



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

MODELO OPERACIONAL PARA ASISTIR LA COMPRA DE CARBONES

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

EDUARDO MATTHIAS JOSÉ RETAMALES HOFER

PROFESOR GUÍA:

FRANCISCO GRACIA CAROCA

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

JORGE CASTILLO GUZMÁN
FRANCISCO SALAZAR CAMPOS

ESTE TRABAJO HA SIDO AUSPICIADO POR E-CL S.A.

SANTIAGO DE CHILE
2015

**RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR
AL TÍTULO DE:** Ingeniero Civil Químico
POR: Eduardo Matthias José Retamales Hofer
FECHA: 15/01/2015
PROFESOR GUÍA: Francisco Gracia Caroca

MODELO OPERACIONAL PARA ASISTIR LA COMPRA DE CARBONES

El carbón es un combustible ampliamente utilizado para generar energía en Chile y el mundo. Como ejemplo, un 19% de la matriz energética de nuestro país se basa en centrales termoeléctricas a carbón.

En estas centrales, el tipo de carbón alimentado tiene efectos considerables sobre la mayoría de los equipos y operaciones unitarias que las componen. Es por esto que la tarea de selección y adquisición de combustibles es fundamental para una compañía productora de energía.

En este contexto, el objetivo general de este Trabajo de Título es elaborar un modelo técnico-económico de la operación de dos unidades generadoras de energía eléctrica de la Central Térmica de Tocopilla, de calderas convencionales a carbón pulverizado, poniendo énfasis en las variables dependientes del tipo de carbón a combustionar.

En primer lugar se elaboró el modelo (que se plasmó en un archivo de Microsoft Excel®), para luego realizar un proceso progresivo de Validación de resultados y Calibración de parámetros. Dado el error medio que tuvo para las variables principales, se considera que el modelo puede ser utilizado para asistir las decisiones de compra de carbón.

Se detectó que, de los cuatro costos operacionales calculados, el mayor es el de adquisición y transporte de la cal hidratada (agente desulfurizador de gases de chimenea), seguido del costo de carga de carbón desde la cancha de acopio a las unidades. Luego se encuentran el costo de disposición de cenizas y el estimado de desalinización de agua para humidificación de gases (previa a la desulfurización).

Asistir la selección de carbones es el objetivo del modelo elaborado. Sin embargo, el mismo modelo determina qué combustibles pueden y cuáles no pueden ser alimentados a las unidades, según consideraciones asociadas al manejo de cenizas y agente desulfurizador. Si este aspecto genera demasiadas restricciones, la tarea de selección puede reducirse a encontrar algún carbón que sirva para las unidades. Esta situación debe evitarse, mejorando las condiciones de operación y logística, específicamente para los cuellos de botella que se detecten a través de estudios como éste.

Agradecimientos

Agradezco cordialmente a todo quien me prestó apoyo dentro de E-CL, en especial a mis supervisores Francisco Salazar y Juan Trujillo, quienes siempre tuvieron la mejor de las voluntades.

También valoro muchísimo las recomendaciones que me dieron mis profesores en la Universidad. Me guiaron durante el año 2014 Francisco Gracia y Jorge Castillo, sin embargo se me han dado recomendaciones muy valiosas durante toda la carrera, por parte de muchos docentes, a quienes no quise dejar fuera en este documento.

Finalmente, agradezco recomendaciones de otras personas, que en este proceso me ayudaron a mantenerme focalizado en lo más importante. En esta categoría destaco a mis padres José y Theresia, y a mi fiel amiga Fernanda.

Tabla de Contenido

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Antecedentes generales	1
1.2 Motivación.....	2
1.3 Objetivos y alcance.....	2
2. ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS	4
2.1 El carbón: un combustible heterogéneo	4
2.1.1 Poder calorífico	4
2.1.2 Análisis Proximal (Proximate Analysis)	5
2.1.3 Análisis último (Ultimate Analysis)	5
2.1.4 Otras propiedades	6
2.1.5 Categorías de carbón	6
2.2 Centrales a carbón pulverizado	7
2.2.1 Pulverizadores	8
2.2.2 Calderas	10
2.2.3 Filtros de mangas de operación continua	13
2.2.4 Eficiencia de una central	13
2.3 Combustión de carbón.....	14
2.3.1 Calentamiento de partículas de carbón ^[9]	15
2.3.2 Devolatilización de partículas ^{[9][10][11][12]}	15
2.3.3 Combustión de volátiles ^{[10][11][13]}	17
2.3.4 Combustión de char ^[10]	18
2.4 Desulfurización de gases.....	18
2.4.1 Desulfurización Húmeda	19
2.4.2 Desulfurización Semi-seca	19
2.4.3 Desulfurización seca.....	21
3. OPERACIÓN DE LAS UNIDADES MODELADAS	22
4. MODELO: ESTRUCTURA Y SUPUESTOS	24
4.1 Estructura	24
4.2 Supuestos	26

5. VALIDACIÓN Y CALIBRACIÓN.....	34
5.1 Metodología del proceso de Validación	34
5.2 Resultados de los procesos de Validación y calibración preliminar	35
5.2.1 Eficiencia de retención de filtros	35
5.2.2 Cinética de devolatilización	35
5.2.3 Cinética de desulfurización.....	36
5.2.4 Eficiencia de combustión	36
5.3 Validación de la eficiencia global.....	37
5.4 Proceso formal de Validación	39
5.4.1 Flujo de carbón	39
5.4.2 Flujo de aire primario	40
5.4.3 Flujo de aire total	40
5.4.4 Flujo de gases.....	42
5.4.5 Emisión de óxidos de nitrógeno	43
5.4.6 Emisiones de dióxido de azufre (sin desulfurización)	43
5.4.7 Emisiones de material particulado (MP)	44
5.4.8 Composición de gases en chimenea	45
5.4.9 Consumo pulverizadores.....	46
5.4.10 Consumo de cal	47
6. DISCUSIÓN.....	48
6.1 Desempeño del modelo.....	48
6.2 Operación de las unidades estudiadas	50
7. CONCLUSIONES.....	52
8. NOMENCLATURA.....	54
8.1 Nomenclatura de variables y constantes (por orden de aparición)	54
8.2 Nomenclatura de unidades	56
9. BIBLIOGRAFÍA.....	57

10. ANEXOS	59
Anexo A: Conversión entre Poder Calorífico Superior e Inferior	59
Anexo B: Especificaciones de correas, chancador y harnero.....	59
Anexo C: Especificaciones de pulverizadores.....	59
Anexo D: Cálculo del flujo de aire secundario.....	59
Anexo E: Especificaciones técnicas de las calderas	61
Anexo F: Capacidad máxima de los equipos de extracción de cenizas desde filtros	61
Anexo G: Desarrollo de la cinética de devolatilización	62
Anexo H: Desarrollo de la cinética de combustión de volátiles	62
Anexo I: Cinética discretizada de combustión de char.....	63
Anexo J: Balance de energía utilizado para el consumo de agua del WIS	63
Anexo K: Cinética discretizada de desulfurización	64
Anexo L: Resultados de la Validación del modelo alternativo	65
Anexo M: Resultados del estudio de la eficiencia del ciclo de vapor	67

1. Introducción

1.1 Antecedentes generales

El carbón es un combustible ampliamente utilizado para generar energía en Chile. Un 19% de la matriz energética del país se basa en centrales termoeléctricas a carbón.^[1] Específicamente, dentro del Sistema Interconectado Norte Grande (SING), un 34% de las centrales son de este tipo.^[2]

Tabla 1. Catastro de centrales carboneras en el SING. ^[2]

Nombre Central	Potencia Instalada [MW]	Ubicación	Año puesta en marcha
Termoeléctrica Tocopilla U12	85,3	Tocopilla	1983
Termoeléctrica Tocopilla U13	85,5	Tocopilla	1985
Termoeléctrica Tocopilla U14	125,0	Tocopilla	1987
Termoeléctrica Tocopilla U15	125,0	Tocopilla	1990
Termoeléctrica Norgener NTO 1	136,3	Tocopilla	1995
Termoeléctrica Norgener NTO 2	141,0	Tocopilla	1997
Termoeléctrica Tarapacá CTTAR	158,0	Iquique	1998
Termoeléctrica Mejillones CTM1	165,0	Mejillones	1995
Termoeléctrica Mejillones CTM2	175,0	Mejillones	1998

Se listan las centrales que usan carbón en la **Tabla 1**; de ellas un alto porcentaje utilizan la tecnología de calderas convencionales a carbón pulverizado.^[3] La empresa E-CL S.A. tiene actualmente la propiedad de la mayoría de las unidades generadoras mostradas en esta tabla. Ciertas necesidades de la Subgerencia de Combustibles de esta compañía dieron origen al presente Trabajo de Título.

Existe un cierto rechazo en la opinión pública hacia el carbón como combustible, principalmente debido a que las centrales antiguas generaban una cuota importante de contaminación atmosférica. Sin embargo, si se toman las medidas adecuadas, en términos de implementación de ciertas tecnologías, las emisiones de estas plantas pueden ser mitigadas en un gran porcentaje.

En Chile, el Ministerio del Medio Ambiente está realizando esfuerzos para, con el tiempo, acercarse a los países desarrollados en términos de regulación ambiental. Es así como, el año 2011 se promulgó el Decreto 13 de dicho Ministerio, que regula las emisiones de centrales termoeléctricas, específicamente en cuanto a los óxidos de nitrógeno, óxidos de azufre, material particulado y mercurio.^[4]

Es relevante entonces dentro del escenario chileno (y mundial) analizar la operación de las centrales a carbón, haciendo esfuerzos por optimizar su desempeño, tanto en términos de eficiencia, como ambientales y económicos. Y esta optimización comienza en la selección de los carbones que serán alimentados a cada unidad generadora, conociendo sus características específicas.

1.2 Motivación

El tipo de carbón alimentado a una central generadora tiene efectos considerables sobre la mayoría de los equipos y operaciones unitarias que la componen. Es por esto que la tarea de adquisición de combustibles es fundamental para una compañía productora de energía y debiese siempre suponer una cooperación entre diferentes áreas de la misma, que manejan distinta información y puntos de vista.

Ahora bien, para aportar a la discusión que lleva a las decisiones de compra de cada período, con una opinión bien fundamentada, cada área involucrada debiese manejar algún tipo de modelo que permita predecir el desempeño de cada unidad generadora con distintos tipos y/o mezclas de carbones. Modelos parciales, que representen sólo una porción de la unidad, tienen el riesgo de no considerar los distintos efectos del combustible y su interacción: mientras menor sea la porción considerada, mayor es el riesgo que el modelo tenga un mal desempeño.

Es en este contexto que la Subgerencia de Combustibles ha ido desarrollando interés por manejar un modelo global de cada unidad de la compañía. Tomando ciertos supuestos respecto de la operación de éstas, se pueden comparar los costos y beneficios asociados a la alimentación de cada combustible disponible para comprar. Así se ha llegado a la decisión de elaborar un “Modelo operacional para asistir la Compra de Carbones”.

1.3 Objetivos y alcance

El objetivo general de este Trabajo de Título es elaborar un modelo técnico-económico de la operación de dos unidades generadoras de energía eléctrica, poniendo énfasis en las variables dependientes del tipo de carbón a combustionar y en las emisiones asociadas (tomando en consideración los equipos con que se cuenta para fines de control de emisiones).

El alcance de dicho modelo se define implícitamente en el párrafo anterior: dado el énfasis que tiene, todos los costos que no se identifiquen como fuertemente dependientes del tipo de carbón alimentado no serán calculados. Además, se considerará que las unidades representadas siempre operan a carga máxima (generando la energía que por diseño pueden producir, que es la situación más común para ellas). Y finalmente, cabe mencionar que se modelará lo que se encuentre aguas abajo de la cancha de acopio de carbón (es decir, se omitirá el sector puerto del complejo que alberga las unidades, y cualquier etapa previa asociada a la compra del carbón).

Las centrales a modelar corresponden a las unidades 14 y 15 de Tocopilla, cuyas calderas convencionales a carbón pulverizado manejan un flujo de 370 [ton/h] de vapor, encontrándose sus especificaciones en el Anexo E. La potencia eléctrica nominal de cada unidad es de 125 [MW].

Se han definido objetivos específicos que guían el desarrollo del trabajo para cumplir con el objetivo general. Estos son los siguientes:

- Identificar los elementos de costo y consumo energético en las unidades.
- Definir las ecuaciones a utilizar para estimar dichos elementos.
- Recolectar y/o calcular los parámetros necesarios, identificados en cada ecuación.
- Elaborar el modelo mismo.
- Validar y/o calibrar el modelo en base a datos reales de las unidades.

2. Antecedentes bibliográficos

2.1 El carbón: un combustible heterogéneo

El carbón es un material sumamente heterogéneo, que contiene variadas combinaciones de materia tanto orgánica como inorgánica (mineral). Los principales elementos que componen la porción orgánica son carbono (C), hidrógeno (H), nitrógeno (N), azufre (S) y oxígeno (O); la materia mineral tiene una composición elemental aún más variada que la orgánica, pudiendo contener hasta 60 elementos distintos.^[5]

Siempre que se realiza una transacción de carbón, el proveedor reporta una serie de características de este, midiéndolas según pruebas de laboratorio estándar. Éstas son fijadas por las organizaciones internacionales ASTM (American Society for Testing and Materials) e ISO (International Organization for Standardization). Las características más importantes se describen en esta sección. Existen índices que se calculan en base a ellas, y que expresan de forma general la "calidad" de un carbón, pero no representan sus características de forma acuciosa.

Las características que se mencionarán suelen reportarse principalmente de tres maneras: *as received*, que corresponde a las propiedades para el carbón en el estado en que se está adquiriendo; *en base seca* (abreviado del inglés "db"), que considera un carbón al que teóricamente se le restó todo su porcentaje de agua; y finalmente *dry ash free* (abreviado "daf"), que supone un carbón al que se retiró toda su humedad y cenizas.

2.1.1 Poder calorífico

Esta es la propiedad más importante de medir en un carbón, pues informa cuánta energía este genera al ser quemado. Se expresa en unidades de energía por unidad de masa sometida a combustión, comúnmente BTU/lb (british thermal units por libra) o Kcal/Kg (kilocalorías por kilogramo) siendo la última la unidad manejada en el presente estudio. El poder calorífico se mide, oficialmente, en una bomba calorimétrica bajo ciertas condiciones.^[3]

Ciertamente, esta propiedad depende de la composición del carbón, sin embargo su determinación teórica no es posible, pues se requeriría conocer los compuestos (no elementos) que constituyen el combustible y el porcentaje de cada uno de ellos.

Existen dos valores que se reportan para el poder calorífico: el superior (abreviado PCS), que se calcula suponiendo que el vapor formado durante la combustión es condensado posterior a ésta; es decir, el calor de vaporización de esta agua es recuperado. En cambio, el poder calorífico inferior (PCI) asume que el agua a la salida del proceso está en forma de vapor, y por ello siempre tiene menor valor que el PCS (de ahí su nombre); el PCI corresponde al caso real en la gran mayoría de las calderas industriales, incluyendo las modeladas aquí. Sin embargo, muchas veces en la literatura se utiliza de referencia el PCS, por lo que se debe tener cautela al respecto. Conociendo el PCS, se puede calcular el PCI según la fórmula mostrada en el **Anexo A**.

2.1.2 Análisis Proximal (Proximate Analysis)

Este análisis del carbón consiste en calentarlo en condiciones controladas y medir su comportamiento, que dice relación con su composición. Entrega las siguientes características.^[5]

- *Humedad total*: a pesar que se reportan distintos valores de humedad, aquí se hará alusión sólo al valor de humedad total. Este es el porcentaje del carbón, en masa, que corresponde a agua.
- *Cenizas*: corresponde al residuo que queda después de la combustión, que se forma de la materia mineral. En otras palabras, es el porcentaje del carbón que no formará gases sin importar por cuánto tiempo se exponga a la llama.
- *Materia volátil*: es la fracción del carbón que se quema en una reacción homogénea, o sea, que se libera desde el carbón sólido en la forma de gases antes de quemarse. Esta liberación ocurre a través de reacciones químicas, pero que no constituyen combustión. El tiempo que demora esta última para esta parte del combustible es órdenes de magnitud menor que el tiempo requerido para la combustión del carbono fijo o char.
- *Carbono fijo*: se calcula como la diferencia entre el total de masa de carbón y todas las componentes mencionadas anteriormente. Su nombre alternativo es char, correspondiendo a la materia que se quema aún estando sólida (combustión heterogénea).

2.1.3 Análisis último (Ultimate Analysis)

Este corresponde a un análisis de los elementos que componen el carbón. Se reportan los porcentajes en masa mencionados a continuación, además de determinarse las cenizas y humedad, que se describen en la **sección 2.1.2**.^[5]

- *Carbono*: este es el principal componente elemental del carbón. No debe confundirse con el así llamado carbono fijo, que corresponde a la char.
- *Hidrógeno*: este elemento suele formar parte de compuestos orgánicos en el carbón, en conjunto con el carbono. Algunos de estos compuestos contienen además nitrógeno, azufre, cloro y/o oxígeno.
- *Nitrógeno*: suele moverse en el rango 0,5%-2,5%. Contribuye a la formación de óxidos de nitrógeno, como se menciona en secciones posteriores.
- *Azufre*: suele variar dentro del rango 0,1%- 2%. Parte de él genera óxidos de azufre en los gases de salida de la caldera.
- *Cloro*: es un componente presente en menor abundancia que los anteriores mencionados.

- *Oxígeno*: se calcula por diferencia del total de carbón con los demás elementos mencionados. Esto asumiendo que no existen otros componentes elementales en el combustible, lo cual se avala en el conocimiento que se tiene de éste. El oxígeno forma parte principalmente de compuestos orgánicos, pero también puede estar contenido parcialmente en la materia inorgánica como el agua, silicatos, carbonatos, óxidos y sulfatos.

2.1.4 Otras propiedades

- *Análisis mineral de las cenizas*: se analizan las cenizas por absorción atómica para conocer su composición. Debe notarse que a pesar que ésta se reporta como óxidos, por convención, lo que realmente se mide es la cantidad de cada elemento presente; ambos se mencionarán a continuación, estando el óxido entre paréntesis pues no corresponde a lo que realmente se midió. Se mide el silicio (reportado como SiO₂, sílice), aluminio (AlO₂, alúmina), titanio (TiO₂), hierro (Fe₂O₃), calcio (CaO, cal viva), magnesio (MgO), sodio (Na₂O), potasio (K₂O), fósforo (P₂O₅) y azufre (SO₃).
- *Fusibilidad de las cenizas*: se mide qué tendencia a fundirse tienen las cenizas (temperaturas de fusión). Esto porque al derretirse, ésta se suele depositar sobre las paredes de los bancos de tubos de la caldera, disminuyendo la eficiencia de transferencia de calor en ésta y generando corrosión en los tubos. Es por ello que es deseable que las temperaturas reportadas sean lo más altas posible; para una caldera determinada, no debiesen encontrarse muy por debajo de la temperatura de llama, e idealmente estar por sobre ésta.
- *Índice Hardgrove (HGI)*: mide la facilidad que tiene el carbón para ser molido en los chancadores y pulverizadores de las unidades generadoras. Mientras mayor sea el índice, el carbón se muele más fácilmente.
- *Elementos traza*: los que más comúnmente se reportan en especificaciones de venta son arsénico, mercurio, vanadio, manganeso y níquel. Todos son elementos sumamente contaminantes y tóxicos para el ser humano, por lo que suelen estar reguladas estrictamente sus emisiones por chimenea. En Chile por el momento sólo se regula el mercurio (Hg).^[4]

2.1.5 Categorías de carbón

Ahora que se han expuesto las características principales de los carbones, es importante aclarar que, en general, existen distintos tipos disponibles en el mundo, siendo los cuatro más representativos los siguientes:^[5]

- *Antracita*: carbón de alto poder calorífico superior (6 500 a 7 500 [Kcal/Kg]), bajo contenido de volátiles (2-12%) y alto contenido de carbono (75-85%). Comúnmente contiene baja humedad (3-6%).

- *Carbones bituminosos*: también de alto PCS, tienen mayor porcentaje de volátiles (15-45%) y menor porcentaje de carbono (65-80%) que la antracita.
- *Carbones subbituminosos*: son de inferior poder calorífico que los tipos ya mencionados (4 200 a 5600 [Kcal/Kg]), teniendo mayor contenido de volátiles y menor contenido de carbono que los carbones bituminosos.
- *Lignito*: combustible usualmente con alto porcentaje de humedad (25-45%), y muy bajo contenido de carbono (35-45%) y poder calorífico (3 300 - 4 200 [Kcal/Kg]).

2.2 Centrales a carbón pulverizado

A continuación se describen las operaciones unitarias y/o equipos que componen una unidad generadora a carbón pulverizado. Se expone la estructura y operación de este tipo de central en general; en la **sección 3** se abordan las particularidades de la forma en que operan las unidades modeladas, que se enmarcan en lo descrito aquí.

La **Figura 1** corresponde a un diagrama de bloques de una central. El carbón es almacenado en una cancha de acopio. Desde allí es llevado a través de correas a un equipo de conminución primaria (comúnmente llamado chancador) asociado a un clasificador o harnero para evitar que partículas de gran tamaño lleguen a los equipos de conminución secundaria o pulverizadores, cuyo producto, el carbón de tamaño fino, da el nombre a este tipo de central.^[3]

Este carbón, junto con cantidades en exceso de aire, es alimentado a la caldera para ser quemado. De la ceniza o materia no combustible, hay dos tipos: la *bottom ash* o escoria constituye partículas pesadas que caen al fondo de la caldera (y luego son llevadas a un silo de almacenamiento); en cambio, la *fly ash* o ceniza volante es más liviana, y por ello es arrastrada por los gases de salida (o gases de combustión) que fluyen en dirección a la chimenea.

