



Universidad de Concepción  
Dirección de Postgrado  
Facultad de Ingeniería  
Programa de Doctorado en Ciencias de la Ingeniería con mención en Ingeniería  
Química

## **Estudio y modelación de la co-combustión con formación de depósitos en reactores a combustión.**

Tesis para optar al grado de Doctor en Ciencias de la Ingeniería con  
mención en Ingeniería Química

**RUBEN ALFONSO PÉREZ JELDRES**  
**CONCEPCIÓN-CHILE**  
2016

Profesor Guía: Dra. Ximena García C.  
Dpto. de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería  
Universidad de Concepción

Profesor Co-Guía: Dr. Alfredo Gordon S.  
Dpto. de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería  
Universidad de Concepción

## Agradecimientos

En primer lugar, quiero mostrar mi más profundo agradecimiento a mis patrocinantes de tesis, la Dra. Ximena García y el Dr. Alfredo Gordon, por darme la oportunidad de emprender este desafío y por su constante apoyo a lo largo de esta tesis doctoral. A Dr. Luis Arteaga por su ayuda a mejorar y potenciar mi trabajo.

También deseo agradecer la paciencia, comprensión, preocupación y el cariño de mis padres Rubén y Jessie. A mis hermanos Tamara, Roberto y Alejandro, quienes me acompañaron en todo momento. A mi pareja Catalina, tu que me acompañaste en mis maratónicos ensayos y que con tú alegría te convertiste en el pilar que me permitió el desarrollo de esta tesis doctoral, gracias.

A Mauricio Flores, Héctor Grandon, Cristina Segura y como al personal de UDT, quienes estuvieron ahí durante largas y extenuantes horas de ensayos, es sino que gracias a ustedes fue posible desarrollar exitosamente mis ensayos en el reactor piloto.

A Pablo Cornejo mi profesor y amigo, mis agradecimientos por tu ayuda, colaboración y conocimientos entregados en el desarrollo de modelos CFD.

A mi mentor y amigo, Oscar Farías te agradezco tu apoyo y el que me hayas transmitido tus conocimientos.

A Rossana Gaete, gracias por tu continuo apoyo, consejo y motivación permanente.

A Mario Fernández por enseñarme que el grado de maestría se alcanza con perseverancia, dedicación y amor al desafío.

A Engie Chile, la Universidad de Concepción, UDT, CONICYT-Becas Chile y CONICYT Proyecto PAI 7311002 quienes me brindaron su confianza y cuyos aportes económicos permitieron el desarrollo de esta tesis doctoral.

Finalmente, agradezco a Dios por enseñarme este camino, que me permitió conocer grandes personas.

A todos ustedes.

Gracias.

# Resumen

En los últimos años, Chile ha promovido el desarrollo e inclusión de energías renovables en su matriz energética, con el fin de cumplir con sus compromisos medioambientales. Dentro de estas energías: la solar, hidráulica y eólica cobran continuamente relevancia al disminuir sus costos de generación. No obstante, este tipo de energías son susceptible al cambio climático y generan incertidumbre en términos de disponibilidad y seguridad de abastecimiento. El primer capítulo de esta tesis muestra la situación país en términos de costo y disponibilidad de suministros energéticos renovables, concluyendo que la co-combustión de carbón con biomasa es una alternativa económicamente viable, que permitiría asegurar un abastecimiento continuo de potencia eléctrica, como también el uso de un combustible renovable que reemplace el carbón.

La co-combustión es el proceso de co-quemar dos combustibles en un mismo equipo, presentando ventajas comparativas en términos de reducción de emisiones de gases polutantes (CO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, MP y SO<sub>2</sub>). Sin embargo, su implementación en centrales nacionales requiere de un conocimiento fundamental, que era desconocido hasta el inicio de la presente tesis doctoral. Es por ello, que esta tesis estudia el proceso de co-combustión de carbón con biomasa con formación de depósitos de cenizas sobre superficies intercambiadoras, con el fin de identificar efectos a nivel de la transferencia de calor y la formación de emisiones polutantes.

Las biomasa estudiadas corresponden a *pino radiata* y *opuntia-figus-indica*, de forma de comparar una especie cactácea, que es posible de cultivar en la zona más árida del planeta y que concentra la mayor cantidad de centrales a carbón del país, con la especie de mayor abundancia en el país. La comparación es realizada a escala laboratorio, piloto e industrial. A partir de los ensayos a escala laboratorio, se observó que las biomasa presentan mayores concentraciones de P, K, Ca y Na que las muestras de carbón, las que permiten obtener una mayor capacidad de captación de azufre. Sin embargo, estos elementos promueven la formación de depósitos, al disminuir la temperatura de fusión de las partículas volantes. Se observó un mayor contenido volátil de las muestras de biomasa frente a la del carbón puro, indicando una mayor reactividad y una mayor velocidad de quemado de las biomasa. Durante esta etapa se obtuvieron las caracterizaciones físico-químicas (diámetro promedio de partícula, poderes caloríficos, entre otros), que permitieron desarrollar los ensayos a escala piloto e industrial.

Para evaluar el efecto real de co-combustionar carbón con biomasa, se desarrollaron experiencias a escala piloto. Estos ensayos fueron realizados en la planta piloto de lecho fluidizado de la Unidad de Desarrollo Tecnológico de la Universidad de Concepción. Esta planta posee una capacidad de alimentación combinada de carbón y pellets de biomasa de  $50[\text{kg h}^{-1}]$ , equivalente a una potencia térmica de  $150 [\text{kW}]$ . Los ensayos de co-combustión fueron desarrollados para una potencia térmica de  $54[\text{kW}]$ , debido a limitaciones en el suministro de aire y a la resistencia de materiales, que impiden operar a una potencia mayor. El reemplazo de carbón por biomasa fue realizado a nivel de potencia térmica, en que un 10 y 14% de la potencia térmica total fue producida por la biomasa. Estos ensayos permitieron identificar los efectos producidos en términos de emisión de gases polutantes, la transferencia de calor a nivel del lecho denso y el efecto de los depósitos sobre superficies intercambiadoras. Concluyendo que, la co-combustión de carbón con pino permite reducir las concentraciones de  $\text{CO}$ ,  $\text{SO}_2$  y material particulado (PM), sin embargo, aumenta las concentraciones de  $\text{NO}$  respecto a la combustión de carbón puro. En cambio, la co-combustión de carbón con opuntia, tiende a aumentar las concentraciones de  $\text{CO}$  y PM, como a disminuir las concentraciones de  $\text{SO}_2$  y  $\text{NO}$  con respecto a carbón puro.

Entre las biomásas estudiadas, la opuntia posee una capacidad reductora de azufre mayor que el pino. No obstante, sus altas concentraciones de potasio, disminuyeron la capacidad de transferencia de calor en el lecho denso, asociado al aumento de tamaño promedio de las partículas caliente, producto de la capacidad aglomerante del potasio. En cambio, la co-combustión de carbón con pino, produjo una disminución en el tamaño de partícula, debido a la rápida combustión de las partículas en el lecho, favoreciendo la frecuencia de colisión entre las partículas y la superficie del intercambiador helicoidal, permitiendo obtener una mayor capacidad de evaporación de agua en el intercambiador helicoidal que en los ensayos de carbón puro y su co-combustión con opuntia.

La inclusión de pino en el proceso de combustión de carbón, produce un aumento en el flujo de volátiles liberados en el 'freeboard'. Estos volátiles al quemarse generan un aumento de la temperatura, una disminución de la densidad y con ello, un aumento de la velocidad de los gases, lo cual favorece la transferencia de calor por convección entre los gases calientes y los tubos intercambiadores.

Para la simulación del proceso de combustión de carbón con formación de depósitos en el reactor piloto, se utilizó el software ANSYS Fluent. El modelo fue validado usando las

concentraciones de gases obtenidas de los ensayos en el reactor piloto. Este modelo permitió determinar la fracción, el tamaño y estado fundente de la superficie de las partículas que alcanzan el banco de tubos. Obteniendo un flujo de partículas igual a  $1.4 \text{ [g h}^{-1}\text{]}$ , con un tamaño promedio igual a  $0.4 \text{ [mm]}$  y que poseen una gran capacidad adhesiva, debido a que su superficie se encuentra fundida. Sin embargo, del flujo total de partículas sólo el 57.1% se deposita sobre el banco de tubos, producto de que las partículas siguen la trayectoria de los gases calientes asociado a su pequeño tamaño.

Para evaluar los efectos producidos por la co-combustión de carbón con aserrín de pino a escala industrial, se desarrolló un modelo de dinámica de fluidos computacional usando el software ANSYS Fluent. La caldera simulada fue la Unidad 15 de carbón pulverizado de  $150 \text{ [MW]}$ , ubicada en Tocopilla y perteneciente a la empresa Engie Chile (Ex E-CL). Para la validación del modelo se utilizaron mediciones de gases en la chimenea y condiciones de operación de la Unidad generadora, concluyendo que la inclusión de aserrín no afecta la capacidad para evaporar agua de la Unidad 15. Además, se observó que la inclusión de aserrín acelera el proceso de combustión de carbón, asociado a que el aserrín inicia su proceso de combustión antes que el carbón, por lo que genera una liberación temprana de calor, permitiendo que las partículas de carbón se calienten y alcancen rápidamente sus temperaturas de desvolatilización e ignición.

Como visión general los experimentos y los modelos usados, son un aporte positivo en el estudio fundamental de la co-combustión y su misión de disminuir las emisiones. Particularmente, este trabajo muestra que cuando la situación geográfica no lo permite, es posible técnicamente reemplazar una fracción de la potencia eléctrica generada con carbón por biomásas alternativas, como la cactácea (opuntia) o residuos de biomásas lignocelulósicas (aserrín), produciendo un beneficio medioambiental.

# TABLA DE CONTENIDOS

---

<b>RESUMEN</b>	<b>i</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>	<b>vii</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>	<b>ix</b>
<b>1 INTRODUCCIÓN</b>	
1.1 Antecedentes Generales	1
1.1.1 Inclusión de las ERNC en Chile	3
1.1.2 Definición, clasificación y disponibilidad de biomasa en el país	6
1.1.3 Tecnologías de generación eléctrica a partir de biomasa en el país	9
1.1.4 Co-combustión de carbón con biomasa - Experiencia Internacional	11
1.2 Enfoque y Objetivos de la Tesis	15
1.2.1 Enfoque de la Tesis	15
1.2.2 Objetivos de la Tesis	16
1.2.3 Alcances de la Tesis	16
1.3 Bibliografía	18
<b>2 ANTECEDENTES</b>	
2.1 Formación y modelación del proceso de combustión	20
2.1.1 Características del carbón y de la biomasa.	20
2.1.2 Desvolatilización	22
2.1.3 Combustión homogénea - Oxidación de volátiles	34
2.1.4 Reacción heterogénea	37
2.1.5 Mecanismos de formación de gases polutantes.	54
2.2 Formación y modelación de depósitos de ceniza.	64
2.2.1 Mecanismos de Formación	64
2.2.2 Modelos de formación de depósitos	69
2.3 Bibliografía	79
<b>3 METODOLOGÍA</b>	
3.1 Introducción	85
3.2 Caracterización de Combustibles	86
3.2.1 Análisis Elemental.	86
3.2.2 Análisis Inmediato.	87
3.2.3 Poder Calorífico.	87
3.2.4 Elementos mayores de cenizas y muestras de lecho	87
3.2.5 Distribución de tamaños del carbón y biomasa	88
3.3 Pruebas a Escala Piloto	89

3.3.1	Descripción de la Planta Piloto.	89
3.3.2	Puesta en Marcha	94
3.4	Metodología de operación y medición en ensayos de co-combustión	102
3.4.1	Etapa de Calentamiento	103
3.4.2	Etapa de Medición	103
3.5	Reporte y Análisis de Resultados de Ensayos en el Reactor.	110
3.5.1	Análisis de la transferencia de calor entre el lecho denso y el serpentín.	111
3.5.2	Análisis de la transferencia de calor y la capacidad conductiva de depósitos en banco de tubos.	115
3.6	Modelación del proceso de co-combustión con formación de depósitos.	120
3.6.1	Definición del volumen de control	120
3.6.2	Selección de modelos	123
3.7	Bibliografía	130

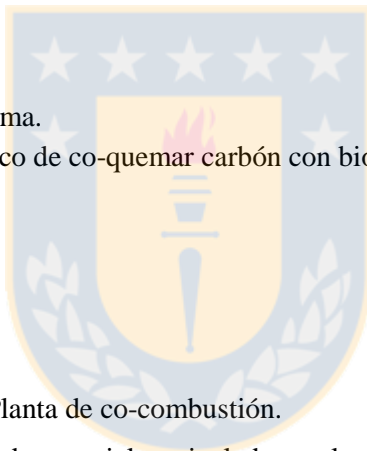
#### **4 RESULTADOS - ESTUDIO DE LA DINÁMICA DE CALENTAMIENTO Y LA ESTABILIDAD DEL REACTOR PILOTO DURANTE SU PUESTA EN MARCHA**

4.1	Introducción	133
4.2	Dinámica de calentamiento de la planta piloto	133
4.3	Calibración y estabilidad de los alimentadores de carbón y biomasa.	136
4.3.1	Calibración del alimentador de carbón	137
4.3.2	Calibración del alimentador de biomasa	139
4.4	Estudio del comportamiento dinámico del reactor	140
4.5	Conclusiones	143

#### **5 RESULTADOS - ESTUDIO COMPARATIVO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y EMISIONES POLUTANTES DURANTE LA CO-COMBUSTIÓN DE CARBÓN CON BIOMASA A ESCALA PILOTO**

5.1.	Introducción	144
5.2.	Materiales y Métodos	145
5.2.1.	Condiciones de operación	145
5.2.2.	Metodología de cálculo de los coeficientes de transferencia de calor	147
5.3.	Discusión y Resultados	147
5.3.1.	Caracterización de los combustibles y las muestras de ceniza	147
5.3.2.	Efecto de la co-combustión de carbón con biomasa en la transferencia de calor.	151
	a) Análisis de la transferencia de calor en el lecho denso	152
	b) Análisis de la transferencia de calor en el banco de tubos: Influencia de la formación de depósitos en la transferencia gas-intercambiador.	157
5.3.3.	Análisis del efecto de la co-combustión de carbón con biomasa en la emisión de polutantes.	162
	a) Emisiones de Carbón- CO y CO <sub>2</sub>	162
	b) Emisiones de Azufre - SO <sub>2</sub>	164

c) Emisiones de Nitrógeno - NO	165	
d) Emisiones de material particulado - PM	167	
5.3.4. Simulación del proceso de formación de depósitos sobre banco de tubos	168	
5.4. Conclusiones	172	
5.5. Nomenclatura	175	
5.6. Bibliografía	176	
<b>6</b>	<b>ESTUDIO DEL EFECTO DE LA INCLUSIÓN DE PINO EN UNIDADES DE CARBÓN PULVERIZADO: EFECTOS SINÉRGICOS, EMISIÓN DE CONTAMINANTES MEDIANTE EL USO DE LA DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL.</b>	
6.1	Introducción	181
6.2	Descripción del combustible y de la central.	184
6.2.1	Descripción de la Planta Industrial	184
6.3	Modelo Matemático	186
6.4	Caso de Estudio	190
6.5	Resultados y Discusión	191
6.5.1	Validación del Modelo.	191
6.5.2	Análisis de Contornos	193
6.5.3	Análisis del Vórtice de llama.	198
6.5.4	Análisis del efecto sinérgico de co-quemar carbón con biomasa.	200
6.6	Conclusiones	201
6.7	Bibliografía	303
<b>Anexos</b>		
Anexo I.	Instructivo de Operación Planta de co-combustión.	206
Anexo II.	Instructivo para medición de material particulado en planta piloto de co-combustión	222
Anexo III.	Instructivo para medición de gases de combustión en planta piloto de co-combustión	245





# ÍNDICE DE FIGURAS

---

## Capítulo 1 - Introducción

Figura I-1. Capacidad eléctrica instalada en Chile.	1
Figura I-2. Capacidad eléctrica instalada de ERNC en Chile.	3
Figura I-3. Clasificación de biomásas con fines energéticos.	6
Figura I-4. Distribución de biomasa forestal oferente en Chile.	7

## Capítulo 2. Antecedentes

Figura II-1. Etapas del proceso de combustión de un sólido.	22
Figura II-2. Perfiles de combustión para diferentes carbones y biomásas Nacionales (daf - seco y libre de cenizas).	25
Figura II-3. Perfiles de combustión y co-combustión para mezclas 50% y 20% de reemplazo másico (daf - seco y libre de cenizas).	25
Figura II-4. Perfiles de combustión y co-combustión para mezclas de char y charcoal, reemplazando el 50 y el 20% de la muestra de carbón.	26
Figura II-5. Conversión para una mezcla de char de carbón Magallánico y biochar de pino del 50%/50% másico.	27
Figura II-6. Proceso de formación de alquitrán y char en el modelo DVC.	33
Figura II-7. Micrografías ópticas de formación de volátiles.	34
Figura II-8. Fotografías de residuos carbonosos.	38
Figura II-9. Regímenes de combustión heterogénea.	40
Figura II-10. Resumen de órdenes de la cinética global de reacción para presiones entre 0.2 y 2 bar para carbón y biomasa.	43
Figura II-11. Comparación en la reactividad de diferentes carbones y biomasa puros.	47
Figura II-12. Relación entre el factor de eficacia y el número de Thiele para una partícula de char con reacción de primer orden.	53
Figura II-13. Efecto del exceso de aire en la formación CO y NO <sub>x</sub> para combustión de carbón y su co-combustión.	55
Figura II-14. Porcentaje de quemado para mezclas de biomasa con carbón.	55
Figura II-15. Mecanismos de formación de NO <sub>x</sub> .	57

Figura II-16. Emisión de NO <sub>x</sub> para diferentes mezclas de carbón con chips de madera.	57
Figura II-17. Esquema simplificado de las transformaciones del azufre bajo condiciones de oxidación y reducción.	61
Figura II-18. Efecto de la inclusión de biomasa en la combustión de carbón en términos de emisión de SO <sub>2</sub> .	63
Figura II-19. Correlación entre razones molares y la presencia de Potasio y de Cloro en combustibles biomásico de Zheng <i>et al.</i>	63
Figura II-20. Esquema de la producción de ceniza durante la combustión.	67
Figura II-21. Esquema de la formación de ceniza para la biomasa.	68

### Capítulo 3. Metodología

Figura III-1. Metodología utilizada para el desarrollo de ensayos a Escala Piloto e industrial.	85
Figura III-2. Analizador Leco TruSpec CHN,	86
Figura III-3. Sistema de alimentación. a) Alimentadores de carbón y caliza, b) Tornillos sinfín, c) Tren de alimentación por aire neumático y d) Variadores de frecuencia.	89
Figura III-4. Sistema de alimentación de biomasa.	90
Figura III-5. Bancos de ciclones.	91
Figura III-6. Sistemas de Medición de gas y material particulado.	91
Figura III-7. Banco de tubos para formación de depósitos.	92
Figura III-8. Diagrama de Equipos e Instrumentación del Reactor Piloto.	93
Figura III-9. Sistema de refrigeración del lecho. a) Intercambiador helicoidal, b) Placa distribuidora y c) Vainas de Termocuplas.	94
Figura III-10. Sistema de calentamiento del aire primario.	95
Figura III-11. Condición de fluidización del lecho.	98
Figura III-12. Comparación de emisiones calculadas según la EPA y obtenidas operando el reactor con 100% de Carbón.	99
Figura III-13. Secuencia de conexión de impigners en el tren de muestro de material particulado.	105
Figura III-14. Influencia de la temperatura y el diámetro de partícula en el coeficiente de transferencia partícula-superficie usando la correlación de Botterelli (obtenida de [5]) para las condiciones ensayadas.	111
Figura III-15. Coeficientes de transferencia de calor en el tubo de depositación.	117
Figura III-16. Distribución espacial del banco de tubos.	119
Figura III-17. Plano y Esquema de la Unidad 15 de Tocopilla.	121

Figura III-18. Malla y discretización de la caldera "Unidad 15" de Tocopilla.	122
Figura III-19. Volumen de control y malla del reactor piloto.	123
Figura III-20. Comparación de perfiles de velocidad absoluta de la unidad 15 calculados con distintos modelos de turbulencia.	124

#### **Capítulo 4. Resultados : Estudio de la dinámica de calentamiento y la estabilidad del reactor piloto durante su puesta en marcha**

Figura IV-1. Evolución de la temperatura durante la fase de calentamiento.	135
Figura IV-2. Evolución de la temperatura del aire primario durante la fase de calentamiento.	135
Figura IV-3. Distribución de tamaños para el carbón y la biomasa.	137
Figura IV-4. Desviación porcentual del flujo de carbón promediado y error porcentual de cada medición de flujo de carbón.	138
Figura IV-5. Efecto del flujo de aire para transporte neumático en la alimentación de Carbón.	138
Figura IV-6. Efecto de la frecuencia de tiempo de recolección en transporte neumático en la alimentación de Carbón.	139
Figura IV-7. Comparación del flujo de alimentación de pellets para diferentes frecuencias y tiempos de captación de muestra.	140
Figura IV-8. Perfil de temperatura durante la transición de combustión de carbón a su co-combustión con biomasa para un 20% de reemplazo energético.	141
Figura IV-9. Perfil de temperatura durante la transición de combustión de carbón a su co-combustión con biomasa para un 10% de reemplazo energético.	141

#### **Capítulo 5. Resultados - Estudio comparativo de la transferencia de calor y emisiones polutantes durante la co-combustión de carbón con biomasa a escala piloto**

Figura V-1. Análisis elemental y próximo de los combustibles ensayados por unidad de potencia térmica.	149
Figura V-2. Composición de la ceniza para los combustibles ensayados por unidad de potencia térmica.	150
Figura V-3. Perfil de temperatura en el reactor.	151
Figura V-4. Diagrama de fase CaO-SiO <sub>2</sub> -K <sub>2</sub> O y temperatura de fusión para los ensayos de carbón puro y su mezcla con biomasa.	156
Figura V-5. Efecto de los mecanismos de transferencia de calor en flujo de calor total hacia el intercambiador helicoidal (H.E.).	157

Figura V-6. Comparación entre el factor de eficacia experimental ('Pilot Plant') y factores reportado para diferentes tipos de biomasa.	159
Figura V-7. Comparación entre la razón de factores de eficacia y la razón ácido-base.	160
Figura V-8. Composición elemental de los depósitos de ceniza captados en el banco de tubos.	161
Figura V-9. Comparación entre la relación ácido base calculada a partir de la composición de los depósitos captada en el banco de tubos y de los inorgánicos de la ceniza del combustibles.	162
Figura V-10. Balance de carbono para los ensayos realizados. El carbono contenido al CO es menor al 1% del carbono total alimentado.	163
Figura V-11. Comparación de las emisiones de CO obtenidas en este estudio (planta piloto) con emisiones reportadas en reactores a escala piloto.	164
Figura V-12. Comparación de las emisiones de SO <sub>2</sub> obtenidas en este estudio con emisiones reportadas en reactores piloto.	165
Figura V-13. Comparación de las emisiones de NO obtenidas en este estudio con respecto a valores reportados en reactores a escala piloto.	166
Figura V-14. Comparación de las emisiones de MP obtenidas en este estudio respecto a emisiones reportadas en reactores piloto.	167
Figura V-15. Flujo de partículas volantes que enfrenta a la superficie proyectada por el banco de tubos.	169
Figura V-16. Velocidad de quemado de partículas de carbón.	170
Figura V-17. Perfil de velocidades en el banco de tubos intercambiadores.	171

**Capítulo 6. Resultados: Estudio del efecto de la inclusión de pino en unidades de carbón pulverizado: efectos sinérgico, emisión de contaminantes mediante el uso de la dinámica de fluidos computacional**

Figura VI-1. Niveles de quemadores, distribución de aire secundario y zona modelada.	185
Figura VI-2. Distribución granulométrica obtenida de los molinos según nivel de quemadores.	188
Figura VI-3. Zonas de reducción en un quemador de carbón pulverizado del tipo 'Low-NOx'.	190
Figura VI-4. Concentraciones de gases obtenidas del modelo CFD, información experimental y valores calculados a partir de la norma EPA AP-42.	192
Figura VI-5. Contornos de Burnouts para el nivel quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A).	193
Figura VI-6. Contornos de temperatura media para el nivel de quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A).	195

Figura VI-7. Contornos de Velocidad para el nivel de quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A).	196
Figura VI-8. Intensidad turbulenta para el nivel de quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A).	196
Figura VI-9. Comparación entre los flujos de calor total a las paredes de tubos de agua de la caldera.	197
Figure VI-10. Comparación entre los flujos de calor por radiación a las paredes de tubos de agua de la caldera.	197
Figura VI-11. Perfiles de emisiones polutantes y temperatura media por unidad de potencia térmica.	199

## ÍNDICE DE TABLAS

---

### Capítulo 1 - Introducción

Tabla I-1. Cuadro Comparativo – Estado de proyectos ERNC 2015 – 2016.	4
Tabla I-2. Cuadro Comparativo – Costos de generación eléctrica por tecnología.	5
Tabla I-3. Disponibilidad técnica y potencial energético de biomasa para generación eléctrica.	7
Tabla I-4. Potencial energético de biomasa no lignificada para generación eléctrica.	8
Tabla I-5. Composición de residuos municipales para el año 2009	8
Tabla I-6. Generación de RSI para el año 2009.	8
Tabla I-7. Comparación de tecnologías de combustión de biomasa.	9

### Capítulo 2 - Antecedentes

Tabla II-1. Resumen de la composición de carbones y biomasa usadas en la tesis.	21
Tabla II-2. Composición volumétrica del contenido volátil para carbón lignito [1].	23
Tabla II-3. Cinética y etapa controlante según rango de temperaturas.	46
Tabla II-4. Excesos de aire recomendados según el tipo de tecnología.	54
Tabla II-5. Límites de emisión para termoeléctricas existentes / nuevas [mg/Nm <sup>3</sup> ].	64
Tabla II-6. Resumen de los modelos más relevantes de formación de depósitos sobre superficies intercambiadoras.	69
Tabla II-7. Resumen de índices de Propensión a la formación de depósitos de ceniza [96].	73

Tabla II-8. Valores de referencia de la viscosidad crítica.	77
---	----

### **Capítulo 3 – Metodología**

Tabla III-1. Condiciones de operación calculadas para la operación con carbón – Condición base.	99
Tabla III-2. Factor de conversión de gases polutantes a CO <sub>2</sub> equivalente (CO <sub>2eq</sub> ).	102
Tabla III-3. Rangos de valores sugeridos para la planta de Co-Combustión	105
Tabla III-4. Frecuencia de medición de las variables asociadas al ensayo de (co)combustión.	106
Tabla III-5. Rangos de valores máximos de medición y para inicio del ciclo de limpieza del analizador de gases.	109
Tabla III-6. Constantes cinéticas para los procesos de desvolatilización y combustión heterogénea.	128

### **Capítulo 4 - Resultados : Estudio del calentamiento dinámico y la estabilidad del reactor piloto durante su puesta en marcha**

Tabla IV-1. Distribución Rosin-Rammler para carbón, biomasa y arena.	136
--	-----

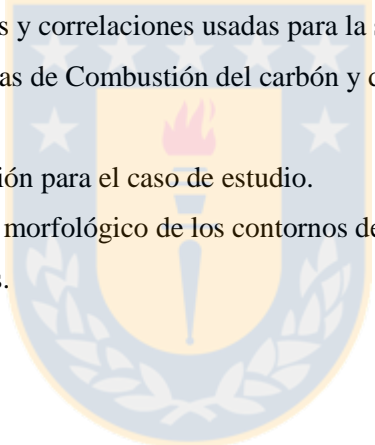
### **Capítulo 5 - Resultados - Estudio comparativo de la transferencia de calor y emisiones polutantes durante la co-combustión de carbón con biomasa a escala piloto**

Tabla V-1. Condiciones de operación para cada ensayo	146
Tabla V-2. Ecuaciones y modelos para simular la transferencia de calor.	147
Tabla V-3. Análisis elemental e inmediato de los combustibles ensayados	148
Tabla V-4. Coeficientes de transferencia de calor entre el lecho denso y el intercambiador de calor helicoidal.	153
Tabla V-5. Diámetro promedio de las partículas, velocidad relativa y velocidad umbral en el lecho denso.	154
Tabla V-6. Espesor ( $\delta_{Dep}$ ) y masa de depósitos de ceniza captados ( $\delta W_{dep}$ ) durante la combustión de carbón puro y su mezcla con biomasa.	158
Tabla V-7. Comparación de los coeficientes de convección, global y conductividad de los depósitos para las condiciones ensayadas	158

Tabla V-8. Resumen de variables operacionales de la zona de recalentadores de la central CTA.	159
Tabla V-9. Composición de la ceniza volante y emisión de CO <sub>2</sub> y CO en los gases calientes.	162
Tabla V-10. Comparación de emisiones y formación de depósitos calculados con respecto a valores experimentales.	169

**Capítulo 6 - Resultados: Estudio del efecto de la inclusión de pino en unidades de carbón pulverizado: efectos sinérgico, emisión de contaminantes mediante el uso de la dinámica de fluidos computacional.**

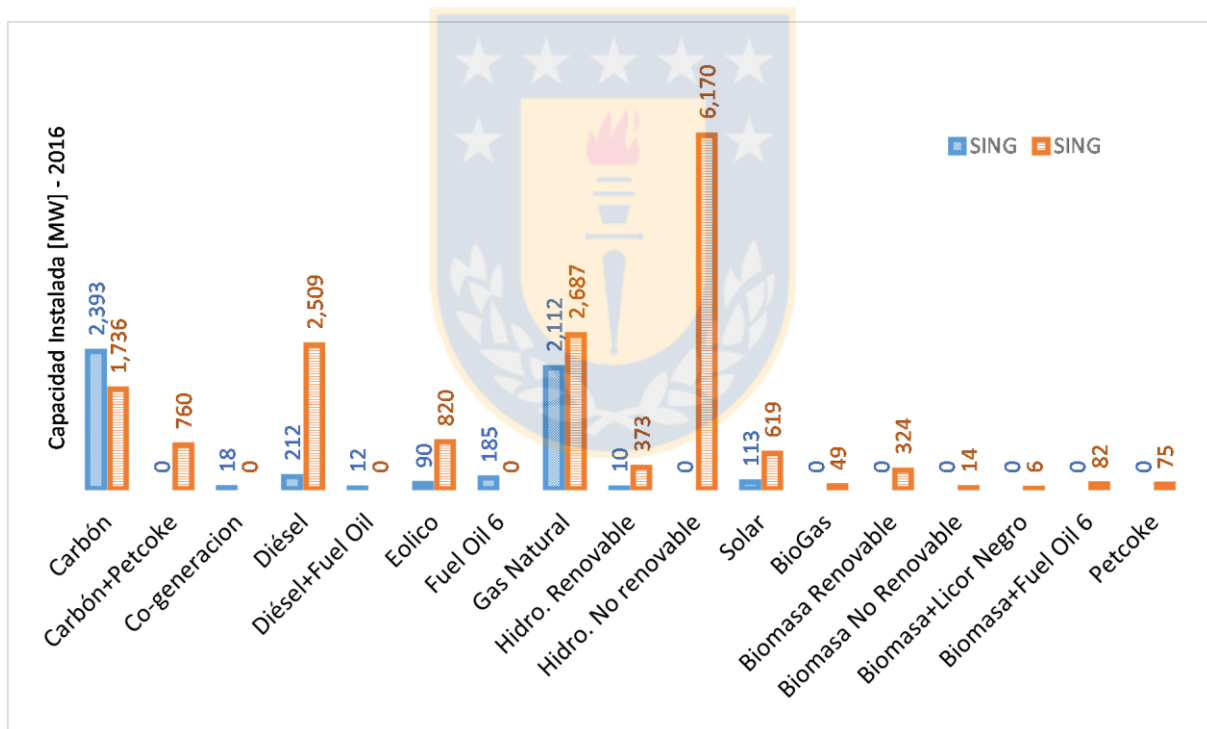
Tabla VI-1. Resumen de modelos de calderas de carbón pulverizado bajo una condición de co-combustión.	182
Tabla VI-2. Análisis de los combustibles, propiedades y condiciones de alimentación.	186
Tabla VI-3. Resumen de ecuaciones y correlaciones usadas para la simulación.	187
Tabla VI-4. Resumen de las cinéticas de Combustión del carbón y de la biomasa [2,25,33].	189
Tabla VI-5. Condiciones de operación para el caso de estudio.	191
Tabla VI-6. Resultados del análisis morfológico de los contornos de burnouts para el nivel A de quemadores.	194



# 1 INTRODUCCION

## 1.1 ANTECEDENTES GENERALES

La generación eléctrica es el motor indispensable y la base para el desarrollo económico-sustentable de un país. Es así que bajos costos de generación eléctrica, sumado a una independencia en su matriz y la valorización de sus residuos con potencial energético, generará una baja en el valor de la energía, reflejándose en una reducción de costos asociados a las líneas de producción, lo que permitiría a un país exportador como Chile el desarrollo de nuevos productos, una mayor competitividad y la oportunidad de ingresar a nuevos mercados con valores más competitivos. Sin embargo, alcanzar estos objetivos conlleva asumir nuevos desafíos técnicos, económicos y políticos, al incorporar nuevas tecnologías y re-distribuir nuestra matriz eléctrica.



**Figura I-1.** Capacidad eléctrica instalada en Chile. (Fuente: Elaboración propia).

Analizar la situación energética del país, resulta preocupante. Actualmente la matriz energética nacional, considerando el Sistema Interconectado Central (SIC) como el Sistema Interconectado del Norte Grande (SING), está compuesta en un 11.3% por Energías Renovables No Convencionales (ERNC), 30.7% de hidroelectricidad y 61.4% de generación térmica (Ver Figura I-1) [1], mostrando una fuerte dependencia del 70% en el uso de combustibles fósiles.



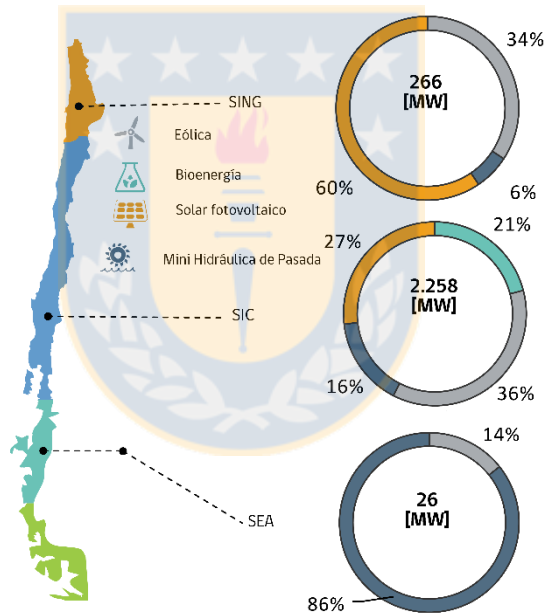
Esta alta dependencia sumada a la creciente demanda energética y la constante variación de los precios de los combustibles fósiles, produce un impacto negativo en el desarrollo económico y social del país. En el 2011, los precios de la electricidad fueron de 154 [U\$/MWh] para la industria y de 211 [U\$/MWh] para el sector residencial [2]. Sin embargo, la fuerte caída en los precios de los combustibles, como la menor demanda eléctrica producida por la crisis minera del 2015, permitió el 2016 alcanzar un precio de generación de 99 [U\$/MWh] [3]. La pregunta lógica es: ¿Cómo impactan los precios de los combustibles y su variabilidad en el desarrollo social y económico de nuestro país? La Asociación de Estudios Públicos de Chile (ACEP), indica que los altos costos eléctricos producen una disminución en la competitividad de las exportaciones, influyendo fuertemente en las industrias nacionales que compiten con productos importados. En consecuencia, se producen fugas de inversión hacia economías que ofertan precios más bajos de electricidad, mermando la actividad y la capacidad de producción futura, como también disminuyendo el ingreso familiar disponible, ingresos fiscales y puestos de trabajo. ACEP atribuye que altos costos eléctricos son producto de la dinámica de los precios del carbón y del diésel, como a la incertidumbre en la aprobación que enfrentan los proyectos de generación y transmisión que ingresan al sistema de evaluación de impacto ambiental, debido al mayor empoderamiento ciudadano [4]. Es así, que un retraso en las inversiones en proyectos eléctricos puede implicar una disminución acumulada del 18% de la inversión, 9% en el consumo, 8% en el empleo y un 6% en el Producto Interno Bruto (PIB), para el período 2012-2019 [5]. Se ha calculado que un aumento en el 10% de la energía eléctrica, producirá una disminución del 2% en la inversión, 0.14% en el empleo, como también, 1 y 2% de la productividad laboral en el corto y largo plazo, respectivamente [5].

La reducción en el precio de la electricidad alcanzada el 2016, es producto de una serie de políticas impulsadas por el gobierno, a partir del 2011, para fomentar el desarrollo de las ERNCs, como parte de una estrategia país para aumentar la seguridad de suministro, diversificar las fuentes de generación, y reducir la dependencia externa. Entre estas políticas destacan el decreto supremo 13 que establece los límites de emisión de contaminantes; ley 20.257 – que exige a las generadoras que un 10% de sus retiros provengan de fuentes renovables; ley 20.698 que establece como meta para el año 2020 una participación de la ERNCs de un 20% de la matriz energética; ley 20.780 que graba un impuesto sobre contaminantes locales (NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> y MP) y globales (CO<sub>2</sub>); ley de eficiencia energética que promueve el desarrollo de proyecto de ahorro energético del sector

minero. Entre estas políticas, la ley de impuestos verdes supone la principal barrera para la generación convencional (carbón, diésel y fuel oil), fomentando el desarrollo de proyectos ERNCs en el país, ya que sólo el impuesto global supone un costo adicional de 6 [USD/MWh] para una central de lecho fluidizado a carbón.

### 1.1.1 Inclusión de las ERNC en Chile

En Chile se define como fuentes de ERNCs a la energía eólica, hidroeléctrica (centrales hasta 20 [MW]), biomasa, biogás, geotermia, solar y mareomotriz. Según el último informe del Centro para la Innovación y Fomento de las Energías Renovables (CIFES), la capacidad instalada de las ERNC en el país asciende a 2,550 [MW], del cual el 88.5% es entregado al SIC (Ver Figura I-2) [6].



**Figura I-2.** Capacidad eléctrica instalada de ERNC en Chile [6].

El efecto de la inclusión de políticas de fomento a las ERNC, generó un crecimiento del 10.6% de la capacidad instalada en el país (durante el período Julio 2015 a Julio 2016), permitiendo una generación de 670 [GWh] con origen ERNC (Julio 2016). En donde, las tecnologías del tipo eólica (30.36%), solar (40.6%) y mini-hidráulica de pasada (13.9%) dominan la matriz ERNC; condición que se mantendrá en los próximos años basado en la gran cantidad de proyectos solares con Resolución de Calificación Aprobada (RCA) (Ver Tabla I-1).

**Tabla I-1.** Cuadro Comparativo – Estado de proyectos ERNC 2015 – 2016 [6,7].

<b>Tecnología</b>	<b>Operación(*)</b>	<b>Construcción</b>	<b>RCA Aprobada (**)</b>	<b>En Calificación</b>
Biomasa	417 / 417	0 / 0	73 / 112	116 / 67
Biogás	44/ 53	0 / 0	8 / 8	0 / 0
Eólica	901/947	112 / 477	5,602 / 6,500	1,657 / 1,949
Geotermia	0 / 0	48 / 48	120 / 120	0 / 0
Mini Hidro	390 / 435	67 / 25	429 / 455	104 / 95
Solar – PV	741 / 1,267	2,110 / 1,676	10,332 / 12,038	3,566 / 5,434
Solar – CSP	0 / 0	110 / 110	980 / 1,085	105 / 1,270
<b>Total</b>	<b>2,494 / 3,119</b>	<b>2,448 / 2,336</b>	<b>17,543/ 20,318</b>	<b>5,549 / 8,815</b>

(\*) Considera proyectos entregados a explotación comercial, como aquellos que se encuentran interconectados en fase de pruebas. (\*\*) Sin construir.

"/" indica separación entre años 2015 y 2016. Valores presentados en [MW].

El efecto de las políticas públicas en la inclusión de las ERNCs, permitió un aumento del 20% en los proyectos con RCA aprobada y un aumento del 37% de proyecto en espera de aprobación (Ver Tabla I-1). La menor cantidad de proyectos en construcción mostrada en la tabla, es producto de que las unidades se encuentran en operación. Además, un segundo resultado producto de la políticas públicas mencionadas, se observó en la última licitación eléctrica (Agosto 2016), en donde los precios de generación disminuyeron en un 60% respecto al precio observado en el 2015, manteniéndose en una media de 47.6 [US\$/MWh] [8]. A pesar de ello, la alta aprobación de proyectos ERNCs (solar, eólica e hidroeléctrica) y la gran entrada de nuevos proyectos ERNCS de la última licitación, ha generado incertidumbre en el sector industrial en términos de seguridad abastecimiento [9]. Es así, que el gobierno comenzaría a evaluar tecnologías de generación renovables, que no se estén afectas a las condiciones climáticas y que no requieran sistemas de generación de apoyo. En donde, las generación geotérmica y a partir de biomasa, se presentan como una alternativa viable.

**Tabla I-2.** Cuadro Comparativo – Costos de generación eléctrica por tecnología [10–13].

Tecnología	Costo de Capital [U\$/kW]	Costo Variable O&M [U\$/MWh]	Costo Fijo O&M [MU\$/MWhaño]	Factor de carga	Costo monómico [U\$/MWh]	Costo nivelado [U\$/MWh]
Hidro de pasada	2,670-4,000	2.0 – 5.0	20.0	85%	45-105	69.7
Hidro de embalse	2,750-3,650	2.0 – 5.0	12.5	55%	45-105	69.8
Mini Hidro	3,500	5.0	12.5	60%	45-105	75.5
Geotérmica	3,480-6,600	5.0	12.5	58%	65-80	71.1
Carbón	2,400-3,000	37.0 – 47.5	37.0	89%	s/i	91.0
Eólico	2,000-2,500	7.7	s/i	25%	90-120	111.1
GNL CCGT	1,000-1,200	74.5 – 88.1	15.0	35%	s/i	154.5
Solar FV	1,960-2,500	3.0 - 5.0	36.0	25%	360-755	198.2
Solar CSP	7,387-7,841	21.5	10.0	20%	135-370	218.4
Diésel	390-860	149.1 – 223.7	10.0	15%	s/i	270.9
Biomasa	1,880-6,820	s/i	s/i	27-75%	50-140	60-290

s/i: Sin información; O&M : Operación y Mantenimiento.

La Tabla I-2 muestra diferentes tecnologías de generación encontrada en el país. En términos de inversión y de costos, la tabla revela que las tecnologías del tipo eólica, mini-hidro y biomasa corresponden a las de menor costo monómico<sup>1</sup>, las cuales resultan ser competitivos con respecto a centrales convencionales de generación. Entre las ERNCs, la energía eólica y la solar FV son las de mayor costo nivelado<sup>2</sup>. A pesar de ello, existe una gran cantidad de proyectos Fotovoltaicos en construcción y con RCA aprobada (Ver Tabla I-1), lo cual estaría asociado a cumplir con la meta de producir un 20% de la matriz energética a partir de ERNCs para el 2020.

Sin embargo, la biomasa como fuente de generación eléctrica ofrece una alternativa sustentable con un costo monómico y nivelado competitivos frente a otras ERNCs y fuentes de energías tradicionales. La principal ventaja de generación con biomasa, frente a otras ERNCs, es que no requiere de sistemas de generación de apoyo y que abarca una gran cantidad de tecnologías de generación, permitiendo el uso de residuos industriales y domiciliarios como fuente de generación eléctrica. Sin embargo, el gran desafío que enfrenta esta tecnología es la falta de un mercado formal de biomasa y de residuos biomásicos con fines energéticos, que permita asegurar

<sup>1</sup> Costo monómico: Monto total que equivale a un precio único por concepto de venta o compra de energía y potencia. Es igual al ingreso o costo total por venta o compra de energía y potencia dividido por la energía total vendida o comprada.

<sup>2</sup> Costo Nivelado: Es el precio de energía en US\$/[MWh] en el primer año de un proyecto que, al verse incrementado por la inflación a lo largo de la duración del proyecto, proporciona una Tasa Interna de Retorno (TIR) de 10 por ciento.

el abastecimiento continuo, como también una carencia de estudios que permitan determinar la real disponibilidad de biomasa residual en el país.

### 1.1.2 Definición, clasificación y disponibilidad de biomasa en el país

Según la Agencia de Protección de Estados Unidos (EPA), la biomasa se refiere a materia orgánica con potencial renovable, tales como árboles y plantas de crecimiento rápido, madera, cultivos agrícolas, plantas acuáticas y algas, como también, residuos de madera, agrícolas, animales, orgánicos municipales y desechos industriales. A gran escala, la biomasa se clasifica en [12]:

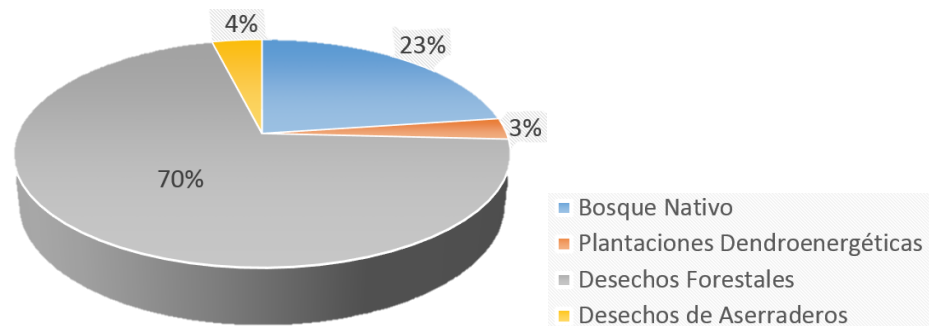
- Biomasa Lignificada: Corresponde a materiales lignocelulósicos, susceptibles de ser transformados termoquímicamente, típicamente por combustión; están compuestos por celulosa, hemicelulosas y lignina, cuya composición y proporción varían según la especie.
- Biomasa no lignificada: Comprende biomásas susceptibles de ser descompuesta mediante microorganismos en ausencia de oxígeno, para generar biogás como producto principal. Este tipo de biomasa es rica en compuestos orgánicos, bioquímicamente transformables.



**Figura I-3.** Clasificación de biomásas con fines energéticos [12].

Bioenergía se define como aquella energía proveniente de fuentes biomásicas que pueden o son utilizadas como combustible para generación de energía. La Figura I-3, clasifica las diferentes biomásas con fines bioenergéticos presentes en el país.

En el Informe: *Recomendaciones para la elaboración de una Estrategia Nacional de bioenergía 2015*, reveló que el país posee una disponibilidad de biomasa forestal oferente cercana a 56,8 millones de toneladas secas por año, provenientes de bosques nativos, plantaciones dendroenergéticas, forestales y aserraderos (Ver Figura I-4) [12].



**Figura I-4.** Distribución de biomasa forestal oferente en Chile [12].

Al analizar el potencial técnico para ambos tipos de biomásas en la producción de bioenergía, se observa que los Residuos del Manejo Forestal de plantaciones (RMFp) y Residuos de Cosecha de trigo y avena (RC) presentan altos potenciales de desarrollo. No obstante, RMFp presenta la mayor razón de potencial teórico energético/másico (5.73 [GWh/Mton]) entre las biomásas lignificadas, lo que en términos operacionales se traduce a menores costos de Operación y Mantenimiento (O&M).

**Tabla I-3.** Disponibilidad técnica y potencial energético de biomasa para generación eléctrica [12].

Origen	Disponibilidad de Biomasa [ton/año]	Potencial Energético [GWh]
Residuos de la industria del aserrío	322,000	11,052
Residuos de plantaciones (podas, raleo comercial y cosecha)	1,792,378	10,278
Residuos de cosecha de trigo y avena	1,625,000	10,278
Bosque nativo	9,446,507	70,833

**Tabla I-4.** Potencial energético de biomasa no lignificada para generación eléctrica [12].

<b>Origen</b>	<b>Disponibilidad de Biomasa [ton/año]</b>	<b>Potencial Energético [GWh]</b>
Residuos Sólidos Urbanos	322,000	972
Purines	1,792,378	4,056
Plantas de Tratamiento	1,625,000	1,611
Residuos Agrícolas	s/i	2,389
Otros	9,446,507	722

A la fecha, no hay un estudio formal que evalué la disponibilidad de biomasa no lignificada y de residuos con potencial energético presente en el país. Sin embargo, el primer reporte de manejo de sólidos en Chile, reveló que para el año 2009 se generaron 6,5 millones de toneladas de Residuos Sólidos Municipales (RSM) y 10.4 millones de toneladas de Residuos Sólidos Industriales (RSI) [14]. En donde, el 5% de los RSM generados se disponen en sitios no autorizados y/o basurales.

**Tabla I-5.** Composición de residuos municipales para el año 2009 [14].

<b>Tipo de residuo</b>	<b>Composición [%]</b>
Papeles y Cartones	12.4
Textiles	2.0
Plásticos	9.4
Vidrios	6.6
Metales	2.3
Materia Orgánica	53.3
Otros	14.0

Al analizar la composición de los RSM (Ver Tabla I-5), se observa que un 14.4% es del tipo lignocelulósico y un 53.3% es de materia orgánica, con lo cual el 67.7% de los RSM pudiese tener un potencial energético que aún no ha sido evaluado.

**Tabla I-6.** Generación de RSI para el año 2009 [14].

<b>Sector</b>	<b>Generación de RSI (millones toneladas)</b>	<b>Porcentaje [%]</b>
Agrícola-forestal	1.56	15
Minería y cantera	0.63	6
Industria manufacturera	1.83	18
Producción de energía	0.47	5
Purificación y distribución de agua	0.08	1
Construcción	5.82	56

La generación de RSI sectorizada (Ver Tabla I-6), muestra que el sector de la construcción es el principal generador, seguido por la industria agrícola-forestal y la industria manufacturera. Sin embargo, el uso de residuos estará sujeto a los costos y retorno de la inversión al instalar una central generadora.

### 1.1.3 Tecnologías de generación eléctrica a partir de biomasa en el país

Los proyectos energéticos a base de biomasa lignocelulósica son efectivamente un buen camino al cumplimiento de los objetivos propuestos por el gobierno de Chile; aumentan la energía proveniente de fuentes renovables no convencionales, disminuyendo la dependencia de combustibles fósiles, como también produciendo un beneficio medioambiental, en término de Gases de Efecto Invernadero (GEI).

**Tabla I-7.** Comparación de tecnologías de combustión de biomasa [9, 14].

	Tecnología	Capacidad [MWe]	Inversión [USD/MWe]	Eficiencia [%]	Costo Monómico [USD/MWh]
Generación Eléctrica	Co-combustión	5-100	0.14-0.85	35 - 43	40 - 130
	Calderas a parrilla	4-365	1.88-4.26	27 - 30	60 - 210
	Gasificadores de lecho fijo y fluidizado	6-160	2.14-5.70	40 - 50	70 - 240
	Biogás de relleno sanitario	<0.2 hasta 2	1.92-2.44	10 - 15	90 - 120
Co-generación y generación térmica	Parrilla CHP	s/i	3.55-6.82	65 - 75	70 - 290
	Calderas de Lecho fluidizado BFB y CFB	s/i	2.17-4.50	70 - 90	70 - 210
	Gasificador con cogeneración	0.1 - 1	5.57-6.55	60 - 80	11 - 280
	Biodigestores para CHP	<10	2.57-6.10	10 - 15 (eléctrico) 60 - 80 (térmico)	6 - 150
	Digestión anaeróbica para generación térmica	< 10 (térmico)	1.00-2.00	60 - 80	s/i

A nivel nacional, las tecnologías más desarrolladas en bioenergía son del tipo de combustión directa (Ver Tabla I-7), producción de gas de síntesis y la producción de etanol mediante el proceso de la NREL (“*National Renewable Energy Laboratory*”). Estas tecnologías han sido probadas a escala piloto, utilizando residuos forestales. Estas pruebas revelaron que el potencial energético al utilizar etanol, permitiría reemplazar el 1% del consumo nacional de gasolina de 93, 95 y 97 octanos [16]. Sin embargo, el alto costo de inversión y de producción de etanol celulósicos sigue siendo una barrera para su desarrollo comercial.



Entre las tecnologías mostradas en la Tabla I-7, la co-combustión de carbón con biomasa forestal o con residuos provenientes de fuentes renovables, se presenta como una alternativa viable y prometedora para que centrales térmicas existentes introduzcan combustibles alternativos, produciendo una disminución de la concentración de gases contaminantes y manteniendo la eficiencia del proceso de generación. Esta tecnología consiste en la sustitución de una fracción del carbón utilizado en el proceso de generación por un combustible secundario, el que para el caso de la biomasa, varía entre un 5 y 20% la potencia generada por la caldera [17]. La utilización de la co-combustión en centrales existentes presenta ventajas comparativas frente a la instalación de una central renovable, entre éstas:

- *Inversión Inferior por Mega Watt (MW) instalado.* Una buena selección de las características físicas de la biomasa, permitiría utilizar gran parte de la infraestructura existente de la planta, tales como los molinos, caldera, sistemas de abatimientos, entre otros; lo que podría reducir el costo de inversión y/o operación.
- *Flexibilidad de operación.* Una central de co-combustión posibilita la combustión de carbón con distintos tipos de biomasa y combustibles alternativos, como también estar menos afectada por los vaivenes en el precio y disponibilidad del carbón.
- *Disminución en niveles de emisión  $NO_x$  y  $SO_2$ .* Dado la baja o nula concentración de nitrógeno y azufre en la biomasa, así como efectos sinérgicos entre la biomasa y el carbón producidos durante etapas tempranas en el proceso de combustión, es posible percibir reducciones en los niveles de emisión de  $NO_x$  y  $SO_2$ , así como una mayor eficiencia del proceso de combustión.
- *Disminución en la emisión de  $CO_2$ .* En el año 2003, la EPA estableció que el  $CO_2$  emitido por la combustión de la biomasa, no es contabilizado para estimar las emisiones de GEI en términos de  $CO_2$  equivalente, producto de que el  $CO_2$  liberado es equivalente al  $CO_2$  fijado dentro del ciclo de carbono en la biosfera. De igual forma, la ley 20.780 en su artículo 8 establece un impuesto anual para las emisiones de  $CO_2$  en fuentes fijas. Este impuesto no es aplicable para aquellas centrales que utilicen combustibles renovables como fuente primaria de energía. Con lo cual, la co-quema de carbón con residuos con potencial energético y de origen renovable, percibiría una disminución en los pagos de impuestos al  $CO_2$ .

- Valorización y formación de mercados de residuos. La utilización de residuos como combustibles secundarios, podría movilizar inversiones privadas para disponer, tratar y utilizar residuos con potencial energético, generando un impacto positivo en términos de empleos, así como un impacto directo e indirecto al sector rural de nuestro país. Resulta importante potenciar el uso de residuos, es así que España generó 453 millones de euros anuales, equivalente al mantenimiento anual de más de 8.500 puestos trabajo debido a la valorización de sus residuos biomásicos.

En base al potencial de generación de la biomasa (Ver Sección 1.2), auguran un buen porvenir si se pretende desarrollar el proceso de co-combustión en centrales a carbón, al menos desde el punto de vista del suministro. Sin embargo, existe la necesidad de estudiar técnicamente el proceso de co-combustión de carbón con biomasa, con el fin de generar un conocimiento que permita su futura implementación a escala industrial.

#### **1.1.4 Co-combustión de carbón con biomasa – Experiencia Internacional**

La Agencia Internacional de Energía (IEA) ha identificado alrededor de 150 plantas en el mundo que usan carbón con biomasa. La base de datos de la IEA, revela que gran parte de estas plantas están ubicadas en el norte de Europa y Estados Unidos, con algunas unidades en Asia y Australia [15]. En donde, las tecnologías comúnmente utilizadas corresponden a calderas a carbón pulverizado, lecho fluidizado y parrilla, con una capacidad de generación que varían entre 50 y 700 [MW].

El éxito obtenido en las pruebas de co-combustión realizadas en los años 90, conllevó a la modificación y optimización de calderas para co-quemar carbón con biomasa. Un ejemplo de ello, es la central térmica de Studstrup de 700 [MW] en Dinamarca. Pruebas preliminares realizadas en la Unidad 1 de 350 [MW], mostraron la capacidad de co-quemar carbón pulverizado con paja hasta un máximo de 10% de reemplazo energético, sin riesgo de acelerar la corrosión de la caldera, producto del alto contenido de cloro que poseía la biomasa [18]. Debido al éxito de las pruebas realizadas en la Unidad 1, motivó que las Unidades 1 y 4 incorporaran la tecnología de co-quema y la aprobación por parte del gobierno danés para la utilización 1.4 millones de toneladas de biomasa en la central térmica [19].

En el año 2012, el Ministerio de Agricultura de Estados Unidos realizó un estudio para evaluar el potencial de la co-combustión de carbón con biomasa en la reducción de combustibles fósiles y posibles beneficios en su utilización, como también evaluar el estado de las centrales norteamericanas [20]. El estudio reveló que en la década del 90, 27 calderas a carbón habían realizado pruebas de co-combustión. Para el año 2001, 9 de las 27 fueron convertidas a co-combustión logrando una capacidad instalada de 1,305 [MW], en que el 8% de la capacidad fue producida a partir de biomasa [20]. En el 2001 se proyectaba que de las centrales restantes, 13 de ellas serían convertidas a co-combustión para el 2014. Actualmente, Estados Unidos genera anualmente 6,404 [MW] utilizando la co-combustión [15].

En general, no se presentan problemas operacionales relevantes al operar con un 15% de la energía base proveniente de biomasa [21]. En este contexto, pruebas a escala industrial reportan que [22–27]:

*i. Ambiental*

- 1) La co-combustión de biomasa con carbón es una buena opción para una reducción de CO<sub>2</sub> con un bajo costo de inversión para las unidades que operan a carbón.
- 2) Se ha determinado, que generalmente las concentraciones de NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub>, en los gases de combustión disminuyen al usar biomasa como co-combustible, aunque el nivel de disminución puede depender de los tipos de combustibles así como las condiciones de funcionamiento de los equipos asociados. Co-combustionar carbón pastos perennes (*switchgrass* en inglés) permite disminuir las emisiones NO<sub>x</sub> hasta un 31%.
- 3) Durante la combustión, el N<sub>2</sub> del combustible se desvolatilizará con la materia volátil o quedará como remanente en el char. La rápida desvolatilización del N<sub>2</sub> del combustible favorece un mayor tiempo de residencia del oxígeno en zonas ricas en combustible, obteniendo una mayor conversión y eficiencia de combustión en esta zona. Es así, que combustibles con alto contenido de volátiles tienen una mejor oportunidad para realizar la combustión por etapas y obtener una disminución en la formación de NO<sub>x</sub>.

## *ii. Operacional*

- 1) La variable crítica para el proceso de co-combustión es el tamaño de partículas, ya que influye directamente en la eficiencia de planta y en el proceso de conversión del combustible.
- 2) La capacidad de generación térmica de la caldera disminuye levemente. Sin embargo, la capacidad y eficiencia de la planta dependerá del tipo de biomasa, tipo de caldera y del método de co-combustión utilizado.
- 3) En casos donde se usa biomasa con alto contenido de humedad para co-combustión (ej: chips de maderas de residuos forestales, biomasa proveniente de cultivos, etc.), el flujo volumétrico de gases aumenta, requiriendo una mayor capacidad de extracción de gases de combustión y con ello, un aumento de los consumos de potencia de los ventiladores.
- 4) Los problemas de escoriamiento, ensuciamiento y corrosión en una caldera son los de mayor importancia en la co-combustión de carbón, siendo la corrosión por cloro en las superficies de la caldera la de mayor relevancia, especialmente cuando se utilizan altos porcentaje de biomasa como paja. En cambio, combustibles con altos contenidos de potasio, tienden a aumentar la formación de depósitos sobre las paredes de la caldera y sobre superficies de transferencia de calor (sobrecalentadores y recalentadores).
- 5) Problemas de sinterización en la zona del “freeboard” en calderas de lecho fluidizado al co-combustionar paja. En calderas súper críticas, se requiere realizar modificaciones a la caldera para mejorar la eficiencia del equipo, con el fin de aumentar la producción de vapor.

## *iii. Económico*

- 1) La viabilidad económica de la co-combustión de biomasa dependerá sobre todo del costo relativo del carbón y la disponibilidad de la biomasa. En estos casos, los incentivos para la mitigación de emisiones de CO<sub>2</sub> pueden desempeñar un papel crucial para la viabilidad económica de la co-combustión con biomasa.
- 2) El costo de inversión dependerá principalmente de la posibilidad de que el co-combustible pueda ser alimentado usando el sistema de alimentación existente o si se requerirá la instalación de un nuevo sistema de alimentación. Si bien la primera

alternativa requiere un nivel de inversión bastante menor, se limita la cantidad máxima de biomasa que puede ser co-combustionada y esto depende principalmente del tipo de caldera y los equipos en esta (tipo de quemador, ciclo encendido, etc.).

- 3) Para un reemplazo energético del 2% se requiere una bajo capital de inversión. Los costos de inversión se encuentran entre los 150 – 400 [U\$/kW] para porcentajes sobre el 2%.de biomasa.
- 4) La co-combustión es financieramente menos atractiva que quemar sólo carbón, debido al alto precio de la biomasa ofertado por la industria celulosa del país.



## 1.2 ENFOQUE Y OBJETIVOS DE LA TESIS

*“El verdadero aprendizaje se obtiene cuando se alcanza la evidencia experimental de la teoría, su cálculo numérico y su aplicación industrial”.*

**Ventura Cerón Ravest**

### 1.2.1 Enfoque de la Tesis

La co-combustión es probablemente la forma menos complicada y una de las más ventajosas de incorporar biomasa y residuos con potencial energético al sistema de generación fósil. Este método ha sido probado a escala industrial, piloto y laboratorio para diferentes tipos de biomasas y residuos, permitiendo identificar los potenciales problemas medioambientales, técnicos y económicos al implementar esta tecnología.

La co-combustión se presenta como una alternativa viable de implementación en centrales a carbón ya existentes, debido a su bajo costo de inversión y su demostrada capacidad de reducir las concentraciones de gases GEI, permitiendo a las centrales carboneras disminuir el pago de impuestos por concepto verde. Sin embargo, su implementación en centrales nacionales está sujeta a superar desafíos tecnológicos, económicos y políticos. En este ámbito, en Chile la co-combustión de carbón con biomasa no es reconocida como una ERNC.

Esta tesis doctoral se enmarca en el estudio y modelación del proceso de co-combustión con formación de depósitos. El enfoque de este trabajo es práctico-fundamental y se desarrolla dentro de los lineamientos de ciencia aplicada. Es así, que la primera etapa del estudio, se lleva a cabo en las unidades CTA y U-15 pertenecientes a la empresa E-CL, dentro Proyecto FONDEF D09I1173 “*Estudio técnico-económico de la co-combustión de carbón con biomasa*”. En estas centrales, se desarrollaron pruebas de co-combustión a escala industrial y de modelación, con el fin de determinar el efecto de la inclusión de biomasa en la combustión de carbón en lechos fluidizados y pulverizado. A partir de los resultados de la modelación de la Unidad de carbón pulverizado, se desarrolló una publicación y se encuentran ubicados en la sección de resultados. La segunda etapa, se desarrolló en dependencias de la Unidad de Desarrollo Tecnológico de la Universidad de Concepción. Es aquí, dentro de los hitos del Proyecto FONDEF D09I1173 es que esta tesis colaboró en aspectos técnicos y fundamentales durante las etapas de diseño, construcción y puesta en marcha de un reactor de lecho fluidizado burbujeante-turbulento de escala piloto para co-combustionar carbón con biomasa. El éxito de cada etapa, permitió desarrollar las pruebas de co-

combustión con captación de depósitos de cenizas, como también estudiar y reconocer el efecto de la inclusión de biomasa en términos de formación de depósitos.

Previo al desarrollo del proyecto FONDEF y de esta tesis doctoral, no existía información técnica disponible y experiencias a escala piloto-industrial, que permitiesen evaluar la inclusión de biomasa en las unidades a carbón en el país. Es así, que la presente tesis en conjunto con el Seminario de Investigación y el Anteproyecto de Tesis, proporcionan una base fundamental para la implementación de la co-combustión en centrales a carbón instaladas en el país.

### **1.2.2 Objetivos de la Tesis**

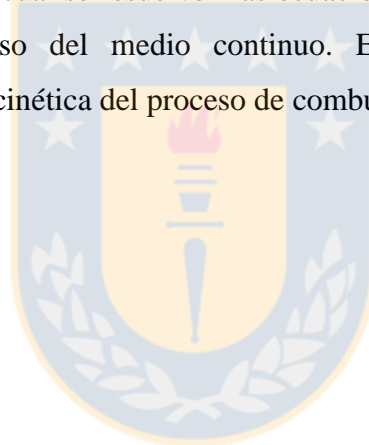
- Estudiar y modelar el efecto de la inclusión de biomasa forestal en la combustión de carbón.
- Estudiar y modelar el comportamiento de los componentes inorgánicos en la co-combustión de carbón con biomasa forestal en un reactor de lecho fluidizado burbujeante/turbulento.
- Determinar el efecto de las características físico-químicas de la biomasa en la formación de escoria sobre superficies intercambiadoras de calor a escala piloto, con el fin de determinar condiciones operacionales óptimas.

### **1.2.3 Alcances de la Tesis**

Los alcances de estas tesis de doctorado son:

- Implementación y puesta en marcha de un reactor piloto de co-combustión de carbón con biomasa forestal.
- Evidenciar el proceso de co-combustión como una alternativa para centrales generadoras reducir sus niveles de emisión de contaminantes.
- Evaluar la formación de depósitos a partir de muestras de cenizas captadas una vez finalizado el ensayo,
- Se supone que los depósitos acumulados en el banco de tubos durante la etapa de puesta a punto del reactor es igual para todos los ensayos, al repetir la metodología de operación.

- Estudiar el efecto de incluir pellets de *Pinus radiata* y *Opuntia ficus-indica* en la combustión de carbón en lecho fluidizado, para una temperatura de lecho de 850 [°C] en régimen burbujeante.
- La modelación matemática del proceso de combustión de carbón pulverizado es del tipo Euleriano-Lagrangiano Granular, suponiendo que las partículas de carbón son alimentadas lo suficientemente dispersas y que la fracción libre de sólidos es mayor a 0.6.
- La modelación matemática del proceso de lecho fluidizado es del tipo Euleriano-Lagrangiano granular denso, debido a que la porosidad del lecho durante el proceso de combustión es menor a 0.6.
- Se utiliza el Software ANSYS FLUENT 14.0 para el desarrollo del modelo matemático, bajo el cual se resuelven las ecuaciones de Navier-Stokes para obtener variables de proceso del medio continuo. En este modelo, se incluirán la termodinámica y la cinética del proceso de combustión a 850 [°C].





### 1.3 BIBLIOGRAFÍA.

- [1] CDEC, Generación bruta SING-SIC, 2016.
- [2] S. Argüello, Comparación de Precios de Electricidad en Chile y países de la OCDE y América Latina, Bibl. Nac. Del Congr. Chile. (2011).  
[http://www.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/16020/1/Informe\\_Comision\\_Final\\_v4.doc](http://www.bcn.cl/obtienearchivo?id=repositorio/10221/16020/1/Informe_Comision_Final_v4.doc).
- [3] Asociación de Generadoras de Chile, Boletín Agosto 2016 - Mercado Eléctrico Sector Generación, 2016. <http://generadoras.cl/wp-content/uploads/Boletín-Generación-Julio-2016.pdf>.
- [4] A. Hernando, Propuestas de Política Pública - El sector energético en Chile y la Agenda de Energía 2014: Algunos elementos para la discusión, 2014.  
[http://www.cepchile.cl/dms/archivo\\_5810\\_3665/PPP\\_005\\_AHernando.pdf](http://www.cepchile.cl/dms/archivo_5810_3665/PPP_005_AHernando.pdf).
- [5] V. Corbo, A. Hurtado, Causas y consecuencias del problema energético en Chile: Una visión desde la macroeconomía, Cent. Estud. Publicos. 382 (2014).
- [6] CIFES, Energías Renovables en el Mercado Eléctrico Chileno - Reporte Agosto, 2016.
- [7] CIFES, Energías Renovables en el Mercado Eléctrico Chileno - Reporte Agosto, Cent. Nac. Para La Innovación Y Fom. Las Energías Sustentables. (2015).
- [8] Diario Financiero, Licitación eléctrica: precio promedio de las ofertas llega a niveles previos a la crisis del gas argentino, (2016).  
<https://www.df.cl/noticias/empresas/energia/licitacion-electrica-precio-promedio-de-las-ofertas-llega-a-niveles/2016-08-17/112316.html> (accessed August 17, 2016).
- [9] Diario Financiero, Mayor peso de ERNC abre debate sobre necesidad de adaptar el sistema eléctrico, (2016). <https://www.df.cl/noticias/empresas/energia/mayor-peso-de-ernc-abre-debate-sobre-necesidad-de-adaptar-el-sistema/2016-08-17/212252.html> (accessed August 18, 2016).
- [10] C. Bustos, P. Varas, B. Gómez, H. Rudnick, Incorporación al SIC de ERNC con ley 20/20, 2012. <http://web.ing.puc.cl/~power/alumno12/erncsic/images/Informe.pdf>.
- [11] P. Goyeneche Rojas, Estado de Proyectos ERNC en Chile, n.d.  
[http://www.cifes.gob.cl/mailling/2014/octubre/REPORTE\\_Oct\\_2014.pdf](http://www.cifes.gob.cl/mailling/2014/octubre/REPORTE_Oct_2014.pdf).
- [12] A. Berg, C. Bidart, D. Espinoza, M. Flores, A. Moraga, N. Müller, et al., Recomendaciones para la elaboración de una Estrategia Nacional de Bioenergía, Minist. Energía. (2013).
- [13] I. Chaparro, C. Muñoz, H. Rudnick Van de Wyngard, R. Rojas, ERNC en Chile a la Práctica, Pontificia Universidad Católica, 2010. <http://www.minergia.cl/informe-ernc-en-chile-a-la-practica.html>.
- [14] Conama, Primer reporte del manejo de residuos sólidos en Chile., 2010.
- [15] IEA Bioenergy Task 32, EA Bioenergy. Global Co-firing Database v.1.0, (2005).  
[www.ieabcc.nl](http://www.ieabcc.nl).

- [16] E.D.E.L.A. Biomasa, S. Marcos, S.A.S. Brunser, Análisis Económico- Análisis Económico-, Pontificia Universidad Católica de Chile, 2012.
- [17] K. Veijonen, P. Vainikka, T. Järvinen, E. Alakangas, Biomass co-firing—an efficient way to reduce greenhouse gas emissions, Eur. Energy Networks. (2003).
- [18] J. Koppejan, Overview of experiences with co-firing biomass in coal power plants, IEA Bioenergy Task 32 Biomass Combust. Co-Firing. (2004).
- [19] M. Montgomery, T. Vilhelmsen, S. a. Jensen, Potential high temperature corrosion problems due to co-firing of biomass and fossil fuels, Mater. Corros. 59 (2008) 783–793.
- [20] D. Nicholls, J. Zerbe, Cofiring Biomass and Coal for Fossil Fuel Reduction and Other Benefits — Status of North American Facilities in 2010, 2012.
- [21] J. Pallarés, A. Gil, C. Cortés, C. Herce, Numerical study of co-firing coal and *Cynara cardunculus* in a 350 MWe utility boiler, Fuel Process. Technol. 90 (2009) 1207–1213.
- [22] S. De, M. Assadi, Impact of cofiring biomass with coal in power plants – A techno-economic assessment, Biomass and Bioenergy. 33 (2009) 283–293.
- [23] H. Spliethoff, K. Hein, Effect of co-combustion of biomass on emissions in pulverized fuel furnaces, Fuel. (1998) 189–205.
- [24] A. Khan, W. Dejong, P. Jansens, H. Spliethoff, Biomass combustion in fluidized bed boilers: Potential problems and remedies, Fuel Process. Technol. 90 (2009) 21–50.
- [25] B.W. Moulton, Principles of Burner Design for Biomass Co-Firing, 34th Int. Tech. Conf. Coal Util. Fuel Syst. Clear. FL. (2009).
- [26] D. Mcilveenwright, Y. Huang, S. Rezvani, Y. Wang, A technical and environmental analysis of co-combustion of coal and biomass in fluidised bed technologies, Fuel. 86 (2007) 2032–2042.
- [27] IEA ENVIRONMENTAL PROJECTS LIMITED., Development of Co-Firing Power Generation Market Opportunities to enhance the EU Biomass sector through International Cooperation with China, 2007.

## 2 ANTECEDENTES

---

Para facilitar la discusión de resultados, se presenta un breve resumen de las características más relevantes de los subprocesos que se desarrollan durante la combustión de carbón y de biomasa. Los carbones usados en esta tesis son del tipo ChileCar, Adaro y Hatillo, mientras que la biomasa son del tipo lignocelulósica (*pinus radiata*) y cactácea (*opuntia ficus-indica*). El uso del *pinus radiata* (pino) en el desarrollo de esta tesis, se justifica basado en su gran disponibilidad en el país. En cambio, la *opuntia ficus-indica* es evaluada como una alternativa para reemplazar una fracción de la potencia producida por el carbón en el norte del país. A la fecha, no existe en la literatura estudios sobre combustión de especies cactáceas y su uso en el proceso de generación.

Los antecedentes presentados en este capítulo, tienen la intención de mostrar, proporcionar y establecer un punto de encuentro entre las dos áreas distintas, pero complementarias. Por una parte, el análisis del proceso de combustión visto de la Ingeniería Química (visión de la ingeniería de procesos), que proporciona las herramientas para conocer las limitaciones y restricciones que suceden a nivel micro (escala de las reacciones químicas), que explican el comportamiento a macro escala. Por otra parte, el conocimiento aportado de la Ingeniería Mecánica, que proporciona las herramientas para simular y observar el proceso a escala industrial, estableciendo patrones de operación entre las variables, dando un sentido físico al proceso de combustión y de la formación de depósitos.

Es por lo anterior, que a continuación se detallan los diferentes procesos asociados a la combustión de sólidos y los modelos físico-químicos que permiten simular el proceso de combustión.

### 2.1 FORMACIÓN Y MODELACIÓN DEL PROCESO DE COMBUSTIÓN

#### 2.1.1 Características del carbón y de la biomasa.

El carbón es un polímero complejo que consiste principalmente de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre (ver Tabla II-1). Está formado por capas de plantas, con altos contenidos de celulosa ( $\text{CH}_2\text{O}$ ) y alto peso molecular ( $0.5 \text{ kg/kmol}$ ) que fueron apilándose y descomponiéndose parcialmente, impidiendo el acceso de aire. Las propiedades químicas del carbón dependerán de las proporciones relativas de los componentes químicos presentes en los

restos de la planta original y el contenido de ceniza, dependerá de la penetración de sedimentos y tierra a la capa vegetal.

**Tabla II-1.** Resumen de la composición de carbones y biomasa usadas en la tesis. (Fuente: Elaboración propia).

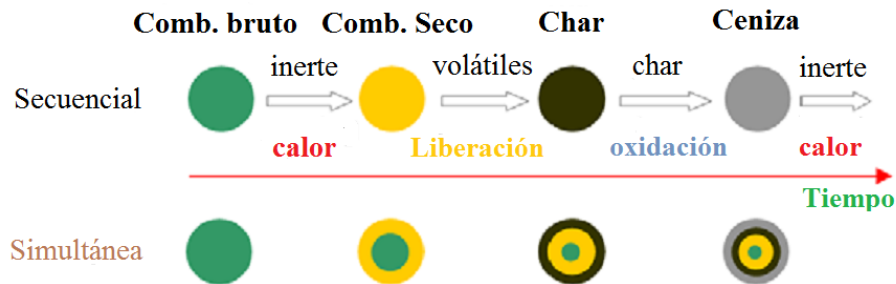
	Carbón			Biomasa*	
	ChileCar	Adaro	Hatillo	Pino	Opuntia
<b>Análisis Elemental</b> [(%wt daf)]					
C - Carbono	70.6	72.7	79.0	45.0	19.0
H - Hidrógeno	5.5	4.80	5.40	6.3	3.1
O - Oxígeno	7.5	21.4	13.1	37.7	42.0
S - Azufre	3.1	0.18	0.80	0.0	0.4
N - Nitrógeno	1.2	0.92	1.70	0.3	0.6
<b>Análisis Inmediato</b> (%wt como recibido)					
H <sub>2</sub> O - Humedad	3.0	27.7	14.2	7.2	11.7
Cn - Ceniza	9.1	2.93	5.68	3.5	23.3
MV - Materia Volátil	39.3	35.7	35.3	80.9	60.8
FC - Carbono Fijo	48.6	33.7	45.0	8.4	4.6
<b>Poder Calorífico Superior - PCS (kcal/kg)</b>					
PCS	7032	5325	6494	4321	2731

\* Los análisis de las biomasa son de pellets de pino y de opuntia.

Los carbones son clasificados según su rango, el cual aumenta con la disminución de su contenido de materia volátil. Un carbón medio se compone de 40% de Materia volátil (MV) y 60% de carbón fijo (FC), mientras que los carbones de rango alto tienen un 10% de MV. Los carbones utilizados en este estudio son de rango medio y sus propiedades son presentadas en la Tabla II-1. Por su parte, la biomasa utilizada es del tipo lignocelulósica forestal, la que para los ensayos en el reactor piloto fue pelletizada para un diámetro de 4 mm y 2 cm de diámetro.

El proceso de combustión de un sólido ocurre como una serie de reacciones físico-químicas, que pueden presentarse en forma secuencial o simultánea, las cuales comúnmente se resumen en 4 etapas: Calentamiento, secado, desvolatilización y oxidación del char (o biochar si se refiere de biomasa), representadas en la Figura II-1. En la etapa de calentamiento, la partícula es calentada hasta que alcanza la temperatura de ebullición (100 [°C]). Hasta este punto, el diámetro de la partícula se mantiene constante, mientras que la humedad contenida es liberada al evaporar. Cuando la partícula alcanza la temperatura de desvolatilización (150 [°C] para el carbón), el proceso de desvolatilización comienza y se mantiene hasta que toda la materia volátil es liberada.

Cuando la partícula de carbón o biomasa se encuentra seca y libre de materia volátil, el residuo carbonoso combustiona hasta quedar sólo los componentes inorgánicos del combustible.



**Figura II-1.** Etapas del proceso de combustión de un sólido [1].

En las secciones siguientes se describen los procesos asociados a la combustión de un sólido, con el fin de proporcionar una base para el desarrollo de los modelos fluido-dinámicos de combustión.

### 2.1.2 Desvolatilización

La desvolatilización es la primera etapa del proceso de combustión, el cual consiste en la descomposición térmica de la partícula de combustible para formar compuestos gaseosos, especies de alquitranes y un residuo carbonoso, conocido como “char” para carbón y “biochar” en el caso de la biomasa. Este proceso se desarrolla extremadamente rápido (10 a 200 ms) y en tres etapas:

- *Primera Etapa* [2]: comienza con el calentamiento de la partícula por convección y radiación, hasta alcanzar los 150-200 [°C], mientras que en forma paralela pierde humedad. Cuando la partícula alcanza una temperatura entre 200 y los 400 [°C], los puentes de hidrógeno se comienzan a romper. Si no, es hasta que la temperatura alcanza el rango de los 300-400 [°C], cuando comienzan a producirse anillos aromáticos por recombinación.
- *Segunda etapa – Desvolatilización primaria* [2,3]: Esta etapa se desarrolla a bajas velocidades de reacción y a altas temperaturas (>600 [°C]). Se caracteriza por la ruptura de enlaces covalentes, produciendo metaplastos. Estos al poseer un radical libre en su estructura captan átomos de hidrógeno para lograr su estabilización. Los principales compuestos liberados son alquitranes de mayor tamaño, CO, compuestos hidrogenados ( $C_xH_y$ ) y nitrogenados ( $NH_3$ , HCN, HCNO,  $N_2$ ,  $N_2O$ ), como también char (o biochar). Dentro de los compuestos nitrogenados el  $NH_3$  y HCN se encuentran

en mayor concentración. En carbones de bajo rango (lignitos y sub-bituminosos) liberan principalmente una mayor cantidad de gases livianos ( $\text{CO}$  y  $\text{CO}_2$ ) que de alquitrán. Mientras que carbones de mayor rango (bituminosos), liberan una mayor cantidad de alquitranes que de gases liviano, principalmente en forma de metano. Esta etapa finaliza cuando el hidrógeno disponible ha sido completamente liberado.

- *Tercera Etapa – Desvolatilización Secundaria:* En esta etapa, los metaplastos que no han podido vaporizarse y abandonar la molécula, siguen con su proceso de recombinación y desvolatilización a presión dentro del char (o biochar) o produciendo otros compuestos menos abundantes como  $\text{CH}_4$  de grupos metilos,  $\text{HCN}$  de átomos de anillos nitrogenados,  $\text{CO}$  de grupo etéricos y  $\text{H}_2$  por condensación de anillos aromáticos.

Debido al gradiente de temperatura en la partícula de carbón, estas etapas se superponen, especialmente en aquellas de gran tamaño [2]. En general, para carbones tipo lignito existe una mayor presencia de compuestos oxigenados ( $\text{CO}_2$  y  $\text{CO}$ ) en la composición de los volátiles liberados (Ver Tabla II-2). Mientras, que para carbones bituminosos, se ha observado una mayor presencia de compuestos hidrogenados [4].

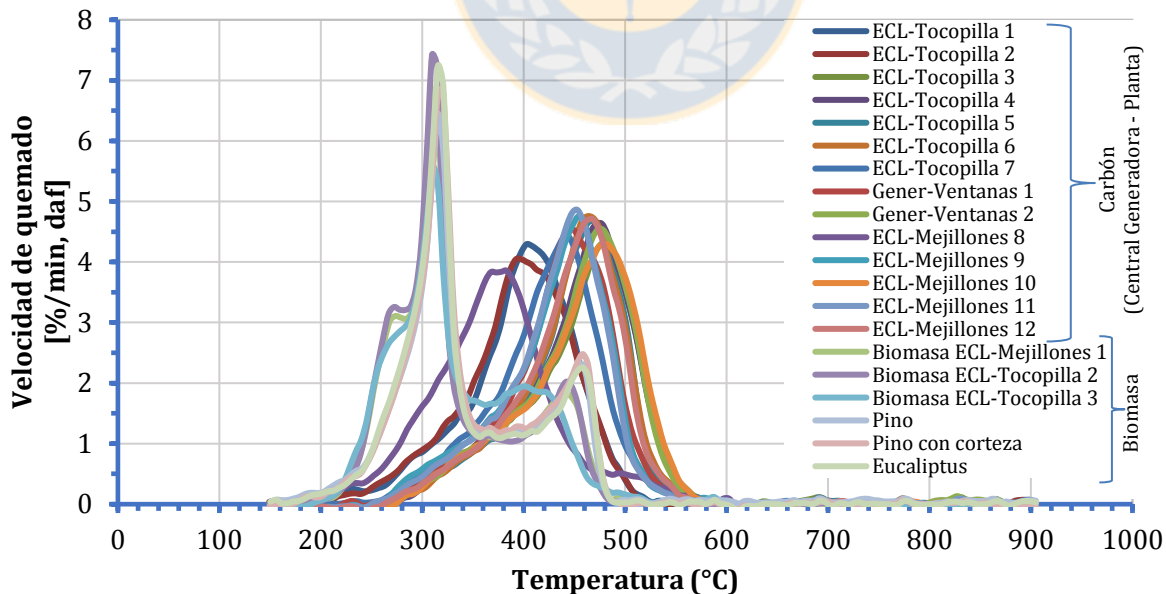
**Tabla II-2.** Composición volumétrica del contenido volátil para carbón lignito [2].

