

**EVALUACIÓN COMPUTACIONAL Y EXPERIMENTAL DEL COMPORTAMIENTO
TERMODINÁMICO DE UN PROTOTIPO PARA UN SISTEMA DE LICUEFACCIÓN
HIDROTÉRMICA DE MICROALGAS EN CONTINUO.**

Javier Esteban Atehortúa Rios



**INSTITUCIÓN UNIVERSITARIA PASCUAL BRAVO
FACULTAD DE (INGENIERÍA O PRODUCCIÓN Y DISEÑO)
NOMBRE DEL PROGRAMA DE FORMACIÓN (MAESTRÍA O ESPECIALIZACIÓN)**

**MEDELLÍN
2025**

Evaluación computacional y experimental del comportamiento termodinámico de un prototipo para un sistema de licuefacción hidrotérmica de microalgas en continuo.

Javier Esteban Atehortúa Ríos

Trabajo de Grado presentado como requisito para optar al título de maestría en energía

Asesores:

Yuhan Arley Lenis.

Doctor, Ingeniero mecánico
Jésica Andrea Isaza López
Doctora, Ingeniera Mecánica

Institución Universitaria Pascual Bravo
Facultad de (Ingeniería o Producción y Diseño)
Nombre del programa de formación (Maestría o Especialización)

Medellín
2025

Resumen

En este estudio se analiza el comportamiento termodinámico de un prototipo de sistema de licuefacción hidrotérmica de microalgas que opera en continuo. Este sistema fue desarrollado y construido en el marco de un proyecto Minciencias y ha sido operado en la Universidad Eafit logrando los rendimientos de producción de bioaceite esperados. El análisis fue planteado buscando proponer modificaciones o mejoras basadas en una mayor comprensión del proceso termodinámico. Además, se busca contribuir al escalamiento de sistemas de licuefacción para su implementación a nivel industrial. Dada la naturaleza del proceso, para definir tiempos de calentamiento y de enfriamiento, así como algunos factores relacionados al control automático, se desarrolló un modelo unidimensional predictivo termodinámico, considerando en todo momento el agua como líquido comprimido. El modelo fue validado mediante comparación directa con la temperatura del lecho del reactor durante un proceso de enfriamiento. De acuerdo con los resultados de la simulación, la potencia utilizada para el calentamiento del equipo podría ser reducida incluso a la mitad, alcanzando las mismas condiciones operacionales y sin que el tiempo de calentamiento aumente más del 15%. También se evidenció un gradiente de temperatura a lo largo del lecho que podría ser mejorado dependiendo del punto de medición de temperatura y de la estrategia de control empleada. Si bien el estudio no considera variaciones en las condiciones del bioaceite obtenido, a nivel energético, el calentamiento secuencial del líquido y la homogenización de la temperatura, de ser implementados, conducirían a menores consumos energéticos. Por otro lado, se observó que el aislamiento cumple con su objetivo de mantener la temperatura de operación del equipo y brindar un entorno seguro alrededor de él, por lo cual el modelo es una buena herramienta de diagnóstico y sirve para determinar que uso se podría dar en un escalado a nivel precomercial.

Palabras clave: Microalgas, licuefacción hidrotérmica, biocrudo, termodinámica, rendimiento energético.

Abstract

This study analyzes the thermodynamic behavior of a prototype hydrothermal liquefaction (HTL) system for microalgae operating in a continuous mode. The system was developed and built within the framework of a Minciencias project and has been operated at Universidad EAFIT, achieving the expected bio-oil production yields. The analysis was carried out with the purpose of proposing modifications or improvements based on a deeper understanding of the thermodynamic process. In addition, the study aims to contribute to the scaling-up of liquefaction systems toward industrial implementation. Given the nature of the process, a one-dimensional predictive thermodynamic model was developed to define heating and cooling times, as well as certain factors related to automatic control, always considering water as a compressed liquid. The model was validated through direct comparison with the reactor bed temperature during a cooling process. According to the simulation results, the heating power required for the system could be reduced by up to half, while maintaining the same operational conditions and without increasing the heating time by more than 15%. A temperature gradient along the reactor bed was also observed, which could be improved depending on the temperature measurement point and the control strategy employed. Although this study does not consider variations in the properties of the bio-oil obtained, from an energy perspective, implementing sequential liquid heating and temperature homogenization would lead to lower energy consumption. On the other hand, it was observed that the insulation fulfills its purpose of maintaining the equipment's operating temperature and providing a safe environment around it, which makes the model a useful diagnostic tool and helps determine its potential application in a pre-commercial scale-up.

Keywords: Microalgae, hydrothermal liquefaction, biocrude, thermodynamics, energy yield.

TABLA DE CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN	7
2	MARCO DE REFERENCIA.....	9
3	OBJETIVOS.....	16
4	METODOLOGÍA	17
4.1	Instalación experimental	18
4.2	Validación Experimental del Sistema HTL	20
4.3	Estudio de diagnóstico	22
5	RESULTADOS.....	24
5.1	Desarrollo del modelo térmico del sistema HTL	24
5.2	Balances de energía.....	26
5.2.1	Balance de energía en la resistencia	26
5.2.2	Balance de energía en el fluido del reactor	27
5.2.3	Balance de energía en la pared	27
5.2.4	Modelo dinámico.....	28
6	ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	33
6.1	Implementación del modelo.	35
6.2	Validación del modelo.....	39
6.3	Caracterización del comportamiento dinámico.....	44
7	DISCUSIÓN	50
8	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	53
9	REFERENCIAS	56
10	ANEXOS	58

TABLA DE FIGURAS

Figura 1. Esquema del sistema de reactor de flujo continuo a escala de banco [33]	14
Figura 2. Sistema de reacción de HTL desarrollado por PNNL [27]	14
Figura 3. Esquema metodológico para el alcance del objetivo general.....	18
Figura 4. Prototipo físico del sistema de licuefacción hidrotermal (HTL).....	19
Figura 5. Interfaz del sistema de control Siemens (HMI).....	20
Figura 6. Vista del reactor con toma de temperatura directa.....	21
Figura 7. Imagen termográfica del sistema HTL.	21
Figura 8. Esquema de la división nodal modelo.....	26
Figura 9. Biocrudo obtenido tras el proceso experimental.....	34
Figura 10 Imagen termográfica del sistema HTL.	35
Figura 11 Diagrama general de la pared en Simulink.....	37
Figura 12. Comparación de la temperatura simulada y experimental durante el proceso de calentamiento del reactor HTL.	40
Figura 13. Comparación de la temperatura simulada y experimental durante el proceso de calentamiento del reactor HTL.	41
Figura 14. Comparación de la temperatura simulada y experimental durante el proceso de enfriamiento del reactor HTL.	42
Figura 15. Temperaturas del reactor.....	45
Figura 16. Temperaturas del reactor.....	45
Figura 17. Temperatura externa del reactor.....	46
Figura 18. Temperatura externa del reactor.....	47
Figura 19. Temperatura externa del reactor.....	48

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Desarrollo del modelo térmico del reactor de licuefacción hidrotermal	23
Tabla 2. Sintonización para síntesis de controladores.....	38

1 INTRODUCCIÓN

La búsqueda de combustibles alternativos ha cobrado gran relevancia en la actualidad debido a la necesidad de disminuir el impacto ambiental producido por gases contaminantes de fuentes no renovables como óxidos de nitrógeno y de azufre, y al carácter finito de las reservas de petróleo [1], [2]. Por otro lado, regulaciones medioambientales a nivel mundial han llevado a diferentes industrias, a buscar alternativas para disminuir su huella de carbono. Por ejemplo, según la Agencia Internacional de Energía (IEA), 2020. [3], la industria cementera aportó cerca del 7.2% de las emisiones antropogénicas de CO₂ en el mundo. Esta situación preocupante y la importancia de este sector para el desarrollo de los países, hizo que, buscando mitigar el impacto ambiental, se propusiera como alternativa la captura del CO₂ emitido para utilizarlo en procesos secundarios.

Uno de los métodos propuestos para la captura de CO₂ es el uso de microalgas, que presentan una alta eficiencia fotosintética, capacidad de crecimiento acelerado y una gran adaptabilidad a ambientes controlados. Esta alternativa ha resultado particularmente atractiva para el tratamiento de emisiones de fuentes fijas a gran escala, como plantas termoeléctricas, siderúrgicas, refinerías y cementeras [3]–[4]. Es así como, Cementos Argos, cuarta cementera en América Latina, ha incursionado en el uso de microalgas para la captura de CO₂, con el objetivo de convertir la biomasa resultante en biocombustibles, cerrando así un ciclo de aprovechamiento energético con impacto positivo tanto ambiental como económico. A partir de las microalgas, se pueden obtener una gran diversidad de productos [5]–[6], y combustibles con propiedades similares a las asociadas a los combustibles de origen fósil. [7]–[8]

En este contexto, se plantea la necesidad de emplear combustibles limpios y renovables en paralelo con el avance de tecnologías emergentes que posibiliten su producción eficiente. De esta manera, diferentes universidades y centros de investigación en Colombia han promovido el desarrollo de sistemas piloto de licuefacción hidrotérmica (HTL, por sus siglas en inglés), a partir de microalgas. Estas iniciativas buscan generar evidencia técnica y energética que permita validar el escalamiento de la tecnología en contextos reales de aplicación, por ejemplo, en el sector transporte. En el presente trabajo, se retoma parte de esa visión mediante el análisis termodinámico de un prototipo funcional en condiciones de operación continua, tomando como referencia configuraciones reportadas en la literatura internacional para proponer ajustes y validar el comportamiento del sistema en condiciones locales.

La licuefacción hidrotérmica es una técnica de conversión termoquímica que permite transformar biomasa húmeda en biocrudo bajo condiciones de alta presión (10–25 MPa) y temperatura (200–350 °C), sin necesidad de secado previo. A diferencia de procesos como la pirólisis o la gasificación, la HTL trabaja con agua líquida como medio de reacción, lo cual reduce

significativamente los costos energéticos asociados al secado de la biomasa. Además, la HTL puede operar con una amplia variedad de materias primas y permite un mejor aprovechamiento energético del sustrato [9]–[10].

En el proceso HTL, cuando las condiciones se acercan al punto crítico del agua (374 °C y 22.1 MPa), las propiedades fisicoquímicas del medio cambian drásticamente. El agua, aún en estado líquido, reduce su constante dieléctrica y aumenta su producto iónico, lo que facilita la ruptura de enlaces moleculares y acelera la descomposición de biopolímeros en componentes más simples, favoreciendo así la formación de biocrudo. Este fenómeno convierte al agua en un excelente medio para promover reacciones hidrotermales sin necesidad de catalizadores costosos, aunque está comprobado que los mismos pueden mejorar los rendimientos del proceso [11], [12]–[13].

Por otra parte, el aprovechamiento integral de la biomasa mediante HTL se incorpora dentro del concepto de biorrefinería, donde además del biocrudo pueden obtenerse subproductos como biochar, gases combustibles y fases acuosas con compuestos de interés. Esta perspectiva de uso integral es clave para maximizar la eficiencia energética y la viabilidad económica de los procesos de conversión, especialmente cuando se pretende su implementación en regiones en desarrollo.

A pesar de sus ventajas, el escalamiento del proceso HTL requiere superar múltiples desafíos técnicos. Entre estos se encuentran la comprensión de la cinética de reacción, la caracterización de los productos obtenidos (biocrudo, fase acuosa, gases y sólidos), y el diseño eficiente de reactores, especialmente aquellos operados en flujo continuo. Esta modalidad permite una mayor escalabilidad y control de proceso, y es preferida en aplicaciones industriales [14], [15]– [16].

Actualmente, existen diversos enfoques de modelado que buscan predecir el comportamiento del sistema HTL, ya sea a través de simulaciones termodinámicas, modelos cinéticos o herramientas de dinámica de fluidos computacional (CFD). Sin embargo, muchos de estos estudios no consideran el análisis energético detallado del sistema [17], [18].

En este trabajo, se plantea un enfoque combinado que integra el desarrollo de un modelo matemático, simulaciones computacionales y validación experimental. El modelo matemático representa el comportamiento térmico del sistema HTL en régimen continuo, considerando balances de energía sobre el fluido, la pared del reactor y el aislamiento térmico. Este modelo se implementa en MATLAB/SIMULINK, lo que permite simular la evolución de la temperatura e identificar el comportamiento del equipo bajo diferentes condiciones operativas, con el fin de hacer un diagnóstico que permitirá predecir el comportamiento térmico del sistema, estimar su eficiencia y validar su desempeño comparándolo con datos experimentales obtenidos de un prototipo real construido a escala de laboratorio.

En el reactor analizado, el material refractario presenta una conductividad térmica relativamente baja, lo que genera gradientes de temperatura significativos entre la zona cercana a la resistencia eléctrica y la superficie externa del reactor.

Por esta razón se adoptó una discretización radial mediante un modelo nodal que permite representar el gradiente térmico dentro del material, evitando asumir una temperatura uniforme en toda la pared del reactor.

Dicho prototipo, construido con apoyo de instituciones nacionales, permite replicar a escala piloto las condiciones de operación del proceso HTL, con instrumentación para el monitoreo de las condiciones de operación. Los datos recolectados son utilizados como referencia para evaluar el ajuste del modelo, identificar pérdidas térmicas relevantes y explorar posibles rutas de optimización energética.

Este enfoque tiene un valor agregado importante para el contexto colombiano, donde existe interés empresarial en avanzar en soluciones de biorrefinería sostenibles. Empresas como Reficar y Cementos Argos, han desarrollado iniciativas para capturar CO₂ a través de microalgas, con el propósito de convertir esta biomasa en biocombustibles, promoviendo así un ciclo más sostenible de producción y uso de energía. El aprovechamiento de esta biomasa en esquemas de economía circular no solo reduce las emisiones netas de carbono, sino que también genera productos de valor añadido, impulsando la transición energética en el sector industrial. Además de aportar criterios de diseño y evaluación para futuros escalamientos tecnológicos.

2 MARCO DE REFERENCIA

En la literatura científica se identifican diferentes enfoques de modelado aplicados al proceso de licuefacción hidrotérmica. Entre ellos se encuentran los modelos cinéticos, los modelos termodinámicos, los modelos de dinámica de fluidos computacional (CFD) y los modelos fenomenológicos basados en balances de energía.

Los modelos cinéticos buscan describir las rutas de reacción de la biomasa y la formación de productos como biocrudo, gases y sólidos. Los modelos termodinámicos se enfocan en el equilibrio de fases y las propiedades del sistema bajo condiciones de alta presión y temperatura.

Los modelos CFD permiten estudiar con gran detalle los fenómenos de transporte de calor, masa y cantidad de movimiento dentro del reactor, mientras que los modelos energéticos o fenomenológicos permiten describir la evolución térmica del sistema mediante balances de energía.

En el presente trabajo se adopta un enfoque fenomenológico basado en balances de energía y transferencia de calor, el cual resulta adecuado para analizar el comportamiento térmico del reactor y evaluar el efecto de variables operativas como la potencia de calentamiento, el aislamiento térmico y los tiempos de calentamiento y enfriamiento asociado a variables de presión y temperatura requeridos en el proceso y que se conocen incluso de estudios previos.

Entre los combustibles alternativos de mayor interés en la actualidad y que pueden ser obtenidos a partir de microalgas, se encuentran: biodiesel, bioetanol, biogás y biocrudo [3]–[4]. El biocrudo, [5]–[6], se ha empleado recientemente en sectores como la industria cosmética, farmacéutica [7]–[8] y como materia prima en la producción de biocombustibles [19]–[20]. El biocrudo obtenido a partir del uso de microalgas como materia prima ha demostrado tener gran potencial y características que se acercan a la de los combustibles fósiles, por ejemplo, se logra obtener un poder calorífico inferior: LHV (Lower Heating Value) de 33,1 MJ/kg [21] en un proceso convencional, y se pueden lograr ganancias adicionales usando catalizador, llegando a valores de 35,64 MJ/kg [3]. Es por esto por lo que se ha considerado apto para aplicaciones de transporte de pasajeros; por ejemplo, empresas como Solazyme y Continental Airlines han producido combustible para biorreactores derivado de algas y lo han probado en vuelo [22].

De acuerdo con el contexto anterior, a través del proyecto de investigación Minciencias: "Diseño, Construcción y Evaluación de un novedoso sistema piloto de producción biocombustibles mediante la licuefacción hidrotérmica de microalgas", un grupo de universidades y empresas colombianas, buscan desarrollar un sistema que permita contribuir a la mejora de la tecnología de licuefacción hidrotérmica de microalgas, de tal manera que se desarrolle una planta que satisfaga las necesidades de producción de biocrudo para su aprovechamiento en varios escenarios, como por ejemplo, en el sector transporte. La estrategia adoptada para el desarrollo de un sistema pre-comercial, consistió en aprovechar prototipos disponibles en la literatura y proponer modificaciones en los diseños que conduzcan a un escalado y por tanto a capacidades de procesamiento mayores.

Para la implementación local, ARGOS y Reficar se han propuesto instalar un sistema de licuefacción hidrotérmica (HTL – HydroThermal Liquefaction) pre- comercial a partir de prototipos desarrollados por universidades como Universidad de Ghent, Universidad de Salamanca, Universidad de Cadiz y empresas como Pacific Northwest National Laboratory (PNNL). Para ello, se requiere modelar el comportamiento termodinámico del sistema para predecir su capacidad de funcionamiento (presión, temperatura, tiempo de residencia).