Los gases de combustión deben ser tratados para abatir parte del dióxido de azufre (SO_2) que contienen y así cumplir la norma ambiental. Este proceso es llamado desulfurización de gases y es descrito en la **sección 2.3**. En la **Figura 1** se considera que involucra inyección tanto de agua como de cal hidratada (hidróxido de calcio), como ocurre en las unidades que se estudian en este trabajo.^[3]

Posterior a la desulfurización, los gases son llevados a un equipo de separación de material particulado (que evita que este sea emitido a la atmósfera y por tanto permite cumplir la normativa ambiental), que en este caso es un filtro de mangas. El material sólido es retenido y enviado a un silo de ceniza volante. Los gases limpios son transportados a chimenea.^[3]

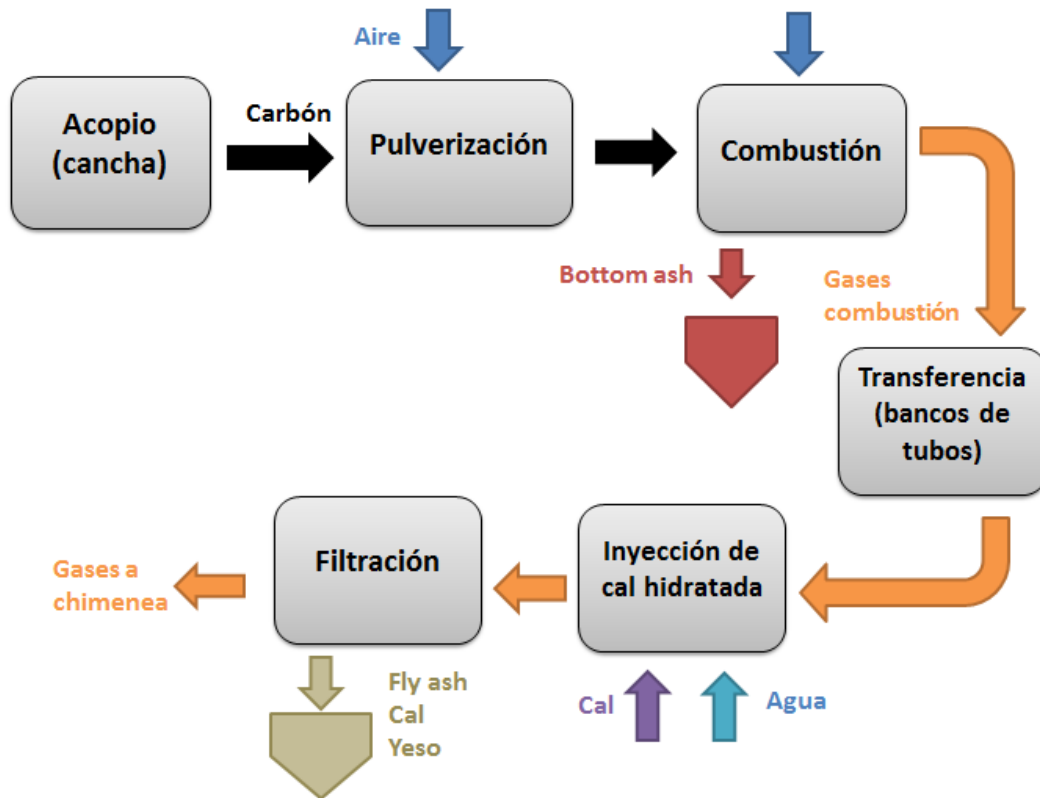


Figura 1. Diagrama de bloques de una central generadora a carbón pulverizado. Las flechas de un mismo color siempre representan el mismo tipo de flujo.

2.2.1 Pulverizadores

En los pulverizadores ocurren dos operaciones simultáneas: por un lado, el carbón se muele, y por otro se seca. Las corrientes que ingresan son el carbón y el así llamado aire primario, cuya temperatura de ingreso permite evaporar parte del agua contenida en el combustible, y cuya velocidad y presión de entrada posibilita el arrastre del combustible dentro del mismo equipo y luego hacia los quemadores de la caldera.

En la Figura 2 se representa un pulverizador. Por la parte superior central ingresa el carbón, y por la parte inferior el aire. También se encuentran en este sector los rodillos ("rollers or tires") que, al presionar contra una superficie de movimiento horizontal (llamada mesa, en la figura "table") reduce el tamaño de las partículas. Luego el aire arrastra hacia arriba el carbón ya más molido, pero con un cierto porcentaje de partículas en sobretamaño, es decir, en tamaño mayor al especificado por el diseño del pulverizador; distintos obstáculos obligan un flujo tortuoso de la mezcla aire-carbón, para que las partículas en sobretamaño caigan por separación gravitatoria y vuelvan a pasar por los rodillos.^[6]

El buen desempeño de la central depende de que sus pulverizadores cumplan sus especificaciones de diseño: por una parte, no deben ingresar gran cantidad de sobretamaños a la caldera, y por otra, no debe ingresar demasiado húmedo el carbón a ésta. Ambas situaciones son indeseables porque disminuyen la conversión final para la combustión, es decir, hacen que exista materia combustible sin quemar en las cenizas salientes de la unidad.

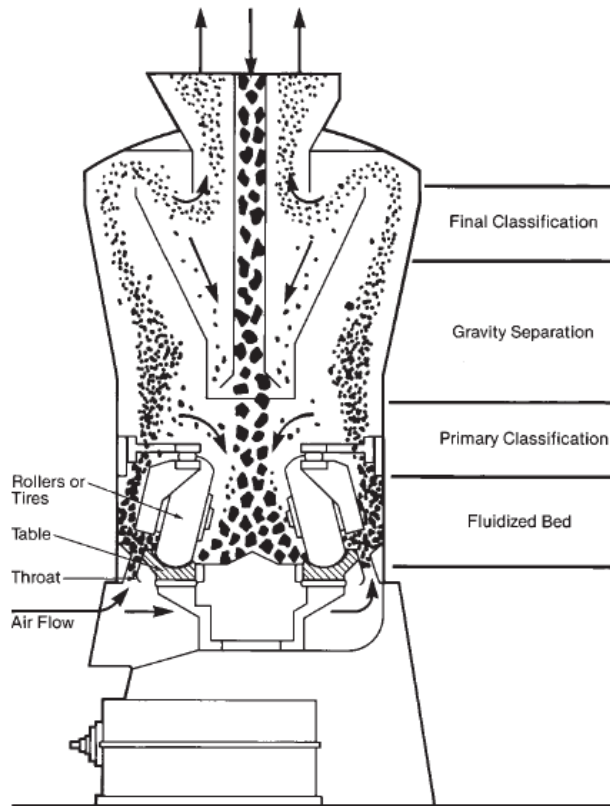


Figura 2. Corte transversal de un pulverizador vertical. [6]

Para cuantificar el consumo del motor de un pulverizador sólo hay que considerar la operación de molienda, pues el consumo asociado al secado se obtiene del precalentamiento de aire primario con gases de combustión (y éste no es realizado por el motor).

Una ecuación comúnmente utilizada para calcular requerimientos energéticos de molienda es la ecuación de Bond (ecuación 1). [7] En ella, P_C corresponde a la potencia consumida por el motor, \dot{m}_C al flujo másico de sólido que ingresa, W_i es un índice de molienda, β es un parámetro que depende del tipo de índice de molienda utilizado, P_{80} y F_{80} corresponden al tamaño (en micrones) bajo el cual se encuentra un 80% del flujo de producto de salida y material entrante, respectivamente.

$$P_C = \dot{m}_C \beta W_i \left(\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right) \quad (\text{ecuación 1})$$

2.2.2 Calderas

La caldera es el corazón de toda unidad generadora. En ella ocurren las dos operaciones principales, combustión y transferencia de calor, que permiten la generación de energía mediante combustibles. En esta sección se describirán estas dos operaciones y cómo una caldera acuotubular, convencional a carbón pulverizado, está equipada para que ambas ocurran con buen desempeño.

2.2.2.1 *Combustión*

Dentro de la caldera, en la así llamada cámara de combustión, se quema el carbón. Uno de los aspectos que caracteriza a cada caldera en su operación regular es la temperatura de la llama, es decir, del sector central de la cámara.

La mezcla de aire primario con carbón ingresa por el centro de los así llamados quemadores, dispositivos que se ubican formando una malla compuesta de filas y columnas, para asegurarse que toda la cámara está bien suministrada de combustible y comburente; envolviendo a los dos primeros en cada quemador ingresa el aire secundario, cuya única función es proveer oxígeno (comburente) para la reacción, y que suele constituir un flujo másico considerablemente mayor al aire primario.^[6] Cabe mencionar que las calderas suelen operar a presiones levemente inferiores a la atmosférica, para así evitar que la llama se desestabilice: la presión permite evitar que gases salgan de la caldera por sectores que no sean los ductos que llevan hacia la chimenea y con ello “ordena” (disminuye la turbulencia) del flujo interno.

La cámara de combustión termina poco antes de que los gases calientes de combustión lleguen al supercalentador de vapor.

Control de óxidos de nitrógeno en la combustión

La formación de óxidos de nitrógeno (NO_x) es indeseable en una caldera, pues éstos son contaminantes que serán liberados a la atmósfera a través de la chimenea, y suelen estar fijados sus límites máximos de emisión por leyes o normativas. Éstos corresponden en un 90-95% a NO , y a cantidades menores de NO_2 y de otros óxidos nitrogenados.^[6] Proviene de dos fuentes: de la oxidación del nitrógeno contenido en el aire de combustión, llamándose *thermal NO_x*, y de la quema de compuestos nitrogenados en el carbón, llamándose en ese caso *fuel NO_x*. Para combustibles con contenido importante de nitrógeno, como el carbón o derivados pesados del petróleo, la principal fuente de óxidos de nitrógeno son los *fuel NO_x*, constituyendo en el caso del carbón más del 80% del total generado. Eso sí, sólo un 20-30% del nitrógeno contenido en el combustible forma NO_x .^[6]

¿Cómo se controla la generación de NO_x en centrales a carbón? Los *thermal NO_x* se pueden controlar reduciendo la temperatura de llama y la temperatura promedio en la cámara de combustión. La conversión del nitrógeno en el combustible depende, en cambio, principalmente de la razón aire-combustible (del exceso de aire), y en segundo lugar de la temperatura. Para manejar estas dos variables se utilizan distintas

tecnologías y/o métodos, aislados o en conjunto, entre los cuales se encuentran los listados a continuación.^[6]

- *Quemadores de bajo NO_x*: están diseñados para proveer el aire que ingresa a la caldera en una forma tal, que limita la disponibilidad de oxígeno en la llama, así disminuyendo la velocidad de formación de NO_x. Sin embargo, se debe vigilar el efecto de aumento del carbono sin quemar en la unidad, que si no se toman las medidas adecuadas en el control de la planta, puede llegar a niveles indeseables.
- *Combustión por etapas*: consiste en alimentar una parte del aire total no a través de los quemadores, sino en puertos ubicados en sectores superiores a la llama dentro de la caldera, conociéndose estos como puertos SOFA (*secondary over fire air*). Esto tiene un efecto similar, pero más intenso, que la instalación de quemadores de bajo NO_x.
- *Control post-combustión*: normalmente, es más conveniente económicamente instalar tecnologías de control de NO_x que manejen las condiciones de combustión. Sin embargo, cuando la reducción de emisiones lograda mediante estas tecnologías no es suficiente, se realiza una reducción catalítica selectiva de estos óxidos en los ductos que llevan a la chimenea.
- *Control pre-combustión (a través del carbón alimentado)*: el nitrógeno en la materia volátil del carbón es más propenso a formar óxidos que el contenido en la char o materia no-volátil. Dado lo anterior, los carbones de alto contenido de volátiles, además de los de alto contenido de nitrógeno, son los que producen mayores cantidades de NO_x. Así, para disminuir estas emisiones se pueden adquirir carbones que tengan bajo valor de estas dos componentes. Sin embargo, manejando el nivel de oxígeno en la etapa de devolatilización específicamente se puede disminuir, en la combustión, el efecto de la primera característica mencionada.

2.2.2.2 *Transferencia de calor al vapor*

El calor generado en la combustión debe ser entregado al fluido de trabajo de la unidad, que suele ser vapor de agua, y que será el que posteriormente accionará el turbogenerador de energía eléctrica. Se describirá el proceso de transferencia desde dos puntos de vista: el de los gases de combustión calientes, y el del fluido de trabajo. La **Figura 3** sirve de apoyo a la descripción que sigue.

A lo alto de toda la caldera, comenzando en la parte inferior y llegando hasta el tope, se encuentra el primer banco de tubos con que se enfrentan los gases al interior: las paredes de tubos, que culminan, en la parte superior de la caldera, en un tambor (también llamado domo); lo anterior para calderas de paredes de tubos y tambor, el tipo que existe en las unidades de E-CL modeladas. La función de estos tubos es evaporar el agua a alta presión que ingresa por la parte inferior. Una vez que los gases de combustión salen de la cámara de combustión, se enfrentan al segundo banco de

tubos: el supercalentador o sobrecalentador, que entrega el vapor en las condiciones (temperatura y presión) a las que llegará a la turbina de alta presión asociada al generador. El recalentador es el siguiente banco de tubos, en que el vapor vuelve desde su paso por la turbina de alta presión, y se deja en las condiciones en que pasará por la turbina de baja presión. Pueden existir más de un sobre- y recalentador, cuyo orden varía de caldera en caldera.

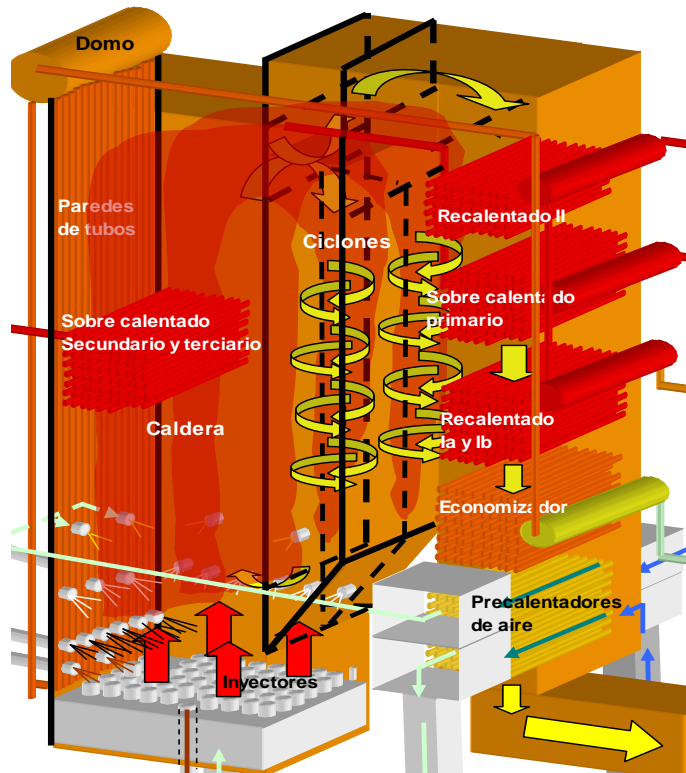


Figura 3. Representación de una caldera acuotubular (de un tipo levemente distinto a las modeladas en este trabajo), donde se muestran y rotulan todos los bancos de tubos en que ocurre la transferencia de calor: paredes de tubos, sobrecalentador y recalentador de vapor, economizador y precalentadores de aire. El flujo de los gases de combustión se indica mediante las flechas amarillas gruesas. [3]

Siguiendo el flujo de los gases, éstos se contactan con el economizador, que calienta el agua líquida previo a su paso por la pared de tubos. Finalmente, los gases precalientan tanto aire secundario como primario, antes que estos ingresen a los quemadores y a los pulverizadores respectivamente. Luego, los gases salen de la caldera y se dirigen a los ductos en que se les realiza tratamiento para luego llegar a la chimenea.

Desde el punto de vista del fluido de trabajo, se tiene entonces que el agua ingresa en primer lugar al economizador, donde intercambia calor con gases de combustión que están a temperatura relativamente baja, y luego a las paredes de tubos, donde los gases están a su máxima temperatura. Cabe mencionar que el domo evita que agua líquida llegue al supercalentador, que es la etapa siguiente de transferencia. Como ya se mencionó, desde allí fluye hacia la turbina de alta y media

presión, para luego volver a calentarse en el recalentador y ser llevado a la turbina de baja presión.

2.2.3 Filtros de mangas de operación continua

Parte de las cenizas que provienen de la quema del carbón son arrastradas por la corriente de gases de combustión, como ya se mencionó, siendo llamadas *fly ash*. Estas, junto con otros sólidos que pueden provenir de, por ejemplo, una etapa de desulfurización, deben ser removidas en un alto porcentaje antes de emitir los gases a la atmósfera.^[4]

Existen dos tecnologías ampliamente utilizadas para este fin: precipitadores electrostáticos y filtros de mangas, pudiendo ambas llegar a remover un 99,97% del material particulado.^{[3][8]} Dentro de un filtro existen compartimientos, distribuyéndose los gases entre ellos y así pasando por al menos una manga. Sobre el material de la manga se forma la llamada torta o queque, compuesto de sólidos compactados que no logran atravesarla: el mayor potencial filtrante lo tiene dicho queque.

Los distintos tipos de filtros de mangas se diferencian principalmente en el método de limpieza utilizado. Sin embargo, en todos ellos aire comprimido pasa ya sea a través o por dentro de las mangas limpiadas y produce el desprendimiento del queque, que es recogido en las mismas tolvas en que se recoge el material particulado en la operación normal. Ahora, los filtros de operación continua se caracterizan porque, como su nombre lo dice, su operación global como equipo no se detiene para limpiar, sino que esto se va haciendo por compartimiento, estando el filtro diseñado con un compartimiento extra, para que uno de ellos pueda estar en etapa de limpieza mientras los demás continúan filtrando. Este es el tipo de filtro instalado en las unidades modeladas.

2.2.4 Eficiencia de una central

Se define como eficiencia global de una central termoeléctrica a la siguiente razón:^[8]

$$\eta_{global} = \frac{\text{potencia eléctrica generada}}{\text{potencia generada en la combustión}} \quad (\text{ecuación 2})$$

En esta ecuación la potencia generada en la combustión se calcula, normalmente, multiplicando el flujo de combustible que ingresa a la central por su poder calorífico.

Ahora, para poder estimar esta eficiencia de forma predictiva (como se hizo en el modelo desarrollado, utilizándola para calcular el flujo de combustible necesario para que la central opere a su potencia nominal) se requiere desglosarla en sus componentes. Se puede expresar entonces lo siguiente:

$$\eta_{global} = \eta_{térmica} \cdot \eta_{ciclo\ vapor} \quad (\text{ecuación 3})$$

La eficiencia térmica se obtiene como el producto entre la eficiencia de combustión y la de transferencia de calor. En otras palabras, mide la fracción de energía aprovechada en la caldera, produciéndose en ésta dos eventos que involucran desaprovechamiento de energía: la combustión, en que una fracción del combustible puede no quemarse y por tanto ser retirado en las corrientes de cenizas, y la transferencia de calor al circuito de vapor, en que parte de la energía no puede ser entregada por los gases de combustión y por ello escapa tanto en los gases de chimenea como en la forma de pérdidas de calor radiante al ambiente.

Se suele estimar la eficiencia térmica de una central, de forma simplificada, utilizando la ecuación de Siegert (ecuación 4).^[8] Esta ecuación ha mostrado tener buen desempeño para muchas centrales en el mundo, sin embargo no debe perderse de vista que es sólo estimativa, pues no utiliza todos los datos requeridos para un cálculo detallado de eficiencia (no proviene de un balance de energía completo).

$$\eta_{t\acute{e}rmica} = 100 - K \frac{T_h - T_a}{\%_{CO_2}} \quad (\text{ecuación 4})$$

$K = 0,59$ (constante de Siegert para el carbón); T_a : temp. ambiente media

T_h : temp. media a la salida de caldera

$\%_{CO_2}$: porcentaje medio de dióxido de carbono en los gases de chimenea

Si se desea un cálculo más preciso de la eficiencia térmica, se puede utilizar el método del balance de energía, pues este tipo de ecuación permite relacionar el calor recibido por el circuito de vapor con el calor generado en la combustión, y es justamente la razón entre el primero y el segundo, la que entrega el valor de $\eta_{t\acute{e}rmica}$.^[6]

Respecto de la eficiencia del ciclo de vapor, es la que mide la razón entre la energía eléctrica que se genera, y la energía que fue suministrada al vapor. Dado el segundo principio de la termodinámica, no existe una “máquina térmica” que tenga eficiencia 100%; la fracción de la energía calórica que realmente pueda ser convertida en trabajo (de movimiento del eje de la turbina) será variable, dependiendo del ciclo termodinámico que realice el vapor. En el caso de las centrales a carbón, este ciclo corresponde al ciclo de Rankine.^[8]

2.3 Combustión de carbón

La combustión de carbón no es más que un conjunto de reacciones químicas exotérmicas por medio de las cuales se oxidan sus componentes (principalmente los orgánicos). Entonces se puede decir que la caldera (específicamente la cámara de combustión) es un reactor, y por ello a continuación se introducirán ciertos conceptos importantes en este tipo de equipos.

- *Cinética química*: área de la fisicoquímica que se encarga del estudio de la rapidez de reacción y cómo ésta varía con las condiciones del medio.

- *Tiempo de residencia* (τ): tiempo que pasa en el reactor cada reactivo. Para gases y líquidos, se calcula como el volumen del equipo (V) dividido por el flujo volumétrico total que ingresa a él (\dot{v}).

$$\tau = \frac{V}{\dot{v}} \quad (\text{ecuación 5})$$

Para sólidos, depende de cómo estos se movilizan dentro del reactor.

- *Reactivo límite*: los reactivos son las sustancias presentes antes que comience la reacción; los productos son los compuestos generados a medida que avanza la reacción. En este caso, las componentes que se queman del carbón son los reactivos, mientras que los productos son los gases generados, como el dióxido de carbono. Ahora, el reactivo límite es el que se consumiría primero si la reacción se completase, que en este caso corresponde a las componentes del carbón. Este se determina considerando las proporciones en que los reactivos reaccionan (estequiometría), que son distintas para cada reacción química.
- *Exceso de reactivo*: para los reactivos que no son el límite, la cantidad que sobraría si se completase la reacción es llamada exceso.
- *Conversión*: corresponde a la fracción de reactivo (normalmente se utiliza el límite como referencia) que ha reaccionado en cada instante. Es una forma de medir el avance de la reacción. La conversión final alcanzada depende de la cinética en el equipo y del tiempo de residencia. Conversión unitaria corresponde a una reacción totalmente completa.
- *Reacción homogénea/heterogénea*: como se mencionó anteriormente, una reacción homogénea ocurre en una sola fase, mientras que una heterogénea ocurre en la interfaz sólido-gas, sólido-líquido o líquido-gas. Las heterogéneas suelen ser órdenes de magnitud más lentas que las homogéneas.