Composición Volumétrica	Temperatura [°C]			
	500	700	800	900
$\text{H}_2$	7.9	26.3	31.7	31.3
$\text{CH}_4$	20.0	25.0	22.3	20.3
$\text{CO}$	36.0	28.7	33.1	39.8
$\text{CO}_2$	31.0	14.9	9.0	6.0
$\text{C}_2\text{H}_6$	0.6	1.7	2.1	1.9
$\text{C}_2\text{H}_4$	0.6	6.8	0.2	0.0
$\text{H}_2\text{S}$	2.0	0.5	0.8	0.4
$\text{C}_3\text{H}_8$	1.0	2.0	0.7	0.2
$\text{C}_3\text{H}_6$	0.4	0.4	0.0	0.0
$\text{C}_4\text{H}_{10}$	0.0	0.1	0.1	0.0
$\text{C}_4\text{H}_8$	0.5	0.1	0.1	0.0
<b>Volumen Total [ml]</b>	74	222	297	438

Estudios sobre la transformación termoquímica de la biomasa o residuos de madera, concluyen que ésta posee un comportamiento extremadamente similar al del carbón [5]. Los

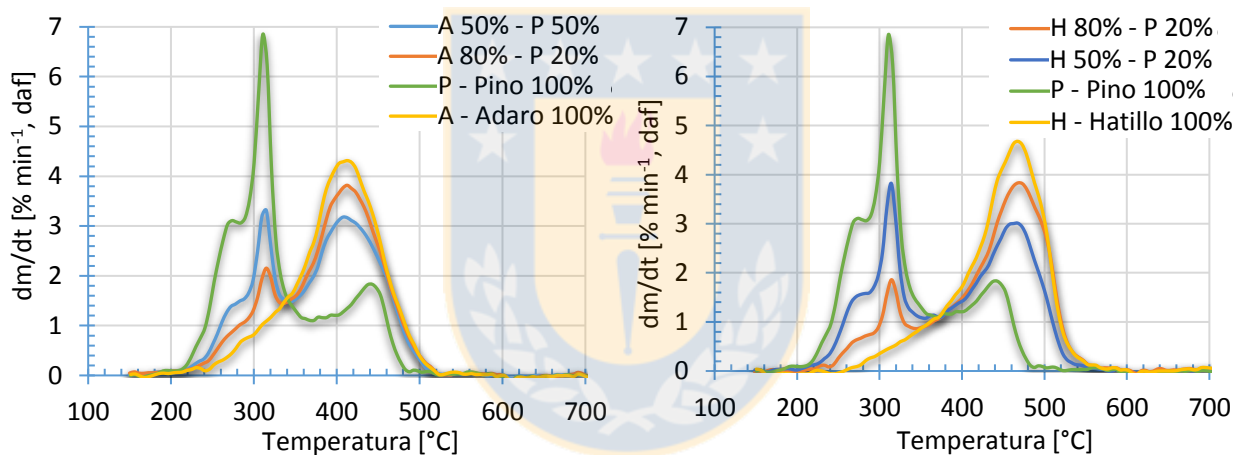
mecanismos de reacción son complejos, y al igual que el carbón, la biomasa desarrolla su proceso de desvolatilización en dos etapas (3 si se incluye la deshumidificación). Entre estas dos etapas, la desvolatilización primaria es más importante, considerando que la mayor tasa de liberación de volátiles de celulosa se alcanza a los 354 [°C], desprendiendo el 79.6% de su contenido volátil. En el caso de la lignina, la temperatura de desvolatilización primaria es a los 482 [°C], desprendiendo el 60.2% del contenido volátil [6].

La Figura II-2 muestra los perfiles de combustión desarrollados para distintos tipos de carbones y biomazas usados en el proceso de generación del país, en donde E-CL y Gener son las principales generadoras a carbón del norte [7]. Al desglosar, el perfil de biomasa es posible identificar el rango de temperaturas a los cuales los principales componentes de la biomasa se descomponen. Es así, que el primer punto de máximo, observado entre los 225-325 [°C], representa la descomposición de la hemicelulosa. En cambio, el segundo punto de máximo, ubicado entre los 305-375 [°C], representa la descomposición de celulosa. Mientras que en forma paralela, para el rango entre los 250 y 500 [°C], se desarrolla la descomposición de la lignina. En el caso de las biomazas de pino, pino con corteza y eucalipto no se observó el primer hombro mencionado anteriormente, no obstante, revelan que poseen un misma velocidad de quemado al quedar sus perfiles superpuestos.



**Figura II-2.** Perfiles de combustión para diferentes carbones y biomazas Nacionales (daf – seco y libre de cenizas) [7].

Al desarrollar perfiles de combustión para mezclas entre carbones (Hatillo y A-Adaro) con biomasa (pino) del 50% carbón con 50% biomasa, revelan un desplazamiento de los perfiles de combustión y una mayor velocidad de quemado a zonas intermedias encontradas entre los perfiles de los combustibles puros (Ver Figura II-3). Condición que no es reflejada para un 20% de reemplazo másico. No obstante, la presencia de biomasa en la mezcla permite una mayor velocidad de quemado en la etapa de combustión de volátiles, produciendo que el traslape del char con la biomasa sea durante su etapa de oxidación. Con lo cual, la materia volátil del carbón que representa el 17% de la mezcla (ambos carbones poseen 35% de materia volátil) ha sido liberada y quemada en forma más temprana que en su combustión pura. La superposición entre los perfiles de combustión de las biomazas y los carbones, da un indicio de un efecto sinérgico durante el proceso de co-combustión.

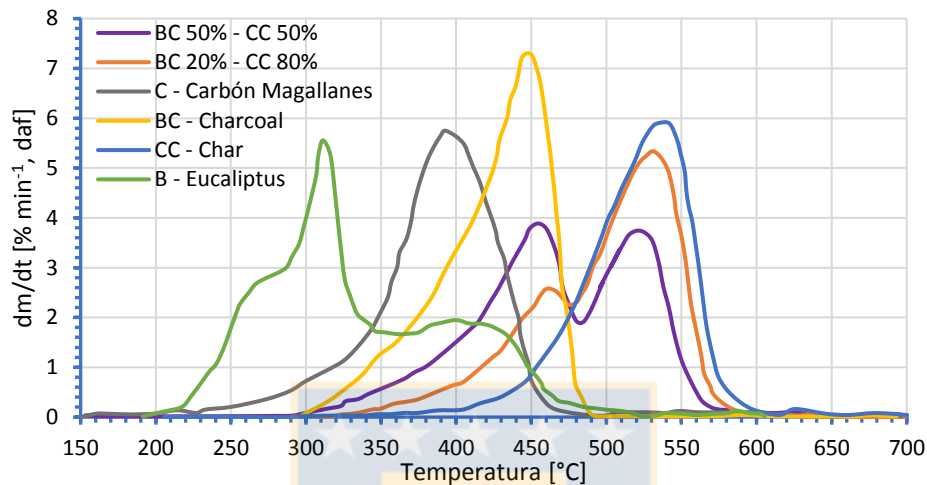


**Figura II-3.** Perfiles de combustión y co-combustión para mezclas 50% y 20% de reemplazo másico (daf – seco y libre de cenizas) [7].

La inclusión de biomasa en la combustión de carbón permite incorporar materia volátil adicional como hidrocarburos y carbón fijo de mayor reactividad que el del carbón, contribuyendo a mantener el proceso de desvolatilización autotérmica, beneficiando a los carbones de bajo rango cuando estos son desvolatilizados, al disminuir su temperatura de ignición y de desvolatilización. Es así, que algunos estudios indican la existencia de un efecto sinérgico observado como aumento en la concentración de volátiles, una mayor reactividad de la mezcla carbón-biomasa y un aumento de la temperatura local, dependiendo del razón de mezcla y la temperatura [8–11]. En este contexto, Germany A. desarrolló ensayos termogravimétricos para muestras puras de carbón de Magallanes y de Eucaliptus globulus y de mezclas de biochar con char producidas a partir de estos combustibles

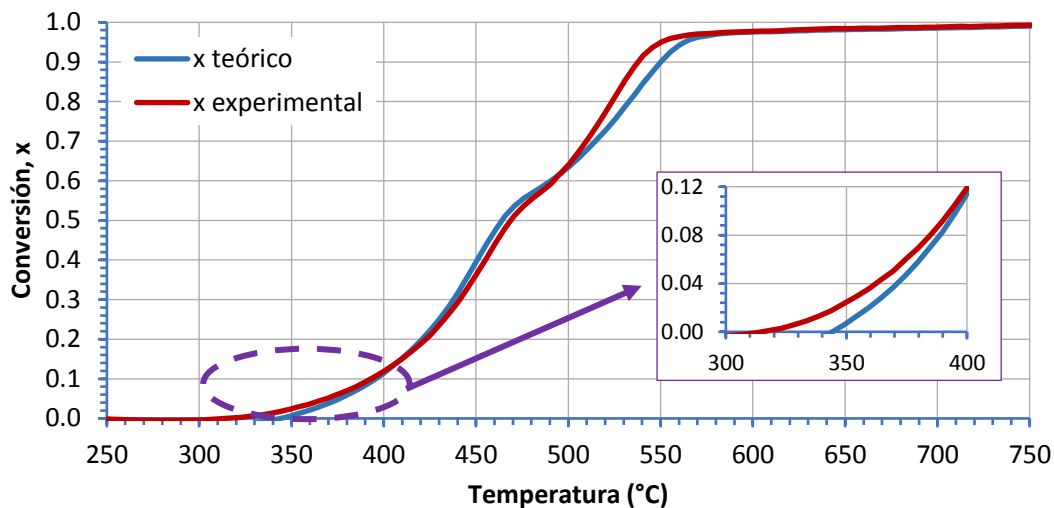


puros, demostrando la mayor reactividad del biochar que el char (ver Figura II-4), atribuido a que el remanente volátil de las muestras de biochar son volátiles livianos. Es así, que al aumentar la presencia de biochar en la mezcla, aumenta la velocidad de combustión de las partículas, produciendo una combustión temprana de las partículas de char.



**Figura II-4.** Perfiles de combustión y co-combustión para mezclas de char y charcoal, reemplazando el 50 y el 20% de la muestra de carbón (daf – seco y libre de cenizas ; figura desarrollada a partir de Germany A. [12]).

Adicionalmente, Germany A. indica la existencia de efectos sinérgicos durante la etapa de ignición en la co-combustión de partículas de char al comparar la conversión experimental con la teórica, esta última calculada como la suma ponderada de los constituyentes. En particular para una mezcla del 50% char y 50% biochar, se observa que la mezcla comienza a una temperatura de ignición 50[°C] menor a la teórica y que se alcanza una mayor conversión experimental que teórica en el rango de los 500 a 560[°C]. Es así, que existe una interacción entre el biochar y el char, que permite una disminución en la temperatura de ignición.



**Figura II-5.** Conversión para una mezcla de char de carbón Magallánico y biochar de pino del 50%/50% másico [12].

Las interacciones observadas por Germany a escala piloto para carbones nacionales, jugarán un rol protagónico para entender los fenómenos observados a escala piloto, como también permitirá evaluar si las observaciones realizadas a escala de laboratorio son representativas y escalables a una condición industrial. No obstante, hay que considerar que a escala piloto e industrial, existen efectos difusionales y otras variables afectan la velocidad de desvolatilización, que a escala de laboratorio son estudiadas en forma aisladas. Parámetros adicionales que afectan la tasa de liberación de volátiles a escala industrial, se presentan a continuación.

### **2.1.2.1 Principales parámetros que afectan la tasa de liberación de volátiles**

Normalmente la cantidad de materia volátil de un sólido se obtiene de su análisis inmediato. No obstante, al aumentar las condiciones de velocidades de calentamiento, presión y temperaturas al cual se desarrolla el proceso de desvolatilización, es posible obtener un aumento en la liberación de volátiles, lo que no necesariamente corresponderá a los valores obtenidos en el análisis inmediato. Bajo estas condiciones, al interior de la partícula se produce un mayor intercambio de átomos de hidrógeno entre volátiles, produciendo una mayor hidrogenación y estabilización de las especies reactivas y una menor formación de char. Con lo cual, la cantidad de volátiles depende fuertemente de las variables operacionales a las cuales se desarrolla el proceso de combustión [13]:

- *Temperatura:* Es el parámetro más influyente en la cantidad de volátiles liberados. En condiciones de combustión de carbón pulverizado (1500 – 200 [°C]), la cantidad de materia volátil liberada es mayor a la estimada a partir del análisis inmediato, entre (5-60%).
- *Velocidad de Calentamiento:* Afecta enormemente a la velocidad de desvolatilización, siendo más rápida con mayores rampas de calentamiento. No afectando la cantidad final liberada.
- *Presión:* Anthony *et al.* [14] demostraron que para carbones bituminosos la velocidad de desvolatilización disminuye substancialmente cuando la presión al interior de la partícula aumenta. Este efecto se explica a partir de que al aumentar la presión aumentaría el tiempo de residencia de los volátiles, provocando que se generen reacciones secundarias, como una polimerización y el craqueo de volátiles caliente sobre las paredes internas de la partícula, resultando en una mayor formación de depósitos sólidos al interior de la partícula. Sin embargo, al disminuir la presión interna, la tasa de volátiles liberados aumenta, siendo posible alcanzar fracciones másicas de volátiles por sobre lo reportado en el análisis próximo. Este efecto no ha sido observado para carbones lignitos o biomásas.
- *Tamaño de partícula:* Anthony *et al.* [14] indicaron que el tamaño de partícula posee una influencia similar a la presión. Es así, que a mayor tamaño de partícula existe un mayor tiempo de residencia lo que induce el desarrollo de reacciones de repolimerización. Sin embargo, Smoot *et al.* [15] indican que este efecto es menos significativo ya que al ser de mayor tamaño posee una velocidad de calentamiento menor y con ello una tasa de desvolatilización menor. De-Diego *et al.* indican que la velocidad de desvolatilización se encuentra limitada por el tamaño y geometría de las partículas en sistemas de combustión de lechos fluidizado, asociado a la transferencia de calor al interior de ésta, la que depende de la conductividad térmica de la partícula [16]. Es así, que las partículas al no ser calentadas isotérmicamente, producirán una distribución de volátiles distinta.

Es así, que incluir todos estos factores físico, en un modelo de desvolatilización tiende ser una tarea compleja, por lo cual, los modelos que simulan el procesos de desvolatilización se enfocan en la cinética de reacción.

### 2.1.2.2 Modelos de desvolatilización

Para simular el proceso de desvolatilización en procesos de combustión a escala piloto e industrial, la literatura ofrece 4 modelos, los cuales proporcionan la fracción volumétrica de gases liberados en un determinado tiempo. De estos modelos, la cinética de primer orden es usada para modelar la desvolatilización de la biomasa [17–19], debido a la alta reactividad de este combustible, la alta velocidad de calentamiento a la cual es sometida la partícula de biomasa en el hogar (1000 [C/s]) y un tiempo de desvolatilización sumamente pequeño (100 [ms] [20]), este modelo permite representar la cantidad de volátiles. Para carbón los modelos más utilizados son el de Kobayashi [21–23], grupos funcionales [24–26] y percolación química [26–28] son los más utilizados. El uso de uno u otro modelo dependerá de la información que se disponga. Entre estos tres, el modelo de Kobayashi es el más utilizado debido a que es un modelo simple, de bajo consumo de computacional y que permite discriminar según temperatura la velocidad de liberación de volátiles.

#### a) Modelo de una reacción de primer orden

El primer modelo cinético para modelar la desvolatilización de carbón fue propuesto por Badzioch & Hawksley en 1970 [29]. Estos realizaron ensayos para diferentes tipos de carbones en un reactor de flujo laminar, sometidos a temperaturas entre 400 y 1000 [°C], durante 30 y 110 [ms], obteniendo curvas isotérmicas de descomposición, representado por la ecuación:

$$\ln\left(1 - \frac{V}{V_f}\right) = - \int_0^t k_v \cdot dt = -k_v \cdot t \quad (1)$$

$$k_v = A_{vf} \cdot \exp\left(-\frac{E_{vf}}{T}\right) \quad (2)$$

En donde, V representa el volumen de volátiles liberados,  $V_f$  volumen de materia volátil total obtenida a máxima temperatura (1000[°C]),  $E_{vf}$  representa la energía de activación,  $A_{vf}$  la constante pre-exponencial,  $k_v$  cinética de combustión, t el tiempo. La ventaja que presenta el modelo reside en su sencillez, quedando definido por 3 parámetros ( $A_v$ ,  $E_{vf}$  y  $V_f$ ). Sin embargo, para utilizar el modelo correctamente se requiere que las constantes cinéticas sean obtenidas para cada carbón y biomasa, bajo condiciones lo más similares posibles a las que se tienen a la aplicación de estudio. Además, como la cantidad final de materia volátil que se libera, depende de la temperatura máxima alcanzada, el parámetro  $V_f$  se debe determinar a máxima temperatura. A pesar de estos

inconvenientes, este modelo es ampliamente utilizado por los programas de dinámica de fluidos (CFD).

*b) Modelo de energía de activación distribuida*

Estos modelos suponen que todos los enlaces químicos del carbón en proceso de “descomposición” son iguales [30]. Sin embargo, la “descomposición” real se debe a un sin número de reacciones químicas que producen la ruptura de distintos enlaces dentro de la molécula de carbón. Este modelo es considerado como un modelo realista, ya que considera la liberación de volátiles debido a cada tipo de enlace químico. Anthony *et al.* [31], propusieron este modelo bajo el supuesto que las constantes cinéticas de todas las reacciones sólo se diferencian entre sí en la energía de activación, y que el número de reacciones es tan grande que éstas se pueden describir por una función continua de distribución  $f(E_{vT})$ .

$$\frac{V}{V_f} = 1 - \int_0^{\infty} e^{-\int_0^t k_v dt} \cdot f(E_{vT}) dE_{vT} \quad (3)$$

$$f(E_{vT}) = \frac{1}{\sigma \cdot \sqrt{2 \cdot \pi}} e^{-\frac{(E_{vT} - E_{vT_0})^2}{2 \cdot \sigma^2}} \quad (4)$$

En donde,  $E_{vT_0}$  corresponde a la energía de activación media,  $\sigma$  a la desviación estándar de la energía de activación. El rango de energía de activación donde se produce la desvolatilización obtenida por Anthony *et al.* varía entre 84 a 373 [kJ/mol] ( $E_{vT_0} \pm 2 \sigma$ ).

*c) Modelo de energía distribuida para partículas no Uniformes*

Este modelo incorpora la esfericidad de la partícula ( $\Phi$ ) y el diámetro de partícula equivalente ( $d_{p,eq}$ ) en la expresión para el tiempo de desvolatilización:

$$t_V = a (\phi d_{p,eq})^n \quad (5)$$

En donde, “a” y “n” son constantes de ajuste que dependen del equipo utilizado y de la temperatura. En el caso de lechos fluidizados y para valores de temperatura del lecho entre 650 a 900 [°C], el valor de “n” varía en el rango de 1.5 a 1.6, en cambio “a” varía entre 1.69 a 0.8, para el caso de 850 [°C] “n” y “a” toman valores de 1.55 y 1.03 respectivamente [16]. Este modelo fue desarrollado para representar el proceso de desvolatilización de biomásas lignocelulósica, a partir

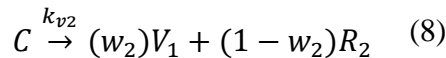
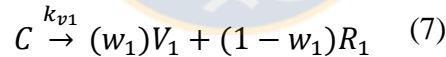
de integrar el modelo cinético de Anthony *et al.* [31] respecto al perfil de temperatura de la partícula de biomasa, permitiendo obtener la fracción promedio de volátiles liberados en el tiempo “t”.

$$\frac{V_f - V}{V_f} = \int_0^{R_0(t)} \frac{3}{(R_0(t))^3} \left( \int_0^\infty e^{-k_0 \int_0^t e^{-\frac{E}{RT}} dt} f(E_{vT}) dE_{vT} \right) r^2 dr \quad (6)$$

Donde  $R_0(t)$  corresponde el radio de la partícula a tiempo  $t$ . De Diego *et al.* [16], indica que al incorporar factores de forma, como también integrar los modelos desarrollados para partículas esféricas respecto al perfil de temperatura de la partícula, permitirían predecir el comportamiento de partículas no-esféricas de biomasa forestal con diferentes factores de forma. Este modelo ha sido utilizado por el autor para modelar procesos de gasificación y de pirolisis, obteniendo buenos resultados para combustión de chips en lechos fluidizados. No obstante, su uso en la combustión sólo reporta dos referencias y que son del autor del modelo [32,33].

#### d) Modelo de dos reacciones competitivas o modelo de Kobayashi

Este modelo considera que la desvolatilización está gobernada por dos reacciones con distinta energía de activación cada una. Una reacción domina a bajas temperaturas (Ec.(7) y la otra a altas temperaturas (Ec.(8). De esta manera, el carbón se “descompone” a través de dos reacciones de primer orden paralelas, donde cada reacción posee una cinética de formación de volátiles distinta.



Por lo que la producción de volátiles estará dada por:

$$\frac{dV}{dt} = V_1 k_{v1} + V_2 k_{v2} = (w_1 k_{v1} + w_2 k_{v2})(V_f - V) \quad (9)$$

Con:

$$k_{v1} = A_{v1} \exp\left(-\frac{E_{vT1}}{T}\right) \quad (10)$$

$$k_{v2} = A_{v2} \exp\left(-\frac{E_{vT2}}{T}\right) \quad (11)$$

Las constantes cinéticas de las ecuaciones(10 y(11, poseen la característica de que  $E_{vT1} < E_{vT2}$  y  $V_{f1} < V_{f2}$ . Bajo esta condición, si la descomposición ocurre a baja temperatura, la ecuación(7 es dominante, alcanzándose un valor asintótico de volátiles  $V_{f1}$ . En caso contrario, la ecuación(8 es dominante, y se alcanza un valor asintótico de volátiles  $V_{f2}$ . Sin embargo, la liberación de volátiles total en el tiempo está dada por:

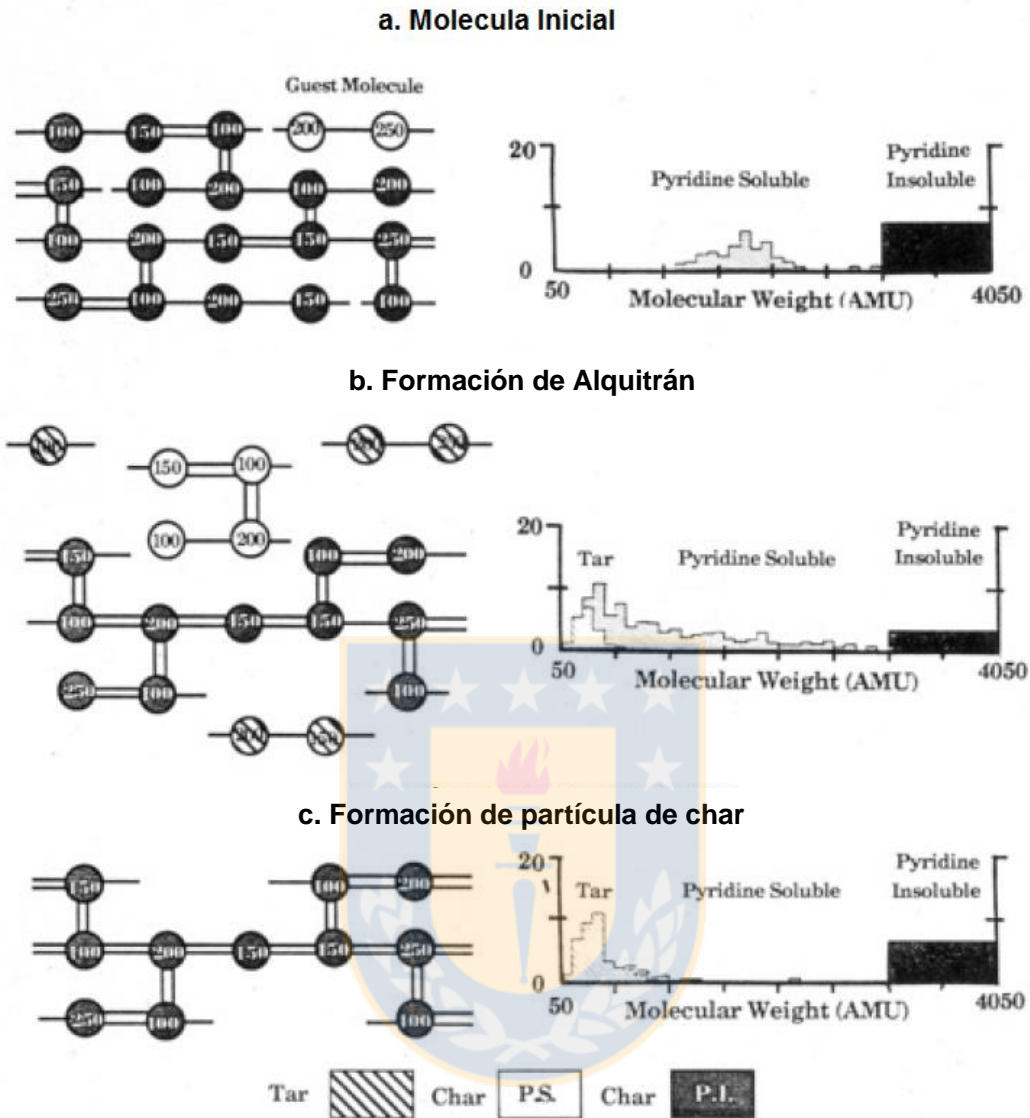
$$\frac{V_1 + V_2}{V_f} = 1 - \exp\left(-\int_0^t (k_{v1} + k_{v2})dt\right) \quad (12)$$

La ventaja de este modelo frente a los anteriores, es que predice con gran exactitud el incremento en la liberación de volátiles con el aumento de la temperatura. Sin embargo, al igual que los modelos anteriores requiere de la obtención de constantes cinéticas empíricas para cada tipo de carbón o biomasa en condiciones similares a la aplicación a simular.

#### e) Modelo de Grupos Funcionales – FG-DVC

Este modelo está dividido en dos partes. La primera parte corresponde a grupos Funcionales (FG del inglés *Functional Group*), que describen la liberación de gases de bajo peso molecular debido a la descomposición de ciertos grupos funcionales del carbón. La parte del modelo de depolimeración, vaporización y recombinación (DVC del inglés *Depolymerization, Vaporization and Crosslinking*), describe la competencia entre la ruptura de enlaces y la recombinación, para producir fragmentos aislados de carbón (metaplastos); la condensación para producir char, y la vaporización fuera de la partícula en forma de alquitrán. En la Figura II-6, se presenta un esquema de la evolución de la estructura del carbón en la simulación del modelo DVC.

La estructura del carbón es modelada matemáticamente por una red bidimensional de Bethe de anillos aromáticos unidos por puentes alifáticos. La formación de metaplastos y la posterior liberación de alquitrán, son modeladas mediante métodos estadísticos del método de Percolación[34]. La cinética de descomposición de cada grupo funcional, es modelada por ecuaciones de primer orden, mediante una distribución de la energía de activación. La caracterización del carbón y los parámetros del modelo son determinados utilizando técnicas termoanalíticas como Resonancia magnética nuclear (NMR del inglés *Nuclear Magnetic Resonance*).



**Figura II-6.** Proceso de formación de alquitrán y char en el modelo DVC [35].

*d) Modelo de desvolatilización mediante Percolación Química (CPD)*

Un modelo de desvolatilización comúnmente utilizado para la simulación numérica, es el modelo de Percolación Química (CPD). Este modelo considera las transformaciones químicas de la estructura del carbón durante el proceso de desvolatilización. El cual transforma la estructura del carbón en redes de puentes químicos. Para cada puente se requiere obtener de forma experimental parámetro cinéticos, con el fin de modelar la producción de char, gases y alquitranes, para carbones del tipo lignito a bituminosos con alto contenido de volátiles [36]. Sin embargo, el modelo requiere de algunos parámetros de entrada que son obtenidos de la caracterización NMR del carbón patrón, entre ellos la estructura interna del carbón.



En el modelo CPD, el carbón es tratado como una matriz macromolecular de anillos aromáticos fusionados de varios tamaños y tipos, incluyendo sistemas hetero-aromáticos con átomos de nitrógeno y oxígeno. Estos grupos moleculares o clusters moleculares están conectados por puentes químicos. Algunos de éstos, contienen enlaces lábiles que se rompen fácilmente durante la pirólisis del carbón, otros pueden ser puentes estables a una temperatura dada. Para determinar la probabilidad de formación de fragmentos de alquitrán fino, pertenecientes a una matriz “infinita” de carbón, se utiliza un método estadístico de percolación. El cual permite una mayor rapidez en tiempo computacional de las simulaciones con respecto al modelo FG-DVC, que utiliza el Método de Monte Carlo [37].

La ventaja de éste modelo con respecto a los modelos presentados anteriormente, es que adicionalmente permite obtener perfiles concentración de gases de bajo peso molecular y a su vez, las concentraciones de alquitránes y de char.

### 2.1.3 Combustión homogénea - Oxidación de volátiles

Una vez liberados los volátiles, éstos pasan por un proceso de oxidación dentro de una película gaseosa que rodea la partícula. Durante su proceso de combustión, la temperatura de la fase de gas es mucho más alta que la temperatura de las partículas [17, 18]. Fotografías captadas del proceso (Figura II-7), revelan que los volátiles son quemados en forma de jet (o colas) mientras una nube que rodea la partícula [40]. En caso de formarse una nube, se producirá una llama envolvente que actuará como una protección para que las partículas de oxígeno no alcancen la superficie de la partícula, impidiendo la oxidación heterogénea del char [40].



**Figura II-7.** Micrografías ópticas de formación de volátiles. a) nube de volátiles y b) jet de volátiles [40].

Según Pallarés [13] indica que durante la combustión de los volátiles liberados que rodean la partícula, se identifican 4 etapas:

- i. Macro-mezcla de partículas en proceso de desvolatilización con oxidante.
- ii. Micro-mezcla de la nube de volátiles con el oxidante.
- iii. Oxidación de especies volátiles.
- iv. Transferencia de calor del medio continuo (productos de combustión) a las partículas de char.

En la modelación de la combustión de volátiles, se supone que las partículas de combustible están rodeadas por el aire de combustión y que los volátiles que rodean las partículas se encuentran mezclados con éste. Por lo que, si la temperatura de los gases que rodean la partícula es lo suficientemente alta, se producirá la ignición espontánea de los volátiles, iniciando el proceso de combustión. Las reacciones de oxidación de los volátiles sucede en tres etapas [13]: i) El alquitrán se convierte principalmente en hollín además de bajas concentraciones de  $H_2$  y  $CO$ . ii) Los hidrocarburos se oxidan formando  $CO$ ,  $H_2$  y  $H_2O$ . iii)  $S$ ,  $H_2$  y  $CO$  se queman completamente produciendo  $SO_2$ ,  $H_2O$  y  $CO_2$ , en forma paralela los compuestos nitrogenados, como el  $HCN$  reacciona formando  $NO_x$ .

Todos los mecanismos y etapas realmente no se simulan en un modelo de dinámica computacional, debido a que las cadenas de hidrocarburos representan sólo unos pocos de miles de compuestos liberados. Resulta una tarea titánica y computacionalmente costosa, intentar describir todas las cinéticas de reacción que puedan representar un flujo turbulento con cientos de especies químicas. La aproximación supone que los productos volátiles y el gas oxidante se encuentran en equilibrio termodinámico, permitiendo obtener la temperatura del gas y su composición sin conocer las especies liberadas. Un segundo supuesto, el uso de cinéticas globales permite estimar la velocidad de gases producidos de la combustión de los volátiles. Estos supuestos sobreestiman la velocidad de reacción a la cual se lleva a cabo la combustión, pero basados en que la combustión completa de los volátiles es del orden de los milisegundos, el uso de un esquema de reacción u otro, no afectará a la reacción global de la partícula, ya que es dominada por la combustión del char (orden de segundo). Sin embargo, la selección del esquema resulta importante cuando se calculan los  $NO_x$  y los  $SO_x$ .

### 2.1.3.1 Cinética y turbulencia

El proceso de combustión de volátiles es supuesta como un conjunto de reacciones que suceden en forma simultánea, las cuales suceden en la fase continua. Estas reacciones son incorporadas en las ecuaciones de transporte de cada especie, permitiendo predecir la fracción másica de cada especie- $i$  ( $Y_i$ ), resolviendo la ecuación de difusión-convección para cada especie presente:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i \quad (13)$$

En donde,  $R_i$  representa la velocidad de generación de la “especie  $i$ ” (por reacción química),  $S_i$  la formación de la “especie  $i$ ” proveniente de la fase dispersa y de fuentes externas,  $v$  la velocidad de la fase continua y  $J_i$  representa el flux de difusión de la “especie  $i$ ”. Esta última relaciona la presencia de una especie con la fluido-dinámica del proceso. Para flujos laminares aplica la ley de Fick (Ver Ec.(14). En caso de flujos turbulentos, el flux depende de la Difusión molecular y de la Difusión turbulenta. Esta última a través del número de Schmidt ( $Sc_t$ ) y la viscosidad turbulenta ( $\mu_t$ ).

$$J_i = -k_{ji} \nabla Y_i - \frac{D_{T,i} \nabla T}{T} \quad (14)$$

Con:

$$k_{ji} \begin{cases} \rho D_{i,m} & , \text{régimen laminar} \\ \rho D_{im} + \frac{\mu_t}{Sc_t} & , \text{régimen turbulento} \end{cases} \quad (15)$$

La cinética de reacción es modelada para flujos turbulentos utilizando uno de los tres modelos siguientes [41]:

- *Modelo Laminar de velocidad finita (LFRM)*: El efecto de las fluctuaciones turbulentas son ignoradas y la velocidad de reacción es determinada como la suma de las expresiones cinéticas tipo Arrhenius.
- *Modelo de disipación de torbellinos (“Eddy-Dissipation Model - EDM”)*: Este modelo supone que la reacción es controlada por la turbulencia, a expensas de evitar cálculos de cinéticas químicas tipo Arrhenius. El modelo es computacionalmente de bajo costo, pero para resultados realistas, uno o dos mecanismos de liberación deben ser utilizados.

- *Modelo de disipación de torbellinos conceptual (“Eddy-dissipation-concept” - EDC)*: Es una extensión del EDM que permite incluir mecanismos cinéticos detallados en flujos turbulentos. El modelo supone que la reacción ocurre en las estructuras turbulentas más pequeñas a presión constante. El principal problema del modelo es que el costo computacional es alto, asociado a que cada mecanismo cinético es del tipo stiff. El modelo no es recomendable, en caso que las cinéticas son extremadamente lentas, como son el caso de una lenta combustión del CO o la conversión de NO en sistema de reducción selectiva no-catalítica.
- *Modelo de LFMR/EDM*: Ambos modelos son calculados y se considera el de menor valor.

Entre estos modelos, el modelo LFMR/EDM es el comúnmente usado, debido a que posee un costo computacional menor al EDC. En general, los modelos de co-combustión incluyen al menos 3 fases, donde dos corresponden a fases discretas simuladas bajo un enfoque lagrangiano, lo que conlleva un costo computacional importante. Dado que los modelos son validados a partir de datos experimentales obtenidos en la chimenea, se supone que si el modelo sigue la tendencia de las emisiones y posee una exactitud suficiente, el modelo representa el comportamiento de la central y los procesos que se desarrollan en el hogar.

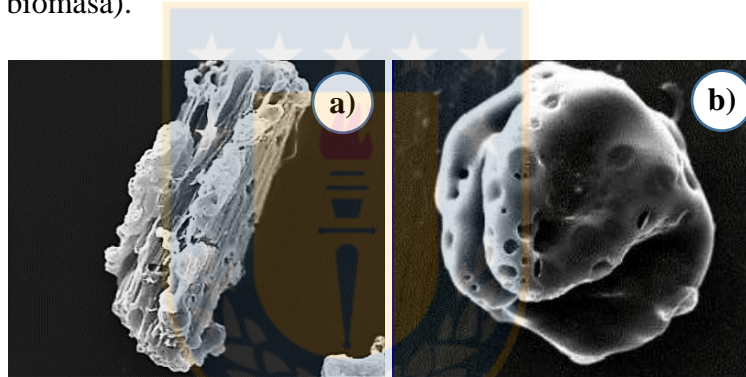
#### **2.1.4 Reacción heterogénea**

En esta sección, se presentan diferentes modelos cinéticos asociados a la reacción del carbono ubicado en la superficie de la partícula externa y al interior de los poros con el oxígeno. Si bien, existen 3 modelos cinéticos comúnmente usados, el modelo de cinética global es generalmente aplicado en los modelos de combustión CFD (CFD del inglés “*Computer Fluid Dynamics*”), mientras que los modelos parcial y de 3 pasos, son usados en modelo fundamentales. El uso de cinética global en los modelos de combustión de CFD, se debe a su menor costo computacional. Sin embargo, es posible utilizar los modelos parcial y global, al reordenar las ecuaciones para obtener una expresión general.

El régimen de combustión en la simulación del proceso, es modelado al incorporar las limitaciones cinéticas y difusionales al modelo de partícula quemándose, los cuales dependerán de la porosidad de la partícula y de la distribución de tamaños de poros.

### 2.1.4.1 Regímenes y cinética de combustión heterogénea.

Una vez iniciada la combustión de la materia volátil liberada, los gases producidos difunden desde la partícula de combustible hacia el ambiente, permitiendo el paso de oxígeno hacia la superficie de la partícula y causando la oxidación del carbono superficial. En las primeras etapas de la combustión homogénea, se obtienen bajas velocidades de quemado del carbono superficial, ya que se encuentra limitado por el proceso de difusión del oxígeno a la superficie de la partícula. A medida que la disponibilidad de volátiles va decreciendo, la limitación difusional disminuye. La mayor disponibilidad de  $O_2$  se traduce en una mayor tasa de formación de  $CO$  y  $CO_2$ , y pasa a ser la etapa controlante de la velocidad de reacción. Una vez terminado el proceso de combustión homogénea, se obtiene un residuo carbonoso (Ver Figura II-8), el cual se compone principalmente de carbono fijo, ceniza y compuestos inorgánicos (que no volatilizaron), denominado char (o charcoal en el caso de biomasa).



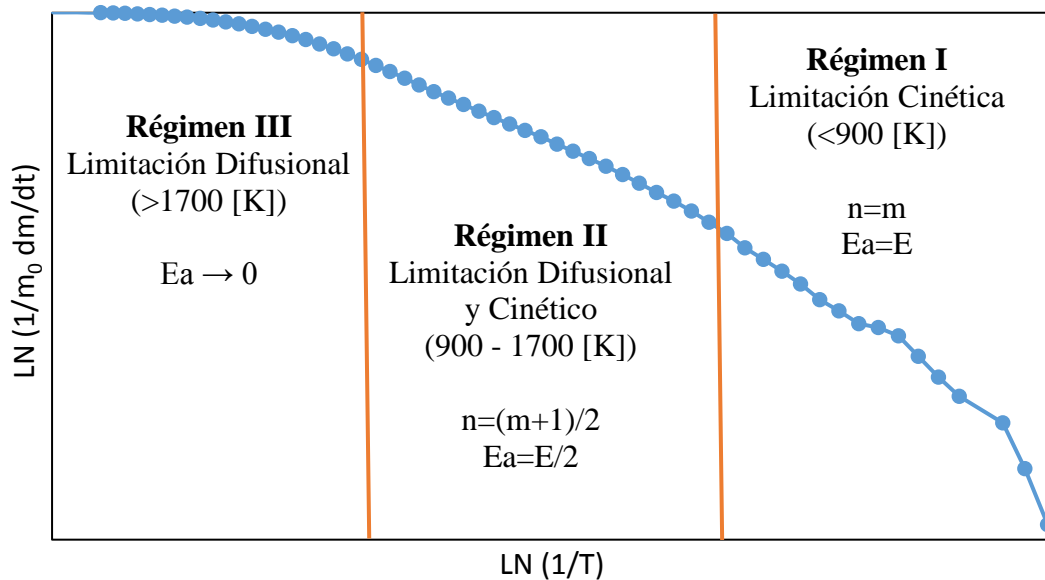
**Figura II-8.** Fotografías de residuos carbonosos. a) charcoal de biomasa forestal y b) char de carbón bituminoso.

La velocidad de quemado del residuo carbonoso, es controlada por el proceso de difusión del oxígeno a la superficie de la partícula (control físico), pero también es función de distintos factores tales como: diámetro de partícula, tamaño y la distribución de los poros dentro de la partícula, el área interna total del residuo carbonoso disponible para la reacción, como también, del número de etapas donde el oxígeno se mezcla con el carbón superficial para producir la combustión; para posteriormente producir la difusión de los productos de combustión al ambiente (control cinético) [21, 22]. La combustión del char es una reacción sólido-gas, en la cual se identifican 3 regímenes de control que relacionan el proceso de transporte y la cinética química [8, 22]:

- *Régimen – I ( $<900 [K]$ ):* A bajas temperaturas o para partículas finas, la difusión del oxígeno a la superficie de la partícula se desarrolla a una velocidad mucho mayor que el oxígeno consumido. Es así, que el oxígeno puede penetrar los poros del char, alcanzando

una concentración oxígeno similar a la del gas fuera de la partícula. La combustión en nivel de poros, se desarrolla manteniendo el diámetro de partícula constante y disminuyendo la densidad, aumentando la reactividad y la superficie interna del char. Es así, que el grado de conversión de la partícula se encuentra limitada por la cinética química.

- *Régimen – II (1200 – 1700 [K]):* A altas temperaturas o para tamaños de partículas grandes, la reactividad del char dependerá de la “combustión interna” y de la velocidad de difusión de los gases producidos a través de las paredes del char y dentro del poro. Este proceso es controlado por el espesor de pared de la partícula, la porosidad total, y la distribución del tamaño de poros del char. Durante el proceso de oxidación, los poros de gran dimensión ( $> 1$  nm) incrementan su tamaño, producto de que el carbono ubicado en las paredes interiores de los poros o granulos fue consumido. Al realizarse el proceso a altas temperaturas, la superficie interna para la reacción sigue en continuo aumento junto con el tiempo de residencia de los gases, como resultado del desarrollo de su microporosidad, mientras que la reactividad del char disminuye. Bajo las condiciones mencionadas, la reactividad del char se verá influenciada por la micro y macroporosidad de la partícula.
- *Régimen – III ( $>1700$  [K]):* Para tamaños de partículas similares a las del carbón pulverizado (120 [ $\mu\text{m}$ ]) quemándose a altas temperaturas, la reactividad es fuertemente controlada por la difusión del oxígeno a través de la capa límite que rodea la superficie de la partícula. La velocidad de difusión del gas reactante hacia una partícula está determinada por sus dimensiones externas, por lo que la reactividad del char puede estar fuertemente influenciada por el tamaño de partícula.



**Figura II-9.** Regímenes de combustión heterogénea. (Fuente: Elaboración propia).

Una vez concluida la combustión homogénea, la alta disponibilidad de oxígeno permite la conversión de C a CO y CO<sub>2</sub> desarrollado a nivel superficial y de poros. La tasa de formación de CO y CO<sub>2</sub>, estará limitada por la cinética química (Régimen I). Durante este régimen, la cinética de formación se reconoce de primer orden con respecto a la presión parcial de oxígeno.

A medida que la temperatura de la partícula aumenta por sobre los 900 [K], la resistencia cinética disminuye produciendo una película de gas (CO y CO<sub>2</sub>) que rodea a la partícula, aumentando la resistencia difusional producto de que el O<sub>2</sub> es consumido parcialmente antes de alcanzar la superficie del char y que el CO<sub>2</sub> forma una barrera que deben atravesar las moléculas de O<sub>2</sub> (Régimen II). Es durante este régimen, que la combustión del residuo carbonoso se encuentra limitado cinética y difusionalmente, manteniendo una cinética de primer orden con respecto al oxígeno y disminuyendo su requerimiento mínimo energético (Energía de Activación) a la mitad para el desarrollo de la reacción. Una vez alcanzados los 1700 [K] la resistencia cinética disminuye, permitiendo que el proceso de conversión de C a CO y CO<sub>2</sub> se desarrolle casi espontáneamente cuando la partícula de O<sub>2</sub> alcanza la partícula de char (Régimen III). Sin embargo, bajo esta condición la velocidad global de reacción está limitada difusionalmente. A medida que el proceso de combustión avanza, la resistencia difusional aumenta produciendo una disminución de la temperatura de la partícula, volviendo al Régimen II. En la última etapa de combustión, el proceso de extinción se desarrolla entre el Régimen II y I.

En la combustión heterogénea la reacción de la fase gaseosa con la fase sólida es simplificada en 3 pasos: i) Transferencia del gas reactante a la superficie del char, ii) Transferencia del gas reactante desde la superficie externa hacia el interior de los poros, iii) Reacción del oxidante con la superficie externa e interna (a nivel de poros) y iv) Difusión de los productos de la reacción hacia el seno del fluido, generando una resistencia difusional al paso del oxígeno [44].

Suponiendo un sistema gas-sólido compuesto por char y oxígeno, la pérdida en peso del char por unidad de superficie externa de la partícula ( $R_T$ ), dependerá de la resistencia difusional que enfrente el oxígeno para alcanzar la superficie, como la velocidad a la cual se desarrolle la reacción, limitando el consumo de carbono, matemáticamente expresado como:

$$\frac{1}{R_T} = \frac{1}{R_D} + \frac{1}{R_C} \quad (16)$$

En donde:

- $R_D$ : Representa la velocidad a la cual las moléculas de oxígeno son transportadas a través de la capa límite difusional a la superficie del char.
- $R_C$ : Representa el caso donde no existe resistencia al transporte de las moléculas de oxígeno a la superficie y la reacción química toma un tiempo finito.

Si la velocidad es controlada exclusivamente por el proceso de transferencia de masa, supondría que todo el  $O_2$  que alcance la partícula de char sería consumido. Por lo que, si las partículas de char fuesen esféricas, podrían ser tratadas como esferas impermeables (sin importar su estructura porosa), el carbono reaccionaría a densidad constante ( $\rho_A$ ) con el  $O_2$ , desde la superficie exterior hacia el interior, matemáticamente expresado:

$$-\frac{dm}{dt} = -4\pi r^2 \rho_A \frac{dr}{dt} = 4r^2 R_T \quad (17)$$

Es así, que al integrar la ecuación, se obtiene el tiempo requerido para desarrollar la combustión completa ( $\tau$ ):

$$\tau = \frac{\rho_A}{R_T} r_0 \quad (18)$$

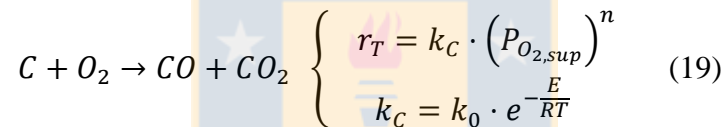


Essenhigh *et al.* [20] determinó que en calderas de potencia, el tiempo de combustión para una partícula de carbón de 100 [μm] es del orden de 1 segundo y que el tiempo de desvolatilización es entre 1 y 10% del tiempo de combustión.

Sin embargo, el tiempo de combustión dependerá entre otros parámetros del tipo de tecnología y porosidad de la partícula. Es así, que para determinar el tiempo de combustión de una partícula, es necesario conocer la cinética de reacción para una interacción gas-sólido. Para ello, existen tres enfoques que describen los mecanismos involucrados en la cinética de una reacción gas-sólido:

a) *Cinética global – Ley de Potencia* [16, 25, 26].

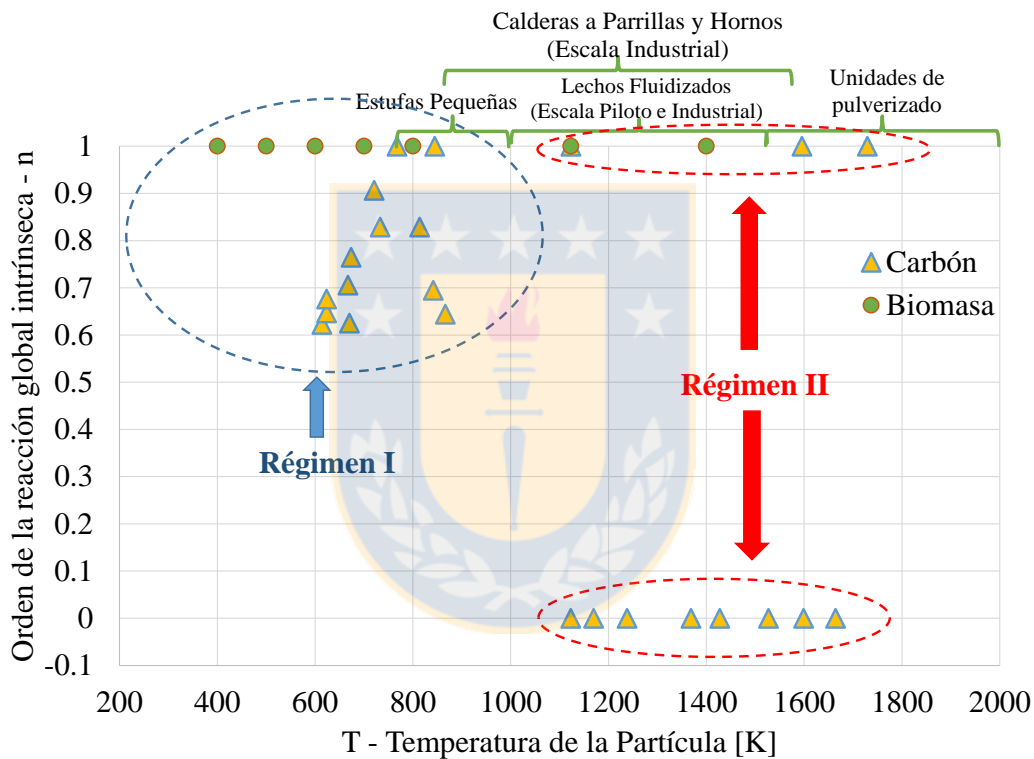
Este enfoque supone que los productos generados de la adsorción del O<sub>2</sub>, son CO y CO<sub>2</sub>, obtenidos en un solo paso durante la oxidación:



Donde  $r_T$  representa la cinética de reacción en la superficie, la cual es proporcional a una constante de reacción y a la concentración de O<sub>2</sub> en la superficie del char ( $P_{O_2, sup}$ ). El orden de la reacción dependerá del régimen de combustión de la partícula (Ver Figura II-9). Es así, que durante el Régimen I, la reacción no presenta limitaciones difusionales y sólo se encuentra limitada por la cinética de reacción. Al alcanzar el Régimen II, la combustión se desarrolla en la superficie y a nivel de poros, por lo que se obtiene un orden de reacción aparente, el cual no está claramente definido y dependerá del tipo de tecnología de combustión. Es así, que diferentes estudios revelan un orden de reacción que varía entre 0.5 a 1 para régimen I y 0 a 1 para Régimen II, como se muestra en la Figura II-10.

Comúnmente, los parámetros cinéticos de la ecuación (20 para el Régimen I, son obtenidos mediante ensayos termogravimétricos. Estos ensayos utilizan cinéticas de primer orden para analizar muestras de carbones, biomásas y mezclas [12,47–49], ya que existe una concentración de O<sub>2</sub> tal que no se presenten limitaciones difusionales durante el ensayo, permitiendo mantener un Régimen I de combustión. Esta condición se cumpliría, si la muestra es de 10 [mg], con un tamaño

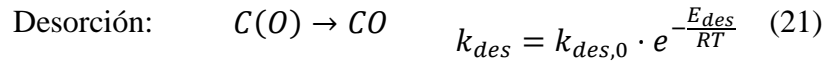
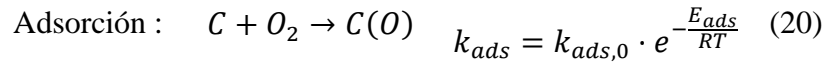
de partícula menor a 250 [ $\mu\text{m}$ ] y se suministra aire en exceso, tal que la concentración de  $\text{O}_2$  no cambia durante el desarrollo de la reacción [48]. Sin embargo, los modelos de combustión aplicados a casos industriales o donde se presentan velocidades de calentamientos altas, tienden a utilizar un enfoque distinto de una cinética global, ya que este último no permite variar el orden de la reacción según el régimen de combustión. Es por ello, que para casos como gasificación, combustión en lechos fluidizados, entre otros casos, la resistencia difusional es calculada y la velocidad de reacción a nivel superficial y a nivel de poros es supuesta comúnmente de primer orden con respecto a la presión parcial de  $\text{O}_2$ .



**Figura II-10.** Resumen de órdenes de la cinética global de reacción para presiones entre 0.2 y 2 bar para carbón y biomasa [26–28, 31–33].

*b) Cinética parcial – Modelo de Langmuir-Hinshelwood*

El modelo supone que la velocidad de reacción en la superficie de la partícula se desarrolla en dos pasos: i) La adsorción de la molécula de oxígeno a la superficie de la partícula ii) La desorción del oxígeno con el carbón desde la pared superficial como  $\text{CO}$ . Ambos procesos gobiernan la velocidad de conversión del carbono contenido en la partícula, controlando el número de sitios activos en donde se producirá adsorción del  $\text{O}_2$  y desorción del  $\text{CO}$ .



A la pérdida de peso total del residuo carbonoso y representado por la ecuación 17, la resistencia cinética estará dada por:

$$R_C = \frac{P_{O_2}}{\frac{P_{O_2}}{k_{des}} + \frac{1}{k_{ads}}} \quad (22)$$

La máxima velocidad de adsorción, puede ser obtenida suponiendo que cada molécula de oxígeno que colisiona con la superficie de la partícula, necesita una energía de activación mínima ( $E_{ADS}$ ), y que producto de ésta, reacciona formando dos moléculas de CO. No hay diferencia significativa si la molécula oxidante es  $O_2$ , o CO, ya que en ambos casos el producto desarrollado es de dos moléculas de CO [37]. Por lo que la velocidad de adsorción química, estará dada por:

$$R_{C,adsorción} = \left[ \frac{2 \cdot MW_{O_2} \cdot P_{O_2}}{\sqrt{2 \cdot \pi \cdot R \cdot T \cdot MW_{O_2}}} \right] \cdot e^{-\frac{E_{ADS}}{R \cdot T}} \quad (23)$$

La máxima velocidad de desorción, puede ser determinada al asumir condición estacionaria y que el átomo de oxígeno se encuentra adherido a cada átomo de carbón en la superficie. La velocidad a la cual la molécula de carbón se convierte en CO, estará dada por [37]:

$$R_{C,Desorción} = \frac{12 \cdot R \cdot T \cdot C_s}{N^2 \cdot h} \cdot e^{-\frac{E_{ADS}}{R \cdot T}} \quad (24)$$

Donde  $C_s$ , representa el número de átomos de carbono por centímetro cuadrado de la red de carbono. Por lo tanto, la tasa de desorción es independiente de la concentración de oxígeno, es decir, de orden cero con respecto al oxígeno.

Sin embargo, al analizar la ecuación es posible observar dos casos límites [46]:

- Caso Baja Temperatura (600-800 [K]) – A bajas temperaturas la presión parcial del O<sub>2</sub> es alta y dominará el proceso de adsorción ( $E_{des} \gg E_{ads}$ ), obteniendo una reacción de orden 0.

$$r_c = k_{des} \quad (25)$$

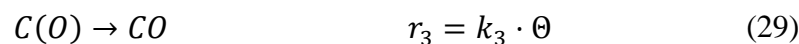
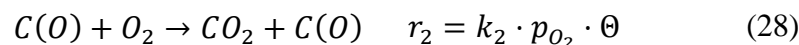
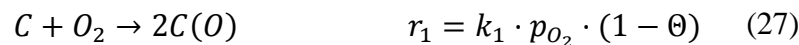
- Caso Alta Temperatura (1200-1700 [K]) – La presión parcial de O<sub>2</sub> es muy baja y domina el proceso de adsorción, obteniendo una cinética de primer orden.

$$r_c = k_{ads} \cdot P_{O_2} \quad (26)$$

Al comparar los casos de baja y alta temperatura con la Figura II-11, se observa un comportamiento diferente. Es así, que esta diferencia lleva a pensar que la presencia de etapas intermedias podría quedar cubiertas con los procesos de adsorción/desorción. En este aspecto, Ranish *et al.* [53] aplicaron este modelo para carbón a bajas temperaturas (733-813 [K]), obteniendo que el mejor ajuste del modelo se producía para energías de activación de 172 [kJ/mol] para el caso de desorción y 214 [kJ/mol] para adsorción, como también una disminución en el orden de la reacción de 0.83 a 0.51 al pasar de 733 a 813 [K]. Para estos niveles de temperatura, es esperable que la energía de desorción fuese mayor que la de adsorción (Caso Baja Temperatura) y que el modelo no presentara un buen ajuste. No obstante, los autores muestran que el modelo ajusta completamente la data experimental, indicando la necesidad de una etapa intermedia que compita con la ecuación(20 de forma que pueda explicar la inversión de las energías de activación. La verdadera virtud de este modelo de reacción, es que permite independizar efectos, permitiendo variar el orden de la reacción según el régimen de combustión.

### c) Cinética de 3 pasos – Modelo de Hurt *et al.*

La diferencia observada en el modelo de Langmuir indujo a Hurt *et al.* [46] a incorporar una etapa intermedia, posterior a la adsorción del Oxígeno y que compite con la desorción del CO:



En donde  $\Theta$  representa el número de sitios activos. Bajo el mecanismo propuesto, las reacciones contienen sitios activos libres en el lado izquierdo de la reacción para balancear el carbón elemental. Hurt *et al.* detallan que estas reacciones pueden ser de segundo orden en los sitios libres dependiendo de las reacciones elementales detrás de este mecanismo semi-global propuesto. La combinación de las reacciones  $r_1$  a  $r_3$ , permite obtener la velocidad de reacción superficial promedio y la razón de CO/CO<sub>2</sub> producida en condiciones estacionarias:

$$r_c = k_1 P_{O_2} \frac{k_2 P_{O_2} + k_3 P_{O_2}}{k_1 P_{O_2} + \frac{k_3}{2}} \quad (30)$$

$$\frac{CO}{CO_2} = \frac{k_3}{k_2 P_{O_2}} \quad (31)$$

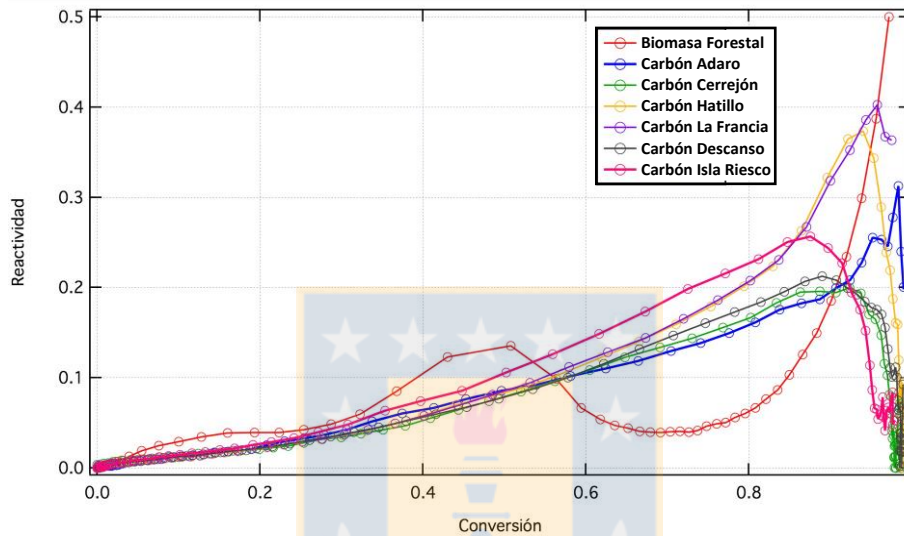
Las condiciones límites para diferentes rangos de temperatura se presentan en la Tabla II-3. Resulta interesante que al evaluar el rango de temperaturas, existe una etapa entre temperatura baja a moderada en que el proceso de desorción controla la reacción, explicando el que Ranish *et al.* [53] haya obtenido que el proceso de desorción era controlante, en condiciones que el modelo de Langmuir indicaba lo contrario.

**Tabla II-3.** Cinética y etapa controlante según rango de temperaturas. (Fuente: Elaboración propia).

Rango de Temperatura	Ec. Cinética	Etapa Controlante	Ec. n°
a) Bajas Temperaturas ( $k_3$ pequeño)	$r_c = k_2 \cdot p_{O_2}$	O <sub>2</sub> - Oxígeno	(32)
b) Elevada Temperatura ( $k_3$ muy grande)	$r_c = 2 \cdot k_1 \cdot p_{O_2}$	Adsorción	(33)
c) Temperatura Baja a Moderada ( $k_1 p_{O_2} \gg k_3$ )	$r_c = k_2 \cdot p_{O_2} + k_3$	O <sub>2</sub> y desorción	(34)
d) Temperatura Moderada ( $k_1 p_{O_2} \gg k_3 \gg k_2 p_{O_2}$ )	$r_c = k_3$	Desorción	(35)
e) Temperatura Moderada a Alta ( $k_1 p_{O_2}, k_3 \gg k_2 p_{O_2}$ )	$r_c = \frac{k_1 k_3 p_{O_2}}{k_1 P_{O_2} + \frac{k_3}{2}}$	Adsorción y Desorción (Modelo de Langmuir)	(36)

En el proceso de combustión del char de biomasa, las transformaciones químicas y físicas, se asemejan a las del carbón. Sin embargo, éstas presentan diferencias con respecto a carbones de alto rango, ya que mantienen altos niveles de oxígeno y un bajo contenido de hidrógeno, condición similar a carbones de bajo rango, además de una alta retención de nitrógeno en chars de pino y en biomasa provenientes de cultivos (arbustos). Debido a que el char de biomasa no desarrolla

estructuras de grafito como el carbón bituminoso (contiene niveles más bajos de oxígeno que la biomasa), su desorden estructural permite tener una mayor reactividad de la biomasa en las últimas etapas de la combustión donde hay mayor cantidad de enlaces de carbón (más reactivo) disponibles (Ver Figura II-11) [54]. Esta heterogeneidad intrínseca se manifestará como energías de activación de los procesos de adsorción y desorción, como también la cantidad de sitios activos disponibles para que se produzca la reacción del char.



**Figura II-11.** Comparación en la reactividad de diferentes carbones y biomasa puros [7].

#### d) Factores físicos – Resistencia Difusional

En un sistema fluido-dinámico, la mezcla se realiza en forma turbulenta entre el oxígeno y la partícula de char, existiendo un movimiento relativo entre la partícula y el gas. Como el proceso de transferencia de masa se desarrolla en la capa límite, una mayor intensidad turbulenta disminuirá el espesor de la capa límite, permitiendo disminuir la resistencia difusional ( $R_D$ ) al paso de  $O_2$ . Suponiendo una velocidad relativa  $u$ , la resistencia difusional del oxígeno estará dada por [55]:

$$R_{D,u>0} = R_{D,u=0} \cdot [1 + a \cdot Re^b \cdot Sc^c] \dots \quad (37)$$

En donde,  $a$ ,  $b$  y  $c$  son constantes. Mulcahy *et al.* (obtenido de [44], evaluó la razón  $R_{D,u>0}/R_{D,u=0}$ , para varios tamaños de partícula y diferentes valores de aceleración, concluyendo que la aceleración en tamaños pequeños de partícula (<120  $\mu m$ ) genera un leve aumento en la transferencia de masa, es así que resulta válido suponer que las partículas se encuentran en estado estacionario relativo a la fase gaseosa. La importancia de este supuesto, radica en que es aplicable

la ley de Difusión de Fick, es así que la velocidad difusional, queda expresada en términos de la presión parcial de fluido:

$$R_D = -\frac{48}{32} \left(\frac{D_0}{d_p}\right) \rho_0 \left(\frac{T}{T_0}\right)^{0.75} \ln(1 - p_{O_2}) \quad (38)$$

Donde:

- $\rho_0$ : Densidad del gas a condiciones estándar.
- $T, T_0$ : Temperatura de la reacción (T) y a condiciones estándar ( $T_0$ ).
- $p_{O_2}$ : Presión parcial del oxígeno en el seno del fluido.
- $D_0$ : Coeficiente de difusión.

La ecuación(38, revela una dependencia inversa de la velocidad de transferencia con respecto al diámetro de la partícula. En el caso de que la partícula sea de un tamaño muy pequeño y manteniendo las demás variables en una condición constante, la difusión del  $O_2$  se realizará a una tasa mucho más rápida que la velocidad a la cual se produce las reacciones en la superficie de la partícula, producto de una capa límite pequeña. Cuando la condición de bajo tamaño de partícula prevalece, la cinética de la reacción controlará el consumo de la partícula de combustible y la concentración del oxidante ( $O_2$ ) cercana a la superficie, la que no diferirá apreciablemente de la concentración del oxidante en el seno del fluido [37]. De esta forma quedan establecidos los supuestos realizados en la ecuación anterior.

#### **2.1.4.2 Modelos de oxidación Heterogénea.**

Los modelos de oxidación heterogénea se resumen en modelos globales y modelos intrínsecos. Los primeros suponen que las partículas son impermeables a los efectos de difusión en los poros, con lo cual la reacción se desarrolla en la superficie de la partícula. Son principalmente modelos empíricos, en que todo efecto intrínseco se encuentra representado por constantes ajustadas al tipo de carbón, como también a las condiciones de combustión.

Por su parte, los modelos intrínsecos suponen que la reacción en el char se produce en toda la superficie de la partícula, ya sea superficialmente como a nivel de poros, suponiendo un perfil de concentración de oxígeno hacia el interior de la partícula. La principal ventaja de estos modelos radica en que incorporan el efecto de la estructura porosa a la cinética de combustión.

a) *Modelo Global – Velocidad de Reacción limitada difusional y cinéticamente.*

i) Modelo de Field

Un modelo de combustión de char comúnmente utilizado, es el modelo de una película de Field [56]. El modelo supone una partícula esférica de carbón rodeada por una película de gas, a través de la cual el oxígeno difunde desde el seno de éste hacia la partícula, reaccionando en la superficie de la partícula y formando CO y CO<sub>2</sub>, siguiendo el mecanismo de reacción de ley potencial. El CO formado se oxidará en las cercanías de la superficie de la partícula, de forma que sólo el CO<sub>2</sub> difundirá a través de la película hacia el exterior. Es así, que el modelo supone que fuera de la película de gas, sólo hay presencia de CO<sub>2</sub>.

$$\frac{dm_p}{dt} = R_T = -A_p \frac{\rho_{O_2} R T_\infty}{MW_{O_2}} \frac{1}{\frac{1}{k_d} + \frac{1}{k_c}} \quad (39)$$

Por una parte, el modelo de Field supone un mecanismo gas-sólido basado en la ley potencial, la velocidad de reacción corresponde a una cinética de primer orden con respecto al O<sub>2</sub> y que requiere la obtención de los parámetros cinéticos para el combustible usado.

$$k_c = A_a \cdot e^{-\frac{E_a}{RT_p}} \quad (40)$$

El modelo original de Field utiliza un coeficiente difusional, el cual depende de la temperatura promedio del gas que rodea la partícula (T<sub>∞</sub>), diámetro de partícula (d<sub>p</sub>), Difusión binaria del O<sub>2</sub> en N<sub>2</sub> (D<sub>O<sub>2</sub></sub>) y el coeficiente estequiométrico entre CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub>, que toma el valor de 1 si el producto es CO<sub>2</sub> y 2 si es CO.

$$k_d = 24 \cdot \frac{\phi \cdot D_{O_2}}{d_p \cdot R \cdot T_\infty} \quad (41)$$

Una alternativa para calcular el coeficiente de D<sub>O<sub>2</sub></sub>, es a partir de la teoría de coeficientes de difusión binaria [57]:

$$D_{O_2} = \frac{6.7 \times 10^5}{P_{caldera} \omega} \sqrt{T_m} \quad (42)$$



$$\omega = \frac{1.06}{\Theta^{0.16}} + \frac{0.19}{e^{0.48 \cdot \Theta}} + \frac{1.04}{e^{1.593 \cdot \Theta}} + \frac{1.77}{e^{3.89 \cdot \Theta}} \quad (43)$$

$$\theta = K_{N_2} \cdot T_m \cdot (\xi_{O_2} \cdot \xi_{N_2})^{-0.5} \quad (44)$$

En que,  $\theta$  representa una temperatura adimensional, expresada en términos de coeficientes característicos de Leonard-Jones de las energías de las moléculas  $\xi_{N_2}/k_{N_2} = 71.4$  [K] y  $\xi_{O_2}/k_{N_2} = 106.7$  [K] y  $T_m$  representa la temperatura promedio entre el gas y la partícula.

Una alternativa más sencilla, es obtener el coeficiente de difusión a partir de una condición de referencia a partir de la correlación de Jeensen *et al.* (Obtenida de [13]):

$$D_{O_2} = D_{O_2,0} \cdot \frac{(T_\infty + T_p)^{1.75}}{P_{boiler}} \quad (45)$$

$$D_{O_2,0} = 2.201 \left[ \frac{cm^2}{s} \right]_{1[atm] \& 1200[K]} \quad (46)$$

## ii) Modelo de Baum & Street

Baum *et al.* [42], realizaron una extensión del modelo de Field. Sin embargo, la diferencia entre ambos modelos radica en que el modelo Baum incorpora la estructura interna de la partícula, mediante el coeficiente superficie  $\Omega$ . Este coeficiente se define como la razón entre la superficie reactante real dividida por la superficie externa de la partícula de char.

$$k_c = A_a \cdot \Omega \cdot e^{-\frac{E_a}{RT_p}} \quad (47)$$

Otra diferencia con el modelo de Field, es que Baum *et al.* incorporan el aumento de diámetro de partícula de char (“Swelling” o hinchamiento) durante la etapa de desvolatilización, el cual es expresado como una función lineal de la combustión de volátiles (fracción de volátiles –  $X_V$ ), la superficie reactante ( $d_p$ ) y un coeficiente de hinchamiento ( $S_{wv}$ ), que varía entre 2 y 4:

$$d_s^2 = d_p^2 (1 + (S_{wv}^2 - 1) X_V) \quad (48)$$

A partir de los modelos Baum & Street y de Field, se generan modelos que sólo incorporan la limitación difusional o la limitación cinética, siendo ambas tratadas de igual forma que los modelos globales mencionados.

Para obtener la energía de activación y constantes pre-exponenciales de la cinética de reacción, se deben desarrollar ensayos a las velocidades de calentamiento que experimentará la partícula. Sin embargo, Hurt *et al.* [57] proponen expresiones para la energía de activación y la constante pre-exponencial, en función del análisis elemental para carbones de diferente rango (% carbono en peso), permitiendo tener una primera aproximación, en caso de no contar con información experimental de los carbones.

$$E_a = -5.94 + 0.355 \cdot \%C \quad (49)$$

$$A_a = k_{C,1750[K]} \cdot e^{\frac{E_a}{R \cdot 1750[K]}} \quad (50)$$

$$k_{C,1750[K]} = 16.45 \cdot e^{-0.076 \cdot \%C} \quad (51)$$

*b) Modelo Intrínsecos – Modelo de Smith [55].*

Este modelo supone que el orden de la reacción superficial con respecto al oxígeno es igual a la unidad y que la velocidad de reacción en la superficie incluye los efectos de la difusión del O<sub>2</sub> y su reacción química. Sin embargo, el coeficiente de Difusión es la combinación entre la difusividad molecular del oxígeno (Ecs.(42 y(45) y la difusividad de Knudsen, la cual depende de la velocidad molecular y del tamaño del poro:

$$\frac{1}{k_D} = \frac{1}{k_{D,eff}} = \frac{\delta^2}{\varepsilon} \cdot \left( \frac{1}{D_{O_2}} + \frac{1}{D_{knudsen}} \right) \quad (52)$$

Donde la porosidad ( $\varepsilon$ ) se obtiene del cambio de densidad de la partícula a medida que el char combustiona. En cambio, la tortuosidad de la partícula ( $\delta$ ), puede ser expresada en términos de la tortuosidad inicial ( $\delta_0$ ), que es aproximada a  $\sqrt{2}$  [58].

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{char,t=t}}{\rho_{char,t=0}} \quad (53)$$

$$\delta = 1 + \left( (\delta_0 - 1) \cdot \left( \frac{m_{char,t=t}}{m_{char,t=0}} \right) \right) \quad (54)$$

Existen 3 tipos de poros en una partícula de char; macro-poros ( $d_{poro} > 50$  [nm]), meso-poros ( $d_{poro} = 2-50$  [nm]) y micro-poros ( $d_{poro} < 20$  [nm]). Fatehi *et al.* [59] explican que la reacción heterogénea a nivel de poros se produce principalmente a nivel de macro y meso poros. La contribución de los microporos en el área superficial es alta; no obstante, su contribución en la conversión no es tan alta debido a la limitada accesibilidad del oxígeno, accesibilidad que irá aumentando a medida que la reacción heterogénea avance. Para determinar el diámetro promedio de poro, y poder calcular la difusión del O<sub>2</sub> a nivel de poros (difusión de Knudsen), Smith propone utilizar la correlación de Wheeler [60], dada por:

$$\bar{d}_{poro} = \varepsilon \cdot \frac{\sqrt{\delta}}{\rho \cdot A_{pa}} \quad (55)$$

En que  $A_{pa}$  representa el área específica de la superficie interna de la partícula, la que para distintos tipos de carbones se pueden obtener de la referencia [61] y para biomásas la referencia [59]. Es así, que la difusión de Knudsen está dada por:

$$D_{knudsen} = 48.5 \cdot \bar{d}_{poro} \cdot \sqrt{\frac{T_p}{MW_{O_2}}} \quad (56)$$

A diferencia del modelo Baum & Street, el modelo de Smith incluye un factor de eficacia que representa la relación entre la velocidad real a la cual se desarrolla la combustión de la partícula de char y la que se tendría sin limitación difusional. Para una partícula esférica de char:

$$k_{C,\eta} = \eta \cdot \frac{d_p}{6} \cdot \rho_p \cdot A_{ap} \cdot k_C \quad (57)$$

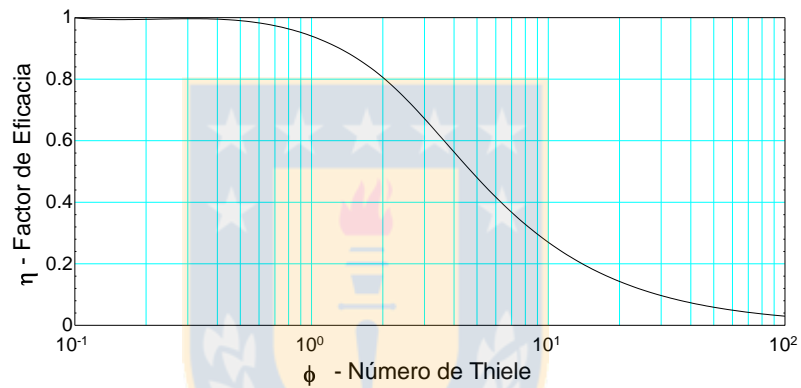
$$k_C = A_a \cdot e^{-\frac{E_a}{RT_p}} \quad (58)$$

Para partículas esféricas el factor de eficacia está dado por:

$$\eta = \frac{3}{\phi^2} \cdot (\phi \cdot \coth(\phi) - 1) \quad (59)$$

$$\phi = \frac{d_p}{2} \sqrt{\frac{S_b \rho_p A_{ap} k_c p_{O_2}}{k_{Def} \rho_{O_2}}} \quad (60)$$

En donde, el número de Thiele es un índice que permite conocer la importancia relativa de la cinética frente a la difusión. Es así, que bajos números de Thiele (<0.4 – Ver Figura II-12) conlleva que las limitaciones difusionales son importantes y que deben considerarse (una forma alternativa es calcular el número de Knudsen). Por el contrario, un alto número de Thiele (>30) significa que existe una alta reacción en el char, por lo que hay una débil resistencia difusional y que todo el O<sub>2</sub> que llega a la superficie de la partícula sea consumida, impidiendo que el O<sub>2</sub> alcance toda la superficie interior reactante [62].



**Figura II-12.** Relación entre el factor de eficacia y el número de Thiele para una partícula de char con reacción de primer orden. (Fuente: Elaboración propia).

Para una partícula no-esféricas tipo elipsoide, el factor de eficacia estará dado por [63]:

$$\eta_{en} = \frac{d_p}{\left(\frac{d^2}{4} + \frac{dL}{2} \frac{\arcsin(e)}{e}\right) \int_0^\infty \frac{d\xi}{\left(\xi + \frac{d^2}{4}\right) \sqrt{\xi + \frac{L^2}{4}}} } \quad (61)$$

Donde d, L y e son el eje menor, mayor y la excentricidad de una partícula elipsoidal, respectivamente.

## 2.1.5 Mecanismos de formación de gases polutantes.

### 2.1.5.1 Emisión de Monóxido de Carbono – CO

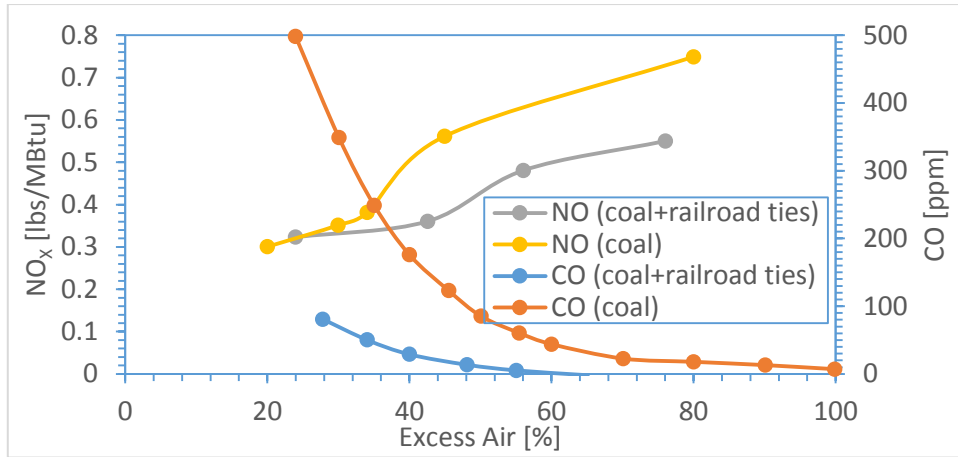
#### a) Mecanismos y Efectos

El Monóxido de Carbono (CO) es un producto intermediario, que presenta una gran estabilidad en altas concentraciones y que reacciona en zonas ricas en oxígeno. Sin embargo, presenta una relativa resistencia a la oxidación, por lo que su velocidad de oxidación está determinada por el tiempo mínimo de residencia en el torbellino de llama, requerido para obtener una combustión completa. El CO es producido durante la desvolatilización y principalmente durante la combustión heterogénea. Los mecanismos que dan origen al CO, fueron presentados en la sección 2.1.4.1.

**Tabla II-4.** Excesos de aire recomendados según el tipo de tecnología [1].

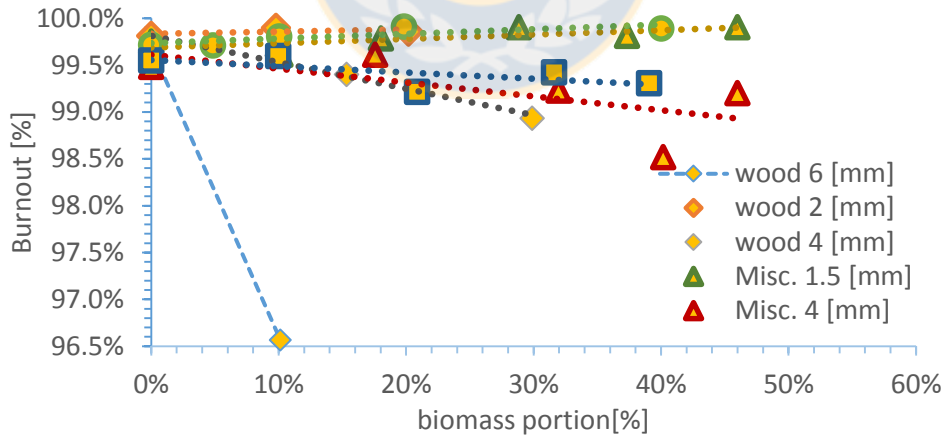
Tipo de Combustible	Exceso de Aire [%]
- <i>Carbón</i>	
• Pulverizado	15 – 20
• Lecho Fluidizado	20 – 25
• Parrilla	15 – 30
- <i>Fuel Oil</i>	30 – 60
- <i>Bagaso</i>	25 – 35
- <i>Biomasa Lignocelulósica</i>	
• Parrilla	20 – 25
- <i>Licor Negro</i>	5 – 7
- <i>Coke, Gas Natural y de Refinería</i>	5 – 10

Existe una estrecha relación entre el exceso de aire y la presencia de CO. En la combustión de carbón un aumento en el porcentaje de aire en exceso, permite aumentar el grado de conversión de la partícula, al disminuir las limitaciones difusionales del oxidante. No obstante, operacionalmente, un aumento en el flujo de aire producirá una disminución en la temperatura del lecho o de la llama (carbón pulverizado o parrilla), como también una mayor formación de NO<sub>x</sub> asociado a una mayor disponibilidad de N<sub>2</sub>. Es así, que la formación de CO se asocia con un bajo exceso de aire (ver Figura II-13), tiempo de residencia insuficiente e inadecuada temperatura de llama, en donde las reacciones son controladas por efectos difusionales debido al alto contenido de ceniza en la composición del combustible [64]. En la Tabla II-4, se presentan excesos de aire recomendados según el tipo de tecnología.



**Figura II-13.** Efecto del exceso de aire en la formación CO y NO<sub>x</sub> para combustión de carbón y su co-combustión [65].

Se ha demostrado, que la concentración de CO proveniente de la combustión de biomasa en calderas de lecho fluidizado burbujeante, podría ser mayor en equipos de pequeña escala diseñadas para carbón y que no han sido modificadas o reguladas para co-combustionar, requiriendo determinar las relaciones aire primario/secundario, como el exceso de aire óptimo que minimice la concentración de CO. En equipos de lecho fluidizado de escala piloto, se pueden presentar altos niveles de CO si el “freeboard” no provee suficiente tiempo de residencia para asegurar la combustión completa del contenido volátil de las partículas [64].



**Figura II-14.** Porcentaje de quemado para mezclas de biomasa con carbón [66].

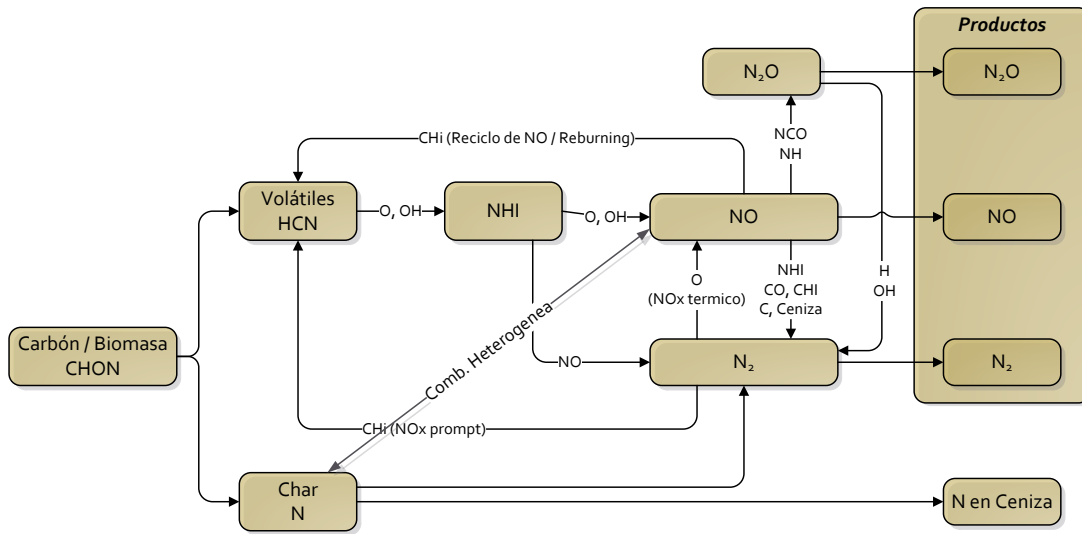
Tanto en tecnologías de combustión de lecho fluidizado como en calderas a parrilla y de carbón pulverizado, el tamaño de partícula podría contribuir a generar altos niveles de CO y una mayor cantidad de inquemados. Spliethoff *et al.* [66], sugieren que la emisiones de CO pueden ser

correlacionadas en forma directa con el porcentaje de combustible quemado (100% - Combustión completa). Su estudio reveló, que el grado de conversión de la partícula depende del tiempo de residencia de las partículas en las zonas de altas temperaturas, y de si éstas poseen un tamaño suficiente para asegurar la combustión completa de la partícula. Es así que para tamaños sobre 2 [mm] se obtiene una mayor concentración de inquemados (Ver Figura II-14). En el caso de co-combustión, la adición de biomasa lignocelulosica al proceso de combustión no presenta un alza en las concentraciones de CO, mientras que esta posean un tamaño adecuado garantizar una correcta ignición.

### 2.1.5.2 Emisión de Óxidos de Nitrógeno - NO<sub>x</sub>

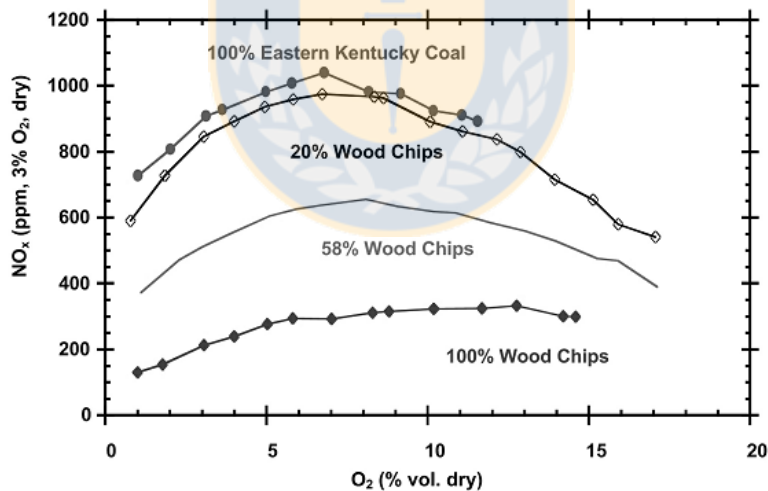
El término NO<sub>x</sub> hace referencia a un grupo de gases altamente reactivos, como el óxido nítrico (NO) y dióxido de nitrógeno (NO<sub>2</sub>), que son unos de los principales causantes del smog (ozono fotoquímico), calentamiento global y lluvia ácida. Su formación depende de 3 mecanismos distintos (ver Figura II-15), dependientes de la temperatura y el contenido de N<sub>2</sub> en el combustible y en el aire de combustión.

