

UNIVERSIDAD NACIONAL DE CUYO



FACULTAD
DE INGENIERÍA



DIRECCIÓN
DE POSGRADO

Doctorado en Ingeniería Industrial - Carrera Interinstitucional -

TESIS

**Diseño de un modelo de producción de gas de síntesis
a partir de orujo residual de la industria vitivinícola
utilizando energía solar de concentración**

Juan Manuel Leiva Butti

Junio de 2023



Doctorado en Ingeniería Industrial - Carrera Interinstitucional -

**Diseño de un modelo de producción de gas de síntesis
a partir de orujo residual de la industria vitivinícola
utilizando energía solar de concentración**

Autor: Ing. Juan Manuel LEIVA BUTTI

Director: Dr. Ing. Jorge Eduardo NÚÑEZ MC LEOD

Codirectora: Dra. Ing. Selva Soledad RIVERA

Junio de 2023

DOCTORADO EN INGENIERIA INDUSTRIAL

ACTA DE DEFENSA PÚBLICA DE TESIS

En la Ciudad de Mendoza siendo las 18.03 horas del día 28 de junio de 2023 se reúne en Acto Público el Jurado encargado de evaluar la Defensa del Trabajo de Tesis de la Carrera de Posgrado Doctorado en Ingeniería Industrial titulada "DISEÑO DE UN MODELO DE PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS A PARTIR DE ORUJO RESIDUAL DE LA INDUSTRIA VITIVINÍCOLA UTILIZANDO ENERGÍA SOLAR DE CONCENTRACIÓN", desarrollada por el alumno **Ing. Juan Manuel LEIVA BUTTI** bajo la dirección del Dr. Ing. Jorge Eduardo NÚÑEZ Mc LEOD y co-dirección de la Dra. Ing. Selva Soledad RIVERA.

El Jurado fue designado por el Consejo Directivo de la Facultad de Ingeniería según Resolución N° 092/2023 CD, y está integrado por:

Titulares:

- Dr. Jorge Eduardo VIEL
- Dr. Pedro Alejandro BAZIUK
- Dr. Emiliano Nehuen CAMPITELLI SANCHEZ (Externo)

Suplentes:

- Dra. Romina Daniela CALVO OLIVARES
- Dra. Paula Zulema ARAUJO

El alumno **Ing. Juan Manuel LEIVA BUTTI** efectúa la defensa de su Tesis.

A continuación, los miembros del Jurado efectúan preguntas, consultas y comentarios que estimaron convenientes para ser contestadas por el alumno **Ing. Juan Manuel LEIVA BUTTI**.

Seguidamente el Jurado se reúne en Sesión Privada para calificar la Tesis defendida, la que obtiene la calificación de: *Sobresaliente* por unanimidad.

Se comunica al alumno **Ing. Juan Manuel LEIVA BUTTI** la calificación obtenida.

Se cierra este Acto siendo las 19:37 horas del día 28 de junio de 2023.



Dr. Jorge Eduardo
VIEL



Dr. Pedro Alejandro
BAZIUK



Dr. Emiliano Nehuen
CAMPITELLI SANCHEZ

AGRADECIMIENTO

Gracias a Bruno.

Gracias a mi madre y a mi padre.

Gracias a Nico, Lucila, Andrés, Diego,

Alelí, Mati N., Gisela y Mati G.

ÍNDICE

RESUMEN	17
ABSTRACT	21
INTRODUCCIÓN	23
I. SITUACIÓN PROBLEMÁTICA	26
1.1. Identificación del problema	26
1.1.1. El orujo como residuo y su potencial energético	26
1.1.2. Gasificación de biomasa	33
1.1.2.1. Barreras para la implementación comercial	34
1.1.2.2. Oportunidad para la industria vitivinícola	36
1.1.2.3. Requerimientos de diseño del dispositivo tecnológico	37
1.1.2.4. Gasificación autotérmica y alotérmica. Alimentación energética del proceso.	38
1.1.3. Gasificación solar de biomasa	40
1.2. Formulación del problema	41
1.2.1. Problema científico-tecnológico	41
1.2.1.1. Problemas específicos	42
1.2.2. Novedad científica	43
1.3. Objetivos de la investigación	45
1.3.1. Objetivo General	45
1.3.2. Objetivos específicos	45
1.4. Justificación	47
1.4.1. Conveniencia	47
1.4.2. Relevancia social	47
1.4.3. Valor práctico	48
1.4.4. Valor teórico	49
1.4.5. Valor metodológico	51
II. MARCO TEÓRICO	53
2.1. Antecedentes	53
2.1.1. Biomasa	53

2.1.1.1.	Clasificación	54
2.1.1.2.	Formación y sustentabilidad	55
2.1.1.3.	Perspectiva histórica	56
2.1.1.4.	Procesos de conversión de la biomasa	57
2.1.1.5.	Características del Orujo	59
2.1.2.	Gasificación de biomasa	60
2.1.2.1.	Definición - Descripción	60
2.1.2.2.	Proceso de gasificación tradicional	61
2.1.2.3.	Equilibrio termodinámico	63
2.1.2.4.	Reacciones presentes en el proceso	65
2.1.2.5.	Cinética de las reacciones	68
2.1.2.6.	Reducción de alquitranes	70
2.1.2.7.	Gasificación vs. Combustión	73
2.1.2.8.	Captura de Carbono	74
2.1.3.	Gasificación solar de biomasa	74
2.1.3.1.	Reactores de gasificación solar	75
2.1.4.	Energía termosolar de concentración	76
2.1.4.1.	Concentradores Solares de Disco Parabólico	78
2.2.	Dispositivo tecnológico y proceso industrial propuestos	82
2.2.1.	Alternativas de proceso industrial	83
2.2.2.	Diseño conceptual del reactor	90

III.METODOLOGÍA 94

3.1.	Proceso de diseño e investigaciones necesarias	94
3.2.	Alcance y diseño de las investigaciones, hipótesis, variables y metodología	95
3.2.1.	Ingeniería Básica	96
3.2.1.1.	Investigación específica 1	96
3.2.1.2.	Investigación específica 2	97
3.2.2.	Factibilidad del Proceso	99
3.2.2.1.	Investigación específica 3	99
3.2.2.2.	Investigación específica 4	100
3.2.2.3.	Investigación específica 5	101
3.2.3.	Verificaciones e Ingeniería de Detalle	102
3.2.3.1.	Investigación específica 6	102
3.2.3.2.	Investigación específica 7	103
3.2.3.3.	Investigación específica 8	104
3.2.3.4.	Investigación específica 9	106

IV. ANÁLISIS ÓPTICO Y SISTEMA DE SEGUIMIENTO DEL SOL	108
4.1. Determinación del Factor de intercepción	109
4.1.1. Estado de arte	109
4.1.2. Metodología	110
4.1.2.1. Cálculo analítico del punto de impacto	110
4.1.2.2. Resultados	119
4.1.2.3. Modelo de Trazado de rayos de Montecarlo	122
4.1.3. Resultados comparados	130
4.2. Diseño del sistema de seguimiento del sol	133
4.2.1. Determinación de los requerimientos del sistema	133
4.2.2. Diseño mecánico	135
4.2.2.1. Mecanismo de giro acimutal	136
4.2.2.2. Mecanismo de giro de elevación	137
4.2.3. Diseño del sistema de control	139
V. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR Y FACTIBILIDAD DEL PROCESO	143
5.1. Metodología	144
5.1.1. Simulación del reactor y del proceso	144
5.1.2. Modelos y datos empíricos	147
5.1.2.1. Irradiancia normal directa	147
5.1.2.2. Superficie reflectante	149
5.1.2.3. Reactor-receptor	151
5.1.2.4. Calor Disponible	159
5.1.2.5. Rendimiento global de las reacciones de pirólisis y gasificación	163
5.1.2.6. Determinación de la temperatura del medio de reacción . . .	168
5.1.2.7. Equipos auxiliares	173
5.1.3. Verificación	176
5.1.4. Optimización	180
5.2. Resultados	181
5.2.1. Dimensiones óptimas del reactor	181
5.2.1.1. Consideraciones de diseño	182
5.2.2. Límite superior al rendimiento del proceso	185
5.2.3. Eliminación de equipos de recuperación de calor	186
5.2.4. Potencial para escalar el proceso	187
VI. VERIFICACIONES DEL DISEÑO	190
6.1. Factibilidad del sistema de control de la temperatura	191
6.2. Distribución del flujo de calor en el receptor	192
6.2.1. Estado del arte	192
6.2.2. Modelo de trazado de rayos de Montecarlo	194

6.2.3.	Variables	199
6.2.4.	Resultados	201
6.2.4.1.	Máxima densidad de flujo radiante absorbido	201
6.2.4.2.	Flujo radiante absorbido en cada superficie	207
6.2.4.3.	Comparación de resultados	211
6.3.	Distribución de la temperatura dentro del reactor	212
6.3.1.	Estado del arte	213
6.3.2.	Condiciones de operación normales más desfavorables	213
6.3.3.	Modelo de Dinámica de Fluidos Computacional	214
6.3.3.1.	Dominio y supuestos físicos	214
6.3.3.2.	Ecuaciones de flujo y condiciones de borde	220
6.3.3.3.	Propiedades de los fluidos	224
6.3.3.4.	Modelo de turbulencia	225
6.3.3.5.	Modelo de radiación	226
6.3.3.6.	Reacciones	228
6.3.3.7.	Errores de discretización y de linealización	230
6.3.4.	Resultados	233
6.3.4.1.	Distribución de temperatura en las paredes del receptor	233
6.3.4.2.	Propiedades de superficie requeridas	242
6.3.4.3.	Comparación de resultados	243
VII	CONCLUSIONES	245
7.1.	Resumen de resultados	246
7.1.1.	Investigación específica 1	246
7.1.2.	Investigación específica 2	247
7.1.3.	Investigación específica 3	248
7.1.4.	Investigación específica 4	248
7.1.5.	Investigación específica 5	248
7.1.6.	Investigación específica 6	249
7.1.7.	Investigación específica 7	249
7.1.8.	Investigación específica 8	251
7.1.9.	Investigación específica 9	251
7.2.	Futuras líneas de investigación y desarrollo	252
REFERENCIAS		280
Anexos		281
A. Matriz de consistencia		282
B. Anexo para respaldo de la investigación		284

Índice de tablas

1.1. Estimación de la producción anual de orujo en Mendoza, Argentina y el Mundo y potencial energético en relación al consumo de gas natural.	28
2.1. Características del orujo proveniente de distintas regiones del mundo.	60
2.2. Límites tolerables de alquitranes en el gas de síntesis según su aplicación [162].	71
4.1. Parámetros de las superficies y etapas empleados en el modelo de trazado de rayos de Montecarlo para el factor de intercepción [89].	128
4.2. Comparación de resultados (factor de intercepción) entre el modelo de Cálculo analítico del punto de impacto y el modelo de trazado de rayos de Montecarlo [89].	131
5.1. Parámetros empleados en la simulación del reactor y del proceso [87].	152
5.2. Rendimiento de gases por mol de C de la pirólisis y gasificación en vapor combinadas sin catalizador, extraído de [63].	165
5.3. Entalpías de formación estándar y calores específicos promedio (entre 293,15 K y 1273,15 K) empleados en los balances de energía [87].	167
5.4. Dimensiones óptimas del reactor-receptor para la muestra de datos correspondiente a la semana de alta irradiancia [87].	182
5.5. Resultado de la simulación para el periodo de optimización (del 27-01-2018 al 02-02-2018 y del 07-06-2018 al 13-06-2018) con y sin recuperación de calor, y para la temporada de producción de orujo (del 01-02-2018 al 31-05-2019) [87].	183
5.6. Consumo anual de gas natural y producción anual de orujo de bodegas de la Prov. de Mendoza [17]. Los valores en términos de energía se calcularon a partir del PCI.	187
6.1. Parámetros de las superficies y etapas empleados en el modelo de trazado de rayos de Montecarlo para la densidad de flujo en las paredes internas del receptor [89].	196
6.2. Lista de valores de las variables evaluados con el modelo de trazado de Montecarlo [89]. Se computaron todas las combinaciones posibles.	201

6.3. Propiedades de materiales empleadas en los subdominios del modelo de CFD [89]. En el caso de los sólidos y del aire perteneciente al subdominio (A), sólo la conductividad térmica y las propiedades radiativas son necesarias.	218
6.4. Análisis del error de discretización y parámetros de malla del subdominio correspondiente al medio de reacción [89].	231
6.5. Análisis del error de discretización causado por el tamaño de los elementos de superficie del receptor y por el número de rayos por elemento [89].	232
6.6. Ejecuciones de las simulaciones del modelo de CFD: valores de las variables, parámetros y resultados [89]. Las ejecuciones 1 a 4 corresponden al Caso del Fondo. Las ejecuciones 5 a 9, al Caso de los Lados.	238
6.7. Comparación de las pérdidas de emisión y de conducción entre el modelo de CFD y el modelo de la Sec 5.1.2.3 [89].	243

Índice de figuras

2.1. Etapas de los procesos de gasificación dentro de un gasificador de biomasa. Adaptado de [162].	62
2.2. Equilibrio termodinámico en función de la temperatura a 1 atm de presión para celulosa y vapor de agua en cantidad estequiométrica. Reproducido de [59]. . . .	64
2.3. Vista esquemática en corte axial de la superficie reflectante de un CSDP (azul) [87]. Parámetros característicos: ángulo del borde (Ψ), diámetro de la apertura del receptor (D_a) y error de alineación (ε).	79
2.4. Alternativa de proceso 1: Reactor con sales fundidas, conjunto de módulos CSDP, hibridación con quema de gas de síntesis, y proceso auxiliar de regeneración de sales	84
2.5. Alternativa de proceso 2: Reactor de gasificación en vapor integrado al receptor de un CSDP.	87
2.6. Alternativa de proceso 3: Reactor de gasificación en vapor integrado al receptor de un CSDP, con sistema de recuperación de calor sensible y latente.	89
2.7. Esquema de concentrador solar de disco parabólico con reactor de gasificación de orujo integrado en el receptor [89].	90
2.8. Diseño conceptual del reactor-receptor de gasificación solar de orujo [87]. . . .	92
4.1. Versores del rayo incidente ($\vec{r}$), el rayo reflejado en la superficie ($\vec{f}$), y normal a la superficie ($\vec{n}$).	113
4.2. Discretización de la dirección de los rayos incidentes ("forma del sol") en 1024 porciones del ángulo sólido subtendido por el sol.	117
4.3. Punto de impacto sobre el plano focal calculado para los 1024 rayos que inciden sobre la superficie reflectante en el punto con coordenadas $x = -1\text{m}$ e $y = 1\text{m}$ [87].	118
4.4. Discretización del área proyectada de la superficie reflectante en 2831 particiones de $0,00125\text{ m}^2$	118
4.5. Factor de intercepción local calculado para el caso de $\varepsilon = 0,5^\circ$, $\Psi = 80^\circ$ y $D_a = 7\text{cm}$ [87].	120
4.6. Factor de intercepción del CSDP en función de ε , Ψ y D_a [87].	120

4.7. Factor de intercepción del CSDP en función de Ψ , con $D_a = 7\text{cm}$	121
4.8. Factor de intercepción del CSDP en función de D_a , con $\Psi = 60^\circ$	122
4.9. Tipos de dispersión de la reflexión sobre una superficie disponibles en el software <i>SolTrace</i>	125
4.10. Superficies (líneas) y etapas (números en negrita) definidas en el Modelo de trazado de rayos de Montecarlo para cálculo del factor de Intercepción.	127
4.11. Comparación de datos experimentales para el " <i>EuroDish South</i> " [161] y los valores producidos por el modelo de Montecarlo de esta tesis [89]. Los puntos corresponden al plano focal, con el foco en $x = 0\text{ mm}$	129
4.12. Datos empíricos vs. resultados numéricos, correspondientes a la Fig. 4.11 [89] .	130
4.13. Factor de intercepción determinado con el modelo de trazado de rayos de Montecarlo, con y sin considerar los errores ópticos de la superficie reflectante [89].	132
4.14. Mecanismo de giro acimutal.	137
4.15. Mecanismo de giro de elevación.	138
4.16. Mecanismo de elevación construido.	139
4.17. Proceso de calibración del sensor. Determinación de paralelismo con un muro. .	141
5.1. Nomenclatura de las corrientes de masa y energía del proceso de gasificación solar de orujo asociado al dispositivo tecnológico [87].	145
5.2. Datos de fracción difusa de la irradiancia predichos con el modelo BRL ajustado [87].	150
5.3. Datos de irradiancia solar para el 12 de febrero de y el 18 de mayo de 2018 [87].	150
5.4. Subdivisión del material aislante en tres capas para el cálculo de transferencia de calor transitoria de las pérdidas de conducción [87].	157
5.5. Análisis estacionario de transferencia de calor desde el receptor de cavidad al medio de reacción bajo las condiciones más desfavorables [87].	160
5.6. Modelo de transferencia de calor transitoria del reactor-receptor y del aislante resuelto por método de elementos finitos. Las isolíneas de temperatura corresponden a condiciones de día despejado luego de 2521 s de calentamiento [87].	178
5.7. Temperatura externa del reactor (o temperatura interna del aislante) para condiciones de día despejado. Resultados por método de elementos finitos y del modelo de pérdidas de conducción de la Sec. 5.1.2.3 [87].	179
5.8. Simulación del desempeño del reactor para el periodo de optimización (del 27-01-2018 al 02-02-2018 y del 07-06-2018 al 13-06-2018). Gráfica de flujo radiante incidente, flujo de calor neto transferido al medio de reacción, tasa de alimentación de orujo seco, y tasa de flujo de gas de síntesis producido [87]. . .	184
6.1. Dimensiones optimizadas del reactor-receptor y nomenclatura de las superficies [89].	194

6.2.	Superficies (líneas) y etapas (números en negrita) definidas en el Modelo de trazado de rayos de Montecarlo para la determinación de la densidad de flujo en las paredes del receptor [89].	195
6.3.	Ejemplo de las interacciones tridimensionales del trazado de rayos. Cada punto representa el impacto de un rayo en una superficie. Izquierda: todas las superficies y traza de algunos rayos. Derecha: Acercamiento a las etapas 2, 3 y 4 [89].	197
6.4.	Valor máximo de Φ_{abs} computado para el Fondo. Se incluyen las incertidumbres devueltas por el software [89].	198
6.5.	Resultados numéricos en los Lados reportados en [152] y resultados del modelo de trazado de rayos de esta tesis [89] (ajustado a los parámetros de [152]). . . .	199
6.6.	Mapas de densidad de flujo radiante absorbido (Φ_{abs}) obtenidos con el modelo de trazado de rayos de Montecarlo para cada superficie [89]. Se muestran cinco combinaciones de valores de las variables. El máximo de Φ_{abs} y el total de $\dot{Q}_{abs}$ en cada superficie se muestra en el recuadro sobre cada gráfico. La escala de colores va de 0 al máximo de Φ_{abs} . ε en grados y $\sigma_{espec,c}$, en mrad.	202
6.7.	Máximo Φ_{abs} para cada superficie interna del receptor en función de las variables [89].	204
6.8.	Flujo radiante absorbido $\dot{Q}_{abs}$ en cada superficie interna del receptor graficado en función de las variables de la Investigación específica 7 [89].	208
6.9.	Pérdidas de reflexión calculadas con el modelo de Montecarlo (líneas continuas) y con el modelo de la Sec. 5.1.2.3 (línea discontinua) [89].	211
6.10.	Esquema de la geometría del reactor-receptor empleada en el modelo de CFD [89]. Los diferentes subdominios se identifican con letras: medio de reacción (F), material del reactor-receptor (R), aislante (I), lecho de biomasa y ceniza (B), aire dentro del receptor de cavidad (A), apertura (E).	215
6.11.	Malla del medio de reacción empleada en el modelo de CFD. Sección en el plano yz [89].	231
6.12.	Detalle de la malla del reactor-receptor (gris oscuro), de la apertura (verde), del lecho de biomasa y ceniza (violeta) y del aislante (gris claro). Sección en el plano yz [89].	232
6.13.	Líneas de corriente de velocidad y contornos de magnitud de velocidad obtenidos con el modelo de CFD [89].	236
6.14.	Contornos de temperatura del medio de reacción, el material del reactor receptor, y el aislante. Las escalas de color se ajustan a los valores mínimos y máximos de cada gráfica [89].	236
6.15.	Contornos de concentración molar (a) y velocidad de reacción (b) del medio de reacción. El contorno de temperatura en (b) tiene una escala de temperatura que visibiliza las ubicaciones con temperatura mayores a 1073 K (rojo) [89].	237

- 6.16. Contornos de temperatura de las superficies internas del receptor obtenidas con el modelo de CFD [89]. ε grados y $\sigma_{espec,c}$ en mrad. (a) Caso del Fondo, (b) Caso del Fondo resuelto, (c) Caso de los Lados, (d) Caso de los Lados resuelto. 240
- 6.17. Gráficos de densidad de flujo radiante absorbido y de temperatura en el Fondo y en los Lados para cada ejecución de la simulación con el modelo de CFD [89]. (a) Ejecuciones del Caso del Fondo (1 a 4). (b) Ejecuciones del Caso de los Lados (5 a 9). Los gráficos corresponden a los valores en las líneas blancas discontinuas de la Fig. 6.6(a). La temperatura límite se grafica en rojo. 241

Nomenclatura

$\dot{m}$	tasa de flujo de masa, g/min
$\dot{n}$	tasa de flujo de materia, mol/min
$\dot{Q}$	tasa de flujo de calor o flujo radiante, W
$\dot{W}$	potencia eléctrica, W
$\mathbb{R}$	resistencia de radiación térmica, m^{-2}
$\bar{h}$	media de Reynolds de entalpía específica, J/kg
$\bar{p}$	media de Reynolds de presión, Pa
$\overline{U}_i$	vector de velocidad media de Reynolds, m/s
$\mathbf{I}$	intensidad radiante, W/sr
$\mathbf{I}_b$	Intensidad radiante de la emisión de cuerpo negro, W/sr
$\widetilde{\overline{U}}_j$	media de Reynolds de media en masa del vector de velocidad, m/s
$\widetilde{\overline{Y}}_I$	media de Reynolds de la fracción en masa del componente I
A	área, m^2 o factor preexponencial, $\text{m}^3 \text{mol}^{-1} \text{s}^{-1}$
AST	hora solar aparente
D	diámetro, m
d	fracción difusa
D_I	difusividad cinemática del componente I , $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$
E	espesor, m
E_a	energía de activación, J mol^{-1}
$F_{1 \rightarrow 2}$	factor de vista de la superficie 1 a la superficie 2
H	entalpía, kJ
h	entalpía específica, kJ/kg o coeficiente de convección, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$
h_I	entalpía específica del componente I , J/kg

I	irradiancia, W/m^2
k	conductividad térmica, $\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$
K_T	índice de claridad diario
k_T	índice de claridad
L	largo, m
L_s	escala de longitud de conjunto para convección, m
M	masa molar, g/mol
m	masa, g
M_I	masa molar del componente I , kg/mol
n	día del año o materia, mol
Nu	número de Nusselt
P	presión, Pa
Pr	número de Prandtl
R	resistencia térmica, K/W o constante universal de los gases, $\text{J K}^{-1} \text{mol}^{-1}$
R_{gasif}	velocidad de reacción elemental de la "reacción" global de gasificac., $\text{mol m}^{-3} \text{s}^{-1}$
Ra	número de Rayleigh
Sc_t	número de Schmidt turbulento
T	temperatura, K
U	energía interna, kJ o coeficiente global de transferencia de calor, $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$
V	volumen, m^3 o velocidad del viento, m/s
x	fracción molar
X_C	conversión de carbono
g_i	vector de gravedad, m s^{-2}
S_c	término fuente en la ecuación de continuidad, $\text{kg s}^{-1}\text{m}^{-3}$
S_e	término fuente en la ecuación de energía, W m^{-3}
S_I	término fuente en la ecuación escalar de transporte del componente I , $\text{kg s}^{-1}\text{m}^{-3}$
$S_{m,i}$	vector de término fuente en la ecuación de momento, $\text{kg m}^{-2}\text{s}^{-2}$
$[I]$	concentración molar del componente I , mol m^{-3}

Letras Griegas

α	ángulo de elevación, °
α_a	coeficiente de absorción, m^{-1}
α_s	absorbancia solar
β	coeficientes del modelo ajustado de BRL
Δ	cambio
δ	ángulo de declinación, °
κ	energía cinética turbulenta específica, m^2s^{-2}
λ	factor de intercepción
μ	viscosidad dinámica, $\text{kg m}^{-1}\text{s}^{-1}$
μ_t	viscosidad turbulenta, $\text{kg m}^{-1}\text{s}^{-1}$
$\nu_{I,prod}$	coeficiente estequiométrico de componente I en los productos
$\nu_{I,react}$	coeficiente estequiométrico de componente I en los reactivos
Ω	ángulo sólido, sr
ω	ángulo horario, ° o tasa específica de disipación de energía cinética turbulenta, s^{-1}
$\bar{\rho}$	media de Reynolds de densidad, kg/m^3
Φ	densidad de flujo radiante, W/m^2
ϕ	ángulo de latitud, °
Ψ	ángulo de borde, °
ψ	factor de persistencia
ρ	reflectancia o densidad, kg/m^3
ρ_{ref}	densidad de referencia para el empuje, kg/m^3
σ	constante de Stefan-Boltzmann, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$ o desv. estándar del error, mrad
$\sigma_{espec,c}$	desviación estándar de la dispersión por reflexión del receptor, mrad
ε	error de alineación, °, o emisividad
$\tilde{\rho}_I$	media de Reynolds de masa del componente I por unidad de volumen en la mezcla, kg/m^3

Subíndices y Superíndices

(ℓ)	fase líquida
(g)	fase gaseosa
(s)	fase sólida
(x, y, z)	punto del espacio de coordenadas x, y, z
0	extraterrestre
$\acute{o}pt$	pérdidas ópticas en el CSDP
°	condiciones estándar
a	apertura
abs	absorbido
$acum$	acumulado en el volumen de control
alq	alquitranes
amb	ambiente
atm	atmosférico
$barr$	barras que sostienen el reactor
$base$	pared de la base
$borde$	borde entre las paredes laterales y la base y el frente del reactor
C	cielo despejado
c	receptor de cavidad
$c, conv$	convección de las paredes externas del receptor al medio de reacción
cen	ceniza
cil	pared cilíndrica lateral
$comp$	compresor
$cond$	pérdidas de conducción a través del aislante
$cons$	consumido
$conv$	pérdidas de convección en el receptor
CS	constante solar
D	directa
$disp$	disponible en el medio de reacción
$efec$	efectivo

<i>emis</i>	pérdidas de emisión en el receptor
<i>enfr</i>	pérdidas por condensado de la corriente de salida
<i>espec</i>	error de especularidad
<i>evap</i>	evaporador de vacío
<i>ext</i>	paredes externas
<i>f</i>	formación
<i>forz</i>	forzada
<i>frente</i>	pared del frente
<i>G</i>	global
<i>gas</i>	mezcla de gases que sale del reactor
<i>gasif</i>	"reacción" global de gasificación
<i>H</i>	horizontal
<i>i</i>	aislante
<i>in</i>	entrada
<i>inc</i>	incidente en la superficie reflectante
<i>inca</i>	intercambiador de calor
<i>int</i>	interceptada en el receptor
<i>inter</i>	paredes internas
<i>lad</i>	paredes laterales internas del receptor
<i>mat</i>	material del reactor-receptor
<i>max</i>	máximo
<i>min</i>	mínimo
<i>N</i>	normal
<i>nat</i>	natural
<i>nrec</i>	no recuperado
<i>or</i>	orujo
<i>out</i>	salida
<i>pend</i>	error de pendiente
<i>perd</i>	pérdidas térmicas del reactor-receptor
<i>prev</i>	valor del minuto previo

<i>prod</i>	producido
<i>prom</i>	promedio en los dos minutos previos
<i>r</i>	reacción o reactor
<i>rad</i>	irradiado a las paredes internas del reactor
<i>reac</i>	medio de reacción
<i>reac, conv</i>	convección de las paredes internas del reactor al medio de reacción
<i>ref</i>	referencia
<i>refl</i>	pérdidas de reflexión en el receptor
<i>s</i>	solar
<i>somb</i>	sombreada
<i>sup</i>	superficie reflectante
<i>syn</i>	gas de síntesis
<i>tot</i>	total
<i>transm</i>	transmitido a las paredes internas del receptor
<i>v</i>	vapor

Acrónimos

CFD	dinámica de fluidos computacional
CSDP	concentrador solar de disco parabólico
ETC	energía termosolar de concentración
GSB	gasificación solar de biomasa
PCI	poder calorífico inferior
PCS	poder calorífico superior
RGDA	reacción de desplazamiento del gas de agua

RESUMEN

En la Provincia se producen entre 326.000 y 489.000 ton/año de orujo, lo que representa el 69,5 % de la producción nacional. La energía disponible en esta biomasa, por combustión, es entre 1607 y 4340 TJ/año. Esto equivale a entre 10,1 y 27,4 veces la energía que consume la industria del rubro "Bebidas" de la Provincia como gas natural.

Un mecanismo posible para el aprovechamiento de esta energía es la gasificación solar de biomasa (GSB). La GSB es la conversión termoquímica de los compuestos orgánicos en gas combustible – gas de síntesis – que ocurre a temperaturas mayores a 800 °C en presencia de vapor de agua, empleando energía termosolar de concentración como alimentación.

Sin embargo, la GSB es una tecnología que se encuentra aún en etapa de desarrollo. El estado del arte y la técnica se enfoca en el desarrollo de reactores solares.

La presente tesis se dedica al desarrollo de tecnología: un reactor de gasificación de orujo acoplado a un concentrador solar de disco parabólico (CSDP) de 3m de diámetro. Se trata de un reactor solar de 5,8 kW, indirectamente irradiado, de flujo de vórtice, semidiscontinuo con alimentación continua. Prevé la absorción de la variabilidad en la radiación solar a través de la manipulación de las corrientes de entrada de orujo y vapor.

Para concluir en la ingeniería de detalle del dispositivo, se realizan una serie de nueve investigaciones específicas que implican aportes significativos al conocimiento. Abarcan la ingeniería básica, la evaluación de factibilidad del proceso, y las verificaciones del diseño.

Partiendo del diseño conceptual, en primer lugar se busca determinar las dimensiones del

dispositivo que completan la ingeniería básica. Se desarrollan dos modelos que cuantifican el desempeño óptico del concentrador: un modelo analítico/numérico y un modelo de trazado de rayos de Montecarlo. Estos modelos permiten cuantificar la dependencia del factor de intercepción (principal parámetro de eficiencia del concentrador) con sus parámetros de diseño (ángulo de borde, error de alineación, y diámetro de la apertura). Se determinó que el sistema de Seguimiento del sol debe proveer un error de alineación menor a $0,25^\circ$, el ángulo de borde debe ser 60° , y el diámetro de la apertura menor a 7,5 cm.

En segundo lugar, se analizan distintas alternativas de procesos industriales para el empleo del dispositivo y se selecciona el más simple, considerando la posibilidad de incluir equipos de recuperación de calor. Fruto de una revisión de la literatura, se emplean los modelos más actuales para simular los procesos de transporte de masa y energía dentro del reactor y del proceso. En base a datos empíricos publicados, se estima el rendimiento y composición del gas obtenido por el reactor de gasificación solar. Se determinó un cambio de entalpía de $1776 \text{ kJ/kg}_{\text{seco}}$ para la gasificación a 927°C y un rendimiento de $1,541 \text{ Nm}^3/\text{kg}_{\text{seco}}$ con un PCI de $11,53 \text{ MJ/Nm}^3$. Se desarrolla un modelo en hoja de cálculo del reactor y del proceso con resolución temporal de 1 min, que emplea datos de irradiancia solar de la Provincia de Mendoza. Se obtuvieron las dimensiones del reactor-receptor que maximizan la producción de gas de síntesis, lo que concluye la ingeniería básica.

Para analizar la factibilidad del proceso propuesto, se simula en desempeño del reactor durante toda la temporada de producción de orujo de 2019. Se determinó el límite superior para el rendimiento del reactor-receptor acoplado a un CSDP de 3 m de diámetro en este período. El mismo fue de $3.180,2 \text{ Nm}^3$, lo que es equivalente a 36.68 GJ.

La necesidad de incluir los equipos de recuperación de calor se vio enfatizada. Se encontró que su omisión reduce el rendimiento energético del reactor en un 53,4 % e incrementa la

relación entre energía eléctrica consumida y energía útil producida de 2,4 % a 35,2 %.

Se determinó a partir del límite superior al rendimiento del proceso, que las bodegas de la Provincia (tres estudios de caso) podrían reemplazar su consumo anual de gas natural gasificando entre el 62 % y el 81 % de su producción anual de orujo. También se encontró que la escala del CSDP considerado es insuficiente para la aplicación industrial con este objetivo. A pesar de ello, un CSDP de mayor diámetro es realizable y podría resultar adecuado.

Se encontró que una serie de verificaciones del diseño es necesaria para avanzar hacia la ingeniería de detalle del reactor. En primer lugar se verifica la factibilidad del control de la temperatura. Los resultados de la simulación apoyaron el empleo de la corriente de entrada de orujo con este fin. La temperatura se mantuvo exitosamente por debajo de los 986,3 °C (dado un valor objetivo de 927 °C), con un flujo másico máximo de 103,4 kg_{seco}/min de orujo y 198,2 g/min de vapor.

En segundo lugar, se desarrolla un modelo de trazado de rayos de Montecarlo del receptor. Permite determinar la distribución de la densidad de flujo radiante absorbido sobre cada superficie interna del receptor. Se observaron ubicaciones de alta concentración del flujo (de hasta $250 \pm 8 \text{ kW/m}^2$). Se estudia la sensibilidad de estas distribuciones ante tres variables de diseño relevantes: la absorbancia solar de las superficies del receptor, el error de alineación del CSDP, y el tipo de reflexión de las superficies del receptor. Se encontraron dos conjuntos de valores de estas variables ("Casos") que producen máximos en la densidad de flujo absorbido.

En tercer lugar, se desarrolla un modelo de dinámica de fluidos computacional (CFD) simplificado y conservador para determinar un límite superior para las temperaturas dentro del reactor. Los dos Casos de alta densidad de flujo radiante absorbido se analizan con el modelo de CFD bajo las condiciones de operación del reactor más desfavorables. Se obtuvo la distribución espacial de la temperatura en el reactor-receptor, y se encontró que ambos Casos de alta con-

centración de flujo radiante producen máximos de temperatura (1197 °C) que exceden el límite admitido por el material (1000 °C).

Sin embargo, se encontró que modificar la absorbancia de las superficies del receptor a menos de 0,42 y otorgarle un mínimo de dispersión por reflexión (desviación estándar de 300 mrad), garantiza que el límite de temperatura no puede excederse en más de un 2 % sin importar el estado de alineación del CSDP con el sol, ni las condiciones de operación del reactor, siempre que estas se encuentren dentro de los rangos normales.

Las verificaciones concluyen la etapa de ingeniería de detalle y abren la puerta para la construcción del primer prototipo del desarrollo tecnológico.

ABSTRACT

In this thesis, a new 5.8 kW solar biomass gasification reactor design is proposed. It is meant for energetic exploitation of grape marc, a residue of the wine-making industry. The design couples the reactor with a 3.0 m diameter Parabolic Dish Solar Concentrator (PDSC), and contemplates controlling its temperature by manipulating the biomass inlet rate. Also, a process is proposed for industrial application.

The PDSC is modeled by means of a Monte-Carlo ray-tracing method. The performance of the reactor is numerically simulated employing 1-min solar irradiance data, heat transfer models, reaction models and enthalpy balances. The PDSC and reactor dimensions that maximize syngas production were determined.

Simulation results showed an upper limit of 3180 Nm³ (36.68 GJ) for the total syngas yield on the grape marc production season. Solar irradiance peaks were compensated, which supports the proposed temperature control system. The surveyed wineries could replace their annual natural gas consumption by gasifying between 62 % and 81 % of their annual grape marc production. However, a larger PDSC would be required. Also, the need for heat recovery equipment was emphasized.

A series of design verifications are carried out. A Monte-Carlo ray-tracing model of the PDSC receiver and a Computational Fluid Dynamics (CFD) model of the reactor are developed. The absorbed heat flux distribution at each receiver surface was determined. The sensitivity of

the flux distribution to three uncertain variables is evaluated: the receiver solar absorptance, the receiver reflection type and the alignment error. Two extreme flux concentration cases were found with flux concentrations of up to $250 \pm 8 \text{ kW/m}^2$.

The flux distributions of the extreme cases are set as boundary conditions of the CFD model. The receiver temperature contours were obtained. Peak temperatures of up to 1470 K were found, which exceed the material limit (1273 K). This issue is avoided by selecting suitable surface properties: solar absorptance lower than 0.42 and a Gaussian reflection scattering with standard deviation greater than 300 mrad.

The results of this thesis pave the way for the construction of the first reactor prototype.

INTRODUCCIÓN

La presente es una tesis de desarrollo de tecnología. En tal sentido, busca encontrar una solución a un problema aún no resuelto en el estado actual de la técnica: la gasificación solar de biomasa.

A pesar de ello, la innovación y el aporte original al conocimiento no escapan al desarrollo de la presente obra. El desarrollo de la solución al problema planteado requiere de una serie de conocimientos que aún no han sido abordados por la literatura actual. El progreso en el diseño del dispositivo tecnológico implica resolver una serie de problemas específicos, cuya solución sólo puede lograrse salvando estos vacíos en el conocimiento. Esto trae el beneficio adicional de que los conocimientos generados no son de utilidad exclusiva del dispositivo particular de esta tesis, sino general para cualquier desarrollo de similar naturaleza.

El problema general al que se intenta responder consiste en el aprovechamiento energético de un residuo de la industria vitivinícola: el orujo. La aplicación específica de la gasificación solar de biomasa a este propósito da origen al dispositivo tecnológico de la presente obra: un reactor de gasificación solar de orujo acoplado a un concentrador de disco parabólico.

El lector encontrará en el Capítulo I una descripción detallada del potencial aprovechamiento del residuo, por un lado, y de cómo la gasificación solar de biomasa es una tecnología en desarrollo que puede emplearse para este fin, por otro. Asimismo, se delimita el problema científico-tecnológico al que responde el dispositivo tecnológico que es fruto de esta obra.

En el Capítulo II se presenta el resultado de la revisión de antecedentes relacionados al problema científico-tecnológico general: biomasa, gasificación de biomasa, gasificación solar de biomasa y energía termosolar de concentración. Además, se describen el dispositivo tecnológico y el proceso industrial asociado.

En el Capítulo III se especifica el proceso de diseño y se detallan las nueve investigaciones específicas que se requiere abordar en cada etapa del diseño del dispositivo. En los capítulos subsiguientes, se exponen los detalles de estas investigaciones específicas. En cada caso, se profundiza la revisión del estado del arte para la investigación en particular, se presenta la metodología, y se muestran los resultados obtenidos.

El Capítulo IV incluye un análisis óptico de la concentración de radiación solar que tiene lugar en el dispositivo. Se establecen relaciones entre los parámetros de diseño y la eficiencia, que permiten dimensionar el concentrador solar.

El Capítulo V describe la simulación numérica del reactor y del proceso que posibilita el dimensionamiento del reactor-receptor, por un lado, y una primera evaluación de la factibilidad del proceso industrial propuesto, por otro.

El Capítulo VI presenta un análisis detallado del reactor-receptor tanto óptico como térmico, que hace uso de software especializado. Este análisis permite la verificación de ciertos parámetros críticos de diseño que es necesario concretar previo a la construcción de un prototipo del dispositivo.

Finalmente, el Capítulo VII presenta las conclusiones de esta tesis: la ingeniería de detalle del dispositivo y el resumen de los resultados obtenidos. Además, se detallan las futuras investigaciones que se desprenden de esta obra con el fin último de alcanzar una solución tecnológica completa.

Para concluir, el trabajo desarrollado en la presente tesis tuvo como fruto la publicación de los siguientes artículos científicos:

- Leiva Butti, J. M., Núñez Mc Leod, J. E., y Rivera, S. S. (2020). Solar gasification of grape marc for syngas production: Solar-dish-coupled reactor basic engineering and optimization. *Chemical Engineering and Processing-Process Intensification*, 156, 108050. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2020.108050>
- Leiva Butti, J. M., Tripp, N. G., Núñez Mc Leod, J. E., y Rivera, S. S. (2021). Effect of surface material properties and operating conditions on the heat flux and temperature distributions in the cavity receiver of a solar-dish-coupled biomass gasification reactor. *Energy Conversion and Management*, 244, 114303. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114303>

Y la siguiente participación en congreso:

- Leiva Butti, J. M., Rivier, S., Delgado, L., y Rivera, S. S. (2018). Sun-tracking system design for parabolic dish solar concentrator. *Proceedings of the World Congress on Engineering 2018 II*, 6.

Capítulo I

SITUACIÓN PROBLEMÁTICA

1.1. Identificación del problema

1.1.1. El orujo como residuo y su potencial energético

En la Provincia de Mendoza se producen cada año entre 326.000 y 489.000 ton de orujo como residuo de la industria vitivinícola. Estos valores surgen de una estimación cuyos detalles pueden verse en la Tabla 1.1. Fueron obtenidos a partir de los datos publicados por el Instituto Nacional de Vitivinicultura para uva destinada a elaboración de vino y mostos [75], y considerando que de la misma se obtiene entre 20 % y 30 % en masa de orujo [35]. Cabe destacar que la producción de orujo de la Provincia de Mendoza representa el 69,5 % de la producción nacional, y que el 85,6 % de la producción de la Provincia ocurre en el Oasis Norte.

A su vez, la producción mundial de orujo puede estimarse entre 6.700.000 y 12.400.000 ton al año. Estas estimaciones también pueden encontrarse en la Tabla 1.1. Se obtuvieron a partir de los datos de producción mundial de vino publicados por la Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura (FAO) [126] y asumiendo, como límites de posibilidad,

que cada 100 L de vino son necesarios entre 122 y 150 kg de uva. El porcentaje en masa de orujo es el mismo del caso anterior.

Para los establecimientos vitivinícolas, el orujo representa un residuo del que necesitan deshacerse. En comunicación personal con referentes profesionales [10, 49] y gubernamentales [134] del sector en la Provincia de Mendoza, pudo constatarse que mantener el orujo en las instalaciones de la bodega implica un problema de uso de espacio, riesgo de incendio y riesgo de plagas. A su vez, no posee un rédito económico para el establecimiento, sino que implica costos asociados a la remoción del residuo, generalmente realizado por empresas especializadas.

Según uno de los referentes [49], una alternativa considerada por los establecimientos para aprovechar el residuo es utilizar el orujo directamente en la viña como fertilizante. Sin embargo esta práctica es evitada ya que implica un riesgo de incendio debido al viento Zonda. Por otro lado, el referente profesional indicó que algunos establecimientos recurren a la práctica ilegal de abandonar del residuo en terrenos alejados.

A pesar de aparecer como un desecho, el orujo posee un gran potencial energético. Su poder calorífico inferior (PCI) es de 19,729 MJ/kg_{seco} [104]. A modo de comparación, 1 m³ de gas natural de 9300 kcal libera 35,1 MJ de calor cuando se combustiona (PCI). Sin embargo, el orujo al momento de ser producido posee un alto porcentaje de humedad: entre 55 % y 75 % en masa húmeda [44]. Asumiendo el valor más desfavorable (20 % de orujo por kilo de uva utilizada y 75 % de humedad en el orujo), es posible estimar el potencial energético del orujo producido en Mendoza y Argentina, como se muestra en la Tabla 1.1. Como puede verse en la tabla, el promedio en los últimos diez años arroja una estimación de 1607 TJ de energía disponible por año por combustión del orujo producido en Mendoza. Para Argentina, este valor asciende a 2314 TJ/año. En el caso más favorable (30 % en masa de orujo por uva utilizada y 55 % de humedad en el orujo), la estimaciones son 4340 TJ/año y 6248 TJ/año para Mendoza y

Tabla 1.1
Estimación de la producción anual de orujo en Mendoza, Argentina y el Mundo y potencial energético en relación al consumo de gas natural.

	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	Promedio
Uva destinada a Elaboración de vinos y mostos [ton] [75]												
Argentina	2.538.925	2.807.473	2.173.854	2.786.057	2.588.662	2.338.187	1.704.094	1.921.517	2.515.966	2.424.893	2.004.805	2.345.858
Mendoza	1.819.989	1.932.127	1.491.609	1.996.023	1.813.668	1.692.912	1.027.903	1.268.841	1.718.590	1.714.108	1.448.637	1.629.492
Oasis Norte	1.592.456	1.668.166	1.251.048	1.688.640	1.552.723	1.446.457	853.234	1.090.710	1.483.296	1.489.967	1.245.473	1.396.561
Oasis Sur	125.106	158.525	136.577	185.520	149.314	133.951	92.257	89.740	118.769	99.586	105.699	126.822
Oasis Centro	102.428	108.437	103.983	121.863	111.631	112.503	82.411	88.392	116.524	124.556	97.466	106.109
Producción Mundial de Vino [ton] [126]												
Mundo	27.028.119	27.337.326	26.063.699	29.273.888	28.060.962	28.500.901	27.439.916	25.212.221	29.057.976	N/D	N/D	27.552.779
Estimación de la producción de orujo basada en 20 % a 30 % en masa de la uva utilizada [miles de ton] [35]												
Argentina	508 - 762	561 - 842	435 - 652	557 - 836	518 - 777	468 - 701	341 - 511	384 - 576	503 - 755	485 - 727	401 - 601	469 - 704
Mendoza	364 - 546	386 - 580	298 - 447	399 - 599	363 - 544	339 - 508	206 - 308	254 - 381	344 - 516	343 - 514	290 - 435	326 - 489
Oasis Norte	318 - 478	334 - 500	250 - 375	338 - 507	311 - 466	289 - 434	171 - 256	218 - 327	297 - 445	298 - 447	249 - 374	279 - 419
Mundo asumiendo 122 kg de uva/100L de vino	6.595 - 9.892	6.670 - 10.005	6.360 - 9.539	7.143 - 10.714	6.847 - 10.270	6.954 - 10.431	6.695 - 10.043	6.152 - 9.228	7.090 - 10.635	N/D	N/D	6.723 - 10.084
Mundo asumiendo 150 kg de uva/100L de vino	8.108 - 12.163	8.201 - 12.302	7.819 - 11.729	8.782 - 13.173	8.418 - 12.627	8.550 - 12.825	8.232 - 12.348	7.564 - 11.345	8.717 - 13.076	N/D	N/D	8.266 - 12.399
Potencial energético del orujo producido^a [TJ]												
Argentina	2.505 - 6.762	2.769 - 7.477	2.144 - 5.790	2.748 - 7.420	2.554 - 6.895	2.307 - 6.228	1.681 - 4.539	1.895 - 5.118	2.482 - 6.701	2.392 - 6.458	1.978 - 5.340	2.314 - 6.248
Mendoza	1.795 - 4.847	1.906 - 5.146	1.471 - 3.973	1.969 - 5.316	1.789 - 4.831	1.670 - 4.509	1.014 - 2.738	1.252 - 3.379	1.695 - 4.577	1.691 - 4.565	1.429 - 3.858	1.607 - 4.340
Oasis Norte	1.571 - 4.241	1.646 - 4.443	1.234 - 3.332	1.666 - 4.498	1.532 - 4.136	1.427 - 3.853	0.842 - 2.273	1.076 - 2.905	1.463 - 3.951	1.470 - 3.968	1.229 - 3.317	1.378 - 3.720
Consumo de gas natural [miles de m³ de 9300 kcal] [38]												
Argentina ^b	1.777.720	1.852.815	1.792.702	1.924.759	1.874.776	1.905.652	1.823.336	1.837.162	1.821.465	1.783.724	1.647.940	1.822.005
Usuarios Industriales ^b	364.562	385.889	376.577	387.982	400.550	416.960	378.944	372.035	416.945	412.533	406.868	392.713
Rubro Bebidas ^c	6.049	6.154	3.665	2.006	2.937	3.213	3.138	3.475	5.515	6.579	6.321	4.514
Mendoza ^b	30.460.785	32.391.298	32.061.078	32.001.672	30.761.233	31.297.626	31.068.504	31.192.157	31.646.540	30.363.908	29.126.987	31.124.708
Usuarios Industriales ^b	9.621.064	10.129.343	9.194.542	9.132.122	9.184.213	9.271.760	8.558.847	9.110.930	9.580.788	9.905.237	10.048.991	9.430.712
Rubro Bebidas ^c	106.807	102.626	106.258	109.995	124.765	136.668	135.645	139.257	146.477	142.711	142.649	126.714
Energía en el gas natural consumido en base a PCI de 35.1 MJ/m³ [TJ]												
Argentina ^b	1.069.174	1.136.935	1.123.344	1.123.259	1.079.719	1.098.547	1.090.504	1.094.845	1.110.794	1.065.773	1.022.357	1.092.477
Usuarios Industriales ^b	337.699	355.540	322.728	320.537	322.366	325.439	300.416	319.794	336.286	347.674	352.720	331.018
Rubro Bebidas ^c	3.749	3.602	3.730	4.888	4.379	4.797	4.761	4.884	5.141	5.009	5.007	4.448
Mendoza ^b	62.398	65.034	62.924	67.559	65.805	66.888	63.999	64.484	63.933	62.609	57.843	63.952
Usuarios Industriales ^b	12.796	13.545	13.218	13.618	14.059	14.635	13.301	13.058	14.635	14.480	14.281	13.784
Rubro Bebidas ^c	212	216	129	91	103	113	110	122	194	231	222	158
Razón entre potencial energético del orujo producido en Argentina y el gas consumido												
Argentina ^b	0.2 % - 0.6 %	0.2 % - 0.7 %	0.2 % - 0.5 %	0.2 % - 0.7 %	0.2 % - 0.6 %	0.2 % - 0.6 %	0.2 % - 0.4 %	0.2 % - 0.5 %	0.2 % - 0.6 %	0.2 % - 0.6 %	0.2 % - 0.5 %	0.2 % - 0.6 %
Usuarios Industriales ^b	0.7 % - 2.0 %	0.8 % - 2.1 %	0.7 % - 1.8 %	0.9 % - 2.3 %	0.8 % - 2.1 %	0.7 % - 1.9 %	0.6 % - 1.5 %	0.6 % - 1.6 %	0.7 % - 2.0 %	0.7 % - 1.9 %	0.6 % - 1.5 %	0.7 % - 1.9 %
Rubro Bebidas ^c	67 % - 180 %	77 % - 208 %	57 % - 155 %	71 % - 192 %	58 % - 157 %	48 % - 130 %	35 % - 95 %	39 % - 105 %	48 % - 130 %	48 % - 129 %	39 % - 107 %	52 % - 140 %
Razón entre potencial energético del orujo producido en Mendoza y el gas consumido												
Mendoza ^b	2.9 % - 7.8 %	2.9 % - 7.9 %	2.9 % - 7.9 %	2.9 % - 7.9 %	2.7 % - 7.3 %	2.5 % - 6.7 %	1.6 % - 4.3 %	1.9 % - 5.2 %	2.7 % - 7.2 %	2.7 % - 7.3 %	2.5 % - 6.7 %	2.5 % - 6.8 %
Usuarios Industriales ^b	14.0 % - 37.9 %	14.1 % - 38.0 %	11.1 % - 30.1 %	14.5 % - 39.0 %	12.7 % - 34.4 %	11.4 % - 30.8 %	7.6 % - 20.6 %	9.6 % - 25.9 %	11.6 % - 31.3 %	11.7 % - 31.5 %	10.0 % - 27.0 %	11.7 % - 31.5 %
Rubro Bebidas ^c	846 % - 2283 %	882 % - 2382 %	1144 % - 3088 %	2153 % - 5812 %	1735 % - 4686 %	1481 % - 3908 %	921 % - 2486 %	1026 % - 2771 %	876 % - 2365 %	732 % - 1977 %	644 % - 1739 %	1015 % - 2739 %

^a Rangos: caso más desfavorable - caso más favorable. Caso más desfavorable: 20 % en masa de orujo por kilo de uva utilizada, 75 % de humedad en el orujo (en masa). Caso más favorable: 30 % en masa de orujo por kilo de uva utilizada, 55 % de humedad en el orujo (en masa).

^b Volumen de gas efectivamente entregado por las distriuidoras. Incluye by-pass comerciales. Excluye by-pass físicos del sistema de Transporte de gas, consumo de grandes usuarios en boca de pozo, y el consumo de gas de proceso de la Planta Grad. Cerri (Reducción Térmica). Datos tomados la subsección 1.10 de [38]. 9300 kcal/m³ corresponde al poder calorífico superior y seco a 101.325 kPa y 15 °C.

^c Idem anterior, entregado a Grandes usuarios Industriales. Excluye a usuarios industriales pequeños (categoría SG-P). El rubro Bebidas incluye elaboración de vinos, malta y bebidas maltadas, bebidas alcohólicas y aguas minerales. Datos tomados de la subsección 1.13 de [38].

Argentina, respectivamente.

A fin de comprender la magnitud del potencial energético del orujo, en la Tabla 1.1 también se incluyen los datos de consumo de gas natural de Mendoza y de Argentina [38]. Dentro de estas regiones, se detalla el consumo de los usuarios industriales y de la rama de actividad "Bebidas". Esta rama incluye la elaboración de vinos, malta y bebidas malteadas, bebidas alcohólicas y de aguas minerales. A los fines de la comparación, es necesario tener en cuenta que la normativa establece que los 9300 kcal/m^3 ($38,83 \text{ MJ/m}^3$) corresponden al poder calorífico superior (PCS) [37], mientras que el calor aprovechado de la combustión del gas corresponde al PCI. El mismo fue considerado como $35,1 \text{ MJ/m}^3$ en base a la relación entre el PCI y el PCS del metano.

Si bien el potencial energético del orujo en Argentina es modesto en relación al consumo de gas natural, dicho potencial es significativo dentro de la Provincia de Mendoza. La energía disponible por combustión en el orujo producido en Mendoza representa entre el 2,5 % y el 6,8 % del consumo total de los usuarios de gas natural de la Provincia, y entre el 11,7 % y el 31,5 % del consumo de los usuarios industriales. En el caso de la industria vinícola de Mendoza, comprendida dentro del rubro "Bebidas", el potencial resulta extraordinario, ya que la energía disponible en el orujo que produce esta industria representa entre 10,1 y 27,4 veces la energía que consume dicho rubro como gas natural.

Como insumo energético, y en contraste con el gas natural, la adquisición del orujo tiene costo nulo. Sin embargo, combustionarlo para aprovechar esta energía no es una práctica difundida. La combustión del orujo – y de biomasa en general – presenta una serie de desventajas operativas que se traducen en costos significativos:

- **Voluminosidad.** La relativamente baja densidad aparente del orujo implica una gran cantidad de espacio necesaria para almacenar una cantidad dada de energía. El gas natural no

sólo posee una densidad energética (energía útil sobre volumen ocupado) mucho mayor, sino que no requiere espacio gracias a la red de distribución de gas natural.

- Disponibilidad estacional. El problema de la voluminosidad se ve agravado por el hecho de que la producción anual del orujo se produce en un periodo corto de tiempo (de febrero a mayo). Sustituir el consumo anual de gas natural por combustión del orujo implicaría almacenar el equivalente a las necesidades energéticas de al menos dos tercios del año.
- Dificultad para controlar el flujo de calor. La capacidad para regular el calor obtenido de la combustión de biomasa es menor en comparación con la del gas natural. La velocidad de reacción del flujo de calor ante un cambio en la alimentación del combustible es prácticamente instantánea en el caso del gas.
- Tiempo entrada en régimen elevado. La combustión de la biomasa requiere un tiempo de preparación para entrar en régimen mucho mayor que en el caso de gas natural. Esto obliga a mantener encendidos los hornos de combustión durante periodos que no son necesarios si se utiliza gas natural.
- Producción de cenizas. La combustión de biomasa genera cenizas que necesitan ser removidas periódicamente, lo que implica costos de mantenimiento. Los quemadores de gas no presentan este problema.
- Necesidad de secado. Para combustionar la biomasa es necesario eliminar su contenido de humedad. Esto implica no sólo una operación adicional en el proceso, sino que requiere cantidades significativas de energía.
- Necesidad de modificación de equipos. La combustión de biomasa requiere de equipos industriales diferentes, más voluminosos y más complejos que los equipos para combustión

de gas.

Las desventajas operativas descritas anteriormente, junto con el relativamente bajo precio del gas natural, explican el hecho de que la combustión de biomasa tenga una aplicación comercial escasa. Existen algunos casos puntuales en la Provincia donde ciertos establecimientos agroindustriales utilizan biomasa para combustión, adquirida de empresas especializadas. Estas empresas hacen un procesamiento previo de la biomasa: molienda y secado. Una planta productora de aceite de pepitas de uva, Olivi Hermanos S.A., alimenta su caldera con pepitas de uva desechadas del proceso. Previo a su combustión, las pepitas son trituradas y deshidratadas por otra empresa. Un establecimiento vitivinícola, Bodega Familia Zuccardi, instaló recientemente – haciendo uso de incentivos públicos – una caldera que combustiona carozos de aceituna deshidratados [145]. Al igual que en caso anterior, la biomasa es adquirida a un tercero.

No se constataron casos en los que los establecimientos vitivinícolas consideraran al orujo producido como un recurso. En general, las bodegas contratan a empresas dedicadas a la gestión de residuos del proceso de vinificación para los servicios de remoción del orujo y limpieza de las instalaciones. Para las empresas de gestión de residuos vinícolas, el orujo es un insumo. Valorizan el residuo por destilación produciendo grapa, tartratos y metatartratos [134, 135, 144]. El orujo que ha pasado por este proceso se denomina "orujo agotado". El orujo agotado conserva la mayor parte del contenido energético original (PCI de 20,4 MJ/kg_{seco} [70]). Asimismo, por separación y secado, producen pepitas de uva. De éstas posteriormente obtienen aceite de pepitas de uva, y fibra de pepitas de uva como residuo. La fibra de pepita de uva también posee alto contenido energético. Es por esto que es común que los establecimientos de gestión de residuos vinícolas hagan uso de la energía de esta biomasa por combustión. Uno de estos establecimientos ubicado en la Provincia – Derivados Vínicos S.A. – utiliza de 48.000 a 50.000 ton de orujo agotado seco y fibra de pepitas de uva (lex) por año para producir por combustión el

80 % del vapor que utiliza en sus procesos [108]. La cantidad de biomasa que aprovecha energéticamente este establecimiento es sólo una fracción del orujo total procesado al año (190.000 ton). Adicionalmente, debido al tamaño del mercado de los productos que se obtienen del orujo, las empresas de gestión de residuos de vinificación procesan sólo una parte del orujo que recolectan. Luego de los procesos de valorización antes mencionados, el orujo excedente se destina a la producción de compost, un producto de bajo precio que representa la última alternativa de agregado de valor comercialmente implementada [144]. La producción de gas de síntesis (explicada en la Sec. 1.1.2) es potencialmente una mejor alternativa, que permitiría a la industria de gestión de residuos vinícolas convertirse en un proveedor de energía de otras industrias.

Si tanto la industria vitivinícola como la de gestión de residuos vinícolas hicieran uso completo del potencial energético del orujo, accederían a un doble beneficio. Por un lado, económico, al eliminar la compra de gas natural e incorporar un nuevo mecanismo de valorización del residuo. Por otro lado, un avance hacia la sustentabilidad, ya que suplantaría el uso del gas natural por el aprovechamiento energético del orujo implica disminuir a cero la emisión neta de carbono debida al uso de esta energía [155]. El dióxido de carbono que se emite al combustionar orujo (o sus derivados) proviene del carbono previamente absorbido de la atmósfera durante el crecimiento de la vid y el desarrollo de sus frutos.

La dificultad para concretar este aprovechamiento energético radica en superar las desventajas de la combustión de biomasa mencionadas anteriormente. Una alternativa para lograrlo es transformar el orujo en un gas combustible. Un mecanismo posible es la gasificación de biomasa.

1.1.2. Gasificación de biomasa

La gasificación de biomasa consiste en la conversión termoquímica de los compuestos orgánicos en gas combustible – gas de síntesis – que ocurre a temperaturas mayores a 800 °C en presencia de un agente gasificador [11]. En la gasificación de biomasa tradicional, el calor necesario para alimentar el proceso proviene de la combustión de una parte de la misma, generalmente dentro del mismo equipo gasificador. Estos conceptos se abordan de manera detallada en el Capítulo II.

Gasificar el orujo eliminaría las desventajas de voluminosidad, dificultad de control del flujo de calor, tiempo de entrada en régimen y necesidad de modificación de equipos que presenta el uso energético del orujo por combustión. Además, facilitaría su almacenamiento para uso posterior, y de esta manera superaría el problema de estacionalidad en la producción del recurso.

Sin embargo, la gasificación de biomasa no ha alcanzado una extensa aplicación comercial. Y en el caso del orujo, hasta donde pudo constatar el autor de esta tesis, no existen aplicaciones comerciales. Existe un número reducido de plantas de gasificación de biomasa alrededor del mundo [169], una de ellas en Tacuarembó, Uruguay. En la Argentina, el primer ejemplo es la planta de demostración desarrollada por el INTI en Presidencia de la Plaza, Chaco, con tecnología india. La planta se terminó de instalar en 2012, y gasifica residuos forestales para alimentar un generador eléctrico de 250 kW_e [3]. La segunda implementación comercial en Argentina es una planta de gasificación de astillas de madera de pino para alimentar las calderas de la planta industrial de la industria láctea Manfrey, con una potencia térmica de 10 MW_t [22]. En 2018, esta planta se encontraba en etapa de puesta a punto y a partir de 2019 ha aumentado su producción [103]. El tercer y último caso es una planta de generación eléctrica de 0,5 MW_e por gasificación de cáscaras de maní. Se ubica en Las Junturas, Córdoba y su instalación se adjudicó en el programa RenovAr - Ronda 2 (2017). Los equipos de gasificación de la planta

fueron importados de España e India, y en junio de 2019 estaba en fase de puesta a punto [146].

Es significativo destacar que Manfrey reconoce como ventajas de la gasificación de biomasa frente a la combustión directa (para alimentación de calderas) los siguientes tres factores [103]:

- Menor inversión.
- Reducción de períodos de mantenimiento.
- Mayor eficiencia por un control de la combustión más preciso.

1.1.2.1. Barreras para la implementación comercial

Existen una serie de barreras para la implementación comercial de la gasificación de biomasa. Uno de los factores de la tecnología actual que contribuye significativamente a los costos, y por ende, a su escasa difusión comercial, es que el gas de síntesis obtenido presenta un alto contenido de alquitranes [179, 183]. Thompson *et al.* [154] resumen las barreras para la implementación comercial del proceso identificadas por los autores especializados en gasificación de biomasa. Además de la producción indeseada de alquitranes, los autores listan el riesgo de la inversión asociada a la complejidad de la tecnología y su falta de maduración, la dificultad en la obtención de una composición adecuada del gas producido, y el manejo de los residuos producidos por el proceso. En particular, los autores resaltan la complejidad del proceso provocada por la necesidad de limpieza del gas (remoción de alquitranes, material particulado y gases nocivos). Esto encarece el proceso de manera significativa, tanto en costos operativos como de inversión, ya que los equipos necesarios para la limpieza del gas constituyen la mayor parte de las instalaciones del proceso. A modo de ejemplo, el autor de esta tesis pudo constatar que en la planta de demostración del INTI, la línea de limpieza y acondicionamiento del gas (previa a la línea de combustión y producción de energía eléctrica) superaba con creces, en tamaño y cantidad de equipos, a la línea de gasificación en sí. También ejemplifica este punto el he-

cho que Manfrey, entre los inconvenientes encontrados en su planta de gasificación, destaca las obstrucciones de válvulas con alquitranes [103].

La reducción de la producción de alquitranes se aborda en detalle en el Capítulo II (Sec. 2.1.2.6). Una de las alternativas que se estudian actualmente para ello es el uso de catalizadores [162]. Los catalizadores pueden tanto disminuir la producción de alquitranes como potenciar su conversión a gas de síntesis (reacciones de reformado de alquitranes).

Alternativamente, es posible elevar la temperatura del proceso. La temperatura es uno de los factores con mayor impacto en la producción de alquitranes. Temperaturas relativamente bajas aumentan dicha producción [162]. Elevar la temperatura, sin embargo, afecta negativamente la eficiencia energética del proceso de gasificación de biomasa tradicional. También aumenta las exigencias sobre los materiales que constituyen el gasificador.

Otra alternativa es la utilización de vapor en lugar de aire como agente gasificador. El aumento de la concentración del vapor favorece la reacción de reformado con vapor (una de las reacciones de reformado de alquitranes) [162]. Si no se emplea una fuente auxiliar de energía, debe inyectarse aire en conjunto con el mismo. Para compensar la disminución de temperatura que provoca la inyección de vapor, suele emplearse oxígeno en lugar de aire [31]. Sin embargo, la necesidad de oxígeno encarece significativamente el proceso.

Una opción diferente a la inyección de oxígeno, que permitiría aprovechar el efecto del vapor sobre las reacción de reformado sin disminuir la temperatura del gasificador, es el aumento de la temperatura de entrada del vapor. En lugar del uso de vapor saturado, el mismo puede ingresarse a una temperatura más cercana a la del gasificador. El inconveniente, por supuesto, es disponer de la energía necesaria para elevar la temperatura del vapor previamente.

En las últimas décadas, las barreras para la implementación comercial no han sido superadas. Según concluyen Thomson *et al.* [154], existen varias miles de plantas de pequeña escala

en el mundo, pero esta industria aún necesita incrementar su competitividad en relación a los combustibles fósiles y otras energías renovables para alcanzar una posición firme en el mercado de energía. Los autores resumen las recomendaciones recientes de los expertos para superar las barreras que enfrenta la gasificación de biomasa y establecer una industria viable de gran escala: la reducción de los equipos requeridos (simplificación del proceso) y la severidad del proceso (disminución de la temperatura), así como la mejora de la escalabilidad. Según estos autores, hay consenso en la comunidad científica de que la competitividad del proceso se logrará con implementaciones a pequeña escala ($70 \text{ kW}_e - 10 \text{ MW}_e$) en lugar de a gran escala ($>100 \text{ MW}_e$). Las razones que indican son que a pequeña escala se obtiene mayor eficiencia global del sistema, disminuyen los tiempos de transporte desde los sitios de producción de la biomasa (normalmente dispersos) ya que permite el procesamiento local (en contraste con un sitio de procesamiento centralizado), se provee mayor consistencia en la composición de la biomasa procesada (proviene de una misma área geográfica), y se presenta mayor facilidad para acordar contratos de aprovisionamiento de biomasa a largo plazo. Los autores [154] consideran que existe la oportunidad de lograr la implementación a gran escala con un enfoque modular, aumentando la capacidad a partir de la repetición de una unidad básica. Asimismo, resaltan la importancia del desarrollo de plantas descentralizadas a pequeña escala en áreas no urbanas para el aprovechamiento de residuos biomásicos.

1.1.2.2. Oportunidad para la industria vitivinícola

En el marco de las recomendaciones de expertos, el estado actual de la investigación sobre la implementación comercial de la gasificación de biomasa, muestra que su aplicación para el aprovechamiento energético del orujo, ya sea dentro de los establecimientos vitivinícolas o de los de gestión de residuos vinícolas, es una opción idónea ya que:

- Permite el aprovechamiento *in situ*, ya sea en el mismo lugar de producción de la biomasa (establecimientos vitivinícolas), o bien donde es recolectada regionalmente (establecimientos de gestión de residuos vinícolas).
- Produce biomasa de composición extremadamente consistente.
- Puede autoabastecerse de la biomasa (establecimientos vitivinícolas), o bien posee relaciones contractuales de aprovisionamiento de la biomasa ya establecidas (establecimientos de gestión de residuos vinícolas).

1.1.2.3. Requerimientos de diseño del dispositivo tecnológico

Sin embargo, aún es necesario avanzar en el desarrollo tecnológico que posibilite este aprovechamiento. Resumiendo las recomendaciones de los expertos listadas en [154], este desarrollo debería ser:

- Modular a pequeña escala, con posibilidad de replicarse para alcanzar escalas mayores.
- Fácilmente escalable.
- Que permita baja producción de alquitranes, y por ende, simplifique el proceso.
- Que opere a temperaturas moderadas, de manera que la severidad del proceso sea limitada.

Entre los desarrollos futuros para la implementación comercial de la gasificación de biomasa a pequeña escala, Thomson *et al.* [154] resaltan la disminución de la temperatura de trabajo a 900°C, de manera de poder utilizar materiales más baratos como acero inoxidable SAE 316. Asimismo, resaltan el uso de vapor de agua como agente gasificador de bajo costo para obtener gas de síntesis de mayor PCI. Sin embargo, como se mencionó anteriormente en esta sección, la inyección de vapor sobrecalentado acrecienta la demanda de energía del proceso si se pretende evitar la producción de alquitranes.

1.1.2.4. Gasificación autotérmica y alotérmica. Alimentación energética del proceso.

Más aún, la gasificación es, globalmente, un proceso altamente endotérmico, lo que implica una alta demanda de calor para llevarla a cabo. La gasificación tradicional, o "autotérmica", resuelve esto combustionando una parte de la biomasa dentro del gasificador para proveer el calor necesario. Esto se logra cuando se utiliza aire u oxígeno como agente gasificador [11] (siempre en menor cuantía que el estequiométricamente necesario). Alimentar el proceso de manera autotérmica provoca dos efectos negativos:

1. El rendimiento energético de la biomasa disminuye, debido a la combustión del 20 al 30 % de la materia prima [63, 64],
2. Disminuye la energía almacenada por unidad de volumen, es decir, el PCI, ya que el gas resultante contiene los humos de la combustión, y una fracción significativa de nitrógeno en caso de gasificación con aire. Menor PCI implica mayor trabajo de compresión y necesidades incrementadas de almacenamiento para una misma cantidad de energía, a la vez que limita la utilización del gas como combustible.

Para evitar el segundo efecto, es posible separar la cámara donde se combustiona la biomasa del recinto donde se gasifica. Esta configuración se denomina gasificación "alotérmica" y elimina la presencia de humos en el gas de síntesis. Adicionalmente, la gasificación alotérmica permite usar vapor de agua puro como único agente gasificador [8]. Este cambio de agente produce un gas con mayor contenido de hidrógeno y un PCI más alto. Típicamente, la gasificación en aire produce un gas con PCI entre 4 y 7 MJ/Nm³, mientras que la gasificación en vapor, entre 10 y 18 MJ/m³ [11].

En la gasificación alotérmica, la combustión puede realizarse no sólo a partir de la biomasa misma, sino también a partir del subproducto sólido del proceso (el *biochar*), o bien a partir de una fracción del gas de síntesis obtenido [8]. Más aun, la gasificación puede ser alimentada con

una fuente de calor externa y eliminar el primer efecto negativo.

A modo de ejemplo, Hernández *et al.* [68] realizaron una experiencia de laboratorio de gasificación de orujo agotado. Utilizaron como agente gasificador aire, vapor, y combinaciones de ellos. El proceso es alotérmico con fuente externa de calor (horno eléctrico) cuando se usa vapor puro. Al utilizar aire o mezcla de aire-vapor, la experiencia es parcialmente autotérmica (se combustiona parte de la biomasa al mismo tiempo que cuenta con una fuente de calor externa). Con aire o la mezcla, la biomasa aporta calor al proceso y los humos no se separan. La composición del gas obtenido en cada caso permite calcular un PCI de entre 12,6 y 16,0 MJ/Nm³ cuando el agente gasificador es vapor, y de entre 3,8 y 4,4 MJ/Nm³ cuando es aire. Esta disparidad de resultados implica que el gas obtenido por gasificación alotérmica en vapor contiene, en un mismo volumen, entre 2,9 y 4,2 veces la energía del obtenido por gasificación autotérmica en aire. De manera equivalente, en el ejemplo alotérmico el volumen necesario para almacenar la misma cantidad de energía es entre 65 y 77 % menos que en el ejemplo autotérmico.

Por supuesto, el aumento del rendimiento por unidad de biomasa que se logra al utilizar una fuente externa de calor, es a costa del consumo de dicha fuente. Como el producto del proceso – el gas de síntesis – es un vector energético, la mejora es nula si para aumentar su producción se consume otra fuente de energía de mayor calidad y más costosa (como es el caso de la energía eléctrica en el ejemplo anterior). La ganancia en rendimiento sería real si se utilizara una fuente de energía barata y más difícilmente aprovechable que el vector energético resultante. Más aún, al tratarse de un proceso endotérmico, existe el potencial de almacenar parte del calor aportado en dicho vector (como entalpía del gas obtenido).

1.1.3. Gasificación solar de biomasa

En ese sentido, alimentar la gasificación de biomasa con energía solar resulta doblemente beneficioso. No sólo supera los dos efectos negativos asociados a la gasificación autotérmica, sino que potencialmente provee un mecanismo de acumulación de energía solar [25]. La energía solar de concentración resulta adecuada para este fin, ya que es capaz de producir calor a la temperatura suficiente para llevar a cabo el proceso. A modo de ejemplo, Müller *et al.* [120] realizaron una experiencia de gasificación solar de biomasa en la que la energía disponible en el gas total producido (en base a su PCI), alcanzó a ser 7 % mayor que la energía disponible en la biomasa total utilizada (también en base a su PCI).

Adicionalmente, la utilización de una fuente de energía externa permite controlar la temperatura del proceso y alcanzar temperaturas más altas. Esto último permite reducir la producción de alquitranes a valores muy bajos [13].

En ese sentido, se requiere una solución de compromiso para cumplir con los Requerimientos del dispositivo tecnológico listados en la Sec. 1.1.2.3, que exigen temperaturas moderadas. Sin embargo, el uso de energía solar proveería la energía necesaria para inyectar vapor a alta temperatura – y por ende favorecer la disminución de alquitranes – sin recurrir al costoso uso adicional de oxígeno.

En resumen, la gasificación solar de biomasa en vapor aparece como una opción prometedora para hacer un aprovechamiento energético del orujo producido por la industria vitivinícola. Frente al proceso de gasificación tradicional (gasificación autotérmica), presenta las siguientes ventajas [55]:

- El rendimiento de gas de síntesis por unidad de biomasa es mayor.
- Produce un gas de síntesis sin humos de combustión y con bajo contenido de alquitranes.
- Produce un gas de síntesis de mayor PCI y menor proporción de CO_2 .