El proceso de combustión se desarrolla en cuatro etapas, que son parcialmente simultáneas, habiendo eso sí períodos en que se desarrollan preferentemente una o dos de ellas. Se describen a continuación.

2.3.1 Calentamiento de partículas de carbón ^[9]

Al ingresar el carbón pulverizado a la caldera, se expone a las altas temperaturas que ya reinan en ella, y por ello se calienta rápidamente. Para este tipo de caldera se tienen velocidades de calentamiento del orden de 10^5 [K/s].

2.3.2 Devolatilización de partículas ^{[9][10][11][12]}

Antes de que ocurran las reacciones de combustión, el carbón libera en forma gaseosa parte de sus componentes, llamados volátiles (o materia volátil). Desde la

estructura original del carbón, los compuestos volatilizados son distintos hidrocarburos de cadena corta y otros compuestos carbonados, principalmente. Supuestos comúnmente tomados para ciertos modelos son que los volátiles sólo constituyen metano (CH_4) o sólo propano (C_3H_8), que provienen de alguna(s) de las típicas reacciones de pirólisis del carbón (reacción 1), (reacción 2) y (reacción 3), y/o que contienen metanol (CH_3OH).



Ahora, uno de los modelos utilizados para la cinética de devolatilización es el de reacciones competitivas. Consiste en considerar que la velocidad de consumo de la masa de carbón daf, para cada partícula, se calcula según (ecuación 6) y la velocidad de liberación de volátiles según (ecuación 7). Se considera que la reacción avanza hasta que $\dot{m}_{d,p} \approx 0$, pues en ese momento ya no existe carbón como tal sino sólo las componentes char y volátiles.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{d,p} &= -m_{d,p} B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v1}}{RT_p}\right) - m_{d,p} B_{v2} \exp\left(-\frac{E_{v2}}{RT_p}\right) && \text{(ecuación 6)}^{[11]} \\ \dot{m}_{v,p} &= -\alpha_1 m_{d,p} B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v1}}{RT_p}\right) - \alpha_2 m_{d,p} B_{v2} \exp\left(-\frac{E_{v2}}{RT_p}\right) && \text{(ecuación 7)}^{[11]} \end{aligned}$$

$\dot{m}_{d,p}$: consumo másico de carbón daf ; $\dot{m}_{v,p}$: generación másica de volátiles
 $m_{d,p}$: masa de carbón daf en cada instante ; T_p : temperatura de la partícula de carbón [K]

R : constante de los gases ; α_1 : fracción de volátiles reportada en análisis proximal

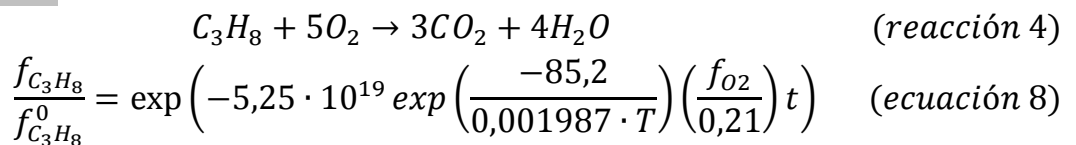
α_2 : factor de valor recomendado 0,8 ; $B_{v1} = 3,7 \cdot 10^5 \left[\frac{1}{s}\right]$; $B_{v2} = 1,46 \cdot 10^{13} \left[\frac{1}{s}\right]$

$E_{v1} = 7,366 \cdot 10^4 \left[\frac{J}{mol}\right]$; $E_{v2} = 2,511 \cdot 10^5 \left[\frac{J}{mol}\right]$

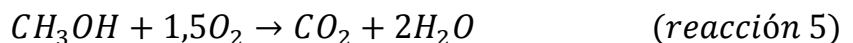
2.3.3 Combustión de volátiles ^{[10][11][13]}

La combustión de volátiles que se considere en un modelo determinado dependen de qué reacciones se hayan utilizado en la devolatilización. A continuación se expondrán las reacciones y cinéticas de combustión asociadas a dos compuestos comúnmente utilizados para representar los volátiles o una parte de ellos (véase sección 2.3.2): propano y metanol. La nomenclatura usada se indica en la sección Nomenclatura.

- **Combustión de propano (C_3H_8):** La cinética de la reacción 4 está dada por la ecuación 8.



- **Combustión de metanol (CH_3OH):**



La cinética de la reacción 5 está dada por la ecuación 9.

$$\frac{f_{CH_3OH}}{f_{CH_3OH}^0} = \exp\left(-5,37 \cdot 10^{11} \exp\left(\frac{-48,1}{0,001987 \cdot T}\right) \left(\frac{f_{O_2}}{0,21}\right) t\right) \quad (\text{ecuación 9})$$

2.3.4 Combustión de char ^[10]

La materia no liberada como volátiles es la llamada char (o carbono fijo), que se quema aun encontrándose en estado sólido (de forma heterogénea). Algunos autores han modelado la combustión de char mediante las reacciones 6 y 7, utilizando la ecuación 10 para calcular la razón de ocurrencia de éstas, es decir, la razón entre el monóxido y el dióxido de carbono generados en esta etapa.



$$\left(\frac{CO}{CO_2}\right) = 3 \cdot 10^8 \exp\left(\frac{-60}{0,001987 \cdot T}\right) \quad (\text{ecuación 10})$$

Ahora, de la misma bibliografía [10], se ha obtenido una ecuación cinética para la combustión de char, la ecuación 11. El factor A utilizado en ella se calcula utilizando la ecuación 12, teniendo una dependencia con el porcentaje de carbono daf del carbón quemado ($\%C_{daf}$).

$$\text{Rapidez} \left[\frac{g \text{ char}}{s}\right] = A \exp\left(\frac{-20}{0,001987 \cdot T}\right) P^{0,5} f_{O_2}^{0,5} S \quad (\text{ecuación 11})$$

$$A = \exp(8,12 - 0,0715 \cdot \%C_{daf}) \quad (\text{ecuación 12})$$

2.4 Desulfurización de gases

Las leyes ambientales en el último tiempo han hecho necesarios ciertos ajustes tecnológicos en las plantas de generación en base a carbón, entre ellos la implementación de equipos de desulfurización de gases, cuya función es alimentar un agente que, a través de ciertas reacciones químicas, convertirá el dióxido de azufre (SO_2) presente en los gases de combustión en un producto sólido que podrá ser captado por equipos de retención de material particulado (MP).

Antes de entrar en detalle sobre la desulfurización, es necesario responder la siguiente pregunta: ¿por qué abatir el SO_2 ? Este compuesto, al ser emitido en altas concentraciones, contamina al reaccionar con el agua atmosférica, generando ácido sulfúrico, constituyente principal de la lluvia ácida (el segundo más importante es el ácido nítrico, formado por emisión de óxidos de nitrógeno). Estos ácidos son nocivos tanto para el ser humano como para los ecosistemas (en especial las plantas).

¿Cómo se abate el SO_2 ? Existen tres tipos de desulfurización, listados a continuación. ^[6]

2.4.1 Desulfurización Húmeda

Consiste en rociar los gases con un agente disuelto o suspendido en agua. Esto se realiza en reactores tipo tanque con un sector de contacto gas-líquido y otro de retención de líquido. No se entrará en mayor detalle para este tipo de equipos pues no se utilizan en las unidades estudiadas.

2.4.2 Desulfurización Semi-seca

En este caso se inyecta una pulpa (de alto contenido de sólidos) a los gases, ocurriendo la reacción mientras la pulpa se seca. Este método se utiliza para centrales que queman carbones con contenido de azufre relativamente bajo, pues tiene un costo operacional (de insumos) mucho más alto que el de la desulfurización húmeda. Sin embargo, tiene ventajas respecto de esta última, tales como costos de inversión (CAPEX) menores, simplicidad de control y operación, menor consumo de agua, y la posibilidad de utilizar una mezcla de cenizas con el agente (aprovechando así la alcalinidad de las primeras).

En la **Figura 4** se muestra esquemáticamente cómo es una instalación de desulfurización semi-seca. Los gases de combustión provienen desde la caldera, pueden pasar por una recolección preliminar de cenizas para su venta (inexistente en las centrales modeladas en este trabajo), para luego llegar al equipo central en que ocurre la reacción. A este equipo ingresa además la pulpa (agente desulfurizador con agua), que posterior al contacto con los gases constituirá una mezcla de agente en exceso seco y producto de reacción seco. Ambos componentes sólidos serán retenidos en un filtro de mangas, para que los gases “limpios” se evacúen por la chimenea (“stack”).

El proceso de secado de la pulpa hace que los gases por un lado aumenten su humedad (lo que favorece la cinética de abatimiento) y por otro disminuyan su temperatura. ^{[3][14][15][16]}

Es importante notar que una porción considerable de la conversión total de dióxido de azufre lograda ocurre en la torta, rica en agente, que se forma en el filtro; datos industriales muestran que, cuando la instalación cuenta con un scrubber como equipo central de desulfurización, un 21% del total de conversión del dióxido lograda ocurre en el filtro. ^[6]

El hasta ahora llamado “equipo central” de desulfurización puede variar, siendo los dos ejemplos más frecuentes inyección directa en ductos o un scrubber de tipo absorbedor-secador spray con atomizador de pulpa. La inyección directa requiere un CAPEX mucho menor que la instalación de un scrubber, sin embargo, dadas las condiciones poco optimizadas de contacto gases-pulpa, la primera requiere un exceso de cal considerablemente mayor al del scrubber para lograr una misma conversión de contaminante azufrado; en otras palabras, los costos de operación (OPEX) en que se debe incurrir con el método de inyección en ductos es mayor.

x : conversión de cal hidratada; S_{cal} : superficie BET de la cal [m^2/g]
 $PM_{cal} = 74$ (peso molecular de la cal); φ : humedad relativa de los gases [fracción]
 c_{SO_2} : concentración de SO_2 en los gases [mg/Nm^3]

Los autores sugieren los valores indicados en la **Tabla 2** para los parámetros de las ecuaciones. Sin embargo, recomiendan ajustar los factores Y_1 e Y_2 según el caso específico que se esté representando. Debe mencionarse además que estos valores han sido validados con pruebas experimentales en reactores desulfurizadores donde el hidróxido de calcio constituye un lecho fluidizado.

Tabla 2. Parámetros sugeridos para las ecuaciones 10 y 11 (cinética de abatimiento de azufre). ^[14]

Parámetro	Valor	Unidad
k_1	$8,15 \cdot 10^{-6}$	$mol\ m^{-2}\ s^{-1}$
k_2	$8,77 \cdot 10^{-6}$	$m^3\ s^{-1}$
a_1	$5,41 \cdot 10^{-3}$	-
a_2	600	-
Y_1	0,219	-
Y_2	$0,2/Y_1$	-

2.4.3 Desulfurización seca

Cuando se utiliza este método de limpieza de gases, se inyecta un agente sólido, normalmente directamente a los ductos, impulsado por aire. Esto suele tener conversiones de agente muy bajas, es decir, requiere de altos valores en exceso y por eso se utiliza en unidades que requieren abatir poco azufre.

Por esta razón, existe una variante que consiste en agregar agua, a través de un Water Injection System (WIS) y posterior a ello agregar un sólido en seco. En estas condiciones, la cinética toma la misma forma general mostrada en la sección anterior y el WIS constituye un acelerador de la velocidad de reacción dado que aumenta la humedad de los gases. En general, esta variante tiene características similares a la inyección de pulpa en los ductos, presentando eso sí velocidades de reacción inferiores dada la baja disponibilidad de agua líquida, que es el medio en que el mecanismo de reacción es más rápido. ^{[14][15][16]}

3. Operación de las unidades modeladas

Antes de describir los distintos aspectos del modelo desarrollado y los supuestos que se tomaron al elaborarlo, se hará referencia al diseño y operación de las unidades generadoras modeladas. Se irá entregando información tanto del diseño como de la operación en el orden que presenta la descripción de este tipo de unidades hecha en la sección 2.2.

En primer lugar, desde la cancha se carga el carbón a las correas transportadoras, utilizando excavadoras a diesel operados por una empresa externa que realiza un cobro por tonelada cargada. Respecto de las correas y el chancador, se sabe que estos no operan constantemente, pues tienen alta capacidad en relación al consumo de carbón de las unidades, y alimentan silos de almacenaje. Las especificaciones de correas, chancador y harnero se encuentran en el Anexo B.

Específicamente, sobre cada pulverizador existe un así llamado silo de pulverización; en cada unidad se encuentran cuatro pares silo-pulverizador, lo que permite alimentar hasta cuatro tipos de carbón distintos. Las especificaciones técnicas de los pulverizadores se muestran en el Anexo C. El flujo de aire primario (que ingresa a los pulverizadores) se controla para mantener un set point (punto de ajuste) en la temperatura de la corriente de salida del equipo^a, que depende del balance energético, es decir, de la humedad y temperatura del carbón y del aire al ingreso.

Ahora, el aire secundario que ingresa a la caldera^b lo hace a través de cuatro ductos, y en cada uno de ellos se controla midiendo el flujo de carbón desde el respectivo silo al pulverizador: a mayor flujo de carbón, mayor aire secundario se alimenta, en un esfuerzo por no tener problemas de estequiometría entre combustible y comburente. Los detalles cuantitativos se pueden revisar en el Anexo D.

La última categoría de aire, el SOFA (Separated Over Fire Air), alimentado por sobre la cámara de combustión, se controla en la planta midiendo el flujo de vapor que circula en el supercalentador. Nótese que a mayor flujo de vapor, a mayor carga está operando la planta (más energía está generando).

Por la parte baja de la caldera, se retiran las cenizas pesadas (bottom ash), lo que involucra dos tipos de equipos: por un lado hay equipos que las trasladan desde la caldera al silo de bottom ash y que por tanto operan constantemente (correas y un chancador); por otro, hay equipos que sólo operan cuando se descarga dicho silo a camiones que retiran el desecho (vibro-motor del silo), y cuyas horas de operación al día dependen, por tanto, del flujo de ceniza que se esté generando. Para las cenizas volantes, la situación descrita aquí también aplica, siendo los equipos específicos distintos.

^a Temperatura única, pues se busca que tanto aire primario como combustible se encuentren a la misma temperatura cuando salgan del pulverizador.

^b Con este término se abarca el aire que no es ni primario ni SOFA. Éste ingresa a la caldera a través de cuatro ductos principales, que alimentan una parte del flujo a los quemadores, otra a la parte inferior de la cámara de combustión (llamándosele a este aire Bottom End Air) y otra a la parte superior (Top End Air).

Aire y carbón ingresan entonces a la caldera, cuyas especificaciones se muestran en el Anexo E. En cuanto a la transferencia de calor en ella, dadas las especificaciones de flujo, presión y temperaturas de entrada y salida del vapor y agua que atraviesan los bancos de tubos, se pueden obtener los valores indicados en la Tabla 3.

Tabla 3. Datos utilizados y resultados del cálculo del calor intercambiado (entregado a vapor y agua) en cada caldera modelada. La fuente son las especificaciones técnicas de las calderas (siendo las de ambas unidades iguales). Véanse Anexos D y E para mayor detalle.

Banco de tubos	Flujo [ton/h]	Calor transferido [MJ/ton]	Calor transferido [MW]
Economizador	370	160	17
Paredes de tubos	370	1 870	192
Supercalentador	370	470	49
Recalentador	365	420	43
		Total	300

Los gases de salida de la caldera ingresan a ductos (dos por unidad), en los cuales ocurren tres operaciones antes de llegar a la chimenea:

- **Inyección de agua (WIS - water injection system):** como se ha mencionado anteriormente, en un sistema de desulfurización “seca” es conveniente agregar agua (en este caso desalinizada) a los gases previo a la inyección de cal. En el caso de las unidades estudiadas esto se hace directamente a los ductos. El control del flujo se realiza fijando un set point para la temperatura de los gases posterior al WIS, es decir, si aumenta la temperatura a la salida de la caldera, se aumentará el flujo de agua para un mayor enfriamiento.
- **Inyección de cal hidratada:** aguas abajo del WIS se encuentra el ingreso de cal. Ésta proviene de un silo, desde el cual un tornillo dosificador, asociado a un chancador, permiten su avance, hasta llegar a un ducto, en el cual un ventilador genera el impulso necesario para inyectar el sólido. El control de la alimentación se realiza vía tornillos dosificadores, midiendo la concentración de dióxido de azufre en chimenea, y comparando ese dato con el set point (que corresponde a un valor levemente inferior a la norma).
- **Filtración:** los sólidos (material particulado, MP) que arrastran los gases son retenidos en un filtro de mangas. Éste requiere de aire comprimido tanto para la limpieza de mangas como para el arrastre de los sólidos hacia el silo de fly ash. Para esta última tarea, el aire se mezcla con la ceniza en equipos que tienen una capacidad máxima, indicada en el Anexo F.

4. Modelo: estructura y supuestos

4.1 Estructura

El Modelo Operacional para Asistir la Compra de Carbones elaborado tiene la estructura de entrada-salida representada en la **Figura 5**.

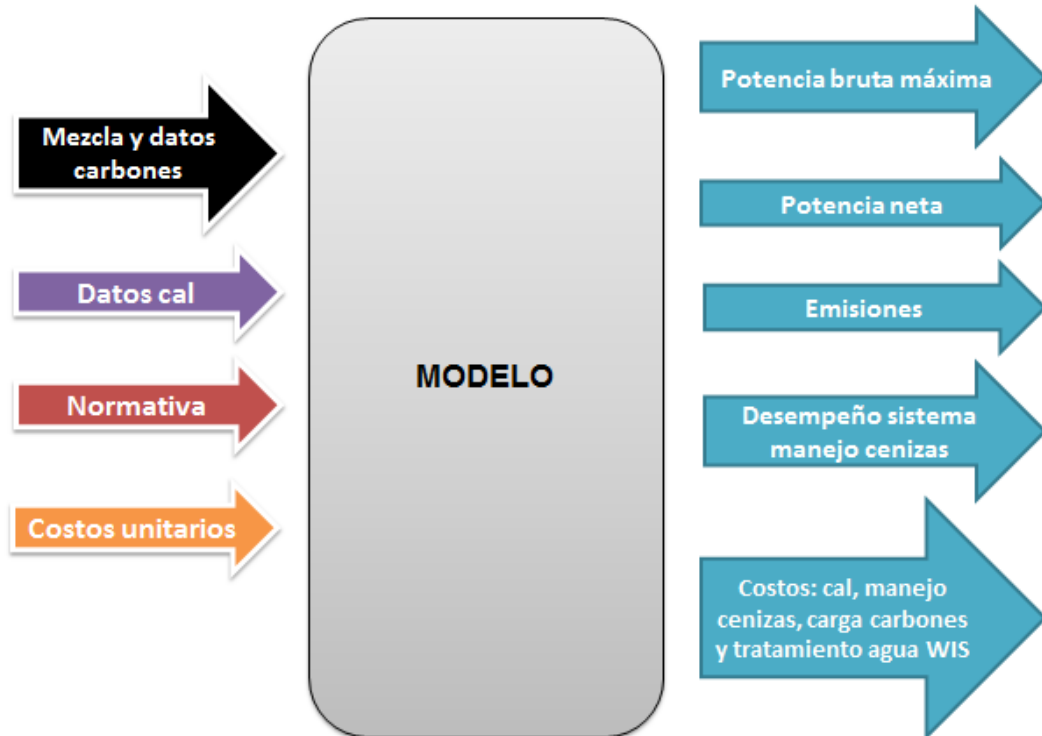


Figura 5. Esquema de entrada-salida del modelo elaborado.

El modelo requiere los siguientes datos:

- **Mezcla y datos de los carbones:** se debe ingresar qué mezcla de carbones será alimentada a cada unidad, en otras palabras, qué tipo de carbón será alimentado a cada pulverizador. Se ha implementado una herramienta, en que ingresando los datos de un determinado carbón junto con su nombre distintivo en una hoja de “Carbones”, éstos pueden ser recuperados en una lista desplegable posteriormente, en la hoja de “Ingreso de datos”. Los datos requeridos para cada tipo de carbón son porcentajes de humedad total, cenizas, volátiles, azufre, carbono, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y mercurio, poder calorífico inferior en [Kcal/Kg] e índice Hardgrove.

- **Datos de la cal utilizada:** se requiere ingresar qué cal se alimentará para abatir el azufre, en cada unidad. Los datos necesarios son superficie específica BET^c en [m²/g], pureza (es decir, porcentaje en peso de hidróxido de calcio Ca(OH)₂ en la cal comercial usada), costo por tonelada y densidad aparente en [ton/m³].
- **Normativa ambiental:** el modelo necesita del límite de emisiones para el dióxido de azufre, óxidos de nitrógeno, material particulado y mercurio en [mg/Nm³], además del porcentaje de oxígeno mediante el cual se debe corregir el flujo de gases de salida en chimenea.^d
- **Costos unitarios:** se deben ingresar los costos por tonelada de carbón cargada desde cancha a correas transportadoras, costos por tonelada de ceniza retirada en camiones y costos asociados a cada metro cúbico de agua que se desaliniza para alimentarla en el Water Injection System (además del costo ya mencionado por tonelada de cal comprada). Nótese que los valores base (para el año 2014) de los costos unitarios serán calculados como parte de este Trabajo de Título, excluyendo el costo de la cal.

