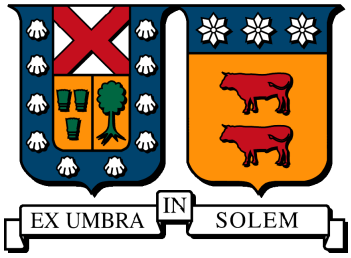
**UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA**
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA**
**VALPARAÍSO-CHILE**




# PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO Y GAS DE SÍNTESIS A PARTIR DE LA GASIFICACIÓN DE CARBÓN EN UN REACTOR DE FLUJO RECÍPROCO

**PAZ ALEJANDRA ARANIBAR SÁNCHEZ**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERA CIVIL MECÁNICA**
**MENCIÓN ENERGÍA**

**PROFESOR GUÍA : DR. ING. MARIO TOLEDO T.**
**PROFESOR CORREFERENTE : DR. FABIÁN GUERRERO C.**

**Octubre 2021**

# Agradecimientos

Gracias a mi familia, por orientarme y apoyarme en mis decisiones, fuesen buenas o malas. Gracias, mamá, por forjar mi carácter en base a tu característica ternura y porfía, hoy las identifico como propias y me permitieron llegar al final de mi carrera universitaria. Gracias, papá, por alentarme y abrir mi mente al conocimiento, la mirada curiosa que implantaste en mí hace de motor en mi constante intención de descubrir. Gracias, hermana, por que tus elecciones siempre nos acercaron, tu compañía y guía fue fundamental para recorrer esta aventura con amor y disfrute. Gracias sobrina, por ser la luz de mi vida, siempre estaré para ti.

Gracias también a mis amigas y amigos, con quienes cruzamos caminos en esta etapa y la llenamos de buenos momentos, quienes lean esto sabrán que tienen un pedazo de mi corazón y que en mi recuerdo se guardaran siempre las risas y experiencias que compartimos. Gracias a mi compañero por coincidir conmigo en este proceso de convertirnos en profesionales, me entregaste la contención, el amor y las carcajadas que me dieron energía día a día para llegar al final, espero seguir recorriendo juntos.

Por último pero no menos importante, gracias a mis compañeros de proyecto Rodrigo y Juan que hicieron de este trabajo de titulación una experiencia grata desde un principio, hacer equipo con ustedes superó todas las expectativas de lograr un ambiente de compañerismo y apañe. Gracias también a mis profesores, Mario y Fabian, por compartir y dirigir su conocimiento tan sabiamente. Así como también a los profesores José, Juan y Daniel por orientar y apoyar el paso a paso de esta última travesía de lo que fue mi paso por la USM.

# Dedicatoria

Dedicado a quién busca la pasión y felicidad en el quehacer.

# Resumen

En el marco del proyecyo FONDECYT Nº 1190654 denominado *"Hydrogen production from chilean carbonaceous feedstock using a novel reverse flow porous media reactor"*, se desarrolla el presente trabajo de titulación, cuyo objetivo fue investigar sobre la producción de hidrógeno y gas de síntesis mediante la reforma simultanea de combustibles sólidos y gaseosos en un reactor de medio poroso con flujo recíproco.

Se opera un primer reactor con medio poroso completamente inerte y luego, se realiza la instalación, puesta en marcha y operación de un segundo reactor híbrido con alimentación central de carbón como combustible sólido. Ambos reactores se operaron con la modalidad de flujo recíproco y con premezclas metano-aire variando la relación de equivalencia y la velocidad de filtración entre los diferentes ensayos.

En el reactor de medio poroso completamente inerte se estudiaron los perfiles térmicos, velocidades del frente de combustión y concentraciones de hidrógeno en los gases producto para las relaciones de equivalencia $\phi = 0,2$, $\phi = 2$, $\phi = 2,5$ y $\phi = 3$, cada una en tres velocidades de filtración diferentes ($u = 0,2[m/s]$, $u = 0,26[m/s]$ y $u = 0,32[m/s]$). Se logró la operación de manera recíproca en todos los ensayos, los resultados más óptimos para esta línea base fueron una temperatura promedio máxima de $T_{prom} = 1291[^{\circ}C]$ en las condiciones operacionales con $\phi = 2$ y $u = 0,32[m/s]$, la mayor velocidad del frente de combustión de $u_{fc} = 0,000396[m/s]$ para las condiciones operacionales con $\phi = 3$ y $u = 0,32[m/s]$ y la máxima concentración de hidrógeno de un $6,59\,\%\ v/v$ para las condiciones de operación con $\phi = 3$ y $u = 0,26[m/s]$.

Por otro lado, en el reactor de medio poroso híbrido con alimentación semi-continua de carbón no se logró operar de manera reciproca ni con mezclas ricas en combustible, principalmente debido a problemas de encendido del reactor. Se estudiaron los perfiles térmicos, velocidades del frente de combustión y concentraciones de gas de síntesis ($H_2$ y $CO$) para una relación de equivalencia $\phi = 0,2$. Las concentraciones de gas de síntesis se maximizaron en la operación con una velocidad de filtración de $u =, 2[m/s]$, alcanzando valores de un $0,77\,\%\ v/v$ de $H_2$ y $0,99\,\%\ v/v$ de $CO$ con una temperatura máxima de $T = 1004[^{\circ}C]$. Esto al tiempo de ensayo $t = 682[s]$, momento en el que el frente de combustión se encuentra en la zona del carbón. De todas formas, al comparar las diferentes muestras de gases obtenidas fue posible deducir que las condiciones operacionales y térmicas de este reactor no fueron suficientes para lograr una óptima gasificación del combustible sólido, haciendo que la generación de gas de síntesis de deba principalmente al proceso de pirólisis del carbón.

**Palabras claves:** Medio poroso inerte, medio poroso híbrido, reactor de flujo recíproco, gas de síntesis.

# Abstract

This degree work is developed within the framework of the FONDECYT project Nº1190654 entitled *"Hydrogen production from Chilean carbonaceous feedstock using a novel reverse flow porous media reactor"*, aiming to investigate the production of hydrogen and synthesis gas through the simultaneous reforming of solid and gaseous fuels using a reciprocal flow porous media reactor.

A first reactor with completely inert porous media was operated and then, a second hybrid reactor with central and semi-continuous feeding of coal as solid fuel was installed, started up and operated. Both reactors were operated in reciprocal flow mode with methane-air premixes, varying the equivalence ratio and the filtration rate as operational parameters.

In first instance, thermal profiles, combustion front velocities and hydrogen concentrations in the product gases were obteined by operating the fully inert porous media reactor with equivalence ratios of $\phi = 0,2$, $\phi = 2$, $\phi = 2,5$, and $\phi = 3$, each at three different filtration velocities ($u = 0,2[m/s]$, $u = 0,26[m/s]$ and $u = 0,32[m/s]$). Stable operation was achieved in a reciprocal mode in all tests and the optimal results achieved for this baseline were a maximum average temperature of $T_{prom} = 1291[^{circ}C]$ when operating with $\phi = 2$ and $u = 0{,}32[m/s]$, the highest combustion front velocity of $u_{fc} = 0{,}000396[m/s]$ for the operating conditions of $\phi = 3$ and $u = 0{,}32[m/s]$ and the maximum hydrogen concentration of a $6{,}59\,\%\ v/v$ for the operating conditions of $\phi = 3$ and $u = 0{,}26[m/s]$.

On the other hand, when the hybrid porous media reactor was employed with a semi-continuous feed of coal, reciprocal flow operation was not achieved, which led to an unidirectional operation in this case. Thermal profiles, combustion front velocities and synthesis gas concentrations ($H_2$ and $CO$) were studied for the equivalence ratios of $\phi = 2$ and $\phi = 0,2$, nevertheless, only while using a lean-mix of gaseous fuel were conclusive results obtained for the research, this due to the reactor operation problems. The syngas concentrations were maximized in the operation with $\phi = 0,2$ and a filtration velocity of $u =, 2[m/s]$ reaching values of a $0,77\,\%\ v/v$ of $H_2$ and $0,99\,\%\ v/v$ of $CO$ with a maximum temperature of $T = 1004[^{\circ}C]$ at the test time of $t = 682[s]$, moment in which the combustion front is in the coal zone. In any case, by comparing the results it was possible to deduce that the operational and thermal conditions of this reactor were not enough to achieve an optimal gasification of the solid fuel, making the syngas generation to be mainly due to the coal pyrolysis process taking place.

*Keywords:* Inert porous media, reciprol flow reactor, hydrid combustion, gasification, synthesis gas.

# Glosario de términos

## Abreviaturas

| | |
|---|---|
| MPI | Medio poroso inerte |
| ZTA | Alumina estabilizada de zirconio |
| PM | Material particulado |

## Fórmulas químicas

| | |
|---|---|
| $CO$ | Monóxido de carbono |
| $CO_2$ | Dióxido de carbono |
| $H_2$ | Hidrógeno |
| $CH_4$ | Metano |
| $N_2$ | Nitrógeno |
| $O_2$ | Oxígeno |
| $H_2O$ | Agua |
| $Al_2O_3$ | Cerámica de alúmina |

## Letras griegas

| | | |
|---|---|---|
| $\phi$ | Relacion de equivalencia | [-] |
| $\lambda$ | Exceso de aire | [-] |
| $\varepsilon$ | Porosidad del material | [-] |
| $\phi_i$ | Diámetro interior | $[mm]$ |
| $\phi_e$ | Diámetro exterior | $[mm]$ |
| $\rho$ | Densidad | $[kg/m^3]$ |
| $\lambda_{ef}$ | Conductividad térmica efectiva del medio poroso | $[W/m \cdot K]$ |
| $\beta_v$ | Intercambio de calor con los alrededores | $[W/m^3 \cdot K]$ |
| $\mu_g$ | Viscosidad del gas | $[kg/m \cdot s]$ |

# Lista de símbolos

| | | |
|---|---|---|
| $H_i$ | Entalpía molar en el i-ésimo componente | $[kj/kg]$ |
| $Q$ | Caudal | $[l/min]$ |
| $V^{\circ}_{a,e}$ | Volumen de aire estequiométrico normalizado | $[m^3_N]$ |
| $u$ | Velocidad de filtración | $[m/s]$ |
| $v$ | Velocidad de la mezcla | $[m/s]$ |
| $A$ | Área | $[m^2]$ |
| $m_i$ | Masa del material i | $[kg]$ |
| $X_i$ | Fracción másica del material i | $[-]$ |
| $\dot{V}_{total}$ | Flujo del componente i | $[l/min]$ |
| $C_p$ | Calor específico | $[J/kg \cdot K]$ |
| $T_i$ | Temeratura del componente i | $[K]$ |
| $\bar{w}$ | Fracción en masa de combustible normalizada | $[-]$ |
| $Pr$ | Número de Prandtl | $[-]$ |
| $Re$ | Número de Reynolds | $[-]$ |
| $h$ | Tranmisividad | $[W/m^2 \cdot K]$ |
| $d_p$ | Tamaño de poro | $[mm]$ |
| $t_c$ | Tiempo de ciclo | $[s]$ |
| $t_{sc}$ | Tiempo de semi ciclo | $[min]$ |
| $por$ | Porosidad | $[-]$ |

En este informe se emplea la çomaçomo separador decimal y el ”puntoçomo separador de miles.

# Índice general


**1. Introducción y antecedentes de la investigación** **1**

1.1. Introducción . . . . . 1
1.2. Motivación de la propuesta . . . . . 3
1.3. Objetivo general y específicos . . . . . 3
1.4. Hidrógeno . . . . . 4
1.4.1. Propiedades . . . . . 4
1.4.2. El combustible del futuro . . . . . 4
1.4.3. Producción de Hidrógeno . . . . . 5
1.5. Carbón cómo materia prima . . . . . 6
1.5.1. Utilización del Carbón . . . . . 6
1.6. Procesos termoquímicos . . . . . 8
1.6.1. Combustión . . . . . 8
1.6.2. Pirólisis . . . . . 9
1.6.3. Gasificación . . . . . 10
1.7. Combustión en medios porosos inertes . . . . . 16
1.7.1. Características, definición y comparación . . . . . 16
1.7.2. Propiedades . . . . . 18
1.7.3. Parámetros . . . . . 19
1.7.4. Regímenes de operación . . . . . 19
1.8. Reactor de medio poroso con flujo recíproco . . . . . 22
1.8.1. Revisión bibliográfica de reactores de flujo recíproco . . . . . 23
1.9. Combustión filtrada híbrida con combustibles sólidos . . . . . 24
1.9.1. Revisión bibliográfica de combustión filtrada híbrida . . . . . 24

**2. Instalación y procedimiento experimental** **27**

2.1. Disposición general de la instalación . . . . . 27
2.2. Diseño de los reactores . . . . . 30
2.2.1. Dimensiones . . . . . 32
2.2.2. Material cerámico . . . . . 32

2.2.3. Aislamiento térmico . . . 33
2.3. Cálculo de flujos en la mezcla . . . 34
2.3.1. Velocidad de filtración . . . 34
2.3.2. Flujos de metano y aire . . . 35
2.3.3. Flujos de vapor de agua . . . 38
2.4. Sistemas de medición y control . . . 39
2.4.1. Suministro de flujos del reactor . . . 39
2.4.2. Control de flujos . . . 42
2.4.3. Sistema de extracción y muestreo de gases de escape . . . 43
2.4.4. Cromatografía Gaseosa . . . 43
2.4.5. Sistema de adquisición de datos de temperatura . . . 44
2.5. Procedimiento experimental propuesto . . . 44
2.5.1. Encendido del reactor . . . 46
2.5.2. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) sin vapor del reactor inerte . . . 46
2.5.3. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con vapor del reactor inerte . . . 46
2.5.4. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con combustible sólido y sin vapor . . . 47
2.5.5. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con combustible sólido y con vapor . . . 47
2.5.6. Toma de muestras . . . 48
2.5.7. Apagado del reactor . . . 49

**3. Resultados experimentales** **50**
3.1. Estabilización del reactor de medio poroso inerte . . . 51
3.2. Resultados reactor de medio poroso inerte . . . 51
3.2.1. Mezclas ricas . . . 52
3.2.2. Mezclas pobres . . . 58
3.2.3. Análisis de resultados reactor de medio poroso inerte . . . 63
3.2.4. Análisis de gases reactor de medio poroso inerte . . . 64
3.3. Resultados reactor de medio poroso híbrido . . . 67
3.3.1. Análisis de gases reactor de medio poroso híbrido . . . 69
3.3.2. Análisis de muestras de carbón . . . 70

**4. Conclusiones** **71**

**5. Recomendaciones para trabajos futuros** **73**

**A. Procedimiento de instalación de reactor híbrido** **80**

**B. Informes del Laboratorio de Química – Cromatografía Gaseosa** **85**

**C. Análisis de trabajo seguro y listado de chequeo para operación** **93**

**D. Informes del Laboratorio de Química – Composición elemental y caracterización del carbón** **95**

**E. Resultados termocuplas** **96**

# Índice de figuras


1.1. Extracción de las metas planteadas en la Política Energética 2050. . . . . 2
1.2. Matriz energética primaria en Chile al año 2019. . . . . 7
1.3. Representación de un gasificador de lecho móvil contracorriente y su perfil de temperatura. . 12
1.4. Representación de un gasificador de lecho fluidizado y su perfil de temperatura. . . . . 14
1.5. Representación de un gasificador de lecho arrastrado y su perfil de temperatura. . . . . 15
1.6. Entalpía en combustión normal v/s combustión con exceso de entalpía. . . . . 16
1.7. Teoría de llama con exceso de entalpía en un quemador poroso. . . . . 17
1.8. Esquema de diseño de un quemador con medio poroso con estabilización mediante número de Peclet. . . . . 20
1.9. Esquema de un reactor de medio poroso inerte con enfoque transiente. . . . . 21
1.10. Esquema básico de reactor de flujo recíproco. . . . . 22
1.11. Perfil térmico típico de un reactor con flujo recíproco. . . . . 22
1.12. Esquema básico de reactor de combustión filtrada híbrida. . . . . 24

2.1. Disposición del reactor de flujo recíproco y los demás sistemas. . . . . 28
2.2. Diagrama de flujo del reactor de flujo recíproco con MPI para la línea base. . . . . 28
2.3. Diagrama de flujo del reactor de flujo recíproco adaptado para combustibles sólidos. . . . . 29
2.4. Modelos 3D de los reactores de flujo recíproco. . . . . 30
2.5. Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco para la línea base . . . . . 31
2.6. Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco con combustible sólido . . . . . 31
2.7. Plano en corte transversal del reactor de flujo recíproco con combustible sólido . . . . . 31
2.8. Flujo de calor radial en función del aislante térmico interno del reactor en milímetros . . . . 33
2.9. Perfil térmico con un espesor de 11.15 mm de aislante térmico . . . . . 34
2.10. Compresor NITRO Compressors V-0.25/8. . . . . 39
2.11. Filtro FRL de la línea de aire . . . . . 39
2.12. Bypass para la regulación de caudal de vapor . . . . . 40
2.13. Caldera Chromalox CMB-15.OAS031-383 . . . . . 40
2.14. Sistema de toma de muestras . . . . . 43
2.15. Fotografía del Cromatógrafo PerkinElmer CLARUS 580 . . . . . 44

2.16. Esquema del sistema de muestreo térmico . . . . . 45

3.1. Temperaturas y velocidades alcanzadas en el ensayo de equilibrio térmico MPI . . . . . 51
3.2. Temperatura promedio obtenida en cada ensayo MPI de mezclas ricas . . . . . 53
3.3. Temperatura máxima obtenida en cada ensayo MPI de mezclas ricas y su correspondiente temperatura adiabática. . . . . 53
3.4. Velocidad del frente de combustión obtenida en cada ensayo MPI de mezclas ricas . . . . . 54
3.5. Perfil térmico del reactor MPI al tiempo $t = 88[s]$ en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 55
3.6. Perfil térmico del reactor MPI al tiempo $t = 419[s]$ en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 55
3.7. Perfil térmico del reactor MPI al tiempo $t = 791[s]$ en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 56
3.8. Perfil térmico del reactor MPI al tiempo $t = 1272[s]$ en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 56
3.9. Avance del frente de combustión en dirección A-B del reactor MPI en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 57
3.10. Avance del frente de combustión en dirección B-A del reactor MPI en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 57
3.11. Temperatura promedio y temperatura máxima obtenida en cada ensayo MPI de mezclas pobres y su correspondiente temperatura adiabática. . . . . 58
3.12. Velocidad del frente de combustión obtenida en cada ensayo MPI de mezclas pobres. . . . . 59
3.13. Perfil térmico del reactor MPI al tiempo $t = 169[s]$ en la condición operacional con $\phi = 0,2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 60
3.14. Perfil térmico del reactor MPI al tiempo $t = 547[s]$ en la condición operacional con $\phi = 0,2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 60
3.15. Perfil térmico del reactor MPI al tiempo $t = 971[s]$ en la condición operacional con $\phi = 0,2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 61
3.16. Avance del frente de combustión en dirección A-B del reactor MPI en la condición operacional con $\phi = 0,2$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 62
3.17. Avance del frente de combustión en dirección B-A del reactor MPI en la condición operacional con $\phi = 0,2[-]$ y $u = 0,2[m/s]$. . . . . 62
3.18. Concentración de hidrógeno en las muestras de gases de operación del reactor MPI con mezclas ricas. . . . . 65
3.19. Grado de conversión de hidrógeno en las muestras de gases de operación del reactor MPI con mezclas ricas. . . . . 66
3.20. Avance del frente de combustión en dirección A-B del reactor MPH en la condición operacional $\phi = 0,2$ y $u = 0,2\ [m/s]$. . . . . 68
3.21. Muestras del combustible sólido utilizado en los ensayos experimentales con el reactor MPH. 70

A.1. Reactor desarmado. . . . . 80
A.2. Aislación de medio poroso. . . . . 81
A.3. Medio poroso en reactor. . . . . 81
A.4. Reactor desarmado. . . . . 82
A.5. Vainas reactor. . . . . 83
A.6. Reactor desarmado. . . . . 83
A.7. Aislación reactor. . . . . 84
A.8. Instalación de termocuplas. . . . . 84

B.1. Informe de ensayo N° QUI-063-21(1). . . . . 86
B.2. Informe de ensayo N° QUI-063-21(2). . . . . 87
B.3. Informe de ensayo N° QUI-066-21. . . . . 88
B.4. Informe de ensayo N° QUI-083-21. . . . . 89
B.5. Informe de ensayo N° QUI-084-21(1). . . . . 90
B.6. Informe de ensayo N° QUI-084-21(2). . . . . 91
B.7. Informe de ensayo N° QUI-085-21. . . . . 92

C.1. ATS. . . . . 93
C.2. Listado de chequeo para operación. . . . . 94

D.1. Composición elemental carbón. . . . . 95

E.1. Programa PERSONAL DAQVIEW. . . . . 96
E.2. Sistema de adquisición de datos. . . . . 96

# Índice de tablas

1.1. Clasificación del proceso de pirólisis según los parámetros operacionales. . . . . 10
1.2. Características y parámetros de operación de diferentes categorías de procesos de gasificación. 15

2.1. Propiedades del acero ASTM A-53. . . . . 32
2.2. Especificaciones técnicas del MP en el reactor inerte. . . . . 32
2.3. Especificaciones técnicas del MP en el reactor híbrido. . . . . 33
2.4. Parámetros dimensionales del reactor. . . . . 35
2.5. Iteración caudal y velocidad de filtración. . . . . 35
2.6. Parámetros Operacionales del reactor. . . . . 37
2.7. Flujos obtenidos para la operación con vapor. . . . . 38
2.8. Características del compresor de aire. . . . . 39
2.9. Características caldera Chromalox CMB-15.OAS031-383. . . . . 40
2.10. Datos para calibración del caudal de vapor. . . . . 41
2.11. Análisis elemental de los combustibles sólidos . . . . . 42
2.12. Poderes caloríficos, humedad y densidad del combustible sólido . . . . . 42
2.13. Características de operación de controladores de flujo. . . . . 42
2.14. Listado de válvulas de la instalación . . . . . 45

3.1. Resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión MPI en mezclas ricas. . . . 52
3.2. Resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión MPI en mezclas pobres . . 58
3.3. Resultados de cuantificación de hidrógeno mediante cromatografía de gases en ensayos MPI con mezclas ricas. . . . . 64
3.4. Resultados de cuantificación de hidrógeno y monóxido de carbono mediante cromatografía de gases en ensayo MPH con mezcla pobre. . . . . 69

# Capítulo 1

# Introducción y antecedentes de la investigación

## 1.1. Introducción

Desde los albores de la revolución industrial, los combustibles fósiles han sido el principal motor tras el mundo industrializado y su crecimiento económico. Actualmente, más del 80 % de toda la energía primaria en el mundo se deriva de combustibles fósiles, siendo el petroleo un 30,84 %, seguido del carbón con 27,14 % y finalmente, el gas natural con 23,27 % [29]. Además, la dependencia global de energía fósil trae consigo un problema, a saber, las emisiones asociadas. De hecho, la producción de energía es la fuente dominante de $CO_2$ y otros gases de efecto invernadero (GEI) como el metano, los óxidos de nitrógeno y los gases fluorados. En cuanto a ello, van Vuuren y O'Neill [62] mostraron que los registros sobre la emisión de $CO_2$ en el mundo pueden diferir en más de un 15 % dependiendo de la fuente y metodología. Sin embargo, todos los estudios coinciden que el uso de combustibles fósiles es la fuente emisora más importante, es más, sólo el 2018, se emitieron alrededor de 33.500 toneladas métricas de $CO_2$ a partir de la quema de combustibles fósiles, esto es más del doble que en 1971 [1]. Esto, sumado a la inminente escasez de petroleo, gas y carbón –dada su condición de recursos finitos y sus bajos ratios de reserva/producción [4]– continúan acrecentando la evidencia sobre los futuros desafíos de suplir la energía suficiente para sustentar el constante crecimiento económico.

Es, entonces, coincidente la preocupación y necesidad por desarrollar e implementar nuevas tecnologías como alternativa hacía un mundo sustentable, que utilice energías limpias, más eficientes y amigables con el medio ambiente. A nivel global, las planificaciones para el futuro del sector energético dan cuenta de estas necesidades, materializando soluciones en tres diferentes tendencias claves: la descarbonización, digitalización y energía distribuida (descentralización) [17]. Para impulsar cada una de ellas, diferentes actores públicos y privados, con la capacidad de transformar el sector energético, deben centrarse en el desarrollo de políticas, regulaciones, estrategias y planes al corto, mediano y largo plazo.

De forma particular, en Chile se ha implementado una Política Energética que incluye lineamientos y metas al largo plazo, con horizontes al 2035 y 2050, como también metas intermedias y planes de acción que contribuyen a la consecución de los objetivos principales. Una extracción de dichas metas se muestra a continuación:

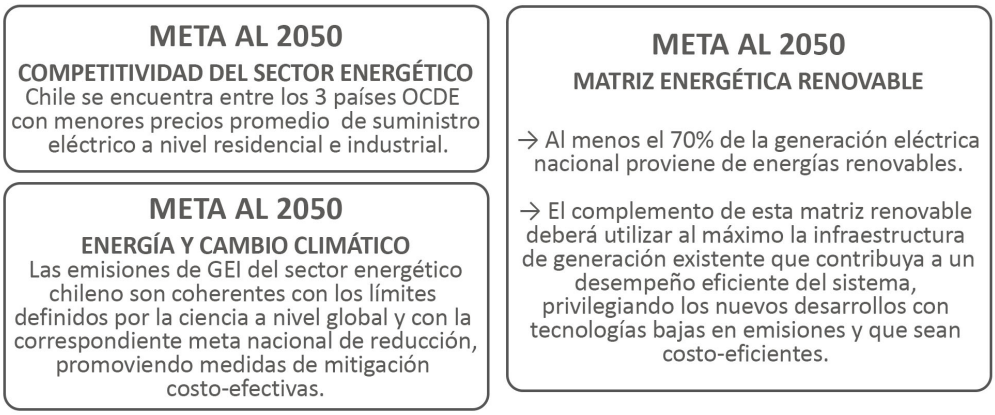



**Figura 1.1:** *Extracción de las metas planteadas en la Política Energética 2050 de Chile [39].*

Se limita a convocar las anteriores metas, dado que se relacionan entre ellas y con esta investigación por el papel que toma el hidrógeno en su desarrollo y finalización. El hidrógeno aparece como un pilar fundamental para lograr la transformación energética (y así frenar el calentamiento global), así lo plantea el *Hydrogen Council*. Esta organización internacional asevera que coordinando esfuerzos entre las industrias, inversionistas y los diferentes agentes gubernamentales se lograría, a largo plazo, potenciar los diferentes roles que presenta el hidrógeno en dicha transformación [28]:

- Permite la integración de energías renovables y generación energética a gran escala.
- Distribución de energía entre sectores y regiones.
- Actuar como amortiguador para aumentar la resiliencia del sistema energético.
- Descarbonización del transporte.
- Descarbonización del uso industrial de energía.
- Ayudar a descarbonizar sistemas de calor y energía de edificios.
- Proporcionar materia prima limpia para la industria.

Sumando el aporte por cada uno de dichos roles, se estima que el hidrógeno podría representas casi un 20 % de la energía total consumida al 2050.

## 1.2. Motivación de la propuesta

Dado lo presentado anteriormente, en términos cortoplacistas y dentro de los alcances de esta investigación, la motivación principal es qué se requiere innovación para alcanzar procesos más simples y eficientes para la producción de hidrógeno. Esto, inherentemente, lleva consigo la quema de combustibles fósiles, pues estos siguen siendo el principal motor del sector energético y se consideran parte de la transición hacia su transformación, es más, se prevé que para el 2030, estos seguirán contribuyendo más del 80 % al suministro energético[53]. Una vez planteados los objetivos (1.3), en la sección siguiente (1.4) se entrega mayor detalle respecto a la propiedades del hidrógeno, el por qué se considera el combustible del futuro y sus índices de producción actuales. Luego, se introduce el carbón como combustible fósil utilizado en la investigación y sus características principales, además, de manera breve se introducirá la teoría relevante sobre los procesos termoquímicos de combustión, pirólisis y gasificación, siendo los tres relevantes para la aplicación de las pruebas experimentales del documento. Finalmente, las demás secciones detallaran el estado del arte de las tecnologías de combustión en medios porosos inertes (MPI) con reactores de flujo recíproco (RF) y de la gasificación combustibles sólidos, con el fin transparentar las cualidades que los posicionan como procesos óptimos en su aplicación para la producción de hidrógeno utilizando carbón.

## 1.3. Objetivo general y específicos

En el marco del proyecto **FONDECYT N°1190654** denominado ***"Hydrogen production from chilean carbonaceous feedstock using a novel reverse flow porous media reactor"***, se encuentra en desarrollo la investigación sobre la producción de hidrógeno y gas de síntesis mediante la reforma simultánea de combustibles sólidos y gaseosos en un reactor de medio poroso con flujo recíproco. En este contexto, el objetivo general de este trabajo es evaluar el comportamiento del reactor bajo diferentes condiciones de operación, mediante la medición y control de temperaturas, flujos y emisiones gaseosas. Los objetivos específicos son:

1. Desarrollar pruebas experimentales de un reactor de flujo recíproco con medio poroso inerte, variando los parámetros de relación de equivalencia, la velocidad de filtración y la duración del ciclo.
2. Determinar las condiciones operacionales óptimas para experimentos con combustible sólido.
3. Rediseñar, implementar y llevar a cabo pruebas en el reactor de flujo recíproco con medio poroso híbrido usando mezclas de metano/aire, operando con carbón.
4. Analizar y comparar los resultados obtenidos en cuanto a composición del gas de síntesis producido, velocidades de frente de combustión y temperaturas de operación del reactor.
5. Definir los puntos de operación óptimos y condiciones necesarias para la máxima producción de hidrógeno.

## 1.4. Hidrógeno

### 1.4.1. Propiedades

El Hidrógeno es un elemento diatómico que se encuentra presente en la tierra principalmente en el agua y en compuestos orgánicos, conformado por un protón y un electrón, este elemento se registra como el más liviano y simple, incoloro, inholoro e inflamable. Tiene un peso molecular de $1,00794$, redondeado a $1,008$ unidades de masa atómica, un poder calorífico superior de 141,8 $[MJkg^{-1}]$ y un poder calorífico inferior de 120 $[MJkg^{-1}]$ –ambos a 298 $[K]$–, valores notablemente más altos que todos los demás combustibles[10]. A pesar de lo anterior, su densidad energética por volumen ($8[MJl^{-1}]$) resulta ser baja en comparación a otros hidrocarburos combustibles –p. ej. la gasolina tiene una densidad de $32[MJl^{-1}]$–, esto conlleva a que el desarrollo tecnológico orientado a métodos de almacenamiento de hidrógeno con mayor potencial en cuanto a densidad energética, sea clave en lograr la inserción del hidrógeno y sus aplicaciones en el sistema enérgetico [63].

Por otro lado, al ser un gas inflamable y con además, relativamente baja temperatura de ignición, una gran parte del riesgo asociado a usar este gas viene dado por este hecho [49]. Tiene también, un alta capacidad destructiva [43] y un tamaño de molécula pequeño, lo que le entrega la habilidad de escapar a través de los materiales, potenciando el peligro de degradación mecánica y falla al punto de filtración en ciertos materiales.

### 1.4.2. El combustible del futuro

El hidrógeno se presenta como una alternativa de combustible bastante llamativa, aunque, a diferencia del carbón, gas natural o petróleos, no es un recurso energético primario. Más bien, cumple un rol similar al de la electricidad, como un portador energético secundario, el cual en primer lugar, debe ser producido usando energía de otra fuente para luego, ser transportado para un uso futuro, en el cual finalmente se gasta su energía química latente [16].

Este elemento puede ser almacenado como combustible para utilizarlo en trasporte y/o plantas de generación energética y distribución de calor, que mediante la aplicación de celdas de combustible, motores de combustión interna o turbinas, sólo genera agua como subproducto. De esta forma, su potencialidad para reemplazar los combustibles fósiles en el sector de transporte podría abordar uno de los principales problemas de contaminación del mundo [31]. Actualmente, los gases de escape que generan todos los tipos de automóviles se encuentran liderando la lista de fuentes individuales de contaminación del aire, en el mundo, especialmente en las áreas urbanas, contribuyendo significativamente a las emisiones de $CO_2$.

Otra de sus aplicaciones es como medio de almacenamiento de electricidad generada a partir de recursos renovables (energía solar, eólica, mareomotriz u undimotriz), proporcionando la solución a uno de los mayores problemas en cuanto a energía sustentable, a saber, la intermitencia del suministro. Siempre y cuando el hidrógeno no sea producido a partir de combustibles fósiles, se denomina genuinamente un combustible "verde". Es más, su producción de manera local permitiría la inserción de los recursos renovables al sector de

transporte, proporcionaría una seguridad económica y energética potencialmente alta y todos los beneficios que tendría una infraestructura basada en la generación des-centralizada. Siendo la capacidad de almacenaje energético del hidrógeno, como se mencionó anteriormente, el elemento clave en vincular las tecnologías energéticas sustentables y una economía energética sostenible [42].

### 1.4.3. Producción de Hidrógeno

#### Índices nacionales e internacionales

Globalmente, la producción de hidrógeno alcanza las 75 millones de toneladas del elemento puro (en términos energéticos: $9[EJyr^{-1}]$), más otras $45[Mt]$ mezcladas con otros gases [66]. Alrededor del 48 % de este total se produce a partir del gas natural, principalmente mediante reformado a vapor de metano. Otro 30 % es producido desde el petroleo y se utiliza mayormente en aplicaciones de hidro-procesamiento en refinerías de petroleo, y un 18 % que se produce con carbón principalmente utilizado en la producción de amoniaco. Estos porcentajes representan el 96 % de la producción de hidrógeno en base a combustibles fósiles, el restante 4 % se produce a partir de la electrólisis del agua [33].

En Chile, las empresas que se dedican a la producción y venta de gases industriales, específicamente el hidrógeno, son solo dos, ambas basadas en la tecnología principal antes mencionada, el reformado de gas metano con vapor [63]. La producción y distribución nacional del hidrógeno es dirigida sobre todo a procesos de refinerías, y en menor medida a aplicaciones de la industria alimenticia o procesos especiales de tratamiento térmico, sistemas de generación de energía o de la industria del vidrio.

#### Procesos para su producción

Existe una amplia variedad de tecnologías y procesos aplicables en la producción de hidrógeno, algunas muy antiguas que aún son utilizadas a gran escala y otras investigaciones más recientes, pero con gran potencial de desarrollo en la proyección de un futuro verde. A continuación se muestran los diferentes procesos clasificados en función de su naturaleza:

- **Termoquímicos:** usan calor y reacciones químicas para obtener hidrógeno de combustibles convencionales o biomasa. Estos son: reformación de gas metano con vapor (SMR), oxidación parcial (POX), reformado auto-térmico, gasificación de carbón o biomasa, descomposición térmica del agua.
- **Electrolíticos:** el agua se disocia en hidrógeno y oxígeno usando una corriente continua.
- **Biológicos:** microorganismos tales como bacterias y algas pueden generar hidrógeno por medio de procesos biológicos propios (fermentación).
- **Otros procesos:** cómo la descomposición foto-catalítica y biológica del agua.

## 1.5. Carbón cómo materia prima

El carbón es un roca sedimentaria, física y químicamente heterogénea, de color negro o café oscuro. Al contrario que la mayoría de las rocas, la composición del carbón es predominantemente orgánica: contiene grandes cantidades de carbono, hidrógeno e oxígeno y en menor proporción nitrógeno y azufre [38], en gran parte provenientes de una variedad de residuos vegetales (plantas sin flor, helechos, hongos y algas) y diferentes tejidos (hojas, tallos, troncos leñosos, cortezas, polen, esporas, resinas, etc.) [52]. También se le asocia un contenido de materia mineral, variable en concentración, que constituye la parte inorgánica del carbón y responsable de la formación de cenizas, de a lo más un 50 % en base seca [30], cuando el carbón es utilizado en algún proceso termoquímico.

Al igual que el gas natural y petroleo, el carbón pertenece a la categoría de combustible fósil, recurso natural no renovable, dado qué para su formación requiere de millones de años y no puede reponerse dentro de un marco temporal humano. Sus primeros usos cómo combustible remontan a China en los años 1000 a. C. [52] y ya para el segundo y tercer siglo d. C. era utilizado cómo fuente de energía (calefacción) en Roma. De esta forma, para el siglo dieciocho el carbón habría ya reemplazado completamente el carbón de leña por quemarse de manera más limpia y con mayor emisión de calor, así cómo también era el combustible fósil con mayor contribución a la revolución industrial. Recientemente y sobre todo en los países industrializados, el carbón sigue siendo una fuente clave de energía y base para el crecimiento económico.

### 1.5.1. Utilización del Carbón

El carbón es el combustible fósil más abundante, barato y ampliamente distribuido en el mundo, las reservas a lo largo y ancho de todo el mundo son significativas y varían de un país a otro. Estas reservas se cuantifican en términos de toneladas métricas y se dividen en tres categorías principales: reservas probadas, reservas probables y reservas posibles. Las proporciones exactas de estas reservas varían según la región y las estimaciones específicas, pero en términos generales, las reservas probadas suelen ser las más confiables y cuantiosas [44].

Aunque la tendencia global es reducir la dependencia del carbón debido a preocupaciones ambientales, todavía se utiliza en ciertos sectores y regiones por diversas razones [52]:

- **Generación de energía:** El carbón todavía se utiliza en muchas partes del mundo para la generación de energía eléctrica, especialmente en países donde las reservas de carbón son abundantes y la infraestructura ya existe.
- **Industria del acero:** En la producción de acero, el carbón metalúrgico (coque) es esencial como fuente de carbono y agente reductor en el proceso de fabricación del acero.
- **Procesamiento químico:** Algunos procesos químicos e industriales, como la fabricación de productos químicos y la producción de materiales a base de carbono, aún dependen del carbón como materia prima.

- **Calefacción residencial e industrial:** En algunas áreas, el carbón se utiliza para la calefacción en hogares y en la industria, aunque esta práctica está en declive debido a la sustitución por fuentes de energía más limpias.

### Índices nacionales

Según la información transparentada por el Ministerio de Energía de Chile (Energía Abierta 2020), la matriz energética primaria ascendió a 345,647$[Tcal]$ (figura 1.2). Esto es, la energía capturada (acorde a la demanda en ese instante) directamente de su fuente natural ya sea directamente (energía hidráulica, solar, leña y otros combustibles naturales) o después de un proceso de extracción (petróleo, carbón mineral y geo-energía).

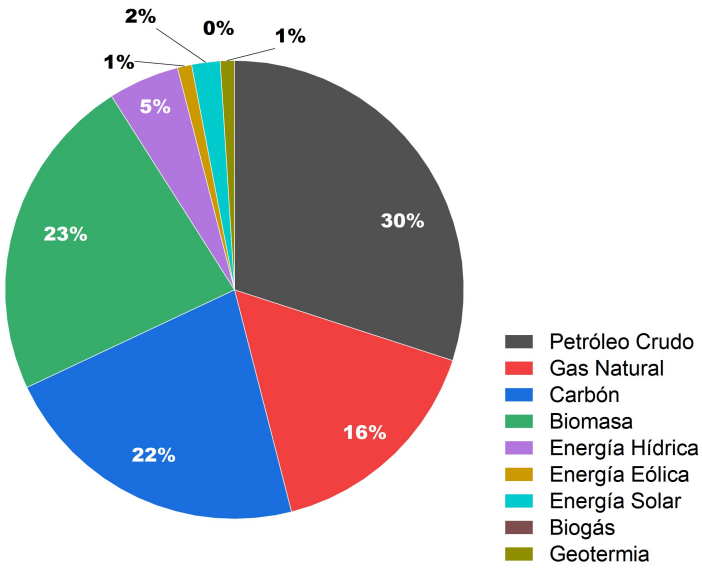



**Figura 1.2:** *Matriz energética primaria en Chile al año 2019, adaptado de [20].*

Cómo se visualiza en el gráfico, al año 2019, los combustibles fósiles predominan en la matriz energética, sumando un 68 % entre petróleo crudo (30 %), carbón mineral (22 %) y gas natural (16 %), más del 85 % de ellos es de origen extranjero. Aún así, existen depósitos de carbón especialmente sub-bituminoso y otros pocos bituminosos, a lo largo del territorio chileno (principalmente en las provincias de Arauco, Concepción, Magallanes y Valdivia) que a pesar de encontrarse disponibles no son de fácil acceso en términos industriales. El balance energético de Chile del mismo año (2019) da cuenta de que la Generación Eléctrica es el sector donde se concentra el mayor consumo de carbón (más del 90 % registrado en la matriz primaria), el resto, es todo para consumo directo del sector industrial [20].

