

**ESTUDIO DE COGENERACIÓN A PARTIR DEL CALOR  
RESIDUAL DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL COQUE  
METALÚRGICO**

**CARLOS I. OJEDA. MONTEALEGRE**

**TRABAJO DE GRADO PARA OPTAR POR EL TÍTULO DE  
MAGÍSTER EN INGENIERÍA MECÁNICA**

**UNIVERSIDAD DE LOS ANDES  
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA  
CONVERSION DE ENERGIA  
BOGOTA**

## 1. CONTENIDO

1.	<i>CONTENIDO</i> .....	2
2.	<i>INTRODUCCIÓN</i> .....	4
3.	<i>OBJETIVOS</i> .....	5
4.	<i>DEFINICIONES</i> .....	5
5.	<i>LA COGENERACION</i> .....	6
5.1.	<i>Comentarios introductorios sobre la Cogeneración</i> .....	6
5.2.	<i>Etapas de análisis de un proyecto de Cogeneración</i> .....	7
6.	<i>LA COQUIZACION</i> .....	10
6.1.	<i>Descripción del proceso de lavado de carbón</i> .....	10
6.2.	<i>El proceso de coquización</i> .....	11
6.3.	<i>La coquización en hornos de Colmena</i> .....	13
7.	<i>COGENERACION APLICADA AL PROCESO DE COQUIZACION</i> .....	14
7.1.	<i>Caracterización de la fuente térmica</i> .....	14
7.2.	<i>Balance energético del proceso de coquización</i> .....	17
7.3.	<i>Balance energético para el sistema estudiado</i> .....	17
7.4.	<i>Introducción a la recuperación del calor</i> .....	22
7.5.	<i>Consideraciones de la Cogeneración</i> .....	23
8.	<i>TURBINA DE VAPOR Y CALDERA DE VAPOR (HRSG)</i> .....	25
8.1.	<i>Ciclo Termodinámico</i> .....	25
8.2.	<i>Caracterización del sistema mecánico</i> .....	29
8.3.	<i>Intercambiadores de calor</i> .....	31
8.4.	<i>Elementos anexos del sistema de circulación de agua</i> .....	38
8.5.	<i>Consideraciones financieras</i> .....	39
9.	<i>MOTORES STIRLING</i> .....	40
9.1.	<i>Consideraciones Técnicas</i> .....	40
9.2.	<i>Consideraciones Financieras</i> .....	40

10.	<i>ANALISIS COMPARATIVO DE LAS POSIBILIDADES</i> .....	41
11.	<i>ASPECTOS LEGALES Y DE REGULACIÓN</i> .....	46
11.1.	<i>Regulación Vigente en Colombia para la Cogeneración</i> .....	46
11.2.	<i>Posibilidades de Cogeneración para el Industrial</i> .....	50
12.	<i>CONCLUSIONES</i> .....	56
13.	<i>BIBLIOGRAFIA</i> .....	58

### *INDICE DE TABLAS*

<i>Tabla 1. Balance energético unitario de la coquización</i>
<i>Tabla 2. Balance energético para la planta de Carbosam S.A.</i>
<i>Tabla 3. Potencia generable en función de la carga del sistema de hornos.</i>
<i>Tabla 4. Potencia y energía eléctrica consumida en la planta de Carbosam S.A.</i>
<i>Tabla 5. Propiedades de los gases de carbón</i>
<i>Tabla 6. Datos obtenidos de mediciones de temperatura</i>
<i>Tabla 7. Detalles volumétricos y energéticos de los gases a valorizar.</i>
<i>Tabla 8. Datos del flujo y velocidades máximas en las distintas partes del sistema</i>

### *INDICE DE FIGURAS*

<i>Figura 1. Funcionamiento de un horno de colmena</i>
<i>Figura 2. Batería de Coquización</i>
<i>Figura 3. Planos de una Batería de coquización</i>
<i>Figura 4. Potencia calorífica por horno</i>
<i>Figura 5. Potencia calorífica por 7 hornos</i>
<i>Figura 6. potencia calorífica estimada generada por una batería de 21 hornos</i>
<i>Figura 7. Diagrama de flujo del proceso y consumos energéticos</i>
<i>Figura 8. Diagrama esquemático de los componentes del ciclo de vapor sobrecalentado</i>
<i>Figura 9. Diagrama T,S del ciclo de vapor sobrecalentado propuesto</i>
<i>Figura 10. Diagrama de temperaturas y mecánico del sistema de recuperación de calor.</i>
<i>Figura 11. Datos obtenidos de mediciones de temperatura</i>
<i>Figura 12. Análisis financiero para el proyecto base de turbina a vapor</i>
<i>Figura 13. Análisis financiero para el proyecto del Motor Stirling (Autogeneración)</i>
<i>Figura 14. Análisis financiero para el proyecto de conexión a la red</i>
<i>Figura 15. Análisis financiero (escenario optimista) para el proyecto de Turbina a vapor</i>

## 2. INTRODUCCIÓN

El uso racional de la energía puede tener un impacto importante en el aspecto ambiental (calidad del aire), económico (micro para la industria y macro para el consumo nacional de combustibles) y energético (eficiencia de su utilización). Desde esta óptica, la cogeneración es definitivamente una alternativa interesante para el mejor aprovechamiento de la energía y en particular de la que se pierde al no ser utilizada efectivamente en los procesos industriales. Hoy día, en los países desarrollados existen incentivos para la aplicación de tecnologías limpias y más eficientes, los cuales se deben desarrollar en Colombia y sin los cuales los industriales no van a estar atraídos a la inversión en este tipo de proyectos.

Más en particular, esta investigación es importante ya que es un ejercicio en donde se aplican criterios de Uso Racional de la Energía (URE) mediante el aprovechamiento de calor a altas temperaturas, que de otra manera sería desperdiciado. La industria de la coquización en colmena es una buena candidata para la cogeneración ya que tiene altas pérdidas de energía térmica a altas temperaturas (600 - 1000°C) y para el industrial representa una posibilidad interesante de mejora de su desempeño energético, ambiental y económico. El interés económico del proyecto se justificaría dado que como mínimo los costos evitados en energía eléctrica causados por la electricidad producida en Autogeneración sobrepasen en un mediano plazo la inversión del sistema. Otra posibilidad es la venta de la electricidad en la red o a terceros, tema analizado según lo propuesto en la reglamentación disponible para este tipo de proyectos.

En el país se han desarrollado otras investigaciones y desarrollos sobre proyectos de cogeneración. Estos proyectos incluyen cogeneración en industrias que van desde la industria papelera a la siderurgia. El común denominador de estos proyectos es el aprovechamiento del calor residual a altas temperaturas de los procesos industriales.

A nivel mundial se están desarrollando proyectos de cogeneración en la industria de producción del coque en las denominadas “Non recovery plants”. Se denominan así ya que el interés no es recuperar los volátiles para procesarlos y realizar Carbo-química, sino que el interés es aprovechar la capacidad calorífica de estos gases o hidrocarburos volátiles para generar electricidad o aprovechar este calor en otros procesos industriales, por lo general siderúrgicos. Un proyecto asociado es la generación de la reglamentación de la Ley URE, que aunque no es un proyecto en el mismo sentido que los anteriormente nombrados, es un desarrollo reglamentario hacia el cual es posible que se enfoquen los resultados de la investigación. El tema es relevante en Colombia ya que se estima que hay un potencial de Cogeneración de al menos 423 MW en la industria.

### 3. OBJETIVOS

El objetivo principal del proyecto es el desarrollo de un estudio Técnico-económico completo (caracterización de la fuente, análisis de pre-factibilidad y diseños preliminares) sobre el desarrollo de una instalación de cogeneración (con turbina de vapor o con motores de aire) aprovechando el calor residual de la producción de coque metalúrgico y el calor liberado por la post-combustión de los hidrocarburos volátiles que son emitidos en este proceso.

Un objetivo secundario de la investigación es analizar el comportamiento y la factibilidad del proyecto basado en la reglamentación actual y la “tentativa” que se propondría para la cogeneración dentro del marco de la ley URE. La idea mas allá del estudio particular es la generación de recomendaciones a partir de los resultados obtenidos para la reglamentación, para abrir la posibilidad de un fomento “real” de estos proyectos.

### 4. DEFINICIONES

Batería de coquización: Conjunto de hornos en donde se lleva a cabo la producción de coque.

CREG: Comisión de Regulación de Energía y Gas

Consumo específico de combustible: Masa de combustible consumida por el sistema por unidad de potencia generada. Dependiendo de si esta relacionado con la potencia al freno o con la potencia indicada se denomina específico al freno o específico indicado.

Eficiencia mecánica ( $\eta_m$ ): Potencia al freno/ Potencia indicada

Eficiencia térmica ( $\eta_{th}$ ): Potencia entregada por los gases de combustión al sistema de potencia / energía liberada por unidad de tiempo por el combustible o la fuente de calor.

Eficiencia eléctrica ( $\eta_e$ ): Potencia eléctrica a la salida del generador / Potencia mecánica disponible a la entrada del alternador.

Eficiencia total ( $\eta_t$ ): Relación entre la potencia útil desarrollada por el sistema / energía liberada por el combustible o fuente de calor.

HRSG (Heat Recovery Steam Generator): Intercambiador de calor diseñado para generar vapor a partir de agua y calor. Esta recuperación se puede hacer a baja o a alta presión (hasta 15 psi) dependiendo de la aplicación final.

Potencia eléctrica: Potencia disponible a la salida del generador.

RPC: Relación Potencia-Calor, es la relación que muestra cuanta energía eléctrica es producida con relación a la energía térmica de una instalación de cogeneración.

SIN: Sistema de Interconexión eléctrica Nacional.

UPME: Unidad de Planeación Minero Energética del Ministerio de Minas y Energía.

## **5. LA COGENERACION**

### **5.1. Comentarios introductorios sobre la Cogeneración**

En el contexto actual de una creciente demanda de los recursos energéticos y tomando como un hecho el que los combustibles fósiles seguirán teniendo una importancia considerable en el mediano plazo, se hace necesaria la implementación de tecnologías que permitan una utilización mas eficiente de los combustibles disponibles. Aquí es donde la Cogeneración entra a jugar un papel interesante como un método de optimización de la utilización de la energía, aprovechando al máximo el potencial energético del combustible primario. En principio se busca, ya sea, generar electricidad y aprovechar el calor residual para procesos endotérmicos (industriales o residenciales), denominados (ciclos superiores) o producir calor a una cierta temperatura para una aplicación dada y luego aprovechar el calor residual del proceso para la producción de electricidad, denominados (ciclos inferiores).

La Cogeneración se puede definir como: “Una instalación para cogeneración de energía se define como un sistema que produce energía eléctrica o mecánica y formas de energía térmica útiles para uso industrial o para calefacción y enfriamiento de tipo comercial mediante el uso sucesivo del material combustible. Uso sucesivo del material combustible significa que el calor cedido en un proceso térmico de calentamiento o de generación de potencia se utiliza para producir potencia o calentamientos adicionales. Este proceso consecutivo o en cascada de la energía en procesos sucesivos es lo que da origen a la característica de conservación energética de la generación recuperativa o cogeneración” (García, 1993 13 p).

Existen procesos denominados Trigeneración en los que además del calor y la electricidad se produce frío industrial o comercial, pero tales tecnologías no van a ser tratadas en este documento.

Sin pretender extenderme en un discurso sobre los beneficios de la Cogeneración nombro los más relevantes traídos a colación por distintos autores para poner el proyecto en contexto:

- Uso más eficiente de los combustibles, un aumento en la eficiencia total de aprovechamiento de la capacidad energética del combustible primario esta implícita en la definición misma del sistema.

- Ventajas ambientales al reducir la cantidad de emisiones de gases de combustión dado que se aumentan las eficiencias de consumo energético.
- Posibilidad de aprovechamiento de materiales inflamables de desecho o calores residuales como fuentes energéticas. Posibilidad de aumentos en la eficiencia energética global de un sistema productivo con sus consecuentes costos evitados.
- Disminución de las pérdidas de transporte de la energía eléctrica si esta se autoconsumo o se utiliza cerca de la central de Cogeneración.
- Aumento de la flexibilidad y confiabilidad del suministro al agregar actores que pueden suplir las necesidades marginales del sistema interconectado.

Hoy en día industrias como las papeleras y las azucareras están haciendo un esfuerzo considerable por sacar adelante más proyectos de cogeneración que involucran en su mayoría instalaciones de turbinas de vapor asociadas con calderas para los procesos térmicos propios de los industriales. El total estimado del potencial de Cogeneración para Colombia en el 2002 es de 700 MW, con esta tendencia se observa que el mayor potencial está en las industrias de alimentos, bebidas, tabaco, papel y textil con aproximadamente el 75% del total. A inicios del año 2002 había una capacidad instalada de 94.1 MWe conectados a la red. La cogeneración en realidad no es nada nuevo para la industria Colombiana ya que se estima que en 1985 el 25% de la energía era cogenerada y el 25% autogenerada.

## **5.2. Etapas de análisis de un proyecto de Cogeneración**

A continuación se muestran los pasos que se van a utilizar para el análisis del proyecto de cogeneración:

1. La primera etapa es la caracterización de la fuente de energía a valorizar y de los consumos energéticos del sistema. Esta etapa exige un conocimiento considerable del proceso y de las necesidades energéticas de cada sub-proceso. Se busca investigar las horas de operación, las potencias de operación, las curvas de operación y las características (particularidades) del proceso.
2. Con esta información se procede seleccionar la mejor opción de Cogeneración (ciclos altos o bajos) que se adapte a las necesidades del proceso industrial. Las opciones van desde la implementación de turbinas de vapor hasta la instalación de motores de combustión interna, todo en función de las necesidades de potencia (electricidad y calor a una cierta temperatura) y de los consumos de energía.
3. Una vez seleccionadas las posibles soluciones se deben hacer unos diseños preliminares con las tecnologías disponibles y sus respectivos modelos de consumos energéticos. Es de vital importancia que el sistema de Cogeneración tenga el mínimo impacto posible sobre normal desarrollo del proceso industrial. Una vez se halla escogido el sistema mas apropiado para la cogeneración se escogen también sus dimensiones, componentes y punto de operación.

4. Finalmente se construye un modelo técnico-económico de análisis del proyecto y de la inversión que incluya los datos obtenidos en las fases anteriores mas los costos estimados de inversión, los costos evitados y las demás posibles variantes que pueda tener el modelo financiero desde el punto de vista del inversionista o industrial interesado. En el modelo termodinámico del sistema se incluyen variables como el consumo de combustible, flujo de aire de admisión, flujo de gases de escape, temperatura de los gases de escape, energía recuperada y energía eléctrica producida. Es en esta fase donde interviene la reglamentación si se supone que la electricidad generada no va a ser completamente consumida por el cogenerador, ya que se le abren posibilidades de venta de esta como un subproducto del proceso.
5. Luego de haber realizado los análisis de factibilidad técnica y económica, y si los resultados son positivos se procede a la fase de desarrollo que consta de la producción de los diseños detallados de la instalación de cogeneración y su posterior construcción y operación. Para esta investigación este ultimo paso no esta contemplado dentro de los objetivos por razones de tiempo.

No sobra anotar que se debe buscar un dimensionamiento del sistema que garantice un abastecimiento suficiente de los vectores energéticos del proceso (electricidad & calor) pero que no este demasiado sobredimensionado para evitar unos excesivos, y posiblemente, no recuperables costos de inversión. Si el sistema instalado no alcanza a proporcionar los energéticos necesarios para el proceso se debe tener en cuenta el sistema de respaldo o complemento.

Los principales componentes del análisis financiero de un proyecto de cogeneración son;

- Inversión inicial del proyecto y costos de mantenimiento.
- Costos del combustible, consumo, su disponibilidad, confiabilidad de suministro, poder calorífico, continuidad del proceso y posibilidades de valorización.
- Precio de la electricidad / calor (vapor), consumo y posibilidades de valorización.
- Factor de carga, tanto térmica como eléctrica, este factor nos va a indicar que tan sobredimensionada esta la instalación.
- Costos de Mantenimiento y operación.

Otros factores se pueden incluir como los efectos de inflación y de variación de los precios del combustible y de la energía.

En este análisis es vital la identificación del tipo de instalación de Cogeneración que resulta viable para las necesidades del proyecto o del proceso industrial en particular. A continuación se muestran los sistemas de Cogeneración organizados en función de sus relaciones Potencia/Calor (RPC). Esta relación ilustra cuanta energía eléctrica se produce con respecto a la energía térmica producida.



Cogeneración con Turbina de vapor a Contrapresión: Eficiencia global del orden de 85 al 90% ( $\eta_{elec} = 20-25\%$ ), en procesos endotérmicos cuando el vapor sale de la turbina se envía directamente al proceso y para los procesos exotérmicos se envía a la turbina después de pasar por el proceso. La relación de energía eléctrica / energía térmica es menor a  $\frac{1}{4}$ . El sistema involucra un recuperador de calor o HRSG (Heat Recovery Steam Generator) para valorizar el calor que de otra forma sería desperdiciado en los gases de combustión. La vida útil está alrededor de los 25 años y las capacidades van de 500 kW a 150 MW. Se puede combinar con sistemas térmicos de cualquier combustible y su utilización más frecuente es en sistemas de generación con carbón. Hoy en día es factible que se reactive su utilización debido a las tecnologías limpias de carbón como los lechos fluidizados presurizados que reducen hasta en un 99% las emisiones de óxidos de azufre. Sus costos de inversión inicial están alrededor de los 1000 – 1800 USD/kWe instalado y los costos de O&M están en el orden de los \$0.015 USD/kWh.

Cogeneración con Motores Stirling: Es un sistema alternativo, más bien en vías de desarrollo experimental, limitado hoy día por el tamaño de las instalaciones. Para los sistemas de recuperación de calor con gases a temperaturas cercanas a 1000 grados centígrados. Van orientados hacia la recuperación de calor y son aptos para aplicaciones donde la RPC es menor a  $\frac{1}{4}$  y además las temperaturas son elevadas. Su eficiencia eléctrica está alrededor del 30% y el tamaño máximo disponible en el mercado para el 2003 es de unidades modulares de 52 kWe. Sus costos de inversión inicial son \$1000 USD/kWe y de M&O están en el orden de los \$0.008 USD/kWh.

Cogeneración con Turbina de Gas: Los gases de escape tienen una temperatura que está entre 500 y 650 °C. Estos gases son más bien limpios y se pueden utilizar en procesos como el secado o en la producción de vapor. Las capacidades de estos sistemas van de 500 kW hasta 300 MW. La eficiencia eléctrica está alrededor del 35%. Presenta inconvenientes debido a que necesita un abastecimiento de combustible acorde, por lo cual se hace complicado en locaciones remotas, sin embargo por otro lado sus costos de inversión asociados son menores que para las turbinas de vapor. Es apto para RPC mayores a 2. Su costo de inversión inicial está entre los \$400 y los 600 USD/kWe y el costo de M&O está alrededor de \$0.010 USD/kWh. Sus costos dependen mucho de la disponibilidad de gas en la zona del proyecto.

Cogeneración de Ciclo Combinado: Este sistema combina al menos una turbina a gas y una turbina a vapor, así como un sistema de recuperación de calor o HRSG que es lo que permite un elevado rendimiento eléctrico alrededor del 40% o más. Este sistema es apto cuando el interés principal es la generación eléctrica y por lo tanto la RPC es mayor a 6. Combina las ventajas y desventajas del sistema a gas y el sistema a vapor entre los cuales están el alto costo de inversión y los requerimientos de interconexión de gas. Su eficiencia eléctrica es tan alta que hoy en día son el punto de referencia en lo que eficiencia económica en generación eléctrica respecta, siendo superiores incluso a las instalaciones nucleares ya que a diferencia de estas no tienen costos elevados de disposición de residuos tóxicos. Su monto de inversión inicial está en el orden de los \$600 – 800 USD/kWe y su operación y mantenimiento está alrededor de los \$0.011 USD/kWh.

