

UNIVERSIDAD DEL BÍO-BÍO
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPTO. DE ING. MECÁNICA

PROFESOR GUÍA:
SR. REINALDO SÁNCHEZ ARRIAGADA



**“OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA EN LOS SECADORES DE ESCORIA
DE CEMENTOS BÍO-BÍO S.A.C.I., PLANTA TALCAHUANO”**

TRABAJO DE TITULACIÓN PRESENTADO EN CONFORMIDAD A LOS REQUISITOS PARA
OBTENER EL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL INDUSTRIAL, MENCIÓN MECÁNICA

CONCEPCIÓN, AGOSTO DE 2007.

BORIS A. NORAMBUENA OLIVARES

AGRADECIMIENTOS

Quiero partir agradeciendo a mis padres, Ana R. Olivares Contreras y Nelson E. Norambuena Lizáma, por el sacrificio, entrega y apoyo brindado en todos estos años, este logro es de ellos.

También quiero agradecer a quienes me brindaron una palabra de aliento cuando más lo necesité, a quienes me aterrizaron cuando despegué los pies de la tierra, y a quienes me dieron la fuerza de la palabra que me levantó en los momentos más difíciles académicos y personales, a mis amigos, profesores y familiares que siempre estuvieron a mi lado, gracias.

Mis agradecimientos a los profesores Milton Ramírez y Federico Grossmann, quienes estuvieron presentes en mi época de estudiante con palabras cercanas de aliento y apoyo en los momentos difíciles.

Un especial agradecimiento al profesor Reinaldo Sánchez A., del depto. de mecánica, por toda su ayuda y apoyo desde el principio, no solo en su calidad de tutor.

A todos ellos, Gracias.

BORIS ALEXIS NORAMBUENA OLIVARES

INDICE

	Pág.
RESUMEN.....	7
CAPITULO I: ANTECEDENTES GENERALES.....	9
I.1) LA EMPRESA.....	10
I.2) DESCRIPCION DEL PROCESO DE FABRICACION DEL CEMENTO.....	15
I.2.1.- <i>Materias primas</i>	15
I.2.2.- <i>Tratamiento primario de materias primas</i>	16
I.2.3.- <i>Dosificación de materias primas</i>	17
I.2.4.- <i>Molienda de crudo</i>	18
I.2.5.- <i>Homogeneización</i>	18
I.2.6.- <i>Almacenamiento de crudo</i>	18
I.2.7.- <i>Calcinación</i>	18
I.2.8.- <i>Enfriamiento del clinker</i>	19
I.2.9.- <i>Almacenamiento del clinker</i>	19
I.2.10.- <i>Molienda de cemento</i>	19
I.2.11.- <i>Almacenamiento de cemento</i>	20
I.2.12.- <i>Envasado y despacho</i>	20
I.3) TIPOS DE CEMENTOS NORMALIZADOS EN CHILE.....	20
I.3.1.- <i>Cemento Pórtland</i>	20
I.3.2.- <i>Cemento siderúrgico</i>	21
I.3.3.- <i>Cemento con agregado tipo A</i>	21
I.3.4.- <i>Cemento puzolánico</i>	21
I.3.5.- <i>Cemento para fines especiales</i>	21
CAPITULO II: DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA.....	22
II.1) INTRODUCCIÓN.....	23
II.2) DESCRIPCIÓN.....	23
II.3) ALCANCES.....	24
II.4) OBJETIVOS.....	24
II.4.1.- <i>Objetivos generales</i>	24
II.4.2.- <i>Objetivos específicos</i>	24
CAPITULO III: SECADORES ROTATORIOS.....	26
III.1) INTRODUCCIÓN.....	27
III.2) SECADOR HAAS.....	29
III.3) SECADOR ALLIS.....	30

CAPITULO IV: ANÁLISIS DEL FUNCIONAMIENTO ACTUAL DE LOS SECADORES.	31
IV.1) ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL DEL SECADOR HAAS	32
IV.1.1.- Caída de T° por calentamiento de las partículas	36
IV.1.2.- Balance de masas y energías	41
IV.1.3.- Grado de saturación del aire de proceso	45
IV.1.4.- Arrastre de partículas	47
IV.1.5.- Tiempo de calentamiento de la partícula	51
IV.1.6.- Tiempo de residencia de la escoria en el secador	55
IV.1.7.- Área de Transf. de calor total, y porcentaje de ocupación en volumen	58
IV.1.8.- Comprobación T° de salida de la escoria (Tps)	62
IV.2) ANÁLISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL DEL SECADOR ALLIS	64
IV.2.1.- Balance de combustión y condiciones de entrada al secador	67
IV.2.2.- Caída de T° por calentamiento de las partículas	73
IV.2.3.- Balances de masa y energía	74
IV.2.4.- Grado de saturación del aire de proceso	77
IV.2.5.- Arrastre de partículas	78
IV.2.6.- Tiempo de calentamiento de la partícula	80
IV.2.7.- Tiempo de residencia de la escoria en el secador	83
IV.2.8.- Área de Transf. de calor total, y porcentaje de ocupación en volumen	86
IV.2.9.- Comprobación T° de salida de la escoria (Tps)	91
CAPITULO V: EVALUACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE CALOR EN LA LÍNEA	92
V.1) RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN	93
CAPITULO VI: PROPUESTAS DE MODIFICACIÓN	96
VI.1) ALTERNATIVA DE SECADO A CONTRAFLUJO	97
VI.2) DESVÍO DE UNA FRACCIÓN DE GASES DEL PROCESO HACIA EL SECADOR ALLIS	97
VI.3) ADQUISICIÓN DE NUEVOS SELLOS PARA EL SECADOR HAAS	98
VI.4) CAMBIO DEL AISLAMIENTO EN CONDUCTOS QUE PRECEDEN A LOS SECADORES	99
CAPITULO VII: ANÁLISIS TÉCNICO DE LAS ALTERNATIVAS SELECCIONADAS	100
VII.1) CAMBIO DEL AISLAMIENTO EN CONDUCTOS QUE PRECEDEN A LOS SECADORES	101
VII.1.1.- Caídas de T° de los gases antes de la mezcla adiabática	106

VII.1.1.1.-	<u>Para el horno (tramo 8, fig. 18)</u>	106
VII.1.1.2.-	<u>Para el enfriador coolax (tramo 2 y 7, fig. 18)</u>	106
VII.1.2.-	<i>Mezcla adiabática (tramo 4, fig. 18)</i>	107
VII.1.3.-	<i>Caída de T° en el cajón que precede al secador (tramo 6, fig.18)</i>	110
VII.1.4.-	<i>Caída de T° por calentamiento de la escoria</i>	113
VII.2)	DESVÍO DE UNA FRACCIÓN DE GASES DEL PROCESO HACIA EL SECADOR	
ALLIS	117
VII.2.1.-	<i>Recálculo de la caída de T° del gas a la salida del secador Haas, luego de retirar los 5 (kg/s) de aire seco para desviar</i>	118
VII.2.2.-	<i>Desvío de los 5 (kg/s) al secador Allis</i>	122
VII.2.2.1.-	<u>Caída de T° del gas, por tránsito hasta la entrada del secador Allis</u>	124
VII.2.2.2.-	<u>Caída de T° por calentamiento de la escoria</u>	125
 CAPITULO VIII: EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS...132		
VIII.1)	INTRODUCCIÓN.....	133
VIII.2)	CONFECCIÓN DE LOS FLUJOS DE COSTOS.....	134
VIII.3)	CURVAS DE SENSIBILIDAD.....	144
 CAPITULO IX: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....146		
BIBLIOGRAFÍA.....153		
 CAPITULO X: ANEXOS		
X.1)	ANEXO 1: DATOS.....	155
X.2)	ANEXO 2: HOJA DE PROGRAMA EN EES, Y ALGUNOS RESULTADOS....	164
X.3)	ANEXO 3: EVALUACION DE LAS PERDIDAS POR CONVECCION FORZADA, EN DUCTOS Y EQUIPOS QUE PRECEDEN A LOS SECADORES.....	168
X.4)	ANEXO 4: DATOS TÉCNICOS DAMPERS.....	177
X.5)	ANEXO 5: COTIZACIONES.....	183
X.6)	ANEXO 6: TABLAS Y FLUJOS DE SENSIBILIDAD.....	187

RESÚMEN

El presente estudio fue solicitado por Cemento Bío Bío planta Talcahuano, frente a la necesidad de reducir costos de operación para al proceso actual de secado de escoria.

La escoria, siendo un insumo necesario para la fabricación del cemento, debe pasar por un proceso de secado que busca resultados rigurosos. La planta de Cementos Bío Bío ubicada en Talcahuano, tiene dos secadores rotatorios operando para la obtención de escoria seca al 3% de humedad base seca. Uno de estos secadores utiliza los gases remanentes del horno de calcinación, y el otro utiliza solo gases calentados por combustión de FO6.

Una de las alternativas que se propone inicialmente, en teoría por la mayor eficiencia, es la del proceso a contra flujo, siendo desechada posteriormente por la imposibilidad de intervenir los equipos para realizar un muestreo que permita respaldar esta propuesta. Sin embargo, el análisis de las velocidades críticas de arrastre para ambos secadores, demuestra que no existe arrastre excesivo de partículas al interior del equipo, por lo que no se descartan las evaluaciones de esta alternativa a futuro.

Luego de realizar los análisis actuales a ambos secadores y, a los conductos y equipos que preceden a estos, se encontró que las alternativas más cercanas de ser realizadas eran la del desvío de una fracción de los gases hacia el secador Allis, y la de renovación del aislamiento presente en conductos que preceden a ambos secadores, por un manto nuevo de lana mineral, de 100 mm de espesor.

La evaluación técnica de estas alternativas, y la sub-utilización de la capacidad de secado de los gases utilizados en el secador Haas (G.S.= 66.5%), arrojó una posibilidad real para el desvío de gases que corresponde a 5 (kg/s) de gas seco, para ser utilizado en el secador Allis. Este gas de desvío es capaz de secar 7.480 (kg/h) de escoria al 2% de humedad base seca en el secador Allis, con lo cual se generarían ahorros de más de 200.000 USD en el año.

El ahorro generado para los 10 años de evaluación del proyecto, entrega un VAN de MM (\$us) 1,05, una TIR de 203%, un PRC un poco mayor a 6 meses, y un IVAN de 11,6 (\$us/\$us); lo que hace de este proyecto una buena alternativa de inversión, incluso mejor que otras de similares características.

CAPITULO I:

“ANTECEDENTES GENERALES”

I.1) LA EMPRESA

Los orígenes de Cementos Bío-Bío S.A. se remontan al año 1957, cuando se constituye esta sociedad. Luego, en 1961 comienza su producción industrial, iniciándose su primer ejercicio en el período comprendido entre los meses de febrero a junio de 1962.

En 1978 Cementos Bío-Bío S.A. compra prácticamente la totalidad de las acciones de Industria Nacional de Cemento S.A. (INACESA), sociedad dedicada a la producción de cemento y cuyas instalaciones se encontraban cercanas a la ciudad de Antofagasta.

Durante el año 1980 se crea el Área Forestal, la cual en esta primera etapa centra sus actividades en torno a un aserradero dedicado especialmente a los mercados de exportación, ubicado entre las ciudades de Concepción y Coronel.

En 1986 Cementos Bío-Bío S.A. adquiere Concretos Ready Mix S.A., sociedad dedicada a la fabricación y distribución de hormigón, la explotación de depósitos de agregados pétreos y la prestación de diversos servicios asociados a la construcción, cambiando su razón social a Ready Mix S.A.

En el año 1989, Cementos Bío-Bío S.A., junto a Ready Mix S.A., reorganiza sus negocios a través de las sociedades Cementos Bío-Bío S.A.C.I., Industria Nacional de Cemento S.A., Aserraderos Cementos Bío-Bío S.A. y Forestal Cementos Bío-Bío Ltda.

Durante 1990, se forma la filial Inversiones Cementos Bío-Bío S.A. la cual pasa a ser accionista de todas las demás sociedades de Cementos Bío-Bío S.A.

En el año 1991, Industria Nacional de Cemento S.A. inicia las operaciones de su planta de cal ubicada en la ciudad de Copiapó respondiendo así al crecimiento de la actividad minera en el norte del país.

En 1994, Inversiones Cementos Bío-Bío S.A. y Cementos Bío-Bío S.A. forman Compañía Minera y Productora de Cemento S.A. con el objetivo de enfrentar la construcción y montaje de una nueva planta de cemento en Curicó. De esta forma, Cementos Bío-Bío S.A. se convierte en el productor con mayor capacidad instalada del país.

En el año 1996, Ready Mix S.A. en conjunto con las sociedades Impulsora Tlaxcalteca de Industrias S.A. de CV (ITISA) y Ferrostaal Chile S.A.C. forma el Consorcio Comercial e Industrial Ready Mix Itisa Ferrostaal Ltda. Este mismo año, Cementos Bío-Bío S.A. en conjunto con Soprocal Calerías e Industrias S.A. forma Inversiones San Juan S.A., Minera Río Colorado S.A. e Inacal S.A.

También en el año 1996, Cementos Bío-Bío S.A. adquiere un 0,23% del capital social de la sociedad anónima Minera del Pacífico S.A., ubicada en Argentina. Posteriormente, la filial Inversiones San Juan S.A. adquiere el resto del capital social de esta compañía durante este mismo año. En octubre de 1998, se forma la empresa Minera del Fierro S.A. Este mismo año, Cementos Bío-Bío S.A. forma Ready Mix Norte S.A. y Ready Mix Sur S.A.

Durante el año 1999, Cementos Curicó S.A. absorbe a Industria Nacional de Cemento S.A., cambiando su razón social por la de esta última.

En noviembre de 2000, Cementos Bío-Bío S.A. vende a su filial Ready Mix S.A. la totalidad de las acciones de sus también filiales Ready Mix Norte S.A. y Ready Mix Sur S.A. Además, este mismo año se forma Inversiones Extranjeras Cementos Bío-Bío S.A. y CBB Millwork & Sawmilling L.L.C.

En el año 2001, a través de la sociedad Inversiones San Juan S.A. se forma la sociedad Inversiones Extranjeras Cementos Bío-Bío S.A.

En julio de 2002, con el propósito de optimizar la gestión en el área forestal, se crea la sociedad Forex S.A. mediante la división de Aserraderos Cementos Bío-Bío S.A. Este mismo año, se forma Ready Mix Centro S.A., filial encargada de las operaciones en la zona centro de Chile. Por otra parte, Ready Mix S.A. vende a Cementos Bío-Bío S.A. sus activos relacionados con la producción de mortero y también su participación en la sociedad Arenas y Ripios Santiago Ltda. Posteriormente la sociedad Arenas y Ripios Santiago Ltda. cambia su nombre por Morteros y Áridos Dry Mix Ltda., absorbiendo la producción de morteros mediante el arriendo de las instalaciones de Cementos Bío-Bío S.A.

En el año 2002, Cementos Bío-Bío S.A. adquiere acciones que representaban un 40,25% de Cerámicas Industriales S.A. De esta forma, Cementos Bío-Bío S.A. se incorpora a la industria de cerámicas sanitarias y

complementos, creándose el Área Cerámicos. Posteriormente en el año 2004, se adquiere un 51,25% adicional de la propiedad de Cerámicas Industriales S.A. llegando a controlar un 91,5% de esta sociedad.

El año 2003, Cementos Bío-Bío S.A. compra los derechos de Ready Mix S.A. en el Consorcio Comercial e Industrial Ready Mix Itisa Ferrostaal Ltda., el cual pasa a llamarse Consorcio Comercial e Industrial Cementos Bío-Bío Itisa Ferrostaal Ltda.

A mediados del año 2004 se lleva a cabo una reestructuración de la organización societaria del Área Forestal, en virtud de la cual Cementos Bío-Bío S.A. transfiere a Aserraderos Cementos Bío-Bío S.A. su participación en Forex S.A. y en Forestal Cementos Bío-Bío Ltda. Luego, estas tres últimas sociedades cambian sus nombres por CBB Forestal S.A., CBB Maderas S.A. y CBB Bosques Ltda, respectivamente. En el mes de junio del 2005 y en el marco de una reestructuración organizacional, Minera del Fierro S.A. absorbe a Cementos Bío-Bío S.A.C.I., cambiando su razón social por la de ésta última.

En junio de 2005, Cerámicas Industriales S.A. adquiere la empresa Inversiones Sanitarios Nueva Colina S.A. El mismo mes, Cementos Bío-Bío S.A. en conjunto con Inversiones Cementos Bío-Bío S.A. forman tres sociedades destinadas a la actividad minera, denominándolas “Minera El Way S.A.”, “Minera Jilguero S.A.” y “Minera Río Teno S.A.”.

Más recientemente, en el mes de agosto del año 2005, la Sociedad anuncia la adquisición, en conjunto con Inversiones Cementos Bío-Bío S.A., de la totalidad de las acciones de la compañía hormigonera Tecnomix S.A., la que cuenta con cerca de un 10% de participación del mercado nacional de hormigón premezclado.

Se presentan a continuación los organigramas de Cementos Bío-Bío S.A. y Cementos Bío-Bío S.A.C.I. (Figura 1 y 2, respectivamente)

Cabe señalar que, recientemente CBB forestal ha sido vendido a ARAUCO, por lo cual ya no pertenece a Cementos Bío-Bío S.A.

CEMENTOS BÍO -BÍO S.A.

ORGANIZACIÓN Y ESTRUCTURA DE PROPIEDAD

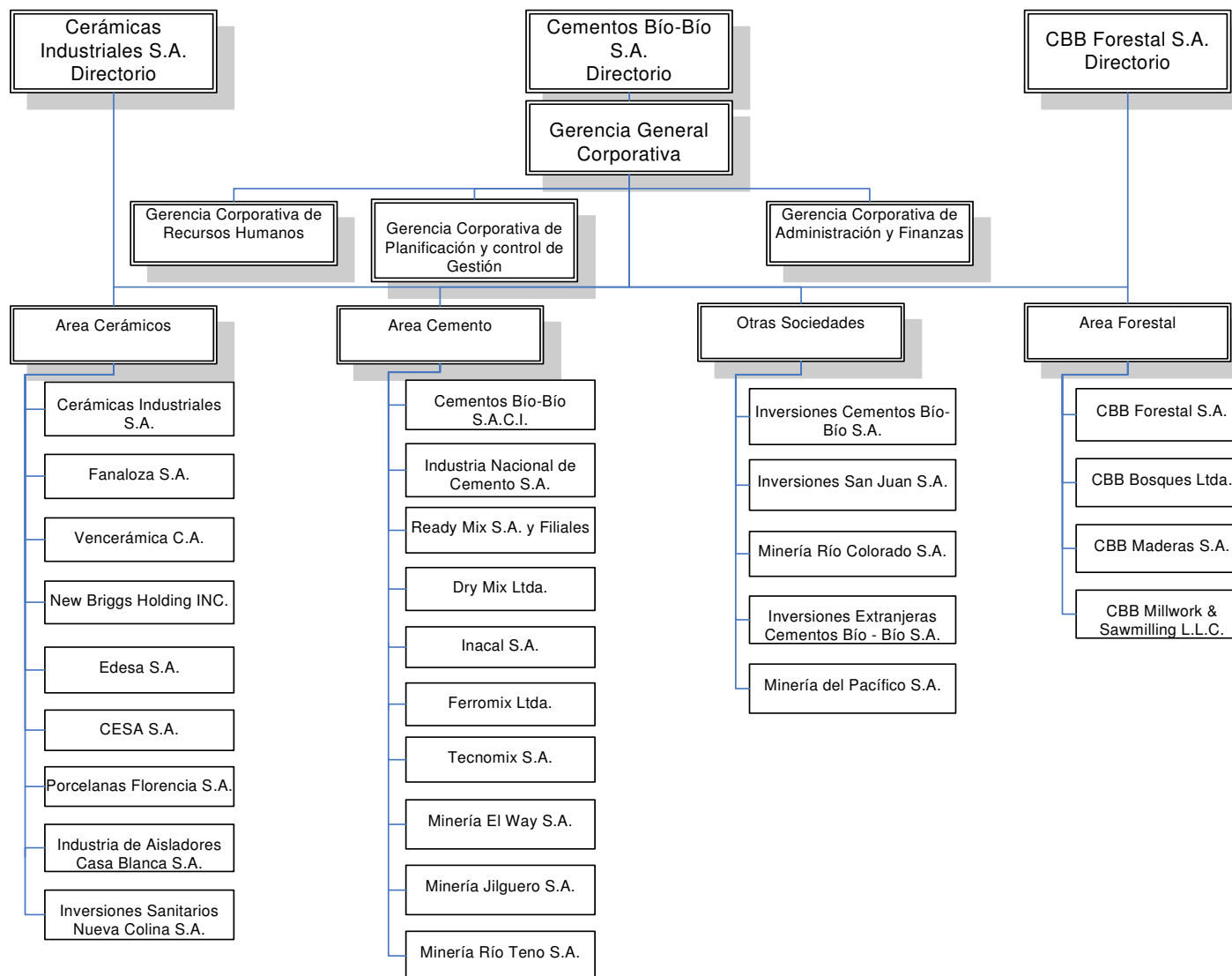


Figura 1: Organización y estructura de propiedad, de CEMENTOS BÍO-BÍO S.A. (Fuente: 45º Memoria Anual y Estados Financieros 2005, Cementos Bío-Bío S.A.)

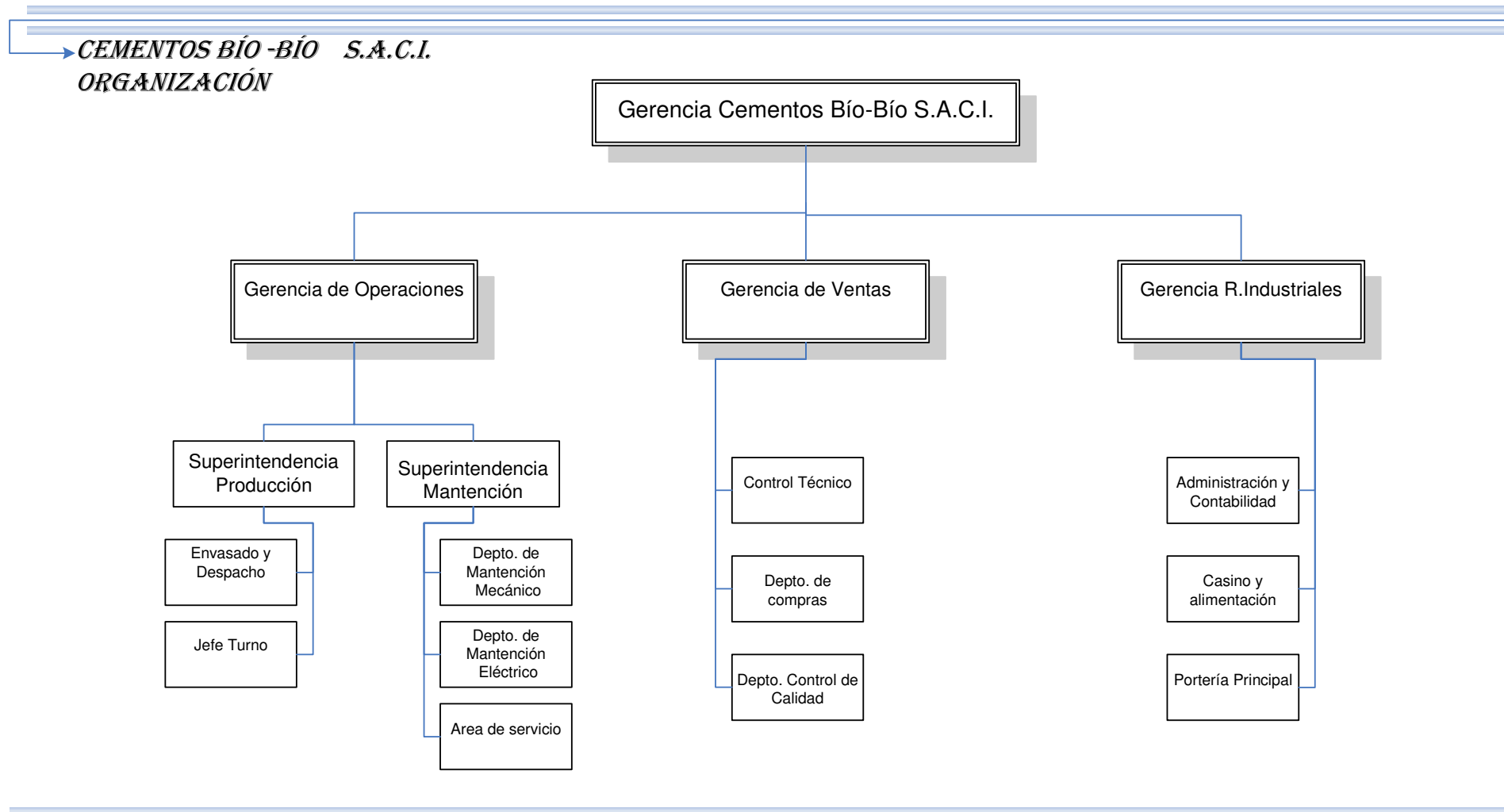


Figura 2: Organigrama CEMENTOS BÍO-BÍO S.A.C.I. (Fuente: 45º Memoria Anual y Estados Financieros 2005, Cementos Bío-Bío S.A.)

I.2) DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FABRICACIÓN DEL CEMENTO

En la fabricación del cemento se distinguen dos etapas:

- Fabricación del clínker
- Molienda de Cemento

La molienda puede ser de clínker más un pequeño porcentaje de yeso (Cemento Portland), o una molienda de clínker más una adición potencialmente hidráulica (escoria de alto horno, puzolana, ceniza volante, etc.) y yeso en el caso de producir cementos con adiciones.

Antes de pasar a la descripción del proceso, se definen los términos de: Cemento, Cemento Portland y clínker.

Cemento: Es un material pulverizado que por adición de una cantidad determinada de agua forma una pasta conglomerante que puede endurecer tanto bajo el agua, como en el aire (según la Norma Chilena NCh 148 Of68). Dentro de éstos se encuentran los Cementos Portland, que son la base de fabricación para los otros con adiciones, como el Puzolánico, siderúrgico, con ceniza volante, etc.

Cemento Portland: El que se obtiene por molienda conjunta de clínker y yeso (NCh 148 of68).

Clínker: Producto constituido principalmente por silicatos cálcicos. Este se obtiene por calentamiento hasta una T° no menor a la de fusión de una homogénea y fina mezcla de elementos entre los que se encuentran principalmente Óxidos de calcio (CaO) y Silicio (SiO₂), y por óxidos de aluminio (Al₂O₃) y Fierro (Fe₂O₃) en proporciones menores (NCh 148 of68).

I.2.1.- Materias Primas:

Las materias primas deben contener principalmente óxidos de calcio y de silicio y, en proporciones menores, óxidos de aluminio y de fierro, estando muy bien combinadas en proporciones adecuadas.

El carbonato de calcio (CaCO_3), de donde se obtendrá el óxido de calcio, se obtiene de depósitos calcáreos ricos en carbonato (calizas, depósitos de conchuelas, etc.). Este elemento se descompone a altas temperaturas en cal (CaO) y anhídrido carbónico (CO_2), de acuerdo a la reacción:



Los óxidos de silicio, de aluminio y de fierro se pueden obtener de las arcillas, o de otros materiales que los contienen, como la escorias de alto horno. También se puede dar el caso que el mineral calcáreo contenga estos óxidos como impurezas en cantidades tales que no es necesario utilizar arcillas.

MATERIAL	SIMBOLOGÍA	NOMBRE	SEUDÓNIMO
Calcáreos (Caliza)	CaO	Óxido de calcio	Cal
Escoria de A. Horno	SiO_2	Óxido de silicio	Sílice
Escoria de A. Horno	Al_2O_3	Óxido de Aluminio	Alúmina
Escoria de A. Horno	Fe_2O_3	Óxido de Fierro	
Corrector de dosific.	SiO_2	Óxido de silicio	
Corrector de dosific	Al_2O_3	Óxido de Aluminio	
Corrector de dosific	Fe_2O_3	Óxido de Fierro	

Tabla 1: Materiales utilizados en la fabricación del cemento (**Fuente:** Cement Manufacturer's Handbook, Kurt E. Peray)

Obs: De la Arcilla también se pueden obtener los mismos materiales que de la Escoria de Alto Horno.

I.2.2.- Tratamiento Primario de Materias Primas

Dependiendo de la naturaleza de las materias primas y de las condiciones en que llegan a la planta de cemento, pueden sufrir uno o varios tratamientos primarios, como:

- Harneado
- Reducción de tamaño
- Prehomogeneización

- Secado
- Concentración de carbonato
- Selección de acuerdo a composición química o características físicas.

El Harneado: Su objetivo es separar los trozos de sobretamaño. En el caso de la escoria de alto horno, en este tratamiento se separa las partículas de tamaño superior a 10 mm, muchas veces contaminadas con fierro.

I.2.3.- Dosificación de materias Primas

La calidad del clínker depende de los compuestos mineralógicos que se formen, y estos dependen del porcentaje en que se encuentren los óxidos antes mencionados.

Para dosificar un crudo, es necesario considerar:

- Definir el tipo de Clínker que se desea obtener.
- Conocer el análisis químico de las materias primas.
- Tener presente que la cantidad de óxidos agregados condicionan la calidad final del Clínker, y la operación del Horno (formación de costra, exceso de cal libre, etc.)
- Conocer las características y cantidad de los materiales que se pueden agregar en el proceso.

Todos estos aspectos obligan a tener en cuenta algunas relaciones:

Módulo hidráulico:
$$MH = \frac{CaO}{SiO_2 + Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

Módulo de silicato:
$$MS = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

Módulo de alúmina:
$$MA = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3}$$

Estándar de cal:
$$EC = \frac{100CaO}{2.8SiO_2 + 1.1Al_2O_3 + 0.7Fe_2O_3}$$

Tanto los porcentajes de óxidos, como sus relaciones, deben ser estrictamente controlados.

I.2.4.- Molienda de Crudo

La molienda, que puede realizarse en húmedo o en seco, tiene por objeto reducir de tamaño las materias primas a un estado pulverulento para hacerlas químicamente reactivas. En forma simultánea, se obtiene el mezclado de los diferentes materiales.

Si se utiliza la molienda seca (caso particular de Cementos Bío-Bío), ésta se realiza en molino de bolas, de dos o tres cámaras. Se obtiene en ellos un polvo fino de tamaño inferior a 100 micrones.

I.2.5.- Homogeneización

La homogeneización consiste en mezclar los distintos materiales, de manera tal que cuando se extraiga cualquier porción de la mezcla, los materiales deben estar presentes en las proporciones previstas.

Una mala homogeneización, puede dar lugar a un clínker de mala calidad, conducir a errores en los cambios de dosificación, dificultar la operación del horno, e impedir las reacciones químicas de formación del clínker.

2.6.- Almacenamiento de Crudo

En toda planta cementera, se debe disponer de silos de almacenamiento para asegurar la no detención del horno, puesto que este equipo es el más caro y debe funcionar de manera continua frente a una detención del molino de crudo.

I.2.7.- Calcinación

Esta es la etapa más importante en el proceso de fabricación de clínker. Los materiales homogeneizados se calientan hasta llegar a la temperatura de fusión incipiente (parte del material se funde, mientras el resto continúa en estado

sólido), para que se produzcan las reacciones que dan lugar a la formación de compuestos mineralógicos del clínker. La temperatura de clinquerización fluctúa entre 1400 y 1500 °C.

I.2.8.- Enfriamiento de Clínker

Al salir del horno, el clínker se debe enfriar rápidamente para evitar la descomposición del silicato tricálcico, en silicato dicálcico y cal libre. El enfriamiento se hace con aire que pasa a través de sistemas de parrilla móvil, parrilla fija o tubos planetarios, que giran solidarios al horno. De aquí, el clínker sale con una temperatura inferior a los 150 °C. El clínker debe enfriarse en lo posible hasta temperatura ambiente, con el objeto de entrar frío al molino.

I.2.9.- Almacenamiento del Clínker

El almacenamiento se debe hacer en lugares libres de contaminación o contacto con agua, ya que se puede producir una hidratación parcial de los compuestos potenciales. Sin embargo, pequeñas cantidades de agua pueden ser beneficiosas para hidratar la cal libre superficial y la magnesia, disminuyendo de esta forma su efecto nocivo.

I.2.10.- Molienda de Cemento

Esta consiste en reducir el clínker, yeso y otros componentes (dependiendo del tipo de cemento a fabricar), a polvo fino, de tamaño inferior a 150 micrones.

Generalmente la molienda se realiza en molinos de bolas, que consisten en tubos de acero divididos en dos o tres cámaras, dentro de las cuales se colocan bolas de acero que ocupan 1/3 del volumen aproximadamente. El molino gira y arrastra las bolas de acero, estas chocan entre ellas y contra la pared del tubo, provocando la trituración y pulverización de los materiales.

Los molinos de circuito cerrado, cuentan además con separadores. Estos tienen la función de separar las partículas finas que cumplen con el grado de

molienda previsto, para entregarlas como producto terminado, enviando de nuevo al molino las partículas gruesas.

I.2.11.- Almacenamiento de Cemento

El producto que completó su etapa de fabricación en el molino de cemento, es almacenado en un silo de hormigón hermético. Estos poseen equipos que permiten una constante agitación para evitar la decantación de los granos gruesos, y mantener la homogeneidad de la mezcla. El cemento se puede mantener en ellos por periodo de seis meses sin sufrir alteraciones por efecto de humedad y segregación.

I.2.12.- Envasado y Despacho

El cemento se puede despachar en bolsas de papel o a granel.

Las Bolsas de papel deben cumplir con ciertos requisitos de resistencia e impermeabilidad, fabricándose con un mínimo de tres pliegos y un máximo de seis.

El transporte a granel se hace en depósitos que pueden ser herméticos, los cuales se descargan con inyección de aire, o en recipientes que se descargan por volteo.

I.3) TIPOS DE CEMENTOS NORMALIZADOS EN CHILE

Los tipos de cementos existentes en nuestro país, se definen de acuerdo a las normas Chilenas INDITECNOR (Instituto Nacional de Investigaciones Tecnológicas y Normalización).

I.3.1.- Cemento Portland:

Es el producto que se obtiene de la molienda conjunta de clínker y yeso, puede aceptar hasta un 3% de materias extrañas, excluido el sulfato de calcio hidratado.

I.3.2.- Cemento Siderúrgico:

- Cemento Portland Siderúrgico: Es el cemento en cuya composición entrará escoria básica granulada de alto horno, en una proporción no mayor al 30% en peso del producto terminado.
- Cemento Siderúrgico: Es el cemento que en su composición entrará escoria granulada de alto horno, en una proporción comprendida entre el 30% y el 75% del producto terminado.

I.3.3.- Cemento con agregado tipo A:

En el se encuentran el cemento con agregado tipo A, y el cemento Portland con agregado tipo A.

I.3.4.- Cemento Puzolánico:

En el se encuentran el cemento puzolánico y el cemento portland puzolánico. En sus composiciones se adiciona entre el 30 y 50%, y menor al 30% de puzolana respectivamente.

I.3.5.- Cemento para fines especiales:

Cemento que lleva en su composición productos empleados normalmente en la fabricación del cemento, pero cuyos requisitos y propiedades se establecen por acuerdo previo entre productor y consumidor.

CAPITULO II:

“DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA”

II.1) INTRODUCCIÓN

Este tema se origina en Cementos Bío-Bío S.A.C.I., en el marco de la actual política del ahorro energético.

Particularmente, la problemática es planteada por el área técnica de dicha empresa, quienes por la labor que desempeñan, se ven en la obligación de generar estudios y soluciones a este conflicto, que si bien es cierto, todavía no está en su máximo desarrollo, se presentará en el corto plazo como una de las complicaciones con atención prioritaria en la búsqueda de soluciones para el ahorro de la energía consumida.

El consumo de energía en una planta cementera es uno de los principales costos en los que se debe incurrir para la obtención del cemento. El uso de combustibles y de energía eléctrica para el funcionamiento de sus equipos es primordial para el cumplimiento de su labor, generándose la prioridad antes mencionada para la búsqueda de soluciones al masivo consumo de energía.

II.2) DESCRIPCIÓN

La escoria de alto horno, proveniente de la compañía Siderúrgica Huachipato, como un insumo obligatorio en el producto fabricado por cementos Bío-Bío S.A.C.I., debe cumplir características de humedad muy rigurosas, que necesariamente deben ser otorgadas en el proceso de secado de la misma por medio de equipos secadores de escoria presentes como activos físicos en la planta.

La escoria fundida al salir de alto horno, es enfriada con agua, captando una humedad característica del 20 al 30% (base seca). Luego, debe ser transportada por medio de camiones hasta la planta de Cementos Bío-Bío S.A.C.I., donde debe pasar por el proceso de secado para llegar a una humedad no mayor al 3%. Los costos, que abarcan el uso de gases de recuperación, ventiladores y calor directo de combustión, ascienden a cifras que se cree pueden ser reducidas sustancialmente mediante equipos o técnicas más eficientes. Alternativas como, ventiladores más eficientes, evaluaciones del proceso a contra

flujo, alargamiento físico de los secadores, nacen como ideas de cambio al proceso actual. Es aquí entonces, donde la tarea de evaluar y encontrar alguna propuesta de cambio para este proceso se hace evidente, y permite imaginar soluciones alternativas a las ya existentes.

II.3) ALCANCES

- El presente proyecto, sólo se limitará a la búsqueda de alguna alternativa de cambio en el proceso de secado de escoria, que permita una mejor utilización de los gases actualmente utilizados.
- Por razones de sentido práctico, y luego de presentar las ecuaciones correspondientes, la obtención de las propiedades del aire húmedo se hará con el software **EES**. El programa correspondiente se adjunta en la sección de Anexos.
- Algunos datos de producción y la evaluación económica, quedan sujetos a alteraciones, en respuesta a la restricción de “Confidencialidad de datos” que fue solicitada al comienzo del presente estudio.

II.4) OBJETIVOS

II.4.1.- Objetivos generales

Este estudio tiene por objetivo el proponer alternativas de uso más eficiente de la energía utilizada en el proceso de secado de la escoria proveniente de alto horno, con la correspondiente evaluación económica de la misma. Además, pretende ser la base de estudios posteriores para la materialización de cualquiera de las alternativas que aquí se propondrán.

II.4.2.- Objetivos específicos

- Conocer y presentar el esquema del proceso de secado de escoria, con los equipos que involucre.
- Evaluar la situación actual del proceso, con los correspondientes costos, balances de masa y energía, y proyección de costos para años venideros.

- Evaluar alternativas de proceso desde el punto de vista técnico, para proponer como cambio al proceso actual.
- Evaluar económicamente las alternativas propuestas.
- Definir la o las alternativas óptimas a considerar para el cambio en el proceso de secado de la escoria.

CAPITULO III:

“SECADORES ROTATORIOS”

III.1) INTRODUCCIÓN

El secado es una operación en donde se transfiere el líquido contenido en un sólido húmedo a una fase gaseosa no saturada. Cuando un material se seca, se transfiere calor principalmente desde la masa de aire al sólido para evaporar el líquido. Este proceso se mantiene mientras la presión parcial de vapor del aire, sea menor a la del vapor contenido en el sólido.

El secador rotatorio es utilizado para el secado de partículas en la industria, clasificándose en función del tamaño de partícula. Su inversión en capital es moderada, y puede operar durante años sin problemas de mantenimiento, alcanzando una eficiencia térmica entre el 50% y 85%, dependiendo del secador.

Este equipo consiste en una coraza cilíndrica sostenida sobre engranes, de manera que pueda girar sobre su propio eje. Está montado con una pequeña inclinación respecto a la horizontal, y provisto de aletas en su interior, que permiten el avance de los sólidos hasta la salida del cilindro. Los gases utilizados para secar, reciben la energía de medios como la quema de algún combustible o intercambiadores de calor que entregan la energía a los gases.

El gas utilizado como medio de secado, puede fluir en paralelo o a contracorriente con respecto al flujo del sólido a secar. Este gas, puede ser el remanente de algún proceso al interior de la industria, como es el caso de uno de los secadores de Cementos Bío-Bío S.A.C.I. (secador Haas), o puede tener su propia cámara de combustión, donde se le proporciona el calor al gas a utilizar como medio de secado, que es el otro secador que posee Cementos Bío-Bío (Secador Allis).

A continuación, se muestra un ejemplo típico de secador rotatorio:

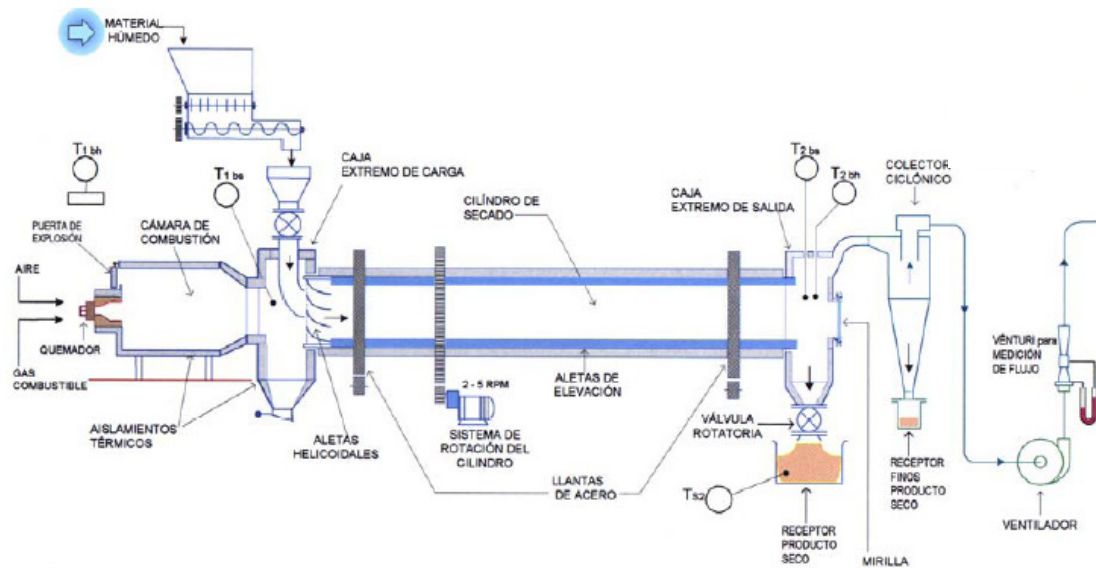


Figura 3: Secador rotatorio típico (similar al secador Allis presente en Cementos Bío-Bío S.A.C.I.). Este modelo incluye una cámara de combustión, con un quemador de combustible líquido o gaseoso.