- Elimina la necesidad de equipos de producción de oxígeno, ya que puede utilizarse vapor (o CO_2) como único agente gasificador.

Sin embargo, la gasificación solar de biomasa es una tecnología que se encuentra aún en etapa de desarrollo. Existen diversos diseños de reactor solar de gasificación de biomasa probados a escala de laboratorio (2—25 kW) [95, 138], y se ha demostrado a escala de planta piloto (140 kW) para bagazo de caña de azúcar [172]. La gasificación solar de carbón ha sido probada en escala industrial de 500 kW [164]. El estado de la técnica se aborda con mayor detalle en la Sección 2.1.3.

1.2. Formulación del problema

Teniendo en cuenta lo descrito en la Sec. 1.1, existe un gran potencial energético desaprovechado en el orujo que produce la industria vitivinícola. A su vez, la gasificación solar de biomasa en vapor ofrece la posibilidad de aprovecharlo, pero la tecnología necesaria para llevarla a cabo se encuentra en etapa de desarrollo. Por ende, el problema científico al que intenta dar respuesta esta tesis puede formularse de la siguiente manera:

1.2.1. Problema científico-tecnológico

No existe un dispositivo tecnológico ni un proceso industrial acabados de gasificación solar de orujo que permitan el reemplazo del consumo de gas natural de la industria vitivinícola de la Provincia de Mendoza, Argentina.

1.2.1.1. Problemas específicos

Como se detallará en la Sec. 2.2, el dispositivo tecnológico desarrollado en esta tesis incluye un Concentrador Solar de Disco Parabólico (CSDP) y un reactor solar indirectamente irradiado, de flujo de vórtice, semi-discontinuo y continuamente alimentado.

El desarrollo del dispositivo tecnológico y del proceso implica dar respuesta una serie de problemas que serán abordados en detalle en los Capítulos IV – VI. Estos problemas son:

1. Se desconoce la magnitud del efecto de los parámetros de diseño del CSDP sobre la eficiencia del concentrador solar (factor de intercepción): error de alineación, ángulo de borde, diámetro de la apertura de la cavidad, y errores ópticos de la superficie parabólica (Sec. 4.1).
2. Se desconoce cuál es la combinación de las dimensiones de los componentes del dispositivo (reactor y CSDP) que maximiza la producción de gas de síntesis a partir de orujo en la Provincia de Mendoza (Sec. 5.2.1).
3. Se desconoce el rendimiento que tendría el proceso industrial asociado al dispositivo tecnológico en las condiciones de la Provincia de Mendoza (Sec. 5.2.2).
4. Se desconoce la magnitud del efecto de la eliminación de los equipos de recuperación de calor sobre el rendimiento del proceso (Sec. 5.2.3).
5. No se dispone de información relativa a la escalabilidad del dispositivo desarrollado y su potencial para el reemplazo del consumo de gas natural en un establecimiento vitivinícola (Sec. 5.2.4).
6. El reactor propuesto incorpora un sistema novedoso de control de temperatura por manipulación de la tasa de flujo másico de orujo y, si bien su mecanismo de funcionamiento

está justificado, se carece de información que valide su efectividad (Sec. 6.1).

7. Se desconoce la distribución del flujo radiante concentrado sobre las paredes internas del receptor del CSDP, y puede presentar puntos de concentración excesiva. Asimismo, no se conoce la magnitud del efecto que tienen sobre esta distribución los parámetros de diseño del dispositivo tecnológico: error de alineación del CSDP, absorbancia de las paredes de cavidad y tipo de reflexión de las paredes (Sec. 6.2).
8. La temperatura de la reacción es cercana a la temperatura límite del material y no se dispone de información sobre la distribución de temperaturas dentro del reactor (Sec. 6.3.4.1).
9. El dispositivo desarrollado propone controlar la temperatura máxima del reactor con una selección adecuada de las propiedades de la superficie interna del receptor. Se desconoce el rango de propiedades que garantiza temperaturas admisibles bajo condiciones normales de funcionamiento (Sec. 6.3.4.2).

1.2.2. Novedad científica

La novedad de esta tesis radica en que provee el diseño de un dispositivo tecnológico – un reactor de gasificación solar de orujo para concentrador solar de disco parabólico – y el proceso industrial asociado al mismo que apunta a reemplazar el consumo de gas natural de una bodega de la Provincia de Mendoza, Argentina.

En línea con los problemas científicos específicos listados en la Sección 1.2.1.1, esta tesis aporta respuestas a una serie de elementos que aún no han sido abordados por la literatura científica. A saber:

1. Esta tesis determina numéricamente el efecto combinado del error de alineación, el ángulo de borde y el diámetro de la apertura del receptor, en el factor de intercepción de un CSDP. Provee este análisis considerando la distribución de la radiancia solar ("*sunshape*" o "forma del sol"), y determina el impacto de los errores ópticos de la superficie.
2. Esta tesis proporciona un modelo del dispositivo tecnológico y del proceso, que permite evaluar el efecto combinado de las dimensiones del reactor y del CSDP propuestos, así como de la variabilidad de la irradiancia solar, sobre las pérdidas térmicas y la producción de gas de síntesis. De esta manera, provee las dimensiones óptimas para el dispositivo tecnológico.
3. Esta tesis evalúa el desempeño que tendría el proceso en las condiciones de la Provincia de Mendoza y determina un límite superior para su rendimiento, es decir, para la producción de gas de síntesis durante la temporada de producción del orujo.
4. Esta tesis cuantifica la pérdida de rendimiento del proceso y el aumento del consumo de energía asociados a eliminar los equipos de recuperación de calor.
5. Esta tesis determina la factibilidad de reemplazar el consumo de gas de una bodega de la Provincia de Mendoza mediante la implementación del proceso asociado al dispositivo tecnológico propuesto. A su vez, determina la cantidad de dispositivos necesarios y evalúa la practicidad de su uso a escala industrial.
6. Esta tesis estudia la capacidad del dispositivo tecnológico para absorber las variaciones de irradiancia solar (a través de la manipulación del flujo másico de orujo) sin experimentar temperaturas excesivas y sin requerir flujos másicos irrealizables.
7. Esta tesis determina numéricamente la distribución del flujo radiante sobre las paredes

internas de un receptor de CSDP de cavidad cilíndrica. A su vez, cuantifica el efecto combinado sobre esta distribución del error de alineación del CSDP, la absorbancia de las paredes de cavidad y el tipo de reflexión de las paredes. Encuentra la combinación de parámetros más desfavorable.

8. Esta tesis determina por dinámica de fluidos computacional (CFD) la distribución de temperatura dentro del reactor bajo las condiciones de operación más desfavorables.
9. Esta tesis provee el rango de propiedades de las paredes internas del reactor que garantizan temperaturas admisibles dentro del reactor bajo las condiciones normales de funcionamiento del dispositivo tecnológico.

1.3. Objetivos de la investigación

1.3.1. Objetivo General

Desarrollar un dispositivo tecnológico de gasificación solar de orujo y el modelo de proceso industrial correspondiente que suplante el consumo de gas natural de una bodega de la Provincia de Mendoza, Argentina.

1.3.2. Objetivos específicos

1. Cuantificar el efecto del error de alineación, el ángulo de borde, el diámetro de la apertura, y de los errores ópticos de la superficie parabólica sobre la eficiencia del concentrador solar (factor de intercepción).
2. Determinar las dimensiones óptimas de los componentes del dispositivo tecnológico (reactor y CSDP) que maximizan la producción de gas de síntesis a partir de orujo en la Pro-

vincia de Mendoza.

3. Determinar un límite superior para el rendimiento del proceso industrial asociado al dispositivo tecnológico en las condiciones de la Provincia de Mendoza: Irradiancia Global Horizontal (I_{GH}), Temperatura (T) y Velocidad del viento (V).
4. Cuantificar el efecto sobre el rendimiento del proceso de la eliminación de los equipos de recuperación de calor.
5. Evaluar el potencial implementar el proceso a escala industrial utilizando el dispositivo tecnológico desarrollado para el reemplazo del consumo de gas natural en un establecimiento vitivinícola.
6. Evaluar la factibilidad del sistema de control de temperatura propuesto.
7. Determinar la distribución del flujo radiante concentrado sobre de las paredes internas del receptor del CSDP; cuantificar el efecto sobre la misma del error de alineación del CSDP, la absorbancia de las paredes de cavidad y el tipo de reflexión de estas paredes; e identificar la combinación de estos parámetros más desfavorable.
8. Determinar la distribución de la temperatura dentro del reactor ($T_{(x,y,z)}$) bajo las condiciones de operación más desfavorables: $\Phi_{abs,max}$, $I_{GH,max}$, mínimas pérdidas térmicas ($Q_{perd,min}$) y máxima temperatura de entrada del vapor ($T_{v,máx}$).
9. Establecer un rango de propiedades de la superficie interna del receptor que garantice temperaturas admisibles bajo las condiciones normales de funcionamiento del dispositivo tecnológico.

1.4. Justificación

1.4.1. Conveniencia

Esta tesis contribuye a crear un nuevo proceso de valorización de un residuo agroindustrial: el orujo. Provee una nueva alternativa no sólo para facilitar la gestión del residuo, sino para eliminar su producción dentro de la industria vitivinícola y obtener beneficios del mismo.

Asimismo, el proceso propuesto contribuye a la producción de combustible a partir de una fuente de energía renovable y a la sustitución del consumo de gas natural.

1.4.2. Relevancia social

La relevancia social del dispositivo tecnológico y el proceso aportados por esta tesis radica esencialmente en la disminución de las emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera. La solución tecnológica provista por esta investigación contribuye a la respuesta mundial ante la amenaza del cambio climático, en línea con los objetivos del Acuerdo de París de limitar el aumento de la temperatura media mundial a 2 °C con respecto a los niveles preindustriales, y de promover el desarrollo con bajas emisiones de gases de efecto invernadero [27].

Como se mencionó en la Sec. 1.1.1, la huella de carbono del proceso propuesto es nula [155], ya que el dióxido de carbono emitido por la combustión del gas de síntesis proviene de la absorción de la atmósfera durante el crecimiento de la vid. Asimismo, uno de los subproductos sólidos del proceso (el *biochar*) contiene un gran porcentaje de carbono. Este sólido puede utilizarse como fertilizante. Si bien su uso directo con este fin aún no ha sido completamente resuelto [131], darle este destino al *biochar* lograría que parte del carbono absorbido por la vid quedara retenido en el suelo [58]. Como consecuencia, el proceso propuesto tiene el potencial para lograr una huella de carbono negativa.

A su vez, la implementación del proceso desarrollado en esta tesis permitiría a la industria vitivinícola avanzar hacia la sustentabilidad. Esto facilitaría el acceso a nuevos mercados en un contexto de regulación ambiental creciente e interés acentuado de los consumidores por un menor impacto ambiental. Adicionalmente, el proceso conlleva una reducción potencial de costos debida a la eliminación del consumo de gas natural.

Por otro lado, la solución tecnológica propuesta brinda nuevas oportunidades tanto a la industria vitivinícola como a la industria de gestión de residuos vinícolas. Como se explicará en la Sec. 5.2.4, la potencial producción de gas de síntesis del proceso desarrollado excedería el consumo de calor de los procesos de la industria vinícola. Además de la posibilidad de comercializar el gas de síntesis producido como un combustible, el excedente podría ser avocado a la industria química – si es producido a una escala suficiente grande – como un insumo para producción de lubricantes, combustibles líquidos y metanol [141]. Asimismo, el *biochar* también puede valorizarse como insumo industrial para adsorción de gases, preparación de catalizadores, craqueo (cracking) de alquitranes y producción de polímeros, como medio filtrante, y como combustible sólido [131].

1.4.3. Valor práctico

Esta tesis contribuye al desarrollo de la tecnología de gasificación solar de biomasa. Aporta un nuevo diseño de reactor solar de gasificación, diseñado de manera integrada con un CSDP. Como se detalla en la Sección 2.2, este nuevo diseño enfatiza la simplicidad de construcción y funcionamiento, en vistas a disminuir los costos de implementación y operación del proceso. En ese sentido, el diseño incorpora materiales disponibles en el mercado local y de relativo bajo costo en comparación con los diseños propuestos en la literatura científica.

Además, incorpora un sistema innovador de control de temperatura respecto de los diseños

existentes hasta el momento. Este sistema apunta a disminuir la complejidad de operación del reactor, al absorber las variaciones en la irradiancia solar con un control automático de los flujos de alimentación (orujo y vapor).

Por otro lado, con el fin de reducir la producción de alquitranes a niveles muy bajos – y evitar así la necesidad de equipos de limpieza del gas producido – el diseño del dispositivo propuesto incorpora simultáneamente una temperatura elevada de funcionamiento (dentro del límite impuesto por el material) y una gran capacidad calorífica (inercia térmica). Este uso de la inercia térmica también constituye un aspecto innovador que sólo algunos de los más recientes diseños de reactores solares han incorporado. Y es, además, una estrategia recomendada por autores expertos como línea de acción para superar los cambios bruscos de irradiancia solar [143].

A su vez, el dispositivo está diseñado para una implementación a mediana escala (7 – 110 kW_t), con la posibilidad de implementación modular para alcanzar escalas mayores.

1.4.4. Valor teórico

La concreción del diseño del dispositivo tecnológico de esta tesis se enfrenta a numerosos vacíos en el conocimiento. El valor teórico de esta tesis radica en la respuesta que aporta a los mismos en el proceso de diseño.

En particular, el efecto combinado de ciertos parámetros de diseño de un CSDP (error de alineación, ángulo de borde y diámetro de la apertura del receptor) en el factor de intercepción no ha sido previamente informado en la literatura científica. La cuantificación provista en esta tesis es generalizable a CSDP de otros tamaños y usos.

A su vez, la distribución del flujo radiante sobre las paredes de un receptor cilíndrico tampoco ha sido presentada de manera completa en la literatura. El efecto de dos parámetros (el error

de alineación del CSDP y el tipo de reflexión de las paredes del receptor) no ha sido considerado. Este aporte también es generalizable a cualquier CSDP con receptor de cavidad cilíndrica, independientemente de su aplicación.

Más aún, el efecto de estos dos últimos parámetros sobre la distribución de temperaturas dentro de un reactor solar indirectamente irradiado de flujo de vórtice se encuentra ausente en la literatura científica.

Por otro lado, si bien la gasificación solar de biomasa es un tema ampliamente estudiado [123, 40] y se ha demostrado a escala de planta piloto [172], la aplicación de la gasificación solar de biomasa como proceso auxiliar de generación de calor dentro de la industria vinícola (utilizando orujo) no ha sido previamente analizado. Un proceso relacionado – la pirólisis solar de biomasa, cuyo producto principal es líquido en vez de gaseoso – se ha estudiado para el orujo a escala de laboratorio [91, 180, 140]. La potencialidad de la gasificación solar para reemplazar el uso de gas natural no ha sido abordada, y tampoco existe un modelo de proceso para realizarlo. El valor teórico de esta tesis también radica en proveer el modelo de proceso más simple y analizar dicha potencialidad.

Finalmente, también es valioso que los resultados de esta tesis sugieren el abordaje de numerosos nuevos estudios, con el objetivo último de alcanzar una implementación comercial del proceso propuesto. A saber:

- Optimización de las dimensiones del dispositivo para CSDP de mayor tamaño.
- Optimización de la escala del dispositivo y de la cantidad de dispositivos para un determinado nivel de producción de gas de síntesis (acorde al requerimiento de un establecimiento vitivinícola).
- Determinación empírica de la respuesta de las reacciones ante condiciones variables de alimentación del reactor.

- Determinación empírica del consumo energético instantáneo de las reacciones.
- Efecto de otros parámetros del dispositivo sobre la distribución del flujo sobre las paredes del receptor (ángulo de borde del CSDP, variabilidad de la absorbancia con la longitud de onda, error de posicionamiento del receptor).
- Incorporación al diseño de otros mecanismos de disipación del calor dentro del reactor y análisis de su efectividad.
- Determinación empírica de la distribución de la biomasa y las cenizas dentro del reactor.
- Incorporación al diseño del reactor de un intercambiador de calor integrado y análisis de su efectividad.

1.4.5. Valor metodológico

El valor metodológico de esta tesis reside en los tres modelos que desarrolla para la concreción del diseño del dispositivo y del proceso.

En primer lugar, aporta un algoritmo especializado para la optimización del proceso de gasificación solar de orujo (Capítulo V). Este algoritmo permite encontrar las dimensiones del reactor que maximizan la producción de gas de síntesis, y puede ser aplicado en contextos diferentes: condiciones ambientales de otras localidades o épocas del año, otras escalas de CSDP, y otros tipos de biomasa.

En segundo lugar, esta tesis provee un modelo óptico del CSDP (Sección 6.2.2). Este modelo posibilita el estudio del efecto de los parámetros del concentrador tanto en la distribución del flujo sobre las paredes del receptor como en el factor de intercepción.

En tercer lugar, esta tesis aporta un modelo de CFD (Sección 6.3.3) que permite evaluar la transferencia de calor y la distribución de temperaturas dentro del reactor. Admite modificaciones con relativa facilidad. Y posibilita el estudio de otras distribuciones de biomasa-ceniza

dentro del reactor, de otros niveles de consumo energético global de las reacciones, y del efecto de las modificaciones al diseño (incorporación de un intercambiador de calor integrado o de elementos disipadores de calor).

Capítulo II

MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

2.1.1. Biomasa

En términos generales, biomasa es materia orgánica que puede convertirse en energía. La definición de qué califica como biomasa determina qué tipo de recursos se considera que pueden explotarse con fines energéticos, y por ende, qué tipo de tierras pueden utilizarse, qué tipo de cultivos se emplea, dónde se cultivan y su potencial uso energético. En ese sentido, el Servicio de Investigación de la Biblioteca del Congreso de Estados Unidos ha producido un análisis exhaustivo de las diversas definiciones de biomasa que se han utilizado en la legislación de ese país [20]. Según resume la autora del informe, las definiciones de biomasa normalmente incluyen tres componentes: agrícola, forestal, y residual.

Una definición amplia de biomasa es la mencionada por Maity [100]: "cualquier materia orgánica que está disponible de manera renovable o recurrente (excluyendo madera de bosque primigenio), incluyendo cultivos y árboles dedicados a la energía, residuos de cultivos agrícolas

alimentarios y forrajeros, plantas acuáticas, madera y residuos madereros, residuos animales, y otros materiales de desecho".

2.1.1.1. Clasificación

La biomasa puede clasificarse en cuatro amplias categorías según su origen [100]: 1. cultivos energéticos, 2. residuos agrícolas, 3. residuos forestales y 4. residuos industriales y municipales. A su vez, los cultivos energéticos pueden subdividirse en cultivos herbáceos (especies de pastizales, cosechados a lo largo del año), cultivos madereros (árboles de crecimiento rápido, cosecha con variación estacional), cultivos agrícolas (oleaginosos, cerealeros, azucareros y feculentos), y cultivos acuáticos (algas macroscópicas y microscópicas, y microflora marina).

La categoría de residuos agrícolas comprende los tallos y hojas que generalmente no se cosechan para uso comercial (bagazo de caña de azúcar, rastrojo de maíz, paja de trigo, paja de arroz, paja de avena, bagazo de sorgo, cáscaras de nuez, cascarilla de arroz, carozos de aceituna, entre otros). En esta categoría se incluye el orujo y escobajo de uva. El aprovechamiento energético de este tipo de biomasa no implica sacrificar el uso de tierra para alimentación. También están incluidos en esta categoría los residuos del procesamiento de la madera (aserrín, corteza, ramas y hojas), y residuos del ganado (estiércol).

La categoría de residuos forestales se refiere a biomasa que normalmente no se extrae de los sitios de tala, y a los residuos del mantenimiento de la explotación forestal (clareo, remoción de árboles muertos).

Los residuos industriales y municipales incluyen la recolección de residuos urbanos y los fangos cloacales, y cualquier tipo de desechos industriales que contenga un alto porcentaje de material orgánico vegetal.

Otra caracterización de la biomasa se basa en su composición química. Si bien los principa-

los componentes de la biomasa son carbohidratos, lignina, proteínas y grasas, la composición de un insumo biomásico permite incluirlo en una de las siguientes tres categorías [100]: 1. triglicérido (aceites vegetales, grasas animales, aceite de cocina residual y aceite de microalgas), 2. azucaroso (por ej.: remolacha azucarera, sorgo dulce y caña de azúcar) y feculento (por ej.: trigo, maíz, cebada), y 3. lignocelulósico (por ej.: madera, paja, pastizales).

La biomasa lignocelulósica es aquella compuesta principalmente por celulosa (40-50 %), hemicelulosa (25-35 %) y lignina (15-20 %) [100, 11]. El material lignocelulósico es la parte fibrosa, no almidonosa de las plantas. A diferencia de los carbohidratos y los almidones, la lignocelulosa no es fácilmente digerible. Por ello no forma parte de la alimentación humana [11]. Un buen ejemplo de biomasa lignocelulósica es cualquier planta vascular que tiene un tallo perenne por encima del suelo cubierto por una corteza [11].

Los principales cultivos implican la producción de varios tipos de biomasa. Por ejemplo, el grano de maíz es biomasa feculenta mientras que el resto de la planta es lignocelulósica.

El orujo, el orujo agotado y el escobajo, dentro de estas dos clasificaciones, constituyen un residuo agrícola lignocelulósico [129]. Como tal, su aprovechamiento energético no implica competencia en el uso de la tierra con los cultivos alimenticios. Por el contrario, su aprovechamiento energético implica un aprovechamiento adicional de un recurso ya explotado.

2.1.1.2. Formación y sustentabilidad

La biomasa se forma a partir de seres vivos, como las plantas. Incluso la biomasa de origen animal puede rastrearse a través de la cadena alimenticia hasta individuos que realizan fotosíntesis. A través de este proceso las plantas utilizan la luz solar para metabolizar el CO_2 de la atmósfera y agua para crecer. El carbono metabolizado pasa a formar parte de sus tejidos. A diferencia de los combustibles fósiles, el crecimiento de la biomasa puede ocurrir en una escala

de tiempo humana, y por ello se la considera una fuente de energía *renovable*.

Cuando la biomasa se combustiona, el carbono presente en la biomasa vuelve a la atmósfera como CO_2 . Lo mismo ocurre cuando se queman combustibles fósiles. La diferencia radica en que en el caso de la biomasa, el carbono liberado fue tomado de la atmósfera recientemente (desde algunos años hasta algunas horas). Por ende, en términos relativos, se considera que el uso de la biomasa como fuente de energía es neutro en carbono [11], ya que no incrementa la cantidad de carbono presente en la atmósfera. En este sentido, se considera que la biomasa es una fuente de energía *sustentable*.

Se puede argumentar, como resalta Basu [11], que se libera CO_2 para cosechar, transportar y procesar la biomasa. Pero esa emisión indirecta también existe para los combustibles fósiles cuando son extraídos, transportados y procesados. Un análisis de ciclo de vida completo que compara todas las emisiones de CO_2 , directas e indirectas, muestra que la biomasa es un claro ganador en este aspecto [11].

Por otro lado, como se adelanta en la Sec. 2.1.1.4 y se detalla en la Sec 2.1.2, el *biochar* constituye un medio de bajo costo para la captura y almacenamiento del carbono en el suelo, con lo cual existe el potencial para una emisión neta de carbono negativa [58, 109, 174].

Finalmente, como también menciona Basu [11], al menos en teoría la mayoría de los químicos producidos a partir del petróleo o el gas natural se pueden producir a partir de biomasa. Una de las principales rutas para lograrlo es la basada en el gas de síntesis, por síntesis de Fischer-Tropsch [51].

2.1.1.3. Perspectiva histórica

El uso de la biomasa como fuente de energía es renovable y sustentable, por lo que puede tomar un papel protagónico en la estrategia mundial para mitigar el calentamiento global. Sin

embargo, el uso de la energía de biomasa no es nuevo. La primera fuente de energía que explotó civilización humana en su evolución fue energía de biomasa: la combustión de madera. La primera evidencia reportada del uso del fuego por los humanos prehistóricos data del Paleolítico Medio [76].

El uso de combustibles fósiles es relativamente reciente. El uso del carbón mineral tomó relevancia hacia el 1600 DC y desencadenó la Primera Revolución Industrial. Hasta el siglo XIX, la madera fue la principal fuente de energía del mundo [11]. En la actualidad, el suministro primario de energía global se cubre con combustibles fósiles (81 %), energía nuclear (5 %) y fuentes renovables (14 %) [137]. Dentro de ese 14 %, la contribución de la biomasa es alrededor del 70 % [137].

2.1.1.4. Procesos de conversión de la biomasa

Según Basu [11], "la voluminosidad y la baja densidad energética son barreras mayores para una transición rápida de combustibles fósiles a combustibles biomásicos. A diferencia de los gases o los líquidos, la biomasa es difícil de manipular, transportar y almacenar. Esto otorga una gran motivación para la conversión de la biomasa sólida en combustibles líquidos o gaseosos, que son energéticamente más densos y pueden ser manipulados y almacenados con relativa facilidad." La conversión puede lograrse a través de dos rutas principales: conversión bioquímica o conversión termoquímica [11].

En la conversión bioquímica, las moléculas de la biomasa son descompuestas en moléculas más pequeñas por microorganismos o por enzimas. Las rutas de conversión bioquímica son tres: digestión, fermentación, e hidrólisis [11]. En la digestión, las bacterias consumen la biomasa y producen dióxido de carbono y metano como resultado. En la fermentación, parte de la biomasa se descompone en azúcares gracias a diferentes ácidos o enzimas. Estos azúcares se convierten

en etanol por la actividad de las levaduras. Las levaduras no pueden utilizar la celulosa, por lo que esta ruta de conversión se aplica sólo a biomásas azucarosas y feculentas. La hidrólisis (enzimática o ácida) permite descomponer la celulosa para que pueda ser fermentada [11].

En la conversión termoquímica, que es el objeto de esta tesis, la biomasa es descompuesta en moléculas más simples a través de reacciones químicas que ocurren como consecuencia de la elevada temperatura. Existen cinco rutas distintas de conversión termoquímica [11]: combustión, carbonización/torrefacción, pirólisis, gasificación y licuefacción. La combustión implica reacciones de oxidación para producción de calor. La carbonización (500–900 °C) y la torrefacción (200–300 °C) son procesos que no se detallarán en esta obra, pero que implican el aumento del contenido de carbono de la biomasa gracias a un calentamiento lento de la misma en un ambiente privado de oxígeno. El resultado es un combustible sólido (carbón vegetal). La gasificación se abordará en detalle en la Sec. 2.1.2. Implica la descomposición, en presencia de un agente gasificador (aire u oxígeno en deficiencia, dióxido de carbono, y/o vapor de agua), de la biomasa en gases combustibles (gas de síntesis) y un sólido de alto contenido en carbono (*biochar*). La pirólisis involucra un aumento rápido de la temperatura (300–400 °C) en ausencia total de oxígeno, lo que produce gases combustibles condensables y no condensables, y *biochar*. En la pirólisis rápida se maximiza la producción de la fracción líquida (*biooil*). La licuefacción implica la conversión en combustibles líquidos y tampoco se detallará. Se logra con temperaturas y presiones elevadas (300–400 °C y 12–20 MPa), por pirólisis y por otros procesos que incluyen el uso de agua en condiciones supercríticas.

Como bien resume Basu [11]: "El uso energético más común de la biomasa es la combustión directa, seguido por la gasificación, la carbonización y la pirólisis. La producción de combustible para transporte a partir de biomasa a través de pirólisis, transesterificación, fermentación, y síntesis basada en gasificación también está ganando importancia comercial. (...) El carbón ve-

getal todavía se usa en muchas partes del mundo como combustible sin humos así como medio de filtración de agua o gas. La torrefacción, un proceso de conversión de biomasa relativamente nuevo, (...) también está atrayendo mucha atención especialmente en su aplicación en el corto plazo para combustión combinada de biomasa en centrales eléctricas de carbón y posiblemente para el reemplazo del coque en metalurgia."

2.1.1.5. Características del Orujo

La biomasa, al igual que todos los combustibles fósiles, es caracterizada a través del análisis inmediato y del análisis elemental. El análisis inmediato provee los porcentajes en masa de carbono fijo, materia volátil y cenizas, así como el PCI. El análisis elemental indica los porcentajes en masa de *C*, *H* y *N* y heteroátomos (*S* y halógenos). El porcentaje de *O* normalmente se determina por diferencia.

Muhlack *et al.* [119] recopilaron los datos reportados en la literatura para el orujo. Los datos de los análisis inmediato y elemental que resumen dichos autores pueden verse en la Tabla 2.1, junto con otros datos reportados que recopiló el autor de esta tesis. Se observa que los valores mostrados no presentan variabilidad excesiva en relación a los fines de esta tesis. El autor estima que las discrepancias entre los distintos casos se explican principalmente por las diferencias en los componentes del orujo analizado (piel de la uva, tallos, y semillas). Sólo en el caso de Hernández *et al.* [70] éstos están explicitados, mientras que en el de Li *et al.* [91] se presentan separadamente el análisis de los tallos (escobajo) y del orujo.

A los fines de esta tesis, se toma como referencia las características del orujo reportadas por Hernández *et al.* [70].

Tabla 2.1

Características del orujo proveniente de distintas regiones del mundo.

Lugar de origen	Poder calorífico (MJ/kg _{seco})		Análisis Inmediato (% en masa seca)			Análisis elemental (% en masa seca)								Ref.
	PCS	PCI	Carbono Fijo	Materia Volátil	Ceniza	C	H	O	N	S	Cl	Na	K	
Sur de Australia	–	–	25,9	69,0	5,1	53,7	6,2	31,6	1,76	0,11	0,02	0,01	1,48	[119, 163]
Sur de Australia	–	–	25,8	67,7	6,5	54,1	6,1	28,7	2,59	0,16	0,05	0,03	1,78	[119, 163]
Sur de Australia	–	–	25,3	67,9	6,8	54,8	6,3	27,5	2,43	0,14	0,05	0,02	2,00	[119, 163]
Sur de Australia	–	–	28,2	63,6	8,2	53,9	5,7	27,5	2,39	0,16	0,03	0,02	2,08	[119, 163]
España	–	19,5	26,4	65,8	7,8	49,7	5,56	34,6	2,23	0,14	–	–	–	[119, 84]
Rumania	20,1	19,7	24,5	72,0	3,5	43,2	5,94	45,5	0,65	1,24	–	–	–	[119, 104]
España	19,5	–	24,7	67,8	7,5	43,0	9,28	38,0	2,05	0,17	–	–	–	[119, 115]
España	–	20,2	27,3	65,7	7,0	51,2	5,52	33,6	2,48	0,17	–	–	–	[119, 69]
Norte de Italia	21,8	–	–	–	4,2	54,9	5,83	32,8	2,09	0,21	–	–	–	[119, 41]
Centro de Italia	21,3	20,1	–	–	8,1	48,6	5,73	34,9	2,48	0,12	0,03	–	–	[119, 156]
Norte Patagónico ^a	–	–	–	–	8,81	52,91	5,93	30,41	1,86	0,03	–	–	–	[91]
Norte Patagónico ^b	–	–	–	–	10,16	46,14	5,74	37,59	0,37	0,00	–	–	–	[91]
España ^c	–	20,04	28,04	64,02	7,94	52,06	5,75	32,06	2,05	0,14	–	–	–	[70]

^a Piel y semillas.^b Tallos (escobajo).^c Piel, semillas y tallos.

2.1.2. Gasificación de biomasa

2.1.2.1. Definición - Descripción

Como se definió en la Sec. 1.1.2, gasificación es el proceso de descomposición termoquímica de la biomasa que ocurre a temperaturas mayores a 800 °C en ausencia (o escasez) de oxígeno y en presencia de un agente gasificador. El resultado de esta descomposición es un gas que se puede combustionar para producir energía o utilizar como insumo en la producción de productos químicos de mayor valor agregado [11]. Dicho gas se conoce como "gas de síntesis" o *syngas*.

El agente gasificador es el medio gaseoso en el que se desarrolla el proceso de gasificación. Reacciona con el carbono sólido y con los hidrocarburos presentes en la biomasa para producir gases de bajo peso molecular como CO , H_2 , CO_2 y CH_4 . El agente gasificador puede ser [11]:

- aire,
- oxígeno,

- vapor de agua,
- y/o dióxido de carbono [4, 60, 61].

En el caso del aire y el oxígeno como agentes gasificadores, se refiere a éstos en cantidad menor a la de combustión estequiométrica. De lo contrario, el proceso resultaría de combustión en lugar de gasificación.

La elección del agente gasificador afecta la composición (y por ende, el poder calorífico) del gas obtenido. Los valores típicos de PCI según el tipo de agente son [11]: 4 – 7 MJ/Nm³ si el agente es aire, 10 – 18 MJ/Nm³ si es vapor de agua, y 12 – 28 MJ/Nm³ si es oxígeno.

2.1.2.2. Proceso de gasificación tradicional

La gasificación de biomasa involucra un gran número de procesos termoquímicos complejos y estrechamente interrelacionados [162]. Estos procesos pueden agruparse en cuatro etapas: secado, pirólisis, combustión y reducción. En un gasificador de biomasa autotérmico típico (de lecho fijo) estas etapas ocurren en regiones del espacio diferentes [162, 11]. Si bien estos pasos suelen modelarse en serie, en un gasificador autotérmico real no existe un límite definido entre las zonas en que ocurre cada uno, y en general se superponen [11]. Dependiendo de la configuración del gasificador (grado de mezcla de las corrientes y tiempo de permanencia), puede no existir regiones del espacio definidas para cada etapa.

Las etapas y sus productos se representan esquemáticamente en la Fig. 2.1 [162]. En un primer momento ocurre el secado, donde la biomasa se calienta hasta los 150 °C y la humedad presente en la biomasa se separa como vapor de agua. Este pasa a formar parte del medio gasificador y participa en las reacciones subsiguientes.

Luego, en la pirólisis, la biomasa seca se descompone en ausencia de oxígeno y libera su materia volátil en forma de gases de pirólisis. Esto ocurre a medida que la biomasa seca incre-

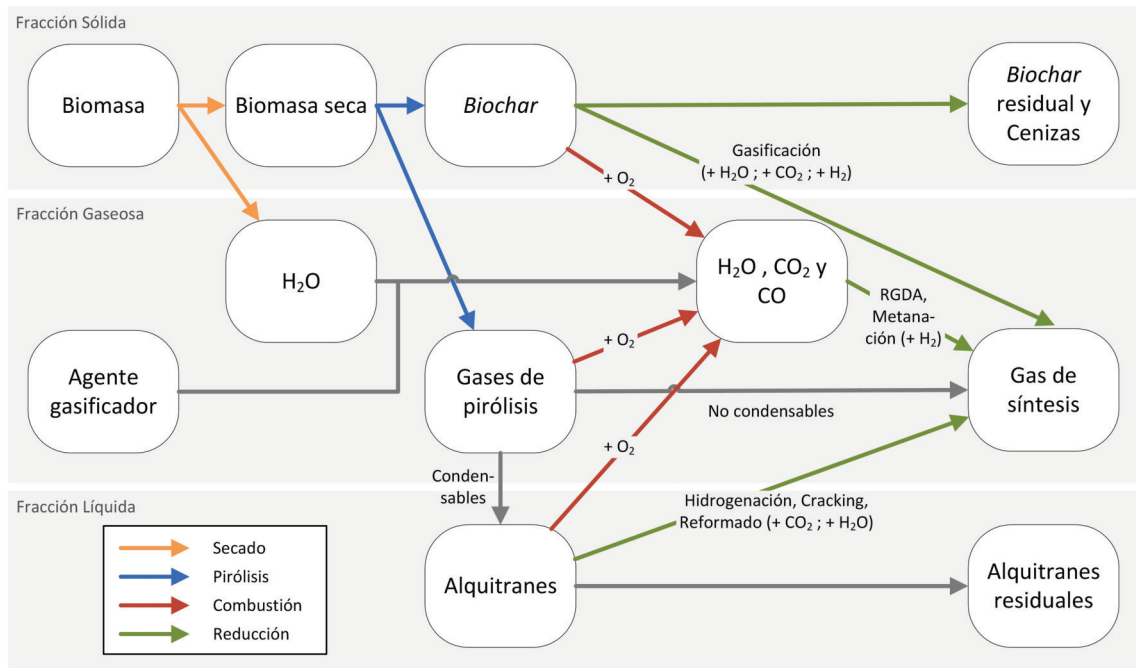


Figura 2.1: Etapas de los procesos de gasificación dentro de un gasificador de biomasa. Adaptado de [162].

menta su temperatura. En ese proceso la misma se convierte en *biochar*. Los gases de pirólisis liberados consisten en H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , hidrocarburos gaseosos y vapor de agua [162]. Los hidrocarburos producidos en esta etapa que condensan a temperatura ambiente constituyen los alquitranes indeseados que son subproducto del proceso.

En la etapa de combustión, parte de los gases de pirólisis, alquitranes y *biochar* se oxidan. Esto produce el calor necesario para alimentar las reacciones endotérmicas y mantener la temperatura.

Finalmente, en la etapa de reducción ocurren las reacciones de gasificación y reformado. El *biochar* reacciona con el agente gasificador (y los demás gases presentes) y se gasifica. Los gases presentes reaccionan entre sí, y parte del alquitrán se reforma en gases no condensables. La fracción sólida resultante contiene cenizas y *biochar* residual.

2.1.2.3. Equilibrio termodinámico

Es posible determinar hacia qué composición tiende a avanzar un determinado proceso fisicoquímico que se mantiene a una temperatura y presión dadas, a través del equilibrio termodinámico. El equilibrio termodinámico representa un potencial, en el sentido de que, en la mezcla, los reactivos y productos alcanzarían las composiciones de equilibrio si tuvieran un tiempo indefinidamente largo para reaccionar.

Para cuantificar este potencial en el caso de la gasificación de biomasa, puede considerarse la celulosa ($C_6H_{10}O_{5(s)}$) como compuesto representativo de la mayoría de las biomásas de tipo lignocelulósico. Las composiciones de equilibrio se determinan minimizando la energía libre de Gibbs del sistema. Es necesario asumir cuáles son los productos posibles. Hathaway [59] consideró tanto los gases que se observan típicamente entre los productos de la gasificación de biomasa – CO , CO_2 , CH_4 , y H_2 – así como H_2O , O_2 y $C_{(s)}$. Si se parte de 6 mol de H_2O y 1 mol de $C_6H_{10}O_{5(s)}$, a 1 atm, las fracciones molares que se obtienen en el equilibrio termodinámico son las que se observan en la Fig. 2.2. Puede observarse que a temperaturas superiores a 1200 K, el equilibrio predice conversión total en CO e H_2 .

Puede replicarse el cómputo de las composiciones de equilibrio utilizando el método provisto en [30], partiendo de hidrocarburos de hasta 8 átomos de C . El autor de esta tesis constató que si se agregan como posibles productos hidrocarburos de 2 átomos de C en adelante, su presencia en la composición de equilibrio a 1200 K es despreciable. Por ende, es sensato concluir también que el equilibrio termodinámico a dicha temperatura predice ausencia de alquitranes.

Sin embargo, la experiencia evidencia que en los procesos de gasificación reales no se alcanza el equilibrio termodinámico, sino que la composición del gas obtenido difiere significativamente del mismo [32]. La composición del gas obtenido es altamente dependiente de las condiciones de la reacción, a saber [133]:

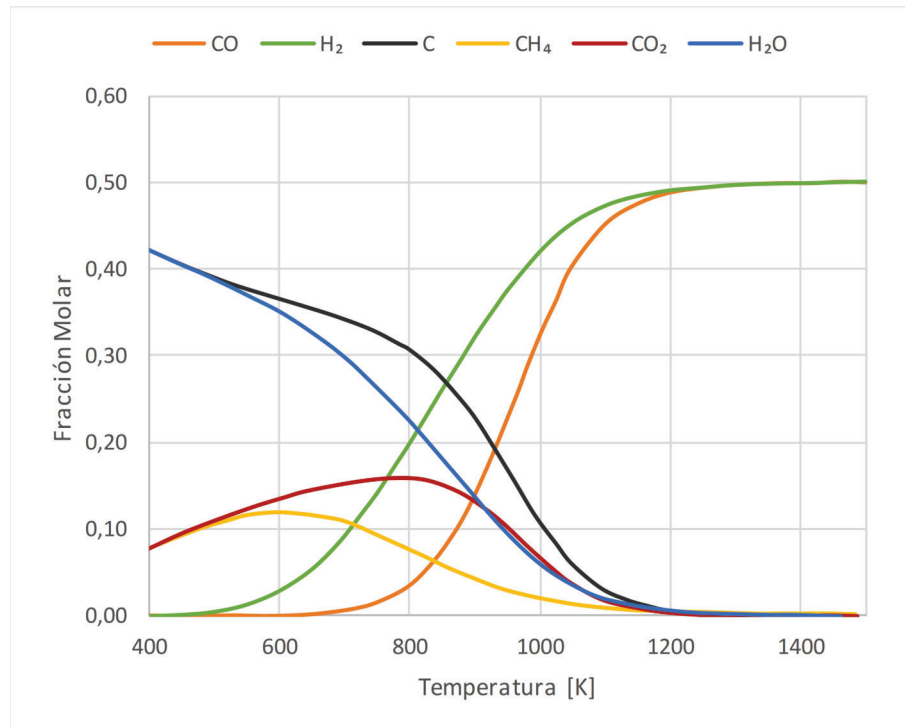


Figura 2.2: Equilibrio termodinámico en función de la temperatura a 1 atm de presión para celulosa y vapor de agua en cantidad estequiométrica. Reproducido de [59].

- temperatura,
- proporción agente gasificador-biomasa,
- tamaño de las partículas,
- tiempo de residencia de las partículas,
- tiempo de residencia de los gases,
- y uso de catalizadores.

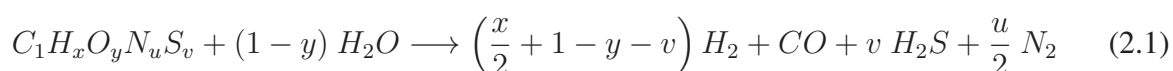
Esta discrepancia de composición del gas respecto a la de equilibrio se ejemplifica con los resultados experimentales presentados en [24, 92, 32, 68, 184, 63]. Los gases que se observan típicamente (en orden decreciente de fracción molar) son: H_2 , CO , CO_2 , CH_4 y C_2H_6 .

A su vez, se ha evidenciado que el tipo de biomasa lignocelulósica utilizada no afecta sig-

nificativamente la composición del gas obtenido [84, 32], en particular cuando se la considera por mol- C (mol de carbono) en la biomasa [63].

2.1.2.4. Reacciones presentes en el proceso

El proceso global de gasificación de biomasa en vapor puede representarse como [133]:



Sin embargo, la ecuación 2.1 no es una reacción real. Como se indicó en la Sec. 2.1.2.2, consiste de distintos procesos fisicoquímicos.

En primer lugar, la pirólisis (a veces identificada como *desvolatilización*) implica la despolimerización de la celulosa, la hemicelulosa y la lignina. Ocurre entre los 200 °C y los 500 °C y produce una gran variedad de compuestos orgánicos oxigenados condensables [11, 114], considerados "alquitranes primarios". A partir de los 500 °C, los alquitranes primarios se reforman a gases no condensables más livianos (CO , CO_2 , CH_4 , H_2 y C_xH_y) y compuestos orgánicos más pesados como benceno, tolueno e indeno [183], y fenoles y oleofinas [11]. Estos compuestos orgánicos se consideran "alquitranes secundarios". Finalmente, se forman los llamados "alquitranes terciarios" cuando la temperatura supera los a 650 °C y los alquitranes primarios se han descompuesto completamente [183, 114]. Los alquitranes terciarios incluyen alquilos y compuestos aromáticos [11, 39]. Los primeros están constituidos por derivados metílicos de compuestos aromáticos, y los segundos por hidrocarburos aromáticos policíclicos [11].

La composición química de todo el alquitrán producido es muy compleja. A modo de ejemplo, Zhao *et al.* [182] identificaron en su estudio experimental 47 compuestos orgánicos, de los cuales el 50,1 % fueron compuestos fenólicos. La composición depende de muchos factores, como la temperatura de reacción, el tipo de gasificador, el tipo de biomasa utilizada, el

tipo de agente gasificador, y la presión [162, 52]. Sin embargo, Valderrama *et al.* [162] resume una composición típica (modificada de la reportada originalmente por Milne *et al.* [114]): 24 % tolueno, 22 % otros hidrocarburos aromáticos de un anillo, 15 % naftaleno, 13 % otros hidrocarburos aromáticos de dos anillos, 10 % compuestos heterocíclicos, 7 % compuestos fenólicos, 6 % hidrocarburos aromáticos de tres anillos, 1 % hidrocarburos aromáticos de cuatro anillos, y 2 % otros compuestos.

La pirólisis y la producción de alquitranes no se encuentra dentro del alcance de esta tesis. Un análisis detallado de los mecanismos de pirólisis se puede encontrar en [151]. Sin embargo, son relevantes a los fines de esta tesis los factores que influyen en la disminución de la producción de los mismos, detallados en la Sec. 2.1.2.6.

Las reacciones involucradas en la pirólisis pueden resumirse en la Ec. (2.2), o "reacción de desvolatilización de la biomasa" [133, 162]. Este proceso es levemente endotérmico [162] o térmicamente neutro [11] según si se considera el calor necesario para calentar la biomasa y evaporar la humedad presente en la misma ($H_2O_{(\ell)}$).



En segundo lugar, el *biochar* generado por la pirólisis (en términos prácticos, $C_{(s)}$), es transformado en gases por las reacciones de gasificación propiamente dichas [162, 11]: la reacción de Boudouard (Ec. 2.3), la reacción de gas de agua (Ec. 2.4), y la reacción de hidrogasificación (Ec. 2.5).

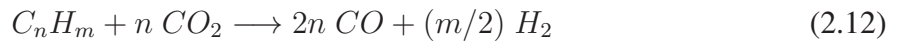
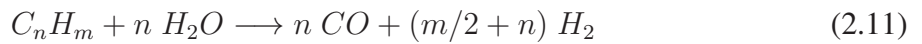
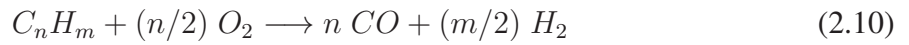


En tercer lugar, y sólo en el caso de la gasificación autotérmica, parte del *biochar*, y de los gases producidos por la pirólisis se oxidan en reacciones de combustión con O_2 y producen H_2O , CO_2 y CO . Estas reacciones son altamente exotérmicas y proveen el calor necesario para llevar a cabo las reacciones de gasificación, altamente endotérmicas.

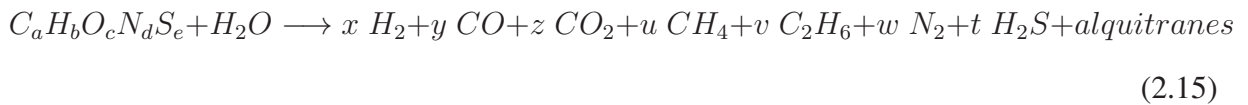
En cuarto lugar, los gases presentes reaccionan entre sí. Se produce la Reacción de Desplazamiento del Gas de Agua (RDGA, Ec. 2.6) y las reacciones de metanación (Ec. 2.7—2.9) [162, 11].



Finalmente, los alquitranes generados en la pirólisis (representados por C_nH_m) se descomponen parcialmente a través de las reacciones de oxidación parcial (Ec. 2.10), reformado con vapor (Ec. 2.11), reformado seco (Ec. 2.12), hidrogenación (Ec. 2.13) y craqueo térmico (Ec. 2.14) [162].



El proceso global de gasificación de biomasa en vapor *según los resultados que se observan experimentalmente* (y no a los del equilibrio termodinámico de la Ec. 2.1) puede representarse con la Ec. 2.15. Nótese que podría incluirse en la misma a las cenizas en ambos lados de la reacción.



2.1.2.5. Cinética de las reacciones

No todas las reacciones que ocurren en un gasificador son instantáneas ni completas. Muchas de las mencionadas en la Sec. 2.1.2.4 proceden a una velocidad finita y hasta un avance de reacción finito [11].

La velocidad de gasificación del *biochar* (Ec. 2.3 – 2.5) es mucho más lenta que la velocidad de la pirólisis que lo produce [11]. A modo de ejemplo, en la experiencia realizada por Hathaway *et al.* [63], la pirólisis se considera completa dentro de los 80 s de adicionada la biomasa al reactor, mientras que "la gasificación del *biochar* requiere en promedio 30 min para completarse".

El modelado de la cinética de la pirólisis requiere un análisis detallado de los mecanismos de reacción implicados, lo cual excede el alcance de esta tesis. Estos mecanismos incluyen deshidratación, decarboxilización, carbonización, despolimerización, y craqueo.

Para modelar la cinética de las reacciones de gasificación (Ec. 2.3–2.5), se han empleado el modelo volumétrico, el modelo de núcleo decreciente, y el modelo de núcleo integrado [99]. Sin embargo, estos tres modelos no pueden representar un valor máximo de velocidad de reacción – hecho que se observa en las mediciones experimentales. Por ello diferentes autores consideran el

modelo de poro aleatorio como el mejor modelo, aunque no está claro que el mismo represente el mecanismo de reacción subyacente [99]. Mahinpey y Gomez [99] ponen en valor el modelo de Ahmed y Gupta [4], que es un modelo de poro aleatorio ajustado a datos experimentales de gasificación de *biochar* de aserrín:

$$\frac{dX}{dt} = 0,071 \cdot (1 - X) \sqrt{(1 - 4,95 \ln(1 - X))} \quad [1/\text{min}] \quad (2.16)$$

En la Ec. 2.16, X representa la "conversión de carbono", es decir, la fracción de moles de carbono de la biomasa que ha pasado a formar parte de alguna sustancia que está en estado gaseoso en condiciones estándar (por ej.: CO , CO_2 , CH_4 , C_2H_6).

En cuanto a las reacciones entre los gases presentes (Ec. 2.6–2.9), el autor de esta tesis pudo constatar que en la literatura científica [56, 43, 82, 117, 18, 150, 11, 167, 177], existen modelos cinéticos discrepantes. En ocasión de la formulación de modelos cinéticos del proceso de gasificación de biomasa, los expertos sólo incluyen la RDGA (Ec. 2.6) – no siempre en ambas direcciones – y sólo ocasionalmente incluyen la reacción de reformado en vapor (la opuesta de la Ec. 2.7): [56, 82, 117, 18, 167, 177]. Sólo en un caso de gasificación de carbón en vapor se incluye una de las reacciones de metanación (Ec. 2.7): [97]. Mahinpey y Gomez [99] comparten una conclusión similar al establecer que "la selección de un modelo de reacción particular depende de la tendencia observada en la información experimental (...). Sin embargo, no hay criterios consistentes en la literatura, y los resultados para los parámetros cinéticos varía entre los autores".

El procedimiento que siguen los estudios citados consiste en proponer un modelo cinético – en todos los casos, sin considerar todas las reacciones involucradas exhaustivamente – y ajustar los parámetros del mismo para que los resultados del modelo se ajusten a los datos experimentales. Al encontrarse que los parámetros ajustados discrepan entre las distintas in-

vestigaciones, el autor de esta tesis concluye que los modelos formulados sólo son aplicables a las condiciones experimentales de cada estudio en particular, y no pueden considerarse válidos para predecir resultados del proceso en condiciones diferentes.

A juicio del autor, una predicción de la composición del gas resultante basada en los modelos cinéticos disponibles resultaría poco fundada. Asimismo, no es realista asumir que la composición y el rendimiento del gas serán los predichos por el equilibrio termodinámico. El mejor enfoque, en términos de celeridad y certidumbre, es basarse en datos experimentales que hayan sido medidos bajo las mismas condiciones de reacción que aquéllas para las que se intenta predecir el resultado.

2.1.2.6. Reducción de alquitranes

En palabras de Valderrama Rios *et al.* [162]: "Uno de los problemas principales en gasificación de biomasa, ya sea con propósitos energéticos o para producir un gas de síntesis, es la dificultad de lidiar con la remoción del alquitrán formado durante la pirólisis. El gas producto de la gasificación de biomasa típicamente sale de gasificador acompañado por una neblina constituida por diferentes alquitranes, liberados como aerosoles [o disueltos en el gas]. Éstos luego se depositan [o condensan] y forman depósitos pegajosos aguas abajo al contactar puntos más fríos de los equipos de gasificación. Los depósitos pueden evolucionar en arreglos moleculares más complejos por polimerización, lo cual dificulta aún más su manejo."

Los alquitranes se pueden definir como una mezcla de hidrocarburos condensables, que incluye compuestos aromáticos de hasta cinco anillos (que pueden ser oxigenados) así como hidrocarburos aromáticos policíclicos [162]. Sin embargo, la Agencia Internacional de Energía define como alquitranes a todos los hidrocarburos con peso molecular mayor al del benceno.

Los límites aceptables de cantidad de alquitranes en el gas de síntesis depende de su apli-

cación. Los valores se encuentran en la Tabla 2.2 [162]. En el caso de la aplicación prevista en esta tesis (la combustión directa del gas), no existe un límite especificado. El límite sí es una restricción en caso de contemplar el almacenamiento del gas, ya que implica una etapa de compresión ($0,05 - 0,5 \text{ g/Nm}^3$).

Tabla 2.2

Límites tolerables de alquitranes en el gas de síntesis según su aplicación [162].

Aplicación	Límite [mg/Nm^3]
Combustión directa	Sin límite especificado
Compresor	50 – 500
Motor de combustión interna	<100
Turbina de gas	<0,5
Celda de combustible	<1,0
Síntesis de metanol	<0,1
Síntesis de Fischer-Tropsch	<0,1

Los métodos para remover alquitranes se clasifican en primarios o "*in-situ*" y secundarios o "post-gasificación" [162]. Los métodos primarios evitan la formación del alquitrán o lo convierten dentro del gasificador. Incluyen la selección adecuada de las condiciones de operación del gasificador, o bien el uso de catalizadores dentro del mismo. Los parámetros de operación más influyentes son: temperatura, presión, agente gasificador, relación en masa entre biomasa y tiempo de residencia del gas dentro del gasificador [162, 33].

A menor temperatura dentro del gasificador, se observan mayores niveles de contenido de alquitrán en el gas producido [162, 52, 111]. Las temperaturas reportadas van de 500 a 1100 °C.

El uso de vapor de agua como agente gasificador favorece la reacción de reformado en vapor del alquitrán (Ec. 2.11). El uso de vapor y oxígeno reduce significativamente la producción de alquitranes [52, 139]. Basándose en el principio de Le Chatelier, esta reacción también se ve favorecida por alta temperatura, baja presión y alta relación vapor-biomasa. A modo de ejemplo empírico, considérese los niveles de alquitrán medidos en las experiencias [42, 31], realizadas

con equipo, tipo de biomasa y temperatura de gasificación idénticos. Se obtuvo gas de síntesis con un nivel de alquitranes de $0,419 \text{ g/Nm}^3$, $0,092 \text{ g/Nm}^3$ y $0,064 \text{ g/Nm}^3$ al utilizar aire, mezcla aire-vapor, y mezcla vapor-oxígeno como agente gasificador, respectivamente.

La relación agente gasificador-biomasa cambia de denominación según cuál sea el agente gasificador. Si es aire, se denomina "relación aire-combustible". Si es vapor, "relación vapor-biomasa". Si es mezcla de vapor y oxígeno, "relación de gasificación". El contenido de alquitranes disminuye a mayor relación aire-combustible [162, 167]. Una mayor relación vapor-biomasa implica una mayor presión parcial de vapor dentro del gasificador, lo cual también favorece la Ec. 2.11 por el principio de Le Chatelier, y permite esperar menor nivel de alquitranes en el gas producido.

El tiempo de residencia de los gases también propicia una disminución de la cantidad de alquitrán producido [162]. En una de las experiencias reportadas [57], se produjo una disminución del 75 % al incrementar el tiempo de residencia de 1 a 5 s. Esto es esperable ya que permite a los reactivos acercarse al equilibrio termodinámico.

Los métodos secundarios de reducción de alquitranes incluyen, por un lado, procesos físicos como el uso aguas abajo del gasificador de filtros, ciclones, torres de refrigeración, precipitadores electrostáticos, adsorbentes y depuradores; y por otro, procesos químicos como recurrir a la oxidación parcial, craqueo térmico y craqueo por plasma [162]. Por razones económicas y operacionales el craqueo térmico del alquitrán no es atractivo para aplicaciones a gran escala [162, 94]. El uso de la oxidación parcial tiene la desventaja de disminuir la eficiencia y aumentar la cantidad de CO_2 en el gas producido.

Finalmente, la eliminación de alquitranes mediante catalizadores puede constituir un método tanto primario como secundario, según si se los utiliza dentro del gasificador o aguas abajo. Como catalizadores se emplea dolomita, dolomita calcinada, olivino, catalizadores basados en

Ni (como Ni/Al_2O_3), catalizadores basados en metales de transición (*Rh*, *Ru*, *Pd*, *Pt*, *Co*, *Fe*, *Zn* y *Cu*), catalizadores alcalinos (*Na*, *K* y *Li*), zeolitas, y carbón activado [162]. En particular, los metales alcalinos existen naturalmente en la biomasa y se acumulan en las cenizas del gasificador, por lo que las mismas pueden emplearse como catalizador [162]. Este efecto depende de composición de la biomasa utilizada (elementos inorgánicos), y es más prominente cuando tienen alto contenido de *K* [162].

Con el objeto de lograr una mínima producción de alquitranes en el desarrollo tecnológico de esta tesis, se emplearán métodos primarios. Por un lado, se selecciona una temperatura de operación relativamente alta: 927 °C (1200 K). Es la mayor que puede seleccionarse manteniendo la selección del material dentro de un costo razonable y de fácil disponibilidad en Mendoza. Por otro lado, se selecciona únicamente vapor de agua como agente gasificador, considerando que el oxígeno no es necesario gracias al uso de energía solar. En las experiencias que se citaron como de ejemplo del efecto beneficioso del vapor, el oxígeno (o el aire) cumple la función de compensar (mediante combustión) el calor necesario para llevar el vapor de 100 °C a la temperatura de gasificación. En el diseño de gasificador de esta tesis se prevé la utilización de una fuente de energía externa.

2.1.2.7. Gasificación vs. Combustión

Teniendo en cuenta que el principal uso del gas de síntesis previsto en esta tesis es la producción de calor, cabe la pregunta: ¿por qué gasificar antes la biomasa, cuando puede combustionarse directamente? Basu [11] aborda esta interrogante y, entre otras, lista las siguientes razones:

- Un combustible gaseoso puede utilizarse en un rango de aplicaciones más amplio que uno sólido.

- Un gas puede ser transportado y distribuido de manera más sencilla que un combustible sólido.
- Para generación de energía en una localidad remota pequeña, un gasificador y un motor de combustión interna son más convenientes que un sistema de combustión con ciclo Rankine.
- Un sistema basado en gasificación de biomasa puede emplearse para producción de electricidad en un sistema de ciclo combinado.

Sin embargo, Basu [11] también señala que si el calor es el único producto deseado, en plantas de pequeña escala la combustión de biomasa parece preferible a la gasificación.

2.1.2.8. Captura de Carbono

El *biochar* producido durante la pirólisis de biomasa provee una manera viable y barata de secuestro de carbono, ya que el *biochar* puede retener el carbono enterrado en el suelo como carbono estable por cientos de años, en lugar de ser devuelto a la atmósfera como CO_2 [11]. El subproducto sólido del proceso de gasificación es una combinación de cenizas y *biochar* no reaccionado, por lo que este residuo también posee esta potencialidad.

2.1.3. Gasificación solar de biomasa

La Gasificación Solar de Biomasa (GSB) se estudia desde 1980 [50] y todavía no ha alcanzado una aplicación comercial. Se han demostrado diversas aplicaciones a escala de laboratorio, como se detalla en la Sec. 2.1.3.1, y una a escala de planta piloto [172]. Se han modelado aplicaciones a gran escala y los resultados son prometedores. Por ejemplo, Patel *et al.* [130] propusieron un sistema de GSB de 20 MW en términos de energía en el gas de síntesis producido, basándose en resultados experimentales a escala de laboratorio. Concluyeron que el sistema

produciría diésel por síntesis de Fischer-Tropsch a partir de residuos del desmotado del algodón a un costo nivelado de energía (LCOE, por sus siglas en inglés) de 0,957 US\$/L.

Hay consenso entre los autores sobre que el principal desafío técnico que enfrenta la GSB es la producción no deseada de alquitranes [147, 162]. Además de este desafío técnico, la GSB también debe resolver la variación intrínseca de la irradiancia solar [143]; lo que agrega complejidad adicional al proceso. Para superar la variabilidad de la entrada de energía, Boujjat *et al.* [19] propusieron un modelo de un gasificador solar de 10 MW de potencia de entrada basado en resultados demostrados empíricamente a escala de laboratorio. Una de las opciones consideradas fue ajustar las entradas de vapor y biomasa, lo cual se logró en el modelo.

Rodat *et al.* [143] resumieron las estrategias para alcanzar el desarrollo industrial de la GSB. Concluyeron que las variaciones instantáneas de irradiancia solar (pasaje de nubes) son el problema más desafiante, y que proveer al sistema de una alta capacidad calorífica (inercia térmica) es una potencial solución. Un posible curso de acción que resuelve ambos desafíos, es incrementar la capacidad del reactor para almacenar calor a alta temperatura. Esta estrategia es ilustrada por el reactor solar para diversas aplicaciones desarrollado por Guene Lougou *et al.* [53]. Dicho reactor es capaz de alcanzar temperaturas de hasta 1787 K además de almacenar gran cantidad de energía solar a esa temperatura en forma de calor sensible.

En síntesis, el estado del arte y la técnica actualmente se enfoca en el diseño de reactores y su escalado [95]. El objetivo es combinar exitosamente (tanto técnica como económicamente) dos tecnologías maduras: la gasificación de biomasa y la energía termosolar de concentración.

2.1.3.1. Reactores de gasificación solar

Se han propuesto y demostrado bajo condiciones controladas diversos tipos de reactores solares [95, 138]. Los reactores solares pueden ser directa o indirectamente irradiados. En el

caso de los directamente irradiados, la radiación solar es absorbida por la biomasa; lo cual minimiza las pérdidas térmicas. Sin embargo, requieren de una ventana transparente que no debe ser bloqueada por los alquitranes y el *biochar* generados dentro del reactor. Por otro lado, los reactores indirectamente irradiados poseen un elemento auxiliar (tal como una placa o una cavidad) que absorbe la radiación solar y la transmite hacia adentro del reactor como calor.

En relación a su diseño conceptual, los reactores de gasificación demostrados pueden clasificarse como de lecho fijo [172], de lecho fluidizado [160, 46], de flujo de arrastre [110], de flujo de vórtice [121, 186], de sales fundidas [62, 61, 60], de tubo de caída [81, 93] y de flujo esparcido [19, 25, 14]. Una comparación detallada de los diferentes tipos de reactores de gasificación solar ha sido recientemente publicada por Abanades *et al.* [2].

2.1.4. Energía termosolar de concentración

La Energía Termosolar de Concentración (ETC) consiste en la concentración de la radiación solar en un área reducida a fin de obtener altas temperaturas, aumentando su exergía y permitiendo su aprovechamiento. Los sistemas de ETC consisten de un concentrador formado por una superficie reflectante (o menos comúnmente, formado por lentes) que redirige la irradiancia normal directa generada por el sol hacia un receptor mucho más pequeño, donde ésta es absorbida y transformada en calor [170]. La relación de concentración es uno de los parámetros que caracteriza los sistemas de ETC, y está dado por la relación entre el área de apertura del concentrador y el área de apertura del receptor [34].

Los sistemas de ETC sólo pueden aprovechar la porción directa de la irradiancia solar, ya que la porción difusa no se puede concentrar fácilmente [170]. Debido a esto, dichos sistemas requieren de seguimiento del sol en dos ejes de manera que se mantengan alineados el concentrador, el receptor y el sol. A su vez, los hace más adecuados para zonas que tengan un alto

porcentaje de días claros [96], como es el caso de la Provincia de Mendoza.

El diseño conceptual de los desarrollos tecnológicos de ETC está fuertemente condicionado por las características del concentrador. El concentrador puede redireccionar la irradiancia hacia una línea o hacia un punto (concentrador lineal o puntual), y puede estar formado por una única superficie continua o por una serie de facetas discretas [170]. Estas dos características determinan los cuatro tipos de diseños conceptuales de sistemas de ETC: concentrador solar de cilindros parabólicos, concentrador lineal Fresnel, concentrador solar de disco parabólico y torres solares [170]. En menor grado de importancia también se considera como una clasificación distinta a los concentradores de lente de Fresnel [66, 96].

Las primeras plantas comerciales de ETC se construyeron en la década de 1980, y en los años recientes la adopción de la ETC ha tenido un crecimiento sin precedentes [170]. La ETC se ha desarrollado a nivel comercial para producción de electricidad por ciclos Rankine y empleando mayoritariamente concentradores de cilindro parabólico, concentradores lineales Fresnel, y torres solares (en orden de importancia). Puede encontrarse una lista de las plantas que se han construido en [170]. Las capacidades de estas plantas van desde los 31,4 MW hasta los 392 MW. Recientemente se inauguró una de ellas, una torre solar de 110 MW de potencia instalada, en el norte de Chile [1]. No existen plantas comerciales que utilicen CSDP, pero existen plantas piloto que los emplean con motores Stirling acoplados en el receptor [170].

La ETC continúa siendo no competitiva para producción de electricidad frente a las tecnologías de combustibles fósiles sin la ayuda de subsidios gubernamentales o ventajas regulatorias [170]. En la actualidad, las perspectivas de desarrollo se encuentran en la optimización del tamaño y disposición de los helióstatos y su diseño, en la eficiencia de los receptores, en su capacidad de almacenamiento térmico y en la durabilidad de materiales para mejorar la confiabilidad [66].

En esta tesis se pretende aprovechar el uso de la ETC como fuente de calor a alta temperatura. La temperatura máxima que pueden alcanzar los concentradores lineales está limitada a 500 °C, según Lovegrove y Stain [96]. Dentro de los avances más recientes, se reporta el rango de los concentradores cilíndricos parabólicos en 150–800 °C [80], mientras que el de los concentradores lineales Fresnel se indica como inferior a 500 °C [12]. En el caso de las torres solares, se han demostrado temperaturas mayores a los 1000 °C [113]. Los CSDP son capaces de alcanzar temperaturas de hasta 1500 °C [45].

La gasificación de biomasa requiere de temperaturas de al menos 800 °C, por lo que las tecnologías de ETC adecuadas son los CSDP y las torres solares. En términos de escala los CSDP son los más adecuados para plantas a pequeña escala (<1 MW), mientras que las torres solares o un enfoque modular de CSDP son las opciones disponibles para la GSB a gran escala. En vistas de lo anterior, esta tesis se enfoca en el desarrollo a pequeña escala de la GSB en CSDP.

2.1.4.1. Concentradores Solares de Disco Parabólico

Los CSDP consisten de una superficie reflectante en forma de paraboloide de revolución, un receptor, y un sistema de seguimiento del sol. El receptor se ubica en el foco del paraboloide, y éste se mueve junto con el paraboloide. El sistema de seguimiento del sol cambia constantemente la orientación del paraboloide para que su eje se encuentre alineado con el sol. La irradiancia solar directa incide sobre toda la superficie reflectante y es reflejada hacia el punto focal. El receptor absorbe la radiación y la transforma en calor, para ser aprovechado en una aplicación determinada.

La configuración más común del sistema de seguimiento del sol de los CSDP implica el giro de toda la estructura en torno a un eje acimutal (vertical), y del concentrador y receptor

en torno a un eje de elevación (horizontal). En la Sec. 2.2.2 se presenta la Fig. 2.7, donde se esquematizan estos ejes de giro. El error de alineación (ε) que genera el sistema de seguimiento está dado por el ángulo entre el eje de paraboloide y la dirección de los rayos solares, como se ilustra en la Fig. 2.3.

Los parámetros geométricos que caracterizan a un CSDP son el diámetro del área proyectada de su superficie reflectante (o concentrador), el diámetro de la apertura del receptor (D_a), y el ángulo de borde (Ψ). El ángulo de borde es el ángulo formado por la recta que une el punto focal con el vértice del paraboloide y la recta que une el punto focal con el perímetro de la superficie. En la Fig. 2.3 se ilustran D_a y Ψ . El ángulo de borde (o alternatively, la distancia focal en conjunto con el diámetro del concentrador) cuantifica cuán "profunda" es la superficie reflectante. A mayor Ψ , el vértice se aleja del perímetro y la distancia focal se reduce (el receptor se acerca al concentrador). Esto reduce los esfuerzos mecánicos generados por el receptor sobre

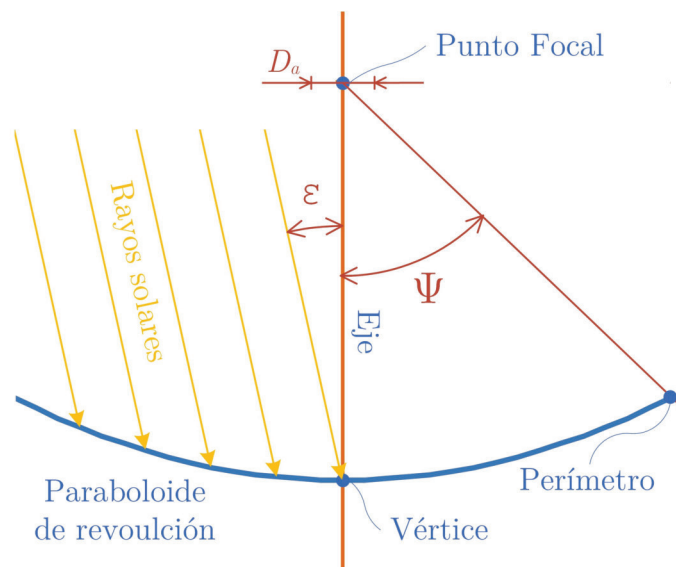


Figura 2.3: Vista esquemática en corte axial de la superficie reflectante de un CSDP (azul) [87]. Parámetros característicos: ángulo del borde (Ψ), diámetro de la apertura del receptor (D_a) y error de alineación (ε).

la estructura. Sin embargo, como se demostrará en la Sec. 4.1, también incrementa el efecto de ε sobre la disminución de la eficiencia del CSDP.

La entrada de potencia del CSDP es el flujo radiante que recibe el área proyectada de la superficie reflectante desde el sol. Esta área es un círculo de diámetro igual al de la superficie reflectante. Sin embargo, no todo el flujo radiante incidente es transmitido al receptor, ya que existen diversas pérdidas ópticas. En primer lugar, una fracción del flujo radiante es bloqueado por la estructura que sostiene el concentrador y por el receptor antes de llegar a la superficie reflectante ("pérdidas por sombra"). En segundo lugar, parte del flujo radiante incidente es absorbido por la superficie reflectante ("pérdidas por absorción"). Finalmente, una fracción del flujo radiante reflejado por la superficie se dirige fuera de la apertura del receptor ("pérdidas de intercepción").

Las pérdidas por absorción dependen de la reflectancia de la superficie (ρ). Las pérdidas de intercepción se caracterizan mediante el factor de intercepción (λ), que es la relación entre el flujo radiante que ingresa al receptor y el flujo radiante que es reflejado por el concentrador. Las pérdidas de intercepción tienen cinco causas [36]:

- La radiancia solar incidente no tiene una única dirección, ya que el sol no es una fuente puntual. El lugar de ello, desde la tierra el sol aparece como un disco con radio angular de 4,65 mrad [21]. Por ende, la intensidad radiante solar tiene una distribución que depende de la distancia angular al centro del sol ("forma del sol").
- Debido al sistema de seguimiento del sol, el eje del paraboloide de revolución no está perfectamente alineado con la dirección del centro del sol (ε).
- La superficie reflectante tiene desviaciones topográficas. La pendiente real de cada fracción de la superficie difiere de la del paraboloide de revolución ideal ("error de pendiente", σ_{pend}).

- Las imperfecciones microscópicas con una longitud característica menor que las longitudes de onda del espectro de luz solar, dispersan la radiancia solar [86]. Debido a ello, la reflexión sobre la superficie del concentrador no es completamente especular, sino que tiene una distribución respecto a la dirección de reflexión ideal ("error de especularidad", desviación estándar de $\sigma_{spec,sup}$).
- La posición real del receptor respecto a la superficie reflectante puede diferir de la ideal ("error de posicionamiento").

El flujo radiante que efectivamente ingresa al receptor no es transmitido completamente como calor a la aplicación deseada. Una parte del mismo es reflejada por las superficies internas del receptor de vuelta hacia la apertura ("pérdidas de reflexión"). Las pérdidas de reflexión dependen de:

- el tamaño y forma del receptor,
- la absorción solar de las superficies del receptor (α_s),
- el tipo de reflexión de dichas superficies (especular, especular con dispersión Gaussiana, o Lambertiana)

Debido a los ocho factores listados anteriormente, la densidad de flujo radiante absorbido en las paredes internas del receptor (Φ_{abs}) no se distribuye uniformemente. Como se demostrará en la Sec. 6.2, se producen puntos de concentración del flujo absorbido que pueden implicar dificultades técnicas para el receptor.

La eficiencia del CSDP depende de la eficiencia que posea el concentrador en redirigir la irradiancia solar hacia el receptor, y de la eficiencia que tenga el receptor en entregar esta última como calor. La primera está dada por las pérdidas ópticas, ya enumeradas. La segunda está dada por las pérdidas de reflexión, por las pérdidas de emisión y convección a través de la apertura del receptor, y por las pérdidas de conducción a través del aislante.

Se han construido CSDP de hasta 12 m de diámetro de apertura de la superficie reflectante (114,5 kW de energía solar entrante) y cuyas relaciones de concentración van desde 2500 hasta 13000 [102]. Las eficiencias de los CSDP existentes en cuanto a producción de calor (calor transferido por el receptor sobre energía solar incidente) van desde 70,0 a 75,7 % (calculado a partir de [102]).

Kumar *et al.* [83] resumen las aplicaciones de CSDP que se han investigado distantes a la producción de electricidad con motor Stirling: sistemas de trigeneración, sistemas de ciclo Brayton (micro turbinas) y sistemas de desalinización de agua. Los autores también enumeran las perspectivas actuales de desarrollo de esta tecnología. El foco se encuentra en el receptor, en particular en el efecto de la distribución de la irradiancia sobre las paredes internas del receptor cuando varía su forma y el ángulo de borde del CSDP. Destacan el uso del método de trazado de rayos por Montecarlo para este fin.