Cogeneración con Motores Alternativos: Es el sistema con mayor relación RPC ya que la mayor parte de la energía va directamente a la producción de electricidad con un  $\eta_e$  del 35 al 41%. Los gases de combustión están a bajas temperaturas del orden de 200 a 250 °C y sus aplicaciones industriales están limitadas a la producción de vapor de baja presión o de agua caliente. Las capacidades de estos sistemas van de 15 kW a más de 25 MW. Sus eficiencias globales esperadas están en el orden del 70%. Implican altos costos de mantenimiento debido a su sistema de explosión interna con costos de O/M del orden del 2% de la inversión inicial al año y su inversión inicial está en el orden de los \$300 – 600 USD/kWe.

Otras tecnologías como las celdas de combustible están en desarrollo con potencias eléctricas entre 1 kW y 10 MW, pero sus costos asociados son aún bastante elevados de alrededor de \$5000 USD/kW y costos de O&M de \$0.010 USD/kWh.

En general la eficiencia global del sistema de Cogeneración depende más bien del uso que se pueda dar a los vectores energéticos y no tanto del sistema en si. En otras palabras la eficiencia global del sistema depende de la adecuada selección del equipo que mejor se pueda adaptar al proceso industrial de interés. En general se espera que el rendimiento global ( $\eta_g = \eta_t + \eta_e$ ) sobrepase como mínimo el 65%. En países como Francia que promueven de forma importante la Cogeneración se exige el 65% como requisito para la validez del contrato y la continuidad de operación de las instalaciones de cogeneración sin importar su sistema mientras se encuentren conectadas a la Red Nacional. Hoy en día los análisis financieros de estos proyectos utilizan unos factores de utilización de 0.5 para ciclos abiertos y de 0.7 para plantas a ciclo combinado o carbón mineral. A nivel de impuestos se utiliza el impuesto de renta del 35% sobre utilidades, el impuesto de Industria y Comercio del 1,104% sobre los ingresos y el impuesto predial para proyectos en locaciones nuevas.

## **6. LA COQUIZACION**

### **6.1. Descripción del proceso de lavado de carbón**

El carbón recibido de las minas pasa por un proceso de lavado (separación por densidad carbón / inertes) antes de ser homogenizado. El principio de este proceso es la diferenciación de las densidades del carbón con respecto a la de los materiales inertes. Mediante un proceso de separación por densidades llevado a cabo en un lecho de agua al cual se le inyecta aire para producir la agitación del material. Se separa el carbón con un contenido de menos de 5.5% de inertes (carbón mas puro). El material de rechazo es en ocasiones recirculado para aumentar la eficiencia de la recuperación de carbón y por lo tanto del lavado. El carbón lavado es secado en pilas antes de pasar a la homogenización y posteriormente a la coquización.

## 6.2. El proceso de coquización

La coquización del carbón es un proceso endotérmico mediante el cual el carbón es calentado a una temperatura que garantiza el desprendimiento total de los materiales volátiles contenidos en su masa, sin quemar el carbón. Esta materia volátil que se desprende va de 15 – 40 % aproximadamente en porcentajes de masa del carbón de entrada y son totalmente desprendidos a temperaturas mayores de 800°C. También se pretende mediante este proceso lograr la formación de una torta (cake) o coque (coke en inglés) que cumpla con ciertas especificaciones térmicas y mecánicas dependiendo del proceso en que se vaya a utilizar, esta propiedad de fusión y posterior formación de masas duras durante el enfriado del carbón-coque también llamado aglutinación.

Cabe anotar que el proceso de coquización puede ser auto sostenido energéticamente mediante la combustión de los volátiles desprendidos del carbón o puede ser realizado mediante una fuente de calor externa (que frecuentemente son otros hornos de coquización ubicados a lado y lado) que aportan calor a temperaturas controladas a través de las paredes y que producen el desprendimiento de los gases volátiles sin causar su combustión.

Casi inmediatamente después de cargar el carbón en el horno (si la temperatura de las paredes es lo suficientemente alta) empieza a observar el desprendimiento de gases y vapores. Estos gases se queman (en los hornos de coquización auto sostenida) en el espacio entre el carbón y el techo del horno y también sobre la superficie del carbón. El aire de combustión entra por un orificio que se deja en la parte superior de la puerta del horno. Aumentando o disminuyendo el orificio de entrada de aire de la puerta del horno se regula la cantidad de aire que entra y por ende la velocidad y temperatura del proceso de coquización.

Durante el proceso de calentamiento el material coque-carbón pasa por una etapa de plasticidad entre 400 – 500 °C en donde el material se hincha y después de la cual el material se funde convirtiéndose en una masa plástica. En esta fase plástica, lograda aproximadamente a las 6-8 hrs. de iniciado el proceso, se hincha el material aumentando la presión en las paredes del horno por un factor de 4 – 8 con respecto al estado de reposo a temperatura ambiente del material. El porcentaje de expansión del material depende del contenido de material volátil. Para los carbones que se van a tratar en este estudio el porcentaje de expansión es de entre 2% y 5% para los carbones de bajos volátiles (22% material volátil) y para los de medios volátiles (28% material volátil). Las mayores expansiones se observan cuando la temperatura esta en el rango de 1100 °c a 1200°C. Los productos líquidos y gaseosos obtenidos en esta fase son análogos a los obtenidos del petróleo (Aranguren, 1963 p110).

El proceso de coquización avanza hacia abajo desde la parte superior de la capa de carbón (hornos de colmena) o desde los lados hacia el centro (hornos de ranuras). El proceso dura de 48 a 72 hrs. incluyendo tiempos de carga, de apagado y de descarga. La duración del proceso va a determinar algunas propiedades del producto. Mientras el proceso de coquización avanza, el volumen de gases disminuye y el tamaño del orificio de entrada de

los gases es mermado. Esto evita que entre demasiado aire que comenzaría a causar la combustión del carbón e incluso podría llegar a enfriar el horno. El hecho de que la coquización avance en una dirección dada se debe a que el gradiente de temperatura de plastificación va haciendo avanzar el proceso de coquización lentamente desde las zonas mas calientes hacia las zonas mas alejadas de la fuente de calor. Ese frente plástico (diferencial generador de gases) avanza a velocidades entre 1 y 1.5 cm/hr dependiendo del aire de entrada como lo anotan Wilson y Aranguren.

Los productos de la combustión y los gases no quemados escapan a través del orificio en la parte superior del horno y a menudo se dejan escapar a la atmósfera. Este asunto en particular, ahora es regulado en Colombia y se exige mediante una nueva regulación ambiental a los coquizadores producir la combustión completa de los gases (post-combustión) para evitar las emisiones de hidrocarburos tóxicos a la atmósfera. En el mundo se han implementado algunas instalaciones donde se recupera este calor para diversas aplicaciones entre las cuales esta la generación de electricidad.

Cuando la coquización se completa, se apaga el coque incandescente con inyección de agua al horno a través de la puerta, de la chimenea o sobre toda su superficie si se pueden manejar grandes volúmenes de agua. Un método alternativo de apagado es la aplicación de agua antes de abrir la puerta a través del orificio superior, método mediante el cual se ahoga la combustión con el vapor generado. El coque apagado es sacado del horno a mano con unos ganchos largos (hornos de colmena) o mecánicamente (hornos automatizados de ranuras o de solera), para luego ser almacenado antes de la clasificación y posterior despacho.

El tipo de coque producido a altas temperaturas (entre 1000 – 1200 °c) es considerado excelente para aplicaciones de tipo alto horno. Los productos son bloques grandes y alargados comparados con los de los hornos de sub-productos. El coque es duro y denso y tiene una superficie vidriosa de color plata. (Wilson, 1950 p 140)

La coquización se puede realizar en hornos tipo colmena (como los que se van a explicar en este documento), en hornos tipo ranura, tipo solera o en sistemas mas sofisticados que incluyen una recuperación de los volátiles liberados en el proceso denominados “recovery plants” los cuales implican desarrollos posteriores de Carbo química.

Se puede decir que en el largo plazo los hornos de colmena tienden a volverse obsoletos debido a la perdida total de los productos volátiles desprendidos del carbón y por los efectos ambientales de los gases descargados, a menos que se desarrollen mecanismos de recuperación (de energía o subproductos) a un costo razonable. Una parte del carbón coquizable es también consumido en el proceso lo cual hace que sean en cierta forma menos eficientes que los hornos de ranuras o de sub-productos en donde el control automático de temperaturas evita esta pirolisis del carbón. Sin embargo las características, en especial las mecánicas, del coque producido en colmena son superiores a otros sistemas.

Las propiedades medidas mas frecuentemente en el producto o coque comercial son: porcentaje de humedad, porcentaje de inertes (material mineral estéril), contenidos de Azufre y de Fósforo, porcentaje de material volátil y resistencia mecánica.

### 6.3. La coquización en hornos de Colmena

Un horno de colmena es un horno construido en ladrillo con un techo en arco o cúpula. Un horno típico tiene unos 3.6 m de diámetro y alberga entre 5 y 7 toneladas de carbón en una capa uniforme que va de 46 – 61 cm de altura desde el piso (pila cónica aplanada manualmente). Una puerta esta disponible en uno de los lados del horno y una chimenea en la parte superior para la evacuación de gases e hidrocarburos volátiles. Los hornos se construyen en largas hileras uno junto a otro con una pared separándolos. Tal arreglo de hornos se denomina una “batería”. Para la fácil manipulación del carbón sobre los hornos se tiende a colocar rieles, sobre los cuales van los carros con los que se llenan los hornos a través de la chimenea. (Wilson, 1950 p 138)

El horno se carga a través del orificio superior con el carbón y se descarga el coque (producto final) a través de la compuerta lateral. La coquización se inicia debido al calor retenido por las paredes del horno de una anterior carga de carbón. Los hornos recién prendidos o nuevos se llevan a la temperatura de coquización calentando las paredes con carbón y madera antes de agregar la carga de carbón coquizable. Casi inmediatamente después de cargar el carbón en el horno empieza el desprendimiento de gases y vapores. Estos gases se queman parcialmente en el espacio entre el carbón y el techo del horno y también sobre la superficie del carbón.

A continuación se ilustra el funcionamiento de un horno de colmena:

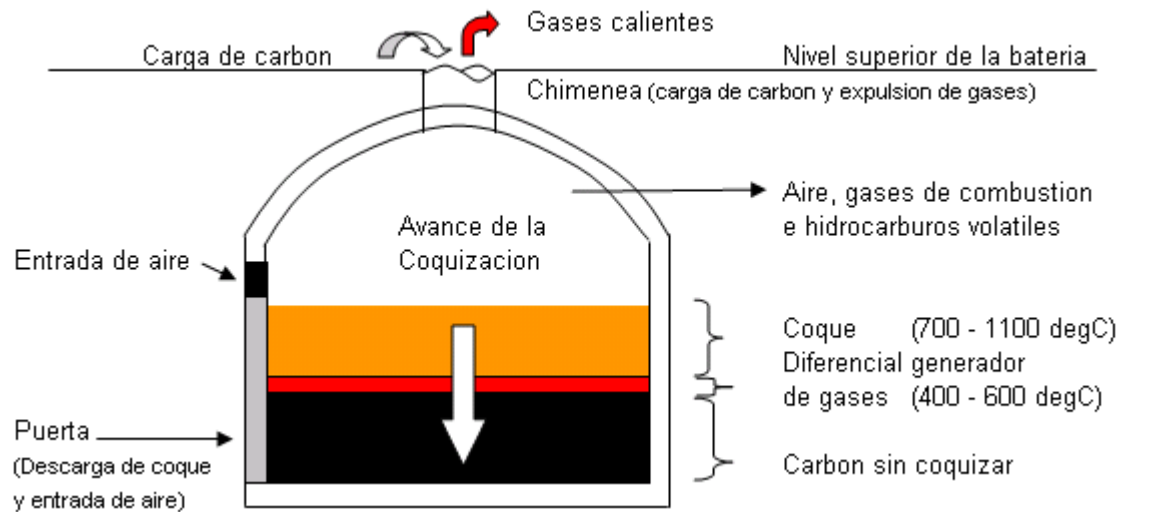


Figura 1. Funcionamiento de un horno de colmena

Vale anotar que estos hornos en el extranjero fueron reemplazados en su mayoría por los hornos de subproductos de carbón (mientras duro el auge de la Carbo química antes del auge del petróleo) y por hornos de ranuras o solera que permiten una fácil valorización de los gases, pero que evidentemente conllevan unas importantes inversiones asociadas y una considerable complejidad operativa.

Como se anoto anteriormente, al finalizar el proceso de coquización el coque es apagado con agua o con vapor. Se estima que las perdidas energéticas en este proceso están alrededor de un millón de BMU por tonelada de coque si se asume que la superficie del lecho de coque esta a unos 1000 °C. Un método alternativo es el uso de recirculación del aire o ahogo del horno, lo que implica recircular el gas ya utilizado en la combustión hasta agotar las reservas disponibles de oxígeno. Luego del apagado se procede a descargar el coque a través de la puerta lateral destinada para la carga y descarga.

Estos hornos son flexibles y requieren un buen grado de carbón de coquización para obtener un coque de buena calidad.

## **7. COGENERACION APLICADA AL PROCESO DE COQUIZACION**

### **7.1. Caracterización de la fuente térmica**

El sistema estudiado consta de tres baterías de coquización tipo colmena con un total de 60 hornos. Las dimensiones de los hornos y su configuración son presentados en detalle en los diagramas. Como se ve en los diagramas y en las fotos estos hornos tipo colmena tienen forma de cúpula con una chimenea de tiraje en la parte superior.



*Figura 2. Batería de Coquización (CARBOSAM S.A. 2002)*

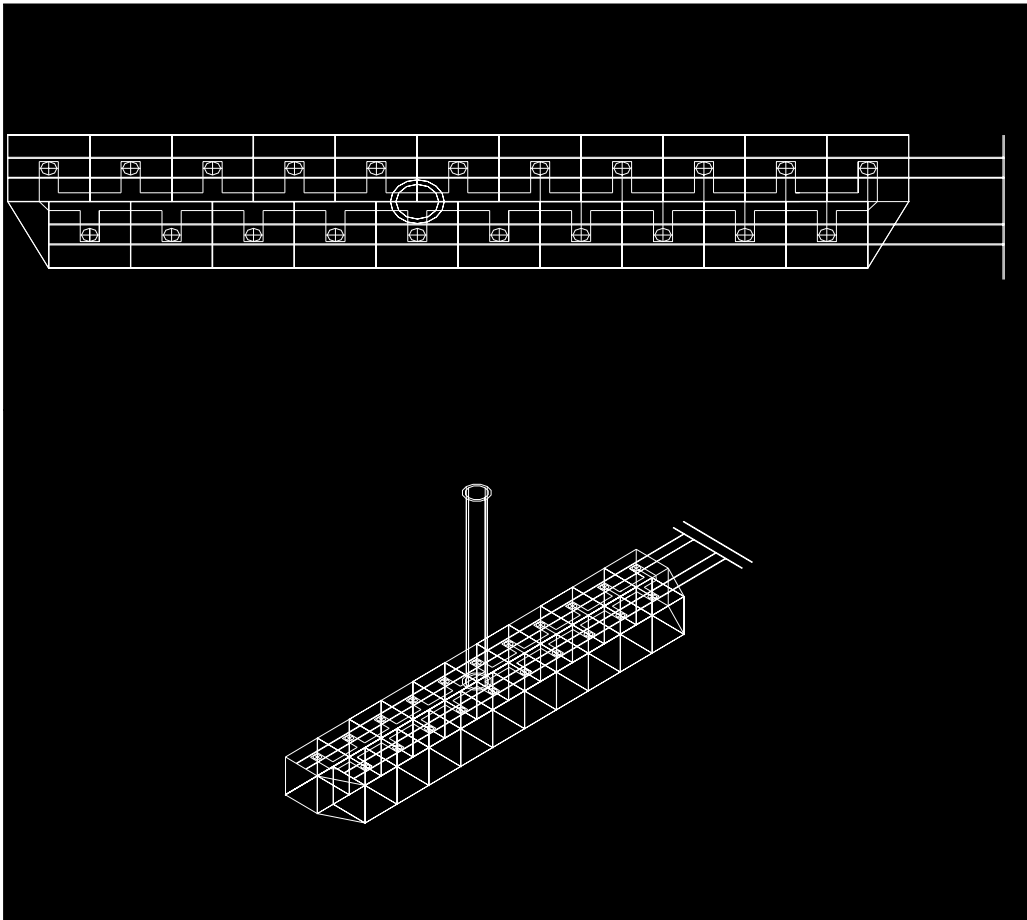
La producción de coque no es un proceso continuo sino cíclico que depende de la duración del proceso de coquización. Este tiempo puede variar dependiendo de las características que se desee obtener en el coque producido. Para el caso particular estudiado los tiempos de coquización varían de 48 hrs. A 72 hrs. Según el coque que se produzca. Para el análisis se van a asumir 2 horas de lapso entre el momento de carga de carbón al horno y el inicio de la coquización (generación de gases observable). De la misma forma se van a tomar dos horas al final del ciclo de coquización para el apagado y descarga del horno. Esto deja un tiempo de coquización neto de 68 horas. En otros sistemas el proceso dura 24 hrs.

La planta trabaja actualmente con una producción de 670 ton de coque mensual, lo cual equivale al trabajo de solo una de las tres baterías disponibles. Para esta producción se necesitan 1100 toneladas de carbón y un 5% de coque pulverizado adicionado para mejorar las cualidades mecánicas del producto. El análisis térmico esta hecho en base a la capacidad de una batería de 21 hornos con la producción actual, aunque existe la posibilidad de que la producción aumente hasta las 2100 ton / mes de coque si la planta trabajara a capacidad máxima.

Cada uno de los procesos necesarios para la producción de coque requiere un cierto consumo de energía (eléctrica o térmica) que se muestra en el diagrama de flujo de la producción.

Durante el desarrollo del proyecto se va a producir la construcción de un sistema de canalización común de los gases y vapores volátiles emitidos durante la combustión con el fin de llevar a cabo una post-combustión. La idea es que mediante la post combustión se evite la emisión de hidrocarburos volátiles contaminantes a la atmósfera, de tal forma que se emita en lo posible solo  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  (en lugar de Metano, Etileno e Hidrogeno), cumpliendo de esta forma con los requisitos de la legislación ambiental vigente.

Para efectos prácticos el proceso de coquización varía según el método de coquización utilizado pero los vapores emitidos se pueden considerar de cierta forma, similares y por ende la energía contenida y valorizable en estos tras una post-combustión completa puede considerarse como igual. Para efectos comparativos, en procesos como la coquización en hornos de solera la eficiencia es mayor y se consume menos carbón en el proceso que en los hornos de colmena. Así que en el momento de hacer comparaciones es necesario tener en cuenta estas variaciones de generación de calor asociadas con las variaciones de rendimiento.



*Figura 3. Planos de una Batería de coquización, su sistema de colección de gases, la caldera de post-combustión y la chimenea (CARBOSAM S.A. 2002)*



## 7.2. Balance energético del proceso de coquización

Durante el proceso de coquización la mayoría de los cambios observables son de naturaleza química. El calor divide el carbón en gases volátiles y en una masa carbonizada purificada. En el tipo de coquización que se trata en este estudio se producen alrededor de 10 a 16 GAL de alquitrán y aceite liviano, de 2 a 3.6 kg de amoníaco y de 250 a 340 m<sup>3</sup> de gases fijos por short ton de carbón. (Wilson, 1950, p 179).

