



Universidad Nacional de La Plata

Facultad de Ingeniería

TESIS DOCTORAL

**SISTEMA ENERGÉTICO HÍBRIDO SOLAR-
BIOMASA. ANÁLISIS, SIMULACIÓN DE
COMPONENTES E INTEGRACIÓN AL PROCESO
GLOBAL**

ANDRÉS REYES URRUTIA

Director: Dr. Germán D. Mazza

Co-Directora: Dra. Mariana T. Zambon

TESIS DOCTORAL

Sistema Energético Híbrido Solar-Biomasa. Análisis, Simulación de Componentes e Integración al Proceso Global

El presente trabajo de Tesis Doctoral se llevó a cabo en el Grupo de Ingeniería de Reactores y Procesos Químicos (GIRPQ) del Instituto de Investigación y Desarrollo en Ingeniería de Procesos, Biotecnología y Energías Alternativas, PROBIEN, unidad de doble dependencia del Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET) y la Universidad Nacional del Comahue (UNCo), mediante una beca Doctoral del CONICET, bajo la dirección del Dr. Germán Mazza y la codirección de la Dra. Mariana Zambon.

La parte experimental del trabajo de tesis se llevó a cabo en las instalaciones del Laboratorio PROMES-CNRS (PROcédés, Matériaux et Énergie Solaire) en el grupo del Prof. Dr. Gilles Flamant bajo la supervisión del Dr. Daniel Gauthier, en el Instituto de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional de San Juan, con supervisión de la Dra. Rosa Rodríguez, en el PROBIEN y en el Departamento de Química de la Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional del Comahue.

El trabajo integró el proyecto de cooperación internacional franco-argentino ECOS SUD-MINCYT “Systèmes solaires hybrides: procédés énergétiques innovants”, financiado por el Ministerio de Ciencia, Tecnología e Innovación Productiva (Argentina) y ECOS-Sud (Francia). Código de Proyecto A11-E01. Período 2012/2015. Director argentino: Dr. Germán Mazza; Director francés: Dr. Gilles Flamant

El financiamiento de las estadías en PROMES-CNRS, Francia, se llevó a cabo mediante el subsidio correspondiente al proyecto ECOS MINCYT. Las estadías en la Universidad Nacional de San Juan fueron financiadas con subsidio de la Universidad Nacional del Comahue (PID I191. Facultad de Ingeniería, UNCo) y la Agencia Nacional de Promoción Científica y Tecnológica (PICT 2014-2078, investigador responsable: Dr. Germán Mazza).

AGRADECIMIENTOS

Es difícil clasificar el grado de importancia que han tenido las personas con las que he compartido a diario el tiempo transcurrido durante el desarrollo de un trabajo tan importante...al menos para mí. Es que no solo ha sido trabajo...han sido años donde el día a día ha contribuido a mi formación como profesional y fundamentalmente a mi enriquecimiento como persona.

Mi admiración y más profundo agradecimiento al Dr. Germán Mazza, porque esta tesis es definitivamente gracias a su dirección, esfuerzo, compromiso y voluntad.

Quiero expresar mi agradecimiento a la Dra. Mariana Zambon, por su voluntad, esfuerzo y colaboración continua durante el desarrollo de este trabajo.

También quiero agradecer a los Dres. Guilles Flamant y Daniel Gauthier, quienes además de contribuir al desarrollo de las experiencias en el laboratorio PROMES, han aportado continuamente al desarrollo de mi trabajo. En particular, quiero agradecer a Hadrien Benoit de PROMES, quien, además de trabajar conmigo, contribuyó en muchos aspectos durante mi estadía en Francia.

Mi más sincero agradecimiento y afecto a la Dra. Rosa Rodríguez y su equipo, por su predisposición y ayuda en la última etapa de mi tesis.

Agradezco al EPEN y a CORFONE S.A por la información brindada para llevar a cabo esta tesis.

A mis compañeros de laboratorio, José Soria y Florencia Toschi con quienes comparto a diario el desarrollo del trabajo de manera amena y cordial.

Al personal administrativo y técnico del PROBIEN, Jose Luis, Lucas y Horacio, por estar siempre a disposición.

A mis padres, el agradecimiento eterno por todo lo que me han dado...

Finalmente, un agradecimiento muy especial a mi esposa e hijos por su paciencia y porque están y seguirán estando siempre apoyándome en mis proyectos.

TABLA DE CONTENIDOS

INTRODUCCIÓN GENERAL	9
I.1 Objetivo general	11
I.2 Objetivos específicos	12
I.3 Descripción de los contenidos del trabajo	13

CAPÍTULO 1.

EVOLUCIÓN DE LOS ESQUEMAS ENERGÉTICOS: HACIA LAS ENERGÍAS RENOVABLES EN SISTEMAS HÍBRIDOS

1.1. Introducción	17
1.2. Las energías renovables a lo largo de la historia y su rol actual	17
1.3. El Protocolo de Kioto y su relación con el desarrollo de las energías renovables	19
1.4. Visión acerca de las energías renovables de diferentes organismos internacionales	21
1.5. Argentina y las energías renovables	27
1.5.1 Estado actual	29
1.6. Sistemas híbridos para la generación de energía eléctrica	32
1.7. Conclusiones del Capítulo 1	37

CAPÍTULO 2.

DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS SISTEMAS FLUIDIZADOS POR GAS

2.1. Introducción	39
2.2. La condición de sistema fluidizado	39
2.3. Características de los lechos fluidizados por gas	41
2.3.1. Velocidades lineales y velocidades superficiales de gas y sólidos	41

2.3.2.	Diagrama de pérdida de presión en función de la velocidad del agente fluidizante	42
2.3.3.	Pérdida de carga en lechos fluidizados con distribución en el tamaño de partículas	44
2.3.4.	Componentes de un lecho fluidizado	45
2.3.5.	Altura de lecho	46
2.4.	Regímenes de fluidización	47
2.4.1	<i>Slugging</i>	49
2.5.	Clasificación de Geldart	51
2.6.	Fluidización particulada y fluidización agregativa	55
2.6.1.	Transición desde la fluidización suave a la fluidización agregativa	59
2.7.	Ecuaciones fundamentales que describen el comportamiento de sistemas fluidizados: velocidad de mínima fluidización	60
2.8.	Influencia de presión y la temperatura en el comportamiento fluidodinámico	62
2.9.	Velocidad terminal de las partículas	63
2.9.1.	Velocidad terminal de las partículas en un conjunto	66
2.10.	Fluidización turbulenta, rápida y transporte neumático	67
2.11.	Flujo ascendente de una suspensión densa de partículas	70
2.12	Conclusiones del Capítulo 2	71

CAPÍTULO 3.

FLUIDODINÁMICA COMPUTACIONAL

3.1.	Introducción	73
3.2.	Breve historia de la CFD	73
3.3.	Aplicaciones de la CFD	75

3.4.	Algunas ventajas e inconvenientes de la CFD	77
3.5.	La CFD en la Ingeniería Química	78
3.6.	Tratamiento del flujo de fluidos y modelos utilizados por la CFD	79
3.6.1.	Ecuaciones de conservación a resolver por CFD	79
3.6.1.1.	Ecuación de conservación de la materia	79
3.6.1.2.	Ecuaciones de conservación de la cantidad de movimiento	79
3.6.1.3.	Ecuación de balance de energía	80
3.6.2.	Discretización de las ecuaciones de transporte	81
3.7.	Etapas de resolución	82
3.7.1.	Pre-procesamiento	82
3.7.2.	Resolución	83
3.7.3.	Post-procesamiento	86
3.8	Conclusiones del Capítulo 3	87

CAPÍTULO 4.

COMPONENTE SOLAR DEL SISTEMA HÍBRIDO: SUSPENSIÓN DENSA DE PARTÍCULAS DE SiC, CONCEPTO INNOVADOR EN FLUIDOS TÉRMICOS

4.1.	Introducción	89
4.2.	Energía solar concentrada	90
4.2.1.	Sistemas de concentración de energía solar	90
4.2.2.	Principios y tecnología de la concentración solar	92
4.2.2.1.	Factores de concentración	92
4.2.2.2.	Tecnologías existentes en la concentración de energía solar	93
4.2.3.	Aplicación del horno solar en el estudio de vectores energéticos	97

4.3.	PARTE EXPERIMENTAL - APLICACIÓN DE ENERGÍA SOLAR CONCENTRADA: Desarrollo de las experiencias en el Laboratorio PROMES-CNRS	99
4.3.1.	Descripción del dispositivo experimental piloto	99
4.3.2.	Sensores de temperatura y presión	102
4.3.3.	Control de la fracción de sólido en el tubo	102
4.3.4.	Propiedades de las partículas de SiC	102
4.3.5.	Descripción de las experiencias	103
	4.3.5.1. Resultados de las experiencias	104
4.3.6.	Determinación del coeficiente de transferencia de calor pared- emulsión en el prototipo de PROMES	107
	4.3.6.1. Determinación de la incertidumbre	109
4.4.	Simulación mediante CFD del comportamiento de la suspensión densa de partículas de SiC como vector transportador de energía	111
4.4.1.	Modelado numérico del flujo multifásico	111
4.4.2.	Modelo Euler-Euler	112
	4.4.2.1. Definición de fracción volumétrica	112
	4.4.2.2. Ecuaciones de conservación	112
4.4.3.	Determinación del diámetro efectivo	115
4.4.4.	Ajuste de los coeficientes del modelo de arrastre de Syamlal y O'brien	116
4.4.5.	Conductividad efectiva de la emulsión	118
4.4.6.	Descripción de las simulaciones realizadas	119
	4.4.6.1. Condiciones de borde	120
	4.4.6.2. Condiciones iniciales	122
	4.4.6.3. Malla Utilizada	122
	4.4.6.4. Resultados de la simulación	125

4.5.	Simulación mediante CDF de la transferencia de calor pared-emulsión densa de partículas de SiC: Aplicación del modelo formulado en la sección 4.4 con ampliación del dominio de interés	136
4.5.1.	Descripción de la simulación realizada	136
4.5.1.1.	Condiciones de Borde	138
4.5.1.2.	Condiciones iniciales	139
4.5.1.3.	Malla utilizada	139
4.5.2.	Resultados	140
4.5.3.	Análisis de la distribución radial de las partículas de SiC	144
4.6.	Conclusiones del Capítulo 4	150

CAPÍTULO 5.

COMPONENTE BIOMÁSICA DEL SISTEMA HÍBRIDO: CARACTERIZACIÓN DEL COMPORTAMIENTO FLUIDODINÁMICO DE UN LECHO FLUIDIZADO DE MEZCLAS BINARIAS BIOMASA-ARENA

5.1.	Introducción	153
5.2.	PARTE EXPERIMENTAL: Fluidización de mezclas binarias en equipo a escala de laboratorio	154
5.2.1.	Descripción de la instalación	154
5.2.2.	Material granulado utilizado en las experiencias	156
5.2.3.	Desarrollo de las experiencias	157
5.2.4.	Resultados	157
5.2.5.	Determinación de la incertidumbre	163
5.3.	Modelado de la fluidización del equipo a escala de laboratorio mediante CFD	164
5.3.1.	Modelado en la condición de lecho fijo ($U_g < U_{mf}$)	166
5.3.2.	Modelado en la condición fluidizada ($U_g > U_{mf}$)	168
5.3.2.1.	Modelo de arrastre para las partículas de biomasa	169

5.3.2.2.	Modelo de arrastre para las partículas de arena	169
5.3.2.3.	Modelo de arrastre entre partículas de arena y biomasa	169
5.3.3.	Condiciones de borde	170
5.3.4.	Condiciones iniciales	170
5.4.	Resultados	171
5.4.1.	Fluidización de sólidos individuales (no mezclas)	172
5.4.2.	Fluidización de mezclas de arena-biomasa	175
5.5	Conclusiones del Capítulo 5	178

CAPÍTULO 6.

GASIFICACIÓN DE MATERIALES CARBONOSOS Y MODELADO DE GASIFICADORES

6.1.	Introducción	181
6.2.	Estructura de la biomasa	181
6.3.	Clasificación general de combustible	182
6.3.1.	Clasificación en base a las relaciones atómicas	183
6.3.2.	Clasificación en base a las proporciones relativas de los componentes lignocelulósicos	184
6.4.	Descripción de la biomasa a través de un diagrama ternario	185
6.5.	Propiedades de la biomasa	186
6.5.1.	Otras propiedades de la biomasa relacionadas con la gasificación	187
6.6.	Modelado de gasificadores	188
6.6.1.	Etapas involucradas en la gasificación	188
6.6.2.	Reacciones presentes en la gasificación	189
6.6.2.1.	Velocidad de las reacciones heterogéneas del <i>char</i>	190
6.6.2.2.	Reacción de combustión del <i>char</i>	191
6.7.	Gasificación en lechos fluidizados burbujeantes	192

6.8.	Modelos de gasificación	194
6.9.	Modelos termodinámicos	197
	6.9.1. Formulación del modelado estequiométrico aplicado a la gasificación de carbón	199
	6.9.2. Formulación del modelo de equilibrio no estequiométrico	200
6.10.	Aplicación de la CFD en la gasificación de carbón en un lecho fluidizado	203
	6.10.1. Introducción	203
	6.10.2. Esquema de la unidad simulada	204
	6.10.3. Modelo computacional	206
	6.10.4. Condiciones iniciales y de borde	207
	6.10.5. Pérdida de humedad y reacciones involucradas	208
	6.10.5.1. Evaporación de humedad	208
	6.10.5.2. Liberación de materia volátil	208
	6.10.5.3. Reacciones heterogéneas	208
	6.10.5.4. Reacciones homogéneas	209
	6.10.6. Resultados	210
6.11.	Conclusiones del Capítulo 6	213

CAPÍTULO 7.

ANÁLISIS DEL FUNCIONAMIENTO INTEGRAL DEL SISTEMA HÍBRIDO SOLAR-BIOMASA APLICADO A UN CASO DE INTERÉS REGIONAL

7.1.	Introducción	215
7.2.	El recurso solar en la Patagonia Norte	216
7.3.	Conformación del sistema híbrido y formulación de las ecuaciones de balance	217

7.3.1. Diseño de las componentes del sistema híbrido: gasificador de biomasa	223
7.3.1.1. Selección del agente gasificante	224
7.3.1.2. Balance de materia y energía en el gasificador	225
7.3.2. Diseño de las componentes del sistema híbrido: colector solar multitubular	229
7.4. Conclusiones del Capítulo 7	229
CONCLUSIONES GENERALES Y PERSPECTIVAS	
C-I. Relevancia de los objetivos alcanzados	231
C-II. Tareas realizadas y resultados obtenidos	233
C-III. Perspectivas para la continuación de la investigación en la temática	235
NOMENCLATURA	237
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	241
ANEXOS	251
ANEXO I	253
Resultados experimentales obtenidos en el colector solar prototipo	253
ANEXO II	255
Modelado mediante CFD del colector solar. Programación empleada	255
ANEXO III	259
Cinética de reacción heterogénea de combustión de <i>char</i>	259

INTRODUCCIÓN GENERAL

En la Patagonia Argentina, las provincias de Neuquén y Río Negro conforman una región favorecida por los recursos naturales (región del Comahue). Se trata, además, de una región con densidad poblacional baja donde los niveles de contaminación no alcanzan aún los valores críticos de poblaciones metropolitanas. Por ello, es factible concebir la reversibilidad del incipiente deterioro del medio, mediante la implementación de tecnologías que permitan la confluencia de alternativas ecocompatibles, involucrando una o más formas de energías alternativas. En la Norpatagonia, la cantidad de residuos sólidos urbanos (RSU) y lodos urbanos (LU) crece sostenidamente por la expansión de los núcleos poblacionales. Sólo en RSU, el valor diario estimado por habitante se acerca a 0,8 kg (en Europa es de 1 kg y en Estados Unidos, de 2kg). Lamentablemente, no se cuenta aún en la región con tecnologías apropiadas para evitar que la misma tienda a convertirse en un centro urbano típico con saturación y colapso de la masa de RSU (que sólo se tratan mediante la disposición final en tierra) y LU (vertidos a los ríos). Por otra parte, en el territorio de la provincia del Neuquén, se generan abundantes residuos de biomasa (RB). Entre otros, los residuos forestales provenientes de aserraderos pertenecientes a la Corporación Forestal Neuquina (CORFONE S.A.), en la localidad de Aluminé (“Abra Ancha”), y el ubicado en Junín de los Andes.

Actualmente, debido al incremento en la capacidad de producción, en el aserradero Abra Ancha, se proyecta la construcción de una planta de tratamiento de los residuos generados por la actividad propia del mismo. Mediante el tratamiento de los residuos por incineración o gasificación, se pretende generar energía eléctrica para alimentar a la planta y destinar el excedente al abastecimiento energético de localidades aledañas tales como Villa Pehuenia. El EPEN (Ente Provincial de la Energía del Neuquén) y la Corporación Forestal Neuquina (CORFONE S.A.) han formulado un anteproyecto con vistas a la instalación de una central convencional de generación de energía de 1-2 MW, en el predio del aserradero Abra Ancha en Aluminé¹.

La instalación mencionada, de carácter convencional, no es necesariamente la más conveniente desde el punto de vista ecológico, de complementación de la matriz energética nacional/regional e inclusive del aprovechamiento de más de una fuente de

¹ <http://www.corfonesa.com.ar/>

energía. En ese contexto puede pensarse, alternativamente, en la instalación de una central de naturaleza híbrida (conjugando dos fuentes de energía no convencional, alternativas al anteproyecto y su tecnología existente): una fuente generada en el tratamiento térmico de los residuos y otra en la energía solar concentrada.

Se propone efectuar el tratamiento de los residuos mediante la gasificación de los mismos utilizando la tecnología de lechos fluidizados para el procesamiento. Los tratamientos térmicos limpios en lecho fluidizado de RSU, LU y/o RB (incluida la co-combustión) tienden a eliminar los residuos completamente minimizando el impacto sobre el medio y con sensible disminución de su volumen (sólo quedan cenizas). Los incineradores fluidizados permiten trabajar en condiciones moderadas de temperatura que desfavorecen la formación de NO_x, dioxinas y furanos entre otros contaminantes (**Soria y col., 2013; Ruth, 1998; Horio y col., 1980**).

Por otra parte, los sistemas fluidizados presentan numerosas ventajas para la manipulación de sólidos, siendo particularmente relevantes en este caso la facilidad de alimentación y extracción de sólidos y las altas velocidades de transferencia de calor hacia objetos sumergidos (**Soria y col., 2012**).

Se construirán esquemas de modelado, fundamentalmente fluidodinámicos de la unidad de gasificación, validados en un lecho fluidizado en escala piloto (maqueta fría) instalado en el Instituto de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de San Juan. El enfoque termodinámico se realizará mediante formulaciones clásicas, para la evaluación del máximo potencial en el funcionamiento del gasificador de biomasa.

La componente mencionada deberá combinarse con otra fuente no convencional para la conformación del sistema híbrido (SH) de generación de energía eléctrica. Se propone llevar a cabo la concepción de esta segunda componente en base a la utilización de energía solar concentrada (**Flamant, 2008**).

La utilización de un concentrador de energía solar es altamente recomendable, puesto que las horas de heliofanía y la transparencia del aire de la región Norpatagónica, permiten contar con apropiada intensidad de insolación.

Ambas componentes del sistema híbrido, pueden funcionar simultáneamente o de acuerdo a la disponibilidad de los combustibles propios de cada unidad. En el caso del gasificador fluidizado, la disponibilidad del combustible (residuos de biomasa) no plantea una limitación. En el caso del concentrador solar, la disponibilidad de sol (el combustible del equipo) de adecuada intensidad permitiría su utilización solo durante el día.

Ambos sistemas en funcionamiento permitirán la elevación de la temperatura de un fluido térmico, que podría, inclusive, actuar como fluido de almacenamiento de energía. En relación al fluido térmico, se propone la utilización de un nuevo material compuesto de una suspensión densa de partículas de carburo de silicio (SiC), que se desplaza mediante fluidización. El material granulado, debido a sus propiedades termofísicas, tiene la capacidad de acumular una gran cantidad de energía en menores volúmenes que los fluidos convencionales tales como las sales fundidas o los aceites sintéticos utilizados convencionalmente. Esta ventaja y su bajo costo relativo, hacen del nuevo fluido térmico una alternativa de interés.

El desarrollo de herramientas de simulación de las componentes del sistema híbrido es altamente deseable a los efectos de diseño y optimización, identificación de situaciones operativas particulares y variables críticas, tanto del concentrador solar como del lecho fluidizado para tratamiento térmico de residuos de biomasa. Asimismo, mediante las mismas podrá evaluarse el potencial del fluido térmico y su aplicabilidad en el Sistema Híbrido.

Los esquemas de modelado de la componente solar se validan mediante determinaciones experimentales llevadas a cabo en un concentrador solar piloto instalado en el laboratorio francés PROMES-CNRS (Laboratoire PROCédés, Matériaux et Énergie Solaire) a través de estadias de investigación en el marco de proyectos de cooperación internacional vigentes.

Sobre esta base, el trabajo de tesis se centrará en analizar las dos componentes del sistema híbrido propuesto solar-biomasa, formulando y validando esquemas de modelado, mayoritariamente en base a Fluidodinámica Computacional. Finalmente, se analizará macroscópicamente la conformación y comportamiento del sistema híbrido solar-biomasa, refiriendo las magnitudes de diseño y operación a un esquema preexistente formulado en tecnología convencional como anteproyecto EPEN-CORFONE S.A. para el aserradero mencionado anteriormente, estableciendo condiciones de eventual sustitución por el Sistema Híbrido aquí propuesto.

I.1 Objetivo general

El objetivo general de este trabajo consiste en proponer un esquema híbrido de dos componentes para la generación de energía eléctrica: la primera componente consiste en un gasificador de lecho fluidizado para el tratamiento térmico de residuos de biomasa forestal; la segunda, compuesta por un colector energía solar de alta concentración.

Ambos sistemas tienen el fin de elevar la temperatura de una suspensión densa de partículas de carburo de silicio que será finalmente utilizada para aportar el calor en un ciclo Rankine convencional destinado a generar potencia eléctrica preestablecida.

Se construirán esquemas de simulación de ambas componentes, fundamentalmente en base a Fluidodinámica Computacional, apropiadamente validados por vía experimental. El planteo de los balances de masa y energía térmica en función de esa potencia, para cada equipo integrante del sistema se desarrollará de manera global.

I.2 Objetivos específicos

- **Estudio experimental:**

1. Determinar experimentalmente los coeficientes de transferencia de calor pared-emulsión de partículas de SiC. La importancia de este punto reside en que el material granulado será utilizado como vector de energía del sistema híbrido.
2. Caracterizar del comportamiento del sistema contactor de biomasa con aire (agente gasificante) en un lecho fluidizado a escala de laboratorio de mezclas binarias biomasa-arena a temperatura ambiente.

- **Desarrollo de herramientas para la simulación de las componentes del sistema híbrido propuesto**

1. Simulación mediante CFD del proceso de transferencia de calor pared-emulsión de partículas de SiC.
2. Desarrollo de una herramienta de simulación por CFD del comportamiento fluidodinámico de un sistema de cofluidización de mezclas binarias biomasa-arena en maqueta fría.
3. Desarrollo de una herramienta de simulación por CFD del proceso de gasificación aplicable a residuos carbonosos en sistemas fluidizados.
4. Modelado termodinámico de la gasificación de biomasa forestal.

- **Análisis del sistema híbrido formulado para la generación de potencia eléctrica**

1. Esquematización del esquema híbrido con la descripción de cada componente.
2. Planteo de los balances globales de los equipos constituyentes

I.3 Descripción de los contenidos del trabajo

La introducción general (I) establece un marco referencial al trabajo de tesis, vinculándolo a un caso de demanda regional de la Norpatagonia. Se identifica el tipo de sistema y se establecen referencias que sustentan los planteos.

El **Capítulo 1** amplía el contexto para el desarrollo de la tesis. En él se definen las energías renovables, se describe su uso a lo largo de la historia, su rol e importancia actual. En relación a este último punto, se analiza la influencia del Protocolo de Kioto en su desarrollo reciente y se reseña en forma somera la visión de diferentes organismos de referencia a nivel mundial en la temática. El capítulo se extiende hacia los instrumentos legales relevantes para la promoción de las energías renovables y se hace mención a los proyectos surgidos en relación a la normativa y algunos ejemplos de los resultados de los mismos. Finalmente se definen los sistemas híbridos y se citan ejemplos a nivel mundial y a nivel nacional de la implementación de los mismos en la generación de potencia.

En el **Capítulo 2** se realiza una revisión de los aspectos configuracionales y operativos característicos de los lechos fluidizados con burbujeo y regímenes de operación para la caracterización de su comportamiento. Esta temática constituye un interés central en esta tesis debido a que los equipos que conforman el esquema híbrido son unidades fluidizadas. En el desarrollo de la teoría de fluidización se enfatizan algunos aspectos vinculados al fluido térmico utilizado.

El **Capítulo 3** presenta una descripción de la técnica del modelado por CFD repasando brevemente su uso a lo largo de la historia. Se presentan las aplicaciones de la técnica, las ecuaciones de gobierno y las etapas involucradas en la resolución de un problema.

En el **Capítulo 4** se describe el trabajo experimental desarrollado en el Laboratorio PROMES-CNRS, Francia, en el cual, mediante el uso de un prototipo piloto, se evaluó la capacidad de una suspensión densa conformada por partículas de SiC y aire como vector de energía solar concentrada. Se presentan las características de los

concentradores solares y se describe su aplicación a las determinaciones experimentales referidas.

Posteriormente, formula un modelo resuelto mediante CFD capaz de resolver el fenómeno de transferencia de calor pared-suspensión densa a diferentes escalas de modelado, evidenciando de esta manera su capacidad. El modelo se valida con las determinaciones experimentales en horno solar.

En el **Capítulo 5** se describen las experiencias realizadas en un lecho fluidizado a escala de laboratorio en el Instituto de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de San Juan. Durante las mismas se caracterizó el comportamiento fluidodinámico de mezclas binarias arena-biomasa. La biomasa empleada, consiste en aserrín proveniente del aserradero Abra Ancha (Neuquén), y su uso en las experiencias está ligado a la posibilidad de generación de energía eléctrica a partir del residuo.

El **Capítulo 6** aborda la descripción de diferentes tipos de biomasa, incluyendo información acerca de su estructura y una posible clasificación. Se enumeran las propiedades físicas y térmicas del material orgánico necesarias para el planteo de un modelo global. Con respecto al sistema de gasificación, se describe el conjunto de reacciones químicas involucradas y se mencionan aspectos relevantes vinculados a su procesamiento en lechos fluidizados en régimen no circulante. Se presentan las alternativas de modelado de equipos en los que se desarrolla el proceso de gasificación. Finalmente, se muestra la formulación de una herramienta para el modelado del proceso de gasificación en lechos fluidizados, mediante CFD. Si bien el material sólido utilizado como materia prima en el análisis es carbón, la herramienta puede ser luego fácilmente adaptada a la gasificación de biomasa, utilizando las propiedades termoquímicas y físicas correspondientes.

En el **Capítulo 7**, se presenta y describe el sistema híbrido propuesto para la generación de potencia eléctrica. Se formulan los balances globales de masa y energía y se determinan las cantidades necesarias de combustible, en el caso de la componente fluidizada en la que se desarrolla la gasificación de biomasa, y del número de tubos necesarios en un concentrador solar. La base de referencia de requerimientos de funcionamiento (esencialmente potencia a generar) se toma como información fija, a partir del relevamiento realizado por el anteproyecto EPEN-CORFONE.

Por último, se establecen las conclusiones del trabajo y las y observaciones generales, como así también las sugerencias para la proyección y continuación de la investigación en el dominio temático de la presente Tesis.

Parte de los desarrollos y resultados presentados en este trabajo han sido publicados por el autor y sus directores en los siguientes artículos:

Publicaciones en revistas con referato:

- ✓ *Simulation of the behavior of a dense SiC particle suspension as an energy transporting vector using computational fluid dynamics (CFD)*, A. Reyes Urrutia, H. Benoit, M. Zambon, D. Gauthier, G. Flamant y G. Mazza, , Chemical Engineering Research and Design, **106**: 141-154, 2015.
- ✓ *Environmental friendly fluidized bed combustion of solid fuels: a review about local scale modeling of heterogeneous combustion*. G. Mazza, J. Soria, D. Gauthier, A. Reyes Urrutia M. Zambon, G. Flamant, Waste and Biomass Valorization. DOI: 10.1007/s12649-015-9461-5, 2015.
- ✓ *CFD Kinetic Rate Law of Pb Vaporization from waste pellets during Fluidized Bed Combustion*". J.M. Soria, A. Reyes Urrutia, D. Gauthier, G. Flamant, G. Mazza. Récents Progrès en Génie des Procédés, **104**: 544; 1-9, 2013.
- ✓ *CFD Simulations of coal gasification in a fluidized bed*". A. Reyes Urrutia, J.M. Soria, C. Mora Basaure, M. Zambon, G. Mazza. Récents Progrès en Génie des Procédés (2013), **104**, 590; 1-9.
- ✓ *Une suspension dense de particules utilisée comme fluide de transfert pour les centrales solaires thermiques à concentration*. D. Gauthier, J.L Sans, G. Flamant, A. Reyes Urrutia, G. Mazza, B. Boissière, R. Ansart, M. Hemati, H. Benoit. Récents Progrès en Génie des Procédés (2013), **104** – 388; 1-9.

Trabajos presentados en Congresos:

- *Modelado riguroso del transporte de calor pared-sistema fluidizado denso circulante, con caudal de sólido variable*. A. Reyes Urrutia, H. Benoit, M. Zambon, D. Gauthier, G. Flamant, G. Mazza. VIII Congreso Argentino de Ingeniería Química, CAIQ2015, Buenos Aires (2015).

- *CFD Simulations of coal gasification in a fluidized bed.* A. Reyes Urrutia, J.M. Soria, C. Mora Basaure, M. Zambon, G. Mazza. *XIV Congrès de la Société Française de Génie des Procédés – SFGP 2013 Lyon, Francia (2013).*
- *CFD Kinetic Rate Law of Pb Vaporization from waste pellets during Fluidized Bed Combustion.* J.M. Soria, A. Reyes Urrutia, D. Gauthier, G. Flamant, G. Mazza. *XIV Congrès de la Société Française de Génie des Procédés – SFGP 2013 Lyon, Francia (2013).*
- *Une suspension dense de particules utilisée comme fluide de transfert pour les centrales solaires thermiques à concentration.* D. Gauthier, J.L. Sans, G. Flamant, A. Reyes Urrutia, G. Mazza, B. Boissière, R. Ansart, M. Hemati, H. Benoit. *XIV Congrès de la Société Française de Génie des Procédés – SFGP 2013 Lyon, Francia (2013).*
- *Simulación mediante Fluidodinámica Computacional (CFD) del comportamiento de una suspensión densa de partículas de SiC como vector transportador de energía.* A. Reyes Urrutia, H. Benoit, M. Zambon, D. Gauthier, G. Flamant y G. Mazza. VII Congreso Argentino de Ingeniería Química y 2^{as} Jornadas Argentinas de Seguridad de Procesos, Rosario (2013).
- *Estudio de la pérdida de carga y de la transferencia de calor en un lecho fluidizado burbujeante mediante la utilización de fluidodinámica computacional (CFD).* A. Reyes Urrutia, F. Galeazzi, M. Zambon, G. Mazza. XIX Congreso sobre Métodos Numéricos y sus Aplicaciones (ENIEF), Rosario (2011).
- *Incineración de residuos urbanos en lechos fluidizados. Evaluación de la velocidad de desprendimiento de metales pesados mediante modelos fenomenológicos y fluidodinámica computacional.* A. Reyes Urrutia, Q. Falcoz, M. Zambon, D. Gauthier, G. Flamant y G. Mazza. VI Congreso Argentino de Ingeniería Química. Organizado por la Asociación Argentina de Ingenieros Químicos, Mar del Plata (2010).
- *Estudio del Proceso de Combustión de una partícula de carbón en la fase densa de un lecho fluidizado con burbujeo por CFD.* A. Reyes Urrutia, M. Zambon, G. Flamant, D. Gauthier y G. Mazza. 9º Congreso Interamericano de Computación Aplicada a la Industria de Procesos (CAIP), Montevideo, Uruguay (2009).

CAPÍTULO 1.

EVOLUCIÓN DE LOS ESQUEMAS ENERGÉTICOS: HACIA LAS ENERGÍAS RENOVABLES EN SISTEMAS HÍBRIDOS

1.1. Introducción

Generalmente se denomina energía alternativa, o más propiamente fuentes de energía alternativas, a aquellas fuentes de energía planteadas como alternativa a las tradicionales o clásicas. No obstante, no existe consenso respecto a qué tecnologías están englobadas en este concepto, y la definición de energía alternativa difiere según los distintos autores.

En las definiciones más taxativas, sería equivalente al concepto de energía renovable o energía verde, mientras que definiciones más amplias consideran alternativas a todas las fuentes de energía que no implican la quema de combustibles fósiles (carbón, gas y petróleo). En éstas, además de las energías renovables, están incluidas la energía nuclear e incluso la hidroeléctrica.

Se considera energía renovable a todo tipo de energía procedente de fuentes solares, geofísicas o biológicas que se renuevan mediante procesos naturales a un ritmo igual o superior al de su utilización. Se obtiene a partir de los flujos de energía constantes o repetitivos que están presentes en el medio ambiente natural, y abarca recursos tales como la biomasa, la energía solar, el calor geotérmico, la energía hidroeléctrica, la energía mareomotriz y del oleaje, la energía térmica oceánica y la energía eólica. Sin embargo, es posible utilizar biomasa con mayor rapidez de la que ésta se acumula, o extraer calor de un campo geotérmico a un ritmo mayor del de reposición. Por otra parte, la velocidad de utilización de la energía solar directa no influye en las cantidades de la que viene a parar a nuestro planeta. Los combustibles fósiles (carbón, petróleo, gas natural) no responden a esta definición, ya que no se renuevan en un período de tiempo breve en comparación con su tasa de utilización (IPCC, 2011).

1.2. Las energías renovables a lo largo de la historia y su rol actual

Desde los comienzos de la Revolución Industrial hasta nuestros días, las sociedades han cambiado sus fuentes de energía. En el siglo XVIII no existían los combustibles fósiles, pese a que el petróleo se utilizaba desde hacía tiempo con fines médicos y militares, siendo la principal fuente energética la madera. A principios del siglo XIX el 95 % de la energía primaria que se consumía en el mundo procedía de fuentes

renovables. Un siglo después tal porcentaje era del 38%, y a principios del presente siglo era sólo del 16% (Fouquet, 2009).

Como complemento de lo enunciado por Fouquet (2009), en la Figura 1.1 se muestra el consumo de energía de los Estados Unidos en el periodo 1776 al 2012. Claramente los patrones de consumo de energía primaria han cambiado significativamente a lo largo de la historia de ese país con un predominio en el uso de los combustibles de origen fósil en el último siglo.

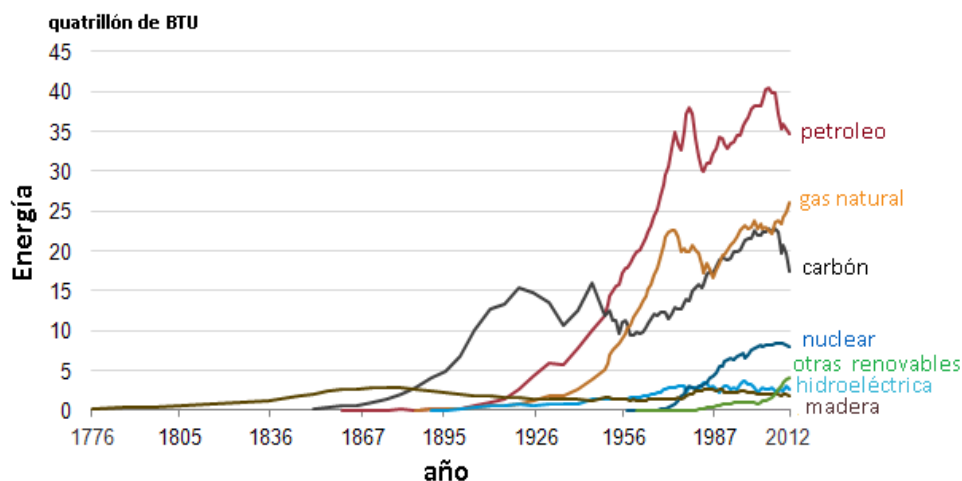


Figura 1.1. Evolución del consumo de energía en Estados Unidos EIA (2013) U.S. Energy Information Administration, AER Energy Perspectives and MER, 2013.

Esta tendencia cambió bruscamente a raíz de la crisis del petróleo de los años 70. Fue entonces cuando el conjunto de la sociedad empezó a tomar conciencia de la enorme trascendencia que tenía el abastecimiento energético en los modos de vida (Sánchez, 1995). En respuesta a este fenómeno, hubo un movimiento que consideró que las energías renovables podían ser una alternativa energética que permitiese alcanzar un mayor grado de independencia de los recursos petrolíferos.

La crisis del 70 también dio lugar al surgimiento de la energía nuclear. En nuestros días está siendo progresivamente abandonada a raíz de la catástrofe de Fukushima del 2011. Los impactos de lo acontecido han llegado mucho más allá de Japón, provocando el debate sobre la seguridad de la energía nuclear y de la reorientación de las políticas energética. En Alemania, por ejemplo, el gobierno se ha planteado un compromiso de abandono definitivo de la energía nuclear para 2022 y una transición energética centrada en la eficiencia y en el uso de energías renovables (REN21, 2012).

Luego de la crisis, el Primer Informe de Evaluación del IPCC publicado en 1990 alertó sobre la existencia y peligrosidad del fenómeno del cambio climático y su relación con los gases de efecto invernadero. A raíz de esta publicación, la Asamblea

General de las Naciones Unidas decidió preparar una Convención Marco sobre el Cambio Climático, proceso que finalmente derivaría en el Protocolo de Kioto de 1997. En él, los países adquirieron el compromiso de lograr objetivos individuales y jurídicamente vinculantes para limitar o reducir sus emisiones de gases de efecto invernadero. A partir de esto, el papel de las renovables como energías alternativas se ha matizado, y han tomado fuerza aspectos ambientales y la demanda social, actuando como impulsores en el desarrollo de una nueva etapa en la integración de las mismas (Sánchez, 1995).

Actualmente, un conjunto de factores posicionan definitivamente a las energías renovables dentro de las opciones en materia energética de cualquier país. Desde el punto de vista económico, se han convertido en competitivas respecto de la generación de energía a partir de combustibles fósiles (IRENA, 2014). Por otro lado el compromiso adquirido por los países firmantes del Protocolo de Kioto los obliga a implementar energías amigables con el medio ambiente para disminuir las emisiones de CO₂. Otro factor importante, son los intentos de reducir los costos en países fuertemente dependientes de las fuentes fósiles a partir de la diversificación de sus matrices energéticas.

Un aspecto no menor a considerar a la hora de hablar de la situación actual, y futura, de las energías renovables, es cómo afecta al desarrollo de las mismas la disminución del precio del petróleo. Desde mediados del año 2014 el precio del barril ha caído bruscamente, generando un contexto al parecer poco alentador para su crecimiento. A pesar de esto, ya que el petróleo es dominante en el área de transporte y las energías renovables se emplean mayormente en la generación de electricidad (Shukman, 2015), la competencia no es directa entre ambos, y por lo tanto no debería, al menos en el corto plazo, generar cambios en las proyecciones existentes en materia de inversiones.

1.3. El Protocolo de Kioto y su relación con el desarrollo de las energías renovables

El Protocolo de Kioto, sucesor de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, es uno de los instrumentos jurídicos internacionales más importantes destinado a luchar contra el cambio climático. Contiene los compromisos asumidos por los países industrializados de reducir las emisiones de algunos gases de efecto invernadero, responsables del calentamiento global. Estableció, para las partes

que lo ratificaron, una reducción en las emisiones de los gases de efecto invernadero, durante el periodo 2008-2012, de al menos en un 5 % respecto a los niveles de 1990.

El compromiso asumido por parte de los países que han ratificado su adhesión al Protocolo de Kioto, ha contribuido al desarrollo de las energías renovables. Los Estados firmantes del Protocolo de Kioto (con la excepción de Estados Unidos, que no lo ratificó) se comprometieron a adoptar medidas internas para lograr una reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero. Las acciones se realizaron en dos ámbitos: reducción del consumo de energía (la energía más limpia es la que no se consume) y sustitución de las fuentes de energías tradicionales (sobre todo, las de origen fósil, como el petróleo, el gas y el carbón) por energías renovables. La aplicación de estas políticas de desarrollo sostenible provocó un gran incremento en el uso de las energías limpias, sobre todo en Europa. Como sostiene el informe “El medio ambiente en Europa: Estado y Perspectivas 2015”, elaborado por la Agencia Europea de Medio Ambiente (EEA), la Unión Europea en su conjunto (UE-27) ha logrado mitigar las emisiones de carbono. La media total de emisiones de la UE-15 entre 2008 y 2012 se situó un 12 % por debajo de los niveles del año de referencia (1990), lo que significa que la UE-15 alcanzó sin problemas el objetivo de reducción fijado para el primer periodo de compromiso del Protocolo de Kioto. La UE-28 se encuentra muy cerca de su objetivo unilateral de reducir las emisiones en un 20 % con respecto a los niveles del año de referencia antes del 2020 cumpliendo así con lo estipulado para el segundo periodo de compromiso del Protocolo de Kioto (2013–2020).

Argentina, como país en desarrollo y con aproximadamente el 0,6 % (en el año de referencia 1990) del total de las emisiones mundiales, no estaba obligada a cumplir las metas cuantitativas fijadas por el Protocolo de Kioto. Pese a ello ratificó el acuerdo, previa aprobación del Congreso Nacional el 13 de julio de 2001, a través de la Ley Nacional 25.438. En consecuencia, su condición de país adherente lo comprometió con la reducción de emisiones o, al menos, con su no incremento.

Actualmente, el país genera un poco más del uno por ciento de las emisiones mundiales de gases de efecto invernadero. Sin embargo, la contaminación per cápita es alta, similar a la de un país europeo.

Recientemente en París, en diciembre del 2015, Argentina presentó su propuesta para el cambio climático en la COP 21 (Conferencia de Naciones Unidas sobre Cambio Climático). El país se propone reducir en un 15% sus emisiones de gases de efecto invernadero para el 2030 sin ayuda internacional, y en un 30% si cuenta con

financiamiento externo. De esta manera si se logra la reducción del 30 por ciento, las emisiones en 2030 serían similares a las de 2009.

1.4. Visión acerca de las energías renovables de diferentes organismos internacionales

En informes periódicos, diferentes organizaciones intergubernamentales, destacan el crecimiento de las energías renovables. Algunos ejemplos son la Agencia Internacional de la Energía, por su sigla en inglés **IEA** (*International Energy Agency*), el Panel Intergubernamental para el Cambio Climático, **IPCC** (*Intergovernmental Panel on Climate Change*), la Agencia Internacional de las Energías Renovables, **IRENA** (*International Renewable Energy Agency*) y La Red de Políticas de Energía Renovable **REN21** (*Renewable Energy Policy Network*).

En sus informes de los últimos años, la **IEA** ha señalado de modo sistemático que las energías renovables han crecido rápidamente, convirtiéndose en un importante componente de la oferta energética (**IEA 2008, 2010, 2011**).

En su documento del 2012 (**IEA, 2012**), el organismo manifiesta que el continuo crecimiento de la energía hidráulica y la rápida expansión de la eólica y la solar han cimentado la posición de las energías renovables como parte indispensable del *mix* energético; prevé que para el año 2035, las energías renovables constituirán casi un tercio de la producción total de electricidad. El crecimiento en el uso de la energía solar, más rápido que el de cualquier otra tecnología renovable, se acercará para el 2035 al carbón como fuente primaria de generación eléctrica.

Respecto al consumo de biomasa (para generación eléctrica) y de biocombustibles, el informe de la IEA del año 2012 prevé que se cuadruplicará y que cada vez serán mayores las cantidades que se comercialicen a escala internacional. Los recursos mundiales de bioenergía son más que suficientes para satisfacer el suministro previsto de biocombustibles y biomasa sin competir con la producción de alimentos, aunque establece la conveniencia de gestionar con delicadeza sus implicaciones para el uso del suelo.

En el mismo documento el organismo atribuye el rápido crecimiento de la energía renovable a la caída de los costos tecnológicos, la subida de los precios de los combustibles fósiles y el establecimiento de un precio a las emisiones de CO₂, pero su auge se debe sustancialmente a los continuos subsidios, que para el año 2011 eran de 88.000 millones de USD y llegarán a ser de aproximadamente 240.000 millones de

USD en 2035. Las medidas de apoyo a nuevos proyectos renovables deberán acompañarse en el tiempo con el aumento de capacidad y la caída de los costos de las tecnologías renovables, con el fin de evitar una carga excesiva para los gobiernos y consumidores.

Muchos inversores han venido considerando el sector como una alternativa atractiva. Hasta mediados del 2014, el primer motivo para este interés de inversión provenía del elevado precio de los combustibles fósiles. El segundo motivo, sostenido en el tiempo, es el creciente apoyo de los gobiernos a las energías renovables. Apoyo que obedece a los esfuerzos por reducir las emisiones de gases de efecto invernadero y al deseo de diversificar la oferta y la seguridad en el suministro energético, además del positivo impacto de las energías renovables sobre la creación de empleo. En consecuencia, cada vez más gobiernos están adoptando objetivos y tomando medidas para aumentar la participación de las energías renovables en el *mix* energético.

La IEA en el año 2013 (IEA, 2013), remarcó la necesidad de subsidios por parte de los gobiernos destinados a las energías renovables. Estos subsidios sobrepasaron los 100.000 millones de USD en 2012. La IEA estima que, aunque estas ayudas son costosas financieramente a corto plazo, contribuirán a generar beneficios duraderos a largo plazo en términos de seguridad energética y protección del medio ambiente. Concluye que las energías renovables se tornarán cada vez más competitivas por méritos propios conforme pase el tiempo acompañando la lucha contra el cambio climático.

Según las predicciones de la IEA, los principales actores de la expansión de las energías renovables serán China y la Unión Europea, responsables de más o menos la mitad del crecimiento total.

El Informe Especial sobre Fuentes de Energía Renovables y Mitigación del Cambio Climático del Panel Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC, 2011), ofrece una evaluación y un análisis pormenorizado de las tecnologías de energía renovable y de su función actual y potencial en la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero. Los resultados que se presentan en el informe, se basan en un examen minucioso de la bibliografía científica, incluso de aspectos puntuales de estudios concretos, así como también en un conjunto de estudios que se analizaron para obtener conclusiones generales. El Informe combina datos de estudios sobre tecnologías específicas con los resultados de modelos integrados a gran escala. Ofrece también información pertinente para la formulación de políticas (si bien no prescriptiva) para las

instancias decisorias, sobre las características y el potencial técnico de los distintos recursos; la evolución histórica de las tecnologías; sus dificultades de integración y los efectos sociales y medioambientales de su uso. En el informe también se realiza una comparación entre los costos de generación de energía mediante tecnologías renovables (disponibles en el mercado) y los que surgen a partir del uso de energías no renovables.

Del informe se desprenden datos estadísticos en base al relevamiento de bibliografía específica en la temática (**Figura 1.2**). Se determinó que a nivel mundial, para el año 2008, las energías renovables representaron un 12,9% de los 492 exajulios (23,88 millones de toneladas de equivalente en petróleo) totales del suministro de energía primaria. La energía renovable más utilizada fue la biomásica (10,2%), en su mayor parte (aproximadamente un 60%) a partir de biomasa tradicional utilizada para cocinar y para calefacción en los países en desarrollo, aunque con un componente creciente de técnicas biomásicas modernas. La energía hidroeléctrica representó un 2,3%, mientras que otras fuentes de energía renovables representaron un 0,4%. En 2008, las energías renovables representaron aproximadamente un 19% del suministro de electricidad mundial (un 16% de energía hidroeléctrica, y un 3% de otras energías renovables), mientras que los biocombustibles representaron un 2% del suministro de combustible mundial para el transporte en carretera. En conjunto, la biomasa tradicional (17%), las técnicas biomásicas modernas (8%) y las energías térmica solar y geotérmica (2%) cubrieron un 27% de la demanda mundial total de calor. La contribución de la energía renovable al suministro de energía primaria varía considerablemente según el país y la región.

Según lo observado por el IPCC (**IPCC, 2013**), el uso de energía renovable ha aumentado rápidamente en los últimos años (**Figura 1.3**). Diversos tipos de políticas gubernamentales, el abaratamiento de numerosas tecnologías de la energía renovable, las variaciones en el precio de los combustibles de origen fósil, el aumento de la demanda de energía y otros factores han fomentado la utilización creciente de las energías renovables. Pese a las dificultades financieras mundiales, la capacidad de energía renovable siguió aumentando rápidamente en 2009 en comparación con la capacidad acumulativa instalada del año anterior, incluidas la energía eólica (que aumentó un 32%, ó 38 gigavatios (GW)), la energía hidroeléctrica (3% de aumento, ó 31 GW), las energías fotovoltaicas conectadas a la red (53% de aumento, ó 7,5 GW), la energía geotérmica (4% de aumento, ó 0,4 GW), y el calentamiento del agua o la calefacción solar por agua (21% de aumento, ó 31 GWth). Los biocombustibles

representaron un 2% de la demanda mundial de combustibles para el transporte en carretera en 2008 y cerca de un 3% en 2009. Al término de 2009, la producción anual del etanol había aumentado hasta 1,6 EJ (76.000 millones de litros), y la del biodiésel hasta 0,6 EJ (17.000 millones de litros).

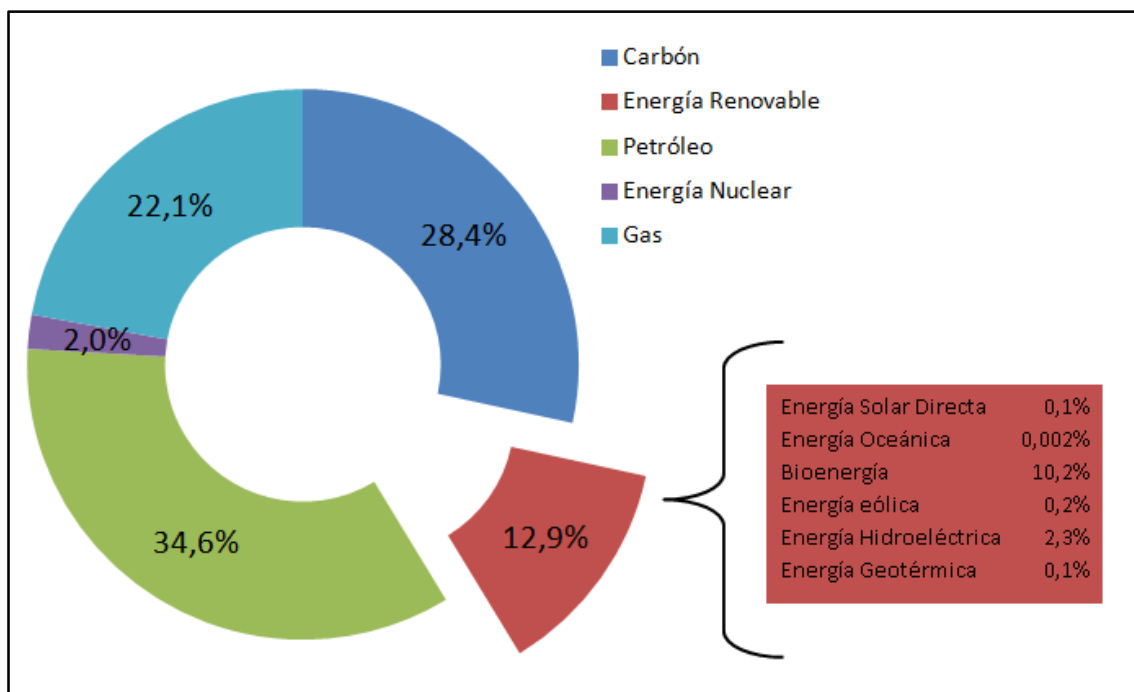


Figura 1.2. Porcentaje representativo de cada fuente de energía primaria respecto del total suministrado a nivel mundial en el año 2008, (IPCC, 2011).

Un dato relevante del informe muestra que de los aproximadamente 300 GW de nueva capacidad de producción de electricidad, creados en todo el mundo entre 2008 y 2009, 140 GW correspondían a energías renovables.

Según el IPPC, los países en desarrollo en conjunto disponen del 53% de la capacidad mundial de la producción de electricidad mediante energías renovables. Al término de 2009, las energías renovables utilizadas para calentar agua o destinadas a la calefacción eran las técnicas biomásicas modernas (270 GWth), la energía solar (180 GWth) y la energía geotérmica (60 GWth).

El informe agrega que, en el ámbito rural, también se incrementó el uso energías renovables descentralizadas (exceptuando las biomásicas tradicionales) para cubrir las necesidades de energía a nivel de los hogares o de aldeas mediante pequeñas estaciones hidroeléctricas, de diversas opciones modernas de biomasa, sistemas fotovoltaicos, eólicos o híbridos que combinan múltiples tecnologías.

Para la IPCC, en la mayoría de los casos, el costo de las tecnologías de la energía renovable ha disminuido, y los adelantos técnicos podrían permitir reducir aún más el costo.

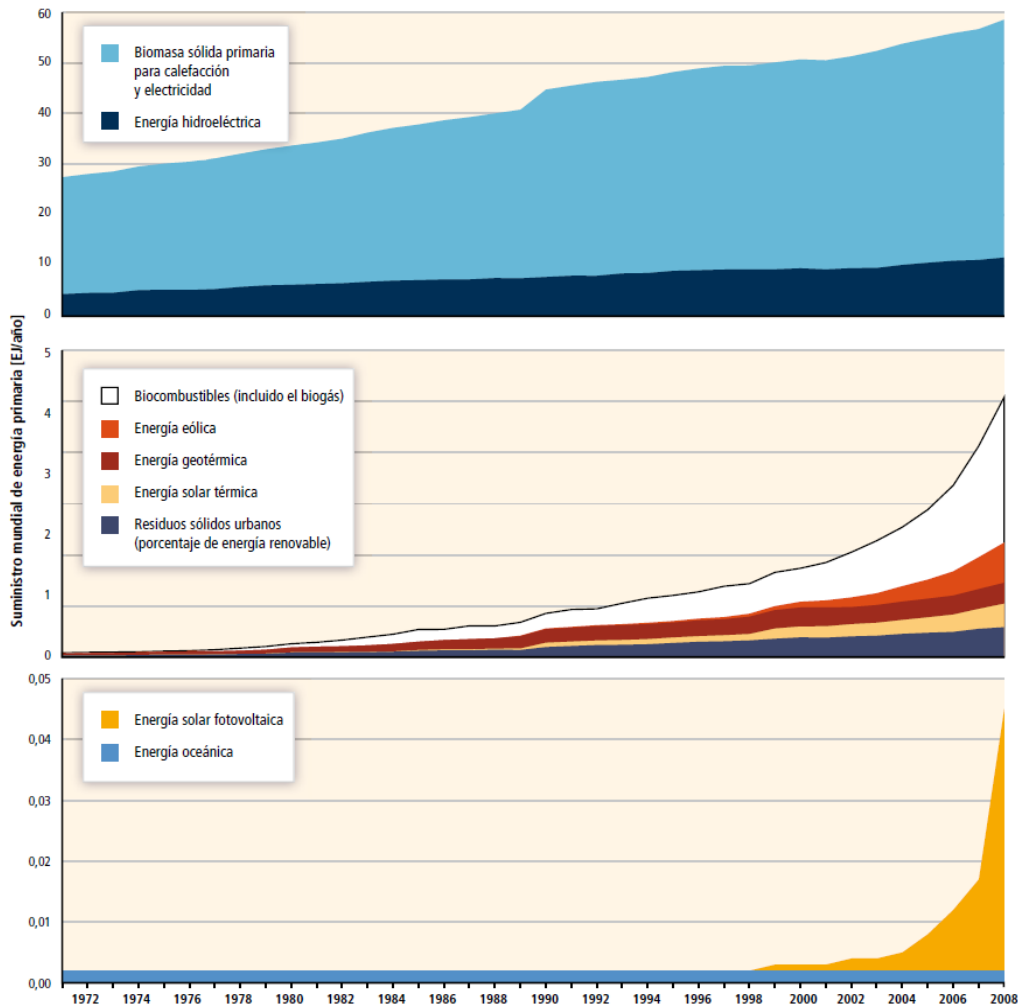


Figura 1.3. Desarrollo histórico del suministro mundial de la energía primaria a partir de energías renovables entre 1971 y 2008 (IPCC, 2011)

Históricamente, el desarrollo económico ha estado estrechamente correlacionado con un mayor consumo de energía y un aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero. En el estudio, se concluye que las energías renovables pueden ayudar a romper esa correlación, contribuyendo al desarrollo sostenible. Aunque la contribución exacta de la energía renovable al desarrollo sostenible debe ser evaluada en el contexto de cada país, las energías renovables ofrecen la oportunidad de contribuir al desarrollo social y económico, a un mayor acceso a las fuentes de energía, a un suministro de energía seguro, a la mitigación del cambio climático y a la reducción de los impactos medioambientales y sanitarios negativos.

Un informe reciente publicado por la Agencia Internacional de Energías Renovables en el año 2014 (IRENA, 2014), sostiene que los costos para generar energía a partir de fuentes renovables como la biomasa, eólica terrestre, hidroeléctrica, geotérmica y solar se han igualado o descendido respecto al costo de los combustibles fósiles.

Para poder comparar tecnologías es necesario introducir el concepto de Costo Nivelado de Energía (en inglés LCOE). El LCOE sirve para comparar los costos unitarios a lo largo de la vida económica de diferentes tecnologías, es decir, corresponden a los costos que un inversor ha de hacer frente en condiciones de estabilidad de precios de la electricidad, y asumiendo una certeza en los costos de producción. En otras palabras, definen los costos en ausencia de los riesgos asociados al mercado o a la tecnología.

En la **Figura 1.4** se comparan los costos nivelados o teóricos (LCOE) para la generación de energía eléctrica, a partir de cada una de las fuentes de energía renovables, con los de generación a partir de combustibles fósiles en el período 2010-2014.

Es importante destacar que el costo teórico para la generación de electricidad a partir de energía solar fotovoltaica se ha reducido a la mitad entre 2010 y 2014, de modo que la energía solar fotovoltaica es también cada vez más competitiva en la escala de servicios públicos.

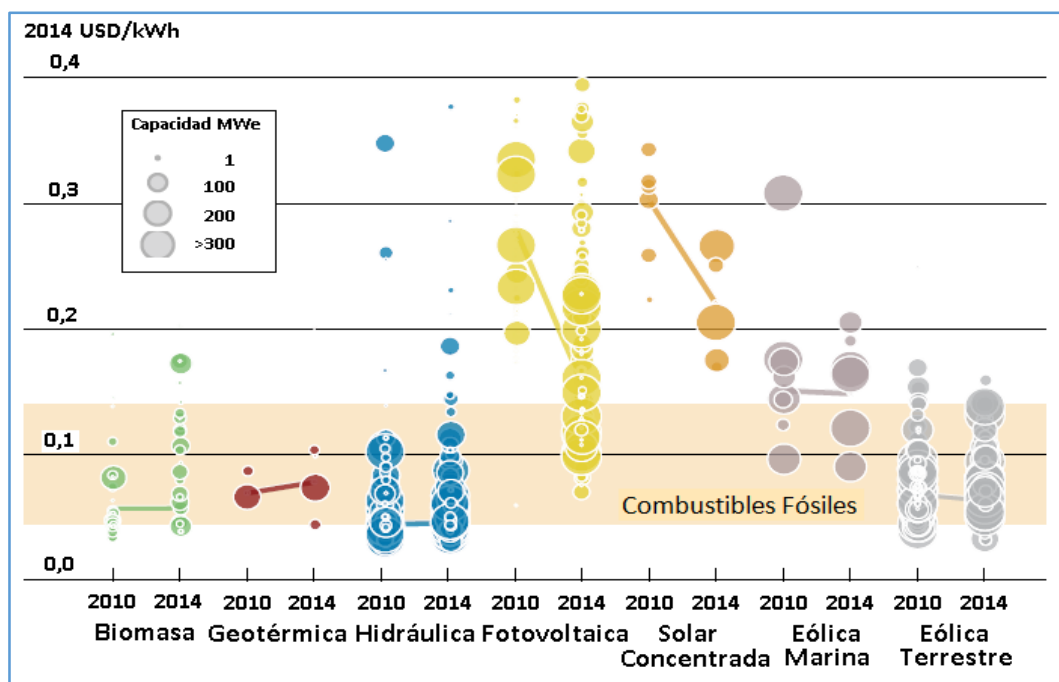


Figura 1.4. Costo nivelado de energía eléctrica a partir de tecnologías renovables a escala comercial, 2010 y 2014. El tamaño del diámetro del círculo representa el tamaño del proyecto. El centro de cada círculo es el valor del costo de cada proyecto en el eje Y (IRENA, 2014).

Teniendo en cuenta los costos de instalación y rendimiento de las tecnologías renovables de hoy, y los costos de las tecnologías convencionales, la generación de energía a partir de fuentes renovables resulta cada vez más competitiva respecto a los combustibles fósiles, sin apoyo financiero.

El LCOE promedio ponderado de la energía fotovoltaica solar a escala en China y América del Norte, dos de los mercados consumidores de energía más grandes del mundo, y en América del Sur, ahora también ha caído en el rango de costos de electricidad a partir de combustibles fósiles. Para proyectos de energía solar fotovoltaica a escala comercial instalados en 2013 y 2014, el LCOE medio ponderado por región osciló entre un mínimo de alrededor de 0,11-0,12 USD/ kWh (en América del Sur y del Norte, respectivamente) a más de 0,31 USD/ kWh (en América Central y el Caribe). En cambio para proyectos individuales, el intervalo de costos es mucho más amplio. En muchos países con buen recurso solar, los proyectos están siendo construidos con un LCOE de 0,08 USD/ kWh, mientras que una licitación reciente en Dubai, en los Emiratos Árabes Unidos, resultó en una exitosa oferta para un contrato de compra de energía solar fotovoltaica por sólo 0,06 USD/ kWh, sin apoyo financiero.

Donde existen buenos recursos y financiamiento disponible a bajo costo, los proyectos a escala de energía solar fotovoltaica (por ejemplo, en Dubai y en Chile) proporcionarán electricidad a un costo inferior al de los combustibles fósiles, sin ningún tipo de apoyo financiero.

Según el informe de la Agencia Internacional de Energías Renovables (**IRENA, 2014**) la creciente competitividad de la energía solar fotovoltaica también se mantiene en las regiones que cuentan con combustibles fósiles abundantes.

Para REN21 (REN21, 2014), la percepción global de la energía renovable ha cambiado considerablemente desde 2004. Los avances tecnológicos han permitido a las energías renovables demostrar su potencial. Según REN21, en el año 2012, la energía renovable proporcionó un estimado de 19% del consumo mundial, y continuó su crecimiento en el 2013. De esta participación total en el año 2012, las energías renovables modernas representaron aproximadamente el 10%, y el resto conformado por biomasa tradicional.

1.5. Argentina y las energías renovables

A continuación se presenta un breve resumen de la normativa referida a la utilización de las Energías Renovables en el país. Los instrumentos legales más importantes para la

promoción de la energía renovable en Argentina son la ley 25.019 de 1998 y la ley 26.190 de 2007.

La Ley N° 26.190/12-2006 - Régimen de Fomento Nacional para el Uso de Fuentes Renovables de Energía Destinada a la Producción de Energía Eléctrica, Decreto N° 562/2009. Esta ley es el complemento de de la Ley N° 25.019/1998, Decreto N° 1.597/1999 (Régimen Nacional de Energía Eólica y Solar), extendiéndose a las demás fuentes renovables (energía geo-térmica, mareomotriz, hidráulica, biomasa, gases de vertedero, gases de plantas de depuración y biogás). Entre sus aspectos más importantes se destacan:

- Declarar de interés nacional la generación de energía eléctrica con destino a la prestación de servicio público, a partir del uso de fuentes de energías renovables, estableciendo como objetivo, alcanzar una contribución del 8% del consumo de la energía eléctrica nacional en el plazo de diez años a partir de la puesta en vigencia de la Ley.
- Indicar que serán beneficiarios del régimen instituido, las personas físicas y/o jurídicas que sean titulares de inversiones y/o concesionarios de obras nuevas de producción de energía eléctrica, generada a partir de fuentes de ER con radicación en el territorio nacional, cuya producción esté destinada al Mercado Eléctrico Mayorista y/o la prestación del servicio público de electricidad.
- Establecer un mecanismo de presentación de proyectos de energía renovable, que se inicia ante el Consejo Federal de la Energía Eléctrica quien, los evalúa y les asigna un orden de mérito, el que finalmente debe aprobar la Secretaría de Energía.
- Proponer, por un periodo de 10 años, un Régimen de Inversiones para la construcción de obras, destinadas a la producción de energía eléctrica generada a partir de fuentes renovables, que contempla diferentes beneficios impositivos (IVA y amortización anticipada).
- Indicar que se dará especial prioridad, en el marco del Régimen de Inversiones, a todos aquellos emprendimientos que favorezcan, cualitativa y cuantitativamente, la creación de empleo y que propongan una integración con bienes de capital de origen nacional.

El Decreto Reglamentario 562/2009 de la Ley 26.190, establece el fomento a la investigación para el desarrollo tecnológico y la fabricación de equipos destinados a la producción de energía eléctrica (en nuevas plantas de generación o ampliaciones y/o aumentos de potencia de plantas de generación existentes), enumera los incentivos impositivos, y fija la autoridad de aplicación (Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios a través de la Secretaría de Energía). En cuestiones de índole tributaria la autoridad de aplicación será el Ministerio de Economía y Finanzas Públicas.

En particular, la provincia de Neuquén, adhiere a la Ley 26.190 de fomento del uso de energías renovables, mediante la Ley 2.396/2008.

1.5.1 Estado actual

La ley 26.190 establece un mecanismo de primas o tarifas reguladas (en inglés *feed-in tariffs*), exitoso en el mundo en materia de energías renovables y sienta las bases sustanciales para el desarrollo de las mismas en nuestro país. Ejemplos de aplicación exitosa del mecanismo de primas a modo de incentivo se encuentran en la mayoría de los países de la Unión Europea, siendo España y Alemania los más relevantes.

Con la sanción de la Ley 26.190, Argentina se propuso alcanzar en una década un 8% del consumo local de electricidad abastecido por energías renovables. El origen de esta meta puede encontrarse en el compromiso no vinculante presentado por Argentina ante la Conferencia Internacional sobre Energías Renovables realizada en Bonn, Alemania en 2004 (**Aguilar, 2014**). En dicha conferencia varios países de América Latina asumieron el desafío de lograr una mayor participación de fuentes renovables en sus matrices energéticas. Brasil, por ejemplo, se propuso sumar 3.300 MW adicionales provenientes de fuentes renovables para 2010, mientras que México estableció el objetivo de alcanzar 4.000 MW para 2014.

Aunque la ley 26.190 estableció para el año 2016 que un 8% de la energía eléctrica debería ser generada con renovables; actualmente solo el 2% corresponde a energías renovables.

El atraso respecto del objetivo establecido del 8% podría atribuirse en parte a la tardía reglamentación de la ley que fue promulgada en diciembre del 2006 y cuya reglamentación se efectuó en mayo del 2009. Esto provocó un vacío de regulación durante tres años, impidiendo que las posibles inversiones pudieran concretarse, dado que hasta que no se reglamente una ley, la misma carece de operatividad (**Giralt, 2011**).

Desde 2007, en el país se hicieron esfuerzos por desarrollar las energías renovables. Una muestra de esto es el Programa de Generación Eléctrica a partir de Fuentes Renovables GENREN. El Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios, instruyó a ENARSA a que suscriba contratos de abastecimiento al mercado eléctrico mayorista (MEM) para generación eléctrica a partir de fuentes renovables de energía por un total de 1.015 MW de potencia. La potencia solicitada, a través de una licitación específica, se dividió de acuerdo a las siguientes tecnologías: Eólica (500 MW), Térmica con Biocombustibles (150 MW), Residuos Sólidos Urbanos (120 MW), Biomasa (100 MW), Pequeños Aprovechamientos Hídricos (60 MW), Geotermia (30 MW), Solar Térmica (25 MW), Biogás (20 MW) y Solar Fotovoltaica (10 MW).

Como resultado del programa GENREN, se recibieron ofertas por 1.436,5 MW, superándose en más del 40% la potencia solicitada. Los proyectos presentados estaban destinados a proporcionar energía renovable para las provincias de Buenos Aires, Catamarca, Chaco, Chubut, Corrientes, Entre Ríos, Jujuy, Mendoza, Neuquén, Río Negro, San Juan, Santa Cruz y Santa Fe. Participaron 22 empresas, siendo necesaria la evaluación de 51 proyectos, de los cuales 27 correspondieron a Energía Eólica (1.182 MW), 7 a Térmicas con Biocombustible (155,4 MW), 7 a Energía Solar Fotovoltaica (22,2 MW), 5 a Pequeños Aprovechamientos Hidroeléctricos (10,6 MW), 3 a Biomasa (52,3 MW) y 2 a Biogás (14 MW). Se determinó conveniente la adjudicación de un total de 895 MW de potencia distribuidos de la siguiente manera: Eólica-754 MW; Térmica con Biocombustibles-110,4 MW; Pequeños Aprovechamientos Hidroeléctricos-10,6 MW; Solar Fotovoltaica-20 MW. También, se relanzaron procesos licitatorios para la provisión de energía eléctrica a partir de las siguientes fuentes: Geotermia, Solar Térmica, Biogás y Residuos Sólidos Urbanos.

Los 20 MW destinados a energía solar fotovoltaica fueron otorgados íntegramente a la provincia de San Juan que actualmente proyecta convertirse en un polo de desarrollo de la energía solar fotovoltaica. La primera adjudicación, en junio de 2009, incluyó seis proyectos de fuente solar fotovoltaica. Los primeros dos parques, Cañada Honda I y II, ubicados a 60 kilómetros de la capital provincial, fueron puestos en marcha en abril de este año. Su construcción y operación está a cargo de la empresa Energías Sustentables, subsidiaria de Genneia (ex Emgasud). Cañada Honda I cuenta con una potencia instalada de 2 megavatios y consta de 10.059 paneles, en tanto que Cañada Honda II posee una potencia instalada de 3 megavatios y presenta 15.057 paneles fotovoltaicos. Quedan por construir otras cuatro centrales en el marco del programa GENREN:

Cañada Honda III (5 MW), Chimbera I (2 MW), Chimbera II (3 MW) y Chimbera III (5 MW).

El programa GENREN dio el puntapié inicial para la inauguración de la primera planta fotovoltaica en su tipo en Argentina y Latinoamérica, conectada al Sistema Argentino de Interconexión (SADI). El emprendimiento, denominado “San Juan I”, tiene una potencia pico de 1,2 MW. La planta está ubicada en Ullum provincia de San Juan, a 32 kilómetros de la capital provincial y fue construida íntegramente con el financiamiento de la provincia (**Figura 1.5**). La definición de las especificaciones, armado de pliegos de licitación, adjudicación y control de obra fueron realizado también por el estado provincial.



Figura 1.5. Planta Solar Fotovoltáica de Ullum: San Juan-I

Otro ejemplo de buenos resultados producto de GENREN es el Parque Eólico de Rawson (PER) en la provincia de Chubut (**Figura 1.6**). Desarrollado por la empresa Genneia, el Parque Eólico Rawson está compuesto por 43 aerogeneradores Vestas V90 de 1.8 MW cada uno, que suman una potencia total instalada de 80 MW (integrado por dos unidades de generación: Rawson I (50 MW) y Rawson II (30 MW)) y está conectado al sistema interconectado nacional.



Figura 1.6. Parque Eólico Rawson (PER)

1.6. Sistemas híbridos para la generación de energía eléctrica

Para que la generación de energía eléctrica sea permanente, el uso de una fuente de energía renovable como componente principal, debe contemplar que la otra parte del sistema sea de disponibilidad inmediata. De esta manera, frente a, por ejemplo la ausencia de radiación directa de sol necesario en un concentrador solar, o frente a la baja velocidad de viento en un aerogenerador, la generación de potencia no se vería afectada. De esta manera, se plantea la posibilidad de un grado de hibridación de acuerdo a las necesidades, que puede ser muy variable. Los sistemas híbridos pueden estar conformados por una fuente renovable y una convencional o por más de una componente renovable, con o sin el aporte convencional, pudiendo funcionar de manera aislada o conectado a la red.

En algunos casos, donde el recurso renovable es la componente principal, el combustible fósil es utilizado solamente para eliminar o reducir el almacenamiento y absorber los transitorios producidos por variaciones más o menos bruscas en, por ejemplo, la radiación solar, garantizando así la producción. Por otro lado, existen plantas de generación convencional apoyadas por energía renovable, en las que el aporte de esta última constituye solo a fracción del total generado. Finalmente, plantas que funcionan íntegramente a partir de energías renovables, como las modernas centrales termosolares, en las que la biomasa aparece como energía complementaria almacenable, utilizándose el gas natural únicamente como ajuste adicional para cubrir los posibles fallos de suministro y mejorar el rendimiento del conjunto.

A modo de ejemplo, la primera central híbrida solar-gas del mundo **Ain Beni Mathar** de Marruecos (**Figura 1.7**), operando desde el 2010, es capaz de generar una potencia de 470 MW, de los cuales 20 MW proceden del campo solar. La principal componente de generación es un ciclo combinado de gas natural y vapor. El campo solar tiene una extensión de 18 hectáreas con 224 colectores cilindro-parabólicos. Producto de su grado de hibridación se evita la emisión de 33.000 t/año de CO₂.



Figura 1.7. Central híbrida solar gas Ain Beni Mathar

Otro ejemplo es la planta híbrida Solar-Gas Hassi R'Mel (**Figura 1.8**). Ubicada en Argelia, se encuentra en operación desde el año 2011 y es capaz de generar 150 MW, de los cuales 20 MW provienen del campo solar. Las características del campo solar son similares a las ya expuesta para la central **Ain Beni Mathar**.



Figura 1.8. Central híbrida solar-gas Hassi R'Mel

Ambas centrales utilizan aceite térmico como vector de almacenamiento de energía. El diagrama de flujo presentado en la **Figura 1.9** resume los procesos significativos de los ejemplos citados.

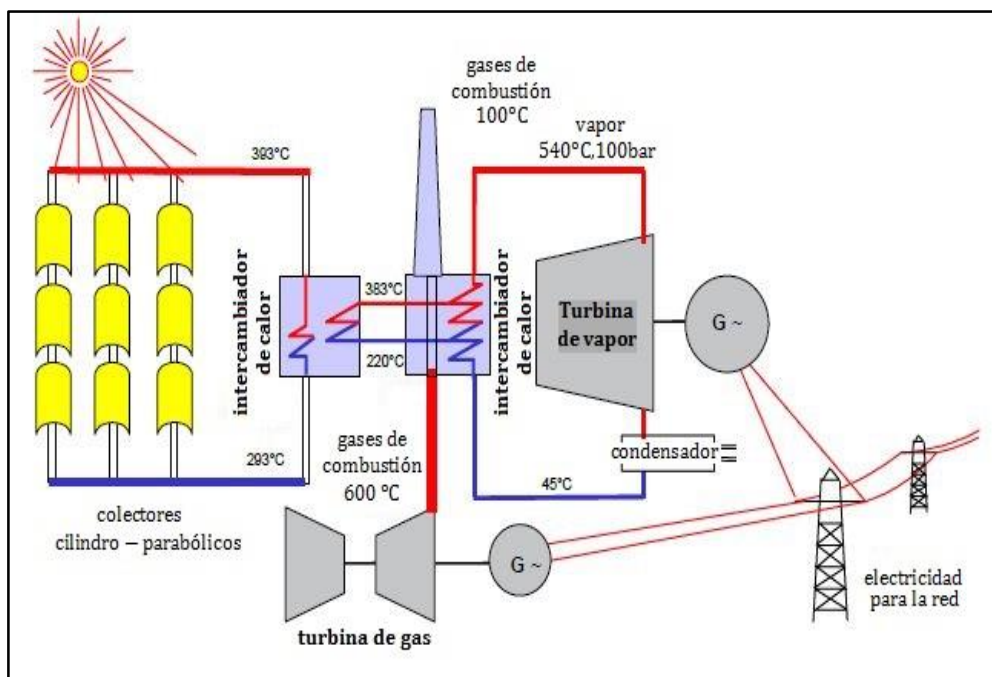


Figura 1.9. Diagrama de flujo en centrales híbridas solar-gas de Hassi R'Mel y Ain Beni Mathar

La utilización combinada de la energía solar térmica de alta y media temperatura y un combustible fósil o renovable como la biomasa, forma parte de las posibles alternativas de obtención de energía eléctrica de forma más eficiente y con menores

consecuencias medioambientales, considerando un futuro a mediano y largo plazo. Un ejemplo de esta combinación lo constituye la Planta Termosolar Borges, en España (**Figura 1.10**).



Figura 1.10. Planta termosolar Borges

Se trata de la primera planta termosolar comercial en el mundo hibridada con biomasa (**Molins, 2013**). Se encuentra en operación desde el mes de diciembre de 2012 y cuenta con 336 colectores cilindro-parabólicos. Se mantiene en operación continua mediante el uso de la energía solar durante el día y biomasa durante la noche, permitiendo producir 22,5 MW de electricidad al año, suficiente como para abastecer la demanda de unos 27.000 hogares evitando la emisión de aproximadamente 24.500 t/año de CO₂ a la atmósfera. La planta se extiende a través de 70 hectáreas dividida en dos zonas.

El esquema de funcionamiento de la planta se muestra en la **Figura 1.11**. La componente solar, utiliza **2.688 colectores cilíndrico parabólicos** (de un diámetro individual de 5,5 m y una longitud de 12 m) con aceite térmico para la captación de energía. Por otro lado, la componente de generación a partir de biomasa, está constituida por dos calderas en las que se combustión residuos agrícolas y, como combustible suplementario, gas natural. Durante las horas de sol, los colectores cilindro-parabólicos recogen la energía solar en las líneas centrales por las que circula aceite térmico cuya temperatura alcanza los 400°C. Durante las horas sin sol, el fluido térmico absorbe el calor liberado durante la combustión de la biomasa. La energía almacenada en el fluido es utilizada en la generación de vapor de agua sobrecalentado que finalmente acciona una turbina para generar energía eléctrica.

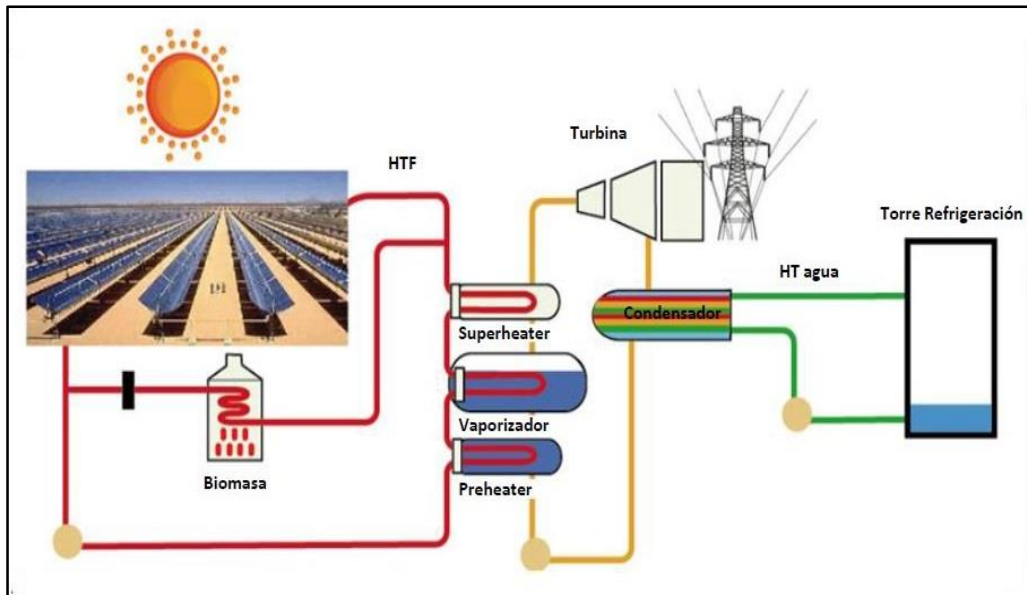


Figura 1.11. Esquema de funcionamiento de la planta de Borges, España.

Aunque de menor potencia pero de interés en este trabajo, es el sistema híbrido solar fotovoltaico-gas instalado en una granja avícola de la provincia española de Badajoz (**Figura 1.12**). Se trata de una instalación fotovoltaica 15 kW de potencia con un grupo electrógeno a gas como complemento. El sistema tiene conectado paralelamente un grupo de acumuladores de energía permitiendo así la autonomía energética de la granja.



Figura 1.12. Paneles fotovoltaicos en granja avícola (PV Magazine, 2014)

En nuestro país, al norte de la provincia de Neuquén, en la localidad de Chorriaca, un sistema híbrido Eólico-Diesel provee de energía a 140 viviendas (**Figura 1.13**). En operación desde diciembre del 2013, cuenta con tres aerogeneradores capaces de generar de 90 kW eólicos y un sistema de control y regulación mediante un generador

diesel de 125 kW. De esta manera se logra el ahorro de 80.000 litros de combustible diesel y se aporta a la generación de energía limpia de la provincia.