2.2. Dispositivo tecnológico y proceso industrial propuestos

El primer paso para avanzar hacia una solución tecnológica de GSB que permita producir gas de síntesis a partir de orujo, es definir un modelo conceptual de reactor. En base a lo descrito en la Sec. 2.1, ya se han definido como parámetros de diseño:

- Temperatura de operación más alta posible con material de relativo bajo costo: 927°C (1200 K).
- Material de bajo costo disponible en Mendoza: Acero inoxidable SAE 310.
- Agente gasificador que minimice la producción de alquitranes: vapor de agua.
- Alimentación de calor a partir de un CSDP.

Adicionalmente, en vistas de mantener la simplicidad técnica del diseño, se define que el

reactor funcione a presión atmosférica. También se fija la presión parcial del vapor dentro del reactor en función de los datos empíricos disponibles [4] y buscando la menor producción de alquitranes:

- Presión del reactor: 1 atm.
- Presión parcial de vapor: 0,6 atm.

2.2.1. Alternativas de proceso industrial

El diseño conceptual dependerá a su vez del diseño del proceso industrial que se prevea. A tal fin se consideran tres alternativas, ilustradas en las Figs. 2.4 – 2.6.

En la primera alternativa (Fig. 2.4), se prevé la utilización de sales fundidas con la doble función de catalizador y almacenamiento de calor sensible. Esta es la estrategia sugerida por Hathaway *et al.* [63]. Adicionalmente, en esta alternativa se considera la hibridación del proceso a través de la quema parcial del gas de síntesis producido cuando el nivel de irradiancia solar sea insuficiente. Finalmente, también incluye la modularización del sistema de concentración solar: una serie de CSDP alimentan un único reactor.

El proceso en esta alternativa comienza con el secado del orujo para eliminar la elevada humedad que posee cuando es generado (55–75 %, detallado en la Sec. 1.1). La energía necesaria para ello es elevada, y su abastecimiento supone un problema a resolver. La optimización del proceso de secado no forma parte del alcance de esta tesis, por lo que no se abordará en detalle. Sin embargo, como solución se propone el empleo de secadores solares, ya que no implican una penalización en cuanto a abastecimiento de energía. Como desventaja, los secadores solares requieren de una gran superficie. Una solución alternativa implica el aprovechamiento de la entalpía de la corriente de gases de salida del reactor para alimentar el proceso de secado.

El orujo seco luego ingresa al reactor. Ello debe lograrse evitando el ingreso de aire. La

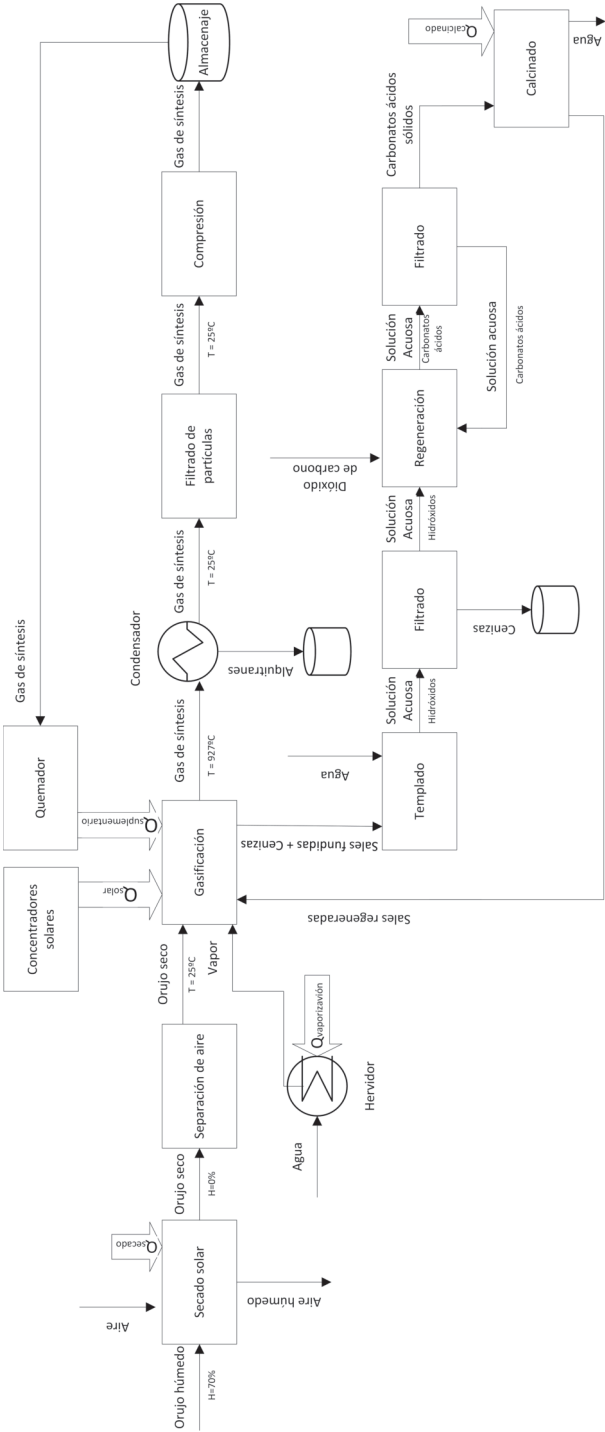


Figura 2.4: Alternativa de proceso 1: Reactor con sales fundidas, conjunto de módulos CSDP, hibridación con quema de gas de síntesis, y proceso auxiliar de regeneración de sales

solución técnica que lo permite es el uso de un alimentador de tornillo sin fin que toma el orujo de una tolva cerrada a la atmósfera. El uso de una tolva cerrada implica que el orujo seco sea incorporado por lotes. El alimentador de tornillo sin fin permite una corriente continua y controlable de orujo al gasificador.

Paralelamente, un evaporador genera el vapor que ingresa al reactor para gasificar el orujo. La temperatura de ingreso debe ser lo más cercana posible a la del reactor (1200 K), de manera de disminuir la producción de alquitranes. Una serie de CSDP proveen el calor a alta temperatura necesarios para mantener la temperatura del reactor y alimentar las reacciones de gasificación. A su vez, en esta alternativa de proceso, el gasificador posee un quemador de gas de síntesis para generar el calor necesario cuando la irradiancia solar sea insuficiente.

Dentro del gasificador, el orujo y el vapor entran en contacto con una combinación de sales fundidas: carbonatos de Na , Li y K [63]. Las sales catalizan la gasificación y proveen al reactor de una alta inercia térmica. Una corriente de gas de síntesis y vapor no reaccionado sale del reactor y pasa por un condensador. Allí se separan los alquitranes y el vapor del gas de síntesis. El gas frío pasa por un filtro de partículas y es comprimido para ser almacenado.

Por otro lado, ya sea en lote o continuamente, las sales deben ser eventualmente extraídas del reactor y regeneradas para poder ser reutilizadas. Para regenerar las sales, se extrae la mezcla de sales y cenizas del reactor, que es templada con agua. La solución de hidróxidos es filtrada para separar las cenizas. Posteriormente, es necesario regenerar los carbonatos ácidos con dióxido de carbono, que, luego de ser filtrados, deben ser calcinados para volver a obtener los carbonatos originales.

Cabe destacar que se consideró el ingreso directo del orujo al reactor, de manera de aprovechar su humedad para generar el vapor que requiere la gasificación. Sin embargo, esto resulta demasiado penalizante ya que el calor necesario para generar vapor es elevado y resulta poco

conveniente extraerlo del reactor, que debe ser mantenido a 1200 K. Resulta más adecuado generar el vapor con una fuente de calor a una temperatura más baja (cercana a la de vaporización) y aprovechar la energía alimentada al reactor enteramente para las reacciones de gasificación.

En vistas de que uno de los objetivos perseguidos con este desarrollo es la simplicidad, se considera que la Alternativa 1 de proceso resulta inadecuada. El proceso auxiliar de regeneración de sales agrega un grado de complejidad excesivo, y se estima que elevaría tanto los costos operativos como los de instalación. Así mismo, se prevé como técnicamente poco factible el transporte de sales fundidas a 1200 K desde los CSDP modulares hasta el reactor, por las elevadas pérdidas térmicas que ello implicaría.

Los inconvenientes mencionados se superan en la Alternativa 2 del proceso (Fig. 2.5). En este caso, por un lado, la gasificación del orujo en vapor se realiza sin catalizador, con lo cual se elimina la necesidad de regeneración de sales. Por otro lado, se reemplaza la alimentación de un único reactor central con varios reactores más pequeños, gracias a la integración de un gasificador en el receptor de cada CSDP. Esto preserva la escalabilidad del proceso basada en un enfoque modular. Incorporar el reactor al receptor del CSDP, sin embargo, implica una dificultad adicional: el reactor y la tolva de alimentación deben desplazarse junto con el receptor del CSDP mientras éste sigue al sol. Esta desventaja deberá ser contrastada en una etapa posterior, determinando la cantidad de orujo que se puede gasificar a lo largo de un día y comparándolo con la capacidad de carga de la estructura (Sec. 5.2.1.1).

En la alternativa 2, la irradiancia solar es absorbida en el receptor y transmitida inmediatamente al medio de reacción. El detalle de la integración de reactor y receptor se explica en la Sec. 2.2.2. El medio de reacción dentro del reactor-receptor está formado por una mezcla de vapor y el gas de síntesis generado. En esta alternativa se mantiene la producción de vapor sobrecalentado en un evaporador con alimentación independiente de energía. Al igual que en la

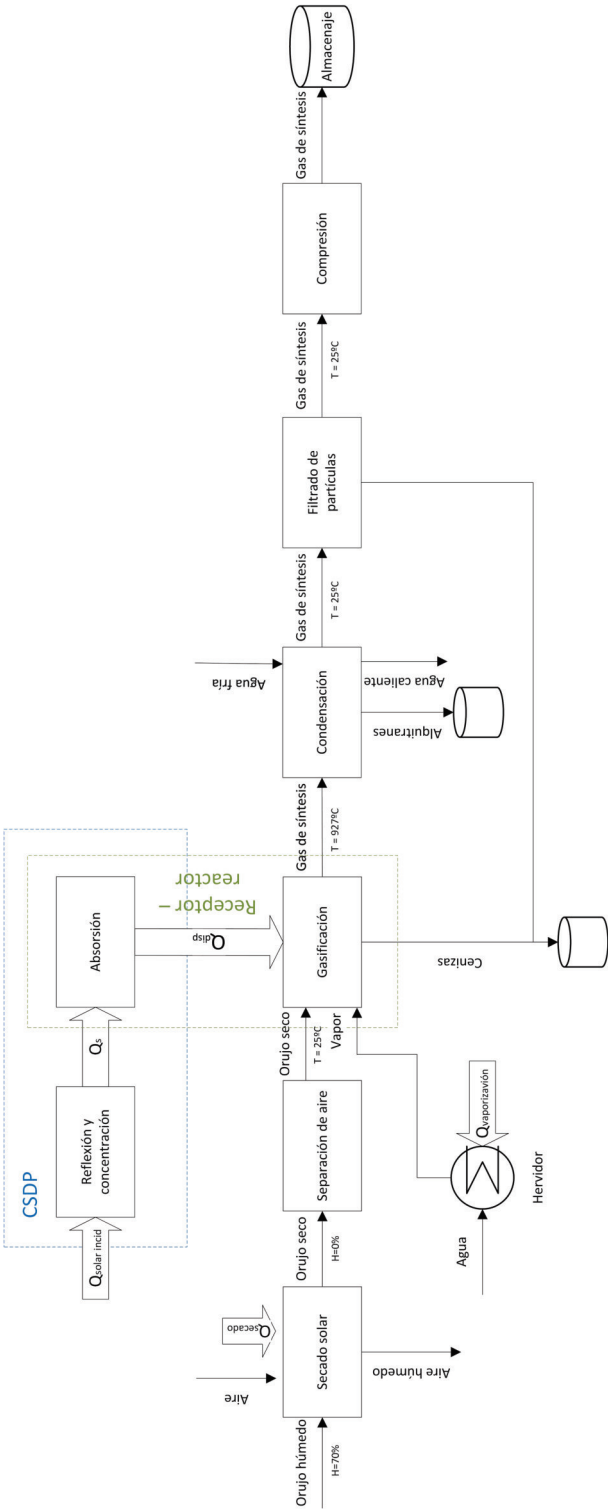


Figura 2.5: Alternativa de proceso 2: Reactor de gasificación en vapor integrado al receptor de un CSDP.

alternativa 1, la corriente de salida del reactor pasa por un condensador para separar el gas de síntesis de los alquitranes y del vapor. El gas de síntesis frío es filtrado y comprimido para ser almacenado.

Considerando que la corriente de salida del reactor es en un 60 % vapor a 1200 K, se observa que extrae una gran cantidad de energía del reactor en forma de calor sensible y latente. Por otro lado, el evaporador consume una gran cantidad de energía auxiliar para producir el vapor que ingresa al reactor a una temperatura cercana a la de reacción. Cabe entonces la posibilidad de plantear una recuperación del calor de la corriente de salida del reactor para alimentar la corriente de entrada de vapor y disminuir así el consumo energético del evaporador. La incorporación de un sistema de recuperación de calor se considera en una tercera alternativa de proceso.

La alternativa 3 de proceso industrial se muestra en la Fig. 2.6. Esta alternativa prevé dos instancias de recuperación de calor. Primeramente, la corriente de salida del reactor pasa por un intercambiador de calor donde entrega calor sensible a la corriente de entrada de vapor, para sobrecalentarlo. En una segunda instancia de recuperación, la corriente de salida pasa por el evaporador, donde entrega el calor sensible restante y el latente (el vapor de la corriente de salida se condensa). Sin embargo, para poder entregar el calor latente al vapor de entrada, es necesario crear una diferencia entre las temperaturas de ebullición. En esta alternativa de proceso, esto se logra disminuyendo la presión del evaporador del lado de la corriente de entrada a 0,5 atm, con lo cual la ebullición se produce a 81 °C. Para disminuir la presión del evaporador se utiliza un compresor, que extrae el vapor del evaporador a 0,5 atm y lo inyecta al reactor a 1 atm. La incorporación del compresor tiene la ventaja adicional de facilitar el control de la tasa de flujo de entrada de vapor al reactor.

Se define que el proceso industrial a considerar sean tanto la alternativa 2 como la 3. Se

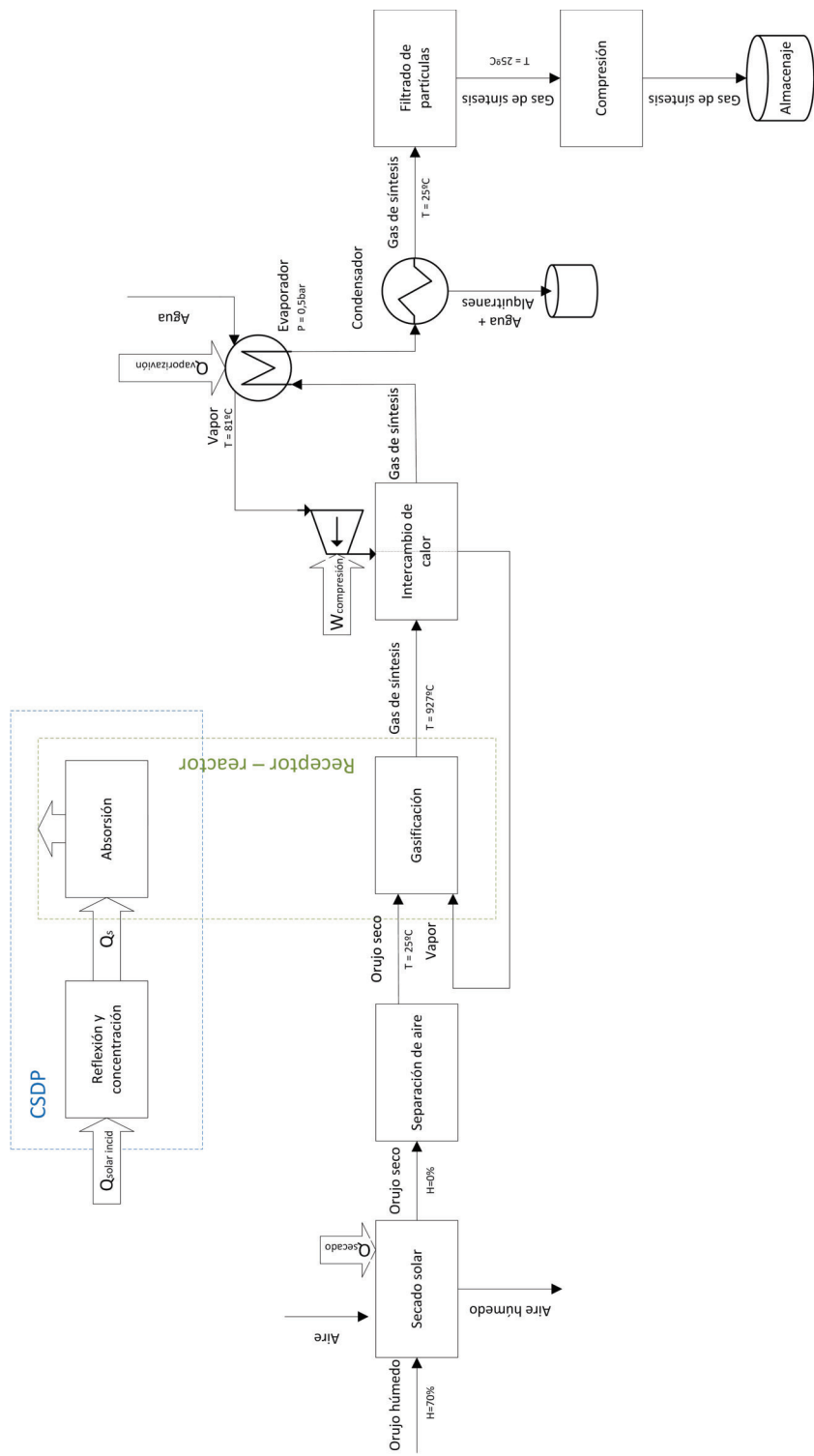


Figura 2.6: Alternativa de proceso 3: Reactor de gasificación en vapor integrado al receptor de un CSDP, con sistema de recuperación de calor sensible y latente.

cuantificará el efecto sobre la producción de gas de síntesis y los consumos auxiliares de energía para determinar si la incorporación de los equipos de recuperación de calor de la alternativa 3 es conveniente. Esta cuantificación se aborda en la Sec. 5.2.3.

2.2.2. Diseño conceptual del reactor

El reactor de gasificación solar de orujo a diseñar está integrado al receptor de un CSDP de 3m de diámetro, como se muestra en la Fig. 2.7. El sistema de seguimiento del sol permite la reorientación de la superficie reflectante con giro en dos ejes: acimutal y de elevación. El reactor-receptor se ubica sobre el eje del paraboloide de revolución, en el punto focal.

Para determinar el diseño conceptual del reactor, deben hacerse tres consideraciones finales, referidas a: la conversión de energía solar en calor, la simplicidad constructiva, y el modo de alimentación del orujo y del vapor.

En cuanto a la conversión de energía solar en calor, se opta por que el reactor sea indirectamente irradiado. Esto evita la complejidad constructiva de incorporar una ventana transparente

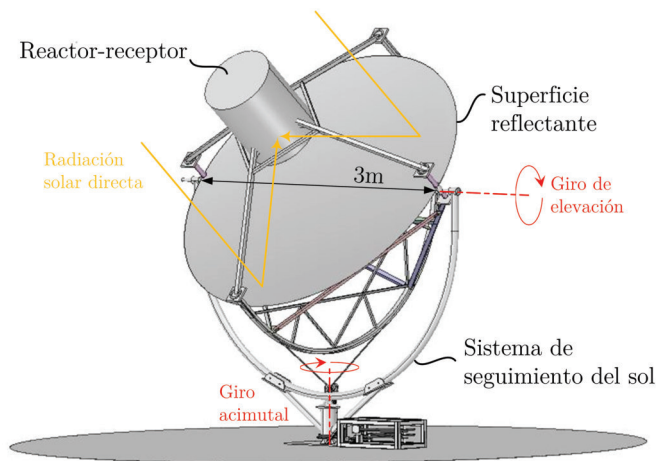


Figura 2.7: Esquema de concentrador solar de disco parabólico con reactor de gasificación de orujo integrado en el receptor [89].

de cuarzo que separe el medio de reacción del exterior, y el inconveniente de que la radiación entrante sea obstruida por acumulación de hollín y alquitranes en la ventana.

En cuanto a la alimentación de orujo y vapor, se opta por una alimentación continua. Se permitirá, sin embargo, que el orujo (y el *biochar* y cenizas producidos) se acumulen dentro del reactor. La acumulación permitirá simplificar el diseño, al evitar la incorporación de un removedor continuo de sólidos (cenizas) del reactor. Se prevé una operación por lotes. Una carga de orujo suficiente para un día completo de producción se incorporará en la tolva cerrada a la atmósfera al comienzo del día. El total de cenizas generado será retirado del reactor al finalizar el día. Será necesario constatar que la carga diaria no represente una cantidad excesiva para ser sostenida por la estructura del sistema de seguimiento del sol (Sec. 5.2.1.1).

Por otro lado, se decide ajustar los flujos de entrada para compensar las variaciones de entrada de energía solar y mantener una temperatura del reactor constante en 1200 K. Se pretende que los incrementos intrínsecos en la entrada de energía solar sean absorbidos por las reacciones endotérmicas de gasificación que se producirán al aumentar el flujo másico de orujo. El flujo de vapor se ajustará proporcionalmente al de orujo, de manera de mantener constante la presión parcial de vapor dentro del reactor. Será necesario verificar la factibilidad del uso de los flujos de entrada como sistema de control de la temperatura. Dicho análisis se abordará en la Sec. 6.1.

En cuanto a la simplicidad constructiva, se opta por un reactor de vórtice. El mismo puede ser construido a partir de dos cavidades cilíndricas coaxiales, como se muestra en la Fig. 2.8. Dicha figura representa un corte axial del reactor-receptor. La superficie reflectante se ubica del lado izquierdo de la figura (no mostrada). La primera cavidad, identificada con "1", constituye el receptor del CSDP. Posee una apertura circular (identificada con "4") ubicada sobre el punto focal de la superficie parabólica. El espacio entre el receptor y la segunda cavidad cilíndrica, identificado con "2", constituye el medio de reacción. Este espacio no está abierto a la atmósfera

y es donde se acumula el orujo, *biochar* y cenizas, y donde se producen las reacciones. La segunda cavidad está envuelta en aislante de fibra cerámica (identificada con "3"), para minimizar las pérdidas térmicas hacia el ambiente. Una tubería de entrada para el vapor, identificada con "5", se conecta con el medio de reacción, de manera tal que su eje es tangencial al borde de la cavidad externa. El ingreso tangencial del vapor tiene el fin de permitir el desarrollo de un flujo de vórtice alrededor del receptor, hecho que será verificado en la Sec. 6.3. El orujo ingresa por otro conducto, identificado con "7" y cae hacia el lado izquierdo de la figura, donde se acumula. La irradiancia solar reflejada por el concentrador impacta en las paredes internas del receptor, donde es absorbida. El calor generado es transmitido por conducción a través de las paredes del receptor y transferido por convección y radiación hacia el medio de reacción. Finalmente, la mezcla de gas de síntesis y vapor deja el medio de reacción por una tubería axial, ubicada del lado derecho de la figura e identificada con "6".

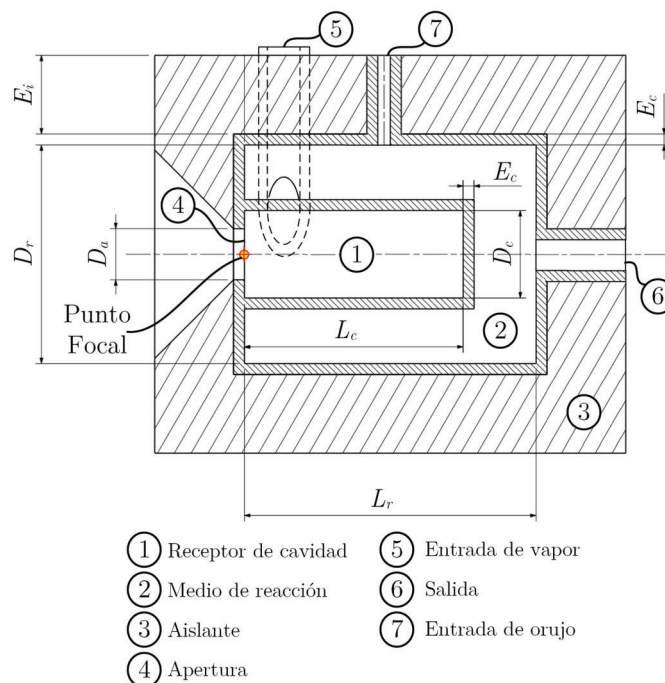


Figura 2.8: Diseño conceptual del reactor-receptor de gasificación solar de orujo [87].

Las dimensiones del reactor-receptor que se muestran en la Fig. 2.8 serán determinadas en los capítulos IV y V.

En cada una de las investigaciones que abordan en esta tesis, se profundizará el estado del arte referido a cada investigación en particular.

Capítulo III

METODOLOGÍA

3.1. Proceso de diseño e investigaciones necesarias

El proceso de diseño de una solución tecnológica para la gasificación solar de orujo inició con la definición del diseño conceptual de reactor integrado a un CSDP, descrito en la Sec. 2.2.2. En esta tesis se abordan una serie de investigaciones que son necesarias para avanzar en el proceso de diseño, cada una con una metodología, alcance, hipótesis y variables propios.

En una primera instancia, es necesario definir la ingeniería básica del dispositivo tecnológico. Esto implica determinar las dimensiones básicas del reactor-receptor representadas en la Fig. 2.8, así como las del concentrador solar (Fig. 2.3). Ello requiere un análisis óptico (desarrollado en los Cap. IV y VI), por un lado, y un análisis térmico (desarrollado en los Cap. V y VI, por otro.

Paralelamente al desarrollo del reactor-receptor, es necesario concretar el diseño del sistema de seguimiento del sol: la definición de los requerimientos del sistema, el diseño mecánico de la estructura y el diseño del sistema de control. Esto se aborda en el Cap. IV, Sec. 4.2.

En una segunda instancia, se requiere evaluar la factibilidad del proceso industrial propues-

to. En ese sentido, se emplea una simulación del mismo bajo las condiciones meteorológicas de la Prov. de Mendoza. Gracias a ello, se establece un límite superior al rendimiento energético, se cuantifica el efecto de la eliminación de los equipos de recuperación de calor, y se evalúa el potencial para escalar el proceso a partir del dispositivo tecnológico diseñado.

Finalmente, es preciso definir la ingeniería de detalle del reactor-receptor como paso previo a la construcción de un prototipo. Ello obliga a realizar una serie de verificaciones que constaten la viabilidad del mismo (Cap. VI). En particular, la factibilidad de controlar la temperatura del reactor controlando los flujos máscicos de entrada se evalúa empleando la simulación del proceso bajo condiciones ambientales reales (Sec. 6.1). Así mismo, se considera la posibilidad de que se alcance la temperatura de fusión del material del reactor debido a la concentración desigual de la radiación solar dentro del receptor. Esto se logra profundizando el análisis óptico por el método de trazado de rayos de Montecarlo (Sec. 6.2), y el análisis térmico por dinámica de fluidos computacional (Sec. 6.3).

3.2. Alcance y diseño de las investigaciones, hipótesis, variables y metodología

En línea con los nueve Problemas específicos detallados en la Sec. 1.2.1.1, y los correspondientes Objetivos Específicos (enumerados en la Sec. 1.3.2), en esta sección se detallan las características de cada una de las Investigaciones específicas. Los conceptos de "alcance de la investigación" y "diseño de la investigación" aquí utilizados se toman de Hernández-Sampieri *et al.* [71]. En los casos en que el alcance de la investigación lo amerita, se formula la hipótesis de investigación correspondiente. Se describen las variables independientes y dependientes en cada caso, y finalmente se indica la metodología de investigación empleada.

La Matriz de Consistencia de esta tesis resume la vinculación entre problemas científicos, objetivos, hipótesis, variables y metodologías de las investigaciones de esta tesis. La misma está incluida en el Anexo A.

3.2.1. Ingeniería Básica

3.2.1.1. Investigación específica 1

La elección de los parámetros geométricos del CSDP (Ψ y D_a) requiere conocer cómo estas dimensiones afectan la eficiencia del concentrador. Como se detalló en la la Sec. 2.1.4.1, esta depende del factor de intercepción, λ .

Así mismo, para definir los requerimientos que debe cumplir el sistema de seguimiento del sol, es necesario definir una tolerancia para el error de alineación, (ε), que el sistema provocará.

En ambos casos, debe tenerse en cuenta que los valores de Ψ y D_a pueden aumentar o disminuir el impacto que tienen los errores ópticos ("forma del sol", σ_{pend} , $\sigma_{espec,sup}$) sobre λ .

En base a ello, se formula la **Hipótesis específica 1**:

El ángulo de borde, el diámetro de la apertura, el error de alineación, el error de pendiente, y el error de especularidad afectan el factor de intercepción del CSDP.

Las variables independientes de esta investigación son Ψ , D_a y ε . La variable dependiente es λ . Las demás características ópticas del concentrador (ρ , σ_{pend} y $\sigma_{espec,sup}$) son variables intervinientes, ya que afectan a λ pero su valor no será manipulado.

El alcance de esta investigación es explicativo, pues pretende detallar el efecto que los parámetros del CSDP tienen sobre la eficiencia del mismo. El diseño de la investigación reviste el carácter de experimental, ya que prevé la manipulación intencional de Ψ , D_a y ε a fin de determinar el efecto sobre λ .

Esta investigación incluye la aplicación de dos metodologías diferentes, cuyos resultados se

pueden comparar para arrojar mayor evidencia sobre la veracidad del resultado. Por un lado, se empleará un método analítico/numérico. Este método consiste en determinar analíticamente las coordenadas del punto de impacto sobre el plano focal de un rayo solar que incide sobre la superficie reflectante. Luego se discretiza el dominio de posibles direcciones de los rayos (el disco solar), y se discretiza el dominio de puntos de reflexión sobre la superficie del concentrador. El método se explica en detalle en la Sec. 4.1.2.1. Con esta metodología no se incluye el efecto de σ_{pend} y $\sigma_{espec,sup}$.

La segunda metodología aplicada es el método de trazado de rayos por simulación de Montecarlo. En esencia, replica el método anterior ya que determina la intersección del rayo solar con el plano focal. La diferencia radica en que aplica un muestreo aleatorio de la dirección de los rayos para incluir el efecto de las variables. El muestreo aleatorio se aplica a la dirección de los rayos incidentes según la "forma del sol", y a la dirección de los rayos reflejados según el grado de variabilidad impreso por los errores de especularidad y de pendiente de la superficie reflectante. El método se explica en detalle en la Sec. 4.1.2.3.

3.2.1.2. Investigación específica 2

Una vez determinada la relación entre los parámetros del concentrador y la eficiencia del mismo – y por ende, la entrada de potencia del reactor-receptor – se puede proceder a la determinación de las dimensiones de este último.

Las dimensiones del reactor-receptor ilustradas en la Fig. 2.8 (D_a , D_c , L_c , D_r , L_r y E_c) son los principales parámetros que afectan las pérdidas térmicas. Nótese que las pérdidas térmicas incluyen tanto las intrínsecas al CSDP (pérdidas de intercepción, reflexión, emisión y convección) como las intrínsecas al reactor (pérdidas de conducción al ambiente y calor sensible y latente de la corriente de salida). La manera exacta en que se relacionan las dimensiones con las

pérdidas se detallará en la Sec. 5.1.2.

Sin embargo, el efecto conjunto que tienen estas dimensiones sobre el rendimiento del reactor no es evidente. A modo de ejemplo, disminuir el diámetro de la apertura tendrá como consecuencia indudable una disminución de las pérdidas de emisión y convección del receptor. Sin embargo, aumentará las pérdidas de intercepción ya que incrementa la exigencia sobre la precisión de la concentración solar. De la misma manera, el grado en que cada dimensión afecta a las distintas pérdidas es diferente, por lo que se espera que exista una combinación de dichas dimensiones que maximice la producción de gas de síntesis (m_{syn}).

En base a ello, se formula la **Hipótesis específica 2**:

Las dimensiones principales del reactor-receptor afectan la masa total de gas de síntesis producida.

Las variables independientes en esta investigación son D_a , D_c , L_c , D_r , L_r y E_c . La variable dependiente es la masa de gas de síntesis producido (m_{syn}). Las variables intervinientes son, por un lado, las condiciones meteorológicas de la Prov. de Mendoza en la época de producción de orujo: irradiancia global horizontal (I_{GH}), temperatura (T) y velocidad del viento (V), y por otro, la entalpía y composición de reacción estimadas para el orujo ($\Delta h_{gasi f}^{1200K}$).

El alcance de esta investigación es explicativo, pues busca cuantificar el efecto que las dimensiones del reactor-receptor tienen sobre el rendimiento del proceso. El diseño de la investigación tiene carácter de experimental, porque incluye la manipulación de las variables independientes.

La metodología que se emplea en esta investigación es una simulación numérica del proceso y del reactor-receptor bajo las condiciones meteorológicas de la Prov. de Mendoza. La simulación se desarrolla en planilla de cálculo, con paso de tiempo minutil. Se incorporan los modelos de pérdidas de calor del receptor más actuales fruto de una revisión de la literatura. Se propone

un modelo simple de transferencia de calor dentro del reactor-receptor, y se estima la entalpía y composición de la reacción global de gasificación de orujo. Gracias a un balance de entalpía se determina la temperatura del medio de reacción. Finalmente, se emplea el método del gradiente reducido para optimizar las dimensiones del reactor-receptor. Esta metodología se desarrolla en profundidad en la Sec. 5.1.

3.2.2. Factibilidad del Proceso

3.2.2.1. Investigación específica 3

Habiendo definido la ingeniería básica del dispositivo tecnológico, se vuelve posible evaluar la factibilidad del proceso industrial asociado. En ese sentido se aborda la cuantificación del potencial del dispositivo para producir gas de síntesis durante toda la temporada de producción de orujo en la Prov. de Mendoza.

Teniendo en cuenta que no es posible establecer *a priori* un valor para la producción de gas de síntesis del dispositivo tecnológico, no se formula una hipótesis en esta investigación.

Las variables intervinientes coinciden con las de la Investigación específica 2. En este caso, sin embargo, I_{GH} , T , V corresponden a todo el período de producción del orujo. También son variables intervinientes la entalpía y composición de reacción estimadas para el orujo (Δh_{gasif}^{1200K}). La variable dependiente es el total de gas de síntesis producido durante dicho período (Σm_{syn}).

Al tratarse la composición del gas obtenido de una estimación conservadora basada en resultados empíricos, el valor determinado para Σm_{syn} reviste el carácter de límite superior para el rendimiento real del proceso. El límite superior representa un dato valioso para cuantificar la viabilidad del mismo.

El alcance de esta investigación es descriptivo, ya que busca especificar una propiedad del

fenómeno que analiza (rendimiento del proceso en la Prov. de Mendoza durante la temporada de producción de orujo). El diseño es preexperimental, en el sentido que se aplica un "estímulo" (I_{GH} , T , V durante una temporada) al objeto de estudio (el proceso) y se realiza una medición de la variable Σm_{syn} .

La metodología de esta investigación es la simulación numérica del proceso y del reactor-receptor bajo las condiciones meteorológicas de la Prov. de Mendoza, mencionada en la Investigación específica 3. En este caso se ejecuta la simulación con los datos empíricos de I_{GH} , T y V correspondientes al periodo de cuatro meses que va desde el 1 de febrero de 2019 al 31 de mayo de 2019.

3.2.2.2. Investigación específica 4

Como se detalló en la Sec. 2.2.1, existen argumentos para considerar recuperar el calor de la corriente de salida del reactor. Cuantificar el beneficio de la incorporación de equipos de recuperación de calor, ya sea al proceso o bien integrados al dispositivo tecnológico, se vuelve necesario para determinar el curso de acción a seguir.

Por lo tanto, se formula la **Hipótesis específica 4**:

La recuperación de calor de la corriente de salida del reactor afecta de manera significativa el rendimiento del proceso y su consumo de energía.

La variable independiente en esta investigación es la incorporación o no de los equipos de recuperación de calor (intercambiador de calor y evaporador) al proceso. Las variables dependientes que se miden son el total de gas de síntesis producido durante la temporada de producción de orujo (Σm_{syn}) y el total de energía eléctrica consumida por el evaporador (ΣW_{herv}) y el compresor (ΣW_{comp}) en dicho período.

El alcance de esta investigación es explicativo, porque se conoce que la recuperación de

calor produce una mejora en el rendimiento y se busca cuantificar dicho efecto. El diseño es experimental, ya que se manipula la variable independiente al simular el proceso con y sin equipos de recuperación, bajo las mismas condiciones, para observar el efecto sobre las variables dependientes.

La metodología de esta investigación es la simulación numérica del proceso desarrollada en la investigación específica 3. Se realiza una nueva ejecución de la simulación con los mismos datos de entrada pero sin incluir el evaporador y el intercambiador.

3.2.2.3. Investigación específica 5

Conocido el límite superior para el rendimiento energético del proceso asociado a una unidad del dispositivo tecnológico desarrollado, puede abordarse el problema de su escalado para reemplazo de consumo de gas natural en la industria vitivinícola.

En tal sentido, se formula la **Hipótesis específica 5**:

El porcentaje de las necesidades energéticas de una bodega (consumo de gas natural) de la Prov. de Mendoza es menor que la energía que puede obtener por gasificación solar del orujo que produce. La cantidad módulos (dispositivo tecnológico desarrollado en esta tesis) necesarios para ello es practicable.

La variable interviniente en esta investigación es el consumo anual de gas natural de tres bodegas de la Prov. de Mendoza. Las variables dependientes son el porcentaje de necesidades energéticas reemplazable por gasificación solar de orujo, y la cantidad de CSDP de 3 m de diámetro necesarios para ello.

El alcance de esta investigación es descriptivo, ya que busca especificar el valor de las variables dependientes. El diseño de la investigación es preexperimental, basado en estudio de caso. Se analizan los valores que toma la variable interviniente en tres casos documentados.

La metodología se apoya en la simulación numérica del proceso realizada en la investigación específica 3. Se cuantifica la energía consumida por las bodegas en forma de gas natural en un año y se la contrasta con la cantidad de orujo producida anualmente. En base al límite superior al rendimiento del proceso establecido en la investigación 3, se cuantifica la energía disponible por gasificación solar en el orujo y la cantidad de dispositivos necesarios.

3.2.3. Verificaciones e Ingeniería de Detalle

3.2.3.1. Investigación específica 6

Con el fin de avanzar hacia la construcción de un prototipo del reactor-receptor, lo cual requiere completar la ingeniería de detalle del mismo, se vuelve imprescindible realizar una serie de verificaciones al diseño. La primera se relaciona con el sistema original de control de temperatura mediante la manipulación de las corrientes de entrada. Si bien en última instancia, una demostración de su funcionamiento requerirá pruebas empíricas, con la información de que se dispone en este punto del desarrollo es posible realizar una primera evaluación de la factibilidad del sistema.

Se formula la **Hipótesis específica 6**:

Los valores máximos de flujo de entrada de orujo y de vapor requeridos para mantener la temperatura del medio de reacción debajo de 1200 K son valores realizables en la práctica.

Las variables intervinientes en esta investigación son la estimación de la entalpía de reacción global de gasificación de orujo, la cinética de reacción, y la irradiancia solar en la Prov. de Mendoza. Las variables dependientes son la máxima temperatura que alcanza el medio de reacción ($T_{c,max}$) la máxima tasa de alimentación de orujo al reactor ($\dot{m}_{or,max}$) y la máxima tasa de alimentación de vapor ($\dot{m}_{v,max}$).

El alcance de esta investigación es descriptivo, ya que busca determinar el valor de las

variables dependientes. El diseño de la investigación es preexperimental, ya que no se manipulan variables independientes, sino que se observa el valor que toman las variables dependientes cuando las variables intervinientes asumen un valor específico.

La metodología de esta investigación se apoya en la simulación numérica desarrollada en la Investigación específica 3. Se manipula de manera automática el flujo másico de entrada de orujo ($\dot{m}_{or}$) en función de la temperatura del reactor. El flujo de entrada de vapor $\dot{m}_v$ se establece como proporcional a $\dot{m}_{or}$. La variabilidad de la temperatura del reactor es consecuencia de la variabilidad en la entrada de energía solar. Se registran los valores máximos alcanzados de $\dot{m}_{or,max}$ y $\dot{m}_{v,max}$, los cuales se interpretan como los necesarios para compensar la variabilidad en la entrada de energía. Finalmente, se evalúa si dichos valores máximos son realizables en la práctica.

3.2.3.2. Investigación específica 7

El segundo punto que requiere una verificación previo a la construcción del prototipo es la distribución espacial de temperatura dentro del reactor. En la simulación numérica desarrollada en la Investigación específica 2, que determinó las dimensiones del reactor receptor, se contempló que la temperatura del medio de reacción no superara los 1200 K, de manera de no sobrepasar el límite admisible por el material. Sin embargo, la temperatura con la que se trabaja en la simulación es un valor medio, y no está garantizado que en puntos específicos del material ésta se mantenga igual o inferior a ese valor. Como se explicó en la Sec. 2.1.4.1, el flujo radiante absorbido en las paredes internas del receptor (Φ_{abs}) no se distribuye uniformemente, por lo que resulta esperable que se produzcan puntos de temperatura mayor a la media. Para proceder con esta verificación, se vuelve indispensable conocer las características de la distribución de Φ_{abs} , y cómo ésta se ve afectada tanto por las propiedades de superficie de las paredes del receptor

como por las condiciones normales de operación del CSDP (variabilidad en la alineación con el sol).

En tal sentido, se plantea la **Hipótesis específica 7**:

El error de alineación, la absorbancia solar de las paredes del receptor, y el tipo de reflexión de dichas paredes afectan la distribución del flujo radiante concentrado que es absorbido en el receptor del CSDP, y provocan puntos de alta concentración.

Las variables independientes en esta investigación son el error de alineación (ε), la absorbancia solar de las paredes de la cavidad (α_s), y el tipo de reflexión de dichas paredes (especular, dispersión Gaussiana con desviación estándar $\sigma_{espec,c}$, o Lamberitiana). Las variables dependientes son la distribución espacial de la densidad de flujo radiante absorbido ($\Phi_{abs,(x,y,z)}$) y su valor máximo ($\Phi_{abs,max}$).

El alcance de esta investigación es explicativo, en tanto se entiende que las variables independientes causan un efecto en las variables dependientes, y se pretende cuantificar dicho efecto. El diseño de esta investigación tiene carácter de experimental, ya que se aplican distintos valores a las variables independientes y se mide en cada caso el valor de las variables dependientes.

La metodología empleada es un método de trazado de rayos por simulación de Montecarlo. Se extiende el modelo desarrollado en la Investigación específica 1 incluyendo las paredes internas del receptor. Los detalles del método se especifican en la Sec. 4.1.2.3, y el desarrollo del modelo extendido se presenta en la Sec. 6.2.2.

3.2.3.3. Investigación específica 8

Una vez determinado cómo se distribuye Φ_{abs} sobre las paredes internas del receptor, se seleccionan los escenarios en donde la concentración alcanza los valores más elevados. Estos

escenarios son combinaciones de las variables independientes de la Investigación específica 7 que generan mayor $\Phi_{abs,max}$. Como se detalla en la Sec. 6.2.4, existen dos escenarios de funcionamiento normal del CSDP (valores de ε) que producen altas concentraciones. Para verificar el correcto funcionamiento del dispositivo, en suma a estos escenarios, se consideran las condiciones más desfavorables en las que puede funcionar el reactor-receptor. Bajo estas condiciones se procede a determinar la distribución espacial de la temperatura dentro del reactor-receptor.

Se formula la **Hipótesis específica 8**:

La temperatura en cualquier punto del reactor-receptor bajo las condiciones más desfavorables de funcionamiento no supera los 1273 K.

Las variables intervinientes en esta investigación son las que definen las condiciones de funcionamiento más desfavorables: los peores escenarios de distribución de Φ_{abs} generados por ε , la mayor entrada de energía solar ($I_{GH,max}$), las menores pérdidas térmicas del reactor-receptor, y la máxima temperatura de entrada del vapor ($T_{v,max}$). La variable dependiente es la distribución espacial de la temperatura dentro del reactor-receptor ($T_{(x,y,z)}$).

El alcance de esta investigación es descriptivo, pues intenta especificar una propiedad del objeto de estudio. El diseño es preexperimental, ya que no se aplica una manipulación de variables sino que se observa el valor de la variable dependiente ante un determinado valor de las variables intervinientes.

La metodología que se utiliza es de dinámica de fluidos computacional. Se desarrolla un modelo del flujo dentro del reactor y se incluyen los procesos de transferencia de calor. Se emplea el método de volúmenes finitos para resolver el modelo y obtener la distribución espacial de la temperatura. Los detalles del modelo se presentan en la Sec. 6.3.3)

3.2.3.4. Investigación específica 9

Finalmente y siendo que, como resultado de la Investigación específica 8, se observan temperaturas superiores a la admisible por el material, se vuelve necesario resolver este problema previo a la construcción del prototipo. Como solución se considera establecer ciertos requerimientos para las propiedades de superficie de las paredes del receptor, en particular las que determinan la distribución de Φ_{abs} : absorbancia solar α_s y tipo de reflexión. Estos requerimientos son realizables en la práctica recurriendo a recubrimientos especiales, como pinturas refractarias.

En vistas de determinar qué rango de propiedades es admisible, se formula la **Hipótesis específica 9**:

Determinados valores las propiedades de superficie de las paredes internas del receptor (absorbancia solar y tipo de reflexión) provocan que la temperatura máxima alcanzada en cualquier punto del reactor-receptor no supere 1273 K bajo las condiciones normales de funcionamiento del mismo.

Las variables independientes en esta investigación son la absorbancia solar de las paredes del receptor (α_s) y el tipo de reflexión de las mismas (especular, Gaussiana con desviación estándar $\sigma_{espec,c}$, o Lambertiana). La variable dependiente es la máxima temperatura alcanzada en cualquier punto del reactor-receptor ($T_{(x,y,z),max}$). Las variables intervinientes coinciden con las de la Investigación específica 8.

El alcance de esta investigación es explicativo, ya que es conocido *a priori* que las variables independientes causan un efecto en el objeto de estudio y se busca cuantificarlo. El diseño de la investigación es experimental, pues se manipula el valor de las variables independientes y se observa el valor de la variable dependiente.

La metodología de esta investigación se basa en el modelo de CFD desarrollado en la In-

investigación específica 8, y en los resultados de la Investigación específica 7. Se parte de los escenarios más desfavorables y se modifican los valores de α_s y $\sigma_{espec,c}$. La distribución de Φ_{abs} resultante se inserta en el modelo de CFD para calcular la distribución espacial de $T_{(x,y,z)}$ y observar su valor máximo. El proceso se repite hasta encontrar que dicho valor máximo está dentro del límite admisible por el material. Los detalles de este procedimiento se presentan en la Sec. 6.3.4.2.

Capítulo IV

ANÁLISIS ÓPTICO Y SISTEMA DE SEGUIMIENTO DEL SOL

Como se detalló en la Sec. 2.1.4.1, existen cinco factores que determinan el desempeño óptico del CSDP: la "forma del sol", el error de alineación (ε), el error de pendiente (σ_{pend}), el error de especularidad ($\sigma_{espec,sup}$) y el error de posicionamiento. Estos factores, en conjunto con los parámetros del CSDP (ángulo de borde, Ψ y diámetro de la apertura, D_a), determinan el factor de intercepción del concentrador (λ) [36], es decir, la relación entre la radiación solar que ingresa a la apertura del receptor y la radiación solar que refleja la superficie reflectante. La eficiencia del CSDP está dada por λ , la reflectancia de la superficie, y las pérdidas del receptor.

En el presente capítulo se aborda la Investigación específica 1. Se busca cuantificar la relación entre los cinco factores mencionados y los parámetros del CSDP sobre λ . Así mismo, en base a dicha cuantificación, se pretende definir los parámetros de diseño del concentrador: Ψ , D_a y ε . Finalmente, se describe el proceso de diseño del sistema de seguimiento del sol, en base a este último parámetro.

4.1. Determinación del Factor de intercepción

4.1.1. Estado de arte

Como indican El Ydrissi *et al.* [36], se han desarrollado diversos métodos para calcular y determinar el desempeño óptico de los concentradores solares. La metodología más difundida actualmente es la simulación de trazado de rayos de Montecarlo, para lo cual se han desarrollado varios algoritmos como *SolTrace* [171], del *National Renewable Energy Laboratory* de Estados Unidos y *Tonatiuh* [16] del Centro Nacional de Energías Renovables de España.

Una revisión detallada del software disponible fue detallada por Arancibia-Bulnes *et al.* [7]. Incluye otras metodologías de trazado de rayos. Estos autores señalan que el modelado de la radiación solar concentrada a través de un algoritmo de trazado de rayos fue uno de los primeros métodos numéricos que se desarrolló [85], en 1979.

Sin embargo, también se han desarrollado métodos analíticos, como el que crearon Bendt y Rabl [15] en 1981. Al momento de la publicación, Bendt y Rabl señalaban que su método era más preciso y más rápido que los métodos numéricos. Más recientemente, Huang *et al.* [73] desarrollaron un método analítico que se apoya en el trabajo de Bendt y Rabl, basado en la convolución de la radiancia solar y una distribución Gaussiana del error óptico. Los autores validaron su método con *SolTrace*. En general, los métodos analíticos se basan en calcular la radiancia solar en el receptor y luego integrar para obtener el flujo radiante interceptado [73]. Como expresan estos autores, las funciones para la radiancia en el receptor resultan complicadas de integrar analíticamente, por lo que se prefieren los métodos numéricos.

Entre los desarrollos más recientes, se encuentra el trabajo de Yang *et al.* [178], quienes analizaron la sensibilidad de un CSDP ante los errores ópticos usando una nueva herramienta de simulación basada en trazado de rayos de Montecarlo. Mari *et al.* [105] modelaron un CSDP

utilizando *MATLAB* para investigar el efecto de los parámetros del concentrador y de los errores ópticos en el desempeño del sistema. Malali *et al.* [101] analizaron el efecto de la radiación circunsolar, el ángulo de borde y los errores ópticos en el factor de intercepción del CSDP.

En el presente capítulo se desarrollan dos modelos de trazado de rayos para cuantificar el factor de intercepción y cómo éste varía ante los parámetros del CSDP. En una primera instancia (Sec. 4.1.2.1), se determina analíticamente el punto de impacto sobre el plano focal de los rayos solares reflejados por el concentrador. Se discretiza el dominio de posibles direcciones de rayos incidentes ("forma del sol") y el área de la superficie reflectante. Este modelo se emplea para encontrar el valor de λ para valores distintos de ε , Ψ y D_a .

En una segunda instancia (Sec. 4.1.2.3), se desarrolla un modelo de trazado de rayos por Montecarlo del CSDP, empleando el software *SolTrace*. Se comparan los resultados de este modelo con el de Cálculo del punto de impacto, a fin de validar los resultados obtenidos. Adicionalmente, se incorpora el efecto de los errores ópticos de la superficie reflectante (σ_{pend} y $\sigma_{espec,sup}$), con el objeto de evaluar cómo afectan a la sensibilidad de λ ante el principal parámetro de diseño del sistema de seguimiento del sol: ε . Finalmente, se detalla el proceso de diseño de dicho sistema (Sec. 4.2).

4.1.2. Metodología

4.1.2.1. Cálculo analítico del punto de impacto

Se define la superficie reflectante como el paraboloide de revolución $g(x, y)$ con eje sobre el eje z , vértice en el origen de coordenadas, y parámetro de escala a :

$$g(x, y) = a(x^2 + y^2) \quad (4.1)$$

Nótese que el parámetro a está completamente determinado por el ángulo de borde Ψ y el diámetro de la superficie reflectante D_{sup} . La relación entre Ψ y a es:

$$\operatorname{tg} \Psi = \frac{2D_{sup} a}{1 - (D_{sup} a)^2} \quad (4.2)$$

El vector normal a la superficie $\tilde{n}$ está dado por:

$$\tilde{n} = \frac{\nabla g}{\|\nabla g\|} = \frac{1}{\sqrt{4(ax)^2 + 4(ay)^2 + 1}} \cdot \begin{bmatrix} -2ax \\ -2ay \\ 1 \end{bmatrix} \quad (4.3)$$

Un punto P perteneciente a la superficie está dado por $P(x, y, z) = (x, y, g(x, y))$, por lo que la ecuación paramétrica de la recta normal a la superficie $N(t)$ es:

$$N(t) = P + t \cdot \tilde{n} \quad (4.4)$$

Aprovechando que la dirección del error de alineación es arbitraria, se define la dirección del centro del sol $\check{c}$ formando un ángulo igual al error de alineación (ε) con el eje z hacia el eje x positivo:

$$\check{c} = \begin{bmatrix} \operatorname{sen} \varepsilon \\ 0 \\ \operatorname{cos} \varepsilon \end{bmatrix} \quad (4.5)$$

Un rayo solar puede provenir de cualquier punto del disco solar. La dirección del borde del disco solar forma un ángulo de 4,65 mrad [21] con la dirección del centro $\check{c}$. Se define la

dirección de un rayo solar $\check{r}$ en coordenadas cilíndricas (r, θ, z') con eje z' coincidente con $\check{c}$:

$$\check{r} = \begin{bmatrix} \text{sen } \varphi \\ \theta \\ \text{cos } \varphi \end{bmatrix} \quad 0 \leq \theta \leq 2\pi \quad 0 \leq \varphi \leq 4,65 \text{ mrad} \quad (4.6)$$

En coordenadas cartesianas (x', y, z') , $x' = r \cdot \text{cos } \theta$ e $y = r \cdot \text{sen } \theta$, por lo que:

$$\check{r} = \begin{bmatrix} \text{sen } \varphi \text{ cos } \theta \\ \text{sen } \varphi \text{ sen } \theta \\ \text{cos } \varphi \end{bmatrix} \quad 0 \leq \theta \leq 2\pi \quad 0 \leq \varphi \leq 4,65 \text{ mrad} \quad (4.7)$$

Ahora bien, recordando la definición de $\check{c}$ y que $z' \equiv \check{c}$, puede verse que las coordenadas cartesianas (x', y, z') son una rotación en torno a y de las coordenadas cartesianas originales (x, y, z) . Esta rotación es en un ángulo de $-\varepsilon$. Es decir que $x = x' \cdot \text{cos}(-\varepsilon) - z' \cdot \text{sen}(-\varepsilon)$ y $z = x' \cdot \text{sen}(-\varepsilon) + z' \cdot \text{cos}(-\varepsilon)$.

Por lo tanto, luego de reemplazar y simplificar, se verifica que en coordenadas cartesianas originales (eje z coincidente con el eje de la parábola):

$$\check{r} = \begin{bmatrix} \text{cos } \varphi \text{ sen } \varepsilon + \text{cos } \theta \text{ cos } \varepsilon \text{ sen } \varphi \\ \text{sen } \varphi \text{ sen } \theta \\ \text{cos } \varphi \text{ cos } \varepsilon - \text{cos } \theta \text{ sen } \varepsilon \text{ sen } \varphi \end{bmatrix} \quad 0 \leq \theta \leq 2\pi \quad 0 \leq \varphi \leq 4,65 \text{ mrad} \quad (4.8)$$

Ahora bien, para determinar la dirección del rayo reflejado puede observarse la Fig. 4.1. Puede verse que el rayo reflejado $\check{f}$ es:

$$\check{f} = \check{r} + 2\vec{v} \quad (4.9)$$

También se observa que $\vec{w} = \vec{r} + \vec{v}$, y que $\vec{w}$ es la componente de $\vec{r}$ en la dirección del versor normal a la superficie, es decir, $\vec{w} = (\vec{r} \cdot \vec{n}) \vec{n}$. Por ende:

$$\vec{f} = 2(\vec{r} \cdot \vec{n}) \vec{n} - \vec{r} \quad (4.10)$$

Reemplazando y simplificando, se llega a las siguientes expresiones para cada componente de la dirección del rayo reflejado:

$$r_x = \frac{1}{4a^2(x^2+y^2)+1} \left[\begin{array}{lll} \cos \varphi & \text{sen } \varepsilon & \cdot 4a^2(x^2 - y^2) \\ + \text{sen } \varphi \cos \theta \cos \varepsilon & \cdot (4a^2(x^2 - y^2) - 1) \\ + \text{sen } \varphi \text{sen } \theta & \cdot (8xya^2) \\ - \cos \varphi \cos \varepsilon & \cdot (4xa) \\ + \text{sen } \varphi \cos \theta \text{sen } \varepsilon & \cdot (4xa) \\ - \cos \varphi \text{sen } \varepsilon & \end{array} \right] \quad (4.11)$$

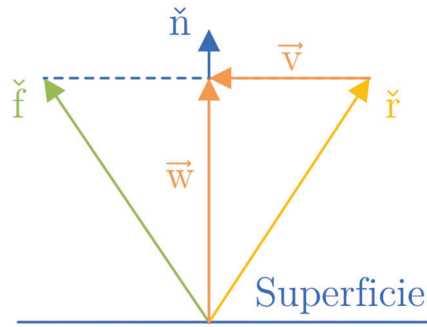


Figura 4.1: Versores del rayo incidente ($\vec{r}$), el rayo reflejado en la superficie ($\vec{f}$), y normal a la superficie ($\vec{n}$).

$$r_y = \frac{1}{4a^2(x^2+y^2)+1} \left[\begin{array}{ll} \text{sen } \varphi \text{ sen } \theta & \cdot (-4a^2(x^2 - y^2) - 1) \\ + \text{sen } \varphi \text{ cos } \theta \text{ cos } \varepsilon & \cdot (8xya^2) \\ + \text{cos } \varphi & \text{sen } \varepsilon \cdot (8xya^2) \\ + \text{sen } \varphi \text{ cos } \theta \text{ sen } \varepsilon & \cdot (4ya) \\ - \text{cos } \varphi & \text{cos } \varepsilon \cdot (4ya) \end{array} \right] \quad (4.12)$$

$$r_z = \frac{1}{4a^2(x^2+y^2)+1} \left[\begin{array}{ll} \text{sen } \varphi \text{ cos } \theta \text{ sen } \varepsilon & \cdot (4a^2(x^2 + y^2) - 1) \\ - \text{cos } \varphi & \text{cos } \varepsilon \cdot 4a^2(x^2 + y^2) \\ - \text{cos } \varphi & \text{sen } \varepsilon \cdot (4xa) \\ - \text{sen } \varphi \text{ cos } \theta \text{ cos } \varepsilon & \cdot (4xa) \\ - \text{sen } \varphi \text{ sen } \theta & \cdot (4ya) \\ + \text{cos } \varphi & \text{cos } \varepsilon \end{array} \right] \quad (4.13)$$

La ecuación paramétrica de la recta del rayo reflejado $F(t)$ es entonces:

$$F(t) = P + t \cdot \check{r} \quad (4.14)$$

Para determinar si el rayo reflejado ingresa o no al receptor, es necesario calcular su intersección con el plano focal $F(t_f) = (x_f, y_f, z_f)$ y determinar si dicha intersección ocurre o no dentro de la apertura. El plano del punto focal de la superficie está dado por $z_f = 1/4a$. Por ende, se reemplaza en la componente z de la recta $F(t)$:

$$\begin{aligned} z_f &= P_z + t_f \cdot r_z \\ \frac{1}{4a} &= a(x^2 + y^2) + t_f \cdot r_z \\ t_f &= r_z \left[\frac{1}{4a} - a(x^2 + y^2) \right] \end{aligned} \quad (4.15)$$

Y luego se encuentran las coordenadas x_f y y_f de la intersección del rayo reflejado con el plano

focal:

$$\begin{aligned} x_f &= x + t_f \cdot r_x \\ x_f &= x + r_z \left[\frac{1}{4a} - a(x^2 + y^2) \right] \cdot r_x \end{aligned} \quad (4.16)$$

$$\begin{aligned} y_f &= y + t_f \cdot r_y \\ y_f &= y + r_z \left[\frac{1}{4a} - a(x^2 + y^2) \right] \cdot r_y \end{aligned} \quad (4.17)$$

Nótese que x_f , y_f y z_f son coordenadas del rayo reflejado desde la superficie, mientras que x e y son coordenadas del rayo incidente sobre la superficie. Simplificadas, las coordenadas de impacto sobre el plano focal (Eq. 4.16 y 4.17) son:

$$\begin{aligned} x_f &= x - \frac{4a^2(x^2+y^2)-1}{4a} \cdot \\ &\cdot \frac{(-4a^2(x^2-y^2)+1) \cdot (\cos \varphi \sin \varepsilon + \cos \theta \cos \varepsilon \sin \varphi) + 4xa (\cos \varphi \cos \varepsilon - \cos \theta \sin \varphi \sin \varepsilon - 2ay \sin \varphi \sin \theta)}{(4a^2(x^2+y^2)-1) \cdot (\cos \varphi \cos \varepsilon - \cos \theta \sin \varphi \sin \varepsilon) + 4a [y \sin \varphi \sin \theta + x (\cos \varphi \sin \varepsilon + \cos \theta \cos \varepsilon \sin \varphi)]} \end{aligned} \quad (4.18)$$

$$\begin{aligned} y_f &= y + \frac{16a^4(x^2+y^2)^2-1}{4a(4a^2(x^2+y^2)+1)} \cdot \\ &\cdot \frac{-(4a^2(x^2-y^2)+1) \cdot \sin \varphi \sin \theta + 4ay [2xa (\cos \varphi \sin \varepsilon + \cos \theta \cos \varepsilon \sin \varphi) - \cos \varphi \cos \varepsilon + \cos \theta \sin \varphi \sin \varepsilon]}{(4a^2(x^2+y^2)-1) \cdot (\cos \varphi \cos \varepsilon - \cos \theta \sin \varphi \sin \varepsilon) + 4ax (\cos \varphi \sin \varepsilon + \cos \theta \cos \varepsilon \sin \varphi) + 4ay \sin \varphi \sin \theta} \end{aligned} \quad (4.19)$$

El rayo reflejado entrará al receptor si se cumple que:

$$\sqrt{x_f^2 + y_f^2} \leq \frac{D_a}{2} \quad (4.20)$$

El factor de intercepción puede calcularse como la relación entre los rayos reflejados dentro de la apertura y el total de rayos incidentes. Para ello se procede a discretizar tanto el dominio de posibles direcciones de rayos incidentes (puntos del disco solar, φ y θ), como el dominio de

puntos de la superficie reflectante (coordenadas x e y).

La discretización del dominio de posibles direcciones se realiza teniendo en cuenta que el flujo radiante incidente (potencia) es el producto de la intensidad radiante (potencia sobre ángulo sólido) y el ángulo sólido subtendido por el sol, Ω . Por lo tanto, para que cada rayo represente la misma cantidad de energía, Ω debe subdividirse en fracciones iguales. El diferencial de ángulo sólido está dado por:

$$\begin{aligned} d\Omega &= \sin \varphi \, d\varphi \, d\theta \\ d\Omega &\simeq \Delta\Omega = \sin \varphi \, \Delta\varphi \, \Delta\theta \end{aligned} \quad (4.21)$$

Se decide incluir 1024 fracciones de disco solar ($\Delta\Omega$), con 32 subdivisiones de φ y 32 de θ . Se toma un $\Delta\varphi$ constante igual a $1/32 \cdot 4,65$ mrad. El $\Delta\theta$ varía en cada subdivisión según la ecuación 4.21 de manera que $\Delta\Omega$ sea constante. Cada fracción de Ω tiene asignado un único rayo con coordenadas de dirección φ y θ determinadas. La subdivisión resultante del disco solar se puede observar en la Fig. 4.2. En esta figura, los puntos representan la intersección con el casquete esférico unitario, proyectada sobre el plano xy , de los 1024 rayos que inciden en el punto $(0; 0; 0)$ de la superficie. El valor de ε es 0° en este ejemplo. Las circunferencias marcan las divisiones de Ω en φ . Las divisiones en θ no se muestran, pero cada punto marca el centro de los $\Delta\Omega$.

De los 1024 rayos incidentes en un determinado punto de la superficie reflectante, $(x, y, g(x, y))$, una fracción impactará dentro de la apertura, y otra afuera. Esto permite calcular un valor de λ local para ese determinado punto de la superficie ($\lambda_{(x,y)}$). A modo de ejemplo, la Fig. 4.3 muestra la intersección con el plano focal, de los 1024 rayos reflejados que impactan previamente sobre el punto de la superficie de coordenadas $x = -1$ m e $y = 1$ m. Los valores en este ejemplo de los parámetros ε y Ψ se indican en la figura. También se muestra la circunferencia

correspondiente a la apertura del receptor, de diámetro $D_a = 0,070$ m. El 40,1 % de los rayos reflejados impacta dentro de la apertura, por lo que el factor de intercepción local es $\lambda_{(-1,1)} = 0,401$.

El factor de intercepción será el valor medio de los λ locales de todos los puntos de la superficie reflectante. Como el flujo radiante incidente es proporcional al área proyectada de la superficie sobre el plano xy , la discretización debe realizarse de modo que los elementos tengan la misma área proyectada. Por otro lado, observando la simetría del sistema respecto al plano xz , sólo es necesario calcular el valor medio de λ para la mitad del área proyectada. En este caso se selecciona la mitad de la superficie reflectante proyectada sobre el plano xy que está en

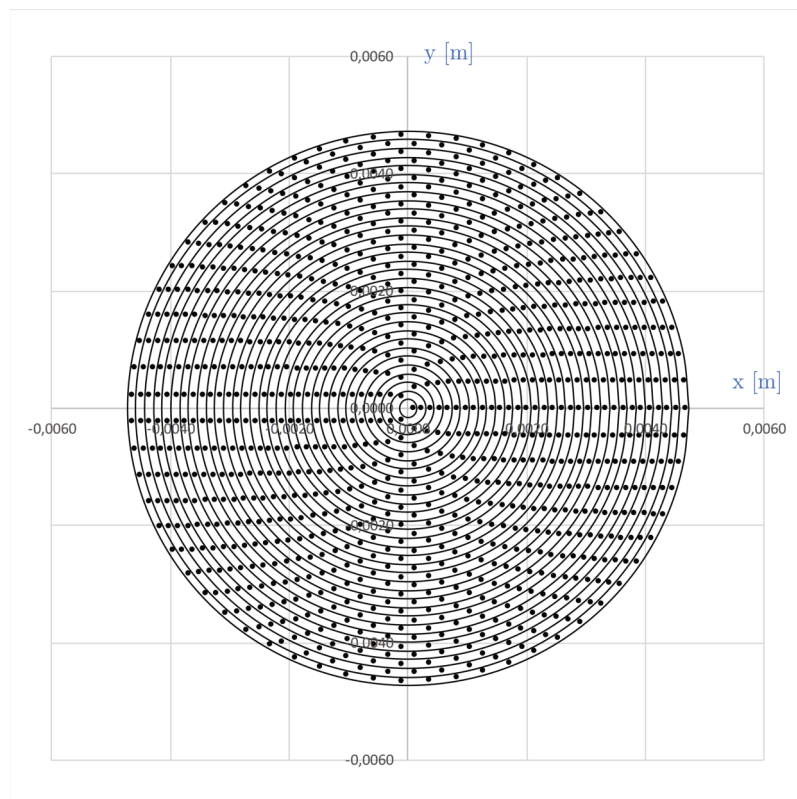


Figura 4.2: Discretización de la dirección de los rayos incidentes ("forma del sol") en 1024 porciones del ángulo sólido subtendido por el sol.

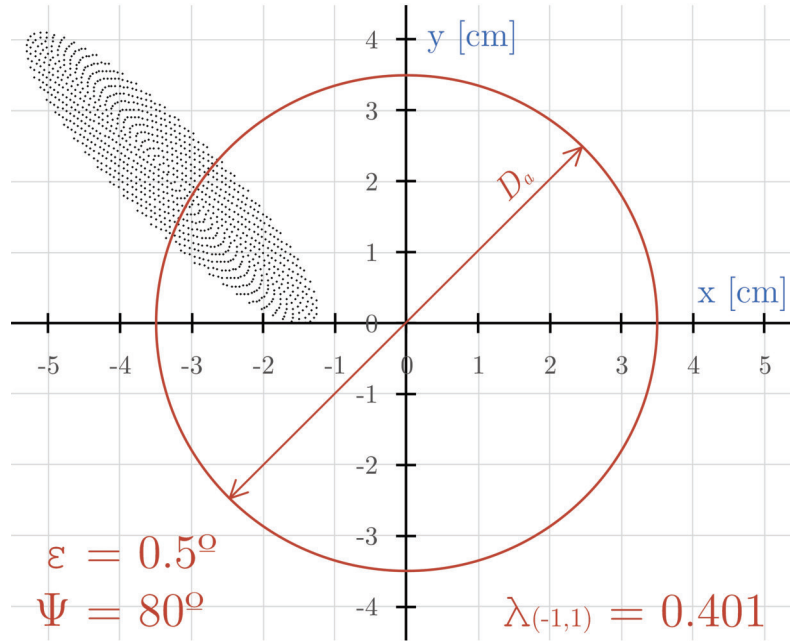


Figura 4.3: Punto de impacto sobre el plano focal calculado para los 1024 rayos que inciden sobre la superficie reflectante en el punto con coordenadas $x = -1\text{m}$ e $y = 1\text{m}$ [87].

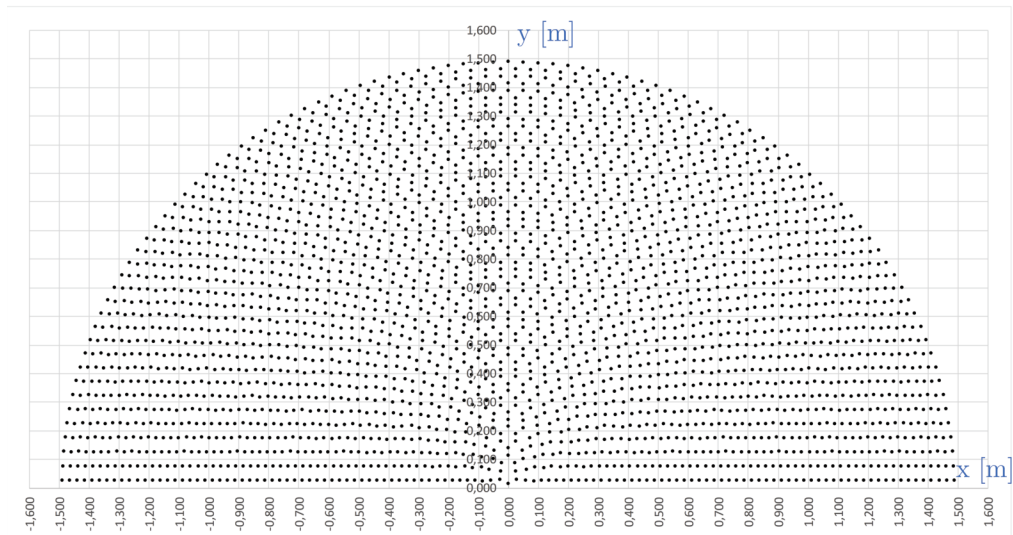


Figura 4.4: Discretización del área proyectada de la superficie reflectante en 2831 particiones de $0,00125\text{ m}^2$.

el semiplano de y positivo. La discretización se realiza en coordenadas polares nuevas, (r', θ') , con eje polar coincidente con el eje x . En estas coordenadas, el área proyectada está compuesta por todos los puntos con $0 \text{ m} \leq r' \leq 1,5 \text{ m}$ y $0 \text{ rad} \leq \theta' \leq 2\pi \text{ rad}$. Se elige un $\Delta r'$ constante igual a $0,025 \text{ m}$, y luego se determina la cantidad de particiones iguales de θ para cada paso de r' de manera que cada elemento tenga un área aproximada de $0,00125 \text{ m}^2$. En total, las particiones del área proyectada son 2831. Los puntos para los que se calculará el $\lambda_{(x,y)}$ (de cada partición) pueden verse en la Fig. 4.4.

4.1.2.2. Resultados

La Fig. 4.5 muestra los resultados para el factor de intercepción local en un gráfico de contorno (isolíneas). En este ejemplo, los valores de las variables de la Investigación específica 1 se fijaron en $0,5^\circ$ para el error de alineación (ε), 80° para el ángulo de borde (Ψ), y 7 cm para el diámetro de la apertura (D_a). El valor calculado para el factor de intercepción del CSDP (media de los $\lambda_{(x,y)}$) es $\lambda = 0,846$. Los contornos permiten visualizar el valor de $\lambda_{(x,y)}$ en cada punto de la superficie. Se observa que la parte de la superficie que deja de ser aprovechada a causa del error de alineación son los bordes exteriores, mientras que la parte interna de la superficie se ve menos afectada por ε .

Se realizó el cálculo del factor de intercepción del CSDP (λ) para una variedad de combinaciones de valores de las variables ε , Ψ y D_a . Los resultados se muestran en la Fig. 4.6. Las gráficas de contorno muestran los valores de λ en función de Ψ y D_a . Cada una de las ocho gráficas corresponde a un valor de ε determinado. Los puntos representan las combinaciones de variables para las que se realizó el cálculo.