Dado que el calor que se piensa valorizar está en los gases de la combustión del coque, se hace una revisión más detallada de los gases de combustión. Dado que parte del calor liberado es utilizado en el proceso de coquización (hornos de colmena), no se tiene libre todo el calor disponible inicialmente en los gases. Según Wilson se requieren alrededor de 838 kWh/ton (2.6 millones de BTU/ short ton) de carbón para la coquización. El valor estimado por Aranguren es de 616 kWh/ton (530000 kCal por tonelada métrica) para el mismo propósito. Para los análisis se va a tomar el valor de Wilson siendo más conservativo, dado que implicaría una menor recuperación de calor.

El balance energético del proceso de coquización se muestra a continuación:

<b>Balance energético unitario de la coquización</b>		(kWh/ton)
Capacidad calorífica 1 ton carbón		<b>8720</b>
Capacidad calorífica en 630 kg coque		5206
Quemado en el proceso de coquización		
70 kg coque	581	
60 kg alquitran y aceite	646	
343 m <sup>3</sup> gas	2067	
Total calor liberado coquización		3294
Perdidas Térmicas (Radiación y apagado)		220

*Tabla 1. Balance energético unitario de la coquización*

(Wilson, 1950, p 140, convertido a unidades métricas)

## 7.3. Balance energético para el sistema estudiado

Como se observa de la tabla y el párrafo anterior, la relación entre calor necesario para la coquización y el calor total liberado por tonelada de carbón es de  $838/3294 \approx 1/4$ , lo que significa que  $3/4$  partes de la energía son desperdiciadas en el proceso. La siguiente tabla resume un balance energético para hornos con un promedio de carga de 5 Ton de carbón y con una eficiencia de producción teórica de 63%, como en el del ejemplo ilustrado anteriormente, se tienen entonces los siguientes resultados para la planta compuesta por 3 baterías para un total de 60 hornos funcionando:

<b>Balance energetico por horno, bateria y planta</b>	
Capacidad de coque por horno*	5 Ton
Duracion ciclo de coquizacion*	72 hrs
Delay inicio coquizacion*	2 hrs
Tiempo carga - descarga*	2 hrs
Diametro interno del horno*	3.3 m
Area del horno	8.55 m <sup>2</sup>
Altura masa de carbon	0.73 m
Velocidad promedio coquizacion	1.075 cm / hr
Densidad del carbon*	0.8 ton/m <sup>3</sup>
Masa de carbon coquizada	0.074 ton/ hr
Calor desprendido	242.2 kW
Calor utilizado en la coquizacion	61.6 kW
Perdidas termicas Radiacion	16.1 kW
Potencia termica libre	164.5 kW (por horno)
Potencia termica promedio real	3.5 MW (21 hornos)
Potencia termica libre maxima	9.9 MW (60 hornos, full cap)

Los datos marcados con \* son las entradas del modelo.

Tabla 2. Balance energético para la planta de Carbosam S.A.

Es importante destacar que las potencias incluidas en la tabla anterior son potencias térmicas, a las cuales hay que multiplicarlas por la eficiencia del sistema de recuperación de calor y de generación electro-mecánica para sacar la potencia eléctrica de salida. A continuación se muestran tres graficas que ilustran el ciclo de producción de calor libre de un horno, de una batería de 21 hornos y de la planta trabajando a su máxima capacidad. Estos esquemas son mostrados para ilustrar las oscilaciones de la capacidad térmica disponible debidos a los procesos de apagado, descarga coque (sin tener en cuenta las variaciones de temperatura del ciclo) y carga de carbón en los hornos.

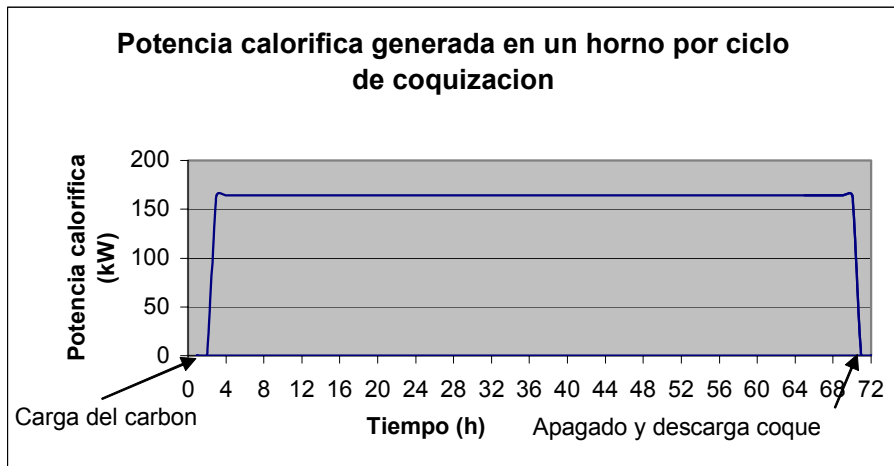
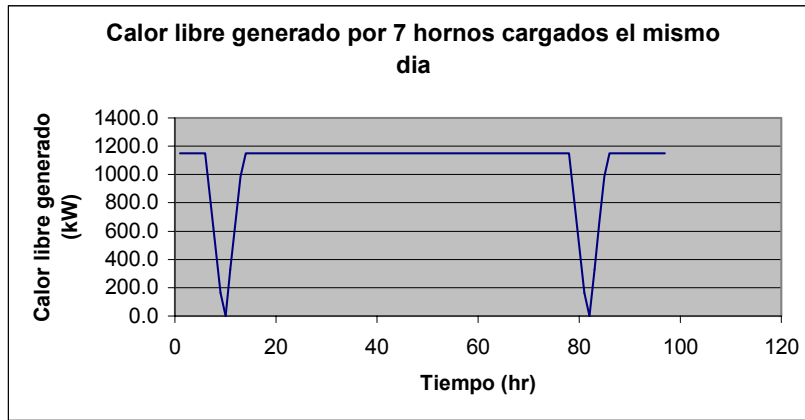


Figura 4. Potencia calorífica por horno

Se observa en la grafica que la generación de calor a 164 kW térmicos por horno que se desarrolla de forma uniforme durante las 68 horas que dura el proceso neto de coquización. A continuación se ilustra la superposición del calor liberado por los 7 hornos cargados y descargados en un mismo día al cumplirse el ciclo de coquización. Cada día se carga y descargan 7 hornos completando el ciclo de una batería en tres días o 72 hrs.



Superposición: asumiendo carga de 7 hornos diarios, apagado y descarga coque empiezan a las 6 AM  
 Hay 1/2 hr desfase entre el inicio del apagado entre hornos, el apagado empieza a las 6 AM

Figura 5. Potencia calorífica por 7 hornos

Como se ve en la grafica hay un mínimo de liberación de calor entre 9 y 10 AM o 3 horas después del inicio del apagado. Dado que la producción analizada es para una producción de 21 hornos (una batería completa) se superponen estos valores con los de los otros 14 hornos que estarán trabajando simultáneamente pero en etapas distintas de la coquización, básicamente cada grupo de 7 hornos esta desfasado 24 horas del siguiente.

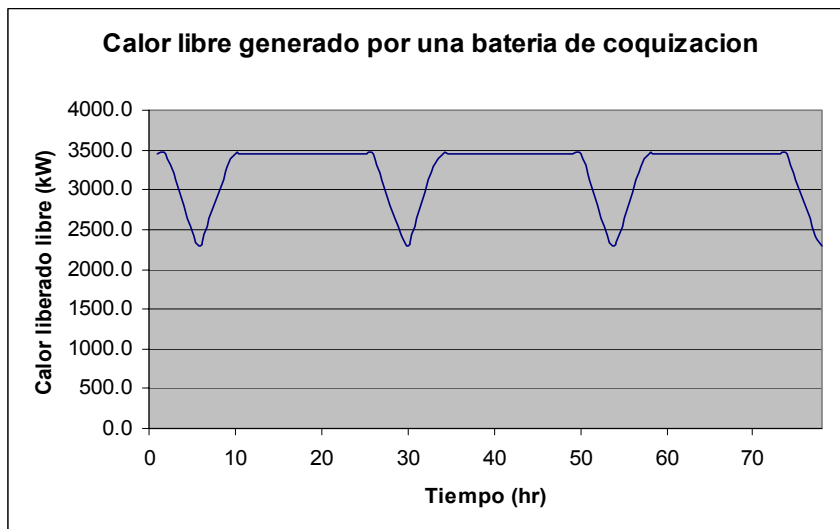


Figura 6. potencia calorífica estimada generada por una batería de 21 hornos

Como se observa en la figura hay una potencia máxima disponible de 3.5 MW térmicos y una mínima de 2.3 MW para una batería. A continuación se muestra el diagrama de flujo del proceso de la planta y las correspondientes componentes del balance energético de la planta.

Como se puede observar en el diagrama de flujo el cálculo está hecho para un procesamiento mensual de 1100 ton de carbón de entrada (operación de una batería de 21 hornos a máxima capacidad). Los procesos son en su orden:

1. Recepción carbón (materia prima)
2. Lavado de carbón
3. Pulverización del coque de rechazo por estar bajo tamaño de despacho de un ciclo anterior.
4. Homogenización y trituración (mezcla del carbón y el coque pulverizado)
5. coquización
6. Estabilización y clasificación
7. Despacho

Se muestra el diagrama de flujo del proceso con dos fines, primero para ilustrar el funcionamiento del sistema de la planta y para hacer el balance energético global del sistema para una carga del sistema de hornos de 1100 ton/mes de carbón de entrada. La carga máxima de un arreglo de 60 hornos de colmena es de 3000 ton carbón/ mes.

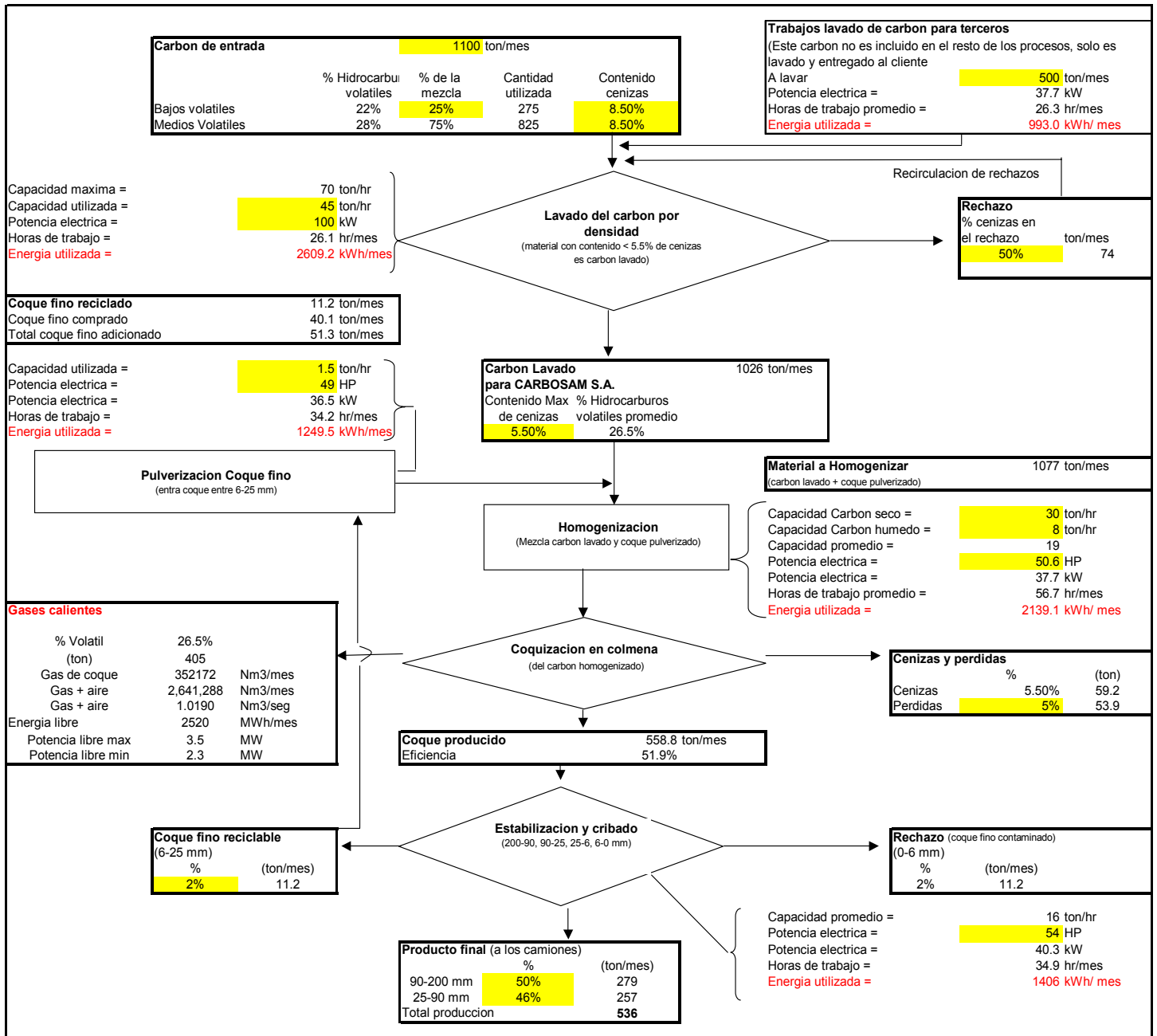


Figura 7. Diagrama de flujo del proceso y consumos energéticos

#### 7.4. Introducción a la recuperación del calor

No todo el calor disponible en la salida de los gases de escape del sistema puede ser recuperado. Esta recuperación varía según la temperatura de salida de los gases de combustión y del sistema de recuperación de calor.

Se puede estimar el calor recuperado así:

$$Q = \eta_c M \cdot C_p (T_2 - T_1)$$

Donde:

Q: Calor Recuperado

$\eta_c$ : Eficiencia del recuperador de calor

M: Flujo de gases de escape

$C_p$ : Calor específico del gas de combustión

$T_2$ : Temperatura de salida del gas luego de la recuperación

$T_1$ : Temperatura de entrada del gas antes de la recuperación

Las unidades utilizadas en la fórmula deben ser acordes.

La eficiencia del recuperador de calor con vapor o con un fluido térmico se define como:

$$\eta_c = (T_1 - T_s) / (T_1 - T_2)$$

(Aplicable a la cogeneración con HRSG)

Donde:

$T_s$ : Temperatura de saturación del vapor

Para la generación de vapor se suma el calor latente al calor sensible necesario para llevar el agua a un vapor con características determinadas (P, T).

$$Q = Q_L + Q_s = 949.3 + \Delta T C_p \text{ [Btu/lb]} = 2256.7 + \Delta T C_p \text{ [kJ/kg]}$$

Algunos factores de conversión utilizados se muestran a continuación para la conversión a unidades SI:

3414 BTU = 1 kW-hr y también 3414 BTU/h = 1 kW

1 ton carbón =  $2.6 \times 10^7$  BTU

1 cal = 4.184 J

1 kCal = 1,163 Wh

1 HP = 0.746 kW

Dependiendo de los parámetros del sistema térmico se observan diferencias en el calor recuperado. Los principales parámetros del proceso a tener en cuenta son:

- Consumo de combustible primario: En la planta los combustibles primarios son ACPM, carbón y energía eléctrica y sus consumos varían en función de las necesidades de producción.
- Caudal de aire de admisión: Se utiliza una relación de 5:1 en volumen de aire sobre volumen de gases combustibles. Además se asume un exceso de aire de 30% para garantizar la combustión.
- Temperatura de los gases de escape: En una fase experimental se determina la temperatura de los gases de escape que debe estar alrededor de los 800°C según la literatura especializada en el tema.
- Distribución del calor rechazado: Se revisa utilizando las curvas anteriormente ilustradas de generación de calor libre por horno, batería y por la planta trabajando a máxima capacidad.

### 7.5. Consideraciones de la Cogeneración

Dado que la fuente a valorizar es una fuente térmica a alta temperatura es evidente que se trata de un ciclo inferior. Dado que no se quiere afectar el flujo normal de los volátiles y de los gases de combustión no se considerara como posibilidad una turbina de gas debido a que los gases salen demasiado calientes para ser comprimidos. Por otro lado las dos posibles soluciones que se han contemplado al problema son: una turbina de vapor (con un HRSG) o un arreglo de motores de aire (Stirling). Estas dos posibilidades se muestran como buenas candidatas debido a que el calor disponible en los gases se utilizaría para calentar otro fluido de trabajo (vapor o aire) mediante un sistema de recuperación de calor adaptado a la chimenea o cámara de post-combustión.

Otro hecho a tener en cuenta es necesaria la construcción de túneles y de una cámara de post-combustión en la parte superior de las baterías. El objetivo de este sistema es el de evitar la emisión de los hidrocarburos a la atmósfera, forzando su combustión completa. Esta instalación (túneles, caldera y chimenea) sería valorizada en el proyecto de cogeneración ya que se presenta como un sistema excelente para reunir el calor disponible en los gases de cada horno en un punto central. Quedan por ver detalles operativos importantes como la instalación de los intercambiadores de calor dependiendo de la tecnología que se escoja como mejor candidata después de su estudio detallado.

Potencia eléctrica disponible =  $\eta_t$  . Consumo específico de combustible\*

Donde:  $\eta_t = \eta_{th} \cdot \eta_m \cdot \eta_e$

\* En este caso en particular solo se tiene en cuenta la energía libre, es decir la energía no necesaria para la coquización.

<b>Energía térmica liberada en la coquización para:</b>		<b>2000</b> ton / mes carbon
(Cálculo con 40 hornos con ciclos de 72 hrs - max planta 3000 ton para 60 hornos con ciclos de 72 hrs)		
Total Calor desprendido en la coquización		3294 kWh/ton carbon
Calor necesario para la coquización		838 kWh/ton carbon
Calor perdido por radiación proceso y apagado		220 kWh/ton carbon
Calor disponible en los gases		2237 kWh/ton carbon
Calor disponible en los gases por mes		4,473,463 kWh/mes
Calor disponible en los gases por mes		4473 MWh/ mes
Potencia calorífica promedio		<b>6.2</b> MW
Eficiencia de transporte y radiación (exp)	<b>0.6</b>	} Dependen de la tecnología utilizada para la cogeneración
Eficiencia de los recuperadores o HRSG	<b>0.9</b>	
Eficiencia termo-mecánica	<b>0.23</b>	
Eficiencia electro-mecánica	<b>0.97</b>	
Energía eléctrica generable		<b>539</b> MWh/ mes
Potencia eléctrica generable		<b>749</b> kW

Tabla 3. Potencia generable en función de la carga del sistema de hornos.

Y dado que se busca analizar si el cogenerador puede comercializar excedentes de electricidad comercializables es interesante analizar los consumos energéticos y en particular eléctricos de la planta. De un cálculo elemental de potencias de la maquinaria y de los tiempos asociados a su operación por mes se pueden construir unas cifras aproximativas de la energía eléctrica utilizable en un modo “autogeneración”. Hoy día en la planta de Carbosam la mayor parte de la energía eléctrica es generada con un par de plantas eléctricas instaladas en la coquería. Si el análisis financiero resulta viable se podría eventualmente reemplazar estas plantas por el sistema de cogeneración.

<b>Total energía eléctrica utilizada en los procesos</b>	
Lavado	2609 kWh / mes
Pulverización	1249 kWh / mes
Homogenización	2139 kWh / mes
Estabilización y cribado	1406 kWh / mes
Lavado a terceros	993 kWh / mes
Oficinas y laboratorio	480 kWh / mes
Total	8877 kWh / mes
Total	<b>8,9</b> MWh / mes
Potencia eléctrica promedio	<b>12</b> kW
Potencia max requerida	<b>217</b> kW

Tabla 4. Potencia y energía eléctrica consumida en la planta de Carbosam S.A. a Noviembre del 2002

El tipo de tecnología de cogeneración a utilizar en el caso estudiado de la recuperación del calor residual del proceso de coquización depende en gran forma de las dimensiones de la planta y por lo tanto a la cantidad de calor generado y posteriormente recuperable. Este punto es importante ya que la tecnología de las turbinas de vapor se torna bastante costosa por kW instalado cuando los tamaños de las instalaciones disminuyen. Cuando estos costos por kW instalado ascienden a \$1100 USD/kW la tecnología de los motores Stirling puede representar una alternativa interesante y bastante competitiva.