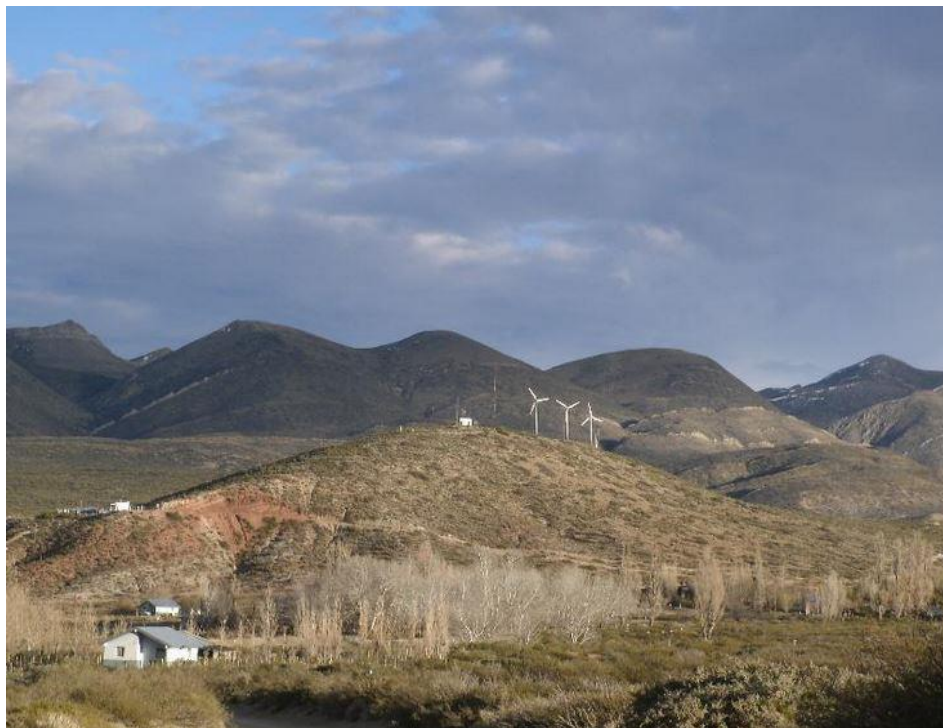


Figura 1.13. Aerogeneradores de la localidad de Chorriaca-Neuquén (Diario Río Negro, 2014)

1.7. Conclusiones del Capítulo 1

En este capítulo se ha mostrado resumidamente la evolución de las energías renovables a lo largo de la historia. Luego, la visión de diferentes organismos de relevancia mundial en la temática ha sido expuesta, destacándose la disminución de los costos de generación de energía a partir de energías limpias en los últimos años.

La normativa existente en la Argentina, con vistas a la promoción de emprendimientos que empleen energías limpias, ha sido presentada.

Finalmente, se presentaron diferentes sistemas híbridos de pequeña y gran escala de producción de potencia eléctrica en el mundo. Son de particular interés para este trabajo las plantas híbridas de generación en las que un fluido térmico funciona como intermediario en la generación de potencia eléctrica.

CAPÍTULO 2.

DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS SISTEMAS FLUIDIZADOS POR GAS

2.1. Introducción

El 16 de diciembre 1921 se abrió un nuevo capítulo en la historia de las industrias de la energía y la potencia. En Alemania, Fritz Winkler introdujo gases generados por combustión en la parte inferior de un crisol con partículas de coque, creando la primera experiencia de gasificación de carbón en un lecho fluidizado (**Basu, 2006**). En 1926 Winkler observó un conjunto de partículas levantadas por el arrastre de un gas, similar a lo que ocurre cuando un líquido se encuentra en ebullición (**Squires, 1983**). Estos experimentos marcaron el comienzo de un nuevo proceso llamado fluidización, técnica mediante el cual sólidos granulares se comportan como un líquido.

La fluidización se transformó luego en relevante cuando se la utilizó en el craqueo catalítico de gasoil para obtener combustible de aviación de alto octanaje (*Baton Rouge Refinery of Standard Oil of New Jersey -actual Exxon- 1942*), proceso que hasta entonces se llevaba a cabo en reactores de lecho fijo (**Froment y Bischoff, 1990**).

2.2. La condición de sistema fluidizado

El estado de fluidez de un conjunto de partículas se produce en base a la movilidad de las mismas. Cuando se utiliza un flujo ascendente de un fluido (líquido o gas) a una velocidad apropiada para atravesar un conjunto de partículas sólidas que conforman un lecho en reposo, es posible separar las partículas del mismo y que adquieran movilidad, generando el inicio del estado de fluidez del conjunto fluido-sólido.

Con el fluido a bajas velocidades, los espacios interparticulares ofrecen una resistencia al paso del mismo suficiente para provocar una caída de presión que aumentará conforme la velocidad superficial del fluido se incremente, debido a la fricción (estado de lecho fijo). No obstante, para una velocidad determinada, se alcanzará la condición en la cual la resistencia por rozamiento sobre las partículas iguale a su peso aparente (valor obtenido restando el empuje al peso real). En este estado, las partículas sufren un reordenamiento con el fin de ofrecer una resistencia menor al desplazamiento del fluido, son tangencialmente puestas en movimiento, la separación entre partículas aumenta y estarán “flotando hidrodinámicamente” o en estado de

fluidización incipiente. La velocidad superficial del fluido en este punto se denomina velocidad de mínima fluidización, U_{mf} . Este punto marca la transición entre el lecho fijo y el lecho fluidizado. Luego de este estado, el lecho continúa con su expansión conforme aumenta la velocidad del fluido, permaneciendo la fuerza debida a la fricción igual al peso de las partículas, hasta que el lecho ha adquirido la forma más abierta de relleno.

Los lechos fluidizados poseen un comportamiento similar al de un líquido, presentando las propiedades que se esquematizan en la **Figura 2.1**.

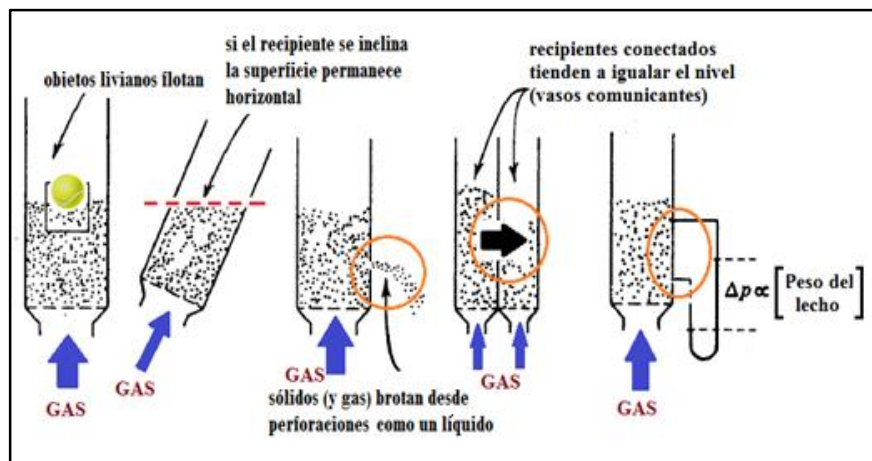


Figura 2.1. Similitud de comportamiento entre un lecho fluidizado y un líquido

En este sentido, los lechos fluidizados presentan las siguientes características:

- Los objetos livianos flotarán sobre la superficie
- El lecho mantiene la horizontalidad de la superficie aun si se inclina el recipiente
- Los sólidos saldrán como un chorro que brota de perforaciones en el recipiente
- Cuando dos recipientes que contienen lechos fluidizados con diferente altura son conectados, tenderán a igualar sus niveles (por el principio de vasos comunicantes)
- La caída de presión entre dos puntos que signifiquen dos alturas del lecho es aproximadamente igual a la presión hidrostática entre ambos puntos

Las características descritas hasta aquí son generales, validas tanto para sistemas fluidizados liquido-sólido como para sistemas gas-sólido. En el presente trabajo, el interés de los procesos de fluidización se encuentra acotado a los sistemas en los que el

agente fluidizante es un gas. Por este motivo, el desarrollo de la teoría de fluidización se orientará únicamente a este tipo de sistemas.

2.3. Características de los lechos fluidizados por gas

Los lechos de partículas sólidas en los cuales las fuerzas originadas por el arrastre de una corriente ascendente de gas equiparan el peso de las mismas se denominan lechos fluidizados por gas.

2.3.1. Velocidades lineales y velocidades superficiales de gas y sólidos

Para el estudio del comportamiento de los lechos fluidizados por gas es necesario definir ciertas variables que rigen el movimiento del conjunto de partículas sólidas y del gas.

La velocidad superficial del gas se define como el cociente entre el flujo volumétrico de gas y la sección transversal del tubo o recipiente que contiene al medio fluidizado.

$$U_g = \frac{F_g}{A} \quad (2.1)$$

Análogamente, la velocidad superficial de los sólidos se define como el cociente entre el flujo volumétrico de partículas y el área transversal del recipiente:

$$U_p = \frac{F_p}{A} \quad (2.2)$$

La fracción de la superficie transversal de recipiente o tubo disponible para el flujo de gas, se supone usualmente igual a la fracción volumétrica de gas, es decir a la porosidad o fracción de huecos ϵ_g . La fracción de área transversal disponible para el flujo de sólidos ϵ_p es, en consecuencia $(1 - \epsilon_g)$. En este contexto, las velocidades reales (lineales) de la fase gaseosa y del sólido, u_g y u_p deben expresarse mediante las siguientes relaciones:

$$u_g = \frac{F_g}{A \epsilon_g} \quad (2.3)$$

$$u_p = \frac{F_p}{A (1 - \epsilon_g)} \quad (2.4)$$

Las velocidades reales y superficiales se vinculan mediante las relaciones que se incluyen a continuación:

La velocidad relativa entre las fases, u_{rel} (en inglés, *slip velocity*) se define como la diferencia expresada en la ecuación (2.5).

$$u_{rel} = u_{slip} = u_g - u_p \quad (2.5)$$

Como ya se mencionó, la velocidad superficial mínima de gas que se requiere para cumplir la condición donde las fuerzas gravitacionales son equiparadas por la fuerza de arrastre vertical ejercida por el fluido ascendente se conoce como velocidad de mínima fluidización, U_{mf} . Cuando la velocidad superficial del gas, U_g , es menor que U_{mf} , el lecho se comporta como un lecho fijo con el aumento típico de la pérdida de carga al aumentar la velocidad del gas.

2.3.2. Diagrama de pérdida de presión en función de la velocidad del agente fluidizante

Esta representación es un buen indicativo de la calidad de la fluidización, especialmente cuando la observación visual no es posible. Se obtiene cuando, partiendo de un lecho fijo (no fluidizado previamente) se aumenta la velocidad superficial y se registra la diferencia de presión.

Un gráfico de la presión a lo largo del lecho en función de la velocidad superficial a través del mismo mostrará la apariencia que se grafica en la **Figura 2.2**. Se trata de un diagrama típico de la variación de la caída de presión a lo largo del lecho (ΔP), en función de la velocidad superficial del gas (U_g). El valor de ΔP corresponde a la diferencia de presión entre una posición en la sección superior, definida por la altura del lecho en reposo, y otra, ubicada inmediatamente sobre la placa distribuidora de gas. Sobre la figura, la región **A-B** identifica el comportamiento del lecho fijo; posteriormente, al alcanzarse el punto **B** comienza la fluidización, generándose un pequeño crecimiento de ΔP que se produce porque deben vencerse las fuerzas de cohesión partícula-partícula, en adición al peso de las mismas. Continúa la región correspondiente al lecho fluidizado, estabilizándose en un valor de $\Delta P = w/A$, en la zona **C-D**. Finalmente, un incremento en U_g a partir de **D**, conducirá a la condición de transporte neumático, con la gradual disminución de ΔP conforme U aumenta. Una secuencia en sentido inverso (con disminución de U_g) llevará al sistema a atravesar los estados señalados por la línea continua, debido a que en la condición de fluidización incipiente las partículas se acomodan con una porosidad mayor (**Couderc, 1985; Mazza, 1993; Kunii y Levenspiel, 1991**).

La caída de presión en este lecho fijo reformado es entonces menor que la obtenida originalmente a la misma velocidad. Si se aumentara ahora de nuevo la velocidad, sería de esperar que se siguiera la nueva curva y que la pendiente súbitamente se anule en el punto de fluidización.

Un aspecto relevante de los lechos fluidizados por gas se presenta para valores de velocidad superficial que superan el límite de mínima fluidización pero se mantienen menores a los correspondientes a la velocidad terminal. Debido a que la diferencia de presión entre la parte superior del lecho y la base sobre el distribuidor debe mantenerse constante para que las partículas permanezcan en el lecho, éste debe expandirse para reducir la fricción ejercida por el fluido, determinando la formación de *bolsones de gas*, que prácticamente carecen de partículas en su interior, y ascienden a través del lecho con una velocidad determinada por el balance de fuerzas de inercia y de flotación ejercidas por el resto del lecho. De tal forma, el lecho se compone, prácticamente, de dos fases: la denominada fase densa o emulsión, y una segunda fase, discontinua en sí, formada por los bolsones de gas que se conoce como fase burbuja, aludiendo a su semejanza con las burbujas gaseosas en una masa de líquido.

En la situación en la que la velocidad U_g excede en un alto grado el valor de mínima fluidización se alcanza un nuevo estado en el cual los sólidos son expulsados del lecho, correspondiendo esta situación a la denominada condición de transporte neumático en la que la pérdida de carga disminuye gradualmente (**Figura 2.2**).

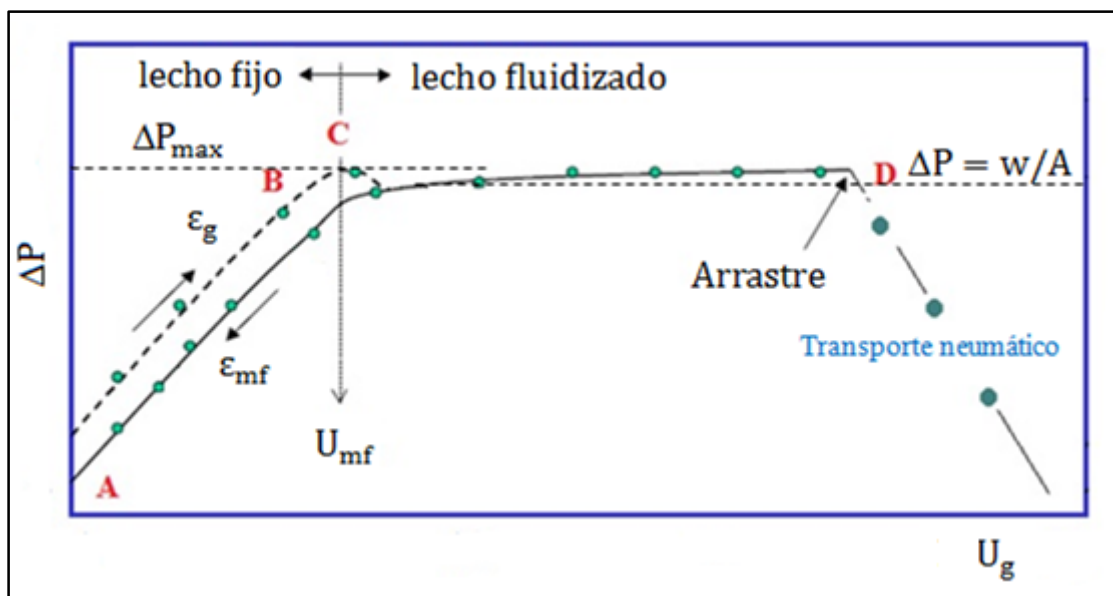


Figura 2.2. Comportamiento típico de un lecho de partículas para distintas velocidades de gas

En la **Figura 2.3** se representa la condición de pérdida de carga en cada punto de cambio de régimen desde el lecho fijo hasta el fluidizado. Luego de la mínima fluidización, si se incrementa la velocidad superficial del gas, ello determinará que las partículas aumenten su movilidad y distancia entre ellas pero sin tener efecto en la diferencia de presión.

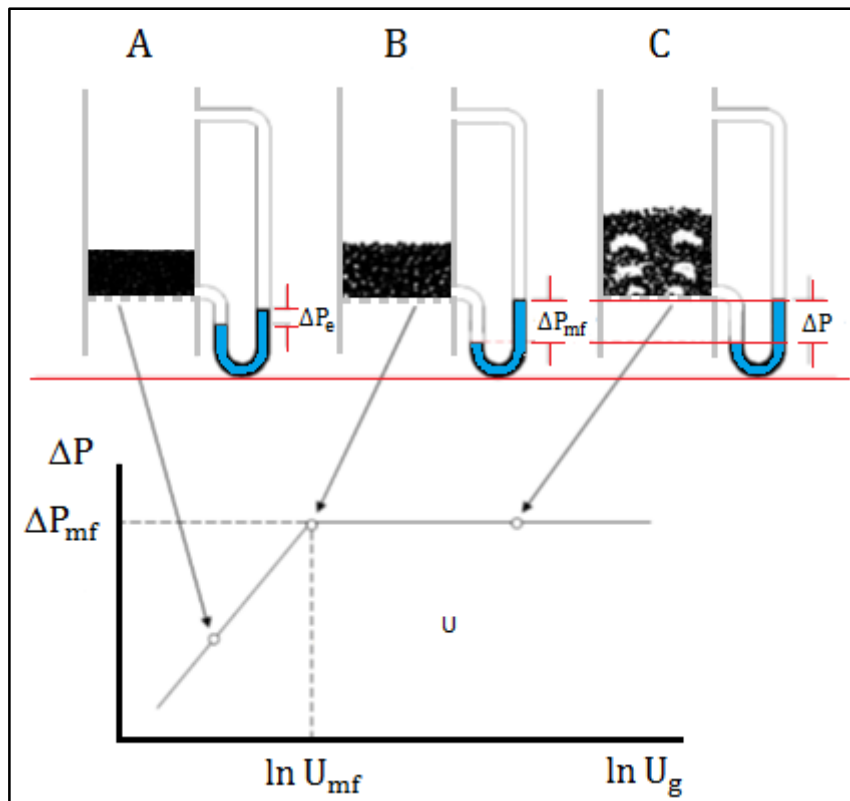


Figura 2.3. Apariencia del lecho y evolución de la pérdida de carga en función de la velocidad superficial del gas

2.3.3. Pérdida de carga en lechos fluidizados con distribución en el tamaño de partículas

Cuando se fluidiza un lecho en el que existen partículas de tamaños diferentes, a medida que se incrementa la velocidad del gas, las partículas más pequeñas pueden ubicarse en los intersticios existentes entre partículas grandes y adquirir un estado fluidizado cuando aun las partículas grandes permanecen en reposo, constituyendo pequeñas celdas locales de sólido fluidizado contenido por “paredes” montadas por las partículas de mayor tamaño. En esta situación, tiene lugar una fluidización parcial del lecho, provocando una caída de presión intermedia. Posteriores incrementos de la velocidad del gas determinarán que ΔP se aproxime al valor w/A , lo que indicará que todo el lecho está fluidizado. La **Figura 2.4**, típica de estos sistemas con distribución de tamaños amplia, permite visualizar esta fluidización progresiva del lecho.

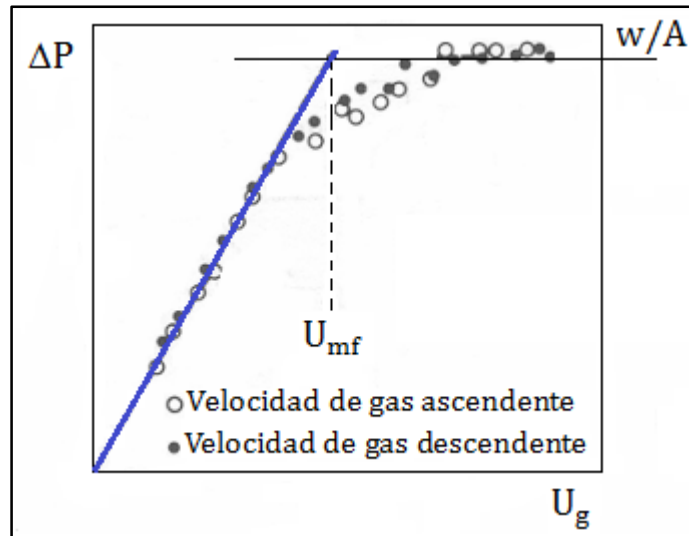


Figura 2.4. Caída de presión en función de la velocidad de fluidización, para partículas con amplia distribución de tamaños. (Kunii y Levenspiel, 1991).

En los sistemas de partículas de tamaño variado, la velocidad en la condición de mínima fluidización (U_{mf}) se define por convención como la intersección de la recta de ΔP para el lecho fijo, con la recta horizontal que corresponde al valor w/A , como se muestra en la **Figura 2.4**. Los cálculos predictivos del comportamiento de este tipo de sistemas deben realizarse utilizando el diámetro de Sauter d_p , representativo de la media del conjunto de partículas.

2.3.4. Componentes de un lecho fluidizado

A pesar de que el lecho fluidizado presentará diferentes aspectos relevantes fuertemente dependientes del tipo de fluidización que se lleve a cabo (se describirá en párrafos posteriores la diversidad de regímenes fluidizados posibles), puede decirse que existen algunos componentes que son comunes a la mayoría de los equipos. Sobre la base del esquema de la **Figura 2.5**, encontramos en el lecho fluidizado:

- Columna de fluidización: es la denominación del tubo o recipiente que alojará la suspensión gas-sólido
- Difusor o Plenum: es un sector compuesto por un cono difusor cuya finalidad es dar uniformidad al perfil de velocidad del fluido ingresante al lecho (sección de calma del fluido).
- Distribuidor: es el dispositivo que determina la modalidad de ingreso del fluido al lecho de partículas. Existen diversas alternativas de diseño para esta placa y sus perforaciones. Es uno de los elementos más importantes y de su correcto diseño depende la calidad de la fluidización obtenida.

- d) Sistema de suministro de fluido: conjunto de dispositivos y tuberías, instrumentos medidores y controladores de flujo, calefactores y accesorios que permiten obtener la corriente de fluido en condiciones fluidodinámicas y termodinámicas específicas de la fluidización que se desea realizar.
- e) Medidores de Presión y Temperatura.
- f) Superficie libre del lecho (*freeboard*) y zona de desenganche: no indicada en el gráfico, corresponde a la región donde finaliza la fluidización, se rompen las burbujas y retornan los sólidos.

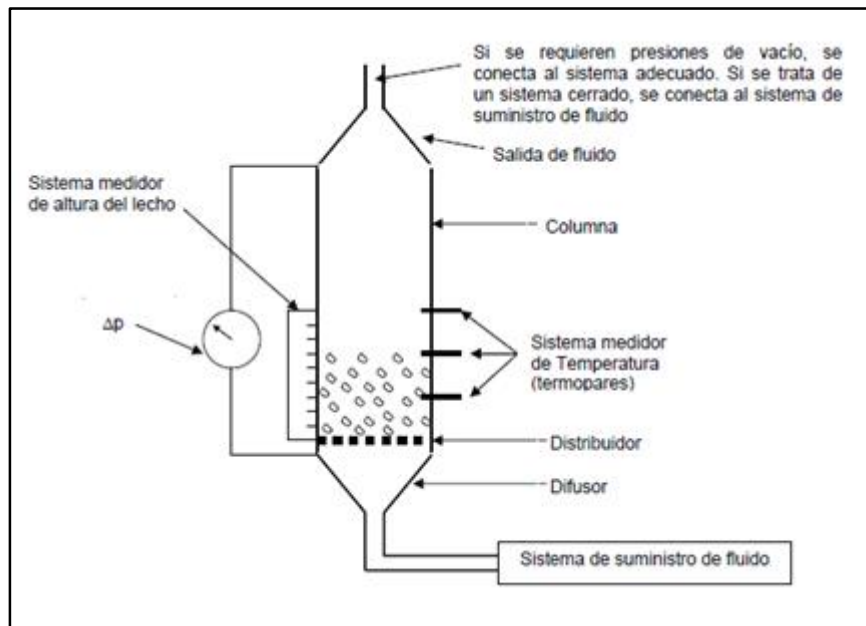


Figura 2.5. Elementos fundamentales de un lecho fluidizado por gas

2.3.5. Altura de lecho

Diferenciando los estados de lecho fijo y fluidizado resulta relevante describir la altura del lecho como variable fundamental. Para el lecho fijo, la altura permanece constante ante aumentos progresivos de la velocidad superficial del gas, debido a que la distancia interparticular permanece invariable y las partículas aún no poseen movilidad.

Cuando el fluido alcanza la condición de mínima fluidización se produce la expansión del lecho, con el aumento de su altura que corresponderá al valor de la altura de mínima fluidización, H_{mf} . En la **Figura 2.6** se representa la variación de la altura del lecho en función de la velocidad de fluidización.

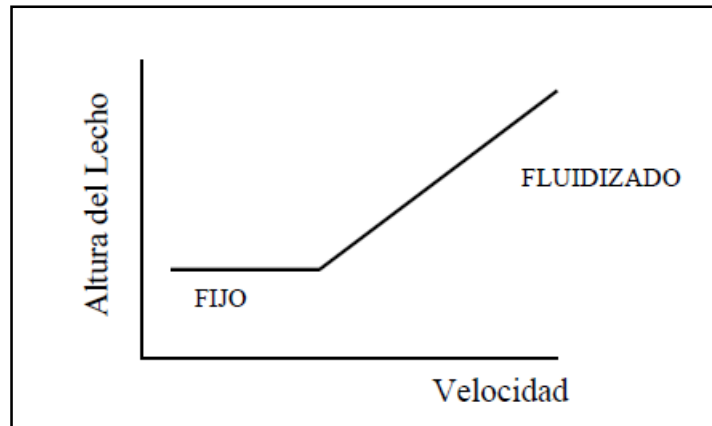


Figura 2.6. Representación cualitativa de la altura de lecho en función de la velocidad del agente fluidizante

2.4. Regímenes de fluidización

A partir de la condición de lecho fijo, con el incremento de la velocidad superficial del gas fluidizante se pueden observar diferentes regímenes que son muy diferentes, como se aprecia en la **Figura 2.7**.

La fluidización suave o fluidización homogénea (caso c) se produce mediante un incremento de la distancia interparticular que da lugar a una expansión homogénea, y es típica de la fluidización con líquido, aunque también se da para ciertos casos en fluidización por gas (dependiendo del tamaño de partículas).

El caso (d) corresponde al de un lecho con burbujeo, en el que se identifican caminos preferenciales del gas conformando bolsones o burbujas del mismo con escasa cantidad de partículas en los mismos.

Los casos (e y f) corresponden al llamado régimen de “slug” o *slugging* de interés particular en este trabajo debido a la identificación del mismo durante las simulaciones efectuadas para la transferencia de calor pared-suspensión densa de partículas de carburo de silicio (SiC), expuestas en el Capítulo 4. En la siguiente sección se darán mayores detalles respecto de este régimen particular.

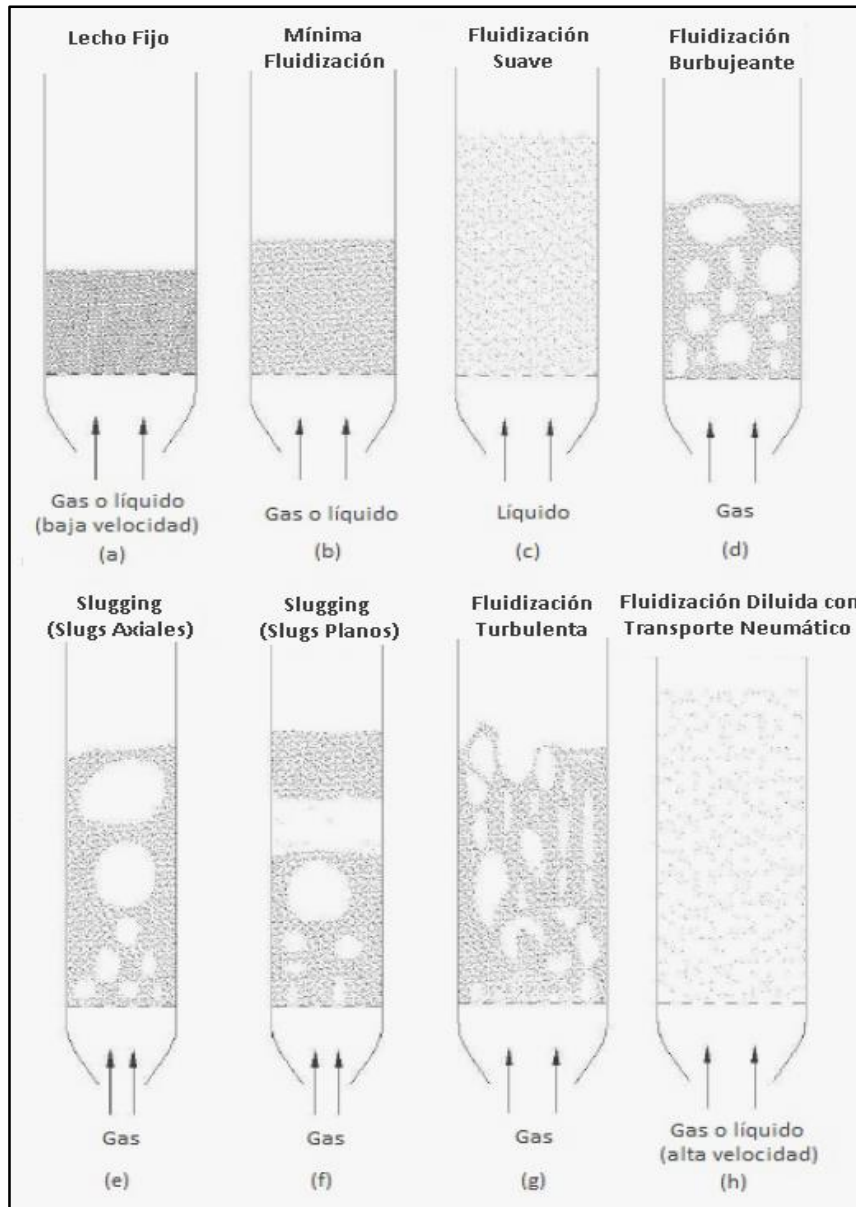


Figura 2.7. Regímenes de fluidización en función del incremento de la velocidad superficial del fluido

Debe incluirse un caso particular que es el lecho de “chorro” (*spouted bed*) producido cuando la alimentación de gas fluidizante se produce mediante un orificio central pequeño en relación al diámetro del recipiente, a la altura del distribuidor (**Figura 2.8**)



Figura 2.8. Lecho de chorro o *spouted bed*

2.4.1. Slugging

Cuando el lecho fluidizado es angosto y alto, las burbujas que se forman en el distribuidor pueden crecer hasta el diámetro del lecho y formarse *slugs*, o tapones de gas (Kunii y Levenspiel, 1991).

Para lechos con partículas pequeñas de buena fluidez, se produce el descenso de las mismas cerca de las paredes del recipiente rodeando al sector del *slug* de gas como se muestra en la **Figura 2.9a**. Este caso corresponde al denominado régimen denominado “*slug* axial”. En condiciones donde la velocidad del gas es relativamente elevada con partículas con bordes vivos o angulares o cuando las paredes del recipiente presentan rugosidad, los *slugs* tienden a adherirse y ascender en contacto con la misma (**Figura 2.9b**). Esto corresponde al régimen llamado “*slug* de pared” y es el identificado durante las simulaciones efectuadas para la transferencia de calor pared-suspensión densa de partículas de carburo de silicio, expuestas en el Capítulo 4.

Finalmente, para partículas grandes, la burbuja alcanza el diámetro del recipiente generándose zonas que se parecen a pistones de gas ascendente que interrumpen la presencia de partículas. El descenso de los sólidos se producirá cuando la burbuja-*slug* se rompa en la superficie libre del lecho. Esto es mostrado en la **Figura 2.9c** y corresponde al régimen de “*slug* plano”

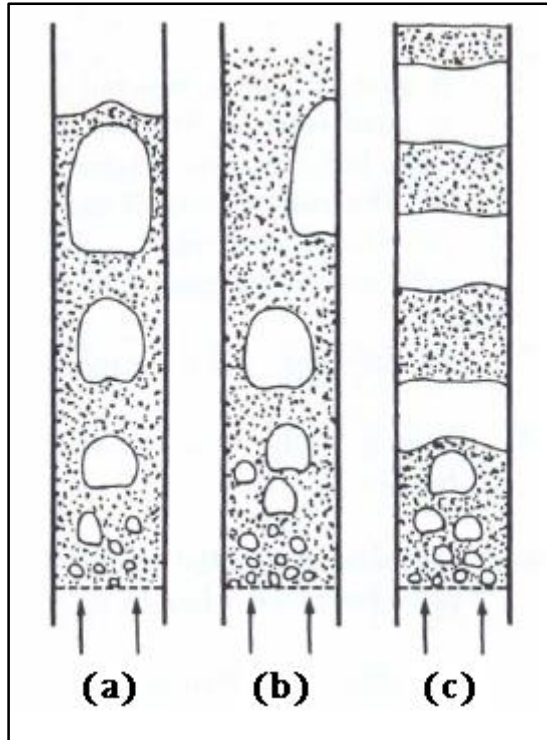


Figura 2.9. Diferentes tipos de *slugs*. Fuente: Kunii y Levenspiel (1991)

Para **Kunii y Levenspiel (1991)**, se pueden predecir este tipo de comportamiento a partir de correlaciones empíricas.

La ecuación (2.6), es el resultado del trabajo de **Baeyens y Geldart (1974)** determinada a partir de múltiples experimentos, utilizando columnas de diferentes diámetros internos ($D_{int} = 5-30$ cm), con diferentes diferentes sólidos ($\rho_p = 850-2800$ kg/m³) y un amplio rango de tamaños de partícula ($d_p = 55-3380$ μ m). Los autores concluyeron que, exceptuando las columnas de diámetro más pequeño, el diámetro y la distribución de tamaños no afectan a la formación de *slugging*, que solo depende de la altura de la columna, y ocurre a partir de la altura z_s , por encima del distribuidor.

$$z_s = 60 (D_{int})^{0,175} \text{ [cm]} \quad (2.6)$$

La ecuación (2.7), corresponde al trabajo de **Stewart y Davidson (1967)**. Según los autores, si la velocidad superficial de gas es inferior a la calculada mediante su correlación (velocidad de mínimo *slugging*, U_{ms}), no debería ocurrir el régimen de *slug*.

$$U_{ms} = U_{mf} + 0,07(gD_{int})^{1/2} \quad (2.7)$$

Para **Kunii y Levenspiel (1991)**, el régimen *slug* se presenta cuando la velocidad superficial de gas excede U_{ms} y a una altura por encima del distribuidor superior a z_s .

De esta manera, lechos fluidizados con altura menor a z_s , no deberían presentar este tipo de comportamiento.

Por otro lado, para Yang (2003) el régimen de *slugs* se produce cuando la relación entre la altura alcanzada por el material sólido y el diámetro del lecho (D_{int}) es mayor a dos.

2.5. Clasificación de Geldart

Los principales factores que gobiernan el régimen de fluidización son (Van Swaij, 1985):

- Tamaño de partículas, distribución y forma
- Densidad del sólido
- Densidad, viscosidad y velocidad del gas
- Diámetro y altura del lecho
- Fuerzas interparticulares
- Temperatura

El efecto de los tres primeros ítems sobre las características fluidodinámicas de un sistema fluidizado se pueden resumir utilizando la llamada clasificación de Geldart (1973). El autor desarrolló un método (Figura 2.10) para clasificar los sólidos a partir de su tamaño promedio y la densidad, propia y del gas fluidizante. Establece un criterio para predecir el tipo de fluidización de un sistema gas sólido determinado.

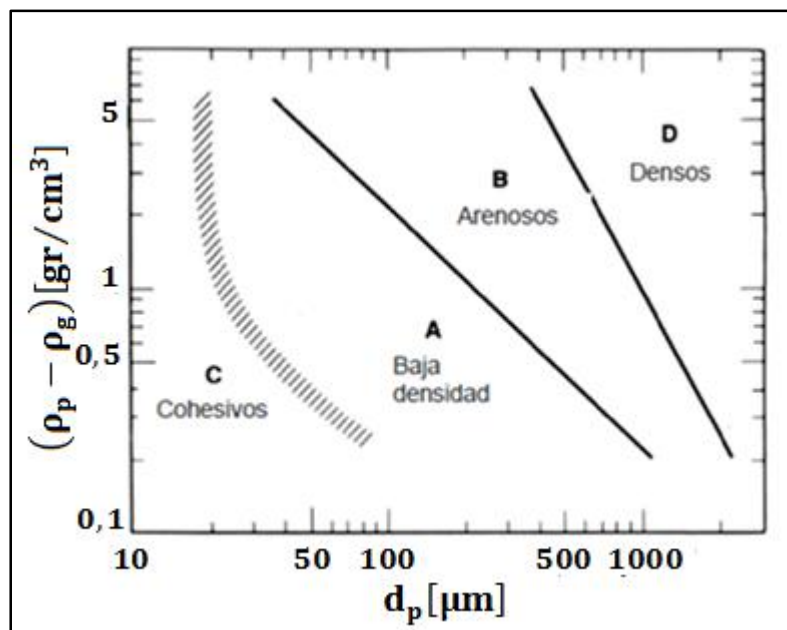


Figura 2.10. Clasificación de partículas según Geldart (1973), en función de la densidad de las mismas (ρ_p), la densidad del fluido (ρ_g) y del diámetro medio de partículas.

Según la clasificación de Geldart, existen cuatro grupos de partículas (A, B, C y D) con características específicas. La transición de un grupo a otro no es directa sino progresiva, lo cual significa que los grupos adjuntos en sus regiones de separación crean subgrupos con propiedades de los grupos adyacentes. Las características de cada grupo se detallan a continuación:

Partículas C:

- Son las partículas más pequeñas (20-30 μm) y menos densas dentro de la clasificación.
- Todas las partículas C son cohesivas y las fuerzas de cohesión provienen de su pequeño tamaño, de cargas electrostáticas, humedad (aumenta considerablemente la cohesión), sólidos pegajosos, sólidos suaves o muy irregulares en su forma. Son difíciles de fluidizar debido a que las fuerzas interparticulares son de mayor magnitud que las logradas por el arrastre. Por lo tanto, tienden a formar agregados, compactarse e impedir la fluidización. Ejemplos: talco, harina, azúcar impalpable.
- En lechos de pequeño diámetro, los sólidos tienden a ascender formando pistones, mientras que en lechos de mayor diámetro forman canales desde el distribuidor hacia la superficie del lecho sin fluidización de los sólidos. Una forma de procesar estos sólidos consiste en introducirlos en un lecho del mismo material pero de mayor tamaño –cuando esto sea posible– preferiblemente Geldart B.
- Aunque los finos son muy pequeños, no son arrastrados (elutriados) inmediatamente y pueden permanecer en el lecho algunos minutos, lo que usualmente alcanza para la transformación física o química que se desea realizar sobre ellos.
- La caída de presión en los sólidos es menor que el valor teórico (peso del lecho por unidad de área) pudiendo resultar hasta la mitad de dicho valor.
- Presentan pobre capacidad de mezclado y de transferencia de calor, comparados con los sólidos B y A.
- La fluidización necesita dispositivos para agitación o vibración del recipiente que permitan romper los canales creados por el fluido.
- Cuando se trata de partículas porosas, tienden a crear importante carga electrostática.

Partículas A:

- Tienen diámetro mayor a las anteriores (20-100 μm), pero aún pequeñas o de baja densidad ($< 1400 \text{ kg/m}^3$). Son las partículas más adecuadas para los reactores de lecho fluidizado catalíticos industriales.
- Fácilmente fluidizables, presentan fluidización homogénea o suave (similar a un líquido) a bajas velocidades de gas.
- Cuando estas partículas se fluidizan, el lecho se expande considerablemente antes de que aparezcan las primeras burbujas. Luego de aparecer las primeras burbujas, el paso de cada una de ellas, desestabiliza a la fase densa expandida.
- Las burbujas son rápidas, y ascienden más rápidamente que el resto de gas que se mueve intersticialmente por la emulsión.
- Los fenómenos de *splitting* y coalescencia de burbujas se presentan con este tipo de sólidos. Existe un tamaño máximo de burbujas, usualmente no mayor de 10 cm, aún en lechos grandes. Estos fenómenos, generan un alto intercambio entre emulsión y las burbujas.
- La fluidización no mejora apreciablemente por superficies o dispositivos sumergidos.
- Fluidizan con importante circulación de sólidos (similar a la convección de líquidos), especialmente en lechos grandes, produciendo rápido mezclado y apariencia de recipiente con líquido en ebullición.
- Se detecta influencia sobre el tamaño de burbuja de las condiciones de presión y temperatura, de la fracción de masa de sólidos menores de 45 μm y del tamaño promedio de las partículas.
- Pueden producir *slugs* axiales y las burbujas pueden crecer hasta el diámetro del recipiente, cuando éste sea compatible con el diámetro máximo mencionado antes y la velocidad del gas suficientemente elevada.
- Cuando se forman burbujas pequeñas (diámetro inferior a 4 cm aproximadamente) se ha observado que las mismas ascienden con velocidad comprendida entre 30 y 40 cm/s sin importar el tamaño de burbuja.

Partículas B:

- Son conocidos como arenosos, representados típicamente por la arena.
- Presentan un diámetro medio entre 40 y 500 μm y una densidad comprendida entre 1400 y 4000 kg/m^3 .

- Son perfectamente fluidizables mostrando un burbujeo vigoroso con crecimiento apreciable de las burbujas. Preferentemente usadas en equipos piloto y de laboratorio.
- En contraste con el grupo A, las fuerzas entre las partículas son despreciables y las burbujas comienzan a formarse prácticamente en el punto de fluidización mínima. La expansión del lecho es pequeña y el mismo colapsa rápidamente cuando se interrumpe la fluidización.
- La mayoría de las burbujas asciende más rápidamente que la velocidad del gas intersticial.
- Se forman pequeñas burbujas a la altura del distribuidor, que crecen y también se unen a otras conforme van ascendiendo en el lecho.
- El tamaño de burbujas crece casi linealmente con la distancia sobre el distribuidor y con la velocidad del gas ($U_g - U_{mf}$).
- Predomina el choque de burbujas y no existe evidencia de existencia de un tamaño máximo de burbuja.
- El burbujeo vigoroso promueve la gran circulación de sólidos
- El tamaño de burbuja es casi independiente del tamaño medio de partículas.
- Cuando se incrementa aún más la velocidad superficial del gas se provoca el *slugging*, inicialmente asimétrico pero luego se torna simétrico
- La mayoría de las reacciones gas-sólido no catalíticas, metalúrgicas y otras, se conducen en este régimen porque el tamaño medio y la distribución de tamaño de partículas está determinado por el procesamiento previo de las materias primas

Partículas D

- Son partículas grandes (diámetro mayor que $600\mu\text{m}$) y/o densas y de las que existe menos información publicada.
- Tienen un comportamiento errático. En lechos profundos muestran gran dificultad para fluidizar. Además generan apreciables explosiones de burbujas o severas canalizaciones. Son las partículas usadas en los “*spouted-bed*” o lechos de chorro. Ejemplos: granos de café, de maíz, carbón a gasificar, urea granulada.
- Las burbujas coalescen rápidamente y crecen hasta tamaños grandes.
- Las burbujas ascienden más lentamente que el resto del gas intersticial que lo hace a través de la fase densa.

- La fase densa tiene una baja porosidad.
- Se observan *slugs* cuando el tamaño de burbuja se aproxima al diámetro del recipiente.
- La fluidización de estos sólidos demanda una gran cantidad de gas, excediendo el requerido para la operación física o química en sí. En estos casos, conviene usar un lecho de chorro que requiere menor cantidad de gas.
- Pueden lograrse condiciones de burbujeo con estos sólidos en recipientes poco profundos y de diámetro suficiente, para velocidades de gas no muy superiores a U_{mf} . Para evitar la formación de *slugs*, especialmente al inicio de la fluidización los recipientes son muchas veces diseñados con una sección de mayor diámetro en la parte superior.

En la **Figura 2.11** se resume el comportamiento fluidodinámico de las diferentes partículas cuando conforman un lecho gas-sólido.

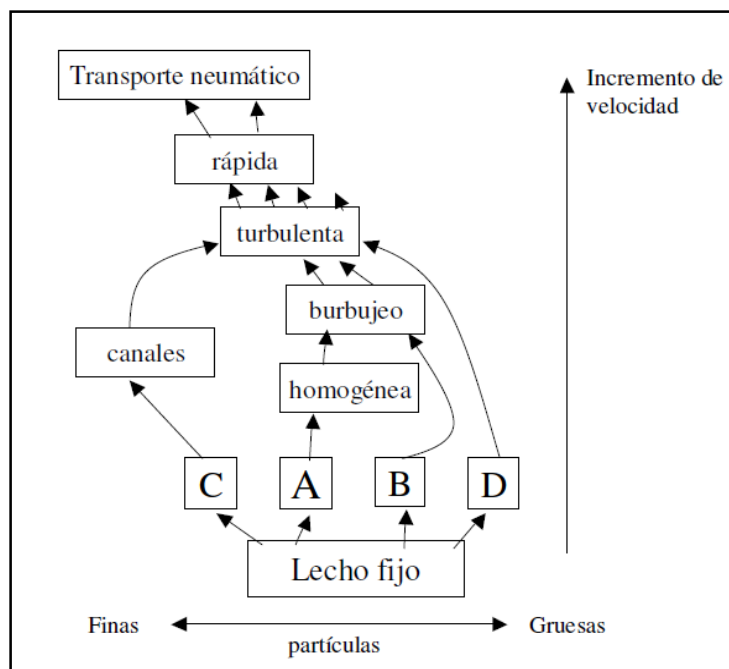


Figura 2.11. Tipos de contacto que se pueden obtener para las cuatro clases de partículas Geldart en función de la velocidad del gas.

2.6. Fluidización particulada y fluidización agregativa

Un aspecto que diferencia la fluidización por gas de aquella que tiene lugar cuando el agente fluidizante es un líquido, consiste en que, en este último caso, la expansión mencionada para $U_g > U_{mf}$ ocurre de manera homogénea, mediante un aumento de la distancia media entre las partículas. Esta fluidización, que se conoce como fluidización

uniforme, homogénea o particulada y se produce sin formación de burbujas. Cuando la fluidización se produce mediante gas y se forman burbujas, se denomina agregativa.

Cuando las partículas fluidizadas son muy pequeñas, ($d_p < 0,1 \text{ mm}$) o cuando el agente fluidizante es un gas denso a presión elevada, puede observarse una fluidización uniforme (aunque el lecho sea fluidizado por gas) en un intervalo de valores de velocidad superficial del agente fluidizante que se define mediante los límites siguientes:

$$U_{mf} < U < U_{mb}$$

siendo U_{mb} la velocidad de a la cual se observa la formación de la primera burbuja (denominada velocidad de mínimo burbujeo), la cual es fuertemente dependiente del tamaño de las partícula (**Barreto, 1984**).

En la **Figura 2.12**, se muestra la curva de fluidización del sistema conformado por aire y partículas de carburo de silicio (SiC). Este sistema, de interés en el presente trabajo, presenta este tipo de comportamiento. Las partículas de SiC son pequeñas ($d_p = 64 \mu\text{m}$) y densas ($\rho_p = 3210 \text{ Kg/m}^3$.) encontrándose en la zona de transición A/B de la clasificación de Geldart.

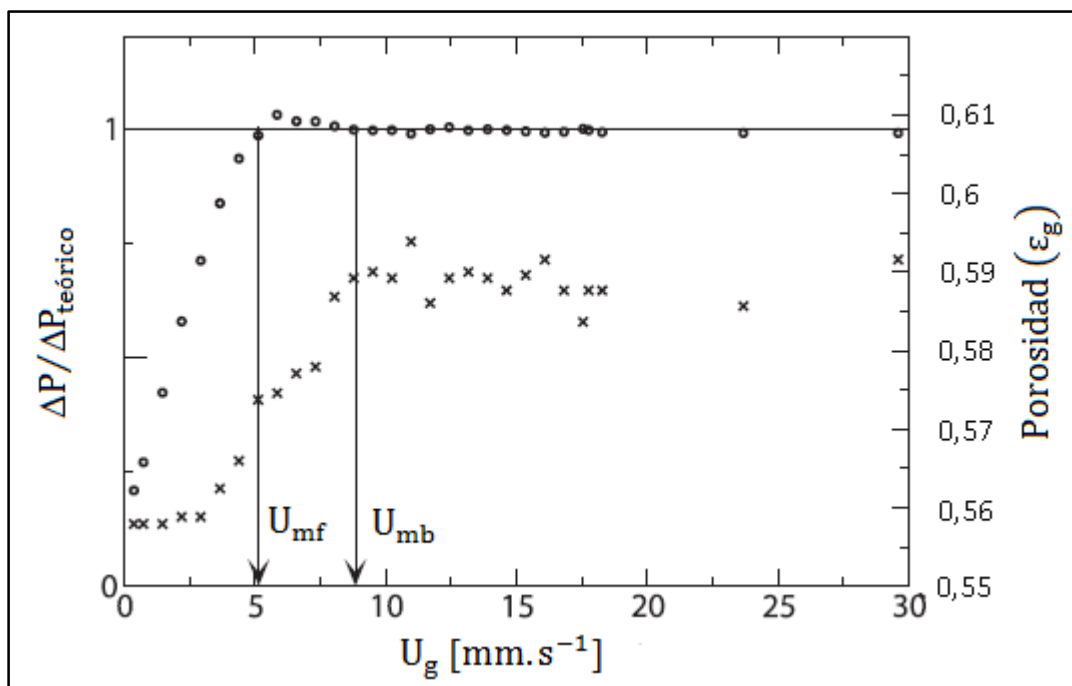


Figura 2.12. Curva de fluidización de sistema SiC-aire (Boissière y col., 2015)

En fluidización por líquido, se tiene usualmente fluidización particulada o suave, siendo poco frecuente la formación de bolsones en el sistema, salvo para partículas muy densas. De esta forma, U_{mb} no tiene significado para este caso. Por otra parte, en lechos

fluidizados por gas con partículas grandes, las burbujas aparecen en simultaneo con el punto de mínima fluidización, por lo cual $U_{mf} \cong U_{mb}$. La diferencia ($U_{mb} - U_{mf}$) crece cuando disminuye el tamaño de partículas. Por ejemplo, **Barreto (1984)** ha reportado los valores que se resumen en la **tabla 2.1**. También, se incluyen datos de **Bossière y col. (2015)** para partículas de SiC fluidizadas con aire.

Tabla 2.1. Diferencia entre $U_{mb} - U_{mf}$ para partículas de diferente tamaño. Los datos para los sólidos a y c pertenecen al trabajo de Barreto (1984). Los datos para b pertenecen al trabajo de Bossière y col. (2015).

Sólidos	d_p [mm]	U_{mf} [cm/s]	U_{mb} [cm/s]	$(U_{mb} - U_{mf})$ [cm/s]
a	0,098	0,63	0,72	0,09
b	0,064	0,50	0,80	0,30
c	0,056	0,17	0,61	0,44

En la bibliografía existen expresiones propuestas para evaluar la velocidad de mínimo burbujeo. **Geldart y Abrahamsen (1978)** midieron la velocidad U_{mb} para 23 tipos de partículas distintas ($d_p = 20 - 72 \mu\text{m}$; $\rho_p = 1100 - 4600 \text{ kg/m}^3$), utilizando aire en condiciones ambiente, helio, argón, dióxido de carbono y Freón-12. Los autores hallaron evidencia de una fuerte dependencia de la relación U_{mb}/U_{mf} con la fracción másica de partículas de tamaño menor que $45 \mu\text{m}$ ($F_{45\mu\text{m}}$). Desarrollaron la siguiente correlación:

$$\frac{U_{mb}}{U_{mf}} = 2300 \frac{\rho_g^{0,13} \mu^{0,52} \exp(0,72 F_{45\mu\text{m}})}{d_p^{0,8} (\rho_p - \rho_g)^{0,93}} \quad (2.8)$$

La ecuación (2.8) y la **Figura 2.13** permiten una razonable estimación de la velocidad de mínimo burbujeo. Debe aclararse que el rango de fluidización suave puede ampliarse mediante el agregado al conjunto de sólidos de una pequeña fracción de partículas finas, como lo mostraron **Brooks y Fitzgerald (1985)**.

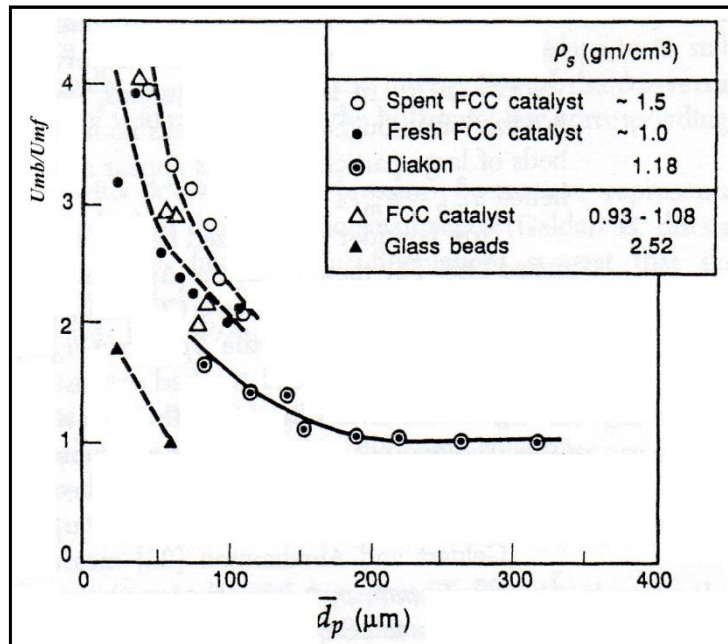


Figura 2.13. U_{mb} decrece en forma marcada con el aumento del tamaño de partículas. Valores reportados por Geldart y Abrahamsen (1978) (círculos) y Morooka col. (1973) (triángulos). Fuente: Kunii-Levenspiel (1991)

También **Geldart y Abrahamsen (1978)** propusieron la siguiente correlación para determinar U_{mb} :

$$U_{mb} = 2,07 \frac{d_p \rho_g^{0,06}}{\mu^{0,347}} \exp(0,716 F_{45\mu m}) \quad (2.9)$$

Según la ecuación (2.9), si $F_{45\mu m}$ es del orden del 10% y las partículas son fluidizadas por aire a Presión y Temperatura ambiente, entonces resultará que $U_{mb} \cong 100 d_p$. La ecuación (2.9) es válida sólo para partículas finas ($d_p < 100 \mu m$). Es importante destacar que la realidad física impone que $U_{mf} < U_{mb}$; si el cálculo determina lo contrario entonces el burbujeo comenzará en el momento de la fluidización incipiente y la ecuación (2.9) carece de validez. Para sólidos Geldart B, no habrá diferencia entre el mínimo burbujeo y la mínima fluidización. Para sólidos tipo A, U_{mb} puede ser hasta 10 veces el valor de U_{mf} .

Un criterio para evaluar el tipo de fluidización esperable para un determinado sistema, se basa en la evaluación del número adimensional de Froude en condiciones de mínima fluidización que vincula las fuerzas inerciales con la fuerza gravitatoria por unidad de área que actúa sobre el medio fluidizado:

$$Fr_{mf} = \frac{U_{mf}^2}{d_p g} \quad (2.10)$$

- Si $Fr_{mf} < 1$, deberá esperarse fluidización suave o particulada.
- Si $Fr_{mf} > 1$, se observará comportamiento de fluidización agregativa.
- Si $Fr_{mf} \cong 1$, se observarán comportamientos singulares.

2.6.1. Transición desde la fluidización suave a la fluidización agregativa

Si consideramos el caso de lechos fluidizados por gas con partículas pequeñas, ligeras y casi esféricas con distribución de tamaños ($d_p = 5 - 100 \mu m$), utilizados, por ejemplo, para cracking catalítico, **Kunii y Levenspiel (1991)** reportan los gráficos que se reproducen en la **Figura 2.14**.

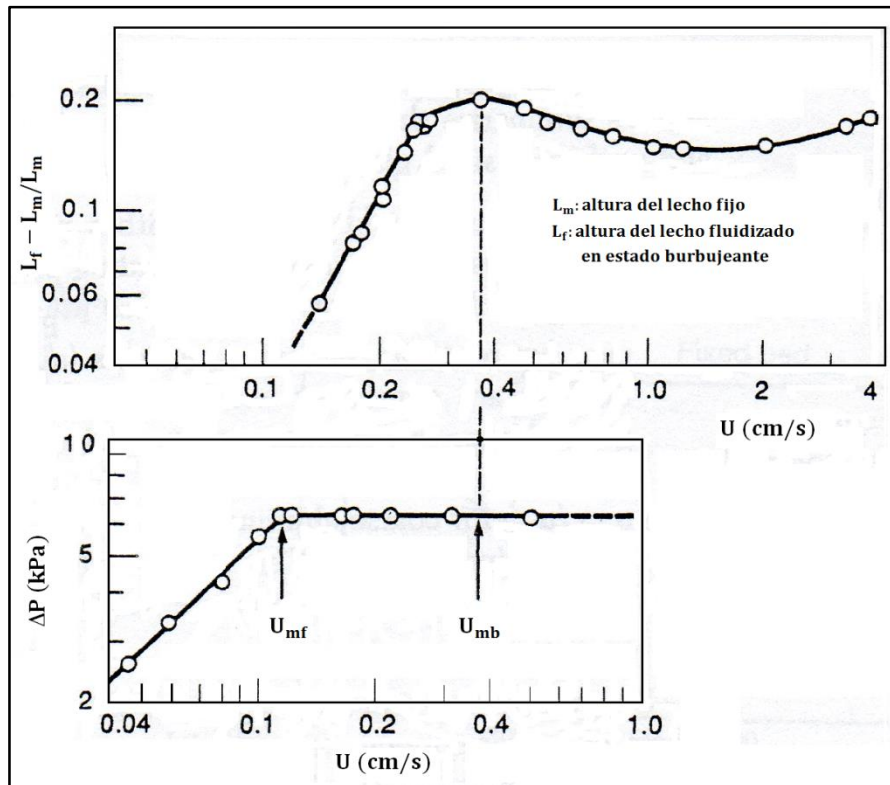


Figura 2.14. Expansión y pérdida de carga para catalizador de cracking (Kunii-Levenspiel, 1991)

La **Figura 2.14** permite observar la expansión del lecho de partículas de catalizador, donde L_f es la altura promedio del lecho fluidizado. Cuando se incrementa la velocidad superficial del gas por sobre el valor de U_{mf} el lecho se expande uniformemente sin detectarse la presencia de burbujas. Luego, a una velocidad de aproximadamente 3 veces U_{mf} comienzan a formarse burbujas. Gran parte del gas pasa en las burbujas y en la fase densa, las distancias entre partículas se reducen alcanzándose una porosidad cercana a la de mínima fluidización. Así, la formación de burbujas trae como consecuencia la disminución de la altura del lecho.

2.7. Ecuaciones fundamentales que describen el comportamiento de sistemas fluidizados: velocidad de mínima fluidización

En la condición de mínima fluidización el peso de la partícula (w) debe ser contrarrestado por la fuerza ejercida por el fluido que asciende (arrastre $\Delta P \cdot A$) y el empuje (E). Las fuerzas intervinientes se esquematizan en la **Figura 2.15**.

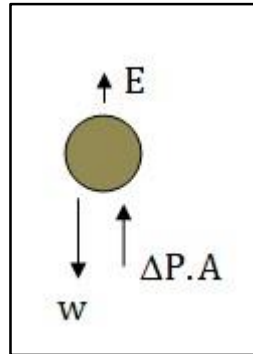


Figura 2.15. Balance de fuerzas en una partícula

Entonces, para un lecho constituido por una masa w de partículas de densidad ρ_p , fluidizadas por un gas de densidad ρ_g , con altura H_{mf} y porosidad ϵ_{mf} , en un recipiente de área transversal A , el balance de fuerzas resulta:

$$\Delta P A = w - E = \rho_p V_p g - \rho_g V_p g \quad (2.11)$$

donde V_p es el volumen total de partículas en el lecho, que se puede calcular como:

$$V_p = (1 - \epsilon_{mf}) V_{lecho} \quad (2.12)$$

El volumen del lecho (V_{lecho}) es el producto entre el área transversal y la altura del lecho; de esta manera, la relación (2.11) se convierte en:

$$\frac{\Delta P}{H_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g \quad (2.13)$$

En un lecho fijo de altura H , la pérdida de carga medida ΔP , puede relacionarse con la velocidad superficial U_g del gas mediante la ecuación de **Ergun (1952)**.

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \frac{(1 - \epsilon_g)^2}{\epsilon_g^3} \frac{\mu_g U_g}{(\phi_p d_p)^2} + 1,75 \frac{1 - \epsilon_g}{\epsilon_g^3} \frac{\rho_g U_g^2}{\phi_p d_p} \quad (2.14)$$

El parámetro ϕ_p , es la esfericidad o factor de forma, que permite tener en cuenta irregularidades en la forma de las partículas:

$$\phi_p = \left(\frac{\text{Superficie de una esfera}}{\text{Superficie de una partícula}} \right)_{\text{del mismo volumen}} \quad (2.15)$$

De esta definición, se desprende que $\phi_p = 1$ para esferas y $0 < \phi_p < 1$ para todas las otras formas de partículas.

En la **Figura 2.16** se muestran las partículas de carburo de silicio (SiC) utilizadas como vector de energía en el sistema híbrido estudiado en este trabajo. Claramente la forma de las partículas no es esférica. En el laboratorio PROMES-CNRS de Francia se determino el valor ϕ_p que resulto ser igual a 0,77.

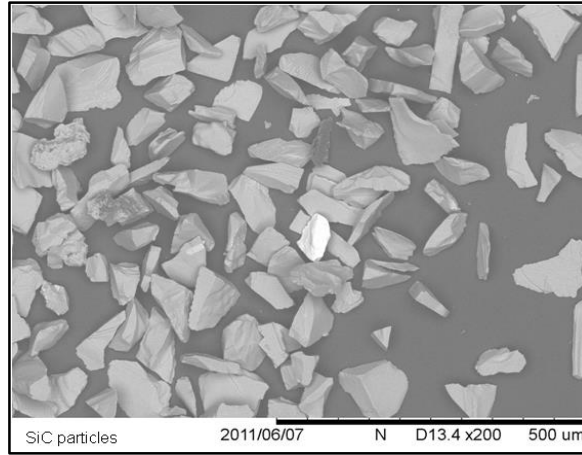


Figura 2.16. Partículas de SiC utilizadas como vector de energía en el sistema híbrido

La velocidad superficial de mínima fluidización, U_{mf} , se puede calcular combinando las ecuaciones (2.13) y (2.14). En general, para sólidos isotrópicos, resulta una ecuación cuadrática en U_{mf} :

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_p} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right)^2 + \frac{150 (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_p^2} \left(\frac{d_p U_{mf} \rho_g}{\mu_g} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (2.16)$$

La misma expresión, en números adimensionales resulta:

$$\frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_p} Re_{p,mf}^2 + \frac{150 (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_p^2} Re_{p,mf} = Ar \quad (2.17)$$

Ar es el número de Arquímedes definido como:

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu_g^2} \quad (2.18)$$

Cuando las partículas son muy pequeñas, la ecuación (2.16) se puede simplificar a:

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g) g}{150 \mu_g} \frac{\varepsilon_{mf}^3 \phi_p^2}{1 - \varepsilon_{mf}} \quad Re_{p,mf} < 20 \quad (2.19)$$

Para partículas muy grandes:

$$U_{mf} = \frac{d_p(\rho_p - \rho_g)g}{1,75 \rho_g} \varepsilon_{mf}^3 \Phi_p \quad Re_{p,mf} > 1000 \quad (2.20)$$

Cuando ε_{mf} y/o Φ_p no son conocidos, se puede estimar U_{mf} para un lecho de partículas con forma irregular reescribiendo la ecuación (2.17) como:

$$K_1 Re_{p,mf}^2 + K_2 Re_{p,mf} = Ar \quad (2.21)$$

donde

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi_p} \quad y \quad K_2 = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi_p^2} \quad (2.22)$$

Wen y Yu (1966) fueron los primeros en observar que K_1 y K_2 permanecían casi constantes para diferentes clases de partículas en un amplio rango de condiciones ($Re_p=0,001-4000$), dando así predicciones de U_{mf} con una desviación estándar de $\pm 34\%$. A partir de esto, otros investigadores han reportado valores de K_1 y K_2 , resumidos en la **Tabla 2.2**.

Tabla 2.2 – Valores de K_1 y K_2 para la ecuación (2.21). Fuente: Kunii y Levenspiel (1991)

Investigador	$K_2/2K_1$	$1/2K_1$
Wen y Yu (1966) 284 puntos de bibliografía	33,7	0,0408
Richardson (1971)	25,7	0,0365
Saxena y Vogel (1977) Dolomita a alta P y T	25,3	0,0571
Babu y col. (1984) Con datos reportados hasta 1977	25,3	0,0651
Grace (1982)	27,2	0,0408
Chitester y Kornosky (1984) Carbón, char, esferas de vidrio; hasta 64 bar	28,7	0,0494

Ya que U_{mf} es una de los valores más importantes para el diseño, se han realizado numerosas pruebas experimentales bajo una gran variedad de condiciones. Un gran número de correlaciones se han propuesto para poder predecir U_{mf} , y estas han sido resumidas de forma útil por **Couderc (1985)**.

2.8. Influencia de presión y la temperatura en el comportamiento fluidodinámico

El efecto de la presión ha sido estudiado por muchos investigadores (**Saxena y Vogel, 1977; Chitester y Kornosky, 1984; Varadi y Grace, 1978**). Las conclusiones

para lechos de polvo de carbón poroso, carbón, *char* y esferas de vidrio de tamaño uniforme a 80 bar, se resumen a continuación:

- ϵ_{mf} crece ligeramente (1-4%) cuando aumenta la presión de operación
- U_{mf} disminuye cuando crece la presión. Sin embargo esta disminución es despreciable para lechos de partículas finas ($d_p < 100 \mu m$), pero se convierte en significativa (por encima del 40 %) para partículas grandes ($d_p \cong 360 \mu m$). Este resultado experimental es consistente con la predicción de U_{mf} de cualquiera de las ecuaciones presentadas para su cálculo en este capítulo.

El efecto de la temperatura, de particular interés en este trabajo, ha sido estudiado por muchos investigadores siendo, entre otros, **Mii y col. (1973)**, **Avedesian y Davidson (1973)**. Por otro lado **Saxena y Vogel (1977)** y **Kitano y col. (1986)** estudiaron el efecto combinado de trabajar a alta temperatura y presión. Aunque hay contradicciones entre los resultados reportados, las conclusiones a las que los investigadores han abordado se pueden resumir en:

- ϵ_{mf} aumenta con la temperatura para partículas pequeñas (hasta 8% para temperaturas por encima de 500 °C) pero parece no ser afectada en el caso de partículas grandes.
- A altas temperaturas, U_{mf} puede ser razonablemente predicha con las ecuaciones dadas en este capítulo, si se ha corregido previamente ϵ_{mf} .

Formisani et al. (1998) arribaron a las mismas conclusiones a partir de realizar experiencias con arena a 800 °C, en un amplio rango de tamaños de partícula.

2.9. Velocidad terminal de las partículas

La velocidad límite o velocidad terminal es la velocidad máxima alcanzable por un cuerpo moviéndose en el seno de un fluido. Esta velocidad se alcanza cuando se equiparan el empuje y la fuerza de rozamiento con el peso. Para una partícula de diámetro d_p que cae a través de un fluido, puede estimarse a partir de consideraciones de la mecánica de los fluidos mediante la expresión:

$$U_t = \left[\frac{4d_p(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2} \quad (2.23)$$

donde C_D es el coeficiente de arrastre. **Haider y Levenspiel (1989)** formularon la siguiente expresión predictiva para C_D :

$$C_D = \frac{24}{Re_p} [1 + (8,1716 e^{-4,0655 \phi_p}) Re_p^{0,0964+0,5565 \phi_p}] + \frac{73,69(e^{-5,0748\phi_p}) Re_p}{Re_p + 5,378e^{6,2122\phi_p}} \quad (2.24)$$

Para el caso de partículas esféricas ($\phi_p = 1$), la ecuación (2.22) se reduce a

$$C_D = \frac{24}{Re_p} + 3,3643 Re_p^{0,3471} + \frac{0,4607 Re_p}{Re_p + 2682,5} \quad (2.25)$$

Debe señalarse que el cálculo de la velocidad terminal requiere un procedimiento iterativo a partir de las expresiones precedentes.

Es posible el cálculo directo de U_t a partir de la **Figura 2.17**. Se introducen dos variables adimensionales, el diámetro d^* y la velocidad adimensional del gas U_t^* , definidas a partir de las siguientes relaciones:

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu_g^2} \right]^{1/3} = \left(\frac{3}{4} C_D Re_p^2 \right)^{1/3} = Ar^{1/3} \quad (2.26)$$

$$U_t^* = U_t \left[\frac{\rho_g^2}{\mu_g (\rho_p - \rho_g) g} \right]^{1/3} = \left(\frac{4}{3} \frac{Re_p}{C_D} \right)^{1/3} = \frac{Re_p}{Ar^{1/3}} \quad (2.27)$$

La **Figura 2.17** es la representación de estas ecuaciones para la evaluación directa de la velocidad terminal a partir del diámetro de partícula y de las propiedades físicas del sistema.

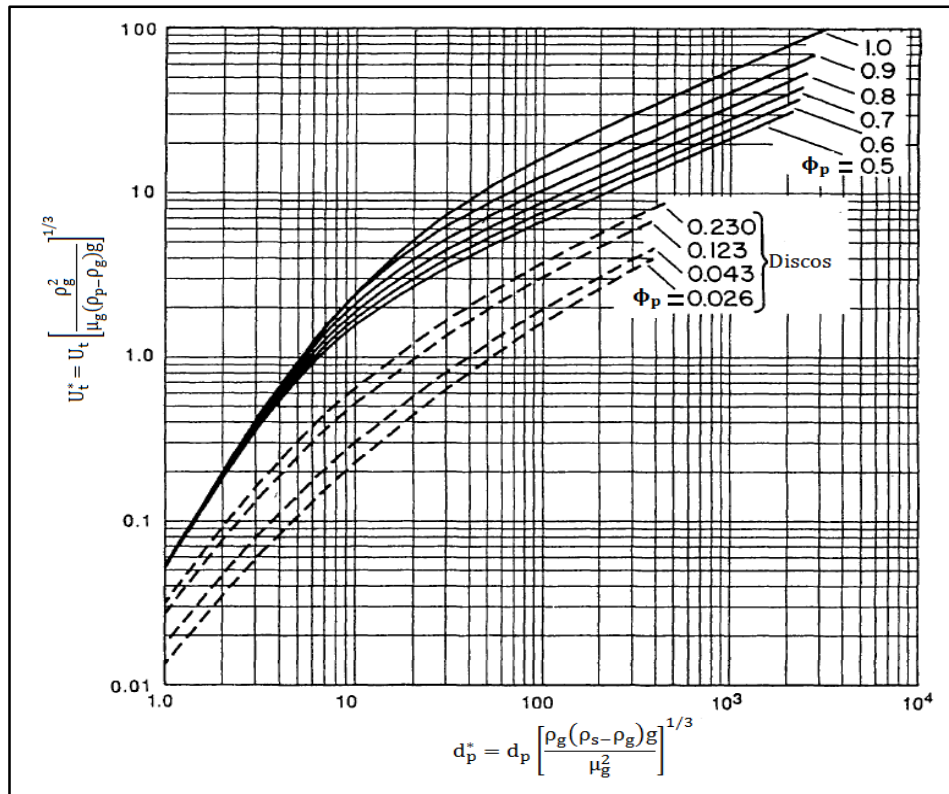


Figura 2.17: Determinación de la velocidad terminal de partículas cayendo a través de fluidos (a partir de Haider y Levenspiel, 1989)

Haider y Levenspiel (1989) presentaron una aproximación muy útil para la evaluación directa de la variable:

$$U_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \phi_p}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad \text{para } 0,5 < \phi_p < 1 \quad (2.28)$$

No válida para discos

Para partículas esféricas esta expresión se reduce a:

$$U_t^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{0,591 \phi_p}{(d_p^*)^{0,5}} \right]^{-1} \quad \text{para } \phi_p = 1 \quad (2.29)$$

Para evitar el arrastre fuera del lecho de las partículas, debe mantenerse la velocidad entre el valor de mínima fluidización y la velocidad terminal calculada como se ha mostrado en esta sección. En el cálculo de U_{mf} se debe usar el valor medio del diámetro para la distribución de tamaños que pueda existir en el lecho (en particular d_p) mientras que para la velocidad terminal U_t , debe usarse el menor tamaño de sólidos que se encuentre en cantidades apreciables en el lecho.

La relación U_t/U_{mf} , depende fuertemente del tamaño de partícula. Así, para partículas esféricas de tamaño uniforme y $\varepsilon_{mf} = 0,4$, **Kunii y Levenspiel (1991)** encontraron las siguientes relaciones:

- Para partículas pequeñas

$$\frac{U_t[\text{de la ecuación (2.28)}]}{U_{mf}[\text{de la ecuación (2.19)}]} = 78 \quad (2.30)$$

- Para partículas grandes

$$\frac{U_t[\text{de la ecuación (2.28)}]}{U_{mf}[\text{de la ecuación (2.20)}]} = 9.2 \quad (2.31)$$

No obstante, los lechos fluidizados pueden estar diseñados para operar a velocidades superiores a la velocidad terminal de prácticamente todos los sólidos, sin un excesivo arrastre. Esto es posible porque una gran fracción de gas fluye a través del lecho como burbujas de gas con alta velocidad, eludiendo (*by-pass*) la mayor parte de los sólidos del lecho. Si se utilizan ciclones separadores para retornar los sólidos arrastrados al lecho, se pueden usar velocidades de gas aún mayores.

2.9.1. Velocidad terminal de las partículas en un conjunto

Cuando se desea evaluar la condición de velocidad terminal de partículas integrantes de un conjunto, se debe contemplar que el movimiento de cada partícula se encuentra perturbado por la acción de las demás. Las expresiones derivadas para la velocidad terminal correspondiente a una partícula que cae en un fluido en ausencia de otros sólidos en forma simultánea no son válidas. Para un arreglo de sólidos (por ejemplo una dispersión de partículas en un líquido como en el caso de un reactor “*slurry*”), la velocidad de decantación o caída es típicamente mucho menor que la velocidad terminal de una partícula única y aislada en el mismo fluido. La reducción en esta velocidad se produce por dos efectos complementarios:

- el desplazamiento de fluido por las partículas que caen causa un flujo hacia arriba a través de los espacios vacíos interparticulares
- la resistencia sobre cada partícula individual se incrementa por el efecto de las partículas vecinas en el perfil de velocidad en el fluido intersticial (deflexiones)

Considerando como determinantes a estos dos efectos y despreciando eventuales interacciones partícula-partícula, el efecto combinado puede describirse por la correlación de Richardson-Zaki (ver **Kay y Nedderman, 1985**):

$$U_t^0 = U_t \varepsilon_g^n \quad (2.32)$$

donde U_t^0 y U_t son, respectivamente, la velocidad de sedimentación “obstaculizada” por encontrarse la partícula en una dispersión y la velocidad terminal de una partícula única aislada. Además, ε_g es la porosidad del medio en el que se calcula U_t^0 . El exponente “n” depende del número de Reynolds evaluado para la partícula aislada, pudiendo observarse algunos valores en la **Tabla 2.3**.

Tabla 2.3 – Valores del exponente n en la ecuación de Richardson-Zaki tomado de Seville et al (1997)

Re_p evaluado a la velocidad terminal	Valor de n
$Re_p \leq 0,2$	4,6
$0,2 < Re_p < 1$	$4,4Re_p^{-0,033}$
$1 < Re_p < 500$	$4,4Re_p^{-0,1}$
$500 \leq Re_p$	2,4

2.10. Fluidización turbulenta, rápida y transporte neumático

El esquema de la **Figura 2.18** muestra el aspecto que presentan los sólidos y el gas en operaciones de fluidización bajo diferentes regímenes, cuando se incrementa la velocidad superficial del gas.

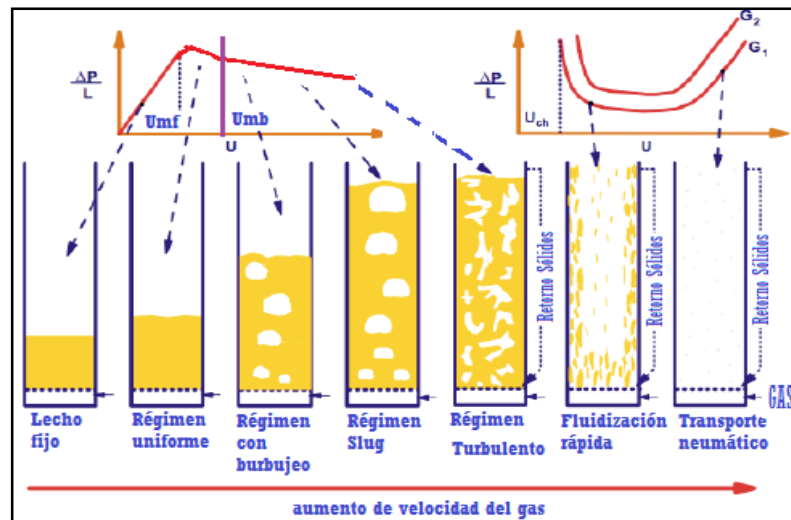


Figura 2.18. Regímenes de fluidización. Apariencia del lecho y esquema cualitativo de la Pérdida de carga

Como se menciona con anterioridad, el comportamiento en cada régimen, no sólo debe asociarse a una apariencia notoriamente diferenciada, sino a condiciones de pérdida de carga características, que deben asociarse al régimen correspondiente. El régimen depende de las propiedades de las partículas, de la geometría del reactor y de la velocidad del gas. Respecto de la **Figura 2.18**, podemos decir que los sólidos se encuentran cautivos hasta el régimen turbulento, inclusive. Luego, en el régimen extremadamente turbulento o rápido, comienzan los regímenes no cautivos, con significativa elutriación, que en orden respectivo son el régimen de fluidización rápida y el transporte neumático.

La **Figura 2.19** sirve para mostrar la fracción de sólido correspondiente a cada uno de los regímenes mencionados.

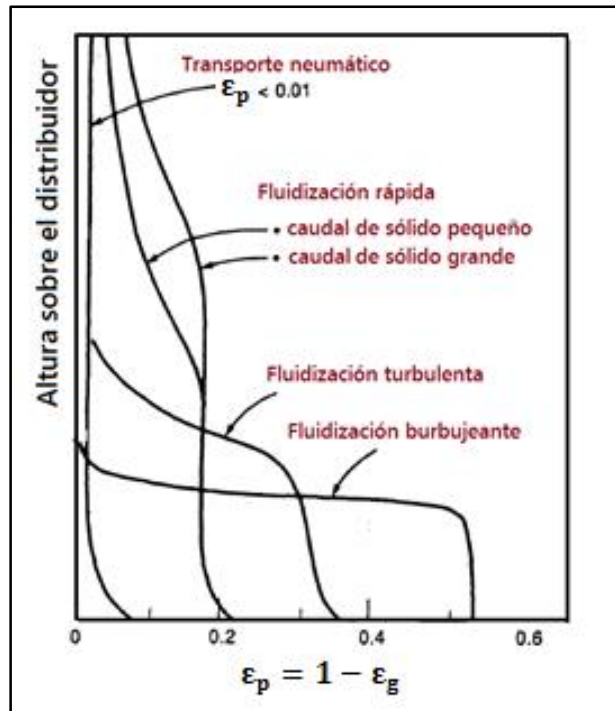


Figura 2.19. Fracción de sólidos en el recipiente para cada régimen de fluidización.

En la **Figura 2.20** se representa el transporte continuo de una corriente ascendente de sólidos de caudal másico \dot{m}_p mediante una corriente de aire que fluye en el mismo sentido (co-corriente). Para el caso en que la corriente de aire sea lo suficientemente elevada, pero también el valor de \dot{m}_p suficientemente pequeño, todas las partículas sólidas serán arrastradas en el recipiente como partículas separadas, ampliamente dispersas en el gas.

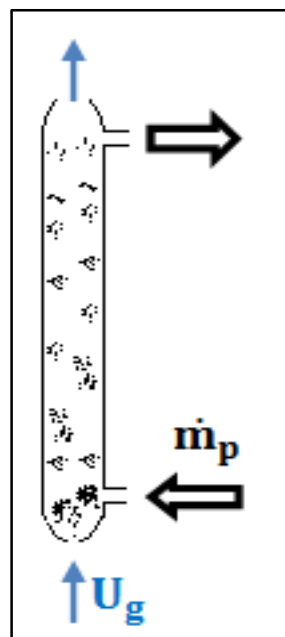


Figura 2.20. Transporte neumático de sólidos

Hasta un cierto nivel, se puede variar el caudal de gas o sólido y aún mantenerse un flujo ascendente diluido de sólidos. Este régimen se denomina técnicamente transporte neumático.

Inmediatamente sobre el punto de alimentación del caudal de sólidos, las partículas son aceleradas y arrastradas por la corriente ascendente de gas, produciendo una distribución de sólidos tal como se muestra en la curva correspondiente al régimen de transporte neumático en la **Figura 2.20**. La relación entre el flujo másico de sólido y el de gas se encuentra entre 10 y 20, lo cual representa una porosidad muy alta (>99%).

Cuando la velocidad del gas se reduce o el caudal de sólidos se incrementa, se alcanza una condición donde las características de la mezcla cambian drásticamente, con la generación de agregados, algunos “*slugs*” y sólidos cayendo bajo el punto de alimentación. Esta transición se conoce como ahogo o “*choking condition*” en inglés, y representa el límite del transporte neumático.

2.11. Flujo ascendente de una suspensión densa de partículas

Es posible lograr el transporte vertical ascendente de sólidos con alta concentración mediante sistemas fluidizados a elevada presión. De esta manera se logran regímenes como los ya expuestos en las secciones precedentes, en la condición de lecho cautivo.

Aunque se trata de un caso poco común en el movimiento de sólidos granulares, aquí se presenta un resumen de la bibliografía actual con relación al tema.