El nitrógeno contenido en el carbón, se presenta principalmente en la forma de XN (HCN, H<sub>3</sub>N, etc.) y al oxidarse en el frente de llama en presencia de radicales CX se transforma en diferentes tipos de óxidos (NO, NO<sub>2</sub>), conocidos como NO<sub>x</sub> del combustible. La oxidación del N<sub>2</sub> del aire a NO<sub>x</sub> ocurre a temperaturas mayores que 1800 [K], y es conocido como NO<sub>x</sub> térmico. La oxidación del N<sub>2</sub> proveniente del aire de combustión en presencia de hidrocarburos es conocido como NO<sub>x</sub> “prompt” o espontáneo, en donde el HCN es uno de los intermediarios más importantes. Las emisiones de NO<sub>x</sub> producidas por mecanismos térmicos o provenientes del nitrógeno contenido en el combustible biomásico en quemadores tangenciales, se desarrollan en forma análoga a lo que ocurre en la combustión de carbón [67]. Sin embargo, al poseer la biomasa un mayor contenido de materia volátil, hay una mayor formación de zona ricas en combustible que en la combustión del carbón en zonas cercanas al quemador [68].



**Figura II-15.** Mecanismos de formación de NO<sub>x</sub> [46, 54].

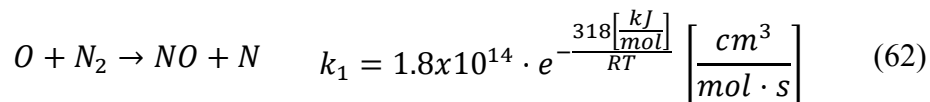
En la combustión de sólidos, la mayor contribución en la formación de NO<sub>x</sub> proviene de la conversión a NO del N<sub>2</sub> contenido en el combustible, constituyendo entre el 70-90% del NO<sub>x</sub> producido [68]. Sin embargo, al reemplazar un porcentaje en masa del carbón, ello se traduce en una menor disponibilidad de nitrógeno para la formación de NO<sub>x</sub> [70] (ver Figura II-16).



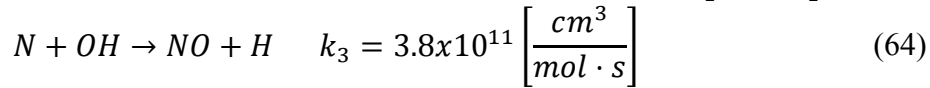
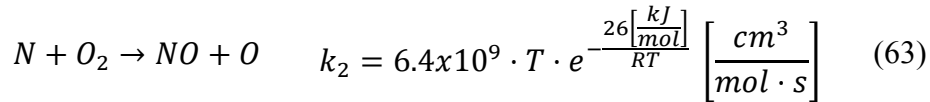
**Figura II-16.** Emisión de NO<sub>x</sub> para diferentes mezclas de carbón con chips de madera [70].

a) NO<sub>x</sub> - Térmico

La formación de NO<sub>x</sub>-Térmico se basa en el modelo o mecanismo de Zeldovich [30], el cual está constituido por las siguientes reacciones elementales [71]:







La fase de formación de NO a partir de las ecuaciones anteriores, estará dada por:

$$\frac{d[NO]}{dt} = k_1[O][N_2] + k_2[N][O_2] + k_3[N][OH] \quad (65)$$

$$\frac{d[N]}{dt} = k_1[O][N_2] - k_2[N][O_2] - K_3[N][OH] \quad (66)$$

Asumiendo una condición cuasi-estacionaria para la concentración de átomos de nitrógeno ( $d[N]/dt=0$ ), se obtiene:

$$\frac{d[NO]}{dt} = 2 \cdot k_1 \cdot [O][N_2] \quad (67)$$

La ecuación (67) sugiere 3 alternativas para producir una disminución en la producción de NO<sub>x</sub>-Térmico: disminuir el pico de temperatura en la llama, reducir las concentraciones de oxígeno y/o de nitrógeno.

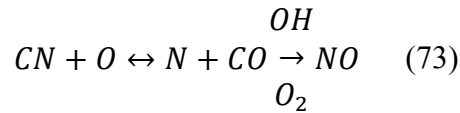
#### b) NO<sub>x</sub> – Combustible

La formación de NO<sub>x</sub>-combustible está asociado a la reducción de N<sub>2</sub> proveniente de la composición del combustible, debido a la reducción de las concentraciones de las especies reactivas y de la temperatura de la llama. La formación de NO proveniente del N<sub>2</sub> del combustible es fuertemente influenciado por la presencia de zonas ricas en aire.

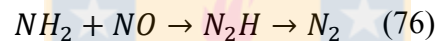
El N<sub>2</sub> del combustible se transforma para formar respectivamente HCN y NH<sub>x</sub> (ej. NH<sub>3</sub>) durante la devolatilización y la combustión de las partículas de char. La conversión secuencial de HCN a NH<sub>3</sub>, de NH<sub>3</sub> a NO (o a N<sub>2</sub>), y el consumo de NO por parte de los radicales libre de hidrocarburo (CH<sub>x</sub>), está gobernada por la mezcla turbulenta y la estequiometría local [69].



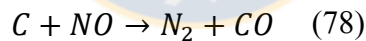
Los intermediarios en las reacciones (ecuaciones(68,(69 y(70) se oxidarán en presencia de oxígeno para formar óxido nítrico. Las siguientes reacciones controlarán el proceso de formación de NO:



En zonas ricas en combustible, la  $[H] > [OH] \gg [O]$ , promoviendo la formación de nitrógenos hidrogenados,  $NH_2$ , los cuales pueden formar finalmente especies como  $NH_3$  y  $N_2$ . Las reacciones que controlan el proceso de formación de estas especies estarán dadas por:



Por otra parte, los radicales de hidrocarburos y las partículas de carbón ubicadas en zonas ricas en combustible consumirán una parte del NO producido (Reciclo de NO), bajo las siguientes reacciones:



Una vez que el nitrógeno es convertido en HCN, rápidamente se transforma en  $NH_x$ , el cual reacciona para formar NO y  $N_2$ . De las ecuaciones de reacción anteriores, se observa la importancia del HCN como precursor de los compuestos intermedios. De Soete *et al.* correlacionan la velocidad de formación de NO y la descomposición de reacciones de primer orden que ocurren en forma paralela y que compiten por el NO [26,70].

$$\frac{d[N_2]}{dt}_{NO \rightarrow N_2} = 3 \times 10^{12} \rho Y_{CN} Y_{NO}^b e^{-\frac{3 \times 10^4}{T}} \left[ \frac{kg}{m^3 \cdot s} \right] \quad (79)$$

$$\frac{d[NO]_{fuel}}{dt}_{HCN \rightarrow NO} = 10^{10} \rho Y_{CN} Y_{O_2}^b e^{-\frac{33700}{T}} \left[ \frac{kg}{m^3 \cdot s} \right] \quad (80)$$

En donde “b” es el orden de la reacción para el oxígeno molecular. Las dos velocidades de reacción deben ser incluidas en las ecuaciones de transporte de HCN y NO.

### c) $NO_x$ – Espontáneo

El  $NO_x$  espontáneo (Prompt- $NO_x$  en inglés) es formado por las reacciones del  $N_2$  con radicales derivados del combustible como CH y  $CH_2$  en regiones cercanas a la zona de llama. Un mecanismo cinético global es utilizado para predecir la emisión de NO espontáneo [25]:

$$\frac{d[NO]_{prompt}}{dt} = f \cdot T^\beta A_{pr} [O_2]^a [N_2] [CH_x]^b e^{\frac{E_a}{RT}} \quad (81)$$

En donde:

- f: Factor de corrección aplicable para hidrocarburos. En donde, “c” depende de la materia volátil de combustible y  $\lambda$  es el porcentaje exceso de aire [26].

$$f = 4.75 + 0.819c - \frac{23.2}{\lambda} + \frac{32}{\lambda^2} - \frac{12.2}{\lambda^3} \quad (82)$$

- $T^\beta$ : Factor de corrección a la ecuación de Arrhenius, para condiciones de máxima y mínima temperatura de llama.

$$\beta = \frac{\text{tamaño característico de la partícula [cm]}}{\text{radio de la partícula sin reaccionar [cm]}}$$

- $A_{pr}$ : Factor pre-exponencial.
- a,b: Constantes para la reacción del oxígeno y del combustible respectivamente.

El exponente constante para la concentración de oxígeno (a) varía entre 0 y 1, cuyo valor dependerá directamente de las condiciones de la llama y en gran medida de la fracción molar de la concentración de oxígeno  $[O_2]$  [26]:

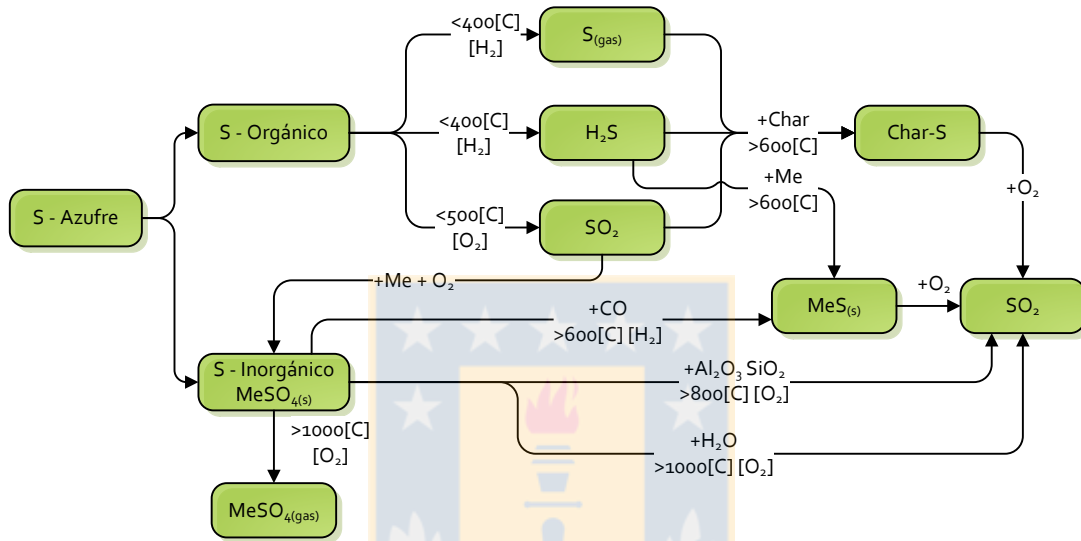
$$a = \begin{cases} 1 & [O_2] \leq 4.1 \times 10^{-3} \\ -3.95 - 0.9 \ln[O_2] & 4.1 \times 10^{-3} \leq [O_2] \leq 1.1 \times 10^{-2} \\ 0 & [O_2] \geq 0.03 \end{cases} \quad (83)$$

### 2.1.5.3 Emisión de Óxidos de Azufre – $SO_x$

La mayoría de los combustibles biomásicos posee pequeñas concentraciones de azufre en su composición elemental (Ver Tabla II-1). En que el 75% del azufre contenido en la biomasa, es liberado en fase gaseosa durante la etapa de desvolatilización [64], permitiendo la oxidación del

azufre y la formación de compuestos como el  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$  y compuestos sulfatos alcalinos durante el proceso de combustión. En que el  $\text{SO}_2$ , representa el 95% del total de emisiones de  $\text{SO}_x$  [68].

Peters *et al.* [72], indican que el contenido de azufre en la biomasa se presenta enlazado con materia orgánica y sales minerales (inorgánicos de azufre) los cuales siguen diferentes vías de reacción, los que se resumen en la Figura II-17. El azufre contenido en la materia orgánica representa entre 10 y 13% del azufre contenido en el combustible [73].



**Figura II-17.** Esquema simplificado de las transformaciones del azufre bajo condiciones de oxidación y reducción [72].

#### a) Azufre enlazado Orgánicamente

Durante el proceso de desvolatilización y para temperaturas menores a  $500\text{ }^\circ\text{C}$ , el azufre orgánico posee 3 vías de reacción en las cuales se produce azufre gaseoso, sulfuro de hidrógeno, o  $\text{SO}_2$ . Estos productos experimentan reacciones durante las cuales el azufre se adhiere al char para temperaturas mayores a  $600\text{ }^\circ\text{C}$ . Por otra parte, el sulfuro de hidrógeno tiende a formar sulfuros alcalinos y en conjunto con el azufre ligado a la partícula de char, constituyen los principales productos durante la desvolatilización y la gasificación de la biomasa [72]. En presencia de metales alcalinos, el  $\text{SO}_2$  reacciona para formar sulfatos alcalinos, tales como  $\text{K}_2\text{SO}_4$  y  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  [73].

#### b) Azufre enlazado Inorgánicamente

Las sales alcalinas de azufre procedentes de la descomposición del azufre orgánico, posterior a la desvolatilización, reaccionan a temperaturas mayores a  $600\text{ }^\circ\text{C}$ .

Bajo esta condición, el CO reduce los sulfatos a sulfitos alcalinos, los que al ser oxidados, forman SO<sub>2</sub>. Para lograr esta reducción, se requiere de un ambiente oxidante en presencia de silicato de aluminio (T > 800 [°C]) o vapor de agua (T > 1000 [°C]). Para temperaturas mayores a 1000 [°C], es posible la evaporación de sulfatos en combustibles biomásicos con bajo contenido de silicato [72].

La presencia de azufre en el combustible, instintivamente se asocia con futuros problemas ambientales, requiriendo instalar sistemas de abatimiento de SO<sub>2</sub>, como también el uso de aditivos para controlar el nivel de corrosión de los componentes de la caldera. No obstante, la presencia de SO<sub>2</sub> puede tener un lado positivo desde el punto de vista de captación de material particulado, ya que en precipitadores electrostáticos permite mejorar la descarga de la corona y obtener una mayor eficiencia de captación mayor [74].

En el caso de co-combustión, la reducción en las emisiones de SO<sub>2</sub> se obtiene debido al menor contenido de azufre de la biomasa y por la captación de SO<sub>2</sub> en las cenizas alcalinas durante la combustión de la biomasa (Ver Figura II-18) [66,75]. En este aspecto, Peters *et al.* [72] explican que la concentración de SO<sub>2</sub> en la chimenea dependerá de la presencia de cloruro de potasio y de silicatos de aluminio, debido a que el KCl posee una mayor reactividad con silicatos de aluminio que con SO<sub>2</sub>, produciendo una disminución en la captación de azufre en la ceniza. Por su parte, Zheng *et al.* [76], sugieren que el conocimiento de las razones molares de K/Si, K/(S+Si), S/Cl y Ca/Si puede usarse para la predicción en la formación de cloruro de potasio y de azufre, ya que existe una correlación directa entre las razones molares y la captación de azufre en la ceniza volante y de fondo como se observa en la Figura II-19. A pesar, de que el potasio es un agente reductor de SO<sub>2</sub>, Peters *et al.*, recomiendan una razón de S/Cl > 2.0, para evitar problemas de corrosión en los equipos de combustión. En forma paralela, compuestos alcalinos-térreos como el CaO y MgO que reaccionan con el SO<sub>2</sub>, producen una captación adicional de azufre en la ceniza [66]. Es así, que el aporte de alcalinos-térreos de la biomasa en la combustión de carbón, producirá una captación de azufre a nivel de cenizas volantes y de fondo, como también una menor reducción de SO<sub>2</sub> en la chimenea.

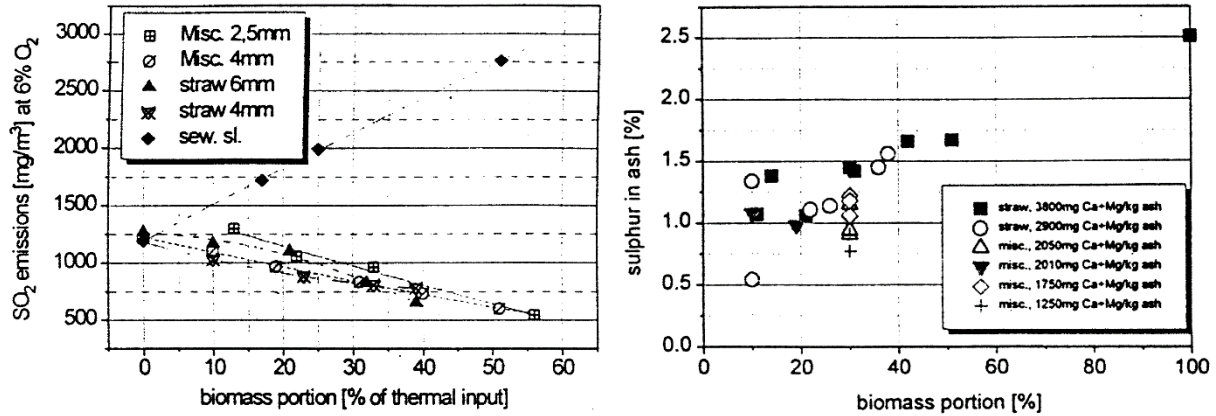


Figura II-18. Efecto de la inclusión de biomasa en la combustión de carbón en términos de emisión de SO<sub>2</sub> (sew. sl. – sewage sludge ; Misc - Miscanthus) [66].

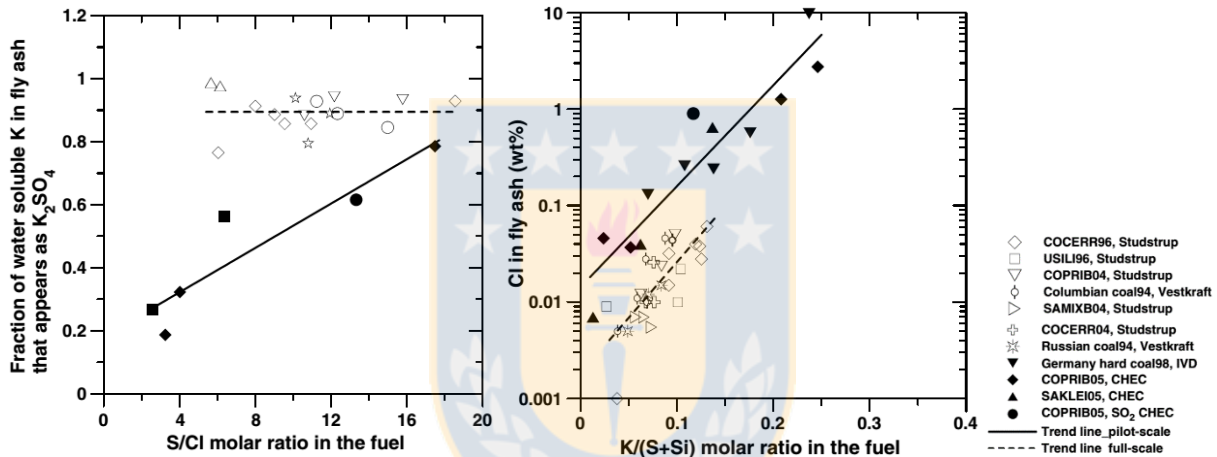


Figura II-19. Correlación entre razones molares y la presencia de Potasio y de Cloro en combustibles biomásico de Zheng *et al.* [76].

#### 2.1.5.4 Emisión y normativas.

Actualmente, la regulación europea se presenta como la más exigente en cuanto a la emisión de gases contaminantes para plantas térmicas. En el año 2001, la Unión Europea (UE) estableció por decreto que todas las plantas existentes y futuras que combusieron combustibles sólidos (carbón) mayores a 300 [MW]- térmico deberán cumplir con el valor límite de emisión para SO<sub>2</sub> de 200 [mg/Nm<sup>3</sup>], NO<sub>x</sub> de 500 [mg/Nm<sup>3</sup>] (para plantas mayores a 500 [MW]) y el cual disminuirá a 200 [mg NO<sub>x</sub>/Nm<sup>3</sup>] en 2016. En el caso de que el combustible sólido sea biomasa, el límite para el SO<sub>2</sub> es de 200 [mg/Nm<sup>3</sup>] (independiente del nivel de potencia), con el objetivo de fomentar el uso de co-combustión en plantas a carbón existentes.

A nivel nacional, se están realizando esfuerzos para la reducción de emisiones, en gran

medida por los planes de descontaminación de diferentes ciudades. En el año 2009, se presenta el anteproyecto que norma la emisión para termoeléctricas, donde su artículo 4° define los límites máximos de emisión, los cuales se resumen en la siguiente tabla.

**Tabla II-5.** Límites de emisión para termoeléctricas existentes / nuevas [mg/Nm<sup>3</sup>]. (Fuente: Elaboración propia).

Combustible	Material Particulado (MP)	Dióxido de Azufre (SO <sub>2</sub> )	Óxido de Nitrógeno (NO <sub>x</sub> )
Sólido	50 / 30	400 / 200	500 / 200
Líquido	30 / 30	30 / 10	200 / 120
Gas Natural	n.a.	n.a.	50 / 50

\*Considerando condiciones Normales a 25°C y 1 atmósfera. (n.a - no aplica) al 6% O<sub>2</sub> en base seca para combustibles sólidos y 3% para gaseosos.

## 2.2 FORMACIÓN Y MODELACIÓN DE DEPÓSITOS DE CENIZA.

### 2.2.1 Mecanismos de Formación

El uso de biomasa en equipos de combustión, podría jugar un rol preponderante en la formación de depósitos, ya que el contenido de sales alcalinas presente en la ceniza de biomasa, podría favorecer la sinterización de la ceniza volante (fusión de dos partículas de cenizas sólidas a alta temperatura). Lo cual ha captado el interés de investigadores por determinar la influencia de la biomasa en la formación de depósitos, así como también el desarrollo de modelos orientados a determinar la variación en el contenido de cenizas y el tipo de biomasa que minimiza la velocidad de formación de depósitos de ceniza [77–80]. En términos de la modelación para la formación de depósitos de ceniza sobre superficies de transferencia de calor, los modelos deben incorporar 6 procesos físico-químicos [81]:

- a) Composición inicial del combustible y la variación en el contenido inorgánico para diferentes tamaños de partículas.
- b) Formación de ceniza-intermedia durante el proceso de combustión y la naturaleza de la ceniza formada; ya que la materia inorgánica tiende a tener una distribución diferente dependiendo del tamaño de la partícula.
- c) Influencia en la aerodinámica en la combustión local.
- d) Coalescencia de las partículas de ceniza y el depósito de volátiles condensables en la ceniza volante.
- e) La ceniza volante depositada en superficies intercambiadoras de calor, requiriendo modelar

los procesos físicos y químicos.

- f) La naturaleza del depósito formado (estructura), y la presencia de depósito líquido (“slag”).

Debido a la complejidad de considerar todos estos procesos, se considera una combinación lineal de los mecanismos de formación de depósitos sobre superficies intercambiadoras (ver ecuación 84), sin considerar que una fracción de los depósitos es liberada, producto del impacto de ceniza volante con el depósito formado, variando la capacidad adhesiva de la superficie. Gran parte de estos modelos, obtienen la velocidad de formación de depósitos a partir de modelos de colisión de partículas, en las que se estudia la forma de contacto, la aglomeración de partículas y su capacidad de adherencia a partir de la temperatura de fusión o de la viscosidad crítica.

La velocidad de formación de depósitos ( $dm/dt$ ), se obtiene de la combinación lineal de 5 mecanismos de formación: impacto inercial (I), impacto por turbulencia (E), termo-difusión (T), condensación de vapores (C) y reacción química – Heterogénea (R) [82]; matemáticamente expresado por:

$$\frac{dm}{dt} = I + E + T + C + R \quad (84)$$

El impacto inercial (I) corresponde a la formación de depósitos producto de un conjunto de partículas que impactan sobre una superficie de transferencia de calor, debido a su cantidad de movimiento, siendo éste el principal mecanismo en la formación de depósitos. El impacto por turbulencia (E), está asociado a la formación de depósitos de partículas finas de cenizas, las cuales siguen la trayectoria del flujo de gases de combustión. En el caso de la termodifusión (T), corresponde a la formación de depósitos producto de un gradiente local de temperatura, ya sea del fluido (productos de combustión) o por un gradiente de temperatura en la partícula.

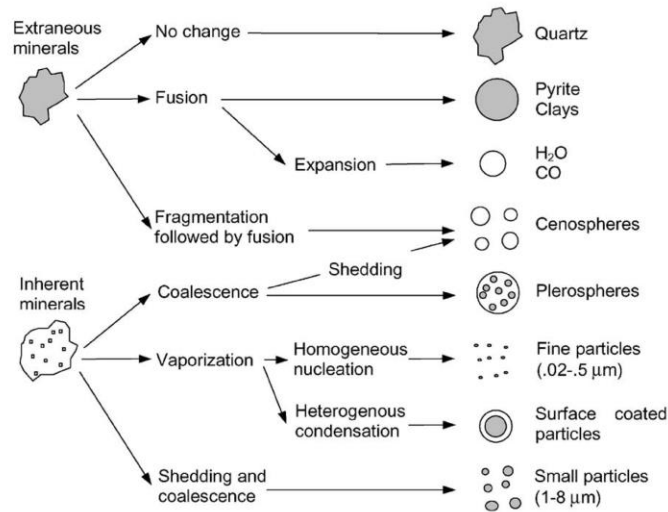
La formación de depósitos por condensación de vapores (C), se produce debido a que los metales o sales alcalinas volatilizadas alcanzan su punto de rocío sobre la superficie intercambiadora, condensando y proporcionando una capacidad adhesiva a la superficie para atrapar partículas. Sin embargo, este mecanismo es gobernado por la fracción másica de los componentes inorgánicos en el combustible (Na, K, Pb, Zn y Be), ya que determinará su concentración en el flujo de gases y su presión parcial.

En cuanto a la formación de depósitos en superficies intercambiadoras, resulta de interés



conocer la formación de ceniza, principalmente por los mecanismos de formación. Para el caso del carbón, Lee *et al.* [83] estudiaron el ensuciamiento de superficies de transferencia de calor en plantas a carbón. Según Lee, existen tres formas diferentes de condensación de una partícula, por lo que cada una posee un rol importante en la formación de depósitos de ceniza:

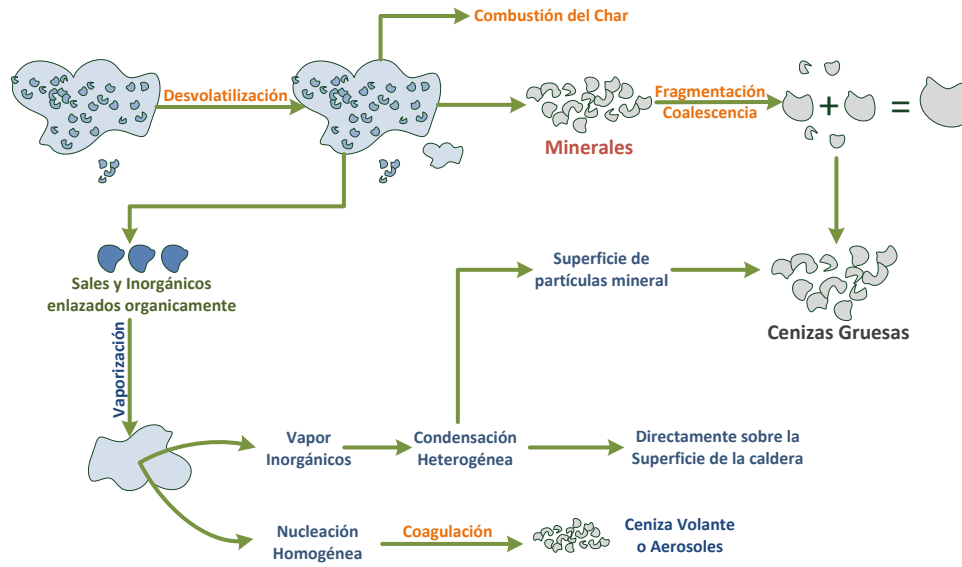
- i. Una parte de los componentes inorgánicos volatilizados puede ser condensada homogéneamente para formar nubes de aerosoles sub-micrónicas ( $\leq 0,5 \mu\text{m}$ ), y subsecuentemente, se deposita por termo-difusión en las superficies de transferencia de calor. Lee *et al.*, también detallan que la cantidad de partículas de aerosol sub-micrónicas se verá incrementada al aumentar la temperatura de combustión.
- ii. Parte de los componentes inorgánicos volatilizados son condensados heterogéneamente produciendo una gran masa de partículas flotantes. Debido a la presencia de una capa de líquido sobre la superficie de la partícula al momento del impacto, una gran parte de la energía cinética es disipada debido al efecto viscoso. El efecto viscoso previene que la partícula rebote, incrementando significativamente la velocidad de formación de depósitos. Por ende, la importancia de la condensación de los elementos volátiles en la formación de depósitos de escoria adherida a las paredes.
- iii. La fracción restante de los componentes inorgánicos volatilizados son condensados y depositados en la superficie. En este caso, la probabilidad de adhesión a la superficie aumenta. Por lo tanto, las partículas secas, como también las partículas con cierta adherencia, pueden ser capturadas por la condensación sobre las superficies de los depósitos.



**Figura II-20.** Esquema de la producción de ceniza durante la combustión [83].

En base al esquema de formación presentado por Lee *et al.* (ver Figura II-20), las partículas de ceniza de mayor tamaño en suspensión se forman por mecanismos de coalescencia, mientras que las partículas más finas y las partículas con superficies revestidas se producen como resultado de la vaporización y la condensación de los elementos inorgánicos volátiles.

En el caso de la biomasa, la condensación de vapores se presenta por dos mecanismos: nucleación homogénea y condensación heterogénea (ver Figura II-21). La nucleación homogénea ocurre cuando un gas nuclea para formar una nueva fase (sólida o líquida), sin la necesidad de una superficie. Es decir, los vapores y los aerosoles, al ser una nube de partículas, pueden formar partículas de mayor tamaño mediante los mecanismos de adhesión y aglomeración de partículas, para finalmente depositarse sobre superficies con baja temperatura, como sobrecalentadores y paredes de tubos evaporadores. En este proceso, la partícula de ceniza generada es variable tanto en su diámetro como en su composición química, y se convierte en una nueva superficie disponible para que aerosoles y vapores condensen. La ocurrencia de nucleación homogénea se obtiene a partir del radio de saturación, que es la razón entre la presión parcial y la presión de vapor del gas a condensar. Si la razón de saturación es mucho mayor a 1, existe una alta ocurrencia de nucleación homogénea. McNallan *et al.* [84], resumen la ocurrencia de la nucleación homogénea en función de las características de la combustión y los sitios disponibles para condensación.



**Figura II-21.** Esquema de la formación de ceniza para la biomasa [85].

La condensación heterogénea ocurre cuando los vapores condensan sobre una superficie, esto es, cuando el vapor a condensar se encuentra en estado sobresaturado (razón de saturación cercana a 1). Para que la condensación heterogénea se desarrolle, se requiere de una superficie intercambiadora, como por ejemplo un banco de tubos o de superficies “semillas” formadas a partir de la nucleación homogénea. En la combustión de biomasa, estas superficies semilla son compuestos de baja volatilidad como óxidos de calcio, magnesio y silicio o minerales no-volatilizados provenientes de la fragmentación del charcoal.

Las reacciones heterogéneas (R), tales como: sulfatación, absorción de alcalinos y oxidación, entre los productos de combustión y el depósito o la superficie del depósito tienden a agregar o eliminar masa al depósito en formación.

En resumen, la incorporación de biomasa al proceso de combustión de carbón, dependiendo del contenido de Si y K en la biomasa, como los nopales, pudiese favorecer la formación de depósitos y la corrosión sobre superficies intercambiadoras, asociado a la formación de partículas de ceniza con alta capacidad de adherencia en el ‘freeboard’, tendiendo a la formación de partículas de mayor tamaño por los mecanismos de sinterización y aglomeración de partículas. Por otra parte, las partículas producto de la sinterización y aglomeración que retornan al lecho desde los ciclones, promoverán la aglomeración de partículas en el lecho del reactor, producto de la alta temperatura (900 [°C] aprox.). En el caso de co-combustión de carbón con biomasa de origen herbáceo y frutal,

Teixeira *et al.* [86] reportan un aumento en los niveles de formación de depósitos, a diferencia de lo que ocurre en el caso de biomasa forestal como combustible secundario. Sin embargo, el efecto del incremento en la formación de depósitos se observará como una disminución en la eficiencia de la caldera, por la disminución en la transferencia de calor en los procesos de evaporación y sobrecalentamiento del vapor [87]. En base a esto, resulta de interés generar modelos de formación, que permitan prever el comportamiento de los equipos a combustión.

### 2.2.2 Modelos de formación de depósitos

La Tabla II-6 resume los modelos de formación de depósitos encontrados en la literatura y los mecanismos de formación utilizados.

**Tabla II-6.** Resumen de los modelos más relevantes de formación de depósitos sobre superficies intercambiadoras. (Fuente: Elaboración propia).

Referencia	TM	MDI.	MT	MC	MR	DP	IDP	CDP
Degereji <i>et al.</i> [88]	Colisión Energía.	Si	No	No	No	Si	Si	No
Erickson <i>et al.</i> [89]	Visc.	Si	Si	No	No	No	No	No
Huang <i>et al.</i> [81]	Visc.	Si	No	No	No	Si	No	No
Kaer <i>et al.</i> [90]	Colisión Fuerza	Si	Si	Si	Si	Si	Si	No
Lokare <i>et al.</i> [91]	Visc.	Si	No	No	No	No	No	No
Lundmark <i>et al.</i> [52]	Colisión Fuerza	Si	Si	No	Si	Si	No	No
Mueller <i>et al.</i> [92]	Colisión Fuerza	Si	Si	No	Si	Si	No	No
Plaza <i>et al.</i> [93]	N/A	No	Si	No	No	No	Si	No
Richards <i>et al.</i> [22]	Visc.	Si	No	No	No	Si	No	Si
Wacławiak <i>et al.</i> [94]	Colisión Fuerzas	Si	Si	Si	No	Si	No	No
Wang <i>et al.</i> [23]	Visc.	Si	No	No	No	No	No	No
Wang <i>et al.</i> [95]	Colisión Fuerza	Si	Si	No	No	Si	No	No

Categorías:

- TM. : Colisión (fuerza o energía) o viscoso.
- MDI. : Modelo de depósito inercial.
- MT : Modelo de termo-difusión.
- MC : Modelo de condensación de volátiles.
- MR : Modelo de reacción heterogénea.
- DP : Distribución de partículas.
- IDP : Uso de índices de propensión.
- CDP : Considera depósito poroso.

Wang *et al.*[23], estudiaron la formación de depósitos de ceniza fluida (en inglés ‘*slagging*’) y las características de quemado para la co-combustión de carbón con madera en un combustor ciclónico. Para la modelación del proceso de desvolatilización, utilizan el modelo de Kobayashi (2-ecuaciones competitivas) y para la biomasa utilizan una simplificación del modelo de distribución de energías de activación (ver Sección 2.1.2.2), en que el primer modelo supone que el proceso de desvolatilización está gobernada por dos reacciones con distinta energía de activación, en que una reacción domina a bajas temperaturas y la otra a altas temperaturas, de esta forma el carbón se “descompone” a través de dos reacciones de primer orden paralelas, donde cada reacción posee una cinética de formación de volátiles distinta. Los modelos de ‘*slagging*’ y formación de depósitos de partículas presentes en el modelo de Wang *et al.*, son simulados numéricamente en forma independiente, como variaciones en los coeficientes de transferencia de calor en los tubos intercambiadores.

Un segundo modelo de formación de depósitos desarrollado por Wang *et al.* [95] se basa en un modelo de colisión de partículas, el cual determina la capacidad de adherencia de las partículas en función de la temperatura de fusión. A partir de los balances de masa sobre las partículas volantes y las partículas adheridas, junto con el cálculo del gradiente de temperatura de las partículas depositadas, se determina el espesor de ceniza depositada. Los resultados obtenidos por Wang *et al.* resultan interesantes, ya que indican que la incorporación de biomasa, en la primera etapa de la combustión, permite incrementar la velocidad de reacción y disminuir la velocidad de formación de depósitos, tendiendo la formación de depósitos a concentrarse en zonas cercanas al frente de llama, debido al aumento local de la temperatura. Si bien el equipo utilizado por Wang no es un lecho fluidizado, el esquema de trabajo es replicable para un reactor del tipo fluidizado. Bajo este esquema se desarrollaron los modelos propuestos por Lundmark *et al.* [52], Mueller *et al.* [96], Waclawiak *et al.* [94] y Kaer *et al.* [90].

En el caso de Lundmark *et al.* [52], estos desarrollaron un modelo CFD de co-combustión de biomasa forestal con turba para una caldera de lecho fluidizado burbujeante de 295 MW<sub>T</sub>. Para describir la hidrodinámica y la transferencia de calor utilizan los modelos: turbulencia k-epsilon, modelo de ordenadas discretas para predecir la radiación, y el modelo de combustión ‘*eddy-dissipation*’ para modelar la interacción química-turbulenta. Para describir la conversión del metano, utilizan un mecanismo de Jones-Lindstedt de 4 pasos. La formación de depósitos de ceniza

sobre superficies intercambiadoras, fue modelada utilizando el criterio de adherencia de Mueller *et al.* [96], concluyendo que el modelo de Mueller *et al.*, es sensible respecto a la posición en que son liberadas las partículas de cenizas.

Mueller *et al.* [96] desarrollaron un modelo fluido-dinámico con formación de depósitos para un reactor de lecho fluidizado burbujeante de 105 [MW], de forma de establecer un criterio de adherencia de partículas a una superficie intercambiadora. A partir de sus resultados, estos autores demostraron que si un 15% de una partícula (máscico) se encuentra en fase líquida, la partícula se adhiere a una superficie, es decir, posee una alta capacidad de adherencia (Criterio de Mueller). El modelo de Mueller *et al.*, requiere de un modelo de equilibrio de fases para determinar la fase en que se encuentran las partículas.

Waclawiak *et al.* [94], desarrollaron un modelo fluido-dinámico de formación de depósitos sobre un banco de tubos. La modelación no considera una zona de combustión, con lo cual establece una condición de frontera donde se inyectan partículas a una temperatura, distribución y velocidad definidas. La particularidad del modelo desarrollado, es que permite determinar el crecimiento y la forma de los depósitos en los tubos. Sin embargo, el modelo sólo considera los mecanismos inercial y turbulento, despreciando la termo-difusión al interior del banco de tubos que tiene real relevancia en el proceso de depósito de cenizas [96].

Una estrategia de modelación distinta fue utilizada por Plaza *et al.* [93]. Estos autores modelaron la co-combustión de carbón pulverizado con biomasa, utilizando la relación de Pronobis [87] para modelar la formación de depósitos de ceniza y su influencia en la variación del calor absorbido por los tubos intercambiadores, al combustionar mezclas de carbón con biomasa. Para determinar la velocidad de formación de depósitos de ceniza, Plaza *et al.* [93] acoplan su modelo de combustión al software FactSage®. Mediante el modelo de combustión, obtienen el gradiente de temperatura, el cual es ingresado al FactSage para determinar los compuestos formados por la reacción entre los elementos constitutivos de la ceniza, permitiendo discriminar la presencia de silicatos y sales en diferentes zonas de la caldera. Como resultado, el modelo presenta una buena aproximación de los gradientes de temperatura y los niveles de formación de depósitos.

La relación propuesta por Pronobis [87], fue determinada experimentalmente a partir de la formación de depósitos y de la variación en el coeficiente conductivo de los tubos intercambiadores. De esta forma, Pronobis propone una correlación que depende del arreglo de

tubos intercambiadores, la velocidad y temperatura de los productos de combustión, fracción de ceniza volante y la calidad de la ceniza en función de la relación ácido-base ( $R_{AB}$ ), dada por la ecuación:

$$\frac{\Psi_{z\Sigma}}{\Psi_{zC}} = \left[ \frac{(R_{AB})_C}{(R_{AB})_\Sigma} \right]^{-0.354} \quad (85)$$

En donde,  $\Psi_z$  corresponde a la razón entre el coeficiente de transferencia real y el coeficiente de transferencia en condiciones limpias (C - Carbón y  $\Sigma$  – Mezcla Carbón-biomasa). De esta forma, es posible determinar el impacto de la ceniza volante de una mezcla sobre superficies intercambiadoras.

El uso de índices de propensión a la formación de depósitos de cenizas, es una metodología ampliamente utilizada, principalmente por la simplicidad de sus relaciones. Autores como Degereji *et al.* [88] han trabajado en el desarrollo de índices que permitan determinar la propensión a la formación de depósitos. Estos proponen relacionar el contenido de ceniza en el combustible con la viscosidad de la ceniza volante. Al comparar el índice propuesto por Pronobis con índices de propensión clásicos (relación ácido-base, índice de fusibilidad y de viscosidad), con los resultados de un modelo de formación de depósitos y con data experimental, el índice sigue el comportamiento de formación de depósitos y presenta una mejor tendencia que los índices clásicos.

**Tabla II-7.** Resumen de índices de Propensión a la formación de depósitos de ceniza [1].

Índice	Factor	Tendencia / Valores			
		Baja	Media	Alta	Severa
<b>Descriptor de Cenizas</b>					
• Relación ácido/base	$Rba = \frac{Rb}{a} = \frac{\%(Fe_2O_3 + CaO + MgO + Na_2O + K_2O)}{\%(SiO_2 + Al_2O_3 + TiO_2)}$				
<b>Viscosidad de la Ceniza</b>					
• T250 de la ceniza °C	Temperatura a la que la viscosidad es de 250 poise	>1302	1399-1149	1246-1121	<1204
• Índice de Sílice	$\frac{\%SiO_2}{\%(SiO_2 + Fe_2O_3 + CaO + MgO)}$	La viscosidad es proporcional al radio de silicio			
<b>Tendencia a la Escorificación</b>					
• Relación base/ácido (para ceniza lignítica: $Fe_2O_3 < CaO+MgO$ )	Rba	<0,5	0,5-1,0	<...	1,0-1,75...>
• Factor de escoramiento para ceniza bituminosa $Fe_2O_3 < CaO+MgO$ )	Rba * S	<0,6	0,6-2,0	2,0-2,6	>2,6
• Relación Hierro-Calcio	$\frac{\%Fe_2O_3}{\%CaO}$	<0,31		0,31-3,0	
• Relación Silice-alúmina	$\frac{\%SiO_2}{\%Al_2O_3}$	o > 3			
• Factor de Escorificación (°C)	$\frac{T_{Max,def} + 4 T_{Min,def}}{5}$	>1343	1232-1343	1149-1232	<1149
• Índice de fusión-escorificación	$\frac{T_{250}(oxidante) + T_{10000}(reductora)}{975 F_s}$		0,5-0,99	1,0-1,99	>2,0
	Fs toma valores entre 1 y 11 para un intervalo de temperatura entre 1037-1593 °C				
<b>Tolerancia al ensuciamiento</b>					
• Contenido de Sodio	% Na <sub>2</sub> O	Ceniza : Lignito < 2,0	2,0 – 6,0	6,0 – 8,0	> 8,0
		Ceniza : Bituminosa < 0,5	0,5 – 1,0	1,0 – 2,	>2,5
• Factor de Ensuciamiento	$Rba \cdot \%N_2O(en\ ceniza)$ , para ceniza bituminosa	< 0,2	0,2 – 0,5	0,5-1,0	> 0,1
	$Rba \cdot \%N_2O$	<0,5	0,1-0,24	0,25-0,7	> 0,7
• Contenido Total de Alcalis	%Na <sub>2</sub> O+%K <sub>2</sub> O , para ceniza bituminosas	< 0,3	0,3-0,4	0,4 – 0,5	> 0,5
• %Cl en carbón seco		< 0,3			> 0,5
• Resistencia de la ceniza volante sinterizada / 10 <sup>3</sup>		< 1	1-5	5-16	>16



Los índices de propensión es una metodología comúnmente utilizada debido a la simplicidad de uso (Ver Tabla II-7). Estos índices consideran los elementos presentes en la ceniza del combustible que son promotores de la formación de depósitos. La propensión es determinada a partir de una relación de concentración (ej. relación ácido-base) o la tendencia a la fusión (ej. índice de fusibilidad). Teixeira *et al.* [86], indican que estos índices para carbón se presentan como una metodología sencilla, expedita aunque no está comprobada su validez para la combustión de biomasa. No obstante, la aplicación de esta metodología a la biomasa presenta ciertas limitaciones que deben ser evaluadas. Es por ello que Teixeira *et al.* evaluaron la aplicabilidad del índice de fusibilidad (AFI- Ver anexo I) en la combustión y la co-combustión de tres tipos de biomásas (pellets de paja, oliva y pellets de madera) con carbón. Al comparar los valores obtenidos del índice AFI con el comportamiento de la ceniza durante la combustión en un reactor de lecho fluidizado a escala piloto, concluyen que el uso del índice AFI permite predecir los problemas de formación de depósitos para carbones, biomásas y mezclas.

Sin embargo, la aplicabilidad de la relación ácido-base ha sido cuestionada en la comunidad científica, debido a que en parte, sólo es válida para combustibles bajos en fósforo. Ello pues el contenido de  $P_2O_5$  tiende a favorecer la formación de depósitos de ceniza [79,97]. No obstante, Pronobis *et al.* [87] y Jenkins *et al.* [98] justifican el uso de este índice para co-combustión, si se considera el contenido de  $P_2O_5$  dentro de los compuestos básicos.

Una propuesta diferente para modelar la formación de depósitos de ceniza, es utilizada por Shao *et al.* [77]. Estos estudiaron la velocidad de formación de depósitos de ceniza en un reactor de lecho fluidizado a escala piloto para la co-combustión de lignito con turba. A partir de sus resultados experimentales, Shao *et al.* proponen que existe una proporcionalidad lineal entre la velocidad de formación de depósitos ( $D_A$ ) con el aporte de ceniza del lignito ( $A_1$ ) y la turba ( $A_2$ ), así como también con el porcentaje de reemplazo ( $X$ ).

$$D_A = k_1(1 - X)A_1 + k_2A_2X \quad (86)$$

$$k_1 = k_1^0(1 + \alpha_1[CL][ME]) \quad (87)$$

$$k_2 = k_2^0(1 + \alpha_2[CL][ME]) \quad (88)$$

Con:

$$[CL] = [CL]_1 + ([CL]_2 - [CL]_1)X \quad (89)$$

$$[Me] = [Me]_1 + ([Me]_2 - [Me]_1)X \quad (90)$$

No obstante, las constantes de proporcionalidad ( $k_1$  y  $k_2$ ) son función de la concentración de cloro (CL) y la concentración total de metales (ME), las que a su vez son proporcionales a la fracción de biomasa. El modelo desarrollado por Shao *et al.*, permite obtener una buena aproximación para obtener la velocidad de formación de depósitos sobre una superficie. Sin embargo, se pone en duda la extensión de este modelo, debido a que no considera parámetros operacionales que favorecen la formación de depósitos, como por ejemplo, el aumento en el flujo de aire primario.

a) *Modelo de Impacto Inercial*

Para modelar el impacto inercial, se supone que la velocidad de formación de depósitos es función del flujo másico total de cenizas volantes, la fracción de partículas que impactan la superficie de transferencia y la fracción que es adherida a la superficie posterior al impacto. Considerando una partícula de ceniza flotante con una densidad  $\rho$  y de tamaño  $d_p$ , la velocidad de formación por impacto inercial estará dada por [81]:

$$I_i(\rho_i, d_{p,i}) = q_i \cdot \eta_{t,i} \cdot \eta_{c,i} \cdot N_{tubos} \cdot \frac{d_{tubos}}{L_{tubos}} \quad (91)$$

Donde  $q_i$  es el flujo de partículas de un tamaño “i” que se acercan al banco de tubos intercambiadores,  $\eta_{t,i}$  corresponde a la eficiencia del impacto y  $\eta_{c,i}$  corresponde la probabilidad de adherencia de las partículas a la superficie. Para el desarrollo del modelo de esta tesis, se supondrá que sólo las partículas mayores a  $10 \mu\text{m}$  se adherirán a la superficie del intercambiador por este mecanismo [81], y que las fuerzas predominantes son del tipo inercial y de arrastre. Si un grupo de partículas colisiona con un obstáculo o no, dependerá de la razón entre la fuerza de inercia y la de arrastre. A mayor fuerza inercial, mayor será la probabilidad de colisión con una obstrucción. De esta forma, partículas de bajo tamaño tienden a seguir las líneas de corriente de los productos de combustión, con lo cual no necesariamente estas impacten y cause que la ceniza se deposite. Para considerar este efecto y que la partícula no necesariamente posea una forma esférica, es que se determina el número de Stokes modificado ( $Stk_{\text{eff}}$ , ver Ec.(92), de forma de conocer si las partículas seguirán las líneas de corriente del fluido ( $Stk_{\text{eff}} \ll 1$ ) o impactarán con el obstáculo ( $Stk_{\text{eff}} \gg 1$ ).

$$Stk_{\text{eff}} = \frac{\rho_p d_p^2 U_p}{9 \cdot \mu_g \cdot D} \cdot \Psi \quad (92)$$

Donde  $\rho_p$ ,  $d_p$ ,  $U_p$ , corresponden a la densidad, diámetro y velocidad de la partícula, respectivamente,  $\mu_g$  corresponde a la viscosidad de los productos de combustión y  $D$  diámetro equivalente de la superficie proyectada por el banco de tubos. Israel *et al.* [99], estudiaron la captura de partículas en un colector cilindro para diferentes números de Stokes efectivo, quienes determinaron el factor de corrección para las fuerzas de arrastre ( $\Psi$ ) en función del coeficiente de arrastre ( $C_d$ ) y el número de Reynolds de la partícula ( $Re_p$ ), dada por la ecuación:

$$\Psi(Re) = \frac{24}{Re_p} \int_0^{Re_p, \max} \frac{dRe_p}{C_d(Re) \cdot Re_p} \quad (93)$$

En donde, la eficiencia al impacto, según Israel *et al.* está dada por:

$$\eta_{t,i} = \left[ 1 + 1.25 \cdot (Stk_{eff} - 0.125)^{-1} + 0.014 \cdot (Stk_{eff} - 0.125)^{-2} + 5.08 \times 10^{-5} \cdot (Stk_{eff} - 0.125)^{-3} \right]^{-1} \quad (94)$$

A partir del número de Stokes efectivo se conocerá si las partículas impactarán los tubos. En estas partículas se puede observar una fase líquida sobre su superficie producto de la alta temperatura del medio fluido. Para determinar la capacidad de adherencia de las partículas que impacten los tubos, se utiliza el criterio de adherencia de Walsh *et al.* [100], quienes determinan la probabilidad de adherencia en función de la razón entre la viscosidad de la ceniza volante y una viscosidad de referencia o conocida comúnmente por viscosidad crítica de la partícula.

$$\eta_{c,i} = \begin{cases} 1, & \frac{\mu_p}{\mu_{crit}} \leq 1 \\ \frac{\mu_p}{\mu_{crit}}, & \frac{\mu_p}{\mu_{crit}} > 1 \end{cases} \quad (95)$$

La viscosidad crítica de la partícula corresponde a la viscosidad que adquiere la partícula y posee una capacidad adhesiva. Sin embargo, la literatura no es clara en cuanto a considerar que es necesario usar un valor de viscosidad crítica, ya que éstos varían entre  $10^4$  y  $8 \times 10^5$  (Pa s). En la Tabla II-8 se resumen los valores de viscosidad crítica comúnmente utilizados.

Para determinar la viscosidad de las partículas en función de la temperatura, Frenkel [101] propone:

$$\mu = 2.1 \times 10^{-13} \cdot T \cdot \exp\left(\frac{47800}{T}\right) \quad (96)$$

**Tabla II-8.** Valores de referencia de la viscosidad crítica (Fuente: Elaboración propia).

Referencia	$\mu_{Crítica}$ (Pa s)
Huang <i>et al.</i> [81]	$10^4$
Erickson <i>et al.</i> [89]	$10^5$
Israel <i>et al.</i> [99]	$8 \times 10^5$
Richards <i>et al.</i> [22]	$10^4$
Srinivasan <i>et al.</i> [102]	$10^4 - 10^8$
Walsh <i>et al.</i> [100]	8

Sin embargo, la ecuación de viscosidad de Frenkel no relaciona la viscosidad con la concentración de elementos constituyentes de la ceniza ( $SiO_2$ ,  $Al_2O_3$ ,  $Fe_2O_3$ ,  $CaO$ , entre otros). Por lo que la ecuación de Watt-Faraday se presenta como una mejor alternativa para la obtención de la viscosidad y cuya validez fue demostrada por Yuan *et al.* [103], para tres diferentes carbones.

$$\mu_p = 10^{\alpha-1} \quad (97)$$

$$\alpha = 10^7 \cdot \frac{\beta}{(T + 473)^2} + c \quad (98)$$

$$\beta = 8.35 \times 10^{-3} [SiO_2] + 6.01 \times 10^{-3} [Al_2O_3] - 0.109 \quad (99)$$

$$c = 0.0415 [SiO_2] + 0.0192 [Al_2O_3] + 0.0276 [Fe_2O_3] + 0.016 [CaO] - 3.92 \quad (100)$$

A partir del modelo de combustión se obtiene el gradiente de temperatura y presión a lo largo de todo el reactor.

#### b) *Modelo de Termodifusión*

El efecto de la termodifusión sobre las partículas, se incorpora en las ecuaciones de balance de fuerzas sobre la partícula que afectan directamente a la trayectoria de las partículas inferiores a 10 ( $\mu m$ ), aumentando la probabilidad de que éstas colisionen con el banco de tubos.

A partir de este modelo, se verá la posibilidad de modelar el crecimiento del depósito, mediante una malla dinámica. Esta opción permitirá, cambiar los vértices de la malla en forma independiente, simulando la formación del depósito. Esta irá variando con el paso del tiempo. La complejidad de esta propuesta, es que las caras no pueden traslaparse con la caras vecinas, de lo contrario se obtendrán volúmenes negativos lo que afectará directamente a la convergencia

numérica [41]. Es por ello, que esta última parte será desarrollada cuando los modelos de co-combustión y formación de depósitos se encuentren correctamente validados.

Frente a esta inquietud y para aportar al conocimiento fundamental, así como también de satisfacer la necesidad del sector generador nacional por el uso de la co-combustión en sus procesos de generación, surge el objetivo principal de esta tesis, que es desarrollar un modelo de co-combustión de carbón con biomasa que incorpore un modelo de formación de depósitos de cenizas, para determinar las condiciones de operación óptimas de un reactor, que minimicen los niveles de emisión de contaminantes, de formación de depósitos, y a su vez, permita operar al mayor nivel de eficiencia posible.



## 2.3 BIBLIOGRAFIA

- [1] X. García, O. Farías, R. Pérez, Seminario de Investigación - Aspectos Tecnológicos y Científicos de la co- combustión directa de biomasa con carbón, University of Concepción, 2011.
- [2] S. Oka, E. Anthony, Fluidized Bed Combustion, CRC Press, 2003.
- [3] A. Jensen, J. Johnsson, J. Andries, K. Laughlin, G. Read, M. Mayer, et al., Formation and reduction of NO<sub>x</sub> in pressurized fluidized bed combustion of coal, *Fuel*. 74 (1995).
- [4] J. Lahaye, G. Prado, The role of volatiles in coal combustion, in: *Fundam. Phys. Pulverized Coal Combust.*, Kluwer Academic Pub, 1987: pp. 178–219.
- [5] Y.G. Pan, E. Velo, L. Puigjaner, Pyrolysis coals of blends of biomass with poor coals, *Fuel*. 75 (1996) 412–418.
- [6] E. Biagini, F. Barontini, L. Tognotti, Devolatilization of biomass fuels and biomass components studied by TG/FTIR technique, *Ind. Eng. Chem. Res.* 45 (2006) 4486–4493.
- [7] K. Walter, X. García, Caracterización y perfiles de combustión de carbones y biomasa, Inf. Proy. FONDEF D09I1173. (2011).
- [8] H. Haykiri-Acma, S. Yaman, Interaction between biomass and different rank coals during co-pyrolysis, *Renew. Energy*. 35 (2010) 288–292.
- [9] Z. Wu, S. Wang, J. Zhao, L. Chen, H. Meng, Product Distribution during Co-pyrolysis of Bituminous Coal and Lignocellulosic Biomass Major Components in a Drop-Tube Furnace, *Energy & Fuels*. 29 (2015) 4168–4180.
- [10] M. Wang, J. Tian, D.G. Roberts, L. Chang, K. Xie, Interactions between corncob and lignite during temperature-programmed co-pyrolysis, *Fuel*. 142 (2015) 102–108.
- [11] C. Xu, S. Hu, J. Xiang, L. Zhang, L. Sun, C. Shuai, et al., Interaction and kinetic analysis for coal and biomass co-gasification by TG-FTIR, *Bioresour. Technol.* 154 (2014) 313–321.
- [12] A. Germany, Thesis : “El rol de la materia volátil en el comportamiento de mezclas Carbón/Biomasa sometidas a co-combustión”., Chemical Engineering Department - University of Concepción. Chile, 2014.
- [13] J. Pallarés, Predicción de inquemados en ceniza en Calderas de Carbón Pulverizado. Análisis y Evaluación de Estrategias de Operación, Universidad de Zaragoza, 2007.
- [14] D.B. Anthony, J.B. Howard, Rapid devolatilization of pulverized coal, *Symp. Combust.* 15 (1975) 1303–1317.
- [15] L.D. Smoot, D.T. Pratt, Pulverized-coal combustion and gasification: Theory and applications for continuous flow processes, Springle US, 1979.
- [16] L. de Diego, F. Garcia-Labiano, Modeling of the devolatilization of nonspherical wet pine wood particles in fluidized beds, *Ind. Eng. Chem. Res.* 41 (2002) 3642–3650.
- [17] M. Mandø, L. Rosendahl, C. Yin, H. Sørensen, Pulverized straw combustion in a low-NO<sub>x</sub> multifuel burner: Modeling the transition from coal to straw, *Fuel*. 89 (2010) 3051–3062.

- [18] E. Karampinis, N. Nikolopoulos, A. Nikolopoulos, P. Grammelis, E. Kakaras, Numerical investigation Greek lignite/cardoon co-firing in a tangentially fired furnace, *Appl. Energy*. 97 (2012) 514–524.
- [19] L. Ma, J. Jones, M. Pourkashanian, A. Williams, Modelling the combustion of pulverized biomass in an industrial combustion test furnace, *Fuel*. 86 (2007) 1959–1965.
- [20] R. Essenhigh, M. Misra, D. Shaw, Ignition of coal particles: a review, *Combust. Flame*. 77 (1989) 3–30.
- [21] C. Ghenai, I. Janajreh, CFD analysis of the effects of co-firing biomass with coal, *Energy Convers. Manag.* 51 (2010) 1694–1701.
- [22] G. Richards, P. Slater, J. Harb, Simulation of Ash Deposit Growth in a Pulverized coal-fired Pilot Scale Reactor, *Energy & Fuels*. (1993) 774–781.
- [23] X. Wang, D. Zhao, L. Jiang, W. Yang, The Deposition and Burning Characteristics During Slagging Co-Firing Coal and Wood: Modeling and Numerical Simulation, *Combust. Sci. Technol.* 181 (2009) 710–728.
- [24] R. Backreedy, L. Fletcher, J. Jones, L. Ma, M. Pourkashanian, A. Williams, Co-firing pulverised coal and biomass: a modeling approach, *Proc. Combust. Inst.* 30 (2005) 2955–2964.
- [25] A. Williams, P. Bysh, J. Norman, Modelling of coal combustion in low-NO<sub>x</sub> p.f. flames, *Fuel*. 73 (1994) 1006–1019.
- [26] N. Schaffel, M. Mancini, A. Szle<sup>o</sup>k, R. Weber, Mathematical modeling of MILD combustion of pulverized coal, *Combust. Flame*. 156 (2009) 1771–1784.
- [27] Q. Fang, A.A.B. Musa, Y. Wei, Z. Luo, H. Zhou, Numerical simulation of multifuel combustion in a 200 MW tangentially fired utility boiler, *Energy and Fuels*. 26 (2012) 313–323.
- [28] Y. Wang, L. Yan, CFD studies on biomass thermochemical conversion., *Int. J. Mol. Sci.* 9 (2008) 1108–30.
- [29] S. Badzioch, P. Hawksley, Kinetics of thermal decomposition of pulverized coal particles, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 9 (1970) 521–530.
- [30] J. Warnatz, U. Maas, R.W. Dibble, *Combustion: physical and chemical fundamentals, modeling and simulation, experiments, pollutant formation*, 3rd Editio, Springer Verlag, 2006.
- [31] D. Anthony, J. Howard, H. Hottel, H. Meissner, Rapid devolatilization and hydrogasification of bituminous coal, *Fuel*. 55 (1976) 121–128.
- [32] J. Adanez, P. Gayan, L. De Diego, F. Garcia-Labiano, Combustion of Wood Chips in a CFBC . Modeling and Validation, *Ind. Eng. Chem.* 42 (2003) 987–999.
- [33] P. Gayan, J. Adanez, L. de Diego, F. García-Labiano, A. Cabanillas, A. Bahillo, et al., Circulating fluidised bed co-combustion of coal and biomass, *Fuel*. 83 (2004) 277–286.
- [34] P.R. Solomon, M.A. Serio, G. Hamblen, Network models decomposition of coal thermal, *Network*. 69 (1990) 754–763.

- [35] P.R. Solomon, D.G. Hamblen, R.M. Carangelo, M. a. Serio, G. V. Deshpande, General model of coal devolatilization, *Energy & Fuels*. 2 (1988) 405–422.
- [36] D.M. Grant, R.J. Pugmire, T.H. Fletcher, A.R. Kerstein, Chemical model of coal devolatilization using percolation lattice statistics, *Energy & Fuels*. 3 (1989) 175–186.
- [37] I. Glassman, *Combustion*, Second Ed., Academic Press, Inc., 1987.
- [38] C. Westbrook, W. Pitz, A Comprehensive Chemical Kinetic Reaction Mechanism for Oxidation and Pyrolysis of Propane and Propene, *Combust. Sci. Technol.* 37 (1984) 117–152.
- [39] E. Suuberg, Rapid Pyrolysis and hydropyrolysis of coal. Sc. D. Thesis., Massachusetts Institute of Technology, 1978.
- [40] S.M. Choi, Observation of volatile cloud formation during the early stages of pulverized coal combustion, *J. Mech. Sci. Technol.* 4 (1990) 71–77.
- [41] ANSYS, *Ansys Fluent - Theory Guide*, 2014.
- [42] M.M. Baum, P.J. Street, Predicting the Combustion Behaviour of Coal Particles, *Combust. Sci. Technol.* 3 (1971) 231–243.
- [43] J. Bailey, A. Tate, C. Diessel, T. Wall, A char morphology system with applications to coal combustion, *Fuel*. 69 (1990) 225–239.
- [44] D. Gray, J. Cogoli, R. Essenhigh, Problems in Pulverized Coal and Char Combustion, in: L.G. Massey (Ed.), *Coal Gasification.*, AMERICAN CHEMICAL SOCIETY, 1974: pp. 72–91.
- [45] D. Pallares, F. Johnsson, Modeling of fuel mixing in fluidized bed combustors, *Chem. Eng. Sci.* 63 (2008) 5663–5671.
- [46] R.H. Hurt, J.M. Calo, Semi-global intrinsic kinetics for char combustion modeling, *Combust. Flame*. 125 (2001) 1138–1149.
- [47] M. V. Gil, D. Casal, C. Pevida, J.J. Pis, F. Rubiera, Thermal behaviour and kinetics of coal/biomass blends during co-combustion, *Bioresour. Technol.* 101 (2010) 5601–5608.
- [48] J.W. Cumming, J. McLaughlin, The thermogravimetric behaviour of coal, *Thermochim. Acta*. 57 (1982) 253–272.
- [49] M.B. Tilghman, R.E. Mitchell, Coal and biomass char reactivities in gasification and combustion environments, *Combust. Flame*. 162 (2015) 3220–3235.
- [50] J. Pallarés, A. Gil, C. Cortés, C. Herce, Numerical study of co-firing coal and *Cynara cardunculus* in a 350 MWe utility boiler, *Fuel Process. Technol.* 90 (2009) 1207–1213.
- [51] Z. Yunhau, L. Huilin, H. Yurong, J. Ding, Y. Lijie, Numerical prediction of combustion of carbon particle clusters in a circulating fluidized bed riser, *Chem. Eng. J.* 118 (2006) 1–10.
- [52] D. Lundmark, C. Mueller, B.-J. Skrifvars, M. Hupa, Computational Fluid Dynamic Modeling of Combustion and Ash Deposition in a Biomass-Cofired Bubbling Fluidized Bed Boiler, *Clean Air Int. J. Energy a Clean Environ.* 8 (2007) 155–169.



- [53] J.M. Ranish, P.L. Walker, High pressure studies of the carbon-oxygen reaction, *Carbon N. Y.* 31 (1993) 135–141.
- [54] M. Wornat, R. Hurt, N. Yang, T. Headley, Structural and Compositional Transformations of Biomass Chars during Combustion, *Combust. Flame.* 100 (1995) 131–143.
- [55] I. Smith, The Combustion rates of coal chars: A Review, *Combustion.* (1982) 1045–1065.
- [56] M.A. Field, Rate of combustion of size-graded fractions of char from a low-rank coal between 1 200K and 2000K, *Combust. Flame.* 13 (1969) 237–252.
- [57] R.H. Hurt, R.E. Mitchell, Unified high-temperature char combustion kinetics for a suite of coals of various rank, *Symp. Combust.* 24 (1992) 1243–1250.
- [58] N. Laurendeal, Heterogeneous Kinetics of Coal Char Gasification and Combustion, *Prog. Energy Combust. Sci.* 4 (1978) 221–270.
- [59] H. Fatehi, X.-S. Bai, Effect of Pore Size on the Gasification of Biomass Char, *Energy Procedia.* 75 (2015) 779–785.
- [60] A. Wheeler, Reaction Rates and Selectivity in Catalyst Pores, *Adv. Catal.* 3 (1951) 249–327.
- [61] I.W. Smith, The intrinsic reactivity of carbons to oxygen, *Fuel.* 57 (1978) 409–414.
- [62] O. Levenspiel, *Ingeniería de las Reacciones Químicas*, 3era Edici, LIMUSA WILEY, 2004.
- [63] C. Yin, L. Rosendahl, S. Kaer, T. Condra, Use of numerical modeling in design for co-firing biomass in wall-fired burners, *Chem. Eng. Sci.* 59 (2004) 3281–3292.
- [64] A. Khan, W. Dejong, P. Jansens, H. Spliethoff, Biomass combustion in fluidized bed boilers: Potential problems and remedies, *Fuel Process. Technol.* 90 (2009) 21–50.
- [65] J. Brouwer, W. Owens, Cofiring waste biofuels and coal for emissions reduction, *Proceeding 2nd Biomass Conf. Am.* (1995) 390–399.
- [66] H. Spliethoff, K. Hein, Effect of co-combustion of biomass on emissions in pulverized fuel furnaces, *Fuel.* (1998) 189–205.
- [67] R. Backreedy, J. Jones, L. Ma, M. Pourkashanian, A. Williams, A. Arenillas, et al., Prediction of unburned carbon and NO in a tangentially fired power station using single coals and blends, *Fuel.* 84 (2005) 2196–2203.
- [68] S. Van Loo, J. Koppejan, *The Handbook of Biomass Combustion and Co-Firing*, First Edit, Earthscan/James & James, 2008.
- [69] E. Chui, H. Gao, Estimation of NO<sub>x</sub> emissions from coal-fired utility boilers, *Fuel.* 89 (2010) 2977–2984.
- [70] K. Li, Modelling and prediction of NO<sub>x</sub> emission in a coal-fired power generation plant, *Control Eng. Pract.* 12 (2004) 707–723.
- [71] D. Baulch, J. Cobos, R. Cox, C. Esser, P. Frank, T. Just, et al., Evaluated kinetic data for combustion modelling, *J. Phys. Chem.* 23 (1992) 847–1033.

- [72] B. Peters, J. Smuła-Ostaszewska, Approach To Predict Emission of Sulfur Dioxide during Switchgrass Combustion Employing the Discrete Particle Method (DPM), *Energy & Fuels*. 24 (2010) 945–953.
- [73] B. Miller, D. Tillman, *Combustion engineering issues for solid fuel systems*, Elsevier, 2008.
- [74] Neundorfer, *Electrostatic Precipitator Knowledge Base*, 2015. (n.d.). [http://www.neundorfer.com/knowledge\\_base/electrostatic\\_precipitators.aspx](http://www.neundorfer.com/knowledge_base/electrostatic_precipitators.aspx) (accessed December 8, 2015).
- [75] K. Hein, EU clean coal technology—co-combustion of coal and biomass, *Fuel Process. Technol.* 54 (1998) 159–169.
- [76] Y. Zheng, P. Jensen, A. Jensen, B. Sander, H. Junker, Ash transformation during co-firing coal and straw, *Fuel*. 86 (2007) 1008–1020.
- [77] Y. Shao, J. Wang, C. Charles, J. Zhu, F. Preto, G. Tourigny, et al., An experimental and modeling study of ash deposition behaviour for co-firing peat with lignite, *Appl. Energy*. 88 (2011) 2635–2640.
- [78] A. Demirbas, Biomass Co-firing for Coal-Fired Boilers, *Energy, Explor. Exploit.* 21 (2003) 269–278.
- [79] H. Michelsen, F. Frandsen, Deposition and high temperature corrosion in a 10 MW straw fired boiler, *Fuel Process. Technol.* 54 (1998) 95–108.
- [80] Y. Shao, C. (Charles) Xu, J. Zhu, F. Preto, J. Wang, H. Li, et al., Ash Deposition in Co-firing Three-Fuel Blends Consisting of Woody Biomass, Peat, and Lignite in a Pilot-Scale Fluidized-Bed Reactor, *Energy & Fuels*. 25 (2011) 2841–2849.
- [81] L. Huang, J. Norman, M. Pourkashanian, A. Williams, Prediction of ash deposition on superheater tubes from pulverized coal combustion, *Science (80-. )*. 75 (1996) 271–279.
- [82] L. Baxter, *Ash Deposit Formation and Deposit Properties. A Comprehensive Summary of Research Conducted at Sandia's Combustion Research Facility*, 2000.
- [83] B. Lee, C. Fletcher, S. Shin, S. Kwon, Computational study of fouling deposit due to surface-coated particles in coal-fired power utility boilers q, *Eng. Sci.* 81 (2008) 2001–2008.
- [84] M. McNallan, G. Yurek, J. Elliott, The Formation of Inorganic Particulates by Homogeneous Nucleation in Gases Produced by the Combustion of Coal, *Combust. Flame*. 42 (1981) 45–61.
- [85] V. Doshi, H. Vuthaluru, R. Korbee, J. Kiel, Development of a modeling approach to predict ash formation during co-firing of coal and biomass, *Fuel Process. Technol.* 90 (2009) 1148–1156.
- [86] P. Teixeira, H. Lopes, I. Gulyurtlu, N. Lapa, P. Abelha, Evaluation of slagging and fouling tendency during biomass co-firing with coal in a fluidized bed, *Biomass and Bioenergy*. 39 (2012) 192–203.
- [87] M. Pronobis, The influence of biomass co-combustion on boiler fouling and efficiency,

- Fuel. 85 (2006) 474–480.
- [88] M.U. Degereji, D.B. Ingham, L. Ma, M. Pourkashanian, A. Williams, Prediction of ash slagging propensity in a pulverized coal combustion furnace, *Fuel*. 101 (2012) 171–178.
- [89] T. Erickson, S. Allan, D. McCollor, J. Hurley, S. Srinivasachar, S. Kang, et al., Modelling of fouling and slagging in coal-fired utility boilers, *Fuel Process. Technol.* 44 (1995) 155–171.
- [90] S. Kaer, L. Rosendahl, L. Baxter, Towards a CFD-based mechanistic deposit formation model for straw-fired boilers, *Fuel*. 85 (2006) 833–848.
- [91] S. Lokare, J. Dunaway, D. Moulton, D. Rogers, D. Tree, L. Baxter, Investigation of ash deposition rates for a suite of biomass fuels and fuel blends, *Energy & Fuels*. 20 (2006) 1008–1014.
- [92] C. Mueller, B. Skrifvars, Ash deposition prediction in biomass fired fluidised bed boilers - combination of CFD and advanced fuel analysis, *Prog. Comput. Fluid Dyn.* 3 (2003) 112–120.
- [93] P. Plaza, A. Griffiths, Use of a Predictive Model for the Impact of Cofiring Coal/Biomass Blends on Slagging and Fouling Propensity†, *Energy & Fuels*. (2009) 3437–3445.
- [94] K. Waclawiak, S. Kalisz, A practical numerical approach for prediction of particulate fouling in PC boilers, *Fuel*. 97 (2012) 38–48.
- [95] X. Wang, D. Zhao, L. He, L. Jiang, Q. He, Y. Chen, Modeling of a coal-fired slagging combustor: Development of a slag submodel, *Combust. Flame*. 149 (2007) 249–260.
- [96] C. Mueller, M. Selenius, M. Theis, B.-J. Skrifvars, R. Backman, M. Hupa, et al., Deposition behaviour of molten alkali-rich fly ashes—development of a submodel for CFD applications, *Proc. Combust. Inst.* 30 (2005) 2991–2998.
- [97] R. Bryers, Fireside slagging, fouling, and high-temperature corrosion of heat-transfer surface due to impurities in steam-raising fuels, *Prog. Energy Combust. Sci.* 72 (1996) 29.
- [98] B. Jenkins, L. Baxter, T. Miles, Combustion properties of biomass, *Fuel Process. Technol.* 54 (1998) 17–46.
- [99] R. Israel, D. Rosner, Use of a Generalized Stokes Number to Determine the Aerodynamic Capture Efficiency of Non-Stokesian Particles from a Compressible Gas Flow, *Aerosol Sci. Technol.* 2 (1983) 45–51.
- [100] P. Walsh, A. Sayre, D. Loehden, Deposition of bituminous coal ash on an isolated heat exchanger tube: effects of coal properties on deposit growth, *Prog. Energy Combust. Sci.* 16 (1990) 327–345.
- [101] J. Frenkel, *Kinetic Theory of Liquids*, First Ed., Dover Pub., New York., 1953.
- [102] R. Srinivasan, S. Sriramulu, Mathematical modeling of fluidized bed combustion—2: combustion of gases, *Fuel*. 77 (1998) 1033–1049.
- [103] H. Yuan, Q. Liang, X. Gong, Crystallization of Coal Ash Slags at High Temperatures and Effects on the Viscosity, *Energy & Fuels*. 26 (2012) 3717–3722.

### 3 METODOLOGÍA

#### 3.1 INTRODUCCIÓN

El presente trabajo combina estudios realizados a tres escalas distintas: Laboratorio, Planta Piloto e Industrial. En la etapa de Laboratorio se realizaron ensayos, con el fin de caracterizar los combustibles y los residuos obtenidos de las pruebas de co-combustión realizadas a escala piloto. Los ensayos en el reactor piloto, requirieron del desarrollo de metodologías, como también, el rediseño y optimización del reactor, ya que no permitía una operación fiable, reproducible y segura. De forma de minimizar los errores, se desarrollaron instructivos de operación y de medición. Estos instructivos se encuentran en el volumen II de la presente tesis.

La Figura III-1 resume la metodología utilizada para alcanzar los objetivos planteados. En donde, los tres principales grupos fueron realizados en paralelo, ya que para realizar las etapas de puesta en marcha y los ensayos en la planta piloto, se requería tener los combustibles caracterizados, de forma de establecer la relación aire/combustible adecuada.

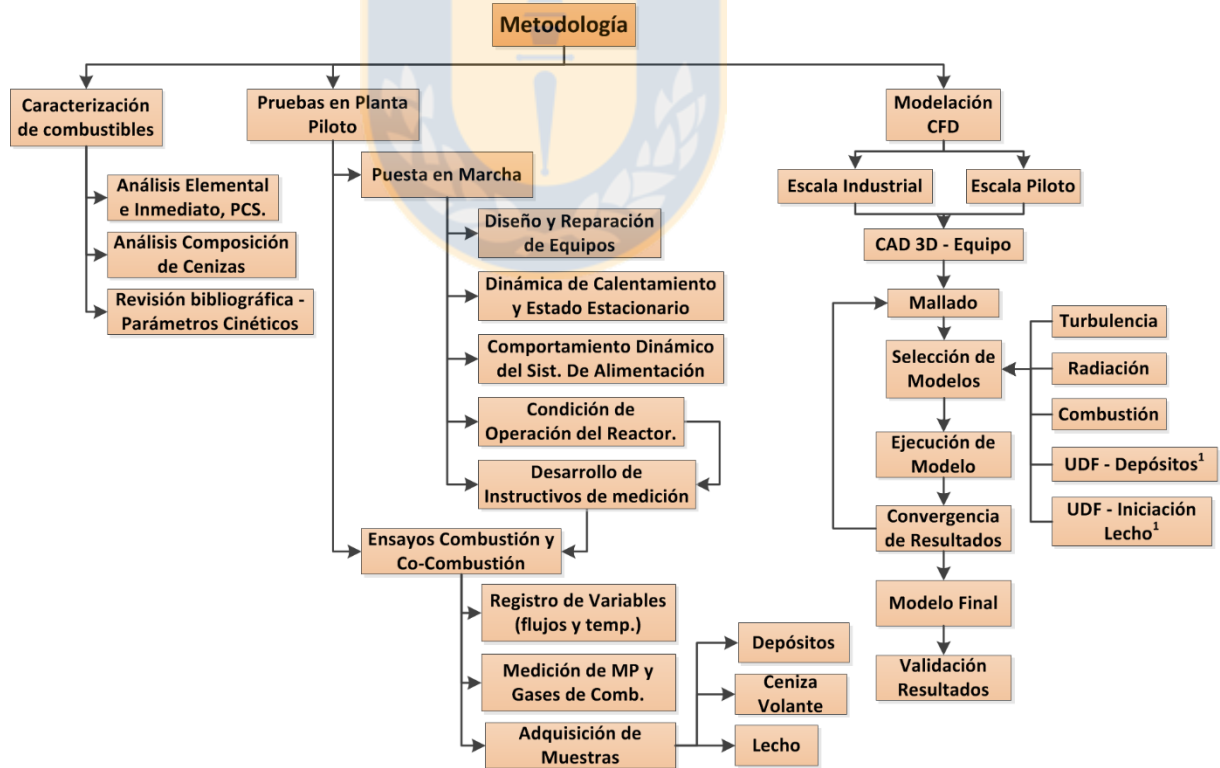


Figura III-1. Metodología utilizada para el desarrollo de ensayos a Escala Piloto e industrial. (Fuente: Elaboración propia).

## 3.2 CARACTERIZACIÓN DE COMBUSTIBLES

Las muestras de combustibles fueron caracterizadas al obtener el análisis elemental, análisis inmediato, Poder Calorífico Superior (PCS) y análisis de elementos mayores de ceniza. Estos ensayos fueron encargados al Laboratorio Químico del Departamento de Ingeniería Química, al Centro de Oceanografía Química de la Universidad de Concepción y el Laboratorio LTR de Holanda.

Los combustibles utilizados en los ensayos de combustión y co-combustión, en la planta piloto, corresponden a Carbón comprado a la empresa Chilecar, *Pinus radiata* (pino) y *Opuntia ficus* (opuntia). La etapa de puesta en marcha se desarrolló con un carbón denominado por ChileCar con “bajo contenido de Azufre” (1%). Posteriormente, la venta de este tipo de carbón fue descontinuada por la empresa ChileCar. Es así que para los ensayos, se compraron 3 maxi-sacos a ChileCar con el carbón disponible para la venta, carbón denominado como “alto contenido de Azufre” (3%). La etapa de Puesta en Marcha del reactor se realizó con Carbón bajo en azufre y la etapa de ensayos de co-combustión se realizaron con carbón alto en azufre. Los análisis realizados a las muestras de combustible, como a los residuos generados del proceso de combustión se detallan a continuación:

### 3.2.1 Análisis Elemental.

Los análisis de las muestras de carbón y Pino Radiata se desarrollaron en el Laboratorio de Análisis Químico del Departamento de Ingeniería Civil Química de la Universidad de Concepción. Este ensayo entrega la composición másica porcentual del contenido de Carbono, Hidrógeno, Nitrógeno, Azufre y Oxígeno. El análisis es realizado en un analizador Leco TruSpec para CHN y S, en donde el contenido de oxígeno se obtiene por diferencia con los otros elementos.



**Figura III-2.** Analizador Leco TruSpec CHN. (Fuente: Página Web Leco Instruments).

### 3.2.2 Análisis Inmediato.

Este análisis permite obtener el contenido de Materia Volátil (MV), Carbón Fijo (CF), Humedad y Cenizas de las muestras de combustibles. Los análisis fueron desarrollados en la Universidad de Concepción por el Laboratorio de Análisis Químico del Departamento de Ingeniería Civil Química. La medición de los contenidos de MV, Humedad y Cenizas son obtenidos en base a la Norma ASTM D 3172 [1]. En cambio, el Carbono Fijo es calculado por la diferencia entre 100 y la suma de los contenidos de MV, Humedad y Cenizas.

### 3.2.3 Poder Calorífico.

Los ensayos de Poder Calorífico fueron realizados por el Laboratorio de Análisis Químico del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Concepción. El Poder Calorífico de las muestras es obtenido utilizando un Calorímetro marca Parr modelo 1266, en donde una pastilla fabricada a partir del combustible puro comprimido, es quemada en presencia de oxígeno puro. La capacidad calorífica se determina a partir del alza de la temperatura reportada en el agua que rodea a la cámara de combustión y por la cantidad de agua condensada que es recuperada una vez finalizado el ensayo. Este ensayo se realiza bajo la norma ASTM 5865 para la obtención del PCS [2]. Los Poderes Caloríficos Inferior (PCI) de las muestras son calculados, al descontar la energía consumida durante la evaporación de la humedad y la combustión de hidrógeno, matemáticamente expresado por:

$$PCI = PCS - 598 \left[ \frac{Kcal}{kg} \right] (9H + H_2O) \quad (1)$$

Donde H y H<sub>2</sub>O representan el contenido de Hidrógeno y de agua (en peso), respectivamente.

### 3.2.4 Elementos mayores de cenizas y muestras de lecho

Estos análisis fueron desarrollaron en el Laboratorio de Oceanografía Química Aplicada de la Universidad de Concepción y en el Laboratorio LTR de Holanda, este último por encargo de la empresa patrocinante (Engie). Los ensayos de elementos mayores de las muestras de carbón se basan en la norma ASTM D 3698 [2], que obtiene las concentraciones de inorgánicos (Si, Al, Fe, Ca, Mn, Na, K, P, Ti y Vn) en forma de óxidos. En cambio, la concentración de inorgánicos de las muestras de biomasa, es obtenida por la metodología TL 412.3 y TL432 propias del Laboratorio LTR (ambas acreditadas en Europa) y las que se basan en las normas NEN EN 15517 e ISO 16968.

Debido a las pequeñas cantidades de depósitos recuperadas de los bancos de tubos, su composición inorgánica fue obtenida por el Laboratorio de Oceanografía Química utilizando un Espectrómetro de Emisión Óptica Acoplada por Inducción, basado en la norma EPA 302[3] y en la metodología de Bermejo *et al.* [4] para acelerar el proceso de digestión.

### 3.2.5 Distribución de tamaños del carbón y biomasa

La distribución de tamaño del carbón fue realizada en el Laboratorio de Análisis Químico de la Universidad de Concepción. Las muestras fueron obtenidas de maxi-sacos de carbón, tamizados en la Unidad de Desarrollo Tecnológico de la Universidad de Concepción (UDT) para obtener un tamaño de partícula entre los 0.5 y 2 [mm]. Posteriormente, se tomaron 10 sub-muestras de 0.1 [kg], las que fueron mezcladas y posteriormente analizadas. Finalmente, la distribución es obtenida mediante la tamización de las muestras de carbón utilizando mallas de 2, 1.4, 1, 0.5, 0.425 y 0.25 [mm].

En cambio, la distribución de tamaño para la biomasa se obtuvo a partir de 10 muestras de 0.1 [kg], las que fueron mezcladas cuidando de no romper los pellets, para posteriormente medir el largo de cada uno mediante un pie de metro electrónico.