La escoria de alto horno utilizada en el proceso de fabricación de cemento, en Cementos Bío-Bío, es traída desde Huachipato por medio de camiones dedicados al transporte de ésta.

Como se dijo en capítulos anteriores, este insumo aporta elementos como óxidos de silicio, aluminio y fierro, a la fabricación del cemento.

La escoria viene con una humedad cercana al 30% (b.s.), producto que al salir de alto horno es enfriada con agua; Y debe ser disminuida a un 3% como mínimo, mediante secadores instalados en una nave vecina a la del Horno F.L.Smith. en Cementos Bío-Bío.

Esta disminución de humedad es necesaria entre otras cosas, por la complicación que se genera en la molienda horizontal, donde dicho material se adhiere en las paredes del molino, generando problemas en el proceso.

III.2) SECADOR HAAS

Uno de los secadores utilizados en el proceso de secado de escoria siderúrgica es el secador HAAS, que corresponde a una unidad rotatoria con forma de tambor. Esta unidad está soportada por dos llantas, 4 polines, y es accionado por un motor reductor que le da un giro de 3.5 rpm. (Aproximadamente)

La escoria húmeda ingresa al secador junto a un flujo de gas caliente paralelo (en el mismo sentido de la escoria) proveniente de una mezcla entre gases del Horno F.L.S. y el enfriador Coolax (Equipo que a la salida del horno, refrigera el clínker mediante aire ambiental impulsado por ventiladores). Esta escoria húmeda comienza su secado, avanzando a través del secador por causa de una inclinación del 2.5%, y por la existencia de aletas y rulos (levantadores semicirculares) que se encargan de levantar el material para que el flujo de aire caliente pueda tener contacto con la superficie de la partícula de escoria.

A la salida del secador Haas, la escoria seca es recibida por un tornillo sin fin (J03), el cual transporta este material hacia una cinta que posee un sensor de humedad, llevando así un control exhaustivo de la humedad en el insumo de salida.

El secador Haas tiene una producción nominal de 35 (T/h), y corresponde a un equipo con dimensiones de 2800 mm de diámetro, y 19100 mm de largo.



Figura 4: Salida del secador Haas. Aquí se muestran las dos clases de levantadores presentes en este equipo.

III.3) SECADOR ALLIS

El secador Allis, al igual que el Haas, es una unidad que tiene como objetivo principal el secado de la escoria siderúrgica básica granulada. La humedad de salida de la escoria no deberá ser mayor al 3%, la cual es monitoreada por un sensor ubicado en la cinta transportadora de salida U-300.

El secador consiste en un tambor rotatorio soportado por dos llantas, y accionado por un motor reductor en uno de sus costados. En uno de sus extremos, el flujo de aire caliente es generado por un ventilador y un quemador de combustible líquido (Fuel Oil 6). El material es introducido por un extremo, de forma paralela y en igual sentido que el flujo de aire caliente.

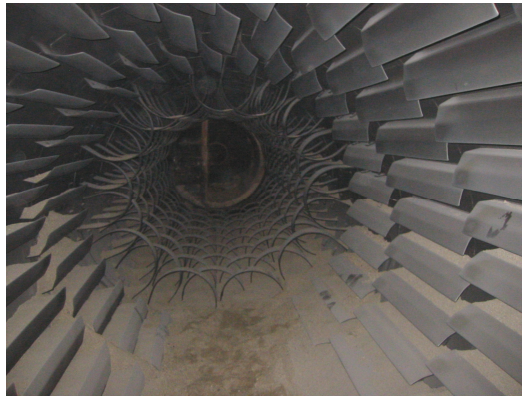


Figura 5: Salida del secador Allis. Aquí se muestran las dos clases de levantadores presentes en este equipo.

CAPITULO IV:

“ANÁLISIS DEL FUNCIONAMIENTO ACTUAL DE LOS SECADORES”

Se dice que cuando existe un problema, si se conoce la causa, el 50% de éste ya está solucionado. Por esta razón, el análisis del funcionamiento actual de los equipos, corresponde al paso inicial que abrirá la puerta para encontrar una solución al problema planteado.

En los siguientes ítemes, se analizarán los secadores rotatorios existentes en la planta.

IV.1) ANALISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL DEL SECADOR HAAS.

En esta sección se analizará el secador Haas en base a datos obtenidos de informes hechos por empresas externas, obteniendo para él balances de energías y masas, caídas de T° , tiempo de residencia, etc.

Este secador, como ya se mencionó anteriormente, recibe una mezcla de gases provenientes del enfriador de clinker y los gases remanentes de la calcinación en el horno FLS (figura 6). Por la acción de esta mezcla de gases, la escoria es secada idealmente a humedades inferiores a 3% (base seca), lo que la deja en condiciones de ser utilizada en procesos posteriores.

Cabe mencionar que el aislamiento de conductos existente se encuentra en mal estado, lo que permite una caída de T° superior a la que se obtendría si consideráramos la mezcla desde el inicio.

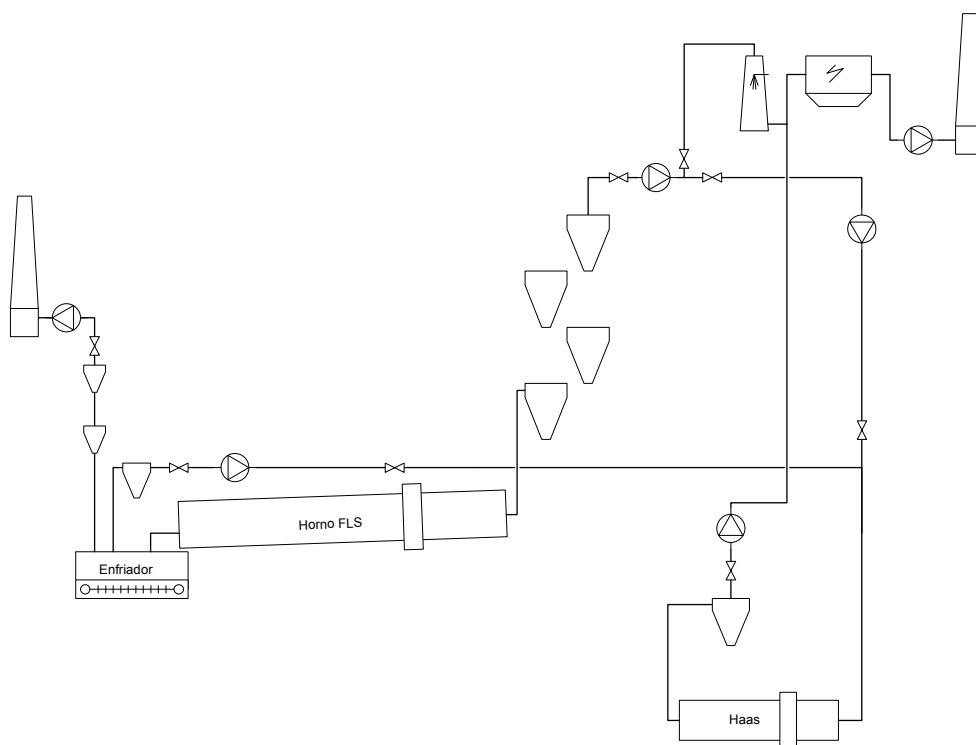


FIGURA 6: Diagrama de conductos convergentes al Secador Haas (Fuente: Elaboración Propia)

Por esta razón, y para no alterar la cantidad de masa de aire seco que entra al proceso, se obtendrá la misma mediante la suma de las masas provenientes del enfriador y el Horno. Luego, solo se considerarán los datos entregados por sala de control, a la salida y entrada del secador.

Los datos para los cálculos relacionados a este secador, son:

Gases a mezclar, provenientes de:

	ENFRIADOR	HORNO
TBS (°C)	430	359
TBH (°C)	71	81
Flujo de aire húmedo (m ³ /h)	62.398	149.972

Tabla 2: Medición para gases provenientes del enfriador y el horno FLS (Fuente: Elaboración Propia)

Entrada y salida del secador Haas:

	ENTRADA	SALIDA
TBS (°C)	345	139
TBH (°C)	61	60
Flujo de gas húmedo (m ³ /h)	--	134.692
Velocidad del gas (m/s)	--	19,3
Diámetro del conducto (m)	--	1,570

Tabla 3: Datos de entrada y salida del secador Haas (Fuente: Elaboración Propia)

Estos datos fueron los informados por sala de control y la empresa externa, para la salida y entrada del secador Haas.

Datos relacionados con la escoria:

Tº de entrada de la escoria (°C)	25
Flujo de escoria húmeda a la entrada (T/h)	32
Humedad en base seca de entrada (%)	29
Humedad en base seca de salida (%)	2,9
Granulometría escoria (mm)	1
Densidad del grano (g/cm ³)	3
Densidad bulk (g/cm ³)	0,808
Calor específico escoria seca (kcal/kg -°C)	0,19

Tabla 4: Datos relacionados a la escoria de entrada y salida del proceso (Fuente: Elaboración Propia)

Luego, para la obtención de la masa seca entrante al secador, se utilizan los gases provenientes del enfriador y el Horno. Las ecuaciones utilizadas, en el orden planteado, son:

$$P_{S_{TBH}} = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{TBH+231,667}} \quad (kPa) \quad (Ec.1)$$

$$P_v = P_{S_{TBH}} - \frac{101,325 - P_{S_{TBH}}}{1570 - 1,44 \cdot TBH} \cdot (TBS - TBH) \quad (kPa) \quad (Ec.2)$$

$$W = 0,622 \cdot \frac{P_v}{101,325 - P_v} \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ seco}} \right) \quad (Ec.3)$$

$$v_{a.h.} = \left(0,287 \cdot \frac{(TBS + 273)}{101,325} \right) \cdot \left(1 + \frac{W}{0,622} \right) \left(\frac{m^3}{kg} \right) \quad (Ec.4)$$

$$\rho_{a.h.} = \frac{1}{v_{a.h.}} \left(\frac{kg}{m^3} \right) \quad (Ec.5)$$

$$\dot{m}_{a.s.} = \frac{\rho_{a.h.} \cdot \dot{V}_{a.h.}}{3.600} \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (Ec.6)$$

En efecto, y en base a la tabla 2, se tiene:

ENFRIADOR	HORNO
$P_s = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{71+231,667}} = 32,52(kPa)$	$P_s = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{81+231,667}} = 49,25(kPa)$
$P_v = 32,52 - \frac{101,325 - 32,52}{1570 - 1,44 \cdot 71} \cdot (430 - 71) = 15,69(kPa)$	$P_v = 49,25 - \frac{101,325 - 49,25}{1570 - 1,44 \cdot 81} \cdot (359 - 81) = 39,29(kPa)$
$W = 0,622 \cdot \frac{15,69}{101,325 - 15,69} = 0,1139 \left(\frac{kg_v}{kg_{a.s.}} \right)$	$W = 0,622 \cdot \frac{39,29}{101,325 - 39,29} = 0,3939 \left(\frac{kg_v}{kg_{a.s.}} \right)$
$v_{a.h.} = \left(0,287 \cdot \frac{(430 + 273)}{101,325} \right) \cdot \left(1 + \frac{0,1139}{0,622} \right) = 2,35 \left(\frac{m^3}{kg} \right)$	$v_{a.h.} = \left(0,287 \cdot \frac{(359 + 273)}{101,325} \right) \cdot \left(1 + \frac{0,3939}{0,622} \right) = 2,92 \left(\frac{m^3}{kg} \right)$
$\rho_{a.h.} = \frac{1}{2,35} = 0,424 \left(\frac{kg}{m^3} \right)$	$\rho_{a.h.} = \frac{1}{2,92} = 0,342 \left(\frac{kg}{m^3} \right)$
$\dot{m}_{a.s.} = \frac{0,424 \cdot 62.398}{3600} = 7,36 \left(\frac{kg}{s} \right)$	$\dot{m}_{a.s.} = \frac{0,342 \cdot 149.972}{3600} = 14,25 \left(\frac{kg}{s} \right)$

Luego, las masas de aire seco que salen del enfriador y el horno, son de 7,36 (kg/s) y 14,25 (kg/s) respectivamente.

Conociendo estos flujos, se puede obtener mediante la suma de ellos, la masa de aire seco entrante al secador Haas (en adelante \dot{m}_1). En efecto,

$$m_1 = 7,36 + 14,25 = 21,61 \left(\frac{kg}{s} \right)$$

Entonces, conocido el flujo de aire seco a la entrada, más los datos tabulados anteriormente, se puede seguir con el análisis de la situación actual del secador.

IV.1.1.- Caída de Tº por calentamiento de las partículas

Como se dijo en los alcances de este proyecto, por razones de sentido práctico, las propiedades del aire húmedo que se obtengan en adelante, serán calculadas utilizando el software EES, presentando previamente la ecuación relacionada para la obtención de estas propiedades.

Una de las características del aire de proceso, es su entalpía. Esta energía interna, que involucra la energía por unidad de masa del aire seco y el vapor, se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$h = T + W \cdot (2501 + 1,8 \cdot T) \quad \left(\frac{kJ}{kg} \right) \quad (\text{Ec.7})$$

Conocida la expresión para el cálculo de la entalpía, y realizando operaciones similares al recuadro anterior, las propiedades del aire para la entrada y salida del secador son las siguientes:

	ENTRADA (Punto 1)	SALIDA (Punto 2)	Ec.
TBS (°C)	345	139	--
TBH (°C)	61	60	--
Flujo de gas húmedo (m ³ /h)	--	134692	--
Velocidad del gas (m/s)	--	19,3	--
Diámetro del conducto (m)	--	1,570	--
Presión de saturación a TBH (kPa)	20,87	19,93	Ec.1
Entalpía (kJ/kg)	455,44	450,31	Ec.7
Humedad específica (kg v/kg a.s.)	0,03537	0,1132	Ec.3
Densidad del aire húmedo (kg/m³)	0,541	0,725	Ec.5
Flujo de aire seco (kg/s)	21,61	27,13	Ec.6
Flujo de vapor (kg/s)	0,76	3,07	Ec.8

Tabla 5: Características y propiedades del aire a la entrada y a la salida del secador Haas (Fuente: Elaboración Propia)

El flujo de vapor, corresponde a un porcentaje de agua en el aire, representado por la expresión:

$$\dot{m}_v = \dot{m}_{a.s.} \cdot W \quad \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (Ec.8)$$

Se observa en la tabla 5, que la cantidad de aire seco que entra es menor que la que sale. En teoría, y en un sistema perfectamente sellado, estas masas deberían ser iguales; pero en la realidad, las fallas en los sellos, orificios en las líneas que transportan los gases, etc., alteran estas masas, generándose el denominado “aire falso”. Este aire influye en los resultados finales del producto, produciendo de cualquier forma (ya sea que se filtre aire al proceso, o que se pierda aire del proceso) un control ineficiente sobre el producto final.

La energía del aire que entra al proceso, se ve disminuida en primera instancia por el necesario calentamiento de las partículas húmedas y frías, que requieren llegar a la T^o de bulbo húmedo (TBH) para comenzar a eliminar el agua presente en ellas. Por lo tanto el enfriamiento del aire se produce de manera sensible (sin variación de la humedad), afectando solo a la T^o de él. Las ecuaciones utilizadas para este fenómeno se presentan a continuación:

Calor específico de la escoria húmeda:

$$Cp_{\text{sólido húmedo}} = \frac{Cp_{\text{sólido seco}} + \%H_{\text{sólido húmedo}} \cdot Cp_{\text{agua}}}{1 + \%H_{\text{sólido húmedo}}} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right) \quad (\text{Ec. 9})$$

Cabe recordar que si el calor específico de la escoria o del agua es introducido en kcal, se debe utilizar el factor de conversión equivalente a 4,187 (kJ /kg K).

Entalpía resultante de la caída de T° (h'):

$$Qp = Q_{\text{gas}}$$

$$Qp = \dot{m}_{\text{sólido húmedo}} \cdot Cp_{\text{sólido húmedo}} \cdot (TBH - Tpe) \quad \text{y} \quad Q_{\text{gas}} = \dot{m}_{\text{gas}} \cdot (h - h')$$

Igualando se obtiene:

$$\dot{m}_{\text{sólido húmedo}} \cdot Cp_{\text{sólido húmedo}} \cdot (TBH - Tpe) = \dot{m}_{\text{gas}} \cdot (h - h') \quad (\text{Ec. 10})$$

Finalmente, la entalpía resultante del aire luego del calentamiento de las partículas es:

$$h' = h - \frac{\dot{m}_{\text{sólido húmedo}} \cdot Cp_{\text{sólido húmedo}} \cdot (TBH - Tpe)}{\dot{m}_{\text{gas}}} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) \quad (\text{Ec. 11})$$

Luego, con la nueva entalpía del aire se obtiene la nueva T° de trabajo para el proceso de secado de la escoria, mediante la ecuación número 7.

Una Gráfica representativa de las temperaturas en el interior del secador es la siguiente:

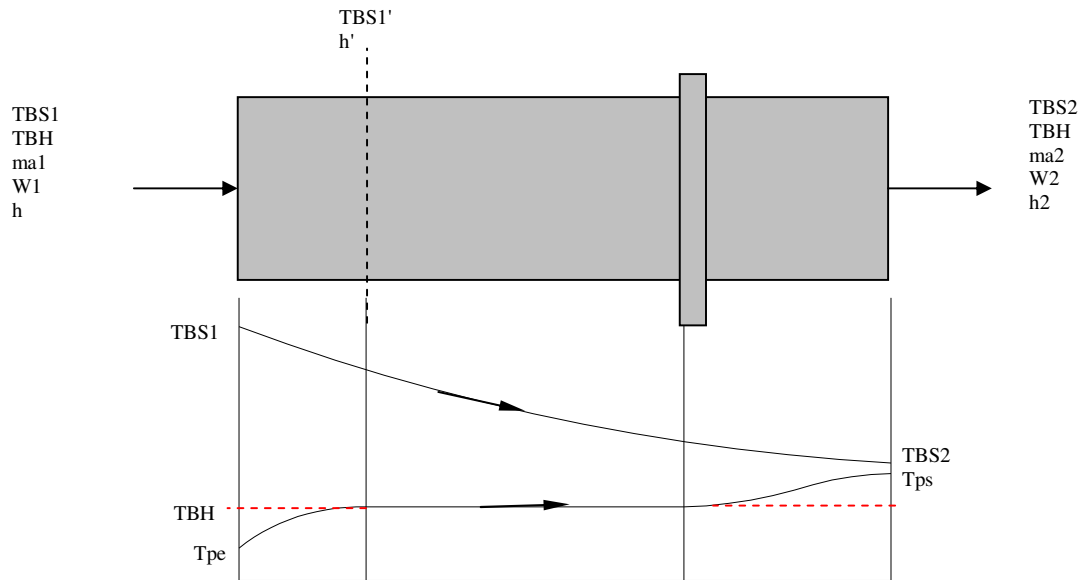


Figura 7: Esquema del comportamiento de las T° , para el aire del proceso y el producto a secar, a lo largo del cilindro secador.

Donde:

- $TBS1$: Temperatura de bulbo seco a la entrada del secador
- $TBS1'$: Temperatura de bulbo seco, resultante del enfriamiento sensible
- $TBS2$: Temperatura de bulbo seco a la salida del secador
- TBH : Temperatura de bulbo húmedo a la entrada del secador
- $ma1$: Masa de aire seco a la entrada del secador
- $ma2$: Masa de aire seco a la salida del secador
- $W1$: Humedad específica del aire a la entrada del secador
- $W2$: Humedad específica del aire a la salida del secador
- h : Entalpía del aire a la entrada del secador
- h' : Entalpía del aire, resultante del enfriamiento sensible
- $h2$: Entalpía del aire a la salida del secador
- Tpe : Temperatura de la escoria a la entrada del secador
- Tps : Temperatura de la escoria a la salida del secador

En la figura 7, se ve el comportamiento de la temperatura en el producto y en el aire del proceso. Se puede notar en la primera fase una caída de la $TBS1$ a una $TBS1'$, que corresponde al enfriamiento sensible del aire. En esta misma fase, la escoria sube su temperatura, alcanzando una TBH un poco menor que la de entrada al proceso. Cabe mencionar, que debido a la alta temperatura presente en el aire, este fenómeno se lleva a cabo casi instantáneamente.

Aplicando las ecuaciones 9 y 11; y los datos en las tablas 4 y 5, se obtiene:

$$Cp_{\text{sólido húmedo}} = \frac{Cp_{\text{sólido seco}} + \%H_{\text{sólido húmedo}} \cdot Cp_{\text{agua}}}{1 + \%H_{\text{sólido húmedo}}} = \frac{0,19 \cdot 4,187 + 0,29 \cdot 4,187}{1 + 0,29} = 1,558 \left(\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ K} \right)$$

$$h' = h - \frac{\dot{m}_{\text{sólido húmedo}} \cdot Cp_{\text{sólido húmedo}} \cdot (TBH - Tpe)}{\dot{m}_{\text{gas}}} = 455,44 - \frac{32.000 \cdot 1,558 \cdot (61 - 25)}{21,61 \cdot 3600} = 423,37 \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

Por lo tanto, la nueva entalpía del aire corresponde a 423.37 (kJ/kg). Con esta nueva entalpía, la Humedad específica del aire de entrada al proceso y la Ec. 7, es posible determinar la TBS1'. En efecto:

$$423,37 = T + 0,03537 \cdot (2501 + 1,8 \cdot T)$$

$$T = 323,3^\circ C$$

La caída de Tº corresponde a 21.7º, dejando una nueva TBS correspondiente a 323.3º. Con esta nueva TBS, es posible determinar la nueva TBH del proceso. Esta temperatura, es posible obtenerla mediante un proceso iterativo, utilizando la ecuación de Carrier (Ec. 2), o el programa EES. En esta ocasión, se hará de manera iterativa, pero en lo sucesivo se utilizará el software ya mencionado.

Por lo tanto, sabiendo que la humedad específica del aire no cambia, pues este sufre un enfriamiento sensible, se puede utilizar la presión parcial del vapor anterior al enfriamiento sensible del aire mediante la Ec. 3:

$$W = 0,622 \cdot \frac{P_v}{101,325 - P_v} \left(\frac{kg_{\text{vapor}}}{kg_{\text{aire seco}}} \right)$$

$$0,03537 = 0,622 \cdot \frac{P_v}{101,325 - P_v}$$

$$P_v = \frac{\frac{0,03537}{0,622} \cdot 101,325}{\frac{0,03537}{0,622} + 1} = 5,45(kPa)$$

Ahora podemos realizar la iteración correspondiente en busca de la nueva TBH, con las ecuaciones 1 y 2. Reemplazando 1 en 2, queda:

$$P_v = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{TBH+231,667}} - \frac{101,325 - 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{TBH+231,667}}}{1570 - 1,44 \cdot TBH} \cdot (TBS - TBH) \quad (kPa)$$

Luego, sabemos que la TBS es de 323.3 °C, y tenemos que encontrar una TBH que nos de una presión parcial del vapor igual a 5.45 (kPa), entonces:

TBH	Pv resultante (kPa)	Pv
59	4.38	5.45 (kPa)
61	6.63	
59.97	5.45	

Luego, la TBH resultante del enfriamiento sensible, corresponde a **59.97°C**, que aproximado serian **60°C**.

IV.1.2 Balance de masas y energía

Para el balance de masas y energía, se necesita conocer todas las masas entrantes y salientes al secador, al igual que las temperaturas de entrada y salida del producto y el aire del proceso.

Una de las temperaturas que se debe suponer, por la dificultad de medición y variación que ésta presenta, es la correspondiente a la de la partícula al salir del secador. Para esto se utilizará la siguiente relación, con base en la figura 7:

$$\frac{T_{ps} - TBH}{TBS_2 - TBH} = K \quad (Ec.12)$$

Donde,

Tps : Temperatura de salida del proceso, para la partícula de escoria.

TBH : Temperatura de bulbo húmedo del aire de proceso.

TBS₂ : Temperatura de bulbo seco del aire, en la salida del proceso.

K : Factor supuesto para la obtención de la Tps.

Por lo tanto, si suponemos un K= 0.5, tenemos que:

$$\frac{Tps - 60}{139 - 60} = 0,5$$

$$Tps = 100^\circ C$$

De esta forma, la temperatura de salida supuesta para la escoria, corresponde a 100°C.

Ahora, ya teniendo todo lo necesario para el balance, se presentan las ecuaciones correspondientes:

Ecuación para el balance de masas

$$\dot{m}_{a_1} + \dot{m}_{vapor1} + \dot{m}_{escoria\ anhidra} + \dot{m}_{agua1} = \dot{m}_{a_2} + \dot{m}_{vapor2} + \dot{m}_{escoria\ anhidra} + \dot{m}_{agua2} \quad (Ec.13)$$

Ecuación para el balance de energías (Ec.14)

$$m_{a_1} \cdot ha_1 + m_{vapor1} \cdot hv_1 + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra1} + m_{agua1} \cdot h_{agua1} = m_{a_2} \cdot ha_2 + m_{vapor2} \cdot hv_2 + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra2} + m_{agua2} \cdot h_{agua2}$$

$$m_{a_1} \cdot ha_1 + m_{a_1} \cdot W_1 \cdot hv_1 + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra1} + m_{agua1} \cdot h_{agua1} = m_{a_2} \cdot ha_2 + m_{a_2} \cdot W_2 \cdot hv_2 + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra2} + m_{agua2} \cdot h_{agua2}$$

$$m_{a_1} \cdot (ha_1 + W_1 \cdot hv_1) + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra1} + m_{agua1} \cdot h_{agua1} = m_{a_2} \cdot (ha_2 + W_2 \cdot hv_2) + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra2} + m_{agua2} \cdot h_{agua2}$$

$$m_{a_1} \cdot (T_1 + W_1 \cdot (2501 + 1.8 \cdot T_1)) + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra1} + m_{agua1} \cdot h_{agua1} = Q_{perdido} + m_{a_2} \cdot (T_2 + W_2 \cdot (2501 + 1.8 \cdot T_2)) + m_{escoria\ anhidra} \cdot h_{escoria\ anhidra2} + m_{agua2} \cdot h_{agua2}$$

Balance de masas

Datos obtenidos de tabla 4 y 5. La escoria anhidra se obtiene de la siguiente forma:

$$\dot{m}_{escoria\ anhidra} = \frac{\dot{m}_{escoria\ húmeda}}{\left(\frac{\%húmedad_{escoria}}{100}\right)+1} \cdot \frac{1}{3600} = \frac{32000(kg/h)}{\left(\frac{29\%}{100}\right)+1} \cdot \frac{1}{3600} = 6,89(kg/s)$$

El flujo de agua que contiene la escoria a la entrada y a la salida respectivamente, se obtiene como sigue:

$$\dot{m}_{agua\ entrada} = \dot{m}_{escoria\ húmeda} - \dot{m}_{escoria\ anhidra} = \frac{32000(kg/h)}{3600} - 6,89(kg/s) = 2,00(kg/s)$$

$$\dot{m}_{agua\ salida} = \dot{m}_{anhidra} \cdot \%H_{final} = 6,89 \cdot 0,029 = 0,2(kg/s)$$

Entrada

Masa	kg/s
Aire seco	21.61
Humedad del aire	0.76
Escoria anhidra	6.89
Agua en la escoria	2.00
TOTAL ENTRANTE	31.51

Salida

Masa	kg/s
Aire seco	27.13
Humedad del aire	3.07
Escoria anhidra	6.89
Agua en la escoria	0.20
TOTAL SALIENTE	37.29

Se ve claramente una diferencia en la masa de aire seco del proceso entre la entrada y salida del secador, que corresponde a 5,52 (kg/s). En teoría las masas deberían ser iguales, pero en la práctica suceden problemas de filtración producto del mal estado de conductos y sellos. Este aire adicional se denomina “aire falso”, y trae como consecuencia un control errado del proceso, y una caída adicional de la Tº de ingreso al secador, si es que su incorporación es antes de que el gas de proceso entre al equipo.

Balance de energías**Entrada**

Elemento	Entalpía (kJ/kg)	Energía (kW)
Aire húmedo	455.44	9842.05
Escoria anhidra	19.88	137.04
Agua	104.67	209.17
TOTAL ENTRANTE	580	10188.26

Salida

Elemento	Entalpía (kJ/kg)	Energía (kW)
Aire húmedo	450.31	12215.26
Escoria anhidra	79.16	545.43
Agua	416.61	83.25
TOTAL ENTRANTE	946.07	12843.94

En teoría sabemos que las energías que entran deben ser iguales a las que salen, y realmente sabemos que debe ser así, pero a veces las condiciones de medición, el mal estado de los instrumentos y las altas temperaturas, influyen en los resultados de las mediciones.

Para este caso en particular, se presenta un error en el balance que pudo ser producto de la energía aportada por la infiltración de masa (“aire falso”), o de una medición errónea de los datos de entrada, pues con un ajuste de 4 grados en la TBH, el balance de energía se ajusta perfectamente.

Es muy probable que la filtración de aire al proceso, sea en el sello de entrada al secador. De ser así, se explicaría en parte el error producido en el balance de energías.

IV.1.3.- Grado de saturación del aire de proceso

La diferencia sicrométrica en el aire es la que permite que éste sea capaz de captar humedad, por ésta razón, un aire que se utilice para secar algún producto deberá tener una diferencia entre sus temperaturas de bulbo seco y húmedo que sea lo suficientemente grande para que el proceso sea eficiente. No obstante, la capacidad de absorción será limitada, y podrá ser controlada mediante la velocidad del aire en el proceso, y medida por el grado de saturación del aire. El siguiente diagrama sicrométrico, muestra el proceso del aire desde la entrada hasta la salida del secador, en condiciones ideales y sin fugas:

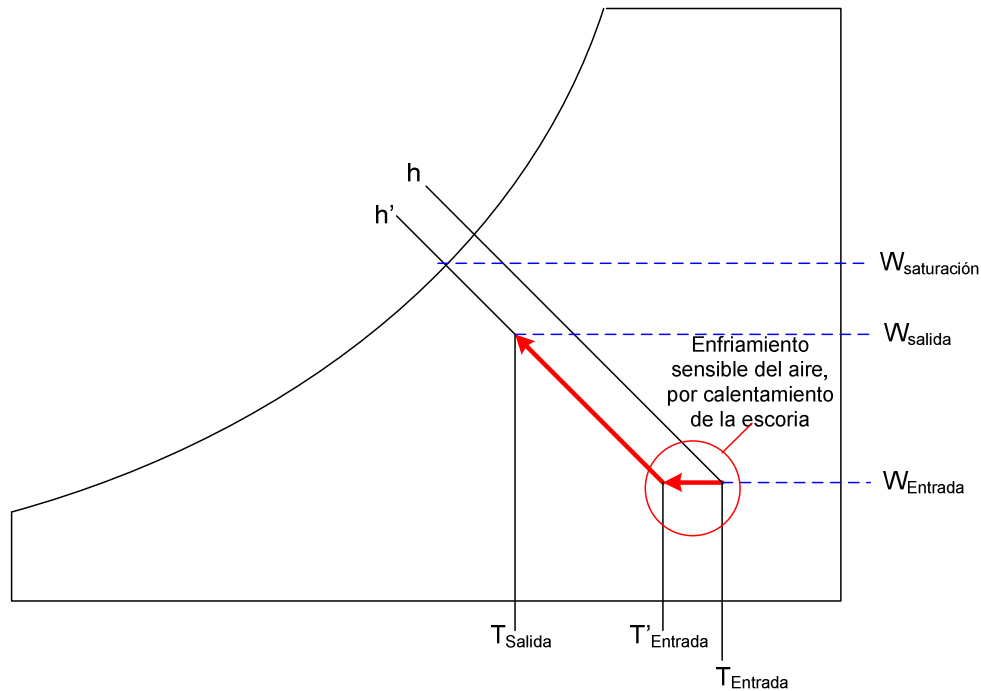


Figura 8: Diagrama sicrométrico del proceso de secado de la escoria, en condiciones ideales.

A 100% de humedad relativa, la presión parcial del vapor y la de saturación son iguales. Por esta razón, la humedad de saturación del aire se obtiene a partir de la ecuación número 3, con la modificación correspondiente:

$$W_s = 0,622 \cdot \frac{Ps(aTBH)}{101,325 - Ps(aTBH)} \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ seco}} \right) \quad (Ec.15)$$

El grado de saturación está en relación a la humedad específica de saturación, que es la máxima cantidad de agua que es capaz de absorber ese aire bajo condiciones de temperatura y presión dadas. Este se expresa con la siguiente relación:

$$\mu = \frac{W_{salida}}{W_{saturación}} \quad (\text{Ec. 16})$$

Sin embargo, el aire de entrada al secador no ingresa con 0% de humedad, por lo tanto se hace necesario definir un grado de saturación real. Este es una relación entre la humedad captada por el aire desde que entró al secador, y la diferencia de humedades específicas entre la de saturación y la de entrada al secador. La expresión queda de la siguiente manera:

$$G.S. = \frac{W_{salida} - W_{entrada}}{W_{saturación} - W_{entrada}} \quad (\text{Ec. 17})$$

Luego, considerando que el valor de la presión de saturación que se necesita es a TBH del proceso, y que ésta corresponde a 60 °C, entonces se utiliza la presión de saturación para la T° de salida del proceso (tabla 5). Por lo tanto, la humedad de saturación (Ec.15) da:

$$W_s = 0,622 \cdot \frac{Ps(aTBH)}{101,325 - Ps(aTBH)} = 0,622 \cdot \frac{19,93}{101,325 - 19,93} = 0,1523 \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ sec\ o}} \right)$$

La humedad específica de entrada y salida son conocidas, y se encuentran en la tabla 5. En consecuencia, los grados de saturación antes expuestos (Ec. 16 y 17) quedan como sigue:

$$\mu = \frac{W_{salida}}{W_{saturación}} = \frac{0,1132}{0,1523} = 0,743 \Rightarrow 74,3\%$$

$$G.S. = \frac{W_{salida} - W_{entrada}}{W_{saturación} - W_{entrada}} = \frac{0,1132 - 0,03537}{0,1523 - 0,03537} = 0,665 \Rightarrow 66,5\%$$

El aire sale del secador Haas, saturado en un 74.3% respecto de un 0% de humedad. Sin embargo, el valor de interés es el de 66.5% respecto de lo que realmente puede absorber. Esto indica que la capacidad de absorción del aire está siendo subutilizada, por lo cual se podría desviar algo de este aire al secador Allis. Sin embargo, se debe tener en cuenta que por restricciones de operación la Tº de salida del secador Haas, no debe ser menor a 100 °C.

IV.1.4.- Arrastre de partículas

Una de las ideas de cambio en el proceso, es el de realizar el secado en contra flujo. Para esto, se debe evaluar si la velocidad del gas que circula por el interior del secador está ocasionando arrastre excesivo.

Cuando una partícula se mueve a través de un fluido, varias fuerzas actúan sobre ella. Primero, se requiere una diferencia de densidades entre la partícula y el fluido. Debe haber una fuerza gravitatoria externa que imparta un movimiento a la partícula. Si las densidades del fluido y de la partícula son iguales, la fuerza de flotación sobre la partícula contrarrestará a la fuerza externa y la partícula no se moverá con respecto al fluido. Para el movimiento de una partícula rígida en un fluido existen tres fuerzas que actúan sobre los cuerpos: la gravedad que actúa hacia abajo, la fuerza de flotación que actúa hacia arriba y la resistencia o fuerza de retardo que actúa en dirección opuesta al movimiento de la partícula.

Se debe calcular entonces, la velocidad mínima del gas, para el arrastre de la partícula:

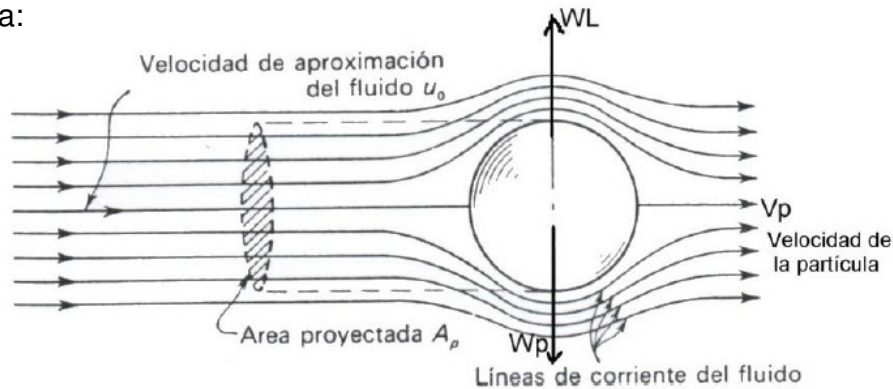


Figura 9: Ejemplo de la partícula de escoria, interactuando con el gas del proceso.

En la figura 9 se pueden identificar las fuerzas que actúan sobre la partícula de escoria que se asume como una esfera, y que circula en el secador Haas. Las ecuaciones que explican este fenómeno, son:

$$W_a = W_p - W_L \quad \text{Peso Aparente} \quad (\text{Ec.18})$$

$$W_p = \gamma_p \cdot V_p \quad \text{Peso de la partícula} \quad (\text{Ec.19})$$

$$W_L = \gamma_a \cdot V_p \quad \text{Empuje del aire} \quad (\text{Ec.20})$$

La condición de equilibrio está dada por:

$$\text{Peso aparente} = \text{Fuerza de arrastre}$$

$$\text{Donde la fuerza de arrastre es: } F_d = C_d \cdot \gamma_a \cdot \frac{V_0^2}{2g} \cdot A_p \quad (\text{Ec.21})$$

Finalmente sustituyendo y despejando, se obtiene:

$$V_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot g}{3 \cdot C_d} \cdot \left(\frac{\gamma_p}{\gamma_a} - 1 \right)} \left(\frac{m}{s} \right) \quad \text{Velocidad Crítica de Arrastre.} \quad (\text{Ec.22})$$

Donde:

C_d : Coeficiente de arrastre para una esfera.

γ_p : Densidad de la partícula

γ_a : Densidad del aire.

d : Diámetro de la partícula (supuesta como esfera)

g : Fuerza de gravedad en (m/s²)

El coeficiente de arrastre laminar para una esfera, según bibliografía corresponde aproximadamente a 0.47.

Luego, necesitamos una T^º de referencia para el gas circulante en el secador. Con ella obtendremos la densidad del mismo. Para ello usaremos una media logarítmica de la diferencia de T^º entre el comienzo del proceso y la salida de él, en razón del comportamiento de estas a lo largo del proceso (ver figura 7). La ecuación a utilizar queda de la siguiente forma:

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(TBS'_1 - TBH) - (TBS_2 - Tp_s)}{LN\left(\frac{TBS'_1 - TBH}{TBS_2 - Tp_s}\right)} \quad (\text{Ec. 23})$$

En efecto,

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(323,3 - 60) - (139 - 100)}{LN\left(\frac{323,3 - 60}{139 - 100}\right)} = 118^\circ C$$

Con esta T^º, y la TBH, podemos determinar mediante el programa EES (Anexo 2), la densidad del aire húmedo de proceso, la que resulta de 0,755 (kg/m³).

Ahora, se está en condiciones de calcular la velocidad mínima del gas para el arrastre de las partículas (véase Ec. 22 y tabla 4 para algunos datos).

En efecto,

$$V_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot g}{3 \cdot C_d} \cdot \left(\frac{\gamma_p}{\gamma_a} - 1 \right)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,001 \cdot 9,8}{3 \cdot 0,47} \cdot \left(\frac{3000}{0,755} - 1 \right)} = 10,5 \left(\frac{m}{s} \right)$$

Ya sabemos que la velocidad mínima requerida para que exista arrastre de las partículas, es de 10.5 (m/s). Ahora, necesitamos conocer la velocidad del gas al interior del secador. Para esto necesitamos algunos datos que se encuentran en la tabla 5.

Flujo de aire húmedo a la Salida del secador	: 134.692 (m ³ /h)
V del gas a la salida (medida en conducto de 1.570 de diám.)	: 19,3 (m/s)
Diámetro del secador	: 2.800 (mm)
Largo del secador	: 19.100 (mm)
Volumen ocupado por escoria (supuesto)	: 5%

$$\text{Área transversal del cilindro secador} = \pi \cdot r^2 = \frac{\pi \cdot 2,8^2}{4} = 6,16(m^2)$$

La velocidad del gas en el secador, con un 5% del volumen utilizado, es:

$$\vec{v} = \frac{\text{Flujo}_{\text{aire húmedo}}}{\vec{V}a_{\text{sec ador vacío}} \cdot \left(1 - \text{Volumen}_{\text{escoria sec ador}} \right)} = \frac{134692}{6,16 \cdot (1 - 0,05)} \cdot \frac{1}{3600} = 6,4 \left(\frac{m}{s} \right)$$

$$V_0 > \vec{v}$$

Entonces como la velocidad crítica de arrastre es bastante mayor a la velocidad del gas en el secador, no existe un excesivo arrastre de partículas, y se puede pensar por ahora en una evaluación a contra flujo.