Watson y col. (2012), estudiaron el comportamiento de una suspensión densa de partículas de alúmina de ($d_p = 2,69$ mm -Geldart D), circulando por una línea de transporte vertical con diámetros internos de 46,4 mm y 71,4 mm y longitudes de 3 y 4 m. Los autores concluyeron que las dimensiones de la partícula influyen en el régimen de fluidización al interior del tubo que resulto ser una clase particular del patrón “*slug*” ,descrito en la **sección 2.4.1**, en el que la forma de la punta de los bolsones de gas es plana (*flat slugs*).

Este tipo de sistemas, ha sido también estudiado por **Turzo y col. (2013)**. Los autores trabajaron con una suspensión densa de partículas pertenecientes al grupo A de la clasificación de Geldart. Mediante fluidización con aire, lograron el ascenso de la suspensión en régimen burbujeante a través de tubos de 28 y 56 mm de diámetro interno y 6 m de longitud.

Recientemente, como parte de los estudios precedentes al uso de la suspensión densa de SiC como vector de transferencia de calor (que forma parte de este trabajo),

Boissière y col. (2015) estudiaron la fluidización ascendente, a temperatura ambiente, de partículas de carburo de silicio (SiC) de 64 μm de diámetro (Geldart A). La suspensión fluidizada por aire circula a través de dos tubos de 34 mm de diámetro interno y 2,6 m de largo. Las condiciones de operación permitieron trabajar en régimen burbujeante. El equipo utilizado en las experiencias de Bossière se muestra en la figura (Figura 2.21).

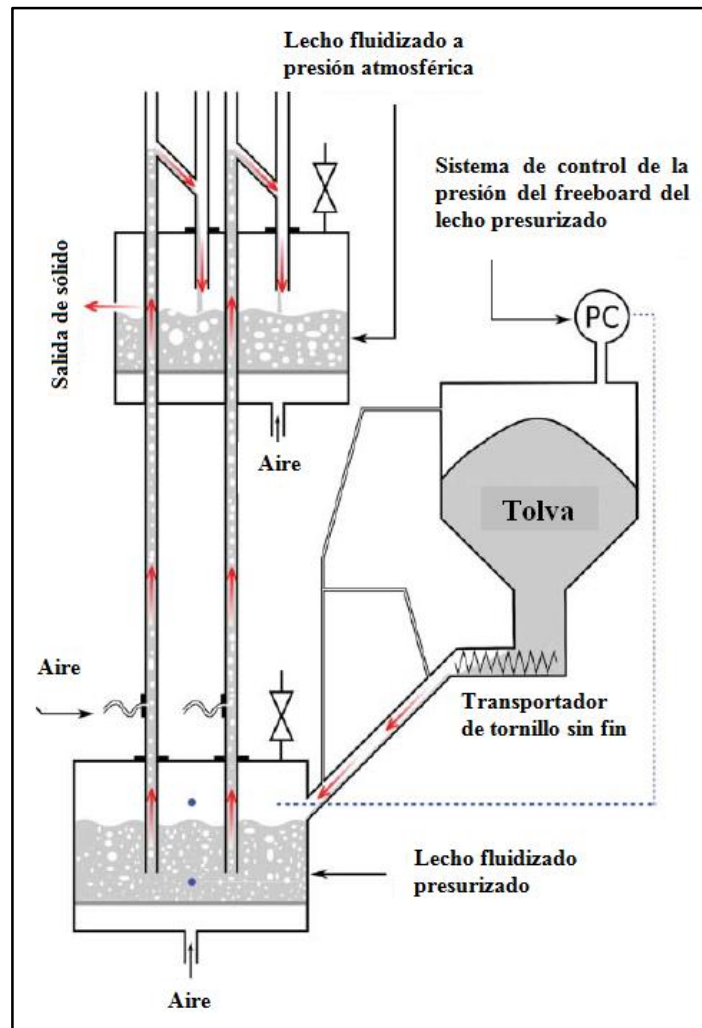


Figura 2.21. Lecho fluidizado presurizado utilizado en las experiencias de Bossière y col. (2015)

2.12. Conclusiones del Capítulo 2

En este capítulo, se introdujo el concepto de fluidización y se describieron los principales aspectos para llevar a cabo la caracterización de sistemas fluidizados.

En el desarrollo de teoría de fluidización, se han utilizado resultados obtenidos por **Boissière y col. (2015)** en la caracterización del comportamiento fluidodinámico de partículas de SiC, las cuales conforman el fluido térmico en el sistema híbrido propuesto en este trabajo.

CAPÍTULO 3.

FLUIDODINÁMICA COMPUTACIONAL

3.1 Introducción

La dinámica de fluidos computacional (DFC) o fluidodinámica computacional identificada usualmente por CFD (por sus siglas en inglés) es una disciplina que utiliza métodos numéricos y algoritmos para resolver problemas que involucran flujos de fluidos. Emplea el equipamiento informático para llevar a cabo la simulación del movimiento de fluidos y, de ser necesario de otros fenómenos asociados, como por ejemplo: transferencia de calor y materia, reacciones químicas, arrastre de sólidos, etc. Aplicando la técnica de CFD se puede construir un modelo computacional que represente al sistema o equipo que se desea estudiar. Se incorporan al prototipo virtual las características físicas y químicas del flujo de fluido en estudio y el *software* genera como respuesta una predicción de la fluidodinámica y demás procesos físicos (y químicos) involucrados. Por lo tanto puede considerarse a la CFD como una sofisticada técnica de diseño y análisis que utiliza el equipamiento computacional para desarrollar los millones de cálculos requeridos para simular la interacción de fluidos con superficies complejas como las utilizadas en ingeniería.

El campo de aplicación de la técnica de CFD como herramienta de modelado está en continua expansión. Se ha mejorado el *hardware*, la velocidad de cálculo, las capacidades de memoria, como así también los *software* empleados como herramientas de resolución. Los programas de CFD existentes en el mercado son lo suficientemente potentes y fáciles de utilizar como para que resulte rentable su empleo a nivel industrial. Sus beneficios provienen fundamentalmente de la reducción del número de ensayos experimentales necesarios y la disminución del tiempo empleado en desarrollo y diseño.

3.2. Breve historia de la CFD

Aunque no existe consenso acerca de quién fue el primero en realizar cálculos de CFD (en el sentido moderno) en esta sección se presentan algunos sucesos relevantes en la materia.

Lewis Fry Richardson (1881-1953), en Inglaterra, desarrolló el primer sistema numérico de predicción del clima cuando dividió el espacio físico en celdas de una grilla y utilizó el método de aproximaciones por diferencias finitas de Bjerknes's. Su

intento de predecir el clima por un simple período de ocho horas tomó seis semanas de tiempo real y finalizó en un rotundo fracaso. El enorme requerimiento de cálculos de su modelo llevó a Richardson a proponer la solución que él denominó *forecast-factory*. Dicha solución hubiera demandado llenar un vasto estadio con 64.000 personas, cada una equipada con una calculadora mecánica que llevaría a cabo parte del cálculo del flujo. Un líder en el centro, utilizando luces de señalización de colores y comunicaciones telegráficas, coordinaría la operación. Lo que Richardson estaba proponiendo puede ser considerado como un muy rudimentario e incipiente intento de cálculo de CFD.

La primera solución numérica para un flujo circulando alrededor de un cilindro fue desarrollada por Thom en 1933 y reportada en Inglaterra. Kawaguti obtuvo una solución similar en Japón en 1953 utilizando una calculadora mecánica de escritorio y trabajando veinte horas por semanas, durante 18 meses.

Para Chung (2010), el desarrollo de la fluidodinámica computacional (CFD) moderna comenzó con el surgimiento de la computadora digital a principios de la década del 50. Los trabajos de Evans and Harlow (1957), Godunov (1959), Lax y Wendroff (1960), son los primeros en utilizar la CFD con el método de diferencias finitas. Los elementos finitos y la CFD fueron utilizados en los trabajos de Zienkiewicz y Cheung (1965), Oden (1972, 1988), Chung (1978), entre otros.

En la década del 60, la división de teoría de la *National Aeronautics and Space Administration* de Estados Unidos (NASA), contribuyó con numerosos métodos numéricos que aún hoy son utilizados en CFD: *Particle-in-cell*, *Marker and cell*, *Vorticity-Stream function methods*, *Arbitrary Lagrangian-Eulerian methods*, *k-ε turbulence model*.

En la década del 70, el grupo dirigido por D. Brian Spalding, en el *Imperial College* de Londres, desarrolló el algoritmo SIMPLE, el programa TEACH y, entre otros, la formulación que actualmente se utiliza del modelo de turbulencia k-ε (**Spalding y Launder, 1972**).

Otro evento clave para el desarrollo de la fluidodinámica computacional se produjo en el año 1980 cuando Suhas V. Patankar publicó “*Numerical Heat Transfer and Fluid Flow*”, probablemente el libro con más influencia en la Fluidodinámica Computacional y a partir del cual se desarrollaron numerosos programas de CFD.

A comienzos de la década del 80, los *software* comerciales de CFD comenzaron a surgir y ocupar una plaza importante del mercado. Las compañías más grandes

alrededor del mundo eligieron esta opción, frente a la posibilidad de continuar desarrollando *software* propios. Los programas comerciales están basados en conjuntos de expresiones matemáticas no-lineales que representan las ecuaciones fundamentales de flujo de fluidos y ecuaciones de transporte de energía y materia. Estos sistemas de ecuaciones se resuelven iterativamente utilizando complejos algoritmos incorporados al programa de CFD. En forma simplificada puede considerarse que dichos programas le permiten al usuario modelar computacionalmente cualquier campo de flujo siempre y cuando la geometría del objeto a modelar sea conocida, se haya caracterizado al problema desde el punto de vista físico y químico y se puedan indicar las condiciones iniciales o de borde del flujo. Las salidas de un *software* de CFD pueden ser presentadas como gráficos, por ejemplo de vectores de velocidad, contornos de presión, diagramas X-Y o como datos numéricos.

A la fluidodinámica computacional se la reconoce actualmente como parte del espectro de herramientas perteneciente a la “Ingeniería asistida por computadoras” (*computer-aided engineering*) y su capacidad para simular los fenómenos relacionados con flujos de fluidos les permiten a los Ingenieros de diseño e investigadores disponer de una herramienta que en muchos casos reemplaza, y en otros complementa, la usualmente costosa instancia experimental.

3.3. Aplicaciones de la CFD

Como resultado de la aplicación de esta técnica se obtiene información sobre el movimiento y la presión del fluido del sistema simulado. Adicionalmente puede obtenerse información sobre la transferencia de materia y energía, las variaciones de las propiedades, las fuerzas que ejerce el fluido sobre los sólidos adyacentes, etc.

Algunos de los campos de aplicación actual de la CFD son:

- Aerodinámica de vehículos terrestres, aviones, entrada y salida de la atmósfera de vehículos espaciales.
- Diseño de motores de combustión, calderas y turbomáquinas.
- Refrigeración de equipos eléctricos y electrónicos.
- Equipos que incorporan procesos físicos y químicos: reactores, sedimentadores, mezcladores, granuladores, intercambiadores de calor, eyectores, etc.
- Desarrollo de sistemas de ventilación, calefacción y aire acondicionado.
- Predicción meteorológica.
- Influencia del viento sobre el comportamiento de edificios, puentes, etc.

- Dispersión de contaminantes en la atmósfera, ríos y mares.
- Biomedicina: respiración y circulación de la sangre.
- Hidrología y oceanografía: corrientes en ríos, estuarios y océanos.
- Hidrodinámica de buques.

En la **Figura 3.1**, se muestran algunos resultados obtenidos mediante el uso de la técnica de CFD.

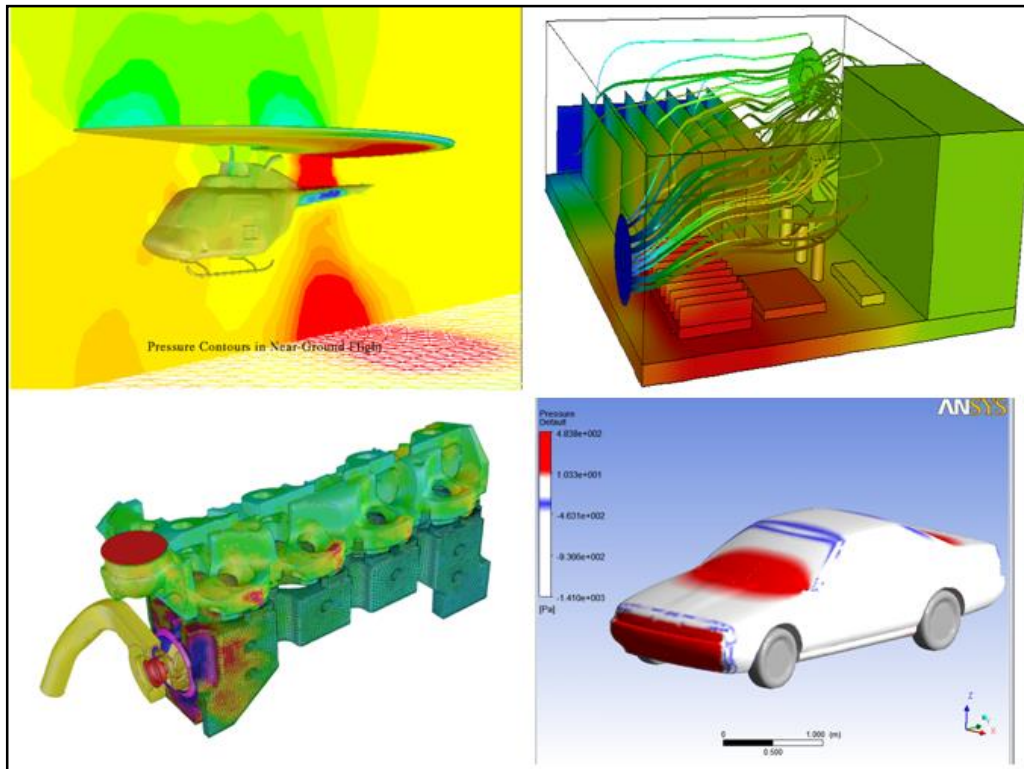


Figura 3.1. Aplicaciones de la CFD.

En general la CFD es de gran utilidad en aquellos casos en los que resulta necesario analizar detalladamente la dinámica de fluidos para obtener los resultados buscados. Sin embargo es importante señalar que, incluso actualmente, la complejidad de los cálculos y las limitaciones de los equipos de computación más potentes, hacen que sea absurdo intentar utilizar las técnicas de CFD en los casos en los que otras técnicas han logrado simplificaciones adecuadas, como el caso del cálculo de pérdidas de carga en tuberías y canales, golpe de ariete, diseño de sistemas neumáticos, etc. También la CFD resulta inaplicable para procesos muy extensos, como puede ser la simulación global de una planta industrial, un reactor químico, una columna de destilación o incluso un motor de explosión o una turbina de gas en su conjunto (sí se pueden estudiar por partes), debido a los altos requerimientos computacionales que demandarían estas simulaciones.

Pese a la profusa información que permanentemente se difunde (sobre todo en sitios específicos de la web) con respecto al potencial y capacidad de la CFD en la simulación de estos sistemas, cuando se construyen simuladores de unidades tales como reactores químicos o equipos de operaciones unitarias, la CFD misma se aplica sobre la base de modelos fluidodinámicos y no sobre la resolución de las ecuaciones microscópicas elementales. Como se ha dicho, la resolución de las ecuaciones de cambio elementales en todos los puntos del dominio de un equipo completo es, por el momento, impracticable.

3.4. Algunas ventajas e inconvenientes de la CFD

En la actualidad, si bien los ensayos experimentales siguen siendo necesarios, los continuos avances en el equipamiento informático y algoritmos a aplicar, han permitido una reducción importante en el número de ensayos requeridos. Por ejemplo, el diseño típico de un modelo de ala de avión, se lleva a cabo ahora con 3 a 4 ensayos en túnel de viento, en lugar de los 10 ó 15 que eran necesarios anteriormente.

Las ventajas que proporciona el análisis por CFD se pueden resumir en:

- Reducción sustancial de tiempos y costos en los nuevos diseños
- Posibilidad de analizar sistemas o condiciones muy difíciles de simular experimentalmente: velocidades muy elevadas, temperaturas muy altas o bajas, movimientos relativos, etc.
- Capacidad de estudiar sistemas bajo condiciones peligrosas o más allá de sus condiciones límite de funcionamiento, por ejemplo accidentes.
- Nivel de detalle prácticamente ilimitado. Los métodos experimentales son tanto más caros cuanto mayor es el número de puntos de medida, mientras que los programas de CFD pueden generar un gran volumen de resultados sin costo añadido y resulta muy sencillo realizar estudios paramétricos.

No obstante, la aplicación de las técnicas de CFD tiene asociados costos significativos. En primer lugar, se requieren computadoras de gran capacidad de cálculo y un *software* cuyo precio generalmente es alto. En segundo lugar, se necesita personal calificado que esté en condiciones de hacer funcionar los programas y analizar adecuadamente los resultados.

Los mayores inconvenientes de la CFD consisten en que no siempre es posible llegar a obtener resultados suficientemente precisos y la facilidad con que, en ocasiones, se pueden cometer errores groseros. Esto se debe a:

- La necesidad de simplificar el fenómeno a estudiar para que el *hardware* y el *software* sean capaces de tratarlo. El resultado será tanto más preciso cuando más adecuadas hayan sido las hipótesis y simplificaciones realizadas.
- Las limitaciones de los modelos existentes para tratar la turbulencia, el flujo bifásico, la combustión, etc.

3.5. La CFD en la Ingeniería Química

Con el desarrollo de equipos informáticos de alta performance y los avances en técnicas numéricas y desarrollos de nuevos algoritmos, los ingenieros químicos comenzaron a explotar el potencial de las herramientas de CFD.

Numerosos programas permiten trabajar en un amplio rango de aplicaciones de interés en la Ingeniería Química y que involucran operaciones físicas del tipo de procesos de mezclado, transferencia de calor u operaciones de separación.

Las primeras aplicaciones de CFD desarrolladas para una utilización específica de la Ingeniería Química fueron sobre mezclado de fluidos. Actualmente los *software* de CFD son capaces de predecir cuantitativamente el comportamiento de flujos de fluidos laminares y turbulentos alrededor de cuerpos sumergidos, las pérdidas de carga debidas a cambios de dirección, la presencia de puntos calientes en una geometría con transferencia de calor, también resultan útiles para analizar la performance de las válvulas y medidores de caudal dentro de la configuración de una instalación específica y se han hecho importantes avances en el modelado de equipos rotativos como bombas centrífugas y turbinas.

En el campo del diseño de equipos, una de las utilidades que los Ingenieros Químicos dan a los programas de CFD es la posibilidad de desarrollar modelos que les permitan predecir la performance de nuevos diseños a partir del conocimiento de la geometría y los parámetros de operación. Esta capacidad permite el análisis de diseños que en otras ocasiones hubiesen quedado relegados por falta de recursos para los ensayos experimentales requeridos.

Finalmente, varios paquetes comerciales han incorporado las reacciones químicas en sus programas, permitiendo un rápido progreso del uso de la CFD dentro del campo de la Ingeniería de las Reacciones Químicas (**Ranade, 2002**).

3.6. Tratamiento del flujo de fluidos y modelos utilizados por la CFD

Para poder desarrollar las simulaciones que se presentan en este trabajo se utilizó la licencia académica del software comercial de CFD, Ansys-Fluent 14.5.

El análisis riguroso de los procesos de flujo que realiza el programa se basa en la aplicación de las leyes de conservación de la materia, cantidad de movimiento. En las siguientes secciones se describen las ecuaciones básicas de conservación que utiliza el programa, derivadas para sistemas de flujo que involucran una única fase. En el capítulo 4, se exponen las ecuaciones necesarias para la resolución de sistemas multifásicos.

3.6.1 Ecuaciones de conservación a resolver por CFD

3.6.1.1. Ecuación de conservación de la materia

La ecuación de conservación de la materia, o ecuación de continuidad, puede ser escrita de la siguiente forma:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho \vec{u}) = S_m \quad (3.1)$$

donde ρ es la densidad del fluido y \vec{u} el vector velocidad. La ecuación 3.1 es válida tanto para flujos compresibles como incompresibles. El término S_m representa la masa incorporada a la fase continua proveniente de una segunda fase dispersa (ej. vaporización de gotas de líquido) o alguna otra fuente definida por el usuario. En los desarrollos que se presentarán en este trabajo este término será igual a cero.

3.6.1.2. Ecuaciones de conservación de la cantidad de movimiento

La ecuación general de conservación de la cantidad de movimiento para un marco de referencia inercial (sin aceleración) está dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho \vec{u}) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} \vec{u}) = -\nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau} + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (3.2)$$

donde P es la presión estática, $\bar{\tau}$ es el tensor esfuerzo de corte y, por último, los términos $(\rho \vec{g})$ y \vec{F} representan la fuerza gravitatoria que actúa sobre el cuerpo (o fluido) y las fuerzas externas aplicadas al mismo (ej.: fuerzas de interacción entre fases),

respectivamente. Cuando existe un medio poroso, \vec{F} representará una función de la velocidad para la pérdida de carga por unidad de longitud que ofrece el medio al paso del fluido.

El tensor esfuerzo de corte, $\bar{\tau}$, puede escribirse de la siguiente forma:

$$\bar{\tau} = \mu \left[(\nabla \vec{u} + \nabla \vec{u}^T) - \frac{2}{3} \nabla \cdot \vec{u} \mathbf{I} \right] \quad (3.3)$$

donde μ es la viscosidad molecular del fluido, \mathbf{I} es el tensor unitario y el segundo término del lado derecho de la ecuación representa los efectos de dilatación volumétrica.

3.6.1.3. Ecuación de balance de energía

La expresión general del balance de energía que emplea el programa *FLUENT* (Ansys-Fluent, 2011) está dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho E) + \nabla \cdot (\vec{u}(\rho E + P)) = -\nabla \cdot \left(k_e \nabla T - \sum_j h_j J_j + (\bar{\tau}_e \cdot \vec{u}) \right) + S_h \quad (3.4)$$

donde J_j es el flujo difusivo de las especies j y k_e es la conductividad efectiva. Los tres primeros términos del lado derecho de la ecuación (3.4) representan la energía transferida por conducción, difusión de especies y disipación viscosa, respectivamente. S_h incluye el calor de reacción y cualquier otra fuente de calor volumétrica existente. En la ecuación (3.4),

$$E = h - \frac{P}{\rho} + \frac{u^2}{2} \quad (3.5)$$

donde la entalpía sensible, h , es definida para gases ideales como:

$$h = \sum_j x_j h_j \quad (3.6)$$

y para flujo incompresible:

$$h = \sum_j x_j h_j + \frac{P}{\rho} \quad (3.7)$$

En la ecuación (3.7) es la fracción másica de las especies j y

$$h_j = \int_{T_{ref}}^T C_{p_j} dT \quad (3.8)$$

donde T_{ref} es una temperatura de referencia (298.15 K).

3.6.2. Discretización de las ecuaciones de transporte

Para que un programa de CFD pueda resolver las ecuaciones diferenciales que describen a un flujo de fluido, éstas deben ser transformadas en expresiones algebraicas. Dicha transformación se denomina proceso de discretización numérica. Existen varias técnicas de discretización, dependiendo de los principios en que se basen. Las más utilizadas son: diferencias finitas (DF), volúmenes finitos (VF), y elementos finitos (EF). Los primeros programas de CFD utilizaron DF. La mayor desventaja de este método es que está limitado a grillas estructuradas, las cuales son difíciles de aplicar a sistemas con geometrías complejas. Los métodos de VF y EF soportan tanto grillas estructuradas como no-estructuradas y por lo tanto pueden ser aplicados a geometrías más complejas. El método de EF es en general más preciso que el de VF, pero el de VF aplica la ecuación de continuidad a cada volumen de control, resultando en un balance de materia más exacto. VF es más apropiado para flujos de fluidos, mientras que EF es utilizado extensamente en cálculos de sistemas sometidos a tensión, donde satisfacer la ecuación de continuidad en forma local es menos importante.

Al realizar una simulación es imprescindible volcar en el modelo los detalles de la geometría a estudiar. Los casos de lechos fijos de partículas esféricas presentan una complejidad tal que sólo es posible utilizar grillas del tipo no-estructurado para su descripción.

El *software* Ansys-Fluent 14.5 utilizado en este trabajo se basa en el método numérico de los volúmenes finitos (**Figura 3.2**). En el método de VF, el dominio se divide en un determinado número de volúmenes de control y las ecuaciones diferenciales de transporte se integran sobre cada uno de dichos volúmenes. Luego, se define la fórmula de interpolación entre dos puntos sucesivos de la grilla y se discretizan las ecuaciones para generar un sistema de ecuaciones algebraicas (**Patankar, 1980**). Las ecuaciones discretizadas obtenidas de esta forma expresan el principio de conservación, para cada variable analizada, en un volumen de control finito, del mismo modo que la ecuación diferencial lo expresa para un volumen de control infinitesimal. Finalmente, las ecuaciones algebraicas son resueltas numéricamente para generar el campo de solución de las variables del sistema en estudio. Una de las características más interesantes de esta formulación es que la solución resultante implica que las integrales de las ecuaciones de conservación de variables tales como materia, momento y energía

son satisfechas exactamente sobre todo el grupo de volúmenes de control y, por supuesto, sobre todo el dominio de cálculo. Esta característica se verifica para grillas con cualquier número de puntos, por lo tanto, aun las soluciones basadas en grillas poco refinadas obtienen balances integrales exactos.

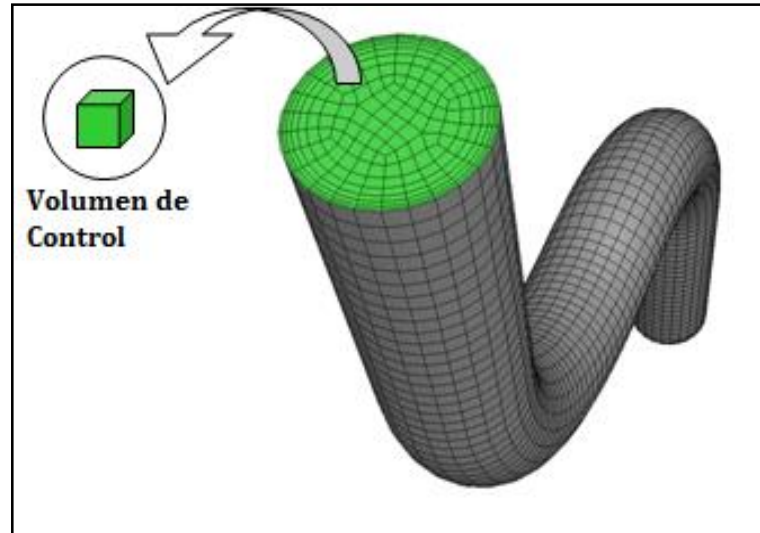


Figura 3.2. Discretización del dominio utilizada por Ansys-Fluent 14.5.

3.7. Etapas de resolución

El *software* Ansys-Fluent 14.5 está conformado por diferentes módulos, que ejecutan las distintas etapas de la simulación como puede observarse en la Figura 3.3.



Figura 3.3. Estructura del paquete de CFD comercial

3.7.1. Pre-procesamiento

Esta etapa incluye la creación o importación (desde un programa de diseño gráfico) de la geometría del problema a tratar y la generación de la malla correspondiente. La creación de la malla es una de las etapas más importantes de la simulación ya que su refinamiento (cantidad y distribución de los volúmenes de control que la componen) definirá la precisión de la simulación.

Más allá del tipo de malla seleccionada (estructurada o no-estructurada, cuadrilátera o triangular, etc.) es imprescindible lograr una buena calidad de la malla para obtener soluciones confiables en la CFD.

Existen casos en los que es necesario realizar un refinamiento local de la grilla. Por ejemplo en regiones tales como los puntos de contacto de las partículas de un lecho con

la pared del tubo que las contiene o en cercanías de los puntos de contacto partícula-partícula, la malla debe ser más fina que en las regiones alejadas donde las zonas de pasaje de flujo son considerablemente más abiertas.

Cuando se trabaja con el paquete Ansys-Fluent 14.5, tanto la geometría del sistema a simular como la grilla pueden ser generadas en el ámbito del programa de pre-procesamiento. Este software contiene herramientas automáticas y semiautomáticas para la creación de geometría y malla. También permite al usuario construir, importar y modificar geometrías generadas en otros software.

Una vez generada la malla, el paso siguiente al módulo de resolución que se utilizará para desarrollar la simulación de CFD (programa FLUENT, en este trabajo).

3.7.2. Resolución

Luego de completada la etapa de generación de la malla puede comenzarse la fase de resolución propiamente dicha.

Inicialmente, en esta etapa, se establecen las condiciones de contorno, condiciones iniciales, propiedades de los materiales, condiciones de flujo (laminar o turbulento), método de resolución y parámetros de iteración (tamaño de paso temporal, máximo número de iteraciones por paso, error admitido en cada variable). Luego, se lleva a cabo la simulación, que finaliza, en el caso de fenómenos estacionarios, cuando el proceso iterativo alcanza la convergencia; en el caso de fenómenos transitorios, la simulación se da por concluida cuando se alcanza un tiempo de interés.

Establecer las condiciones de contorno consiste en fijar los valores de ciertas variables en los límites del dominio. Existen diversos tipos de condiciones de frontera disponibles en el programa Ansys-Fluent 14.5. La **Tabla 3.1** describe las principales características de las condiciones de contorno utilizadas con mayor frecuencia.

Con respecto al dominio, se define en el módulo de resolución de Ansys-Fluent 14.5 el tipo de zona que caracteriza al mismo. Es posible distinguir una o más zonas con comportamientos diferentes dentro de una única celda de cálculo. En la **Tabla 3.2** se presenta una descripción de dichas zonas.

Tabla 3.1. Condiciones de borde disponibles en el programa Ansys-Fluent

<p><u>Fronteras de entrada y salida de flujo:</u></p> <p>Ansys-Fluent permite definir diez tipos diferentes de fronteras para la especificación de flujos que ingresan o salen del sistema. Las utilizadas con mayor frecuencia son:</p> <p><u>Velociy Inlet (Velocidad en la entrada):</u> es utilizada para definir la velocidad y propiedades del flujo de fluido en la frontera de entrada al sistema.</p> <p><u>Pressure inlet (Presión en la entrada):</u> es utilizada para definir la presión absoluta y propiedades del flujo de fluido en la frontera de entrada al sistema.</p> <p><u>Pressure outlet (Presión en la salida):</u> se utiliza para definir la presión en la frontera de salida del sistema.</p>
<p><u>Paredes y fronteras repetitivas:</u></p> <p><u>Wall (Pared):</u> estas fronteras son utilizadas para limitar regiones sólidas y fluidas. A este tipo de fronteras se les puede ingresar información sobre condiciones térmicas, movimiento o rotación, rugosidad, presencia de reacciones químicas, entre otras.</p> <p><u>Fronteras simétricas:</u> son utilizadas cuando tanto la geometría del sistema de interés como los patrones de flujo y térmico esperados para la solución, presentan simetría especular.</p> <p><u>Fronteras periódicas:</u> son utilizadas cuando tanto la geometría del sistema de interés como los patrones de flujo y térmico esperados para la solución, presentan una naturaleza repetitiva de tipo periódico.</p>
<p><u>Fronteras internas:</u></p> <p>Este tipo de fronteras se definen sobre las caras de los volúmenes de control, lo que significa que no poseen un espesor finito. Permiten introducir un cambio abrupto en las propiedades del fluido. Se las utiliza generalmente para implementar modelos para la simulación de ventiladores y membranas porosas delgadas.</p>

Adicionalmente deben establecerse las condiciones iniciales, para simulaciones en estados transitorios o, para el caso de simulaciones estacionarias, es preciso introducir valores iniciales de las variables al programa, a partir de los cuales comenzará el proceso iterativo. A fin de obtener soluciones rápidas y estables es recomendable contar con valores iniciales lo más cercanos a la solución final que sea posible.

También se especifican las propiedades físicas de todos los fluidos y sólidos que intervienen en la simulación.

Finalmente, se fijan los parámetros de iteración. Existen dos parámetros fundamentales de iteración cuyos valores deben establecerse antes de comenzar la simulación. Uno de ellos es el factor de relajación que determina el ajuste sobre la solución luego de cada paso de iteración y el restante es el valor de corte del residuo de cada variable que fija el criterio de finalización de las iteraciones.

Tabla 3.2. Zonas disponibles en el programa Ansys-Fluent 14.5.

Zonas: fluido, sólido y medio poroso

Fluid (Fluido): una zona definida como fluido es un grupo de volúmenes de control para los cuales todas las ecuaciones previamente activadas son resueltas. Se debe indicar de qué material está constituido.

Solid (Sólido): una zona sólida es un grupo de volúmenes de control para los cuales sólo se resuelve la ecuación de transferencia de calor por conducción. No se calcula ninguna ecuación de flujo. Se debe indicar de qué material está constituido.

Porous Media (Medio poroso): es posible definir una zona sobre la cual se aplicará el modelo de medio poroso. Puede ser utilizado para simular una gran variedad de problemas incluyendo flujos a través de lechos fijos, platos perforados, distribuidores de flujo, papeles filtrantes y bancos de tubos.

Para efectuar las simulaciones se utilizó el algoritmo de cálculo provisto por FLUENT denominado *pressure-based solver*. En este algoritmo, las ecuaciones de transporte se resuelven secuencialmente.

Debido a que las ecuaciones a resolver son no-lineales y se encuentran acopladas, el proceso de cálculo para alcanzar la solución es iterativo. Cada iteración abarca los pasos que se ilustran en la Figura 3.4 y se describen a continuación:

1. Actualización de las propiedades del fluido tales como, densidad, viscosidad, calor específico, en base a la última solución hallada (si el cálculo recién comienza, las propiedades del fluido se actualizan en base a los valores de inicialización).
2. Resolución secuencial de las ecuaciones de transporte de cantidad de movimiento, utilizando los valores recientemente actualizados de presión y flujos máxicos, a fin de obtener los campos de velocidad u_x , u_y y u_z .
3. Debido a que las velocidades obtenidas en el paso anterior pueden no satisfacer

la ecuación de continuidad localmente, se lleva a cabo la resolución de la *ecuación de corrección de presión* derivada de la ecuación de continuidad, lo que permitirá luego efectuar la corrección de los campos de flujo.

- 4 Corrección de los flujos máscicos y campos de presión y velocidad utilizando la corrección de presión obtenida en el paso 3.
- 5 Resolución de las ecuaciones de escalares adicionales, si existiera alguna, tales como variables de turbulencia, energía, especies e intensidad de radiación, utilizando los valores corregidos de las variables calculadas.
- 6 Chequeo de la convergencia de los valores obtenidos.

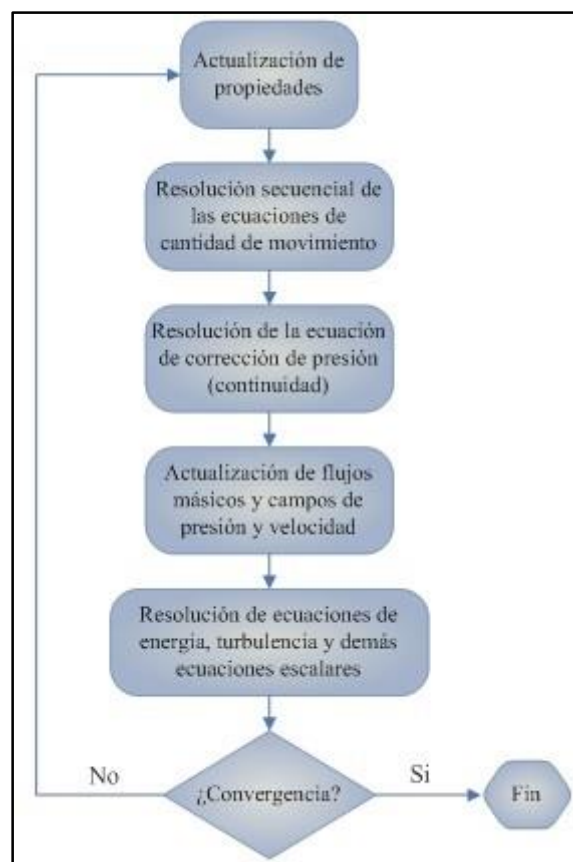


Figura 3.4. Diagrama de flujo del algoritmo de cálculo *Pressure-based*

3.7.3. Post-procesamiento

Cuando se da por concluida la simulación, se cuenta con un conjunto de datos almacenados. En el caso de una simulación transitoria, los datos pertenecen a diferentes tiempos. En el caso de una simulación estacionaria, los datos pertenecen a la solución final. Para poder interpretar los resultados es necesario ordenarlos y reducirlos a información compacta que resulte más fácilmente comprensible (por ejemplo, valores

“promedio” sobre superficies determinadas o sobre direcciones definidas, gráficos parciales, etc.). Este tratamiento sobre los datos, que hace posible la comparación entre distintas simulaciones y también con datos externos, se denomina pos-procesamiento.

Ansys-Fluent 14.5 incluye como opciones estándar de visualización de resultados, gráficos de contorno, con vectores, diagramas XY, histogramas y líneas de trayectoria.

El *software* provee herramientas para el cómputo y presentación de cantidades integradas de las variables sobre superficies y fronteras. Estas herramientas permiten encontrar, por ejemplo, el valor del caudal másico, la velocidad de transferencia de calor o las fuerzas y momentos sobre las fronteras del sistema.

3.8. Conclusiones del Capítulo 3

En este capítulo, se ha mostrado la evolución de la técnica CFD a lo largo de la historia reciente mencionando de los trabajos pioneros en el uso de la técnica.

Se mostraron algunas de las aplicaciones de la técnica mencionando además las ventajas y desventajas de su uso.

Posteriormente se presentaron el conjunto de ecuaciones de balance a resolver en el planteo del modelado y los tipos de discretización para su resolución.

Finalmente, se mostraron las diferentes etapas implicadas en el modelado, desde la generación de la geometría, discretización del dominio mediante el mallado, selección de condiciones de borde adecuadas, resolución y procesamiento de los resultados.

CAPÍTULO 4.

COMPONENTE SOLAR DEL SISTEMA HÍBRIDO. SUSPENSIÓN Densa DE PARTÍCULAS DE SiC, CONCEPTO INNOVADOR EN FLUIDOS TÉRMICOS

4.1 Introducción

En la actualidad, existen procesos de gran potencial para la generación de energía, que no han sido aún estudiados en profundidad, debido a la existencia de fuentes de energía de disponibilidad casi directa (**Philibert, 2010**). La energía solar concentrada se produce en las denominadas Centrales Solares Termodinámicas. Las mismas están dotadas de un conjunto de espejos que redirigen la radiación solar hacia un receptor que puede ser lineal o central (**Falcone, 1986**). El flujo de energía concentrado puede ser utilizado de diferentes maneras para obtener energía eléctrica. En la actualidad, se utilizan diferentes fluidos transportadores, tales como aceites, sales fundidas, aire y agua.

La energía radiante puede incidir por ejemplo sobre un tubo o receptor por el cual circula el fluido de transferencia, incrementando de esta manera su entalpía. Finalmente, la energía almacenada en el fluido, permite producir de manera directa, en el caso que el fluido térmico sea agua, o de manera indirecta, en cualquiera de los otros casos, vapor para generación de energía eléctrica.

En la búsqueda de mayor eficiencia, menores costos y mejoras en la capacidad de almacenamiento en plantas de concentración de energía solar, un nuevo concepto en fluidos de transferencia despierta interés. Se trata de un desarrollo reciente realizado por **Flamant y Hemati (2012)** en el que se propone el uso de un sistema fluidizado circulante con régimen denso para captar y almacenar energía solar en un fluido térmico granulado. Dicho “fluido” consiste en una suspensión densa de partículas de carburo de silicio, SiC ($d_p = 6,4 \cdot 10^{-5}$ m) y aire. El SiC, tiene propiedades térmicas que permiten trabajar a mayores temperaturas que con los fluidos convencionales mencionados previamente, y también sirve como medio de almacenamiento de energía.

Este capítulo consta de cuatro partes. En la primera parte (sección 4.2) se describen los diferentes sistemas de concentración de energía solar actualmente disponibles en el mundo. En particular, se realiza una descripción en profundidad del Horno Solar del Laboratorio PROMES-CNRS ubicado en Font Romeu, Francia, donde se llevaron a

cabo las experiencias en prototipo piloto (instalación realizada en base al esquema desarrollado por **Flamant y Hemati, 2012**).

En la segunda parte del capítulo (sección 4.3) se describen las experiencias desarrolladas en el prototipo mediante las que, utilizando energía solar concentrada en el foco de la gran parábola del horno solar, se logró elevar la temperatura de una suspensión densa de partículas de SiC. Estos ensayos constituyen la etapa de pruebas previa a la utilización del fluido térmico en plantas de gran potencia. Los resultados de las experiencias, con relación a las temperaturas de la suspensión y de la pared del tubo por el que circula la misma, han permitido determinar coeficientes de transferencia de calor pared-suspensión para diferentes caudales máxicos de SiC los cuales resultan imprescindibles en el diseño de un planta de generación de potencia (**Brems y col., 2013**).

En la tercera parte de este capítulo (sección 4.4), se desarrolla el modelado de la zona del tubo expuesta a la energía solar concentrada del prototipo mediante CFD (*software* Ansys-Fluent 14.5). Para el desarrollo de las simulaciones por CFD, tanto la fluidodinámica como la transferencia de calor han sido contemplados y resueltos mediante la utilización de métodos y modelos disponibles en bibliografía específica y reconocida en la temática. Con los resultados, se pretende proporcionar información sobre el movimiento de las partículas en el interior del tubo y su relación con la respuesta térmica para diferentes condiciones operativas.

En la última parte de este capítulo (sección 4.5), se utiliza el modelo formulado y validado en sección 4.4, en la simulación por CFD con ampliación del dominio de interés. En esta etapa final, la geometría simulada está conformada por la región del tubo que recibe la energía solar concentrada y por la zona inferior del mismo. El interés se centra en evaluar la capacidad del modelo de reproducir la recirculación de la suspensión densa hacia la zona fría previa al ingreso a la zona de intercambio de energía.

4.2. Energía solar concentrada

4.2.1. Sistemas de concentración de energía solar

La concentración de la energía solar es el tratamiento dado a la radiación incidente del sol sobre determinada superficie, a fin de obtener intensidades mayores por unidad de superficie, recurriendo para ello a dispositivos llamados concentradores.

La llamada energía termosolar concentrada (CSP – “*Concentrated Solar Power*”) es la obtenida mediante estos concentradores basados en espejos o lentes que dirigen importantes cantidades de energía solar a una superficie pequeña. En el caso de la producción de energía eléctrica, se convierte la energía concentrada en calor para luego valerse de un motor térmico (en general, turbinas de vapor) que se vinculan con generadores eléctricos (**Garg y Prakash, 2000**).

La CSP crece en importancia, principalmente desde 2010, cuando el total mundial alcanzó los 1095 MW. En Europa, España instaló dispositivos que sumaron 400 MW en 2010, liderando este rubro en términos mundiales con totales de 640 MW en 2010 y 2200 MW en 2014. En Estados Unidos, que se ubica en segundo lugar, se incrementó aproximadamente en el mismo momento la capacidad instalada, mediante dos centrales híbridas de CSP y combustibles fósiles. Regiones de elevada insolación como el Norte de África, Medio Oriente, India y China, han manifestado notable interés por la CSP (**Márquez Salazar, 2008**).

En la Argentina, pese a la existencia de regiones de elevada heliofanía, no se ha avanzado en acciones concretas para la utilización de esta alternativa de energía en forma concentrada.

Es importante distinguir la CSP de la Fotovoltaica Concentrada (CPV, del inglés “*Concentrated Photovoltaics*”). Mientras que en la CSP la energía solar se concentra y convierte en calor, para luego a través de otro dispositivo transformar el calor en electricidad, en la CPV la luz solar concentrada es directamente convertida en electricidad mediante el efecto fotoeléctrico (caso que no se incluye en este trabajo de tesis).

Probablemente, los dispositivos más conocidos sean los llamados hornos solares, herramientas únicas para diversas aplicaciones, de las cuales la investigación en el dominio de las altas temperaturas para el análisis de materiales es una de las más importantes. Un horno solar es un dispositivo especial que concentra la energía solar para producir los niveles elevados de temperatura requeridos para diversos procesos, industriales y de investigación y desarrollo. De estos procesos, los referidos al estudio de materiales y su comportamiento a altas temperaturas, son los más frecuentes. Además, se utilizan en aplicaciones en el dominio de la producción de vectores energéticos, conversión termodinámica, estudios termoquímicos (por ejemplo, producción de hidrógeno), entre otros. A grandes rasgos, la instalación consta de reflectores parabólicos o helióstatos que concentran la luz solar incidente en ellos sobre

un punto focal (foco del horno solar), cuya temperatura puede alcanzar niveles muy elevados (hasta 3500 °C). La energía así colectada en su forma concentrada puede ser luego almacenada o utilizada para generación de electricidad, abastecimiento de procesos demandantes (endotérmicos) o asistencia en estudios de materiales. No obstante, no son los únicos concentradores de energía solar.

Flamant (2008) ha realizado numerosos aportes en la descripción del funcionamiento y aplicaciones de estos dispositivos (**Flamant, 2008; Hénault, 1987**). En particular, en el trabajo de **Flamant (2008)** se presentan los aspectos fundamentales y las aplicaciones en diversas áreas científico-tecnológicas, desde la elaboración de materiales a la producción de hidrógeno.

La concentración de energía solar mediante espejos (principalmente parabólicos) fue concebida, inicialmente, por Leonardo da Vinci en 1515. En 1866, A. Mouchot puso en funcionamiento una máquina de vapor asistida por un concentrador solar parabólico y en 1913 se instaló en Egipto una granja solar con un espejo parabólico de 1233 m² (**Böer, 1990**)

La utilización de concentradores solares implica el manejo de algunos elementos que se basan en principios ópticos y físicos para definir las características del flujo solar concentrado en el foco del dispositivo.

4.2.2. Principios y tecnología de la concentración de energía solar

4.2.2.1. Factores de concentración

Previo a la descripción de las diferentes tecnologías existentes en materia de energía solar concentrada, es necesario definir el concepto de factor de concentración. Se trata de un parámetro esencial que define el comportamiento de un concentrador solar.

Se pueden definir dos factores de concentración: el factor de concentración geométrica y el factor de concentración local o puntual.

El factor de concentración geométrico (o factor de concentración media) C_g de un sistema colector de energía solar se define como la relación entre la superficie de entrada S del sistema y la superficie imagen S' , situada en el plano focal, que satisface la condición de que S' contenga todos los rayos solares colectados por la superficie S y reflejados por el sistema. Luego,

$$C_g = S/S' \quad (4.1)$$

El factor de concentración local C_M se define como la relación de la densidad de flujo, concentrada en un punto M del foco, denotada por E_M , y la densidad de flujo solar directa (iluminación solar directa), o *constante solar* E_0 . E_0 es la iluminación energética recibida por una superficie normal a los rayos solares, proveniente exclusivamente del disco solar. Fuera de la atmósfera, el valor de E_0 es de 1351 W/m^2 . La radiación solar que llega a la superficie de la Tierra es menor que E_0 , su magnitud depende de su recorrido a través de la atmósfera (posición del sol en el cielo, estación del año, altitud y latitud) y de las condiciones atmosféricas en ese momento (nubosidad, humedad, nieblas, grado de contaminación, etc.). En clima con cielo claro, a mediodía solar, E_0 puede superar los 1000 W/m^2 , valor que se toma frecuentemente como referencia. Finalmente, el factor de concentración local se expresa mediante la relación siguiente:

$$C_M = E_M/E_0 \quad (4.2)$$

Trombe y Le Phat Vinh (1971) propusieron límites de concentración ideales prácticos para los sistemas a doble reflexión, estableciendo que:

- valores hasta 10000 son fáciles de obtener
- entre 10000 y 20000, requieren tecnologías cuidadosamente diseñadas
- entre 20000 y 30000, son difíciles de lograr.

En la práctica, puede demostrarse que un buen sistema concentrador de la energía solar no es, necesariamente, un buen sistema óptico, y viceversa (**Flamant, 2008**).

4.2.2.2. Tecnologías existentes en la concentración de energía solar

La concentración de radiación solar puede llevarse a cabo por refracción (lentilla) o por reflexión (espejo). En ese contexto, los hornos solares pertenecen a la última clase, utilizando espejos denominados heliostatos. Un sistema de concentración solar permite aumentar la densidad de flujo incidente sobre un elemento encargado de absorber la radiación (denominado “receptor”).

Pueden diferenciarse cuatro tipos de sistemas de concentración por reflexión divididos en dos grupos: en el primer grupo, dos sistemas en los cuales los reflectores y receptores son móviles; en el segundo, dos sistemas en los que los reflectores tienen movimiento y los receptores son fijos (**Flamant, 2008**).

El primer grupo está constituido por los concentradores cilindro-parabólicos (curvatura única) y parabólicos (doble curvatura), diferenciados por la modalidad de seguimiento del sol y el factor de concentración:

Los colectores cilindro-parabólicos poseen un solo eje y tienen una concentración local inferior a 100. Consta de un reflector parabólico lineal (produce el seguimiento del sol durante el día) que concentra la luz solar sobre un receptor, posicionado a lo largo de la línea focal del mismo. El receptor es un tubo que en su interior posee un fluido vector energético. El fluido vector recoge la energía en forma de calor que luego se convierte en electricidad en un dispositivo auxiliar. La mayor parte de las centrales existentes en el mundo son cilindro-parabólicas (90% del total). Permiten densidades y temperaturas medias en el entorno focal (200-300°C). En la **Figura 4.1** se muestran los componentes del sistema colector y en la **Figura 4.2** se muestra el movimiento del mismo durante el día siguiendo la trayectoria del sol.

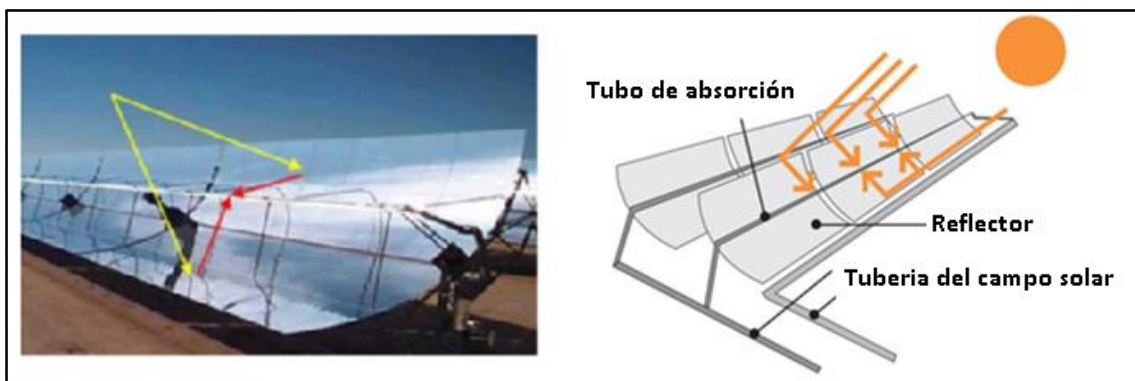


Figura 4.1. Concentrador cilindro-parabólico

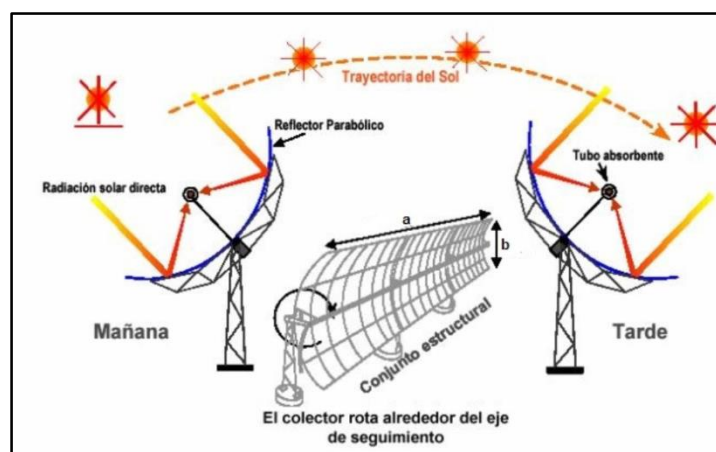


Figura 4.2. Concentrador cilindro-parabólico. Movimiento

La mayor parte de las centrales existentes en el mundo son cilindro-parabólicas (90% del total) (Flamant, 2008).

Los concentradores parabólicos (**Figura 4.3**) constan de dos ejes y permiten lograr una concentración local superior a 10000. Mediante un disco parabólico se realiza el seguimiento del sol en dos ejes y se focaliza la energía radiante sobre un receptor en un único punto ubicado en el foco de la parábola. La energía es transferida a un fluido circulante o directamente se puede adosar un motor Stirling en el foco con un dínamo para la generación de energía eléctrica.

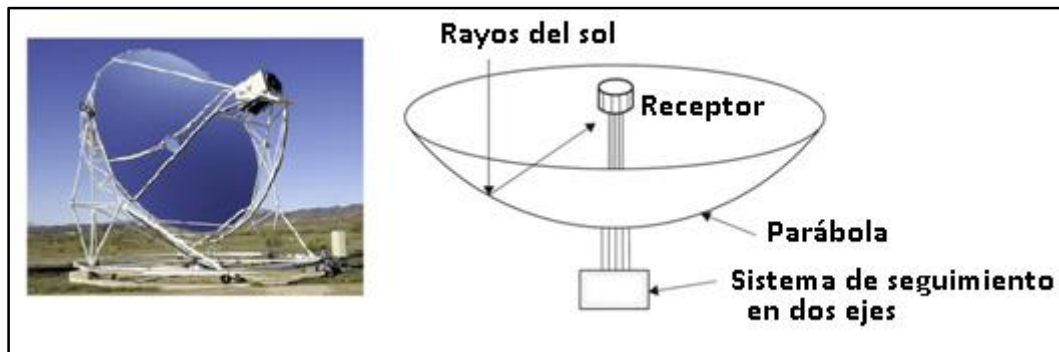


Figura 4.3. Concentrador parabólico

En el segundo grupo, se encuentran las centrales en torre y los hornos solares.

Una central en torre (ver **Figura 4.4**) es una instalación que funciona con reflexión simple, conformada por un campo de heliostatos (del griego: que fija el sol) y una torre, en cuya parte superior se ubica el receptor solar. Los heliostatos son móviles alrededor de dos ejes de rotación, en forma tal que se redirige en forma constante la radiación solar en una dirección determinada, correspondiente al receptor. Pueden alcanzar un factor de concentración de alrededor de 3000.

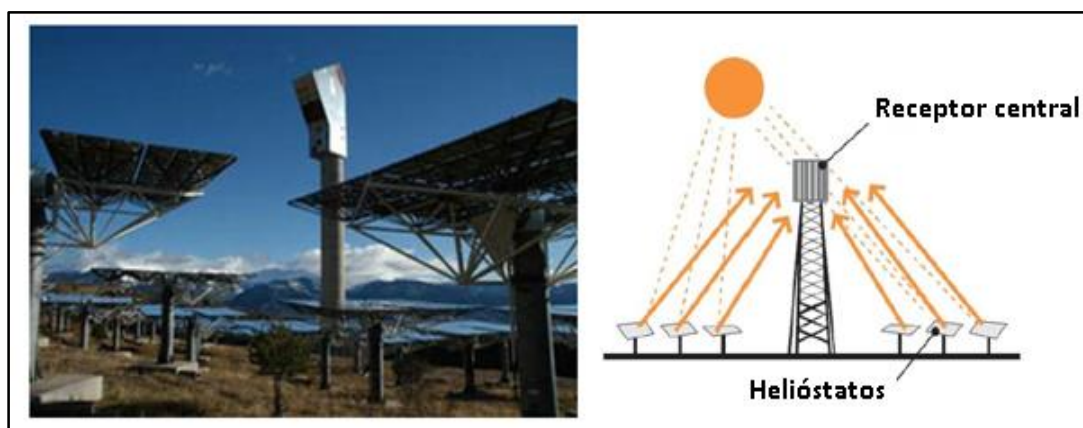


Figura 4.4. Foto de torre central en planta Thémis, Targasona, Pirineos Orientales, Francia (PROMES-CNRS) y esquema de funcionamiento

Los hornos solares se basan en el principio de la doble reflexión (véase **Figura 4.5**). Constan de uno o más heliostatos planos que redirigen la radiación hacia una gran parábola concentradora. Luego los rayos confluyen en una región llamada “foco”. El

concentrador, generalmente, está formado por un conjunto de elementos reflectantes llamados facetas dispuestas sobre un paraboloide de revolución o una esfera.

Existen diferentes hornos solares de potencia diversa en el territorio europeo. El principal, de mayor tamaño, es el que se utilizó en la parte experimental principal de este trabajo de Tesis. Corresponde al horno solar de 1 MW del laboratorio PROMES-CNRS, en Odeillo- Font Romeu, Francia (**Figura 4.5**).



Figura 4.5. Foto del Horno Solar de Odeillo-Font Romeu, edificio del laboratorio PROCédés, Matériaux et Énergie Solaire (PROMES-CNRS)

En adición a la instalación principal de 1 MW, PROMES cuenta con otros hornos solares de diferente potencia: 10 instalaciones equipadas de espejos parabólicos (monobloques) de 1,5 m y 2 m de diámetro y un horno solar de 4 m de diámetro con facetas esféricas sobre un soporte esférico. Entre los diez concentradores parabólicos, ocho tienen un eje vertical y se hallan instalados en el interior del edificio (**Figura 4.6**) y dos poseen eje horizontal y están instalados en un edificio exterior auxiliar. La **Tabla 4.1** muestra otras características constructivas y de funcionamiento del gran horno solar de Odeillo de 1 MW.

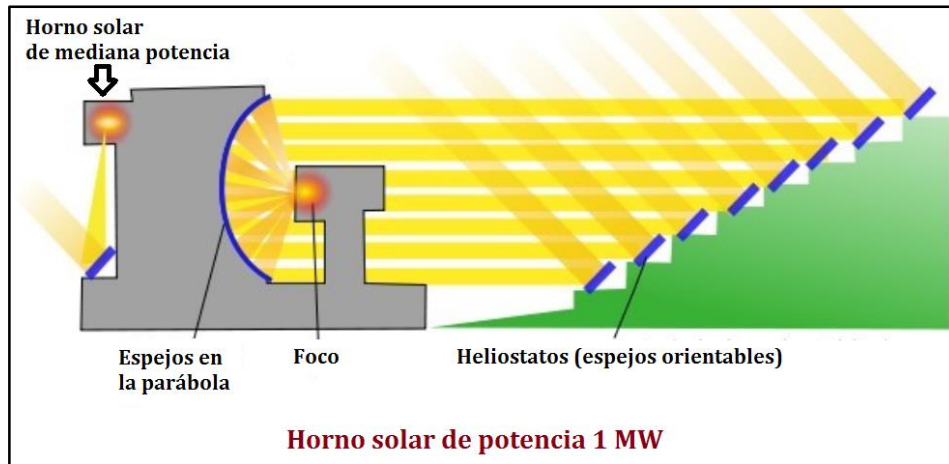


Figura 4.6. Horno solar de Odeillo- Font Romeu, esquema de funcionamiento

Tabla 4.1 . Gran horno solar del CNRS en Odeillo – Font Romeu (Francia), 1 MW (Flamant, 2008)

Propiedad	Potencia nominal, kW (#)	Factor de concentración máxima	Número de heliostatos y superficie	Superficie del concentrador solar, m ²	Tipo de concentrador solar	Tipo de focalización
Centre National de la Recherche Scientifique	1000	10000	63 de 45 m ²	1830	9100 facetas deformadas mecánicamente sobre parábola (MAFA)	axial

(#) Para una irradiación solar directa de 1000 W/m²

4.2.3. Aplicación del horno solar en el estudio de vectores energéticos

Se puede instalar un colector solar en el foco del horno para elevar la temperatura de un fluido vector o proporcionar la energía necesaria para un proceso que involucre reacciones químicas que requieran energía.

Para la aplicación de los hornos solares al estudio del comportamiento de vectores energéticos, un análisis exergético simplificado (concentrador ideal, cuerpo negro) muestra que existe un rango de temperatura de operación óptima correspondiente a un determinado factor de concentración. Así, si se supone que la radiación es la única fuente de pérdidas de energía del colector solar (ya sea sólo receptor o reactor solar), las pérdidas aumentan proporcionalmente a T^4 y la eficiencia de absorción varía en sentido opuesto. Inversamente, el rendimiento de la transformación de la energía, absorbida por una máquina termodinámica o por una reacción química, varía de acuerdo al rendimiento de Carnot, por lo que crece con la temperatura.

Esto crea un efecto contrapuesto por ambas tendencias de sentido opuesto y conduce a un óptimo que se puede expresar por el rendimiento exergético de la conversión (para un cuerpo negro) (**Flamant, 2008**).

$$\eta_{\text{ex}} = (1 - \alpha_r)(1 - \gamma_r)(1 - \alpha_s) \cong \eta_c \eta_r \quad (4.3)$$

donde

- $\alpha_s = T_0/T_s$ (T_s es la temperatura del sol = 5800 K, T_0 es la temperatura ambiente = 298 K)
- $\alpha_r = T_0/T_r$ (T_r es la temperatura del receptor/reactor)
- $\eta_c = 1 - \alpha_r$ (rendimiento de Carnot de la transformación energética)
- $\gamma_r = \sigma (T_r^4 / C E_0)$ (σ : constante de Stefan-Boltzmann; E_0 : irradiación solar incidente)
- $\eta_r = 1 - \gamma_r$ (rendimiento térmico del receptor/reactor)

La relación expresada por la ecuación (4.3) puede visualizarse en la **Figura 4.7**. En la figura se observa que el máximo rendimiento (de 80%), para un factor de concentración de 5000, se produce para niveles de temperatura alrededor de 1500 K, y varía muy poco entre 1300 y 1700 K. La temperatura de estancamiento (equilibrio térmico radiante con un rendimiento de conversión nulo) es de 3050 K. Este resultado es válido para cualquier sistema solar de concentración (**Flamant, 2008**).

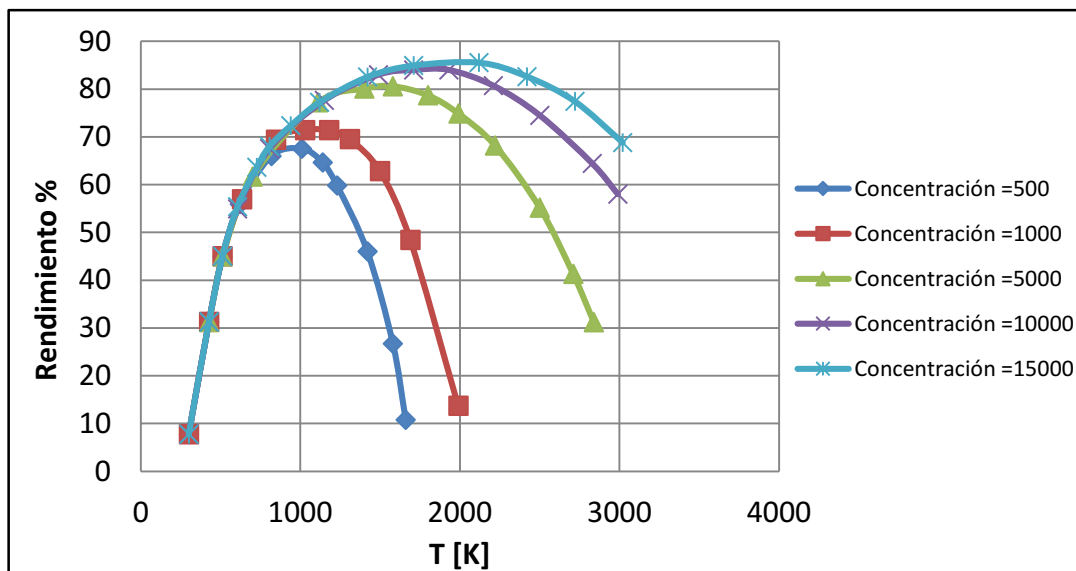


Figura 4.7. Rendimiento exergético de una transformación termodinámica o termoquímica (caso reacción endotérmica) en el foco de un concentrador solar cualquiera (fuente: Flamant, 2008)

4.3. PARTE EXPERIMENTAL – APLICACIÓN DE LA ENERGÍA SOLAR CONCENTRADA: Desarrollo de las experiencias en el Laboratorio PROMES-CNRS

4.3.1. Descripción del dispositivo experimental piloto

En la **Figura 4.8** se muestra un esquema del prototipo experimental. Se trata de tres lechos fluidizados con aire que conforman un ciclo en el que se pretende elevar la temperatura del SiC granulado, fluidizado mediante aire. Para lograr esto, los lechos [2] y [3] se encuentran conectados mediante un tubo [1], de 2,63 m de largo, diámetro interno $D_{int} = 0,036$ m y externo $D_{ext} = 0,042$ m. La suspensión fluidizada circula por este tubo debido a la diferencia de presión entre ambos lechos. El lecho fluidizado [3] se encuentra a presión atmosférica y la presión del lecho [2] es regulada mediante un controlador PID. Las velocidades de fluidización moderadas y bajas aseguran elevadas fracciones de sólido.

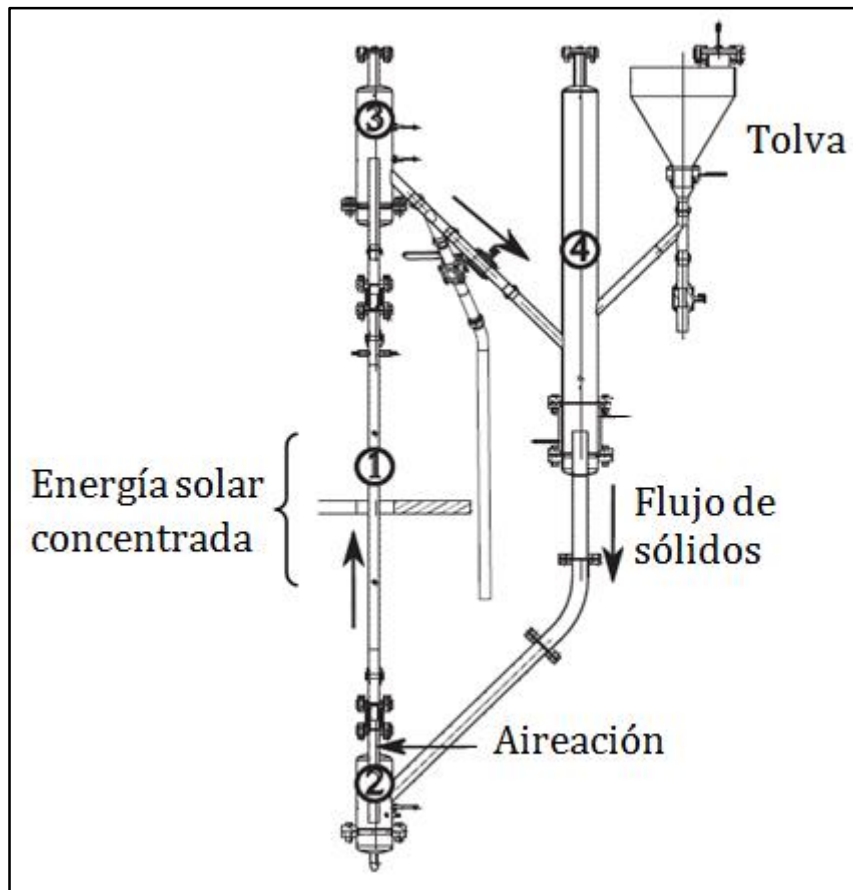


Figura 4.8. Representación esquemática del sistema de recepción (Flamant y col., 2013). 1. tubo metálico receptor de energía; 2.lecho fluidizado generador del flujo ascendente de la suspensión; 3.lecho fluidizado receptor; 4.depósito fluidizado.

La zona receptora de la radiación solar concentrada (**Figura 4.9a**) fue posicionada en el foco del horno solar donde se puede lograr hasta una concentración máxima de 1MW de energía térmica. La radiación incide en un tubo metálico de pared opaca ubicado en

una cavidad cilíndrica construida con material aislante a base de un silicato alcalinotérreo (marca Insulfrax S). El aislante tiene un espesor de 0,28 m. La cavidad tiene un diámetro de 0,20 m y una ranura lateral de 0,10 m por 0,50 m fijada en el plano de enfoque con ángulo de apertura de 126° . Todo el montaje experimental se posiciona detrás de un escudo de aluminio refrigerado por agua que protege tanto al operador como al equipo.

En la **Figura 4.9b** se muestra la gran parábola de PROMES junto a la cavidad y el tubo colector.



Figura 4.9a. Zona del equipo expuesta a la energía solar concentrada

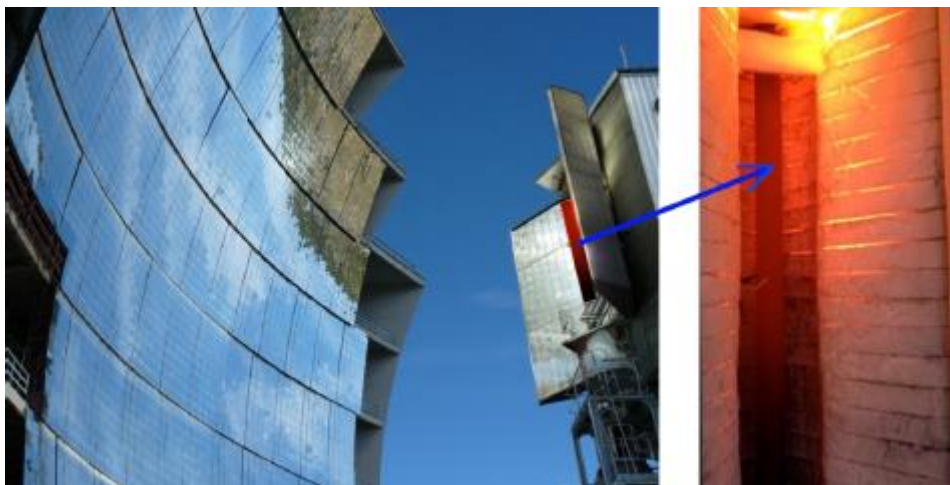


Figura 4.9b. Parábola de PROMES y zona receptora de la energía solar concentrada (Zhang, 2016)

El tubo receptor está construido en acero inoxidable AISI 310S, apto para la resistencia de altas temperaturas con un espesor de pared de 3,2 mm. El resto de las partes que conforman la instalación están construidas en acero inoxidable AISI 304L.

La suspensión densa está conformada por un 30-40% en volumen de partículas y un 70-60% de aire. La misma asciende por el interior del tubo receptor debido a la diferencia de presión impuesta entre el lecho fluidizado inferior ([2] en **Figura 4.8**) y superior ([3] en **Figura 4.8**).

En la entrada del tubo, la velocidad de deslizamiento entre el gas y los sólidos es cercana a la de mínima fluidización, independientemente del caudal másico de sólido involucrado. Esto quedó en evidencia mediante ensayos con helio realizados en maqueta fría realizados por **Flamant y col. (2014)**.

Para controlar los movimientos que generan las tensiones producidas por la expansión térmica y las vibraciones generadas por la fluidización, el tubo absorbente está conectado al resto de la configuración mediante juntas de dilatación.

Los lechos fluidizados tienen un diámetro externo de 139,7 mm y paredes con 2 mm de espesor (**Figura 4.10**). Los tres lechos fluidizados tienen un distribuidor de acero inoxidable sinterizado lo que les otorga resistencia mecánica y térmica adecuada y una baja caída de presión frente al paso del aire.

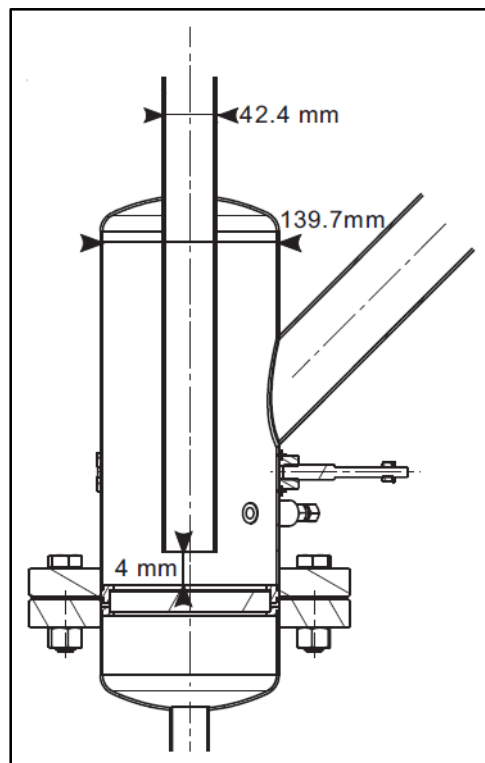


Figura 4.10. Lecho fluidizado inferior ([2] en Figura 4.8)

4.3.2. Sensores de temperatura y de presión

Para medir la temperatura de la suspensión y de la pared del tubo se utilizaron 12 termocuplas tipo K incluyendo, 2 en la entrada y 2 en la salida, en el interior y en el exterior del tubo, en la zona de recepción de energía solar concentrada (**Figura 4.11**). En el centro de la zona receptora, se utilizaron 3 termocuplas para medir la temperatura de la pared externa del tubo. Finalmente, una termocupla situada en el interior del lecho fluidizado [2] (**Figura 4.8**) fue usada para medir el valor de la temperatura de la suspensión en la parte baja del sistema.

Para medir presiones y diferencias de presión se utilizaron sensores piezoeléctricos.

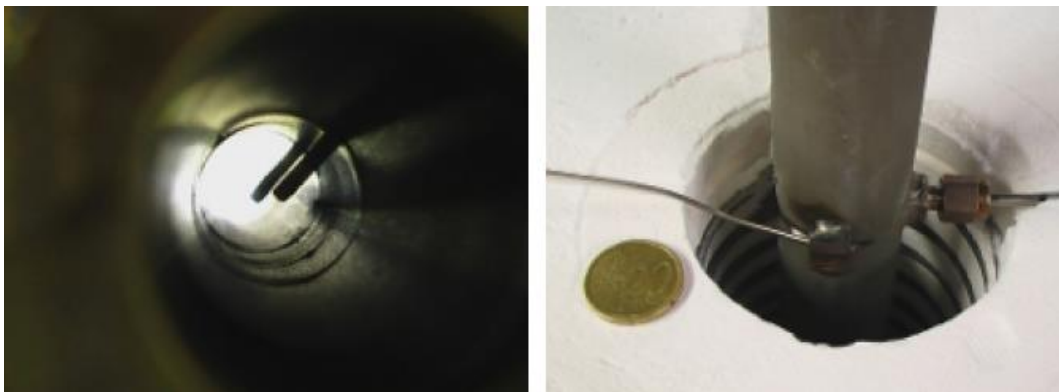


Figura 4.11. Disposición de las termocuplas. A la izquierda, termocuplas situadas en el interior del tubo para medir la temperatura de la suspensión. A la derecha, termocuplas, en la pared externa del tubo (Boissière, 2015)

4.3.3. Control de la fracción de sólido en el tubo

Para un mismo caudal de sólido, se realizaron experiencias con diferentes fracciones de material granulado en el interior del tubo. Esto se logró fijando la presión en el *freeboard* del lecho fluidizado [2] (**Figura 4.8**) utilizando un controlador PID en conjunto con una válvula accionada de manera neumática.

4.3.4. Propiedades de las partículas de SiC

Para la caracterización de las partículas, se utilizó el método de tamices. De esta manera se determinó la existencia de una distribución de tamaños en el conjunto de material granulado. Utilizando estos datos se determinó el diámetro medio de Sauter calculado según la ecuación (4.4).

$$d_p = \frac{1}{\sum_{\text{all } i} (x/\bar{d})_i} \quad (4.4)$$

De acuerdo al tamaño medio de las partículas y a la densidad del SiC, se trata de partículas A/B según la clasificación de Geldart. En la **Tabla 4.2** se incluyen las

propiedades físicas de las partículas. La forma irregular de los gránulos (**Figura 2.16**) es la causa principal de las bajas velocidades con las que se logra fluidizar el sistema ($U_{mf} < 6\text{mm/s}$). Este factor, en conjunto con elevada temperatura de sinterización y propiedades termofísicas favorables (alta conductividad y gran capacidad volumétrica de acumulación de energía), hacen de este polvo un buen fluido de transferencia y almacenamiento de calor (**Boissière y col., 2012**).

Tabla 4.2. Propiedades físicas de las partículas de SiC utilizadas en las experiencias del Laboratorio PROMES

Propiedad física	
d_p [μm]	64
ϕ_p	0,77
ρ_p [Kg/m^3]	3210
$C_{p,p}$ [J/kgK]	$-2,31 + 2,73 T_p - 1,6 \times 10^{-3} T_p^2$
$k_{p,o}$ [W/mK]	$194,7 - 0,4 T_p + 3,3 \times 10^{-4} T_p^2 - 1,5 \times 10^{-7} T_p^3 + 2,5 \times 10^{-11} T_p^4$
$T_{\text{sinterización}}$	1893 K
ε_{mf}	0,57
ε_{mb}	0,59
U_{mf} [m/s]	$5,0 \times 10^{-3}$
U_{mb} [m/s]	$6,6 \times 10^{-3}$

4.3.5. Descripción de las experiencias

Para efectuar mediciones de caudal másico de material sólido (\dot{m}_{SiC}), se trabajó con un único paso a través del tubo colector interrumpiendo el ciclo en la conexión entre los lechos fluidizados [3] y [4] (**Figura 4.8**). De esta forma, el lecho fluidizado [4], funcionó simplemente como una tolva suministrando el SiC al proceso.

Modificando el caudal de gas fluidizante del lecho [2], se lograron diferentes flujos de SiC en el tubo colector. La interrupción en el ciclo permitió determinar la masa que abandonaba el sistema a diferentes valores de tiempo de ensayo. De esta manera, mediante la pendiente de la curva masa vs. tiempo se determinaron los diferentes

caudales de sólido granulado. A modo de ejemplo, en la **Figura 4.12** se muestra la determinación de uno de los caudales a partir de la construcción de la curva. En este caso, el valor de caudal de SiC fue de 50,165 kg/h.

Las potencias en el foco se modificaron a partir de utilizar un número variable de helióstatos activos, a través del control computarizado central del horno solar.

De esta forma, a partir de establecer la potencia incidente y el caudal de material sólido a través del tubo [1] (**Figura 4.8**), se registraron las presiones y las temperaturas en diferentes posiciones del sistema.

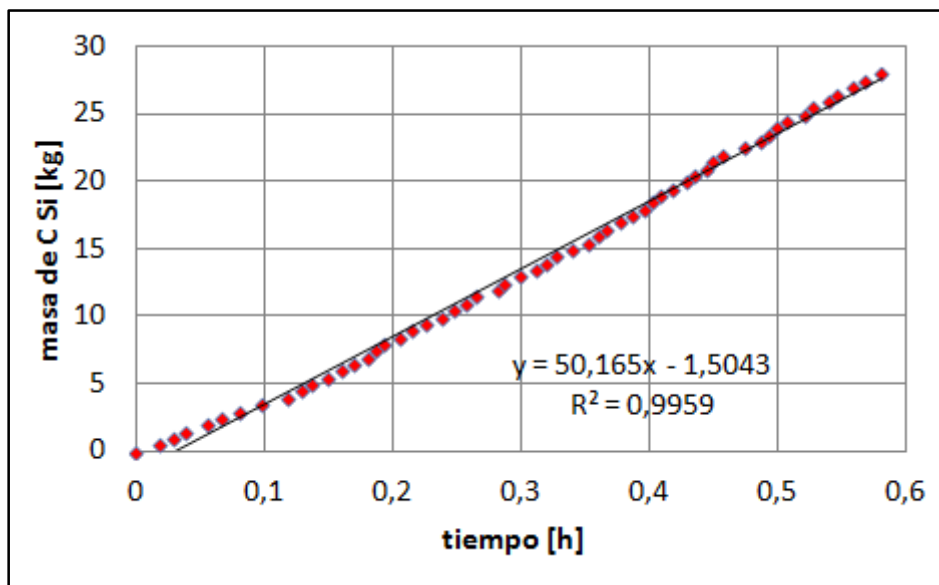


Figura 4.12. Masa de SiC vs. tiempo de la experiencia realizada para 50,165 kg/h de SiC

4.3.5.1. Resultados de las experiencias

Para determinar la fracción de material sólido ϵ_p en el tubo se utilizó la medida de caída de presión entre dos puntos del mismo, ubicados a una distancia L , dentro la que se encuentra comprendida la zona expuesta a la energía solar concentrada. Suponiendo que no hay pérdida de presión debido a la fricción de las partículas con la pared, la fracción volumétrica de partículas de SiC está dada por:

$$\epsilon_p = \frac{\Delta P_{\text{tubo}}}{(\rho_p - \rho_g) L g} \quad (4.5)$$

La **Figura 4.13** muestra el resultado de la pérdida de carga en el tubo para el caso de un caudal másico de SiC de 50,165 kg/h.