Diferentes investigadores han realizado estudios experimentales y de modelado sobre el proceso HTL, para predecir las características del producto y la calidad del biocrudo para diferentes materias primas de biomasa [13]–[17]. Otros autores [6], [16] – [25] han estudiado cómo predecir

el rendimiento del biocrudo a partir de modelos matemáticos de diferente índole, sin embargo, se ha referenciado como necesidad, el ajuste de modelos a las condiciones particulares de cada proceso. Es por esto, que surge la necesidad de crear un modelo, que sea representativo de un prototipo experimental, y pueda brindar soluciones para la obtención del producto. De esta manera, el escalado se puede lograr minimizando los riesgos técnicos.

Por otro lado, la licuefacción hidrotérmica (HTL) tiene como principal insumo la biomasa, la cual constituye una de las fuentes renovables más relevantes a nivel global. Actualmente, la biomasa representa aproximadamente entre el 9 % y el 10 % de la energía primaria mundial, y cerca del 50 % de la energía proveniente de fuentes renovables. En términos de disponibilidad, el potencial energético de la biomasa se estima entre 100 y 300 EJ/año, lo que equivale a una fracción significativa del consumo energético global. En escenarios de transición energética hacia el año 2050, se proyecta que la biomasa podría contribuir entre el 15 % y el 30 % de la demanda energética, consolidándose como un componente clave dentro de una matriz energética más sostenible Según la Agencia Internacional de Energía (IEA, 2024).

Además de procesos de combustión directa, cada vez se observa una mayor atención a la conversión de biomasa mediante diferentes métodos, principalmente bioquímicos y termoquímicos; tales como combustión directa, pirólisis, gasificación y licuefacción, entre otros [9]. Sin embargo, de todos estos procesos, la atención se está centrando en la conversión de biomasa húmeda, debido a que no se requieren procesos previos de secado. Esta conversión, se puede lograr mediante HTL. Dicho método hace parte de una de las tecnologías hidrotermales, las cuales se definen de forma clara como transformaciones químicas y físicas en agua líquida o supercrítica a alta temperatura, en las que la biomasa se descompone y se transforma en fracciones líquidas, sólidas y gaseosas. Según el método usado se puede encontrar presencia de disolventes orgánicos y/o catalizadores. Por otro lado, la temperatura típica del medio de procesamiento oscila entre 200 °C y 600 °C, mientras que la presión de funcionamiento está entre 4 y 22 MPa aproximadamente, según el tipo de biomasa a usar. Las materias primas húmedas y una cantidad suplementaria de agua, en general, se mantienen en el rango de 1:10 a 1:5 (biomasa: cantidad de agua) [23]–[10].

La licuefacción hidrotérmica tiene ventajas energéticas, ya que al usar agua bajo condiciones supercríticas evitando un cambio de fase a vapor, se pueden reducir las pérdidas térmicas debidas el uso de menores volúmenes. Sin embargo, la complejidad del proceso, no le ha permitido un desarrollo completo, por lo que varios procesos de conversión hidrotermal de biomasa están en desarrollo o demostración [10]. Cuando la temperatura y la presión están cerca del punto crítico del agua (374 °C, 22 MPa), las propiedades fisicoquímicas cambian significativamente, incluida la densidad, la constante dieléctrica, la permitividad, etc., lo que favorece varias de las reacciones químicas. El agua, al estar altamente comprimida, mantiene su estado líquido (líquido comprimido o subenfriado), pero tiene un producto iónico relativamente

más alto y una permitividad relativa más baja que en condiciones ambientales. De esta manera, puede romper estructuras celulares, destruir los sistemas metaestables y modificar el equilibrio de la sedimentación en las materias primas [22]. La combinación de presión y temperatura elevadas conduce a la disminución de la densidad, los enlaces de hidrógeno del agua se debilitan y aumenta la solubilidad de los compuestos orgánicos no polares. Los iones de agua en tales condiciones pueden facilitar la descomposición de biopolímeros en biomasa para formar fracciones líquidas (biopetróleo crudo y productos solubles en agua), gaseosas y sólidas. Además, el HTL es un proceso que ha evolucionado como una vía prometedora para el aprovechamiento de residuos orgánicos húmedos, mientras se sugiere como una solución rentable y ecológica para la obtención de energéticos renovables [23]. Al tratarse de un proceso potencialmente rentable, resulta necesario conocerlo a profundidad, tanto a nivel técnico como fenomenológico. También es esencial desarrollar modelos predictivos y de diagnóstico de tal forma que se pueda simular el comportamiento del proceso y proponer opciones de mejora.

Dicho proceso sobrepasa muchas limitantes técnicas con las que cuentan las tecnologías existentes, como la digestión anaeróbica, la incineración, la gasificación y la pirólisis, ofreciendo una solución al nexo agua-energía-clima. Cabe mencionar que este proceso se ha investigado de forma considerable para comprender como es el mecanismo y la cinética química del proceso en las diferentes escalas de operación por lotes. Últimamente se han llevado a cabo grandes esfuerzos con el fin de desarrollar algunos modelos cinéticos para varios tipos de materias primas y de esta manera predecir cuales serían los rendimientos del producto, aun sabiendo que cuenta con mecanismos y vías de reacción complejos [2],[3], [12], [24], [25].

Para el uso eficiente de este proceso dentro de una biorrefinería integrada, se requieren modelos lo suficientemente precisos con los que se pueda predecir tanto la cantidad como la calidad de todos los productos obtenidos. Los modelos desarrollados hasta el momento se centran en el rendimiento de productos de biocrudo, es decir, cuánto se produce, sin tener en cuenta de forma apropiada la calidad de este y los demás productos asociados al proceso, como lo son los acuosos, gaseosos y de biocarbón, adicionalmente, siguen existiendo vacíos en lo relacionado con la materia prima. En un esfuerzo por ampliar el banco de biomasa probadas, en [5] se analizaron 24 lotes de diferentes materias primas de microalgas, con lo que se logró una amplia gama de biocrudo. Con esta información se desarrolló modelo multifase que permitió predecir el rendimiento y características del biocrudo y sus derivados. El modelo además, fue contrastado con datos de la literatura y se exploró su aplicación a biosólidos residuales (p. ej., lodos de aguas residuales, estiércol).

La HTL ha sido estudiada analizando efectos de las variables del proceso sobre los rendimientos de producción, también han mencionado la importancia que tiene el uso de solventes de licuefacción y el tipo de biomasa, así como la implementación de un proceso en continuo, para mejores resultados y gran producción de biocrudo [17], [24]. Sin embargo, se ha encontrado un

vacío con relación al desarrollo de modelos energéticos predictivos de operación dinámica y en continuo, que se acerquen a las condiciones reales del proceso.

Recientemente, se han podido lograr avances importantes en el proceso HTL en cuanto a los componentes del modelo de biomasa, el modelado de la cinética química de la red de reacción y los rendimientos de productos, además del modelado estadístico basado en la estructura bioquímica de la materia prima, que pueden proporcionar información de gran importancia y así tener una herramienta útil para investigar los efectos de la co-licuefacción, la cual es una variable que hace más viable el uso de este proceso para la obtención de biocrudo. Por otro lado, los avances hechos en el modelado estadístico para la predicción del rendimiento del producto permiten a los investigadores validar cual sería una combinación óptima en cuanto a materia prima y su respectiva proporción en la mezcla para la licuefacción conjunta [5], [17], [24].

Si bien la cantidad de agua es un parámetro importante en el proceso de HTL, también destaca el efecto de la presión, temperatura, entorno de reacción, tiempo de permanencia, velocidad de calentamiento, y el uso de catalizadores, como variables determinantes en la optimización y obtención de mayores rendimientos para la producción de bioaceite. Aunque el proceso de HTL de macroalgas se ha realizado en presencia de catalizadores homogéneos como KOH, K_2CO_3 , NaOH, Na_2CO_3 , H_2SO_4 , HCl; el uso de este tipo de materiales podría no dar los resultados esperados en el ámbito industrial, ya que el proceso de separación y reutilización es complejo, es por esto por lo que también se usan catalizadores sólidos para el proceso de licuefacción, que muestra una efectividad en la producción del bioaceite de hasta el 48%[11],[3], [12]–[13].

A la HTL aún le queda mucho camino por recorrer pues se encuentran muchas brechas de carácter crítico en la optimización de las reacciones del sustrato, el uso de los catalizadores y también el diseño del reactor. Por lo anterior se hace necesario analizar mediante diferentes métodos los efectos de la temperatura de reacción, el tiempo de retención, el contenido sólido de biomasa, el tipo de biomasa, el disolvente y el tipo de catalizador sobre el rendimiento y la calidad del biocrudo, también cabe mencionar la importancia las vías de reacción, en cuanto a los tipos de reactores y la economía del proceso. En particular, para procesos en continuo, dado su valor para usos futuros y en especial en aplicaciones a gran escala [5].

Para un sistema en continuo, se presentan dos alternativas, Figura 1 [26] y Figura 2, los cuales fueron los modelos adoptados para la construcción del prototipo analizado en el presente proyecto.

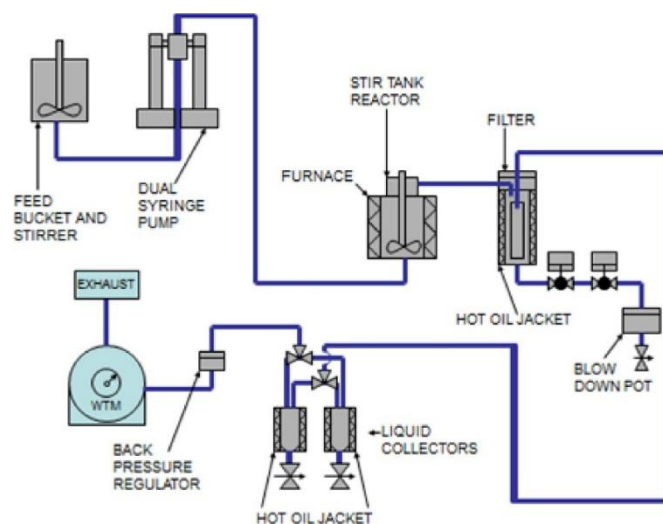


Figura 1. Esquema del sistema de reactor de flujo continuo a escala de banco [33]

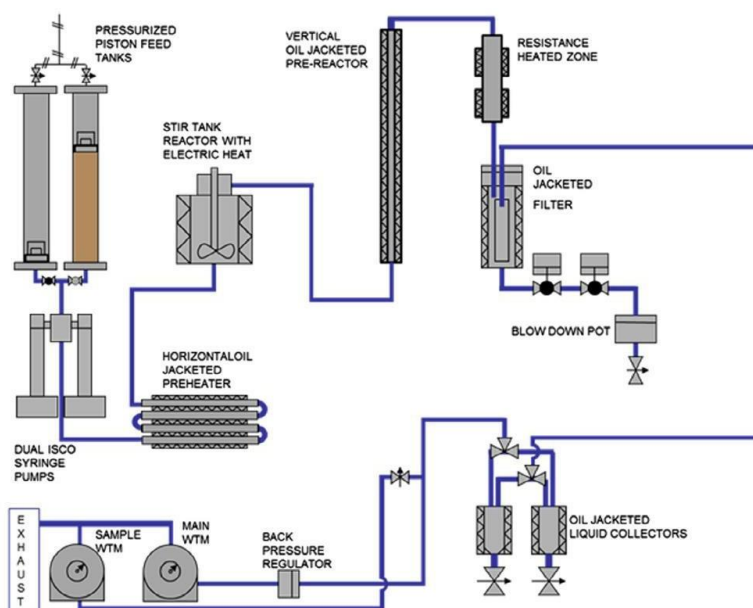


Figura 2. Sistema de reacción de HTL desarrollado por PNNL [27]

Cabe mencionar uno de los elementos críticos en la operación y funcionamiento del sistema HTL, es la zona caliente del reactor, que precisamente es donde se produce todo el proceso de descomposición de la biomasa. Es por esto que para el diseño de este se involucran varios parámetros, como lo son; la transferencia de masa, la mezcla, la viscosidad, la temperatura, la presión, el tiempo de residencia, las especificaciones del producto final y el costo de los procesos de conversión específicos. En este sentido, existen varios diseños para reactores, y su configuración depende de la aplicación en cuanto a la cantidad de producto que se desee obtener. Se puede clasificar los equipos como discontinuos y continuos o incluso podría usarse un método mixto (semi-continuo), con reactores agitados mecánicamente y agitados neumáticamente. También se encuentran reactores por lotes (BR), de tanque de agitación continua (CSTR), de lecho fijo (FBR), de columna de burbujeo (BCR) y reactores de micro canal (MCR), siendo estos últimos los más utilizados y probados [15],

Los sistemas HTL continuos han sido simulados mediante el uso del programa Aspen Plus, donde se ha caracterizado el desempeño del proceso en función de las condiciones de operacionales; presión, temperatura, características de la biomasa, entre otras. Aunque las simulaciones arrojan información valiosa relacionada con las características de los productos, no logran predecir dificultades asociadas a características particulares de las biomásas, lo cual limita el desarrollo de los sistemas. Cabe mencionar que, a pesar del gran número de estudios previos, no se cuenta con un modelo energético, dinámico, que simule procesos en continuo, de tal forma que se pueda usar para optimizar el escalado de los equipos y llegar a una escala industrial con un nivel bajo de incertidumbre en el diseño.

Por lo tanto, en el presente trabajo de investigación tiene como propósito analizar el comportamiento termodinámico de un prototipo de HTL en continuo mediante el uso de Matlab – Simulink. Este análisis permitirá proyectar opciones de mejora de cara al escalado del equipo. La literatura científica muestra que no se ha presentado ningún estudio con las características planteadas en este proyecto.

3 OBJETIVOS

Objetivo general

- Analizar el comportamiento termodinámico para un sistema de licuefacción hidrotérmica de microalgas en continuo.

Objetivos específicos

- Desarrollar un modelo matemático del proceso de licuefacción hidrotérmico en continuo y en dinámico validado experimentalmente.
- Caracterizar el comportamiento termodinámico de un sistema de licuefacción hidrotérmica.

4 METODOLOGÍA

Para dar cumplimiento al objetivo general, se desarrolló un modelo matemático que representa el fenómeno térmico dentro del reactor, seguido de su implementación en una plataforma de simulación, con su respectivo análisis numérico y validación mediante datos experimentales tomados del prototipo. El esquema metodológico general se presenta en la Figura 3.

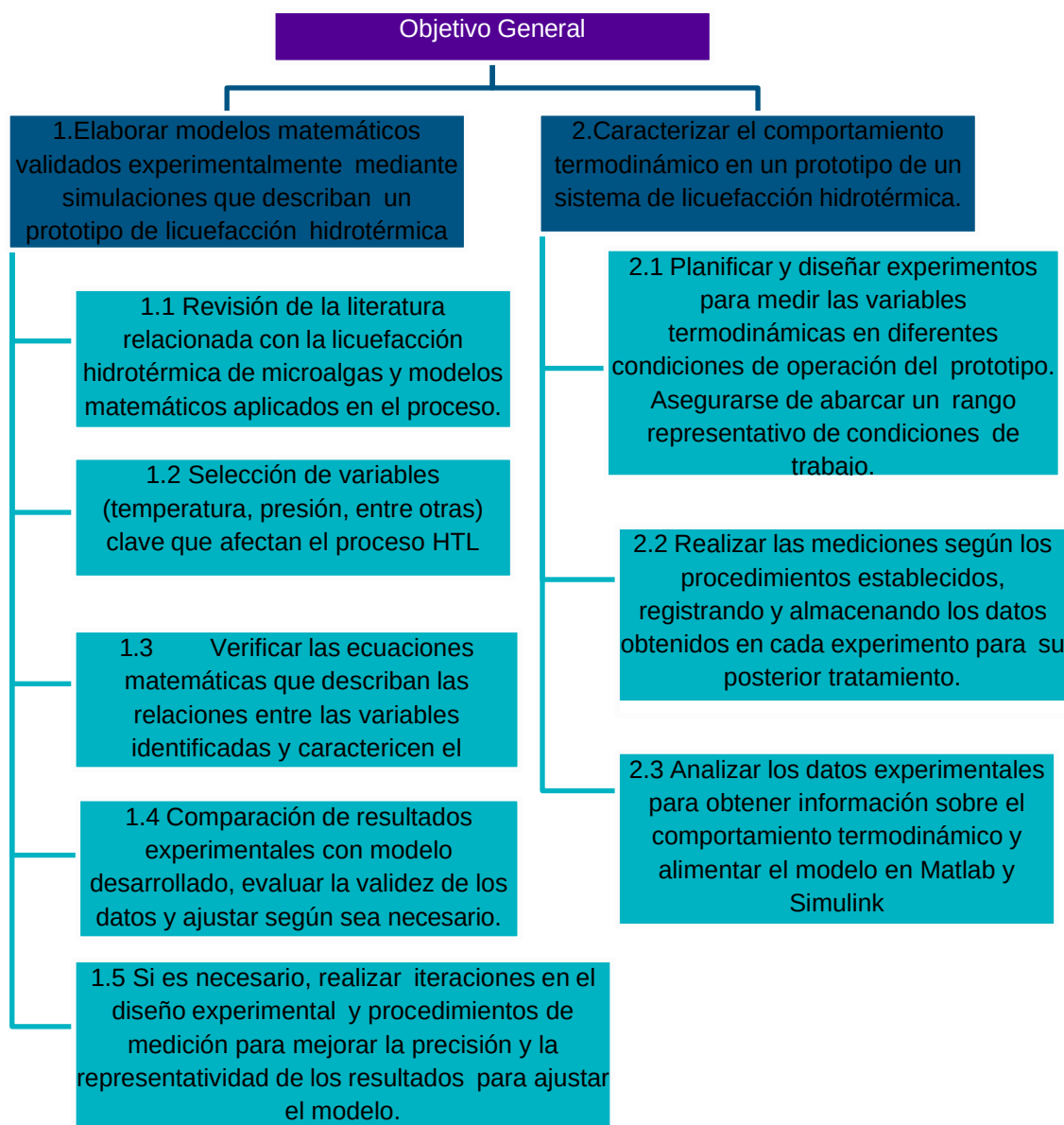


Figura 3. Esquema metodológico para el alcance del objetivo general.