En base a los datos ingresados, el modelo entrega los siguientes resultados (se mencionan los más relevantes, pues existen muchos otros valores calculados, que se mencionarán en los supuestos, pero que no constituyen resultados reportados oficialmente por el modelo dado su bajo nivel de importancia para la empresa):

- **Potencia bruta máxima:** corresponde al máximo de energía eléctrica que se puede generar por unidad de tiempo con la mezcla de carbones ingresada. En muchos casos este máximo será la potencia nominal de la unidad, sin embargo, cuando se alimenten carbones de muy bajo poder calorífico, no se podrá alcanzar este valor, pues antes de alcanzarlo se llegará a la capacidad máxima de los pulverizadores (tonelaje máximo). Importante: como se comentará más adelante, la gran mayoría de los cálculos del modelo asumen que se está operando a carga máxima (es decir, a potencia nominal), por tanto, cuando no se alcance esta condición, el único valor validado y por ello confiable entregado será la misma potencia bruta máxima.
- **Potencia neta:** la potencia neta es la diferencia entre la potencia bruta y los consumos auxiliares de energía propios de la unidad. Estos consumos se estiman considerando todos los equipos que son alimentados con electricidad y sus especificaciones: ventiladores, pulverizadores, correas, sistemas de manejo de cenizas, bombas, compresores, sistema de inyección de cal, equipos de tratamiento de aguas, consumos propios de turbinas y caldera.

^c La superficie B.E.T (cuyo nombre proviene de la teoría desarrollada por Brunauer, Emmett y Teller) corresponde al área tanto externa de las partículas, como al área interna presente en poros y canales que presente. Se mide utilizando gases que ingresan en la estructura de las partículas, y reemplazando los datos medidos en la ecuación B.E.T. ^[17]

^d Antes de calcular la concentración de contaminantes en los gases emitidos a la atmósfera, se debe corregir, según la norma chilena, este flujo para que un 6% volumétrico de éste corresponda a oxígeno (en el caso de calderas a carbón). Esto para evitar que las centrales diluyan excesivamente los contaminantes alimentando más aire del necesario operacionalmente. ^[4]

- **Emisiones:** el modelo entrega las concentraciones en $[\text{mg}/\text{Nm}^3]$ para dióxido de azufre, óxidos de nitrógeno, material particulado y mercurio en los gases de chimenea. Además, evalúa si superan o no la norma, informando al usuario.
- **Desempeño sistema de manejo de cenizas:** se evalúan tres aspectos, comparando el tonelaje de cenizas que se generan en la unidad con la capacidad que tienen los equipos instalados para evacuarlas, y contrastando el flujo de cal requerido con la capacidad logística que existe para alimentar este sólido. Así, se responde a tres preguntas con “Sí” o “No”: ¿se sobrecarga el sistema de descarga de filtros?, ¿se sobrecargan los silos de ceniza?, ¿se vacía el silo de cal hidratada?
- **Costos:** se estiman los costos totales en compra de cal, disposición de cenizas, carga de carbones desde cancha a correas y compra de insumos para la desalinización del agua utilizada en el WIS, en base a los costos unitarios ingresados por el usuario. Sólo se calculan estos ítems de costo operacional porque son los que se ven fuertemente influenciados por el tipo de carbón alimentado a las unidades.

El modelo fue implementado en un archivo de Microsoft® Excel 2010, compuesto de 15 hojas en las cuales se realizan los cálculos y se muestran los resultados obtenidos. Un módulo de código (del Visual Basic incluido en Excel) desarrolla ciertos cálculos. Entre las hojas se incluyen una de ingreso de datos y otra con el resumen de los resultados.

4.2 Supuestos

A continuación se enumeran los supuestos tomados al elaborar el modelo. A lo largo de todo el documento se hará referencia a estos supuestos, mediante el número asignado en esta sección.

- 1) Las unidades siempre están operando a carga máxima (generando la potencia nominal). Para mayor detalle, véase el punto “Potencia bruta máxima” en la [sección 4.1](#).
- 2) No se consideran los costos^e asociados al circuito de vapor^f, pues no dependen del carbón alimentado (dado el Supuesto 1). Esto, pues el flujo de vapor está dado por la potencia de la unidad, y con ello la temperatura y presión en cada equipo; y a condiciones constantes, costos constantes.

^e Téngase en todo momento muy clara la diferencia entre costos (dinero que debe ser desembolsado por la compañía que opera las unidades para adquirir algún insumo o servicio), consumos auxiliares (de energía, que es proveída por la misma unidad y por tanto no implica un costo) y consumos de vapor (proveído por la misma unidad y que por tanto no implica un costo). Los dos últimos influyen la potencia neta generada por la unidad.

^f Se suele designar por “circuito de vapor” el conjunto de equipos a través de los cuales circula el agua (en estado líquido o gaseoso) en la planta, que constituye un ciclo cerrado. Esto exclusivamente para el agua que sirve de fluido de trabajo.

3) Se desprecia el consumo instrumental de electricidad (sensores, válvulas). Eso sí, se considera la electricidad consumida por los compresores de aire para instrumentos.

4) **La eficiencia bruta** de cada unidad se considera constante y se calcula como

$$\eta_{bruta} = \eta_{térmica} \cdot \eta_{ciclo\ vapor} = 0,42 \cdot 0,93 = 0,39 \quad (\text{ecuación 3})$$

donde la eficiencia del ciclo de vapor se calculó utilizando las características de diseño de la caldera, a través de la ecuación 15. A su vez, la eficiencia térmica se obtuvo de la ecuación 16, es decir, utilizando un balance de energía para la caldera (metodología recomendada por bibliografía [6]). Los valores requeridos por la ecuación 16 provienen tanto de especificaciones de equipos como de variables calculadas por el modelo mismo.

$$\eta_{turbina\ y\ generador} = \frac{\text{potencia bruta generada}}{\text{energía transferida al circuito de vapor}} = \frac{125[MW]}{300[MW]} = 0,42 \quad (\text{ecuación 15})$$

$$\eta_{térmica} = \frac{\text{energía transferida al circuito de vapor } (Q_v)}{Q_v + \text{calor en flujos salida} - \text{calor en flujos entrada}} \quad (\text{ecuación 16})$$

Para mayor detalle respecto del balance de energía de la caldera, véase el Anexo J, pues se ha utilizado la misma ecuación tanto para la estimación del consumo del WIS como para el cálculo del calor en los flujos de salida y entrada. El porqué de la invariabilidad de la eficiencia calculada en el modelo se discute en los capítulos siguientes.

5) **Ventiladores:** se ha estimado el consumo de cada ventilador de la central considerando la ecuación para la potencia en mecánica de fluidos y las curvas características de los equipos. Se ha comenzado por expresar la eficiencia global $\eta_{ventilador}$ de la siguiente manera (véase Nomenclatura):

$$\eta_{ventilador} = \frac{W \left[\frac{KJ}{Kg} \right] \cdot \dot{m}_{gas} \left[\frac{Kg}{s} \right]}{\text{consumo } [KW]}$$

Para simplificar, se ha considerado que la altura de impulsión W es independiente del flujo \dot{m}_{gas} y por tanto constante, con lo cual se puede llegar a la ecuación 17, donde se obtiene W como se indica y $\eta_{ventilador}$ de las curvas características, siendo esta última dependiente de \dot{m}_{gas} .

$$\text{Consumo} = W \frac{\dot{m}_{gas}}{\eta_{ventilador}} \quad (\text{ecuación 17})$$

$$W = \frac{\text{Consumo}_{nominal} \eta_{nominal}}{\dot{m}_{nominal}}$$

- 6) **Pulverizadores:** la temperatura de ingreso del carbón a los pulverizadores es de 20°C. La temperatura de salida de aire y carbón es la misma y corresponde a la de diseño de los pulverizadores.
- 7) **Pulverizadores:** su consumo se estima utilizando una versión ajustada de la ecuación de Bond, donde el índice de molienda utilizado fue el inverso del HGI, y obteniéndose el índice β en el proceso de validación.
- 8) **Correas transportadoras:** se cargan al 80% de su capacidad por cierta cantidad de horas al día, dependiendo de cuánto carbón o bottom ash se deba manejar. El chancador y harnero presentes entre las dos primeras correas, operan la misma cantidad de horas al día que estas dos correas. En las horas de operación se considera el consumo nominal⁹ para cada uno de los equipos.
- 9) **Filtros:** la eficiencia de separación de los filtros es fija y vale 99,94%. Las especificaciones de diseño indican un valor de 99,97%, sin embargo se han comparado las concentraciones de salida de material particulado predichas en el diseño, con las reales (encontradas en la base de datos de proceso) y se ha ajustado el valor utilizando un promedio real histórico.
- 10) **Cenizas:** se considera que invariablemente, un 77% de las cenizas constituyen *fly ash* y un 23%, *bottom ash*, basándose estos valores en la bibliografía [6].

Se sabe, además, que cada camión puede cargar una cierta cantidad de toneladas de ceniza ($carga_{camión}$), que existe un valor máximo de camiones por día por restricciones de tiempo, y que cada camión tiene una cierta demora en cargarse, dependiendo si esto se realiza en el silo de fly ash o de bottom ash. Se calcula la cantidad de camiones diarios (reportándose como alarma al usuario si es superior al máximo, lo que implica que se sobrecargaría algún silo) con la ecuación 18, y se considera, para calcular consumos de los equipos de descarga de sólidos, que operan a potencia nominal por una cantidad de horas diarias calculada como la demora de carga por camión multiplicada por los camiones diarios para el silo correspondiente.

$$camiones_{diarios} = \left\lfloor \frac{flujo_{sólidos}}{carga_{camión}} \right\rfloor \quad (\text{ecuación 18})$$

- 11) **Compresores:** el consumo de todos los compresores se considera constante e igual al nominal. Esto como simplificación, considerando que estos equipos son de bajo consumo en comparación a ventiladores, bombas y pulverizadores.
- 12) **Bombas de agua:** el consumo de todas las bombas se considera constante e igual al nominal. Esto porque las de mayor consumo forman parte del circuito de vapor (recuérdese el Supuesto 1).

⁹ Con "nominal" se hace referencia al valor que se reporta oficialmente, en las especificaciones técnicas, como el consumo o potencia del (o los) motor(es) asociado(s) a un determinado equipo. Normalmente corresponde al consumo máximo.

- 13) **Otros equipos:** existen equipos de desalinización y desionización de agua, bombas de aceite en las turbinas, y sopladores de escoria^h en la caldera. Para todos estos equipos, el consumo auxiliar es constante e igual al nominal. El consumo de vapor de los sopladores se desprecia.
- 14) **SOFA:** el SOFA se sabe que corresponde a un 20-30% del total de aire secundario^[6]; por ello se asumirá un valor de 25% del promedio histórico del aire secundario total (obtenido de la base de datos de proceso), manteniéndose constante dados su control por flujo de vapor y el Supuesto 1.
- 15) **Aire secundario:** ingresa a la caldera a la temperatura indicada en especificaciones de caldera. No se consideran eventuales relaciones entre el flujo y su temperatura (por el cambio en el tiempo de residencia en el precalentador de aire). Además, el flujo varía como una función escalonada en base al flujo de carbón que ingresa a cada pulverizador (Anexo D).
- 16) **Combustión (azufre):** se asume que todo el azufre en el carbón da origen a dióxido en los gases de combustión. Dado lo anterior, se utiliza una ecuación estequiométrica para calcular el flujo de SO₂ (ecuación 19).

$$\dot{m}_{SO_2} = \left(\frac{PM_{SO_2}}{PA_S} \right) f_S \dot{m}_{cT} = 2 f_S \dot{m}_{cT} \quad (\text{ecuación 19})$$

\dot{m}_{SO_2} : flujo de dióxido de azufre generado $\left[\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right]$; f_S : fracción de azufre en carbón

\dot{m}_{cT} : masa total de carbón que ingresa a caldera $\left[\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right]$

PM_{SO_2} : peso molecular del SO₂; PA_S : peso atómico del azufre

- 17) **Combustión (nitrógeno):** se considera que $\dot{m}_{NOx} = \theta \dot{m}_{NOx}^{máx}$ siendo

$$\dot{m}_{NOx}^{máx} = \left(\frac{PM_{NOx}}{PA_N} \right) f_N \dot{m}_{cT} = \frac{30}{14} f_N \dot{m}_{cT}$$

el máximo flujo de fuel NOx que el carbón alimentado puede generar. El factor θ se calibra usando información de la base de datos, desde enero hasta mayo 2014.ⁱ

- 18) **Combustión:** sólo ocurren reacciones químicas hasta el sobrecalentador, es decir, sólo en la *cámara de combustión*.
- 19) **Combustión:** para calcular el tiempo de reacción se ha considerado que la densidad de los gases en la cámara es la del aire a la temperatura de llama. Este tiempo se ha utilizado para todas las partículas de carbón en la etapa de

^h Estos equipos inyectan vapor a presión para remover cenizas semi-fundidas que se pueden depositar sobre los bancos de tubos, disminuyendo la eficiencia de transferencia de calor y corroyéndolos.^[6]

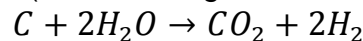
ⁱ Se ha decidido no utilizar ecuaciones cinéticas para evaluar la generación de óxidos azufrados y nitrogenados, y se puede observar en el capítulo de Validación que el desempeño que tuvo el enfoque utilizado fue bueno.

devolatilización y combustión de char (es decir, se asumió buen arrastre de las partículas por parte del gas).

- 20) **Combustión:** para estos efectos, se considera que el SOFA ingresa a la caldera cuando han pasado 2,5 [s] desde que el carbón ingresó a la cámara de combustión, lo que corresponde a aproximadamente un 75% de su tiempo de residencia en este lugar.^j
- 21) **Combustión (calentamiento):** se asume que el carbón y aire tienen un calentamiento inicial a velocidad constante e igual a 10^5 [K/s], hasta que alcanzan la temperatura de llama de la caldera. Esta temperatura se estima en 1150 °C según recomendación de expertos en la empresa, pues no se tienen mediciones. También se supone que durante esta etapa no ocurren reacciones (pues a bajas temperaturas las cinéticas son muy lentas, comparativamente).
- 22) **Combustión (devolatilización):** se utiliza el modelo cinético expuesto en Antecedentes Bibliográficos (ecuaciones 6 y 7). Se ha ajustado el parámetro α_2 a un valor de 0,53 dados los resultados de la validación preliminar hecha. Se resolvió analíticamente la ecuación diferencial como se muestra en el Anexo G.

Se considera que toda la reacción ocurre a la temperatura de llama, y que ha terminado cuando $m_{d,p} = 10^{-10}$, es decir, cuando una fracción de 10^{-10} del carbón aún no libera su componente volátil; con esto se obtiene una predicción del tiempo de devolatilización y del porcentaje de volátiles real, que suele ser mayor del reportado en el análisis proximal (esto ocurre porque en el análisis proximal se hacen pruebas a temperaturas inferiores a las de caldera).^[11]

- 23) **Combustión (devolatilización):** las reacciones consideradas en esta etapa son el cracking de hidrocarburos mayores a propano y a metanol, y la reacción 3 seguida de la reacción 1 (la reacción global se muestra aquí):



El flujo másico de metanol (\dot{m}_{CH_3OH}) generado se calcula con el contenido de oxígeno, considerando que por cada mol de oxígeno en el carbón se genera un mol de metanol (ecuación 20).

$$\dot{n}_{CH_3OH} = \dot{n}_O \Rightarrow \dot{m}_{CH_3OH} = \frac{PM_{CH_3OH}}{PA_O} \dot{m}_{CTFO} = 2\dot{m}_{CTFO} \quad (\text{ecuación 20})$$

Luego, con el contenido de hidrógeno sobrante se calcula la cantidad de propano (ecuación 21), considerando una razón estequiométrica de 1:8 entre los moles de propano y los de hidrógeno en el carbón.

$$\dot{m}_{C_3H_8} = 5,5(\dot{m}_{CTFH} - 0,125\dot{m}_{CH_3OH}) \quad (\text{ecuación 21})$$

^j Este supuesto no tiene mayor relevancia para la mayoría de los carbones, pues, durante la validación preliminar del modelo, se concluyó que el tiempo total de calentamiento, devolatilización y combustión de char (etapas consideradas secuenciales) es considerablemente inferior al tiempo de residencia en la cámara de combustión.

Finalmente, el resto de los volátiles ($\dot{m}_{C(1)}$) reacciona según las reacciones 3 y 1 (ecuación 22), denotándose por \dot{m}_{vol} la masa total de volátiles predicha por las ecuaciones 6 y 7.

$$\dot{m}_{C(1)} = \dot{m}_{vol} - \dot{m}_{CH_3OH} - \dot{m}_{C_3H_8} \quad (\text{ecuación 22})$$

- 24) **Combustión:** la combustión de char y la combustión de volátiles comienzan al terminar la devolatilización. Ambos procesos se consideran (al igual que la devolatilización) procesos a temperatura constante e igual a la de llama.
- 25) **Combustión (de volátiles):** todo el propano y metanol se oxidarán formando dióxido de carbono y agua (según reacciones 4 y 5). Las cinéticas utilizadas se muestran en Antecedentes, resolviéndose como se indica en el Anexo H.
- 26) **Combustión (de char):** se utiliza el modelo cinético expuesto en Antecedentes Bibliográficos (ecuación 11). Para aplicar esta ecuación, se utilizó una metodología de discretización descrita en el Anexo I.

Se considera que toda la reacción ocurre a la temperatura de llama, y que ha terminado cuando un 99,99% de la char ha reaccionado. Así se obtiene el tiempo de combustión de la char.

- 27) **Combustión (de char):** el tamaño de las partículas de char se calcula usando como diámetro $d = (50/70) \cdot 0,074 [mm]$ el cual es un valor que intenta asemejarse al promedio para las partículas a la salida del pulverizador.^k El tamaño permite, considerando partículas esféricas, calcular el área externa de cada una de ellas. Además, utilizando una densidad promedio del carbón obtenida de mediciones en la cancha de acopio, permite calcular la masa inicial de la partícula de carbón, que luego entrega el valor para la partícula de char, mediante la ecuación 23, en que se aplica el factor de corrección σ cuyo valor es la razón entre el carbono no volatilizado y el total de char, pues se asume que 100% de la char es carbono (por el supuesto siguiente).^l

$$m_{part\ char} = m_{part\ carbón} (1 - f_{ash} - f_{hum}) (1 - f_{vol}^{mod}) \sigma \quad (\text{ecuación 23})$$

- 28) **Combustión (de char):** una fracción ζ de la char se quema según reacción 7, mientras que $(1 - \zeta)$ según reacción 6. El valor de ζ , originalmente entregado por ecuación 10, se ajustó en la validación.
- 29) **WIS e inyección de cal:** los dos ductos de gases de salida de cada caldera manejan el mismo flujo y la misma composición química inicial.

^k Como se puede leer en las especificaciones de los pulverizadores, éstos entregan (por diseño) una granulometría de 70% bajo malla mesh 200, que equivale a 0,074 [mm].

^l Para que el Supuesto 27 tenga sentido, toda la char debe corresponder a carbono (C). Existe una diferencia entre el carbono no volatilizado (lo que queda al restar lo que se liberó en el metanol, propano y según reacción 1 del total de carbono en el combustible) y el total de char predichos por el modelo, pero al validar el modelo se encontró que esta diferencia es pequeña, variando el factor σ en torno a 0,95.

- 30) **WIS:** se obtiene la cantidad de agua necesaria mediante un balance de energía. Véase Anexo J.
- 31) **Inyección de cal:** se utiliza la ecuación 13 para modelar la reacción de desulfurización. Esto, pues dado que en las unidades no se tiene un reactor de lecho fluidizado, se ha ajustado el factor Y_1 : se ha elegido un valor tal, que no se llega a la segunda ecuación cinética (ecuación 14). Este valor permite hacer una calibración de las constantes k_1 y a_1 (que para el modelo con dos ecuaciones habría sido sumamente compleja) que se describe en la sección 5. La cinética se aplica discretizando, como se describe en el Anexo K.
- 32) **Inyección de cal:** la temperatura de los gases en el punto de inyección de cal es 135 °C (set point del WIS por defecto) y no varía en el trayecto en ducto y en filtro (es constante a lo largo de la reacción).
- 33) **Inyección de cal:** el sulfito de calcio, que es el producto directo de la reacción entre cal hidratada y SO_2 , se oxida a yeso (sulfato de calcio) en su totalidad antes de ser retirado del filtro.
- 34) **Inyección de cal:** el área de cal disponible para la reacción no varía durante ésta (es decir, se desprecia el efecto de cambios en la forma y estructura de las partículas de cal a medida que se transforman en producto).
- 35) **Inyección de cal:** la conversión ocurrida en el filtro de mangas se estima en base a datos bibliográficos ^[6] que recopilan experiencia en plantas de desulfurización semi-seca con scrubber. Se ha calculado un “tiempo de residencia equivalente” para este equipo en base al tiempo de contacto cal-gases en ductos. Se utilizó la ecuación 24 para ajustar los datos bibliográficos:

$$\frac{\text{exceso in duct} + 1}{\text{exceso scrubber} + 1} = \frac{x_{\text{scrubber}}}{x_{\text{in-duct}}} = \frac{4}{1,78} = 2,25 \quad (\text{ecuación 24})$$

exceso in duct: exceso de cal requerido para cumplir la norma durante la prueba de desulfurización realizada en una de las unidades modeladas en 2014

exceso scrubber: exceso de cal requerido cuando hay scrubber instalado (bibliográfico)

x_{scrubber} : conversión total con scrubber instalado; $x_{\text{in-duct}}$: conv. total sin scrubber

De bibliografía se sabe además que aproximadamente un 21% del total de SO_2 retirado de los gases reacciona en el filtro de mangas, para sistemas con scrubber:

$$x_{\text{filtro}} = 0,21x_{\text{scrubber}} = 0,21 \cdot 2,25 \cdot x_{\text{in-duct}} = 0,47 \cdot x_{\text{in-duct}}$$

Es decir, se estima que un 47% del total de dióxido abatido reacciona en el filtro para las unidades modeladas, es decir, un 89% de lo reaccionado en los ductos lo hace en el filtro. Por tanto, se consideró un tiempo de residencia equivalente de 0,89 veces el tiempo calculado para los ductos. Este último se calcula de la forma tradicional: dividiendo el volumen interno de los ductos por el flujo de gases.

- 36) **Costos unitarios:** el modelo se ha elaborado incluyendo una estimación inicial de costos unitarios, obtenidos de contratos con terceros que prestan los servicios correspondientes. Esto, salvo para los costos de insumos de tratamiento de aguas para el WIS: en este caso, como la planta desalinizadora aún no se construye, pero ya está diseñada, se estimaron sus consumos dividiendo el requerimiento nominal de aditivos por el flujo nominal de agua, obteniéndose un valor en [kg aditivo/ m³ agua a la salida de la planta].

