE RESULTADOS ENERGÉTICOS SISTEMA DE SECADO

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS ENERGÉTICOS SISTEMA DE SECADO

En este capítulo se presentan los resultados obtenidos del análisis energético para el sistema de secado de papel, así como las ecuaciones utilizadas y el diagrama general de dicho sistema. Tratando de explicar el porque de algunos de los resultados. También se muestran los resultados obtenidos en las mediciones realizadas a los motores de corriente alterna logrando encontrar algunos valores de eficiencia de los motores superiores a 18.6425 kW (25 hp) y se presentan los posibles ahorros de energía por el cambio y redimensionamiento de estos motores.

4.1 Realización del análisis energético

Para realizar el diagnostico energético se debe iniciar por calcular la energía en cada uno de los ductos que integran a sistema global, así como la cantidad de energía que aporta cada energético involucrado.

Comenzando por el sistema de aire, en este caso estos valores de entalpía y entropías se pueden obtener sumando la contribución de cada componente en las condiciones en que existe en la mezcla [Ref. 9]. Por ejemplo la entalpía de una determinada muestra de aire húmedo se expresa como:

$$H_{mez} = m_a h_a + m_v h_v \dots (4.1)$$

Dividiendo la ecuación anterior por la masa de aire (m_a) y utilizando la humedad específica (ω) que es igual a la masa de vapor (m_v) de agua entre masa de aire seco, se obtiene la entalpía específica o la entalpía de mezcla por unidad de masa de aire seco (h_{mez}) desde luego las entalpías de aire seco (h_a) y de vapor de agua (h_v) se determinan a la temperatura de mezcla.

$$h_{mez} = h_a + (\omega * h_v) \dots (4.2)$$

Una vez encontrados los flujos de aire y obtenidas las entalpías específicas se puede obtener la energía de los ductos de trabajo involucrados en el sistema de aire.

Para el caso de vapor se tomarán en cuenta la presión y la temperatura que tiene cada corriente para calcular su entalpía y considerando que si se presentan dos fases dentro de un flujo se tomará en cuenta la aportación de cada fase.

Se puede observar todos los estados termodinámicos de los flujos del sistema de secado y algunos balances realizados para la obtención de algunas energías, en los anexos iv y v para el vapor y el aire respectivamente.

En lo que se refiere al combustible para calentar el aire de la campana, el dato de poder calorífico fue tomado de las facturas proporcionadas por la empresa y los consumos se obtuvieron de un seguimiento en el tablero de control, así como de los reportes emitidos, de esta forma pudimos obtener los valores de energía consumida por combustible, gas natural en este caso. Para el papel se determino la energía que tiene antes de entrar al secador y a la salida del mismo conociendo su capacidad calorífica (C específico) y la producción de papel.

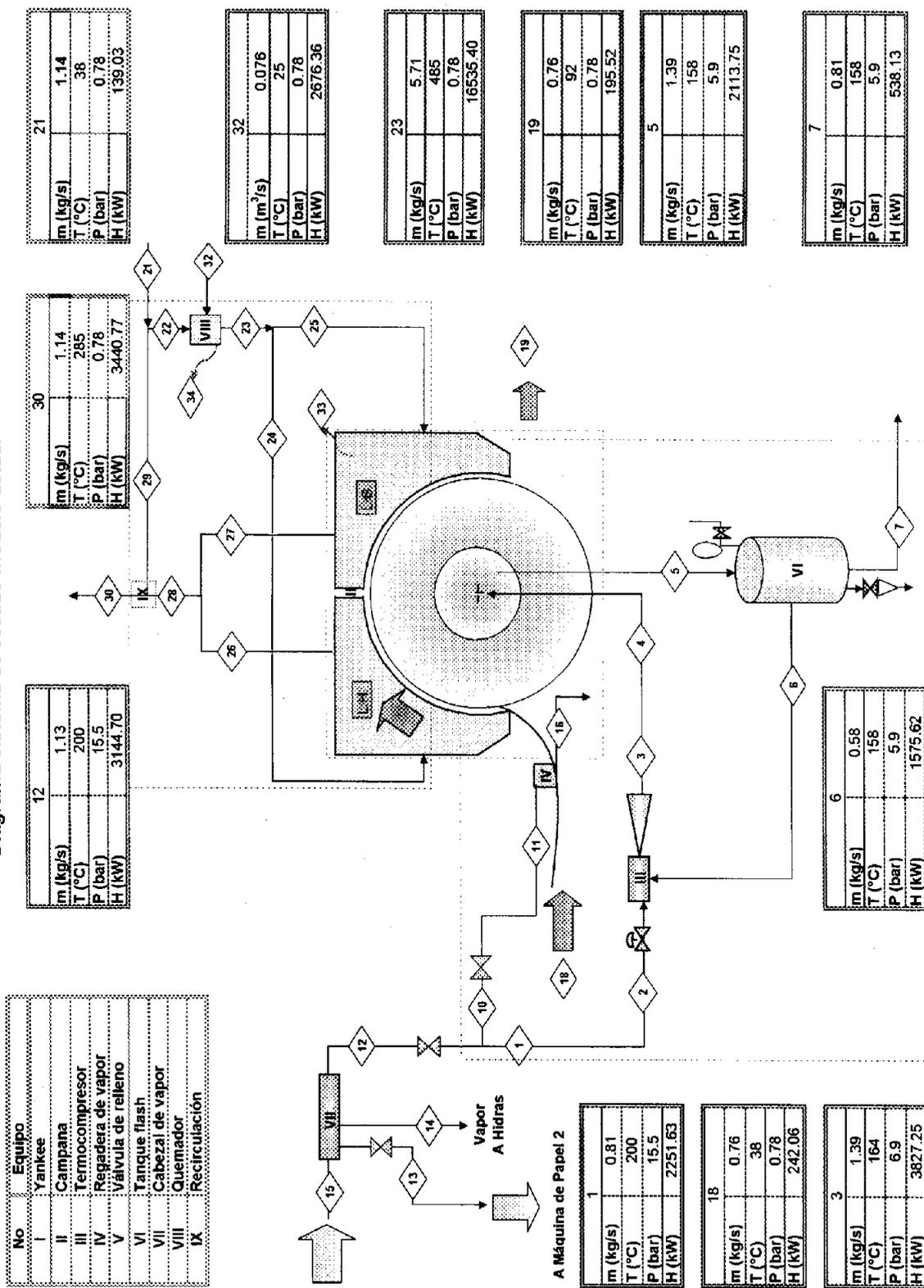
Además se puede ver en el siguiente diagrama la cantidad de corrientes que intervienen en el sistema para obtener un panorama más claro del como están interconectados los equipos que componen el proceso de evaporación de agua.

Una vez obtenidas las entalpías, de las corrientes de vapor y de aire húmedo procedemos a realizar el análisis energético de acuerdo con las ecuaciones siguientes:

Tabla 4.1 Ecuaciones para análisis energético

Equipo	Ecuación
Cabezal de vapor	$H_{15}-H_{12}-H_{13}-H_{14}=0$
Tanque flash	$H_5-H_6-H_7=0$
Termocompresor	$H_2-H_3+H_6=0$
Válvula de relleno	$H_8-H_9=0$
Válvula reg de vap	$H_{10}-H_{11}=0$
Yankee - Campana	$H_4-H_5+H_{24}+H_{25}-H_{26}-H_{27}+E_P=0$
Quemador	$H_{21}-H_{23}+H_{29}+E_{COM}=0$
Recirculación	$H_{28}-H_{29}-H_{30}=0$
Entrada campana	$H_{23}-H_{24}-H_{25}=0$
Salida campana	$H_{26}+H_{27}-H_{28}=0$

Diagrama sistema de secado modelo actual



4.2 Resultados de estudio energético

4.2.1 Sistema de secado

De los resultados obtenidos en este diagnostico para el sistema de secado, se aprecia que la mayor pérdida de energía se presenta en las campanas de cada máquina de papel, las pérdidas son superiores a 1050 kW. Presentamos una tabla mostrando la cantidad de energía suministrada con el fin de que se aprecie mas claramente la inmensa cantidad de energía que se esta perdiendo en las tres campanas (ver anexo iv).

Tabla 4.2 Resultados de energía perdida en campanas

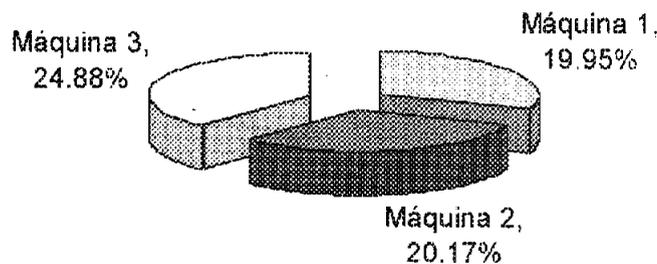
	Energía suministrada (kW)	Energía pérdida en campana (kW)
Máquina 1	5,307.58	1059
Máquina 2	5,409.54	1091
Máquina 3	8,742.75	2175

Fuente: Elaboración propia

Lo cual podemos atribuir a las fugas que presentan las campanas en cada máquina de papel, también a las pérdidas por radiación (que no deberían ser considerables), ya que en la máquina uno y tres se presentan como un factor importante debido a la temperatura exterior de la campana la cual es superior a los 90°C, ya que fue comprobada con un pirómetro.

En el caso de las campanas no se cuenta con un dato de eficiencia, además de que las campanas han sufrido modificaciones internas, por lo que también un dato de diseño seria una figura de merito. Pero si es importante resaltar la cantidad de energía que se esta perdiendo en este equipo, por lo que mostraremos en un diagrama el porcentaje de energía perdida en cada campana con respecto a la energía total suministrada a cada sistema de secado.

Gráfica 4.1 Energía perdida en campanas de la energía suministrada (%)



Fuente: Elaboración propia

También se presentan pérdidas en el quemador que también puede deberse a las pérdidas al realizar un proceso de combustión y por radiación ya que la temperatura que maneja es de alrededor de 480°C para las tres maquinas y las pérdidas no son considerables (tomando en cuenta la cantidad de energía que maneja) desde el punto de vista térmico. Para la máquina uno se pierde en el quemador 29.4 kW, así como 24 kW y 57 kW para las máquinas dos y tres respectivamente.

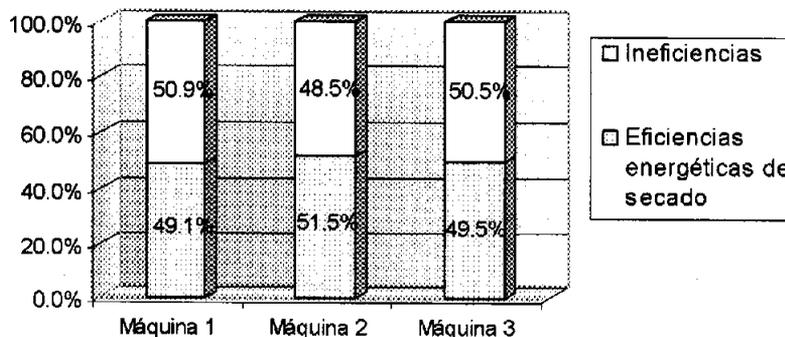
De igual forma, se presentan pérdidas de energía en el vapor por el arrastre de condensado que tiene la línea sin embargo esto no es muy notorio debido a que en algunas ocasiones, las condiciones de vapor excede los 15kg/cm² por lo que la pérdida no es visible sin embargo por las condiciones de las trampas de vapor se observa que podría obtenerse un ahorro al purgar este condensado, reduciendo el consumo de vapor.

En lo que se refiere al aprovechamiento de energía, esta se toma como la cantidad de energía que se utiliza para realizar un producto entre el recurso utilizado para ello, tendremos como producto la evaporación de agua de papel y como recurso la energía suministrada por medio del vapor y el combustible (gas natural para calentar el aire), mas adelante aclararemos este aspecto de recursos y producto.

Por ultimo en el caso de las eficiencias del sistema de secado Para calcular la eficiencia que tiene un sistema de acuerdo con la primera ley de la termodinámica se realiza mediante la ecuación.

$$\eta = \frac{\text{Energía utilizada}}{\text{Energía suministrada}} \times 100 \dots (3.3)$$

Gráfica 4.2 Eficiencias energéticas sistema de secado



Fuente: Elaboración propia

Pero resaltando que la energía de salida por los ductos de aire así como el condensado es mucho menor que la energía ingresada por vapor y gas y el aire fresco. Por esta causa debemos atribuir que la energía que no está saliendo por los ductos se está fugando y radiando por los equipos y que por otro lado se presenta la misma situación en las tres máquinas lo que indica que esto también podría deberse a la forma en que opera este equipo.

4.2.2 Sistema eléctrico de proceso

De acuerdo con el Fideicomiso de Apoyo al Programa de Ahorro de energía de Sector Eléctrico (FIDE) alrededor del 70% la energía eléctrica generada se consume debido al funcionamiento de motores eléctricos, ya que se tienen incontables ejemplos de aplicación, suministran en su mayor parte la energía que mueve los acondicionamientos industriales por lo que la operación y conservación de los motores en la industria representa uno de los campos con mayores oportunidades de ahorro de energía que se traducen al igual que otros usos eficientes de energía en reducción de costos de producción y en una mayor competitividad.

El ahorro de energía comienza desde la selección adecuada de los motores. Por lo general siempre hay uno adecuado a las necesidades que se tienen, tanto en lo que respecta a su tipo por condiciones ambientales de operación, por condiciones de arranque o regulación de velocidad, así como por el tamaño o potencia ya que los mayores ahorros de energía eléctrica se obtienen cuando el motor y su carga operan a su máxima eficiencia, como sabemos la eficiencia de motor es la capacidad que tiene de convertir la una potencia eléctrica que toma de la línea en potencia mecánica útil y la expresamos como la relación de la potencia mecánica entre la potencia eléctrica como sigue:

$$\eta_{mot} = \frac{\text{Potencia mecánica}}{\text{Potencia eléctrica}} * 100 \dots (3.9)$$

Para calcular la eficiencia de los motores que presentan, como en el caso de esta planta papelera son viejos, incluso algunos ya han sido rebobinados y en los que la eficiencia a plena carga no es conocida existe un método que podemos tomar la ventaja de la relación lineal aproximada entre las revoluciones del motor y la carga. Se debe tomar en consideración que la aplicación de esta técnica nos dará un porcentaje de error debido a que la operación también puede variar con el voltaje del motor. Este error no será mayor a más-menos 5%.

Para determinar la eficiencia de los motores primero se identificó cada uno de ellos en un mapa y se verificó físicamente para determinar si era factible o no medir las revoluciones por minuto en la fecha del motor, así se midieron con un tacómetro la velocidad en cada motor y aprovechando los paros en cada maquina se midieron algunos diámetros de fecha para corregir la velocidad angular. Se dio seguimiento a esto por algunas semanas tratando con ello de comprobar que los motores siempre trabajan en un rango de carga lo que resultó cierto en la mayoría de los casos obteniendo lecturas en las revoluciones por minuto muy semejantes en todos los casos.

Para la obtención de la potencia eléctrica, en los motores trifásicos y de corriente alterna, se tuvo que medir en cada un de los tableros de control de cada motor (superior a 25 hp) con ayuda de un factorímetro: el factor de potencia, la intensidad de corriente en cada una de las fases presentes en el motor para observar si se encontraban estas fases no balanceadas, pero no fue el caso, además también se midió el voltaje en cada motor también con el mismo equipo.

Antes de observar el cálculo completo de la eficiencia, debemos mencionar la forma en que fue calculada la potencia eléctrica, los motores son trifásicos y de corriente alterna, los equipos que son de corriente directa son los que mueven principalmente a las prensas que mueven la tela de formación y el fieltro para la eliminación de agua, (estos equipos ya los describimos en el capítulo II), cuentan con variadores de velocidad, haciendo que la empresa no este interesada actualmente en realizar cambios en estos motores y que económicamente no es muy atractivo y puede observarse mayor potencial de ahorro en los de corriente alterna.

Entonces para calcular la potencia en los motores trifásicos de corriente alterna tenemos:

$$\text{Potencia eléctrica} = \sqrt{3} * \text{Voltaje} * \text{Intensidad de corriente} * \text{Factor de potencia} \dots (3.10)$$

Para ejemplificar uno de los motores evaluados vamos a tomar el motor de la bomba fan pump el cual es un motor considerable por su tamaño, de acuerdo con los datos este motor de es 300 hp de potencia y su valor de placa es de 882 rpm a plena carga, de acuerdo a los valores obtenidos para este motor la velocidad fue de 888.15 rpm y calculando la potencia eléctrica con la ecuación (3.10) se obtuvo un valor de 181kW.

$$\eta_{\text{mec}} = \frac{900\text{rpm} - 888.15\text{rpm}}{900\text{rpm} - 882\text{rpm}} = 66\%$$

$$\eta_{\text{motor}} = \frac{0.66 * 300 * .746\text{kW/hp}}{181\text{kW}} = 81.5\%$$

El resultado final fue una eficiencia de 81.5% si consideramos el porcentaje de error de mas menos 5% podría trabajar hasta un 85% o 77% de eficiencia respectivamente.

De esta forma sabremos que motores se encuentran sobredimensionados es decir con valores de baja eficiencia en su carga mecánica, e independientemente de lo anterior ver cual es la eficiencia de motor.

Resultados obtenidos en motores de corriente alterna

De lo resultados encontrados para este sistema se debe especificar que analizamos motores arriba de 25 hp para cada una de las tres máquinas de papel cubriendo aproximadamente el 87% de la capacidad instalada en motores de corriente alterna. Para mayor detalle podemos remitimos al anexo vii, donde se muestra la lista de motores, los valores y resultados obtenidos.

Los resultados nos muestran que para la máquina número uno la inversión por cambios de motor asciende a \$ 886,537 y el beneficio obtenido es de \$1, 374,540 cual nos da un periodo de recuperación de 0.64 años (ver anexo ix).⁸

Para la segunda máquina una inversión por cambios de motor asciende a \$1, 039,493 y el beneficio obtenido es de \$1, 144,496 el cual nos da un periodo de recuperación de 0.91 años. Una inversión por cambios de motor asciende a \$1, 910,789 y el beneficio obtenido es de \$1, 522,830 cual nos da un periodo de recuperación de 1.25 años en el caso de la máquina número tres. (ver anexo ix).⁸

⁸ El cálculo de la inversión de motores se obtuvo mediante una cotización obtenida con ayuda del departamento de mantenimiento de la empresa.

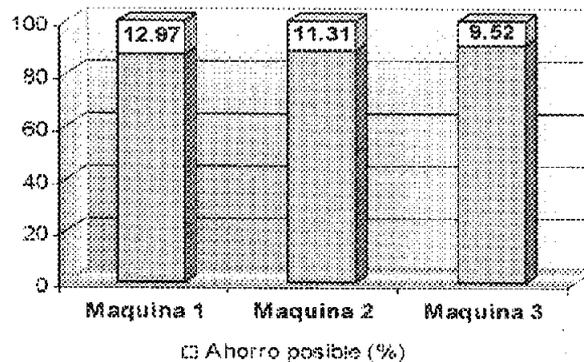
Tabla 4.3 Resultados por cambio de motores superiores a 18.6425 kW (25 hp)

Concepto	Máquina 1	Máquina 2	Máquina 3	Total
kWh totales	14,128,124.	13,728,196.	21,776,215.	49,632,535
kWh ahorrados	1,832,719	1,525,995	2,073,188.	5,431,902
Inversión (pesos)	\$ 886,537	\$1,039,493	\$1,910,789	\$3,836,819
Ahorro económico por cambio (pesos)	\$1,374,540	\$1,144,496	\$1,522,830	\$4,041,866
Tiempo de recuperación (años)	0.64 años	0.91 años	1.25 años.	.95 años

Fuente: Elaboración propia

De acuerdo con estos resultados el cambio de motores redimensionando en algunos casos y cambiándolos por motores de alta eficiencia, el periodo de recuperación de la inversión es corto y el beneficio a largo plazo considerable, más aún si se presentan aumentos en el costo del kWh.

Gráfica 4.4 Porcentaje de ahorro de energía estimado por cambio de motores de alta eficiencia (superiores a 25 Hp).



Fuente: Elaboración propia

Y de manera más clara presentamos una gráfica en la que se incluye el porcentaje de energía ahorrada estimada en cada una de las maquinas, que se vería reflejada por el cambio y redimensionamiento de los motores superiores a 25 hp.

Tabla 4.4 Resumen de resultados situación actual de la empresa

Concepto	Máquina 1	Máquina 2	Máquina 3
Energía suministrada (kW)	5,307.58	5,409.54	8,742.75
Energía pérdida en campana (kW)	1059	1091	2175
Eficiencia energética	49.1%	51.5 %	49.5%
aprovechamiento de gas	64.5%	66.2%	65.5%
aprovechamiento de vapor	76%	77.8%	75.5%
Motores			
Inversión (pesos)	\$ 886,537	\$1,039,493	\$1,910,789
Ahorro económico por cambio (pesos)	\$1,374,540	\$1,144,496	\$1,522,830
Tiempo de recuperación	0.64 años	0.91 años	1.25 años.
kWh totales	14,128,124.52	13,728,196.24	21,776,215.48
kWh ahorrados	1,832,719	1,525,995	2,073,188.27

Fuente: Elaboración propia

Conclusiones

Se realizó el análisis energético el cual dió como resultado una eficiencia de máquinas de entre el 49 % a 51.5% para el sistema de secado, que de acuerdo con los rangos que se manejan para nuestro país, donde estas plantas operan dentro de un radio del 44% a 54%, nos hacen concluir que el sistema actual trabaja dentro del rango de eficiencia, sin embargo existen demasiadas perdidas en el sistema.

Esto se puede atribuir a que, el aire caliente utilizado en la campana presenta una gran cantidad de pérdida de energía. Debido a que la cantidad de energía que se tiene cuantificada en los ductos de salida no corresponde por mucho a la energía de entrada, por lo tanto podemos considerar que esta energía se esta perdiendo por fugas y radiación de este equipo, representando casi el 20% de la energía suministrada.

En lo que se refiere a la línea de vapor, presenta trampas de vapor inservibles o en muy mal estado generado condensado a lo largo de la tubería y desde luego perdiendo energía al tener ese arrastre de condensado, siendo necesario cambiar estos equipos al igual que verificar el estado de los aislamientos de la línea que presenta fugas en algunos puntos.

La medición de humedad en la extracción es un punto importante, es deseable contar con un sistema que nos permita controlarla, debido a la recirculación existente, si la humedad es elevada se consumirá más combustible para evaporar esa agua, haciendo más ineficiente el sistema, que en ocasiones puede saturarse entonces se tendría que suministrar una gran cantidad de aire fresco a una temperaturas mucho menor que la del aire recirculado.

Al igual que la preparación de la pasta, la elaboración del papel utiliza energía eléctrica en sus demás operaciones por lo tanto la reducción al consumo eléctrico en este tipo de equipos presenta una de las mejores potenciales de ahorro de energía

De acuerdo con lo anterior, se realizó el estudio de energía eléctrica en el cual se midió el consumo eléctrico de los motores superiores a 25 hp, así como su potencia mecánica para calcular la eficiencia de motores. La mayoría de ellos resultaron sobredimensionados, y con una eficiencia que se encuentra alrededor del 80%. La conclusión en este sentido es que, sería recomendable el cambio por motores de alta eficiencia.

Ya que se realizo el análisis energético se mostrará la metodología del análisis termoeconómico para el análisis de sistemas energéticos, siendo su virtud principal tomar en cuenta que un sistema real nunca será reversible, buscando la mejor utilización de los recursos empleados, dada la utilización del costo monetario de la energía útil (exergía) consumida en la elaboración de un producto, y costos del proceso como mantenimiento operación, etc., en forma conjunta.

CAPÍTULO V
FUNDAMENTOS PARA EL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO

CAPÍTULO V

FUNDAMENTOS PARA EL ANÁLISIS TERMOECONÓMICO

En este capítulo se da un panorama general de como se toma el concepto de exergía, así como cuales son las bases de análisis exergético y termoeconómico en general. Dichas bases ayudan a explicar el modelo que se explicará en el siguiente capítulo, para realizarle el análisis termoeconómico a las máquinas de papel que, como ya se justificó desde el capítulo II son la principal fuente de consumo de energía por el sistema de secado con el que se cuenta y por tanto la que posee la mayor posibilidad de estudio y ahorro.

5.1 Balances de exergía

La exergía se conoce como la energía útil que tiene un flujo con relación a un estado ambiente de referencia. El análisis exergético tiene algunas ventajas sobre el método convencional de diseño y análisis de sistemas energéticos. Dentro de estas ventajas es que proporciona una medición más real sobre las ineficiencias del sistema y la localización de las mismas dentro del sistema por medio de la evaluación de las irreversibilidades que se presentan en el mismo. Esto se debe lograr para cualquier sistema sin importar la complejidad del mismo.

La exergía determina además la eficiencia real de sistemas abiertos; el balance de primera ley de la termodinámica da valores de eficiencia menos precisos, por que en este tipo de análisis de primera ley solo se considera el número de unidades de energía que fueron transferidas, ignorando la calidad de energía involucrada. A diferencia de la energía, la exergía puede destruirse debido a las irreversibilidades de los procesos energéticos involucrados en los sistemas, restando la capacidad de hacer un trabajo útil.

5.1.1. Estado ambiente de referencia

Debido a que el análisis de exergía es un análisis simultáneo de primera y segunda ley de la termodinámica se tiene un estado ambiente de referencia. Una de las componentes que tiene la exergía es la exergía física; la que es igual a la máxima cantidad de trabajo disponible cuando el flujo de una sustancia se lleva desde su estado inicial al estado de equilibrio con el ambiente estable de referencia a las condiciones T_0 y P_0 por los procesos físicos que involucran la interacción térmica y mecánica con el ambiente.

Otra de las componentes es la exergía química es igual a la máxima cantidad de trabajo obtenible cuando la sustancia bajo consideración se trae desde el estado de referencia hasta el estado muerto por los procesos involucrados de transferencia de calor e intercambio de sustancias con el medio ambiente. La siguiente definición de la exergía química, es igual a la cantidad mínima de trabajo necesario para sintetizar y para entregarse al estado el medio ambiente, la sustancia bajo consideración desde las sustancias ambientales por medio de procesos que involucran transferencia de calor e intercambio de sustancias solamente con el medio ambiente.

El ambiente estable de referencia determina los niveles de temperatura, presión y potenciales químicos que han de tomarse como referencia para los cálculos de energía útil. Cuando el sistema llega al equilibrio termodinámico con el ambiente se dice que se encuentra en estado muerto. En dicho estado la temperatura, la presión y los potenciales químicos del sistema son iguales a los del ambiente.

La aplicación de la exergía a un sistema está determinada por la necesidad de mejorar la eficiencia en el uso de la energía. Estas mejoras pueden ser aceptables económicamente y además, deben producir beneficios en la conservación de la energía. Los sistemas existentes en operación deben analizarse con el método de exergía para evaluar las áreas en que pueden hacerse mejoras efectivas en la eficiencia energética para ahorrar energía y reducir los costos globales de operación del sistema. [Ref. 1].