IV.1.5.- Tiempo de calentamiento de la partícula

Para el análisis del tiempo de calentamiento de la partícula de escoria, tenemos que centrarnos en lo que sucede sólo al comienzo del proceso, es decir, cuando el gas entra en contacto por primera vez con la escoria húmeda, y hasta que la escoria alcanza la TBH que dominará el proceso.

Por lo tanto, debemos determinar algunas propiedades del aire para esa zona. En primer lugar se obtendrá una media logarítmica de la diferencia de Tº en esta zona (Ec.23):

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(TBS_1 - Tpe) - (TBS'_1 - TBH)}{LN\left(\frac{TBS_1 - Tpe}{TBS'_1 - TBH}\right)} = \frac{(345 - 25) - (323,3 - 60)}{LN\left(\frac{345 - 25}{323,3 - 60}\right)} = 290,7^\circ C$$

Con esta Tº, y utilizando el software EES (programa en anexo 2), se obtienen las siguientes propiedades para el aire húmedo:

Propiedad	Valor	Unidad
Prandtl	0,739	
Conductividad térmica	4,45x10 ⁻²	W/mK
Viscosidad cinemática	4,98x10 ⁻⁵	m ² /s
Cp del aire	1,131	kJ/kgK

Tabla 6: Propiedades del aire húmedo en la zona de calentamiento de escoria en el secador (Elaboración propia).

Ahora, se debe obtener el coeficiente convectivo de transferencia de calor. Para ello, se supondrá una porosidad de la cortina de escoria equivalente al 95%.

Para empezar, se debe conocer el número de Reynolds para el flujo de gas entrante, este número adimensional se obtiene de la siguiente expresión:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{\nu \cdot \psi} \quad (\text{Ec. 24})$$

Donde:

\bar{v}	: Velocidad del gas en el secador	= 6.4 (m/s)
d	: Diámetro de la partícula de escoria	= 0.001 (m)
ν	: Viscosidad cinemática del gas (m ² /s)	= 4,98x10 ⁻⁵ (m ² /s)
ψ	: Porosidad de la cortina de escoria	= 95%

Luego el Reynolds será:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{\nu \cdot \psi} = \frac{6,4 \cdot 0,001}{4,98 \times 10^{-5} \cdot 0,95} = 135,2$$

Siguiendo con el cálculo, corresponde obtener el Nusselt laminar y el turbulento por exterior de cuerpo, para llegar a obtener el Nusselt total. Las expresiones utilizadas son:

$$Nu_l = 0,664 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33} \quad (\text{Ec. 25}) \quad \text{Nusselt laminar}$$

$$Nu_t = \frac{0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr^{2/3} - 1)} \quad (\text{Ec. 26}) \quad \text{Nusselt turbulento}$$

$$Nu_T = 0,3 + \sqrt{Nu_l^2 + Nu_t^2} \quad (\text{Ec. 27}) \quad \text{Nusselt total}$$

En efecto,

$$Nu_l = 0,664 \cdot 135,2^{0,5} \cdot 0,739^{0,33} = 7,0$$

$$Nu_t = \frac{0,037 \cdot 135,2^{0,8} \cdot 0,739}{1 + 2,443 \cdot 135,2^{-0,1} \cdot (0,739^{2/3} - 1)} = 1,9$$

$$Nu_T = 0,3 + \sqrt{7^2 + 1,9^2} = 7,5$$

Con estos cálculos se puede obtener el coeficiente convectivo de transferencia de calor α , mediante la ecuación:

$$\alpha = \frac{Nu_T \cdot \lambda}{d} \quad (\text{Ec. 28})$$

Por lo tanto, y consultando la conductividad térmica del aire en la tabla 6, se tiene:

$$\alpha = \frac{Nu_T \cdot \lambda}{d} = \frac{7,5 \cdot 4,45 \times 10^{-2}}{0,001} = 335,6 \left(\frac{W}{m^2 K} \right)$$

Luego, el calor de transferencia de 1 partícula en el calentamiento está dado por la expresión:

$$Q_{TC} = \alpha \cdot Ap \cdot \Delta T_{MLDT} \quad (\text{Ec.29})$$

Donde Ap corresponde al área superficial de la partícula:

$$Ap = \pi \cdot d^2 = \pi \cdot 0,001^2 = 3,14 \times 10^{-6} (m^2) \quad (\text{Ec. 30})$$

Entonces según los valores de α , Ap y ΔT_{MLDT} calculados recientemente, el calor necesario para una partícula (Ec. 29) resulta:

$$Q_{TC} = \alpha \cdot Ap \cdot \Delta T_{MLDT} = 335,6 \cdot 3,14 \times 10^{-6} \cdot 290,7 = 0,307 \left(\frac{J}{s} \right)$$

El calor total de calentamiento, que captan las partículas que entran al secador es de:

$$Q_{particulas} = \dot{m}_{\text{sólido húmedo}} \cdot C_{p \text{ sólido húmedo}} \cdot (TBH - Tp_e) \quad (\text{Ec. 31})$$

$$Q_{particulas} = \frac{32000}{3600} \cdot 1,558 \cdot 1000 \cdot (60 - 25) = 484.697 \left(\frac{J}{s} \right)$$

El calor específico de la escoria húmeda fue calculado en la sección 1.1 de este capítulo de acuerdo a la Ec 9.

Para el siguiente paso se necesita la porosidad del lecho en reposo, la que se obtuvo a partir de pruebas hechas por control de calidad. Este valor corresponde a un 73%. La densidad Bulk de la escoria se extrae de la tabla 4, y el flujo másico de la escoria anhidra corresponde a 6,89 (kg/s), calculados en la sección de balance de masas.

Por lo tanto, el flujo sólido de escoria seca que entra al secador, es de:

$$\dot{V}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{seca} \\ \text{sólida}}} = \frac{1}{\rho_{\text{bulk}}} \cdot \left(1 - \psi_{\substack{\text{lecho} \\ \text{reposo}}}\right) \cdot \dot{m}_{\text{escoria anhidra}} \quad (\text{Ec.32})$$

$$\dot{V}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{seca} \\ \text{sólida}}} = \frac{1}{0,808 \cdot 1000} \cdot (1 - 0,73) \cdot 6,89 = 0,0023 \left(\frac{m^3}{s}\right)$$

Ahora, el calor que recibe una partícula es:

$$Q_{1_particula} = \frac{Q_{\text{particulas}} \cdot V_p}{\dot{V}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{seca} \\ \text{sólida}}}} \left(\frac{J}{\text{particula}}\right) \quad (\text{Ec.33})$$

El volumen de una partícula es:

$$V_p = \frac{4 \cdot \pi \cdot r^3}{3} = \frac{4 \cdot \pi \cdot \left(\frac{0,001}{2}\right)^3}{3} = 5,24 \times 10^{-10} (m^3) \quad (\text{Ec. 34})$$

$$\text{Luego, } Q_{1_particula} = \frac{484.697 \cdot 5,24 \times 10^{-10}}{0,0023} = 0,1105 \left(\frac{J}{\text{particula}}\right)$$

Finalmente, el tiempo que demora una partícula en calentarse es:

$$T_{po.} = \frac{Q_{1_particula}}{Q_{TC}} = \frac{0,1105}{0,307} = 0,36(s) \quad (\text{Ec.35})$$

El tiempo de calentamiento de la escoria demuestra que esta acción se lleva a cabo casi de manera instantánea, al momento que la escoria toma contacto con el gas del proceso, en la entrada del secador.

IV.1.6.- Tiempo de Residencia de la escoria en el secador

El cálculo del tiempo de residencia de la escoria en el secador, ratificará el supuesto de 5% de ocupación en volumen. Sin perjuicio de esto, se hizo una medición en terreno del tiempo de residencia, la que arrojó un valor de 7 a 10 minutos.

Para comenzar con el cálculo, se necesitan las dimensiones del secador y sus partes. El siguiente dibujo representa las características dimensionales del secador:

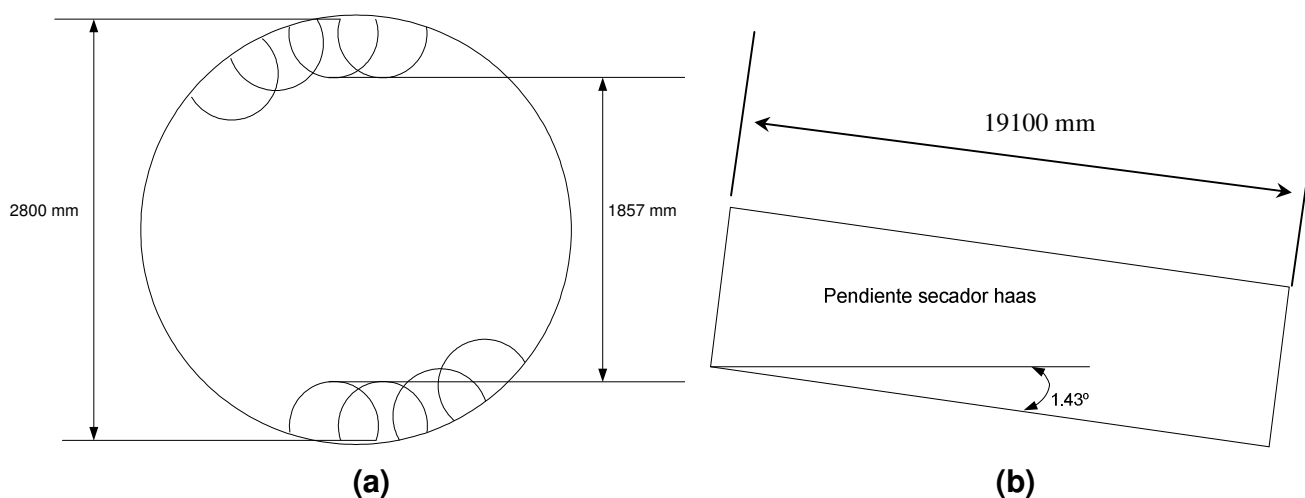


Figura 10: (a) Representación del corte transversal del secador Haas. Las semi-circunferencias corresponden a los rulos levantadores. (b) Representación de la longitud y pendiente del secador Haas

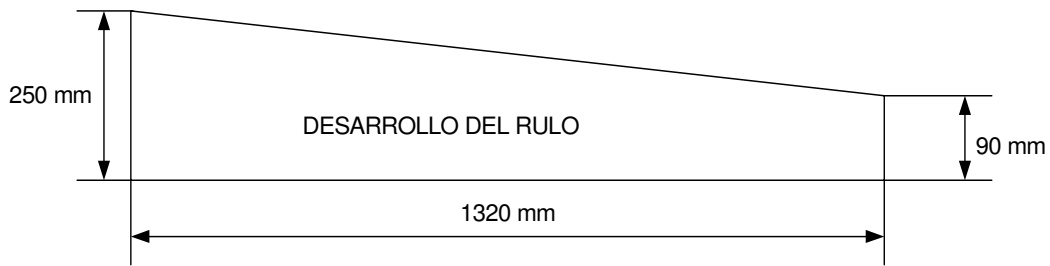


Figura 11: Representación del desarrollo del rulo levantador.

Ahora, si definimos las dimensiones como sigue:

$$D_e = 2800 \quad (mm)$$

$$D_i = 1857 \quad (mm)$$

$$L = 19100 \quad (mm)$$

$$l = 1320 \quad (mm)$$

$$a = 250 \quad (mm)$$

$$b = 90 \quad (mm)$$

$$m = 1,43^\circ$$

$$g = 9,8 \quad \left(\frac{m}{s^2} \right)$$

Tenemos que el tiempo de caída libre es:

$$t = \sqrt{\frac{2 \cdot D_i}{g}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 1,857}{9,8}} = 0,616(s) \quad (\text{Ec. 36})$$

Con esto, podemos determinar el primer avance de la partícula, ocasionado por la caída libre:

$$Av_1 = \tan(m) \cdot D_i \quad (m) \quad (\text{Ec. 37})$$

Por lo tanto:

$$Av_1 = (1,857) \cdot \tan\left(\frac{1,43^\circ \cdot 2 \cdot \pi}{360}\right) = 0,04635(m) = 46,35(mm)$$

Ahora, si consideramos un avance promedio por el ancho del rulo, tenemos que:

$$Av_2 = \frac{a+b}{2} = \frac{250+90}{2} = 170(mm) \quad (\text{Ec. 38})$$

Además, debemos considerar un avance por rebote de las partículas, el que se supondrá en un 20% del avance concretado hasta ahora, por lo tanto:

$$Av_3 = (Av_1 + Av_2) \cdot 0,2 = (46,35 + 170) \cdot 0,2 = 43,27(mm) \quad (\text{Ec.39})$$

Por lo tanto, el avance por cada media vuelta del secador, es:

$$Av_{\frac{1}{2} \text{ vuelta}} = Av_1 + Av_2 + Av_3 = 46,35 + 170 + 43,27 = 259,63(mm) \quad (\text{Ec. 40})$$

Finalmente, el avance total por cada vuelta del secador es:

$$Av_{\text{por vuelta}} = 259,63 \cdot 2 = 519,26(mm)$$

Ahora, el número de rotaciones necesarias del secador para que la partícula logre salir, es de:

$$n = \frac{L}{Av_{\text{por vuelta}}} = \frac{19100}{519,26} = 36,78(\text{giros}) \quad (\text{Ec. 41})$$

Para concluir este cálculo, se debe tener presente que el secador Haas funciona a 3,5 RPM, por lo cual el tiempo de residencia de la escoria será:

$$t_{\text{residencia escoria}} = \frac{n}{RPM} = \frac{36,78}{3,5} = 10,5(\text{min}) \quad (\text{Ec. 42})$$

Se puede ver, que los cálculos ratifican las mediciones hechas en terreno para el tiempo de residencia de la escoria en el proceso de secado, los cuales arrojaron valores entre 7 y 10 minutos. Por términos prácticos, en adelante se usará el valor de 10 minutos como tiempo de residencia.

IV.1.7.- Área de transferencia de calor total, y porcentaje de ocupación en volumen de la escoria en el secador

En esta sección, se buscará obtener el área de transferencia de calor (en adelante A_{TC}) de las partículas, presente a lo largo del proceso. Para ello, en primer lugar se calculará el A_{TC} por vuelta, es decir, de las partículas en suspensión por vuelta.

Área de transferencia de calor por vuelta

Entonces, el flujo volumétrico de las partículas que entran al secador es de:

$$\dot{V}_{escoria\ húmeda} = \frac{\dot{m}_{escoria\ húmeda}}{\rho_{bulk}} = \frac{32000}{808} \cdot \frac{1}{3600} = 0,011 \left(\frac{m^3}{s} \right) \quad (Ec. 43)$$

El tiempo que demora en elevarse la partícula dentro del secador:

$$t_{elevación\ partícula} = \frac{\frac{1}{2} Perímetro}{Veloc. Periférica} = \frac{\frac{\pi \cdot D_e}{2}}{2\pi/60 \cdot n \cdot r_e} = \frac{15D_e}{n \cdot r_e} = \frac{15 \cdot \left(\frac{2800}{1000} \right)}{3,5 \cdot \left(\frac{2800}{2 \cdot 1000} \right)} = 8,57 (seg) \quad (Ec. 44)$$

Porcentaje de partículas en suspensión por vuelta, respecto del flujo de entrada. Para su cálculo se utilizará el tiempo en caída libre, obtenido en la Ec.36:

$$\% Parículas_{en\ suspensión} = \frac{t}{t + t_{elevación\ partícula}} = \frac{0,616}{0,616 + 8,57} = 0,067 \Rightarrow 6,7\% \quad (Ec.45)$$

Volumen de partículas por vuelta:

$$V_{partículas\ por\ vuelta} = \dot{V}_{escoria\ húmeda} \cdot \left(t_{elevación\ partícula} + t \right) = 0,011 \cdot (8,57 + 0,616) = 0,101 \left(\frac{m^3}{vuelta} \right) \quad (Ec.46)$$

Volumen de partículas en suspensión:

$$V_{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspensión}}} = V_{\substack{\text{partículas} \\ \text{por} \\ \text{vuelta}}} \cdot \% \text{Partículas}_{\text{en} \text{ suspensión}} = 0,101 \cdot 0,067 = 0,0068 \left(\frac{m^3}{\text{vuelta}} \right) \quad (\text{Ec. 47})$$

Ahora, para calcular el número de partículas en suspensión, necesitamos la porosidad del lecho en reposo (73%) entregada en la sección 1.5, y el volumen de 1 partícula (Ec. 34), y tenemos que:

$$Num._{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspensión}}} = \frac{V_{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspensión}}} \cdot \left(1 - \psi_{\substack{\text{lecho} \\ \text{reposo}}} \right)}{V_p} = \frac{0,0068 \cdot (1 - 0,73)}{5,24 \times 10^{-10}} = 3.483.658 \left(\frac{\text{partículas}}{\text{vuelta}} \right) \quad (\text{Ec. 48})$$

Finalmente, para el cálculo del A_{TC} de las partículas en suspensión por vuelta (A_{TC1}), se necesita el área superficial de una partícula (Ec. 30), y el número de partículas en suspensión por vuelta, antes calculado. En efecto:

$$A_{TC1} = Num._{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspensión}}} \cdot A_p = 3.483.658 \cdot 3,14 \times 10^{-6} = 10,9 \left(\frac{m^2}{\text{vuelta}} \right) \quad (\text{Ec. 49})$$

Área de transferencia de calor total

El A_{TC} total de la escoria, que permite una caída de T^g del gas hasta los 139°C a la salida del secador, se obtendrá de la ecuación:

$$\alpha \cdot A_{T.C.} \cdot \Delta T_{MLDT} = \dot{m}_{\text{gas}} \cdot C p_{\text{gas}} \cdot (T_{\text{gas entrada}} - T_{\text{gas salida}}) \quad (\text{Ec. 50})$$

Por lo tanto, es necesario obtener las propiedades del gas de proceso. Para ello se tomará la ΔT_{MLDT} calculada con la Ec.23, en la sección 1.4, que corresponde a 118 °C, y se ingresarán en EES (programa en anexo 2). Los resultados, se muestran a continuación:

Propiedad	Valor	Unidad
ΔT_{MLDT}	118	°C
TBH	60	°C
Prandtl	0,810	-
Conductividad térmica	$3,3 \times 10^{-2}$	W/mK
Viscosidad Cinemática	$2,96 \times 10^{-5}$	m ² /s
Cp del aire	1,242	kJ/kg K

Tabla 7: Propiedades del aire húmedo durante el proceso de secado de escoria.

Ahora, de acuerdo a la ecuación 24, el número de Reynolds es:

Datos antes calculados:

$$\bar{v} = 6,4 \left(\frac{m}{s} \right)$$

$$d = 1(mm) = 0,001(m)$$

$$\psi = 95\%$$

$$v = 2,96 \times 10^{-5} \left(\frac{m^2}{s} \right)$$

Por lo tanto:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{v \cdot \psi} = \frac{6,4 \cdot 0,001}{2,96 \times 10^{-5} \cdot 0,95} = 227,45$$

Nusselt Laminar (Ec.25):

$$Nu_l = 0,664 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33} = 0,664 \cdot 227,45^{0,5} \cdot 0,81^{0,33} = 9,34$$

Nusselt Turbulento (Ec. 26):

$$Nu_t = \frac{0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr^{2/3} - 1)} = \frac{0,037 \cdot 227,45^{0,8} \cdot 0,81}{1 + 2,443 \cdot 227,45^{-0,1} \cdot (0,81^{2/3} - 1)} = 2,83$$

Nusselt Total (Ec. 27):

$$Nu_T = 0,3 + \sqrt{Nu_i^2 + Nu_o^2} = 0,3 + \sqrt{9,34^2 + 2,83^2} = 10,06$$

Luego, el coeficiente conectivo de transferencia de calor (Ec. 28), que se utilizará a lo largo del proceso, será:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{10,06 \cdot 3,3 \times 10^{-2}}{0,001} = 332 \left(\frac{W}{m^2 K} \right)$$

Ahora, para calcular el A_{TC} total, usaremos la ec. 50, para ello se recuerdan algunos valores ya obtenidos anteriormente:

$$\Delta T_{MLDT} = 118^\circ C \qquad C_{p_{gas}} = 1,242 \left(\frac{kJ}{kgK} \right)$$

$$\alpha = 332 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \qquad TBS_1 = 345^\circ C$$

$$\dot{m}_{gas} = 21,61 \left(\frac{kg}{s} \right) \qquad TBS_2 = 139^\circ C$$

$$A_{TC} = \frac{21,61 \cdot 1,242 \cdot 1000 \cdot (345 - 139)}{332 \cdot 118} = 141,2 (m^2)$$

Esta es el área de transferencia total, y es la necesaria para que se produzca la caída de Tº desde los 345 ºC iniciales, a los 139 ºC a la salida del secador.

Porcentaje en volumen del secador, usado por la escoria.

Ahora, solo resta comprobar el volumen de llenado del secador. Para ello recordaremos algunos valores:

Tiempo de residencia de la escoria = 10(min)

Flujo de la escoria = $32000 \left(\frac{kg}{h} \right) = 533,3 \left(\frac{kg}{min} \right)$

La masa de escoria en el secador, corresponde a:

$$m_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{proceso}}} = 10 \cdot 533,33 = 5333,33(kg) \quad (\text{Ec. 51})$$

Volumen del secador vacío:

$$V_{\substack{\text{secador} \\ \text{vacío}}} = Area_{\text{transversal}} \cdot Largo_{\text{secador}} = \frac{\pi \cdot D_e^2}{4} \cdot L = \frac{\pi \cdot 2,8^2}{4} \cdot 19,1 = 117,6(m^3) \quad (\text{Ec.52})$$

Volumen de la escoria en el secador:

$$V_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{secador}}} = \frac{m_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{proceso}}}}{\rho_{\text{bulk}}} = \frac{5333,33}{808} = 6,6(m^3) \quad (\text{Ec. 53})$$

Porcentaje ocupado por la escoria en el secador:

$$\% = \frac{V_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{secador}}}}{V_{\substack{\text{secador} \\ \text{vacío}}}} = \frac{6,6}{117,6} = 0,056 \Rightarrow 5,6\% \quad (\text{Ec. 54})$$

Por lo tanto, el supuesto realizado en la sección 1.4, donde se asumió que la escoria ocupaba un 5% en volumen del secador, es válido.

IV.1.8.- Comprobación T^o de salida de la Escoria (Tp_s)

Para realizar este cálculo, se utilizará la expresión:

$$\frac{TBS_2 - Tp_s}{TBS_1 - Tp_s} = e^{\frac{-\alpha \cdot A_{TC}}{\dot{m} \cdot Cp}} \quad (\text{Ec. 55})$$

Recordando los datos obtenidos anteriormente, tenemos que:

$$\alpha = 332 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \qquad A_{TC} = 141,2 (m^2)$$

$$Cp_{gas} = 1,242 \left(\frac{kJ}{kgK} \right) \qquad \dot{m}_a = 21,61 \left(\frac{kg}{s} \right)$$

$$TBS_1 = 345^\circ C \qquad TBS_2 = 139^\circ C$$

Finalmente, reemplazando se tiene que:

$$\frac{139 - Tp_s}{345 - Tp_s} = e^{\frac{-332 \cdot 141,2}{21,61 \cdot 1,242 \cdot 1000}}$$

$$Tp_s = 95,5^\circ C \qquad (Ec. 56)$$

Concluyendo, el supuesto realizado en la sección 1.2, con la Ec. 12, donde la partícula de escoria salía con 100°C, es válido.

IV.2) ANALISIS DE LA SITUACIÓN ACTUAL DEL SECADOR ALLIS

Este secador difiere del secador analizado en el ítem anterior, pues obtiene los gases calientes mediante la combustión de Fuel oil 6, realizada en una cámara a la entrada del secador. Al igual que el secador Haas analizado anteriormente, los datos iniciales utilizados en este análisis fueron recogidos de un informe realizado por una empresa externa a los secadores en cuestión.

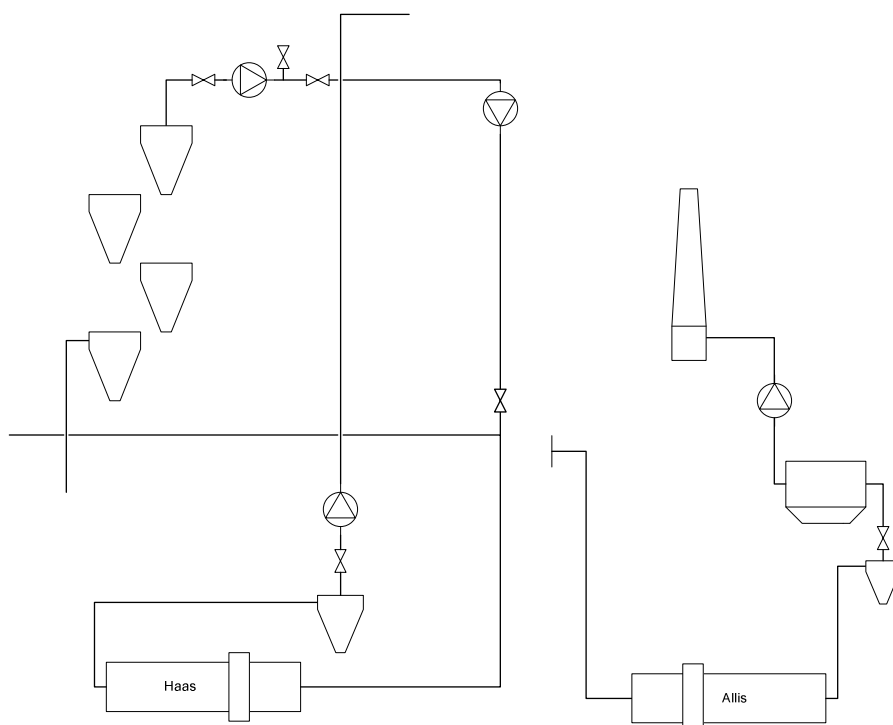


Figura 12: Diagrama de conductos convergentes al secador Haas (ver figura 6), con la adición del secador Allis. (Fuente: Elaboración propia)

Se puede ver en la figura 12, al secador Allis conectado a un conducto existente pero no utilizado en la actualidad. Una de las propuestas hace referencia a la utilización de ese conducto, y a cuanto gas es posible desviar.

Cabe destacar que la utilización de este secador, se restringe a pocos meses en el año, producto de lo costoso de su funcionamiento.

Los datos recogidos para este secador son los siguientes:

Ítem	Valor	Unidad
TBS	25	°C
HR	65	%
W	0,0129	kg v/kg a.s.
h	58,05	kJ/kg

(a) Condición ambiental

Ítem	Valor	Unidad
Flujo combustible	0,5	m ³ /h
Densidad	960	Kg/m ³

(b) Combustible

Ítem	Valor	Unidad
Diámetro	2.740	mm
Largo	15.240	mm
Pendiente	1,2	°
RPM	4,45	1/min.

(c) Geometría del secador

Ítem	Valor	Unidad
TBS	90	°C
TBH	64,5	°C
Velocidad del gas	10,8	m/s
Flujo húmedo de gas	40.435	m ³ /h

(d) Salida del secador

Ítem	Valor	Unidad
Tº de entrada	25	ºC
Flujo de entrada	22,26	Ton/h
Humedad de entrada	30,3	%
Humedad de salida	2,9	%
Granulometría	1	mm
Volumen de una partícula	5×10^{-10}	m ³
Área superficial de la partícula	3×10^{-6}	m ²
Densidad del grano	3	g/cm ³
Densidad Bulk	0,808	g/cm ³
Calor específico	0,19	kCal/kg ºC

(e) Escoria

Tabla 8: Datos relacionados con el secador Allis. (a) Datos referentes al aire ambiental. (b) Datos referentes al combustible Fuel Oil 6. (c) Datos relacionados a la geometría del secador. (d) Datos medidos a la salida del secador, en conducto de diámetro 1.15 m. (e) Datos que caracterizan a la escoria.

De acuerdo a los datos arriba entregados (tabla 8-d), lo primero que se puede obtener, son las propiedades del gas húmedo de salida. Para ello, se utilizará directamente el software EES (hoja del programa en anexo 2). Los resultados se entregan a continuación:

Propiedad	Valor	Unidad
Humedad específica	0,1834	kg v/kg a.s.
Densidad aire húmedo	0,751	kg/m ³
Entalpía	580,2	kJ/kg
Conductividad Térmica	$3,1 \times 10^{-2}$	W/m K
Viscosidad cinemática	$2,79 \times 10^{-5}$	m ² /s
Calor específico del aire	1,354	kJ/kg K
Prandtl	0.915	-

Tabla 9: Propiedades del aire húmedo de salida en el secador Allis.

IV.2.1.- Balance de combustión, y condiciones de entrada al secador

Las propiedades del gas de entrada al secador Allis, se deben obtener a partir de una mezcla entre un balance de combustión y el aire atmosférico. Para ello, se realizará primero el balance de combustión correspondiente a la quema de Fuel Oil 6, utilizado en este secador.

El balance se realizó mediante el software EES y una planilla de cálculo Excel (Hoja del programa, y resultados de la planilla en anexo 2). Los datos de entrada utilizados para este cálculo fueron:

Elemento	B.S. %	B.H. %
C	85,00	85,00
H ₂	12,00	12,00
S	3,00	3,00
O ₂	0,0	0,0
H ₂ O	0,0	0,0
N ₂	0,0	0,0
Ceniza	0,0	0,0

Tabla 10: Composición del Fuel Oil 6

Humedad relativa aire atm.	65	%
Tº del aire (b.s.)	25	ºC
Poder calorífico base húmeda	9625	kcal/kg
Humedad del combustible b.s.	0	%
Exceso de aire	180	%
Tº del combustible	25	ºC
Porcentaje de C no quemado	0	%
Porcentaje de refrigeración hogar	10	%
Tº de salida de los gases	90	ºC
Calor específico combustible	0,4	kcal/kg ºC
Calor específico aire	0,24	kcal/kg ºC

Tabla 11: Datos de entrada a la cámara de combustión del secado Allis.

Otro dato a considerar, es la Tº medida en el hogar. Este valor fue entregado por sala de control, y corresponde a **814 ºC**.

La presión de saturación para el aire atmosférico, según Ec.1 y tabla 8-a, es:

$$P_s = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{25+231,667}} = 3,18 \quad (kPa) \quad (\text{Ec. 57})$$

Considerando esta presión, y realizando el balance de combustión, los resultados son:

Combustible					Productos de la Combustión				
Elemento	%	P.M.	Kmoles/ kg de comb	O ₂ kmol/ Kg comb	CO ₂	SO ₂	H ₂ O	N ₂	Aire Exceso
C	85,00	12	0,071	0,071	0,071				
H ₂	12,00	2	0,060	0,030			0,06		
S	3,00	32	0,001	0,001		0,001			
O ₂	0,00	32	0,000						
H ₂ O	0,00	18	0,000						
N ₂	0,00	28	0,000						
Aire									
O ₂				0,102					
N ₂				0,383				0,383	
H ₂ O				0,028			0,028		
Ex			180	0,872					0,872
					0,071	0,001	0,088	0,383	0,872

Tabla 12: Productos de la combustión del Fuel Oil 6

En resumen, los gases producto de la combustión en kg/kg comb, quedan como sigue:

Gas	Kmol/Kg comb	kg/kg comb
CO ₂	0,071	3,117
H ₂ O	0,088	1,588
N ₂	0,383	10,714
SO ₂	0,001	0,060
Aire	0,872	25,287
Total Gases Húmedos		40,766
Total Gases Secos		39,178

Tabla 13: Total de gases húmedos y secos, producto de la combustión.

Ahora, la humedad específica en (kg v/kg a.s.) de los gases producto de la combustión, es:

$$W_1 = \frac{1,588}{39,178} = 0,04053 \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ seco}} \right) \quad (Ec. 58)$$

La masa de gas seco producto de la combustión corresponde a (ver datos tabla 8b y tabla 13):

$$\dot{m}_{al} = 39,178 \cdot 0,5 \cdot 960 = 18806 \left(\frac{kg}{h} \right) = 5,2 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (\text{Ec. 59})$$

Debe quedar en claro que las condiciones de entrada al secador no son las que se han mencionado hasta ahora, pues existe una mezcla adiabática con aire ambiental, posterior a la combustión producto de una toma de aire presente a la entrada del secador.

Ahora, considerando la T° del hogar y la humedad específica de los gases, la entalpía de ellos será (según Ec. 7):

$$h_1 = 814 + 0,04053 \cdot (2501 + 1,8 \cdot 814) = 974,7 \quad \left(\frac{kJ}{kg} \right) \quad (\text{Ec. 60})$$

Por otro lado, si consideramos las condiciones de salida del secador, tenemos que:

Masa de escoria anhidra:

$$\dot{m}_{escoria\ anhidra} = \frac{22260(kg/h)}{\left(\frac{30,3\%}{100} \right) + 1} \cdot \frac{1}{3600} = 17084(kg/h) = 4,74(kg/s) \quad (\text{Ec. 61})$$

Agua evaporada:

$$\dot{m}_{agua\ evaporada} = \dot{m}_{escoria\ anhidra} \cdot (\mu_i - \mu_f) = 4,74 \cdot (0,303 - 0,029) = 1,3 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (\text{Ec. 62})$$

Donde:

μ_i : Humedad en base seca de la escoria de entrada al proceso

μ_f : Humedad en base seca de la escoria a la salida del proceso.

Masa de aire seco a la salida: Revisar tablas 8-d y 9

$$\dot{m}_{a4} = 40435,2 \cdot 0,751 = 30367 \left(\frac{kg}{h} \right) = 8,43 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (\text{Ec. 63})$$

El gas seco de salida del secador corresponde a 30367 (kg/h), que es casi el doble del gas seco producto de la combustión.

La mezcla adiabática posterior a la combustión proporciona el gas seco faltante al proceso, pero es inevitable una caída de T° producto de esta mezcla. En efecto:

Masa de aire seco faltante para completar la del proceso

$$\dot{m}_{a2} = \dot{m}_{a4} - \dot{m}_{a1} = 30367 - 18806 = 11561 \left(\frac{kg}{h} \right) = 3,21 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (\text{Ec. 64})$$

Entonces, la masa de aire seco que entra desde el ambiente, para mezclarse con la masa de aire seco de la combustión, corresponde a 3,21(kg/s). Con esto, la masa de aire seco entrante al secador (\dot{m}_{a3}) será igual a la que sale de él.

Luego, la mezcla adiabática entre estos gases se obtiene con la siguiente expresión:

$$\frac{\dot{m}_{a1}}{\dot{m}_{a2}} = \frac{W_3 - W_2}{W_1 - W_3} = \frac{h_3 - h_2}{h_1 - h_3} \quad (\text{Ec. 65})$$

Si consideramos \dot{m}_{a1} , W_1 , h_1 provenientes del gas de la combustión; \dot{m}_{a2} , W_2 , h_2 provenientes del aire ambiental (tabla 8-a) y la W_3 , h_3 como el resultado de la mezcla adiabática, recordando tenemos que:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{a1} &= 5,2 \left(\frac{kg}{s} \right) & \dot{m}_{a2} &= 3,21 \left(\frac{kg}{s} \right) \\ W_1 &= 0,04053 \left(\frac{kg_v}{kg_{a.s.}} \right) & W_2 &= 0,0129 \left(\frac{kg_v}{kg_{a.s.}} \right) \\ h_1 &= 974,7 \left(\frac{kJ}{kg} \right) & h_2 &= 58,05 \left(\frac{kJ}{kg} \right) \end{aligned}$$

$$\frac{\dot{m}a_1}{\dot{m}a_2} = \frac{W_3 - W_2}{W_1 - W_3}$$

$$\frac{5,2}{3,21} = \frac{W_3 - 0,0129}{0,04053 - W_3} \Rightarrow W_3 = 0,03 \left(\frac{kg_v}{kg_{a.s.}} \right) \text{ Humedad específica de la mezcla. (Ec. 66)}$$

$$\frac{\dot{m}a_1}{\dot{m}a_2} = \frac{h_3 - h_2}{h_1 - h_3}$$

$$\frac{5,2}{3,21} = \frac{h_3 - 58,05}{974,7 - h_3} \Rightarrow h_3 = 625,7 \left(\frac{kJ}{kg} \right) \text{ Entalpía de la mezcla. (Ec. 67)}$$

Con estos datos y la Ec. 7, tenemos que la T° de bulbo seco del gas producto de la mezcla, es:

$$625,7 = T + 0,03 \cdot (2501 + 1,8 \cdot T)$$

$$T = 522,5^\circ C \quad \text{(Ec. 68)}$$

Esta T° corresponde a la del gas de entrada al secador. Se puede corroborar este resultado, con las mediciones hechas a la entrada del secador Allis presentadas en el anexo1 (1.1 y 1.5)

La T° de bulbo húmedo se puede obtener con la T° de bulbo seco y la W₃ anteriormente calculadas, mediante el software EES (programa en anexo 2). Por lo tanto, y después de haber ingresado los datos al software, la TBH de entrada al secador Allis obtenida es:

$$TBH = 68^\circ C$$

En resumen, las condiciones del gas a la entrada del secador Allis son:

Condición	Valor	Unidad
TBS3	522,5	°C
TBH	68	°C
Masa de aire seco 3	30367	Kg/h
W3	0,03	Kg v/kg a.s.
h3	625,7	kJ/kg

Tabla 14: Condición del gas de entrada al secador Allis

IV.2.2.- Caída de T° por calentamiento de las partículas

Al igual que el secador Haas, el ingreso frío de la escoria produce una caída de T° en el gas de entrada al proceso. Este calentamiento inicial de la escoria se produce de manera sensible, lo que simplemente afecta a las Temperaturas y no a la humedad.

Basándose nuevamente en la primera etapa de la figura 7, se tiene que:

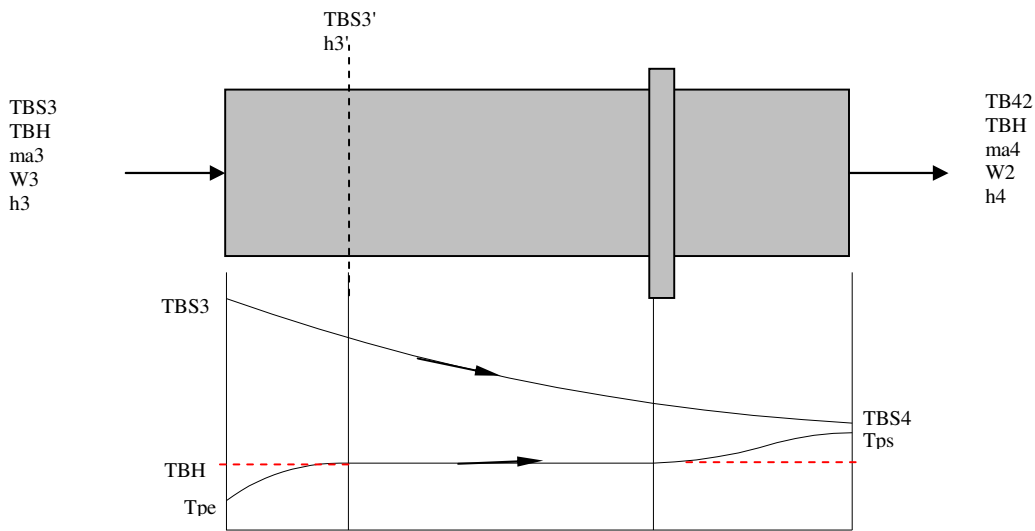


Figura 13: Análogo a la figura 7.

De acuerdo a la Ec. 9, el calor específico de la escoria que entra al secador Allis, es:

$$Cp_{\text{sólido húmedo}} = \frac{0,19 \cdot 4,187 + 0,303 \cdot 4,187}{1 + 0,303} = 1,584 \left(\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ K} \right) \quad (\text{Ec. 69})$$

De acuerdo a la Ec. 11, la entalpía resultante del calentamiento de la escoria, es:

$$h_3' = 625,7 - \frac{22260 \cdot 1,584 \cdot (68 - 25)}{30367} = 575,8 \left(\frac{kJ}{kg} \right) \quad (\text{Ec. 70})$$

Con esta nueva entalpía y W3, al igual que el análisis hecho para el secador Haas, se puede obtener la T° de bulbo seco resultante a partir de la Ec. 7:

$$575,8 = T + 0,03 \cdot (2501 + 1,8 \cdot T) \quad (\text{Ec. 71})$$

$$T = 458^{\circ}C$$

Con esta nueva T° (TBS3') y la W3 se puede obtener la TBH para el proceso. Anteriormente se hizo por el método iterativo utilizando la ecuación de Carrier (Ec.2), ahora solo se reemplazarán los valores en el programa de EES, y de esta forma se obtendrá la TBH del proceso (programa en anexo 2). El resultado arrojó una TBH igual a:

$$TBH = 65,8^{\circ}C$$

La temperatura bulbo húmedo de salida del proceso corresponde a $64.5^{\circ}C$, lo que no es muy alejado de la T° calculada anteriormente ($65,8^{\circ}C$), por lo tanto, y asumiendo que pueden haber errores de las mediciones entregadas por la empresa externa, **la TBH se fijará en $64.5^{\circ}C$.**

IV.2.3.- Balance de masas y energía

Similar a la hecha para el secador Haas, aquí también se debe suponer la T° de salida de la partícula. Para esto se utilizará la misma relación usada anteriormente (Ec. 12), con base en la figura 13:

$$\frac{T_{ps} - TBH}{TBS_4 - TBH} = K \quad (\text{Ec.72})$$

Donde,

T_{ps} : Temperatura de salida del proceso, para la partícula de escoria.

TBH : Temperatura de bulbo húmedo del aire de proceso.

TBS_4 : Temperatura de bulbo seco del aire, en la salida del proceso.

K : Factor supuesto para la obtención de la T_{ps} .

Por lo tanto, si suponemos un $K= 0.5$ y consideramos los datos de la tabla 8-d, tenemos que:

$$\frac{T_{ps} - 64,5}{90 - 64,5} = 0,5$$

$$T_{ps} = 77,3^{\circ} C$$

De esta forma, la temperatura de salida supuesta para la escoria, corresponde a 77,3 °C.