5. Validación y Calibración

En el presente capítulo, se abordará lo siguiente:

- **Metodología del proceso de Validación**, cuyo objetivo es comparar los resultados numéricos obtenidos al correr el modelo con los valores “reales”, para cada fecha en un cierto período del pasado. Con la palabra “reales” se hace alusión a números obtenidos de la base de datos de proceso de la empresa, o de otras fuentes que se mencionarán cuando corresponda. La base de datos es manejada por el software Aspen IP.21 versión 12.0.0.0 de marca AspenTech®. Se ha accedido a ella mediante el complemento Aspen Process Data para Microsoft® Excel 2010. Se hará referencia a la base de datos mediante la palabra “Aspen”.
- **Resultados del proceso de Validación** ya descrito.
- Junto con el punto anterior, se expondrán las **calibraciones realizadas** (modificaciones al modelo que permitieron disminuir las incongruencias entre modelo y realidad).

5.1 Metodología del proceso de Validación

En primer lugar, se realizó una validación preliminar, que consistió en la observación de gráficos de tendencia en la base de datos de proceso para las variables estudiadas, en el año 2014, y en una calibración rápida de ciertos parámetros en base a dicha observación. Los parámetros evaluados fueron los siguientes:

- Eficiencia de retención de sólidos de los filtros
- Cinética de devolatilización
- Cinética de desulfurización
- Eficiencia de combustión

A continuación, se desarrolló un proceso de validación específico para la eficiencia global de las unidades, variable de especial relevancia económica. Aquí, se compararon el enfoque inicial utilizado (descrito en el Supuesto 4), con un enfoque que utilizó la ecuación de Siegert, y con la eficiencia calculada con información de Aspen.

Finalmente se desarrolló el proceso formal de Validación, aplicado sobre la versión del modelo que incluye las modificaciones derivadas de los procesos preliminares. En él, se ha abordado el período desde el 03-01-2014 hasta el 26-06-2014. La unidad de tiempo base ha sido el día, comparándose para cada fecha el promedio diario de la variable en la base de datos^m con el valor calculado con el modelo, considerando como alimentación a cada pulverizador el tipo de carbón que realmente ingresó a dicho equipo según los registros oficiales, en esa fecha.

Durante este proceso formal, fue necesario considerar para validar, en cada fecha, sólo las unidades que se encontraban operando sobre los 115 [MW], es decir, a carga máxima (pues el modelo representa las unidades en esta condición). La carga promedio diaria de las unidades fue obtenida de la base de datos.

Las variables validadas fueron las siguientes, seleccionadas por disponibilidad en la base de datos:

- Flujo de carbón que ingresa a cada unidad
- Flujos de aire primario y aire total
- Flujo de gases en chimenea
- Emisiones de óxidos de nitrógeno
- Emisiones de dióxido de azufre (con desulfurización fuera de operación)
- Emisiones de material particulado (MP)
- Composición de gases de chimenea (oxígeno, humedad, óxidos de carbono)
- Consumo de pulverizadores
- Consumo de cal hidratada

5.2 Resultados de los procesos de Validación y calibración preliminar

5.2.1 Eficiencia de retención de filtros

Como se mencionó en el Supuesto 9, la eficiencia ($E_{f_{filtro}}$) utilizada correspondió a 99,94%, calculada utilizando la ecuación expuesta a continuación. En ella, c_{in} es la carga de sólidos en el gas al ingresar al equipo, en [mg/Nm³], y c_{out} la carga al salir del filtro, en [mg/Nm³].

$$E_{f_{filtro}} = \frac{c_{in} - c_{out}}{c_{in}} \cdot 100 \quad (\text{ecuación 26})$$

c_{in} se obtuvo de las especificaciones de diseño de los filtros (a falta de mediciones en Aspen), y c_{out} de la base de datos.

5.2.2 Cinética de devolatilización

Se observó que los porcentajes daf de volátiles obtenidos con las ecuaciones de devolatilización utilizadas eran más altos que los predichos por bibliografía^[9] para carbones similares a los alimentados a las unidades estudiadas en 2014 (similares en términos de los volátiles reportados por el análisis proximal). Además, se notó que el porcentaje de vapor (humedad) en los gases de combustión era considerablemente menor que valores presentes en la base de datos para el año 2014.

Dado lo anterior, se calibró el factor α_2 de la ecuación 7, fijando su valor en $\alpha_2 = 0,53$, con lo cual se llegó a valores similares a la respectiva referencia para las dos variables mencionadas en el párrafo anterior.

5.2.3 Cinética de desulfurización

En las unidades modeladas se han hecho un par de pruebas de funcionamiento del sistema desulfurizador, durante las cuales se registraron valores suficientes como para calcular la conversión de cal en cada caso. Este valor fue obtenido para cada unidad y utilizado como referencia, para comparar con los resultados de las ecuaciones 13 y 14. Ingresando las condiciones de operación presentes en cada prueba en las versiones discretizadas de las ecuaciones mencionadas, se detectó que era necesaria una calibración para que los resultados se asemejasen a la realidad medida.

La calibración arrojó como resultados los siguientes valores para las constantes:

$$Y_1 = 100 ; k_1 = 2,4 \cdot 10^{-5} \left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \text{ s}} \right] ; a_1 = 35$$

Éstos fueron fijados considerando el desempeño de la ecuación en ciertos aspectos. Se buscó que:

- La conversión final de cal obtenida fuese similar a la conversión de referencia.
- La sensibilidad ante la humedad relativa fuese apreciable.
- La sensibilidad ante la superficie B.E.T. fuese apreciable.

5.2.4 Eficiencia de combustión

Los modelos cinéticos utilizados en el modelo predicen que, dado el tamaño de la caldera y el tamaño de partículas generado por los pulverizadores, todas las componentes del carbón (menos la ceniza) se queman; ahora bien, parte de esta combustión podría ser incompleta, generando CO y no CO₂, con lo que no se generaría toda la energía predicha por el poder calorífico del carbón. Sin embargo, datos operacionales permiten por un lado desestimar que se produzcan cantidades apreciables de CO (pues su concentración es del orden de las partes por millón en los gases de chimenea), y por otro lado confirman que es despreciable la cantidad de elementos combustibles que se retira por la corriente de ceniza (esto se determinó al evaluar mediciones de carbono en cenizas realizadas en la central).

Respecto de esto último, se destaca que en laboratorio se mide, cada cierto tiempo, la así llamada “cantidad de inquemados” en las cenizas de cada unidad, que corresponde al porcentaje de carbono que éstas contienen. Para cada día con mediciones registradas en 2014, se calculó una eficiencia de combustión aproximada (ecuación 27), llegándose a los resultados expuestos en la Tabla 4. Además, se hizo un estudio de correlación entre la eficiencia de combustión y la global de las unidades, esta última obtenida de Aspen.

$$\eta_{\text{combustión}}^* = \frac{C_{\text{total}} - C_{\text{inquemado}}}{C_{\text{total}}} \quad (\text{ecuación 27})$$

$$C_{\text{total}}: \text{carbono total en el carbón alimentado} \left[\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right]$$

$$C_{\text{inquemado}}: \text{carbono reportado en las cenizas (tanto fly como bottom ash)} \left[\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right]$$

Tabla 4. Eficiencias de combustión promedio obtenidas para cada unidad en el período del 03-01 al 27-06-2014 y sus respectivas desviaciones estándar.

Unidad	Eficiencia promedio [%]	Desviación estándar [%]
14	98,0	0,7
15	99,2	0,4

Tabla 5. Comparación entre eficiencias de combustión y globales de las unidades, para distintos tipos de carbón ampliamente utilizados durante 2014. Se observa que no existe correlación entre ambas eficiencias.

Unidad	Tipo de carbón	Ef. Global media [%]	Ef. De combustión media [%]
14	Carbón 1	38,2	97,9
14	Carbón 2	36,1	97,7
14	Carbón 3	34,9	99,2
14	Carbón 4	37,9	99,5
15	Carbón 5	40,0	99,4
15	Carbón 6	37,9	98,8

La nula correlación observada entre las eficiencias global y de combustión, en conjunto con los datos de la Tabla 4, avalan los resultados del modelo, en términos de la invariabilidad que presenta la eficiencia térmica.

Ahora bien, el modelo puede ser mejorado considerando una eficiencia de transferencia de calor variable con el tipo de carbón, tema tratado en la sección siguiente (5.3) y en el capítulo 6.

5.3 Validación de la eficiencia global

Se analizó la eficiencia obtenida de la base de datos, generando las Tablas mostradas en esta sección. Nótese que de este proceso de validación (o más bien de estudio de datos) no surgió ninguna modificación al modelo, sólo se hicieron pruebas para evaluar eventuales modificaciones.

Tabla 6. Promedio, desviación estándar y rango (diferencia entre máximo y mínimo) de la eficiencia global, para distintos carbones alimentados en 2014. Estos valores provienen de un estudio que abarca más fechas que el que da origen a la Tabla 5, lo que argumenta las diferencias entre ambas tablas. * Para el carbón 6 sólo se tenían datos de 7 días de alimentación (muy inferior al promedio de 24 días para los demás), lo que hace que estos resultados sean menos confiables que los obtenidos para los otros carbones.

Unidad	Carbón	Ef. Global media	Desviación	Rango
14	Carbón 1	38,2	1,2	4,9
14	Carbón 2	36,1	0,6	3,0
14	Carbón 3	34,9	1,2	4,1
14	Carbón 4	36,4	0,8	3,8
15	Carbón 5	38,3	1,3	3,6
15	Carbón 6 *	38,3	0,2	0,6

Tabla 7. Resultados del estudio realizado para la eficiencia global de la Unidad 14. Se muestra la diferencia media que presentan las fuentes respecto de los datos de Aspen, y la desviación estándar de cada fuente (no la desviación de la diferencia, sino la de los datos). “Modelo original” se refiere al modelo tal cual como se evaluó en el proceso formal de Validación (con eficiencia constante); el “Modelo con Siegert” calcula la eficiencia térmica utilizando la fórmula de Siegert (reemplazando en ella la temperatura de salida de caldera y el porcentaje de CO₂ en chimenea predichos por el modelo original); y “Siegert con T Aspen” utiliza la temperatura en chimenea (pues no se registra la de salida caldera) y el porcentaje de CO₂ registrados en Aspen.

Fuente de datos	Diferencia con Aspen	Desviación
Eficiencia en Aspen	-	2,06
Modelo original	2,67	0
Modelo con Siegert	1,95	0,03
Siegert con T Aspen	1,67	0,18

Tabla 8. Resultados del estudio realizado para la eficiencia global de la Unidad 15. Véase descripción de la Tabla 7 para mayor detalle.

Fuente de datos	Diferencia con Aspen	Desviación
Eficiencia en Aspen	-	1,08
Modelo original	1,17	0
Modelo con Siegert	1,35	0,02
Siegert con T Aspen	1,77	0,07

De la Tabla 6 se puede desprender que la eficiencia global tiene alta variabilidad, incluso en períodos de alimentación con tipo de carbón constante. Si se compara la desviación estándar para todo el período estudiado (1,6% de eficiencia para U14 y 1,3% para U15) se nota que esta es sólo levemente mayor a las desviaciones observadas para períodos de carbón constante.

Evaluando las Tablas 7 y 8 se puede decir que:

- El “modelo con Siegert” (que no es más que utilizar la fórmula de Siegert con la temperatura y porcentaje de dióxido de carbono predichos por el modelo para cada carbón) no mejora considerablemente (en lo global, de U14-U15) el desempeño respecto del modelo original, y lo que es más importante, no emula la variabilidad de la eficiencia global en absoluto. En otras palabras, el balance de energía del modelo predice una temperatura de salida de caldera prácticamente invariable con el tipo de carbón.
- Se confirma la invariabilidad de la temperatura (por lo menos en chimenea) al utilizar la temperatura obtenida de Aspen para calcular la eficiencia térmica con Siegert (“Siegert con T Aspen”). La desviación sigue siendo entre uno y dos órdenes de magnitud menor que la observada para la eficiencia en la base de datos.
- Dado lo anterior, se ha elegido pasar a la Validación formal sin modificar el modelo original.

5.4 Proceso formal de Validación

Para cada variable se mostrarán gráficos comparativos de las variables en el tiempo, y tablas que incluirán: error medio (promedio a lo largo de todo el período estudiado del valor absoluto de la diferencia entre modelo y base de datos), error relativo medio (error medio dividido por promedio de la variable en la base de datos y multiplicado por 100) y desviación estándar del error.

5.4.1 Flujo de carbón

En la **Tabla 9** se puede observar que el error medio para esta variable es bajo. La **Figura 6** confirma que la tendencia del modelo es muy similar a la de Aspen.

Tabla 9. Resumen de los resultados de la Validación del modelo para la variable flujo de carbón.

Error medio [ton/h]	Desviación del error [ton/h]	Error relativo medio [%]
2,5	1,7	6

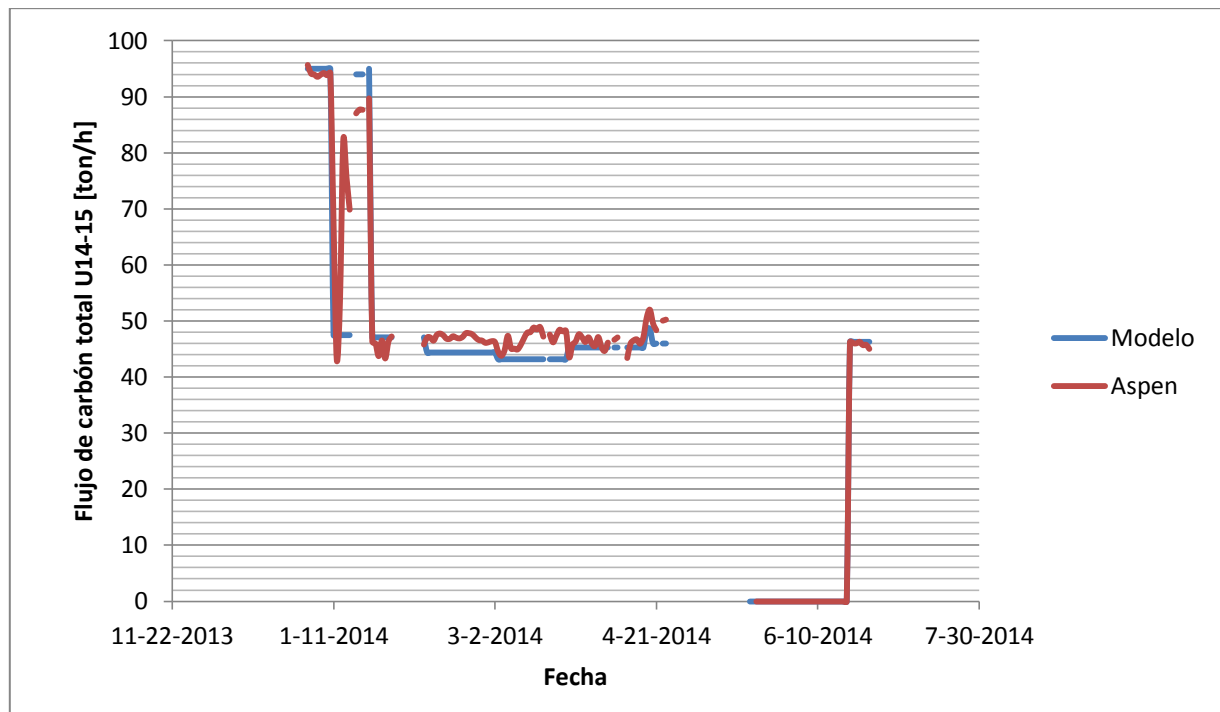


Figura 6. Tendencia de los resultados de la Validación del modelo para la variable flujo de carbón.

5.4.2 Flujo de aire primario

Esta variable tiene muy buen desempeño, similar al del flujo de carbón.

Tabla 10. Resumen de los resultados de la Validación del modelo para el flujo de aire primario.

Error medio [ton/h]	Desviación del error [ton/h]	Error relativo medio [%]
11,1	17,6	9

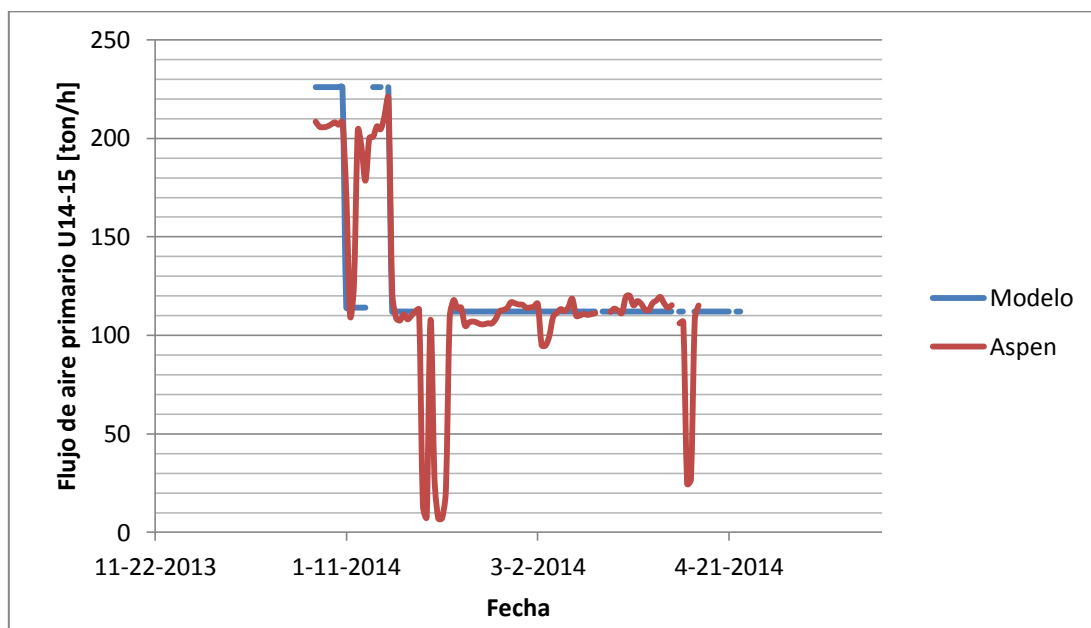


Figura 7. Tendencia de los resultados de la Validación del modelo para el flujo de aire primario total de U14 y U15.

5.4.3 Flujo de aire total

Como no se conoce si la medición de “aire total de combustión” de Aspen incluye el Secondary Over Fire Air (SOFA), se comparó este valor tanto con el aire sin SOFA como con SOFA entregado por el modelo. Los resultados se indican en la Tabla 11 para U14 y U15. Véanse también Figuras 8 y 9.

Tabla 11. Resumen de los resultados de la Validación del modelo para el flujo de aire total.

Variable	Error medio [ton/h]	Desviación error [ton/h]	Error relativo medio [%]
Aire sin SOFA U14	58	58	15
Aire con SOFA U14	46	12	12
Aire sin SOFA U15	20	13	4
Aire con SOFA U15	128	19	27

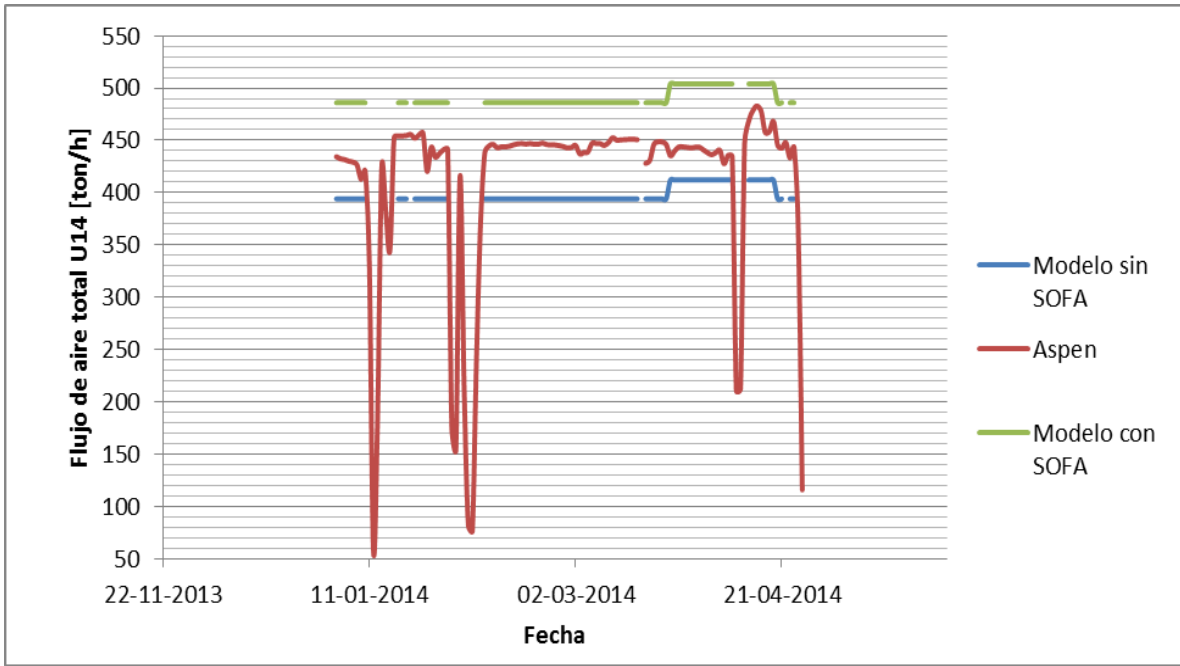


Figura 8. Tendencia de los resultados de la Validación del modelo para el flujo de aire total en U14.