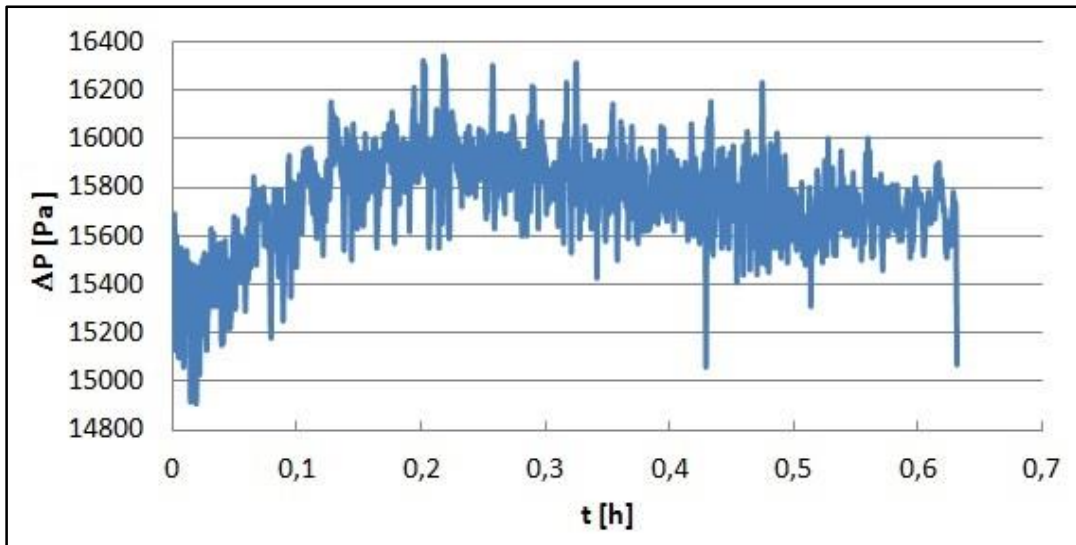


Figura 4.13. Caída de presión en el tubo para la experiencia realizada con 50,165 kg/h de SiC

A partir del uso de los datos de pérdida de carga representados de la figura anterior, y utilizando la ecuación (4.5), puede determinarse la fracción volumétrica ocupada por las partículas de SiC (**Figura 4.14**).

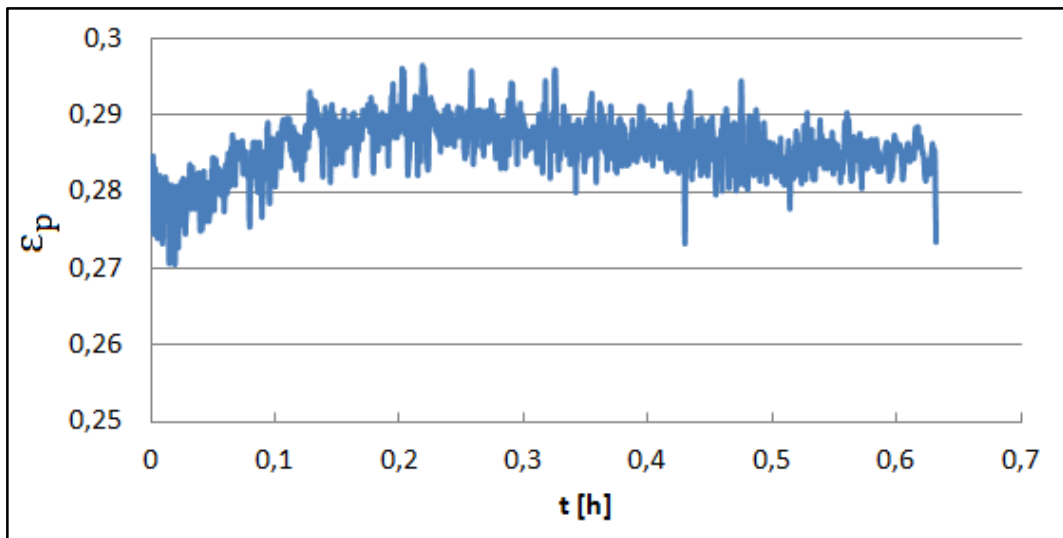


Figura 4.14. Fracción volumétrica del tubo ocupada por las partículas de SiC

Se ha considerado equilibrio térmico entre el gas y las partículas (**Kunii y Levenspiel, 1991**). De esta forma, la temperatura medida por las termocuplas es la misma tanto para la emulsión como para cada una de las fases involucradas. Los resultados de temperatura de la suspensión densa en el interior del tubo y de la pared externa del mismo en la zona de intercambio de energía, se presentan en la **Figura 4.15**. En la misma, $T_{p,i}$ es la temperatura de la suspensión SiC-aire a la entrada de la zona de transferencia de calor y $T_{p,o}$ es la temperatura a la salida. Además $T_{w,i}^{ext}$, $T_{w,m}^{ext}$ y $T_{w,o}^{ext}$ son, respectivamente, las temperaturas en la cara externa del tubo en la parte baja, en el

centro, y en la posición superior de la zona de intercambio. Finalmente, $T_{p,cold}$ es la temperatura de la emulsión en el lecho fluidizado [2] (**Figura 4.8**).

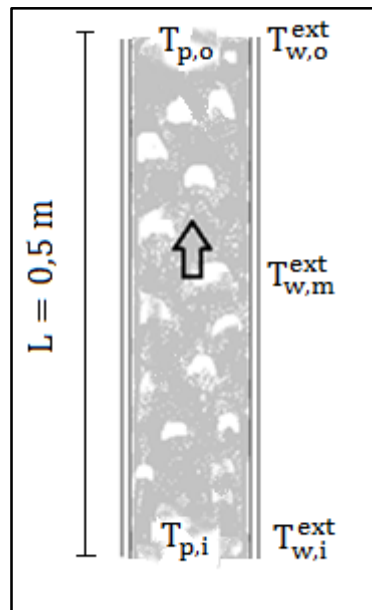


Figura 4.15. Zona del tubo expuesta a la energía solar concentrada con nomenclatura a utilizar

En las **Figuras 4.16** y **4.17**, se presentan los resultados de las mediciones de cada una de las variables mencionadas correspondientes al caudal de 50,165 kg/h. La diferencia entre $T_{p,cold}$ y $T_{p,i}$ mostrada en la **Figura 4.16**, sugiere la existencia de recirculación de material sólido entre la zona de transferencia de calor y la zona inferior del tubo (**Benoit y col., 2015**).

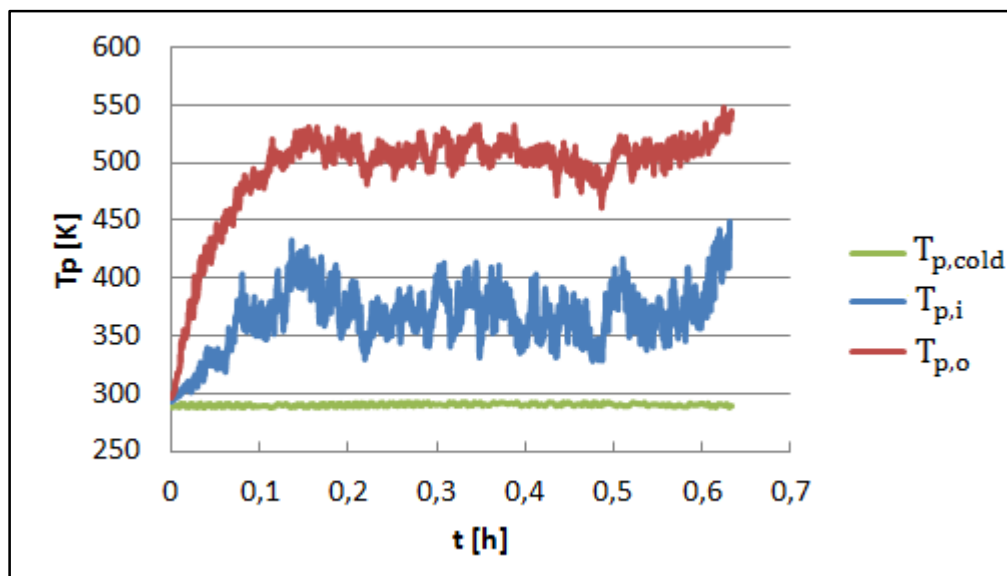


Figura 4.16. Temperatura de las partículas de SiC en diferentes sectores del equipo experimental

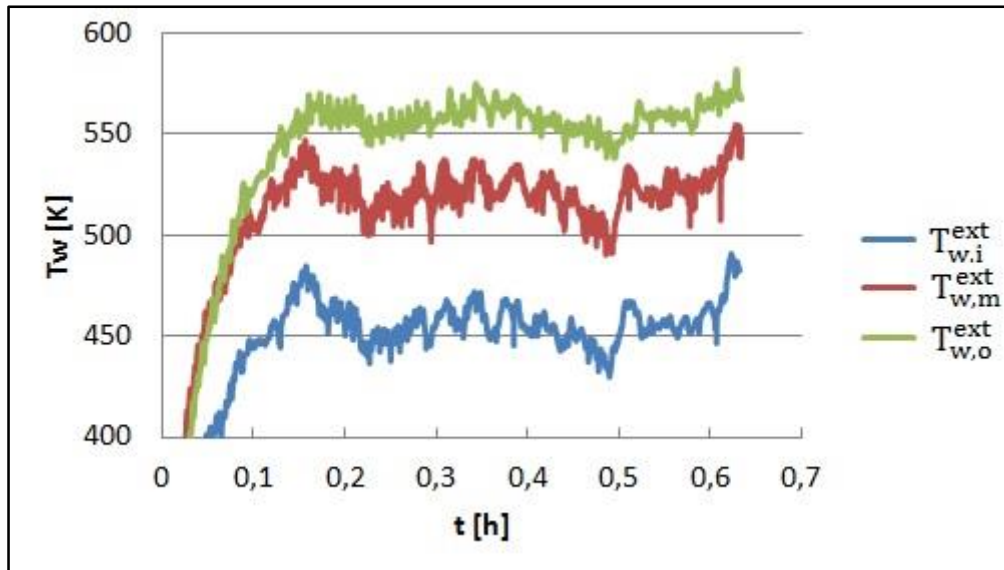


Figura 4.17. Variación temporal de la temperatura externa de la pared del tubo en la zona expuesta a la energía solar concentrada

En todas las experiencias, se observó una región donde las variables de interés del sistema presentaban un comportamiento transitorio para luego alcanzar un estado pseudo-estable. Para el caso informado como ejemplo en la síntesis de las mediciones experimentales ($\dot{m}_{SIC} = 50,165 \text{ kg/h}$), el estado transitorio ocurre desde el comienzo de la experiencia hasta aproximadamente 12 minutos (0,2 h). Luego las variables oscilan en torno a valores prácticamente constantes hasta el final de los experimentos (ver Figuras 4.13, 4.16, 4.17). De esta manera es posible describir el comportamiento pseudo-estacionario del sistema a partir de los valores medios de las variables de interés en esa condición.

El número total de experiencias llevadas a cabo fue de 54. En el Anexo I se muestran los resultados completos de las mismas.

4.3.6. Determinación del coeficiente de transferencia de calor pared-emulsión en el prototipo de PROMES

El cálculo de la velocidad de transferencia de calor (Q) se llevó a cabo entre la temperatura promedio de la emulsión en el lecho inferior, $T_{p,cold}$, y la temperatura promedio de salida de la zona de intercambio, $T_{p,o}$. Esto queda expresado en la ecuación (4.6).

$$Q = \dot{m}_{SIC} \int_{T_{p,cold}}^{T_{p,o}} C_{p,p}(T) dT \quad (4.6)$$

Por otro lado también podemos expresar a Q como:

$$Q = h A_{int} DTML \quad (4.7)$$

donde h es el coeficiente de transferencia de calor referido al área interna y DTML es la media logarítmica de las temperaturas que se calcula como:

$$DTML = \frac{(T_{w,i}^{int} - T_{p,i}) - (T_{w,o}^{int} - T_{p,o})}{\ln[(T_{w,i}^{int} - T_{p,i}) / (T_{w,o}^{int} - T_{p,o})]} \quad (4.8)$$

En la ecuación (4.8), las temperaturas de la pared indicadas con supra índice “int”, corresponden a temperaturas promedio en la cara interna de la pared. Estas fueron calculadas a partir de los valores de temperatura externa medidos, la conductividad del acero y de las características geométricas del tubo, utilizando la resolución de la ley de Fourier de conducción de calor dada por:

$$T_w^{int} = T_w^{ext} - \frac{\dot{q}}{2\pi L_{exp} \lambda_{acero}} \ln\left(\frac{D_{ext}}{D_{int}}\right) \quad (4.9)$$

donde \dot{q} es el flujo medio de energía que atraviesa la pared del tubo ($\dot{q} = Q/A_{int}$), L_{exp} es la longitud de la porción del tubo expuesta a la energía solar concentrada ($L_{exp} = 0,5m$), λ_{acero} es la conductividad del acero del que está construido el tubo ($\lambda_{acero}(T) = 0,0125 T + 12,55$).

En la **Figura 4.18** se muestran los valores de los coeficientes de transferencia de calor (h), obtenidos mediante el uso de las ecuaciones (4.6), (4.7) y (4.8).

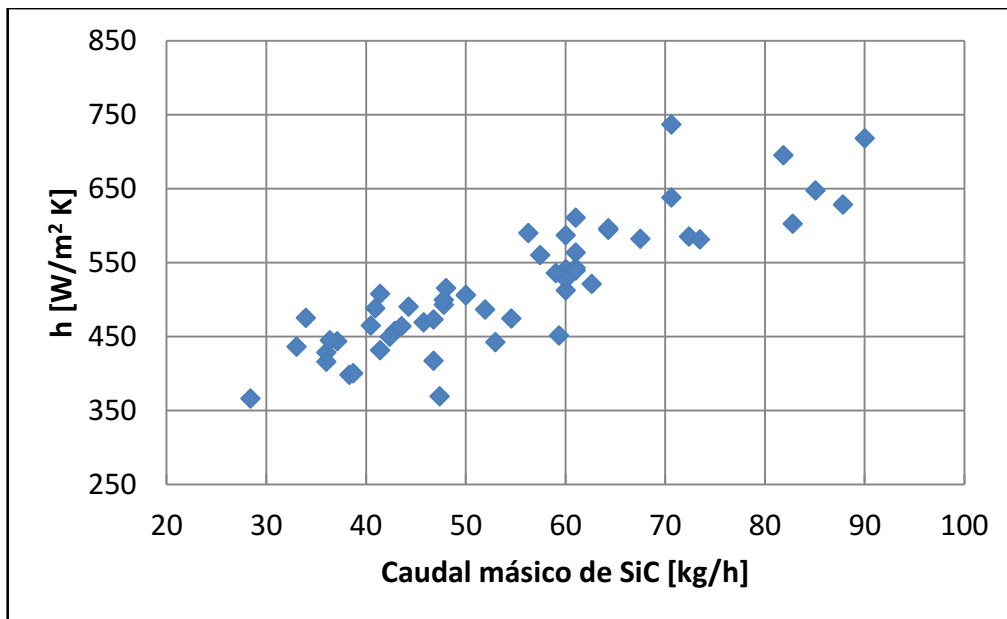


Figura 4.18. Coeficiente medio de transferencia de calor de la fase densa para diferentes valores de caudal másico SiC (\dot{m}_{SiC})

La eficiencia o rendimiento térmico del proceso, calculada como la relación entre la energía almacenada por la suspensión (según la ecuación 4.6) y la energía concentrada en el foco, se muestra en la **Figura 4.19**. La eficiencia se encuentra comprendida entre el 15%, para bajo caudal másico de SiC, y aproximadamente entre 25 y 33% a partir de los 60 kg/h manteniéndose en torno a esos valores.

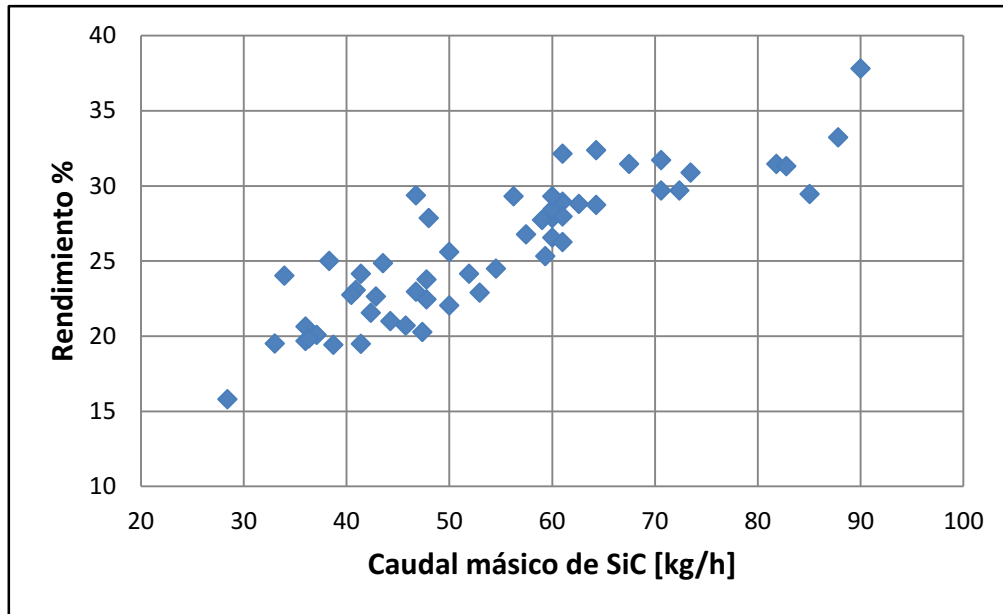


Figura 4.19. Rendimiento térmico del proceso estudiado en función del caudal másico de SiC

4.3.6.1. Determinación de la incertidumbre

El coeficiente de transferencia de calor pared-suspensión densa (h) y la fracción volumétrica ocupada por las partículas en el interior del tubo han sido determinados de manera indirecta a partir de la medición experimental de variables relacionadas.

Para el cálculo de la incerteza asociada a variables con medición indirecta, en este trabajo se consideran únicamente las incertezas asociadas a los instrumentos de medición.

A partir de las diferentes ecuaciones utilizadas en el cálculo del coeficiente de transferencia (h), podemos expresar el error relativo cometido en su determinación mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta h}{h} = \frac{\Delta \dot{m}_{SiC}}{\dot{m}_{SiC}} + \frac{\Delta C_{p,p}}{C_{p,p}} + \frac{\Delta T_{p,i}}{T_{p,i}} + \frac{\Delta T_{p,o}}{T_{p,o}} + \frac{\Delta(DTML)}{DTML} \quad (4.10)$$

, donde

$$\frac{\Delta(\text{DTML})}{\text{DTML}} = \frac{(T_{w,i}^{\text{int}} + \Delta T_{p,i}) \ln|(\chi_i/\chi_o) - (\chi_i - \chi_o/\chi_i)|}{\ln(\chi_i/\chi_o)(\chi_i - \chi_o)} + \frac{(T_{w,o}^{\text{int}} + \Delta T_{p,o}) \ln|(\chi_i/\chi_o) - (\chi_i - \chi_o/\chi_o)|}{\ln(\chi_i/\chi_o)(\chi_i - \chi_o)} \quad (4.11)$$

, donde

$$\chi_{i/o} = T_{w,i/o}^{\text{int}} - \Delta T_{p,i/o} \quad (4.12)$$

De la misma manera, el error relativo cometido en la determinación de ε_p se calcula como:

$$\frac{\Delta \varepsilon_p}{\varepsilon_p} = \frac{\Delta(\Delta P)}{\Delta P} \quad (4.13)$$

Los errores asociados a cada instrumento son:

- Balanza analítica: $\pm 0,125$ kg
- Termocuplas: ± 5 K
- $C_{p,p}$: ± 5 % (NIST Chemistry WebBook²)
- Sensor de diferencia de Presión: ± 200 Pa

De esta forma, se determinó el error relativo del coeficiente de transferencia de calor cuyo valor se encuentra comprendido entre 17 y 25 %; para la fracción volumétrica de sólidos el error relativo es inferior al 2 %.

² <http://cccbdb.nist.gov/>

4.4. Simulación mediante CFD del comportamiento de la suspensión densa de partículas de SiC como vector transportador de energía

4.4.1. Modelado numérico del flujo multifásico

Existen dos enfoques para abordar la resolución numérica de flujos multifásicos, denominados Euler-Lagrange y Euler-Euler (**Ansys-Fluent, 2011**). En el primer caso, la fase predominante es tratada como continua, mientras que la fase dispersa es resuelta mediante el seguimiento de un gran número de partículas, burbujas o gotas a través del campo de flujo calculado para la primera fase. La fase dispersa puede intercambiar cantidad de movimiento, masa y energía con la otra. Con este enfoque es posible realizar un seguimiento de la trayectoria de cada una de las unidades de la fase dispersa y de los cambios que pueden surgir como consecuencia de la interacción con el entorno.

En el segundo enfoque las diferentes fases son tratadas matemáticamente como pseudo-continuas. Dado que el volumen ocupado por una de las fases no puede ser ocupado por las otras, se utiliza el concepto de fracción de volumen ϵ_q para cada fase, las que se suponen como funciones continuas del espacio y del tiempo y cuya suma es igual a uno. Se plantean ecuaciones de conservación similares para cada fase. El conjunto de ecuaciones de balance requiere ecuaciones complementarias para su resolución. En el caso de flujo granular las ecuaciones surgen de la aplicación de la teoría cinética de flujo granular, KTGF, por su sigla en inglés.

La (KTGF) es una de las herramientas más importantes para modelar el movimiento de las partículas. El parámetro fundamental de la teoría es la temperatura granular Θ_p . Las partículas oscilan aleatoriamente y sufren colisiones inelásticas disipando así su energía. La temperatura granular se define como el promedio del cuadrado de la diferencia de las velocidades de cada partícula respecto de la media del conjunto. Una descripción matemática completa de la teoría cinética granular fue realizada por **Gidaspow (1994)**.

De los modelos multifásicos disponibles en Ansys-Fluent 14.5, el que mejor se adapta a una aplicación como la que se pretende abordar en el presente trabajo es el Modelo Euler-Euler (o Euleriano). Este modelo es el utilizado con mayor frecuencia en simulaciones de lechos fluidizados gas-sólido (**Pain y col., 2001**).

Se ha utilizado con éxito en la modelización hidrodinámica. **Taghipour y col. (2005)** investigaron, tanto experimental como computacionalmente, la hidrodinámica de un lecho de partículas Geldart B de TiO_2 fluidizado con aire. En la simulación aplicaron el enfoque Euleriano y analizaron la validez de diversos modelos de arrastre. Los autores

señalan que las predicciones que arrojan las simulaciones concuerdan con los datos experimentales. **Reuge y col. (2008)** simularon un lecho de partículas Geldart B, operado en los regímenes de burbujeo y *slug*. Compararon los resultados de simulaciones 2D, 3D y 2D axisimétrico, concluyendo que las simulaciones en 2D son altamente recomendables ya que permiten reducir el tiempo de cómputo, manteniendo la precisión. Con respecto a las simulaciones 2D axisimétricas, los autores observaron cierta subestimación de la fracción volumétrica del sólido en el centro del lecho.

Kuipers y col. (1992) utilizaron un enfoque pseudo-continuo para simular un sistema fluidizado aire-esferas de vidrio con transferencia de calor desde una pared. De esta manera lograron predecir el coeficiente local de transferencia del sistema. **Armstrong y col. (2010)**, utilizaron el software Fluent 6.3.26 y el modelo Euleriano para simular la transferencia de calor pared-lecho fluidizado utilizando un lecho fluidizado similar al de **Kuipers y col. (1992)**. Estos últimos autores utilizaron diferentes modelos de arrastre para evaluar el efecto sobre el coeficiente local de transferencia de calor.

En base a la síntesis que antecede, en este trabajo se decidió aplicar el enfoque Euleriano (modelo Euler-Euler) para desarrollar las simulaciones, adoptando una geometría tridimensional para representar el tubo en la zona expuesta a la transferencia de energía solar concentrada.

4.4.2. Modelo Euler-Euler

4.4.2.1. Definición de fracción volumétrica

El volumen de una fase genérica \mathbf{q} , está dado por:

$$V_q = \int_V \varepsilon_q dV \quad (4.14)$$

donde ε_q es la fracción volumétrica ocupada por la fase \mathbf{q} . En todo el dominio, la sumatoria de las fracciones ocupadas por las diferentes fases debe ser igual a uno.

4.4.2.2. Ecuaciones de conservación

Se presentan las ecuaciones para una de las fases (en este caso el aire, identificado con el subíndice “g”). Para la fase restante, las ecuaciones serán similares.

- **Ecuación de continuidad :**

$$\frac{\partial}{\partial t} (\varepsilon_g \rho_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g) = 0 \quad (4.15)$$

- **Balance de cantidad de movimiento:**

$$\frac{\partial}{\partial t}(\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g) + \nabla \cdot (\varepsilon_g \rho_g \vec{u}_g \vec{u}_g) = -\varepsilon_g \nabla P + \nabla \cdot \bar{\tau}_g + \varepsilon_g \rho_g \vec{g} + \vec{R}_{g,p} \quad (4.16)$$

El subíndice **p**, hace referencia a la fase sólida granular. La ecuación (4.16) se resuelve con el uso de expresiones adecuadas para las fuerzas en la interfase $\vec{R}_{g,p}$. Este término representa el intercambio de cantidad de movimiento entre las fases mediante la fuerza de arrastre. Dicha fuerza es calculada mediante el coeficiente de intercambio de cantidad de movimiento $K_{g,p}$ el cual depende de la fricción, presión y cohesión, entre otros factores. La fuerza de arrastre debe cumplir la siguiente condición:

$$\vec{R}_{g,p} = \vec{R}_{p,g} \quad (4.17)$$

El *software* Ansys-Fluent 14.5 resuelve esa fuerza de interacción de la manera que se muestra a continuación:

$$\vec{R}_{g,p} = K_{g,p}(\vec{u}_g - \vec{u}_p) \quad (4.18)$$

Existen diferentes modelos para determinar el coeficiente de intercambio de cantidad de movimiento entre fases. Es importante destacar que la mayoría de los modelos son empíricos por lo que dependen del sistema en estudio. En este trabajo se utilizó el modelo de arrastre de **Syamlal y O'Brien (1987)** por la posibilidad de adaptación del mismo a diferentes sistemas gas-sólido utilizando únicamente la porosidad y la velocidad en condición de mínima fluidización. En este modelo, el coeficiente de arrastre se calcula como:

$$K_{g,p} = \frac{3 \varepsilon_p \varepsilon_g \rho_g}{4 u_{t,p}^2 d_p} C_D \left(\frac{Re_p}{u_{t,p}} \right) |\vec{u}_p - \vec{u}_g| \quad (4.19)$$

C_D es el coeficiente de arrastre calculado mediante la fórmula de **Dalla Valle (1948)**:

$$C_D = \left(0,63 + \frac{4,8}{\sqrt{Re_p/v_{t,p}}} \right)^2 \quad (4.20)$$

$v_{t,p}$ es la relación entre la velocidad terminal de una partícula en un conjunto y la de una partícula aislada y es evaluada mediante la correlación de **Garside y Al-Dibouni, (1977)**:

$$v_{t,p} = 0,5 \left(A - 0,06 Re_p + \sqrt{(0,06 Re_p)^2 + 0,12 Re_p(2B - A) + A^2} \right) \quad (4.21)$$

con $\mathbf{A} = \epsilon_g^{4,14}$, y $B = C_1 \epsilon_g^{1,28}$ para $\epsilon_g \leq 0,85$ y $B = \epsilon_g^{C_2}$ para $\epsilon_g > 0,85$. Los valores de los parámetros C_1 y C_2 del modelo disponible en el software Ansys-Fluent 14.5 corresponden a los reportados por **Syamlal y O'Brien (1989)**: 0,8 y 2,65 respectivamente.

El procedimiento para evaluar los valores de C_1 y C_2 se encuentra detallado en la en la sección (4.4.4). El modelo, con los parámetros específicos del sistema SiC-aire, ha sido programado en lenguaje C++ para su incorporación en el esquema de simulación.

En la ecuación (4.19) $Re_p = \rho_g d_{p,eff} |\vec{u}_p - \vec{u}_g| / \mu_g$ es el número de Reynolds de las partículas (fase sólida) y $d_{p,eff}$ es el diámetro efectivo que será definido en la siguiente sección.

- **Balance de energía:**

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_g \rho_g h_g) + \nabla \cdot (\epsilon_g \rho_g \vec{u}_g h_g) = \epsilon_g \frac{\partial P_g}{\partial t} + \bar{\tau}_g : \nabla \vec{u}_g - \nabla \cdot \vec{q}_g + Q_{g,p} \quad (4.22)$$

El intercambio de calor entre las fases debe cumplir que:

$$Q_{g,p} = -Q_{p,g} \quad \text{y} \quad Q_{g,g} = Q_{p,p} = 0 \quad (4.23)$$

$Q_{g,p}$ se calcula mediante una expresión que depende de la diferencia de temperatura entre fases:

$$Q_{g,p} = h_{g,p} (T_g - T_p) \quad (4.24)$$

El coeficiente de transferencia de calor convectivo $h_{g,p}$ se relaciona con el número de Nusselt mediante la siguiente expresión (**Ansys-Fluent, 2011**):

$$h_{g,p} = \frac{6 k_{g,o} \epsilon_p \epsilon_g Nu_{g,p}}{d_p^2} \quad (4.25)$$

Para la determinación del número de Nusselt para sistemas gas-sólido se seleccionó la correlación de **Gunn (1978)**, aplicable en un amplio rango de porosidades y números de Reynolds (valores hasta 10^5):

$$Nu_{gp} = (7 - 10\epsilon_g + 5\epsilon_g^2) \left(1 + 0,7 Re_p^{0,2} Pr^{\frac{1}{3}} \right) + (1,33 - 2,4\epsilon_g + 1,2\epsilon_g^2) Re_p^{0,7} Pr^{1/3} \quad (4.26)$$

Como se mencionó en la sección 4.4.1, las variaciones de velocidad de las partículas generadas a partir de las colisiones son cuantificadas por Ansys-Fluent 14.5 usando la

teoría cinética de flujo granular. En la **Tabla 4.3** se resumen las ecuaciones constitutivas del modelo.

Tabla 4.3. Ecuaciones constitutivas

Viscosidad tangencial de sólidos	
$\mu_p = \mu_{p,col} + \mu_{p,kin} + \mu_{p,fr}$	(4.27)
Viscosidad cinética granular (Syamlal y col., 1993)	
$\mu_{p,kin} = \frac{\varepsilon_p d_p \rho_p \sqrt{\Theta_p \pi}}{6(3 - e_{pp})} \left[1 + \frac{2}{5} (1 + e_{pp}) (3e_{pp} - 1) \varepsilon_p g_{0,p} \right]$	(4.28)
Viscosidad granular en el seno del lecho (Lun y col., 1984)	
$\lambda_p = \frac{4}{3} \varepsilon_p \rho_p d_p g_{0,pp} (1 + e_{pp}) \left(\frac{\Theta_p}{\pi} \right)^{1/2}$	(4.29)
Viscosidad friccional	
No es necesario contemplarla: ε_p es menor al máximo admitido ($\varepsilon_{p,max}$) de 0,63 en todo los casos	
Viscosidad por colisiones (Gidaspow y col., 1992; Syamlal y col., 1993)	
$\lambda_p = \frac{4}{5} \varepsilon_p^2 \rho_p d_p g_{0,p} (1 + e_{pp}) \left(\frac{\Theta_p}{\pi} \right)^{1/2}$	(4.30)
Función de distribución radial (Ogawa y col., 1980)	
$g_{0,p} = \left[1 - \left(\frac{\varepsilon_p}{\varepsilon_{p,max}} \right)^{1/3} \right]^{-1}$	(4.31)
Presión del sólido (Syamlal y col., 1993)	
$P_s = 2\rho_s (1 + e_{pp}) \varepsilon_p^2 g_{0,p} \Theta_p$	(4.32)

4.4.3. Determinación del diámetro efectivo

Cuando las partículas son esféricas, no existen ambigüedades en la medición (**Kunii y Levenspiel, 1991**). Cuando no lo son, como en el caso de las partículas utilizadas en las experiencias de este trabajo (**Figura 2.16**), existen alternativas diferentes a la hora de definir el tamaño.

A fin de lograr que la simulación por CFD represente de manera adecuada tanto la fluidodinámica como la pérdida de carga del sistema en estudio, se usaron datos

experimentales, en la condición de mínima fluidización del sistema, para determinar el diámetro efectivo $d_{p,eff}$ que satisface la ecuación de **Ergun (1952)**. El diámetro efectivo puede relacionarse con el diámetro medio de Sauter d_p de acuerdo a la siguiente expresión (**Kunii y Levenspiel, 1991**):

$$d_{p,eff} = \phi_p^n d_p \quad (4.33)$$

Según los autores $d_{p,eff}$ puede utilizarse para predecir pérdidas de carga por fricción en lechos con sólidos de cualquier tamaño y distribución. Afirman, además, que $d_{p,eff}$ es probablemente la medida más adecuada del tamaño de la partícula para propósitos de pérdida de carga. La relación entre $d_{p,eff}$ y d_p debe ser determinada experimentalmente. Por ejemplo, para sistemas con partículas de forma irregular con una relación no menor a 1/2 entre sus lados, **Kunii y Levenspiel (1991)** sugieren la siguiente relación aproximada entre $d_{p,eff}$ y d_p :

$$d_{p,eff} \cong \phi_p^2 d_p \quad (4.34)$$

En el caso de las partículas de SiC utilizadas en las experiencias de este trabajo se determinó un valor del exponente $n = 2,53$. En consecuencia, la siguiente relación será aplicable al caso en estudio:

$$d_{p,eff} = \phi_p^{2,53} d_p \quad (4.35)$$

4.4.4. Ajuste de los coeficientes del modelo de arrastre de Syamlal y O'Brien

Una de las fuerzas dominantes en lechos fluidizados es la fuerza de arrastre. Se presenta en los balances de intercambio de cantidad de movimiento entre las fases a través del coeficiente de intercambio $K_{g,p}$. El software Ansys-Fluent 14.5 dispone de diferentes modelos de arrastre. Generalmente estos modelos cuentan con coeficientes válidos para determinados sistemas sin posibilidad de modificación por lo que su extrapolación a cualquier sistema es algo delicado (**Reyes Urrutia y col., 2015**).

Por esta razón, para llevar a cabo la simulación rigurosa del sistema en estudio, se ha seleccionado el modelo de arrastre de Syamlal y O'Brien para adecuarlo al sistema de interés y así incorporarlo mediante programación al esquema de resolución por CFD. De esta manera, tanto la distribución de tamaños presente en el sistema como la forma irregular de las partículas fueron incorporadas en el cálculo de la fuerza de arrastre.

Para la determinación de los coeficientes C_1 y C_2 del modelo de **Syamlal y O'Brien (1987)**, es necesario contar con los valores de la velocidad y porosidad en la condición

de mínima fluidización. Además, para el sistema en estudio, se debe incorporar el diámetro efectivo $d_{p,eff}$.

En primer lugar, el parámetro C_1 necesario para la evaluación de \mathbf{B} cuando $\varepsilon_g \leq 0,85$ en la ecuación (4.21), está relacionado con la velocidad de mínima fluidización a través de correlaciones que involucran velocidad y porosidad. C_1 se hace variar hasta que el valor de U_g , a partir de la ecuación (4.36), alcanza el valor de la velocidad mínima de fluidización determinada experimentalmente:

$$U_g = Re_t \frac{\varepsilon_g \mu_g}{d_{p,eff} \rho_g} \quad (4.36)$$

donde Re_t , es el número de Reynolds bajo condiciones de sedimentación terminal para un sistema multipartícula calculado según la ecuación (4.37):

$$Re_t = v_{t,p} Re_{t,p} \quad (4.37)$$

$Re_{t,p}$ es el número de Reynolds bajo condiciones de sedimentación terminal para una única partícula. Los valores de $v_{t,p}$ y $Re_{t,p}$ pueden determinarse mediante las correlaciones:

$$v_{t,p} = \frac{A + 0,06 B Re_{t,p}}{1 + 0,06 Re_{t,p}} \quad (4.38)$$

$$Re_{t,p} = \left(\frac{\sqrt{4,8^2 + 2,52 \sqrt{4 Ar/3}} - 4,8}{1,28} \right)^2 \quad (4.39)$$

Ar , es el número de Arquímedes, definido como:

$$Ar = \frac{(\rho_s - \rho_g) d_{p,eff}^3 \rho_g g}{\mu_g^2} \quad (4.40)$$

En segundo lugar, el parámetro C_2 requerido para evaluar \mathbf{B} cuando $\varepsilon_g > 0,85$ en la ecuación (4.21), debe ser evaluado de acuerdo a la ecuación (4.41) para asegurar la continuidad de la función utilizada en el cálculo de $v_{t,p}$ (**Esmaili y Mahinpey, 2011**):

$$C_2 = 1,28 + \log(C_1)/\log(0,85) \quad (4.41)$$

De esta manera, se obtuvieron los valores $C_1 = 0,25$ y $C_2 = 10,92$ como parámetros específicos para el sistema SiC-aire de interés en este trabajo. Estos, en conjunto con la relación adecuada entre $d_{p,eff}$ y d_p , fueron programados en lenguaje C++ e incorporados

al esquema global de simulación. La programación del modelo de arrastre de Syamlal y O'Brien con los coeficientes determinados en esta sección se presenta en el **Anexo II**.

4.4.5. Conductividad efectiva de la emulsión

La naturaleza pseudo-continua del modelo Euleriano hace necesaria la inclusión de un modelo para evaluar la conductividad efectiva de cada una de las fases que conforman la suspensión densa. El uso directo de las conductividades del sólido y del gas genera una sobrestimación de la energía transferida con la pared (**Reyes Urrutia y col., 2015**).

Para que el software resuelva de manera adecuada la transferencia de calor entre la pared y la suspensión gas-partículas es necesario tener en cuenta las conductividades efectivas de las fases involucradas, que son función de la porosidad, de las conductividades propias de los materiales y de las características geométricas de las partículas (**Kuipers y col., 1992a**).

En este trabajo se programó el modelo de **Zehner y Schlünder (1970)** y se lo incorporó al esquema de simulación en la plataforma de CFD. Aunque el modelo fue originalmente desarrollado para estimar la conductividad efectiva radial de lechos fijos, puede también aplicarse en lechos fluidizados (**Biyikli y col., 1989**).

El modelo propone que la conductividad radial efectiva k_b es el resultado de la adición de las contribuciones de la fase gas $k_{b,g}$ y de la fase densa $k_{b,p}$ resultado de la combinación entre la fase sólida y el fluido:

$$k_b = k_{b,g} + k_{b,p} \quad (4.42)$$

Ambos términos se calculan mediante las siguientes expresiones:

$$k_{b,g} = \left(1 - \sqrt{1 - \varepsilon_g}\right) k_{g,o} \quad (4.43)$$

$$k_{b,p} = \sqrt{1 - \varepsilon_g} [\omega A + (1 - \omega)\Gamma] k_{g,o} \quad (4.44)$$

donde

$$\Gamma = \frac{2}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)} \left\{ \frac{(A-1)}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)^2} \frac{B}{A} \ln\left(\frac{A}{B}\right) - \frac{(B-1)}{\left(1 - \frac{B}{A}\right)} - \frac{1}{2} (B+1) \right\} \quad (4.45)$$

$$B = 1,25 \left(\frac{(1 - \varepsilon_g)}{\varepsilon_g} \right)^{10/9} \quad (4.46)$$

$$A = \frac{k_{p,o}}{k_{g,o}} \quad (4.47)$$

En la ecuación (4.44) ω es la relación entre el área de contacto entre partículas y la superficie de una partícula (**Schmidt y Renz, 2000**). En este trabajo se consideró $\omega = 7,26 \times 10^{-3}$, de acuerdo a lo recomendado por **Kuipers y col. (1992a,b)** y **Syamlal y Gidaspow (1985)**.

La programación del modelo de **Zehner y Schlünder (1970)** utilizada en las simulaciones se encuentra en el **Anexo II**.

4.4.6. Descripción de las simulaciones realizadas

Se simuló la región del tubo expuesta a la radiación solar cuyo largo es $L_{exp} = 0,5m$. Se incluyó una reducción apropiada en la parte superior para mejorar la convergencia numérica (condiciones de extremo). Si no se realiza esta inclusión, se produce un retroflujo en la simulación a la salida del sistema que altera los resultados y demora la convergencia entre pasos.

Se adoptó flujo laminar en las simulaciones, en función de los valores de velocidades de fluido en el tubo.

En la **Figura 4.20** se esquematizan la geometría simulada junto con las condiciones de borde utilizadas en el modelado mediante CFD. Se mantienen las denominaciones en inglés, identificables en la interfase del *software*.

Todas las simulaciones se llevaron a cabo en estado transitorio, adoptándose un paso de tiempo de 0,001 segundos, con 40 iteraciones por paso, lo que se aseguró la convergencia adecuada durante las simulaciones. Se seleccionó el método de resolución *Pressure based*. La discretización espacial de los términos convectivos presentes en las ecuaciones de resolución se realizó mediante un esquema de segundo orden.

Las simulaciones numéricas se llevaron a cabo en un equipo Intel Core I7, con procesadores de 3,40 GHz de velocidad y 8 GB de memoria RAM.

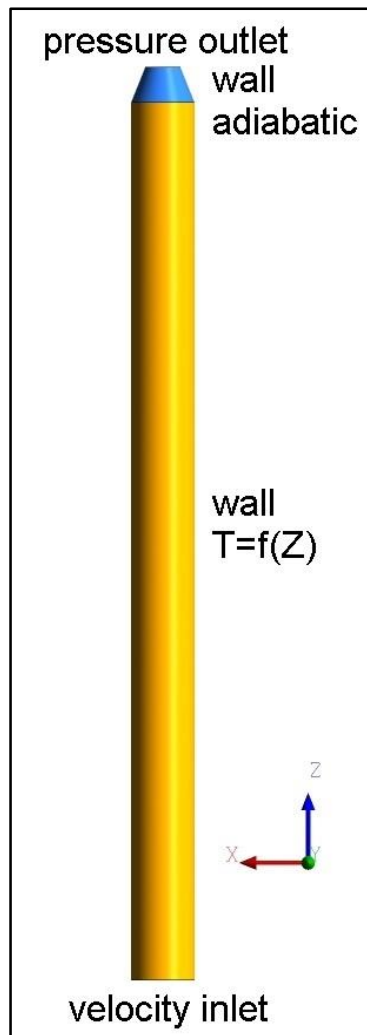


Figura 4.20. Geometría y condiciones de borde adoptadas en las simulaciones

4.4.6.1. Condiciones de Borde

Base del tubo:

Velocity inlet

- **Energía:** ingresan aire y partículas de SiC a la temperatura promedio determinada experimentalmente $T_{p,i}$.
- **Cantidad de movimiento:** ingresa sólido con velocidad lineal u_p y fracción ε_p , correspondientes a los valores medios determinados a partir del caudal de sólido y la pérdida de carga de cada ensayo experimental. La velocidad intersticial del aire en el interior del tubo se evaluó mediante el enfoque propuesto por **Boissière y col. (2012)** ($u_g = u_p + u_{mf}$). De esta manera, a partir de contar con los valores medios de la velocidad y fracción de sólido en el tubo, se calculó la velocidad intersticial del gas para ser utilizada como condición de borde. La

dirección de la velocidad de ambas fases se supuso perpendicular a plano de ingreso.

Paredes del tubo:

Wall

- **Energía:** la región del tubo expuesta a la energía solar concentrada fue considerada en la simulación como una pared con un perfil de temperatura a lo largo de la coordenada z . Durante las experiencias se midió la temperatura externa de la pared del tubo en diferentes posiciones. Estas mediciones, en conjunto con la conductividad del metal, permitieron calcular las temperaturas en la cara interna. Con estos datos, se obtuvieron funciones de temperatura de pared interna en función de la altura z que mediante programación en C++ fueron incorporados al algoritmo de cálculo de cada simulación. La programación para uno de los casos se incluye en el **Anexo II**. En la **Tabla 4.4** se muestran las funciones de temperatura programadas, para simulaciones determinadas.

Para la pared de la reducción ubicada en la zona superior de la geometría (**Figura 4.20**), se impuso la condición de frontera adiabática.

- **Cantidad de movimiento:** la condición de no deslizamiento (*no slip*) fue aplicada a ambas fases en toda la pared.

Tabla 4.4. Funciones de temperaturas de pared interna utilizadas en las simulaciones

Caudal másico de SiC [kg/h]	Intervalo	$T_{w,z}^{int}$ [K]
42,35	$0 \text{ m} < z \leq 0,25 \text{ m}$	$559,4 + 196,9 z$
	$0,25 \text{ m} < z < 0,5 \text{ m}$	$610,6 - 7,8 z$
64,29	$0 \text{ m} < z \leq 0,25 \text{ m}$	$538,27 + 165,2 z$
	$0,25 \text{ m} < z < 0,5 \text{ m}$	$600,9 - 85,4 z$
70,58	$0 \text{ m} < z \leq 0,25 \text{ m}$	$585,1 + 107,5 z$
	$0,25 \text{ m} < z < 0,5 \text{ m}$	$613,7 - 7,1 z$
87,80	$0 \text{ m} < z \leq 0,25 \text{ m}$	$504,8 + 223,2 z$
	$0,25 \text{ m} < z < 0,5 \text{ m}$	$560,2 + 1,8 z$

Parte superior del tubo:

Pressure outlet

Se fijó un valor nulo de la presión manométrica. En caso de presentarse retroflujo, la dirección del mismo es perpendicular a la superficie del plano. Solo es admisible el retroflujo de aire a la temperatura de referencia del *software* (288,17 K). De esta manera se garantiza el no ingreso de entalpía al sistema que altere el perfil de temperatura al interior del tubo.

4.4.6.2. Condiciones iniciales

Se partió, al inicio, de un lecho fijo de partículas de SiC con una altura $L = 0,25$ m, porosidad $\varepsilon_g = 0,4$ (valor típico). Los valores de temperatura del sistema coinciden inicialmente con los de la emulsión que ingresa por el fondo.

4.4.6.3. Malla Utilizada

Se construyó una malla combinando una zona estructurada en las cercanías de la pared y no estructurada para el resto del tubo. La malla fue refinada en la zona de la pared, región crítica para la transferencia de calor desde el medio externo. En la **Figura 4.21** se muestra la vista lateral y en la **Figura 4.22** la vista superior de la malla generada, que fue refinada con tres capas de elementos hexaédricos cuya amplitud decrece hacia la pared.

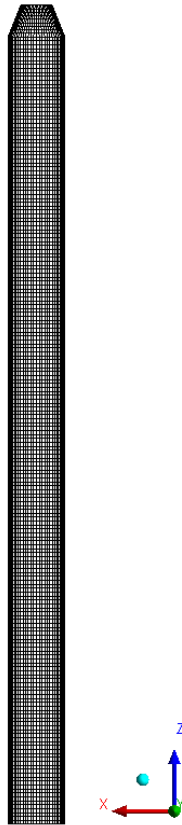


Fig. 4.21. Vista lateral del tubo mallado

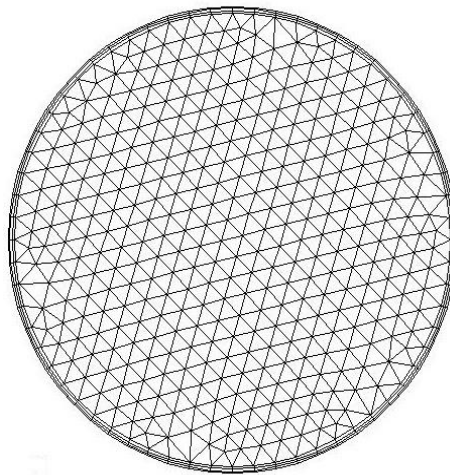


Fig. 4.22. Corte en $z = 0,25$ m. Se puede distinguir el mayado refinado en la cercanía de la pared

Es imprescindible garantizar que la solución obtenida en las simulaciones sea independiente de la malla. El método estándar para probar la independencia de la misma consiste en incrementar su resolución y repetir la simulación en un procedimiento identificado como *validación del mallado*. Cuando los resultados no cambian de manera considerable con el aumento en el número de celdas (con un aceptable nivel de error), se considera que la malla en cuestión es la apropiada (Cengel y Cimbala, 2006).

Para poder encontrar el tamaño óptimo de la malla, se efectuaron simulaciones con mallas de distinta densidad, enfocando la atención en dos variables de interés (ϵ_p y $T_{p,o}$). Los resultados se muestran en la tabla **Tabla 4.5**.

Los tiempos de cómputo para simulaciones con caudal másico de sólido elevado resultan mucho menores que para caudales bajos. Por esta razón, se eligió un ensayo con alta velocidad de sólido para efectuar las simulaciones de selección de malla.

Se construyó, en primera instancia, una malla abierta y sin refinamiento en la región cercana a la pared capaz de generar resultados en tiempos de cómputo cortos cercanos a los obtenidos en las determinaciones experimentales. Sobre esta base, se construyeron dos mallas más densas refinadas en las cercanías de la pared. Los tiempos de cómputo se incrementaron notoriamente conforme mejoró la resolución de la malla.

En las **Figuras 4.23** y **4.24** se graficaron ϵ_p y h como una función del número de celdas.

Tabla 4.5. Validación de la malla usada en las simulaciones

Caso	Número de celdas	ϵ_p	$T_{p,o}$ [K]	h [W/m ² K]	e(%)
Muy amplia	94050	0,30	493,06	582,12	11,21
Media	198968	0,34	505,51	619,33	5,54
Fina	314336	0,34	501,41	655,64	0

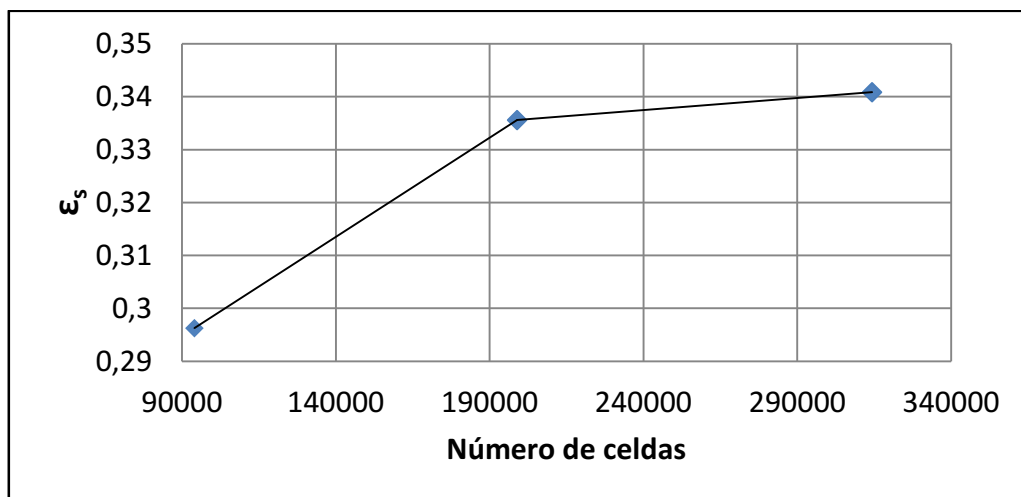


Fig. 4.23. Fracción sólidos promedio ϵ_p en mallas con distinto número de celdas

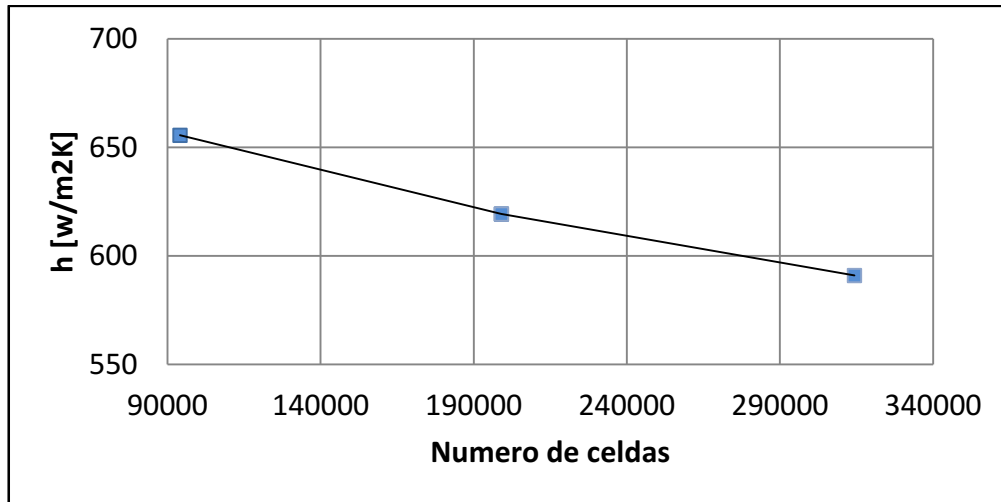


Fig. 4.24. Coeficiente de transferencia de calor global medio h en mallas con distinto número de celdas

El error relativo porcentual entre la fracción de sólido obtenida con una malla de celdas muy amplias y el obtenido con una malla muy fina es del 13%, en tanto que para el caso de una malla de amplitud media el error es del 1,5%.

Para el coeficiente de transferencia de calor, el error con la malla de celdas muy grandes con relación a la malla más densa es del 10,94%, mientras que para la malla con celdas de tamaño medio el error es menor al 5%.

Por todo lo expuesto y considerando que trabajar con la malla fina implica tiempos de computo muy elevados (30 días en los casos más favorables), las simulaciones se realizaron con la malla con celdas de tamaño medio.

4.4.6.4. Resultados de la simulación

Las simulaciones muestran que en primera instancia se logra un valor de pérdida de carga estable (y por lo tanto un valor de fracción de sólido promedio estable). En segunda instancia se alcanza el estado pseudo-estacionario térmico en el que el valor de la temperatura de la suspensión oscila alrededor de un valor medio constante. La simulaciones se dieron por finalizadas cuando se logró esta condición. Los tiempos de cómputo muestran una relación inversa con el caudal másico de sólido. Así, para caudales altos, las simulaciones se extendieron por un tiempo de aproximadamente 12 días, mientras que para las condiciones correspondientes a bajos caudales, el tiempo alcanzó los 30 días.

Para la determinación del coeficiente de transferencia de calor, se analizó solamente la mitad superior del tubo simulado. La razón de esto, es la de realizar la evaluación de la transferencia en una zona alejada de la condición de borde impuesta en la zona baja

del tubo a fin de minimizar su influencia en los resultados. En la **Figura 4.25** se esquematiza la zona descripta. $T_{s,m,CFD}$ y $T_{s,o,CFD}$ son respectivamente las temperaturas medias de la fase densa en el plano medio y superior del tubo.

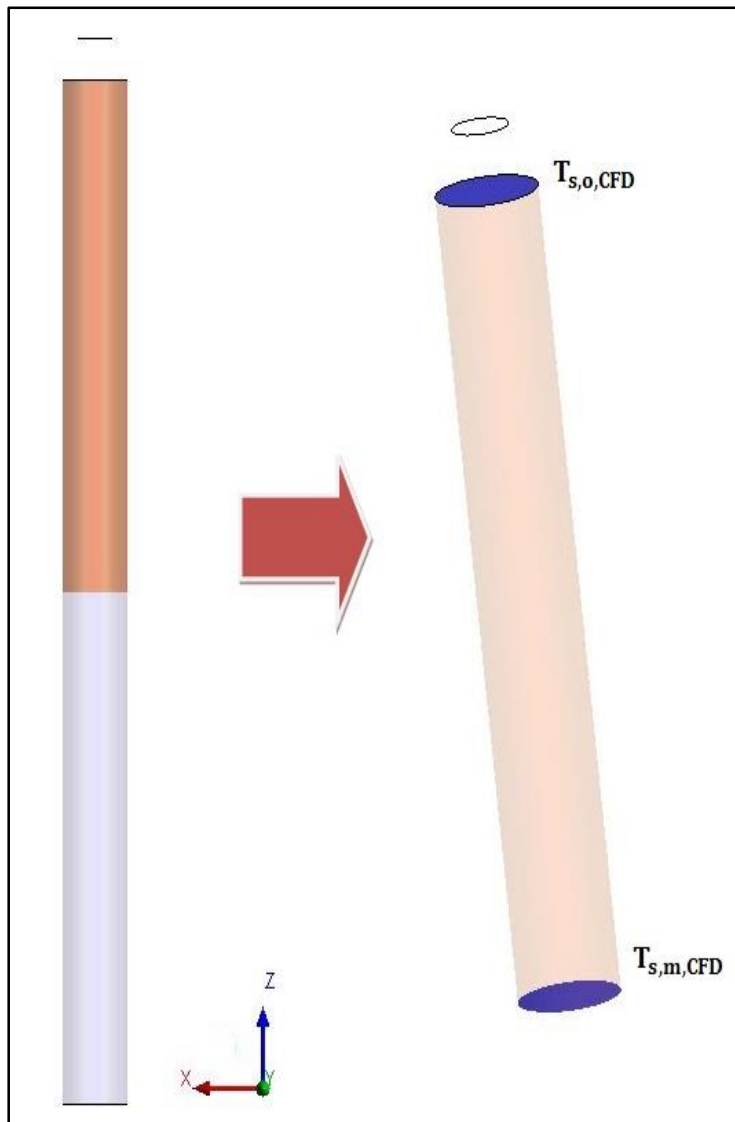


Figura 4.25. A la izquierda, la geometría simulada completa y resaltada la zona utilizada para evaluar el coeficiente de transferencia de calor. A la derecha, una ampliación de la zona de interés, con los planos donde se evaluaron las temperaturas del sólido para calcular la media logarítmica.

El software Ansys-Fluent 14.5, permite obtener el flujo instantáneo de energía en la pared \dot{q} en la región de interés. Este valor ha sido promediado y utilizado en conjunto con la media logarítmica calculada en la zona evaluada (**Figura 4.25**) para determinar el coeficiente de transferencia de calor h según la siguiente ecuación:

$$h = \frac{\dot{q}}{DTML_{\text{Zona media superior}}} \quad (4.48)$$

Para obtener los valores promedio de las diferentes variables involucradas en el cálculo del coeficiente de transferencia de calor y de la caída de presión en el tubo, para determinar así la fracción volumétrica ocupada por el SiC, se utilizaron expresiones integrales disponibles en el *software*:

- Para evaluar presión y flujo de energía medios sobre superficies se utiliza un promedio ponderado por el área de cada una de las celdas A_i . Si Ψ es la variable de interés el cálculo se efectúa como:

$$\bar{\Psi} = \frac{1}{A} \int \Psi \, dA = \frac{1}{A} \sum_{i=1}^N \Psi_i |A_i| \quad (4.49)$$

- Para evaluar temperaturas medias sobre superficies se utiliza un promedio ponderado por la masa presente en cada celda:

$$\bar{\Psi} = \frac{\int \Psi \rho \, |\vec{u} \cdot d\vec{A}|}{\int \rho \, |\vec{u} \cdot d\vec{A}|} = \frac{\sum_{i=1}^N \Psi_i \rho_i |\vec{u}_i \vec{A}_i|}{\sum_{i=1}^N \rho_i |\vec{u}_i \vec{A}_i|} \quad (4.50)$$

El conjunto completo de resultados obtenidos por simulación se detalla en la **Tabla 4.6**.

Tabla 4.6. Resultados de la simulación por CFD

\dot{m}_{SiC} [kg/h]	42,35	61,02	64,29	70,59	81,82	82,76	85,04	87,81	90,00
\dot{q}_{CFD} [W/m ²]	25577	34587	25437	27783	40922	41270	33664	42257	47407
$T_{p,o,CFD}$ [K]	566,24	547,16	531,87	573,03	514,64	513,63	479,96	505,51	504,98
$\epsilon_{p,CFD}$	0,32	0,33	0,34	0,34	0,36	0,35	0,36	0,34	0,36
h_{CFD} [W/m ² K]	548,17	580,66	617,13	643,06	602,12	615,47	609,87	619,33	613,38

En la **Figura 4.26** se comparan los resultados de los coeficientes de transferencia de calor obtenidos por CFD con los valores experimentales para las mismas condiciones operativas. Los resultados obtenidos por simulación reproducen de manera adecuada el comportamiento térmico del sistema para caudales máscicos medios. A valores elevados de caudal, en algunos casos, existe subestimación mientras que a bajos caudales se obtiene una sobrestimación de los valores del coeficiente. Sin embargo el modelo reproduce la tendencia en todo el rango analizado. El valor medio del error entre el valor del coeficiente h obtenido mediante CFD y el experimental es del 7,43%.

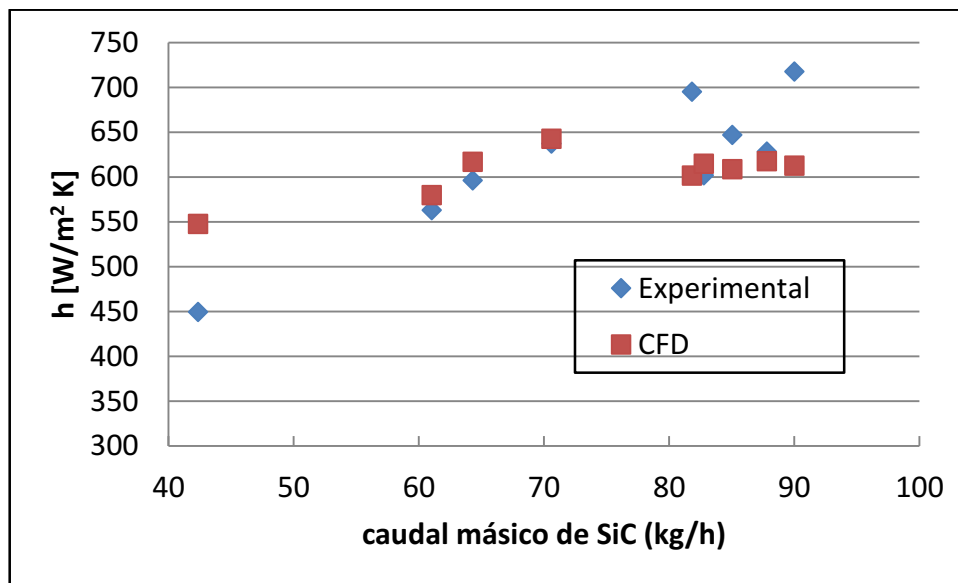


Figura. 4.26. Comparación de los coeficientes de transferencia de calor h experimentales con los obtenidos mediante simulación por CFD para diferentes caudales máscicos de SiC.

En la **Figura 4.27** se muestra la temperatura de la fase sólida granular, en estado pseudo-estable, para diferentes valores del tiempo correspondientes a la simulación con un caudal máscico de sólido de 87,5 kg/h. Se puede observar el aumento progresivo del valor de la temperatura media de la emulsión con la altura y las diferencias en la distribución radial de la variable. Adicionalmente se visualizan valores máxicos de temperatura sobre una zona estrecha junto a la pared (espesor de penetración térmica), donde la transferencia de calor ocurre con gran protagonismo del mecanismo de conductivo.

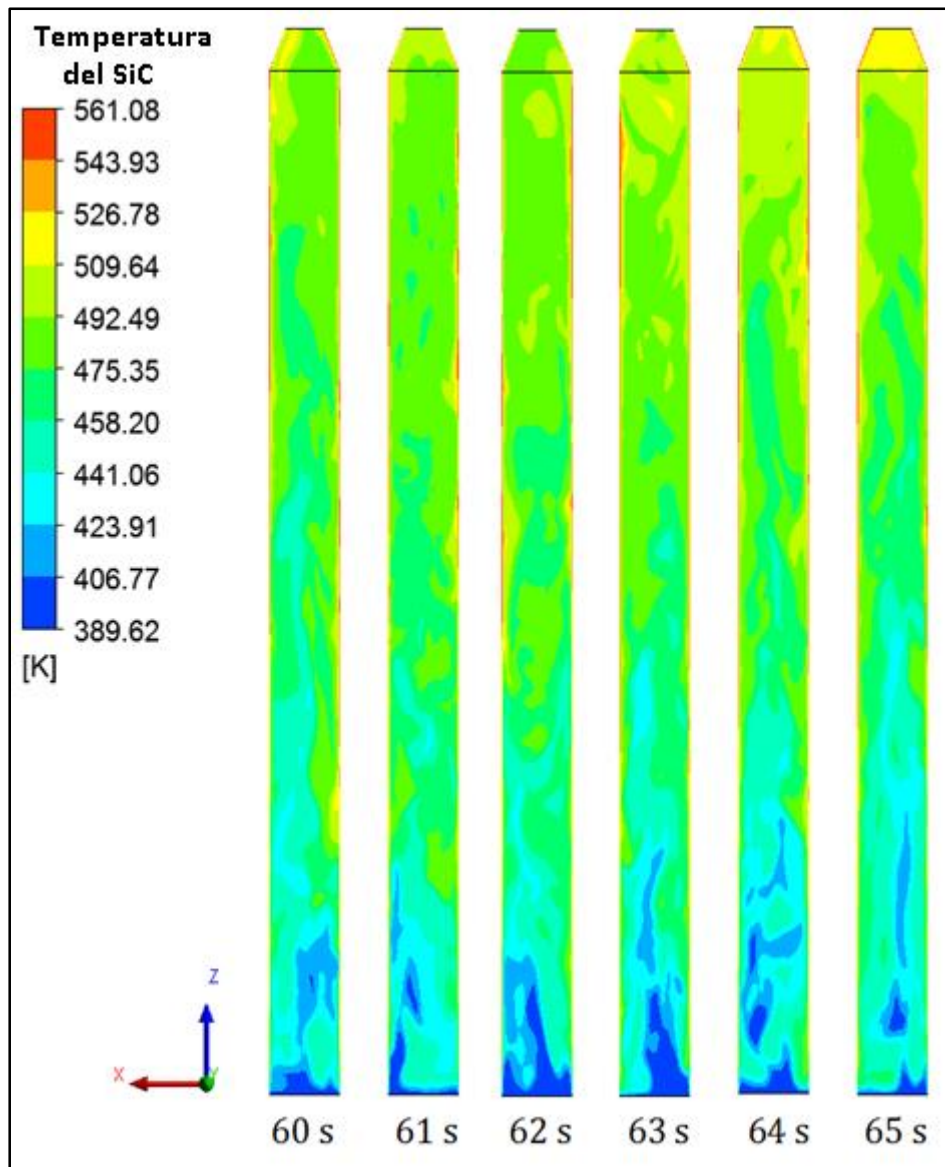


Figura. 4.27. Contorno de temperatura de la mezcla SiC-Aire en el plano XZ ($Y=0$)

En la **Figura 4.28** se muestran los contornos de fracción de sólido en el plano XZ ($y = 0$). Se aprecian valores mayores de concentración de sólidos cerca de la pared donde también se observan burbujas en ascenso del tipo *slugs* de pared (**Reyes Urrutia y col. 2015**).

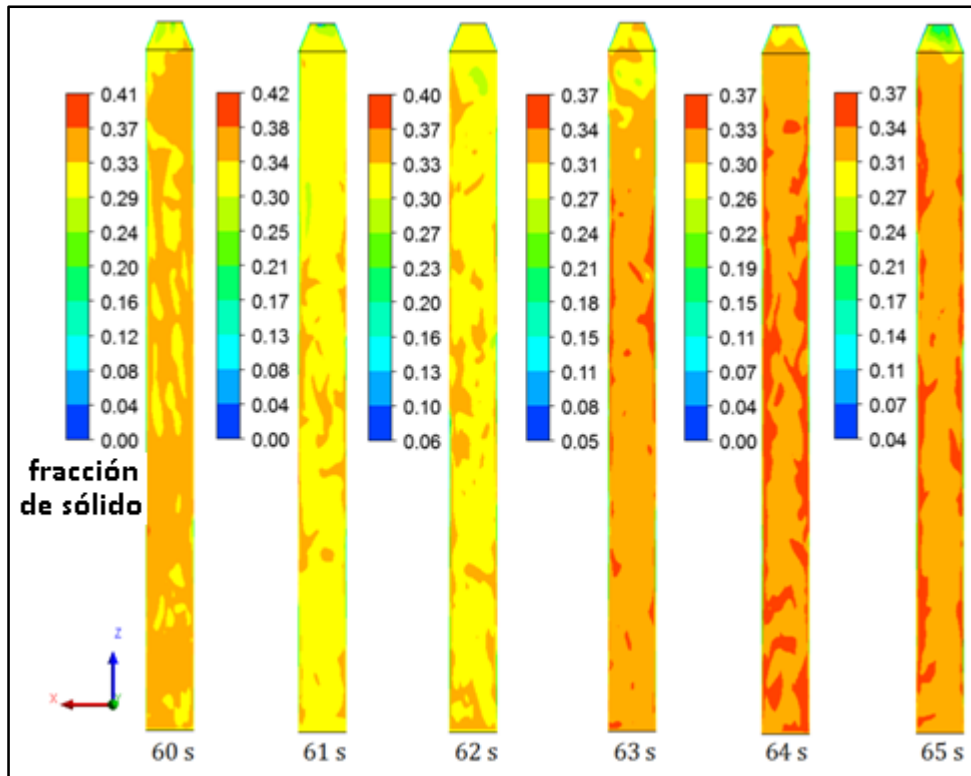


Figura. 4.28. Evolución temporal del contorno de fracción de sólido (ϵ_p) en el plano XZ ($y=0$)

En la **Figura 4.29** se visualiza el flujo de calor a través de la cara interna de la pared en condición pseudo-estacionaria. Se observa un crecimiento neto del flujo de energía sobre la pared con el aumento del caudal másico de sólido, y de manera consecuente, el valor del coeficiente de transferencia de calor medio pared-suspensión también se incrementa. Para caudales bajos, existen zonas en las que la temperatura de la emulsión es superior a la pared generando un flujo invertido de energía desde el interior del tubo hacia el medio externo.

Estas imágenes contribuyen a explicar las diferencias entre los valores del coeficiente de transferencia experimental y el obtenido mediante simulación para valores bajos de caudal másico de SiC. Se observa que el flujo de calor en la parte inferior del tubo es marcadamente distinto y elevado respecto al resto de la superficie de transferencia. La causa de esta diferencia está relacionada con la condición de borde en la entrada del tubo donde se ha supuesto que el sólido ingresa con un perfil de velocidades y temperatura uniformes. Esta condición favorece la transferencia de calor en la parte baja afectando el resultado final. Para altos caudales de SiC, el movimiento de las partículas es mayor, restando importancia a la influencia de las suposiciones adoptadas en la condición de borde sobre el resultado final.

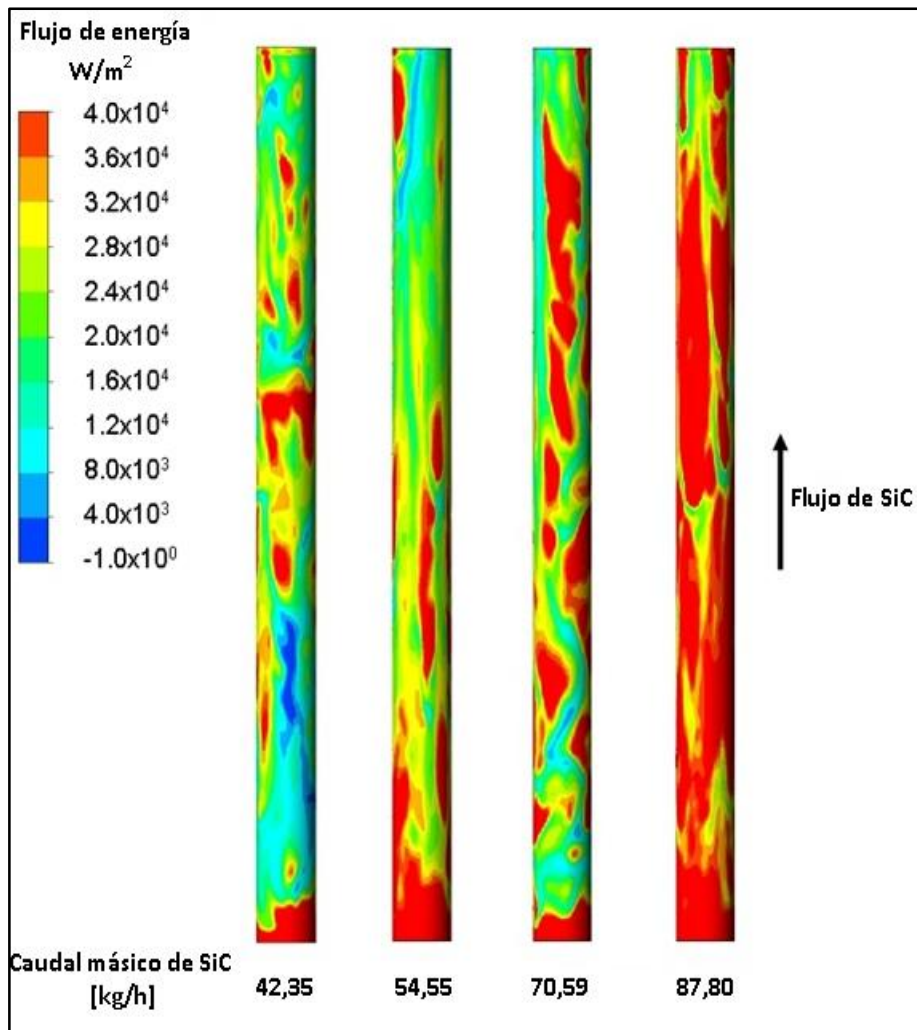


Fig. 4.29. Flujo de calor pared-suspensión para diferentes caudales másicos

Para valores elevados del caudal másico de SiC, puede afirmarse que existe una importante circulación de partículas entre el centro del tubo (donde el sólido está frío) y la pared (donde el sólido está caliente), que mantiene un nivel elevado de fuerza impulsora, favoreciendo la transferencia de calor desde la pared hacia la suspensión. En contraposición, para bajos valores del caudal másico de sólido, el movimiento atenuado de las partículas afecta la transferencia de calor. Las partículas se mantienen durante tiempos mayores en contacto con la pared al punto de anular la fuerza impulsora, en el caso que las partículas igualen la temperatura de la superficie, e incluso invertir el sentido de flujo. Este último efecto se da como consecuencia del perfil longitudinal de la temperatura de la pared; desde la base en $z = 0$ m hasta $z = 0,25$ m, los valores de la temperatura de la superficie son menores a los de la zona superior ($0,25$ m $< z < 0,5$ m). De esta forma, las partículas que por recirculación pasen de la región de mayor

temperatura de pared a la región de menor temperatura pueden eventualmente invertir el sentido de flujo.

Las **Figuras 4.30 y 4.31** muestran la distribución de vectores de velocidad de la fase sólida en el estado pseudo-estacionario para dos caudales máxicos de SiC. Se constata visualmente que la suspensión asciende preferencialmente por el centro del tubo y desciende por la pared. Este fenómeno ha sido también observado experimentalmente mediante el empleo de la técnica de tomografía de rastreo por emisión de partículas radioactivas (PEPT) aplicada al sistema en estudio por **García-Triñanes y col. (2014)**.

Puede afirmarse, comparando las secuencias para los dos casos, que existe un cambio muy acentuado en la dirección y en la magnitud de la velocidad de fase densa para caudales elevados no observable a caudales bajos. Los valores máxicos de velocidad alcanzados a caudales máxicos elevados, por otra parte, son mayores que los máxicos a caudales bajos.

Estas observaciones tienen relación directa con la transferencia de calor ya que una mayor agitación permite que, con mayor frecuencia, sólido caliente sobre la pared sea reemplazado por sólido fresco proveniente del centro del tubo. Además, si se recurre al concepto de agregados de **Mickley y Fairbanks (1955)** y se considera que la longitud en la que se da el contacto para el intercambio de calor es la misma para ambos caudales, podemos establecer que mayores velocidades de la fase densa generan menores valores del tiempo de contacto de los agregados con la superficie caliente, favoreciendo también la transferencia de calor.

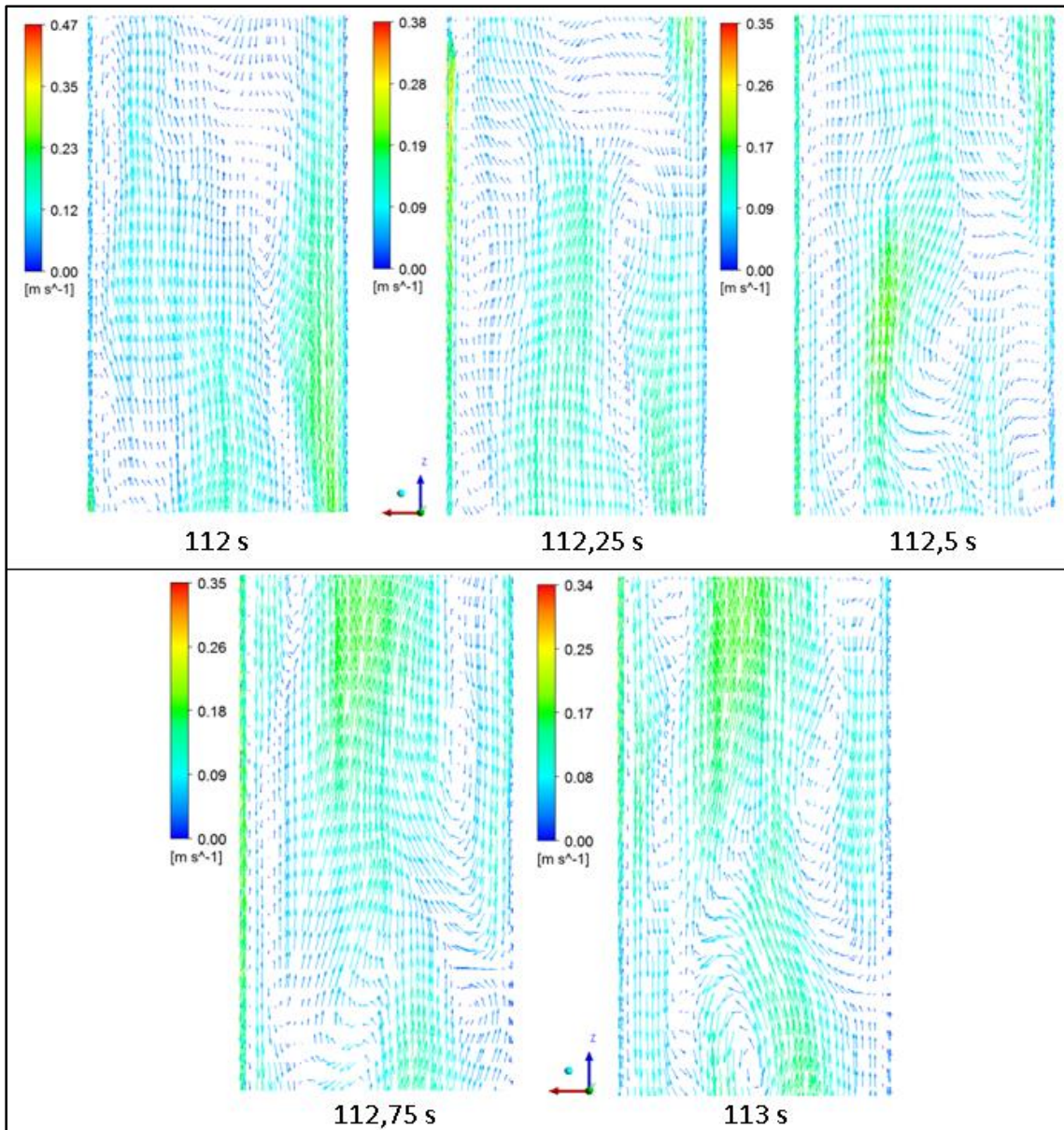


Figura 4.30. Vectores de velocidad en plano ZX ($y=0$) para un caudal másico de SiC de 42,35 kg/h

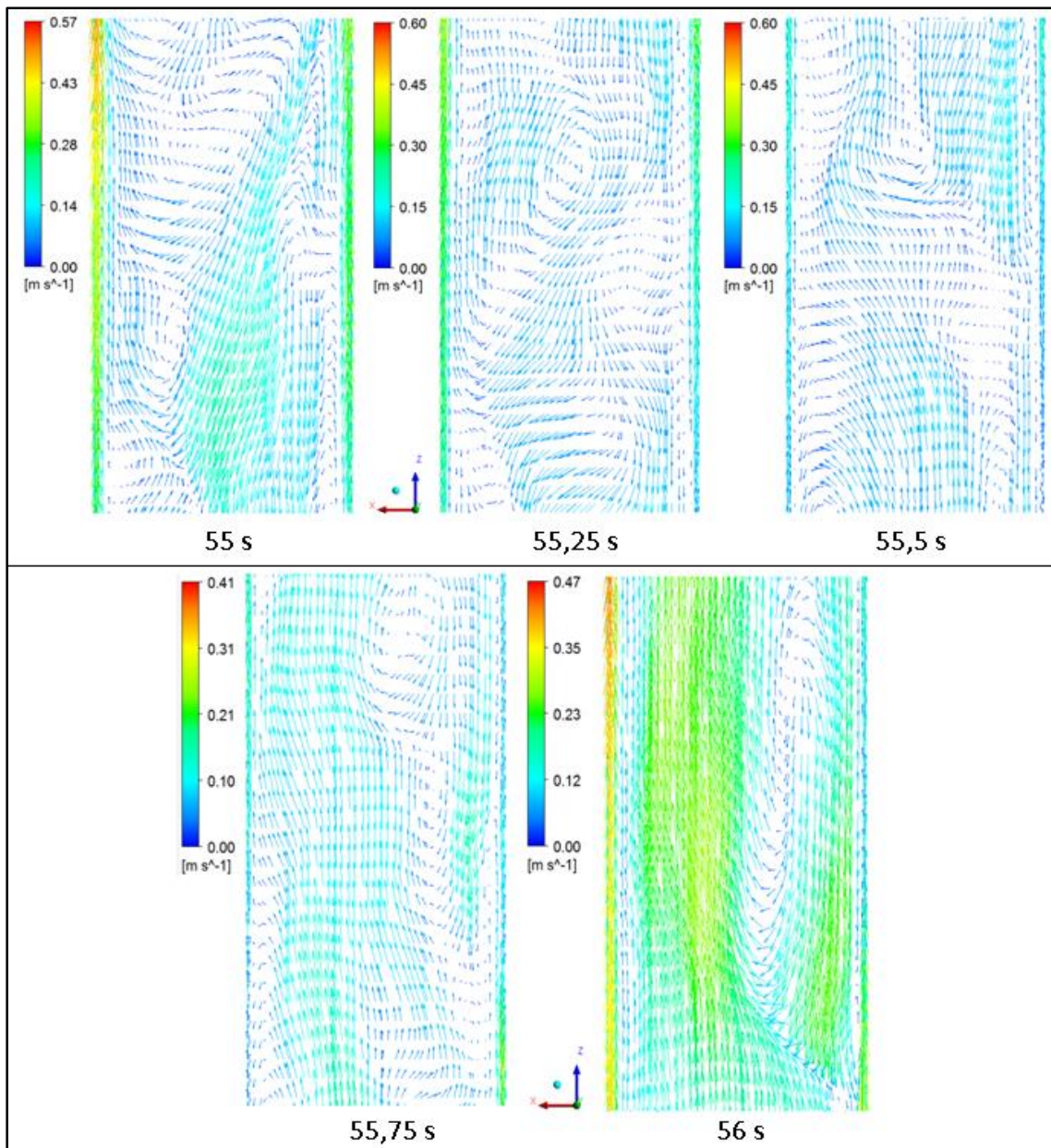


Figura 4.31. Vectores de velocidad en plano ZX ($y=0$) para un caudal másico de SiC de 87,81 kg/h

La Figura 4.32, permite observar la formación de *slugs* en la región adyacente a la pared. Este tipo de comportamiento, de influencia negativa en la transferencia de calor, ha sido previamente descrito en la sección 2.4.1. Las burbujas (*slugs*) se generan en la zona inmediatamente posterior al ingreso de la suspensión a la zona de intercambio, y reptan sobre la pared hasta abandonar el sistema.