A diferencia del carbón, los pellets son cilindros de biomasa compactados a presión, cuyo diámetro es constante y su largo es variable. Para medir la variabilidad del largo, se utilizó un pie de metro electrónico Marca Mitutoyo con una resolución de 0.01 [mm], para posteriormente ajustar una distribución Rossin-Rammler. El valor de longitud característica promedio, se obtiene cuando el valor de fracción másica ( $Y_D$ ) es igual a exponencial de 1 ( $\text{Exp}(1)$ ). En cambio, el valor de “n” se obtiene mediante mínimos cuadrados, usando una función de minimización dada por la ecuación 3.

$$LN(Y_D) = \left(\frac{L}{L_p}\right)^n \rightarrow n = Y_D \cdot e^{-\frac{L}{L_p}} \quad (2)$$

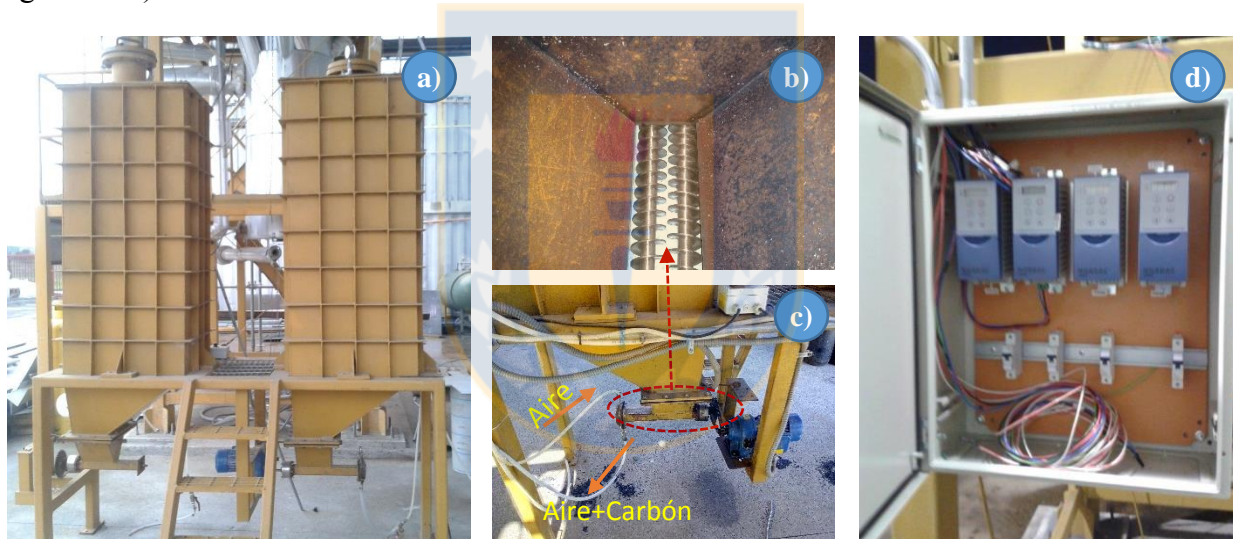
$$\epsilon = \sum_{i=1}^n \left( Y_{D,med} \left( L_p(i) \right) - Y_{D,calc} \left( L_p(i) \right) \right)^2 \quad (3)$$

### 3.3 PRUEBAS A ESCALA PILOTO

#### 3.3.1 Descripción de la Planta Piloto.

El estudio de los efectos de la inclusión de biomasa en el proceso de combustión del carbón, se desarrolla en una planta piloto del tipo de lecho fluidizado burbujeante/turbulento de 150 [kW], ubicada en la Unidad de Desarrollo Tecnológico de la Universidad de Concepción (UDT).

El reactor posee una altura aproximada de 3.5 [m] de alto, con un diámetro en la zona del lecho y del “freeboard” (parte superior del reactor) de 0.25 [m] y 0.60 [m], respectivamente. El reactor cuenta con alimentadores para carbón, caliza y biomasa del tipo tornillo sinfín, el que provee al reactor una capacidad nominal de alimentación de combustibles combinada de 50 [kg h<sup>-1</sup>]. El transporte desde los alimentadores de carbón y caliza se realiza en forma neumática (Ver Figura III-3).



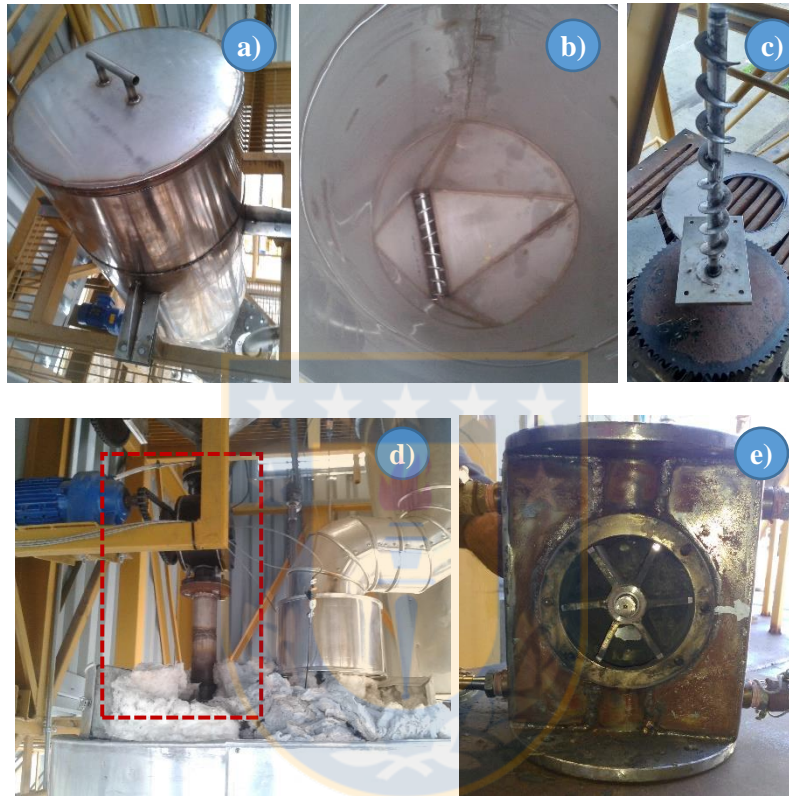
**Figura III-3.** Sistema de alimentación. a) Alimentadores de carbón y caliza, b) Tornillos sinfín, c) Tren de alimentación por aire neumático y d) Variadores de frecuencia. (Fuente: Elaboración propia).

La regulación del flujo de carbón y caliza que ingresa al reactor, se realiza al calibrar los variadores de frecuencia (marca Nord modelo 500E – Ver Figura III-3d) de cada alimentador con el flujo de aire, usado para el transporte neumático, y con la masa de carbón o caliza transportado durante una hora. La metodología de calibración es detallada en profundidad en la sección 3.3.2.3

El alimentador de biomasa es del tipo gravitatorio (Figura III-4), por lo que no usa aire para el transporte de la biomasa. Los pellets ingresan al reactor desde la parte superior del ‘freeboard’, que por medio de una lanza, estos ingresan en contracorriente a los gases calientes y próximos a la

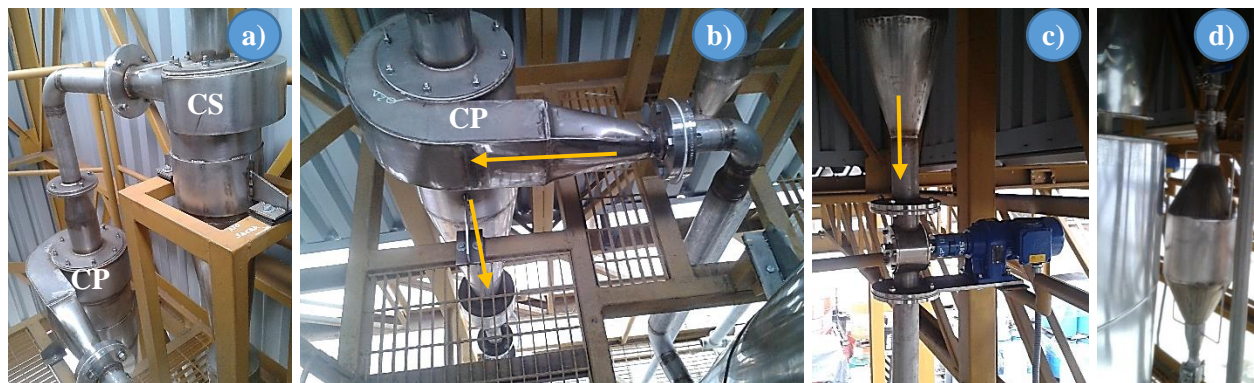


entrada de aire secundario. El sistema de alimentación de pellets fue diseñado para altas tasas de alimentación ( $\sim 20$  [kg h<sup>-1</sup>] – Ver Figura III-4c). La calibración del flujo de biomasa, es igual a los alimentadores de carbón y caliza. Sin embargo, este alimentador cuenta con una válvula rotatoria tipo estrella, cuya función es generar un pérdida de carga que impide el paso de gases desde la zona de reacción al silo de biomasa (Ver Figura III-4e).



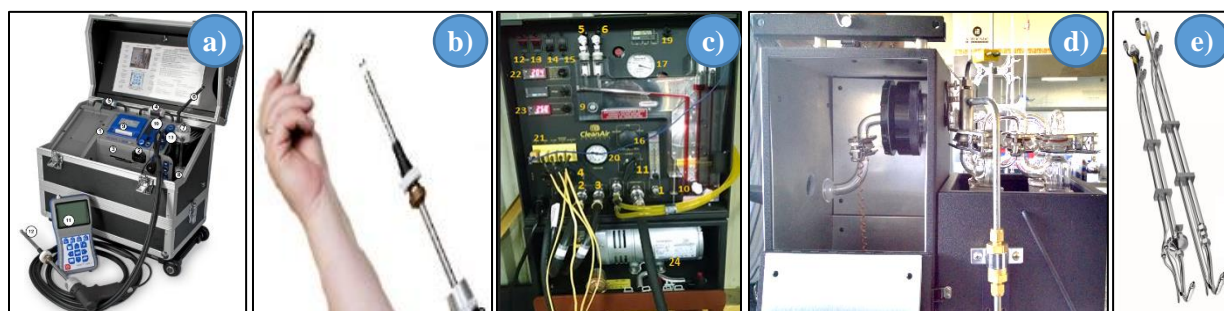
**Figura III-4.** Sistema de alimentación de biomasa. a) Silo, b) Tornillo sinfin, c) Detalle tornillo sinfin, d) Conexión al reactor y e) Detalle interior de la válvula rotatoria. (Fuente: Elaboración propia).

El reactor cuenta con una batería de ciclones, el que se compone por un ciclón primario y uno secundario (Ver Figura III-5). El ciclón primario permite la captación y el retorno al lecho de las partículas no combustionadas, incluida la arena y ceniza, que fueron arrastradas por el flujo de gases. La línea de retorno cuenta con una válvula rotatoria para asegurar el flujo de partículas hacia el lecho denso. El ciclón secundario permite la captación de cenizas volantes, minimizando la concentración de Material Particulado (MP) emitido al ambiente.



**Figura III-5.** Bancos de ciclones. a) Conexión entre Ciclón primario (CP) y ciclón secundario (CS), b) Entrada gases al ciclón primario, c) Descarga del ciclón primario y d) Buzón de descarga de ceniza volante. (Fuente: Elaboración propia).

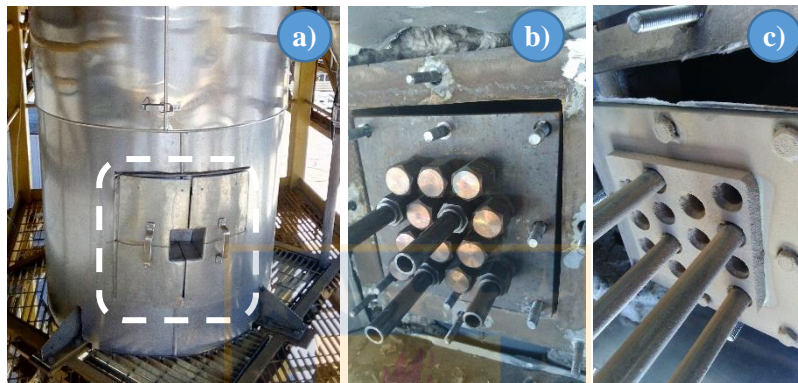
La concentración de gases es medida usando un analizador de gases marca ECOM modelo J2KN Pro Expert, el cual proporciona las concentraciones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, CO, NO<sub>2</sub>, NO y CO, como también la temperatura del aire y de los gases (Ver Figura III-6a). Debido a que la Unidad Piloto no cuenta con un sistema de abatimiento de MP, el equipo es protegido mediante un filtro poroso que permite el paso del gas, reteniendo las partículas que no fueron captadas por el ciclón secundario. Durante los ensayos, el filtro fue limpiado con aire comprimido, al término de cada muestreo, para eliminar todo rastro de partículas del filtro (Ver Figura III-6b). La concentración de material particulado total fue medido usando un tren marca Cateco modelo EPA-5 (Ver Figura III-6 c, d y e). Las lanzas del tren analizador EPA-5, como el sistema ECOM se encuentran ubicados en la chimenea a una distancia de 8 diámetros de cualquier perturbación aguas arriba y 2 diámetros de distancia agua abajo, para asegurar condiciones de flujo desarrollado según lo recomendado por la norma EPA-1.



**Figura III-6.** Sistemas de Medición de gas y material particulado. a) Analizador de gases (AG), b) Filtro y lanza del AG, c) Consola de Control del tren de medición de MP, d) Filtro e impigners del tren de MP y e) Lanza del tren de muestreo. (Fuente: Elaboración propia).

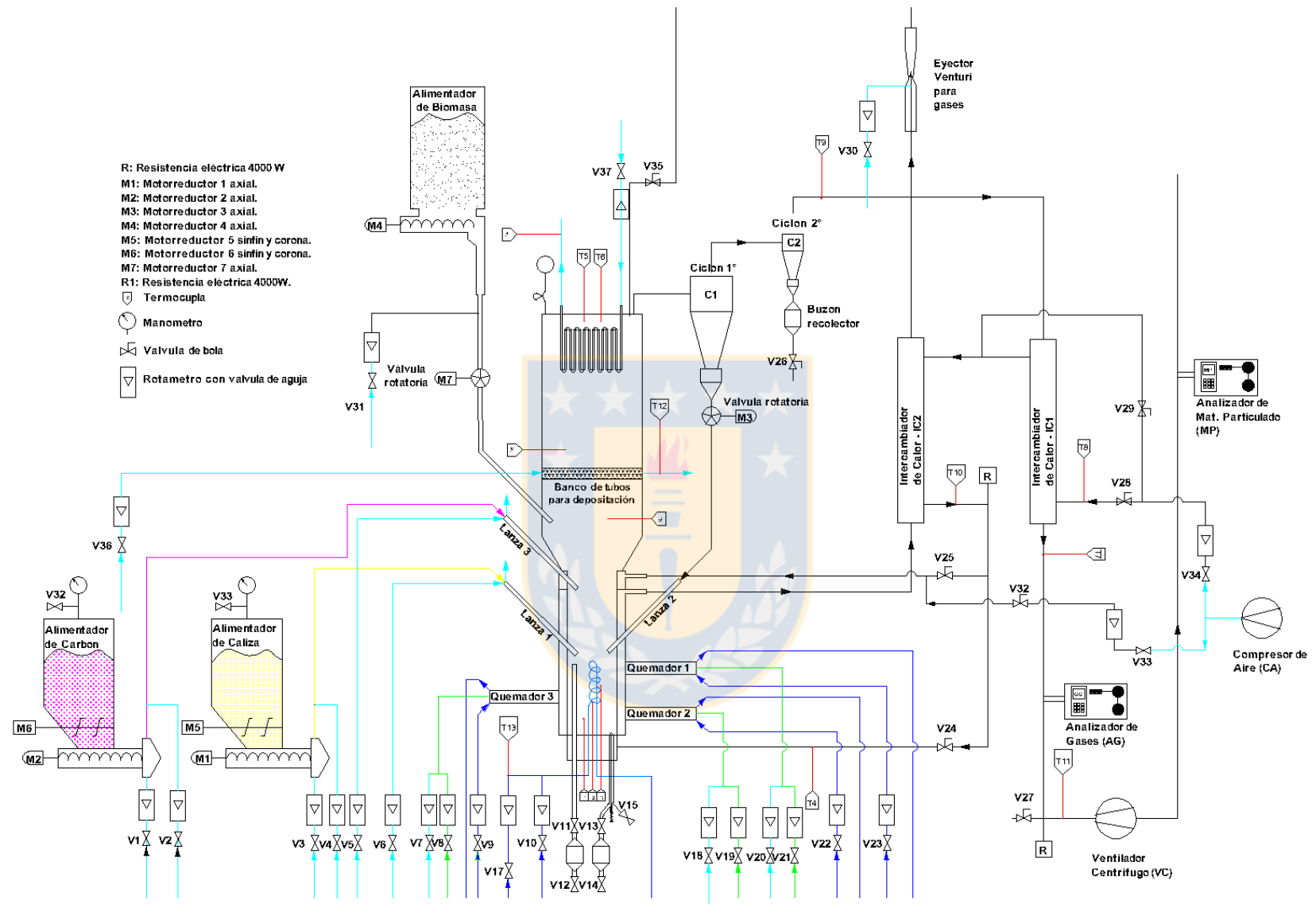
El reactor cuenta con un banco de tubos ubicados en la zona de freeboard, el cual simula

los procesos de transferencia de calor y formación de depósitos que se desarrollan en los bancos de tubos sobrecalentadores y recalentadores, encontrados en una central a escala industrial. Estos tubos se encuentran a una temperatura menor que los gases calientes del reactor, permitiendo la condensación de vapores de inorgánicos, como también, ofrecer una superficie para el impacto y adhesión de las partículas arrastradas por los gases calientes. El banco de tubos utiliza aire como fluido refrigerante en vez de agua, con el fin de evitar vibraciones en los tubos producidas por el cambio de fase del agua.

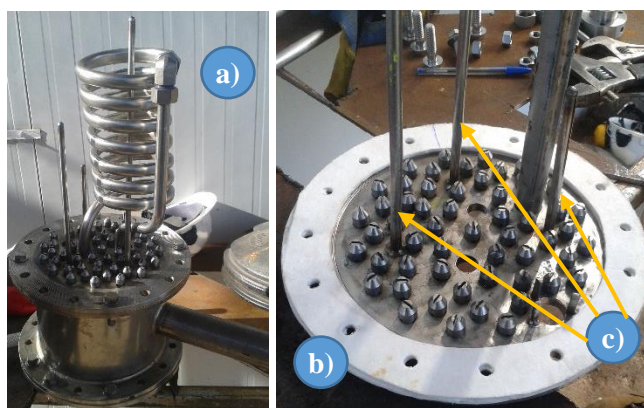


**Figura III-7.** Banco de tubos para formación de depósitos a) Ubicación del banco de tubos (línea punteada), b) Vista exterior del banco de tubos y c) Vista interior del banco de tubos. (Fuente: Elaboración propia).

Los ensayos de caracterización y puesta a punto de la planta piloto, durante la etapa de puesta en marcha, se desarrollaron usando pellets de pino y en que la biomasa representaba el 10 y 15% de la potencia térmica total. Los flujos de aire (primario, secundario y neumático) son previamente calculados, para que en su combinación obtener un exceso de aire del 30%, como también asegurar el arrastre de las partículas de carbón. Sin embargo, los valores son refinados en terreno las usando el analizador de gases. En todos los ensayos, la temperatura del lecho es ajustada por medio de un intercambiador helicoidal (Ver Figura III-9), para mantener una temperatura constante de 850 [°C], simulando la temperatura de operación de la Central Térmica Andina (CTA), ya que se obtiene una baja formación de NO<sub>x</sub> y alta eficiencia de captación de SO<sub>2</sub> [5]. Para evitar problemas de canalización ('slugging' en inglés), la máxima diferencia de temperaturas aceptable entre las termocuplas ubicadas en la zona del lecho (T<sub>1</sub>, T<sub>2</sub> y T<sub>3</sub> de la Figura III-8) es de 5 [°C] [5].



**Figura III-8.** Diagrama de Equipos e Instrumentación del Reactor Piloto. (Fuente: Elaboración propia).



**Figura III-9.** Sistema de refrigeración del lecho. a) Intercambiador helicoidal, b) Placa distribuidora y c) Vainas de Termocuplas. (Fuente: Elaboración propia).

Un ensayo en el reactor contempla la preparación de los combustibles y del lecho (arena), acondicionamiento del reactor, ensayo de combustión y la limpieza del reactor, requiriendo de 320 horas hombre, que es desarrollado por 3 personas trabajando en forma paralela. La metodología de operación, medición y apagado, como acciones de seguridad en caso de incidentes se detallan en los anexos 1) Instructivo de Operación, 2) Instructivo de Medición de gases y 3) Instructivo de medición de Material Particulado, de forma de minimizar los errores y disminuir los tiempos de acción durante incidentes personales o técnicos.

### 3.3.2 Puesta en Marcha

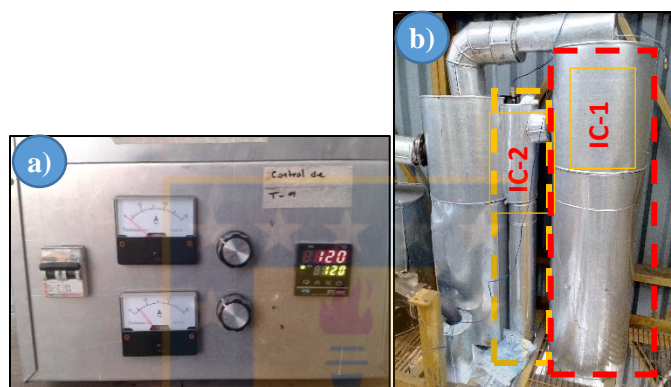
#### 3.3.2.1 Dinámica de calentamiento del reactor.

La operación del reactor se desarrolla en cuatro etapas: 1) Etapa de calentamiento, 2) Etapa de alimentación de carbón (periodo transiente), 3) Etapa de medición (condición estacionaria) y 4) Etapa de apagado.

En el proceso de calentamiento se utilizan quemadores auxiliares a gas (quemador 1 al 3 en Figura III-8), los que están conectado a un balón de gas licuado de 45 [kg]. El consumo aproximado es de un balón de gas por ensayo. Estos quemadores calientan en forma directa las paredes que confinan el lecho denso, los que se encuentran encendidos durante toda la etapa de calentamiento. La regulación de los quemadores, se efectúa en forma visual, agregando aire hasta obtener una llama intensa y azulada. La relación aire-combustible es de 10 [ $\text{l min}^{-1}$ ] de aire por 4 [ $\text{l min}^{-1}$ ] de gas.

Estudiar la dinámica de calentamiento del reactor, fue producto de la necesidad de reducir los costos operativos. El principal costo se encontraba en esta etapa, la cual requería de 17 horas y que representaba el 68% del tiempo total de un ensayo. Es bajo esta necesidad, que se instaló un

intercambiador a la línea de descarga de los quemadores auxiliares (IC-2) y que se conecta al intercambiador principal (IC-1) (Ver Figura III-10b). La instalación de este intercambiador, permitió utilizar el flujo de calor de los gases calientes de los quemadores de partida, para precalentar el aire primario y acelerar el proceso de calentamiento. Adicionalmente, se instalaron resistencias en la línea de alimentación aire primario para acelerar el proceso de calentamiento y a la entrada del ventilador centrífugo (Ver Figura III-10a), como una medida de protección para evitar la condensación de azufre, manteniendo la temperatura de salida de los gases sobre los 150 [°C]. En el capítulo de resultados, se muestra la reducción en el tiempo de calentamiento, significando una reducción del 50% del costo total del ensayo (3 millones de pesos).



**Figura III-10.** Sistema de calentamiento del aire primario. a) Caja de resistencias con relé, b) Intercambiador IC-1 (en líneas en rojo) y IC-2 (en líneas amarillas). (Fuente: Elaboración propia).

### 3.3.2.2 Calibración, estabilidad y sensibilidad de los alimentadores de Carbón y Biomasa

En el proyecto de tesis se propuso estudiar el proceso de co-combustión a escala piloto, operando el reactor en su condición nominal ( $150[\text{kW}] \sim 50 [\text{kg h}^{-1}]$ ). No obstante, limitaciones en la disponibilidad de aire y limitaciones en la temperatura máxima de operación de los ciclones, asociado a la resistencia de los materiales, impidieron operar a la condición nominal. Bajo estas restricciones, se decidió operar a una potencia térmica de  $55 [\text{KW}]$ , asegurando el suministro de aire y operar por debajo de las temperaturas de diseño (70% temperatura máxima del material), de forma de prolongar la vida útil del reactor. Esto significó operar los alimentadores de carbón y biomasa a un 13% y a un 8% de su capacidad de alimentación nominal ( $20 [\text{kg h}^{-1}]$ ). Para alcanzar una alimentación de pellets entre 1 y 3  $[\text{kg h}^{-1}]$ , donde una alimentación de 1.1  $[\text{kg h}^{-1}]$  de pellets representa un 10% de la potencia térmica, la relación entre el diámetro piñón del motor y el engranaje del eje del alimentador fue aumentado de una relación de 1:1 a una razón de 1:4, permitiendo disminuir la velocidad de rotación del alimentador con el aumento de diámetro.

Las tasas de alimentación de carbón y biomasa son variables críticas dentro del presente estudio, ya que influyen directamente en los resultados y en mantener una condición estacionaria. La operación de los alimentadores a una condición por debajo de su condición de operación nominal, justifica el desarrollo de calibraciones que permitan conocer la cantidad de carbón y biomasa que ingresa al reactor.

#### a) Calibración del Alimentador de Carbón

El alimentador de carbón utiliza aire a temperatura ambiente, para realizar el transporte del carbón desde el silo al reactor. Es así, que la tasa de alimentación dependerá del flujo de aire y de la cantidad de carbón extraído por el tornillo sinfin del silo de carbón. Resulta evidente, que una mayor velocidad de giro del motor significará un aumento de la capacidad de extracción de carbón del tornillo sinfin. Para evaluar la influencia del tornillo sinfin en términos de su frecuencia de rotación, como la cantidad de aire suministrado para aire neumático y el tiempo de ensayo en la alimentación de carbón, se desarrollaron ensayos en forma separada:

- i) Frecuencia de rotación del motor: Las frecuencias ensayadas fueron 4, 7, 8, 9 y 10 [Hz]. El ensayo consistió en captar la cantidad de carbón transportado para cada frecuencia, con una alimentación constante de aire de 85 [ $\text{l min}^{-1}$ ] y por un período de captación de partículas de carbón de 1 hora. El flujo de aire seleccionado corresponde al flujo de aire recomendado por el diseñador del Reactor para asegurar que las partículas de carbón alcancen el lecho de arena.
- ii) Aire para transporte neumático: Durante este ensayo la frecuencia de giro del motor se mantiene constante, mientras que la alimentación de aire fue modificada a 77, 85, 95 y 110 [ $\text{l min}^{-1}$ ], iniciando en 110 [ $\text{l min}^{-1}$ ] que corresponde a la capacidad máxima de flujo que reporta el flujómetro. El período de captación de partículas de carbón fue de 1 hora.
- iii) Tiempo de Muestreo: Los ensayos anteriores fueron repetidos para todo el rango de frecuencia y para un flujo constante de aire neumático (95 [ $\text{l min}^{-1}$ ]), los tiempos de muestreos correspondieron a 10, 20, 30 y 60 minutos.

Para obtener el flujo de carbón transportado en cada uno de los ensayos anteriores, el carbón fue captado en sacos, ya que permiten la acumulación de las partículas de carbón, liberando la presión de aire a través de las fibras de este. Es así que, una vez alcanzado el tiempo de muestreo, el saco se desconecta de la línea de alimentación al reactor y el carbón captado es pesado ( $m_{\text{rec}}$ ). El lapso de 1 hora es seleccionado para los ensayos i y ii, ya que cada ensayo considera 3 mediciones

de material particulado que por norma EPA-5 posee una hora de duración. Obteniendo así, una tasa de alimentación promedio de carbón con el menor error posible. La tasa de alimentación estará dada por la diferencia entre el peso recolectado menos el peso del saco ( $m_{saco}$ ) y dividido por el tiempo de muestreo ( $\Delta t$ ), matemáticamente expresado por:

$$\dot{m}_{carbon} = \frac{m_{rec} - m_{saco}}{\Delta t} \left[ \frac{kg}{h} \right] \quad (4)$$

En donde, el error de la medición estará dado por:

$$\epsilon_{carbon} = \frac{1}{\Delta t} \cdot \sqrt{\delta m_{rec}^2 + \delta m_{saco}^2 + m_{carbon}^2 \delta \Delta t^2} \quad (5)$$

Para la medición del peso se utiliza una Balanza INSTEC Modelo FW61, la cual posee un error de 0.01 [kg], mientras que el cronómetro posee un error de 1[s] considerando el error humano de iniciar y parar el cronómetro.

#### *b) Calibración del Alimentador de Biomasa*

El alimentador de biomasa pelletizada es del tipo gravitatorio-presurizado, el que cuenta con una válvula rotatoria, que realiza la función de válvula ‘check’ impidiendo el paso de gases y partículas desde el lecho hacia el silo de biomasa. Al ser del tipo gravitatorio no requiere de aire para alimentar pellets al lecho.

La capacidad de alimentación de pellets de biomasa (Pino o Nopal), estará influenciada por la Frecuencia de rotación del alimentador y de la válvula rotatoria, como también del tiempo de muestreo. Es así, que se desarrollan los ensayos individualizando cada parámetro. Los ensayos realizados son:

- i) *Frecuencia de rotación del Alimentador:* Se utiliza la metodología del carbón, para medir el flujo de pellets de biomasa alimentados al reactor, pero para las frecuencias de 4, 5, 6, 7, 8, 9 y 10[Hz]. No se probó a frecuencias menores a 4 [Hz], ya que el motor no era capaz de mover el sinfín del alimentador.
- ii) *Frecuencia de rotación de la válvula rotatoria:* De forma de independizar todos los ensayos, la válvula rotatoria opera a la frecuencia máxima (24 [hz]), asegurando el paso de pellets al lecho e impidiendo el paso de gases al alimentador.
- iii) *Tiempo de Muestreo:* Para las frecuencias del ensayo i) fueron repetidas para los tiempos

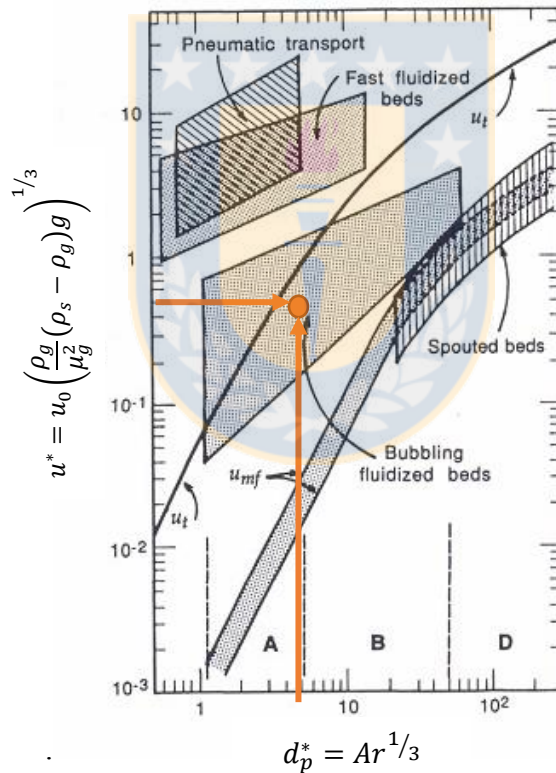


de muestreo de 10, 20, 30 y 60 minutos.

Cada ensayo fue realizado por triplicado, de forma de obtener tener la variabilidad y un valor promedio del flujo de pellets alimentado. El flujo de pellets de biomasa se obtiene utilizando las ecuaciones 4 y 5.

### 3.3.2.3 Condición de Operación del Reactor

Dadas las características del proceso, la capacidad máxima de combustión de carbón está determinada por el flujo máximo de aire que es capaz de alcanzar con los compresores (CA en Figura III-8), un buen control de temperatura a la salida del reactor y la capacidad de captar partículas del banco de ciclones. Un aumento substancial en la cantidad de aire ingresado, producirá que el reactor pueda cambiar su condición de fluidización y con ello la calidad con que se desarrolla la combustión.



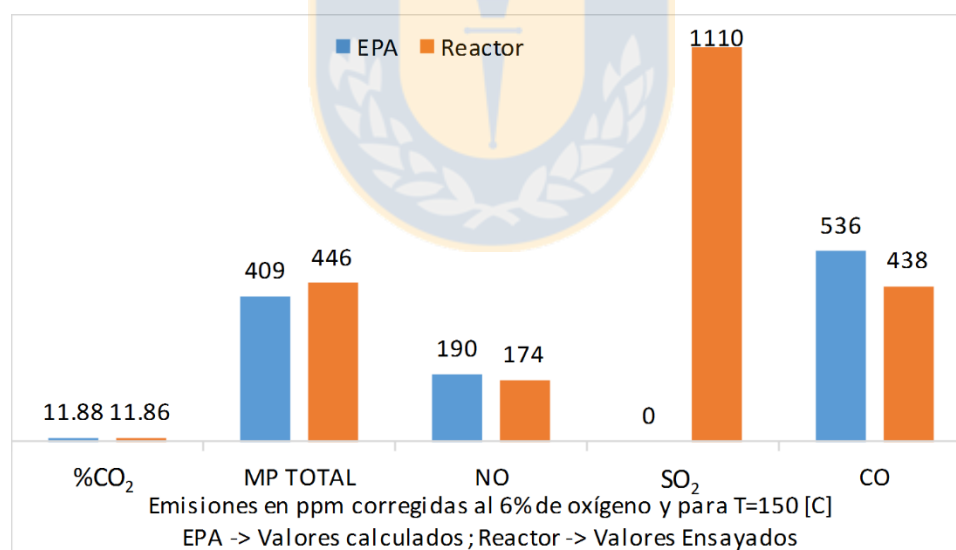
**Figura III-11.** Condición de fluidización del lecho (Diagrama de Kunii y Levenspiel [6]).

Para determinar una condición de operación de partida, el diseñador de la planta piloto indicó que el reactor fue diseñado para operar en régimen burbujeante/turbulento, que la condición de operación debiese encontrarse para una velocidad superficial dentro del rango de 0.5 a 1.1 [m s<sup>-1</sup>], con una porosidad en el lecho de 0.40 a 0.65 y un exceso de aire cercano entre 15 a 30%.

**Tabla III-1.** Condiciones de operación calculadas para la operación con carbón – Condición base.

Variable	Valor
Flujo de Carbón	7.1 [kg h <sup>-1</sup> ]
Flujo de Aire Primario	800 [l min <sup>-1</sup> ]
Aire Lanza – Transporte Neumático	85 [l min <sup>-1</sup> ]
Exceso de Aire	30 [%]
Arena de Sílice	40 [kg]
Flujo de Aire de Refrigeración para banco de tubos	250 [l min <sup>-1</sup> ]

La condición fue calculada operando con 100% carbón, para una masa de arena de 40 [kg], suponiendo combustión completa, un exceso de aire del 30% y con alimentación de aire primario igual a la cantidad de aire estequiométrico requerida por el carbón. Se obtuvo que para una carga de 40 [kg] de arena, es posible quemar 7.12 [kg h<sup>-1</sup>] de carbón en régimen burbujeante, para una altura de lecho 1.5 [m], una velocidad espacial de 0.88 [m s<sup>-1</sup>] y un flujo de aire de 900 [l min<sup>-1</sup>]. Así, las condiciones de operación calculada para un régimen burbujeante/turbulento se muestran en la tabla 2.



**Figura III-12.** Comparación de emisiones calculadas según la EPA y obtenidas operando el reactor con 100% de Carbón. (Fuente: Elaboración propia).

La Figura III-12 presenta la concentración de gases medida en el reactor para la condición de operación indicada y comparada con las concentraciones de gases calculados a partir de las correlaciones proporcionadas por la norma EPA AP-42 sin sistemas de abatimiento. La norma EPA AP-42 no posee factores de emisión que permitan estimar la concentración de SO<sub>2</sub> para calderas

de lecho fluidizado burbujeante. Dada la similitud en las concentraciones, es posible validar la operación del reactor al operar con carbón, siendo estas extrapolables a escala industrial.

### 3.3.2.4 Estudio del comportamiento dinámico del reactor.

Ensayos de co-combustión realizados en la Central CTA, en el marco del Proyecto FONDEF, revelaron la necesidad de desarrollar una estrategia de alimentación de la biomasa, que permita evitar alzas de temperaturas, cambios en la fluidodinámica del reactor, tiempos de residencia y posibles problemas operativos que puedan afectar la generación eléctrica al reemplazar una fracción de la potencia producida con carbón por biomasa.

#### a) Metodología de Reemplazo tipo Escalón

Para probar esta metodología de reemplazo y simulando una condición a escala industrial en el reactor, el reemplazo de carbón por biomasa fue realizado en régimen estacionario. La sustitución de carbón por biomasa se realiza hasta alcanzar que un 10% de la potencia térmica total correspondía a la potencia de la biomasa, actuando en forma conjunta sobre los variadores de frecuencia de los alimentadores de carbón y biomasa y ajustando el aire secundario para mantener el exceso de aire recomendado.

Durante todo el ensayo se registraron las variables operacionales y las concentraciones de gases en la chimenea, con una frecuencia de 1 dato cada 10 minutos. Después de una hora de medición y alcanzada la condición estacionaria, operando en condición de co-combustión, se da término al ensayo. Concluido el ensayo y luego de que la zona del banco de tubos se encuentra fría, la ceniza depositada sobre el banco de tubo es captada, permitiendo calcular la velocidad de formación de depósitos ( $D_A$ ) y la velocidad relativa de formación ( $RD_A$ ) [7]:

$$D_A = \frac{\text{masa depósitos colectados [g]}}{\text{Area Superf. de los tubos [m}^2\text{]} \times \text{Duración [h]}} \quad (6)$$

$$RD_A = D_A \cdot \frac{\text{Flujo de Ceniza Co - combustion } \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]}{\text{flujo de ceniza Comb. Carbón } \left[ \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]} \quad (7)$$

Utilizar como parámetro comparativo la velocidad de formación relativa, permite realizar la evaluación considerando: a) el menor contenido de ceniza de la biomasa en comparación con carbón y b) el posible aumento de formación de ceniza producto del menor poder calorífico de la biomasa que el del carbón.

A partir de este ensayo, se obtiene un parámetro de comparación en términos de concentración de gases, el tiempo requerido para alcanzar el estado estacionario, consumos de potencia y velocidad de formación de depósitos en superficies convectivas.

*b) Metodología de Reemplazo Escalón-Lineal.*

En esta metodología se realizan escalones de sustitución cada 10 minutos, de forma de obtener una alimentación pseudo lineal en el período de una hora. En cada modificación de alimentación, se ajustará el aire secundario de forma de mantener el exceso de aire recomendado (30%). El registro de datos se realizará en forma desfasada a la modificación en los alimentadores. El ensayo concluye al cabo de una hora, luego de alcanzada la condición estacionaria para co-combustión de carbón con biomasa para un reemplazo del 10%. Concluido el ensayo y en condiciones que el banco de tubos se encuentre frío, se procede a recuperar la ceniza de los bancos de tubos.

La selección de la metodología adecuada se establece un criterio de selección ( $\Psi_S$ ), basado en números adimensionales:

$$\psi_{gas} = \left[ \frac{CO_{2,equiv}(Lineal)}{CO_{2,equiv}(Escalón)} \right] \quad (8)$$

$$\psi_{dep} = \left[ \frac{D_A(Lineal)}{D_A(Escalón)} \right] \quad (9)$$

$$\psi_{tiempo} = \left[ \frac{t_{EE}(Lineal)}{t_{EE}(Escalón)} \right] \quad (10)$$

$$\psi_{CO} = \left[ \frac{CO(Lineal)}{CO(Escalón)} \right] \quad (11)$$

$$\psi_S = 0.6 \cdot \psi_{gas} + 0.1 \cdot \psi_{CO} + 0.2 \cdot \psi_{tiempo} + 0.1 \cdot \psi_{dep} \quad (12)$$

El uso de CO<sub>2</sub> equivalente como parte del criterio de selección, se basa en que por una parte permite englobar los niveles de emisión en un único parámetro y por otra, que es posible asociar el parámetro costo monetario medio ambiental al utilizar una metodología u otra. Es por ello, que el peso dentro del criterio de selección es del 0.6. Para obtener el CO<sub>2</sub> equivalente, se utilizan los factores de conversión de la EPA, presentados en la Tabla III-2. Dado que la medición de los gases CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> (C<sub>gas</sub>) se realiza en línea y con una frecuencia de 1 dato por minuto, el valor promedio de los gases CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub> estará dado por:

$$[\overline{C_{gas}}] = \frac{1}{t_{EE}} \cdot \int_0^{t_{EE}} [C_{gas}] \cdot dt \quad (13)$$

El tiempo para alcanzar la condición de estado estacionario ( $t_{EE}$ ) está incluido dentro del criterio, ya que un prolongado tiempo de operación para alcanzar una condición estacionaria conlleva un mayor tiempo de uso de combustibles. Dado el mayor costo de la biomasa (120 [US\$ ton<sup>-1</sup>]) que el carbón (90 [US\$ ton<sup>-1</sup>]) resulta conveniente disminuir el tiempo requerido para alcanzar la condición estacionaria.

La inclusión de la velocidad de formación de depósitos ( $D_A$ ) dentro del criterio de selección de metodología, está asociada a obtener una mayor eficiencia de transferencia de calor en el banco de tubos del reactor o a nivel de sobrecalentadores y recalentadores en una central térmica.

**Tabla III-2.** Factor de conversión de gases polutantes a CO<sub>2</sub> equivalente (CO<sub>2eq</sub>)[8].

<i>Gases Polutantes</i>	<i>CO<sub>2</sub></i>	<i>N<sub>2</sub>O</i>	<i>CO</i>	<i>SO<sub>2</sub></i>	<i>NO<sub>x</sub></i>
<i>Factor de conversión a CO<sub>2eq</sub> [ton ton<sup>-1</sup>]</i>	1	1x10 <sup>-5</sup>	1.5x10 <sup>-4</sup>	0.005	0.0025

El CO es considerado dentro de  $\Psi_S$  ya que es un claro indicador de la eficiencia de combustión. De esta forma, la metodología a utilizar estará dada por:

$$Metodología = \begin{cases} \psi_S < 1 & \text{Lineal} \\ \psi_S = 1 & \text{Min}(t_{EE}(\text{lineal}), t_{EE}(\text{escalón})) \\ \psi_S > 1 & \text{Escalón} \end{cases}$$

### 3.4 METODOLOGÍA DE OPERACIÓN Y MEDICIÓN EN ENSAYOS DE CO-COMBUSTIÓN

Esta sección describe en términos generales las metodologías para el encendido, calentamiento y medición de la planta piloto, debido a la gran cantidad de actividades realizadas para alcanzar y mantener una condición estable y estacionaria. Sin embargo, estas metodologías son descritas con gran detalle en los Instructivos: “Operación del Reactor Piloto de Co-combustión”, “Medición de Material Particulado” y “Medición de Gases de Combustión” ubicados en el Volumen 2 de esta tesis. Estos instructivos fueron desarrollados para mantener las condiciones operativas homogéneas y homologables entre los ensayos, disminuyendo el error humano durante la operación y en la medición de variables, como también proveer a los operarios acciones preventivas y a realizar en caso de incidentes durante la operación. Actualmente, estos instructivos

son utilizados por la Unidad de Desarrollo Tecnológico (UDT) para entrenar a operarios nuevos, capacitar personal de E-CL y como base para el desarrollo de nuevos ensayos, en las líneas de investigación de UDT.

### **3.4.1 Etapa de Calentamiento**

Para calentar el reactor se encienden los quemadores auxiliares que calientan las paredes de Acero inoxidable que confinan el lecho denso. Durante esta etapa de calentamiento, sólo se alimenta el reactor con aire primario a una tasa de  $500 \text{ [l min}^{-1}\text{]}$ , de forma de calentar el lecho de arena y vencer la inercia térmica de todos los componentes y equipos metálicos del reactor.

Esta etapa se realiza durante la noche ya que sólo requiere supervisión, en caso de falla de algún equipo o de incidentes. Las válvulas rotatorias (M3 y M7 en Figura III-8) deben encontrarse encendidas, de forma de evitar el agripamiento; de igual forma, el extractor de gases (VC en Figura III-8) debe encontrarse operando con las resistencias encendidas, para asegurar la circulación de los gases al interior del reactor. Las válvulas se encuentran refrigeradas con agua ( $2 \text{ [l min}^{-1}\text{]}$ ) para evitar que la dilatación térmica de las aspas traben la válvula (Ver Figura III-4e).

Cuando el lecho denso alcanza una temperatura de  $700 \text{ [}^\circ\text{C]}$ , se alimenta carbón a una tasa de  $3 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$  con un flujo de aire neumático de  $85 \text{ [l min}^{-1}\text{]}$ , de forma de acelerar el proceso de calentamiento. Cuando la temperatura del lecho alcanza los  $850 \text{ [}^\circ\text{C]}$ , los quemadores de partida son detenidos, la tasa de alimentación de aire primario y carbón son reguladas para alcanzar los  $800 \text{ [l min}^{-1}\text{]}$  y  $7 \text{ [kg h}^{-1}\text{]}$ , respectivamente.

Producto de la combustión del carbón, el lecho puede alcanzar temperaturas por sobre los  $900 \text{ [}^\circ\text{C]}$ . Es mediante un intercambiador helicoidal que se encuentra sumergido en el lecho, que es posible mantener la temperatura del lecho dentro del rango de operación ( $800 - 900 \text{ [}^\circ\text{C]}$ ). La alimentación de agua al serpentín se realiza en forma manual, intentando mantener una temperatura promedio del lecho de  $850 \text{ [}^\circ\text{C]}$  (Termocuplas  $T_1$ ,  $T_2$  y  $T_3$  en Figura III-8).

Esta etapa concluye una vez que las temperaturas del freeboard ( $\sim 600 \text{ [}^\circ\text{C]}$ ), lecho ( $\sim 850 \text{ [}^\circ\text{C]}$ ) y a la entrada del extractor ( $\sim 200 \text{ [}^\circ\text{C]}$ ) alcancen una condición estacionaria.

### **3.4.2 Etapa de Medición**

Esta etapa se desarrolla en condiciones que el reactor opera bajo una condición de régimen estacionario a nivel de temperaturas, flujos y concentración de gases. Se establece que el reactor alcanza el régimen estacionario cuando la variabilidad de las temperaturas es menor a  $\pm 1 \text{ [}^\circ\text{C]}$ , los

flujos de aire menor a  $\pm 1.5$  [ $\text{l min}^{-1}$ ] y la concentración de gases ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{NO}_x$  y  $\text{CO}$ ) es menor al 10%.

### 3.4.2.1 Preparativos previos a la medición – En Terreno.

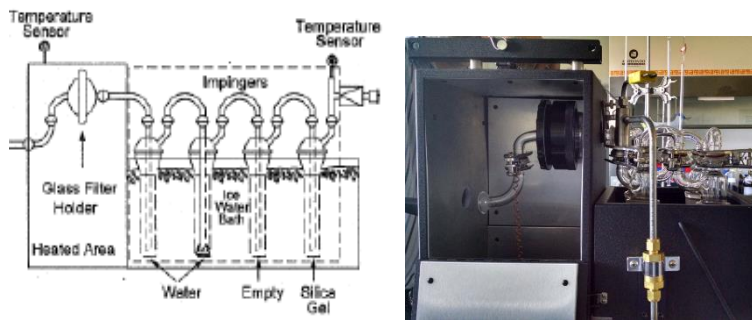
De forma de asegurar la correcta medición y funcionamiento de los equipos, a continuación se resumen las actividades previas para aprobar e iniciar la medición:

#### a) Analizador de Material Particulado:

En una primera etapa, se verifica que la secuencia de conexión de los “impigners” en el gabinete porta filtro coincida con la Figura III-13. A continuación, se comprueba que no existan filtraciones en la línea “impigners”, en el filtro y en la lanza de muestreo realizando una prueba de vacío. Posteriormente, se inicia con el calentamiento del filtro hasta alcanzar una temperatura de  $120$  [ $^{\circ}\text{C}$ ], registrándose en forma paralela los porcentajes de  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{CO}$ , para obtener el peso molecular de los gases de combustión el que es utilizado para obtener la velocidad de gases secos y que permitirá verificar el iso-cinetismo del ensayo. La velocidad se mide mediante un tubo pitot ubicado a una distancia de  $20$  [in] sobre la lanza. Una vez alcanzada la temperatura, se procede al paso de gas a través de la lanza, registrando los volúmenes cada 10 minutos. La metodología de medición se basa en la norma EPA 5, para mayor detalle consultar *Instructivo de Medición de MP* ubicado en el volumen 2 de esta tesis. La Tabla III-3 muestra los valores sugeridos para operar coquemando carbón con biomasa.

#### b) Ciclo de limpieza al analizador de gases:

Previo a cada medición, el analizador de gases es utilizado para verificar el régimen estacionario de los gases, como también corroborar que no han cambiado las condiciones del ensayo. Es así que antes de comenzar cada medición, se debe revisar el estado de los filtros de  $\text{NO}_x/\text{SO}_2$ , polvo-humo y de partículas. Como también verificar el buen funcionamiento de los sensores, la bomba de succión y que no existan reportes de mal funcionamiento del analizador. Como condición de seguridad, antes de cada medición el analizador realiza un ciclo de cero, el cual consiste en medir aire ambiente de forma de limpiar las celdas y filtros por el paso de aire, como también verificar que las concentraciones de  $\text{CO}$ ,  $\text{NO}_x$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{SO}_2$  son nulas. La metodología de uso y ubicación de la lanza se encuentran en el *Instructivo de Medición de Gases* disponible en el Volumen 2 de esta tesis.



**Figura III-13.** Secuencia de conexión de impingners en el tren de muestreo de material particulado. (Fuente: Elaboración propia).

**Tabla III-3.** Rangos de valores sugeridos para la planta de Co-Combustión. (Fuente: Elaboración propia).

<i>Parámetros</i>	<i>Rangos</i>
Vacío	2-4 [inHg]
Velocidad de altura	0.52-0.55 [inH <sub>2</sub> O]
Presión diferencial	0.05-0.06 [inH <sub>2</sub> O]
Temperatura filtro	250 ± 25 [F] / 120 ± 14 [°C]
Temperatura salida Impigner condensador.	68 [F] / 20 [°C]

*c) Limpieza de la línea de descarga del ciclón secundario:*

La línea de descarga del ciclón secundario es limpiada al abrir las válvulas de entrada y descarga del buzón de ceniza volante. Las cenizas son captadas en un saco y son dispuestas según el procedimiento indicado en Instructivo de Operación del Reactor. Una vez limpio, se cierra la válvula de descarga del buzón de ceniza volante. En caso de producirse algún incidente, la válvula de entrada del buzón debe ser cerrada inmediatamente.

**3.4.2.2 Metodología de Medición.**

Una prueba de (co)combustión tiene asociado 3 ensayos, con una duración de 1 [hr] y un tiempo de preparación entre ensayos de 1 [hr]. La operación del reactor se realiza con 3 personas, dos de ellas efectuando las tareas de medición y una operando-registrando las variables operacionales del reactor. El ensayo inicia cuando el tren de material particulado comienza a captar gases de la chimenea. En forma paralela se realiza: la acumulación de agua proveniente del intercambiador helicoidal (Lecho denso), captación de ceniza volante en el silo de descarga del ciclón secundario, registro de las concentraciones de gases y variables operacionales.

La frecuencia de muestreo de cada equipo se indica en la Tabla III-4. Las variables medidas son registradas en planillas de datos estandarizadas, excepcionalmente las concentraciones de gases son almacenadas en el analizador en una memoria SD removible, como también registradas en



forma discreta en las planillas.

**Tabla III-4.** Frecuencia de medición de las variables asociadas al ensayo de (co)combustión.  
(Fuente: Elaboración propia).

<i>Medición</i>	<i>Frecuencia</i>
Agua de refrigeración - Serpentin	1 <sup>a</sup> [dato h-1]
Conc. de gases (CO <sub>2</sub> , CO, NO <sub>x</sub> , O <sub>2</sub> y SO <sub>2</sub> )	1 <sup>a</sup> [dato min <sup>-1</sup> ] 1/10 <sup>b</sup> [dato min <sup>-1</sup> ]
Mat. Particulado (Veloc., temp., flujo)	1/10 <sup>a</sup> [dato min <sup>-1</sup> ]
Temperaturas, Flujos de aire y agua	1/10 <sup>a</sup> [dato min <sup>-1</sup> ]

Obs: a – Analizador de Gases ; b – Registro manual

a) Medición del Flujo de Agua de Refrigeración del Serpentin

El sistema de medición de flujo de agua que refrigera el serpentín se realiza acumulando agua en un recipiente de 50 [L], la cual comienza al iniciar la medición de todas las variables. Esta metodología de medición, fue seleccionada debido que para obtener una temperatura de 850 [°C] en el lecho, se requiere de una alta precisión ya que al operar con una baja alimentación de pellets (2 -4 [kg h<sup>-1</sup>]), se producen variaciones en la temperatura del lecho. La alta precisión se consigue mediante una válvula de aguja, instalada en la línea de alimentación de agua del serpentín y antes del flujometro original. Dadas las continuas variaciones de temperatura que se producen en el lecho, resulta más confiable obtener un valor de flujo promedio por el período del ensayo, ya que el agua corresponde al flujo de agua real que paso a través del serpentín. El flujo de agua que pasa por el serpentín es calculado por:

$$m_{\text{serp}} = \frac{m_{\text{acum}} - m_{\text{rec}}}{\Delta t} \quad (14)$$

$$\epsilon_{\text{serp}} = \frac{1}{\Delta t} \sqrt{\epsilon(m_{\text{acum}})^2 + \epsilon(m_{\text{rec}})^2 + (m_{\text{serp}})^2 \epsilon(\Delta t)^2} \quad (15)$$

Donde  $m_{\text{acum}}$  corresponde al peso del agua acumulada en el recipiente,  $m_{\text{rec}}$  el peso del recipiente,  $\Delta t$  al tiempo de medición y  $\epsilon_{\text{serp}}$  al error de la medición, el cual es obtenido por propagación de error. Para la medición del peso se utiliza una Balanza INSTEC Modelo FW61, la cual posee un error de 0.01 [kg], mientras que el cronómetro posee un error de 5[s] considerando el error humano de iniciar y parar el cronómetro. Es así que, para un flujo de 20 [kg h<sup>-1</sup>] el error es de 0.03 [kg h<sup>-1</sup>].

## b) Medición de Material Particulado

Durante esta medición se registran el flujo de gas captado, la temperatura del gas a la salida de los “impigners”, del filtro y chimenea, como también la velocidad de los gases (como medida de presión diferencial), el flujo de gases y el vacío de la línea. Para mantener la temperatura de los “impigners” dentro del rango recomendado y producir la condensación de las partículas, se agrega en forma constante hielo a la caja con “impigners”. No existe una correlación directa para mantener la temperatura del “impigner” con la cantidad de hielo consumida, ya que el equipo se encuentra en el cuarto piso del reactor, el que es cerrado y con un sistema de extracción de gases. No obstante, el calor se acumula. El consumo de hielo aproximado es entre 3 a 5 [kg] por medición (1 hora).

Una vez finalizada la medición, se apaga la bomba de succión y los demás switches, registrando el volumen final del medidor de gases secos. Se debe esperar que la lanza como la caja caliente del gabinete porta filtro se encuentren fríos, para desarmar el sistema de lanza-gabinete de la chimenea y llevarlos al Laboratorio de Biocombustibles de UDT.

En el Laboratorio, el filtro es puesto sobre una placa Petri y llevado a la sala de estabilización. Se registra el volumen y peso del agua destilada contenida en los “impigners”, al igual que el peso de la silica gel contenida en uno de los “impigners”. Se lava la lanza con acetona y se almacena en un recipiente plástico, de forma de recuperar las partículas depositadas.

Con los valores obtenidos del primer ensayo se verifica el porcentaje de iso-cinetismo, el cual debe encontrarse en el rango entre 90 y 110%. Utilizando la metodología EPA5, el porcentaje de iso-cinétismo se obtiene de:

$$\%Iso = 100 \cdot T_{gas} \cdot \frac{K_4 \cdot V_{lc} + \frac{V_m \cdot Y}{T_m} \cdot \left( P_{bar} + \frac{H}{13.6} \right)}{\Delta t \cdot v_s \cdot P_s \cdot A_n} \quad (16)$$

Donde:

- $K_4$ : Constante (0.002669 [in Hg ft<sup>3</sup> ml<sup>-1</sup> R<sup>-1</sup>]).
- $T_{gas}$ : Temperatura de los gases en la chimenea [R].
- $V_{lc}$ : Volumen de agua condensado en el sistema de “impigners” [ml].
- $V_m$ : Volumen del gas seco muestreado [ft<sup>3</sup>].
- $Y$ : Constante de calibración del equipo (1.00519).

- $T_m$ : Temperatura en el gasómetro del equipo [R]
- $P_{bar}$ : Presión barométrica durante el ensayo [inHg]
- $\Delta H$ : Presión diferencial en el manómetro [inH<sub>2</sub>O]
- $V_s$ : Velocidad de salida de los gases corregida [ft s<sup>-1</sup>]
- $P_s$ : Presión absoluta de los gases de salida [inHg]
- $A_n$ : Área de sección transversal de la boquilla [ft<sup>2</sup>]
- $\Delta t$ : Tiempo de muestreo (60 [min])

La medición de material particulado engloba actividades anexas, como por ejemplo la medición de la velocidad de los gases. Esta y otras actividades, como también sus metodologías se encuentran en el *Instructivo de Medición de MP* en el volumen 2 de esta tesis. Una vez lavado y seco los “impigners” estos son instalados nuevamente en la chimenea del reactor.

### c) Medición de Concentraciones de Gases de Combustión

A diferencia del tren de medición de Material Particulado, el analizador de gases de combustión es un sistema automatizado que permite el registro continuo de las concentraciones como la temperatura de los gases y del ambiente, según la frecuencia de registro sea configurada. Los resultados son almacenados en una tarjeta SSD en un archivo en formato Excel. El registro de la concentración de gases se almacena como la concentración bruta y la concentración corregida al 6% de O<sub>2</sub>. La concentración corregida está dada por:

$$[C_{gas,i}]_{corregida} = [C_{gas,i}]_{bruta} \cdot \frac{21 - \%O_2}{21 - 6} \quad (17)$$

De esta forma se compensan los efectos de dilución son compensados, proporcionando una base comparativa entre ensayos, debido a que el reactor no posee sistemas de abatimiento como, por ejemplo, filtros de manga. En todos los ensayos, no se adicionó caliza al proceso de combustión para producir la captación de azufre. Con el fin de determinar el efecto real de la biomasa en la reducción de las concentraciones de NO<sub>x</sub> y SO<sub>2</sub>. Como también, si existe un efecto de captación producto de la ceniza alcalina de la biomasa. Es así que los niveles de concentración de NO<sub>x</sub> y SO<sub>2</sub>, se encuentran por sobre los límites permisibles por la ley y a niveles que exigen al analizador de gases una limpieza constante

entre ensayos. Se debe vigilar que las concentraciones no alcancen los niveles máximos de medición del equipo, a fin de no saturar las celdas electroquímicas, y disminuir la vida útil del equipo. En la Tabla III-5 se presentan los rangos máximos de medición y la concentración máxima recomendada para desconectar el equipo y realizar ciclos de limpieza. Además, dependiendo de los niveles de ensuciamiento del filtro de partículas sólidas, se recomienda limpiar entre mediciones.

**Tabla III-5.** Rangos de valores máximos de medición y para inicio del ciclo de limpieza del analizador de gases. (Fuente: Elaboración propia).

<i>Variable</i>	<i>Rango Máx. de medición</i>	<i>Conc. Máx. Ciclo Limpieza</i>
Temperatura de gases [°C]	0 - 500	400
CO [ppm]	0 - 4000	1500
NO [ppm]	0 - 5000	2000
NO <sub>2</sub> [ppm]	0 - 1000	800
SO <sub>2</sub> [ppm]	0 - 5000	1800
O <sub>2</sub> [%]	0-21	s/l

s/l : Sin límite

La metodología de ubicación de la lanza y procedimientos asociados en la medición de la concentración de gases de combustión se encuentran en el Volumen 2 de esta tesis – *Instructivo de Medición de Gases*.

*d) Metodología de Captación de depósitos.*

La captación de depósitos en el banco de tubos se realiza al día siguiente de realizado el ensayo de forma de asegurar, que el banco de tubos se encuentra frío. Desmontar el banco de tubos se realiza con dos personas, de forma que, al retirar los tubos, estos no toquen superficie alguna ni pierdan depósitos. Cuando el banco de tubos es retirado, se posiciona sobre una manta o superficie que permita captar las partículas que puedan caer durante la recuperación de las cenizas.

En primer lugar, se miden los depósitos en 5 ubicaciones a lo largo del tubo mediante un pie de metro electrónico marca Mitutoyo. Posteriormente, los depósitos son cuidadosamente recuperados al ser barridos, tratando de no levantar polvo con una brocha de pelos plásticos y captados en una bolsa Ziploc. Los depósitos que quedan en la brocha y los tubos son recuperados al ser lavados con acetona. La acetona con partículas de depósitos

de la brocha, es almacenada en un recipiente de plástico y posteriormente evaporada en un Rotaevaporador RV-05 Basic con Baño HB4 en el Laboratorio de Biocombustibles de UDT. Se obtiene el peso de las partículas que quedaron en la brocha ( $m_{brocha}$ ). En cambio, los depósitos son limpiados con toallas de papel previamente pesadas y posteriormente mojadas con acetona para limpiar los tubos del banco. Una vez que la acetona es evaporada, estas nuevamente son pesadas. La diferencia en peso entre la toalla y el peso final, se obtiene el peso del depósito recuperado con el papel con acetona ( $m_{papel}$ ). De esta forma, la cantidad de depósito total ( $m_{dep}$ ) estará dado por:

$$m_{dep} = m_{barrida} + m_{brocha} + m_{papel} \quad (18)$$

### 3.5 REPORTE Y ANÁLISIS DE RESULTADOS DE ENSAYOS EN EL REACTOR.

Para estudiar el efecto de la inclusión de biomasa en reactores de lecho fluidizado, en términos de temperatura, flujos de calor, emisiones de gases polutantes y ensuciamiento, se toma como línea base una potencia de 53 [kW], equivalente a una alimentación de carbón de 7 [kg h<sup>-1</sup>] aproximadamente.

Debido a que el reactor piloto difiere de las plantas informadas en la literatura, en términos de construcción y parámetros de operación [9–12]. Para estandarizar y escalar los resultados, con independencia del exceso de aire utilizado, la temperatura de salida de los gases y la potencia térmica de trabajo, las concentraciones de gases y de PM fueron corregidas al 6% de exceso de O<sub>2</sub>, 150°C y por unidad de potencia alimentada ( $N_{power}$ ), correcciones que se agruparon en un solo factor de corrección  $F_{corr}$  (ver ec. 19). En este estudio, la potencia alimentada es calculada en base al Poder Calorífico Superior del combustible.

$$F_{corr} = \left( \frac{273+T}{273+150} \right) \cdot \left( \frac{0.21-\%O_2}{0.21-6\%} \right) \cdot \frac{1}{N_{Power}} [kW^{-1}] \quad (19)$$

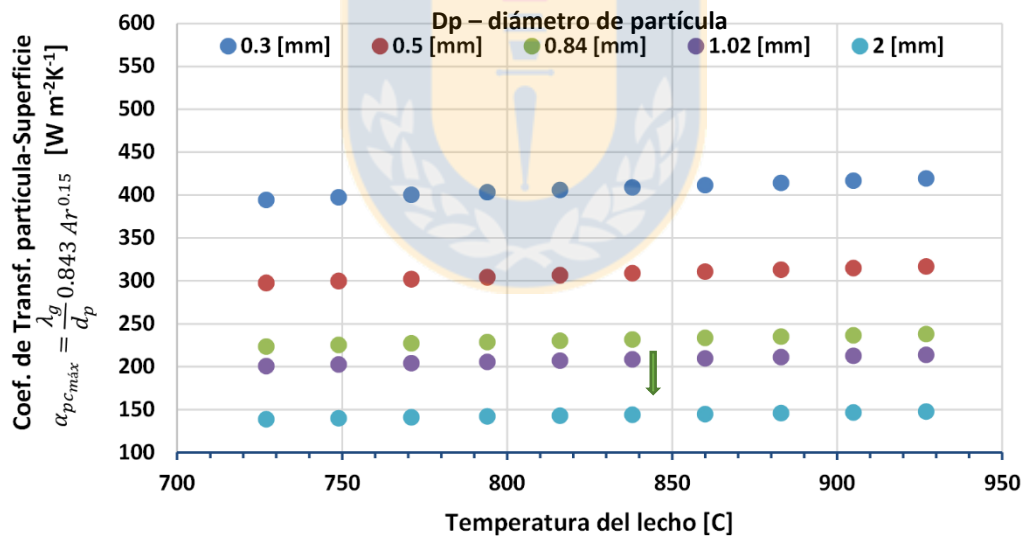
Cada ensayo incluye 3 mediciones en condiciones estacionarias, con una duración de 1 hora por medición. Este tiempo es producto de que la medición de material particulado se realiza bajo la norma EPA 5, norma que impone que el tiempo mínimo para asegurar la captación de partículas es de una hora. Paralelamente se registran las variables operacionales, temperaturas y flujos, con una frecuencia de 10 minutos por dato. La concentración de gases en la chimenea es registrada con una frecuencia de 1 dato por minuto. No obstante, durante la etapa de calentamiento sólo se

registran las variables operacionales con una frecuencia de 1 dato por hora.

### 3.5.1 Análisis de la transferencia de calor entre el lecho denso y el serpentín.

El objetivo de este análisis es determinar el principal mecanismo de transferencia de calor entre el serpentín y el lecho denso, a fin de responder, si existen diferencias entre la combustión de carbón y su co-combustión de biomasa en términos de la transferencia de calor a nivel del lecho denso.

Dentro de los mecanismos de transferencia de calor que se presentan en el lecho, se encuentra la transferencia de calor desde las partículas a la superficie intercambiadora ( $\alpha_{ps}$ ), por radiación ( $\alpha_{rad}$ ) y convección de la fase gaseosa a la superficie intercambiadora ( $\alpha_{gs}$ ). En una condición de lecho burbujeante, la fase gaseosa juega un rol fundamental, ya que los mecanismos de transferencia gas convectivo ( $\alpha_{gs}$ ) y partícula-superficie ( $\alpha_{ps}$ ) se realizan a través de esta fase. Es así que la transferencia entre partícula-superficie se produce a través de un film de gas, esto es debido a que el tiempo y el punto de contacto entre la partícula y la superficie es sumamente pequeño[5].



**Figura III-14.** Influencia de la temperatura y el diámetro de partícula en el coeficiente de transferencia partícula-superficie usando la correlación de Botterelli (obtenida de [5]) para las condiciones ensayadas. (Fuente: Elaboración propia).

Bajo el régimen burbujeante-turbulento, existirá una variación en la altura y en la porosidad del lecho. La literatura indica que la transferencia de calor partícula-sólido es afectada por la temperatura del lecho, el diámetro de partícula y el tiempo de contacto [13]. En el caso de la temperatura, al verse levemente modificadas las propiedades conductivas y difusivas del gas en un

rango de temperaturas entre los 730 y 930 [°C], no hay una variación substancial en el coeficiente de transferencia de calor (Ver Figura III-14).

Sin embargo, el diámetro de partícula muestra una gran influencia sobre el coeficiente de transferencia partícula-superficie. Es así que, a partir de las muestras de lecho, se determinará el diámetro promedio de partícula permitiendo comparar el coeficiente de transferencia de calor partícula-superficie ( $\alpha_{pc}$ ). La correlación de Botterelli (Ec. 20) es utilizada para conocer valor umbral máximo para el coeficiente  $\alpha_{pc}$ . El cual será comparado con el coeficiente de transferencia obtenido utilizando las correlaciones Ganzhal *et al.* [14] (Ecs. 21 - 24) y Baskakov *et al.* [13] (Ecs. 25- 27). Dado que la correlación de Baskakov *et al* requiere de la porosidad a nivel del lecho, se utiliza la ecuación de Di Natale *et al.* (ver ec. 26) [15], para obtener la porosidad en las cercanías de la superficie sumergida (intercambiador helicoidal).

$$\alpha_{ps,bot} = \frac{\lambda_g}{d_p} 0.843 Ar^{0.15} \quad (20)$$

$$\alpha_{ps,gan} = 1.06 \cdot \frac{\lambda_g}{\delta} \left( 1 + \frac{K_\epsilon (1 + K_1 K_\delta)}{(K_\epsilon + m \sin^2 \xi_1) \xi_1 F_0} \cdot (1 - e^{-\xi_1^2 F_0}) \right) \quad (21)$$

$$K_1 = \frac{\lambda_g}{\lambda_p} ; K_\epsilon = \sqrt{K_1 \frac{C_{pg} \rho_g}{C_{pp} \rho_p}} ; m = K_\delta \sqrt{K_2} \quad (22)$$

$$K_2 = \frac{\alpha_g}{\alpha_p} ; K_\delta = \frac{d_c}{\delta} ; F_0 = \frac{\alpha_g \tau}{\delta^2} ; \delta = 0.13 d_c \quad (23)$$

$$\tan \xi_1 + K_\epsilon \cdot \tan(m \cdot \xi_1) = 0 \quad (24)$$

$$\alpha_{ps,bask} = \frac{1 - \frac{0.15}{\tau} \cdot \left(\frac{d_p}{d_c}\right)^{0.0225}}{\frac{d_p}{2\lambda_p} + 0.5 \sqrt{\pi \cdot \frac{\tau}{\lambda_p C_{pp} \rho_p (1 - \epsilon)}}} \quad (25)$$

$$\epsilon - \epsilon_{mf} = 0.045 \cdot \text{Log}_{10}(Ar) \quad (26)$$

Con:

- $\lambda_g, \lambda_p$ : Conductividad térmica del gas y de la partícula [W m<sup>-1</sup>K<sup>-1</sup>].
- $d_p, d_c$ : Diámetro de la partícula y del toroide del serpentín [m].
- Ar: Número de Arquímedes.
- $C_{pp}, C_{pg}$  : Capacidad calorífica de la partícula y del gas [kJ kg<sup>-1</sup>K<sup>-1</sup>].
- $\rho_g, \rho_p$  : Densidad del gas y de la partícula [kg m<sup>-3</sup>].
- $\xi$  : Raíz real y positivo de la ecuación (24).
- $\tau$ : Tiempo de contacto entre la nube de partículas compacta con la superficie sumergida.

- $\varepsilon, \varepsilon_{mf}$ : Porosidad a la condición de operación y a mínima fluidización (mf).

En el período de tiempo en que la superficie sumergida se encuentra en contacto con la nube de partículas compactas, la superficie sólo intercambiará calor con la primera fila de partículas en un período de tiempo sumamente corto [5]. El tiempo de contacto entre la partícula y la superficie se estimará a partir de la correlación de Baskakov [13]:

$$\tau = 0.44 \left[ \frac{d_p g}{u_{mf}^2 \left( \left( \frac{u}{u_{mf}} \right) - C_\tau \right)^2} \right]^{0.14} \left( \frac{d_p}{D} \right)^{0.225} \quad (27)$$

En cuanto a las partículas que se encuentran alejadas de la superficie, en condiciones que su temperatura es cercana a la temperatura del lecho, su influencia en la transferencia de calor por este mecanismo es cercana al 6% [16], por lo cual son despreciadas en el análisis. Suponiendo que son superficies paralelas (Serpentín y la nube de partículas), la temperatura de la partícula es igual a la fase continua y despreciando la radiación de superficies alejadas, es posible obtener el coeficiente de transferencia por radiación de las partículas al realizar un balance entre la superficie de partículas y el Serpentín.

$$Q_{rad} = \alpha_{rad} A_{ext} (T_{lecho} - T_S) = \sigma \epsilon_{bs} A_{ext} (T_{lecho}^4 - T_S^4) \quad (28)$$

Simplificando convenientemente:

$$\bar{\alpha}_{rad} = \sigma \epsilon_{bs} (T_{lecho} + T_S) (T_{lecho}^2 + T_S^2) [W \cdot m^{-2} K^{-1}] \quad (29)$$

$$\epsilon_{bs} = \epsilon_b \epsilon_s \quad (30)$$

La complejidad que presenta la ecuación anterior, es obtener la temperatura de la superficie del serpentín. Basado en el trabajo de Pawar *et al.* [17], se observa que la temperatura a lo largo de un intercambiador helicoidal sumergido en un medio a temperatura constante, la temperatura superficial del serpentín varía. Es así, que se supone que la transferencia de calor entre la superficie del serpentín y el agua refrigerante se desarrolla a flujo de calor constante.

Para obtener el flujo de calor del serpentín, resulta conveniente utilizar una correlación que permita determinar el coeficiente convectivo para un fluido en ebullición, producto de la temperatura superior a los 100[°C] a la salida del serpentín. La correlación utilizada corresponde a la Gungor & Winterton [18], la cual supone que el coeficiente de transferencia de calor para un



líquido de dos fases ( $h_{TP}$ ), es producto de una contribución microconvectiva basada en la ecuación de ebullición de Zuber ( $h_{zuber}$ ), como también producto de una contribución macro-convectiva, tipo convección forzada sin ebullición, la cual se desarrolla en una fase y que es representada por la correlación de Dittus-Boelter ( $h_{DB}$ ), dependiendo además de un factor de mejoramiento (E) y de supresión (S), para mayor detalle consultar el Volumen 2 – Memoria de Cálculo Transferencia de Calor en el lecho.

$$h_{TP} = S \cdot h_{zuber} + E \cdot h_{DB} \quad (31)$$

$$h_{zuber} = C_o Pr^{0.12} (-\log_{10} Pr)^{0.55} q^{0.67} \quad (32)$$

$$h_{DB} = 0.023 Re_l^{0.8} Pr_l^{0.4} k_l \phi_{int}^{-1} \quad (33)$$

$$q = \frac{Q_{Serpentín}}{A_{manto_{int}}} \quad (34)$$

Es así que la temperatura a la salida del serpentín se obtiene al resolver iterativamente, mediante el método de Newton-Raphson el balance de calor entre el agua de refrigeración y la superficie del serpentín:

$$Q_{serpentín}[W] = h_{tp} \left[ \frac{W}{m^2K} \right] A_{int} \Delta T_{LN} \quad (35)$$

$$\Delta T_{LN} = \frac{(T_{sent} - T_{agua_{ent}}) - (T_{s_{sal}} - T_{agua_{sal}})}{LN \left( \frac{T_{sent} - T_{agua_{ent}}}{T_{s_{sal}} - T_{agua_{sal}}} \right)} \quad (36)$$

Con el coeficiente de transferencia de calor del agua, es posible obtener el coeficiente de transferencia global entre el lecho denso y la superficie del serpentín. El cual estará dado por la relación:

$$Q_{serpentín}[W] = \left( \frac{1}{h_{TP} A_{int}} + \frac{1}{\alpha_{total;Exp} A_{ext}} \right)^{-1} \Delta T_{LN;lecho} \quad (37)$$

$$\Delta T_{LN;lecho} = \frac{T_{Serp_{sal}} - T_{Serp_{ent}}}{LN \left( \frac{T_{lecho} - T_{Serp_{ent}}}{T_{lecho} - T_{Serp_{sal}}} \right)} \quad (38)$$

Para determinar el coeficiente de transferencia por convección del gas, se utiliza la correlación de Baskakov [19]:

$$Nu_{gc} = \frac{\alpha_{gc} d_p}{\mu_g} = 0.0175 Ar^{0.46} Pr^{0.33} \left( \frac{u}{u_{opt}} \right)^{0.3} \quad (39)$$

$$(Re_p)_{opt} = \frac{\rho_g u_{opt} d_p}{\mu_g} = \frac{Ar}{18 + 5.22\sqrt{Ar}} \quad (40)$$

Donde el coeficiente de transferencia global entre el lecho y el serpentín calculado a partir de correlaciones, estará dado por:

$$\alpha_{Total,Calc} = \alpha_{Rad} + \alpha_{PC} + \alpha_{gc} \quad (41)$$

### 3.5.2 Análisis de la transferencia de calor y la capacidad conductiva de depósitos en banco de tubos.

Para favorecer la formación de depósitos durante los ensayos, el banco de tubos fue alimentado con aire a una tasa de 250 [l min<sup>-1</sup>] para mantener una temperatura promedio del aire entre los 200 a 300 [°C] al interior de los tubos. El uso de aire como fluido refrigerante en vez de agua, es con el fin de evitar vibraciones en los tubos producto del cambio de fase del agua. El rango de temperatura, fue seleccionado basado en la metodología de medición de conductividad de depósitos desarrollado por el Instituto Sadia, con el fin asegurar la formación de depósitos no-sinterizados, minimizando la perturbación de la microestructura del depósito, la cual afecta la medición de conductividad del depósito [20].

Debido a que se obtienen pequeñas cantidades de depósitos en el banco de tubos (menores a 50 gramos), la muestra es consumida en los análisis de caracterización de inorgánicos, con lo cual no fue posible estudiar la estructura porosa del depósito. Sin embargo, bajo las condiciones de flujo y temperatura, se supone que la estructura no debiese verse afectada por la medición de la conductividad del depósito. Estudios experimentales que evalúan el efecto de la sinterización y la micro-estructura del depósito revelan que el coeficiente conductivo efectivo no varía cuando se alcanza una condición estacionaria, sobre todo cuando la fracción de sólido del depósito es mayor al 0.15 [21].

La formación de depósitos sobre superficies intercambiadoras afecta la eficiencia térmica ( $\psi$ ) de una central generadora. Esto se evalúa en términos del factor de eficacia, comúnmente utilizado para el diseño de superficies de convección (como recalentadores y sobrecalentadores) que relaciona el coeficiente de transferencia de calor del equipo sucio con el coeficiente de transferencia suponiendo que los tubos se encuentren limpios (ver ec. 42). Normalmente, este factor

se encuentra entre 0.6 y 0.8, dependiendo de la frecuencia de limpieza de los tubos [22–24].

$$\psi = \frac{(UA)_D}{(UA)_C} \quad (42)$$

Donde,  $(UA)_D$  y  $(UA)_C$  representan los coeficientes de transferencia global de los tubos sucios y limpios, respectivamente. Aunque este factor puede ser obtenido experimentalmente, existen correlaciones en la literatura, como la de Pronobis, que permiten predecir este factor para la combustión de carbón [25]. La correlación de Pronobis revela que, para la combustión de carbón, el factor de eficacia depende de la relación ácido-base ( $R_{a/b}$  - ver ec. 9), la disposición de los tubos y la velocidad de los gases en el banco de tubos, entre otras variables. Esta correlación ha sido utilizada para predecir la variación en la transferencia de calor al cambiar la operación de una caldera a carbón, a co-combustión de carbón con biomasa [26–30], representándose como una razón de factores de eficacia de la siguiente forma:

$$\frac{\Psi_{co-firing}}{\Psi_{coal\ comb.}} = \left( \frac{R_{a/b,co-firing}}{R_{a/b,coal\ comb.}} \right)^{0.354} \quad (43)$$

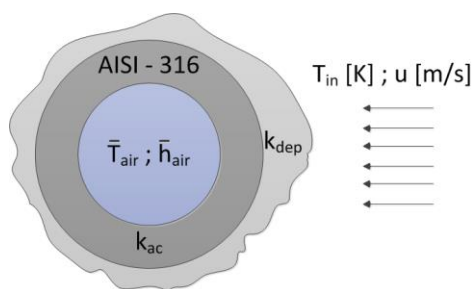
En este trabajo, el factor de eficacia es obtenido usando la ec. 42. El coeficiente de transferencia global de calor de los tubos sucios  $(UA)_D$  se obtiene al dividir el flujo de calor absorbido por el banco de tubos ( $Q_{tubos}$ ), por la temperatura media logarítmica entre los gases de combustión calientes y el aire refrigerante que pasa a través de los tubos ( $\Delta T_{LN}(Aire, PdC)$ ). El flujo de calor absorbido por el banco de tubos es calculado mediante la diferencia entálpica del aire a través del total de tubos (ec. 46).

$$\dot{Q}_{tubos} = N_{tubos} \cdot (UA)_D \cdot \Delta T_{LN}(Aire, PdC) \quad (44)$$

$$\Delta T_{LN}(Aire, PdC) = \frac{(T_{PdC}^{in} - T_{aire}^{in}) - (T_{PdC}^{out} - T_{aire}^{out})}{LN \left( \frac{T_{PdC}^{in} - T_{aire}^{in}}{T_{PdC}^{out} - T_{aire}^{out}} \right)} \quad (45)$$

$$\dot{Q}_{tubos} = m_{aire} \left( e(T_{aire}^{out}) - e(T_{aire}^{in}) \right) \quad (46)$$

Donde,  $N_{tubos}$  representa el número de tubos,  $T$  la temperatura (el subíndice PdC refiere a los productos de combustión y los superíndices 'in' y 'out' representan la entrada y salida), la función entalpía,  $m_{aire}$  el flujo de aire refrigerante que pasa por los tubos.



**Figura III-15.** Coeficientes de transferencia de calor en el tubo de deposición. (Fuente: Elaboración propia).

La Figura III-15 representa los mecanismos de transferencia, suponiendo despreciable la radiación frente a la convección, producto de la alta velocidad entre los tubos ( $\sim 4$  [m s<sup>-1</sup>]). Es así que el coeficiente de transferencia global para tubos sucios  $(UA)_D$  y limpios  $(UA)_C$ , está dado por:

$$(UA)_C = \frac{1}{R_{int} + R_{Ac} + R_{ext}} \quad (47)$$

$$(UA)_D = \frac{1}{R_{int} + R_{Ac} + R_{dep} + R_{ext}} \quad (48)$$

Donde las siguientes son las resistencias en los tubos:

- $R_{int} = \frac{1}{h_{int}\pi\phi_i L_t}$  : Resistencia a la convección al interior del tubo [K W<sup>-1</sup>].
- $R_{ac} = \frac{LN\left(\frac{\phi_o}{\phi_i}\right)}{2\pi k_{AISI316} L_t}$  : Resistencia a la conducción del tubo de acero inoxidable [K W<sup>-1</sup>].
- $R_{dep} = \frac{LN\left(\frac{\phi_o + \delta_{Dep}}{\phi_o}\right)}{2\pi k_{dep} L_t}$  : Resistencia a la conducción del depósito [K W<sup>-1</sup>].
- $R_{ext} = \frac{1}{h_{ext}\pi(\phi_o + \delta_{Dep}) L_t}$  : Resistencia a la convección al exterior del tubo [K W<sup>-1</sup>].

En que  $h_{int}$  y  $h_{ext}$  representan los coeficientes de transferencia de calor por convección al interior del tubo y de los gases calientes que pasan a través del banco de tubos, respectivamente;  $\phi$  el diámetro del tubo (subíndice i – interior, o – exterior);  $L_t$  largo de los tubos;  $\delta_{dep}$  espesor del depósitos (valor medido);  $k_{dep}$  coeficiente de transferencia de calor por conducción a través del depósito. El banco de tubos es de Acero AISI -316, cuya conductividad ( $k_{AISI,316}$ ) para diferentes temperaturas está citada por Incropera *et al.* [31]. La resistencia de la pared metálica de los tubos es irrelevante para el cálculo de los coeficientes globales.