El balance exergético para un volumen de control se expresa como sigue:

$$W = \sum_{i=1}^n \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) Q_i + \sum_{\text{ingresa}}^* m \{ (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \} - \sum_{\text{sale}}^* m \{ (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \} - B_d \dots (5.1)$$

Un significado práctico que se toma es:

- El trabajo es exergía pura es decir energía útil

$$B_w = W \dots (5.1.1)$$

- Transferencia de exergía asociada a la transferencia de calor, que es la máxima conversión de trabajo útil que se puede realizar en un ciclo de Carnot.

$$B_Q = \sum_{i=1}^n \left(1 - \frac{T_0}{T_i} \right) Q_i \dots (5.1.2)$$

- Transferencia neta de exergía asociada a los flujos de materia

$$\Delta B_{Flujo} = \sum_{ingresa}^* m \{ (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \} - \sum_{sale}^* m \{ (h - h_0) - T_0 (s - s_0) \} \dots (5.1.3)$$

Si simplificamos utilizando la función de Darrius: $b = (h - h_0) - T_0 (s - s_0)$ entonces nos quedaría:

$$\Delta B_{Flujo} = \sum_{ingresa}^* (mb)_i - \sum_{sale}^* (mb)_j \dots (5.1.4)$$

Si conocemos como se obtiene la exergía por flujo, Procedemos aplicar las siguientes ecuaciones necesarias para obtener el balance de exergía por equipo o proceso en estado estable.

$$B_d = \sum B_{entrada} - \sum B_{salida} \dots (5.2)$$

En donde

$$B_{entrada} = \sum_{ingresa}^* m(b) + \sum_{i=1}^n \left(1 - \frac{T_0}{T_i} \right) Q_i + \sum_{ingresa} W \dots (5.2.1)$$

Y para la salida

$$B_{salida} = \sum_{ingresa}^* m(b) + \sum_{sale} W \dots (5.2.2)$$

La eficiencia exergética se calcula como:

$$\eta = \left(\frac{\text{Exergía de salida}}{\text{Exergía de entrada}} \right) \cdot 100 \dots (5.3)$$

5.2 El balance de costo exergético

El termino "Costo exergético" es propuesto por el Dr. Valero en su publicación "Proceso de Formación del Costo Exergético" Universidad de Zaragoza España en 1980 y se refiere a la exergía necesaria para lograr que un flujo cuente con su cantidad de energía útil [Ref. 5].

La exergía necesaria para fabricar un producto funcional es siempre superior a la contenida en el, y esto dependerá básicamente de los procesos de producción. Así que se llama costo exergético de un producto funcional a la cantidad real de exergía necesaria para obtener dicho producto.

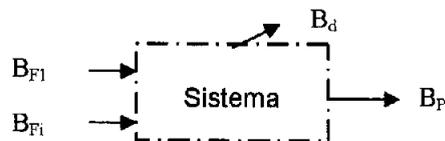
$$\text{Costo exergético} > \text{Exergía} \dots 5.4$$

Lógicamente el objetivo de la optimización energética va encaminado en hacer mínimo el coeficiente:

$$k^* = \frac{\text{Costo exergético}}{\text{Exergía}} \dots 5.5$$

El costo exergético es un concepto relativo pero de la mayor importancia practica ya que la exergía de un sistema no puede ahorrarse pero sí podrá rebajar su costo exergético.

Considerando un sistema en su mayor nivel de agregación, que tenga una salida y varias entradas.



Se define el costo exergético de la salida "P" como la exergía que ha sido necesaria para obtener con el proceso considerando de la figura anterior la ecuación siguiente:

$$B_p^* = \sum_i B_{Fi} = B_F = B_p + B_d \dots 5.6$$

Como $B_d \geq 0$ ha de verificarse que $B_p^* \geq B_p$.

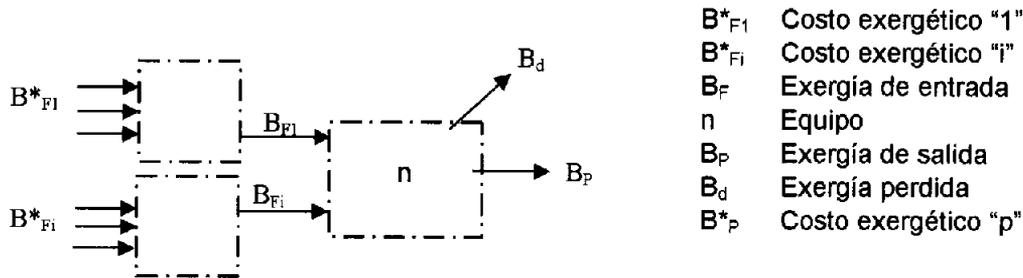
El rendimiento exergético de sistema verifica el resultado que nos permite definir el rendimiento exergético como el cociente de la exergía de producto entre su costo exergético.

$$\zeta = \frac{B_p}{\sum_i B_{Fi}} = \frac{B_p}{B_p^*} = \frac{B_p}{B_p + B_d} \dots 5.7$$

Se considera un sistema de varias entradas y una sola salida, pero todos flujos simples. El balance exergético es:

$$\sum_i B_{Fi} - B_p = B_d \dots 5.8$$

Ahora en un sistema donde se instalan los sistemas auxiliares como se muestra en la figura



Para conocer el costo exergético de flujo BP en el equipo "n" se utiliza la ecuación 5.8.

$$\sum_{K=1}^i B_{Fi} - B_p = 0 \dots 5.9$$

Esto es una ecuación de i ecuaciones requeridas donde i es la cantidad total de salidas y entradas (flujos) al equipo o sistema de producción conforme a los alcances de análisis

Se necesitan "i - 1" ecuaciones adicionales para resolver el costo de B_p mediante ecuaciones adicionales de costo exergético.

Ecuaciones adicionales de costo exergético.

Cualquier sistema a su máximo nivel de agregación los presenta flujos de entrada y salida que atraviesan la frontera de sistema al reducir el estado de agregación para ese mismo sistema aparecerán corrientes internas que se conectan entre si en los distintos equipos que lo integran.

Los sistemas de producción por lo general presentan uno varios productos, algunas veces subproductos y por lo general producen residuos. Dicha interconexiones hacen que en la mayoría de los casos existan recirculaciones o reciclado de algunos flujos.

El balance de costo exergético ampliado puede ser aplicado a cualquier sistema en cualquier nivel de agregación, esto permite extender el sistema sin tener que modificar su estructura.

Las ecuaciones adicionales pueden ser acordadas en función de los criterios económicos de la empresa debido a consideraciones que pudieran tomar como en el caso de vapor y el gas utilizado en esta empresa para cumplir un mismo objetivo. Las ecuaciones adicionales en este caso se hicieron a consideración de autor de presente trabajo.

Al extender el sistema en estudio a "n" elementos equipos o subprocesos, el número de ecuaciones se incrementa en "n" con lo que el número de costos exergéticos calculables a partir del conocimiento de las exergías de entrada se incrementa también a "n".

Si "m" es el número de flujos y "n" es el número de elementos, las ecuaciones adicionales serán "m - n". Estas pueden obtenerse de las siguientes relaciones:

- a) Entradas: se les asigna el costo exergético igual a su exergía ya que en los límites del sistema analizado no se ha consumido exergía alguna para producirla.
- b) Ramificaciones internas: en este caso el cociente de costos exergéticos entre el flujo principal y recirculado deberá considerarse proporcional al cociente de sus exergías, de tal manera.

$$\frac{B_i^*}{B_i} - \frac{B_j^*}{B_j} = \dots = k^* \dots 5.10$$

También para cada bifurcación

$$\frac{B_i^*}{B_i} - \frac{B_j^*}{B_j} = 0 \dots 5.11$$

- c) Ramificaciones externas: si las salidas de un equipo son salidas del sistema, son posibles varios casos; generación de uno o varios subproductos, se comenta en el apartado "d", uno o varios productos principales ocasiona la producción de uno o varios residuos, para mayor aplicación vea el apartado "e)".
- d) Subproductos: Se les asigna un costo exergético que tendrían su obtención directa mediante el mejor proceso utilizable (del menor costo exergético).

$$-\omega_{sub} = \mu^* B = \left(1 + \frac{B_d}{B_P}\right) B = \left(\frac{B_F}{B_P}\right) b \quad \text{si y solo si } \omega_{ri} \neq 0 \dots 5.12$$

- e) Residuos: En un principio se les asigna un costo exergético nulo. En ocasiones es necesario consumir exergía para eliminar el residuo. En ese caso, frecuentemente se puede suponer el costo exergético proporcional a la exergía del residuo. Como el residuo es un flujo saliente del sistema principal, se le asigna el costo exergético negativo.

$$-\omega r_i = -\mu^* B = -\left(1 + \frac{B_d}{B_P}\right) B = -\left(\frac{B_F}{B_P}\right) b \quad \text{si y solo si } \omega r_i \neq 0 \quad \dots 5.13$$

Continuando con el problema, las entradas se le asigna el mismo costo exergético aplicado en los anteriores equipos como productos del mismo.

Ahora el balance de costo exergético es:

$$\sum_i B_{Fi}^* - B_P^* = 0 \quad \dots 5.14$$

Implica que aunque la exergía si se destruye con las irreversibilidades de proceso el costo exergético se conserva.

5.2.1 Costo exergético unitario

Se define al costo exergético unitario, como la exergía necesaria para producir la unidad de exergía en forma de salida "s".

$$k^* = \frac{B_P^*}{B_P} = \frac{B_F}{B_P} = \frac{B_P + B_p}{B_P} = 1 + \frac{B_d}{B_P} = \frac{1}{\zeta} \quad \dots 5.15$$

La idea de costo exergético unitario es muy útil en el análisis termodinámico de los sistemas, ya que mide la exergía, que se utiliza para producir cada flujo. Por ejemplo la integración energética de procesos ayuda a sustituir entradas de equipos por otras de menor costo exergético unitario.

Este se obtienen al dividir el costo exergético entre la exergía del mismo flujo.

5.3 Balance termoeconómico ⁹

Para determinar el costo de producto es preciso realizar un balance económico de proceso involucrado para su obtención. Un proceso dado puede dar origen a varios productos distintos, en forma de flujos de materia, así como energía eléctrica y vapor.

Uno de los objetivos del análisis termoeconómico es la determinación de los costos (C_{Pj}) mediante una combinación adecuada de los recursos de la termodinámica y de la economía. Así se llega al establecimiento de una contabilidad termoeconómica rigurosa.

El costo total de los productos ha de ser igual a la suma de los costos de las materias primas o recurso consumidos más los costos de personal, estructura capital. En la ecuación 5.16 se muestra el flujo de los costos de modo que, todos los costos generados por el proceso son integrados en los productos. Si representamos el costo total por "ZFi" de la entrada o recurso genérico "i" el de la salida o producto genérico "j" por "ZPj" y el costo de capital, fijos, etc. por "Zc" se verifica el siguiente balance:

$$\sum Z_{Pj} = \sum Z_{Fi} + Z_C \dots 5.16$$

Podemos expresar 5.16 en función de los costos unitarios medio de recurso " C_{Fi} ", así como el costo unitario medio del producto " C_{Pj} ", y de las cantidades " x_{Fi} ", consumidas para cada recurso además la producida en cada producto " x_{Pj} ":

$$\sum x_{Pj} C_{Pj} = \sum x_{Fi} C_{Fi} + Z_C \dots 5.17$$

Cuando hay un solo producto la ecuación 5.17, permite determinar su costo unitario

$$C_{Pj} = \frac{\sum x_{Fi} C_{Fi} + Z_C}{x_{Pj}} \dots 5.18$$

5.3.1 Componentes del costo termoeconómico

La ecuación 5.17 es la forma general en la cual se calcula el costo de producción, sin embargo para el análisis termoeconómico se divide en dos áreas para su estudio como son, el costo variable y fijo:

⁹ El concepto si hace referencia a un costo económico

- ✓ Costo termoeconómico variable: Considera únicamente los costos en los recursos materias primas utilizados para obtener el producto deseado. De la ecuación 5.17 se tiene que:

$$\sum X_{Pj} C_{Pj} = \sum X_{Fi} C_{Fi} + Z_c \dots 5.17.1$$

- ✓ Costo termoeconómico fijo: toma en cuenta los costos en los recursos así como los costos para los equipos es decir la ecuación 5.17.

Otro de los objetivos de análisis termoeconómico es la optimización de los costos. Donde las mejoras termodinámicas de proceso, con la ayuda del análisis exergético, tienen la finalidad de reducir el consumo de recurso necesario para una producción dada. Ahora bien, éstas mejoras encarecen y complican las instalaciones aumentando Z_c . El análisis termoeconómico investiga el compromiso óptimo entre la reducción de la suma de número de recursos por sus costos y el aumento de capital para que resulte un valor mínimo en el costo de producto.

Hasta el momento se ha visto que todo flujo transporta una exergía "B" y tiene un costo exergético B^* , ambos se expresan en unidades de potencia (kW). A cada flujo se le puede asignar también un costo termoeconómico (Π), que se define como costo económico de su producción, expresado en unidades monetarias por unidad de tiempo (\$/s).

Para establecer la relación entre el costo termoeconómico (Π) y el costo termoeconómico unitario (c^*) costo económico por unidad de exergía consumida en la producción de flujo.

$$\Pi = c^* B^* \dots 5.19$$

El c se expresa en unidades monetarias por unidad de exergía para México pesos/ Joules

En una instalación que utilice un recurso o combustible único, (que no es nuestro caso) estas ideas tienen un significado muy claro. El costo exergético unitario " v^* " (adimensional) mide el consumo unitario de combustible (kJ de exergía de combustible/kJ de exergía de flujo) y el " c^* ", representa el costo unitario de combustible (\$/s) requerido para la producción de flujo considerado.

Se considera inicialmente un sistema representado en la siguiente figura en el nivel de agregación máxima con varias entradas y salidas. Un balance económico elemental indica que el costo total de las entradas más los costos fijos de amortización referidos a una unidad de tiempo, que representaremos por Z y designaremos en lo sucesivo costo fijo.

$$\sum_i \Pi_{Fi} + Z = \sum_j \Pi_{Pj} \dots 5.20$$

también
$$\sum_i \Pi_{Fi} - \sum_j \Pi_{Pj} + Z = 0 \dots 5.21$$

5.3.2 Ecuaciones adicionales de costo termoeconómico.

Cuando por el contrario, hay $N > 1$ productos, el balance de la ecuación 5.17 es insuficiente para determinar sus costos unitarios y son precisas $N-1$ ecuaciones más. Estas ecuaciones adicionales se formulan conforme a los siguientes criterios:

- a) Entradas: para una entrada genérica "i"

$$\Pi_i = c_i^* BF_i^* = c_i BF_i \dots 5.22$$

De acuerdo con 4.15 como $BF_i^* = BF_i$, es $v^* = 1$ y $c^* = c$.

- b) Ramificaciones internas: si un equipo tiene varias salidas conectadas a otros elementos de sistema se les asigna el mismo costo termoeconómico unitario "c" como 5.17 se le asigna el mismo costo exergético unitario v ; por lo que sus costos termodinámicos serán así mismos iguales.

$$\frac{\dot{\Pi}_i}{B_i} - \frac{\dot{\Pi}_j}{B_j} = c \dots = v^* c^* \dots 5.23$$

También para cada bifurcación

$$\frac{\dot{\Pi}_i}{B_i} - \frac{\dot{\Pi}_j}{B_j} = 0, \dots 5.24$$

- c) Varios productos principales: se aplica 5.23 y 5.24.

- d) Subproductos: se les asigna la exergía necesaria para su obtención directa, se le multiplica por el costo unitario de subproducto c_{sub}^* que se requiera para ello.

$$\Pi_{sub} = c_{sub}^* B_{sub}^* = c_{sub} \omega_{sub} \dots 5.25$$

- e) Residuos: se les asigna un costo exergético nulo. Si existiera un uso alternativo que permita una recuperación de exergía, el valor económico del residuo es.

$$\Pi_{ri} = c_{ri}^* \omega_{ri} \dots 5.26$$

En ocasiones es necesario consumir exergía para eliminar el residuo.

$$\Pi_{ri} = -c_{ri}^* \omega_{ri} \dots 5.27$$

Donde c_{ri}^* es el costo unitario de a exergía necesaria para obtener a ω_{ri} requerida para la eliminación de residuo.

Los costos dependerán de si un producto es principal o secundario (subproducto), si se produce para consumo interno o para su venta o si debe valorar a precio de mercado, etc. anterior en función con la estructura, circunstancias, objetivos, políticas de costos particulares a cada empresa que explote un proceso productivo.

Al solucionar el sistema de ecuaciones originado para encontrar el costo termoeconómico en cada uno de sus componentes (variable y fijo) se aplica lo siguiente para el costo termoeconómico;

- ✓ Costo termoeconómico variable: requiere solucionar las ecuaciones tanto de equipo como las adicionales. Después el costo unitario (termo económico) se obtiene al dividir costo termo económico variable entre su valor de costo exergético para el mismo flujo. El costo termoeconómico variable se obtiene de multiplicar el costo termoeconómico unitario variable con el costo exergético unitario del mismo flujo
- ✓ Costo termoeconómico fijo: requiere solucionar las ecuaciones de equipo y las adicionales el costo termoeconómico unitario se obtiene al dividir el costo termoeconómico fijo entre el valor de costo exergético para el mismo flujo.

5.3.3 Tratamiento matricial.

Una de las herramientas para el análisis termoeconómico es el empleo de la ingeniería de sistemas para solucionar el proceso por considerar. Se requiere elaborar la matriz de incidencia, la cual representa las entradas y salidas de los flujos en los equipos involucrados en el proceso, el flujo entrante o saliente se asienta una sola vez.

A la matriz de incidencia le conocemos como la matriz "A" con "n" renglones siendo "n" el número de equipos y "m" columnas representando los flujos involucrados de materia, energía, y exergía, cuyos valores son de +1 o -1 según sean de entrada o de salida.

Balance de costo exergético en forma matricial

De acuerdo a la descripción de tratamiento matricial podemos definir el vector renglón para un el equipo

$$A = \left[\underbrace{1, 1, 1, \dots, 1}_{\text{Entradas}}, \underbrace{-1, \dots, -1}_{\text{Salidas}} \right]$$

El balance de exergías queda como $A \times B = B_d \dots 5.28$

$$\text{En donde } B = \begin{bmatrix} BF_1 \\ BF_2 \\ \vdots \\ BF_n \end{bmatrix}; \text{ es el vector de exergías}$$

De la ecuación 5.28 y de acuerdo a las consideraciones de las ecuaciones adicionales, donde las entradas tienen el mismo costo exergético a su valor de exergía tenemos:

$$\sum_{n=1}^i B_{Fi}^* - B_{Ps}^* = 0 \dots 5.29$$

Lo cual obtenemos de manera matricial que: $A \times B^* = 0 \dots 5.30$

$$\text{En donde } B^* = \begin{bmatrix} BF_1^* \\ BF_2^* \\ \vdots \\ BF_n^* \end{bmatrix}; \text{ es el vector de costos exergéticos}$$

El balance de costo exergético expresa un hecho muy simple; el costo exergético para la salida es igual al costo exergético total de las entradas.

Las ecuaciones adicionales de costo exergético se colocan en una matriz adicional "α", de dimensión (m-n) x m cuyas filas tendrán todos sus elementos nulos excepto los siguientes:

Entradas: Valor de 1 en la columna del flujo que corresponda.

Subproductos: Valor de +1 en la columna del flujo que corresponda.

Residuos: Valor de -1 en la columna del flujo que corresponda.

Bifurcaciones ramificaciones: valor de 1/B_i en la columna "i" y -1/B_j en a "j".

Se define además un vector columna ω, de dimensión (m-n), cuyos elementos tienen los siguientes valores.

Entradas: B_{Fi}

Subproductos: ω_{ri}

Residuos: -ω_{ri}

Bifurcaciones: 0

Al multiplicar la matriz "α" por el vector B* e igualar "ω", resultaran evidentemente las m-n ecuaciones adicionales que junto con las n de balance los de costo exergético Permiten determinar los "m" costos exergéticos del sistema analizado.

Definiendo:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix}; \quad \Omega = \begin{bmatrix} 0 \\ \omega \end{bmatrix} \dots 5.31$$

De esta forma se escribe el balance de costo exergético de la siguiente manera:

$$\Lambda \times B^* = \Omega \dots 5.32$$

La matriz "Λ", de dimensión m x m, resultado de ampliar la matriz de incidencia A con las ecuaciones adicionales "α", se denomina matriz de costos y el vector "Ω", de dimensión m x 1, vector de costos complementarios. Este sistema de ecuaciones modela el comportamiento estructural (general del sistema que se esta estudiando).

Balance termoeconómico utilizando la herramienta matricial

De la ecuación 5.21 colocando la matriz de incidencia podemos obtener: A x II + Z = 0... 5.33

En donde la matriz fila A se definió como la matriz incidencia y II es el vector columna, llamado vector de costos termoeconómicos.

Esta formulación se extiende fácilmente a un sistema por "n" equipos conectados por "m" flujos. Por lo cual el balance mantiene su forma pero ahora la matriz de incidencia A es rectangular con dimensión n x m. El vector de costos termoeconómicos Π es el vector columna de dimensión n x 1, llamado vector de costos fijos. Este balance proporciona "n" ecuaciones. Para determinar los "m" costos termodinámicos se necesitan "m-n" ecuaciones adicionales.

Ecuaciones adicionales

Las ecuaciones adicionales de costo termoeconómicos se colocan en una matriz adicional " α ", de dimensión (m-n) x m cuyas filas tendrán todos sus elementos nulos excepto los siguientes:

Entradas: Valor de 1 en la columna del flujo que corresponda.

Subproductos: Valor de +1 en la columna del flujo que corresponda.

Residuos: Valor de -1 en la columna del flujo que corresponda.

Bifurcaciones ramificaciones: valor de $1/B_i$ en la columna "i" y $-1/B_j$ en a "j".

Se define además un vector columna " χ ", de dimensión (m-n), cuyos elementos tienen los siguientes valores.

Entradas: $c_i^* B_{Fi}$	Residuos: $- c_i^* \omega_{ri}$
Subproductos: $c_i^* \omega_{sub}$	Bifurcaciones: 0

Al multiplicar la matriz " α " por el vector B^* e igualar " χ ", resultarán evidentemente las m-n ecuaciones adicionales que junto con las "n" de balance de costo exergético, permiten determinar los m costos exergéticos de sistema analizado.

$$\alpha \times \Pi = \chi \dots 5.40$$

Como se definió en el costo unitario exergético, la expresión matricial representa "m-n" ecuaciones adicionales necesarias para determinar los "m" costos termoeconómicos. Si combinamos las expresiones 5.33 y 5.34 y podemos escribir la ecuación matricial para obtener el costo termoeconómicos variable;

$$\begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix} \times \Pi + \begin{bmatrix} 0 \\ -\chi \end{bmatrix} = 0$$

y podemos escribir la ecuación matricial para obtener el costo termoeconómicos fijo:

$$\begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix} \times \Pi + \begin{bmatrix} Z \\ -\chi \end{bmatrix} = 0$$

En el costo termoeconómico fijo se incluyen tanto los costos fijos "Z" como los variables "X".

Costo termoeconómicos variable

Se obtiene la matriz inversa de manera similar al costo exergético y se multiplica con la columna de costos variables dando por resultado el costo termoeconómico variable. Después el costo unitario (termoeconómico) se obtiene a dividir el costo termoeconómico variable entre su valor de costo exergético para el mismo flujo.

Costo termoeconómico fijo

La matriz usada para calcular el análisis termoeconómico variable se utiliza para obtener el Costo termoeconómico fijo añadiendo al vector columna tanto el costo de entrada de recurso como el costo de equipo.

Se obtiene la matriz inversa de manera similar al costo exergético y se multiplica con la columna de costos (variables y fijos) dando por resultado el costo termoeconómico fijo. El costo termoeconómico unitario se obtiene a dividir el costo termoeconómico fijo entre su valor de costo exergético para el mismo flujo.

Conclusiones

El análisis exergético tiene algunas ventajas sobre el método convencional de análisis de sistemas energéticos. Dentro de estas ventajas es que proporciona una medición más precisa sobre las ineficiencias del sistema y la localización de las mismas dentro del sistema por medio de la evaluación de las irreversibilidades que se presentan en el mismo.

La exergía necesaria para fabricar un producto funcional será siempre superior a la contenida en el, y esto dependerá básicamente de los procesos de producción. Así que se llama costo exergético de un producto funcional a la cantidad real de exergía necesaria para obtener dicho producto.

Entonces uno de los objetivos de análisis termoeconómico es la optimización de los costos. Donde las mejoras termodinámicas de proceso, con la ayuda del análisis exergético, tienen la finalidad de reducir el consumo de recurso necesario para una producción dada.

CAPÍTULO VI
ANÁLISIS TERMOECONÓMICO SISTEMA DE SECADO

CAPÍTULO VI ANÁLISIS TERMOECONÓMICO SISTEMA DE SECADO

En este último capítulo se explica cuales fueron las consideraciones necesarias que se hicieron en el modelo que se planteó, una vez obtenidos los estados termodinámico de flujos que intervienen en el sistema de secado y realizado los balances de energía. Se obtienen los costos termoeconómicos actuales y posteriormente se dan una propuestas de como se podrían mejorar el sistema de secado disminuyendo tanto el consumo de energía, así como en el aspecto económico, las propuestas principales son la adquisición de una caldera de vapor y un recuperador de calor. Por último se presentan los resultados termoeconómicos que podrían obtenerse si se implantan las propuestas.

6.1 Balances de exergía

Como ya mencionamos en el capítulo anterior la exergía se conoce como la energía útil que tiene un flujo con relación a un estado ambiente de referencia. El análisis exergético se realizó a partir de la obtención de los estados termodinámicos obteniéndose la exergía para cada flujo en el caso de las corrientes correspondientes al vapor y al aire caliente.

Para el caso de la obtención de la energía del aire húmedo, se tomó en cuenta la contribución de cada compuesto (el aire y el agua) siendo análoga la forma en que calculamos la exergía que para la entalpía (descrita en el capítulo IV), obtenemos la exergía específica por unidad de masa de aire seco, tomando en cuenta la humedad de cada corriente (ya calculada para realizar los balances de energía descritos en el capítulo IV) y se determinan a la temperatura de mezcla.

Ya que el ambiente estable de referencia determina los niveles de temperatura, presión que han de tomarse como referencia para los cálculos de energía útil. Para calcular la exergía del aire se tomó un estado de referencia de aire húmedo y se obtuvieron las condiciones de la entalpía y entropía del aire (húmedo) con este estado de referencia, para obtener la exergía de flujo de acuerdo a la función de Darrius $b=(h-h_0)-T_0(s-s_0)$ estos valores pueden encontrarse en el anexo xi al final del presente trabajo.

Para el caso de vapor se tomaran en cuenta la presión y la temperatura que tiene cada corriente para calcular su entalpía y entropía, considerando que a la salida de secador se presentan vapor húmedo, y se toma en para calcular su exergía.

Para el caso de combustible se calculó la exergía a partir de las ecuaciones de gases ideales para la entalpía y la entropía tomando en cuenta la fracción molar de los compuestos involucrados, tomando las propiedades del combustible referidas a una base molar de carbón normalizado. Para observar este cálculo se muestra en el anexo vi el resultado obtenido de este energético fue de 34,307.9 kJ/Nm³ de exergía por los 35,422.45. kJ/Nm³ que tiene de energía.