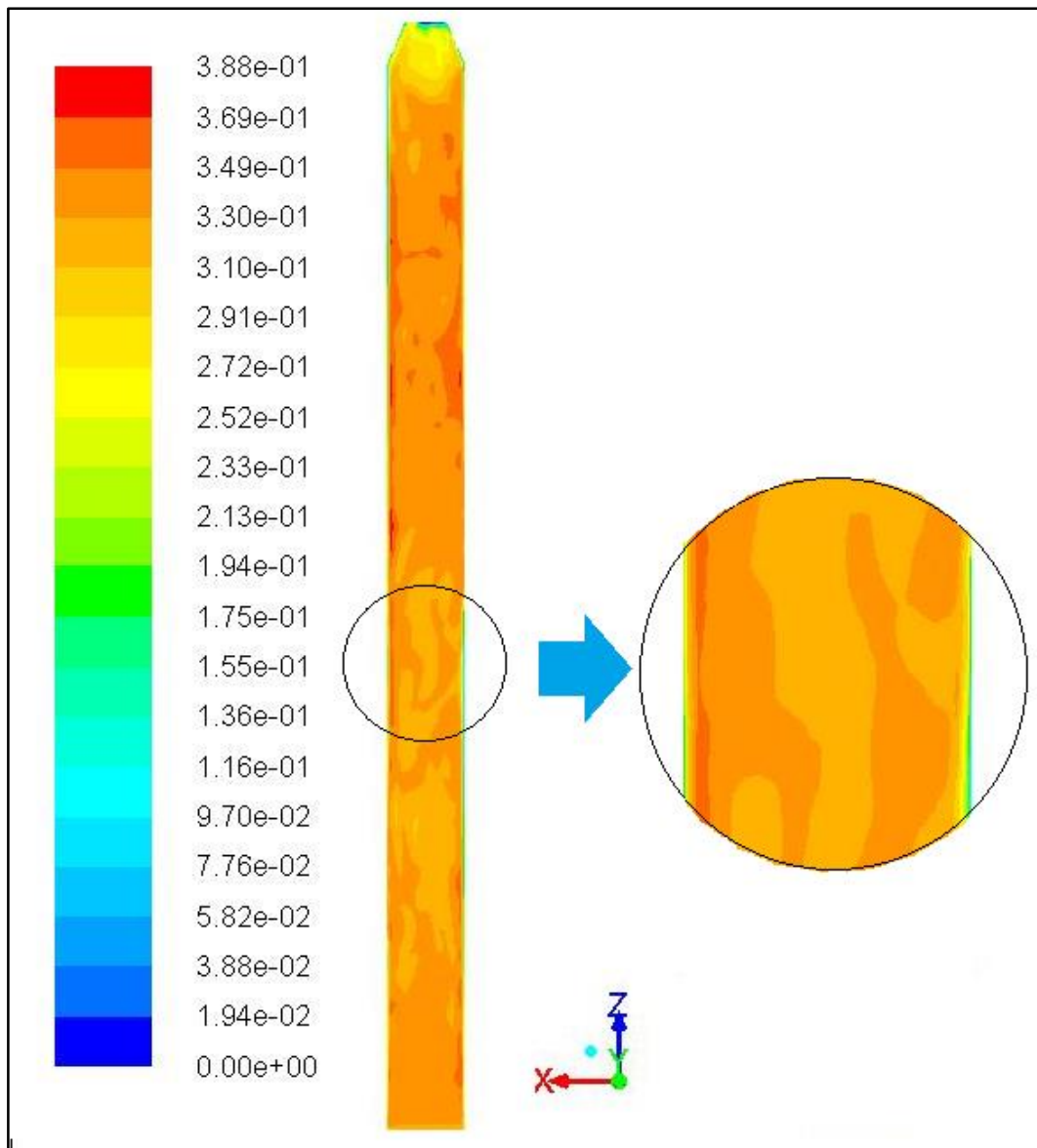


Figura 4.32. Contorno de fracción de sólido en el plano XZ con ampliación para visualizar *Slug* reptante sobre la pared. Caudal másico de SiC de 87,81 kg/h.

4.5. Simulación mediante CDF de la transferencia de calor pared-emulsión densa de partículas de SiC: Aplicación del modelo formulado en la sección 4.4 con ampliación del dominio de interés

En las simulaciones formuladas en la sección 4.4, se utilizó como geometría de interés la región del tubo del prototipo que se encontraba expuesta a la energía solar concentrada. En esta sección, se amplía el dominio, incluyendo la zona previa a la región de intercambio de calor. Esta zona adicional es la comprendida entre el lecho [2] en la **Figura 4.8** y el ingreso a la zona de intercambio de calor.

Las experiencias en el prototipo, muestran que la suspensión densa de partículas de SiC y aire presenta una gran recirculación entre la zona de transferencia de calor y la región aislada inferior del tubo. Esto se ve reflejado en la medición de las termocuplas situadas en el interior del tubo a la entrada de la zona de transferencia de energía. Las termocuplas indican temperaturas muy superiores a las medidas en el lecho fluidizado inferior ([2] en **Figura 4.8**).

En esta sección se utilizarán los modelos ya mencionados en las secciones 4.4.2 a 4.4.5. En este contexto, se describen solamente las particularidades del sistema con dominio ampliado.

4.5.1. Descripción de la simulación realizada

Se simuló la región del tubo expuesta a la radiación solar (cuyo largo es de 0,5 m) y la región inferior comprendida entre el lecho [2] (**Figura 4.8**) y la zona de transferencia ($L=0,8$ m). Además se adicionó un tramo de 0,2 m en la zona superior. Este sistema ampliado se encuentra resumido en la **Figura 4.33** incluyendo las condiciones de borde adoptadas en la simulación.

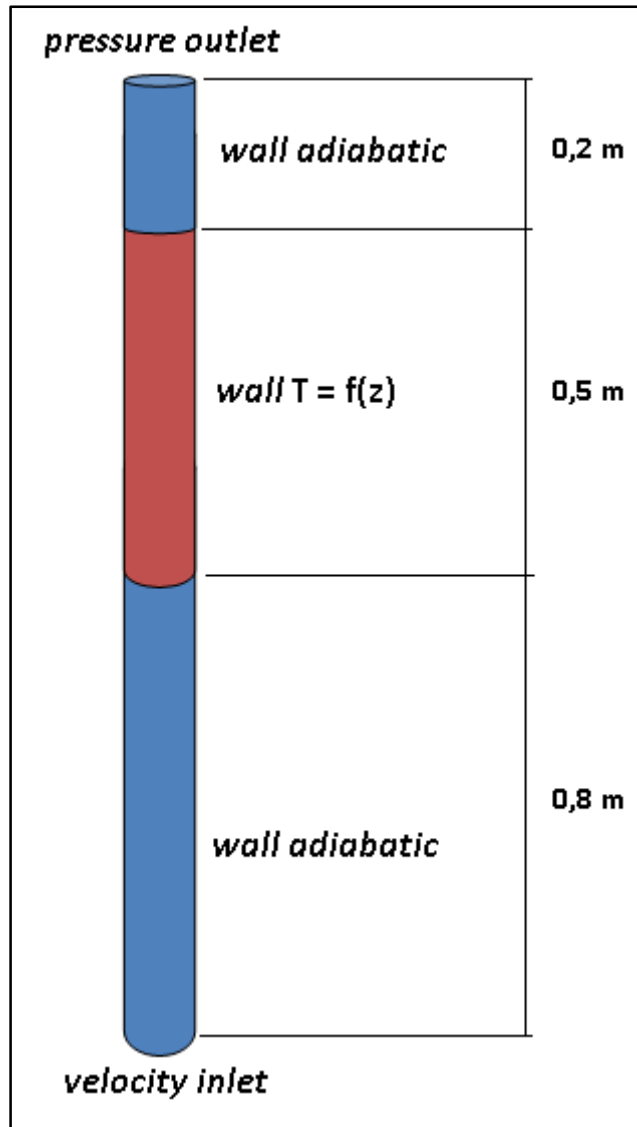


Figura 4.33. Dimensiones de las diferentes regiones del tubo simulado y condiciones de borde adoptadas en la simulación.

Los datos experimentales de las experiencias de interés en la simulación (disponibles en el **Anexo I**) se encuentran resumidos en la **Tabla 4.7**.

Tabla 4.7. Resultados experimentales para un caudal de SiC de 87,80 kg/h

\dot{m}_{SiC} [kg/h]	$T_{p,cold}$ [K]	$T_{p,i}$ [K]	$T_{p,o}$ [K]	$T_{w,z}^{int,i}$ [K]	$T_{w,z}^{int,m}$ [K]	$T_{w,z}^{int,o}$ [K]	ϵ_p	h [w/m ² K]
87,80	317,28	389,62	495,83	504,83	560,62	561,08	0,31	628,56

4.5.1.1. Condiciones de Borde

Base del tubo:

Velocity inlet

Energía: ingresan aire y partículas de SiC a la temperatura promedio determinada experimentalmente $T_{p,cold}$.

Cantidad de movimiento: ingresa sólido con velocidad lineal u_p y fracción ϵ_p , correspondientes a los valores medios determinados a partir del caudal de sólido y la pérdida de carga de cada ensayo experimental. Para el gas la velocidad intersticial es $u_g = u_p + u_{mf}$. La dirección de la velocidad de ambas fases se supone perpendicular al plano de ingreso.

Los valores de temperatura y velocidad para cada fase usados en la simulación son:

$$u_p = 0,024 \text{ m/s}; \epsilon_p = 0,31; T_{p,cold} = 317,28 \text{ k}$$

$$u_g = 0,039 \text{ m/s}; T_{g,cold} = 317,28 \text{ k}$$

Paredes del tubo:

Wall

Energía: la región del tubo expuesta a la energía solar concentrada fue considerada en la simulación como una pared con un perfil de temperatura a lo largo de la coordenada z . La función de temperatura de pared interna en función de la altura z fue programada en lenguaje C++ e incorporada al algoritmo de la simulación. En la **Tabla 4.8** se muestra dicha función.

Las paredes de las regiones previa y posterior a la zona de transferencia de energía se consideraron adiabáticas.

Cantidad de movimiento: la condición de no deslizamiento (*no slip*) fue aplicada a ambas fases en toda la pared.

Tabla 4.8. Funciones de temperaturas de pared interna utilizadas en la simulación

\dot{m}_{SiC} [kg/h]	Intervalo	$T_{w,z}^{int}$ [K]
87,80	$0,8 \text{ m} < z \leq 1,05 \text{ m}$	$326,30 + 223,16 z$
	$1,05 \text{ m} < z < 1,3 \text{ m}$	$558,69 + 1,84 z$

Parte superior del tubo:

Pressure outlet

Se fijó un valor nulo de la presión manométrica. En caso de presentarse retroflujo, la dirección del mismo es perpendicular a la superficie del plano.

4.5.1.2. Condiciones iniciales

Se partió de un lecho fijo de partículas SiC con una altura de $L = 0,2$ m y porosidad $\varepsilon_g = 0,4$. La temperatura del sistema coincide inicialmente con la de la emulsión que ingresa por el fondo ($T_{p,cold}$).

Todas las simulaciones se llevaron a cabo en estado transitorio, adoptándose un paso de tiempo de 0,001 segundos, con 40 iteraciones por paso, lo que se aseguró la convergencia adecuada durante las simulaciones. Se seleccionó el método de resolución *Pressure based*. La discretización espacial de los términos convectivos presentes en las ecuaciones de resolución se realizó mediante un esquema de segundo orden.

Las simulaciones muestran que en primera instancia se logra una pérdida de carga que alcanza un valor estable (y por lo tanto una fracción de sólido promedio estable). Luego se alcanzó el estado pseudo-estacionario térmico en el que la temperatura de la suspensión oscila en torno a un valor medio constante a diferentes alturas del dominio.

El tiempo de computo es de aproximadamente 40 días.

4.5.1.3. Malla utilizada

El mallado utilizado en la discretización del dominio es estructurado con un refinamiento en la región próxima a la pared. El mismo consta de un total de 531000 elementos hexaédricos y es mostrado en la **Figura 4.34**.

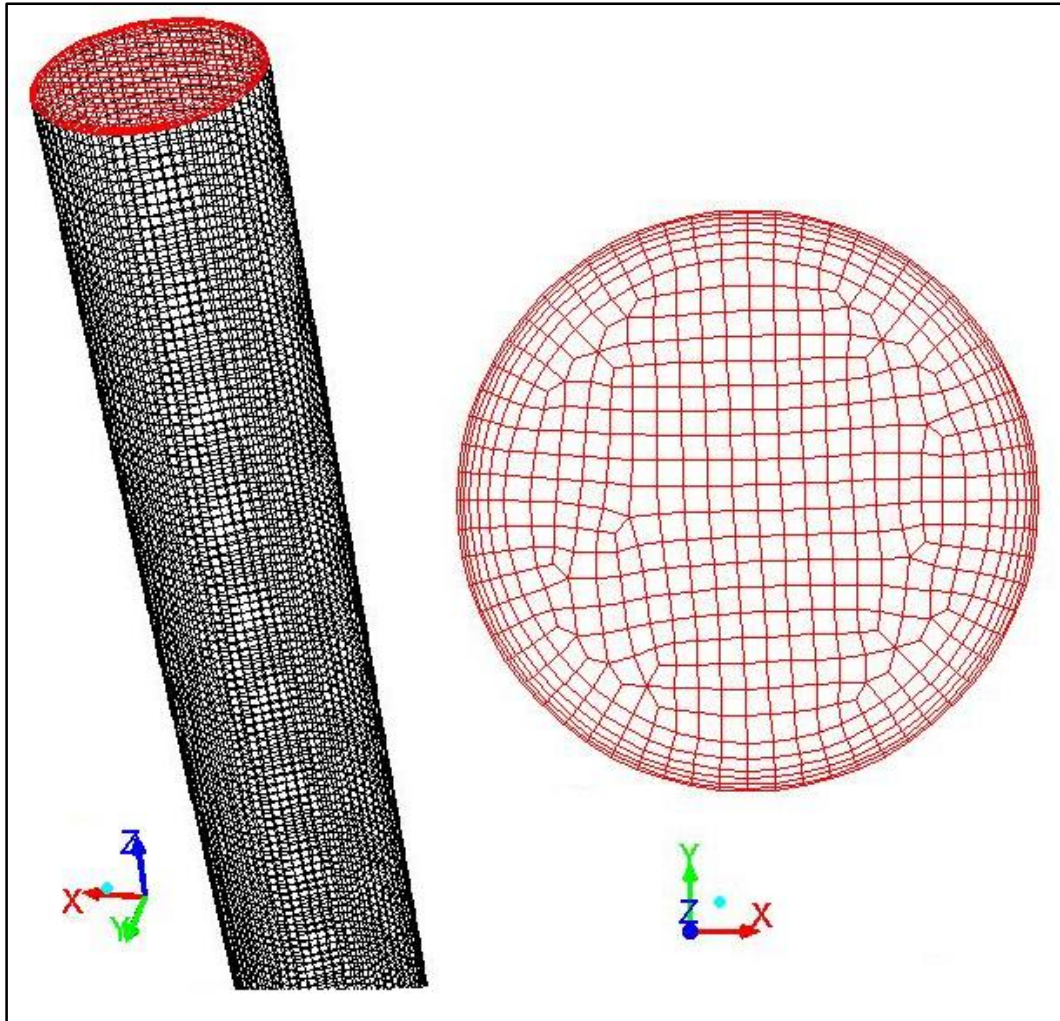


Figura 4.34. Mallado estructurado utilizado en las simulaciones. Vista lateral del tubo y sección transversal del mismo

4.5.2. Resultados

En la **Figura 4.35** se muestra la evolución de la temperatura promedio de la emulsión en un plano situado en el ingreso a la zona de transferencia de calor. Pasados los 20 segundos, el material sólido alcanza la zona de intercambio. Hasta los 55 segundos, se observa un transitorio térmico, luego del cual la temperatura oscila en torno a un valor medio (387,87 K) que concuerda aproximadamente con el experimental en condición pseudo-estacionaria (389,62 K) (ver **Tabla 4.7**).

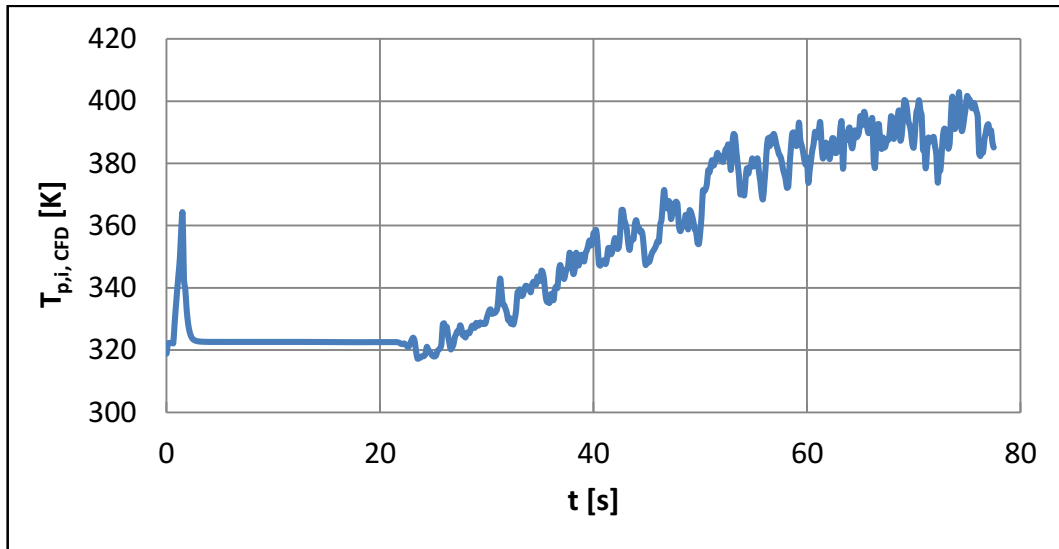


Figura 4.35. Evolución temporal de la temperatura de emulsión gas-sólido en un plano situado al ingreso a la zona de intercambio de energía.

En la **Figura 4.36**, se muestra la temperatura de la emulsión en un plano a la salida de la zona de transferencia de calor hasta que se alcanza el estado pseudo-estable con una temperatura media de 480,97 K. Respecto del valor medido experimentalmente (495,83 K) reportado en **Tabla 4.7**, en este caso, existe una diferencia de aproximadamente 15 grados.

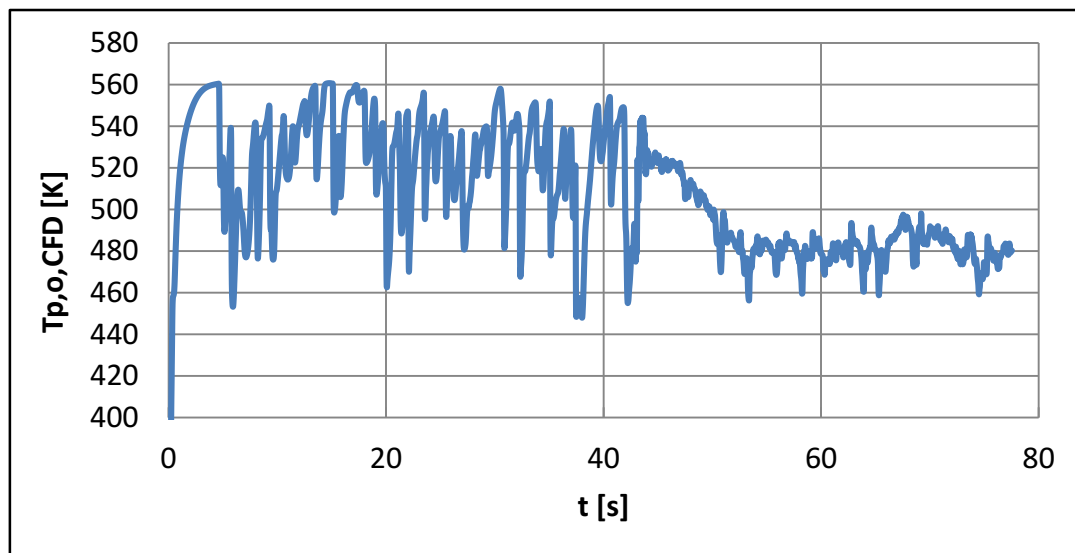


Figura 4.36. Evolución temporal de la temperatura de emulsión gas-sólido en un plano situado a la salida de la zona de intercambio de energía.

En la **Figura 4.37** se muestra el flujo de energía sobre la cara interna de la pared de intercambio. Al principio, debido a la presencia de aire, el flujo de energía es bajo; pasados los 20 segundos, el flujo crece cuando el SiC granulado ingresa a la zona de transferencia. Luego de los 55 segundos aproximadamente, al igual que ocurre con la

temperatura de la mezcla en las **Figuras 4.35** y **4.36**, luego de un leve descenso, el flujo de energía se estabiliza cerca de los 70000 W/m^2 .

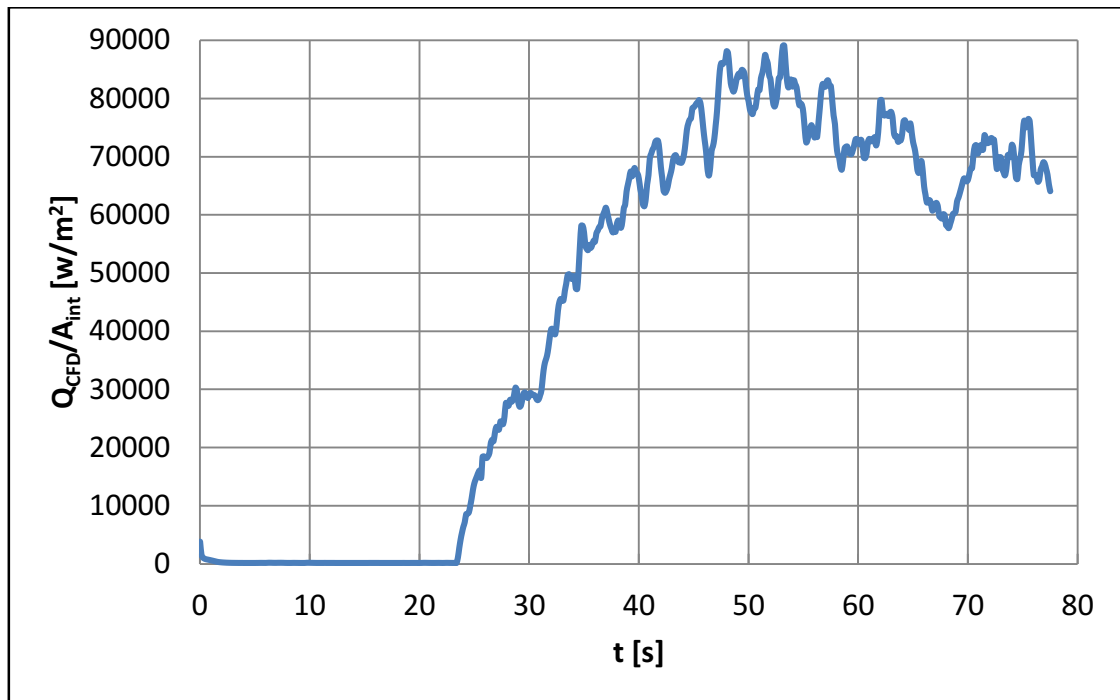


Figura 4.37. Evolución temporal del flujo de energía sobre la pared de intercambio

En la **Figura 4.38**, se muestra la pérdida de carga total que experimenta el aire con referencia a la salida del tubo. Conforme ingresa el sólido al tubo, la caída de presión crece para finalmente estabilizarse cuando el tubo está completamente ocupado con el sólido. Luego en la **Figura 4.39**, se muestra la fracción de sólido en condición pseudo-estable calculada usando la ecuación 4.5.

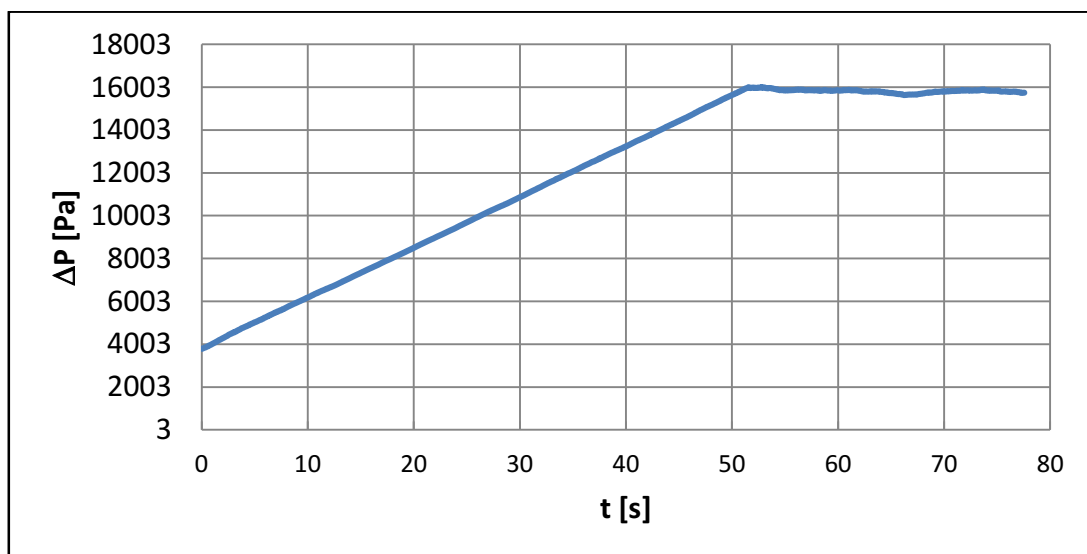


Figura 4.38. 'Caída de Presión del gas por su paso en el tubo

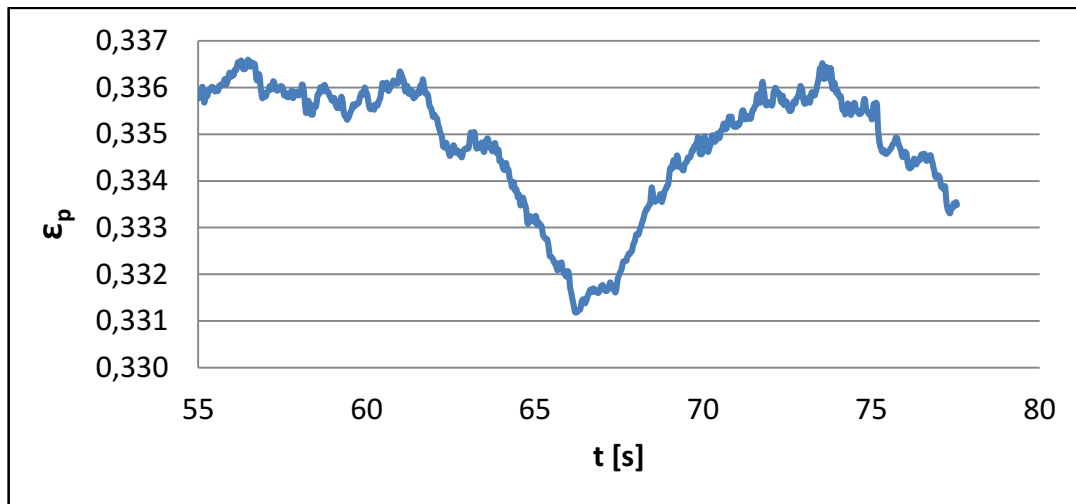


Figura 4.39. Fracción volumétrica ocupada por las partículas de SiC en condición pseudo-estacionaria

Los valores medios de temperaturas de la emulsión, flujo de energía sobre la pared de intercambio y fracción de sólidos en condición pseudo-estacionaria se resumen en la **Tabla 4.9**. A partir de los valores medios de temperatura de la emulsión y de flujo de energía sobre la pared interna de la zona de transferencia de energía se llevó a cabo el cálculo del coeficiente h . Para tal fin se utilizaron las ecuaciones 4.7 y 4.8. Se evaluó el error relativo porcentual respecto del valor de h obtenido a partir de las mediciones experimentales.

Tabla 4.9. Resultados obtenidos mediante la simulación por CFD

$T_{p,i,CFD}$ [K]	$T_{p,o,CFD}$ [K]	$\epsilon_{p,CFD}$	\dot{q}_{CFD} [W/m ²]	h_{CFD} [w/m ² K]	e (%)
387,87	480,97	0,335	67308,03	710,53	13,04

En la **Figura 4.40** se muestra la fracción volumétrica de partículas de SiC para diferentes valores de tiempos desde el comienzo de la simulación hasta que la emulsión logra llegar a la salida del tubo.

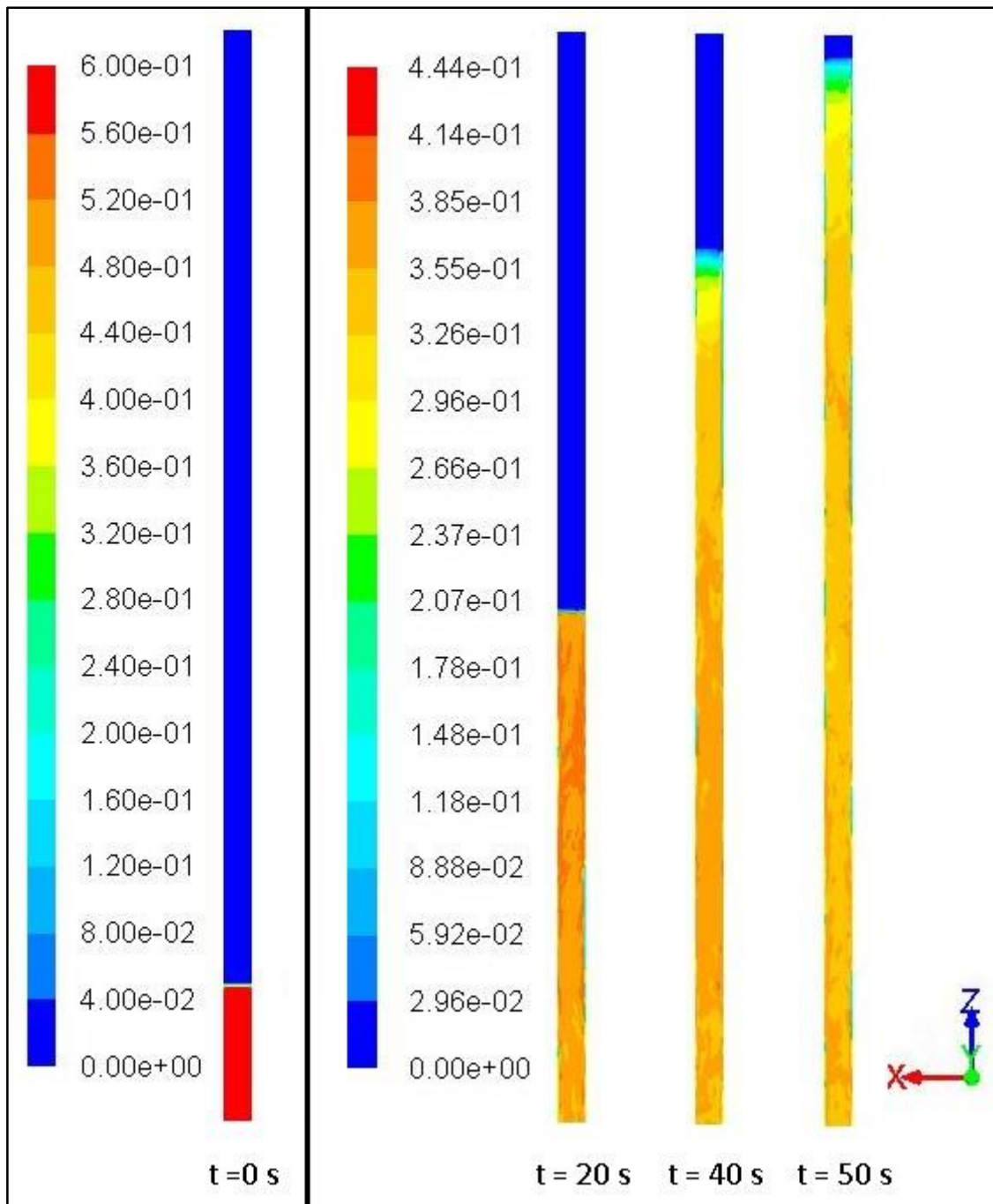


Figura 4.40. Evolución temporal de la fracción volumétrica ocupada por las partículas en el plano XZ

4.5.3. Análisis de la distribución radial de las partículas de SiC

La discretización radial de los planos mostrados en la **Figura 4.41**, ubicados a diferentes alturas, fue utilizada para evaluar los perfiles de velocidad, temperatura y concentración del material granulado. Los niveles indicados en la **Figura 4.41**, corresponden a las posiciones $z = 0,40$ m (Nivel 1), $0,80$ m (Nivel 2), $1,05$ m (Nivel 3) y $1,20$ m (Nivel 4).

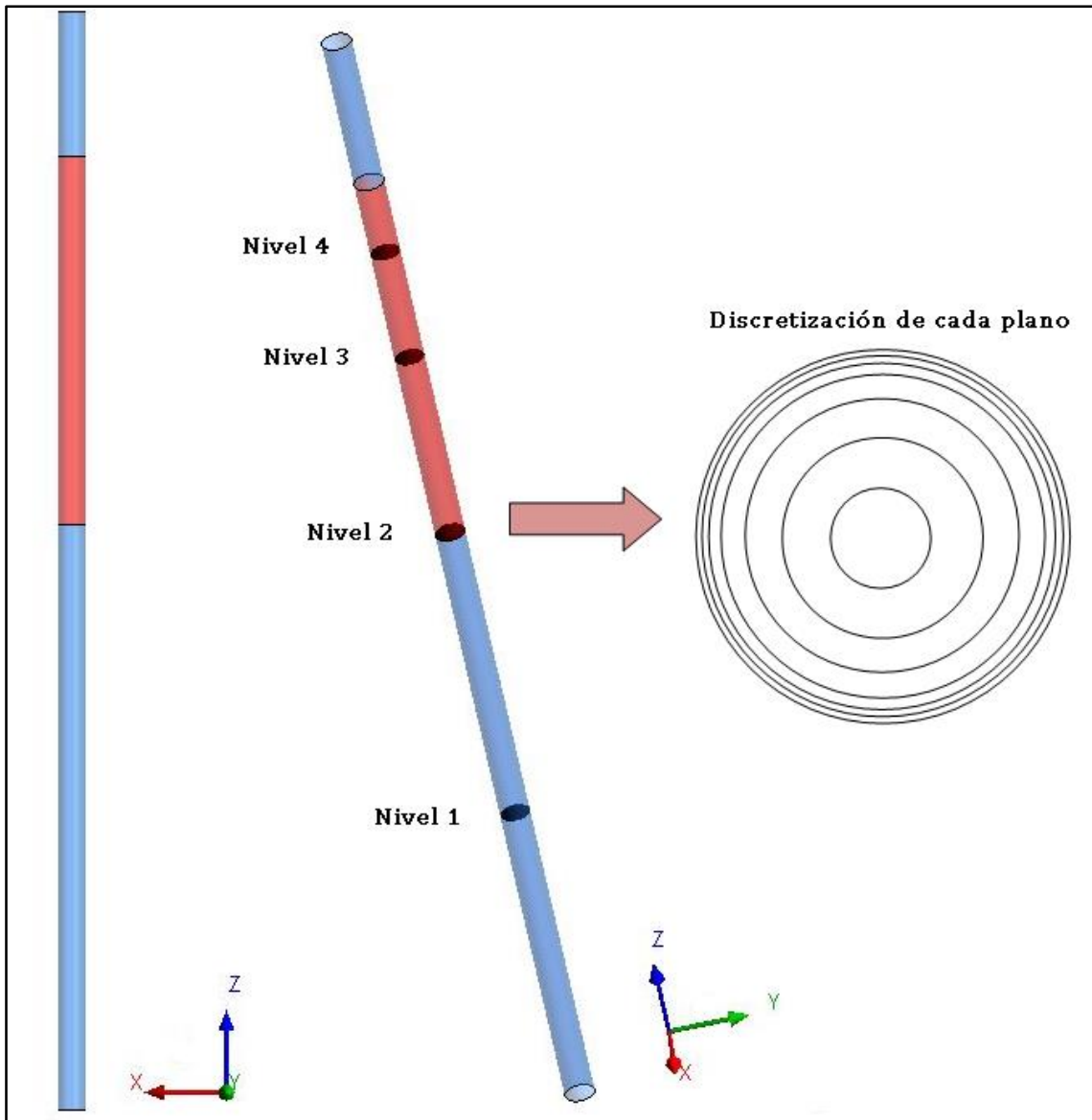


Figura 4.41. A la izquierda, la geometría del tubo simulado. En rojo, la región del tubo que recibe la energía solar concentrada. Al centro, el tubo en perspectiva permite visualizar planos en los que diferentes variables han sido analizadas. A la derecha, la discretización sobre cada plano

El ancho de cada una de las porciones en las que se ha discretizado el dominio radial, depende de la posición. En la zona cercana a la pared, donde ocurre la transferencia de calor mediante conducción, el espesor de la franja de discretización es menor que el del centro del tubo. Desde el centro, hacia la pared, la magnitud de cada elemento de discretización radial son, 10 mm, 5 mm, 4 mm, 2 mm, 1 mm, 0,5 mm y 0,5 mm. Los elementos discretos se han numerado desde el centro hasta la pared, con números del 1 al 7 respectivamente.

La **Figura 4.42**, correspondiente al nivel 1, permite corroborar la existencia de recirculación de sólido entre la zona receptora de energía y la zona inferior del tubo. La

emulsión SiC-aire presenta una temperatura 20 grados por encima de la de ingreso en la parte baja del sistema.

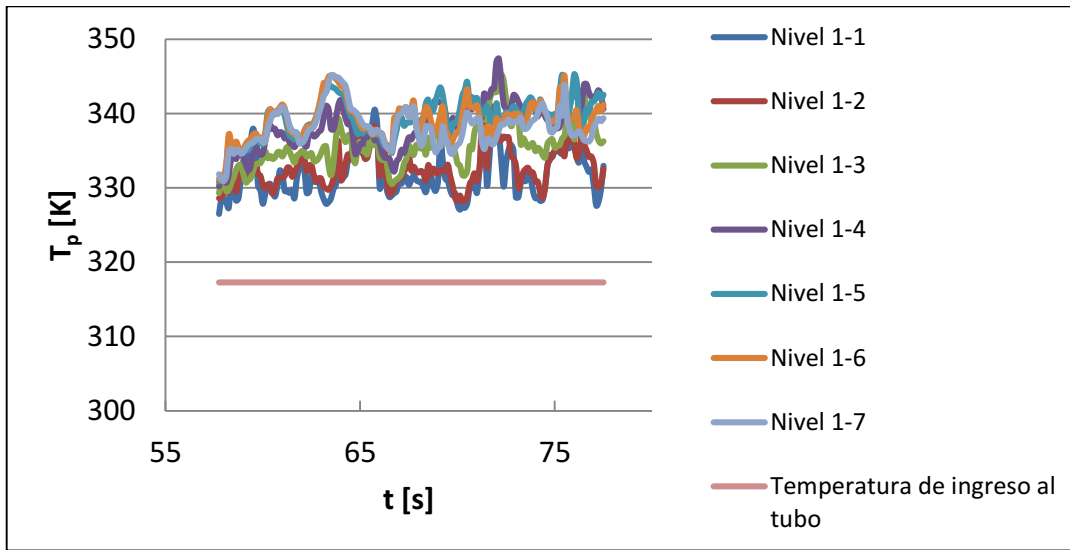


Figura 4.42 Variación temporal de la temperatura en el nivel 1, en cada elemento de discretización

Las Figuras 4.43, 4.44 y 4.45, permiten observar el aumento en la temperatura promedio de la emulsión desde la pared hacia el centro del tubo.

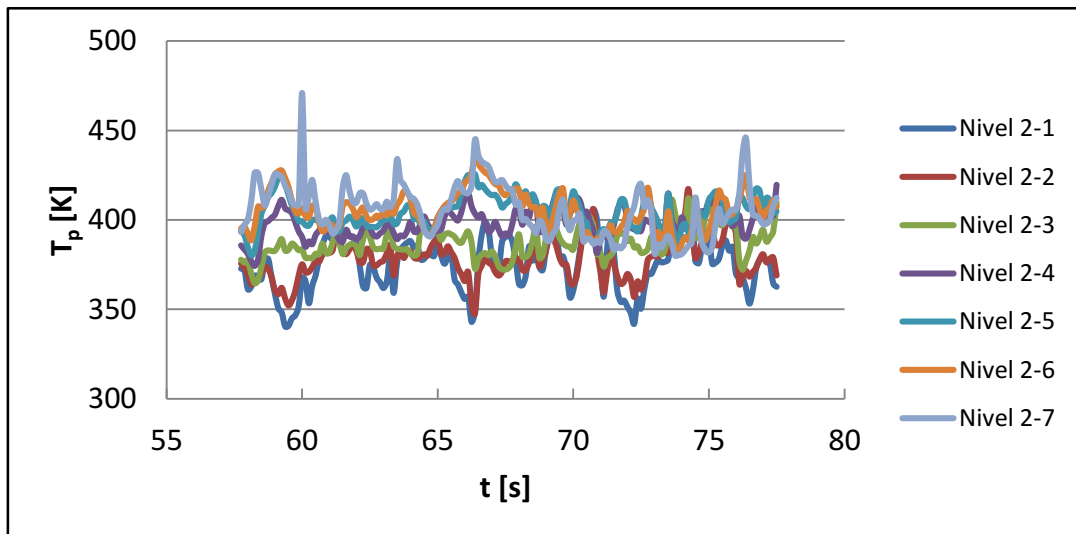


Figura 4.43 Variación temporal de la temperatura en el nivel 2, en cada elemento de discretización

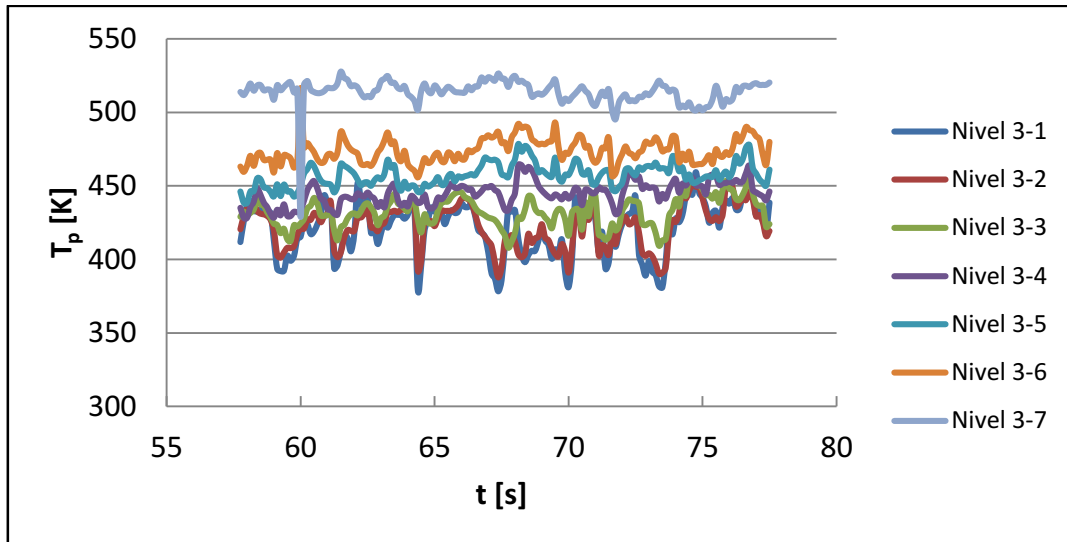


Figura 4.44. Variación temporal de la temperatura en el nivel 3, en cada elemento de discretización

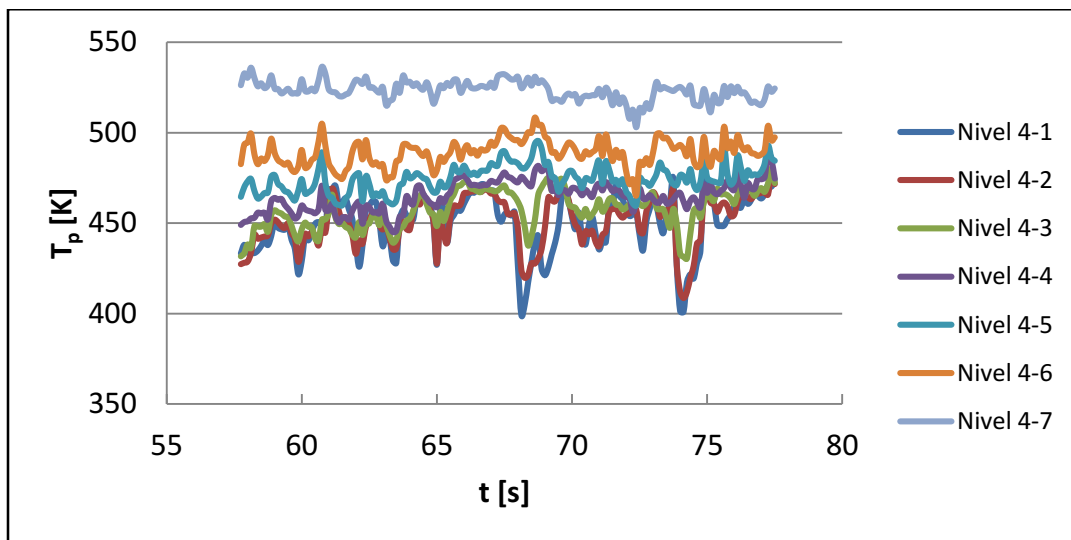


Figura 4.45. Variación temporal de la temperatura en el nivel 4, en cada elemento de discretización

Los valores instantáneos de diferentes variables (temperatura de la emulsión T_p , componente Z de velocidad del sólido $u_{p,z}$ y fracción de sólidos ε_p), obtenidos en cada elemento discreto de cada nivel, han sido promediados en el tiempo con el fin de caracterizar el comportamiento pseudo-estacionario del sistema. Estos resultados se muestran en las Figuras 4.46, 4.47 y 4.48.

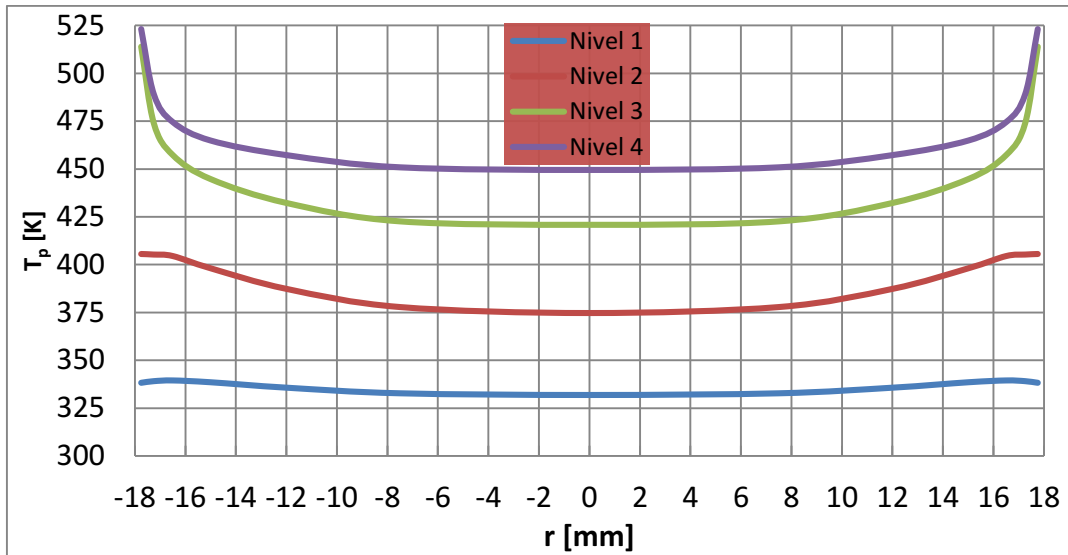


Figura 4.46. Perfiles radiales de temperatura promedio en los diferentes niveles analizados

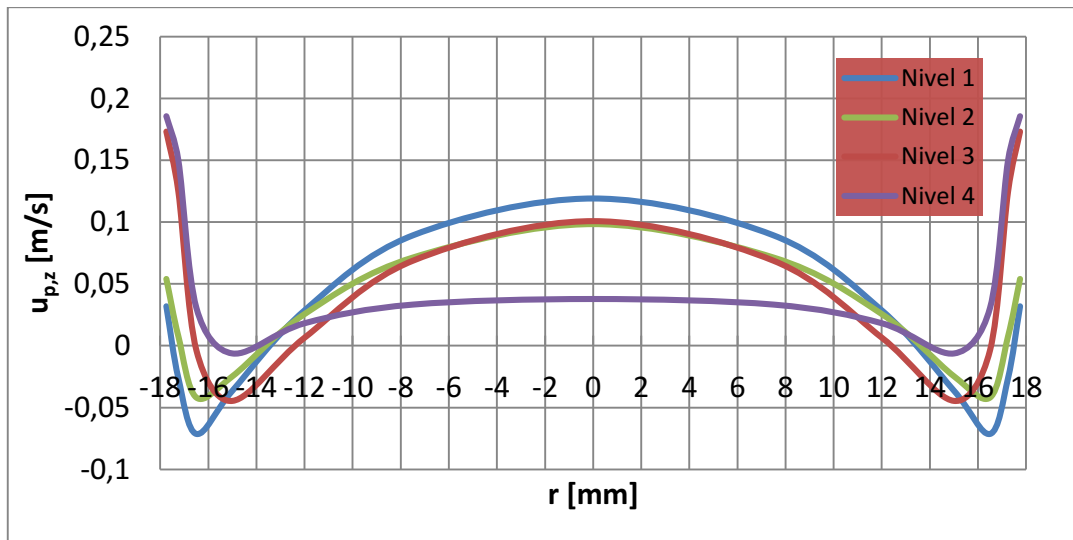


Figura 4.47. Componente z de velocidad del sólido granular en función del radio

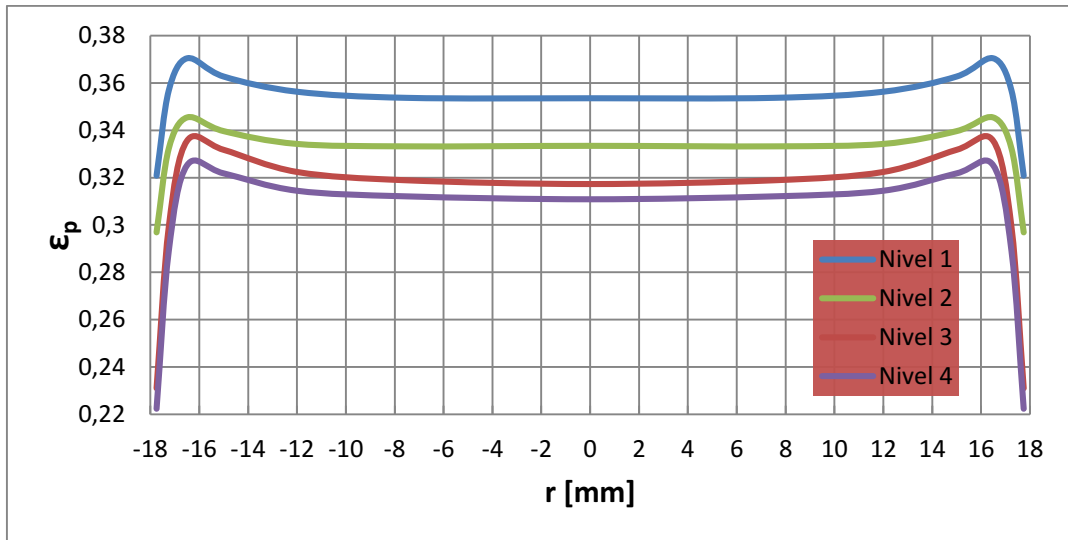


Figura 4.48. Fracción volumétrica de sólido en función del radio

El perfil de velocidad mostrado en la **Figura 4.47**, muestra claramente tres zonas. Al centro, el material granulado preferencialmente asciende; luego, una región comúnmente denominada ánulo, en la que el sólido desciende cuyo espesor varía en función de la altura. Finalmente, cerca de la pared, el material granulado asciende, aunque en baja concentración (**Figura 4.48**). La existencia de *shugs* en la pared es la causa de las elevadas velocidades de ascenso de material granulado y de las bajas concentraciones medias de sólido en esa región.

A partir de los valores medios de temperatura de la emulsión a lo largo del tubo, se construyó el perfil longitudinal de la variable, que se muestra en la **Figura 4.49**. Se observa que el efecto de la recirculación de material sólido hacia la zona inferior del tubo es muy importante a partir de los 40 cm.

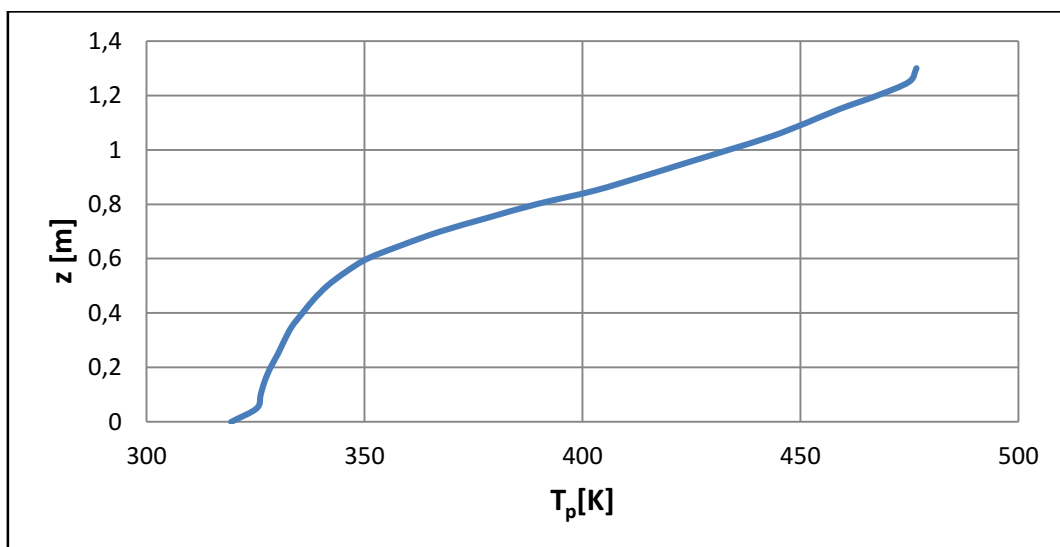


Figura 4.49. Perfil longitudinal para la temperatura de la fase densa

En la **Figura 4.50** se muestran las regiones del tubo donde la fracción volumétrica de gas ε_g es igual a 0,8. Este valor ha sido elegido en base a la bibliografía como umbral de porosidad en la frontera de los *slugs* (véase por ejemplo **Lu y col., 2015**). Los *slugs* aparecen sobre la pared a una cierta altura respecto del ingreso al tubo manteniendo un tamaño relativamente pequeño en comparación al que adquieren al alcanzar la zona de transferencia de calor donde ocupan gran parte de la superficie. Teniendo en cuenta que la capacidad de recibir calor de la pared por parte de las burbujas es mucho menor que la correspondiente a la de fase densa, fundamentalmente debido a la diferencia de capacidades caloríficas del sólido y del gas (**Chandran y Chen, 1985; Mazza, 1993**), los *slugs* producen un efecto adverso para la transferencia de calor.

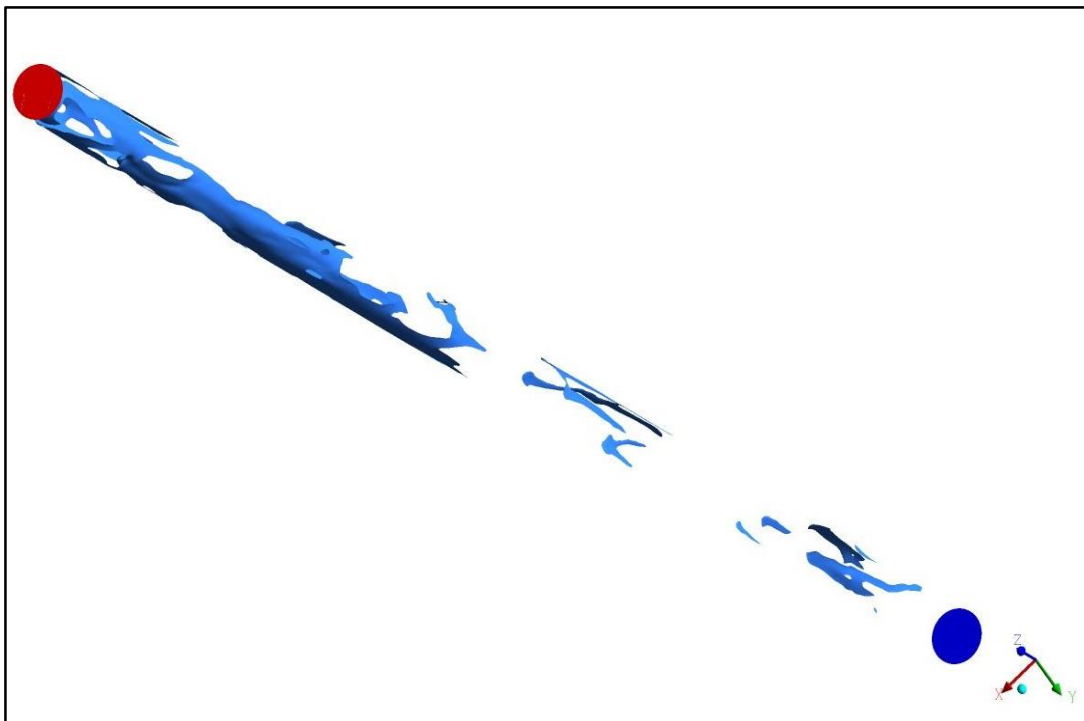


Figura 4.50. *Slugs* sobre la pared interna del tubo

4.6. Conclusiones del Capítulo 4

Este capítulo se basó en el estudio de una emulsión formada por partículas de SiC y aire como fluido térmico. Con relación a esto, se mostraron las diferentes tecnologías existentes en materia de energía solar concentrada con énfasis en los Hornos Solares. En particular, se describió el Horno Solar de Odeillo- Font Romeu (Laboratorio PROMES-CNRS) donde se realizaron las experiencias descritas en la sección 4.3.

En las secciones 4.4 y 4.5 se desarrollaron simulaciones mediante CFD (ANSYS-Fluent 14.5) de la fluidodinámica de la suspensión densa y de la transferencia de calor

de misma con la pared expuesta a la energía solar concentrada. El comportamiento fluidodinámico multifásico fue resuelto mediante el enfoque Euler-Euler. Se tuvo en cuenta la no esfericidad de las partículas de SiC y se determinaron los coeficientes del modelo de arrastre de Syamlal y O'Brien específicos para el sistema de interés. Para la resolución de la transferencia de calor pared-suspensión, se utilizó un modelo que permite el cálculo adecuado de la conductividad efectiva de cada fase.

Los resultados obtenidos con relación a temperaturas del material granulado, transferencia de calor pared-emulsión y fracciones volumétricas ocupadas por las partículas de SiC, muestran buena concordancia con los resultados experimentales validando así la metodología utilizada. Adicionalmente se obtuvo información relevante sobre el movimiento de las partículas en el interior del tubo y su fuerte relación con la transferencia de calor.

A partir de incorporar la zona inferior del tubo, previa al ingreso a la zona de transferencia de energía solar concentrada, se logró verificar la recirculación evidenciada en las experiencias en el prototipo. Además se obtuvo información relacionada a los perfiles radiales de velocidad, fracción volumétrica, y temperatura de las partículas de SiC.

En las simulaciones realizadas con las dos geometrías queda en evidencia la formación de burbujas que reptan sobre la pared interna del tubo (*slugs*). Los resultados de las simulaciones con dominio ampliado (sección 4.5) muestran que en la zona de transferencia de calor las burbujas crecen, con relación al tamaño que presentan en la zona aislada, abarcando gran parte de la pared.

De esta manera, quedó construida una herramienta robusta de simulación del prototipo experimental, directamente aplicable a la producción a gran escala de energía eléctrica mediante un colector multitubular conformante de un sistema híbrido potencial.

CAPITULO 5.

COMPONENTE BIOMÁSICA DEL SISTEMA HÍBRIDO: CARACTERIZACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE UN LECHO FLUIDIZADO DE MEZCLAS BINARIAS BIOMASA-ARENA

5.1. Introducción

Para el tratamiento de los residuos provenientes de la biomasa forestal del aserradero Abra Ancha, ubicado al norte de la provincia de Neuquén, el EPEN (Ente Provincial de la Energía del Neuquén) y la Corporación Forestal Neuquina (CORFONE S.A.) han formulado un Anteproyecto en el que se propone la instalación de una central convencional de generación de energía (unidad no fluidizada) con una potencia de 1-2 MW, en el predio del aserradero. Esta instalación permitiría cubrir la demanda energética del aserradero y además aportar el excedente generado al sistema eléctrico regional. El Anteproyecto EPEN-CORFONE contempla el tratamiento de la biomasa residual mediante combustión o gasificación.

El EPEN ha avalado el desarrollo de actividades en el Grupo de Ingeniería de Reactores y Procesos Químicos (GIRP) del PROBIEN, vinculado a la disminución del volumen de residuos forestales y su transformación en energía. En ese contexto, el análisis de una potencial sustitución de la tecnología clásica por sistemas fluidizados en el tratamiento térmico de residuos (lo cual incluye también los residuos sólidos urbanos, lodos urbanos e industriales) es de interés para la región y para el país.

La elección de una unidad fluidizada surge a partir de las múltiples ventajas que presentan en comparación a las tecnologías convencionales. El material del lecho, generalmente arena, absorbe y almacena el calor, mientras que el movimiento del material sólido mantiene la temperatura uniforme a lo largo del reactor. Cuando el combustible de biomasa se introduce en el lecho fluidizado, las elevadas velocidades de transferencia de calor y de masa favorecen la conversión en condición prácticamente isotérmica. Los lechos fluidizados garantizan una gran área superficial expuesta del combustible en condiciones de reaccionar dando lugar a una buena eficiencia de conversión, mayor rendimiento y menor nivel de temperatura de operación cuando se los compara con lechos fijos.

Como consecuencia de la elevada capacidad de acumulación térmica inherente al material del lecho, el sistema tiene un grado importante de inercia térmica. De esta forma, es posible apagar un gasificador durante la noche y reiniciar sin

precalentamiento externo, aún luego de prolongados lapsos de discontinuidad en la operación (Natarajan y col. 1998). LePori y col. (1980) reportaron el reinicio de una unidad de gasificación fluidizada sin precalentamiento después de 15 h de la salida de operación.

En el marco de la utilización de una unidad fluidizada en el tratamiento de los residuos forestales, la caracterización del sistema conformado por mezclas de sólidos de diferentes características físicas, resulta imprescindible en el diseño de equipos a escala industrial. Por este motivo, la primera parte de este capítulo (sección 5.2) se basa en el desarrollo de experiencias de fluidización con aire de mezclas binarias biomasa forestal-arena, desarrolladas en un equipo a escala piloto, a temperatura ambiente (experiencias en maqueta fría). Las experiencias fueron realizadas en laboratorios del Instituto de Ingeniería Química de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de San.

La construcción de programas simuladores de la componente biomasa (fluidizada) del sistema híbrido, requiere la formulación de un esquema simulador fluidodinámico de la unidad para acoplarlo luego a los tratamientos térmicos convenientemente simulados (por vías termodinámicas o cinéticas). En la sección 5.3 se presenta el desarrollo de un modelo CFD (software Ansys-Fluent 14.5) para la fluidodinámica del gasificador fluidizado y los resultados obtenidos confrontados a determinaciones experimentales.

5.2. PARTE EXPERIMENTAL: Fluidización de mezclas binarias en equipo a escala de laboratorio

5.2.1. Descripción de la instalación

La unidad fluidizada experimental (**Figura 5.1**) consta de diferentes componentes: lecho de partículas sometidas a fluidización (arena y biomasa), manómetro en U, compresor y válvula reguladora de flujo. Se trata de una columna de acrílico transparente y geometría cilíndrica (diámetro interno 0,14 m y altura 1,025 m). Cuenta con cinco orificios para la medición de pérdida de carga.

El distribuidor está construido en acero inoxidable de 5 mm de espesor con orificios de 1 mm de diámetro. En la parte superior del mismo se colocó una malla fina para evitar la posible caída de las partículas sólidas hacia el plenum.



Figura 5.1. Lecho fluidizado de acrílico a escala de laboratorio (Instituto de Ingeniería Química, Universidad Nacional de San Juan)

La unión de la columna del lecho con los platos distribuidores y el plenum se realizó mediante bridas. Para eliminar fugas de aire, se utilizaron juntas de material polimérico en la fijación.

Para el suministro del gas fluidizante al lecho, se dispone de una red de aire comprimido, con capacidad para diferentes servicios. La medición del caudal se realiza con un rotámetro de lectura directa.

En la **Figura 5.2** se presenta un esquema de la instalación con sus componentes principales.

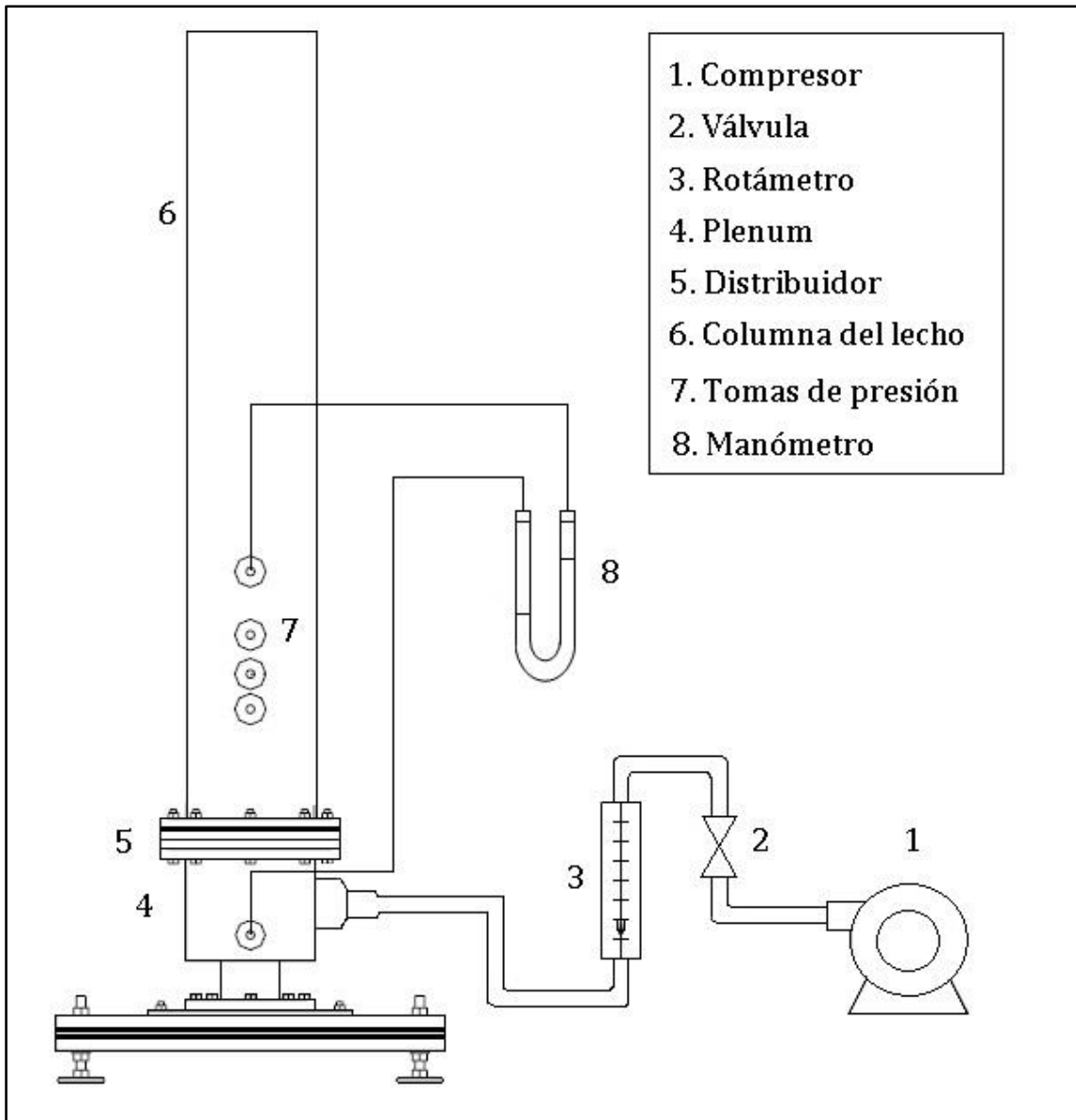


Figura 5.2. Esquema de la instalación experimental

5.2.2. Material granulado utilizado en las experiencias

Tanto las partículas de biomasa, como las de arena utilizadas en la fluidización, pertenecen al Grupo B de la clasificación de Geldart (Capítulo 2) de modo que se caracterizan por un burbujeo de inicio coincidente con la fluidización mínima, una expansión del lecho moderada y un crecimiento de las burbujas sin límite de tamaño (sólo el asociado al diámetro del lecho) conforme ascienden a través del lecho.

Las características de las partículas se listan en la **Tabla 5.1**. Los diámetros reportados corresponden a valores promedio determinados mediante la utilización de tamices.

Tabla 5.1. Características físicas de las partículas de arena y biomasa empleadas en las experiencias en maqueta fría

Tipo de Partícula/Propiedad	d_p [μm]	densidad [kg/m^3]
Biomasa (procedencia: Aserradero Abra Ancha)	855	402
Arena	655	2589

5.2.3. Desarrollo de las experiencias

Los ensayos consistieron fundamentalmente en cargar el lecho con material granulado previamente pesado (arena, biomasa, o una mezcla de ambos) hasta una altura determinada. Luego, con la apertura progresiva de la válvula de aire, se efectuaron mediciones de pérdida de carga del sistema para diferentes valores de caudal, alcanzando la fluidización comprendida en régimen burbujeante del sistema. En cada caso, se esperó el tiempo suficiente para la estabilización de la condición, antes de registrar los indicadores del comportamiento de la misma. Alcanzado el valor límite de fluidización en régimen de burbujeo, se llevó a cabo el cierre progresivo de la válvula y se midió la pérdida de carga, ahora con caudal de aire descendente, hasta su anulación. De esta manera se construyeron dos “curvas de fluidización”: en ascenso y descenso de niveles de velocidad superficial del agente fluidizante. La segunda, resultado de disminuir el caudal de gas fluidizante, es la que corresponde utilizar en la determinación de parámetros característicos (velocidad y porosidad de mínima fluidización), tal como recomiendan según **Kunii y Levenspiel (1991)**.

La medición de pérdida de carga (ΔP) se lleva a cabo entre un punto ubicado en el plenum y otro ubicado sobre el lecho. De esta manera, la pérdida de carga medida comprende al distribuidor y al lecho. Los valores de ΔP reportados en la siguiente sección son los medidos, a los que se les ha sustraído la pérdida de carga del distribuidor medido con el lecho vacío.

5.2.4. Resultados

En esta sección se muestran los resultados de caída de presión obtenidos en las experiencias desarrolladas para fluidización de arena, biomasa y mezclas de ambos en diferentes proporciones. Cada ensayo se realizó triplicado. De esta manera, para cada velocidad de aire se obtuvieron tres valores de pérdida de carga estática que fueron utilizados para determinar valores promedio de la variable (ΔP).

En la **Tabla 5.2** se resumen las condiciones iniciales de cada sistema. Para las mezclas biomasa-arena, se indican los valores de los porcentajes volumétricos iniciales a partir de la disposición en estratos superpuestos de arena en la parte inferior y biomasa en la superior. En la **Figura 5.3** se muestra esta disposición para el caso en el cual la biomasa ocupa inicialmente el 58,4% del volumen total.

En la **Tabla 5.3**, se reportan los valores de porosidad de mínima fluidización, obtenidos a partir de la altura final, y de la velocidad de mínima fluidización, determinada a partir de las curvas de fluidización de cada sistema (**Figuras 5.4-5.8**). El valor de la velocidad de mínima fluidización U_{mf} corresponde a la ubicada en la intersección de la línea horizontal correspondiente a la relación peso de material cargado (w) sobre el área perpendicular al flujo de gas (A), con la línea de tendencia ΔP vs. U_g en la región correspondiente al lecho fijo.



Figura 5.3. Disposición inicial de arena y biomasa en ensayos con mezclas. La imagen corresponde al ensayo con 58,4% del volumen total del sistema ocupado por biomasa.

Tabla 5.2. Condiciones iniciales para las diferentes experiencias realizadas

Material Granulado	$L_o(m)$	ϵ_g	$m_{lecho}[kg]$	$w/A[Pa]$
Arena	0,082	0,45	1,774	1147,33
Biomasa	0,157	0,65	0,3397	219,69
Mezclas (% volumétrico inicial de biomasa)	arena-biomasa			
11,5%	0,087	0,45-0,65	1,688	1091,37
17,1	0,097	0,45-0,65	1,709	1105,36
58,4	0,077	0,45-0,65	0,887	510,71

Tabla 5.3. Resumen de resultados de interés para los diferentes sistemas analizados

Material Granulado	ϵ_{mf}	$L_{final}(m)$	$U_{mf} [m/s]$
arena	0,481	0,087	0,230
biomasa	0,701	0,187	0,335
Mezclas (% volumétrico inicial de biomasa)			
11,5%	0,500	0,092	0,231
17,1	0,515	0,102	0,239
58,4	0,635	0,087	0,260

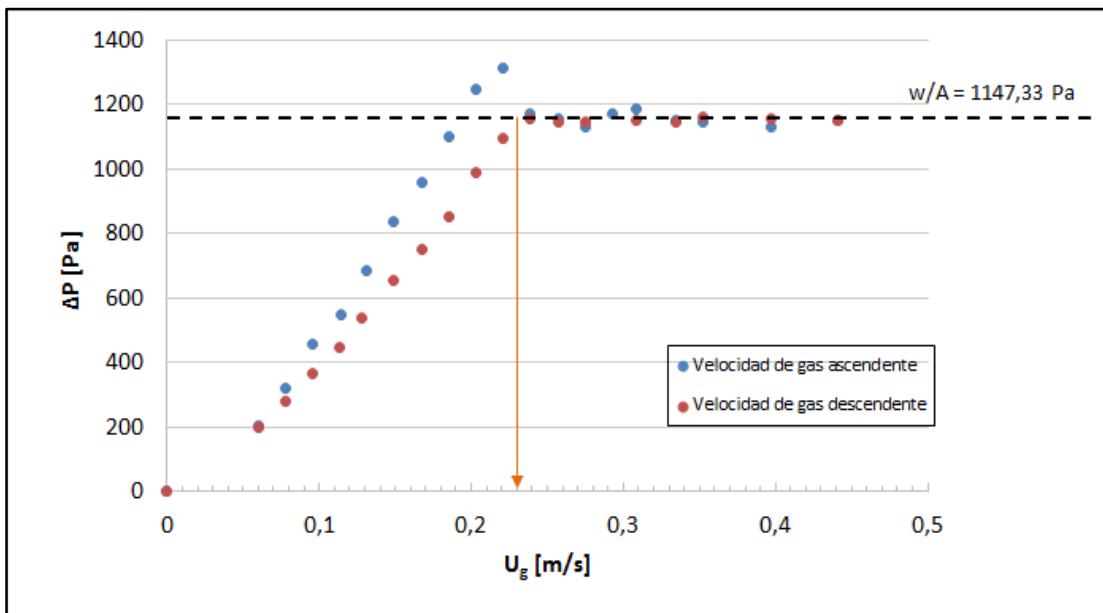


Figura 5.4. Pérdida de carga vs. velocidad superficial de gas fluidizante para el sistema aire-arena.

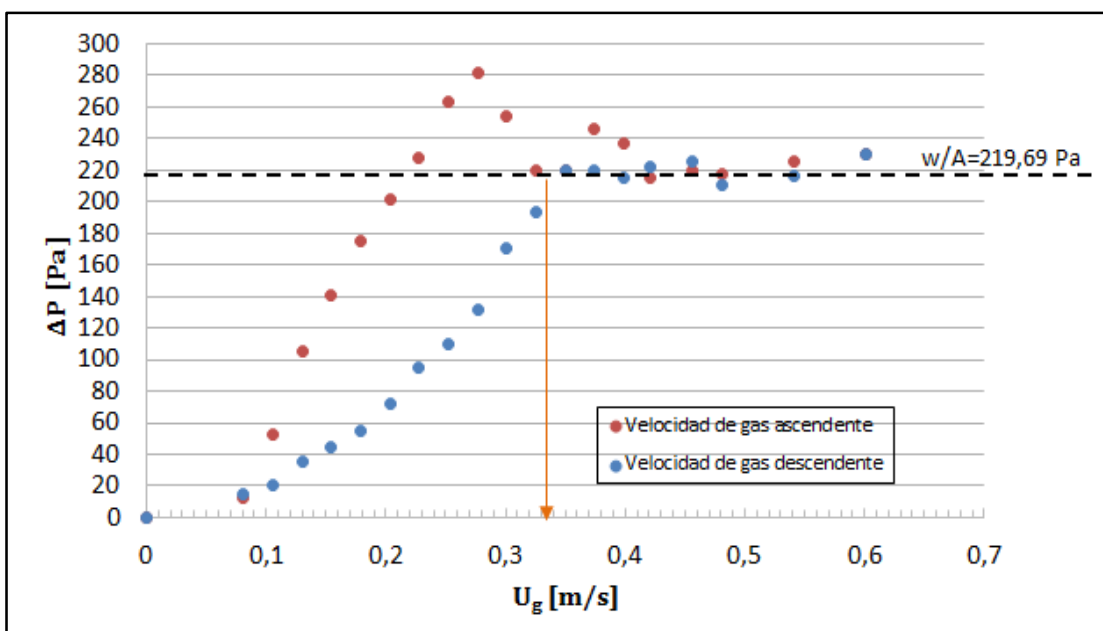


Figura 5.5. Pérdida de carga vs. velocidad superficial de aire para el sistema aire-biomasa

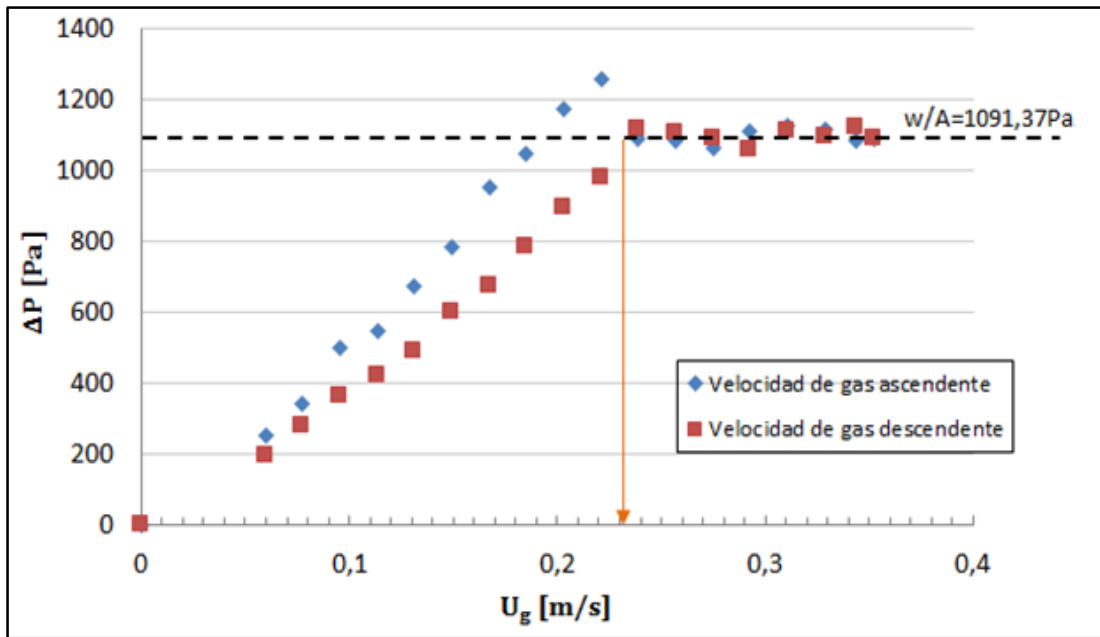


Figura 5.6. Curva de fluidización para el sistema aire-arena-biomasa (11,5%)

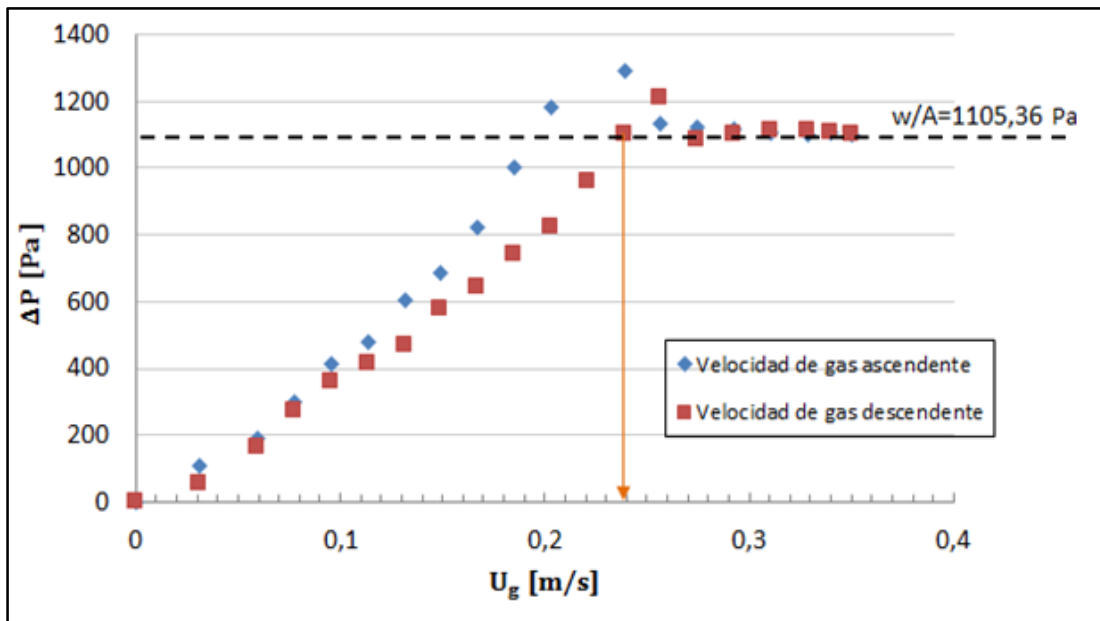


Figura 5.7. Curva de fluidización para el sistema aire-arena-biomasa (17,1%)

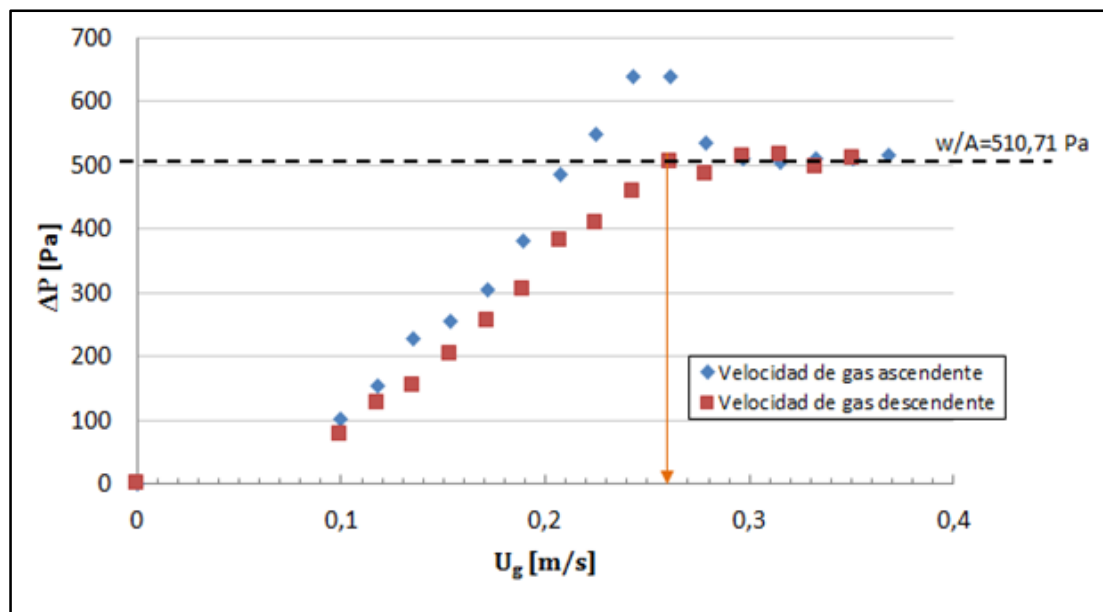


Figura 5.8. Curva de fluidización para el sistema aire-arena-biomasa (58,4%)

Clarke y col. (2005) identificaron distintos factores que dificultan la fluidización de sistemas constituidos únicamente por biomasa. La forma, densidad y distribución de tamaños de las partículas hacen que durante el proceso aparezcan canalizaciones, en las que se produce una fluidización parcial, y aglomerados de material de considerables dimensiones. Mediante la inclusión de arena en el sistema, conformando una mezcla binaria, se superan los inconvenientes mencionados previamente.