Balance de masas

La ecuación utilizada para esta sección, es la Ec. 13. Los datos se obtienen de la tabla 8-e. La escoria anhidra se obtiene de la siguiente forma:

$$\dot{m}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{anhidra}}} = \frac{22260}{\left(\frac{30,3}{100}\right) + 1} \cdot \frac{1}{3600} = 4,75(\text{kg} / \text{s}) \quad (\text{Ec.73})$$

El flujo de agua que contiene la escoria a la entrada y a la salida respectivamente, se obtiene como sigue:

$$\dot{m}_{\substack{\text{agua} \\ \text{entrada}}} = \dot{m}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{húmeda}}} - \dot{m}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{anhidra}}} = \frac{22260(\text{kg} / \text{h})}{3600} - 4,75(\text{kg} / \text{s}) = 1,44(\text{kg} / \text{s}) \quad (\text{Ec.74})$$

$$\dot{m}_{\substack{\text{agua} \\ \text{salida}}} = \dot{m}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{anhidra}}} \cdot \mu_f = 4,75 \cdot 0,029 = 0,14(\text{kg} / \text{s}) \quad (\text{Ec. 75})$$

Los flujos de agua en el aire de entrada y salida, respectivamente son:

$$\dot{m}_{\substack{\text{humedad} \\ \text{entrada}}} = W_3 \cdot \dot{m}_{a3} = 0,03 \cdot 8,43 = 0,25 \left(\frac{\text{kg}_v}{\text{s}} \right) \quad (\text{Ec. 76})$$

$$\dot{m}_{\substack{\text{humedad} \\ \text{Salida}}} = W_4 \cdot \dot{m}_{a4} = 0,1834 \cdot 8,43 = 1,55 \left(\frac{\text{kg}_v}{\text{s}} \right) \quad (\text{Ec. 77})$$

Por lo tanto, las masas de entrada y salida quedan como sigue:

Entrada

Masa	Kg/s
Aire seco	8,43
Humedad del aire	0,25
Escoria anhidra	4.75
Agua en la escoria	1.44
TOTAL ENTRANTE	14,87

Salida

Masa	Kg/s
Aire seco	8,43
Humedad del aire	1,55
Escoria anhidra	4.75
Agua en la escoria	0.14
TOTAL SALIENTE	14,87

Balance de energías

La ecuación utilizada es la Ec. 14.

Entrada

Elemento	Entalpía (kJ/kg)	Energía (kw)
Aire húmedo	625,7	5278,26
Escoria anhidra	19,89	94,38
Agua	104,68	150,51
TOTAL ENTRANTE	750,3	5523,15

Salida

Elemento	Entalpía (kJ/kg)	Energía (kw)
Aire húmedo	580,2	4878,89
Escoria anhidra	61,45	291,63
Agua	376,83	51,86
TOTAL ENTRANTE	1018,48	5222,38

Este balance de energías fue hecho solo a partir de los datos de salida del secador, y de la combustión del Fuel oil 6, para la cual se registro la T° en el hogar, siendo esta de 814 °C. La caída de T° producto de la mezcla adiabática inicial antes de la entrada al secador, entregó una T° de entrada al secador Allis

que se puede corroborar con datos aportados por sala de control, y que se presentan en el anexo 1.1 y 1.5.

La pérdida de energía en el proceso, asciende a la cantidad de 300,77 Kw. Esta pérdida es producto de las energías que se pierden por los filtros y el insuficiente aislamiento del cilindro rotatorio.

IV.2.4.- Grado de saturación del aire de proceso

La fundamentación de esta sección es igual a la dada en la sección 1.3 de este capítulo (análisis secador Haas). Las ecuaciones utilizadas para la obtención del grado de saturación y del grado de saturación real, son la Ec. 16 y 17 respectivamente, con la anterior obtención de la presión de saturación a TBH, mediante la Ec. 1 y 15. En efecto:

$$P_{s_{TBH}} = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{64,5+231,667}} = 24,46(kPa) \quad (\text{Ec. 78})$$

$$W_s = 0,622 \cdot \frac{24,46}{101,325 - 24,46} = 0,1979 \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ sec o}} \right) \quad (\text{Ec. 79})$$

Ahora, utilizando las humedades de salida y entrada al secador (Tabla 9 y 14 respectivamente), tenemos que:

$$\mu = \frac{0,1834}{0,1979} = 0,927 \Rightarrow 92,7\% \quad \text{Grado de saturación del aire de salida.}$$

$$G.S. = \frac{0,1834 - 0,03}{0,1979 - 0,03} = 0,914 \Rightarrow 91,4\% \quad \text{Grado de saturación real, del aire de salida}$$

El grado de saturación real muestra que el gas caliente, generado para secar escoria en el secador Allis, tiene una muy buena utilización en cuanto a su capacidad de absorber humedad. Esto también se puede corroborar por la buena caída de T° que sufre el gas, desde la entrada a la salida del secador.

IV.2.5.- Arrastre de partículas

Al igual que el análisis de arrastre para las partículas que se secan en el secador Haas, se hará lo mismo para el Allis. La idea de esto es poder demostrar que no habría arrastre excesivo de partículas, y que eso podría permitir una inversión en el flujo de gas, realizando un proceso a contra flujo. La figura 9, grafica las fuerzas que inciden en la partícula de escoria que se asume como una esfera.

Anteriormente, en la sección 1.4 de éste capítulo, se expusieron todas las ecuaciones que incidían en la Ec. 22; Ahora, solo se utilizará la ecuación para la obtención de la velocidad crítica de arrastre en el secador Allis. En efecto:

$$V_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot g}{3 \cdot C_d} \cdot \left(\frac{\gamma_p}{\gamma_a} - 1 \right)} \left(\frac{m}{s} \right) \quad \text{Velocidad Crítica de Arrastre.}$$

Donde:

C_d : Coeficiente de arrastre para una esfera.

γ_p : Densidad de la partícula

γ_a : Densidad del aire.

d : Diámetro de la partícula (supuesta como esfera)

g : Fuerza de gravedad en (m/s²)

El coeficiente de arrastre laminar para una esfera, al igual que en el análisis de la sección 1.4 de este capítulo, según bibliografía corresponde aproximadamente a 0.47.

Luego, según la Ec. 23 y en base a la figura 13, la T^o de referencia para el gas circulante en el secador, es:

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(TBS'_3 - TBH) - (TBS_4 - Tps)}{LN \left(\frac{TBS'_3 - TBH}{TBS_4 - Tps} \right)}$$

En efecto,

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(458 - 64,5) - (90 - 77,3)}{\text{LN}\left(\frac{458 - 64,5}{90 - 77,3}\right)} = 110,7^\circ C \quad (\text{Ec. 80})$$

Con esta T° , y la TBH, podemos determinar mediante el programa EES, la densidad del aire húmedo de proceso, la que resulta de $0,715 \text{ (kg/m}^3\text{)}$.

Ahora, se está en condiciones de calcular la velocidad mínima del gas para el arrastre de las partículas (véase Ec. 22 y tabla 4 para algunos datos).

En efecto,

$$V_0 = \sqrt{\frac{4 \cdot d \cdot g}{3 \cdot C_d} \cdot \left(\frac{\gamma_p}{\gamma_a} - 1\right)} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,001 \cdot 9,8}{3 \cdot 0,47} \cdot \left(\frac{3000}{0,715} - 1\right)} = 10,8 \left(\frac{m}{s}\right) \quad (\text{Ec. 81})$$

La velocidad mínima requerida para que exista arrastre de las partículas, es de $10,8 \text{ (m/s)}$. Ahora, necesitamos conocer la velocidad del gas al interior del secador. Para esto necesitamos algunos datos que se encuentran en tablas anteriores, que recordaremos aquí:

Flujo de aire húmedo a la Salida del secador	: $40435,2 \text{ (m}^3\text{/h)}$
V del gas a la salida (medida en conducto de 1.15 m. de diám.)	: 10.8 (m/s)
Diámetro del secador	: 2740 (mm)
Largo del secador	: 15240 (mm)
Volumen ocupado por escoria (supuesto)	: 5%

$$\text{Área transversal del cilindro secador} = \pi \cdot r^2 = \frac{\pi \cdot 2,74^2}{4} = 5,9 \text{ (m}^2\text{)} \quad (\text{Ec. 82})$$

La velocidad del gas en el secador, con un 5% del volumen utilizado, es:

$$\bar{v} = \frac{40435,2}{5,9 \cdot (1 - 0,05)} \cdot \frac{1}{3600} = 2 \left(\frac{m}{s} \right) \quad (\text{Ec. 83})$$

$$V_0 > \bar{v}$$

Entonces como la velocidad crítica de arrastre es bastante mayor a la velocidad del gas en el secador, no existe un excesivo arrastre de partículas, y se puede pensar por ahora en una evaluación a contra flujo.

IV.2.6.- Tiempo de calentamiento de la partícula

Debemos determinar algunas propiedades del aire para la zona del proceso de calentamiento de la partícula. En primer lugar se obtendrá una media logarítmica de la diferencia de T° en esta zona (Ec.23):

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(TBS_3 - Tpe) - (TBS'_3 - TBH)}{LN\left(\frac{TBS_3 - Tpe}{TBS'_3 - TBH}\right)} = \frac{(522,5 - 25) - (458 - 64,5)}{LN\left(\frac{522,5 - 25}{458 - 64,5}\right)} = 442,7^{\circ}C \quad (\text{Ec. 84})$$

Con esta T° , y utilizando el software EES (programa en anexo 2), se obtienen las siguientes propiedades para el aire húmedo:

Propiedad	Valor	Unidad
Prandtl	0,719	
Conductividad térmica	$5,35 \times 10^{-2}$	W/mK
Viscosidad cinemática	$7,18 \times 10^{-5}$	m^2/s
Cp del aire	1,129	kJ/kgK

Tabla 15: Propiedades del aire húmedo en la zona de calentamiento de escoria en el secador Allis. (Elaboración propia).

Para la obtención del coeficiente convectivo de transferencia de calor, se supondrá una porosidad de la cortina de escoria equivalente al 95%.

Obteniendo el número de Reynolds con la Ec. 24, tenemos:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{\nu \cdot \psi}$$

Donde:

\bar{v}	: Velocidad del gas en el secador	= 2 (m/s)
d	: Diámetro de la partícula de escoria	= 0.001 (m)
ν	: Viscosidad cinemática del gas (m ² /s)	= 7,18 x10 ⁻⁵ (m ² /s)
ψ	: Porosidad de la cortina de escoria	= 95%

Luego el Reynolds será:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{\nu \cdot \psi} = \frac{2 \cdot 0,001}{7,18 \times 10^{-5} \cdot 0,95} = 29,4$$

Siguiendo con el cálculo, corresponde obtener el Nusselt laminar y el turbulento por exterior de cuerpo, para llegar a obtener el Nusselt total. Las ecuaciones utilizadas son la 25, 26 y 27. En efecto:

$$Nu_l = 0,664 \cdot 29,4^{0,5} \cdot 0,719^{0,33} = 3,2 \quad (\text{Ec. 85})$$

$$Nu_t = \frac{0,037 \cdot 29,4^{0,8} \cdot 0,719}{1 + 2,443 \cdot 29,4^{-0,1} \cdot (0,719^{2/3} - 1)} = 0,6 \quad (\text{Ec. 86})$$

$$Nu_T = 0,3 + \sqrt{3,2^2 + 0,6^2} = 3,6 \quad (\text{Ec. 87})$$

Con estos cálculos se puede obtener el coeficiente convectivo de transferencia de calor α , mediante la ecuación 28:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{3,6 \cdot 5,35 \times 10^{-2}}{0,001} = 191,8 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad (\text{Ec. 88})$$

Luego, el calor de transferencia de 1 partícula en el calentamiento está dado por la expresión número 29, donde A_p corresponde al área superficial de la partícula expresado por la ecuación 30, y de valor igual a $3,14 \times 10^{-6} (m^2)$.

Entonces según los valores de α , A_p y ΔT_{MLDT} calculados recientemente, el calor necesario para una partícula resulta:

$$Q_{TC} = \alpha \cdot A_p \cdot \Delta T_{MLDT} = 191,8 \cdot 3,14 \times 10^{-6} \cdot 442,7 = 0,267 \left(\frac{J}{s} \right) \quad (\text{Ec. 89})$$

El calor total de calentamiento, que captan las partículas que entran al secador es de (Ec. 31):

$$Q_{particulas} = \frac{22260}{3600} \cdot 1,584 \cdot 1000 \cdot (64,5 - 25) = 399658 \left(\frac{J}{s} \right) \quad (\text{Ec. 90})$$

El calor específico de la escoria fue calculado en la sección 2.2 de este capítulo (Ec.69).

Para el siguiente paso se necesita la porosidad del lecho en reposo dada en la sección 1.1 del análisis al secador Haas. Esta corresponde al 73%, valor similar al utilizado en el análisis anterior. La densidad Bulk de la escoria se extrae de la tabla 4, y el flujo másico de la escoria anhidra corresponde a 4,75 (kg/s), calculados en la sección de balance de masas.

Por lo tanto, el flujo sólido de escoria seca que entra al secador, es de (según Ec. 32):

$$\dot{V}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{seca} \\ \text{sólida}}} = \frac{1}{0,808 \cdot 1000} \cdot (1 - 0,73) \cdot 4,75 = 0,0016 \left(\frac{m^3}{s} \right) \quad (\text{Ec. 91})$$

Ahora, el volumen de una partícula esta dado por la Ec. 34, y corresponde a $5,24 \times 10^{-10} (m^3)$. Por lo tanto, el calor que recibe una partícula es (según Ec. 33):

$$Q_{1_particula} = \frac{399658 \cdot 5,24 \times 10^{-10}}{0,0016} = 0,1323 \left(\frac{J}{particula} \right) \quad (\text{Ec. 92})$$

Finalmente, el tiempo que demora una partícula en calentarse es (según Ec. 35):

$$T_{po} = \frac{Q_{1_particula}}{Q_{TC}} = \frac{0,1323}{0,267} = 0,5(s) \quad (\text{Ec. 93})$$

Al igual que para el secador Haas, el tiempo de calentamiento de la escoria demuestra que esta se lleva a cabo casi de manera instantánea, desde el momento que toma contacto con el gas del proceso.

IV.2.7.- Tiempo de Residencia de la escoria en el secador

Para este secador, no fue posible hacer mediciones de tiempo de residencia, puesto que durante el tiempo que duró este estudio, dicho secador se encontraba detenido por motivos económicos. Por lo tanto, aquí sólo se estimarán teóricamente los tiempos de residencia de la escoria en el proceso.

Para comenzar con el cálculo, se necesitan las dimensiones del secador y sus partes. El siguiente dibujo representa las características dimensionales del secador:

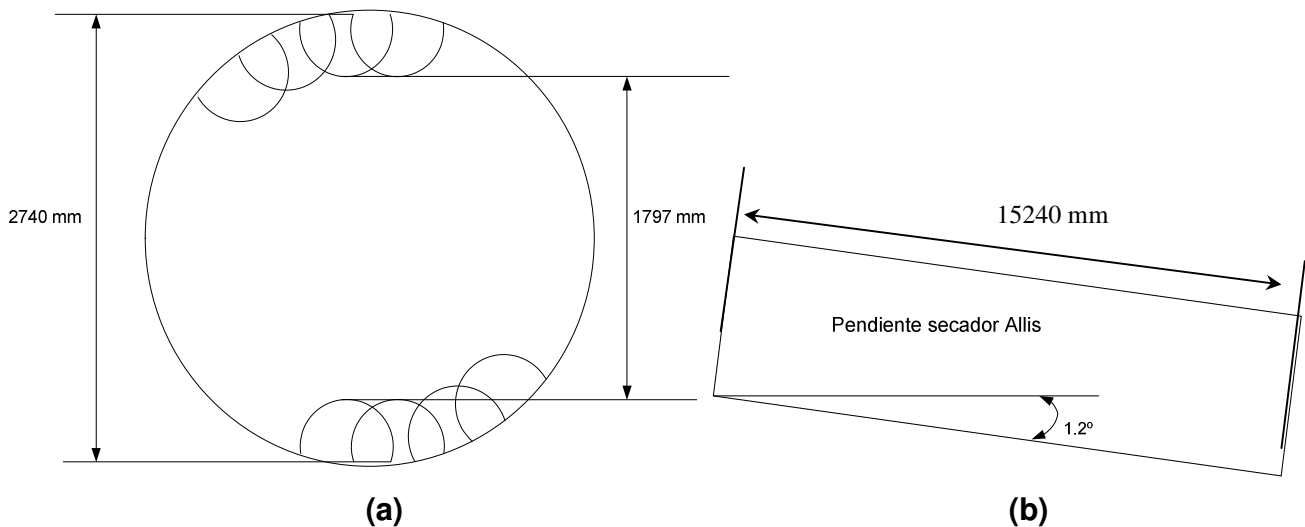


Figura 14: Análogo a la figura 10, pero con otras dimensiones. **(a)** Representación del corte transversal del secador Allis. Las semi-circunferencias corresponden a los rulos levantadores. **(b)** Representación de la longitud y pendiente del secador Allis.

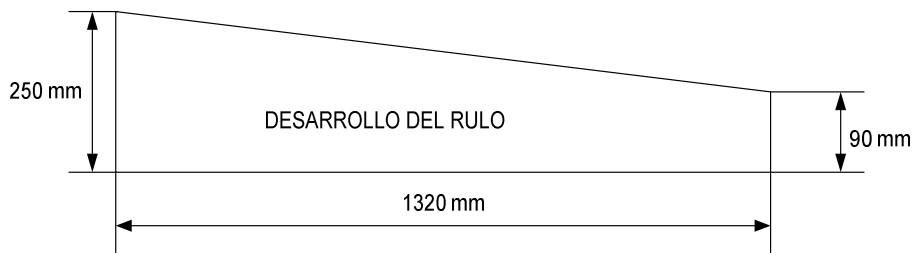


Figura 15: Representación del desarrollo del rulo levantador.

Ahora, si definimos las dimensiones como sigue:

$$D_e = 2740 \quad (mm)$$

$$D_i = 1797 \quad (mm)$$

$$L = 15240 \quad (mm)$$

$$l = 1320 \quad (mm)$$

$$a = 250 \quad (mm)$$

$$b = 90 \quad (mm)$$

$$m = 1,2^\circ$$

$$g = 9,8 \quad \left(\frac{m}{s^2} \right)$$

Tenemos que el tiempo de caída libre es:

$$t = \sqrt{\frac{2 \cdot D_i}{g}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 1,797}{9,8}} = 0,606(s) \quad (\text{Ec. 94})$$

Con esto, podemos determinar el primer avance de la partícula, ocasionado por la caída libre:

$$Av_1 = \tan(m) \cdot D_i \quad (m) \quad (\text{Ec. 95})$$

Por lo tanto:

$$Av_1 = (1,797) \cdot \tan\left(\frac{1,2^\circ \cdot 2 \cdot \pi}{360}\right) = 0,03764(m) = 37,64(mm)$$

Ahora, si consideramos un avance promedio por el ancho del rulo, tenemos que:

$$Av_2 = \frac{a+b}{2} = \frac{250+90}{2} = 170(mm) \quad (\text{Ec. 96})$$

Además, debemos considerar un avance por rebote de las partículas, el que se supondrá en un 20% del avance concretado hasta ahora, por lo tanto:

$$Av_3 = (Av_1 + Av_2) \cdot 0,2 = (37,64 + 170) \cdot 0,2 = 41,52(mm) \quad (\text{Ec. 97})$$

Por lo tanto, el avance por cada media vuelta del secador, es:

$$Av_{\frac{1}{2} \text{ vuelta}} = Av_1 + Av_2 + Av_3 = 37,64 + 170 + 41,52 = 249,17(mm) \quad (\text{Ec. 98})$$

Finalmente, el avance total por cada vuelta del secador es:

$$Av_{\text{por vuelta}} = 249,17 \cdot 2 = 498,34(mm) \quad (\text{Ec. 99})$$

Ahora, el número de rotaciones necesarias del secador para que la partícula logre salir, es de:

$$n = \frac{L}{Av_{\text{por vuelta}}} = \frac{15240}{498,34} = 30,6(\text{giros}) \quad (\text{Ec. 100})$$

Para concluir este cálculo, se debe tener presente que el secador Allis funciona a 4,45 RPM, por lo cual el tiempo de residencia de la escoria será:

$$t_{\text{residencia escoria}} = \frac{n}{RPM} = \frac{30,6}{4,45} = 6,87(\text{min}) \quad (\text{Ec. 101})$$

Se puede ver que el tiempo de residencia calculado es cercano a los 7 minutos como máximo, diferencia con respecto al secador Haas que podría explicarse por el largo del secador y por las r.p.m. del cilindro. Por lo tanto, y en adelante, se asumirá para este secador que el tiempo de residencia será de 7 minutos.

IV.2.8.- Área de transferencia de calor total, y porcentaje de ocupación en volumen de la escoria en el secador

En esta sección, al igual que para el secador Haas, se buscará obtener el área de transferencia de calor de las partículas, presente a lo largo del proceso.

Área de transferencia de calor por vuelta

El flujo volumétrico de las partículas que entran al secador es de:

$$\dot{V}_{escoria\ húmeda} = \frac{\dot{m}_{escoria\ húmeda}}{\rho_{bulk}} = \frac{22260}{808} \cdot \frac{1}{3600} = 0,008 \left(\frac{m^3}{s} \right) \quad (\text{Ec. 102})$$

El tiempo que demora en elevarse la partícula dentro del secador:

$$t_{elevación\ partícula} = \frac{15D_e}{n \cdot r_e} = \frac{15 \cdot \left(\frac{2740}{1000} \right)}{4,45 \cdot \left(\frac{2740}{2 \cdot 1000} \right)} = 6,74(\text{seg}) \quad (\text{Ec. 103})$$

Porcentaje de partículas en suspensión por vuelta, respecto del flujo de entrada.

Para su cálculo se utilizará el tiempo en caída libre:

$$\%Pariculas_{en\ suspensión} = \frac{t}{t + t_{elevación\ partícula}} = \frac{0,606}{0,606 + 6,74} = 0,082 \Rightarrow 8,2\% \quad (\text{Ec. 104})$$

Volumen de partículas por vuelta:

$$V_{particulas\ por\ vuelta} = \dot{V}_{escoria\ húmeda} \cdot \left(t_{elevación\ partícula} + t \right) = 0,008 \cdot (6,74 + 0,606) = 0,056 \left(\frac{m^3}{vuelta} \right) \quad (\text{Ec. 105})$$

Volumen de partículas en suspensión:

$$V_{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspensión}}} = V_{\substack{\text{partículas} \\ \text{por} \\ \text{vuelta}}} \cdot \% \text{Partículas}_{\text{en} \text{ suspensión}} = 0,056 \cdot 0,082 = 0,0046 \left(\frac{m^3}{\text{vuelta}} \right) \quad (\text{Ec. 106})$$

Al igual que en la sección análoga a esta, presentada para el secador Haas, la porosidad del lecho en reposo será de 73%. Sabiendo que el volumen de la partícula de escoria es de $5,24 \times 10^{-10} (m^3)$, entonces:

$$Num_{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspensión}}} = \frac{V_{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspension}}} \cdot \left(1 - \psi_{\substack{\text{lecho} \\ \text{reposo}}} \right)}{V_p} = \frac{0,0046 \cdot (1 - 0,73)}{5,24 \times 10^{-10}} = 2.383.849 \left(\frac{\text{partículas}}{\text{vuelta}} \right) \quad (\text{Ec. 107})$$

Finalmente, para el cálculo del A_{TC} de las partículas en suspensión por vuelta (A_{TC1}), se necesita el área superficial de una partícula (Ec. 30), y el número de partículas en suspensión por vuelta, antes calculado. En efecto:

$$A_{TC1} = Num_{\substack{\text{partículas} \\ \text{en} \\ \text{suspensión}}} \cdot A_p = 2.383.849 \cdot 3,14 \times 10^{-6} = 7,5 \left(\frac{m^2}{\text{vuelta}} \right) \quad (\text{Ec. 108})$$

Área de transferencia de calor total

El A_{TC} total de la escoria, que permite una caída de T^o hasta los 90^oC a la salida del secador, se obtendrá de la ecuación 50.

Por lo tanto, es necesario obtener las propiedades del gas de proceso. Para ello se tomará la ΔT_{MLDT} calculada en la sección 2.5 de este capítulo, que corresponde a $110,7^oC$, y la TBH de $64,5^oC$ para ser ingresadas en EES. Los resultados, se muestran a continuación:

Propiedad	Valor	Unidad
ΔT_{MLDT}	110,7	°C
TBH	64,5	°C
Prandtl	0,897	-
Conductividad térmica	$3,26 \times 10^{-2}$	W/mK
Viscosidad Cinemática	$3,04 \times 10^{-5}$	m ² /s
Cp del aire	1,336	kJ/kg K

Tabla 16: Propiedades del aire húmedo durante el proceso de secado de escoria.

Ahora, de acuerdo a la ecuación 24, el número de Reynolds es:

Datos antes calculados:

$$\bar{v} = 2 \left(\frac{m}{s} \right)$$

$$d = 1(mm) = 0,001(m)$$

$$\psi = 95\%$$

$$v = 3,04 \times 10^{-5} \left(\frac{m^2}{s} \right)$$

Por lo tanto:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{v \cdot \psi} = \frac{2 \cdot 0,001}{3,04 \times 10^{-5} \cdot 0,95} = 69,43 \quad (\text{Ec. 109})$$

Nusselt Laminar (Ec.25):

$$Nu_l = 0,664 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33} = 0,664 \cdot 69,43^{0,5} \cdot 0,897^{0,33} = 5,34 \quad (\text{Ec. 110})$$

Nusselt Turbulento (Ec. 26):

$$Nu_t = \frac{0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr^{2/3} - 1)} = \frac{0,037 \cdot 69,43^{0,8} \cdot 0,897}{1 + 2,443 \cdot 69,43^{-0,1} \cdot (0,897^{2/3} - 1)} = 1,11 \quad (\text{Ec. 111})$$

Nusselt Total (Ec. 27):

$$Nu_T = 0,3 + \sqrt{Nu_i^2 + Nu_o^2} = 0,3 + \sqrt{5,34^2 + 1,11^2} = 5,75 \quad (\text{Ec. 112})$$

Luego, el coeficiente convectivo de transferencia de calor (Ec. 28), que se utilizará a lo largo del proceso, será:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{5,75 \cdot 3,26 \times 10^{-2}}{0,001} = 187,5 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad (\text{Ec. 113})$$

Ahora, para calcular el A_{TC} total, usaremos la ec. 50, para ello se recuerdan algunos valores ya obtenidos anteriormente:

$$\Delta T_{MLDT} = 110,7^\circ C \quad C_{p_{gas}} = 1,336 \left(\frac{kJ}{kgK} \right)$$

$$\alpha = 187,5 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad TBS_1 = 522,5^\circ C$$

$$\dot{m}_{gas} = 8,4 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad TBS_2 = 90^\circ C$$

$$A_{TC} = \frac{8,4 \cdot 1,336 \cdot 1000 \cdot (522,5 - 90)}{187,5 \cdot 110,7} = 234,7 (m^2) \quad (\text{Ec. 114})$$

Esta es el área de transferencia total, y es la necesaria para que se produzca la caída de T° desde los $522,5^\circ C$ iniciales, a los $90^\circ C$ a la salida del secador.

Porcentaje en volumen del secador, usado por la escoria.

Ahora, solo resta comprobar el volumen de llenado del secador. Para ello recordaremos algunos valores:

Tiempo de residencia de la escoria : 7(min)

Flujo de la escoria : $22260 \left(\frac{kg}{h} \right) = 371 \left(\frac{kg}{min} \right)$

La masa de escoria en el secador, corresponde a:

$$m_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{proceso}}} = 7 \cdot 371 = 2597(kg) \quad (\text{Ec. 115})$$

Volumen del secador vacío:

$$V_{\substack{\text{sec ador} \\ \text{vacío}}} = Area_{\text{transversal}} \cdot Largo_{\text{sec ador}} = \frac{\pi \cdot D_e^2}{4} \cdot L = \frac{\pi \cdot 2,74^2}{4} \cdot 15,24 = 89,9(m^3) \quad (\text{Ec. 116})$$

Volumen de la escoria en el secador:

$$V_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{sec ador}}} = \frac{m_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{proceso}}}}{\rho_{\text{bulk}}} = \frac{2597}{808} = 3,21(m^3) \quad (\text{Ec. 117})$$

Porcentaje del volumen, ocupado por la escoria en el secador:

$$\% = \frac{V_{\substack{\text{escoria} \\ \text{en} \\ \text{sec ador}}}}{V_{\substack{\text{sec ador} \\ \text{vacío}}}} = \frac{3,21}{89,9} = 0,035 \Rightarrow 3,6\% \quad (\text{Ec. 118})$$

El supuesto que la escoria en proceso ocupa un 5% del volumen del secador, se aleja un poco de lo calculado anteriormente, pero no afecta a la finalidad de estos cálculos.

IV.2.9.- Comprobación T° de salida de la Escoria (Tp_s)

Para realizar este cálculo, se utilizará la expresión:

$$\frac{TBS_2 - Tp_s}{TBS_1 - Tp_s} = e^{\frac{-\alpha \cdot A_{TC}}{\dot{m} \cdot Cp}} \quad (\text{Ec. 119})$$

Recordando los datos obtenidos anteriormente, tenemos que:

$$\begin{aligned} A_{TC} &= 234,7 \left(m^2 \right) & \dot{m}_{gas} &= 8,4 \left(\frac{kg}{s} \right) \\ Cp_{gas} &= 1,336 \left(\frac{kJ}{kgK} \right) & \alpha &= 187,5 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \\ TBS_1 &= 522,5^\circ C & TBS_2 &= 90^\circ C \end{aligned}$$

Finalmente, reemplazando se tiene que:

$$\frac{90 - Tp_s}{522,5 - Tp_s} = e^{\frac{-187,5 \cdot 234,7}{8,41,336 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 120})$$

$$Tp_s = 81,1^\circ C$$

Concluyendo, el supuesto realizado en la sección 2.3, con la Ec. 72, donde la partícula de escoria salía con 77,3°C, es válido.

CAPITULO V:

“EVALUACIÓN DE LAS PÉRDIDAS DE CALOR EN LA LINEA”

V.1) RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN

Uno de los problemas que influía en gran medida en la ineficiente utilización de los gases, era el mal estado del aislamiento de conductos transportadores de dichos gases. En el siguiente dibujo se muestran en color rojo, los conductos y equipos con aislamiento en mal estado, que intervienen en el transporte de los gases para el secado.

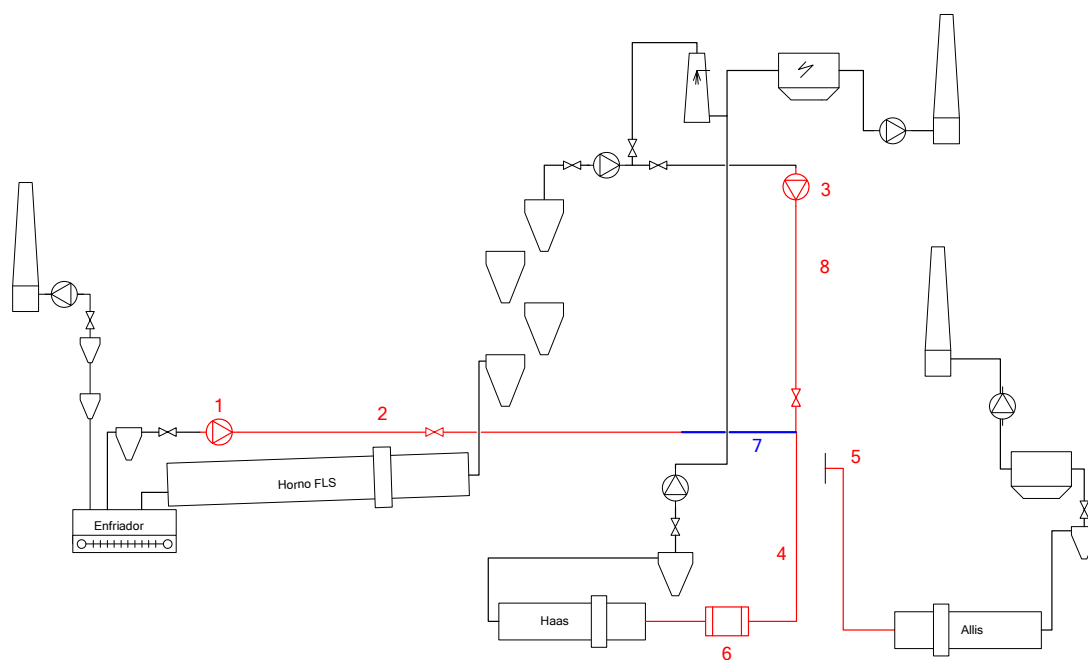


Figura 16: Diagrama de conductos y equipos principales en el transporte de gases para el secado.

Los dibujos en color rojo muestran los elementos que fueron medidos en terreno para una determinación real de la pérdida de calor. Estos elementos fueron elegidos por el enlace directo que tenían con los secadores Haas y Allis, y por el mal estado del recubrimiento aislante, sobre todo por el tramo 2 - 7. Existe un tramo en azul (número 7) que se encuentra al finalizar el tramo de salida del enfriador de clinker, que está totalmente desnudo, por lo cual la pérdida de calor en esa zona es máxima.

Las temperaturas superficiales registradas para estos elementos son:

Num. Equipo o tramo	T al inicio (°C)	T al final (°C)
1) Vent. Tiro Enfriador	130	-
2) Tramo salida Enfriador	85	35
3) Vent. Tiro Horno	300	-
4) Tramo Mezcla	41	41
5) Tramo al secador Allis	-	-
6) Cajón anterior al secador Haas	120	-
7) Tramo desnudo	200	-
8) Tramo desde horno	60	52,8

Tabla 17: Temperaturas superficiales, medidas para los conductos y equipos anteriores a los secadores.

La evaluación de las pérdidas de calor por convección forzada, por causa del mal estado del aislamiento de conductos y equipos, se encuentra en el anexo 3. Todos los conductos fueron fraccionados a unidades menores, con la intención de obtener un cálculo más cercano a la realidad. Los resultados de estos cálculos, se presentan en la siguiente tabla:

Equipo o Tramo	Largo Unitario (m)	Largo Total (m)	Pérdida Total (kW)
1) Vent. Tiro Enfriador	-	-	-
2) Tramo salida Enfriador	9,8	98	207
3) Vent. Tiro Horno	-	-	82,5
4) Tramo Mezcla	15	15	22,5
5) Tramo al secador Allis	-	-	-
6) Cajón anterior al secador Haas	Área: 17,5 m ²	Área: 17,5 m ²	31,6
7) Tramo desnudo	2	2	18,9
8) Tramo desde horno	6	60	168,7
TOTAL	-	-	531,2

Tabla 18: Pérdidas de calor total por convección forzada, para los conductos y equipos que preceden a los secadores.

Se puede apreciar que las pérdidas de calor por convección forzada no son despreciables, lo que permite pensar en un aprovechamiento mejor de los gases al mejorar este aislamiento. De esta forma, se presenta una nueva oportunidad de un mejor aprovechamiento del potencial de gases. El total de la superficie a aislar, asciende a 742 m².

CAPITULO VI:

“PROPUESTAS DE MODIFICACIÓN”

VI.1) ALTERNATIVA DE SECADO A CONTRAFLUJO

La alternativa de evaluación a contra flujo se perfilaba como la principal al inicio de este estudio, pero las condiciones de los equipos y el poco acceso a intervenirlos, imposibilitó el muestreo necesario para realizar este análisis. El análisis actual entonces se redujo a un balance termodinámico que arrojó señales de un aprovechamiento ineficiente de los gases provenientes del horno y del enfriador de clinker.

Por esta razón, la alternativa de proceso a contra flujo en el presente estudio, se desecha en su evaluación y se piensa en el desvío de una fracción de los gases, y en el mejoramiento del aislamiento existente en los conductos que preceden a los secadores.

Estas razones no imposibilitan pruebas del proceso a contra flujo en el futuro, pues el inconveniente principal de arrastre de partículas no es un problema, ya que la velocidad del gas siempre es bastante menor a la velocidad crítica de arrastre (Capítulo IV, sección 1.4)

VI.2) DESVÍO DE UNA FRACCIÓN DE LOS GASES DEL PROCESO HACIA EL SECADOR ALLIS.

Los gases utilizados en el secador Haas están siendo subutilizados, debido a la excesiva velocidad que estos llevan. La masa de aire seco que llevan estos gases y su diferencia sicrométrica, permiten que la cantidad de agua que podrían arrastrar, es muy superior a la que actualmente se llevan. El grado de saturación real de estos gases es de 66.5%, lo que permitiría un desvío de estos hacia el secador Allis, desembocando en un ahorro del combustible utilizado para el calentamiento del aire de proceso en este secador. Esta alternativa, además, saturaría en mayor porcentaje a los gases del proceso y proporcionaría una menor velocidad de estos en el secador Haas, lo que alejaría más aún la posibilidad de arrastre de partículas en una prueba a contra flujo. Por lo tanto, la evaluación del desvío de gases se presenta como una alternativa concreta a la optimización de

los mismos en el proceso, teniendo presente que los gases a la salida del secador Haas, no deben disminuir su temperatura por debajo de los 100°C (Capítulo IV, sección 1.3).

VI.3) ADQUISICIÓN DE NUEVOS SELLOS PARA EL SECADOR HAAS

El balance de masas del secador Haas, muestra una filtración de aire externo al proceso (Capítulo IV, sección 1.2). Esta filtración se presume por causa del mal funcionamiento de los sellos en el tambor rotatorio, que se encuentran a la entrada en el acople del secador con el conducto de alimentación de gases, y en la salida, acoplado al conducto de evacuación de gases. Estos sellos impiden la entrada o salida del aire de proceso, y se muestran en la figura 17:

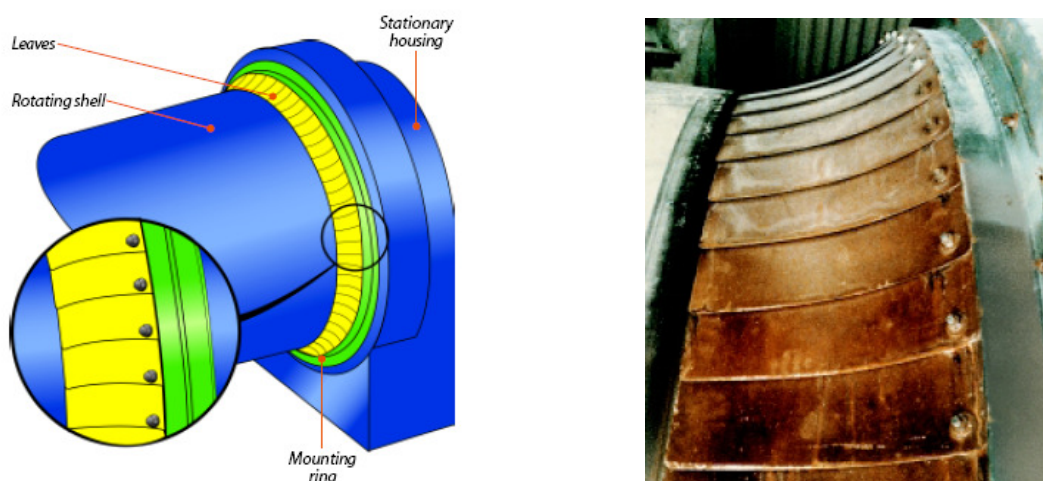


Figura 17: Representación y fotografía de los sellos utilizados en el secador Haas.

La filtración de este aire denominado “aire falso”, provoca un mal control de las variables de proceso, y una pérdida del potencial de secado de los mismos. Si bien es cierto, el funcionamiento de estos sellos podría ser deficiente, la alternativa de cambio de estos se ve imposibilitada producto que la adquisición de ellos ha sido en años recientes. Por lo tanto, la alternativa se reduce a la revisión y ajuste de estos para su mejor funcionamiento.

VI.4) CAMBIO DEL AISLAMIENTO EN CONDUCTOS QUE PRECEDEN A LOS SECADORES.

Las mediciones de las temperaturas de bulbo seco y húmedo para los conductos de salida del horno y del enfriador de clinker, son bastante elevadas (Capítulo IV, tabla 2). Esta condición debería proporcionar una mezcla con mayor T° de entrada al secador; sin embargo, las temperaturas de los gases que actualmente se registran a la entrada del secador Haas (Capítulo IV, tabla 3), acusan una pérdida de calor considerable en el camino al secador.

La evaluación de estas pérdidas así lo demuestran (Capítulo V), transformándose esta alternativa en una de las principales en la búsqueda de la mejor utilización de la energía en este proceso.

En resumen, las alternativas a evaluar se reducen al desvío de una fracción de los gases desde el secador Haas al Allis, y al mejoramiento del aislamiento en los conductos que preceden a los secadores.

CAPITULO VII:

“ANALISIS TECNICO DE LAS ALTERNATIVAS SELECCIONADAS”

Las alternativas seleccionadas son la renovación del aislamiento, y el desvío de una fracción de los gases al secador Allis. Estas dos alternativas son factibles y complementarias, por lo cual se analizará en primer lugar el reemplazo del aislamiento, para luego complementar con el desvío de gases al secador Allis.

VII.1) CAMBIO DEL AISLAMIENTO EN CONDUCTOS QUE PRECEDEN A LOS SECADORES

El mejor aprovechamiento del potencial de gases para el secado, va de la mano con la energía que estos pudieran llevar al momento de entrar en contacto con el producto a secar. El mal estado y por ende, mal desempeño del aislamiento presente en estos conductos, produce caídas excesivas en la temperatura del gas. Esto desemboca en la pérdida de oportunidad de procesar más producto del que actualmente se seca.