4.1 Instalación experimental

La instalación experimental diseñada para la evaluación del proceso de licuefacción hidrotérmica (HTL) en continuo consiste en un sistema piloto a escala de laboratorio, conformado por un conjunto de componentes clave que permiten el tratamiento de biomasa húmeda, específicamente microalgas, bajo condiciones controladas de temperatura y presión. El sistema fue desarrollado en el marco del proyecto “Diseño, Construcción y Evaluación de un novedoso sistema piloto de producción biocombustibles mediante la licuefacción solvotérmica de microalgas”, con el fin de reproducir condiciones reales de HTL en un prototipo a escala de laboratorio.

El reactor principal es un tubo cilíndrico de acero inoxidable, diseñado para operar en un rango de temperatura de hasta 350 °C y presiones cercanas a los 20 MPa, valores típicos del proceso HTL. El calentamiento del sistema se realiza mediante resistencias eléctricas de cartucho, que entregan una potencia total de 4000 W distribuidos a lo largo del cuerpo del reactor buscando garantizar una temperatura homogénea. El sistema incluye aislamiento térmico exterior con material refractario para minimizar las pérdidas de calor al ambiente y asegurar eficiencia energética.

El sistema de alimentación está compuesto por una bomba dosificadora de alta presión que permite la inyección controlada de la suspensión de microalgas hacia el reactor. A la salida, se dispone de un sistema de enfriamiento y separación de fases para recuperar los productos líquidos, sólidos y gaseosos. Cada uno de estos subproductos es recolectado para su posterior análisis fisicoquímico.

El control del proceso es gestionado mediante un controlador lógico programable (PLC), el cual permite la supervisión en tiempo real de las variables críticas como temperatura, presión, caudal de entrada, y tiempo de residencia. El sistema PLC está programado para mantener las condiciones operativas óptimas del reactor, así como activar alarmas y medidas de seguridad ante desviaciones significativas de los parámetros establecidos. Este sistema de control automatizado garantiza la reproducibilidad de las pruebas y facilita la recolección de datos experimentales con alta confiabilidad.

El montaje experimental también incluye sensores de temperatura tipo termopar distribuidos en tres puntos del reactor y la tubería (Figura 4), así como transductores de presión, los cuales están conectados al sistema PLC y a una interfaz SCADA que permite visualizar y registrar la evolución del proceso en tiempo real. Estas mediciones son utilizadas no solo para controlar la operación,

sino también como base de datos para la validación del modelo dinámico desarrollado en el entorno Simulink.



Figura 4. Recuadros azules, posición de las termocuplas.

Finalmente, la instalación experimental cuenta con dispositivos de seguridad tales como válvulas de alivio de presión, interruptores de emergencia y sistemas de apagado automático, lo que permite operar el reactor en condiciones seguras para el personal y los equipos.



Figura 5. Prototipo físico del sistema de licuefacción hidrotermal (HTL)

En la Figura 5 se presenta el sistema de licuefacción hidrotermal en continuo desarrollado en el proyecto y cuyo componente térmico se busca reproducir con el modelo matemático. No se presentan mayores detalles del sistema, debido a que el mismo está siendo objeto de un análisis de patentabilidad.

4.2 Validación Experimental del Sistema HTL

A continuación, se presentan imágenes del sistema de licuefacción hidrotérmica en continuo utilizado para la validación experimental del modelo energético. Las figuras documentan las condiciones reales de operación y el comportamiento térmico del reactor. Estos resultados son presentados en esta sección, debido a que corresponden a resultados directos del proyecto de investigación y no del presente trabajo, donde sólo se usan con propósitos validación.

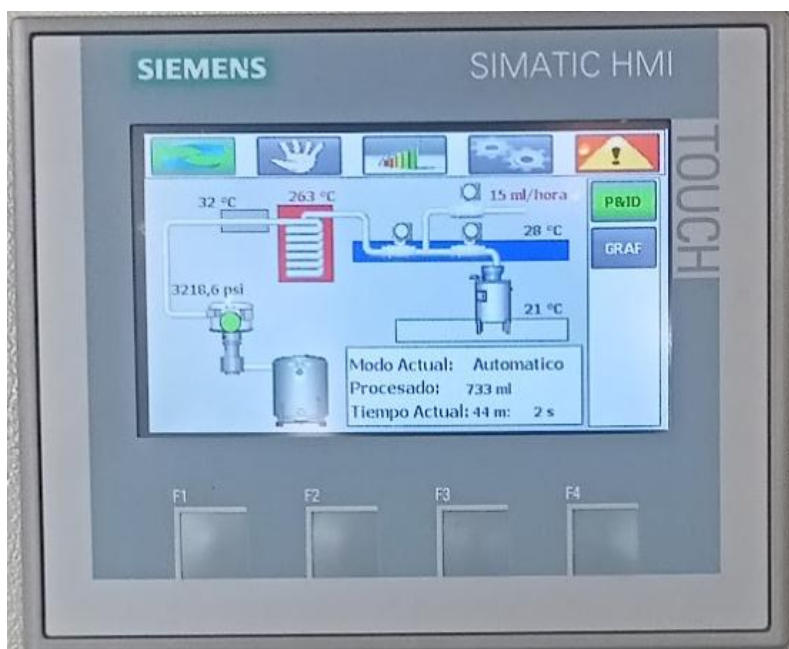


Figura 6. Interfaz del sistema de control Siemens (HMI).

La Figura 6 muestra el panel de operación del sistema HTL, donde se visualizan parámetros clave como temperatura, presión y volumen procesado durante la operación en tiempo real. La Figura 7, presenta una de las mediciones de temperatura realizadas durante un proceso de calentamiento.



Figura 7. Vista del reactor con toma de temperatura directa.

Se observa el interior del sistema de aislamiento y el serpentín del reactor. La medición se realiza con termómetro infrarrojo para verificar la temperatura en la superficie interna e identificar como es su distribución y realizar mejoras de ser necesario.

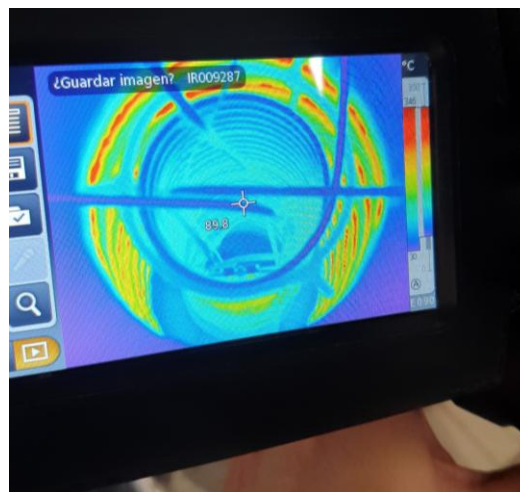


Figura 8. Imagen termográfica del sistema HTL.

La figura 8 termográfica, evidencia la distribución de temperatura en la superficie del sistema, identificando zonas críticas de pérdida térmica y eficiencia del aislamiento.

El modelo matemático y la simulación desarrollados en este trabajo se fundamentaron en las condiciones físicas y operativas del prototipo real del reactor de licuefacción hidrotérmica. Este

prototipo, diseñado para operar en régimen semi-contínuo, fue utilizado como referencia para definir parámetros clave como la potencia térmica suministrada por la resistencia, las dimensiones geométricas del reactor, las características del aislamiento térmico y las propiedades del fluido de trabajo. Estos valores fueron incorporados en el modelo computacional con el fin de replicar el comportamiento térmico del sistema en condiciones reales.

De acuerdo con lo anterior se procedió de la siguiente manera:

4.3 Estudio de diagnóstico

El proceso metodológico comenzó con la revisión y selección de modelos matemáticos adecuados para representar el proceso de licuefacción hidrotérmica (HTL), considerando modelos de transferencia de calor y masa, y evaluando si la representación más adecuada debía basarse en formulaciones empíricas, semiempíricas o fundamentadas en principios físicos. Posteriormente, se realizó una revisión de literatura científica con el objetivo de identificar estudios previos relevantes sobre el diseño, simulación y evaluación experimental de sistemas HTL. Esto permitió establecer rangos operativos típicos, configuraciones frecuentes de reactores, propiedades termodinámicas de mezclas. A partir de esta revisión, se identificaron variables clave del proceso en su componente térmico, tales como: el tipo de biomasa utilizada, temperatura de operación, tasa de alimentación de biomasa y tiempo de residencia, que fueron utilizadas para la parametrización del modelo. Con base en estas variables, se plantean los balances de masa y energía y se implementan las ecuaciones en el entorno de Matlab-Simulink. Se incluyeron ecuaciones de estado, relaciones térmicas y propiedades fisicoquímicas relevantes. Los resultados de la simulación se compararon con datos experimentales de operación del sistema sin la acción del controlador, lo que permitió ajustar parámetros, evaluar la precisión del modelo, y analizar variables como temperatura, perfiles de calentamiento, tiempos de estabilización, entre otros. Finalmente, se compararon los resultados obtenidos con el modelo y los obtenidos en el prototipo, los cuales fueron usados para validar el modelo como herramienta de diagnóstico y poder determinar qué tan práctico es y cómo se puede usar para llevar a cabo el diseño de equipos a nivel industrial. Estas pruebas permitieron evaluar la confiabilidad del modelo bajo condiciones controladas, siendo validadas a través de un prototipo físico del reactor y registros obtenidos durante su operación.

Para el desarrollo del modelo, se tomó como referencia la siguiente información sobre el equipo.

Datos del reactor	Valor	Unidades
Diámetro tubing	6,35	mm
Volumen en el serpentín	600	ml
Espesor aislamiento	2	cm

L del tubing	18,95	m
Diámetro de la resistencia térmica	1	mm
Espesor refractario	14	Cm
Altura reactor	85	Cm
Diámetro externo reactor	56	Cm
Altura libre al interior del reactor	59	Cm

Tabla 1. Dimensiones sistema de licuefacción.

5 RESULTADOS

En la siguiente sección se presenta el modelo del sistema, dando cumplimiento al objetivo de desarrollo del modelo matemático del proceso. Posteriormente se presenta la validación y finalmente un análisis de sensibilidad de algunas de las variables de interés, con lo que se cumple con el segundo objetivo, relacionado con la caracterización termodinámica del sistema.

5.1 Desarrollo del modelo térmico del sistema HTL

El modelo se enfocó en la transferencia de calor y la evolución de la temperatura a lo largo del sistema. La energía requerida por el proceso es suministrada por una resistencia eléctrica ubicada entre el lecho del reactor y la pared de aislamiento térmico. Para facilitar la simulación sin perder confiabilidad en los resultados se subdividió el sistema en nodos o segmentos y se plantean balances de energía en cada uno de ellos. De forma general, el modelo está sujeto a las siguientes suposiciones:

- Se asume que el calor específico (C_p) de los materiales y del fluido permanece constante con la temperatura
- No se consideran pérdidas de carga ni disipaciones energéticas asociadas a la fricción del fluido dentro del serpentín o tubería interna
- En la discretización espacial del sistema se asume que cada nodo de simulación posee temperatura uniforme, es decir, que no existen gradientes de temperatura dentro de un mismo nodo.
- El modelo se limita únicamente a la zona del reactor, considerando la transferencia de calor desde las resistencias hasta el fluido de proceso a través del material refractario.
- No se incluyen los efectos del sistema de alimentación, las líneas de descarga ni los dispositivos de separación. De esta manera, se aísla la dinámica térmica principal del equipo para su caracterización y validación experimental.
- La mezcla de microalgas y agua utilizada en el proceso se modela como un fluido homogéneo con propiedades termo físicas equivalentes a las del agua líquida.
- El intercambio de calor entre la superficie externa del reactor y el ambiente se considera por convección libre, acorde con las condiciones reales de sitio.
- Se adopta una condición de frontera de flujo de calor constante en las resistencias eléctricas, correspondiente a una potencia nominal de 4 kW. Esta aproximación permite



evaluar la evolución temporal de la temperatura en los distintos nodos sin introducir efectos de control modulante del PLC. El entorno se considera a temperatura ambiente constante de 25 °C.

- La transferencia de calor desde las resistencias hacia el lecho y hacia las paredes se considera a través de convección y radiación y se simula usando un coeficiente combinado h_c , el cual es uno de los parámetros de ajuste del modelo.
- División del sistema; se considera una discretización del reactor para la optimización del estudio y modelo a emplear, por lo cual se inicia con un $n=5$ segmentos longitudinales y 10 en la dirección radial, lo que permite aplicar un análisis nodal para cada sección a lo largo del tubing por donde circula la biomasa empleada. La definición del número de nodos obedece a un análisis del sistema como masa concentrada, donde se toma en consideración la conductividad térmica y la convección de la pared.
- No se considera el efecto energético de la entalpía de reacción debido a que en orden de magnitud es despreciable comparada con la potencia eléctrica del reactor.
- Cada uno de los cinco segmentos en la dirección longitudinal cuenta con tres componentes clave:
 - La resistencia eléctrica que suministra energía térmica.
 - La pared del reactor (material refractario subdividido en nodos radiales).
 - El fluido interno (biomasa + solvente).

Siendo $n=10$, el número de segmentos radiales en los que se divide el reactor, el esquema mostrado en la Figura 9, presenta las generalidades del sistema simulado.

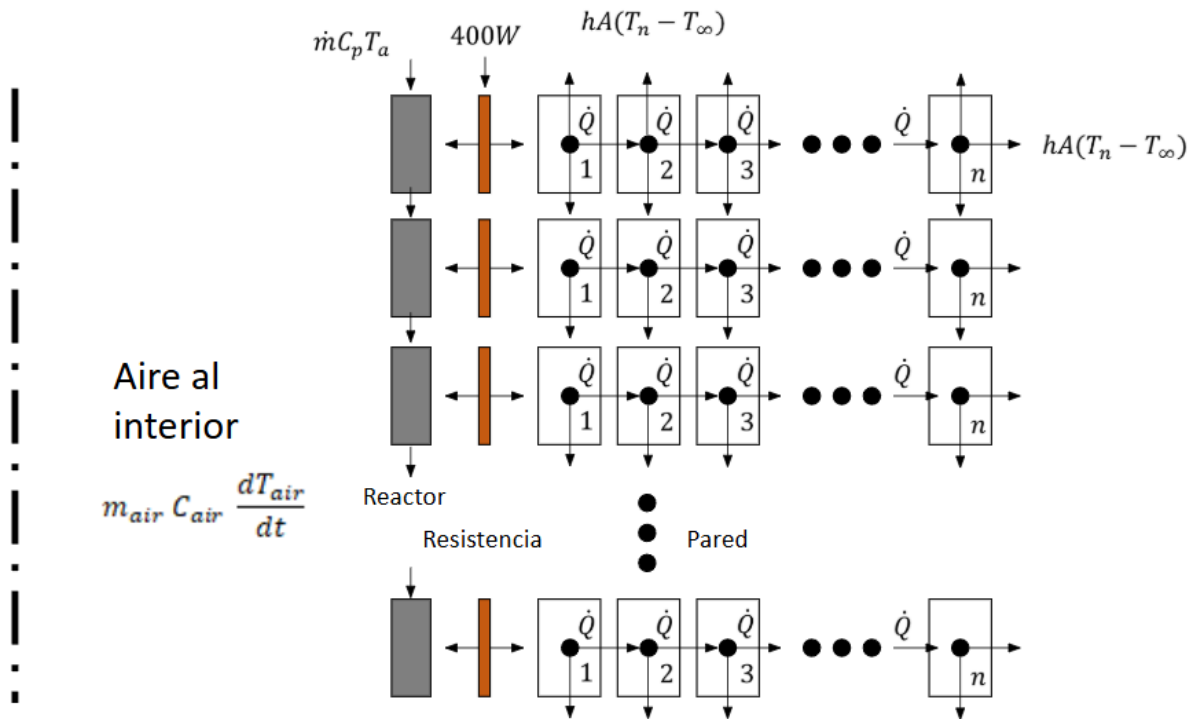


Figura 9. Esquema de la división nodal modelo.