Los resultados experimentales corroboran lo observado por Clarke y col. (2005). Respecto del valor de velocidad de mínima fluidización de la biomasa, la presencia de arena genera una fluidización del sistema a menores valores de velocidad de gas U_g , lo que implica una disminución en el consumo de energía necesario para llevar a cabo el proceso.

La observación de los valores de velocidad de mínima fluidización de sistemas de componente único arena (Figura 5.4) y biomasa (Figura 5.5) generan una combinación de efectos que arroja valores de la velocidad de fluidización mínima para las mezclas biomasa-arena comprendidos en el intervalo limitado por los valores de componentes únicos y claramente crecientes conforme aumenta el porcentaje de biomasa en la mezcla, tendiendo al valor de biomasa pura cuando su porcentaje es sensiblemente mayor.

En la Figura 5.9, se muestran las canalizaciones generadas durante la fluidización de biomasa forestal en las experiencias. A través de estos canales, el aire de fluidización atraviesa el sistema sin generar el movimiento del conjunto de partículas.



Figura 5.9. Canalizaciones observadas en las experiencias realizadas con biomasa (sin arena)

En el contexto mencionado, las experiencias confirmaron que las canalizaciones desaparecen cuando se emplea arena formándose dos zonas claramente fluidizadas que se visualizan con claridad en la **Figura 5.10**: la zona superior, conformada mayormente por biomasa, y la zona inferior, constituida por una mezcla de ambas fases. Esta segregación, aunque no deseada es característica de este tipo de sistemas a raíz de la gran diferencia de densidades existente (**Beeckmans y col., 1985**).



Figura 5.10. Segregación observada experimentalmente para el sistema aire-arena-biomasa (58,4%)

5.2.5. Determinación de la Incertidumbre

Solamente se consideraron las incertezas asociadas a los instrumentos de medición. Para el caso de la caída de presión estática del aire producto de su paso a través del lecho, se trata de una variable obtenida indirectamente a partir de la medición de la diferencia de alturas en una columna de agua. Para medir dicha diferencia se utilizó una regla cuya mínima división es de 1 mm. De esta forma la incerteza asociada a la medición de la diferencia de alturas entre ramas (Δz) es de 0,05 cm.

A partir de la expresión que relaciona la diferencia de alturas con la caída de presión ΔP , podemos expresar el error relativo cometido en su medición como:

$$\frac{\Delta(\Delta P)}{\Delta P} = \frac{\Delta(\Delta z)}{\Delta z} \quad (5.1)$$

y para el error absoluto resulta:

$$\Delta(\Delta P) = \rho_{H_2O} g \Delta(\Delta z) \quad (5.2)$$

De esta forma, el error absoluto para la caída de presión es de 4,91 Pascales.

La velocidad del gas se obtuvo indirectamente a partir de la medición del caudal de aire volumétrico de aire Q utilizando un rotámetro. Para este instrumento, el error se encuentra comprendido entre 3 y 5%. La relación entre los errores relativos de ambas variables es:

$$\frac{\Delta Q}{Q} = \frac{\Delta U_g}{U_g} \quad (5.3)$$

De esta manera, el error relativo para la velocidad es el mismo que el asociado al caudal volumétrico de gas.

5.3. Modelado de la fluidización del equipo a escala de laboratorio mediante CFD

En esta sección, se aborda el desarrollo de una herramienta de simulación mediante CFD (*software* Ansys-Fluent 14.5) del equipo presentado en la **sección 5.2**.

La validación del modelo se efectúa a partir de la comparación entre los resultados de pérdida de carga arrojados por el mismo con los resultados experimentales obtenidos en la **sección 5.2**.

Cammarata y col. (2003) emplearon un modelo CFD en 2 y 3 dimensiones (2D y 3D) para simular el comportamiento de un lecho fluidizado de partículas Geldart B, obteniendo resultados similares para la fracción de sólidos y la altura del lecho.

Recientemente **Lv y col. (2014)** compararon los resultados de un modelo CFD, resuelto 2D y 3D, empleado para simular el comportamiento de un lecho fluidizado de partículas Geldart A. Los autores concluyeron que si bien el modelado en 3D reproduce de manera más realista el comportamiento físico del sistema, la alternativa en 2D proporciona buenos resultados de expansión y porosidad del lecho.

De esta manera, a partir de los resultados de los autores mencionados, las simulaciones del lecho fluidizado a escala de laboratorio en estudio fueron realizadas en 2D.

Para la geometría del sistema equivalente en 2D, se consideró un rectángulo como representación del dominio del lecho. El mismo posee una dimensión lateral menor, que coincide con el valor del diámetro del equipo experimental de $D_{int} = 0,4$ m, y un valor de altura (dimensión del lado mayor) $L = 0,4$ m, coincidente con la distancia entre el distribuidor del equipo experimental y el orificio de la columna utilizado en la medición de la caída de presión del sistema (ver **Figura 5.11**).

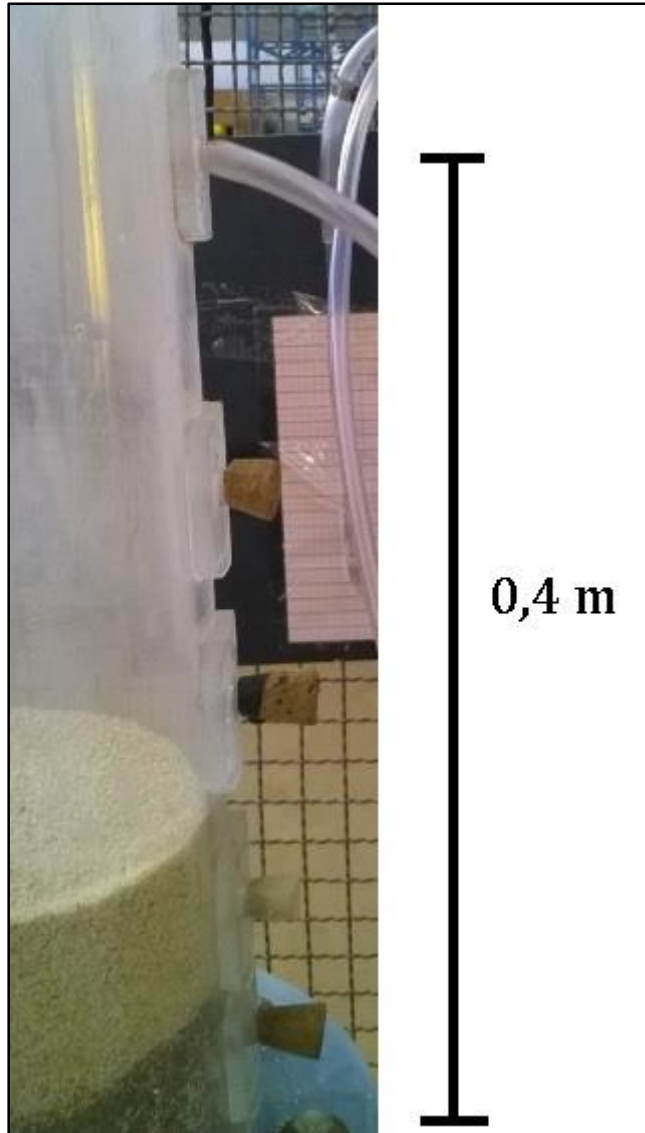


Figura 5.11. Distancia considerada en la geometría adoptada en las simulaciones

Con relación a la malla, la misma es estructurada y está constituida por 24831 elementos rectangulares de aproximadamente 1,5 mm de lado. Para validar la misma, se utilizaron resultados de pérdida de carga obtenidos con una malla de 56000 elementos de 1mm de lado.

Las condiciones de borde y la malla utilizadas en las simulaciones se esquematizan en la **Figura 5.12**.

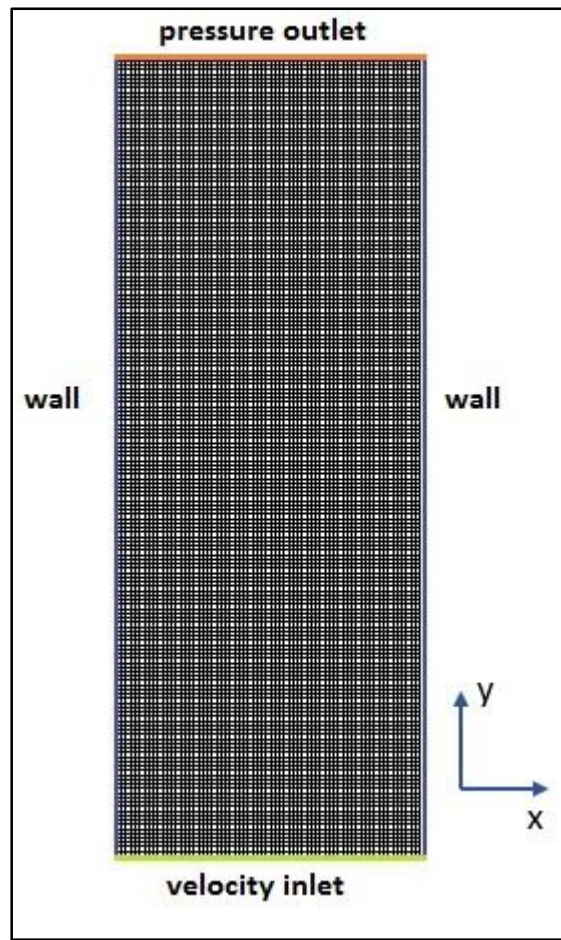


Figura 5.12. Geometría, discretización y condiciones de borde adoptadas en la simulación CFD

La velocidad de mínima fluidización establece un límite en lo que se refiere al modelado. A bajas velocidades, en la condición de lecho fijo, el modelado del sistema se efectúa utilizando el modelo denominado “*porous media*”, con simulaciones estacionarias. Para velocidades superiores a la de mínima fluidización (condición fluidizada), las simulaciones son no estacionarias con modelado llevado a cabo mediante un esquema similar al ya desarrollado en el **Capítulo 4**.

A continuación, se describen los aspectos principales de ambos tipos de modelado.

5.3.1. Modelado en la condición de lecho fijo ($U_g < U_{mf}$)

Para velocidades menores a la de mínima fluidización se utilizó el modelo denominado “*porous media*”, disponible en Ansys-Fluent 14.5, que considera condiciones de isotropía en la región definida como “porosa” y una resistencia al flujo que debe ser determinada (observación empírica).

El medio poroso está modelado por las ecuaciones estándar del flujo de fluidos (ecuaciones 3.1 y 3.2). En la ecuación 3.2, el término \vec{F} representa la magnitud de la resistencia del medio poroso al paso del gas. Se trata de una función de la velocidad del fluido constituida por la adición de dos términos: uno de pérdidas viscosas (ley de Darcy), y el otro de pérdidas inerciales. Para el caso en estudio, considerado como un medio poroso homogéneo en el que la velocidad del fluido tiene una sola componente (u_y), el término resistivo se calcula según:

$$F_y = - \left(\frac{\mu_g}{\alpha} U_{g,y} + Z_2 \frac{1}{2} \rho_g U_{gy} U_{g,y} \right) \quad (5.4)$$

En la ecuación (5.4) α y Z_2 son respectivamente la permeabilidad del medio poroso y el factor de resistencia inercial. La determinación de esos parámetros puede hacerse siguiendo dos metodologías diferentes. El procedimiento más directo de estimación, surge de una comparación entre la ecuación de semiempírica de Ergun (1952), aplicable en un rango amplio del número de Reynolds y diferentes tipos de empaquetamiento, y la ecuación 5.4. De esta manera resulta:

$$\alpha = \frac{d_p \varepsilon_g^3}{150 (1 - \varepsilon_g)^2} \quad (5.5)$$

$$Z_2 = \frac{1,75 (1 - \varepsilon_g)}{d_p \varepsilon_g^3} \quad (5.6)$$

Alternativamente, cuando se cuenta con datos experimentales de pérdida de carga del lecho (ΔP) en función de la velocidad superficial del agente fluidizante (U_g), es posible determinar los parámetros del modelo mediante la interpolación de los datos con una función polinómica de segundo orden:

$$\Delta P = B U_{g,y} + A U_{g,y}^2 \quad (5.7)$$

De esta forma los coeficientes de la ecuación (5.7) permiten calcular α y Z_2 a través de las siguientes expresiones:

$$Z_2 = \frac{2 A}{\rho_g L_o} \quad (5.8)$$

$$\alpha = \frac{\mu_g L_o}{B} \quad (5.9)$$

En este trabajo, en base a la disponibilidad de la información necesaria, se utilizó la segunda metodología para la determinación de los parámetros requeridos por el modelo para velocidades de gas inferiores a la de mínima fluidización.

Los valores de α y Z_2 para cada condición reportada en las Tablas 5.2 y 5.3 se presentan en la **Tabla 5.4**.

Tabla 5.4. Parámetros característicos de lechos fijos en diferentes sistemas

Material Granulado	$1/\alpha$	Z_2
arena	$1,95 \times 10^9$	171404,21
biomasa	13081,97	16070,41
mezclas (% volumétrico inicial de biomasa)		
11,5%	$1,82 \times 10^9$	124338,76
17,1	$1,43 \times 10^9$	132490,20
58,4	$2,37 \times 10^8$	121415,71

Sobre el esquema mostrado en la **Figura 5.12**, se define una región porosa de altura L_{final} , con porosidad ϵ_{mf} , en la que la caída de presión está determinada por α y Z_2 reportados en la **Tabla 5.4**. Para cada sistema, se desarrollaron las simulaciones con velocidades inferiores a la velocidad de mínima fluidización obteniéndose así los valores de pérdida de carga correspondientes.

5.3.2. Modelado en condición fluidizada ($U_g > U_{mf}$)

Para la simulación del equipo en estado fluidizado, las ecuaciones utilizadas por el *software* Ansys-Fluent 14.5 en la resolución del sistema multifásico, son las ya expuestas en el Capítulo 4 para el modelo Euler-Euler, aplicadas allí al análisis de la componente solar del sistema híbrido. Como el sistema en estudio en este capítulo opera a temperatura ambiente, solamente la ecuación de continuidad y el balance de cantidad de movimiento deben ser incluidas en la construcción del esquema de simulación.

En el balance de cantidad de movimiento, los coeficientes de restitución entre gránulos de biomasa usados en las simulaciones, son los reportados por **Sharma y col. (2012)** para un sistema fluidizado equivalente, también con aserrín de madera de pino ($e_{pp} = 0,6$). Para arena, se utilizó el valor sugerido por el manual de usuario del *software* (Ansys-Fluent, 2011) cuyo valor es $e_{pp} = 0,9$. Para las colisiones entre partículas de biomasa y arena se utilizó un valor promedio por lo que $e_{p_1p_2} = 0,75$. Para la resolución de las fuerzas de arrastre, cada tipo de partícula descrita en este

capítulo, biomasa o arena, ha sido tratada en forma particular. Los modelos empleados se detallan a continuación.

5.3.2.1. Modelo de arrastre para las partículas de biomasa

Para resolver el arrastre del conjunto de partículas de biomasa, se programó mediante C++ el modelo de **Syamlal y O'Brien (1987)**. La determinación de los parámetros específicos del modelo C_1 y C_2 para el sistema aire-biomasa fue realizada conforme a la metodología ya descrita en la sección 4.4.4. Los valores resultantes de los parámetros son $C_1 = 0,445$ y $C_2 = 6,377$.

5.3.2.2. Modelo de arrastre para las partículas de arena

Para el modelado de la fluidización de arena, se utilizó el modelo de arrastre de **Guidaspow (1992)**, disponible en el paquete de resolución del *software* Ansys-Fluent 14.5.

Para este modelo, cuando la fracción de volumen ocupada por el gas es superior a 0,8, el coeficiente de intercambio de cantidad de movimiento entre fases presenta la siguiente forma:

$$K_{g,p} = \frac{3}{4} C_D \frac{\varepsilon_s \varepsilon_g \rho_g |\vec{u}_p - \vec{u}_g|}{d_p} \varepsilon_g^{-2,65} \quad (5.10)$$

siendo

$$C_D = \frac{24}{\varepsilon_g Re_p} \left[1 + 0,15 (\varepsilon_g Re_p)^{0,687} \right] \quad (5.11)$$

En el caso en que $\varepsilon_g \leq 0,8$, el coeficiente se calcula como:

$$K_{g,p} = 150 \frac{\varepsilon_p (1 - \varepsilon_g) \mu_g}{\varepsilon_g d_p^2} + 1,75 \frac{\rho_g \varepsilon_p |\vec{u}_p - \vec{u}_g|}{d_p} \quad (5.12)$$

5.3.2.3. Modelo de arrastre entre partículas de arena y biomasa

Para el arrastre entre las fases sólidas, se utilizó el modelo de arrastre de **Syamlal (1987)** disponible en Ansys-Fluent 14.5. En este, el coeficiente de intercambio de cantidad de movimiento entre fases (K_{p_1,p_2}) se calcula como:

$$K_{p_1,p_2} = \frac{3 (1 + e_{p_1,p_2}) \varepsilon_{p_1} \rho_{p_1} \varepsilon_{p_2} \rho_{p_2} (d_{p_1} + d_{p_2})^2 g_{0,p_1,p_2}}{4 (\rho_{p_1} d_{p_1}^3 + \rho_{p_2} d_{p_2}^3)} |\vec{u}_{p_1} - \vec{u}_{p_2}| \quad (5.13)$$

5.3.3. Condiciones de Borde

Base del tubo:

Velocity inlet

El aire ingresa a diferentes velocidades coincidentes con las determinadas experimentalmente. La dirección de la velocidad se supone perpendicular a plano de ingreso.

Para la construcción de la curva de fluidización mediante modelado por CFD, cada punto se obtiene por una simulación individual en la condición de velocidad correspondiente. De esta manera, el número de simulaciones llevadas a cabo coincide con la cantidad de puntos de la curva analizados.

Paredes del tubo:

Wall

Cantidad de movimiento: Se aplicó la condición de no deslizamiento (*no slip*) a cada fase en toda la pared.

Parte superior del lecho:

Pressure outlet

Se fijó una presión manométrica nula. En caso de presentarse retroflujo de aire, la dirección del mismo es perpendicular a la superficie del plano.

5.3.4. Condiciones iniciales

Lecho fijo

Inicialmente se adoptó el medio poroso y la parte superior del lecho con aire a velocidad cero.

Las simulaciones se desarrollaron en estado estacionario y se adoptó como criterio de convergencia la obtención de residuos inferiores a 1×10^{-5} .

Lecho fluidizado

Para los casos de fluidización individual de arena o biomasa, se definió una región de altura L_0 y fracción de sólido $\varepsilon_s = 1 - \varepsilon_g$ (**Tabla 5.2**) en la que se encuentra el material granulado.

Cuando se trabajó con mezclas, se definieron dos regiones. Una región inferior para la arena, con la fracción de sólido correspondiente, y otra sobre la primera en la que se encuentra la biomasa, con la fracción de sólido determinada. En la **Figura 5.13** se muestra la condición inicial para el caso en que la biomasa ocupa el 58,4 % del volumen de material granulado.

Todas las simulaciones se llevaron a cabo en estado transitorio, adoptándose un paso de tiempo de 0,001 segundos, con 40 iteraciones por paso, lo que aseguro la convergencia adecuada durante las simulaciones.

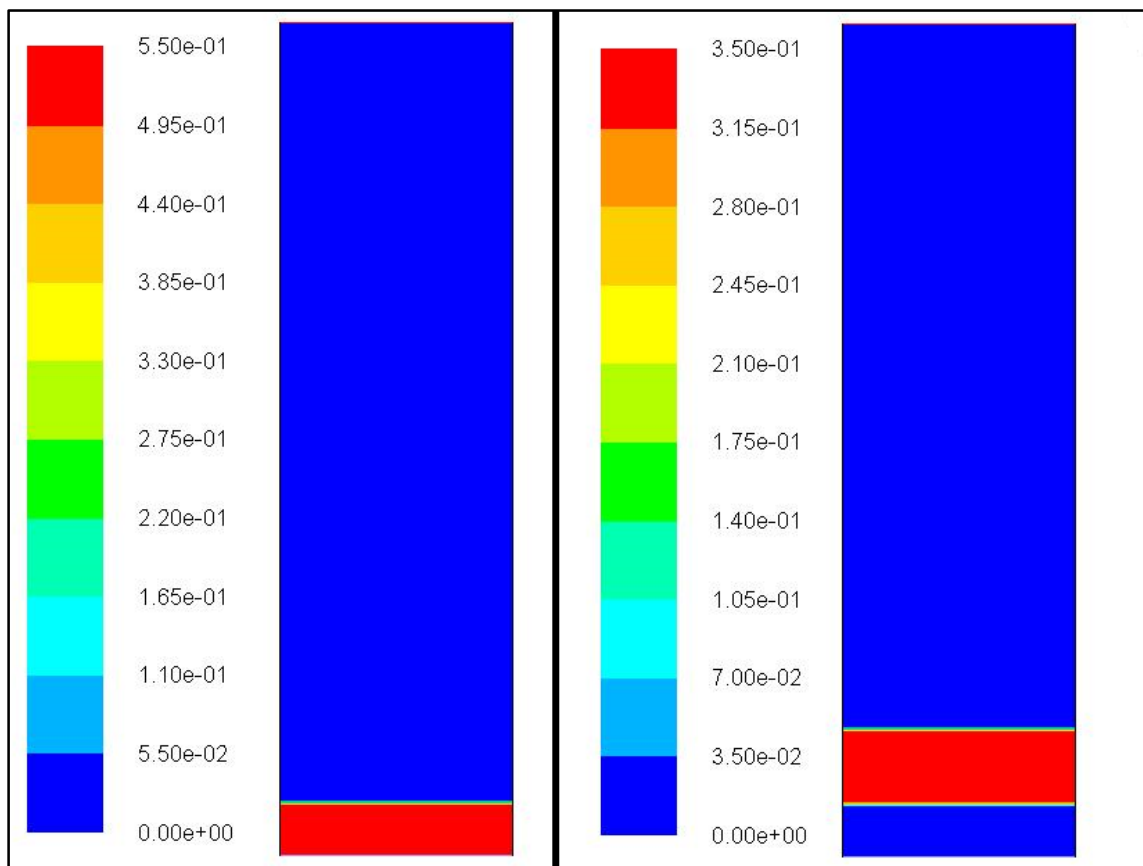


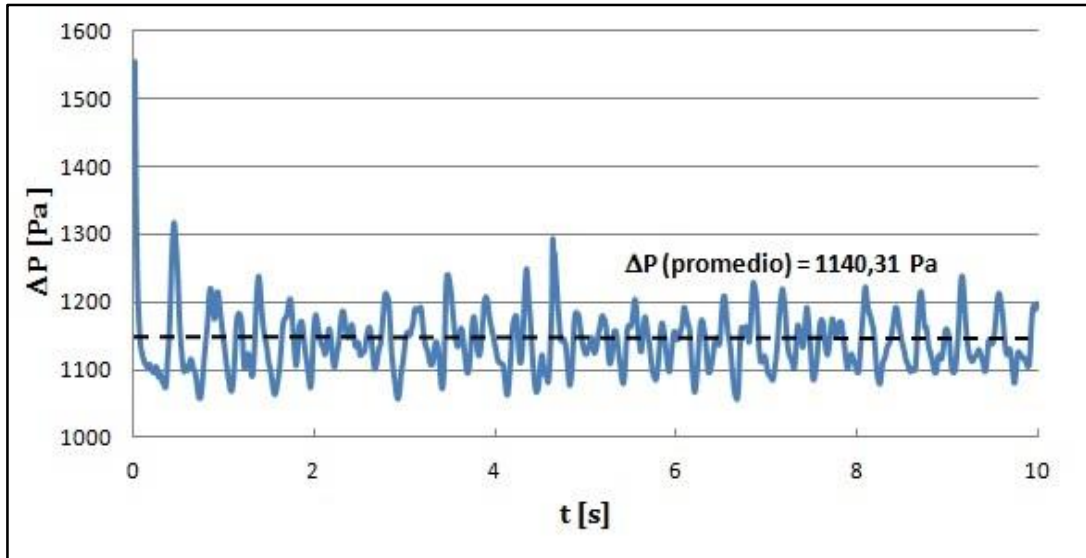
Figura 5.13. Disposición inicial de arena (izquierda) y biomasa (derecha) con las fracciones de sólido correspondientes

5.4. Resultados

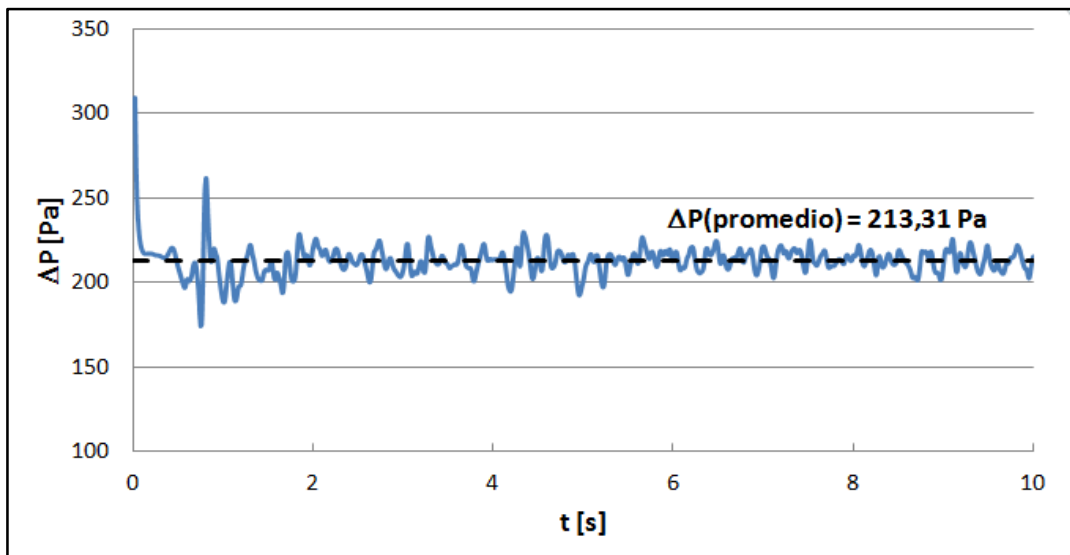
En las simulaciones a bajo caudal de gas (lecho fijo), se obtiene un único valor de ΔP para cada velocidad, correspondiente al valor de estado estacionario. Para velocidades superiores a U_{mf} , el resultado de cada simulación es una curva de variación temporal de ΔP con la que se puede determinar un valor promedio de dicha variable.

5.4.1 Fluidización de sólidos individuales (no mezclas)

En las Figuras 5.14 y 5.15 se muestran los resultados de la evolución temporal del valor de ΔP , obtenido durante las simulaciones transitorias individuales de arena y biomasa respectivamente. En las figuras también se muestra el valor de pérdida de carga resultado de evaluar el promedio entre los 4 y los 10 segundos.



5.14. Evolución temporal de la pérdida de carga en la simulación del sistema aire-arena en condición fluidizada ($U_g = 0,3 \text{ m/s}$)



5.15. Evolución temporal de la pérdida de carga en la simulación del sistema aire-biomasa en condición fluidizada ($U_g = 0,3 \text{ m/s}$)

Las Figuras 5.16 y 5.17 corresponden a los contornos de las fracciones volumétricas de arena y biomasa respectivamente. En ambos casos, para valores de velocidad cercanos a los de la condición de mínima fluidización, las burbujas son pequeñas en comparación a las mostradas para velocidades superiores. Este tipo de comportamiento,

característico en sistemas fluidizados, permite la validación de los modelos de arrastre seleccionados para cada sólido granulado.

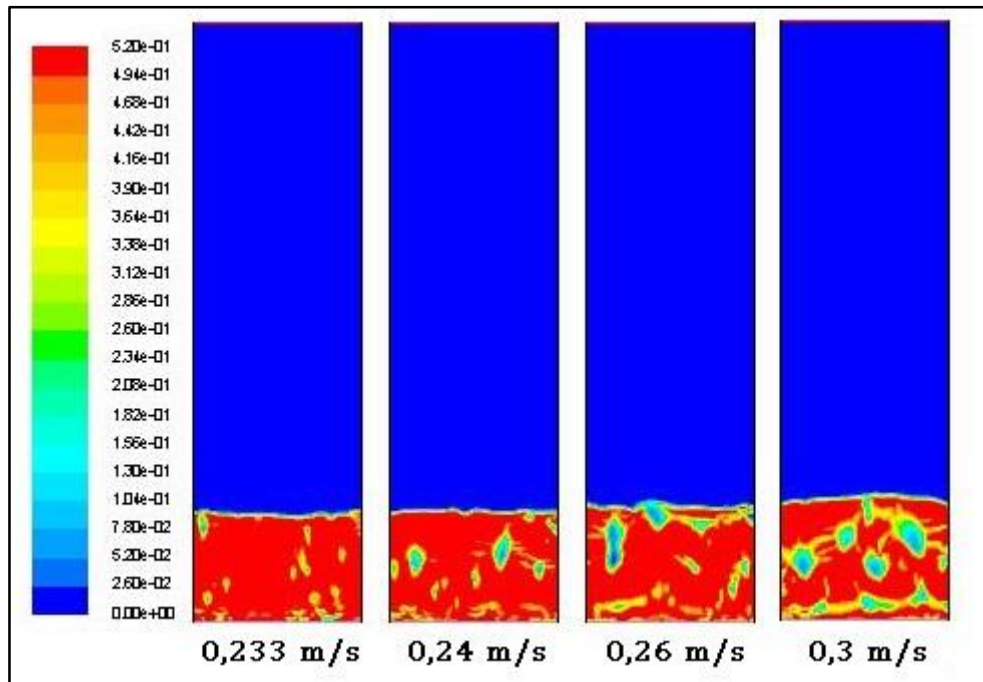


Figura 5.16. Sistema aire-arena. Fracción volumétrica ocupada por la arena para diferentes velocidades de aire

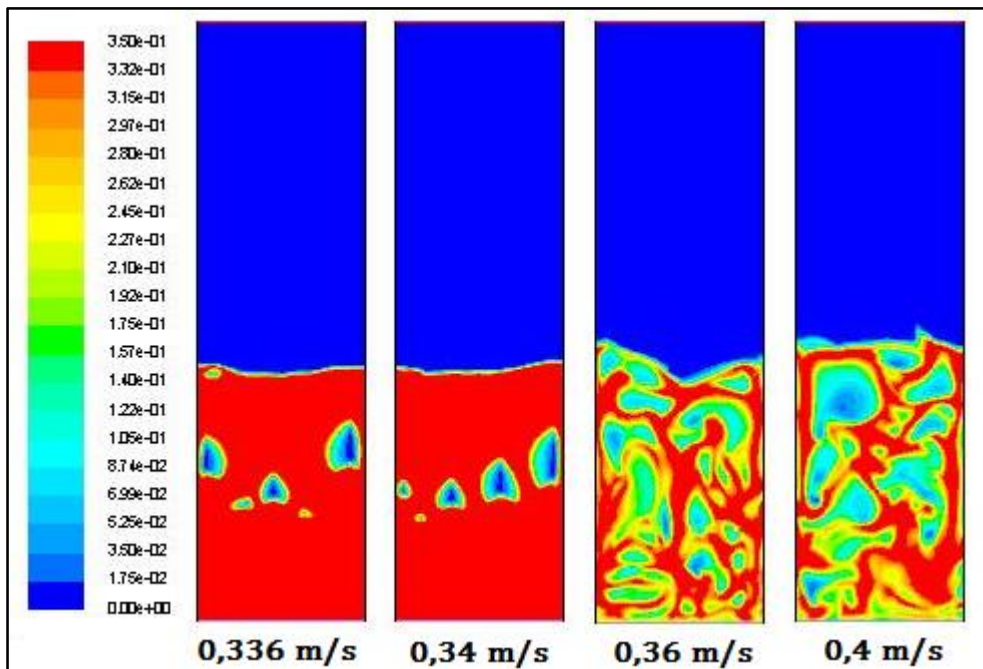


Figura 5.17. Sistema aire-biomasa. Fracción volumétrica ocupada por la biomasa para diferentes velocidades de aire

En las **Figuras 5.18** y **5.19** se comparan los resultados de pérdida de carga obtenidos mediante simulación para arena y biomasa, con los correspondientes valores

experimentales. En ambos casos, se aprecia que el esquema de modelado es capaz de reproducir de manera adecuada, en términos de valores de pérdida de carga, la fluidodinámica del sistema. En las leyendas de las figuras, se incluye el valor del error relativo porcentual promedio ($\bar{\epsilon}\%$) de los resultados de pérdida de carga obtenidos mediante la simulación con relación a los medidos experimentalmente, en todo el intervalo de velocidades.

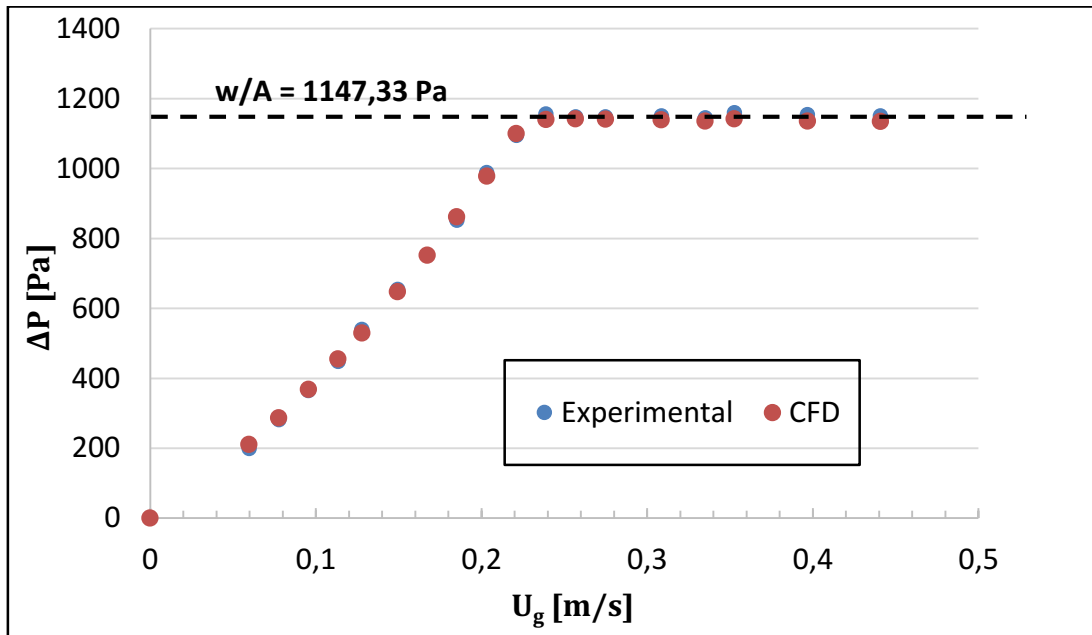


Figura 5.18. Resultados obtenidos mediante simulación CFD contrastados con mediciones experimentales para el sistema aire-arena ($\bar{\epsilon}\% = 1,39$)

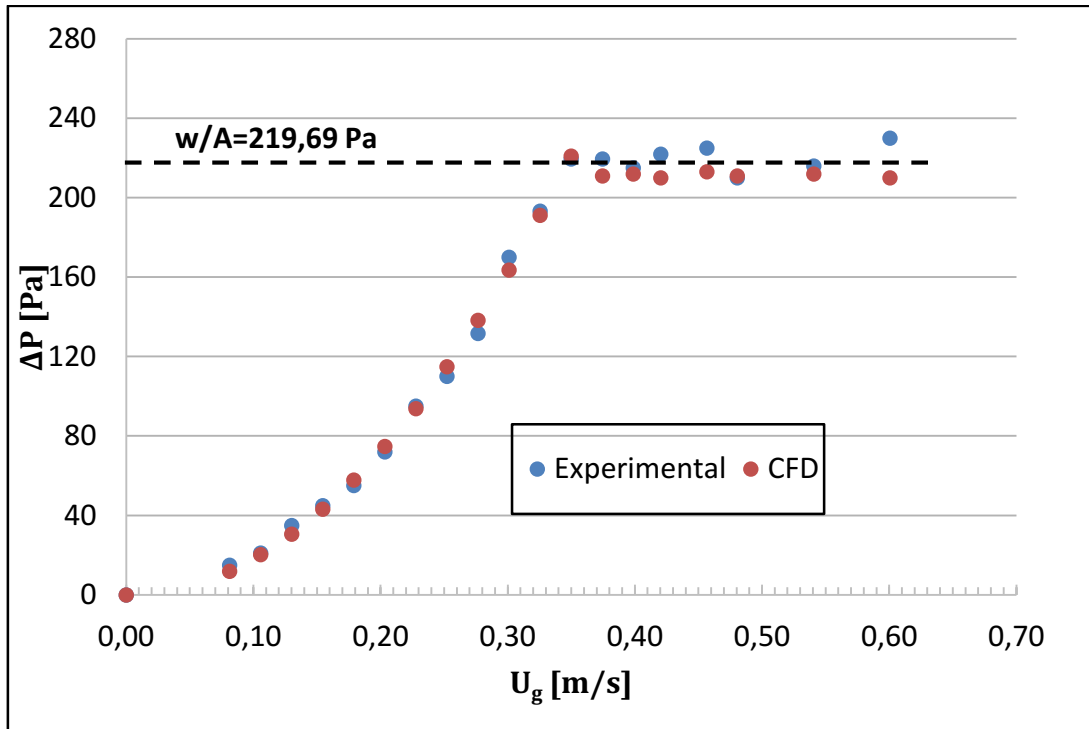


Figura 5.19. Resultados obtenidos mediante simulación CFD contrastados con mediciones experimentales para el sistema aire-biomasa ($\bar{\epsilon} = 4,89$)

5.4.2 Fluidización de mezclas arena-biomasa

En la Figuras 5.20, 5.21 y 5.22, se comparan los resultados obtenidos mediante el modelado con CFD, con los experimentales ya expuestos en la sección 5.2.3, para cada una de las mezclas de sólidos presentadas en la **Tabla 5.2**.

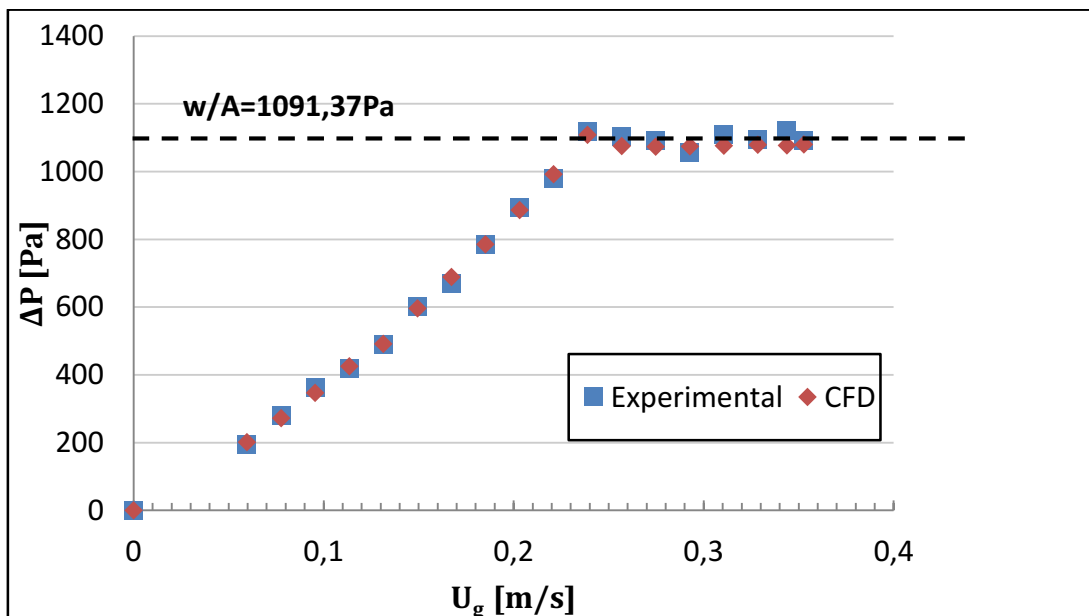


Figura 5.20. Resultados obtenidos mediante simulación CFD contrastados con mediciones experimentales para el sistema aire-arena-biomasa (11,5%). $\bar{\epsilon} = 1,91$

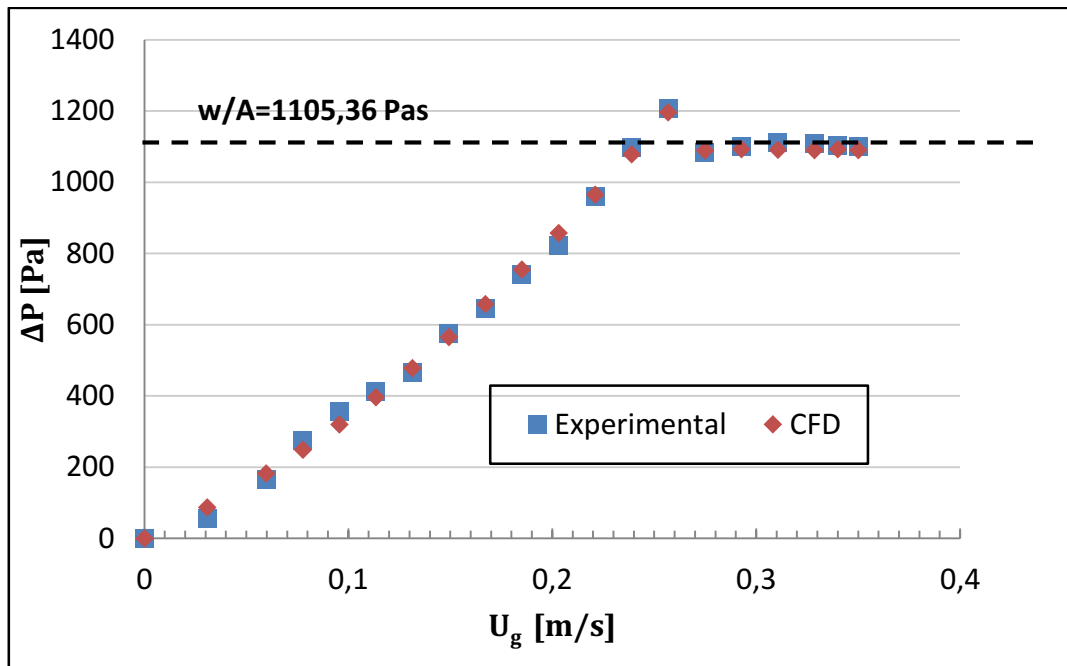


Figura 5.21. Resultados obtenidos mediante simulación CFD contrastados con mediciones experimentales para el sistema aire-arena-biomasa (17,1%). $\bar{\epsilon}\% = 6,04$

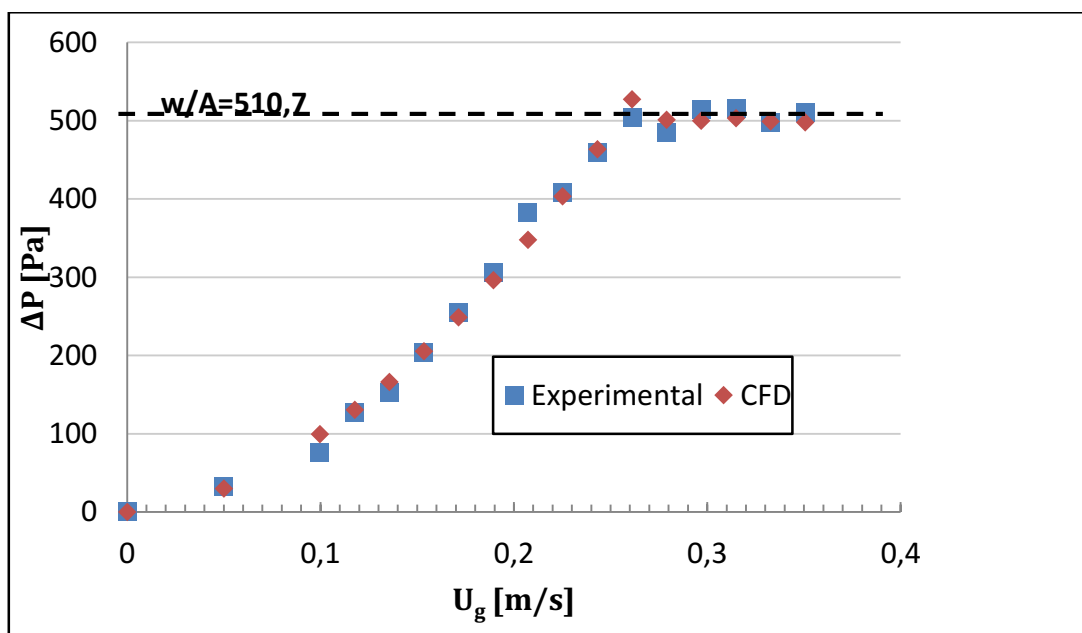


Figura 5.22. Resultados obtenidos mediante simulación CFD contrastados con mediciones experimentales para el sistema aire-arena-biomasa (58,4%). $\bar{\epsilon}\% = 4,97$

En la Figura 5.23, se muestra la evolución temporal de la fluidización mediante un contorno de fracciones volumétricas ocupadas por las dos fases sólidas. La secuencia corresponde al transitorio inicial para una determinada velocidad de gas.

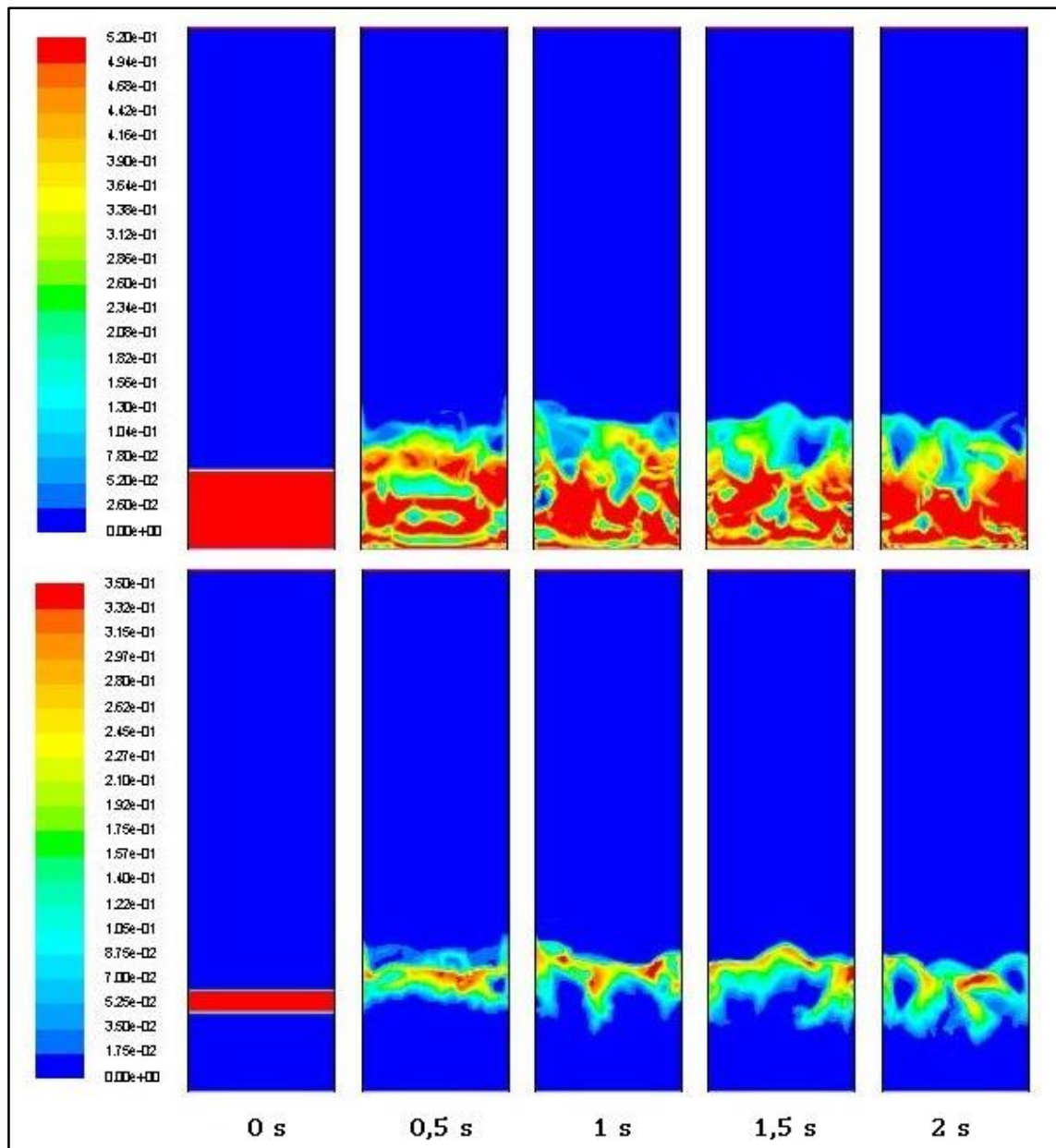


Figura 5.23. Secuencia de imágenes correspondientes a las fracciones volumétricas de los sólidos arena (arriba) y biomasa (abajo) durante los dos segundos iniciales de simulación. La simulación corresponde a la mezcla arena-biomasa con 17,1 % de biomasa, $U_g = 0,26$ m/s

En la **Figura 5.24**, se visualiza una secuencia de imágenes correspondiente a la simulación con 17,1 % de biomasa y $U_g = 0,26$ m/s, pero en un rango de valores elevados de tiempo. Las imágenes permiten apreciar la existencia del fenómeno de segregación de fases.

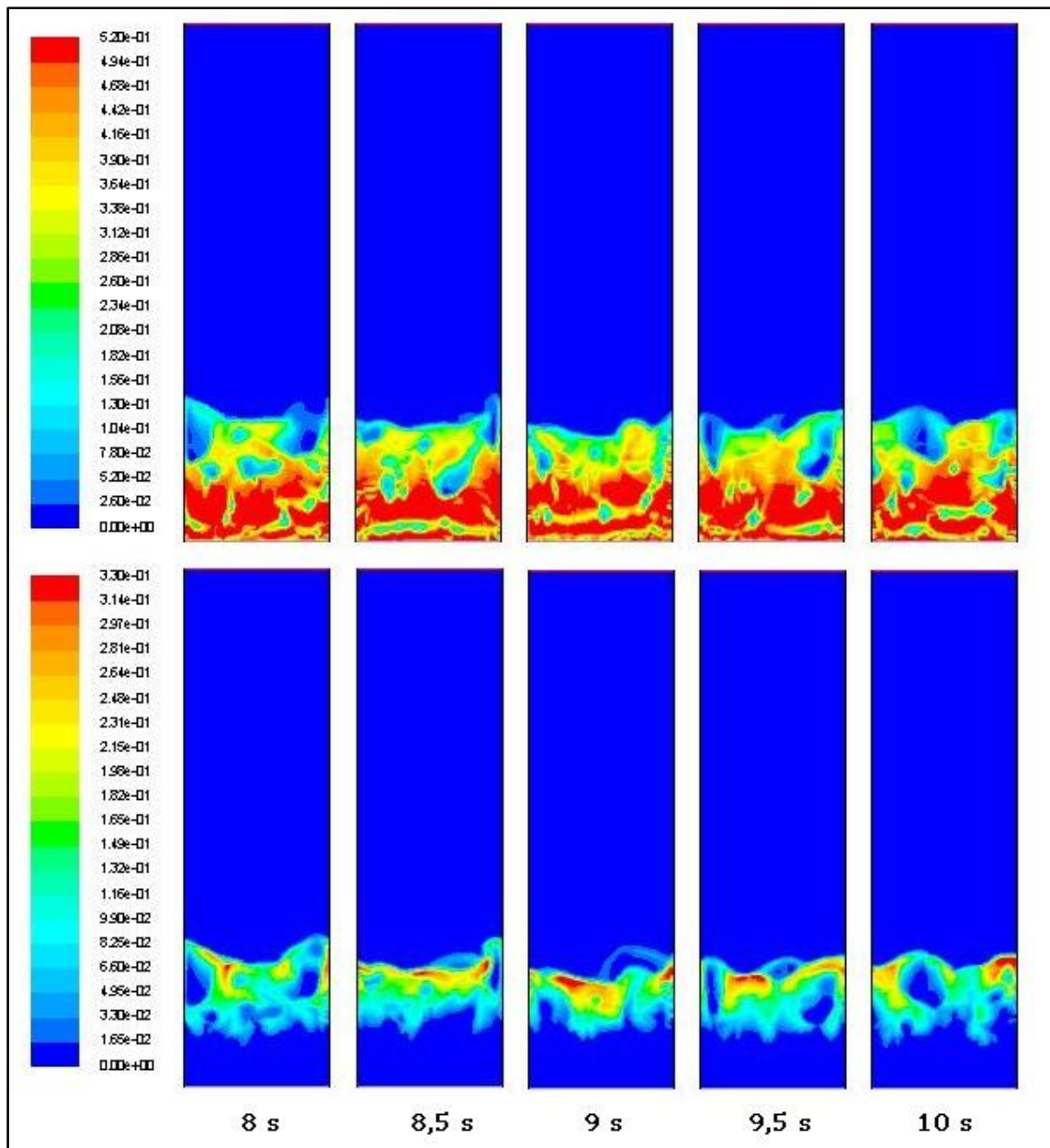


Figura 5.23. Fracciones volumétricas de los sólidos arena (arriba) y biomasa (abajo). La secuencia pone en evidencia la segregación de fases.

5.5. Conclusiones del capítulo 5

En este capítulo, se ha abordado el estudio del comportamiento fluidodinámico de sistemas fluidizados de mezclas de biomasa y arena, que conforman la base del tratamiento de la componente biomasa del sistema híbrido en estudio. Se llevó a cabo la investigación por vía experimental y simulación CFD, con la pertinente validación del esquema de modelado en base a los resultados experimentales del sistema de tres fases aire-arena-biomasa. Ello dio origen a un simulador del comportamiento fluidodinámico de los lechos biomasa-arena, directamente aplicable al funcionamiento de gasificadores mediante su acoplamiento al tratamiento térmico de los sólidos a gasificar.

En el plano experimental, se caracterizó el comportamiento fluidodinámico mediante determinaciones de pérdida de carga en un lecho a escala laboratorio, obteniéndose los valores correspondientes a sólidos individuales (arena y biomasa) y mezclas de los mismos. Se puso en evidencia la necesidad de trabajar con cofluidizaciones de arena y biomasa, observándose nítidamente las canalizaciones y zonas muertas producidas en los sistemas donde se fluidiza la biomasa individualmente.

En la etapa de modelado, se construyó un esquema en la plataforma Ansys-Fluent 14.5 para la simulación CFD del lecho fluidizado en su comportamiento fluidodinámico. Se utilizó el enfoque multifásico Euler-Euler con modelos de arrastre específicos capaces de reproducir el comportamiento fluidodinámico de los dos sistemas individuales, aire-arena y aire-biomasa.

Los resultados demuestran la capacidad del esquema construido de modelado para simular reproduciendo adecuadamente el comportamiento experimental del sistema fluidizado en estudio. Los valores de pérdida de carga de las mezclas arena-biomasa fluidizadas se reproducen con un error promedio en las determinaciones que no excede el 7 %.

La simulación CFD permite predecir y visualizar la ocurrencia de fenómenos relevantes para el posterior comportamiento de la unidad en su utilización como gasificador. El crecimiento de las burbujas se mantiene dentro del esquema esperable para partículas tipo B en la clasificación de Geldart y la generación de un comportamiento segregado a velocidades superficiales de gas elevadas, se aprecian claramente. En el caso de la generación de segregación, ello permite acotar los rangos de velocidades de operación, dado que la misma incidirá negativamente en la propiedad de mezclado del lecho y particularmente en la eficiencia de la degradación térmica del sólido.

CAPÍTULO 6

GASIFICACIÓN DE MATERIALES CARBONOSOS Y MODELADO DE GASIFICADORES

6.1. Introducción

La biomasa de origen lignocelulósico, es el material orgánico más abundante en la tierra. Sus fuentes son los bosques, cultivos agrícolas, residuos de cosechas e industriales, como los provenientes de la industria de la madera y los tableros, residuos de la industria del papel y el papel reciclado. Está constituida fundamentalmente por celulosa, hemicelulosa, lignina, extractivos (mezcla de diferentes compuestos orgánicos) y algunos componentes inorgánicos, que se transforman en cenizas después de la combustión del material.

Aunque las primeras aplicaciones de la biomasa de origen lignocelulósico fueron fundamentalmente como combustible, construcción de viviendas y alimento animal, hoy sus aplicaciones son muy amplias y constituyen la base de muchas industrias como la de la celulosa y el papel, además de ser fuente para la obtención de productos químicos, composites o resinas, materiales de construcción, combustibles líquidos y gaseosos, entre otras.

Los materiales lignocelulósicos, tienen la ventaja de ser biodegradables y renovables, siendo el resultado del proceso de la fotosíntesis de los vegetales mediante la energía solar. Bajo este enfoque, su empleo como combustibles representa una forma sostenible y amigable con el medio ambiente de aprovechamiento de la energía solar de manera indirecta.

En este capítulo, se realiza una breve descripción de la estructura de la biomasa y de los aspectos relevantes necesarios para la caracterización de la misma como combustible. También se describen diferentes alternativas para llevar a cabo el modelado de un gasificador con énfasis en los modelos termodinámicos. Finalmente, se describe el modelado mediante CFD del proceso de gasificación de carbón en un lecho fluidizado burbujeante. Es importante destacar que la herramienta desarrollada puede ser adaptada a la biomasa forestal mediante el uso de cinéticas específicas.

6.2. Estructura de la biomasa

La biomasa es una mezcla compleja de compuestos orgánicos como carbohidratos, grasas y proteínas junto con pequeñas cantidades de minerales tales como sodio,

fósforo, calcio y hierro (**Basu, 2010**). Los principales componentes de la biomasa vegetal son las sustancias extraíbles (extractivos), las fibras o componentes de la pared celular y las cenizas (**Figura 6.1**).

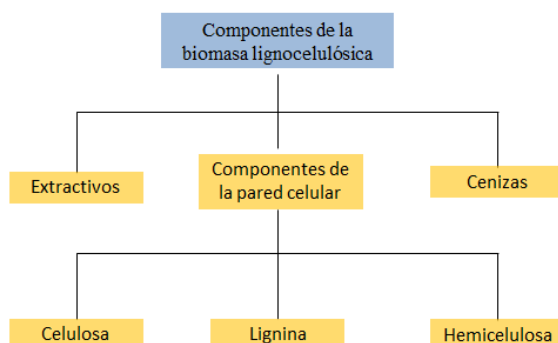


Figura 6.1. Componentes mayoritarios de biomasa proveniente de la madera

Los extractivos son sustancias presentes en el tejido vegetal o animal que pueden ser separados por tratamiento sucesivo con solventes para ser recuperados luego por evaporación de estos últimos. En ellos se incluyen las proteínas, aceites, almidón, azúcares, entre otros.

La pared celular proporciona resistencia estructural a la planta y está constituida por hidratos de carbono y lignina. Los hidratos de carbono son principalmente fibras de celulosa o de hemicelulosa que confieren resistencia a la estructura de la planta; la lignina es la encargada de mantener a las fibras unidas entre sí. Las cenizas son el componente inorgánico de la biomasa.

6.3. Clasificación general de combustibles

La clasificación de los combustibles facilita la predicción de sus propiedades. Los combustibles que pertenecen a un grupo en particular tienen un comportamiento similar con independencia de su tipo u origen. Por lo tanto, cuando un tipo nuevo de biomasa se considera para la gasificación u otra conversión termoquímica, es posible, en base a la clasificación, inferir su conversión potencial (**Basu, 2010**).

Existen dos métodos para llevar a cabo la clasificación de los combustibles. El primero, consiste en analizar las relaciones atómicas; el segundo, limitado a combustibles lignocelulósicos, es una clasificación en base a la relación entre los diferentes componentes orgánicos presentes.

6.3.1. Clasificación en base a las relaciones atómicas

Esta clasificación tiene relación con el poder calorífico del combustible. El poder calorífico superior de la biomasa (PCS) es inversamente proporcional a la relación carbono-oxígeno (O/C). EL PCS baja desde 38 a 15 MJ/kg cuando la relación O/C aumenta desde 0,1 a 0,7. También, cuando la relación hidrógeno-carbono (H/C) aumenta, el poder calorífico del combustible disminuye.

La **Figura 6.2** muestra regiones para diferentes relaciones atómicas H/C y O/C en base seca y libre de cenizas, para diferentes combustibles. En un extremo, la antracita, rica en carbono, y en el otro, con deficiencia de carbono, la madera. Este gráfico es conocido como diagrama de van Krevelen y muestra que la biomasa tiene relaciones H/C y O/C mayores a las de los combustibles fósiles. Para una amplia gama de combustibles biomásicos la relación H/C puede expresarse como una función lineal de la relación O/C (**Jones y col., 2006**).

$$(H/C) = 1,4125 (O/C) + 0,5004 \quad (6.1)$$

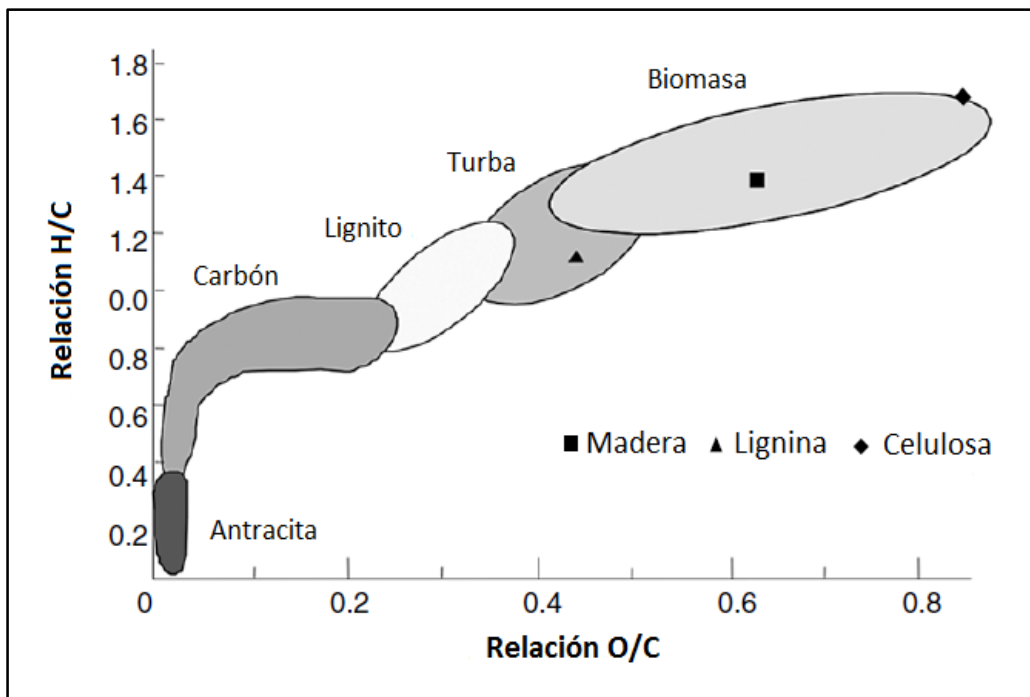


Figura 6.2. Clasificación de combustibles sólidos a partir de las relaciones entre sus elementos constitutivos (adaptado de Jones y col., 2006, p.32).

La biomasa vegetal fresca, como las hojas verdes, tiene valores muy bajos de poder calorífico debido a sus relaciones H/C y O/C elevadas. Las relaciones atómicas de un combustible disminuyen con el aumento de su edad geológica, lo que significa que a

mayor edad del combustible mayor será su contenido energético (Pierce y Dennen, 2009).

6.3.2. Clasificación en base a las proporciones relativas de los componentes lignocelulósicos

La biomasa puede clasificarse en función de las proporciones relativas de celulosa, hemicelulosa y lignina. Por ejemplo, es posible predecir el comportamiento de un determinado tipo de biomasa durante la pirólisis a partir de conocer el contenido de cada uno de los compuestos citados (Raveendran y col., 1996; Pang y col. 2014). De esta manera, dos tipos de biomasa con relaciones similares entre componentes, generarán cantidades semejantes de residuo carbonoso (*char*), alquitrán (*tar*) y gas de síntesis cuya composición también será equivalente.

En la **Figura 6.3** se esquematiza la relación entre el contenido de hemicelulosa y lignina en función de la relación entre celulosa y lignina. A pesar de que existe cierta dispersión, existe una relación proporcional entre ambas. Un tipo de biomasa con una relación ubicada en la nube de puntos de la **Figura 6.3**, se comporta de manera similar durante un proceso térmico, independientemente de su origen. Para una biomasa típica, la relación celulosa-lignina se encuentra entre 0,5 y 2,7, mientras que la relación hemicelulosa-lignina se encuentra entre 0,5 y 2,0.

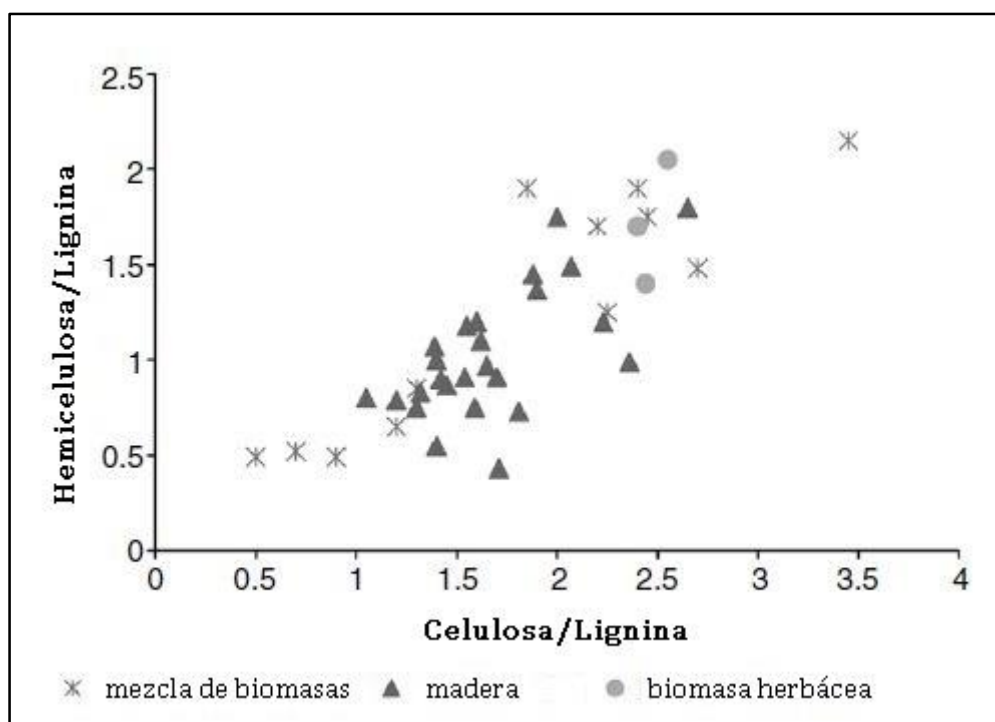


Figura 6.3. Clasificación de la biomasa según la relación entre sus constituyentes (Jones y col., 2006)

6.4. Descripción de la biomasa a través de un diagrama ternario

El diagrama ternario es una herramienta útil para representar los procesos de conversión de la biomasa (**Figura 6.4**). Los vértices del triángulo representan los elementos puros, carbono, oxígeno e hidrógeno. Los puntos al interior del triángulo representan mezclas ternarias. Los lados opuestos a cada vértice representan concentración cero del componente asociado a ese vértice por lo que se trata de una mezcla binaria.

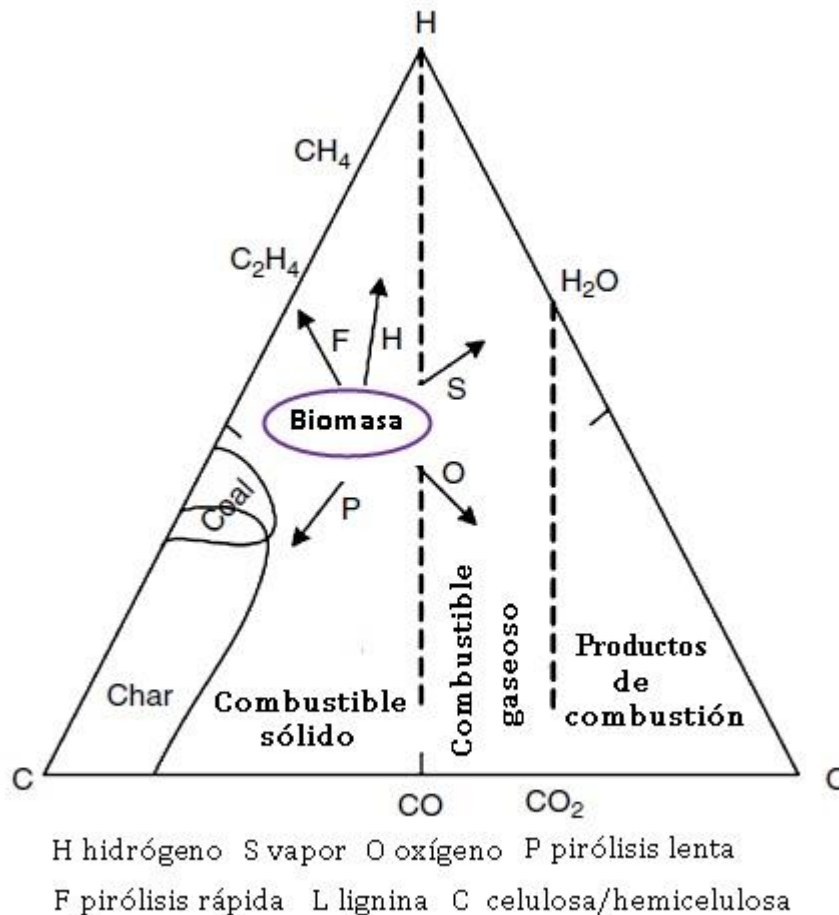


Figura 6.4. Diagrama ternario para mostrar el proceso de gasificación (Basu, 2010)

Un combustible de biomasa se encuentra más cerca de los vértices asociados al hidrógeno y oxígeno que al perteneciente al carbón. Esto significa que la biomasa contiene más hidrógeno y oxígeno que carbón. La lignina tiene menor contenido de oxígeno y alto contenido de carbono en comparación con la celulosa o la hemicelulosa. La turba, tiene un contenido de carbono algo superior al de la biomasa, por lo que se encuentra más cercano al vértice del carbono. Esto se debe a que la turba es el combustible fósil de menor edad formado a partir de biomasa. El carbón, reside cerca del vértice perteneciente al carbono y cercano a la línea que une al carbono con el

hidrógeno, lo que sugiere que el contenido de oxígeno es muy bajo y que es muy rico en carbono. Cercano al vértice del carbono se encuentra la antracita, por ser el combustible fósil de mayor contenido de carbono.

El diagrama también sirve para mostrar la evolución geológica de los combustibles fósiles. Con la edad el combustible se aleja de los vértices asociados al hidrógeno y oxígeno y se acerca al perteneciente al carbono.

Respecto a la representación de los procesos de conversión en el diagrama ternario podemos decir que, por ejemplo, en el proceso de carbonización o pirólisis lenta se mueve el producto hacia el carbono a través de la formación carbono sólido (*char*). En el caso de la pirólisis rápida, la evolución del producto se orienta hacia el hidrógeno y lejos del oxígeno lo que implica una mayor producción de líquido. La gasificación en oxígeno, mueve el producto hacia el vértice del oxígeno, mientras que la gasificación en vapor como medio, orienta el producto lejos del vértice del carbono. El uso de hidrógeno como medio, dirige la producción hacia el vértice del hidrógeno.

6.5. Propiedades de la biomasa

En esta sección se describen las propiedades termofísicas relevantes en el proceso de gasificación que poseen importancia a la hora de modelar de manera global un reactor. Algunas de las propiedades físicas afectan tanto a la pirólisis como a la gasificación.

Densidad

Para biomasa granular, existen dos densidades de interés en un proceso de modelado. La densidad real es el peso por unidad de volumen neto ocupado por la biomasa. El mayor contenido de material sólido se encuentra en las paredes celulares donde, en el caso de la madera (cualquier tipo), la densidad es típicamente de 1530 kg / m³ (**Desch y Dinwoodie, 1981**). La densidad aparente (ρ_{ap}) está basada en el volumen externo de la biomasa, con lo cual los poros también quedan incluidos. La fracción del volumen ocupado por los poros respecto del volumen total es conocida como porosidad.

Conductividad térmica

La gasificación es un proceso de conversión térmico y químico, por lo que las propiedades térmicas de la biomasa influyen de manera significativa en el proceso. Las propiedades de interés son: la conductividad térmica y el calor específico.

La conductividad térmica varía con la densidad y la humedad de la biomasa. Sobre la base de un gran número de muestras, **MacLean (1941)** desarrolló las siguientes

correlaciones (de **Kitani y Hall, 1989**) en función de la densidad relativa ($\rho_{rel} = \rho_{ap}/\rho_{H_2O}$) y del contenido de humedad en base seca (%H₂O) .

$$k_{eff} = \rho_{rel}(0,2 + 0,004 \%H_2O) + 0,0238 \quad \text{si } \%H_2O > 40\% \quad (6.2)$$

y

$$k_{eff} = \rho_{rel}(0,2 + 0,0055 \%H_2O) + 0,02 \quad \text{si } \%H_2O < 40\% \quad (6.3)$$

Por otro lado, la conductividad de la biomasa depende de la orientación de los poros. En el caso particular de la madera, los poros se orientan preponderantemente en forma longitudinal. Esta estructura anisotrópica afectará su conversión termoquímica (**Fatehi y Bai, 2015**).

Capacidad Calorífica

La capacidad calorífica depende de la humedad y la temperatura. En el intervalo de temperatura 0-106 °C, el calor específico de un gran número de especies de madera seca se puede expresar como (**Jenkins, 1989**):

$$Cp_{Bio}(T) = 0,266 + 0,00116 T \quad (6.4)$$

donde, T es la temperatura en °C. Para incorporar el efecto de la humedad, la capacidad calorífica se puede expresar como:

$$Cp = x_{H_2O}Cp_{H_2O} + (1 - x_{H_2O})Cp_{Bio} \quad (6.5)$$

donde x_{H_2O} es la fracción en peso de humedad en base seca y Cp_{H_2O} es la calor específico del agua.

6.5.1. Otras propiedades de la biomasa relacionadas con la gasificación

La biomasa contiene un gran número de compuestos orgánicos complejos, humedad, y una pequeña cantidad de impurezas inorgánicas conocidas como cenizas. Los compuestos orgánicos contienen principalmente cuatro elementos: carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O), y nitrógeno (N). Los residuos sólidos urbanos (RSU) y los residuos animales pueden además tener pequeñas cantidades de cloro (Cl) y azufre (S).

El diseño con base termodinámica de un sistema que utilice biomasa, ya sea un gasificador o una cámara de combustión, necesariamente requiere del conocimiento de la composición del combustible, así como también del contenido energético del mismo. Ambos aspectos son cubiertos mediante la caracterización experimental de las muestras de biomasa a utilizar en el proceso. Mediante el análisis último y el análisis próximo se

logra describir la composición de la biomasa; el poder calorífico define el contenido de energía de las muestras. La determinación experimental de estas características se lleva a cabo siguiendo normas ASTM específicas.

El **análisis último** se realiza sobre muestras secas y describe el contenido de carbono, oxígeno, hidrógeno, nitrógeno y azufre de las mismas.

El **análisis próximo** permite determinar el contenido de humedad, materia volátil, cenizas y carbono fijo de la biomasa.

6.6. Modelado de gasificadores

El diseño y operación de un gasificador exige un conocimiento exhaustivo del proceso de gasificación. La identificación de las reacciones involucradas en el proceso resulta imprescindible para el planeamiento, diseño, operación, solución de problemas y procesos de optimización (**Basu, 2010**). En esta sección se presentan los conceptos asociados al proceso de gasificación necesarios para el modelado del proceso.

6.6.1. Etapas involucradas en la gasificación

La gasificación es la conversión de materia prima sólida o líquida en combustible gaseoso o materia prima química que puede ser quemada para liberar energía, o bien utilizada en la producción de productos químicos con valor agregado.

La gasificación y combustión son dos procesos termoquímicos estrechamente relacionados, aunque existe una diferencia importante entre ellos. La gasificación, almacena la energía en los enlaces químicos del producto gaseoso mientras que durante la combustión se rompen esos enlaces para liberar energía directamente. El proceso de gasificación desprende el hidrógeno y el carbono de la materia prima generando un gas combustible con una relación hidrógeno/carbón (H/C) superior a la de la biomasa original. La combustión oxida el hidrógeno y el carbono para convertirlos en agua y dióxido de carbono.

Un proceso típico de gasificación de biomasa puede incluir los siguientes pasos (**Puig-Arnavat y col., 2010**), los cuales no necesariamente ocurren en serie:

- Elevación de la temperatura
- Secado y liberación de vapor de agua
- Descomposición térmica, pirólisis o devolatilización
- Combustión parcial de los gases liberados en la pirólisis y otras reacciones en fase homogénea

- Reacciones heterogéneas de gasificación
- Combustión parcial de los gases liberados en reacciones heterogéneas, y otras reacciones en fase homogénea

La pirólisis es un proceso de descomposición térmica en ausencia de oxígeno mediante el cual se libera que una parte del carbono, hidrógeno y oxígeno de la biomasa. La gasificación, por otra parte, requiere de un medio como vapor, aire, u oxígeno para ordenar la estructura de la materia prima sólida con el fin de convertirla en gases o líquidos; en el proceso también se puede agregar hidrógeno al producto.