Para obtener el coeficiente conductivo efectivo de los depósitos, se obtiene al despejar  $k_{dep}$  de la ec. 48. Sin embargo, se requiere obtener los valores del coeficiente convectivo global  $(UA)_D$ , resistencias externas ( $R_{ext}$ ), internas ( $R_{int}$ ), conductiva ( $R_{Ac}$ ) y el espesor de los depósitos (ver

ec. 49). El espesor de los depósitos es obtenido experimentalmente.

$$k_{dep} = \frac{1}{2\pi L_{tubo}} \cdot \frac{LN\left(1 + \frac{\delta_{Dep}}{\phi_{tubo;ext}}\right)}{(UA_{exp})^{-1} - (R_{int} + R_{Ac} + R_{ext})} \quad (49)$$

Dado que el número de Reynolds al interior del tubo se encuentra entre los 5000 y 5500, el régimen es claramente turbulento, por lo que el coeficiente convectivo al interior de los tubos es posible obtener de las correlaciones de Sieder-Tate (Ec. 50) y Gnielinski (Ec. 51). Usar la ecuación de Sieder-Tate requiere de conocer la temperatura superficial del Tubo ( $T_s$ ), la cual presenta un error mayor al 25% con respecto al valor obtenido experimentalmente [31]. En cambio, la correlación de Gnielinski se centra en las condiciones del fluido ( $Re_D$  y  $Pr_D$ ) y la fricción al interior del tubo ( $f$ ), permitiendo obtener un error menor al 10% respecto al valor experimental según lo reportado por Incropera [31]. Es por lo anterior, que se utiliza la ecuación de Gnielinski para el cálculo del coeficiente convectivo al interior de los tubos.

$$Nu_S = 0.023 \cdot Re_D^{\frac{4}{5}} \cdot Pr_D^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu(T_{prom})}{\mu(T_s)}\right)^{0.14} \quad (50)$$

$$Nu_G = \frac{\frac{f}{8} \cdot (Re_D - 1000) \cdot Pr_D}{1 + 12.7 \sqrt{\frac{f}{8}} \cdot \left(Pr_D^{\frac{2}{3}} - 1\right)} \quad (51)$$

Zukauskas A. [32] establece una metodología para calcular la temperatura de gases calientes que fluyen a través de un banco de tubos, suponiendo una temperatura promedio de pared de los tubos intercambiadores y utilizando la ecuación 52 para obtener el coeficiente de transferencia entre el gas y la pared de los tubos. Al conocer la temperatura de entrada y salida de los gases en el banco de tubos del reactor, es posible usar la misma metodología para determinar la temperatura promedio superficial que pueden tener el banco de tubos. Por lo que la temperatura superficial del banco de tubos, se obtiene al resolver el siguiente sistema de ecuaciones:

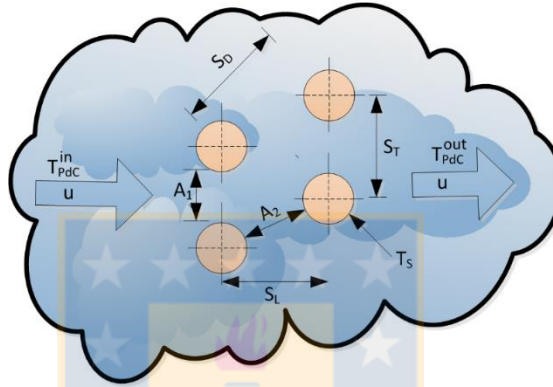
$$\dot{Q}_{tubos} = N_{tubos} \cdot h_{ext} \cdot \pi \phi_{tubo}^{ext} L_{tubo} \cdot \frac{T_{PdC}^{in} - T_{PdC}^{out}}{LN\left(\frac{T_{PdC}^{in} - T_s}{T_{PdC}^{out} - T_s}\right)} \quad (52)$$

$$Nu_z = C_1 C_2 \cdot Re_{D,max}^m \cdot Pr^{0.36} \cdot \left(\frac{Pr(T_{PdC})}{Pr(T_s)}\right)^{\frac{1}{4}} \quad (53)$$

$$Re_{D,max} = \frac{\rho V_{Max} (\phi_{tubo}^{ext} + \delta_{Dep})}{\mu} \quad (54)$$

$$V_{Max} = \max\left(\frac{S_T}{S_D - (\phi_{tubo}^{ext} + \delta_{dep})}, \frac{S_T}{S_T - (\phi_{tubo}^{ext} + \delta_{dep})}\right) \quad (55)$$

Las constantes  $m$  (0.4),  $C_1$  (0.9) y  $C_2$  (0.88) dependen de la configuración de los tubos (alineados o escalonados), la distancia entre tubos ( $S_T$ ,  $S_L$  y  $S_D$ ), el Reynolds Máximo ( $Re_{D,max}$ ) y el número de tubos ( $N_{tubos}$ ). Además, estas constantes dependen de la velocidad máxima desarrollada entre los planos  $A_1$  y  $A_2$  (Ver Figura III-16). La disposición geométrica del banco de tubos dada por  $S_T/\phi_{tubo} \times S_D/\phi_{tubo}$  (4.2 x 4.2), supone un banco ampliamente espaciado según la clasificación de Zukauskas & Ulinkas ( $S_T/\phi_{tubo} \times S_D/\phi_{tubo} \geq 2 \times 2$ ) [33].



**Figura III-16.** Distribución espacial del banco de tubos ( $S_L=S_T=59$ [mm],  $S_D=67$ [mm]). (Fuente: Elaboración propia).

En este trabajo, el coeficiente convectivo de los gases caliente está dado por el promedio de los coeficientes convectivos calculados por la correlación de Zukauskas (ec 53) y la ecuación de Khan (ec. 56). La ecuación de Khan *et al.* [34] es obtenida de un estudio analítico de las correlaciones existentes para banco de tubos comparándolas con datos experimentales y un modelo derivado de la transferencia de calor en la capa límite al interior de los tubos y la influencia de la disposición geométrica en la transferencia gas-tubo. Los autores demostraron que la su ecuación, para bancos de tubos ampliamente espaciados, obtienen una mejor aproximación con respecto a la data experimental que utilizando la correlación de Zukauskas.

$$Nu_k = C_k \sqrt{Re_D} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (56)$$

$$C_k = \begin{cases} \left(0.25 + e^{-0.55 \frac{S_L}{\phi_{tubo}}}\right) \left(\frac{S_T}{\phi_{tubo}}\right)^{0.285} \left(\frac{S_L}{\phi_{tubo}}\right)^{0.212} & \text{tubo en línea} \\ \frac{0.61 \cdot \left(\frac{S_T}{\phi_{tubo}}\right)^{0.091} \cdot \left(\frac{S_L}{\phi_{tubo}}\right)^{0.053}}{1 - 2 \cdot e^{-1.09 \frac{S_L}{\phi_{tubo}}}} & \text{tubos escalonados} \end{cases} \quad (57)$$

La razón entre los coeficientes globales sucio y limpio, representa el factor de eficacia y permite determinar el efecto relativo de los depósitos en la transferencia de calor. La relación entre el factor de eficacia y la composición de la ceniza (Ra/b) puede ser extendida para el caso de co-combustión, la que es graficada y verificada con la correlación de Pronobis (ver ec. 9). La relación Ra/b es el parámetro que representa los inorgánicos presentes en la ceniza del combustible. Para verificar este parámetro se compara con respecto a la Ra/b calculada a partir de los inorgánicos presentes en los depósitos del banco de tubos. A partir de estas comparaciones y de la metodología de cálculo detallada, será posible determinar: i) el efecto de la co-combustión en términos de la transferencia de calor en zonas de convección, y ii) la calidad del índice Ra/b para prever el comportamiento de una unidad generadora al reemplazar, por biomasa, una fracción de la potencia térmica generada sólo con carbón.

### **3.6 MODELACIÓN DEL PROCESO DE CO-COMBUSTIÓN CON FORMACIÓN DE DEPÓSITOS.**

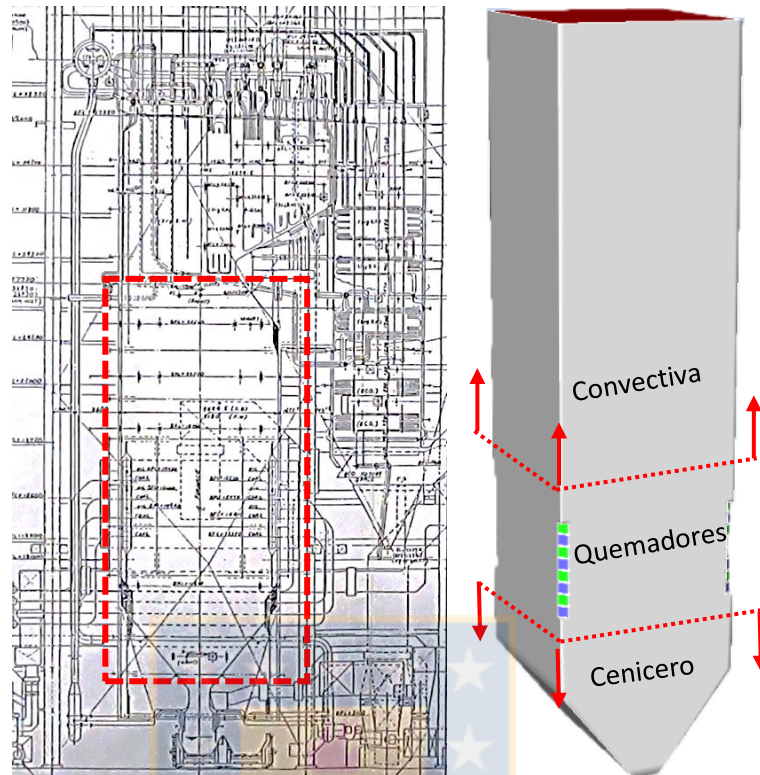
Los modelos de combustión fueron desarrollados para estudiar e identificar diferencias entre la combustión de carbón y su co-combustión con biomasa, en términos de la transferencia de calor y perturbaciones en la hidrodinámica de los equipos estudiados. En esta tesis se estudiaron dos equipos, la unidad 15 ubicada en la Central Térmica Tocopilla y el reactor piloto de co-combustión ubicado en UDT. Los modelos fueron desarrollados usando el software ANSYS FLUENT. Este software utiliza el método de volúmenes finitos, sobre cada volumen se aplican las ecuaciones de transporte. A estas ecuaciones se incorporan ecuaciones y correlaciones que acoplan cada proceso desarrollado de combustión, como la desvolatilización, combustión homogénea, heterogénea. Las ecuaciones que describen cada proceso fueron presentadas en el capítulo 2. Los procesos desarrollados en la combustión de un sólido, son independientes del tipo de tecnología utilizado. Sin embargo, estos procesos están afectos a los perfiles de temperatura y velocidades que posea el reactor de combustión.

#### **3.6.1 Definición del volumen de control**

##### **3.6.1.1 Unidad 15 de la Central Térmica Tocopilla**

La unidad 15 es una caldera industrial a carbón pulverizado a escala industrial, que posee una capacidad de generación de 150 MW. Esta caldera posee una zona convectiva y una zona radiata (ver Figura III-19). De forma de simplificar el modelo, el sobre-calentador no fue incluido, debido a que no influye en el proceso de combustión, ya que las partículas que alcanzan esta zona

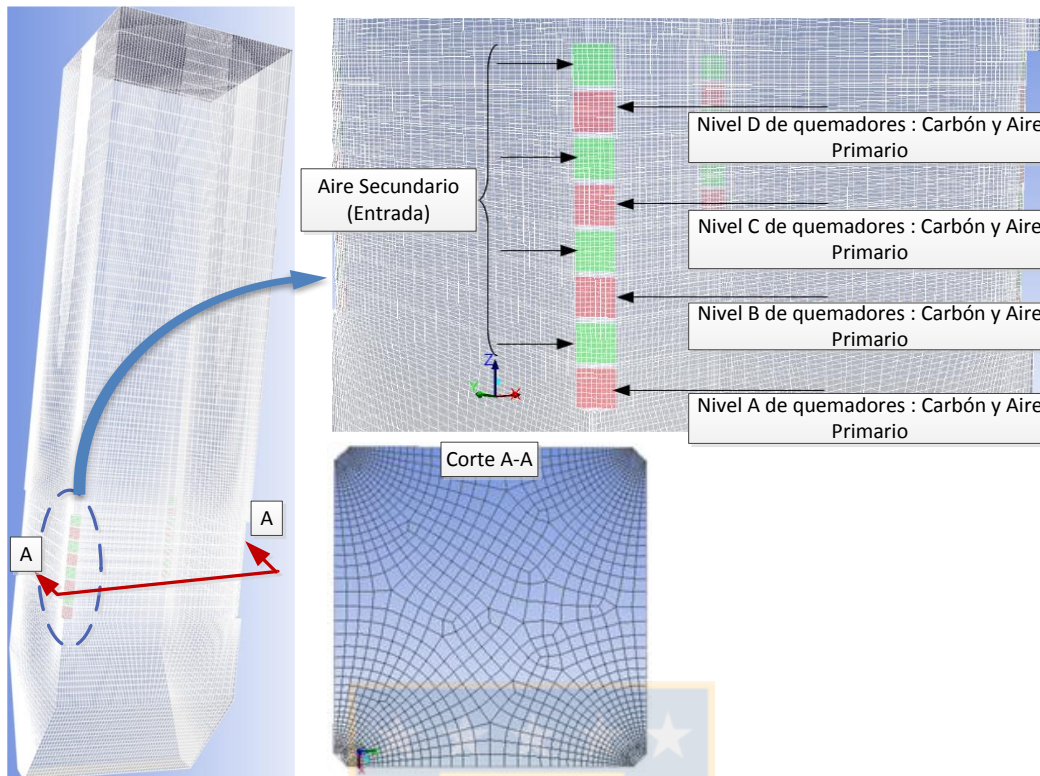
poseen una baja temperatura y una baja reactividad [35].



**Figura III-17.** Plano y Esquema de la Unidad 15 de Tocopilla. a) volumen de control modelado (demarcado con línea roja punteada); b) Geometría modelada y zonas de discretización del modelo. (Fuente: Elaboración propia).

El volumen de control fue discretizado en 3 zonas: convectiva, quemadores y cenicero. De esta forma, es posible concentrar la mayor cantidad de volúmenes en la zona de quemadores, para obtener una mayor resolución del proceso de combustión. Las zonas fueron modeladas con una malla no estructurada hexaédrica (ver Figura III-18), donde el 96% de las celdas poseen un factor 'skewness' de 0.55. Este factor representa el grado de deformación que posee un elemento de la malla respecto a un cuadrado o un triángulo equilátero, en que el valor de 1 supone un valor altamente deformado y 0 un volumen no deformado. Sin embargo, valores de 'skewness' entre 0 y 0.6 se consideran aceptables [36]. Para asegurar la independencia de los resultados con respecto al número de elementos de la malla, la malla fue refinada hasta que la diferencia en los resultados fuera menor al 5%, resultando que el número de celdas óptimo fuese de 322,000 celdas, aproximadamente.



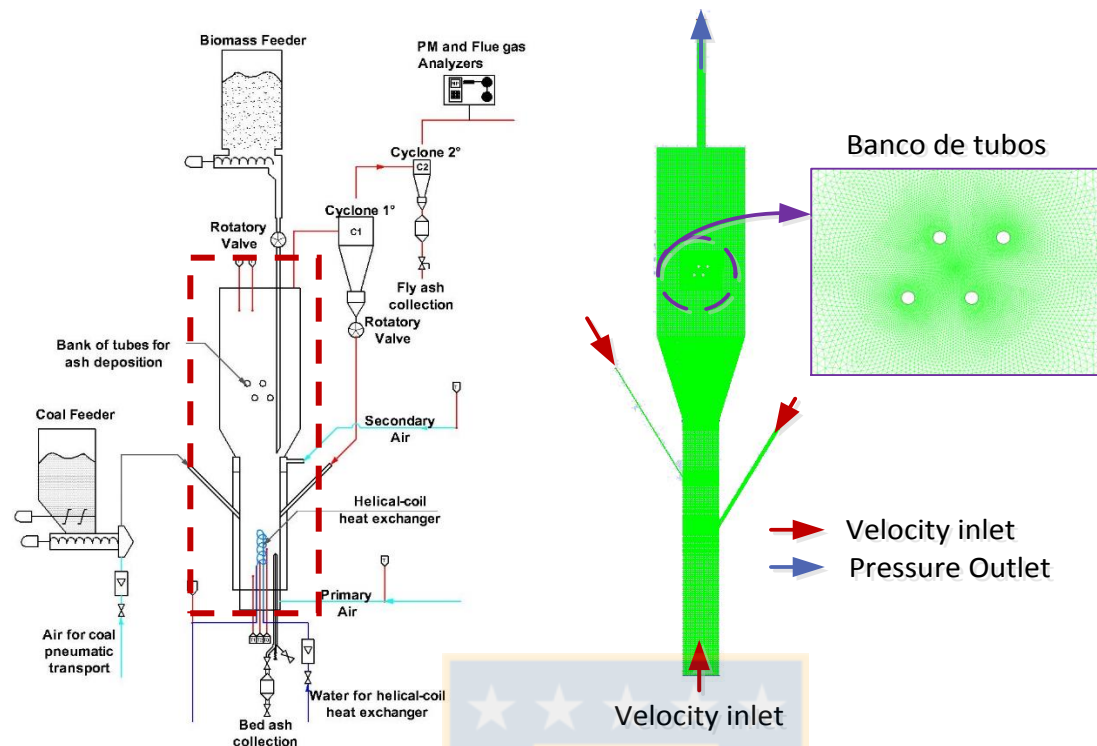


**Figura III-18.** Malla y discretización de la caldera “Unidad 15” de Tocopilla. (Fuente: Elaboración propia).

### 3.6.1.2 Reactor piloto de co-combustión

El volumen de control del reactor piloto, fue dividido en 4 zonas: lecho denso, alimentación de aire secundario, expansión y “freeboard” (ver Figura III-19). Debido al alto consumo computacional que supone el incluir el ciclón primario, se ha supuesto que este posee una eficiencia de captación del 99%. Es así, que las partículas que escapan del ‘freeboard’ son reingresadas en un 99% al lecho, mediante una función UDF (‘user defined function’).

El volumen de control fue dividido en 4 zonas: i) lecho denso, ii) zona de expansión y iii) zona del ‘freeboard’ y iv) zona del banco de tubos. La zona de expansión y el banco de tubos fueron refinadas, para obtener un mayor nivel de resolución de la trayectoria de las partículas y del fluido, obteniendo 47873 elementos, con un factor de ‘skewness’ de 0.1 y una calidad de malla de 0.5. El modelo desarrollado es bidimensional, debido al alto costo computacional que conlleva el resolver las ecuaciones de transporte (momento, energía y masa) para 11.6 millones de partículas, que representan 40 kg de arena.



**Figura III-19.** Volumen de control y malla del reactor piloto. (Fuente: Elaboración propia).

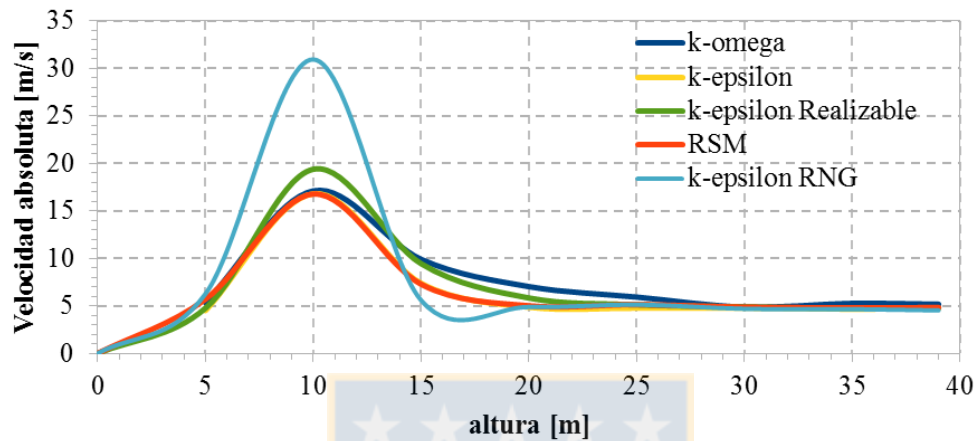
### 3.6.2 Selección de modelos

#### 3.6.2.1 Modelo de interacción gas-sólido – fase continua

Los modelos de la Unidad 15 y el reactor piloto utilizan un enfoque Euleriano-Lagrangiano granular para modelar la interacción gas-sólido. La fase continua (Aire y gases de combustión) es modelada usando las ecuaciones promediadas de Reynolds de Navier-Stokes (RANS del inglés ‘Reynolds Average Navier Stokes’) bajo un enfoque Euleriano. Estas ecuaciones son acopladas con el modelo k-epsilon para determinar la viscosidad turbulenta.

Para el modelo de la Unidad 15, los modelos de turbulencia k-e, k-e RNG, k-e Realizable y k-omega, fueron comparados con el modelo no-lineal ‘Reynolds Stress Model’ (RSM). La selección del modelo RSM como parámetro comparativo, se debe a que permite obtener resultados con mayor precisión y exactitud en flujos turbulentos tridimensionales con largas curvaturas de línea de corriente y altamente rotatorio, que aquellos modelos viscosos lineales (k-w, k-epsilon, k-rng). Sin embargo, es un modelo complejo ya que posee un alto costo computacional, que es impensable bajo las capacidades computacionales disponibles (Intel i7 8 cores, 16 GB Ram), ya que incorpora 5 ecuaciones diferenciales más que el modelo de turbulencia k-epsilon.

La comparación se realizó previo al modelo final, suponiendo aire caliente a 1200 [°C], temperatura característica en la combustión de carbón pulverizado, en condiciones que las paredes se encontraban a 150 [°C]. A partir de este ensayo, se seleccionó el modelo k-epsilon para modelar la turbulencia de la Unidad 15, ya que presenta una diferencia máxima del 10% con respecto al modelo RSM (Ver Figura III-20).



**Figura III-20.** Comparación de perfiles de velocidad absoluta de la unidad 15 calculados con distintos modelos de turbulencia. (Fuente: Elaboración propia).

El ensayo para seleccionar un modelo de turbulencia no fue desarrollado para el reactor piloto, ya que el principal problema que enfrentan los modelos convencionales de turbulencia es obtener la viscosidad turbulenta, cuando la razón entre las densidad de las fases es cercana a 1 [37]. Es por lo anterior, que los únicos modelos disponibles para modelar el proceso son los modelos k-epsilon disperso y RSM. Dado el alto costo computacional asociado al número de fases en el modelo del reactor piloto (gas, carbón, biomasa y arena) se selecciona el modelo k-ε disperso. A pesar que diversos estudios indican que no es necesario un modelo de turbulencia para modelar el lecho denso [37,38]. Sin embargo, el modelo del reactor debe incluir zonas como el “freeboard” y la entrada de aire secundario, en donde el fluido posee un comportamiento altamente turbulento; como también, la velocidad de reacción de las especies depende de la turbulencia o el grado de mezcla que se produzca. Se selecciona el modelo k-ε que permite modelar el proceso a un costo computacional mucho menor al RSM.

### 3.6.2.2 Modelo de la fase discreta

Para describir la fase de partículas dispersas (arena, carbón y biomasa) se utiliza un sistema de referencia Lagrangiano y el modelo de fase discreta (DPM – ‘discrete phase model’). El modelo

DPM calcula la trayectoria, la transferencia de calor, masa y momentum desde y hacia partícula. La trayectoria es obtenida a partir de integrar el balance de fuerza sobre la partícula (ver ec. 58).

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + \frac{g(\rho_p - \rho_g)}{\rho_p} + F_x \quad (58)$$

$$Re_p = \frac{\rho d_p |u_p - u|}{\mu} \quad (59)$$

$$F_D = \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \cdot f(C_D, Re) \quad (60)$$

Donde  $Re_p$  representan el número de Reynolds,  $C_D$  y  $F_D$  el coeficiente y fuerza de arrastre por unidad de masa, respectivamente,  $F_x$  fuerzas adicionales que actúan sobre la partícula,  $g$  la gravedad,  $\rho$  densidad (p – partícula, g- gas),  $u$  la velocidad,  $d_p$  diámetro de la partícula,  $\mu$  la viscosidad del gas y  $f(C_D, Re)$  la función de arrastre. La ecuación 58 muestra que este balance se realiza en cada partícula, ya sea de arena, carbón o biomasa, que se encuentra en el reactor modelado.

La fuerza de arrastre de las partículas de carbón y aserrín fueron calculados usando el coeficiente de arrastre de Morsi y Alexander para partículas esféricas (ec. 61). Este modelo es ampliamente usado en la simulación del proceso de combustión de partículas esféricas [39–43].

$$f(C_D, Re) = \frac{C_D Re}{24} \quad (61)$$

$$C_D = a_1 + \frac{a_2}{Re} + \frac{a_3}{Re^2} \quad (62)$$

$$a_1; a_2; a_3 = \begin{cases} 0.357; 148.62; -47500 & Re \in ]10^3, 5x10^3] \\ 0.460; -490.546; 578,700 & Re \in ]5x10^3, 1x10^4] \\ 0.519; -1662; 5,416,700 & Re > 1x10^4 \end{cases} \quad (63)$$

Las partículas que no son esféricas como los pellets de pino y opuntia, que poseen una forma cilíndrica, se usan el coeficiente de Haidel y Levenspiel, para determinar el coeficiente de arrastre.

$$C_D = \frac{24}{Re_p} (1 + b_1 Re_p^{b_2}) + \frac{b_3 Re_p}{b_4 + Re_p} \quad (64)$$

$$b_1 = \exp(2.33 - 6.46 \cdot \phi_{CD} + 2.45 \cdot (\phi_{CD})^2) \quad (65)$$

$$b_2 = 0.10 + 0.56 \cdot \phi_{CD} \quad (66)$$

$$b_3 = \exp(4.91 - 13.89 \cdot \phi_{CD} + 18.42 \cdot (\phi_{CD})^2 - 10.26 \cdot (\phi_{CD})^3) \quad (67)$$

$$b_4 = \exp(1.47 + 12.26 \cdot \phi_{CD} - 20.73 \cdot (\phi_{CD})^2 + 15.86 \cdot (\phi_{CD})^3) \quad (68)$$

Donde,  $\Phi_{CD}$  representa la razón entre el área equivalente de una esfera que tiene el mismo volumen y área superficial de la partícula. El coeficiente de arrastre de las partículas de arena es calculada a partir de la ecuación Wen y Yu [36], ya que diversas tesis promueven el uso de este coeficiente para el cálculo de la sustentación en reactores de lecho fluidizado, ya que permite una mejor aproximación en lechos con alta densidades de partículas [37,38,44].

$$f = \frac{1}{24} Re_p C_D \alpha_g^{-1.65} \quad (69)$$

$$C_D = \frac{24}{\alpha_g Re_p} \left(1 + 0.15 \cdot (\alpha_g Re_p)^{0.687}\right) \quad (70)$$

Donde  $\alpha_g$  representa la fracción volumétrica del gas. La distribución de tamaños de partícula, con que ingresa el carbón, la biomasa y la arena al volumen de control, son representadas por una distribución Rosin-Rammler y cuya caracterización se encuentra en la sección 3.2.5.

### 3.6.2.3 Mecanismos de transferencia de calor

La transferencia de calor entre la fase continua y la discreta es calculada al realizar un balance de energía sobre la superficie de la partícula ( $A_p$ ), relacionando la temperatura de la partícula ( $T_p$ ), el coeficiente de convección ( $h_p$ ) y el coeficiente de radiación de absorción-emisión ( $\epsilon_p$ ). El coeficiente  $\epsilon_p$  es calculado usando el modelo de suma ponderada de gases grises (WSGGM – ‘Weighted Sum of Gray Gases Model’), el cual es función de las presiones parciales de  $H_2O$  y  $CO_2$ .

$$m_p C_p \frac{dT_p}{dt} = h_p A_p (T_\infty - T_p) + \epsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4) \quad (71)$$

Donde  $C_p$  la capacidad calorífica de la partícula,  $T_\infty$  corresponde a la temperatura local de los gases calientes y  $\theta_R$  la temperatura de radiación, calculada a partir de la radiación incidente ( $G$ ) sobre la partícula.

$$\theta_R = \left(\frac{G}{4\sigma}\right)^{\frac{1}{4}} \quad (72)$$

La radiación incidente ( $G$ ) es calculada al integrar la intensidad radiativa  $I(r,s)$  por ángulo sólido ( $\Omega$ ).

$$G = \int_{\Omega=0}^{\Omega=4\pi} I(\vec{r}, \vec{s}) d\Omega \quad (73)$$

La intensidad radiativa  $I(r,s)$  es calculada usando el modelo de ordenadas discretas (DO – ‘Discrete Ordinates model’). Este modelo resuelve la ecuación de transporte para la intensidad de radiación, en coordenadas espaciales, para un número finito de ángulos sólidos, cada uno asociado a un vector de dirección ( $\vec{s}$ ). Para los modelos de carbón pulverizado (Unidad 15) y lecho fluidizado (planta piloto), se consideraron ecuaciones de transporte para 5 direcciones.

$$\nabla \cdot (I_\lambda(\vec{r}, \vec{s})\vec{s}) + (a + \sigma_s)I_\lambda(\vec{r}, \vec{s}) = a_\lambda n^2 I_{b\lambda} + \frac{\sigma}{4\pi} \int_0^{4\pi} I_\lambda(\vec{r}, \vec{s}') \Phi(\vec{s} \cdot \vec{s}') d\Omega' \quad (74)$$

$$I(\vec{r}, \vec{s}) = \sum_k I_\lambda(\vec{r}, \vec{s}) \Delta\lambda_k \quad (75)$$

con:

$\vec{r}$ : Vector posición.	$\sigma_s$ : Coeficiente de dispersión.
$\vec{s}$ : Vector Dirección.	$\sigma$ : Constante Stefan-Boltzmann.
$\vec{s}'$ : Vector dirección dispersión.	T: Temperatura local.
s: Longitud recorrida.	$\Phi$ : Función de fase.
a: Coef. De Absorción.	$\Omega'$ : Angulo tridimensional sólido.
n: Índice de refracción.	

El coeficiente de transferencia de calor por convección entre la partícula y los gases caliente ( $h_p$ ), es obtenido de la correlación de Ranz y Marshall.

$$Nu = \frac{h_p d_p}{k_g} = 2 + 0.6 \sqrt{Re_p} Pr^{\frac{1}{3}} \quad (76)$$

### 3.6.2.4 Simulación de la combustión y la formación de depósitos

La transferencia de masa y de calor de la fase discreta se encuentran acopladas, las que fueron calculadas suponiendo 4 fases: calentamiento, secado, desvolatilización y oxidación del char (o biochar). Durante la primera etapa, la partícula es calentada hasta alcanzar la temperatura de vaporización del agua (100 [°C]). Cuando se alcanza esta condición, se supuso que la partícula se seca endotérmicamente, mientras la temperatura de la partícula se mantiene constante y el contenido de humedad es liberado. Cuando ha liberado todo el contenido de humedad, inicia el proceso de desvolatilización y el que persiste hasta que todo el contenido volátil fue liberado. Se utiliza el modelo de 2 ecuaciones competitivas para simular el proceso desvolatilización del carbón

(Ver Capítulo 2 – Sección 2.1.2.2d). Los factores estequiométricos másicos para baja temperaturas ( $\alpha_1$ ) es igual al contenido volátil (obtenido del análisis inmediato), para altas temperaturas ( $\alpha_2$ ) es igual a 1, siguiendo el procedimiento de la tesis doctoral del autor del modelo [45]. La desvolatilización de la biomasa (aserrín, pellets de pino y opuntia) fue modelada usando un modelo cinético de primer orden (Ver Capítulo 2 – Sección 2.1.2.2a). Las constantes cinéticas para los carbones utilizados se muestran en la Tabla III-6.

**Tabla III-6.** Constantes cinéticas para los procesos de desvolatilización y combustión heterogénea [35,46,47].

	Adaro	Hatillo	Biomasa
<i>Parámetros cinéticos de desvolatilización</i>			
E – Energía de Activación[kJ/kmol]	$E_1 = 1.1 \times 10^5$ $E_2 = 1.7 \times 10^5$		$1.7 \times 10^4$
A – Constante pre-exponencial	$A_1 = 2.0 \times 10^5$ $A_2 = 1.3 \times 10^5$		$7.7 \times 10^{11}$
<i>Parámetros cinéticos para la combustión heterogénea</i>			
$E_{char}$ – Energía de activación [kJ·kmol <sup>-1</sup> ]	$8.3 \times 10^4$	$9.25 \times 10^4$	$1.2 \times 10^5$
$C_z$ – Constante pre-exponencial	$2.0 \times 10^{-3}$	$2.35 \times 10^{-3}$	$9.3 \times 10^{-3}$

La combustión del residuo carbonoso (char o biochar) es modelada usando el modelo de partícula reduciéndose limitado cinética y difusionalmente. La cinética de combustión heterogénea es simulada para cada partícula mediante una ecuación de primer orden. La velocidad de difusión fue calculada a partir del coeficiente difusional de Field (Ver capítulo 2 – Sección 2.1.4.2a.i). Los parámetros cinéticos para la combustión heterogénea se muestran en la Tabla III-6 y fueron calculados usando la ecuación de Hurt and Mitchell [47], usando los análisis elementales de los combustibles presentados en los capítulos de resultados.

Para simular el proceso de combustión de los volátiles, se usó el modelo ‘Eddy Dissipation model’ (EDM), ya que simulaciones computacionales a escala industrial revelan que éste modelo posee una alta precisión para describir la combustión homogénea [48–50]. Los gases formados producto de la combustión de los volátiles liberados y de la combustión de las partículas de char y biochar, fueron modelados usando los mecanismos de reacción descritos en la sección 2.1.5 del capítulo 2.

La formación de depósitos fue sólo simulada el impacto inercial de las partículas sobre el banco de tubos del reactor piloto de UDT. Dado que el enfoque utilizado es Lagrangiano, se conoce que partículas alcanzan las superficies, por lo cual, la probabilidad de que la partícula se adhiera del banco de tubos fue calculada usando el criterio de Walsh (Ver Capítulo 2 – Sección 2.2.2a ec. 95). Para calcular la eficiencia de adherencia de Walsh, se probaron las viscosidades críticas

encontradas en la literatura y que fueron resumidas en la Tabla 8 del Capítulo 2, ya que no existe un consenso del valor exacto de esta viscosidad. La viscosidad de la partícula fue calculada a partir de las ecuaciones de Yuan *et al* (Capítulo 2 – Sección 2.2.2a ecs. 97-100). Dado que las ecuaciones Yuan *et al.*, utilizan las concentraciones de  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  y  $\text{CaO}$ , obtenidas del análisis de inorgánicos de la ceniza del combustible. Si la eficiencia de adherencia es mayor a un 30% se supondrá que la partícula se adhiere al banco de tubos. De lo contrario, se supondrá un choque completamente elástico de la partícula.

### 3.6.2.5 Validación

Los modelos de la Unidad 15 y el reactor piloto fueron validados comparando los niveles de emisión obtenidos de las simulaciones con las concentraciones de gases medidas en la chimenea, suponiendo que el proceso de combustión está confinado sólo en la zona de reacción. En particular, el modelo de formación de depósitos para el reactor piloto, fue contrastado con la masa de depósitos captada en el banco de tubos.





### 3.7 BIBLIOGRAFÍA

- [1] ASTM D3172, Standard Practice for Proximate Analysis of Coal and Coke, ASTM Int. (2002) 1–2.
- [2] ASTM D5865, Standard Test Method for Gross Calorific Value of Coal and Coke, ASTM Int. 10a (2013) 1–14.
- [3] EPA 3052, MicroWave Assisted Acid Digestion of siliceous and organically based Matrices, 1996.
- [4] P. Bermejo-Barrera, A. Moreda-Piñeiro, O. Muñiz-Naveiro, A.M.J. Gómez-Fernández, A. Bermejo-Barrera, Optimization of a microwave-pseudo-digestion procedure by experimental designs for the determination of trace elements in seafood products by atomic absorption spectrometry, *Spectrochim. Acta, Part B At. Spectrosc.* 55 (2000) 1351–1371.
- [5] S. Oka, E. Anthony, *Fluidized Bed Combustion*, CRC Press, 2003.
- [6] D. Kunii, O. Levenspiel, *Fluidization Engineering*, 2nd Editio, Butterworth-Heinemann, 1991.
- [7] Y. Shao, C. Xu, J. Zhu, F. Preto, J. Wang, G. Tourigny, et al., Ash Deposition during Co-firing Biomass and Coal in a Fluidized-Bed Combustor, *Energy & Fuels.* 24 (2010) 4681–4688.
- [8] International Carbon Bank & Exchange, Emissions Equivalence between Pollutant Gases and CO<sub>2</sub> equivalent, (n.d.). <http://www.icbe.com/emissions/calculate.asp> (accessed March 10, 2016).
- [9] B. Leckner, M. Karlsson, Gaseous Emissions from Circulating Fluidized Bed Combustion of Wood, Biomass and Bioenergy. 4 (1993) 379–389.
- [10] A.T. Atimtay, H. Topal, Co-combustion of olive cake with lignite coal in a circulating fluidized bed, *Fuel.* 83 (2004) 859–867.
- [11] J. Xie, X. Yang, L. Zhang, T. Ding, W. Song, W. Lin, Emissions of SO<sub>2</sub>, NO and N<sub>2</sub>O in a circulating fluidized bed combustor during co-firing coal and biomass, *J. Environ. Sci.* 19 (2007) 109–116.
- [12] M. Aho, A. Gil, R. Taipale, P. Vainikka, H. Vesala, A pilot-scale fireside deposit study of co-firing Cynara with two coals in a fluidised bed, *Fuel.* 87 (2008) 58–69.
- [13] A.P. Baskakov, B. V. Berg, O.K. Vitt, N.F. Filippovsky, V.A. Kirakosyan, J.M. Goldobin, et al., Heat transfer to objects immersed in fluidized beds, *Powder Technol.* 8 (1973) 273–282.
- [14] V.L. Ganzha, S.N. Upadhyay, S.C. Saxena, A mechanistic theory for heat transfer between fluidized beds of large particles and immersed surfaces, *Int. J. Heat Mass Transf.* 25 (1982) 1531–1540.
- [15] F. Di Natale, A. Lancia, R. Nigro, Void Fraction Near Surfaces Immersed in Fluidized Beds by Heat Transfer, 12th Int. Conf. Fluid. (2007) 249–256.
- [16] J.C. Chen, S.W. Churchill, Radiant heat transfer in packed beds, *AIChE J.* 9 (1963) 35–41.

- [17] S.S. Pawar, V.K. Sunnapwar, Experimental and CFD investigation of convective heat transfer in helically coiled tube heat exchanger, *Chem. Eng. Res. Des.* 92 (2014) 2294–2312.
- [18] K.E. Gungor, R.H.S. Winterton, A general correlation for flow boiling in tubes and annuli, *Int. J. Heat Mass Transf.* 29 (1986) 351–358.
- [19] A.P. Baskakov, S. V. M., Determining the convective component of the heat-transfer coefficient to a gas in a fluidized bed, *Chem. Pet. Eng.* 7 (1971) 222–224.
- [20] A.L. Robinson, S.G. Buckley, L.L. Baxter, Experimental Measurements of the Thermal Conductivity of Ash Deposits : Part 1 . Measurement Technique, (2001) 1727–1735.
- [21] A.L. Robinson, S.G. Buckley, L.L. Baxter, Experimental Measurements of the Thermal Conductivity of Ash Deposits: Part 2. Effects of Sintering and Deposit Microstructure, *Energy & Fuels.* 15 (2001) 75–84.
- [22] P. Basu, C. Kefa, L. Jestin, *Boilers and Burners. Design and Theory*, Springer New York, New York, NY, 2000.
- [23] L. Cabezas-Gómez, J.M. Saiz-Jabardo, H.A. Navarro, P.E.L. Barbieri, New thermal effectiveness data and formulae for some cross-flow arrangements of practical interest, *Int. J. Heat Mass Transf.* 69 (2014) 237–246.
- [24] S. Kalisz, M. Pronobis, Investigations on fouling rate in convective bundles of coal-fired boilers in relation to optimization of sootblower operation, *Fuel.* 84 (2005) 927–937.
- [25] M. Pronobis, The influence of biomass co-combustion on boiler fouling and efficiency, *Fuel.* 85 (2006) 474–480.
- [26] K. Waclawiak, S. Kalisz, A practical numerical approach for prediction of particulate fouling in PC boilers, *Fuel.* 97 (2012) 38–48.
- [27] H. Namkung, T.J. Kang, L.H. Xu, Y.S. Jeon, H.T. Kim, Coal fouling characteristic to deposit probe with different temperatures under the gasification condition, *Korean J. Chem. Eng.* 29 (2012) 464–472.
- [28] S. Kalisz, S. Ciukaj, M. Tymoszek, H. Kubiczek, Fouling and Its Mitigation in PC Boilers Co-Firing Forestry and Agricultural Biomass, *Heat Transf. Eng.* 36 (2014) 763–770.
- [29] M. Pronobis, W. Wojnar, The impact of biomass co-combustion on the erosion of boiler convection surfaces, *Energy Convers. Manag.* 74 (2013) 462–470.
- [30] P. Plaza, A. Griffiths, Use of a Predictive Model for the Impact of Cofiring Coal/Biomass Blends on Slagging and Fouling Propensity†, *Energy & Fuels.* (2009) 3437–3445.
- [31] F.P. Incropera, D.P. DeWitt, T.L. Bergman, A.S. Lavine, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, John Wiley & Sons, 2007.
- [32] A. Zukauskas, Heat Transfer from Tubes in Crossflow, *Adv. Heat Transf.* 8 (1972) 93–160.
- [33] A. Zukauskas, R. Ulinskas, Efficiency parameters for heat transfer in tube banks, *Heat Transf. Eng.* (1985) 37–41.

- [34] W.A. Khan, J.R. Culham, M.M. Yovanovich, Convection heat transfer from tube banks in crossflow: Analytical approach, *Int. J. Heat Mass Transf.* 49 (2006) 4831–4838.
- [35] J. Pallarés, A. Gil, C. Cortés, C. Herce, Numerical study of co-firing coal and *Cynara cardunculus* in a 350 MWe utility boiler, *Fuel Process. Technol.* 90 (2009) 1207–1213.
- [36] ANSYS, *Ansys Fluent - Theory Guide*, 2014.
- [37] J. Lundberg, *CFD study of a bubbling fluidized bed*, Telemark University College, 2008.
- [38] L. Teaters, *A Computational Study of the Hydrodynamics of Gas-Solid Fluidized Beds*, Virginia State University, 2012.
- [39] S. a. Morsi, a. J. Alexander, An investigation of particle trajectories in two-phase flow systems, *J. Fluid Mech.* 55 (2006) 193.
- [40] E. Karampinis, N. Nikolopoulos, A. Nikolopoulos, P. Grammelis, E. Kakaras, Numerical investigation Greek lignite/cardoon co-firing in a tangentially fired furnace, *Appl. Energy.* 97 (2012) 514–524.
- [41] M.U. Degereji, D.B. Ingham, L. Ma, M. Pourkashanian, A. Williams, Prediction of ash slagging propensity in a pulverized coal combustion furnace, *Fuel.* 101 (2012) 171–178.
- [42] L. Ma, J. Jones, M. Pourkashanian, A. Williams, Modelling the combustion of pulverized biomass in an industrial combustion test furnace, *Fuel.* 86 (2007) 1959–1965.
- [43] C. Yin, L. Rosendahl, S. Kaer, T. Condra, Use of numerical modeling in design for co-firing biomass in wall-fired burners, *Chem. Eng. Sci.* 59 (2004) 3281–3292.
- [44] A.R. Bin Hamzah, *CFD Multiphase Modeling of Fluidized Bed using FLUENT Software*, Universiti Teknologi Petronas, 2009.
- [45] H. Kobayashi, *Coal devolatilization of pulverized coal at high temperature*, Massachusetts Institute of Technology, 1976.
- [46] H. Kobayashi, J. Howard, A. Sarofim, Coal devolatilization at high temperatures, in: *Symp. Combust.*, Elsevier, 1977: pp. 411–425.
- [47] R.H. Hurt, R.E. Mitchell, Unified high-temperature char combustion kinetics for a suite of coals of various rank, *Symp. Combust.* 24 (1992) 1243–1250.
- [48] Q. Fang, A.A.B. Musa, Y. Wei, Z. Luo, H. Zhou, Numerical simulation of multifuel combustion in a 200 MW tangentially fired utility boiler, *Energy and Fuels.* 26 (2012) 313–323.
- [49] G. Xu, W. Zhou, L.W. Swanson, D.K. Moyeda, Q. Nguyen, Evaluation of Applying Low Calorific Fuel as Reburn Fuel in an Opposed Wall Fired Boiler, *J. Therm. Sci. Eng. Appl.* 1 (2009) 31007.
- [50] D. Lundmark, C. Mueller, B.-J. Skrifvars, M. Hupa, Computational Fluid Dynamic Modeling of Combustion and Ash Deposition in a Biomass-Cofired Bubbling Fluidized Bed Boiler, *Clean Air Int. J. Energy a Clean Environ.* 8 (2007) 155–169.

## **4 RESULTADOS – ESTUDIO DE LA DINÁMICA DE CALENTAMIENTO Y LA ESTABILIDAD DEL REACTOR PILOTO DURANTE SU PUESTA EN MARCHA**

---

### **4.1 INTRODUCCIÓN**

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos al analizar la dinámica de calentamiento y el comportamiento dinámico del reactor, con el fin:

- i) Minimizar el período de calentamiento y alcanzar rápidamente una condición de estado estacionario, producto de la necesidad de reducir los costos operativos al mínimo. El período de calentamiento inicial era de 17 horas.
- ii) Implementar una metodología de transición al cambiar carbón por biomasa, que minimice el impacto sobre el proceso de combustión, considerando la inercia térmica que posee el equipo.
- iii) Estudiar el efecto de variables operativas en la capacidad de suministrar carbón y biomasa al reactor de los alimentadores neumático y gravitatorio, para minimizar el error de la variable crítica del proceso, el flujo de combustible. Las variables operativas analizadas, corresponden a frecuencia de rotación del motor del alimentador, aire para transporte neumático y tiempo de muestreo.

El desarrollo de estos estudios permitió la elaboración de metodologías e instructivos de operación del reactor piloto (que se encuentran en el volumen 2 de anexos), que permiten asegurar la reproducibilidad de los ensayos.

### **4.2 DINÁMICA DE CALENTAMIENTO DE LA PLANTA PILOTO**

Esta etapa se desarrolló con el fin de establecer una rápida metodología de encendido y puesta a punto del reactor. Bajo el diseño original del reactor, este contaba con un único precalentador de aire, el cual utilizaba los gases calientes de la combustión del Carbón para calentar el aire primario. Durante las primeras horas de la fase de calentamiento, la temperatura de los gases que circulan por el reactor es baja ( $< 100$  [°C]), mientras que los gases calientes de los quemadores de partida son liberados directamente al ambiente. Es claro que la velocidad de calentamiento del lecho, como también la posibilidad alcanzar el régimen de fluidización dependen de la temperatura del aire primario. Al aumentar la temperatura del aire primario, la velocidad superficial aumenta debido a que el flujo de aire se mantiene constante y la densidad del gas disminuye con la

temperatura (ver ecs.1 y 2).

$$m_{AP} = u_{T+\Delta T} \cdot \rho(T + \Delta T) \cdot A_{lecho} = u_T \cdot \rho(T) \cdot A_{lecho} \quad (1)$$

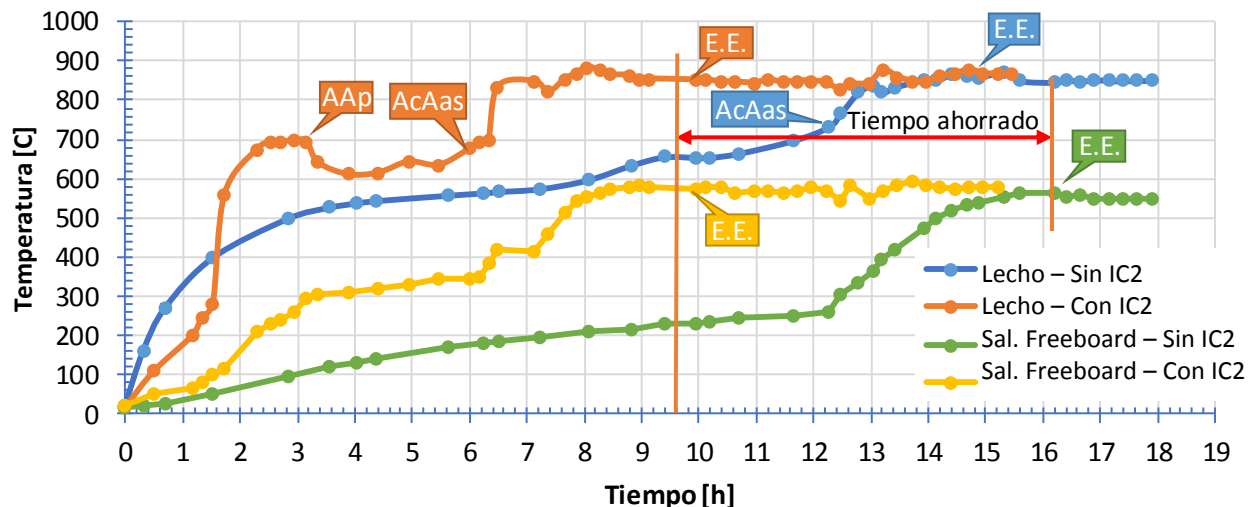
Suponiendo el aire como gas ideal y reordenando:

$$u_{T+\Delta T} = u_T \cdot \frac{\rho(T)}{\rho(T + \Delta T)} = u_T \cdot \left(1 + \frac{\Delta T}{T}\right) \quad (1)$$

Un aumento en la velocidad del gas supone una mayor fuerza de arrastre, permitiendo avanzar en las etapas de fluidización (mínima fluidización, burbujeante y burbujeante-turbulento). Al facilitar la condición estacionaria para el aire primario, es posible acelerar la fase de calentamiento. Para ello, se realizó un *bypass* a la línea de aire primario, de forma de evitar su paso por el intercambiador IC-1 (Ver Capítulo 2 – Figura II-8) y conseguir que los gases calientes que pasaron por el lecho denso y el ‘freeboard’, calienten la línea de descarga del reactor. El aire primario es precalentado en el intercambiador de tubo-carcaza IC-2, el cual usa los gases calientes de los quemadores de partida. De forma de acelerar el proceso de calentamiento, se instalaron resistencias en la línea de alimentación de aire primario (previo al *plenum*) y en la línea de descarga del reactor.

Bajo el diseño original, el tiempo de calentamiento era de aproximadamente 17 horas, siendo económica y operacionalmente inviable, ya que adicionalmente se requieren 6 horas para realizar la medición en régimen estacionario (ver Figura IV-1). En la metodología original, la fase de calentamiento suponía una alimentación de 800 [l min<sup>-1</sup>] de aire primario y de 30 [l min<sup>-1</sup>] para el aire secundario, cuando la temperatura del lecho alcanzaba los 700 [°C].

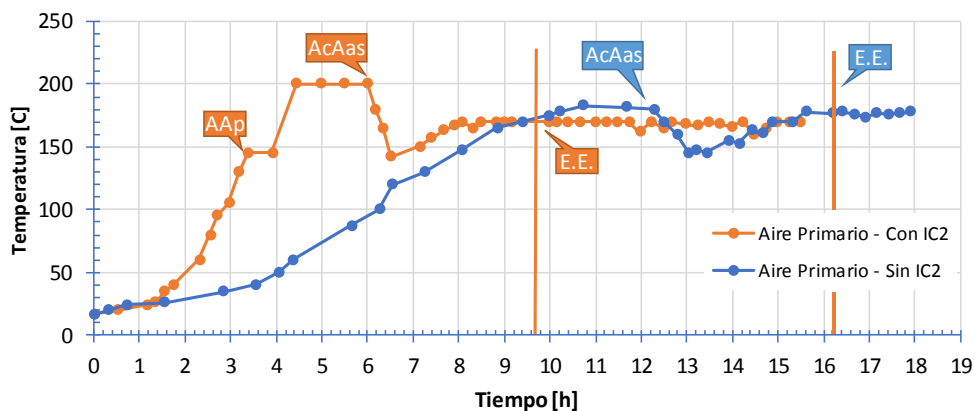
Con la nueva metodología, que incorpora el intercambiador IC-2 y dos nuevas resistencias (Ver Capítulo 2 – Figura II-8), el flujo de aire primario es de 400 [l min<sup>-1</sup>] (50% menor que el flujo de la metodología original), el que es mantenido hasta que la temperatura del lecho alcanza los 700 [°C]. Luego se aumenta el flujo de aire primario hasta igualar el flujo de aire estequiométrico (AAp). Producto del aumento de flujo, la temperatura disminuye y con ello, la altura del lecho. Para una alimentación de 40 [kg] de arena, la altura máxima que puede alcanzar el lecho es de 1.5 [m], en condiciones de fluidización de la arena (sin presencia de carbón). Cuando la temperatura del lecho alcanza nuevamente los 700 [°C], se alimenta carbón y aire secundario, de forma de obtener un 30% de exceso de aire, el que es posteriormente ajustado utilizando el analizador de gases.



(AAp = Aumento Aire primario; AcAas = Alimentación de carbón y aire secundario; EE = Estado estacionario)

**Figura IV-1.** Evolución de la temperatura durante la fase de calentamiento. (Fuente: Elaboración Propia)

La Figura IV-1, muestra la evidencia experimental y la comparación a nivel de temperatura, entre la nueva metodología de calentamiento detallada en el párrafo anterior, incluyendo el intercambiador IC2 y las resistencias, y la metodología original de calentamiento. Bajo la metodología y configuración inicial, la temperatura del lecho alcanza los 700 [°C] luego de 12 horas del encendido del reactor (línea azul), donde se produce la alimentación de aire secundario (Ver Figura IV-1). Mientras que la nueva configuración y metodología, alcanza los 700 [°C] a las 6 horas desde que se encendió el reactor. Una vez alcanzada esta temperatura y comienza la alimentación de carbón, ambas metodologías requieren de 4 horas para alcanzar el estado estacionario.



(AAp = Aumento Aire primario; AcAas = Alimentación de carbón y aire secundario; EE = Estado estacionario)

**Figura IV-2.** Evolución de la temperatura del aire primario durante la fase de calentamiento. (Fuente: Elaboración propia).

Al analizar la temperatura del aire primario, se observa una fuerte disminución cuando se alimenta carbón y aire secundario (AcAas – ver Figura IV-2). Esta disminución se asocia a que los quemadores de partida son apagados, como también al ingreso de aire secundario y neumático que se encuentran a temperatura ambiente. Sin embargo, esta disminución no es observada a nivel del lecho denso, debido a la inercia térmica del lecho de arena y a la ignición de las partículas de carbón, que favorece a aumentar la temperatura al interior del lecho denso.

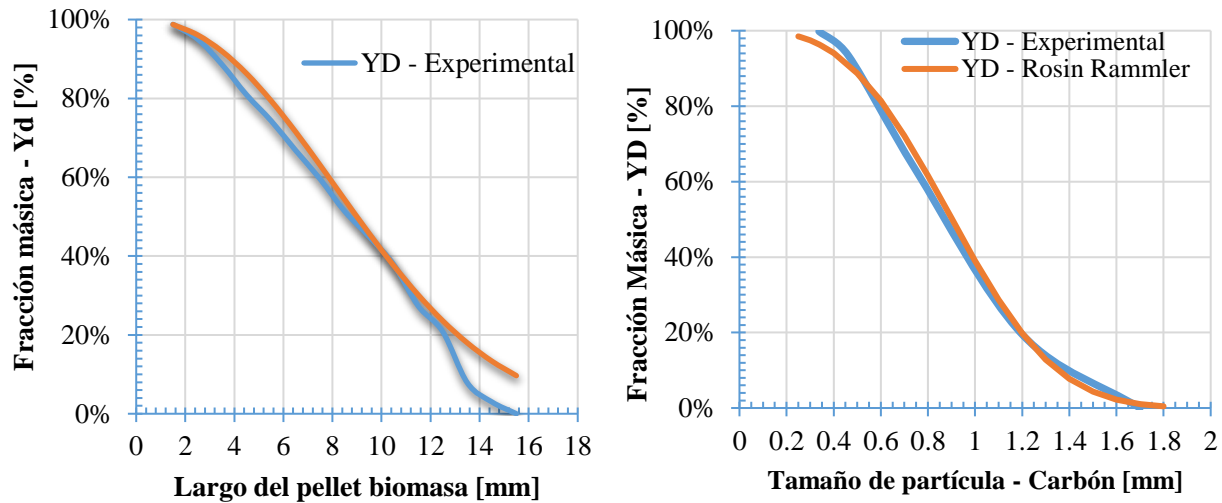
Es así, que la nueva metodología permite una reducción del 42% en el tiempo necesario para alcanzar una condición estacionaria respecto de la metodología original, permitiendo reducir el costo operacional por ensayo de 6 a 3 millones de pesos y un ahorro total de 12 millones de pesos, ya que se desarrollaron 1 ensayo de combustión de carbón, 2 ensayos de co-combustión de carbón con pino y 1 ensayo con carbón con opuntia.

### 4.3 CALIBRACIÓN Y ESTABILIDAD DE LOS ALIMENTADORES DE CARBÓN Y BIOMASA.

Para estudiar el comportamiento dinámico del sistema de alimentación, se desarrollaron ensayos de calibración en los alimentadores de carbón y biomasa. Los alimentadores de carbón y biomasa son equipos críticos en el proceso de combustión, ya una correcta calibración y estabilidad, permite mantener un nivel de potencia fijo y una condición estacionaria de operación. El alimentador de carbón utiliza aire para realizar el transporte neumático de las partículas de carbón, siendo capaz de alimentar carbón con un diámetro de partícula menor a 2 [mm]. Las distribuciones de tamaños para el carbón y la biomasa se muestran en la Figura IV-3. El tamaño promedio de partículas y el coeficiente de dispersión, se muestran en la Tabla IV-1.

**Tabla IV-1.** Distribución Rosin-Rammler para carbón, biomasa y arena. (Fuente: Elaboración propia).

Variable	Carbón $d_p$	Biomasa $L_p$	Arena $d_p$
Longitud Característica promedio [mm]	1.02	10.6	0.302
n - Factor de Dispersión	2.98	2.24	10.24



**Figura IV-3.** Distribución de tamaños para el carbón y la biomasa. (Fuente: Elaboración propia).

La distribución de tamaños para el carbón se realizó usando diferentes tamaños de tamices y utilizando la metodología descrita en el capítulo 3- sección 3.2.5. En cambio, para los pellets de biomasa se midió el largo mediante un pie de metro electrónico, usando la metodología descrita en el capítulo 3 - sección 3.2.5.

#### 4.3.1 Calibración del alimentador de carbón

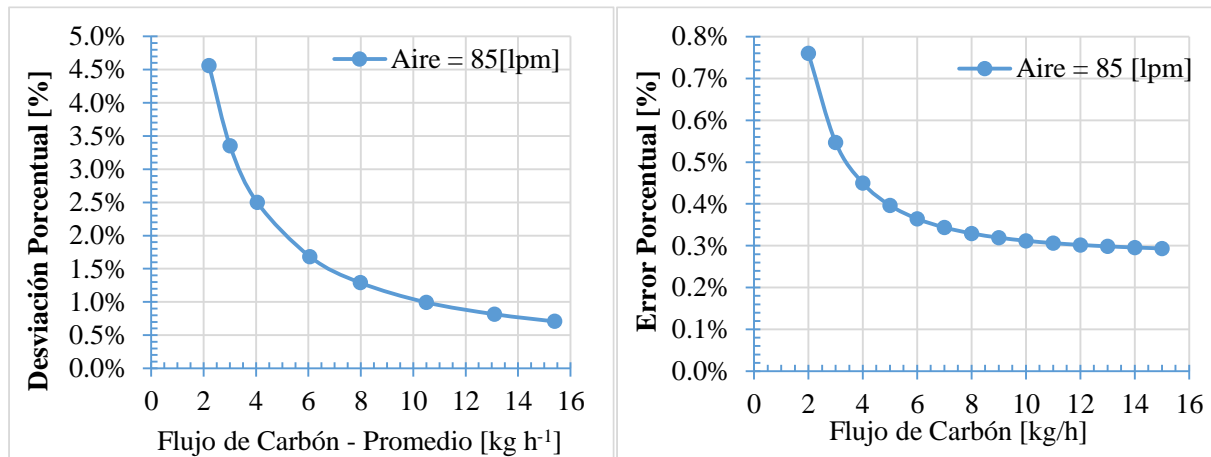
La alimentación de carbón al reactor depende del flujo de aire para transporte neumático y de la velocidad de giro del motor acoplado al alimentador. Para regular la alimentación, se desarrollaron ensayos para determinar i) La influencia del aire en el transporte de carbón, ii) La relación entre la frecuencia de giro del motor y la tasa de carbón alimentada y iii) La influencia del tiempo de muestreo en las tasas de alimentación obtenidas.

$$\epsilon_{carbon}[\%] = \frac{1}{\Delta t} \cdot \sqrt{\delta m_{captada}^2 + \delta m_{saco}^2 + \dot{m}_{carbon}^2 \delta \Delta t^2} \cdot 100\% \quad (3)$$

Se calculó el error cuadrático porcentual de la medición, utilizando la ecuación 3 y la metodología descrita en el capítulo 3 – sección 3.3.2.2. Para una alimentación de aire neumático de 85 [l min<sup>-1</sup>] se realizaron 3 mediciones por frecuencia de alimentación, mostrando que el error cuadrático porcentual es menor al 0.8%, para flujos mayores a 2 [kg h<sup>-1</sup>], el cual es menor a la desviación porcentual obtenida de promediar las 3 mediciones (Ver Figura IV-4). La diferencia en el peso máxima fue de 0.2 [kg h<sup>-1</sup>] para una tasa de alimentación de 2 [kg h<sup>-1</sup>]. Se desconoce la razón de la diferencia entre los errores, diferentes efectos pudiesen estar asociados, aunque un error

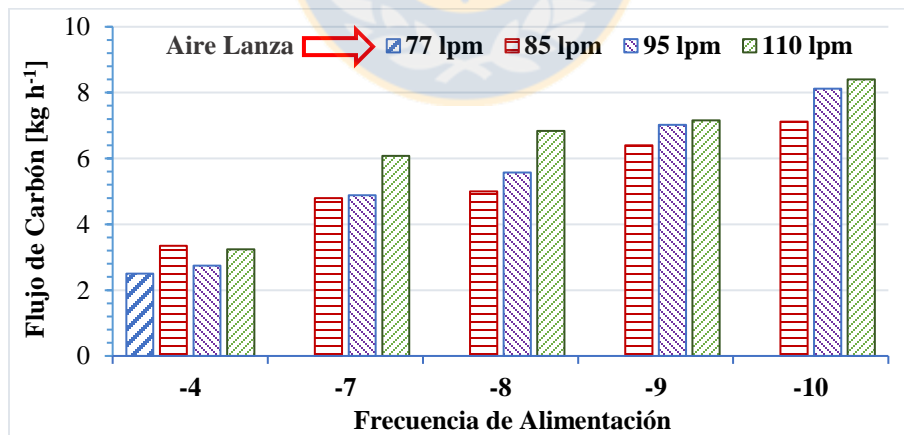


porcentual menor al 2% para flujos de carbón sobre 6 [kg h<sup>-1</sup>] se considera aceptable.

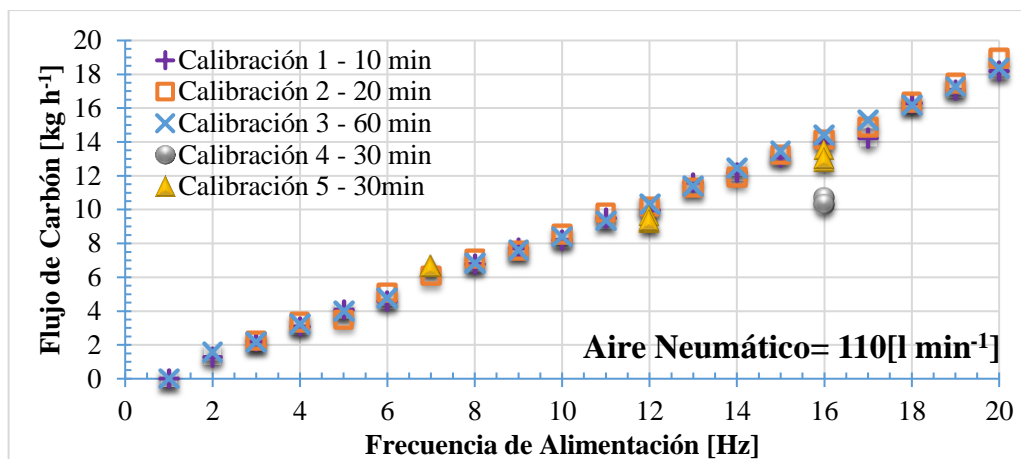


**Figura IV-4.** Desviación porcentual del flujo de carbón promediado y error porcentual de cada medición de flujo de carbón. (Fuente: Elaboración propia).

Para estudiar la influencia del flujo de aire en la alimentación de carbón, se desarrollaron 3 mediciones de flujo de carbón por frecuencia de rotación del motor. Las frecuencias y los flujos de aire para transporte neumático ensayados se muestran en la Figura IV-5. Los ensayos revelaron que para un flujo de 77 [l min<sup>-1</sup>] y frecuencias superiores a 4, la velocidad del aire es insuficiente para transportar el carbón. Sin embargo, para flujos de aire superiores a 77 [l min<sup>-1</sup>] se obtiene un efecto proporcional entre el flujo y la capacidad del aire para transportar carbón.



**Figura IV-5.** Efecto del flujo de aire para transporte neumático en la alimentación de Carbón. (Fuente: Elaboración propia).

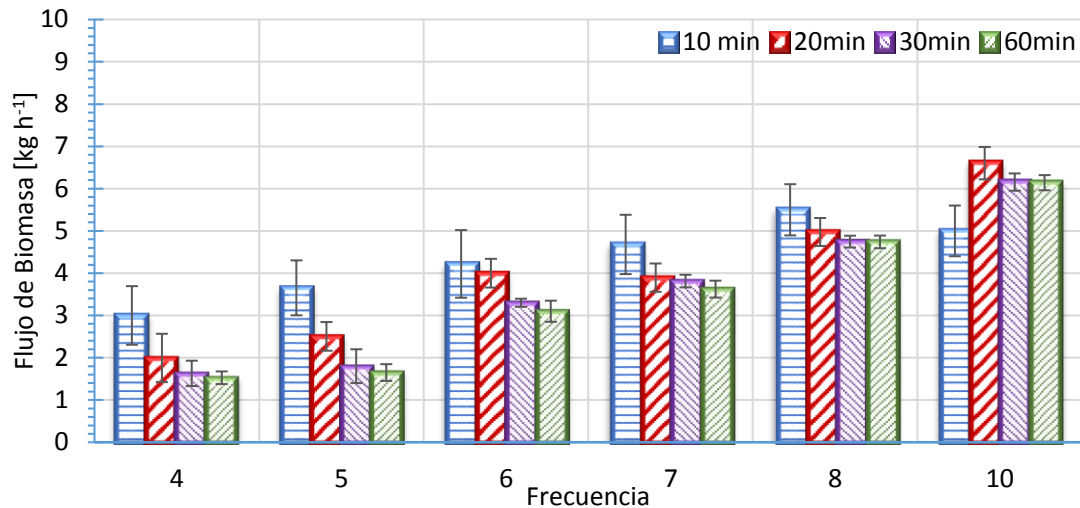


**Figura IV-6.** Efecto de la frecuencia de tiempo de recolección en transporte neumático en la alimentación de Carbón. (Fuente: Elaboración propia).

Para verificar si el alimentador es capaz de suministrar carbón a una tasa fija, se desarrollaron ensayos de medición de flujo, estableciendo períodos de captación de 10 [min], 20 [min], 30 [min] y 60 [min], abarcando todo el rango de frecuencias. Para asegurar la capacidad de transporte neumático, las calibraciones se realizaron para un flujo de aire de 110 [l min<sup>-1</sup>]. Los resultados se muestran en la Figura IV-6, revelando que para las condiciones ensayadas, el alimentador de carbón posee la capacidad de mantener un flujo de carbón constante. La 4<sup>ta</sup> calibración, se obtienen flujos de carbón muy por debajo que aquellas obtenidas para tiempos de 10, 20 y 60 minutos, asociado a que la cadena del motor requería mantenimiento. Los ensayos fueron realizados en períodos de tiempo distintos. Producto de la diferencia observada en el 4<sup>ta</sup> calibración, se realizó una 5<sup>ta</sup> calibración, mostrando el efecto de los componentes mecánicos sobre la alimentación de flujo y la necesidad de una mantención periódica.

#### 4.3.2 Calibración del alimentador de biomasa

El alimentador de biomasa pelletizada es del tipo gravitatorio. Cuenta con una válvula rotatoria, que impide el paso de gases y partículas desde el lecho al silo de biomasa. Al ser del tipo gravitatorio no requiere de aire para alimentar pellets al lecho, cuya capacidad de alimentación de biomasa depende sólo de la frecuencia de rotación del tornillo sinfín. Para asegurar la independencia de la alimentación de pellets con respecto a la velocidad de giro de válvula rotatoria, la válvula operó al 80% de su frecuencia máxima de rotación.



**Figura IV-7.** Comparación del flujo de alimentación de pellets para diferentes frecuencias y tiempos de captación de muestra. (Fuente: Elaboración propia).

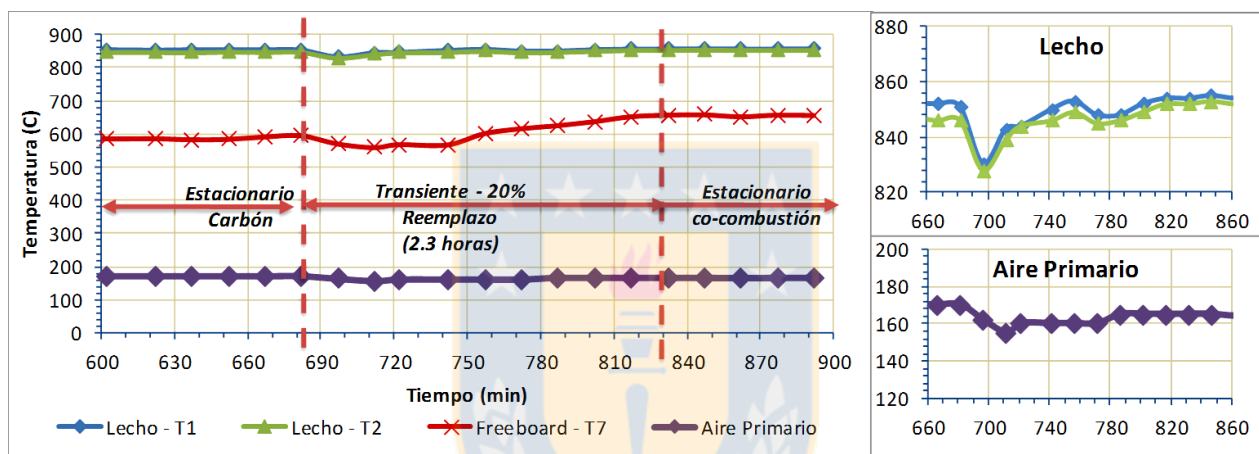
La calibración se realizó para el rango de frecuencias del alimentador de biomasa de trabajo y para distintos tiempos de captación de muestra (10, 20, 30 y 60 minutos). La Figura IV-7 presenta el promedio de 6 calibraciones para cada frecuencia de trabajo, revelando que frecuencias bajas de captación de pellets, se obtiene una gran variación del flujo alimentado. No obstante, esta variación disminuye a medida que el tiempo de captación aumenta. Esto podría estar asociado a la gran variación de tamaño que posee el largo del pellet y que pudiese afectar la velocidad del tornillo. Es así, que para frecuencias de captación de pellets menores a 30 minutos, la desviación porcentual varía entre 3% y 22.2%. Es por estas altas variaciones, se considera un tiempo de muestreo de 60 minutos de forma de asegurar un flujo de alimentación de biomasa

#### 4.4 ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO DINÁMICO DEL REACTOR

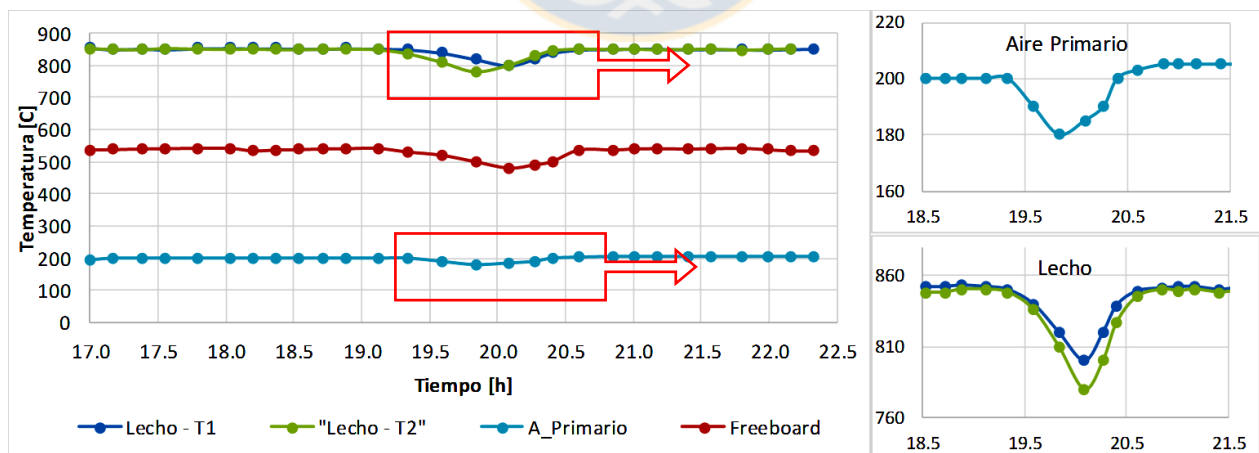
El estudiar el comportamiento dinámico del reactor durante la transición de quemar carbón a co-combustionar carbón con biomasa, permite establecer una estrategia de remplazo que minimice el impacto sobre la fluidodinámica, la transferencia de calor, emisiones de gases, nivel de potencia y realizar una operación segura del equipo, posibilitando el uso de esta metodología en una central a carbón.

Dado que el alimentador de biomasa presenta una alta variabilidad en la tasa de alimentación de pellets (Ver Figura IV-7 – Frecuencia 4), no fue posible desarrollar en el reactor piloto una metodología de reemplazo de carbón por biomasa como la propuesta en la metodología

(Ver Capítulo 3 – Sección 3.3.2.2). Esto debido a que la calibración del alimentador de biomasa reveló que, para periodos de captación menores a 1 hora, se obtiene un 47% de error en la alimentación para una frecuencia de 4 [Hz]. La alta variabilidad de la medición de flujo para periodos de tiempo menores a 30 minutos, se debe a que el reactor fue diseñado para operar a una alimentación combinada de carbón con biomasa de 50 [kg h<sup>-1</sup>] pero su capacidad real no supera una alimentación combinada de 10 [kg h<sup>-1</sup>], debido a que la capacidad de aire total disponible para la planta piloto, no permite satisfacer los requerimientos de aire para quemar a una tasa mayor de carbón. Es así, que el alimentador de biomasa se encuentra sobredimensionado para co-quemar carbón con biomasa.



**Figura IV-8.** Perfil de temperatura durante la transición de combustión de carbón a su co-combustión con biomasa para un 20% de reemplazo energético. (Fuente: Elaboración propia).



**Figura IV-9.** Perfil de temperatura durante la transición de combustión de carbón a su co-combustión con biomasa para un 10% de reemplazo energético. (Fuente: Elaboración propia).

Al realizar ensayos de co-combustión en que un 10 y 20% de la potencia es producida con pellets de pino, en condiciones que el reactor operaba con carbón en estado estacionario, se realizó

el cambio de carbón por biomasa, ajustando los valores de flujos de carbón y biomasa inmediatamente a los flujos de reemplazo deseados, observando que el período de régimen transiente para un 10% de reemplazo posee una duración de 1 hora, mientras que para un 20% de reemplazo es de 2.3 horas (Ver Figura IV-8). Dado que se tiene una medición confiable de flujo de biomasa para periodos igual o mayores a 1 hora y que el tiempo de transición es menor a las 2.3 horas, no es posible desarrollar un control de alimentación paulatino de carbón por biomasa. Sin embargo, desarrollar el cambio de combustión a co-combustión ajustando a los flujos de carbón y biomasa en forma directa, permite mantener una condición promedio de alimentación y de régimen de operación constante para periodos de una hora. Bajo esta condición, al final de cada ensayo es posible corroborar si la tasa de alimentación corresponde a la deseada, al conocer el tiempo de alimentación de pellets, la masa de pellets antes y después de la operación.



## 4.5 CONCLUSIONES

El estudio de la dinámica de calentamiento permitió reducir el tiempo de calentamiento en un 42% y disminuir el costo de operación en un 50%. Esto fue logrado al incluir resistencias en las líneas de aire primario y descarga, un intercambiador tubo-carcaza y una metodología de encendido, que el reactor no contaba al momento de desarrollar esta tesis.

El estudio de calibraciones del alimentador de carbón mostró que es posible alimentar flujo de carbón con un error menor al 5%. Además, el estudio reveló que el flujo de carbón depende exclusivamente de la frecuencia de rotación del motor y del flujo usado para aire neumático. Se observó que para asegurar el arrastre de partículas, en flujos de alimentación de carbón mayores a 2 [kg h<sup>-1</sup>], se requieren flujos de aire neumático mayores a 70 [l min<sup>-1</sup>].

Las calibraciones del alimentador de biomasa, muestran desviaciones del orden de 30% para períodos de captación de 10 minutos, el cual pudiese estar asociado a la poca homogeneidad del largo del pellet. Sin embargo, estas desviaciones decrecen a medida que el tiempo de captación aumenta y la frecuencia aumenta.

Al estudiar el comportamiento dinámico al cambiar un 10% de la potencia térmica producida por carbón por pellets de pino, se determinó que el tiempo necesario para alcanzar una condición de estado estacionario es de 1 hora. Dado que el alimentador de biomasa presenta altas variaciones a períodos bajos de captación y que el tiempo de transición para alcanzar el estado estacionario es corto (1 hora), como también lo limitado del recurso pellet, no fue posible establecer una estrategia de reemplazo.

A partir de los ensayos anteriores, es posible asegurar una tasa de alimentación de carbón y biomasa para tiempos mayores a una hora de duración. Sin embargo, para asegurar que el flujo de biomasa es el requerido, el reemplazo para que la biomasa genere una fracción de la potencia térmica debe realizarse en forma escalón y mantener dicha condición a lo largo de todo el ensayo. Adicionalmente, al final cada ensayo se debe obtener el flujo promedio de alimentación calculado a partir de la diferencia entre el peso inicial y el peso final de pellets, dividido por el tiempo de operación con pellets.

## **5. RESULTADOS - ESTUDIO COMPARATIVO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR Y EMISIONES POLUTANTES DURANTE LA CO-COMBUSTIÓN DE CARBÓN CON BIOMASA A ESCALA PILOTO**

---

### **5.1. Introducción**

Chile promueve la transición desde energías fósiles a renovables. La co-combustión de carbón con biomasa es una alternativa que permitiría el reemplazo parcial de carbón en plantas generadoras que usan sólo este mineral. La literatura demuestra la factibilidad técnica de esta alternativa tecnológica [1–4], especialmente con residuos biomásicos que permiten un reemplazo de carbón de hasta el 20% de la potencia, sin modificar el diseño de las calderas [5]. Las mayores reservas forestales de Chile (*pinus radiata*) están en el sur del país, mientras que los mayores consumos de electricidad se encuentran en la zona norte, con una capacidad instalada de 1946 [MW], en que el carbón es la principal fuente de generación [6]. La utilización de biomasa en el norte del país tiene dos problemas significativos. Por una parte las distancias son de 2000 o más kilómetros, con problemas importantes de logística y costos de transporte. Adicionalmente, la mayor parte de la producción forestal es consumida por la industria de celulosa, lo que limita la disponibilidad de este recurso para fines energéticos. Por ello, las generadoras han promovido y financiado el cultivo de especies cactáceas con potencial energético, que han sido exitosos en el desierto de Atacama, señalado como el más árido del planeta. Estudios recientes han demostrado el potencial de la especie *Opuntia ficus-indica* como biocombustible [7–10], especie que a pesar de poseer un contenido de humedad del 90% [7], presenta potencial como biomasa en la zona norte del país.

Experiencias a escala piloto e industrial, revelan que biomasas con altos porcentajes de humedad (entre 10 a 70%) pueden quemarse en calderas de lecho fluidizado [11]. Sin embargo, elevados contenidos de humedad pueden disminuir la temperatura y la eficiencia de combustión [12]. A pesar de ello, el uso de biomasa como co-combustible ofrece ventajas, debido a su mayor reactividad, alto contenido de volátiles y un menor contenido de azufre que el carbón; ello permitiría obtener un efecto sinérgico, acelerando el proceso de combustión de las partículas de combustible. Sin embargo, la literatura revela que, para un alto contenido de volátiles, se requieren altos tiempos de residencia en la zona de alta temperatura del ‘freeboard’ y una altura adecuada del ‘freeboard’ para completar su combustión [13]. Khan et al. [11] indican que para reemplazo bajo<

20%, la altura del ‘freeboard’ no afectaría la eficiencia de combustión. Por ello, en este estudio la biomasa se seca y pelletizada, alcanzando una humedad máxima de 10%.

En comparación con carbón, la biomasa es menos densa, más reactiva y su menor velocidad terminal en el lecho fluidizado genera un aumento de la presencia de partículas de biomasa en la ceniza volante [14], y también un aumento en las temperaturas del ‘freeboard’ [15–17].

Las emisiones de SO<sub>2</sub> reportadas en la co-combustión de carbón con biomasa lignocelulósica disminuyen en forma proporcional al contenido de azufre de la biomasa [14,18,19]. Biomosas no-lignocelulósicas podrían incluso aumentar la capacidad de captación de SO<sub>2</sub> [19,20], debido a la mayor presencia, en comparación al carbón, de óxidos de potasio, calcio y fósforo en la ceniza de la biomasa [21]. La inclusión de pino o de Opuntia en la co-combustión del carbón, mejora la captación de azufre, pero por el mayor contenido de alcalinos en la biomasa puede provocar mayor sinterización en el lecho, y ceniza volante viscosa, que genera la formación de depósitos en la zona de tubos sobrecalentadores [22].

La bibliografía no muestra estudios de co-combustión de carbón con especies cactáceas en lecho fluidizado. Este trabajo busca contribuir mediante la evaluación de los efectos de incluir *Pinus radiata* (pino) y *Opuntia ficus-indica* (opuntia) en la co-combustión de carbón, especialmente sobre la transferencia de calor en el lecho denso y las superficies que transfieren calor por convección, así como determinar el efecto de la formación de depósitos en la capacidad para evaporación y en la generación de gases contaminantes.

## 5.2. Materiales y métodos

### 5.2.1. Condiciones de Operación

Las pruebas de co-combustión en la planta piloto consistieron en ensayos de 1 [h] cada uno, y un tiempo de preparación entre ensayos de 1 [h]. Dichos ensayos de co-combustión fueron desarrollados para una potencia nominal de 55 [kW], debido a limitaciones del compresor para suministrar una mayor cantidad de aire que sustente una potencia mayor.

La Tabla V-1 lista las condiciones de operación para las pruebas de combustión de carbón y su co-combustión con pino u opuntia, en condiciones tales que el 10 o el 14% de la potencia es producida por la biomasa. El menor flujo de aire primario en el ensayo de carbón con opuntia, se debe al alto contenido de oxígeno de esta especie, lo que disminuye el requerimiento de aire. El



flujo de aire primario se ajustó para obtener un exceso de aire cercano al 30%, y con mínima formación de CO.

**Tabla V-1.** Condiciones de operación para cada ensayo (Fuente: Elaboración propia)

Variable Operacional		Carbón	Carbón-Pino		Carbón-Opuntia
Fracción de la potencia térmica producida con biomasa	[%]	0	10	14	10
<b>Flujo de combustible y potencia térmica</b>					
Carbón	[kg h <sup>-1</sup> ]	6.6 ± 0.3	6.0 ± 0.3	5.9 ± 0.3	5.9 ± 0.3
Biomasa	[kg h <sup>-1</sup> ]	0.0 ± 0.0	1.1 ± 0.1	1.7 ± 0.1	1.6 ± 0.1
Potencia térmica (N <sub>power</sub> )	[kW]	54.0 ± 3.0	55.0 ± 3.0	57.0 ± 2.0	54.0 ± 2.0
<b>Flujos de aire combustión y refrigeración</b>					
Aire de refrigeración del banco de tubos	[l min <sup>-1</sup> ]	250 ± 12	258 ± 14	250 ± 12	250 ± 12
Aire primario	[l min <sup>-1</sup> ]	800 ± 40	800 ± 40	800 ± 40	697 ± 5.0
Aire Secundario	[l min <sup>-1</sup> ]	95.0 ± 5.0	32.0 ± 1.5	20.0 ± 1.0	17.0 ± 1.0
Transporte neumático – Carbón	[l min <sup>-1</sup> ]	95.0 ± 5.0	80.0 ± 4.0	95.0 ± 5.0	80.0 ± 4.0
Agua de refrigeración del intercambiador helicoidal	[l min <sup>-1</sup> ]	21.3 ± 0.8	20.0 ± 0.2	22.0 ± 0.3	17.7 ± 0.4

Para evaluar la formación de depósitos durante los ensayos, el banco de tubos fue alimentado con aire a 250 [l min<sup>-1</sup>], para mantener una temperatura promedio del aire entre los 200 a 350 °C, al interior de los tubos. Este rango de temperatura fue seleccionado basado en la metodología de medición de conductividad de depósitos desarrollado por el Instituto Sadia (USA), con el fin de prevenir la formación de depósitos sinterizados, con alta porosidad que disminuye la conductividad de los depósitos [23]. No se analizó la estructura porosa de los depósitos debido a que la cantidad colectada fue muy pequeña; sin embargo, bajo las condiciones de flujo y temperatura seleccionadas, se supuso que la estructura no afectó la conductividad del depósito.

## 5.2.2. Metodología de cálculo de los coeficientes de transferencia de calor

La metodología de cálculo y las correlaciones empíricas utilizadas, fueron presentadas en el capítulo 3 – Sección 3.5. En la Tabla V-2, se muestra el resumen de las correlaciones usadas para evaluar el efecto de la co-combustión de carbón con pino u opuntia, en términos de la transferencia de calor entre: a) el lecho denso y el intercambiador helicoidal sumergido en lecho (ver Capítulo 3 – Sección 3.5.1) y b) gases calientes con el banco de tubos ubicado en el ‘freeboard’ (ver Capítulo 3 – Sección 3.5.2).