Se observa una alta sensibilidad de λ ante el error de alineación. Ocurre una pérdida de al menos 8 puntos porcentuales de eficiencia (isolínea de $\lambda = 0,918$) cuando la desalineación (ε)

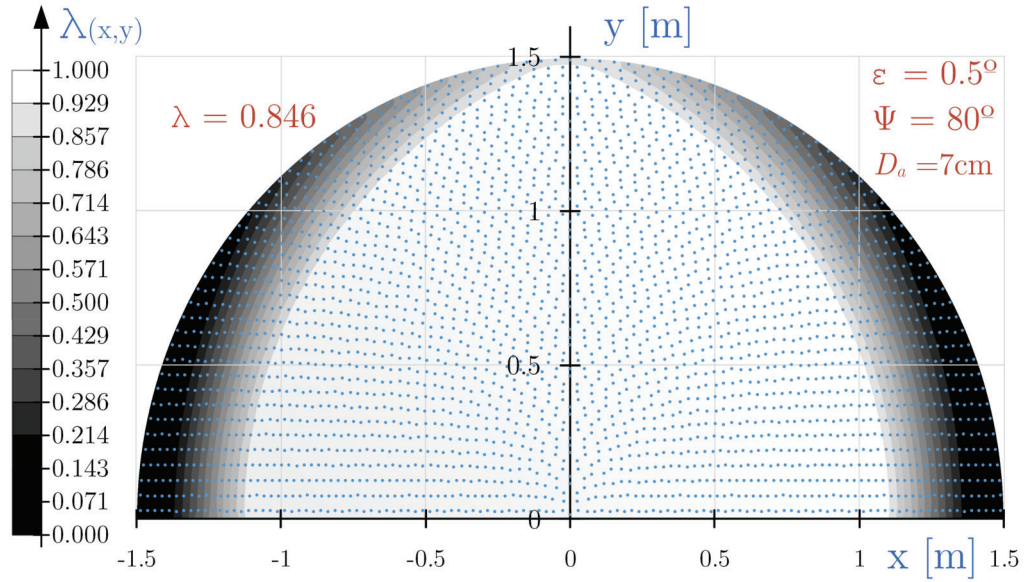


Figura 4.5: Factor de intercepción local calculado para el caso de $\varepsilon = 0,5^\circ$, $\Psi = 80^\circ$ y $D_a = 7\text{cm}$ [87].

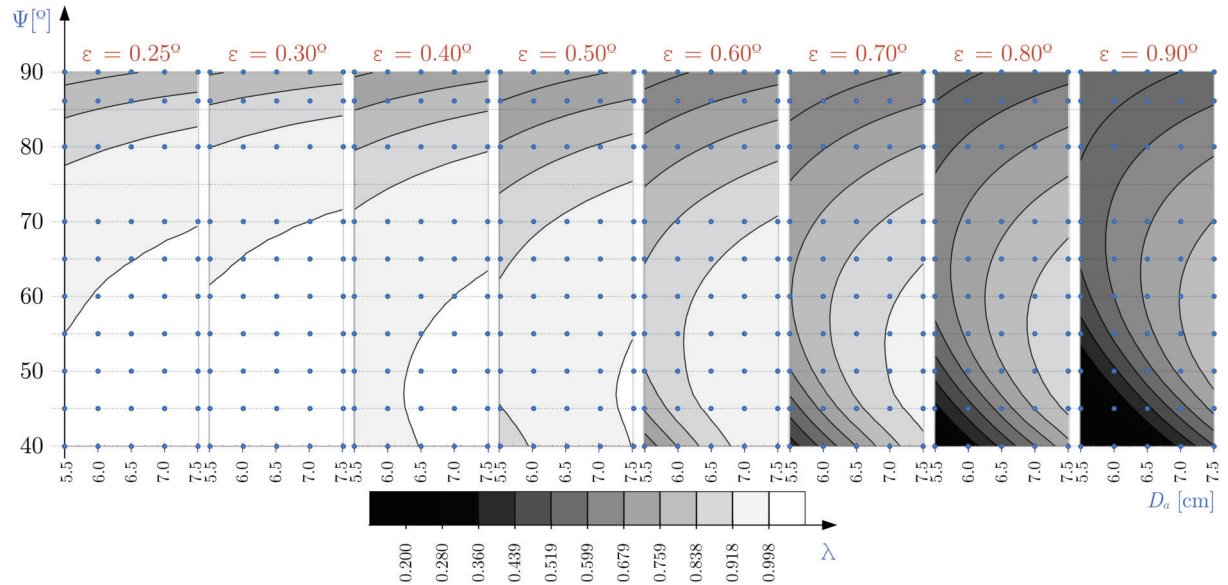


Figura 4.6: Factor de intercepción del CSDP en función de ε , Ψ y D_a [87].

alcanza los $0,5^\circ$. Nótese además que los resultados mostrados en la Fig. 4.6 no tienen en cuenta los errores ópticos de la superficie (error de especularidad y error de pendiente). Por lo tanto es esperable que esta sensibilidad sea aún mayor. Esto se analiza en detalle en la Sec. 4.1.3.

Por otro lado, también se observa que la sensibilidad de λ ante ε es menor cuando el ángulo de borde es de 60° . Esta tendencia se puede visualizar con más claridad en la Fig. 4.7. Por lo tanto, se define dicho valor de ángulo de borde como parámetro de diseño para el CSDP desarrollado en esta tesis.

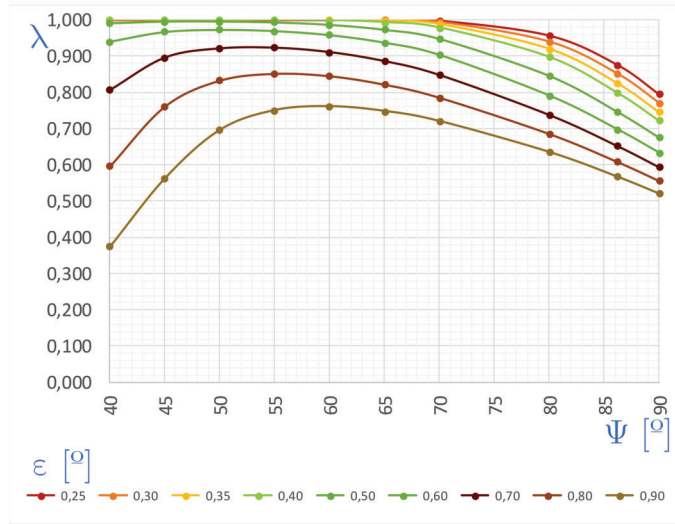


Figura 4.7: Factor de intercepción del CSDP en función de Ψ , con $D_a = 7\text{cm}$.

Finalmente, a fin de proceder hacia la definición del parámetro de diseño D_a , es necesario crear un modelo del efecto que éste tiene sobre las pérdidas del CSDP. Como D_a también afecta las pérdidas térmicas del reactor-receptor, su valor definitivo será determinado en la Sec. 5.1.4. Para crear este modelo se realiza una regresión polinómica de orden tres de los valores de λ calculados para los distintos D_a cuando Ψ es el valor que se ha definido (60°). Se toma

$\varepsilon = 0,60^\circ$ como elección conservadora para este modelo. La ecuación resultante es:

$$\lambda = -3766,429 \text{ m}^{-3} \cdot D_a^3 - 929,130 \text{ m}^{-2} \cdot D_a^2 + 78,639 \text{ m}^{-1} \cdot D_a - 1,286 \quad (4.22)$$

En la Fig. 4.8 puede verse cómo varía λ con D_a cuando Ψ es el valor definido. En dicha figura también se observa la regresión polinómica adoptada para la elección de D_a .

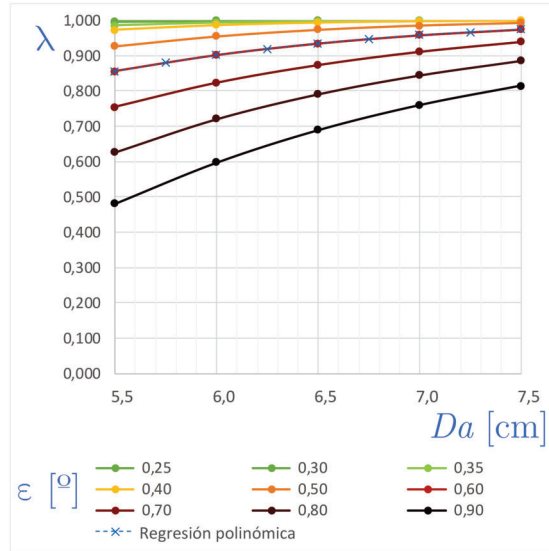


Figura 4.8: Factor de intercepción del CSDP en función de D_a , con $\Psi = 60^\circ$.

4.1.2.3. Modelo de Trazado de rayos de Montecarlo

A fin de incorporar el efecto de los errores ópticos de la superficie reflectante en la eficiencia del CSDP, se desarrolló un modelo de trazado de rayos por simulación de Montecarlo. El método de Montecarlo es similar al desarrollado en la Sec. 4.1.2.1 en el sentido que calcula la trayectoria de rayos solares y su interacción con distintas superficies. En en la Sec. 4.1.2.1 se

calculó la interacción con la superficie del concentrador (reflexión) y la trayectoria de los rayos reflejados hasta el plano focal.

Sin embargo, el método de trazado de rayos de Montecarlo difiere en que se trata de un método probabilístico. En lugar de discretizar el dominio de posibles direcciones y de puntos de reflexión, se genera aleatoriamente un número dado de rayos y se determina su trayectoria a través del sistema. Cada vez que un rayo se intersecta con una superficie determinada, puede interactuar con ella de distintas maneras: además de la reflexión del modelo de la Sec. 4.1.2.1, también puede ser absorbido, transmitido o refractado. A su vez, estas interacciones pueden ser deterministas (como en la Sec. 4.1.2.1) o estocásticas. Por ejemplo, la dirección del rayo reflejado puede tener cierta variabilidad respecto a la dirección de reflexión especular.

En este método se toma una muestra de rayos uniformemente distribuida sobre el área proyectada de las superficies que reciben la radiación solar (lo que equivale a la discretización en x e y de la Sec. 4.1.2.1). Como el flujo radiante ($\dot{Q}$) es proporcional al área proyectada, también lo es al número de rayos trazados. Por lo tanto, existe una cantidad constante de flujo radiante asociada a cada rayo: la potencia por rayo. El flujo radiante recibido por una superficie se puede obtener multiplicando la cantidad de rayos que recibe la superficie por la potencia por rayo.

Adicionalmente, el método también permite determinar la densidad de flujo radiante (Φ). Como Φ está dado por $\partial\dot{Q}/\partial A$ (derivada parcial del flujo radiante en el área), la densidad de flujo se puede obtener dividiendo la superficie en celdas más pequeñas. La densidad de flujo en la ubicación de la celda está dado por el número de rayos recibidos en la celda, multiplicado por la potencia por rayo y dividido por el área de la misma. Esta característica del método se utiliza en la Sec. 6.2.2.

Por supuesto, la precisión del método aumenta en la medida que el número de rayos trazado sea mayor. El método requiere verificar que el resultado arrojado es insensible al tamaño de la

muestra.

Además, el método asume que las superficies son grises, es decir, que sus propiedades ópticas no varían con la longitud de onda. También se asume que la reflectividad no depende del ángulo de incidencia. Estos dos supuestos se mantienen respecto al modelo de la Sec. 4.1.2.1.

En el modelo que se desarrolla en esta sección, se incluyen tres errores ópticos: el error de especularidad del CSDP ($\sigma_{espec,sup}$), el error de pendiente del CSDP (σ_{pend}), y la "forma del sol". En primer lugar, cuando un rayo es reflejado, la divergencia respecto a la reflexión especular se modela como una desviación estocástica respecto a la dirección ideal. Se le asigna una función de densidad de probabilidad a la dirección del rayo reflejado, con media de 0 mrad (es decir, coincidente con la dirección de reflexión especular mostrada en la Fig. 4.1) y una determinada desviación estándar (σ_{espec}).

En segundo lugar, el error de pendiente se modela como una desviación estocástica del versor normal a la superficie respecto a su valor analítico. La dirección del versor normal se muestrea cada vez que ocurre una interacción de un rayo con la superficie. De la misma forma que el error de especularidad, al error de pendiente se le asigna función de densidad de probabilidad con media de 0 mrad y desviación estándar de σ_{pend} .

La dirección del rayo reflejado tiene una desviación total respecto a la reflexión especular con una desviación estándar de σ_{tot} , que está dada por:

$$\sigma_{tot}^2 = (2\sigma_{pend})^2 + \sigma_{espec}^2 \quad (4.23)$$

Para desarrollar y aplicar el modelo de trazado de rayos por Montecarlo, se utiliza el software especializado *SolTrace* [171]. El software contiene tres opciones de función de densidad de probabilidad para los errores ópticos: uniforme continua (*Pillbox*), normal bivariada (*Gaussian*) y acorde a la Ley de Lambert (*Diffuse*, o "difusa"). El valor asignado a σ_{espec} o σ_{pend} representa

un parámetro diferente según la opción que se elija. Si la distribución es uniforme, representa el valor absoluto del mínimo y máximo de la distribución. Si la distribución es normal bivariada, representa la desviación estándar de la distribución. Si la opción es difusa, el parámetro es ignorado.

A fin de ilustrar la diferencia entre las tres opciones, considérese el tipo de reflexión que genera cada una. La intensidad radiante (flujo radiante por unidad de ángulo sólido) reflejada que produce cada opción puede verse en la Fig. 4.9. En esta figura, los cinco casos de reflexión mostrados provienen de una irradiancia de 1000 W/m^2 que incide sobre un disco de 1 mm de diámetro cuya normal es exactamente paralela a la dirección de la radiación incidente. Los perfiles de reflexión (intensidad radiante reflejada) son simétricos en torno a la normal a la superficie, formando un "cono" de reflexión, en lugar de una única dirección de reflexión.

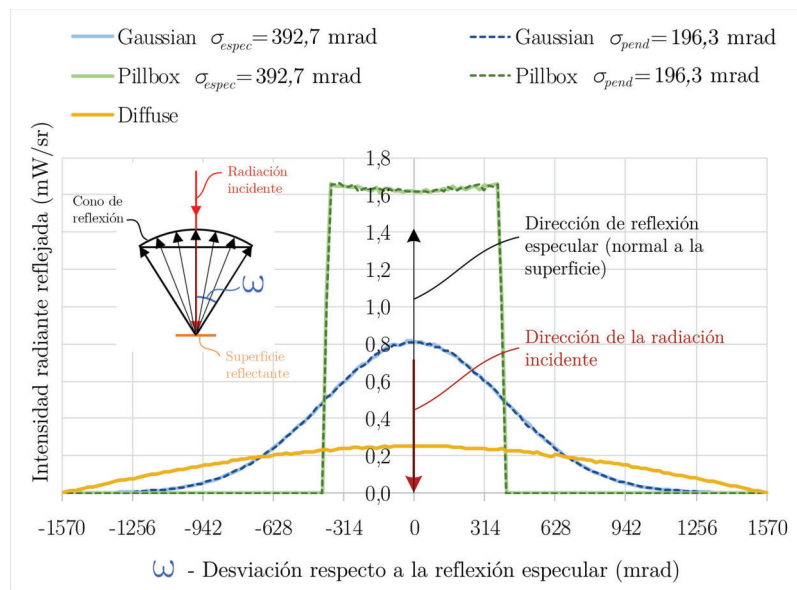


Figura 4.9: Tipos de dispersión de la reflexión sobre una superficie disponibles en el software *SolTrace*.

Ya que los errores ópticos del CSDP afectan significativamente al factor de interceptación y a la densidad de flujo radiante en las paredes del receptor, se asumió que la superficie reflectante

es tan precisa ópticamente como es factible. En el modelo de esta sección, al error de pendiente del CSDP (σ_{pend}) se le asignó una distribución normal bivariada. Johnston [77] demostró que esta distribución describe adecuadamente el error de pendiente. Este autor encontró que los datos experimentales para el error de pendiente del "*Big Dish*" de la Universidad Nacional de Australia se ajustaban de manera precisa por este tipo de distribución de probabilidad con una desviación estándar de 3,5 mrad. Al error de especularidad también se le asignó una distribución normal bivariada [132]. Su desviación estándar se fijó en un valor comparable al de un espejo de vidrio: 0,2 mrad [176, 132].

En tercer lugar, el modelo tiene en cuenta la "forma del sol". En el modelo de la Sec. 4.1.2.1, ésta se tuvo en cuenta al discretizar el disco solar en particiones de igual ángulo sólido. Eso equivale aquí a asignar una distribución de probabilidad a la dirección de la radiación incidente que sea uniforme continua, cuyo valor máximo sea igual al radio aparente del sol (4,65 mrad), y cuya media sea la dirección del centro del sol. Sin embargo, esta no es la única opción. La intensidad radiante emitida por el sol en realidad varía dentro del disco solar. Más aún, la región circunsolar (contigua al disco solar) también emite radiación. La variación de la intensidad radiante en función del radio angular del sol se denomina "forma del sol", y se modela con la distribución de probabilidad de la dirección de los rayos incidentes. Los modelos más precisos de "forma del sol", como el modelo de Buie [21], incluyen la atenuación de los bordes del disco solar y la radiación circunsolar [168]. Dos modelos para la "forma del sol" ampliamente utilizados y más simples son la ya mencionada distribución uniforme continua, y la distribución normal bivariada. En el modelo desarrollado aquí, se mantiene la selección respecto al modelo de la Sec. 4.1.2.1 de la distribución uniforme continua. Como esto implica asumir que la totalidad del flujo radiante está contenido dentro del disco solar (menor variabilidad de dirección que la real), esta elección resulta conservadora a los fines de encontrar puntos de excesiva

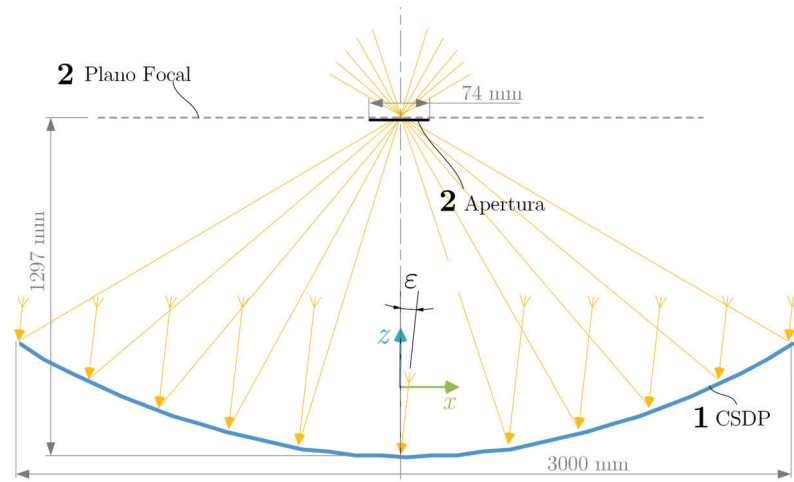


Figura 4.10: Superficies (líneas) y etapas (números en negrita) definidas en el Modelo de trazado de rayos de Montecarlo para cálculo del factor de Intercepción.

concentración dentro del receptor (Sec. 6.2).

La creación del modelo implica la definición de las superficies con las que interactúan los rayos. Las definiciones se ilustran en la Fig. 4.10, y sus parámetros en la Tabla 4.1. Las superficies se agrupan en etapas numeradas, como requerimiento del software. Las interacciones ópticas de los rayos se calculan en cascada, en orden desde la primera hasta la última etapa. Esto implica que las superficies dentro de una etapa sólo interactúan con los rayos provenientes de la etapa anterior, y además, que luego de esta interacción los rayos sólo pueden ser afectados por superficies de la etapa siguiente. Las interacciones con superficies de otras etapas se ignoran, incluso si el trazado del rayo las atraviesa. Sin embargo, se puede permitir que los rayos vuelvan a interactuar con las superficies dentro de una misma etapa un número ilimitado de veces, hasta que impactan en una superficie de la etapa siguiente (opción de "múltiples impactos por rayo"). Esta opción no es útil en el modelo de esta sección, pero lo será en la Sec. 6.2.2. Para todas las superficies de la Tabla 4.1, el índice de refractividad se fija en 1 y la distribución de probabilidad de los errores es "Gaussiana"(normal bivariada).

Tabla 4.1

Parámetros de las superficies y etapas empleados en el modelo de trazado de rayos de Montecarlo para el factor de intercepción [89].

Etapas	Superficie	Geometría	Propiedades Ópticas				Tipo de Interacción	Opción de múlt. impactos por rayo
			Reflectancia	Transmitancia	Error de pend. [mrad]	Error de especularidad [mrad]		
1	CSDP	Paraboloide de revolución	0,91 [34]	0	3,5 [77]	0,2 [132]	Refl.	No
2	Apertura	Círculo	0	1	-	-	Refracc.	No
	Plano Focal	Plano	0	0	-	-	Refl.	

La etapa 1 incluye la superficie reflectante del CSDP. Como se ilustra en la Fig. 4.10, el eje del CSDP apunta hacia la dirección del eje z positivo. El error de alineación (ε) se modela alejando la posición del sol desde esta dirección hacia el eje x positivo.

La etapa 2 sólo recibe los rayos reflejados por el CSDP. Impactan ya sea en la Apertura o en el Plano Focal. Si impactan en la Apertura, serán transmitidos sin modificación a una etapa posterior, inexistente en este modelo. Si impactan en el Plano focal, son absorbidos con una probabilidad de 1. Aunque la etapa 2 no tiene existencia física, su definición en el modelo sirve para determinar λ , que se calcula como la relación entre los rayos que impactan en la Apertura y el total de rayos que impactan en las dos superficies de esta etapa.

El presente modelo se validó utilizando los datos empíricos reportados por Ulmer *et al.* [161] para el "*EuroDish South*". Los datos consisten en la distribución espacial de la densidad de flujo radiante en el plano focal. Los puntos de datos están graficados en la Fig. 4.11. Se obtuvieron a partir de la gráficas de isolíneas presentadas en [161] con software de digitalización de gráficos y a partir del pico de flujo informado ($12,730 \text{ MW/m}^2$). La definición numérica de las superficies (Fig. 4.10) se ajustó para coincidir con los parámetros del "*EuroDish South*" (8,5 m de diámetro, 4,5 m de distancia focal y reflectancia solar de 0,94). Se incluyó la sombra del receptor en el modelo y se la ajustó de manera que la potencia total en el plano focal coincidiera con los 49,91 kW que reportan los autores para una irradiancia solar de 1 kW/m^2 . Como

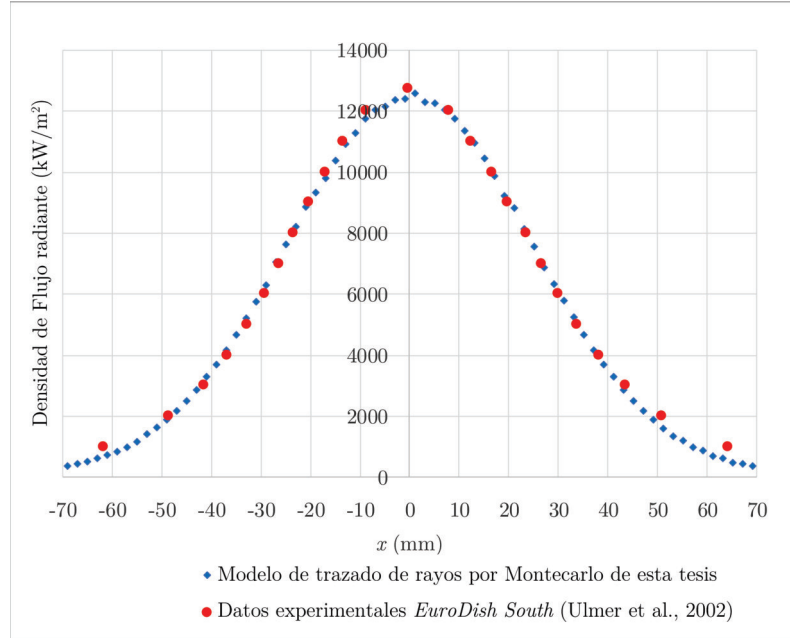


Figura 4.11: Comparación de datos experimentales para el "EuroDish South" [161] y los valores producidos por el modelo de Montecarlo de esta tesis [89]. Los puntos corresponden al plano focal, con el foco en $x = 0$ mm.

informa Nepveu *et al.* [124], en realidad no existe un valor único para el error de pendiente del "EuroDish". Sin embargo, como lo indican estos autores, considerar un único valor es una opción válida para modelarlo. Como se observa en la Fig. 4.11, los resultados empíricos se reprodujeron satisfactoriamente con el modelo de Montecarlo de esta tesis utilizando un único error de pendiente de 1,9 mrad y despreciando el error de especularidad. La Fig. 4.12 muestra que los resultados numéricos están contenidos predominantemente dentro de una desviación de $\pm 7\%$ respecto a los datos empíricos.

La validación del modelo requiere también verificar la insensibilidad de los resultados al tamaño de la muestra, es decir, al número de rayos trazados. Esto se realiza en una etapa posterior del modelo, detallada en la Sec. 6.2.2. Se verificó que con 30 millones de rayos el resultado presenta una variabilidad suficientemente pequeña (2,06 %) y que un aumento de la muestra a

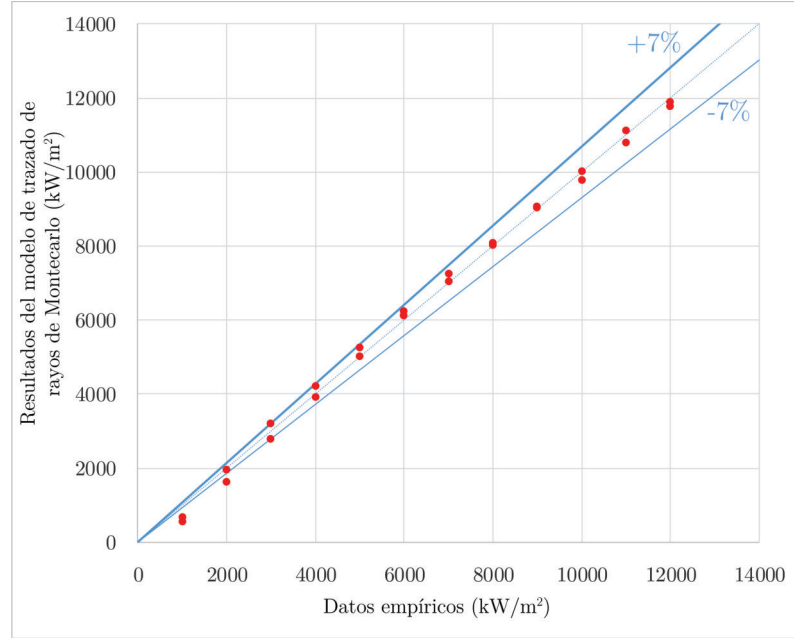


Figura 4.12: Datos empíricos vs. resultados numéricos, correspondientes a la Fig. 4.11 [89]

100 millones de rayos produce un cambio en el resultado de sólo 0,4 %.

4.1.3. Resultados comparados

Los resultados obtenidos con ambas metodologías fueron comparados. En el modelo de Cálculo analítico del punto de impacto (Sec. 4.1.2.1), los errores ópticos de la superficie reflectante no se consideran. Se reprodujo esta condición en el modelo de trazado de rayos de Montecarlo (4.1.2.3), fijando $\sigma_{pend} = 0$ mrad y $\sigma_{espec,sup} = 0$ mrad. Se varió el ángulo de borde (Ψ) modificando la definición geométrica de la etapa 1 del modelo, y se varió el error de alineación (ε) cambiando la posición del sol. Con un diámetro de la apertura de $D_a = 0,074$ m, el modelo de trazado de rayos de Montecarlo produce los valores de factor de intercepción (λ) que se muestran en la Tabla 4.2. Se interpolaron los datos obtenidos con el modelo de Cálculo analítico del punto de impacto (Fig. 4.6) para el mismo diámetro de apertura. Los valores también

se muestran en dicha tabla.

La diferencia entre los resultados de λ obtenidos por ambos modelos es mínima. El orden de la variación es menor al orden de cifras significativas del primer modelo (10^{-3} , debido a la discretización del dominio). Por lo tanto, se concluye que los modelos son consistentes.

Adicionalmente, el modelo de trazado de rayos de Montecarlo permite cuantificar el efecto de los errores ópticos de la superficie reflectante; hecho que resultaba imposible con el modelo de cálculo analítico del punto de impacto. La Fig. 4.13, muestra cómo se ve afectado el factor de intercepción por el error de alineación del CSDP considerando una superficie reflectante ópticamente perfecta, y considerando una superficie con errores ópticos razonablemente buenos (los utilizados para formular el modelo en la Sec. 4.1.2.3). En ambos casos, el ángulo de borde es $\Psi = 60^\circ$ y el diámetro de la apertura es $D_a = 74$ mm.

Se observa que λ disminuye significativamente con errores ópticos relativamente pequeños. Con una alineación perfecta ($\varepsilon = 0^\circ$), λ disminuye 5 puntos porcentuales. Más aún, la

Tabla 4.2

Comparación de resultados (factor de intercepción) entre el modelo de Cálculo analítico del punto de impacto y el modelo de trazado de rayos de Montecarlo [89].

Ψ [°]	ε [°]	λ		Diferencia
		con trazado de rayos de Montecarlo *	con cálculo analítico del punto de impacto	
45	0,0	1,0000	1,0000	0,0000
45	0,4	1,0000	0,9998	-0,0002
45	0,9	0,6793	0,6736	-0,0057
60	0,0	1,0000	1,0000	0,0000
60	0,4	0,9996	0,9995	-0,0001
60	0,6	0,9724	0,9717	-0,0007
60	0,9	0,8063	0,8057	-0,0006
86,15	0,4	0,8109	0,8112	0,0003
86,15	0,9	0,5873	0,5874	0,0002

*Sin considerar los errores ópticos del CSDP ni la sombra del reactor.

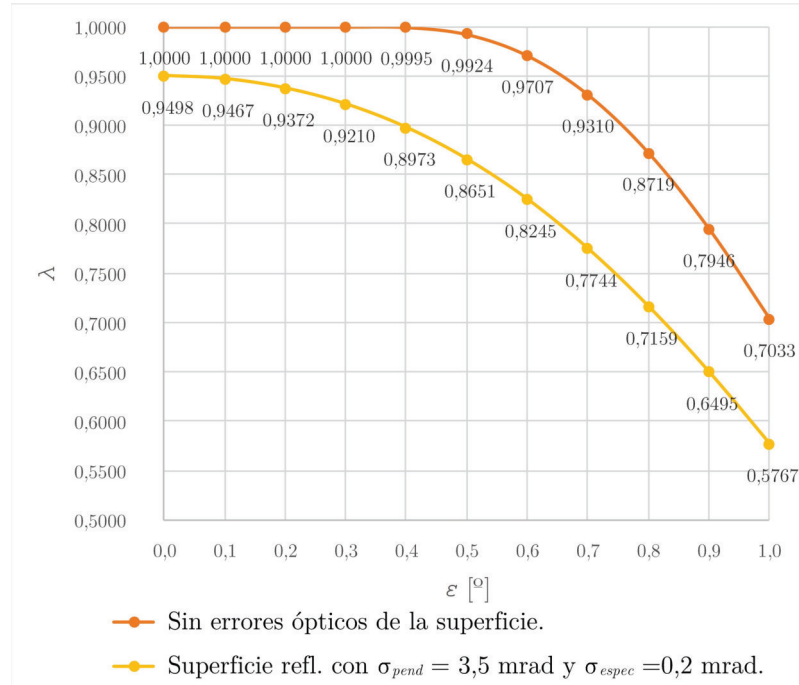


Figura 4.13: Factor de intercepción determinado con el modelo de trazado de rayos de Monte-carlo, con y sin considerar los errores ópticos de la superficie reflectante [89].

sensibilidad de λ al error de alineación aumenta considerablemente. Cuando se considera una superficie perfecta, la pérdida de 10 puntos porcentuales de eficiencia se da con un error de alineación de aproximadamente $0,76^\circ$, mientras que lo mismo ocurre con tan sólo $0,40^\circ$ de error si se consideran los errores ópticos.

En base a estos resultados, se define que el sistema de seguimiento del sol debe producir un error de alineación máximo de $0,25^\circ$.

4.2. Diseño del sistema de seguimiento del sol

4.2.1. Determinación de los requerimientos del sistema

El objetivo del sistema de seguimiento del sol es mantener el eje de la superficie reflectante paralelo a la dirección del centro del sol. Esto requiere que el sistema incluya dos ejes de giro, de manera que se compense el movimiento aparente del sol en el cielo.

Existen diversos diseños para la estructura de soporte del concentrador. En la presente tesis se adopta el diseño de la estructura del CSDP existente en el Instituto CEDIAC de la Facultad de Ingeniería de la UNCuyo: un eje acimutal y un eje de elevación, como se muestra en la Fig. 2.7. La estructura completa gira en torno al eje acimutal. El disco parabólico gira en torno al eje de elevación, que está fijo a la estructura.

Una configuración alternativa, aunque en la práctica no menos compleja, es el giro del concentrador alrededor de un único eje polar, paralelo al eje de giro de la esfera celeste. El eje polar debe desplazarse, por año, 23° hacia el norte y 23° hacia el sur desde su posición en el equinoccio.

En base al marcado efecto que el error de alineación tiene sobre la eficiencia del concentrador, en la Sec. 4.1.3 se determinó que el sistema de seguimiento del sol debe producir un error no mayor a $0,25^\circ$.

Adicionalmente, el sistema debe soportar los esfuerzos mecánicos que actúan sobre la estructura. Los esfuerzos más significativos son el peso del reactor-receptor y los esfuerzos causados por el viento. Como parámetro de diseño, se define que el peso total en la posición del receptor a soportar es 0,784 kN (80 kgf). Este valor incluye el peso del orujo a gasificar a lo largo de un día.

Para soportar los esfuerzos causados por el viento, se define una "posición segura" del sis-

tema, que consiste en el concentrador apuntando hacia el cénit. En esta posición, se considera que la estructura debe soportar ráfagas de viento de hasta 90 km/h. El esfuerzo causado por este tipo de ráfagas se calculó asumiendo que la misma tiene dirección horizontal y por ende causa el mayor momento flector sobre la estructura. Se determinó que dicho momento es 1,593 kNm. En la posición de trabajo, se asume que el viento es paralelo al eje del concentrador y por ende actúa sobre la totalidad del área proyectada. Bajo estas condiciones, el momento flector de 1,593 kNm sobre la base de la estructura se alcanza si la velocidad del viento es 39 km/h. Por lo tanto, se define que el sistema debe llevar el concentrador a la posición segura si el viento alcanza dicha velocidad.

El viento también ejerce un momento torsor sobre el concentrador, y el sistema debe ser capaz de mantenerlo orientado a pesar del mismo. El momento torsor se calculó asumiendo que sólo una mitad del área proyectada recibe una ráfaga de viento a la velocidad de trabajo (39 km/h) con la dirección del eje del concentrador. Se determinó que el momento torsor a soportar es 0,209 kNm. Éste se definió como el torque de diseño para el sistema de seguimiento, es decir, el mínimo torque que el sistema debe producir en cada eje en la posición de trabajo.

El mismo procedimiento se utilizó para obtener el momento torsor en la posición segura (esta vez con una velocidad de 90 km/h). El valor calculado fue 1,114 kNm. Éste se definió como el torque de bloqueo de diseño, es decir, el mínimo torque que el sistema de seguimiento debe ser capaz de resistir para impedir el giro alrededor del eje de elevación en la posición segura.

Por otro lado, debe definirse la amplitud del movimiento de giro en ambos ejes. La mayor amplitud del movimiento aparente del sol en ambos ejes se produce en el solsticio de verano. En la ciudad de Mendoza – latitud $32^{\circ} 52' 39''$ S – el ángulo de elevación del sol alcanza un máximo de $80,57^{\circ}$ (siendo 0° el horizonte y 90° el cénit). El ángulo acimutal ese día tiene un

rango de $236,53^\circ$ ($118,26^\circ$ al amanecer y $-118,26^\circ$ al atardecer), la cual se definió como amplitud acimutal requerida para el sistema. La amplitud de elevación se fijó de 0° a 90° , debido a que el ángulo de la posición segura excede al de la posición del sol.

El peso del reactor-receptor también genera un momento torsor alrededor del eje de elevación. A fin de disminuirlo, se prevé agregar un contrapeso en la estructura que compense dicho momento. Por lo tanto, el único peso que provocará momento sobre el eje es el de la carga diaria de orujo. Asumiendo que ésta es hasta 40 kgf, y que se balancea la mitad de la misma, el torque sobre el eje de elevación es de 0,478 kNm.

Finalmente, el sistema debe poder funcionar con una velocidad angular igual a la del movimiento aparente del sol. Se determinó que la misma tiene un rango de $0,23^\circ/\text{min}$ a $1,40^\circ/\text{min}$.

4.2.2. Diseño mecánico

La base de la estructura se diseñó para soportar el momento flector requerido (1,593 kNm) con un factor de seguridad de al menos 2,00 en cada componente. El plano de la base se presenta en el Anexo I. La base cuenta con rodamientos que permiten el giro acimutal a la vez que soportan el peso de toda la estructura y la eventual acción ascendente provocada por el viento.

Como se ve en la Fig. 2.7, la base posee dos soportes de caño estructural redondo en forma de "V" que sostienen otra estructura en forma de "U". Los caños en forma de "V" están soldados a la pieza cilíndrica exterior que se muestra en el Plano del Anexo I. Los extremos de la pieza en forma de "U" cuentan con dos pares de rodamientos de bolas cada uno, sobre los que se apoyan dos barras redondas. Estas barras materializan el eje de giro de elevación, y a ellas está soldada la estructura que sostiene la superficie reflectante y el reactor-receptor. La estructura que sostiene la superficie y la estructura en forma de "U" contienen el mecanismo de giro de elevación, que se detalla en la Sec. 4.2.2.2.

El mecanismo de giro que produce el giro acimutal se detalla en la Sec. 4.2.2.1. Dicho mecanismo actúa sobre la pieza cilíndrica exterior de la base, transmitiendo el movimiento a los soportes en "V" y por ende al resto de la estructura.

Para producir los movimientos de giro se optó por dos motores paso a paso NEMA 23 de 2,45 Nm de torque y 200 pasos por vuelta, con drivers TOSHIBA TB 6560. Esto se decidió debido a la muy baja velocidad del movimiento y la alta precisión requerida. Se consideró alternativamente el uso de servomotores y su accionamiento con movimientos discretos, pero habría implicado paradas y arranques demasiado frecuentes, lo que es perjudicial para la vida útil de los motores. A su vez, dicha opción habría producido un movimiento poco preciso.

4.2.2.1. Mecanismo de giro acimutal

Se diseñó un mecanismo de giro acimutal de bajo costo, acoplando cinco cadenas de bicicleta en dos ejes fijos auxiliares. El mismo puede verse en la Fig. 4.14. El motor está fijo a la caja de caño estructural cuadrado, y ésta a su vez se fija al suelo. En la Fig. 4.14, el mecanismo está rotado 90° desde su posición de trabajo para permitir observar sus componentes. En la posición de trabajo, el plano de las cadenas es paralelo al suelo, como se aprecia en la Fig. 4.15.

El motor acciona la primera cadena, y la quinta cadena gira la pieza cilíndrica exterior de la base de la estructura. Esto sucede gracias a que la base de la estructura posee una corona soldada en su parte inferior (no mostrada en el plano del Anexo I).

La relación de reducción se calculó en base al torque de diseño (0,209 kNm). Con los cinco pares piñón-corona, se obtuvo una relación de reducción ideal de 498:1. Se determinó que la cadena que acciona la base de la estructura debe ser doble, para que el factor de seguridad del mecanismo sea al menos 2,2 (en base a la fuerza tangencial). Para lograr la precisión requerida de 0,25° en la posición del giro acimutal, la cadena que acciona dicho eje debe tener un desliza-

miento menor a 0,32 mm, lo que resulta un requisito muy exigente. Se ensayó el movimiento de giro acimutal de la estructura accionado por el mecanismo, y el mantenimiento de la posición acimutal fue suficientemente bueno.

4.2.2.2. Mecanismo de giro de elevación

El mecanismo de elevación forma parte de la estructura que sostiene la superficie reflectante y el reactor-receptor. Los planos de esta estructura están disponibles en los Anexos II y III. El acoplamiento de la misma a las otras partes del CSDP se aprecia en la Fig. 2.7. Las barras verticales en las extremos derecho e izquierdo de la Vista Frontal del Anexo II están soldadas a las barras que materializan el eje de elevación.

En este caso, el mecanismo actúa sobre el "Arco de elevación" mostrado en el Anexo III y en la Fig. 4.15, mediante una cadena. El arco tiene 3310 mm de diámetro y es perpendicular al eje de elevación. Su centro está sobre el eje. La cadena se apoya sobre el arco y sus extremos están soldados al mismo. La cadena es accionada por una reducción de tornillo sin fin que está

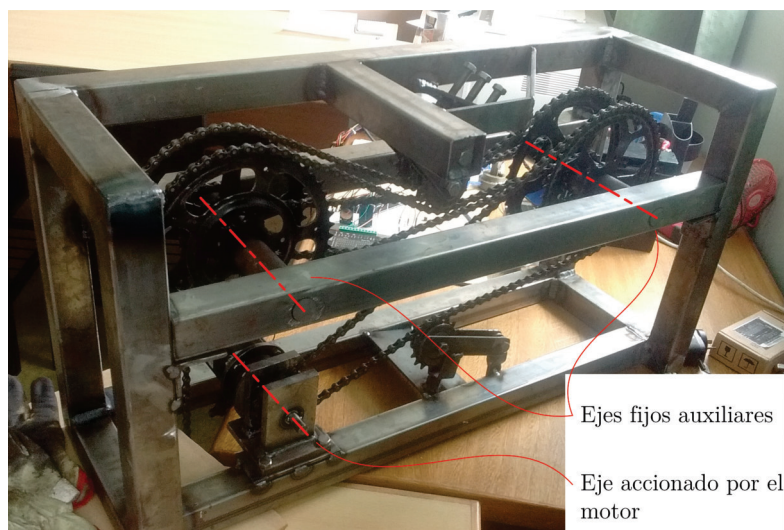


Figura 4.14: Mecanismo de giro acimutal.

fija a la base de la estructura. El motor del mecanismo acciona la entrada de dicha reducción.

La reducción de tornillo sin fin tiene una relación de reducción ideal de 7,5:1. Una etapa adicional de reducción de 75:1 se produce entre su eje de salida (que acciona la cadena de elevación con un piñón) y el Arco de elevación. En total, entre el motor y el eje de elevación la relación de reducción es de 588:1.

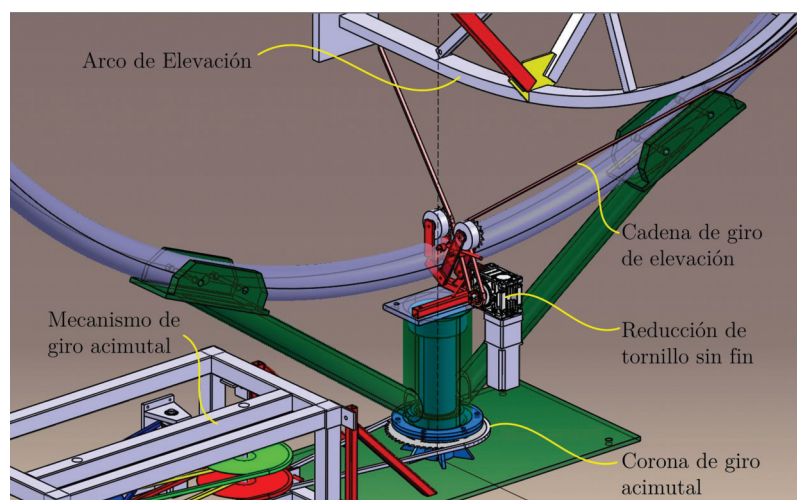


Figura 4.15: Mecanismo de giro de elevación.

El mecanismo de elevación debe vencer el torque de diseño (0,209 kNm) y el torque originado por la carga diaria de orujo (0,478 kNm). La reducción total permite que el torque que resulta en el motor sea menor al su torque de funcionamiento, con un factor de seguridad de 2,0.

A su vez, el mecanismo debe mantener en posición segura al concentrador soportando el torque de bloqueo de diseño (1,114 kNm). En este caso, el factor limitante es la reducción de tornillo sin fin, cuyo torque de bloqueo es 21 Nm y cuya fuerza radial máxima es 1828 N en su eje de salida. Gracias a la elevada reducción que provee el Arco de elevación, el torque de bloqueo de la reducción no se supera con un factor de seguridad de 1,4. La fuerza radial tampoco se supera, con un factor de seguridad de 1,8.

El mecanismo de elevación construido se muestra en la Fig. 4.16.



Figura 4.16: Mecanismo de elevación construido.

4.2.3. Diseño del sistema de control

Se desarrolló un sistema de control de lazo cerrado para mantener alineados el eje del concentrador con el centro del sol. El desarrollo del software que controla el sistema excede el alcance de esta tesis, por lo que no se presentará una descripción detallada del mismo. El desarrollo se realizó en el marco de los Proyectos Investigadores Noveles 2017 y 2018 de la Facultad de Ingeniería de la UNCuyo en conjunto con un equipo de estudiantes de grado de la carrera de Ingeniería Mecatrónica. El autor de esta tesis dirigió al equipo y el trabajo fue publicado [88].

El sistema de control acciona los motores de ambos mecanismos de giro. En primera ins-

tancia, realiza un control de lazo abierto. A partir de las coordenadas geográficas, la fecha y la hora, es posible determinar la posición angular del sol en el cielo en términos de los ángulos acimutal y de elevación. El procedimiento se detalla en [34]. Se generó una tabla de valores en función de la fecha y hora que están registrados en la memoria del sistema. El sistema obtiene la fecha y hora a través de una tarjeta GPS, y lleva los mecanismos a la posición actual del sol.

En una segunda instancia, el sistema realiza un control de lazo cerrado. Para ello el mecanismo de elevación posee un sensor de posición solar que está fijo a la estructura que sostiene la superficie reflectante. El sensor mide la posición real de su orientación respecto al sol, y el sistema calcula la corrección necesaria en el movimiento de ambos motores.

El sensor de posición solar también fue desarrollado en el marco de los proyectos mencionados. Consiste en una cámara web que produce una imagen de la porción del cielo a la que está apuntando el CSDP. En una alineación perfecta, el sol aparece en el centro de la imagen. El equipo desarrolló un software que, por procesamiento de imágenes, determina la distancia del sol al centro de la imagen y la informa al sistema de control. Con esta instancia de control se logra la precisión requerida ($0,25^\circ$) en la alineación del eje del concentrador con el centro del sol.

Sin embargo, la eficacia del control de lazo cerrado depende de que el sensor posea la misma orientación que el eje de la superficie reflectante. Es decir, que cuando el sol aparezca en el centro de la imagen, el eje apunte al centro del sol. Para dar respuesta a este problema, se desarrolló un calibrador y un procedimiento de calibrado. El calibrador consiste en una platina sobre la que se apoya el sensor. Esta platina se une a la estructura de giro de elevación, pero permite la modificación de su orientación en dos ejes de giro. La modificación de la orientación de la platina permite reorientar el sensor respecto a la superficie reflectante. La reorientación requiere movimientos angulares muy precisos (de una precisión de $0,02^\circ$). Se logró la misma a

través de la utilización de dos reducciones de tornillo sin fin en serie en cada eje de giro, que se accionan manualmente.

El procedimiento de calibrado requiere la utilización de dos instrumentos topográficos: una estación total y un nivel láser. La estación total permite ubicar puntos en el espacio con precisión milimétrica, por paralaje. El nivel láser proyecta una línea horizontal perpendicular a la gravedad, y una vertical. El procedimiento de calibrado que se desarrolló, inicia por el uso del nivel para posicionar el contorno de la superficie reflectante en un plano perpendicular a la gravedad. De esta manera, el eje de la superficie reflectante queda en posición horizontal.

A continuación, se acciona el eje acimutal del concentrador para apuntar el eje hacia un muro que esté al menos a 5 m de distancia. En la Fig. 4.17 se muestra un esquema. Se busca que el eje de la superficie sea perpendicular al muro. Para ello, se marcan dos puntos de referencia en el muro (R y S) que estén a la misma altura que el eje del CDSP, empleando el nivel láser. Luego se determina la distancia de los extremos horizontales de la superficie (A y B) a cada punto de referencia, utilizando la estación total. Conociendo la posición de los puntos extremos a cada referencia ($\overline{AR}$ y $\overline{AS}$, y $\overline{BR}$ y $\overline{BS}$), y la distancia entre las referencias ($\overline{RS}$), se puede conocer la distancia de cada extremo al muro ($\overline{AA'}$ y $\overline{BB'}$). Si el eje del CSDP fuera perpendicular al

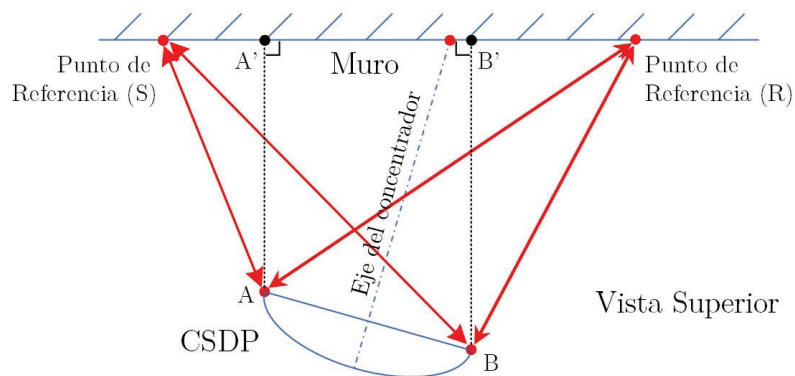


Figura 4.17: Proceso de calibración del sensor. Determinación de paralelismo con un muro.

muro, $\overline{AA'}$ sería igual a $\overline{BB'}$. Se procede a accionar el mecanismo acimutal hasta lograrlo. A continuación se marca en el muro la proyección del ojo de la cámara del sensor. Si el sensor estuviera perfectamente alineado con el eje de la superficie, este punto aparecería exactamente en el centro de la imagen de la cámara. Finalmente, se acciona el calibrador hasta lograr que ello ocurra.

Capítulo V

DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR Y FACTIBILIDAD DEL PROCESO

Como se adelantó en el Cap. IV, el diámetro de la apertura influye tanto en el desempeño óptico del CSDP como en las pérdidas térmicas del reactor-receptor. Las demás dimensiones reactor-receptor (D_c , L_c , D_r , L_r , E_c y E_i , Fig. 2.8) también tienen un efecto predominante en dichas pérdidas.

En el presente capítulo se aborda la Investigación específica 2. Empleando los modelos más actuales disponibles en la literatura para las pérdidas térmicas, y datos empíricos para la gasificación de biomasa lignocelulósica, se desarrolla una simulación numérica del reactor-receptor y del proceso industrial asociado. Una optimización de la producción total de gas de síntesis posibilita la determinación de las dimensiones del reactor. La simulación permite llevar a cabo las Investigaciones específicas 3, 4 y 5: se determina un límite superior para el rendimiento del proceso, se cuantifica la potencial recuperación de calor, y se evalúa la factibilidad de la utilización del desarrollo tecnológico de esta tesis a escala industrial.

5.1. Metodología

5.1.1. Simulación del reactor y del proceso

Como entrada de la simulación, se utilizan 16 semanas de datos minutales de irradiancia global horizontal en la Prov. de Mendoza. A partir de una revisión y selección de los modelos disponibles en la literatura, se calcula la irradiancia normal directa, la producción de calor y las pérdidas térmicas del reactor. A partir de datos empíricos para gasificación de biomasa lignocelulósica, se determina la entalpía de reacción, la composición del gas y el rendimiento de la "reacción" (Ec. 2.15). Empleando modelos de la cinética de la reacción y balance de entalpía, se calcula la temperatura instantánea del reactor y la producción de gas de síntesis. Finalmente, se verifica la consistencia de la simulación por balances globales e instantáneos de masa y entalpía.

Las corrientes de masa y energía que se definen para desarrollar la simulación se detallan en la Fig. 5.1. El proceso comienza cuando el flujo radiante solar normal directo ($\dot{Q}_{inc}$) impacta en la superficie reflectante del CSDP. La mayor parte es reflejada, a través de la apertura, dentro de la cavidad que conforma el receptor ($\dot{Q}_{inc}$). Las partes del reactor-receptor se ilustran en la Fig. 2.8. Una fracción es absorbida por las paredes internas del receptor, y el resto es reflejado de vuelta hacia la superficie reflectante ($\dot{Q}_{refl}$). La temperatura de las paredes internas del receptor (T_c) se incrementa, lo que provoca pérdidas térmicas al ambiente a través de la apertura por emisión ($\dot{Q}_{emis}$) y convección ($\dot{Q}_{conv}$). El calor restante es transmitido a través de las paredes del receptor hacia el medio de reacción (por conducción) y hacia las paredes internas del reactor (por radiación). Una porción del calor se pierde al ambiente por conducción a través del aislante ($\dot{Q}_{cond}$). El calor neto disponible en el medio de reacción ($\dot{Q}_{disp}$) alimenta la reacción global de gasificación o cambia la temperatura del reactor.

Una corriente variable de orujo seco ($\dot{m}_{or}$) ingresa al medio de reacción a temperatura ambiente. Adicionalmente, una corriente de vapor ($\dot{m}_{v(g)}$) se inyecta para mantener la presión parcial de vapor dentro del reactor. La gasificación se lleva a cabo haciendo uso del calor disponible. Una mezcla de gas de síntesis producido y vapor de agua ($\dot{n}_{syn} + \dot{n}_v$) sale del reactor a la temperatura del medio de reacción. Esta corriente de salida pasa por un intercambiador de calor, donde entrega parte de su calor sensible a la corriente de vapor que entra al reactor. Luego pasa por un evaporador de vacío (sin mezclarse) donde entrega tanto calor sensible como latente. Idealmente, todo el vapor presente en la corriente de salida sería condensado en esta etapa. Finalmente, la corriente de salida pasa por un condensador para ser enfriada a temperatura ambiente y, de esta manera, separar el agua y los alquitranes del gas. El calor entregado al condensador ($\dot{Q}_{enfr}$) representa una pérdida. El flujo frío de gas de síntesis ($\dot{n}_{syn}$) es almacenado.

Simultáneamente, la corriente de vapor que ingresa al reactor ($\dot{m}_{v(g)}$) es producida en el evaporador de vacío. Una corriente de agua ($\dot{m}_{v(\ell)}$) de igual magnitud entra al evaporador a temperatura ambiente. El evaporador tiene una presión absoluta (P_{evap}) lo suficientemente baja para permitir la transferencia de calor desde la corriente de salida del reactor. El flujo de calor transferido desde la corriente de salida puede ser mayor o menor que el requerido para vaporizar el agua de la corriente de entrada ($\dot{m}_{v(\ell)}$). Este hecho ocurre debido a las fluctuaciones en la irradiancia solar incidente y la cinética de reacción, como se describe en la Sec. 5.1.2.7. Cuando el calor recuperado de la corriente de salida es menor al requerido, una resistencia eléctrica provee calor adicional ($\dot{W}_{evap}$). Cuando es mayor, una fracción de la corriente de salida evade el evaporador y pasa directamente al condensador, donde su calor sensible y latente remanentes ($\dot{Q}_{nrec}$) se pierden. A continuación, el vapor producido por el evaporador ($\dot{m}_{v(g)}$) es comprimido hasta presión atmosférica. En ese proceso, su temperatura pasa de T_{evap} a $T_{v,inca,in}$. Luego entra

al intercambiador de calor, donde su temperatura aumenta a $T_{v, reac, in}$. Finalmente, se une al medio de reacción, que está a T_{reac} (aproximada por T_c).

Las variaciones en la irradiancia solar de entrada se compensan variando las corriente de entrada al reactor ($\dot{m}_{or}$ y $\dot{m}_{v(g)}$). Se aumentan cuando hay un incremento en la irradiancia para evitar que la temperatura del reactor aumente por encima de su valor objetivo. Se disminuyen cuando la irradiancia decrece. Si la tasa entrada de energía solar no es suficiente para mantener la temperatura objetivo, los flujos de entrada se detienen. En este caso, las reacciones continúan empleando el calor sensible y el orujo acumulados en el reactor hasta que la temperatura no sea suficiente para producir las reacciones. Como resultado, la corriente de salida de gas ($\dot{n}_{syn}$) es variable.

5.1.2. Modelos y datos empíricos

Se desarrolló un modelo numérico del reactor y del proceso para simular su desempeño. Los datos de entrada consisten en datos de resolución minutal de la irradiancia global horizontal en la Prov. de Mendoza (I_{GH}), así como de datos de resolución horaria para la temperatura (T_{amb}) y la velocidad del viento (V). A continuación se detallan los modelos utilizados en la simulación.

5.1.2.1. Irradiancia normal directa

La radiación solar que llega a la superficie de la tierra consiste de una fracción que ha sido previamente dispersada por la atmósfera, es decir, "radiación difusa", y una fracción que no la ha sido, la "radiación directa". La dirección de la radiación difusa ha sido modificada. Por ende, los concentradores de óptica con imagen como el CSDP, que aprovechan la radiación solar reflejándola hacia su punto focal, no pueden hacer uso de ella.

Los datos de entrada de I_{GH} fueron provistos por el Servicio Meteorológico Nacional de

Argentina. La irradiancia fue medida y registrada cada minuto con un piranómetro Kipp & Zonnen CM 11, en el Observatorio Meteorológico Mendoza. Se aplicó un filtro a los datos disponibles: sólo los días con al menos 1439 muestras (de un total posible de 1440) se utilizaron. Se emplearon datos pertenecientes a la temporada del orujo (de mediados de enero hasta fines de mayo): 14 días de datos de 2018 y 120 días de 2019.

Se han desarrollado diversos modelos para predecir la irradiancia normal directa (I_{DN}) a partir de la I_{GH} [54]. En particular, el modelo Boland-Ridley-Laurent (BRL) [142] se desempeña bien en el hemisferio sur en base horaria. Lemos *et al.* [90] lo ajustaron para una resolución minutal.

Se empleó el modelo BRL ajustado para predecir I_{DN} a partir de la base de datos empírica de I_{GH} . La I_{DN} se calculó prediciendo la fracción difusa instantánea (d), como se indica en las Ec. 5.1 a 5.5:

$$I_{DN} = \frac{(1 - d)I_{GH}}{\sin \alpha} \quad (5.1)$$

$$d = \frac{1}{1 + \exp(\beta_0 + \beta_1 k_T + \beta_2 AST + \beta_3 \alpha + \beta_4 K_T + \beta_5 \psi)} \quad (5.2)$$

$$k_T = \frac{I_{GH}}{I_{0H}} \quad (5.3)$$

$$K_T = \frac{\sum_{i=1}^{1440} I_{GH,i}}{\sum_{i=1}^{1440} I_{0H,i}} \quad (5.4)$$

$$\psi = \frac{k_{T,i-1} + k_{T,i+1}}{2} \quad (5.5)$$

La irradiancia horizontal extraterrestre (I_{0H}), como se muestra en la Ec. 5.6, y la hora solar aparente (AST), se determinan directamente de la posición geográfica y la fecha y hora locales.

Para el cálculo de los ángulos solares (ϕ , δ y ω) y la AST se utilizó el método descrito en [34].

$$I_{0H} = I_{SC} \left(1 + 0,033 \cos \frac{360^\circ n}{365} \right) (\cos \phi \cos \delta \cos \omega + \sin \phi \sin \delta) \quad (5.6)$$

Los eventos de realce por nubes se removieron de la base de datos de I_{GH} , como lo requiere el modelo BRL ajustado. Se reemplazaron por el valor para condiciones de cielo despejado (I_{GHC}). El criterio de filtrado fue $I_{GH}/I_{GHC} > 1,1$ [90]. La I_{GHC} se obtuvo del modelo simplificado de Solis [74] después de ajustar sus parámetros a los datos experimentales. 2,94 % de los datos de I_{GH} fueron reemplazados por I_{GHC} .

Se aplicaron pruebas de calidad a los datos predichos de I_{DN} . Como se lista en Lemos *et al.* [90], se aplicaron los primeros filtros, las verificaciones de plausibilidad, las verificaciones de consistencia, la prueba de variabilidad de datos y la prueba de condición nublada. Dentro del rango útil de datos ($\alpha > 7^\circ$), ningún valor predicho de I_{DN} tuvo que ser descartado.

Los valores predichos de d están graficados en función de los datos empíricos de k_T en la Fig. 5.2. Los datos resultantes de I_{DN} se ejemplifican en la Fig. 5.3, para un día despejado de febrero y un día despejado de mayo.

5.1.2.2. Superficie reflectante

El flujo radiante incidente en la superficie reflectante del CSDP ($\dot{Q}_{inc}$) está dado por la Ec. 5.7:

$$\dot{Q}_{inc} = I_{DN} \cdot \left[\pi \cdot \left(\frac{D_{sup}}{2} \right)^2 - A_{somb} \right] \quad (5.7)$$

El área sombreada (A_{somb}) se produce tanto por el reactor-receptor como por las barras que

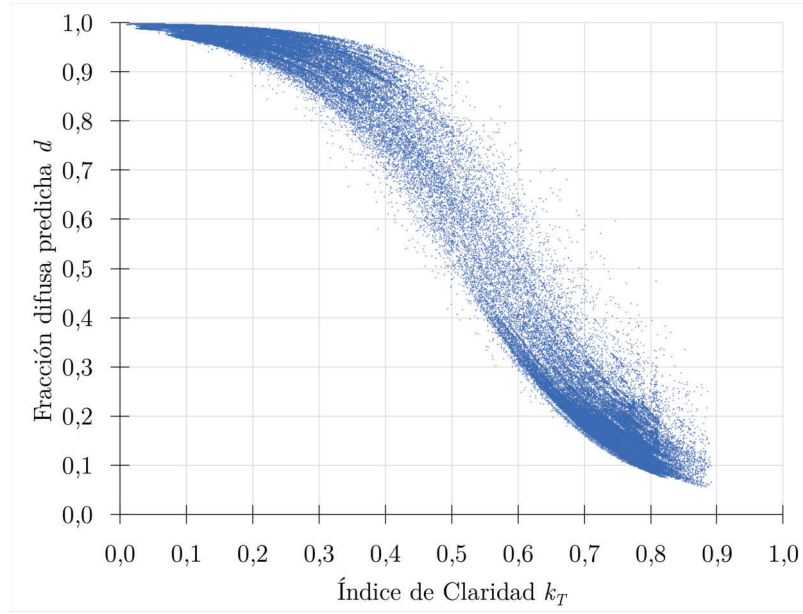


Figura 5.2: Datos de fracción difusa de la irradiancia predichos con el modelo BRL ajustado [87].

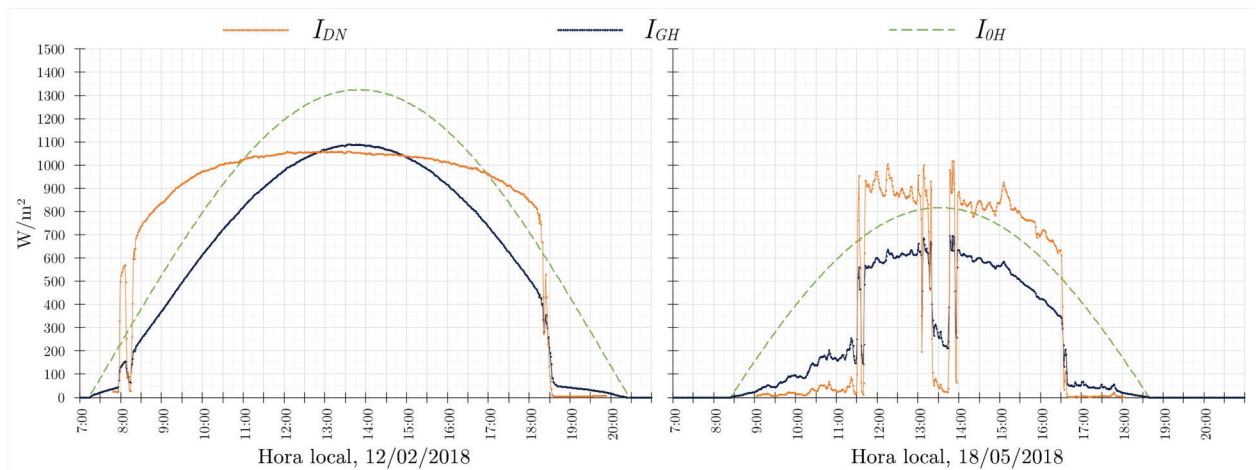


Figura 5.3: Datos de irradiancia solar para el 12 de febrero de y el 18 de mayo de 2018 [87].

lo sostienen, como lo detalla la Ec. 5.8:

$$A_{somb} = A_{somb,barr} + \pi \cdot (D_r/2 + E_c + E_i)^2 \quad (5.8)$$

El flujo radiante transmitido desde la superficie reflectante hasta la cavidad del receptor ($\dot{Q}_{int}$) depende de la reflectancia del material de la superficie (ρ) y del factor de intercepción (λ), como lo muestra la Ec. (5.9):

$$\dot{Q}_{int} = \dot{Q}_{inc} \cdot \rho \cdot \lambda \quad (5.9)$$

D_{sup} , $A_{somb,barr}$, y ρ son todos parámetros que dependen de la construcción del CSDP. Se consideran constantes en esta investigación y su valor está detallado en la Tabla 5.1. El factor de intercepción, por otro lado, se ve profundamente afectado por el diámetro de la apertura del receptor (D_a). Esto se detalló en el Cap IV. Un diámetro de apertura mayor implica un mayor factor de intercepción, ya que rayos con mayor error de dirección pueden entrar a la cavidad del receptor. Sin embargo, como se describe en la Sec. 5.1.2.3, las pérdidas de emisión y convección se incrementan con D_a . El análisis óptico realizado en el Cap IV permitió modelar la dependencia de λ con D_a mediante una regresión polinómica (Ec. 4.22). Esta regresión se utiliza en la presente simulación para determinar λ en la Ec. 5.9.

5.1.2.3. Reactor-receptor

Las pérdidas de calor que ocurren en la cavidad del receptor y en el reactor dependen fuertemente de las dimensiones que constituyen las variables de esta investigación (D_a , D_c , L_c , D_r , L_r , E_c y E_i , Fig. 2.8). En primer lugar, cuando el flujo radiante $\dot{Q}_{int}$ impacta en las superficies internas del receptor, una fracción es reflejada de vuelta hacia la superficie reflectante. Esta po-

tencia radiante reflejada ($\dot{Q}_{refl}$) se aproxima por el modelo representado en las Ec. 5.10 y 5.11 [34].

$$\dot{Q}_{refl} = (1 - \alpha_{efec}) \cdot \dot{Q}_{int} \quad (5.10)$$

$$\alpha_{efec} = \frac{0,93\alpha_s}{0,93\alpha_s + (1 - 0,93\alpha_s) \cdot (A_a/A_c)} \quad (5.11)$$

Tabla 5.1

Parámetros empleados en la simulación del reactor y del proceso [87].

Parámetro	Símbolo	Valor	Ref.
Superficie reflectante			
Diámetro [m]	D_{sup}	3,00	
Área sombreada por las barras [m ²]	$A_{somb,barr}$	0,120	
Reflectancia (aluminio anodizado)	ρ	0,910	[34]
Material del reactor-receptor - Acero Inoxidable SAE 310			
Absorbancia solar	α_s	0,42	[67]
Emisividad hemisférica (1200 K - oxidado)	ε	0,777	[158]
Calor específico (promedio 366 K - 1366 K) [J/(kg · K)]	$\bar{c}_{p,c}$	503	[157]
Densidad [kg/m ³]	ρ_c	7,850	
Conductividad térmica (1200 K) [W/(m · K)]	k_c	19,6	[159]
Material Aislante - Fibra cerámica Fiberfrax® Durablanket®			
Calor específico (1366 K) [J/(kg · K)]	$c_{p,i}$	1130	
Densidad [kg/m ³]	ρ_i	128	
Conductividad térmica [W/(m · K)]	$\bar{k}_i$	0,1119	
		477,1 K	0,045
		589,7 K	0,064
		700,2 K	0,083
		810,7 K	0,109
		922,2 K	0,140
		1.031,6 K	0,173
		1.145,2 K	0,209
		1.255,7 K	0,247
		1.366,2 K	0,288
Coefficientes de convección [W/(m² · K)]			
Pared externa del receptor hacia el medio de reacción	h_{reac}	200	[65]
Pared externa del aislante hacia el ambiente	h_i	10	

La absorbancia efectiva del receptor (α_{efec}) depende de la absorbancia solar del material del receptor (α_s) y de la relación entre el área de la apertura (A_a) y el área de las superficies internas del receptor (A_c). Estas áreas dependen de D_a y de D_c y L_c , respectivamente. El valor empleado para α_s se lista en la Tabla 5.1, y corresponde a acero inoxidable pulido. La Ec. 5.11, a pesar de ser una aproximación, representa adecuadamente el efecto de las dimensiones que se optimizan en esta investigación. La fuente principal de incertidumbre en realidad está dada por el valor de α_s , ya que puede variar con las características físicas de la superficie.

En segundo lugar, las paredes internas del receptor de cavidad emiten radiación térmica debido a su alta temperatura. Una fracción de esta radiación sale de la cavidad a través de la apertura ($\dot{Q}_{emis}$). Esta pérdida térmica de energía emitida se calcula asumiendo que las paredes del receptor son opacas, que emiten radiación hacia todas las direcciones por igual (son difusas), y que sus propiedades radiativas son independientes de la longitud de onda (grises). También se asume, como una aproximación, que las superficies son isotérmicas. La radiación emitida que sale de cada superficie a través de la apertura depende, por lo tanto, de su orientación relativa y sus dimensiones. Por ende, $\dot{Q}_{emis}$ se puede determinar por el factor de vista de las paredes internas del receptor hacia la apertura, como lo muestra la Ec. 5.12:

$$\dot{Q}_{emis} = \varepsilon \sigma T_c^4 (F_{lados \rightarrow a} \cdot A_{lados} + F_{base \rightarrow a} \cdot A_{base}) \quad (5.12)$$

En esta ecuación, A_{lados} representa el área de las paredes laterales del receptor ($\pi \cdot D_c \cdot L_c$), y A_{base} es el área de la base (o fondo) del receptor ($\pi \cdot D_c^2/4$). La radiación térmica emitida por la superficie reflectante se desprecia. Los factores de vista se calculan según las Ec. 5.13 a 5.15 [72]:

$$F_{lados \rightarrow a} = \frac{A_a}{A_{lados}} F_{a \rightarrow lados} \quad (5.13)$$

$$F_{base \rightarrow a} = \frac{A_a}{A_{base}}(1 - F_{a \rightarrow side}) \quad (5.14)$$

$$F_{a \rightarrow lados} = \frac{1}{2} \left(1 - \left(\frac{D_c}{D_a} \right)^2 - \left(\frac{L_c}{D_a/2} \right)^2 + \sqrt{\left[1 - \left(\frac{D_c}{D_a} \right)^2 - \left(\frac{L_c}{D_a/2} \right)^2 \right]^2 - 4 \left(\frac{D_c}{D_a} \right)^2} \right) \quad (5.15)$$

Hay que destacar que la irradiancia que impacta en la superficies internas del receptor no es uniforme. En realidad, en las paredes del receptor existe un gradiente de temperatura, que puede afectar al valor calculado para $\dot{Q}_{emis}$. Introducir este hecho en el modelo agregaría excesiva complejidad y obstruiría el proceso de optimización de las dimensiones. Por lo tanto, el autor de esta tesis considera que la influencia de las dimensiones en las pérdidas de emisión están suficientemente bien representadas por la Ec. 5.12 dentro de los objetivos de la Investigación específica 2.

En tercer lugar, ocurren pérdidas de convección natural y forzada a través de la apertura. Una extensa revisión de la literatura sobre pérdidas de convección en receptores de cavidad se presenta en [175]. El modelo modificado de Paitoonsurikarn y Lovegrove [127] se emplea en esta investigación para predecir las pérdidas de convección en el receptor de cavidad. Este modelo fue desarrollado para cavidades cilíndricas con dimensiones similares a las consideradas en el dispositivo tecnológico de esta tesis, y fue validado experimentalmente a temperaturas de 723 K a 923 K [153]. Las pérdidas de convección natural ($\dot{Q}_{conv,nat}$) están dadas por las Ec. 5.16 a 5.19. Dependen de la temperatura de la cavidad, (T_c), de la temperatura ambiente (T_{amb}), del área de las superficies internas del receptor (A_c), de las propiedades instantáneas del aire (Nu) y (Ra), y de la escala de longitud de conjunto (L_e). El parámetro L_e está dado por el ángulo de elevación solar (α), D_c , L_c y D_a de acuerdo con la Ec. 5.19. Las propiedades del aire

se consideran a la temperatura promedio entre T_c y T_{amb} .

$$\dot{Q}_{conv,nat} = h_{conv,nat} A_c (T_c - T_{amb}) \quad (5.16)$$

$$h_{conv,nat} = Nu \cdot k_{air} / L_e \quad (5.17)$$

$$Nu = 0,0196 Ra^{0,41} Pr^{0,13} \quad (5.18)$$

$$L_e = \left| 4,08 \cos^{5,41}(\alpha - 0,11) \cdot D_c - 1,17 \cos^{7,17}(\alpha - 0,3) \cdot L_c + 0,07 \cos^{1,99}(\alpha - 0,08) \cdot D_a \right| \quad (5.19)$$

Las pérdidas de convección forzada en el receptor son causadas por el viento. Dependen no sólo de las dimensiones de la cavidad y de la velocidad del viento (V), sino también de su orientación relativa. Además, la superficie reflectante ejerce sobre el receptor un efecto de protección frente al viento. Como concluyen Wu *et al.* [175], los resultados de investigación para las pérdidas de convección bajo el efecto del viento muestran algunas inconsistencias. La estimación numérica realizada por Taumoeolau *et al.* [128] se hizo para una geometría de receptor de cavidad similar a la del receptor de esta tesis. Sin embargo, no ha sido validada experimentalmente. Otro inconveniente es que no se dispone de datos sobre la dirección del viento. Para representar las pérdidas de convección forzada en la simulación se optó, como elección conservadora, por el modelo de Ma [98] para viento paralelo al plano de la apertura. El modelo de Ma fue validado empíricamente para un receptor de cavidad de mayores dimensiones. Sin embargo, predice pérdidas similares (levemente mayores) a las del modelo de Taumoeolau *et al.* [128] si la velocidad del viento es menor a 10 m/s (36 km/h), la cual es aproximadamente el límite de trabajo del CSDP desarrollado en esta tesis (39 km/h, Sec. 4.2.1). Las pérdidas de convección forzada ($\dot{Q}_{conv,forz}$) se determinan de la misma manera que $Q_{conv,nat}$ en la Ec. 5.16. En este caso, el coeficiente de convección ($h_{conv,forz}$) está dado por la Ec. 5.20, sobre la que no

influyen las dimensiones del reactor-receptor. Por lo tanto, el efecto de las pérdidas de convección forzada no se tiene en cuenta en el proceso de optimización. Las pérdidas de convección totales son la suma de $Q_{conv,nat}$ y $Q_{conv,forz}$.

$$h_{conv,forz} = 0,1904 \cdot W^{1,849} \quad (5.20)$$

En cuarto y último lugar, el reactor soporta pérdidas de conducción a través del material del aislante. Están predominantemente influenciadas por el espesor del mismo (E_i), las propiedades del material (conductividad térmica k_i , densidad ρ_i , calor específico $c_{p,i}$), y el área externa del aislante. Las propiedades del aislante se listan en la Tabla 5.1. Fueron provistas por el fabricante del material.