Los agentes gasificantes reaccionan con el carbono sólido e hidrocarburos más pesados para convertirlos en gases de bajo peso molecular como CO, H₂ y CH₄.

La composición y el poder calorífico del gas producido en un gasificador dependen en gran medida de la naturaleza y de la cantidad del agente gasificante utilizado.

Si se utiliza oxígeno, los productos serán preferentemente CO y CO₂. El uso de oxígeno en exceso, determina la combustión de la biomasa con un gas producto no utilizable con fines energéticos. Si se utiliza vapor como agente gasificante, el gas producto contendrá hidrógeno.

Respecto a la influencia del agente gasificante sobre el poder calorífico se puede decir, a modo de ejemplo, que si en lugar de oxígeno se utilizara aire, el nitrógeno actúa diluyendo el producto generando un gas con menor contenido energético. En la **Tabla 6.1** se muestran los rangos de poder calorífico en función del medio utilizado en la gasificación. Cuando se utiliza oxígeno, el poder calorífico del gas obtenido supera al del gas generado a partir de usar vapor como medio y también al obtenido con aire.

Tabla 6.1. Poderes caloríficos de diferentes gases obtenidos a partir de la gasificación en diferentes medios (Basu, 2010)

Medio	Poder calorífico (MJ/Nm ³)
Aire	4-7
Vapor	10-18
Oxígeno	12-28

6.6.2. Reacciones presentes en la gasificación

En las reacciones de gasificación, interactúa el *char* (carbonizado) resultado de la pirólisis con los gases del entorno. El *char* generado a partir de biomasa es más reactivo que el generado durante la pirolisis de carbón. Su porosidad se encuentra en el rango de 40 a 50 %, mientras que la del *char* de carbón va del 2 al 18%. También los poros del

char de biomasa son mucho más grandes (20 a 30 μm) que los del *char* de carbón (~ 5 angstrom) (Encinar y col., 2001).

El conjunto de reacciones consideradas en la gasificación se resume en la **Tabla 6.2**.

6.6.2.1. Velocidad de las reacciones heterogéneas del *char*

La velocidad de las reacciones de gasificación del *char* depende principalmente de la reactividad del mismo frente al medio gasificante. El oxígeno, por ejemplo, es el más activo, seguido por el vapor de agua y el dióxido de carbono. La velocidad de reacción con oxígeno ($\text{C} + 0,5 \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{CO}$) es la más rápida de las cuatro incluidas en la **Tabla 6.2** (R1, R2, R3 y R4). Es tan rápida que evita que el oxígeno intervenga en cualquier otra reacción. La velocidad de la reacción carbón-vapor ($\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$) es de tres a cinco órdenes de magnitud más lenta que la reacción C-O₂ mencionada. La reacción de Boudouard (R1 en **Tabla 6.2**) es de seis a siete órdenes de magnitud más lenta que la reacción con O₂ (Smoot y Smith, 1985). Por otro lado, la reacción con vapor de agua (R2 en **Tabla 6.2**), es de dos a cinco veces más rápida que de la reacción de Boudouard (R1) (Di Blasi, 2009).

La reacción entre carbono e hidrógeno para la formación de metano (R3) es la más lenta de todas. Por lo expuesto, los valores de las velocidades de reacción cumplen con el siguiente orden:

$$R_{\text{C}+\text{O}_2} \gg R_{\text{C}+\text{H}_2\text{O}} > R_{\text{C}+\text{CO}_2} \gg R_{\text{C}+\text{H}_2} \quad (6.6)$$

Tabla 6.2. Reacciones características del proceso de gasificación (25 °C) (Basu, 2010).

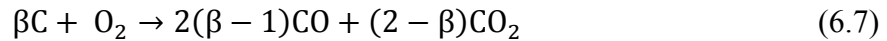
Identificación de la reacción química	Reacción
Reacciones del carbón	
R1 (Reacción de Boudouard)	$C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO + 172 \text{ kJ/mol}$
R2 (Reacción con vapor de agua)	$C + H_2O \rightleftharpoons CO + H_2 + 131 \text{ kJ/mol}$
R3	$C + 2 H_2 \rightleftharpoons CH_4 - 74,8 \text{ kJ/kmol}$
R4	$C + 0,5 O_2 \rightleftharpoons CO - 111 \text{ kJ/kmol}$
R5	$C + O_2 \rightleftharpoons CO_2 - 394 \text{ kJ/mol}$
Reacciones de oxidación	
R6	$CO + 0,5 O_2 \rightarrow CO_2 - 284 \text{ kJ/mol}$
R7	$CH_4 + 2O_2 \rightleftharpoons CO_2 + 2 H_2O - 803 \text{ kJ/mol}$
R8	$H_2 + 0,5 O_2 \rightarrow H_2O - 242 \text{ kJ/mol}$
R9	$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2 - 41,2 \text{ kJ/mol}$
Reacciones de metanación	
R10	$2CO + 2H_2 \rightleftharpoons CH_4 + CO_2 - 247 \text{ kJ/mol}$
R11	$CO + 3H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H_2O - 206 \text{ kJ/mol}$
R14	$CO_2 + 4 H_2 \rightleftharpoons CH_4 + 2 H_2O - 165 \text{ kJ/mol}$
Reacciones de reformado con vapor	
R12	$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3 H_2 + 206 \text{ kJ/mol}$
R13	$CH_4 + 0,5 O_2 \rightarrow CO + 2H_2 - 36 \text{ kJ/mol}$

6.6.2.2. Reacción de combustión del *char*

La mayoría de las reacciones que ocurren durante la gasificación son endotérmicas. Para proporcionar el calor de reacción necesario para elevar la temperatura de la biomasa y efectuar el secado y la pirólisis, la energía necesaria proviene de las reacciones exotérmicas. R5 y en menor medida R4 (ver **Tabla 6.2**) son las que proveen la mayor cantidad de calor al proceso.

La velocidad de reacción de R4 es relativamente lenta. Cuando el carbono entra en contacto con el oxígeno, tanto R4 como R5 pueden desarrollarse, pero su extensión depende de la temperatura. Se puede definir un coeficiente de partición, β , para

determinar cómo el oxígeno es distribuido en las dos reacciones. Aplicando este concepto, podemos combinar R4 y R5:



El valor del coeficiente de partición β , se encuentra entre 1 y 2 y depende de la temperatura. Comúnmente se lo calcula utilizando la expresión de **Arthur (1951)**:

$$\beta = \frac{[CO]}{[CO_2]} = 2400 e^{-\left(\frac{6234}{T}\right)} \quad (6.8)$$

donde T es la temperatura en grados Kelvin en la superficie de la partícula de *char*.

En lechos fluidizados, cuando se lleva a cabo la combustión de biomasa, la temperatura de las partículas de *char* puede ser mucho más elevada que la temperatura del lecho (**Basu, 1977**). Cuando se lleva a cabo la gasificación, la temperatura de las partículas es similar a la del lecho fluidizado por la simultaneidad de las reacciones endotérmicas y exotérmicas (**Gomez-Barea y col., 2008**).

6.7. Gasificación en lechos fluidizados burbujeantes

En un lecho fluidizado burbujeante, el combustible puede alimentarse por la parte superior o lateral del equipo (**Figura 6.5**). En un típico gasificador de lecho fluidizado, las partículas de combustible sólido a temperatura ambiente se ponen en contacto con los sólidos del lecho caliente, alcanzando rápidamente la temperatura del medio fluidizado. En la primera etapa, las partículas liberan su humedad. También, ocurre el proceso de degradación térmica del material volátil constituyente (pirólisis o devolatilización). Como resultado de estos fenómenos, la partícula original queda reducida a un material carbonizado denominado *char*.

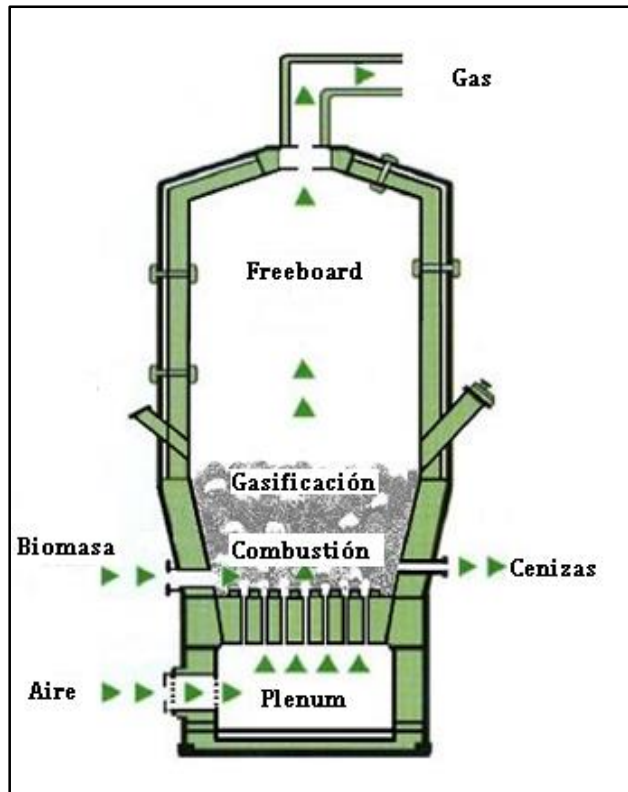


Figura 6.5. Gasificador de lecho Fluidizado

El medio utilizado para producir la gasificación (aire, oxígeno, vapor, o su mezcla) también sirve como gas de fluidización el cual se introduce por la parte inferior del lecho a través del distribuidor.

Aunque los sólidos del lecho se encuentren en agitación permanente, el gas de fluidización asciende con flujo aproximado al comportamiento en pistón desde la entrada hasta la salida. En la zona inferior del lecho, se producen las reacciones exotérmicas rápidas con el *char* (R4, R5 en la **Tabla 6.2**).

El material de lecho de la parte baja dispersa inmediatamente el calor liberado por estas reacciones a la totalidad lecho fluidizado. La cantidad de calor liberado depende del contenido de oxígeno del gas de fluidización y del carbón disponible en el material a gasificar. La temperatura local en esta región depende de cuan vigoroso sea el mezclado del material del que está compuesto el lecho.

Las restantes reacciones de gasificación tienen lugar a medida que aumenta la distancia respecto del distribuidor con el aumento en la concentración de los gases intervinientes. Los burbujas del lecho fluidizado pueden servir como vía de escape de estos gases hacia la parte superior del lecho. Mientras que contribuyen en la mezcla, las burbujas también pueden interferir en el contacto del gas reactivo con la biomasa.

Los productos de pirólisis que entran en contacto con los sólidos calientes se descomponen en gases no condensables. Por otro lado, si se escapan del lecho llegando a la zona libre denominada *freeboard* que se encuentra a una temperatura menor, se forman alquitrán y *char*.

Los gasificadores de lecho fluidizado funcionan típicamente en el intervalo de temperatura de 800 a 1000 °C para evitar la aglomeración de cenizas. Esto es satisfactorio para combustibles reactivos tales como la biomasa, residuos sólidos urbanos (RSU) y lignito.

Debido a la gran inercia térmica y mezcla vigorosa de estos sistemas, es posible su utilización con diversos combustibles sólidos e incluso una mezcla de ellos (**Mazza y col., 2015**). Esta característica los hace especialmente atractivos para su utilización con diferentes tipos de biomasa, tales como residuos agrícolas o madera, que pueden estar disponibles en diferentes momentos del año. Por éste motivo, muchas de las actividades de utilización de biomasa como combustible a gran escala se centran en el uso de este tipo de tecnología.

6.8. Modelos de gasificación

La conversión óptima en energía a partir de biomasa u otro combustible sólido depende, entre otros factores, del tipo de gasificador, del tamaño del mismo, y de las condiciones de operación. En plantas comerciales, las condiciones óptimas de funcionamiento son determinadas a través de ensayos en la unidad o por experimentos en plantas piloto de configuración similar. Aunque los ensayos son costosos, los experimentos pueden ofrecer datos de diseño de mayor confianza que los obtenidos a través de la modelización o simulación. Sin embargo, existe una limitación importante con relación a las experiencias. En el caso de que las mismas sean llevadas a escala piloto, el estado de funcionamiento óptimo en este tipo de equipos, no es necesariamente extrapolable a un equipo de mayor tamaño.

La modelización matemática del proceso utilizada en la generación de esquemas de simulación de equipos gasificadores proporciona información de la incidencia de variables de diseño y operativas, incluyendo la variabilidad de las materias primas, en el funcionamiento de una unidad de gasificación.

Cuando se desarrolla un modelo de un gasificador (o de un reactor en general) existen dos niveles de modelado interrelacionados que requieren tratamientos diferentes y su vinculación posterior: el *modelado en escala local*, describe los cambios en cada

posición del dominio del gasificador, a nivel de las partículas de sólido gasificado, en función de la representación del conjunto de fenómenos fisicoquímicos ocurrientes a los valores locales de condiciones de presión, temperatura, composición y propiedades generales. Luego, el *modelado en escala global*, plantea los balances de masa, cantidad de movimiento y energía térmica en la escala global del equipo, integrando los resultados de escala local en todo el dominio del reactor simulado. En el caso del modelado en escala local, considerando partículas de materiales carbonosos, **Mazza y col. (2015)** han realizado un exhaustivo esquema de clasificación de modelos, en su trabajo de revisión.

La simulación permite una optimización razonable de la operación o del diseño de la planta usando datos experimentales disponibles para una planta piloto o la planta en tamaño real. La simulación también puede identificar los límites de operación peligrosos o indeseables, si es que existen.

Las ventajas de un buen modelado pueden resumirse en:

- Permite encontrar condiciones óptimas de funcionamiento o de diseño para el gasificador.
- Permite identificar áreas de preocupación o peligro en la operación.
- Proporciona información sobre las condiciones de funcionamiento extremas (altas temperaturas, alta presión) donde los experimentos son difíciles de realizar.
- Proporciona información en una amplia gama de condiciones de operación, difíciles de obtener de manera experimental.
- Mejora la interpretación de los resultados experimentales y el análisis del comportamiento anormal de un gasificador, si eso ocurre.
- Ayudar al escalado del gasificador para llevarlo de un tamaño a otro.
- Ayuda a analizar el comportamiento con diferentes materias primas.

Los modelos de gasificación pueden ser clasificados en los siguientes grupos (**Mazza y col. (2015)**):

1. Modelos termodinámicos
2. Modelos cinéticos
3. Modelos de redes neuronales artificiales
4. Modelos resueltos a partir de fluidodinámica computacional (CFD)

El *modelo de equilibrio termodinámico* predice el máximo rendimiento alcanzable de un producto en un sistema reactivo (Li y col., 2001). En otras palabras, es lo que ocurriría en el caso de dejar reaccionar a los reactivos durante un tiempo muy elevado de manera de alcanzar las condiciones de equilibrio. En estas condiciones, el rendimiento y la composición del producto están dados por el equilibrio independientemente de la geometría del gasificador. Dado que este modelo será utilizado posteriormente en el Capítulo 7 en la formulación del balance de energía del gasificador de biomasa forestal, en la sección 6.9 se abordará la teoría relacionada al mismo.

En la práctica, el reactivo solamente reacciona durante tiempos finitos en el gasificador. Así, el modelo de equilibrio puede dar solamente un rendimiento ideal. Para aplicaciones prácticas, es mejor utilizar un *modelo cinético*, mediante la obtención de expresiones para la velocidad de reacción, ligadas luego al tiempo de residencia o tiempo de reacción. Un modelo cinético estudia el progreso de reacciones en el reactor, dando las composiciones de productos en diferentes valores de tiempo de residencia. Requiere la identificación de los mecanismos de reacción ocurrientes, así como la formulación de las expresiones cinéticas que lo representan y la determinación de parámetros cinéticos inherentes. La característica heterogénea del material carbonoso que conforma la biomasa introduce complejidades adicionales, requiriendo el tratamiento de cinéticas efectivas. (Mazza y col., 2015).

Las *redes neuronales* son una herramienta relativamente nueva de simulación que es aplicable a los procesos de gasificación. Este enfoque requiere poco conocimiento previo sobre el proceso. En lugar de ello utiliza datos experimentales para estimar parámetros necesarios para poder así predecir la composición del gas producto (Guo y col., 1997). Sin embargo, su utilización es aún incipiente, esencialmente por la predominancia de los modelos cinéticos y termodinámicos y su confiabilidad.

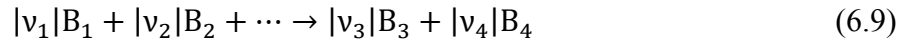
Los modelos de CFD permiten resolver un conjunto de ecuaciones simultáneas para la conservación de la masa, cantidad de movimiento, energía, y las especies presentes en el gasificador (de acuerdo a la descripción de la herramienta CFD en el Capítulo 3). Al resolverlos, proporcionan los perfiles espaciales (y temporales si el sistema no fuere estacionario) de la temperatura, concentración de las especies y velocidades de fases, además de otros parámetros y propiedades locales correspondientes. Si la fluidodinámica del reactor está bien representada por el esquema elegido, el modelado

por CFD ofrece una predicción muy exacta del rendimiento y de la temperatura del gas/sólido en el reactor.

En la sección 6.10, se expone el proceso de gasificación de carbón mediante un modelo CFD. Es posible adaptar esta herramienta a la gasificación de biomasa mediante el uso de cinéticas específicas para tal fin.

6.9. Modelos Termodinámicos

En este punto es necesario definir el grado de avance o coordenada de reacción ϵ , para cada reacción linealmente independiente. Esta variable es utilizada en las ecuaciones de balance de materia y en la relación de equilibrio de cada reacción independiente del sistema reactivo de interés. Se puede representar de manera general una reacción química como:



donde v_i es el coeficiente estequiométrico de la i -ésima especie y B_i representa su fórmula química. Por convención el signo de v_i será positivo para los productos y negativo para los reactivos.

Al avanzar la reacción representada por la ecuación (6.9), el cambio en el número de moles de cada especie es directamente proporcional a los coeficientes. Esto aplicado a una cantidad diferencial del número de moles resulta en:

$$\frac{dn_1}{v_1} = \frac{dn_2}{v_2} = \frac{dn_3}{v_3} = \frac{dn_4}{v_4} \quad (6.10)$$

Como todos los términos son iguales, se identifican colectivamente mediante un valor único que representa una medida de la reacción. Por esto, una definición de ϵ se da por la ecuación:

$$\frac{dn_1}{v_1} = \frac{dn_2}{v_2} = \frac{dn_3}{v_3} = \frac{dn_4}{v_4} = d\epsilon \quad (6.11)$$

Por lo tanto, la relación general entre un cambio diferencial dn_j y $d\epsilon$ es:

$$dn_i = v_i d\epsilon \quad i = 1, 2, \dots, N \quad (6.12)$$

La coordenada de la reacción, caracteriza a la extensión o grado en el que se ha desarrollado una reacción. La integración de la ecuación (6.12) desde un estado inicial previo de la reacción donde $\epsilon = 0$ y $n_i = n_{i0}$ hasta un estado posterior, resulta:

$$\int_{n_{i0}}^{n_i} dn_i = v_i \int_0^\varepsilon d\varepsilon \quad (6.15)$$

o

$$n_i = n_{i0} + v_i \varepsilon \quad (6.16)$$

Al sumar sobre todas las especies se obtiene:

$$n = \sum_i n_i = \sum_i n_{i0} + \varepsilon \sum_i v_i \quad (6.17)$$

Los modelos de equilibrio termodinámicos permiten determinar la composición de un sistema en equilibrio, a partir de un estado inicial con cantidades fijas de los compuestos a reaccionar, cuando se han especificado las variables T y P.

Existen dos enfoques cuya elección está fuertemente ligada al conocimiento del sistema reactivo en cuestión. El primero, es un **Modelo Estequiométrico** que requiere del conocimiento de las reacciones químicas involucradas y de información referida a las constantes de equilibrio de las mismas. Puede involucrar ecuaciones complejas que deben resolverse simultáneamente (aún para reacciones sencillas). El segundo método, equivalente al anterior, tiene sus bases sobre la hipótesis de minimización de la energía libre total de Gibbs en el estado de equilibrio. Algunos autores como **Basu (2010)** lo han denominado **Modelo de Equilibrio no Estequiométrico** debido a que para la obtención de la composición en un sistema reactivo no es necesario conocer las reacciones involucradas en el proceso. De esta manera, lo único que se necesita es la composición elemental de la alimentación (que para biomasa se conoce a partir del análisis último). Este método es particularmente adecuado para combustibles donde la fórmula química exacta no se conoce, y solo se puede determinar una fórmula empírica, como en el caso de la biomasa. Existen diferentes programas de cálculo que utilizan algoritmos basados en este método para resolver composiciones en el equilibrio. Uno de ellos, *HSC Chemistry 5.1*, ha sido utilizado en el Capítulo 7 del presente trabajo para determinar la composición del producto de la gasificación de biomasa forestal. El software *HSC Chemistry 5.1*, ha sido utilizado por diferentes autores en el modelado de gasificación de biomasa y carbón. Algunos artículos relevantes son el de **Morrin y col. (2012)**, **Huang y col. (2013)**, **Kangas y col. (2014)**, entre otros.

A pesar de la dificultad para alcanzar el equilibrio dentro de un reactor, este modelo ofrece una predicción razonable del rendimiento máximo alcanzable de un producto

deseado. Sin embargo, no es posible predecir la influencia de los parámetros hidrodinámicos o geométricos, como por ejemplo, la velocidad de fluidización en un reactor de lecho fluidizado, o variables de diseño como la altura de un gasificador de lecho fijo.

Antes de 1958 todos los cálculos de equilibrio se llevaban a cabo utilizando el Modelo Estequimétrico mediante la formulación de las ecuaciones de equilibrio (Zeleznik y Gordon, 1968). Más tarde, se introdujo y aceptó el cálculo de la composición en el estado de equilibrio a partir de la minimización de la energía libre total de Gibbs.

Es importante destacar que el uso de estos dos modelos o criterios, establecidos inicialmente para sistemas cerrados a T y P constantes, no se restringe en su aplicación a sistemas que realmente estén aislados y que alcancen el estado de equilibrio a lo largo de trayectorias a T y P constantes. Una vez que el estado de equilibrio se ha alcanzado no se presentan cambios posteriores y el sistema continúa existiendo en ese estado a T y P fijas. La forma como se llegó realmente a ese estado no tiene importancia; es decir, una vez que se sabe que ese estado es de equilibrio a T y P dadas, el criterio es aplicable.

El diseño de un gasificador se inicia con una composición estimada de las especies presentes en el producto gaseoso. En la combustión de carbón los productos son principalmente dióxido de carbono y vapor de agua y sus fracciones se pueden estimar adecuadamente mediante un cálculo estequiométrico simple. En cambio para las reacciones de gasificación, este cálculo no es sencillo; la fracción del combustible gasificado y la composición del producto gaseoso deben ser estimadas minuciosamente.

6.9.1. Formulación del modelado estequiométrico aplicado a la gasificación de carbón

Se parte de la suposición de alimentar vapor de agua y aire a un lecho de carbón puro y se produce una corriente gaseosa que contiene H₂, CO, O₂, H₂O, CO₂ y N₂.

Las principales reacciones de formación de los compuestos presentes son (Tabla 6.2):

- R8: $H_2 + 1/2 O_2 \Rightarrow H_2O$
- R4: $C + 1/2 O_2 \Rightarrow CO$
- R5: $C + O_2 \Rightarrow CO_2$

En el equilibrio las concentraciones están relacionadas por:

$$K_j = \prod (\hat{a}_i)^{\nu_{i,j}} \quad (6.18)$$

donde j es el índice asociado a cada reacción; i está referido a cada especie de la reacción j y ν a los coeficientes estequiométrico de cada especie i . Para una reacción en fase gaseosa, la ecuación anterior se expresa en función de las fugacidades y si la mezcla en equilibrio es un gas ideal, se puede escribir:

$$\prod (y_i)^{\nu_{i,j}} = K_j P^{-\nu_j} \quad (6.19)$$

donde

$$\nu_j = \sum_i \nu_{i,j} \quad (6.20)$$

Cada uno de las fracciones molares y_i puede expresarse en función de los grado de avance de cada una de las tres reacciones independientes como:

$$y_i = \frac{n_{i0} + \sum_j \nu_{i,j} \epsilon_j}{n_0 + \sum_j \nu_j \epsilon_j} \quad (6.21)$$

La constante de equilibrio K_j puede ser evaluada en función del cambio en la energía estándar de Gibbs de cada reacción como:

$$\ln K_j^\circ = \frac{1}{R T} \sum \nu_i G_i^\circ = \frac{\Delta G^\circ}{R T} \quad (6.22)$$

Según la regla de las fases para un sistema reactivo, los grados de libertad para este sistema son 4. De esta manera establecidos P , T , y los moles iniciales de aire y de vapor queda conformado un sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas (los grados de avance) que permite la resolución de la composición en el equilibrio.

6.9.2. Formulación del modelo de equilibrio no estequiométrico

El **modelo de equilibrio no estequiométrico** se basa en que la energía total de Gibbs (G^t) en un sistema cerrado a T y P constantes, debe disminuir durante un proceso irreversible y en que las condiciones de equilibrio se alcanzan cuando se alcanza la siguiente condición:

$$(dG^t)_{T,P} = 0 \quad (6.23)$$

Para el caso de una sola reacción química, el significado de esta condición se muestra en la **Figura 6.6**. Se trata de un diagrama G^t en función de ϵ . Como el grado de avance es la única variable que caracteriza el progreso de la reacción (y por lo tanto la composición del sistema), la energía total de Gibbs a T y P constantes se determina a través de ϵ . En la **Figura 6.6**, ϵ_e es el grado de avance en el equilibrio y corresponde a un mínimo en G^t .

Los estados de equilibrio en sistemas donde tienen lugar dos o más reacciones químicas simultáneas, se determinan a partir de plantear G^t a P y T dadas, y obtener la composición que minimiza su valor.

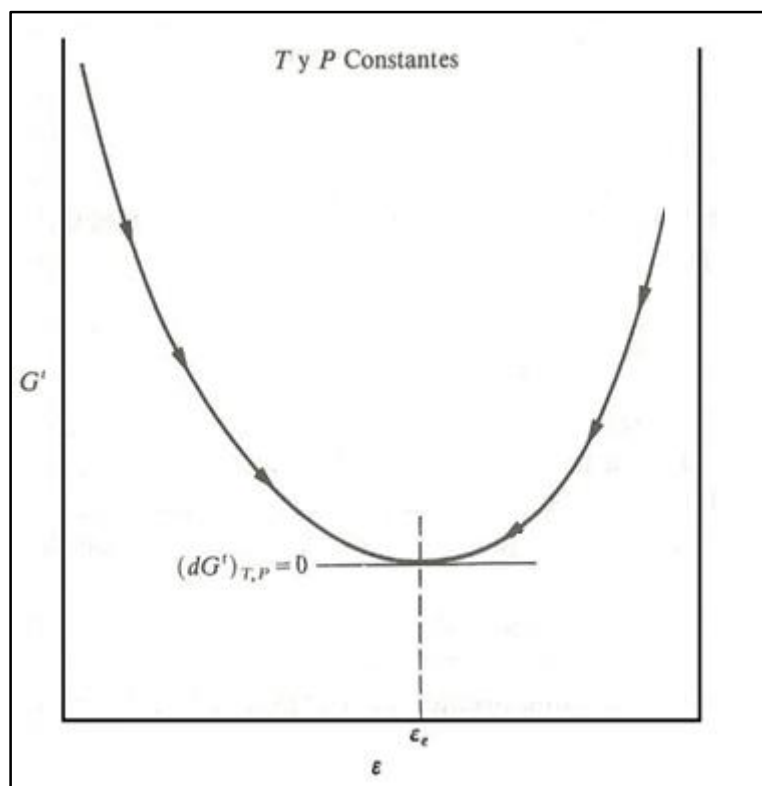


Figura 6.6. Diagrama G^t en función de ϵ para una única reacción química.

La energía total de Gibbs para un sistema en una sola fase está dado por:

$$(G^t)_{T,P} = G(n_1, n_2, n_3, \dots, n_N) \quad (6.24)$$

donde n_i son los moles de cada una de las especies presentes.

En el equilibrio, en un sistema cerrado, se debe encontrar el conjunto de n_i que minimice G^t para T y P especificadas, sujeto a las restricciones impuestas por el balance de materia.

La energía libre de Gibbs total G^t para una mezcla de gases ideales (suposición válida a alta temperatura), está dada por:

$$G^t = \sum_{i=1}^N n_i \Delta G_{f,i}^o + \sum_{i=1}^N n_i RT \ln \left(\frac{n_i}{\sum_{i=1}^N n_i} \right) \quad (6.25)$$

donde $\Delta G_{f,i}^o$ es la energía libre de Gibbs de formación de las especies i a presión estándar de 1 bar.

Si se formulan las ecuaciones de restricción o balances de materia para los átomos de cada especie el resultado es un valor numérico constante. Si el subíndice k identifica un elemento atómico particular, entonces A_k define el número total átomos del k -ésimo elemento del sistema, determinado a partir de la constitución inicial mismo. Además, si a_{ik} es el número de átomos del elemento k presentes en cada molécula de la especie química i , el balance de materia de cada elemento k se escribe:

$$\sum_i n_i a_{ik} = A_k \quad (k = 1, 2, \dots, w) \quad (6.26)$$

siendo w es el número de elementos intervinientes. La ecuación precedente puede reescribirse en la forma siguiente:

$$\sum_i n_i a_{ik} - A_k = 0 \quad (k = 1, 2, \dots, w) \quad (6.27)$$

Se multiplica, en este estado de la formulación, la ecuación (6.27) por el conjunto de multiplicadores de Lagrange λ_k , uno por cada elemento, de manera de afectar el balance de cada elemento por su correspondiente multiplicador, conforme a la ecuación (6.28):

$$\lambda_k \left(\sum_i n_i a_{ik} - A_k \right) = 0 \quad (k = 1, 2, \dots, w) \quad (6.28)$$

Sumando estas expresiones para todos los k elementos del conjunto, se obtiene:

$$\sum_k \lambda_k \left(\sum_i n_i a_{ik} - A_k \right) = 0 \quad (k = 1, 2, \dots, w) \quad (6.29)$$

Es posible formular una nueva función F por la adición de la ecuación (6.29) a G^t . De esta manera resulta:

$$F = G^t + \sum_k \lambda_k \left(\sum_i n_i a_{ik} - A_k \right) \quad (6.30)$$

Debido a que la sumatoria es igual a cero (ecuación 6.29), esta nueva función es idéntica a G^t . Sin embargo las derivadas parciales de F y G^t con respecto a n_i son diferentes, ya que la función F incorpora las restricciones del balance de materia. El valor mínimo tanto de F como de G^t tiene lugar cuando la derivada parcial con respecto a n_i es igual a cero.

$$\left(\frac{\partial F}{\partial n_i}\right)_{T,P,n_j} = \left(\frac{\partial G^t}{\partial n_i}\right)_{T,P,n_j} + \sum_k \lambda_k \left(\sum_i n_i a_{ik}\right) \quad (6.31)$$

Entonces se obtiene,

$$\frac{\Delta G_{f,i}^0}{RT} + \ln\left(\frac{n_i}{\sum n_i}\right) + \frac{1}{RT} \sum_k \lambda_k \left(\sum_i n_i a_{ik}\right) = 0 \quad (i = 1, 2, \dots, N); (k = 1, 2, \dots, N) \quad (6.32)$$

De esta manera se generan N ecuaciones de equilibrio, una para cada componente, y w ecuaciones para el balance de materia, una para cada elemento; en total, se tienen $N+w$ ecuaciones. Las incógnitas en estas ecuaciones son los valores n_i (notar que $y_i = n_i / \sum n_i$), N en total, y los w valores de λ_k de los cuales hay w . De esta manera el conjunto de ecuaciones formulado resulta suficiente para determinar todas las incógnitas (n_i y λ_k).

6.10. Aplicación de la CFD en la gasificación de carbón en un lecho fluidizado

6.10.1. Introducción

En el mundo existe una tendencia hacia nuevas formas de energía generada principalmente por el aumento progresivo de la demanda de recursos de tipo no renovable, cada vez más escasos y más costosos. Esta situación ha motivado a países y a empresas a buscar nuevas alternativas y tecnologías relacionadas con la explotación y uso de otras fuentes de energía. Una alternativa es el carbón, cuyas reservas mundiales constituyen aproximadamente el 65% de las reservas de combustibles fósiles en el mundo (**Shafiee and Topal, 2009**).

La gasificación es un proceso mediante el cual es posible convertir material sólido en un producto gaseoso denominado gas de síntesis. Para llevar a cabo la gasificación, los reactores de lechos fluidizado constituyen una alternativa más que interesante debido a que en comparación con otro tipo de equipos permiten un mayor control de las

emisiones y presentan eficiencias de interés. Adicionalmente, la versatilidad del equipo permite no solo variar o mezclar combustibles (biomasa, carbón, lodos, residuos domiciliarios, etc), sino también modificar las condiciones operativas en la búsqueda de condiciones óptimas. En este marco la simulación mediante CFD permite obtener información y entendimiento acerca de la respuesta de variables de interés frente a cambios en alguna de las condiciones que definen su operación.

En la actualidad existen múltiples trabajos relacionados con la gasificación tanto en lechos fijos como en lechos fluidizados. En la mayoría de estos, la fórmula molecular empírica de la especie volátil presente en el carbón surge del balance de masa a partir de conocer las especies liberadas en la volatilización y sus respectivos coeficientes estequiométricos. Los valores de estos últimos son obtenidos a partir de correlaciones empíricas existentes en la bibliografía (por ejemplo ver **Loison y Chauvin, 1964**) y son una función de la fracción de material volátil presente en las partículas. En este trabajo, a diferencia de los anteriores, la fórmula molecular de la especie volátil tiene una relación directa con el análisis elemental de las partículas de carbón.

Con el fin de construir una herramienta robusta para la simulación de este tipo de sistemas basada en CFD, se propone un esquema de simulación que se valida reproduciendo las condiciones operativas en estado estacionario de un lecho fluidizado burbujeante a escala de laboratorio presentado en el trabajo experimental de **Ocampo y col. (2002)**.

Los resultados obtenidos muestran que durante las simulaciones ha sido posible obtener una condición térmica estable y también estabilidad en la composición de la corriente de gases a la salida del equipo. Las simulaciones han sido realizadas para dos condiciones operativas.

6.10.2. Esquema de la unidad simulada

En la **Figura 6.7** se esquematiza el lecho fluidizado utilizado por **Ocampo y col. (2002)**. El reactor tiene un diámetro interno de 0,22 m y 2 m de altura. La pared está construida con acero inoxidable AISI 310. La alimentación de carbón se lleva a cabo a través de una entrada lateral ubicada a 0,30 m del distribuidor de gas. Previo a la fluidización, el lecho fijo tiene 1 m de altura y se encuentra conformado por piedra caliza y *char*. En la figura se muestran las condiciones de borde adoptadas en las simulaciones y la zona asignada al lecho fijo como condición inicial de la simulación.

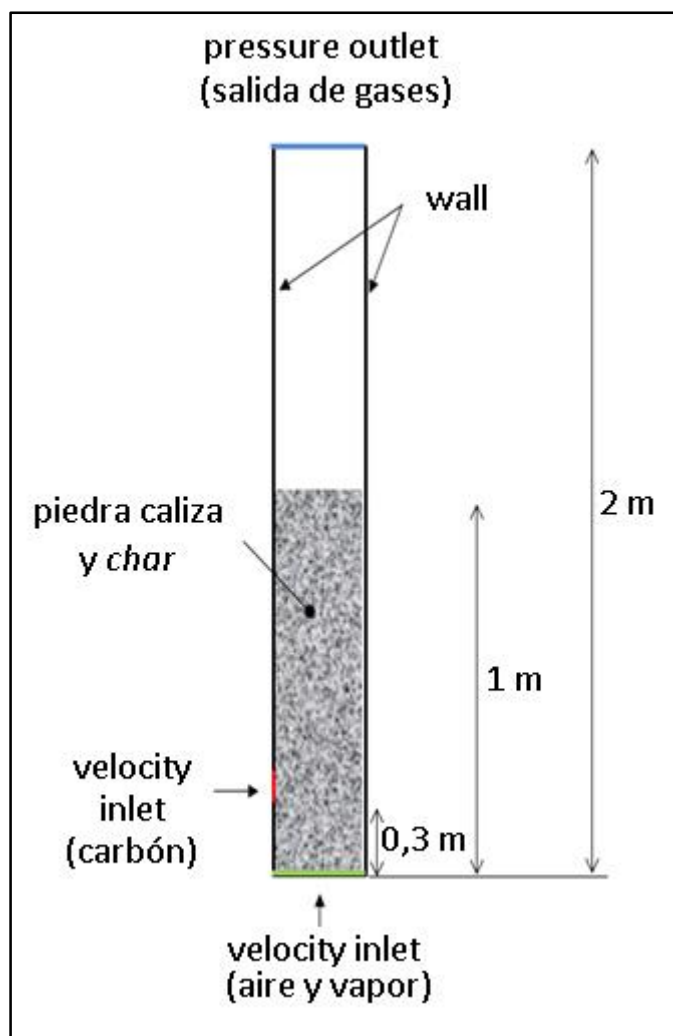


Figura 6.7. Esquema utilizado en la simulación para representar la unidad experimental empleada por Ocampo y col. (2002). Se incluyen las condiciones de borde adoptadas en la simulación

La **Tabla 6.3** resume las condiciones operativas de las experiencias de **Ocampo y col. (2002)** que han sido empleadas en las simulaciones. En la **Tabla 6.4** se muestran las propiedades y características de los sólidos empleados.

Tabla 6.3. Condiciones de operación (Ocampo y col., 2002)

	Condiciones de operación	
	Caso 1	Caso 2
Caudal másico de aire (kg/h)	21,9	17
Caudal másico de vapor (kg/h)	4,7	4,7
Caudal másico de carbón (kg/h)	8	8
Temperatura de entrada de aire y vapor (K)	693,15	686,15
Temperatura de operación (K)	1128,15	1085,15

Tabla 6.4. Características y propiedades de los sólidos (Ocampo y col., 2002)

Características de los sólidos	
Carbón	
Análisis próximo	
Humedad	2,6%
Material volátil	41,8%
Carbono fijo	54,1%
Cenizas	1,5%
Análisis elemental	
Carbono	75,3%
Hidrógeno	5,4%
Nitrógeno	1,8%
Oxígeno	15,6%
Azufre	0,4%
Cenizas	1,5%
Otras propiedades	
Poder calorífico superior (base húmeda)	29695 kJ/kg
Diámetro medio de partícula	0,62 mm
Densidad aparente	1250 kg/m ³
Índice de cambio de volumen	1
<i>Char</i> (carbonizado)	
Diámetro medio	0,62mm
Densidad aparente	450
Piedra caliza	
Densidad Aparente	2700 kg/m ³
Diámetro medio	0,60 mm

6.10.3. Modelo computacional

Dentro de las alternativas disponibles en Ansys-Fluent 14.0 se ha seleccionado el modelo Euler-Euler para la resolución numérica del sistema multifásico. Las ecuaciones de gobierno del modelo ya han sido expuestas en la sección 4.4.2. De este modo las diferentes fases son tratadas matemáticamente como continuas e interpenetrantes y se utiliza el concepto de fracción de volumétrica para definir a cada una de ellas dentro de las celdas que definen el dominio simulado.

Las simulaciones se realizaron en un sistema 2D con un mallado estructurado de 4000 celdas en régimen transitorio. El tamaño de cada celda en la dirección horizontal es de 0,011m y en la dirección vertical de 0,01 (20 x 200).

Las partículas de piedra caliza y de carbón que constituyen el lecho se consideraron esféricas, y de tamaño uniforme. Como modelo de arrastre, se ha utilizado la función de Gidaspow disponible en el software. Adicionalmente, para la transferencia de calor

entre la fase gaseosa y las fases granulares, se seleccionó la correlación de **Gunn (1978)**, la cual está sugerida por **Ansys–Fluent (2011)** para sistemas granulares como el que aquí se analiza.

Las reacciones heterogéneas de gasificación y combustión han sido programadas en lenguaje C++ para ser acopladas al algoritmo de resolución del *software*. Una fórmula molecular ha sido deducida para el material volátil presente en las partículas de carbón y se ha propuesto una estequiometría adecuada para la reacción de liberación de gases de pirólisis. Las reacciones que ocurren en fase homogénea también han sido consideradas.

El sistema considerado aquí consta de tres fases, la fase primaria compuesta por la mezcla de gases O₂, H₂, N₂, CH₄, H₂O_{gas}, CO, CO₂ y Tar. Este último, de acuerdo a lo reportado por otros autores (**Petersen y Werther, 2005; Yu y col., 2007**), se puede considerar como núcleos aromáticos condensados por lo que sugieren que su fórmula molecular sea C₆H₆.

Las fases sólidas (carbón y piedra caliza), son definidas como esféricas granulares y tanto la forma como el diámetro de las mismas no cambian durante el proceso.

El *software* Ansys-Fluent 14.0 resuelve las ecuaciones de conservación para cada una de las fases y las fluctuaciones cinéticas usando la teoría cinética granular.

Las relativamente bajas velocidades de fluido intersticial en el interior del sistema fluidizado permiten tratar al sistema como laminar.

Las reacciones homogéneas son resueltas matemáticamente por el *software* mediante un modelo que considera tanto la cinética como la velocidad de mezcla (*Finite-Rate/Eddy-Dissipation Model*).

La discretización espacial de los términos convectivos presentes en las ecuaciones de resolución se ha llevado a cabo con un esquema de segundo orden.

El tamaño de paso utilizado es de 0,001 segundos con un máximo de 100 iteraciones por paso. De esta manera se logró un comportamiento adecuado de los residuos de las ecuaciones durante toda la simulación.

6.10.4. Condiciones iniciales y de borde

Inicialmente se tiene un lecho fijo con una altura de 1m (ver la **Figura 6.7**). En la búsqueda de una condición térmica estable, se simuló distintas proporciones de *char* y piedra caliza. La temperatura inicial de esta mezcla coincide con la temperatura de operación que se pretende simular. Se adoptó el valor típico de 0,4 para la porosidad del

lecho fijo debido a que en el trabajo de referencia no se reporta su valor. El único gas presente inicialmente es N₂.

El equipo experimental presenta pérdidas de energía a través de su pared. Mediante el uso de un coeficiente de transferencia de calor reportado por **Gerber y col. (2010)** estas pérdidas se fueron consideradas en las simulaciones.

6.10.5. Pérdida de humedad y reacciones involucradas

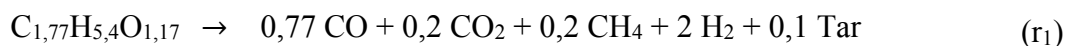
6.10.5.1. Evaporación de humedad

La humedad presente en las partículas de carbón originales es despreciable por lo que su liberación a la fase gaseosa no ha sido considerada en las simulaciones.

6.10.5.2. Liberación de materia volátil

Frecuentemente, los sistemas de combustión incluyen compuestos difíciles de describir como una especie pura. En estos casos se puede utilizar la composición elemental del material, dada por el análisis último, para obtener una pseudo-especie que permita caracterizar dicho componente (**Ansys-Fluent, 2011**). Este método ha sido utilizado para definir la fórmula molecular empírica de la especie volátil presente en las partículas de carbón que resultó ser **C_{1,77} H_{5,4} O_{1,17}**.

Para su liberación se propone la estequiometría presentada por r_1 .



Se utilizó el modelo de una etapa de **Badzioch y col. (1970)** para representar esta etapa. Dicho modelo supone un valor de la velocidad de liberación de materia volátil lineal respecto de la cantidad remanente de la especie en el carbón. La constante cinética se calcula mediante la ley de Arrhenius con los parámetros cinéticos $A = 4,92 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$ y $E_a = 7,4 \times 10^7 \text{ J/kmol}$.

6.10.5.3. Reacciones heterogéneas

El carbón utilizado contiene un bajo contenido de cenizas. Teniendo en cuenta esto se puede suponer que no existirán limitaciones difusionales originadas por una capa de cenizas en la interfase (**Nagpal y col., 2003**). De esta manera una expresión simple, para la evaluación de la velocidad efectiva neta r_j , está dada por la ecuación (6.33). La misma contempla tanto la difusión en la película como la reacción química superficial para cada una de las reacciones heterogéneas presentadas en la **Tabla 6.5**.

$$r_j = \frac{A_c \cdot C_{i,bulk}}{1/h_{M,i} + 1/k_j} \quad (6.33)$$

El parámetro A_c , es el área superficial específica de las partículas de carbón por unidad de volumen del reactor. $C_{i,bulk}$ es la concentración de la especie reactiva en el seno de la fase gaseosa.

El coeficiente de transferencia pelicular $h_{M,i}$ fue determinado mediante la correlación propuesta por **Ranz y Marshall (1952)** para transferencia de materia utilizando un número de Reynolds relativo dado por la ecuación (6.34) de la **Tabla 6.6**. La constante cinética k_j esta dada por la ley de Arrhenius según la ecuación (6.35). Los valores de los parámetros $k_{j,0}$, b y E_a corresponden a los reportados en el trabajo de **Nagpal y col. (2003)** y se muestran en la **Tabla 6.7**. En el **Anexo III** se muestra la programación en C++ de algunas de las cinéticas expuestas.

Tabla 6.5. Reacciones heterogéneas

Combustion	C + O ₂	→	CO ₂	r ₂
Boudouard	C + CO ₂	→	2CO	r ₃
Gas de agua	C + H ₂ O	→	CO+H ₂	r ₄
Metanación	C + 2 H ₂	→	CH ₄	r ₅

Tabla 6.6. Expresiones utilizadas para el cálculo del coeficiente de transferencia de materia y para la constante cinética

$$Sh = \frac{h_{M,i} d_p}{D_{m,i}} = 2 + 0,6 Sc^{1/3} Re_p^{1/2} \quad \text{where } Re_p = \frac{\rho_g |u_g - u_p| d_p}{\mu_g} \quad (6.34)$$

$$k_j = k_{j,0} T_p^b e^{-E_a/R T} \quad (6.35)$$

Tabla 6.7. Parámetros cinéticos de combustión y gasificación (Nagpal y col., 2003)

Reacción	E_a (J/Kmol)	$k_{j,0}$ (m/(s.K ^b))	b
r ₂	85,63x10 ⁶	1,22	1
r ₃	129,7x10 ⁶	3,42	1
r ₄	240x10 ⁶	208	1
r ₅	12,56x10 ⁶	2777,7	0

6.10.5.4. Reacciones homogéneas

Las reacciones homogéneas con las expresiones cinéticas correspondientes, se tomaron del trabajo del autor **de Souza-Santos (1989)** y se encuentran detalladas en la **Tabla 6.8**.

Tabla 6.8. Reacciones homogéneas y sus cinéticas (de Souza-Santos, 1989)

		r_i (kmol/m ³ ·s)	
CO + 0,5 O ₂	→ CO ₂	$r_6 = 1,0 \times 10^{15} e^{-16000/T_g} C_{CO} C_{O_2}^{0,5} \rho_g^{1,5}$	r ₆
H ₂ + 0,5 O ₂	→ H ₂ O	$r_7 = 5,159 \times 10^{15} e^{-3430/T_g} T^{-1,5} C_{H_2}^{1,5} C_{O_2} \rho_g^{2,5}$	r ₇
CH ₄ + O ₂	→ 2H ₂ O + CO ₂	$r_8 = 3,552 \times 10^{14} e^{-15700/T_g} T^{-1} C_{CH_4} C_{O_2} \rho_g^2$	r ₈
CO + H ₂ O	⇌ H ₂ + CO ₂	$r_9 = 2780 e^{-1510/T_g} [C_{CO} C_{H_2O} - \frac{C_{H_2} C_{CO_2}}{0,0265 e^{3968/T_g}}]$	r ₉

6.10.6. Resultados

En las **Figuras 6.8** y **6.9** se muestran los resultados obtenidos para las fracciones molares a la salida del sistema para las dos condiciones operativas simuladas. Es importante destacar que todas las simulaciones realizadas presentan un transitorio de aproximadamente 4 segundos. A partir de dicho tiempo el sistema se comporta de manera estable permitiendo calcular los promedios para cada una de las especies.

En la **Figura 6.10** se muestra la temperatura de la mezcla (T_{mezcla}) a una altura de 0,5 m respecto de la base para los dos casos en estudio. Se utilizó una proporción volumétrica inicial de *char* de 66% y 34% de piedra caliza. La proporción indicada es la que ha permitido mantener una condición térmica estable similar a la reportada por **Ocampo y col. (2002)**. En ambos casos se observa que durante el tiempo de simulación la temperatura oscilaba en torno al valor de operación.

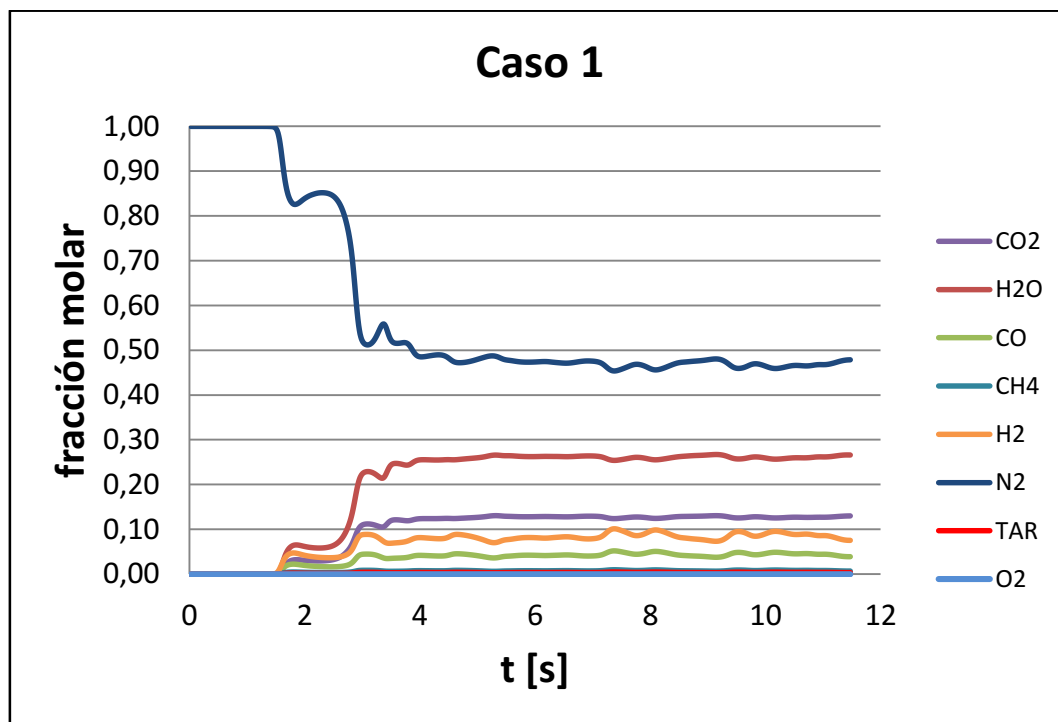


Figura 6.8. Fracciones molares a la salida del reactor obtenidas mediante la simulación por CFD. Resultados correspondientes al Caso 1

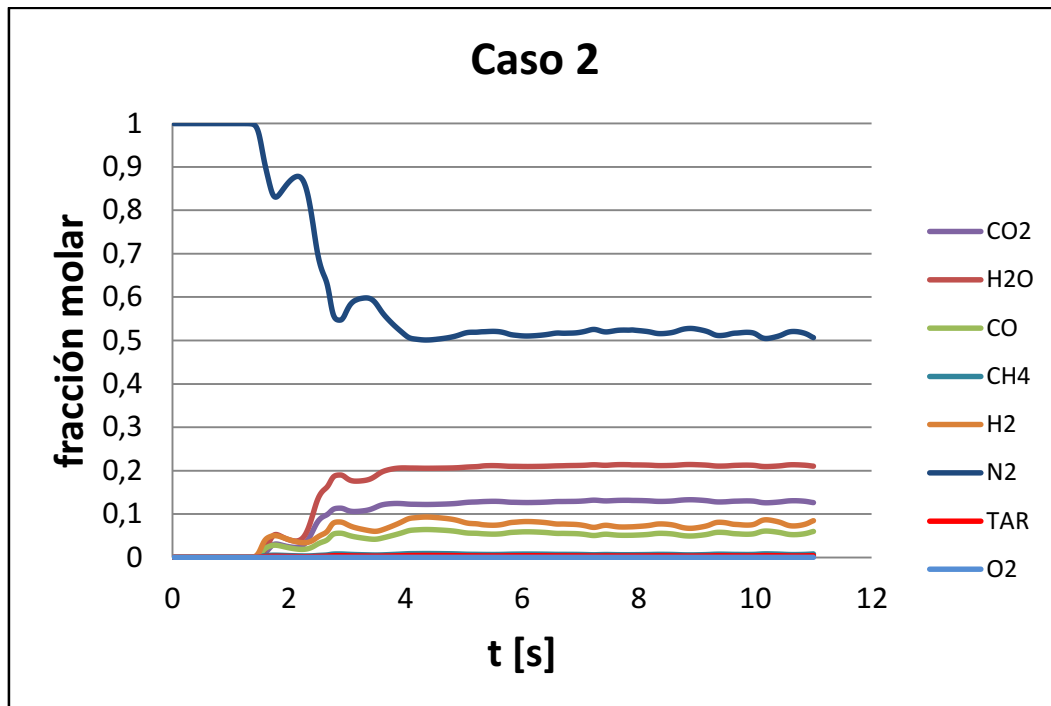


Figura 6.9. Fracciones molares a la salida del reactor obtenidas mediante la simulación por CFD. Resultados correspondientes al Caso 2

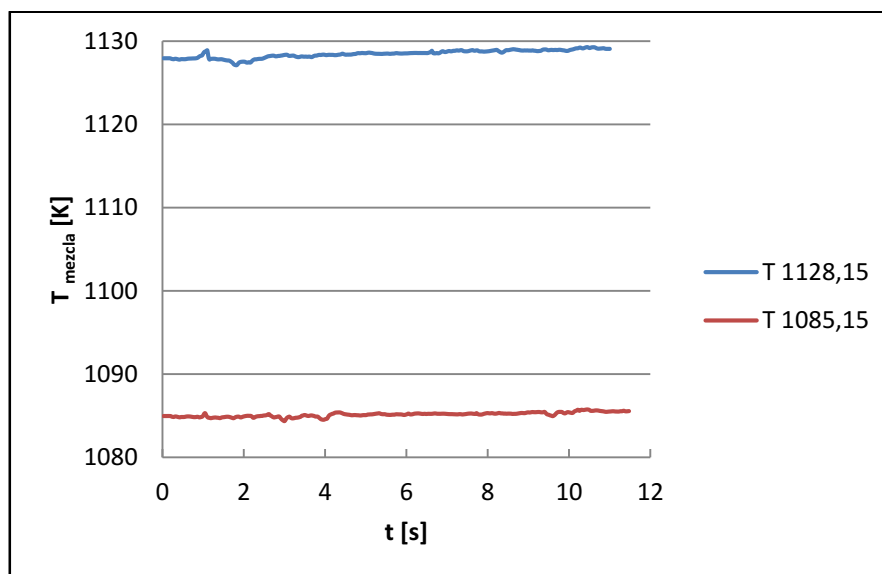


Figura 6.10. Temperatura promedio de la mezcla a una altura de 0,5 m desde el distribuidor para las dos simulaciones realizadas.

En la **Tabla 6.9** muestran los porcentajes molares promedio obtenidos mediante la simulación por CFD (bajo la denominación CFD-1) para ambas condiciones operativas. De la misma manera se incluyen los resultados experimentales obtenidos por **Ocampo y col. (2002)** y los obtenidos por **Armstrong y col. (2011)** también obtenidos mediante CFD (bajo la denominación CFD-2) utilizando el mismo sistema con diferentes parámetros cinéticos. Es importante destacar que los resultados experimentales están

informados únicamente en base seca por lo que esta tabla no resulta adecuada para la comparación directa. La comparación se realiza en los histogramas presentados en las **Figuras 6.11 y 6.12.**

Tabla 6.9. Resultados obtenidos en este trabajo vs resultados experimentales de Ocampo et al. (2002) y de Armstrong y col. (2011) obtenidos mediante simulación.

Especies	T(1085,15K)			T(1128,15)		
	CFD-1	Experimental	CFD-2	CFD-1	Experimental	CFD-2
CO ₂	12,75	18,38	10,91	12,89	19,31	11,02
CO	4,34	10,59	6,75	5,59	10,94	8,50
CH ₄	0,79	1,07	0,004	0,73	0,84	0,006
H ₂	8,45	8,84	3,90	7,78	8,53	4,26
N ₂	47,17	61,10	53,54	51,52	60,37	56,55
H ₂ O	26,09	No informado	24,90	21,11	No informado	19,65
Tar	0,41	No informado	0,007	0,38	No informado	0,009

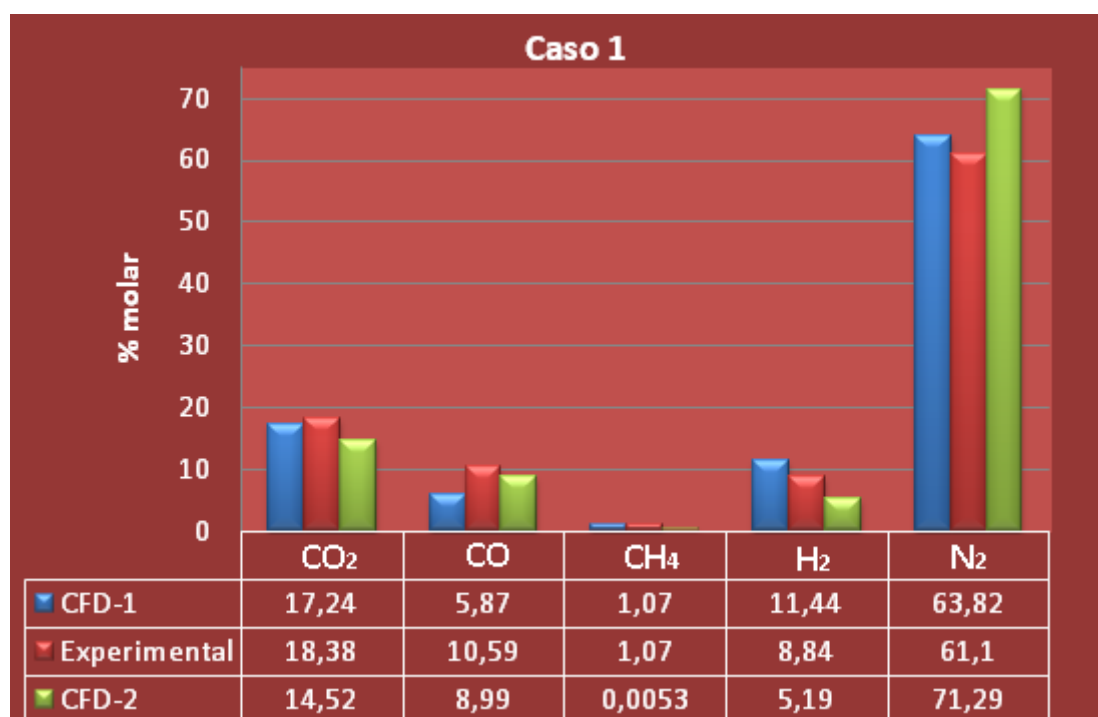


Figura 6.11. Histograma de comparación entre los porcentajes molares en base seca a la salida del reactor para el Caso 1

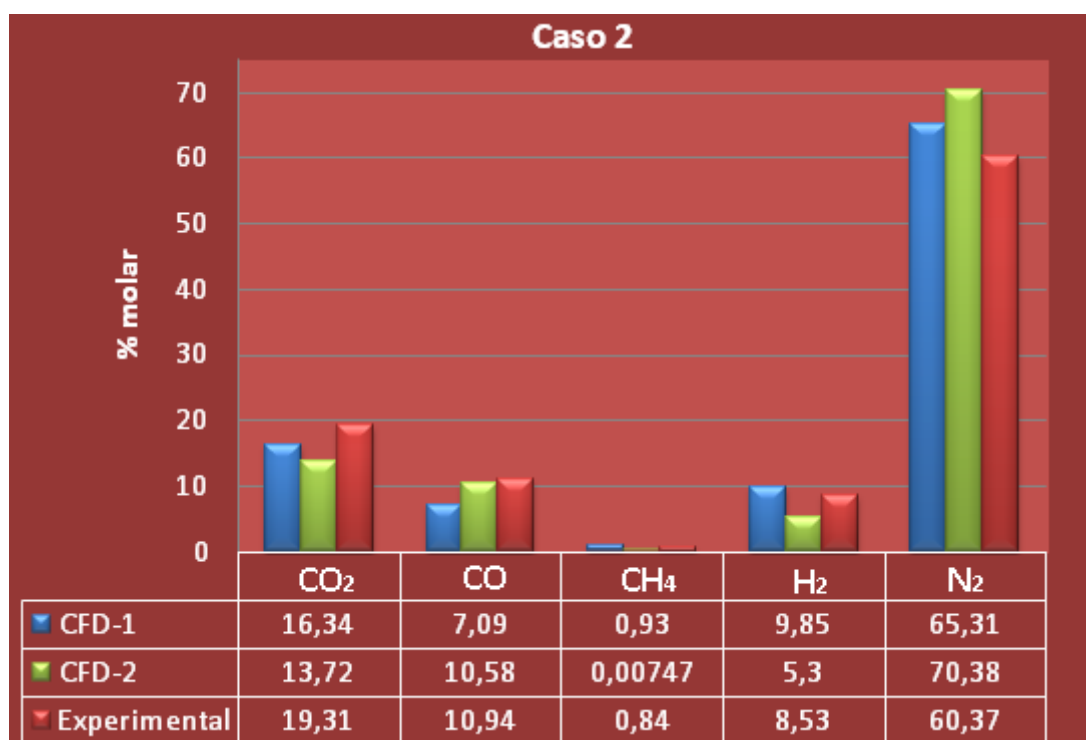


Figura 6.12. Histograma de comparación entre los porcentajes molares en base seca a la salida del reactor para el Caso 2

De la observación de ambos gráficos se puede concluir que los resultados obtenidos en este trabajo muestran una muy buena concordancia en lo referido a la predicción de la fracción molar de salida en base seca para el CH₄. En lo referido a las demás especies, exceptuando a CO, se observa una mejora con respecto a lo reportado por **Armstrong y col. (2011)**. En cuanto al CO la predicción obtenida por la simulación planteada en este trabajo no resulta del todo adecuada. El origen de esta discrepancia podría residir en la suposición de una combustión completa del carbón presente en el *char* en lugar de una relación adecuada para el CO y el CO₂ (como la presentada en la sección 6.6.2.2), dependiente de la temperatura, en la reacción r_2 que permitiría aumentar la presencia de CO en la fase gaseosa para los dos casos simulados.

6.11. Conclusiones del Capítulo 6

En este capítulo se realizó una descripción de la biomasa a nivel estructural y se presentaron las dos herramientas usadas actualmente en la clasificación de los diferentes tipos existentes: una de ellas utilizando las relaciones atómicas y la otra teniendo en cuenta las proporciones relativas de los componentes lignocelulósicos. Esta última clasificación permite inferir el comportamiento durante la gasificación de cualquier tipo de biomasa independientemente de su origen.

Luego, se describieron las propiedades termo-físicas de la biomasa que resultan de interés en el modelado de la gasificación del combustible lignocelulósico.

Finalmente, se describieron los diferentes tipos de modelos disponibles para realizar el modelado de un gasificador de biomasa con énfasis en los modelos termodinámicos, de particular interés en este trabajo, y en el modelado mediante CFD.

Respecto del modelado mediante CFD, en este capítulo se describieron las simulaciones realizadas con el *software* Ansys-Fluent 14.0 de un gasificador de carbón fluidizado utilizado en el trabajo experimental de **Ocampo y col. (2002)**. En las simulaciones se utilizó el enfoque Euler-Euler como modelo multifásico. Los resultados relacionados con la composición de la corriente gaseosa a la salida muestran una buena concordancia con los resultados experimentales reportados por **Ocampo y col. (2002)** validando así el método utilizado. Por otro lado, la metodología adoptada en la simulación constituye una mejora respecto a otra simulación con CFD realizada por **Armstrong y col. (2011)** para el mismo sistema utilizando diferentes parámetros cinéticos. La herramienta desarrollada puede ser adaptada a la simulación del proceso de gasificación de biomasa en una unidad fluidizada mediante el uso de cinéticas adecuadas.

CAPÍTULO 7

ANÁLISIS DEL FUNCIONAMIENTO INTEGRAL DEL SISTEMA HÍBRIDO SOLAR-BIOMASA APLICADO A UN CASO DE INTERÉS REGIONAL

7.1. Introducción

El impulso de las energías renovables por motivos ambientales, económicos y estratégicos, ha motivado a muchos países del mundo, incluida la Argentina, a establecer ambiciosos objetivos relacionados con la incorporación de este tipo de energías en sus matrices energéticas. Actualmente, el interés se centra en la búsqueda de tecnologías capaces de maximizar el potencial energético de diferentes fuentes renovables, a un costo aceptable y de manera sustentable.

En este contexto, el uso de la energía solar y de la biomasa en la generación de energía está creciendo rápidamente, especialmente en las zonas del mundo donde estos recursos son abundantes.

Las plantas de energía solar sufren necesariamente de la intermitencia de los ciclos día/noche y también de períodos reducidos de irradiación (invierno, días nublados, tormentas y lluvias, transitorios cortos debido a nubes ocasionales). Por este motivo, la posibilidad de combinar tecnologías mediante la conformación de un sistema híbrido solar-biomasa surge como una solución potencial para asegurar la generación continua de energía. (Nixon y col., 2012; Srinivas y Reddy, 2014).

La hibridación, aporta una serie de ventajas tales como una mayor gestionabilidad de la energía, adaptación de la generación a la demanda de electricidad, estabilidad de la producción en los transitorios, apoyo en arranques y mayor utilización de los equipos de generación eléctrica.

Las plantas de energía alimentadas por biomasa enfrentan problemas logísticos asociados al suministro continuo de grandes cantidades de combustible (Servert y col., 2011). De esta manera, contar con el recurso de biomasa en las cercanías de la planta generadora es un factor a tener en cuenta a la hora de elegir la ubicación de la misma. Por esta razón, la localización de una planta generadora ubicada in situ en el aserradero Abra Ancha perteneciente a CORFONE S.A., en el Norte de la Provincia de Neuquén, presenta un interés considerable.

En este trabajo se plantea una alternativa (con el fin de aportar una sensible mejora) del anteproyecto existente EPEN-CORFONE S.A, basado en la

incineración/gasificación de biomasa forestal en una unidad de tratamiento clásica no fluidizada, mediante la utilización de un sistema híbrido solar-biomasa con SiC granulado como fluido vector térmico del sistema. Para la unidad de tratamiento de residuos forestales, se propone un gasificador de lecho fluidizado. Para la unidad solar, se propone un concentrador multitubular.

En la primera parte de este capítulo se describe el recurso solar disponible en el norte de la provincia de Neuquén.

En la segunda parte, se presenta el sistema híbrido propuesto. Además, para llevar a cabo el planteo de balances de materia y energía del mismo, se describe el anteproyecto EPEN-CORFONE S.A. y se determina la eficiencia del mismo en la generación de potencia eléctrica. Esta eficiencia es utilizada posteriormente en los balances de las dos componentes del sistema híbrido para generar individualmente 1 MW de potencia eléctrica (1 MW_e). Para la resolución de los balances de materia y energía del gasificador fluidizado, se utiliza el modelo de equilibrio termodinámico, descrito en el capítulo 6, utilizando el *software HSC Chemistry 5.1*.

7.2. El recurso solar en la Patagonia Norte

El norte de la Patagonia Argentina cuenta con condiciones de heliofanía adecuadas para la instalación de plantas de generación de potencia. La posición geográfica del norte de la provincia de Neuquén permite que una elevada radiación directa incida sobre la región durante varias horas al día, en cielos transparentes debido a la escasa presencia de nubes. La *heliofanía efectiva* es el promedio anual de tiempo (expresado en horas) durante el cual el lugar de observación ha recibido radiación solar directa (no ha sido interceptada por obstáculos). En base a datos disponibles de heliofanía efectiva en Argentina³, la provincia de Neuquén registra un valor de 7,2 horas frente al mayor valor del país, de 8,8 horas, en la provincia de San Juan.

En la **Figura 7.1**, se presenta la distribución espacial del promedio de la irradiación solar global diaria correspondiente a los meses de enero y junio. La misma ha sido expresada en unidades convenientes para la conversión fotovoltaica, esto es, kWh/m². Se puede concluir que la irradiación presenta una importante variabilidad temporal y espacial.

En la bibliografía se establece una irradiación solar global diaria de 5 kWh/m² como límite inferior para el aprovechamiento de la energía solar en proyectos de potencia

³ <http://www.arquinstal.com.ar/atlas/datos/00anual.html>

(Grossi Gallegos y Righini, 2007). Respecto al valor límite establecido, podemos decir que la provincia de Neuquén presenta condiciones favorables para la generación de potencia a partir de energía solar mayormente durante el verano. De esta manera, la generación de energía planteada únicamente a partir de energía solar resulta inviable en el actual contexto. Sin embargo, el aprovechamiento de condiciones estacionales tan favorables se puede lograr a partir de la conformación del sistema híbrido propuesto en este trabajo.

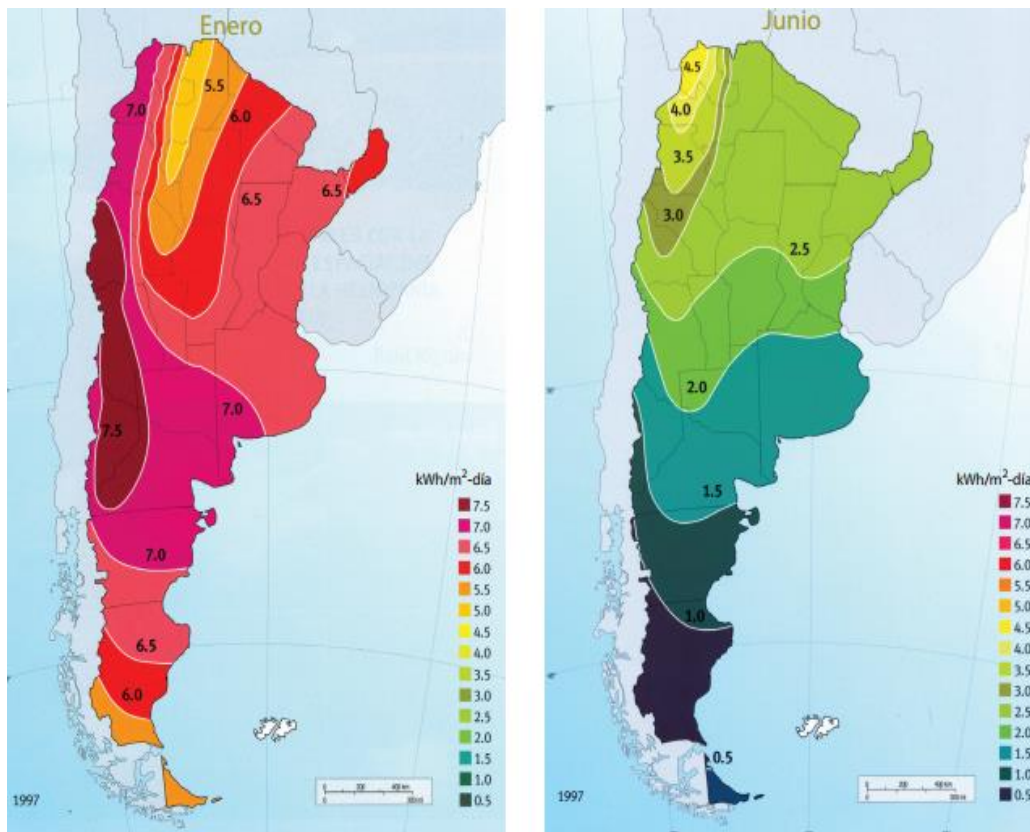


Figura 7.1. Distribución espacial del promedio mensual de la irradiación solar global diaria (Grossi Gallegos y Righini, 2007)

7.3. Conformación del sistema híbrido y formulación de las ecuaciones de balance

El sistema híbrido en estudio en este trabajo, presentado en la **Figura 7.2**, consta de una componente cuya energía proviene de la combustión de gases de bajo poder calorífico obtenidos por la gasificación de biomasa forestal (*el combustible es la biomasa residual*); la otra parte de la energía del sistema proviene de la concentración de la energía solar (*el combustible es el sol*).

Como vector de energía se considera la suspensión conformada por partículas de SiC y aire analizada en el capítulo 4. Aunque originalmente el material granulado es utilizado en un colector solar, su implementación en la cámara de combustión de un

gasificador de biomasa tiene características similares diferenciándose únicamente en el combustible que provee energía al vector.

Para llevar a cabo la gasificación de la biomasa, en este trabajo se propone la utilización de un lecho fluidizado en régimen burbujeante a fin de minimizar el impacto sobre el medio, asegurar una sensible disminución en el volumen de residuos y trabajar en condiciones cuasi-uniformes de temperatura facilitando el control de la composición del gas de síntesis generado.

El horno solar utilizado en el estudio del fluido térmico tiene una capacidad relativa limitada de concentración de energía (derivado de las dimensiones del foco). Por esta razón, para la escala de producción de energía eléctrica formulada como objetivo en la concepción del sistema híbrido, se propone la utilización de un receptor de torre central, descrito previamente en el capítulo 4 (visualizable en la **Figura 4.4**).

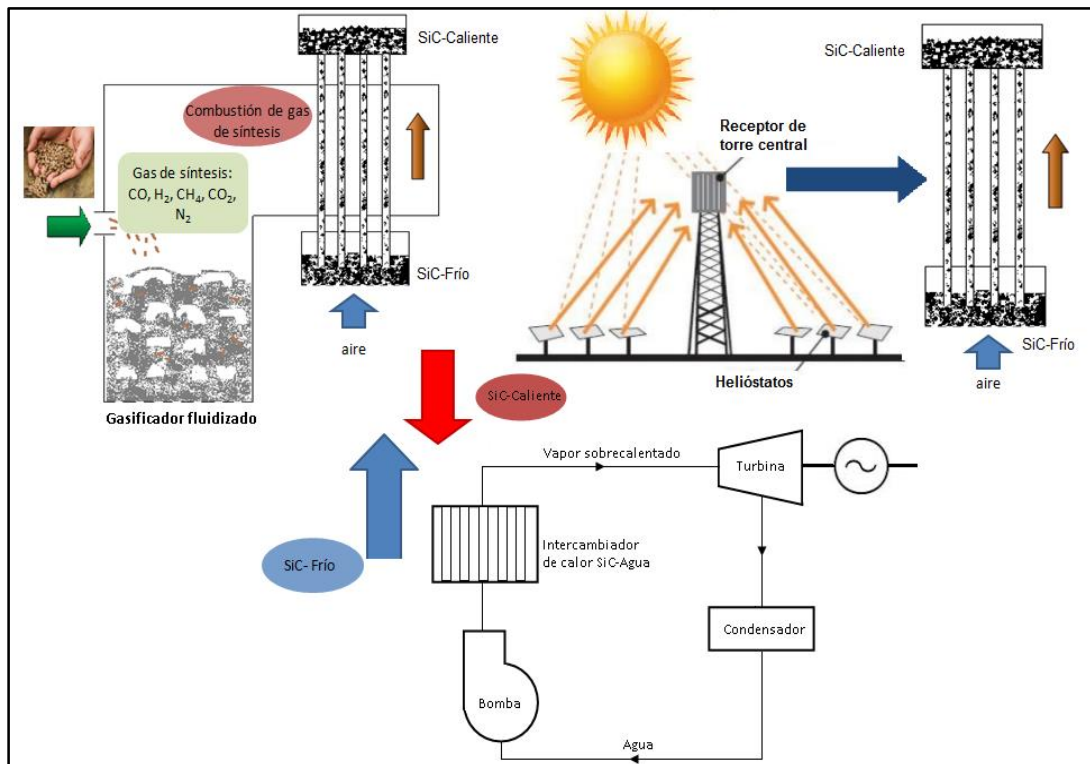


Figura 7.2. Esquema del sistema híbrido energía solar- gasificación con SiC como vector almacenador de energía

La **Figura 7.3** presenta el esquema de la planta de tratamiento térmico de residuos de biomasa adoptado por la Corporación Forestal Neuquina (CORFONE) y el EPEN para la instalación de Abra-Ancha, en la localidad de Aluminé. En el diagrama de flujo del anteproyecto EPEN-CORFONE S.A, se plantea la generación de 1,793 MW_e. La corriente de agua que entra a la caldera tiene un caudal másico de 10170 kg/h y se encuentra a 105°C y 48 barg (presión en bar por sobre el valor atmosférico); esta

corriente, luego de pasar por una purga aporta a la turbina 9900kg/h de vapor sobrecalentado a 450°C y 45 barg. La turbina cuenta con extracción de vapor en estado intermedio de expansión con un caudal de 4145 Kg/h a 268 °C y 6 barg. Por otro lado 5755 kg/h de vapor con título menor que uno, a baja presión (0.08bar(a)) y 41 °C de temperatura sale de la turbina.

A partir de esos datos, se calculará la eficiencia de la instalación del anteproyecto EPEN-CORFONE S.A. y en base a ella, se llevará a cabo el diseño del sistema híbrido.

En la **Tabla 7.1** se muestran las entalpías de las corrientes con los respectivos caudales másicos. Los valores de la entalpía han sido determinados a partir de las Tablas de vapor de **Smith y col., (1997)**.

Tabla 7.1. Entalpías de las corrientes involucradas en el ciclo del anteproyecto EPEN-CORFONE S.A.

Caudal másico [Kg/h]	Presión Absoluta [bar(a)]	Temperatura [°C]	Entalpía [kJ/kg]
10170	49	105	440,2
9900	46	450	3323,0
4145	7	268	2992,2
5755	0,08	41	2576,2

A partir de los valores de tabla es posible calcular la eficiencia térmica relacionada a la generación de energía eléctrica como:

$$\eta_e = \frac{W_{\text{neto}}}{Q_{\text{entrada}}} = \frac{W_{\text{turbina}} - W_{\text{bomba}}}{Q_{\text{entrada}}} \quad (7.1)$$

Se puede despreciar el trabajo eléctrico entregado a la bomba frente al que proporciona la turbina, con lo que resulta:

$$\eta_e = \frac{W_{\text{turbina}}}{Q_{\text{entrada}}} \quad (7.2)$$

El trabajo eléctrico de la turbina corresponde a los 1793 kW_e del anteproyecto EPEN-CORFONE; Q_{entrada} es la energía que ingresa al sistema en la caldera y se calcula como:

$$Q_{\text{entrada}} = \dot{m}_{\text{agua}} \cdot \text{Ganancia de entalpía en la caldera} \quad (7.3)$$

Remplazando por los valores correspondientes a partir de la **Tabla 7.1** en la ecuación (7.3) resulta:

$$Q_{\text{entrada}} = 10170 \frac{\text{kg}}{\text{h}} (3323,0 - 440,2) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} = 8143,91 \text{ kW}$$

Luego, a partir de la ecuación (7.2), resulta:

$$\eta_e = \frac{1793}{8143,91} = 0,22$$

Este valor de eficiencia será adoptado como base para el desarrollo de diseño del sistema híbrido de interés en este trabajo. El esquema de generación propuesto se presenta en la **Figura 7.4**.

Como se muestra en la **Figura 7.4**, el sistema híbrido será capaz de generar 1 MW_e mediante un ciclo Rankine con sobrecalentamiento de vapor de agua a partir de la entalpía almacenada en el medio granulado (partículas de SiC). Es importante destacar que en la formulación de los balances para el sistema híbrido en estudio en este trabajo no se contemplará la posibilidad de almacenamiento de energía y que las dos componentes son capaces de generar 1 MW_e de manera independiente.

Como ya se mencionó en la sección 7.1, el colector de energía solar, es un dispositivo multitubular (**Benoit y col., 2015**) en el que la suspensión de SiC-aire asciende mediante fluidización. Los tubos reciben la energía solar concentrada (hasta 1 MW/m²) y son enfriados por el paso en su interior de la suspensión ascendente.

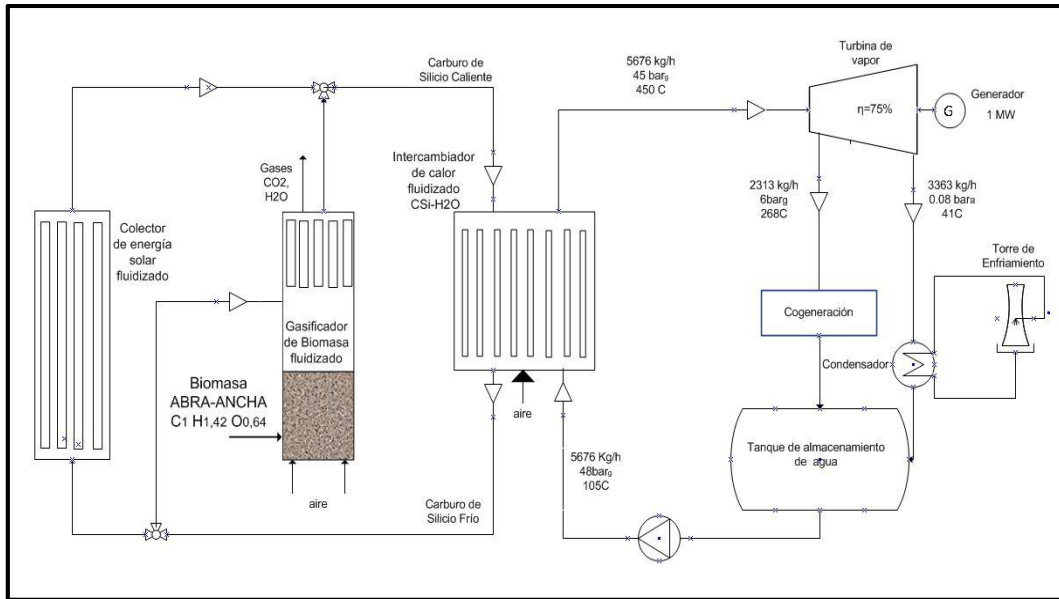


Figura 7.4. Sistema híbrido SOLAR-BIOMASA para la generación de 1MW_e

De esta manera, utilizando la ecuación (7.2), con la eficiencia calculada en el anteproyecto original EPEN-CORFONE S.A, es posible obtener la energía térmica necesaria para la generación de 1 MW_e. La energía térmica en cuestión es la que debe contener el fluido térmico (SiC) la cual resulta ser de 4,55 MW (4,5 MW_{th}).