## 8. TURBINA DE VAPOR Y CALDERA DE VAPOR (HRSG)

### 8.1. Ciclo Termodinámico

El ciclo termodinámico se define por el ciclo de Rankine y la selección de la configuración depende más de las propiedades de estado del fluido de trabajo que de las temperaturas alcanzadas. La mayoría de las sustancias se trabajan cerca del domo de saturación y se alejan bastante del comportamiento de gases ideales. El trabajo es efectuado por el fluido vaporizado en la caldera durante la expansión en la turbina. Las condiciones de fase (presión y temperatura críticas) son vitales para determinar el desempeño del ciclo. En las aplicaciones donde las temperaturas de la fuente caliente son elevadas, como es este caso, se tienden a instalar ciclos supercríticos.

Las máquinas de vapor tienen desempeños energéticos con potencias del orden de potencia de los MW y su robustez así como la simplicidad del ciclo lo presenta como un ciclo atractivo. Por lo general esta compuesta por una turbina axial multi-etapas donde se expande el vapor. La selección del agua como fluido de trabajo se debe a su disponibilidad (aunque para este proyecto va a ser una limitante que será analizada en detalle mas adelante), bajo costo, inflamabilidad, cero toxicidad y propiedades físicas razonablemente acordes con lo necesario para el proceso. Sin embargo esta tecnología presenta serias limitaciones a pequeñas escalas dado que los equipos se vuelven bastante costosos por kW instalado y rara vez rentables cuando las instalaciones son de menos de 5 MW.

En el análisis se tienen en cuenta los siguientes detalles:

- ✓ Presión de vapor baja a temperaturas bajas y alto volumen másico, hay altos flujos volumétricos en las últimas etapas de la expansión y en la entrada del condensador.
- ✓ Temperatura crítica bastante baja lo que obliga a recalentamientos importantes lo cual lo aleja de la forma rectangular ideal del ciclo de Carnot y por lo tanto disminuye su eficiencia.
- ✓ Su presión crítica es bastante elevada lo cual implica costos importantes en la caldera y sus materiales asociados.
- ✓ Bajo peso molecular del fluido, lo que obliga a aumentar el numero de etapas de expansión de la turbina y la sección de paso de fluido dentro de la turbina.
- ✓ La línea de saturación ( $x = 1$ ) del agua presenta una pendiente negativa en el diagrama (T,s) lo que causa la aparición de liquido en la parte final de la expansión y puede afectar las aletas de la turbina.

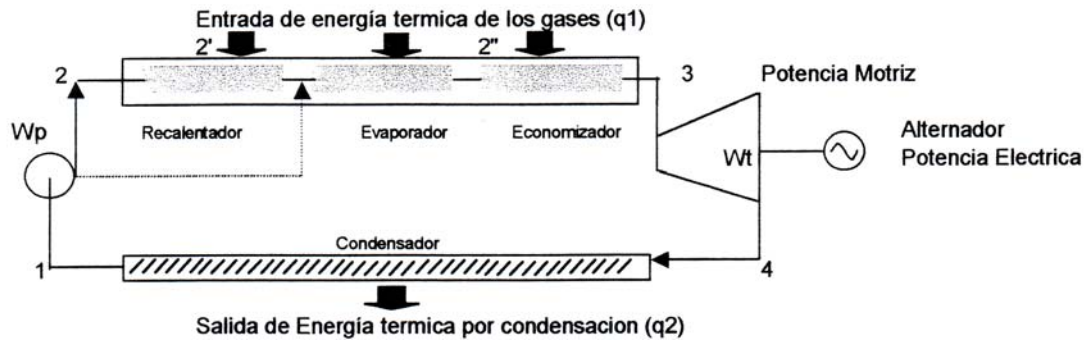


Figura 8. Diagrama esquemático de los componentes del ciclo de vapor sobrecalentado

Las etapas del ciclo son:

1. Compresión supuestamente isentrópica, trabajo motor (1-2)

$$W_{m, \text{ bomba}} = h_2 - h_1 = \int_1^2 v \, dP \text{ entre } 1 \text{ y } 2 = (P_2 - P_1) / \rho_{\text{Líquido}}$$

Dado que este aumento de entalpía es muy bajo comparado con el balance energético del resto del ciclo se puede asumir que  $h_2 \cong h_1$  o que la compresión no produce un cambio sustancial de temperatura.

2. Evaporación y recalentamiento (2-3), se suponen isobaras, en termodinámica se obtiene:

$$q_1 = h_3 - h_2$$

3. Expansión isentrópica (3 - 4), el trabajo disponible se obtiene de las ecuaciones siguientes:

$$|W_{m, \text{ turbina}}| = -W_{m, T} = h_3 - h_4 = \int_4^3 v \, dP \text{ entre } 4 \text{ y } 3$$

4. Condensación isobara (4 -1) de donde:

$$|q_2| = -q_2 = h_4 - h_1$$

En virtud del primer principio de la termodinámica tenemos que el trabajo motor disponible por el ciclo es:

$$|W_m| = q_1 - |q_2| = (h_3 - h_2) - (h_4 - h_1) \cong h_3 - h_4$$

En otros términos:

$$q_1 = |W_m| + |q_2|$$

Y el rendimiento térmico del ciclo se define como:

$$\eta_t = |W_m| / q_1 = 1 - (|q_2| / q_1) = (h_3 - h_4) / (h_3 - h_1)$$

En la gráfica se ilustra el proceso de generación del ciclo descrito:

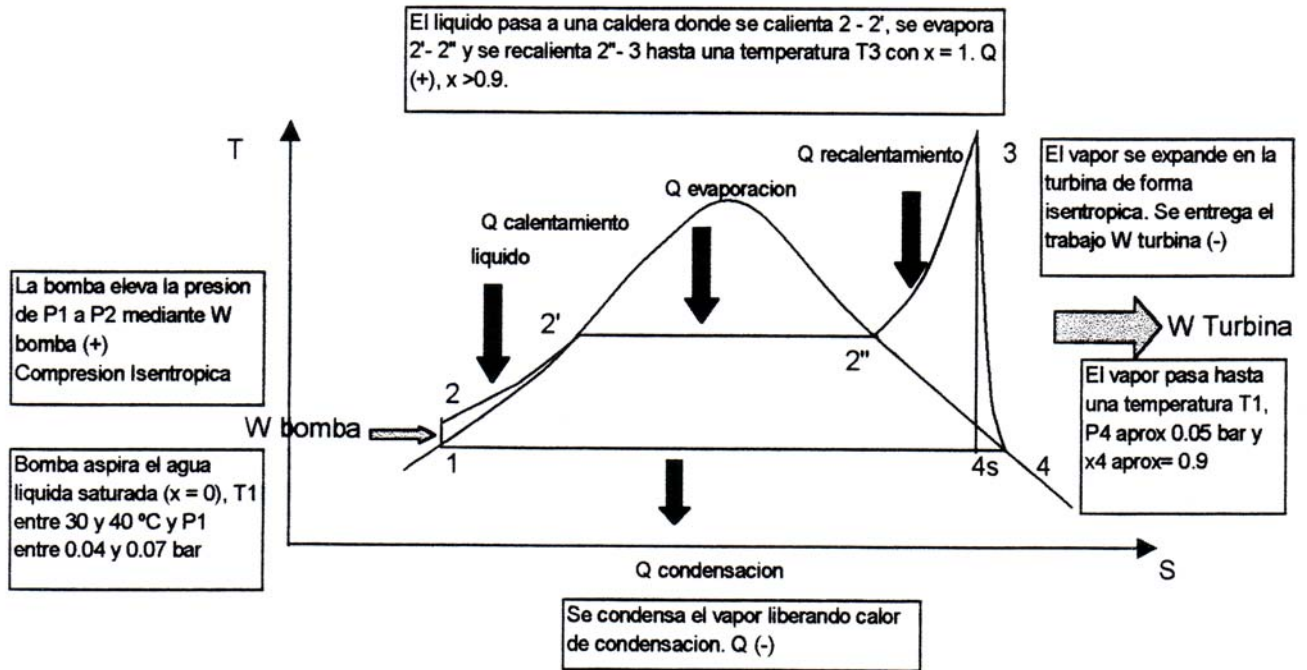


Figura 9. Diagrama T,S del ciclo de vapor sobrecalentado propuesto

Del gráfico se ven que la eficiencia aumenta con h3 y el valor de P3 es más bien poco importante comparado con la temperatura en el estado supercrítico. La limitación tecnológica de los tubos es de  $T_3 < 550 \text{ }^\circ\text{C}$ . La saturación de vapor debe ser mayor a 0.9 para mantener en un buen estado las hojas de la turbina. El valor de la presión óptima P3 a la entrada de la turbina es muy sensible al rendimiento isentrópico de la expansión real. El orden de magnitud de esta presión óptima esta entre 20 y 50 bar.

Al tener en cuenta que la expansión no es isentrópica se pierde alrededor de un 4% del rendimiento del ciclo. Para esto se asume por lo general una eficiencia isentrópica ( $\eta_s$ ) de la turbina de 0.9. este valor multiplicado por la diferencia de las entalpías 3 y 4 nos da un nuevo valor de h4 y por lo tanto una nueva saturación de vapor. Se escoge un ciclo supercrítico debido a que para las temperaturas de trabajo  $T < 600 \text{ }^\circ\text{C}$  son aproximadamente 2 veces mas eficientes que los ciclos subcríticos.

Dado que en este estudio el principal objetivo es la recuperación del calor pasamos al análisis del calor recuperable y el sistema de intercambiadores de calor. En instalaciones de gran tamaño se puede aumentar la eficiencia del ciclo utilizando recuperadores y utilizando el calor de condensación del vapor expandido para evaporar el líquido a presión, lo cual puede dar un 6% de eficiencia extra al ciclo. Sin embargo en instalaciones pequeñas como el objeto de este estudio no representa una ventaja interesante debido a la elevada relación costo beneficio. A continuación se muestra un esquema de la variación de temperatura de los gases de escape y del agua que pasa de su estado líquido a su estado recalentado y de los intercambiadores de calor en la caldera de recuperación.

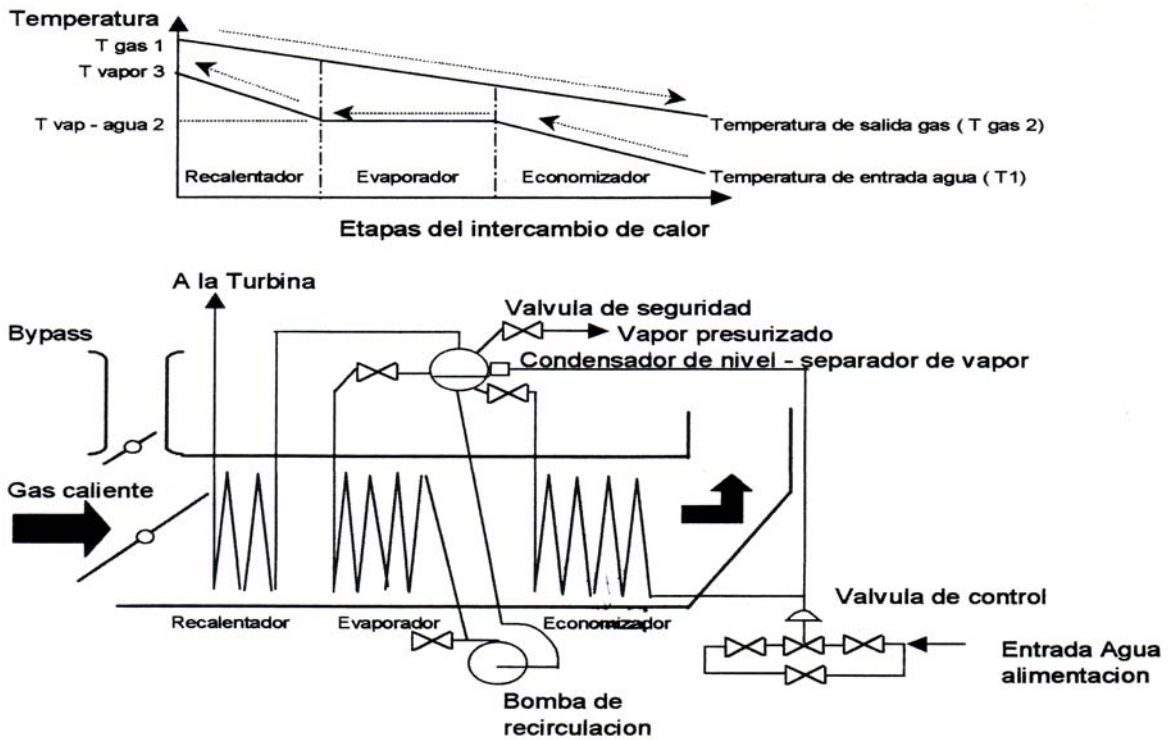


Figura 10. Diagrama de temperaturas y mecánico del sistema de recuperación de calor.

Si hubiera un proceso de recuperación del calor de condensación la posición relativa de las curvas sería inversa ya que se utilizaría el calor de condensación para precalentar el agua a vaporizar. Cabe anotar que en los intercambiadores de calor hay una pérdida de cabeza de presión que se debe tener en cuenta si resulta ser relevante en los cálculos debido a la longitud del serpentín.

Introducimos un parámetro simple que se usa en la caracterización del vapor que es la calidad y se denomina X y es la fracción másica de la masa total del fluido que está en la forma de vapor.

$$X = \text{masa vapor} / (\text{masa vapor} + \text{masa líquida})$$

Por lo dicho durante esta capítulo se va a seleccionar para el cálculo un ciclo simplificado (sin re-sobrecalentamientos) con las siguientes características siguiendo las recomendaciones de los fabricantes de turbinas para estas dimensiones (50 °C de recalentamiento):

$$T_1 = T_4 \approx 373 \text{ K} = 100 \text{ °C}$$

$$T_2 \approx T_1$$

$$P_1 = P_4 = 100 \text{ kPa} = 14.6 \text{ psi (presión atmosférica)}$$

$$P_2 = P_3 = 3500 \text{ kPa} = 507 \text{ psi (para tener una caldera y un sistema de circulación económico)}$$

$$T_3 \approx 340 \text{ °C} = 613 \text{ K (con } 100 \text{ °C como máximo de sobrecalentamiento)}$$

$$h_4 \text{ mínima} = 2450 \text{ kJ / kg}$$

$$X_4 = 0.9 \text{ (a la salida de la turbina a contrapresión)}$$

$$C_L \text{ agua} = 4.18 \text{ kJ / kg K}$$

Con estos valores se va a un diagrama de Mollier de donde se hallan los valores de entalpía relacionados a las presiones y a las temperaturas de trabajo.

$$\text{Punto 3: } T_3 = 340 \text{ °C y } P_3 = 3500 \text{ kPa, entonces } h_3 = 3075 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Punto 4: } P_4 = 100 \text{ kPa y } T_4 = 100 \text{ °C, saturación de } X = 0.90, \text{ entonces } h_4 = 2475 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Punto 1: } T_1 = 100 \text{ °C y } P_1 = 100 \text{ kPa, para saturación de } X = 0, \text{ entonces } h_1 = 419 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Punto 2: } P_2 = 3500 \text{ kPa y } T_2 = 100 \text{ °C, entonces con las suposiciones nombradas } h_2 = 419 \text{ kJ/kg}$$

De aquí ya se pueden hacer los cálculos de eficiencia del sistema y quedaría por determinar el flujo másico de agua de acuerdo con las temperaturas, la potencia de la turbina, el calor disponible absorbido de la fuente caliente, así como la potencia de la bomba y el calor a disipar en el condensador.

$$\eta_t = (h_3 - h_4) / (h_3 - h_2) = (3075 - 2475) / (3075 - 419) = 0.23 = 23\%$$

## 8.2. Caracterización del sistema mecánico

Como se había nombrado anteriormente el calor absorbido para la vaporización (2-3) asumiendo un intercambio de calor a presión constante es:

$$Q = Q_s + Q_L = m [C_p (T_3 - T_2) + 2256.7] \text{ [kJ]}$$

$$Q = m [4.19 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} (340 - 240) \text{ °C} + 2256.7 \text{ kJ/kg}] = m [419 + 2256.7 \text{ kJ/kg}]$$

$$Q = m [2675.7 \text{ kJ/kg}]$$

El calor latente se añade posteriormente al calor sensible en el cálculo como un dato conocido para un flujo másico dado. Donde  $m$  esta en kg y se determina con la potencia de energía térmica disponible. Como se vio en el análisis de potencia térmica hay disponible una potencia promedio de 3.5 MW por batería de 40 hornos. Dado que lo que se busca es un caudal o flujo másico ( $\partial m / \partial t$ ) podemos relacionarlo con la potencia térmica disponible por batería de 20 hornos así:

$$(\partial Q / \partial t) = 4.7 \text{ MW} = 4.7 \times 10^6 \text{ W} = (\partial m / \partial t)(2676 \times 10^3 \text{ J/kg}) \text{ y el resultado da en [J/s]}$$

Despejando y dado que  $1 \text{ W} = 1 \text{ J/s}$  tenemos:

$$(\partial m / \partial t) = (4.7 \times 10^6 \text{ J/s}) / (2676 \times 10^3 \text{ J/kg}) = 1.75 \text{ kg/s} = 6.32 \text{ Ton/hr de vapor.}$$

Es decir que consumimos una potencia de:

$$1.75 \text{ kg/s [419 kJ/kg]} = 733 \text{ kW para la evaporación}$$

$$1.75 \text{ [2256.7 kJ/kg]} = 3949 \text{ kW para el recalentamiento}$$

Que es la cantidad de vapor de agua sobrecalentado producible a las condiciones del punto 3 con una caldera de una eficiencia de transferencia de calor = 1. Este dato, la temperatura de los gases y la presión de trabajo (3500 kPa) son los datos de entrada para el cálculo de la caldera o generador de vapor.

Ahora retomando la energía producible por la turbina en estas condiciones ideales se tiene una potencia de:

$$\begin{aligned} \left| \partial W_{m, \text{ turbina}} / \partial t \right| &= (h_3 - h_4) (\partial m / \partial t) = (3075 - 2475 \text{ kJ/kg}) (1.75 \text{ kg / s}) \\ \left| \partial W_{m, \text{ turbina}} / \partial t \right| &= (655 \text{ [kJ / s]}) = 1050 \text{ [kW]} \end{aligned}$$

Es decir que para este ciclo ideal se utilizará una turbina de menos de 1 MW para 40 hornos, si se toma en cuenta el hecho de que no todo el calor de los gases será recuperable por la condición de elemento externo y extraíble de la caldera de vapor. La producción de la planta no se asume como a capacidad máxima sino en un valor promedio de 2000 ton/mes por lo que se toma esta cifra como la utilizada para el cálculo. Tendríamos 25 kW disponibles de salida de la turbina (por horno prendido) con una eficiencia del HRSG de 100%. La turbina mediante la expansión del vapor transmite su energía a las aletas del rotor convirtiéndose en energía mecánica que luego será convertida en electricidad por un grupo electrógeno acoplado al eje de la turbina. El estimativo optimista según los proveedores de HRSG nos indica que es de esperar una eficiencia en la recuperación del calor de los gases del 90% y las pérdidas por conducción a lo largo de los conductos de transporte de gases calientes sumado al calor perdido contenido en los gases de salida está en el 40%. Esto nos deja con una potencia disponible neta de 0.5 MW como salida de la turbina.