5.2 Balances de energía

Como se mencionó anteriormente, para cada uno de los cinco segmentos longitudinales, compuestos por resistencia, reactor y pared, se aplica un balance de energía. Se destaca que, la pared es discretizada en 10 segmentos en la dirección radial, debido a que, por su baja conductividad térmica, los segmentos deben ser de pequeño espesor para poder considerar temperatura homogénea.

5.2.1 Balance de energía en la resistencia

La resistencia eléctrica proporciona un flujo de calor $Q_{Resistencia} = 4000/5W$ hacia el tubing, donde se produce el proceso de licuefacción y la pared del reactor. Por lo tanto, tenemos que:

$$4000/5W - h_c A_R (T_R(t) - T_p) - h_c A_R (T_R(t) - T_r) = m_R C_R \frac{dT_R}{dt} \quad \text{Ecuación 1}$$

Despejando la ecuación anterior, teniendo en cuenta que el $h_c A_R$ son iguales en ambos términos:

$$4000/5 \text{ W} - h_c A_R (2T_R(t) - T_p - T_r) = m_R C_R \frac{dT_R}{dt} \quad \text{Ecuación 2}$$

5.2.2 Balance de energía en el fluido del reactor

El calor que alcanza el interior del tubing desde la resistencia, se transfiere al fluido contenido, provocando un aumento de su temperatura. Se aplica un balance de energía considerando el fluido que circula por este, tendremos que:

$$h_c A_R (T_R(t) - T_r) + \dot{m} h_{in} - \dot{m} h_{out} = \frac{du}{dt} \quad \text{Ecuación 3}$$

$$h_c A_R (T_R(t) - T_r) + \dot{m} C_a T_{in} - \dot{m} C_a T_{out} = m_a C_a \frac{dT_a}{dt} \quad \text{Ecuación 4}$$

La ecuación 3, tiene implícito el balance de masa, debido a que es un sistema con una sola entrada y salida, sin posibilidad de acumulación $m_{in} = m_{out} = m$

5.2.3 Balance de energía en la pared

La pared recibe el calor que proviene de la resistencia por convección y radiación. De manera que el balance de energía es el presentado en la Ecuación 5.

$$h_c A_R (T_R(t) - T_p(t)) - h_e A_e (T_p(t) - T_\infty) = m_p C_p \frac{dT_p}{dt} \quad \text{Ecuación 5}$$

Sin embargo, este planteamiento asume que el sistema ha alcanzado el equilibrio térmico, es decir, que las temperaturas no varían con el tiempo. En la práctica, esta condición rara vez se cumplen, especialmente en procesos como la licuefacción hidrotérmica, donde los gradientes térmicos y las propiedades transitorias juegan un papel fundamental en la dinámica del sistema.



5.2.4 Balance de energía para el aire al interior del reactor

$$h_3 A_R (T_R(t) - T_{air}(t)) + h_3 A_p (T_p(t) - T_{air}) + h_3 A_a (T_a(t) - T_{air}) = m_{air} C_{air} \frac{dT_{air}}{dt}$$

Ecuación 6

Con el fin de representar el efecto térmico del aire contenido en el interior del reactor, se planteó un balance de energía sobre dicho volumen de control. El aire interno se modeló como una masa concentrada, asumiendo que su temperatura es uniforme en cada instante y que no existe flujo másico neto a través del sistema.

El intercambio de calor entre el aire y las superficies internas del reactor se describe mediante la ley de enfriamiento de Newton. En este caso, el aire recibe o cede calor a la resistencia, a la pared del reactor y a la región interna asociada al sistema, de acuerdo con la diferencia de temperaturas entre cada superficie y el aire.

5.2.5 Modelo dinámico

Para obtener una representación más realista del comportamiento térmico del reactor, se incorpora un análisis en régimen dinámico. Para garantizar que cada uno de los elementos seleccionados para simulación se comporte como una masa concentrada, como punto de partida, se calcula el número de Biot (Bi), el cual permite establecer si existe un gradiente de temperatura significativo dentro del sólido (en este caso, la pared del reactor). Cuando $Bi \ll 1$, se puede considerar que la temperatura del sólido es prácticamente uniforme; en cambio, si $Bi \approx 1$ o mayor, se deben aplicar modelos de conducción no uniforme y considerar la respuesta dinámica del sistema.

El número de Biot viene dado por:

$$Bi = \frac{h * L_c}{k}$$

Ecuación 7

Donde:

h : coeficiente de convección (fluido/pared)

L_c : longitud característica (espesor o radio)

k : conductividad térmica del material

A continuación, se describe como fueron determinados los parámetros de la ecuación:

Coeficiente convectivo del reactor con el aire ambiente.

En el análisis energético del sistema, uno de los principales mecanismos de pérdida de energía se produce por la transferencia de calor por convección desde la superficie exterior del reactor hacia el ambiente, dado por la ley de enfriamiento de Newton $Q_{out} = h^* A^* (T_s - T_{\infty})$. El cálculo del coeficiente de convección externa h es fundamental para estimar con precisión las pérdidas térmicas del sistema y, por tanto, para caracterizar la eficiencia global del proceso, es por esto que se hace importante su determinación. Este parámetro, además ayuda a definir cuánto de la energía suministrada al proceso está disponible para el fluido de trabajo y de esta manera se puede tener una mejor interpretación del desempeño térmico del reactor.

En condiciones reales, el valor de h está determinado por factores como la geometría del reactor, la diferencia de temperatura con el ambiente, la orientación del equipo y la naturaleza del flujo de aire (convección natural o forzada). A través del número de Nusselt (Nu), es posible estimar este coeficiente a partir de correlaciones empíricas que consideran las propiedades térmicas del aire, las condiciones de operación y las dimensiones del sistema.

Por ello, el uso de estas correlaciones para obtener un valor representativo de h permite alimentar el modelo dinámico del sistema con mayor fidelidad, fortalecer el balance energético y acercar los resultados simulados a las condiciones experimentales reales observadas en el prototipo.

La ecuación de Nusselt viene dada por:

$$Nu = \frac{h * L}{k} \quad \text{Ecuación 8}$$

Donde:

Nu es el número de Nusselt

h es el coeficiente de convección [$W/m^2 \cdot K$]

L es la longitud característica [m]

k es la conductividad térmica del aire [$W/m \cdot K$]

Para determinar el coeficiente convectivo, se requiere primero calcular el número de Nusselt, el cual depende directamente del número de Rayleigh, que a su vez es el producto del número de Grashof y el número de Prandtl. En este caso, el número de Grashof cumple un papel

fundamental, ya que cuantifica la relación entre las fuerzas de flotación térmica (provocadas por el gradiente de temperatura entre la superficie del reactor y el aire) y las fuerzas viscosas que resisten ese movimiento. En esencia, el número de Grashof define la intensidad de la convección natural alrededor del equipo. Para este caso, se considera convección libre, donde, el número de Grashof viene dado por:

$$Gr_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu^2} \quad \text{Ecuación 9}$$

Donde:

g es la aceleración de la gravedad, en m/s^2

β es el coeficiente de expansión térmica volumétrica, T^{-1}

L es la longitud característica, en m

T_s es la temperatura superficial, en K

T_∞ es la temperatura del fluido, en K

ν Viscosidad cinemática del aire, en m^2/s

Para el caso específico del prototipo utilizado, se consideró una temperatura superficial del reactor de 60°C (333 K) y una temperatura ambiente de 25°C (298 K), con una longitud característica del sistema de 0.85 m, correspondiente a la altura del cilindro. A partir de dicha información, se determinaron las propiedades físicas del aire a una temperatura media de 315.5 K.

Cabe mencionar que se obtiene el coeficiente de expansión térmica de acuerdo con

$$\beta = \frac{1}{T_0} \quad \text{Ecuación 10}$$

Siendo $T_0 = 298\text{K}$. La viscosidad cinemática para 25°C , es de $1.562 \times 10^{-5} m^2/s$. Así, el Grashof se estima como se presenta a continuación:

$$Gr_L = \frac{9.81 \frac{m}{s^2} * \left(\frac{1}{298 K}\right) * (333 - 298)K * 0.85m^3}{\left(1.562 * 10^{-5} \frac{m^2}{s}\right)^2} = 4.27 * 10^{10} \quad \text{Ecuación 11}$$

Para estimar el coeficiente convectivo por convección natural sobre superficies cilíndricas, es común recurrir a correlaciones empíricas basadas en configuraciones simplificadas, como placas verticales. No obstante, es importante validar si el reactor, por su geometría, puede ser representado térmicamente como una placa. Según la literatura, un cilindro vertical puede modelarse como una placa vertical cuando se cumple la siguiente condición:

$$D \geq \frac{35L}{Gr_L^{\frac{1}{4}}} \quad \text{Ecuación 12}$$

En este caso al sustituir los valores tenemos que $D \geq 0.08 \text{ m}$. Una vez validada la geometría del reactor y confirmada la posibilidad de tratarlo térmicamente como una placa vertical, se procede a calcular el número de Rayleigh (Ra_L), el cual permite determinar el régimen de convección natural que se desarrolla alrededor del sistema. El número de Rayleigh cuantifica la relación entre las fuerzas de flotación térmica y la difusión de calor dentro del fluido. Su valor se obtiene a partir de la siguiente expresión:

$$Ra_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L^3}{\nu\alpha} \quad \text{Ecuación 13}$$

Donde:

- g es la aceleración de la gravedad, en m/s^2
- β es el coeficiente de expansión térmica volumétrica, T^{-1}
- L es la longitud característica, en m
- ν es la viscosidad cinemática del fluido, en m^2/s
- T_s es la temperatura superficial, en K
- T_∞ es la temperatura del fluido, en K
- α es la difusividad térmica del fluido

También se tiene que $Ra_L = Gr_L * Pr$, donde Pr para aire a 1 atm y 25°C es de 0.7296. De lo anterior tenemos que, $Ra_L = Gr_L * Pr = 4.27 * 10^{10} * 0.7296 = 3.12 * 10^{10}$. Para el intervalo de Ra de $10^9 - 10^{13}$, el número de Nusselt se puede estimar mediante la relación.

$$Nu = \left(0.825 + \frac{0.387 * Ra_L^{1/6}}{\left(1 + \left(\frac{0.492}{Pr} \right)^{9/16} \right)^{8/27}} \right)^2$$

Ecuación 14

$$Nu = \left(0.825 + \frac{0.387 * (4.27 * 10^{10})^{1/6}}{\left(1 + \left(\frac{0.492}{0.7296} \right)^{9/16} \right)^{8/27}} \right)^2 = 1868.14$$

Ahora bien,

$$Nu = \frac{h * L}{k}$$

Ecuación 15

Por tanto, con la conductividad térmica del aire, $k = 0.02551 \text{ W/mK}$, se tiene el valor del coeficiente convectivo, como $h = 5.09 \text{ W/m}^2 \text{ K}$. Este valor representa el coeficiente de transferencia de calor por convección libre desde la pared exterior del reactor hacia el ambiente, y será utilizado en el modelo dinámico para estimar las pérdidas térmicas por convección.

Partiendo de este valor y considerando una conductividad térmica del refractario de 0.25 W/mK , con el uso de la ecuación 4, se estima el valor de la longitud característica del sistema de manera que cumpla con el criterio de masa concentrada.

$$L_c = \frac{Bi * k}{h} = \frac{1 * 0.25 \frac{\text{W}}{\text{m K}}}{5.09 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}}} = 0.049 \text{ m} = 49 \text{ mm}$$

Así, sabiendo que la pared tiene un espesor de 140 mm , el número mínimo de nodos que permitirían asumir masa concentrada sería aproximadamente de 3. Del lado interno del reactor el valor del coeficiente combinado se espera sea considerablemente mayor. Por lo anterior, buscando mayor confiabilidad en los resultados, sin un alto costo computacional, se define un número de nodos radiales igual a 10.

Análisis nodal dinámico

Como se mencionó previamente, un análisis realista de la pared implica considerar el gradiente térmico a través de ella, por eso, para el análisis de su comportamiento dinámico, es dividida en 10 nodos en la dirección radial. Las ecuaciones de energía para el nodo interno (nodo 1), para un nodo intermedio (ejemplo nodo 2) y para un nodo externo (nodo 10), se presentan a continuación:

Nodo interno, nodo 1

$$h_c A_R (T_R(t) - T_1(t)) - \frac{k A_n (T_1 - T_2)}{e} = m_1 C p_1 \frac{dT_1}{dt} \quad \text{Ecuación 16}$$

Nodo intermedio, nodo 2

$$\frac{k A (T_1 - T_2)}{e} - \frac{k A (T_2 - T_3)}{e} = m_2 C p_2 \frac{dT_2}{dt} \quad \text{Ecuación 17}$$

Nodo externo, nodo 10

$$\frac{k A (T_9 - T_{10})}{e} - h_e A (T_{10}(t) - T_\infty(t)) = m_{10} C p_{10} \frac{dT_{10}}{dt} \quad \text{Ecuación 18}$$

6 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Para la validación del modelo desarrollado, se presentan algunos detalles operacionales del equipo. Sin embargo, debido a restricciones de confidencialidad derivadas del proceso de solicitud de patente de invención, los resultados cuantitativos asociados a variables de operación, rendimiento y composición del producto no pueden ser divulgados en este documento.

Se presenta evidencia visual del funcionamiento del equipo y del producto obtenido, con el propósito de ilustrar la capacidad del sistema para llevar a cabo el proceso de conversión termoquímica de microalgas en biocrudo. En la Figura 10 se muestra el producto obtenido al final del proceso, el cual presenta una consistencia viscosa y coloración oscura, características típicas del producto resultante de la licuefacción hidrotérmica.



Figura 10. Biocrudo obtenido tras el proceso experimental.

Este biocrudo requiere la realización de etapas posteriores de tratamiento y refinación con el fin de mejorar sus propiedades fisicoquímicas, reducir impurezas y optimizar su potencial de uso como combustible. Dichas etapas pueden incluir procesos de destilación, hidrogenación o separación de fases acuosas y sólidas.

La información obtenida a partir de estas pruebas experimentales, aunque limitada en su divulgación, constituye un insumo fundamental para la validación del modelo termodinámico y térmico desarrollado, ya que permite contrastar el comportamiento teórico con las observaciones reales del sistema en funcionamiento.

Registro termográfico.

Con el fin de validar visualmente la distribución térmica obtenida mediante el modelo numérico, se realizó una inspección experimental empleando una cámara termográfica, la cual permitió registrar la temperatura superficial del reactor en un instante durante el enfriamiento luego de su operación. La termografía infrarroja constituye una herramienta de diagnóstico no invasiva que posibilita observar la distribución espacial del calor, identificando zonas de mayor y menor flujo térmico y de esta manera validar o confirmar cual es el comportamiento de la transferencia de calor en el reactor.

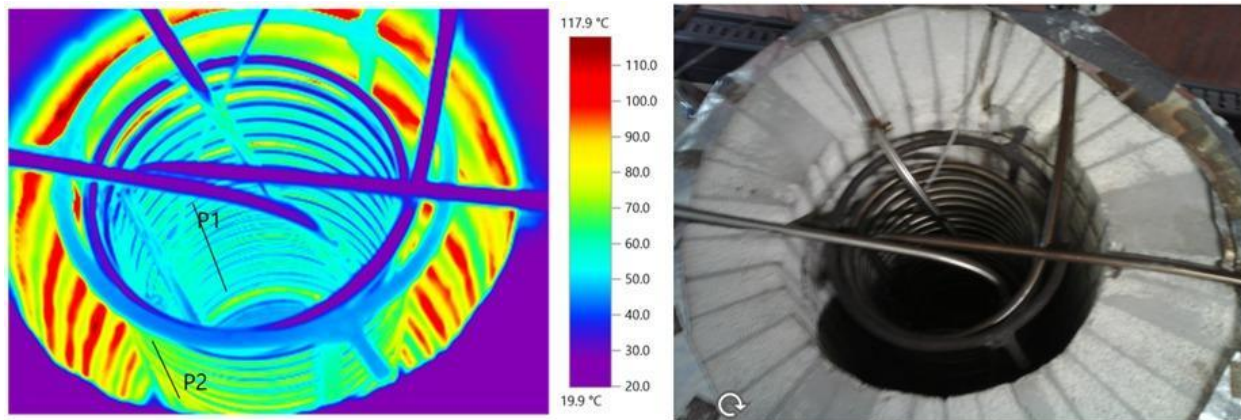


Figura 41 Imagen termográfica del sistema HTL.

En la Figura 11, se muestra la imagen capturada por la cámara termográfica, en la que se evidencia la variación radial de la temperatura a lo largo del contorno del reactor. Se observa como la resistencia posee la temperatura más alta, cabe mencionar que los datos en la imagen termográfica son para la validación del comportamiento de temperatura, mas no la de operación del sistema, sin embargo las temperaturas registradas, alcanzan alrededor de los 1200°C y esta se distribuye de forma radial hacia la pared del reactor, así como al centro de este, donde se encuentra el tubing por el que circula la microalga, lo cual concuerda con el comportamiento esperado del proceso de conducción térmica desde la resistencia hacia el ambiente. Este patrón confirma que el gradiente térmico se desarrolla principalmente en sentido radial, lo que justifica el uso del modelo nodal de transferencia de calor implementado en Simulink, Implementación del modelo.