Típicamente, se requerirían varias horas para que el aislante alcance un estado estacionario de transferencia de calor. Sin embargo, su superficie interna (y por lo tanto, el reactor) llegará mucho más rápido a una temperatura suficiente para llevar a cabo las reacciones de gasificación. Se desarrolló un modelo simple para tener en cuenta este efecto transitorio, de manera de poder incluirlo en el proceso de optimización de las dimensiones. La precisión de este modelo se verificó comparándolo con un análisis térmico transitorio desarrollado en el software *ANSYS Mechanical v18.2*. Esta verificación se presenta en la Sec. 5.1.3.

En el modelo desarrollado para las pérdidas de conducción, se divide al aislante en tres capas, como lo muestra la Fig. 5.4. Estas capas representan una serie de tres resistencias de conducción ($R_{i,1}$, $R_{i,2}$ y $R_{i,3}$) y una resistencia de convección ($R_{i,4}$), como se ilustra en la Ec. 5.21:

$$R_i = R_{i,1} + R_{i,2} + R_{i,3} + R_{i,4} \quad (5.21)$$

Cada una de estas tres capas está a su vez compuesta por resistencias en paralelo: una pared

cilíndrica, una pared plana circular en la base, una pared plana en el frente, y dos bordes. Estas resistencias están dadas por las Ec. 5.22 a 5.26. En estas ecuaciones, l representa el número de la capa (siendo $l = 1$ la capa interna). La Ec. 5.26 se adoptó como una aproximación a partir del factor de forma para conducción de un borde de dos paredes planas contiguas de igual espesor [23].

$$R_{i,l} = [R_{cil,l}^{-1} + R_{frente,l}^{-1} + R_{base,l}^{-1} + 2 \cdot R_{borde,l}^{-1}]^{-1} \quad (5.22)$$

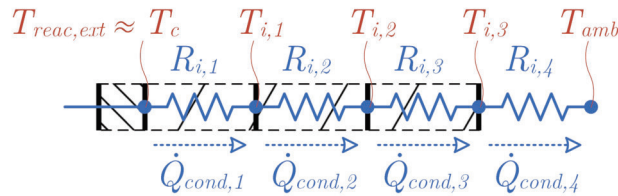
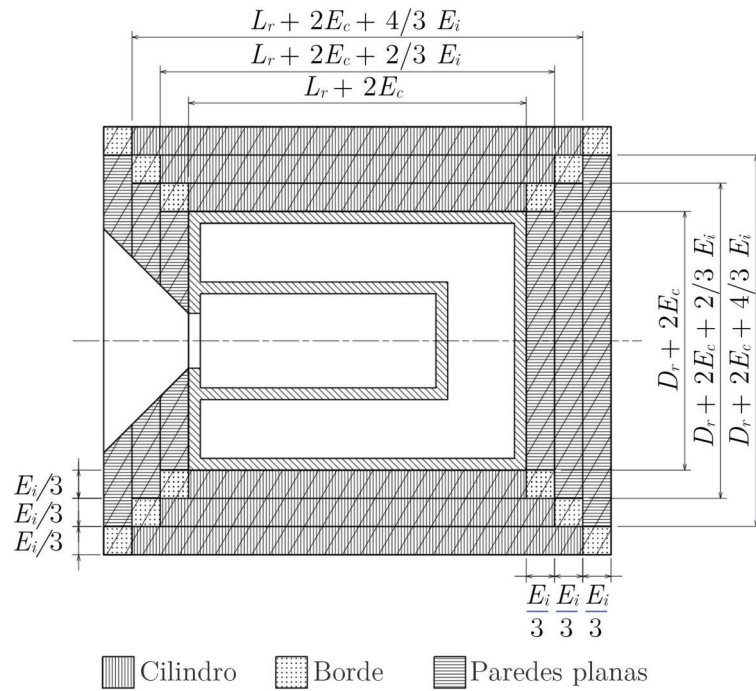


Figura 5.4: Subdivisión del material aislante en tres capas para el cálculo de transferencia de calor transitoria de las pérdidas de conducción [87].

$$R_{cil,l} = \frac{\ln \left(\frac{D_r/2 + E_c + E_i \cdot (l-1)/3}{D_r/2 + E_c + E_i \cdot l/3} \right)}{k_i 2\pi (L_r + 2E_c + 2E_i \cdot (l-1)/3)} \quad (5.23)$$

$$R_{frente,l} = \frac{E_i/3}{k_i \cdot (D_r/2 + E_c + E_i \cdot (l-1)/3)^2} \quad (5.24)$$

$$R_{base,l} = \frac{E_i/3}{k_i \cdot [(D_r/2 + E_c + E_i \cdot (l-1)/3)^2 - (D_a/2)^2]} \quad (5.25)$$

$$R_{borde,l} = \frac{1}{k_i \cdot 0,54 \cdot \pi (D_r + 2E_c + 2E_i \cdot (l-1)/3)} \quad (5.26)$$

La resistencia de convección $R_{i,4}$ representa las pérdidas de convección desde la superficie externa del aislante al ambiente. No tienen un efecto predominante y por ende se calculan con la Ec. 5.27 usando un coeficiente de convección conservador (h_i) de $10 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

$$R_{i,4} = \left(h_i \cdot \left[\pi (D_r + 2E_c + 2E_i) (L_r + 2E_c + 2E_i) + 2 \cdot \pi (D_r/2 + E_c + E_i)^2 - \pi (D_a/2)^2 \right] \right)^{-1} \quad (5.27)$$

El circuito de resistencias térmicas se ilustra en la Fig. 5.4. La temperatura de la superficie interna del aislante se considera igual a T_c . $\dot{Q}_{cond,1}$ representa la tasa de transferencia de calor desde el reactor a la primera capa de aislante. $\dot{Q}_{cond,4}$ simboliza la tasa de transferencia de calor al ambiente desde la tercera y última capa de aislante. $T_{i,1}$, $T_{i,2}$ y $T_{i,3}$ representan la temperaturas promediadas en toda la superficie externa de cada capa. Los flujos de calor $\dot{Q}_{cond,1}$, $\dot{Q}_{cond,2}$, $\dot{Q}_{cond,3}$ y $\dot{Q}_{cond,4}$ se calculan en cada intervalo de tiempo de acuerdo a la Ec. 5.28. Los valores de temperatura empleados en esta ecuación son los calculados en el intervalo de tiempo previo (denotados con el subíndice *prev*). Para la capa interna ($l = 1$), $T_{i,l-1,prev}$ es $T_{c,prev}$. Para $l = 4$, $T_{l,prev}$ es $T_{amb,prev}$.

$$\dot{Q}_{cond,l} = \frac{T_{i,l-1,prev} - T_{l,prev}}{R_{i,l}} \quad (5.28)$$

Las temperaturas $T_{i,1}$, $T_{i,2}$ y $T_{i,3}$ se calculan a través de un balance de energía de la capa

para el intervalo de tiempo. Esto se muestra en la Ec. 5.29, donde V_l representa el volumen de la capa.

$$T_{i,l} = T_{i,l,prev} + \frac{60s}{V_l \rho_i c_{p,i}} (\dot{Q}_{cond,l} - \dot{Q}_{cond,l+1}) \quad (5.29)$$

5.1.2.4. Calor Disponible

El calor disponible para que se lleven a cabo las reacciones o para que cambie la temperatura del reactor-receptor ($\dot{Q}_{disp}$) es el que efectivamente se transmite al medio de reacción, como lo muestra la Ec. 5.30.

$$\dot{Q}_{disp} = \dot{Q}_{int} - (\dot{Q}_{refl} + \dot{Q}_{emis} + \dot{Q}_{conv} + \dot{Q}_{cond,1}) \quad (5.30)$$

Sin embargo, es necesario garantizar que la tasa de flujo de calor recibida por la cavidad del receptor puede efectivamente ser transferida al medio de reacción. De lo contrario, la temperatura del receptor de cavidad se incrementará más allá del límite del material antes de que el medio de reacción alcance la temperatura objetivo. Se realizó un análisis de la transferencia de calor para estimar la tasa de flujo de calor evacuado desde el receptor hacia el medio de reacción.

Una porción del medio de reacción se muestra en detalle en la Fig. 5.5. La temperaturas de las paredes interna y externa del receptor de cavidad se representan con T_c y $T_{c,ext}$, respectivamente. T_{reac} representa la temperatura del medio de reacción es decir, de la mezcla de vapor y gas de síntesis. $T_{reac,inter}$ simboliza la temperatura de las paredes internas del reactor. La tasa neta de flujo de calor transmitido a las paredes internas del receptor ($\dot{Q}_{transm}$), está dada por la Ec. (5.31).

$$\dot{Q}_{transm} = \dot{Q}_{int} - (\dot{Q}_{refl} + \dot{Q}_{emis} + \dot{Q}_{conv}) \quad (5.31)$$

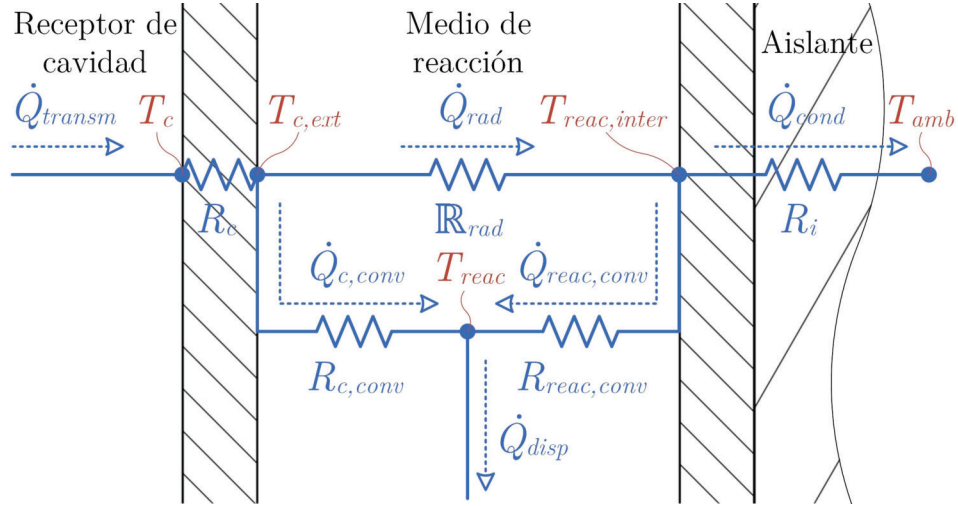


Figura 5.5: Análisis estacionario de transferencia de calor desde el receptor de cavidad al medio de reacción bajo las condiciones más desfavorables [87].

En este análisis, se asume un estado estacionario de transferencia de calor bajo las condiciones más desfavorables. Esto es, T_c a la máxima temperatura permitida por el material (1273,15 K); T_{reac} a la temperatura objetivo del medio de reacción (1200 K); y $\dot{Q}_{transm}$ en su máximo valor. Este último ocurre al mediodía solar, cuando la irradiancia solar se encuentra en su pico (máximo $\dot{Q}_{int}$), y las pérdidas de convección en su mínimo ($\alpha = 80^\circ$ y $V = 0$ m/s). El máximo $\dot{Q}_{int}$ calculado fue 6,80 kW. El valor de $\dot{Q}_{transm}$ depende de las dimensiones del reactor-receptor. Su máximo variará en el proceso de optimización.

Como se señaló en la Sec. 5.1.2.3, la temperatura de las paredes internas del receptor no es uniforme. En su superficie externa, la distribución espacial de la temperatura también se ve afectada por la dinámica de fluidos del medio del medio de reacción. Por lo tanto, la transferencia de calor varía localmente. En esta investigación se intenta estimar la capacidad global del receptor para evacuar el calor y, al mismo tiempo, mantener la simplicidad del proceso de optimización. Por ende, se asume que las temperaturas están uniformemente distribuidas en las superficies. Adicionalmente, se fija el coeficiente de convección hacia el medio de reacción

(h_{reac}) en $200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ como una elección conservadora de entre los valores empleados en [65]. La T_{amb} se asume en $293,15 \text{ K}$. Se necesita un análisis adicional que involucre la dinámica de fluidos y la distribución no uniforme de la temperatura para determinar con mayor certeza si pueden ocurrir puntos con temperatura excesiva. Este análisis se aborda en el Cap. VI (Sec. 6.3). Además, si en el proceso de optimización de esta investigación, la capacidad de evacuación de calor del receptor resultara ser un factor limitante, dicho análisis adicional se volvería imprescindible para confirmar esta capacidad.

La transferencia de calor dentro del reactor se describe a continuación. $\dot{Q}_{transm}$ se transfiere enteramente por conducción desde las paredes internas del receptor hacia sus paredes externas. Una parte del mismo, $\dot{Q}_{rad}$, se irradia hacia las paredes internas del reactor, mientras que la otra, $\dot{Q}_{c,conv}$, se transfiere por convección al medio de reacción. Las paredes internas del reactor entregan calor al medio de reacción ($\dot{Q}_{reac,conv}$) por el mismo mecanismo. También pierden calor hacia el ambiente ($\dot{Q}_{cond}$). La radiación al medio de reacción se desprecia. El circuito de resistencias térmicas resultante se muestra en la Fig. 5.5. El calor disponible ($\dot{Q}_{disp}$) está dado por la convección tanto desde las paredes externas del receptor como desde las paredes internas del reactor ($\dot{Q}_{c,conv} + \dot{Q}_{reac,conv}$).

Las ecuaciones que describen la transferencia de calor se detallan a continuación. $T_{c,ext}$ se obtiene de $\dot{Q}_{transm}$ y de la resistencia de conducción a través de las paredes de la cavidad (R_c), que está dada por la Ec. 5.32.

$$R_c = \left[\left(\frac{E_c}{k_c \pi (D_c/2 + E_c)^2} \right)^{-1} + \left(\frac{\ln \left(\frac{D_c/2 + E_c}{D_c} \right)}{2\pi k_c (L_c + E_c)} \right)^{-1} \right]^{-1} \quad (5.32)$$

Se asume que las paredes externas del receptor y las paredes internas del reactor son difusas, grises y opacas. Tienen áreas $A_{c,ext}$ y $A_{reac,inter}$, respectivamente, descritas por las Ec. 5.33 y

5.34. Como forman un recinto cerrado, la tasa neta de calor que intercambian se describe con las Ec. 5.35 y 5.36 [23].

$$A_{c,ext} = \pi(D_c/2 + E_c)^2 + \pi(D_c + 2E_c)(L_c + E_c) \quad (5.33)$$

$$A_{reac,inter} = \pi D_r L_r + 2\pi(D_r/2)^2 - \pi(D_c/2 + E_c)^2 \quad (5.34)$$

$$\mathbb{R}_{rad} = \frac{1 - \varepsilon_{hem}}{A_{c,ext} \cdot \varepsilon_{hem}} + \frac{1}{A_{c,ext}} + \frac{1 - \varepsilon_{hem}}{A_{reac,inter} \cdot \varepsilon_{hem}} \quad (5.35)$$

$$\dot{Q}_{rad} = \frac{\sigma (T_{c,ext}^4 - T_{reac,inter}^4)}{\mathbb{R}_{rad}} \quad (5.36)$$

La convección al medio de reacción se representa con las Ec. 5.37 y 5.38. Por otro lado, $\dot{Q}_{cond}$ está dado en estado estacionario por la Ec. 5.39.

$$\dot{Q}_{c,conv} = h_{reac} A_{c,ext} (T_{c,ext} - T_{reac}) \quad (5.37)$$

$$\dot{Q}_{reac,conv} = h_{reac} A_{reac,inter} (T_{reac} - T_{reac,inter}) \quad (5.38)$$

$$\dot{Q}_{cond} = \frac{T_{reac,inter} - T_{amb}}{R_i} \quad (5.39)$$

Bajo las condiciones analizadas, el límite de evacuación de calor desde el receptor es la suma del calor que se transfiere por convección al medio de reacción ($\dot{Q}_{c,conv}$) y el que se irradia a las paredes internas del reactor ($\dot{Q}_{rad}$). Para determinar el valor de este límite, primero es necesario determinar el valor de $T_{reac,inter}$.

Un balance de energía de las paredes internas del reactor se muestra en la Ec. 5.40. De manera similar, la Ec. 5.41 muestra el balance para las paredes externas del receptor. Reemplazando ambas ecuaciones en la Ec. 5.38, se obtiene la Ec. 5.42. Esta ecuación incluye a $\dot{Q}_{cond}$,

el cual requiere conocer $T_{reac,inter}$. Como una simplificación conservadora, $\dot{Q}_{cond}$ se calcula de la Ec. 5.39 sustituyendo $T_{reac,inter}$ por la temperatura objetivo (T_{reac}). De esta manera, se puede obtener $T_{reac,inter}$, y así calcular $\dot{Q}_{rad}$.

$$\dot{Q}_{reac,conv} = \dot{Q}_{rad} - \dot{Q}_{cond} \quad (5.40)$$

$$\dot{Q}_{rad} = \dot{Q}_{transm} - \dot{Q}_{c,conv} \quad (5.41)$$

$$T_{reac,inter} = \frac{\dot{Q}_{transm} - \dot{Q}_{c,conv} - \dot{Q}_{cond}}{h_{reac}A_{reac}} + T_{reac} \quad (5.42)$$

Como resultado del análisis anterior, se establece una restricción para el proceso de optimización. La misma establece que la capacidad de evacuación de calor del receptor (que depende de las dimensiones del reactor-receptor) debe ser al menos la máxima tasa neta de calor transmitido a sus paredes internas. Esto está expresado en la Ec. 5.43:

$$\dot{Q}_{c,conv} + \dot{Q}_{rad} \geq \dot{Q}_{transm} \quad (5.43)$$

5.1.2.5. Rendimiento global de las reacciones de pirólisis y gasificación

Como se indicó en la Sec. 2.1.2.4, el proceso global de pirólisis y gasificación de biomasa difiere del equilibrio termodinámico (Ec. 2.1). Los resultados experimentales para biomasa lignocelulósica producen cantidades significativas de CO_2 , CH_4 , C_xH_y y alquitranes (Ec. 2.15).

La composición de los productos y la extensión de la conversión de carbono dependen principalmente de las condiciones en las que se producen las reacciones, a saber: temperatura, relación vapor-biomasa, tamaño de las partículas, tiempo de residencia del gas [133], y empleo de catalizadores. Este hecho se ejemplifica en los disímiles resultados reportados en [24], [92], [32], [68], [184] y [63].

El tipo de biomasa lignocelulósica empleado, sin embargo, no parece tener una influencia significativa en la composición de los productos cuando se la analiza por mol de C . Lapuerta *et al.* [84] concluyeron que "los resultados muestran diferencias no muy significativas entre los diferentes residuos biomásicos ensayados". Este hecho también se ve evidenciado por la similitud entre los resultados reportados por Hathaway *et al.* [63] para tres tipos distintos de biomásas lignocelulósicas. En similar sentido, Detournay *et al.* [32] concluyen que los resultados experimentales se alejan mucho del equilibrio termodinámico, y que "el tipo de biomasa (roble o abeto) sólo tiene un efecto pequeño en los resultados teóricos y experimentales".

La gasificación del orujo no presenta resultados particularmente diferentes a los de las demás especies de biomasa lignocelulósica. Hernández *et al.* [68] argumentan a favor de ello cuando establecen que "el orujo desalcoholizado ha demostrado ser un combustible biomásico interesante, ya que el gas de gasógeno [(gas de síntesis)] resultante es similar al obtenido de otros tipos de combustibles biomásicos a pesar de su bajo contenido volátil, siendo este efecto atribuido al efecto catalítico del alto contenido de K_2O y CaO presente en sus cenizas".

A fin de estimar el consumo energético del reactor y su rendimiento de gas de síntesis, se debe determinar la estequiometría de la reacción global (Ec. 2.15). Como muestra la Tabla 2.1, los resultados del análisis próximo y elemental son razonablemente consistentes entre las distintas fuentes. A fin de estimar el resultado global de la gasificación de orujo en vapor, se seleccionan los valores reportados por Hernández *et al.* [70].

A su vez, se asume que la composición del gas de síntesis producido a partir del orujo sigue los resultados experimentales reportados por Hathaway *et al.* [63]. Las condiciones experimentales con las que trabajan estos autores implican un reactor de lote, alimentado con muestras de biomasa seca triturada, a 1200 K, sin catalizador y presión parcial de vapor de 72 kPa. A juicio del autor de esta tesis, estas condiciones son suficientemente similares a las del medio

de reacción del reactor de gasificación solar diseñado. La Tabla 5.2 muestra el rendimiento por mol de C de las especies de biomasa en la experiencia de Hathaway *et al.* [63]. Los valores se extrajeron con software de digitalización de gráficos. Se asume que la composición del gas obtenido por pirólisis y gasificación combinadas del orujo corresponde al promedio de las tres especies de la tabla.

A partir de la cantidad de moles de C presentes en el de orujo y el rendimiento de cada compuesto gaseoso en la Tabla 5.2, se determinó la estequiometría para gasificación y pirólisis combinadas de 1 kg_{seco} de orujo. La misma se muestra en la Ec. 5.44. Incluye 79,4 g de ceniza que permanecen inalterados durante la reacción. El coeficiente estequiométrico del H_2O se determinó balanceando el O . Se asume que los elementos restantes que balancean la estequiometría están presentes en el alquitrán. Un balance de masa de la Ec. 5.44 determina que se producen 70,1 g del mismo. El PCI del gas de síntesis resultante es $11,53 \text{ MJ/Nm}^3$.

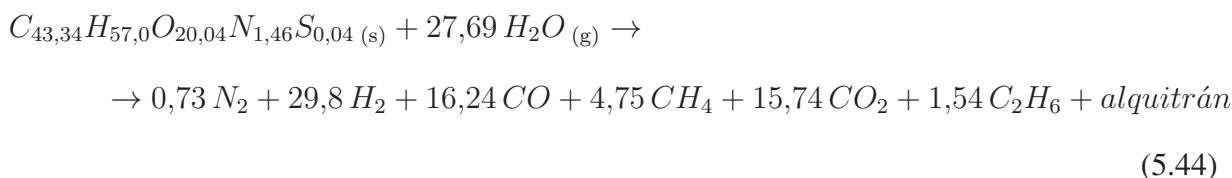


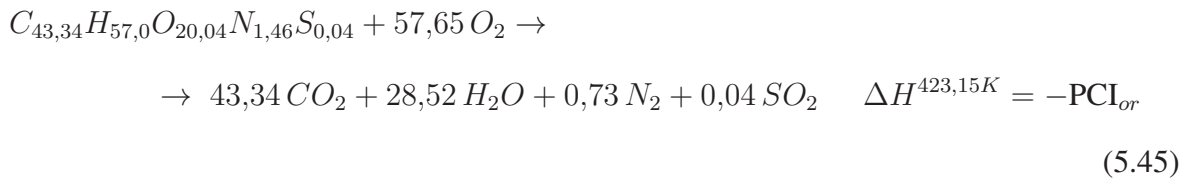
Tabla 5.2

Rendimiento de gases por mol de C de la pirólisis y gasificación en vapor combinadas sin catalizador, extraído de [63].

	Rendimiento de gases [mol/mol C]			
	Mezcla de pastos perennes	Rastrojo de maíz	Pasto varilla	Promedio
H_2	$0,662 \pm 0,033$	$0,768 \pm 0,017$	$0,634 \pm 0,015$	0,688
CO	$0,389 \pm 0,015$	$0,396 \pm 0,036$	$0,339 \pm 0,015$	0,375
CO_2	$0,363 \pm 0,016$	$0,355 \pm 0,030$	$0,372 \pm 0,011$	0,363
CH_4	$0,118 \pm 0,009$	$0,096 \pm 0,007$	$0,108 \pm 0,006$	0,107
C_2H_x	$0,040 \pm 0,003$	$0,030 \pm 0,004$	$0,036 \pm 0,003$	0,036
Total	$1,572 \pm 0,073$	$1,646 \pm 0,094$	$1,489 \pm 0,050$	1,569
X_C	$95,0 \% \pm 4,5 \%$	$90,8 \% \pm 8,2 \%$	$89,1 \% \pm 3,9 \%$	91,6 %

Hay que destacar que una estequiometría invariable no representa de manera precisa el desempeño del reactor en regímenes no estacionarios. En estos casos, las condiciones de reacción varían, en particular el tiempo de residencia del gas (tasa de flujo de gas) y la temperatura. Sin embargo, sí se puede asegurar que la Ec. 5.44 representa un límite superior para los rendimientos reales de gas y energía del reactor. Esto se debe a que la variabilidad en las condiciones de reacción mencionadas sólo puede empeorar dichos rendimientos (menor temperatura y menor tiempo de residencia).

El cambio de entalpía (y por ende, el consumo energético) de la reacción representada por la Ec. 5.44 (Δh_{gasif}^{1200K}) se determinó a partir de la diferencia de entalpía entre los productos y reactivos, ambos a 1200 K. Para lograr esto, se requirió determinar la entalpía de formación estándar de 1 kg_{seco} de orujo ($h_{f,or}^\circ$). La $h_{f,or}^\circ$ se calculó en base al PCI, dado que el mismo representa el calor total liberado cuando 1 kg_{seco} de orujo se combustiona completamente con una cantidad estequiométrica de O y se enfrían los productos a 423,15 K, tal como lo representa la Ec. 5.45:



Los valores empleados para el calor específico del orujo y de la ceniza se listan en la Tabla 5.3. Se asumió que el alquitrán producido tiene la misma entalpía que el orujo. Los valores determinados son $h_{f,or}^\circ = -3555$ kJ/kg y $\Delta h_{gasif}^{1200K} = 1776$ kJ/kg.

La velocidad de reacción varía con el tiempo desde el ingreso al reactor. Dentro del primer minuto, se completa la pirólisis y se produce un total de 0,625 mol/mol C de los gases listados en la Tabla 5.2. Este valor se determinó por integración numérica de la curvas de velocidad de

Tabla 5.3

Entalpías de formación estándar y calores específicos promedio (entre 293,15 K y 1273,15 K) empleados en los balances de energía [87].

	h_f° [kJ/kg]	$\bar{c}_p$ [kJ/(kg·K)]
Gas de síntesis	-6276	1,932
Orujo	-3555	1,508
Alquitrán	-3555	1,470
Ceniza	–	1,600

producción de gas reportadas en [63]. Las tres curvas corresponden a las especies de biomasa de la Tabla 5.2, y no presentan variación significativa cuando no se utiliza catalizador. Además, se asume que la estequiometría de la reacción es constante a lo largo del avance de la reacción. Por ende, luego de 1 min desde el ingreso al reactor, se ha consumido el 39,4 % de la masa inicial de orujo seco.

Luego de este primer minuto, se asume que la velocidad de reacción para la masa restante sigue el modelo de poro aleatorio desarrollado por Ahmed *et al.* [4] para gasificación de *char* bajo 60 kPa de presión parcial de vapor. La velocidad de reacción para esta masa se describe con la Ec. 2.16, asumiendo que la conversión de carbono (X_C) es cero al momento de inicio de aplicación del modelo. Se requieren 28 min más para que la masa restante se consuma. En ese momento (minuto 29 desde el ingreso al reactor), 99,9 % de la masa que inicialmente se agregó al reactor ha completado la reacción de acuerdo a la Ec. 5.44.

Hay que destacar que el consumo de energía asociado cambio de entalpía (Δh_{gasif}^{1200K}) probablemente no es proporcional al avance de reacción. Es sabido que las reacciones asociadas a la pirólisis son globalmente menos endotérmicas que las asociadas a la gasificación, y por ende, la producción de gas durante el primer minuto puede requerir menos energía por mol de gas producido que la producción durante los 28 min restantes. Sin embargo, hasta donde pudo constatar el autor de esta tesis, no se han reportado datos en la literatura sobre la tasa de con-

sumo de energía de la pirólisis y gasificación de biomasa combinadas. En esta investigación se considera que la mejor estimación disponible es asumir estequiometría constante a lo largo del avance de reacción y cambio de entalpía proporcional al mismo. Se requiere un posterior estudio empírico para mejorar este supuesto.

Se asume además que la incorporación de orujo adicional al reactor no afecta la estequiometría y velocidad de reacción del orujo añadido previamente. Además, se considera que cada vez que la temperatura del medio de reacción desciende a menos de 1073 K, la reacción se detiene. Cuando el medio de reacción vuelve a alcanzar los 1073 K, la masa no reaccionada presente en el reactor en ese momento reinicia el proceso de gasificación de acuerdo a las Ec. 5.44 y 2.16.

5.1.2.6. Determinación de la temperatura del medio de reacción

El proceso asociado al dispositivo tecnológico presentado en la Fig. 5.1 se simula utilizando pasos temporales de 1 min. En la simulación, se calcula la temperatura del medio de reacción (T_{reac}) cada minuto por medio de un balance de entalpía. Luego se la emplea para determinar la tasa de flujo másico de orujo seco ($\dot{m}_{or}$) que necesita ser agregado al medio de reacción en el siguiente paso temporal para mantener T_{reac} en el valor objetivo de 1200 K.

Por simplicidad, se considera que la temperatura del medio de reacción (T_{reac}) es igual a la temperatura de las paredes internas del receptor de cavidad (T_c). Esto se justifica por el hecho de que, como se estableció en la Sec. 5.1.2.4, las dimensiones optimizadas del reactor-receptor están restringidas de manera que permitan una transferencia de calor completa desde el receptor al medio de reacción bajo una diferencia de temperatura de sólo 73,15 K. En otras palabras, la resistencia térmica entre las paredes internas del receptor y el medio de reacción no es dominante.

El reactor-receptor se analiza termodinámicamente como un sistema abierto no estacionario.

La dinámica de fluidos no se tiene en cuenta en esta investigación. El volumen de control incluye el medio de reacción, el material del reactor y el receptor de cavidad. Se realiza un balance de energía para cada paso temporal a fin de determinar T_c . Dentro del paso temporal, los flujos entrantes y salientes se consideran uniformes y estacionarios. La composición de la corriente de gases que sale del reactor se determina considerando que se mezclan perfectamente tanto la corriente entrante de vapor como los gases previamente presentes en el reactor y los gases producidos por la reacción. Las pérdidas térmicas se calculan empleando la temperatura del reactor en el minuto previo ($T_{c,prev}$).

El balance de masa del volumen de control se muestra en la Ec. 5.46. En esta ecuación, Δ representa la diferencia entre los valores al final del minuto actual y los valores al final del minuto previo.

$$\begin{aligned}
 & [m_{or} + m_{v(g)}] - [n_{syn}\bar{M}_{syn} + n_{v(g)}M_v] + \\
 & [m_{alq,prod} + m_{cen,prod} + n_{syn,prod}\bar{M}_{syn}] - [m_{or,cons} + m_{v(g),cons}] \\
 & = \Delta [m_{or,acum} + m_{alq,acum} + m_{cen,acum} + n_{syn,acum}\bar{M}_{syn} + n_{v(g),acum}M_v]
 \end{aligned} \tag{5.46}$$

La cantidad de orujo que se consume en el minuto actual ($m_{or,cons}$) está determinada por los valores de orujo agregado al reactor (m_{or}) correspondientes a los treinta pasos temporales anteriores (30 min previos), como se describió en la Sec. 5.1.2.5. Los valores de $m_{alq,prod}$, $m_{cen,prod}$, $n_{syn,prod}$ y $m_{v(g),cons}$ se obtienen directamente de $m_{or,cons}$ de acuerdo a la estequiometría descrita en la Ec. 5.44.

El flujo de vapor entrante ($m_{v(g)}$) es controlado por el compresor. Su objetivo es mantener la presión parcial de vapor en el medio de reacción en 60 kPa. Por simplicidad, se calcula como una función del orujo consumido ($m_{or,cons}$): 4,61 veces el vapor estequiométrico (0,499 g/g_{seco}). En la práctica, la tasa de flujo del vapor se controla en función de el flujo volumétrico de salida

luego del condensador.

La corriente de salida de gases (n_{out}) está dada por los moles de gas de síntesis y vapor que salen del reactor (n_{syn} y $n_{v(g)}$, respectivamente). El gas de síntesis es tratado como una mezcla cuya composición es la de los productos gaseosos en la Ec. 5.44. La n_{out} se obtiene del balance de materia para los componentes gaseosos, que se muestra en la Ec. 5.47. En esta expresión, n representa la cantidad de moles de componentes gaseosos que permanecen en el reactor al final del minuto, es decir, $n_{syn,acum} + n_{v(g),acum}$. Se aproxima por $n = P_{atm}V_{reac}/(RT_{c,prev})$.

La corriente de salida tiene la misma composición que la mezcla de gases que permanece en el reactor, como lo muestran las Ec. 5.48 y 5.49.

$$m_{v(g)}M_v^{-1} - n_{out} + n_{syn,prod} - m_{v(g),cons}M_v^{-1} = n - n_{prev} \quad (5.47)$$

$$x_v = \frac{n_{v(g)}}{n_{out}} = \frac{n_{v(g),acum}}{n} \quad (5.48)$$

$$x_{syn} = \frac{n_{syn}}{n_{out}} = \frac{n_{syn,acum}}{n} \quad (5.49)$$

Por ende, la la fracción molar de vapor (x_v) y la fracción molar de gas de síntesis (x_{syn}) se pueden obtener reordenando los balances de materia del vapor y del gas de síntesis, respectivamente. Esto se muestra en las Ec. 5.50 y 5.51:

$$x_v = \frac{(m_{v(g)} - m_{v(g),cons})M_v^{-1} + x_{v,prev}n_{prev}}{n + n_{out}} \quad (5.50)$$

$$x_{syn} = \frac{n_{syn,prod} + x_{syn,prev}n_{prev}}{n + n_{out}} \quad (5.51)$$

El balance de entalpía del volumen de control se describe con la Ec. 5.52:

$$\dot{Q}_{disp} \cdot 60s + \left[H_{or}^{T_{amb}} + H_{v(g)}^{T_{v, reac, in}} \right] - \left[H_{syn+s}^{T_c} \right] = \left[U_{acum}^{T_c} - U_{acum, prev}^{T_c, prev} \right] + \left[U_{mat}^{T_c} - U_{mat}^{T_c, prev} \right] \quad (5.52)$$

En esta ecuación, $H_{syn+v}^{T_c}$ representa la entalpía de la corriente de gases (mezcla de vapor y gas de síntesis) que sale del reactor a la temperatura T_c . La $H_{or}^{T_{amb}}$ es la entalpía del orujo que se agrega durante el minuto actual, a la temperatura T_{amb} . La $H_{v(g)}^{T_{v, reac, in}}$ es la entalpía de la corriente de vapor entrante, a la temperatura $T_{v, reac, in}$. La $U_{acum}^{T_c}$ representa la energía interna de la masa presente dentro del reactor al final del paso temporal actual, es decir, de $m_{or, acum}$, $m_{alq, acum}$, $m_{cen, acum}$, $n_{syn, acum} \bar{M}_{syn}$, y $n_{v(g), acum} M_v$. Por otro lado, $U_{acum, prev}^{T_c, prev}$, es la energía interna de la masa presente dentro del reactor al final del paso temporal anterior. Finalmente, U_{mat} denota la energía interna del material del reactor-receptor, que depende de la temperatura del medio de reacción.

Dado que la presión del reactor no varía de un minuto a otro, el cambio de energía interna dentro de su volumen $\left[U_{acum}^{T_c} - U_{acum, prev}^{T_c, prev} \right]$ es igual al cambio de entalpía $\left[H_{acum}^{T_c} - H_{acum, prev}^{T_c, prev} \right]$. Por lo tanto, estos términos se reemplazan por entalpía, como lo muestra la Ec. 5.53.

$$U_{acum}^T = H_{or, acum}^T + H_{alq, acum}^T + H_{cen, acum}^T + H_{syn, acum}^T + H_{v(g), acum}^T \quad (5.53)$$

Los valores de entalpía a una temperatura dada T en las Ec. 5.52 y 5.53 se calculan según la Ec. 5.54 para el orujo, el alquitrán, la ceniza y el gas de síntesis. Los valores empleados de entalpía de formación estándar y calor específico promedio se listan en la Tabla 5.3.

$$H^T = \left[h_f^\circ + \bar{c}_p (T - 298,15K) \right] m \quad (5.54)$$

La entalpía del vapor contenido en la corriente de salida (incluida en el término $H_{syn+v}^{T_c}$) se determina a partir de la Ec. 5.55, donde la entalpía específica del vapor (h_v^T) y su calor específico ($c_{p,v}^T$) son una función cuadrática de la temperatura, como lo muestran las Ec. 5.56 y 5.57. Los coeficientes se obtuvieron de una regresión polinómica de valores tabulados para las propiedades del vapor, lo que produce un error en h_v^T menor a 1,6 kJ entre 423,15 K y 1323,15 K, y menor a 6,9 kJ entre 273,15 K y 423,15 K. El valor de h_v^T incluye la entalpía de formación específica.

$$H_v^{T_c} = [h_v^{T_c,prev} + c_{p,v}^{T_c,prev} (T_c - T_{c,prev})] n_{v(g)} M_v \quad (5.55)$$

$$h_v^T = 3,20897 \cdot 10^{-4} T^2 + 1,64860 T - 13946,8 \quad [\text{kJ/kg}] \quad (5.56)$$

$$c_{p,v}^T = -9,6537 \cdot 10^{-8} T^2 + 8,34963 \cdot 10^{-4} T + 1,5707 \quad \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right] \quad (5.57)$$

El cambio de entalpía de la reacción (Δh_{gasif}^{1200K}) se tiene en cuenta en el balance de energía al incluir las entalpías de formación en las Ec. 5.54 y 5.56. La entalpía de formación específica de la ceniza ($h_{f,cen}^\circ$) se ignora ya que sus componentes no se ven alterados en la reacción.

La entalpía del vapor entrante ($H_{v(g)}^{T_{v,react,in}}$) se determina por la entalpía específica del vapor que sale del compresor ($h_{v(g)}^{T_{v,inca,in}}$), la cual es un valor fijo, y por el calor recuperado en el intercambiador de calor (Q_{inca}). Esto se muestra en la Ec. 5.58:

$$H_{v(g)}^{T_{v,react,in}} = \left(h_{v(g)}^{T_{v,inca,in}} \right) m_{v(g)} + Q_{inca} \quad (5.58)$$

La energía interna del material del reactor-receptor (U_{mat}) está dada por el calor sensible que se le transfiere. Esto se calcula empleando el calor específico promedio del material, listado en la Tabla 5.1. Se asume que el material está a la temperatura T_c en todo su volumen (V_{mat}). Por ende, su energía interna está dada por la Ec. 5.59. El V_{mat} es una función de E_c , D_r , D_c ,

D_a , L_r y L_c .

$$U_{mat}^T = \rho_c V_{mat} \bar{c}_{p,c} T \quad (5.59)$$

La temperatura del medio de reacción (T_{reac} , aproximada por T_c) se obtiene sustituyendo las Ec. 5.53, 5.54, 5.55, 5.58 y 5.59 en el balance de entalpía mostrado en la Ec. 5.52, y resolviendo la ecuación resultante para encontrar T_c .

5.1.2.7. Equipos auxiliares

Para controlar la temperatura del reactor frente a la variabilidad de la irradiancia solar, se contempla el uso de un controlador PID que manipule la entrada de orujo ($\dot{m}_{or}$). El alimentador de tornillo sin fin incrementará la tasa de flujo másico para reducir T_{reac} , aprovechando la endotermicidad de las reacciones. El comportamiento del alimentador se representa mediante la Ec. 5.60, donde $T_{c,prom}$ es el promedio de T_c en los dos minutos previos, y A y B son parámetros arbitrarios que representan las constantes proporcional e integral del ajuste del PID. Al introducir estos parámetros no se pretende encontrar los valores ajustados del controlador PID, sino verificar que la temperatura se puede controlar sin tasas de alimentación de orujo y vapor irrealizables en la práctica. Los valores de A y B se manipularon en el modelo para evitar oscilaciones y e intentar reducir los picos de $\dot{m}_{or}$. Se verificó que la cantidad total de orujo alimentada al reactor fuera insensible (variación menor a 1 %) a los valores de A y B . Los valores finales fueron $A = 0,27$ y $B = 0,03$. Se restringió la Ec. 5.60 para que devolviera únicamente

valores positivos de $\dot{m}_{or}$.

$$\dot{m}_{or} = \begin{cases} 0 & \text{si } T_c < 1200K \\ A \cdot (T_{c,prev} - 1200K) \cdot \frac{\rho_c V_{mat} \bar{c}_{p,c}}{\Delta h_{gasif}^{1200K}} + \\ + B \cdot (T_{c,prom} - 1200K) \cdot \frac{\rho_c V_{mat} \bar{c}_{p,c}}{\Delta h_{gasif}^{1200K}} & \text{si } T_c \geq 1200K \end{cases} \quad (5.60)$$

Se incorporaron un intercambiador de calor y un evaporador para considerar el efecto de recuperar el calor sensible y latente de la corriente de gas que sale del reactor ($\dot{n}_{syn} + \dot{n}_{v(g)}$). Se intenta cuantificar la máxima mejora posible en el rendimiento energético del proceso y en su consumo de energía. Por ende, se consideraron dos casos: sin recuperación de calor, y recuperación de calor completa. Se fijaron los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor de estos equipos y luego se incrementaron las áreas de intercambio de cada uno hasta que no se produjera una mejora adicional. Las áreas resultantes sirven como primer aporte para el proceso de diseño y de costo de estos equipos.

En la simulación, el calor recuperado en el intercambiador de calor se determina por el método NTU (número de unidades de transferencia). Este método se aplica con $T_{c,prev}$ como temperatura de los gases que salen de reactor, y con $T_{v,inca,in}$ (que es constante) para el vapor que sale del compresor ($\dot{m}_{s(g)}$). Se tiene en cuenta un $c_{p,v}$ variable de acuerdo a la Ec. 5.57. Se considera que el intercambiador es a contracorriente, con un coeficiente global de transferencia de calor U_{inca} de $200 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$. El máximo posible de recuperación de calor se alcanzó con un área de transferencia de A_{inca} de $0,55 \text{ m}^2$.

El evaporador de vacío transfiere calor desde la corriente de gases de salida (a $T_{gas,inca,out}$ y P_{atm}) a la corriente entrante de agua ($\dot{m}_{v(l)}$). Se requiere vacío para producir una diferencia favorable de temperatura entre el punto de ebullición de la corriente de gases de salida y el

punto de ebullición de $\dot{m}_{v(\ell)}$. A fin de establecer un ΔT de 20 K, se fijó la presión del evaporador (P_{evap}) en 50 kPa, lo que fija su temperatura (T_{evap}) en 354,4 K. El coeficiente global de transferencia de calor U_{evap} se fijó en 200 W/(m² · K). En cada paso temporal de la simulación, se calculan dos áreas. En primer lugar, el método LMTD (diferencia media logarítmica de temperatura) provee el área necesaria para disminuir la temperatura de $(\dot{n}_{syn} + \dot{n}_{v(g)})$ desde $T_{gas,inca,out}$ hasta 373,15 K. Este método también proporciona el calor sensible recuperado. En segundo lugar, se calcula el área de intercambio necesaria para lograr la condensación completa de $\dot{n}_{v(g)}$. Finalmente, estas dos áreas se sustraen del área de intercambio que se ha fijado para el evaporador (A_{evap}). El área que resta se emplea para aproximar tanto $T_{gas,evap,out}$ como el calor sensible que se extrae de la corriente de salida luego de haber sido condensada. Para esto último también se emplea el método LMTD, considerando que la corriente de salida cambia de 373,15 K hasta $T_{gas,evap,out}$ mientras $\dot{m}_{s(\ell)}$ permanece a T_{evap} . La máxima recuperación de calor se alcanzó con un A_{evap} de 1,72 m².

Es relevante resaltar que la corriente vapor de entrada al reactor y la corriente de salida de gases pueden variar con el tiempo de manera diferente. Por ello, en un paso temporal dado, el calor total recuperable de la corriente de salida puede ser mayor o menor que el calor necesario para producir el vapor que ingresa al reactor. Si el calor recuperable es mayor, sólo se computa como calor recuperado en el evaporador el calor requerido para producir el vapor. La diferencia se computa como calor no recuperado (Q_{nrec}), y se considera perdida en el condensador. Si el calor recuperable es menor, la diferencia se computa como potencia eléctrica consumida por la resistencia del evaporador ($\dot{W}_{evap}$).

Finalmente, el compresor controla la tasa de flujo másico del vapor entrante ($\dot{m}_{v(g)}$). Se asume que tiene una eficiencia isentrópica de 0,75. El valor empleado para el c_p/c_v del vapor es 1,32. Por ende, se necesitan 170 kJ/kg de trabajo eléctrico para extraer $\dot{m}_{v(g)}$ del evaporador y

llevarla a presión atmosférica. El vapor sale del compresor a 442,7 K ($T_{v,inca,in}$).

Como se indicó en la Sec. 5.1.2.6, la tasa de flujo del compresor ($\dot{m}_{v(g)}$) se controla midiendo la tasa de flujo del gas de síntesis a la salida del condensador. En consideración a la practicidad del proceso, se menciona una alternativa más simple que consiste en acoplar este flujo a la señal de manipulación del flujo de entrada de orujo. En este caso, sin embargo, la presión parcial de vapor tendría inevitablemente un mayor grado de variabilidad, y podría afectar la producción de alquitranes y el rendimiento y la composición del gas. La evaluación de estas soluciones alternativas requiere un análisis empírico.

5.1.3. Verificación

Se incorporaron balances de masa y entalpía a la simulación para verificar el modelo desarrollado. Dentro de cada paso temporal, estos balances se aplicaron al reactor, al intercambiador, al evaporador y al proceso. Los límites del sistema para los balances del proceso están indicados en la Fig. 5.1 con líneas punteadas. El balance de masa del proceso se indica en la Ec. 5.46. Coincide con el balance de masa del volumen de control del reactor. Los términos en esta ecuación son calculados en cada paso temporal. Durante el periodo simulado, la diferencia entre ambos miembros de la ecuación nunca excedió los 0,085 g.

Después de la determinación de T_c , se calculan los términos del balance de entalpía que incluyen entalpía (Ec.5.52). Dentro del periodo simulado, la diferencia entre los miembros de la ecuación siempre fue menor a 1,048 kJ.

El balance de entalpía del proceso se detalla en la Ec. 5.61. En cada paso temporal simulado,

el error entre los miembros de esta ecuación presentó un error menor a 1,642 kJ.

$$\begin{aligned}
 & (\dot{Q}_{inc} + \dot{W}_{comp} + \dot{W}_{evap}) \cdot 60s - \\
 & (\dot{Q}_{opt} - \dot{Q}_{refl} - \dot{Q}_{emis} - \dot{Q}_{conv} - \dot{Q}_{cond,1}) \cdot 60s + \\
 & \left[H_{or}^{T_{amb}} + H_{v(\ell)}^{T_{amb}} \right] - \left[H_{syn+v(\ell)}^{T_{gas, evap, out}} + Q_{nrec} \right] = \\
 & \left[U_{acum}^{T_c} - U_{acum, prev}^{T_c, prev} \right] + \left[U_{mat}^{T_c} - U_{mat}^{T_c, prev} \right]
 \end{aligned} \tag{5.61}$$

La Ec. 5.62 muestra el balance de entalpía para el intercambiador de calor, mientras que la Ec. 5.63 lo presenta para el evaporador de vacío. En cada paso temporal simulado, el error en el primero fue menor a 1,555 kJ, mientras que para el segundo fue 0,021 kJ.

$$\left[H_{syn+v(g)}^{T_c} + H_{v(g)}^{T_{v, inca, in}} \right] - \left[H_{syn+v(g)}^{T_{gas, inca, out}} + H_{v(g)}^{T_{v, reac, in}} \right] = 0 \tag{5.62}$$

$$\left[H_{syn+v(g)}^{T_{gas, inca, out}} + H_{v(\ell)}^{T_{amb}} + W_{evap} \right] - \left[H_{v(g)}^{T_{evap}} + H_{syn+v(\ell)}^{T_{gas, evap, out}} + Q_{nrec} \right] = 0 \tag{5.63}$$

Se realizaron balances globales del proceso, es decir, para cada mes del periodo simulado. Las ecuaciones que los representan se pueden obtener de las Ec. 5.46 y 5.61 agregando los términos del primer miembro para todos los pasos temporales, y luego evaluando las diferencias del segundo miembro entre el primer y el último paso temporal. El balance global de masa presentó un error de 0,012 % de la masa total agregada al sistema del proceso. El balance global de entalpía mostró un error de 0,019 % del total de energía útil obtenido, es decir, del producto del total de gas de síntesis obtenido y su PCI. Las diferencias totales en los balances globales se presentan en la Tabla 5.5.

Adicionalmente, se verificó la exactitud del modelo numérico para las pérdidas de conducción que se presentó en la Sec. 5.1.2.3. El efecto más relevante se produce por el calentamiento del aislante. Este régimen transitorio de transferencia de calor afecta directamente al tiempo

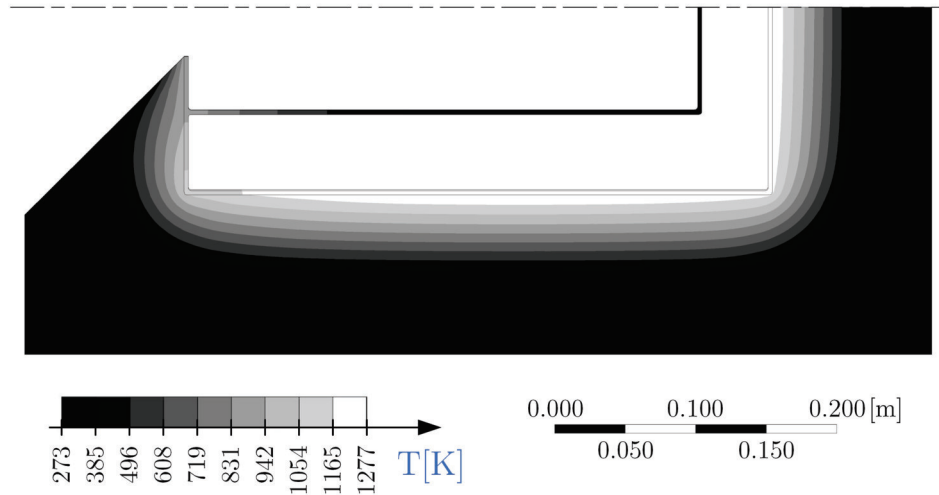


Figura 5.6: Modelo de transferencia de calor transitoria del reactor-receptor y del aislante resuelto por método de elementos finitos. Las isolíneas de temperatura corresponden a condiciones de día despejado luego de 2521 s de calentamiento [87].

de puesta en marcha del reactor, y por ende, a la cantidad de horas de luz solar que se pueden aprovechar.

El modelo de pérdidas de conducción por el aislante se contrastó con un modelo resuelto por método de elementos finitos desarrollado en el software *ANSYS Mechanical v18.2*.

El modelo resuelto por elementos finitos puede verse en la Fig. 5.6. Gracias a la simetría axial del reactor-receptor y el aislante, sólo se modeló una porción de 6° de ambos. El valor de E_i se fijó en 0,113 m, mientras que E_c se fijó en su valor mínimo de 0,003 m. Se aplicó una carga térmica variable a las paredes internas del reactor, equivalente a los valores que $\dot{Q}_{disp}$ toma en un día de cielo despejado (el día 06-06-2018 de la base de datos). Las $\dot{Q}_{emis}$ y $\dot{Q}_{conv}$ no se consideraron, y tampoco se modeló ninguna masa dentro del medio de reacción. Se incorporó una condición de borde de convección a la superficie externa del aislante con un coeficiente h_i de 10 W/(m² · K) y hacia una temperatura ambiente de 273,15 K. Se emplearon los valores tabulados de k_i que están listados en la Tabla 5.1, y la temperatura inicial se fijó en 273,15 K.

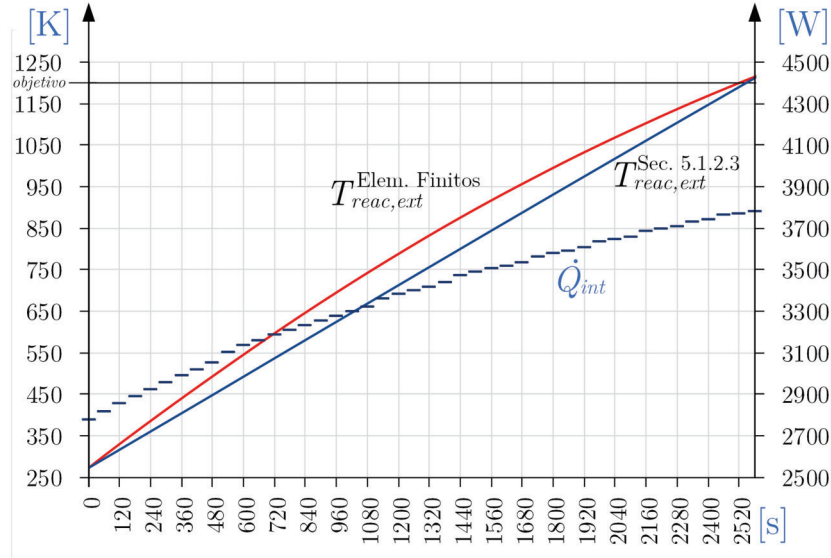


Figura 5.7: Temperatura externa del reactor (o temperatura interna del aislante) para condiciones de día despejado. Resultados por método de elementos finitos y del modelo de pérdidas de conducción de la Sec. 5.1.2.3 [87].

Como resultado, el software devuelve la temperatura promedio de las paredes internas del aislante ($T_{reac,ext}$). Los valores de $T_{reac,ext}$ están graficados en función del tiempo en la Fig. 5.7, junto con la carga térmica aplicada.

El modelo numérico de pérdidas de conducción se analizó bajo las mismas condiciones. Esto se realizó aplicando estas condiciones a la simulación y considerando T_c equivalente a $T_{reac,ext}$. Se empleó el valor medio de k_i . Los resultados también se muestran en la Fig. 5.7.

Se comparó entre ambos métodos el tiempo requerido para alcanzar la temperatura objetivo de 1200 K. El modelo de la Sec 5.1.2.3 establece que el objetivo se alcanza en 2549 s (obtenido por interpolación entre los resultados para 42 min y 43 min). Ese resultado es suficientemente cercano a los 2521 s que devuelve el método de elementos finitos.

La comparación entre ambos métodos se repitió con $E_i = 0,186$ m. Se mantuvo la consistencia entre ambos: el modelo numérico predijo 3224 s, mientras que el método de elementos

finitos devolvió 3632 s.

La transferencia de calor en régimen estacionario también se verificó. El modelo de la Sec. 5.1.2.3 predijo que, en estado estacionario, un $\dot{Q}_{disp}$ constante de 627,6 W se balancea con las pérdidas de conducción cuando la temperatura de la cavidad es 1200,6 K. Se aplicó una carga térmica constante del mismo valor al modelo resuelto por el método de elementos finitos. La $T_{reac,ext}$ que devolvió, en régimen estacionario, fue 1201,1 K.

5.1.4. Optimización

El modelo numérico completo del reactor-receptor y del proceso se simuló dentro de la temporada de producción de orujo. Se utilizaron dos semanas para el proceso de optimización: del 27-01-2018 al 02-02-2018 como muestra de alta irradiancia, y del 07-06-2018 al 13-06-2018 como muestra de baja irradiancia.

Se estableció como función objetivo el total de masa de orujo alimentada al reactor. Al buscar maximizarla, se maximiza el total de gas de síntesis producido. Las variables fueron las dimensiones del reactor-receptor mostradas en la Fig. 2.8. Se impusieron como restricciones a la solución la Ec. 5.43 y las Ec. 5.64 a 5.72. La Ec. 5.64 establece el límite de temperatura admitido por el material. Si el sistema de control de temperatura previsto cumple su función, esta restricción no debería ser activa en la solución. La Ec. 5.65 establece que la capacidad volumétrica del reactor debe ser suficiente para contener la masa que se acumula durante un día de producción. Se empleó una densidad (ρ_{char}) de 150 m³/kg_{seco} [70]. La Ec.5.66 se estableció por estabilidad estructural.

$$T_c < 1273,15K \quad (5.64)$$

$$0,040 \text{ m}^3 > V_{reac} > (m_{or,acum} + m_{cen,acum}) \cdot \rho_{char} \quad (5.65)$$

$$E_c \geq 0,003 \text{ m} \quad (5.66)$$

$$T_{i,3} < 473,15 \text{ K} \quad (5.67)$$

$$L_c - L_r > 0,05 \text{ m} \quad (5.68)$$

$$D_r - D_c > 0,01 \text{ m} \quad (5.69)$$

$$0,055 \text{ m} > D_a > 0,075 \text{ m} \quad (5.70)$$

$$\left[\pi \cdot \left(\frac{D_{sup}}{2} \right)^2 - A_{somb} \right] > 0 \text{ m}^2 \quad (5.71)$$

$$D_c \geq D_a \quad (5.72)$$

La optimización se realizó empleado *Solver*, un complemento de *Microsoft Excel*. Se seleccionó el motor de resolución *GRG Nonlinear*, que emplea el método del gradiente reducido para encontrar la solución óptima.

5.2. Resultados

5.2.1. Dimensiones óptimas del reactor

Las dimensiones óptimas se listan en la Tabla 5.4. El periodo simulado que se empleó para optimizar las dimensiones se ilustra en la Fig. 5.8. La gráfica que se presenta en esta figura incluye $\dot{Q}_{inc}$, $\dot{Q}_{disp}$, T_c , $\dot{m}_{or}$ y $\dot{n}_{syn}$. En la Tabla 5.5 se listan todas las variables que se examinaron en la simulación. En esta tabla se incluyen los valores totales para el periodo de optimización.

El límite superior para el rendimiento del reactor en el período de optimización fue 325,1 Nm³ de gas de síntesis. Esto corresponde a 3749,5 MJ de energía útil, obtenidos en 14 días de producción y con un consumo total de orujo de 210,9 kg_{seco}.

5.2.1.1. Consideraciones de diseño

Como resultado de la simulación del desempeño del reactor se identificaron consideraciones relevantes respecto al diseño del mismo. En primer lugar, la capacidad de evacuación de calor del receptor de cavidad, es decir, la Ec. 5.43, fue una restricción activa en el proceso de optimización. Esto implica que las dimensiones resultantes emplean al límite dicha capacidad. Si se la sobrepasa, la temperatura límite del material podría ser excedida. Se requiere por lo tanto un análisis adicional antes de avanzar a la etapa de construcción del prototipo. Este análisis debe incluir la distribución no uniforme de la temperatura sobre la superficie del receptor y los efectos de la dinámica de fluidos dentro del medio de reacción, de manera de poder determinar si se producirán puntos locales de excesiva temperatura. Este análisis se presenta en el Cap. VI.

En segundo lugar, el requerimiento mínimo de volumen, es decir, la Ec. 5.65, también fue una restricción activa. El rendimiento del reactor mejoraría si se disminuyera su volumen, ya que las pérdidas térmicas y el tiempo de puesta en marcha se verían reducidos. Sin embargo, esto reduciría el tiempo de residencia de los gases, que es proporcional al volumen del reactor. El rendimiento de gas y la producción de alquitranes podrían verse afectados negativamente.

En tercer lugar, hay que destacar que el valor óptimo para D_a (que minimiza las pérdidas

Tabla 5.4

Dimensiones óptimas del reactor-receptor para la muestra de datos correspondiente a la semana de alta irradiancia [87].

Dimensión del reactor-receptor	Valor óptimo [m]
D_a	0,074
D_c	0,142
L_c	0,358
D_r	0,334
L_r	0,483
E_i	0,181
E_c	0,003

Tabla 5.5
Resultado de la simulación para el periodo de optimización (del 27-01-2018 al 02-02-2018 y del 07-06-2018 al 13-06-2018) con y sin recuperación de calor, y para la temporada de producción de orujo (del 01-02-2018 al 31-05-2019) [87].

	Totales para el periodo de optimización	Totales para el periodo de optimización sin recuperación de calor	Febrero 2019	Marzo 2019	Abril 2019	Mayo 2019	Totales para la temporada de producción de orujo
Orujo seco gasificado [kg]	210,9	98,1	636,1	563,2	533,3	331,0	2.063,6
Gas de síntesis producido [Nm ³]	325,1	151,4	980,3	867,9	821,8	510,2	3.180,2
Energía útil producida [MJ]	3.749,5	1.745,7	11.306,4	10.009,9	9.478,2	5.884,2	36.678,7
Energía eléctrica consumida [MJ]	90,4	615,2	249,2	222,1	210,4	138,4	820,2
en el Compresor [MJ]	82,5	38,4	248,7	220,2	208,5	129,4	806,9
en el Evaporador de vacío [MJ]	8,0	576,8	0,5	1,9	1,9	9,0	13,3
Calor recuperado de la salida de gases [MJ]	2.067,2	-	6.161,5	5.524,8	5.232,2	3.255,3	20.173,7
en el intercambiador de calor [MJ]	835,6	-	2.468,1	2.237,4	2.114,4	1.309,1	8.129,0
en el evaporador de vacío [MJ]	1.231,7	-	3.693,3	3.287,4	3.117,8	1.946,2	12.044,7
Máxima tasa de flujo de orujo [g _{seco} /min]	102,1	64,8	103,4	99,4	93,2	89,8	103,4
Máximo volumen de reactor requerido [L]	36,1	16,7	37,3	35,2	34,1	26,6	37,3
Máxima tasa de flujo de calor transmitido al receptor [W]	5.594,9	5.594,9	5.594,9	5.594,9	5.594,9	5.594,9	5.594,9
Máxima temperatura del reactor [K]	1.258,7	1.237,7	1.259,5	1.257,2	1.253,7	1.251,7	1.259,5
Energía solar incidente [MJ]	1.738,0	1.738,0	4.682,9	4.104,8	3.924,0	2.729,8	15.441,4
Energía disponible en el orujo gasificado [MJ]	4.226,9	1.966,9	12.748,4	11.286,1	10.686,4	6.633,0	41.353,8
Pérdidas ópticas y por sombra [MJ]	308,5	308,5	831,3	728,7	696,6	484,6	2.741,1
Pérdidas de reflexión [MJ]	47,5	47,5	128,1	112,3	107,3	74,7	422,3
Pérdidas de emisión [MJ]	144,1	134,2	345,1	319,3	306,1	223,9	1.194,4
Pérdidas de convección natural [MJ]	215,2	204,6	450,0	463,2	470,0	373,7	1.756,8
Pérdidas de convección forzada [MJ]	77,5	73,7	282,6	146,1	124,7	84,3	637,8
Pérdidas de conducción [MJ]	311,2	298,9	667,1	638,8	614,9	496,1	2.416,9
Calor sensible y latente perdido en el gas de salida [MJ]	84,2	983,4	219,7	209,4	201,2	145,6	775,9
Balance global de masa [kg]	0,14	0,14	0,24	0,24	0,25	0,26	0,99
Balance global de entalpía [MJ]	0,56	-0,90	-1,09	1,99	1,82	0,62	3,35

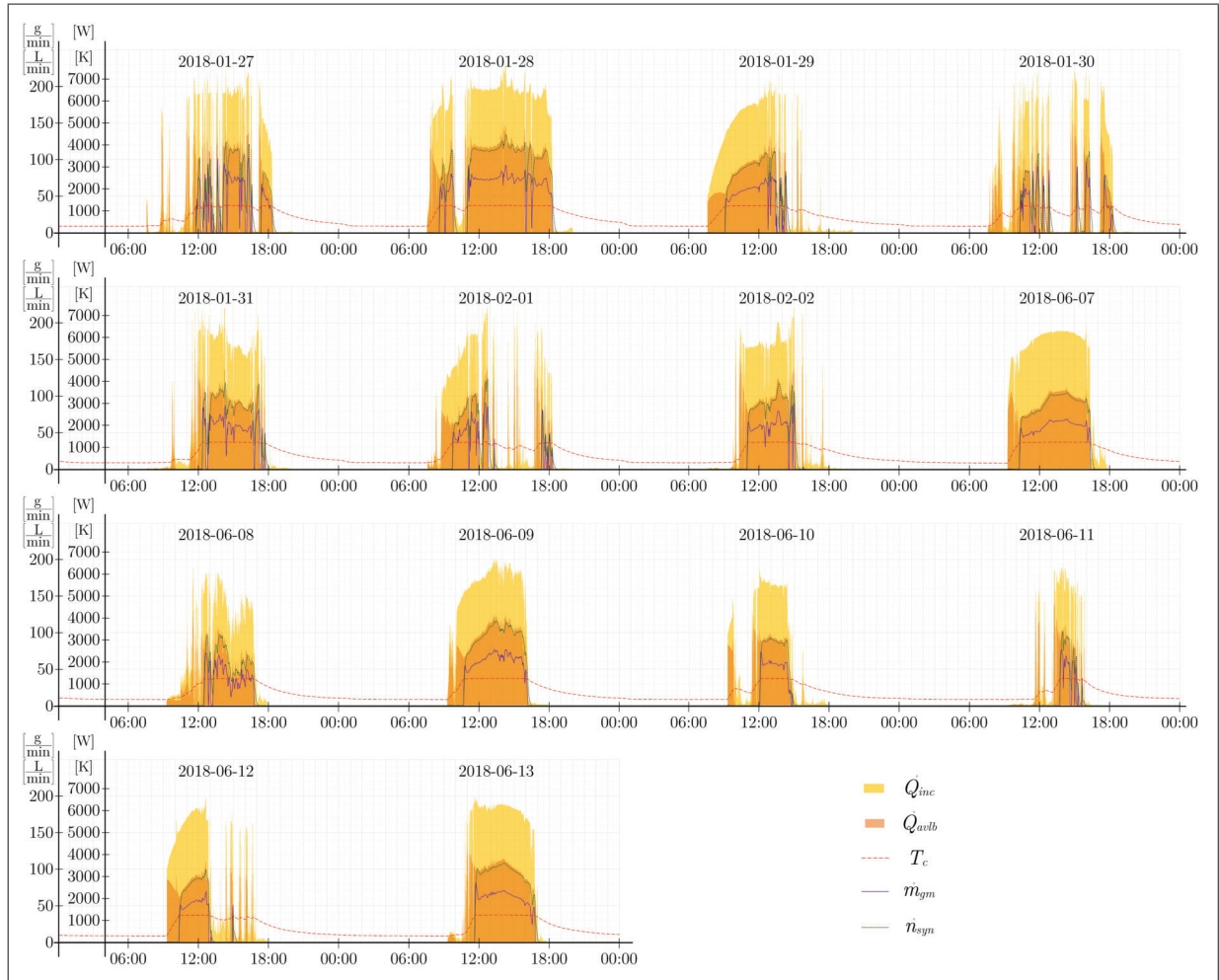


Figura 5.8: Simulación del desempeño del reactor para el periodo de optimización (del 27-01-2018 al 02-02-2018 y del 07-06-2018 al 13-06-2018). Gráfica de flujo radiante incidente, flujo de calor neto transferido al medio de reacción, tasa de alimentación de orujo seco, y tasa de flujo de gas de síntesis producido [87].

de reflexión, emisión y convección) es considerablemente sensible al error de alineación del CSDP. Un valor de error menor que el utilizado en el proceso de optimización ($\varepsilon = 0,6^\circ$) permitiría mantener elevado el factor de intercepción mientras se reducen al mismo tiempo las pérdidas térmicas mencionadas. En la práctica, el valor óptimo para D_a será tan pequeño como lo permitan los errores ópticos del CSDP, es decir, el error de alineación, lo errores de la

superficie, y el error de posicionamiento del reactor.

Finalmente, se identificaron elementos de diseño que requieren soluciones de compromiso. En vistas de mejorar la eficiencia energética del reactor, sería beneficioso reducir la presión parcial del vapor. Sin embargo, esto disminuiría la relación vapor-biomasa, y por ende, aumentaría la producción de alquitranes. La misma contraposición existe entre el volumen del reactor y el tiempo de residencia del gas. Con el objeto de disminuir la producción de alquitranes, la temperatura del reactor debería ser aumentada. Esto también mejoraría el rendimiento de gas. Sin embargo, las pérdidas térmicas serían mayores y se requeriría un material para el reactor de mayor costo. Para encontrar estas soluciones de compromiso, debe realizarse un estudio empírico que analice el efecto sobre la producción de alquitranes.

Adicionalmente, se pudo constatar dos supuestos de diseño. Por un lado, como una de las medidas para disminuir la producción de alquitranes, se estableció que el tiempo de residencia de los gases debía ser elevado. Este requisito fue logrado: el mínimo valor a lo largo de todo el periodo simulado (calculado a partir de la tasa de flujo volumétrico del gas de salida y el volumen del reactor) fue 1,43 s. Este valor es significativamente mayor al reportado por [25], en donde informan ausencia de producción de alquitranes.

Por otro lado, en el diseño de la estructura que sostiene el reactor-receptor se supuso que la carga diaria de orujo no excedería los 40 kgf (Sec. 4.2.1). Este supuesto se verificó, siendo que la mayor carga diaria gasificada durante todo el periodo simulado fue 35,03 kg de orujo.

5.2.2. Límite superior al rendimiento del proceso

Se ejecutó la simulación del proceso con las dimensiones óptimas para un periodo completo de cuatro meses: del 01-02-2019 al 31-05-2019. Este periodo coincide con la temporada de producción de orujo. Los resultados totales para cada mes y para el periodo completo se listan

en la Tabla 5.5. El límite superior encontrado para el rendimiento de gas de síntesis durante la temporada de orujo fue $3180,2 \text{ Nm}^3$, lo que representa $36,68 \text{ GJ}$ de energía útil y $2063,6 \text{ kg}_{\text{seco}}$ de orujo gasificado.

Adicionalmente, se encontraron los límites para la operación del dispositivo en régimen estacionario. En la Fig. 5.8 se puede observar que este régimen se alcanzó, en particular, el 28-01-2018 entre las 11:30 h y las 13:30 h. Esta fecha corresponde al período del año de alta irradiancia, y se encuentra cerca de la hora del mediodía solar (13:48 h). Durante el mismo, la tasa de alimentación de orujo permaneció aproximadamente constante en $73 \text{ g}_{\text{seco}}/\text{min}$. La tasa de entrada de vapor, en $169 \text{ g}/\text{min}$. De manera similar, la tasa de producción de gas de síntesis permaneció en $112 \text{ L}/\text{min}$. Para el valor de este último se empleó un factor de conversión de $22,414 \text{ L}/\text{mol}$.

5.2.3. Eliminación de equipos de recuperación de calor

Se cuantificó el efecto de eliminar los equipos de recuperación de calor. Para ello, se ejecutó la simulación para el periodo de optimización sin incluir el intercambiador de calor ni el evaporador de vacío. Los resultados se muestran en la Tabla 5.5. El rendimiento total de gas de síntesis se redujo de $325,1 \text{ Nm}^3$ a $151,4 \text{ Nm}^3$, mientras que la energía eléctrica consumida creció de $90,4 \text{ MJ}$ a $615,2 \text{ MJ}$. Cuando se consideró la recuperación de calor, el consumo de energía eléctrica representó $2,4 \%$ del total de energía útil producida. Sin recuperación, este valor fue $35,2 \%$. Estos valores marcan la importancia de incorporar un mecanismo de recuperación de calor al proceso industrial.

Por otro lado, a lo largo de los periodos simulados con recuperación de calor, la temperatura de la corriente de salida de gases del intercambiador ($T_{\text{gas,inca,out}}$) nunca fue menor a 600 K . Dado que se asumió máxima recuperación de calor posible, en la práctica $T_{\text{gas,inca,out}}$ será ma-

yor. Por lo tanto, es improbable que ocurra condensación de alquitranes en el intercambiador, lo que favorece su inclusión en el proceso.

Alternativamente, la necesidad de recuperación de calor podría ser resuelta reduciendo la presión parcial de vapor dentro del medio de reacción (y por lo tanto, en la corriente de salida). Esto disminuiría el calor latente que el vapor extrae del reactor cuando acompaña al gas de síntesis.

5.2.4. Potencial para escalar el proceso

Se utilizó el límite superior al rendimiento del proceso para evaluar la factibilidad del escalado del mismo para reemplazo del consumo de gas natural de las bodegas de la Prov. de Mendoza. En la Tabla 5.6 se presenta el consumo anual de gas natural y la producción anual de orujo de tres bodegas de la Provincia. También se muestra, en base al límite superior del rendimiento del proceso determinado en la Sec. 5.2.2, la potencial producción anual de gas de síntesis. Los resultados de la simulación del proceso sugieren que las bodegas de mediano tamaño como las mostradas en la tabla podrían reemplazar completamente su consumo de gas natural. Considerando el límite superior del proceso y el contenido de humedad del orujo ($1,54 \text{ Nm}^3/\text{kg}_{\text{seco}}$, $\text{PCI} = 11,5 \text{ MJ}/\text{Nm}^3$ y $70\%_{\text{húmeda}}$), gasificar entre el 62 % y el 81 % de su producción anual de de orujo satisfaría sus necesidades anuales de gas natural.

Tabla 5.6

Consumo anual de gas natural y producción anual de orujo de bodegas de la Prov. de Mendoza [17]. Los valores en términos de energía se calcularon a partir del PCI.