## 1.6. Procesos termoquímicos

La tecnología comercial de combustión está, de hace mucho tiempo, bien establecida, con aplicaciones en la mayoría de países industrializados o en vías de desarrollo, las actuales investigaciones se concentran en resolver sobre todo problemas de impacto ambiental. Por otra parte, la gasificación se ha practicado por ya varios años y mientras hay muchos ejemplos y demostraciones de actividades pre-comerciales, sorprendentemente, son pocas las unidades operacionales exitosas. Y finalmente, la pirólisis es una tecnología avanzada y emergente que puede considerarse tanto cómo un proceso integral de producción de combustibles líquidos para su uso directo, y también, cómo un paso de pretratamiento intermedio de combustibles sólidos en el qué se obtiene un líquido transportable con un mayor contenido energético y puede ser utilizado en procesos posteriores de obtención de calor, energía, bio-combustibles y/o químicos [5].

### 1.6.1. Combustión

La combustión es una reacción de oxidación exotérmica rápida, que tiene lugar entre un combustible y un agente oxidante cuando se les entrega el calor suficiente o una ignición para comenzar el proceso, una vez que esto sucede, la misma energía liberada puede sustentar qué la reacción continué. Hasta ahora se ha podido definir y teorizar de forma interdisciplinaria mediante los estudios de termodinámica, cinética química, mecánica de fluidos y fenómenos de transporte. La mayoría de los combustibles presentes en la naturaleza o sintetizados son hidrocarburos (se componen de carbono e hidrógeno) cuya formula general es $C_nH_m$. Un ejemplo de lo descrito es el balance químico de la ecuación 1.1, mostrado a continuación:

$$CH_4 + 2O_2 + 7{,}52N_2 \longrightarrow CO_2 + 2H_2O + 7{,}52N_2 \tag{1.1}$$

En este caso, el metano reacciona con el oxigeno que integra el aire bajo un balance estequiométrico para generar dióxido de carbono ($CO_2$) y vapor de agua ($H_2O$), el nitrógeno ($N_2$) presente en el aire es idealmente considerado inerte en la reacción, por lo que no hay cambios en su concentración. El concepto de estequiometría se refiere a qué las concentraciones de cada reactante están teóricamente en proporción para consumirse de forma completa, a raíz de dicho concepto, se puede definir la *relación de equivalencia* que se calcula como sigue:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{V_a, e}{V_a, r} \tag{1.2}$$

La ecuación 1.2 representa el cuociente entre el aire estequiométrico de la reacción química y al aire que se utiliza realmente en el proceso de la combustión. Dado esto, en una reacción estequiométrica se tiene un $\phi = 1$, si en cambio no hay suficiente combustible disponible para el proceso, $\phi < 1$ y se esperaría encontrar la proporción sobrante de oxígeno en los productos. Así mismo, al existir déficit de oxidante para el proceso, $\phi > 11$ se tiene el caso de una combustión incompleta que presentaría monóxido de carbono ($CO$) e hidrógeno ($H_2$) en sus productos [6].

En general, la combustión puede ocurrir en dos modos: con llama o sin llama. La llama se describe como una superficie delgada en la cual ocurren las reacciones químicas del proceso, el cual se puede clasificar según el tipo de llama que genera. Los procesos con *llama de premezcla* son aquellos en los que los reactivos son previamente mezclados, tal cómo lo indica su denominación, a un nivel molecular antes de que cualquier reacción pueda ocurrir. Por otro lado, en los procesos con *llama de difusión* el encuentro entre los reactivos y los productos se produce en la misma llama con una velocidad de reacción muy alta, en estos casos, las moléculas de combustible se difunden hacía la llama desde una dirección mientras que el oxidante lo hace desde la dirección contraria [61]. Luego, dependiendo de cómo sea el flujo másico de los reactivos y productos, ya sea juntos o por separado, el proceso podrá ser también laminar o turbulento.

### 1.6.2. Pirólisis

La pirólisis es el tratamiento térmico de combustibles sólidos (o materia orgánica en general) en ausencia de un agente oxidante (aire/oxigeno) y a temperaturas moderadamente altas ($350-900^{\circ}C$), comúnmente conocido también cómo desvolatilización. Durante el proceso los enlaces de la cadena carbonada del combustible se descomponen térmicamente, produciendo cambios en la composición química de la materia y en las fases físicas. De esta forma, los productos de la pirólisis son de tres tipos: sólidos, incluyendo materiales inertes en forma de ceniza y una porción puramente carbonosa (subcoque), líquidos o condensados que son sustancias orgánicas complejas que condensan a baja temperatura (alquitranes) y gases no condensables [25]. La reacción irreversible del proceso de pirólisis se puede representar de forma general cómo sigue [45]:

$$C_xH_yO_zS_uN_v \xrightarrow{heat} C_{(S)} + CO + CO_2 + H_2 + C_xH_y + alquitrán \tag{1.3}$$

Existen variados estudios empíricos sobre la pirólisis a diferentes rangos de carbón, que van desde la antracita ($\sim 10$ $wt\,\%$ materia volátil) a turba ($> 65$ $wt\,\%$ materia volátil), como también a neumáticos en desuso, plásticos y diferentes tipos de biomasa [45]. En el caso del carbón, el proceso completo se puede dividir en tres etapas según va aumentando la temperatura [36]:

- $\Rightarrow$ Bajo los $300^{\circ}C$ la descomposición térmica es lenta y se obtiene un bajo rendimiento de volátiles. En esta etapa se producen principalmente óxidos de carbono ($CO$, $CO_2$), agua y sulfuro de hidrógeno.
- $\Rightarrow$ A los $350-550^{\circ}C$ las reacciones de descomposición son rápidas y se libera aproximadamente el $75\,\%$ de total de materia volátil. Los productos principales de esta etapa son hidrocarburos gaseosos ligeros y una gran variedad de compuestos orgánicos condensables que formaran alquitrán (*tar*).
- $\Rightarrow$ Sobre los $550^{\circ}C$ ocurre la desvolatilización secundaria asociada a la obtención del coque (*char*). Los productos en esta etapa son principalmente hidrógeno y gases no condensables ($CO$, $CO_2$, $CH_4$, $C_2H_6$, $C_2H_4$, $NH_3$).

Los parámetros o factores de importancia en el proceso de pirólisis son: la estructura y composición de la materia prima, la tasa de calentamiento y el tiempo de residencia de la materia prima a la temperatura final del proceso. Las cantidades de material volátil que se libera son altamente dependientes de estos factores. En general, estos rendimientos aumentan al aumentar la tasa de calentamiento y el tiempo de residencia a la temperatura final, y al disminuir el tamaño de partícula del carbón y la presión [36]. La combinación de estos factores da lugar a la clasificación de diferentes tipos de pirólisis, lo que se resume en la tabla 1.1 mostrada

a continuación:

**Tabla 1.1:** *Clasificación del proceso de pirólisis según los parámetros operacionales [3].*

| **Tipo de pirólisis** | Tiempo de residencia [s] | Tasa de calentamiento [K/s] | Tamaño de partícula [mm] | Temperatura [K] |
|---|---|---|---|---|
| **Convencional** | 450 - 550 | 0,1 - 1 | 5 - 50 | 550 - 950 |
| **Rápida** | 0,5 - 10 | 10 - 200 | $< 1$ | 850 - 1250 |
| **Flash** | $< 0{,}5$ | $> 1000$ | $< 0{,}2$ | 1050 - 1300 |

Cabe destacar que el proceso de pirólisis es clave para cualquier proceso termoquímico en el qué se utiliza carbón (generalmente, al utilizar cualquier otro combustible fósil también), pues es el paso inicial en una secuencia de gasificación y/o combustión qué proporciona la liberación primaria de materia volátil [44].

### 1.6.3. Gasificación

La definición más amplia del proceso de *Gasificación* es la combinación de varios procesos térmicos que provocan la conversión de cualquier combustible carbonoso sólido o líquido a un producto gaseoso con un poder calorífico útil [25]. El producto de este proceso se denomina *Gas de Síntesis* o *Syngas* en ingles, y se compone principalmente de hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y metano, al igual que una pequeña cantidad de gases inertes, alquitrán y gases contaminantes [50]. El gas de síntesis es comúnmente utilizado como materia prima en la síntesis de metanol y/o combustibles líquidos o cómo combustible en sistemas de generación eléctrica [46].

Este proceso ocurre a temperaturas dentro del rango de los $800°C$ hasta los $1800°C$, la temperatura exacta dependerá de las características de la materia prima. Además, de forma contraria al proceso de combustión, los procesos de gasificación son en condiciones de operación sub-estequiométricas, controlando la alimentación de oxígeno dentro del rango de $20-70\,\%$ (usualmente $35\,\%$) de la cantidad requerida para una combustión completa [36].

Los potenciales combustibles para el proceso son varios, incluidos el carbón, aceites, biomasa y/o residuos sólidos, de todas formas, los fenómenos predominantes que son la pirólisis y gasificación suceden de forma similar para todas las materias primas mencionadas, por lo qué en la definición teórica de el proceso es posible concentrarse en el caso más "simple" la gasificación del carbón [25].

#### 1.6.3.1. Reacciones y etapas del proceso

El proceso de gasificación debe satisfacer ciertas limitantes químicas dadas por las reacciones estequiométricas de gasificación del carbón y los requerimientos energéticos que sustentan dichas reacciones. En una primera etapa, se **calienta y seca** la materia prima de forma que cualquier humedad residual pueda ser removida, la temperatura es aún muy baja para que se inicie el siguiente paso, por lo qué en esta etapa no sucede ninguna reacción química [54].

Luego, se entra a la etapa de **pirólisis o desvolatilización**, que se describió en detalle en la sección anterior (1.6.2). Al final de este paso, la descomposición térmica provocó una liberación primaria de materia volátil que incluye gases ($CO$, $CO_2$, y $CH_4$), alquitranes que condensaran si se enfrían antes de poder quemarse y un residuo sólido (*subcoque*) que no alcanza a oxidarse dadas las condiciones de pirólisis [54].

El subcoque producido anteriormente entra a la etapa de **gasificación**, involucrando reacciones químicas tanto entre los reactantes primarios, a saber, el carbono presente en el subcoque, oxígeno u aire y vapor de agua, cómo también varias reacciones entre reactantes primarios y secundarios que son el monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrógeno [36]. A continuación se muestran las reacciones más importantes de gasificación junto con sus entalpía estándar de formación (a $25°C$ y $1\ atm$):

**Reacciones de combustión**

$$C + {}^1\!/_2\, O_2 \longrightarrow CO \qquad -110{,}51\ [{}^{kJ}\!/_{mol}] \tag{1.4}$$

$$C + O_2 \longrightarrow CO_2 \qquad -393{,}51\ [{}^{kJ}\!/_{mol}] \tag{1.5}$$

$$CO + {}^1\!/_2\, O_2 \longrightarrow CO_2 \qquad -283{,}00\ [{}^{kJ}\!/_{mol}] \tag{1.6}$$

$$H_2 + {}^1\!/_2\, O_2 \longrightarrow H_2O \qquad -242{,}00\ [{}^{kJ}\!/_{mol}] \tag{1.7}$$

**Reacción de Boudouard**

$$C + CO_2 \longleftrightarrow 2\,CO \qquad +172{,}49\ [{}^{kJ}\!/_{mol}] \tag{1.8}$$

**Reacción *water-gas***

$$C + H_2O \longleftrightarrow CO + H_2 \qquad +131{,}49\ [{}^{kJ}\!/_{mol}] \tag{1.9}$$

**Reacción de metanización o hidro-gasificación**

$$C + 2\,H_2 \longleftrightarrow CH_4 \qquad -75{,}19\ [{}^{kJ}\!/_{mol}] \tag{1.10}$$

Las reacciones 1.4, 1.8, 1.9 y 1.10 describen las cuatro maneras en que un combustible carbonoso puede ser gasificado [26]. Cómo se mencionó anteriormente, el proceso de gasificación sucede en un ambiente de oxígeno controlado, siendo las reacciones 1.4 (oxidación parcial) y 1.5 las qué consumen la mayor parte de dicho oxígeno y a la vez las qué proporcionan la energía térmica necesaria para secar el carbón, para calentar los productos hasta la temperatura de reacción y para impulsar las reacciones endotérmicas de gasificación.

La reacción 1.9, toma un rol predominante cuando el agua reacciona con el carbono formando otros gases. Es, por varias ordenes de magnitud, más lenta que la reacción $C - O_2$ 1.5 a la misma temperatura, bajo los $730°C$ y en la ausencia de un catalizador, esta reacción procede muy lentamente. La reacción 1.8, en cambio, juega un papel fundamental en la producción de monóxido de carbono al gasificar carbono puro con una mezcla de $O_2 - CO_2$ y es ligeramente más rápida que la reacción de Boudouard bajo las mismas condiciones. Ambas reacciones se ven favorecidas en condiciones de baja presión y se inhiben a medida que aparecen sus productos [36]. La reacción 1.10 es la base todos los procesos de gasificación por hidrogenación, es levemente exotérmica y muy lenta, excepto a altas presiones.

Dado que, en teoría, todas las reacciones que consideran oxígeno puro se llevan a cabo de forma completa bajo condiciones de gasificación, las reacciones 1.4, 1.6 y 1.7 se dejan fuera al determinar la composición en

equilibrio del gas de síntesis, sería suficiente con las tres reacciones heterogéneas 1.8, 1.9 y 1.10 [36]. A su vez y dado que se busca una conversión completa del carbono, estas tres reacciones heterogéneas se pueden reducir a las siguientes dos reacciones gaseosas homogéneas [26]:

**Reacción *water-gas shift***

$$CO + H_2O \longleftrightarrow CO_2 + H_2 \qquad -41,00\,[^{kJ}/_{mol}] \tag{1.11}$$

**Reacción de reformado de metano con vapor**

$$CH_4 + H_2O \longleftrightarrow CO + 3\,H_2 \qquad +206,68\,[^{kJ}/_{mol}] \tag{1.12}$$

La primera, 1.11, determina el ratio $H_2$:$CO$, el cuál es importante si el objetivo sera usar el gas producto en la síntesis de otros hidrocarburos. La segunda, 1.12, incrementa el poder calorífico del gas producto, característica buscada cuando se le quiere utilizar cómo combustible (p.ej. en una planta de ciclo combinado con gasificación integrada).

#### 1.6.3.2. Tipos de gasificadores

Existen numerosos procesos de gasificación qué difieren en términos de diseño técnico, escala, manejo del combustible u otras características. La elección del tipo de tecnología que se utilizara para una aplicación en específico depende de varios factores cómo las características de la materia prima, la calidad requerida del gas producto, la calidad requerida de los residuos, las características de operación y la legislación medioambiental local. No obstante, dentro de todos los anteriores el tipo de carbón es el factor menos flexible, por lo mismo, la elección se basa por lo general en el tipo de carbón a procesar [64].

Por lo general, los gasificadores se clasifican según el tipo de reactor a utilizar y según la geometría en la qué el combustible y agente oxidante fluyen a través del mismo [9]. A continuación, se describen brevemente tres de las categorías de configuración más comunes según el tipo de lecho del reactor y luego se presenta una tabla comparativa entre los parámetros más importantes para los procesos de gasificación:

**Gasificadores de lecho fijo o lecho móvil**

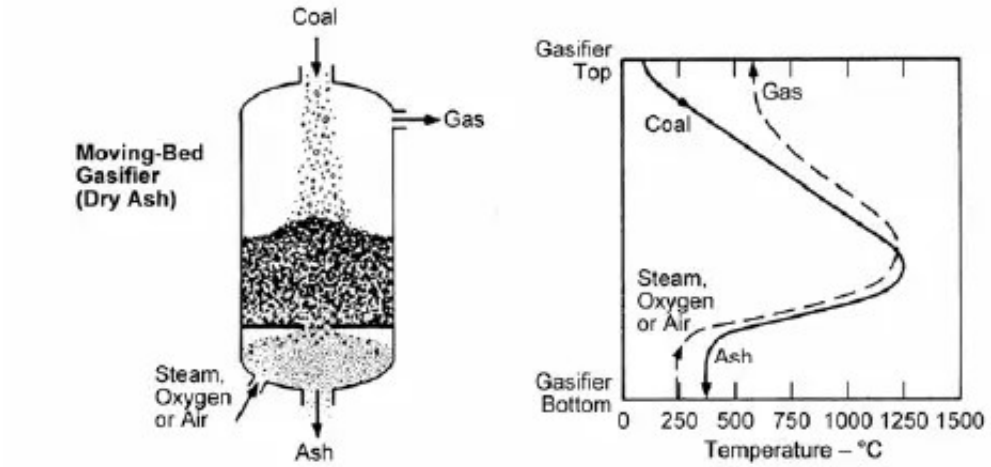



**Figura 1.3:** *Representación de un gasificador de lecho móvil contracorriente y su perfil de temperatura [26].*

Los gasificadores de lecho fijo o lecho móvil hacen referencia al mismo tipo de tecnología, aún así algunos autores hacen la diferencia denominando cómo de lecho móvil a aquellos equipados con un agitador mecánico para mover el lecho de carbón con el fin de evitar la aglomeración de partículas [36]. En este tipo de gasificadores, las partículas de carbón se mueven mecánicamente o por la gravedad y no por la acción del oxidante o los gases de reacción. Otra característica de estos gasificadores es qué la materia prima y el agente oxidante pueden fluir en la misma dirección o en direcciones opuestas, siendo la última opción la más escogida en la industria [64].

En detalle, en los gasificadores de lecho móvil contracorriente el carbón se introduce desde la parte superior del reactor mediante tolvas de alimentación y es consumido a medida que se mueve lentamente hacía abajo. Este tipo de tecnología es apta solo para combustibles sólidos con un tamaño de partícula de entre 5 a 50 milímetros, lo cual asegura una buena permeabilidad, de lo contrario existirá una caída de presión excesiva y posiblemente ignición en el canal de quemado, lo que provocaría una inestabilidad en las temperaturas y composición del gas producto [36]. El oxidante, en cambio, se inyecta por la parte inferior del gasificador y se distribuye mediante rejillas de ceniza o toberas dependiendo de cuál de estas se utiliza para descargar la ceniza del gasificador. La ceniza, por su parte, también se descarga por la parte inferior del reactor y puede ser seca o en escoria. El tiempo de residencia puede ser de hasta sesenta minutos para los gasificadores de vapor/oxígeno a alta presión y de varías horas para aquellos de vapor/aire a presión atmosférica [9].

Las corrientes de productos gaseosos y sólidos se descargan por la parte superior del gasificador a temperaturas relativamente bajas (comparado con las tecnologías de lecho fluidizado o arrastrado) debido a que existe un intercambio de calor de alta eficiencia con el gas frío entrante dada la configuración contracorriente. Por lo mismo, los gasificadores de lecho fijo tienen requerimientos relativamente bajos de agente oxidante [64]. El gas de síntesis producido contendrá subproductos de la gasificación cómo alquitranes y/o aceites, los cuales pueden ser considerados ventajosos y comercializarse, pero para ello, deben ser separados del gas de síntesis para evitar sedimentaciones en los demás equipos del proceso. La desventaja de la tecnología de lecho móvil tradicional es que tiene capacidad limitada para manejar la alimentación de carbón fino y/o de alta aglutinación, además de presentar dificultad para trabajar con distribuciones amplias de tamaño de partícula [36].

**Gasificadores de lecho fluidizado**

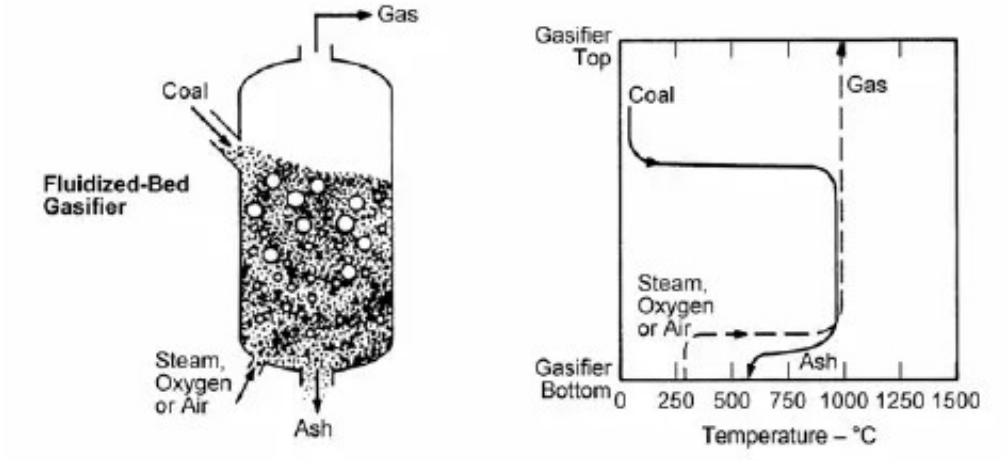



**Figura 1.4:** *Representación de un gasificador de lecho fluidizado y el perfil de temperatura [26].*

Los gasificadores de lecho fluidizado consisten en recipientes verticales y cilíndricos revestidos de refractarios, además, pueden contar con ciclones de reciclaje y sistemas de enfriamiento de cenizas en el fondo. El lecho de este tipo de gasificadores consiste en una mezcla de carbón fresco, carbón parcialmente gasificado y partículas de ceniza. El carbón es triturado a tamaños entre $0,5-6,0[mm]$, cuidando evitar materia con alto porcentaje de partículas finas. La mezcla se introduce por la parte superior del reactor hacía una corriente ascendente de agente gasificante (puede ser de aire o de oxígeno/vapor) cuya alta velocidad provoca la suspensión del carbón en una cama flotante y fluida a medida que se lleva a cabo la reacción de gasificación. Este punto de fluidificación conlleva un buen mezclado entre las partículas de carbón y los oxidantes, promoviendo transferencias de masa y calor [64].

El tiempo de residencia en este tipo de gasificadores es, por lo general, entre $10-100$ segundos. Además, estos gasificadores tienen un consumo moderado de vapor y oxígeno y operan generalmente cerca de la presión atmosférica, siendo así muy adecuados para procesar a baja capacidad, aún así, al aumentar la presión de operación, se pueden lograr mayores capacidades de operación. Las temperaturas de operación están restringidas por debajo del punto en el qué las cenizas se ablandan, para evitar la formación de escoria líquida y así no dificultar qué el carbón fluidifique, esto hace que este tipo de gasificadores funcionen apropiadamente con combustibles reactivos, cómo lo son los carbones de bajo rango y la biomasa. El gas producto evacua el gasificador de lecho fluidizado a una temperatura del orden de $1000°C$ y contiene pequeñas cantidades de hidrocarburos [26].

Dada la uniformidad del lecho fluidizado, partículas sin reaccionar son arrastradas y descargadas por el gas producto durante la operación, las cuales se pueden recuperar con el uso de los ciclones de reciclaje y así aumentar la conversión total de carbón. Los gasificadores de lecho fluidizado también se pueden operar con carbón de alto contenido de azufre, debido a qué se puede retener hasta un $90\,\%$ del azufre mismo mediante la adicción de un agente sorbente. En comparación con los gasificadores de lecho móvil o lecho arrastrado, el gasificador de lecho fluidizado tiene una aplicación comercial bastante limitada [36].

### Gasificadores de lecho arrastrado

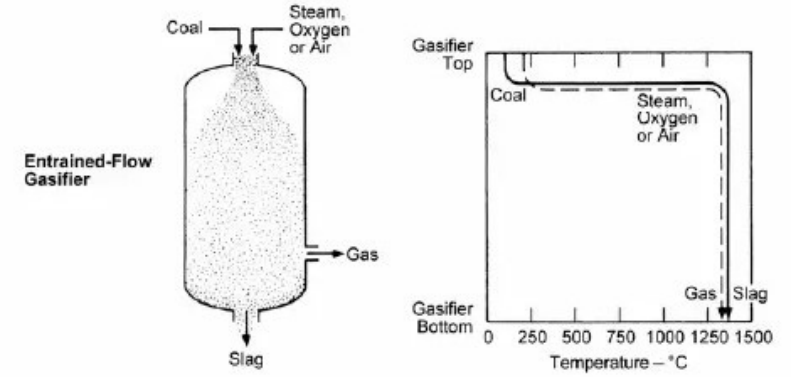



**Figura 1.5:** *Representación de un gasificador de lecho arrastrado y su perfil de temperatura [26].*

En los gasificadores del tipo lecho arrastrado, la velocidad del gas es lo suficientemente alta para acelerar y elevar las partículas de carbón, suspendiéndolas a medida que reaccionan. Sus principales características son que el tiempo de residencia es corto por lo qué tienen una alta capacidad de procesamiento, operan a presiones en el rango de $2-8[MPa]$ y en un régimen de altas temperaturas, en el qué la ceniza se derrite y se descarga en forma de escoria líquida. Otra característica importante es que el flujo de carbón y de agente oxidante van en la misma dirección y esta puede ser ascendente o descendente a lo largo del reactor, generalmente, los primeros se encienden por un costado y los segundos por la parte superior del reactor [9].

El carbón a utilizar debe ser pulverizado y el sistema de alimentación puede ser seco, utilizando un gas transportador (nitrógeno generalmente), o humedecido con agua (se transporta en forma de lodo). El gas producto sale del reactor a temperaturas sobre los $1000°C$ y debido a la operación en altas temperaturas, este contiene una porción considerable de calor sensible, para lo cual se puede aplicar un enfriador de syngas y además combinar una segunda etapa de forma de recuperar este calor [64].

Los gasificadores de lecho arrastrado se consideran el tipo de gasificadores más versátiles, pudiendo procesar tanto combustibles sólidos como líquidos dentro de una amplia variedad de tipos de carbón, y operando a altas temperaturas que garantizan una alta conversión de carbón y un gas de síntesis libre de alquitranes y fenoles, pues se puede eliminar su formación. Además, los productos de el proceso son un condensado de agua y residuos sólidos. Los problemas asociados a la operación de estos gasificadores incluyen el manejo de las altas temperaturas de operación, la vida útil de los refractarios y el control de escoria [36].

**Tabla 1.2:** *Características y parámetros de operación de diferentes categorías de procesos de gasificación.*

| Características | Lecho móvil o fijo | Lecho fluidizado | Lecho arrastrado |
|---|---|---|---|
| Tamaño del carbón de alimentación [mm] | $< 50$ | $< 6$ | $< 0,1$ |
| Aceptabilidad de partículas finas | Limitada | Buena | Ilimitada |
| Contenido de cenizas | $< 25\%$ preferiblemente | Ilimitado | $< 25\%$ preferiblemente |
| Condiciones de cenizas | seca / en escoria | seca / aglomerada | en escoria |
| Temperatura de operación | equicorriente $700-1200°C$<br>contracorriente $700-900°C$ | $700-900°C$ | $1500°C$ |
| Temperatura del gas de salida | Baja<br>$(420-650°C)$ | Moderada<br>$(920-1050°C)$ | Alta<br>$(1250-1600°C)$ |
| Demanda de oxidante | Baja | Moderada | Alta |
| Demanda de vapor | Alta | Moderada | Baja |

## 1.7. Combustión en medios porosos inertes

### 1.7.1. Características, definición y comparación

#### 1.7.1.1 Llama adiabática y combustión con exceso de entalpía

La teoría de *llama adiabática* explica qué al someter una mezcla uniforme de aire-combustible con cierta temperatura $T_0$ y composición inicial, a un proceso de combustión en un sistema adiabático (sin pérdidas de calor) e isobárico (a presión $p$ constante) y de manera que alcance el equilibrio químico, la temperatura final será la temperatura de llama adiabática $T_{ad}$ para dicha mezcla. Esto se representa mediante la siguiente ecuación:

$$Q_c = \int_{T_0}^{Tad} C_p \, dT \; = H_f - H_0 \tag{1.13}$$

Donde $C_p$ es el calor específico de los productos a presión constante, $Q_c$ es el calor liberado por la conversión de energía química, $H_f$ y $H_0$ las entalpías en ambos estados.

Este concepto se considera importante para los estudios de combustión, pues además de indicar qué tan exotérmica resulta ser la reacción si todo el calor liberado en ella se concentra en alcanzar la temperatura máxima en los productos, sirve también para prever si se potencian ciertos procesos químicos cómo aquellos involucrados en la formación de contaminantes [35, 37].

Por otro lado, desde la segunda mitad del siglo XX se establecieron los conceptos de recirculación de calor y llama con exceso de entalpía en los procesos de combustión. En la búsqueda de aumentar la eficiencia térmica de los quemadores, F. J. Weinberg propuso recircular el calor presente en los productos de la combustión para precalentar la premezcla de reactantes [65]. De esta forma, si bien no cambia la temperatura de salida de los productos pues la entalpía de salida debe ser igual a la energía entregada, se produce una recirculación de energía en el sistema tal qué la temperatura local supera el valor teórico de llama adiabática descrito anteriormente y se logran regímenes superadiabáticos, produciéndose así una velocidad de reacción más alta, esto se ilustra en la figura 1.6.

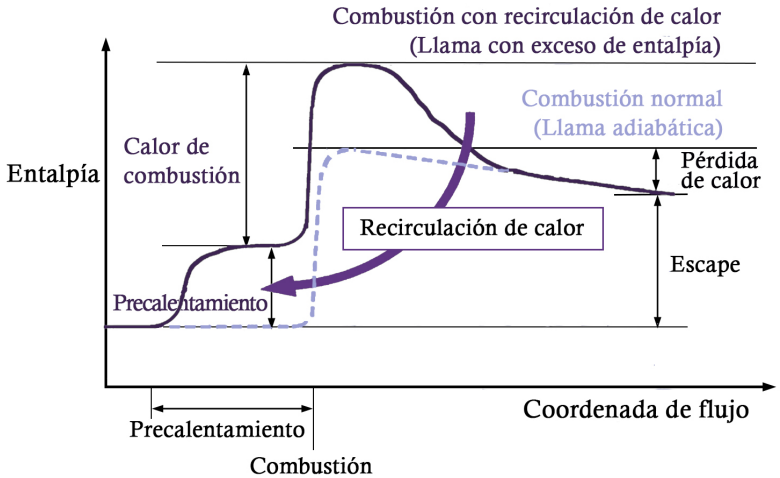



**Figura 1.6:** *Entalpía en combustión normal v/s combustión con exceso de entalpía mediante el concepto de recirculación de calor, adaptado de [55].*

Así, además de sustentar velocidades de reacción mayores, se extienden los límites de inflamabilidad y estabilidad de combustión y se logra la operación con combustibles de bajo poder calorífico y con mezclas de combustible ricas, pobres e incluso ultra ricas e ultra pobres [34, 56].

#### 1.7.1.2 Combustión MPI

En base a los numerosos beneficios anteriormente mencionados, surgieron múltiples investigaciones enfocadas en estudiar la combustión en medios porosos inertes (MPI). Se le denomina de esta forma a cualquier proceso de combustión que no tenga llama libre sino más bien un sin número de "micro-flamas", cada una encapsulada en un poro de la matriz sólida qué se utilice para el proceso [51]. Para ello, el material poroso qué es introducido en la cámara de combustión debe ser inerte, es decir, que no participe de las reacciones de combustión, pero a la vez que sí potencie los mecanismos de transferencia de calor del proceso siendo un material de alta conductividad y radiación térmica. Dado qué, además, el medio poroso debe soportar las altas temperaturas de combustión, generalmente el material que se utiliza puede ser alúmina, cerámica, cordierita, carburo de silicio, y/o zirconio [40]. Con dichas características, la matriz sólida logra recircular el calor producido en la reacción hacía los reactantes frescos, logrando la recirculación de calor que autosustenta el proceso térmico y superando las temperaturas adiabáticas esperadas.

En cuanto al combustible y oxidante que se filtra a través del material poroso en el proceso, se han estudiado casos con flujos no mezclados, con premezcla, con diferentes tipos de oxidantes y también con combustibles en diferentes fases [19].

#### 1.7.1.3 Combustión MPI versus combustión en llama libre

La combustión de mezclas gaseosas en un medio poroso difiere significativamente de la oxidación homogénea convencional de llama libre. En la última, la conductividad térmica de los gases calientes producidos es muy baja, por lo qué el mecanismo de transferencia de calor predominante es la convección, provocando que la combustión tenga lugar en una muy delgada capa (la llama) y que prácticamente no exista transferencia de calor en dirección aguas arriba, lo cual determina en gran medida la propagación de la llama.

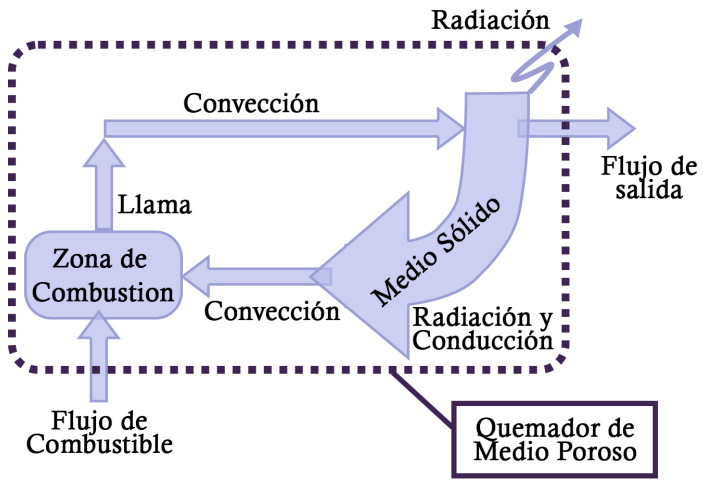



**Figura 1.7:** *Teoría de llama con exceso de entalpía en un quemador poroso, adaptado de [32].*

De lo contrario, al introducir un material sólido y poroso en la zona de combustión se mejora la transferencia de calor total mediante radiación y conducción dadas las propiedades térmicas de la matriz sólida mencionadas anteriormente (1.7.1.2). De esta forma, parte del calor de los gases producidos (entalpía post-combustión) se radia y conduce en la dirección aguas arriba, dando lugar al principio de exceso de entalpía (1.7.1.1) y mejorando la estabilidad del proceso de oxidación.

A continuación se presenta una lista de características únicas de la combustión MPI que le otorgan las principales ventajas frente a la combustión convencional:

- El área superficial por unidad de volumen en la matriz porosa es alta, del orden de $10^4$ $[m^-1]$ o más. Además, debido a las pequeñas cavidades, el flujo de la premezcla es turbulento. Esto da como resultado una zona de reacción más extensa y una eficiente transferencia de cantidad de movimiento y energía entre la fase gaseosa y sólida [60].
- La dispersión de la premezcla que fluye a través del medio poroso provoca un difusión efectiva y mejora la tranferencia de calor entre la fase gaseosa y sólida [41].
- La matriz porosa tiene mejores propiedades termofísicas que favorecen la recirculación del calor de combustión hacía las zonas de pre- y post- combustión. Así:
    - Se disminuye la temperatura de la llama, lo cual disminuye a su vez la formación de $NO_x$ y $CO$ [40].
    - Se precalientan los reactivos que favorece la cinética de reacción y por ende se eleva la velocidad de llama y aumentan los límites de inflamabilidad de la mezcla [18].

### 1.7.2. Propiedades

En base a la definición antes expuesta, se pueden identificar tres zonas diferentes que caracterizan una combustión en medio poroso inerte: zona de precalentamiento, zona de reacción y zona de post-combustión, también llamada zona de gases de escape [41, 32]. A continuación se describe brevemente cada una de las zonas señaladas, más adelante, en la descripción de los regímenes de operación que puede tener la combustión MPI (1.7.4) es posible identificar cada una según la operación que se lleve a cabo.

- Zona de precalentamiento: Esta es la zona ubicada aguas arriba de la zona de reacción. Dado que la premezcla se filtra través del medio poroso antes de llegar a encenderse, hay una interacción térmica entre ambos que provoca el precalentamiento de los reactantes.
- Zona de reacción: Tal como se denomina, esta es la zona donde ocurren las reacciones de combustión y se ubica el frente de llama. La entalpía liberada dada la naturaleza exotérmica del proceso es absorbida por el medio poroso mediante convección. Luego, gracias a los mecanismos de radiación y conducción, esta acumulación de energía en la matriz sólida posibilita el precalentamiento de la premezcla en la zona anterior, activando la recirculación de calor en el proceso.
- Zona de post-combustión: Por esta zona fluyen los gases producto del proceso antes de abandonar la cámara de combustión. La extensión del medio poroso hasta esta zona permite disminuir la temperatura de los gases mediante la transferencia de calor por convección, así, se estimula aún más la recirculación de calor dentro del quemador/reactor.

### 1.7.3. Parámetros

En esta sección, se presentan los parámetros más relevantes para establecer las condiciones de operación en una combustión de medio poroso inerte [60, 32]:

- Relación de equivalencia ($\phi$): Al igual que para un proceso de combustión (sección 1.6.1) convencional, este ratio representa la relación entre los cocientes combustible/aire estequiométrico y combustible/aire real, y queda expresado una vez más por la ecuación:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{V_{a,e}}{V_{a,r}} \tag{1.14}$$

  Donde, según el valor de $\phi$ se tienes tres condiciones de operación diferentes: Con $\phi = 1$, la condición de combustión es estequiométrica porque la relación aire/combustible real y la teórica son iguales. En $\phi \leq 1$, hay un exceso de aire en la mezcla de gases y esta se conoce como mezcla pobre en combustible. Y con $\phi \geq 1$, hay un déficit de aire en la mezcla de gases y esta se conoce como mezcla rica en combustible.

- Velocidad de filtración ($u$): es la velocidad que tiene la pre-mezcla al fluir a través de la matriz porosa y viene dada por:

$$u = \frac{v}{\varepsilon} \tag{1.15}$$

  Donde $v$ es la velocidad de entrada de la pre-mezcla aire/combustible a la matriz porosa y $\varepsilon$ representa la porosidad del medio.

- Velocidad del frente de combustión $u_{fc}$: es la velocidad de propagación del frente de combustión a través del medio poroso.

- Características del medio poroso: propiedades químicas y termofísicas del material de la matriz porosa que inciden fuertemente en las condiciones de operación son, por ejemplo, la emisividad, conductividad térmica, tamaño de poro y la porosidad.

### 1.7.4. Regímenes de operación

La combustión MPI se puede clasificar en dos grandes grupos según el régimen de operación: estacionario y transiente. A continuación se explican brevemente las características de ambos, siendo el régimen transiente aplicado en esta investigación.

#### 1.7.2.1 Enfoque estacionario

La combustión MPI estacionaria se logra estabilizando el frente de llama en una posición especifica dentro de la estructura porosa. La aplicación principal de reactores de medios porosos que operan con este régimen es como quemadores radiativos, diseñados con el fin de maximizar el flujo de calor emitido por radiación. Existen diversas técnicas para lograr la estabilización del frente de combustión:

1. Refrigerar activamente posiciones específicas de la estructura porosa en donde no se permita la propagación de las micro-llamas [7].