El modelo fue implementado en el entorno de simulación Simulink de MATLAB, dado que este software ofrece una plataforma robusta para representar sistemas dinámicos mediante ecuaciones diferenciales interconectadas (sistemas de ecuaciones diferenciales). En este caso, el reactor se discretizó espacialmente en un conjunto de nodos térmicos interdependientes, lo cual permite analizar la evolución temporal y espacial de la temperatura dentro del sistema.

La simulación se desarrolló bajo un enfoque de transferencia de calor transitoria, considerando conducción a través de las paredes del reactor y convección libre hacia el ambiente. El objetivo principal del modelo es predecir la distribución de temperatura a lo largo del espesor de la pared y en el fluido, validando los resultados mediante la comparación con los datos experimentales obtenidos del prototipo físico. De esta forma, se busca establecer una correlación confiable entre la simulación y la realidad del sistema, que sirva como base para diagnosticar y optimizar el

diseño térmico y los parámetros de operación si se desea realizar el escalado a un nivel industrial y pre-comercial del reactor.

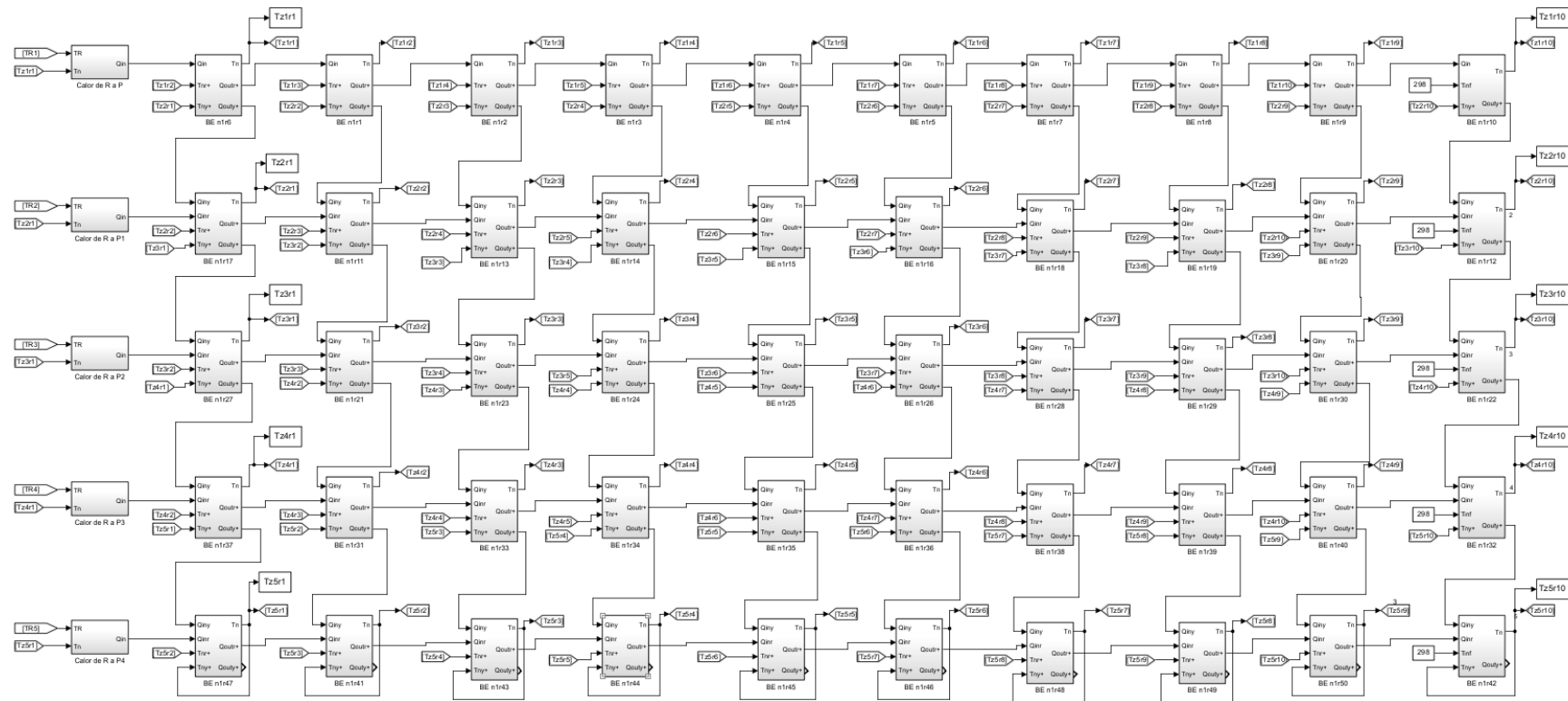


Figura 52 Diagrama general de la pared en Simulink.

En la Figura 12, se muestra el esquema general del modelo de transferencia de calor implementado en Simulink. El sistema se estructuró bajo un enfoque multinodal, en el que el dominio térmico del reactor se discretizó radial y axialmente para representar el transporte de energía entre las diferentes capas del sistema: resistencia eléctrica, pared del reactor y fluido contenido.

Cada bloque en el diagrama representa un nodo térmico en el que se resuelve el balance de energía de forma diferencial, considerando las resistencias térmicas equivalentes de conducción y convección. Las banderas o “flags” visibles en la figura corresponden a las señales de retroalimentación que interconectan los nodos adyacentes, garantizando la continuidad de flujo de calor entre capas y direcciones del dominio. Este sistema de retroalimentación permite simular la evolución transitoria de la temperatura a lo largo del tiempo y evaluar los gradientes radiales y axiales de manera simultánea. El uso de Simulink posibilita el acoplamiento directo con subsistemas de control y de potencia, lo que permite la integración con el sistema de control, con el fin de determinar posibles usos más eficientes a nivel industrial.

Sintonización y selección del controlador

Para el control de la temperatura del reactor se empleó un controlador de tipo Proporcional–Integral (PI), sintonizado mediante el método de síntesis lambda (λ) [28]. Este método permite ajustar los parámetros del controlador en función del comportamiento dinámico deseado del sistema, buscando una respuesta estable, con bajo error en estado estacionario y evitando oscilaciones excesivas.

Sintonización por síntesis de controladores- sintonia lambda 5% overshoot			Sintonización por síntesis de controladores- sintonia lambda 0% overshoot		
Controlador	Ganancia prop.	tiempo integral	Controlador	Ganancia prop.	tiempo integral
PI	6,1887708 61	452,65	PI	4,126	452,6531233

Tabla 2. Sintonización para síntesis de controladores

En la Tabla 2, se presentan los valores de ganancia proporcional (K_p), tiempo integral (T_i) obtenidos a partir del modelo dinámico de transferencia de calor luego de un paso escalón en la potencia suministrada al sistema. Se realizaron dos configuraciones: una con 5 % de sobre impulso permitido, que busca una respuesta más rápida, pero con ligera oscilación inicial, y otra con 0 % de sobre impulso, que privilegia la estabilidad sobre la velocidad de respuesta.

El controlador PI fue seleccionado como configuración final debido a su simplicidad y robustez frente a perturbaciones térmicas, además de ser el más adecuado para procesos de primer orden con tiempo muerto, como lo es la transferencia de calor en el reactor. Estos valores se pueden implementar en la arquitectura de control de un sistema del tipo PLC, ajustando los parámetros obtenidos mediante simulación en Simulink para la operación experimental dado el caso.

Para la solución numérica de las ecuaciones diferenciales que describen el comportamiento térmico, se utilizó el método de Runge–Kutta de cuarto orden, con un paso temporal de 0.1 segundos. Este método garantiza estabilidad numérica y precisión en la integración temporal, lo que permite capturar adecuadamente los cambios de temperatura y las interacciones dinámicas entre los nodos del modelo.

6.1 Validación del modelo.

Con el propósito de verificar la fidelidad del modelo dinámico desarrollado, se realizó una validación experimental del comportamiento térmico del reactor durante la etapa calentamiento y enfriamiento. Este proceso permite evaluar la precisión con la que el modelo reproduce la respuesta real del sistema ante las condiciones de operación y de transferencia de calor hacia el ambiente.

La validación se efectuó comparando la evolución temporal de la temperatura obtenida mediante simulación, con los datos experimentales registrados por el sistema Scada, principalmente con la temperatura medida en la parte interna del reactor.

Por otro lado, para la etapa de calentamiento, se desarrolló su respectiva validación basada en la reconstrucción de la potencia térmica equivalente suministrada al sistema figura 13. Dado que el proceso de calentamiento del reactor se realiza mediante rampas de temperatura controladas y no se dispone de información detallada sobre la sintonización del controlador, se asumió una potencia equivalente que reproduce la tasa de incremento de temperatura observada experimentalmente. Esta aproximación permite comparar la dinámica térmica simulada con la evolución real del sistema durante el calentamiento.

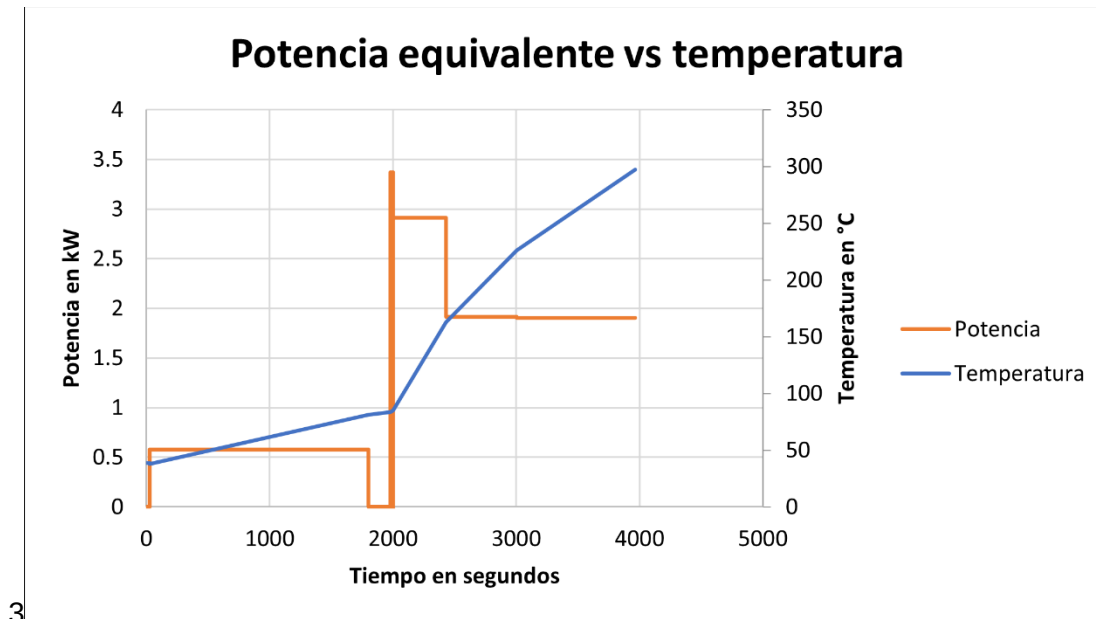


Figura 63. Comparación de la temperatura simulada y experimental durante el proceso de calentamiento del reactor HTL.

La potencia térmica equivalente se definió como una función escalonada en el tiempo que permite reproducir la tasa de calentamiento observada experimentalmente. Esta aproximación representa de forma indirecta la acción del sistema de control, permitiendo capturar la dinámica energética del reactor durante el proceso de calentamiento y de esta manera reproducir mediante el modelo este comportamiento con el fin de validar plenamente este.

Por lo cual, el análisis se centra en determinar el grado de concordancia entre ambas curvas: simulada y medida, identificando las posibles desviaciones y sus causas físicas. De esta forma, se busca no solo comprobar la consistencia del modelo y de las suposiciones adoptadas (condiciones isotérmicas, coeficientes convectivos promedio, y ausencia de pérdidas por fricción), sino también establecer la confiabilidad del modelo para predecir el comportamiento térmico del sistema en futuros escenarios de operación y escalado industrial.

Adicionalmente, la inclusión de la temperatura interna del reactor (T_{air}) permite interpretar de manera más completa la distribución térmica dentro del sistema, así como los gradientes de temperatura presentes entre las diferentes regiones del reactor. Esta variable representa el estado térmico del medio interno y resulta fundamental para analizar la transferencia de calor entre el material refractario y el fluido contenido en el reactor, en este caso en el serpentín.

Su incorporación en el análisis refuerza la validez física del modelo, al evidenciar la coherencia entre la evolución de la temperatura del reactor y los mecanismos de transferencia de calor descritos por la ley de Fourier, así como el balance de energía del sistema.

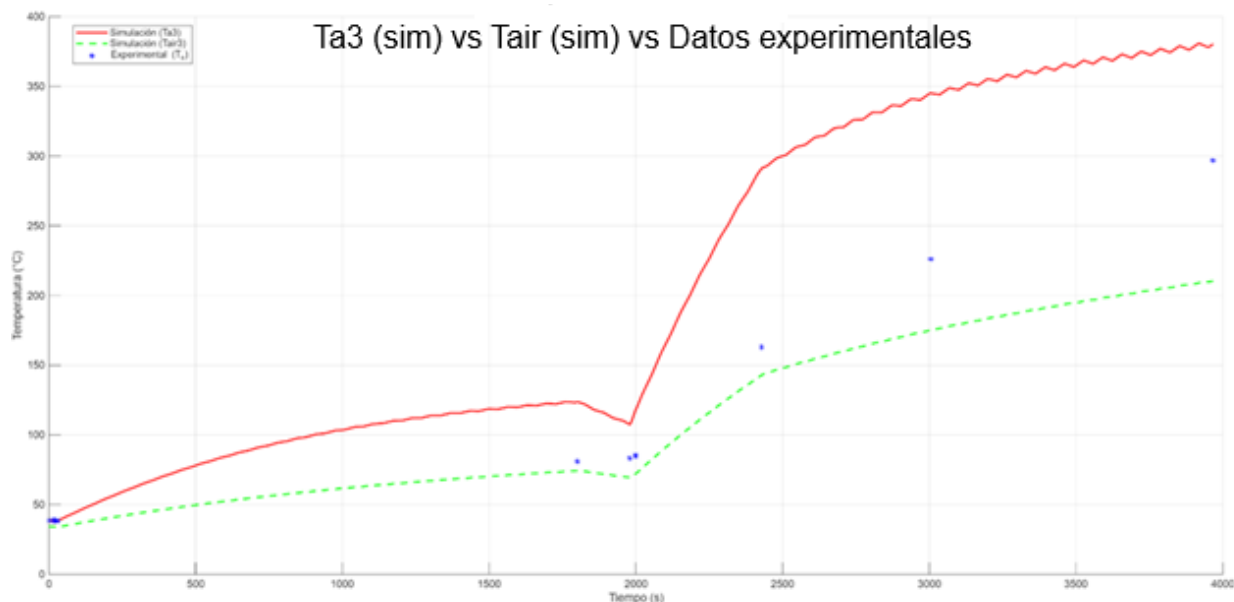


Figura 74. Comparación de la temperatura simulada y experimental durante el proceso de calentamiento del reactor HTL.

La Figura 14, presenta la comparación entre la temperatura simulada del reactor considerando dos configuraciones del modelo: una que incluye la interacción térmica con el medio interno del reactor, para este caso el aire (T_{air3}) y otra que no la considera, junto con los datos experimentales obtenidos durante el proceso de calentamiento, donde T_a indica la temperatura en el serpentín del reactor, donde la termocupla se ve afectada por la temperatura de la pared, el serpentín y el aire.

Se observa que ambas simulaciones reproducen la tendencia general de incremento de temperatura del sistema; sin embargo, el modelo que incorpora la temperatura interna del reactor (T_{air3}) presenta una mejor aproximación a los datos experimentales. Esto evidencia la importancia de considerar la interacción térmica entre el material refractario y el aire interno para describir adecuadamente la dinámica del sistema.

Los datos experimentales se encuentran distribuidos a lo largo del proceso de calentamiento y muestran una dispersión asociada a las condiciones reales de operación, incluyendo variaciones en la potencia suministrada, la acción del controlador y posibles fluctuaciones en la medición. A pesar de esta dispersión, se observa que la simulación logra capturar el orden de magnitud y la tendencia global del comportamiento térmico del reactor.

En particular, durante la fase de incremento acelerado de temperatura, el modelo refleja adecuadamente la acumulación de energía en el sistema, mientras que las diferencias observadas pueden atribuirse a la falta de información detallada sobre la estrategia de control empleada durante el calentamiento, así como a simplificaciones en la estimación de la potencia equivalente utilizada en la simulación.

Aunque el modelo no reproduce de forma exacta todos los puntos experimentales, sí logra representar de manera consistente la dinámica térmica global del sistema, lo cual valida su capacidad para describir el comportamiento energético del reactor durante el calentamiento. Este resultado, en conjunto con la validación obtenida en la etapa de enfriamiento, permite considerar el modelo como una herramienta confiable para el análisis térmico del proceso.