Para la presión que se escogió se clasificaría el equipo como un sistema de baja presión ya que hay plantas que operan a presiones del orden de 2000 psi (13800kPa) lo cual evita perdidas de energía en el flujo, pero causa un aumento de los costos de los distintos componentes del sistema.

Y de igual forma puede calcular la energía térmica a disipar en el condensador:

$$\left| \frac{\partial q_2}{\partial t} \right| = (h_4 - h_1) (\dot{m} / \partial t) = (2475 - 419 \text{ kJ/kg}) (1.75 \text{ kg / s})$$

$$\left| \frac{\partial q_2}{\partial t} \right| = 2243 \text{ [kJ / s]} = 3598 \text{ [kW]}$$

Para calcular la potencia necesaria de la bomba de circulación se tiene que:

$$W \text{ Bomba} = \int v dP \text{ entre 1 y 2} = (P_2 - P_1) / \rho_{\text{Liquido}} = (3500 - 100 \text{ kPa}) / 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 3.4 \text{ kPa.m}^3/\text{kg} = 3.4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ahora multiplicando por el caudal: } 3.4 \text{ kJ/kg} \times 1.75 \text{ kg/s} = 5.95 \text{ kJ/s}$$

$$W \text{ Bomba} = 5.95 \text{ [kJ/s]} = 5.95 \text{ [kW]} = 7.97 \text{ hp} \approx 8 \text{ hp} \text{ (sin incluir las pérdidas del sistema)}$$

Se toma una bomba de 10 hp para tener en cuenta las perdidas a lo largo de la tubería.

Se estudia la instalación con una bomba centrífuga por la versatilidad de estos equipos según las condiciones del condensado.

### 8.3. Intercambiadores de calor

Los gases a valorizar son los emitidos por el proceso de la coquización, en la tabla siguiente se ilustra la composición de los gases comerciales de carbón que hay en el mercado y los gases de coque como el elemento relevante de este estudio. Se asume un exceso de aire de combustión del 30% y se muestran los valores energéticos (PTS) por metro cúbico de gas de coquización y por metro cúbico de mezcla aire + gas.

**Propiedades de los gases de carbon comerciales**

	Constituyentes del gas % por volumen								SG	m3 aire / m3 ft gas	Wh / m3 bruto	Wh /m3 neto	Wh/m3 mix (6.5 : 1)
	CO2	O3	N2	CO	H2	CH4	C2H4	C6H6					
Gas de Horno de coquizacion	2,20	0,80	9,10	6,30	46,50	32,10	3,50	0,50	0,44	4,99	5941	5320	709
Gas de carbon (vertical continuo)	3,00	0,2	4,40	10,90	54,50	24,20	1,50	1,30	0,42	4,53	5506	4937	658
Gas de carbon (con retorta)	1,70	0,8	8,10	7,30	49,50	29,20	0,40	3,00	0,47	3,23	6199	5589	745
Gas de carbon (vertical intermitente)	1,70	0,50	8,20	6,90	49,70	29,90	3,00	0,10	0,41	4,64	5589	4989	665
Gas de carbon (retorta horizontal)	2,40	0,75	11,35	7,35	47,95	27,15	1,32	1,73	0,47	4,68	5609	5030	671

\*Datos extraídos de Los combustibles y su tecnología, Francis Wilfrid.

*Tabla 5. Propiedades de los gases de carbón*

Ahora, mas detalladamente para el intercambiador de calor, la energía que se extrae de los gases para elevar la temperatura del agua, vaporizar y recalentar (caldera de vapor) se deduce del balance energético en los intercambiadores de calor gas caliente – agua / vapor de tipo acuatubular. El calor utilizado en la coquización y las pérdidas térmicas están

alrededor de 1100 kWh/ton carbón y dado que hay una fracción de carbón y alquitrán que se queman de alrededor de 1200 kWh/ton carbón asumimos que el resto de la energía disponible esta en los gases emitidos los cuales son liberados del coque a una temperatura de mínimo 600 °C y alcanzando máximos de 1000 °C en el desprendimiento y post combustión.

Estos datos teóricos son corroborados con mediciones in situ que arrojaron los siguientes resultados:

Temperaturas medidas en °C	
1	782
2	823
3	865
4	748
5	838
6	886
7	877
8	874
9	806
10	781
11	814
12	883
13	740
14	780
15	830

Media = 822  
 Desv.est. = 49

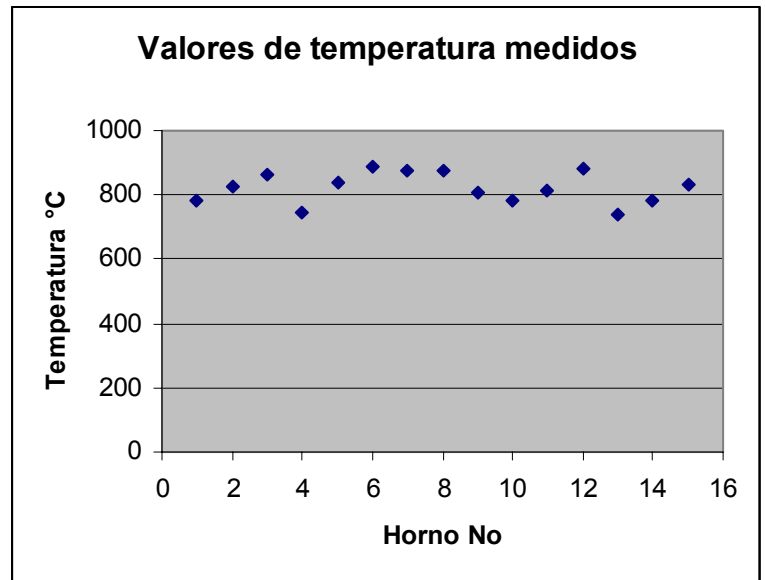


Tabla 6 y Figura 11. Datos obtenidos de mediciones de temperatura

Estos datos fueron tomados en distintos hornos en las distintas etapas del proceso de coquización. Para estas mediciones en particular un tercio de los hornos están entre 6 – 12 horas del inicio del proceso, otro tercio están entre 30 – 36 horas del inicio del proceso y el resto están entre 54 – 60 horas del inicio del proceso. Dado que todo el tiempo tenemos una producción de estas características, es decir hornos en las distintas fases en grupos de 1/3 del total, entonces nos damos cuenta que lo que importa realmente es la temperatura promedio de los gases emitidos de la batería y no su variación con respecto a la etapa del ciclo. Es necesario tener en cuenta que el poder calorífico de los gases de la coquización dependen del tiempo que dura el proceso de carbonización y de la temperatura a la cual se realiza. Wilfrid Francis anota que estos datos son específicos de la situación pero el PTS varia entre 7720 y 4080 kCal/m<sup>3</sup>, siendo los valores más altos asociados a carbonizaciones cortas (0.5 hr) a bajas temperaturas (500 °C). Estos valores se pueden reducir entre un 30 - 35% si las temperaturas se acercan a los 1000 °C. Nuestro proceso tiene temperaturas que



están en el orden de los 820 °C por lo que valores del orden de 5200 kCal/m<sup>3</sup> son los que se esperan.

A continuación se muestra la tabla que resume los datos de los gases a valorizar en kW térmicos:

<b>Gases calientes</b>		
% Volatil	26,5%	
(ton)	737	
Vol/ Mes Gas de coque	639.753	Nm3/mes
Vol /sec Gas de coque	0,25	Nm3 gases/sec
Volumen a SPT Gas + aire	1,85	Nm3 gas+aire/sec
Volumen Gas + aire	6,91	m3/sec gas @ 820 °C
Energia libre en los gases	3.391	MWh/mes
Potencia libre en los gases	4.709	kW
Vol / mes Gas + aire	4.798.146	Nm3/mes
Vol / sec Gas + aire	1,85	Nm3/seg
Energia libre	4473	MWh/mes
Potencia libre max (40 hornos)	6,6	MW
Potencia libre min (40 hornos)	4,4	MW

Tabla 7. Detalles volumétricos y energéticos de los gases a valorizar.

Ahora, en las etapas de calor sensible del agua se cumple un balance energético así:

Donde V es la velocidad promedio del fluido en el tubo, ρ es la densidad y A es el área transversal. Los subíndices H y C indican si el fluido esta en el lado caliente o el lado frío del intercambiador.

Entonces introducimos el parámetro de relación de tasa de capacidad de transferencia ( α ) definido así:

$$\alpha = \frac{\Delta T_c}{\Delta T_h} = \frac{(\partial m_h / \partial t) C_{p_H}}{(\partial m_H / \partial t) C_{p_c}}$$

Con ΔT<sub>c</sub> = 100 °C y ΔT<sub>H</sub> = 280 °C tenemos un α = 0.36

Si α > 1 las temperaturas “calientes” del intercambio de energía son cercanas y si α < 1 las temperaturas frías son cercanas. Si α =1 es un intercambiador de capacidades relacionadas y maximiza el intercambio de calor. En este caso como las temperaturas que se manejan en el gas y en el vapor son bastante distintas la eficiencia del intercambiador disminuye.

El vapor de agua, al cual se le eleva la temperatura, está entre los 373 K ( $h = 419$  kJ/kg) y los 613 K (3075 kJ/kg) de donde el cambio en entalpía que queremos lograr es de 2656 kJ/kg para 1.75 kg/s. En el otro lado del intercambiador tenemos un flujo de gases de 6.9 m<sup>3</sup>/s que entra a 820 °C y sale a 340 °C mínimo.

En todo momento la temperatura de los gases tiene que ser mayor a la temperatura del vapor y para mantener una transferencia eficiente fijamos un  $\Delta T$  mínimo de 100 °C entre los dos lados del intercambiador. El  $C_p$  (calor específico) del gas de coque esta entre 0.25 y 0.3 BTU/ °R.lbm lo que indica que es un gas bastante seco y se puede asumir que el valor de 0.25 es más acertado en las temperaturas bajas mientras que el valor de 0.3 funciona mejor para temperaturas más elevadas. Para el vapor de agua el  $C_p$  es de 0.5 BTU/ °R.lbm. Es decir que tenemos un valor promedio de  $C_p$  para los gases de 1130 J/Kg.K y de 1863 J/Kg.K para el vapor de agua. El gas tiene una densidad de 0.57 kg/m<sup>3</sup> y una gravedad específica de 0.44. Se toma como densidad del aire un valor de 1.29 kg/m<sup>3</sup>.

Una forma simplificada de calcular el área necesaria del intercambiador de calor es:

$$q = -U [(T_{g1} + T_{g2})/2 - T_v] A$$

$$q / A = U (\Delta T)$$

Donde:

$q$  = Calor transferido

$T_g$  = Temperatura del gas a la entrada y a la salida

$T_v$  = Temperatura del vapor

$A$  = Área de intercambio

$U$  = conductancia térmica global definida como la suma de las conductancias fluido y capa:

$$(1 / U) = (1 / h_H) + (1 / h_c) + (t/k)$$

Y  $h_H$ ,  $h_c$  son los coeficientes de transporte de calor convectivo,  $t$  es el espesor de la pared y  $k$  es la conductividad térmica de la pared. El intercambiador de calor debe garantizar un área de intercambio de calor suficiente para la generación del vapor. Según Reiner Decher el parámetro más importante a tener en cuenta en los intercambiadores es el coeficiente de transferencia convectiva ( $h$ ) que controla el área necesaria y las temperaturas de trabajo que restringen los materiales. Aquí solo tenemos en cuenta los intercambiadores de calor con direcciones de flujo contrarias (intercambiadores a contra flujo) debido a su desempeño. Para una caldera de condiciones similares a la estudiada Arthur Fraas utiliza el siguiente valor de transferencia global promedio:  $U = 300$  Btu / h.ft<sup>2</sup>.°F para tubos de 2 in a lo largo del HRSG.

EL manual del Ingeniero Mecánico de Baumeister recomienda otros valores para el cálculo del HRSG. Para la sección del economizador se usa un coeficiente de transferencia de calor ( $U$ ) entre 300 y 500 Btu/(h.ft<sup>2</sup>.°F), para el intervalo de evaporación los coeficientes son entre 500 y 900 Btu/(h.ft<sup>2</sup>.°F) y para el segmento de recalentamiento (super heater) los valores de  $U$  van de 80 a 140 Btu/(h.ft<sup>2</sup>.°F).

Otros valores más conservadores son utilizados por textos como el Mechanical Engineering Handbook de J. Kenneth donde se usan valores entre 10 y 15 Btu/(h.ft<sup>2</sup>.°F).

Para efectos de aproximaciones de diseño Harry Sorensen sugiere una conductancia (h) para vapor nucleado de 11500 W/m<sup>2</sup>.K (otros autores manejan un rango entre 850 y 11500) y para cuando ya se ha formado una película de vapor en el tubo se puede asumir una bastante baja del orden de 60 W/m<sup>2</sup>.K. Para el aire se estima un valor de 9.7 W/m<sup>2</sup>.K. Así mismo la conductividad térmica para el aire es de 0.024 W/m.K y para el agua es de 0.55 W/m.K. El espesor de los tubos estará en el orden de los 1.0 mm.

Siendo estos dos últimos los más conservadores los utilizamos para el cálculo del área de transferencia de calor.

Asumiendo  $\Delta T$  como la media entre los cambios de temperatura  $340 - 240 = 100$  K para el lado frío y para el lado caliente del intercambiador, es decir para el super heater  $[(820 - 340) + (440 - 340)]/2 = 290$  K.

Con estos datos se puede calcular el rango de áreas entre los cuales debe estar el requerido para la caldera. P es el perímetro de la tubería y L la longitud acumulada del serpentín.

$$Q / A = Q / (P \times L)$$

Para la tubería de 2" tenemos un perímetro de 0.159 m

Con el valor que da Keneth:

$$6200 \text{ kW} = 21.2 \text{ MBtu} / \text{hr}$$

$$(21.2 \text{ MBtu} / \text{hr}) / (540 \text{ °F} \times A) = 15 \text{ Btu}/(\text{h.ft}^2.\text{°F})$$

$$A = 2613 \text{ ft}^2 = 243 \text{ m}^2$$

Con el valor que da Sorensen para una caldera de flujo natural:

$$6200 \text{ kW} / (290 \text{ K} \times A) = 60 \text{ W}/\text{m}^2.\text{K}$$

$$A = 356 \text{ m}^2$$

Tomando el valor de 356 m<sup>2</sup> tendríamos para una caldera de tubos de 3 m y tubería de 2" una longitud total de 2227 m de tubo, es decir 740 tubos de 2" x 3m. La caldera debe incluir al menos 2 tanques de almacenamiento inferior y uno de inyección con la mezcla vapor/condensado. Así mismo el condensador (teniendo en cuenta un vapor con una temperatura después de la expansión de alrededor de 100 °C) necesita un área de 3598 kW/(80 K x A) = 60 W/m<sup>2</sup>.K. Entonces el área de condensación es de 750 m<sup>2</sup>.

La velocidad del flujo en estos tubos de intercambio de calor debe estar bajo y 3 m/s en las zonas donde hay líquido y hay vapor. Así el flujo másico  $(\partial m / \partial t) = VA/v_f$ , donde  $v_f$  es el volumen específico del fluido. Para los 1.75 kg/s de vapor que se van a manejar y sabiendo que los volúmenes específicos del líquido y el vapor son 1.22 y 59.76 cm<sup>3</sup>/g = 0.00122

$\text{m}^3/\text{kg}$  y  $0.05976 \text{ m}^3/\text{kg}$ . Para el líquido tendremos  $0.00213 \text{ m}^3/\text{s}$  y para el vapor  $0.145 \text{ m}^3/\text{s}$ . La tubería de 2" tiene un área en metros de  $0.00203 \text{ m}^2$ , para los 740 tubos la velocidad del vapor promedio es de  $0.04 \text{ m/s}$  que está bastante por debajo del límite de  $3 \text{ m/s}$ . La tubería en los distintos puntos del ciclo será:

	Caudal	Diam. Tubo	Area Tubo	Vel. Flujo
	$\text{m}^3/\text{s}$	in	$\text{m}^2$	$\text{m/s}$
<b>Caldera</b>	0,00213	2	0,002	1,05
<b>Cald - Turb</b>	2,92775	15	0,114	25,68
<b>Turb - Cond</b>	2,92775	15	0,114	25,68
<b>Cond-Pump</b>	0,00182	2	0,002	0,90
<b>Pump - Cald</b>	0,00182	2	0,002	0,90

Tabla 8. Datos del flujo y velocidades máximas en las distintas partes del sistema

Para  $6.2 \text{ MW}$  y teniendo en cuenta que solo podemos transferir calor hasta una temperatura de gases de máximo  $440 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $340 + 100 \text{ }^\circ\text{C}$ ), es decir  $441 \text{ kJ/kg}$ . Tenemos entonces La temperatura de los gases al ser desprendidos en promedio es de  $820 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $1093 \text{ K}$ ,  $1160 \text{ kJ/kg}$ ). El flujo másico es de  $1.85 \text{ Nm}^3/\text{s}$  de mezcla aire + gas (usando  $2000 \text{ ton/mes}$  de carbón). Sólo podemos recuperar una fracción del calor reducida al cambio de entalpías permisible del gas tenemos entonces  $\Delta h = 501 \text{ kJ/kg}$  gas. Dado que el aire pesa  $1,293 \text{ kg/Nm}^3$  y que el gas tiene una gravedad específica de  $0.44$  tenemos una densidad del gas de  $0.569 \text{ kg/Nm}^3$ . Se estima un volumen de gases de  $0.25 \text{ Nm}^3/\text{sec}$  a los cuales se les suma el aire de combustión y su volumen se incrementa debido a la liberación de calor.

A la salida estos gases tendrán una temperatura de salida en cualquier caso superior a  $300 \text{ K}$  que garantizan que no haya condensación. El volumen de la mezcla aire + gas estimado a una temperatura de la mezcla de los reactivos (relación aire:gas  $6.5:1$ ) medida de  $820 \text{ }^\circ\text{C}$  es de  $6.91 \text{ m}^3$ , según Wilfrid Francis los productos de la combustión completa tienen aproximadamente la misma cantidad de unidades volumétricas de gas y se utiliza una relación de  $\text{m}^3 \text{ aire}/\text{m}^3 \text{ gas}$  entre  $4.57$  y  $4.99$  mas un exceso de aire del  $30\%$ . Esto nos da una relación de aire entre  $6:1$  y  $6.5:1$ . La temperatura máxima esperada de emisión de los vapores y los gases del coque está en el orden de  $1223 \text{ K}$  lo cual nos da una mezcla aire + gas con una temperatura de  $820 \pm 49 \text{ }^\circ\text{C}$ .

Si se utiliza una relación del hogar de la caldera de  $1000 \text{ MJ/h.m}^3 = 288 \text{ kW/m}^3$ , tenemos que el volumen aproximado del hogar será de mínimo  $6200/288 = 22 \text{ m}^3$ . Este hogar de la combustión y de la transferencia de calor serán los conductos

Para determinar el tipo de flujo necesitamos utilizar el número de Reynolds:

$$Re = DG/\mu = D(\partial m / \partial t) / \mu A$$

$$\mu \text{ gas} = 3.32 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$$

$$\mu \text{ vapor} = 8.62 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}$$

Entonces:

$$Re = 4D(\partial m / \partial t) / \mu \pi D^2 = 4(\partial m / \partial t) / \mu \pi D$$

El Reynolds para parte interna de la tubería de 2 es entonces:

$$\text{Para el vapor } (4 \times 1.75) / (3.1416 \times 0.0508 \times 8.62 \times 10^{-5}) = 508834$$

El coeficiente de rugosidad ( $\epsilon$ ) para el acero es = 0.0002

Del diagrama de Moody  $f = 0.016$

La caída de presión del intercambiador debido a la disipación térmica viscosa del fluido en cortante es:

La densidad promedio del fluido a lo largo de la caldera es de  $1.19 \text{ kg/m}^3$ .

$$\Delta P = f \cdot (\rho_{\text{avg}} V^2 / 2) (L/D) \cdot g$$

Donde  $V$  = Velocidad promedio del fluido y el resto de la variables tienen su connotación habitual.

$$\Delta P = 1.016(1.19 \text{ kg/m}^3(1.43 \times 10^{-3} \text{ m/s})^2/2)(2227 \text{ m}/0.0508 \text{ m}) = 5 \times 10^{-2} \text{ Pa}$$

La generación de vapor se lleva a cabo en una caldera o intercambiador de calor donde los gases de escape transfieren su energía térmica al agua para calentarla, vaporizarla y/o recalentarla dependiendo de la temperatura y presión del sistema. La caída de presión del gas que sale es pequeña y como se ve la caída en la caldera es pequeña también dado que el flujo se divide en una gran cantidad de tubos, de tal forma que el flujo por tubo resulta bastante bajo.