**Tabla V-2.** Ecuaciones y modelos para simular la transferencia de calor. (Fuente: Elaboración propia)

Variable	Ecuación Capítulo 3	Referencia
<b>Transferencia de calor entre el lecho denso y el intercambiador helicoidal sumergido en el lecho denso</b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Coeficiente de transferencia de calor:               <ul style="list-style-type: none"> <li>- <math>\alpha_{ps}</math> - Partícula –Superficie (25) a (27)</li> <li>- <math>\alpha_{gs}</math> - Gas-Superficie (39) a (40)</li> <li>- <math>\alpha_{rad}</math> – Radiación (29) a (30)</li> <li>- <math>\alpha_{total} = (\alpha_{gs} + \alpha_{ps} + \alpha_{rad})</math></li> </ul> </li> </ul>		Baskakov <i>et al.</i> [24] Baskakov <i>et al.</i> [25]
• $\epsilon$ – Porosidad del lecho	(26)	Di Natale <i>et al.</i> [26]
• $\tau$ –Tiempo de contacto	(27)	Baskakov <i>et al.</i> [24]
• $h_{TP}$ - Coeficiente de transferencia de calor por convección agua refrigerante del intercambiador	(31) a (33)	Gungor y Winterton [27]
• $T_{S,mean}$ - Temperatura promedio de la superficie del intercambiador	(35) a (38)	
<b>Transferencia de calor entre los gases caliente con el banco de tubos ubicado en el ‘freeboard’</b>		
• $\psi$ - Factor de Eficacia	(42)	Pronobis <i>et al.</i> [28]
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Coeficientes de transferencia de calor:               <ul style="list-style-type: none"> <li>- <math>(UA)_C</math> – Global de los tubos limpios (47)</li> <li>- <math>(UA)_D</math> – Global de los tubos sucios (48)</li> <li>- <math>h_{ext}</math> – Convección entre los gases calientes y los tubos (52) a (57)</li> <li>- <math>h_{int}</math> –Convección del aire de refrigeración que pasa a través de los tubos (51)</li> <li>- <math>k_{dep}</math> – Conducción de la ceniza depositada en el banco de tubos (49)</li> </ul> </li> </ul>		Khan [29] & Zukauskas [30] Gnielinski <i>et al.</i> [31]

## 5.3. Discusión y Resultados

### 5.3.1. Caracterización de los combustibles y las muestras de ceniza

Los análisis elemental e inmediato de los combustibles puros se muestran en la Tabla V-3, y a partir de éstos, se calculan las propiedades características para las condiciones de co-combustión.

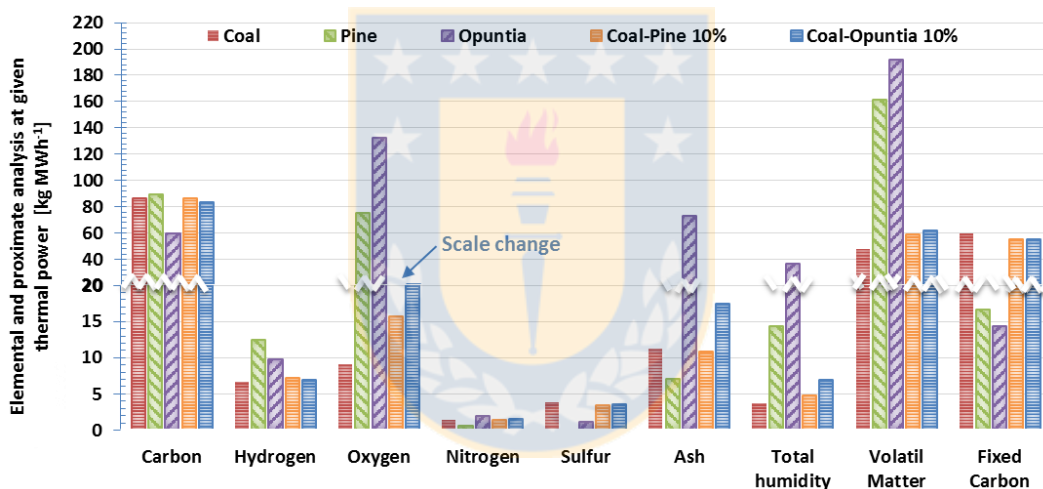
**Tabla V-3.** Análisis elemental e inmediato de los combustibles ensayados. (Fuente: Elaboración propia)

	Mazcla Carbón-Biomasa					
	Carbón	Pino	Opuntia	Carbón-Pino	Carbón-Opuntia	
Fracción de la potencia térmica producida con biomasa [%]	0	100	100	10	14	10
<b>Análisis Elemental [% peso como se quema]</b>						
<b>Carbono</b>	70.6	45.0	19.0	66.7	65.3	59.1
<b>Hidrógeno</b>	5.5	6.3	3.1	5.6	5.6	4.9
<b>Oxígeno (por dif.)</b>	7.5	37.7	42.0	12.1	13.8	15.1
<b>Nitrógeno</b>	1.2	0.3	0.6	1.0	1.0	1.1
<b>Azufre</b>	3.1	0.0	0.4	2.7	2.5	2.5
<b>Análisis Próximo [% peso como se quema]</b>						
<b>Humedad</b>	3.0	7.2	11.7	3.7	3.9	4.9
<b>Contenido Volátil</b>	39.3	80.9	60.8	45.6	47.9	44.0
<b>Carbón Fijo (por dif.)</b>	48.6	8.4	4.6	42.5	40.2	38.8
<b>Ceniza</b>	9.1	3.5	23.3	8.3	8.0	12.3
<b>Poder Calorífico Superior [kcal kg<sup>-1</sup>]</b>						
<b>PCS</b>	7032	4321	2731	6617	6464	6075
<b>Composición de la ceniza [% peso de ceniza]</b>						
SiO <sub>2</sub>	51.1	28.7	1.7	47.6	46.4	40.1
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	18.5	6.2	0.8	16.6	15.9	14.5
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	17.8	2.6	0.3	15.5	14.6	13.9
CaO	4.8	40.9	2.6	10.4	12.4	4.3
MgO	0.9	0.7	17.9	0.9	0.9	4.7
Na <sub>2</sub> O	0.4	0.2	0.4	0.3	0.3	0.4
K <sub>2</sub> O	2.4	14.7	27.6	4.2	4.9	8.0
TiO <sub>2</sub>	0.9	0.1	0.1	0.8	0.7	0.7
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0.2	5.9	48.2	1.0	1.3	10.8
SO <sub>3</sub>	3.2	0.0	0.4	2.7	2.5	2.6
BaO+ZnO+V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> +SrO+MnO <sub>2</sub>	<0.1	<0.1	0.5	<0.1	<0.1	<0.1
<b>Características de la ceniza</b>						
R <sub>AB</sub> (relación ácido-base)	2.7	0.7	1.0	2.4	1.9	1.8
F <sub>2</sub> O <sub>3</sub> +CaO+MgO+K <sub>2</sub> O+Na <sub>2</sub> O	0.3	0.6	0.5	0.3	0.3	0.3

La composición elemental muestra que el carbón posee un menor contenido de oxígeno por kilogramo de combustible (7.45%), en comparación a las muestras de pino (37.7%) y opuntia (42.0%). Esta mayor disponibilidad de oxígeno reduce el consumo de aire estequiométrico en un 6% para la co-combustión de carbón con pino y del 19% para carbón con opuntia. Sin embargo, de la tabla anterior se observa una disminución del 5.5% en el contenido de carbono para la mezcla

de carbón con pino y del 16.3% para la mezcla con opuntia (por kilogramo de combustible).

El menor Poder Calorífico Superior (HHV) de opuntia y pino con respecto al carbón, implica utilizar mayor alimentación másica de las biomazas, para mantener constante la potencia térmica total de la mezcla carbón-biomasa. La Figura V-1 compara los análisis elemental e inmediato del carbón y su mezcla con pino o con opuntia, para un mismo nivel de potencia, que se caracteriza porque la biomasa debe generar el 10% de la potencia total. Para la mezcla de carbón con pino se observa un aumento en la materia volátil (24%), la humedad total (29%), como también una disminución en el carbono fijo (7%), contenido de azufre (10%) y ceniza (4%) respecto a la combustión con carbón puro. Para la mezcla de carbón con opuntia, se muestra un aumento del contenido de ceniza (56%), humedad (89%) y materia volátil (29%), como también una disminución en el carbono fijo (8%) y el azufre (7%).

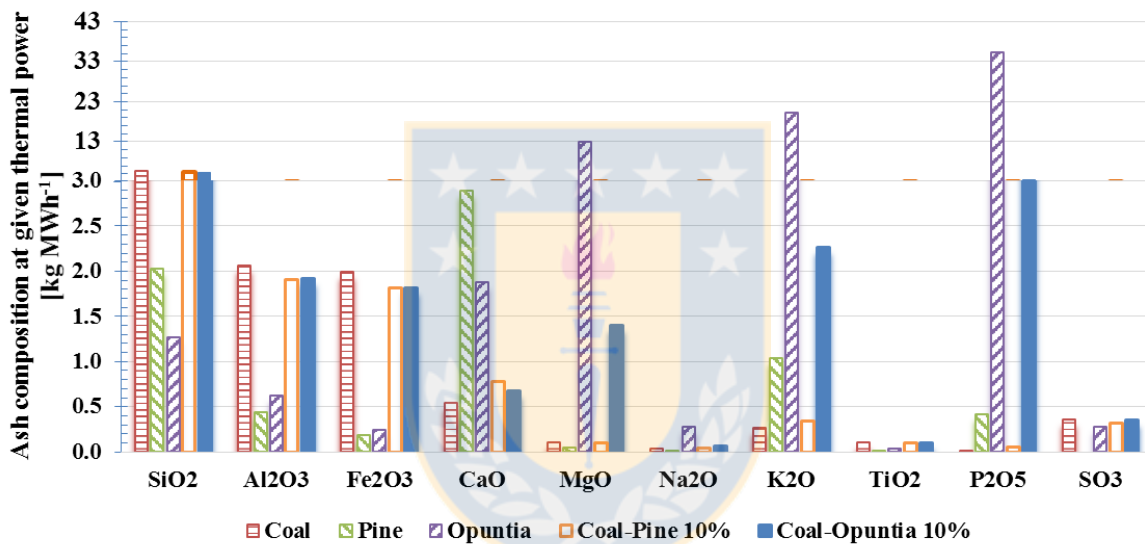


**Figura V-1.** Análisis elemental y próximo de los combustibles ensayados por unidad de potencia térmica. El porcentaje de potencia térmica producida por la biomasa es 10%. (Fuente: Elaboración propia)

El aumento en el contenido de materia volátil en una mezcla tiene un efecto sinérgico tras la etapa de desvolatilización, ya que facilita la temprana combustión del material carbonoso sólido, lo que experimentalmente es observado por un aumento de la temperatura de los gases calientes de salida [32]. Sin embargo, este aumento esperado de temperatura puede no ser observado, debido al aumento significativo de la humedad en la mezcla y el consiguiente consumo de energía para la vaporización de esa humedad.

Por otra parte, la disminución en el contenido de azufre, genera una reducción del 7% en las emisiones de  $\text{SO}_2$ . La Figura V-2 muestra, que para un mismo nivel de potencia térmica, existe

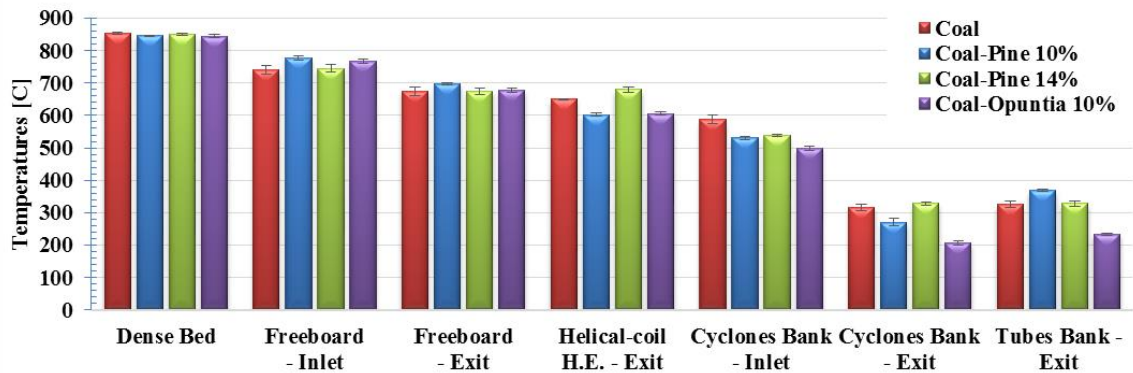
una mayor disponibilidad de CaO, K<sub>2</sub>O y P<sub>2</sub>O en las mezclas de carbón-opuntia y carbón-pino que para carbón puro, asegurando una mayor capacidad de captación de azufre que el carbón puro y una reducción en las emisiones de SO<sub>2</sub> mayor a la disminución del 7% esperada por el menor contenido de azufre, lo que se detalla más adelante. Sin embargo, estudios que evalúan el efecto de la inclusión de biomasa en el lecho, muestran que biomasa con altos contenidos de fósforo y potasio inducen la aglomeración del lecho denso [22, 50–52]. La Figura V-2 muestra valores significativos de P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> y K<sub>2</sub>O en la mezcla carbón-opuntia, que favorecen la aglomeración de partículas en el lecho denso, un aumento en el diámetro promedio de partícula y una disminución en la transferencia de calor en el lecho denso, que es analizado posteriormente.



**Figura V-2.** Composición de la ceniza para los combustibles ensayados por unidad de potencia térmica. El porcentaje de potencia térmica producida por la biomasa es del 10%. (Fuente: Elaboración propia).

La relación ácido-base ( $R_{AB}$ ) es comúnmente utilizada como un índice predictivo en la formación de depósitos en equipos de transferencia de calor. La razón  $R_{AB}$  muestra que los óxidos alcalinos y alcalinos-térreos poseen un mismo rol en la formación de especies fundentes. Esta razón tiene una relación parabólica con la temperatura de fusión, y para el carbón la temperatura mínima se encuentra para una razón  $R_{AB}$  cercana a 1.33 [36]. La Tabla V-3 muestra que los valores de  $R_{AB}$  para la mezclas de carbón con biomasa son menores a los valores calculados para carbón puro. Esto implica una disminución en la temperatura de fusión y, por ello, una mayor tendencia a la formación de depósitos. Esta tendencia es análoga a lo observado en las muestras captadas en el banco de tubos, como se verá en el análisis de la transferencia de calor en esa sección.

### 5.3.2. Efecto de la co-combustión de carbón con biomasa en la transferencia de calor.



**Figura V-3.** Perfil de temperatura en el reactor. 10% y 14% representan el porcentaje de la potencia térmica producida con biomasa; H.E. es intercambiador de calor. (Fuente: Elaboración propia).

La Figura V-3 muestra que la temperatura promedio en la zona de reacción (lecho denso) es independiente del tipo de combustible y del porcentaje de reemplazo energético. Ello es esperable pues esta temperatura es controlada, en todo momento, por el flujo de agua que se alimenta al intercambiador helicoidal (sumergido en el lecho), permitiendo mantener una temperatura estable de 850 [°C]. Sin embargo, para un reemplazo energético del 14% por pino, la temperatura a la salida del intercambiador es un 4.5% mayor que la condición a carbón puro. Este aumento está asociado a un flujo de calor mayor, asociado a un aumento del 5.6% en la potencia térmica total, y/o una disminución en la resistencia a la transferencia de calor entre el lecho denso y el intercambiador helicoidal. Al operar a un flujo mayor de calor, es esperable un mayor consumo de agua de refrigeración del intercambiador helicoidal para mantener constante la temperatura del lecho. Sin embargo, esto no fue observado para las mezclas de carbón-pino, lo que se atribuye a que la fuerza impulsora de la transferencia para los tres mecanismos (diferencia de temperatura), es menor debido a la presencia de biomasa que disminuye la temperatura en el lecho denso. Para analizar en mayor detalle este fenómeno, posteriormente se estudia la transferencia de calor en el lecho denso.

Adicionalmente, la Figura V-3 muestra diferencias en la temperatura de salida del banco de tubos para las diferentes mezclas y reemplazos de porcentaje de potencia total por las biombras consideradas, aunque el flujo de aire al banco de tubos se mantuvo fijo para todos los ensayos (ver Tabla V-1). La variación en la temperatura a salida del banco de tubos es esperable, ya que se opera

a niveles distintos, tanto de potencia generada por biomasa como de los flujos de alimentación de aire. Estos cambios modifican la velocidad y temperatura de los gases calientes que atraviesan el banco de tubos y por lo tanto afectan la transferencia de calor por convección.

El mayor contenido volátil de la biomasa en las mezclas (ver Figure V-3), disminuye la temperatura de ignición y las energías de activación, lo que favorece la combustión temprana de la mezcla [37–40]. Esta rápida ignición y temprana combustión de las partículas carbonosas, explican el aumento local del perfil de temperaturas en la zona del ‘freeboard’ (ver Figura V-3). Esto ha sido reportado por otros autores que, también, atribuyen este perfil al rol de la materia volátil [15,17,41].

#### a) Análisis de la transferencia de calor en el lecho denso

Los valores de los coeficientes de transferencia de calor calculados según lo señalado en la sección 2.4, se resumen en la Tabla V-4. Esta muestra valores de coeficiente de transferencia del mismo orden para convección y radiación, mientras que el mecanismo principal de transferencia pasa a ser la frecuencia de colisiones entre las partículas y la superficie sólida. Este último mecanismo es significativamente mayor que la convección y la radiación, debido a la disminución en el tamaño promedio de partícula (aumento en número de partículas y frecuencia de choques) y la fusión parcial del lecho, que deforma las partículas semi-esféricas al momento de la colisión. Para la combustión de mezclas de carbón con pino u opuntia, en que el 10% de la potencia térmica proviene de la biomasa en la mezcla, el coeficiente de radiación entre las partículas del lecho y la superficie del intercambiador mostró una disminución del 4.6%, con respecto al valor de ese coeficiente al quemar carbón puro. La disminución del 4.6% en el coeficiente de radiación, al producir un 10% de la potencia, se debe a que la temperatura promedio de la superficie del intercambiador helicoidal ( $T_{S,mean}$ ), obtenida en forma iterativa, es un 5.7% menor que la temperatura para carbón puro. Esta temperatura depende del balance de calor en el intercambiador y por lo tanto de la temperatura del agua a la salida del intercambiador, la cual disminuyó un 7.4% respecto a carbón puro. Al aumentar la potencia térmica producida con pino a un 14%, las temperaturas en el lecho denso no variaron significativamente, por lo que se observó un aumento sólo del 1.3% del coeficiente de radiación, con respecto a carbón puro.

**Tabla V-4.** Coeficientes de transferencia de calor entre el lecho denso y el intercambiador de calor helicoidal. (Fuente: Elaboración propia).

Condición de combustión	$T_{S,mean}$ [°C]	$\alpha_{rad}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	$\alpha_{gs}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	$\alpha_{ps}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	$\alpha_{global}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	$h_{TP}$ [kW/m <sup>2</sup> ·K]
Carbón	420	54.1	49.27	167.1	270.4	1584
Carbón-Pino 10%	396	51.6	48.61	171.1	271.1	1489
Carbón-Pino 14%	434	54.8	46.31	197.0	298.1	1669
Carbón-Opuntia 10%	395	51.5	55.43	111.3	218.1	1335
Promedio	411	53.0	49.9	161.6	264.4	1519
% desviación estándar	4.8%	3.2%	7.8%	22.3%	12.7%	9.4%

$\alpha$ : Coeficiente de transferencia de calor (rad – radiación, ps – partícula-superficie, gs- gas-superficie);  $h_{TP}$ : Coeficiente de transferencia de calor por convección del agua refrigerante del intercambiador de calor.

Los valores de la Tabla 4 están realizados a una velocidad superficial constante, salvo los ensayos de la mezcla opuntia-carbón, debido al mayor contenido de oxígeno y la necesidad de mantener el mismo exceso de oxígeno en la chimenea para todos los ensayos. La tabla muestra una disminución en el coeficiente de convección gas-superficie ( $\alpha_{gs}$ ) para carbón con pino, el cual está asociado a una mayor carga de partículas en el lecho denso, producto de un mayor flujo de alimentación de combustible para la mezcla carbón-pino que para carbón puro (ver Tabla V-1). Esta disminución en el coeficiente gas-superficie no es significativa (1.3%), cuando un 10% de la potencia térmica es producida con pino. Sin embargo, cuando la potencia térmica producida con pino aumenta a un 14%, se produce una disminución en el tamaño promedio de las partículas (debido a una acelerada combustión de los sólidos), un aumento consecuente de la porosidad del lecho y por lo tanto, una disminución en la velocidad intersticial. Todo ello contribuye a disminuir en un 6% el coeficiente de transferencia entre gas y superficie del intercambiador helicoidal. El mayor contenido de partículas para carbón-pino en el lecho denso favorece la probabilidad de contacto de las partículas con la superficie del intercambiador aumentando, en términos relativos, la transferencia partículas-sólido por sobre la transferencia gas-sólido. En cambio, para las mezclas de carbón con opuntia, se observó un aumento en el diámetro promedio de las partículas del lecho denso (debido a la fusión y aglomeración sobre las partículas por la capacidad fundente de las cenizas de la opuntia), una disminución de la porosidad del lecho, y en consecuencia un aumento de la velocidad intersticial, factores que incrementan el coeficiente por convección entre el gas y la superficie del intercambiador helicoidal.



**Tabla V-5.** Diámetro promedio de las partículas ( $D_p$ ), velocidad relativa ( $R_U$ ) y velocidad umbral ( $u_{umb}$ ) en el lecho denso. (Fuente: Elaboración propia)

Condición de combustión	$D_p$ [mm]	$R_U=us/u_{opt}$ []	$u_{umb}$ [m/s]
Carbón	1.54	0.51	2.10
Carbón-Pino 10%	1.47	0.51	2.04
Carbón-Pino 14%	1.14	0.60	1.77
Carbón-Opuntia 10%	3.21	0.29	3.07

Una disminución en el diámetro promedio de partículas implica un mayor arrastre de las partículas y un alejamiento progresivo de la placa distribuidora, generando una extensión del lecho denso. Al mantener la carga de sólidos del lecho, el flujo de aire primario y la temperatura del lecho, la velocidad intersticial disminuye por el aumento de la porosidad del lecho denso extendido, mientras que la velocidad superficial se mantiene constante. La disminución de la velocidad intersticial ocurre también en la cercanía del intercambiador helicoidal, lo que disminuye la transferencia de calor por convección entre el gas y la superficie.

Algunos autores indican la existencia de una velocidad umbral del gas [25,42,43], con la cual se obtiene el mayor flujo de calor y el máximo coeficiente de transferencia de calor entre el gas y la superficie, que en este trabajo fue obtenida de la ecuación de Baskakov *et al.* [25]. Se define la razón  $R_U=us/u_{umb}$ , entre la velocidad superficial y la velocidad umbral, calculada a partir de la ecuación de Tode [25] y se obtiene una razón de velocidades menor a 1, lo que permitiría optimizar la transferencia gas-superficie. Sin embargo, en este trabajo, un aumento en el aire primario para alcanzar la velocidad umbral que optimiza el coeficiente de transferencia del gas, implica un mayor arrastre de partículas, como también una menor disponibilidad de aire secundario a la altura del ‘freeboard’, que está limitado para mantener el exceso de aire recomendado, pudiendo afectar la combustión de los volátiles y la transferencia de calor en el banco de tubos.

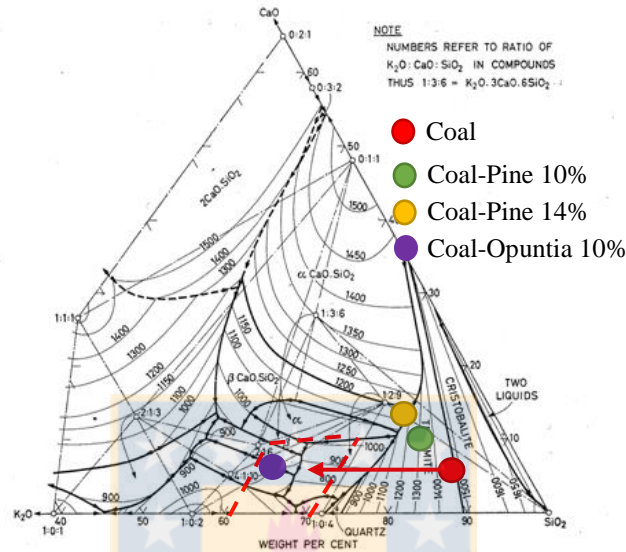
La inclusión de pino en la combustión del carbón, disminuye la velocidad umbral y su diferencia con la velocidad superficial, por lo que para este ensayo, el factor  $R_U$  tiende a 1, lo que mejora la transferencia de calor gas-superficie. En el caso de carbón-opuntia, la aglomeración de partículas y por lo tanto el mayor diámetro promedio de partículas, favorece la transferencia de calor entre el gas y el intercambiador en comparación al mecanismo partícula-superficie. Sin

embargo, hay que considerar que la transferencia de calor gas-superficie fue limitada por la velocidad superficial, que en este caso fue menor que en los otros ensayos, por el alto contenido de oxígeno de la opuntia en la mezcla. Se ha demostrado que el contenido de humedad no afecta en la combustión del char [24]. Sin embargo, modifica el proceso de combustión de las partículas, ya que aumenta el tiempo requerido para que las partículas alcancen su temperatura de desvolatilización e ignición, y retarda la transferencia de calor al intercambiador. En general, para la mezcla carbón con opuntia todos los mecanismos de transferencia de calor fueron limitados por el alto contenido de humedad, que disminuyó y retardó la transferencia neta de calor al intercambiador helicoidal.

Para los ensayos de carbón con pino, reemplazando el 10 y el 14% de la potencia térmica total, la carga de sólidos del lecho aumentó con respecto al ensayo con carbón puro. Con ello, disminuyó el diámetro promedio de las partículas del lecho en un 4.5% y 26.0% para dichas potencias, respectivamente (ver Tabla 5). La disminución significativa del diámetro promedio de partículas, para una potencia sustituida del 14%, se atribuye al mayor contenido de volátiles y su rápida liberación. Ello facilita la rápida ignición de las partículas de biomasa, generando un aumento de temperatura local, lo que acelera la combustión de las partículas de carbón, su consecuente disminución de tamaño y el incremento en el número de contactos entre las partículas y la superficie. Esto explica el aumento del 18% en el coeficiente de transferencia de calor por colisiones de las partículas con la superficie del intercambiador, con respecto al ensayo de carbón puro. Para la combustión de carbón con opuntia, se observó una disminución del 33% en el coeficiente partícula superficie respecto al carbón puro, debido a la sinterización de las partículas del lecho, generada por el alto contenido de potasio aportado por la biomasa, lo que explica un aumento significativo en el diámetro promedio de partícula del lecho.

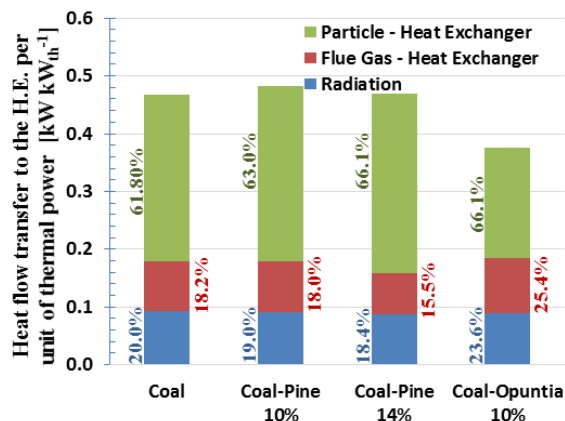
El aumento en el diámetro de partículas para la co-combustión de mezclas de carbón con opuntia, estaría asociado al aumento de las concentraciones de potasio, calcio y fósforo, que favorecen la aglomeración de partículas en el lecho, al disminuir la temperatura de fusión de las partículas. Las diferencias importantes de la mezcla con opuntia están explícitas en el diagrama de fases y temperaturas de fusión (ver Figura V-4), que muestra el alejamiento de la mezcla con opuntia de las otras mezclas utilizadas para los ensayos. Entre estos elementos, el potasio es el principal agente aglomerante, ya que experimentalmente se ha demostrado, para la combustión de

biomasas en lechos fluidizados (paja, corteza, turba), que el potasio difunde a través de la matriz porosa, resultando en la formación de una capa fundida de silicatos de potasio en el área interna y la superficie la partícula, lo que reduce el área de reacción, limita la combustión de las partículas, y aumenta la probabilidad de adherencia con otras partículas [44,45].



**Figura V-4.** Diagrama de fase CaO–SiO<sub>2</sub>–K<sub>2</sub>O y temperatura de fusión para los ensayos de carbón puro y su mezcla con biomasas [21].

Al comparar la capacidad de evaporación del intercambiador helicoidal en la co-combustión de carbón con pino con respecto a la del carbón puro (Ver Figura V-5), se observa un leve aumento del 3.4 y 0.6% en condiciones que la potencia producida por el pino representa el 10 y 14% de la potencia térmica total, respectivamente. Sin embargo, para la co-combustión de carbón con opuntia se muestra una disminución del 19% en la capacidad de evaporación. Esta menor capacidad está asociada a un aumento del 89% en el contenido de humedad de mezclas de carbón con opuntia respecto al carbón puro (ver Figura V-1), cuya evaporación consume una gran parte de la energía liberada, disminuyendo la demanda de refrigerante en el intercambiador helicoidal (ver Tabla V-1), para mantener la temperatura del lecho denso en 850 [°C]. Además, como se demostró anteriormente, el efecto de la sinterización de las partículas del lecho afectó significativamente la transferencia de calor, limitando la frecuencia de contacto entre las partículas del lecho y la superficie del intercambiador. A pesar de ello, para todas las mezclas y el carbón se observa que el principal mecanismo de transferencia de calor es el de partícula-superficie (ver Figura V-5).



**Figura V-5.** Efecto de los mecanismos de transferencia de calor en flujo de calor total hacia el intercambiador helicoidal (H.E.). Los porcentajes muestran la contribución de cada mecanismo en el flujo de calor total. (Fuente: Elaboración propia).

Con respecto al mecanismo de colisión de las partículas con la superficie del intercambiador, que se mencionó anteriormente, cabe indicar que los modelos de colisión de esferas blandas (*‘soft-sphere’*) de la mecánica de partículas, indican que dos partículas al momento de colisionar se deforman, produciendo una superficie de contacto y una fuerza de repulsión del tipo resorte [46]. A la temperatura de operación de 850 [°C] el lecho se encuentra parcialmente fundido, por lo que el contacto entre el intercambiador helicoidal y las partículas así deformadas, es una superficie cuya área de contacto depende de la deformación de la partícula y la fuerza de colisión. Por ello, al aumentar la potencia térmica producida con pino de 10 a 14%, se produce una disminución en el flujo de calor transferido por el mecanismo partícula-superficie hacia el intercambiador, producto de una mayor frecuencia de contacto y un aumento del área de contacto entre las partículas y el intercambiador, favorece la transferencia de calor partícula-superficie.

#### b) Análisis de la transferencia de calor en el banco de tubos: Influencia de la formación de depósitos en la transferencia gas-intercambiador.

La adición de depósitos sobre superficies intercambiadoras afecta negativamente la transferencia de calor entre los gases calientes y el fluido refrigerante que fluye a través de los tubos. En la Tabla V-6 se presentan los resultados (espesor y peso) para los depósitos recolectados después de los ensayos. La Tabla V-7 presenta tanto los coeficientes convección externo e interno, como el coeficiente de conducción en las respectivas áreas. El reemplazo de carbón por biomasa favorece la formación de depósitos, siendo este efecto considerablemente más significativo en la transferencia de calor entre los gases calientes y el banco de tubos, al producir un 10% de la

potencia térmica con opuntia.

**Tabla V-6.** Espesor ( $\delta_{Dep}$ ) y masa de depósitos de ceniza captados ( $\delta W_{dep}$ ) durante la combustión de carbón puro y su mezcla con biomasa. (Fuente: Elaboración propia).

Condición de Combustión	Espesor - $\delta_{Dep}$ [mm]	Peso - $\delta W_{dep}$ [gr.]
Carbón	0.45	15.3
Carbón – Pino 10%	0.68	24.2
Carbón – pino 14%	0.92	32.4
Carbón – Opuntia 10%	1.68	47.5

Como se muestra en la Tabla V-7, el aumento descrito de los depósitos no afectaría a los valores de los coeficientes convectivos de transferencia de calor. Al comparar los coeficientes internos, la diferencia entre combustión y co-combustión, no supera 2.4%. Las diferencias para el coeficiente exterior alcanzan 2.7 y 7.0 % para pino y opuntia, respectivamente. Se concluye que para las condiciones de este estudio, la inclusión de biomasa no implica un cambio substancial en la capacidad de evaporación de los intercambiadores de calor.

**Tabla V-7.** Comparación de los coeficientes de convección, global y conductividad de los depósitos para las condiciones ensayadas. (Fuente: Elaboración propia).

Condición de Combustión	$h_{ExtA}$ [W K <sup>-1</sup> ]	$h_{IntA}$ [W K <sup>-1</sup> ]	(UA) <sub>D.</sub> [W K <sup>-1</sup> ]	(UA) <sub>C.</sub> [W K <sup>-1</sup> ]	$k_{Dep}$ [W m <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> ]
Carbón	1.49±0.18	2.56 ± 0.21	0.78 ± 0.01	0.94 ± 0.15	0.29 ± 0.10
Carbón – Pino 10%	1.46±0.19	2.60 ± 0.21	0.83 ± 0.01	0.93 ± 0.16	0.30 ± 0.12
Carbón – Pino 14%	1.46±0.19	2.59 ± 0.21	0.82 ± 0.01	0.93 ± 0.16	0.31 ± 0.09
Carbón – Opuntia 10%	1.40±0.20	2.58 ± 0.21	0.78 ± 0.01	0.92 ± 0.17	0.33 ± 0.11

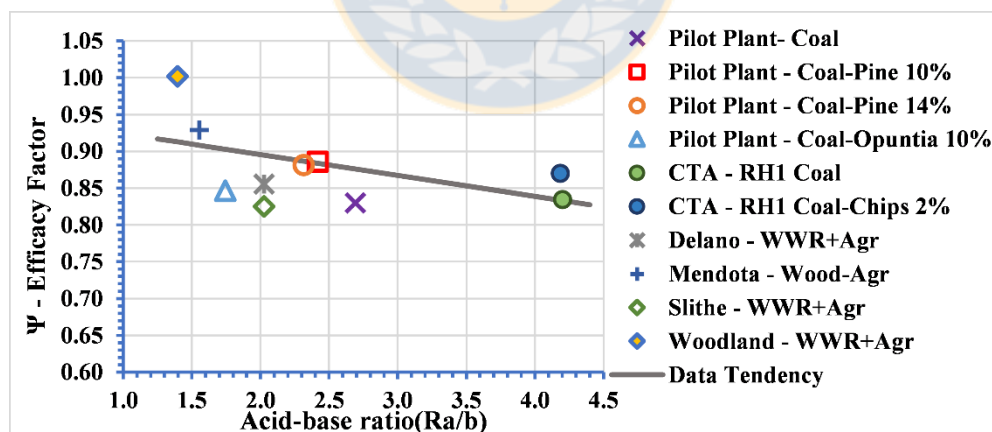
La conductividad tampoco es afectada en los depósitos obtenidos. Los valores obtenidos se encuentran dentro del rango de valores reportados en la literatura ( $k_{Dep} = 0.3 - 1.6$  [W m<sup>-1</sup>K<sup>-1</sup>]) [47,48], y al comparar la conductividad evaluada para la combustión de las mezclas carbón-pino y carbón-opuntia con respecto al carbón puro, se observan los mismos valores. Esto sugiere que para las condiciones ensayadas, la estructura porosa de los depósitos no fue modificada.

Esta tesis, en el marco del proyecto FONDEF, se desarrollaron ensayos de co-combustión de carbón con chips de pino en la Central Térmica Andina, para un reemplazo másico del 2.6% de carbón por pino. Los resultados de estos ensayos muestran un leve aumento en la transferencia de calor, el que fue evidenciado como un aumento en la generación de vapor y en la temperatura de los gases caliente y del vapor (ver Tabla V-8).

**Tabla V-8.** Resumen de variables operacionales de la zona de recalentadores de la central CTA. (Fuente: Elaboración propia).

Variable Operacional	Carbón	Carbón-Chips
<b>RH 1 – Recalentador 1</b>		
Temp. Vapor Entrada / Salida [K]	619 / 676	620 / 678
Temp. Gases Entrada / Salida [K]	846 / 704	855 / 709
Presión Vapor [bar]	29.36	29.68
Flujo de Vapor [kg s <sup>-1</sup> ]	150	161
<b>RH 2 – Recalentador 2</b>		
Temp. Vapor Entrada / Salida [K]	643 / 835	644 / 837
Temp. Gases Entrada / Salida [K]	1097 / 971	1105 / 982
Presión Vapor [bar]	28.5	28.9
Flujo de Vapor [kg s <sup>-1</sup> ]	119	125

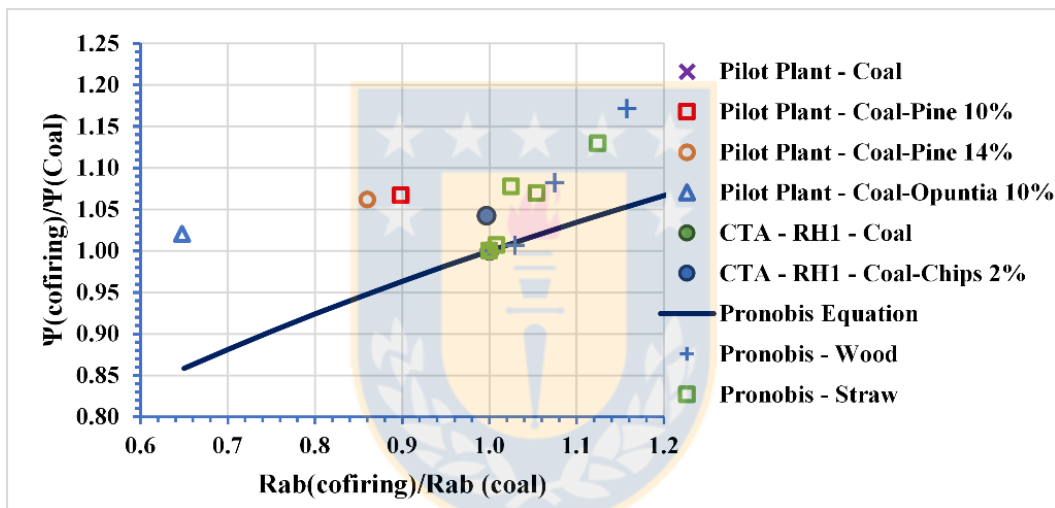
Para analizar la transferencia de calor en términos del factor de eficacia y la relación ácido-base, la Figura V-6 fue desarrollada a partir de los ensayos realizados en este estudio, valores publicados por L. Baxter [49] para las centrales Delano, Haslev, Mendota, Slithe y Woodland, como también los valores para la Central Térmica Andina CTA (Ver Tabla V-8). Dado que Baxter, sólo reporta el análisis de inorgánicos para la ceniza de paja de trigo de la central Haslev, las composiciones de inorgánicos para los combustibles usados por las demás centrales fueron obtenidos de Jenkins *et al*[36]. Además, se supuso que las centrales reportadas por Baxter poseían un coeficiente global teórico igual al de la central CTA (263 [kW K<sup>-1</sup>]), ya que todas estas centrales son de tecnología de lecho fluidizado y son de similar potencia.



**Figura V-6.** Comparación entre el factor de eficacia experimental ('Pilot Plant') y factores reportado para diferentes tipos de biomasa. (WWR– residuos de madera, Agr –residuos de agricultura, RH – recalentador). (Fuente: Elaboración propia).

La figura muestra que la planta piloto presenta un comportamiento similar a las unidades de lecho fluidizado CTA. En ambas, la inclusión de pino mejora el factor de eficacia. Se observa además en la Figura V-8 la relación inversa entre el factor de eficacia y la Razón ácido-base. En

este contexto, Pronobis [50] reportó una baja propensión en la formación de depósitos en la co-combustión de carbón con biomasas (madera, paja y lodos de ciudad) para valores de la relación ácido-base en el rango 0.75 a 2. Para este rango, las temperaturas de fusión de las cenizas serían superiores a las de operación del lecho fluidizado; ello reduce la formación de depósitos lo que aumenta el factor de eficacia. Para la co-combustión carbón con opuntia se obtuvo un factor de eficacia 4% menor al obtenido en la co-combustión de carbón con pino. Ello se atribuye al mayor contenido de oxígeno y de humedad de la opuntia (ver Tablas V-1 y V-3). El mayor contenido de oxígeno demanda un menor flujo de aire, y por lo tanto una menor velocidad de los gases, lo que disminuye el valor del coeficiente convectivo de calor. La mayor humedad disminuye la temperatura de los gases calientes, por lo tanto reduce la transferencia de calor.

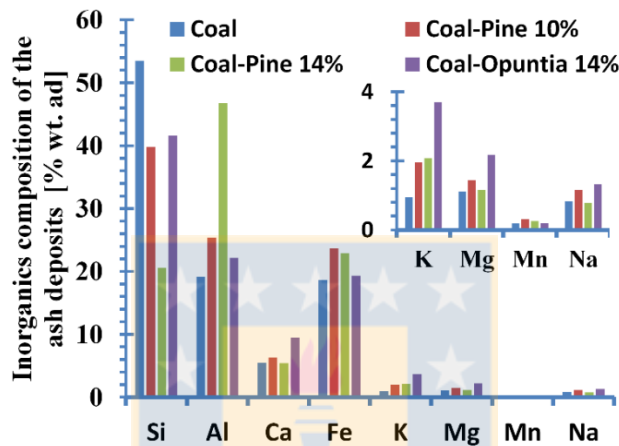


**Figura V-7.** Comparación entre la razón de factores de eficacia y la razón ácido-base. (Fuente: Elaboración propia).

La Figura V-7 muestra una relación entre la razón de coeficientes efectividad y la razón de relaciones ácido-base, pero también una desviación importante entre los resultados obtenidos en la planta piloto (este estudio) y la correlación de Pronobis (Capítulo 3 - Ec. 43). La diferencia se atribuye a que dicha correlación fue desarrollada para la combustión de carbón puro. Estas diferencias aumentan porque la alimentación de biomasa es realizada en forma gravitatoria y descarga en las cercanías de la entrada del 'freeboard'. Esto afecta a la transferencia de calor, ya que parte de la materia volátil liberada de la biomasa es quemada en la cercanías del banco de tubos, generando un aumento local de la temperatura, como se observa en la Figura V-3. Este aumento de temperatura genera una mayor disponibilidad de calor en el banco de tubos en comparación a la combustión de carbón puro, como también una mayor velocidad de los gases que

atraviesan el banco de tubos, debido a la menor densidad de estos, mejorando la transferencia convectiva, que se evidencia como un aumento en los coeficientes de transferencia de calor (Ver Tabla V-7).

Para confirmar la relación entre la relación ácido-base y la formación de depósitos, se analizó la composición elemental de los depósitos recolectados en los tubos, al finalizar los ensayos en la planta piloto (Ver Figura V-8). Los resultados muestran una distribución similar con respecto a los análisis elementales de la ceniza de las mezclas y combustibles puros (Ver Figura V-1).

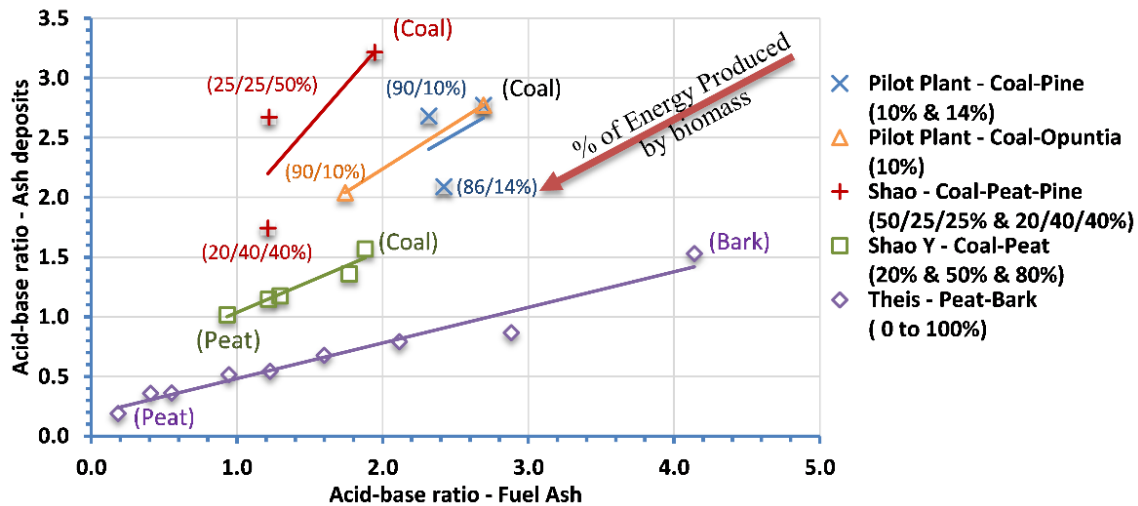


**Figura V-8.** Composición elemental de los depósitos de ceniza captados en el banco de tubos. (Fuente: Elaboración propia).

La Figura V-9 muestra una relación directa entre las razones ácido-base calculadas para las cenizas de los combustibles y aquellas resultantes del análisis de los depósitos captados, debido a que la relación ácido base calculada a partir de los inorgánicos de la ceniza del combustible, incluye los componentes predominante de los depósitos, entre estos, ácidos y refractarios como el  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y  $\text{TiO}_2$  que al fundir favorecen la fusión o disolución de los óxidos básicos como  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{CaO}$ ,  $\text{MgO}$ ,  $\text{Na}_2\text{O}$  y  $\text{K}_2\text{O}$  y cuya temperatura de fusión depende de la concentración. Como se observó en el diagrama de fase  $\text{CaO-SiO}_2\text{-K}_2\text{O}$  (Figura V-4), la mayor presencia de óxido potasio disminuyó la temperatura de fusión, produciendo el aumento del espesor de depósitos (Ver Tabla V-6). Sin embargo, el grado de proporcionalidad, como también la concentración de óxidos ácidos y básicos en la zona y la temperatura de los gases, dependerán de la ubicación del banco de tubos convectivos. Kalisz *et al.* [51], obtuvieron diferentes valores de la relación ácido-base de los depósitos para zonas convectivas distintas, como es el caso de sobrecalentadores y recalentadores que reciben una misma alimentación (Ver Figura V-9). Ello se debe a medida que los gases se alejan de la zona de combustión disminuye su temperatura, reduciendo la capacidad de adherencia



de las partículas producto de la menor viscosidad.



**Figura V-9.** Comparación entre la relación ácido base calculada a partir de la composición de los depósitos captada en el banco de tubos y de los inorgánicos de la ceniza del combustibles [51–54]. (Fuente: Elaboración propia).

### 5.3.3. Análisis del efecto de la co-combustión de carbón con biomasa en la emisión de polutantes.

#### a) Emisiones de Carbón– CO y CO<sub>2</sub>

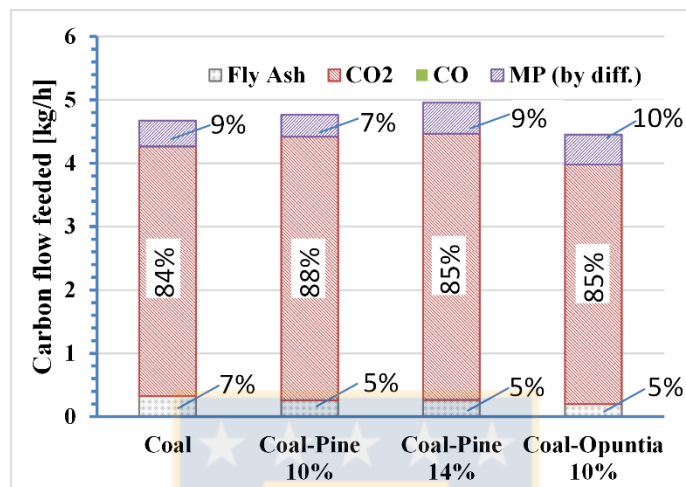
Durante la co-combustión de carbón con pino se observó un aumento en las concentraciones de CO<sub>2</sub>, y una disminución en las emisiones de CO y de carbón no quemado en la ceniza volante (Ver Tabla V-9). En cambio, la co-combustión de carbón con opuntia presentó una concentración de CO<sub>2</sub> similar a la del carbón, pero una mayor presencia de CO y de carbono no quemado en la ceniza volante.

**Tabla V-9.** Composición de la ceniza volante y emisión de CO<sub>2</sub> y CO en los gases calientes.

	Carbón	Carbón-Pino 10%	Carbón-Pino 14%	Carbón-Opuntia 10%
%CO <sub>2</sub> (base seca)	12.7	14.3	14.0	13.0
Emisión CO [ppm kW <sup>-1</sup> ]	4.4	3.1	2.9	5.3
Flujo de Ceniza Volante [kg h <sup>-1</sup> ]	1.4	1.2	1.2	1.8
Fly Ash composition (wt% fly ash)				
Azufre	1.9	0.8	1.7	3.0
Ceniza	73.7	76.8	74.3	85.6
Carbono no-quemado	24.4	22.4	24.0	11.4

Obs: La emisión de CO se encuentra corregida a 150 [°C] y al 6%O<sub>2</sub>. Fuente: Elaboración propia.

La Figura V-10 muestra la cantidad de carbono alimentado y su distribución en las diferentes muestras recolectadas. Al comparar la co-combustión de las mezclas carbón-pino con respecto al carbón puro, se observa un aumento del 4% y 1% en la conversión de C a CO<sub>2</sub>, en que el pino produce el 10% y el 14% de la potencia térmica total, respectivamente.



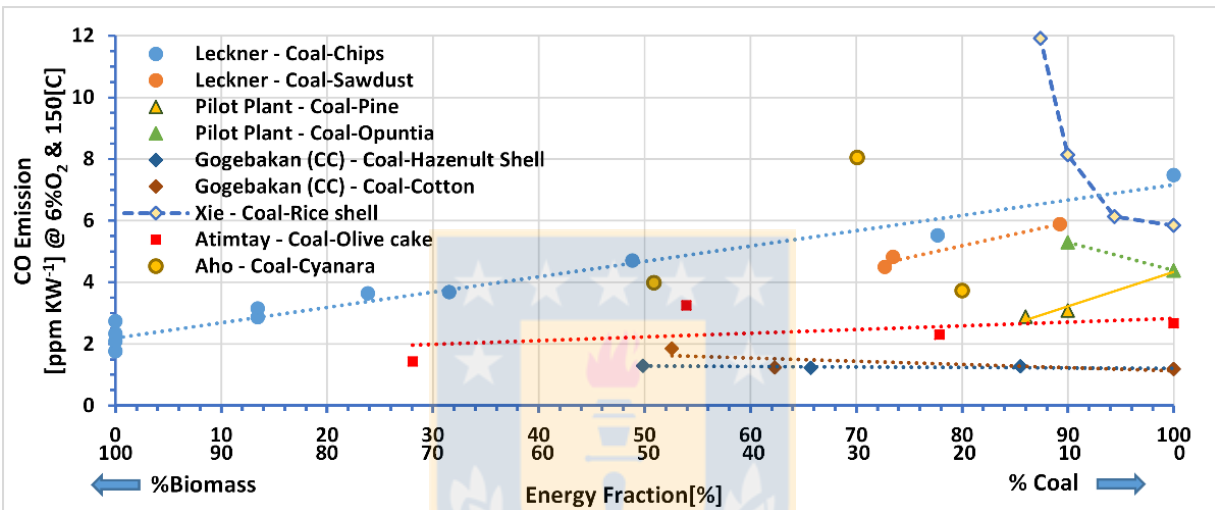
**Figura V-10.** Balance de carbono para los ensayos realizados. El carbono contenido al CO es menor al 1% del carbono total alimentado. (Fuente: Elaboración propia).

En general, la co-combustión de carbón con biomasa genera una mayor concentración de CO<sub>2</sub> que la combustión con carbón puro. Ello se debe al mayor flujo de biomasa para reemplazar el carbón y mantener constante la potencia del proceso. La mayor conversión de C a CO<sub>2</sub> observada en las mezclas carbón-pino concuerda con estudios desarrollados a escala de laboratorio. Estos demuestran que el aumento en el contenido volátil debido a la inclusión de biomasa, permite obtener una menor temperatura de ignición de las partículas de la mezcla, disminución en las energías de activación y aumento de la reactividad de la mezcla, mayores velocidades de quemado y, como consecuencia, una mayor tasa de conversión [37–39].

Al comparar las emisiones de CO producidas en la co-combustión de carbón con biomasa, con experiencias reportadas en la literatura, se observa en general, que no existe una tendencia consistente al co-quemar carbón con biomasa. Sin embargo, biomasa del tipo lignocelulósicas forestal (Chips, aserrín y pellets de pino) muestran una misma tendencia.

En los ensayos de co-combustión de carbón con pellets de pino, realizados en la planta piloto, se observó una disminución en las concentraciones de CO, a medida que aumenta la fracción de energía producida por pino. Este resultado es concordante con el aumento de las concentraciones

de CO<sub>2</sub>. Esta tendencia es la misma para la co-combustión de carbón con chips de pino, previamente reportada por Leckner *et al.* [41]. Sin embargo, la notoria diferencia entre las emisiones obtenidas por Leckner y las de la planta piloto de este trabajo, es atribuida a la diferencia en la geometría de alimentación de la biomasa, la que afecta al tiempo de residencia de las partículas en el lecho y la diferencia en la velocidad de fluidización. Adicionalmente, la planta piloto de este estudio cuenta con un banco de ciclones para recuperar las partículas no quemadas, las cuales son retornadas al lecho.



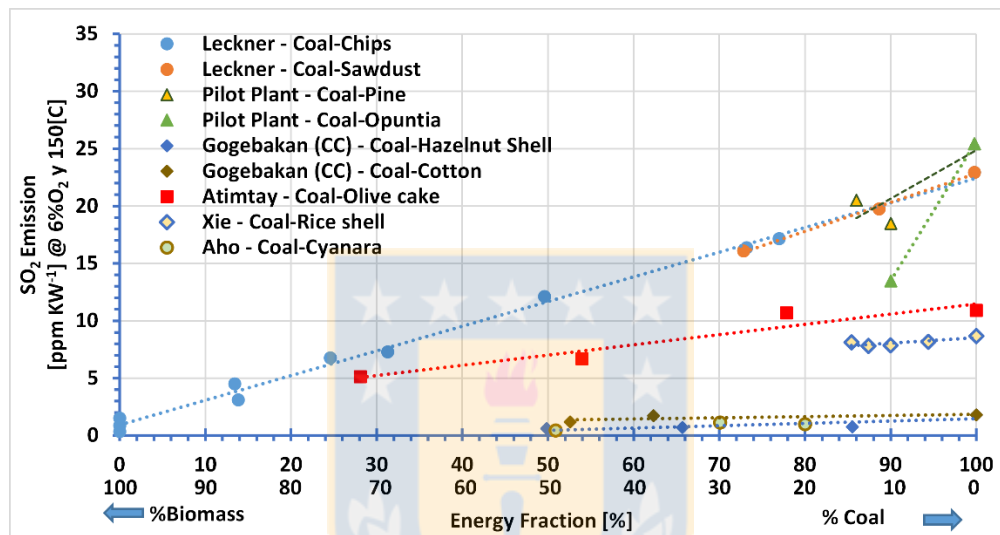
**Figura V-11.** Comparación de las emisiones de CO obtenidas en este estudio (planta piloto) con emisiones reportadas en reactores a escala piloto (Legenda: Autor – Carbón-tipo de biomasa; ‘Pilot Plant’ refiere a este estudio) [15,20,41,55–57]. (Fuente: Elaboración propia).

Para la co-combustión de carbón con opuntia, el aumento de las concentraciones de CO podría estar asociado al mayor contenido de humedad de los pellets de opuntia (Ver Tabla V-3). Se ha reportado que un mayor contenido de humedad, produce un aumento en la inercia térmica de las partículas de combustibles, desplazando los perfiles de temperatura y las zonas de quemado, como también aumentando el tiempo de residencia necesario para que la obtener la combustión completa de las partículas [58]. Por las razones anteriores, la desvolatilización e ignición de las partículas de opuntia ocurre en una ubicación distinta a la del pino, aumentando los requerimientos de altura del freeboard para obtener una mayor conversión de C y CO a CO<sub>2</sub>.

#### b) Emisiones de Azufre – SO<sub>2</sub>

La inclusión de pino y opuntia en la combustión del carbón tiende a disminuir las concentraciones de SO<sub>2</sub> (ver Figura V-12), debido al menor contenido de azufre que el carbón (pino

no tiene azufre). Más aún, el mayor contenido en la biomasa de los elementos Ca, K, Mg y Na favoreció una mayor disminución en la emisión del dióxido de azufre, debido a la formación de compuestos sulfatados [59]. Con respecto a las biomásas ensayadas, la inclusión de opuntia en la combustión del carbón, implica un aumento significativo de las concentraciones de los elementos P, K y Mg (ver Figura V-2), generando una capacidad mayor de captación de azufre que el pino. Al comparar con experiencias de co-combustión en reactores de lecho fluidizado reportadas en la literatura, se observa una tendencia común a disminuir la emisión de SO<sub>2</sub>.



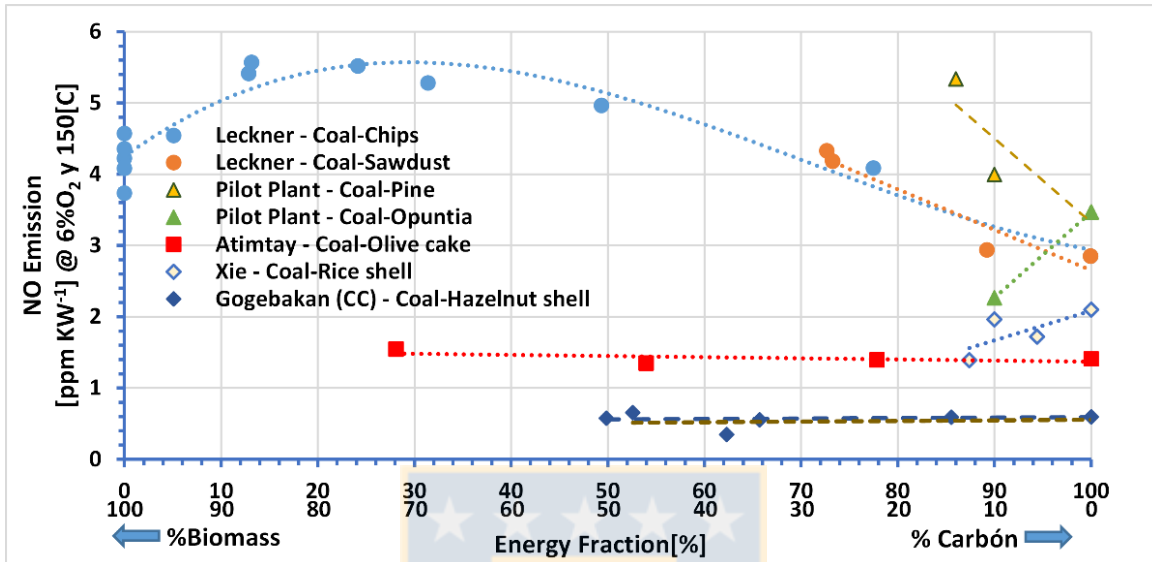
**Figura V-12** Comparación de las emisiones de SO<sub>2</sub> obtenidas en este estudio con emisiones reportadas en reactores piloto (Legenda: Autor – Carbón-tipo de biomasa; 'Pilot Plant' refiere a este estudio) [15,20,41,55–57]. (Fuente: Elaboración propia).

Sin embargo, el SO<sub>2</sub> posee un efecto catalizador en la reducción del NO mediante la formación de enlaces C-S sobre la superficie de la partícula (ambiente inertes)[60,61], y al igual que el CO, produce una mayor cantidad de sitios activos que permiten la reducción del NO en presencia de un ambiente oxidante [62]. Es así, que la disminución en las concentraciones de SO<sub>2</sub> observada supondría un aumento en las concentraciones de NO.

### c) Emisiones de Nitrógeno – NO

La Figura V-13 muestra que la inclusión de pino y de opuntia en el proceso de combustión del carbón poseen tendencias distintas, en términos de emisión de NO. La tendencia a disminuir la emisión de NO en la co-combustión de carbón con pino, ha sido previamente reportada en la literatura para la mezcla de biomásas lignocelulósicas (chips y aserrín) con carbón. En cambio, la

tendencia mostrada en la combustión de mezclas de carbón-opuntia, conlleva un aumento de la emisión de NO. Esto no ha sido reportado específicamente, pero existen estudios que sí muestran un aumento de la emisión de NO, como es el caso de la co-combustión de carbón con paja [20].



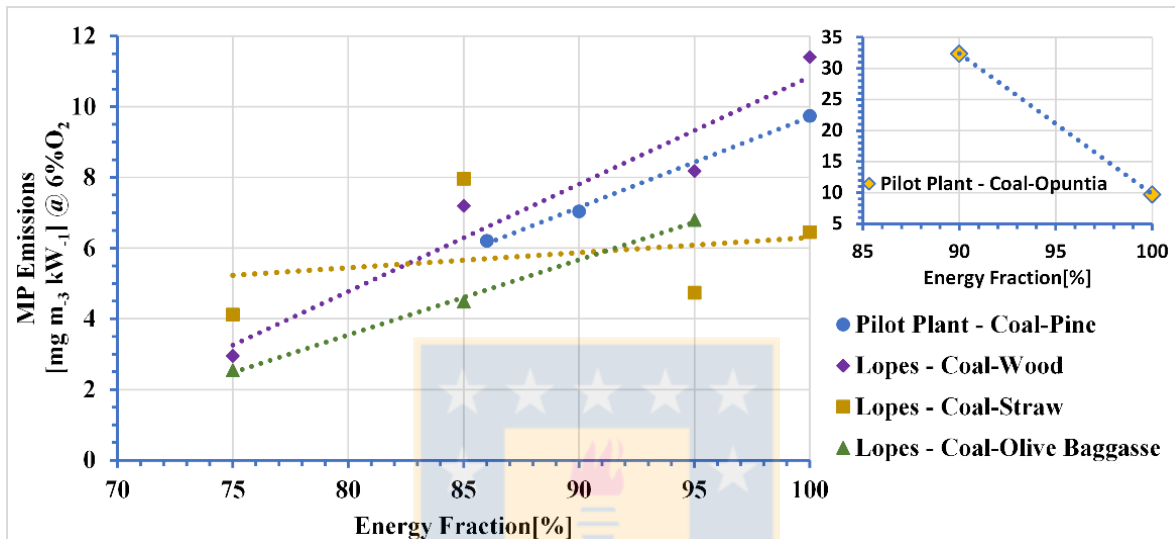
**Figura V-13.** Comparación de las emisiones de NO obtenidas en este estudio ('Pilot plant') con respecto a valores reportados en reactores a escala piloto (Legenda: Autor – Carbón-tipo de biomasa) [15,20,41,57]. (Fuente: Elaboración propia).

El reemplazo de carbón por pino resulta en una menor presencia de char en el lecho (7 a 9% de reducción), menor formación de CO (ver Figura V-11) y de SO<sub>2</sub> (ver Figura V-12) que en la combustión de carbón puro. Todos estos elementos poseen características reductoras, por lo que al disminuir su concentración se inhiben las reacciones de reducción de NO a N<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>O [41,60–63]. En efecto, en la combustión de carbón en lechos fluidizados se ha reportado que el char es capaz de reducir el 10% del total NO, mientras que el CO reduce el 52.74% del NO total formado. Este NO formado corresponde al 35.9% del nitrógeno total del carbón [63]. El paso de CO a través del lecho denso consume el oxígeno quimiadsorbido en la superficie del char, formando CO<sub>2</sub> y un sitio activo de carbono para la reducción de NO [61].

En la co-combustión de carbón con opuntia, la mayor concentración de CO y de char en el lecho sugiere una mayor cantidad de sitios activos disponible para la reducción de NO [61]. Ello permite una menor emisión de NO, tendencia que es similar a la co-combustión de carbón con cáscara de arroz, reportada por Xie *et al.* [20] (Ver Figuras V-12 y V-13).

#### d) Emisiones de material particulado – PM

La Figura V-14 muestra las concentraciones de Material Particulado (PM) medidas en este estudio y se comparan con datos de literatura. Las emisiones de PM disminuyen a medida que una mayor fracción de la potencia es producida con pino. En el caso de carbón-opuntia se observó un incremento en la concentración de PM.



**Figura V-14.** Comparación de las emisiones de MP obtenidas en este estudio ('Pilot Plant') respecto a emisiones reportadas en reactores piloto (Legenda: Autor – Carbón-tipo de biomasa) [64]. (Fuente: Elaboración propia).

La disminución en las concentraciones de MP para la co-combustión de carbón con pino estaría asociada al aumento de la materia volátil, como también a la disminución del contenido de carbón fijo y de ceniza que ingresa al reactor (ver Figura V-1). Ello genera una disminución del carbón no quemado y por otra, disminuye la cantidad de ceniza que alcanza la chimenea[64].

Al analizar la composición de la ceniza que ingresa al reactor, se observa un aumento de las concentraciones K, Na y P que podrían favorecer la emisión de PM [65,66]. Ello pues elementos volátiles como el S, Si, K, P y Na son emisores de partículas finas (<1  $\mu\text{m}$  – PM<sub>1+</sub>), mientras que el Ca, Fe y Al lo son de partículas gruesas (<10  $\mu\text{m}$  – PM<sub>10+</sub>) [66–68]. Sin embargo, el Ca podría contribuir en la formación de partículas del rango PM<sub>1+</sub>, ya que favorece la fragmentación de partículas gruesas [64]. La principal acción del Ca es aumentar la presencia de partículas con una fase fundida durante el proceso de combustión. Ello favorece la adhesión de elementos volatilizados, como P, S, Al y Si sobre partículas con superficies fundida, formando partículas con

tamaños mayores a PM<sub>10</sub>. El aumento en el tamaño de partícula favorece la probabilidad de colisión y de coalescencia, para formar partículas de mayor tamaño del tipo Ca-Fe-Al-Si, Ca-Al-Si o Fe-Al-Si [68]. Por ello, la mayor presencia de elementos emisores de partículas finas, genera un aumento en la emisión de PM menores a 10  $\mu\text{m}$ , dificultando su captación en los sistemas de abatimiento (banco de ciclones) y aumentando las concentraciones de PM en la chimenea[68].

Por tanto, que la inclusión de pino al proceso de combustión de carbón, supone una tendencia a disminuir las concentraciones de PM, producto de disminuir en un 5% la presencia de elementos emisores de partículas finas y a un aumentar en un 1% la presencia de elementos formadores de partículas gruesas. Por tanto, la inclusión de pino en la mezcla con carbón, implica una posible disminución de las concentraciones de PM. Esto por la disminución al en un 5% del contenido de elementos emisores de partículas finas. Simultáneamente se tiene un aumento del 1% del contenido de elementos formadores de partículas gruesas, lo que favorece la colección de partículas volantes en el ciclón secundario. En cambio, la inclusión de opuntia a la mezcla con carbón, genera un aumento en las concentraciones de PM. Esto se atribuye a un mayor contenido de partículas formadoras de partículas finas (especialmente el alto contenido de potasio), siendo este aumento un 80% más que la combustión del carbón puro. También se observa una disminución del 38% de elementos formadores de PM<sub>10</sub> y a las altas concentraciones de carbono no quemado (ver Figura V-10). Si bien la Tabla V-9 muestra una menor cantidad de carbono no quemado en la ceniza volante de la mezcla carbón-opuntia comparado con la combustión de carbón puro, es posible que el carbono no quemado en la combustión de la mezcla y que no fue captado por el ciclón secundario, alcance la chimenea.

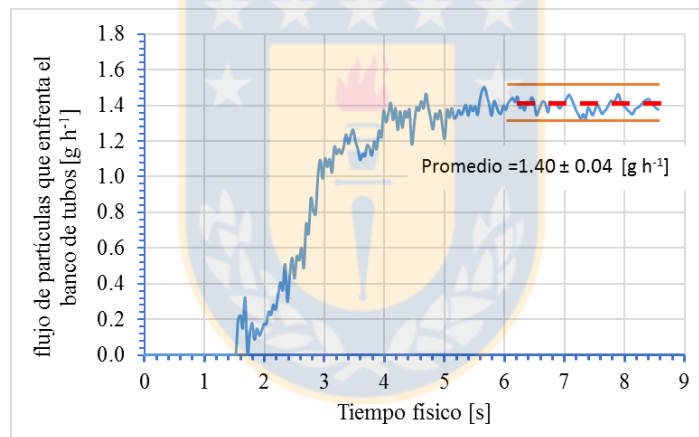
#### 5.3.4. Simulación del proceso de formación de depósitos sobre banco de tubos

En esta sección se presentan los resultados de la simulación computacional del proceso de combustión con formación depósitos para carbón. Debido a que el modelo es transiente, se necesitó de 4 meses de iteración continua para obtener una solución estacionaria, la cual se obtuvo para un tiempo físico de 8.5 segundos de operación. Producto del alto costo computacional sólo fue posible evaluar la combustión de carbón, este costo se asocia a la gran cantidad de partículas que supone el lecho denso ( $1.06 \times 10^9$ ) y que el sistema es resuelto para un paso de tiempo de 0.001 segundo, para asegurar la convergencia de los resultados. Incluir biomasa, supone incorporar ecuaciones adicionales, lo cual requeriría un costo computacional y un tiempo de cálculo aún mayor. Sin

embargo, el modelo desarrollado permite a futuro incluir biomasa. Trabajos similares calculan para un tiempo físico de 12 segundos, el que corresponde al tiempo en que se alcanza una solución estacionaria, utilizando supercomputadoras de 40 procesadores y las cuales tienen un tiempo de iteración cercano a 3 meses en modelos tridimensionales[69]. Por lo cual, el período iterativo se encuentra dentro de los esperado.

**Tabla V-10.** Comparación de emisiones y formación de depósitos calculados con respecto a valores experimentales. (Fuente: Elaboración propia).

	Experimental	Modelo	Error
%CO <sub>2</sub> (base seca)	12.7	13.3	5.0%
Emisión CO [ppm kW <sup>-1</sup> ]	4.4	4.0	-10.0%
Emisión SO <sub>2</sub> [ppm kW <sup>-1</sup> ]	25.4	27.9	9.9%
Temperatura de los gases que enfrentan el banco de tubos [K]	740	800	8.2%
Flujo de depósitos* [kg s <sup>-1</sup> ]	0.96	0.8	-16.7%

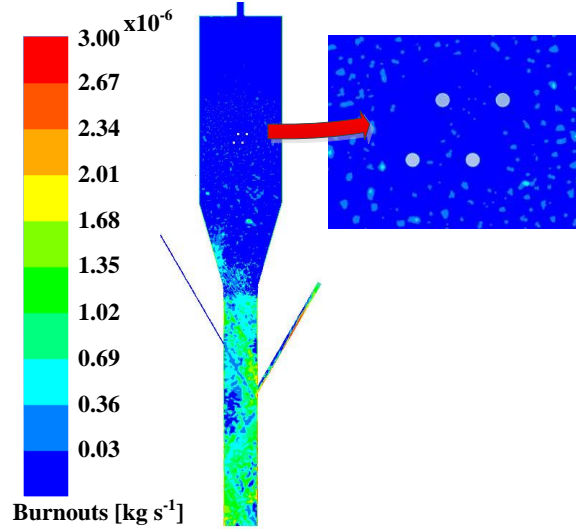


**Figura V-15.** Flujo de partículas volantes que enfrenta a la superficie proyectada por el banco de tubos. (Fuente: Elaboración propia).

Para validar los resultados, se han comparado las emisiones de CO<sub>2</sub> a la salida del reactor y la temperatura a la entrada del banco de tubos con respecto a los valores experimentales obtenidos. Dado que la diferencia de los valores calculados con respecto a los experimentales es menor o igual al 10%, se comprueba que el modelo es capaz de representar en términos de temperatura, emisiones (CO<sub>2</sub>, CO, SO<sub>2</sub>) y el comportamiento del reactor. Sin embargo, para asegurar que el flujo de partículas que impactan la superficie, representa un valor pseudo-estacionario, se fue registrando el flujo de partículas que alcanzan la superficie proyectada del banco de tubos para cada paso de tiempo y el que es mostrado en la Figura V-15. Es así, que después de 7 segundos de tiempo de se alcanza la condición estacionaria del flujo de partículas que

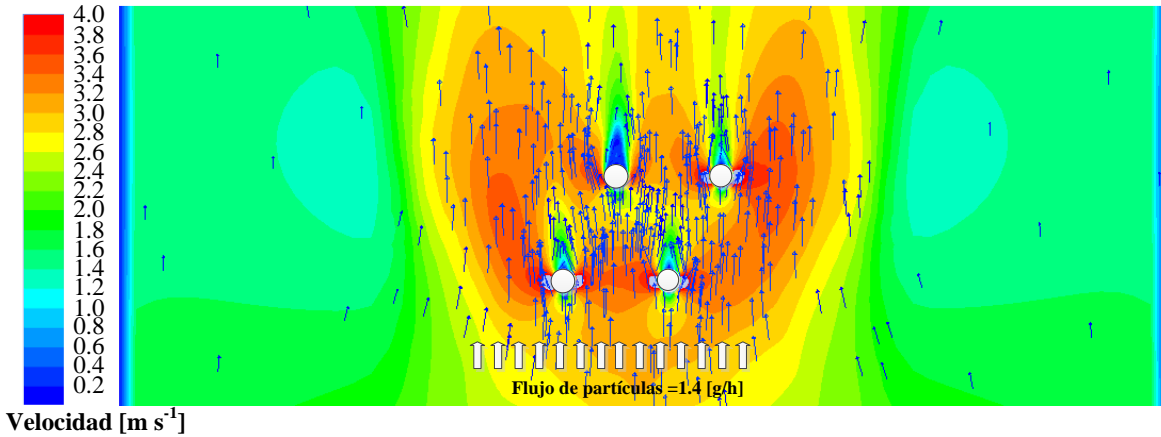


enfrentan el banco de tubos, indicando que el sistema ha convergido a su condición estacionaria.



**Figura V-16.** Velocidad de quemado de partículas de carbón. (Fuente: Elaboración propia).

La velocidad a la cual se queman las partículas (en inglés ‘burnouts’), muestra espacialmente las ubicaciones en que se queman las partículas de carbón (ver Figura V-16), revelando que una fracción de las partículas de carbón terminan su proceso de combustión en zonas cercanas al banco de tubos. Al calcular el flujo de partículas que enfrentan el banco de tubos intercambiadores es de  $1.4 \text{ [g h}^{-1}\text{]}$ , las cuales en su superficie fundida poseen una viscosidad de  $4.3 \times 10^{-6} \text{ [Pa s]}$  y un diámetro promedio de partícula igual a  $0.46 \text{ [mm]}$ . Debido a que la viscosidad de las partículas es menor a la viscosidad crítica ( $8 \text{ [Pa s]}$ ), existe una probabilidad del 100% que estas se adhieran a la superficie. Esta capacidad de adherencia, permite obtener un flujo de depósitos sobre el banco de tubos de  $0.8 \text{ [g h}^{-1}\text{]}$ . A la capacidad de adherencia asociada a su superficie fundida, se suma el efecto de que las partículas aceleren asociado al cambio de sección, produciendo una mayor inercia de las partículas más grandes y que aumente la probabilidad de colisión sobre el banco de tubos, como se muestra en la Figura V-17.



**Figura V-17.** Perfil de velocidades en el banco de tubos intercambiadores. (Fuente: Elaboración propia).

El peso experimental de los depósitos es de 15.3 [g], para 16 horas de operación continua de combustión de carbón, equivalente a un flujo promedio de partículas que se depositan sobre los tubos de 0.96 [g h<sup>-1</sup>], el que es un 16.7% mayor que el valor calculado por la simulación. Esta diferencia se atribuye a que, por una parte, el modelo no incluye el proceso de aglomeración de partículas, lo que contribuye a que las partículas tengan un mayor diámetro de partícula y con ello una mayor masa que se deposita sobre el banco de tubos. Por otra parte, partículas de bajo tamaño, como las obtenidas en la simulación, tienden a seguir las trayectorias del fluido, lo que es atribuido a que la fuerza de arrastre de los gases calientes es mayor a las fuerzas de inercia de la partícula.

## 5.4. Conclusiones

Se efectuaron ensayos de co-combustión de carbón con pellets de pino u Opuntia. Los ensayos de co-combustión en que los pellets de pino generan el 10% de la potencia térmica total, mostraron una leve disminución en la generación de vapor en el intercambiador helicoidal, con respecto al rendimiento con carbón puro. En cambio, la co-combustión con opuntia disminuye la capacidad de evaporación de agua del intercambiador helicoidal, asociado al alto contenido de humedad de la opuntia (que retarda el proceso de combustión) y a las altas concentraciones de K y P que posee la ceniza de la opuntia, que favorece la aglomeración de partículas en el lecho denso, aumentando el diámetro promedio de las partículas, y como consecuencia, una disminución en la frecuencia de colisiones entre las partículas parcialmente fundidas y la superficie.

Por otra parte, al aumentar la potencia generada por el pino a un 14%, lo que conlleva un mayor flujo másico de biomasa para reemplazar el carbón, se observó un incremento en la generación de vapor, con respecto a la combustión de carbón puro. Estas conclusiones están asociadas a una mayor frecuencia de colisiones de las partículas con el intercambiador, que depende de factores y condiciones analizadas y discutidas en las secciones anteriores.

Los ensayos de co-combustión con opuntia, una biomasa con contenido de humedad mayor que el carbón puro, muestran una disminución en la generación de vapor en el intercambiador helicoidal, en comparación a la combustión del carbón. Esta vez la conclusión está asociada a una disminución en la frecuencia de colisiones entre las partículas, parcialmente fundidas, y el intercambiador.

La inclusión de pino en el proceso de combustión de carbón, produce un aumento en el flujo de volátiles liberados en el 'freeboard', debido a que la lanza del alimentador de biomasa descarga en esta zona. La combustión de estos volátiles en el 'freeboard' produce un aumento de temperatura, una disminución de densidad y con ello, un aumento de la velocidad de los gases, lo cual favorece la transferencia de calor por convección entre los gases calientes y los tubos intercambiadores. Este efecto generó un aumento del 6.4% en el coeficiente global de transferencia de calor de los tubos sucios, con respecto a la combustión de carbón puro. Mientras que para la co-combustión de carbón con opuntia, el coeficiente global se mantuvo, debido a la menor alimentación de aire, asociada al alto contenido de oxígeno de la opuntia, la cual reduce la

velocidad del gas en el freeboard. La simulación del proceso de combustión de carbón, mostró que una fracción de partículas alcanzan la zona del freeboard, las cuales poseen un tamaño de partícula menor a 0.4 [mm] y su superficie se encuentra fundida. Sin embargo, del total partículas que enfrentan los tubos sólo el 57.1% se deposita sobre el banco de tubos, lo que se atribuye a que las partículas siguen la trayectoria de los gases calientes, debido a su pequeño tamaño.

Los párrafos anteriores responden al objetivo declarado de evaluar los efectos de incluir *Pinus radiata* (pino) y *Opuntia ficus-indica* (opuntia) en la co-combustión con carbón, y especialmente sobre el efecto sobre la transferencia de convección de calor entre el lecho denso y las superficies que generan vapor para la termogeneración.

Un segundo objetivo buscaba determinar el efecto de la co-combustión de biomasa (pino y opuntia), sobre la formación de depósitos. En particular, la conclusión que sigue apunta a evaluar el efecto de esta formación sobre la capacidad de evaporación en las superficies de intercambio. Para estos propósitos se utilizó el factor de eficacia como parámetro comparativo. Esto, para evaluar el efecto de los depósitos de ceniza en el banco de tubos, y por lo tanto en la transferencia de calor. Los resultados muestran una relación proporcional entre el factor de eficacia y la relación ácido-base, evidenciando que la inclusión de biomasa en la combustión de carbón disminuye la relación ácido-base, aumentando la transferencia de calor en el banco de tubos. Este resultado es afectado por el alimentador de biomasa gravitacional, debido a que la materia volátil es liberada en la entrada del freeboard.

La conclusión que sigue, responde al efecto de la co-combustión con biomasa (pino u opuntia) sobre la emisión de contaminantes. Los ensayos de co-combustión de carbón con pino reducen las concentraciones de CO, SO<sub>2</sub> y PM, y aumenta las concentraciones de NO, al aumentar la fracción de la potencia térmica producida con pino. En cambio, la co-combustión de carbón con opuntia, mostró una tendencia a aumentar las emisiones de CO y PM, mientras que las emisiones de SO<sub>2</sub> y NO disminuyeron. Se mostró que la emisión de NO depende del contenido de SO<sub>2</sub> y CO y su capacidad reductiva como catalizadores para reducir el NO. La emisión de SO<sub>2</sub> depende de las características del combustible. La co-combustión con opuntia muestra una mayor disminución del SO<sub>2</sub>, en comparación al caso de co-combustión con pino, debido a la alta presencia de potasio en la opuntia.

Como visión general los experimentos y los modelos usados, son un aporte positivo en el estudio fundamental de la co-combustión y su misión de disminuir las emisiones. Particularmente, cuando la situación geográfica no lo permite, es posible utilizar biomasas alternativas, como la cactácea. A pesar de las limitaciones que pueden tener este tipo de biomasas, pueden producir un beneficio al ambiente.