En esta sección quedará demostrado que la aislación en buen estado de los conductos, radicarán en un aumento de la producción de escoria seca. Los conductos a los que se deberá cambiar el aislamiento se muestran en rojo, en la siguiente figura:

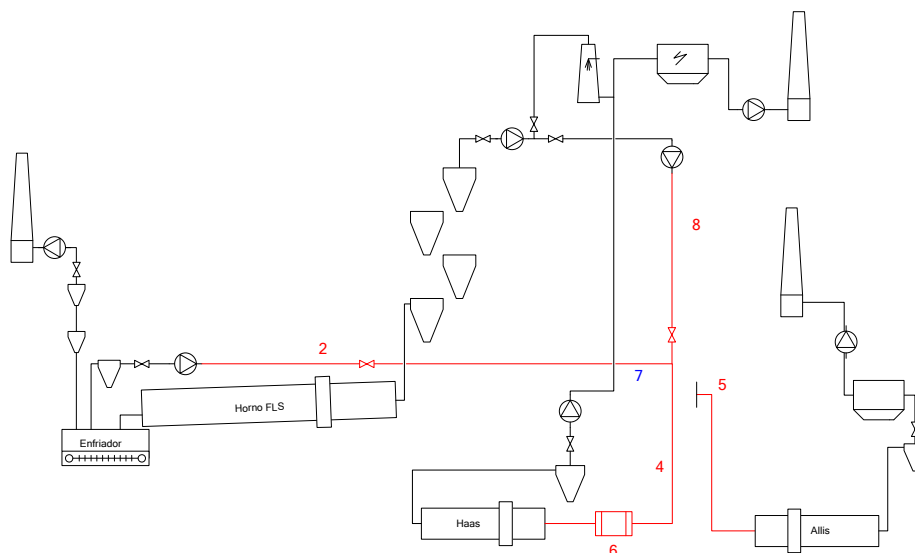


Figura 18: Conductos con aislamiento deficiente.

Todos los conductos y equipos mostrados en rojo se encuentran sin aislación térmica, o con aislación deficiente (50 mm de lana mineral). Por lo tanto, la evaluación constará en determinar el volumen de producción y la temperatura de entrada al secador, en el supuesto caso de contar con conductos y aislante de lana mineral (100 mm) en buen estado.

Actualmente, los datos de entrada y salida en el secador Haas, se encuentran en la tabla 3 y 4.

Los siguientes datos son los que corresponden a las características del aire ambiental y a las características de los gases provenientes de los conductos en cuestión:

Condición	Valor
TBS	25 °C
HR	65%
Velocidad del aire	5 (m/s)

Tabla 19: Condiciones ambientales.

ITEM	Desde el Horno	Desde Coolax	Unidad
Flujo aire húmedo	149.972	62.398	m ³ /h
TBS	359	430	°C
TBH	81	71	°C
L	60	100	m.
Diám. Interno conducto	1,4	0,82	m.
R1	0,7	0,41	m.
R2	0,7	0,41	m.
R3	0,8	0,51	m.
Aislante	Lana mineral	Lana mineral	
Espesor Aislante	100	100	mm.
Conductividad Aislante	0,05	0,05	W/m K
Coef. Convectivo externo	19	21	W/ m ² K

Tabla 20: Datos para los conductos provenientes del horno y el enfriador (Coolax). Complementétese con la figura 19. (Para detalles de la obtención del coeficiente convectivo de transferencia de calor, véase el anexo 3, referido al capítulo V)

Nótese que el radio 1 (R1) es igual al radio 2 (R2). Esto se considerará así para despreciar la resistencia térmica del conducto en los cálculos.

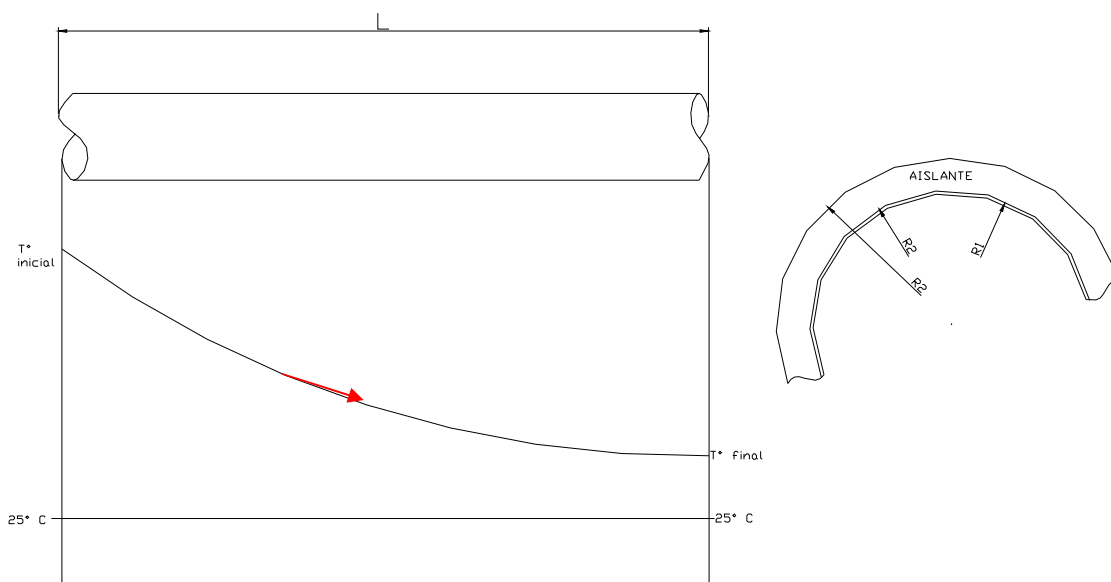


Figura 19: Representación grafica del tubo conductor de gases y su caída de T°

De acuerdo a los datos entregados en la tabla 19 y 20, se obtienen las propiedades del aire húmedo con el programa EES (hoja de programa en anexo 2).

La presión de saturación y la humedad de saturación se obtienen a partir de las ecuaciones 1 y 15 respectivamente (ejemplo calculado para los gases provenientes del horno):

$$P_{sTBH} = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{81+231,667}} = 49,31(kPa) \quad (\text{Ec. 121})$$

$$W_s = 0,622 \cdot \frac{P_s(aTBH)}{101,325 - P_s(aTBH)} = 0,622 \cdot \frac{49,31}{101,325 - 49,31} = 0,5897 \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ seco}} \right) \quad (\text{Ec. 122})$$

Las propiedades restantes del aire húmedo se muestran en la siguiente tabla:

Propiedad	Desde el Horno	Desde Coolax	Unidad
Presión de sat. a TBH	49,31	32,52	kPa
Humedad de saturación	0,5897	0,29	(kg v/kg a.s.)
Humedad específica	0,3792	0,1038	(kg v/kg a.s.)
Entalpía	1579	790,3	(kJ/kg)
Densidad aire húmedo	0,347	0,43	(kg/m ³)
Cp aire	0,831	1,292	(kJ/kg-K)
Masa de aire seco	52.040	26.831	(kg/h)
Masa de aire seco	14,46	7,45	(kg/s)

Tabla 21: Propiedades del aire húmedo para los gases conducidos por los conductos provenientes del horno y del enfriador coolax.

Para el cálculo de la resistencia térmica de los conductos aislados con 100 mm de lana mineral, se debe definir si el área de transferencia de calor se obtendrá en base al área interior o exterior de dichos conductos. Para este caso la expresión que evalúa esta magnitud se planteó en base al área interna de los conductos. Por lo tanto, la ecuación será:

$$U_{A_1} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{R_1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right) + \frac{R_1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right) + \dots + \frac{R_1}{\lambda_n} \cdot \ln\left(\frac{R_{n+1}}{R_n}\right) + \frac{R_1}{R_{n+1} \cdot \alpha_2}} \left(\frac{W}{m^2 K}\right) \text{ (Ec. 123)}$$

Donde,

U_{A_1} : Resistencia térmica de los componentes de la pared de un conducto, en base al área interna de transferencia de calor de dicho conducto, en (W/m² K).

$\alpha_{1,2}$: Coeficiente convectivo de transferencia de calor, para el medio no perturbado (2), y para los gases al interior del conducto (1), en (W/m² K).

$R_{1,2,3,\dots,n,n+1}$: Radios de los componentes de la pared del conducto (véase figura 19), en metros.

$\lambda_{1,2,\dots,n}$: Conductividad térmica del material 1,2,...,n ; según sea el caso, en (W/m K).

De esta forma, el área de transferencia de calor de interés para este cálculo es:

$$A_{TC} = \pi \cdot D_{\text{int. ducto}} \cdot L = 2\pi \cdot R_1 \cdot L \text{ (Ec. 124)}$$

En efecto, el área de transferencia de calor para el conducto proveniente del horno es:

$$A_{TC} = \pi \cdot 1,4 \cdot 60 = 264(m^2)$$

d / horno

Ambas áreas, para el conducto proveniente del horno y para el proveniente del enfriador de clinker, se muestran en la siguiente tabla:

ítem	Horno	Enfriador (Coolax)	unidad
Área de T.C.	264	257,61	(m ²)

Tabla 22: Áreas de transferencia de calor para los conductos provenientes del horno y del enfriador coolax.

VII.1.1.- Caídas de temperatura de los gases, antes de la mezcla adiabática

La caída de temperatura de los gases antes de la mezcla, se evaluará con la siguiente ecuación:

$$\frac{T_{final} - T_{\infty}}{T_{inicial} - T_{\infty}} = e^{\frac{-U \cdot A_{r,c.}}{ma \cdot Cp}} \quad (\text{Ec. 125})$$

Para ello, primeramente se necesitará obtener la resistencia de las paredes del conducto mediante la ecuación 123 planteada anteriormente, y luego la caída de T° con la Ec. 125. Por lo tanto:

VII.1.1.1.- Para el horno (tramo 8, fig. 18):

$$A_{r,c.} = 264(m^2)$$

$$U_{A_1} = \frac{1}{\frac{0,7}{0,05} \cdot \ln\left(\frac{0,8}{0,7}\right) + \frac{0,7}{0,8 \cdot 19}} = 0,5221 \quad \left(\frac{W}{m^2 K}\right) \quad (\text{Ec. 126})$$

$$\frac{T_{final} - 25}{359 - 25} = e^{\frac{-0,5221 \cdot 264}{14,46 \cdot 0,831 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 127})$$

$$T_{final} = 355,2^{\circ} C$$

Luego, con la humedad específica para los gases que vienen del horno, y la T° resultante de la caída, se obtienen las propiedades del gas húmedo mediante el programa EES (Hoja del programa adjunta en anexo 2).

VII.1.1.2.- Para el enfriador coolax (tramo 2 y 7, fig. 18):

$$A_{r,c.} = 257,61(m^2)$$

$$U_{A_1} = \frac{1}{\frac{0,41}{0,05} \cdot \ln\left(\frac{0,51}{0,41}\right) + \frac{0,41}{0,51 \cdot 21}} = 0,5471 \quad \left(\frac{W}{m^2 K}\right) \quad (\text{Ec. 128})$$

$$\frac{T_{final} - 25}{430 - 25} = e^{\frac{-0,5471 \cdot 257,61}{7,45 \cdot 1,292 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 129})$$

$$T_{final} = 424,12^\circ C$$

Al igual que para el caso de los gases provenientes del horno, las propiedades del gas húmedo para los gases que provienen del enfriador, se obtienen con el software EES.

La tabla resumen para algunas de estas propiedades (Gases del horno y enfriador coolax), se muestra a continuación:

Ítem	Horno	Enfriador (Coolax)	Unidad
Resistencia térmica	0,5221	0,5471	W/m ² K
Área de T. de calor	264	257,61	m ²
TBS inicial	359	430	°C
TBS Resultante caída	355	424,12	°C
TBH	80,00	70,1	°C
Humedad específica	0,3792	0,1038	Kg v/kg a.s.
Entalpía	1576	782,6	kJ/kg
Densidad a. húmedo	0,348	0,434	Kg/m ³
Masa aire seco	14,46	7,45	Kg/s

Tabla 23: Algunas propiedades de interés para los gases provenientes del horno y enfriador de clinker luego de la caída de T^o, justo antes de la mezcla adiabática.

VII.1.2.- Mezcla adiabática (tramo 4, fig. 18)

Luego de la caída de T^o, los gases se mezclan adiabáticamente de acuerdo a la expresión:

$$\frac{ma_1}{ma_2} = \frac{W_3 - W_2}{W_1 - W_3} = \frac{h_3 - h_2}{h_1 - h_3} \quad (\text{Ec. 130})$$

Si a los gases provenientes del horno los consideramos como el punto 1, y los provenientes del enfriador coolax como el punto 2, de acuerdo a la tabla 23, la ecuación (Ec. 130) de mezcla adiabática queda:

Humedad específica de la mezcla adiabática

$$\frac{14,46}{7,45} = \frac{W_3 - 0,1038}{0,3792 - W_3} \Rightarrow W_3 = 0,28551 \left(\frac{\text{kg}_{\text{vapor}}}{\text{kg}_{\text{aire seco}}} \right) \quad (\text{Ec. 131})$$

Entalpía de la mezcla adiabática

$$\frac{14,46}{7,45} = \frac{h_3 - 782,6}{1576 - h_3} \Rightarrow h_3 = 1306,1 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) \quad (\text{Ec. 132})$$

Ahora, de acuerdo a la ecuación número 7, la nueva TBS para la mezcla adiabática es:

$$1306,1 = T + 0,28551 \cdot (2501 + 1,8 \cdot T) \Rightarrow T = 391,1(^{\circ}\text{C}) \quad (\text{Ec. 133})$$

Con los valores anteriormente obtenidos, es posible determinar la TBH, y algunas propiedades de interés mediante el software EES:

ítem	Valor	Unidad
TBS	391,1	°C
TBH	77,6	°C
Entalpía	1306,1	kJ/kg
Humedad específica	0,28551	Kg v/kg a.s.
Masa de aire seco	21,91	Kg/s
Cp aire	2,037	(kJ/kg-K)

Tabla 24: Propiedades del aire húmedo para la mezcla adiabática de gases provenientes del horno y enfriador (Coolax)

La siguiente tabla muestra los datos necesarios faltantes para la determinación de la caída de Tº, en el conducto que transporta la mezcla adiabática:

Ítem	Valor	Unidad
Largo conducto	15	metros
Diámetro interior tubo	1,57	metros
Radio 1	0,785	metros
Radio 2	0,785	metros
Radio 3	0,885	metros
Aislante	Lana mineral	-
Esp. Aislante	100	Milímetros
Conduc. Aislante	0,05	(W/m-K)
Coef. Convectivo Externo	19	(W/m²-K)
Área de T.C.	74	(m2)

Tabla 25: Características geométricas y de interés, para el conducto transportador de la mezcla adiabática.

Luego, de acuerdo a las ecuaciones 123 y 125, la caída de Tº de los gases, será:

$$U_{A_1} = \frac{1}{\frac{0,785}{0,05} \cdot \ln\left(\frac{0,885}{0,785}\right) + \frac{0,785}{0,885 \cdot 19}} = 0,5184 \quad \left(\frac{W}{m^2 K}\right) \quad (\text{Ec.134})$$

$$\frac{T_{final} - 25}{391,1 - 25} = e^{\frac{-0,5184 \cdot 74}{21,91 \cdot 2,037 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 135})$$

$$T_{final} = 390,74^\circ C$$

Por lo tanto la caída de Tº para los gases, luego de la mezcla adiabática, corresponde a menos de 1º. Esta Tº (390,74 ºC), corresponde a la Tº de entrada al cajón que precede al tambor rotatorio.

Ahora, la TBH y otras propiedades se pueden obtener con EES. Se debe tener en cuenta que el enfriamiento del gas a través del conducto ha sido sensible (al igual que en casos anteriores), por lo tanto no varía su humedad específica. La

tabla que presenta las propiedades del gas en estas condiciones, se muestra a continuación:

Ítem	Valor	Unidad
TBS	390.74	°C
TBH	77.6	°C
Humedad específica	0.28551	(kg v/kg a.s.)
Entalpía	1231	(kJ/kg)
Densidad Aire Húmedo	0.364	(kg/m ³)
Cp aire	2.038	(kJ/kg-K)

Tabla 26: Propiedades del gas húmedo, para la mezcla adiabática

VII.1.3.- Caída de T^º en el cajón que precede al secador (tramo 6, fig. 18)

El cajón que precede al tambor rotatorio es un cajón metálico (acero) desnudo y con material refractario en la parte superior, que aparentemente cumplía funciones de receptáculo de escoria en un pasado. Este cajón es paso obligado para los gases, donde inevitablemente pierden algo de su energía térmica, pues el área de transferencia no es despreciable. Las características geométricas de dicho cajón, se presentan a continuación:

Item	Valor	Unidad
Ancho	1.5	Metros
Alto	1	Metros
Largo	5	Metros
Espesor del aislante	100	Milímetros
Conductividad térmica	0.05	(W/m-K)
Coef. Convectivo Externo	19	(W/m ² -K)

Tabla 27: Características geométricas y datos relacionados al cajón metálico de entrada (Para detalles de la obtención del coeficiente convectivo de transferencia de calor, véase el anexo 3, referido al capítulo V)

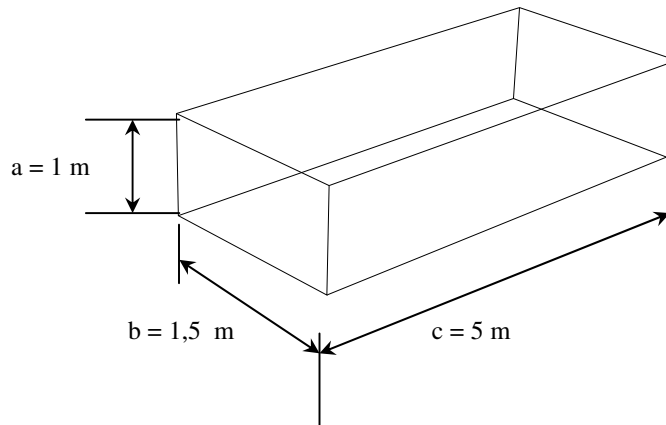


Figura 20: Representación del cajón metálico que precede al tambor rotatorio.

El área de transferencia de calor para este cajón, es:

$$A_{TC} = (2 \cdot a + b) \cdot c = (2 \cdot 1 + 1,5) \cdot 5 = 17,5(m^2) \quad (\text{Ec. 136})$$

cajón

La ecuación de resistencia térmica para este caso es algo distinta a la anteriormente planteada, y se muestra a continuación:

Resistencia térmica de la placa, y los materiales que la cubren:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{e_1}{\lambda_1} + \dots + \frac{e_n}{\lambda_n} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad (\text{Ec. 137})$$

donde,

$\alpha_{1,2}$: Coeficiente convectivo de transferencia de calor para el gas en el conducto (1), y del medio no perturbado (2), en (W/m² K)

$e_{1,\dots,n}$: Espesor del material del conducto, aislante 1 ó aislante 2, según sea el caso, en (m)

$\lambda_{1,\dots,n}$: Conductividad térmica del conducto y de los materiales que lo cubren según sea el caso, en (W/m K)

Caída de T° en el cajón:

Para este caso, al igual que los anteriores, se desprecia la resistencia térmica del acero que conforma la caja, y la resistencia térmica de los gases calientes que circulan en él. Por lo tanto, la resistencia térmica de este cajón (según Ec. 137), al ser cubierto con 100 mm de lana mineral, será:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{0,05} + \frac{1}{19}} = 0,487 \quad \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad (\text{Ec. 138})$$

Ahora, la caída de T° (según Ec. 125 y tabla 26) para este caso, será:

$$\frac{T_{final} - 25}{390,74 - 25} = e^{\frac{-0,487 \cdot 17,5}{21,91 \cdot 2,038 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 139})$$

$$T_{final} = 390,67(^{\circ}C)$$

Por lo tanto, la T° de salida de los gases del cajón metálico cubierto con 100 mm de aislante, es de 390,67 °C.

Con este antecedente, y la humedad específica que no cambia por ser un enfriamiento sensible, mediante EES, se pueden obtener otras propiedades de interés.

Ítem	Valor	Unidad
TBS	390.67	°C
TBH	77.6	°C
Humedad específica	0.28551	(kg v/kg a.s.)
Entalpía	1230	(kJ/kg)
Densidad aire húmedo	0.364	(kg/m ³)
Cp aire	2.038	(kJ/kg-K)

Tabla 28: Propiedades del aire húmedo, para el gas saliente del cajón metálico.

Por lo tanto, y después de conocer todas las caídas de T° del gas proveniente del horno y enfriador, las condiciones del aire húmedo a la entrada del secador Haas, considerando una nueva aislación de 100 mm de lana mineral, son:

Item	Valor	Unidad
TBS	390.67	°C
TBH	77.6	°C
Humedad específica	0.28551	(kg v/kg a.s.)
Entalpía	1230	(kj/kg)
Masa de aire seco	21.91	Kg/s

Tabla 29: Condiciones de entrada para el gas húmedo al secador Haas, considerando una nueva aislación de 100 mm de lana mineral.

VII.1.4.- Caída de T° por calentamiento de la escoria

Con las nuevas condiciones del gas a la entrada del secador (tabla 29), es evidente que los resultados en el secado de la escoria serán distintos a los obtenidos con el aislamiento actual.

La producción de cemento exige que el secado de la escoria entregue un producto con humedad final igual o menor a 3% en base seca, por lo tanto, se definirá una humedad de salida igual al 2% a manera de asegurar un producto de acuerdo a las exigencias de este proceso. Al comienzo de los análisis la humedad inicial de la escoria a la entrada del secador Haas era de 29%, pero en esta sección se definirá una humedad de entrada de un 30%, a modo de aplicar una mayor exigencia al proceso y absorber alguna variación de humedad que pudiera traer dicha escoria.

Luego, los datos relacionados al análisis de la caída de T° por calentamiento de la escoria con estas nuevas condiciones se basan en la tabla 4, y en los entregados recientemente:

Item	Valor	Unidad
Flujo escoria húmeda que entra	32	T/h
Humedad inicial escoria	30	%
Humedad final escoria	2	%
Cp escoria seca	0,19	kcal/kg °C
Tº entrada escoria	25	ºC

Tabla 30: Datos relacionados para la obtención de la caída de Tº a la entrada del secador Haas, con las nuevas condiciones calculadas para el gas.

Con estas condiciones y las de la tabla 29 se puede calcular la caída de Tº; para ello se debe obtener el calor específico de la escoria húmeda de acuerdo a la ec. 9, y la entalpía resultante de acuerdo a la ec. 10. En efecto:

Calor específico de la escoria a 30% de humedad:

$$Cp_{\substack{\text{sólido} \\ \text{húmedo}}} = \frac{0,19 \cdot 4,187 + 0,3 \cdot 4,187}{1 + 0,3} = 1,578 \left(\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ K} \right) \quad (\text{Ec. 140})$$

Entalpía resultante del calentamiento de la escoria:

$$\dot{m}_{\substack{\text{sólido} \\ \text{húmedo}}} \cdot Cp_{\substack{\text{sólido} \\ \text{húmedo}}} \cdot (TBH - Tpe) = \dot{m}_{\text{gas}} \cdot (h - h') \quad (\text{Ec. 141})$$

$$h' = h - \frac{\dot{m}_{\substack{\text{sólido} \\ \text{húmedo}}} \cdot Cp_{\substack{\text{sólido} \\ \text{húmedo}}} \cdot (TBH - Tpe)}{\dot{m}_{\text{gas}}}$$

$$h' = 1230 - \frac{32.000 \cdot 1,578 \cdot (77,6 - 25)}{21,91 \cdot 3600}$$

$$h' = 1196,32 \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

Ahora, como estamos en presencia de un enfriamiento sensible, la humedad específica del gas se mantiene en el proceso del calentamiento de la escoria. Por lo tanto, la humedad a utilizar es la entregada en la tabla 29, y la ecuación es la numero 7. En efecto:

$$1196,32 = T + 0,28551 \cdot (2501 + 1,8 \cdot T) \quad (\text{Ec. 142})$$

$$T = 318,5^\circ C$$

Luego con los datos de la nueva T° y humedad específica, mediante el software EES, se obtiene la TBH correspondiente. Por lo tanto, las características del gas luego del calentamiento de la escoria, son:

Item	Valor	Unidad
TBS	318,5	$^{\circ}\text{C}$
TBH	76,4	$^{\circ}\text{C}$
Humedad específica	0,28551	Kg v./kg a.s.
Entalpía	1196,32	kJ/kg

Tabla 31: Características del gas, luego del calentamiento de la escoria.

Inicialmente se mencionó que la T° de salida del secador no debería ser menor a 100°C , por lo tanto, y pensando en una máxima utilización del potencial de estos gases, se fijará un grado de saturación real igual a 85%. De esta forma, la humedad de salida del gas, al final del proceso será:

Presión de saturación (Ec.1):

$$P_{S_{TBH}} = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{76,4+231,667}} = 40,83(\text{kPa}) \quad (\text{Ec. 143})$$

Humedad de saturación (Ec. 15):

$$W_s = 0,622 \cdot \frac{40,83}{101,325 - 40,83} = 0,4197 \left(\frac{\text{kg}_{\text{vapor}}}{\text{kg}_{\text{aire seco}}} \right) \quad (\text{Ec. 144})$$

Humedad de salida del proceso (Ec. 17):

$$0,85 = \frac{W_{\text{salida}} - 0,28551}{0,4197 - 0,28551}$$

$$W_{\text{Salida}} = 0,3996 \left(\frac{\text{kg}_{\text{vapor}}}{\text{kg}_{\text{aire seco}}} \right) \quad (\text{Ec. 145})$$

Masa de agua evaporada:

La ecuación a utilizar en este caso es similar a la ecuación 62, pero basada en el aire seco y las humedades iniciales y finales de él. En efecto,

$$\dot{m}_{\text{agua evaporada}} = \dot{m}_{\text{aire seco}} \cdot (W_{\text{salida}} - W_{\text{entrada}}) \quad (\text{Ec. 146})$$

$$\dot{m}_{\text{agua evaporada}} = 21,91 \cdot (0,3996 - 0,28551) = 2,5 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

Ahora, considerando que la escoria entra con un 30% de humedad base seca, y sale con 2% de humedad base seca; la producción de escoria anhidra será (Ec. 62):

$$\dot{m}_{\text{agua evaporada}} = \dot{m}_{\text{escoria anhidra}} \cdot (\mu_i - \mu_f) \quad (\text{Ec. 147})$$

$$\dot{m}_{\text{escoria anhidra}} = \frac{2,5}{(0,3 - 0,02)} = 8,93 \left(\frac{\text{kg}}{\text{s}} \right) = 32137 \left(\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = 32,1 \left(\frac{\text{Ton.}}{\text{h}} \right)$$

Esta cantidad de escoria anhidra, es superior a las 24.806,2 (kg/h) producidos con los gases actuales de funcionamiento, lo que deja una producción extra aproximada de 7.333 (kg/h) de escoria anhidra, en caso que los conductos transportadores de estos gases, desde el horno y enfriador al secador, cambien su aislamiento a 100 mm de espesor, de lana mineral comercial.

Este resultado indica que es posible enviar gases al secador Allis, quien funciona solo con FO6, para una reducción en el costo de su funcionamiento. Se debe tener presente que la cantidad de escoria anhidra que esta saliendo del secador Haas, corresponde a 24.806,2 (kg/h). Esta escoria entra con un 29% de humedad y sale con un 2,9% de humedad, lo que se puede seguir manteniendo aunque se retire una fracción de aire seco para ser desviado al secador Allis, pero con una evidente reducción de velocidad. Se debe recordar que para efectos de cálculo, y de exigencia a los gases del proceso, se supuso humedades de entrada y salida para la escoria equivalentes a 30% y 2% respectivamente, lo que significa que el

flujo de escoria real extra saliente del secador Haas, es de 7.480 (kg/h) de material al 2% de humedad.

Ahora, la T° de salida de los gases en el secador Haas para estas condiciones (sin haber retirado nada de aire aún), se puede determinar con EES (hoja del programa en anexo 2), con ayuda de los datos de TBH del proceso (tabla 30) y humedad específica de salida (Ec.145). En efecto, la TBS del proceso es:

Item	Valor	Unidad
TBS	107	°C
TBH	76.4	°C
Humedad de salida	0,3996	(kg v./kg a.s.)

Tabla 32: Características del aire de salida del secador Haas, sin haber retirado aún el potencial gas de desvío.

VII.2) DESVÍO DE UNA FRACCIÓN DE GASES DEL PROCESO HACIA EL SECADOR ALLIS

La cantidad de escoria adicional obtenida de acuerdo a los cálculos en la sección anterior permite deducir que es posible desviar gases al secador Allis. El desvío de estos gases proporcionará un ahorro en el combustible utilizado en dicho secador, que funciona en periodos limitados del año producto del elevado costo de su operación. De acuerdo a la cantidad de escoria extra obtenida, ¿Cuánto aire es posible desviar a este secador?.

La escoria extra obtenida (anhidra) corresponde a 7.333 kg/h. Ahora, si consideramos que la humedad de salida de dicha escoria será de 2%, en base a un acomodo de la ecuación 61, tenemos:

$$\%H = \frac{\dot{m}_v - \dot{m}_s}{\dot{m}_s} \times 100$$

$$\dot{m}_v = \left(\frac{\%H}{100} + 1 \right) \cdot \dot{m}_s \quad (\text{Ec.148})$$

Por lo tanto,

$$m_v = \left(\frac{2}{100} + 1 \right) \cdot 7.333 = 7.479 \left(\frac{kg}{h} \right) \text{ de escoria húmeda al 2\%}.$$

Si sabemos que este material entra al proceso con una humedad del 30% (base seca), entonces el agua a retirar para obtener escoria seca al 2%, será (Ec.62):

$$\dot{m}_{\text{agua evaporada}} = \dot{m}_{\text{escoria anhidra}} \cdot (\mu_i - \mu_f) = 7.333 \cdot (0,30 - 0,02) = 2.053,12 \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (\text{Ec.149})$$

Conociendo cuanta agua se debe retirar de este material, el aire seco necesario para absorber esta humedad esta dado por la ecuación 146 (para humedades, ver tablas 29 y 31):

$$\dot{m}_{\text{agua evaporada}} = \dot{m}_{\text{aire seco}} \cdot (W_{\text{salida}} - W_{\text{entrada}})$$

$$\dot{m}_{\text{aire seco}} = \frac{\dot{m}_{\text{agua evaporada}}}{(W_{\text{salida}} - W_{\text{entrada}})} = \frac{2.053,12}{(0,3996 - 0,2855)} = 17.997,1 \left(\frac{kg}{h} \right) = 5 \left(\frac{kg}{s} \right) \quad (\text{Ec.150})$$

Como tenemos 21,91 (kg/s) de aire seco circulando por el secador Haas, al restar estos 5 (kg/s) nos quedan 16,91 (kg/s) que circularán por él. Con esta cantidad de aire seco, las condiciones de velocidad y saturación cambian, por lo que habrá que recalcular las caídas de T° para el gas de proceso.

VII.2.1.- Recálculo de la caída de T° del gas a la salida del secador Haas, luego de retirar los 5 (kg/s) para desviar al secador Allis.

Entonces, con las propiedades de la tabla 28 y teniendo ahora 16,91 (kg/s) de aire seco, tenemos que:

Volumen específico de aire húmedo (Ec. 4):

$$v_{a.h.} = \left(0,287 \cdot \frac{(390,67 + 273)}{101,325} \right) \cdot \left(1 + \frac{0,285512}{0,622} \right) = 2,742 \quad \left(\frac{m^3}{kg} \right) \quad (\text{Ec. 151})$$

Flujo volumétrico de aire húmedo:

$$\dot{V}_{a.h.} = v_{a.h.} \cdot \dot{m}_{a.s.} \quad (\text{Ec. 152})$$

$$\dot{V}_{a.h.} = 2,742 \cdot 16,91 \cdot 3600 = 167.249,8 \quad \left(\frac{m^3}{h} \right)$$

Área del transversal del cilindro secador:

$$\pi \cdot r^2 = \frac{\pi \cdot 2,8^2}{4} = 6,16(m^2) \quad (\text{Ec. 153})$$

Velocidad del gas en el secador:

$$\bar{v} = \frac{167.249,8}{6,16 \cdot (1 - 0,05)} \cdot \frac{1}{3600} = 7,94 \left(\frac{m}{s} \right) \quad (\text{Ec. 154})$$

Ahora, para poder obtener las propiedades del aire húmedo en el interior del secador, y con el objeto de conocer a cuanto caerá la T° al final del proceso, se calculará una T° de referencia de acuerdo a las temperaturas de entrada y salida del secador sin haber retirado el aire de desvío, en efecto (Ec. 23):

T° de salida de la partícula (Ec. 12):

$$\frac{T_{ps} - 76,4}{107 - 76,4} = 0,5 \quad (\text{Ec. 155})$$

$$T_{ps} = 92^\circ C$$

T° media logarítmica (Ec.23):

Con el resultado de la ec. 155, los datos de la tabla 29 y 31, y los 25°C de la escoria de entrada, se tiene:

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(390,67 - 25) - (107 - 92)}{LN\left(\frac{390,67 - 25}{107 - 92}\right)} = 110,4^{\circ} C \quad (\text{Ec. 156})$$

Con esta temperatura como referencia, y la TBH de la tabla 31, se pueden obtener las propiedades del gas que circula en el interior del secador mediante el software EES (hoja del programa en anexo 2):

Propiedad	Valor	Unidad
ΔT_{MLDT}	110,4	°C
TBH	76,4	°C
Calor específico aire	1,626	kJ/kg-K
Viscosidad cinemática aire	3,78E-05	m ² /s
Conductividad térmica	3,28E-02	W/m-K
Prandtl	1,051	-
Densidad aire húmedo	0,562	kg/m ³
Porosidad de la cascada	95	%

Tabla 33: Propiedades de referencia para el gas circulante en el secador Haas, de acuerdo a una circulación previa por conductos aislados con 100 mm de lana mineral.

Ahora, sabiendo que el diámetro de la partícula es de 1 mm, y la velocidad del gas en el secador es de 7,94 (m/s) (Ec. 154), utilizando los datos de la tabla 33, tenemos que:

Numero Reynolds (Ec. 24):

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{\nu \cdot \psi} = \frac{7,94 \cdot 0,001}{3,78 \times 10^{-5} \cdot 0,95} = 221,1 \quad (\text{Ec. 157})$$

Ahora, de acuerdo a las ecuaciones 25,26 y 27, tenemos que:

$$Nu_l = 0,664 \cdot 221,1^{0,5} \cdot 1,051^{0,33} = 10,04 \quad (\text{Ec. 158})$$

$$Nu_t = \frac{0,037 \cdot 221,1^{0,8} \cdot 1,051}{1 + 2,443 \cdot 221,1^{-0,1} \cdot (1,051^{2/3} - 1)} = 2,79 \quad (\text{Ec. 159})$$

$$Nu_T = 0,3 + \sqrt{10,04^2 + 2,79^2} = 10,72 \quad (\text{Ec. 160})$$

Coeficiente convectivo de transferencia de calor (Ec. 28):

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{10,72 \cdot 3,28 \times 10^{-2}}{0,001} = 351,6 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad (\text{Ec. 161})$$

Con estos cálculos podemos determinar la caída de T° para el gas circulante en el secador Haas, luego de retirar el gas de desvío al secador Allis. El área de transferencia de calor por vuelta es de 10 m² (Capítulo IV, sección 1.7), Por lo tanto, si sabemos que el tiempo de residencia medido es de 7 min., y que el secador funciona a 3.5 rpm, el área de transferencia de calor de las partículas será de:

$$A_{TC} = 3,5 \cdot 7 \cdot 10 = 245(m^2)$$

Ahora, con los datos de la tabla 29 y 33, considerando los 16,91 (kg/s) de aire seco, y los resultados de las ecuaciones 155 y 161, se puede obtener la caída de T° para los gases que circulan por el secador Haas (basado en la Ec. 55):

$$\frac{TBS_2 - 92}{390,67 - 92} = e^{\frac{-351,6 \cdot 245}{16,91 \cdot 1,626 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 162})$$

$$TBS_2 = 104,7^\circ C$$

Por lo tanto, la caída de T° para los 16,91 (kg/s) de aire seco que circulan por el secador Haas, no es menor a 100 °C, lo que significa que no existiría riesgo de condensación para el precipitador electrostático.

VII.2.2.- Desvío de los 5 (kg/s) al secador Allis

Para el desvío de gases es necesaria la unión del conducto que va al secador Allis, con el conducto posterior a la mezcla de gases provenientes del horno y el enfriador. Para ello se adquirirán dos válvulas tipo damper que se instalarán en dicho desvío como sugiere en color rojo la figura siguiente:

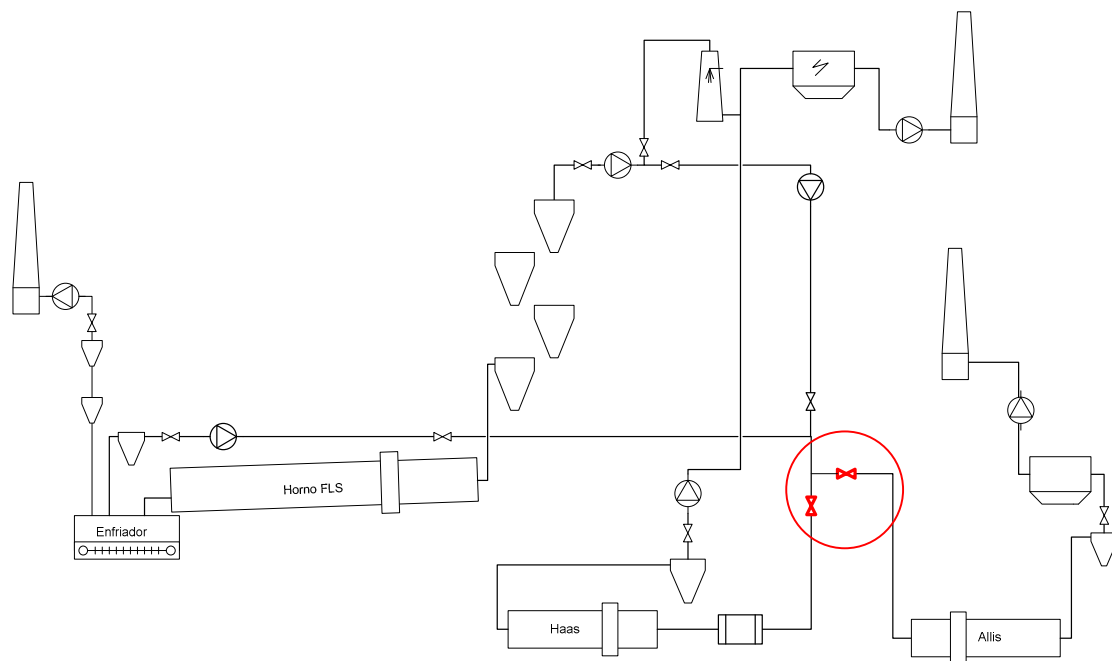


Figura 21: Conexión e incorporación de válvulas tipo damper, para el desvío de gases calientes al secador Allis.

La evaluación económica de esta incorporación se hará más adelante en conjunto con la evaluación de renovación del aislamiento de conductos. Por ahora, se evaluará técnicamente el desvío de los 5 (kg/s) de gases calientes al secador Allis.

Los gases al ser desviados deben recorrer un conducto de 50 m de largo para llegar al secador Allis. Este conducto actualmente está completamente desnudo (sin aislamiento), por lo que siguiendo con la idea de aislar con 100 mm de lana mineral, se supondrá aislamiento nuevo en toda su longitud.

El área de transferencia de calor que enfrentarán los gases en el camino a la entrada del secador Allis, será:

Largo del conducto : 50 m.

Diámetro del conducto : 0,82 m

Por lo tanto el área de transferencia será

$$A_{TC} = \pi \cdot 50 \cdot 0,82 = 128,8(m^2) \quad (\text{Ec. 163})$$

Entonces, los datos utilizados para esta parte de la evaluación son:

Ítem	Valor	Unidad
Masa de aire seco	5,00	(kg/s)
TBS	391,06	°C
TBH	77,6	°C
Humedad específica	0,28551213	(kg v/kg a.s.)
Cp del aire	2,037	(kJ/kg-K)
Largo Conducto	50	m
Diámetro Conducto	0,82	m
Radio 1	0,41	m
Radio 2	0,41	m
Radio 3	0,51	m
Aislante	Lana mineral	
Espesor de aislante	100	mm
Conductividad aislante	0,05	(W/m-K)
Coef. Convect. aire amb.	19	(W/m ² -K)
Área de Transf. de Calor	128,8	m ²

Tabla 34: Datos relevantes para la evaluación técnica del desvío de 5 (kg/s) de gas, hacia el secador Allis

La TBS y TBH corresponden a las temperaturas obtenidas justo después de la mezcla adiabática, al igual que la humedad específica del gas.