Por otra parte también se calculó la exergía de papel ya que este también se toma en cuenta en el balance de exergía, debido a que de no hacerlo no se tomaría en cuenta cierta cantidad de exergía que, tal vez no impacta demasiado contra los valores obtenidos por el vapor o el aire húmedo pero que contiene el agua que vamos a evaporar y además nos acerca un poco más a la realidad. El cálculo de la exergía de papel se muestra en el anexo vii.

Una vez determinadas las exergías de todos los flujos involucrados se realizó los balances de exergía, ya que la exergía determina la eficiencia real de sistemas abiertos; por que toma en cuenta las irreversibilidades de los procesos energéticos involucrados en los sistemas. En los balances de exergía lo que se determinó es la destrucción de exergía para los equipos involucrados en el proceso de secado, de acuerdo con las ecuaciones mostradas en la siguiente tabla.

Tabla 6.1 Ecuaciones para balance de exergía modelo actual

Equipo	Ecuación
Cabezal de vapor	$B_{15}-B_{12}-B_{13}-B_{14}=B_d$
Tanque flash	$B_5-B_6-B_7=B_d$
Termocompresor	$B_2-B_3+B_6=B_d$
Válvula de relleno	$B_8-B_9=B_d$
Válvula regadera de vapor	$B_{10}-B_{11}=B_d$
Yankee M-1	$B_4-B_5-B_{20}=B_d$
Quemador	$B_{21}-B_{23}+B_{29}+B_{32}=B_d$
Campana	$B_{24}+B_{25}-B_{26}-B_{27}+B_{20}=B_d$
Recirculación	$B_{28}-B_{29}-B_{30}=B_d$
Entrada campana	$B_{23}-B_{24}-B_{25}=B_d$
Salida campana	$B_{26}+B_{27}-B_{28}=B_d$

Los equipos que presentaron mayor destrucción de exergía son el quemador y la campana, en el primer caso se puede atribuir al proceso de combustión que se presenta ya que se verificó en un rango la temperatura de salida en 475-485 °C, y estos procesos son los que en general presentan gran cantidad de exergía destruida, por lo que mejorar este tipo de sistema puede ir hacia la carburación del quemador o al cambio de un quemador más eficiente. La campana recibe el aire caliente proveniente del quemador y es el equipo que presenta mayor cantidad de exergía destruida ¹⁰.

La energía que obtiene el agua al evaporarse del papel, hace que la corriente de salida de la campana tenga a una temperatura entre 275-285°C por lo que al realizarse un proceso de alta temperatura, hace que se destruya una gran cantidad de exergía, sin embargo esto no justifica la cantidad de exergía total que se esta destruyendo superior a 1500 kW en cada máquina, esto como observamos en los balances de energía puede deberse a que se presenta una gran pérdida de energía, por que lo se presentará una gran cantidad de exergía destruida.

Las modificaciones que podría sufrir el equipo instalado actualmente tendrían que ser únicamente externas, como podría ser y antes se mencionó un mejor aislamiento de equipo que ayude a evitar las pérdidas por radiación y que son considerables a lo que se tiene diseñado el equipo, la temperatura de 90°C en la cara externa de la campana así lo pueden mostrar, Aunque por otra parte también podría justificarse esta destrucción de exergía de la campana debido a que es su parte inferior no es un sistema completamente cerrado, pero es casi imposible cuantificar la cantidad de las pérdidas existentes por este motivo.

Los cambios enfocados a un reacomodo del sistema de aire, como no mezclar las dos corrientes de salida de la campana y recircular la corriente con menor humedad, tendrían que ser valoradas debido a que podrían obtenerse beneficios al tener un aire menos húmedo a la entrada de la campana, debido a que podría saturarse el aire de entrada (en la campana) en un mayor rango que el que se presenta actualmente.

Sin embargo también tendría una cantidad menor de energía ya que el agua presente en el aire contribuye con una cantidad de energía importante, además tendría que valorarse hasta que punto es conveniente esta cuestión por consumo de combustible lo que no sería posible de analizar, únicamente con un análisis termodinámico.

¹⁰ Los datos que aparecen se tomaron en el tablero de control cada máquinas de papel.

También un equipo que presenta destrucción de exergía es la regadera de vapor que en realidad más que para precalentar el papel antes de entrar a la Campana-Yankee, funciona para perfilar el papel de problemas de humedad, más aún cuando en el fieltro o tela se ha obstruido en cierta zona y con la inyección de vapor por parte de la regadera se pretende que el perfil de humedad sea uniforme a lo ancho de la hoja.

Por lo que sería bueno que se utilizara lo menos posible, tratando de conservar en buen estado la tela y el fieltro y con lo que se evitaría la utilización de la regadera de vapor que destruye casi las mismas unidades de exergía que en el termocompresor (74 kW por 76 kW respectivamente) pero, manejando un flujo de una tonelada por cinco toneladas manejadas en el termocompresor.

6.2 Modelo existente

Sabemos que la exergía necesaria para fabricar un producto funcional es siempre superior a la contenida en él, y que depende básicamente de los procesos de producción. A diferencia de lo que pudiera pensarse en primera instancia y que ya mencionamos en los capítulos anteriores el producto del sistema de secado no es el papel que aunque es un producto de la empresa no es el producto del sistema de secado, sin uno más de los recursos.

En realidad el producto en este esquema es la cantidad de agua que deseamos evaporar del papel, dicho en otras palabras, el propósito que perseguimos es utilizar los recursos energéticos para obtener un papel sin la menor agua posible, que no es igual a decir que queremos obtener papel.

Es importante que quede claro en este tipo de análisis distinguir entre el producto y el recurso y el residuo, queda claro cuales son los recursos en este caso son: el vapor, el combustible y el aire de entrada así como el papel húmedo, los residuos serán en este modelo el condensado y el papel seco (en realidad con una consistencia elevada), debido a que queremos asignarle todo el costo al producto.

Lógicamente el objetivo de la optimización energética va encaminado en hacer mínimo el coeficiente:

$$k^* = \frac{\text{Costo exergetico}}{\text{Exergía}} \dots 6.1$$

El costo exergético es un concepto relativo pero de la mayor importancia práctica ya que la exergía de un sistema no puede ahorrarse pero sí podrá rebajar su costo exergético.

Dentro de planteamiento de los modelos, exergético y termoeconómico se deben hacer varias consideraciones, una de ellas es la inversión o costo de los equipos, o en su caso la amortización de equipo en cuestión. En el caso de la empresa analizada en particular, se tienen lo que se llama costos hundidos, debido a que el sistema en general ya excedió el tiempo de vida planeado en los inicios del proyecto, y que, como describimos en el capítulo I es generalmente lo que encontramos en esta industria en México.

Los datos de costos de tonelada de vapor, m^3 de gas, así como de tonelada de papel son de acuerdo a la facturación que tiene la empresa y se realizó el cierre de estos en mes de abril de 2004, tomando también en esta fecha el tipo de cambio en dólares que se presentaba y que fue utilizado para calcular los costos de algunas inversiones que se manejan en esta moneda.

Aunque los equipos presentan costos hundidos, si se cuenta con gastos de mantenimiento. Las cantidades destinadas a este concepto, fueron estimadas en cada equipo con ayuda de los ingenieros encargados de las cuestiones de mantenimiento y energéticas.

Además, en el modelo no se toman en cuenta varios flujos, los cuales son las entradas de aire a la campana, se tomó la corriente antes de dividirse y en las salidas de este equipo se tomó la corriente ya unidas las salidas; no se tomó en cuenta la válvula de relleno que por lo general no presenta flujo.

Se tomó el vapor a la salida del cabezal, considerando que el cabezal de vapor no presenta destrucción de exergía por lo que el costo no se alteraría en este equipo. El secador se manejó integrando la campana de aire con el cilindro yankee y la exergía de la regadera de vapor se incluye dentro del secador, por las dificultades de cuantificación de la exergía utilizada.

Una vez definidas las corrientes que se tomarán en cuenta para el costo exergético se plantean las ecuaciones para los equipos involucrados como sigue:

Tabla 6.2 Ecuaciones exergéticas del modelo actual

Equipo	No	Ecuación
Termocompresor	1	$B_1^* - B_4^* + B_6^* = 0$
Yankee /campana	2	$B_4^* - B_5^* + B_{11}^* - B_{16}^* + B_{18}^* - B_{19}^* + B_{23}^* - B_{28}^* = 0$
Tanque flash	3	$B_5^* - B_6^* - B_7^* = 0$
Válvula reg de vap	4	$B_{10}^* - B_{11}^* = 0$
Ingreso de vapor	5	$-B_1^* - B_{10}^* + B_{12}^* = 0$
Quemador	6	$B_{21}^* - B_{23}^* + B_{29}^* + B_{32}^* = 0$
Recirculación de aire	7	$B_{28}^* - B_{29}^* - B_{30}^* = 0$

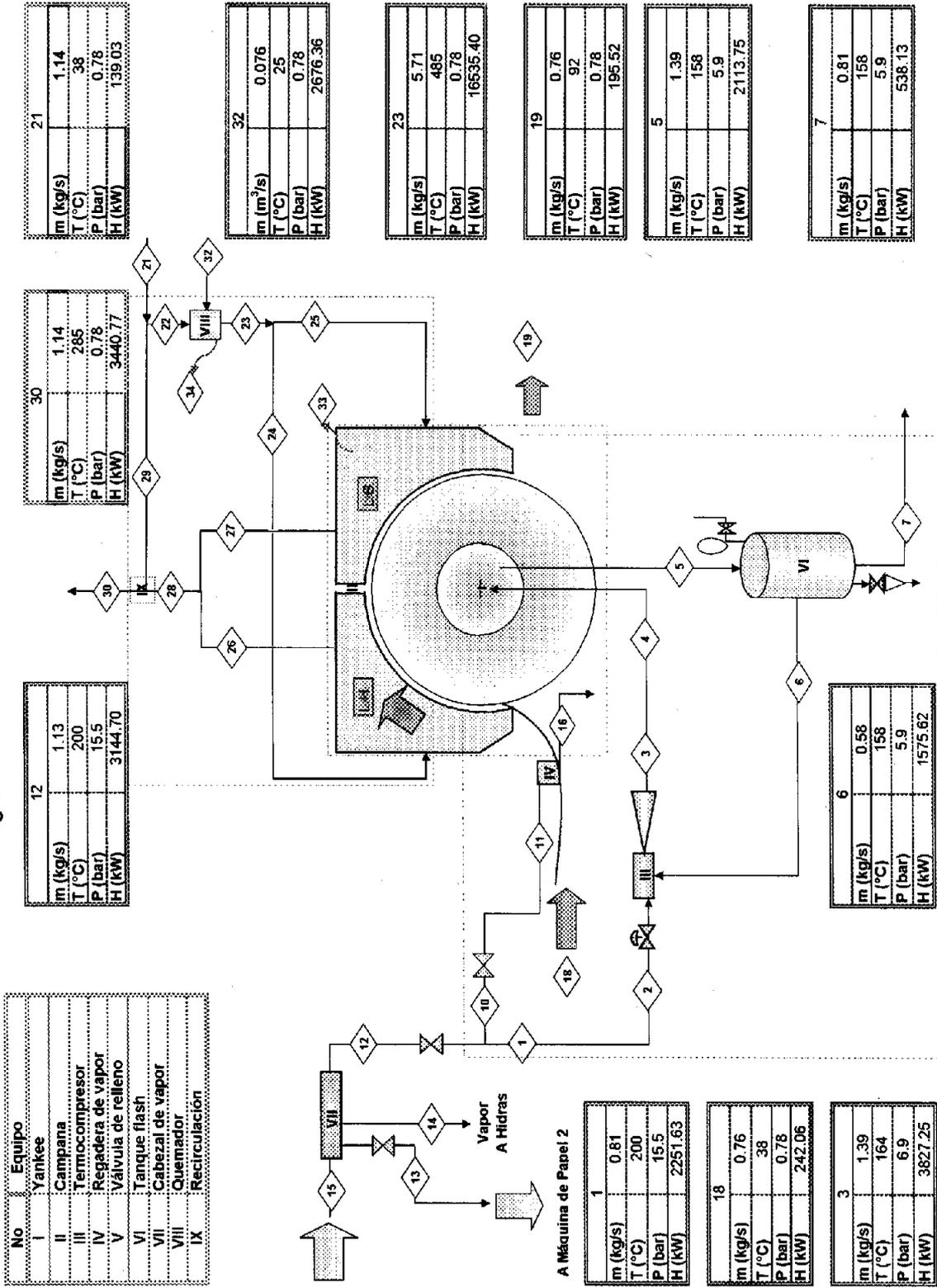
De acuerdo con los elementos adicionales "m-n" descritos en el capítulo anterior se tienen siete equipos considerados y diecisiete corrientes, por lo que se requieren plantear diez ecuaciones adicionales, que fueron planteadas de acuerdo a las relaciones de costo exergético ya mencionadas en el capítulo V, entonces tenemos:

Tabla 6.3 Ecuaciones exergéticas adicionales del modelo actual

No	Ecuación	No	Ecuación
8	$B_{12}^* = B_{12}$	13	$B_{21}^* = B_{21}$
9	$B_7^* = 0$	14	$B_{19}^* = 0$
10	$\frac{B_1^*}{B_1} = \frac{B_{10}^*}{B_{10}}$	15	$\frac{B_{29}^*}{B_{29}} = \frac{B_{30}^*}{B_{30}}$
11	$B_{18}^* = B_{18}$	16	$\frac{B_4^*}{B_4} = \frac{B_5^*}{B_5}$
12	$B_{32}^* = B_{32}$	17	$B_{16}^* = 0$

La descripción completa del costo exergético se muestra en el anexo x donde se muestra la matriz de incidencia así como la matriz inversa, además de los resultados obtenidos en este análisis.

Diagrama sistema de secado modelo actual



Para el costo termoeconómico, se tomaron en cuenta las mismas corrientes que para el caso de costo exergético, por lo tanto se plantean las siguientes ecuaciones.

Tabla 6.4 Ecuaciones termoeconómicas del modelo actual

Equipo	No	Ecuación
Termocompresor	1	$\Pi_1 - \Pi_4 + \Pi_6 = 0$
Yankee /campana	2	$\Pi_4 - \Pi_5 + \Pi_{11} - \Pi_{16} + \Pi_{18} - \Pi_{19} + \Pi_{23} - \Pi_{28} = 0$
Tanque flash	3	$\Pi_5 - \Pi_6 - \Pi_7 = 0$
Válvula reg de vap	4	$\Pi_{10} - \Pi_{11} = 0$
Ingreso de vapor	5	$-\Pi_1 - \Pi_{10} + \Pi_{12} = 0$
Quemador	6	$\Pi_{21} - \Pi_{23} + \Pi_{29} + \Pi_{32} = 0$
Recirculación de aire	7	$\Pi_{28} - \Pi_{29} - \Pi_{30} = 0$

Con el mismo número de ecuaciones complementaria que en el costo exergético se plantean para el costo termoeconómico, de acuerdo con las relaciones y criterios para descritas en el capítulo V, entonces tenemos:

Tabla 6.5 Ecuaciones termoeconómicas adicionales del modelo actual

No	Ecuación	No	Ecuación
8	$\Pi_{12} = c_{12}B_{12}$	13	$\Pi_{21} = c_{21}B_{21}$
9	$\Pi_7 = 0$	14	$\Pi_{19} = 0$
10	$\frac{\Pi_1}{B_1} = \frac{\Pi_{10}}{B_{10}}$	15	$\frac{\Pi_{29}}{B_{29}} = \frac{\Pi_{30}}{B_{30}}$
11	$\Pi_{18} = c_{18}B_{18}$	16	$\frac{\Pi_4}{B_4} = \frac{\Pi_5}{B_5}$
12	$\Pi_{32} = c_{32}B_{32}$	17	$\Pi_{16} = 0$

Para desglosar los resultados obtenidos partamos de los costos exergéticos, estos nos brindan la información de cuantas unidades de energía estamos utilizando por unidad de producto obtenido, como ya lo hemos repetido en un muchas ocasiones el producto del sistema de secado es la eliminación de agua, por lo tanto para este costo el sistema actual, se tiene un costo exergético de 3587 kW, con un costo exergético unitario igual a $k^*=5.3$ que nos demuestra que se utiliza una gran cantidad de exergía en la obtención del producto.

Para el caso del yankee-campana y el quemador se presenta un costo exergético unitario (del producto): de 4.772 kW y de 3.859 kW respectivamente siendo desde luego más relevante en el primer caso, ya que para el quemador este tiene irreversibilidades intrínsecas que presentarán destrucción de exergía elevando el costo exergético unitario, no así el yankee-campana que si presenta irreversibilidades, pero seria bien profundizar más en la determinación de las mismas.

Para el caso de costo termoeconómico, podemos obtener un mejor panorama de lo que esta costando estas ineficiencias que se presentan en el sistema, encontrando estos costos termoeconómicos, nos servirán como base para mejorar el sistema. Los resultados obtenidos indican que el costo termoeconómico es de \$3.79/s para lo que llamamos producto y presenta unos costo de ctvs 14.96/s por combustible, y de ctvs 26.98/s, se debe la entrada del vapor saturado a 15 Kg/cm² de presión (todos los datos de los apartados anteriores y este pueden observarse en el anexo ix que corresponde al modelo termoeconómico actual).

Estos precios nos son significativos para comparar los costo termoeconómicos una vez que realicemos algunas modificaciones tratando de mejorar este sistema, pero tratando de justificar que las modificaciones en verdad ayudan a mejorar el rendimiento exergético del sistema que actualmente se calculó en 18.9%, y que es nuestra figura de mérito a superar.

6.3 Modificaciones realizadas al sistema existente

En genera la metodología de análisis a seguir dependerá de objetivo que pretenda alcanzarse. Las aplicaciones más relevantes para la teoría expuesta son aquellas que conforman el campo de la termoeconomía, como estudios de modificación y optimización de procesos existentes principalmente para esta planta papelera en particular.

6.3.1 Sistema de vapor

En lo que se refiere al sistema de vapor sería deseable que la empresa contara con su propia caldera de vapor para la producción de este energético según se requiera, de acuerdo con sus necesidades de producción.

Además que, de acuerdo con el análisis exergético el sistema presenta una destrucción de exergía significativo al pasar de 15 kg/cm² presión a la cual se recibe el vapor pero que realmente se no necesita una presión mayor de 8 kg/cm² por lo tanto en la caldera considerada, toma en cuenta una presión máxima de 11 kg/cm² a cual se regulara a la presión requerida, de acuerdo con el papel a fabricar.

Considerando que una vez introducida la caldera ya no será necesaria la regulación de vapor a través de termocompresor este equipo sería retirado de sistema actual, y por lo tanto la regulación de vapor se realizaría a la salida del cabezal de vapor durante su distribución a las tres máquinas de papel y a los hidras para el proceso de desfibrado.

En el sistema actual se mantiene una presión diferencial de entrada y salida al yankee la cual no excede los 2 kg/cm² debido a que el vapor se flashea y recircula introduciéndolo al termocompresor, aprovechando la energía con que cuenta todavía, y regresando el condensado como líquido saturado al proveedor de vapor.

Como la recirculación de vapor de flash ya no se realizará, podemos hacer que el vapor introducido al yankee sea obtenga a la presión requerida (entre un rango de 8 kg/cm² a 4 kg/cm²) y a una presión de salida de aproximadamente 1 kg/cm². Por lo tanto esto aumenta la cantidad de energía útil o disminuye el vapor total que debe ingresar al yankee, aunque ya no se recircule y por otra parte el condensado obtenido se recirculará a la caldera de vapor reintegrando esta energía al sistema.

En el sistema actual el total de vapor es por lo general de 5 ton/h de entrada al yankee por maquina, recirculándose aproximadamente 1.5-1.8 ton/h de vapor, esto quiere decir que en realidad se ingresa alrededor de 3.5 ton/h de vapor a la presión de 15 kg/cm² a cada máquina, con el sistema propuesto el consumo de vapor sería de aproximadamente de 2.8 ton/h pero a una presión menor de 11 kg/cm².

En cuanto al aspecto exergético se presenta en los balances de exergía una disminución de la exergía destruida en el secador Yankee, por tanto se cumple en este aspecto uno de los objetivos primordiales que es incrementar la eficiencia energética. Desde luego se tuvo que comprobar esto en el aspecto económico, debido a que la adición de una caldera de vapor al sistema hace que se tenga una inversión importante, para comprobar que resulta benéfico el comprar este equipo se realizó un análisis económico de costo al cual se produciría el vapor requerido.

Esta análisis puede verse con mayor detalle en el anexo x pero podemos decir que las consideraciones que se realizaron en este análisis tomando en cuenta el costo actual de vapor (238 \$/ton) ¹¹ tomado al mes de abril de 2004, así como el costo de combustible (1.98 \$/m³)¹¹ de acuerdo con la cantidad de vapor se estimó la capacidad de la caldera y también con esa cantidad de vapor la cual se determinó en 16 ton/h, se calculó el consumo de combustible requerido para obtener esta cantidad de vapor a los 11 kg/cm² de presión, tomando en cuenta la eficiencia de caldera.

Realizando las operaciones necesarias se obtuvo un valor de 1100 cc necesarios a las condiciones de vapor requeridos, que desde luego tienen que llevarse a valores comerciales, de los tipos de calderas disponibles.

De acuerdo con lo anterior se dio como resultado la utilización de dos calderas de tubos de humo una de 800 cc (caballos caldera) y 600cc con un consumo de combustible de 1463.4 m³/h con una eficiencia de 78% aclarando que esta caldera es convencional y no cuenta con sistemas adicionales que puedan ayudarla a ser más eficiente como recuperación de gases (que desde luego sería recomendable contar con el), sin embargo, podemos observar inicialmente el beneficio que se obtiene con esta caldera.

Otra propuesta fue una caldera de tubos de agua con una capacidad de 1200 cc que desde luego incrementa el costo de la inversión, sin embargo trabaja con una mayor eficiencia, la cual es de 82%, y con ello disminuimos el consumo de combustible el cual se calculó de 1,392.0 m³/h, y al igual que el caso anterior puede incrementar la eficiencia con la instalaciones de otros aditamentos.

¹¹ Fuente: Facturación de la propia empresa.

Antes de presentar los resultados de la comparación entre ambas propuestas de caldera debemos explicar la forma en que se consideraron los beneficios obtenidos, actualmente el costo de la tonelada de vapor es de 238 \$/ton a mes de abril de 2004,¹¹ y desde luego al no contar con calderas el costo de combustible así como de mantenimiento son cero. Al cambiar el sistema, lo que se pagará realmente será el costo de combustible y el costo de la caldera, y no así el costo de vapor como tal.

Aunque podemos obtener un costo por combustible de vapor el cual se calculó en \$181.10/ton para las dos calderas de tubos de humo y de \$172.26/ton para la de tubos de agua (datos calculados en anexo x), el costo real del vapor es cero y el costo a pagar es la cantidad de combustible para producir dicho vapor. Por tanto en el análisis se considera que el beneficio de vapor es que nos ahorraremos el total del capital que se destinaba a comprar vapor y el costo será por la cantidad de gas natural comprado

En el análisis también se toma en cuenta un costo de instalación así como un costo de mantenimiento y gastos de ingeniería. Todos los valores de capital son llevados a valor presente neto (VPN). Una vez hecho esto, se obtuvieron los índices económicos para la evaluación el proyecto de la instalación de la caldera.

Del análisis realizado para ambos casos se puede mencionar que los resultados nos muestran que para el periodo de recuperación para el caso de las caldera de tubos de humo se obtuvo un periodo de 1.65 años y para la caldera de tubos de agua este periodo fue de 1.63 años. Para la tasa interna de retorno (TIR), se muestra un valor de 170.58% para el primer caso y una TIR de 177.36% para el segundo caso. Por ultimo para la relación beneficio costo se obtuvo un valor de 10.05 para las dos calderas (800 cc y 600cc) y de que 10.45 para la caldera de 1200cc.

Con los resultados que se obtuvieron, debe tomarse la decisión para elegir la caldera a instalar, desde el punto de vista económico, ya que ambos esquemas nos brindaran las mismas condiciones térmicas Por lo tanto puede verse claramente que aunque el costo de inversión inicia es mayor en la caldera de tubos de agua es mayor, el periodo de recuperación menor y el beneficio es mayor como vemos en el párrafo anterior, pasando de un beneficio en VPN de \$3,977.99 a \$4,607.75, esto representa un 13.67% de benefició adicional en la segunda opción.

6.3.2. Sistema de aire para secado

Dentro de sistema de secado por aire como ya mencionamos en el capítulo III el aire caliente es utilizado para realizar dos funciones una es brindar la energía necesaria por este sistema para evaporar el agua contenida en el papel y por otra parte es aumentar la humedad de aire para que sea extraída de sistema.

Por lo que la medición de humedad en la extracción es un punto importante; es deseable contar con un sistema que nos permita controlarla, debido a la recirculación existente, si la humedad es elevada tendremos que consumir más combustible para evaporar esa agua, haciendo más ineficiente el sistema que, en ocasiones puede llegar a saturarse por lo que se tendría que suministrar una gran cantidad de aire fresco a una temperaturas mucho menor que la del aire recirculado.

Sin embargo otra de las opciones que podemos realizar para obtener una mejoría en esta parte de sistema de secado es la utilización de la energía de la corriente de extracción de aire húmedo, a cual es una cantidad considerable ya que contiene la energía que ganó el agua que contenía el papel al contacto con la superficie de yankee, además de la que obtuvo por parte del aire caliente por lo que se propone un recuperador de calor el cual sería un intercambiador aire-aire.

Con dicho equipo se pretende precalentar el aire fresco (el cual será la reposición del aire extraído), además de precalentar el aire del quemador de la campana, con ello ahorraremos cierta cantidad de combustible, disminuyendo la carga térmica que se ventea al medio ambiente. Actualmente se cuenta con un equipo de precalentamiento de agua que en realidad no es utilizada (además por encontrarse el equipo en mal estado) por lo que no se tomo en cuenta para la obtención de los costos termoeconómicos.

De acuerdo a la energía que se sustituiría el ahorro de combustible sería de 17.80 Nm³/h al menos en cada máquina de papel esto representaría un ahorro de capital de \$304,576.57 anual por máquina lo que hace posible pensar que la instalación de estos equipos en la extracción de aire húmedo también podría por el ahorro de combustible tener un periodo de recuperación relativamente corto.

6.4 Modelo termoeconómico propuesto

Evaluadas las propuestas como la inclusión del recuperador y sustitución equipo con la adquisición de la caldera, se tendrá que modificar el modelo original para realizar el análisis exergético y exergoeconómico tratando de conserva en lo posible el esquema original para comparar en lo posible los costos obtenidos. Es por eso que dentro de este nuevo modelo propuesto no se toma en cuenta el equipo de la caldera como tal debido a que si incluimos este dentro de análisis se estaría representando un esquema general totalmente distinto.

Debido a lo anterior, a consideración del autor se tomo el suministro de vapor después de su salida del cabeza de vapor al costo obtenido por concepto de combustible, y desde luego a las condiciones termodinámicas que nos brindara la caldera de vapor a 11 kg/cm² con el flujo de vapor requerido en cada máquina.