2. Igualar la velocidad de filtración del flujo de combustible con la del frente de llama, que al ser en direcciones contrarias, estabilizan la llama en cierta posición dentro del medio poroso [24].

3. Diseño del medio poroso que potencie la transferencia térmica radiativa, lo qué resulta en una disminución en la temperatura del frente de llama y por consecuencia, reduce la velocidad del mismo [32].

4. Estabilización a través del número de Peclet modificado, a saber:

$$Pe = \frac{S_L \cdot d_m \cdot c_p \cdot \rho}{\lambda} \tag{1.16}$$

donde: $S_L$ es la velocidad de deflagración laminar
$d_m$ es el diámetro equivalente promedio de los poros
$c_p$ el calor específico de la mezcla gaseosa
$\rho$ es la densidad de la mezcla gaseosa
y $\lambda$ es la conductividad térmica de la mezcla gaseosa

Este número adimensional compara la transferencia de calor por convección con la transferencia de calor por conducción, en [60] se demostró experimentalmente la existencia de un número de Peclet crítico bajo el cual la llama se extingue, correspondiente a $Pe_{cr} \leq 65$ para la oxidación de metano en MPI. En la figura 1.8 se puede observar un diseño de quemador poroso con estabilización mediante número de Peclet, en el cual se combina una zona de extinción de llama con un tamaño de poro pequeño ($Pe < 65$) donde se precalienta la mezcla gaseosa, y una zona de combustión con un tamaño de poro grande ($Pe > 65$), lo que permite la estabilización del frente de combustión justo después de la interfase de estas zonas.

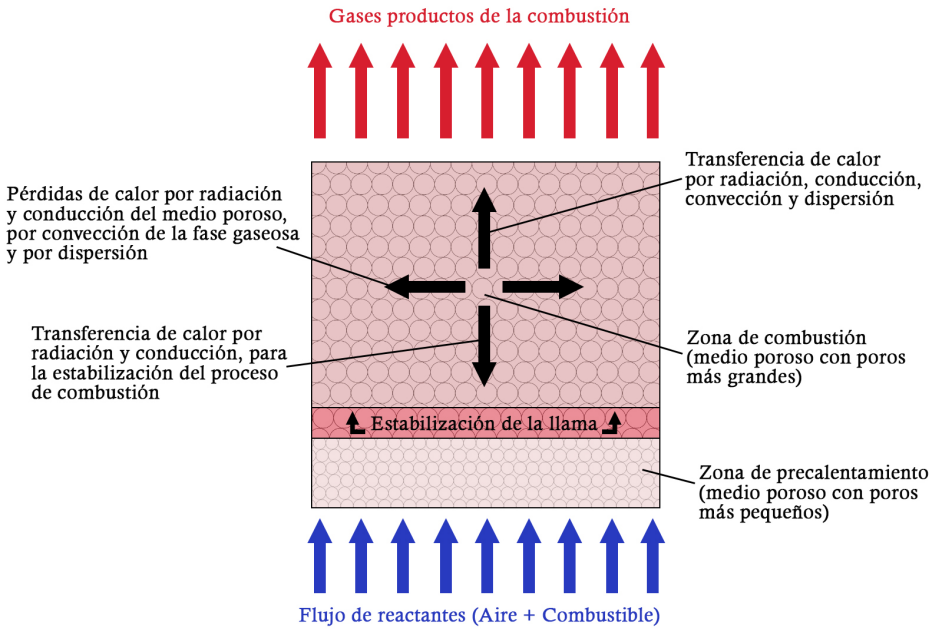



**Figura 1.8:** *Esquema de diseño de un quemador con medio poroso con estabilización mediante número de Peclet, adaptado de [41].*

### 1.7.2.2 Enfoque transiente

Por otro lado, un régimen transiente de combustión MPI se caracteriza por el principio de llama con exceso de entalpía. En este caso, la zona de reacción es inestable y posee la libertad de propagarse como una onda o frente de combustión en dirección aguas arriba o aguas abajo, como se ve en la figura 1.9, en ella se ejemplifica también la posición de las diferentes zonas nombradas en la sección 1.7.2.

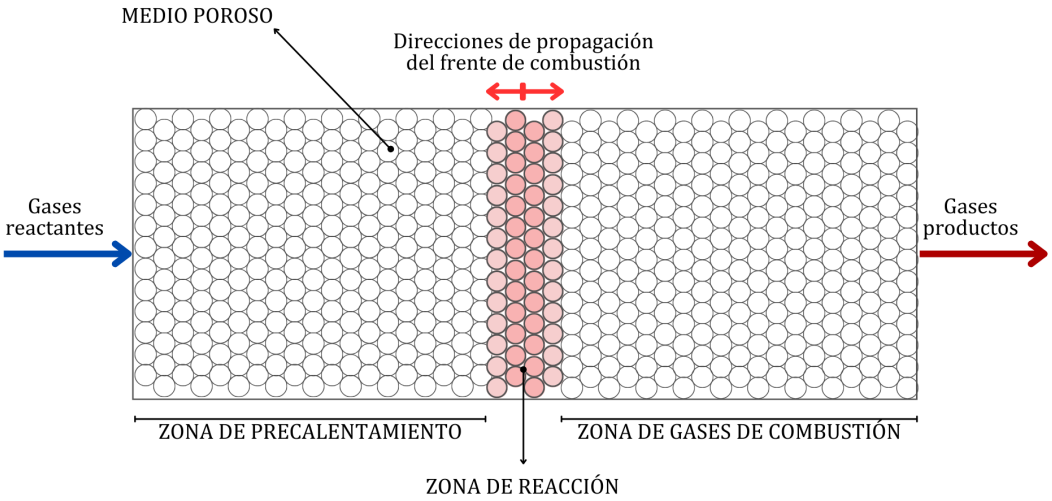
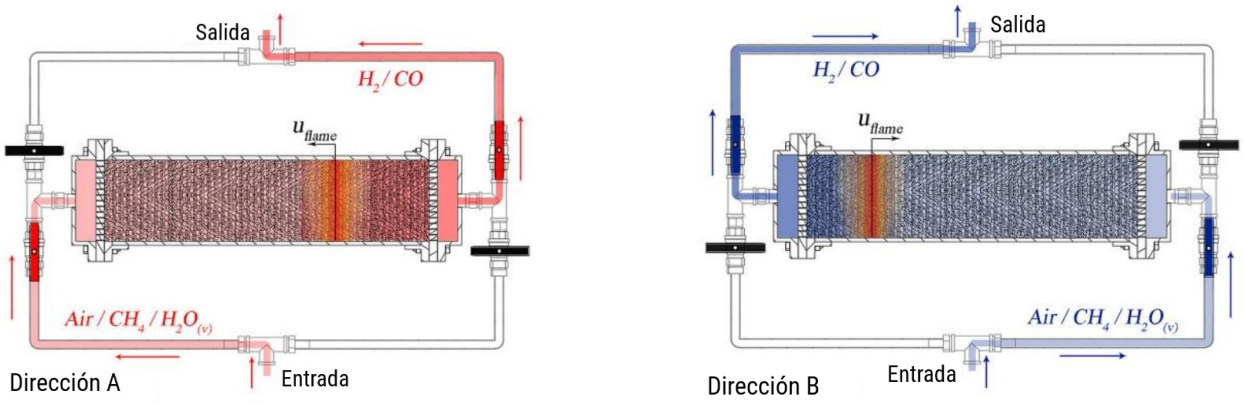



**Figura 1.9:** *Esquema de un reactor de medio poroso inerte con enfoque transiente, adaptado de [32].*

- Propagación aguas arriba: la concentración de combustible de la mezcla se encuentra entre los límites de inflamabilidad superior e inferior del mismo, lo que hace que el frente de combustión viaje en dirección contraria al flujo de gases reactantes [67]. Cuando se dan estas condiciones de propagación del frente de combustión, la temperatura de combustión será menor a la temperatura adiabática del sistema.
- Propagación aguas abajo: la zona de reacción se desplaza en la misma dirección de la inyección de gases reactantes, esto provoca una recirculación de calor tal que se logra combustión en condiciones superadiabáticas. Lograr estas temperaturas, a su vez, extiende los limites de inflamabilidad convencionales [41].
- Frente de combustión estabilizado: la velocidad de filtración se vuelve cero cuando se balancean las perdidas de calor y la concentración de combustible en la mezcla tiene igual valor al limite superior u inferior de inflamabilidad, con lo que la zona de reacción se estabiliza en una posición determinada. En la sección anterior (1.7.4) se detallan las maneras de lograr la estabilización del frente de combustión.

## 1.8. Reactor de medio poroso con flujo recíproco

La noción de flujo recíproco se fundamenta en la operación de un reactor de medio poroso con régimen transiente, adaptado de manera que cuente, en cada extremo, con una entrada de mezcla reactante y una salida de gases de escape como se puede ver en el siguiente esquema:




**(a)** *Dirección A de operación.* **(b)** *Dirección B de operación.*

**Figura 1.10:** *Esquema básico de reactor de flujo recíproco, adaptado de FONDECYT No. 1190654.*

La principal diferencia de este tipo de reactores con uno unidireccional recae en el método de operación. Al contar con cuatro (4) válvulas de control de flujo, en lugar de dos (2), se puede lograr una alternancia cíclica de la dirección del flujo de gases a través del reactor. De esta forma, un ciclo de operación de este tipo de reactores consiste en un primer semiciclo (figura 1.10a), en el que la zona de reacción se propaga aguas abajo hacía la derecha, y un segundo semiciclo (figura 1.10b), en el que la zona de reacción cambia de dirección y se propaga aguas abajo hacía la izquierda. Con ello, al momento de producirse la alternancia, los reactivos frescos que entran al reactor se encuentran con la matriz porosa a altas temperaturas (logradas con las reacciones que ocurrieron en el semiciclo anterior).

El beneficio más llamativo de este tipo de reactores es que, cuando se alcanza un tiempo o período de ciclo óptimo, se logra una operación estable del reactor y se producen perfiles de temperatura que tienen una forma trapezoidal como el de la figura 1.11. En consecuencia, el grado de exceso de entalpía es mucho mayor, potenciando aún más los beneficios de la combustión en medio poroso unidireccional: se alcanzan mayores temperaturas y se expanden aún más los limites de inflamabilidad del combustible al operar con mezclas muy pobres.

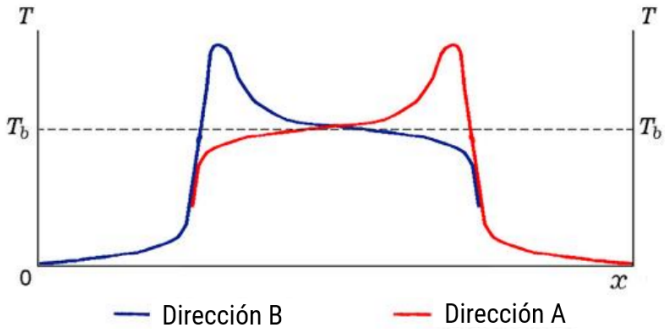



**Figura 1.11:** *Perfil térmico típico de un reactor con flujo recíproco, adaptado de FONDECYT No. 1190654.*

### 1.8.1. Revisión bibliográfica de reactores de flujo recíproco

A continuación se presentan trabajos previos asociados a este tipo de reactores:

- M. K. Drayton y colaboración [15] probaron experimentalmente como un quemador MP con flujo recíproco se puede auto-sostener la combustión de mezclas metano/aire ultra ricas, con una relación de equivalencia de hasta $\phi = 8$. Dentro de los rangos de relación de equivalencia ($2 < \phi < 8$) y presiones en el reactor (1, 3, 5 $atm$) investigados, se observaron máximos de conversión de metano a $H_2$ (65 %), $CO$ (75 %), $C_2H_2$ (10 %) y $C_2H_4$ (8 %). Mediante estudios paramétricos demostraron que el rango de temperaturas máximas en la zona de combustión ($1100 - 1400°C$) es función de la relación de equivalencia y velocidad de filtración, presión dentro del reactor y diámetro del medio poroso.

- K. V. Dobrego y colaboración [13] investigaron numéricamente la influencia de la adición de vapor en un proceso de oxidación parcial de mezclas metano-aire en un reactor MP con flujo recíproco. Al comparar los resultados con data experimental obtenida sin adición de vapor, se evidencia, que al adicionar vapor de agua a la mezcla, la concentración de $H_2$ en los gases producto puede aumentar en un $0,5 - 1$ % y que el ratio de conversión metano a $H_2$ puede aumenta en un $10 - 15$ %. La concentración de vapor de agua que optimiza la producción de $H_2$ es dentro de un rango de $5 - 10$ % y en el caso de optimizar el ratio de conversión el rango es de entre $20 - 50$ %.

- Y. M. Dmitrenko y colaboración [12] estudiaron experimentalmente la producción de gas de síntesis mediante la oxidación parcial de mezclas metano-aire en un reactor MP con flujo recíproco. Se determinaron las condiciones óptimas para la conversión de metano a gas de síntesis y las mayores temperaturas en la zona de reacción, mediante el estudio paramétrico de la relación de equivalencia y el caudal específico de la mezcla combustible-aire. La conversión de $H_2$ se maximizó con un $\phi = 2,8$ y un caudal de $1,8[\frac{kg}{m^2 \cdot s}]$.

- S. O. Dorofeenko y colaboración [14] analizaron la conversión de gases hidrocarburos a gas de síntesis a través de la oxidación parcial, utilizando un reactor MP con flujo recíproco y con inyección separada de hidrocarburos/gas oxidante. Para ello, aplicaron un esquema de simulaciones que controlaba los regímenes de combustión y composición del gas de síntesis mediante la flujo de gases reactantes, bajo las suposiciones de pérdidas nulas por las paredes del reactor y un equilibrio termodinámico en los productos de la combustión. La simulación del sistema de reacción metano-vapor-aire demostró que el reactor propuesto entrega buenas posibilidades de combinar una combustión a alta temperatura con bajo efecto de calor neto, y por ende, con alta eficiencia química de conversión.

- M. Fierro y colaboración [19] probaron experimentalmente un reactor MP con flujo recíproco con llamas de pre-mezcla y sin pre-mezcla de metano-aire-vapor en diferentes configuraciones de inyección, para evaluar la producción de $H_2$ y gas de síntesis. Se analizaron los perfiles térmicos, velocidades de frente de combustión, producción de $H_2$ y $CO$ para relaciones de equivalencia de $\phi = 2$, 3 y 4. Las pre-mezclas metano-aire con $\phi = 2$ registraron una temperatura promedio de $1574K$ con un 31 % y un 68 % de conversión de $H_2$ y $CO$, respectivamente. Los ratios $H_2 - CO$ obtenidos en el gas de síntesis fueron de $1,1$, $1,7$, y $1,5$ para valores de $\phi = 2$, 3 y 4, respectivamente. En cambio, para el caso de llamas sin premezcla, se obtienen temperaturas mayores en la zona de inyección pero menores conversiones a gas de síntesis en comparación con las llamas de pre-mezcla.

## 1.9. Combustión filtrada híbrida con combustibles sólidos

Se da lugar a una combustión filtrada híbrida (HFC) al reemplazar, en una combustión MPI, una fracción del volumen del sólido inerte con un combustible sólido (como se visualiza en la figura 1.12). Este fenómeno describe tanto la conversión térmica simultanea de combustibles gaseosos y sólidos cuando la mezcla gaseosa de metano-aire (u otro combustible gaseoso) se filtra por el lecho poroso híbrido, como la conversión térmica de combustible sólido cuando sólo un agente oxidante gaseoso se filtra a través del lecho poroso híbrido. Este tipo de procesos combina las propiedades de la combustión MPI con las de la gasificación de combustible sólido y fue introducido por el equipo de investigación de M. Toledo en el año 2011 [57].

Dependiendo de el tipo de mezclas utilizada como gases reactantes, la combustión filtrada híbrida se aplica para producir energía (mezclas pobres) o para la producción de ciertos compuestos químicos, mayoritariamente $H_2$ y/o gas de síntesis (mezclas ricas, reformado o gasificación) [14]. En comparación a una combustión MPI, en este tipo de reactores las temperaturas pueden ser más bajas, pero el perfil de temperaturas de una propagación aguas arriba resulta similar [10].

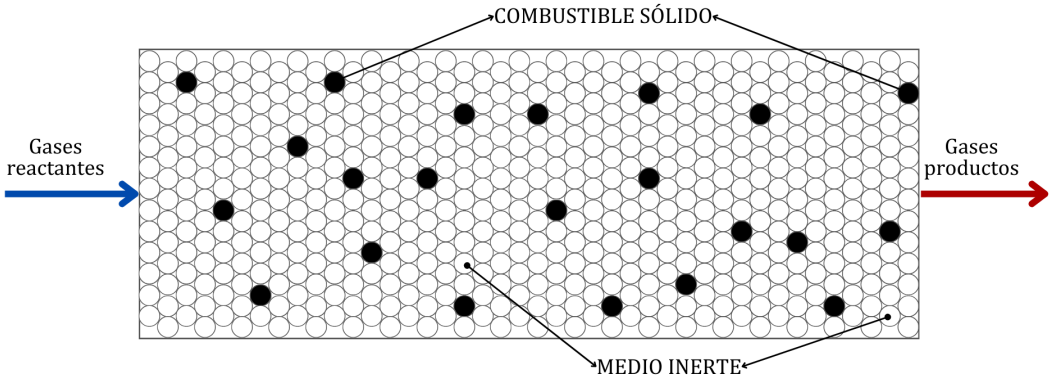



**Figura 1.12:** *Esquema básico de reactor de combustión filtrada híbrida, elaboración propia.*

### 1.9.1. Revisión bibliográfica de combustión filtrada híbrida

A continuación se presentan trabajos previos asociados a este tipo de reactores:

- M. Toledo y colaboración [57] estudiaron experimentalmente la combustión en medio poroso compuesto por pellets de madera y esferas de alúmina con orden aleatorio, bajo condiciones ricas y ultra ricas de butano como combustible, para evaluar la idoneidad en cuanto a producción de gas de síntesis. Se registraron resultados de temperatura, velocidad y productos químicos de las ondas de combustión dentro de un rango de relación de equivalencia desde el valor estequiométrico ($\phi = 1$) hasta $\phi = 2,6$. Se observo que los productos principales de la oxidación parcial en combustión filtrada híbrida de butano y pellets de madera en condiciones ultra rica son $H_2$ y $CO$, obteniendo un rendimiento mayor en cuanto a producción de gas de síntesis en comparación con la combustión filtrada de butano en medio poroso inerte.

- M. Toledo y colaboración [59] probaron experimentalmente la combustión de gas natural en un medio poroso, compuesto aleatoriamente de partículas de carbón y esferas de alúmina y en condiciones ricas y ultra ricas de combustible, con el fin de evaluar la producción de $H_2$ y gas de síntesis. Se registraron

los resultados de temperatura, velocidad y productos químicos de los frentes de combustión en dos casos diferentes, primero, gas natural en un medio poroso inerte a velocidades de filtración de 12, 15 y 19$[cm/s]$ para relaciones de equivalencia de $\phi = 1$ hasta $\phi = 3,8$, y segundo, gas natural en un medio poroso híbrido de carbón-alúmina, con una fracción de volumen de carbón desde 0 a 75 % en un $\phi = 2,3$ y una velocidad de filtración de $15[cm/s]$. En el caso del medio poroso inerte, las temperaturas de llama y producción de $H_2$ aumentaron con el aumento de la velocidad de filtración. Además, en el caso del medio poroso híbrido, la temperatura de llama disminuyo con el aumento de la presencia de carbón, siendo el $H_2$ y el $CO$ los principales productos de la oxidación parcial y presentándose en mayores concentraciones en comparación con el caso inerte. La máxima conversión de $H_2$ para el caso híbrido fue de un 55 % para una fracción volumétrica de carbón de 75 %.

- K. Araus y colaboración [2] investigaron experimentalmente la combustión filtrada híbrida de mezclas gas natural-aire en condicione de déficit de combustible, utilizando un medio poroso compuesto aleatoriamente de esferas de alúmina y pellets de madera. Se registraron valores de temperatura, velocidad y productos químicos de los frentes de combustión para una línea base de medio poroso completamente inerte y para el caso híbrido $(50-50\,\%)$, utilizando relaciones de equivalencia desde $\phi = 0,3$ hasta $\phi = 1$ para una velocidad de filtración constante de $15[cm/s]$. Se observaron regímenes de propagación aguas arriba, aguas abajo y estables en los dos casos estudiados. La conversión máxima de $H_2$ que se obtuvo en el caso híbrido fue de 99 % para un $\phi = 0,3$. Además, los resultados demostraron que el proceso de gasificación de los pellets de madera ocurre cuando hay altas temperaturas $(1188K)$ y disponibilidad de oxigeno, afirmando la posibilidad de aplicar la combustión filtrada híbrida en condiciones pobres en combustible para reformar combustibles sólidos y obtener $H_2$ y gas de síntesis.

- M. Toledo y colaboración [58] presentaron la combustión experimental de gas licuado de petroleo (GLP), butano, propano, diesel y fulóleo pesado en un reactor de medio poroso inerte de esferas de alúmina para evaluar la producción de gas de síntesis en diferentes etapas del refinamiento de los combustibles. Las temperaturas y composición del gas producto se registraron cuando se produjeron frentes de combustión estables bajo condiciones de exceso de combustible. Con los resultados, se puede afirmar que en comparación con los demás combustibles, la oxidación parcial del fulóleo pesado tuvo el mejor rendimiento, produciendo hasta un 10 % de $H_2$ y $CO$ en los gases productos, para un $\phi = 1,3$. Para los combustibles líquidos se observaron regímenes de propagación aguas arriba, mientras que para los combustibles gaseoso, la propagación se dio aguas abajo para valores de $\phi$ de entre $2-4$.

- N. Ripoll y colaboración [48] examinaron la producción de $H_2$ en el proceso de combustión de mezclas gas natural-aire en un medio poroso compuesto aleatoriamente de partículas de biomasa y esferas de alúmina. Se midieron las temperaturas, ratios de propagación y productos ($H_2$, $CO$, $CO_2$, $CH_4$) de los frentes de4 propagación en, en función de la fracción volumétrica de biomasa $(0-100\,\%)$ y su contenido de humedad $(0-100\,\%)$. Se evaluaron tres tipos de biomasa: $Ulvalactua$, $Lessoniatrabeculata$ y $Lessonianigrescens$. Los resultados demostraron que las temperaturas de combustión y las concentraciones de $H_2$ aumentaron a medida que aumento la fracción volumétrica de biomasa y su contenido de humedad. La concentración de $H_2$ fue mayor para la biomasa $L.trabeculata$ en comparación a las otras dos, logrando un 9,56 % con un contenido de humedad del 100 %.

- H. Gonzalez y colaboración [22] analizaron experimentalmente la producción de gas de síntesis a partir de la combustión en medio poroso con biogas y polietileno, empleando una configuración novedosa nunca antes estudiada. Se aplico una alimentación semi-continua de combustible sólido con una velocidad de filtración constante de $17[cm/s]$. Se registraron los valores de temperatura, velocidad de propagación y composición del gas de síntesis producido para un reactor tubular relleno de un medio poroso cerámico y con dos entradas de combustibles sólido. En primera instancia, se establece una línea base con la combustión filtrada de mezclas biogas-aire en un rango de relaciones de equivalencia de $\phi = 0,7 - 1,6$, para la cual se determinaron operaciones en regímenes transientes (propagación aguas arriba y aguas abajo) y estacionario. Luego, en la segunda parte, se extrajo una porción de la esponja cerámica en dos zonas diferentes del reactor, dejando lugar para la alimentación semi-continua de polietileno y se realizaron pruebas para mezclas biogas-aire en relación de equivalencia $\phi = 0,8$ y $\phi = 1,6$. A pesar de que las temperaturas de combustión disminuyeron con la presencia de polietileno, la producción de gas de síntesis fue mayor en comparación con la línea base, obteniendo grados de conversión de $H_2$ y $CO$ de un 45 % y 67 % con $\phi = 0,8$ y de un 45 % y 60 % con $\phi = 1,6$, respectivamente.

# Capítulo 2

# Instalación y procedimiento experimental

Para desarrollar las pruebas experimentales se implementaron dos reactores de flujo recíproco con pequeñas diferencias de diseño entre sí. El primero fue desarrollado durante el trabajo de titulación de Pablo R. Requena L. [47] para ser utilizado con medio poroso inerte en su interior, y luego reintegrado luego por Tomás F. Gómez C., quién actualizó los sistemas de inyección y circulación de gases de la instalación experimental [21], esta configuración se ocupó para obtener la línea base de perfiles térmicos, temperaturas máximas y conversiones de hidrógeno para varias condiciones de operación. Posteriormente, sólo el cuerpo integro del reactor es reemplazado por uno con las mismas características y dimensiones pero adaptado para ser utilizado en la gasificación de combustible sólido. Este trabajo de titulación contempla toda la reinstalación y puesta en marcha de este segundo reactor, en el Anexo A se puede visualizar detalladamente el paso a paso de la instalación.

Cabe destacar que a pesar de que se realizaron trabajos y pruebas entorno a la operación de ambos reactores con adición de vapor, los resultados obtenidos no son relevantes para este trabajo de titulo. Por lo mismo, en este capitulo se considera la descripción de: los flujos de vapor de agua (2.3.3), el suministro de vapor (2.4), la operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con vapor del reactor inerte (2.5.3) y la operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con combustible sólido y con vapor (2.5.5) a pesar de que en la continuación de este informe no se verán reflejados los resultados ni análisis de estos procedimientos.

## 2.1. Disposición general de la instalación

Para visualizar la instalación de los equipos y poder detallar los procedimientos, se presenta en la figura 2.1 la disposición montada en el Laboratorio de Termofluidos con cada uno de los sistemas que la componen:

- Reactor de medios porosos
- Sistema de suministro y control de flujos
- Sistema de adquisición de datos
- Sistema de extracción de gases de escape

- Sistema de toma de muestras gaseosas

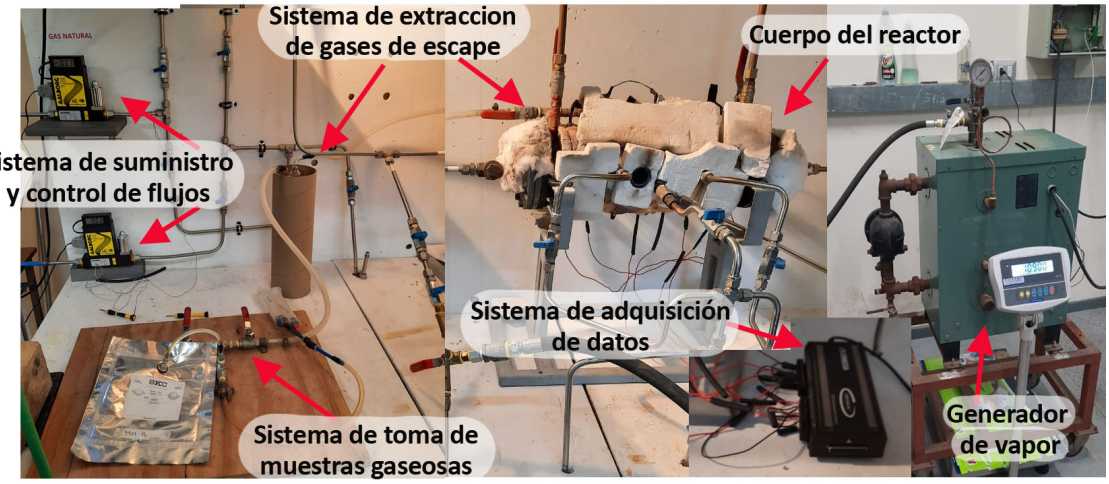



**Figura 2.1:** *Disposición del reactor de flujo recíproco y los demás sistemas (la imagen corresponde al reactor de línea base).*

Además, se incluyen ambos diagramas de flujo con funcionamiento recíproco: la figura 2.2 corresponde al reactor de medio poroso inerte empleado para obtener la línea base y la siguiente (figura 2.3) al segundo reactor con entrada de combustibles sólidos:

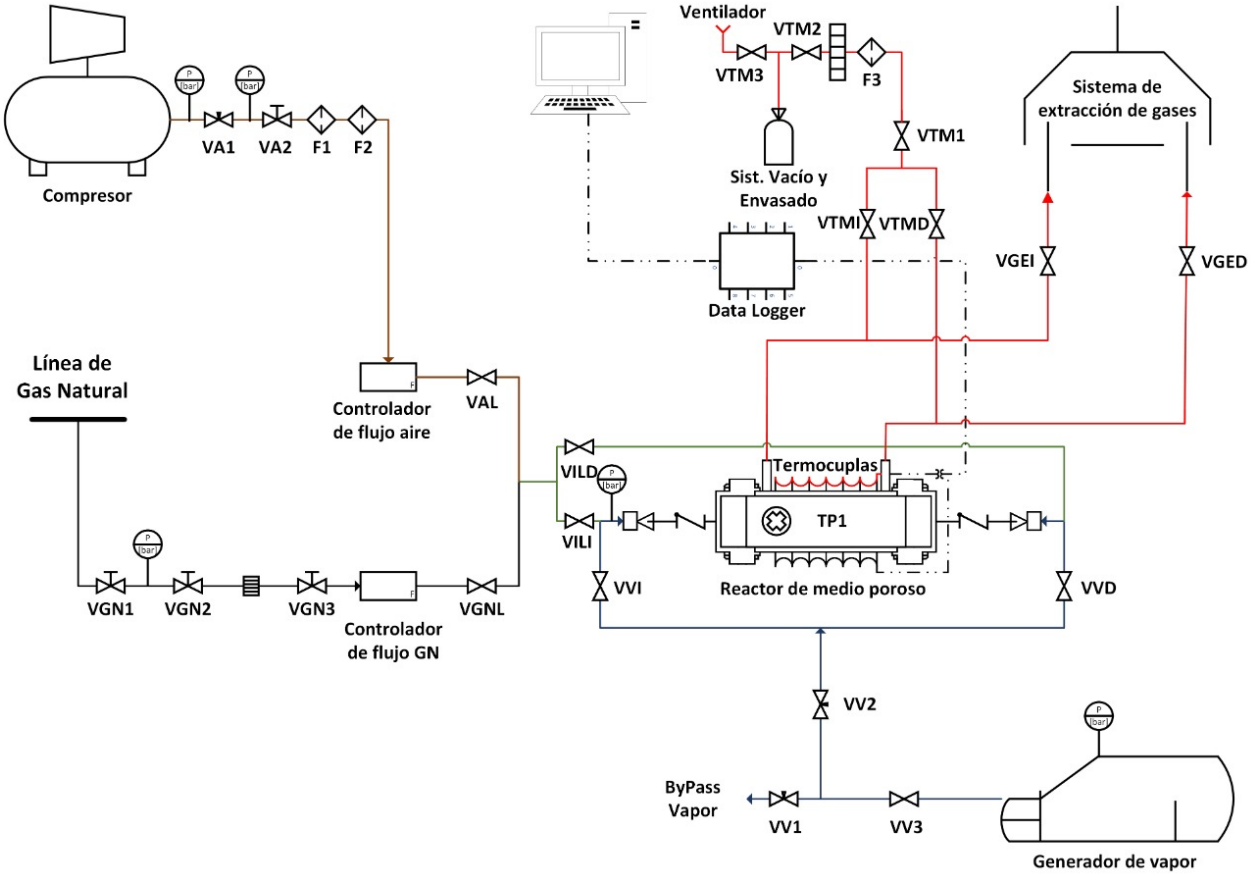



**Figura 2.2:** *Diagrama de flujo del reactor de flujo recíproco con medio poroso inerte para la línea base.*

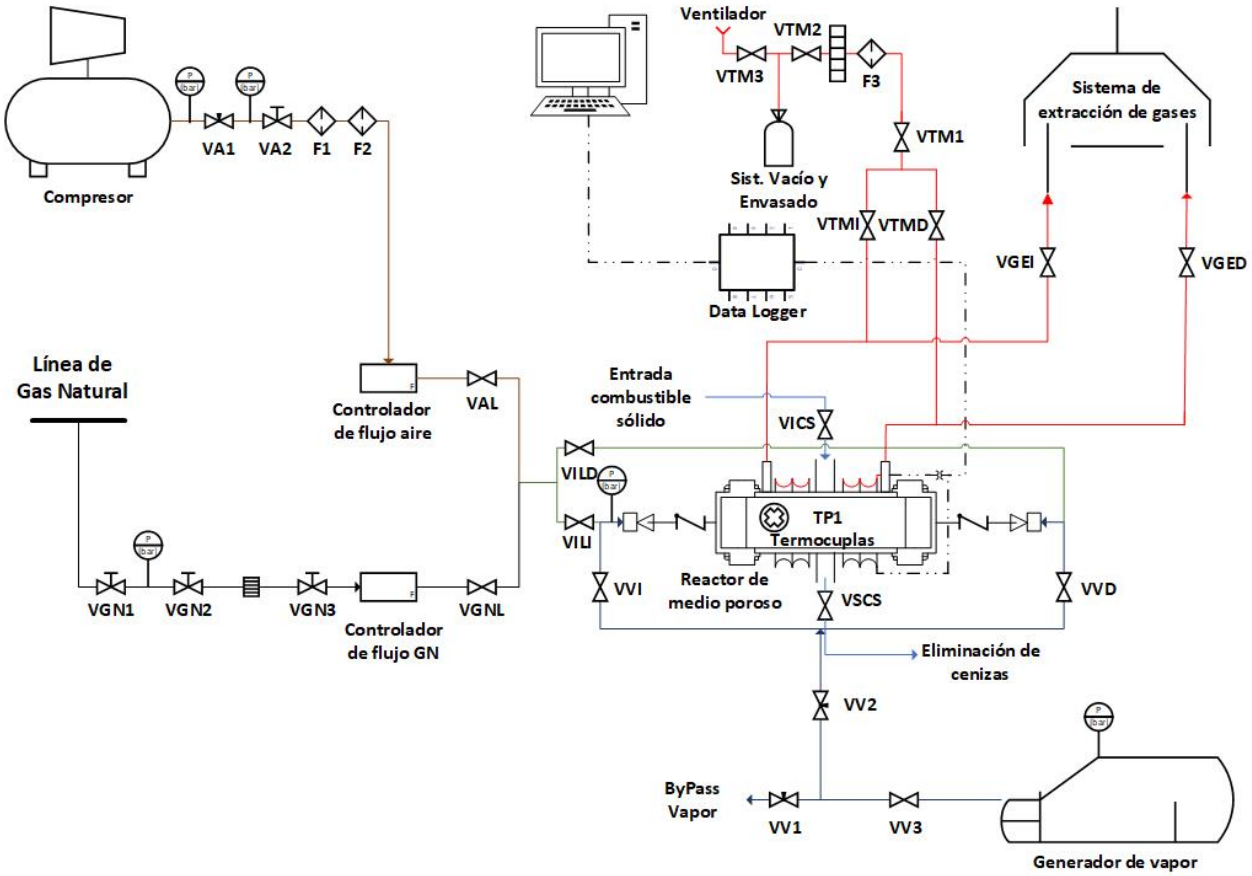
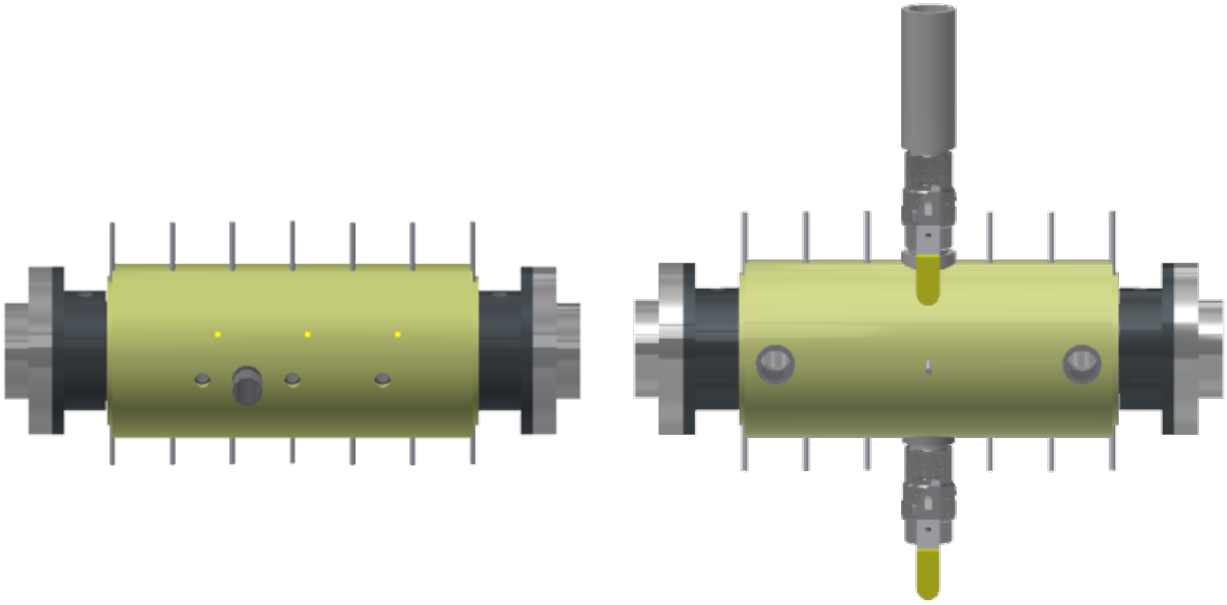



**Figura 2.3:** *Diagrama de flujo del reactor de flujo recíproco adaptado para combustibles sólidos.*

## 2.2. Diseño de los reactores

A continuación se presentan las dimensiones y materiales de los reactores de flujo recíproco, estos consisten en una cañería de acero ASTM A-53 schedule 40 con 73$[mm]$ de diámetro exterior como se puede ver en sus modelos 3D:



**(a)** *Reactor para línea base.* **(b)** *Reactor con entrada de combustible sólido.*

**Figura 2.4:** *Modelos 3D de los reactores de flujo recíproco.*

En general, ambos reactores están compuestos por dos cámaras de premezcla para la inyección y salida de gases en sus extremos, un sistema para la extracción de gases de escape, 7 orificios para introducir las varillas porta termocuplas y aislamiento interior e exterior para evitar pérdidas al ambiente y proteger el material del reactor.

El reactor para la línea base cuenta con tres anillos para la inyección central sin premezcla, una entrada para el encendido del reactor (figura 2.4a) y los orificios para termocuplas son todos verticales. En este caso, se instalan doce cilindros cortos de cerámica alúmina ($Al_20_3$ 90 %) templada en zirconio ($ZrO_2$ 10 %) en el interior del reactor.

En cambio, en el reactor adaptado para la gasificación de combustible sólido los cilindros (con las mismas dimensiones) instalados fueron de carburo de silicio, además, se le reduce la cantidad de cilindros a once, de manera que en la parte central quede espacio necesario para las partículas de combustible (pellets, esféras). El sólido fresco es sostenido por rejillas del tubo inferior, con dimensiones tal qué no impiden la extracción de cenizas del reactor. Además, se emplean dos válvula de bola para controlar la entrada de la recarga desde una pequeña tolva y la salida. Para hacer posible esta adecuación, el diseño contempla la termocupla central (TC4) del reactor instalada de manera horizontal y no una, sino dos entradas para el encendido, ubicadas frontalmente a cada extremo.