## 5.5. Nomenclatura

- $A_i$  : Área interior del intercambiador helicoidal [ $m^2$ ].
- $h_{tp}$  : Coeficiente convectivo del agua refrigerante del intercambiador helicoidal [ $W m^{-2}K^{-1}$ ]
- $h_{int}$ : Coeficiente convectivo del aire refrigerante del banco de tubos [ $W m^{-2}K^{-1}$ ]
- $Q_{Water}$  : Flujo de calor absorbido por el agua a través de su paso por el intercambiador helicoidal [kW]
- $Ra/b$  : Relación ácido-base
- $T_{bed}$  : Temperatura del lecho denso [K]
- $T_w$  : Temperatura promedio de la pared del intercambiador helicoidal.
- $T_{w,i}$  : Temperatura de la pared del intercambiador helicoidal (i=in – entrada, i=out – salida).
- $\Delta T_{LN}$ : Temperatura media logarítmica entre el agua refrigerante del intercambiador helicoidal y la superficie del lecho.
- $T_{f,i}$  : Temperatura del agua refrigerante del intercambiador helicoidal (i=in – entrada; i=out – salida) [K].
- $UA_i$  : Coeficiente de transferencia de calor global (i= calc, - calculado, i=exp. – experimental) [ $W m^{-2}K^{-1}$ ]
- $\alpha_{rad}$ : Coeficiente de radiación [ $W m^{-2}K^{-1}$ ]
- $\alpha_{ps}$ : Coeficiente de transferencia de calor partícula-superficie [ $W m^{-2}K^{-1}$ ]
- $\alpha_{gs}$ : Coeficiente de transferencia de calor gas-superficie [ $W m^{-2}K^{-1}$ ].
- $\Psi$  : Factor de eficacia.
- $\epsilon_b$ : Coeficiente de emisividad de las partículas
- $\epsilon_s$ : Coeficiente de absortividad de la superficie

## 5.6. Bibliografía

- [1] C. Martin, M. Villamanan, C. Chamorro, J. Otero, A. Cabanillas, J. Segovia, Low-grade coal and biomass co-combustion on fluidized bed: exergy analysis, *Energy*. 31 (2006) 330–344.
- [2] G. Kulah, Validation of a FBC model for co-firing of hazelnut shell with lignite against experimental data, *Exp. Therm. Fluid Sci.* 34 (2010) 646–655.
- [3] H. Yang, Y. Wu, H. Zhang, X. Qiu, S. Yang, Q. Liu, et al., NO<sub>x</sub> emission from a circulating fluidized bed boiler cofiring coal and corn stalk pellets, *Energy and Fuels*. 26 (2012) 5446–5451.
- [4] J. Krzywanski, R. Rajczyk, M. Bednarek, M. Wesolowska, W. Nowak, Gas emissions from a large scale circulating fluidized bed boilers burning lignite and biomass, *Fuel Process. Technol.* 116 (2013) 27–34.
- [5] S. Van Loo, J. Koppejan, *The Handbook of Biomass Combustion and Co-Firing*, First Edit, Earthscan/James & James, 2008.
- [6] Gobierno de Chile, Webpage : Energía abierta - Comisión Nacional de Energía, (2016). <http://energiaabierta.cne.cl/visualizaciones/capacidad-instalada/> (accessed June 30, 2016).
- [7] L. Yang, M. Lu, S. Carl, J.A. Mayer, J.C. Cushman, E. Tian, et al., Biomass characterization of Agave and Opuntia as potential biofuel feedstocks, *Biomass and Bioenergy*. 76 (2015) 43–53.
- [8] A.M. Borland, H. Griffiths, J. Hartwell, J.A.C. Smith, Exploiting the potential of plants with crassulacean acid metabolism for bioenergy production on marginal lands, *J. Exp. Bot.* 60 (2009) 2879–2896.
- [9] T. do N. Santos, E.D. Dutra, A. Gomes do Prado, F.C.B. Leite, R. de F.R. de Souza, D.C. dos Santos, et al., Potential for biofuels from the biomass of prickly pear cladodes: Challenges for bioethanol and biogas production in dry areas, *Biomass and Bioenergy*. 85 (2016) 215–222.
- [10] J.L. Ramos-Suarez, A. Martinez, N. Carreras, Optimization of the digestion process of *Scenedesmus* sp. and *Opuntia maxima* for biogas production, *Energy Convers. Manag.* 88 (2014) 1263–1270.
- [11] A. Khan, W. Dejong, P. Jansens, H. Spliethoff, Biomass combustion in fluidized bed boilers: Potential problems and remedies, *Fuel Process. Technol.* 90 (2009) 21–50.
- [12] J. Werther, M. Saenger, E.U. Hartge, T. Ogada, Z. Siagi, Combustion of agricultural residues, *Prog. Energy Combust. Sci.* 26 (2000) 1–27.
- [13] N. Selçuk, Z. Gogebakan, 16 - Cofiring Biomass with coal in Fluidized Bed Combustion Systems, in: M. Lackner, F. Winter, A.K. Agarwal (Eds.), *Handb. Combust.*, Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, Germany, 2010: pp. 557–583.
- [14] Z. Gogebakan, Y. Gogebakan, N. Selçuk, Co-Firing of Olive Residue with Lignite in

- Bubbling FBC, *Combust. Sci. Technol.* 180 (2008) 854–868.
- [15] Z. Gogebakan, N. Selçuk, Cofiring lignite with hazelnut shell and cotton residue in a pilot-scale fluidized bed combustor, *Energy & Fuels*. (2008) 1620–1627.
- [16] H. Haykiri-Açma, Combustion characteristics of different biomass materials, *Energy Convers. Manag.* 44 (2003) 155–162.
- [17] S. Patumsward, K.R. Cliffe, Co-combustion of waste olive oil production with coal in fluidized bed, *Waste Manag.* 21 (2001) 49–53.
- [18] Y. Huang, D. Mcilveenwright, S. Rezvani, Y. Wang, N. Hewitt, B. Williams, Biomass co-firing in a pressurized fluidized bed combustion (PFBC) combined cycle power plant: A techno-environmental assessment based on computational simulations, *Fuel Process. Technol.* 87 (2006) 927–934.
- [19] H. Spliethoff, K. Hein, Effect of co-combustion of biomass on emissions in pulverized fuel furnaces, *Fuel*. (1998) 189–205.
- [20] J. Xie, X. Yang, L. Zhang, T. Ding, W. Song, W. Lin, Emissions of SO<sub>2</sub>, NO and N<sub>2</sub>O in a circulating fluidized bed combustor during co-firing coal and biomass, *J. Environ. Sci.* 19 (2007) 109–116.
- [21] P. Billen, J. Van Caneghem, C. Vandecasteele, Predicting Melt Formation and Agglomeration in Fluidized Bed Combustors by Equilibrium Calculations, *Waste and Biomass Valorization*. 5 (2013) 879–892.
- [22] M. Hupa, Ash-Related Issues in Fluidized-Bed Combustion of Biomasses: Recent Research Highlights, *Energy & Fuels*. 26 (2012) 4–14.
- [23] A.L. Robinson, S.G. Buckley, L.L. Baxter, Experimental Measurements of the Thermal Conductivity of Ash Deposits : Part 1 . *Measurement Technique*, (2001) 1727–1735.
- [24] A.P. Baskakov, B. V. Berg, O.K. Vitt, N.F. Filippovsky, V.A. Kirakosyan, J.M. Goldobin, et al., Heat transfer to objects immersed in fluidized beds, *Powder Technol.* 8 (1973) 273–282.
- [25] A.P. Baskakov, S. V. M., Determining the convective component of the heat-transfer coefficient to a gas in a fluidized bed, *Chem. Pet. Eng.* 7 (1971) 222–224.
- [26] F. Di Natale, A. Lancia, R. Nigro, Void Fraction Near Surfaces Immersed in Fluidized Beds by Heat Transfer, *12th Int. Conf. Fluid.* (2007) 249–256.
- [27] K.E. Gungor, R.H.S. Winterton, A general correlation for flow boiling in tubes and annuli, *Int. J. Heat Mass Transf.* 29 (1986) 351–358.
- [28] M. Pronobis, W. Wojnar, The impact of biomass co-combustion on the erosion of boiler convection surfaces, *Energy Convers. Manag.* 74 (2013) 462–470.
- [29] W.A. Khan, J.R. Culham, M.M. Yovanovich, Convection heat transfer from tube banks in crossflow: Analytical approach, *Int. J. Heat Mass Transf.* 49 (2006) 4831–4838.
- [30] A. Zukauskas, Heat Transfer from Tubes in Crossflow, *Adv. Heat Transf.* 8 (1972) 93–



- [31] F.P. Incropera, D.P. DeWitt, T.L. Bergman, A.S. Lavine, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, John Wiley & Sons, 2007.
- [32] Z. Wu, S. Wang, J. Zhao, L. Chen, H. Meng, Product Distribution during Co-pyrolysis of Bituminous Coal and Lignocellulosic Biomass Major Components in a Drop-Tube Furnace, *Energy & Fuels*. 29 (2015) 4168–4180.
- [33] A. Grimm, N. Skoglund, D. Boström, M. Öhman, Bed agglomeration characteristics in fluidized quartz bed combustion of phosphorus-rich biomass fuels, *Energy and Fuels*. 25 (2011) 937–947.
- [34] P. Ninduangdee, V.I. Kuprianov, Combustion of an oil palm residue with elevated potassium content in a fluidized-bed combustor using alternative bed materials for preventing bed agglomeration, *Bioresour. Technol.* 182 (2015) 272–281.
- [35] P. Chaivatamaset, S. Tia, The characteristics of bed agglomeration during fluidized bed combustion of eucalyptus bark, *Appl. Therm. Eng.* 75 (2015) 1134–1146.
- [36] B. Jenkins, L. Baxter, T. Miles, Combustion properties of biomass, *Fuel Process. Technol.* 54 (1998) 17–46.
- [37] Y.G. Pan, E. Velo, L. Puigjaner, Pyrolysis coals of blends of biomass with poor coals, *Fuel*. 75 (1996) 412–418.
- [38] S.G. Sahu, P. Sarkar, N. Chakraborty, A.K. Adak, Thermogravimetric assessment of combustion characteristics of blends of a coal with different biomass chars, *Fuel Process. Technol.* 91 (2010) 369–378.
- [39] A. Germany, Thesis : “El rol de la materia volátil en el comportamiento de mezclas Carbón/Biomasa sometidas a co-combustión”., Chemical Engineering Department - University of Concepción. Chile, 2014.
- [40] H. Huang, H. Chen, G. Wang, J. Liu, Combustion characteristics of coal and biomass blends and thermal dynamic analysis, 2009 Int. Conf. Energy Environ. Technol. ICEET 2009. 1 (2009) 555–559.
- [41] B. Leckner, M. Karlsson, Gaseous Emissions from Circulating Fluidized Bed Combustion of Wood, Biomass and Bioenergy. 4 (1993) 379–389.
- [42] H. Martin, Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surface of Immersed Heat Exchanger Elements, Part I, *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 18 (1984) 157–169.
- [43] H. Martin, Heat Transfer between Gas Fluidized Beds of Solid Particles and the Surface of Immersed Heat Exchanger Elements, Part II, *Chem. Eng. Process. Process Intensif.* 18 (1984) 199–223.
- [44] E. Brus, M. Öhman, A. Nordin, Mechanisms of bed agglomeration during fluidized-bed combustion of biomass fuels, *Energy and Fuels*. 19 (2005) 825–832.
- [45] J. Silvennoinen, M. Hedman, Co-firing of agricultural fuels in a full-scale fluidized bed

- boiler, *Fuel Process. Technol.* (2011).
- [46] P.A. Cundall, O.D. Strack, A discrete numerical model for granular assemblies, *Géotechnique*. 29 (1979) 47–65.
- [47] A.L. Robinson, S.G. Buckley, L.L. Baxter, Experimental Measurements of the Thermal Conductivity of Ash Deposits: Part 2. Effects of Sintering and Deposit Microstructure, *Energy & Fuels*. 15 (2001) 75–84.
- [48] A. Zbogor, F.J. Frandsen, P.A. Jensen, P. Glarborg, Heat transfer in ash deposits: A modelling tool-box, *Prog. Energy Combust. Sci.* 31 (2005) 371–421.
- [49] L. Baxter, The behavior of inorganic material in biomass-fired power boilers: field and laboratory experiences, *Fuel Process. Technol.* 54 (1998) 47–78.
- [50] M. Pronobis, The influence of biomass co-combustion on boiler fouling and efficiency, *Fuel*. 85 (2006) 474–480.
- [51] S. Kalisz, S. Ciukaj, M. Tymoszek, H. Kubiczek, Fouling and Its Mitigation in PC Boilers Co-Firing Forestry and Agricultural Biomass, *Heat Transf. Eng.* 36 (2014) 763–770.
- [52] Y. Shao, C. (Charles) Xu, J. Zhu, F. Preto, J. Wang, H. Li, et al., Ash Deposition in Co-firing Three-Fuel Blends Consisting of Woody Biomass, Peat, and Lignite in a Pilot-Scale Fluidized-Bed Reactor, *Energy & Fuels*. 25 (2011) 2841–2849.
- [53] Y. Shao, J. Wang, C. Charles, J. Zhu, F. Preto, G. Tourigny, et al., An experimental and modeling study of ash deposition behaviour for co-firing peat with lignite, *Appl. Energy*. 88 (2011) 2635–2640.
- [54] M. Theis, B.J. Skrifvars, M. Zevenhoven, M. Hupa, H. Tran, Fouling tendency of ash resulting from burning mixtures of biofuels. Part 3. Influence of probe surface temperature, *Fuel*. 85 (2006) 2002–2011.
- [55] G. Özkan, G. Doğu, Combustion of a high ash and sulfur containing lignite in a pilot circulating fluidized bed combustor and its pollution characteristics, *Chem. Eng. Process.* 41 (2002) 11–15.
- [56] A.T. Atimtay, H. Topal, Co-combustion of olive cake with lignite coal in a circulating fluidized bed, *Fuel*. 83 (2004) 859–867.
- [57] M. Aho, A. Gil, R. Taipale, P. Vainikka, H. Vesala, A pilot-scale fireside deposit study of co-firing Cynara with two coals in a fluidised bed, *Fuel*. 87 (2008) 58–69.
- [58] B.W. Asay, L.D. Lahjaily, P.O. Hedman, Effect of Coal Moisture on Burnout and Nitrogen Oxide Formation, *Combust. Sci. Technol.* 35 (1983) 15–31.
- [59] B. Peters, J. Smuła-Ostaszewska, Approach To Predict Emission of Sulfur Dioxide during Switchgrass Combustion Employing the Discrete Particle Method (DPM), *Energy & Fuels*. 24 (2010) 945–953.
- [60] T. Qiang, Z. Zhigang, Z. Wenpei, C. Zidong, SO<sub>2</sub> and NO selective adsorption properties of coal-based activated carbons, *Fuel*. 84 (2005) 461–465.

- [61] L. Dong, S. Gao, W. Song, G. Xu, Experimental study of NO reduction over biomass char, *Fuel Process. Technol.* 88 (2007) 707–715.
- [62] L. Dong, S. Gao, G. Xu, NO reduction over biomass char in the combustion process, *Energy and Fuels.* 24 (2010) 446–450.
- [63] A. Jensen, J. Johnsson, J. Andries, K. Laughlin, G. Read, M. Mayer, et al., Formation and reduction of NO<sub>x</sub> in pressurized fluidized bed combustion of coal, *Fuel.* 74 (1995).
- [64] H. Lopes, I. Gulyurtlu, P. Abelha, T. Crujeira, D. Salema, M. Freire, et al., Particulate and PCDD/F emissions from coal co-firing with solid biofuels in a bubbling fluidised bed reactor, *Fuel.* 88 (2009) 2373–2384.
- [65] C.Y.H. Chao, P.C.W. Kwong, J.H. Wang, C.W. Cheung, G. Kendall, Co-firing coal with rice husk and bamboo and the impact on particulate matters and associated polycyclic aromatic hydrocarbon emissions, *Bioresour. Technol.* 99 (2008) 83–93.
- [66] L.S. Johansson, C. Tullin, B. Leckner, P. Sjövall, Particle emissions from biomass combustion in small combustors, *Biomass and Bioenergy.* 25 (2003) 435–446.
- [67] B.J.P. Buhre, J.T. Hinkley, R.P. Gupta, T.F. Wall, P.F. Nelson, Submicron ash formation from coal combustion, *Fuel.* 84 (2005) 1206–1214.
- [68] Q. Wang, L. Zhang, A. Sato, Y. Ninomiya, T. Yamashita, Effects of coal blending on the reduction of PM<sub>10</sub> during high-temperature combustion 2. A coalescence-fragmentation model, *Fuel.* 88 (2009) 150–157.
- [69] D. Mao, J.R. Edwards, A. V. Kuznetsov, R.K. Srivastava, Three-dimensional numerical simulation of a circulating fluidized bed reactor for multi-pollutant control, *Chem. Eng. Sci.* 59 (2004) 4279–4289.  
<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S000925090400332X> (accessed January 31, 2013).

## **6 ESTUDIO DEL EFECTO DE LA INCLUSIÓN DE PINO EN UNIDADES DE CARBÓN PULVERIZADO: EFECTOS SINÉRGICOS, EMISIÓN DE CONTAMINANTES MEDIANTE EL USO DE LA DINÁMICA DE FLUIDOS COMPUTACIONAL.**

---

### **6.1 INTRODUCCIÓN**

En los últimos años, Chile ha hecho un gran esfuerzo por incluir energías renovables convencionales y no convencionales en su matriz energética, adquiriendo nuevos compromisos para impulsar el uso de energías limpias, con el fin de disminuir sus emisiones de CO<sub>2</sub> y disminuir el calentamiento global. Sin embargo, la transición desde energías convencionales a fuentes de energía renovables y tecnologías limpias es lento, ya que requiere de normativas y políticas que permitan impulsar el uso de estas tecnologías en la matriz energética [1]. Es así, que se han aprobado recientemente nuevas normativas legales que exige la utilización de un 10% de energía renovable no convencional en el sector termoeléctrico e impuestos por la emisión de gases contaminantes (NO<sub>x</sub>, MP, SO<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>) [2].

Para alcanzar este objetivo, la co-combustión de carbón con biomasa se presenta como una alternativa viable para que centrales a carbón existentes puedan cumplir con las nuevas normativas. Sin embargo, la co-combustión de carbón con biomasa podría interferir con la operación normal de la central térmica, requiriendo extensas y costosas pruebas en planta para estudiar el comportamiento de la unidad [2]. La simulación numérica puede ser usada para estudiar la co-combustión de carbón con biomasa, permitiendo predecir el comportamiento del proceso de combustión al interior de la caldera, reduciendo el número de pruebas al diseñar ensayos en planta adecuados y estableciendo puntos óptimos de operación. Entre las diferentes tecnologías de combustión, la integración de biomasa en sistemas de combustión de carbón pulverizado puede ser más desafiante que en sistemas de quema a parrilla o en lecho fluidizado, ya que la aerodinámica y las propiedades físico-químicas del combustible poseen un mayor impacto en la combustión, como en la formación de gases polutantes [3].

La mecánica de fluidos computacional (CFD) ha sido aplicada exitosamente para estudiar diferentes aspectos de la combustión de carbón pulverizado y su co-combustión con biomasa, por ejemplo, estudiar la transición de carbón a paja de trigo en términos de emisiones, en un quemador multi-combustible bajo NO<sub>x</sub> [4]. Un número significativo de modelos CFD han sido desarrollados

para la co-combustión de carbón con biomasa, pero solo un limitado número de estos modelos han sido aplicados a escala industrial o han sido validados a partir de mediciones realizadas en las Unidades generadoras (Ver Tabla VI-1). Los cuales fueron usados para estudiar la influencia de factores operacionales relacionados con las condiciones de alimentación de biomasa: tamaño promedio de partícula, nivel de sustitución de carbón por biomasa y ubicación de la alimentación en el hogar.

**Tabla VI-1.** Resumen de modelos de calderas de carbón pulverizado bajo una condición de co-combustión.

Tecnología	Combustible	Modelo Turb.	Modelo de desv.	Modelo Rad.	Modelo de Reacción	Modelo de Comb. Char	Ref
Carbón Pulverizado - Caldera 350 MWe Quemadores Frontales Reemplazo : 4% energético	Carbón - Cyanara cardunculus	k-ε	Single rate	P-1	PDF	Single film model	[2]
Carbón Pulverizado – Planta Piloto Low NO <sub>x</sub> Multiburner Transición de carbón a paja de trigo.	Carbón - Paja	SST k-ω	Single rate	DO	Finite rate/eddy dissipation	Single rate	[4]
Carbón Pulverizado - Caldera 300 MWe Quemadores Tangenciales Reemplazo: 5-10% energético-	Lignite - Cardoon	k-ε	Single rate	P-1	Finite rate/eddy dissipation	UDF	[5]
Horno Carbón Pulv. – Planta Piloto 0.5 MW Reemplazo: 15-20% energético.	Carbón - madera PKE Oliva <i>Miscanthus</i>	k-ε RNG	FG.	DO	Eddy dissipation	Modelo intrínseco de Smith.	[6]
Horno Carbón Pulv- - Planta Piloto 5.8 MW Reemplazo: 10-20% energético	Carbón – Paja de trigo	k-ε RNG	Two competing rates	P-1	PDF	Kinetics /diffusion limited rate model	[7]
Carbón Pulverizado - Caldera 200 MW Quemadores Tangenciales bajo NO <sub>x</sub> Reemplazo: 20% energético	Carbón BFG COF	k-ε	CPD	P-1	Eddy dissipation	Kinetic /diffusion Model	[8]
Carbón Pulverizado - Caldera 550 MW Quemadores Tangenciales Reemplazo: 20-60% energético	Carbón - Aserrín torrefactado	k-ε	Single rate	DTRM	Three steps defined by the authors	Three steps defined by the authors	[9]
Carbón Pulverizado - Caldera 700 MW Quemadores Frontales Reemplazo: 0-100% energético	Coal Chip y pellets de madera. Aserrín	k-ε	Two competing rates	DO	Finite rate	Kinetics /diffusion limited rate model	[10]

Nota: FG = Modelo de desvolatilización de grupos funcionales. DO = Modelo de radiación de Ordenadas Discretas. CPD=Modelo de desvolatilización de percolación química. BFG = Gases de alto horno. COG=gas de coque. DTRM=Método de radiación de transferencia discreta. (Fuente: Elaboración propia).

De los estudios presentados en la Tabla VI-1, las principales conclusiones son: 1) Existe un límite máximo en el nivel de sustitución de carbón por biomasa y el tamaño de partícula que permita mantener una eficiencia razonable de la caldera [2]. 2) El tamaño de partícula es el factor con mayor influencia en la eficiencia de combustión de la biomasa para obtener una adecuada velocidad de quemado [2]. 3) Para mantener el consumo eléctrico de los molinos dentro de los valores óptimos

para una combustión costo-eficiente, el tamaño de partícula debe encontrarse en el rango de 0.5 a 1 [mm] [2]. 4) La alimentación de biomasa en el nivel más alto de quemadores permite obtener una mayor eficiencia de combustión, dependiendo de las características físicas de la biomasa [5]. 5) Los parámetros operacionales no son afectados al co-combustionar biomasa en condiciones de baja carga térmica [5]. 6) La temperatura a la salida del hogar es levemente incrementada en condiciones de baja carga térmica de biomasa, por lo que no se espera una intensificación de formación de depósitos en la zona convectiva [5]. Sin embargo, Ghenai *et al.* sugieren que altos rangos de biomasa/carbón mayores a 20% en el proceso de co-combustión podría disminuir la temperatura a la salida del hogar, intensificando la formación de depósitos en la zona convectiva [7]. 7) Durante la co-combustión de carbón con biomasa, se observa una disminución en las concentraciones de SO<sub>2</sub> y de NO<sub>x</sub> debido al menor contenido de azufre y nitrógeno de la biomasa. Una menor disponibilidad de nitrógeno en la mezcla resulta en una disminución en la formación de NO<sub>x</sub>-combustible [5]. Zheng *et al.*, indican que la reducción en las concentraciones de SO<sub>2</sub> en la chimenea, no sólo se debe al nulo o bajo contenido de azufre de la biomasa, sino que a un efecto sinérgico producido por la ceniza de la biomasa rica en Calcio y Sodio.. Para porcentajes sobre 20% de sustitución con biomasa las concentraciones de K y Ca presentes en la biomasa producirían un efecto reductor del SO<sub>2</sub>, aumentando la concentración de azufre a nivel de cenizas y de escoria [11]. 8) Cuando la biomasa es incorporada a un quemador dual, o cuando un quemador para carbón bajo NO<sub>x</sub> es retroalimentado con biomasa, la alimentación de aire debe ser ajustada. La alimentación de aire debe ser adecuada para asegurar que el exceso de aire no reducirá la temperatura de llama, como también deberá proveer el suficiente oxígeno en zonas donde los volátiles son liberados, con el fin de promover la homogeneidad y la combustión del char [12]. En la combustión de carbón pulverizado, el exceso de aire varía entre un 15 y el 20% del aire estequiométrico [13].

Estos modelos CFD han sido desarrollados para estudiar una respuesta macroscópica de las centrales a carbón bajo una condición de co-combustión. Sin embargo, limitada información se encuentra disponible acerca de posibles sinergias entre el carbón y la biomasa durante el proceso de combustión. En este contexto, estudios termogravimétricos proliferan para evaluar la existencia de efectos sinérgicos durante la co-combustión, en condiciones de una atmósfera inerte y velocidades de calentamiento que típicamente varían entre los 5 a 50 [K/min]. Los resultados son muy controversiales. Mientras algunos estudios indican que no hay interacción en las etapas de desvolatilización y en la combustión de mezclas de carbón-biomasa [14–17], otros estudios

presentan un incrementos en el campo de volátiles y una variación en la composición, obteniendo una mayor reactividad de la mezcla carbón-biomasa dependiendo del radio de mezcla y de la temperatura [18–21]. Incluso de no existir interacción entre el carbón y la biomasa durante el proceso de desvolatilización, el calor liberado de la combustión homogénea-heterogénea de las partículas de biomasa podría generar un efecto sinérgico. Este efecto sinérgico se podría manifestar como una variación en la velocidad de quemado, en los perfiles de temperatura y de concentración de gases.

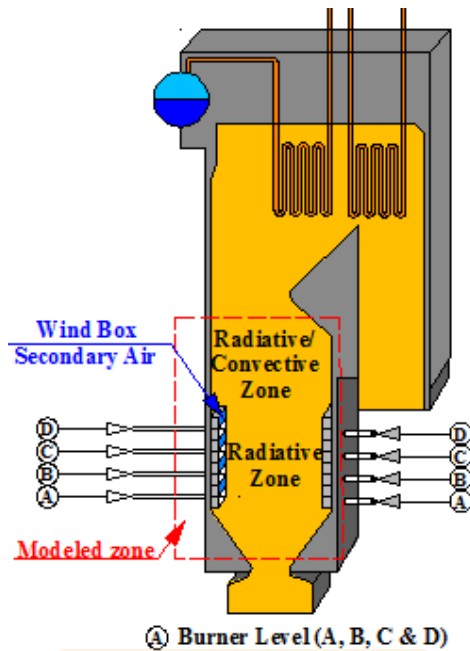
Es por ello, que en éste capítulo pretende responder tres preguntas importantes: i) A escala industrial, si una pequeña fracción de carbón es reemplazada por biomasa, se presentarían efectos sinérgicos durante la co-combustión? ii) Debido al menor Poder Calorífico Superior (PCS) de la biomasa, ¿existirá una disminución sustancial en el flujo de calor que podría afectar a los tubos evaporadores y la producción de vapor? iii) Al reemplazar un 5% del carbón por biomasa, será posible observar un aumento en la temperatura y la eficiencia de combustión?.

## **6.2 DESCRIPCIÓN DEL COMBUSTIBLE Y DE LA CENTRAL.**

Para responder a las preguntas anteriores, se implementó un modelo CFD para simular el proceso de co-combustión de carbón con aserrín en la Unidad 14 de 150 [MW] que quema carbón pulverizado y se encuentra ubicada en la ciudad de Tocopilla. El modelo CFD fue validado a partir de mediciones realizadas en la Unidad 14 co-quemando los carbones Adaro y Hatillo, en niveles de quemadores diferentes. El aserrín utilizado proviene de *Pinus radiata*, especie que representa el 60% de las plantaciones forestales del país.

### **6.2.1 Descripción de la Planta Industrial**

La central térmica de tocopilla, posee dos unidades de carbón pulverizado (Unidades 14 y 15), con una capacidad de generación total de 300 [MW]. La Unidad 14 (U14) fue diseñada por “Mitsubishi Heavy Industries” para operar a una presión absoluta de 18.8 [MPa] y 814 [K], resultando en una capacidad de evaporación de agua de 108 [kg/s]. Un esquema de la caldera es presentado en la Figura VI-1, mostrando las principales zonas del hogar (enfocado en el modelo matemático) y la distribución de los niveles de alimentación de carbón. Las dimensiones de la sección transversal principal del hogar son 9.0 x 9.2 [m<sup>2</sup>]; la altura de la caldera es de 32.4 [m], y la cámara de combustión posee un volumen de 2130 [m<sup>3</sup>].



Ⓐ Burner Level (A, B, C & D)

**Figura VI-1.** Niveles de quemadores, distribución de aire secundario y zona modelada (Fuente: Elaboración propia).

La caldera posee 4 niveles de quemadores y 4 quemadores por nivel, los cuales se encuentran tangencialmente distribuidos para favorecer un vórtice de llama. Durante la combustión de carbón (condición normal de operación), la caldera co-quema dos tipos de combustibles: Adaro y Hatillo, cuya análisis elemental y propiedades se muestran en la Tabla VI-2, junto con las del aserrín. La caldera modelada (U14) quema carbón Adaro en los niveles de quemadores intermedios (B y C) y carbón Hatillo en los niveles superior e inferior de quemadores (A y D), con el fin de evitar una temperatura de llama excesiva y que favorezca la formación de  $\text{NO}_x$ -térmico. El modelo supone un 5% de remplazo (base energía) en el primer nivel de quemadores (nivel A). Este porcentaje conservador de remplazo es usado debido a la necesidad de la central generadora por: i) Probar la caldera sin modificar la aerodinámica al interior de la caldera; ii) Mantener los consumos de los sistemas de alimentación y molienda (Chancador y molinos) dentro de los parámetros operacionales, al incorporar biomasa.

El carbón es pulverizado en el proceso de molienda, las partículas de combustible son transportadas por el aire primario a los quemadores ubicados en cada nivel, donde cada nivel de quemadores posee su propio molino de rodillos. El flujo de aire secundario es alimentado por “wind boxes” (Ver Figura 1), que se ubican entre quemadores con el fin de confinar el vórtice de llama y proteger los tubos evaporadores al interior de la caldera. Las condiciones de flujo y variables de operación se muestran en la Tabla VI-2.



**Tabla VI-2.** Análisis de los combustibles, propiedades y condiciones de alimentación.

	<b>Carbón Adaro</b>	<b>Carbón Hatillo</b>	<b>Aserrín de Pino</b>
<b>Análisis próximo (peso% como recibido)</b>			
Carbón Fijo (por diferencia))	33.6	44.9	11.5
Materia Volátil	35.7	35.3	62.8
Humedad	27.7	14.2	25.4
Ceniza	2.93	5.68	0.30
<b>Análisis Elemental (peso% Base Seca)</b>			
Carbono	72.7	79.0	48.9
Hidrógeno	4.80	5.40	6.00
Oxígeno	21.4	13.1	45.0
Nitrógeno	0.92	1.70	0.10
Azufre	0.18	0.80	0.01
<b>Prop. del Comb./Nivel de Alimentación.</b>	<b>B / C</b>	<b>A / D</b>	<b>A</b>
Poder Calorífico Superior (como recibido) [kJ·kg <sup>-1</sup> ]	20524	25623	11190
Factor de Dispersión Rosin- <sup>(1)</sup>	0.678/1.419	1.092/1.008	1.092
Diámetro promedio Rosin-Rammler [mm] <sup>(1)</sup>	0.090/0.150	0.110/0.090	0.110
<b>Condición de Alim. / Nivel de Quemadores</b>	<b>B / C</b>	<b>A / D</b>	<b>A</b>
Flujo Aire Primario [kg·s <sup>-1</sup> ]	7.50/6.67	6.67/6.94	Para condiciones de co-quema ver Tabla VI-5.
Flujo Aire Secundario [kg·s <sup>-1</sup> ]	26.8/26.8	26.8/26.8	
Temperatura Aire Primario [K]	884/884	884/884	
Temperatura Aire Secundario [K]	1114/1114	1114/1114	
Flujo másico del combustible [kg·s <sup>-1</sup> ]	4.00/3.97	4.03/4.03	

Note: El símbolo “/” separa el valor correspondiente de un nivel de quemadores de otro nivel. (Fuente: Elaboración propia)

### 6.3 MODELO MATEMÁTICO

La geometría de la caldera comprende una zona de radiación y una de convección (Ver **Figura VI-1**). Para simplificar el modelo, la zona de tubos sobrecalentadores no fue incluida, ya que posee una despreciable influencia en el proceso combustión, asociado a la baja temperatura de los gases y a la baja reactividad de las partículas que alcanzan la zona de banco de tubos sobrecalentadores [2].

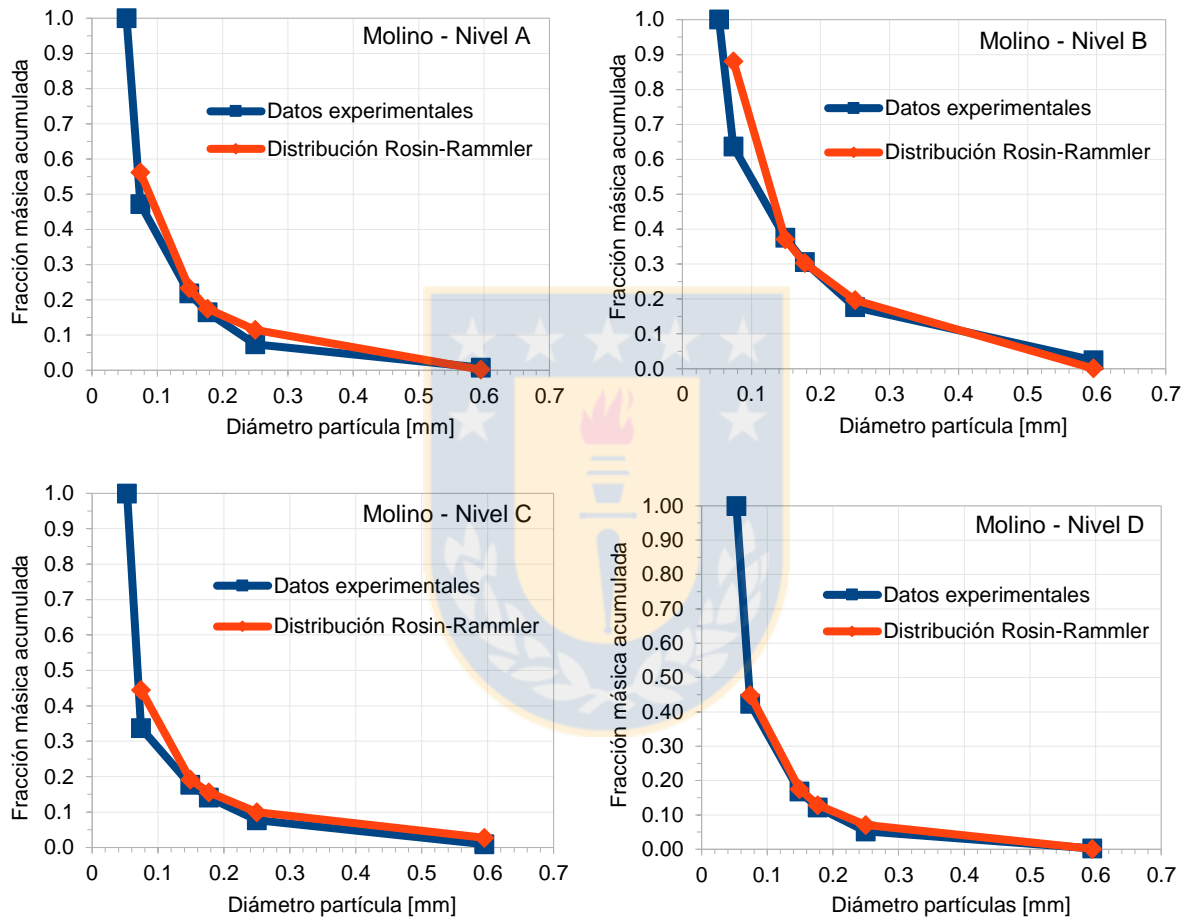
**Tabla VI-3.** Resumen de ecuaciones y correlaciones usadas para la simulación.

	<b>Modelo usado</b>	<b>Referencia</b>
<b>Procesos simulado</b>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Interacción gas-sólido                             <ul style="list-style-type: none"> <li>• Fase continua – Euler</li> <li>• Fase discreta – Lagrange</li> </ul> </li> </ul>	Ec. Prom. de Reynolds de Navier-Stokes Modelo de fase discreta	[22] Capítulo 3 ec (58)-(70)
• Turbulencia	k-epsilon	[22]
• Acople de presión-velocidad	SIMPLE (‘Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations’)	[22]
• Radiación	DO (‘Discrete Ordinates’)	[23]
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Desolatilización                             <ul style="list-style-type: none"> <li>• Carbón</li> <li>• Biomasa</li> </ul> </li> </ul>	2 ecuaciones competitivas Modelo cinético	Capítulo 2 Capítulo 2
• Combustión de char	Modelo de reacción limitado difusional y cinéticamente	Capítulo 2
• Reacción homogénea	Modelo de disipación de vórtices	[24]
<b>Coefficientes</b>		
• Absorción del gas ( $\epsilon_p$ )	WSGGM – <i>Weighted Sum of Gray Gases Model</i>	[22]
• Coeficiente de Arrastre	Morsi and Alexander	Capítulo 3 ec. (69)
• Convección partícula-gas	Ranz and Marshall	Capítulo 3 ec. (76)
• Distribución de tamaño	Rosin-Ramler	Capítulo 3 ec. (2)
• Energías de activación – combustión de char	Hurt and Mitchell	[25]

Fuente: Elaboración propia.

La Tabla VI-3 resume los modelos utilizados para la simular el proceso de combustión de carbón y su co-combustión con aserrín de pino, en la unidad 15 de Tocopilla. Estos modelos fueron presentados en los capítulos 2 y 3. Para simular la interacción gas-sólido se usó un esquema Euleriano-Lagrangiano, en que la fase gaseosa fue modelada usando las ecuaciones promediadas de Reynolds de Navier-Stokes (RANS), donde el tensor de esfuerzo de Reynolds es descrito por la hipótesis de Boussinesq. En cambio, la fase sólida fue simulada usando el modelo de fases discretas (DPM – ‘Discrete phase Model’), el cual a partir del balance de fuerzas, masa y calor sobre la partícula se obtiene la trayectoria, la pérdida de masa y su intercambio de calor con el medio continuo, detallado en el capítulo 3. Las fases discretas (carbón y aserrín), fueron modeladas en

forma separada y usando la distribución Rosin-Rammler para caracterizar la distribución de tamaños de partícula. La Figura VI-2 muestra la distribución granulométrica del carbón que ingresa a cada nivel de quemadores. Las muestras de carbón fueron obtenidas a la salida de cada molino asociado a un nivel de quemadores. Estas muestras fueron tamizadas y caracterizadas usando la metodología descrita en el capítulo 3. Los parámetros que definen la distribución Rosin-Rammler fueron presentados en la Tabla VI-2.



**Figura VI-2.** Distribución granulométrica obtenida de los molinos según nivel de quemadores (Fuente: Elaboración propia).

En calderas de carbón pulverizado, la temperatura en el vórtice de llama varía entre 220 [C] a 1500 [C] [5,13,26,27], es así que la fracción de volátiles que libera la partícula de carbón depende de la trayectoria de la partícula al interior de la caldera. Para simular el proceso de liberación de volátiles del carbón, se usó el modelo de 2-ecuaciones competitivas. Este modelo supone que la materia volátil más liviana (razón H/C alta) es liberada a bajas temperaturas, mientras que los productos más pesados lo realizan a temperaturas elevadas (razón H/C baja) y cuya velocidad de

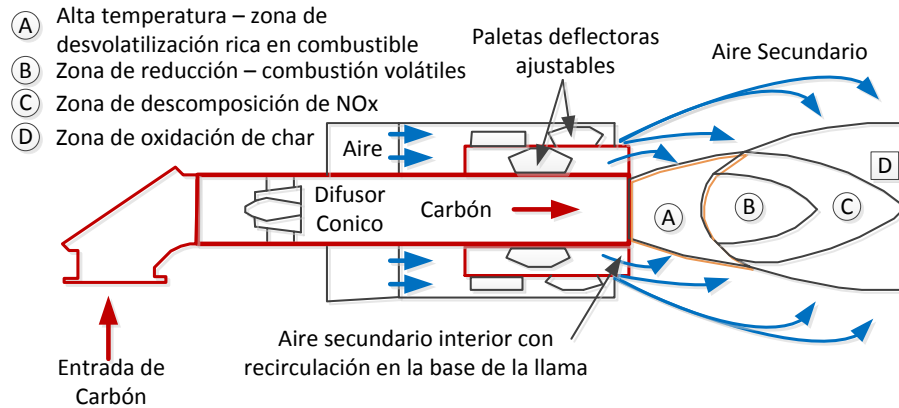
liberación de volátiles es mayor que los volátiles livianos [28]. Por lo cual, el modelo incluye un factor estequiométrico para bajas temperaturas ( $\alpha_1$ ) igual al contenido de materia volátil del carbón, y un factor estequiométrico para altas temperaturas ( $\alpha_2$ ) igual a 1.0 [29]. Este modelo es aplicado diferenciado en el factor  $\alpha_1$  entre el carbón Adaro y el Hatillo, ya que poseen un contenido volátil distintos (ver Tabla VI-2).

Ensayos termogravimétricos demuestran una mayor reactividad de la biomasa que el carbón, como también, temperaturas de desvolatilización e ignición menores a la del carbón, presentado una cinética de primer orden [30–32]. Debido a que a las altas velocidades de calentamiento que se encuentran en las calderas de carbón pulverizado son substancialmente mayores a las que se desarrollan en los ensayos termogravimétricos, se ha optado por usar valores de energías de activación obtenidos en la literatura y que se muestran en la Tabla VI-4.

**Tabla VI-4.** Resumen de las cinéticas de Combustión del carbón y de la biomasa [2,25,33].

	<b>Adaro</b>	<b>Hatillo</b>	<b>Aserrín</b>
<i>Parámetros de Desvolatilización</i>			
E – Energía de Activación [kJ·kmol <sup>-1</sup> ]	E <sub>1</sub> = 1.1x10 <sup>5</sup> E <sub>2</sub> = 1.7x10 <sup>5</sup>		1.7x10 <sup>4</sup>
A – Constante pre-exponencial	A <sub>1</sub> = 2.0x10 <sup>5</sup> A <sub>2</sub> = 1.3x10 <sup>5</sup>		7.7x10 <sup>11</sup>
<i>Parámetros de Combustión Heterogénea</i>			
E <sub>char</sub> – Energía de Activación[kJ·kmol <sup>-1</sup> ]	8.3x10 <sup>4</sup>	9.25x10 <sup>4</sup>	1.2x10 <sup>5</sup>
C <sub>2</sub> – Constante Pre-exponencial	2.0x10 <sup>-3</sup>	2.35x10 <sup>-3</sup>	9.3x10 <sup>-3</sup>

Los quemadores de carbón del tipo de bajo-NO<sub>x</sub>, usan el aire secundario para confinar las partículas de combustibles a su salida del quemador, permitiendo un quemado gradual de las partículas, al quemar las partículas más alejadas del centro de masa de las partículas que ingresan a la caldera; disminuyendo la formación de NO<sub>x</sub>-térmico al limitar la difusión del aire hacia el centro de masa de las partículas y generar una zona de descomposición de NO<sub>x</sub> (ver Figura 3). Para representar el proceso de combustión bajo esta condición, se selecciona el modelo de reacción limitado cinética y difusionalmente. Este modelo permitirá representar la limitación difusional del oxígeno que experimentan las partículas de carbón y aserrín a la salida del quemador, como también la limitación cinética en zonas de alta presencia de oxígeno.



**Figura VI-3.** Zonas de reducción en un quemador de carbón pulverizado del tipo ‘Low NOx’ [34].

Debido a que el factor pre-exponencial y la energía de activación dependen de las características del combustible [35], los parámetros cinéticos fueron calculados usando la correlación de Hurt & Mitchell [25], los que se muestran en la Tabla VI-4. El coeficiente de difusión para cada partícula es calculada usando la correlación de Jeensen *et al.* (ver capítulo 2 – ecs. 45 y 46).

En combustión de carbón pulverizado, se ha demostrado que los volátiles se queman extremadamente rápido en áreas cercanas a la región del quemador (ver Figura 3 – zona B), donde la velocidad promedio de reacción es controlada por la mezcla turbulenta en la zona de reacción (Damkohler  $\ll 1$ ) [36]. Bajo estos supuesto, el modelo de disipación de torbellinos (*Eddy-disipation model* – EDM) es usado para describir la combustión de la materia volátil. Aplicaciones a escala industrial en modelación de carbón pulverizado muestran que el modelo EDM ofrece una adecuada precisión y un tiempo de cálculo aceptable para describir la combustión homogénea [8,37,38].

## 6.4 CASO DE ESTUDIO

La experiencia internacional ha demostrado que se puede realizar hasta un 20% de reemplazo de carbón por biomasa en calderas a carbón pulverizado sin modificar los parámetros de diseño de la caldera. En este capítulo, se estudia el comportamiento de la Unidad 14 de Tocopilla, operando con un 20% de reemplazo del flujo másico de carbón por biomasa en el nivel de quemadores A. Este reemplazo corresponde al 5% de reemplazo en base en energía. Las condiciones de simulación usadas en este estudio se presentan en la Tabla VI-5. Debido a que el reemplazo es másico, la eficiencia y el nivel de potencia pudiesen ser afectados. Para establecer

una base comparativa para las emisiones, las concentraciones de CO y SO<sub>2</sub> fueron normalizadas por unidad de potencia. Las concentraciones de gases fueron medidas en la chimenea usando un sistema de monitoreo continuo (CEMS) bajo condiciones estacionarias. Para todos los parámetros operacionales, las concentraciones de gases representan un valor promedio con un 95% de confianza.

**Tabla VI-5.** Condiciones de operación para el caso de estudio (Fuente: Elaboración propia).

Variable Operacional / Nivel de Quemador	A	B	C	D
Flujo de Carbón/biomasa [kg·s <sup>-1</sup> ]	3.22/0.81	4.03/0.00	3.97/0.00	4.03/0.00
Flujo de Aire Primario/Sec. [kg·s <sup>-1</sup> ]	6.67/26.8	7.50/26.8	6.67/26.8	6.94/26.8
Temperatura Primario / Sec. [K]	611/841	611/841	611/841	611/841
<b>Condiciones de Borde</b>				
Temperatura de Pared [K]	373			
Emisividad Interna de la Pared	0.75			
Presión a la salida del Hogar [Pa]	-3056			

## 6.5 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

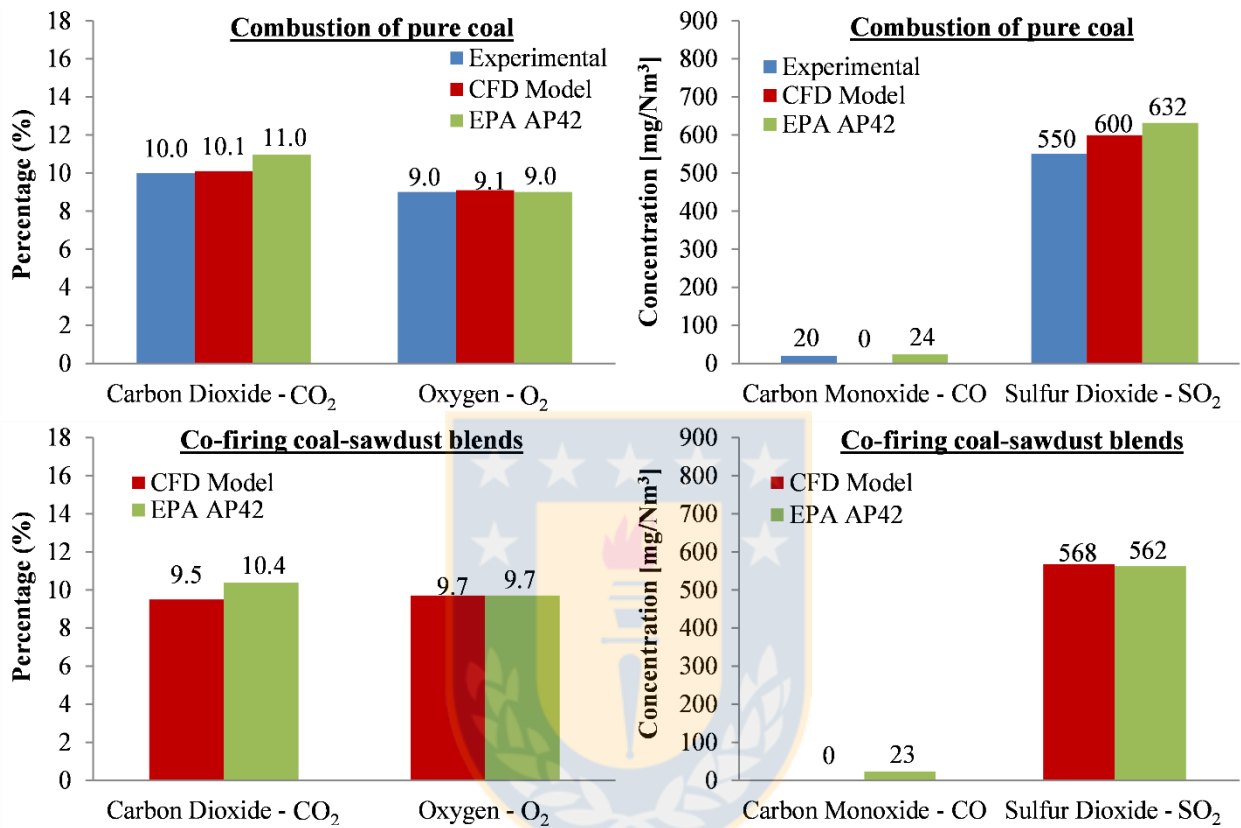
### 6.5.1 Validación del Modelo.

El modelo fue validado al comparar las concentraciones calculadas del modelo CFD con las concentraciones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> medidas en la chimenea, como también con concentraciones calculadas con factores de emisión de la norma EPA AP-42 [39]. Las concentraciones de gases en la chimenea corresponden a una operación con 100% carbón y para las condiciones indicadas en la Tabla VI-2. Los factores de emisión EPA suponen una caldera de generación con quemadores Low NOx, precipitador electrostático y que no posee sistema de abatimiento para el SO<sub>2</sub>. La comparación con concentraciones calculadas de factores de emisión, permitirá establecer la brecha entre la caldera estudiada y una caldera de generación estándar.

Al comparar las concentraciones de emisiones medidas con las calculadas con factores EPA (ver Figura VI-4), se observa que la unidad estudiada representa una unidad de generación convencional de carbón pulverizado a nivel de emisiones de gases, permitiendo extender los resultados y fenómenos identificados en este estudio a calderas que posean una configuración similar a la estudiada.

Los errores relativos calculados para las concentraciones de O<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub> son cercanas al 1.1%

mientras que la concentración de SO<sub>2</sub> muestra un error relativo menor al 8%. Las concentraciones de CO modeladas y experimentales son cercanas, por lo cual es difícil establecer un error relativo. Si se supone una condición de combustión desfavorable, como un bajo exceso de aire se obtendrán concentraciones de CO más altas, lo cual disminuiría el error relativo.

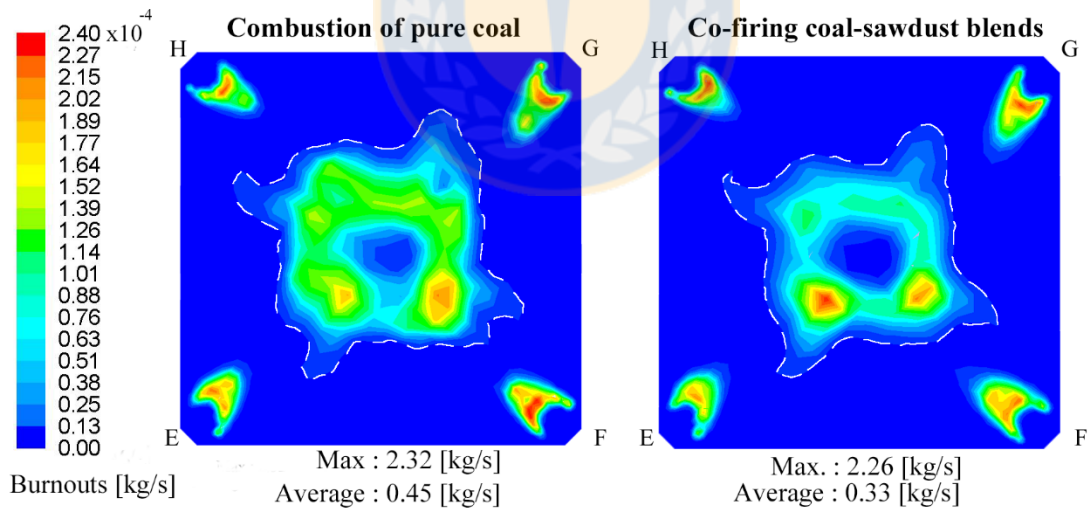


**Figura VI-4.** Concentraciones de gases obtenidas del modelo CFD, información experimental y valores calculados a partir de la norma EPA AP-42. Fuente: Elaboración propia.

Al comparar los resultados de la simulación CFD para co-combustión con los obtenidos por la EPA AP-42, utilizando los mismos factores de emisión del carbón para co-combustión, estos muestran una disminución en las concentraciones de CO<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub>, como un incremento en el porcentaje de O<sub>2</sub>. Las disminuciones en las concentraciones de CO<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub>, son esperables dado que la biomasa posee un menor contenido de carbono y azufre que el carbón, como se observa en la Tabla VI-2. El incremento del 7% del O<sub>2</sub>, presenta la posibilidad de reducir el aire secundario, permitiendo optimizar la combustión y reducir los consumos de potencia de los ventiladores de tiro inducido y forzado, promoviendo un aumento en la eficiencia de la planta.

### 6.5.2 Análisis de Contornos

La tasa de quemado de una partícula (*burnouts* en inglés) es un índice de referencia para evaluar el comportamiento de la combustión de un combustible o una mezcla bajo una condición específica de reacción. Para el nivel de quemadores A, al comparar los perfiles de *burnouts* para co-combustión y carbón, revela una disminución de las zonas de partículas en proceso de quemado al co-combustionar carbón con aserrín. El mayor contenido de materia volátil de la biomasa comparado con el carbón (ver Tabla VI-2), permitiría a las partículas de biomasa completar su proceso de combustión más rápido que las del carbón, pudiendo favorecer la ignición de las partículas de carbón. En este contexto, Abbas *et al.* reportaron que la ignición temprana de los volátiles del aserrín produciría una mayor velocidad de desvolatilización de las partículas de carbón [36]. El calor liberado durante la combustión de los volátiles del aserrín afectaría a las partículas de carbón circundantes, acelerando la transferencia de calor y las cinéticas de los procesos de combustión homogénea y heterogénea. En efecto, la afirmación anterior es corroborada al comparar los contornos de burnouts en términos de forma y áreas. Es así, que la Figura VI-5 sugiere que para la co-combustión de carbón con aserrín muestra un mayor número de partículas que han finalizado o se encuentran desarrollando su proceso de combustión.



**Figura VI-5.** Contornos de Burnouts para el nivel quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A). (Fuente: Elaboración propia)

Si se analiza la morfología de los contornos de burnouts en términos de distancias y áreas, una característica remarcable, es que el área promedio que limita los burnouts cerca del quemador y la distancia promedio desde el centroide de área al quemador, se mantienen constantes (Ver Tabla VI-6). El análisis además revela una reducción del 26% en los burnouts y un 17% en el área



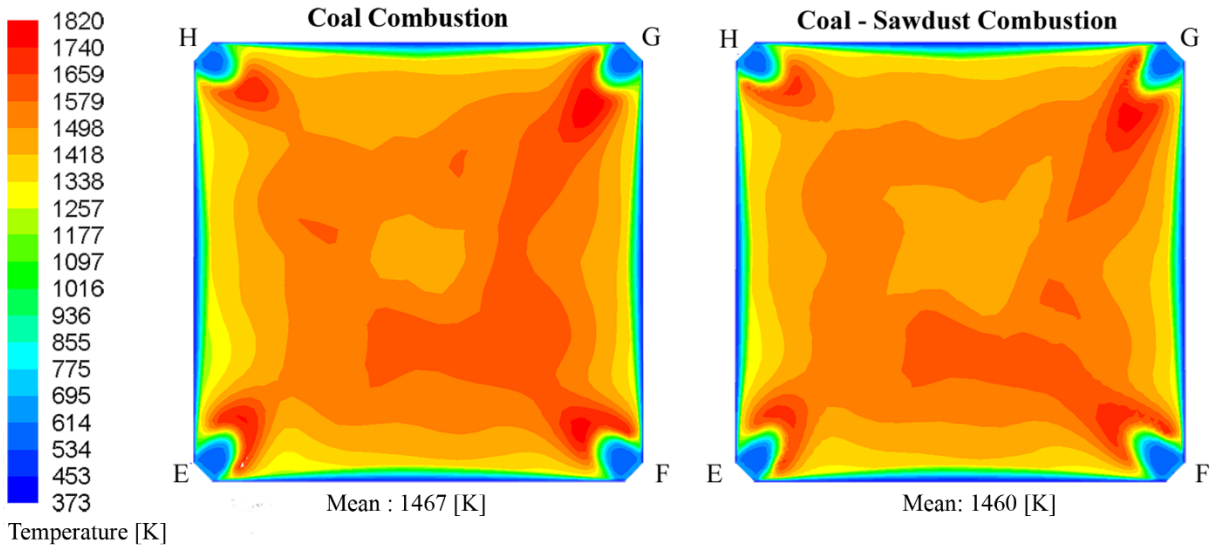
ocupada por los burnouts al interior del vórtice de llama (zona enmarcada con línea segmentada de color blanco) asociado a una mayor cantidad de partículas que se han quemado completamente. Lo anterior, sugiere que el proceso de combustión fue acelerado debido a un efecto catalítico producto de la combustión de los volátiles liberados de la biomasa, lo cual ha sido previamente reportado a escala de laboratorio por Gil *et al.* [40].

**Tabla VI-6.** Resultados del análisis morfológico de los contornos de burnouts para el nivel A de quemadores.

Quemador ID	Combustión de carbón puro		Co-combustión de carbón con aserrín	
	$d_{\text{burner}}$ [m]	Área [m <sup>2</sup> ]	$d_{\text{burner}}$ [m]	Área [m <sup>2</sup> ]
E	1.07	1.4	1.14	1.4
F	1.33	1.6	1.14	1.4
G	1.18	1.2	1.12	1.1
H	1.00	1.6	1.34	1.9
Promedio	1.14	1.5	1.18	1.5
Vórtice de llama	n/c	19.9	n/c	16.5

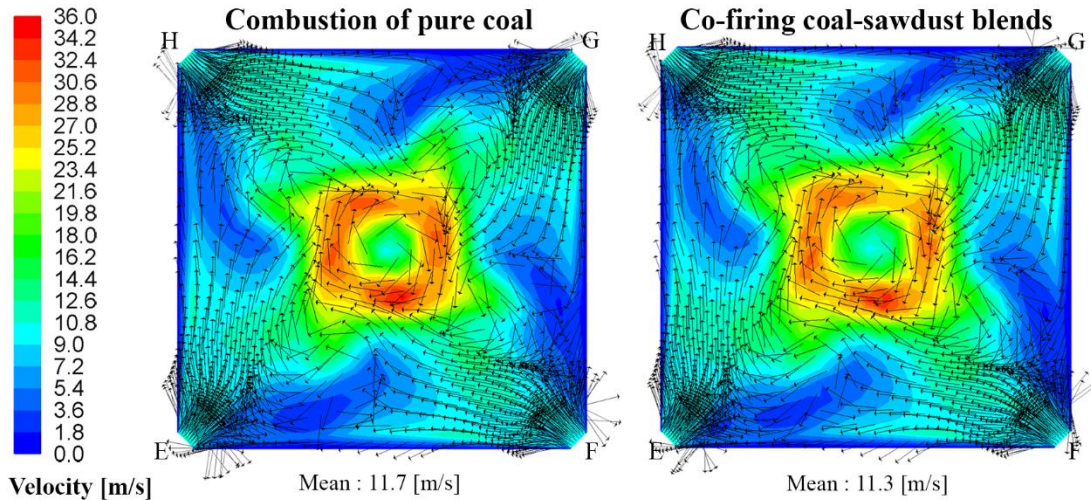
Nota: n/c – no calculado. Fuente: Elaboración propia

El contorno de temperatura para el nivel A de quemadores (Ver Figura VI-6), presenta una zona de alta temperatura ubicada en las cercanías del quemador, alcanzando un valor máximo de 1820[K] para combustión de carbón y de 1710 [K] para la co-combustión con aserrín. La leve disminución en la temperatura promedio (7 [K]), permite suponer que existe una mejor distribución de la temperatura en este nivel de quemadores. Este efecto beneficiaría la ignición y la combustión de las partículas de combustible al momento que son alimentadas, manteniendo el flujo de calor cerca de los tubos evaporadores de la caldera. Esta disminución en la temperatura promedio ha sido previamente observada por Kastanaki y Vamvuka [41], en ensayos termogravimétricos a escala laboratorio, para comparar la reactividad y la cinética de combustión de mezclas de carbón con biomasa forestal. Sus resultados muestran una disminución en la temperatura entre 4 a 10 [K] para reemplazos máxicos entre 0 y 20%.

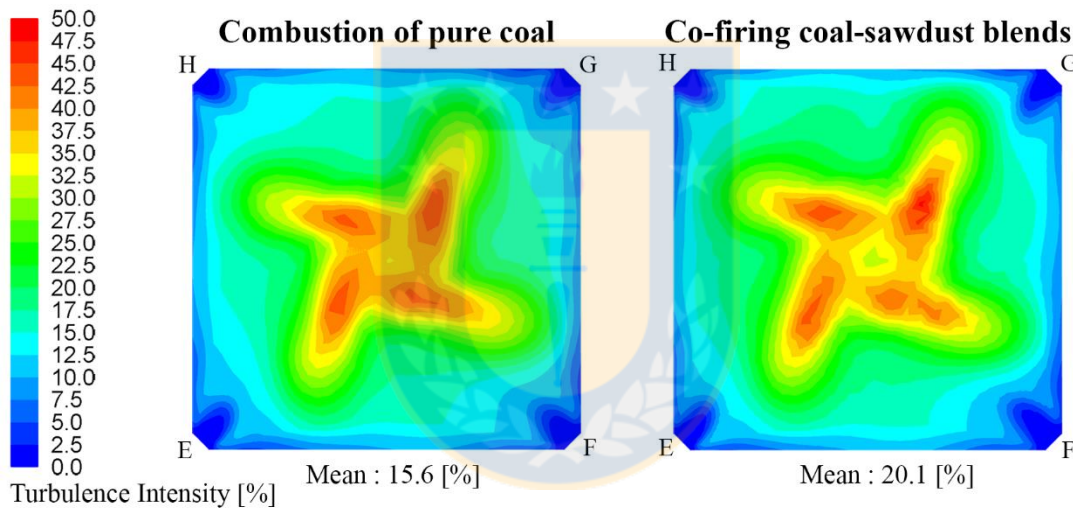


**Figura VI-6.** Contornos de temperatura media para el nivel de quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A). (Fuente: Elaboración propia).

El contorno de velocidad muestra que los campos de velocidad no son afectados excesivamente por la inclusión de biomasa, lo cual puede ser corroborado al observar el confinamiento de la llama y el perfil de velocidad del vórtice (ver Figura VI-7). Este argumento es consistente, al comparar la velocidad promedio de los gases para el nivel A de quemadores, obteniéndose una velocidad de  $11.7$  y  $11.3$  [ $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$ ] para la combustión de carbón y co-combustión, respectivamente, indicando una reducción del 3% en la velocidad promedio del gas. Similares resultados fueron obtenidos por Backreedy *et al.* en una planta piloto de carbón pulverizado de 1 [MW] [42]. El estudio mostró que si una pequeña cantidad de carbón es reemplazada por madera de pino (3 wt%), la temperatura y los campos de velocidades de la base de la llama para carbón no cambiarán significativamente debido a que el reemplazo es realizado en base másica. Para altos porcentajes de reemplazo (20, 40 y 60%), Bhuiyan *et al.* [9] mostraron una disminución en la velocidad, temperatura y en la concentración de  $\text{CO}_2$  al interior de la caldera, como también un incremento de carbón no quemado en la ceniza.

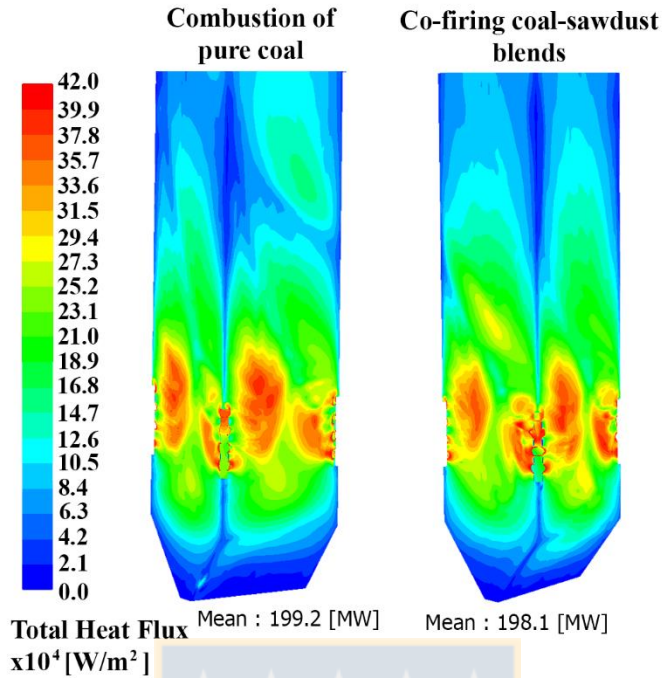


**Figura VI-7.** Contornos de Velocidad para el nivel de quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A). (Fuente: Elaboración propia)

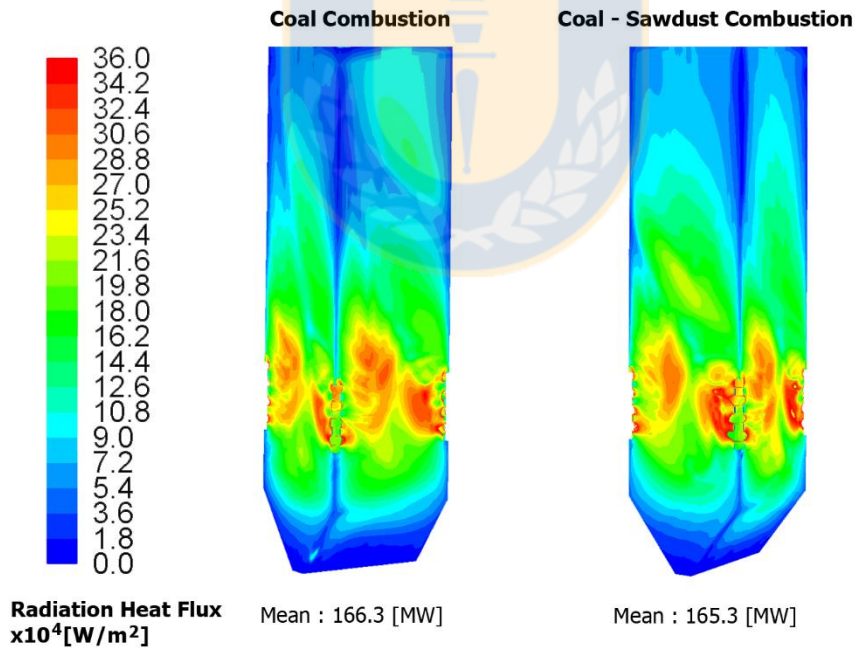


**Figura VI-8.** Intensidad turbulenta para el nivel de quemadores en que se alimenta carbón con aserrín (nivel A). (Fuente: Elaboración propia)

La intensidad turbulenta es un indicador de la variabilidad de la velocidad con respecto a la velocidad promedio, como también indica la capacidad de mezcla y disipación de un sistema. Las simulaciones revelan valores de intensidad turbulenta del 15.8% para el carbón y 20.1% para la co-combustión con aserrín. Estos valores se encuentran dentro del rango reportado por Baxter [43] para calderas de carbón pulverizado (10% típico y 30% como máximo). Altos niveles de turbulencia se encuentra dentro de lo esperado, debido a que la principal característica de una distribución tangencial de quemadores (siendo el caso de la caldera estudiada) es la generación de altos niveles de turbulencia, para optimizar la mezcla aire-combustible y mejorar la eficiencia de la combustión.



**Figura VI-9.** Comparación entre los flujos de calor total a las paredes de tubos de agua de la caldera. (Fuente: Elaboración propia)



**Figure VI-10.** Comparación entre los flujos de calor por radiación a las paredes de tubos de agua de la caldera. (Fuente: Elaboración propia)

Las Figuras VI-9 y VI-10 revelan que la inclusión de aserrín, produce una leve disminución del 0.6% en los flujos de calor total y por radiación. Sin embargo, para combustión de carbón y su co-combustión con aserrín el flujo de calor por convección se mantiene constante e igual a 32.8

[MW]. El flujo de calor por convección se obtiene al restar el flujo de calor por radiación al flujo de calor total. La reducción del 0.6% en el flujo de calor total hacia las paredes al co-combustionar carbón con aserrín, se debe sólo a la disminución en el flujo de calor por radiación, asociado a la disminución en la temperatura de llama, debido a la inclusión de biomasa al proceso de combustión del carbón (Ver Figura VI-6). El flujo de calor total revela una disminución en el flujo de calor en la zona del cenicero y un flujo de calor por radiación que se mantiene constante (Ver Figura VI-9). Es así, que la reducción en el flujo total de calor a nivel del cenicero podría estar asociado con una disminución en la velocidad en la zona de llama.

### 6.5.3 Análisis del Vórtice de llama.

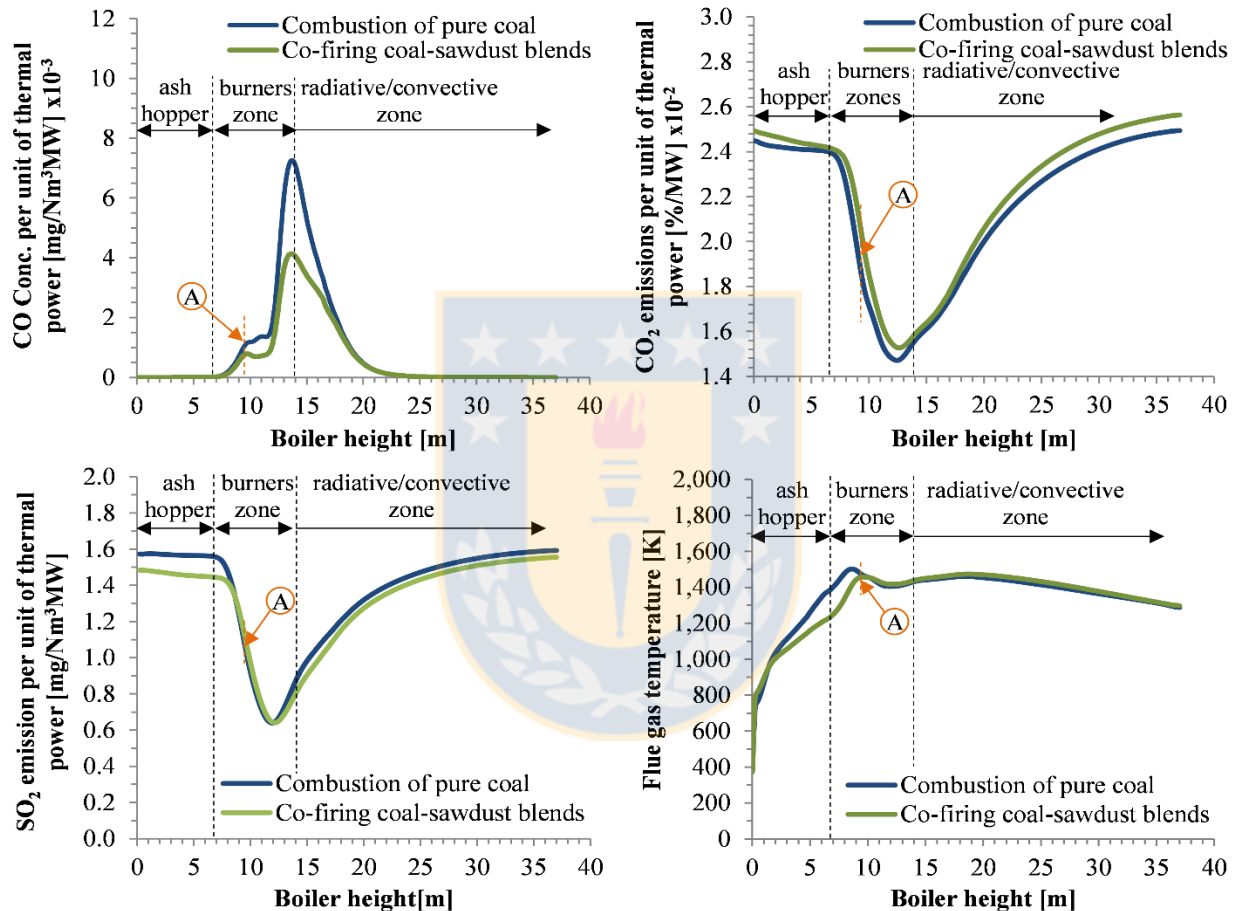
Debido a que las partículas incandescentes se concentran en el vórtice de llama (Ver Figura VI-5), resulta interesante analizar la concentración axial de los gases de combustión y los perfiles de temperatura al interior del vórtice de llama (Ver Figura VI-11).

Los resultados muestran una reducción máxima del 42% en las emisiones de CO por unidad de potencia para la co-combustión, pero manteniendo la posición de máxima concentración de CO. Las concentraciones de CO alcanzaron valores más bajos en el nivel A de quemadores A, siendo consistente con los perfiles presentados en la Figura VI-5, excepto en las zonas cercanas al quemador en donde, debido al proceso de desvolatilización las concentraciones fueron mayores.

Una menor presencia de CO es comúnmente asociada con una mayor eficiencia de combustión y un aumento en la concentración de CO<sub>2</sub>. En este estudio, el aumento de las emisiones de CO<sub>2</sub> se muestra en la Figura VI-11. Este aumento se debe a la menor potencia térmica alimentada en la co-combustión de carbón con aserrín que para la combustión de carbón puro. Ensayos de co-combustión a escala piloto [36], en donde el reemplazo parcial de carbón es en base energía, coinciden que el aumento de las emisiones de CO<sub>2</sub> se debe al desvolatilización temprana del aserrín, permitiendo acelerar el proceso de combustión de las partículas de carbón. Sin embargo, incluso si el efecto sinérgico descrito no es considerado, alimentar aserrín de forma de mantener la misma potencia térmica, aumentará la emisión de CO<sub>2</sub> debido al mayor flujo másico de biomasa y lo que aumentará la cantidad de carbón presente en la caldera.

A la salida del hogar, la Figura VI-11 muestra una disminución del 5% en las emisiones de SO<sub>2</sub> por unidad de potencia térmica, atribuido al menor contenido de azufre en la mezcla carbón-aserrín (0.57 [kg MWh<sup>-1</sup>]) que en el carbón puro (0.6 [kg MWh<sup>-1</sup>]). Adicionalmente, la figura

muestra una reducción máxima del 10% en la emisión de SO<sub>2</sub> en la zona del cenicero. Esta reducción no es sólo debido al menor contenido de azufre en la mezcla. De hecho, la menor temperatura de los gases en la zona retarda la oxidación del azufre, como también la mayor reactividad del aserrín que la del carbón, permite una rápida disminución del tamaño de partícula produciendo un aumento del arrastre de partículas y que disminuye la posibilidad de que las partículas alcancen el cenicero.



**Figura VI-11.** Perfiles de emisiones polutantes y temperatura media por unidad de potencia térmica. Las flechas naranjas muestran la ubicación del nivel A de quemadores. (Fuente: Elaboración propia)

Al comparar los perfiles de temperaturas se observan valores similares desde la zona de quemadores hasta la salida del hogar. La diferencia máxima en la temperatura axial fue de 180 [K] con respecto a la del carbón, ubicada en la zona del cenicero. Para alturas menores a 8 [m] se observa temperaturas más bajas en la co-combustión de carbón con aserrín que la combustión de carbón puro. Esta tendencia es debido al menor poder calorífico del pino que el del carbón, como también al hecho de que la alimentación de biomasa es en el primer nivel de quemadores (nivel A),

ubicado a una altura de 9 [m] (ver Figura VI-11). La alta reactividad del aserrín y su alto contenido volátil, permite una mayor y más rápida liberación de volátiles, los cuales son quemados a alturas por sobre el nivel de quemadores [5]. Ello produce un desplazamiento de los perfiles de temperatura y un aumento de la temperatura promedio a la salida del cenicero. Lo trascendental de este resultado es que al reemplazar una pequeña fracción de carbón por aserrín permite mantener los perfiles de temperatura en la región en donde se produce el mayor consumo de energía, asociado a la proceso de evaporación de agua.

#### **6.5.4 Análisis del efecto sinérgico de co-quemar carbón con biomasa.**

El análisis de contornos, como la variabilidad axial en el vórtice de llama, permite identificar efectos sinérgico durante el proceso de co-combustión. La disminución en los burnouts y el incremento en la temperatura en las cercanías de los tubos evaporadores lleva a suponer un aumento en la cantidad de partículas que han finalizado su proceso de combustión, debido a que el flujo de calor promedio a las paredes es levemente disminuido (0.5%).

El efecto sinérgico durante la co-combustión de carbón con biomasa puede estar asociado con la liberación temprana de calor durante la combustión de las partículas de biomasa. La mayor reactividad de la biomasa comparada con el carbón, expresada en términos de energías de activación y constantes pre-exponenciales (Ver Tabla VI-4), permite a la biomasa comenzar sus procesos de desvolatilización y combustión homogénea más rápidamente que el carbón, liberando el calor a la salida de los quemadores y aumentando la temperatura local, como se muestra en la Figura VI-6. El aumento en la temperatura local del gas permitiría a las partículas de carbón alcanzar la temperatura de desvolatilización en forma más temprana que sólo operando con carbón.

Al analizar el efecto de la temperatura en la combustión heterogénea, usando el modelo de reacción superficial limitado cinética y difusionalmente, un aumento en la temperatura del gas resultará en un incremento en la temperatura de las partículas de char y una disminución en las resistencias difusionales y cinéticas (ver Ecs. 13, 14 y 15). En un modelo de poros macroscópicos como el utilizado, la resistencia difusional es inversamente proporcional a la temperatura promedio entre la partícula y el medio (Ec. 14). En consecuencia, un incremento en la temperatura favorecerá la difusión del oxidante a la superficie de la partícula y la reacción en términos de disponibilidad de oxidante [44]. Por otra parte, la resistencia cinética es inversamente proporcional a la velocidad de reacción superficial (Ec. 15). Para el carbón, esta reacción se ha demostrado que es de primer

orden con una dependencia del tipo Arrhenius respecto a la temperatura. Es así, que el incremento de temperatura significará un aumento exponencial en la velocidad de reacción, obteniendo un mayor grado de conversión de las partículas que se están quemando [44], explicando la disminución de partículas quemándose en los contornos de burnouts, la menor concentración de CO y el aumento en las concentraciones de CO<sub>2</sub> (Figuras 5 y 10). Este efecto, ha sido previamente reportado en la literatura para mezclas de char de carbón con biomasa (0, 5, 10, 20 y 100% de biomasa), mostrando un incremento en la reactividad de las partículas de char como un aumento en la constante pre-exponencial [41].

## 6.6 CONCLUSIONES

Un modelo CFD fue implementado y validado usando concentraciones de gases medidas en una central térmica. Para la combustión de carbón, las predicciones de CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> muestran un error relativo cercano al 6.0% y el 1.1%, respectivamente, mientras que el error relativo para el SO<sub>2</sub> fue menor al 9%. La biomasa fue alimentada en el nivel A de quemadores a un 5% de reemplazo energético, produciendo una disminución en las concentración de SO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> del 5.0% y 1.1%, respectivamente. La disminución proporcional del SO<sub>2</sub> es el reflejo de un bajo contenido de azufre de la biomasa.

Las concentraciones de CO se mantuvieron cercanas a cero, mientras que el CO<sub>2</sub> mantuvo una valor similar a las condiciones de referencia (9.4%). La temperatura de los gases aumento en aproximadamente un 2%, mientras que la transferencia de calor a los tubos evaporadores disminuyo levemente en un 0.6%. Tanto la disminución en la temperatura, como la disminución en el flujo de calor eran efectos esperados que ya habían sido previamente reportados por Ghenai *et al.* [7].

El análisis morfológico de los contornos de burnouts reveló que la introducción de biomasa en el proceso de combustión de carbón, produce un desplazamiento del centroide de área que concentra las partículas que se están quemando, la cual muestra una disminución de un 17% en el área ocupada por los burnouts dentro del vórtice de llama, lo cual se asocia a una mayor cantidad de partículas que han completado su proceso de combustión.

Siguiendo el efecto sinérgico demostrado a escala de laboratorio, aquí se ha verificado este resultado analizando el proceso de combustión paso a paso a escala industrial. Este efecto sinérgico



podría estar asociado con la liberación de calor, que se manifiesta físicamente como un aumento de la temperatura, resultando en la combustión catalizada de las partículas de carbón en términos de obtener una disminución en la resistencia difusional y cinética, expresado como una disminución en los burnouts y como un aumento en la conversión de partículas.

En conclusión, la inclusión de biomasa en el proceso de combustión en la Unidad 14 de Tocopilla, producirá un leve aumento en la concentración de  $\text{CO}_2$  y la temperatura de los gases de combustión, como una disminución en las concentraciones de  $\text{CO}$  y  $\text{SO}_2$  sin afectar en gran medida la aerodinámica de la caldera, el tiempo de residencia de las partículas de combustible, los flujos de calor por radiación y convección, como también la producción de vapor. Es posible que un adecuado ajuste de los aires primario y secundario, permita obtener un mayor grado de conversión de las partículas en la zona de quemadores, como también el flujo de calor obtenido bajo una operación sólo con carbón producto de un mayor tiempo de residencia de las partículas.



## 6.7 BIBLIOGRAFÍA

- [1] C. Böhringer, T. Hoffmann, T.F. Rutherford, A. Arbor, Alternative Strategies for Promoting Renewable Energy in EU Electricity Markets, *Appl. Econ. Quarterly*. (2007) 9–26.
- [2] J. Pallarés, A. Gil, C. Cortés, C. Herce, Numerical study of co-firing coal and *Cynara cardunculus* in a 350 MWe utility boiler, *Fuel Process. Technol.* 90 (2009) 1207–1213.
- [3] C. Yin, S. Kaer, L. Rosendahl, S. Hvid, Co-firing straw with coal in a swirl-stabilized dual-feed burner: modelling and experimental validation., *Bioresour. Technol.* 101 (2010) 4169–78.
- [4] M. Mandø, L. Rosendahl, C. Yin, H. Sørensen, Pulverized straw combustion in a low-NO<sub>x</sub> multifuel burner: Modeling the transition from coal to straw, *Fuel*. 89 (2010) 3051–3062.
- [5] E. Karampinis, N. Nikolopoulos, A. Nikolopoulos, P. Grammelis, E. Kakaras, Numerical investigation Greek lignite/cardoon co-firing in a tangentially fired furnace, *Appl. Energy*. 97 (2012) 514–524.
- [6] L. Ma, M. Gharebaghi, R. Porter, M. Pourkashanian, J. Jones, A. Williams, Modelling methods for co-fired pulverised fuel furnaces, *Fuel*. 88 (2009) 2448–2454.
- [7] C. Ghenai, I. Janajreh, CFD analysis of the effects of co-firing biomass with coal, *Energy Convers. Manag.* 51 (2010) 1694–1701.
- [8] Q. Fang, A.A.B. Musa, Y. Wei, Z. Luo, H. Zhou, Numerical simulation of multifuel combustion in a 200 MW tangentially fired utility boiler, *Energy and Fuels*. 26 (2012) 313–323.
- [9] A. a. Bhuiyan, J. Naser, CFD modelling of co-firing of biomass with coal under oxy-fuel combustion in a large scale power plant, *Fuel*. 159 (2015) 150–168.  
<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0016236115006389>.
- [10] M. Tamura, S. Watanabe, N. Kotake, M. Hasegawa, Grinding and combustion characteristics of woody biomass for co-firing with coal in pulverised coal boilers, *Fuel*. 134 (2014) 544–553.
- [11] Y. Zheng, P. Jensen, A. Jensen, B. Sander, H. Junker, Ash transformation during co-firing coal and straw, *Fuel*. 86 (2007) 1008–1020.
- [12] C. Yin, L. Rosendahl, S. Kaer, T. Condra, Use of numerical modeling in design for co-firing biomass in wall-fired burners, *Chem. Eng. Sci.* 59 (2004) 3281–3292.
- [13] L.D. Smoot, D.T. Pratt, *Pulverized-coal combustion and gasification: Theory and applications for continuous flow processes*, Springle US, 1979.
- [14] E. Biagini, F. Lippi, L. Petarca, L. Tognotti, Devolatilization rate of biomasses and coal-biomass blends: An experimental investigation, *Fuel*. 81 (2002) 1041–1050.
- [15] B. Moghtaderi, C. Meesri, T.F. Wall, Pyrolytic characteristics of blended coal and woody biomass, *Fuel*. 83 (2004) 745–750.

- [16] H.B. Vuthaluru, Investigations into the pyrolytic behaviour of coal/biomass blends using thermogravimetric analysis, *Bioresour. Technol.* 92 (2004) 187–195.
- [17] K.M. Lu, W.J. Lee, W.H. Chen, T.C. Lin, Thermogravimetric analysis and kinetics of co-pyrolysis of raw/torrefied wood and coal blends, *Appl. Energy.* 105 (2013) 57–65.
- [18] H. Haykiri-Acma, S. Yaman, Interaction between biomass and different rank coals during co-pyrolysis, *Renew. Energy.* 35 (2010) 288–292.
- [19] Z. Wu, S. Wang, J. Zhao, L. Chen, H. Meng, Product Distribution during Co-pyrolysis of Bituminous Coal and Lignocellulosic Biomass Major Components in a Drop-Tube Furnace, *Energy & Fuels.* 29 (2015) 4168–4180.
- [20] M. Wang, J. Tian, D.G. Roberts, L. Chang, K. Xie, Interactions between corncob and lignite during temperature-programmed co-pyrolysis, *Fuel.* 142 (2015) 102–108.
- [21] C. Xu, S. Hu, J. Xiang, L. Zhang, L. Sun, C. Shuai, et al., Interaction and kinetic analysis for coal and biomass co-gasification by TG-FTIR, *Bioresour. Technol.* 154 (2014) 313–321.
- [22] ANSYS, *Ansys Fluent - Theory Guide*, 2014.
- [23] S.T. Thynell, Discrete-ordinates method in radiative heat transfer, *Int. J. Eng. Sci.* 36 (1998) 1651–1675.
- [24] B.F. Magnussen, B.H. Hjertager, On mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion, *Symp. Combust.* 16 (1977) 719–729.
- [25] R.H. Hurt, R.E. Mitchell, Unified high-temperature char combustion kinetics for a suite of coals of various rank, *Symp. Combust.* 24 (1992) 1243–1250.
- [26] L. Yan, R. Gupta, T. Wall, A mathematical model of ash formation during pulverized coal combustion, *Fuel.* 81 (2002) 337–344.
- [27] H. Spliethoff, K. Hein, Effect of co-combustion of biomass on emissions in pulverized fuel furnaces, *Fuel.* (1998) 189–205.
- [28] X. Du, C. Gopalakrishnan, K. Annamalai, Ignition and combustion of coal particle streams, *Fuel.* 74 (1995) 487–494.  
<http://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/001623619598350N> (accessed January 3, 2011).
- [29] H. Kobayashi, *Coal devolatilization of pulverized coal at high temperature*, Massachusetts Institute of Technology, 1976.
- [30] Y.G. Pan, E. Velo, L. Puigjaner, Pyrolysis coals of blends of biomass with poor coals, *Fuel.* 75 (1996) 412–418.
- [31] A. Germany, Thesis : “El rol de la materia volátil en el comportamiento de mezclas Carbón/Biomasa sometidas a co-combustión”., Chemical Engineering Department - University of Concepción. Chile, 2014.
- [32] K. Walter, X. García, Caracterización y perfiles de combustión de carbones y biomasa, *Inf. Proy. FONDEF D09I1173.* (2011).
- [33] H. Kobayashi, J. Howard, A. Sarofim, Coal devolatilization at high temperatures, in:

Symp. Combust., Elsevier, 1977: pp. 411–425.