Para el equipo de precalentamiento de aire extraído modificó la cantidad de combustible que ingresa a quemador, sin embargo esto no modifiko mayormente el modelo, solo se agregaron un par de corrientes, que también modifica la relación de equipos y corrientes siendo necesario evaluar de forma global los cambios de las ecuaciones requeridas para obtener los costos exergéticos y termoeconómicos

Igual que como se describen las ecuaciones de costo exergético en el sistema actual, se realiza para el sistema propuesto, tomando en cuanta como ya dijimos en el párrafo anterior los equipos que se adicionaron al sistema, dando como resultado las siguientes ecuaciones para este costo.

Tabla 6.6 Ecuaciones exergéticas del modelo propuesto

Equipo	No	Ecuación
Regulador de P	1	$-B_1^* + B_{11}^* = 0$
Yankee /campana	2	$B_1^* - B_2^* + B_{18}^* - B_{19}^* + B_{23}^* - B_{28}^* = 0$
Tanque flash-bomba	3	$B_2^* - B_3^* = 0$
Quemador	4	$-B_{23}^* + B_{29}^* + B_{32}^* + B_{36}^* = 0$
Recirculación de aire	5	$B_{28}^* - B_{29}^* - B_{30}^* = 0$
Recuperador	6	$B_{21}^* + B_{30}^* - B_{35}^* - B_{36}^* = 0$

Para este nuevo esquema el número de ecuaciones adicionales para el cálculo del costo exergético, se modifica, teniendo en el resultado de "m-n" un número de ocho ecuaciones adicionales que, se plantearon con las relaciones de costo exergético ya mencionadas.

Tabla 6.7 Ecuaciones exergéticas adicionales del modelo propuesto

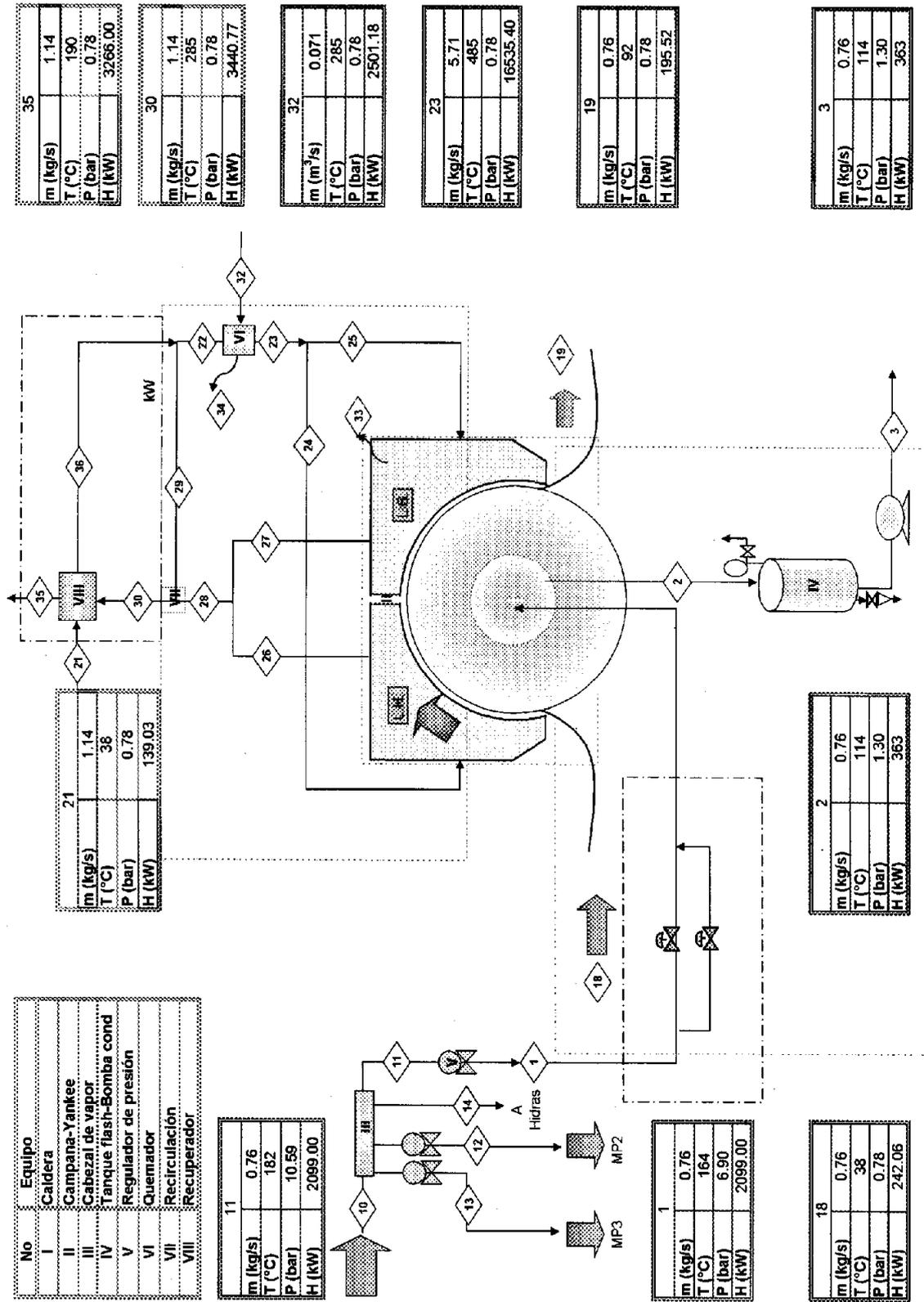
No	Ecuación	No	Ecuación
7	$B_{11}^* = B_{11}$	11	$B_{21}^* = B_{21}$
8	$\frac{B_1^*}{B_1} = \frac{B_2^*}{B_2}$	12	$B_{19}^* = 0$
9	$B_{18}^* = B_{18}$	13	$\frac{B_{28}^*}{B_{28}} = \frac{B_{29}^*}{B_{29}}$
10	$B_{32}^* = B_{32}$	14	$\frac{B_{30}^*}{B_{30}} = \frac{B_{36}^*}{B_{36}}$

De acuerdo con las modificaciones realizadas las ecuaciones de costo termoeconómico quedan como sigue:

Tabla 6.8 Ecuaciones termoeconómicas del modelo propuesto

Equipo	No	Ecuación
Regulador de P	1	$-\Pi_1 + \Pi_{11} = 0$
Yankee /campana	2	$\Pi_1 - \Pi_2 + \Pi_{18} - \Pi_{19} + \Pi_{23} - \Pi_{28} = 0$
Tanque flash-bomba	3	$\Pi_2 - \Pi_3 = 0$
Quemador	4	$-\Pi_{23} + \Pi_{29} + \Pi_{32} + \Pi_{36} = 0$
Recirculación de aire	5	$\Pi_{28} - \Pi_{29} - \Pi_{30} = 0$
Recuperador	6	$\Pi_{21} + \Pi_{30} - \Pi_{35} - \Pi_{36} = 0$

Diagrama sistema de secado modelo propuesto



Para obtener el costo termoeconómico se plantearon las ecuaciones adicionales termoeconómicas, de acuerdo con las relaciones correspondientes, y son las siguientes:

Tabla 6.9 Ecuaciones termoeconómicas adicionales del modelo propuesto

No	Ecuación	No	Ecuación
1	$\Pi_{11} = c_{11}B_{11}$	5	$\Pi_{21} = c_{21}B_{21}$
2	$\frac{\Pi_1}{B_1} = \frac{\Pi_2}{B_2}$	6	$\Pi_{19} = 0$
3	$\Pi_{18} = c_{18}B_{18}$	7	$\frac{\Pi_{28}}{B_{28}} = \frac{\Pi_{29}}{B_{29}}$
4	$\Pi_{32} = c_{32}B_{32}$	8	$\frac{\Pi_{30}}{B_{30}} = \frac{\Pi_{36}}{B_{36}}$

De acuerdo con los resultados obtenidos de este nuevo modelo se encontró un costo exergético para el producto de 3382 kW con un costo unitario de $k^*=4.98$, disminuyendo al costo unitario encontrado en el sistema con el que se cuenta actualmente, cumpliendo en este concepto la reducción el costo, que representa el 5.73% menos en el costo unitario del producto.

Ahora en el sistema propuesto para el yankee-campana y el quemador, se presenta un costo exergético unitario (del producto) de 4.95 kW y de 3.723 kW respectivamente, siendo todavía más relevante en el primer caso, por las razones ya mencionadas.

También vemos que es mayor el costo unitario en el yankee-campana que en el caso actual, debido a que el vapor de entrada a yankee sufre una caída de presión mínima (de 1 a 1.5 kg/cm²), y la corriente de salida del yankee tendrá una exergía elevada, y como es tomada como recurso para otra corriente, hace que se tenga un costo menor que en el sistema modificado.

Al tener una mayor presión diferencia en el yankee, obtendremos una menor exergía a la salida de yankee, por lo que el costo termoeconómico en este equipo es mayor, sin embargo disminuye de manera considerable de acuerdo con los resultados en la obtención de producto en el quemador y además en la corriente de suministro de vapor.

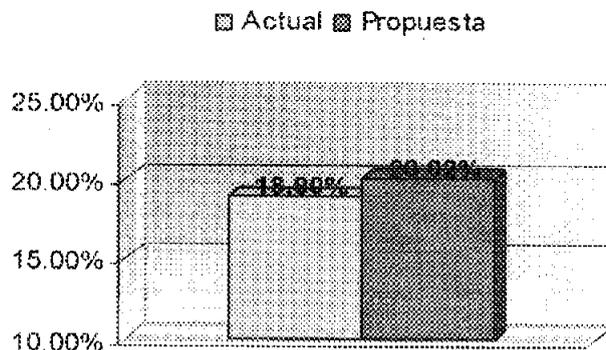
Por último, en los resultados del costo termoeconómico, que se presentan en el sistema propuesto, indican que el costo termoeconómico es de \$ 3.64/s para lo que llamamos producto, y presenta un costo de ctvs 13.98/s por combustible, utilizado en el quemador disminuyendo casi un centavo por segundo del sistema actual, pero si cuantificamos por las horas al año representa \$304,819 anuales desde luego con los precios tomados al mes de abril de 2004.

Para la entrada de vapor del sistema que se esta proponiendo, con un vapor a 11Kg/cm² de presión, se tiene un costo termoeconómico de 13.70 ctvs/seg a diferencia de los 26.8 ctvs/s que presenta el sistema actual puede verse claramente beneficio que se obtendría ante la posibilidad de cambiar el sistema de vapor.

El sistema actual se realizó obteniendo las mismas cantidades de energía útil para el sistema de secado, tratando únicamente de modificar el esquema para obtener un uso más eficiente de la energía y a exergía sin modificar desde luego, la obtención de un papel tal como se encuentra ahora, puede observarse que el sistema con más cambios es el de vapor, (viéndolo como un sistema individual) pero no por ello, se realizó un cambio que pudiera suponer que no se lleve a cabo el proceso de secado.

En lo que se refiere al sistema en forma global con el sistema propuesto se logra una eficiencia exergética de 20.02%, lo que quiere decir que se obtuvo un incremento de 1.12% que podría considerarse bueno debido a los ahorros que pueden lograrse en menor consumo de vapor y a un menor precio y un menor consumo de combustible para el calentamiento de aire siendo factible la compra de los equipos que ayudarían a mejorar esta eficiencia exergética.

Gráfica 6.1 Eficiencia exergética global sistema de secado



Fuente: Elaboración propia.

6.5 Sistema eléctrico de proceso

En lo que se refiere a la energía eléctrica, como la exergía de es igual al trabajo por lo que se consume debido al funcionamiento en su mayoría en esta planta al realizar el cambio de motores se nos dará la oportunidad de mejorar su costo termoeconómico, a reducir el consumo de energía y el costo que conlleva su funcionamiento.

Como ya mencionamos en el capítulo IV, la evaluación de cambio de motores de acuerdo con estos resultados el cambio de motores redimensionando en algunos casos y cambiándolos por motores de alta eficiencia, el periodo de recuperación de la inversión es corto y el beneficio a largo plazo considerable, más aún si se presentan aumentos en el costo del kWh. Y aunque estos motores no entran dentro de sistema principal analizado (de secado), en el modelo termoeconómico que se planteó, si pueden reducir su costo termoeconómico para la planta en general debido al aumento de eficiencia, más los beneficios que implica contar con motores nuevos.

Tabla 6.10 Comparación de resultados entre modelo actual y propuesto

Concepto	Modelo Actual	Modelo Propuesto
Costo exergético del producto (kW)	3587	3382
Costo exergético unitario del producto k*	5.3	4.9
Rendimiento exergético	18.9%	20.02 %
costo termoeconómico producto \$/s	3.79	3.64
costo termoeconómico combustible ctvs/s	14.96	13.98
costo termoeconómico vapor ctvs/s	26.98	13.70

Conclusiones

De acuerdo con los resultados obtenidos, la carga térmica a la salida del aire de extracción en cada máquina es considerable, colocar un recuperador de calor y aprovecharlo para precalentar el aire de repuesto, ahorrando con ello combustible es factible y obtener costos termoeconómicos más bajos obteniendo con ello, un mejor aprovechamiento del combustible (gas natural), que daría un beneficio reduciendo los costos y aumentando la eficiencia energética y exergética del sistema.

Para disminuir el costo termoeconómico de vapor se planteó la posibilidad de tener su propio sistema, considerando una caldera de 16 ton/h, con una presión de 11 kg/cm². Es posible afirmar de acuerdo con el estudio económico que el costo por tonelada de vapor disminuirá ya que actualmente el costo por tonelada que se le vende a esta empresa es elevado.

Una conclusión en general es que un mayor control del proceso puede llevarnos a la mejora en el sistema y ver con certeza que condiciones son las que guarda cada punto del mismo debido a que actualmente se presentan una gran cantidad de pérdidas de energía y destrucción de exergía dando como resultado costos termoeconómicos elevados.

En el nuevo modelo se encontró un costo exergético para el producto de 3382 kW con un costo unitario de $k^*=4.98$, disminuyendo al costo unitario encontrado en el sistema con el que se cuenta actualmente, cumpliendo en este concepto la reducción el costo, que representa el 5.73% menos en el costo unitario del producto.

Ahora en el sistema propuesto para el yankee-campana y el quemador, se presenta un costo exergético unitario (del producto) de 4.95 kW y de 3.723 kW respectivamente, siendo todavía más relevante en el primer caso, por las razones ya mencionadas.

Por último, en los resultados del costo termoeconómico, que se presentan en el sistema propuesto, indican que el costo termoeconómico es de \$ 3.64/s para lo que llamamos producto, y presenta un costo de ctvs 13.98/s por combustible, utilizado en el quemador disminuyendo casi un centavo por segundo del sistema actual.

Para la entrada de vapor del sistema que se esta proponiendo, con un vapor a 11Kg/cm² de presión, se tiene un costo termoeconómico de 13.70 ctvs/s a diferencia de los 26.8 ctvs/s que presenta el sistema actual puede verse claramente beneficio que se obtendría ante la posibilidad de cambiar el sistema de vapor y mostrando cual debe ser el primer objetivo que debe trazarse la empresa en sus proyectos energéticos.

El sistema actual se realizó obteniendo las mismas cantidades de energía útil para el sistema de secado, tratando únicamente de modificar el esquema para obtener un uso más eficiente de la energía y la exergía sin modificar desde luego, la obtención de un papel tal como se encuentra ahora, no se realizó un cambio que pudiera suponer que no se lleve a cabo el proceso de secado.

El rendimiento exergético del sistema propuesto se incrementa 1.12% pasando de 18.9% a 20.02%, lo que quiere que podría considerarse bueno debido a los ahorros que pueden lograrse en menor consumo de vapor y a un menor precio, un menor consumo de combustible para el calentamiento de aire siendo factible la compra de los equipos que ayudarían a mejorar las eficiencias energética y exergética, cumpliendo de esta forma el objetivo principal de este trabajo.

CONCLUSIONES

En México la producción de papel tiene un comportamiento ascendente a través de los últimos treinta años, lo que hace creer que esta situación no cambiará lo que conlleva a decir que, si esta industria sigue creciendo, deberá cuidar sus consumos energéticos que utiliza en la fabricación del papel. La producción de celulosa no ha evolucionado de la misma forma que la de papel, lo que hizo a México el país con una mayor utilización de fibra secundaria, debido a restricciones en la tala de árboles.

Los consumos históricos de energía, se ha incrementado de una forma considerable lo que puede atribuirse a la producción. Sin embargo el aspecto más importante es el consumo específico de energía. Este ha descendido considerablemente, siendo en 1970 de 17.44 GJ/ tonelada de papel y de 9.90 GJ/ tonelada de papel en 2001, siendo claro el hecho que esta industria no es la excepción en buscar un uso eficiente y ahorro de la energía y desde luego beneficio económico.

Para el caso específico de la planta bajo estudio se planteo ver las posibilidades de ahorro de energía en todo el sistema de producción de papel, sin embargo en la preparación de la pasta, la mayoría de los equipos son bombas, refinadores, que utilizan motores de corriente alterna siendo la energía eléctrica el energético utilizado en esta parte del proceso (a diferencia de sistema de secado donde se utiliza vapor y gas natural).

Al medir el consumo eléctrico de los motores superiores a 25 hp, así como su potencia mecánica para calcular su eficiencia, la mayoría de ellos resultaron sobredimensionados, y con una eficiencia que se encuentra alrededor del 80%. La conclusión en este sentido es recomendar el cambio de motores.

Calculando el beneficios se tendrá un ahorro de energía de 5,389,154 kWh y en lo económico, un costo de motores \$3,836,819 y un beneficio de \$4,041,865 con un tiempo de recuperación de la inversión menor de un año en las máquinas uno y dos y en la maquina tres un año y dos meses. La reducción al consumo eléctrico por cambio de motores se presenta como una de las mejores posibilidades de ahorro de energía en esta empresa.

Si se habla del sistema de secado el análisis energético dio como resultado eficiencias de secado de 49.1 % para la máquina uno, de 51.5% para la maquina dos y de 49.5% para la máquina tres que de acuerdo con los rangos que se manejan para nuestro país, las plantas operan dentro de un radio del 44% a 54%, nos hacen concluir que las máquinas trabajan dentro del rango de eficiencia, pero es posible mejorar estas.

Para obtener costos termoeconómicos más bajos se propuso colocar un recuperador de calor a la salida del aire de extracción en cada máquina, la carga térmica es considerable y podría aprovecharse para precalentar el aire de repuesto, ahorrando con ello combustible alrededor de 18 m³/h en las máquinas uno y dos y de 37 m³/h para la maquina tres, teniendo con ello, un mejor aprovechamiento del combustible (gas natural).

Para disminuir el costo termoeconómico se planteó la posibilidad de tener un sistema de vapor propio, considerando una caldera de 16 ton/h, con una presión de 11 kg/cm² Es posible afirmar de acuerdo con el estudio económico que el costo por tonelada de vapor disminuirá ya que actualmente el costo por tonelada que se le vende a esta empresa es elevado.

De acuerdo con los resultados obtenidos del nuevo modelo se encontró un costo exergético para el producto de 3382 kW con un costo unitario de $k^*=4.98$, disminuyendo al costo unitario encontrado en el sistema con el que se cuenta actualmente $k^*=5.3$, cumpliendo en este concepto la reducción del costo exergético unitario,

En los resultados del costo termoeconómico, se presenta un costo de ctvs13.98/s por combustible, utilizado para el calentamiento del aire disminuyendo casi un centavo por segundo del sistema actual.

Para la entrada de vapor del sistema que se esta proponiendo, con un vapor a 11Kg/cm² de presión, se tiene un costo termoeconómico de 13.70 ctvs/seg a diferencia de los 26.8 ctvs/s que presenta el sistema actual puede verse claramente beneficio que se obtendría ante la posibilidad de cambiar el sistema de vapor.

Cuantificando las modificaciones que se plantean en el sistema propuesto, dio como resultado el costo termoeconómico de \$ 3.64/s para lo que llamamos producto (extracción de la humedad), a diferencia de los \$3.79/s del sistema actual, podemos decir que esos quince centavos por segundo son el resultado de dichas modificaciones en los consumos de combustible y de vapor y que evaluados por los segundos al año de trabajo representa \$4,665,600 anuales lo cual representa el ahorro posible que podría obtenerse.

Por todo lo anterior podemos concluir que esta empresa tiene grandes posibilidades de ahorro y que las mejores posibilidades se encuentran en el cambio de motores y en el sistema de secado con las modificaciones al sistema de vapor y al precalentamiento de aire por medio del recuperador, estos son los cambios principales que tienen que llevarse a cabo.

El sistema global del modelo propuesto logra un rendimiento exergetico de 20.02%, lo que quiere decir que se obtuvo un incremento de aproximadamente 1.12% que podría considerarse bueno debido a los ahorros que pueden lograrse en menor consumo de vapor y a un menor precio y un menor consumo de combustible para el calentamiento de aire siendo factible la compra de los equipos que ayudarian a cumplir de esta forma el objetivo principal de este trabajo.

Por último podemos mencionar que si pudiéramos proyectar estudios de este tipo a la industria papelera en nuestro país se tendrían ahorros significativos ya que la mayoría de las empresas de nuestro país cuenta con maquinaria que ya supero el tiempo de vida estimado de proyecto inicial, de esta manera disminuirá el consumo específico de energía en esta industria el cual no es comparable con otros países al tener una dependencia de la fibra secundaria.

Si como en esta empresa se lograra en las 64 empresas de la industria papelera ahorrar aproximadamente el 4% de la energía utilizada de acuerdo con el balance de energía, representaría 1.40 PetaJoules muchísimo mas de lo estimado en el balance de energía para el año 2003 con respecto al periodo anterior el cual represento una disminución de 0.8% en el consumo de energía, siendo claro los beneficios a nivel nacional de implementarse programas de ahorro basados en el análisis termoeconómico.

RECOMENDACION SISTEMA DE COGENERACIÓN

Aunque el objetivo principal de este trabajo no es desarrollar un sistema de cogeneración, bien podemos decir que, la finalidad de un análisis termoeconómico es el de llevar a una optimización de sistema a través de un mejor aprovechamiento de los recursos utilizados en la obtención de un producto.

Por lo tanto la empresa bajo estudio, al contar con un sistema de cogeneración, obtendría independencia total sobre los recursos eléctricos y térmicos esencialmente el vapor para el secado, y que acarrearía consigo ciertos beneficios como podrían verse de acuerdo al sistema un mejor precio en la compra del kWh y un mejor precio en la tonelada de vapor.

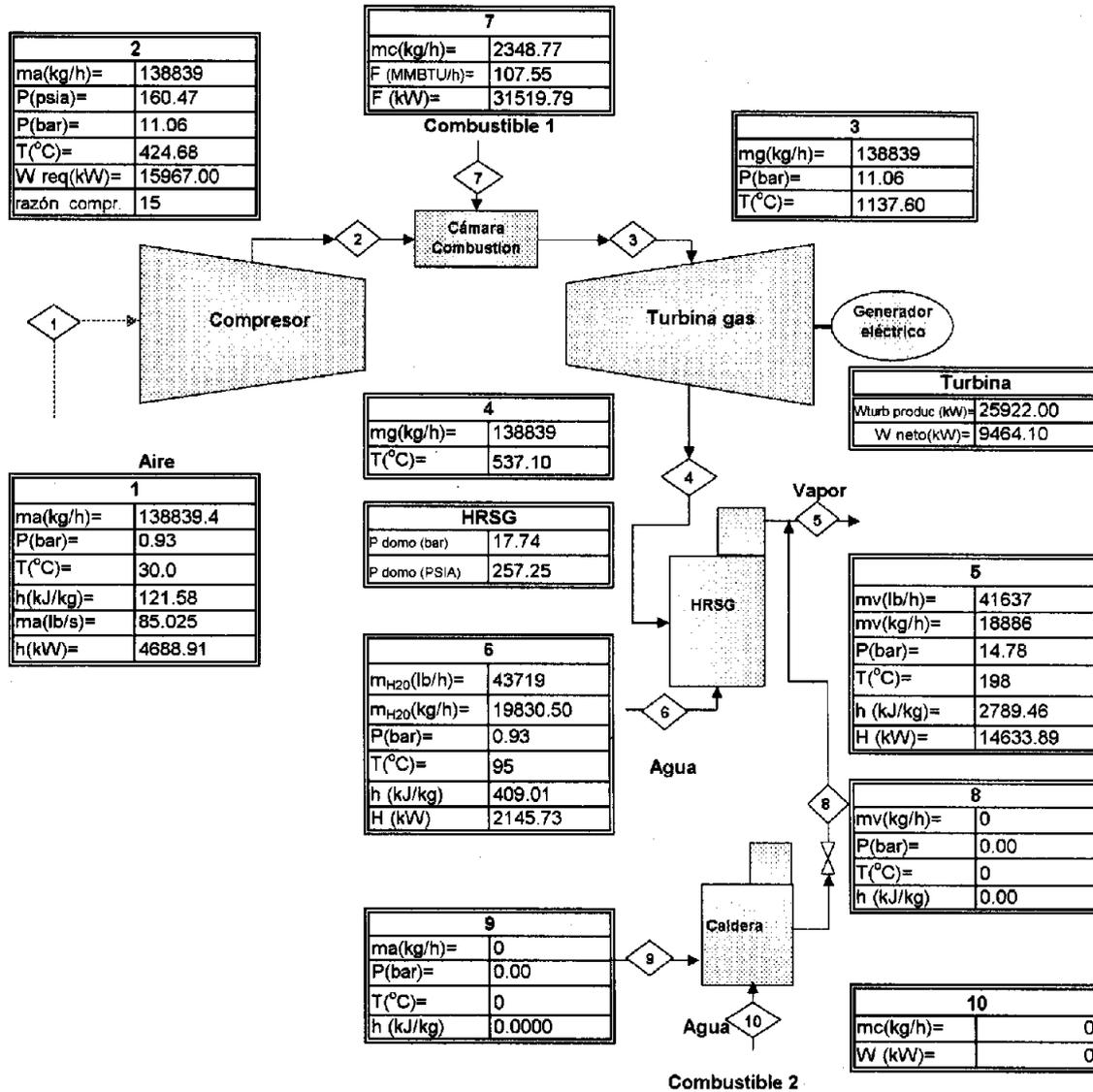
Dentro del sistema de cogeneración se tomaron varios factores para la propuesta realizada, uno de ellos es la dependencia por parte de agua, la cual es vendida por una empresa vecina, y al ser el agua un recurso hasta cierto punto escaso y con un costo superior al promedio, fue un primer paso para inclinarse por un sistema únicamente de turbina de gas y no un ciclo combinado, desde luego no siendo el único factor que nos hizo decidir por la turbina de gas.

Como podemos observar en el anexo xiii de acuerdo al comportamiento que ha tenido esta empresa en los últimos años, indica que los consumos de energía eléctrica se estiman alrededor de 8,000 kW y que el consumo de vapor se encuentre entre un rango de 16 a 18 ton/h de acuerdo con estos números se realizó una estimación de la turbinas que pudieran brindarnos números aproximados a esa cantidad de energía eléctrica, y posteriormente mediante una caldera de recuperación obtener el vapor requerido, a partir de los gases de salida de la turbina de gas.