Ahora, el gas sufre una caída de T° desde el comienzo del desvío, hasta la entrada al secador Allis. En efecto:

VII.2.2.1 Caída de T° del gas, por tránsito hasta la entrada del secador Allis:

La evaluación de esta caída de T° se hará en base al área interna del conducto, y en este caso también se despreciará la resistencia térmica del material del tubo. El cálculo de la resistencia térmica del conducto, considerando un aislamiento de 100 mm de lana mineral, se realizó con la Ec. 123 basado en los datos de la tabla 34. En efecto:

$$U_{A_1} = \frac{1}{\frac{0,41}{0,05} \cdot \ln\left(\frac{0,51}{0,41}\right) + \frac{0,41}{0,51 \cdot 19}} = 0,55 \quad \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad (\text{Ec.164})$$

Luego, considerando que el aire ambiente está a 25°C , la T° resultante de la caída esta dada por la Ec. 125:

$$\frac{T_{final} - 25}{391,06 - 25} = e^{\frac{-0,55 \cdot 128,8}{5 \cdot 2,037 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 165})$$

$$T_{final} = 388,5(^{\circ}\text{C})$$

Por lo tanto, la T° resultante de la caída a lo largo de los 50 m. del conducto aislado con 100 mm de lana mineral, corresponde a $388,5^{\circ}\text{C}$. Con este antecedente y el de la humedad específica de la tabla 34 se puede obtener la TBH resultante mediante el software EES, como se ha hecho en situaciones anteriores. El resultado arroja una TBH de $77,5^{\circ}\text{C}$. El resto de las propiedades de importancia, se muestran en la siguiente tabla:

Propiedad	Valor	Unidad
TBS	388,5	°C
TBH	77,5	°C
Humedad específica	0,28551213	(kg v/kg a.s.)
Entalpía	1226	(kJ/kg)
Densidad	0,366	(kg/m ³)
Cp aire	2,044	(kJ/kg-K)

Tabla 35: Propiedades del aire húmedo, luego de recorrer los 50 m de conducto hacia el secador Allis.

VII.2.2.2 Caída de T° por calentamiento de la escoria

En la entrada del secador Allis se encuentra una toma de aire ambiente que tiene bastante influencia en la T° de los gases que entran a este secador (para el caso de calentar el aire por la quema de combustible). Esta entrada de aire es necesaria pues este secador funciona actualmente con un quemador de Fuel oil 6 para calentar el gas utilizado en el proceso. Para la situación que se evalúa en esta sección, no será necesario contar con esta entrada, pues el aire viene con T° y podría perjudicar la misma; Por lo tanto, no se considera en este cálculo dicha entrada de aire.

Suponiendo el cierre de esta entrada cuando se utilicen los gases extraídos de la nueva conexión, ellos tendrán las mismas características obtenidas en la sección 2.2.1 de este capítulo, luego de la caída de T°. Ahora, al entrar al secador, este gas sufre un enfriamiento sensible por la escoria que se calienta de 25 °C hasta la TBH del gas caliente. Suponiendo que la escoria seca que se puede obtener, corresponde a la escoria extra obtenida en la sección 1.4 de este capítulo, el flujo másico de entrada de esta escoria será:

Masa de escoria Anhidra : 7333 (kg/h)
 Humedad inicial de la escoria : 30% base seca

Luego,

$$\dot{m}_{escoria\ húmeda} = \left(\%Humedad \cdot \dot{m}_{escoria\ anhidra} \right) + \dot{m}_{escoria\ anhidra} = (0,3 \cdot 7333) + 7333 = 9533 \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (\text{Ec. 166})$$

Ya sabemos que el flujo de escoria húmeda al 30% es de 9533 (kg/h); Ahora, se puede calcular la caída de Tº por el calentamiento de esta escoria:

Entalpía resultante de la caída de Tº (basado en Ec.10 y tabla 35):

Recordemos que el Cp de la escoria al 30% de humedad, corresponde a 1,578 (kJ/kg-K).

$$h' = 1226 - \frac{9533 \cdot 1,578 \cdot (77,5 - 25)}{5 \cdot 3600} = 1182,12 \left(\frac{kJ}{kg} \right) \quad (\text{Ec. 167})$$

TBS resultante de la caída (Ec. 7):

$$h = T + W \cdot (2501 + 1,8 \cdot T) \quad \left(\frac{kJ}{kg} \right)$$

$$1182,12 = T + 0,285512 \cdot (2501 + 1,8 \cdot T) \quad (\text{Ec. 168})$$

$$T = 309,2 \quad (^\circ C)$$

Ahora, con estos antecedentes se puede obtener la TBH resultante mediante el software EES. Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Propiedad	Valor	Unidad
TBS	309,2	ºC
TBH	76,2	ºC
Entalpía	1182,12	(kJ/kg)
Humedad específica	0,285512	(kg v/kg a.s.)
Cp aire	1,064	(kJ/kg-K)

Tabla 36: Propiedades del gas húmedo, luego de la caída de Tº por el calentamiento de la escoria

Ya conociendo la TBH del proceso, es posible obtener la humedad de saturación del gas que circula por el secador. Para ello se definirá un grado de saturación equivalente a 85%. En efecto:

Presión de saturación a TBH (Ec.1):

$$P_s = 1,41 \times 10^7 \cdot e^{\frac{-3928,5}{76,2+231,667}} = 40,5(kPa) \quad (\text{Ec. 169})$$

Humedad de saturación (Ec 15):

$$W_s = 0,622 \cdot \frac{40,5}{101,325 - 40,5} = 0,41415 \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ sec o}} \right) \quad (\text{Ec. 170})$$

Humedad de salida del proceso (Ec. 17):

$$0,85 = \frac{W_{salida} - 0,285512}{0,41415 - 0,285512} \Rightarrow W_{salida} = 0,39486 \left(\frac{kg_{vapor}}{kg_{aire\ sec o}} \right) \quad (\text{Ec. 171})$$

Con los datos de W de salida y TBH es posible obtener la caída de T° del gas a la salida del proceso, asumiendo que este sale a un 85% saturado con respecto a la capacidad real de absorción de agua. Entonces, utilizando la Ec. 7, tenemos:

$$1182,12 = T + 0,285512 \cdot (2501 + 1,8 \cdot T) \quad (\text{Ec. 172})$$

$$T = 113,73^\circ C$$

Luego, si el aire se satura un 85%, las condiciones de salida serán:

Propiedad	Valor	Unidad
TBS	113,73	°C
TBH	76,2	°C
Humedad específica	0,39486	(kg v/kg a.s.)

Tabla 37: Características de salida en el secador Allis, para el aire húmedo bajo el supuesto caso de saturación al 85%.

Como la caída de Tº depende entre otras cosas de la velocidad del gas y del área de transferencia por parte de las partículas al interior del secador, el nuevo cálculo se hará considerando esas variables. Para ello se utilizará la Ec. 55, y las variables correspondientes.

Supongamos una Tº de salida como la que se obtuvo en la Ec. 172, entonces la Tº de salida de la partícula sería (Ec.12):

$$\frac{T_{ps} - 76,2}{113,73 - 76,2} = 0,5 \quad (\text{Ec. 173})$$

$$T_{ps} = 95^\circ \text{C}$$

Diferencia de Tº logarítmica (Ec. 23):

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(388,5 - 25) - (113,73 - 95)}{\text{LN}\left(\frac{388,5 - 25}{113,73 - 95}\right)} = 116,25^\circ \text{C} \quad (\text{Ec. 174})$$

Con esta Tº media y la TBH del proceso, se pueden obtener las propiedades del aire húmedo mediante el software EES, como se hizo en situaciones anteriores:

Propiedad	Valor	Unidad
TBS	116,25	ºC
TBH	76,2	ºC
Entalpía	1164	(kJ/kg)
Densidad a.h.	0,558	(kg/m ³)
Cp aire	1,601	(kJ/kg-K)
Cond. Térmica	3,33 x 10 ⁻²	(W/m-K)
Visc. Cinemática	3,85 x 10 ⁻⁵	(m ² /s)
Prandtl	1,033	-

Tabla 38: Propiedades del aire húmedo, para una Tº de referencia de proceso.

Ahora, la velocidad del gas al interior del secador

Flujo volumétrico de aire húmedo (Ec. 6, tabla 35):

$$\dot{m}_{a.s.} = \frac{\rho_{a.h.} \cdot \dot{V}_{a.h.}}{3.600} \left(\frac{kg}{s} \right) \quad \Rightarrow \quad \dot{V}_{a.h.} = \frac{\dot{m}_{a.s.}}{\rho_{a.h.}} \cdot 3600 \left(\frac{m^3}{h} \right)$$

$$\dot{V}_{a.h.} = \frac{5}{0,366} \cdot 3600 = 49.180,3 \left(\frac{m^3}{h} \right) \quad (\text{Ec.175})$$

Velocidad del gas:

$$\bar{v} = \frac{\dot{V}_{a.h.}}{Area_{transv. \text{secador}}} = \frac{49.180,3}{\pi \cdot \left(\frac{D_{\text{secador}}}{2} \right)^2} \cdot \frac{1}{3600} = \frac{49.180,3}{\pi \cdot \left(\frac{2,74}{2} \right)^2} \cdot \frac{1}{3600} = 2,31 \left(\frac{m}{s} \right) \quad (\text{Ec. 176})$$

Reynolds y Nusselt (Ec. 24,25,26 y 27):

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{\nu \cdot \psi} = \frac{2,31 \cdot 0,001}{3,85 \times 10^{-5} \cdot 0,95} = 63,15 \quad (\text{Ec. 177})$$

$$Nu_l = 0,664 \cdot 63,15^{0,5} \cdot 1,033^{0,33} = 5,33$$

$$Nu_t = \frac{0,037 \cdot 63,15^{0,8} \cdot 1,033}{1 + 2,443 \cdot 63,15^{-0,1} \cdot (1,033^{2/3} - 1)} = 1,02$$

$$Nu_r = 0,3 + \sqrt{5,33^2 + 1,02^2} = 5,73 \quad (\text{Ec. 178})$$

Coefficiente convectivo de transferencia de calor (Ec. 28):

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{5,73 \cdot 3,33 \times 10^{-2}}{0,001} = 190,8 \left(\frac{W}{m^2 K} \right) \quad (\text{Ec. 179})$$

Ahora, el área de transferencia de calor en el interior del secador para el flujo de partículas que entra a un 30% de humedad base seca, se obtiene de igual forma que en la sección 2.8 del capítulo IV. Por lo tanto, solo se debe considerar un cambio en la masa de escoria húmeda a 9533 (kg/h), y calcular hasta el área de transferencia de calor por vuelta (Ec.108). De esta forma, considerando que en el secador Allis se realizan 30,6 vueltas, el área de transferencia de calor por vuelta y total de las partículas es de:

$$A_{TC}^{\text{por vuelta}} = 3,2 \left(\frac{m^2}{\text{vuelta}} \right) \Rightarrow A_{TC}^{\text{Total}} = 3,2 \cdot 30,6 = 97,92 (m^2)$$

Con estos antecedentes ya podemos recalculer la caída de T° de los gases al pasar por el secador Allis, por medio de la ecuación 55:

$$\frac{T_{\text{salida}} - 95}{388,5 - 95} = e^{\frac{-190,8 \cdot 97,92}{5 \cdot 1,601 \cdot 1000}} \quad (\text{Ec. 180})$$

$$T_{\text{salida}} = 123,44 (^{\circ}C)$$

La caída de T° calculada de esta forma demuestra que es cercana a los 113 $^{\circ}C$ obtenidos anteriormente al suponer un 85% de saturación. Por lo tanto, y para definirse por un valor deseado, se considerarán las propiedades obtenidas para los 113 $^{\circ}C$ obtenidos anteriormente.

En base a los datos de la tabla 37 y a la humedad específica de entrada, la cantidad de agua evaporada corresponde a (Ec. 146):

$$\dot{m}_{\text{agua evaporada}} = 5 \cdot (0,39486 - 0,28551) = 0,54675 \left(\frac{kg_v}{s} \right) \quad (\text{Ec. 181})$$

Ahora, la cantidad de escoria que se puede obtener al retirar esta agua, sabiendo que entra a 30% de humedad b.s., y sale a 2% de humedad b.s., es (Ec. 62)

$$\dot{m}_{\text{escoria anhidra}} = \frac{\dot{m}_{\text{agua evaporada}}}{(\mu_i - \mu_f)} = \frac{0,54675}{(0,3 - 0,02)} = 1,9526 \left(\frac{kg}{s} \right) \cdot 3600 \left(\frac{s}{h} \right) = 7029,6 \left(\frac{kg}{h} \right) \quad (\text{Ec. 182})$$

Son 7029,6 (kg/h) de escoria anhidra que se obtendrían con estas condiciones. Esto es muy cercano a los 7333 (kg/h) calculados en secciones anteriores.

Por lo tanto, como conclusión se debe mencionar que la cantidad extra de escoria obtenida por el desvío de gases al secador Allis, corresponde a 7333 (kg/h) de escoria anhidra; o lo que es igual, 7480 (kg/h) de escoria al 2% de humedad b.s. Este último valor, es el relevante para la evaluación económica posterior.

CAPITULO VIII:

“EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS”

VIII.1) INTRODUCCION

El análisis de decisiones de inversión en empresas en marcha se diferencia del análisis de proyectos de creación de nuevos negocios, particularmente por la irrelevancia de algunos costos y beneficios. Por ejemplo, si se evalúa reemplazar un vehículo, el sueldo del chofer o el guardia de seguridad es irrelevante para la decisión, ya que cualquiera sea la marca que se elija, su remuneración seguirá siendo la misma. Los costos y beneficios comunes a ambas alternativas, no influirán en la decisión que se tome. Sin embargo, sí lo harán aquellos que modifiquen la estructura de costos o ingresos.

Los proyectos más comunes en empresas en marcha se refieren a los de reemplazo, ampliación, externalización o internalización de procesos o servicios y los de abandono.

Los proyectos de reemplazo se originan por una capacidad insuficiente de los equipos existentes, un aumento en los costos de operación y mantenimiento asociados a la antigüedad del equipo, una productividad decreciente por el aumento en las horas de detención por reparaciones o mejoras o una obsolescencia comparativa derivada de cambios tecnológicos.

Los proyectos de reemplazo pueden ser de tres tipos: a) Sustitución de activos sin cambios en los niveles de operación ni ingresos, b) Sustitución de activos con cambios en los niveles de producción, ventas e ingresos y c) Imprescindencia de la sustitución de un activo con o sin cambio en el nivel de operación.

En el caso del presente estudio, la renovación del aislamiento y la adquisición de válvulas para el desvío de gases, es una mezcla de lo arriba descrito, pues se renueva un activo ya existente, y se adquieren otros para comenzar con un cambio en el proceso. En ambos casos, solo interesan los costos que modifican la estructura general, es decir, no tendrán importancia los costos eléctricos de funcionamiento del secador, los de mantenimiento, entre otros.

VIII.2) CONFECCION DE LOS FLUJOS DE COSTOS

Los datos necesarios para la evaluación económica, se presentan en las siguientes tablas:

Ítem	Valor	Unidad
Precio del Fuel Oil 6	0,352	(USD/kg comb.)
Consumo de FO6	480	(kg/h)
Funcionamiento secador Allis	5	(mes/año)
Factor de operación	80	%
Promedio de escoria seca	16,7	(T/h)

Tabla 39: Datos de operación del secador Allis, necesarios para la evaluación económica

Numero del Conducto o equipo	Área (m ²)
2 y 7	257,61
8	264
4	74
6	17,5
5	128,8
TOTAL	741,8

Tabla 40: Área de conductos y equipos a aislar con lana mineral de 100 mm (Revisar figura 16).

ítem	Unid.	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Damper louver	2	4.900	9.800
Actuador	2	1950	3.900
Montaje mecánico	1	3.710	3.710
Montaje eléctrico	1	8.490,57	8.490,57
Aislamiento con lana mineral	741,8	86,75	64.359,7
TOTAL			90.260,3

Tabla 41: Inversión total por concepto de válvulas, montaje y aislamiento.

En las tablas recién expuestas se muestran algunos datos resumidos, necesarios en la evaluación económica. Los detalles de los mismos se pueden verificar en el anexo 1.1 para la tabla 39, y en el anexo 5 para la tabla 41.

En el capítulo VII se determinó que el flujo de escoria adicional que se podía obtener con el desvío de 5 (kg/s) de aire seco hacia el secador Allis, corresponde a 7.480 (kg/h) de escoria al 2% de humedad b.s.

El secador Allis, como se mencionó en capítulos anteriores, solo funciona por un periodo determinado en el año que no pasa de los 5 meses (ver tabla 39), producto de lo costoso de su funcionamiento. Si el factor de operación informado por sala de control, durante 5 meses, corresponde al 80%, la cantidad de escoria anual que se podría obtener sería de:

Cantidad de escoria adicional anual, seca al 2%:

$$m_{\substack{\text{escoria} \\ \text{extra}}} = \frac{7480}{1000} \cdot 24 \frac{h}{\text{día}} \cdot 30 \frac{\text{días}}{\text{mes}} \cdot 5 \frac{\text{mes}}{\text{año}} \cdot 0,8 = 21.542,4 \left(\frac{T}{\text{año}} \right) \quad (\text{Ec. 183})$$

Ahora, para el cálculo del ahorro, es necesario obtener el consumo específico de combustible, entre otras cosas. En efecto:

Consumo específico de combustible:

$$C.Esp_{\text{combustible}} = \frac{\text{Consumo}_{FO6} \left(\frac{kg}{h} \right)}{\bar{X}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{seca}}} \left(\frac{T}{h} \right)} = \frac{480}{16,7} = 28,74 \left(\frac{kg_{\text{comb}}}{T_{\substack{\text{escoria} \\ \text{seca}}}} \right) \quad (\text{Ec. 184})$$

Costo específico del FO6:

$$Cost.Esp_{FO6} = \frac{Precio_{combustible}}{C.Esp_{combustible}} = \frac{0,352}{28,74} = 10,117 \left(\frac{USD}{T_{escoria\ sec\ a}} \right) \quad (Ec. 185)$$

Ahorro anual por concepto de escoria extra:

$$Ahorro = m_{escoria\ extra} \cdot Cost.Esp_{FO6} = 21.542,4 \cdot 10,117 = 217.952,3 \left(\frac{USD}{año} \right) \quad (Ec. 186)$$

Esto es lo que se obtiene de ahorro anual por desviar 5(kg/s) de aire seco hacia el secador Allis.

Según el informe cuatrimestral MACH N° 20 de la cámara chilena de la construcción (CChC), la economía nacional crecería 5,9% durante el presente año. El crecimiento proyectado para el sector de la construcción está alrededor de 7,7%, lo que es tremendamente alentador para la recuperación de las inversiones que se hagan en torno a esta industria.

Para la construcción del flujo de costos se utilizará un factor de crecimiento en la producción, más que conservador. Este valor intentará simular lo que sucederá en los próximos años con la producción de cemento, aumentando la cantidad de escoria en un 3% anual hasta un horizonte de 10 años. Por lo tanto, los datos faltantes para la construcción del flujo de costos, son:

ítem	Valor
Tasa de descuento	12%
Aumento de producción anual	3%
Horizonte de evaluación	10 años

Tabla 42: Datos para la construcción del flujo de costos.

Actualmente, la producción y costos anuales por secar en el secador Allis, es de:

Producción anual (actualmente, sin el desvío de gases):

$$P1_{Anual} = \bar{X}_{\substack{\text{escoria} \\ \text{sec a}}} \cdot F.O. \cdot \text{Meses} = 16,7 \cdot 0,8 \cdot 5 \cdot 24 \cdot 30 = 48.096 \left(\frac{T_{\substack{\text{escoria} \\ \text{sec a}}}{\text{año}}} \right) \quad (\text{Ec. 187})$$

Costo por año (actualmente, sin el desvío de gases):

$$\text{Costo1}_{Anual} = P1_{Anual} \cdot \text{Cost.Esp.}_{FO6} = 48.096 \cdot 10,117 = 486.604,8 \left(\frac{USD}{\text{año}} \right) \quad (\text{Ec. 188})$$

Los costos de proceso serán radicalmente distintos si se renueva el aislamiento de los conductos mencionados en este estudio, y se desvía la cantidad sugerida de aire seco (5 kg/s) para ser utilizada en el secador Allis. Los costos por consumo de FO6, al obtener la cantidad de 7.480 (kg/h) de escoria procesada con los gases desviados, ascienden a:

$$\text{Costo2}_{Anual} = \left(P1_{Anual} - m_{\substack{\text{escoria} \\ \text{extra}}} \right) \cdot \text{Cost.Esp.}_{FO6} = (48.096 - 21.542,4) \cdot 10,117 = 268.652,5 \left(\frac{USD}{\text{año}} \right)$$

La diferencia en costo es mayor a los 200.000 USD al año, lo que en primera instancia muestra una capacidad de recuperación antes del primer año de puesta en marcha.

A continuación se muestran las tablas de costos por producción para las situaciones con proyecto y sin proyecto, y una gráfica representativa de ellas:

Sin proyecto

	AÑO									
	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
P1 anual	48.096,0	49.538,9	51.025,0	52.555,8	54.132,5	55.756,4	57.429,1	59.152,0	60.926,6	62.754,4
Ahorro producción	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cost.Esp.FO6	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117
Costo secado	486.604,8	501.202,9	516.239,0	531.726,2	547.678,0	564.108,3	581.031,6	598.462,5	616.416,4	634.908,9

(a)

Con Proyecto

	AÑO									
	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
P1 anual	48.096,0	49.538,9	51.025,0	52.555,8	54.132,5	55.756,4	57.429,1	59.152,0	60.926,6	62.754,4
Ahorro producción	21.542,4	22.188,7	22.854,3	23.540,0	24.246,2	24.973,5	25.722,8	26.494,4	27.289,3	28.107,9
Diferencia	26.553,6	27.350,2	28.170,7	29.015,8	29.886,3	30.782,9	31.706,4	32.657,6	33.637,3	34.646,4
Cost.Esp.FO6	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117	10,117
Costo secado	268.652,5	276.712,0	285.013,4	293.563,8	302.370,7	311.441,8	320.785,1	330.408,7	340.320,9	350.530,5

(b)

Tabla 43: (a) Tabla de costos anuales para la producción de escoria seca al 2% de humedad en el secador Allis, solo con FO6 y considerando un aumento de producción del 3% anual. (b) Tabla de costos anuales para la producción de escoria seca al 2% de humedad en el secador Allis, considerando solo FO6 para procesar el remanente no secado con los gases de desvío, y con un aumento de producción del 3% anual.

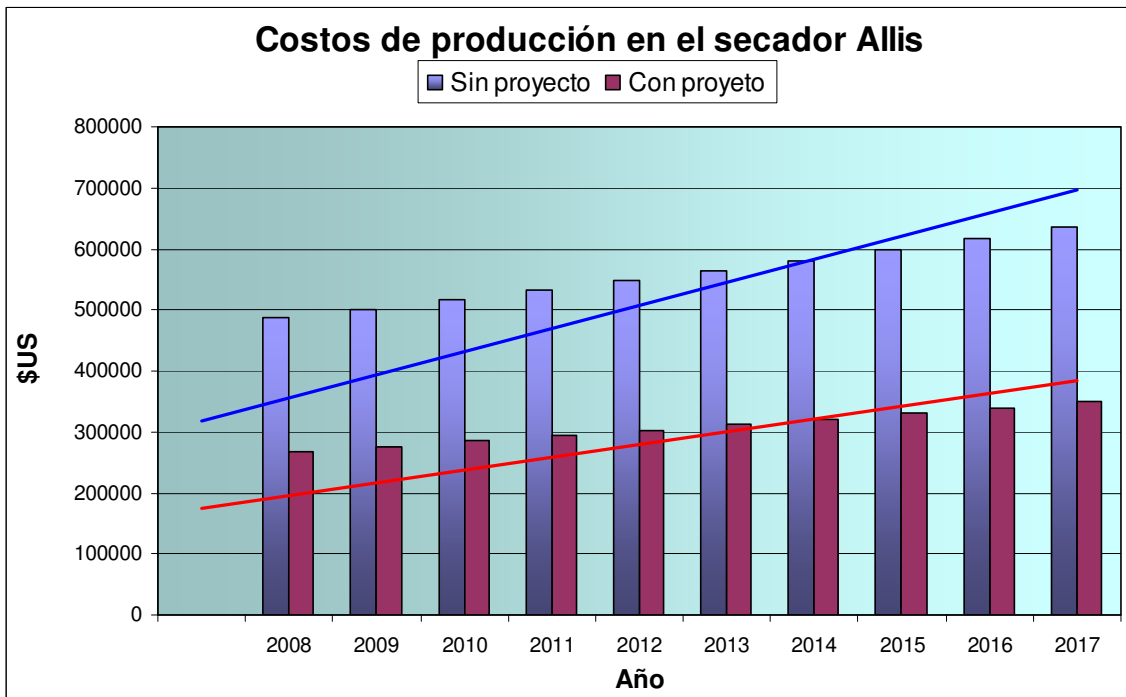


Gráfico 1: Costos de operación anual del secador Allis, para situaciones con proyecto y sin proyecto, y sus respectivas líneas de tendencia.

La gráfica de costos de producción, basada en la tabla 43 (a y b), muestra un evidente menor costo para la situación con proyecto en el horizonte de 10 años. La línea de tendencia para ambas situaciones es creciente debido al supuesto de 3% en el crecimiento anual de la producción, sin embargo, la tasa de crecimiento de estos costos es menor para el caso de la situación con proyecto, lo que ya da muy buenas expectativas para la ejecución del mismo.

Ya conociendo cuales serán los costos de procesar la escoria en ambas situaciones, es posible presentar los flujos correspondientes. Se debe tener presente que los costos en común para ambas situaciones, se obviaron por no modificar la estructura general.

A continuación se presentan los flujos de costos correspondientes a las situaciones sin proyecto y con proyecto:

Situación sin proyecto

	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costo secado		-486.604,8	501.202,9	516.239,0	531.726,2	547.678,0	-564.108,3	-581.031,6	-598.462,5	-616.416,4	634.908,9
Mantención		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-486.604,8	501.202,9	516.239,0	531.726,2	547.678,0	-564.108,3	-581.031,6	-598.462,5	-616.416,4	634.908,9
Impuesto (17%)		82.722,8	85.204,5	87.760,6	90.393,5	93.105,3	95.898,4	98.775,4	101.738,6	104.790,8	107.934,5
MARGEN		-403.882,0	415.998,4	428.478,4	441.332,7	454.572,7	-468.209,9	-482.256,2	-496.723,9	-511.625,6	526.974,4
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO		-403.882,0	415.998,4	428.478,4	441.332,7	454.572,7	-468.209,9	-482.256,2	-496.723,9	-511.625,6	526.974,4

VAC s/p **-2.545.779,9**

(a)

Situación con proyecto

	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costos Secado		-268.652,5	276.712,0	285.013,4	293.563,8	302.370,7	-311.441,8	-320.785,1	-330.408,7	-340.320,9	350.530,5
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-268.652,5	276.712,0	285.013,4	293.563,8	302.370,7	-311.441,8	-320.785,1	-330.408,7	-340.320,9	350.530,5
Impuesto (17%)		45.670,9	47.041,0	48.452,3	49.905,8	51.403,0	52.945,1	54.533,5	56.169,5	57.854,6	59.590,2
MARGEN		-222.981,6	229.671,0	236.561,1	243.658,0	250.967,7	-258.496,7	-266.251,6	-274.239,2	-282.466,4	290.940,3
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión	-90.260,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO	-90.260,3	-222.981,6	229.671,0	236.561,1	243.658,0	250.967,7	-258.496,7	-266.251,6	-274.239,2	-282.466,4	290.940,3
						VAC c/p	-1.495.774,7				

(b)

Diferencia de flujos

	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Diferencia (\$US)	-90.260,3	180.900,4	186.327,4	191.917,3	197.674,8	203.605,0	209.713,2	216.004,6	222.484,7	229.159,3	236.034,0
						VAN (\$US)	1.050.005,16				
						TIR (%)	203%				
						PRC (años)	0,52				
						IVAN (\$US/\$US)	11,6				

(c)

Tabla 44: (a y b) Flujos de costos para las situaciones sin y con proyecto con sus respectivos valores actualizados de costo (VAC). **(c)** Diferencia de los flujos de costos (ahorros), con sus índices VAN, TIR, PRC e IVAN.

Claramente se ve en los flujos de costos que, el llevar a cabo el proyecto entregará menores costos desde el primer año de ejecución. Esto queda confirmado por el valor del costo actualizado (VAC), que para la situación con proyecto es menor.

Al revisar la tabla “Diferencia de flujos” de costos y evaluar el valor actual neto para ellos, queda claramente demostrado que es conveniente concretar el proyecto, y que el periodo de recuperación (PRC) es bastante interesante, recuperándose la inversión solo en un poco más de 6 meses. Por otro lado, los dólares que retornan por cada dólar invertido (IVAN) ascienden a 11,6, lo que es mucho más promisorio que otros proyectos de estas características.

A continuación, basadas en la tabla “Diferencia de flujos”, se muestran una gráfica de los ahorros para el horizonte establecido del proyecto, y otra del periodo de recuperación:

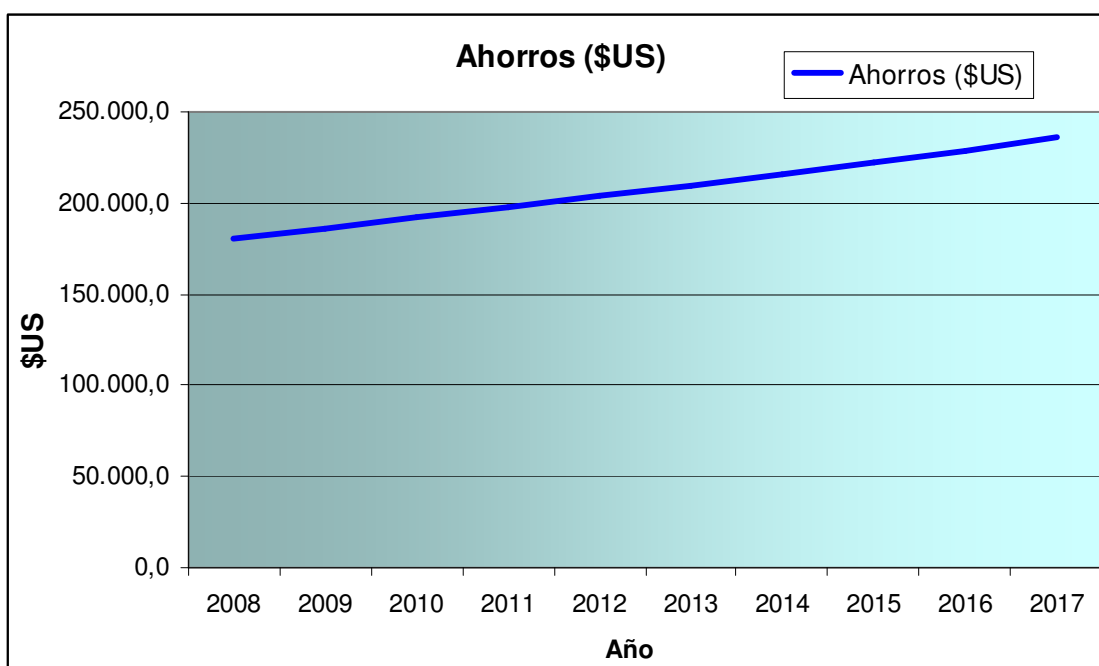


Gráfico 2: Ahorros proyectados para la producción de escoria seca con proyecto concretado.

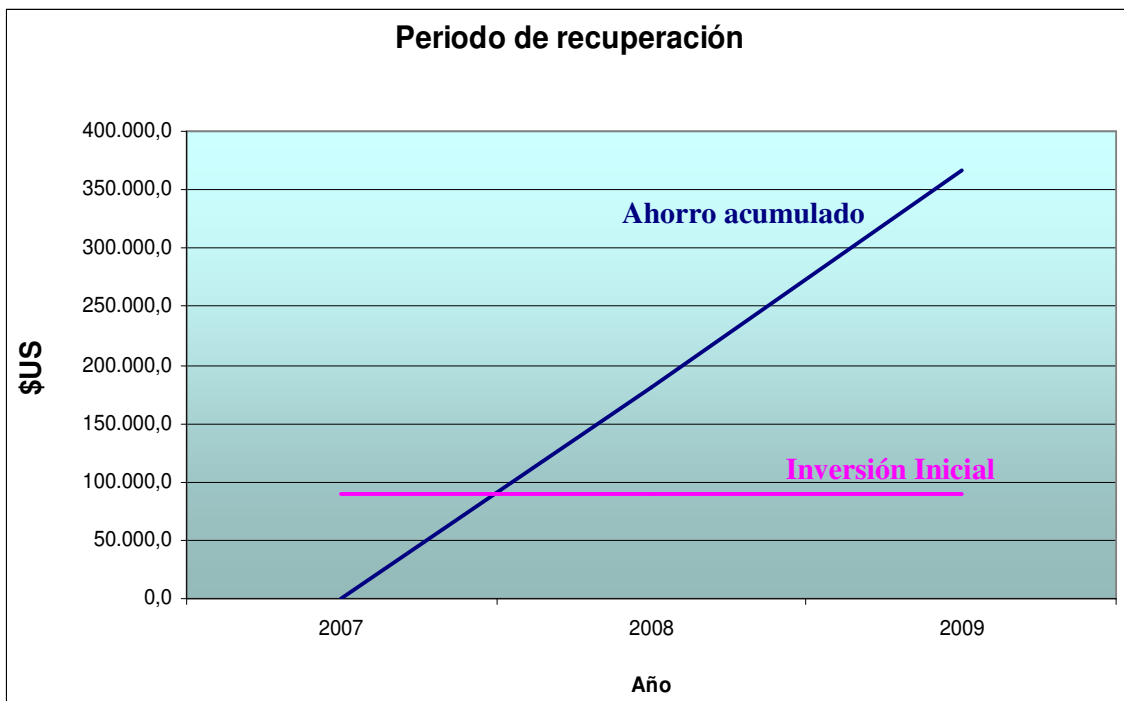


Gráfico 3: Periodo de recuperación de la inversión.

No se debe perder de vista que los ahorros (gráfico 2) van en crecimiento por el supuesto de un aumento de producción del orden del 3% anual. Este supuesto genera una economía de escala para el proceso, lo que hace que el ahorro crezca en el tiempo.

Claramente se ve en el gráfico 3 que de concretarse el proyecto en el año 2007, la recuperación de la inversión se produce en el transcurso del año 2008, mas específicamente en la mitad de él.

VIII.3) CURVAS DE SENSIBILIDAD DEL PROYECTO

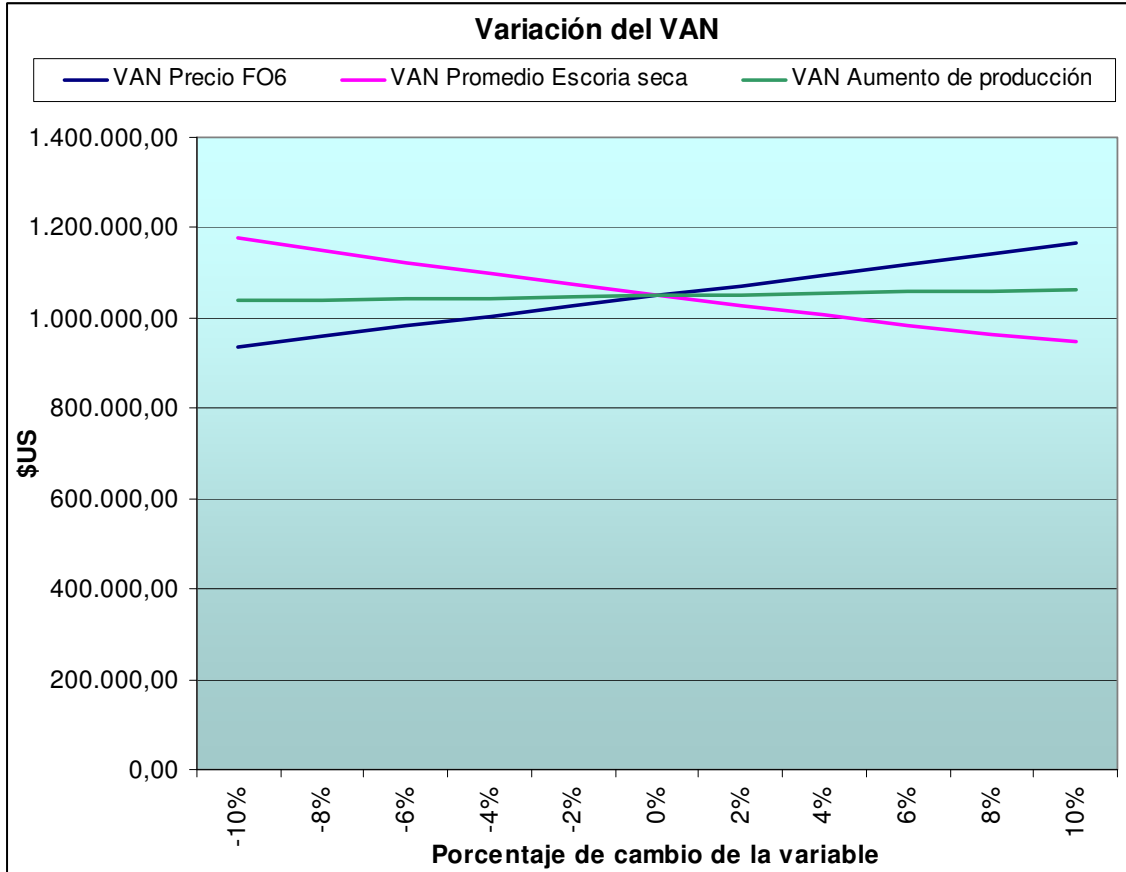


Gráfico 4: Curvas de sensibilidad del proyecto, para las variables de precio del FO6, promedio de escoria seca por hora (con FO6) y factor de aumento porcentual de producción anual.

Para finalizar, el gráfico 4 muestra a tres variables sensibilizadas frente al VAN con una variación de ellas equivalente a $\pm 10\%$. Ellas son: precio del FO6, promedio de escoria seca en Ton/h procesada por el secador Allis y Aumento porcentual de la producción anual. Existen otras variables que no se incluyen en este gráfico, como son el factor de operación del secador y ahorro de escoria por el uso de gases desviados (t/h), pues su comportamiento es equivalente al de la curva generada por el precio del FO6 (revisar anexo 6).

De este gráfico se puede extraer que las variables más sensibles a los cambios son el promedio de escoria seca por hora que es capaz de entregar el secador, y el precio del FO6 (con él también se encuentran el factor de operación del secador

y ahorro de escoria por el uso de gases desviados (t/h), con igual comportamiento).

Se debe tener presente que el remanente de escoria no secado con los gases de desvío (54.108-24.235), es el que se seca en el equipo Allis con la utilización de FO6. Si el promedio de escoria seca por hora con la utilización de combustible es de 16,7 (T/h), entonces el secador demorará 2,76 meses en obtener esa diferencia. La cantidad de escoria restante se obtiene solo con la utilización del gas de desvío durante los próximos 5 meses. De esta forma podemos aumentar la producción hasta el horizonte de 10 años sin problema de capacidad, incluso si el promedio de escoria seca por hora que el equipo Allis produce, aumentara en un 30%.

CAPITULO IX:

“CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES”

IX.1) CONCLUSIONES ESPECÍFICAS

IX.1.1) Con respecto al análisis de los secadores y su situación actual.

El extenso análisis hecho para ambos secadores permite conocer la realidad actual de los procesos de secado. De acuerdo a estos análisis se puede concluir que:

- Algunas mediciones de T° proporcionadas por la empresa (basadas en estudios externos) arrojaron resultados erróneos que pudieron conducir a conclusiones erróneas en los informes proporcionados por Cementos Bío-Bío. Esto debido a que las altas T° a las cuales fueron sometidos los instrumentos, no eran el escenario óptimo para la utilización de ellos. Es el caso de las T° de bulbo húmedo que a altas T° de los gases, el método convencional de medición no es el adecuado.
- Se presenta una anomalía en el balance de masas del secador Haas que acusa la entrada de aire adicional al proceso. Este aire, denominado “Aire falso”, corresponde a 5,52 (kg/s) y se filtraría al proceso a través de los sellos del secador que aparentemente estarían mal instalados, o a través de algunas filtraciones presentes en los conductos que preceden al secador, perjudicando el potencial de secado inicial de los gases.
- El grado de saturación real en el secador Haas (66,5%) acusa una sub-utilización de la capacidad de secado de estos gases, considerando que una buena saturación estaría del orden del 85%. En parte esto se justifica por el temor de una caída de T° demasiado pronunciada a la salida del equipo, que pudiera provocar la reacción del azufre en el precipitador electrostático, formando ácido sulfúrico que afectara al mismo. Las restricciones de la empresa indican que la T° de salida del secador, no

puede ser inferior a 100 °C, lo que permitió pensar en retirar una fracción del gas para desviar, y aprovechar de mejor manera el gas remanente.

- El grado de saturación real del secador Allis (91,4%) demuestra que el potencial de secado de los gases esta siendo muy bien utilizado, teniendo una caída de T° de los 522 °C a 90 °C registrados a la salida del equipo. El desempeño de este secador es muy superior al del secador Haas, quedando demostrado en estas caídas superiores de T°. Sin embargo, este no esta exento de pérdidas de energía, ascendiendo a 300,77 Kw, que corresponden al 5,4% de la energía entrante al proceso.
- La velocidad crítica de arrastre para ambos secadores (Haas y Allis), es superior a la velocidad del gas en los equipos. Esto permite pensar en la posibilidad de realizar secado a contra flujo, lo que no se pudo analizar por el nulo acceso a intervenir los equipos para realizar el muestro que permitiera un análisis consistente referente a esta variación.

IX.1.2) Con respecto a las evaluaciones técnicas de las alternativas seleccionadas, y conductos y equipos que preceden a los secadores.

- Las pérdidas de calor total de los conductos potencialmente aislables, ascienden a 531,2 (kw).
- Las caídas de T° del gas a lo largo de los conductos supuestamente aislados con 100 mm de lana mineral, otorgan una ganancia de 46 °C aproximadamente a la entrada del secador Haas, por sobre los 345 °C que actualmente existen a la entrada de dicho secador.