Según García las Consideraciones de diseño más importantes son:

- La generación de vapor tiene como necesidades un gran volumen de agua disponible y la disponibilidad de un sistema de enfriamiento para evitar que llegue agua sobrecalentada a la bomba de circulación lo cual puede formar burbujas de vapor. El agua debe ser limpia (en lo posible sin sedimentos y sin elementos corrosivos). En este caso particular esto puede ser un problema potencial ya que el agua no es un recurso abundante en la zona de la planta de coquización.
- Las superficies de calentamiento de agua con gas deben ser accesibles para una fácil inspección y reparación. Este punto sería manejable dado que los intercambiadores de calor podrían ubicarse en la caldera de post-combustión. Hay varios inconvenientes. Primero, aunque no se este circulando un fluido frío a través

del intercambiador no se puede detener la producción de coque, lo que presenta problemas debido a las altas temperaturas de los gases. Ante esto se está analizando la posibilidad de unos intercambiadores de calor que se puedan extraer, es decir un sistema sobre rieles que se pueda introducir en el camino de los gases calientes. Otra posibilidad es un by-pass de los gases con los gastos que esto implicaría, para que cuando no se estén circulando fluidos de trabajo por el intercambiador, los gases no tengan contacto con él.

- Las cámaras de la caldera de recuperación destinadas a conducir los gases del proceso deben estar diseñadas para tener una mínima caída de presión tanto de los gases como del agua y el vapor. El punto a considerar es que se tiene que proporcionar una superficie de intercambio de calor lo suficientemente grande como para garantizar una recuperación efectiva de la energía. El ideal es encontrar un balance entre los dos puntos.
- La caldera de recuperación debe estar equipada con interruptores activados por alto nivel de agua, alarma por alto nivel, iniciador de bomba por bajo nivel, alarma por bajo nivel de agua, alimentador de agua de emergencia, manómetro, válvula de purga y la tubería de interconexión necesaria. La caldera debe estar debidamente aislada y recubierta. Estos sistemas de regulación son vitales para garantizar un tiempo de vida razonable de los equipos y para evitar incidentes debidos a excesivas temperaturas en el sistema.
- La temperatura de la chimenea debe garantizar que no se va a condensar el vapor de agua de los gases de combustión y que va a haber un efecto de Arquímedes por diferencia de densidades suficiente para que colabore en el buen tiraje de la chimenea. El diferencial de densidades (gases calientes – aire frío) debe garantizar una salida eficiente y sin condensación de los gases.
- Será necesario incorporar un sistema de bypass para cuando el sistema de HRSG no este trabajando el cual evite que se fundan los componentes de la caldera.
- Las pérdidas de calor en el sistema de HRSG se pueden considerar como mínimo en el 10% de la energía total recuperable debido a causas como las pérdidas por exceso de aire, las pérdidas debidas a las cenizas, las pérdidas por combustión de Hidrógeno y generación de agua, y por radiación.
- El equipo electrógeno necesario y los elementos de conexión a la red asociados tienen un costo de aproximadamente el 20% del valor total de la inversión inicial.

#### **8.4. Elementos anexos del sistema de circulación de agua**

En el diseño de una planta térmica y su sistema hidráulico asociado es necesario incluir dos subgrupos de elementos que Wilfred Francis denomina Piezas de Montaje (válvulas de

seguridad, manómetros, indicadores de nivel, grifos de purga, alarmas de alto y bajo nivel) y Piezas Auxiliares (reguladores de agua de alimentación, sobrecalentadores, soplantes de hollín).

Los equipos incluidos en estas listas son:

- ✓ 2 x Válvulas de seguridad para eliminar el exceso de calor en la caldera tipo presión por muelle.
- ✓ 2 x Manómetros de agua tipo disco plano.
- ✓ Válvula de retención y válvula de cierre para evitar el contra flujo del agua de alimentación.
- ✓ Válvula de descarga para expulsar lodos y para vaciar la caldera.
- ✓ Dispositivo de seguridad por bajo nivel de agua para evitar daños de la tubería.
- ✓ Válvula de cierre principal.
- ✓ Sobrecalentador como caldera anexa luego de haber sacado una primera producción de vapor de la caldera principal.
- ✓ Regulador de agua de alimentación como elemento automático según la temperatura y la presión del sistema.
- ✓ Soplante de hollín para limpiar las tuberías mediante pulsos de aire comprimido o contra flujo de gas.

### **8.5. Consideraciones financieras**

Estos sistemas son ofrecidos en potencias bajas pero su costo asociado es bastante alto. El sistema escogido para el estudio por su precio como montaje “llave en mano” es un sistema Rolls-Royce de 0.5 MWe con salida de 60 Hz y 440 V, con un costo asociado de \$150.000 incluyendo el condensador de aire. La caldera de recuperación (HRSG), las tuberías de alta y baja presión, los equipos anexos mostrados en la lista anteriormente nombrada, la bomba de circulación y más los cargos de erección suman un total de \$90.000 USD, el separador de vapor tiene un costo de \$20.000 USD. Los cargos de conexión (subestación eléctrica de dos vías) y los equipos tienen un costo de \$60.000 USD. Los cargos de importación y transporte a la locación de los equipos están alrededor de los \$15.000 USD y el sistema de acople a la chimenea de salida de los gases (rieles y compuertas metálicas con revestimiento térmico) y la superestructura de soporte cuestan \$20.000 USD, lo que da un total de inversión inicial de \$355.000 USD o \$710 USD/kW. Este costo es inferior al de las instalaciones termoeléctricas estándar con turbina a vapor ya que no tenemos que incluir ningún sistema de combustión, quemadores o sistemas de manejo de residuos dado que estos están incorporados en el proceso productivo de la coquización.

## **9. MOTORES STIRLING**

### **9.1. Consideraciones Técnicas**

La información sobre estos sistemas para aplicaciones de dimensiones considerables es más bien poca ya que se encuentran aun en una etapa de desarrollo. Aunque los motores Stirling pertenecen a una tecnología antigua, su desarrollo ha sido poco debido a que por su misma naturaleza de aire como fluido de trabajo requieren unos intercambiadores de calor de dimensiones considerables y por ende unos costos asociados elevados.

Estos sistemas serian interesantes para un concepto de autogeneración en donde se recuperarían pequeñas cantidades de calor colocando las culatas de estos motores en un arreglo a lo largo de la chimenea de descarga o en la cámara de postcombustión. El dispositivo más potente disponible hoy día en el mercado es comercializado por la empresa STM Power y tiene una potencia de 52 kW para los sistemas de 50/60 Hz con una salida de 480/230 VAC en tres fases. Estos motores se pueden colocar en paralelo para recuperar una cantidad de calor determinada pero para potencias de más de 0.5 MW resulta impractica su utilización. Su mayor ventaja es la simplicidad del sistema ya que simplemente se introduce la culata en los gases calientes (800-1000 °C). El enfriamiento se hace con agua y glicol mediante un radiador en sus opciones básicas aunque también tiene otras opciones de enfriamiento.

No se hace un análisis detallado de los equipos de estos sistemas ya que los productos disponibles en el mercado con este tipo de tecnología son comercializados como montajes llave en mano dependiendo de la cantidad de motores y el calor recuperable. El diseño de una planta con motores Stirling se limita al montaje de la tubería de conducción asociada a los recuperadores de calor en las culatas de los motores y la conexión a la red eléctrica (transformador y regulador).

### **9.2. Consideraciones Financieras**

El más económico de estos sistemas está alrededor de \$1000 USD/kWe es decir que el costo básico del sistema para generar 500 kWe seria de alrededor de \$500.000 USD. El costo estimado de operación y mantenimiento esta en el orden de los \$0.008 USD/kWh. Es necesario tener en cuenta que estos sistemas son pesados y requieren la construcción de una estructura de soporte que los mantenga en posición alrededor de la chimenea. Es importante el hecho de que su limitación de potencia con la tecnología actual a unidades de menos de 52 kW limitan la practicidad del sistema y vuelven nula la posibilidad de las economías a escala. Los costos anexos al proyecto son el transporte de los sistemas con un costo aproximado de \$2500 USD por unidad. El sistema de acople a la chimenea y estructura de soporte se proyecta en \$8.000 USD por unidad. La conexión a la red se toma



como el 20% del costo del proyecto. En ausencia de conexión a la red (autogeneración) el transformador y la protección se estiman en el 10% del costo del proyecto.

## 10. ANALISIS COMPARATIVO DE LAS POSIBILIDADES

Como se mostró anteriormente para estos ciclos bajos de cogeneración los dos sistemas presentan ventajas y desventajas y su selección depende de dos aspectos principales: las dimensiones del sistema (la cantidad de calor recuperable) y las posibilidades de comercialización o utilización de la electricidad producida.

El análisis de los flujos de caja para estos proyectos se lleva a cabo de la siguiente manera:

Ingresos por ventas o ahorros de Energía:

- ✓ Electricidad (E)
- ✓ Calor (S)

Costos y gastos:

- ✓ Combustible (F)
- ✓ Operacion/Mantenimiento (O&M)
- ✓ Intereses por Deuda (I)
- ✓ Impuesto de Renta (t)

Para Diciembre del 2002 la electricidad generada a contrapresión estaba de alrededor de \$68 pesos Col/kWh lo cual es un precio razonable si se compara con el costo de producción de turbinas a condensación que está del orden de \$130 pesos Col/kWh. Los costos de operación y mantenimiento para una turbina a vapor están entre \$24 y \$31 pesos Col/kWh. Estas cifras son tomadas de los datos históricos del Centro Nacional de Despacho (CND) donde los precios más altos están asociados a fenómenos del Niño y los más bajos están asociados a periodos de alta hidrología. Se puede decir que el precio es altamente volátil en función de la hidrología ya que el componente hidráulico del sistema de generación es de alrededor del 75%.

Según datos de la UPME, en promedio para el año 2002 se puede dar un precio de despacho con recurso hídrico de \$120/kWh (para una producción asociada de 2500 GWh/mes) y con recurso térmico \$225/kWh (para una producción asociada de 1000 kWh/mes), sin embargo los precios transados en bolsa y contratados están entre los \$60-70/kWh. De ésta energía la tercera parte es comercializada mediante contratos y el resto es transada en el Mercado de Energía Mayorista (MEM). En las proyecciones para el periodo 2002 – 2006 se espera que el componente hidráulico esté entre el 80 y el 97%. Ahora, el costo consolidado del servicio de electricidad está en el orden de los \$189/kWh (constantes Febrero 02/2002) donde los componentes principales son la generación y la distribución con aproximadamente el 38% cada uno, y el resto del costo esta compuesto por la transmisión, la comercialización y otros. El costo promedio más bajo lo tiene EPM con \$135/kWh y el más alto lo tiene EADE con casi \$250/kWh.

Los costos asociados (de producción o consumo) para el industrial teniendo en cuenta únicamente su consumo eléctrico y posibles soluciones alternas a nivel de autogeneración y conexión a la red, sin incluir la inversión inicial.

1. Situación actual promedio con Motores Diesel el consumo es de 8.900 kWh<sub>elec</sub> mes, incluyendo las ineficiencias de conversión de 28.870 kWh<sub>Diesel</sub>/mes x \$71 pesos/kWh = \$1'993.000 pesos/mes Diesel (\$23'916.000 pesos/año), con combustible de 39 kWh/Gal,  $\eta_e = 32\%$  + \$262.000/mes en mantenimiento para un total mensual de = \$2'255.000 pesos de Marzo del 2003 (consumo aproximado de 791 Gal/mes). El precio equivalente para la energía realmente utilizada es de \$253 pesos/kWh y el precio del galón de ACPM utilizado es de \$2.850 pesos.
2. Autogeneración y venta de excedentes a la red con turbina a vapor: 8.900 kWh/mes x \$44.25 pesos/kWh = \$393.825 pesos/mes (\$4'725.900 pesos/año) por cambio en el precio de consumo de electricidad. Esto significa un cambio en el precio unitario por electricidad de \$209 pesos/kWh (ahorro mensual de \$1'860.1000 pesos).
3. Autogeneración Motores Stirling: 8.900 kWh/mes x \$23.6 pesos/kWh = \$210.000 pesos/mes (\$2'520.000/año) electricidad, considerando como costo de producción únicamente los cargos de O&M del sistema Stirling, lo que significa un ahorro en el precio unitario por electricidad de \$230 pesos/kWh.
4. Conexión a la red y abandono del esquema de generación con Diesel: 8.900 kWh/mes x \$180/kWh = \$1'602.000 pesos/mes (\$19'224.000 pesos/año) electricidad. Lo que significaría un cambio en el precio unitario de electricidad pagado por el industrial de \$73.6 pesos/kWh.

Los análisis financieros se hacen con una tasa de interés del DTF (7.77% para final Febrero 2003) + 6% = 13.77% (10% es la tasa de descuento mínima para los proyectos de generación), un periodo de pago de deuda máximo de 10 años y una vida útil de 20 años. En general para este tipo de proyectos se sabe que para el inversionista se puede esperar un periodo de retorno contable entre 4 y 8 años y tasas de retorno de entre 23 y 32%.

Una entrada extra que podrían tener estos sistemas es la venta de certificados de emisiones evitadas de gases de efecto invernadero los cuales en un futuro podrían representar oportunidades más tangibles. Para no complicar el análisis se toma la financiación del caso base como 100% recursos propios. El proyecto se torna atractivo para el nivel de riesgo implícito en este tipo de inversiones con periodos de retorno de máximo 4 años.

Para un sistema de turbina a vapor es evidente que sería más conveniente dimensionar al máximo recuperable, entonces el análisis se hace con una turbina de 500 kW. Por otro lado el proyecto con el turbogenerador y el HRSG es interesante desde el punto de vista del inversionista si este llega a despachar más del 80% de la energía que el sistema puede producir a su capacidad máxima. Este escenario contempla un precio de la electricidad bastante razonable y no tiene incluido aún subsidio alguno por ser un sistema de generación limpio. Los flujos mostrados en los casos base son antes de impuestos y no tienen en cuenta un endeudamiento más allá de los recursos propios del inversionista.

Como se muestra en los flujos de caja incluidos a continuación el proyecto de los motores Stirling no es debido a dos factores principales: el costo inicial de la inversión es bastante elevado y no se logran economías a escala debido a su sistema modular de 50 kW y aunque el sistema tiene un costo de producción muy bajo y las economías (en producción de electricidad) que se lograrían con la conversión a este sistema no alcanzan a compensar los elevados costos de inversión. La opción de venta de electricidad con este sistema arroja una rentabilidad negativa.

**Análisis Financiero del proyecto con turbina de vapor de 0,5 MW (autogeneración y venta de excedentes)**

Tasa de cambio	2957.87 pesos/USD	@ 02/03/2003
Potencia del sistema	500 kW	
Factor de carga del sistema	70%	
Horas de operación anuales	6132 hr	
Electricidad Generada venta	3,066,000 kWh	
Electricidad Generada Autogener	107,748 kWh	
Tasa de descuento	13.8%	
Precio Venta electricidad (excedentes)	68 pesos/kWh	
Ganancia precio producción Electricidad	209 pesos/kWh	
Inversión inicial / kW	710 USD/kW	

Operando con un despacho a la red con factor de carga = 0.7 y operando de forma adicional la Autogeneración sólo de día, durante 10 hr/día 6 días a la semana.

	USD	Col \$
Inversión Inicial TurboGener	150,000	443,680,500
Construcción y anexos	205,000	606,363,350
Ingresos por Venta y ΔP prod electricidad	78,099	231,007,332

Año	Flujo de caja	FC (M\$ pesos)	FC desc (M\$ pesos)	FC Ac. (M\$ pesos)
0	-1,050,043,850	-1,050	-1,050	-1,050
1	231,007,332	231	203	-847
2	231,007,332	231	178	-669
3	231,007,332	231	157	-512
4	231,007,332	231	138	-374
5	231,007,332	231	121	-253
6	231,007,332	231	107	-146
7	231,007,332	231	94	-52
8	231,007,332	231	82	30
9	231,007,332	231	72	102
10	231,007,332	231	64	166
11	231,007,332	231	56	222
12	231,007,332	231	49	271
13	231,007,332	231	43	314
14	231,007,332	231	38	352
15	231,007,332	231	33	385
16	231,007,332	231	29	415
17	231,007,332	231	26	440
18	231,007,332	231	23	463
19	231,007,332	231	20	483
20	231,007,332	231	18	500

VPN 500,471,910 Pesos Col  
TIR 22%

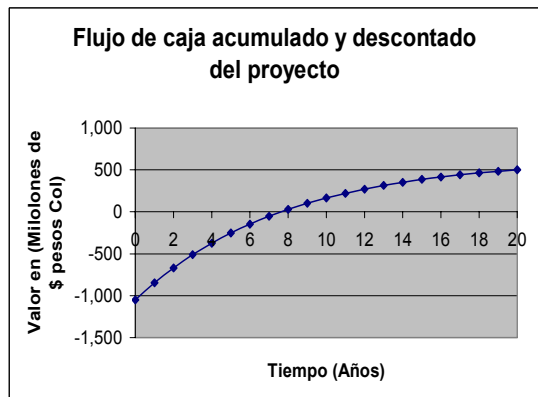
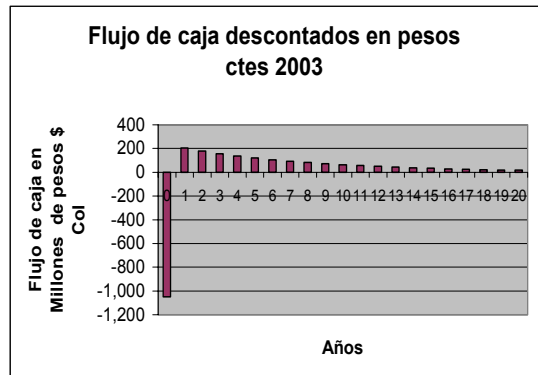


Figura 12. Análisis financiero para el proyecto base de turbina a vapor

Como se observa en los resultados del análisis financiero anterior el proyecto depende altamente de la capacidad de recompra de la electricidad producida. Si el sistema puede trabajar (entregando energía en la red) entre 70 y 90% de su carga máxima a lo largo del año se tiene un retorno de la inversión entre 4 y 8 años respectivamente. Para que un proyecto con turbina de vapor sea viable es entonces necesario que exista una venta de excedentes a la red. De lo contrario y para cargas de menos del 45% de la capacidad al año el proyecto tiene un VPN negativo.

Ahora en el caso de los motores Stirling se hace un análisis similar pero como se anoto con anterioridad sólo se incluye el escenario de Autogeneración por presentar unas ganancias por cambio en el costo de generación mayores al precio de venta de energía en el mercado.