Se realizó un esquema de prefactibilidad de cogeneración de la forma productor independiente en el que se compraría la energía eléctrica y el vapor, como actualmente se hace, con unos costos de 17 dlls/ton de vapor, actualmente oscila en 22 dlls/ton y de 47.7 ctvs de dlls/kWh, y actualmente con un costo de 72.7 ctvs de dlls/kWh siendo claro el beneficio que esto acarrearía.

A continuación se presenta el esquema de cogeneración con la turbina de gas.

X-F con Cogeneración (Turbina gas Mitsubishi)



PRECIOS DE LA E. ELECTRICA Y VAPOR POR COMBUSTIBLE		
Combustible:	Gas Natural	
PCS (kJ/kg)=	48311	
n caldera=	0.85	
C.comb(\$/MMBTU)=	5.00	
mc(kg/h)=	2348.77	
Atribución de costo a la Energía Eléctrica y al vapor		
% Energía Eléctrica=	65	
% Vapor=	35	
Precio Electricidad (cogeneración) =	3.69	cdlls/kWh
Precio Vapor (cogeneración)=	19.89	dlls/ton vapor
Con un C. Comb, es de la inversión un:	60	(%)
Precio Electricidad (cogeneración) REAL	6.16	cdlls/kWh
Con un C. Comb, es de la inversión un:	75	(%)
Precio Vapor (cogeneración) REAL =	26.52	dlls/ton vapor

cambio 11.00 pesos por cada dolar.

RESULTADOS	
Qs(kJ/kg)=	48311.00
Qs(kW)=	31519.79
W _{turb} (c/efic) (kJ/kg) =	245.40
Pot turb (kW)=	9464.10
n elec (%)=	30.03
Heat Rate (BTU/kWh)=	11364.00
n cog (%)=	60.63

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Bejan, A., Tsatsaronis, G., Moran, M. "Thermal Design and optimization" Edit j Wiley USA 1996.
- [2] Britt, K., "Handbook of pulp and paper technology", N.Y. Reinhold, p 537, 1964
- [3] Farla, J., Blok K "Energy efficiency development in the pulp and paper industry: a cross country using physical production data" en Energy Policy no7 al 9 Elsevier, p 745, UK 2001
- [4] Flores, V. "Análisis de los cambios en el consumo de energía en la industria mexicana de la celulosa y el papel", Tesis de la Facultad de Ingeniería División de Estudios de Posgrado 2002.
- [5] Herrera, C., "Desarrollo de un proyecto para una planta de cogeneración", Tesis de la Facultad de Ingeniería División de Estudios de Posgrado 2002.
- [6] Kotas, T.J., "The Exergy Method of the Thermal Plant Analysis" Edit Butterworths, UK 1995 (revised and reprinted).
- [7] Lenz, H., "Historia del papel en México y cosas relacionadas 1525-1950", Edit Porrúa, p15. México 1990.
- [8] Marín, J., "Diagnósticos energéticos en una planta de celulosa y papel" Tesis de la Facultad de Ingeniería División de Estudios de Posgrado 1991.
- [9] Shapiro, M., "Fundamentos de ingeniería termodinámica" sección mezclas no reactivas y psicometría, Edit Reverte, México, p 925.
- [10] TAPPI, Section TIP 0404-05 Methods of evaluating high velocity dryers, 2000.
- [11] TAPPI, Section TIP 0404-49 Yankee dryers steam condensing rates, 2000.
- [12] Trumann A "Handbook f energy audits", Lilburn Fairmont, 3a ed, USA, 1992.
- [13] Valero A, Lozano M, Curso de termoeconomía, Universidad de Zaragoza, España 1994.

ANUARIOS

- [14] Anuario Estadístico 2002 Confederación Europea de la industria de papel,
- [15] Cámara Nacional de la Industria de la Celulosa y el Papel, Memoria estadística 2003.
- [16] Memoria de labores PEMEX, "Perfiles industriales No 3 consumo de energía en la Industria de la celulosa y el papel" México, 1987.
- [17] Secretaria de Energía, Balance Nacional de Energía 1995-2001.

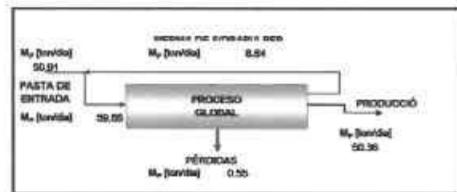
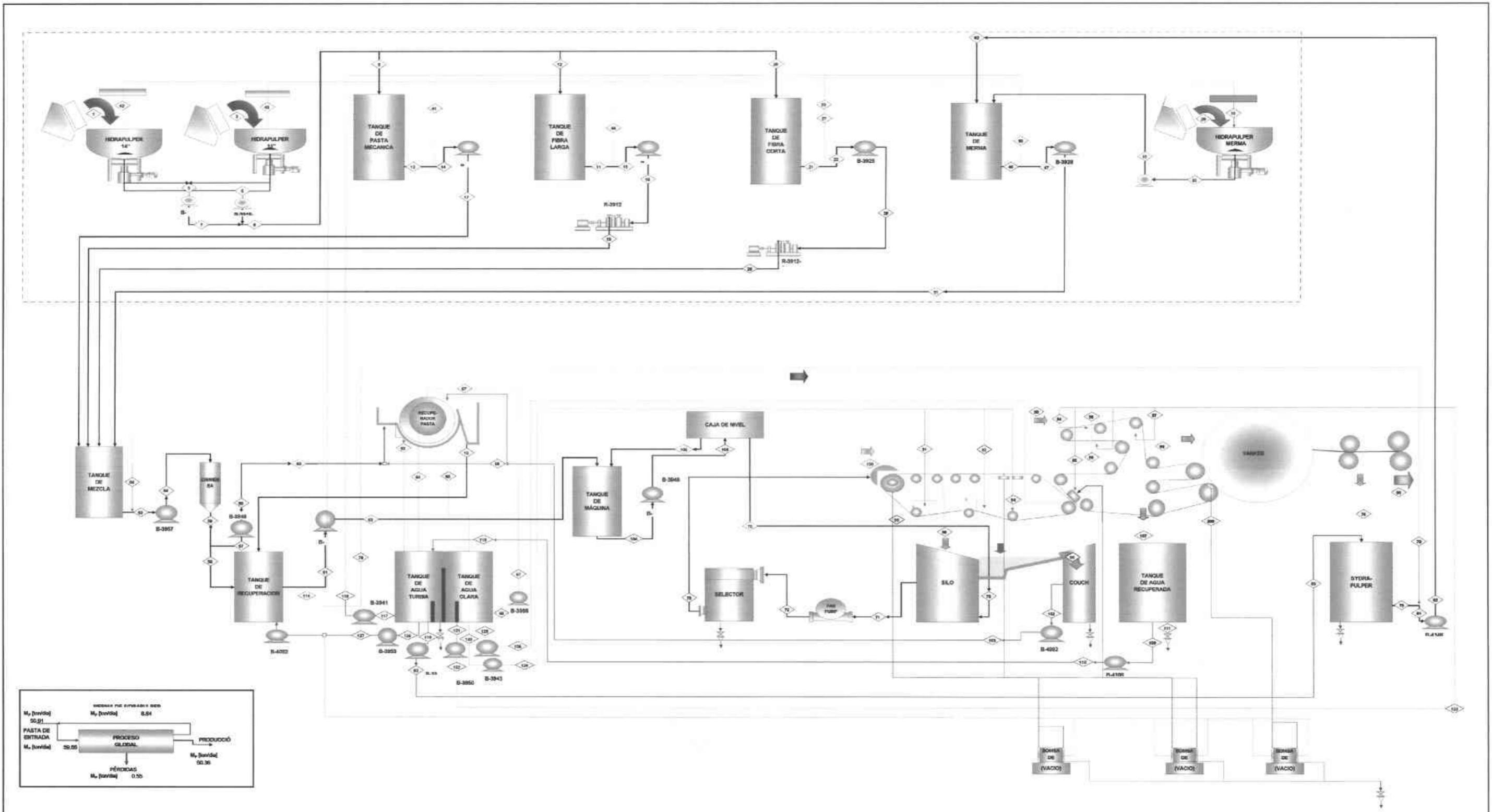
FASCÍCULOS

- [18] Fascículo de Fideicomiso de Apoyo al Programa de Ahorro de energía de Sector Eléctrico (FIDE), Oportunidades de ahorro de energía en la industria de la celulosa y el papel, p 17, s/a.
- [19] Fascículo de Fideicomiso de Apoyo al Programa de Ahorro de energía de Sector Eléctrico (FIDE), Recomendaciones generales para ahorro de energía eléctrica en sistemas de bombeo, p 1, s/a.

REFERENCIAS ELECTRONICAS

- [20] <http://www.abb.com>, Asea Brown Boveri Inc., (2004) página de internet, Consultores de la industria papelera.
- [21] <http://www.cepi.org>, Confederation of European Paper Industries, CEPI (2003) página de internet, Perfiles de a industria del Papel.
- [22] <http://www.cnicip.gob.mx/empresas>, Cámara Nacional de la Industria de la Celulosa y el Papel,. (2004) página de internet,
- [23] <http://www.paperloop.com>, Pulp&Paper International, (2003) página de internet, Artículo "A standard approach to lower energy costs".
- [24] <http://www.ppoline.com>, Pulp&Paper Internacional Magazine, (2003) página de internet, Sección nueva tecnología
- [25] <http://www.sener.gob.mx>, Secretaria de energía,. (2004) página de internet, Balance Nacional de Energía.

ANEXOS



OBSERVACIONES	REVISO	FECHA	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE PRODUCCIÓN DE PAPEL
	AÑO: 2011	FECHA: 11-10-11	PROYECTO: TRABAJO DE TESIS PARA LA OBTENCIÓN DE GRADO ELABORADO: RODOLFO ALBERTO HERRERA TOLEDO	REVISIÓN: 0 ESCALA: DE DIBUJO: DFM/PT-01 FECHA: 11-10-11

Anexo ii- FLUJOS DE MATERIA ELABORACIÓN DEL PAPEL

Ecuaciones de balance de masa máquina de papel

EQUIPO	Ecuación
1 Hidrapulper de merma	$m_{29}-m_{28}=0$
2 Bomba-8035	$m_{30}-m_{33}=0$
3 Tanque de pasta mecánica II	$m_6-m_{13}=0$
4 Bomba-5111	$m_{66}-m_{67}=0$
5 Bomba-3918	$m_{14}-m_{17}=0$
6 Hidrapulper de 11'	$m_1-m_3=0$
7 Hidrapulper de 14'	$m_2-m_4=0$
8 Bomba-3907	$m_5-m_7=0$
9 Bomba-3909	$m_8-m_8=0$
10 Tanque de fibra larga	$m_{12}-m_{11}=0$
11 Bomba-3917	$m_{15}-m_{16}=0$
12 Refinador fibra larga	$m_{18}-m_{19}=0$
13 Tanque de fibra corta	$m_{20}-m_{21}=0$
14 Bomba-3925	$m_{22}-m_{23}=0$
15 Refinador fibra corta	$m_{25}-m_{26}=0$
16 Tanque de merma	$m_{28}-m_{48}+m_{82}=0$
17 Bomba-3928	$m_{47}-m_{48}=0$
18 Depurador de merma	$m_{48}-m_{51}=0$
19 Tanque de mezcla	$m_{17}+m_{19}+m_{26}+m_{51}-m_{53}=0$
20 Bomba-3957	$m_{53}-m_{54}=0$
21 Chimenea tanque de mezcla	$m_{54}-m_{56}-m_{57}=0$
22 Bomba-3948	$m_{57}-m_{58}=0$
23 Tanque recuperación	$m_{56}+m_{80}-m_{61}=0$
24 Bomba-39	$m_{91}-m_{62}+m_{114}=0$
25 Recuperador	$m_{56}-m_{60}-m_{83}-m_{64}-m_{65}+m_{67}+m_{103}=0$
26 Tanque de máquina	$m_{82}+m_{106}-m_{104}=0$
27 Bomba-3950	$m_{104}-m_{106}=0$
28 Tanque agua clara-turbia	$m_{83}+m_{84}+m_{85}-m_{66}-m_{113}-m_{115}-m_{118}-m_{120}-m_{122}-m_{125}+m_{116}=0$
29 Bomba-3941	$m_{115}-m_{116}=0$
30 Bomba-3943	$m_{124}-m_{83}=0$
31 Bomba-3953	$m_{122}-m_{123}=0$
32 Bomba-3954	$m_{120}-m_{121}=0$
33 Bomba-3955	$m_{88}-m_{87}=0$
34 Bomba-40	$m_{113}-m_{114}=0$
35 Bomba-4101	$m_{118}-m_{119}=0$
36 Caja de nivel	$m_{105}-m_{70}-m_{106}=0$
37 Selectifier	$m_{72}-m_{73}=0$
38 Fan pump	$m_{71}-m_{72}=0$
39 Fieltró de maquina	$m_{84}+m_{85}+m_{86}+m_{87}+m_{88}+m_{89}+m_{90}-m_{75}-m_{77}-m_{107}=0$
40 Tela de máquina	$m_{100}+m_{91}+m_{92}+m_{93}+m_{94}+m_{95}-m_{90}-m_{93}=0$
41 Silo	$m_{70}+m_{74}+m_{100}-m_{71}-m_{90}-m_{99}=0$
42 Couch	$m_{88}+m_{89}-m_{102}=0$
43 Bomba-4082	$m_{102}-m_{103}=0$
44 Tanque de agua recuperada	$m_{107}-m_{109}-m_{111}=0$
45 Bomba-4108	$m_{109}-m_{110}=0$
46 Yankee (maquina Reel)	$m_{75}-m_{78}-m_{80}=0$
47 Sidrapulper	$m_{76}-m_{79}+m_{83}=0$
48 Bomba-4146	$m_{81}-m_{82}=0$

Elaboración del papel proceso continuo

F	Flujo Pasta			Flujo Agua			Flujo total			Consistencia %	F
	T/D	kg/min	kg/s	T/D	kg/min	kg/s	T/D	kg/min	kg/s		
52	59.55	41.35	0.69	1642	1140	19	1701	1182	19.69	0.035	52
53	59.55	41.35	0.69	1642	1140	19	1701	1182	19.69	0.035	53
54	59.55	41.35	0.69	1642	1140	19	1701	1182	19.69	0.035	54
55	0.00	0.00	0.00	0	0	0	0	0	0.00	0	55
56	3.39	2.35	0.04	93	65	1	97	67	1.12	0.035	56
57	56.16	39.00	0.65	1548	1075	18	1605	1114	18.57	0.035	57
58	56.16	39.00	0.65	1548	1075	18	1605	1114	18.57	0.035	58
59	59.55	41.35	0.69	1642	1140	19	1701	1182	19.69	0.035	59
60	61.06	42.40	0.71	1684	1169	19	1745	1212	20.19	0.035	60
61	64.45	44.76	0.75	1777	1234	21	1841	1279	21.31	0.035	61
62	64.45	44.76	0.75	2084	1447	24	2148	1492	24.86	0.030	62
63	0.11	0.08	0.00	1335	927	15	1335	927	15.45	8E-05	63
64	0.11	0.08	0.00	1335	927	15	1335	927	15.45	8E-05	64
65	0.33	0.23	0.00	4004	2780	46	4004	2781	46.34	8E-05	65
66	0.00	0.00	0.00	1188	825	14	1188	825	13.75	0	66
67	0.00	0.00	0.00	1188	825	14	1188	825	13.75	0	67
68	1.08	0.75	0.01	1115	774	13	1116	775	12.91	0.001	68
69	4.37	3.03	0.05	4509	3131	52	4514	3134	52.24	0.001	69
70	64.45	44.76	0.75	2084	1447	24	2148	1492	24.86	0.030	70
71	118.00	81.94	1.37	39215	27233	454	39333	27315	455.25	0.003	71
72	118.00	81.94	1.37	39215	27233	454	39333	27315	455.25	0.003	72
73	118.00	81.94	1.37	39215	27233	454	39333	27315	455.25	0.003	73
74	0.00	0.00	0.00	2127	1477	25	2127	1477	24.62	0	74
75	59.00	40.97	0.68	3	2	0	62	43	0.72	0.95	75
76	8.64	6.00	0.10	0	0	0	9	6	0.11	0.95	76
77	0.00	0.00	0.00	528	367	6	528	367	6.11	0	77
78	0.00	0.00	0.00	0	0	0	0	0	0.00	0	78
79	8.64	6.00	0.10	207	144	2	216	150	2.50	0.04	79
80	50.36	34.97	0.58	3	2	0	53	37	0.81	0.95	80
81	8.64	6.00	0.10	207	144	2	216	150	2.50	0.040	81
82	8.64	6.00	0.10	207	144	2	216	150	2.50	0.040	82
83	0.00	0.00	0.00	207	144	2	207	144	2.39	0	83
84	0.00	0.00	0.00	742	515	9	742	515	8.58	0	84
85	0.00	0.00	0.00	818	568	9	818	568	9.47	0	85
86	0.00	0.00	0.00	545	379	6	545	379	6.31	0	86
87	0.00	0.00	0.00	871	605	10	871	605	10.08	0	87
88	0.00	0.00	0.00	818	568	9	818	568	9.47	0	88
89	0.00	0.00	0.00	818	568	9	818	568	9.47	0	89
90	59.00	40.97	0.68	531	369	6	590	410	6.83	0.1	90
91	0.00	0.00	0.00	137	95	2	137	95	1.58	0	91
92	0.00	0.00	0.00	274	190	3	274	190	3.17	0	92
93	0.00	0.00	0.00	763	530	9	763	530	8.83	0	93
94	0.00	0.00	0.00	137	95	2	137	95	1.58	0	94
95	0.00	0.00	0.00	816	567	9	816	567	9.45	0	95
96	0.00	0.00	0.00	1944	1350	23	1944	1350	22.50	0	96
97	0.00	0.00	0.00	43	30	1	43	30	0.50	0	97
98	59.00	40.97	0.68	40811	28341	472	40870	28382	473.03	0.001	98
99	5.45	3.78	0.06	3680	2555	43	3685	2559	42.65	0.001	99
100	118.00	81.94	1.37	39215	27233	454	39333	27315	455.25	0.003	100
101	5.45	3.78	0.06	5624	3905	65	5629	3909	65.15	0.001	101
102	5.45	3.78	0.06	5624	3905	65	5629	3909	65.15	0.001	102
103	5.45	3.78	0.06	5624	3905	65	5629	3909	65.15	0.001	103
104	64.45	44.76	0.75	2084	1447	24	2148	1492	24.86	0.03	104
105	64.45	44.76	0.75	2084	1447	24	2148	1492	24.86	0.03	105
106	0.00	0.00	0.00	0	0	0	0	0	0.00	0	106
107	0.00	0.00	0.00	4612	3203	53	4612	3203	53.38	0	107
108	0.00	0.00	0.00	528	367	6	528	367	6.11	0	108
109	0.00	0.00	0.00	4612	3203	53	4612	3203	53.38	0	109
110	0.00	0.00	0.00	4612	3203	53	4612	3203	53.38	0	110
111	0.00	0.00	0.00	0	0	0	0	0	0.00	0	111
112	0.00	0.00	0.00	600	416	7	600	416	6.94	0	112
113	0.00	0.00	0.00	307	213	4	307	213	3.55	0	113
114	0.00	0.00	0.00	307	213	4	307	213	3.55	0	114
115	0.00	0.00	0.00	1642	1140	19	1642	1140	19.00	0	115
116	0.00	0.00	0.00	1642	1140	19	1642	1140	19.00	0	116
117	0.00	0.00	0.00	0	0	0	0	0	0.00	0	117
118	0.00	0.00	0.00	3052	2120	35	3052	2120	35.33	0	118
119	0.00	0.00	0.00	3052	2120	35	3052	2120	35.33	0	119
120	0.00	0.00	0.00	547	380	6	547	380	6.33	0	120
121	0.00	0.00	0.00	547	380	6	547	380	6.33	0	121
122	0.00	0.00	0.00	1944	1350	23	1944	1350	22.50	0	122
123	0.00	0.00	0.00	1944	1350	23	1944	1350	22.50	0	123
124	0.00	0.00	0.00	207	144	2	207	144	2.39	0	124
125	0.55	0.38	0.01	2005	1392	23	2005	1393	23.21	0	125
126	60.53	42.03	0.70	6054	4204	70	6114	4246	70.77	0.010	126

Anexo iv.- ESTADOS TERMODINÁMICOS SISTEMA DE VAPOR

Estados termodinámicos sistema de vapor

	mv kg/s	T °C	P bares	Calidad x	h kJ/kg	s kJ/kg K	b kJ/kg	m t/h	H kJ/s	B kJ/s
1	0.81	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	2.9	2251.6	708.8
2	0.81	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	2.9	2251.6	708.8
3	1.39	164	6.9	vap sat	2761.1	6.71	764.5	5.0	3627.2	1059.7
4	1.39	164	6.9	vap sat	2761.1	6.71	764.5	5.0	3627.2	1059.7
5	1.39	158	5.9	0.411	1524.9	3.91	363.0	5.0	2113.7	503.1
6	0.58	158	5.9	0.983	2719.8	6.68	731.6	2.1	1575.6	423.8
7	0.81	158	5.9	liq sat	667.0	1.92	98.3	2.9	538.1	79.3
8	0.00	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	0.0	0.0	0.0
9	0.00	164	6.9	vap sat	2761.1	6.71	764.5	0.0	0.0	0.0
10	0.32	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	1.2	893.1	281.1
11	0.32	111	1.5	vap sat	2790.8	7.23	639.8	1.2	893.1	204.7
12	1.13	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	4.1	3144.7	990.0
13	1.10	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	4.0	3069.9	966.4
14	0.15	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	0.5	418.6	131.8
15	2.38	200	15.5	vap sat	2790.8	6.43	878.6	8.6	6633.2	2088.2
16	0.32	92	0.78	vap sat	2437.14	6.82	407.8	1.15	779.9	130.5
17									113.2	20.8
20	1.01	92	0.78	0.5875	1690.7	4.88	240.7	3.6	1713.5	556.6

Estados termodinámicos del papel húmedo

	m kg/s	T °C	P bares	Calidad x	h kJ/kg	s kJ/kg K	b kJ/kg	m t/h	H kJ/s	B kJ/s
18 (agua)	1.06	38	0.78	liq	159.2	0.55	1.2	3.8	169.1	1.2
19 (agua)	0.05	92	0.78	liq sat	385.4	1.22	27.5	0.2	19.0	1.4
18 papelín	0.76	38	0.78	-	96.2	9.21	0.698	2.7	72.9	0.5
19 papelín	0.76	92	0.78	-	233.0	11.45	16.624	2.7	176.5	12.6

Estado Ambiente de Referencia

To=	25	°C	ho=	104.8	kJ/kg
Po=	0.78	bares	so=	0.367	kJ/kg K

Balances de energía sistema de vapor y aire

Balance sistema de vapor

Balance termostresor	
H_{ter}	H2-H3+H6
H_6	1576 kJ/s
h_6	2720 kJ/kg
hg_6	2755 kJ/kg
hf_6	667 kJ/kg
x_6	0.98

Hcon	538.1 kJ/s
Hcon	1937279 kJ/h

Balance de tanque flash	
H_{TF}	H5-H6-H7
H_5	2114 kJ/s
h_5	1525 kJ/kg
hg_5	2755 kJ/kg
hf_5	667 kJ/kg
x_5	0.41
v_f	1.10 cm ³ /g
v_f	0.00 m ³ /kg
v_f	0.02 ft ³ /lb

Energía por agua evaporada en el papel	
H_A	2699.3 kJ/s

Balance general de vapor	
Hv	H1-H7
Hv	1713.5 kJ/s

Balance sistema de aire

Balance de quemador	
H_{29}	13749 kW
H_{21}	139 kW
H_{22}	13888 kW
h_{22}	2433 kW

Energía de combustible	
H_{COM}	2676 kW
$H_{airecomb}$	32 kW

Pérdidas en quemador	
Qpérdidas=H2+HCOM-H3	
Qp_q	29.41 kW
h_{23}	2,896.73
porcentaje de pérdidas=	
1.10%	

Pérdidas en la campana	
H_{33}	H23+E20-H28
H₃₃	1059 kW

Balance de suministro a campana	
H₂₃	16535 kW

Anexo v.- ESTADOS TERMODINÁMICOS SISTEMA DE AIRE

Estados termodinámicos sistema de aire

	ma kg/s	T °C	P bares	Humedad kg _v /kg _s	h kJ/kg	s kJ/kg K	b kJ/kg	m m	H kJ/s	B kJ/s
21	1.14	38	0.78	0.0255	121.68	3.881	4	151.00	139	4
22	5.71	264	0.78	0.716	2433.0	7.439	465	754.40	13,888	2,656
23	5.71	485	0.78	0.716	2896.7	7.923	765	754.40	16,535	4,367
24	2.57	485	0.78	0.715	2896.7	7.921	765	339.70	7,446	1,965
25	3.14	485	0.78	0.716	2896.7	7.925	765	414.70	9,090	2,402
26	2.57	285	0.78	0.893	3011.4	8.286	589	339.70	7,741	1,515
27	3.14	285	0.78	0.894	3011.4	8.286	589	414.70	9,450	1,849
28	5.71	285	0.78	0.889	3011.4	8.286	589	754.40	17,190	3,364
29	4.57	285	0.78	0.889	3011.4	8.286	589	603.40	13,749	2,691
30	1.14	285	0.78	0.889	3011.4	8.286	589	151.00	3,441	673
31	0.00			0.0255					0.0	0
32									2,676	2591.53
33									1,059	
34									29	

Estado Ambiente de Referencia

To=	25	°C	ho=	104.8	kJ/kg
Po=	0.78	bares	so=	0.367	kJ/kg K

Anexo vi.- DETERMINACIÓN DE LA EXERGÍA DE COMBUSTIBLE

Determinación de exergía gas natural

Composición del gas	
Comp.-i	Xi(mol)
CH ₄ =	0.99
C ₂ H ₆ =	0.01
CO ₂ =	5.E-04
N ₂ =	2.E-04
SO ₂ =	1.E-04
Total=	1.00

Átomos por compuesto				
C	H	O	N	S
1	4	0	0	0
2	6	0	0	0
1	0	2	0	0
0	0	0	2	0
0	0	2	0	1

R=1.986 cal/mol K f_g= 41.41067 mol C /Nm³

φ _j	mol
α=	1.01
β=	4.02
γ=	0.00
δ=	0.00
ε=	0.00

f _j	mol/mol C
f _{j1} =	1
f _{j2} =	3.98
f _{j3} =	1.E-03
f _{j4} =	4.E-04
f _{j5} =	1.E-04

μ _{oo}	cal/mol
C=	-98546
H=	-32766
O=	-7777
N=	-6902
S=	-145966

	h _o cal/mol	s _o cal/mol	s _o -RlnXi cal/mol	T _o s _o cal/mol
CH ₄ =	-17880	44.53	44.6	-13276.6
C ₂ H ₆ =	-20250	54.85	63.8	-16353.5
CO ₂ =	-94052	51.07	66.2	-15226.5
N ₂ =	0	45.769	62.7	-13646.0
SO ₂ =	-70960	59.29	77.6	-17677.3

$$b_o = h_o - T_o s_o - g_{oo}$$

$$g_{oo} = \sum f_j \mu_j$$

h _o =	-17751.33 cal/mol C
s _o =	44.30 cal/mol C

h _o -T _o s _o =	-30959.84 cal/mol C
g _{oo} =	-228839 cal/mol C

b _o =	197879.3 cal/mol C
b _o =	8194.313 kcal /Nm ³
b _o =	34307.9 kJ /Nm ³

Anexo vii
CALCULO DE LA EXERGÍA DE PAPEL.