La energía térmica calculada para el vector de energía constituido por la suspensión densa de partículas de SiC debe provenir de alguna de las componentes constitutivas del sistema híbrido.

Para el diseño global de ambas, es necesaria la definición de los intervalos de temperatura de trabajo de la suspensión.

En las experiencias descritas en el **Capítulo 4** de este trabajo, se lograron incrementos en la temperatura del fluido térmico de aproximadamente 200°C. Podemos adoptar este gradiente de temperatura para el fluido térmico en ambos equipos (gasificador y colector), y considerar que la suspensión cede esa energía al agua en el intercambiador de calor (**Figura 7.3**). En las experiencias reportadas en el capítulo 4, la temperatura de salida de la suspensión alcanzó un valor máximo de 300°C en las condiciones operativas de baja potencia. Recientemente, nuevas experiencias utilizando un mayor número de heliótatos, permitieron alcanzar temperaturas de salida de la suspensión de 730°C manteniendo el incremento de 200°C alcanzado en la cavidad.

La capacidad calorífica media del carburo de silicio a 630°C (temperatura media de la suspensión) es de 1158 J/kg K. Luego, mediante la ecuación (7.4) se puede

determinar el caudal másico de SiC necesario para aportar los 4,55 MW_{th}, que resulta ser de 71856 kg/h.

$$\dot{m}_{SiC} = \frac{Q_{entrada}}{C_{pSiC}(\Delta T_{SiC})} \quad (7.4)$$

Así, ya sea mediante energía solar o mediante la combustión de gases provenientes de la gasificación de biomasa residual, se debería elevar la temperatura en 200°C de 70725 kg/h de suspensión fluidizada de partículas de SiC.

7.3.1. Diseño de las componentes del sistema híbrido: gasificador de biomasa

Para el diseño de gasificador de lecho fluidizado, es necesario contar con información de la biomasa residual. El análisis de muestras del aserradero Abra Ancha, realizado siguiendo la normativa ASTM, ha sido extraído del anteproyecto EPEN-CORFONE S.A. y se encuentra detallado las **Tablas 7.2 y 7.3**. Los números 1-6 en las tablas corresponden a la especie evaluada y a una subdivisión particular dentro de las mismas:

1. Costanera Pino Ponderosa
2. Costanera Pino Murrayana
3. Leña Pino Ponderosa
4. Leña Pino Murrayana
5. Rama Pino Ponderosa
6. Rama Pino Murrayana

Tabla 7.2. Análisis próximo (sobre muestras secas)

	1	2	3	4	5	6	Promedios
Cenizas a 550°C (% p/p)	0,51	0,55	0,65	0,35	0,63	0,50	0,53
Volátiles a 910°C (% p/p)	70,12	84,76	81,5	84,13	81,16	83,73	80,9
Carbono fijo (C) (% p/p)	20,37	14,69	17,85	15,52	18,21	15,77	17,07
Poder calorífico superior PCS _{bs} [MJ/kg]	18,02	19,37	18,11	19,48	18,84	19,09	18,82
Poder calorífico inferior PCI _{bs} [MJ/kg]	16,67	18,01	16,74	18,10	17,87	17,74	17,52

bs: BASE SECA

Tabla 7.3. Análisis elemental (sobre muestras secas)

	1	2	3	4	5	6	Promedios
Carbono (C) (% p/p)	50,26	50,93	51,15	51,60	51,00	50,62	50,93
Hidrógeno (H) (% p/p)	5,96	6,02	6,08	5,97	6,15	5,98	6,03
Nitrógeno (N) (% p/p)	0,12	0,10	0,10	0,13	0,00	0,10	0,09
Azufre (S) (% p/p)	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05	<0,05
Oxígeno (O) (% p/p)	43,10	52,33	41,96	41,90	42,09	42,75	44,02

Para el diseño de la caldera de gasificación es necesario conocer el poder calorífico inferior en base húmeda (PCI_{bh}^4) de la biomasa residual definido como el valor de energía neto liberado por el combustible, sin contemplar la recuperación de calor por la condensación del agua contenida como humedad y del agua resultado de la combustión completa del combustible seco. Está relacionado con el poder calorífico superior en base seca reportado en la **Tabla 7.2** y se calcula como (**Jara Millar, 2009; Norma UNE 164001 EX; 2005**):

$$PCI_{bh} = PCS_{bs} \left(1 - \frac{\%H_2O_{bh}}{100} \right) - 2,26 \frac{MJ}{kg} \left(\frac{\%H_2O_{bh}}{100} + 9 \frac{\%H_{bs}}{100} \left(1 - \frac{\%H_2O_{bh}}{100} \right) \right) \quad (7.5)$$

En el anteproyecto original EPEN-CORFONE S.A. se contempla la disminución de la humedad relativa del combustible mediante exposición directa al aire ambiente desde la humedad de corte (60 % máximo) hasta la necesaria para la combustión de aserrín en la caldera (promedio: 20 %). De esta manera se estimó un tiempo de estiba de cuatro meses. Teniendo en cuenta esto, los cálculos se llevarán a cabo con una humedad relativa del 20%; de esta manera el PCI_{bh} medio representativo de todas la muestras es de 13,62MJ/kg_{biomasa}.

7.3.1.1. Selección del agente gasificante

La selección del medio en el que se lleve a cabo la gasificación puede influir en las características del gas de síntesis generado (**Basu, 2010**). Los medios comúnmente usados son vapor, oxígeno y aire, además de mezclas entre ellos. El agente influye directamente en el diseño del gasificador de acuerdo a lo siguiente:

- El poder calorífico deseado está directamente relacionado con el agente gasificante. La **Tabla 7.4** indica rangos típicos de poder calorífico para diferentes medios.

⁴ base húmeda

Tabla 7.4. Poder calorífico inferior de acuerdo al agente gasificante

Medio	Poder calorífico del gas de síntesis generado (MJ/Nm ³)
Aire	4-7
Vapor	10-18
Oxígeno	12-28

- El uso de vapor de agua puede maximizar la producción de hidrógeno. Si esta no es la prioridad, el uso de oxígeno o aire será la mejor opción. De esta manera se disminuye la energía usada en la generación de vapor y las pérdidas eventuales a causa de vapor no utilizado.
- Si el nitrógeno en el gas producto no es admitido, el aire no puede ser seleccionado como agente.
- En materia de costos, el agente que demanda menos inversión de capital es el aire, seguido por el vapor. El uso de oxígeno demanda una inversión mucho mayor.

Teniendo en cuenta estos puntos y que la biomasa residual a utilizar en el gasificador contiene humedad, para el diseño se ha seleccionado únicamente aire como medio gasificante.

7.3.1.2 Balance de materia y energía en el gasificador

El balance de masa y energía básico es común a todos los tipos de gasificadores. Estos involucran cálculos del caudal de gas de producto y de la velocidad de alimentación de combustible.

Para determinar el caudal de salida de gas de síntesis, la potencia de salida es un parámetro necesario. En nuestro caso es la necesaria para elevar la temperatura de la suspensión de SiC ($P_{\text{salida}}=4,55 \text{ MW}_{\text{th}}$). También es necesario especificar el poder calorífico inferior PCI_{gas} deseado (MJ/kg) del gas de síntesis. Entonces, el caudal másico de gas generado es:

$$\dot{m}_{\text{gas}} = \frac{P_{\text{salida}}}{PC_{\text{gas}}} \quad (7.6)$$

El poder calorífico del gas de síntesis se puede evaluar a partir de su composición, que se obtiene mediante consideraciones de equilibrio termodinámico (valores

máximos) o del esquema cinético adoptado en el modelado del gasificador (contempla la situación de eficiencia real).

Alternativamente, frente a la carencia de información y a los fines de un primer balance macroscópico, se puede adoptar el uso de información publicada para combustibles de características similares, como una vía posible, en iguales condiciones de operación, o, a partir de la experiencia del ingeniero de diseño.

En este trabajo se ha utilizado el software *HSC Chemistry 5.1* para realizar el cálculo de la composición del gas en condiciones de equilibrio, a un valor de temperatura de operación específico y con un caudal de agente gasificante determinado.

Para realizar el cálculo de equilibrio con el *software*, debe determinarse en primera instancia, la masa de aire a utilizar en la gasificación. Este valor depende de dos parámetros adicionales; el primero es la masa de aire necesario para la combustión completa de la biomasa (aire teórico o estequiométrico, M_{at}) que se determina como:

$$M_{at} = [0,1153 C + 0,3434 (H - O/8) + 0,0434 S] \text{ kg/kg}_{\text{biomasa seca}} \quad (7.7)$$

El valor de M_{at} se puede también mediante el balance de masa que surgen de considerar la estequiometría asociada a la combustión completa de biomasa residual, cuya fórmula empírica representativa, despreciando el contenido de azufre y nitrógeno, es $C_1H_{1,42}O_{0,64}$ (de peso molecular relativo igual a 23,66).

Utilizando la ecuación (7.7), reemplazando por los valores correspondientes a los porcentajes en base seca de carbono, hidrógeno, oxígeno y azufre de la **Tabla 7.3**, se concluye que se requieren 6,05 kg de aire para la combustión completa de 1 kg de biomasa seca.

El aire suministrado en un gasificador, debe ser solamente una fracción del valor teórico requerido para la combustión completa. Esta fracción corresponde al segundo parámetro de interés denominado relación de equivalencia, RE que determina el rendimiento del gasificador. Por ejemplo, la pirólisis se lleva a cabo en ausencia de aire y por lo tanto su RE es igual a cero. La calidad del gas obtenido depende fuertemente del valor de RE, el cual debe ser significativamente menor que 1,0 y no superior a 0,4 para asegurar que el combustible sea gasificado y no combustionado (**Asfar, 2014**). Por otro lado, valores bajos del parámetro ($<0,2$) causan severos problemas, tales como la gasificación incompleta, excesiva formación de carbonizado (*char*) y bajo poder calorífico del gas. En la práctica, para gasificación de biomasa el valor de RE debe encontrarse entre 0,2 y 0,3 (**Gil y col., 1997**). Sobre esta base, en este trabajo se adoptó

un valor de $RE = 0,25$ por lo que la cantidad de aire utilizado (M_a) para la gasificación de 1 kg de biomasa resultó:

$$M_a = M_{at} RE = 1,51 \text{ kg} \quad (7.8)$$

A partir de la fórmula empírica de la biomasa, el valor de humedad correspondiente (20%), la masa de aire M_a y el conjunto de especies generadas (CO , CO_2 , CH_4 , H_2 y $\text{H}_2\text{O}_{\text{vap}}$), el software *HSC Chemistry 5.1* permite determinar la composición en el equilibrio para diferentes temperaturas tal como se muestra en la **Figura 7.5**.

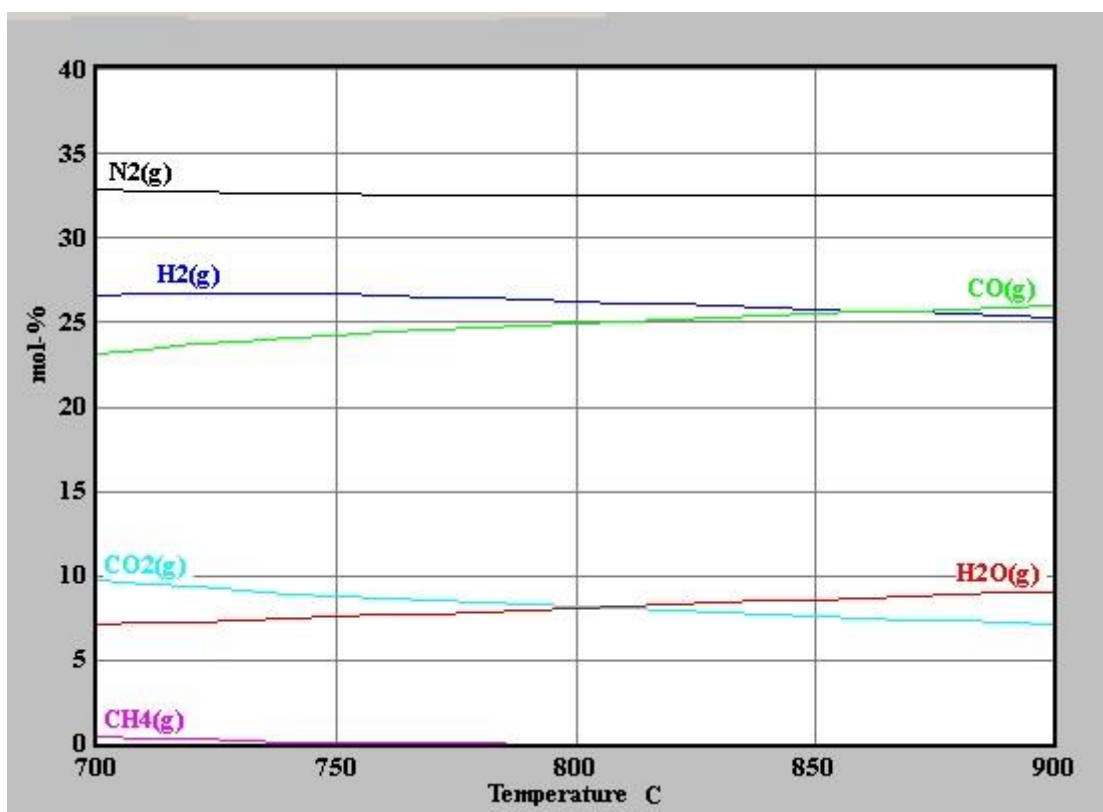


Figura 7.5. Composición de la mezcla de gases producidos en la gasificación para diferentes temperaturas obtenidas mediante el software *HSC Chemistry 5.1*, en el formato de salida del mismo.

En la bibliografía, las experiencias reportadas de gasificación se llevan a cabo en el intervalo de temperatura 700-900 °C (Lv y col., 2004; Liu y col., 2013; Thapa y col., 2014). Si se adopta como temperatura de operación 800 °C, la composición del gas de síntesis resultante para esa condición y presión atmosférica se resume en la **Tabla 7.5**.

Tabla 7.5. Composición del gas de síntesis a 800 °C.

Especie	%vol	$kmol/kmol_{biomasa}$
CH ₄	0,036	0,0011
CO ₂	8,144	0,2459
H ₂ O	8,090	0,2442
CO	24,95	0,7531
H ₂	26,25	0,7926
N ₂	32,53	0,9820

De esta forma es posible calcular el poder calorífico de la mezcla gaseosa, considerando las entalpías de las reacciones involucradas en la combustión del CH₄, CO y del H₂:

$$\begin{aligned}
 PC_g &= (39,82 * 0,0036 + 12,63 * 0,2495 + 12,74 * 0,2635)MJ/Nm^3 \\
 &= 6,65 MJ/Nm^3
 \end{aligned}$$

Sobre la base del valor del volumen molar de gas en condiciones normales (22,4 Nm³/kmol), se obtuvo el valor de la potencia útil de la mezcla gaseosa por cada kilogramo de biomasa alimentada (base húmeda) cuyo valor es 9,74 MJ/kg_{biomasa}. La eficiencia de gasificación, finalmente, puede evaluarse como el cociente entre la energía de salida, contenida en el gas, y la energía alimentada a partir de la biomasa según la expresión:

$$\eta_g = \frac{(m. PC)_{gas}}{(m. PCI)_{biomasa(bh)}} \quad (7.9)$$

Para el caso en estudio la eficiencia es:

$$\eta_g = \left(\frac{9,74}{13,62} \right) * 100 = 71,51 \%$$

Este valor de eficiencia máximo de gasificación permite calcular, mediante la ecuación (7.6), el caudal másico de biomasa necesario para suministrar al vector de energía el valor deseado de 4,55 MW_{th}.

$$\dot{m}_{biomasa} = \frac{\text{Potencia requerida}}{PCI_{bh} \cdot \eta_g} \quad (7.10)$$

Reemplazando los valores correspondientes, resulta que el caudal de biomasa requerido en la alimentación es de 1681,78 kg/h. A partir del mismo (sustrayendo de su valor el contenido de humedad) y teniendo en cuenta que se necesitan 1,51 kilogramos

5de aire para la gasificación de 1,0 kilogramo de biomasa seca se puede determinar el caudal másico de agente gasificante cuyo valor es de 2031,59 kg/h.

7.3.2. Diseño de las componentes del sistema híbrido: colector solar multitubular

Para diseño del colector solar es necesario tener en cuenta los resultados experimentales detallados en el capítulo 4 en los que se evaluó el coeficiente de transferencia de calor pared-emulsión densa de partículas de SiC del equipo monotubular a escala piloto; de esta manera es posible seleccionar el caudal de partículas de SiC (por cada tubo) que otorgue velocidades de transferencia de energía adecuadas. Esta condición se cumple para caudales másicos elevados por lo que se ha seleccionado un caudal por tubo de 90 kg/h. Teniendo en cuenta esta situación de base, y que el caudal másico total necesario es de 70725 kg/h se determina que el número de tubos en el colector solar multitubular, necesarios para lograr la potencia de 1 MW_e, es de 786.

A partir del número de tubos calculados y del área expuesta de cada uno a la energía solar concentrada, se determina un valor de área de incidencia total de 26,17 m². Teniendo en cuenta los rangos reportados en la bibliografía para los valores de área que permitirían la generación del mismo valor de potencia eléctrica a partir de una torre central que utilice sales fundidas como fluido térmico (**Falcone, 1986**), puede considerarse que el resultado obtenido es correcto.

7.4. Conclusiones del Capítulo 7

En este capítulo se han desarrollado los balances energéticos y másicos macroscópicos globales de cada componente del sistema híbrido propuesto, en base a la información puntual proveniente del análisis individual de las mismas, realizando en los capítulos 4, 5 y 6.

Para la unidad fluidizada de gasificación de biomasa, se determinaron los caudales másicos de aire y de biomasa necesarios para la generación la potencia térmica capaz de generar 1 MW_e. En relación al comportamiento de la unidad fluidizada, la incorporación de cinéticas de degradación de biomasa por gasificación permitiría adecuar las condiciones de operación a una situación de menor eficiencia que el comportamiento de base termodinámica.

Para la componente solar, sobre la base de la misma potencia eléctrica establecida, se utilizaron los resultados experimentales a escala piloto, reportados en el capítulo 4, para

determinar el número de tubos para colectar la potencia térmica necesaria en un colector multitubular.

CONCLUSIONES GENERALES Y PERSPECTIVAS

C-I. Relevancia de los objetivos alcanzados

La presente Tesis Doctoral enmarcó una investigación de interés para el desarrollo de los procesos de sustitución de la matriz energética nacional y regional y para el aprovechamiento de recursos de origen no convencional para la producción de energía eléctrica. El llamado sistema híbrido se formuló como una alternativa válida para la instalación de una planta de eliminación de residuos forestales (biomasa) con su valorización simultánea (conversión en energía), combinada con un concentrador de energía solar, que operan como sistema de relevo, generando energía eléctrica para el abastecimiento de un aserradero y su comunidad (Abra Ancha, Aluminé, Provincia de Neuquén), en el contexto planteado por el anteproyecto de instalación de planta generadora de electricidad formulado por el Ente Provincial de la Energía del Neuquén (EPEN) y la Corporación Forestal Neuquina (CORFONE). El sistema híbrido plantea dos componentes: un gasificador de biomasa operando en condiciones de fluidización con burbujeo o turbulenta y un concentrador de energía solar de Torre, con carburo de silicio granulado como fluido portador de energía térmica.

El estudio se llevó a cabo desde el plano tecnológico y no involucró el análisis de factibilidad económica ni de financiamiento específico de su eventual implementación. Ello excede el objetivo del trabajo de Tesis Doctoral realizado.

El trabajo se estructuró en la formulación de módulos simuladores de ambas componentes, en aspectos fluidodinámicos, térmicos y de conversión del sólido por procesos de transformación termoquímica, validados en instalaciones experimentales apropiadas a cada operación, de acuerdo al siguiente detalle:

- ❖ Modelado por Fluidodinámica Computacional (CFD) en la plataforma Ansys-Fluent 14.5 del comportamiento fluidodinámico y térmico de un concentrador solar monotubo, posicionado en el foco del horno solar de mayor dimensión en el mundo, instalado en PROMES-CNRS, Francia. El colector solar funcionó asistido por un fluido térmico vector de energía, constituido por una suspensión densa de partículas de SiC que se desplazaron en forma ascendente entre dos subsistemas fluidizados operando con una diferencia de presión que facilitó la

circulación. La cantidad de calor transportada fue medida por sensores convenientemente ubicados que permitieron evaluar la velocidad de transferencia de calor pared-suspensión y los correspondientes coeficientes de transferencia de calor locales y globales. El modelado fue validado por las determinaciones experimentales en la instalación del horno solar de PROMES-CNRS.

- ❖ Modelado por CFD del comportamiento global fluidodinámico de un gasificador fluidizado de materiales carbonosos y del proceso de transformación del sólido por gasificación en sí mismo.
- ❖ Modelado del comportamiento fluidodinámico de lechos de cofluidización de mezclas de arena-biomasa en aire, a los efectos de caracterizar el comportamiento y la calidad de fluidización. Los resultados fueron validados con determinaciones experimentales en maqueta fría, en instalación de lecho fluidizado existente en el Instituto de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de San Juan.
- ❖ El potencial de transformación de biomasa en el proceso de degradación térmica fue evaluado por medio del modelado termodinámico, estableciendo el límite de eficiencia posible a obtener en el gasificador.
- ❖ El sistema híbrido en su conjunto fue analizado y simulado mediante la unión de las componentes por circulación del fluido portador de calor, evaluando finalmente el comportamiento térmico, en función de eficiencias térmicas asignadas en base a las determinadas en el anteproyecto EPEN-CORFONE S.A. para satisfacer los requerimientos del aserradero de Abra-Ancha y comunidades aledañas de la región de Aluminé.

Los esquemas de modelado conforman una herramienta global sólida para evaluar el potencial comportamiento y rendimiento de la instalación híbrida, detección de variables críticas, sensibilidad paramétrica y posibilidades de optimización. El modelado es versátil, permitiendo su adaptación ante modificaciones de la biomasa interviniente o de variaciones en el funcionamiento del colector solar.

C-II. Tareas realizadas y resultados obtenidos

Los objetivos se alcanzaron en base a las tareas realizadas, que se puntualizan en función de las distintas etapas cumplidas en el desarrollo del trabajo de Tesis Doctoral.

Ellas fueron:

- ❖ Análisis de la existencia y disponibilidad de recursos no convencionales de generación de energía en la Norpatagonia. Detección de organismos de interés para la participación en proyectos de integración energética con proyección regional, basados en la provincia de Neuquén. Cooperación con el Ente Provincial de la Energía del Neuquén y obtención del aval para el estudio de la problemática de valorización de residuos forestales en la región de Aluminé. La síntesis se presenta en el Capítulo de Introducción General.
- ❖ Estudio crítico y analítico de los fenómenos fluidodinámicos y térmicos que rigen el comportamiento de lechos fluidizados por gas en regímenes cautivos y circulantes, con y sin burbujes. El análisis y descripción correspondientes se vuelca en el Capítulo 2.
- ❖ Revisión y síntesis de elementos que encuadran la formulación de esquemas de simulación por aplicación de la técnica de Fluidodinámica Computacional. Descripción de etapas y procedimientos de pre y post-tratamiento (Capítulo 3).
- ❖ Análisis experimental de un concentrador de energía solar monotubo en foco de horno solar de 1 MW instalado en PROMES-CNRS, Francia. Mediante estadias financiadas con el proyecto ECOS SUD-MINCYT A11E01: *Systèmes solaires hybrides: procédés énergétiques innovants*. El sistema experimental descrito en el Capítulo 4 fue montado con la participación de A. Reyes Urrutia en el foco del gran horno solar de 1 MW y operó con circulación de la suspensión densa de partículas de SiC en aire, en un rango de temperaturas entre 7 y 310°C. La zona expuesta a la radiación solar incidente generó el calentamiento de la suspensión, permitiendo luego la evaluación de las velocidades de transferencia de calor hacia la misma y los correspondientes coeficientes de transferencia de calor. La descripción completa se vuelca en el Capítulo 4, sección 4.3
- ❖ Simulación por CFD del comportamiento del dispositivo concentrador experimental descrito en la sección 4.3. Esta simulación se llevó a cabo

construyendo la geometría en el software Ansys-Fluent 14.5 y llevando a cabo el mallado, procediendo a su validación. La malla definitiva consta de 198968 elementos y fue validada mediante la utilización de las variables $T_{p,o}$ (temperatura promedio de la emulsión a la salida de la zona receptora) y ε_p (fracción de sólidos promedio en el tubo) como criterio. Revisión e implementación del concepto de agregados en contacto con la pared, de acuerdo a la teoría original de Mickley y Fairbanks (1955) en la formulación del modelado. Se evaluaron los coeficientes de transferencia de calor correspondientes a la pared del concentrador, comparándolos con sus valores calculados por aplicación directa de las condiciones medidas en el prototipo experimental. La descripción completa se presenta en el Capítulo 4, Sección 4. En la Sección 4.5, se utilizó el modelo formulado en la sección 4.4 para evaluar la capacidad del mismo de reproducir la recirculación de sólidos desde la zona de intercambio hacia la zona inferior aislada del prototipo.

- ❖ Análisis experimental del comportamiento de mezclas biomasa-arena, fluidizadas por aire en maqueta fría construida en acrílico, instalada en el Instituto de Ingeniería Química, Universidad Nacional de San Juan. Estas determinaciones se llevaron a cabo mediante pasantías en los laboratorios del IIQ en el marco de cooperaciones existentes con el PROBIEN. (Capítulo 5)
- ❖ Construcción del esquema de modelado CFD para la fluidodinámica de lechos conformados por biomasa-arena fluidizados por aire y validación mediante las determinaciones experimentales en maqueta fría (Capítulo 5).
- ❖ Construcción de esquema de modelado CFD de un gasificador de materiales carbonosos y validación en base a información reportada para la combustión de carbón. Planteo extensible al tratamiento de biomasa (se desarrolla en el Capítulo 6).
- ❖ Modelado termodinámico de la conversión de biomasa por gasificación, aplicación del método de minimización de Energía total de Gibbs del sistema, en el Capítulo 7.
- ❖ Presentación esquemática del sistema híbrido, definición de elementos y balances globales en base a eficiencia de la planta descrita en el Anteproyecto

EPEN-CORFONE S.A. La resolución de los balances globales en el gasificador permitió determinar el caudal másico de biomasa y de agente gasificante necesarios para generar un 1 MW de potencia eléctrica. Para la misma potencia, se determinó el número de tubos necesarios en un colector de energía solar de Torre Central.

Los resultados obtenidos son altamente satisfactorios y permiten recomendar los esquemas de modelado generados, expresiones predictivas integradas a la formulación y conformaciones tecnológicas (caso del Sistema Híbrido) como alternativa viable de mejoramiento de tecnologías convencionales de valorización energética de residuos. La llamada tecnología limpia de los lechos fluidizados (bajo impacto sobre el ambiente) integrada a las dos componentes del sistema híbrido evidencia ser una promisoría conformación tecnológica para la solución del problema de residuos forestales y la capitalización de su potencial energético.

Los esquemas de simulación permiten detectar efectos fluidodinámicos influyentes sobre el comportamiento térmico: en el Capítulo 4 se evidencia la recirculación de sólidos y la generación de slugs de pared, lo cual condiciona la fuerza impulsora (primer efecto) y la capacidad calorífica de la región adyacente a la pared receptora de la energía concentrada. Otros efectos relevantes se detallaron en las conclusiones individuales de los capítulos.

C-III. Perspectivas para la continuación de la investigación en la temática

En base al análisis y a las conclusiones obtenidas en este trabajo, pueden señalarse algunos aspectos que podrían constituir la base del desarrollo de futuras investigaciones sobre el tema.

Un primer aspecto a considerar es la incorporación de expresiones cinéticas a los procesos de gasificación de biomasa, mediante la formulación de mecanismos y determinación de los parámetros cinéticos que rigen la transformación termoquímica del material carbonoso en gases de alto valor. Ello puede compatibilizarse con el marco provisto por el modelado termodinámico presentado en esta tesis, como límite del potencial alcanzable.

Un segundo aspecto, que ha comenzado a estudiarse en el grupo de trabajo del PROBIEN en cooperación con PROMES-CNRS es la gasificación solar de biomasa. En este proceso, la energía solar concentrada es utilizada para el suministro de energía

necesaria para la gasificación, en denominados gasificadores solares. En ese contexto, las componentes del sistema híbrido podrían ser ambas puestas en funcionamiento en base a la disponibilidad del concentrador solar.

Finalmente, la construcción integrada de un simulador con todos los aspectos podría conformar un objetivo de largo alcance.

NOMENCLATURA

A	En general, utilizado como área transversal al flujo de sistemas fluidizados, m ² . Relación entre las conductividades del aire y del SiC (Capítulo 4), (adimensional); Factor de frecuencia en ley de Arrhenius (Capítulo 6), s ⁻¹
A _{int}	Área interna, m ²
A _c	Área superficial específica del conjunto de partículas por unidad de volumen del reactor, m ⁻¹ (Capítulo 6)
A _k	Número total átomos del k-ésimo elemento del sistema
Ar	Número de Arquimedes (adimensional)
\hat{a}_i	Actividad o fracción molar efectiva de la especie <i>i</i> (adimensional)
a _{ik}	Número de átomos del elemento k presentes en la molécula de la especie <i>i</i>
B _i	Formula química de una especie genérica <i>i</i> (Capítulo 6)
C ₁ , C ₂	Parámetros del modelo de arrastre de Syamlal y O'Brien, (adimensional) (Capitulo 4 y 5); Concentración de especies, kmol m ⁻³ (Capítulo 6)
C _D	Función de arrastre, (adimensional)
C _{p,p}	Capacidad calorífica del SiC, J.kg ⁻¹ .K ⁻¹
\bar{d}	Promedio de aperturas entre el tamiz <i>i</i> y el tamiz <i>i-1</i> , m
d _p	Diámetro medio de Sauter de las partículas, m
d _{p,eff}	Diámetro efectivo de las partículas, m
D _{int}	Diámetro interno, m
DTML	Diferencia de temperatura media logarítmica, K
E _a	Energía de activación, J kmol ⁻¹
e _{pp}	Coefficiente de restitución (adimensional)
F	Caudal volumétrico, m ³ s ⁻¹
Fr _{mf}	Número de Froude en condición de mínima fluidización, (adimensional)
G _i ^o	Energía de Gibbs estándar de la especie <i>i</i> , J kmol ⁻¹
G ^t	Energía total de Gibbs, J kmol ⁻¹
g _{0,p}	Función de distribución radial de sólidos
h	Coefficiente de transferencia de calor, W m ⁻² k ⁻¹ ; entalpía (Capítulo 3); J kmol ⁻¹
K _j	Constante de equilibrio de la reacción <i>j</i> , (kmo/m ³) ^{v_j} , (Pa) ^{v_j}
K _j ^o	Constante de equilibrio termodinámica de la reacción <i>j</i> , (adimensional)

$K_{g,p}$	Coeficiente de intercambio de cantidad de movimiento, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{s}^{-1}$
$k_{p,o}$	Conductividad del SiC, $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\text{K}^{-1}$
$k_{g,o}$	Conductividad del aire (una función de la temperatura), $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\text{K}^{-1}$
k_b	Conductividad efectiva de la mezcla, $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\text{K}^{-1}$
$k_{b,g}$	Conductividad efectiva de la fase gas, $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\text{K}^{-1}$
$k_{b,p}$	Conductividad efectiva de la fase sólida, $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\text{K}^{-1}$
k_{eff}	Conductividad efectiva (Capítulo 6), $\text{W}\cdot\text{m}^{-1}\text{K}^{-1}$
L	Longitud, m
M_a	Masa de aire para llevar a cabo la gasificación de 1kg de biomasa, kg
M_{at}	Masa de aire teórico para llevar a cabo la combustión completa de 1kg de biomasa, kg
\dot{m}	Caudal másico, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$
$Nu_{g,p}$	Nusselt para sistemas gas-sólido
n_i	Número de moles de la especie i , kmol (Capítulo 6)
n_{i0}	Número de moles iniciales de la especie i , kmol (Capítulo 6)
U_{mb}	Velocidad superficial de mínimo burbujeo, $\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$
P	Presión, Pa
P_s	Presión de la fase sólida, Pa
PCI	Poder calorífico inferior, $\text{MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$
PCS	Poder calorífico superior, $\text{MJ}\cdot\text{kg}^{-1}$
Pr	Número de Prandtl, (adimensional)
\vec{q}_g	Energía intercambiada por la fase gas con la pared, $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}$
Q	Velocidad de transferencia de Energía, W
Q_{CFD}	Velocidad de transferencia de Energía, W
$Q_{g,p}$	Energía intercambiada entre fases, $\text{W}\cdot\text{m}^{-2}$
R	Constante universal de los gases, $\text{Pa}\cdot\text{m}^3\text{mol}^{-1}\text{K}^{-1}$; R^2 Coeficiente de determinación, (adimensional) (Capítulo 4).
Re_p	Número de Reynolds relativo (adimensional)
$\vec{R}_{g,p}$	Vector Fuerza de arrastre entre las fases por unidad de volumen, $\text{N}\cdot\text{m}^{-3}$
r_i	Velocidad de la i -ésima reacción, $\text{kmol}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{s}^{-1}$
Sh	Número de Sherwood, (adimensional)
T	Temperatura, K

$T_{p,i}$	Temperatura de las partículas en la parte baja del tubo, K
$T_{p,o}$	Temperatura de las partículas en la parte alta del tubo, K
$T_{W,Z}$	Función de temperatura interna en la pared del tubo, K
U	Velocidad superficial, $m.s^{-1}$
U_{mf}	Velocidad superficial de mínima fluidización, $m.s^{-1}$
\vec{u}_g	Vector velocidad intersticial del gas, $m.s^{-1}$
\vec{u}_g	Vector velocidad intersticial del gas, $m.s^{-1}$
$u_{t,p}$	Velocidad terminal de las partículas de SiC, $m.s^{-1}$
u_g	Velocidad intersticial del gas, $m.s^{-1}$
u_p	Velocidad lineal de partículas en un lecho fluidizado, $m.s^{-1}$
u_{slip}	Velocidad relativa entre fase sólida y fase gas, $m.s^{-1}$
V_q	Volumen ocupado por una fase genérica q , m^3
w	Peso, N
x_i	Fracción en peso de la especie i , (adimensional)
y_i	Fracción molar de la especie i , (adimensional)

Letras Griegas

β	Relación entre los valores de concentración de CO y CO ₂ obtenidos a partir de la combustión (expresión de Arthur), (adimensional)
ε	Grado de avance o coordenada de reacción (Capítulo 4), (adimensional)
ε_p	Fracción volumétrica ocupada por las partículas (adimensional)
$\varepsilon_{p,max}$	Máxima fracción de sólidos admisible (adimensional)
ε_g	Fracción volumétrica ocupada por el gas (adimensional)
ΔP	Diferencia de presión estática, Pa
η_e	Eficiencia eléctrica
η_g	Eficiencia eléctrica
λ_{acero}	Conductividad (Capítulo 4), $W m^{-1} K^{-1}$; λ_k Multiplicador de Lagrange (Capítulo 6), (adimensional)
$v_{t,p}$	Relación entre la velocidad terminal de una partícula en un conjunto y la de una partícula aislada (Capítulo 4), (adimensional); v_i Coeficiente estequiométrico (Capítulo 6), kmol;
ρ_p	Densidad del SiC, $kg. m^{-3}$

ρ_g	Densidad del aire, kg. m ⁻³
ρ_{ap}	Densidad aparente, kg. m ⁻³
ϕ_p	Esfericidad de las partículas (adimensional)
μ_g	Viscosidad del gas, Pa.s
μ_p	Viscosidad de la fase granular, Pa.s
ω	Cociente área de contacto entre partículas/área de una partícula, (adimensional)
$\bar{\tau}_g$	Tensor de tensiones de la fase gas, Pa

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANSYS, Inc., ANSYS-Fluent 12, Theory Guide, 2011.

ANSYS, Inc., ANSYS-Fluent 13.0, Theory Guide, 2011.

Aguilar S. La promoción de energías renovables en Argentina: el caso GENREN. PUENTES, Análisis e Información sobre Comercio y Desarrollo Sostenible para América Latina- Vol 15, N° 5, 2014.

Avedesian M. y J.F. Davidson, Trans. Inst. Chem. Eng., 51, 121, 1973.

Armstrong L.M., Gu S., K.H. Luo., Study of wall-to-bed heat transfer in a bubbling fluidised bed using the kinetic theory of granular flow. International Journal of Heat and Mass Transfer 53 (2010) 4949–4959, 2010.

Armstrong, L.M., S. Gu, and K.H. Luo. Parametric Study of Gasification Processes in a BFB Coal Gasifier. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2011.

Asfar J.A., Gasification of Solid Waste Biomass, Jordan Journal of Mechanical and Industrial Engineering, 8 (1): 13 -19, 2014.

Babu S.P., Shah B. y Talwalkar A., AIChE Symp. Ser., 74 (176), 176, 1978.

Badzioch, S. and P. G. W. Hawksley, Kinetics of thermal decomposition of pulverized coal particles. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 1970, 9, 521–530, 1970.

Baeyens J. y D. Geldart, An investigation into slugging fluidized beds, Chemical Engineering Science, 29: 255-265, 1974.

Basu, P., Burning rate of carbon in fluidized beds. Fuel 56 (4), 390–392, 1977.

Basu, P. *Combustion and Gasification in Fluidized beds*. CRC Taylor and Francis Group, 2006.

Basu, P., Biomass Gasification and Pyrolysis – Practical Design and Theory, ELSEVIER, 2010.

Barreto G.F. Behavior of beds of fine powders fluidized by gases at pressures of up to 20 bar, Ph. D. Thesis, University College, London, 1984.

Benoit H., Perez Lopez I., Gauthier D., Sans J.L. y G. Flamant, On-sun demonstration of a 750 °C heat transfer fluid for concentrating solar systems: dense particle suspension in tube, Solar Energy, 108:622–633, 2015.

Biyikli S., K. Tuzla, y J. C. Chen, A Phenomenological Model for Heat Transfer in Freeboard of Fluidized Beds, Can. J. Chem. Eng., 67, 230, 1989.

Böer W., Advances in Solar Energy : An Annual Review of Research and Development, Edited by W. Böer, USA, ISSN 0731-8618, 1990.

Boissière B., Ansart R., Gauthier D., Flamant G. y M. Hemati. New heat transfer fluid for high concentrating solar power plants (CSP). 18th SolarPACES conference. Concentrating Solar Power and Chemical Energy Systems September 11-14, Marrakech (Morocco), 2012.

Boissière B., Etude hydrodynamique et thermique d'un nouveau concept de recepteur solaire a suspensions denses gaz-particules. Tesis doctoral, 2015.

Boissière B., Ansart R., Gauthier D., Flamant G. y M. Hemati. Experimental Hydrodynamic Study of Gas-Particle Dense Suspension Upward Flow for Application as New Heat Transfer and Storage Fluid. *Can. J. Chem. Eng.*, 93, 317-330, 2015.

Brems A., Cáceres G., Dewil R., Baeyens J. y F. Pitié. Heat transfer to the riser-wall of a circulating fluidised bed (CFB). *Energy Volume 50*, 1, 493–500, 2013.

Brooks E.F. y T.J. Fitzgerald, Aggregation and Fluidization Characteristics of a Fibrous Carbon, paper delivered at annual meeting of American Institute of Chemical Engineers, 1985.

Cammarata L., Lettieri P., Micale G.D.M. y D. Colman, 2D and 3D CFD Simulations of Bubbling Fluidized Beds Using Eulerian-Eulerian Models, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, Vol 1, A48, 2003.

Cengel Y.A. y J.M. Cimbala, *Mecánica de fluidos: Fundamentos y Aplicaciones*, McGraw-Hill Interamericana, México, 2006.

Chandran R. y J.C. Chen, A Heat Transfer Model for Tubes Immersed in Gas Fluidized Beds, *AIChE Journal*, Vol. 31, N°2: 244-252, 1985.

Chitester D.C. y R.M. Kornosky, Characteristics of fluidization at high pressure. *Chemical Engineering Science* vol 39, 2, 253-261, 1984.

Clarke K.L., Pugsley T. y G.A. Hill, Fluidization of moist sawdust in binary particle systems in a gas–solid fluidized bed, *Chemical Engineering Science* 60: 6909 – 6918, 2005.

Courdec J., Incipient fluidization and particulate systems. *Fluidization 2nd edition*. Davidson, Cliftm and Harrison Eds, Academic Press, London, p.p.1-46, 1985.

DallaValle, J. M. 1906-1958. *Micromeritics: the Technology of Fine Particles*. 2d ed. New York: Pitman Pub. Corp, 1948.

de Souza-Santos M.L., Comprehensive modeling and simulation of fluidized bed boilers and gasifiers. *Fuel*, 68 (12), 1507–1521, 1989.

Desch, H.E. y J.M. Dinwoodie, *Timber: its structure, properties and utilization*, 6th ed. Macmillan Press, 1981.

Di Blasi C., Combustion and gasification rates of lignocellulosic chars. *Progress in Energy and Combustion Science* 35 (2), 121–140, 2009.

Diario Río Negro, “El viento ya le da energía a Chorriaca”. http://www.rionegro.com.ar/diario/el-viento-ya-le-da-energia-a-chorriaca-4262831-10948-notas_energia.aspx, 2014.

EIA. “Energy sources have changed throughout the history of the United States”. U.S. Energy Information Administration. *AER Energy Perspectives and MER*, 2013.

Encinar, J.M., Gonzalez, J.F., Rodriguez, J.J. y M.J. Ramiro, Catalysed and uncatalysed steam gasification of eucalyptus char: influence of variables and kinetic study. *Fuel* 80 (14), 2025–2036, 2001.

Ergun S., Fluid Flow through Packed Columns, *Chem. Eng. Prog.*, 48(2):89–94, 1952.

Esmaili E. y N. Mahinpey, Adjustment of drag coefficient correlations in three dimensional CFD simulation of gas–solid bubbling fluidized bed, *Advances in Engineering Software* 42:375–386, 2011.

Falcone, P.K., A Handbook for Solar Central Receiver Design, Sandia Report SAND86-8009, 1986.

Fatehi H. y X.S. Bai, Effect of pore size on the gasification of biomass char, *Energy Procedia* 75:779 – 785, 2015.

Flamant G., Fours Solaires, Éditions Techniques de l'Ingénieur, France, Publication BE 8 849, pp. 1-12, 2008.

Flamant G. y H.Hemati. France 1058565, CNRS/INP Toulouse; PCT Extension, 26 April 2012, No. WO 2012/052661 A2, 2012.

Flamant G., Gauthier D., Benoit H., Sans J.L, Garcia R., Boissière B., Ansart R. y M. Hemati, Dense suspension of solid particles as a new heat transfer fluid for concentrated solar thermal plants: On-sun proof of concept, *Chem. Eng. Science*, Vol. 102, pp 567–576, 2013.

Flamant G., Gauthier D., Benoit H., Sans J-L, Boissière B, Ansart R. y M. Hemati, A new heat transfer fluid for concentrating solar systems: Particle flow in tubes, *Energy Procedia* 49:617 – 626, 2014.

Fouquet, R. “A brief history of energy”. J. Evans y L .C. Hunt (eds.), *International Handbook of the Economics of Energy*, Cheltenham, UK and Northampton, MA, USA: Edward Elgar Publishing: 1-19, 2009.

Formisani B., Girimonte R. y L. Mancuso, Analysis of the Fluidization Process of Particle Beds at High Temperature. *Chemical Engineering Science*, 53:951-961, 1998.

Froment G.F. y K.B. Bischoff, *Chemical reactor analysis and design*, 2nd edition Wiley, 1990.

García-Triñanes P, Seville J.P.K., Boissière B. y R. Ansart. Determination of hydrodynamic flow and particle motion in dense particle suspensions: Application in solar receivers. *The 7th World Congress on Particle Technology (WCPT7)*, 2014.

Geldart D., Types of Gas Fluidization, *Powder Technology*, 7: 285-292, 1973.

Geldart D. y A.R. Abrahamsen, Homogeneous Fluidisation of Fines Powders Using Various Gases and Pressures, *Powder Technology*, No. 19, 133, 1978.

Garside J. y M.R. Al-Dibouni. Velocity-Voidage Relationships for Fluidization and Sedimentation in Solid-Liquid Systems, , *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1977.

Gerber, S.; F. Behrendt y M. Oevermann, An Eulerian modeling approach of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor using char as bed material. *Fuel*, 89 (10), 2903–2917, 2010.

Gidaspow D., *Multiphase Flow and Fluidization, Continuum and Kinetic Theory Descriptions*, Academic Press Inc., 1994.

Gidaspow, D., Bezburuah, R., Ding, J., *Hydrodynamics of Circulating Fluidized Beds, Kinetic Theory Approach*. In *Fluidization VII, Proceedings of the 7th Engineering Foundation Conference on Fluidization*, pages 75–82, 1992.

Gil J., Aznar M.P., Caballero M.A., Frances E. y J. Corella, “Biomass Gasification in Fluidized Bed at Pilot Scale with Steam-Oxygen Mixtures. Product Distribution for Very Different Operating Conditions, *Energy & Fuels*, 11 (6): 1109-1118, 1997.

Giralt, C. *Energía eólica en Argentina: un análisis económico del derecho-* Revista Letras Verdes - N° 9:64/86, 2011.

Grace J.R., en *Handbook of Multiphase Systems*, Hetsroni G., eds., p. 8-1, Hemisphere, Whashington, D.C., 1982.

Garg H.P y Prakash J., *Solar Energy, Fundamentals and Applications*, Mc.Graw-Hill Publishing C. L. ISBN 0-07-463631-6, 2000.

Grossi Gallegos H. y R. Righini, *Atlas de energía solar de la República Argentina*. Publicado por la Universidad Nacional de Luján y la Secretaría de Ciencia y Tecnología, Buenos Aires, Argentina, mayo de 2007.

Gunn, D. J., *Transfer of Heat or Mass to Particles in Fixed and Fluidized Beds*. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 21:467–476, 1978.

Guo, B., Shen, Y., Li, D., Zhao, F., *Modelling coal gasification with a hybrid neural network*. *Fuel* 76 (12), 1159–1164, 1997.

Haider A. y O. Levenspiel, *Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles*”, *Powder Technol.*, 58, 63-70, 1989.

Horio M., Mori S., Furusawa T. y S. Tamanuki, *Research and development of NO emission abatement in a fluidized bed coal combustor in Japan*. 6th Proc. Int. Conf. Fluid. Bed Combust., 968-978, 1980.

Huang Z., He F., Zheng A., Zhao K., Chang S., Li X., Li H. y Z. Zhao, *Thermodynamic Analysis and Synthesis Gas Generation by Chemical-Looping Gasification of Biomass with Nature Hematite as Oxygen Carriers*, *Journal of Sustainable Bioenergy Systems*, 3: 33-39, 2013.

IEA. *World Energy Outlook*”, 2008.

IEA. “*World Energy Outlook. Executive Summary*”, 2010.

IEA. “*World Energy Outlook. Executive Summary*”, 2011.

IEA. “*Energy Technology Perspectives 2012. Pathways to a Clean Energy System*”, 2012.

IEA. “World Energy Outlook”, 2013

IPCC. “The Special Report on Renewable Energy Sources and Climate Change Mitigation. Summary for Policymakers and Technical Summary”, 2011.

IRENA: “Renewable Power Generation Costs in 2014”, 2014.

Jara Millar H., Biomasa y sus propiedades como combustible, Revista Celulosa y Papel, 2009.

Jenkins, B.M., Physical properties of biomass. In: Kitani, O., Hall, C.W. (Eds.), Biomass Handbook. Gordon & Breach Science Publishers, Amsterdam, 1989.

Jones, J.M., Nawaz, M., Darvell, L.I., Ross, A.B., Pourkashanian, M., Williams, A., Towards biomass classification for energy applications. In: Bridgwater, A.V., Boocock, D.G.B. (Eds.), Science in Thermal and Chemical Biomass Conversion, vol. 1. CPL Press, pp. 331–339, 2006.

Kangas P. Hannula I, Koukkari P. y M. Hupa, Modelling super-equilibrium in biomass gasification with the constrained Gibbs energy method, Fuel 129:86–94, 2014.

Kay, J. M. y R. M. Nedderman, “*Fluid mechanics and transfer processes*”, Press Syndicate of the University of Cambridge, Cambridge, 1985.

Kitani, O., Hall, C.W., Biomass Handbook. Gordon & Breach Science Publishers, 1989.

Kitano K y col., Kagaku Kogaku Rombunshu, 12, 354, 1986.

Kuipers J.A.M., Prins W., Van Swaaij W.P.M, Numerical calculation of wall-to-bed heat transfer coefficients in gas-fluidized beds, AIChE J., 38:1079-1091, 1992a.

Kuipers J.A.M., van Duin K.J., van Beckum F.P.H. y W.P.M. Van Swaaij, A numerical model of gas-fluidized beds, Chem. Eng. Sci., 47 (8):1913–1924, 1992b.

Kunii D., Levenspiel O., Fluidization Engineering. 2nd edition Butterworth-Heinemann, Boston, 1991.

Leckner, B., Heat transfer in circulating fluidized bed boilers, in Circulating Fluidized Bed Technology III (Edited by P. Basu, M. Horio, M. Hasatani), pp. 27-38. Pergamon Press, Oxford, 1991.

LePori W. A., Anthony R. G., Lalk T. R. y J.D. Craig, Fluidized bed combustion and gasification of biomass, Agricultural Energy, American Society of Agricultural Engineers, MI2, 330-334, 1980.

Li, X.T., Grace, J.R., Watkinson, A.P., Lim, C.J., Ergüdenler, A., Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier. Fuel 80 (2), 195–207, 2001.

Liu H., Elkamel A., Lohi A y M. Biglari, Computational Fluid Dynamics Modeling of Biomass Gasification in Circulating Fluidized-Bed Reactor Using the Eulerian–Eulerian Approach, Ind. Eng. Chem. Res., 52, 18162–18174, 2013.

- Loison R. and R. Chauvin, Pyrolyse rapide du charbon, *Chimie et Industrie*, 91 (3), 269-275, 1964.
- Lu Y., Huang J. y P. Zheng, A CFD–DEM study of bubble dynamics in fluidized bed using flood fill method, *Chemical Engineering Journal* 274:123–131, 2015.
- Lun C. K. K., Savage S. B., Jeffrey D. J., and Chepuruiy N.. Kinetic Theories for Granular Flow: Inelastic Particles in Couette Flow and Slightly Inelastic Particles in a General Flow Field. *J. Fluid Mech.*, 140:223–256, 1984.
- Lv P.M., Xiong Z.H., Chang J., Wu C.Z., Chen Y. y J.X. Zhu, An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed, *Bioresource Technology* 95, 95–101, 2004.
- Lv X., Li H. y Q. Zhu, Simulation of gas–solid flow in 2D/3D bubbling fluidized beds by combining the two-fluid model with structure-based drag model, *Chemical Engineering Journal* 236: 149–157, 2014.
- MacLean J.D., Thermal conductivity of wood. *Transactions of American Society of Heating and Ventilating Engineers* 47, 323–354, 1941.
- Márquez-Salazar C., An Overview of CSP in Europe, North Africa and the Middle East. *CSP Today*, 2008.
- Mazza G.D., Análisis de la transferencia de calor entre un lecho fluidizado y superficies sumergidas. Tesis Doctoral, Departamento de Ingeniería Química, Universidad Nacional de La Plata, Argentina, 1993.
- Mazza G.D., Soria J.M., Gauthier D., Reyes Urrutia A., Zambon M. y G. Flamant, Environmental Friendly Fluidized Bed Combustion of Solid Fuels: A Review About Local Scale Modeling of Char Heterogeneous Combustion, *Waste and Biomass Valorization*, 1-30, 2015.
- Mickley, H. S., Fairbanks D. F., Mechanisms of heat transfer to fluidized beds, *AIChE J.*, 1, 3, pp 374-384, 1955.
- Mii T., Yoshida K. y D. Kunii, *J. Chem. Eng. Japón*, 6, 100, 1973.
- Molins M. Planta Solar Termoeléctrica Híbrida de Les Borges Blanques. *RETEMA-Revista Técnica de Medio Ambiente, Especial BIOENERGÍA*: 7-16, 2013.
- Morrin S., Lettieri P., Chapman C. y L. Mazzei, Two stage fluid bed-plasma gasification process for solid waste valorization: Technical review and preliminary thermodynamic modelling of sulphur emissions, *Waste Management* 32:676–684, 2012.
- Morooka S., Nishinaka M. y Kato Y., *Kagaku Kogaku*, 37, 485, 1973.
- Natarajan E., Nordin A. y A.N. Rao, Overview of combustion and gasification of rice husk in fluidized bed reactors, *Biomass and Bioenergy* Vol. 14, 533-546, 1998
- Nagpal, S., T.K. Sarkar and P.K. Sen , Simulation of petcoke gasification in slagging moving bed reactors. *Fuel Processing Technology*, 86, 617–640, 2005.
- Nixon J.D., Dey P.K. y P.A. Davies, The feasibility of hybrid solar-biomass power plants in India, *Energy* 46:541-554, 2012.

Norma UNE 164001 EX, Biocombustibles sólidos. Método para la determinación del poder calorífico, 2005.

Ocampo, A., E. Arenas, F. Chejne, J. Espinel, C. Londoño, J. Aguirre and J.D. Perez, An experimental study on gasification of Colombian coal in fluidised bed. *Fuel* 82, 161–164, 2003.

Ogawa S., Umemura A., and N. Oshima. On the Equation of Fully Fluidized Granular Materials. *J. Appl. Math. Phys.*, 31:483, 1980.

Pain, C.C., Mansoorzadeh, S., de Oliviera, C.R.E., A study of bubbling and slugging fluidized beds using the two-fluid granulat temperatura model. *International Journal of Multiphase Flow*, 27, 527-551, 2001.

Pang C.H., Gaddipatti S., Tucker G., Lester E. y T. Wu, *Bioresource Technology* 172:312–320, 2014.

Patankar S.V., *Numerical heat transfer and fluid flow*, Taylor y Francis Ed., USA, 1980.

Petersen I. and J. Werther, Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed. *Chem. Eng. Prog.*, 44, 717-736, 2005.

Pierce B.S. y K.O. Dennen, eds., *The National Coal Resource Assessment Overview*, Chapter C, 2009.

Philibert, C. (2010). *Conclusions du Symposium SolarPACES*. Université de Perpignan-CNRS, France, 2010.

PV Magazine Latinoamérica. Fotovoltaica. Mercados y Tecnología. “SMA instala primer sistema híbrido solar-gas en Badajoz en una granja de pollos”. http://www.pv-magazine-latam.com/noticias/detalles/articulo/sma-instala-primer-sistema-hbrido-solar-gas-en-badajoz-en-una-granja-de-pollos_100015090/. 2014.

Puig-Arnabat M., Bruno J.C. y A. Coronas, Review and analysis of biomass gasification models, *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14:2841–2851, 2010.

Ranade V., *Computational flow modeling for chemical reactor engineering*, Academic Press, Londres, 2002.

Ranz W:E. and W.R. Marshall, Jr. Evaporation from Drops, *Chem. Eng. Prog.*, 48(3), 141-146, 1952.

Raveendran K., Ganesh A. y Khilar K.C., Pyrolysis characteristics of biomass and biomass components, *Fuel* Vol. 75 No. 8:987-998, 1996.

REN 21 “Renewables 2012. Global Status Report”, 2012.

Reuge N., Cadoret L., Coufort-Ssaudejaud, C., Pannala S., Syamlal M. y Caussat B., Multifluid Eulerian modeling of dense gas-solid fluidizaed bed hidroynamics: influence of the dissipation parameters. *Chem. Eng. Sci.*, 22, 5540-5551, 2008.

Reyes Urrutia A., Benoit H., Zambon M., Gauthier D., Flamant G. y G. Mazza, Simulation of the behavior of a dense SiC particle suspension as an energy transporting

vector using computational fluid dynamics (CFD), *Chemical Engineering Research and Design*, 106: 141-154, 2015.

Richardson J.F., *Fluidization* 2nd edition . Davidson, Clift y Harrison Eds, Academic Press, London, p.25, 1985.

Ruth L.A., Energy from municipal solid waste: a comparison with coal combustion technology, *Prog. Energy Combust*, 24: 545-564, 1998.

Sánchez F. Energías Renovables, situación y perspectivas. En CIEMAT (1995a): *Energía Renovables*:11-19, 1995.

Shukman D. “Cae el precio del petróleo: ¿adiós a las energías verdes?” BBC. http://www.bbc.co.uk/mundo/noticias/2015/02/150202_petroleo_precio_energias_renovables_lp#orb-footer. 2015.

Saxena S.C. y G.J. Vogel, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, 55, 184, 1977; *Chem. Eng. J.*, 14, 59, 1977.

Schmidt A. y U. Renz, Numerical prediction of heat transfer in fluidized beds by kinetic theory of granular flow, *Int. J. Therm. Sci.*, 39:871–885, 2000.

Servert J., San Miguel G. y D. López, Hybrid solar-biomass plants for power generation; technical and economic assessment, *Global NEST Journal* 13(3): 266-276, 2011.

Seville J. P.K., Tüzün U. y R. Clift, “*Processing of particulate solids*”, Blackie Academic & Professional, Londres, 1997.

Shafiee S. and E. Topal, When will fossil fuel reserves be diminished? *Energy Policy*, 37, 181–189, 2009.

Sharma A., Pareek V., Utikar R., Wang S., Yang H. y Zhang D., A cfd modelling study of multi-phase flow behaviour of biomass and biochar particles in a bubbling fluidized bed, 9th International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries CSIRO, Melbourne, Australia 2012.

Smith J.M., Van Ness H.C. y M.M. Abbott, *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*, McGraw-Hill/Interamericana Editores, México, 1991.

Smoot L.D. y Smith P.J., *Coal combustion and gasification*. Plenum Chemical Engineering Series, pp. 88–89, 1985.

Soria J.M., Zambon M. y G. D. Mazza, CFD Simulations of Heat Transfer between the Dense-Phase of a High-Temperature Fluidized Bed and an Immersed Surface” *AIChE J.*, 58 (2): 412–426, 2012.

Soria J.M., Gauthier D., Falcoz Q., Flamant G. y G.D. Mazza, Local CFD kinetic model of cadmium vaporization during fluid bed incineration of municipal solid waste, *J. Hazard. Mater.* 248-249, 276-284, 2013.

Sapalding D.B. y B.E. Launder, Mathematical models of turbulence, *Journal of Sound and Vibration*, 25, 4:651, 1972.

- Squires A. M., Fluidized Bed Combustion and Applications, Howard, J. R., Ed., Applied Science Publishers, Barking, p. 278, 1983.
- Srinivas T. y B.V. Reddy, Hybrid solar–biomass power plant without energy storage, Case Studies in Thermal Engineering 2:75–81, 2014.
- Stewart P.S.B. y J.F. Davidson, Slug flow in fluidized beds, Powder Tech 1:61-80, 1967.
- Syamlal M., The Particle-Particle Drag Term in a Multiparticle Model of Fluidization. National Technical Information Service, Springfield, VA, 1987.
- Syamlal M.; O'Brien, T. J. Derivation of a Drag Coefficient from Velocity-Voidage Correlation; U.S. Department of Energy, Office of Fossil Energy, National Energy Technology Laboratory, Morgantown, WV; April, 1987.
- Syamlal M y O'Brien T.J. Computer Simulation of Bubbles in a Fluidized Bed. AIChE Symp. Series, 85:22–31, 1989.
- Syamlal M., W. Rogers, and T.J. O'Brien. MFIX Documentation: Volume 1, Theory Guide. National Technical Information Service, Springfield, VA., DOE/METC-9411004, NTIS/DE9400087, 1993.
- Taghipour F., Ellis N. y Wong C. Experimental and computational study of gas-solid Fluidized bed hydrodynamics. Chem. Eng. Sci., 60, 6857-6867, 2005.
- Thapa R.K., Pfeifer C. y B. M. Halvorsen, Modeling of reaction kinetics in bubbling fluidized bed biomass gasification reactor, IJEE, Volume 5, Issue 1, 35-44, 2014.
- Trombe F. y A. Le Phat Vinh, Conclusion généralé, Cahier de l'AFEDES, N° 3, 66-70, 1971.
- Turzo G., Transport par Fluidisation en Phase Hyperdense: Amélioration Technologique, Modélisation et Dimensionnement, PhD Thesis, Toulouse National Institute of Technology, 2013.
- Van Swaaij W.P.M., Chemical reactors, Fluidization 2nd edition. Davidson, Clift y Harrison Eds, Academic Press, London, p.p. 595-630, 1985.
- Varadi T. y Grace J.R., en Fluidization, Davidson J.F y Keairns, eds., p. 50, Cambridge Univ. Press, New York, 1978.
- Watson R., Thorpe R. y J. Davidson, Vertical plug-flow pneumatic conveying from a fluidised bed. Powder Technology, 224, 155–161, 2012.
- Wen C.Y. y Y.H. Yu., AIChE Journal, 12, 610, 1966.
- Yang, Wen-ching. 2003. Handbook of fluidization and fluid-particle systems. New York: Marcel Dekker.
- Yu L., J. Lu X. Zhang y S. Zhang, Numerical Simulation of the bubbling fluidized bed coal gasification by kinetic theory of granular flow (KTGF). Fuel, 86, 722-734, 2007.

Zhang H., Benoit H., Gauthier D, Degrève J., Baeyens J., Pérez López I, Hemati M. y G. Flamant, Particle circulation loops in solar energy capture and storage: Gas–solid flow and heat transfer considerations, *Applied Energy* 161:206–224, 2016.

Zehner P. y E. U. Schlunder, Thermal conductivity of granular materials at moderate temperatures (in German), *Chemie. Ingr.-Tech.* 42, 933-941, 1970.

Zeleznik F.J. y S. Gordon, Calculation of complex chemical equilibria. *Industrial and Engineering Chemistry* 60 (6), 27–57, 1968.

ANEXOS

ANEXO I

Resultados experimentales obtenidos en el colector solar prototipo

caudal másico de SiC [kg/h]	Lecho [2]	Tp [°C]	Tp,inlet [°C]	Tp,outlet [°C]	Tw,inlet [°C]	Tw,middle [°C]	Tw,outlet [°C]	flujo en el foco [kW/m ²]	ϵ_s	Uz [m/s]	h [W/m ² K]
70,59	23,00	104,40	226,03	228,64	284,35	270,85	223,05	0,339	0,018	637,70	
85,04	26,10	87,09	199,70	211,38	260,14	242,53	223,13	0,355	0,020	647,26	
81,82	30,41	115,13	240,49	242,06	304,06	291,79	245,86	0,350	0,020	695,21	
51,92	27,00	128,22	240,18	262,48	308,18	271,14	205,17	0,340	0,013	486,20	
67,50	33,00	140,59	249,53	273,90	311,39	291,61	202,98	0,339	0,017	582,00	
64,29	36,00	148,39	247,20	276,94	306,40	283,00	186,70	0,349	0,016	594,00	
60,00	28,00	123,23	265,10	266,58	327,87	334,58	242,61	0,338	0,015	512,40	
60,00	27,00	137,94	270,81	268,53	333,33	339,25	242,66	0,338	0,015	541,00	
56,25	27,00	165,49	298,36	297,29	360,01	359,45	236,98	0,343	0,014	590,00	
33,96	29,00	200,67	305,90	292,70	353,69	358,63	183,52	0,341	0,008	475,00	
40,91	29,00	192,99	316,86	312,57	373,34	378,77	240,79	0,341	0,010	488,00	
42,86	11,88	148,42	264,44	262,40	318,64	316,51	211,97	0,344	0,011	457,21	
50,00	18,84	131,64	232,31	226,09	285,39	284,32	219,66	0,334	0,013	505,64	
52,94	21,23	110,78	230,29	226,62	292,23	291,89	220,05	0,336	0,013	441,98	
90,00	24,40	102,25	230,09	220,21	290,88	290,54	220,57	0,337	0,023	717,83	
44,26	22,43	172,48	254,91	267,82	317,56	304,94	220,57	0,315	0,012	490,29	
57,45	33,96	165,82	265,91	269,54	323,60	326,53	221,01	0,318	0,015	559,96	
61,02	29,15	165,98	296,57	291,05	341,75	359,69	225,07	0,348	0,015	610,73	
48,00	30,33	155,24	304,23	287,19	358,94	364,27	225,43	0,347	0,012	515,54	
43,55	43,26	223,28	305,48	343,74	357,30	363,71	210,39	0,280	0,013	463,82	
36,00	13,29	188,60	265,02	287,51	328,34	312,13	205,58	0,310	0,010	428,45	
33,03	10,52	208,65	282,81	298,77	342,86	336,32	208,40	0,306	0,009	436,23	
41,38	11,69	203,26	287,61	301,76	347,73	342,22	207,42	0,305	0,012	507,43	
42,35	27,38	182,63	275,68	286,23	335,46	333,47	216,05	0,307	0,012	449,66	
47,79	31,59	176,55	267,75	281,88	328,80	324,41	216,44	0,309	0,013	492,77	
61,02	31,87	161,69	267,31	272,12	328,73	329,14	216,63	0,310	0,017	563,36	
60,00	30,43	141,54	243,36	253,40	301,54	300,68	218,96	0,316	0,016	527,41	
61,02	38,37	148,57	241,63	252,35	302,60	300,75	219,15	0,316	0,016	542,46	
72,36	38,06	133,25	236,60	242,90	297,17	298,84	219,85	0,317	0,019	585,04	
87,80	44,13	116,47	222,68	231,68	287,47	287,93	221,17	0,310	0,024	628,56	
82,76	43,62	126,57	228,71	239,96	293,11	293,33	221,49	0,312	0,023	602,18	
36,00	28,89	191,41	292,11	306,70	354,18	342,90	211,66	0,320	0,010	415,77	
40,45	34,04	201,86	295,78	311,80	355,54	346,76	209,61	0,321	0,011	464,70	
50,00	34,05	180,74	272,56	289,71	335,97	329,83	209,63	0,324	0,013	505,83	
64,29	29,76	148,61	243,71	265,12	306,41	285,07	204,69	0,327	0,017	596,35	
62,61	35,32	131,51	241,70	255,91	304,03	296,20	205,10	0,329	0,016	521,10	
38,30	6,91	141,11	231,92	242,54	287,49	284,89	155,48	0,323	0,010	398,08	
46,75	6,95	108,57	224,82	224,98	275,01	285,74	155,89	0,325	0,012	417,00	
47,37	17,56	103,86	227,16	248,88	303,09	290,45	229,81	0,326	0,012	368,87	
59,34	25,47	101,19	232,76	243,31	304,26	296,49	230,14	0,326	0,015	451,15	
47,79	35,35	189,33	265,69	286,19	326,05	319,10	217,18	0,288	0,014	499,32	
61,02	34,38	172,14	263,83	287,70	329,54	325,20	217,30	0,288	0,018	539,12	
73,47	40,35	150,56	242,11	256,87	309,86	313,16	217,52	0,291	0,021	581,27	
45,76	26,93	176,50	256,40	281,88	329,08	310,60	230,53	0,314	0,012	468,87	
60,00	27,75	170,09	280,48	292,09	349,88	338,03	228,95	0,312	0,016	586,81	
54,55	46,32	162,71	268,79	290,18	326,41	325,16	221,67	0,317	0,015	474,32	
70,59	54,89	212,25	291,11	311,95	338,83	337,07	220,84	0,316	0,019	736,71	
59,02	57,08	189,26	288,69	313,46	350,48	347,26	220,44	0,315	0,016	535,56	
41,38	52,15	215,74	271,37	316,79	324,88	318,24	210,10	0,272	0,013	431,28	
38,71	70,54	231,26	292,57	333,33	347,06	345,96	205,11	0,270	0,012	400,10	
46,75	71,78	230,61	293,39	331,81	344,31	346,01	204,02	0,271	0,015	473,06	
37,10	24,70	225,18	293,55	322,71	354,35	352,12	223,25	0,283	0,014	443,62	
28,40	30,34	248,27	305,76	339,80	368,20	362,56	223,52	0,282	0,008	365,95	
36,36	37,31	244,69	309,61	339,28	378,06	367,63	224,04	0,283	0,011	444,73	

ANEXO II

Modelado mediante CFD del colector solar. Programación empleada

Modelo de Arrastre de Syamlal y O'Brien 1987

```

/*****
  UDF para adaptar el modelo de arrastre de Syamlal y O'Brien TJ. 1987
*****/

#include "udf.h"

#define formfac 0.5244 /*fi^2,53=0.53*/

DEFINE_EXCHANGE_PROPERTY(obrien,cell,mix_thread,s_col,f_col)
{
  Thread *thread_g, *thread_s;
  real x_vel_g, x_vel_s, y_vel_g, y_vel_s, z_vel_g, z_vel_s, abs_v, slip_x,
  slip_y, slip_z, D_p,
      rho_g, rho_s, mu_g, reyp, afac,
      bfac, void_g, vfac, fdrgs, taup, k_g_s;

  /* find the threads for the gas (primary) */
  /* and solids (secondary phases) */

  thread_g = THREAD_SUB_THREAD(mix_thread, s_col);/*fase sólida*/
  thread_s = THREAD_SUB_THREAD(mix_thread, f_col);/*fase sólida*/

  /* find phase velocities and properties*/

  x_vel_g = C_U(cell, thread_g);
  y_vel_g = C_V(cell, thread_g);

  x_vel_s = C_U(cell, thread_s);
  y_vel_s = C_V(cell, thread_s);

  z_vel_g = C_W(cell, thread_g);
  z_vel_s = C_W(cell, thread_s);

  slip_x = x_vel_g - x_vel_s;
  slip_y = y_vel_g - y_vel_s;
  slip_z = z_vel_g - z_vel_s;

  rho_g = C_R(cell, thread_g);
  rho_s = C_R(cell, thread_s);

  mu_g = C_MU_L(cell, thread_g);

  D_p = C_PHASE_DIAMETER(cell,thread_s);

  /*compute slip*/
  abs_v = sqrt(slip_x*slip_x + slip_y*slip_y+ slip_z*slip_z);

  /*compute Reynold's number*/

```

```

reyp = rho_g*abs_v*(D_p*formfac)/mu_g;

/* compute particle relaxation time */

taup = rho_s*pow((D_p*formfac),2)/18./mu_g;

void_g = C_VOF(cell, thread_g);/* gas vol frac*/

/*compute drag and return drag coeff, k_g_s*/

afac = pow(void_g,4.14);

if(void_g<=0.85)
  bfac = 0.25*pow(void_g, 1.28);
else
  bfac = pow(void_g, 10.92);

vfac = 0.5*(afac-0.06*reyp+sqrt(0.0036*reyp*reyp+0.12*reyp*(2.*bfac-
                                afac)+afac*afac));
fdrgs = void_g*(pow((0.63*sqrt(reyp)/vfac+4.8*sqrt(vfac)/vfac),2))/24.0;

k_g_s = (1.-void_g)*rho_s*fdrgs/taup;

return k_g_s;
}

```

Conductividad efectiva de la emulsión

```

#include "udf.h"
/* UDF para incorporar el modelo de Zehner y Schlünder (1970)*/
/*Esta UDF es válida para el caso m=87.8 kg/h; la kef del SiC está calculada a la
temperatura promedio experimental del sólido y del gas; para el gas se utiliza
una función polinómica de primer orden*/

#define OMEGA 7.26E-3
#define K_F0 0.036
#define K_S0 88.23

real
k_solid(real e_gas)
{
  real k_sol;
  real a = K_S0/K_F0;
  real b = 1.25*pow((1.-e_gas)/e_gas, 10./9.);
  real t1 = (a-1.)/pow((1.-b/a),2.0)*(b/a)*log(a/b);
  real t2 = -((b-1.)/(1.-b/a))-0.5*(b+1.);
  real gm = (2./(1.-b/a))*(t1+t2);
  real k_bs = K_F0*(OMEGA*a + (1.-OMEGA)*gm);
  k_sol = k_bs/sqrt(1.-e_gas);
  return (k_sol);
}

DEFINE_PROPERTY(conduct_gas,cell,thread)
{
  real k_bf, k_gas;
  real temp = C_T(cell, thread);
  real Kaire = 4.5e-3+7.12e-5*temp;
  k_bf = Kaire*(1.-sqrt(1.-C_VOF(cell,thread)));
  k_gas = k_bf/C_VOF(cell, thread);
  return (k_gas);
}

```

```

}

DEFINE_PROPERTY(conduct_solid,cell,thread)
{
  real k_sol;
  real epsi_max = 1.-10*SD_EPS;
  real epsi = MIN( epsi_max, (1.-C_VOF(cell,thread)));
  k_sol = k_solid(epsi);
  return (k_sol);
}

```

Perfil de temperatura sobre la pared del tubo

```

/*****
Temperatura Profile.c
UDF para establecer el perfil de longitudinal de temperatura del tubo
donde ocurre la transferencia de calor
Caudal másico de sólido = 87,8 kg/h
*****/
#include "udf.h"

DEFINE_PROFILE(T_z, thread, position)
{
  real x[ND_ND];      /* vector posición */
  real z;
  face_t f;
  begin_f_loop(f, thread)
  {
    F_CENTROID(x,f,thread);
    z = x[2];/*[el X[1] es para la posición y; sera X[0] para la posición x*/
    if (z <= 0.25)
    {
      F_PROFILE(f, thread, position) =504.83+223.16*z;/*cambia según la
experiencia*/
    }
    else
    {
      F_PROFILE(f, thread, position) =560.16+1.84*z;/*cambia según la
experiencia*/
    }
  }
  end_f_loop(f, thread)
}

```


ANEXO III

Cinética de reacción de combustión de *char*

```

/*****
Cinética para evaluar la velocidad de la reacción heterogénea de
Combustión del carbón (char)
*****/

#include "udf.h"
#include "stdio.h"
#include "time.h"
#define SMALL_S 1.e-29
#define eps_g_small 0.99999
#define spe_small 1.e-8
#define TMAX 2500.
static const real c_char_comb = 1; /* control the char combustion rate */
static cxboolean init_flag = TRUE;
/* Search the index for each species */
static real mw[MAX_PHASES][MAX_SPE_EQNS];
static int INDEX_PHASE_CH4 = 0, INDEX_SPECIES_CH4 = 0, INDEX_PHASE_CO = 0,
INDEX_SPECIES_CO = 0,
INDEX_PHASE_CO2 = 0, INDEX_SPECIES_CO2 = 0, INDEX_PHASE_H2 = 0, INDEX_SPECIES_H2
= 0,
INDEX_PHASE_H2O = 0, INDEX_SPECIES_H2O = 0, INDEX_PHASE_O2 = 0, INDEX_SPECIES_O2
= 0,
INDEX_PHASE_H2S = 0, INDEX_SPECIES_H2S = 0, INDEX_PHASE_CL2 = 0,
INDEX_SPECIES_CL2 = 0,
INDEX_PHASE_NH3 = 0, INDEX_SPECIES_NH3 = 0, INDEX_PHASE_N2 = 0, INDEX_SPECIES_N2
= 0,
INDEX_PHASE_TAR = 0, INDEX_SPECIES_TAR = 0, INDEX_PHASE_C = 0, INDEX_SPECIES_C =
0,
INDEX_PHASE_VOL = 0, INDEX_SPECIES_VOL = 0, INDEX_PHASE_MOISTURE = 0,
INDEX_SPECIES_MOISTURE = 0,
INDEX_PHASE_ASH = 0, INDEX_SPECIES_ASH = 0;
DEFINE_ADJUST(gasification, domain)
{
int n, ns;
Domain *subdomain;
/*int n_phases = DOMAIN_N_DOMAINS(domain);*/
if(init_flag)
{
#if !RP_HOST
/* search all the species and saved the Molecular Weight */
sub_domain_loop(subdomain, domain, n)
{
Material *m_mat, *s_mat;
if (DOMAIN_NSPE(subdomain) > 0)
{
m_mat = Pick_Material(DOMAIN_MATERIAL_NAME(subdomain), NULL);
mixture_species_loop(m_mat, s_mat, ns)
{
if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat, ns), "ch4"))
{
INDEX_PHASE_CH4 = n;
INDEX_SPECIES_CH4 = ns;
}
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat, ns), "co"))

```

```

{
INDEX_PHASE_CO = n;
INDEX_SPECIES_CO = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"co2"))
{
INDEX_PHASE_CO2 = n;
INDEX_SPECIES_CO2 = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"h2"))
{
INDEX_PHASE_H2 = n;
INDEX_SPECIES_H2 = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"h2o"))
{
INDEX_PHASE_H2O = n;
INDEX_SPECIES_H2O = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"o2"))
{
INDEX_PHASE_O2 = n;
INDEX_SPECIES_O2 = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"h2s"))
{
INDEX_PHASE_H2S = n;
INDEX_SPECIES_H2S = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"cl2"))
{
INDEX_PHASE_CL2 = n;
INDEX_SPECIES_CL2 = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"nh3"))
{
INDEX_PHASE_NH3 = n;
INDEX_SPECIES_NH3 = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"n2"))
{
INDEX_PHASE_N2 = n;
INDEX_SPECIES_N2 = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"tar"))
{
INDEX_PHASE_TAR = n;
INDEX_SPECIES_TAR = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"c"))
{
INDEX_PHASE_C = n;
INDEX_SPECIES_C = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"volatile"))
{
INDEX_PHASE_VOL = n;
INDEX_SPECIES_VOL = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"h2o<1>"))
{
INDEX_PHASE_MOISTURE = n;
}

```

```

INDEX_SPECIES_MOISTURE = ns;
}
else if (0 == strcmp(MIXTURE_SPECIE_NAME(m_mat,ns),"ash-coal"))
{
INDEX_PHASE_ASH = n;
INDEX_SPECIES_ASH = ns;
}
CX_Message ("\n --- %d %d, %d %d, %d %d, %d %d,%d %d, %d %d, %d %d, %d %d, %d %d, %d %d, %d %d \n",
INDEX_PHASE_CO2, INDEX_SPECIES_CO2, INDEX_PHASE_H2, INDEX_SPECIES_H2,
INDEX_PHASE_CH4, INDEX_SPECIES_CH4,INDEX_PHASE_CO, INDEX_SPECIES_CO,
INDEX_PHASE_H2O, INDEX_SPECIES_H2O, INDEX_PHASE_O2, INDEX_SPECIES_O2,
INDEX_PHASE_H2S, INDEX_SPECIES_H2S, INDEX_PHASE_CL2, INDEX_SPECIES_CL2,
INDEX_PHASE_NH3, INDEX_SPECIES_NH3, INDEX_PHASE_N2, INDEX_SPECIES_N2,
INDEX_PHASE_TAR, INDEX_SPECIES_TAR, INDEX_PHASE_C, INDEX_SPECIES_C,
INDEX_PHASE_VOL, INDEX_SPECIES_VOL, INDEX_PHASE_MOISTURE, INDEX_SPECIES_MOISTURE,
INDEX_PHASE_ASH, INDEX_SPECIES_ASH);
mw[n][ns] = MATERIAL_PROP(s_mat,PROP_mwi);
}
}
else
{
s_mat = Pick_Material(DOMAIN_MATERIAL_NAME(subdomain),NULL);
mw[n][0] = MATERIAL_PROP(s_mat,PROP_mwi);
}
}
#endif
init_flag = FALSE;
/* to calculate some commonly used values here in order to save the CPU time */
}
}

DEFINE_HET_RXN_RATE(combustion_char,c,t,hr,mw,yi,rr,rr_t)
{
Thread **pt = THREAD_SUB_THREADS(t);
Thread *tp = pt[0]; /* gas phase */
Thread *ts = pt[1]; /* solid phase */
real kj;
real y_carbon, y_o2;
real T = C_T(c,tp);
real D_p = C_PHASE_DIAMETER(c,ts);
real Pt = (101325+C_P(c,t));
real Re, vrel, hm, Sc, Ac, diff;
*rr=0;
y_carbon = yi[INDEX_PHASE_C][INDEX_SPECIES_C];
y_o2=yi[INDEX_PHASE_O2][INDEX_SPECIES_O2];
Ac=6*y_carbon*(y_o2*C_R(c,tp)/mw[INDEX_PHASE_O2][INDEX_SPECIES_O2])/(D_p);
diff = 1.695e-3*pow(T,2.5)/(1.8*T+441)/Pt; /* correlacion empirica vapor de agua-
aire m2/seg*/
vrel = pow(( (C_U(c,tp)-C_U(c,ts))*(C_U(c,tp)-C_U(c,ts)) +
(C_V(c,tp)-C_V(c,ts))*(C_V(c,tp)-C_V(c,ts)) +
(C_W(c,tp)-C_W(c,ts))*(C_W(c,tp)-C_W(c,ts)) ), 0.5);
Sc = C_MU_L(c,tp)/(C_R(c,tp) * diff);
Re = D_p * vrel * C_R(c,tp)/(C_MU_L(c,tp)+SMALL_S);
hm = diff/D_p*(2+0.6*pow(Sc,1/3)*pow(Re,1/2));
kj=1.22*(C_T(c,ts))*exp(-85.60e6/((C_T(c,ts))*UNIVERSAL_GAS_CONSTANT));
*rr=Ac*C_VOF(c,ts)/((1/hm)+(1/kj));
/*"Simulated moving bed technology applied to coal gasification" */
}

```