**Análisis Financiero del proyecto con Motores Stirling para 50 kW (modo Autogeneración)**

Tasa de cambio	2957.87 pesos/USD	@ 02/03/2003
Potencia del sistema	50 kW	
Factor de carga del sistema	69%	
Potencia promedio utilizada	34.6 kW	Operando sólo de día, durante 10 hr/día 6 días a la semana
Horas de operación anuales	3086 hr	
Electricidad Generada	106,766 kWh	8897
Tasa de descuento	13.8%	
Ganancia Precio electricidad	230 pesos/kWh	
Inversión inicial / kW	1,410 USD/kW	

	USD	Col \$
Inversión Inicial Motores Stirling	50,000	147,893,500
Construcción y anexos	20,500	60,636,335
Ingresos por ΔP prod electricidad año	8,302	24,556,114

Año	Flujo de caja	FC (M\$ pesos)	FC desc (M\$ pesos)	FC Ac. (M\$ pesos)
0	-208,529,835	-209	-209	-209
1	24,556,114	25	22	-187
2	24,556,114	25	19	-168
3	24,556,114	25	17	-151
4	24,556,114	25	15	-137
5	24,556,114	25	13	-124
6	24,556,114	25	11	-112
7	24,556,114	25	10	-102
8	24,556,114	25	9	-94
9	24,556,114	25	8	-86
10	24,556,114	25	7	-79
11	24,556,114	25	6	-73
12	24,556,114	25	5	-68
13	24,556,114	25	5	-64
14	24,556,114	25	4	-59
15	24,556,114	25	4	-56
16	24,556,114	25	3	-53
17	24,556,114	25	3	-50
18	24,556,114	25	2	-48
19	24,556,114	25	2	-46
20	24,556,114	25	2	-44

VPN -43,709,775 Pesos Col  
TIR 10%

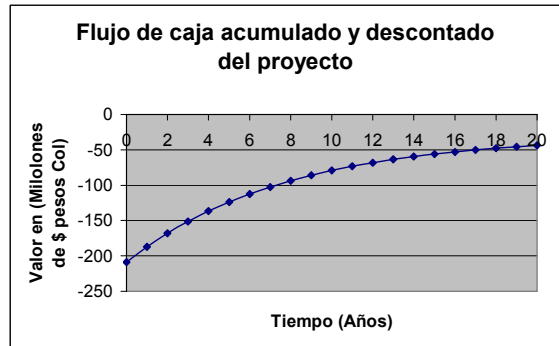
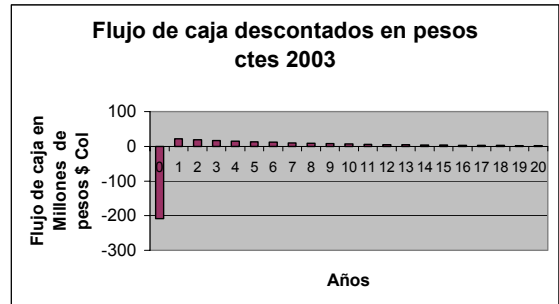


Figura 13. Análisis financiero para el proyecto del Motor Stirling (Autogeneración)

Como se observa en los flujos de dinero este proyecto significa un VPN negativo lo cual hace que el proyecto en si sea muy poco viable con los precios de energía del mercado actual y sin tener en cuenta los posibles subsidios a la inversión.

La opción de Autogeneración únicamente con turbina de vapor no es contemplada porque se observa que en ningún caso es factible la utilización de la planta con un factor de carga superior al 50% bajo este esquema. Esto debido a que la planta trabaja únicamente en el día y las posibles combinaciones de potencia instalada vs potencia promedio requerida no hacen factible una tasa de retorno aceptable.

También se analizó un escenario donde en lugar de invertir en la cogeneración, el industrial instalara el sistema para descargar toda la energía que necesita de la red y se muestra a continuación.

**Análisis Financiero del proyecto conexión a la red Subestación 75 KVA**

Tasa de cambio	2957.87 pesos/USD	@ 02/03/2003
Potencia del sistema	75 kW	
Factor de carga del sistema	46%	
Potencia promedio utilizada	34.6 kW	
Horas de operación anuales	3086 hr	Operando sólo de día, durante 10 hr/día 6 días a la semana
Electricidad Generada al año	106.766 kWh	
Tasa de descuento	13.8%	
Ganancia Precio electricidad	74 pesos/kWh	
Inversión inicial / kW	200 USD/kW	

	USD	Col \$
Inversión Inicial Transf/protecc	10,000	29,578,700
Construcción y anexos	5,000	14,789,350
Ingresos por ΔP prod electricidad año	2,657	7,857,957

Año	Flujo de caja	FC (M\$ pesos)	FC desc (M\$ pesos)	FC Ac. (M\$ pesos)
0	-44,368,050	-44	-44	-44
1	7,857,957	8	7	-37
2	7,857,957	8	6	-31
3	7,857,957	8	5	-26
4	7,857,957	8	5	-21
5	7,857,957	8	4	-17
6	7,857,957	8	4	-14
7	7,857,957	8	3	-10
8	7,857,957	8	3	-8
9	7,857,957	8	2	-5
10	7,857,957	8	2	-3
11	7,857,957	8	2	-1
12	7,857,957	8	2	1
13	7,857,957	8	1	2
14	7,857,957	8	1	3
15	7,857,957	8	1	4
16	7,857,957	8	1	5
17	7,857,957	8	1	6
18	7,857,957	8	1	7
19	7,857,957	8	1	8
20	7,857,957	8	1	8

VPN 8,374,369 Pesos Col  
TIR 17%

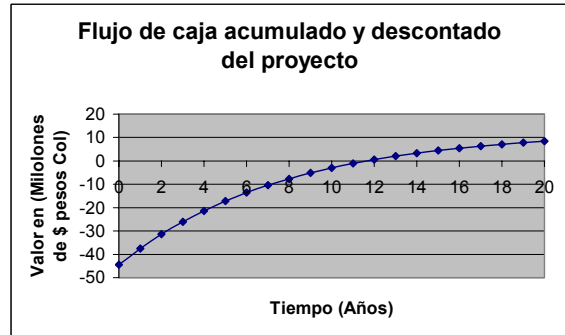
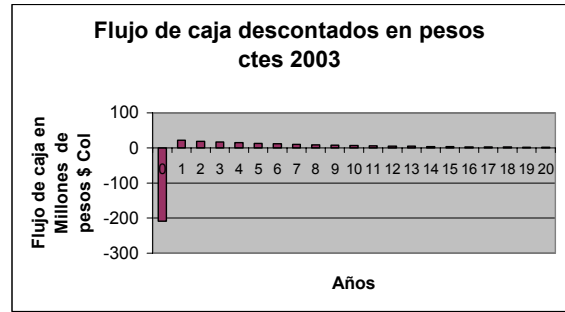


Figura 14. Análisis financiero para el proyecto de conexión a la red

A continuación se muestra un análisis de sensibilidad para los proyectos mostrados modificando parámetros de monto de inversión inicial, precio de compra / recompra de la electricidad, descuentos del impuesto de renta y financiación mediante fuentes externas. Los análisis de sensibilidad muestran para cada uno de las posibilidades los siguientes resultados:

1. Autogeneración y venta de excedentes a la red con turbina a vapor: Depende poco su rentabilidad de la ganancia en la producción de energía eléctrica. Se torna interesante si se logra subsidiar al menos el 30% de la inversión inicial del proyecto o si el precio de recompra de electricidad está por encima de los \$100 pesos/kWh. El factor de carga (caso sin subsidios ni variación en el precio base de la electricidad) debe ser mayor al 90% para que sea interesante el proyecto pero esto es difícil a menos que se garantizara una prioridad en el despacho de energía.
2. Autogeneración con motor Stirling: El proyecto es poco sensible a la variación de la ganancia por variación del precio de producción, además este precio es poco factible que cambie. El proyecto se torna interesante si se logra un subsidio de la inversión del 60% o más. El factor de carga es poco factible que varíe en la planta.
3. Conexión a la red: Se torna interesante si se logra reducir los costos de inversión inicial al 60% del valor estimado para la conexión. El factor de carga utilizado está en el límite inferior de rentabilidad, pero una instalación de menor capacidad no podría atender las demandas en hora pico de la planta.

En nivel de interés económico el que ofrece las mejores posibilidades de negocio es el de la cogeneración con turbina a vapor (Autogeneración y venta de excedentes) con una rentabilidad bastante interesante si se logra obtener subsidios (ya sea para la inversión inicial o para el precio de recompra de la energía). El caso del motor Stirling produce ganancias bastante pequeñas (por debajo de los \$100'000.000 pesos en los 20 años, incluso en un escenario optimista) y aún así involucra los riesgos de variación de los precios de la instalación y la falta de mano de obra especializada para la operación de esta tecnología. Por su parte el escenario de conexión a la red tiene un potencial interesante de reducción de costos más que de generación de valor en el mediano plazo, si se reduce la inversión inicial. Esto sería justificable ya que no implica obras mayores y no hay mayor operación adicional a la normal de la planta, es decir que su riesgo es mínimo. Por otro lado si los precios del ACPM aumentan todos los escenarios se tornan más interesantes, pero especialmente sensible a este aumento es el proyecto de conexión a la red. Para terminar los impuestos afectan gravemente la rentabilidad del proyecto, tornándolo no viable a menos que exista el subsidio del 50% en la inversión inicial para los proyectos de cogeneración.

## **11. ASPECTOS LEGALES Y DE REGULACIÓN**

### **11.1. Regulación Vigente en Colombia para la Cogeneración**

El análisis continúa con un estudio de la reglamentación vigente en Colombia para los proyectos de Cogeneración. Esta rama productiva está regulada por la CREG y su supervisión técnica es asesorada por la UPME. En el documento “Regulación de energía eléctrica y gas natural, Análisis comparativo” la UPME muestra estos dos campos de la energía y hace un resumen de sus reglamentaciones, similitudes y diferencias.

Hoy día la reglamentación divide la cadena productiva de la energía eléctrica en: Generación, Transmisión Inter-regional, Transmisión regional y Distribución–Comercialización. Esta industria es altamente intensiva en inversión y el costo estimado del plan de desarrollo para generación y transmisión para el periodo 1996-2010 es del orden de 4.000 millones de dólares. Otro componente importante son las pérdidas del sistema ya que están alrededor del 23% del consumo total de energía eléctrica en el país, es decir que son comparables con el 25% consumido por la industria nacional.

El servicio de energía eléctrica está regulado dentro de las normas de los Servicios Públicos Domiciliarios y el objetivo básico del Estado como se define en la Ley 143 de 1994 es: “...asegurar una adecuada prestación del servicio mediante el aprovechamiento eficiente de los diferentes recursos energéticos, en beneficio del usuario en términos de calidad, oportunidad y costo del servicio. Para el logro de este objetivo, promoverá la competencia, creará y preservará las condiciones que la hagan posible...” [artículo 20]. Por otro lado desde la constitución del 91 se promovió el derecho a la libre iniciativa empresarial dentro de los límites del bien común y del derecho a la competencia, además

el Estado debe asegurar la prestación eficiente de los servicios públicos a todos los habitantes del territorio nacional (artículos 333 y 365).

Esta reglamentación es la que es directamente aplicable a la cogeneración ya que la electricidad es un servicio público y como tal el cogenerador se debe acoger a esta normativa. Dentro de este contexto las empresas que esperen comercializar electricidad en la red deberán presentarse como empresas de servicios públicos (ESP) según la Ley 142 de 1994. Otro elemento tocado en la reglamentación es la libertad de entrada a los nuevos agentes en el negocio eléctrico, el libre acceso a las redes de transmisión y distribución a cambio de pagar derechos de conexión y cargos por el uso y libertad de las empresas comercializadoras y de los usuarios no regulados para escoger libremente el suministrador de la energía en el mercado mayorista de la energía. Estas consignas se encuentran explícitas en el artículo 30 de la Ley 143 de 1994 y el artículo 170 de la ley 142 de 1994.

La UPME anota que el principal problema de la Bolsa de energía es el elevado componente hidráulico del sistema eléctrico Colombiano y la baja capacidad de regulación de los embalses lo que genera una fuerte volatilidad de precios ya que en invierno los precios marginales apenas cubren los costos operacionales, por lo que los agentes privados que invirtieron o que van a invertir en nuevas plantas exigen la firma de contratos de compras obligatorias de energía por parte del Gobierno o de sus empresas. Esto también se observa en el cargo por capacidad donde se remunera el mínimo entre la capacidad calculada con el modelo que utiliza los precios de bolsa y la disponibilidad comercial, a un precio de 5.25 USD/kW-mes que para una instalación como la de este estudio significaría un ingreso mensual máximo de 1620 USD/mes (\$4'780.000 Col para Abril de 2003). Este estimativo de la capacidad de respaldo para un productor en el modelo se calcula con un factor de planta de 0.65, sin embargo este cargo sólo existe para los productores con acceso al Despacho Central.

Las normas relevantes más importantes son las resoluciones 084,085 y 086 de 1996, la 107 de 1998 y la 39 del 2001.

Anotaciones más relevantes sobre esta normatividad para el tipo de instalación estudiada:

El Autogenerador no puede vender parcial o totalmente su energía a terceros si quiere mantener la categoría de Autogenerador. (salvo en condiciones de racionamiento de energía) – Artículo 8° Resolución 084 de 1996.

La remuneración de la capacidad de respaldo a una planta elegible de un generador impone la obligación de mantener y operar la planta de generación de tal forma que tenga la capacidad de respaldo disponible y los suministros de combustible asegurados para generar cuando con una antelación no menor a una semana lo solicite el Centro Nacional de Despacho, durante el tiempo que sea requerido, dentro de los límites de capacidad de la planta. – Artículo 8° Resolución 053 de 1994

La categoría de Generación con plantas menores (capacidad efectiva inferior a 20 MW) y la de Autogenerador son excluyentes. – Artículo 1º Resolución 086 de 1996.

Productor Marginal o Independiente: Es la persona natural o jurídica que desea utilizar sus propios recursos para producir los bienes o servicios propios de las empresas de servicios públicos para sí misma; o a otras personas a cambio de cualquier tipo de remuneración; o gratuitamente a quienes tengan vinculación económica con ella. – Artículo 1º Resolución 086 de 1996.

Usuario no Regulado: Persona natural o Jurídica con una demanda máxima superior a 2 MW por instalación legalizada cuyas compras de electricidad se realizan a precios acordados libremente. El nivel señalado podrá ser revisado por la Comisión. Artículo 1º Resolución 053 de 1994.

Las plantas con capacidad efectiva menor a 10 MW no tendrán acceso al Despacho Central y por lo tanto no participan del mercado mayorista de electricidad. La electricidad generada por dichas plantas puede ser comercializada, teniendo en cuenta los siguientes lineamientos:

1. La energía generada por una planta menor puede ser vendida a una comercializadora que atiende mercado regulado, directamente sin convocatoria pública, siempre y cuando no exista vinculación económica entre el comprador y el vendedor. En este caso, el precio de venta será única y exclusivamente el Precio en la bolsa de cada una de las horas correspondientes.
2. La energía generada por una Planta menor puede ser ofrecida a una comercializadora que atiende mercado regulado, participando en las convocatorias públicas que abran estas empresas. En este caso y como está previsto en la Resolución CREG-020 de 1996, la adjudicación se efectúa por mérito de precio.
3. La energía generada por una Planta Menor puede ser vendida, a precios pactados libremente, a los siguientes agentes: Usuarios No Regulados, Generadores, o Comercializadores que destinen dicha energía a la atención exclusiva de Usuarios No Regulados. Artículo 3º Resolución 086 de 1996.

El costo del estudio de conexión de la Planta menor será a cargo del propietario de la Planta Menor y esta conexión debe atenerse a las resoluciones CREG 001 de 1994 y 003 de 1994 para conexión al SIN.

El operador o propietario de una Planta Menor que no participe en el Mercado Mayorista y que tenga suscritos contratos con Usuarios No Regulados con base en la energía eléctrica suministrada por dicha planta, para garantizar el suministro de energía a estos usuarios, debe contratar respaldo con cualquier comercializador o generador inscrito en el Mercado Mayorista. La cantidad contratada debe ser igual a la demanda de los Usuarios No Regulados que atiende. Artículo 5º Resolución 086 de 1996.



El Cogenerador puede vender su energía eléctrica excedente si cumple con los siguientes requisitos:

1. Si produce Energía Eléctrica a partir de energía Térmica, la Energía Eléctrica producida deberá ser mayor al 5% de la Energía Total generada por el sistema (Térmica + Eléctrica)
2. Si produce Energía Térmica a partir de un proceso de generación de Energía Eléctrica, la Energía Térmica producida deberá ser mayor al 15% de la Energía Total Generada por el sistema (Térmica + Eléctrica). Artículo 8° Resolución 107 de 1998.

La resolución 086 de 1996 se ve modificada parcialmente con la Resolución 107 de 1998 en lo que respecta a las ventas de los excedentes de energía vendidos por un Cogenerador con capacidad de Energía Excedente inferior a 20 MW de tal forma que esta puede ser vendida bajo las mismas condiciones que especificaba la resolución 086 de 1996 o puede ser comercializada en la Bolsa de Energía. Para los Cogeneradores con Garantía de Potencia mayor a 20 MW la energía ofrecida debe ser declarada inflexible (capacidad disponible no depende de la hora) y se puede comercializar con o sin acceso al Despacho Central.

De igual forma los Cogeneradores con Energía Excedente sin Garantía de Potencia puede comercializarse sin acceso al Despacho Central con precios pactados libremente a los Usuarios no Regulados, Generadores o Comercializadores que destinen dicha energía a la atención exclusiva de Usuarios no Regulados o con acceso al Despacho central con el Precio de Oferta y la respectiva liquidación de la transacción.

El Cogenerador que participe en la Bolsa de la Energía con Excedentes, con o sin Garantía de Potencia, deberá registrarse ante el Sistema de Intercambios Comerciales. La participación en la Bolsa implica el recaudo por parte del agente respectivo del Costo Equivalente en Energía del Cargo por Capacidad (CEE).

El cargo por Capacidad se calcula como el menor entre la CRT (Capacidad remunerable Teórica con Garantía de Potencia) multiplicado por el IH (Índice de Disponibilidad Histórica) dependiendo del año de operación, y la CRR (Capacidad Remunerable Real) que es la menor entre la Energía Excedente con Garantía de Potencia registrada ante el SIC y la Energía Generada. Resolución 107 de 1998.

Finalmente estas Resoluciones se ven afectadas por la Resolución 039 del 2001 que dicta que:

Plantas Menores con Capacidad Efectiva Menor de 10 MW

Estas plantas no tendrán acceso al Despacho Central y por lo tanto no participarán en el Mercado Mayorista de electricidad. La energía generada por dichas plantas puede ser comercializada, teniendo en cuenta los siguientes lineamientos:

1. La energía generada por una Planta Menor puede ser vendida a una comercializadora que atienda mercado regulado, directamente sin convocatoria pública siempre y cuando no exista vinculación económica entre el comprador y el vendedor. En este caso, el precio de venta será única y exclusivamente el Precio en la Bolsa de Energía en cada una de las horas correspondientes, menos un peso moneda legal (\$ 1.00) por kWh indexado conforme a lo establecido en la Resolución CREG 005-2001.
2. La energía generada por una planta menor puede ser vendida a una comercializadora que atiende mercado regulado, participando en las convocatorias públicas que abran estas empresas. En este caso y como está previsto en la Resolución CREG 020 de 1996, la adjudicación se efectúa por mérito de precio.
3. La energía generada por una Planta Menor puede ser vendida, a precios pactados libremente, a los siguientes agentes: Generadores, Comercializadores que destinen dicha energía a la atención exclusiva de Usuarios no Regulados.

Plantas Menores con Capacidad Efectiva mayor o igual a 10 MW y menor de 20 MW y Cogeneradores con Energía excedente sin Garantía de Potencia

Igual que las de Capacidad Efectiva menor de 10 MW pero estas pueden optar por acceder al mercado mayorista de electricidad en cuyo caso deberán cumplir la reglamentación vigente.