$$b = \int_{T_0}^T C(T) \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT + v(P - P_0)$$

$$b = \int_{T_0}^T C(T) \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) dT$$

El papel es un sólido, por tanto el C no presenta variación importante con la temperatura, además que esta contiene agua pues esta húmedo.

$$b = C \left[\int_{T_0}^T dT - T_0 \int_{T_0}^T \frac{dT}{T} \right]$$

$$b = C[(T - T_0) - 298(\ln T - \ln T_0)]$$

Cespecifico del papel = 2.5324 kJ/kg K

Exergía específica de entrada de papel al secador.

$$b = 2.5324 [(311 - 298) - 298(\ln 311 - \ln 298)]$$

$$b_{18} = 2.5324 * 0.2755 = 0.6978 \text{ kJ/kg}$$

Exergía específica de salida de papel del secador.

$$b = 2.5324 [(365 - 298) - 298(\ln 365 - \ln 298)]$$

$$b_{19} = 2.5324 * 6.5644 = 16.6242 \text{ kJ/kg}$$

Anexo viii.- MATRIZ DE INCIDENCIA Y BALANCES DE SISTEMA DE SECADO

Balances de sistema de secado

Equipo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34				
Cabezal de vapor	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
Tanque flash	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Termocompresor	0	1	-1	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			
Valvula de relleno	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
Valvula reg de vap	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
reg de vap	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
Yankee M-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Quemador	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Campana	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Extracción	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Divisor	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mezclador	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

BALANCE DE MASA

Equipo	kg/s
Cabezal de vapor	0.0
Tanque flash	0.0
Termocompresor	0.0
Valvula de relleno	0.0
Valvula reg de vap	0.0
reg de vap	0.0
Yankee M-1	0.0
Quemador	0.0
Campana	0.0
Extracción	0.0
Divisor	0.0
Mezclador	0.0

BALANCE DE ENERGIA

Equipo	kw
Cabezal de vapor	0.0
Tanque flash	0.0
Termocompresor	0.0
Valvula de relleno	0.0
Valvula reg de vap	0.0
reg de vap	0.0
Yankee M-1	0.0
Quemador	0.0
Campana	0.0
Extracción	0.0
Divisor	0.0
Mezclador	0.0

BALANCE DE EXERGIA B₄

Equipo	kw
Cabezal de vapor	0.0
Tanque flash	0.0
Termocompresor	73
Valvula de relleno	0.0
Valvula reg de vap	76
reg de vap	74
Yankee M-1	11
Quemador	917
Campana	1546
Extracción	0.0
Divisor	0.0
Mezclador	0.0
Total	2698

VECTOR DIAGNÓSTICO

Equipo	% B ₄
Cabezal de vapor	0.0
Tanque flash	0.0
Termocompresor	2.7
Valvula de relleno	0.0
Valvula reg de vap	2.8
reg de vap	2.8
Yankee M-1	0.4
Quemador	34.0
Campana	57.3
Extracción	0.0
Divisor	0.0
Mezclador	0.0

Anexo ix.- EVALUACIÓN DE CAMBIO DE MOTORES POR DE ALTA EFICIENCIA

BOMBAS Y MOTORES DE C.A. MAQUINA 1

EQUIPO	DESCRIPCIÓN	H.P.	ARMAZON	RPM T	RPM	RPM	V	I (Amperes)	F.P.	l(prom)	T _{mecc}	
1	M. refinador de discos preparación de pastas	350	509Z	1190	1200	1193.8	427	315	0.845	0.878	315	62%
2	M. bba. fan-pump	300	5010L	882	900	888.15	431	286	0.843	0.884	287	66%
3	M. bba. de vacío rodillo de pecho	250	447T	1180	1200	1190	431	179	0.851	0.87	179	50%
4	M. bba. de vacío tubos de succión	250	449TY	1180	1200	1190.1	433	174	0.847	0.871	177	50%
5	M. bba. de vacío prensa de succión	250	449T	1190	1200	1193.5	431	225	0.884	0.839	230	65%
6	M. refinador de discos fibra larga Back-clawson	250	5010-L	880	900	888	427	212	0.886	0.84	210	58%
7	M. bba. no. 1 agua clara a regaderas alta P tela	125	444TS	3560	3600	3584.7	435	67	0.885	0.852	67	38%
8	M. ventilador de suministro	125	444T	1750	1800	1752.8	438	173	0.869	0.862	173	94%
9	M. agitador del sydrapulper	100	405T	1750	1800	1772.1	435	81	0.865	0.859	81	56%
10	M. bba. tanque fibra larga a tanque mezcla	75	365T	1782	1800	1792.5	433	40	0.966	0.867	40	42%
11	M. bba. agua clara a regaderas recuperador	75	365TS	3527	3600	3556	429	62.5	0.871	0.875	63	60%
12	M. del selectifler	75	445-U	1500	1800	1514.1	438	107.1	0.876	0.857	105	95%
13	M. bba. 2 agua fresca reg. baja presión fieltro	50	326TS	3512	3600	3562.9	436	28.8	0.876	0.84	29	42%
14	M. bba. zulzer alta presión lavado fieltro n° 2	50	326TS	3512	3600	3564	438	27.6	0.896	0.872	28	41%
15	M. bba. zulzer no. 1 reg. tela	50	326TS	3512	3600	3564	438	27.6	0.896	0.872	28	41%
16	M. colector de polvo	50	S/P	fuera de servicio								
17	M. bba. no. 2 drenaje de maquina	40	324T	1700	1800	1756.5	438	25.4	0.884	0.8734	25	43%
18	M. bba. agua fosa couch a recuperador	40	365	1500	1800	1657.1	438	25.8	0.896	0.866	26	48%
19	M. bba. agua clara regaderas baja presión fieltro	40	365US	3000	3600	3352.6	438	22.7	0.891	0.821	23	41%
20	M. agitador del tanque de merma	40	365	1750	1800	1785.7	435	14.4	0.996	0.869	14	29%
21	M. del refinador de merma	40	365	3000	3600	3293	438	27.3	0.896	0.896	27	51%
22	M. ventilador extractor tira marginal	40	324TS	3582	3600	N.o medible						
23	M. bba. no. 1 agua turbia a hidra. 7 a 14	30	286T	1777	1800	1787	435	23.8	0.894	0.821	24	56%
24	M. bba. 1 agua sellos bbas vacío	30	286T	1725	1800	1742.6	439	31.8	0.894	0.821	32	77%
25	M. bba. no. 2 agua clara a regaderas alta P tela	30	286TC	3527	3600	3544	438	31.8	0.894	0.821	32	77%
26	M. agitador tanque fibra larga	30	365	1500	1800	1565	439	31.8	0.894	0.821	32	78%
27	M. agitador tanque de bagazo	30	286T	1780	1800	1787.8	433	24.9	0.894	0.821	25	61%
28	M. agitador tanque de maquina	30	326T	1180	1200	1188.6	435	23.8	0.894	0.821	24	57%
29	M. ventilador de extracción	30	365	1500	1800	1540.6	439	31.8	0.996	0.866	32	86%
30	M. bba. tanque pasta mecanica a lq. de mezcla	25	284T	1770	1800	1783.3	435	19.5	0.894	0.841	20	56%
31	M. bba. tanque de maquina a caja de nivel	25	284T	1770	1800	1783.3	435	19.5	0.894	0.841	20	56%
32	M. bba. agua fresca reg. rodillo pecho	25	326-U	3000	3600	3217.1	438	22.3	0.889	0.869	22	64%
33	M. bba. tanque de concreto de sello	25	324	1760	1800	1777.4	435	19.5	0.894	0.841	20	57%
34	M. bba. sydrapulper al tanque de merma	25	444C	1770	1800	1783	435	19.5	0.894	0.841	20	57%
35	M. bba. tanque agua recup. bba. vacío (charco)	25	Sumergible	no medible								
36	M. bba. alta presión regaderas rod. pecho	25	284T	3540	3600	3563	435	21.1	0.896	0.896	21	62%
37	M. agitador tanque de recuperación de fibra	25	326	1500	1800	1618.4	438	21.1	0.885	0.885	21	61%
38	M. ventilador de combustión	25	284T	1770	1800	1782.8	438	19.5	0.884	0.884	20	57%

3100

Energía eléctrica utilizada por motores arriba de 25 hp en esta maquina	88%
Costo de la energía eléctrica por kWh	\$0.75
Beneficio por ahorro anual por cambio de motores de alta eficiencia	\$1,374,539.51
Costo de motores redimensionando su caballaje en algunos	\$686,537.32
Tiempo de recuperación de la inversión	0.84 años

BOMBAS Y MOTORES DE C.A. MAQUINA 1

EQUIPO	Pot mec	Pot elec	η_{linea}	hr en uso	% uso	Propuesta hp	Ahorro kW	Ahorro kWh	A anual \$/año	Costo \$
3912	163	205	79.5%	8640	62%	250	27.74	239.649	\$ 179,736	72870.336
4053	147	181	81.5%	8640	66%	200	20.68	178.635	\$ 133,976	79781.856
4109	94	114	82%	8640	50%	150	12.06	104.216	\$ 78,162	67429.824
4110	92	113	82%	8640	50%	150	12.30	106.294	\$ 79,721	67429.824
4111	122	152	80%	8640	65%	200	19.39	167.525	\$ 125,644	79781.856
3912	109	139	78%	8640	58%	150	21.08	182.110	\$ 136,583	67429.824
3953	36	44	80%	8640	39%	75	5.57	48.144	\$ 36,108	30735.936
4133	88	114	77%	8640	94%	125	18.35	158.531	\$ 118,898	41772.192
4147	42	53	79%	8640	56%	75	7.37	63.718	\$ 47,789	29893.248
3917	23	29	81%	8640	42%	50	3.47	29.986	\$ 22,489	19322.688
3955	34	40	83%	8640	60%	50	3.75	32.420	\$ 24,315	18509.546
4055	53	70	76%	8640	95%	75	12.00	103.679	\$ 77,759	29893.248
4096	16	19	83%	8640	42%	25	1.96	16.929	\$ 12,697	11169.312
4252	15	19	81%	8640	41%	25	2.18	18.831	\$ 14,123	11169.312
4282	15	19	81%	8640	41%	25	2.18	18.831	\$ 14,123	11169.312
4280					0%					
4057	13	17	76%	8640	43%	25	2.90	25.067	\$ 18,800	12263.328
4082	14	18	81%	8640	48%	25	2.08	17.968	\$ 13,476	12263.328
4101	12	15	80%	8640	41%	25	1.97	17.021	\$ 12,766	11169.312
3929	9	11	79%	8640	29%	20	1.53	13.218	\$ 9,913	10080.512
3931	15	19	82%	8640	51%	25	1.96	16.944	\$ 12,708	11169.312
4216					0%					
3941	13	16	79%	8640	56%	25	2.29	19.804	\$ 14,853	12263.328
3942	17	22	79%	8640	77%	30	2.99	25.829	\$ 19,371	13416.48
3954	17	22	80%	8640	77%	30	2.91	25.111	\$ 18,833	13179.936
3919	18	22	81%	8640	78%	30	2.56	22.129	\$ 16,597	13416.48
3926	14	17	82%	8640	61%	25	1.87	16.141	\$ 12,106	12263.328
3951	13	16	80%	8640	57%	25	2.12	18.288	\$ 13,716	17378.592
4134	19	24	80%	8640	86%	30	3.05	26.358	\$ 19,769	13416.48
3918	10	13	79%	8640	56%	25	1.82	15.693	\$ 11,770	12263.328
3950	10	13	79%	8640	56%	25	1.82	15.693	\$ 11,770	12263.328
4077	12	15	81%	8640	64%	25	1.76	15.247	\$ 11,435	11169.312
4113	11	13	80%	8640	57%	25	1.66	14.351	\$ 10,763	12263.328
4146	11	13	80%	8640	57%	25	1.65	14.234	\$ 10,675	12263.328
4248					0%					
4254	11	14	81%	8640	62%	25	1.76	15.179	\$ 11,385	11169.312
3946	11	14	80%	8640	61%	25	1.90	16.375	\$ 12,281	12263.328
4135	11	13	82%	8640	57%	25	1.45	12.571	\$ 9,428	12263.328

kWh ahorrados	14,128,124.52
kWh totales	1,832,719.34

BOMBAS Y MOTORES DE C.A MÁQUINA 2

EQUIPO	DESCRIPCION	H.P	ARMAZON	RPM T	RPM	RPM	V	I	I	F.P.	I(prom)	η mec
							Votos	Amperes	Amperes		Amperes	
5328	Motor bba fan-pump	400	6808L	890	900	893	443	375	375	0.879	375	70.0%
5936	Motor refinador de discos pilao f. Larga	350	5811L	884	900	896	435	131	131	0.914	131	26.9%
5139	Motor refinador de discos beloit f. Corta	250	5010L	882	900	891	434	166	166	0.894	166	47.8%
5422	Motor bba vacio cajas fieltro	250		1180	1200	1191	433	158.4	158.4	0.858	158.4	43.9%
5423	Motor bba vacio prensa succión	250	449TY	1180	1200	1191	432	159.6	160	0.862	159.6	46.0%
5424	Motor bba vacio prensa succión (somarakis)	250	449T	1190	1200	1194	441	197	197	0.93	197	61.0%
5517	Motor ventilador suministro	250	449T	1189	1200	1195	436	157.6	158	0.899	157.6	46.4%
5673	Motor agitador del sydrapulper	250	449T	1190	1200	1195	436	158.9	159	0.91	158.9	48.0%
5421	Motor bba vacio rod. pecho	200	449T	1190	1200	1193	433	198	198	0.861	198	73.0%
5330	Motor del selector	100	D45-100VS	1450	1800	1697	463	37.6	37.6	0.97	37.6	29.5%
5135	Motor bba de fibra larga	75	365T	1780	1800	1790	463	45.6	45.6	0.969	45.6	50.9%
5159	Motor refinador de merma	75	365TS	3562	3600	3587	438	36.2	36.1	0.843	36.2	33.3%
5216	Motor bba "j" reg. alt. Presión tela	75	365TS	3550	3600	3576	461	44.8	44.8	0.89	44.8	47.0%
5306	Motor bba regaderas fieltro	75	365TS	3560	3600	3583.5	463	36.5	36.5	0.972	36.5	41.2%
5728	Motor unidad vent. # 1	60	444TS	1700	1800	1752.1	441	36	36	0.969	36	47.9%
3922	Motor bba "c" al tanque de mezcla	50	365T	1782	1800	1790	441	32.8	32.7	0.987	32.8	55.6%
5217	Motor bba tqe couch al recuperador	50	326	1780	1800	1790.7	461	27.1	27.1	0.993	27.1	46.5%
5220	Motor bba agua clara filtro kinney	50	326TS	3530	3600	3558	462	40.7	40.7	0.876	40.7	60.0%
5214	Motor bba "j" del tqe agua clara	40	324TS	3532	3600	3554.5	463	32.2	32.2	0.928	32.2	66.9%
5730	Motor unidad vent # 2	40	324T	1770	1800	1780	439	31.8	31.3	0.986	31.933	66.7%
5751	Motor bba drenaje # 1	40	324T	1777	1800	1786	463	29.8	29.8	0.916	29.8	60.9%
5752	Motor bba drenaje # 2	40	324T	1782	1800	1789.8	463	28.6	28.6	0.914	28.6	56.7%
3920	Motor agitador fibra larga	30	365	1500	1800	1675	460	16.2	16.2	0.87	16.2	41.7%
3923	Motor agitador tqe. Bagazo	30	365	1500	1800	1682	461	16.1	16	0.86	16	39.3%
5212	Motor bba "h" agua turbia	30	284T	1770	1800	1787.5	461	16.1	16	0.86	16	41.7%
5732	Motor unidad vent. # 3	30	286T	1770	1800	1787.5	461	16.1	16	0.86	16	41.7%
5111	Motor bba pasta mecánica	25	284T	1770	1800	1786.4	461	14.7	14.7	0.86	14.7	45.3%
5188	Motor bba "r" tqe mezcla al tqe maquina	25	284T	1770	1800	1786.7	460	14.7	14.7	0.87	14.7	44.3%
5193	Motor agitador tqe de maquina	25	444 S	885	900	893.2	460	14.7	14.7	0.87	14.7	45.3%
5218	Motor bba "r" tqe agua turbia	25	284T	1770	1800	1786.4	460	14.7	14.7	0.87	14.7	45.3%
5321	Motor bba pasta al silo	25	284T	1780	1800	1791.2	460	14.6	14.6	0.87	14.6	44.0%
5518	Motor ventilador de combustion	25	264T	3540	3600	3573.9	460	14.6	14.6	0.87	14.6	43.5%

3890

Energía eléctrica utilizada por motores arriba de 25 hp en esta maquina	88%
Costo de la energía eléctrica por kWh	\$0.75
Beneficio por ahorro anual por cambio de motores de alta eficiencia	\$1,144,496.08
Costo de motores redimensionando su cabalaje en algunos	\$1,039,492.61
Tiempo de recuperación de la inversión	0.91 años

BOMBAS Y MOTORES DE C.A MÁQUINA 2

EQUIPO	Pot mec kW	Pot elec kW	η mot	hr en uso	% uso	Propuesta hp	Ahorro kW	Ahorro kWh	A. anual \$/año	Costo \$
5328	208.9	252.9	82.6%	8640	85%	339	25.88	223,580	\$ 167,685	\$ 215,388
5936	70.2	90.2	77.8%	8640	35%	121	13.94	120,443	\$ 90,333	\$ 67,430
5139	89.1	111.6	79.9%	8640	60%	150	14.70	127,033	\$ 95,275	\$ 57,258
5422	81.9	101.9	80.3%	8640	55%	137	12.93	111,754	\$ 83,815	\$ 57,258
5423	85.7	102.9	83.2%	8640	55%	138	9.79	84,598	\$ 63,449	\$ 57,258
5424	113.8	139.9	81.3%	8640	75%	188	16.28	140,698	\$ 105,524	\$ 79,782
5517	86.5	107.0	80.8%	8640	57%	143	13.01	112,387	\$ 84,290	\$ 57,258
5673	89.5	109.2	82.0%	8640	59%	146	11.89	102,756	\$ 77,067	\$ 57,258
5421	108.9	127.9	85.2%	8640	86%	171	9.47	81,802	\$ 61,351	\$ 67,430
5330	22.0	29.2	75.3%	8640	39%	39	5.32	45,931	\$ 34,448	\$ 19,323
5135	28.5	35.4	80.3%	8640	63%	47	4.51	38,969	\$ 29,227	\$ 19,323
5159	18.6	23.2	80.4%	8640	41%	31	2.92	25,246	\$ 18,935	\$ 17,002
5216	26.3	31.8	82.7%	8640	57%	43	3.23	27,901	\$ 20,926	\$ 17,002
5306	23.1	28.5	81.1%	8640	51%	38	3.38	29,204	\$ 21,903	\$ 17,002
5728	21.4	26.6	80.5%	8640	60%	36	3.34	28,868	\$ 21,651	\$ 17,127
3922	20.7	24.7	83.8%	8640	66%	33	2.20	19,042	\$ 14,281	\$ 17,127
5217	17.3	21.5	80.7%	8640	58%	29	2.63	22,762	\$ 17,072	\$ 13,416
5220	22.4	28.5	78.4%	8640	76%	38	4.20	36,321	\$ 27,241	\$ 17,002
5214	20.0	24.0	83.32%	8640	80%	32	2.26	19,531	\$ 14,648	\$ 17,002
5730	19.9	23.9	83%	8640	80%	32	2.32	20,028	\$ 15,021	\$ 17,127
5751	18.2	21.9	82.97%	2880	73%	29	2.15	6,185	\$ 4,639	\$ 17,127
5752	16.9	21.0	80.66%	2880	70%	28	2.58	7,440	\$ 5,580	\$ 13,416
3920	9.3	11.2	83.04%	8640	50%	15	1.09	9,447	\$ 7,085	\$ 10,061
3923	8.8	11.0	80.12%	8640	49%	15	1.42	12,258	\$ 9,194	\$ 10,061
5212	9.3	11.0	84.87%	8640	49%	15	0.85	7,354	\$ 5,515	\$ 10,061
5732	9.3	11.0	84.87%	8640	49%	15	0.85	7,354	\$ 5,515	\$ 10,061
5111	8.5	10.1	83.76%	8640	54%	14	0.90	7,815	\$ 5,861	\$ 10,061
5188	8.3	10.2	81.14%	8640	55%	14	1.20	10,389	\$ 7,792	\$ 10,061
5193	8.5	10.2	82.97%	8640	55%	14	1.00	8,637	\$ 6,478	\$ 14,392
5218	8.5	10.2	83%	8640	55%	14	1.00	8,637	\$ 6,478	\$ 10,061
5321	8.2	10.1	81.09%	8640	54%	14	1.20	10,374	\$ 7,780	\$ 10,061
5518	8.1	10.1	80.16%	8640	54%	14	1.30	11,250	\$ 8,437	\$ 9,299

kWh ahorrados	1,525,995
kWh totales	13,728,196.24

BOMBAS Y MOTORES DE C.A. MAQUINA 3

EQUIPO	DESCRIPCION	H.P	ARMAZON	RPM T	RPM	RPM	V	I (AMPERES)	F.P.	I(prom)	Timec			
8084	Motor refinador discos Beloit	350	6808L	711	900	729.9	472	374	377	371	0.907	0.907	374	90%
8592	Motor ventilador circulacion l/humedo	300	EFOA	1170	1200	1179	462	253	257	252	0.925	0.925	254	70%
8601	Motor ventilador circulacion l/seco	300	EFOA	1170	1200	1181	462	229	228	227	0.938	0.939	228	63%
8016	Motor pulper fibra larga	250	449TY	1180	1200	1189	473	157	157	157	0.94	0.94	157	55%
8025	Motor agitador pulper pasta mecanica	250	449T	1180	1200	1186	471	206	204	202	0.942	0.942	204	70%
8083	Motor refinador discos	250	6808L	711	900	841	453	99.9	96.6	95.8	0.922	0.922	97	31%
8487	Motor bba vacio # 4	250	449T	1190	1200	1193.7	453	185	185	185	0.965	0.965	185	63%
8492	Motor bba vacio # 2	250	449T	1190	1200	1194.4	444	175	175	175	0.913	0.913	175	56%
8680	Motor bba vacio # 3	250	449T	1185	1200	1190	453	225	221	220	0.863	0.863	222	67%
8681	Motor bba vacio # 1	250	449T	1180	1200	1189	448	175	171	170	0.923	0.923	172	55%
8455	Motor bba Reg. Alta presion de tela	200	447TS	3565	3600	3573	449	194	193	192	0.925	0.925	193	77%
8484	Motor bba vacio # 5 pick up	150	447T	1183	1200	1185.8	455	149	149	147	0.943	0.943	148	84%
8613	Motor extractor de aire caliente carpina	125	445T	1180	1200	1191.4	462	64	65	60	0.98	0.98	63	43%
8861	Motor ventilador turbo axial area seca	125	444T	1782	1800	1791.2	457	80	77	77	0.893	0.893	78	49%
8295	Motor del selector	100	444T	1173	1200	1188.7	464	48	48	48	0.974	0.974	48	42%
8466	Motor bba zulser # 1 (jurto fan pump)	100	405TS	3568	3600	3580.5	475	75	75	72	0.888	0.888	74	61%
8124	Motor bba tqe agua turbia llenado pulpers	50	326T	1780	1800	1784.6	453	47.3	47	47.1	0.922	0.922	47	77%
8127	Motor bba agua turbia a diluciones	50	326T	1780	1800	1766.3	468	41.6	38.7	39.9	0.939	0.939	40	67%
8361	Motor bba fosa couch al recuperador	50	326T	1780	1800	1783.9	463	53.4	53.4	53.4	0.88	0.88	53	81%
8363	Motor bba no2 bosa couch a recuperador	50	326T	1772	1800	1779.3	453	47.3	47	47.1	0.922	0.922	47	74%
8659	Motor bba drenaje # 1	50	326T	1780	1800	1785	453	47.3	47	47.1	0.922	0.922	47	75%
8661	Motor bba drenaje # 2	50	326T	1780	1800	1785	453	47.3	47	47.1	0.922	0.922	47	75%
8027	Motor bba pulper pasta mecanica	40	364T	1170	1200	1179	468	34.2	34.2	34.2	0.923	0.923	34	70%
8110	Motor bba tqe maquina a fan pump	40	364T	1184	1200	1189	468	34.2	34.2	34.2	0.923	0.923	34	69%
8118	Motor bba agua clara reg. Recuperador	40	324TS	3532	3600	3552	468	34.2	34.2	34.2	0.923	0.923	34	71%
8051	Motor bba tqe merma 2 a depurador	30	286T	1777	1800	1781.9	463	28.6	28.6	28.6	0.923	0.923	29	79%
8078	Motor bba tqe fibra larga	30	326T	1780	1800	1784.3	463	28.6	28.6	28.6	0.923	0.923	29	79%
8108	Motor agitador tqe maquina	30	364T	880	900	885.4	463	27.3	27.3	27.3	0.923	0.923	27	73%
8579	Motor bba agua caliente a regaderas	30	286T	1770	1800	1777.2	463	28.6	28.6	28.6	0.923	0.923	29	76%
8597	Motor inyector de aire al quemador l/humedo	30	284TS	3530	3600	3546	463	28.6	28.6	28.6	0.923	0.923	29	77%
8605	Motor inyector de aire al quemador l/seco	30	284TS	3530	3600	3546	463	28.6	28.6	28.6	0.923	0.923	29	77%
8049	Motor agitador tqe merma 2	25	326T	880	900	883.64	468	24.6	24.6	24.6	0.923	0.923	25	82%
8070	Motor agitador tqe pasta mecanica	25	324T	1160	1200	1167.7	468	24.6	24.6	24.6	0.923	0.923	25	81%
8097	Motor bba tqe mezcla tqe maquina	25	324T	1175	1200	1179.5	468	24.6	24.6	24.6	0.923	0.923	25	82%
8120	Motor bba agua clara al filtro aes	25	324T	1180	1200	1184.8	468	23.6	23.6	23.6	0.923	0.923	24	76%
8291	Motor vent.pmotor fan pump	25	284T	1770	1800	1775.7	468	24.6	24.6	24.6	0.923	0.923	25	81%
8459	Motor bba agua limpia regaderas del filtro	25	284T	1780	1800	1784	468	24.6	24.6	24.6	0.923	0.923	25	80%
8461	Motor bba tqe agua sellos a bbas vacio	25	286T	1782	1800	1785.2	468	24.6	24.6	24.6	0.923	0.923	25	82%
8557	Motor ventilador centrifugo subest. y ccm	25	284T	1770	1800	1775.6	468	24.6	24.6	24.6	0.923	0.923	25	81%

Energía eléctrica utilizada por motores arriba de 25 hp en esta maquina	87%
Costo de la energía eléctrica por kWh	\$0.75
Beneficio por ahorro anual por cambio de motores de alta eficiencia	\$ 1,522,830
Costo de motores redimensionando su caballaje en algunos	\$ 1,910,789
Tiempo de recuperación de la inversión	1.25 años