- Las condiciones del aire obtenidas con la renovación y engrosamiento del aislamiento existente en los conductos que preceden a los secadores, teóricamente permitirán obtener una cantidad adicional de escoria seca en el secador Haas, correspondiente a 7.480 (kg/h) al 2% de humedad. Todo esto indica que es posible enviar gas al secador Allis, permitiendo un ahorro en el consumo de combustible y disminuyendo la velocidad del gas en el secador Haas, para lograr en él una saturación real del 85%.
- La cantidad de aire seco a desviar resultó de 5(kg/s), dejando 16,91 (kg/s) circulando en el secador Haas. Esto permitiría una caída de T° a la salida del equipo de 104,7 $^{\circ}\text{C}$, lo que está por encima del límite de 100 $^{\circ}\text{C}$ establecido, no generando problemas en el precipitador electroestático.

IX.1.3) Con respecto a la evaluación económica de las alternativas seleccionadas.

Las alternativas seleccionadas son la renovación del aislamiento existente y el desvío de gases al secador Allis. Esto requiere algunas adquisiciones, como válvulas tipo damper y renovar el aislante que cubre a los conductos que preceden a los secadores. Las conclusiones referentes a la evaluación económica de estas alternativas complementarias, son:

- En el primer año de operación del proyecto, se obtendría un ahorro mayor a 200.000 USD. Este ahorro es por concepto de evitar el uso de FO6 en el proceso de secado para el secador Allis. Solo se secaría con la quema de combustible, el remanente que los gases de desvío de 5(kg/s) no fueran capaces de abrazar.
- El costo de operación del Allis es evidentemente menor si se utilizan los gases de desvío. El supuesto crecimiento de 3% en los niveles de

producción permite una economía de escala en el proceso, lo que proyecta un crecimiento de menor tasa para este costo, comparado con el uso de FO6 en el proceso.

- Los flujos de costos permiten verificar la conveniencia de llevar a cabo el proyecto, teniendo como índice VAC los valores de MM(USD) -2,5 y MM(USD) -1,4 para las situaciones sin proyecto y con proyecto respectivamente. Por otro lado, la diferencia entre los costos da origen a ahorros a lo largo del periodo de evaluación que entregan un VAN de MM(USD) 1,05, una TIR de 203% muy superior al 12% de la tasa de descuento exigida, un periodo de recuperación un poco superior a 6 meses, y un índice IVAN de 11,6 (\$us/\$us) que lo posiciona por sobre otros proyectos, al tener un retorno de 11,6 (usd) por cada dólar invertido; todo esto para un horizonte de 10 años.
- El proyecto es sensible primordialmente al precio del FO6 (con igual comportamiento se encuentran el F.O. y la escoria extra obtenida por los gases de desvío), y al promedio de escoria seca por hora. Este último, afectando inversamente a la rentabilidad del proyecto, pero no siendo de mayor problema para la sustentabilidad del mismo.
- El promedio de escoria seca que el secador Allis produce por hora, puede aumentar sin problemas en un 30% sin necesidad de cambiar o adicionar infraestructura.

IX.2) CONCLUSIONES GENERALES

El poco acceso a intervenir los equipos imposibilitó el concretar la principal idea de una evaluación del proceso a contra flujo. Sin embargo, el inconveniente cardinal, el arrastre de partículas, resultó favorable para una futura evaluación de este cambio en el proceso. Por esta razón, la alternativa de proceso a contra flujo en el presente estudio, se desecha en su evaluación y se piensa en el desvío de una fracción de los gases, y en el mejoramiento del aislamiento existente en los conductos que preceden a los secadores.

La evaluación técnica de las alternativas seleccionadas (renovación del aislamiento y desvío de una fracción de gases al secador Allis), arrojó la posibilidad concreta de un mejor aprovechamiento de los gases, permitiendo una producción de escoria seca adicional al 2% de humedad, de 7480 (kg/h). Esto produce ahorros que permitirían recuperar la inversión de 90260,3 USD en un poco más de 6 meses, entregando índices de evaluación económica muy favorables (VAN= MM (\$us) 1,05 y TIR=203%). Por lo tanto, y luego de haber analizado las posibilidades, la utilidad que arrojaría el proyecto es lo suficientemente alta como para convertirlo en una alternativa concreta de inversión.

IX.3) RECOMENDACIONES

La primera recomendación es llevar a cabo el proyecto, pues es una posibilidad de mejoramiento evidente en la reducción de costos. Sin embargo, se debe tener presente que:

- La entrada de aire falso en el secador Haas debe ser revisada y arreglada, para evitar un control erróneo de las variables a futuro, y una pérdida del potencial de los gases. Para ello, se recomienda revisar la instalación de los sellos y realizar ajustes que eviten la incorporación de aire ambiental adicional al proceso.
- Se recomienda aislar algunos equipos donde la T° superficial alcanza valores muy elevados, pues reportan un riesgo innecesario para el personal que transita por el área.
- Se debe cerrar la entrada de aire existente en la cámara de combustión del secador Allis, mientras se usan los gases de desvío. Esto a manera de evitar una pérdida del potencial de secado de los gases al mezclarse con el aire ambiental.
- Por último, se recomienda realizar las pruebas de secado a contra flujo, para dar inicio al estudio de la viabilidad de cambiar el proceso, sobretodo en el secador Haas y sin miedo a sufrir arrastre en el producto.

BIBLIOGRAFÍA

- Memoria Anual 2005, Cementos Bío – Bío S.A.
- Seminario: “Proceso de Fabricación de Cemento”, Preparado por Jorge B. Sandoval Manríquez, Cementos Bío-Bío S.A.C.I., 1990
- Cement Manufacturer’s Handbook, Kurt E. Peray, Chemical Publishing Co., Inc., New York, 1979.
- Seminario de Titulo: “Despolvamiento en los puntos de transferencia en el transporte de escoria seca desde el secador Haas”, Monsalve R. Gastón y Muñoz C. Jenaro, 2002.
- Seminario de Titulo: “Estudio del sistema de secado de la escoria siderúrgica en Cementos Bío-Bío S.A.C.I.”, Arroyo C. Oscar y Caro Salvador, 1998.
- Proyecto de Titulo: “Estudio de prefactibilidad de instalar un secador de partículas en la central termoeléctrica laja”, Cantergiani B., Marcelo, Universidad del Bío Bío, Octubre 2004.
- Dr. Ing. Friedrich Kneule, “El Secado”, Ediciones Urmo. S.A., Bilbao. 1966
- Sapag Ch., Nassir; Sapag Ch., Reinaldo, “Preparación y Evaluación de Proyectos”, Cuarta Edición, Mc Graw Hill.
- www.ashrae.org, “ASHRAE HANDBOOK”
- Nonhebel, G., 1979: “Secado de sólidos en la industria química”

- John J. Kelly: "Handbook of industrial drying"
- Treybal. Robert E.: "Operaciones de transferencia de materia", Cuarta edición, Editorial Mc Graw hill.
- Capítulo 7: Presión atmosférica y vientos, "Meteorología descriptiva", Inzunza Juan.
- Superdeal and goodeal, Seals for rotary equipment, Metso minerals.

ANEXO 1:

“DATOS Y MEDICIONES”

A1.1) MEDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS

Fecha : 05/05/2006

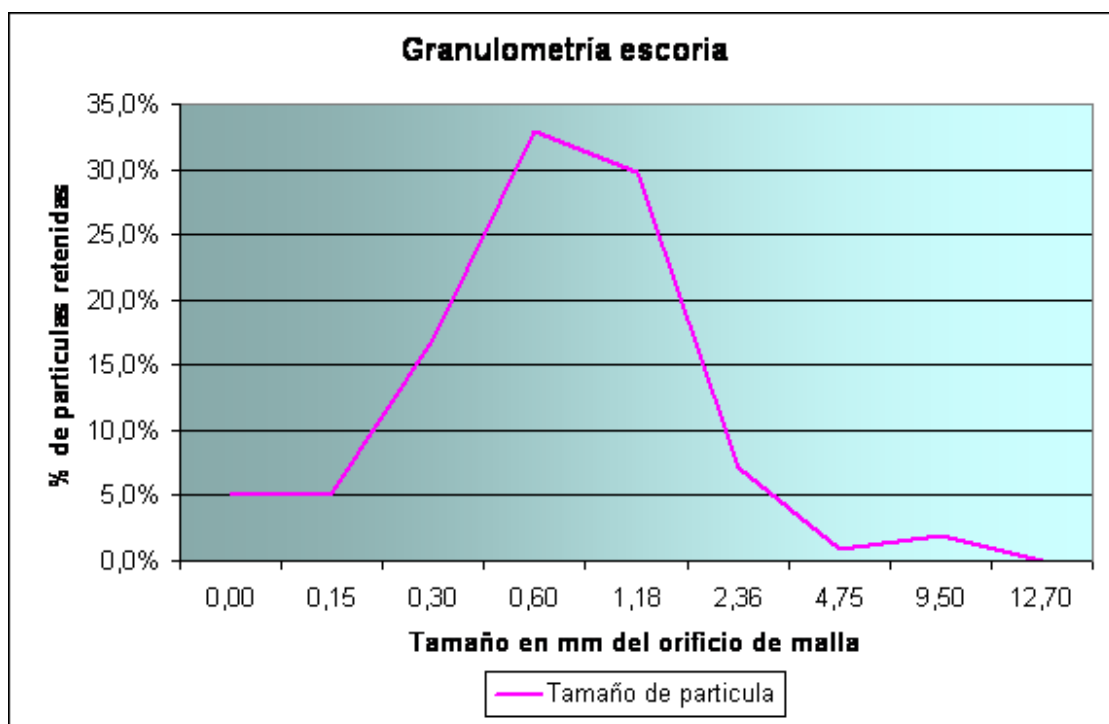
	HORA					Unidad	Promedio
	10:30	11:00	11:30	12:10	12:55		
Temperatura gases secado coolax	424	442	440	422	422	°C	430
Tº gases de secado salida del Horno	360	360	350	360	365	°C	359
Tº gases de entrada secador Haas	344	350	340	350	341	°C	345
Flujo cinta escoria	39	36	34	18	33	T/h	32
Tº gases salida Haas	134	132	135	144	150	°C	139
Tº salida secador Allis	90	88,7	88,7	90,6	92	°C	90
Peso cinta material salida	16,7	16,7	16,7	16,7	16,7	t/h	16,7
Tº gases de entrada Allis	600	510	550	490	500	°C	530
Consumo de petróleo	480	480	480	480	480	kg/h	480
Tº cámara de combustión	810	815	813	813	819	°C	814
peso material cinta entrada	22,26	22,26	22,26	22,26	22,26	t/h	22,26

A1.2) GRANULOMETRÍA ESCORIA SIDERURGICA DE HUACHIPATO

MUESTRA: Escoria CAP
 FECHA: 15 de Agosto del 2006

Resultados análisis granulométrico mallas ASTM (Muestra seca)

Tamiz (MESH)	% retenido	% que pasó	μm app.	mm app.
1/2"	0	100	12700	12,7
3/8"	2	98	9500	9,5
# 4	2,9	97,1	4750	4,75
# 8	10	90	2360	2,36
# 16	39,8	60,2	1180	1,18
# 30	72,7	27,3	600	0,6
# 50	89,7	10,3	300	0,3
# 100	94,9	5,1	150	0,15



A1.3) MEDICIONES DE LA DENSIDAD BULK, DE LA ESCORIA SIDERURGICA

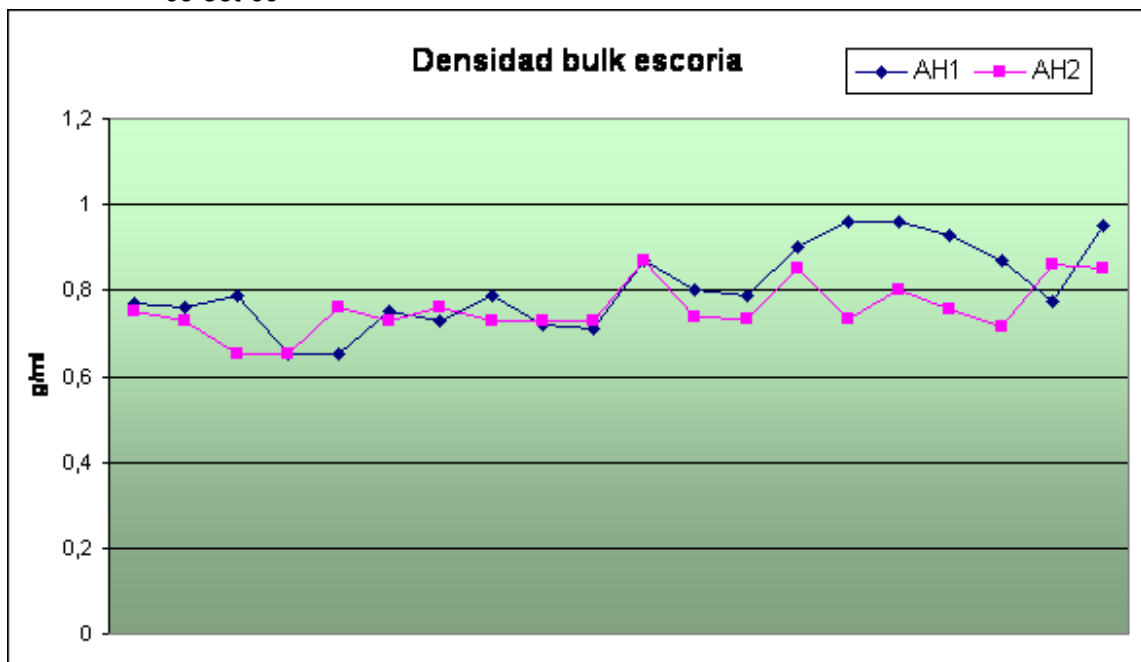


**CEMENTOS BIO BIO SACI
C. CALIDAD**

AH1		AH2	
Fecha	Densidad seca [g/ml]	Fecha	Densidad seca [g/ml]
06-12/03/2006	0,67	06-12/03/2006	0,67
13-19/03/2006	0,73	13-19/03/2006	0,73
20-26/03/2006	0,71	20-26/03/2006	0,65
27/03-02/04/2006	0,63	27/03-02/04/2006	0,65
03-09/04/2006	0,63	03-09/04/2006	0,73
10-16/04/2006	0,71	10-16/04/2006	0,73
17-23/04/2006	0,73	17-23/04/2006	-
24-30/04/2006	0,74	24-30/04/2006	0,73
01-14/05/2006	0,71	01-14/05/2006	0,73
15-28/05/2006	-	15-28/05/2006	-
29/05-11/06/2006	0,71	29/05-11/06/2006	0,73
12-25/06/2006	0,78	12-25/06/2006	0,82
26/06-09/07/2006	0,74	26/06-09/07/2006	0,74
10-16/07/2006	0,74	10-16/07/2006	0,73
17-25/07/2006	0,88	17-30/07/2006	0,85
26/07-07/08/2006	0,92	31/07-13/08/2006	0,73
08-16/08/06	0,83	14 - 27/08/2006	0,77
17-23/08/06	0,91	28/08 - 10/09/2006	0,75
28/08-5/09/06	0,87	11/09 - 24/09/2006	0,71
6-13/09/2006	0,77		
14-24/09/06	0,87		

NSC

06-oct-06

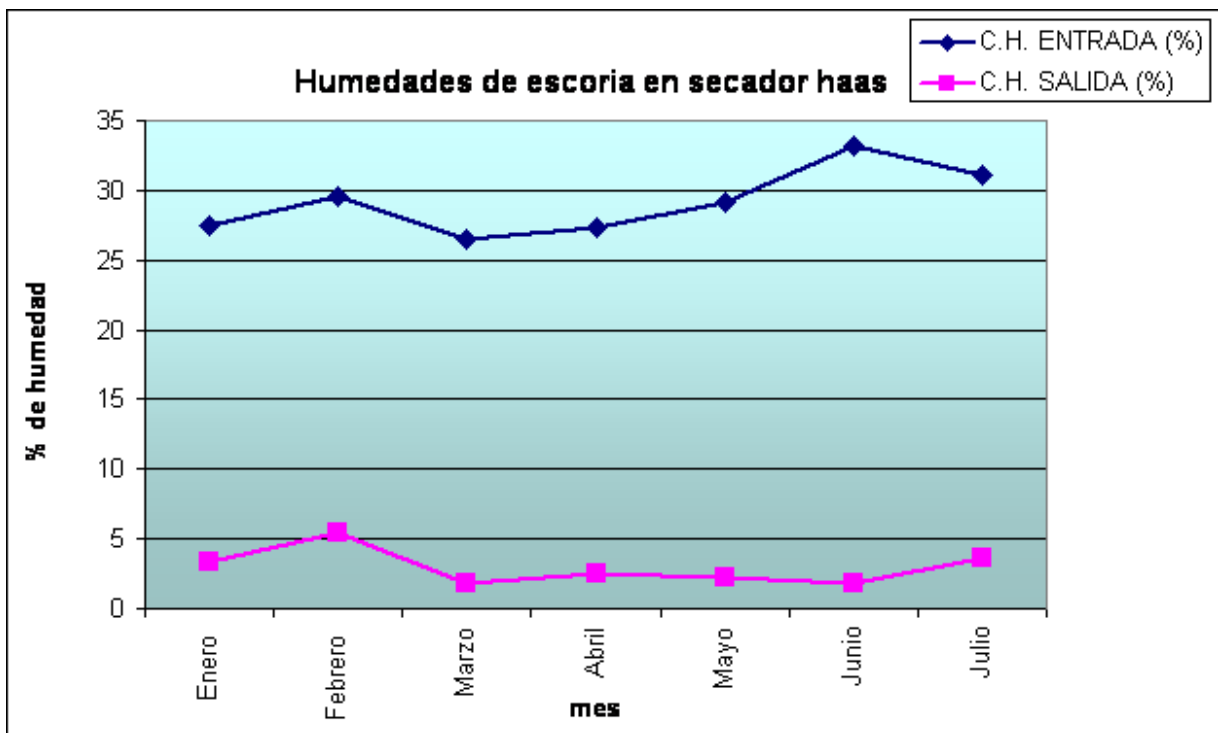


A1.4) PROMEDIO DE HUMEDADES DE ESCORIA, AÑO 2006

a) SECADOR HAAS

MES	C.H. ENTRADA (%)	C.H. SALIDA (%)
Enero	27,5	3,28
Febrero	29,54	5,47
Marzo	26,52	1,78
Abril	27,33	2,46
Mayo	29,13	2,26
Junio	33,17	1,85
Julio	31,08	3,64

n = 116		
Promedio =	29,18	2,96
Valor máximo =	33,17	5,47
Valor mínimo =	26,52	1,78
Desv. Estándar =	2,34	1,31
Coef. de variación =	14,52	58,05
Recorrido =	19,00	8,10



b1) SECADOR ALLIS

Mayo

FECHA	HORA	C.H. ENTRADA (%)	C.H. SALIDA (%)
6/5/06	8:00	22,8	0,5
7/5/06	8:00	23,5	3,1
8/5/06	8:00	22,7	2,5
9/5/06	8:00	22,2	1,8
12/05/2006	8:00	18,9	0,5
13/05/2006	8:00	21,2	0,9
14/05/2006	8:00	20,6	1
15/05/2006	8:00	24,3	2,1
16/05/2006	8:00	25,1	2,4
17/05/2006	8:00	22,3	2,8
24/05/2006	8:00	23,4	0,4
25/05/2006	8:00	23,5	2,4
26/05/2006	8:00	23,1	3,1
27/05/2006	8:00	26,5	4
28/05/2006	8:00	29,8	5
29/05/2006	8:00	22,9	2,8
30/05/2006	8:00	26,1	2,4
31/05/2006	8:00	23,1	1,4

b2) SECADOR ALLIS

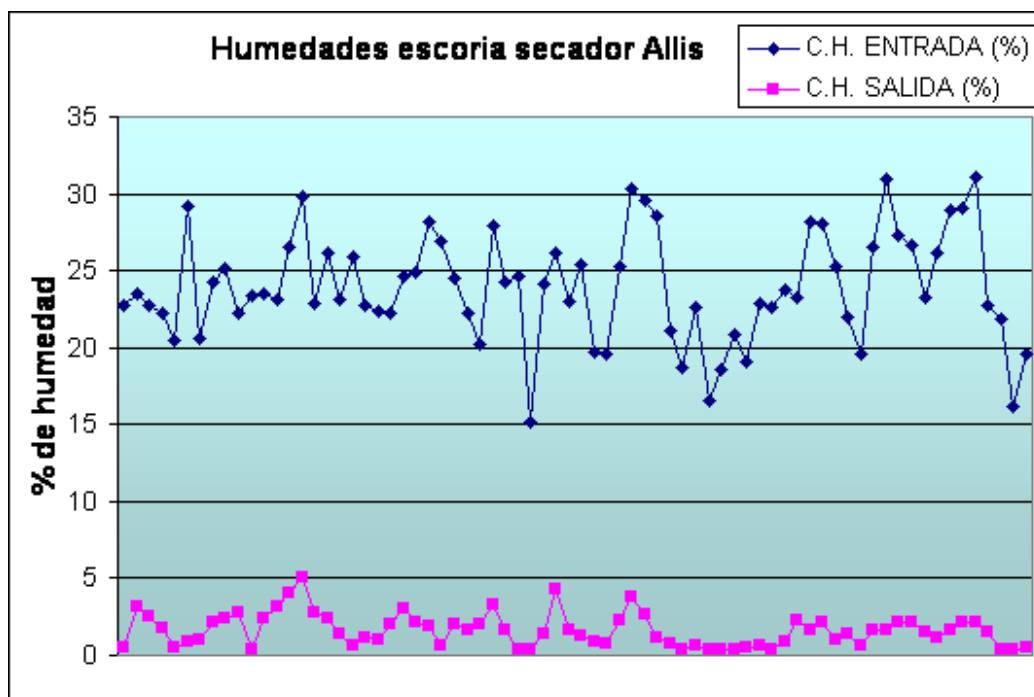
Junio

FECHA	HORA	C.H. ENTRADA (%)	C.H. SALIDA (%)
1/6/06	8:00	25,9	0,6
2/6/06	8:00	22,7	1,2
3/6/06	8:00	22,4	1
4/6/06	8:00	22,3	2
5/6/06	8:00	24,7	3
6/6/06	8:00	24,9	2,2
7/6/06	8:00	28,2	1,9
8/6/06	8:00	26,9	0,6
9/6/06	8:00	24,5	2
10/6/06	8:00	22,3	1,6
11/6/06	8:00	20,2	2
12/6/06	8:00	27,9	3,3
13/6/06	8:00	24,2	1,6
14/6/06	8:00	24,6	0,4
15/6/06	8:00	15,2	0,4
16/6/06	8:00	24,1	1,4
17/6/06	8:00	26,2	4,3
18/6/06	8:00	23	1,7
19/6/06	8:00	25,4	1,3
20/6/06	8:00	19,7	0,9
21/6/06	8:00	19,6	0,7
22/6/06	8:00	25,3	2,3
23/6/06	8:00	30,3	3,8
24/6/06	8:00	29,6	2,6
25/6/06	8:00	28,5	1,1
26/6/06	8:00	21,1	0,8
27/6/06	8:00	18,7	0,4
28/6/06	8:00	17,7	0,6
29/6/06	8:00	16,6	0,4
30/6/06	8:00	18,6	0,4

b3) SECADOR ALLIS

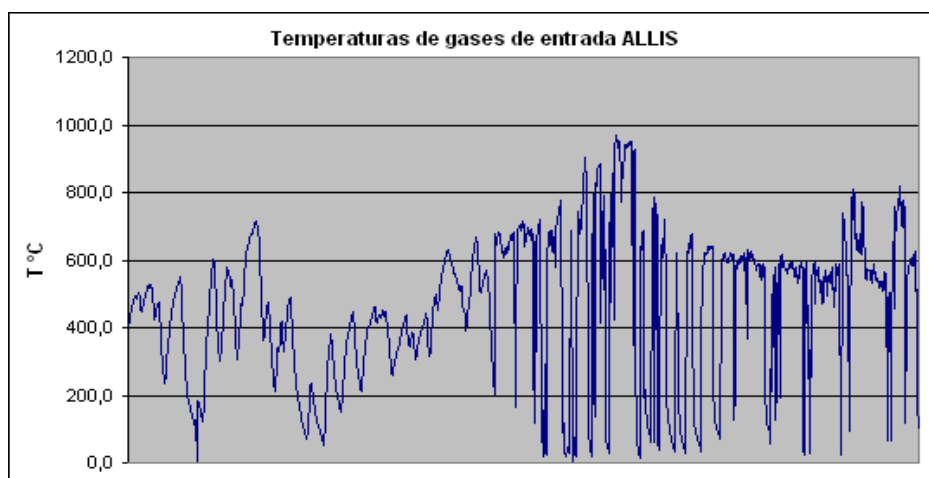
Julio

FECHA	HORA	C.H. ENTRADA (%)	C.H. SALIDA (%)
1/7/06	8:00	20,8	0,4
2/7/06	8:00	19,1	0,5
3/7/06	8:00	22,9	0,6
4/7/06	8:00	22,6	0,4
5/7/06	8:00	23,8	0,9
6/7/06	8:00	23,3	2,3
7/7/06	8:00	28,2	1,6
8/7/06	8:00	28,1	2,1
15/7/06	8:00	25,3	1
16/7/06	8:00	22	1,4
17/7/06	8:00	19,6	0,6
18/7/06	8:00	26,5	1,7
19/7/06	8:00	30,9	1,7
20/7/06	8:00	27,3	2,2
21/7/06	8:00	26,6	2,1
22/7/06	8:00	23,2	1,5
23/7/06	8:00	26,1	1,2
24/7/06	8:00	28,9	1,6
25/7/06	8:00	29,1	2,2
27/7/06	8:00	31,1	2,1
28/7/06	8:00	22,7	1,5
29/7/06	8:00	21,8	0,4
30/7/06	8:00	16,2	0,4
31/7/06	8:00	19,6	0,5



A1.5) MEDICIONES DE Tº DE GASES DE ENTRADA AL SECADOR ALLIS

Rangos	Acumulado	N	frecuencia
0-50	42	42	0,033
50-100	113	71	0,055
100-150	176	63	0,049
150-200	227	51	0,039
200-250	269	42	0,033
250-300	311	42	0,033
300-350	377	66	0,051
350-400	453	76	0,059
400-450	559	106	0,082
450-500	653	94	0,073
500-550	781	128	0,099
550-600	948	167	0,129
600-650	1077	129	0,100
650-700	1169	92	0,071
700-750	1213	44	0,034
750-800	1240	27	0,021
800-850	1254	14	0,011
850-900	1266	12	0,009
900-950	1288	22	0,017
950-1000	1292	4	0,003



Obs: El 80% de la veces, está bajo los 630 °C

Columna1			
Media	455,5787646	Mínimo	0
Error típico	6,05789949	Máximo	970,256348
Mediana	496,117218	Suma	588607,764
Moda	580,805847	Cuenta	1292
Desviación estándar	217,7475716		
Varianza de la muestra	47414,00493		
Curtosis	-0,564171158		
Coficiente de asimetría	-0,260912157		
Rango	970,256348		

ANEXO 2:

***“HOJA DE PROGRAMA EN EES, Y ALGUNOS
RESULTADOS”***

A2.1) RESULTADOS DEL CALCULO Y BALANCE COMBUSTION (Planilla propiedad del Sr. Reinaldo Sánchez A.)

BALANCE DE COMBUSTION

HUMEDAD RELATIVA	65%	
TEMPERATURA AIRE	25	°C
PODER CALORIFICO BASE SECA	9625	kcal/kg
HUMEDAD DEL COMBUSTIBLE BASE SECA	0%	
EXCESO DE AIRE	180%	
TEMPERATURA COMBUSTIBLE	25	°C
PORCENTAJE DE CARBONO NO QUEMADO	0%	
PORCENT. DE REFRIGERACION EN EL HOGAR	10,0%	
TEMPERATURA DE SALIDA DE LOS GASES	90	°C
CALOR ESPECIFICO COMBUSTIBLE	0,4	kCal/kg
CALOR ESPECIFICO AIRE	0,24	kCal/kg

	B.S.	B.H.
	%	%
C	85,00%	85,00%
H2	12,00%	12,00%
S	3,00%	3,00%
O2	0,00%	0,00%
H2O	0,00%	0,00%
N2	0,00%	0,00%
ceniza	0,00%	0,00%
	100,00%	100,00%

PRESION SATURACION 3,18 kPA
 PODER CALORIFICO BASE HUMEDA 9625 kCal/kg
 RENDIMIENTO COMBUSTION 100%

combustible

%		M	kmol/ kg comb	O2 kmol/ kg comb
C	85,00	12	0,071	0,071
H2	12,00	2	0,060	0,030
S	3,00	32	0,001	0,001
O2	0,00	32	0,000	0,000
H2O	0,00	18	0,000	
N2	0,00	28	0,000	

aire

O2				0,102
N2				0,383
H2O				0,028
EX	%		180	0,872

productos de combustión

CO2	SO2	H2O	N2	AIRE EXCESO
0,071	0,001	0,060		
		0,000	0,000	
		0,028	0,383	
				0,872
0,071	0,001	0,088	0,383	0,872

TOTAL DE AIRE

1,385 k mol/kg comb
 40,154 kg aire/kg comb

Cálculo de entalp. con un polinomio de orden 4 (kcal/kmol K)

gases de combustión	kmol/ kg comb	kg/ kg comb
CO2	0,071	3,117
H2O	0,088	1,588
N2	0,383	10,714
SO2	0,001	0,060
AIRE	0,872	25,287
GASES HUMEDOS		0,000 kggas/kgc
GASES SECOS		39,178 kggas/kgc

a	b	c	d	e	entalpia
-46,016474	9,3585	0,00354	-1,13E-06	1,39E-10	10511,3
19,580818	7,6208	0,00167	-1,06E-07	-1,62E-11	8139,9
32,086855	6,5083	0,00128	-3,55E-07	4,07E-11	6694,7
-21,253077	9,7025	0,00349	-1,38E-06	1,99E-10	10664,7
11,917802	6,6915	0,00111	-2,79E-07	2,92E-11	6745,7

TOTAL GASES COMBUSTION

1,415 k mol/kg comb
0,000 kg gases/kg comb

CALCULO TEMPERATURA DE COMBUSTION (Con hogar adiabático)

ENERGIA PRODUCTOS DE COMBUSTION = 9876 kcal/kg comb
TEMPERATURA PRODUCTOS COMBUSTION = 900 °C
ENERGIA PRODUCTOS CALCULADA = 9916 kcal/kg comb

CALCULO TEMPERATURA DE COMBUSTION (Con hogar refrigerado)

PORCENTAJE DE REFRIGERACIÓN = 10%
ENERGIA PRODUCTOS DE COMBUSTION = 8888 kcal/kg comb
TEMPERATURA PRODUCTOS COMBUSTION = 814 °C
ENERGIA PRODUCTOS CALCULADA = 8890 kcal/kg comb

a	b	c	d	e	entalpia
-46,016	9,35854	0,003540876	-1,13E-06	1,39E-10	9368,9
19,5808	7,62083	0,001666182	-1,06E-07	-1,62E-11	7262,5
32,0869	6,50829	0,001280666	-3,55E-07	4,07E-11	6004,7
-21,253	9,70249	0,003493797	-1,38E-06	1,99E-10	9534,0
11,9178	6,69155	0,001105247	-2,79E-07	2,92E-11	6053,8

ENERGIA DE LOS PRODUCTOS A LA SALIDA

TEMPERATURA SALIDA GASES = 90 °C
ENERGIA PRODUCTOS CALCULADA = 906 kcal/kg comb

a	b	c	d	e	entalpia
-46,016	9,35854	0,003540876	-1,13E-06	1,39E-10	824,1
19,5808	7,62083	0,001666182	-1,06E-07	-1,62E-11	718,9
32,0869	6,50829	0,001280666	-3,55E-07	4,07E-11	628,0
-21,253	9,70249	0,003493797	-1,38E-06	1,99E-10	879,3
11,9178	6,69155	0,001105247	-2,79E-07	2,92E-11	622,9

ENERGIA UTIL DE LOS GASES

CALOR UTILIZADO = 8970 kcal/kg comb
RENDIMIENTO PROCESO = 90,8%

A2.2) PROGRAMA DE CÁLCULO EN EES, Y ALGUNOS RESULTADOS.



Programa para determinar las propiedades físicas del aire húmedo

$$P = 101,3$$

$$h = \mathbf{h}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb; P=P; B=Twb)$$

$$v = \mathbf{v}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb; P=P; B=Twb)$$

$$Tdp = \mathbf{dewpoint}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb, P=P, B=Twb)$$

$$w = \mathbf{\omega}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb; P=P; B=Twb)$$

$$Rh = \mathbf{RH}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb; P=P; B=Twb) \cdot 100$$

$$c_p = \mathbf{Cp}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb; P=P; B=Twb)$$

$$\lambda = \mathbf{k}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb; P=P; B=Twb)$$

$$\mu = \mathbf{Visc}(\text{'AirH2O'; } T=Tdb; P=P; B=Twb)$$

$$v = \mu \cdot v$$

$$Pr = \mu \cdot c_p \cdot \frac{1000}{\lambda}$$

$$\rho = \frac{1}{v}$$



Table 1

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	Tdb [°C]	Twb [°C]	h [kJ/kg]	ρ [kg/m ³]	v [m ³ /kg]	Rh [%]	w [kgw/kga]	c_p	λ [W/m-K]	v [m ² /s]	Pr
Run 1	25,0	20,2	58,05	1,160	0,8623	65,000	0,01291	1,030	2,56E-02	1,59E-05	0,744
Run 2	118,0	60,0	450,8	0,754	1,327	8,957	0,1227	1,197	3,30E-02	2,96E-05	0,810
Run 3	90,0	64,5	579,9	0,750	1,333	32,946	0,184	1,310	3,10E-02	2,79E-05	0,885
Run 4	522,5	68,0	649,7	0,422	2,371	0,023	0,0322	1,178	5,84E-02	8,67E-05	0,737
Run 5	442,7	64,5	537,3	0,473	2,114	0,019	0,02616	1,157	5,36E-02	7,20E-05	0,736
Run 6	110,7	64,5	576,9	0,720	1,39	15,007	0,1728	1,278	3,26E-02	3,04E-05	0,858
Run 7	390,7	77,6	1232	0,364	2,747	0,145	0,2861	2,040	5,54E-02	8,99E-05	1,206
Run 8	391,1	77,6	1232	0,364	2,747	0,145	0,2859	2,038	5,54E-02	9,00E-05	1,205

ANEXO 3:

“EVALUACIÓN DE LAS PERDIDAS DE CALOR POR CONVECCIÓN FORZADA, EN DUCTOS Y EQUIPOS QUE PRECEDEN A LOS SECADORES”.

EVALUACIÓN DE LAS PERDIDAS DE CALOR POR CONVECCIÓN FORZADA, EN DUCTOS Y EQUIPOS QUE PRECEDEN A LOS SECADORES.

Para esta evaluación, los conductos se dividieron en unidades menores con el objeto de alcanzar mayor exactitud en los cálculos. Los conductos y equipos evaluados se muestran en la figura 16.

La predominancia de los vientos y las velocidades más características para concepción, se muestran en las siguientes figuras:

ROSA DE VIENTO DE CONCEPCION, PROMEDIO ANUAL

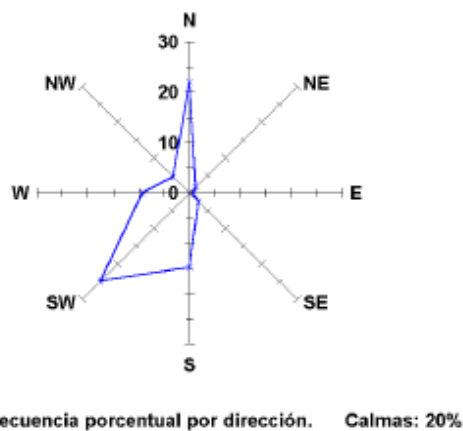


Figura A3.1: Rosa de viento de concepción, promedio anual (fuente: meteorología descriptiva, Inzunza, Juan)

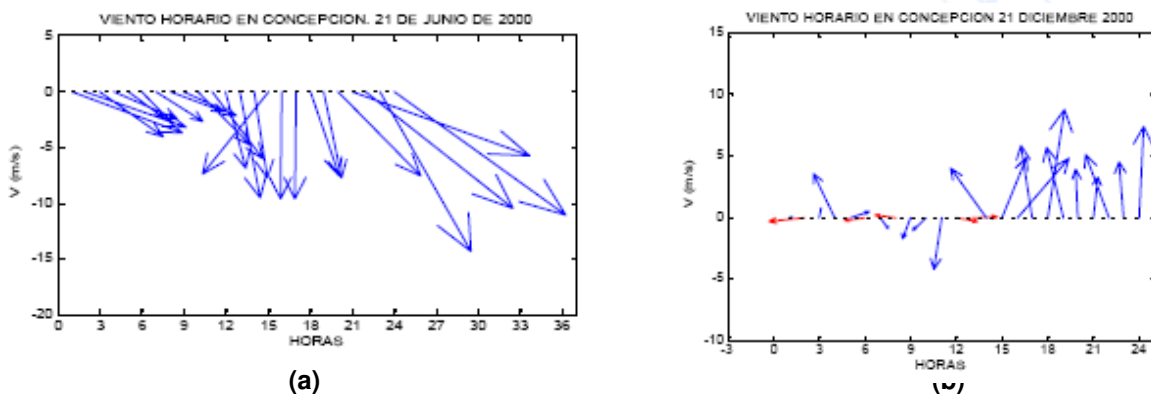


Figura A3.2: Comportamiento horario de los vientos en concepción. (a) comportamiento de los vientos comenzando el invierno. (b) comportamiento de los vientos comenzando el verano. (Fuente: meteorología descriptiva, Inzunza, Juan)

De acuerdo a la información de estas figuras, y a las características del aire ambiental fijadas en el estudio para efectos de cálculo, las propiedades del aire ambiental, son:

Propiedad	Símbolo	Valor	Unidad
Temperatura	T	25	(°C)
Humedad Relativa	H.R.	65	%
Velocidad	\bar{v}	5	m/s
Conductividad Térmica	λ	$2,56 \times 10^{-2}$	W/m K
Viscosidad Cinemática	ν	$1,59 \times 10^{-5}$	m ² /s
Prandtl	Pr	0,744	-

Tabla A3.1: Valores de las propiedades y características del aire ambiental.

Conducto de salida del enfriador de Clinker (numero 2, fig. 16):

Para el caso de la pérdida de calor en el conducto de salida del enfriador (número 2, en figura 16), los cálculos son los siguientes:

Característica	Valor (m)
Diámetro	0,82
Espesor aislante existente	0,05
largo total	100

Tabla A3.2: Características geométricas del conducto de salida del enfriador de clinker

El conducto descrito en la tabla anterior se fraccionó en 10 unidades de 9,8 m., ya que los últimos 2 metros se encontraban totalmente desnudos (número 7, en figura 16), por lo cual se consideró como un cálculo independiente.

Coefficiente convectivo de transferencia de calor:

$$Re = \frac{\bar{v} \cdot d}{\nu} = \frac{5 \cdot 0,92}{1,59 \times 10^{-5}} = 289308,17$$

$$Nu_l = 0,664 \cdot Re^{0,5} \cdot Pr^{0,33} = 0,664 \cdot 289308,17^{0,5} \cdot 0,744^{0,33} = 323,9$$

$$Nu_i = \frac{0,037 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,443 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr^{2/3} - 1)} = \frac{0,037 \cdot 289308,17^{0,8} \cdot 0,744}{1 + 2,443 \cdot 289308,17^{-0,1} \cdot (0,744^{2/3} - 1)} = 735,3$$

$$Nu_T = 0,3 + \sqrt{Nu_l^2 + Nu_i^2} = 0,3 + \sqrt{323,9^2 + 735,3^2} = 803,8$$

Finalmente, el coeficiente convectivo de transferencia de calor para este caso es:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{803,8 \cdot 2,56 \times 10^{-2}}{0,92} = 21 \left(\frac{W}{m^2 K} \right)$$

Ahora, para cada fracción del conducto, se registró la temperatura superficial comenzando desde la salida del ventilador (equipo número 1, en figura 16). Los valores registrados son los siguientes:

Largo unitario (m)	Largo acumulado (m)	Temperatura Superficial (°C)
9.8	9.8	85
9.8	19.6	79.4
9.8	29.4	73.8
9.8	39.2	68.2
9.8	49	62.6
9.8	58.8	57
9.8	68.6	51.4
9.8	78.4	45.8
9.8	88.2	40.2
9.8	98	34.6

Tabla A3.3: Temperaturas superficiales para cada subdivisión del conducto de salida del enfriador.

Luego, conociendo el valor del coeficiente convectivo de transferencia de calor, el calor perdido por cada fracción de 9,8 m, es:

$$q = \alpha \cdot (T_{\text{superficial}} - T_{\text{ambiente}}) \quad \text{Calor perdido por } m^2$$

$$Q = q \cdot A_{TC} = q \cdot \pi \cdot D \cdot L \quad \text{Calor total para la fracción de 9,8 m.}$$

Entonces, el calor perdido para la primera fracción del conducto, es:

$$q = \alpha \cdot (T_{\text{superficial}} - T_{\text{ambiente}}) = 21 \cdot (85 - 25) = 1260 \left(\frac{W}{m^2} \right)$$

$$Q = q \cdot A_{TC} = 1260 \cdot \pi \cdot 0,92 \cdot 9,8 = 35689(W)$$

De esta forma se obtienen los valores del calor perdido para todo el conducto. Los resultados se muestran en la siguiente tabla:

Largo unitario (m)	Largo acumulado (m)	Temperatura Superficial (°C)	q (w/m ²)	Q (W)
9.8	9.8	85	1260	35,689.00
9.8	19.6	79.4	1142.4	32,358.02
9.8	29.4	73.8	1024.8	29,027.05
9.8	39.2	68.2	907.2	25,696.08
9.8	49	62.6	789.6	22,365.10
9.8	58.8	57	672	19,034.13
9.8	68.6	51.4	554.4	15,703.16
9.8	78.4	45.8	436.8	12,372.19
9.8	88.2	40.2	319.2	9,041.21
9.8	98	34.6	201.6	5,710.24
TOTAL			7308	206996

Tabla A3.4: Resultados de los cálculos para el tubo desnudo

El total de pérdida de calor para este conducto asciende a 206.996 (W), lo que es cercano a 207 kW.