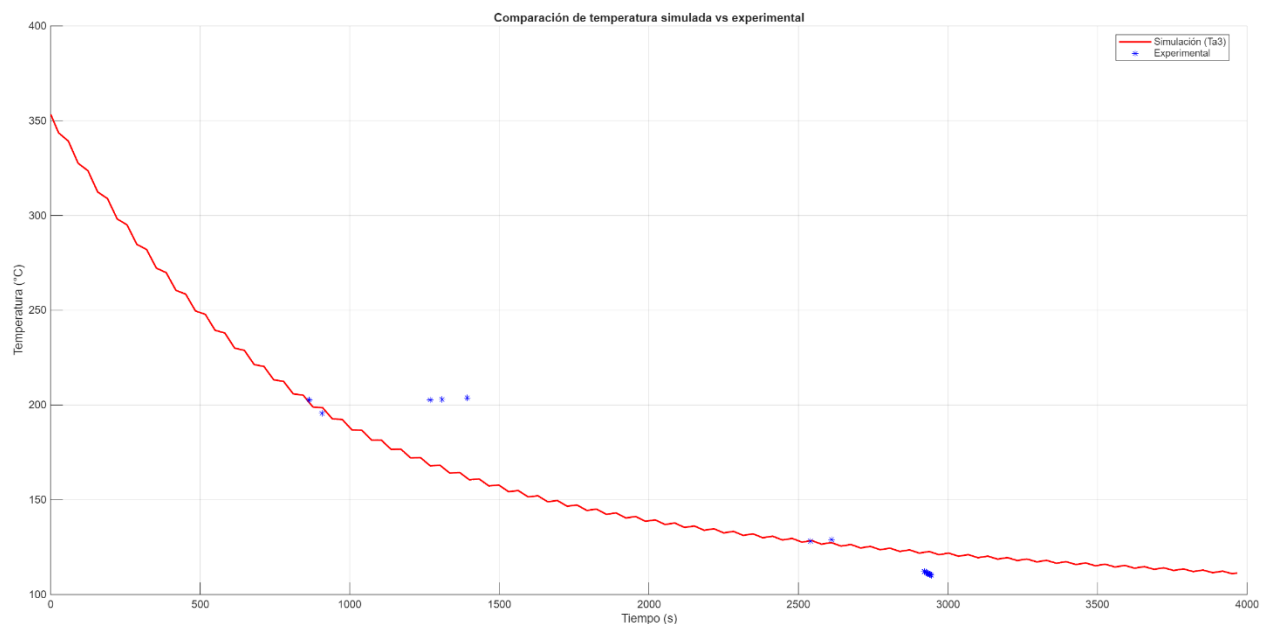


Figura 85. Comparación de la temperatura simulada y experimental durante el proceso de enfriamiento del reactor HTL.



La Figura 15, presenta la comparación entre la temperatura simulada medida en el segmento medio de la longitud del reactor (T_{a3}) y la temperatura experimental (T_e), ambas en función del tiempo transcurrido para el enfriamiento desde 350°C . Se observa que ambas curvas presentan la misma tendencia decreciente, correspondiente a un proceso de enfriamiento natural gobernado por la transferencia de calor por conducción a través de la pared del reactor y por convección libre hacia el ambiente. En el caso de la simulación se observa un comportamiento marcado de tendencia exponencial, como es típico en estos procesos de enfriamiento. En el caso experimental se observan algunas escalas de temperatura, las cuales se asumen, que son consecuencia de errores en las mediciones y del apantallamiento de los sensores. En todo caso, el modelo logra predecir el tiempo de enfriamiento alrededor de los 4000 segundos, el cual es similar al obtenido experimentalmente, alrededor de 3700 segundos.

Cabe mencionar que esta es una nueva gráfica, donde se realizó teniendo en cuenta los ajustes al modelo, para validarlo en la fase de calentamiento, y observando que no hubo cambios significativos en el comportamiento de este.

La curva simulada muestra un comportamiento suavizado, con un descenso continuo y regular de la temperatura. Esto se debe a que el modelo implementado en *Simulink* asume condiciones ideales de transferencia de calor, donde:

- Los nodos son isotérmicos.
- El coeficiente convectivo hacia el ambiente es constante.
- No se incluyen fluctuaciones debidas a gradientes locales, corrientes de aire ni variaciones de potencia eléctrica en las resistencias.
- El fluido interno se considera homogéneo con propiedades equivalentes al agua.
- Por otro lado, los datos experimentales presentan mayor dispersión y variabilidad. Estas diferencias se atribuyen a varios factores del montaje físico del sistema:
- Inercia térmica del material refractario: la temperatura medida depende de la posición exacta de las termocuplas y del tiempo que tarda el calor en disiparse hacia el exterior.
- Gradientes radiales y axiales en la pared del reactor: en el modelo se asumen uniformes, pero experimentalmente existen diferencias de temperatura entre la parte superior e inferior.
- Pérdidas térmicas adicionales por radiación y fugas de aire, no consideradas en el modelo.
- Sensibilidad del termopar y retardo de lectura del sistema de adquisición Siemens, además de los tiempos de muestreo, que introduce pequeñas discrepancias temporales.

La desviación de las curvas en la zona media puede deberse a errores asociados en el apantallamiento de las termocupas. Se resalta que no es presentado un mayor número de información experimental, evitando posibles afectaciones a la solicitud de patente del equipo.

Sin embargo, el modelo reproduce adecuadamente la tendencia de enfriamiento, el tiempo requerido en el proceso y el orden de magnitud de la temperatura, lo cual indica que la formulación térmica es válida para describir el fenómeno global. Las discrepancias puntuales se deben a las simplificaciones adoptadas (condiciones isotérmicas, ausencia de perturbaciones ambientales y control idealizado).

Este resultado confirma que el modelo dinámico puede utilizarse como herramienta predictiva para el análisis energético del reactor y para optimizar futuras configuraciones del sistema de aislamiento térmico y control de potencia y ser usado para escalar a sistemas de mayor tamaño a nivel industrial.

6.2 Caracterización del comportamiento dinámico.

El análisis del desempeño térmico se realiza completamente mediante la variación de parámetros del modelo. No se desarrolla la caracterización experimental, debido a las restricciones anteriormente mencionadas.

En la figura 16, presenta la evolución de las temperaturas simuladas en cinco nodos radiales del reactor (T_{a1} – T_{a5}) bajo la acción del sistema de control, cuyo punto de consigna se fijó en 300 °C. Este gráfico permite comprender el comportamiento térmico del equipo durante la operación controlada y sirve como referencia para los análisis posteriores además de ver el comportamiento cuando se apagan las resistencias y como el enfriamiento cumple con la ley de Fourier. El nodo seleccionado para el control corresponde a la ubicación del sensor principal del sistema PLC, mientras que los demás representan posiciones distribuidas desde la zona cercana a la resistencia hasta el centro del fluido reactivo.

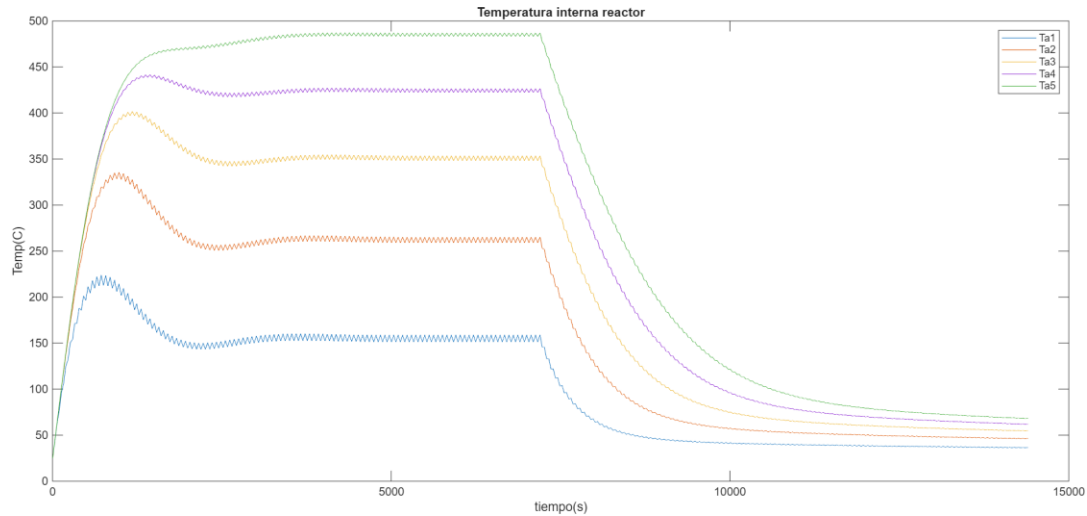


Figura 96. Temperaturas del reactor

En la figura 16, podemos confirmar que el modelo reproduce adecuadamente el comportamiento del reactor bajo calentamiento continuo, evidenciando estabilidad térmica, gradientes radiales consistentes con el fenómeno físico y la capacidad del sistema para mantener una condición estacionaria sin sobrecalentamiento sin apagar las resistencias, a diferencia de la gráfica anterior.

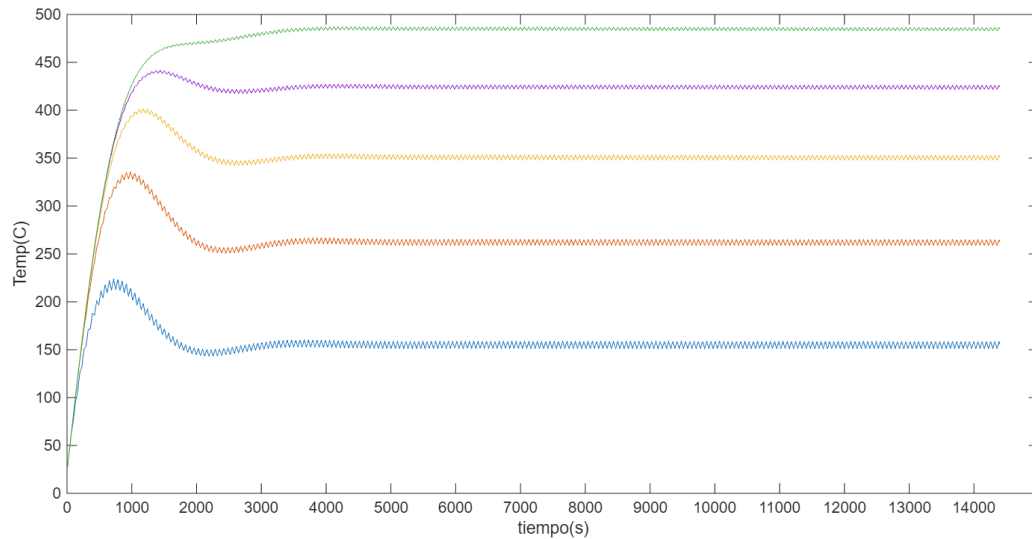


Figura 107. Temperaturas del reactor



De acuerdo con lo simulado, la transferencia de calor en la pared del reactor cumple con el comportamiento esperado. Se observa que el proceso solo alcanza el estado estable luego de aproximadamente 4 horas (ver figura 17), evidenciado en la temperatura de la pared externa que alcanza valores cercanos a 45°C. Cabe mencionar que este comportamiento es temiendo en cuenta el apagado o llevando el control del equipo, pues qué sino se hace, el calentamiento seguiría (ver figura 18), donde en el caso de seguir calentando sin control, el comportamiento estable requeriría mucho más

tiempo (ver figura 19) y alcanzando temperaturas más altas, las cuales serían peligrosas, por lo cual, se requiere el uso del aislante. Vale la pena destacar que, no existen diferencias significativas en la temperatura entre los nodos longitudinales del sistema en su pared externa, lo que se debe al bajo transporte de masa al interior del lecho del reactor.

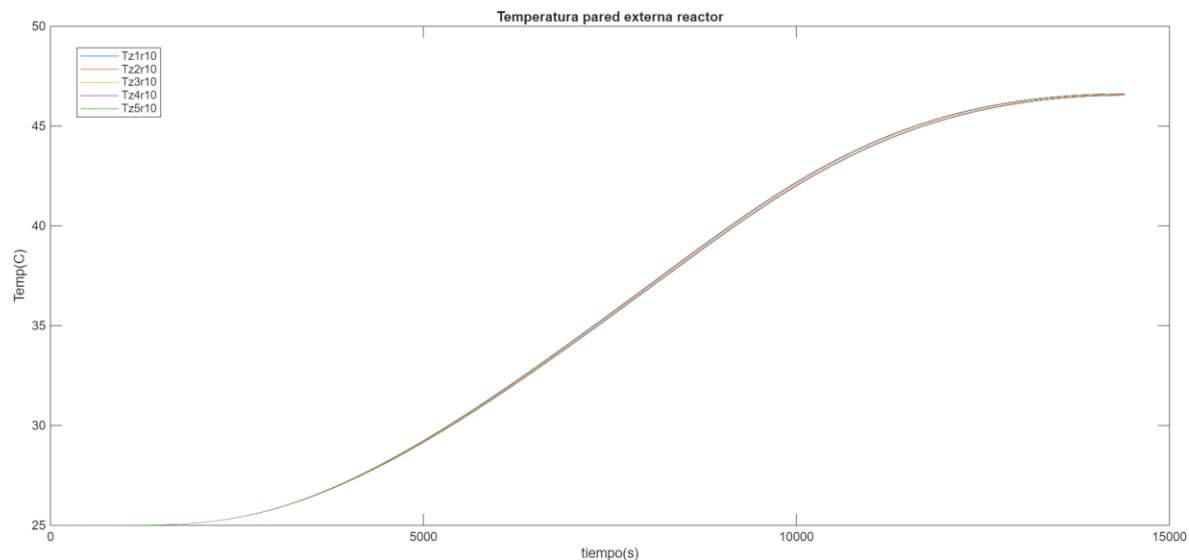


Figura 118. Temperatura externa del reactor.

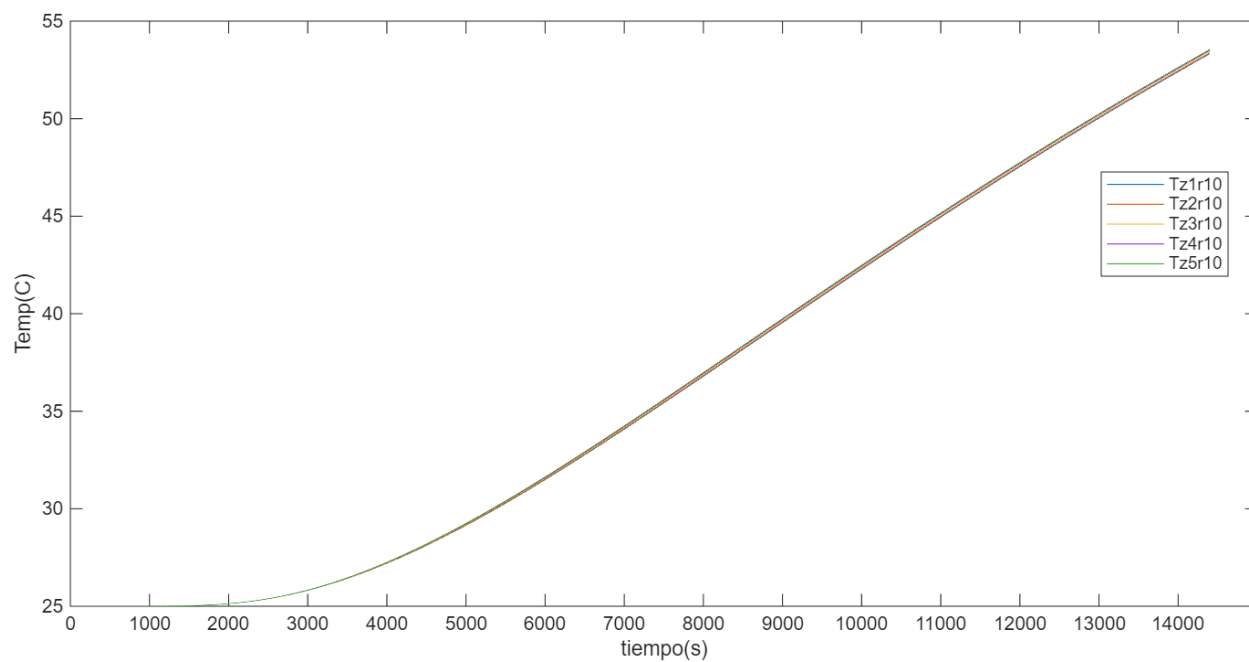


Figura 129. Temperatura externa del reactor.