Para mayor detalle se procede a listar el despiece de cada reactor, junto a las figuras 2.5, 2.6 y 2.7 que corresponden a los cortes de vista superior de cada reactor, además de un corte transversal para el segundo:

**Lista de partes de reactor para línea base**

1. Cámara de premezcla (aluminio)
2. Anillo de inyección lateral del tubo (acero al carbono)
3. Aislante exterior de fibra cerámica 36 *mm* de espesor
4. Varilla porta termocuplas tipo S
5. Cerámica de alúmina templada en zirconio (medio poroso)
6. Aislante interior de fibra cerámica 11.3 *mm* de espesor
7. Cañería ASTM A-53 diámetro exterior 73 *mm*, espesor 5.16 *mm*
8. Tubo de 25.4 *mm* de diámetro (encendido del reactor)
9. Cámara de salida de gases de escape y entrada de gases reactantes (acero al carbono)
10. Placa de inyección lateral (aluminio)

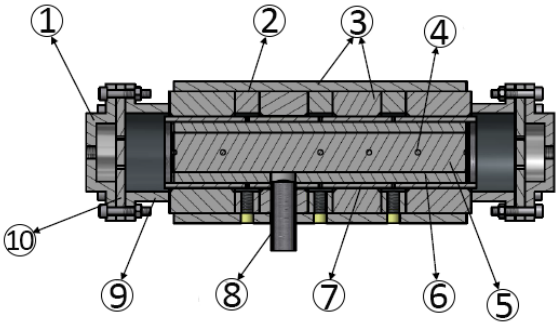



**Figura 2.5:** *Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco de la línea base.*

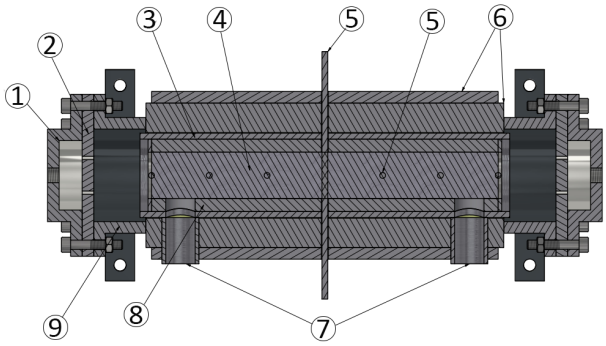



**Figura 2.6:** *Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco con combustible sólido.*

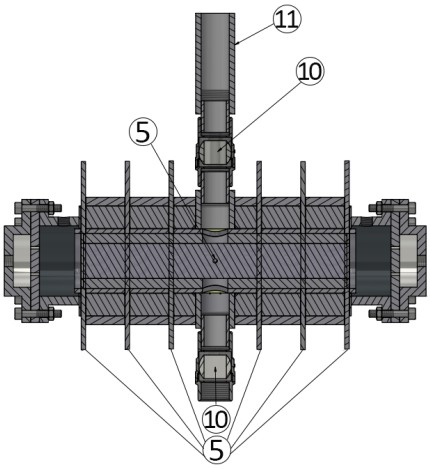



**Figura 2.7:** *Plano en corte transversal del reactor de flujo recíproco con combustible sólido.*

**Lista de partes de reactor con entrada de combustible sólido**

1. Cámara de premezcla (aluminio)
2. Placa de inyección lateral (aluminio)
3. Cañería ASTM A-53 diámetro exterior 73 *mm*, espesor 5.16 *mm*
4. Cerámica de alúmina templada en zirconio (medio poroso)
5. Varilla porta termocuplas tipo S
6. Aislante exterior de fibra cerámica 36 *mm* de espesor
7. Tubos de 25.4 *mm* de diámetro (encendido del reactor)
8. Aislante interior de fibra cerámica 11.3 *mm* de espesor
9. Cámara de salida de gases de escape y entrada de gases reactantes (acero al carbono)
10. Válvulas de entrada y salida de combustible sólido
11. Tolva de carga del combustible sólido

### 2.2.1. Dimensiones

La cámara de ambos reactores tiene un largo de 305 $[mm]$ y un diámetro interior de 40 $[mm]$ –considerando el aislante–, lo cual los hace reactores de tamaño pequeño para lograr que el frente de combustión se demore menos en recorrerlo y obtener mayor cantidad de resultados en un menor tiempo.

Con respecto a las dimensiones generales de ambos reactores son las siguientes:

- $\phi_e = 73\ mm$
- $\phi_i = 62.68\ mm$
- $L_t = 480\ mm$
- $L_{MP} = 305\ mm$
- $d_{varillas} = 50\ mm$

El material con el que están hechos ambos reactores es la cañería de acero ASTM A-53 Schedule 40 grado A, cuyas propiedades mecánicas se detallan en la Tabla 2.1:

**Tabla 2.1:** *Propiedades del acero ASTM A-53.*

| **Calidad** | **Tensión mínima de Fluencia $F_y$** MPa | **Tensión mínima de ruptura $F_u$** MPa | **Densidad** $[kg\,m^{-3}]$ | **Punto de fusión** °C |
|---|---|---|---|---|
| ASTM A53-Gr A | 211 | 337 | 7,85 | 1425 - 1510 |

### 2.2.2. Material cerámico

El medio poroso que se encuentra en el reactor inerte tiene las siguientes dimensiones:

- Espesor: 25 $[mm]$
- Diámetro: 40 $[mm]$
- Porosidad: 83.5 %
- Tamaño de poro 2.5 $[mm]$

Las especificaciones técnicas del material se presentan en la Tabla 2.2:

**Tabla 2.2:** *Especificaciones técnicas del material cerámico en el reactor inerte.*

| | |
|---|---|
| **Designación del producto** | Alumina estabilizada en zirconio (ZTA) |
| **Composición del producto** | 90 % alúmina - 10 % zirconio |
| **Color** | Blanco |
| **Temperatura de uso** | 1480 °C |
| **Evaluación del ciclo térmico** | 6 (en escala 1-10) |

En cambio, para el reactor híbrido, el medio poroso tiene las siguientes dimensiones:

- Espesor: 30 $[mm]$
- Diámetro: 40 $[mm]$
- Porosidad: 82.5 %
- Tamaño de poro 2.5 $[mm]$

Las especificaciones técnicas del material se presentan en la Tabla 2.3:

**Tabla 2.3:** *Especificaciones técnicas del material cerámico en el reactor híbrido.*

| | |
|---|---|
| **Designación del producto** | Carburo de silicio |
| **Composición del producto** | 100 % carburo de silicio |
| **Color** | Gris |
| **Temperatura de uso** | 1480 °C |
| **Evaluación del ciclo térmico** | 6 (en escala 1-10) |

### 2.2.3. Aislamiento térmico

Aislar correctamente los reactores es fundamental para obtener pruebas concluyentes, esto por dos razones: las perdidas al ambiente pueden ser muy altas, lo cuál se debe evitar para lograr operar con máximas temperaturas del frente de combustión, y en segundo lugar, dado que estas temperaturas van de $400 - 1450°C$ y el punto de fusión del acero ASTM-A53 (tabla 2.1) es entre $1425 - 1510°C$, por lo qué la aislación interna debe ser aún más enfática.

Para ello, se tomó en consideración el trabajo realizado en la memoria de Hans González [23]. Al aplicar la ley de Fourier de acuerdo a las propiedades mencionadas en la tabla 2.1 y suponiendo una temperatura interior de operación de $1300[°C$, se puede obtener la variación del flujo de calor radial en función del espesor del aislante térmico interno de fibra de vidrio, esto se puede observar en la figura 2.8:

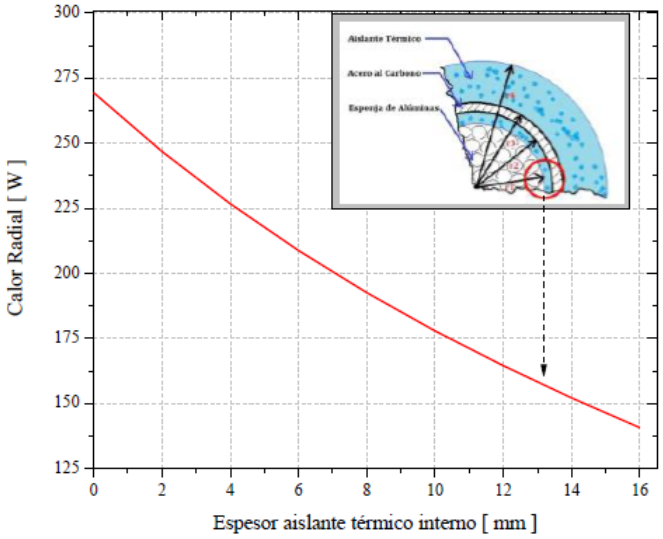



**Figura 2.8:** *Flujo de calor radial en función del aislante térmico interno del reactor en milímetros [23].*

Al realizar la iteración, se logra concluir que el espesor óptimo de la capa aislante interior es de $11,15[mm]$, con lo qué resulta un flujo de calor radial de $171[W]$. Esto a su vez, implica que la superficie interior de acero será sometido a una temperatura máxima de $804,06°C$, evitando así el sobrecalentamiento del mismo (figura 2.9).

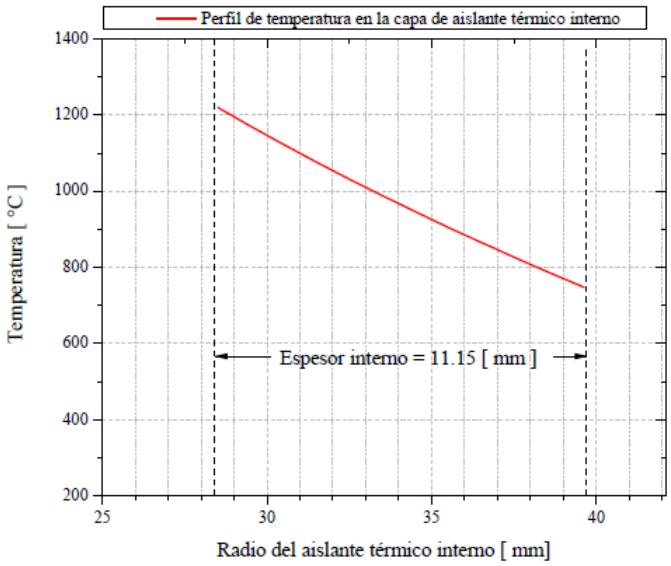



**Figura 2.9:** *Perfil térmico con un espesor de 11.15 mm de aislante térmico [23].*

Finalmente, ambos reactores se utilizó espesor de $11,3[mm]$ de aislante térmico interno y un espesor de $36[mm]$ del mismo en la superficie exterior. Cabe destacar que la fibra de vidrio a aplicar cómo aislante es inerte, por lo qué es adecuada para su aplicación interna ya qué no interactúa con las reacciones de combustión y gasificación.

## 2.3. Cálculo de flujos en la mezcla

Para poder generar la combustión filtrada en los reactores se necesita de un gas combustible y un gas oxidante.

El gas utilizado como combustible es gas natural, este se obtiene directamente desde la red de la universidad (ver sección 2.4.1) y tiene una composición volumétrica de metano correspondiente al $96,6\,\%$, para efectos de este trabajo se considerara una composición volumétrica de metano correspondiente al $100\,\%$ ya que en los cálculos la diferencia se hace despreciable.

El gas utilizado como oxidante es aire que fue suministrado por un compresor que tiene una capacidad de 50 $[lt]$ y una presión máxima de 10 *bar* (ver sección 2.4.1), esta línea estará conectada a un filtro regulador lubricador (FRL) previo al ingreso al reactor para disminuir la humedad del aire principalmente.

### 2.3.1. Velocidad de filtración

La velocidad de filtración, que fue definida en el capitulo anterior como la ecuación 1.1 en base a la velocidad de la mezcla $[m/s]$ y la porosidad $[-]$, es la que determina el caudal a suministrar al reactor y se calcula de la siguiente manera:

$$Q = v \cdot A \tag{2.1}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{4 \cdot Q[l/\text{mín}]}{\pi \cdot d_{\text{útil}}^2\ [m^2]} \cdot \frac{1}{60}\left[\frac{\text{mín}}{s}\right] \cdot \frac{1}{1,000}\left[\frac{m^3}{l}\right] \tag{2.2}$$

De esto se obtiene una relación para el caudal y la velocidad de filtración representada en la siguiente ecuación:

$$u = \frac{Q[l/min]}{15{,}000 \cdot \varepsilon \cdot \pi \cdot d_{\text{útil}}^2\,[m^2]} \tag{2.3}$$

Además se tiene como datos conocidos los siguientes parámetros asociados a ambos reactores:

**Tabla 2.4:** *Parámetros dimensionales del reactor.*

| Parámetro | Símbolo | Valor | Unidad |
|---|---|---|---|
| Porosidad | $\varepsilon$ | 0,835 | - |
| Diámetro | $d$ | 0,04 | m |
| Área | $A$ | 0,00502655 | $\mathrm{m\,s^{-2}}$ |

Considerando la ecuación anterior y los parámetros de la tabla 2.4 se obtienen los resultados de iteración de caudal y velocidad de filtración mostrados en la tabla 2.5. Los valores de caudal y velocidad de filtración de la premezcla que se utilizaron en este trabajo de título son los siguientes:

- Caudal $12,59\ [lmin^{-1}]$ y velocidad de filtración $0,2\ [ms^{-1}]$.
- Caudal $16,37\ [lmin^{-1}]$ y velocidad de filtración $0,26\ [ms^{-1}]$.
- Caudal $20,15\ [lmin^{-1}]$ y velocidad de filtración $0,32\ [ms^{-1}]$.

**Tabla 2.5:** *Iteración caudal y velocidad de filtración.*

| **Velocidad de filtración** $u\ [ms^{-1}]$ | **Caudal** $Q\ [lmin^{-1}]$ |
|---|---|
| 0,1 | 6,30 |
| 0,12 | 7,55 |
| 0,14 | 8,81 |
| 0,16 | 10,07 |
| 0,18 | 11,33 |
| 0,2 | 12,59 |
| 0,22 | 13,85 |
| 0,24 | 15,11 |
| 0,26 | 16,37 |
| 0,28 | 17,63 |
| 0,3 | 18,89 |
| 0,32 | 20,15 |
| 0,34 | 21,41 |

### 2.3.2. Flujos de metano y aire

La combustión de metano esta representada para mezclas pobres por la expresión 2.4 y para mezclas ricas por la expresión 2.5:

$$CH_4 + \frac{2}{\phi}(O_2 + 3{,}76\,N_2) \rightarrow \text{Productos} \tag{2.4}$$

$$CH_4 + \frac{1}{\phi}(O_2 + 3{,}76\,N_2) \rightarrow \text{Productos} \tag{2.5}$$

Se calculan las cantidades másicas de hidrógeno y de carbono para la combustión de 1 $[kmol]$ de combustible:

$$m_C = 1\ [kmol] \cdot 12{,}01\ [^{kg}/_{kmol}] = 12{,}01\ [kg] \tag{2.6}$$

$$m_H = (1\ [kmol] \cdot 4) \cdot 1{,}008\ [^{kg}/_{kmol}] = 4{,}032\ [kg] \tag{2.7}$$

$$m_T = m_C + m_H = 16{,}042\ [kg] \tag{2.8}$$

Con el valor total de las masas se calcula la composición elemental de combustible obteniendo los siguientes resultados:

$$X_C = \frac{m_C}{m_T} = 0{,}749 \tag{2.9}$$

$$X_H = 1\ - X_C = 0{,}251 \tag{2.10}$$

Con los valores anteriores, es posible aplicar la fórmula 2.11 para obtener el volumen de aire estequiométrico necesario para quemar 1 $[kg]$ de combustible:

$$V^{\circ}_{a,e} = \frac{22{,}4}{0{,}21} \cdot \left( \frac{X_C}{12{,}01} + \frac{X_H}{4{,}032} + \frac{X_S}{32{,}06} - \frac{X_O}{32} \right) \left[ {}^{m^3_N}/_{kg_{combustible}} \right] \tag{2.11}$$

En ella, él valor 22.4 representa el volumen de 1 $[kmol]$ de aire en condiciones normales. Se aplica aire atmosférico para la combustión, cuya composición volumétrica es de 21 % de $O_2$ y un 79 % de $N_2$, correspondiente a la segunda constante del cálculo. De esta forma, se obtiene el volumen de aire estequiométrico a condiciones normales:

$$V^{\circ}_{a,e} = 13{,}29 \left[ {}^{m^3_N}/_{kg_{combustible}} \right] \tag{2.12}$$

Con este dato se prosigue a determinar los flujos que se deben emplear para obtener las velocidades de filtración que fueron seleccionadas en la sección 2.3.1, para ello se expresa el caudal total conocido que se debe inyectar al reactor:

$$\dot{V}_{total} = \dot{V}_{combustible} + \dot{V}_{oxidante} \tag{2.13}$$

Se buscará expresar todo en función del volumen de combustible inyectado al reactor, para lo que se aplica la definición de la relación de equivalencia presentada en el capitulo anterior:

$$\phi = \frac{V_{a,e}}{V_{a,r}} \tag{2.14}$$

Si reordenamos y expresamos el volumen de aire estequiométrico en función de su valor normalizado, se puede llegar a obtener una ecuación para el flujo volumétrico de oxidante:

$$\dot{V}_{oxidante} = \frac{\dot{m}_{combustible} \cdot V^{\circ}_{a,e}}{\phi} \tag{2.15}$$

Luego, se reemplaza el flujo másico de combustible por:

$$\dot{V}_{oxidante} = \frac{\dot{V}_{combustible} \cdot \rho_{combustible} \cdot V^{\circ}_{a,e}}{\phi} \tag{2.16}$$

Se procede a calcular la densidad con la siguiente formula:

$$\rho_{combustible} = \frac{P}{R_{CH_4} \cdot T} \left[\frac{kg}{m^2}\right] \tag{2.17}$$

En la ecuación, $P$ es la presión normalizada: $101{,}325[kPa]$ según la norma ISO 13443 para gas natural, $T$ corresponde al valor de temperatura en condiciones normales: $288{,}15\ K$ según la norma ISO 13443 para gas natural y $R_{CH_4}$ es la constante de gas del metano igual a $0{,}5181\ [^{kJ}/_{kg \cdot K}]$.

De esta forma, si se reordena la ecuación 2.13 y se reemplaza en:

$$\dot{V}_{total} = \dot{V}_{combustible} \cdot \left(1 + \frac{\rho_{combustible} \cdot V^{\circ}_{a,e}}{\phi}\right) \tag{2.18}$$

Finalmente, con la ecuación anterior y variando el valor de $\phi$ se calculan los flujos de combustible y oxidante a utilizar. Los resultados se presentan en las tablas a continuación, cabe destacar que los controladores de flujo a utilizar restringen la elección de los parámetros operacionales, aspecto que se tendrá en cuenta al seleccionar los diferentes $\phi$ con los que se evaluará el reactor.

**Tabla 2.6:** *Parámetros Operacionales del reactor.*

| $\boldsymbol{u\ [ms^{-1}]}$ | **0,32** | $\boldsymbol{u\ [ms^{-1}]}$ | **0,26** | $\boldsymbol{u\ [ms^{-1}]}$ | **0,2** |
|---|---|---|---|---|---|
| ***Caudal total*** $\boldsymbol{[lmin^{-1}]}$ | **20,15** | ***Caudal total*** $\boldsymbol{[lmin^{-1}]}$ | **16,37** | ***Caudal total*** $\boldsymbol{[lmin^{-1}]}$ | **12,59** |
| $\phi[-]$ | *Aire* $[lmin^{-1}]$ | *Metano* $[lmin^{-1}]$ | $\phi[-]$ | *Aire* $[lmin^{-1}]$ | *Metano* $[lmin^{-1}]$ | $\phi[-]$ | *Aire* $[lmin^{-1}]$ | *Metano* $[lmin^{-1}]$ |
| 0,1 | 19,9 | 0,22 | 0,1 | 16,2 | 0,18 | 0,1 | 12,5 | 0,14 |
| 0,2 | 19,7 | 0,44 | 0,2 | 16,0 | 0,36 | 0,2 | 12,3 | 0,27 |
| 0,3 | 19,5 | 0,65 | 0,3 | 15,8 | 0,53 | 0,3 | 12,2 | 0,41 |
| 0,4 | 19,3 | 0,86 | 0,4 | 15,7 | 0,70 | 0,4 | 12,1 | 0,54 |
| 0,5 | 19,1 | 1,06 | 0,5 | 15,5 | 0,86 | 0,5 | 11,9 | 0,66 |
| 0,6 | 18,9 | 1,26 | 0,6 | 15,3 | 1,02 | 0,6 | 11,8 | 0,79 |
| 0,7 | 18,7 | 1,45 | 0,7 | 15,2 | 1,18 | 0,7 | 11,7 | 0,91 |
| 0,8 | 18,5 | 1,64 | 0,8 | 15,0 | 1,33 | 0,8 | 11,6 | 1,03 |
| 0,9 | 18,3 | 1,83 | 0,9 | 14,9 | 1,49 | 0,9 | 11,4 | 1,14 |
| 1,5 | 17,3 | 2,88 | 1,5 | 14,0 | 2,34 | 1,5 | 10,8 | 1,80 |
| 2 | 16,5 | 3,66 | 2 | 13,4 | 2,97 | 2 | 10,3 | 2,29 |
| 2,5 | 15,8 | 4,38 | 2,5 | 12,8 | 3,56 | 2,5 | 9,9 | 2,73 |
| 3 | 15,1 | 5,03 | 3 | 12,3 | 4,09 | 3 | 9,4 | 3,15 |
| 3,5 | 14,5 | 5,64 | 3,5 | 11,8 | 4,58 | 3,5 | 9,1 | 3,52 |
| 4 | 14,0 | 6,19 | 4 | 11,3 | 5,03 | 4 | 8,7 | 3,87 |

### 2.3.3. Flujos de vapor de agua

El reactor tiene incorporado un generador de vapor para lograr el suministro (sección 2.4.1), a continuación se detalla el cálculo del flujo a ingresar al reactor. Se considerara una relación 1:1 entre el flujo de combustible y el de vapor de agua, esto implica que habrá un nuevo caudal y una nueva velocidad de filtración que circularán en el reactor. Para el cálculo de los nuevos flujos totales se utilizara la ecuación 2.19 :

$$\dot{V}_{total} = \dot{V}_{combustible} + \dot{V}_{oxidante} + \dot{V}_{vapor} \tag{2.19}$$

La cual, dada la razón 1:1 de combustible-vapor, se simplifica de la siguiente manera:

$$\dot{V}_{combustible} = \dot{V}_{vapor} \tag{2.20}$$

Utilizando las ecuaciones 2.19 y 2.20 podemos obtener la ecuación 2.21 :

$$\dot{V}_{total} = \dot{V}_{combustible} \cdot \left(2 + \frac{\rho_{combustible} \cdot V^{\circ}_{a,e}}{\phi}\right) \tag{2.21}$$

Con la ecuación 2.21 podemos obtener cada flujo a suministrar al reactor para la operación con vapor. Cabe destacar qué los resultados de la operación con vapor no están dentro de la extensión de este trabajo de investigación, pero los cálculos son presentados de igual manera:

**Tabla 2.7:** *Flujos obtenidos para la operación con vapor.*

| **Caudal** $[lmin^{-1}]$ | **Velocidad de filtracion** $[ms^{-1}]$ | $\phi$ - | **Aire** $[lmin^{-1}]$ | **Metano** $[lmin^{-1}]$ | **Vapor** $[lmin^{-1}]$ |
|---|---|---|---|---|---|
| 19,24 | 0,31 | 2 | 13,50 | 2,87 | 2,87 |
| 25,19 | 0,40 | 3 | 15,11 | 5,04 | 5,04 |

## 2.4. Sistemas de medición y control

### 2.4.1. Suministro de flujos del reactor

Se procede a describir brevemente los equipos necesarios y con qué características se suministra el aire, metano, vapor y combustible sólido para llevar a cabo los ensayos. En el caso del reactor de flujo recíproco para establecer la línea base, corresponde suministrar aire cómo oxidante y gas natural cómo combustible gaseoso.

#### Suministro de aire

El suministro de aire del reactor es realizado por un compresor del laboratorio de termo fluidos (figura 2.10) con las especificaciones expuestas en la tabla 2.8. El compresor cuenta con un sistema de filtros FRL (figura 2.11) principalmente para poder eliminar la humedad del aire y regular la presión con la qué entra este al reactor.

**Tabla 2.8:** *Características del compresor de aire.*

| **Compresor** | | **Motor** | |
|---|---|---|---|
| Modelo | V-0.25/8 | Modelo | YL90L-2 |
| Caudal | 250 $[lmin^{-1}]$ | Voltaje | 220 $[V]$ |
| Poder | 3 $[HP]$ | Poder | 3 $[HP]$ |
| Presión de salida | $0,8$ $[MPa]$ | Frecuencia | $50/60$ $[Hz]$ |
| Capacidad | 200 $[lt]$ | Corriente | $14,5/15,5$ $[A]$ |
| Tamaño (L x W x H) | $130 \times 50 \times 94$ $[cm]$ | Velocidad nominal | $2,800/3,450$ $[rmin^{-1}]$ |
| Peso | 120 $[kg]$ | | |




**Figura 2.10:** *Compresor NITRO Compressors V-0.25/8.*



**Figura 2.11:** *Filtro FRL de la línea de aire.*

### Suministro de gas natural

El suministro de gas natural es a través de la red interna de la universidad por medio de una válvula de acople que hay en el laboratorio de termo fluidos, además, se cuenta con un regulador de presión y un manómetro para ajustar cómo el gas natural ingresa a la línea del reactor. Como se menciono anteriormente, el aporte de metano a la composición volumétrica del gas natural suele estar entre $94-96\,\%$, aún así, los cálculos pertinentes a esta investigación se realizan asumiendo un $100\,\%$ de composición de metano.

### Suministro de vapor

El suministro de vapor es realizado por el generador de vapor (figura 2.13) con las especificaciones mostradas en la tabla 2.9:

**Tabla 2.9:** *Características caldera Chromalox CMB-15.OAS031-383.*

| **Especificaciones Caldera eléctrica** | |
|---:|---|
| Marca | Chromalox |
| Voltaje | $380\ [V]$ |
| Amperaje | $22,8\ [A]$ |
| Frecuencia | $50/60\ [Hz]$ |
| Caudal máximo | $52,5\ [lbsh^{-1}]$ |
| Presión permitida de trabajo | $100\ [psig]$ |
| Modelo | CMB-15.OAS031-383 |

Debido al alto flujo del generador de vapor se instaló a la salida de este una válvula de bola para restringir el paso, seguida de un bypass (figura 2.12) controlado por dos válvulas de aguja, esto de manera de regular lo mejor posible el caudal de vapor que entra al reactor. En la figura siguiente se puede observar tanto la caldera como el bypass implementado:



**Figura 2.12:** *Bypass para la regulación de caudal de vapor.*



**Figura 2.13:** *Caldera Chromalox CMB-15.OAS031-383.*

Dadas las condiciones de la instalación, se hizo necesario calibrar el bypass de la caldera de modo qué lograran los caudales de vapor necesario. Para esto, se instaló una línea auxiliar con una válvula de bola hacia el ambiente y otra válvula de bola hacia el reactor para restringir el paso a este, ambas posteriores a la válvula de aguja que daba hacia el reactor. La salida al ambiente se descarga a una probeta con resolución de $1\ [mL]$, con líquido en su interior. Con ayuda

de un cronómetro y regulando la válvula de aguja cada media vuelta se hicieron mediciones en línea del condensado que llegaba a la probeta para obtener el caudal correspondiente a cada variación de apertura de la válvula de aguja, obteniendo los resultados mostrados en la tabla 2.10. Con esta configuración, al operar el reactor es necesario cerrar la línea a la probeta y abrir la línea al reactor.

**Tabla 2.10:** *Datos para calibración del caudal de vapor.*

| **Media vuelta** | | |
|---|---|---|
| Tiempo $[s]$ | Diferencia volumen $[ml]$ | Caudal $[lmin^{-1}]$ |
| 5 | 10 | 3,2 |
| 10 | 8 | 2,6 |
| 15 | 9 | 2,93 |
| 20 | 9 | 2,93 |
| 25 | 10 | 3,2 |
| 30 | 9 | 2,93 |

Existe gran variación en los resultados obtenidos, pero permiten afirmar que se trabajó con una relación cercana a 1:1 de flujo de vapor de agua y flujo de combustible.

### Suministro de combustible sólido

Para la tercera parte de los experimentos, el reactor de medio poroso híbrido se hará funcionar con dos combustibles sólidos en su interior, carbón y biomasa. La siguiente tabla muestra las especificaciones de los combustibles que se utilizaron para los experimentos:

**Tabla 2.11:** *Análisis elemental de los combustibles sólidos.*

| Elemento | Unidad | Pellet de madera | Carbón |
|---|---|---|---|
| Carbono | $g_C/100g_{muestra}$ | $46,2 \pm 0,1$ | $68,2 \pm 0,4$ |
| Hidrógeno | $g_H/100g_{muestra}$ | $6,2 \pm 0,1$ | $5,03 \pm 0,3$ |
| Nitrógeno | $g_N/100g_{muestra}$ | $0,89 \pm 0,01$ | $2,03 \pm 0,04$ |
| Oxígeno | $g_O/100g_{muestra}$ | $27,7 \pm 0,06$ | $10,15 \pm 0,05$ |
| Azufré | $g_S/100g_{muestra}$ | $< 0,5$ | $0,55 \pm 0,07$ |

**Tabla 2.12:** *Poderes caloríficos, humedad y densidad del combustible sólido*

| | Unidad | Pellet de madera | Carbón |
|---|---|---|---|
| Poder calorífico superior | $[kg/kJ]$ | 18,811 | 26,565 |
| Poder calorífico inferior | $[kg/kJ]$ | 17,371 | 24,996 |
| Humedad | % | 7,72 | 6,45 |
| Densidad | $g/cm^3$ | 1,36 | 1,18 |

El análisis elemental se llevó a cabo en el Laboratorio de Química de la universidad y los respectivos informes de resultados se adjuntan en el Anexo D. Cabe destacar que la presente investigación se limita a presentar los resultados para la operación con carbón.

## 2.4.2. Control de flujos

Es necesario un sistema de control de flujos para regular con precisión los flujos de gas natural y aire requeridos en cada ensayo, para ello, se cuenta con controladores marca Aalborg que entregan caudal en $[lmin^{-1}]$. Cada controlador, uno por cada flujo, se disponen de forma que entreguen el caudal a través de la línea de suministro.

Estos controladores operan internamente mediante dos conductos, la mayor parte del gas entra al conducto primario y la otra pequeña parte es desviada al conducto secundario, un tubo sensor capilar de acero inoxidable. Dado qué el diseño de los conductos es de manera tal qué proporcionen un flujo laminar, mediante los principios de mecánica de fluidos y dimensionando adecuadamente los conductos se logra relacionar proporcionalmente los flujos que pasan a través de estos y por lo tanto, es posible conocer y regular el flujo másico. Los controladores, además, son regulables manualmente, esto mediante un tornillo sin fin ubicado a un costado del equipo.

En la siguiente tabla se resume la información de funcionamiento de cada controlador: rango, resolución y presión máxima:

**Tabla 2.13:** *Características de operación de controladores de flujo.*

| **Marca** | **Gas** | **Rango** $[lmin^{-1}]$ | **Resolución** $[lmin^{-1}]$ | **Presión máxima** $[psi]$ ([kPa]) |
|---|---|---|---|---|
| Aalborg | Aire | $0-30$ | $0,1$ | 1,000(6,800) |
| Aalborg | Metano | $0-5$ | $0,01$ | 1,000(6,800) |

### 2.4.3. Sistema de extracción y muestreo de gases de escape

De manera de analizar los gases de escape que son liberados gracias a las reacciones que ocurren dentro del reactor, es necesario obtener muestras experimentales de los mismos. Cómo se describió en la sección 2.2, el reactor cuenta con dos cámaras laterales (figura 2.6 y 2.5) por las cuales salen gases de escape o entran gases reactantes, dependiendo del semi-ciclo de funcionamiento. El reactor cuenta además, con un sistema de extracción de gases de escape, conectado a dichas cámaras, mediante dos válvulas de bola y un tubo de cobre. Con esto se hace posible conectar al reactor el sistema de toma de muestras que se describe a continuación.

#### Sistema de toma de muestras

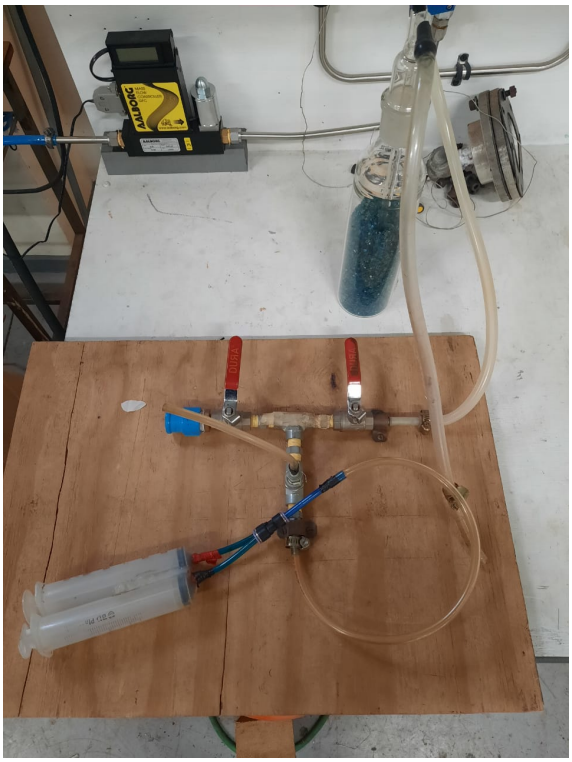


**Figura 2.14:** *Sistema de toma de muestras.*

En la figura 2.14 se puede distinguir el sistema de muestreo utilizado, este se conecta directamente al sistema de extracción de gases de escape del reactor mediante dos válvulas de bola, entre ellas, el gas a caracterizar pasa por un filtro higroscópico de silicagel, agente que se encarga de absorber la fracción húmeda del gas. Luego, la otra válvula de bola abre paso a una conexión en "T", cuyas otras salidas son: al ambiente, controlada por la última válvula de bola del sistema, y a la extracción, la cual se produce por presión negativa accionando manualmente dos jeringas de 60$[mL]$ cada una. La extracción es acumulada en una bolsa de muestreo acondicionada para tales fines (FlexFoil®/ Tedlar®/ $SKC, Inc.$).

Cómo se mencionó, la muestra es filtrada en cuanto a humedad, esto debido a qué el gas a inyectar al sistema cromatográfico no debe contener vapor de agua. Por otro lado, también se debe cuidar la temperatura del gas al entrar al sistema de muestreo de gases, para lo que se instaló una termocupla del Tipo K en la salida de gases de escape al ambiente, y previo a los muestreos se verificó que esta medición no registrara más de 60 $^{\circ}C$.

### 2.4.4. Cromatografía Gaseosa

En la investigación presente y para obtener resultados de conversión de hidrógeno, se aplicó la cromatografía gaseosa como método analítico instrumental. Con esto, es posible la identificación y cuantificación del hidrógeno en una muestra por medio de mecanismos de separación selectiva.

El laboratorio de termodinámica de la universidad cuenta con un Cromatógrafo PerkinElmer CLARUS 580 que esta representado en la imagen 2.15, este equipo se compone de un sistema de inyección de muestra, una columna cromatográfica Molesive 5A80/100 y el detector del tipo conductividad térmica.



**Figura 2.15:** *Fotografía del Cromatógrafo PerkinElmer CLARUS 580.*

### 2.4.5. Sistema de adquisición de datos de temperatura

El sistema de adquisición de datos de temperatura dentro del reactor esta compuesto por siete termocuplas tipo S de 0,8 $[mm]$ de diámetro instaladas en ambos reactores a través de varillas termocuplas de cerámica, estas se posicionan a una distancia equidistante de 50 $[mm]$ entre si.

Las termocuplas consisten en un filamento de platino y otro de platino-rodio, que están enlazados entre si y que al cambiar de temperatura emiten un diferencial de voltaje, este diferencial de voltaje es captado por un adquisidor de datos el cual recibe una señal análoga y entrega una señal digital a un software que finalmente la convierte en un dato de temperatura. El adquisidor de datos utilizado en este reactor es de la marca OMEGA modelo OMB-DAQ-56 y el software Personal DAQVIEW transforma la señal análoga en una señal digital de temperatura para poder analizarla.

## 2.5. Procedimiento experimental propuesto

En esta sección se incluye el procedimiento para cada función que se lleva a cabo con el reactor de flujo recíproco relevante para este trabajo de investigación. Se busca detallar paso por paso cada una de las operaciones: encendido del reactor, operación con inyección lateral de aire y combustible (en premezcla) con y sin vapor, toma de muestras, y el apagado del reactor.

En primer lugar, es importante que cada usuario sea conocedor de los riesgos implicados en la operación del reactor y él cómo afrontar una posible falla o accidente, además de estar siempre equipado con los EPP correspondientes. En el Anexo C se adjunta el Informe de Análisis de trabajo seguro y el listado de chequeo para operación utilizados en el laboratorio.

Previó al encendido del reactor, se realizan ciertas pre-pruebas para corroboran el buen funcionamiento de algunos de los sistemas principales. La primera es activar el detector de hidrocarburos para qué este se active en caso de haber fugas y además, se enciende la campana extractora de gases del laboratorio. Por otro lado, es necesario regular los flujos de aire y gas natural a una configuración de operación con relación de equivalencia ($\phi$) igual a 1, cómo también, regular la presión de la línea de aire a 1 *bar* utilizando el manómetro de los filtros FRL. La presión de la línea de gas natural ya viene regulada a 1 *bar*. Otro aspecto importante a considerar es que lograr que el frente de combustión se desplace a

lo largo del reactor, este nunca deberá alcanzar las termocuplas $T_1$, $T_6$, ni $T_7$, esto debido a inconvenientes de operación.

En este procedimiento se nombraran las termocuplas de la manera ilustrada en la imagen 2.16.