- [34] B. & Wilcox, Report: “The DRB-XCL Burner: key component for low NOX emissions compliance,” n.d.
- [35] Y. Wang, L. Yan, CFD studies on biomass thermochemical conversion., *Int. J. Mol. Sci.* 9 (2008) 1108–30.
- [36] T. Abbas, P. Costen, N.H. Kandamby, F.C. Lockwood, J.J. Ou, The influence of burner injection mode on pulverized coal and biomass co-fired flames, *Combust. Flame.* 99 (1994) 617–625.
- [37] G. Xu, W. Zhou, L.W. Swanson, D.K. Moyeda, Q. Nguyen, Evaluation of Applying Low Calorific Fuel as Reburn Fuel in an Opposed Wall Fired Boiler, *J. Therm. Sci. Eng. Appl.* 1 (2009) 31007.
- [38] D. Lundmark, C. Mueller, B.-J. Skrifvars, M. Hupa, Computational Fluid Dynamic Modeling of Combustion and Ash Deposition in a Biomass-Cofired Bubbling Fluidized Bed Boiler, *Clean Air Int. J. Energy a Clean Environ.* 8 (2007) 155–169.
- [39] US Environmental Protection Agency-EPA, *Compilation of Air Pollutant Emission Factor - AP42. Volume I: Stationary Point and Area Sources, Fifth Edit, 1995.*
- [40] M. V. Gil, D. Casal, C. Pevida, J.J. Pis, F. Rubiera, Thermal behaviour and kinetics of coal/biomass blends during co-combustion, *Bioresour. Technol.* 101 (2010) 5601–5608.
- [41] E. Kastanaki, D. Vamvuka, A comparative reactivity and kinetic study on the combustion of coal-biomass char blends, *Fuel.* 85 (2006) 1186–1193.
- [42] R. Backreedy, L. Fletcher, J. Jones, L. Ma, M. Pourkashanian, A. Williams, Co-firing pulverised coal and biomass: a modeling approach, *Proc. Combust. Inst.* 30 (2005) 2955–2964.
- [43] L. Baxter, *Ash Deposit Formation and Deposit Properties. A Comprehensive Summary of Research Conducted at Sandia’s Combustion Research Facility, 2000.*
- [44] I. Smith, The Combustion rates of coal chars: A Review, *Combustion.* (1982) 1045–1065.



# Anexo I

## Instructivo de Operación Planta de Co-combustión

## 1. Objetivo:

Establecer una metodología de encendido, operación y apagado de la Planta Piloto de Co-combustión

## 2. Alcance:

La metodología presentada es aplicable para la operación de la Planta Piloto de Co-combustión y comprende las etapas de carga de combustible, puesta a régimen, operación continua y apagado de la planta.

## 3. Equipos y materiales: Equipos pertenecientes a la Planta Piloto de Co-combustión (ver Figura 1)

- Compresor de Aire.
- Ventilador de tiro forzado.
- Alimentadores de Carbón, Caliza y Biomasa.
- Quemadores a gas de partida.
- Analizador de Gases de combustión.
- Plataforma de pesaje de 30 kg o superior.
- Baldes de recolección de ceniza.
- Mechero partidor.
- Guantes de alta temperatura, careta protectora, ropa de cuero y/o jeans.
- Baldes metálicos.
- Extintor

## 4. Check List

Este punto tiene por objetivo revisar la disponibilidad de los equipos (ver Figura 1) y sistemas principales que participan en la operación de la planta piloto:

- Condiciones normales de válvulas
- Revisión de:
  - Motores alimentadores
  - Válvula rotatoria
  - Resistencias eléctricas
  - Extractor de gases de combustión
  - Eyector (Venturi) de gases
  - Compresores
  - Agua, gas licuado
  - Instrumentación encendida
- Apriete de tornillos y flanges (esto debe volver a realizarse en caliente)

### 4.1. Antecedentes generales

La planta piloto de co-combustión consiste en un reactor de lecho fluidizado de 150 kW térmicos, que posee la capacidad de combustionar en forma conjunta carbón con biomasa y que utiliza arena de sílice para conformar el lecho y caliza para desulfurizar. La arena es alimentada por la parte superior del reactor (*'freeboard'*) hasta alcanzar una altura pre-establecida, la que dependerá del nivel de potencia a ensayar. El carbón, la biomasa y la caliza son transportados neumáticamente (ver Figura 1). La regulación de estos

flujos se realiza por medio de un variador de frecuencia que actúa sobre los motores de los tornillos alimentadores. A diferencia de los alimentadores de carbón y caliza que se encuentran en el primer piso de la planta, el alimentador de biomasa se encuentra ubicado por sobre la tapa del 'freeboard', correspondiente al 4 piso de la planta. Para llevar el reactor a condiciones de régimen, se utilizan 3 quemadores de partida de gas licuado y resistencias eléctricas ubicadas en la línea de alimentación de aire primario. Cuando el lecho de arena alcanza una temperatura de  $\pm 650^{\circ}\text{C}$ , se procede con la alimentación de carbón. Como medida de control de temperatura al interior del lecho, es que el reactor cuenta con tres termocuplas tipo K y un intercambiador de calor helicoidal, que utiliza como fluido refrigerante agua o aire. En régimen de estado estacionario, es que se realiza la medición de temperaturas, presiones y variables asociadas al proceso de combustión, mientras en forma paralela se realiza la adquisición en línea de las concentraciones de gases de combustión y de material particulado en la chimenea. Una vez obtenida la data experimental se procede al cambio de biomasa y se espera que alcance el régimen estacionario. Se considerará que el reactor ha alcanzado la condición de régimen estacionario cuando las variables del proceso presentan una variación menor al 5% para variables de proceso y un 10% de variación en la concentración de gases combustión.



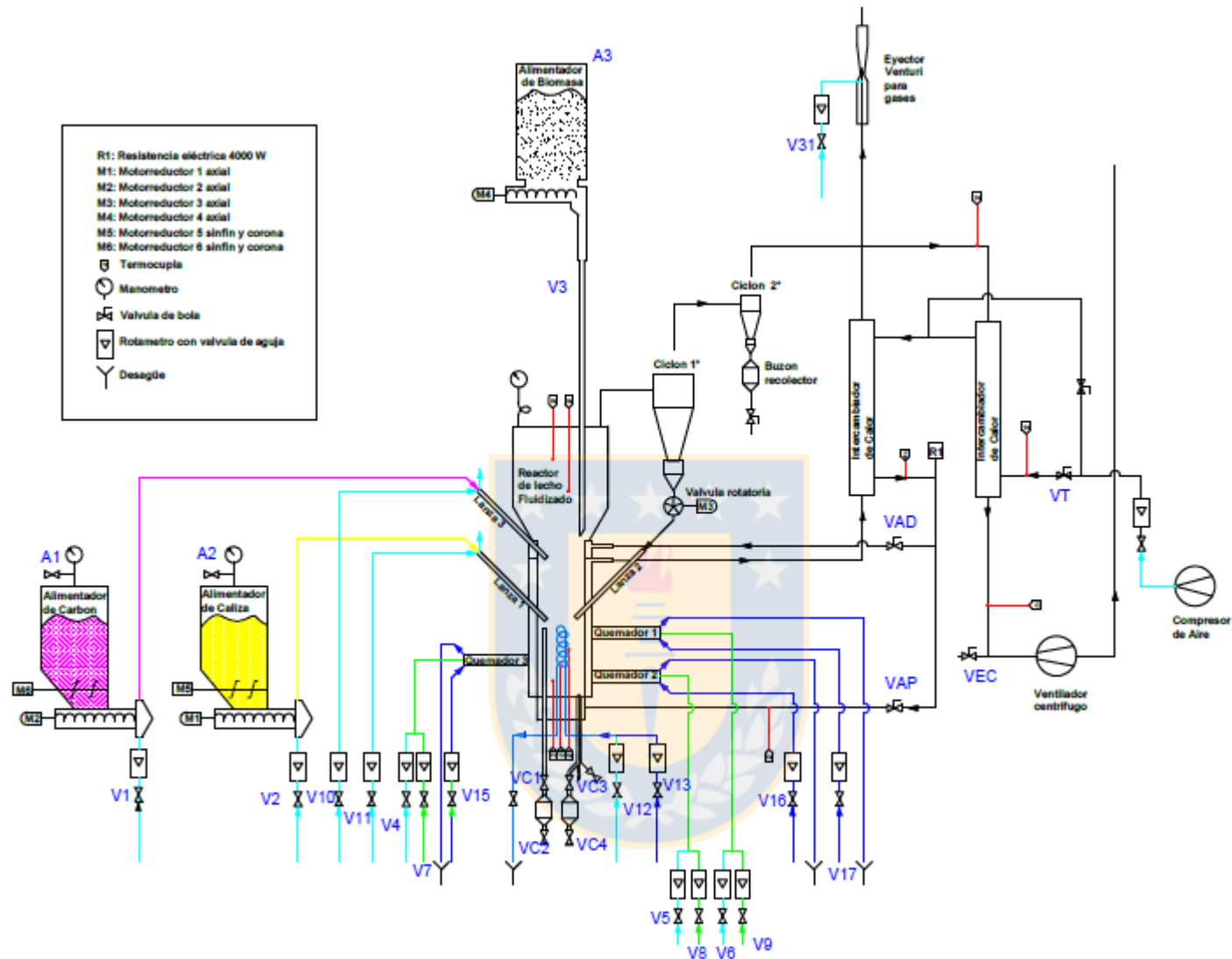


Figura 1. Diagrama planta de co-combustión



#### 4.2. Carga de Combustibles, Arena y Caliza.

La planta piloto está diseñada para operar con diferentes tipos de combustibles sólidos. No obstante, se debe resguardar que al momento de realizar la carga, todas las válvulas se encuentren debidamente cerradas y los silos de almacenamiento despresurizados. Durante todo el procedimiento de carga de sólidos se deberá utilizar una máscara para polvo.

- Asegurar que la línea de aire para el transporte neumático respectiva se encuentre apagada, para ello, las válvulas V-1, V-2, V-3, V-4, V-31 deben estar cerradas
- Identificar la ubicación de los silos y abrir la válvula de alivio hasta que el manómetro indique una presión al interior del alimentador igual a 0.
  - Válvula V-32. Carbón
  - Válvula V-33. Caliza
- Despejar del área de trabajo y ubicar las herramientas en lugares que no puedan caer.
- Volver a verificar que los manómetros de los silos no marquen presión.
- Quitar la tapa superior de los silos alimentadores.
  - Utilizar los mangos para manipular la tapa
  - Verificar la calidad de las empaquetaduras.
  - Ubicar la tapa, pernos y tuercas en lugares que no puedan producir un riesgo de caída de altura.
- Trasladar el elemento sólido (carbón, biomasa o caliza) desde el maxisaco respectivo hasta la ubicación de pesaje.
  - Utilizar un carro hidráulico en caso de transportar cargas superiores a 30 kg.
  - Mantener siempre cerrado el maxisaco, de forma que no se produzcan derrames de combustible. De producirse utilizar los elementos de limpieza destinado a tal efecto.
  - Realizar el pesaje en cantidades que sean fácilmente manipulables.
- Trasladar el elemento sólido desde la ubicación de pesaje a la ubicación de carga. En el caso de la alimentación de arena y biomasa, se recomienda el uso del puente grúa. Previo a levantar la carga de arena, se debe asegurar que parte del contenido de la carga no pueda caer.
- Colocar la empaquetadura y posteriormente la tapa. Realizar el apriete de pernos.



**De presentarse la inflamación de los combustibles, si se tiene capacitación en el uso de extintores utilizar el extintor y/o dar aviso al encargado de Planta.**

#### 4.3. Encendido y puesta a punto.

Antes de comenzar el encendido se debe disponer de guantes para alta temperatura, careta protectora, ropa de cuero y/o jeans, empaquetaduras de reemplazo para los quemadores a gas y en la cercanía disponer de un extintor de fuegos. Para la maniobra de encendido de los quemadores de partida, se requiere contar con al menos dos personas, un encargado de la planta y un asistente.



**Utilizar compresor más grande para suministrar el aire que fluidizará el lecho**

#### 4.3.1. Encendido quemadores de partida



##### Utilizar compresor más pequeño para el aire que alimenta los quemadores

- Verificar la condición de las mangueras de alimentación de gas y aire a los quemadores de partida.
- Verificar que las válvulas, V-7, V-8, V-9, V-18, V-19, V-20, V-21, V-22, V-23 y flujómetros de refrigeración, aire y gas se encuentren completamente cerrados.
- Encender los compresores y despurgar las válvulas de aire.
- Abrir la válvula V-30 de forma de accionar el eyector y producir un venteo de la cámara de combustión de los quemadores partida, mantener abierta durante toda la operación del reactor. Se recomienda un flujo de aire de 150 lpm
- Quite los pernos que aseguran todos los quemadores al reactor. Mantener los quemadores en sus escotillas, pero con una abertura suficiente de tal forma que el aire pueda entrar. Tener cuidado de no romper las empaquetaduras.
- El técnico encargado encenderá los quemadores, para ello debe utilizar guantes para alta temperatura, careta protectora, ropa de cuero y/o jeans.
- El asistente deberá, de manera secuencial realizar los siguientes pasos:
  - Corroborar que los flujómetros respectivos se encuentran completamente cerrados.
  - Ajustar el flujo de agua de enfriamiento a los quemadores de partida en el flujómetro, inicialmente 3-4 lpm.
  - Abrir la válvula de paso de aire V-9, inicialmente 100 lpm.
  - Abrir la válvula de paso de gas, inicialmente 10 lpm.
  - Ajustar el flujo de gas y aire hasta que la llama sea azul.
    - Se recomienda un flujo de aire de 110 (lpm) y un flujo de gas de 10 (lpm)
- El técnico a cargo deberá encender el quemador en la proximidad del reactor, utilizando un chispero y apuntando el quemador a una zona libre de equipos y de personal.
- Introducir el quemador a su escotilla, teniendo cuidado de no apagar la llama o que esta se devuelva.
- Realizar el apriete de pernos.
- Proceder de igual forma con los quemadores de partida restantes, válvulas y flujómetros asociados.

#### 4.3.2. Puesta a punto.

- Abrir válvulas de aire V-2 y V-4, by-pass de alimentación de carbón, caliza, y V-31 para la biomasa, fijando un flujo mínimo de 80, 80 y 30 (lpm), respectivamente, siempre mantener las lanzas de alimentación con aire para evitar el retorno de arena hacia los alimentadores, causando posible daños a las líneas.
- Accionar el ventilador centrífugo.
- Abrir válvula V-16 para alimentar aire al serpentín a  $\pm 80$  lpm.
- Activar by-pass, abriendo V-29 para utilizar los gases de combustión de los quemadores de partida para precalentar el aire de fluidización
- Abrir la válvula del aire combustión total, V-34 y primario (VAP), V-24, manteniendo cerrada la válvula del aire secundario (VAS), V-25.
- Regular el flujo de aire de combustión Total hasta alcanzar un flujo de 300 (lpm), de forma de producir el levantamiento del lecho.
  - Bajo esta condición de flujo se alcanza una velocidad superficial de 10 (cm/s) que es el doble de la velocidad mínima de fluidización (5 cm/s).

- Mantener siempre abierta la válvula V-14, para regular la altura del lecho.
- Accionar válvula rotatoria.
- Los flujos de aire, gas y carbón se deberán regular en función de la temperatura. Cuando la temperatura del lecho alcance:
  - 300°C, se deberá aumentar el flujo total hasta alcanzar los  $\pm 650$  (lpm) y regular el *flujo de Aire de alimentación al intercambiador de helicoidal*. Para la regulación del aire, se requiere:
    - Regular el flujo de aire de refrigeración al helicoidal, de forma de alcanzar una temperatura máxima de 150°C.
  - 600°C, se deberá aumentar el flujo total hasta alcanzar el flujo de aire pre-calculado para el flujo de carbón ensayado, distribuyendo el aire total en un 90% hacia el aire primario y un 10% hacia el aire secundario. Posteriormente:
    - Encender resistencia R-1, para ello:
      - Considerar 5 Amper de intensidad
      - Fijar set point inicial a 100°C, elevar gradualmente en intervalos de 50°C hasta llegar a 250°C.
  - $\pm 700^\circ\text{C}$ 
    - Alimentar el sorbente a una tasa  $\pm 500$  (kg/h) por 10-15 minutos.
    - Alcanzar 150-180°C en la línea a la entrada del ventilador centrífugo antes de alimentar carbón.
    - Apagar R-1
    - Alimentar carbón a un flujo de 5 (kg/h).
    - Apagar los quemadores de partida, manteniendo siempre el flujo de agua refrigerante.
    - Aumentar el flujo de carbón a las condiciones de ensayo y se espera que las temperaturas y presiones alcancen una condición estacionaria. Una vez alcanzada la condición de régimen estacionario, se deberá verificar que los gases de la combustión del carbón sean incoloros o de color blanco. De lo contrario se deberá alimentar una mayor cantidad de aire de combustión secundario.
    - Cada  $\pm 4$  horas captar cenizas de la lanza de descarga y buzón de ciclón secundario, en baldes metálicos destinados para esta función. Si el contenido de ceniza en el combustible es mayor al 5%, aumentar la frecuencia de captación de cenizas en los buzones.
  - $\pm 850^\circ\text{C}$  : Esta temperatura considerada como la temperatura de operación, por lo cual:
    - Cambiar el refrigerante de aire a agua, cerrando V-16 y abriendo V-17, considerar inicialmente 4-6 lpm, manteniendo la temperatura de operación.
    - Se trabajará con las condiciones pre-establecidas de operación
    - Una vez que se ha alcanzado una condición estacionaria. Por un tiempo de 2-3 horas, se realizará la medición de gases de combustión, se recomienda realizar ajustes en los flujos de alimentación de carbón, caliza y aire, de forma de cumplir con los límites de emisión de fuentes fijas (Ver Tabla 1).
      - Si el %O<sub>2</sub> es distinto a 3% se deberá actuar sobre el aire secundario y mantener el aire primario.

- Si los niveles de emisión de CO sobrepasan los 50 ppm@6%O<sub>2</sub>, se deberá aumentar el flujo de aire secundario hasta alcanzar niveles de emisión por debajo de los 100 ppm CO.
- Si la concentración de SO<sub>2</sub> sobrepasan los 70 ppm@6%O<sub>2</sub>, se deberá aumentar el flujo de alimentación de caliza hasta alcanzar niveles de emisión cercanos a los 50 ppm SO<sub>2</sub>@6%O<sub>2</sub>.
- Cada ±4 horas captar cenizas de la lanza de descarga y buzón de ciclón secundario, en baldes metálicos destinados para esta función. Si el contenido de ceniza en el combustible es mayor al 5%, aumentar la frecuencia de captación de cenizas en los buzones.

**Tabla 1.** Límites de emisión para termoeléctricas existentes y nuevas, en mg/Nm<sup>3</sup>.

Combustible	Material Particulado (MP)		Dióxido de Azufre (SO <sub>2</sub> )		Óxidos de Nitrógeno (NO <sub>x</sub> )	
	Nuevas	Existentes	Nuevas	Existentes	Nuevas	Existentes
Sólido	30	50	200	200	200	400
Líquido	30	50	10	30	120	200
Gas Natural	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	50	50
Otros gases	n.a.	n.a.	100	100	50	50

En condiciones normales a 25°C y 1 atmósfera.

Corrección de O<sub>2</sub> en base seca de un 6% para combustibles sólidos, 3% para líquidos y gaseosos.

#### 4.3.3. Alimentación de biomasa.

La alimentación de biomasa puede ser realizada alcanzado el estado estacionario en el proceso de combustión de carbón o al momento de alimentar carbón en la puesta a punto. El momento de alimentación dependerá de la geometría y características de la biomasa. Pero al ser introducida deberá asegurarse que esta se combustione en al menos un 90% de su totalidad. Para ello, la metodología es la siguiente:

- Accionar alimentador de biomasa de acuerdo a flujos deseados.
- Ajustar el flujo de aire secundario en función del flujo de aire de combustión total requerido para combustionar la mezcla carbón-biomasa.
- Disminuir el flujo de carbón a valores de flujo del ensayo.
- Alimentar la biomasa, supervisando la temperatura del lecho que no exceda ±850°C. De exceder esta temperatura, se debe aumentar el flujo de agua de refrigeración al intercambiador helicoidal de forma de no alcanzar sobre los 900°C.
- Cada ±4 horas captar cenizas de la lanza de descarga y buzón de ciclón secundario, en baldes metálicos destinados para esta función. Si el contenido de ceniza en el combustible es mayor al 5%, aumentar la frecuencia de captación de cenizas en los buzones.

#### 4.4. Vaciado y muestreo de ceniza de lanza de descarga y ceniza volante.

Utilizar baldes metálicos para la captación de ceniza proveniente de la lanza de descarga ubicada al interior del lecho y ceniza del ciclón secundario. Debido al riesgo de quemaduras, el personal deber utilizar guantes para alta temperatura, antiparras y polerón manga larga.

- Buzón Lanza de descarga
  - Ubicar el balde metálico debajo de la descarga del buzón de descarga.
  - Cerrar la válvula V-14.
  - Abrir la válvula V-12.

- Producir el vaciado del buzón de ceniza de fondo y cerrar la válvula V-12.
- Abrir la válvula V-14.
- Tapar el balde metálico con ceniza almacenada e ubicar en un ambiente que permita enfriarse rápidamente.
  
- Buzón Ciclón secundario
  - Ubicar el balde metálico debajo de la descarga del buzón de descarga.
  - Cerrar la válvula V-14.
  - Abrir la válvula V-26.
  - Producir el vaciado del buzón de ceniza de fondo y cerrar la válvula V-26.
  - Tapar el balde metálico con ceniza almacenada e ubicar en un ambiente que permita enfriarse rápidamente.

#### 4.5. Apagado del Reactor.

Una vez realizado el ensayo, se deberá desconectar todo equipo que pudiese ser afectado por el alza de los niveles de emisión de gases. Luego se debe:

- Cortar la alimentación de combustibles → Cerrar las válvulas V-1 y V-31 y detener los motoreductores respectivos.
- Esperar el término de la combustión dentro reactor (la temperatura debiera disminuir paulatinamente).
- Aumentar el flujo de alimentación de agua al serpentín.
- Al alcanzar los 650°C, cortar el flujo de alimentación de caliza, cerrando la válvula V-3 y deteniendo el motoreductor correspondiente.
- Una vez que se ha alcanzado los 400°C para carbón y 250°C para la mezcla carbón-biomasa, cerrar las válvulas V24, V25 y V-34.
- Apagar los compresores.
- Des-energizar el reactor.

## 5. Medidas de Seguridad

### 5.1. Riesgos generales asociados a la operación de la Planta Piloto.

- Quemaduras por contacto por altas temperatura.
- Intoxicación por inhalación de productos químicos.
- Fuego por trabajar con combustibles inflamables y explosivos.

### 5.2. Medidas generales de seguridad

- Utilizar letrero en la entrada de las plantas piloto, que indique planta piloto en operación y restricción del paso a personal no autorizado. Toda persona, a excepción de los Operadores y Encargado de Planta Piloto deben solicitar autorización para ingresar si esta está en operación
- Utilizar siempre los elementos de protección personal indicados en la hoja de seguridad, durante la manipulación del producto químico.
- Realizar mantenciones periódicas a los equipos de la planta piloto, según recomendaciones del manual de la planta piloto.
- Mantener en todo momento el orden y limpieza del lugar de trabajo.
- Se prohíbe:
  - Ingerir alimentos y bebidas durante la operación de la Planta Piloto.

- Utilizar cualquier tipo de fuente de ignición o chispa.
- Se prohíbe el uso de audífono, equipos de música u otro elemento distractor.
- Almacenar permanentemente o de forma esporádica materias primas, solvente, residuos u otro sin etiquetar dentro de la planta piloto o en envases no asignados.

### 5.3. Implementos de Seguridad habitual durante la operación de la Planta Piloto son:

- Zapatos de seguridad.
- Ropa de trabajo (overol o pantalón y polera manga larga).
- Casco.
- Guantes de cabritilla o látex según corresponda.
- Antiparras.
- Mascara para vapores orgánicos

### 5.4. Implementos de Seguridad específicos o de emergencia

- Arnés de seguridad.
- Protectores auditivos.

### 5.5. Potenciales riesgos :

#### 5.5.1. Puesta en servicio de la planta

Riesgo	Medida preventiva
Caída de piezas o partes de equipos	Revisar el correcto acoplamiento de buzones y piezas móviles de la planta antes de fluidizar los reactores.
Electrocución	Des-energizar el tren de control ante cualquier manipulación o comprobación de estados de conexiones.
Quemadura por gas licuado	Para el encendido de los quemadores utilizar soplete manual con extensión, jamás utilizar encendedor o fósforo.
Caída de altura	Utilizar arnés de seguridad.
Irritación de ojos y mucosa nasal	Antes de realizar mediciones de gases o MP, verificar el correcto acoplamiento de las líneas de gases y que no exista escapes de gases de combustión (realizar esto con mascarilla y lentes contra vapores orgánicos y gases ácidos).

#### 5.5.2. Operación de la planta.

Riesgo	Medida preventiva
--------	-------------------

Caída de piezas o partes de equipos	Revisar el correcto acoplamiento de buzones y piezas móviles de la planta antes de fluidizar los reactores.
Electrocución	Des-energizar el tren de control ante cualquier manipulación o comprobación de estados de conexiones.
Quemadura por gas licuado	Para el encendido de los quemadores utilizar soplete manual con extensión, jamás utilizar encendedor o fósforo.
Caída de altura	Utilizar arnés de seguridad.
Irritación de ojos y mucosa nasal	Antes de realizar mediciones de gases o MP, verificar el correcto acoplamiento de las líneas de gases y que no exista escapes de gases de combustión (realizar esto con mascarilla y lentes contra vapores orgánicos y gases ácidos).

### 5.5.3. Detención y mantención de la planta.

Riesgo	Medida preventiva
Caída de altura	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Durante la mantención se debe utilizar arnés de seguridad al trabajar en altura.</li> <li>• Al realizar mantenimiento a la planta, se debe solicitar apoyo cuando sea necesario y avisar al personal cuando se desplace algún tipo de piezas que pueda causar accidente.</li> </ul>
Deterioro de equipos	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Desconectar compresores, bombas, analizadores de gases e isocinéticos, así como también cualquier equipo eléctricos.</li> <li>• Realizar la mantención periódica de equipos de medición, ya sea durante un ensayo o posterior a este.</li> <li>• Limpiar equipos sensibles, tales como los filtros, condensadores y bombas del analizador de gases. Posteriormente comprobar su funcionamiento, después de cada operación.</li> </ul>

## 6. Medidas de contingencia en operación.



**Para el apagado rápido del reactor en caso de emergencia, se debe cortar el suministro de aire principal, cerrando la válvula V-34, lo que automáticamente producirá una desfluidización del lecho y alimentar a caudal máximo el agua que circula por el serpentín- de ser factible- esto ayudará a disminuir la temperatura del reactor.**

### 6.1. Corte de energía.

- Corte inmediatamente del suministro de carbón y biomasa.
- Apagado rápido del reactor

- Identificar si el corte es de la planta piloto o de UDT.
  - Si el corte es de la planta:
    - Aumentar el flujo de agua de forma de enfriar el lecho.
    - Evaluar la posibilidad de restituir energía, de no ser posible proceda con abrir la válvula de seguridad de escapes de gases.
  - Si el corte es de UDT:
    - Cerrar todas las válvulas y abrir la válvula de seguridad de escapes de gases.
    - Apagar el reactor

## 6.2. Fuego.

- Cortar el aire total, cerrando la válvula V-34.
- Cortar los suministros de la Planta Piloto (combustible, aire, electricidad), sin embargo, el agua nunca debe cortarse.
- Si posee el entrenamiento adecuado hacer uso de extintores.
- Avisar a los Encargados de Seguridad y de Planta Piloto.
- Si el fuego está fuera de control, evacue la zona y dé aviso al Encargado de Seguridad.

## 6.3. Niveles de temperatura cercano a 950°C.

- Cortar el flujo de carbón y/o de biomasa.
- Aumente el flujo de agua en el intercambiador helicoidal.
- Si continua aumentando la temperatura cortar el aire total cerrando la válvula V-34.
- Abra la válvula de enfriamiento V-27 a la entrada del ventilador centrífugo.
- Verificar que la temperatura a la entrada del ventilador no supere los 250°C.
- Informe al Encargado de la Planta Piloto.

## 6.4. Medidas a tomar en caso de presurización.

- Detener el proceso inmediatamente.
- Apagado rápido del reactor
- Desde una ubicación segura observe si existe escapes de gases de combustión e identifique los lugares.
- De aumentar el flujo de gases de combustión y llevar a una condición de incendio o de alto riesgo, evacue la zona e informe al encargado de la Planta Piloto y de Seguridad. De realizar trabajos de contención, utilizar equipo para alta temperatura y mascarillas para gases tóxicos.
- Ventile el área de trabajo hasta que el solvente se evapore completamente.

## 6.5. Detención repentina del ventilador centrífugo

- El ventilador opera a una temperatura máxima de 300°C. Si la temperatura se encuentra por sobre este valor, se deberá abrir gradualmente la válvula de aire de refrigeración, V-27.
- Si la temperatura es mayor a los 300°C aún cuando la válvula de aire de refrigeración, V-27, se encuentra completamente abierta, se deberá remover la aislación del equipo y si la situación persiste, apagar el reactor.
- En caso que se des-energice se deberá estudiar la causa y evaluar si es de rápida solución, cortar el aire total cerrando la válvula V-34. Si requiere un tiempo mayor a 30 minutos o la temperatura es cercana a los 300°C, se deberá apagar el reactor.



## 6.6. Detención repentina del compresor de Aire.

- En el caso que de que el compresor deje de operar, se debe mantener o aumentar el flujo de agua de alimentación al intercambiador helicoidal, de forma de mantener la temperatura controlada.

## 6.7. Detención repentina de los Alimentadores:

- Si el alimentador de biomasa deja de operar, se deberá estudiar/reparar la causa de falla una vez que el reactor haya pasado por su secuencia de apagado y que el alimentador se encuentre a temperatura ambiente.
- En el caso del alimentador de carbón, es posible realizar la mantención en el momento. No obstante, si la temperatura del lecho baja por debajo de los 600°C, se deberá encender los quemadores de partida teniendo cuidado de que los quemadores se encontraran caliente y por ende se debe usar guantes y equipo de seguridad para alta temperatura.



**Para el apagado rápido del reactor en caso de emergencia, se debe cortar el suministro de aire principal, cerrando la válvula V-34, lo que automáticamente producirá una desfluidización del lecho y alimentar a caudal máximo el agua que circula por el serpentín- de ser factible- esto ayudará a disminuir la temperatura del reactor.**

## 6.8. Medidas de Contingencia Ambiental

### 6.8.1. Control de emisiones contaminantes.

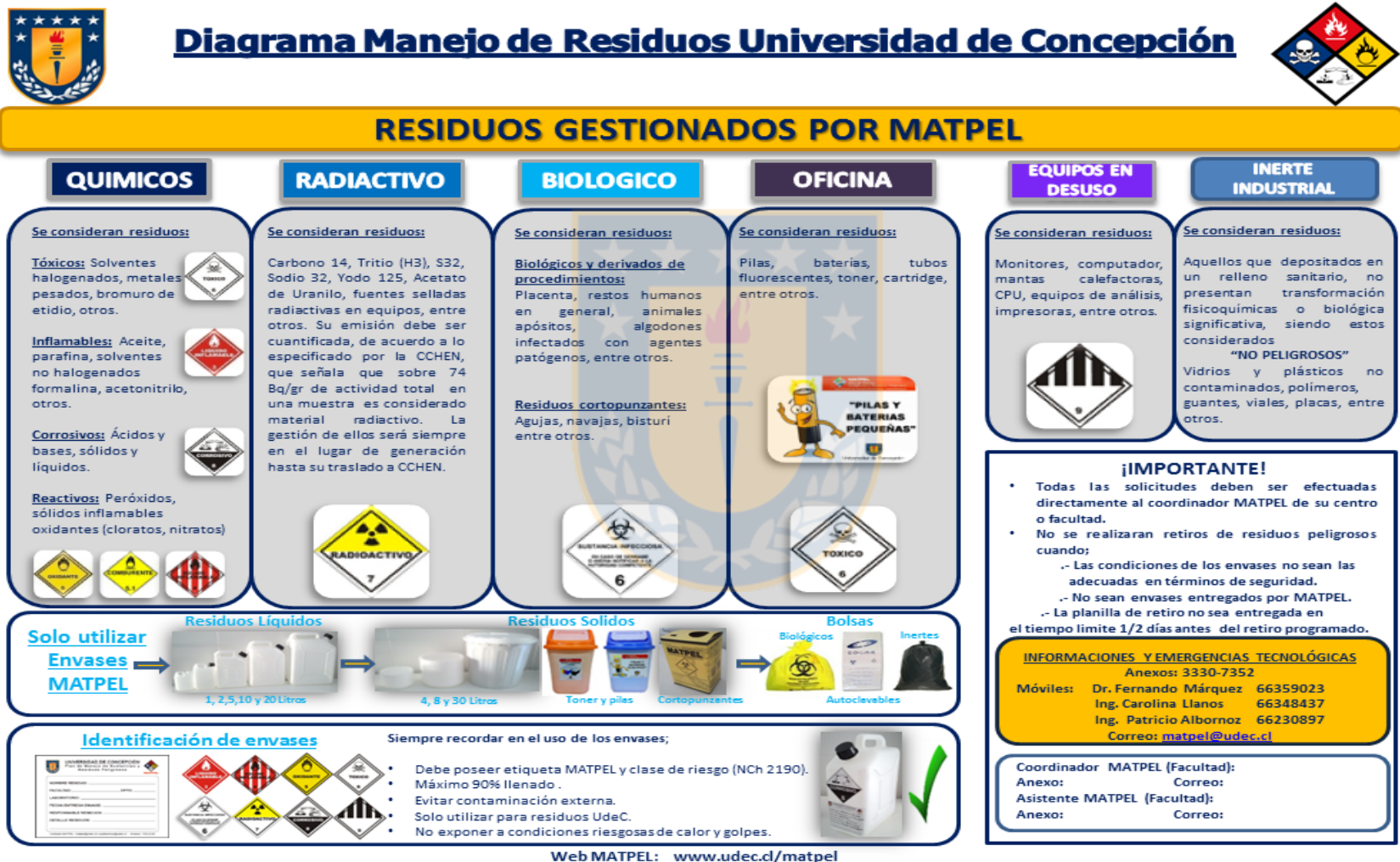
- Los niveles de emisiones de contaminantes se deberán mantener por debajo de los niveles indicados en la ley de emisión de fuentes fijas. Se recomienda:
- Mantener la temperatura del lecho por debajo de los 850°C de forma de minimizar la formación de NOx térmico.
- Si la alimentación del sorbente es insuficiente para mantener los niveles de SO2 en los límites establecidos por la Ley. Se deberá aumentar el flujo de alimentación del sorbente y verificar los niveles de emisión con el analizador de gases

### 6.8.2. Disposición y tratamiento de residuos y desechos

- La disposición de los residuos generados durante la operación de la planta piloto se rige bajo el Plan de Manejo de Residuos de la Universidad de Concepción (UdeC) y el Instructivo I-L-045: "Instructivo manejo de residuos UDT/EST".
- En la planta piloto hay un espacio habilitado sólo para el almacenamiento de los residuos clasificados como inertes (guantes y papeles contaminados). De caso contrario coordinar el almacenamiento y disposición de residuos con el coordinador de MATPEL en UDT/ES: Andrea Verdugo, fono: 2661842.

## 7. Anexos

### Anexo 1. Diagrama general del Manejo de residuos de la Universidad de Concepción




### Anexo 2. Diagrama control de derrame.



## Plan de Manejo de Sustancias y Residuos Peligrosos VICERRECTORÍA DE ASUNTOS ECONÓMICOS Y ADMINISTRATIVOS




### Diagrama de Control de Derrames de Sustancias Químicas




**Paso 1: Evaluación del derrame**

- Identificar el producto derramado y consultar la HDS.
- Estimar el volumen derramado, chequeando el volumen remanente del envase, con el fin de evaluar la magnitud del derrame.




**Paso 2: Implementos de Seguridad**

- Utilizar los implementos de seguridad disponibles en el Kit de control de derrames.
- Detener la fuente de derrame levantando el envase.
- En caso de rotura de envase continuar al Paso 3.



**Paso 3: Control del derrame**

- Líquidos: esparcir el material absorbente sobre el derrame, desde la periferia hacia el centro.
- Si el líquido llega al alcantarillado activar Plan de Emergencias Tecnológicas de la Universidad.
- Sólidos: recuperar utilizando implementos contenidos en kit de derrame.
- Esperar unos minutos para asegurar que el líquido fue completamente absorbido.



**Paso 4: Limpieza**

- Recoger el material impregnado utilizando la pala y escoba del Kit. Almacenar el residuo en bolsa plástica y cerrar.
- Disponer la bolsa con el residuo en los envases que entrega MATPEL y etiquetar.
- Proceder de acuerdo a lo establecido en el Plan de Manejo de Residuos Peligrosos.
- Limpiar la superficie afectada con un paño, agua y detergente.

**ROTULACION SEGÚN NCh 2190 Of. 2003**

<b>EXPLOSIVOS</b>	1.5 EXPLOSIVOS 1	1.4 EXPLOSIVOS 1	1.6 EXPLOSIVOS 1	EXPLOSIVOS 1	<b>GASES</b>	2 GAS TÓXICO	3 GAS INFLAMABLE	4 GAS CORROSIVO
<b>LÍQUIDOS INFLAMABLES</b>	3 LÍQUIDO INFLAMABLE				<b>SÓLIDOS INFLAMABLES</b>	4 SÓLIDO INFLAMABLE	5 SÓLIDO INFLAMABLE	6 SÓLIDO INFLAMABLE
<b>SUSTANCIAS COMBURENTES Y PERÓXIDOS ORGÁNICOS</b>	51 COMBURENTE	52 PERÓXIDO ORGÁNICO				<b>SUSTANCIAS TÓXICAS Y SUSTANCIAS INFECCIOSAS</b>	8 TÓXICO	9 SUSTANCIAS INFECCIOSAS
<b>SUSTANCIAS RADIATIVAS</b>	7 RADIATIVO				<b>SUSTANCIAS CORROSIVAS</b>	8 CORROSIVO		
						<b>SUSTANCIAS Y OBJETOS PELIGROSOS VARIOS</b>	9	

**ROTULACIÓN SEGÚN NCh 1411/4 Of. 78 Y NFPA 704**


**Informaciones y Plan de Emergencias Tecnológicas**  
 Anexos: 3330 – 7352  
 Móviles: Ing. Patricio Alborno: 66230897  
 Ing. Carolina Llanos: 66348437  
 Dr. Fernando Márquez: 66359023  
 Correo: matpel@matpel.cl

**SEGSPI 2001**

<b>NIVEL DE RIESGO</b>	<b>INFLAMABILIDAD</b>
4 - MORTAL 3 - MUY PELIGROSO 2 - PELIGROSO 1 - POCO PELIGROSO 0 - SIN RIESGO	4 - DEBAJO DE 25° C 3 - DEBAJO DE 37° C 2 - ENTRE 37° C Y 50° C 1 - ENTRE 50° C Y 75° C 0 - SIN RIESGO
<b>RIESGOS A LA SALUD</b>	<b>REACTIVIDAD</b>
RIESGO ESPECÍFICO OX - OXIDANTE COR - CORROSIVO RAD - RADIOACTIVO 400 - NO USAR AGUA B - RIESGO BIOLÓGICO	9 - ESTABLE 1 - INESTABLE EN CASO DE CALENTAMIENTO 2 - INESTABLE EN CASO DE CAMBIO QUÍMICO 3 - RIESGO EN CASO DE CHOQUE O CALENTAMIENTO 4 - PUEDE EXPLOTAR

Web MATPEL: [www.udec.cl/matpel](http://www.udec.cl/matpel)





# Anexo II

## Instructivo para medición de material particulado en planta piloto de co-combustión

## 1. Objetivo:

Establecer una metodología para la medición de material particulado total<sup>1</sup> en forma segura, para su aplicación en la planta piloto de co-combustión que posee UDT, basado en el Método 5A de la Agencia de Protección del Ambiente (EPA) de los Estados Unidos.

## 2. Descripción del Sistema:

El tren de muestreo Cateco tipo EPA 5 permite extraer muestras de gas de la chimenea de forma isocinética, es decir, a la misma velocidad que la corriente pasa a través de la chimenea. El tren está compuesto por:

a) **Consola de Control:** La consola de control isocinético, permite la supervisión y control de temperaturas, presión, velocidad de gas y cantidad de flujo de gas. Las mediciones serán expresadas en unidades americanas. La consola de control está conformada por:



Figura 1. Consola de control

Dónde:

- |  |  |
|--|--|
| 1. Orificio de entrada de la caja del medidor. | 17. Medidor de gas seco  |
| 2. Conexión rápida vacío.                      | 18. Salida impinger  |
| 3. Conexión rápida presión                     | 19. Temporizador   |
| 4. Conexión de Bomba de vacío                  | 20. Marcador de vacío  |
| 5-8. Conexión manómetro                        | 21. Termocuplas (inlet, outlet , condensador)                  |
| 9. Tornillo de nivelación de manómetro         | 22. Visor temperaturas (inlet, outlet , condensador, ambiente) |
| 10. Ajuste nivel de aceite manómetro           | 23. Visor temperatura filtro                                   |
| 11. Válvula de ajuste grueso                   | 24. Bomba de muestreo  |
| 12. Switch encendido                           |  |
| 13. Switch bomba                               |  |
| 14. Switch para ajuste de válvulas             |  |
| 15. Switch comprobación de fuga                |  |
| 16. Válvula de ajuste fino                     |  |

<sup>1</sup> No se mide directamente PM 2,5 y PM 10

b) **Bomba de Muestreo:** Se encuentra ubicada bajo la consola de control (Figura 1, N°24). Su funcionamiento es con aceite y la norma indica que no debe perder la verticalidad, para evitar la contaminación del circuito.

c) **Lanza de muestreo:** Consta de un tubo de muestreo y pitot tipo S (detalles del medidor de velocidad utilizador, ver Anexo 1). Su función es tomar la muestra de gas de la chimenea y transportarlo hasta el portafiltro, donde se encuentra el filtro de muestreo. Además consta de una termocupla, la cual permite medir la temperatura de los gases.

La lanza de muestreo posee una resistencia para mantener calefaccionada la muestra de gas y evitar la condensación del agua principalmente.

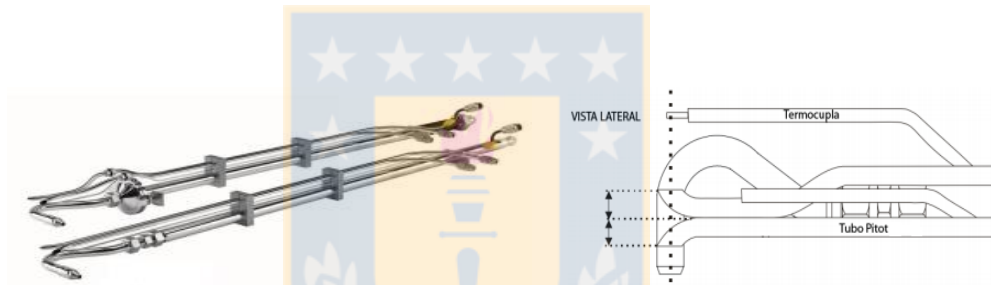


Figura 2. Lanza de muestreo.

d) **Gabinete porta filtro:** Consta de una caja caliente y una caja fría.

- Caja caliente: Contiene el porta-filtro y su respectiva termocupla para el control de la temperatura del filtro
- Caja fría: Está constituida por un sistema de impigners, conectados mediante uniones de vidrio.

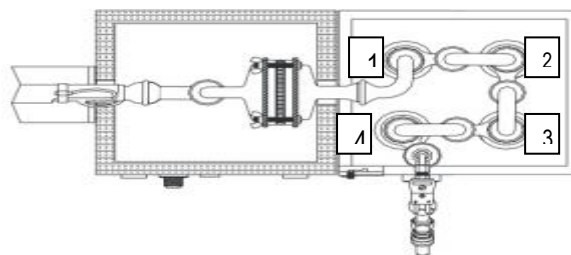


Figura 3. Gabinete porta filtro

### 3. Materiales, Reactivos y equipos

#### Uso en laboratorio

**Tabla 1.** Materiales para uso en laboratorio

Materiales	Reactivos	Equipos
<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Guantes sin polvo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Acetona p.a (%&lt; 0.001 residuo)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Balanza Técnica Modelo PC/6000/C/, 0,01 g</li> <li>✓ Balanza analítica, 0,01mg/0,1 mg, Marca Mettler Toledo, modelo AG 135</li> <li>✓ Rotaevaporador RV-05 Basic con Baño HB4 Basic</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Pissetas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Agua destilada</li> </ul>	
<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Pinza</li> <li>✓ Bolsas ziploc (guardar sílica gel)</li> <li>✓ Papel aluminio</li> <li>✓ Probeta de 100 ml</li> <li>✓ Placa Petri para filtro (10 cm)</li> <li>✓ Vaso precipitado (250 ml)</li> <li>✓ Hisopo</li> <li>✓ Embudos plásticos</li> <li>✓ Botellas de plástico de 100 o 200 ml</li> <li>✓ Desecador (para equilibrar de filtros)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>✓ Hielo picado</li> <li>✓ Sílica gel</li> <li>✓ Silicona alto vacío</li> </ul>	

#### Uso en planta (terreno)

- ✓ Máscara para gases
- ✓ Llaves francesas.
- ✓ Guantes protección calor

### 4. Descripción de la actividad:

#### 4.1 Actividades en Laboratorio.

##### 4.1.1 Preliminares

- Preparación de sílica gel (175° C x 2 horas)



- Preparación de filtros, éstos se deben llevar a una sala con temperatura y humedad controlada para estabilización por 24 horas, (laboratorio de biocombustibles) y registrar el peso en intervalos de 6 horas hasta un peso constante.

#### 4.1.2 Montaje de equipo realizado en el laboratorio

- Preparación del tren de muestreo: Colocar 100 ml de agua destilada en cada uno de los dos impigner (1 y 2 Figura 4), dejar el tercer impigner vacío (3, Figura 4) y el cuarto impigner (Figura 4) con 200 a 300 g de sílica gel.
- Para el ensamblaje de los impigner y sus piezas de vidrio se debe utilizar silicona para alto vacío. Este sistema se utilizará para determinar el contenido de humedad del gas.
- La secuencia de conexión es presentada en la Figura 4.

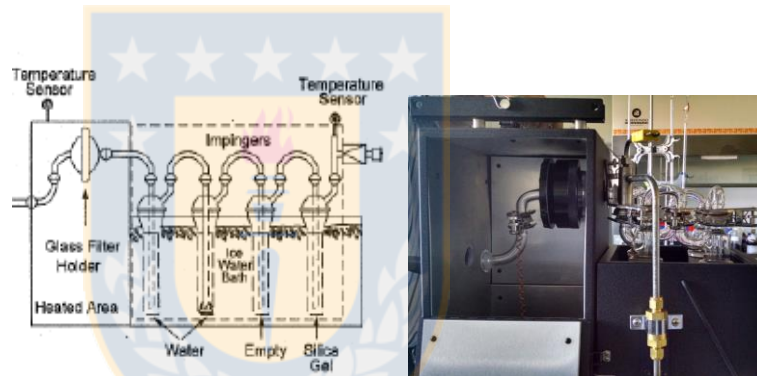


Figura 4. Secuencia de conexión de impigners en el tren de muestreo de material particulado.

- Registrar el volumen inicial de agua destilada y de sílica gel en hoja laboratorio (**Anexo 7**)
- Preparación sistema de filtro: Para el montaje del filtro, se debe centrar el papel filtro sobre el soporte (teflón) con ayuda de una pinza y ensamblar las piezas. Una vez armado el filtro con ayuda de otra persona acoplar el filtro con los impigners. El portafiltro debe garantizar hermeticidad tanto en la entrada, salida y alrededor de éste

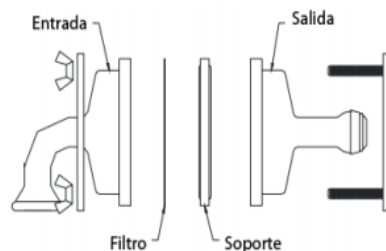


Figura 5. Sistema de filtro

- Se ensambla el sensor de temperatura, a la salida del IV impigner con fines de vigilancia

## **4.2 Actividades preliminares a la medición isocinética realizada en terreno:**

**4.2.1 Método 1: Selección de lugar de muestreo y número mínimo de puntos de muestreo. (ver Anexo 1)**

**4.2.2 Método 2: Determinación de velocidad de gases en la chimenea y su flujo volumétrico. (ver Anexo 2)**

**4.2.2.1 Determinación de velocidad de gases y caudal de salida (ver Anexo 2.1)**

## **4.3 Operación Pruebas de fuga (en planta de co-combustión)**

Como medida de control, debe existir una comprobación de fugas en el equipo de muestreo, a continuación se indica el procedimiento (los números hacen referencia a la Figura 1):

### **4.3.1 Pruebas de comprobación de fugas / Prueba de vacío**

- Insertar conexión rápida en la entrada de la caja de medidor de muestra (1)
- Conexión rápida vacío (2) y presión (3)
- Conexión de cable de alimentación de bomba en la caja del medidor (4)
- Girar la válvula gruesa (11) a posición abierta
- Alternar encendido de switches (12, 14, 13)
- Tapar la abertura (1)
- Ajustar vacío, usando la válvula de control grueso y fino (16) hasta un vacío de 15 mm Hg en el marcador de vacío (20)
- Después de que el vacío esté estabilizado, observar el medidor de gas en seco (17) y el tiempo de rotación
- Desconectar tapón del orificio (1)
- Cerrar válvula fina (16)
- Apagar switch (12), quedan encendidos switches (14) y (13).

#### 4.3.2 Pruebas de comprobación de fuga (positivo)

- Conexión rápida vacío (2) y presión (3)
- Conexión de cable de alimentación de bomba en la caja del medidor (4)
- Nivelar el manómetro (9) mediante el ajuste de la altura con el tornillo de nivelación
- Ajuste el manómetro de aceite a cero girando las perillas blancas (10)
- Sellar el escape del tubo con un tapón de goma (18)
- Encender switch (12) y switch (15)
- Después de mantener la presión constante en la caja del medidor, esperar 15 a 20 segundos para que el aceite en el manómetro escurran hacia el menisco.
- Observar por 1 minuto la altura del aceite, si no hay cambios, el equipo se encuentra en condiciones de realizar la medición.
- Anotar la presión exacta e iniciar el temporizador (19)



**Cuando la comprobación de fugas se complete, retirar lentamente el tapón de la entrada de la sonda y apagar la bomba de vacío, esto evitará que el agua de los impigners sea forzada hacia el soporte del filtro y la sílica gel arrastrada al tercer impigner.**

#### 4.4 Operación tren de muestreo

##### 4.4.1 Chequeo de parámetros para funcionamiento de la planta piloto de Co-Combustión

A continuación se detalla el procedimiento de medición en terreno considerando las siguientes condiciones aproximadas de operación de la planta<sup>2</sup>:

---

<sup>2</sup> Las condiciones de operación de la planta serán fijadas con anticipación en función de los ensayos a realizar y las capacidades de la misma

- ✓ Temperatura chimenea gas : 200° F (93° C)
- ✓ Temperatura Impigner outlet (ver Figura 4, N°4): 103°F (39 ° C)
- ✓ Presión barométrica (in Hg) medida<sup>3</sup>
- ✓ Flujo de Carbón: 8 kg/h
- ✓ Flujo de aire primario: 800 lpm – 175°C
- ✓ Temperatura promedio del lecho reactor: ±850 °C

### En terreno

- Realizadas las pruebas de fuga y vacío, conectar el sistema de calentamiento de la sonda y la caja caliente (filtro), colocar la lanza entre la chimenea y caja de filtro.
- La boquilla que será utilizada corresponde a la N°10 con un diámetro interno de 5/16 pulgadas, **considerando previamente las condiciones de velocidad de salida de los gases** (ver Anexo 5)
- Anotar la lectura inicial del medidor de gas seco
- Encender y mantener la temperatura del gas de muestra a través del filtro a  $248 \pm 25$  F ( $120 \pm 14$ °C)
- Si es necesario añadir más hielo y sal para mantener una temperatura de salida del sistema de condensación (impigners, ver Figura 4 ) en promedio 68° F (20°C)
- Verificación de temperaturas (impigner, inlet, outlet, condensador y ambiente) y hacer ajustes periódicos para la mantención de las variables (temperaturas, velocidad, volumen)
- Registrar datos cada 10 minutos en planilla de terreno (Anexo 8)
- Medir concentraciones de gases con analizador J2KN Pro de acuerdo al Método 3 de la EPA, luego determinar el peso molecular seco (según se indica en Anexo 3)
- Una vez finalizado el ensayo, cerrar válvulas (9-16) apagar bomba (12) y registrar lectura final del medidor de gases seco (17)
- Determinación de contenido de humedad de los gases (ver Anexo 4)
- **Verificación Isocinetismo** (ver Anexo 6)
- Disponer del agua hielo de la caja de los impigners

---

<sup>3</sup> En día de experimento

Tabla 2: Rangos de valores sugeridos para la planta de Co-Combustión

Parámetros	Rangos
Vacío	2-4 (in Hg)
Velocidad de altura	0,52-0,55(in H <sub>2</sub> O)
Presión diferencial	0,05-0,06 (in H <sub>2</sub> O)
Gas (lectura medidor)	-
Temperatura muestra de gas en el medidor de gas seco	-
INLET	
OULET	
Temperatura filtro	250±25 F (120±14) °C
Temperatura salida impigner condensador.	68°F (20°C)

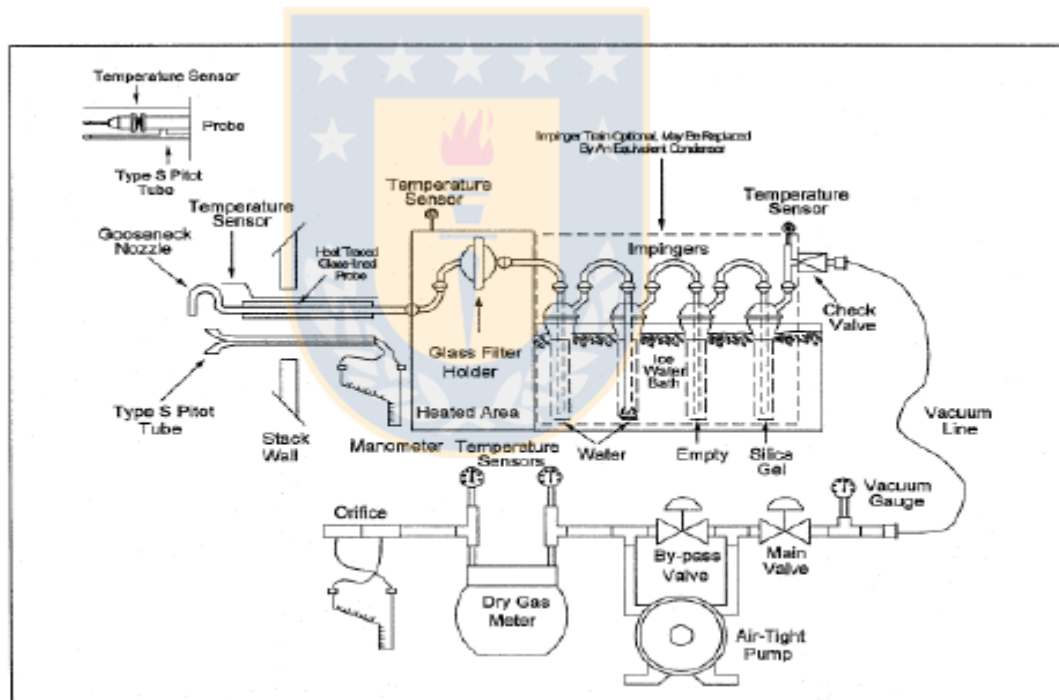


Figura 6. Esquema del tren para la medición de material particulado

#### 4.5 Desarme de equipo y recuperación de muestras

##### En terreno

- Una vez finalizado el muestreo, cerrar la válvula de ajuste grueso, apagar la bomba, así como los demás switches y registrar el volumen final del medidor de gas seco.

- Retirar la sonda y dejar enfriar una vez fría eliminar el material externo cerca de la punta de la boquilla y colocar una tapa, para evitar perder o ganar material.

### En laboratorio

- Una vez frío el filtro se debe sacar el papel filtro con ayuda de una pinza y llevarlo en placa petri a la sala de estabilización del Laboratorio Biocombustibles de UDT
- Sacar los impinger y registrar volumen y peso final de agua destilada y sílica gel; respectivamente en la hoja de datos (Anexo 7)
- Para la recuperación del material situado en la lanza, ésta se debe lavar con un volumen conocido de acetona. (ej. 200 ml) y recuperar el material en un envase plástico. Éste envase debe estar estabilizado y con peso inicial conocido
- Esperar la evaporación de la acetona (72 horas aproximadamente bajo campana), para posteriormente llevar a sala de estabilización por 24 horas y registrar el peso final.
- Un método alternativo en la recuperación de material particulado es la rota evaporación del solvente (acetona). Para este procedimiento se utilizará un rotaevaporador IKA RV-05 Basic con Baño HB4 (Laboratorio de Bioenergía). El material particulado quedará recepcionado en un balón de cuerpo redondo con esmerilado de 100 mL (previamente masado y estabilizado por 24 hrs, hasta peso constante).
- Por último, lavar el material de vidrio con precaución y llevar la sílica utilizada a la estufa a 175°C por dos horas, para su reutilización en próximas experiencias.

## **5 Referencias**

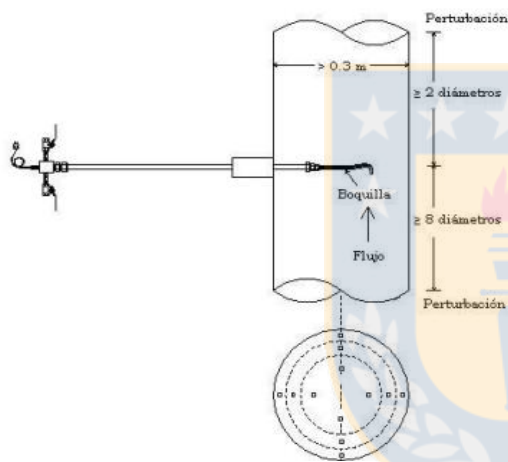
[1] Control Techniques for Particulate Emissions from Stationary Sources - Volume 1 (EPA-450/3-81-005a, PB83-127498). U. S. Environmental Protection Agency, Research Triangle Park, North Carolina. 1982. (change to 1996 update, when completed).

## Anexos

### **Anexo 1: Método 1 EPA “Selección de lugar de muestreo y número mínimo de puntos de muestreo”**

Este método es usado para:

- Seleccionar adecuadamente la localización del muestreo
- Determinar el número de puntos requeridos para el muestreo de partículas.
- Calcular la ubicación de puntos de muestreo dentro del ducto



**Figura 7. Ubicación de los puntos de muestreo**

Para lograr una medición representativa de emisiones de una fuente estacionaria, se debe seleccionar una ubicación para la toma muestra en donde la corriente fluya en dirección conocida, este método no se aplicará cuando el flujo sea ciclónico o turbulento.

Los puntos de muestreo se miden en términos de diámetro de la chimenea. Se considerará la sección más adecuada para ubicar el sitio de muestreo, aquella en donde la distancia sea equivalente a ocho (8) diámetros corriente abajo después de una perturbación y dos (2) diámetros corriente arriba (Ver Figura 7).

El número de puntos de muestra dependerá de la distancia del sitio propuesto a cualquier punto aguas arriba o abajo, que produzca perturbación al flujo. El número de puntos es obtenido a partir de la Figura 8. En el caso, de presentarse una diferencia entre los números de puntos de nuestros calculados aguas arribas con aguas abajo, se debe considerar el número mayor.

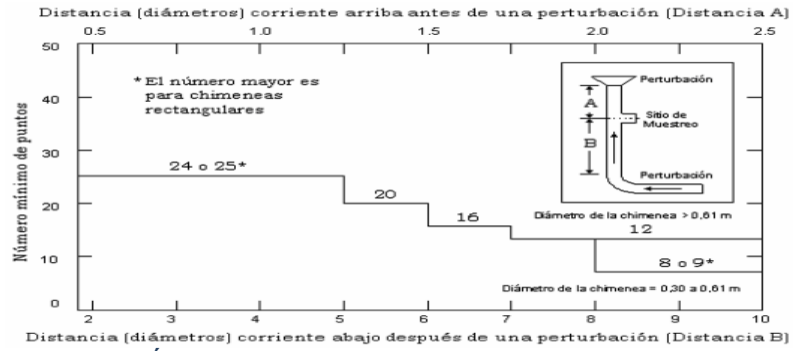


Figura 8. Ábaco para el cálculo de número de puntos para muestreo.



Figura 9. Puerto de medición de velocidad de los gases en el ducto de evacuación de gases de la planta piloto



## **Anexo 2: Método 2 EPA “Determinación de velocidad de gases en la chimenea y su flujo volumétrico”**

Este método es aplicable para medir la velocidad promedio de una corriente de gas y para la cuantificación del caudal de éste.

La velocidad y el caudal del gas en la chimenea se determinan a través de la densidad del gas y la presión de velocidad promedio usando un tubo pitot tipo L. La selección del tubo de pitot (S o L), depende del diámetro de la cañería para este caso, de acuerdo a la EPA, se debe aplicar la metodología 1A. En chimeneas industriales, donde los diámetros convencionalmente son mayores a 12”, se deberá utilizar la lanza incluyendo un pitot tipo S (Método 1 EPA).

Se realizó la modificación de la lanza de muestreo de material particulado, debido a que el equipo fue adquirido con una lanza diseñada acorde a los requerimientos del Método 1 EPA convencional. Esta fue elaborada en una maestranza con coplas y ducto de acero inoxidable según las dimensiones de la planta y lo establecido en el método.



Figura 10. Conexión de lanza de muestreo de material particulado y ducto de evacuación de gases de la planta piloto.

### **Anexo 2.1: Determinación de velocidad de gases y caudal de salida**

La *velocidad de salida de los gases* es calculada en forma preliminar para definir las condiciones de isocinetismo en la medición de material particulado. La velocidad de salida del gas en la chimenea se obtiene a partir de:

$$v = C_p \times \left[ \frac{2(p_2 - p_1)}{\rho} \right]^{1/2} \quad (1)$$

En donde:

$C_p$ : Coeficiente de pitot estándar, 0,99

$(p_2-p_1)$ : Diferencial de Presión registrado en el manómetro inclinado (0,05 in H<sub>2</sub>O)

$\rho$ : Densidad de los gases de salida.

Determinación del caudal:

$$Q = A \bar{v} \quad (2)$$

En donde

A: Área seccional de ducto de descarga

v: Velocidad promedio

Determinación de velocidad real de los gases en la chimenea

$$V_s = K_p C_p \sqrt{\Delta P_{avg}} \sqrt{\frac{T_{s(abs)}}{P_s M_s}} \quad (3)$$

En donde:

$V_s$ : Velocidad del gas promedio en la chimenea.

$K_p$ : Constante del método (85,49 ft/ sec)

$C_p$ : Coeficiente de pitot estándar (0,99)

$\Delta P$ : Presión diferencial en el manómetro inclinado (0,05 H<sub>2</sub>O)

$T_{s(abs)}$ : Temperatura absoluta de los gases de salida (R)

$P_s$ : Presión absoluta (in Hg)

$M_s$ : Peso molecular gas seco

Determinación del caudal real de gases en la chimenea

$$Q = 3600(1 - B_{ws}) v_s A \left[ \frac{T_{std} P_s}{T_{s(abavg)} P_{std}} \right] \quad (4)$$

En donde:

$B_{ws}$ : Fracción volumetrica de vapor de agua en la corriente gaseosa

$V_s$ : Velocidad promedio del gas en la chimenea (ft/s)

A: Area transversal de la chimenea (ft<sup>2</sup>)

$T_{std}$ : Temperatura de referencia (R)

$P_s$ : Presión absoluta en la chimenea (in Hg)

$T_s$ : Temperatura promedio del gas de la chimenea (R)

$P_{std}$ : Presión de referencia (29,92 in Hg)

### **Anexo 3: Método 3 EPA “Determinación de concentraciones de gases y peso molecular seco”**

Este método es aplicable para la determinación del peso molecular seco y factores de corrección de excesos de aire en fuentes de combustión



Figura 11. Analizador de gases

Para calcular la masa molar del gas que fluye por la chimenea, se miden las concentraciones porcentuales de dióxido de carbono ( $CO_2$ ), oxígeno ( $O_2$ ) y monóxido de carbono (CO) a una muestra de gases. Para tal efecto, se debe utilizar el analizador de gases marca ECOM, modelo J2KN Pro, registrando adicionalmente los niveles de concentración del  $SO_2$  y  $NO_x$  ( $NO_2$  y NO). En el caso particular del analizador adquirido, éste entrega un valor calculado del  $CO_2$ , el cual sólo debe ser utilizado de manera referencial durante la medición in-situ y debe ser calculado a partir de la siguiente expresión:

$$\%CO_2 = \%CO_2(Máx.) \cdot \left(1 - \frac{\%O_2}{21}\right) \quad (5)$$

En donde:

- $\%CO_2$  (Máx.): Corresponde a la concentración porcentual en base seca al quemar ( o co-quemar) un combustible a su cantidad estequiométrica de aire y suponiendo combustión completa.

- %O<sub>2</sub>: Corresponde a la concentración porcentual de aire en base seca al quemar (o co-quemar) un combustibles.

Para la determinación de la masa molar del gas en seco en la chimenea a partir del porcentaje molar de los gases de combustión, se obtendrá de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$M_d = 0.44(\%CO_2) + 0.32(\%O_2) + 0.28(\%CO + \%N_2) \quad (6)$$

En donde:

M<sub>d</sub>: Masa molar del gas en seco en la chimenea, g/mol

#### **Anexo 4: Método 4 EPA “Estimación del contenido de humedad de los gases”**

Para la determinación del volumen de gas seco medido por el medidor de gas, corregido a condiciones de referencia, se aplica la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} V_{m(seco)} &= V_m Y \frac{T_{std} \left( P_{bar} + \frac{\Delta H}{13.6} \right)}{T_m P_{std}} \\ &= K_1 V_m Y \frac{P_{bar} + \left( \frac{\Delta H}{13.6} \right)}{T_m} \end{aligned} \quad (7)$$

En donde:

K<sub>1</sub>: 17,64 R/in Hg (Constante en unidades inglesas)

V<sub>m</sub>: Volumen de gas seco medido por el medidor de gas seco (ft<sup>3</sup>)

Y: Factor de calibración del medidor de gas seco, equipo según fabricante (1,00519)

ΔH: Presión diferencial en el manómetro (in H<sub>2</sub>O)

P<sub>bar</sub>: Presión barométrica (in Hg)

T<sub>m</sub>: Temperatura en el gasómetro del equipo (R)

Para el cálculo del volumen de vapor de agua condensada, se aplica la siguiente ecuación:

$$V_{w(std)} = V_{1c} \frac{\rho_w R T_{std}}{M_w P_{std}} = K_2 V_{1c} \quad (8)$$

En donde:

$K_2$ : Constante en unidades inglesas (0,04706 ft<sup>3</sup>/ml)

$V_{1c}$ : Cantidad de agua recolectada en el sistema de impigners (ml)

De acuerdo a la información entregada de las ecuaciones anteriores se puede calcular el contenido de humedad de los gases de salida en la chimenea:

$$B_{ws} = \frac{V_{w(std)}}{V_{m(std)} + V_{w(std)}} \quad (9)$$

En donde:

$B_{ws}$ : Fracción volumétrica de vapor de agua de la corriente gaseosa

$V_{w(std)}$ : Volumen de vapor de agua en los gases de salida, en condiciones estándar (ft<sup>3</sup>)

$V_{m(std)}$ : Volumen de gas seco de los gases de salida, en condiciones estándar (ft<sup>3</sup>)

Para la corrección de la velocidad de la salida de los gases es necesaria información de la composición de los gases. La velocidad de los gases se estimó a través de la siguiente ecuación:

$$V_s = K_p C_p \sqrt{\frac{\Delta P T_s}{P_s M_s}} \quad (10)$$

En donde:

$V_s$ : Velocidad del gas promedio en la chimenea (ft/s)

$K_p$ : Constante del método (85,49 ft/s)

$C_p$ : Coeficiente de pitot estándar (0,99)

$\Delta P$ : Presión diferencial en el manómetro inclinado (0,05 H<sub>2</sub>O)

$T_s$  (abs): Presión absoluta de los gases de salida (R)

$M_s$ : Peso molar seco

Para la determinación de la concentración de material particulado en los gases de chimenea se calcula mediante:

$$C_s = \frac{K_3 m_n}{V_{m(\text{std})}} \quad (11)$$

En donde:

$K_3$ : Constante de conversión de unidades (0,001 g/mg)

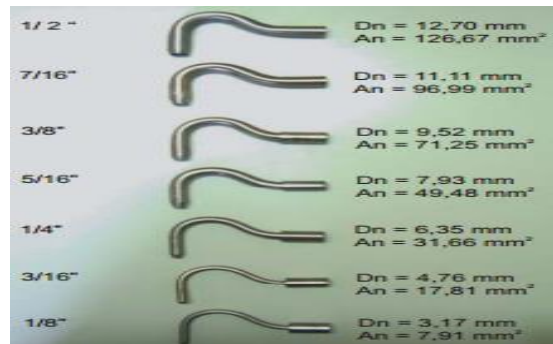
$M_n$ : Masa de material particulado recolectada (mg)

$V_m$ : Volumen de gas seco estándar muestreado (ft<sup>3</sup>/s)



## Anexo 5: Selección boquilla

Para obtener una muestra representativa de material particulado es importante la elección de la boquilla. El método cuenta con un set de boquillas de acero inoxidable (1/8", 3/16", 1/4", 5/16", 3/8", 7/16" y 1/2").



1/2"	$D_n = 12,70 \text{ mm}$ $A_n = 126,67 \text{ mm}^2$
7/16"	$D_n = 11,11 \text{ mm}$ $A_n = 96,99 \text{ mm}^2$
3/8"	$D_n = 9,52 \text{ mm}$ $A_n = 71,25 \text{ mm}^2$
5/16"	$D_n = 7,93 \text{ mm}$ $A_n = 49,48 \text{ mm}^2$
1/4"	$D_n = 6,35 \text{ mm}$ $A_n = 31,66 \text{ mm}^2$
3/16"	$D_n = 4,76 \text{ mm}$ $A_n = 17,81 \text{ mm}^2$
1/8"	$D_n = 3,17 \text{ mm}$ $A_n = 7,91 \text{ mm}^2$

Figura 12. Set de boquillas de acero inoxidable

Para la selección del diámetro de la boquilla se requiere una medición de los siguientes parámetros:

- Presión de velocidad en cada punto.
- Temperatura del gas en la chimenea en cada punto.
- Presión estática
- Presión barométrica.
- Asumir o determinar el porcentaje de humedad.

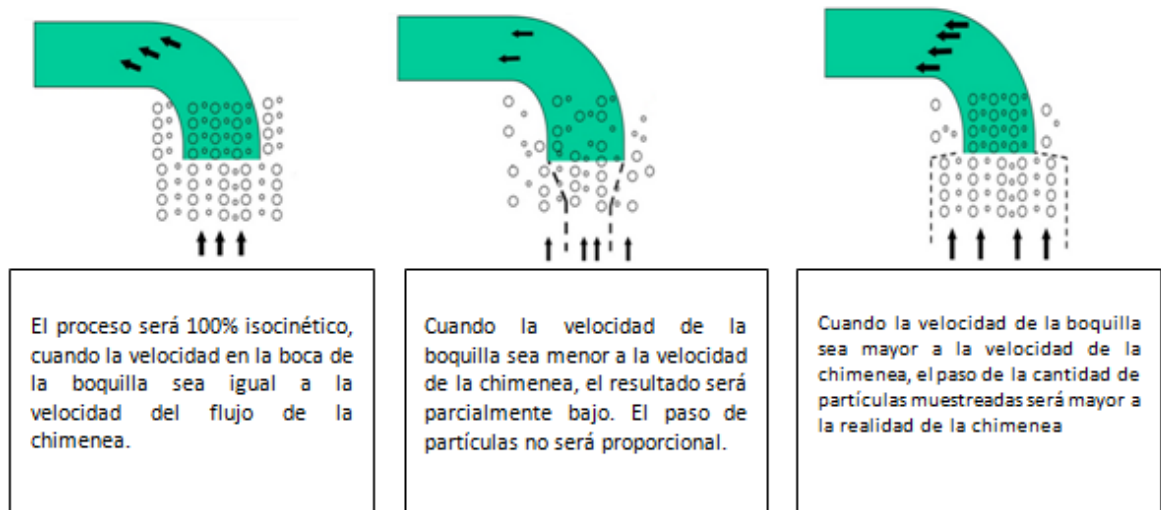


Figura 13. Relación boquilla con velocidad de chimenea

El diámetro de boquilla ideal para el muestreo, se calcula a partir de la siguiente correlación:

$$D_n = \sqrt{\frac{607.1 Q_m P_m}{T_m C_p (1 - B_{ws})}} \sqrt{\frac{T_s M_s}{P_s \Delta P}} \quad (12)$$

En donde:

$D_n$ : Diámetro de la boquilla. (mm)

$Q_m$ : Caudal a través del medidor de gas seco. (m<sup>3</sup>/min).

$P_m$ : Presión barométrica (in Hg)

$T_m$ : Temperatura promedio en el medidor de gas seco. (R)

$C_p$ : Coeficiente del tubo pitot

$B_{ws}$ : Fracción volumétrica de vapor de agua en la corriente gaseosa.

$T_s$ : Temperatura promedio del gas en la chimenea (R)

$M_s$ : Masa molar del gas en la chimenea

$\Delta P$ : Presión de velocidad promedio del gas en la chimenea (in H<sub>2</sub>O)

$P_s$ : Presión barométrica ( in Hg) + presión diferencial (manómetro inclinado 0,05 in H<sub>2</sub>O) x 0,073458



### **Anexo 6: Verificación de isocinetismo**

El método requiere del % de isocinetismo para verificar si este porcentaje se encuentra dentro de los rangos establecidos ( $90\% < I < 110\%$ )

El porcentaje de isocinetismo se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$I = \frac{100 T_s \left[ K_4 V_{1c} + \frac{(V_m Y)}{T_m} \left( P_{bar} + \frac{\Delta H}{13.6} \right) \right]}{60 \cdot v_s P_s A_n} \quad (13)$$

En donde:

$K_4$ : Constante (0,002669 (in Hg ft<sup>3</sup>) / (ml R)

$T_s$ : Temperatura de los gases de salida de la chimenea (R)

$V_{1c}$ : Volumen de agua condensado en el sistema de impigners (ml)

$V_m$ : Volumen del gas seco muestreado (ft<sup>3</sup>)

$Y$ : Constante de calibración del equipo, de acuerdo al fabricante (1,00519)

$T_m$ : Temperatura en el gasómetro del equipo (R)

$P_{bar}$ : Presión barométrica durante el ensayo (in Hg)

$\Delta H$ : Presión diferencial en el manómetro (in H<sub>2</sub>O)

$v_s$ : Velocidad de salida de los gases corregida (ft/s)

$P_s$ : Presión absoluta de los gases de salida (in Hg)

$A_n$ : Área de sección transversal de la boquilla (ft<sup>2</sup>)

60: Tiempo de muestreo (min)

**Anexo 7: Tabla de datos laboratorio**

Plant \_\_\_\_\_

Date \_\_\_\_\_

Run No. \_\_\_\_\_

Filter No. \_\_\_\_\_

Amount liquid lost during transport \_\_\_\_\_

Acetone blank volume, ml \_\_\_\_\_

Acetone blank concentration, mg/mg \_\_\_\_\_

Container number	Weight of particulate collected, mg		
	Final weight	Tare weight	Weight gain
1.			
2.			
Total:			
Less acetone blank			
Weight of particulate matter			
	Volume of liquid water collected		
	Impinger volume, ml	Silica gel weight, g	
Final			
Initial			
Liquid collected			
Total volume collected		g* ml	

\*Convert weight of water to volume by dividing total weight increase by density of water (1 g/ml).

**Anexo 8: Tabla de datos en Planta**

Plant		Ambient temperature		Barometric pressure		Assumed moisture, %		Probe length, (ft.)		Nucleol identification No.		Average calibrated nozzle diameter, (in.)		Probe holder setting		Leak rate, (dfl)		Static pressure, (in. Hg)		Filter No.		
Location	Operator	Temperature	Pressure	Moisture	Length	No.	Diameter	Setting	Leak	Static	Filter	Temp	Pressure	Moisture	Length	No.	Diameter	Setting	Leak	Static	Filter	
Date	Run No.	Sample loc No.	Meter loc No.	Meter Adj.	Collector	Plant Life coefficient, Cp																
Traverse point number	Sampling time	Vacuum (in.Hg)	Stack temperature (°F)	Velocity head (ft)	Pressure differential across orifice meter (in. H <sub>2</sub> O)	Gas meter reading (ft <sup>3</sup> )	Gas sample temperature at dry gas meter	Filter temperature	Temperature of gas leaving condenser or last impinger													
	min.						Inlet (°F)	Outlet (°F)														
Total																						
Average																						

Figure 5-3. Particulate Field Data.

# ANEXO III

## Instructivo para medición de gases de combustión en planta piloto de co-combustión

## I. Objetivo

Establecer una metodología para la medición de gases de combustión, CO, CO<sub>2</sub><sup>1</sup>, NO, NO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub><sup>2</sup> y SO<sub>2</sub> en forma segura, para su aplicación en la planta piloto de co-combustión.

## II. Descripción del Sistema:

El sistema Ecom J2KN Pro Expert, corresponde a un equipo portátil que permite la medición en línea de gases de combustión que pasan a través de la chimenea. Los rangos de medición son los siguientes<sup>3</sup>:

Variable	Rango Máx. de medición
Temperatura de gases (°C)	0-500
CO (ppm)	0-4.000
NO (ppm)	0-5.000
NO <sub>2</sub> (ppm)	0-1.000
SO <sub>2</sub> (ppm)	0-5.000
O <sub>2</sub> (%)	0-21

El equipo consta de una consola central, display remoto y lanza de medición<sup>4</sup>. Luego, en la figura 1, se muestra el detalle:

---

<sup>1</sup> Calculado

<sup>2</sup> Producto del exceso de aire introducido en la operación, se espera que los gases de salida contendrán oxígeno no combustionado

<sup>3</sup> Soporta temperatura ambientales entre 0-99°C

<sup>4</sup> Mayores detalles respecto a los accesorios (funcionalidad) puede encontrarse en manual del equipo



Figura 1. Equipo de medición de gases

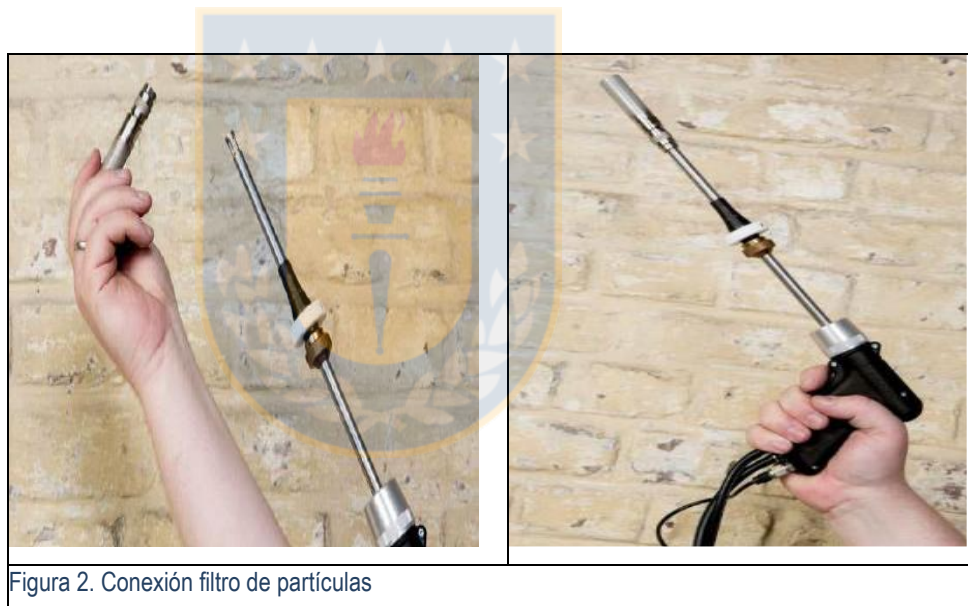
Donde:

1. Consola central
2. Conector corriente 220 V
3. Compartimento batería
4. Filtro NO<sub>x</sub>/SO<sub>2</sub>
5. No aplica
6. No aplica
7. Trampa de agua y filtro de polvo
8. Filtro de humo
9. Impresora
10. Display de control en la consola
11. Display remoto
12. Lanza de medición
13. Conexión de lanza de medición a consola central

### III. Mediciones<sup>5</sup>

#### a. Preparación

- Verificación de estado de energización del equipo (batería)
- Conexión de accesorios (11) y (12) a consola central (1) en (13)
- Chequear estado de filtros de NO<sub>x</sub>/SO<sub>2</sub> (4), polvo y humo (7,8) y filtro de partículas
- Verificación de funcionamiento de sensores y bomba (flujo de succión debe corresponder a 2.4 l/min, al menos sin filtro de partículas en la lanza de medición, revisar (10)<sup>67</sup>
- Conectar filtro de partículas sólidas en lanza de medición<sup>8</sup> (12), tal como se observa en las figuras siguientes



#### b. Selección de lugar de muestreo y número mínimo de puntos de muestreo.

De acuerdo a lo que se indica en la norma EPA 1, para garantizar una medición válida debe escogerse un punto de muestreo a una distancia de al menos 8 diámetros (referente a las dimensiones de la cañería) “aguas abajo” desde cualquier perturbación del flujo y 2

<sup>5</sup> Los números se corresponden a los indicados en la Figura 1

<sup>6</sup> Para detalles revisar manual del equipo, Capítulo 13

<sup>7</sup> Si fuese necesario cambiar filtros y/o sensores remitirse al manual y seguir los pasos que ahí se indican

<sup>8</sup> Procurar una adecuada fijación del filtro a la lanza de medición

diámetros “aguas arriba”. En la imagen puede observarse el punto de muestreo en la planta piloto.

Figura 2. Punto de muestreo en planta piloto

Para cañerías de diámetros mayores a los utilizados en la planta, mayor a 12 pulgadas de diámetro, deben definirse “n” puntos de muestreo para el lugar seleccionado de acuerdo a la norma EPA 1

### c. Trabajo en terreno

- Realizar ciclo de cero en condiciones de aire ambiente.
- Seleccionar el tipo de combustible adecuado o similar en términos del %CO<sub>2</sub> máximo que se espera obtener.
- Verificar que en el reporte proporcionado en el visor, todas las celdas electroquímicas pasen el ciclo de cero del analizador.
- Verificar que el porcentaje de oxígeno al aire ambiente sea de 21%.
- Conectar la termocupla de aire ambiente en un lugar abierto, de forma que la temperatura ambiente sea aproximadamente similar a la temperatura del aire que ingresa como aire neumático, primario y secundario.
- Realizar mediciones cada un 1 minuto. Los resultados pueden obtenerse impresos (9) o se pueden adquirir los datos a través del dispositivo (11) si se cuenta con una tarjeta de memoria SD de 1 GB. El procedimiento se puede revisar en el capítulo 9 del manual<sup>9</sup>.
- Dependiendo de los niveles de ensuciamiento del filtro de partículas sólidas, se recomienda que cada una hora el filtro sea limpiado. Durante esta etapa, se debe observar si el analizador reporta condiciones de aire ambiente. De lo contrario, buscar un lugar ventilado y verificar si alcanza la condición de aire ambiente, de no ser así, verificar el estado de los filtros y celdas, como también realizar los ciclos ceros que sean necesarios para asegurar la medición.
- De forma de asegurar la vida útil del equipo se recomienda que las emisiones de CO no excedan las 2000 ppm y las 1000 ppm para NO, NO<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub>.



- Registrar las variables de interés ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{NO}_2$ ,  $\text{NO}$ , Temperatura de gases y aire) en forma manual cada 10 minutos e indicando la hora de inicio de la medición. De ser posible, las mediciones sea obtenidas en forma paralela al registro de las variables operacionales del reactor.

#### d. Reporte de concentraciones

- Las concentraciones obtenidas deben ser corregidas a un 6% de  $\text{O}_2$  para combustibles sólidos y 3% para combustibles gaseosos, según establece la normativa chilena.
- Se debe proporcionar el valor promedio para un intervalo de medición con un 95% de confianza. En forma paralela, la desviación estándar asociada a la medición.
- De existir diferencias importantes en la salida de la chimenea, se recomienda corregir a una temperatura de 150 [C], de forma de tener una misma base comparativa.
- Las diferencias producidas a nivel de potencia, se sugiere dividir las emisiones por la potencia térmica generada o el flujo de combustible total en base 6000 [kcal/kg].