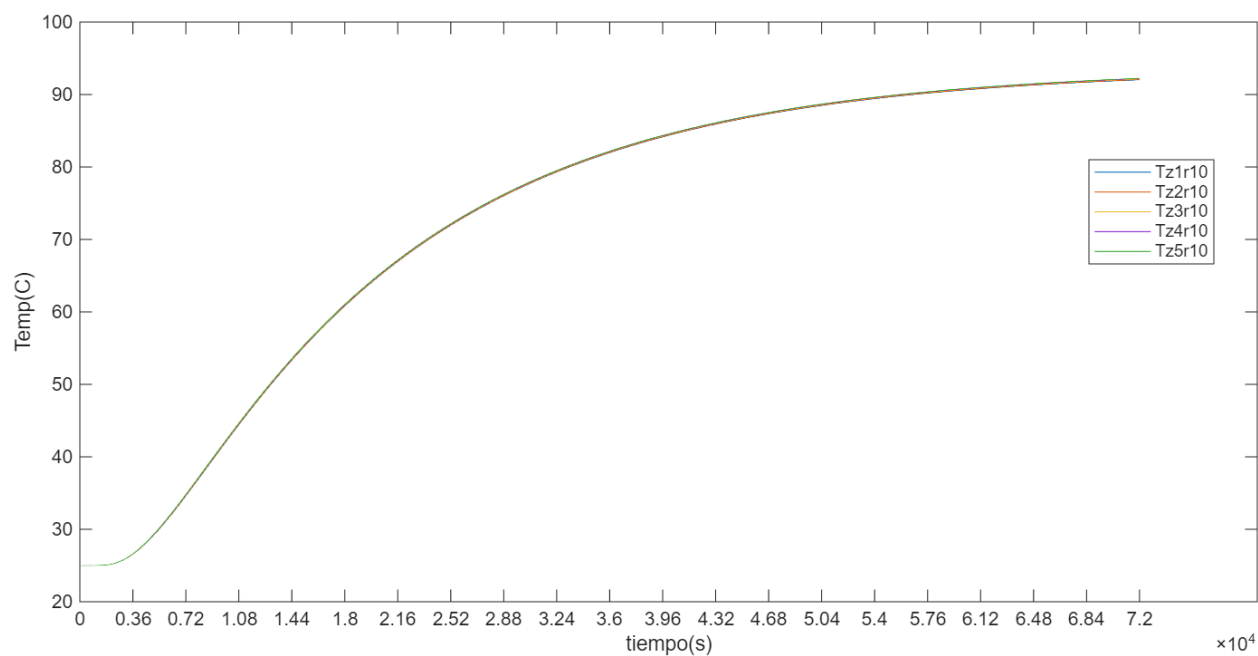


Figura 20. Temperatura externa del reactor.

En la Figura 21, se muestra la temperatura interna de la pared reactor, las diferencias entre variables, se debe a la convección de masa al interior del reactor y se puede analizar cómo es el comportamiento al apagar la resistencia, así como en la figura 20, como es este sin apagar las resistencias lo cual evidencia la necesidad de la implantación de un sistema de control según el requerimiento.

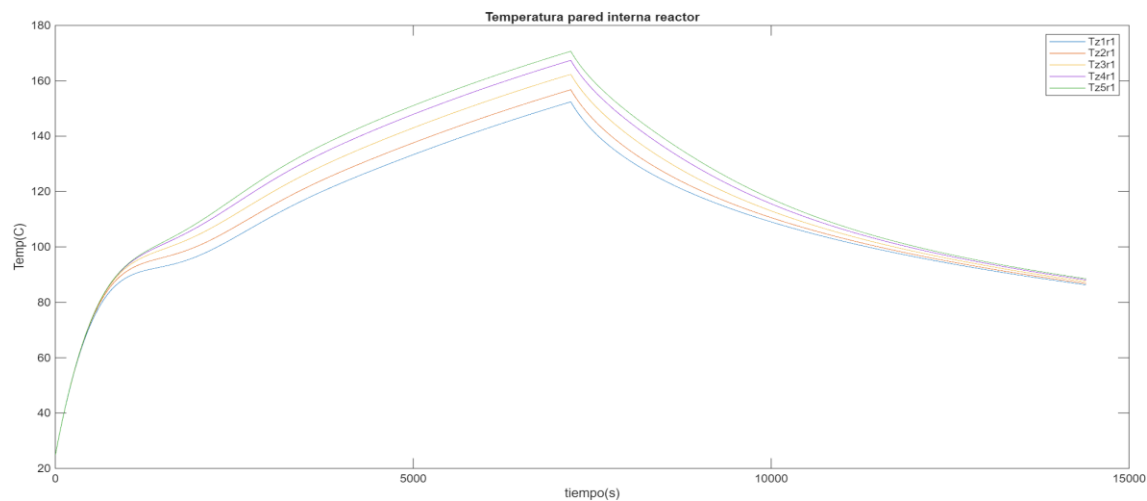


Figura 21. Temperatura interna del reactor.

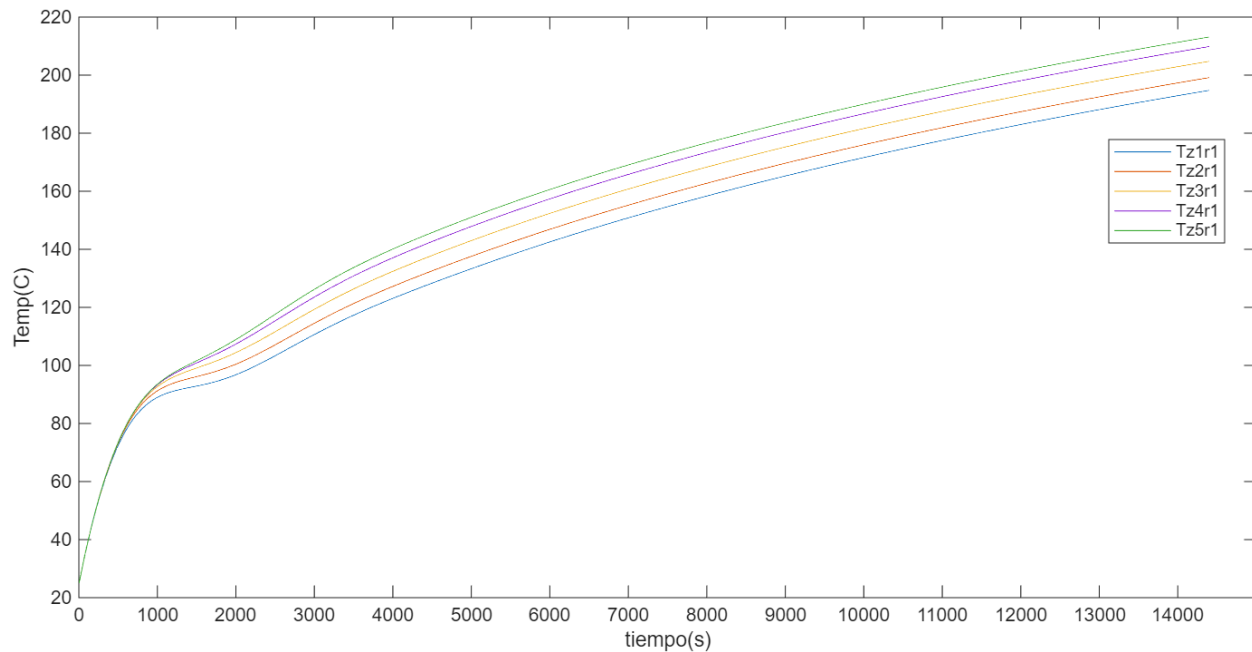


Figura 22. Temperatura interna del reactor.

En la Figura 23 se presenta el perfil radial de temperatura en el refractario del reactor, expresado en función de la coordenada r (espesor) y ajustado mediante una recta del tipo:

$$T(r) = -1.274 r + 271.52$$

Donde T está en °C y r en mm. La clara tendencia lineal observada indica que, bajo las condiciones simuladas, la transferencia de calor a través del refractario puede aproximarse como un fenómeno de conducción unidimensional en régimen estacionario, lo cual es coherente con la ley de Fourier.

El ajuste lineal obtenido implica que $\frac{dT}{dr}$ es prácticamente constante en el espesor considerado; por tanto, el flujo de calor a través de la pared es también aproximadamente constante, tal como se espera para un sistema cercano al régimen permanente con propiedades físicas uniformes. Esto respalda la validez del modelo de conducción utilizado en la simulación y la consistencia de las condiciones de contorno aplicadas (temperatura interna impuesta por el reactor y pérdidas convectivas en la superficie externa).

Por otro lado, teniendo en cuenta el número de nodos empleados en el modelo, el hecho de obtener un perfil lineal sugiere que la discretización actual en la dirección radial es adecuada para describir el comportamiento térmico del refractario bajo las condiciones analizadas. No obstante, en el caso de querer escalar el sistema o estudiar efectos más complejos, como variaciones de propiedades con la temperatura, presencia de capas con materiales distintos o

transitorios muy rápidos, sería recomendable usar más nodos para evaluar posibles cambios en el perfil $T(r)$ y reducir la dispersión numérica.

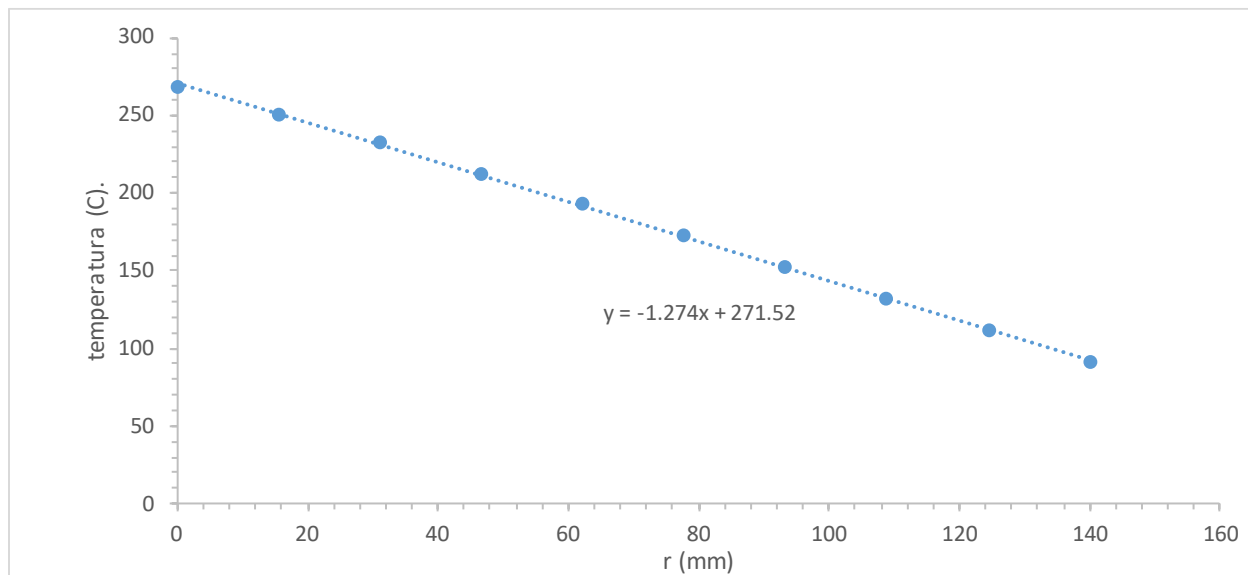


Figura 23. Temperatura del refractario del reactor

7 DISCUSIÓN

Adicionalmente, los resultados sugieren que la respuesta térmica del reactor está fuertemente influenciada por la energía acumulada suministrada al sistema y por la inercia térmica del material refractario.

Esto explica que las variaciones en la potencia eléctrica modifiquen principalmente el tiempo requerido para alcanzar la temperatura de operación, mientras que la temperatura final del sistema permanece determinada por el equilibrio térmico entre la energía suministrada y las pérdidas hacia el ambiente.

Como se observó en la sección anterior, al aislamiento cumple su función en el caso del prototipo y según lo simulado, por lo cual este no se podría reducir o retirar, ya que la temperatura alcanzada en la pared externa sería de 60°C, lo que representaría unas pérdidas de:

$$Q_{out} = 5.09 \frac{W}{m^2} K * A * (T_s - 25)$$

Que, comparadas con los 4000W de entrada, sólo representan el 6.4%. La estrategia de control también debe ser modificada con el fin de alcanzar una temperatura similar a lo largo de todo el reactor y evitar riesgos por operación a temperaturas superiores a las de diseño. De seleccionarse como punto de control la salida del reactor se afectaría el desempeño del equipo, ya que las zonas cercanas a la resistencia podrían sobrecalentarse mientras que la región central aún no alcanza la temperatura objetivo.

Sin embargo, si se desea escalar el equipo y diseñar un modelo precomercial, este modelo sirve de insumo para validar si este requerimiento de usar aislamiento aplica o no para dicho equipo, además de determinar que material usar para que logre las temperaturas requeridas.

Por otro lado, otro factor susceptible de modificación es la resistencia eléctrica, inicialmente seleccionada en 4000W, a continuación, se analiza qué sucede cuando se emplean valores diferentes de potencia.

Se realizaron simulaciones variando la potencia entre 2000 W, 4000 W y 6000 W, manteniendo constantes las demás condiciones de operación. Las gráficas muestran la evolución temporal de la temperatura en distintos nodos internos del reactor (Ta_1 – Ta_5), los cuales representan posiciones radiales desde la zona más próxima a la resistencia hasta la región central del fluido. En la Figura 25 (2000 W) se observa que la temperatura máxima alcanzada en el nodo más externo (Ta_5) es inferior a 500 °C, con gradientes térmicos pronunciados entre las capas del reactor. A medida que se incrementa la potencia a 4000 W (Figura 24), la pendiente de calentamiento se vuelve más empinada, pasando de un tiempo de calentamiento de 1200s a 700s y los tiempos para alcanzar el régimen térmico se reducen, evidenciando un mayor flujo de calor hacia el interior del sistema. Finalmente, con 6000 W (Figura 26) se tiene una pendiente aún más empinada, alcanzado temperaturas similares a las anteriores en todos los nodos, pero en menor tiempo, y se reduce aún más el desfase temporal entre las zonas internas y externas del reactor, sin embargo, con un comportamiento similar luego de la estabilización.

Este resultado sugiere que, de emplearse una resistencia de menor potencia, el desempeño del proceso es similar, aunque con un tiempo de calentamiento es mayor hasta en un 70%, pero manteniéndose en el orden de los 1000 segundos.

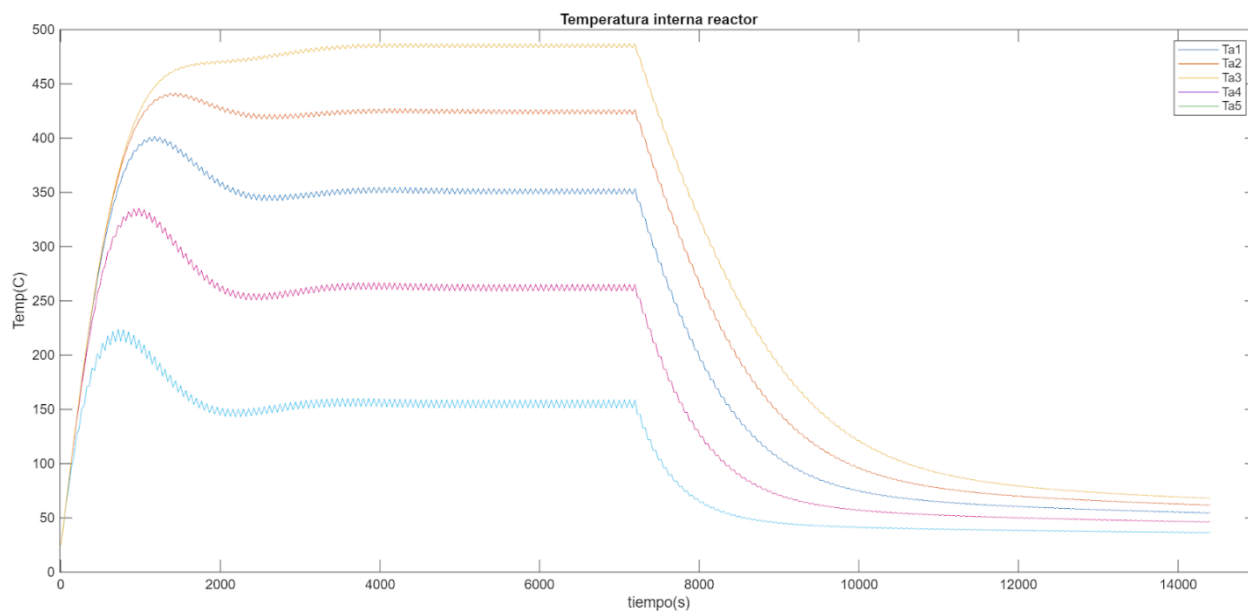


Figura 24. Temperatura al interior del reactor (4000W).