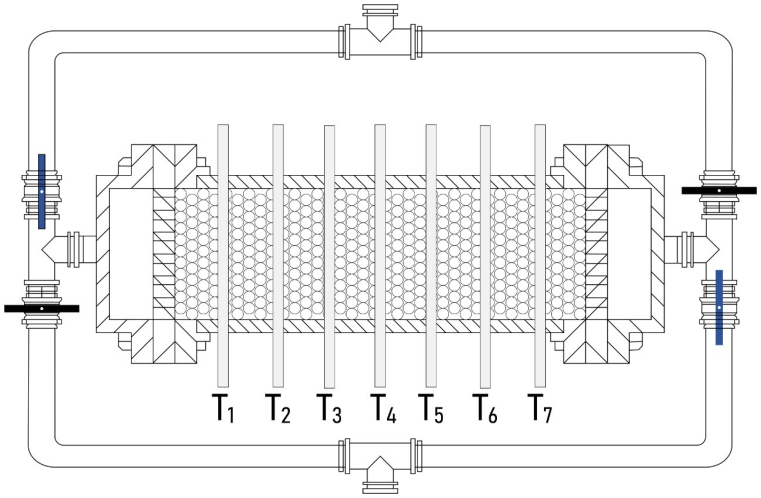



**Figura 2.16:** *Esquema del sistema de muestreo térmico.*

A continuación se presenta la lista de todas las válvulas de operación del reactor:

**Tabla 2.14:** *Listado de válvulas en mostradas en los diagramas de instalación 2.2 y 2.3.*

| | | |
|---|---|---|
| Línea de Inyección Lateral | VILI | Válvula de bola 1/2” inyección lateral izquierda |
| | VILD | Válvula de bola de 1/2” inyección lateral derecha |
| Línea de Gas Natural | VGN1 | Válvula de bola gas natural 1 |
| | VGN2 | Válvula de bola gas natural 2 |
| | VGN3 | Válvula de bola gas natural 3 |
| | VGNL | Válvula de bola 3/8” gas natural lateral |
| Línea de Vapor | VV1 | Válvula de aguja vapor bypass 1 |
| | VV2 | Válvula de aguja vapor 2 |
| | VV3 | Válvula de bola 1/2” vapor |
| | VVI | Válvula de bola 1/2” vapor izquierdo |
| | VVD | Válvula de bola 1/2” vapor derecho |
| Línea de Aire | VA1 | Válvula de aguja aire 1 |
| | VA2 | Válvula de bola aire 2 |
| | VAL | Válvula de bola 3/8” aire lateral |
| Línea de Combustible Sólido | VICS | Válvula de bola 1/2” inyección de combustible sólido |
| | VSCS | Válvula de bola 1/2” eliminación de cenizas |
| Línea de Toma de Muestra | VTMI | Válvula de bola 1/4” toma de muestra izquierda |
| | VTMD | Válvula de bola 1/4” toma de muestra derecha |
| | VTM1 | Válvula de bola 1/4” toma de muestra 1 |
| | VTM2 | Válvula de bola 1/4” toma de muestra 2 |
| | VTM3 | Válvula de bola 1/4” toma de muestra 3 |
| Línea de Gases de Escape | VGEI | Válvula de bola 1/4” gases escape izquierda |
| | VGED | Válvula de bola 1/4” gases escape derecha |

### 2.5.1. Encendido del reactor

- Se abre el programa Personal DAQVIEW del computador y se comienza a grabar.
- Se realiza un precalentamiento de la matriz porosa mediante un soplete de gas licuado, que se introduce por la tapa entre los anillos.
- Una vez alcanzada la temperatura de 650 $^{\circ}C$ en $T_3$, se abre las válvulas VGN3, VAL, VGNL y VILI dando paso al gas natural y el aire dentro del reactor (caudal regulado a relación de equivalencia igual a 1), también se abre la válvula VGED correspondiente a la línea de gases de escape, configuración que corresponde al sentido de flujo A-B.
- Al superar la $T_3$ o $T_4$ los 1000 $^{\circ}C$ se procede a cambiar la relación de equivalencia a 2 aún con sentido A-B, el frente de combustión comienza a desplazarse.
- Una vez que la $T_5$ alcanza la máxima temperatura, en este punto se invierte el flujo. Para invertir el flujo se deben cerrar las válvulas VGED y VILI y abrir las válvulas VGEI y VILD, así el frente de combustión viaja ahora con sentido B-A.
- Luego, cuando la temperatura máxima llegue a la $T_3$ se saca el soplete y se procede a cerrar el reactor.
- Una vez cerrado y llegando la temperatura máxima a la termocupla $T_2$, el reactor esta listo para operar en sentido A-B, según la configuración necesaria para el ensayo.

### 2.5.2. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) sin vapor del reactor inerte

Para esta operación se ocupa el reactor solo con inyección lateral de aire y gas natural, donde se emplea cambios de inyección lateral cuando el frente de combustión esté cercano al otro extremo del reactor.

- Se regula el caudal de aire y combustible en $[lmin^{-1}]$ de acuerdo a la relación de equivalencia a ensayar.
- Cuando el frente de combustión va desde A-B dentro del reactor, están abiertas las válvulas: VGED, VGN1, VGN2, VGN3, VGNL, VA1 VA2, VAL, VILI.
- Al alcanzar la temperatura máxima en $T_5$ se emplea el cambio de inyección lateral con sentido B-A cerrando las válvulas VILI, VGED y abriendo simultáneamente las válvulas VILD, VGEI.
- Al alcanzar la temperatura máxima en $T_2$, se emplea el cambio de inyección lateral con sentido A-B nuevamente, cerrando las válvulas VILD, VGEI y abriendo simultáneamente las válvulas VILI y VGED.

### 2.5.3. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con vapor del reactor inerte

La operación con vapor tiene mayores dificultades ya que los flujos de vapor entregados por la caldera son inestables, aumentando la posibilidad de apagado del reactor. Cuando se realiza un cambio de inyección lateral de vapor existe un tiempo significativo que demora el vapor en llegar efectivamente al reactor debido a la condensación que hay en la línea.

En primera instancia se debe encender la caldera y regular su presión a 1 *bar*, luego se debe abrir muy poco (distancia ya medida en la calibración) la válvula VV3 y se debe abrir completamente la válvula del bypass VV1. Con esto la línea de vapor queda preparada para la operación.

- Se regula el caudal de aire y combustible en $[lmin^{-1}]$ de acuerdo a la relación de equivalencia a ensayar.

- Se regula el caudal de vapor con la válvula de aguja VV2 de acuerdo a la relación establecida para el suministro (media vuelta o una vuelta).
- Las válvulas abiertas para que el reactor funcione en sentido A-B son: VGED, VGN1, VGN2, VGN3, VGNL, VA1, VA2, VAL, VILI, además, se abre VVI para que entré el vapor a la premezcla.
- Una vez que el frente de combustión llega a $T_5$, se cierran las válvulas VILI, VGED y se abren las válvulas VILD y VGEI. Se cierra VVI y rápidamente se procede a reconectar el vapor a la línea para abrir VVD para poder operar en sentido B-A.
- De forma similar, al llegar el frente de combustión a $T_2$, se procede a cambiar a sentido A-B y a reconfigurar los parámetros operacionales de ser necesario.

### 2.5.4. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con combustible sólido y sin vapor

Para esta operación se ocupa el reactor solo con inyección lateral de aire y gas natural, donde se emplea cambios de inyección lateral cuando el frente de combustión esté cercano al otro extremo del reactor.

- Se abre la válvula VICS y se recarga la cámara de combustible sólido.
- Se regula el caudal de aire y combustible en $[lmin^{-1}]$ de acuerdo a la relación de equivalencia a ensayar.
- Cuando el frente de combustión va desde A-B dentro del reactor, están abiertas las válvulas: VGED, VGN1, VGN2, VGN3, VGNL, VA1 VA2, VAL, VILI.
- Cuando la temperatura de $T_5$ empieza a aumentar y supera los 700 $°C$, se abre la válvula VCSC qué libera las cenizas al ambiente y se cierra inmediatamente. Se procede a recargar el combustible sólido abriendo la válvula VICS.
- Al alcanzar la temperatura máxima en $T_5$ se emplea el cambio de inyección lateral con sentido B-A cerrando las válvulas VILI, VGED y abriendo simultáneamente las válvulas VILD, VGEI.
- Cuando la temperatura de $T_2$ empieza a aumentar y supera los 700 $°C$, se abre la válvula VCSC qué libera las cenizas al ambiente y se cierra inmediatamente. Se procede a recargar el combustible sólido abriendo la válvula VICS.
- Al alcanzar la temperatura máxima en $T_2$, se emplea el cambio de inyección lateral con sentido A-B nuevamente, cerrando las válvulas VILD, VGEI y abriendo simultáneamente las válvulas VILI y VGED.

### 2.5.5. Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con combustible sólido y con vapor

La operación con vapor tiene mayores dificultades ya que los flujos de vapor entregados por la caldera son inestables, aumentando la posibilidad de apagado del reactor. Cuando se realiza un cambio de inyección lateral de vapor existe un tiempo significativo que demora el vapor en llegar efectivamente al reactor debido a la condensación que hay en la línea.

En primera instancia se debe encender la caldera y regular su presión a $1bar$, luego se debe abrir muy poco (distancia ya medida en la calibración) la válvula VV3 y se debe abrir completamente la válvula del bypass VV1. Con esto la línea de vapor queda preparada para la operación.

- Se abre la válvula VICS y se recarga la cámara de combustible sólido.
- Se regula el caudal de aire y combustible en $[lmin^{-1}]$ de acuerdo a la relación de equivalencia a ensayar.

- Se regula el caudal de vapor con la válvula de aguja VV2 de acuerdo a la relación establecida para el suministro (media vuelta o una vuelta).
- Las válvulas abiertas para qué el reactor funcione en sentido A-B son: VGED, VGN1, VGN2, VGN3, VGNL, VA1, VA2, VAL, VILI, además, se abre VVI para que entré el vapor a la premezcla.
- Una vez que el frente de combustión llega a $T_5$, se cierran las válvulas VILI, VGED y se abren las válvulas VILD y VGEI. Se cierra VVI y rápidamente se procede a reconectar el vapor a la línea para abrir VVD para poder operar en sentido B-A.
- Inmediatamente después del paso anterior se abre la válvula VCSC qué libera las cenizas al ambiente y se cierra inmediatamente. Se procede a recargar el combustible sólido abriendo la válvula VICS.
- De forma similar, al llegar el frente de combustión a $T_2$, se procede a cambiar a sentido A-B y a reconfigurar los parámetros operacionales de ser necesario.
- Inmediatamente después del paso anterior se abre la válvula VCSC qué libera las cenizas al ambiente y se cierra inmediatamente. Se procede a recargar el combustible sólido abriendo la válvula VICS.

### 2.5.6. Toma de muestras

Para poder comparar entre las muestras que se obtendrán, se busca realizarlas en un punto de operación estable y representativo del reactor. Se escogió para ello el momento en que $T_4$ alcanza la temperatura máxima, de manera qué los gases de escape logren un mismo tiempo de residencia en el reactor, ya sea para la operación en sentido A-B o B-A.

Una vez que el reactor esta funcionando en las condiciones de operación de las qué se requieren muestras y justo después de cambiar el sentido de los flujos, se puede comenzar con el procedimiento de muestreo. Este se realiza en tres partes: primero, se debe purgar la línea de muestreo al menos tres veces. Luego, se debe también purgar la bolsa de muestreo para qué se encuentre acondicionada justo antes de recibir el gas, al menos dos veces. Finalmente, se procede a llenar la bolsa de muestreo con los gases de escape. Los pasos a seguir para cada etapa se detallan a continuación:

#### Saturación de la línea de muestreo

1. Para saturar la línea de muestreo en sentido A-B, deben estar abiertas las válvulas VTMD y VTM1. Y para hacerlo en sentido B-A, deben estar abiertas las válvulas VTMI y VTM1.
2. Se abre la válvula VTM2.
3. Se accionan manualmente las jeringas para generar presión negativa en la línea de muestreo.
4. Se cierra la válvula VTM2.
5. Se abre la válvula VTM3.
6. Se eliminan los gases accionando las jeringas.
7. Se cierra la válvula VTM3.
8. Se repite desde el paso 2, al menos 3 veces.

#### Purga de la bolsa de muestreo

1. Para purgar la bolsa de muestreo en sentido A-B, deben estar abiertas las válvulas VTMD y VTM1. Y para hacerlo en sentido B-A, deben estar abiertas las válvulas VTMI y VTM1.
2. Se abre la válvula VTM2.
3. Se accionan manualmente las jeringas para generar presión negativa en la línea de muestreo.
4. Se cierra VTM2.

5. Se abre la bolsa de muestreo.
6. Se descargan las jeringas hacía la bolsa de muestreo.
7. Se cierra la bolsa de muestreo.
8. Se repite los pasos 2-7 hasta el punto en que la bolsa ya se considere medio llena.
9. Se abre la válvula VTM3 y la bolsa para descargar los gases al ambiente.
10. Se repite desde el paso 2, al menos 3 veces.

#### Llenado de la bolsa de muestreo

1. Es importante que se continué con este paso siempre y cuando la línea haya sido saturada y la bolsa haya sido purgada.
2. Para llenar la bolsa de muestreo en sentido A-B, deben estar abiertas las válvulas VTMD y VTM1. Y para hacerlo en sentido B-A, deben estar abiertas las válvulas VTMI y VTM1.
3. Se abre la válvula VTM2.
4. Se accionan manualmente las jeringas para generar presión negativa en la línea de muestreo.
5. Se cierra VTM2.
6. Se abre la bolsa de muestreo.
7. Se descargan las jeringas hacía la bolsa de muestreo.
8. Se cierra la bolsa de muestreo.
9. Se repite los pasos 2-7 hasta el punto en que la bolsa ya se considere totalmente llena.
10. En este punto la bolsa de muestreo esta lista para ser desconectada de la línea.

### 2.5.7. Apagado del reactor

Una vez tomadas las muestras y al tener los datos del registro de temperaturas de los ciclos B-A y A-B, es necesario apagar el reactor y desenergizar el resto de los dispositivos eléctricos, entre ellos el generador de vapor.

- Se detiene la grabación del programa Personal DAQVIEW, para proceder a desconectar todo.
- Se desconecta la caldera generadora de vapor cerrando las válvulas VVI, VVD y VV2.
- Se cierran las válvulas VA1, VA2 donde se restringe el paso de aire al reactor y se apaga el compresor.
- Se cierra las válvulas VGN1, VGN2 y VGN3 que dan paso al combustible, esperando que la lectura del controlador de flujo indique 0 $lmin^{-1}$.
- Se espera que el manómetro de la línea de aire indique 0 $[bar]$.
- Se cierran las válvulas VILI, VILD, VGNL, VAL y se dejan abiertas las válvulas VGED y VGEI.
- Se deja enfriar el reactor sin que ningún gas que fluya dentro ya que las variaciones rápidas de temperatura hacen más frágil el material, se espera hasta que la temperatura disminuya de los 200 $^{\circ}C$.
- Se apagan los controladores de flujo y el computador del laboratorio.
- Se apaga el detector de hidrocarburos y la campana extractora de gases.

# Capítulo 3

# Resultados experimentales

Este trabajo de titulo consistió en pruebas experimentales realizadas con dos reactores de flujo recíproco cuyas características fueron descritas en detalle en el capitulo anterior (2).

El reactor de medio poroso totalmente inerte se operó bajo doce condiciones de operación diferentes en total, esto con el fin de obtener una línea base en cuanto a perfiles térmicos, temperaturas máximas y conversiones de hidrógeno. Nueve de ellas fueron operaciones con mezclas ricas en combustible, a diferentes relaciones de equivalencia y variando la velocidad de filtración. Las tres restantes fueron para una misma relación de equivalencia pobre en combustible y variando la velocidad de filtración.

Luego, los ensayos realizados en el reactor de medio poroso híbrido fueron bajo dos condiciones de operación distintas, una con mezcla rica en combustible y otra con mezcla muy pobre en combustible, a una misma velocidad de filtración.

En este capitulo se procede a describir y reflejar mediante los gráficos pertinentes, los resultados obtenidos en las pruebas experimentales de ambos reactores utilizados. También, se presentan los resultados del análisis de gases de la mayoría de las pruebas experimentales y un análisis comparativo de los resultados en base a la literatura existente. Cabe destacar que los datos obtenidos con el sistema de adquisición de datos descrito en la sección 2.4.5 del capitulo anterior (2) corresponden a datos de temperatura v/s tiempo. De dicha data se obtienen directamente los gráficos presentados en el Anexo E, pero es mediante un manejo y estudio posterior de la misma que se pueden lograr los análisis presentados a continuación.

## 3.1. Estabilización del reactor de medio poroso inerte

En primer lugar, se opera el reactor de medio poroso inerte con una velocidad de filtración de $u = 0,2\ [m/s]$ y una relación de equivalencia de $\phi = 2,5\ [-]$, realizando un total de cuatro ciclos de operación continua (en sentido izquierda-derecha y luego derecha izquierda). En la figura 3.1 se pueden observar las temperaturas máximas, promedio y la velocidad del frente de combustión obtenidas para dichas operaciones, estos valores se mantienen estables a lo largo de cada ciclo realizado. Por lo mismo, se puede afirmar que se alcanza un equilibrio térmico y por lo tanto la representatividad de lo que está sucediendo dentro del reactor es indiferente al ciclo de funcionamiento en el que fueron adquiridos los datos.

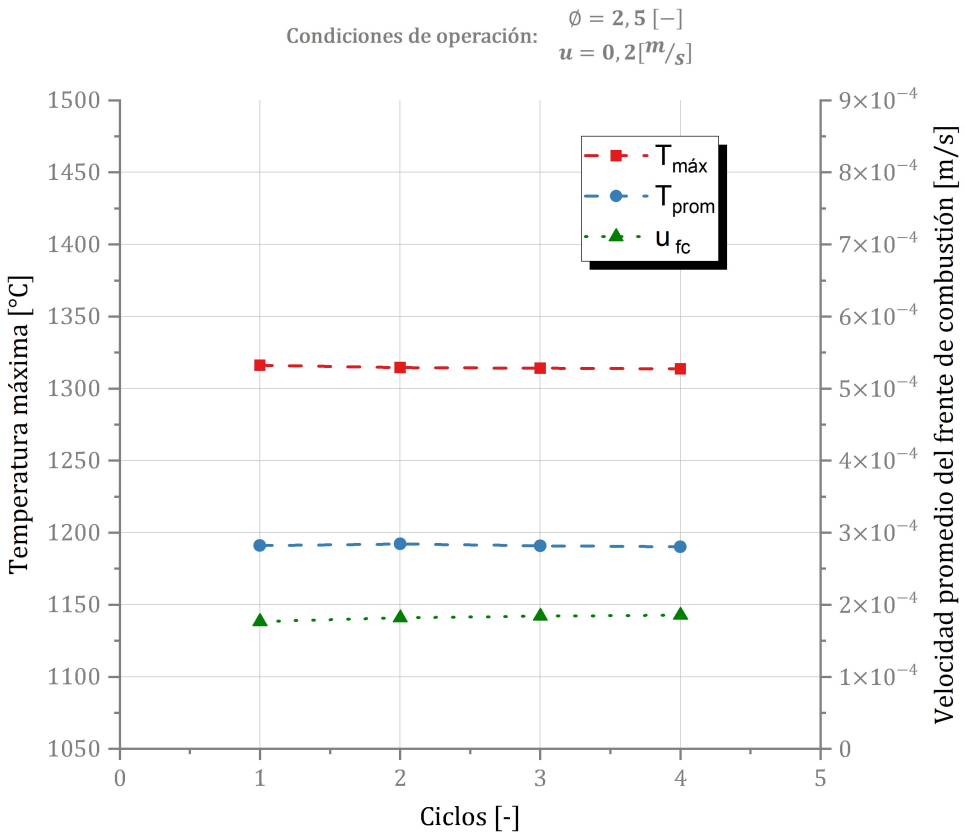



**Figura 3.1:** *Temperaturas y velocidades alcanzadas en el ensayo de equilibrio térmico MPI.*

## 3.2. Resultados reactor de medio poroso inerte

Para realizar la presentación y posterior análisis de resultados obtenidos con este reactor se tienen las siguientes consideraciones:

- Se denomina A-B al semiciclo en el que el flujo recorre el reactor de izquierda a derecha y se denomina B-A cuando lo hace de derecha a izquierda. El ciclo completo esta compuesto por un semiciclo A-B seguido de un semiciclo B-A.
- Para mezclas ricas, el semiciclo se maneja entre las termocuplas $T_2$ y $T_5$ y para mezclas pobres se hace entre las termocuplas $T_2$ y la $T_4$. Esto debido a problemas operacionales y de seguridad.
- Los gráficos que se utilizan en el análisis de este reactor fueron elaborados con datos del tercer semiciclo A-B y el cuarto semiciclo B-A de operación (segundo ciclo completo).

- La temperatura promedio corresponde al promedio de las temperaturas máximas de las termocuplas $T_2$, $T_3$, $T_4$, $T_5$ en mezclas ricas y de las termocuplas $T_2$, $T_3$ y $T_4$ en mezclas pobres, considerando un ciclo completo.

- Para calcular la velocidad del frente de combustión se utilizó la ecuación 3.1, donde $d$ representa la distancia entre termocuplas, $t_n$ es el tiempo en el que el frente de combustión se encuentra en la termocupla $n$ y $t_{n-1}$ es el tiempo en el que el frente de combustión se encuentra en la termocupla $n-1$:

$$u_{fc}(T_{max}) = \frac{d}{t_n - t_{n-1}} \; [m/s] \tag{3.1}$$

Los resultados obtenidos para el reactor de medio poroso inerte en este trabajo de título se dividen en dos grupos: mezclas ricas y mezclas pobres.

### 3.2.1. Mezclas ricas

En la tabla 3.1 se resumen los resultados de temperaturas máximas, temperatura promedio y velocidad promedio del frente de combustión para las diferentes condiciones operacionales que se ensayaron con mezclas ricas:

| Condición operacional | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\phi$ $[-]$ | $u$ $[m/s]$ | Ciclo 2 Semiciclo | $T_{2,max}$ $^\circ C$ | $T_{3,max}$ $^\circ C$ | $T_{4,max}$ $^\circ C$ | $T_{5,max}$ $^\circ C$ | $T_{prom}$ $^\circ C$ | $u_{fc,prom}$ $[m/s]$ |
| 2 | 0,2 | A-B | 1320,6 | 1328,7 | 1153,4 | 1054,0 | 1217,3 | 0,000135 |
| | | B-A | 1232,0 | 1269,7 | 1221,5 | 1159,0 | | |
| | 0,26 | A-B | 1360,6 | 1377,6 | 1173,9 | 1079,2 | 1251,0 | 0,000178 |
| | | B-A | 1256,6 | 1298,9 | 1259,3 | 1201,7 | | |
| | 0,32 | A-B | 1399,6 | 1420,3 | 1209,6 | 1121,3 | 1291,0 | 0,000234 |
| | | B-A | 1302,7 | 1339,8 | 1304,7 | 1229,8 | | |
| 2,5 | 0,2 | A-B | 1308,3 | 1314,6 | 1121,1 | 998,5 | 1192,1 | 0,000182 |
| | | B-A | 1204,1 | 1247,1 | 1207,4 | 1135,9 | | |
| | 0,26 | A-B | 1323,5 | 1340,3 | 1151,4 | 1067,1 | 1226,9 | 0,000257 |
| | | B-A | 1247,6 | 1279,9 | 1232,5 | 1173,3 | | |
| | 0,32 | A-B | 1348,9 | 1370,5 | 1195,0 | 1104,1 | 1259,7 | 0,000326 |
| | | B-A | 1281,2 | 1314,8 | 1266,6 | 1196,8 | | |
| 3 | 0,2 | A-B | 1286,7 | 1293,2 | 1159,7 | 1068,3 | 1198,3 | 0,000265 |
| | | B-A | 1217,2 | 1249,2 | 1192,1 | 1120,5 | | |
| | 0,26 | A-B | 1299,9 | 1313,4 | 1132,1 | 1039,4 | 1204,6 | 0,000322 |
| | | B-A | 1232,1 | 1264,3 | 1218,5 | 1136,8 | | |
| | 0,32 | A-B | 1321,8 | 1336,8 | 1177,1 | 1080,3 | 1236,0 | 0,000396 |
| | | B-A | 1263,4 | 1295,0 | 1249,3 | 1164,4 | | |

**Tabla 3.1:** *Resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión MPI en mezclas ricas.*

### Temperatura promedio, temperatura máxima y velocidad del frente de combustión

Para cada una de las nueve operaciones en el reactor de medio poroso completamente inerte con mezclas ricas en combustible se representan: en la figura 3.2 la temperatura promedio, en la figura 3.3 la temperatura máxima en contraste con la temperatura adiabática y en la figura 3.4 la velocidad de frente de combustión obtenidas.

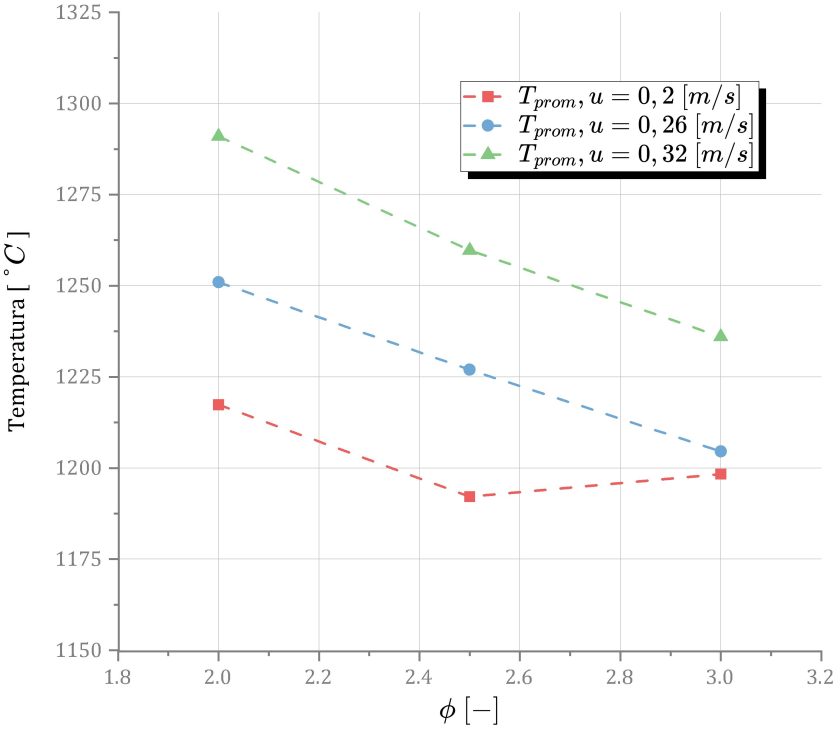



**Figura 3.2:** *Temperatura promedio obtenida en cada ensayo MPI de mezclas ricas.*

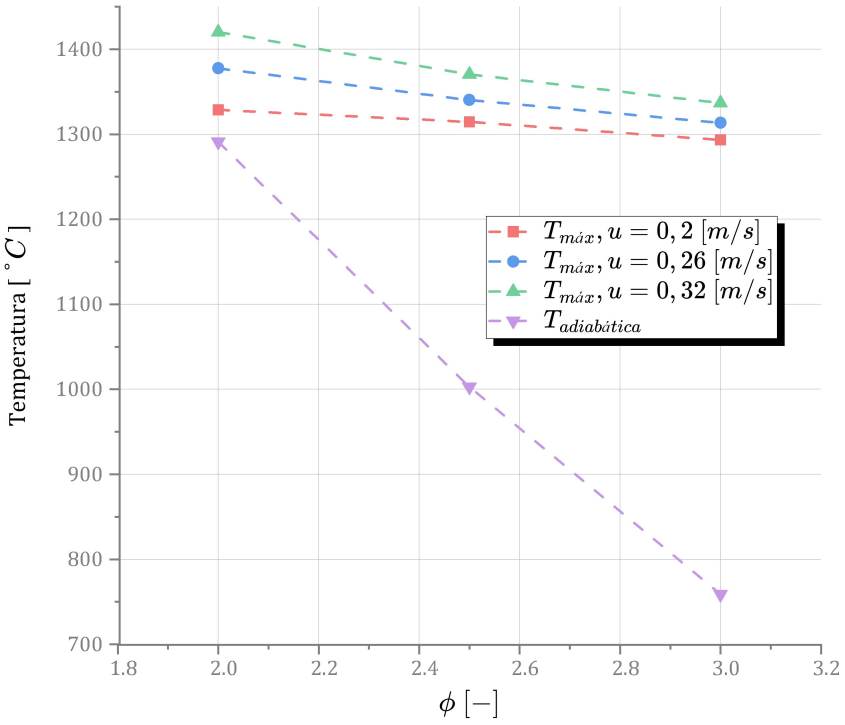



**Figura 3.3:** *Temperatura máxima obtenida en cada ensayo MPI de mezclas ricas y su correspondiente temperatura adiabática.*

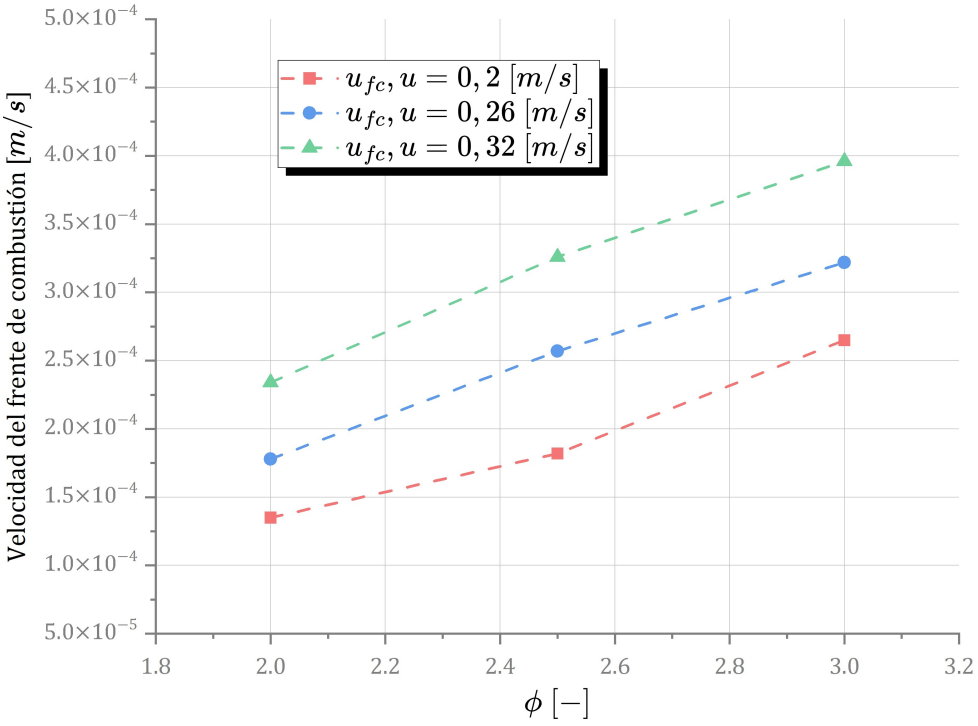



**Figura 3.4:** *Velocidad del frente de combustión obtenida en cada ensayo MPI de mezclas ricas.*

### Perfil térmico y avance del frente de combustión

Considerando la condición de operación del reactor de medio poroso inerte con una relación de equivalencia $\phi = 2[-]$ y una velocidad de filtración $u = 0,2[m/s]$ se presentan en las figuras 3.5, 3.6, 3.7 y 3.8 los perfiles térmicos para los tiempos de ensayo $t = 88[s]$, $t = 419[s]$, $t = 791[s]$ y $t = 1272[s]$ respectivamente. Se escoge esta única condición ya que, en general, los perfiles térmicos resultantes son similares para todas las condiciones de ensayo en mezclas ricas y porque es la condición en que se ensaya el reactor de medio poroso híbrido. Los tiempos seleccionados corresponden al momento en que se alcanza la temperatura máxima en cada termocupla considerada en la operación del reactor en sentido A-B ($T_2$, $T_3$, $T_4$ y $T_5$). De forma de mantener el mismo criterio, los perfiles ilustrados en la dirección B-A en cada una de las figuras corresponden a estos mismos tiempos en el propio ciclo y no al momento en que se registra la mayor temperatura en cada termocupla al operar en este sentido.

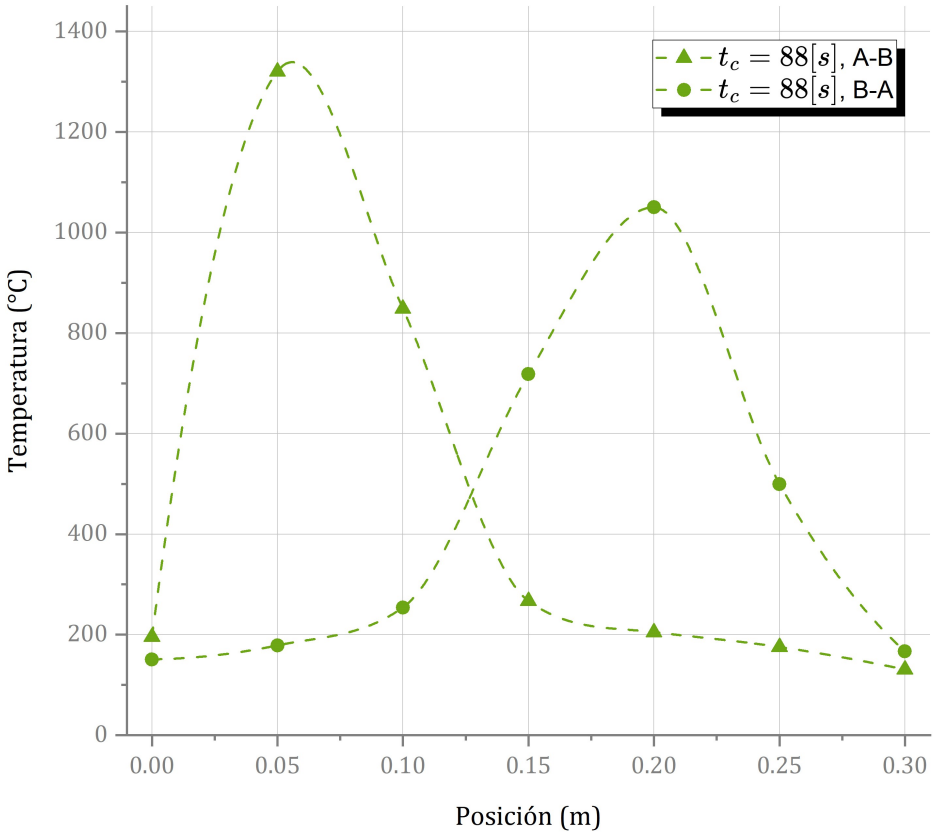



**Figura 3.5:** *Perfil térmico del reactor MPI al tiempo* $t = 88[s]$ *en la condición operacional con* $\phi = 2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

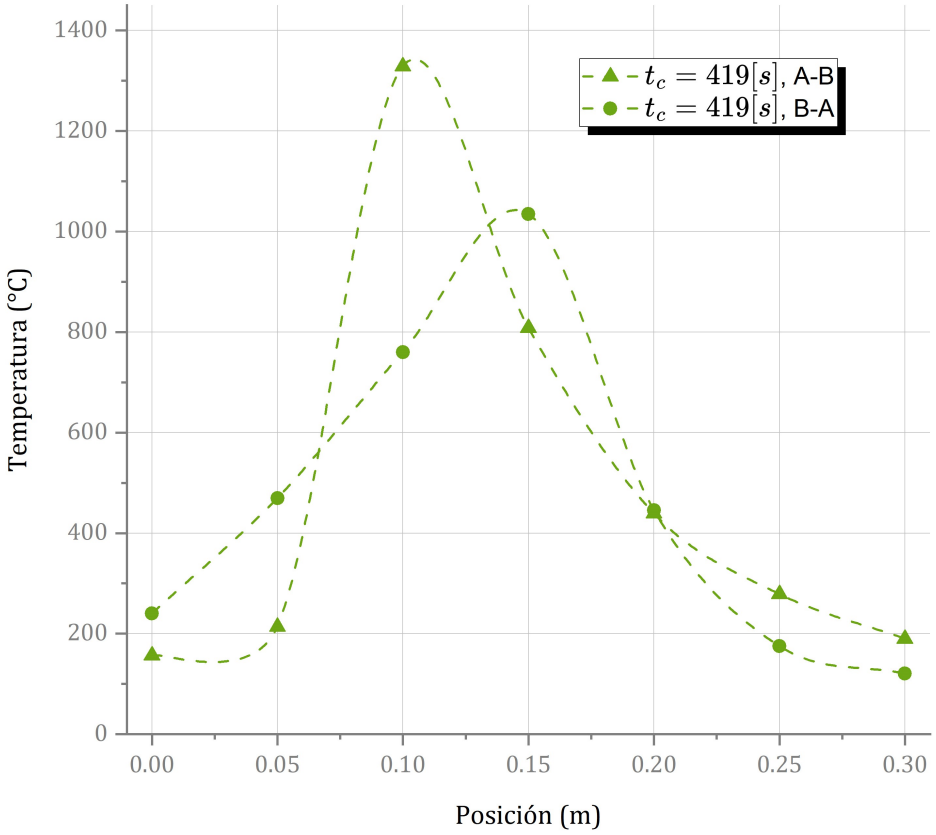



**Figura 3.6:** *Perfil térmico del reactor MPI al tiempo* $t = 419[s]$ *en la condición operacional con* $\phi = 2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

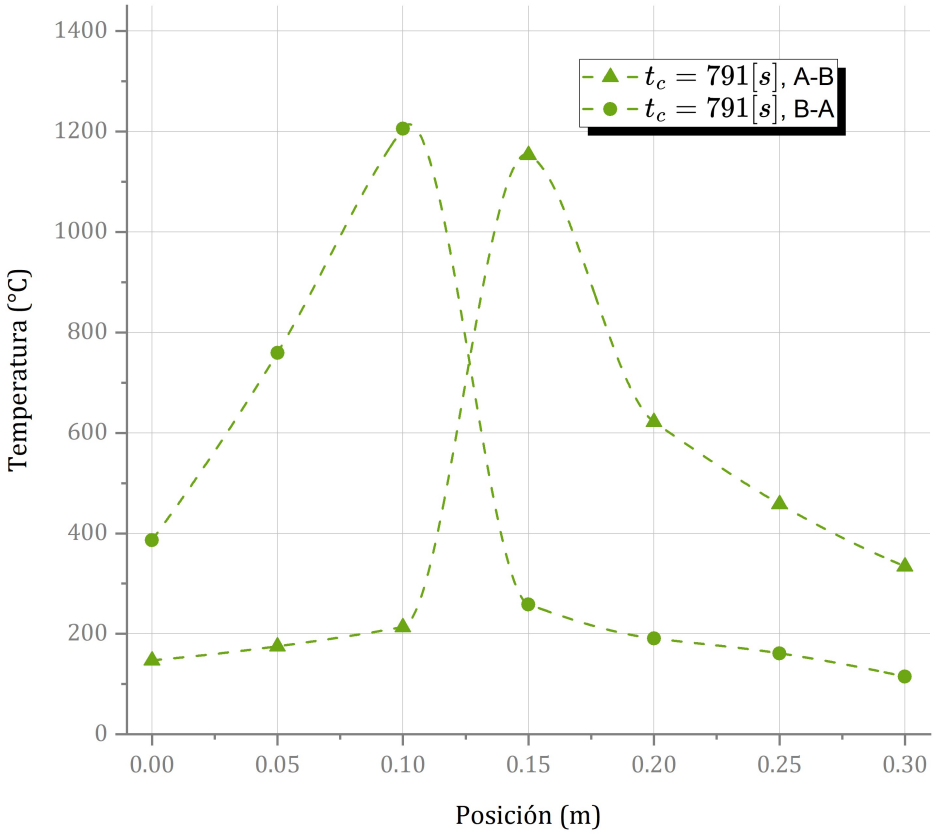



**Figura 3.7:** *Perfil térmico del reactor MPI al tiempo* $t = 791[s]$ *en la condición operacional con* $\phi = 2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

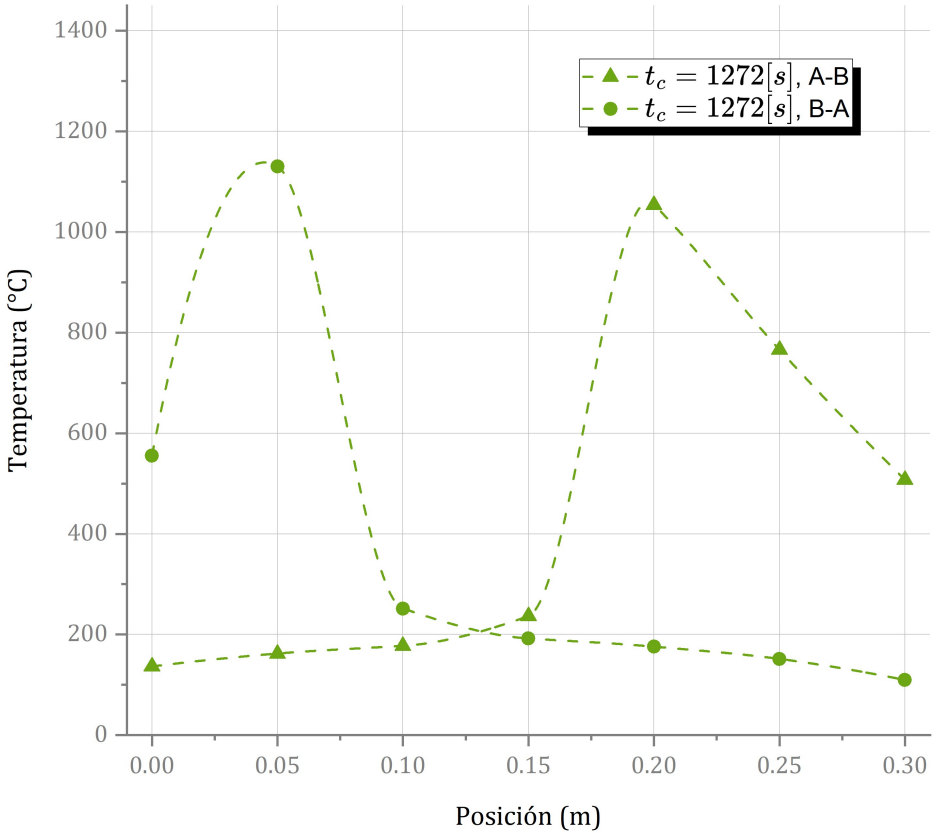



**Figura 3.8:** *Perfil térmico del reactor MPI al tiempo* $t = 1272[s]$ *en la condición operacional con* $\phi = 2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

Además, para la misma condición de operación ($\phi = 2[-]$ y $u = 0,2[m/s]$), se representa en las figuras 3.9 y 3.10 el viaje del frente de combustión en dirección A-B y B-A, respectivamente.