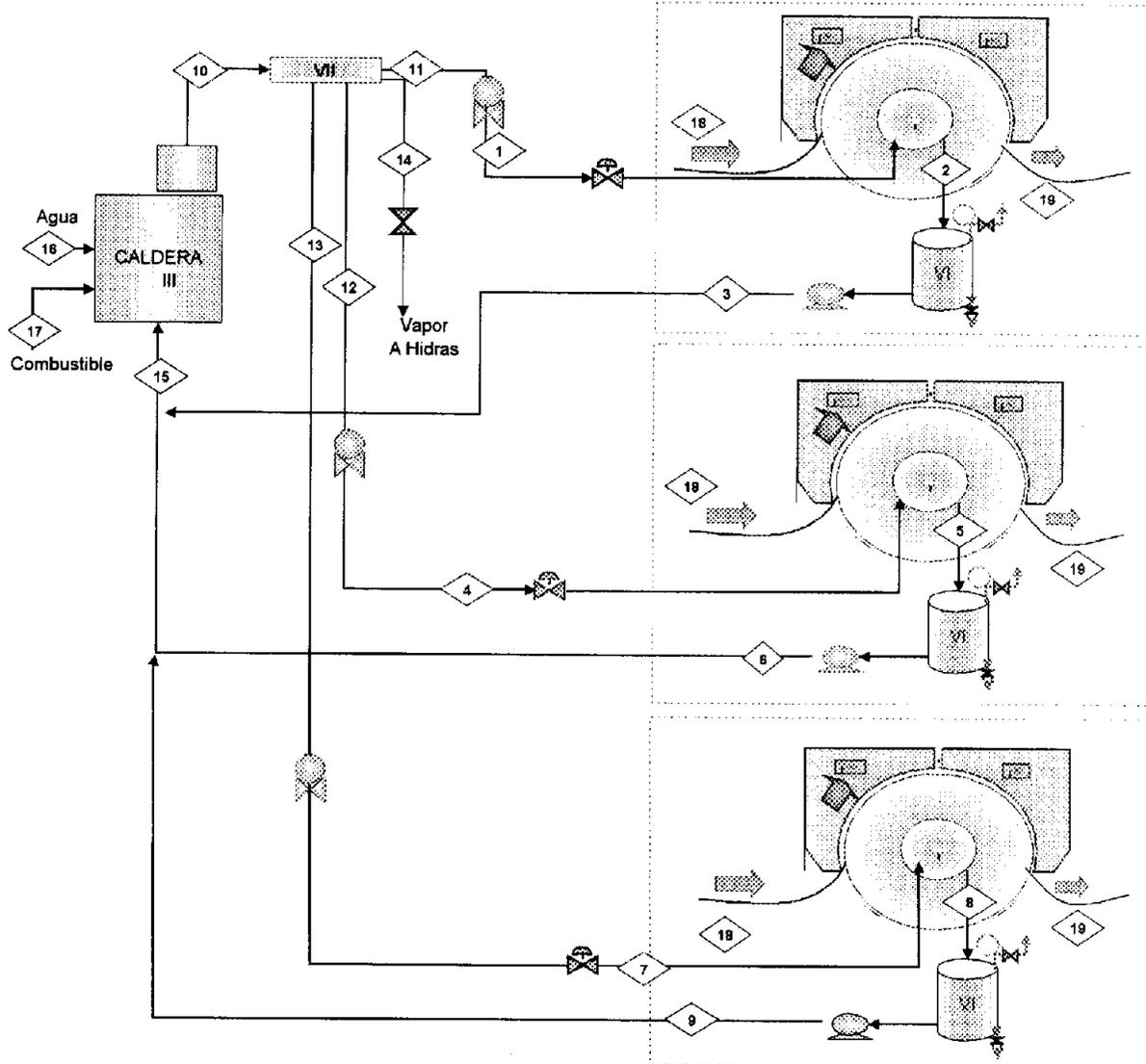
BOMBAS Y MOTORES DE C-A MAQUINA 3

EQUIPO	Pot mec	Pot elec	η_{mec}	hr en uso	% uso	Propuestas	Ahorro kW	Ahorro kWh	A. anual \$/año	Costo \$
8084	235	277	85%	8640	106%	350	21.90	189,184	\$ 141,888	450173
8592	157	188	83%	8640	84%	300	17.73	153,154	\$ 114,865	215388
8601	142	171	83%	8640	77%	250	17.25	149,064	\$ 111,798	72870
8016	103	121	85%	8640	65%	200	9.41	81,318	\$ 60,989	79762
8025	131	157	83%	8640	84%	200	14.87	128,457	\$ 96,343	79782
8083	58	70	83%	8640	38%	100	7.20	62,233	\$ 46,675	48351
8487	117	140	84%	8640	75%	200	12.36	106,809	\$ 80,107	79782
8492	104	123	85%	8640	66%	150	9.35	80,785	\$ 60,589	67430
8680	124	150	83%	8640	81%	200	15.18	131,130	\$ 98,348	79782
8681	103	123	83%	8640	66%	150	11.69	101,032	\$ 75,774	67430
8455	115	139	83%	8640	93%	200	13.73	118,642	\$ 88,981	62780
8484	93	110	85%	8640	99%	150	8.64	74,637	\$ 55,978	67430
8613	40	49	81%	8640	53%	75	5.82	50,290	\$ 37,717	48166
8661	46	55	83%	8640	59%	75	5.58	48,222	\$ 36,167	29893
8295	31	38	83%	8640	50%	60	3.64	31,422	\$ 23,567	24327
8466	45	54	84%	8640	72%	75	4.65	40,180	\$ 30,135	30736
8124	29	34	84%	8640	91%	50	2.86	24,872	\$ 18,654	19323
8127	25	30	82%	8640	82%	50	3.17	27,394	\$ 20,545	19323
8361	30	36	80%	8640	101%	50	4.99	43,063	\$ 32,312	19323
8363	28	34	81%	8640	91%	50	4.05	35,005	\$ 26,254	19323
8659	28	34	82%	2880	91%	50	3.73	10,748	\$ 8,061	19323
8661	28	34	82%	2880	91%	50	3.69	10,626	\$ 7,969	19323
8027	21	26	82%	8640	86%	40	2.87	24,820	\$ 18,615	28711
8110	21	26	80%	8640	86%	40	3.23	27,891	\$ 20,918	28711
8118	21	26	82%	8640	86%	40	2.69	23,265	\$ 17,449	17002
8051	18	21	83%	8640	95%	30	1.99	17,229	\$ 12,922	13416
8078	18	21	83%	8640	95%	30	2.02	17,494	\$ 13,121	13416
8108	16	20	81%	8640	90%	30	2.45	21,161	\$ 15,870	26774
8579	17	21	80%	8640	95%	30	2.71	23,379	\$ 17,534	13416
8597	17	21	82%	8640	95%	30	2.40	20,767	\$ 15,575	13180
8605	17	21	82%	8640	95%	30	2.40	20,767	\$ 15,575	13180
8049	15	18	83%	8640	99%	25	1.82	15,751	\$ 11,813	21756
8070	15	18	82%	8640	99%	25	2.03	17,502	\$ 13,127	17379
8097	15	18	83%	8640	99%	25	1.75	15,120	\$ 11,340	17379
8120	14	18	80%	8640	95%	25	2.23	19,270	\$ 14,453	17379
8291	15	18	82%	8640	99%	25	1.96	16,919	\$ 12,689	12263
8459	15	18	81%	8640	99%	25	2.19	18,904	\$ 14,178	12263
8461	15	18	83%	8640	99%	25	1.75	15,109	\$ 11,332	12263
8557	15	18	82%	8640	99%	25	1.94	16,802	\$ 12,601	12263

kWh ahorrados	2,073,188.27
kWh totales	21,775,215.48

Anexo x.- ANÁLISIS ECONÓMICO DE ADQUISICIÓN DE CALDERA DE VAPOR

Diagrama de máquinas de papel sistema de vapor propuesto



Evaluación de sistema de vapor caldera de gas natural tubos de humo

Flujo de vapor	Mvap	16.0	t/h
Presion de vapor	Pvap	10	kg/cm ²
Calor suministrado	Qs=	11231.53	kJ/s
Consumo de gas	Mgn	1141.47	m ³ /h
Costo de gas natural	Cgn	1.98	\$/m ³

		Caldera t.h	Caldera t.a	
Eficiencia de caldera	η_{cal}	78%	82%	%
Consumo de gas real	Mgnr	1463.4	1,392.0	m ³ /h
		2897.6	2,756.2	\$/h
Precio por tonelada	\$/ton	181.10	172.26	\$/ton

Nota: precios al mes de abril

Evaluación económica de sistema de vapor
Calderas de gas natural tubos de agua

BASES DE EVALUACION	
VIDA ECONOMICA DEL PROYECTO	10 años
TASA DE DESCUENTO	10 %
PARIDAD DEL PESO	11.00 \$/USD
FACTOR DE PLANTA	95%
PERIODO DE OP. SIST. VAPOR	8,322 h/año
COSTO MANTENIMIENTO	0.1 \$/ton
ESCALACION PRECIO GAS NAT.	0.0% ANUAL
ESCALACION PRECIO VAPOR	0.0% ANUAL

INVERSION TOTAL	
INVERSION EN EQUIPO PRINCIPAL	297.03 M \$
1) CALDERA DE VAPOR (1200 CC)	297.03 M \$
	0.00 M \$
COSTOS VARIOS	
1) INSTALACION	144.09 M \$
2) DETAILED ENG.	90.622 M \$
3) ADMON PROY. & CONST.	23.76 M \$
4) PUESTA EN SERVICIO	17.82 M \$
	11.88 M \$
TOTAL	441.11 M \$

COSTOS ANUALES DE OPERACION Y MITO	
COSTO DE MANTENIMIENTO	M \$
	13.315
GEN VAPOR	
	l/h
	16.0
CONS. COMB. EQ. VAP.	
	kJ/h
	51,837,832
CONS. COMB. EQ. VAP.	
	BTU/h
	49,132,778
CONS. COMB.	
	m3/h
	1,392.03

COSTO Y PRECIO DE ENERGETICOS E INSUMOS		
GAS NATURAL*	36,422 kJ/Nm3	5.00 \$/MMBTU
		0.18 \$/m3
DATOS ENERGETICOS		
COSTO VAPOR (ACTUAL)		21.6 \$/ton
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERAS (GAS NAT.)		0 Nm3/año
FACTURACION COMBUSTIBLES (GAS NAT.)		- M\$/año
COSTO VAPOR (CALDERA)		15.7 \$/ton

DATOS ENERGETICOS	
FACTOR DE PLANTA	0.95
(hs. OPERAC. / hs. AÑO)	
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERA (GAS NAT.)	11,584,484 Nm3/año
GENERACION VAPOR	1,33152 t/año
COSTO COMBUSTIBLE TG (GAS NAT.)	2085 M\$/año
CARGO POR ENERGIA, INCLUYE O & M	0.100 \$/kW/h
CARGO POR VAPOR CON CALDERA	0.00 \$/ton

	ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
BENEFICIOS												
Ahorro por vapor			2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93
TOTAL BENEFICIOS			2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93
VP-BENEFICIOS			2,595.43	2,338.22	2,106.51	1,897.75	1,709.69	1,540.26	1,387.62	1,250.11	1,126.22	1,014.62
VP TOTAL BENEFICIOS	16,966											
COSTOS												
Inversion total después periodo construcción		441.11										
Costo de combustible a CV			2,085.21	2,085.21	2,085.21	2,085.21	2,085.21	2,085.21	2,085.21	2,085.21	2,085.21	2,085.21
Costos de mantenimiento			13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32
TOTAL COSTOS		441.11	2,098.52	2,098.52	2,098.52	2,098.52	2,098.52	2,098.52	2,098.52	2,098.52	2,098.52	2,098.52
VP-COSTOS		441.11	1,890.56	1,703.21	1,534.42	1,382.36	1,245.37	1,121.96	1,010.77	910.60	820.36	739.07
VP TOTAL COSTOS	12,799.80											
SALDO TOTAL		-441.11	782.40	782.40	782.40	782.40	782.40	782.40	782.40	782.40	782.40	782.40
VP			704.87	635.02	572.09	515.39	464.32	418.30	376.85	339.51	305.86	275.55
SALDO ACUMULADO		-441.11	341.29	1,123.69	1,906.10	2,688.50	3,470.90	4,253.30	5,035.71	5,818.11	6,600.51	7,382.92
SALDO ACUM. DESC.		-441.11	263.76	888.77	1,470.86	1,986.25	2,450.57	2,868.87	3,245.72	3,585.23	3,891.09	4,186.64

VALOR PRESENTE NETO M \$	4,166.64	TASA INTERNA DE RETORNO	177.36	RELACION BENEFICIO/COSTO	10.45	PERIODO DE RECUPERACION	1.63
--------------------------	----------	-------------------------	--------	--------------------------	-------	-------------------------	------

Evaluación económica de sistema de vapor
Dos calderas de gas natural tubos de humo

BASES DE EVALUACION	
VIDA ECONOMICA DEL PROYECTO	10 años
TASA DE DESCUENTO	10 %
PARIDAD DEL PESO	11.00 \$/USD
FACTOR DE PLANTA	95%
PERIODO DE OP. SIST. VAPOR	8,322 h/año
COSTO MANTENIMIENTO	0.1 \$/ton
ESCALACION PRECIO GAS NAT.	0.0% ANUAL
ESCALACION PRECIO VAPOR	0.0% ANUAL

INVERSION TOTAL	
INVERSION EN EQUIPO PRINCIPAL	278.86 M \$
1) CALDERA DE VAPOR (600 CC)	130.35 M \$
(600 CC)	148.31 M \$
COSTOS VARIOS	
1) INSTALACION	117.31 M \$
2) DETAILED ENG.	67.156 M \$
3) ADMIN. PROY. & CONST.	22.29 M \$
4) PUESTA EN SERVICIO	16.72 M \$
TOTAL	11.15 M \$
TOTAL	395.97 M \$

COSTOS ANUALES DE OPERACION Y MTO		
COSTO DE MANTENIMIENTO	M \$	13,315
GEN VAPOR		
CONSUMO COMB. EQ. VAP.	h/h	16.0
CONS. COMB. EQ. VAP.	kJ/h	51,837,832
CONS. COMB. EQ. VAP.	BTU/h	49,132,778
CONS. COMB.	m ³ /h	1,463.42

COSTO Y PRECIO DE ENERGETICOS E INSUMOS			
GAS NATURAL*	35,422 kJ/Nm ³	5.00 \$/MMBTU	0.18 \$/m ³
DATOS ENERGETICOS			
COSTO VAPOR (ACTUAL)		21.5 \$/ton	
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERAS (GAS NAT.)		0 Nm ³ /año	
FACTURACION COMBUSTIBLES (GAS NAT.)		-	
COSTO VAPOR (CALDERA)		16.5 \$/ton	

DATOS ENERGETICOS	
FACTOR DE PLANTA	0.95
(ths. OPERAC. /hs. AÑO)	12,178,560 Nm ³ /año
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERA (GAS NAT.)	133152 Nm ³ /año
GENERACION VAPOR	2192 M ³ /año
COSTO COMBUSTIBLE TG (GAS NAT.)	0.100 \$/KW/h
CARGO POR ENERGIA INCLUYE O & M	0.00 \$/ton
CARGO POR VAPOR CON CALDERA	

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
BENEFICIOS											
Ahorro por vapor		2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93
TOTAL BENEFICIOS		2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93
VP-BENEFICIOS		2,595.43	2,338.22	2,106.51	1,897.75	1,709.69	1,540.26	1,387.62	1,250.11	1,126.22	1,014.62
VP TOTAL BENEFICIOS											
COSTOS											
Inversion total después período construcción	395.97										
Costo de combustible a CV		2,192.14	2,192.14	2,192.14	2,192.14	2,192.14	2,192.14	2,192.14	2,192.14	2,192.14	2,192.14
Costos de mantenimiento		13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32
TOTAL COSTOS		395.97	2,205.46	2,205.46	2,205.46	2,205.46	2,205.46	2,205.46	2,205.46	2,205.46	2,205.46
VP-COSTOS		395.97	1,986.90	1,612.61	1,452.80	1,308.93	1,179.13	1,052.28	957.01	862.17	776.73
VP TOTAL COSTOS											
SALDO TOTAL											
VP	-395.97	675.47	675.47	675.47	675.47	675.47	675.47	675.47	675.47	675.47	675.47
SALDO ACUMULADO		608.53	548.23	493.90	444.95	400.86	361.13	325.35	293.10	264.06	237.89
SALDO ACUM. DESC.		279.50	954.97	1,630.44	2,305.90	2,981.37	3,656.84	4,332.31	5,007.78	5,683.25	6,358.72
		212.56	780.78	1,254.68	1,699.63	2,100.49	2,461.63	2,786.97	3,080.08	3,344.13	3,582.02

VALOR PRESENTE NETO M\$ 3,582.02	TASA INTERNA DE RETORNO 170.68	RELACION BENEFICIO/COSTO 10.05	PERIODO DE RECUPERACION 1.65
----------------------------------	--------------------------------	--------------------------------	------------------------------

Evaluación económica de sistema de vapor: análisis de sensibilidad
Calderas de gas natural tubos de agua

BASES DE EVALUACION	
VIDA ECONOMICA DEL PROYECTO	10 años
TASA DE DESCUENTO	10 %
PARIDAD DEL PESO	11.00 \$/USD
FACTOR DE PLANTA	96%
PERIODO DE OP. SIST. VAPOR	8,322 h/año
COSTO MANTENIMIENTO	0.1 \$/ton
ESCALACION PRECIO GAS NAT.	4.92% ANUAL
ESCALACION PRECIO VAPOR	0.0% ANUAL

INVERSION TOTAL	
INVERSION EN EQUIPO PRINCIPAL	297.03 M \$
1) CALDERA DE VAPOR (1200 CC)	297.03 M \$
	0.00 M \$
COSTOS VARIOS	
1) INSTALACION	144.09 M \$
2) DETAILED ENG.	90.622 M \$
3) ADMON. PROY. & CONST.	23.76 M \$
4) PUESTA EN SERVICIO	17.82 M \$
	11.88 M \$
TOTAL	441.11 M \$

COSTOS ANUALES DE OPERACION Y MTO	
	M \$
COSTO DE MANTENIMIENTO	13,315
GEN VAPOR	
	h/h
CONS. COMB. EQ. VAP.	51,837,832
CONS. COMB. EQ. VAP.	49,132,778
CONS. COMB.	1,392.03

COSTO Y PRECIO DE ENERGETICOS E INSUMOS			
GAS NATURAL*	35,422 kJ/m ³	5.00 \$/MMBTU	0.18 \$/m ³
DATOS ENERGETICOS			
COSTO VAPOR (ACTUAL)		21.6 \$/ton	0
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERAS (GAS NAT.)		Nm ³ /año	
FACTURACION COMBUSTIBLES (GAS NAT.)		M\$/año	
COSTO VAPOR (CALDERA)		15.7 \$/ton	

DATOS ENERGETICOS	
FACTOR DE PLANTA	0.95
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERA (GAS NAT.)	11,584,484 Nm ³ /año
GENERACION VAPOR	133152 t/año
COSTO COMBUSTIBLE TG (GAS NAT.)	2085 M\$/año
CARGO POR ENERGIA, INCLUYE O & M	0.100 \$/KW/h
CARGO POR VAPOR CON CALDERA	0.00 \$/ton

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
BENEFICIOS											
Ahorro por vapor		2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93
TOTAL BENEFICIOS		2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93	2,860.93
VP-BENEFICIOS		2,595.43	2,338.22	2,106.51	1,897.75	1,709.69	1,540.26	1,387.62	1,250.11	1,126.22	1,014.62
VP TOTAL BENEFICIOS											
COSTOS											
Inversion total después período construcción	441.11										
Costo de combustible a CV		2,187.80	2,295.44	2,403.37	2,526.87	2,661.19	2,781.63	2,918.48	3,062.07	3,212.73	3,370.79
Costos de mantenimiento		13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32
TOTAL COSTOS		2,201.11	2,308.75	2,421.69	2,540.18	2,684.50	2,794.94	2,931.80	3,075.39	3,226.04	3,364.11
VP-COSTOS		1,982.99	1,873.84	1,770.72	1,673.30	1,581.25	1,494.29	1,412.13	1,334.49	1,261.14	1,191.83
VP TOTAL COSTOS											
SALDO TOTAL		679.81	572.17	459.24	340.74	216.42	85.98	-50.87	-194.46	-345.12	-503.18
VP		1,390.47	464.39	335.79	224.46	128.44	45.97	-24.50	-84.38	-134.91	-177.21
SALDO ACUMULADO		238.70	810.87	1,270.10	1,610.85	1,827.27	1,913.25	1,862.38	1,667.92	1,322.80	819.62
SALDO ACUM DESC.		171.33	635.72	971.51	1,195.96	1,324.40	1,370.37	1,345.87	1,261.48	1,126.57	949.36

VALOR PRESENTE NETO M \$ 949.36	TASA INTERNA DE RETORNO 135.45	RELACION BENEFICIO/COSTO 3.15	PERIODO DE RECUPERACION 1.72
---------------------------------	--------------------------------	-------------------------------	------------------------------

El proyecto se quebra con un escaler de 4.92% ya que no muestra tasa interna de retorno

Evaluación económica de sistema de vapor: analisis de sensibilidad
 Dos calderas de gas natural tubos de humo

BASES DE EVALUACION	
VIDA ECONOMICA DEL PROYECTO	10 años
TASA DE DESCUENTO	10 %
PARIDAD DEL PESO	11.00 \$/USD
FACTOR DE PLANTA	95%
PERIODO DE OP. SIST. VAPOR	8,322 h/año
COSTO MANTENIMIENTO	0.1 \$/ton
ESCALACION PRECIO GAS NAT.	4.1% ANUAL
ESCALACION PRECIO VAPOR	0.0% ANUAL

INVERSION TOTAL	
INVERSION EN EQUIPO PRINCIPAL	278.66 M \$
1) CALDERA DE VAPOR (800 CC)	130.35 M \$
(800 CC)	148.31 M \$
COSTOS VARIOS	
1) INSTALACION	117.31 M \$
2) DETAILED ENG.	67.156 M \$
3) ADMON.PROY. & CONST.	22.28 M \$
4) PUESTA EN SERVICIO	16.72 M \$
TOTAL	11.15 M \$
TOTAL	395.97 M \$

COSTOS ANUALES DE OPERACION Y MTO	
COSTO DE MANTENIMIENTO	M \$
	13.315
GEN VAPOR	
	\$/h
	16.0
CONS. COMB. EQ. VAP.	
	\$/h
	51,837,832
CONS. COMB. EQ. VAP.	
	BTU/h
	49,132,778
CONS. COMB.	
	m3/h
	1,463.42

COSTO Y PRECIO DE ENERGETICOS E INSUMOS		
GAS NATURAL*	35,422 kJ/m ³	5.00 \$/MMBTU
	1.98 \$/m ³	0.18 \$/USD/m ³
DATOS ENERGETICOS		
COSTO VAPOR (ACTUAL)	21.6 \$/ton	
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERAS (GAS NAT.)	0 Nm ³ /año	
FACTURACION COMBUSTIBLES (GAS NAT.)	- M\$/año	
COSTO VAPOR (CALDERA)	16.5 \$/ton	

DATOS ENERGETICOS	
FACTOR DE PLANTA	0.95
(hs. OPERAC. / hs. AÑO)	
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERA (GAS NAT.)	12,178,560 Nm ³ /AÑO
GENERACION VAPOR	133152 t/año
COSTO COMBUSTIBLE TG (GAS NAT.)	2192 M\$/año
CARGO POR ENERGIA, INCLUYE O & M	0.100 \$/kWh
CARGO POR VAPOR CON CALDERA	0.00 \$/ton

	AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
BENEFICIOS												
Ahorro por vapor			2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93
TOTAL BENEFICIOS			2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93	2,880.93
VP-BENEFICIOS			2,595.43	2,338.22	2,106.51	1,897.75	1,709.69	1,540.28	1,387.62	1,250.11	1,126.22	1,014.62
VP TOTAL BENEFICIOS	16,966											
COSTOS												
Inversion total después periodo construcción		395.97										
Costo de combustible a CV			2,282.02	2,375.56	2,472.98	2,574.37	2,679.92	2,789.60	2,904.18	3,023.25	3,147.20	3,276.24
Costos de mantenimiento			13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32	13.32
TOTAL COSTOS		395.97	2,295.33	2,388.90	2,486.30	2,587.69	2,693.24	2,803.11	2,917.50	3,036.57	3,160.52	3,289.56
VP-COSTOS		395.97	2,067.87	1,938.88	1,817.96	1,704.59	1,598.30	1,498.66	1,405.24	1,317.65	1,235.53	1,158.53
VP TOTAL COSTOS	16,139.17											
SALDO TOTAL		-395.97	585.59	492.03	394.63	293.24	187.69	77.81	-36.57	-155.64	-279.59	-408.63
VP		-395.97	527.56	389.34	288.55	193.16	111.38	41.60	-17.61	-87.54	-109.30	-143.91
SALDO ACUMULADO		-395.97	189.62	681.65	1,076.28	1,369.52	1,557.20	1,635.02	1,598.44	1,442.80	1,163.21	754.58
SALDO ACUM. DESC.		-395.97	131.59	530.93	819.48	1,012.64	1,124.03	1,165.63	1,148.01	1,080.48	971.18	827.28

VALOR PRESENTE NETO M \$ 627.26	TASA INTERNA DE RETORNO 129.01	RELACION BENEFICIO/COSTO 3.09	PERIODO DE RECUPERACION 1.76
---------------------------------	--------------------------------	-------------------------------	------------------------------

El proyecto se quebra con un escaler de 4.1% ya que no muestra tasa interna de retorno

Anexo xi.- MODELO TERMOECONÓMICO SISTEMA DE SECADO

Datos de producción máquina de papel

Datos de yankee			
DY	Diámetro del Yankee	12.00	ft
VY	Velocidad del Yankee:	702	m/min
VR	Velocidad del reel:	636	m/min
CR	Crepado	10.4	%
AsY	Área de secado Yankee	425.8	ft ²

Datos de papel

dR	Peso base en el reel	20.9	g/m ²
wR	Humedad en el reel	6.5	%
Mwout	Cantidad de agua a la salida del Yankee	2.96	kg/min
wY	Humedad de entrada de papel al yankee	40	%
Mwin	Cantidad de agua a la entrada del Yankee	63.76	kg/min
ZPY	Ancho del papel en el Yankee	3.42	m
ZPR	Ancho del papel en el reel	3.35	m
tp	Tipo de papel:	higienico	
Mp	Materia Prima		
pr	Capacidad de producción:		

Datos de producción

pY	Producción en el Yankee	2728	kg/h
pY	Producción en el Yankee	65.5	t/día
		2.7	t/h
pR	Producción en el Reel	2672	kg/h
pR	Producción en el Reel	64.1	t/día
E _{vu}	Evaporación Unitaria	1.3375	kg _{H2O} /kg _{papel}
M _{wev}	Cantidad de agua evaporada	60.8	kg/min
		1.013	kg/s
		3648.5	kg/h