Bodega	Consumo de gas natural		Producción de orujo		Potencial prod. de gas de síntesis	
	$[\text{Nm}^3]$	$[\text{TJ}]$	$[\cdot 10^3 \text{ kg}]$	$[\text{TJ}]$	$[\cdot 10^6 \text{ Nm}^3]$	$[\text{TJ}]$
Chandon	340.057	13,230	3084,0	18,54	1,43	16,4
Salentein	61.352	2,387	707,6	4,25	0,33	3,77
La Celia	32.769	1,275	388,0	2,33	0,18	2,07

Sin embargo, la escala del CSDP y el reactor-receptor debería aumentarse para acomodarse a estos requerimientos energéticos. Como se indicó en la Sec. 5.2.2, durante la temporada de producción de orujo, el dispositivo tecnológico diseñado podría gasificar aproximadamente dos toneladas de orujo seco. Esto implica que para gasificar orujo suficiente para reemplazar el consumo de gas natural, las bodegas Chandon, Salentein y La Celia necesitarían 361, 65 y 35 dispositivos, respectivamente. Si se aumentara el diámetro de los CSDP empleados, la cantidad de dispositivos podría reducirse a un número más razonable. Un CSDP de 12 m de diámetro es técnicamente factible [102]. Tendría una tasa de entrada de energía solar 16 veces más grande que el considerado en esta tesis. Si el límite superior del rendimiento se mantuviera para este escala, un CSDP de 12 m de diámetro tendría un límite de producción de energía útil para la temporada de orujo de 0,57 TJ. Este valor se encuentra dentro del orden de magnitud del consumo energético anual de las bodegas. Chandon, Salentein y La Celia necesitarían 23, 4 y 2 CSDP de 12m de diámetro, respectivamente. Para encontrar la escala adecuada, se requiere repetir el proceso de optimización de las medidas del reactor-receptor para varios diámetros de CSDP, y posteriormente encontrar una solución de compromiso entre el número de dispositivos y su tamaño.

Alternativamente, podría sustituirse el CSDP por un concentrador de mayor escala (0,1-100 MW_t): la torre solar [125, 172]. Esto no requeriría cambios fundamentales al diseño conceptual del reactor. En esta configuración, un reactor de gran escala estaría fijo en el suelo, y la irradiancia solar concentrada sería dirigida hacia el mismo mediante un concentrador hiperbólico en lo alto de la torre.

Adicionalmente, esta configuración se adaptaría a las necesidades de la industria de gestión de residuos vinícolas, que concentran la producción de orujo de regiones enteras. Podrían aprovechar el proceso de gasificación solar de orujo no sólo para combustión directa del gas, sino

también para abastecimiento de la industria química. En esta escala, una operación continua las 24 h del día y en régimen estacionario probablemente sería la solución más práctica. Esto puede lograrse con la hibridación del proceso (combustión de parte del gas para suplir la irradiancia solar) e incorporando un sistema de remoción de cenizas, como se propuso en la Alternativa de proceso 1 (Sec. 2.2.1).

Capítulo VI

VERIFICACIONES DEL DISEÑO

En los Cap. IV y V se determinaron las dimensiones del CSDP y del reactor-receptor. Los resultados obtenidos en el Cap. V indicaron que se requieren una serie de verificaciones del diseño del dispositivo para poder concluir la ingeniería de detalle y proceder a la construcción del prototipo. En el presente capítulo se abordan dichas verificaciones. En particular, el aspecto más crítico – y sobre el que versa este capítulo – es la distribución de temperatura dentro del reactor-receptor, que no debe superar el límite admitido por el material.

En primer lugar, haciendo uso de la simulación numérica desarrollada en el Cap. V, se desarrolla la Investigación específica 6, que consiste en evaluar la factibilidad del control de la temperatura a través de la manipulación de las corrientes de entrada. En segundo lugar, se amplía el modelo de trazado de rayos de Montecarlo presentado en el Cap. V para concretar la Investigación específica 7 y determinar cómo se distribuye la irradiancia concentrada en las paredes de receptor. Finalmente, se desarrolla un modelo de CFD que permite determinar cómo se distribuye espacialmente la temperatura dentro del reactor-receptor y resolver las Investigaciones específicas 8 y 9.

6.1. Factibilidad del sistema de control de la temperatura

Con el objeto de realizar un primer control de factibilidad del sistema de control de la temperatura del reactor, se empleó la simulación numérica del reactor y del proceso desarrollada en el Cap. V. Los resultados de la simulación avalan la manipulación de la corriente de entrada de orujo como lazo de control de temperatura. Se puede observar en la Fig. 5.8 que la temperatura del reactor fue efectivamente mantenida en el valor objetivo variando la tasa de flujo de orujo. Se alcanzó un valor máximo de $103,4 \text{ g}_{\text{seco}}/\text{min}$, el cual no es excesivo en comparación al valor observado para régimen estacionario ($73 \text{ g}_{\text{seco}}/\text{min}$). De la misma manera, la tasa de entrada de vapor máxima fue $198,2 \text{ g/min}$, valor razonable respecto a la de régimen estacionario (169 g/min).

Sin embargo, la efectividad del sistema de control de la temperatura depende en gran medida de la tasa de consumo de energía a lo largo del avance de reacción, la cual podría diferir significativamente de la asumida en esta investigación. Se requiere un estudio empírico para determinar completamente la factibilidad del sistema y proveer una comprensión acabada de la practicidad del mismo. A pesar de ello, esta primera evaluación de factibilidad provee información valiosa, ya que de no haber sido exitoso el sistema bajo los supuestos de la simulación, el mismo habría sido descartado.

Por otro lado, hay que destacar que la compensación de los efectos transitorios en la irradiancia solar se logró a expensas de una gran variabilidad del tiempo de residencia de los gases (el cual es aproximadamente inversamente proporcional a $\dot{v}_{out}$). A su vez, en menor medida, esto también se logró a expensas de variabilidad en la temperatura del reactor. El rendimiento real de gas, su composición y la producción de alquitranes se verán afectados por estas variaciones. El efecto de las condiciones variables de reacción en esos parámetros debe determinarse empíricamente. Una posterior inclusión de este efecto en la simulación podría mejorar el proceso de

optimización y el diseño del reactor.

6.2. Distribución del flujo de calor en el receptor

Como se estableció con los resultados de la optimización de las dimensiones del reactor-receptor, la capacidad de evacuación de calor desde el receptor hacia el resto de reactor es un factor limitante del diseño. Las dimensiones optimizadas emplean esta capacidad al límite, y para encontrarlas se asumió que la temperatura de las superficies se distribuía uniformemente. Este supuesto simplificador es falso, ya que la irradiancia solar concentrada no se distribuye uniformemente sobre las paredes internas de la cavidad del receptor en los CSDP [106]. Existen puntos de alta densidad de flujo radiante, y como consecuencia de esto, podrían producirse puntos de excesiva temperatura. Por lo tanto, se requiere un análisis más detallado de los procesos de transferencia de calor dentro del reactor antes de avanzar en la construcción del prototipo. Se debe determinar la densidad de flujo radiante absorbido (Φ_{abs}) y la distribución espacial de la temperatura sobre las paredes internas del receptor.

6.2.1. Estado del arte

Una revisión extensa de la literatura fue publicada por Sedighi *et al.* [149] sobre la confección de modelos numéricos de receptores de cavidad indirectamente irradiados de alta temperatura. Los autores concluyeron que la dinámica de fluidos computacional y los códigos de trazado de rayos han sido ampliamente utilizados para analizar este tipo de receptores.

En particular, se ha estudiado el efecto de varios factores en la distribución del flujo radiante absorbido en receptores de cavidad. Wang y Laumert [165] consideraron el efecto de la absorbancia solar de las superficies. Encontraron ubicaciones en el receptor con densidades de flujo

radiante de hasta 250 kW/m^2 para una irradiancia solar de solo $0,8 \text{ kW/m}^2$. Un prototipo de su receptor se demostró bajo el mismo nivel de irradiancia solar [166]: mientras la temperatura del fluido fue de 1083 K, el receptor alcanzó una temperatura máxima de 1234 K.

El efecto de la geometría (receptor y concentrador solar) sobre la distribución del flujo se ha estudiado extensamente. Sedighi *et al.* [148] analizaron el efecto de la ubicación del receptor respecto al punto focal, y el efecto de la forma del fondo del receptor. Demostraron que el máximo de densidad de flujo a lo largo de la pared lateral del receptor puede ser hasta tres veces el valor medio. También propusieron medidas de mejora de la transferencia de calor para limitar la temperatura: extender la superficie externa del receptor y utilizar impactos de chorro. Martínez-Manuel *et al.* [106] realizaron una optimización geométrica usando un receptor de cavidad cilíndrica como referencia. Encontraron que el máximo de densidad de flujo radiante se puede reducir de 30 kW/m^2 a $18,4 \text{ kW/m}^2$ desplazando la orientación relativa de las superficies del receptor. Daabo *et al.* [29] utilizaron modelado por trazado de rayos para analizar el efector de la forma del receptor y su posición sobre las pérdidas térmicas y la uniformidad del flujo. Encontraron que una superficie cónica puede producir una distribución de flujo más uniforme. Gomaa *et al.* [47] analizaron cómo la distribución del flujo depende de la distancia del receptor al concentrador. La relación entre el máximo de flujo y el flujo medio cambió de 3,646 a 3,206 al variar la distancia de 35 mm a 100 mm. En otro estudio, Gomaa *et al.* [48] analizaron el efecto de la geometría de la cavidad del receptor. Encontraron que las relaciones de diámetro y de aspecto impactan significativamente la distribución de temperatura.

Una extensa revisión de la literatura sobre el efecto de los parámetros geométricos sobre las pérdidas térmicas de los receptores de cavidad ha sido desarrollada por Kasaeian *et al.* [78]. En particular, Zou *et al.* [185] modelaron un receptor de cavidad cilíndrica y determinaron el efecto del largo de la cavidad y del diámetro de la apertura sobre las pérdidas térmicas.

Hasta donde pudo constatar el autor de esta tesis, aún no se ha estudiado el efecto de dos parámetros relevantes sobre la distribución del flujo absorbido en receptores de cavidad cilíndrica. Estos dos parámetros son el perfil de la dispersión por reflexión de las superficies del receptor y el error de alineación del CSDP. Adicionalmente, no hay estudios que informen el efecto de estos parámetros sobre la distribución de temperatura en reactores de flujo de vórtice indirectamente irradiados. Las investigaciones específicas 7, 8 y 9 que se desarrollan en el presente capítulo dan respuesta a estos vacíos en el conocimiento.

6.2.2. Modelo de trazado de rayos de Montecarlo

Con el objeto de determinar la distribución del flujo radiante absorbido en las superficies internas del receptor de cavidad, en la presente sección se extiende el modelo de trazado de

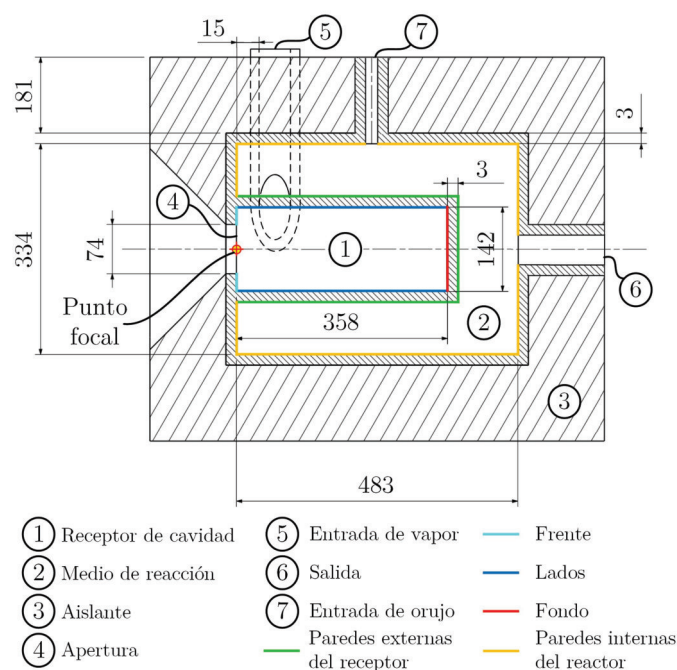


Figura 6.1: Dimensiones optimizadas del reactor-receptor y nomenclatura de las superficies [89].

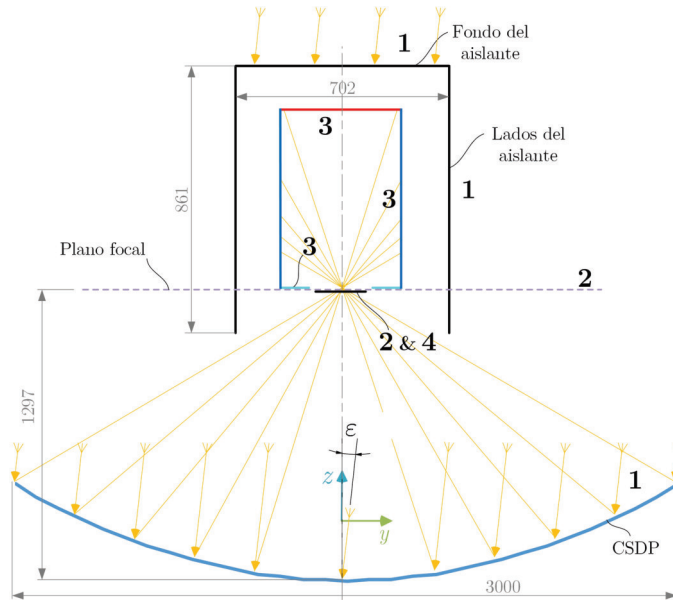


Figura 6.2: Superficies (líneas) y etapas (números en negrita) definidas en el Modelo de trazado de rayos de Monte Carlo para la determinación de la densidad de flujo en las paredes del receptor [89].

rayos por Monte Carlo desarrollado en la Sec. 4.1.2.3.

En la Fig. 6.1 se muestra un corte axial del reactor-receptor con las dimensiones que se determinaron en el Cap. V. En esta figura se define el nombre de las superficies internas de la cavidad del receptor relevantes para el modelo de Monte Carlo: el Frente, los Lados, y el Fondo.

A las dos etapas definidas para el modelo en el Cap. IV, se adicionan las etapas 3 y 4. Estas corresponden a las superficies internas del receptor. A su vez, se incorporan las superficies correspondientes al aislante en la etapa 1, de manera de incluir la sombra del reactor en el modelo. El conjunto de etapas y superficies definidas se muestra en la Fig. 6.2. Los parámetros de la definición de todas las superficies se presentan en la Tabla 6.1.

La nueva etapa identificada con "3" incorpora las superficies de interés en esta investigación, es decir, las paredes internas del receptor denominadas Frente, Lados y Fondo. Al habilitar la opción de múltiples impactos por rayo, se permite que los rayos vuelvan a interactuar con las

Tabla 6.1

Parámetros de las superficies y etapas empleados en el modelo de trazado de rayos de Monte-carlo para la densidad de flujo en las paredes internas del receptor [89].

Etapas	Superficie	Geometría	Propiedades Ópticas				Tipo de Interacción	Opción de múlt. impactos por rayo
			Reflectancia	Transmitancia	Error de pend. [mrad]	Error de especularidad [mrad]		
1	CSDP	Paraboloide de revolución	0,91 [34]	0	3,5 [77]	0,2 [132]	Refl.	No
	Fondo del Aislante	Círculo	0	0	-	-	Refl.	
	Lados del Aislante	Cilindro	0	0	-	-	Refl.	
2	Apertura	Círculo	0	1	-	-	Refracc.	No
	Plano Focal	Plano	0	0	-	-	Refl.	
3	Fondo del Receptor	Círculo	$(1 - \alpha_s)$	0	-	$\sigma_{espec,c}$	Refl.	Habilitada
	Lados del Receptor	Cilindro	$(1 - \alpha_s)$	0	-	$\sigma_{espec,c}$	Refl.	
	Frente del Receptor	Anillo	$(1 - \alpha_s)$	0	-	$\sigma_{espec,c}$	Refl.	
4	Apertura	Círculo	0	0	-	-	Refl.	No

superficies de esta etapa antes de pasar a la siguiente. De esta manera se considera el flujo radiante que las superficies internas se reflejan entre sí.

La etapa 4 sirve para determinar las pérdidas de reflexión. La superficie "Apertura", en este caso, tiene en cuenta los rayos que pasan a través de la apertura de vuelta hacia el ambiente luego de las múltiples reflexiones en las paredes internas del receptor.

El perfil de dispersión por reflexión de las paredes internas del receptor se considera a través del modelo para el error de especularidad que está incorporado en el software *SolTrace*. Este modelo asigna una distribución de probabilidad a la dirección del rayo reflejado con media en la dirección de reflexión especular. Se eligió una distribución normal bivariada con desviación estándar $\sigma_{espec,c}$, ya que las imperfecciones microscópicas de la superficie probablemente estén distribuidas aleatoriamente. También se consideró un perfil de reflexión difusa, es decir, que sigue la Ley del Coseno de Lambert. En ambos casos, la elección implica asumir que la reflectividad no depende del ángulo de incidencia.

Finalmente, como elección conservadora, se asumió que el error de posicionamiento es nulo, ya que un posicionamiento perfecto del receptor respecto al concentrador maximiza la entrada de potencia. De la misma manera, la geometría del receptor se modeló con las dimensiones

optimizadas asumiendo que no tienen desviación alguna respecto de su descripción analítica. Esta también es una elección conservadora ya que estas dimensiones minimizan las pérdidas térmicas.

Un ejemplo de las interacciones de los rayos con las superficies se muestra en la Fig. 6.3. Para este ejemplo sólo se trazaron 100.000 rayos, por claridad. Nótese que en la figura de la derecha, en la parte inferior, algunos rayos de los que refleja el concentrador impactan en el Plano focal fuera de la Apertura. Además, obsérvese que la distribución de los impactos (y por ende la densidad de flujo) visiblemente no es uniforme sobre las paredes internas del receptor.

Como se indicó en la Sec. 4.1.2.3, al tratarse de un muestreo aleatorio, el método de Monte-carlo requiere verificar que el tamaño de la muestra utilizada no afecta los resultados obtenidos. En ese sentido, se analizó la sensibilidad del modelo ante el número de rayos trazados. Para hacer esto, se eligió el valor máximo que alcanza la densidad de flujo absorbido (Φ_{abs}) en el Fondo, ya que este valor se ve afectado por la interacción de los rayos con todas las superficies del modelo y las distribuciones de probabilidad asociadas. El tamaño de la celda utilizado para

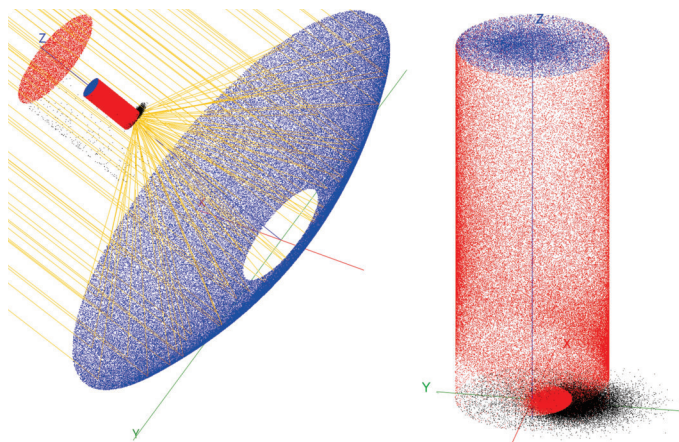


Figura 6.3: Ejemplo de las interacciones tridimensionales del trazado de rayos. Cada punto representa el impacto de un rayo en una superficie. Izquierda: todas las superficies y traza de algunos rayos. Derecha: Acercamiento a las etapas 2, 3 y 4 [89].

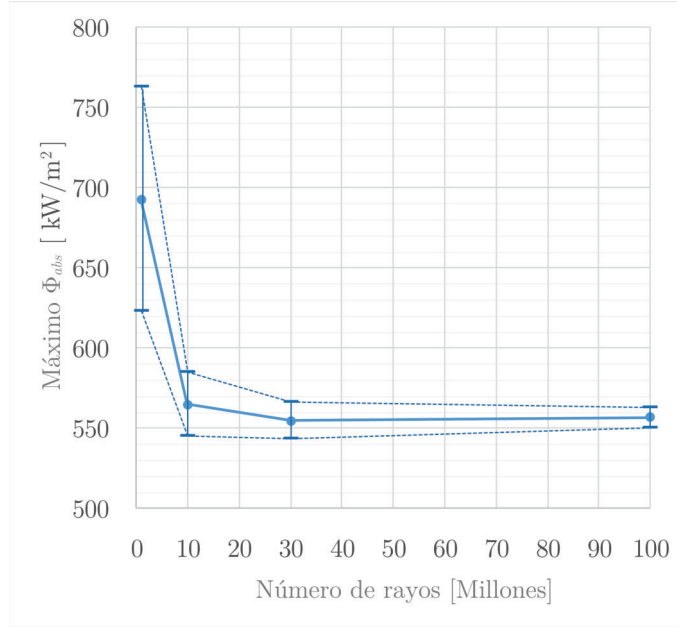


Figura 6.4: Valor máximo de Φ_{abs} computado para el Fondo. Se incluyen las incertidumbres devueltas por el software [89].

calcular la densidad de flujo se fijó en 1 mm (ancho y largo) para todas las superficies. El cambio en el valor máximo de Φ_{abs} en el fondo con el número de rayos muestreados se grafica en la Fig. 6.4. Para los valores mostrados en la figura, no se consideraron los errores ópticos del CSDP y se utilizaron los parámetros $\varepsilon = 0^\circ$, $\alpha_s = 0,42$ y $\sigma_{espec,c} = 0$ mrad. Cuando el número de rayos se incrementó de 30 millones a 100 millones, el valor máximo de Φ_{abs} en el Fondo sólo cambió 0,4 %. Adicionalmente, 30 millones de rayos producen una incertidumbre en este valor de 2,06 %. Por lo tanto, una muestra de 30 millones de rayos asegura un alto nivel de confianza en el muestreo estadístico, y por ende se eligió esta cantidad como tamaño de muestra para el modelo de trazado de rayos de Montecarlo de esta tesis.

A fin de validar la parte extendida del modelo, se realizó una comparación con los resultados obtenidos por otros autores. Tao *et al.* [152] desarrollaron un código de trazado de rayos para modelar un CSDP con receptor de cavidad cilíndrica (con dimensiones y propiedades de super-

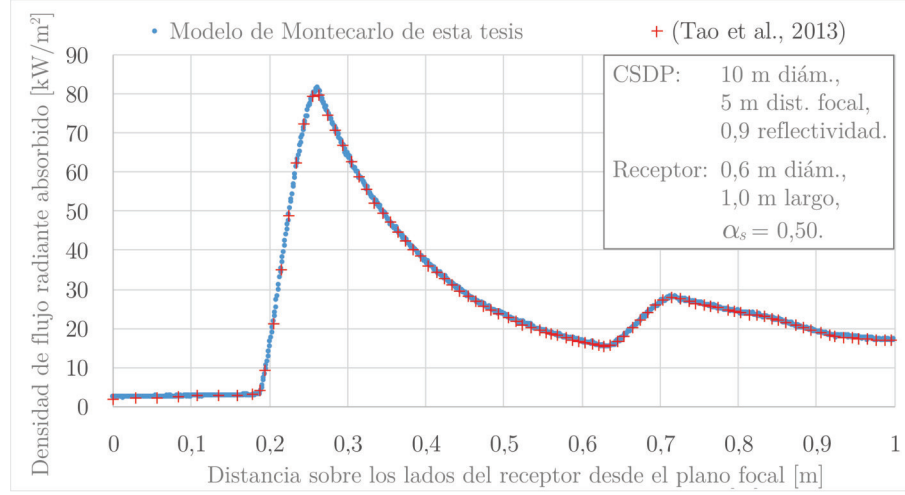


Figura 6.5: Resultados numéricos en los Lados reportados en [152] y resultados del modelo de trazado de rayos de esta tesis [89] (ajustado a los parámetros de [152]).

ficie distintas a las de esta tesis). Reportaron la densidad de flujo sobre las paredes laterales del receptor (las denominadas "Lados" en el modelo de esta tesis). Ya que Tao *et al.* no consideraron error de alineación, la distribución que informan es simétrica axialmente respecto al eje del receptor. Los valores del resultado de estos autores se muestran en la Fig. 6.5. Como puede observarse en esta figura, los resultados del modelo de trazado de rayos de esta tesis coinciden de manera excelente con los de los autores mencionados.

6.2.3. Variables

En esta investigación se considera el efecto de tres variables tanto sobre la densidad de flujo radiante absorbido (Φ_{abs}) como sobre el flujo radiante absorbido ($\dot{Q}_{abs}$) en las paredes internas del receptor. Estas tres variables son la absorbancia solar de las paredes del receptor (α_s), el tipo de reflexión de estas paredes, y el error de alineación del CSDP (ε). Para el tipo de reflexión se consideran tres posibilidades: reflexión perfectamente especular ($\sigma_{spec,c} = 0$), especular con un cierto grado de dispersión (Gaussiana con desviación estándar de $\sigma_{espec,c}$), o Difusa (Ley del

Coseno de Lambert).

La α_s influye significativamente tanto en la eficiencia del receptor como en la distribución de potencia absorbida por cada superficie [148]. El valor real de α_s es incierto, como se puede observar en los datos publicados para reflectancia solar normal de aleaciones hierro-cromo-níquel disponibles en la obra de Touloukian *et al.* [158]. A pesar de que estos datos están medidos a temperatura ambiente, proveen un rango de posibilidad para α_s a la temperatura del reactor. El precalentamiento afecta significativamente los valores medidos: con precalentamiento a 1200 K tienen un rango de 0,627 a 0,938; sin precalentamiento, el rango es entre 0,368 a 0,611. Los valores varían menos prominentemente con el grado del acero y la terminación de la superficie (método de limpieza y pulido). También se puede modificar α_s aplicando un recubrimiento a las superficies. Por lo tanto, se selecciona un rango para analizar la variable de 0,25 a 0,95.

La dispersión por reflexión en las superficies del receptor puede tener una influencia significativa en la distribución de Φ_{abs} y en su valor máximo. El tipo real de reflexión puede variar ampliamente. Una plancha de acero inoxidable sin tratar puede mostrar una reflexión similar a un espejo y acercarse a un reflector especular. Sin embargo, se puede aplicar un tratamiento a la superficie (por ejemplo, abrasión) o un recubrimiento para proveer un tipo de reflexión determinado. Además, después de varios usos las superficies del receptor se oxidan, con lo cual pueden acercarse a un reflector Lambertiano (difuso). En consecuencia, se selecciona un rango amplio para la variable: $\sigma_{espec,c} = 0\text{--}500$ mrad. El límite superior de este rango provee un perfil de reflexión similar al difuso. El perfil difuso también se selecciona para la variable.

El ε modifica el foco del flujo solar reflejado por el CSDP, tanto en ubicación como en forma. La potencia total que ingresa en el receptor se ve afectada sustancialmente, como se demostró en el Cap. IV, y la distribución de Φ_{abs} en las superficies puede verse modificada. El sistema de seguimiento de sol está diseñado para proveer un error de alineación menor a $0,25^\circ$.

Por ende, un error sistemático entre 0 y 0,25° podría ocurrir. En ausencia de perturbaciones, como por ejemplo las fluctuaciones del viento, la desalineación puede ser estable. Además, la falta de calibración periódica podría producir errores estables mayores. Sin embargo, valores de ε mayores a 1,00° reducen excesivamente λ , lo que indefectiblemente resulta en valores más bajos de Φ_{abs} y $\dot{Q}_{abs}$. Por lo tanto, para esta investigación se elige un rango de 0,00° a 1,00° para ε .

Se examina la sensibilidad de Φ_{abs} ante las variables obteniendo los "mapas de densidad de flujo", es decir, gráficas de contorno que muestran la variación espacial de Φ_{abs} sobre las superficies internas del receptor. Los mapas de flujo son generados por el software utilizado, así como el valor máximo que toma Φ_{abs} en el mapa. También se obtiene el flujo radiante total absorbido en cada superficie ($\dot{Q}_{abs}$). Se computa el modelo para todas las combinaciones posibles de una serie de valores dentro del rango asignado a las variables. Estos valores se presentan en la Tabla 6.2.

Tabla 6.2

Lista de valores de las variables evaluados con el modelo de trazado de Montecarlo [89]. Se computaron todas las combinaciones posibles.

Variable	Valores
α_s	0,25; 0,34; 0,42; 0,51; 0,60; 0,69; 0,77; 0,86; 0,95.
ε [°]	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1.
$\sigma_{espec,c}$ [mrad]	0; 2; 5; 10; 20; 30; 40; 50; 75; 100; 150; 200; 300; 500; Difusa.

6.2.4. Resultados

6.2.4.1. Máxima densidad de flujo radiante absorbido

Se obtuvieron los mapas de densidad de flujo para cada superficie del receptor y para cada combinación de valores indicados en la Tabla 6.2. Los ejemplos más relevantes se muestran en la Fig. 6.6. En estas gráficas, la superficie "Lados" se muestra como se observaría desde el interior

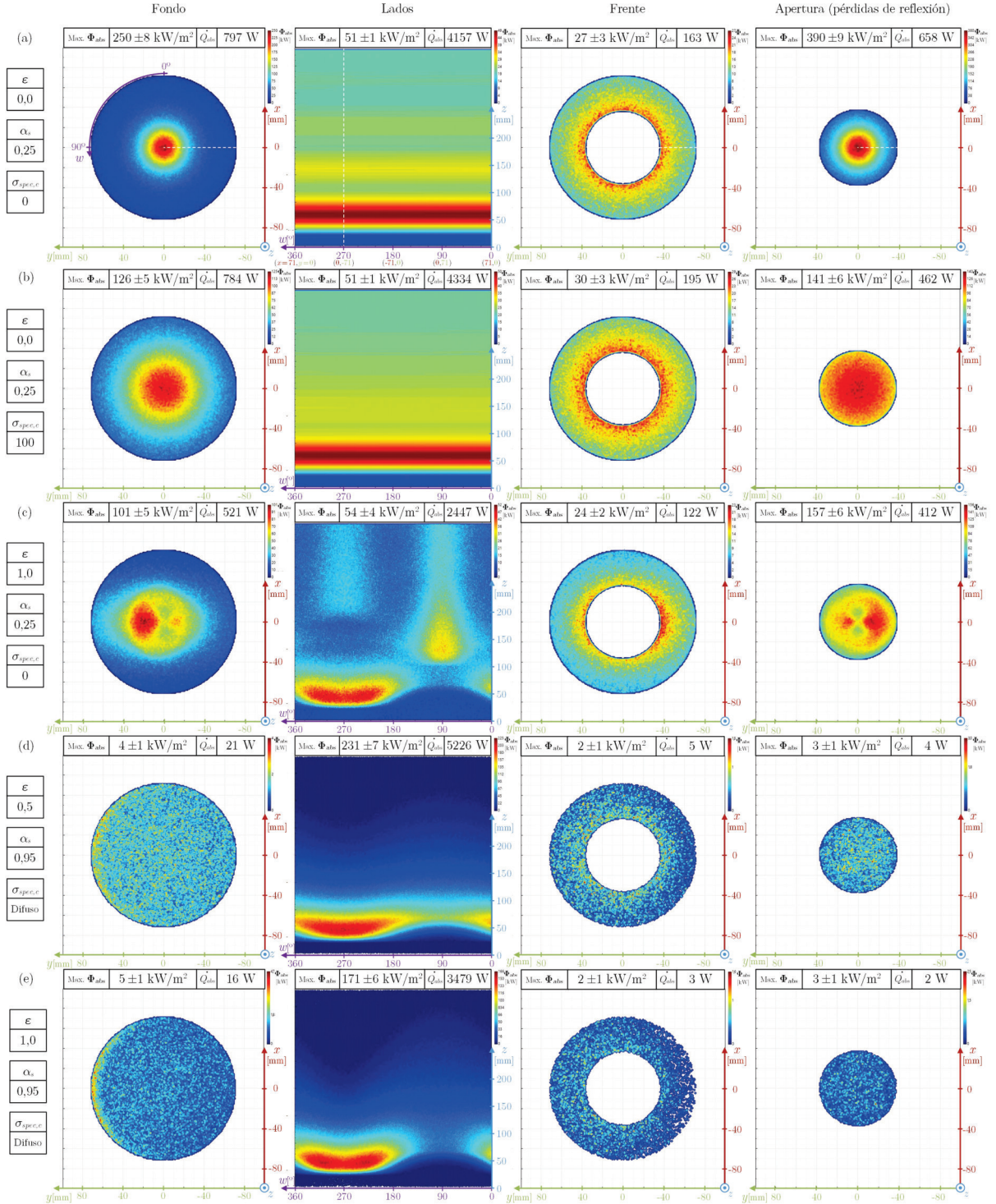


Figura 6.6: Mapas de densidad de flujo radiante absorbido (Φ_{abs}) obtenidos con el modelo de trazado de rayos de Montecarlo para cada superficie [89]. Se muestran cinco combinaciones de valores de las variables. El máximo de Φ_{abs} y el total de $\dot{Q}_{abs}$ en cada superficie se muestra en el recuadro sobre cada gráfico. La escala de colores va de 0 al máximo de Φ_{abs} . ϵ en grados y $\sigma_{espec,c}$, en mrad.

del receptor. Las otras superficies aparecen como se verían desde el eje z positivo. En el caso de los lados, el eje horizontal de la gráfica es una coordenada de distancia sobre el perímetro. Para mayor claridad, los gráficos en la Fig. 6.6(a) muestran con una línea discontinua blanca la intersección de las superficies con el semiplano yz (porción de y negativo). La dirección de los rayos solares incidentes en el CSDP es sobre el plano yz e inclinados un ángulo de ε desde el eje z positivo hacia el eje y positivo. Los contornos (isolíneas) que están coloreados ilustran la densidad de flujo radiante absorbido en cada punto de la superficie. Nótese que la escala de colores es diferente para cada gráfica. En cada caso, va desde 0 kW/m^2 hasta el valor máximo Φ_{abs} del gráfico.

El cambio en el valor máximo de Φ_{abs} de cada superficie con las variables se grafica en la Fig. 6.7. Para cada superficie se muestra un par de gráficos que muestra el efecto de dos variables mientras la tercera se mantiene constante en el valor listado en el recuadro sobre el gráfico. Se puede observar que ocurren valores significativamente altos para el máximo de Φ_{abs} en los Lados y en el Fondo. Por el contrario, se observa que el Frente no presenta valores elevados de densidad de flujo absorbido. Hay que destacar que los resultados para esta superficie muestran más variabilidad debido a su bajo valor de flujo radiante. Como el método de Montecarlo se basa en muestreo aleatorio, valores bajos presentan relativamente mayor error de muestreo.

El máximo de Φ_{abs} en el Fondo aumenta cuando ε se acerca a cero y cuando α_s es menor. Además, la reflexión especular produce la mayor concentración, y la misma decrece con $\sigma_{espec,c}$. El máximo de Φ_{abs} en los Lados se incrementa con α_s . A diferencia del máximo en el Fondo, el máximo Φ_{abs} en los Lados es insensible al tipo de reflexión. El máximo en los Lados también se incrementa con ε . Sin embargo, este incremento es mayor en $\varepsilon = 0,5^\circ$.

Gracias a variar el valor de las variables, se identificaron dos casos desfavorables. Por un lado, baja absorbancia acompañada por reflexión especular y alineación del CSDP perfecta

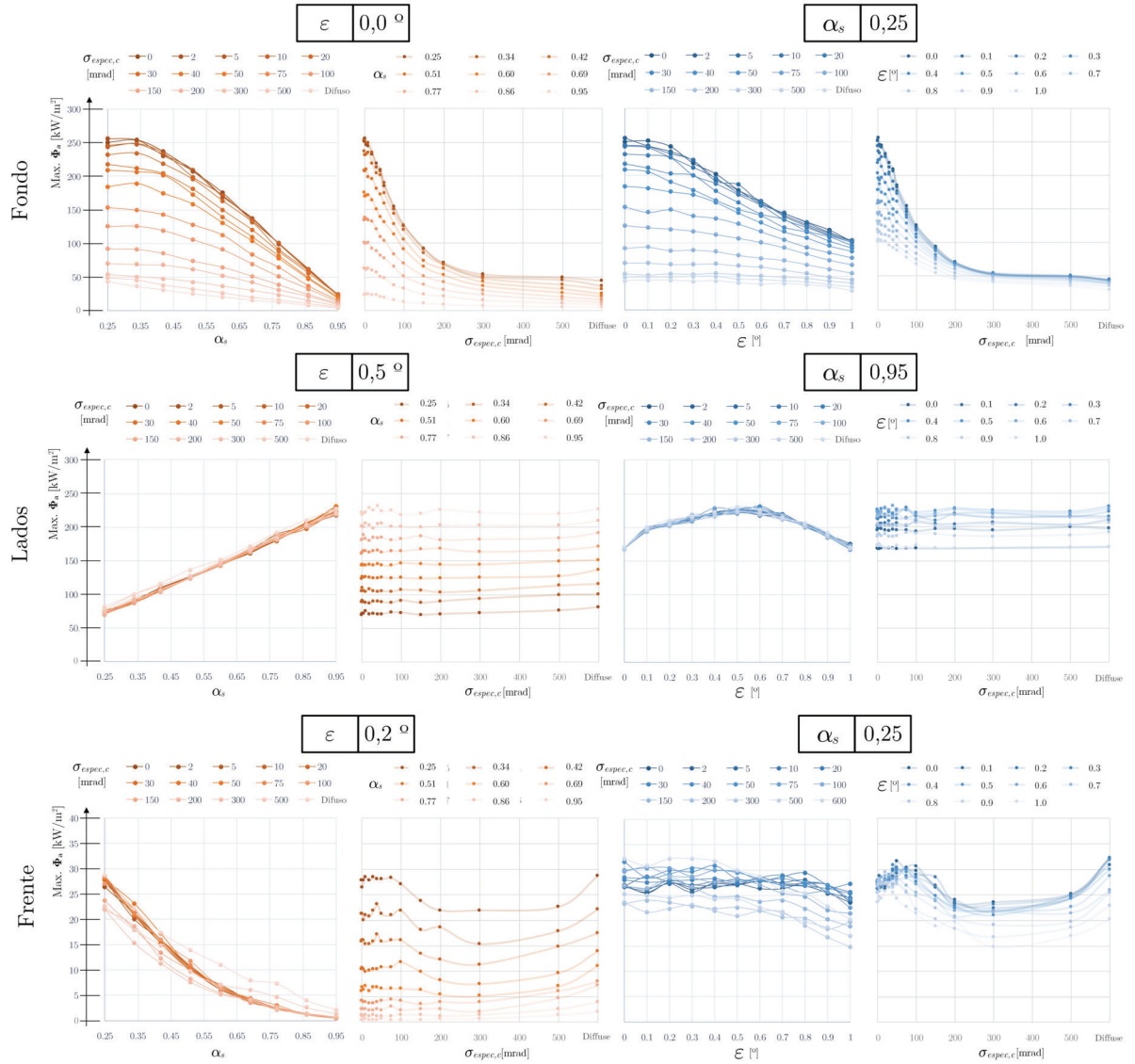


Figura 6.7: Máximo Φ_{abs} para cada superficie interna del receptor en función de las variables [89].

($\alpha_s = 0,25$; $\sigma_{spec,c} = 0$ mrad; $\varepsilon = 0^\circ$) produce el valor más elevado de Φ_{abs} en el Fondo ("Caso del Fondo"). Los mapas de densidad de flujo correspondientes se muestran en la Fig. 6.6(a). Por otro lado, alta absorbancia con un determinado nivel de error de alineación ($\alpha_s = 0,95$; $\varepsilon = 0,5^\circ$) produce el valor más alto de Φ_{abs} en los Lados ("Caso de los Lados"). Los mapas de densidad de flujo para este caso se muestran en la Fig. 6.6(d). Estos dos casos se utilizan en la Sec. 6.3 como entrada en el modelo de CFD para obtener la distribución de temperatura que producen en el reactor.

Resulta relevante intentar explicar las causas de la concentración del flujo. En primer lugar, la absorbancia de las superficies juega un rol mayor en distribuir el flujo radiante entre los Lados y el Fondo. Una α_s más alta produce un mayor flujo de calor en los Lados y menor en las otras superficies, como se ejemplifica al comparar $\dot{Q}_{abs}$ en las Fig. 6.6(d) y 6.6(e) con $\dot{Q}_{abs}$ en las Fig. 6.6(a), 6.6(b) y 6.6(c). Se aborda un análisis detallado del efecto sobre $\dot{Q}_{abs}$ en la Sec. 6.2.4.2. Este hecho sugiere que el flujo radiante que impacta en el Fondo se debe casi completamente a una reflexión previa en los Lados, lo que explicaría la tendencia que sigue el máximo Φ_{abs} de cada superficie con α_s . Adicionalmente, se observa que α_s no afecta significativamente los valores relativos de Φ_{abs} dentro de cada superficie. En otras palabras, las posiciones relativas de las isolíneas dentro de un mismo mapa de flujo se mantienen invariantes al cambiar α_s .

En segundo lugar, una alineación perfecta del CSDP produce una distribución de flujo absorbido axisimétrica. Esta distribución concentra el flujo radiante en el centro del Fondo y crea una imagen del sol si la reflexión es especular, como se observa en la Fig. 6.6(a). Esta imagen se distorsiona cuando se rompe la simetría por un error de alineación, como se ve en la Fig. 6.6(c), y por lo tanto el valor máximo en el Fondo decrece con ε (Fig. 6.7).

Sin embargo, el valor máximo en los Lados sigue una tendencia opuesta. Esto se puede explicar por el hecho de que el flujo radiante reflejado por el CSDP está aproximadamente con-

tenido dentro de un cono que comparte su eje con el CSDP y cuyo vértice está en el punto focal del CSDP (como lo esquematizan los rayos solares trazados en la Fig. 6.2). Con $\varepsilon = 0^\circ$, una superficie plana colocada perpendicular al eje del cono recibiría, dentro de la intersección con el cono, aproximadamente la misma distribución de Φ_{abs} que la fuente (uniforme). Contrariamente, la superficie de los Lados es paralela al eje del cono. La distribución sobre esta superficie se puede predecir cualitativamente con las trazas de los rayos reflejados en la Fig. 6.2. A pesar de ser esquemáticas, las trazas de los rayos incidentes están uniformemente espaciadas y las trazas de los rayos reflejados pasan por el foco real de línea parabólica. Sus puntos de impacto en los Lados sugieren una ausencia de flujo contigua al Frente, seguida de una alta concentración de flujo que decrece hacia el Fondo. Esta predicción coincide con lo que muestran los mapas de flujo de los Lados en la Fig. 6.6(a) y (b), los cuales muestran un anillo con muy bajo valor de Φ_{abs} en la parte inferior del mapa, y un anillo de alta concentración justo arriba.

Adicionalmente, un error de alineación significa una inclinación efectiva de una cierta porción de los Lados hacia el eje del cono, lo que implica que la normal de esta porción de superficie se inclina hacia la dirección del flujo. Por ende, la densidad del flujo recibida por esta porción se ve incrementada. En el lado opuesto de esta superficie, la normal se aleja de la dirección del flujo, y Φ_{abs} se ve disminuido. Esta predicción es acorde a lo que muestra el mapa de flujo de los Lados en la Fig. 6.6(c). En este mapa, el anillo de alta concentración se ha convertido en una zona de alta concentración en el costado izquierdo (plano y negativo) y una zona de flujo disminuido a la misma altura en el costado derecho (plano y positivo).

A medida que ε se incrementa de 0° a 1° , también ocurre que los rayos reflejados se alejan del punto focal (como lo ejemplifica la Fig. 4.3). El flujo radiante se ve progresivamente bloqueado por el aislante debajo de la superficie del Frente. Este efecto se puede observar en el cambio del mapa de flujo de los Lados entre las Fig. 6.6(d) y 6.6(e). La zona de alta concentración

desciende hacia el anillo de flujo nulo en la parte inferior del mapa y se ve recortada. Cuando esto ocurre, el valor máximo de Φ_{abs} en los Lados deja de incrementarse ($\varepsilon = 0,5^\circ$, Fig. 6.7).

En tercer lugar, el tipo de reflexión actúa ya sea dispersando o manteniendo la dirección del flujo que es reflejado en los Lados. Por ende no tiene influencia en el valor máximo del Φ_{abs} en los Lados, pero afecta significativamente el mapa de densidad de flujo del Fondo. Nótese cómo la imagen del sol en el mapa del Fondo se difumina con $\sigma_{spec,c} = 100$ mrad al compararla con las Fig. 6.6(a) y 6.6(b). Mientras más se dispersa el flujo reflejado por los Lados, menos se concentra el flujo radiante absorbido en el Fondo. Como ejemplo adicional, obsérvense los mapas correspondientes a reflexión difusa: Fig. 6.6(d) y 6.6(e).

Finalmente, concluir que el flujo absorbido en el Fondo se origina principalmente de una reflexión previa en los Lados, implica una limitación para los resultados obtenidos en esta investigación. El material del receptor absorbe selectivamente ciertas longitudes de onda del flujo solar. Por ende, luego de la reflexión en los Lados, la distribución espectral del flujo radiante cambia. Dichas longitudes de onda se absorben más que otras, y por ende el espectro del flujo radiante reflejado por los Lados es menor en estas longitudes que el espectro original del flujo solar. El Fondo absorbe selectivamente las mismas longitudes de onda que los Lados. Por lo tanto, la absorbancia efectiva en el Fondo puede ser en realidad menor que en los Lados. El supuesto de superficies grises de esta investigación impide tener en cuenta este efecto, pero podría analizarse asignándole una menor α_s al Fondo.

6.2.4.2. Flujo radiante absorbido en cada superficie

La potencia total absorbida por cada superficie ($\dot{Q}_{abs}$) también se obtuvo como resultado. El efecto que tienen las variables estudiadas sobre la distribución de potencia se grafica en la Fig. 6.8. La Fig. 6.8(a) muestra el efecto del error de alineación, mientras que la Fig. 6.8(b)

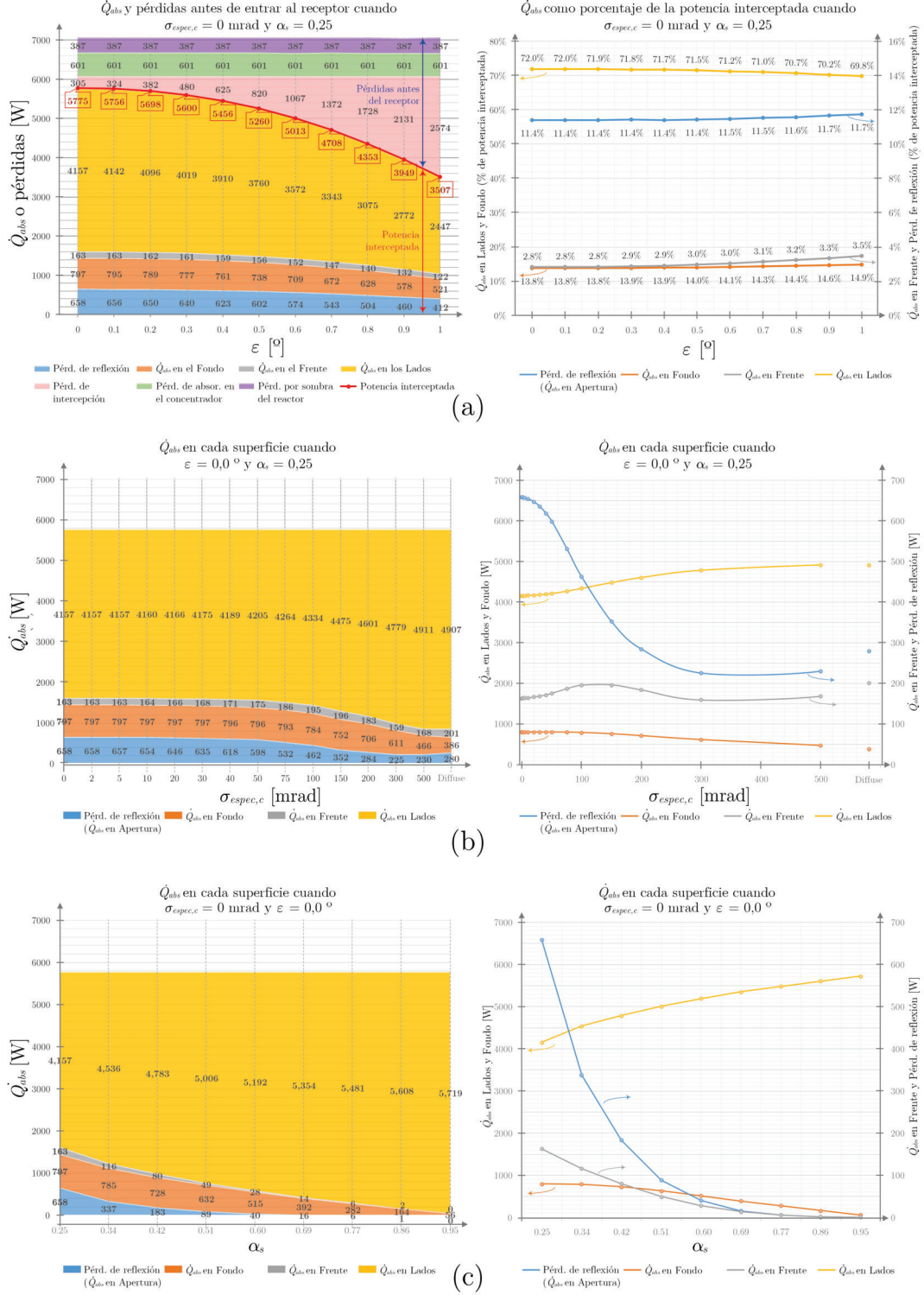


Figura 6.8: Flujo radiante absorbido $\dot{Q}_{abs}$ en cada superficie interna del receptor graficado en función de las variables de la Investigación específica 7 [89].

muestra el efecto del tipo de reflexión. La Fig. 6.8(c) muestra el efecto de la absorbancia solar. Adicionalmente, la Fig. 6.8(a) de la izquierda muestra las pérdidas de potencia antes de entrar al receptor, es decir, el flujo radiante bloqueado por la sombra del reactor antes de impactar en el CSDP, el flujo solar absorbido por el concentrador, y el flujo radiante reflejado fuera de la apertura (pérdidas de intercepción).

El gráfico correspondiente a cada variable tiene valores fijos para las otras variables. Estos valores fijos se eligieron de manera que las tendencias se vieran más claramente. Las tendencias que se pueden observar en la figura se mantienen para otros valores de las variables fijas.

El efecto más significativo del error de alineación es reducir λ , como se estableció en el Cap. IV. Esto se ilustra con la potencia interceptada (línea roja) en la Fig. 6.8(a) de la izquierda. El factor de intercepción decrece rápidamente de $\lambda = 0,95$ con $\varepsilon = 0^\circ$ a $\lambda = 0,57$ con $\varepsilon = 1^\circ$. Por otro lado, la distribución relativa de potencia entre las superficies permanece mayormente sin cambios con ε , como puede verse en la Fig. 6.8(a) de la derecha. Este gráfico muestra el flujo radiante absorbido en cada superficie como porcentaje de la potencia interceptada. Se observa una leve transferencia de potencia de los Lados a las otras superficies, así como a la apertura. La apertura representa las pérdidas de reflexión, que se ven amplificadas de 2,8 % a 3,5 %.

El tipo de reflexión afecta la distribución de potencia. Como puede verse en la Fig. 6.8(b), un perfil de dispersión Gaussiano reduce las pérdidas de reflexión cuando se lo compara con la reflexión especular (225 W con $\sigma_{espec,c} = 300$ mrad vs. 658 W con $\sigma_{espec,c} = 0$ mrad). El perfil de dispersión Lambertiano (difuso) tiene el mismo efecto. Adicionalmente, la transición de reflexión especular ya sea a alta dispersión Gaussiana o a dispersión Lambertiana produce un incremento en la potencia absorbida en los Lados y una reducción en la potencia absorbida en el Fondo.

Esto puede explicarse considerando una porción diferencial de los Lados. En esta área dife-

rencial, una alta dispersión cambia la dirección del flujo reflejado, progresivamente, de un ángulo sólido angosto al hemisferio completo. Además, la reflexión especular en los lados apunta predominantemente hacia el Fondo (nótese que los rayos esquemáticos de la Fig. 6.2 se dirigen hacia el Fondo después de una o muy pocas reflexiones en los Lados). En contraste, la reflexión hacia el hemisferio completo redirige el flujo hacia todas las superficies. Si la dispersión es Lambertiana, esta redistribución es proporcional a la fracción del hemisferio ocupada por la proyección de las superficies. Desde el punto de vista de la porción diferencial de área de los Lados, el Fondo, el Frente y la apertura ocupan una fracción menor del hemisferio que los Lados mismos. Esto se puede confirmar calculando los factores de vista de las superficies, como se hizo en las Ec. 5.13 a 5.15 para el factor de vista de los Lados a la apertura. Dado que la mayor parte del flujo radiante que ingresa al receptor impacta en los Lados, la distribución total de potencia se aproxima a los factores de vista de los Lados cuando el tipo de reflexión tiende a difuso.

Finalmente, el efecto de la absorbanza solar es transferir a los Lados la potencia absorbida en las otras superficies. Esto incluye la apertura, y por ende las pérdidas de reflexión. Esta tendencia se aprecia en la Fig. 6.8(c).

El efecto de α_s se puede explicar considerando que la superficie que primero es impactada por el flujo radiante que ingresa al receptor es predominantemente los Lados (Fig. 6.2). Sólo una pequeña porción impacta primero en el Fondo, y ninguna porción impacta primero en el Frente. Una absorbanza más alta implica que una proporción mayor del flujo radiante es absorbido donde impacta primero.

6.2.4.3. Comparación de resultados

Los resultados del modelo completo de Montecarlo se compararon con los resultados obtenidos en la Simulación numérica del reactor y del proceso del Cap. V. El modelo de Montecarlo completo permitió calcular las pérdidas de reflexión (Fig. 6.8). Este resultado se puede contrastar con el del modelo empleado en la Sec. 5.1.2.3 (Ec. 5.10 y Ec. 5.11).

El modelo empleado en la Sec. 5.1.2.3 se describe en [34]. Es una aproximación basada en la absorbancia efectiva de una recámara con una ventana. Asume que la radiación solar incidente es colimada (rayos paralelos entre sí) y que las paredes de la recámara son difusas [118, 28]. Este modelo estima la absorbancia efectiva del receptor como una función de su área y de α_s . Las pérdidas de reflexión predichas por este modelo están graficadas en Fig. 6.9 con una línea azul discontinua. En la figura también se grafican las pérdidas de reflexión predichas con el modelo de Montecarlo completo.

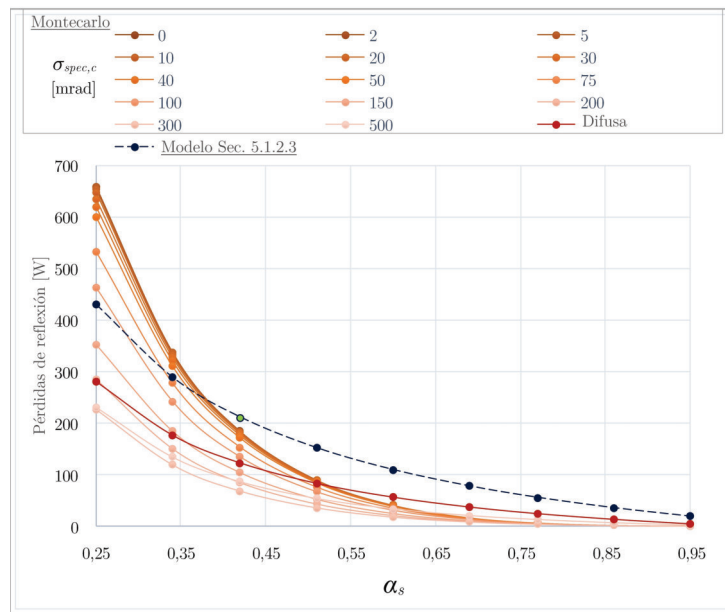


Figura 6.9: Pérdidas de reflexión calculadas con el modelo de Montecarlo (líneas continuas) y con el modelo de la Sec. 5.1.2.3 (línea discontinua) [89].

Puede verse que el modelo de la Sec. 5.1.2.3 predice pérdidas de reflexión más elevadas que el modelo de Montecarlo con superficies difusas (línea continua roja). Sin embargo, se observa que la forma de las curvas coincide, lo que significa que ambos modelos expresan el mismo efecto para α_s sobre estas pérdidas.

El autor de esta tesis considera que el modelo de Montecarlo produce una predicción más precisa, ya que tiene en cuenta la dirección real de la radiación solar incidente, la cual difiere completamente del supuesto de radiación colimada.

6.3. Distribución de la temperatura dentro del reactor

Con el objeto de modelar más detalladamente los procesos de transferencia de calor en el reactor-receptor y obtener un límite superior para la distribución espacial de la temperatura, se diseñó un modelo simplificado y conservador de (CFD). Para ello se empleó el software *CFX* de *ANSYS v18.2*. Los dos casos de distribuciones de Φ_{abs} de alta concentración que se obtuvieron en la Sec. 6.2.4.1 se incorporaron al modelo de CFD como condiciones de borde.

El modelo de CFD de esta sección no pretende representar en detalle los procesos de reacción del reactor. En cambio, tiene como objetivo representar de manera conservadora las condiciones relevantes para la transferencia de calor desde el receptor bajo las Condiciones normales de operación más desfavorables (Sec. 6.3.2). De esta manera, si las temperaturas permanecen debajo del límite del material en el modelo de CFD, se puede afirmar con seguridad que permanecerán debajo del límite bajo cualquier condición real de operación normal.

Con los resultados del modelo de CFD, se da respuesta a las Investigaciones específicas 8 y 9 de la presente tesis.

6.3.1. Estado del arte

Hasta donde pudo constatar el autor, si bien el modelado de reactores solares por CFD es de uso generalizado en la literatura, sólo existe un antecedente de este tipo de análisis en particular para un reactor solar de vórtice indirectamente irradiado. Este antecedente es el trabajo publicado por Müller y Steinfeld [122]. Los autores desarrollaron un modelo para gasificación presurizada de suspensión de carbón y encontraron que, con una temperatura de salida de gases del reactor de 1486 K, la temperatura máxima en la cavidad del receptor estaba por encima de los 1600 K. Este resultado enfatiza aún más la necesidad del análisis detallado de la distribución espacial de temperatura que se desarrolla en este capítulo.

6.3.2. Condiciones de operación normales más desfavorables

El modelo del reactor y del proceso desarrollado en el Cap. V predice que el medio de reacción puede mantenerse en 1200 K a pesar de las variaciones de la irradiancia solar ajustando las tasas de entrada de orujo y vapor. Esta predicción es válida con razonable certeza para la temperatura de los gases de salida. Sin embargo, debido a la concentración desigual del flujo radiante en las superficies del receptor encontrada en la Sec. 6.2.4.1, la máxima temperatura dentro del reactor será mayor a 1200 K y puede ser mayor al límite admitido por el material.

Para asegurar que no se superará este límite para todas las posibles condiciones normales de operación del reactor, se debe definir el caso más desfavorable entre ellas. Si las temperaturas permanecen debajo del límite para el caso más desfavorable, también lo harán para cualquier otra condición normal de operación. Las condiciones de operación más desfavorables son:

- el valor más elevado de irradiancia normal directa, 1144 W/m²;
- las pérdidas térmicas más bajas, es decir, sin convección forzada (ausencia de viento) y

mínima convección natural (apertura del receptor apuntando al suelo);

- la temperatura de entrada del vapor más elevada (mínimo calor provisto por el reactor para elevar su temperatura).

La máxima I_{DN} se tomó de la base de datos generada en la Sec. 5.1.2.1. Como elección conservadora y por simplicidad, se decide no considerar ninguna pérdida por convección. De manera similar, ya que la temperatura de entrada del vapor es resultado de la recuperación de calor de la corriente de salida, se decide considerarla como 1200 K.

6.3.3. Modelo de Dinámica de Fluidos Computacional

6.3.3.1. Dominio y supuestos físicos

La geometría del modelo del reactor se muestra en la Fig. 6.10. El vapor ingresa al medio de reacción por la superficie denominada "Entrada". La mezcla de gas de síntesis y vapor sale a través de la superficie denominada "Salida". La dirección del vector de gravedad está en el plano yz y forma un ángulo de 10° con el eje del receptor hacia la dirección de y negativa, lo que corresponde al ángulo de elevación al mediodía solar. Se definen seis subdominios: el medio de reacción (F), el material del reactor-receptor (R), el aislante (I), el lecho de biomasa y ceniza (B), el aire dentro del receptor (A) y la apertura (E). Los tres últimos subdominios se explican más adelante en la presente sección.

Bajo condiciones normales de operación, la tasa de entrada de energía solar y las tasas de entrada de orujo y vapor varían minuto a minuto. Sin embargo, sólo se considera la solución de estado estacionario para el modelo, ya que la temperatura máxima dentro del reactor siempre será mayor en la solución de estado estacionario, que en cualquier estado transitorio. Esto se puede garantizar asignándole al modelo una entrada de potencia térmica igual a la máxima po-

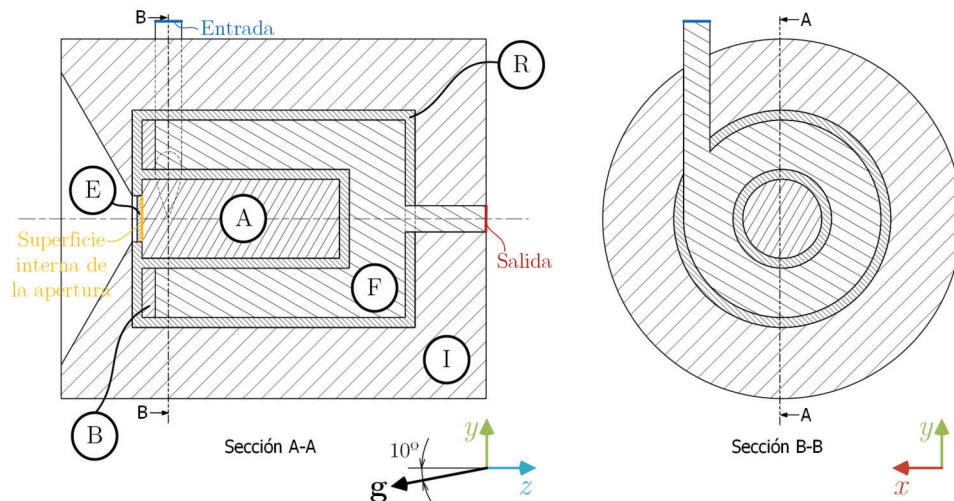


Figura 6.10: Esquema de la geometría del reactor-receptor empleada en el modelo de CFD [89]. Los diferentes subdominios se identifican con letras: medio de reacción (F), material del reactor-receptor (R), aislante (I), lecho de biomasa y ceniza (B), aire dentro del receptor de cavidad (A), apertura (E).

sible. Además, la compensación de los transitorios solares considerada en el diseño del reactor, implica que el consumo de energía global de las reacciones y las pérdidas térmicas, compensan la entrada de energía solar a una temperatura media de 1200 K. Por ende, se asignan a las tasas de entrada de orujo y biomasa valores constantes que equiparan la máxima entrada de potencia térmica.

Hay que destacar que este máximo de entrada de potencia ocurre al mediodía solar por a lo sumo tres horas, y por ende, la solución de estado estacionario podría nunca ser alcanzada realmente. A pesar de este hecho, la solución de estado estacionario sí determina un límite superior para cualquier estado transitorio que se pueda desarrollar dentro de estas tres horas. Adicionalmente, algunos casos de operación no estacionaria con menor potencia de entrada promedio, pueden conllevar temperaturas promedio del reactor más bajas (800 K – 1200 K), lo que perjudica la conversión de la biomasa. En esos casos se producirían más alquitranes, el

consumo de calor sería más bajo, y la temperatura promedio subiría. Sin embargo, esta suba provocaría que se restablecieran la conversión de biomasa y el consumo de calor. Por lo tanto, el límite superior en la temperatura también se aplica a estos casos de operación no estacionaria.

La acumulación de masa dentro del medio de reacción no se considera en este modelo. En el reactor real, tanto la biomasa como la ceniza se acumulan a lo largo del día, y las cenizas que restan se extraen al final del día. En contraste, el modelo tiene como objeto proveer un límite superior en las Condiciones de operación más desfavorables, las cuales ocurren al mediodía cuando alrededor de la mitad del total de cenizas se ha acumulado. Por ende, una cantidad representativa de biomasa y ceniza se incluye en el modelo asumiendo que se depositan en el lado del frente del reactor y coalescen en un lecho: el subdominio (B). Para cerrar el balance de masa, se considera que la masa de las cenizas producida por la reacción sale del reactor con la corriente de gases de salida.

Para verificar el supuesto simplificador del lecho de biomasa y ceniza, se llevó a cabo una simulación del flujo. El flujo en el medio de reacción (F) fue simulado incluyendo una inyección de partículas inertes localizada en la entrada de biomasa (Fig. 6.1). Estas partículas eran esferas de 1 mm de diámetro con propiedades de material del orujo. Se simularon sus trayectorias por 10 s. Se verificó que en todos los casos caían rápidamente al lado del frente y permanecían adyacentes a la pared del frente. Dado que las partículas de orujo reales tienen tamaños significativamente mayores, y que se requieren 28 min para que el orujo se consuma completamente [63, 4], se concluyó que el supuesto del lecho de biomasa y ceniza es razonable.

Sin embargo, simular partículas reactivas en el modelo de CFD para toda la duración de la reacción (28 min) sería computacionalmente prohibitivo. Por lo tanto, no se consideró el modelado de las partículas de biomasa y hollín en el flujo. Como simplificación, el lecho de biomasa y ceniza (B) se representó como un subdominio sólido. Se le asignó a este subdominio

una conductividad térmica conservadoramente baja (del rango reportado en [107]) y absorban-
cia total, como se observa en la Tabla 6.3. Esta simplificación desprecia el flujo de gases entre
las partículas que componen el lecho. Sin embargo, como dicho flujo solo puede aumentar la
transferencia de calor desde el receptor, esta simplificación es conservadora.

Hay que destacar que es probable que las partículas de ceniza exhiban adhesión a las pa-
redes del reactor, lo cual no se consideró en la simulación de flujo con partículas inertes. Por
ende, existen otras posibilidades para el depósito de las capas de ceniza diferentes a un lecho
sobre la pared del frente. Por ejemplo, las partículas de ceniza podrían adherirse a las Paredes
internas del reactor (Fig. 6.1), lo que aumentaría la absorbancia de esta superficie. Este cambio
aumentaría la transferencia de calor por radiación desde el receptor. Además, las cenizas po-
drían adherirse a las Paredes externas del receptor, lo que disminuiría la conductancia térmica
del receptor. Este cambio empeoraría la transferencia de calor. Sin embargo, ya que se espera
que se establezca un flujo de vórtice en el medio de reacción, es probable que el reactor exhiba
algún grado de separación ciclónica. Es improbable por lo tanto que las partículas de ceniza se
adhieran a las Paredes externas del receptor. La distribución definitiva de la ceniza y la biomasa
dentro del medio de reacción debe ser determinada empíricamente y está más allá del alcance
de la presente Investigación específica. El supuesto de un lecho junto al frente del reactor se
considera aceptable dentro de los objetivos de este modelo.

Ya que no se incluye el modelado de partículas, la inyección de partículas se sustituyó por
una creación de gas de pirólisis en la interfaz entre el subdominio sólido (B) y el subdominio
fluido (F). Esta sustitución se justifica por tres razones. En primer lugar, desvolatilización de
la biomasa requiere aproximadamente 1 min para ocurrir [63], y las partículas caen hasta el
lado del frente del reactor mucho más rápido. En segundo lugar, las reacciones de gasificación
ocurren en la interfase sólido-fluido. Después de la desvolatilización, el *char* sólido que resulta

Tabla 6.3
Propiedades de materiales empleadas en los subdominios del modelo de CFD [89]. En el caso de los sólidos y del aire perteneciente al subdominio (A), sólo la conductividad térmica y las propiedades radiativas son necesarias.

	Gas de Pirólisis	Vapor	Gas de síntesis	Masa de ceniza y alquitran dispersas en el fluido	Acero Inoxidable SAE 310	Aislante	Lecho de biomasa y ceniza	Aire	Apertura
Nombre en la librería de CFX (Grupo de Combustión de Gas Real)	—	H_2O	Mezcla de composición fija de C_2H_6 , CH_4 , CO , CO_2 , H_2 , N_2 . Fracciones en masa de acuerdo con la Ec. (5.44)	—	—	—	—	—	—
Modelo de Ecuación de estado	Prop. const.*	Gas Real - Aungier-Redlich-Kwong [9]	Gas Real - Aungier-Redlich-Kwong [9]	Prop. const.	—	—	—	—	—
Masa molar [kg/kmol]	19,632	—	—	1000	—	—	—	—	—
Densidad [kg/m ³]	0,1994	—	—	1000	—	—	—	—	—
Modelo de Calor específico	Prop. Const.†	Gas Real - Formato NASA [79]	Gas Real - Formato NASA [79]	Prop. const.	—	—	—	—	—
Calor específico a presión constante [J/(kg K)]	1508	—	—	1,6	—	—	—	—	—
Entalpía específica de referencia [J/kg]	-3,5549 · 10 ⁶ a 298,2 K y 101,3 kPa	—	—	-2,7814 · 10 ⁵ a 1200 K y 101,3 kPa†	—	—	—	—	—
Modelo de Viscosidad dinámica o valor [Pas]	0,1230*	Modelo de Teoría Cinética - Esfera interactuante [26]	Modelo de Teoría Cinética - Esfera interactuante [26]	4,534 · 10 ⁻⁵ *	—	—	—	—	—
Modelo de Conductividad térmica o valor [W/(m K)]	—	Modelo de Teoría Cinética - Eucken Modificado [136]	Modelo de Teoría Cinética - Eucken Modificado [136]	0,1230 *	19,6 [159]	Función de la temperatura (prom. 0,1119) Valores en Tabla 5.1	0,16	10 ⁻⁶	10 ³
Coefficiente de absorción [m ⁻¹]	—	3,0	3,0	3,0	—	—	—	0	—
Emisividad	—	—	—	—	0,777 [158]	—	1	—	1

*Equivalente a gas de síntesis a 1200 K.
†Equivalente a propiedades de orujo (Sec. 5.1.2.5 y Tabla 5.3).
‡Asumiendo que no hay cambio de entalpía para la ceniza, y la misma entalpía específica de referencia para los alquitranes que el orujo.

se gasifica cuando entra en contacto con el vapor. Tercero y más importante, la localización del consumo de calor (reacciones de gasificación y calentamiento de la biomasa) está representada adecuadamente si se ubica en esta interfaz.

Excluir el modelado de las partículas de biomasa y hollín implica dos cosas. Por un lado, la interacción de las partículas con el fluido es despreciada. El flujo real puede verse ralentizado por las partículas. Sin embargo, se asume que este efecto no es significativo ya que las partículas se aglomeran rápidamente en el lecho de biomasa y ceniza y se separan del fluido. Por otro lado, las partículas de hollín tienen un efecto significativo en la transferencia de calor por radiación (aumento de α_a). Como se explica en la Sec. 6.3.3.5, despreciar su efecto es una simplificación conservadora.

Finalmente, los subdominios (A) y (E) se incluyeron para cuantificar las pérdidas de emisión. El subdominio (E) se ubicó en la apertura. Este subdominio es sólido, de 1 mm de espesor y no tiene existencia física real. Interactúa con el subdominio (A) en la superficie denominada "Superficie interna de la apertura", la cual está definida en la Fig. 6.10. La Superficie interna de la apertura absorbe el flujo radiante emitido por las superficies del subdominio (A), que coinciden con las paredes internas del receptor de la Fig. 6.1. Este flujo absorbido se conduce a través de (E) y luego por convección es transmitido al ambiente en su superficie externa. Para evitar alterar el flujo emitido por el subdominio (A), se le asignó al subdominio (E) absorbanza total y coeficientes de conducción y convección arbitrariamente altos. De esta manera, la temperatura de la Superficie interna de la apertura es mantenida virtualmente idéntica a la temperatura ambiente. Además, la emisión hacia adentro del receptor es despreciada, ya que es producto de la superficie reflectante del concentrador, que está a temperatura ambiente.

La inclusión del subdominio fluido denominado (A) fue necesaria, ya que el software lo requiere para establecer un intercambio de calor por radiación entre superficies de dos subdo-

minios diferentes. Esto es, entre las superficies internas de receptor – subdominio (R) – y la Superficie interna de la apertura – subdominio (E). Al subdominio (A) se le asignaron propiedades constantes de aire. Para limitar la interacción de (A) con los demás subdominios exclusivamente a la radiación, su empuje se desactivó y se le asignó una conductividad térmica despreciable.

6.3.3.2. Ecuaciones de flujo y condiciones de borde

En las ecuaciones que se listan en esta sección, se omiten los términos dependientes del tiempo y los que han sido despreciados. La definición de la simbología se encuentra disponible en la Nomenclatura. Los subíndices i y j siguen el Convenio de suma sobre x , y y z .