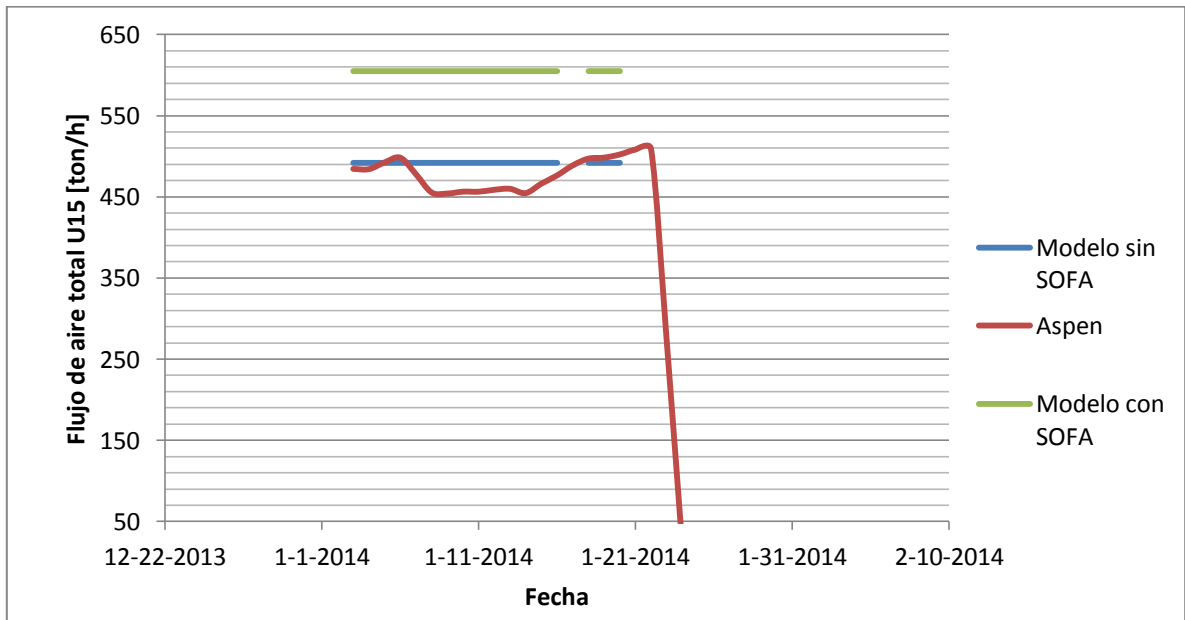


Figura 9. Tendencia de los resultados de la Validación del modelo para el flujo de aire total en U15.

Se observa en la Tabla y Figuras que para U14 los errores de ambos valores obtenidos del modelo son similares, sin embargo para U15 el error sin considerar el SOFA es mucho menor. Como en la sección de estudio del caudal de gases en chimenea (5.2.4) se detecta que el modelo lo subestima, eso quiere decir que el flujo de aire es probable que esté subestimado (pues ambos flujos están relacionados por balance de masa).

A pesar que el párrafo anterior avala la suposición de que el registro de Aspen no incluye el SOFA, se decidió estudiar la opción contraria también, mediante una versión

alternativa del modelo. Si la base de datos incluye en el aire total al SOFA, entonces se requiere un ajuste de los flujos de aire secundario, para disminuir las predicciones del modelo. Este ajuste se hizo, mejorando el desempeño de esta variable, sin embargo un número importante de las demás variables afectadas por esta variación aumentó su error, como se muestra en los gráficos y tablas del Anexo L. Es por lo anterior que se tomó como versión definitiva del modelo a la original.

5.4.4 Flujo de gases

Tabla 12. Resumen de los resultados de la Validación para el flujo de gases de combustión total U14-U15 (chimenea común).

Error medio [MNm3/h]	Desviación del error [MNm3/h]	Error relativo medio [%]
315	177	31

La Figura 10 muestra la tendencia de las predicciones versus la de Aspen. En primer lugar, se observa que para muchas fechas Aspen no contiene información sobre la variable, y para las fechas en que contiene, la variabilidad es altísima, incluso en períodos de alimentación de carbón constante (estos se reconocen como rectas horizontales para las predicciones del modelo). Esto debe tenerse presente a la hora de evaluar críticamente los valores expuestos en la Tabla 12.

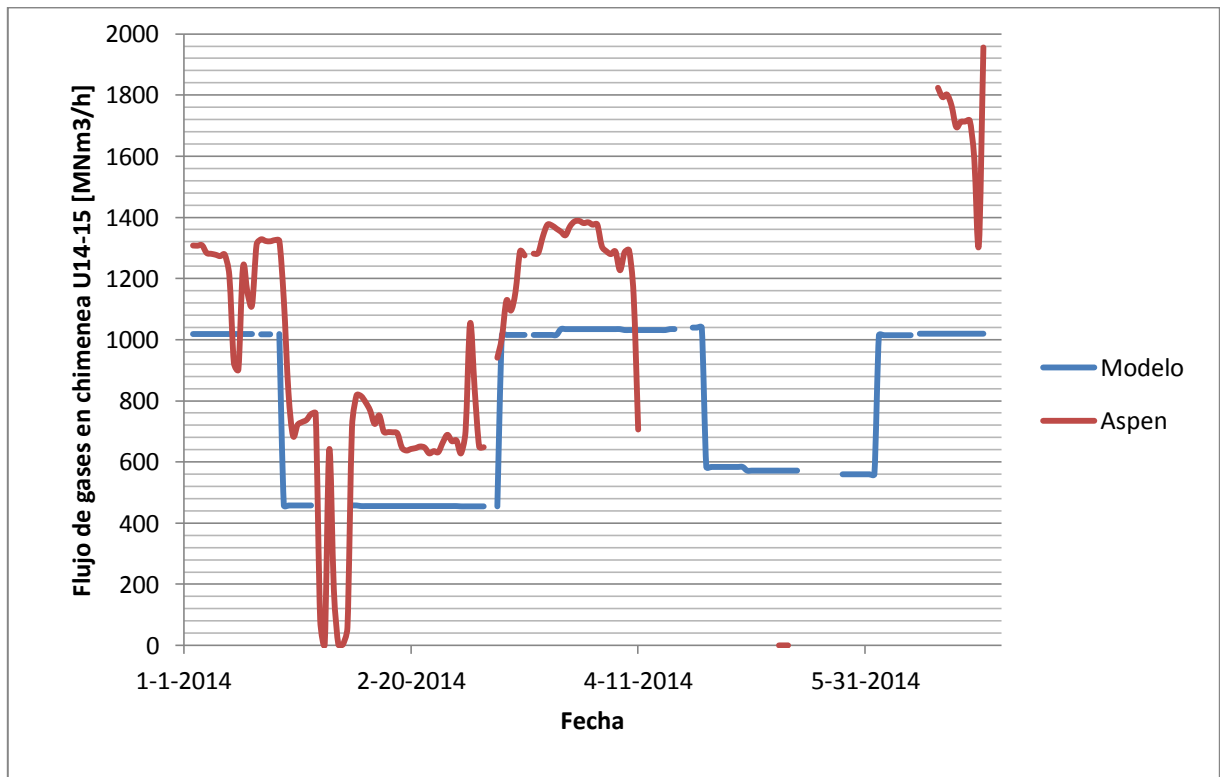


Figura 10. Tendencia de los resultados de la Validación para el flujo de gases de combustión.

5.4.5 Emisión de óxidos de nitrógeno

La Tabla 13 y la Figura 11 permiten observar lo siguiente:

- Desviación del error es baja. Esto, junto con la Figura, indica que las tendencias del modelo y de Aspen son similares.
- Aspen indica un valor sobre la Norma de 500 [mg/Nm³] ^[4] para un alto porcentaje del tiempo, al igual que el modelo.

Tabla 13. Resumen de los resultados de la Validación para las emisiones de NOx.

Error medio [mg/Nm ³]	Desviación del error [mg/Nm ³]	Error relativo medio [%]
46	38	9

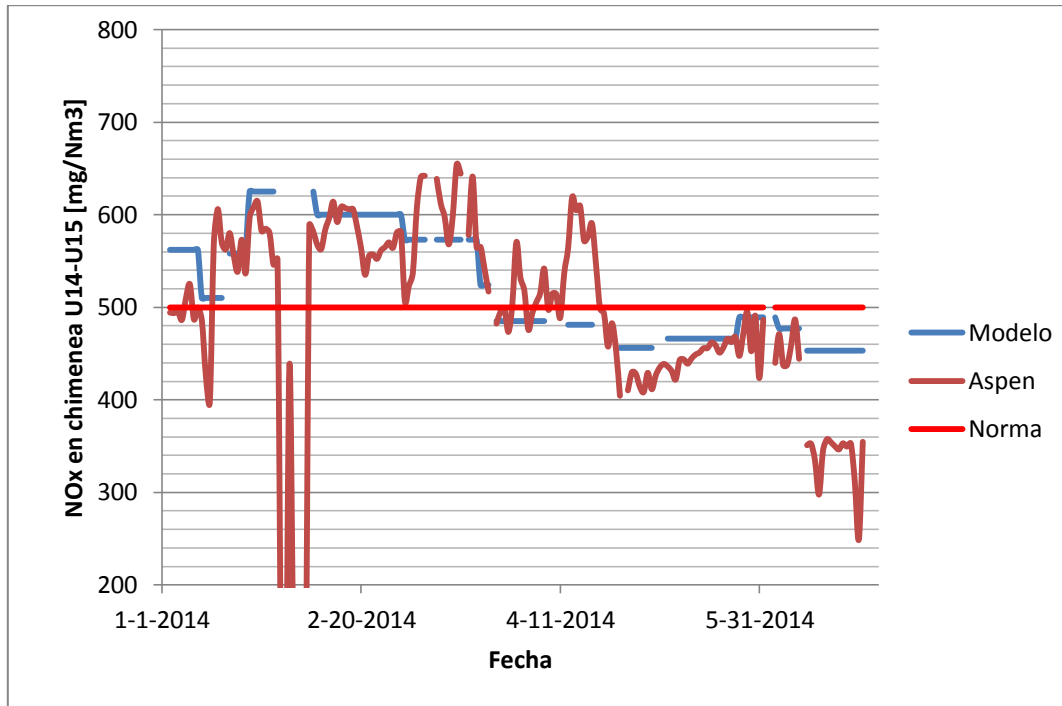


Figura 11. Tendencia de los resultados de la Validación para las emisiones de NOx.

5.4.6 Emisiones de dióxido de azufre (sin desulfurización)

Hoy en día el sistema de desulfurización aún no está en operación (la norma de 400 [mg/Nm³] ^[4] aún no entra en vigencia). Es por ello que se han comparado las predicciones de emisiones de SO₂ del modelo a la salida de la caldera, con los registros de Aspen.

La Tabla 14 y la Figura 12 indican lo siguiente:

- Desviación del error es alta, lo que se debe a variabilidad del valor en Aspen.
- Modelo muestra tendencia similar a datos de Aspen.

- Cualquier modificación al modelo que disminuya el error para el flujo de gases, lo aumentará para las emisiones de SO₂.
- La diferencia entre las emisiones actuales y la norma varía desde 500 a 2300 [mg/Nm³] en el período estudiado.

Tabla 14. Resumen de los resultados de la Validación para las emisiones de SO₂.

Error medio [mg/Nm ³]	Desviación del error [mg/Nm ³]	Error relativo medio [%]
214	224	15

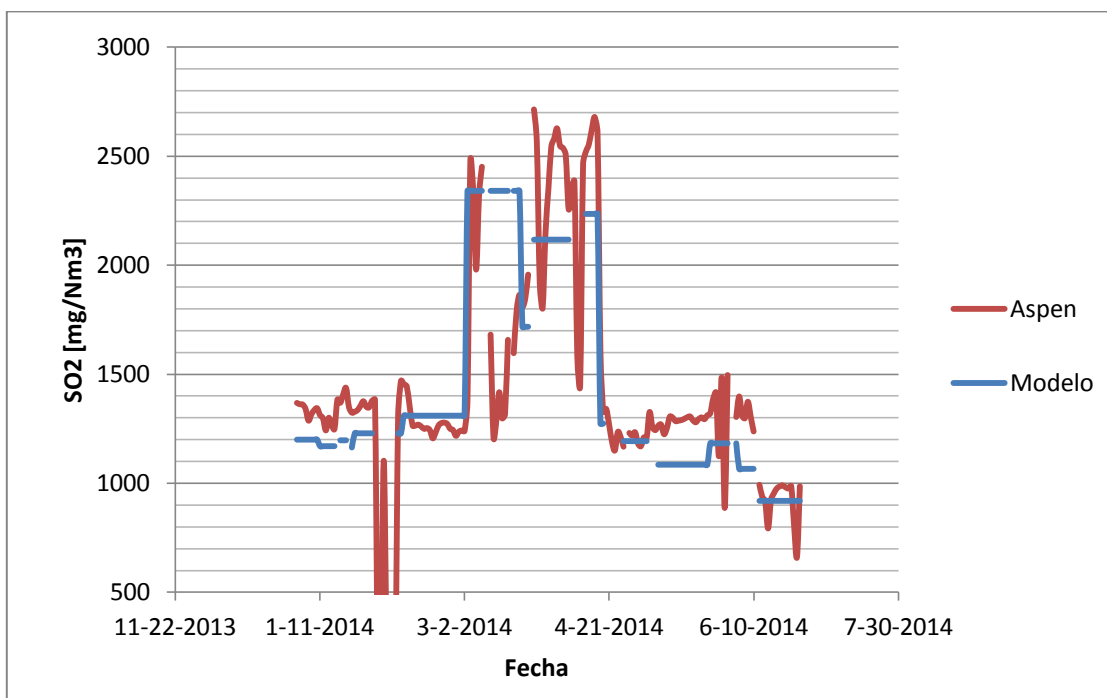


Figura 12. Tendencia de los resultados de la Validación para las emisiones de SO₂.

5.4.7 Emisiones de material particulado (MP)

En la Tabla 15 y la Figura 13 se observa el desempeño de esta variable en el modelo. Nótese que todos los valores tiene holgura respecto de la Norma (50 [mg/Nm³] en el Decreto 13^[4]).

Tabla 15. Resumen de los resultados de la Validación para las emisiones de MP.

Error medio [mg/Nm ³]	Desviación del error [mg/Nm ³]	Error relativo medio [%]
6	3	38

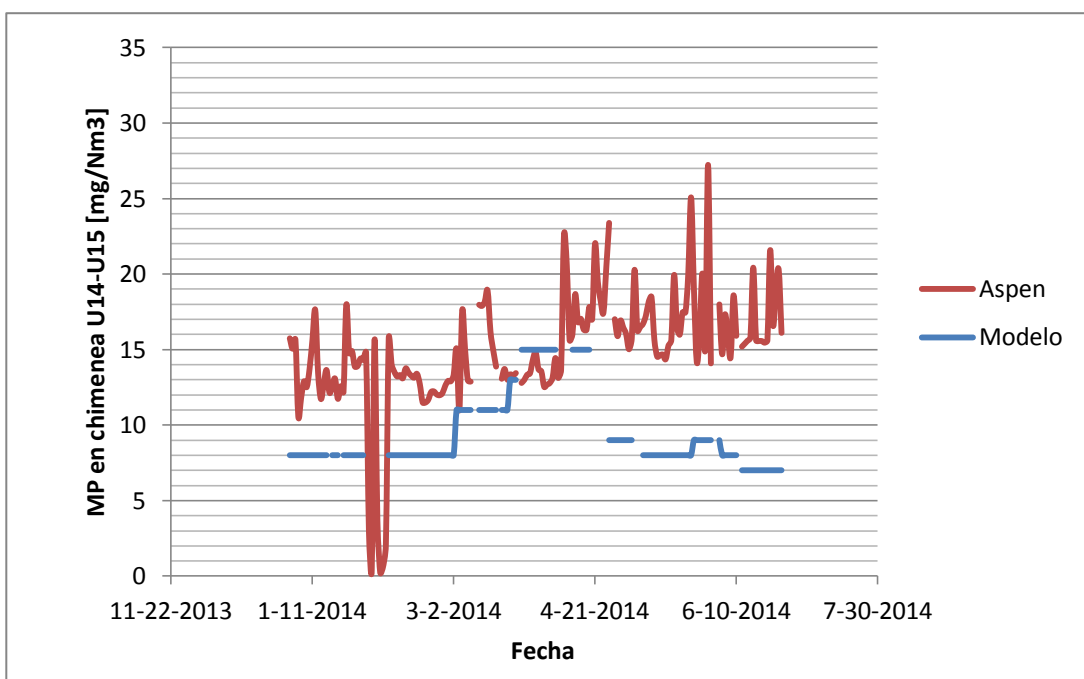


Figura 13. Tendencia de los resultados de la Validación para las emisiones de MP.

5.4.8 Composición de gases en chimenea

De la Tabla 16 se desprende que:

- Los errores relativos tienen valores que pueden parecer altos, sin embargo no deben perderse de vista los valores tomados por los errores absolutos.
- El CO fue obtenido en el modelo ajustando la razón (CO/CO_2) mencionada en la sección 2.3.4 (asignándole el valor fijo $3 \cdot 10^{-4}$), según los mismos datos de Aspen utilizados en esta etapa de la Validación (mostrados en la Figura 14). Su error es bajo en términos absolutos, pero alto en términos relativos, además de presentar una alta desviación. Se ha calibrado para que las predicciones se asemejen a los valores “base” a los que vuelven los registros repetidas veces, tomando los peaks como variaciones originadas por fluctuaciones operacionales independientes del carbón alimentado y/o por fluctuaciones del sensor.

Tabla 16. Error del modelo para las variables de composición de los gases de chimenea (sin WIS, pues en el período de estudio no estaba operativo).

Variable	Error absoluto medio	Desviación error absoluto	Error relativo medio [%]
% de oxígeno	1,7	1,7	17
% de humedad	0,6	0,7	15
% de CO_2	1,6	1,5	16
CO [kg/h]	18	28	77

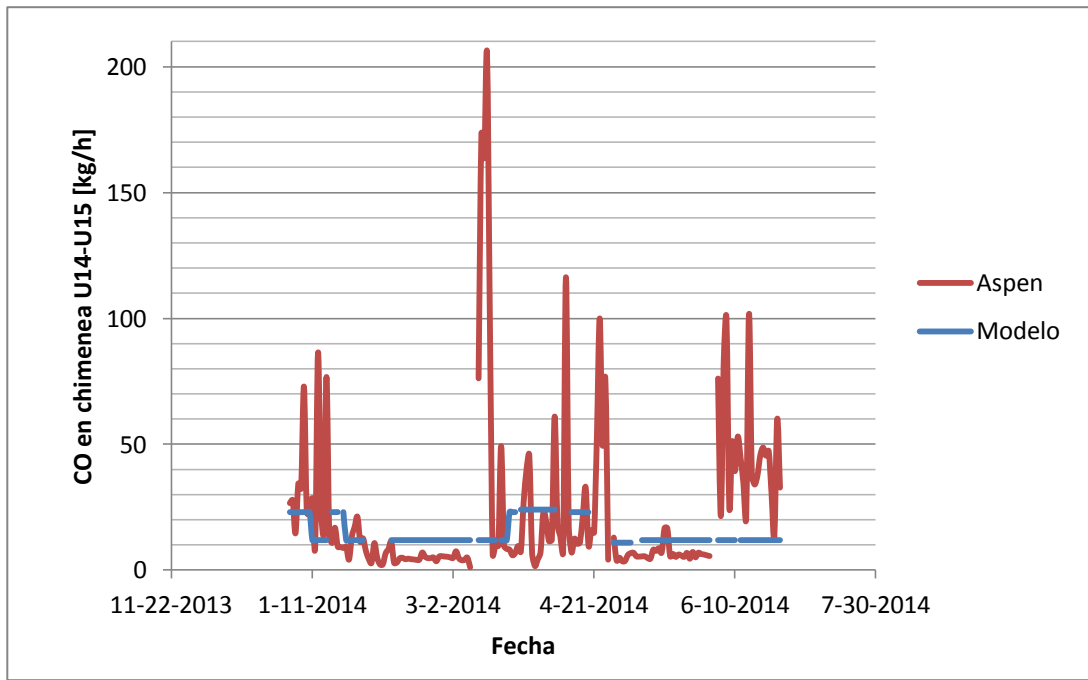


Figura 14. Resultados de la Validación para la variable monóxido de carbono en chimenea.

5.4.9 Consumo pulverizadores

Se observa en Aspen una variabilidad importante de la corriente medida hacia cada pulverizador. De ahí, y utilizando estos datos, se decidió aproximar el consumo de estos equipos utilizando una ecuación de Bond ajustada, es decir, la siguiente ecuación:

$$P_c = \dot{m}_c \beta \left(\frac{1}{HGI} \right) \left(\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right) \tag{ecuación 28}$$

donde el parámetro ajustado según datos históricos fue $\beta = 5510$. Se llegó a resultados cuyos errores medios se indican en la [Tabla 12](#).

Tabla 17. Error absoluto obtenido, para cada pulverizador de la Unidad 14, para el consumo eléctrico de estos equipos, al comparar las predicciones del modelo con Aspen. Tómese como referencia que el consumo nominal de cada equipo es de 200 [kW].

Pulverizador	Error medio [kW]
14 A	17
14 B	26
14 C	16
14 D	22
Promedio	20

5.4.10 Consumo de cal

Para validar esta variable, que no presenta datos históricos (porque los equipos de desulfurización aún no entran en operación), se han comparado las predicciones del modelo elaborado con información de un informe entregado por una consultora. Esto se hizo para 6 mezclas de carbones alimentadas durante 2014 a U14 y U15; la validación se desarrolló para tres tipos de cal (con distinta superficie B.E.T y pureza).

Dado que en la compañía se contempla la utilización de cal con superficie B.E.T alta (cercana a 40 [m²/g]) para la operación del sistema de desulfurización, se considera aceptable el desempeño del modelo. Debe también tenerse en consideración que la información con que se contrastó no corresponde a datos reales, sino a predicciones de una consultora, que involucran supuestos y aproximaciones.

Tabla 18. Resultados de la Validación de la variable consumo de cal total U14-U15.