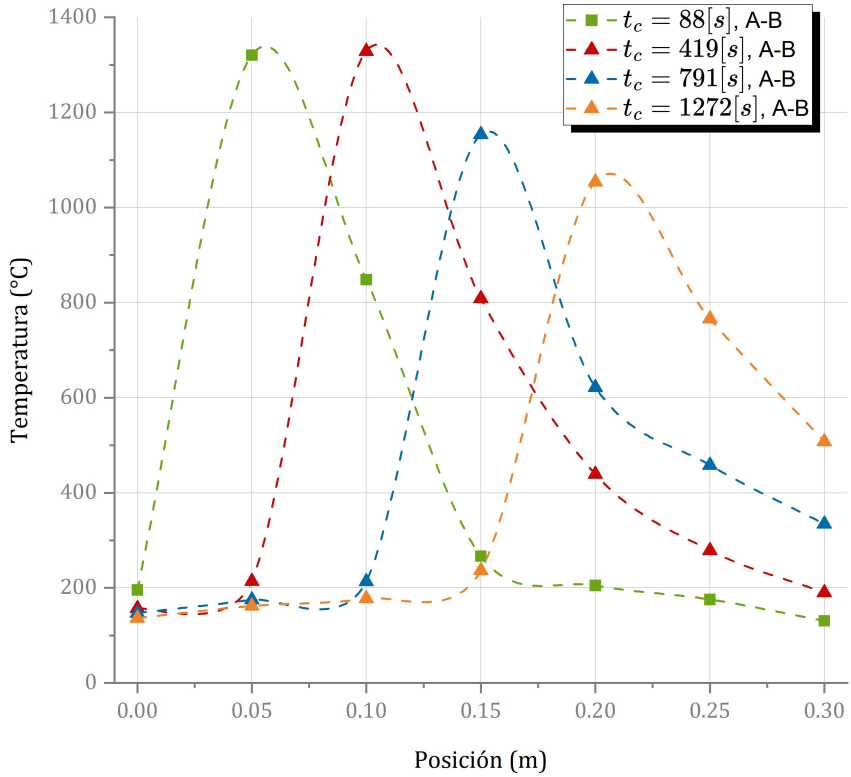



**Figura 3.9:** *Avance del frente de combustión en dirección A-B del reactor MPI en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$.*

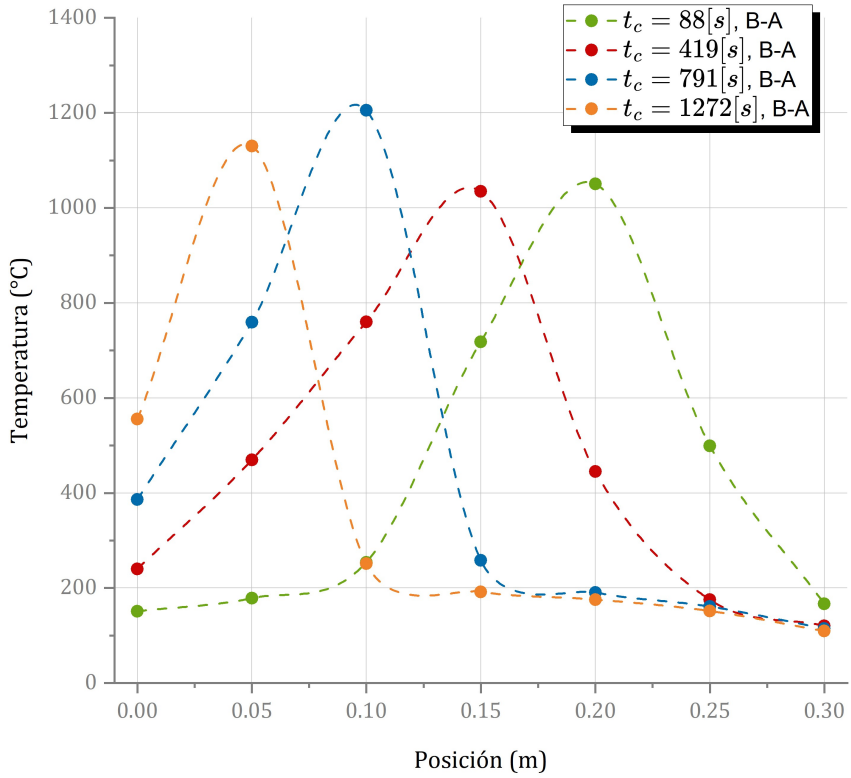



**Figura 3.10:** *Avance del frente de combustión en dirección B-A del reactor MPI en la condición operacional con $\phi = 2$ y $u = 0,2[m/s]$.*

### 3.2.2. Mezclas pobres

En la tabla 3.2 se resumen los resultados de temperaturas máximas, temperatura promedio y velocidad promedio del frente de combustión para las diferentes condiciones operacionales que se ensayaron con mezclas pobres:

| Condición operacional | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $\phi$ $[-]$ | $u$ $[m/s]$ | Ciclo 2 Semiciclo | $T_{2,max}$ $^{\circ}C$ | $T_{3,max}$ $^{\circ}C$ | $T_{4,max}$ $^{\circ}C$ | $T_{prom}$ $^{\circ}C$ | $u_{fc,prom}$ $[m/s]$ |
| 0,2 | 0,2 | A-B | 1025,0 | 1068,7 | 879,3 | 968,7 | 0,000119 |
| | | B-A | 901,5 | 990,3 | 947,2 | | |
| | 0,26 | A-B | 1091,7 | 1129,8 | 935,1 | 1035,1 | 0,000145 |
| | | B-A | 954,9 | 1044,8 | 1054,4 | | |
| | 0,32 | A-B | 1094,1 | 1163,8 | 972,0 | 1068,6 | 0,000190 |
| | | B-A | 999,6 | 1087,4 | 1095,1 | | |

**Tabla 3.2:** *Resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión MPI en mezclas pobres.*

#### Temperatura promedio, temperatura máxima y velocidad del frente de combustión

Para cada una de las tres operaciones en el reactor de medio poroso completamente inerte con mezclas pobres en combustible se representan: en la figura 3.11 la temperatura promedio y la temperatura máxima en contraste con la temperatura adiabática y en la figura 3.12 la velocidad de frente de combustión obtenidas.

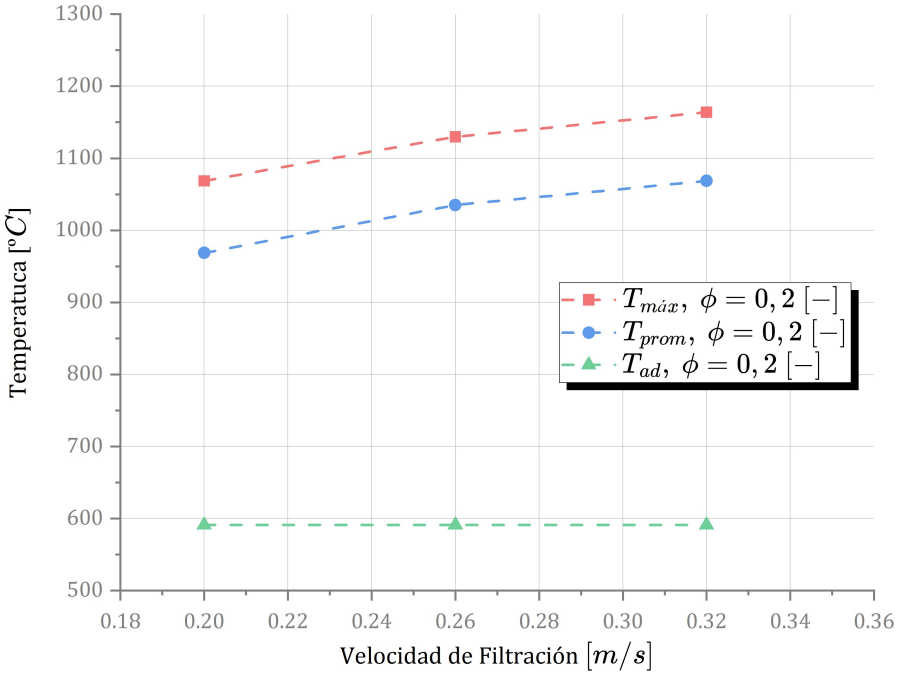



**Figura 3.11:** *Temperatura promedio y temperatura máxima obtenida en cada ensayo MPI de mezclas pobres y su correspondiente temperatura adiabática.*

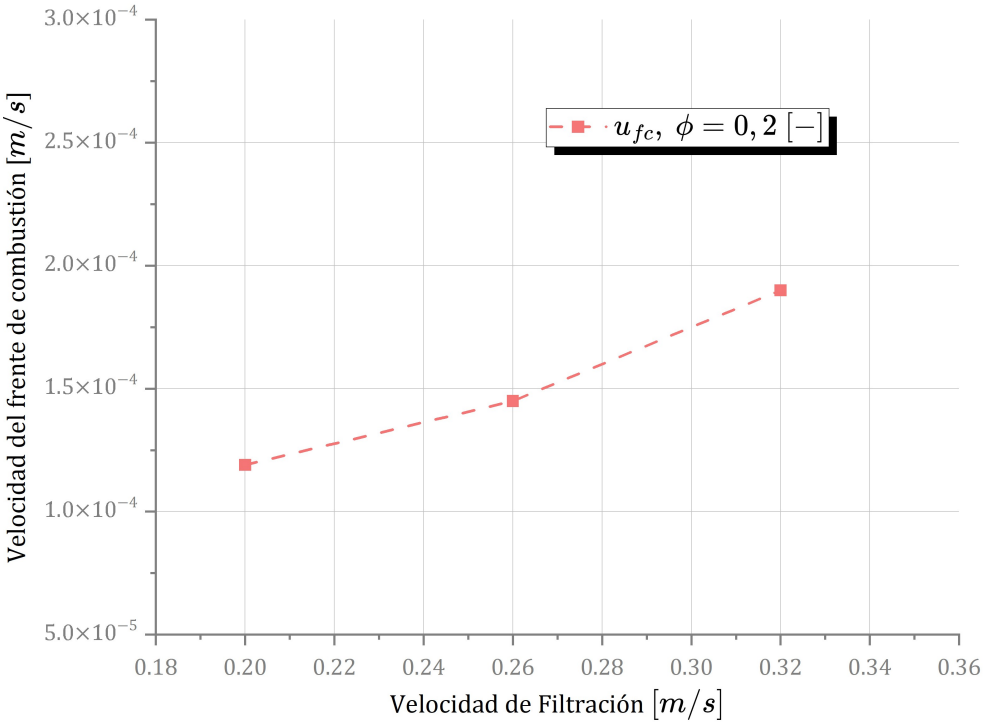



**Figura 3.12:** *Velocidad del frente de combustión obtenida en cada ensayo MPI de mezclas pobres.*

### Perfil térmico y avance del frente de combustión

Considerando la condición de operación del reactor de medio poroso inerte con una relación de equivalencia $\phi = 0,2[-]$ y una velocidad de filtración $u = 0,2[m/s]$ se presentan en las figuras 3.13, 3.14 y 3.15 los perfiles térmicos para los tiempos de ensayo $t = 169[s]$, $t = 547[s]$ y $t = 971[s]$ respectivamente. Se escoge esta única condición ya que, en general, los perfiles térmicos resultantes son similares para todas las condiciones de ensayo en mezclas pobres y porque es la condición en que se ensaya el reactor de medio poroso híbrido. Los tiempos seleccionados corresponden al momento en que se alcanza la temperatura máxima en cada termocupla considerada en la operación del reactor en sentido A-B ($T_2$, $T_3$ y $T_4$). De forma de mantener el mismo criterio, los perfiles ilustrados en la dirección B-A en cada una de las figuras corresponden a estos mismos tiempos en el propio ciclo y no al momento en que se registra la mayor temperatura en cada termocupla al operar en este sentido.

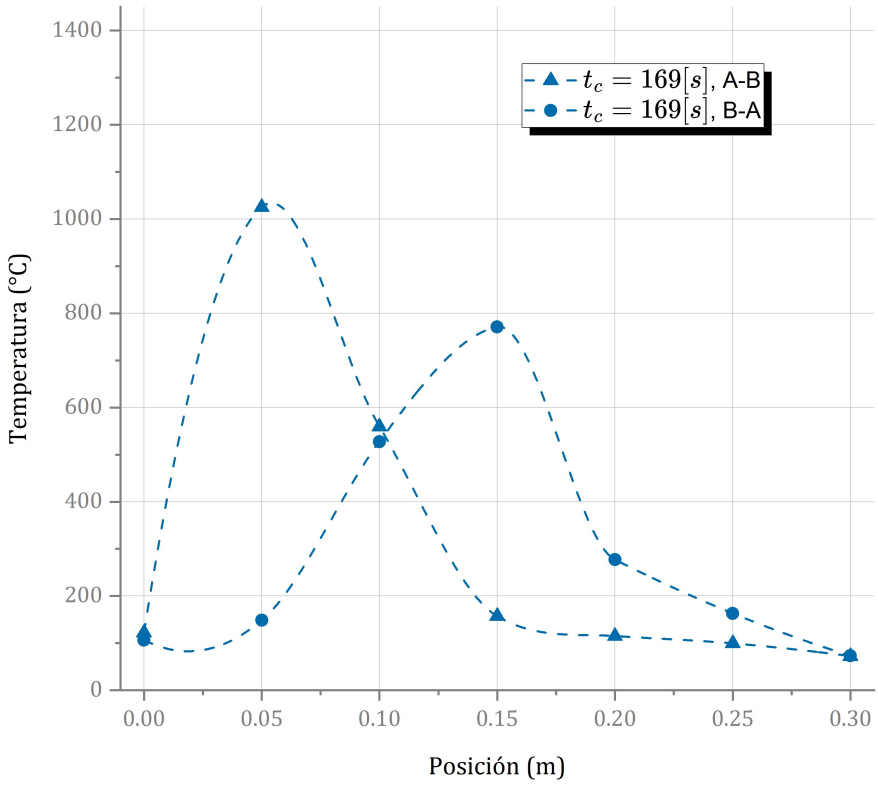



**Figura 3.13:** *Perfil térmico del reactor MPI al tiempo* $t = 169[s]$ *en la condición operacional con* $\phi = 0,2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

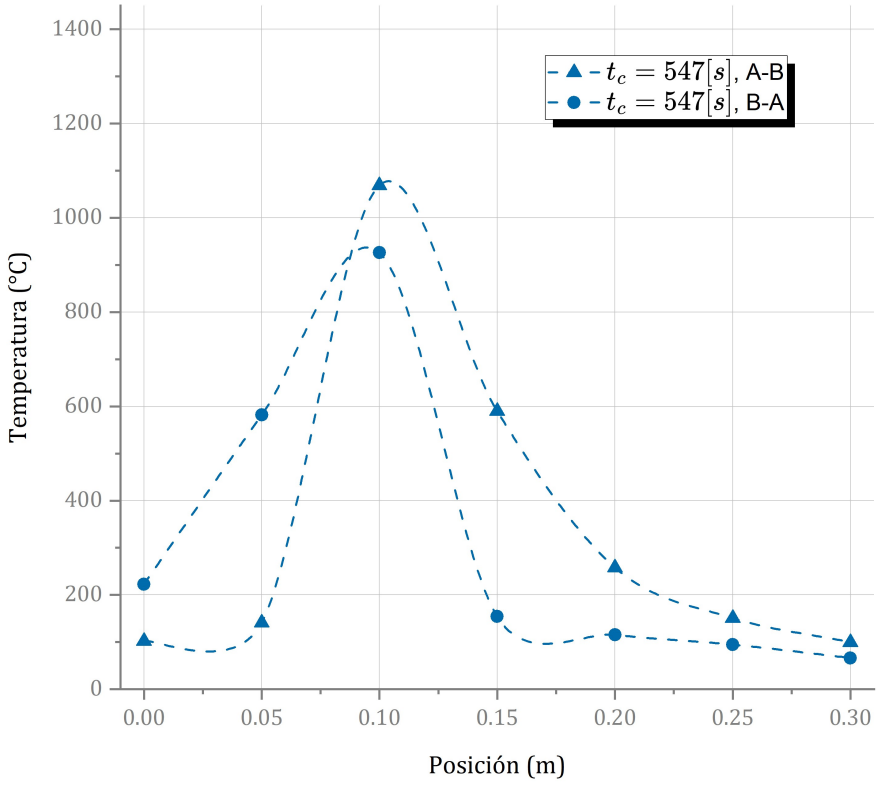



**Figura 3.14:** *Perfil térmico del reactor MPI al tiempo* $t = 547[s]$ *en la condición operacional con* $\phi = 0,2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

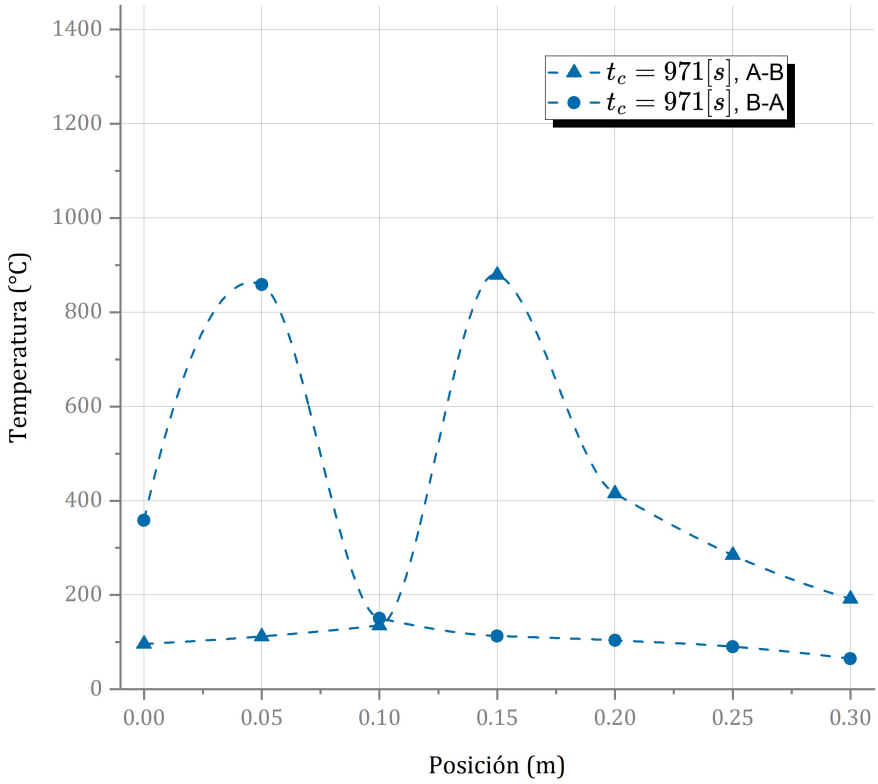



**Figura 3.15:** *Perfil térmico del reactor MPI al tiempo* $t = 971[s]$ *en la condición operacional con* $\phi = 0,2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

Además, para la misma condición de operación ($\phi = 0,2[-]$ y $u = 0,2[m/s]$), se representa en las figuras 3.16 y 3.17 el viaje del frente de combustión en dirección A-B y B-A, respectivamente.

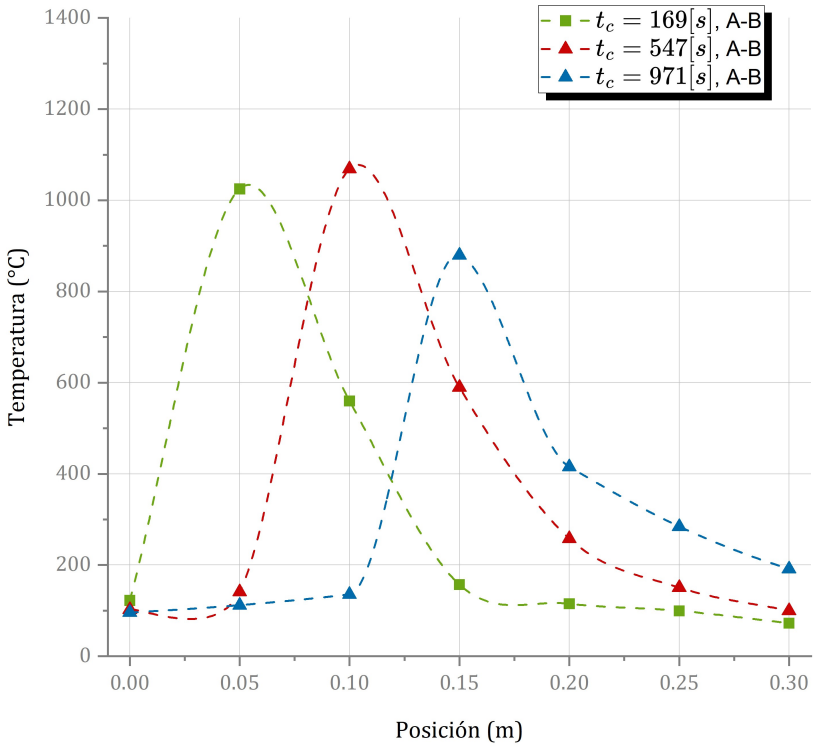



**Figura 3.16:** *Avance del frente de combustión en dirección A-B del reactor MPI en la condición operacional con* $\phi = 0,2$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

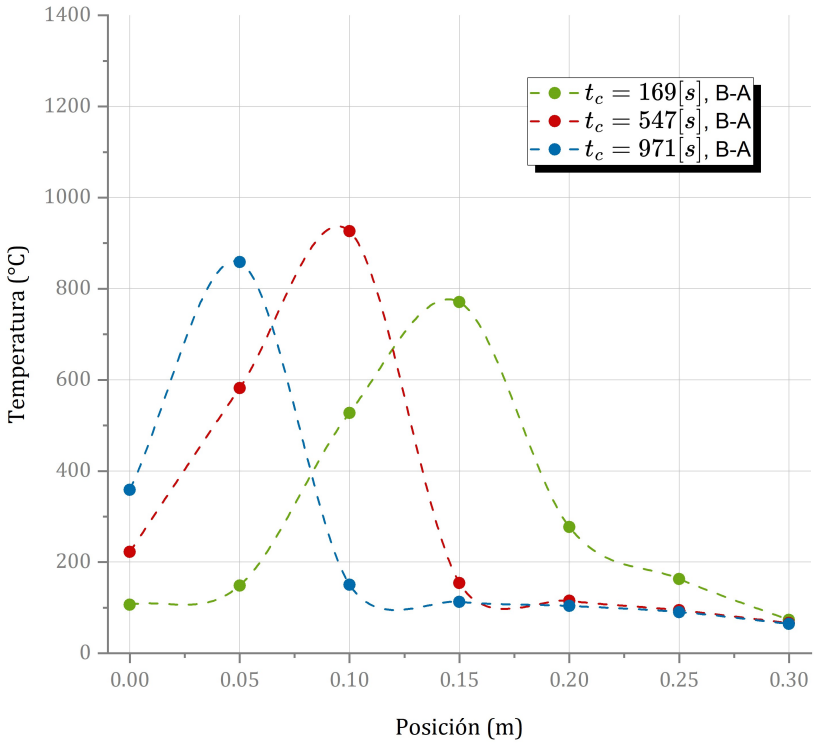



**Figura 3.17:** *Avance del frente de combustión en dirección B-A del reactor MPI en la condición operacional con* $\phi = 0,2[-]$ *y* $u = 0,2[m/s]$.

### 3.2.3. Análisis de resultados reactor de medio poroso inerte

Al estudiar los resultados del reactor de medio poroso inerte mediante los datos y los gráficos obtenidos se puede afirmar que, tanto para las mezclas ricas como las mezclas pobres en combustible que fueron ensayadas, se observa un régimen de propagación aguas abajo (superadiabático) del frente de combustión. Como se puede ver en las figuras 3.4 y 3.12, la velocidad del mismo es mayor a medida que aumentan la velocidad de filtración (mezclas ricas y pobres) y la relación de equivalencia (mezclas ricas), esto debido a que se potencia la transferencia de calor en el proceso y el flujo se vuelve más turbulento. Estos resultados son concordantes con el trabajo de L.A. Kennedy y col. [34], con el cual igualmente se puede asimilar el aumento de temperatura que existe en la transición entre una mezcla pobre a una rica en combustible. Lo anterior se ve expuesto al comparar la figura 3.3 en la que se alcanzan temperaturas máximas de entre 1329 $^{\circ}C$ a 1420 $^{\circ}C$ bajo una relación de equivalencia $\phi = 2\ [-]$, con la figura 3.11 cuyo rango de temperaturas máximas es de 1069 $^{\circ}C$ a 1164 $^{\circ}C$ bajo una relación de equivalencia $\phi = 0,2\ [-]$, en ambas, las variaciones de velocidad de filtración son las mismas. Lo anterior es consecuencia de las diferencias entre ambos ensayos en la química de la combustión, a saber: una mezcla pobre en combustible proporciona un exceso de aire en la combustión que queda sin reaccionar y por ende, un déficit de metano.

Otro efecto notable en ambos tipos de mezcla, es que al aumentar la velocidad de filtración de la misma manteniendo su relación de equivalencia constante (figuras 3.3 y 3.11), se incrementa el caudal que entra al medio poroso y la reacción se lleva a cabo con una mayor cantidad de metano, es decir, más energía disponible para la cinética química. Así, tal y como lo comprueban J.G. Hoffmann y col. en sus experimentos [27], las temperaturas máximas se elevan. De manera general, todos los valores máximos de temperatura registrados en los ensayos de este reactor, son superiores a la temperatura de llama adiabática de su condición operacional respectiva. Como se detalló en el capitulo 1, al utilizar un sistema de flujo recíproco, el incremento de entalpía asociado a los gases producto de la combustión se va almacenando en el medio poroso y a su vez, el cambio periódico de la dirección de flujo propicia que la energía almacenada pre-caliente la mezcla entrante de reactantes. De este modo, ocurre una regeneración de energía propia de los sistemas de combustión MPI y altamente potenciada con la característica de flujo recíproco, que resulta en un efecto superadiabático. Con ello, incluso con una mezcla pobre en combustible, la temperatura del gas en la zona del frente de combustión puede exceder significativamente la temperatura adiabática de los reactantes [15, 11].

Para el caso de los resultados en mezclas ricas, se puede notar en las figuras 3.2 y 3.12 que para una velocidad de filtración dada, el alza de la relación de equivalencia provoca una disminución en la temperatura. En teoría, esto sucede naturalmente en una combustión de llama adiabática debido a que el aumento de concentración de combustible favorece las reacciones endotérmicas del proceso y la temperatura máxima que podría alcanzar la combustión en condiciones ideales es cada vez menor [34]. Si bien, lo mencionado se refleja en los gráficos obtenidos, la medida a la que disminuye la temperatura entre los distintos ensayos es mucho menos pronunciada y parece tender a un equilibrio, lo cual coincide con el análisis numérico-experimental del artículo publicado por R.S. Dhamrat y col. [11].

Por otro lado, en cuanto a la operación del reactor con mezclas pobres en combustible, se puede visualizar en las figuras 3.16 y 3.17 que a medida que el frente de combustión viaja y se acerca a la termocupla $T_4$ (semiciclo A-B) o $T_2$ (semiciclo B-A) hay una considerable disminución de la temperatura máxima que se alcanza en esa posición. Al estudiar la tabla 3.2 en detalle, se puede aseverar que esto ocurre para las tres velocidades de filtración estudiadas. Esto ratifica el hecho de que la operación utilizando mezclas ultra pobres es compleja, haciendo que el recorrido del frente de combustión se reduzca a las tres termocuplas centrales ($T_2$, $T_3$ y $T_4$) para no provocar el apagado del mismo.

Finalmente, los perfiles térmicos obtenidos al operar el reactor con mezclas ricas (figuras 3.5, 3.6, 3.7 y 3.8) y pobres en combustible (3.13, 3.14 y 3.15) no tienen la forma trapezoidal representada en la figura 1.11 (ver sección

1.8) y descrita en diversos estudios entorno a este tipo de reactores, como por ejemplo, el estudio de M.M. Kamal y col. [32]. Posiblemente, esto se debe a que al operar el reactor, el cambio en la dirección de flujo fue basado en la posición del frente de combustión y no en el tiempo de ciclo como se describe en la mayoría de los trabajos, con lo que se emplearon ciclos mucho más largos de lo normal.

### 3.2.4. Análisis de gases reactor de medio poroso inerte

En la tabla 3.3 a continuación, se muestra un resumen de todos los resultados obtenidos en el análisis de gases de las muestras tomadas para el reactor de medio poroso inerte. El detalle de los informes se adjunta en el Anexo B y corresponde a la cromatografía de gases realizada para la identificación del hidrógeno y su concentración en las muestras obtenidas sólo para operaciones con mezclas ricas en combustible de este reactor.

| **Muestra** | $\phi$ $[-]$ | $u$ $[m/s]$ | **Caudal Aire** $[l/min]$ | **Caudal Metano** $[l/min]$ | **Concentración** $H_2$ $\%[v/v]$ | **Conversión** $H_2$ **%** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **M1** | 2 | 0,2 | 10,28 | 2,31 | 2,3 ± 0,01 | 6,27 |
| **M2** | | 0,26 | 13,36 | 3,00 | 2,71 ± 0,02 | 7,38 |
| **M3** | | 0,32 | 16,45 | 3,70 | 1,3 ± 0,01 | 3,54 |
| **M4** | 2,5 | 0,2 | 9,83 | 2,76 | 1,16 ± 0,01 | 2,65 |
| **M5** | | 0,26 | 12,78 | 3,59 | 3,25 ± 0,01 | 7,41 |
| **M6** | | 0,32 | 15,73 | 4,42 | 0,51 ± 0,02 | 1,16 |
| **M7** | 3 | 0,2 | 9,42 | 3,18 | 0,96 ± 0,03 | 1,90 |
| **M8** | | 0,26 | 12,24 | 4,13 | 6,59 ± 0,01 | 13,07 |
| **M9** | | 0,32 | 15,07 | 5,08 | 4,24 ± 0,01 | 8,41 |

**Tabla 3.3:** *Resultados de cuantificación de hidrógeno mediante cromatografía de gases en ensayos MPI con mezclas ricas.*

La formula utilizada para calcular el grado de conversión de hidrógeno es la siguiente:

$$\%H_2 = \frac{Y_{H_2,\ medido}}{2 \times Y_{CH_4,\ inyectado}} \tag{3.2}$$

Donde:

$Y_{H_2,\ medido}$ = Fracción molar o volumétrica obtenida a partir del análisis de gases mediante cromatografía.

$Y_{CH_4,\ inyectado}$ = Fracción molar volumétrica del flujo de metano utilizado.

En la figura 3.18 se visualiza que para la velocidad de filtración $u = 0,26\ [m/s]$ se obtuvieron las mayores concentraciones de hidrógeno en las muestras de gases, mostrando un incremento a medida que aumenta la relación de equivalencia. De manera contraria, para una velocidad de filtración de $u = 0,2\ [m/s]$ las concentraciones de hidrógeno obtenidas disminuyen a medida que aumenta la relación de equivalencia. Luego, en el caso de una velocidad de filtración de $u = 0,32\ [m/s]$ se obtuvieron los menores valores de concentración de hidrógeno en las relaciones de equivalencia de $\phi = 1\ [-]$ y $\phi = 3\ [-]$, pero en $\phi = 3\ [-]$ la concentración supero el valor obtenido para una velocidad de filtración de $u = 0,2\ [m/s]$.

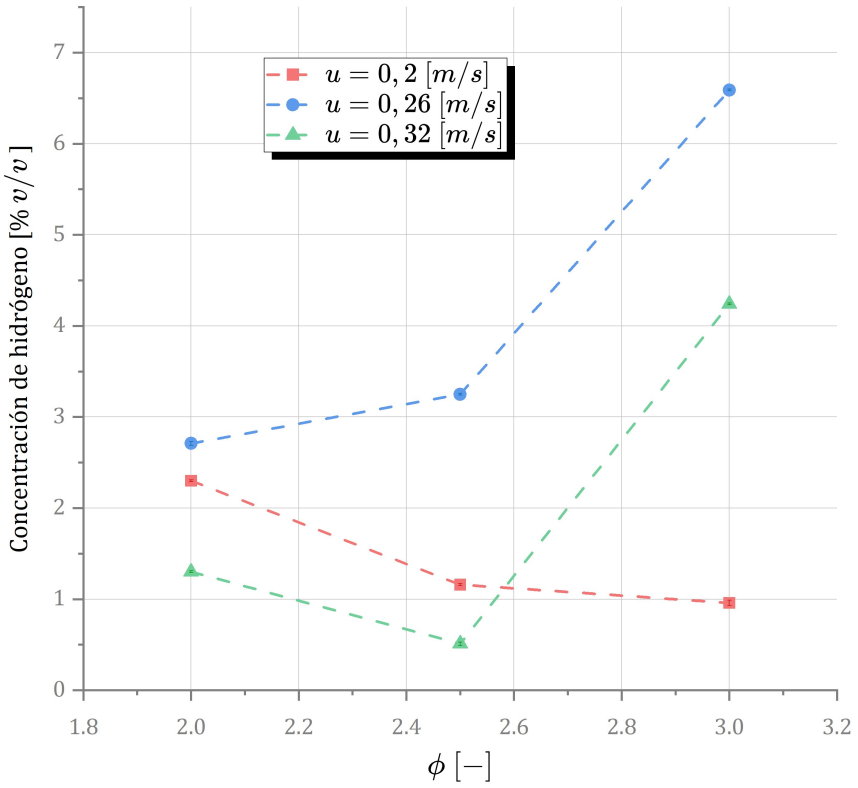



**Figura 3.18:** *Concentración de hidrógeno en las muestras de gases de operación del reactor MPI con mezclas ricas.*

Análogamente, la figura 3.19 muestra que los mayores porcentajes de conversión de metano a hidrógeno fueron obtenidos para la velocidad de filtración $u = 0,26\ [m/s]$, llegando hasta un $13,07\,\%$ para una relación de equivalencia $\phi = 3\ [-]$. Al trabajar con una velocidad de filtración de $u = 0,2\ [m/s]$, la mayor conversión obtenida fue de $6,27\,\%$ para una relación de equivalencia de $\phi = 2\ [-]$, porcentaje que disminuyo progresivamente al aumentar $\phi$. En cambio, para una velocidad de filtración $u = 0,32\ [m/s]$ el mayor porcentaje de conversión obtenido fue de $8,41\,\%$ con una relación de equivalencia de $\phi = 3\ [-]$.

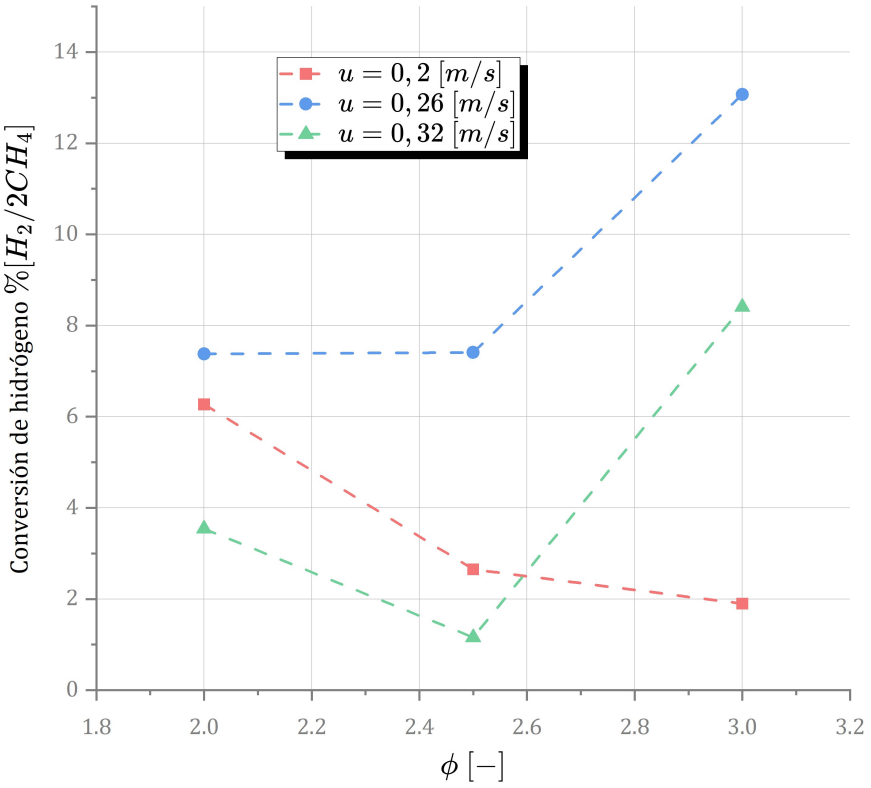



**Figura 3.19:** *Grado de conversión de hidrógeno en las muestras de gases de operación del reactor MPI con mezclas ricas.*

Basándose en los trabajos de L.A. Kennedy y col. [34] y R.S. Dhamrat y col. [11], la tendencia general es un aumento de conversión de hidrógeno a medida que aumenta la relación de equivalencia y la velocidad de filtración. Esto debido que al operar con relaciones de equivalencia por sobre $\phi = 1\ [-]$, el déficit de oxígeno de la mezcla impide que se alcance un proceso de combustión completa. Con esto, las concentraciones de $CO_2$ y $H_2O$ como productos de combustión empiezan a disminuir y productos correspondientes a la oxidación parcial del combustible aparecen en concentraciones más significativas ($H_2$, $CO$, $C_2$).