El medio de reacción se modeló como un flujo turbulento multicomponente [6]. El subdominio (F) está regido por una ecuación de conservación de masa (Ec. 6.1), una ecuación de conservación de media de Reynolds de momento (Ec. 6.2 y 6.3), una ecuación de conservación de media de Reynolds de energía (Ec. 6.5), y un conjunto de ecuaciones de turbulencia (Sec.6.3.3.4, Ec. 6.12 a 6.18). Se calcula un único campo de velocidad para el fluido. Lo mismo ocurre para la presión, la temperatura y la turbulencia.

$$\frac{\partial}{\partial x_i} (\bar{\rho} \bar{U}_i) = S_c \quad (6.1)$$

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\bar{\rho} \bar{U}_i \bar{U}_j) = -\frac{\partial p'}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[(\mu + \mu_t) \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) \right] + S_{m,i} \quad (6.2)$$

$$p' = \bar{p} + \frac{2}{3} \bar{\rho} \kappa \quad (6.3)$$

En la Ec. 6.2, el empuje se suma en el término fuente $S_{m,i}$ como:

$$S_{m,i,empuje} = (\bar{\rho} - \rho_{ref}) g_i \quad (6.4)$$

$$\frac{\partial}{\partial x_j} \left[\bar{\rho} \bar{U}_j \left(\bar{h} + \frac{1}{2} \bar{U}_i \bar{U}_i + \kappa \right) \right] = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[k \frac{\partial T}{\partial x_j} + \sum_I \bar{\rho} D_I \bar{h}_I \frac{\partial \tilde{Y}_I}{\partial x_j} + \frac{\mu_t}{Sc_t} \frac{\partial \bar{h}}{\partial x} \right] + S_e \quad (6.5)$$

Además, cada compuesto gaseoso en este subdominio obedece una ecuación escalar de transporte para su fracción en masa (Ec. 6.6), y las propiedades del fluido se obtienen como el promedio ponderado en la fracción de masa de las propiedades de los compuestos. La fracción en masa del componente I está dada por $\tilde{Y}_I = \tilde{\rho}_I / \bar{\rho}$, donde $\tilde{\rho}_I$ es la media de Reynolds de la masa del componente I por unidad de volumen.

$$\frac{\partial}{\partial x_j} \left(\bar{\rho} \tilde{U}_j \tilde{Y}_I \right) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\rho D_I + \frac{\mu_t}{Sc_t} \right) \frac{\partial \tilde{Y}_I}{\partial x_j} \right] + S_I \quad (6.6)$$

La "reacción" global de gasificación se considera a través del término fuente en la ecuación de transporte escalar (S_I), como lo indican las Ec. 6.7 y 6.8, y de acuerdo a la estequiometría detallada en la Ec. 5.44. El consumo de calor de la reacción se refleja en el término de entalpía de la ecuación de energía, y el modelo químico de velocidad finita se usa para la velocidad de reacción.

$$S_I = M_I (\nu_{I,prod} - \nu_{I,rec}) R_{gasif} \quad (6.7)$$

$$R_{gasif} = A e^{\frac{-E_a}{RT}} \prod_I [I] \quad (6.8)$$

La ecuación de transporte radiativo (Ec. 6.9) también se resuelve en el subdominio (F):

$$\frac{d\mathbf{I}(\mathbf{r}, \mathbf{\check{s}})}{ds} = \alpha_a [\mathbf{I}_b(T) - \mathbf{I}(\mathbf{r}, \mathbf{\check{s}})] \quad (6.9)$$

donde $\mathbf{r}$ es el vector de posición de un lugar del medio de reacción, s es una longitud de una trayectoria a través del medio y $\mathbf{\check{s}}$ es la dirección de esa trayectoria. Esta ecuación contribuye al término fuente de la ecuación de energía (S_e) a través del flujo de calor neto a través de una

superficie localizada en $\mathbf{r}$ y vector normal unitario $\mathbf{\tilde{n}}$:

$$\dot{Q}(\mathbf{r}, \mathbf{\tilde{n}}) = \int_{4\pi} \mathbf{\tilde{s}} \cdot \mathbf{\tilde{n}} \mathbf{I}(\mathbf{r}, \mathbf{\tilde{s}}) d\Omega \quad (6.10)$$

Los subdominios sólidos (R), (I), (B) y (E) y el subdominio fluido (A) están regidos por la ecuación estacionaria de conducción del calor:

$$\frac{\partial}{\partial x_i} \left(k \frac{\partial T}{\partial x_i} \right) = S_e \quad (6.11)$$

El subdominio (A) también está regido por la ecuación de transporte radiativo (Ec. 6.9–6.10).

A la superficie "Entrada" se le asignó un flujo de vapor puro a 1200 K (normal a la superficie). La tasa de flujo másico se calculó para cada caso simulado de manera que el flujo neto de entrada de calor se balanceara con el consumo energético de la reacción. Su rango fue entre 2,59 a 3,67 g/s. El cálculo de este valor se realizó con la simulación del reactor y del proceso desarrollada en el Cap. V. La superficie "Salida" se configuró como una salida a 0 Pa de presión relativa. Las demás fronteras del subdominio (F) se configuraron como paredes sin deslizamiento.

Además, la producción de gas de pirólisis se configuró como una fuente de masa en el subdominio (F), en la interfaz con el subdominio (B). La tasa de flujo másico se determinó de la misma manera que la tasa de flujo másico de vapor. En los casos simulados, la tasa de flujo de gas de pirólisis varió entre 1,12 y 1,60 g/s. La temperatura del gas de pirólisis se estableció en 298 K, de manera de tener en cuenta el calor requerido para elevar la temperatura del orujo entrante hasta la temperatura del medio de reacción.

La turbulencia en la Entrada se configuró como Baja (Intensidad = 1 %). Todas las demás

fronteras del subdominio (F) se establecieron como paredes lisas (excepto la Salida). A la fuente de gas de pirólisis se le asignaron valores bajos de turbulencia ($\kappa = 0,01 \text{ J/s}$ y $\omega = 0,1 \text{ s}^{-1}$).

Todas las fronteras del subdominio (F) se configuraron como reflectores y emisores difusos basados en su temperatura local. A la Entrada, la Salida, y la interfaz con (B) se les asignó una emisividad de 1. A las demás fronteras de (F) se les asignó la emisividad del material (0,777). Al medio se le asignó un coeficiente de absorción de 3 m^{-1} , como se explica en la Sec. 6.3.3.5.

A los subdominios sólidos (R), (B), (I) y (E) se les aplicó la condición de transferencia de calor conjugado. Cada uno de estos subdominios, por lo tanto, sigue una ecuación de conservación de energía (la ecuación de transporte de calor, Ec. 6.11). Y además, en cada interfaz entre subdominios (ya sea sólidos o fluidos) las ecuaciones de energía están acopladas, lo que significa que comparten la misma temperatura y que el flujo de calor a través de ellas es conservado.

La distribución de Φ_{abs} que se predijo con el modelo de Montecarlo en la Sec. 6.2.4.1 se agregó al subdominio (R) como una fuente de energía en las superficies internas del receptor, es decir, en la interfaz con (A). En los casos simulados, el flujo de calor total varió entre 5845 y 6319 W. El error de mapeo de Φ_{abs} al modelo de CFD se mantuvo entre -0,6 % y -0,1 %.

A las superficies externas del aislante (I) se les asignó una condición de borde de convección con un coeficiente de $10 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ hacia una temperatura ambiente de 293 K. Esta condición de borde contabiliza las pérdidas de conducción del reactor.

Finalmente, el subdominio (A) es un subdominio fluido sin flujo y conductividad térmica despreciable. Su ecuación de conservación de energía (Ec. 6.11) se reduce al término fuente, el cual sólo se ve afectado por la ecuación de transporte radiativo (Ec. 6.9) de este subdominio. El coeficiente de absorción se estableció en 0 m^{-1} , para que sólo las superficies (y no el medio dentro del subdominio) participen en el intercambio radiativo. A las fronteras en la interfaz con el subdominio (R), es decir, a las superficies internas del receptor, se les asignó una emisividad

de 0,777, mientras que a la frontera con el subdominio (E) – la apertura – se le asignó una emisividad de 1. Todas las fronteras se establecieron como reflectores y emisores difusos. A la superficie externa del subdominio (E) se le asignó un coeficiente de convección arbitrariamente alto: $10^5 \text{ W/(m}^2\text{K)}$, hacia una temperatura ambiente de 293 K. Ya que a (E) se le asignó una conductividad térmica arbitrariamente alta, esta última condición de borde contabiliza las pérdidas de emisión del reactor.

6.3.3.3. Propiedades de los fluidos

Se consideraron propiedades de fluido dependientes de la presión y la temperatura para el vapor y el gas de síntesis. Se empleó el modelo de Gas Real en la librería de *CFX* [6], como se indica en la Tabla 6.3. En el caso del vapor y los compuestos que contiene el gas de síntesis, se utilizó el modelo Aungier-Redlich-Kwong [9] para obtener una ecuación de estado para la densidad. Adicionalmente, los coeficientes polinómicos con formato NASA que están incorporados en el software se emplearon para modelar la dependencia del calor específico a presión constante con la presión y la temperatura [79]. Este modelo, a su vez, provee una ecuación de estado para la entalpía. La conductividad térmica y la viscosidad dinámica se computan con el modelo de la Esfera interactuante [26] y el modelo modificado de Eucken [136], respectivamente, basados en la Teoría Cinética de los Gases.

Se consideraron dos especies gaseosas auxiliares con propiedades constantes. Estas son el gas de pirólisis y la masa de alquitrán y ceniza dispersas en el fluido. Como se explicó en la Sec. 6.3.3.1, la primera sustituye la inyección de orujo sólido, y la segunda contabiliza la ceniza y el alquitrán que produce la reacción.

6.3.3.4. Modelo de turbulencia

Para describir el efecto de la turbulencia en el flujo, se eligió el modelo de Transporte de Tensión de Corte (SST) basado en k - ω [112, 173]. El modelo SST combina dos modelos diferentes: el modelo k - ω y el modelo k - ϵ . El modelo SST provee una solución más precisa al emplear el modelo k - ω cerca de las paredes y el modelo k - ϵ en la región lejana a las paredes. El cambio de un modelo a otro se realiza por medio de dos funciones de combinación. Las ecuaciones que describen el modelo son las Ec. 6.12 a 6.18. En las mismas, la energía cinética turbulenta específica se denota con κ en vez de k .

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\bar{\rho} \bar{U}_j \kappa) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\kappa 3}} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} \right] + P_\kappa - \beta' \bar{\rho} \kappa \omega + P_{\kappa b} \quad (6.12)$$

$$\frac{\partial}{\partial x_j} (\bar{\rho} \bar{U}_j \omega) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_{\omega 3}} \right) \frac{\partial \omega}{\partial x_j} \right] + (1 - F_1) 2\bar{\rho} \frac{1}{\sigma_{\omega 2} \omega} \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} \frac{\partial \omega}{\partial x_j} + \alpha_3 \frac{\omega}{\kappa} P_\kappa - \beta_3 \bar{\rho} \omega^2 + P_{\omega b} \quad (6.13)$$

$$\frac{\mu_t}{\bar{\rho}} = \frac{a_1 \kappa}{\max(a_1 \omega, S F_2)} \quad (6.14)$$

$$P_\kappa = \mu_t \left(\frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} + \frac{\partial \bar{U}_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_j} - \frac{2}{3} \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_i} \left(3\mu_t \frac{\partial \bar{U}_i}{\partial x_i} + \bar{\rho} \kappa \right) \quad (6.15)$$

$$P_{\omega b} = \frac{\omega}{\kappa} ((\alpha_3 + 1) \max(P_{\kappa b}, 0) - P_{\kappa b}) \quad (6.16)$$

$$P_{\kappa b} = -\frac{\mu_t}{\bar{\rho}} g_i \frac{\partial \bar{\rho}}{\partial x_i} \quad (6.17)$$

donde F_1 y F_2 son las funciones de combinación S es una medida invariante de la tasa de deformación, y a_1 y β' son constantes, todas disponibles en [6]. Los coeficientes $\sigma_{\kappa 3}$, $\sigma_{\omega 3}$, α_3 y β_3 son combinaciones de las constantes correspondientes con subíndices 1 y 2 (también

disponibles en [6]), de acuerdo a:

$$\varphi_3 = F_1 \varphi_1 + (1 - F_1) \varphi_2 \quad (6.18)$$

Se prefirió el modelo SST en esta investigación porque el reactor opera a velocidades de flujo relativamente bajas. Cuando el flujo volumétrico en la Entrada es máximo (Condiciones de operación más desfavorables, Sec. 6.3.2), el número de Reynolds en la tubería de entrada es entre 1500 y 1800. Se asume que se forma un flujo en espiral alrededor del receptor de cavidad, lo que implica un número de Reynolds en el medio de reacción en el rango de 1100 a 1200.

6.3.3.5. Modelo de radiación

La transferencia de calor por radiación es relevante en dos ubicaciones diferentes. En primer lugar, entre las superficies internas del receptor, donde la participación del medio (aire) es despreciable. En segundo lugar, entre las superficies que contienen el medio de reacción, donde el medio juega un rol significativo. En el primer caso, el modelo de radiación sirve para predecir las pérdidas de emisión. En el segundo caso, el modelo de radiación sirve para calcular la contribución de la radiación a la transferencia de calor desde el receptor. En ambos casos se resuelve la ecuación de transporte radiativo (Ec. 6.9).

Para resolver esta ecuación en el medio de reacción, se requiere conocer el coeficiente de absorción (α_a) del medio. Se obtuvo una estimación de α_a del medio de reacción. Las medias de Plank de los coeficientes de absorción han sido reportados por Zhang y Modest [181] para H_2O , CO , CH_4 y CO_2 a 1200 K. El medio de reacción es una mezcla de vapor y gas de síntesis compuesta por 60 % de vapor de agua y los gases listados en la Ec. 5.44. Se estimó un valor de $\alpha_a = 3,3 \text{ m}^{-1}$ para el medio de reacción considerando un promedio ponderado en las presiones parciales. Este método de estimación desprecia la superposición de los espectros

de absorción de los diferentes compuestos gaseosos, lo que resultaría en una sobreestimación. Sin embargo, la presencia de partículas de hollín suspendidas en el medio y de los gases de alquitrane aumentarían significativamente la absorción del medio. El valor real de α_a es, por ende, probablemente mayor que la estimación de $3,3 \text{ m}^{-1}$.

Dada la incertidumbre en el valor de α_a , se varió este parámetro para evaluar su efecto en la transferencia de calor. Se comparó el caso de $\alpha_a = 0 \text{ m}^{-1}$ (sin participación del medio) con el caso de $\alpha_a = 3 \text{ m}^{-1}$. Para ello se resolvió el modelo de CFD con una condición de borde de temperatura en las superficies internas del receptor (1273 K). Al incluir la participación del medio en la transferencia por radiación ($\alpha_a = 3 \text{ m}^{-1}$), el efecto fue un incremento del 8,1 % en el calor total extraído del receptor respecto al caso sin participación del medio. Este efecto es beneficioso, ya que implica un coeficiente global de transferencia de calor más grande. Se consideró que un valor de 3 m^{-1} es el mínimo posible para α_a , y por ende se lo seleccionó para el modelo de CFD como una elección conservadora.

El Modelo de Transferencia Discreta (DTM) se seleccionó para resolver las ecuaciones de transporte radiativo de los subdominios (A) y (F), ya que es válido para transferencia con y sin participación del medio. Además, su precisión se puede mejorar aumentando el número de rayos trazados para cada elemento de superficie. Una descripción detallada de este modelo puede encontrarse en [116] y en [72].

El modelo DTM se basa en el trazado de rayos entre las superficies que interactúan. El hemisferio sobre cada elemento de superficie se divide en ángulos sólidos según el número de rayos que se ha especificado previamente. Las direcciones de los rayos se computan a través del centro de cada ángulo sólido del hemisferio. En total, el cuadrado del número de rayos se traza para cada elemento de superficie [5]. Adicionalmente, las trayectorias de los rayos se discretizan dividiéndolas en las fronteras de los elementos de volumen. El error de discretización de la

radiación se analiza en la Sec. 6.3.3.7.

Se asumió que el medio de reacción es gris. Además, se despreció la dispersión generada por el medio debido a dos razones. En primer lugar, la dispersión es computacionalmente costosa. En segundo lugar, su efecto es nivelar la intensidad radiante en todas las direcciones, lo que en última instancia redistribuye el flujo radiante en todo el volumen del fluido. Este efecto es beneficioso, considerando que el objetivo es evitar puntos de alta temperatura en las superficies. Despreciar la dispersión del medio es por lo tanto un supuesto conservador. Finalmente, se considera que asumir que las paredes que contienen el medio de reacción son reflectores y emisores difusos, es razonable, ya que estas superficies muy probablemente estén recubiertas por una capa de partículas de hollín y cenizas.

6.3.3.6. Reacciones

Al igual que en modelo del reactor y del proceso desarrollado en el Cap. V, no está dentro de los objetivos de la presente investigación predecir la composición del gas producido por el reactor. Tampoco está dentro del alcance de esta investigación el modelar los complejos procesos de desvolatilización y las reacciones de gasificación. Sin embargo, para calcular la distribución espacial de la temperatura en el reactor, es necesario tener en cuenta el consumo energético de las reacciones que ocurren dentro del medio de reacción.

La descripción detallada de las reacciones que ocurren dentro del reactor se realizó en la Sec. 2.1.2.4. El modelado completo de estas reacciones es considerablemente complejo. Requiere el modelado de reacciones heterogéneas (gas-sólido), trazado de partículas y modelado de la desvolatilización. Dada la alta sensibilidad del resultado real a las condiciones particulares del reactor, el autor de esta tesis considera que para validar un modelo completo de las reacciones se necesitan resultados empíricos del rendimiento del reactor y de la composición del gas

producido.

A pesar de ello, una simplificación que represente el consumo de calor de las reacciones, es suficiente para evaluar los mecanismos de transferencia de calor desde el receptor al medio de reacción. Por lo tanto, el enfoque que se adoptó en la Sec. 5.1.2.5 también se utiliza para el modelo de CFD de este capítulo, lo cual implica una única "reacción" global (Ec. 5.44) que represente la pirólisis y gasificación combinadas de 1 kg seco de orujo.

La desvolatilización del orujo no se incluye en el modelo. En su lugar, como una aproximación (Sec. 6.3.3.1), se asume que es térmicamente neutra y que produce un gas de pirólisis que reacciona con el vapor de agua según la Ec. 5.44. Como se lista en la Tabla 6.3, al gas de pirólisis se le asignaron propiedades constantes (densidad, masa molar y propiedades de transporte) equivalentes a las del gas de síntesis a 1200 K. Su calor específico y entalpía específica de referencia se establecieron equivalentes a las del orujo a 293,15 K, de manera de contabilizar el calor sensible que el orujo requiere para alcanzar la temperatura de reacción.

El gas de síntesis se modeló como una mezcla de composición fija de acuerdo a los coeficientes estequiométricos de los productos gaseosos en la Ec. 5.44. La masa asociada a los alquitranes y la ceniza representa el 4,7 % y el 5,3 % de la masa total de productos, respectivamente. Esta masa se incorporó al modelo como diluida en el flujo a través de una especie gaseosa auxiliar, lo cual es real para el caso de los alquitranes y una aproximación para las cenizas (Sec. 6.3.3.1). Las propiedades de esta especie gaseosa auxiliar también se listan en la Tabla 6.3. Se le asignó una densidad alta de manera que el flujo volumétrico no se vea afectado. Su entalpía de referencia se determinó asumiendo que no hay cambio de entalpía para la ceniza y que la entalpía específica de los alquitranes es la misma que la del orujo.

La Ec. 5.44 se estableció como una reacción de un solo paso (*single step*). Se asignó el modelo de velocidad finita a su velocidad de reacción. Este modelo expresa la velocidad de

reacción como una función del tipo Arrhenius (Ec. 6.8). Se le asignó un orden de reacción de 1 tanto a los reactivos como a los productos. El factor preexponencial se ajustó para garantizar una velocidad de reacción despreciable por debajo de los 1073 K. Además, la energía de activación se estableció en el valor más alto posible que evita que resulte gas de pirólisis sin reaccionar en la Salida.

6.3.3.7. Errores de discretización y de lialización

Se examinó la discretización del dominio para asegurar que la solución del modelo de CFD fuera insensible a la misma. Se revisaron tres parámetros críticos de discretización: el tamaño de la malla del medio de reacción, el tamaño de los elementos de superficie de las superficies internas del receptor y el número de rayos por elemento del modelo DTM.

La malla del medio de reacción, así como todas las otras mallas del modelo, se construyó con volúmenes tetraédricos. Se agregó un método de inflación de capa a las paredes del subdominio (F). Se consideraron tres tamaños de cara máximos para los elementos de volumen, como se muestra en la Tabla 6.4. Los parámetros de la malla, el número total de volúmenes finitos y las variables monitoreadas también se muestran en esta tabla. El tamaño máximo de 6 mm para las caras de los elementos de volumen se consideró suficientemente preciso para computar las soluciones del modelo de CFD. La malla resultante para el medio de reacción puede verse en la Fig. 6.11.

El tamaño de los elementos de superficie de las superficies internas del receptor y el número de rayos por elemento del modelo DTM, se estudiaron en un segundo análisis de discretización, detallado en la Tabla 6.5. Se consideraron dos tamaños máximos para los elementos de superficie y tres valores para el número de elementos por rayo. Los tamaños máximos de elemento también se aplicaron a la Superficie interna de la apertura. Además, los subdominios (R), (A)

Tabla 6.4
Análisis del error de discretización y parámetros de malla del subdominio correspondiente al medio de reacción [89].

	Casos		
	D1	D2	D3
Subdominio	Medio de reacción (F)		
Condiciones de borde			
Entrada	2,775 g/s vapor puro a 1200 K		
Fuente de calor en las sup. internas del receptor	300 W/m ² (uniforme)		
Parámetros de la Malla			
Máximo tamaño de cara de los volúmenes finitos [mm]	32,6	6,0	4,0
Altura de la primera capa de inflación [mm]	1,0	1,0	1,0
Máximo número de capas	5	5	5
Tasa de crecimiento	1,2	1,2	1,2
Número de volúmenes finitos	51.236	682.443	1.539.723
Variables monitoreadas			
Temperatura prom. en la Salida [K]	1208,11	1208,30	1208,21
<i>Cambio relativo</i>		0,016 %	-0,007 %
Velocidad prom. en la Salida [m/s]	6,072	5,949	5,905
<i>Cambio relativo</i>		-2,025 %	-0,750 %
Temperatura máxima en las sup. internas del receptor [K]	1259,28	1256,01	1256,18
<i>Cambio relativo</i>		-0,260 %	0,014 %
Temperatura prom. en las sup. internas del receptor [K]	1239,75	1235,35	1234,11
<i>Cambio relativo</i>		-0,355 %	-0,100 %

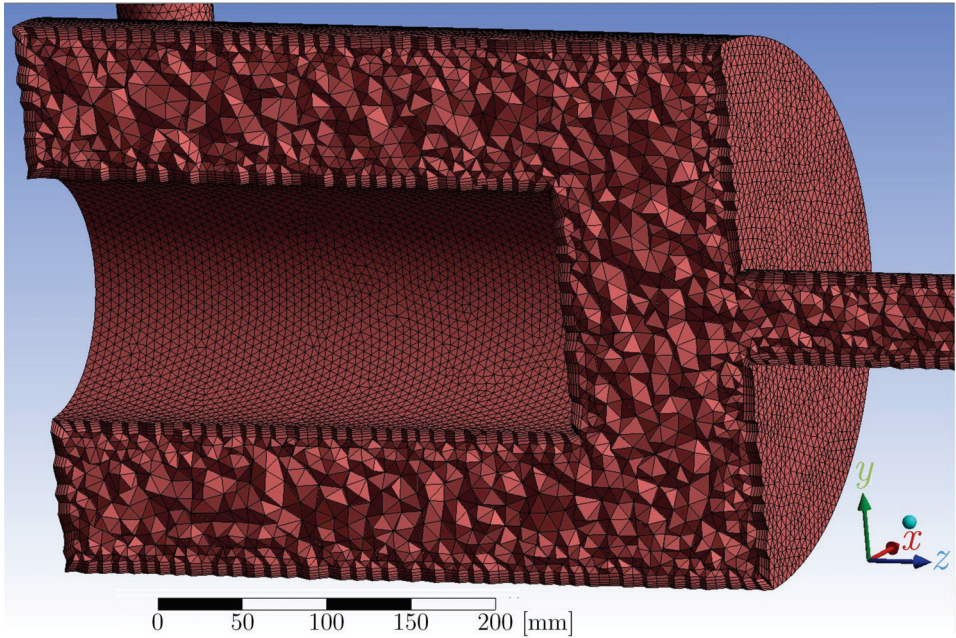


Figura 6.11: Malla del medio de reacción empleada en el modelo de CFD. Sección en el plano *yz* [89].

Tabla 6.5
Análisis del error de discretización causado por el tamaño de los elementos de superficie del receptor y por el número de rayos por elemento [89].

Subdominios	Casos					
	D4	D5	D6	D7	D8	D9
Condiciones de borde	Material del reactor-receptor (R), Aire dentro del receptor (A) y Apertura (E)					
Fuente de calor en las superficies internas del receptor	6562,23 W/m ² (uniforme)					
Convección fuera de las Paredes externas del receptor	h = 1000 W/(m ² K) , T= 1200 K					
Pérdidas de emisión, es decir, convección fuera de (E)	h = 10 ⁶ W/(m ² K) , T= 293,15 K					
Radiación térmica entre las paredes de (A)	Grisés, difusas, superficie a superficie, emisividad en (R)= 0,777, y emisividad en (E) = 1					
Flujo conservativo en la interfaz	Entre (A) y (E) y entre (A) y (R)					
Parámetros de malla						
Máximo tamaño de elemento de superficie de (R) y (E) [mm]	3,0	3,0	3,0	1,5	1,5	1,5
Número de rayos por elemento	8	20	40	8	20	40
Variables monitoreadas						
Pérdidas de emisión[W]	-548,38	-551,45	-552,71	-555,95	-559,32	-560,29
<i>Cambio relativo con el número de rayos</i>		0,561 %	0,229 %		0,607 %	0,173 %
<i>Cambio relativo con el tamaño del elemento</i>				1,380 %	1,428 %	1,371 %
Temperatura máxima en las superficies internas del receptor [K]	1321,42	1322,76	1323,30	1320,11	1321,67	1322,04
<i>Cambio relativo con el número de rayos</i>		0,101 %	0,041 %		0,118 %	0,028 %
<i>Cambio relativo con el tamaño del elemento</i>				-0,099 %	-0,082 %	-0,095 %
Temperatura promedio en las superficies internas del receptor [K]	1241,79	1241,85	1241,87	1241,81	1241,88	1241,89
<i>Cambio relativo con el número de rayos</i>		0,005 %	0,002 %		0,006 %	0,001 %
<i>Cambio relativo con el tamaño del elemento</i>				0,002 %	0,002 %	0,002 %

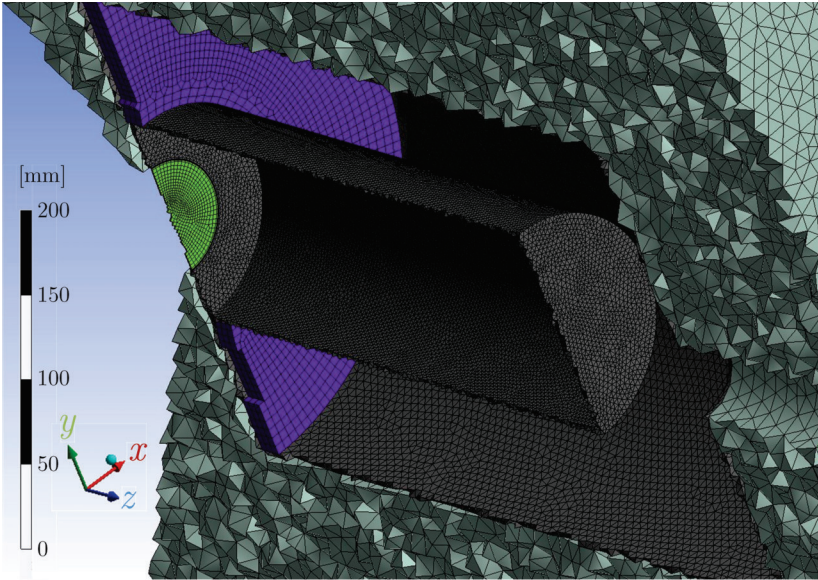


Figura 6.12: Detalle de la malla del reactor-receptor (gris oscuro), de la apertura (verde), del lecho de biomasa y ceniza (violeta) y del aislante (gris claro). Sección en el plano *yz* [89].

y (E) se mallaron como una única pieza. Al hacer esto último, los nodos y los elementos de superficie en las interfaces se igualan en tamaño y ubicación. Se alcanzó suficiente precisión sin tiempo de cómputo excesivo cuando el tamaño máximo de elemento de superficie fue 3 mm con 20 rayos por elemento. Por ende, se seleccionaron estos dos valores para el modelo de CFD.

Adicionalmente, estos dos parámetros se asignaron a las Paredes externas del receptor (Fig. 6.1) del subdominio (R), ya que esta superficie se emplea para computar la radiación térmica hacia el medio de reacción. Además, se restringió el subdominio (R) completo a un tamaño de cara máximo de 6 mm para los elementos de volumen. Finalmente, se le asignaron volúmenes tetraédricos de 12 mm al aislante, y volúmenes hexaédricos de 6 mm al lecho de biomasa y ceniza. Las mallas resultantes se muestran en la Fig. 6.12.

Finalmente, el error de linealización fue limitado a través del resolutor del software. En cada iteración se calcula la raíz del error cuadrático medio normalizado (RSM) para las ecuaciones de flujo. Todos los RSM se limitaron a 10^{-6} . Adicionalmente, los balances globales de los subdominios se limitaron a 0,05 %.

6.3.4. Resultados

6.3.4.1. Distribución de temperatura en las paredes del receptor

Los dos casos de distribuciones desfavorables de Φ_{abs} se simularon en el modelo CFD, es decir, el Caso del Fondo y el Caso de los Lados. En primer lugar, se examinó el Caso del Fondo ($\alpha_s = 0,25$, $\sigma_{espec,c} = 0$ mrad, $\varepsilon = 0^\circ$), es decir, la Fig. 6.6(a). Se calcularon las tasas de entrada de vapor y de orujo necesarias para una temperatura de salida de 1200 K. Los valores fueron 3,385 g/s de vapor y 1,474 g/s de orujo.

Los resultados están graficados en las Fig. 6.13 a 6.15. Como se muestra en la Fig. 6.13 de la izquierda, se establece un flujo de vórtice. Las gráficas de la Fig. 6.13 del medio y de

la derecha muestran los contornos de la magnitud de la velocidad en el medio de reacción. La región entre el Fondo del receptor y la Salida contiene el núcleo del vórtice estacionario. También se muestran los planos de corte A–A y B–B que ilustran la ubicación de los contornos. En la Fig. 6.14, las gráficas de la izquierda y del medio muestran las temperaturas del medio de reacción. Los contornos de fracción molar de vapor, gas de pirólisis y gas de síntesis se muestran en la Fig. 6.15(a). En la 6.15(b) se muestran los contornos de velocidad de reacción junto con los contornos de temperatura del fluido y del lecho de biomasa y ceniza. Los contornos de temperatura en esta figura tienen una escala de color ajustada para mostrar las regiones donde la temperatura es menor a 1073 K. Comparando los dos gráficos de la Fig. 6.15(b), se puede ver que la velocidad de reacción resulta despreciable en las regiones donde la temperatura es menor a 950 K (en cian). Esto es en buena medida acorde al factor preexponencial seleccionado en la Sec. 6.3.3.6. Adicionalmente, la temperatura del lecho de biomasa y ceniza está por encima de los 1045 K, a pesar de estar junto a una pared de aislante de espesor reducido. Esta temperatura es suficiente para desencadenar las reacciones de pirólisis y de gasificación, lo cual es acorde la ubicación supuesta para la generación del gas de pirólisis (Sec. 6.3.3.1).

La Fig. 6.14 de la derecha muestra los contornos de temperatura del material del reactor-receptor y del aislante. El plano de corte es el plano yz , pero también se muestran los contornos de temperatura sobre las superficies internas del receptor. Como se esperaba, la temperatura más alta de todo el sistema ocurre en estas superficies. La temperatura de las mismas se puede ver con mayor claridad en la Fig. 6.16(a). Esta figura muestra los contornos de temperatura para el Caso de concentración de flujo del Fondo. En este caso, el máximo de temperatura ocurre en el centro de la superficie del Fondo. El valor máximo es 1470 K, lo que excede el límite admitido por el material de 1273,15 K.

Para resolver este problema, se propone un incremento en la dispersión por reflexión pro-

vocada por las superficies internas del receptor. Esto se puede llevar a la práctica aumentando la rugosidad de la superficie, por abrasión con granallado o con lijado. A pesar del hecho de que una superficie perfectamente especular ($\sigma_{espec,c} = 0$ mrad) es poco realista, se debe determinar el mínimo valor de $\sigma_{espec,c}$ necesario para mantener la temperatura por debajo del límite del material. Adicionalmente, el perfil de reflexión Lambertiano (reflexión difusa), es el supuesto más común para las superficies oxidadas [165], lo cual podría ser el caso del receptor luego de varios ciclos de uso. Por ende, la distribución de temperatura que produce la reflexión difusa también debe ser calculado.

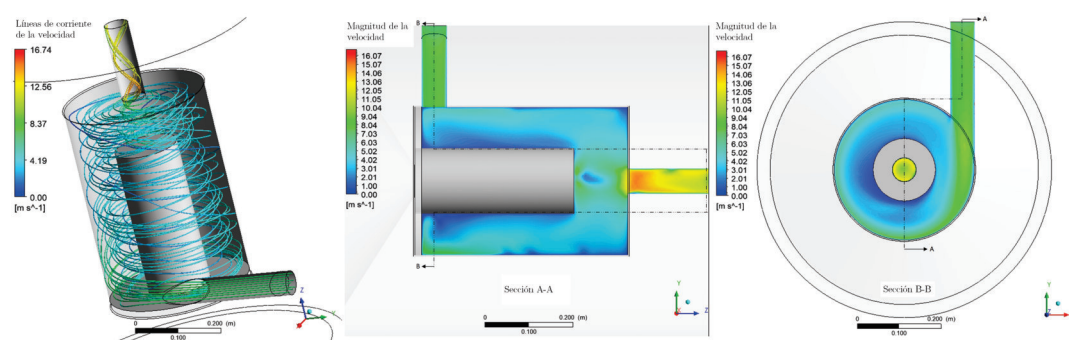


Figura 6.13: Líneas de corriente de velocidad y contornos de magnitud de velocidad obtenidos con el modelo de CFD [89].

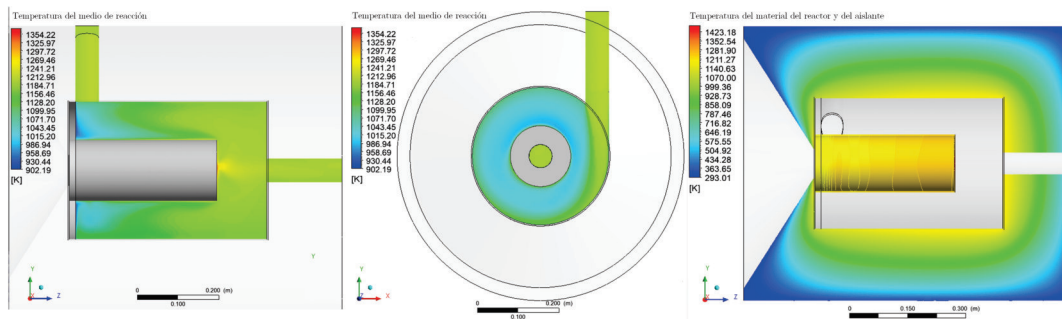


Figura 6.14: Contornos de temperatura del medio de reacción, el material del reactor receptor, y el aislante. Las escalas de color se ajustan a los valores mínimos y máximos de cada gráfica [89].

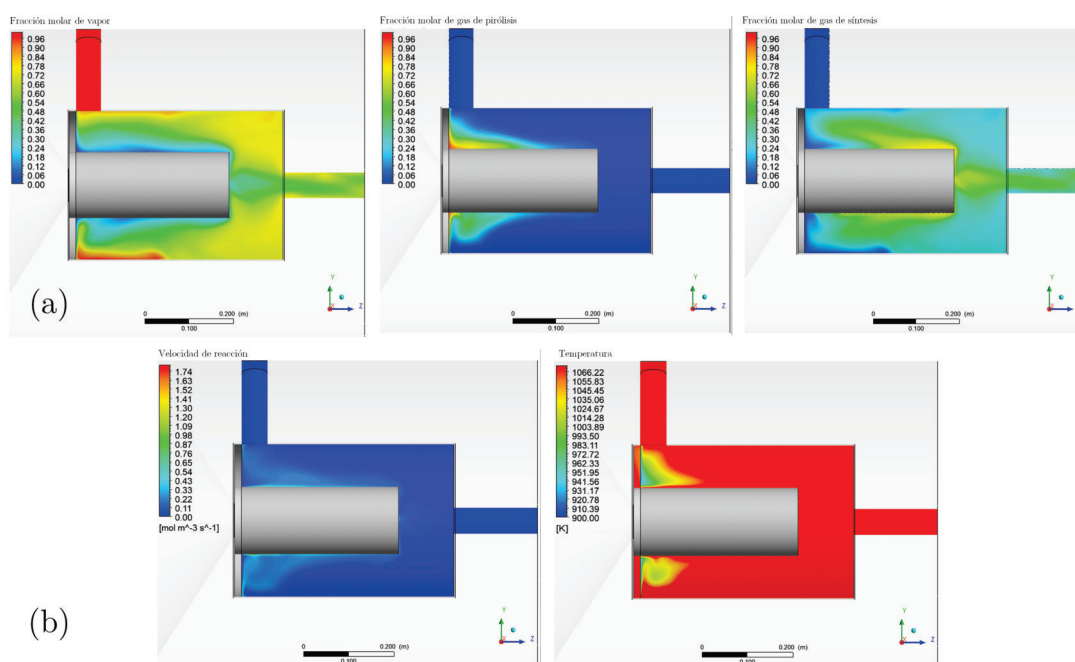


Figura 6.15: Contornos de concentración molar (a) y velocidad de reacción (b) del medio de reacción. El contorno de temperatura en (b) tiene una escala de temperatura que visibiliza las ubicaciones con temperatura mayos a 1073 K (rojo) [89].

Las simulaciones que se ejecutaron con el modelo de CFD se listan en la Tabla 6.6. Las ejecuciones 1 a 4 corresponden al Caso del Fondo. Además, en la Fig. 6.17 se grafican los valores de Φ_{abs} y los valores de la temperatura en las ubicaciones señaladas por las líneas blancas discontinuas de la Fig. 6.6(a). Sólo se grafican los Lados y el Fondo ya que los valores máximos ocurren sobre estas dos superficies. La ejecución número 3 en la Fig. 6.17(a) muestra que con $\sigma_{espec,c} = 300$ mrad el máximo de temperatura en el Fondo es 1293 K, lo que excede el límite de

Tabla 6.6

Ejecuciones de las simulaciones del modelo de CFD: valores de las variables, parámetros y resultados [89]. Las ejecuciones 1 a 4 corresponden al Caso del Fondo. Las ejecuciones 5 a 9, al Caso de los Lados.

	Número de ejecución								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Variables									
α_s	0,25	0,25	0,25	0,25	0,95	0,6	0,51	0,51	0,42
ε [°]	0	0	0	0	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
$\sigma_{espec,c}$ [mrad]	0	200	300	Difuso	0	0	0	300	300
Flujo radiante absorbido* [W]									
Fondo	912	809	699	442	62	556	678	507	581
Lados	4758	5267	5471	5617	5954	5388	5189	5424	5285
Frente	186	210	182	230	0	30	54	49	79
Total	5857	6285	6352	6289	6017	5974	5921	5980	5946
Tasas de flujo de entrada [g/s]									
Vapor	3,385	3,633	3,671	3,635	3,478	3,453	3,422	3,456	3,437
Orujo (seco)	1,474	1,582	1,598	1,583	1,514	1,503	1,490	1,505	1,496
Potencia [W]									
Total incidente*	8091	8091	8091	8091	8091	8091	8091	8091	8091
Pérdidas									
Sombra del reactor	443	443	443	443	443	443	443	443	443
Absorción en el CSDP	688	688	688	688	688	688	688	688	688
Intercepción	349	349	349	349	938	938	938	938	938
Reflexión	754	325	258	320	0	43	95	37	71
Emisión	511	532	544	584	685	585	559	577	555
Conducción	698	712	716	740	740	714	707	713	708
Neta disponible	4647	5041	5093	4966	4595	4679	4659	4694	4686
Temperaturas [K]									
Promedio en la Salida	1192,6	1196,4	1196,2	1189,8	1176,7	1187,5	1189,2	1187,0	1188,5
Máxima en el Fondo	1470,3	1319,3	1293,1	1256,2	1219,2	1362,6	1387,9	1265,4	1273,1
Máxima en los Lados	1255,1	1266,5	1266,2	1288,1	1467,1	1356,5	1326,1	1333,8	1303,3
Relación máximo/límite	1,15	1,04	1,02	1,01	1,15	1,07	1,09	1,05	1,02

*Ajustada a una I_{DN} de 1144,6 W/m².

temperatura en menos de 2 %. Este valor se consideró aceptable. Los contornos de temperatura de la ejecución 3 se muestran en la Fig. 6.16(b). El perfil de reflexión difuso también produce temperaturas aceptables.

Cabe señalar que a pesar de los cambios en la distribución de Φ_{abs} entre las distintas ejecuciones, sólo la distribución de temperatura sobre las superficies internas del receptor se vio afectada significativamente. Los contornos de magnitud de la velocidad, concentración molar, velocidad de reacción y temperatura en el medio de reacción (Fig. 6.13–6.15) no mostraron cambios sustanciales, como así tampoco los contornos de temperatura del aislante (Fig. 6.14 de la derecha).

En segundo lugar, se examinó con el modelo de CFD el Caso de los Lados ($\alpha_s = 0,95$, $\varepsilon = 0^\circ$), es decir, la Fig. 6.6(d). La distribución de temperatura resultante sobre las paredes internas del receptor se muestra en la Fig. 6.16(c). La temperatura máxima se ubica en los Lados del receptor, coincidente con la ubicación del máximo de Φ_{abs} . La máxima temperatura fue 1467 K, lo cual también excede el límite del material.

En este caso, el problema no se puede resolver cambiando el tipo de reflexión de las superficies, ya que el valor máximo de Φ_{abs} no es sensible al mismo, como se explicó en la Sec. 6.2.4.1. Alternativamente, se consideró reducir la temperatura de entrada del vapor. Sin embargo, se observó que la temperatura máxima de los lados es altamente insensible a la temperatura del vapor, lo que la convirtió en una opción inviable. Por ejemplo, una reducción en la temperatura del vapor de 326 K produjo un decrecimiento de la temperatura máxima de los lados de sólo 13,3 K. Este resultado sugiere que, en este caso, la resistencia a la conducción a través de las paredes del receptor es el factor dominante. Por otro lado, esta estrategia sería una solución pobre, ya que implica una reducción en la eficiencia del reactor. Si se aplicara, una fracción de la energía solar se emplearía en calentar el vapor y se perdería luego con la corriente de salida.

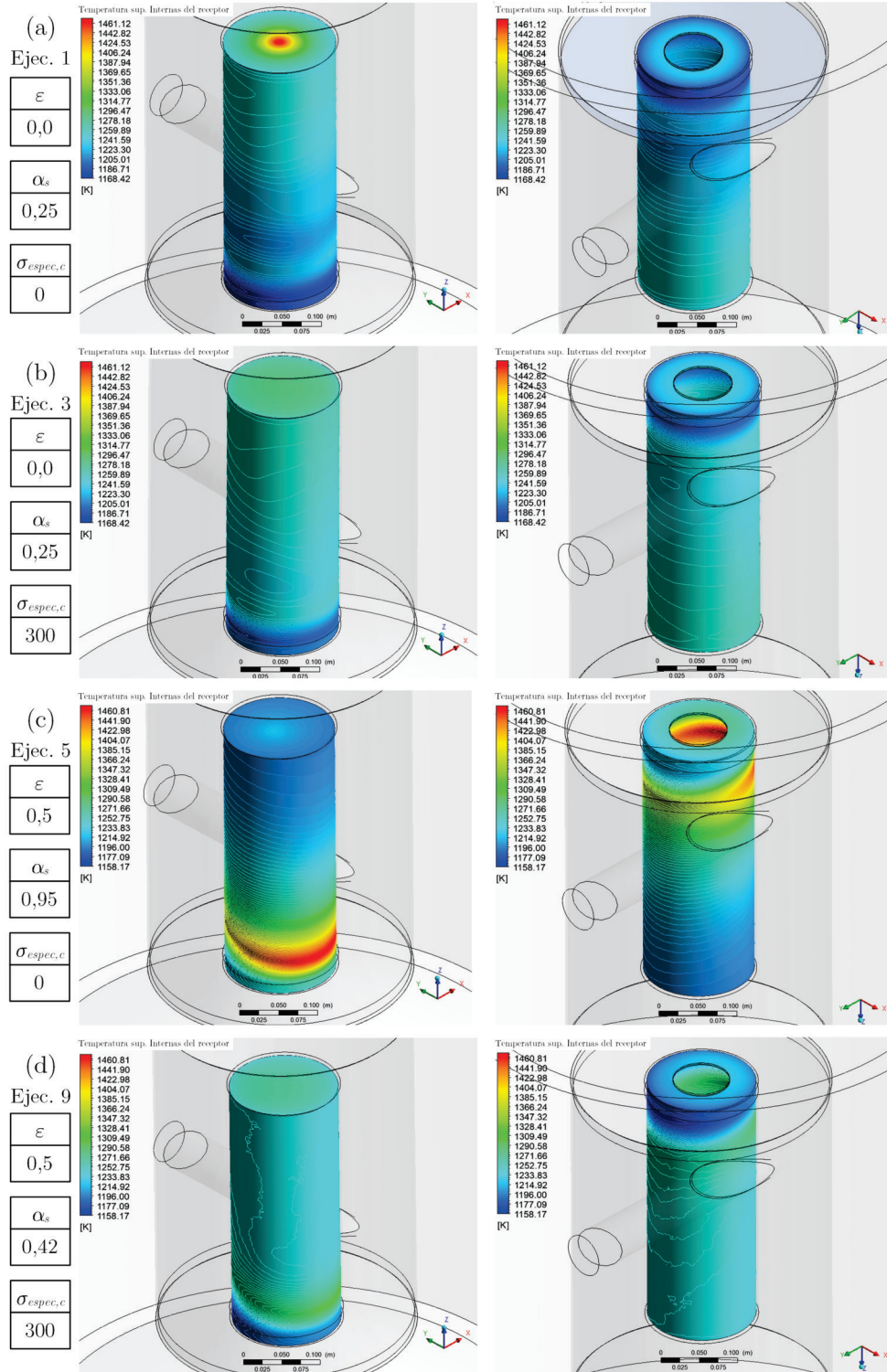


Figura 6.16: Contornos de temperatura de las superficies internas del receptor obtenidas con el modelo de CFD [89]. ε grados y $\sigma_{espec,c}$ en mrad. (a) Caso del Fondo, (b) Caso del Fondo resuelto, (c) Caso de los Lados, (d) Caso de los Lados resuelto.

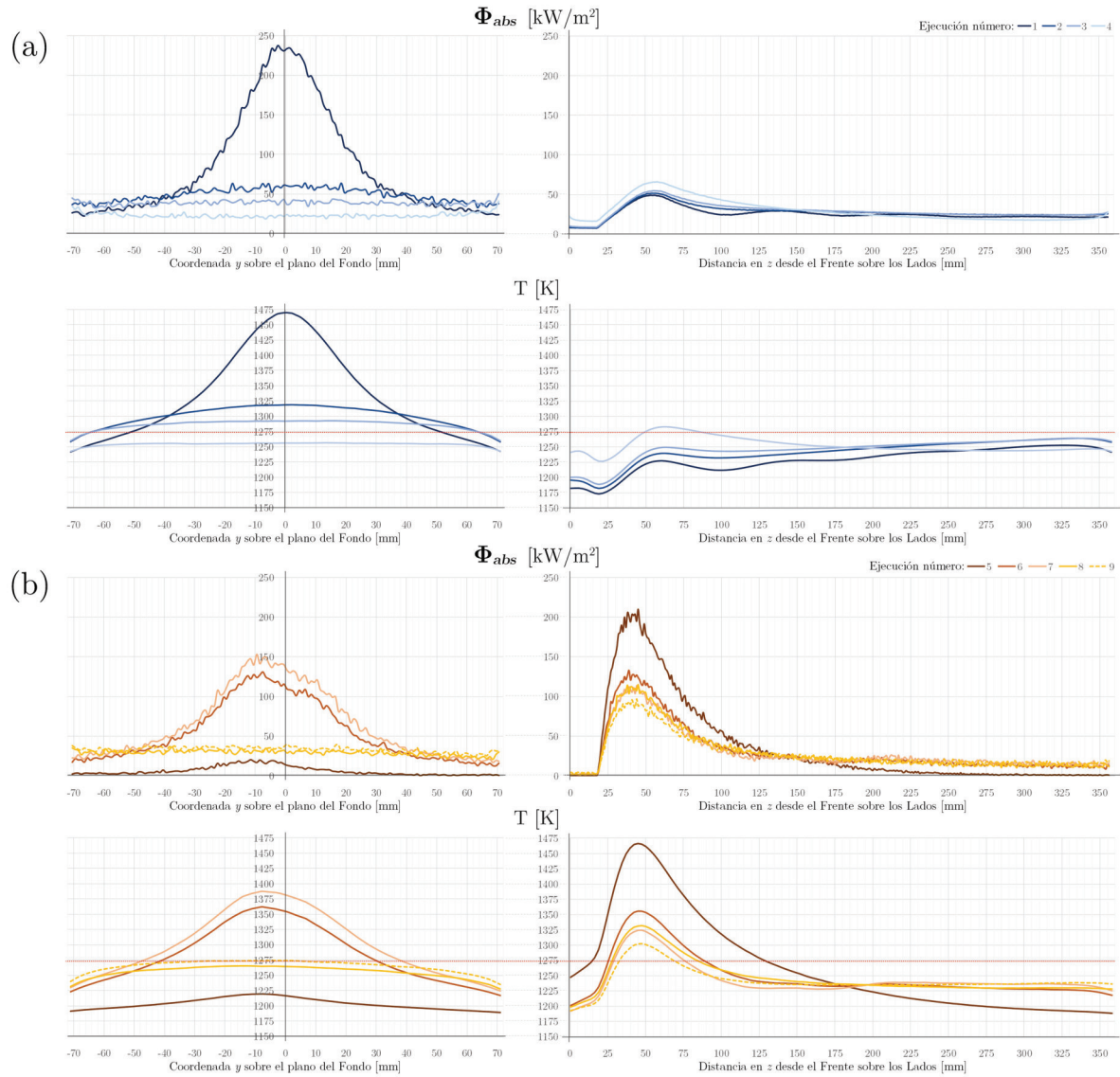


Figura 6.17: Gráficos de densidad de flujo radiante absorbido y de temperatura en el Fondo y en los Lados para cada ejecución de la simulación con el modelo de CFD [89]. (a) Ejecuciones del Caso del Fondo (1 a 4). (b) Ejecuciones del Caso de los Lados (5 a 9). Los gráficos corresponden a los valores en las líneas blancas discontinuas de la Fig. 6.6(a). La temperatura límite se grafica en rojo.

La estrategia propuesta para superar este problema consiste en incrementar la absorbanza de las superficies internas del receptor. Esto se puede realizar dándole un recubrimiento especial a las superficies, como sugieren Wang y Laumert [165]. Se debe determinar el valor máximo de α_s que garantiza que el límite de temperatura del material no será excedido. Sin embargo, como se estableció en la Sec. 6.2.4.2, reducir α_s implica una transferencia efectiva de energía solar de los Lados al Fondo. Por ende, se monitoreó la temperatura máxima en ambas superficies.

Las simulaciones que se ejecutaron en el modelo de CFD siguiendo esta estrategia se listan en la Tabla 6.6. Las ejecuciones número 5 al 9 pertenecen al Caso de concentración de flujo del Fondo. Reducir α_s de 0,60 a 0,51 (ejecuciones 6 y 7) traslada la ubicación del máximo de temperatura de los Lados al Fondo. Por lo tanto, se aplicó la solución al Caso del Fondo ($\sigma_{spec,c} = 300$ mrad, ejecución 8), de manera de poder disminuir aún más la absorbanza. La Fig. 6.17(b) grafica los valores de Φ_{abs} y de temperatura para las ejecuciones 5 a 9. Los valores $\alpha_s = 0,42$ y $\sigma_{spec,c} = 300$ mrad (ejecución 9) producen una temperatura máxima de 1303,3 K. Como es menos de 2 % mayor que el límite, se la consideró aceptable. La distribución de temperatura resultante se muestra en la Fig. 6.16(d).

6.3.4.2. Propiedades de superficie requeridas

Se concluye que, para asegurar que la temperatura límite del material no será excedida, la absorbanza de las superficies internas del receptor debe ser menor a 0,42 y no deben presentar un perfil de reflexión excesivamente especular. Si la dispersión por reflexión exhibe un perfil Gaussiano, la desviación estándar de la dispersión debe ser de, al menos, 300 mrad. Si las superficies son reflectores Lambertianos (difusos), el límite tampoco será sobrepasado. Estas condiciones garantizan que la temperatura dentro del reactor-receptor estará limitada a 1300 K bajo las Condiciones más desfavorables de operación del reactor y cualquier estado de aline-

ción del CSDP con el sol.

6.3.4.3. Comparación de resultados

Los resultados del modelo de CFD se compararon con los resultados obtenidos en la Simulación numérica del reactor y del proceso del Cap. V. En particular, se examinaron los resultados para las pérdidas de emisión y de conducción.

Las pérdidas de emisión en la Sec. 5.1.2.3 se calcularon empleando los factores de vista de las superficies internas del reactor. En ese modelo, las pérdidas de emisión son proporcionales al factor de vista de las superficies a la apertura (Ec. 5.13 a 5.15) y a la cuarta potencia de la temperatura, la cual se asume uniforme sobre las superficies. La Tabla 6.7 muestra la pérdidas de emisión determinadas con el modelo de CFD en las 9 ejecuciones de la simulación. Las pérdidas de emisión calculadas con el modelo de la Sec. 5.1.2.3 también se listan. Para aplicar el modelo de esa sección y obtener resultados comparables, se empleó la temperatura promedio de las superficies internas del receptor determinada por el modelo de CFD. En la tabla puede verse la diferencia entre las pérdidas de emisión predichas por cada modelo.

Tabla 6.7

Comparación de las pérdidas de emisión y de conducción entre el modelo de CFD y el modelo de la Sec 5.1.2.3 [89].

	Ejecución número								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Modelo de CFD									
Pérdidas de emisión [W]	511	532	544	584	685	585	559	577	555
Temperatura máxima en los Lados [K]	1255,1	1266,5	1266,2	1288,1	1467,1	1356,5	1326,1	1333,8	1303,3
Temperatura promedio de las sup. internas del receptor [K]	1232,0	1243,8	1246,9	1252,2	1252,6	1242,9	1238,7	1242,6	1239,6
Modelo de la Sec. 5.1.2.3									
Pérdidas de emisión [W]	440	457	462	470	471	456	450	456	451
Diferencia en pérdidas de emisión entre los modelos [W]	71	75	82	114	214	129	109	121	104
<i>Diferencia relativa</i>	16 %	16 %	18 %	24 %	46 %	28 %	24 %	27 %	23 %
Modelo de CFD									
Pérdidas de conducción [W]	698	712	716	740	740	714	707	713	708
Temperatura media en la Salida [K]	1192,6	1196,4	1196,2	1189,8	1176,7	1187,5	1189,2	1187,0	1188,5
Modelo de la Sec. 5.1.2.3									
Pérdidas de conducción [W]	732	735	735	729	719	728	729	727	728
Diferencia en pérdidas de conducción entre los modelos [W]	-33	-23	-19	11	22	-13	-22	-14	-20
<i>Diferencia relativa</i>	-4,8 %	-3,2 %	-2,6 %	1,4 %	2,9 %	-1,9 %	-3,1 %	-2,0 %	-2,8 %

Se puede observar que el modelo de CFD produce una predicción de pérdidas de emisión significativamente más elevada que el modelo de la Sec. 5.1.2.3. La diferencia es mayor para las ejecuciones donde la temperatura máxima está en los Lados, y para las ejecuciones donde la temperatura máxima es mayor. Esta diferencia puede explicarse considerando que puntos de temperatura relativamente más alta emiten mucha más potencia que si se encontraran a la temperatura promedio (debido a la dependencia de la cuarta potencia de la temperatura). Además, la pérdida de potencia debería ser mayor a medida que el punto de emisión se encuentre más cercano a la apertura, que es efectivamente la situación de la región de alta temperatura del Caso de los Lados. Los datos en la Tabla 6.7 sugieren una alta correlación entre las diferencias entre las predicciones y la temperatura máxima de los Lados, lo cual es un argumento a favor de la explicación propuesta. Debido a que las superficies realmente tienen distribuciones no uniformes de temperatura, se considera que el modelo de CFD provee una predicción más precisa.

Las pérdidas de conducción en la Sec. 5.1.2.3 se predijeron empleando un circuito de resistencias térmicas y una conductividad térmica del material promedio. En esa sección, la temperatura promedio del volumen de control (reactor y medio de reacción) se utilizó para la predicción. La Tabla 6.7 muestra las pérdidas de conducción predichas con el modelo de la Sec. 5.1.2.3 para cada ejecución de la simulación del modelo de CFD. Para emplear el modelo de la Sec. 5.1.2.3 y obtener resultados comparables, se utilizó la temperatura media del fluido en la Salida del reactor calculada con el modelo de CFD. La tabla también muestra las pérdidas de conducción calculadas por el modelo de CFD. Se puede observar que las predicciones de ambos modelos coinciden excelentemente.

Capítulo VII

CONCLUSIONES

En la presente tesis se abordó el diseño conceptual, la ingeniería básica y la ingeniería de detalle de un reactor de gasificación solar acoplado a un concentrador solar de disco parabólico. Se trata de un reactor indirectamente irradiado, de flujo de vórtice, semidiscontinuo con alimentación continua, cuyo fin es la transformación del orujo en gas de síntesis. Se presentó el diseño conceptual y se optimizaron las dimensiones tanto del reactor-receptor como del CSDP. Se propuso un modelo de proceso de gasificación solar de orujo asociado a este desarrollo tecnológico y se obtuvo un modelo numérico del proceso que permite simular su desempeño. Se realizaron verificaciones al diseño que produjeron un modelo completo de trazado de rayos por Montecarlo del CSDP y un modelo de CFD del reactor.

Los planos de la ingeniería de detalle del dispositivo tecnológico desarrollado en esta tesis se encuentran disponibles en los Anexos. Los anexos I a III muestran los planos de los elementos de la estructura de soporte del CSDP. El Anexo IV muestra el plano del reactor-receptor. El Anexo V muestra el plano de del aislante, y finalmente, el Anexo VI muestra el detalle de las bridas de cierre que unen las dos piezas que conforman el reactor-receptor. La ingeniería de detalle es fruto de los resultados obtenidos a lo largo de las 9 Investigaciones específicas de esta

tesis, cuyos resultados se resumen a continuación.

7.1. Resumen de resultados

7.1.1. Investigación específica 1

Se realizaron dos análisis ópticos del CSDP, con el fin de determinar la dependencia de las pérdidas ópticas con el diámetro de la apertura del receptor, el ángulo de borde y el error de alineación. El primer análisis fue a través del desarrollo de un modelo analítico de Cálculo del punto de impacto de los rayos reflejados. Se determinó la dependencia de λ con Ψ , ε y D_a , ilustrada en la Fig. 4.6.

Se encontró que una apertura de hasta 0,075 m llevaría a un factor de intercepción aceptable (mayor a 0,75). Además, se encontró que un ángulo de borde de 60° minimiza el impacto del error de alineación en el factor de intercepción. Se modeló la dependencia de λ con D_a para este valor de ángulo de borde con una regresión polinómica de tercer grado (Ec. 4.22), a utilizar en la Investigación específica 2.

El segundo análisis fue a través del desarrollo de un modelo de trazado de rayos por Montecarlo. Se validaron los resultados obtenidos con el primer análisis. Además, este segundo análisis permitió cuantificar el efecto de los errores ópticos de la superficie sobre λ . Se encontró que con errores ópticos tan pequeños como se puede lograr en la práctica, se genera una reducción importante de λ y se aumenta su sensibilidad ante el error de alineación. Este efecto está graficado en la Fig. 4.13.

En base a estas conclusiones, se determinó que el sistema de Seguimiento del sol debe proveer un error de alineación menor a $0,25^\circ$. El proceso de diseño del mismo fue detallado.

7.1.2. Investigación específica 2

Se identificaron los modelos que mejor describen las pérdidas térmicas del reactor y se los vinculó a las dimensiones del mismo. Se modelaron los procesos de transferencia de calor dentro del reactor en función de estas dimensiones.

En base a datos empíricos publicados, se estimó el rendimiento y composición del gas obtenido por el reactor de gasificación solar. Se determinó un cambio de entalpía de $1776 \text{ kJ/kg}_{\text{seco}}$ a 1200 K para la pirólisis y gasificación combinadas del orujo. Se estimó un rendimiento de $1,541 \text{ Nm}^3/\text{kg}_{\text{seco}}$ con un PCI de $11,53 \text{ MJ/Nm}^3$. Se determinó que $39,4 \%$ de la masa que ingresa al reactor se consume dentro del primer minuto después del ingreso, y que se requieren 28 min más para que se complete la gasificación.

Se simuló el desempeño del reactor y el proceso en hoja de cálculo. El paso temporal utilizado fue de 1 min . Se emplearon datos empíricos de irradiancia solar en la Prov. de Mendoza con la misma resolución temporal, y datos horarios de temperatura y velocidad del viento. El modelo numérico desarrollado para la simulación se verificó con balances de masa y entalpía globales y para cada paso temporal. Las dimensiones del reactor-receptor se optimizaron haciendo uso de la simulación para maximizar la producción de gas de síntesis. Las dimensiones óptimas se listan en la Tabla 5.4.

Se encontró que las restricciones activas (es decir, los factores limitantes) fueron la capacidad del receptor para evacuar el calor que recibe hacia el medio de reacción, y el volumen mínimo del reactor requerido para acumular el orujo y las cenizas a lo largo del día.

Al encontrar que la transferencia de calor desde el receptor al medio de reacción es un factor limitante del diseño, se determinó que para proceder a la construcción del prototipo se requería un análisis térmico más detallado de los procesos de transferencia de calor. Este análisis más detallado debía considerar la distribución no uniforme del flujo radiante sobre las superficies y

permitir calcular la temperatura en cada punto del reactor-receptor.

7.1.3. Investigación específica 3

Se simuló la temporada completa de producción de orujo de 2019 con las dimensiones óptimas. Se determinó el límite superior para el rendimiento del reactor-receptor acoplado a un CSDP de 3m de diámetro en este período. El mismo fue de 3.180,2 Nm³, lo que es equivalente a 36.68 GJ. En régimen estacionario, el límite encontrado fue 112 L/min (con una entrada de 73 g_{seco}/min).

7.1.4. Investigación específica 4

Se cuantificó el impacto sobre el rendimiento y el consumo de energía auxiliar resultante de eliminar los equipos de recuperación de calor. La necesidad de incluirlos se vio enfatizada. Se encontró que la omisión de estos equipos reduce el rendimiento energético del reactor en un 53,4 % e incrementa la relación entre energía eléctrica consumida y energía útil producida de 2,4 % a 35,2 %. Los resultados de la simulación con y sin recuperación se listan en la Tabla 5.5.

7.1.5. Investigación específica 5

Se determinó a partir del límite superior al rendimiento del proceso, que las bodegas de la Provincia (tres estudios de caso) podrían reemplazar su consumo anual de gas natural gasificando entre el 62 % y el 81 % de su producción anual de orujo. Sin embargo, también se encontró que la escala del CSDP considerado es insuficiente para la aplicación industrial con este objetivo. A pesar de ello, un CSDP de mayor escala (hasta 12m de diámetro) es realizable y podría, de mantenerse el límite al rendimiento, ser adecuado para una aplicación industrial de esta escala. De manera alternativa, una torre solar puede alcanzar escalas mucho mayores y se puede aplicar

el mismo diseño conceptual del reactor propuesto en esta tesis. Con una torre solar, el proceso industrial se adaptaría a las necesidades de la industria de gestión de residuos vinícolas.

7.1.6. Investigación específica 6

Los resultados de la simulación del reactor y proceso apoyan el empleo de la tasa de entrada de orujo como control de la temperatura del reactor. La temperatura se mantuvo exitosamente por debajo de los 1259,4 K (dado un valor objetivo de 1200 K), con un flujo másico máximo de 103,4 kg_{seco}/min de orujo y 198,2 g/min de vapor. Sin embargo, se requiere una prueba empírica de este sistema de control para validar completamente su factibilidad, en gran medida por la incertidumbre de la respuesta de las reacciones a condiciones variables y la incertidumbre en cuanto al consumo energético instantáneo de las mismas.

7.1.7. Investigación específica 7

Se desarrolló el análisis térmico detallado que era necesario previo a la construcción del dispositivo. Este incluyó la creación de un modelo de trazado de rayos de Montecarlo para el análisis óptico de receptor del CSDP, y un modelo de CFD para la obtención de la distribución espacial de la temperatura (Investigación específica 8). El análisis óptico con el modelo de Montecarlo permitió determinar la distribución de la densidad de flujo radiante absorbido sobre cada superficie interna del receptor. Los mapas de flujo resultantes se muestran en la Fig. 6.6. Se observaron ubicaciones de alta concentración del flujo (de hasta $250 \pm 8 \text{ kW/m}^2$).

Se estudió la sensibilidad de estas distribuciones ante tres variables de diseño relevantes: la absorbancia solar de las superficies del receptor, el error de alineación del CSDP, y el tipo de reflexión de las superficies del receptor. Se encontró que:

- La absorbancia solar no afecta significativamente los valores relativos de flujo radiante

absorbido dentro de una misma superficie. La absorbancia incrementa el máximo de la densidad de flujo en los Lados y lo disminuye en el Fondo.

- El error de alineación incrementa la densidad de flujo radiante absorbido en una región de los Lados y la disminuye en la región diametralmente opuesta de esta superficie. También disminuye el máximo de densidad de flujo absorbido en el Fondo.
- La reflexión especular produce la mayor densidad de flujo absorbido en el Fondo. La dispersión por reflexión (ya sea Gaussiana o Lambertiana) disminuye consistentemente el máximo de densidad de flujo en el Fondo, mientras que el de los Lados no se ve afectado.

Se encontraron dos conjuntos de valores de estas variables que producen máximos en la densidad de flujo absorbido:

- Baja absorbancia, bajo error de alineación y reflexión especular, es decir, $\alpha_s = 0,25$, $\varepsilon = 0^\circ$ y $\sigma_{espec,c} = 0$ mrad, producen el máximo más elevado de Φ_{abs} en el Fondo: 250 ± 8 kW/m².
- Alta absorbancia y error de alineación intermedio, es decir, $\alpha_s = 0,95$ y $\varepsilon = 0,5^\circ$, produce el máximo más elevado de Φ_{abs} en los Lados: 231 ± 7 kW/m².

También se estudió la sensibilidad del flujo radiante absorbido (potencia) en cada superficie ante las variables. Se observó que:

- La absorbancia solar, cuando es incrementada, redirige el flujo radiante absorbido de todas las superficies a los Lados. Además, las pérdidas de reflexión se ven considerablemente reducidas.
- A medida que incrementa el error de alineación, las pérdidas de intercepción se amplifican rápidamente. La distribución relativa de potencia absorbida entra las superficies del receptor no se ve alterada significativamente.

- La dispersión por reflexión reduce las pérdidas por reflexión. También incrementa el flujo radiante absorbido en los Lados y lo disminuye en el Fondo.

7.1.8. Investigación específica 8

Se desarrolló un modelo de CFD simplificado y conservador para determinar un límite superior para las temperaturas dentro del reactor. Se modelaron el medio de reacción, el material del reactor receptor, y el lecho de biomasa y ceniza. Se incluyó la radiación dentro del receptor y del medio de reacción, así como una reacción global simplificada de estado gaseoso que representa el consumo de calor de la gasificación. Los dos casos de alta densidad de flujo radiante absorbido se analizaron con el modelo de CFD bajo las condiciones de operación del reactor más desfavorables.

Se obtuvo la distribución espacial de la temperatura en el reactor-receptor. Se encontró que la máxima temperatura siempre ocurre en las superficies internas del receptor. Se obtuvieron los contornos de temperatura en estas superficies para los dos casos de alta densidad de flujo absorbido, visibles en la Fig. 6.16. Los máximos de temperatura coincidieron en ubicación con los máximos de densidad de flujo radiante absorbido.

7.1.9. Investigación específica 9

Ambos casos de alta concentración de flujo radiante produjeron máximos de temperatura que exceden el límite admitido por el material (1273 K). Se encontró que el máximo de temperatura del Caso del Fondo se puede limitar a un 2 % superior a lo admitido por el material incrementando la dispersión por reflexión de las superficies, lo cual puede realizarse por abrasión. El perfil de la dispersión por reflexión debe ser difuso (reflexión según la Ley del Coseno de Lambert) o Gaussiano (distribución normal bivariada de la dirección de reflexión) con des-

viación estándar de al menos 300 mrad.

Adicionalmente, se logró limitar la temperatura máxima provocada por el Caso de concentración de flujo de los Lados. La temperatura máxima se puede mantener dentro de un 2 % del límite del material si la absorbancia solar no excede de 0,42. Para realizar esta condición se pueden emplear recubrimientos especiales de la superficie. El proceso de solución de ambos casos de alta concentración se detalla en la Tabla 6.6, y se ilustra en la Fig. 6.17.

Las dos condiciones mencionadas anteriormente ($\alpha_s < 0,42$ y $\sigma_{espec,c} > 300$ mrad) garantizan que el límite de temperatura no puede excederse en más de un 2 % sin importar el estado de alineación del CSDP con el sol ni las condiciones de operación del reactor, siempre que estas se encuentren dentro de los rangos normales.

Por otro lado, los resultados produjeron algunas conclusiones esclarecedoras que pueden ser generalizadas para cualquier receptor de cavidad de alta temperatura en un CSDP. En primer lugar, se debe prestar especial atención al sistema de seguimiento del sol, ya que pequeños valores de desalineación pueden producir altas concentraciones de flujo antes de que se vea afectado el factor de intercepción. En segundo lugar, a pesar de incrementar las pérdidas por reflexión, disminuir la absorbancia de las superficies puede resultar beneficioso en términos de disminuir el riesgo de concentraciones de flujo excesivas. En tercer y último lugar, la dispersión por reflexión de las superficies siempre debe ser maximizada.

7.2. Futuras líneas de investigación y desarrollo

La presente tesis ha dado inicio a una línea de investigación, el desarrollo del reactor-receptor de gasificación solar como solución tecnológica completa. En ese sentido, el próximo paso para avanzar en esta línea es la construcción del prototipo que se diseñó con las investigaciones desarrolladas.

La construcción del prototipo se encuentra en marcha actualmente, y permitirá abordar una serie de investigaciones empíricas cuya necesidad se desprende de los resultados obtenidos en esta tesis.

En primer lugar, la demostración de funcionamiento del prototipo permitirá obtener datos empíricos para el rendimiento y la composición del gas obtenido con el reactor diseñado a partir de orujo. Adicionalmente, permitirá evaluar el efecto sobre los mismos de la variabilidad en las condiciones de reacción. Los resultados de este estudio posibilitarán la ampliación del modelo de CFD para incluir detalladamente los procesos de reacción que ocurren en el reactor.

En segundo lugar, la efectividad del sistema de control de la temperatura depende en gran medida de la tasa de consumo de energía a lo largo del avance de reacción, la cual podría diferir significativamente de la asumida en esta investigación. La construcción del prototipo permitirá realizar un estudio empírico para determinar completamente la factibilidad del sistema y proveer una comprensión acabada de la practicidad del mismo. A su vez, producirá un avance en el conocimiento en términos de documentar la tasa de consumo instantáneo de calor que provocan el proceso conjunto de pirólisis y gasificación de biomasa.

En tercer lugar, el diseño del reactor incluyó medidas tendientes a reducir la producción de alquitranes. Se identificaron soluciones de compromiso entre la reducción de alquitranes y la eficiencia del reactor que requieren un estudio empírico para ser resueltas. Los factores de diseño a analizar en este sentido son la presión parcial de vapor, el volumen del reactor, y la temperatura de trabajo objetivo. Estos tres factores pueden reducirse para aumentar la eficiencia, pero únicamente en la medida en que la producción de alquitranes no se vuelva excesiva. Esta investigación también será posibilitada por el prototipo.

En cuarto lugar, la demostración del funcionamiento del prototipo permitirá determinar la distribución real de las cenizas y la biomasa dentro del reactor y validar o modificar el supuesto

de lecho de biomasa y ceniza utilizado en el modelo de CFD.

Por otro lado, paralelamente a la construcción de un prototipo del reactor, se requiere finalizar la construcción del sistema de seguimiento del sol. Su ensayo en condiciones reales para medir el error de alineación producido efectivamente constituye la demostración de un desarrollo tecnológico, factible de ser publicado como literatura científica novedosa.

Finalmente, a continuación de la construcción del sistema de seguimiento del sol se debe abordar el problema técnico de construir de una superficie parabólica reflectante. El problema consistió en lograr una construcción con errores ópticos lo suficientemente pequeños como para alcanzar los valores de factor de intercepción y de entrada de potencia al reactor que requiere el dispositivo tecnológico. Además, la construcción de la superficie permitirá abordar un estudio empírico que produzca una validación completa de los resultados del modelo de Montecarlo para las distribuciones de la densidad de flujo absorbido sobre las superficies del receptor.

REFERENCIAS

- [1] (15 de junio de 2021). Cómo es la colosal primera planta de energía termosolar de América Latina que Chile inauguró en el desierto de Atacama, *BBC News Mundo*. URL: <https://www.bbc.com/mundo/noticias-57489950>.
- [2] ABANADES, S., RODAT, S., Y BOUJJAT, H. (2021). Solar thermochemical green fuels production: A review of biomass pyro-gasification, solar reactor concepts and modelling methods. *Energies* 14, 5.
- [3] AGVE S.A. (24 de mayo de 2015). Planta gasificadora de biomasa, en presidencia de la plaza, chaco. URL: <http://agve.com.ar/2015/05/24/presidencia-de-la-plaza/>.
- [4] AHMED, I. I., Y GUPTA, A. K. (2011). Kinetics of woodchips char gasification with steam and carbon dioxide. *Applied Energy* 88, 5, 1613–1619.
- [5] ANSYS INC. (2018). *ANSYS CFX-Solver Modeling Guide. Release 18.2*.
- [6] ANSYS INC. (2018). *ANSYS CFX-Solver Theory Guide. Release 18.2*.
- [7] ARANCIBIA-BULNES, C. A., PEÑA-CRUZ, M. I., MUTUBERRÍA, A., DÍAZ-URIBE, R., Y SÁNCHEZ-GONZÁLEZ, M. (2017). A survey of methods for the evaluation of reflective solar concentrator optics. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 69, 673–684.