Datos de sistema de vapor

M _{vapor}	Consumo de vapor	119.76	ton/día
	Flujo de vapor al Yankee	4.99	ton/hr
P _{vap Y}	Presión de vapor Cabezal	15	kg/cm ²
P _{vap in}	Presión de vapor Yankee	6.2	kg/cm ²
P _{vap out}	Presión de vapor tanque flash	5.2	
P _{vap reg}	Presión Regadera de vapor	10	lb/in ² *
P _{r teo}	Caída de presión de vapor (P diferencial)	1	kg/cm ²
M _{vap/tp}	Consumo específico de vapor (promedio)		ton/ton _{papel}

Condensado			
Dtc	Diámetro tanque de condensados	1.96	ft
		0.59	m
Vtf	Aforos tanque flash	0.053	m ³ /min
v ^{tf}	Volumen específico tanque flash	1.10E-03	m ³ /kg
Mc	Flujo de condensado	48.41	kg/min
		2.90	t/h
		6397.50	
	Vapor por tonelada de papel	1.868	

*Nota: Se toma de esta forma en unidades inglesas en la empresa

Datos de sistema aire			
Mgas	Consumo de gas Promedio	272	Nm ³ /h
Tmax aire	Temperatura máxima de operación del aire	490	°C
pr teo ins	Producción teórica (instantánea)	70.78	ton _{papel}
pr real	Producción real		ton _{papel}
Mgas/pp	Consumo específico de gas	99.71	m ³ /ton _{papel}
E.T.	Consumo total de energía térmica		kJ/s

Datos adicionales			
	Secador Yankee de 4.88m diámetro		
	Campana de Secado Beloit		
	2 Ventiladores de suministro	300	hp
	1 Ventilador de extracción		
	2 Ventiladores de quemadores	50	hp
	horas de operación anuales	8640	h

	porcentaje de secado por energía		
	vapor	45.69	%
	gas	54.31	%

Datos económicos			
	costo por tonelada de vapor	239.44	\$/ton
	costo por tonelada de papel (promedio)	4501.25	\$/ton
	costo de gas natural	1.98	\$/m ³
	costo de aire	0	\$/ton
	costo por energía eléctrica	0.75	\$/kwh

Costos económicos por mantenimiento			
	Termocompresor	\$200,000	pesos
	Yankee /campana	\$900,000	pesos
	Tanque flash	\$0	pesos
	Valvula reg de vapor	\$0	pesos
	ingreso de vapor	\$0	pesos
	quemador	\$100,000	pesos
	recirculación de aire	\$0	pesos

Determinación de costos exergeticos sistema actual

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
	1	4	5	6	7	10	11	12	16	18	19	21	23	28	29	30	32
Termocompresor	1	-1	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Yankee /campana	0	1	-1	0	0	0	0	0	-1	1	-1	0	1	-1	0	0	0
Tanque flash	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valvula reg de vap	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingreso de vapor	-1	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Quemador	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	0	1	0	1
Recirculación aire	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	0	0
Ec 8	0	0	0	0	0	0	0	0.001	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ec 9	0	0	0	0	0.01	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ec 10	-0.001	0	0	0	0	4E-03	0	0	0	0.571	0	0	0	0	0	0	0
Ec 11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ec 12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.25	0	0	0	0	4E-04
Ec 13	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ec 14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.354	0	0	0	0	0	0
Ec 15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4E-04	-1E-03	0
Ec 16	0	0.001	-0.002	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ec 17	0	0	0	0	0	0	0	0	8E-03	0	0	0	0	0	0	0	0

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
	1	4	5	6	7	10	11	12	16	18	19	21	23	28	29	30	32
Termocompresor	-1E-16	0	0	0	-0.7	0	0	709	0	-201	0	0	0	-4E-16	0	0	0
Yankee M-1	-1.9	0	-1.9	0	-1.4	0	0	1350	-151	-383.26	0	0	0	4E-16	0	-958	0
Tanque flash	-0.9	0	-0.9	0	-0.6	0	0	641	-72	-182	0	0	0	4E-16	0	-1E+03	0
Valvula reg de vap	-0.9	0	-1.9	0	-0.6	0	0	641	-151	-182	0	0	0	8E-16	0	-1E+03	0
Ingreso de vapor quemador	0	0	0	0	0	0	0	0	79	0	0	0	0	-4E-16	0	0	0
recirculación de aire	0	0	0	0	-0.3	0	0	281	0	201	3.1E-16	0	0	-2E-16	0	0	0
Ec 8	0	0	0	0	-1	0	0	281	0	201.301	3.1E-16	0	0	-2E-16	0	0	0
Ec 9	0	0	0	0	0	0	0	990	0	0	1.1E-15	0	0	-6E-16	0	0	0
Ec 10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	131
Ec 11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.8	0	0	0	0	0	0
Ec 12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.7	0	0	0
Ec 13	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5E-13	4.0	0	0	0	0
Ec 14	-4	-4	-4	-4	-4	-5	-4	3956	-317	12947	7	12947	20	-3	2709	0	-521
Ec 15	-5	-5	-5	-5	-5	-5	-4	4946	-396	0	9	12947	20	-3.7	2709	0	-652
Ec 16	-4	-4	-4	-4	-4	-4	-4	3956	-317	0	7	10356	16	-3	2709	0	-521
Ec 17	-1	-1.0	-1.0	-1	-1	-1	-1	990	-79	0	2	2592	4	-0.7	0.0	0	-131
	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2592	0	0	0	0	0

	B*
	kJ/s
1	708.8
4	1350
5	641
6	641
7	0
10	281
11	281
12	990
16	0
18	2
19	0
21	4
23	16930
28	17922
29	14335
30	3587
32	2592

Determinación de costos termoeconómicos sistema actual

B	kJ/s	kl
1	709	1.0
4	1060	1.3
5	503	1.3
6	424	1.5
7	79	0.0
10	281	1.0
11	205	1.4
12	990	1.0
16	131	0.0
18	2	1.0
19	14	0.0
21	4	1.0
23	4387	3.9
28	3387	5.3
29	2709	5.3
30	678	5.3
32	2592	1.0

A	α	π	Z	ω	π	C	C*
kJ/s		\$/s			\$/s	\$/GJ	\$/GJ
0.006		0.193			0.193	273	273
0.029		0.356			0.356	336	263
0		0.169			0.169	336	263
0		0.169			0.169	398	263
0.003		0.000			0.000	0	0
3E-04		0.077			0.077	273	273
0		0.2698			0.2698	273	273
1.947		0.00			0.00	0	0
6E-05		0.00			0.00	0	0
0.0		0.00			0.00	0	0
0.0		15.30			15.30	3487	904
0.0		18.94			18.94	5594	1057
0.0		15.15			15.15	5594	1057
0.0		3.79			3.79	5594	1057
0.0		0.1496			0.1496	58	58

C	C*
\$/GJ	\$/GJ
273	273
336	263
336	263
398	263
0	0
273	273
374	273
273	273
0	0
1946930	1946930
0	0
0	0
0	0
3487	904
5594	1057
5594	1057
5594	1057
58	58

5653

F	P	L	D
AFxB	APxB	ALxB	(F-P-L)
KW	KW	KW	KW
1133	1059.7	0	72.9518
5653	3889.7	144.45	1618.97
503.1	423.84	79.274	0
281.1	204.73	0	76.4133
990	989.97	0	0
5304	4386.9	0	917.355
3387	3386.6	0	0

F	P	πF	κP	κF	κP	κF	κP	κF	κP	κF	κP	κF	κP
AFxB	APxB	AFxB	APxB	AFxB	APxB	AFxB	APxB	AFxB	APxB	AFxB	APxB	AFxB	APxB
KW	KW	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ	\$/GJ
0.93559	1350	1.191	1.273	0.362	0.356	320	335.52						
0.68806	18563	3.284	4.772	19.141	19.112	3386	4913.4						
0.84243	641	1.273	1.512	0.169	0.169	336	398.27						
0.72821	281	1.000	1.373	0.077	0.077	273	374.25						
1	990	1.0	1.0	0.270	0.270	273	272.53						
0.82705	16930	3.192	3.859	15.301	15.298	2885	3487.1						
1	17922	5.292	5.292	18.943	18.943	5594	5593.5						

Costo termoeconomico de Producto 3.79 \$/s

Metodo de solución

$$\begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} B^* \\ \Omega \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ \Omega \end{bmatrix} \Rightarrow \begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix}^{-1} \times \begin{bmatrix} 0 \\ \Omega \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} B^* \\ \Omega \end{bmatrix}$$

F	Recurso
P	Producto
L	Pérdida
D	Exergia Dest Resultados

Anexo xii.- MODELO TERMOECONÓMICO PROPUESTO

Determinación de costos exergéticos sistema propuesto

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Regulador de P	1	2	3	11	18	19	21	23	28	29	30	32	35	36
Yankee /campana	-1	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Tanque flash-bomba quemador	0	1	-1	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0
recirculación de aire recuperador	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	-1	0	0	0
Ec 7	0	0	0	0.002	0	0	0	0	0	0	1	0	-1	-1
Ec 8	0.002	-0.028	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ec 9	0	0	0	0	0.571	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ec 10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4E-04	0	0
Ec 11	0	0	0	0	0	0	0.25	0	0	0	0	0	0	1
Ec 12	0	0	0	0	0	1.354	0	0	0	0	0	0	0	1
Ec 13	0	0	0	0	0	0	0	0	3E-04	-4E-04	0	0	0	0
Ec 14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.001	0	0	-0.016677

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Regulador de P	1	2	3	11	18	19	21	23	28	29	30	32	35	36
Yankee /campana	-1.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	624.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Tq. flash-bomba quemador	-0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	37.8	-35.7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
recirculación de aire recuperador	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	624.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Ec 7	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1.8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Ec 8	-4.2	-4.5	0.0	-5.5	-0.5	0.0	2627.5	160.2	7.8	1327.4	0.0	-3.3	-13533	-328.7
Ec 9	-5.1	-5.5	0.0	-5.5	-0.5	0.0	3213.9	195.9	9.6	1327.4	0.0	-4.0	-13533	-328.7
Ec 10	-4.1	-4.4	0.0	-4.4	-0.4	0.0	2570.6	156.7	7.7	1061.7	0.0	-3.2	-13533	-262.9
Ec 11	-1.0	-1.1	0.0	-1.1	-1.1	0.0	643.3	39.2	1.9	2656.9	0.0	-0.8	0.0	-65.8
Ec 12	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	2421.9	0.0	0.0	0.0	0.0
Ec 13	-0.9	-1.0	0.0	-1.0	-1.0	-1.0	586.4	35.7	1.8	2421.9	4.0	-0.7	0.0	0.0
Ec 14	-0.1	-0.1	0.0	-0.1	-0.1	0.0	56.9	3.5	0.2	235.0	0.0	-0.1	0.0	-65.8

Determinación de costos termoeconómicos sistema propuesto

	B kJ/s	kj	A	*	π	=	A	*	Z	ω	π	C
Regulador de P	591	1.057				0					0.137	232
Yankee /campana	36	1.057				0.02894					0.008	232
Tq. flash-bomba	36	1.057				0					0.008	232
quemador	624	1.000				0.00322					0.137	219
recirculación de aire	2	1.000				0					3.411	1946930
recuperador	14	0.000				0.00804					0.000	0
Ec 7	4	1.000				2.E-04					0.000	0
Ec 8	4387	3.627				0					16.48	3756
Ec 9	3387	4.871				1.94693					19.99	5903
Ec 10	2709	4.871				6.E-05					15.99	5903
Ec 11	678	4.871				0.0					4.00	5903
Ec 12	2422	1.000				0					0.1368	58
Ec 13	611	4.936				0					3.639	5959
Ec 14	59.96	4.871				0					0.35	5903

	*F	*P	KF*	PF*	APxTB	APxTI	TP*	CF*	CP*
=	AFxTB	APxTB	F/F	P/P	APxTB	APxTI	APxTI	TF/F	TP*/P
	kw	kw						\$/GJ	\$/GJ
Regulador de P	624	624	1.000	1.0568	0.137	0.137	0.137	219	231.936
Yankee /campana	16535	16535	3.321	4.8316	20.027	19.998	4022	5843.32	5843.32
Tq. flash-bomba	38	38	1.057	1.0568	0.008	0.008	232	231.936	231.936
quemador	15909	15909	3.065	3.6286	16.482	16.479	3175	3756.37	3756.37
recirculación de aire	16498	16498	4.871	4.8714	19.990	19.990	5903	5902.54	5902.54
recuperador	3306	3306	4.849	4.930	4.001	3.993	5868	5954.19	5954.19

Costo termoeconómico de Producto 3.64 \$/s

F	Recurso
P	Producto
L	Pérdida
D	Exergia Dest

Método de solución

$$\begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} B^* \\ \Omega \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ \Omega \end{bmatrix} \Rightarrow \begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix}^{-1} \times \begin{bmatrix} 0 \\ \Omega \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} B^* \\ \Omega \end{bmatrix}$$

Anexo xiii.-SISTEMA DE COGENERACIÓN

1. INFORMACIÓN GENERAL DE LA PLANTA

a. DATOS GENERALES			
Nombre de la empresa:	X-F		
Rama industrial:			
Productos principales:			
Año de inicio de actividades:	31,648.75	m ² de construcción:	52,708.79 m ² de terreno
b. UBICACIÓN			
CORPORATIVO Y/O OFICINAS:		OTRAS PLANTAS	
Calle:			
Colonia:			
Localización:	C.P.:		
Municipio y Estado:	MEXICO		
Teléfono:	Fax:		
c. TIEMPO DE OPERACIONES Y PERSONAL			
Régimen de operación:	Continuo	Por temporada	
Días por semana:	7	Número de turnos	1 2 3
Horas por año:	8640 Teóricas:	8640 Reales:	
Periodo de Vacaciones:	-	Periodo de mantenimientos:	2 DIAS (PROGRAMADO)
Número de empleados:	136	Número de obreros:	680
d. MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS PRINCIPALES			
Materia Prima	Consumo anual	Producto	Producción anual:
CELULOSA Fibra larga	3,497,716 kg	HIGIENICOS	60,520,354 kg
CELULOSA Destintado	74,093,233 kg	SERVILLETAS	6,899,518 kg
CELULOSA Fibra corta	13,238,721 kg	FACIALES	304,016 kg
		TOALLAS	4,250,673 kg
TOTAL	90,829,670 kg	TOTAL	71,974,561 kg
e. PERSONAL RESPONSABLE DE LA ENCUESTA			
Nombre	Cargo	Nombre	Cargo
ING. MODESTO PEREZ	JEFE:	ING. EZEQUIEL QUINTEROS	JEFE:
	MANTENIMIENTO PAPEL		PROYECTOS ENERGÉTICOS
		Fecha:	12-Nov-03

2. CONDICIONES AMBIENTALES DEL SITIO

Altura sobre el nivel del mar:	2200 mts.		
Temperatura Ambiente Promedio:	Temperatura Media:		
Invierno	17 °C	Bulbo Seco:	21 °C
Primavera/Otoño	19 °C	Bulbo Humedo:	18.3 °C
Verano	21 °C		
Humedad Relativa Promedio:	70 %		
Otras consideraciones ambientales que puedan influir en el proyecto:			

3. INFORMACIÓN TÉCNICA

3.1 ENERGÍA ELÉCTRICA

A. Demanda promedio de los últimos 12 meses o año calendario

Invierno (octubre-marzo inclusive)	7991.63 kW	Consumo Anual:	64,187 MWh/año
Mínimo	7991.63 kW	Energía Comprada:	64,187 MWh/año
Pico	7483.63 kW	Energía Autogenerada:	0 MWh/año
Promedio			
Verano (abril-septiembre inclusive)	8232.33 kW		
Mínimo	7651.93 kW		
Pico	7325.34 kW		
Promedio			

Tensión de Interconexión: kV

Transformadores:

Número
Rating
Rel. De volt
Impedancia

kVA
kV
%

Tarifa eléctrica contratada. No tienen contratada con luz y fuerza se las vende KCM

B. Variación del consumo de energía eléctrica en un año típico

DATOS	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
COST OF ELECTRICITY \$/kWh	\$0.70	\$0.69	\$0.72	\$0.71	\$0.74	\$0.74	\$0.75	\$0.70	\$0.70	\$0.81	\$0.75	\$0.80
CONSUMO TOTAL (kWh)	5,955,048	5,431,735	4,628,165	5,460,798	5,150,997	5,454,959	5,024,245	6,164,554	5,205,812	4,641,193	5,412,289	5,457,171
CONSUMO TOTAL (kVArh)	8004,096774	7300,719086	6220,651882	7584,441667	6923,383065	7576,331944	6753,017473	8285,69086	7230,294444	6506,979839	7517,068056	7334,907258
DEMANDA BASE (kW)	7991.63	7899.47	6012.38	7554.39	8232.33	7531.09	5269.85	8922.19	6833.37	6494.63	7872.13	7229.57
DEMANDA INTERMEDIA (kW)	7991.63	8129.80	6402.66	7607.82	5802.75	7548.09	7960.08	7969.30	7453.55	6479.43	7354.98	7377.16
DEMANDA PUNTA (kW)	7991.63	8359.39	6405.80	7651.93	6967.06	7942.90	5167.74	7897.03	7544.65	6583.58	7146.89	7360.95
DEMANDA FACTURABLE (kW)												
FACTOR DE POTENCIA (%)	87.66	87.63	87.02	87.08	86.03	86.29	85.24	84.16	86.47	86.95	84.69	84.32
FACTOR DE CARGA (%)	9.276	9.321	8.314	7.271	8.428	8.367	9.297	9.568	8.863	9.187	8.946	9.314

3.2 ENERGÍA TÉRMICA

A. Demanda promedio de los últimos 12 meses o año calendario

Invierno (octubre-marzo inclusive)
 Mínimo: 13.50 t/h
 Pico: 19.19 t/h
 Promedio: 17.14 t/h
 Consumo Anual: 159240 t/año

Verano (abril-septiembre inclusive)
 Mínimo: 12.48 t/h
 Pico: 16.00 t/h
 Promedio: 13.56 t/h

Condiciones del vapor a procesos:

Flujo Vap. Alta: 17.14 t/h
 Flujo Vap. Media: 10.50 t/h
 Flujo Vap. Baja: 5.54 t/h

Presión alta: 15 bares
 Presión media: 11.76798 bares
 Presión Baja: 7.354988 bares

Temperatura: 198.29 °C
 Temperatura: 187.08 °C
 Temperatura: 166.96 °C

Retorno de condensado:

Flujo: 12.83 t/h
 Presión: 3.13 bares
 Temperatura: 135 °C
 % de retorno: 80 %

No. calderas: 0
 Fabricante: -
 Años de vida: - años
 Caract de Diseño: -
 Presión: - bares
 Temp.: - °C

Agua de repuesto:

Temperatura: 25 °C

Caract de Operación:
 Presión: 19.6133 bares
 Temp.: 211.39 °C

Características del combustible:

Tipo de Combustible: Gas Natural
 Presión: 58 psig
 Consumo: 272802.988 MMBTU/año
 Poder Calorífico: 33574 BTU/m3

Eficiencia: (S) %
 Economizador: (S) no

* datos de caldera de KCM

B. Variación del consumo de vapor de un año típico

DATOS	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
Consumo Total ton/h	19.19	18.72	13.50	13.48	12.48	12.76	12.45	16.00	14.18	12.59	16.75	15.76
Costo del vapor \$/ton	\$182.14	\$187.01	\$191.82	\$192.47	\$187.59	\$196.97	\$197.70	\$193.84	\$202.93	\$203.33	\$208.40	\$211.08
	\$2,517,49.69	\$2,352,803.91	\$1,926,075.93	\$1,867,907.11	\$1,741,921.90	\$1,809,521.94	\$1,831,332.55	\$2,304,688.69	\$2,072,072.36	\$1,904,002.77	\$2,513,058.76	\$2,475,499.08

Evaluación económica de sistema de cogeneración - turbina de gas 14.57 MW
Esquema tipo IPP

BASES DE EVALUACION	
VIDA ECONOMICA DEL PROYECTO	25 años
TASA DE DESCUENTO	10 %
PARIDAD DEL PESO	11.00 N\$/USD
FACTOR DE PLANTA	95%
PERIODO DE OPERACION SIST. COGENERACION	8.322 hora/año
COSTO MANTENIMIENTO	0.003 \$/kWh
ESCALACION TARIFA ELECTRICIDAD	0.0% ANUAL
ESCALACION PRECIO GAS NATURAL	0.0% ANUAL
ESCALACION PRECIO VAPOR	0.0% ANUAL
ESCALACION CARGO CAPACIDAD	0.0% ANUAL

INVERSION TOTAL	
INVERSION EN EQUIPO PRINCIPAL	8,097.94 M \$
1) TURBINAS DE GAS 14.57 MW	6,200.00 M \$
2) RECUPERADORES DE CALOR	1,305.26 M \$
3) COMPRESORES DE GAS	561.57 M \$
4) EQUIPO ELECTRICICO	31.11 M \$
5) INGRE-GEN	0.00 M \$
COSTOS VARIOS	
1) INSTALACION	3,228.73 M \$
2) DETAILED ENG	1,774.70 M \$
3) ADMIN. PROJ. & CONST	645.35 M \$
4) PUESTA EN SERVICIO	484.01 M \$
TOTAL	322.67 M \$
TOTAL	11,324.68 M \$

COSTOS ANUALES DE OPERACION Y INTTO	
- COSTO DE MANTENIMIENTO	
	M \$
	236
CARGA NETA	
	9.46
CARGA NETA CFE	
	0.00
CARGA NETA GEN.	
	9.464
HEAT RATE	
	11.989
HEAT RATE	
	11.364
GEN VAPOR	
	18.9
CONS. COMB. EQ. VAP.	
	52.891,023
CONS. COMB. EQ. VAP.	
	50.133,671

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
BENEFICIOS											
Ingresos por capacidad eléctrica		1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80
Ingresos por energía eléctrica		2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56
Ingresos por energía eléctrica CFE		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ingresos por vapor		2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35
TOTAL BENEFICIOS		6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71
VP-BENEFICIOS		6,032.64	5,482.40	4,984.00	4,530.91	4,119.01	3,744.55	3,404.14	3,094.67	2,813.34	2,557.58
VP TOTAL BENEFICIOS	60,214.43										
COSTOS											
Inversión total después período construcción	12,709.86										
Costo de combustible a TG		3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13
Costo de respaldo		140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42
Costos de mantenimiento		236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28
TOTAL COSTOS		3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83
VP-COSTOS		3,597.12	3,270.11	2,972.82	2,702.57	2,456.88	2,233.53	2,030.48	1,845.89	1,678.08	1,525.53
VP TOTAL COSTOS	48,626.15										
SALDO TOTAL		-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86	-12,709.86
VP	24,298.14										
SALDO ACUMULADO		-12,709.86	-10,032.98	-7,356.10	-4,679.22	-2,002.34	674.54	6,028.30	8,705.18	11,382.06	14,058.93
SALDO ACUM. DESC.		-12,709.86	-10,276.33	-8,064.04	-5,062.86	-4,224.51	-2,562.38	-322.31	1,571.09	2,706.35	3,739.41
VALOR PRESENTE NETO	11,588.28										
TASA INTERNA DE RETORNO	20.88										
RELACION BENEFICIO/COSTO	1.912										
PERIODO DE RECUPERACION	8.3										

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
BENEFICIOS:											
Ingresos por capacidad eléctrica		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ingresos por energía eléctrica		1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431	1,970.38431
Ingresos por energía eléctrica CFE		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Ingresos por vapor		764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106
TOTAL BENEFICIOS		2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842	2,734.60842
VP-BENEFICIOS		2,488.00765	2,260.00696	2,054.55178	1,867.74734	1,697.97668	1,543.61515	1,403.28651	1,275.71501	1,159.74092	1,054.30924
VP TOTAL BENEFICIOS	524.622										

Evaluación económica de sistema de cogeneración - turbina de gas 14.57 MW
Esquema tipo IPP

COSTO Y PRECIO DE ENERGETICOS E INSUMOS		4.00 \$/MMBTU	
GAS NATURAL*	47,496 KJ/m ³		
TARIFA ELECTRICITA NORMAL	0.0727 \$/KWh		
TARIFA ELECTRICITA RESPALDO	0.081 \$/KWh		
PRECIO E. ELECTRICITA CFE	0.0493 \$/KWh		
DATOS ENERGETICOS			
NO COGENERACION			
CONSUMO ELECTRICICO DE CFE	78,760,240 kWh/año		
COSTO VAPOR	22 \$/ton		
CONSUMO COMBUSTIBLE CALDERAS (GAS NAT.)	0 Nm ³ /año		
FACTURACION ELECTRICITA	5,727 M\$/año		
FACTURACION COMBUSTIBLES (GAS NAT.)	-		M\$/año

DATOS ENERGETICOS (CONTINUACION)			
COGENERACION			
FACTOR DE PLANTA (hrs. OPERAC. / hrs. AÑO)	82,905,516	0.95	kWh/año
GENERACION ELECTRICITA SIST. COGENERACION	-	78,760,240	kWh/año
GENERACION ELECTRICITA PARA CFE	942,138	-	MMBTU/año
CONSUMO COMBUSTIBLE TURBINA (GAS NAT.)	1,817,107	895,031	MMBTU/año
CONSUMO ELECTRICICO DE RESPALDO	165,442	1,726,252	MW
GENERACION VAPOR	-	165,442	ton/año
TARIFA ELECTRICITA INTEGRADA	-	0.04770	\$/KWh
FACTURACION ELECTRICITA RESPALDO	3,769	140.4	M\$/año
COSTO COMBUSTIBLE TG (GAS NAT.)	-	3,580	M\$/año
CARGO POR CAPACIDAD	-	14,712	\$/KWh-mes
CARGO POR ENERGIA, INCLUYE O & M	-	0.0273	\$/KWh
CARGO POR VAPOR INTEGRADA CON CAPACIDAD	-	17.02	\$/ton

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80	1,670.80
2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56	2,147.56
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35	2,815.35
6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71	6,633.71
2,325.07	2,113.70	1,921.55	1,746.96	1,588.06	1,443.69	1,312.44	1,193.13	1,084.66	986.06	896.42	814.92	740.84	673.49	612.26	
3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13	3,580.13
140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42	140.42
236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28	236.28
3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83	3,956.83
1,366.84	1,260.77	1,146.15	1,041.96	947.23	861.12	782.84	711.67	646.97	588.16	534.69	486.08	441.89	401.72	365.20	
2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88	2,676.88
938.23	852.94	775.40	704.91	640.82	582.57	529.61	481.46	437.69	397.90	361.73	328.84	298.96	271.77	247.07	
16,735.81	19,412.69	22,089.57	24,766.45	27,443.33	30,120.21	32,797.09	35,473.97	38,150.85	40,827.73	43,504.61	46,181.49	48,858.37	51,535.25	54,212.13	
4,676.64	5,529.57	6,304.97	7,009.87	7,650.70	8,233.27	8,762.87	9,244.33	9,682.02	10,079.92	10,441.85	10,770.50	11,069.45	11,341.22	11,588.28	

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843	1970.3843
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
764.22411	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106	764.224106
2734.6084	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842	2734.60842
958.46357	871.330515	792.11865	720.107864	654.6435127	595.1304661	541.027696	491.84336	447.130328	406.482116	369.5291964	335.936633	305.3960301	277.6327546	252.393413	