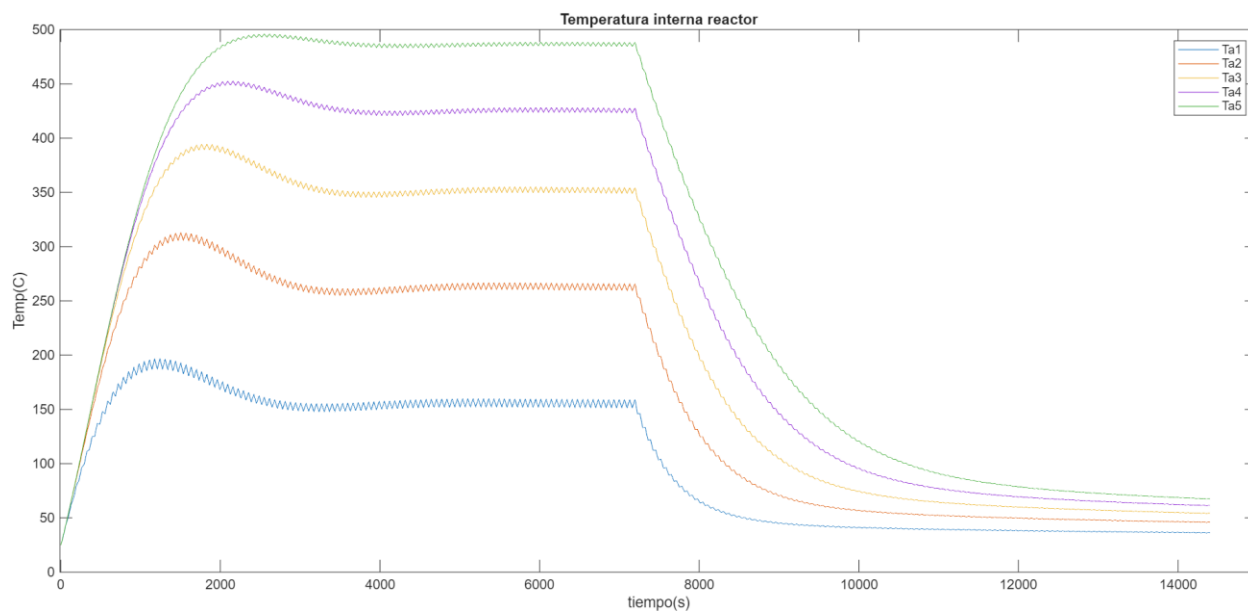


Figura 25. Temperatura al interior del reactor (2000W).

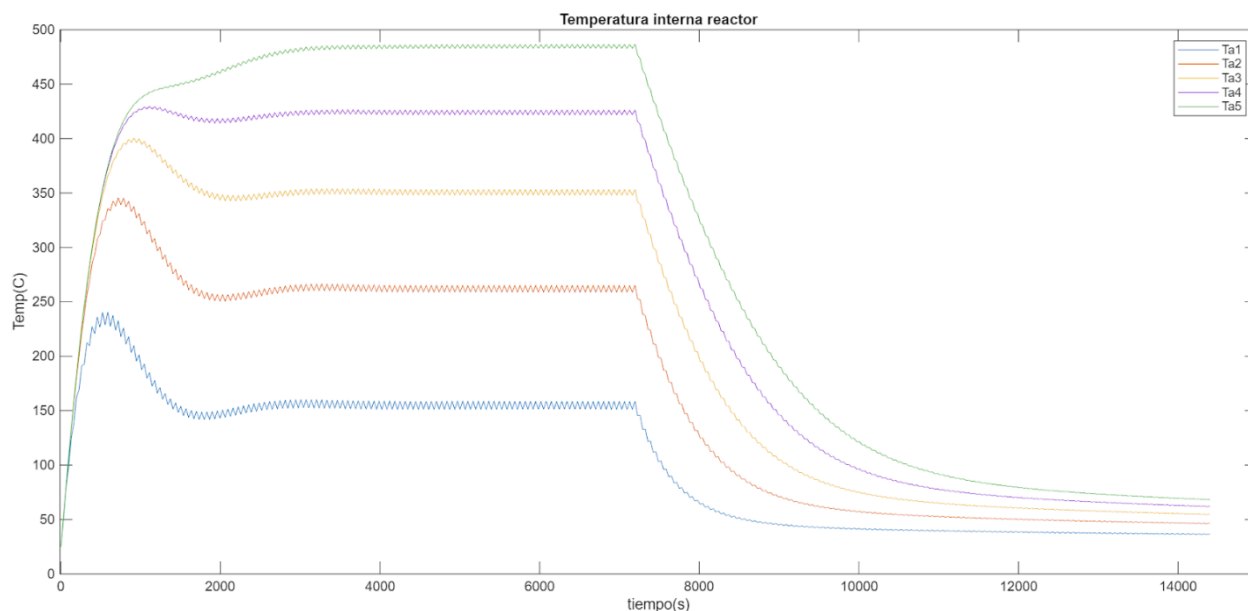


Figura 26. Temperatura al interior del reactor (6000W).

Durante la fase de enfriamiento (posterior al corte de potencia), todas las curvas presentan una tendencia exponencial decreciente, coherente con una disipación de calor por convección natural hacia el ambiente y por conducción hacia el aislamiento refractario. Este comportamiento valida la coherencia del modelo térmico con los principios de transferencia de calor y demuestra que el sistema responde de manera estable ante variaciones en la potencia, donde podemos ver el incremento en la potencia eléctrica acelera la respuesta térmica y reduce el gradiente radial, confirmando que la potencia de la resistencia es un parámetro crítico en el diseño y control del proceso de licuefacción hidrotérmica.

8 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- **Contribución al desarrollo de tecnologías sostenibles.** El presente trabajo aporta al avance en el estudio de la licuefacción hidrotérmica (HTL) de microalgas como alternativa viable para la producción de biocombustibles, en el marco de la transición energética y la mitigación de emisiones de CO₂. Se estableció una metodología integral que combina

modelado matemático, simulación dinámica y validación experimental, orientada a optimizar el desempeño térmico de un reactor piloto en continuo.

- **Desarrollo y validación del modelo matemático.** El modelo propuesto permitió representar satisfactoriamente los fenómenos de transferencia de calor y comportamiento termodinámico dentro del sistema. Las simulaciones mostraron coherencia con los datos experimentales y las leyes de la conducción y convección natural, evidenciando la capacidad del modelo para predecir la evolución térmica del reactor bajo distintas condiciones de operación.
- **Caracterización del comportamiento térmico.** Los resultados obtenidos demostraron que el calentamiento del sistema se encuentra limitado por la resistencia térmica del aislamiento refractario y por la baja convección del medio interno, lo cual genera gradientes radiales de temperatura. Se verificó que la potencia eléctrica de 4000 W es suficiente para alcanzar las condiciones requeridas para la licuefacción, con pérdidas energéticas inferiores al 7 %, manteniendo la estabilidad térmica del conjunto.
- **Evaluación del sistema de control.** El sistema de control proporcional–integral (PI) permitió mantener la temperatura de consigna en el punto de medición, aunque no aseguró uniformidad térmica en todo el volumen del reactor. Este resultado resalta la necesidad de implementar estrategias de control multipunto o basadas en temperatura promedio, que permitan una regulación más representativa del proceso y eviten sobrecalentamientos localizados.
- **Correlación entre simulación y realidad experimental.** La comparación de los resultados numéricos con las observaciones termográficas y los datos obtenidos del sistema real confirma que el modelo desarrollado reproduce de manera adecuada el comportamiento térmico del reactor. Esto valida su uso como herramienta predictiva para el diseño, la optimización y el escalado del proceso a niveles preindustriales.
- **Aprovechamiento y potencial del biocrudo obtenido.** El biocrudo producido durante las pruebas experimentales demuestra la viabilidad del proceso HTL para transformar biomasa de microalgas en un combustible con alto poder calorífico, susceptible de ser refinado y empleado como sustituto parcial de combustibles fósiles. Estos resultados

consolidan la HTL como una tecnología con potencial real para aplicaciones energéticas sostenibles.

- **Aporte científico y tecnológico.** En conjunto, este trabajo contribuye con una base metodológica y experimental sólida para el análisis y la simulación de reactores de licuefacción hidrotérmica, integrando criterios de eficiencia energética, control térmico y viabilidad operacional. Los resultados obtenidos pueden servir como guía para futuras investigaciones orientadas al escalado industrial y al desarrollo de modelos híbridos (térmicos y cinéticos) de mayor precisión.

Recomendaciones

- Ampliar la instrumentación y el control del reactor. Incorporar sensores distribuidos y sistemas de control avanzados (en cascada o predictivos) que consideren las variables térmicas y de presión del reactor, para mejorar la estabilidad y seguridad de la operación.
- Refinar el modelo con aspectos cinéticos y de flujo. Integrar el modelo térmico con submodelos de cinética de reacción y dinámica de fluidos, permitiendo predecir el rendimiento de biocrudo y la eficiencia energética global del proceso.
- Optimizar la transferencia de calor. Evaluar configuraciones alternativas del aislamiento, materiales con mayor conductividad controlada y geometrías de reactor que favorezcan la uniformidad térmica sin incrementar significativamente el consumo.
- Validar en distintas condiciones de biomasa y carga. Extender las pruebas experimentales a diferentes concentraciones de microalgas y condiciones de flujo, para fortalecer la correlación del modelo y su aplicabilidad en escenarios reales.
- Proyectar el escalado tecnológico. Con base en el modelo validado, desarrollar estrategias de escalado a nivel piloto industrial, incorporando análisis económicos, de seguridad y sostenibilidad ambiental.

9 REFERENCIAS

- [1] N. P. Kumar, S. Vijayabaskar, L. Murali, y K. Ramaswamy, «Design of optimal Elman Recurrent Neural Network based prediction approach for biofuel production», *Sci. Rep.*, vol. 13, n.o 1, p. 8565, may 2023, doi: 10.1038/s41598-023-34764-x.
- [2] R. Kumar, «A review on the modelling of hydrothermal liquefaction of biomass and waste feedstocks», *Energy Nexus*, vol. 5, p. 100042, mar. 2022, doi: 10.1016/j.nexus.2022.100042.
- [3] O. A. Marzouk, «Summary of the 2023 (1st edition) Report of TCEP (Tracking Clean Energy Progress) by the International Energy Agency (IEA), and Proposed Process for Computing a Single Aggregate Rating», *E3S Web Conf.*, vol. 601, p. 00048, 2025, doi: 10.1051/e3sconf/202560100048.
- [4] T. Von Wirth, L. Gislason, y R. Seidl, «Distributed energy systems on a neighborhood scale: Reviewing drivers of and barriers to social acceptance», *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 82, pp. 2618-2628, feb. 2018, doi: 10.1016/j.rser.2017.09.086.
- [5] Y. Li, S. Leow, A. C. Fedders, B. K. Sharma, J. S. Guest and T. J. Strathmann, «Quantitative multiphase model for hydrothermal liquefaction of algal biomass», *Green Chemistry*, vol. 19, no. 4, pp. 1163–1174, 2017, doi: 10.1039/C6GC03294J.
- [6] X. Chen, Z. F. Tian, P. J. Van Eyk, D. Lewis, y G. 'Gus' J. Nathan, «Numerical simulation of hydrothermal liquefaction of algae in a lab-scale coil reactor», *Exp. Comput. Multiph. Flow*, vol. 4, n.o 2, pp. 113-120, jun. 2022, doi: 10.1007/s42757-020-0104-0.
- [7] T. Yu et al., «Carbon Capture and Resource Utilization by Algal–Bacterial Consortium in Wastewater Treatment: A Mini-Review», *Water*, vol. 16, n.o 15, p. 2197, ago. 2024, doi: 10.3390/w16152197.
- [8] J. Lu, Z. Zhang, G. Fan, L. Zhang, Y. Wu, y M. Yang, «Enhancement of microalgae bio-oil quality via hydrothermal liquefaction using functionalized carbon nanotubes», *J. Clean. Prod.*, vol. 285, p. 124835, feb. 2021, doi: 10.1016/j.jclepro.2020.124835.
- [9] S. S. Toor, L. Rosendahl, y A. Rudolf, «Hydrothermal liquefaction of biomass: A review of subcritical water technologies», *Energy*, vol. 36, n.o 5, pp. 2328-2342, may 2011, doi: 10.1016/j.energy.2011.03.013.
- [10] A. A. Peterson, F. Vogel, R. P. Lachance, M. Fröling, M. J. Antal, Jr., y J. W. Tester, «Thermochemical biofuel production in hydrothermal media: A review of sub- and supercritical water technologies», *Energy Environ. Sci.*, vol. 1, n.o 1, p. 32, 2008, doi: 10.1039/b810100k.
- [11] L. N. Nguyen et al., «Microalgae-based carbon capture and utilization: A critical review on current system developments and biomass utilization», *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.*, vol. 53, n.o 2, pp. 216-238, ene. 2023, doi: 10.1080/10643389.2022.2047141.
- [12] B. Biswas et al., «Solid base catalytic hydrothermal liquefaction of macroalgae: Effects of process parameter on product yield and characterization», *Bioresour. Technol.*, vol. 307, p. 123232, jul. 2020, doi: 10.1016/j.biortech.2020.123232.
- [13] A. Mathanker, D. Pudasainee, A. Kumar, y R. Gupta, «Hydrothermal liquefaction of lignocellulosic biomass feedstock to produce biofuels: Parametric study and products characterization», *Fuel*, vol. 271, p. 117534, jul. 2020, doi: 10.1016/j.fuel.2020.117534.

- [14] J. Yang, Q. (Sophia) He, H. Niu, K. Corscadden, y T. Astatkie, «Hydrothermal liquefaction of biomass model components for product yield prediction and reaction pathways exploration», *Appl. Energy*, vol. 228, pp. 1618-1628, oct. 2018, doi: 10.1016/j.apenergy.2018.06.142.
- [15] M. Elhassan, R. Abdullah, M. R. R. Kooh, y Y.-F. Chou Chau, «Hydrothermal liquefaction: A technological review on reactor design and operating parameters», *Bioresour. Technol. Rep.*, vol. 21, p. 101314, feb. 2023, doi: 10.1016/j.biteb.2022.101314.
- [16] C. Penke, L. Moser, y V. Batteiger, «Modeling of cost optimized process integration of HTL fuel production», *Biomass Bioenergy*, vol. 151, p. 106123, ago. 2021, doi: 10.1016/j.biombioe.2021.106123.
- [17] J. Yang, Q. (Sophia) He, y L. Yang, «A review on hydrothermal co-liquefaction of biomass», *Appl. Energy*, vol. 250, pp. 926-945, sep. 2019, doi: 10.1016/j.apenergy.2019.05.033.
- [18] L. Qian et al., «Biocrude Production from Hydrothermal Liquefaction of Chlorella: Thermodynamic Modelling and Reactor Design», *Energies*, vol. 14, n.o 20, p. 6602, oct. 2021, doi: 10.3390/en14206602.
- [19] S. Kandasamy et al., «Accelerating the production of bio-oil from hydrothermal liquefaction of microalgae via recycled biochar-supported catalysts», *J. Environ. Chem. Eng.*, vol. 9, n.o 4, p. 105321, ago. 2021, doi: 10.1016/j.jece.2021.105321.
- [20] R. Chandra, H. M. N. Iqbal, G. Vishal, H.-S. Lee, y S. Nagra, «Algal biorefinery: A sustainable approach to valorize algal-based biomass towards multiple product recovery», *Bioresour. Technol.*, vol. 278, pp. 346-359, abr. 2019, doi: 10.1016/j.biortech.2019.01.104.
- [21] K. F. Tzanetis, J. A. Posada, y A. Ramirez, «Analysis of biomass hydrothermal liquefaction and biocrude-oil upgrading for renewable jet fuel production: The impact of reaction conditions on production costs and GHG emissions performance», *Renew. Energy*, vol. 113, pp. 1388-1398, dic. 2017, doi: 10.1016/j.renene.2017.06.104.
- [22] M.-O. P. Fortier, G. W. Roberts, S. M. Stagg-Williams, y B. S. M. Sturm, «Life cycle assessment of bio-jet fuel from hydrothermal liquefaction of microalgae», *Appl. Energy*, vol. 122, pp. 73-82, jun. 2014, doi: 10.1016/j.apenergy.2014.01.077.
- [23] Y. Fan, U. Hornung, y N. Dahmen, «Hydrothermal liquefaction of sewage sludge for biofuel application: A review on fundamentals, current challenges and strategies», *Biomass Bioenergy*, vol. 165, p. 106570, oct. 2022, doi: 10.1016/j.biombioe.2022.106570.
- [24] H. Chen, F. Lou, X. Zhang, C. Shen, W. Pan, y S. Wang, «Hydrothermal Conversion of Microalgae Slurry in a Continuous Solar Collector with Static Mixer for Heat Transfer Enhancement», *Energies*, vol. 16, n.o 24, p. 7986, dic. 2023, doi: 10.3390/en16247986.
- [25] D. C. Hietala y P. E. Savage, «A molecular, elemental, and multiphase kinetic model for the hydrothermal liquefaction of microalgae», *Chem. Eng. J.*, vol. 407, p. 127007, mar. 2021, doi: 10.1016/j.cej.2020.127007.
- [26] D. C. Elliott et al., «Hydrothermal Processing of Macroalgal Feedstocks in Continuous-Flow Reactors», *ACS Sustain. Chem. Eng.*, vol. 2, n.o 2, pp. 207-215, feb. 2014, doi: 10.1021/sc400251p.
- [27] D. L. Barreiro, B. R. Gómez, U. Hornung, A. Kruse, y W. Prins, «Hydrothermal Liquefaction of Microalgae in a Continuous Stirred-Tank Reactor», *Energy Fuels*, vol. 29, n.o 10, pp. 6422-6432, oct. 2015, doi: 10.1021/acs.energyfuels.5b02099.

[28] C. A. Smith and A. B. Corripio, *Principles and Practice of Automatic Process Control*, 3rd ed. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, 2005.

10 ANEXOS

Se anexa el modelo en entorno Similink de Matlab en su versión 2025a.