- [8] ARENA, U. (2013). 17 - Fluidized bed gasification. En *Fluidized Bed Technologies for Near-Zero Emission Combustion and Gasification*, F. Scala (Ed.), 1ra ed., Woodhead Publishing Series in Energy. Woodhead Publishing, (pp. 765–812).
- [9] AUNGIER, R. H. (1995). A Fast, Accurate Real Gas Equation of State for Fluid Dynamic Analysis Applications. *Journal of Fluids Engineering* 117, 2, 277–281.
- [10] BAJUK, C. Lic. Eno. en Gauchezco Vineyard & Winery. Comunicación personal, 13 de julio de 2016.
- [11] BASU, P. (2018). *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*, 2da ed. Academic Press.
- [12] BELLOS, E. (2019). Progress in the design and the applications of linear Fresnel reflectors – A critical review. *Thermal Science and Engineering Progress* 10, 112–137.
- [13] BELLOUARD, Q., ABANADES, S., Y RODAT, S. (2017). Biomass gasification in an innovative spouted-bed solar reactor: Experimental proof of concept and parametric study. *Energy & Fuels* 31, 10, 10933–10945.
- [14] BELLOUARD, Q., RODAT, S., ABANADES, S., RAVEL, S., Y FRAYSSINES, P. (2019). Design, simulation and experimental study of a directly-irradiated solar chemical reactor for hydrogen and syngas production from continuous solar-driven wood biomass gasification. *International Journal of Hydrogen Energy* 44, 35, 19193–19205.
- [15] BENDT, P., Y RABL, A. (1981). Optical analysis of point focus parabolic radiation concentrators. *Applied Optics* 20, 4, 674–683.
- [16] BLANCO, M., MUTUBERRIA, A., MONREAL, A., Y ALBERT, R. (2011). Results of the empirical validation of Tonatiuh at Mini-Pegase CNRS-PROMES facility. En *Pro-*

- ceedings of the 17th SolarPACES Int. Symposium on Concentrating Solar Power and Chemical Energy.*
- [17] BODEGAS DE ARGENTINA AC - COMISIÓN DE SUSTENTABILIDAD (2012). Indicadores de Sustentabilidad Industria Vitivinícola. URL: <http://copal.org.ar/wp-content/uploads/2015/06/bodegas.pdf>.
- [18] BOUJJAT, H., RODAT, S., ABANADES, S., Y PERRET, C. (2019). Simulation of biomass gasification in a novel high-temperature directly irradiated hybrid solar/combustion reactor. *AIP Conference Proceedings* 2126, 180005.
- [19] BOUJJAT, H., RODAT, S., CHUAYBOON, S., Y ABANADES, S. (2019). Experimental and numerical study of a directly irradiated hybrid solar/combustion spouted bed reactor for continuous steam gasification of biomass. *Energy* 189, 116118.
- [20] BRACMORT, K. (2019). Biomass: comparison of definitions in legislation. R40529, Congressional Research Service, Biblioteca del Congreso de EE. UU.
- [21] BUIE, D., MONGER, A. G., Y DEY, C. J. (2003). Sunshape distributions for terrestrial solar simulations. *Solar Energy* 74, 2, 113–122.
- [22] CASTELAO CARUANA, M. E. (2020). Configuración de la industria de bioenergía eléctrica y térmica en Argentina: ¿dónde, cuándo, cómo y quién? . *H-industri@*, 27, 55–78.
- [23] ÇENGEL, Y. (2007). *Heat and Mass Transfer: A Practical Approach*. McGraw-Hill series in mechanical engineering. McGraw-Hill.
- [24] CHUAYBOON, S., ABANADES, S., Y RODAT, S. (2018). Comprehensive performance assessment of a continuous solar-driven biomass gasifier. *Fuel Processing Technology* 182, 1–14.

- [25] CHUAYBOON, S., ABANADES, S., Y RODAT, S. (2019). Insights into the influence of biomass feedstock type, particle size and feeding rate on thermochemical performances of a continuous solar gasification reactor. *Renewable Energy* 130, 360–370.
- [26] CHUNG, T. H., LEE, L. L., Y STARLING, K. E. (1984). Applications of kinetic gas theories and multiparameter correlation for prediction of dilute gas viscosity and thermal conductivity. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals* 23, 1, 8–13.
- [27] CONVENCIÓN MARCO DE LAS NACIONES UNIDAS SOBRE EL CAMBIO CLIMÁTICO (UNFCCC) (2015). *Aprobación del Acuerdo de París. Propuesta del presidente*. 21^{er} Conferencia de las Partes, Doc. FCCC/CP/2015/L.9/Rev.1. URL: <https://unfccc.int/resource/docs/2015/cop21/spa/l09r01s.pdf>.
- [28] CUCUMO, M., KALIAKATSOS, D., Y MARINELLI, V. (1995). Estimating effective solar absorptance in rooms. *Energy and Buildings* 23, 2, 117–120.
- [29] DAABO, A. M., MAHMOUD, S., Y AL-DADAH, R. K. (2016). The effect of receiver geometry on the optical performance of a small-scale solar cavity receiver for parabolic dish applications. *Energy* 114, 513–525.
- [30] DANDY, D. S. (2019). *Chemical Equilibrium Calculation*. Colorado State University. URL: <https://navier.engr.colostate.edu/code/code-4/index.html>.
- [31] DE SALES, C. A. V. B., MAYA, D. M. Y., LORA, E. E. S., JAÉN, R. L., REYES, A. M. M., GONZÁLEZ, A. M., ANDRADE, R. V., Y MARTÍNEZ, J. D. (2017). Experimental study on biomass (eucalyptus spp.) gasification in a two-stage downdraft reactor by using mixtures of air, saturated steam and oxygen as gasifying agents. *Energy Conversion and Management* 145, 314–323.

- [32] DETOURNAY, M., HEMATI, M., Y ANDREUX, R. (2011). Biomass steam gasification in fluidized bed of inert or catalytic particles: Comparison between experimental results and thermodynamic equilibrium predictions. *Powder Technology* 208, 2, 558–567.
- [33] DEVI, L., PTASINSKI, K. J., Y JANSSEN, F. J. J. G. (2003). A review of the primary measures for tar elimination in biomass gasification processes. *Biomass and Bioenergy* 24, 2, 125–140.
- [34] DUFFIE, J. A., Y BECKMAN, W. A. (2013). *Solar Engineering of Thermal Processes*, 4ta ed. Wiley.
- [35] DWYER, K., HOSSEINIAN, F., Y ROD, M. (2014). The market potential of grape waste alternatives. *Journal of Food Research* 3, 2, 91.
- [36] EL YDRISSI, M., GHENNIQUI, H., BENNOUNA, E. G., Y FARID, A. (2019). A review of optical errors and available applications of deflectometry technique in solar thermal power applications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 116, 109438.
- [37] ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS (2019). *Especificaciones de calidad para el transporte y distribución de gas natural y otros gases análogos*. Nomencl.: NAG-602. URL: <https://www.enargas.gob.ar/secciones/normativa/normas-tecnicas-items.php?grupo=6>.
- [38] ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS. (2021). Base de datos *Datos Abiertos, Datos operativos de Transporte y Distribución de Gas, Sección 1 - Datos Operativos de Gas Natural: Licenciatarías de Distribución*. URL: <https://www.enargas.gob.ar/secciones/transporte-y-distribucion/datos-operativos-sec.php?sec=1>.

- [39] EVANS, R. J., Y MILNE, T. A. (1997). Chemistry of tar formation and maturation in the thermochemical conversion of biomass. En *Developments in Thermochemical Biomass Conversion: Volume 1 / Volume 2*, A. V. Bridgwater and D. G. B. Boocock (Eds.). Springer Netherlands, Dordrecht, (pp. 803–816).
- [40] FANG, Y., PAUL, M. C., VARJANI, S., LI, X., PARK, Y.-K., Y YOU, S. (2021). Concentrated solar thermochemical gasification of biomass: Principles, applications, and development. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 150, 111484.
- [41] FIORI, L., Y FLORIO, L. (2010). Gasification and combustion of grape marc: Comparison among different scenarios. *Waste and Biomass Valorization* 1, 2, 191–200.
- [42] GALINDO, A. L., LORA, E. S., ANDRADE, R. V., GIRALDO, S. Y., JAÉN, R. L., Y COBAS, V. M. (2014). Biomass gasification in a downdraft gasifier with a two-stage air supply: Effect of operating conditions on gas quality. *Biomass and Bioenergy* 61, 236–244.
- [43] GAO, X., ZHANG, Y., BAO, F., LI, B., ZHAO, Y., KE, C., Y JIANG, B. (2018). CFD modeling of sawdust gasification in a lab-scale entrained flow reactor based on char intrinsic kinetics. Part 1: Model development. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification* 125, 280–289.
- [44] GARCÍA-LOMILLO, J., Y GONZÁLEZ-SANJOSÉ, M. L. (2017). Applications of wine pomace in the food industry: Approaches and functions. *Comprehensive Reviews in Food Science and Food Safety* 16, 1, 3–22.
- [45] GIOVANNELLI, A. (2015). State of the Art on Small-Scale Concentrated Solar Power Plants. *Energy Procedia* 82, 607–614.

- [46] GOKON, N., KUMAKI, S., MIYAGUCHI, Y., BELLAN, S., KODAMA, T., Y CHO, H. (2019). Development of a 5kWth internally circulating fluidized bed reactor containing quartz sand for continuously-fed coal-coke gasification and a beam-down solar concentrating system. *Energy* 166, 1–16.
- [47] GOMAA, M. R., AL-DMOUR, N., AL-RAWASHDEH, H. A., Y SHALBY, M. (2020). Theoretical model of a fluidized bed solar reactor design with the aid of MCRT method and synthesis gas production. *Renewable Energy* 148, 91–102.
- [48] GOMAA, M. R., MUSTAFA, R. J., Y AL-DMOUR, N. (2020). Solar thermochemical conversion of carbonaceous materials into syngas by Co-Gasification. *Journal of Cleaner Production* 248, 119185.
- [49] GONZALEZ, M. F. Ing. Ind. en Aseguramiento de la Calidad, Bodega Trivento Argentina. Comunicación personal, 13 de julio de 2016.
- [50] GREGG, D. W., TAYLOR, R. W., CAMPBELL, J. H., TAYLOR, J. R., Y COTTON, A. (1980). Solar gasification of coal, activated carbon, coke and coal and biomass mixtures. *Solar Energy* 25, 4, 353–364.
- [51] GRUBER, H., GROSS, P., RAUCH, R., REICHHOLD, A., ZWEILER, R., AICHERNIG, C., MÜLLER, S., ATAIMISCH, N., Y HOFBAUER, H. (2021). Fischer-Tropsch products from biomass-derived syngas and renewable hydrogen. *Biomass Conversion and Biorefinery* 11, 6, 2281–2292.
- [52] GUAN, G., KAEWPANHA, M., HAO, X., Y ABUDULA, A. (2016). Catalytic steam reforming of biomass tar: Prospects and challenges. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 58, 450–461.

- [53] GUENE LOUGOU, B., HAN, D., ZHANG, H., JIANG, B., ANEES, J., AHOUANNOU, C., ZHAO, J., Y SHUAI, Y. (2020). Numerical and experimental analysis of reactor optimum design and solar thermal-chemical energy conversion for multidisciplinary applications. *Energy Conversion and Management* 213, 112870.
- [54] GUEYMARD, C. A., Y RUIZ-ARIAS, J. A. (2016). Extensive worldwide validation and climate sensitivity analysis of direct irradiance predictions from 1-min global irradiance. *Solar Energy* 128, 1–30.
- [55] GÍRIO, F. (2019). Chapter Nine - Innovation on Bioenergy. En *The Role of Bioenergy in the Bioeconomy*, C. Lago, N. Caldés, and Y. Lechón (Eds.). Academic Press, (pp. 405–433).
- [56] GÓMEZ-BAREA, A., Y LECKNER, B. (2010). Modeling of biomass gasification in fluidized bed. *Progress in Energy and Combustion Science* 36, 4, 444–509.
- [57] HAN, J., Y KIM, H. (2008). The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 12, 2, 397–416.
- [58] HANSEN, V., MÜLLER-STÖVER, D., AHRENFELDT, J., HOLM, J. K., HENRIKSEN, U. B., Y HAUGGAARD-NIELSEN, H. (2015). Gasification biochar as a valuable by-product for carbon sequestration and soil amendment. *Biomass and Bioenergy* 72, 300–308.
- [59] HATHAWAY, B. J. (2013). *Solar Gasification of Biomass: Design and Characterization of a Molten Salt Gasification Reactor*. [Tesis doctoral, University of Minnesota], Recuperado de ProQuest Dissertations and Theses database (UMI No. 3607903).

- [60] HATHAWAY, B. J., Y DAVIDSON, J. H. (2017). Demonstration of a prototype molten salt solar gasification reactor. *Solar Energy* 142, 224–230.
- [61] HATHAWAY, B. J., Y DAVIDSON, J. H. (2020). Solar steam gasification of cellulose in a molten alkali salt: Salt chemistry and reactor performance. *Energy & Fuels* 34, 2, 1811–1821.
- [62] HATHAWAY, B. J., Y DAVIDSON, J. H. (2021). Autothermal hybridization and controlled production of hydrogen-rich syngas in a molten salt solar gasifier. *International Journal of Hydrogen Energy*.
- [63] HATHAWAY, B. J., HONDA, M., KITTELSON, D. B., Y DAVIDSON, J. H. (2013). Steam gasification of plant biomass using molten carbonate salts. *Energy* 49, 211–217.
- [64] HATHAWAY, B. J., KITTELSON, D. B., Y DAVIDSON, J. H. (2013). Integration of solar gasification with conventional fuel production: The roles of storage and hybridization. *Journal of Solar Energy Engineering* 136, 1, 010906–1–010906–10.
- [65] HATHAWAY, B. J., LIPÍŃSKI, W., Y DAVIDSON, J. H. (2012). Heat transfer in a solar cavity receiver: Design considerations. *Numerical Heat Transfer, Part A: Applications* 62, 5, 445–461.
- [66] HE, Y.-L., QIU, Y., WANG, K., YUAN, F., WANG, W.-Q., LI, M.-J., Y GUO, J.-Q. (2020). Perspective of concentrating solar power. *Energy* 198, 117373.
- [67] HENNINGER, J. H. (1984). Solar absorptance and thermal emittance of some common spacecraft thermal-control coatings. Informe Técnico NASA-RP240400-1121, National Aeronautics and Space Administration, Washington DC, EE. UU.

- [68] HERNÁNDEZ, J. J., ARANDA, G., BARBA, J., Y MENDOZA, J. M. (2012). Effect of steam content in the air–steam flow on biomass entrained flow gasification. *Fuel Processing Technology* 99, 43–55.
- [69] HERNÁNDEZ, J. J., ARANDA-ALMANSA, G., Y SERRANO, C. (2010). Co-gasification of biomass wastes and coal-coke blends in an entrained flow gasifier: An experimental study. *Energy & Fuels* 24, 4, 2479–2488.
- [70] HERNÁNDEZ, J. J., LAPUERTA, M., Y MONEDERO, E. (2016). Characterisation of residual char from biomass gasification: effect of the gasifier operating conditions. *Journal of Cleaner Production* 138, Part 1, 83–93.
- [71] HERNÁNDEZ-SAMPIERI, R., FERNÁNDEZ COLLADO, C., Y BAPTISTA LUCIO, P. (2010). *Metodología de la investigación*, 5ta ed. McGraw-Hill Education.
- [72] HOWELL, J. R., MENGÜÇ, M. P., DAUN, K., Y SIEGEL, R. (2020). *Thermal radiation heat transfer*, 4th ed. CRC press.
- [73] HUANG, W., SHEN, F., SUN, L., Y ZONG, C. (2022). Performance prediction and optimization of multi-mirror combined solar dish collector. *Applied Sciences* 12, 5, 2347.
- [74] INEICHEN, P. (2008). A broadband simplified version of the Solis clear sky model. *Solar Energy* 82, 8, 758–762.
- [75] INSTITUTO NACIONAL DE VITIVINICULTURA (2021). *Informe Anual de Cosecha y Elaboración 2020*. URL: https://www.argentina.gob.ar/sites/default/files/informe_anual_de_cosecha_y_elaboracion_2020_1.pdf.

- [76] JHA, D. K., SAMRAT, R., Y SANYAL, P. (2021). The first evidence of controlled use of fire by prehistoric humans during the Middle Paleolithic phase from the Indian subcontinent. *Palaeogeography, Palaeoclimatology, Palaeoecology* 562, 110151.
- [77] JOHNSTON, G. (1995). On the analysis of surface error distributions on concentrated solar collectors. *Journal of Solar Energy Engineering* 117, 4, 294–296.
- [78] KASAEIAN, A., KOURAVAND, A., VAZIRI RAD, M. A., MANIEE, S., Y POURFAYAZ, F. (2021). Cavity receivers in solar dish collectors: A geometric overview. *Renewable Energy* 169, 53–79.
- [79] KEE, R. J., RUPLEY, F. M., Y MILLER, J. A. (1989). Chemkin-II: A Fortran chemical kinetics package for the analysis of gas-phase chemical kinetics. Informe Técnico SAND-89-8009 ON: DE90000917, Sandia National Laboratories, Livermore, CA, EE. UU.
- [80] KRISHNA, Y., FAIZAL, M., SAIDUR, R., NG, K. C., Y ASLFATTAHI, N. (2020). State-of-the-art heat transfer fluids for parabolic trough collector. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 152, 119541.
- [81] KRUESI, M., JOVANOVIĆ, Z. R., Y STEINFELD, A. (2014). A two-zone solar-driven gasifier concept: Reactor design and experimental evaluation with bagasse particles. *Fuel* 117, 680–687.
- [82] KU, X., LI, T., Y LØVÅS, T. (2015). CFD–DEM simulation of biomass gasification with steam in a fluidized bed reactor. *Chemical Engineering Science* 122, 270–283.

- [83] KUMAR, K. H., DAABO, A. M., KARMAKAR, M. K., Y HIRANI, H. (2022). Solar parabolic dish collector for concentrated solar thermal systems: a review and recommendations. *Environmental Science and Pollution Research* 29, 22, 32335–32367.
- [84] LAPUERTA, M., HERNÁNDEZ, J. J., PAZO, A., Y LÓPEZ, J. (2008). Gasification and co-gasification of biomass wastes: Effect of the biomass origin and the gasifier operating conditions. *Fuel Processing Technology* 89, 9, 828–837.
- [85] LEARY, P. L., Y HANKINS, J. D. (1979). User's guide for MIRVAL: a computer code for comparing designs of heliostat-receiver optics for central receiver solar power plants. Informe Técnico SAND-77-8280, Sandia National Laboratories, Livermore, CA, EE. UU.
- [86] LEE, H. (2014). The geometric-optics relation between surface slope error and reflected ray error in solar concentrators. *Solar Energy* 101, 299–307.
- [87] LEIVA BUTTI, J. M., NÚÑEZ MC LEOD, J. E., Y RIVERA, S. S. (2020). Solar gasification of grape marc for syngas production: Solar-dish-coupled reactor basic engineering and optimization. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification* 156, 108050.
- [88] LEIVA BUTTI, J. M., RIVIER, S., DELGADO, L., Y RIVERA, S. S. (2018). Sun-tracking system design for parabolic dish solar concentrator. *Proceedings of the World Congress on Engineering 2018 II*, 6.
- [89] LEIVA BUTTI, J. M., TRIPP, N. G., NÚÑEZ MC LEOD, J. E., Y RIVERA, S. S. (2021). Effect of surface material properties and operating conditions on the heat flux and tem-

- perature distributions in the cavity receiver of a solar-dish-coupled biomass gasification reactor. *Energy Conversion and Management* 244, 114303.
- [90] LEMOS, L. F. L., STARKE, A. R., BOLAND, J., CARDEMIL, J. M., MACHADO, R. D., Y COLLE, S. (2017). Assessment of solar radiation components in Brazil using the BRL model. *Renewable Energy* 108, 569–580.
- [91] LI, R., ZENG, K., SORIA, J., MAZZA, G., GAUTHIER, D., RODRIGUEZ, R., Y FLAMANT, G. (2016). Product distribution from solar pyrolysis of agricultural and forestry biomass residues. *Renewable Energy* 89, 27–35.
- [92] LI, W., WU, S., WU, Y., HUANG, S., Y GAO, J. (2019). Gasification characteristics of biomass at a high-temperature steam atmosphere. *Fuel Processing Technology* 194, 106090.
- [93] LICHTY, P., PERKINS, C., WOODRUFF, B., BINGHAM, C., Y WEIMER, A. (2010). Rapid high temperature solar thermal biomass gasification in a prototype cavity reactor. *Journal of Solar Energy Engineering* 132, 1, 011012–011012–7.
- [94] LORA, E., ANDRADE, R., ÁNGEL, J., LEITE, M., ROCHA, M., DE SALES, C., MENDOZA, M., Y CORAL, D. (2012). Gaseificação e pirólise para conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis. *Biocombustíveis* 1, 411–498.
- [95] LOUTZENHISER, P. G., Y MUROYAMA, A. P. (2017). A review of the state-of-the-art in solar-driven gasification processes with carbonaceous materials. *Solar Energy* 156, 93–100.
- [96] LOVEGROVE, K., Y STEIN, W. (2012). *Concentrating Solar Power Technology: Principles, Developments and Applications*. Elsevier.

- [97] LU, X., Y WANG, T. (2013). Investigation of radiation models in entrained-flow coal gasification simulation. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 67, 377–392.
- [98] MA, R. (1993). Wind effects on convective heat loss from a cavity receiver for a parabolic concentrating solar collector. Informe Técnico SAND-92-7293, Sandia National Laboratories, Livermore, CA, EE. UU. y California State Polytechnic University.
- [99] MAHINPEY, N., Y GOMEZ, A. (2016). Review of gasification fundamentals and new findings: Reactors, feedstock, and kinetic studies. *Chemical Engineering Science* 148, 14–31.
- [100] MAITY, S. K. (2015). Opportunities, recent trends and challenges of integrated biorefinery: Part I. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 43, 1427–1445.
- [101] MALALI, P. D., CHATURVEDI, S. K., Y AGARWALA, R. (2019). Effects of circumsolar radiation on the optimal performance of a Stirling heat engine coupled with a parabolic dish solar collector. *Applied Thermal Engineering* 159, 113961.
- [102] MANCINI, T., HELLER, P., BUTLER, B., OSBORN, B., SCHIEL, W., GOLDBERG, V., BUCK, R., DIVER, R., ANDRAKA, C., Y MORENO, J. (2003). Dish-Stirling Systems: An Overview of Development and Status. *Journal of Solar Energy Engineering* 125, 2, 135–151.
- [103] MANFREY COOPERATIVA DE TAMBEROS DE COMERCIALIZACIÓN E INDUSTRIALIZACIÓN LTDA. (2020). Reporte de Sustentabilidad 2019. Informe técnico.
- [104] MARCULESCU, C., Y CIUTA, S. (2013). Wine industry waste thermal processing for derived fuel properties improvement. *Renewable Energy* 57, 645–652.

- [105] MARI, M. A., MEMON, Z. A., SHAIKH, P. H., MIRJAT, N. H., Y UQAILI, M. A. (2022). Numerical investigation to assess the output performance of concentrated solar parabolic dish system. *Journal of Renewable and Sustainable Energy* 14, 6, 063701.
- [106] MARTÍNEZ-MANUEL, L., WANG, W., LAUMERT, B., Y PEÑA-CRUZ, M. I. (2021). Numerical analysis on the optical geometrical optimization for an axial type impinging solar receiver. *Energy* 216, 119293.
- [107] MASON, P. E., DARVELL, L. I., JONES, J. M., Y WILLIAMS, A. (2016). Comparative study of the thermal conductivity of solid biomass fuels. *Energy & Fuels* 30, 3, 2158–2163.
- [108] MATTIAZZO, J. (20 de noviembre de 2018). Una empresa de Palmira produce biomasa con orujo agotado seco, *Pared News*. URL: <https://pared.news/2018/11/20/una-empresa-de-palmira-produce-biomasa-con-orujo-agotado-seco/>.
- [109] MAŠEK, O., BUSS, W., BROWNSORT, P., ROVERE, M., TAGLIAFERRO, A., ZHAO, L., CAO, X., Y XU, G. (2019). Potassium doping increases biochar carbon sequestration potential by 45 %, facilitating decoupling of carbon sequestration from soil improvement. *Scientific Reports* 9, 1, 5514.
- [110] MELCHIOR, T., PERKINS, C., LICHTY, P., WEIMER, A. W., Y STEINFELD, A. (2009). Solar-driven biochar gasification in a particle-flow reactor. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 48, 8, 1279–1287.
- [111] MENG, X., DE JONG, W., FU, N., Y VERKOOIJEN, A. H. M. (2011). Biomass gasification in a 100 kWth steam-oxygen blown circulating fluidized bed gasifier: Effects

- of operational conditions on product gas distribution and tar formation. *Biomass and Bioenergy* 35, 7, 2910–2924.
- [112] MENTER, F. (1993). Zonal Two Equation $k-\omega$ Turbulence Models For Aerodynamic Flows. En *23rd Fluid Dynamics, Plasmadynamics, and Lasers Conference*, American Institute of Aeronautics and Astronautics, p. 2906.
- [113] MERCHÁN, R. P., SANTOS, M. J., MEDINA, A., Y CALVO HERNÁNDEZ, A. (2022). High temperature central tower plants for concentrated solar power: 2021 overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 155, 111828.
- [114] MILNE, T. A., EVANS, R. J., Y ABATZAGLOU, N. (1998). Biomass gasifier "tars": Their nature, formation, and conversion. Informe Técnico NREL/TP-570-25357; ON: DE00003726, National Renewable Energy Laboratory, Golden, CO, EE.UU.
- [115] MIRANDA, M. T., ARRANZ, J. I., ROMÁN, S., ROJAS, S., MONTERO, I., LÓPEZ, M., Y CRUZ, J. A. (2011). Characterization of grape pomace and pyrenean oak pellets. *Fuel Processing Technology* 92, 2, 278–283.
- [116] MODEST, M. F. (2013). *Radiative heat transfer*, 3ra ed. Academic press.
- [117] MONTEIRO, E., ISMAIL, T. M., RAMOS, A., ABD EL-SALAM, M., BRITO, P. S. D., Y ROUBOA, A. (2017). Assessment of the miscanthus gasification in a semi-industrial gasifier using a CFD model. *Applied Thermal Engineering* 123, 448–457.
- [118] MORENO, B., Y HERNÁNDEZ, J. A. (2018). Analytical solutions to evaluate solar radiation overheating in simplified glazed rooms. *Building and Environment* 140, 162–172.

- [119] MUHLACK, R. A., POTUMARTHI, R., Y JEFFERY, D. W. (2018). Sustainable wineries through waste valorisation: A review of grape marc utilisation for value-added products. *Waste Management* 72, 99–118.
- [120] MÜLLER, F., PATEL, H., BLUMENTHAL, D., POŽIVIL, P., DAS, P., WIECKERT, C., MAITI, P., MAITI, S., Y STEINFELD, A. (2018). Co-production of syngas and potassium-based fertilizer by solar-driven thermochemical conversion of crop residues. *Fuel Processing Technology* 171, 89–99.
- [121] MÜLLER, F., POŽIVIL, P., VAN EYK, P. J., VILLARRAZO, A., HAUETER, P., WIECKERT, C., NATHAN, G. J., Y STEINFELD, A. (2017). A pressurized high-flux solar reactor for the efficient thermochemical gasification of carbonaceous feedstock. *Fuel* 193, 432–443.
- [122] MÜLLER, F., Y STEINFELD, A. (2020). A pressurized high-flux solar reactor for the thermochemical gasification of charcoal slurry—Two-phase flow and heat transfer analysis. *Journal of Heat Transfer* 142, 053001.
- [123] NAVEEN, S., ARAVIND, S., YAMINI, B., VASUDHARENI, R., GOPINATH, K. P., ARUN, J., Y PUGAZHENDHI, A. (2023). A review on solar energy intensified biomass valorization and value-added products production: Practicability, challenges, techno economic and lifecycle assessment. *Journal of Cleaner Production* 405, 137028.
- [124] NEPVEU, F., FERRIERE, A., ULMER, S., Y RODRIGUEZ, B. (2008). Optical simulation of a 10 kWel dish/stirling unit using ray-tracing code SolTrace. 14th Biennial CSP SolarPACES Symposium, Las Vegas, EE.UU.

- [125] NICKERSON, T. A., HATHAWAY, B. J., SMITH, T. M., Y DAVIDSON, J. H. (2015). Economic assessment of solar and conventional biomass gasification technologies: Financial and policy implications under feedstock and product gas price uncertainty. *Biomass and Bioenergy* 74, 47–57.
- [126] ORGANIZACIÓN DE LAS NACIONES UNIDAS PARA LA ALIMENTACIÓN Y LA AGRICULTURA. (Febrero de 2021). Base de datos *FAOSTAT*. URL: <http://www.fao.org/faostat/en/#data/QD>.
- [127] PAITOONSURIKARN, S., LOVEGROVE, K., HUGHES, G., Y PYE, J. (2011). Numerical investigation of natural convection loss from cavity receivers in solar dish applications. *Journal of Solar Energy Engineering* 133, 2, 021004.
- [128] PAITOONSURIKARN, S., TAUMOEFOLOU, T., Y LOVEGROVE, K. (2004). Estimation of convection loss from paraboloidal dish cavity receivers. En *Proceedings of 42nd conference of the Australia and New Zealand solar energy society*, (pp. 1–7).
- [129] PARADELO, R., MOLDES, A. B., Y BARRAL, M. T. (2013). Evolution of organic matter during the mesophilic composting of lignocellulosic winery wastes. *Journal of Environmental Management* 116, 18–26.
- [130] PATEL, H., MÜLLER, F., MAITI, P., Y MAITI, S. (2020). Economic evaluation of solar-driven thermochemical conversion of empty cotton boll biomass to syngas and potassic fertilizer. *Energy Conversion and Management* 209, 112631.
- [131] PATUZZI, F., BASSO, D., VAKALIS, S., ANTOLINI, D., PIAZZI, S., BENEDETTI, V., CORDIOLI, E., Y BARATIERI, M. (2021). State-of-the-art of small-scale biomass gasification systems: An extensive and unique monitoring review. *Energy* 223, 120039.

- [132] PETTIT, R. B. (1977). Characterization of the reflected beam profile of solar mirror materials. *Solar Energy* 19, 6, 733–741.
- [133] PIATKOWSKI, N., WIECKERT, C., W. WEIMER, A., Y STEINFELD, A. (2011). Solar-driven gasification of carbonaceous feedstock—a review. *Energy & Environmental Science* 4, 1, 73–82.
- [134] PISI, G. E. Ing. Agr. en Agencia de Extensión Rural Luján de Cuyo, Estación Experimental Agropecuaria Mendoza, Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria. Comunicación personal, 14 de julio de 2016.
- [135] PODESTÁ, L. Ing. Agr. en Facultad de Ciencias Agrarias, Universidad Nacional de Cuyo. Comunicación personal, 14 de julio de 2016.
- [136] POLING, B. E., PRAUSNITZ, J. M., Y O’CONNELL, J. P. (2001). *The properties of gases and liquids*, 5th ed. McGraw-Hill Education, New York.
- [137] POPP, J., KOVÁCS, S., OLÁH, J., DIVÉKI, Z., Y BALÁZS, E. (2021). Bioeconomy: Biomass and biomass-based energy supply and demand. *New Biotechnology* 60, 76–84.
- [138] PUIG-ARNAVAT, M., TORA, E. A., BRUNO, J. C., Y CORONAS, A. (2013). State of the art on reactor designs for solar gasification of carbonaceous feedstock. *Solar Energy* 97, 67–84.
- [139] QIN, Y.-H., FENG, J., Y LI, W.-Y. (2010). Formation of tar and its characterization during air–steam gasification of sawdust in a fluidized bed reactor. *Fuel* 89, 7, 1344–1347.

- [140] RAHMAN, M. A., PARVEJ, A. M., Y AZIZ, M. A. (2021). Concentrating technologies with reactor integration and effect of process variables on solar assisted pyrolysis: A critical review. *Thermal Science and Engineering Progress* 25, 100957.
- [141] RAUCH, R., HRBEK, J., Y HOFBAUER, H. (2014). Biomass gasification for synthesis gas production and applications of the syngas. *WIREs Energy and Environment* 3, 4, 343–362.
- [142] RIDLEY, B., BOLAND, J., Y LAURET, P. (2010). Modelling of diffuse solar fraction with multiple predictors. *Renewable Energy* 35, 2, 478–483.
- [143] RODAT, S., ABANADES, S., BOUJJAT, H., Y CHUAYBOON, S. (2020). On the path toward day and night continuous solar high temperature thermochemical processes: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 132, 110061.
- [144] RODRIGUEZ, M. Téc. Com. Int., Coordinadora y Responsable Comercial, Derivados Vínicos S.A. Comunicación personal, 3 de agosto de 2018.
- [145] ROMÁN RODRIGUEZ, Y. N. Ing. Ind., Encargado de Ingeniería en Bodega Familia Zuccardi. Comunicación personal, 6 de marzo de 2019.
- [146] RÉ, F. (29 de junio de 2019). Como en Ticino, el maní iluminará a Las Junturas, *La Voz del Interior*. URL: <https://www.lavoz.com.ar/negocios/como-en-ticino-mani-iluminara-junturas/>.
- [147] SAFARIAN, S., UNNÞÓRSSON, R., Y RICHTER, C. (2019). A review of biomass gasification modelling. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 110, 378–391.

- [148] SEDIGHI, M., TAYLOR, R. A., LAKE, M., ROSE, A., IZADGOSHASB, I., Y VASQUEZ PADILLA, R. (2020). Development of a novel high-temperature, pressurised, indirectly-irradiated cavity receiver. *Energy Conversion and Management* 204, 112175.
- [149] SEDIGHI, M., VASQUEZ PADILLA, R., LAKE, M., ROSE, A., LIM, Y. Y., NOVAK, J. P., Y TAYLOR, R. A. (2020). Design of high-temperature atmospheric and pressurised gas-phase solar receivers: A comprehensive review on numerical modelling and performance parameters. *Solar Energy* 201, 701–723.
- [150] SILAEN, A., Y WANG, T. (2010). Effect of turbulence and devolatilization models on coal gasification simulation in an entrained-flow gasifier. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 53, 9, 2074–2091.
- [151] SORIA, J., ZENG, K., ASENSIO, D., GAUTHIER, D., FLAMANT, G., Y MAZZA, G. (2017). Comprehensive CFD modelling of solar fast pyrolysis of beech wood pellets. *Fuel Processing Technology* 158, 226–237.
- [152] TAO, Y. B., HE, Y. L., CUI, F. Q., Y LIN, C. H. (2013). Numerical study on coupling phase change heat transfer performance of solar dish collector. *Solar Energy* 90, 84–93.
- [153] TAUMOEFOLOU, T., PAITOONSURIKARN, S., HUGHES, G., Y LOVEGROVE, K. (2004). Experimental investigation of natural convection heat loss from a model solar concentrator cavity receiver. *Journal of Solar Energy Engineering* 126, 2, 801–807.
- [154] THOMSON, R., KWONG, P., AHMAD, E., Y NIGAM, K. D. P. (2020). Clean syngas from small commercial biomass gasifiers; a review of gasifier development, recent advances and performance evaluation. *International Journal of Hydrogen Energy* 45, 41, 21087–21111.

- [155] TILMAN, D., HILL, J., Y LEHMAN, C. (2006). Carbon-negative biofuels from low-input high-diversity grassland biomass. *Science* 314, 5805, 1598–1600.
- [156] TOSCANO, G., RIVA, G., DUCA, D., PEDRETTI, E. F., CORINALDESI, F., Y ROSSINI, G. (2013). Analysis of the characteristics of the residues of the wine production chain finalized to their industrial and energy recovery. *Biomass and Bioenergy* 55, 260–267.
- [157] TOULOUKIAN, Y. S., Y BUYCO, E. H. (1971). Thermophysical Properties of Matter - The TPRC Data Series. Volume 4. Specific Heat - Metallic Elements and Alloys. Informe Técnico AD-A-951938/0/XAB CNN: F33615-71-C-1182, Purdue University, Thermophysical and Electronic Properties Information Analysis Center.
- [158] TOULOUKIAN, Y. S., Y DEWITT, D. P. (1970). Thermophysical Properties of Matter - The TPRC Data Series. Volume 7. Thermal Radiative Properties - Metallic Elements and Alloys. Informe Técnico AD-A-951941/4/XAB CNN: F33615-68-C-1239, Purdue University. Thermophysical and Electronic Properties Information Analysis Center.
- [159] TOULOUKIAN, Y. S., POWELL, R. W., HO, C. Y., Y KLEMENS, P. G. (1970). Thermophysical Properties of Matter - The TPRC Data Series. Volume 1. Thermal Conductivity - Metallic Elements and Alloys. Informe Técnico AD-A-951935/6/XAB CNN: F33615-68-C-1229, Purdue University, Thermophysical and Electronic Properties Information Analysis Center.
- [160] TREGAMBI, C., PADULA, S., GALBUSIERI, M., COPPOLA, G., MONTAGNARO, F., SALATINO, P., TROIANO, M., Y SOLIMENE, R. (2020). Directly irradiated fluidized bed reactor for thermochemical energy storage and solar fuels production. *Powder Technology* 366, 460–469.

- [161] ULMER, S., REINALTER, W., HELLER, P., LÜPFERT, E., Y MARTÍNEZ, D. (2002). Beam Characterization and Improvement with a Flux Mapping System for Dish Concentrators. *Journal of Solar Energy Engineering* 124, 2, 182–188.
- [162] VALDERRAMA RIOS, M. L., GONZÁLEZ, A. M., LORA, E. E. S., Y ALMAZÁN DEL OLMO, O. A. (2018). Reduction of tar generated during biomass gasification: A review. *Biomass and Bioenergy* 108, 345–370.
- [163] VAN EYK, P., MUHLACK, R., Y ASHMAN, P. (2009). *Gasification of grape marc in a circulating fluidised bed*. Proceedings of the Australian Combustion Symposium 2009, University of Queensland, Brisbane, Queensland, Australia.
- [164] VIDAL, A., T. DENK, A. VALVERDE, R. DIAZ, Y SOLER, J. F. (2012). *CRS-SSPS Solar tower: A 2.7 MW remodeled test-bed for solar thermochemical hydrogen production*. 18th SolarPACES International Symposium on Concentrated Solar Power and Chemical Energy Technologies, Marrakech, Marruecos.
- [165] WANG, W., Y LAUMERT, B. (2017). Effect of cavity surface material on the concentrated solar flux distribution for an impinging receiver. *Solar Energy Materials and Solar Cells* 161, 177–182.
- [166] WANG, W., MALMQUIST, A., AICHMAYER, L., Y LAUMERT, B. (2018). Transient performance of an impinging receiver: An indoor experimental study. *Energy Conversion and Management* 158, 193–200.
- [167] WANG, Y., Y KINOSHITA, C. M. (1993). Kinetic model of biomass gasification. *Solar Energy* 51, 1, 19–25.

- [168] WANG, Y., POTTER, D., ASSELINEAU, C.-A., CORSI, C., WAGNER, M., CALIOT, C., PIAUD, B., BLANCO, M., KIM, J.-S., Y PYE, J. (2020). Verification of optical modelling of sunshape and surface slope error for concentrating solar power systems. *Solar Energy* 195, 461–474.
- [169] WATSON, J., ZHANG, Y., SI, B., CHEN, W.-T., Y DE SOUZA, R. (2018). Gasification of biowaste: A critical review and outlooks. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 83, 1–17.
- [170] WEINSTEIN, L. A., LOOMIS, J., BHATIA, B., BIERMAN, D. M., WANG, E. N., Y CHEN, G. (2015). Concentrating Solar Power. *Chemical Reviews* 115, 23, 12797–12838.
- [171] WENDELIN, T. (2003). *SolTRACE: A new optical modeling tool for concentrating solar optics*. Proceedings of the ISEC 2003: International Solar Energy Conference, Kohala Coast, Hawaii, (pp. 253–260). NREL Report No. CP-550-32866.
- [172] WIECKERT, C., OBRIST, A., ZEDTWITZ, P. V., MAAG, G., Y STEINFELD, A. (2013). Syngas production by thermochemical gasification of carbonaceous waste materials in a 150 kWth packed-bed solar reactor. *Energy & Fuels* 27, 8, 4770–4776.
- [173] WILCOX, D. C. (1998). *Turbulence modeling for CFD*, 2da ed. DCW Industries.
- [174] WOOLF, D., LEHMANN, J., Y LEE, D. R. (2016). Optimal bioenergy power generation for climate change mitigation with or without carbon sequestration. *Nature Communications* 7, 1, 13160.
- [175] WU, S., XIAO, L., CAO, Y., Y LI, Y. (2010). Convection heat loss from cavity receiver in parabolic dish solar thermal power system: A review. *Solar Energy* 84, 8, 1342–1355.

- [176] XIAO, G., YANG, T., NI, D., CEN, K., Y NI, M. (2017). A model-based approach for optical performance assessment and optimization of a solar dish. *Renewable Energy* 100, 103–113.
- [177] YAN, L., LIM, C. J., YUE, G., HE, B., Y GRACE, J. R. (2016). Simulation of biomass-steam gasification in fluidized bed reactors: Model setup, comparisons and preliminary predictions. *Bioresource Technology* 221, 625–635.
- [178] YANG, S., WANG, J., LUND, P. D., JIANG, C., Y LIU, D. (2018). Assessing the impact of optical errors in a novel 2-stage dish concentrator using Monte-Carlo ray-tracing simulation. *Renewable Energy* 123, 603–615.
- [179] YU, H., ZHANG, Z., LI, Z., Y CHEN, D. (2014). Characteristics of tar formation during cellulose, hemicellulose and lignin gasification. *Fuel* 118, 250–256.
- [180] ZENG, K., GAUTHIER, D., SORIA, J., MAZZA, G., Y FLAMANT, G. (2017). Solar pyrolysis of carbonaceous feedstocks: A review. *Solar Energy* 156, 73–92.
- [181] ZHANG, H., Y MODEST, M. F. (2002). Evaluation of the Planck-mean absorption coefficients from HITRAN and HITEMP databases. *Journal of Quantitative Spectroscopy and Radiative Transfer* 73, 6, 649–653.
- [182] ZHAO, S., BI, X., PAN, X., SU, Y., Y WU, W. (2019). The optimization of in-situ tar reduction and syngas production on a 60-kW three-staged biomass gasification system: theoretical and practical approach. *Biomass Conversion and Biorefinery*.
- [183] ZHOU, B., DICHIARA, A., ZHANG, Y., ZHANG, Q., Y ZHOU, J. (2018). Tar formation and evolution during biomass gasification: An experimental and theoretical study. *Fuel* 234, 944–953.

- [184] ZHU, H. L., ZHANG, Y. S., MATERAZZI, M., ARANDA, G., BRETT, D. J. L., SHEARING, P. R., Y MANOS, G. (2019). Co-gasification of beech-wood and polyethylene in a fluidized-bed reactor. *Fuel Processing Technology* 190, 29–37.
- [185] ZOU, C., ZHANG, Y., FENG, H., FALCOZ, Q., NEVEU, P., GAO, W., Y ZHANG, C. (2017). Effects of geometric parameters on thermal performance for a cylindrical solar receiver using a 3D numerical model. *Energy Conversion and Management* 149, 293–302.
- [186] Z'GRAGGEN, A., Y STEINFELD, A. (2008). A two-phase reactor model for the steam-gasification of carbonaceous materials under concentrated thermal radiation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 47, 4, 655–662.

Anexos

Anexo A

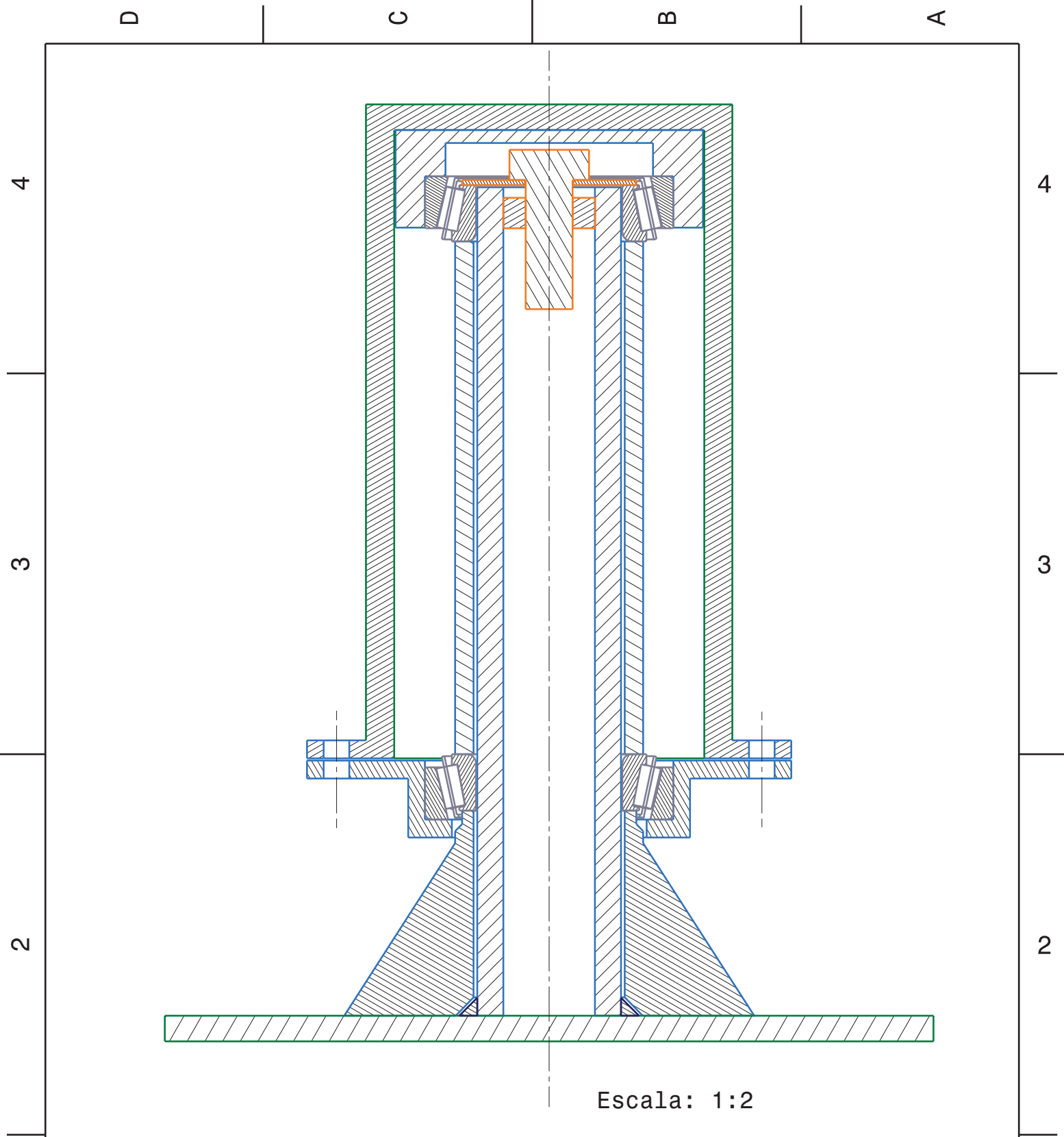
Matriz de consistencia

Matriz de consistencia									
Sección de la Tesis	Problema científico general	Novedad científica	Objetivo general	Características de la investigación Alcance (*) Diseño (*)		Hipótesis General de investigación	Operacionalización Variables independientes Variables dependientes		Metodología de investigación
	No existe un dispositivo tecnológico ni un proceso industrial acordes de generación solar de orujo que permitan el reemplazo del consumo de gas natural de la industria vitivinícola de la Provincia de Mendoza, Argentina.	Esta tesis provee el diseño de un dispositivo tecnológico – un reactor de generación solar de orujo para concentrador solar de disco parabólico – y el proceso industrial asociado al mismo que apunta a reemplazar el consumo de gas natural de una bodega de la Provincia de Mendoza, Argentina.	Desarrollar un dispositivo tecnológico de generación solar de orujo y el modelo de proceso industrial correspondiente que replazte el consumo de gas natural de una bodega de la Provincia de Mendoza, Argentina.						Enfoque de investigación: Cuantitativa. Nivel de investigación: Aplicativo.
Sec. 4.1	Problema científico específico 1 Se desconoce la magnitud del efecto de los parámetros de diseño del CSDP sobre la eficiencia del concentrador solar (factor de intersección); error de alineación, ángulo de borde, diámetro de la apertura de la cavidad, y errores ópticos de la superficie parabólica.	Esta tesis determina numéricamente el efecto combinado del error de alineación, el ángulo de borde y el diámetro de la apertura del receptor, en el factor de intersección de un CSDP. Provee este análisis considerando la distribución de la radiación solar ("sunshape"), y determina el impacto de los errores ópticos de la superficie.	Objetivo específico 1 Cuantificar el efecto del error de alineación, el ángulo de borde, el diámetro de la apertura, y de los errores ópticos de la superficie parabólica sobre la eficiencia del concentrador solar (factor de intersección).	Explicativo	Experimental	Hipótesis específica 1 El ángulo de borde (Ψ), el diámetro de la apertura (D_a), el error de alineación (ϵ), el error de pendiente (σ_{med}) y el error de espacialidad ($\sigma_{spat,exp}$) afectan el factor de intersección del CSDP (λ).	Ψ , ϵ , D_a , $\sigma_{spat,exp}$, σ_{pend} .	λ	Análítico/Numérico (cálculo de punto de impacto) Simulación de trazado de rayos por MonteCarlo (<i>SoTTrace</i>).
Sec. 5.2.1	Problema científico específico 2 Se desconoce cuál es la combinación de las dimensiones de los componentes del dispositivo (reactor y CSDP) que maximiza la producción de gas de síntesis a partir de orujo en la Provincia de Mendoza.	Esta tesis propone un modelo del dispositivo tecnológico y del proceso, que permite evaluar el efecto combinado de las dimensiones del reactor y del CSDP propuesto, así como de la variabilidad de la irradiación solar, sobre las pérdidas térmicas y la producción de gas de síntesis. De esta manera, provee las dimensiones óptimas para el dispositivo tecnológico.	Objetivo específico 2 Determinar las dimensiones óptimas de los componentes del dispositivo tecnológico (reactor y CSDP) que maximiza la producción de gas de síntesis a partir de orujo en la Provincia de Mendoza.	Explicativo	Experimental	Hipótesis específica 2 Las dimensiones principales del reactor-receptor (D_r , D_c , L_r , D_r , L_r , E_r , E_c) afectan la masa total de gas de síntesis producida (Σm_{gas}).	D_r , D_c , L_r , D_r , L_r , E_r , E_c , m_{gas} E_r .		Simulación del reactor y del proceso en hoja de cálculo. Optimización por gradiente reducido.
Sec. 5.2.2	Problema científico específico 3 Se desconoce el rendimiento que tendría el proceso industrial asociado al dispositivo tecnológico en las condiciones de la Provincia de Mendoza.	Esta tesis evalúa el desempeño que tendría el proceso en las condiciones de la Provincia de Mendoza y determina un límite superior para su rendimiento, es decir, para la producción de gas de síntesis durante la temporada de producción del orujo.	Objetivo específico 3 Determinar un límite superior para el rendimiento del proceso industrial asociado al dispositivo tecnológico en las condiciones de la Provincia de Mendoza: Irradiación Global Horizontal (I _{GH}), Temperatura (T) y Velocidad del viento (V).	Descriptivo	Preexperimental		(Variables intervinientes: I_{GH} , T, V)	Σm_{gas}	Simulación del reactor y del proceso en hoja de cálculo.
Sec. 5.2.3	Problema científico específico 4 Se desconoce la magnitud del efecto de la eliminación de los equipos de recuperación de calor sobre el rendimiento del proceso.	Esta tesis cuantifica la pérdida de rendimiento del proceso y el aumento del consumo de energía asociados a eliminar los equipos de recuperación de calor.	Objetivo específico 4 Cuantificar el efecto sobre el rendimiento del proceso de la eliminación de los equipos de recuperación de calor.	Explicativo	Experimental	Hipótesis específica 4 La recuperación de calor de la corriente de salida del reactor afecta de manera significativa el rendimiento del proceso y su consumo de energía: energía consumida por el compresor (ΣW_{comp}) y energía consumida por el hervidor (ΣW_{herv}).	Recuperación de calor (líquaria) Σm_{gas} , ΣW_{comp} , ΣW_{herv} .		Simulación del reactor y del proceso en hoja de cálculo.
Sec. 5.2.4	Problema científico específico 5 No se dispone de información relativa a la escalabilidad del dispositivo desarrollado y su potencial para el reemplazo del consumo de gas natural en un establecimiento vitivinícola.	Esta tesis determina la factibilidad de reemplazar el consumo de gas de una bodega de la Provincia de Mendoza mediante la implementación del proceso asociado al dispositivo tecnológico propuesto. A su vez, determina la cantidad de dispositivos necesarios y evalúa la posibilidad de su uso a escala industrial.	Objetivo específico 5 Evaluar el potencial de implementar el proceso a escala industrial utilizando el dispositivo tecnológico desarrollado para el reemplazo del consumo de gas natural en un establecimiento vitivinícola.	Descriptivo	Preexperimental	Hipótesis específica 5 El porcentaje de las necesidades energéticas de una una bodega (consumo de gas natural) de la Prov. de Mendoza es menor que la energía que puede obtenerse por generación solar del orujo que produce. La cantidad módulos (dispositivo tecnológico desarrollado en esta tesis) necesarios para ello es practicable.		% de necesidades energéticas reemplazado. Cant. de CSDP requeridos.	Simulación del reactor y del proceso en hoja de cálculo.
Sec. 6.1	Problema científico específico 6 El reactor propuesto incorpora un sistema novedoso de control de temperatura por manipulación de la tasa de flujo mólaco de orujo; y, al hilo su mecanismo de funcionamiento está justificado, se carece de información que valide su efectividad.	Esta tesis estudia la capacidad del dispositivo tecnológico para absorber las variaciones de irradiación solar (a través de la manipulación del flujo mólaco de orujo) sin experimentar temperaturas excesivas y sin reportar fallas ni otros inconvenientes.	Objetivo específico 6 Evaluar la factibilidad del sistema de control de temperatura propuesto.	Explicativo	Experimental	Hipótesis específica 6 Los valores máximos de flujo de entrada de orujo (m_{or}) y de vapor (m_v) requeridos para mantener la temperatura del medio de reacción (T_r) debajo de 1200 K son valores realistas en la práctica.	m_{or} , m_v	T_r , $m_{v,max}$, $m_{or,max}$	Simulación del reactor y del proceso en hoja de cálculo.
Sec. 6.2	Problema científico específico 7 Se desconoce la distribución del flujo radiante concentrado sobre las paredes internas del receptor del CSDP, y puede presentar puntos de concentración excesiva. Asimismo, no se conoce la magnitud del efecto que tiene sobre esta distribución los parámetros de diseño del dispositivo tecnológico: error de alineación del CSDP, absorción de las paredes de cavidad y tipo de reflexión de las paredes.	Esta tesis determina numéricamente la distribución del flujo radiante sobre las paredes internas de un receptor de CSDP de cavidad cilíndrica. A su vez, cuantifica el efecto combinado sobre esta distribución del error de alineación del CSDP, la absorción de las paredes de cavidad y el tipo de reflexión de las paredes. Encuentra la combinación de parámetros más desfavorable.	Objetivo específico 7 Determinar la distribución del flujo radiante concentrado sobre de las paredes internas del receptor del CSDP; cuantificar el efecto sobre la masa del error de alineación del CSDP, la absorción de las paredes de cavidad y el tipo de reflexión de estas paredes; e identificar la combinación de estos parámetros más desfavorable.	Explicativo	Experimental	Hipótesis específica 7 El error de alineación (ϵ), la absorción solar de las paredes del receptor (α_r), y el tipo de reflexión de dichas paredes ($\sigma_{spat,r}$) afectan la distribución de la densidad de flujo radiante concentrado que es absorbido en el receptor del CSDP (Φ_{abs}), y provocan puntos de máxima concentración ($\Phi_{abs,max}$).		Φ_{abs} , $\Phi_{abs,max}$ y Q_{abs}	Simulación de trazado de rayos por MonteCarlo (<i>SoTTrace</i>).
Sec. 6.3.4.1	Problema científico específico 8 La temperatura de la reacción es cercana a la temperatura límite del material y no se dispone de información sobre la distribución de temperaturas dentro del reactor.	Esta tesis determina por DFC la distribución de temperaturas dentro del reactor bajo las condiciones de operación más desfavorables.	Objetivo específico 8 Determinar la distribución de la temperatura dentro del reactor ($T_{r,max}$) bajo las condiciones de operación más desfavorables: $\Phi_{abs,max}$, KH_{abs} , mínimas pérdidas térmicas ($Q_{pérd,max}$) y máxima temperatura de entrada del vapor (T_{vmax}).	Descriptivo	Preexperimental	Hipótesis específica 8 La temperatura en cualquier punto del reactor-receptor bajo las condiciones más desfavorables de funcionamiento no supera los 1273 K.	(Variables intervinientes: $T_{r,p,i}$, $\Phi_{abs,max}$, $I_{GH,max}$, $Q_{pérd,min}$, $T_{v,max}$)		Simulación de Dinámica Computacional de Fluidos - Método de Volúmenes finitos (CFX, ANSYS v18.2).
Sec. 6.3.4.2	Problema científico específico 9 El dispositivo desarrollado propone controlar la temperatura máxima del reactor con una selección adecuada de las propiedades de la superficie interna del receptor. Se desconoce el rango de propiedades que garantiza temperaturas admisibles bajo condiciones normales de funcionamiento.	Esta tesis provee el rango de propiedades de las paredes internas del reactor que garantizan temperaturas admisibles dentro del reactor bajo las condiciones normales de funcionamiento del dispositivo tecnológico.	Objetivo específico 9 Establecer un rango de propiedades de la superficie interna del receptor que garantice temperaturas admisibles bajo las condiciones normales de funcionamiento del dispositivo tecnológico.	Explicativo	Experimental	Hipótesis específica 9 Determinados valores de las propiedades de superficie de las paredes internas del receptor (α_r y $\sigma_{spat,r}$) provocan que la temperatura máxima alcanzada en cualquier punto del reactor-receptor ($T_{r,p,i,max}$) no supere 1273 K bajo las condiciones normales de funcionamiento del mismo.	α_r , $\sigma_{spat,r}$	$T_{r,p,i,max}$	Simulación de Dinámica Computacional de Fluidos - Método de Volúmenes finitos (CFX, ANSYS v18.2).

(*) **Clasificación según:** Hernández-Sampieri, R., Fernández Collado, C., y Baptista Lucio, P. (2010). *Metodología de la investigación* (5^{ta} ed.). México: McGraw-Hill Interamericana.

Anexos B

Anexo para respaldo de la investigación



DESIGNED BY:

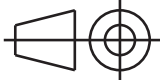
Juan Manuel
Leiva Butti

DATE:

5/6/2017

SIZE

A4



SCALE

1:2

WEIGHT (kg)

DRAWING NUMBER

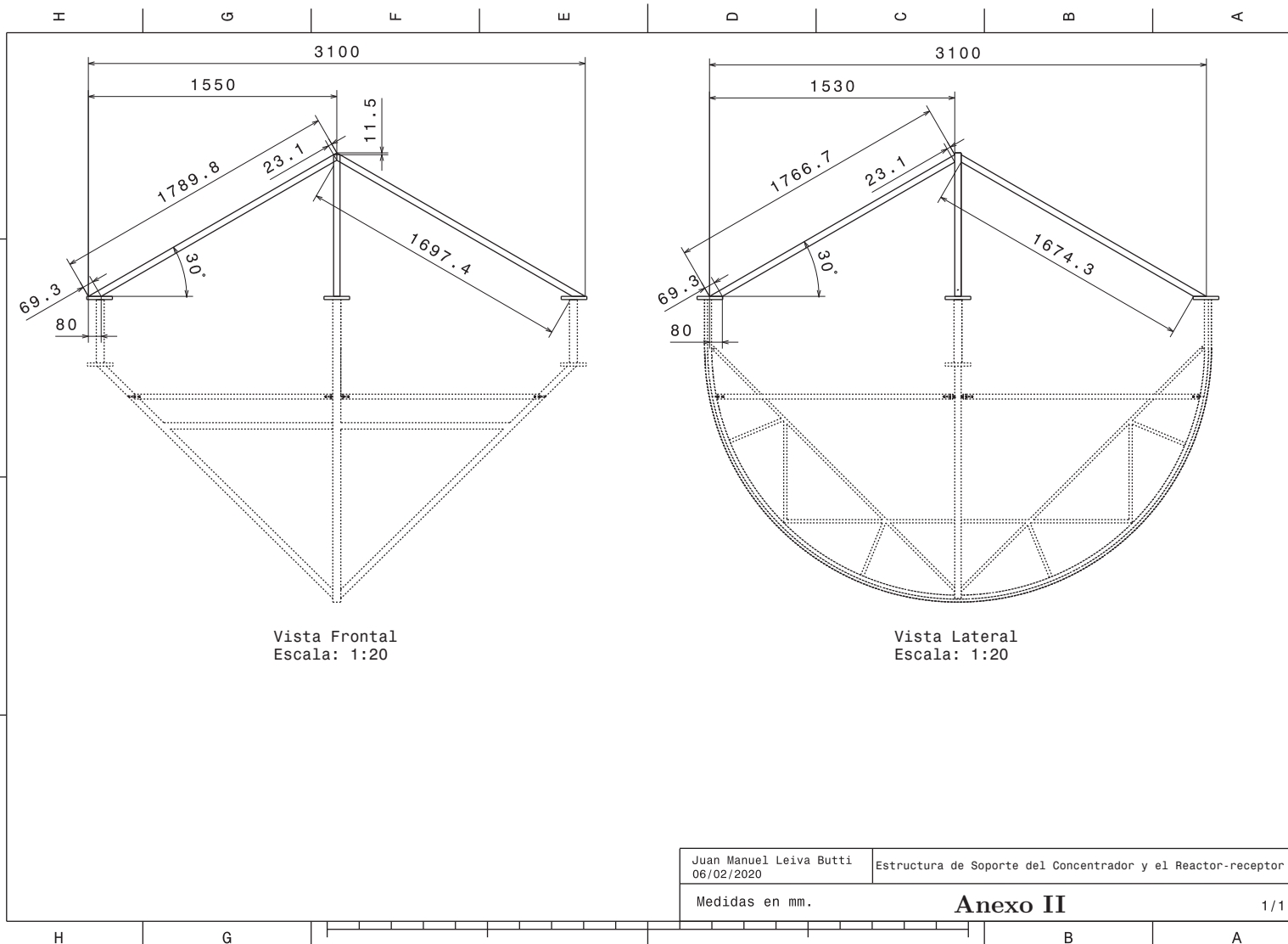
Anexo I

SHEET

1 / 1

This drawing is our property; it can't be reproduced or communicated without our written agreement.

I	-
H	-
G	-
F	-
E	-
D	-
C	-
B	-
A	-



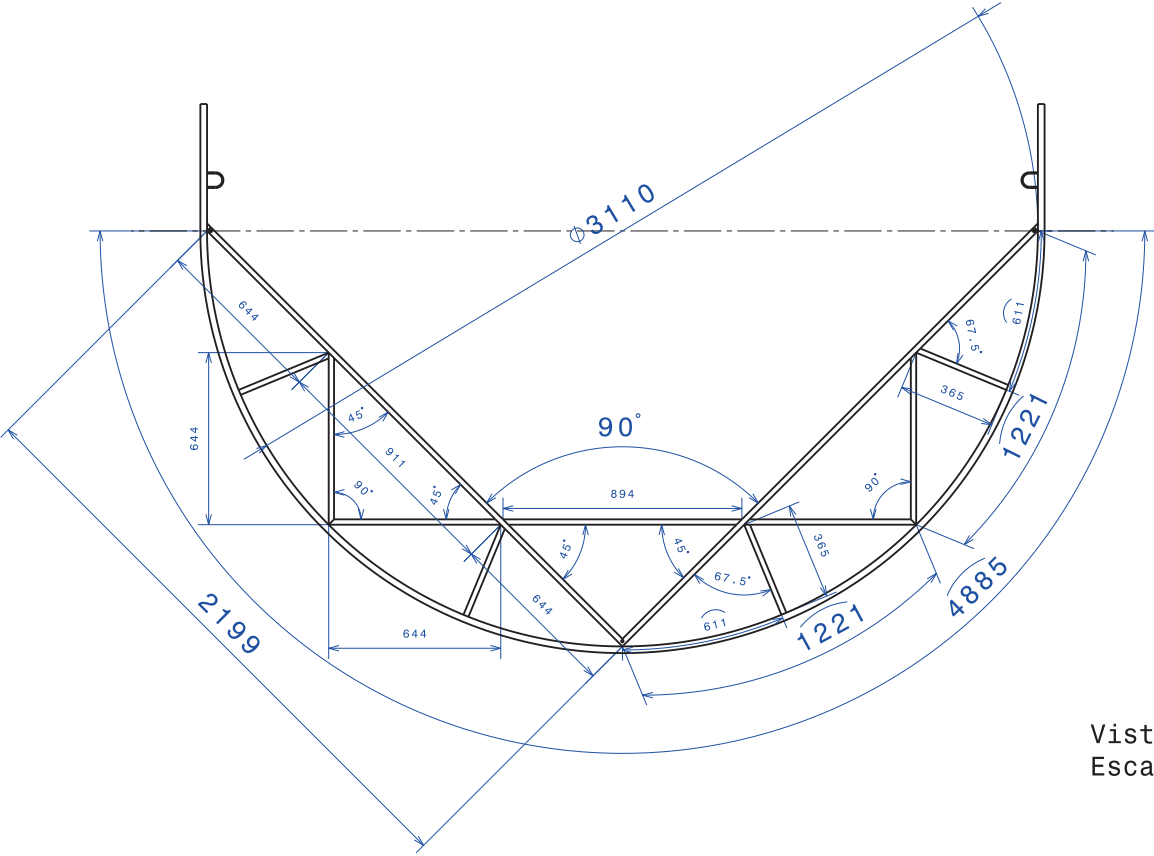
Anexo III

Arco de elevación

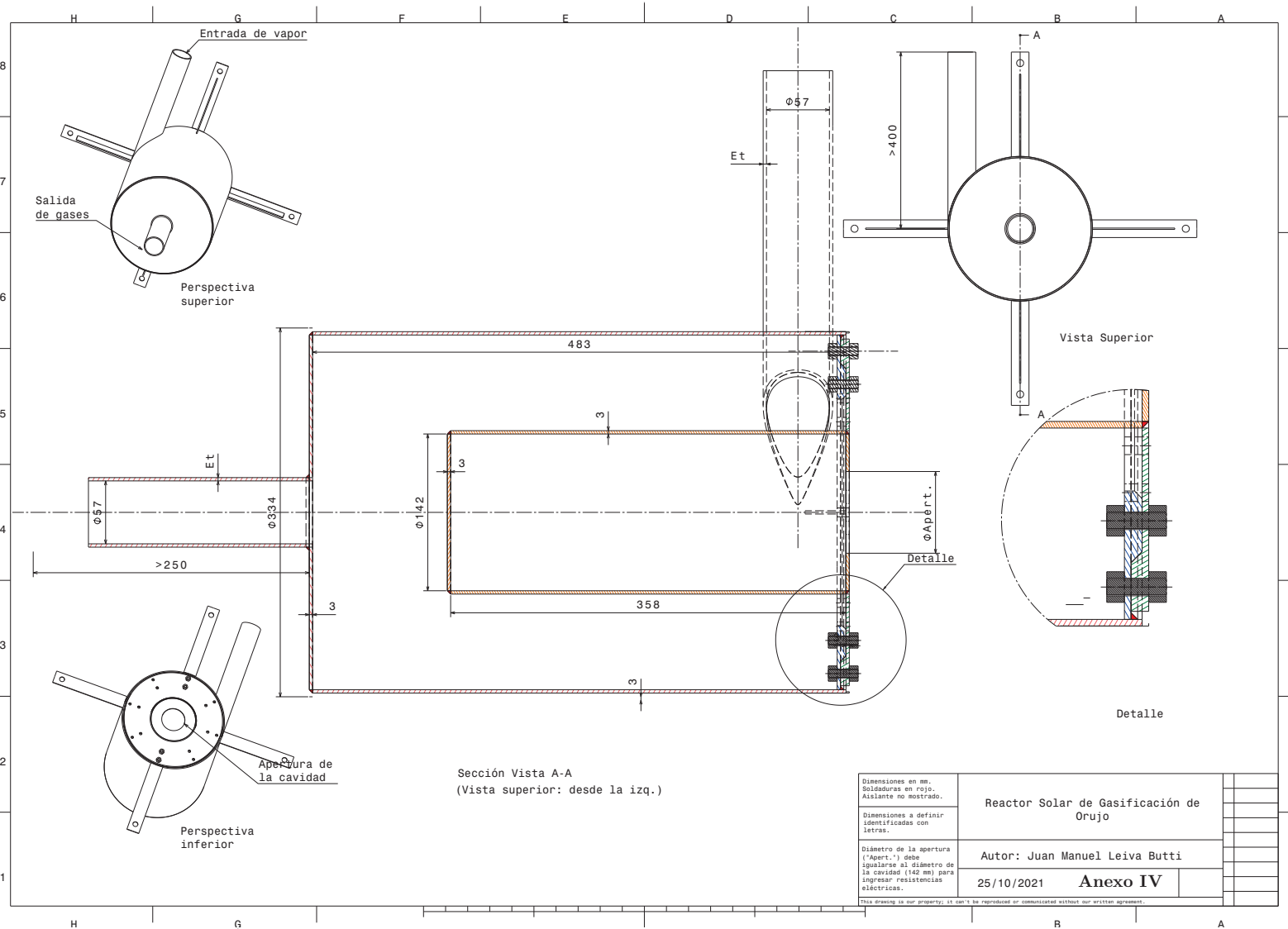
Medidas en mm. Los arcos son medidos sobre superficie interna del semicírculo.

1/4/19

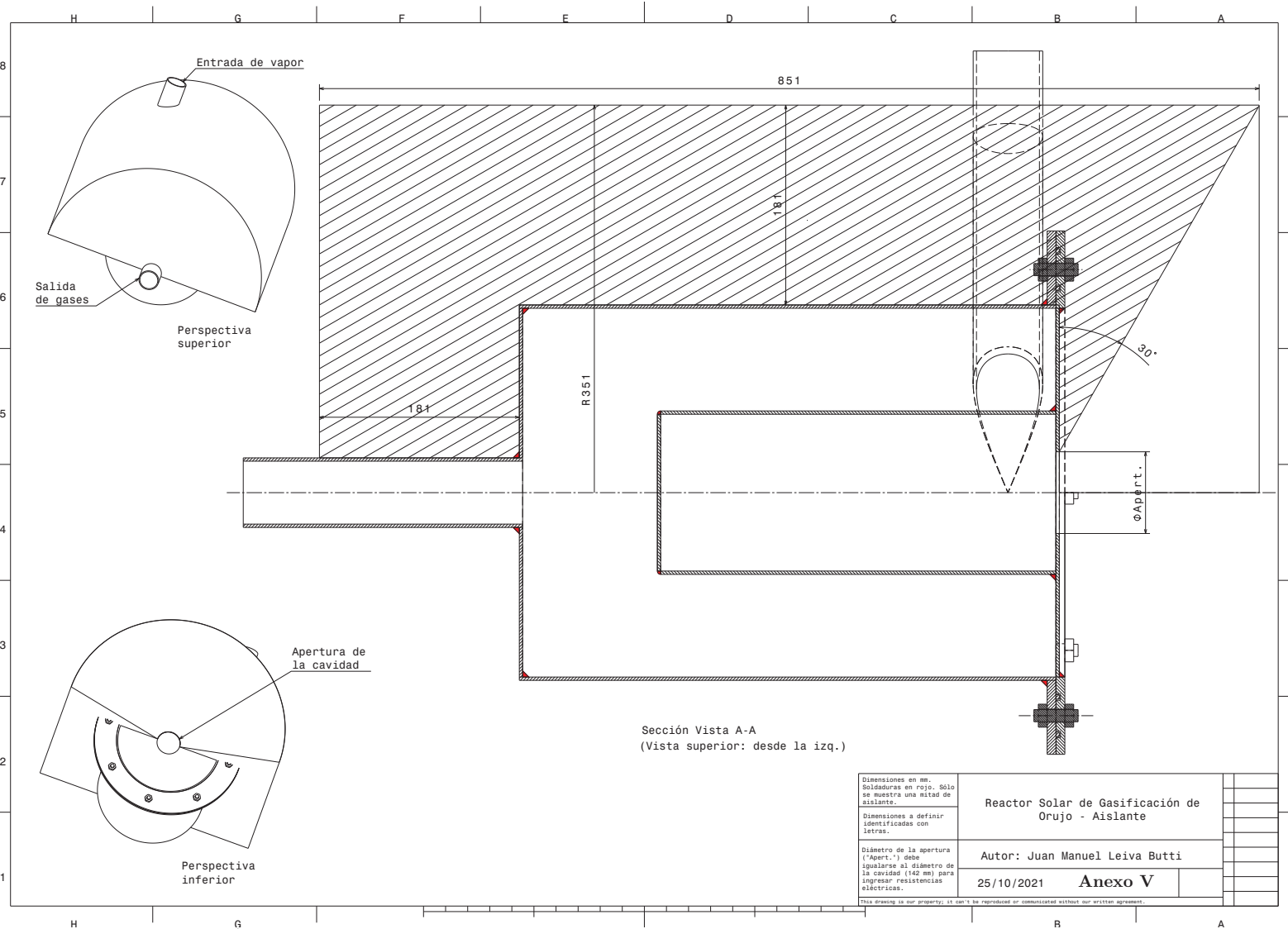
Juan Manuel Leiva Butti



Vista lateral
Escala: 1:20



Dimensiones en mm. Soldaduras en rojo. Asilante no mostrado.	Reactor Solar de Gasificación de Orujo	
Dimensiones a definir identificadas con letras.	Autor: Juan Manuel Leiva Butti	
Diámetro de la apertura ('Apert.') debe igualarse al diámetro de la cavidad (142 mm) para ingresar resistencias eléctricas.	25/10/2021	Anexo IV
This drawing is our property. It can't be reproduced or communicated without our written agreement.		



Dimensiones en mm.
Soldaduras en rojo. Sólo se muestra una mitad de aislante.
Dimensiones a definir identificadas con letras.
Diámetro de la apertura ('Apert.') debe igualarse al diámetro de la cavidad (140 mm) para ingresar resistencias eléctricas.

Reactor Solar de Gasificación de Orujo - Aislante	
Autor: Juan Manuel Leiva Butti	
25/10/2021	Anexo V

This drawing is our property, it can't be reproduced or communicated without our written agreement.