Comparando con los resultados obtenidos para el reactor de medio poroso inerte utilizado en este trabajo de investigación, se cree que las condiciones óptimas de operación del mismo son con una velocidad de filtración de $u = 0,26\ [m/s]$ con la cual se obtuvieron los mayores porcentajes de conversión y una concordancia con la tendencia de que la concentración de hidrógeno aumenta con el incremento de la relación de equivalencia. Sin embargo, esto no fue igual para las velocidades de filtración $u = 0,2\ [m/s]$ y $u = 0,32\ [m/s]$, en las que los valores de concentración disminuyeron progresivamente en el caso de la primera y disminuyeron antes de aumentar en el caso de la segunda. Es probable que esto se deba a que el método de toma de muestra (sección 2.4.3) utilizado presenta un alto grado de error. Primero, porque varías condiciones operacionales propiciaron unas altas velocidades del frente de combustión, dificultando la posibilidad de mantener constante el punto o tiempo de toma de las muestras. Y segundo, porque el sistema de extracción de gases no se encontraba cerca de la termocupla con temperatura máxima, siendo este el momento ideal para tomar la muestra.

## 3.3. Resultados reactor de medio poroso híbrido

Para realizar la presentación y posterior análisis de resultados obtenidos con este reactor se tienen las siguientes consideraciones:

- Cómo se especifico en la sección 2.2, el combustible solido se encuentra solo en la zona central del reactor ($T_4$), donde se ubican la válvula de carga del combustible y la de eliminación de cenizas. Esta zona tiene un largo de aproximadamente 3 $[cm]$ de la cámara del reactor.
- Para poder sellar los tubos de encendido del reactor se utilizó greda debido a problemas de diseño de las tapas originales.
- Se hicieron pruebas en el reactor para realizar un ciclo continuo, con un primer semiciclo de izquierda a derecha (A-B) y un segundo semiciclo de derecha a izquierda (B-A). Al realizar la alternancia el reactor se apagaba, por lo que las pruebas fueron solo en el sentido A-B de inyección de premezcla en un primer ciclo.
- Cuando se operaba con la mezcla rica en combustible el reactor encendía en la termocupla $T_4$ con un frente de combustión estacionario, dado esto, los ensayos realizados en esta condición de operación no fueron concluyentes para esta investigación.
- Al operar con la mezcla pobre en combustible, el semiciclo se maneja entre las termocuplas $T_2$ y $T_4$. Esto debido a problemas operacionales y de seguridad.
- La posición de la termocupla $T_4$ $(0,15\ [m]$ corresponde a la ubicación del combustible sólido.
- En cada prueba se utilizó una probeta con un volumen constante de carbón cuya masa registró un valor de $35 \pm 5\ [g]$.
- El método de contención del combustible sólido que se empleó para evitar que este cayera al fondo de la válvula de eliminación de combustible presentó problemas durante la operación, por lo que no se puede afirmar que todo el carbón se encontraba dentro de la cámara de combustión del reactor al momento de realizar los ensayos.
- Se realizaron tres tomas de muestra por cada condición de de operación, cada una cuando el frente de combustión estaba cercano a una termocupla distinta ($T_2,\ T_3,\ y\ T_4$).

### Perfil térmico y avance del frente de combustión

A continuación, la figura 3.20 muestra el avance del frente de combustión obtenido al operar el reactor de medio poroso híbrido inerte-carbón-inerte en una mezcla pobre de combustible $\phi = 0,2\ [-]$ y con una velocidad de filtración de $u = 0,2\ [m/s]$. Este está compuesto por el perfil térmico del reactor a los tiempos $t = 186\ [s]$, $t = 243\ [s]$, $t = 298\ [s]$ y $t = 682\ [s]$.

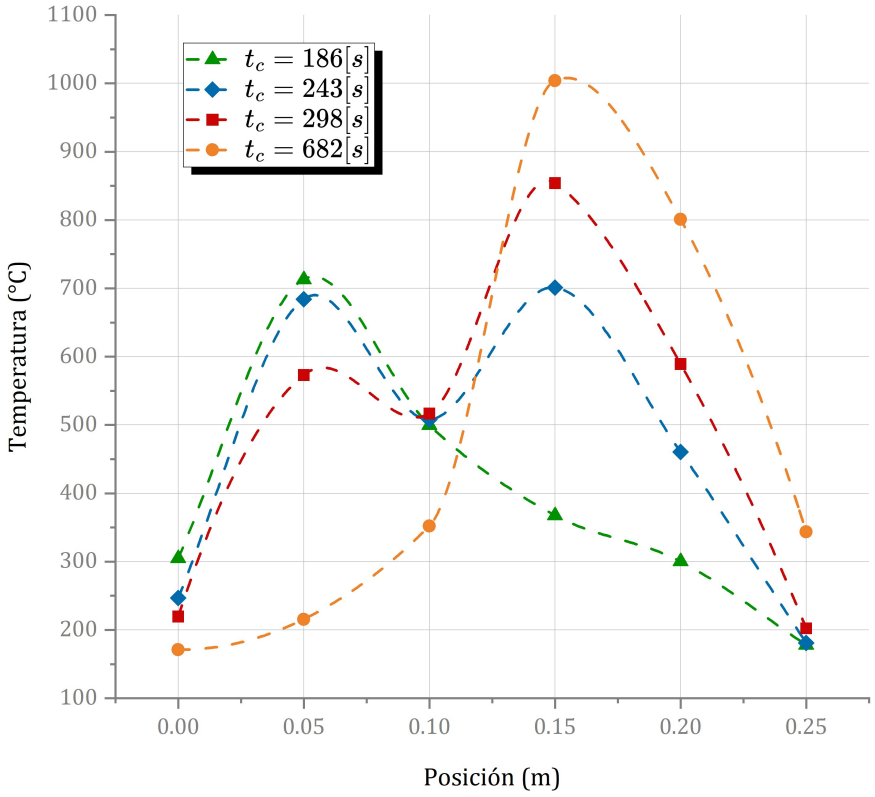



**Figura 3.20:** *Avance del frente de combustión en dirección A-B del reactor MPH en la condición operacional* $\phi = 0,2$ *y* $u = 0,2\ [m/s]$.

Por el gráfico obtenido, se infiere que existe un avance del frente de combustión en dirección aguas abajo, hasta que el mismo llega a la zona central del reactor (posición $0,15\ [m]$) donde está ubicado el combustible sólido.

La zona inerte del reactor que se encuentra en la termocupla $T_2$ (posición $0,05\ [m]$) alcanzó una máxima temperatura de $713,2\ °C$ a los $186\ [s]$, al mismo tiempo, el combustible sólido alcanza una temperatura de $367,8\ °C$ en la zona central del reactor.

Durante un transcurso de tiempo entre los $243\ [s]$ y $298\ [s]$ hay un rápido aumento de temperatura de $701,3\ °C$ a $854,1\ [s]$ en la posición del combustible sólido ($0,15\ [m]$) y un enfriamiento casi igual de pronunciado en la zona inerte de $684,3\ °C$ a $573,2\ °C$ aproximadamente, temperatura suficiente para una autoignición del combustible.

Finalmente, la temperatura máxima alcanzada en el ensayo se presenta en la zona del combustible sólido, alcanzando los $1004\ °C$ a los $682\ [s]$. Transcurrido este tiempo el reactor disminuyó progresivamente la temperatura hasta apagarse. En este momento también se registra la menor temperatura en la zona inerte ($0,05 - 0,1\ [m]$) de entre $215,6\ °C$ a $352,2\ °C$.

### 3.3.1. Análisis de gases reactor de medio poroso híbrido

La tabla 3.4 siguiente muestra un resumen con los resultados obtenidos en el análisis de gases de las muestras tomadas para el reactor de medio poroso híbrido inerte-carbón-inerte. Nuevamente, el detalle de los informes se adjunta en el Anexo B que contemplan las muestras realizadas en el ensayo de mezcla pobre y mezcla rica de este reactor. En ellos se detalla que para la identificación del hidrógeno y su concentración la cromatografía se realizó con detector de conductividad térmica (GC-TCD), pero en el caso del monóxido de carbono esta fue con metanizador y detector de ionización de llama (GC-FID).

*Carbón*

| $\phi = 0,2\ [-], \quad u = 0,2\ [m/s], \quad Q_{aire} = 12,32\ [l/min], \quad Q_{metano} = 0,28\ [l/min]$ | | | |
|---|---|---|---|
| Muestra | M4 | M5 | M6 |
| Tiempo | $186[s]$ | $270[s]$ | $682[s]$ |
| Concentración $H_2$ $\%[v/v]$ | $0,04995 \pm 0,0009$ | $0,449 \pm 0,002$ | $0,770 \pm 0,005$ |
| Concentración $CO$ $\%[v/v]$ | $1,18 \pm 0,02$ | $0,763 \pm 0,009$ | $0,99 \pm 0,04$ |
| $T_{zona\ inerte}\ ^\circ C$ | $713,2$ | $684,3$ | $215,6$ |
| $T_{zona\ carbon}\ ^\circ C$ | $367,8$ | $701,3$ | $1004,1$ |

**Tabla 3.4:** *Resultados de cuantificación de hidrógeno y monóxido de carbono mediante cromatografía de gases en ensayo MPH con mezcla pobre.*

Contrastando los valores mostrados con los perfiles térmicos que se proyectan en la figura 3.20, se procede a analizar cada muestra de gases obtenida:

→ Al tomar la muestra M4 cercano a los 186 $[s]$:

- En la zona inerte donde está la mayor temperatura (posición $0,05$ $[m]$), se cree que solo ocurre combustión de metano, la cual genera $CO_2$ y $H_2O$ como gases producto.
- Estos gases productos interactúan térmicamente con el combustible sólido más adelante (posición $0,15$ $[m]$), elevando su temperatura hasta los 368 $^\circ C$ aproximadamente.
- Según diversos autores citados en la sección 1.6.2 [25, 36, 44, 45] y debido a la temperatura alcanzada en la zona central en este momento, se cree que los niveles de concentración de $CO$ y $H_2$ se deben principalmente a la pirólisis del carbón. Al estar trabajando con mezclas pobres en combustible también se generan como gases producto $CO_2$ y $H_2O$ e hidrocarburos no quemados principalmente.

→ La muestra M5 se tomó en el intervalo de los 243 $[s]$ a los 298 $[s]$:

- Aún ocurre combustión de metano/aire en la zona inerte, la cual genera gases producto que viajan aguas abajo y elevan la temperatura del combustible sólido mediante la transferencia de calor.
- Dado que la mezcla es pobre en combustible, la fracción de exceso de aire que no reacciona con el metano en la zona inerte viaja a la zona del combustible sólido y potencia el aumento de temperatura del mismo.
- Como se expuso en la sección 1.6.3, las condiciones de gasificación del carbón dependen considerablemente del tipo de gasificador empleado, el tipo de carbón a gasificar, la presión de operación y un amplio rango de temperaturas, a saber, $800 - 1800\ ^\circ C$ [36, 50, 54, 64]. Por ello y dada las temperaturas alcanzadas en este transcurso de tiempo, se cree que sigue ocurriendo principalmente el proceso de pirólisis del carbón.
- Según C. Chen y col. en [8], el carbón presenta bajos niveles de conversión a temperaturas menores a los 1000 $^\circ C$, con lo que se puede suponer que las bajas concentraciones de $H_2$ y $CO$ en esta muestra se deben sobre todo a la fracción volátil del carbón y no a un proceso de gasificación del mismo.
- Como el tamaño de partícula también se considera un parámetro muy relevante al momento de gasificar carbón [9, 26, 36], se cree que el carbón utilizado en los ensayos no tenia un tamaño lo suficientemente reducido para

ser gasificado de manera óptima.

→ Finalmente, la muestra M6 fue tomada a los 682 $[s]$:

- La notable disminución de temperatura que ocurre en la zona inerte $(0,5-0,1\ [m])$ no permite que se siga combustionando la mezcla metano/aire, la cual ahora fluye directamente hacía el combustible sólido.
- La mezcla sin reaccionar llega a la zona del combustible sólido que en este momento es la posición con más temperatura. Esto propicia que aumente la reacción aire-carbón y en menor medida, aire-metano, provocando que se alcance la temperatura máxima registrada en el ensayo.
- Aunque se llega a una temperatura de 1000 $°C$ aproximadamente, se estima que las condiciones operacionales y térmicas del reactor no son suficientes para lograr una gasificación óptima del combustible sólido, por lo mismo, la generación de $H_2$ y $CO$ se debe principalmente al proceso de pirólisis del carbón.
- A pesar de no obtener un análisis de gases completo y dados los puntos anteriormente nombrados, se sospecha que los gases de escape están principalmente compuestos por metano sin combustionar.

### 3.3.2. Análisis de muestras de carbón

Las imágenes 3.21a y 3.21b evidencian los efectos de las pruebas experimentales realizadas con el reactor de medio poroso híbrido con flujo recíproco con carbón como combustible sólido.

Aunque no muy claramente, la imagen 3.21b da la impresión de que una pequeña fracción del carbón ha sido completamente transformada en el proceso. Esto demuestra nuevamente, que el ambiente térmico que se generó bajo las condiciones de operación ensayadas no fue el óptimo para trabajar con carbón como combustible sólido.



**(a)** *Muestra de carbón antes del ensayo.* **(b)** *Muestra del carbón después del ensayo.*

**Figura 3.21:** *Muestras del combustible sólido utilizado en los ensayos experimentales con el reactor MPH.*

# Capítulo 4

# Conclusiones

En el presente capitulo se presentan las conclusiones logradas entorno a este trabajo de investigación.

Durante el desarrollo experimental, se logró la puesta en marcha y operación de un reactor de medio poroso 100 % inerte con flujo recíproco. Se realizaron en total doce (12) pruebas con condiciones de operación distintas: nueve (9) con mezclas metano/aire muy ricas en combustible ($\phi = 2$ $[-]$, $\phi = 2{,}5$ $[-]$ y $\phi = 3$ $[-]$), cada una utilizando tres (3) velocidades de filtración ($u = 0{,}2$ $[m/s]$, $u = 0{,}26$ $[m/s]$ y $u = 0{,}32$ $[m/s]$) y tres (3) en una mezcla metano/aire muy pobre en combustible ($\phi = 0{,}2$ $[-]$) variando la velocidad de filtración ($u = 0{,}2$ $[m/s]$, $u = 0{,}26$ $[m/s]$ y $u = 0{,}32$ $[m/s]$). Además, se realizó análisis de gases para las nueve (9) condiciones de operación de mezclas ricas, obteniendo la concentración y conversión de hidrógeno resultante de los ensayos mediante cromatografía de gases con detector de conductividad térmica (GC-TCD).

Al analizar los resultados obtenidos con el reactor de medio poroso completamente inerte, se puede observar que:

- Se logró operar el reactor en ambas direcciones de forma continua y sin problemas, tanto con mezclas ricas en combustible, como con mezclas pobres en combustible.
- En todas las condiciones de operación ensayadas se alcanzaron temperaturas mayores a la temperatura adiabática de llama correspondiente.
- En el caso de los ensayos con mezclas ricas en combustible existe un aumento general de las temperaturas en el reactor al aumentar la velocidad de filtración, en contraste, el aumento de la relación de equivalencia genera una disminución de las temperaturas. La mayor temperatura promedio obtenida fue de aproximadamente 1420 $^\circ$ para la condición operacional $\phi = 2$ $[-]$ y $u = 0{,}32$ $[m/s]$. Por otro lado, la velocidad del frente de combustión para estos ensayos presenta incrementos a medida que se utilizan mayores relaciones de equivalencia y velocidades de filtración, siendo $u_{fc} = 0{,}000396$ $[m/s]$ el mayor valor obtenido en la operación con $\phi = 3$ $[-]$ y $u = 0{,}32$ $[m/s]$.
- En cuanto a la operación con mezclas pobres en combustible, se destaca el logro de operar en condiciones *muy pobres*, $\phi = 0{,}2$ $[-]$, logrando una temperatura máxima de 1164 $^\circ$ y un máximo en la velocidad del frente de combustión de $0{,}00019$ $[m/s]$ al operar con $u = 0{,}32$ $[m/s]$.
- Dentro del análisis de muestras que se llevó a cabo para estos ensayos, la mayor concentración y conversión de hidrógeno conseguida fue de $6{,}59$ $[\%v/v]$ y $13{,}07$ $[\%H_2/CH_4]$ respectivamente, determinando la configuración óptima de operación del reactor con $\phi = 3$ $[-]$ y $u = 0{,}26$ $[m/s]$.

Posteriormente, se realizó la instalación, puesta en marcha y operación de un reactor de medio poroso híbrido (inerte-carbón-inerte) con flujo recíproco. Se llevaron a cabo dos (2) pruebas experimentales con diferentes condiciones de operación: la primera con una mezcla metano/aire muy rica en combustible, $\phi = 2\ [-]$, para una velocidad de filtración de $u = 0,2\ [m/s]$ y otra con una mezcla muy pobre en combustible, $\phi = 0,2\ [-]$, también para una velocidad de filtración de $u = 0,2\ [m/s]$. En este caso, se realizó análisis de gases para la condición de operación con muestra pobre en combustible, cuantificando la concentración de hidrógeno y monóxido de carbono resultante del ensayo mediante la cromatografía de gases con detector de conductividad térmica (GC-TCD) y metanizador y detector de ionización de llama (GC-FID), respectivamente.

En el caso de los resultados obtenidos con el reactor de medio poroso híbrido, se puede observar que:

- No fue posible la operación con flujo recíproco en este reactor.
- Al operar con mezclas ricas en combustible, no se logró un avance del frente de combustión, sino más bien una operación estable en la zona del combustible sólido.
- Dadas las temperaturas alcanzadas en la zona del combustible sólido ($posicion\ = 0,15\ [m]$) se estima que solo se llevo a cabo un proceso de pirólisis y no de gasificación en el reactor, entregando concentraciones de $H_2$ y $CO$ relativas a la fracción volátil del material carbonoso.
- No se alcanzaron los resultados esperados dado que no se pudo trabajar con una temperatura alta durante tiempos prolongados ni fue posible trabajar con presiones mayores a la atmosférica.
- Al observar los residuos sólidos del combustible extraídos luego de los ensayos, se hace evidente que las condiciones de operación de temperatura, tiempo de residencia y configuración del reactor no fueron óptimas para una correcta gasificación de carbón.

De forma general, en base a el análisis que se realizó en el capitulo 3 se puede concluir que se puede llegar a lograr procesos eficientes en cuanto a la gasificación de combustible sólido operando con flujo recíproco. Aún así, dado que es una tecnología pionera en el área, se debe profundizar en el desarrollo y optimización de la misma, considerando aspectos estructurales, geométricos y operacionales.

# Capítulo 5

# Recomendaciones para trabajos futuros

A continuación se presentan recomendaciones y sugerencias para trabajos futuros:

1. Rediseño de los sistemas de extracción de gases en los reactores.
2. Rediseñar o mejorar el sistema de contención del combustible sólido dentro del reactor.
3. Mejorar la aislación térmica que tienen las válvulas de carga/eliminación de combustible sólido.
4. Rediseñar o mejorar los componentes de cierre del sistema de ignición de los reactores (se usó greda).
5. Optimizar el tiempo de residencia del combustible sólido mediante las condiciones de operación.
6. Ajustar los semiciclos de los ensayos en base al tiempo y no a la distancia.
7. Extender los ensayos a condiciones de operación con mezclas más pobres en combustible que $\phi = 0,2\ [-]$.

# Bibliografía


[1] Internacional Energy Agency. *World energy balances 2020: Overview*. Inf. téc. 2020, pág. 59. URL: http://data.iea.org/payment/products/103-world-energy-statistics-and-balances-2018-edition-coming-soon.aspx.

[2] Karina Araus, Felipe Reyes y Mario Toledo. «Syngas production from wood pellet using filtration combustion of lean natural gas-air mixtures». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 39.15 (2014), págs. 7819-7825. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2014.03.140. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.03.140.

[3] M. Balat y col. «Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. Part 1: Pyrolysis systems». En: *Energy Conversion and Management* 50.12 (2009), págs. 3147-3157. ISSN: 01968904. DOI: 10.1016/j.enconman.2009.08.014. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2009.08.014.

[4] BP. *Statistical Review of World Energy*. Inf. téc. 2020, pág. 66. URL: https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2020-full-report.pdf.

[5] A. V. Bridgwater. «Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading». En: *Biomass and Bioenergy* 38 (2012), págs. 68-94. ISSN: 09619534. DOI: 10.1016/j.biombioe.2011.01.048. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.01.048.

[6] Y. A. Çengel, M. A. Boles y M. Kanaglu. *Thermodynamics : An engineering approach*. Ninth Edit. 2019, pág. 1094. ISBN: 9781259822674.

[7] C Chaffin. «Reduction of NOx emissions using the technique of two-stage combustion within porous inert media». En: *The Thermal/Fluids Group, The University of Texas, Austin* (1991).

[8] Caixia Chen, Masayuki Horio y Toshinori Kojima. «Numerical simulation of entrained flow coal gasifiers. Part I: Modeling of coal gasification in an entrained flow gasifier». En: *Chemical Engineering Science* 55.18 (2000), págs. 3861-3874. ISSN: 00092509. DOI: 10.1016/S0009-2509(00)00030-0.

[9] Anne Gaëlle Collot. «Matching gasification technologies to coal properties». En: *International Journal of Coal Geology* 65.3-4 (2006), págs. 191-212. ISSN: 01665162. DOI: 10.1016/j.coal.2005.05.003.

[10] F. Dawood, M. Anda y G. M. Shafiullah. «Hydrogen production for energy: An overview». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 45.7 (2020), págs. 3847-3869. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2019.12.059. URL: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.12.059.

[11] Raviraj S. Dhamrat y Janet L. Ellzey. «Numerical and experimental study of the conversion of methane to hydrogen in a porous media reactor». En: *Combustion and Flame* 144.4 (2006), págs. 698-709. ISSN: 00102180. DOI: 10.1016/j.combustflame.2005.08.038.

[12] Yu M. Dmitrenko y P. A. Klevan. «Hydrogen production in a reversible flow filtration combustion reactor». En: *Journal of Engineering Physics and Thermophysics* 84.6 (2011), págs. 1296-1303. ISSN: 10620125. DOI: 10.1007/s10891-011-0597-2.

[13] K. V. Dobrego y col. «Partial oxidation of methane in a reverse flow porous media reactor. Water admixing optimization». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 33.20 (2008), págs. 5535-5544. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2008.07.111. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2008.07.111.

[14] S. O. Dorofeenko y E. V. Polianczyk. «Conversion of hydrocarbon gases to synthesis gas in a reversed-flow filtration combustion reactor». En: *Chemical Engineering Journal* 292 (2016), págs. 183-189. ISSN: 13858947. DOI: 10.1016/j.cej.2016.02.013. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2016.02.013.

[15] M. K. Drayton y col. «Syngas production using superadiabatic combustion of ultra-rich methane-air mixtures». En: *Symposium (International) on Combustion* 27.1 (1998), págs. 1361-1367. ISSN: 00820784. DOI: 10.1016/S0082-0784(98)80541-9.

[16] P. P. Edwards, V. L. Kuznetsov y W. I.F. David. «Hydrogen Energy». En: *Philosophical Transactions of the Royal Society A: Mathematical, Physical and Engineering Sciences* 365.1853 (2007), págs. 1043-1056. ISSN: 1364503X. DOI: 10.1098/rsta.2006.1965.

[17] Escenarios Energéticos. *Futuro de la Energía en Chile*. Inf. téc. 2018, pág. 60. URL: http://futuroenergia.escenariosenergeticos.cl/wp-content/uploads/2018/09/futuro.pdf.

[18] Lorena P. Espinoza Aguirre. «Evaluación de la producción de hidrógeno a partir de biogás proveniente de biodigestores anaeróbicos de residuos agroindustriales con inyección de vapor de agua.» Tesis doct. Universidad Técnica Federico Santa María, 2018.

[19] M. A. Fierro Rivas. «Efecto térmico del uso de esferas huecas en reactores de medios porosos intertes e híbridos para la producción de hidrógeno y gas de síntesis». Tesis doct. Universidad Ténica Federico Santa María, 2021.

[20] Nicolás Alonso García Bernal. *Matriz energética y eléctrica en Chile*. 2021. URL: https://www.bcn.cl/asesoriasparlamentarias/detalle_documento.html?id=79779.

[21] Tomás F. Gómez Castillo. «"Diseño experimental y simulación numérico-computacional de un reactor de medio poroso de flujo recíproco".» Tesis doct. Universidad Técnica Federico Santa María, 2021.

[22] Hans Gonzalez y col. «Syngas production from polyethylene and biogas in porous media combustion». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 43.9 (2018), págs. 4294-4304. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2018.01.050. URL: https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2018.01.050.

[23] Hans F. González Pérez. «"Modelación de un reactor para la producción de continua de gas de síntesis a partir de biogás y polietileno".» Tesis doct. Universidad Técnica Federico Santa María, 2017.

[24] Z. Al-Hamamre, S. Voß y D. Trimis. «Hydrogen production by thermal partial oxidation of hydrocarbon fuels in porous media based reformer». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 34.2 (ene. de 2009), págs. 827-832. ISSN: 0360-3199. DOI: 10.1016/J.IJHYDENE.2008.10.085.

[25] W. B. Hauserman. «Gasification and Pyrolysis of Coal , Biomass and Wastes Basic Principles and Applications». En: 877 (2018).

[26] C. Higman y M. Van Der Burgt. *Gasification*. Second Edi. Gulf Professional Publishing, 2008, págs. 1-9. ISBN: 9780750685283. DOI: https://doi.org/10.1016/B978-0-7506-8528-3.00001-8. URL: https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780750685283000018.

[27] J. G. Hoffmann y col. «Experimental study on combustion in porous media with a reciprocating flow system». En: *Combustion and Flame* 111.1-2 (1997), págs. 32-46. ISSN: 00102180. DOI: 10.1016/S0010-2180(97)00099-0.

[28] Hydrogen Council. «Hydrogen scaling up: A sustainable pathway for the global energy transition». En: *Hydrogen scaling up: A sustainable pathway for the global energy transition* November (2017), pág. 80. URL: www.hydrogencouncil.com.%0Awww.hydrogencouncil.com.

[29] International Energy Agency. *Key World Energy Statistics 2021*. Inf. téc. 2021, pág. 81.

[30] International Organization for Standardization. *Classification of coals, ISO 11760:2018*. 2018. URL: https://www.iso.org/obp/ui/es/#iso:std:iso:11760:ed-2:v1:en.

[31] M. Z. Jacobson, W. G. Colella y D. M. Golden. «Atmospheric science: Cleaning the air and improving health with hydrogen fuel-cell vehicles». En: *Science* 308.5730 (2005), págs. 1901-1905. ISSN: 00368075. DOI: 10.1126/science.1109157.

[32] M. M. Kamal y A. A. Mohamad. «Combustion in porous media». En: *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy* 220.5 (2006), págs. 487-508. ISSN: 09576509. DOI: 10.1243/09576509JPE169.

[33] M. Kayfeci, A. Keçebaş y M. Bayat. «Hydrogen production». En: *Solar Hydrogen Production: Processes, Systems and Technologies*. 2019, págs. 45-83. ISBN: 9780128148549. DOI: 10.1016/B978-0-12-814853-2.00003-5.

[34] L. A. Kennedy y col. «Chemical structures of methane-air filtration combustion waves for fuel-lean and fuel-rich conditions». En: *Proceedings of the Combustion Institute* 28.1 (2000), págs. 1431-1438. ISSN: 15407489. DOI: 10.1016/S0082-0784(00)80359-8.

[35] C. Law y K. *Combustion physics*. Vol. 9780521870. 2006, págs. 1-722. ISBN: 9780511754517. DOI: 10.1017/CBO9780511754517.

[36] A. Luckos, M. N. Shaik y J. C. Van Dyk. *Gasification and Pyrolysis of Coal*. Vol. 4. 2010. ISBN: 9783527324491. DOI: 10.1002/9783527628148.hoc063.

[37] F. El-Mahallawy y S. El-Din Habik. *Fundamentals and Technology of Combustion*. First Edit. 2002, pág. 839. ISBN: 0080440894.

[38] B. G. Miller. «Coal Energy Systems». En: *Coal Energy Systems* (2005). DOI: 10.1016/B978-0-12-497451-7.X5000-1.

[39] Ministerio de Energía. *Energía 2050 Polítca Energética de Chile*. 2014. URL: http://eae.mma.gob.cl/uploads/D03_Politica_Energetica_de__Chile_2050_Anteproyecto2.pdf.

[40] A. A. Mohamad. «Combustion in Porous Media. Fundamentals and Applications». En: *Transport Phenomena in Porous Media III* (2005), págs. 287-304. DOI: 10.1016/B978-008044490-1/50015-6.

[41] M. Abdul Mujeebu y col. «Combustion in porous media and its applications - A comprehensive survey». En: *Journal of Environmental Management* 90.8 (2009), págs. 2287-2312. ISSN: 03014797. DOI: 10.1016/j.jenvman.2008.10.009. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2008.10.009.

[42] N. Z. Muradov y T. N. Veziroğlu. «From hydrocarbon to hydrogen-carbon to hydrogen economy». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 30.3 (2005), págs. 225-237. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2004.03.033.

[43] Y. Murakami. «Hydrogen embrittlement». En: *Metal Fatigue*. 2019, págs. 567-607. ISBN: 9780128138762. DOI: 10.1016/b978-0-12-813876-2.00021-2.

[44] A. O. Odeh. «Pyrolysis: Pathway to Coal Clean Technologies». En: *Pyrolysis* (2017). DOI: 10.5772/67287.

[45] N. Piatkowski y col. «Solar-driven gasification of carbonaceous feedstock - A review». En: *Energy and Environmental Science* 4.1 (2011), págs. 73-82. ISSN: 17545692. DOI: 10.1039/c0ee00312c.

[46] E. Ranzi, T. Faravelli y F. Manenti. *Pyrolysis, Gasification, and Combustion of Solid Fuels*. 1.ª ed. Vol. 49. Elsevier Inc., 2016, págs. 1-94. ISBN: 9780128097779. DOI: 10.1016/bs.ache.2016.09.001. URL: http://dx.doi.org/10.1016/bs.ache.2016.09.001.

[47] Pablo R. A. Requena León. «"Diseño, construcción e implementación de un reactor de Flujo Recíproco de Medio Poroso Inerte para la producción de Hidrógeno y Monóxido de Carbono".» Tesis doct. Universidad Técnica Federico Santa María, 2017.

[48] Nicolás Ripoll y col. «Hydrogen production from algae biomass in rich natural gas-air filtration combustion». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 42.8 (2017), págs. 5513-5522. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2016.03.082.

[49] C. Rivkin, R. Burgess y W. Buttner. *Hydrogen Technologies Safety Guide*. Inf. téc. January. 2015, pág. 67. URL: https://www.nrel.gov/docs/fy15osti/60948.pdf.

[50] Y. Seo, M. T. Alam y W. Yang. «Gasification of Municipal Solid Waste». En: *Gasification for Low-grade Feedstock* (2018). DOI: 10.5772/intechopen.73685.

[51] M. Shafiey Dehaj y col. «Experimental analysis of natural gas combustion in a porous burner». En: *Experimental Thermal and Fluid Science* 84 (2017), págs. 134-143. ISSN: 08941777. DOI: 10.1016/j.expthermflusci.2017.01.023. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2017.01.023.

[52] I. Suárez-Ruiz y J. C. Crelling. «Environmental and health impacts». En: *Applied Coal Petrology: The Role of Petrology in Coal Utilization*. 2008, pág. 408. ISBN: 9780124159174. DOI: 10.1016/B978-0-12-415917-4.00035-9.

[53] M. Sudiro y col. «Improving process performances in coal gasification for power and synfuel production». En: *Energy and Fuels* 22.6 (2008), págs. 3894-3901. ISSN: 08870624. DOI: 10.1021/ef800293h.

[54] TwE Talent with Enervy. *Gasification technologies review – technology, resources and implementation scenarios.* Inf. téc. 2014. URL: https://www.crd.bc.ca/docs/default-source/irm-reports/consolidationreportnov17/appendixh.pdf?sfvrsn=509409ca_2.

[55] Ryo Tanaka, Masahisa Shinoda y Norio Arai. «Combustion characteristics of a heat-recirculating ceramic burner using a low-calorific-fuel». En: *Energy Conversion and Management* 42.15-17 (2001), págs. 1897-1907. ISSN: 01968904. DOI: 10.1016/S0196-8904(01)00049-8.

[56] M. Toledo, K. Utria y A.V. Saveliev. «Ultrarich filtration combustion of ethane». En: *Energy and Fuels* 28.2 (2014), págs. 1536-1540. ISSN: 08870624. DOI: 10.1021/ef402264a.

[57] Mario Toledo, Eduardo Vergara y Alexei V. Saveliev. «Syngas production in hybrid filtration combustion». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 36.6 (2011), págs. 3907-3912. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2010.11.060. URL: http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2010.11.060.

[58] Mario Toledo y col. «Hydrocarbons conversion to syngas in inert porous media combustion». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 41.14 (2016), págs. 5857-5864. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2016.02.065.

[59] Mario G. Toledo y col. «Hybrid filtration combustion of natural gas and coal». En: *International Journal of Hydrogen Energy* 37.8 (2012), págs. 6942-6948. ISSN: 03603199. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2012.01.061.

[60] D. Trimis y F. Durst. «Combustion in a Porous Medium-Advances and Applications». En: *Combustion Science and Technology* 121.1-6 (2007), págs. 153-168. DOI: http://dx.doi.org/10.1080/00102209608935592.

[61] S. R. Turns. *An Introduction to Combustion, Concepts and Applications*. Third Edit. 2012, pág. 754. ISBN: 9781119130536.

[62] D. P. Van Vuuren y B. C. O'Neill. «The consistency of IPCC's SRES scenarios to recent literature and recent projections». En: *Climatic Change* 75.1-2 (2006), págs. 9-46. ISSN: 01650009. DOI: 10.1007/s10584-005-9031-0.

[63] R. Vásquez y F. Salinas. «Tecnologías del Hidrógeno y perspectivas para Chile». En: *Alemania: Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ) GmbH* 2 (2019), pág. 135.

[64] N. J. Wagner y col. «Coal Gasification». En: *Applied Coal Petrology*. 12. 2008, págs. 119-144. ISBN: 9780080450513. DOI: 10.1016/B978-0-08-045051-3.00005-1.

[65] F. J. Weinberg. «Combustion temperatures: The future?» En: *Nature* 233 (1971), págs. 239-241. ISSN: 00280836. DOI: 10.1038/233239a0.

[66] World Nuclear Association. *Hydrogen Production and Uses*. 2021. URL: https://www.world-nuclear.org/information-library/energy-and-the-environment/hydrogen-production-and-uses.aspx.

[67] S. Zhdanok, Lawrence A. Kennedy y G. Koester. «Superadiabatic combustion of methane air mixtures under filtration in a packed bed». En: *Combustion and Flame* 100.1-2 (1995), págs. 221-231. ISSN: 00102180. DOI: 10.1016/0010-2180(94)00064-Y.

# Anexo A

# Procedimiento de instalación de reactor híbrido

A continuación se mostrara el procedimiento utilizado para instalar el reactor en el laboratorio de termofluidos.

- Se recibe el reactor híbrido desarmado.



**Figura A.1:** *Reactor desarmado.*

- El reactor es instalado en base de fierro que se encuentra en el laboratorio de termofluidos y que fue utilizada con anterioridad en el reactor de medio poroso de flujo recíproco y también en el trabajo de título de Tomás Gomez.

- Se realiza la aislación del medio poroso con varias capas de fibra de vidrio y dividido en dos partes debido a que en el centro no se coloca medio poroso.

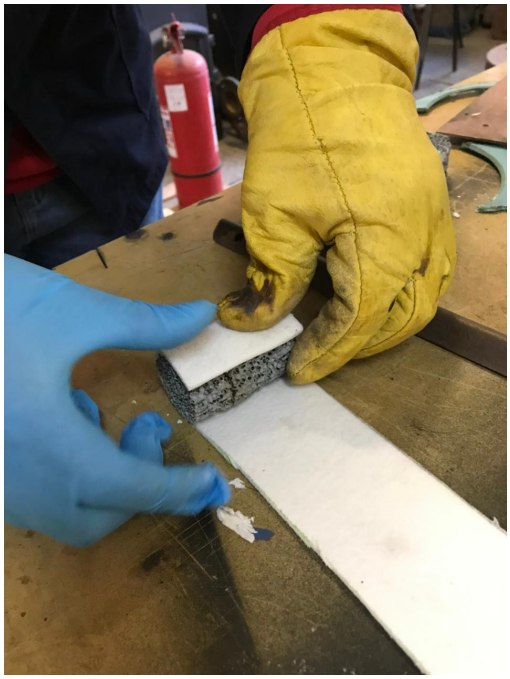


**Figura A.2:** *Aislación de medio poroso.*

- Se introduce el medio poroso en el reactor. Para realizar este procedimiento se calentó el reactor con camisas de calor para poder dilatar la cámara de combustión de este.

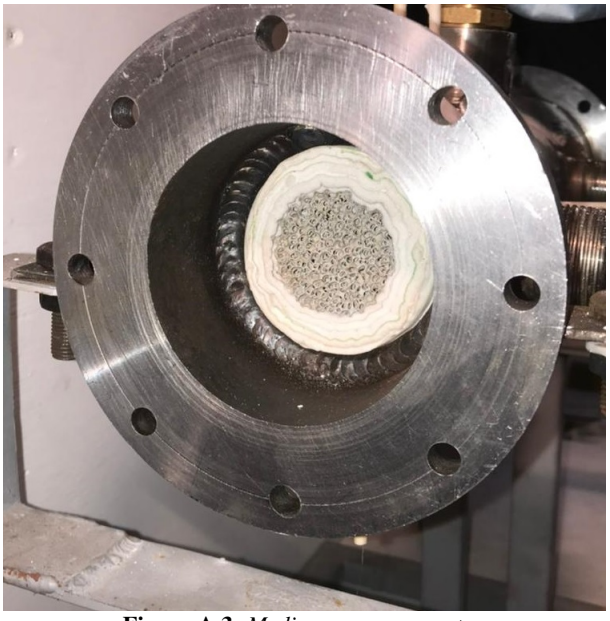


**Figura A.3:** *Medio poroso en reactor.*

- Se perfora el medio poroso con el taladro que está en el laboratorio de termofluidos. Para realizar este procedimiento el reactor se mantuvo en la base de fierro y se hicieron perforaciones por ambos lados del reactor.



**Figura A.4:** *Reactor desarmado.*

- Se instalan las vainas para termocuplas en el reactor con cemento refractario. El cemento refractario tuvo que ser tamizado para disminuir su tamaño, y además se debe dejar secando por lo menos 24 horas.

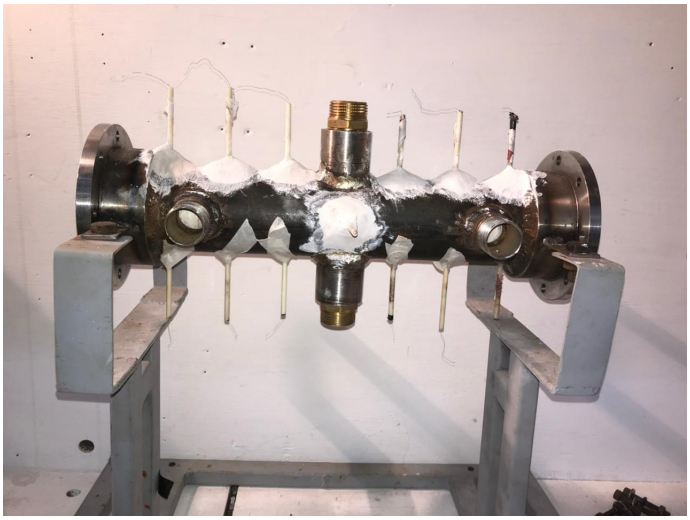


**Figura A.5:** *Vainas reactor.*

- Se instala el sistema de admisión y eliminación de combustible sólido, también se instala parte del sistema de extracción de gases de escape. A estos sistemas se les aplica silicona de alta temperatura.