Superficie B.E.T. [m ² /g]	Pureza [%]	Error medio [ton/h]	Error relativo medio [%]
40	96	0,69	10,8
35	93	0,93	13,5
22	91	2,86	23,9

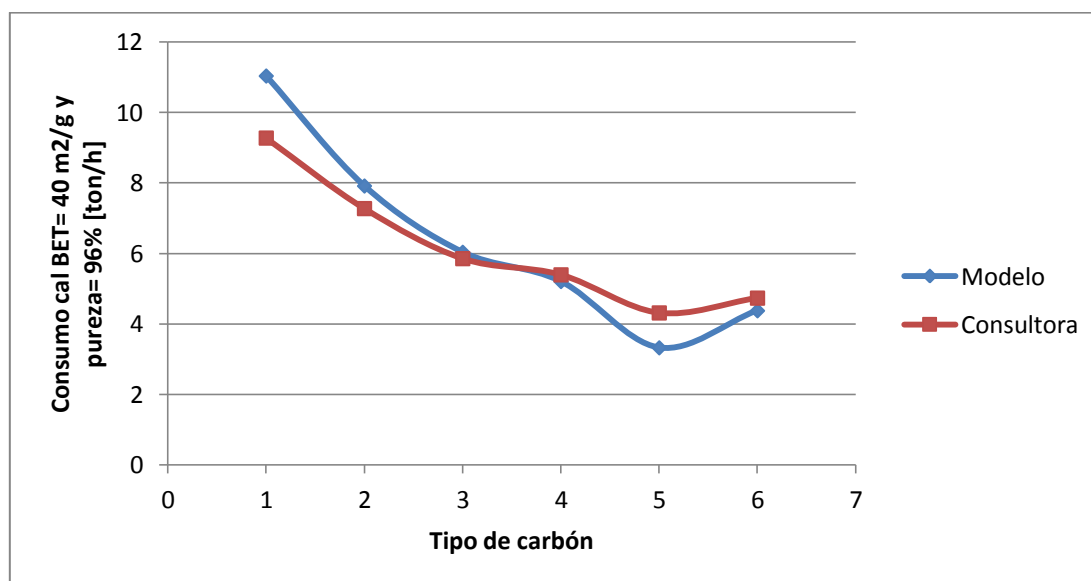


Figura 15. Resultados de la Validación de los consumos de cal U14-U15, específicamente para la cal de superficie B.E.T =40 [m²/g] y pureza =96 %.

6. Discusión

6.1 Desempeño del modelo

El modelo, en su versión definitiva (sobre la cual se hizo la Validación formal), debe ser evaluado principalmente en base al desempeño que muestre para las que aquí se denominarán “variables críticas”. Estas variables son las especialmente influyentes en las predicciones de costos operacionales, y en los pronósticos de sobrecarga y vaciado del sistema de manejo de cenizas. Corresponden al flujo de carbón, flujo de cal hidratada, emisiones de óxidos de nitrógeno (NO_x), dióxido de azufre (SO₂) y material particulado (MP).

Las demás variables han servido de apoyo para el proceso de validación, sin embargo no se consideran críticas, ya sea porque su efecto está implícito en las predicciones del modelo para las variables que sí son críticas (como ocurre con el flujo de gases en chimenea en cuanto a su influencia sobre las emisiones) o porque su efecto radica principalmente en los consumos auxiliares de las unidades. Respecto de estos últimos, se ha observado que presentan baja dependencia con el tipo de carbón alimentado, como se evidencia en la Tabla 19.^m

Tabla 19. Lista de categorías de consumos auxiliares, su importancia respecto del total y su dependencia con el tipo de carbón alimentado. Se observa que las categorías mayoritarias tienen bajo o nulo nivel de dependencia, lo que en suma hace que el total varíe poco con el tipo de carbón."

Categoría	Porcentaje aproximado del total de consumos U14-U15	Nivel de dependencia del tipo de carbón
Ventiladores	33	Bajo
Pulverizadores	6	Alto
Correas	1	Bajo
Equipos asociados al manejo de cenizas y cal hidratada	1	Alto
Bombas	48	Nulo
Compresores	6	Bajo
Desalinización para WIS	1	Bajo
Otros	5	Nulo

^m Para un carbón de PCI =7 000 [Kcal/Kg], 5% de humedad, 4% de cenizas, 30% de volátiles y 0,1% de azufre el modelo predice consumos auxiliares de 19,0 [MW], 7,6% de la potencia generada. Si se alimenta, en cambio, un carbón de PCI =4 500 [Kcal/Kg], 20% de humedad, 18% de cenizas, 40% de volátiles y 1,5% de azufre, se obtienen consumos de 19,8 [MW], 7,9% de la potencia generada. Esto muestra la baja dependencia que tiene esta variable con el tipo de carbón que ingresa a las unidades.

Volviendo a las variables críticas, se tiene que el error relativo medio que presentaron las predicciones del modelo fue menor o igual al 15% para todas ellas, salvo para las emisiones de material particulado, en que el error relativo medio fue del 38%, correspondiendo a un error absoluto medio de 6 [mg/Nm³].

Ahora bien, un modelo siempre puede ser mejorado, es decir, su error siempre puede ser disminuido. En el caso del modelo elaborado durante este trabajo de título, una mejora posible consistiría en involucrar una ecuación que dé variabilidad a la eficiencia bruta de las unidades: el enfoque debiese estar en estudiar más en detalle la transferencia de calor, pues la eficiencia de combustión no tiene mayor correlación con la eficiencia global (Sección 5.2.4), y la eficiencia del ciclo de vapor, como ya se ha expuesto, no depende del tipo de carbón alimentado mientras se opere a carga máxima.

Respecto de esta posible mejora, antes de desarrollarla se deben tener en cuenta al menos dos aspectos relacionados a las condiciones que se dan en las unidades modeladas. Para recabar información asociada al primer aspecto, se estudió la eficiencia del ciclo de vapor en la base de datos (los resultados numéricos de este estudio se encuentran en el Anexo M). Se concluye en base al estudio que esta eficiencia realmente no depende del tipo de carbón alimentado, y que presenta una variabilidad similar a la de la eficiencia global. Esto último, unido a lo expuesto en la Tabla 6 de la sección 5.3 (que muestra que la desviación estándar para todo el período estudiado es sólo levemente mayor a las desviaciones observadas para períodos de tipo de carbón constante), indica que un alto porcentaje de la variabilidad de la eficiencia global no proviene de cambios en las características del carbón alimentado.

El segundo aspecto dice relación con la información que requiere un modelo para ser validado, calibrado y mejorado. Para que se puedan desarrollar estudios y modelamientos más detallados de las centrales, se requiere, por un lado, que la base de datos sea completa, es decir, que cada *tag* (registro de una variable) contenga información para todos los días del año. Y por otro lado, se necesita incluir las siguientes variables en dicho registro, pues permitirán evaluar aspectos de la operación que hoy en día no es posible estudiar cuantitativamente:

- Temperatura de llama: para poder implementar cualquier variabilidad de este valor en el modelo, se requiere medirlo en las unidades. Esta variable tiene incidencia sobre la eficiencia de combustión.
- Granulometría del carbón que sale de los pulverizadores: este valor influye en la eficiencia de combustión.
- Temperatura a la salida de la caldera: permite, junto con la temperatura entre los distintos bancos de tubos, evaluar la eficiencia de transferencia de calor.
- Potencia neta generada o consumos auxiliares totales en cada unidad: no pudieron ser validados estos consumos en la versión actual del modelo, por ello, para realizar cualquier evaluación futura es fundamental registrarlos.

- Desglosar el “flujo de aire total de combustión”: registrar específicamente cada flujo de aire, por ejemplo SOFA, Bottom End Air, Top End Air, etc. Esto sería útil para poder realizar una validación y/o calibración más detallada del modelo elaborado.
- Flujo de cenizas que ingresa a cada silo: este es otro valor con el que ocurre algo similar a lo descrito en los últimos dos puntos.

Se ha analizado hasta el momento el desempeño del modelo en términos de la calidad de sus predicciones. Sin embargo, también es relevante evaluar el tiempo de ejecución que caracteriza al código de Visual Basic para Aplicaciones que realiza la gran mayoría de los cálculos asociados al modelo. Se han observado tiempos desde 3 [segundos] para carbones de muy bajo azufre, hasta 1:15 [minutos] para carbones de alto azufre. Se ha concluido que esta característica es la que en buena parte determina el tiempo de ejecución, que está asociado principalmente al cálculo del consumo de cal.

6.2 Operación de las unidades estudiadas

Tanto del proceso de elaboración del modelo, como de sus resultados, surgen las siguientes reflexiones en torno a la operación futura de las unidades modeladas:

- Los consumos auxiliares constituyen aproximadamente un 7% de la potencia generada, traduciéndose en una diferencia del 3% entre la eficiencia bruta y la neta. Finalmente, es la eficiencia neta el valor que mide la razón entre la energía vendida y la alimentada a las unidades, y por ello es el valor final de eficiencia, que debiese tenerse en mente al evaluar las centrales.
- Como se observa en la Tabla 19, los principales consumos auxiliares provienen de bombas y ventiladores. Esto ocurre comúnmente en centrales a carbón.^[8] Es por ello que en estos equipos deben concentrarse las medidas de reducción de consumo, cuando se desea lograr un verdadero aumento en la eficiencia neta de las unidades.
- De los cuatro costos operacionales que dependen del tipo de carbón, el más alto es el de adquisición y transporte de la cal hidratada, seguido del costo de carga de carbón desde cancha. Luego se encuentran el costo de disposición de cenizas y el estimado de desalinización de agua para el WIS. Véase la Tabla 20 para tener una idea cuantitativa de lo descrito en este párrafo.

Tabla 20. Porcentaje del costo de adquisición y transporte de cal que constituye cada costo operacional calculado por el modelo, para una alimentación (a ambas unidades) de carbón de poder calorífico inferior 6130 [Kcal/Kg], de 0,3% de azufre y de 5,5% de cenizas (las demás características fueron obtenidas de uno de los carbones alimentados durante 2014).

Ítem de costo	Porcentaje del costo de cal
Adquisición y transporte de cal	100
Carga de carbón desde cancha	7
Disposición de cenizas	4
Desalinización de agua para el WIS	0,1

- La evaluación del sistema de manejo de cenizas y alimentación de cal por parte del modelo es binaria: los equipos del sistema pueden o no satisfacer los requerimientos del carbón alimentado. Se ha detectado durante la validación que de las características del carbón, el valor ante el cual este sistema presenta mayor sensibilidad es el contenido de azufre, dada su influencia en los requerimientos de cal hidratada.
- Dentro del sistema de manejo de cenizas (en su estado actual), el cuello de botella lo constituye la logística de alimentación de cal. Por ejemplo, para un carbón de poder calorífico inferior de 7 000 [Kcal/Kg], con 10% de cenizas y 0,9% de azufre, el silo de cal hidratada se vacía, sin que se sobrecargue el filtro ni el silo de ceniza volante. En cambio, de manera inversa no se presenta el fenómeno (salvo para carbones con un contenido artificialmente alto de cenizas y muy bajo azufre).
- La normativa para emisiones de material particulado y de mercurio se cumple con holgura y por ello esta consideración no genera requisitos para el combustible a alimentar. Para cumplir con los óxidos de nitrógeno, en cambio, es recomendable adquirir carbones de bajo porcentaje de nitrógeno. Las emisiones de dióxido de azufre se mantendrán dentro de la norma, mientras se utilice suficiente cal hidratada, como predice el modelo.
- Se ha podido observar que las propiedades más críticas a la hora de seleccionar un carbón (las que más influyen el desempeño de las unidades y los costos operacionales) son el porcentaje de azufre y el poder calorífico, como ya se tiene claro en la empresa hace tiempo. Eso sí, no se debe despreciar la influencia de las demás características, que pueden ser decisivas para carbones que presenten PCI y azufre similares.

7. Conclusiones

Cada estudio tiene ciertos objetivos, y éstos determinan la perspectiva, el enfoque, que se toma en cada caso; a su vez, esta perspectiva va a definir los supuestos de cualquier cálculo que involucre el estudio, y estos supuestos influenciarán los resultados obtenidos. Dicho lo anterior, para el caso particular de un modelo de una central de producción de electricidad, tanto las unidades generadoras como el combustible pueden ser abordados desde distintos puntos de vista, pues se componen de muchos equipos y propiedades, respectivamente.

Es así como se vuelve a los objetivos de este trabajo. El modelo elaborado pone énfasis en las variables de proceso dependientes del tipo de carbón alimentado, pues sirve para comparar carbones en términos de su influencia en la operación de las unidades. Es por esto que no se debe perder de vista al evaluar el modelo críticamente, que sus resultados están hechos para utilizarse en términos relativos (comparar valores entregados para distintos carbones), y no en términos absolutos. Es con esto en mente que se han fijado ciertos supuestos, que han permitido al modelo mantener un cierto nivel de simplicidad (en algunos aspectos), que, entre otras cosas, facilita el análisis de sus resultados por parte de los usuarios y disminuye su tiempo de ejecución.

Es importante que las propias áreas de una empresa generadora desarrollen evaluaciones formales de sus unidades, como se hizo con este modelo. A veces, existiendo conocimiento suficiente dentro de la compañía, puede tenderse a externalizar estas evaluaciones, lo cual no siempre constituye la decisión correcta. Si se contratan consultoras recurrentemente, se debe tomar en cuenta que esta política suele tener un costo alto y que, si no manejan información suficiente, externos pueden cometer errores en que personal interno no incurriría.

Asistir la selección de carbones es el objetivo del modelo elaborado. Sin embargo, el mismo modelo determina qué combustibles pueden y cuáles no pueden ser alimentados a las unidades, según consideraciones asociadas al manejo de cenizas y agente desulfurizador. Si este aspecto genera demasiadas restricciones, la gama de carbones de entre los cuales se podrá elegir, será pequeña y la tarea de selección puede reducirse a una tarea de búsqueda de los pocos carbones que cumplan dichas restricciones. Esta situación puede evitarse, mejorando las condiciones de operación y logística, específicamente para los cuellos de botella que se detecten a través de estudios como éste.

Existe la posibilidad de evitar la situación descrita en el párrafo anterior con antelación: específicamente, en la etapa de diseño. Sobredimensionamiento y revisión adecuada de la capacidad que tenga cada una de las componentes que se diseñe para las unidades es fundamental, pues en esta etapa los “problemas” se encuentran, todavía, sólo en el papel.

Específicamente para las instalaciones de reducción de emisiones, no debe perderse de vista que, en el tiempo, las normativas debiesen aumentar su exigencia, si Chile desea acercarse a los niveles de los países desarrollados. Como ejemplo de uno de estos países, se muestran los niveles máximos de emisión que imponen las leyes de Alemania, en la **Tabla 21**.

Tabla 21. Comparación entre la norma chilena y la alemana para los límites de emisión de dióxido de azufre, óxidos de nitrógeno y material particulado, para centrales térmicas que usen combustibles sólidos. ^[4]^[19]

Sustancia	Norma chilena [mg/Nm³]	Norma alemana [mg/Nm³]
NO _x	500	40
SO ₂	400	125
MP	50	40

Son justamente la reducción de emisiones gaseosas y el adecuado manejo de las cenizas, junto con la optimización en términos de eficiencia, los requisitos que permitirán a las centrales a carbón continuar siendo un tremendo aporte a la producción de energía, y con ello al desarrollo, de las sociedades en que están insertas.

8. Nomenclatura

8.1 Nomenclatura de variables y constantes (por orden de aparición)

P_c	: potencia consumida por un pulverizador [kW]
\dot{m}_c	: flujo de carbón que ingresa al pulverizador [ton/h]
W_i	: índice de molienda (se utilizó el inverso del HGI)
β	: parámetro adimensional dependiente del tipo de índice de molienda
P_{80}	: tamaño bajo el cual se encuentra un 80% del flujo de producto de salida del pulverizador [μm]
F_{80}	: tamaño bajo el cual se encuentra un 80% del flujo de material entrante al pulverizador [μm]
$\eta_{global}, \eta_{bruta}$: eficiencia bruta global de una central
$\eta_{térmica}$: eficiencia térmica de una central
$\eta_{ciclo\ vapor}$: eficiencia del ciclo de vapor en una central
K	: constante de Sievert (para el carbón)
T_h	: temperatura a la salida de la caldera [$^{\circ}\text{C}$] (posterior a los bancos de tubos y previa a los ductos que llevan a la chimenea)
T_a	: temperatura ambiente media [$^{\circ}\text{C}$]
$\%CO_2$: porcentaje molar de dióxido de carbono en los gases de chimenea
τ	: tiempo de residencia en un determinado equipo
V	: volumen del equipo
\dot{v}	: flujo volumétrico que ingresa al equipo
$\dot{m}_{d,p}$: consumo másico de carbón daf
$\dot{m}_{v,p}$: generación másica de volátiles
T_p	: temperatura de la partícula de carbón [K]
R	: constante de los gases ideales
$\alpha_1, \alpha_2, B_{v1}, B_{v2}, E_{v1}, E_{v2}$: constantes asociadas a la cinética de devolatilización
$f_{C_3H_8}$: fracción molar de propano en los gases de la caldera en el instante t
$f_{C_3H_8}^0$: fracción molar de propano al comienzo de la combustión de volátiles
T	: temperatura a la que ocurre la combustión en cada instante
f_{O_2}	: fracción de oxígeno en los gases de combustión, en cada instante
f_{CH_3OH}	: fracción molar de metanol en los gases de caldera, en cada instante
$f_{CH_3OH}^0$: fracción molar de metanol en los gases al comienzo de la combustión de volátiles
Rapidez	: velocidad de combustión de char en cada instante [g/s]
$\left(\frac{CO}{CO_2}\right) = \zeta$: razón de ocurrencia entre las reacciones 6 y 7 (razón entre el monóxido y dióxido de carbono generados en la combustión de char)
P	: presión en la cámara de combustión
$\%C_{daf}$: porcentaje de carbono <i>dry ash free</i> del carbón quemado
x	: conversión de cal hidratada
S_{cal}	: superficie B.E.T de la cal [m^2/g]
PM_A	: peso molecular del compuesto A (cal hidratada, NO_x , metanol, etc.)
ϕ	: humedad relativa de los gases [fracción]
C_{SO_2}	: concentración de dióxido de azufre en los gases [mg/Nm^3]

$k_1, k_2, a_1, a_2, Y_1, Y_2$: constantes asociadas a la ecuación cinética de desulfurización utilizada
$\eta_{\text{ventilador}}$: eficiencia global de un ventilador
W	: altura de impulsión para un ventilador determinado [KJ/Kg]
\dot{m}_{gas}	: flujo de gases que impulsa un ventilador [Kg/s]
$\text{Consumo}_{\text{nominal}}$: potencia nominal que consume un ventilador
η_{nominal}	: eficiencia del ventilador cuando impulsa \dot{m}_{nominal} . Suele ser la eficiencia máxima para ese equipo.
\dot{m}_{nominal}	: flujo másico nominal para un determinado ventilador
$\text{camiones}_{\text{diarios}}$: camiones que se requieren al día, para retirar las cenizas de un determinado silo
$\text{flujo}_{\text{sólidos}}$: flujo de sólidos que ingresa a un silo
\dot{m}_{SO_2}	: flujo de dióxido de azufre generado [ton/h]
\dot{m}_{CT}	: flujo total de carbón que ingresa a caldera [ton/h]
\dot{m}_{NO_x}	: flujo de óxidos de nitrógeno generado [ton/h]
θ	: factor empírico adimensional
$\dot{m}_{\text{NO}_x}^{\text{máx}}$: flujo máximo de NO _x que podría generarse [ton/h]
PA_N	: peso atómico del nitrógeno
f_N	: fracción de nitrógeno en el carbón alimentado
$\dot{m}_{\text{CH}_3\text{OH}} (\dot{n}_{\text{CH}_3\text{OH}})$: flujo másico (molar) de metanol generado en la devolatilización
\dot{n}_O	: moles de oxígeno que ingresan (en el carbón) por unidad de tiempo
PA_O	: peso atómico del oxígeno
f_O	: fracción de oxígeno en el carbón alimentado
$\dot{m}_{\text{C}_3\text{H}_8}$: flujo másico de propano generado en la devolatilización
f_H	: fracción de hidrógeno en el carbón alimentado
$\dot{m}_{\text{C}(1)}$: volátiles generados, que no corresponden ni a metanol ni a propano
\dot{m}_{vol}	: flujo total de volátiles generados
$m_{\text{part char}}$: masa inicial de cada partícula de char
$m_{\text{part carbón}}$: masa inicial de cada partícula de carbón
f_{ash}	: fracción de cenizas en el carbón alimentado
f_{hum}	: fracción de humedad en el carbón alimentado
$f_{\text{vol}}^{\text{mod}}$: fracción de volátiles (<i>dry ash free</i>) calculada según ecuaciones 6 y 7
σ	: factor de corrección, de valor cercano a 0,95
x_{scrubber}	: conversión total de SO ₂ en sistemas con scrubber instalado
$x_{\text{in-duct}}$: conversión total de SO ₂ en sistemas sin scrubber, de inyección directa del agente en los ductos
Ef_{filtro}	: eficiencia de retención de los filtros
c_{in}	: carga de sólidos en el gas de entrada [mg/Nm ³]
c_{out}	: carga de sólidos en el gas al salir del filtro [mg/Nm ³]
$\eta_{\text{combustión}}^*$: eficiencia de combustión estimada en base a la cantidad de inquemados en las cenizas
C_{total}	: carbono total en el carbón alimentado [ton/h]
$C_{\text{inquemado}}$: carbono reportado en las cenizas [ton/h]

8.2 Nomenclatura de unidades

atm	: atmósferas
°C	: grados Celsius
fracción	: porcentaje / 100
g	: gramos
h	: hora
J	: joules
K	: grados Kelvin
Kg	: kilogramos
KJ	: kilojoules
KW	: kilowatts
m	: metros
mg	: miligramos
min	: minutos
MJ	: megajoules
MNm ³	: miles de metros cúbicos normales (a 25 °C y 1 atm de presión)
mol	: moles
MPa	: megapascales
MW	: megawatts
Nm ³	: metros cúbicos normales
s	: segundos
ton	: toneladas
µm	: micrones o micrómetros

9. Bibliografía

- [1] Departamento Ingeniería Eléctrica PUC. (2010). *Generación a Carbón en Chile*. [en línea] <http://web.ing.puc.cl/~power/alumno10/bosque/carbon.html> [consulta: 25 de Junio 2014]
- [2] Escuela de Ingeniería PUC. (2008). *La matriz energética hoy*. [en línea] <http://web.ing.puc.cl/~power/alumno08/inversion/sing1.html> [consulta: 09 de Junio 2014]
- [3] E-CL S.A. (2014). Documentación técnica de la empresa.
- [4] CHILE. Ministerio del Medio Ambiente. 2011. Decreto 13: Establece norma de emisión para centrales termoeléctricas.
- [5] Riley, J. T. (2007). *Routine coal and coke analysis*. Lancaster, USA: Library of Congress.
- [6] The Babcock & Wilcox Company. (2005). *Steam: its generation and use* (41 ed.). Barberton, Ohio, U.S.A.
- [7] Casali, A. (2012). Molienda. *Apuntes del curso MI4020 (Fundamentos de Procesos Mineralúrgicos)*. Santiago, Chile.
- [8] Renovetec. (2014). Eficiencia y emisiones en una central termoeléctrica. En: Curso con el mismo nombre. Cámara chileno-alemana de Comercio e Industria. Santiago, Chile.
- [9] Williams, A. e. (2002). Modelling coal combustion: the current position. *Fuel*, 81 (5), 605-618.
- [10] Hurt, R. S. (1998). A kinetic model of carbon burnout in pulverized coal combustion. *Combustion and Flame*, 113(1-2), 181-197.
- [11] Li, Z. Q. (2003). Numerical simulation of pulverized coal combustion and NO formation. *Chemical engineering science*, 58(23-24), 5161-5171.
- [12] Serio, M. e. (1987). Kinetics of volatile product evolution in coal pyrolysis: experiment and theory. *Energy and Fuels*, 1, 138-152.
- [13] Niessen, W. (2002). *Combustion and Incineration Processes*. Nueva York: Marcel Dekker.
- [14] Kaiser, S. e. (2000). Modeling a dry-scrubbing flue gas cleaning process. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 39(5), 425-432.