Conducto desnudo (número 7, fig. 16):

Característica	Valor (m)
Diámetro	0,82
Espesor aislante existente	0,0
largo total	2

Tabla A3.5: Características geométricas del conducto desnudo.

Para este cálculo, el procedimiento y el coeficiente convectivo de transferencia de calor es el mismo.

Largo unitario (m)	Largo acumulado (m)	Temperatura Superficial (°C)	q (w/m ²)	Q (W)
2	2	200	3675	18934,37
TOTAL			3675	18934,37

Tabla A3.6: Resultados de los cálculos para el tubo desnudo.

Conducto desde el horno (número 8, fig. 16):

Para este conducto, varía el valor del coeficiente convectivo de transferencia de calor (19 W/m² K), pero el procedimiento de cálculo es el mismo.

Característica	Valor (m)
Diámetro	1,4
Espesor aislante existente	0,05
largo total	60

Tabla A3.7: Características geométricas del conducto.

Largo unitario (m)	Largo acumulado (m)	Temperatura Superficial (°C)	q (w/m ²)	Q (W)
6	6	60	665	18,802.43
6	12	59.2	649.8	18,372.66
6	18	58.4	634.6	17,942.89
6	24	57.6	619.4	17,513.12
6	30	56.8	604.2	17,083.35
6	36	56	589	16,653.58
6	42	55.2	573.8	16,223.81
6	48	54.4	558.6	15,794.04
6	54	53.6	543.4	15,364.27
6	60	52.8	528.2	14,934.50
TOTAL			7308	206996

Tabla A3.8: Resultados de los cálculos para el conducto desde el horno.

Ventilador desnudo de tiro del horno (número 3, fig. 16):

Coefficiente convectivo de transferencia de calor: 15 (W/m² K)

Característica	Valor (m)
Diámetro	1,516
Ancho	0,9

Tabla A3.9: Características geométricas del ventilador.

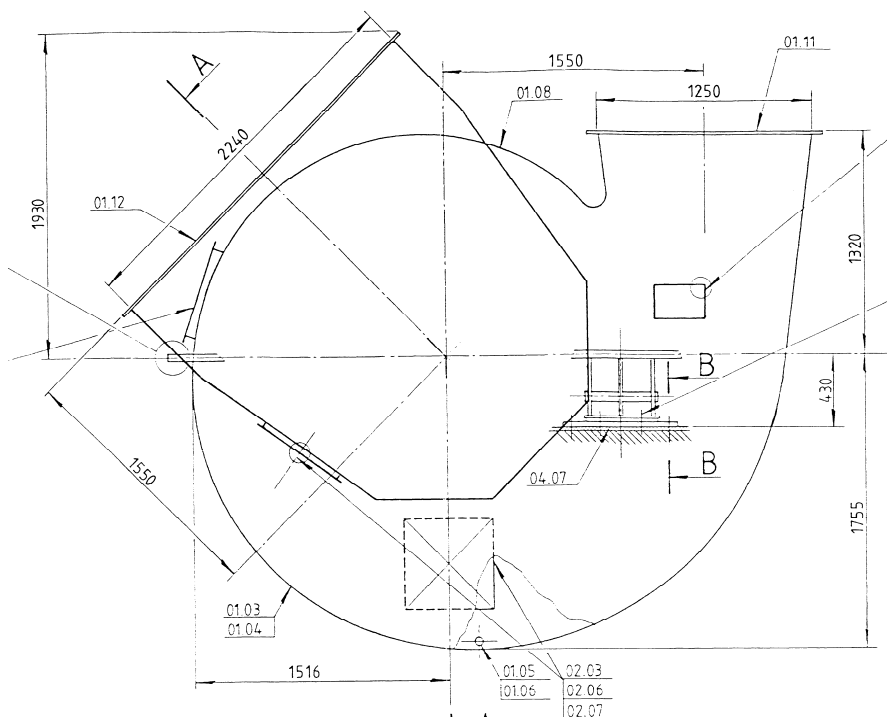


Figura A3.3: Dimensiones del ventilador de tiro del horno

Diámetro (m)	Ancho (m)	Temperatura Superficial (°C)	q (w/m ²)	Q (W)
1,516	0,9	300	4125	82,500
TOTAL			4125	82,500

Tabla A3.10: Resultados de los cálculos para el ventilador desnudo, de tiro del horno.

Conducto de mezcla (número 4, fig. 16):

Coefficiente convectivo de transferencia de calor: 19 (W/m² K)

Característica	Valor (m)
Diámetro	1,57
Espesor aislante existente	0,05
largo total	15

Tabla A3.11: Características geométricas del conducto de mezcla.

Largo unitario (m)	Largo acumulado (m)	Temperatura Superficial (°C)	q (w/m ²)	Q (W)
15	15	41	304	22,491.29
TOTAL			304	22,491.29

Tabla A3.12: Resultados de los cálculos para el conducto de mezcla.

Cajón a la entrada del secador Haas (número 6, fig. 16):

El cajón de entrada al secador Haas, es un cajón metálico que se encuentra sin aislar, que cumplía funciones de receptáculo de la escoria húmeda, pero que dejó de ser utilizado para esas funciones. Este cajón se mantiene en la línea, sin motivo aparente, siendo un paso obligado en el camino del gas caliente.

Coefficiente convectivo de transferencia de calor: 19 (W/m² K)

Característica	Valor (m)
Ancho	1,5
Largo	5
Alto	1

Tabla A3.13: Características geométricas del de entrada al secador Haas.

Ancho (m)	Largo (m)	Alto (m)	Temperatura Superficial (°C)	q (w/m ²)	Q (W)
1,5	5	1	120	1805	31,587.50
TOTAL				1805	31,587.50

Tabla A3.14: Resultados de los cálculos para el conducto de mezcla

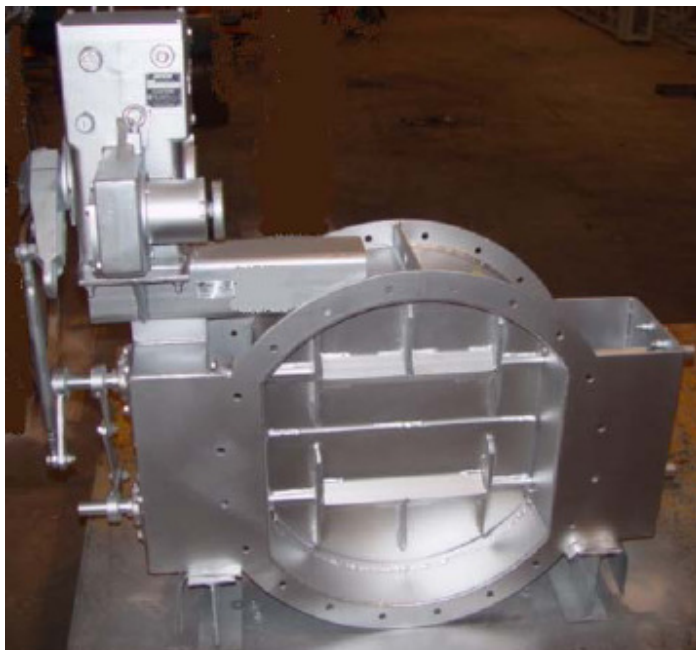
En resumen, las pérdidas por mal aislamiento ascienden a 531,2 kW.

ANEXO 4:

“DATOS TÉCNICOS DAMPERS”

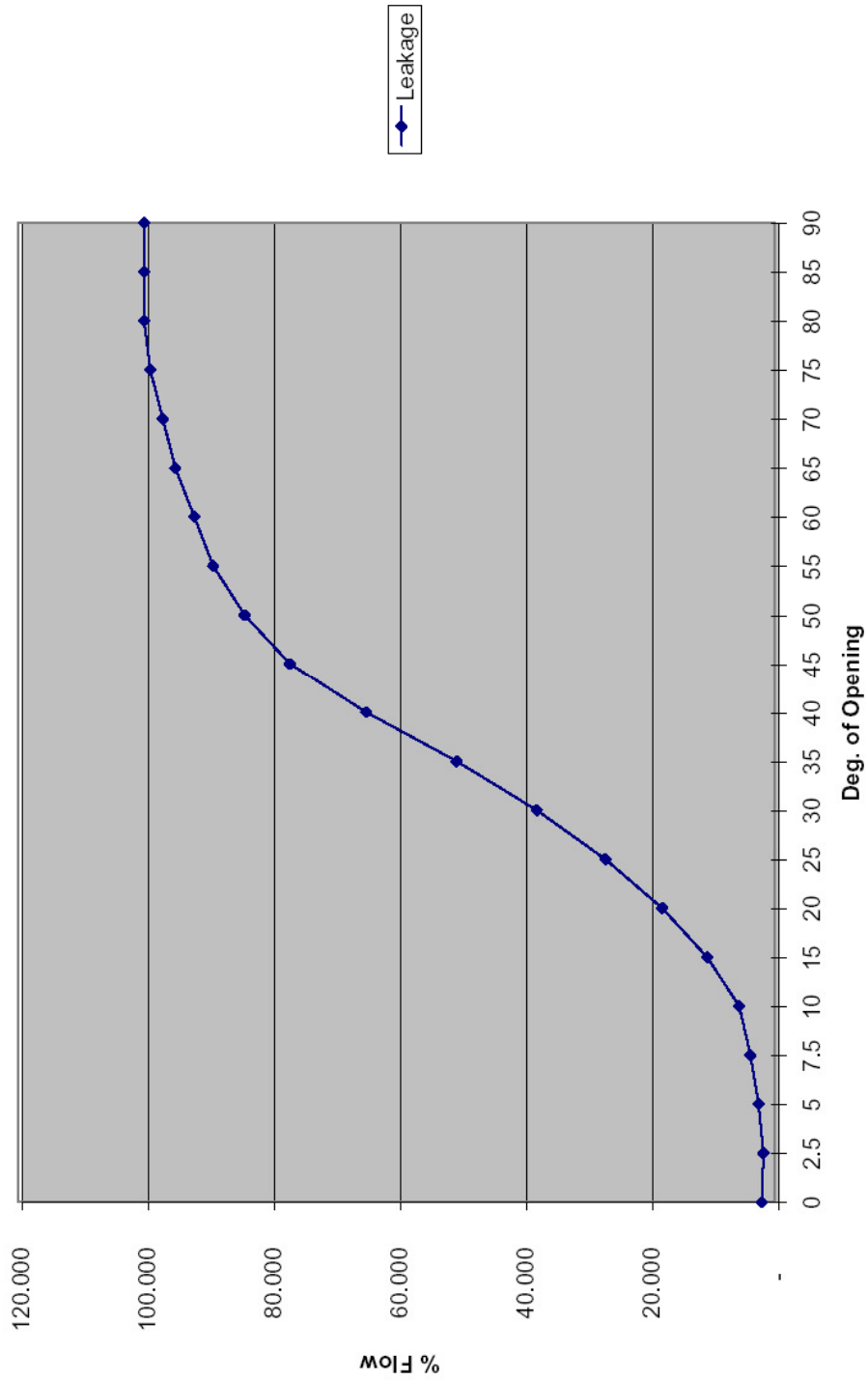
A4.1) ALGUNAS CARACTERISTICAS CONSIDERADAS PARA LA FABRICACIÓN DE LOS DAMPER

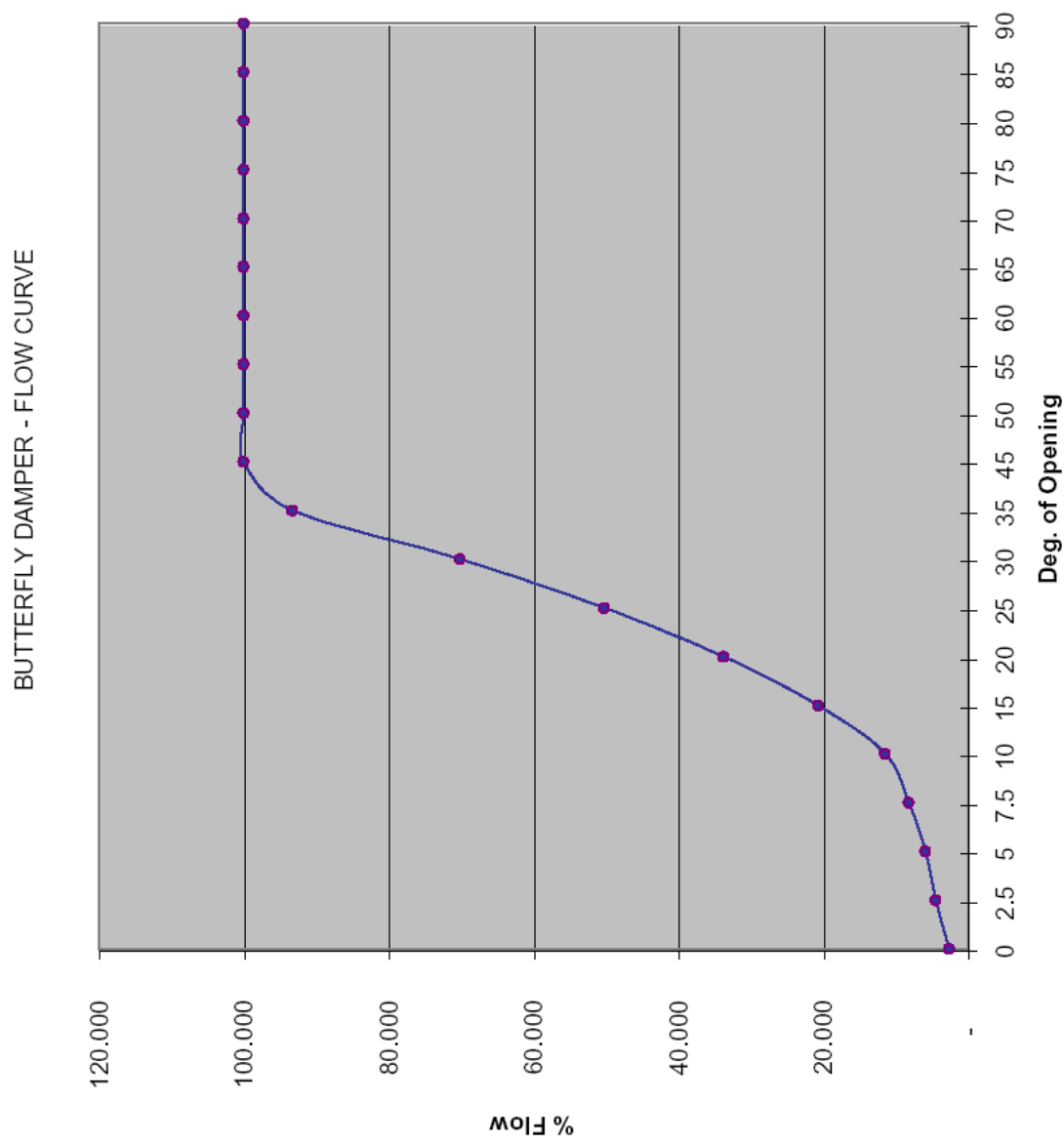
- Para fines de diseño, se consideró que la temperatura de los gases es de 450 °C., por lo tanto, la temperatura de diseño se considera un factor de seguridad adicional.
- Dada la alta temperatura y la carga de polvo presente en el flujo, aspectos relevantes en la selección del tipo de acero, hemos considerado que se hace necesario que el cuerpo y las paletas de las compuertas deben ser manufacturadas en acero ASTM AR 360, con el fin de incrementar la vida útil y evitar el desgaste prematuro de estos equipos.
- Los rodamientos seleccionados son especiales para trabajar a altas temperaturas,
- Las curvas de los damper ofrecidos, tienen cualidades específicas frente a la modulación, ustedes pueden comparar entre una compuerta con louver y una mariposa, lejos la mejor es la louver para realizar modulación, ver curvas adjuntas.
- Fotografía de Compuerta tipo LOUVER, fabricada para Cementeras HOLCIM APASCO (México).





Opposed Blade Louver Damper Flow Curves





A4.2) DIAGRAMA GENERAL DE LAS COMPUERTAS



Las compuertas ofrecidas son del tipo louver, sus dimensiones generales serán:

Diámetro: 30"

Ancho (flange a flange): 12"

Temperatura de operación: 450°C

Presión: +/- 12" w.g.

Sello del asiento (metal / metal): 98%

Asiento: metal / metal

N° de hojas: Dos (2) unidades

Accionamiento: tipo opuesto.

FRONT VIEW

SECTION A-A

FLOW

SEAT DETAIL

STUFFING BOX DETAIL

BLADE TO BLADE DETAIL

ITEM	QTY	DESCRIPTION	MATERIAL	A	B	C	D	E
9	1	LINKAGE ASS'Y						
8	2	SEAT						
7	4	STUFFING BOX						
6	4	SHAFT						
5	1	ACTUATOR						
4	4	FLANGE BEARING						
3	2	FLANGE						
2	1	HOUSING						
1	2	BLADE						

TECHNICAL DATA	
OPER.	DESIGN
PRESSURE	
TEMPERATURE	
FLOW RATE	
DRAFT LOSS	
LOCATION	
SYSTEM LEAKAGE	
ACTUATOR	
MODEL	ON/OFF
OPERATION	MODUL
INPUT	
ACTUATOR OUTPUT	
REQUIRED OUTPUT	
FAIL	OPEN
	AS IS
	CLOSED
POSITION INDICATOR	
OTHERS	

LIXTORF
IN SEAL OR THROUGH ROUGHNESS. DESIGN. JOB FOR TEL. +56-9-449-4488 FAX. +56-9-449-4488

TITLE: OPPOSED BLADE CIRCULAR DAMPER	
CUSTOMER: METAL TO METAL SEAT	
PROJECT/END USER:	SCALE: NTS
DWG NO.	DATE:
	REV.:

ANEXO 5:

“COTIZACIONES”



Ingeniería y Construcción

CONCEPCIÓN, 30 de Junio de 2006.-

Señores

CEMENTOS BIO BIO

Presente

Cotización N°: C-26824
Ref.: Montaje Eléctrico Proyecto
Válvulas tipo damper.-

De nuestra consideración:

Por medio de la presente, hacemos llegar a Ud., nuestra oferta por el servicio indicado en la referencia.

Valor Neto Total : \$ **4.500.000.-**

En archivo adjunto entregamos el análisis de precios unitarios.

CONCEPCIÓN: Av. Collao 577 Dpto. 403
LOS ANGELES: San Matín 639:

Fono/Fax (41) 320189
Fono/Fax (43) 320100



115 /2006
 Pág. 1 de 1

COTIZACION DE TRABAJO

Nombre de la Empresa: CEMENTOS BIO BIO				
Referencia: MONTAJE MECANICO			Fecha: 07/06/2006	
AT.:				
Item	Descripción	Cantidad	V. Unit	Total (\$)
	Nos es muy grato cotizar a Ud. El siguiente trabajo:			
1	Instalación de (2) Válvula Tipo damper, de sección circular.			700.000
1,1	Fabricar e instalar Flanges, en sector de válvulas			400.000
1,2	Fabricar e instalar carretilla para calzo de Vvs			450.000
2	Retirar y reponer aislante térmico. Instalar colchonetas de lana mineral con malla en una cara, densidad de 80 Kg/m3 y espesor de 100 mm recubrimiento de aluminio liso de 0,6 mm, afianzado con estructura de pletinas de 25 x 3 mm, instalada en forma de anillos. Sellar con silicona.	741,8	\$ 45.984	34.110.664
3	Instalación de instrumentación. Montaje de acoplamiento en ducto para instalar instrumentos. Reponer aislamiento			89.000
4	Reubicación de junta de expansión: retirar y reubicar junta de expansión en ducto de transporte y reponer aislamiento. Hacer mantención de la junta.			327.263
			TOTAL (\$)	36.076.927

Notas:

- 1. Valores no incluyen I.V.A**
- 2. CBB proporciona todos los materiales de operación.**
- 3. Contratista proporciona la Mano de Obra.**
- 4. Contratista proporciona los elementos de maniobras y materiales de aislamiento.**

	Jefe de Proyecto	Por Empresa Contratista
	Nombre:	Nombre:
	Firma:	Firma:

Molina 71 Talcahuano Fono/Fax: (41)582093 - (41)595800 Correo: sermaec@tie.cl



61, Chemin du Tremblay, Boucherville (Québec) J4B 7L6
Tél.: 450-449-9882 Fax: 450-449-9883



COTIZACION

Página 1 de 2

Compañía: Cementos Bio Bio S.A.C.I	Representante Local Flextor inc.	FECHA: 03-Abr-06 No. CUOTA: S-050510 TERMINOS: A ser discutidos F.O.B.: Flextor, Canada VALIDEZ: 30 días ENTREGA: 8-10 semanas
ATTN:	Tel. :	
REF.: Manejo de gases calientes	Fax. :	
	E-mail :	

ITEM	DESCRIPCIÓN	CTD	US\$	
			Precio Unitario	TOTAL
1	Louver damper Dimensions: 30" ins. Dia. x 12" cara a cara Temperature: 450°C Presión: +/-12" w.g. Leakage: 2% Hoja: (2) hojas opuestas, AR360 Marco: Bridao en ambos lados, AR360 Ejet: SS304 Asientos: metal / metal Stuffing box: "0" fuga a la atmosfera Rodamientos: outboard ball bearing "auto lubricados" Acabados: Todas las superficies exteriores seran limpiadas con SSPC-SP1y pintadas con una capa de pintura de aluminio para alta temperatura	2	\$4.900,0	\$9.800,00
1a	Actuador neumatico marca Beck , modulación, 4-20 mA entrada y salida, 120V/1/60 supply Model 11-208-175-60, 60 segundos de operación	2	\$7.325,00	
1b	Actuador electrico marca Auma , modulación, 4-20 mA entrada y salida, 3 fases de suministro Model SAR07.5/GS63.,3, 60 seconds operation, with local pushbutton station and starters MATIC package.	2	\$3.900,00	
1c	Caja de engranaje manual con 'handwheel'			
	(Detalle en diseño anexo)			
			Total :	\$9.800,00

ANEXO 6:

“TABLAS Y FLUJOS DE SENSIBILIDAD”

Se presentan a continuación las tablas con los resultados de los índices económicos para cada una de las variables alteradas en el estudio de sensibilidad del proyecto. Posterior a ello se presentarán algunos flujos de costos para cada una de estas variables, alteradas en $\pm 10\%$.

Las variables que se eligieron para estudiar la sensibilidad del proyecto son:

- Precio del Fuel Oil 6
- Factor de operación del secador Allis
- Factor porcentual del aumento de producción anual
- Promedio de escoria seca por hora en el secador Allis.
- Ahorro de escoria seca por uso de gases de desvío.

Tablas:

Precio FO6

Variación	Precio FO6 \$US	VAN(\$US)	TIR	PRC(años)	IVAN (\$US/\$US)
-10%	0,3168	935.978,61	183%	0,58	10,4
-8%	0,3238	958.654,34	187%	0,57	10,6
-6%	0,3309	981.654,02	191%	0,56	10,9
-4%	0,3379	1.004.329,75	195%	0,54	11,1
-2%	0,3450	1.027.329,42	199%	0,53	11,4
0%	0,3520	1.050.005,16	203%	0,52	11,6
2%	0,3590	1.072.680,89	207%	0,51	11,9
4%	0,3661	1.095.680,56	211%	0,50	12,1
6%	0,3731	1.118.356,30	215%	0,49	12,4
8%	0,3802	1.141.355,97	219%	0,47	12,6
10%	0,3872	1.164.031,70	223%	0,46	12,9

Tabla 6.1: Variación de los índices de evaluación, al afectar el precio del FO6 en $\pm 10\%$

Factor de operación

Variación	F.O.	VAN(\$US)	TIR	PRC(años)	IVAN (\$US/\$US)
-12,50%	70%	907.471,97	178%	0,60	10,1
-10,00%	72%	935.978,61	183%	0,58	10,4
-7,50%	74%	964.485,25	188%	0,57	10,7
-5,00%	76%	992.991,88	193%	0,55	11,0
-2,50%	78%	1.021.498,52	198%	0,53	11,3
0,00%	80%	1.050.005,16	203%	0,52	11,6
2,50%	82%	1.078.511,79	208%	0,50	11,9
5,00%	84%	1.107.018,43	213%	0,49	12,3
7,50%	86%	1.135.525,07	218%	0,48	12,6
10,00%	88%	1.164.031,70	223%	0,46	12,9
12,50%	90%	1.192.538,34	228%	0,45	13,2

Tabla 6.2: Variación de los índices de evaluación, al afectar el factor de operación en $\pm 10\%$

Factor porcentual aumento p.

Variación	%	VAN(\$US)	TIR	PRC(años)	IVAN (\$US/\$US)
-83,33%	0,5	950.406,41	201%	0,51	10,5
-66,67%	1	969.390,68	201%	0,51	10,7
-50,00%	1,5	988.831,30	202%	0,51	11,0
-33,33%	2	1.008.739,53	202%	0,51	11,2
-16,67%	2,5	1.029.126,88	203%	0,52	11,4
0,00%	3	1.050.005,16	203%	0,52	11,6
16,67%	3,5	1.071.386,40	204%	0,52	11,9
33,33%	4	1.093.282,94	204%	0,52	12,1
50,00%	4,5	1.115.707,38	205%	0,53	12,4
66,67%	5	1.138.672,63	205%	0,53	12,6
83,33%	5,5	1.162.191,87	206%	0,53	12,9

Tabla 6.3: Variación de los índices de evaluación, al afectar el factor porcentual del aumento de producción anual en $\pm 10\%$

Promedio escoria seca

Variación	T/h	VAN(\$US)	TIR	PRC(años)	IVAN (\$US/\$US)
-40%	10,02	1.810.182,14	337%	0,28	20,1
-30%	11,69	1.538.690,36	289%	0,34	17,0
-20%	13,36	1.335.071,52	254%	0,40	14,8
-10%	15,03	1.176.701,32	226%	0,46	13,0
0%	16,7	1.050.005,16	203%	0,52	11,6
10%	18,37	946.344,66	185%	0,58	10,5
20%	20,04	859.960,91	170%	0,64	9,5
30%	21,71	786.866,97	157%	0,69	8,7
40%	23,38	724.215,02	146%	0,75	8,0
50%	25,05	669.916,67	137%	0,81	7,4

Tabla 6.4: Variación de los índices de evaluación, al afectar el promedio de escoria seca por hora obtenida por el secador Allis, en $\pm 10\%$.

Ahorro de escoria seca

Variación	T/h	VAN(\$US)	TIR	PRC(años)	IVAN (\$US/\$US)
-20%	5,984	821.952,06	163%	0,66	9,1
-15%	6,358	878.965,34	173%	0,62	9,7
-10%	6,732	935.978,61	183%	0,58	10,4
-5%	7,106	992.991,88	193%	0,55	11,0
0%	7,48	1.050.005,16	203%	0,52	11,6
5%	7,854	1.107.018,43	213%	0,49	12,3
10%	8,228	1.164.031,70	223%	0,46	12,9
15%	8,602	1.221.044,98	233%	0,44	13,5
20%	8,976	1.278.058,25	244%	0,42	14,2

Tabla 6.5: Variación de los índices de evaluación, al afectar la cantidad de escoria seca obtenida por los gases de desvío, en $\pm 10\%$

Precio FO6: Variación de -10% (Precio FO6 = \$US 0,3168)

Situación s/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costo secado		-437.944,3	-451.082,6	-464.615,1	-478.553,6	-492.910,2	-507.697,5	-522.928,4	-538.616,3	-554.774,8	-571.418,0
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-437.944,3	-451.082,6	-464.615,1	-478.553,6	-492.910,2	-507.697,5	-522.928,4	-538.616,3	-554.774,8	-571.418,0
Impuesto(17%)		74.450,5	76.684,1	78.984,6	81.354,1	83.794,7	86.308,6	88.897,8	91.564,8	94.311,7	97.141,1
MARGEN		-363.493,8	-374.398,6	-385.630,6	-397.199,5	-409.115,5	-421.388,9	-434.030,6	-447.051,5	-460.463,1	-474.276,9
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO		-363.493,8	-374.398,6	-385.630,6	-397.199,5	-409.115,5	-421.388,9	-434.030,6	-447.051,5	-460.463,1	-474.276,9

VAC s/p **-2.291.201,9**

Situación c/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costos Secado		-241.787,2	-249.040,8	-256.512,1	-264.207,4	-272.133,7	-280.297,7	-288.706,6	-297.367,8	-306.288,8	-315.477,5
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-241.787,2	-249.040,8	-256.512,1	-264.207,4	-272.133,7	-280.297,7	-288.706,6	-297.367,8	-306.288,8	-315.477,5
Impuesto(17%)		41.103,8	42.336,9	43.607,1	44.915,3	46.262,7	47.650,6	49.080,1	50.552,5	52.069,1	53.631,2
MARGEN		-200.683,4	-206.703,9	-212.905,0	-219.292,2	-225.870,9	-232.647,1	-239.626,5	-246.815,3	-254.219,7	-261.846,3
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión	-90.260,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO	-90.260,3	-200.683,4	-206.703,9	-212.905,0	-219.292,2	-225.870,9	-232.647,1	-239.626,5	-246.815,3	-254.219,7	-261.846,3

VAC c/p **-1.355.223,2**

	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Diferencia (\$US)	-90.260,3	162.810,4	167.694,7	172.725,5	177.907,3	183.244,5	188.741,9	194.404,1	200.236,2	206.243,3	212.430,6

VAN (\$US) **935.978,6**

TIR(%) **183%**

PRC(años) **0,58**

IVAN(\$US/\$US) **10,4**

Precio FO6: Variación de +10% (Precio FO6 = \$US 0,3872)

Situación s/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costo secado		-535.265,3	-551.323,2	-567.862,9	-584.898,8	-602.445,8	-620.519,2	-639.134,7	-658.308,8	-678.058,0	-698.399,8
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de imppto.		-535.265,3	-551.323,2	-567.862,9	-584.898,8	-602.445,8	-620.519,2	-639.134,7	-658.308,8	-678.058,0	-698.399,8
Impuesto (17%)		90.995,1	93.725,0	96.536,7	99.432,8	102.415,8	105.488,3	108.652,9	111.912,5	115.269,9	118.728,0
MARGEN		-444.270,2	-457.598,3	-471.326,2	-485.466,0	-500.030,0	-515.030,9	-530.481,8	-546.396,3	-562.788,2	-579.671,8
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO		-444.270,2	-457.598,3	-471.326,2	-485.466,0	-500.030,0	-515.030,9	-530.481,8	-546.396,3	-562.788,2	-579.671,8

VAC s/p **-2.800.357,8**

Situación c/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costos Secado		-295.517,7	-304.383,2	-313.514,7	-322.920,2	-332.607,8	-342.586,0	-352.863,6	-363.449,5	-374.353,0	-385.583,6
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de imppto.		-295.517,7	-304.383,2	-313.514,7	-322.920,2	-332.607,8	-342.586,0	-352.863,6	-363.449,5	-374.353,0	-385.583,6
Impuesto (17%)		50.238,0	51.745,2	53.297,5	54.896,4	56.543,3	58.239,6	59.986,8	61.786,4	63.640,0	65.549,2
MARGEN		-245.279,7	-252.638,1	-260.217,2	-268.023,8	-276.064,5	-284.346,4	-292.876,8	-301.663,1	-310.713,0	-320.034,4
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión	-90.260,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO	-90.260,3	-245.279,7	-252.638,1	-260.217,2	-268.023,8	-276.064,5	-284.346,4	-292.876,8	-301.663,1	-310.713,0	-320.034,4

VAC c/p **-1.636.326,1**

	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Diferencia (\$US)	-90.260,3	198.990,5	204.960,2	211.109,0	217.442,3	223.965,5	230.684,5	237.605,0	244.733,2	252.075,2	259.637,4

VAN (\$US) **1.164.031,7**

TIR (%) **223%**

PRC(años) **0,46**

IVAN(\$US/\$US) **12,9**

Promedio de Escoria seca por hora en el secador Allis (procesada con FO6): Variación de -10% (Promedio de 15,03 T/h)

Situación s/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costo secado		-486.604,8	-501.202,9	-516.239,0	-531.726,2	-547.678,0	-564.108,3	-581.031,6	-598.462,5	-616.416,4	-634.908,9
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-486.604,8	-501.202,9	-516.239,0	-531.726,2	-547.678,0	-564.108,3	-581.031,6	-598.462,5	-616.416,4	-634.908,9
Impuesto (17%)		82.722,8	85.204,5	87.760,6	90.393,5	93.105,3	95.898,4	98.775,4	101.738,6	104.790,8	107.934,5
MARGEN		-403.882,0	-415.998,4	-428.478,4	-441.332,7	-454.572,7	-468.209,9	-482.256,2	-496.723,9	-511.625,6	-526.974,4
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO		-403.882,0	-415.998,4	-428.478,4	-441.332,7	-454.572,7	-468.209,9	-482.256,2	-496.723,9	-511.625,6	-526.974,4

VAC s/p **-2.545.779,9**

Situación c/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costos Secado		-244.435,5	-251.768,6	-259.321,7	-267.101,3	-275.114,4	-283.367,8	-291.868,8	-300.624,9	-309.643,6	-318.932,9
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-244.435,5	-251.768,6	-259.321,7	-267.101,3	-275.114,4	-283.367,8	-291.868,8	-300.624,9	-309.643,6	-318.932,9
Impuesto (17%)		41.554,0	42.800,7	44.084,7	45.407,2	46.769,4	48.172,5	49.617,7	51.106,2	52.639,4	54.218,6
MARGEN		-202.881,5	-208.967,9	-215.237,0	-221.694,1	-228.344,9	-235.195,3	-242.251,1	-249.518,7	-257.004,2	-264.714,3
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión	-90.260,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO	-90.260,3	-202.881,5	-208.967,9	-215.237,0	-221.694,1	-228.344,9	-235.195,3	-242.251,1	-249.518,7	-257.004,2	-264.714,3

VAC c/p **-1.369.078,5**

	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Diferencia (\$US)	-90.260,3	201.000,5	207.030,5	213.241,4	219.638,7	226.227,8	233.014,6	240.005,1	247.205,2	254.621,4	262.260,0

VAN (\$US) **1.176.701,3**

TIR (%) **226%**

PRC(años) **0,46**

IVAN(\$US/\$US) **13,0**

Promedio de Escoria seca por hora en el secador Allis (procesada con FO6): Variación de +10% (Promedio de 18,37 T/h)

Situación s/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costo secado		-486.604,8	-501.202,9	-516.239,0	-531.726,2	-547.678,0	-564.108,3	-581.031,6	-598.462,5	-616.416,4	-634.908,9
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-486.604,8	-501.202,9	-516.239,0	-531.726,2	-547.678,0	-564.108,3	-581.031,6	-598.462,5	-616.416,4	-634.908,9
Impuesto (17%)		82.722,8	85.204,5	87.760,6	90.393,5	93.105,3	95.898,4	98.775,4	101.738,6	104.790,8	107.934,5
MARGEN		-403.882,0	-415.998,4	-428.478,4	-441.332,7	-454.572,7	-468.209,9	-482.256,2	-496.723,9	-511.625,6	-526.974,4
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO		-403.882,0	-415.998,4	-428.478,4	-441.332,7	-454.572,7	-468.209,9	-482.256,2	-496.723,9	-511.625,6	-526.974,4

VAC s/p -2.545.779,9

Situación c/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costos Secado		-288.466,3	-297.120,3	-306.033,9	-315.214,9	-324.671,4	-334.411,5	-344.443,9	-354.777,2	-365.420,5	-376.383,1
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de impto.		-288.466,3	-297.120,3	-306.033,9	-315.214,9	-324.671,4	-334.411,5	-344.443,9	-354.777,2	-365.420,5	-376.383,1
Impuesto (17%)		49.039,3	50.510,5	52.025,8	53.586,5	55.194,1	56.850,0	58.555,5	60.312,1	62.121,5	63.985,1
MARGEN		-239.427,0	-246.609,9	-254.008,2	-261.628,4	-269.477,2	-277.561,6	-285.888,4	-294.465,1	-303.299,0	-312.398,0
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión	-90.260,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO	-90.260,3	-239.427,0	-246.609,9	-254.008,2	-261.628,4	-269.477,2	-277.561,6	-285.888,4	-294.465,1	-303.299,0	-312.398,0

VAC c/p -1.599.435,2

	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Diferencia (\$US)	-90.260,3	164.454,9	169.388,6	174.470,2	179.704,4	185.095,5	190.648,3	196.367,8	202.258,8	208.326,6	214.576,4

VAN (\$US) 946.344,7

TIR (%) 185%

PRC(años) 0,58

IVAN(\$US/\$US) 10,5

Factor porcentual del aumento de producción anual: Variación de -10% (Valor del factor = 2,7%)

Situación s/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costo secado		-486.604,8	-499.743,1	-513.236,2	-527.093,6	-541.325,1	-555.940,9	-570.951,3	-586.367,0	-602.198,9	-618.458,2
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de imppto.		-486.604,8	-499.743,1	-513.236,2	-527.093,6	-541.325,1	-555.940,9	-570.951,3	-586.367,0	-602.198,9	-618.458,2
Impuesto (17%)		82.722,8	84.956,3	87.250,2	89.605,9	92.025,3	94.509,9	97.061,7	99.682,4	102.373,8	105.137,9
MARGEN		-403.882,0	-414.786,8	-425.986,0	-437.487,7	-449.299,8	-461.430,9	-473.889,6	-486.684,6	-499.825,1	-513.320,3
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO		-403.882,0	-414.786,8	-425.986,0	-437.487,7	-449.299,8	-461.430,9	-473.889,6	-486.684,6	-499.825,1	-513.320,3

VAC s/p **-2.517.678,9**

Situación c/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costos Secado		-268.652,5	-275.906,1	-283.355,6	-291.006,2	-298.863,3	-306.932,6	-315.219,8	-323.730,7	-332.471,5	-341.448,2
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de imppto.		-268.652,5	-275.906,1	-283.355,6	-291.006,2	-298.863,3	-306.932,6	-315.219,8	-323.730,7	-332.471,5	-341.448,2
Impuesto (17%)		45.670,9	46.904,0	48.170,4	49.471,0	50.806,8	52.178,5	53.587,4	55.034,2	56.520,2	58.046,2
MARGEN		-222.981,6	-229.002,1	-235.185,1	-241.535,1	-248.056,6	-254.754,1	-261.632,4	-268.696,5	-275.951,3	-283.402,0
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión	-90.260,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO	-90.260,3	-222.981,6	-229.002,1	-235.185,1	-241.535,1	-248.056,6	-254.754,1	-261.632,4	-268.696,5	-275.951,3	-283.402,0

VAC c/p **-1.480.260,3**

	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Diferencia (\$US)	-90.260,3	180.900,4	185.784,7	190.800,9	195.952,6	201.243,3	206.676,8	212.257,1	217.988,1	223.873,7	229.918,3

VAN (\$US) **1.037.418,6**

TIR (%) **203%**

PRC(años) **0,52**

IVAN(\$US/\$US) **11,5**

Factor porcentual del aumento de producción anual: Variación de +10% (Valor del factor = 3,3%)

Situación s/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costo secado		-486.604,8	-502.662,8	-519.250,6	-536.385,9	-554.086,6	-572.371,5	-591.259,8	-610.771,3	-630.926,8	-651.747,4
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de imppto.		-486.604,8	-502.662,8	-519.250,6	-536.385,9	-554.086,6	-572.371,5	-591.259,8	-610.771,3	-630.926,8	-651.747,4
Impuesto (17%)		82.722,8	85.452,7	88.272,6	91.185,6	94.194,7	97.303,2	100.514,2	103.831,1	107.257,6	110.797,1
MARGEN		-403.882,0	-417.210,1	-430.978,0	-445.200,3	-459.891,9	-475.068,3	-490.745,6	-506.940,2	-523.669,2	-540.950,3
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO		-403.882,0	-417.210,1	-430.978,0	-445.200,3	-459.891,9	-475.068,3	-490.745,6	-506.940,2	-523.669,2	-540.950,3

VAC s/p **-2.574.285,1**

Situación c/p	AÑO										
	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Costos Secado		-268.652,5	-277.518,0	-286.676,1	-296.136,4	-305.908,9	-316.003,9	-326.432,0	-337.204,3	-348.332,0	-359.827,0
Mantenimiento		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
R. antes de imppto.		-268.652,5	-277.518,0	-286.676,1	-296.136,4	-305.908,9	-316.003,9	-326.432,0	-337.204,3	-348.332,0	-359.827,0
Impuesto (17%)		45.670,9	47.178,1	48.734,9	50.343,2	52.004,5	53.720,7	55.493,4	57.324,7	59.216,4	61.170,6
MARGEN		-222.981,6	-230.339,9	-237.941,2	-245.793,2	-253.904,4	-262.283,2	-270.938,6	-279.879,6	-289.115,6	-298.656,4
Depreciación		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Inversión	-90.260,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
FLUJO	-90.260,3	-222.981,6	-230.339,9	-237.941,2	-245.793,2	-253.904,4	-262.283,2	-270.938,6	-279.879,6	-289.115,6	-298.656,4

VAC c/p **-1.511.512,3**

	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
Diferencia (\$US)	-90.260,3	180.900,4	186.870,1	193.036,9	199.407,1	205.987,5	212.785,1	219.807,0	227.060,6	234.553,6	242.293,9

VAN (\$US) **1.062.772,8** **TIR (%)** **204%** **PRC(años)** **0,52** **IVAN(\$US/\$US)** **11,8**