El cogenerador que participe en la Bolsa de la Energía con Excedentes, con o sin Garantía de Potencia, deberá registrarse ante el SIC. La participación en la Bolsa implica el recaudo por parte del agente respectivo del costo equivalente en Energía del Cargo por Capacidad (CEE), y el recaudo por parte del Administrador del Sistema de Intercambios Comerciales (ASIC) del impuesto establecido en el Artículo 81 de la ley 633 de 2000. La reglamentación aplicable a los generadores se hace aplicable a los Cogeneradores.

Hay una serie de normas ambientales a las que también se debe acoger el proyecto que deben estar dentro del rango permisible una vez se garantice una post-combustión completa. Entre estas normas están el Decreto 02 de 1982 sobre las emisiones, el Decreto 898 sobre el Control de Contaminación, la ley 223 de 1995 y la resolución 005/96 sobre los niveles permisibles de emisiones máximas y promedio.

## **11.2. Posibilidades de Cogeneración para el Industrial**

De la regulación se observa que no hay discriminación para los Cogeneradores pero no hay un apoyo evidente tampoco. Desde esta óptica los Cogeneradores entran en el mercado eléctrico en condiciones de competencia especialmente limitados por los precios ya que en el negocio eléctrico las economías de escala hacen una diferencia enorme en lo que a la competencia de montos de inversión, costos de producción y precios de venta respecta. De hecho si los competidores grandes del mercado manejan rentabilidades bajo el 15% o

generación con cubrimiento sólo de los costos de generación, entonces se torna muy complicado para los cogeneradores entrar al mercado.

En estudios similares efectuados para otros segmentos productivos del país se está manejando el concepto de las ESCO (Energy Services Company), las cuales son empresas de servicios públicos creadas con el fin de encargarlas de estos asuntos de energía de las empresas con potencial de Cogeneración. Estas ESCO's se presentan como un agente externo a la industria (diferente razón social) para que cada una se concentre en sus actividades, de esta forma las firmas se colaboran y trabajan en paralelo sin perjudicarse mutuamente. Sin embargo estas empresas paralelas tienen un cierto grado de complicación ya que deben ser conformadas como ESP o Empresas de Servicios Públicos. En otras partes del mundo (Europa – USA) estas ESCO's se hacen cargo de la operación global de la instalación de cogeneración como es el caso de DALKIA, ELYO, etc.. y el acuerdo con el consumidor de energía es que estas empresas les proporcionan la energía a un precio más económico que el del mercado y el resto de la utilidad es para la ESCO o empresa operadora.

A continuación el escenario esperado del proyecto de turbina a vapor aplicando las reducciones de impuestos vigentes y los subsidios disponibles.

**Análisis Financiero del proyecto con turbina de vapor de 0,5 MW (autogeneración y venta de excedentes)**

Tasa de cambio	2957.87 pesos/USD	@ 02/03/2003
Potencia del sistema	500 kW	
Factor de carga del sistema	70%	
Horas de operación anuales	6132 hr	
Electricidad Generada venta	3,066,000 kWh	
Electricidad Generada Autogener	107,748 kWh	
Tasa de descuento	13.8%	
Precio Venta electricidad (excedentes)	68 pesos/kWh	
Ganancia precio producción Electricidad	209 pesos/kWh	
Inversión inicial / kW	710 USD/kW	
Imporenta	28%	
	USD	Col \$
Inversión Inicial TurboGener	150,000	443,680,500
Construcción y anexos	205,000	606,363,350
Ingresos por Venta y ΔP prod electricidad	78,099	231,007,332

Operando con un despacho a la red con factor de carga = 0.7 y operando de forma adicional la Autogeneración sólo de día, durante 10 hr/día 6 días a la semana.

Año	Flujo de caja	FC (M\$ pesos)	FC desc (M\$ pesos)	FC Ac. (M\$ pesos)
0	-525,021,925	-525	-525	-525
1	166,325,279	166	146	-379
2	166,325,279	166	128	-250
3	166,325,279	166	113	-137
4	166,325,279	166	99	-38
5	166,325,279	166	87	49
6	166,325,279	166	77	126
7	166,325,279	166	67	193
8	166,325,279	166	59	253
9	166,325,279	166	52	305
10	166,325,279	166	46	350
11	166,325,279	166	40	391
12	166,325,279	166	35	426
13	166,325,279	166	31	457
14	166,325,279	166	27	484
15	166,325,279	166	24	508
16	166,325,279	166	21	530
17	166,325,279	166	19	548
18	166,325,279	166	16	564
19	166,325,279	166	14	579
20	166,325,279	166	13	591

VPN 591,349,422 Pesos Col  
TIR 32%

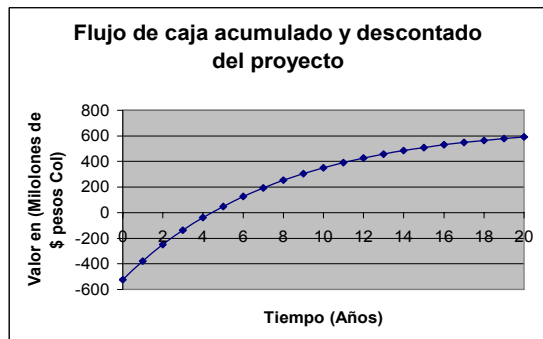
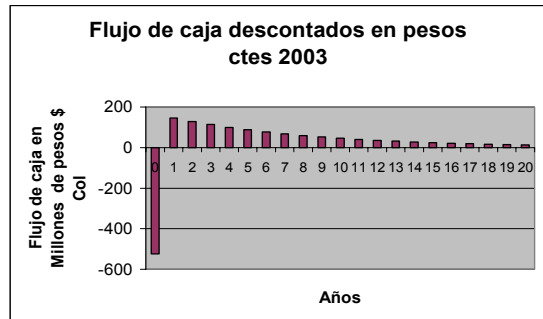


Figura 15. Análisis financiero (escenario optimista) para el proyecto de Turbina a vapor

El proyecto de cogeneración estudiado para una planta de 0.5 MW se vuelve interesante si el industrial logra vender sus excedentes de electricidad generada en la red, ya sea por sí mismo o mediante un operador. En este caso el posible contacto para la venta sería la Electrificadora de Boyacá la cual es Generador y Comercializador y cabe como cliente potencial de la energía generable. El asunto que va a limitar más que todo el proyecto es el precio de la energía ya que es con base a este precio que el Generador o Comercializador logrará vender su energía. Los detalles de la conexión se tratarían con EPSA.

Para este proyecto en particular hay una facilidad y es que la licencia ambiental la da el municipio y el Despacho Local por ser de una potencia menor a 10 MW. Por otro lado los Usuarios No Regulados en el año 2003 están por encima de 100 kW de demanda máxima y si llega a haber una disminución de este tope para la regulación entonces se facilitaría la venta de estos excedentes energéticos. Para este caso en particular el Cogenerador no forma parte de los Generadores Regulados lo cual simplifica un poco los trámites de licencias.

Otro aspecto relevante es que los pagos por el uso del sistema de transmisión deberían restringirse ya que para los Pequeños Generadores que estén utilizando solamente los sistemas de transmisión regional o local (SDL/STR) no deberían pagar el cargo de todo el sistema como ocurre hoy día. Con respecto al respaldo que debe ser contratado por el Cogenerador es importante anotar que este debe ser bajo en su costo de conexión y elevado en el cargo por el uso de este respaldo, de tal forma que si el cogenerador tiene un buen manejo de su planta, entonces puede mantener sus costos por respaldo bajos.

Algunas exenciones que pueden reducir los costos del proyecto son:

- ✓ Para reducir los costos de la importación de la maquinaria se puede acoger al Decreto 901 de 1997 del Ministerio del Medio Ambiente en donde se aplican exenciones del IVA a las importaciones de Mecanismos de Producción Limpia.
- ✓ Para reducir los impuestos de renta se pueden someter a la Ley 29 de 1990 (Ley de Ciencia y Tecnología) donde hay exenciones del 125% sobre el 20% de la renta líquida.
- ✓ En la misma línea se puede exentar del impuesto de renta sobre la actividad durante 15 años a las generadoras con biomasa y energía eólica (Ley 788 de 2002). Aunque la cogeneración no está incluida en esta lista, debería incluirse ya que pertenece al mismo grupo de la generación limpia de electricidad y esto demostraría ser realmente un estímulo tangible que les permitiría a la vez ser más competitivos en el mercado.
- ✓ Desarrollo del proyecto como “Proyecto Investigativo” con Conciencias para obtener la condonación parcial del monto de inversión del proyecto de hasta un 50%. Este tipo de investigación e implementación se debe desarrollar con una Universidad asesora.

Sin embargo dado que estas exenciones son factibles pero no garantizadas, no se pueden incluir directamente como costos evitados del proyecto, sino más bien en un escenario optimista.

Esto para decir que el problema real es de costos y por ende de competitividad debido a la ausencia de economías de escala. El tamaño a partir del cual las instalaciones comienzan a tener problemas de viabilidad económica es de 20 MW, ya que de ahí hacia abajo los costos de la inversión aumentan radicalmente con la disminución de la potencia instalada.

Se considera que para instalaciones con un costo mayor a \$800 USD/kW los beneficios que recibe el industrial son muy pequeños o casi nulos y en realidad una cifra práctica para la mínima capacidad instalable con una rentabilidad aceptable sin inconvenientes de competencia está en el orden de los 4 MW, por otro lado si el estimativo de la instalación permite inversiones que estén bajo los \$600 USD el proyecto tiene una factibilidad aceptable de rentabilidad. Este es el caso de las instalaciones de cogeneración con Turbina a Gas o De motor de combustión interna que manejan costos de inversión inicial del orden de los \$350 a 400 USD/kW. Para este proyecto en particular hay una ventaja y es que no hay un consumo de combustible primario ya que la energía es completamente recuperada del proceso de coquización y así mismo las variaciones en el precio del carbón se ven reflejadas en el precio del coque y no en costos extra para el proyecto de cogeneración.

La recomendación para el industrial es que se ponga en contacto con otros coquizadores o potenciales coquizadores para intentar negociar en bloque con la CREG de la misma forma como lo están haciendo otros bloques económicos como la industria papelera y la azucarera. Los factores a resaltar en las solicitudes de subsidios, contratos y tarifas especiales para la recompra de electricidad son:

#### Económicos:

- ✓ La participación como generador de empleo local y generando más empleos que la generación centralizada (hecho resaltado por la Comisión Europea)
- ✓ Contribución al fortalecimiento y a la confiabilidad del sistema debido a la diversificación de la generación en más agentes generadores.
- ✓ Genera economías de transporte y reduce el riesgo de eventos o incidentes causados por daños en la infraestructura de transporte de energía.

#### Ambientales y de salud pública:

- ✓ Se está proporcionando una respuesta plausible al efecto invernadero al capturar el equivalente a los contaminantes (CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub>, Partículas) asociados a la potencia generada que sería emitido en una central térmica a carbón.
- ✓ Se aumenta la eficiencia energética nacional ya que la energía que hoy día se pierde en el proceso sería utilizada para generación alcanzando una eficiencia global superior al 50%.

- ✓ Se limitan las molestias causadas por la construcción de infraestructura de transporte de electricidad de alta tensión sobre largos trechos lo cual es molesto para las municipalidades por el espacio que ocupan y por los males que pueden generar los campos electromagnéticos asociados a este tipo de transporte de energía.

Algunas de las ventajas que tiene la Cogeneración en países Europeos resaltadas por DALKIA y Gaz de France son:

- ✓ Los subsidios directos a la inversión en la fase de construcción y arranque (Suecia y Bélgica) y refiscalización (Holanda y Gran Bretaña). La tendencia general en Europa es producir la electricidad cerca de los sitios de consumo.
- ✓ Obligación de recompra de la energía cogenerada si se muestra una eficiencia global superior a un porcentaje mínimo, que en general es del 65%. (Bélgica, Dinamarca, España < 25 MW si el autoconsumo de del 30%, Francia, Luxemburgo, Holanda < 2MW basados en los costos evitados y Portugal < 10 MVA puestos en la red)
- ✓ Tarifas especiales basadas en los costos evitados de largo plazo (pérdidas de transporte y costos evitados en infraestructura) que son el complemento lógico de la obligación de recompra. Estos contratos se componen de dos partes: Por un lado se garantizan los precios de recompra mediante contratos de largo plazo (hasta 15 años) y por otro lado se indexan estos precios sobre los costos de producción. Así que es el conjunto de condiciones lo que permite la entrada de los Pequeños Generadores al mercado.
- ✓ Si la remuneración se basa en los costos evitados de largo plazo entonces también es lógica la exoneración de ciertos impuestos o primas.

La idea es que el conjunto de estas medidas se traduzcan en la voluntad de tomar en cuenta las ventajas económicas y sociales de la cogeneración y de esta forma proporcionarles un “bono” que permita compensar los costos de desarrollo de los proyectos de pequeño tamaño.

Por otro lado otras medidas que están tomando los países Europeos para fomentar este tipo de proyectos son:

- ✓ Prioridades sobre la red de transporte y de distribución. Bajo la Directiva Europea de 1996 un estado puede imponer a un administrador de red de distribución y de transporte el dar prioridad a los generadores que utilizan fuentes de energía renovables, de desechos o fuentes de cogeneración.
- ✓ Exoneración de los costos ligados a la red. Dado que está claro que la Cogeneración evita costos de transporte, en países como Inglaterra se exonera a los Cogeneradores que venden sobre la red de los costos de gestión de la red y obtienen una prima por tener en cuenta estas ventajas.
- ✓ Se incitan los proyectos incluso donando los terrenos para la locación del sistema por parte de las autoridades regionales.

- ✓ En países con marcadas tendencias ambientales se exige a los industriales tener “Certificados Verdes” donde se muestra que al menos el 20% de la energía consumida proviene de unidades de producción con “Certificados Verdes”.

Los inconvenientes a vencer aún en los países desarrollados son:

- ✓ Los costos, en especial lo que respecta a los de conexión a la red ya que estos costos están entre el 10 y el 30% del valor total de la inversión inicial.
- ✓ El sistema de sanciones por el uso del Respaldo o por las fallas en alcanzar los límites de eficiencia y confiabilidad exigidos en las normas.
- ✓ Los altos costos del Respaldo o energía complementaria, ya que los sistemas de compensación en ocasiones no tienen en cuenta el balance general de los kWh entregados a la red y los kWh recibidos, lo cual podría ayudar al cogenerador que no sólo depende del equipo de generación sino que agrega un factor de riesgo de paradas que es su propio proceso de producción.

Para redondear, la recomendación final luego del análisis técnico-económico del proyecto es que no se haga inversión alguna en el proyecto de cogeneración hasta que no se hayan adelantado las gestiones en bloque recomendadas con anterioridad ante los entes reguladores. Las facilidades de comercialización de la energía y los estímulos dados al inversionista para esta clase de proyectos son los puntos clave para volver proyectos como este competitivos frente a otros proyectos de inversión y esto se ve claramente en los países desarrollados.

## 12. CONCLUSIONES

- ✓ Para la escala de inversión estudiada con turbina a vapor el negocio se hace factible si se logra comercializar más del 70% de la energía eléctrica producible (energía firme) al precio de oferta actual del mercado, si se logra obtener la condonación parcial de la inversión inicial obtenida mediante Colciencias y si se aplica la reducción de impuestos del 20% de la Ley 29 de 1990.
- ✓ El interés del proyecto desde el punto del vista del inversionista es que no hay un consumo de energía primaria o gasto de combustible para este proyecto de cogeneración, sin embargo lo que limita el proyecto es su tamaño, lo que a su vez impide las economías de escala. Para proyectos similares donde la instalación sobrepase los 2 MW se torna más factible el proyecto debido a la reducción del costo/kW.
- ✓ Una forma simplificada de atacar el problema de la venta de energía es mediante la autogeneración en un parque industrial o mediante la venta a Generadores, Comercializadores o usuarios no regulados. La energía consumida en autogeneración para el proyecto de Turbina a Vapor es menos del 5% del total producido y comercializado.
- ✓ La competencia con entes públicos con conceptos de riesgo distintos a los entes privados hace que la entrada en el mercado de los nuevos generadores sea bastante difícil ya que los entes públicos pueden tender a cubrir únicamente sus costos de operación. Esto incluye un nivel extra de riesgo a los proyectos debido a la volatilidad del precio de la electricidad en función de la hidrología.
- ✓ Este tipo de proyectos son interesantes desde el punto de vista global o nacional si se adopta una óptica de valoración del medio ambiente y si el Uso Racional de la Energía se contempla de una forma más real, es decir como una necesidad que hoy día es vista como tal en los países desarrollados. La tendencia mundial hacia la eficiencia energética y hacia las tecnologías limpias debe tenerse en cuenta en el momento de fomentar el desarrollo de este tipo de proyectos que fortalecen la confiabilidad (descentralización) de la red y permiten al país ser más eficiente energéticamente debido a los ahorros de energía primaria y de las pérdidas de distribución.
- ✓ Los resultados de este proyecto investigativo no son fácilmente extrapolables a otro tipo de proyectos de cogeneración ya que en este caso particular se valoriza una energía residual por el carácter exotérmico del proceso productivo (se evita el costo del combustible) y no se tienen en cuenta los ingresos de ventas térmicas como es el caso general de los proyectos de cogeneración.



- ✓ Queda por ver si la reglamentación Colombiana va a tener en cuenta de alguna forma las ventajas ambientales de la cogeneración mediante tarifas, contratos o subsidios (como se hace en otros países) que permitan a estos sistemas competir con los sistemas tradicionales de generación teniendo en cuenta sus diferencias (en especial su mayor costo por kW instalado), pero más que todo teniendo en cuenta sus ventajas en costos evitados para el SIN y en emisiones ambientales.

### **13. BIBLIOGRAFIA**

- ARANGUREN, F. Siderurgia (parte primera): Editorial Dossat S.A., 1963. 617 p.
- BAUMEISTER, Theodore, Marks Manual del Ingeniero Mecánico: Mc Graw Hill, 1990, Tomo II.
- COMISION DE REGULACION DE ENERGIA Y GAS, Resoluciones CREG varias, CREG ([www.creg.gov.co](http://www.creg.gov.co))
- DALKIA, La letter de Dalkia, No 14: DALKIA, 2000.
- DECHER, Reiner. Energy Conversion: Oxford University Press, 1994. 675 p.
- FRAAS, Arthur P. Heat Exchanger Design: John Wiley & Sons, 1989. 547 p.
- FRANCIS, Wilfrid, Los combustibles y su tecnología: Ediciones URMO, 1965, 688 p.
- GARCIA MORENO, Gabriel Mauricio. Selección de equipos para Cogeneración a pequeña escala. Bogota: Universidad de los Andes, Biblioteca de tesis, 1993. 117 p.
- GAZ DE FRANCE, La Cogénération, l'énergie sans contrainte: GDF, 1998.
- INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TECNICAS, Tesis y otros trabajos de grado: ICONTEC, 1996, 38 p.
- SORENSEN, Harry A. Energy Conversion Systems, John Wiley & Sons, 1983.
- STREET, Robert L. Elementary Fluid Mechanics: John Wiley & Sons, 1996. 757 p.
- TAZEROUT, Mohand. Cycles Thermodynamiques Industriels: Ecole des Mines de Nantes, 1999. 65 p.
- UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA, Determinación de la Eficiencia Energética del Subsector Industrial de Hierro Acero y Metales no Ferrosos: UPME, 2001. 20 p.
- UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA, Plan de Expansión de Referencia Generación Transmisión 2002 – 2011: UPME, 2002. 214 p.
- UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA, Regulación de energía eléctrica y gas Natural. Análisis Comparativo: UPME, 1997.
- WILSON Jr., Philip J. Coal, Coke, and Coal Chemicals: McGraw Hill Book Co, 1950. 509 p.