- [15] Izquierdo, F. e. (2000). Kinetic study of the reaction between sulfur dioxide and calcium hydroxide at low temperatures in a fixed-bed reactor. *Journal of Hazardous Materials*, 76(1), 113-123.
- [16] Chisholm, P. y. (1999). Dry absorption of HCl and SO₂ with hydrated lime from humidified flue gas. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 38, 4068-4080.
- [17] Instituto de Física Aplicada de la Universidad Nacional de San Luis. (2009). *Introducción a la superficie específica*. [en línea]
<http://infap.unsl.edu.ar/SAASA2009/LilianaMauriIV.pdf>
[consulta: 06 de Agosto 2014]
- [18] U. S. Department of Energy. (2013) *A brief history of coal use*. [en línea]
http://www.fe.doe.gov/education/energylessons/coal/coal_history.html
[consulta: 15 de Octubre 2014]
- [19] ALEMANIA. Ministerio del Medio Ambiente. 2010. Neununddreissigste Verordnung zur Durchführung des Bundes-Immissionsschutzgesetzes
Verordnung über Luftqualitätsstandards und Emissionshöchstmengen

10. Anexos

Anexo A: Conversión entre Poder Calorífico Superior e Inferior

La siguiente fórmula permite calcular el poder calorífico inferior (PCI) de un determinado combustible a partir de su PCS, su fracción másica de hidrógeno y de agua. ^[6]

$$PCI \left[\frac{Kcal}{Kg} \right] = PCS \left[\frac{Kcal}{Kg} \right] - 583 (9f_H + f_{hum}) \quad (\text{ecuación 29})$$

Anexo B: Especificaciones de correas, chancador y harnero

Tabla 22. Especificaciones de correas, chancador y harnero de la Central Térmica de Tocopilla. ^[3]

Propiedad	Valor	Unidad
Capacidad correas sector cancha	550	ton/h
Potencia nominal total sector cancha	165	kW
Capacidad correas sector U14-U15	800	ton/h
Potencia nominal total sector U14-U15	165	kW
Capacidad correas carbón U14	800	ton/h
Potencia nominal total carbón U14	30	kW
Capacidad correas carbón U15	800	ton/h
Potencia nominal total carbón U15	41	kW
Capacidad correas bottom ash U14	8,8	ton/h
Potencia nominal total bottom ash U14	7,4	kW
Capacidad correas bottom ash U15	12	ton/h
Potencia nominal total bottom ash U15	5,2	kW
Capacidad chancador y harnero	500	ton/h
Potencia nominal chancador + harnero	278	kW

Anexo C: Especificaciones de pulverizadores

Tabla 23. Extracto de las especificaciones de los pulverizadores de las unidades modeladas. ^[3]

Propiedad	Valor	Unidad
Capacidad normal	15,85	ton/h
Capacidad máxima	21,85	ton/h
HGI mínimo para molienda de diseño	43	-
Tamaño máximo a la entrada	50	mm
Tamaño de salida (de diseño, nominal)	70% bajo 200 mesh	

Anexo D: Cálculo del flujo de aire secundario

En las especificaciones del Sistema de Control de Combustión (SCC) se indica que el aire secundario se controla midiendo el flujo de carbón desde cada silo de pulverización, teniendo ambas variables la siguiente relación:

Tabla 24. Relación entre flujo de carbón y de aire secundario en cada ducto de entrada (cuatro por unidad), manejada por el Sistema de Control de Combustión (SCC).

% alimentación carbón	0	20	40	60	80	100
% alimentación aire 2^{rio}	10	15	17,5	20	22,5	25

La información entregada por este documento es incompleta, pues no especifica cuál es el máximo respecto del cual se expresan los porcentajes (cuál es el 100% en términos de ton/h), ni tampoco cómo es la curva que une cada uno de los puntos especificados para la relación entre ambas variables.

Respecto de la primera imprecisión, se utilizaron registros pareados desde abril 2013 hasta marzo 2014 de ambos flujos para cada unidad estudiada; los promedios de estas variables se utilizaron para calcular el máximo flujo de aire, tomando como 100% para el carbón la capacidad de cada pulverizador.

Se mostrará como ejemplo el cálculo para la Unidad 14. En promedio se alimentaron 41 [ton/h] de carbón, y 282 [ton/h] de aire secundario. La capacidad máxima de cada pulverizador es de 17,45 [ton/h], lo que implica para la Unidad 14 un total de 4 veces este valor, es decir 69,74 \approx 70 [ton/h]. Así, en promedio se alimentó un 58,5% \approx 60% del máximo de carbón según los registros, lo que implica que el aire que ingresó constituye un 80% del máximo (véase Tabla 4). Por tanto:

$$\dot{m}_{aire}^{m\acute{a}x} = \frac{282 \left[\frac{ton}{h} \right]}{0,8} = 353 \left[\frac{ton}{h} \right]$$

La segunda imprecisión (la forma de la curva entre los puntos de la Tabla 24) implicó otro supuesto: considerar que el flujo de aire es una función escalón dada por la Tabla 25.

Tabla 25. Valores tomados por el flujo de aire secundario para cada ducto de ingreso (cuatro por unidad) en el modelo desarrollado. El porcentaje de flujo de carbón corresponde al que ingresa al pulverizador asociado al ducto (A, B, C ó D).

Rango de porcentaje de flujo de carbón	Valor del flujo de aire por ducto
0 – 10	$0,1 \cdot \dot{m}_{aire}^{m\acute{a}x}$
10 – 30	$0,15 \cdot \dot{m}_{aire}^{m\acute{a}x}$
30 – 50	$0,175 \cdot \dot{m}_{aire}^{m\acute{a}x}$
50 - 70	$0,2 \cdot \dot{m}_{aire}^{m\acute{a}x}$
70 – 90	$0,225 \cdot \dot{m}_{aire}^{m\acute{a}x}$
90 - 100	$0,25 \cdot \dot{m}_{aire}^{m\acute{a}x}$

Anexo E: Especificaciones técnicas de las calderas

Tabla 26. Extracto de las especificaciones de las calderas de las unidades modeladas (tienen el mismo diseño).^[3]

Propiedad	Valor	Unidad
Volumen cámara de combustión	2130	m ³
Temperatura de ingreso aire primario a caldera	312	°C
Temperatura de ingreso aire secundario	332	°C
Temperatura ingreso agua a economizador	255	°C
Temperatura ingreso agua a pared de tubos	293	°C
Temperatura salida vapor de pared de tubos	370	°C
Temperatura salida vapor de supercalentador	540	°C
Temperatura ingreso vapor a recalentador	360	°C
Temperatura salida vapor a recalentador	537	°C
Presión agua en economizador	17,3	MPa
Presión en pared de tubos	17,3	MPa
Presión en supercalentador	16	MPa
Presión en recalentador	3,9	MPa

Anexo F: Capacidad máxima de los equipos de extracción de cenizas desde filtros

Tabla 27. Extracto de las especificaciones de los minijets (equipos de extracción).

Propiedad	Valor	Unidad
Capacidad máxima filtro A U14	12,4	m ³ /h
Capacidad máxima filtro B U14	9,5	m ³ /h
Capacidad máxima filtro A U15	12,4	m ³ /h
Capacidad máxima filtro B U15	9,5	m ³ /h

Anexo G: Desarrollo de la cinética de devolatilización

Recuérdese que la cinética de devolatilización está dada por las siguientes ecuaciones:

$$\dot{m}_{d,p} = -m_{d,p} B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v1}}{RT_p}\right) - m_{d,p} B_{v2} \exp\left(-\frac{E_{v2}}{RT_p}\right) \quad (\text{ecuación 6})$$

$$\dot{m}_{v,p} = -\alpha_1 m_{d,p} B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v1}}{RT_p}\right) - \alpha_2 m_{d,p} B_{v2} \exp\left(-\frac{E_{v2}}{RT_p}\right) \quad (\text{ecuación 7})$$

donde $\dot{m}_{v,p}(t)$ es la generación másica de volátiles, lo que implica que $m_{v,p}(t)$ corresponde a la masa de volátiles liberada hasta el instante t , y por ello es la variable que nos interesa caracterizar, junto con el tiempo total de devolatilización t_d en que evaluaremos la primera variable.

Asumiendo que la reacción ocurre a temperatura constante e igual a la de llama, se puede resolver analíticamente la **ecuación 6** para obtener:

$$m_{dp}(t) = m_{dp0} \exp\{(k_{v1} + k_{v2})t\} \quad (\text{ecuación 30})$$

$$k_{v1} = -B_{v1} \exp\left(-\frac{E_{v1}}{RT_p}\right); k_{v2} = -B_{v2} \exp\left(-\frac{E_{v2}}{RT_p}\right) \quad (\text{ecuación 31})$$

Ahora, reemplazando m_{dp} en la **ecuación 7**, se llega a la **ecuación 32**, que integrada entre 0 y t entrega $m_{v,p}(t)$.

$$\dot{m}_{v,p}(t) = m_{dp0} \exp\{(k_{v1} + k_{v2})t\} [\alpha_1 k_{v1} + \alpha_2 k_{v2}] \quad (\text{ecuación 32})$$

$$m_{v,p}(t) = \frac{\alpha_1 k_{v1} + \alpha_2 k_{v2}}{k_{v1} + k_{v2}} m_{dp0} [1 - \exp\{(k_{v1} + k_{v2})t\}] \quad (\text{ecuación 33})$$

Para calcular t_d se considera que en ese instante, $\frac{m_{dp}(t_d)}{m_{dp0}} = 10^{-10}$, con lo que, utilizando la **ecuación 30**:

$$t_d = \frac{\ln(10^{-10})}{k_{v1} + k_{v2}} \quad (\text{ecuación 34})$$

Anexo H: Desarrollo de la cinética de combustión de volátiles

- *Combustión de propano (C_3H_8):*

$$\frac{f_{C_3H_8}}{f_{C_3H_8}^0} = \exp\left(-5,25 \cdot 10^{19} \exp\left(\frac{-85,2}{0,001987 \cdot T}\right) \left(\frac{f_{O_2}}{0,21}\right) t\right) \quad (\text{ecuación 8})$$

En esta ecuación, se tiene que (considerando condiciones isotérmicas) las únicas variables dependientes del tiempo son la fracción molar de propano en los gases ($f_{C_3H_8}$) y la de oxígeno (f_{O_2}). Se consideró que, para intervalos de tiempo cortos Δt , f_{O_2} es constante, y se despejó $f_{C_3H_8} = f_{C_3H_8}(t + \Delta t)$ en función de $f_{C_3H_8}^0 = f_{C_3H_8}(t)$ y $f_{O_2}(t)$. Para cada nuevo intervalo se debió

recalcular $f_{O_2}(t)$ utilizando las relaciones estequiométricas de la reacción de combustión.

- *Combustión de metanol (CH_3OH):* se utilizó un procedimiento completamente análogo al descrito para la combustión de propano.

Anexo I: Cinética discretizada de combustión de char

La ecuación cinética es la ecuación 11. Considerando condiciones isotérmicas (a la temperatura de llama) e isobáricas (pues en la caldera no existen mayores gradientes de presión P), y que para intervalos pequeños Δt las variables $f_{O_2}(t)$ y $S(t)$ son constantes, se obtuvo la ecuación 35. Ésta se aplicó, recalculando para cada intervalo $f_{O_2}(t)$ y $S(t)$.

$$\text{Rapidez } \left[\frac{g \text{ carbón}}{s} \right] \equiv R = A \exp\left(\frac{-20}{0,001987 \cdot T}\right) P^{0,5} f_{O_2}^{0,5} S \quad (\text{ecuación 11})$$

$$m_p(t + \Delta t) = m_p(t) - A \exp\left(\frac{-20}{0,001987 \cdot T}\right) P^{0,5} f_{O_2}^{0,5}(t) S(t) \cdot \Delta t \quad (\text{ecuación 35})$$

Anexo J: Balance de energía utilizado para el consumo de agua del WIS

A continuación se muestra la ecuación de balance de energía utilizada para calcular la temperatura a la salida de la caldera (T_{sc}), con el enfoque mostrado en la Figura 16. Con T_{sc} se procede posteriormente a calcular el consumo de agua en ton/h, según la ecuación 37.

$$T_{sc} - 298 = \frac{\dot{m}_{AP} c_{pa} (T_{AP} - 298) + \dot{m}_c c_{pc} (T_c - 298) + \dot{m}_{AS} c_{pa} (T_{AS} - 298) + \dot{Q}_{comb} - \dot{Q}_{tc}}{\dot{m}_g c_{pg}} \quad (\text{ecuación 36})$$

\dot{m}_{AP} : flujo de aire primario; c_{pa} : calor específico del aire; T_{AP} : temp. del aire primario [K]
 \dot{m}_c : flujo de carbón hacia los pulverizadores; c_{pc} : calor específico carbón
 \dot{m}_{AS} : flujo aire secundario; \dot{m}_g : masa de gases; c_{pg} : calor específico gases
 \dot{Q}_{comb} : calor generado en la combustión; \dot{Q}_{tc} : calor transferido al vapor

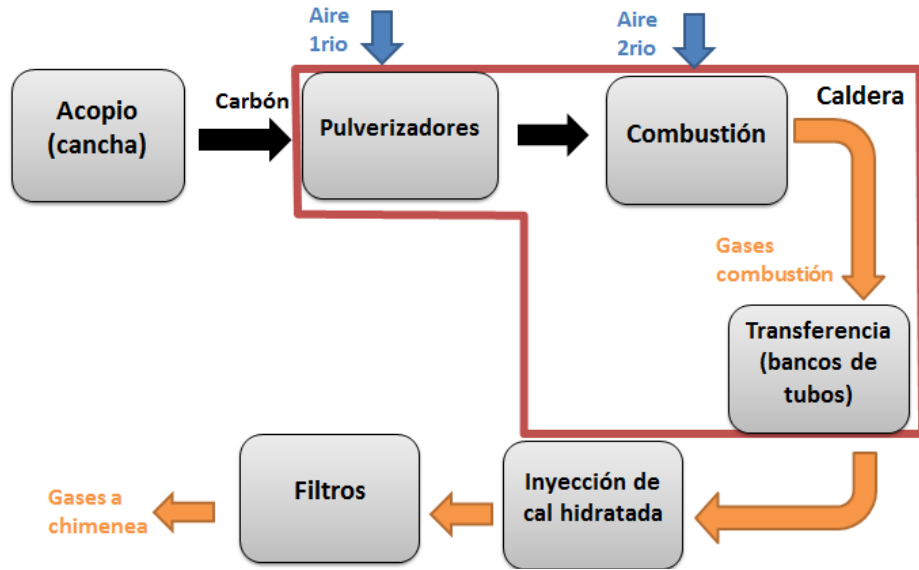


Figura 16. Bloque considerado para realizar el Balance de Energía: en rojo se muestran sus límites. En otras palabras, el bloque abarca pulverizadores y caldera.

$$\dot{m}_w = \frac{\dot{m}_g c_{pg}(T_{sc} - T_f)}{\lambda_w + c_{pw}(T_{ebw} - T_{w1}) + c_{pv}(T_f - T_{ebw})} \quad (\text{ecuación 37})$$

\dot{m}_w : flujo de agua inyectado por el WIS; T_f : temp. de los gases a la salida del WIS

λ_w : calor de vaporización del agua; c_{pw} : calor específico agua líquida

T_{ebw} : temp. ebullición del agua; T_{w1} : temp. ingreso agua; c_{pv} : calor esp. vapor

Anexo K: Cinética discretizada de desulfurización

La ecuación cinética es la ecuación 13, que se discretiza con derivada hacia atrás, obteniéndose ecuación 38:

$$\frac{dx}{dt} = k_1 S_{cal} PM_{cal} \exp\left(\frac{-a_1 x}{\varphi c_{SO_2}}\right) \quad (\text{ecuación 13})$$

$$\frac{x(t) - x(t - \Delta t)}{\Delta t} = k_1 S_{cal} PM_{cal} \exp\left(\frac{-a_1 x(t - \Delta t)}{\varphi c_{SO_2}(t - \Delta t)}\right)$$

$$= A \exp\left(\frac{-B x(t - \Delta t)}{c_{SO_2}(t - \Delta t)}\right) \quad (\text{ecuación 38})$$

siendo $A = k_1 S_{cal} PM_{cal}$ y $B = a_1/\varphi$ constantes. Se utilizó un $\Delta t = 0,05$ que tuvo buen desempeño numérico y pareció razonablemente preciso para los tiempos de reacción presentes en la planta (residencia de los gases en ductos y filtros del orden de 3 [s]).

Anexo L: Resultados de la Validación del modelo alternativo

En base a lo observado en la Validación formal del modelo original, se ha ajustado el valor máximo de flujo de aire secundario (aquel valor correspondiente a alimentación de carbón igual a la capacidad de los pulverizadores). En la **Tabla 28** se muestran los valores para el modelo original y para el alternativo. En las Tablas que siguen se muestra el desempeño de este último modelo, que se consideró peor que el del original.

Tabla 28. Valores originales y ajustados para el máximo flujo de aire secundario.

Unidad	Valor modelo original	Valor modelo alternativo
14	470 [ton/h]	387 [ton/h]
15	630 [ton/h]	430 [ton/h]

Tabla 29. Comparación del error del modelo original y alternativo para el flujo de aire total en las dos unidades estudiadas. Para el modelo original se consideró el valor sin SOFA que fue el de mejor desempeño. Recuérdese que el error relativo se ha calculado dividiendo el error absoluto por la media de Aspen en el período estudiado.

Indicador	Valor
Error relativo modelo original U14 [%]	12
Error relativo modelo alternativo U14 [%]	3
Diferencia original – alternativo U14 [%]	9
Error relativo modelo original U15 [%]	4
Error relativo modelo alternativo U15 [%]	4
Diferencia original – alternativo U15 [%]	0

Tabla 30. Comparación del error del modelo original y alternativo para el flujo de gases de combustión.

Indicador	Valor
Error relativo modelo original [%]	31
Error relativo modelo alternativo [%]	35
Diferencia original – alternativo [%]	- 4

Tabla 31. Comparación del error del modelo original y alternativo para las emisiones de MP.

Indicador	Valor
Error relativo modelo original [%]	38
Error relativo modelo alternativo [%]	31
Diferencia original – alternativo [%]	7

Tabla 32. Comparación del error del modelo original y alternativo para las emisiones de NOx.

Indicador	Valor
Error relativo modelo original [%]	9
Error relativo modelo alternativo [%]	11
Diferencia original – alternativo [%]	-2

Tabla 33. Comparación del error del modelo original y alternativo para las emisiones de SO₂.

Indicador	Valor
Error relativo modelo original [%]	15
Error relativo modelo alternativo [%]	30
Diferencia original – alternativo [%]	-15

Tabla 34. Comparación del error del modelo original y alternativo para la composición de los gases en chimenea.

Variable	Indicador	Valor
Oxígeno	Error relativo modelo original [%]	17
Oxígeno	Error relativo modelo ajustado [%]	39
Oxígeno	Diferencia original – ajustado [%]	-22
Humedad	Error relativo modelo original [%]	15
Humedad	Error relativo modelo ajustado [%]	21
Humedad	Diferencia original – ajustado [%]	-6
Dióxido de carbono	Error relativo modelo original [%]	16
Dióxido de carbono	Error relativo modelo ajustado [%]	39
Dióxido de carbono	Diferencia original – ajustado [%]	-23
Monóxido de carbono	Error relativo modelo original [%]	77
Monóxido de carbono	Error relativo modelo ajustado [%]	75
Monóxido de carbono	Diferencia original – ajustado [%]	2

Anexo M: Resultados del estudio de la eficiencia del ciclo de vapor

Al calcular la eficiencia del ciclo de vapor en base a información de la base de datos, utilizando la ecuación 39, se obtuvo un promedio general de 42,14% (muy similar al valor utilizado por el modelo, de 42,00%) y una desviación de 1,77%. En la Tabla 35 se muestra la baja dependencia que presenta esta variable con el tipo de carbón alimentado.

$$\eta_{t\acute{e}rmica} = \frac{\text{energía transferida al circuito de vapor}}{PCI \cdot \text{flujo carbón} \left[\frac{\text{ton}}{\text{h}} \right]} \quad (\text{ecuación 39})$$

Tabla 35. Resultados del estudio de eficiencia del ciclo de vapor realizado para U14.

Tipo de carbón	Eficiencia media [%]
Carbón 1	43,02
Carbón 2	42,36
Carbón 3	41,89
Carbón 4	41,82