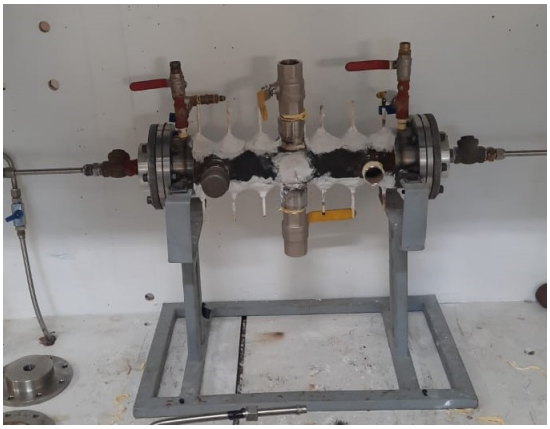


**Figura A.6:** *Reactor desarmado.*

- Se instalan las cañerías de de admisión de premezcla hacia el reactor y posteriormente se aisla el reactor por completo con capas de fibra de vidrio. Las primeras capas son afirmadas con cinta de papel y la última capa es afirmada con alambre.



**Figura A.7:** *Aislación reactor.*

- Se instala el sistema de adquisición de datos de temperatura en el reactor. Se utilizan cables compensados que vienen ya recubiertos, además se utiliza cinta aislante para unir el cable compensado con la termocupla y la vaina.

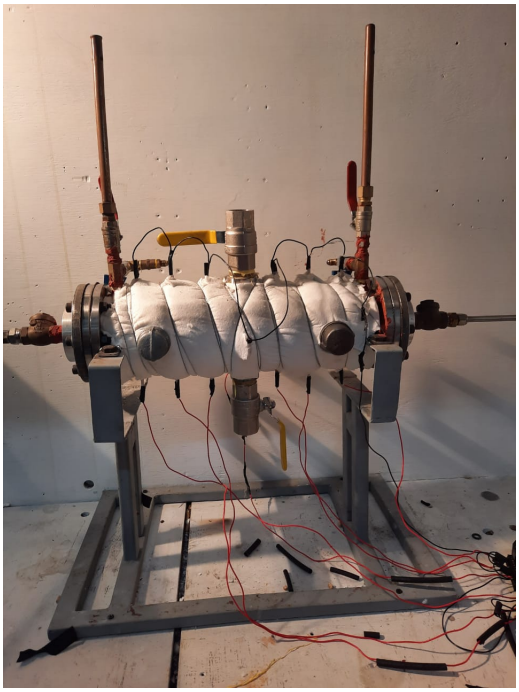


**Figura A.8:** *Instalación de termocuplas.*

# Anexo B

# Informes del Laboratorio de Química – Cromatografía Gaseosa

A continuación se muestran los resultados de cromatografía gaseosa tomados en el laboratorio de química. Estos se dividen en resultados obtenidos para el reactor de medio poroso inerte y para el reactor de medio poroso híbrido.

Los informes que corresponden a el reactor de medio poroso inerte son:

- Informe de ensayo N° QUI-063-21.
- Informe de ensayo N° QUI-066-21.

Los informes que corresponden a el reactor de medio poroso híbrido son:

- Informe de ensayo N° QUI-083-21.
- Informe de ensayo N° QUI-084-21.
- Informe de ensayo N° QUI-085-21



UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis Químico e Instrumental

**INFORME DE ENSAYO**
**N° QUI-063-21**

Fecha emisión:
06.09.2021

| Información del cliente | | |
|---|---|---|
| Nombre de la empresa | Universidad Técnica Federico anta María. Casa Central | |
| Solicitante | Fabián Guerrero | Rodrigo Fernández M. (alumno) |
| Dirección | Departamento de ingeniería Mecánica | |

| Información del análisis y muestra | | | |
|---|---|---|---|
| Análisis solicitado | Hidrógeno | | |
| Tipo de muestra | Gas | | |
| Identificación muestra | M1-H2 2/9/21 | | CI 096 |
| | M2-H2 2/9/21 | | CI 097 |
| | M3-H2 2/9/21 | | CI 098 |
| | M4-CO 2/9/21 | | CI 099 |
| | M5-H2 2/9/21 | | CI 100 |
| | M6-H2 2/9/21 | | CI 101 |
| | M7-H2 2/9/21 | | CI 102 |
| Fecha de recepción | 3 de septiembre de 2021 | Inicio Análisis | 3 de septiembre de 2021 |
| Método utilizado | Cromatografía de gases con detector de Conductividad térmica (GC-TCD) | | |
| Responsable del muestreo | Rodrigo Fernández M. | | |

Responsable: Jefe de Laboratorio — Fecha de edición: junio de 2020 — v03

Av. España 1680, Valparaíso — servicios.analiticos@usm.cl — QUI-063-21
www.labqi.cl — 32 2 654219

Los resultados entregados en este informe solo se refieren a los ítemes ensayados.
Este informe no debe ser reproducido parcial o totalmente sin la aprobación escrita de este Laboratorio.

Página 1 de 2

**Figura B.1:** *Informe de ensayo N° QUI-063-21(1).*



UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis Químico e Instrumental

**RESULTADOS:**

| Código interno | [moles $H_2$ / 100 moles de gas] |
|---|---|
| CI 096 | 2,30 ± 0,01 |
| CI 097 | 2,71 ± 0,02 |
| CI 098 | 1,30 ± 0,01 |
| CI 099 | 0,51 ± 0,02 |
| CI 100 | 3,25 ± 0,01 |
| CI 101 | 1,16 ± 0,01 |
| CI 102 | 0,96 ± 0,03 |

(*): Los resultados se expresan con el siguiente formato: X ± s; donde X corresponde al valor promedio entre las porciones de muestra analizadas y s es la desviación estándar de los valores obtenidos.

Observaciones: No hay observaciones

Fin del documento

Gisela Bruhn L.
Químico analista

María Elena Ortiz
Jefe de laboratorio

Responsable: Jefe de Laboratorio | Fecha de edición: junio de 2020 | v03

Av. España 1680, Valparaíso | servicios.analiticos@usm.cl | QUI-063-21
www.labqi.cl | 32 2 654219

Los resultados entregados en este informe solo se refieren a los ítemes ensayados.
Este informe no debe ser reproducido parcial o totalmente sin la aprobación escrita de este Laboratorio.

Página 2 de 2

**Figura B.2:** *Informe de ensayo N° QUI-063-21(2).*

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis Químico e Instrumental

## INFORME DE ENSAYO
## N° QUI-066-21

Fecha emisión:
08.09.2021

| Información del cliente | | |
|---|---|---|
| Nombre de la empresa | Universidad Técnica Federico anta María. Casa Central | |
| Solicitante | Fabián Guerrero | Rodrigo Fernández M. (alumno) |
| Dirección | Departamento de ingeniería Mecánica | |

| Información del análisis y muestra | | | |
|---|---|---|---|
| Análisis solicitado | Hidrógeno | | |
| Tipo de muestra | Gas | | |
| Identificación muestra | M8-$H_2$ 7-9-21 | | CI 106 |
| | M9-$H_2$ 7-9-21 | | CI 107 |
| | M10-$H_2$ 7-9-21 | | CI 108 |
| | M11-$H_2$ 7-9-11 | | CI 109 |
| | M12-$H_2$ 7-9-21 | | CI 110 |
| Fecha de recepción | 8 de septiembre de 2021 | Inicio Análisis | 8 de septiembre de 2021 |
| Método utilizado | Cromatografía de gases con detector de Conductividad térmica (GC-TCD) | | |
| Responsable del muestreo | Rodrigo Fernández M. | | |

**RESULTADOS:**

| Código interno | [moles $H_2$ / 100 moles de gas] |
|---|---|
| CI 106 | 6,59 ± 0,01 |
| CI 107 | 4,24 ± 0,01 |
| CI 108 | 3,675 ± 0,002 |
| CI 109 | 2,68 ± 0,01 |
| CI 110 | 9,83 ± 0,06 |

(*): Los resultados se expresan con el siguiente formato: X ± s; donde X corresponde al valor promedio entre las porciones de muestra analizadas y s es la desviación estándar de los valores obtenidos.

Observaciones: No hay observaciones

Fin del documento

Gisela Bruhn L.
Químico analista

María Elena Ortiz
Jefe de laboratorio



Los resultados entregados en este informe solo se refieren a los ítemes ensayados.
Este informe no debe ser reproducido parcial o totalmente sin la aprobación escrita de este Laboratorio.



**Figura B.3:** *Informe de ensayo N° QUI-066-21.*



UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis Químico e Instrumental

**INFORME DE ENSAYO**
**N° QUI-083-21**

Fecha emisión: 12.10.2021

| Información del cliente | | |
|---|---|---|
| Nombre de la empresa | Universidad Técnica Federico anta María. Casa Central | |
| Solicitante | Fabián Guerrero | Rodrigo Fernández M. (alumno) |
| Dirección | Departamento de ingeniería Mecánica | |

| Información del análisis y muestra | | | |
|---|---|---|---|
| Análisis solicitado | Hidrógeno | | |
| Tipo de muestra | Gas | | |
| Identificación muestra | # 1 Pobre | | CI 135 |
| | # 2 Pobre | | CI 136 |
| | # 3 Pobre | | CI 137 |
| | M4 - Rica | | CI 138 |
| | M5 - Rica | | CI 139 |
| | M6 - Rica | | CI 140 |
| Fecha de recepción | 7 de octubre de 2021 | Inicio Análisis | 7 de octubre de 2021 |
| Método utilizado | Hidrógeno: Cromatografía de gases con detector de Conductividad térmica (GC-TCD)<br>Monóxido de Carbono: Cromatografía de Gases con Metanizador y detector de Ionización de Llama (GC-FID) | | |
| Responsable del muestreo | Rodrigo Fernández M. | | |

**RESULTADOS:**

| Código interno | [moles $H_2$ / 100 moles de gas] | [moles CO / 100 moles de gas] |
|---|---|---|
| CI 135 | 2,41 ± 0,04 | 4,5 ± 0,1 |
| CI 136 | 3,8 ± 0,1 | 9,8 ± 0,2 |
| CI 137 | 2,56 ± 0,02 | 9,08 ± 0,02 |
| CI 138 | 2,57 ± 0,02 | 4,11 ± 0,02 |
| CI 139 | 9,79 ± 0,02 | 9,5 ± 0,1 |
| CI 140 | 9,0 ± 0,2 | 9,6 ± 0,1 |

(*): Los resultados se expresan con el siguiente formato: X ± s; donde X corresponde al valor promedio entre las porciones de muestra analizadas y s es la desviación estándar de los valores obtenidos.

Observaciones: No hay observaciones

Gisela Bruhn L.
Químico analista

María Elena Ortiz
Jefe de laboratorio

Responsable: Jefe de Laboratorio | Fecha de edición: junio de 2020 | v03

Av. España 1680, Valparaíso | servicios.analiticos@usm.cl | QUI-083-21

www.labqi.cl | 32 2 654219

Los resultados entregados en este informe solo se refieren a los ítemes ensayados.
Este informe no debe ser reproducido parcial o totalmente sin la aprobación escrita de este Laboratorio.

Página 1 de 1

**Figura B.4:** *Informe de ensayo N° QUI-083-21.*



UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis Químico e Instrumental

**INFORME DE ENSAYO**
**N° QUI-084-21**

Fecha emisión: 14.10.2021

| Información del cliente | | |
|---|---|---|
| Nombre de la empresa | Universidad Técnica Federico anta María. Casa Central | |
| Solicitante | Fabián Guerrero | Rodrigo Fernández M. (alumno) |
| Dirección | Departamento de ingeniería Mecánica | |

| Información del análisis y muestra | | | |
|---|---|---|---|
| Análisis solicitado | Hidrógeno, Monóxido de Carbono | | |
| Tipo de muestra | Gas | | |
| Identificación muestra | M1 Pobre | | CI 141 |
| | M2 Pobre | | CI 142 |
| | M3 Pobre | | CI 143 |
| | M4 Rica | | CI 144 |
| | M5 Rica | | CI 145 |
| | M6 Rica | | CI 146 |
| | M7 Vapor Rica | | CI 147 |
| | M8 Vapor Rica | | CI 148 |
| | M9 Vapor Rica | | CI 149 |
| Fecha de recepción | 12 de octubre de 2021 | Inicio Análisis | 13 de octubre de 2021 |
| Método utilizado | Hidrógeno: Cromatografía de gases con detector de Conductividad térmica (GC-TCD)<br>Monóxido de Carbono: Cromatografía de Gases con Metanizador y detector de Ionización de Llama (GC-FID) | | |
| Responsable del muestreo | Rodrigo Fernández M. | | |

LABORATORIO DE ANÁLISIS QUÍMICO E INSTRUMENTAL
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA UTFSM VALPARAÍSO

Responsable: Jefe de Laboratorio — Fecha de edición: junio de 2020 — v03

Av. España 1680, Valparaíso — servicios.analiticos@usm.cl — QUI-084-21

www.labqi.cl — 32 2 654219

Los resultados entregados en este informe solo se refieren a los ítemes ensayados.
Este informe no debe ser reproducido parcial o totalmente sin la aprobación escrita de este Laboratorio.

Página 1 de 2

**Figura B.5:** *Informe de ensayo N° QUI-084-21(1).*

UNIVERSIDAD TECNICA
FEDERICO SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE QUIMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis
Químico e Instrumental

**RESULTADOS:**

| Código interno | [moles $H_2$ / 100 moles de gas] | [moles CO / 100 moles de gas] |
|---|---|---|
| CI 141 | 0,4995 ± 0,0009 | 1,18 ± 0,02 |
| CI 142 | 0,449 ± 0,002 | 0,763 ± 0,009 |
| CI 143 | 0,770 ± 0,005 | 0,99 ± 0,04 |
| CI 144 | 0,563 ± 0,004 | 1,218 ± 0,006 |
| CI 145 | 1,379 ± 0,003 | 0,77 ± 0,04 |
| CI 146 | 1,113 ± 0,004 | 1,25 ± 0,02 |
| CI 147 | 0,698 ± 0,003 | 0,603 ± 0,001 |
| CI 148 | 0,432 ± 0,001 | 0,344 ± 0,002 |
| CI 149 | 0,709 ± 0,003 | 0,366 ± 0,002 |

(*): Los resultados se expresan con el siguiente formato: X ± s; donde X corresponde al valor promedio entre las porciones de muestra analizadas y s es la desviación estándar de los valores obtenidos.
Observaciones: No hay observaciones

Fin del documento

LABORATORIO DE ANÁLISIS QUÍMICO E INSTRUMENTAL
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA UTFSM VALPARAÍSO

Gisela Bruhn L.
Químico analista

María Elena Ortiz
Jefe de laboratorio



**Figura B.6:** *Informe de ensayo N° QUI-084-21(2).*



UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis Químico e Instrumental

**INFORME DE ENSAYO**
**N° QUI-085-21**

Fecha emisión: 14.10.2021

| Información del cliente | | |
|---|---|---|
| Nombre de la empresa | Universidad Técnica Federico anta María. Casa Central | |
| Solicitante | Fabián Guerrero | Rodrigo Fernández M. (alumno) |
| Dirección | Departamento de ingeniería Mecánica | |

| Información del análisis y muestra | | | |
|---|---|---|---|
| Análisis solicitado | Hidrógeno, Monóxido de Carbono | | |
| Tipo de muestra | Gas | | |
| Identificación muestra | M10. Mezcla pobre + Vapor | | CI 150 |
| | M11. Mezcla pobre + Vapor | | CI 151 |
| | M12. Mezcla pobre + Vapor | | CI 152 |
| Fecha de recepción | 13 de octubre de 2021 | Inicio Análisis | 13 de octubre de 2021 |
| Método utilizado | Hidrógeno: Cromatografía de gases con detector de Conductividad térmica (GC-TCD)<br>Monóxido de Carbono: Cromatografía de Gases con Metanizador y detector de Ionización de Llama (GC-FID) | | |
| Responsable del muestreo | Rodrigo Fernández M. | | |

**RESULTADOS:**

| Código interno | [moles $H_2$ / 100 moles de gas] | [moles CO / 100 moles de gas] |
|---|---|---|
| CI 150 | 0,491 ± 0,003 | 1,210 ± 0,002 |
| CI 151 | 0,337 ± 0,003 | 0,545 ± 0,002 |
| CI 152 | 0,239 ± 0,003 | 0,830 ± 0,007 |

(*): Los resultados se expresan con el siguiente formato: X ± s; donde X corresponde al valor promedio entre las porciones de muestra analizadas y s es la desviación estándar de los valores obtenidos.
Observaciones: No hay observaciones

Fin del documento

LABORATORIO DE ANÁLISIS QUÍMICO E INSTRUMENTAL
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA
UTFSM
VALPARAÍSO

Gisela Bruhn L.
Químico analista

María Elena Ortiz
Jefe de laboratorio

Responsable: Jefe de Laboratorio | Fecha de edición: junio de 2020 | v03
Av. España 1680, Valparaíso | servicios.analiticos@usm.cl | QUI-085-21
www.labqi.cl | 32 2 654219
Los resultados entregados en este informe solo se refieren a los ítemes ensayados.
Este informe no debe ser reproducido parcial o totalmente sin la aprobación escrita de este Laboratorio.
Página 1 de 1

**Figura B.7:** *Informe de ensayo N° QUI-085-21.*

# Anexo C

# Análisis de trabajo seguro y listado de chequeo para operación

| ANÁLISIS DE TRABAJO SEGURO | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| TRABAJO A REALIZAR | OPERACIÓN DE REACTOR DE MEDIO POROSO CON INYECCIÓN DE METANO-AIRE-VAPOR | | | | |
| FECHA | | LUGAR | UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA, CASA CENTRAL | | |
| OPERADOR 1 | | | | FIRMA | |
| OPERADOR 2 | | | | FIRMA | |
| SUPERVISOR | | | | FIRMA | |
| EPP | GUANTES | OVERALL | LENTES | ZAPATOS | |
| CUMPLE | | | | | |
| NO CUMPLE | | | | | |

| NÚMERO | ACTIVIDAD | RIESGOS | MEDIDAS DE CONTROL |
|---|---|---|---|
| 1 | Realizar inspección general de equipos | Fugas de gas natural.<br>Fugas de gas licuado.<br>Caídas.<br>Arco eléctrico. | Utilizar equipos de protección personal.<br>Utilizar detector de fugas.<br>Mantener vías despejadas.<br>Tener al alcance un extintor cargado. |
| 2 | Realizar encendido y operación del reactor. | Fugas de gas natural.<br>Fugas de gas licuado.<br>Quemaduras.<br>Incendios. | Utilizar equipos de protección personal.<br>Utilizar detector de fugas.<br>Mantener vías despejadas.<br>Tener al alcance un extintor cargado.<br>Seguir el procedimiento de operación de manera adecuada |
| 3 | Apagado del reactor y equipos. | Fugas de gas natural.<br>Quemaduras.<br>Incendios. | Utilizar equipos de protección personal.<br>Utilizar detector de fugas.<br>Mantener vías despejadas.<br>Tener al alcance un extintor cargado.<br>Cerrar llaves de paso del gas natural y aire y apagar equipos. |

**Figura C.1:** *ATS.*

| LISTADO DE CHECKEO PARA OPERACIÓN DE REACTOR DE FLUJO RECÍPROCO DE MEDIO POROSO | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| FECHA | | TIPO DE MEDICIÓN | | | |
| SUPERVISOR | | OPERADORES | | | |
| SEGURIDAD | | | | | |
| | | CUMPLE | | NO CUMPLE | |
| EPP | OVERALL | | | | |
| | LENTES DE SEGURIDAD | | | | |
| | GUANTES CABRETILLA | | | | |
| | ZAPATOS DE SEGURIDAD | | | | |
| VIAS DE ESCAPE DESPEJADAS | | | | | |
| EXTINTORES HABILITADOS | | | | | |
| PUESTA EN MARCHA | | | SCAN | SI | NO |
| VÁLVULAS DE ADMISIÓN Y DE ESCAPE ABIERTAS. | | | | | |
| ENCENDER COMPRESOR | | | | | |
| REGULAR PRESIÓN DEL COMPRESOR 1 BAR. | | | | | |
| REGULAR CAUDAL DE AIRE | | | | | |
| ENCENDIDO | | | | | |
| ENCENDER MECHERO PARA PRECALENTAR REACTOR. | | | | | |
| COMPROBAR FUGAS DE LÍNES DE GN. | | | | | |
| VARIFICAR VALVULAS DE ADMISIÓN Y DE ESCAPE. CORRESPONDIENTE. | | | | | |
| AL ALCANZAR 400 °C INICIAR INYECCIÓN LATERAL CON PHI 1. | | | | | |
| AL ALCANZAR 600 °C SACAR MECHERO Y COLOCAR TAPÓN. | | | | | |
| DESARROLLO | | | | | |
| CONFIGURAR CAUDALES DE AIRE Y COMBUSTIBLE PARA DISTINTAS VARIABLES A VERIFICAR. | | | | | |
| CONFIGURAR CAUDALES DE AUIRE Y COMBUSTIBLE PARA VELOCIDAD DE FILTACIÓN CORRESPONDIENTE. | | | | | |
| CONFIGURAR CAUDALES DE VAPOR. | | | | | |
| APAGADO | | | | | |
| CORTAR FLUJO DE VAPOR. | | | | | |
| CERRAR PASO DE GAS NATURAL. | | | | | |
| APAGAR COMPRESOR. | | | | | |
| CERRAR VÁLVULAS DE PASO. | | | | | |
| GUARDAR DATOS OBTENIDOS. | | | | | |
| DESENERGIZAR EL SISTEMA. | | | | | |
| OBSERVACIONES | | | | | |
| | | | | | |

**Figura C.2:** *Listado de chequeo para operación.*

# Anexo D

# Informes del Laboratorio de Química – Composición elemental y caracterización del carbón

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

LabQI
Laboratorio de Análisis Químico e Instrumental

**INFORME DE ENSAYO**
**N° QUI-086-21**

Fecha emisión: 12.11.2021

| Información del cliente | |
|---|---|
| Nombre de la empresa | Universidad Técnica Federico Santa María. Departamento de Mecánica. Casa Central |
| Solicitante | Prof. Mario Toledo |
| Dirección | Avenida España 1680 |

| Información del análisis y muestra | | | |
|---|---|---|---|
| Análisis solicitado | **Análisis Elemental:** Carbono, Hidrógeno, Nitrógeno, Oxigeno, Azufre. | | |
| Tipo de muestra | Muestras sólidas | | |
| Identificación de muestras | Muestra de Biomasa (pellets) | | CI 153 |
| | Muestra de Carbón | | CI 154 |
| Fecha de recepción | 18 de octubre de 2021 | Fecha inicio Análisis | 26 de octubre de 2021 |
| Método utilizado | **Análisis Elemental:** Medición en equipo Thermo Finnigan. Modelo Flash EA. Serie 1112. | | |
| Responsable Muestreo | Mario Toledo | | |

**RESULTADOS (*)**

| Código interno | Análisis | Unidad | Resultado |
|---|---|---|---|
| CI 153 | Carbono | [g C/ 100 g de muestra] | 46,2 ± 0,1 |
| | Hidrógeno | [g H/ 100 g de muestra] | 6,2 ± 0,1 |
| | Nitrógeno | [g N/ 100 g de muestra] | 0,89 ± 0,01 |
| | Oxigeno | [g O/ 100 g de muestra] | 27,7 ± 0,6 |
| | Azufre | [g S/ 100 g de muestra] | < 0,5 |
| CI 154 | Carbono | [g C/ 100 g de muestra] | 68,4 ± 0,4 |
| | Hidrógeno | [g H/ 100 g de muestra] | 5,03 ± 0,03 |
| | Nitrógeno | [g N/ 100 g de muestra] | 2,03 ± 0,04 |
| | Oxigeno | [g O/ 100 g de muestra] | 10,15 ± 0,05 |
| | Azufre | [g S/ 100 g de muestra] | 0,55 ± 0,07 |

(*): Los resultados se expresan con el siguiente formato: X ± s; donde X corresponde al valor promedio entre las porciones de muestra analizadas y s es la desviación estándar de los valores obtenidos.
Observaciones: No hay observaciones

Fin del documento

Gisela Bruhn
Químico analista

LABORATORIO DE ANÁLISIS QUÍMICOS E INSTRUMENTAL
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA
UTFSM
VALPARAÍSO

María Elena Ortiz
Jefe de Laboratorio

Responsable: Jefe de Laboratorio — Fecha de edición: junio de 2020 — v03

Av. España 1680, Valparaíso — servicios.analiticos@usm.cl — QUI-086-21
www.labqi.cl — 32 2 654219

Los resultados entregados en este informe solo se refieren a los ítemes ensayados.
Este informe no debe ser reproducido parcial o totalmente sin la aprobación escrita de este Laboratorio.

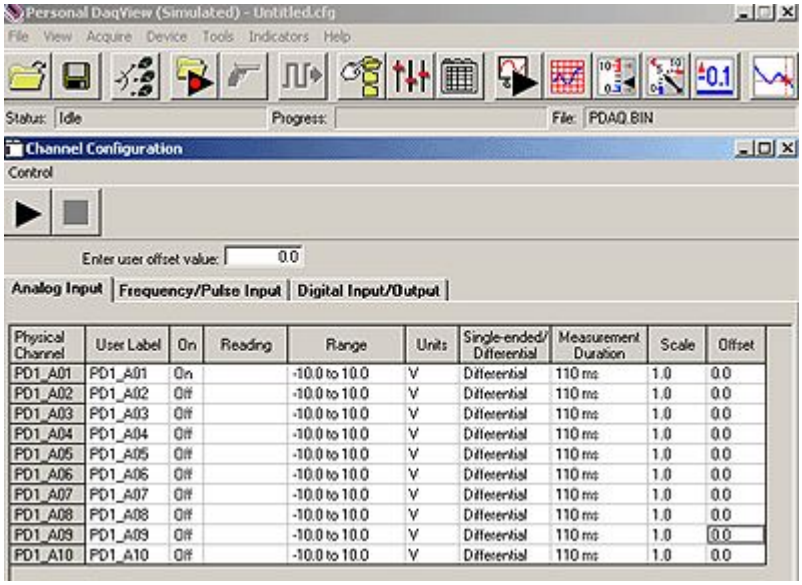
Página 1 de 1

**Figura D.1:** *Composición elemental carbón.*

# Anexo E

# Resultados termocuplas

A continuación se mostraran los gráficos de temperatura v/s tiempo obtenidos para distintas condiciones por el programa PERSONAL DAQVIEW a través del sistema de adquisición de datos.



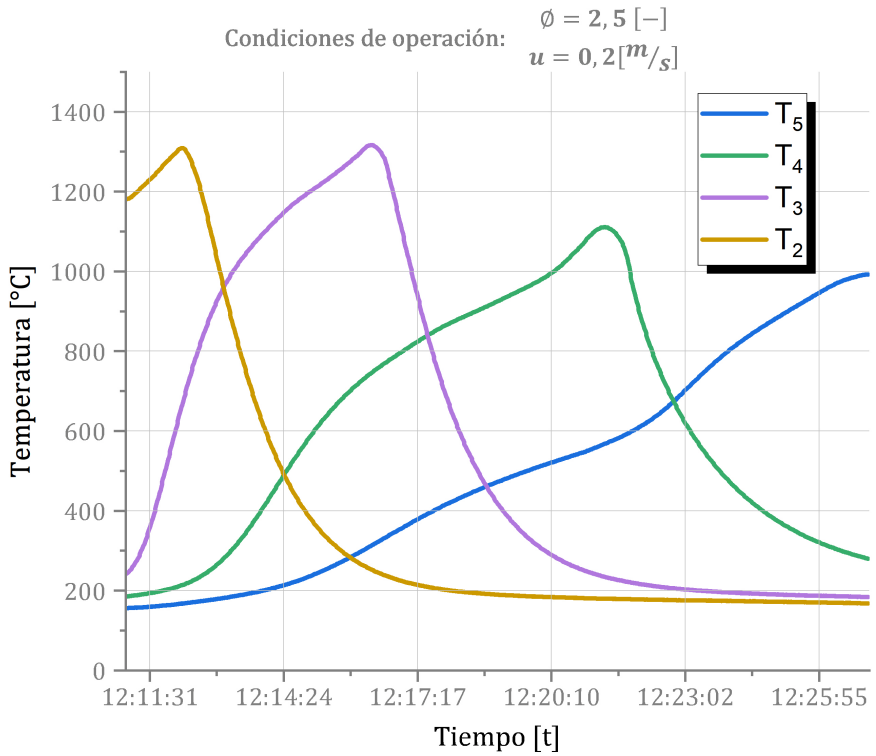

| Physical Channel | User Label | On | Reading | Range | Units | Single-ended/ Differential | Measurement Duration | Scale | Offset |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| PD1_A01 | PD1_A01 | On | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A02 | PD1_A02 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A03 | PD1_A03 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A04 | PD1_A04 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A05 | PD1_A05 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A06 | PD1_A06 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A07 | PD1_A07 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A08 | PD1_A08 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A09 | PD1_A09 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |
| PD1_A10 | PD1_A10 | Off | | -10.0 to 10.0 | V | Differential | 110 ms | 1.0 | 0.0 |

**Figura E.1:** *Programa PERSONAL DAQVIEW.*

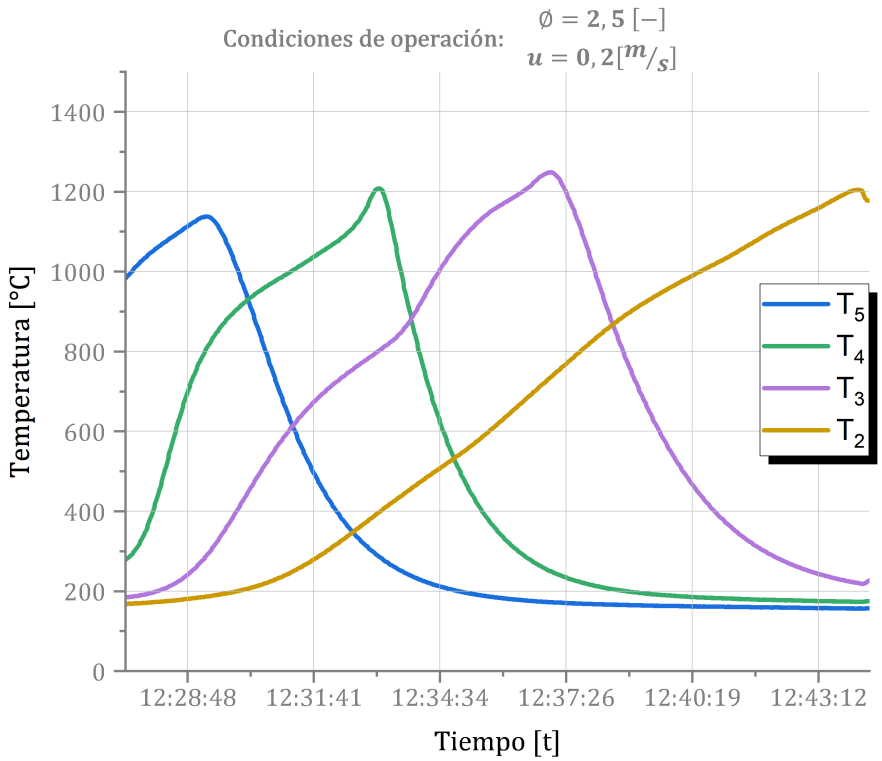



**Figura E.2:** *Sistema de adquisición de datos.*

**Ciclo 1 Semiciclo A-B**

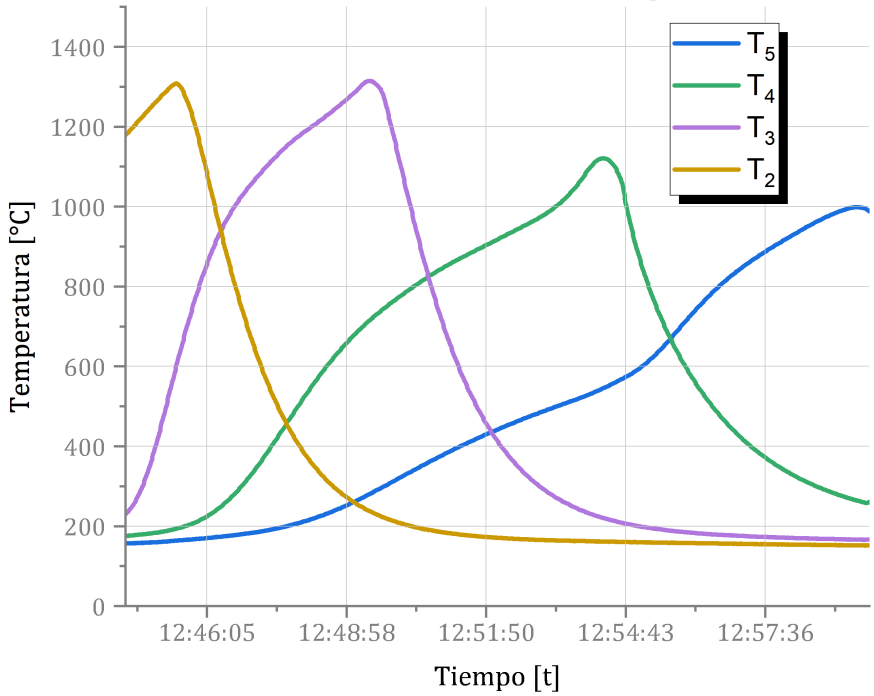



**Ciclo 1 Semiciclo B-A**



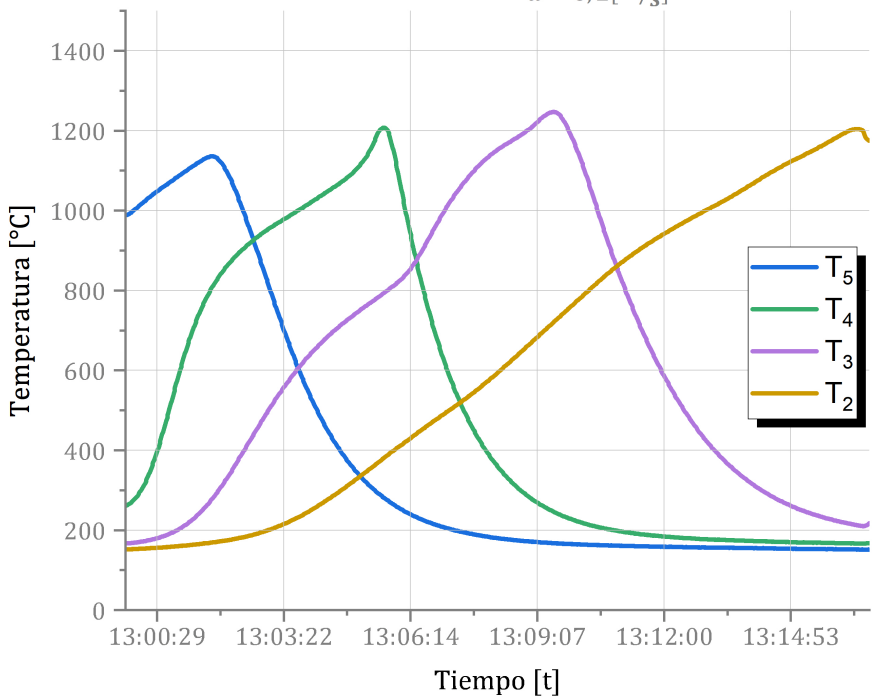
Ciclo 2 Semiciclo A-B

Condiciones de operación: $\emptyset = 2,5\ [-]$ $u = 0,2[^{m}/_{s}]$



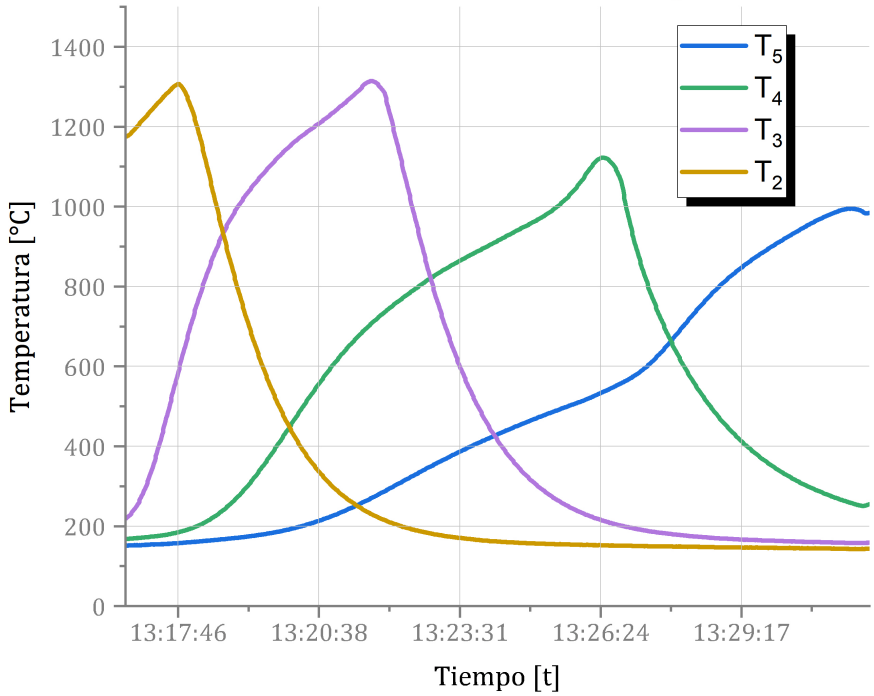

Ciclo 2 Semiciclo B-A

Condiciones de operación: $\emptyset = 2,5\ [-]$ $u = 0,2[^{m}/_{s}]$



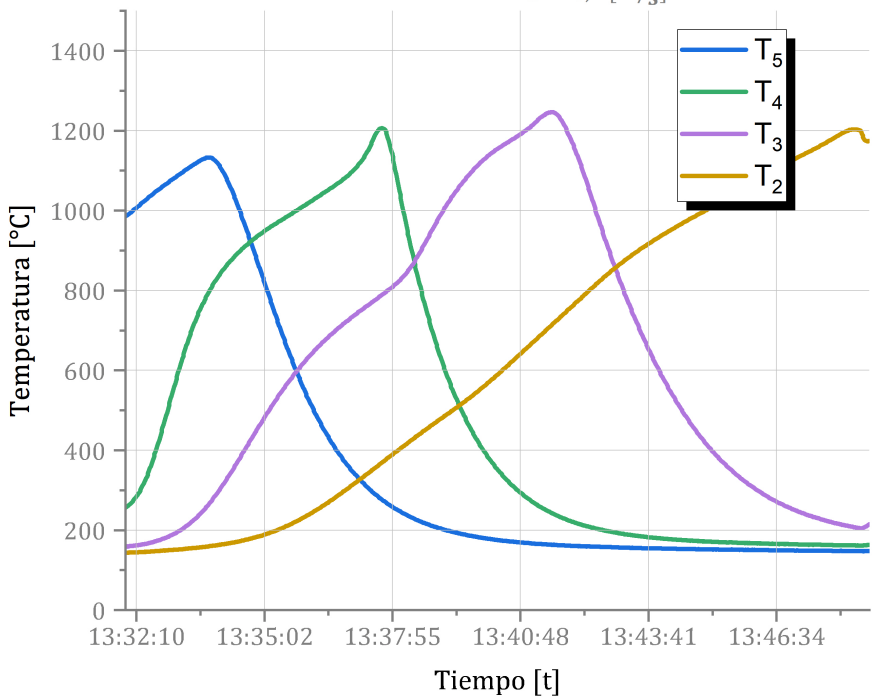
**Ciclo 3 Semiciclo A-B**

Condiciones de operación: $\emptyset = 2,5\ [-]$ $u = 0,2[^{m}/_{s}]$

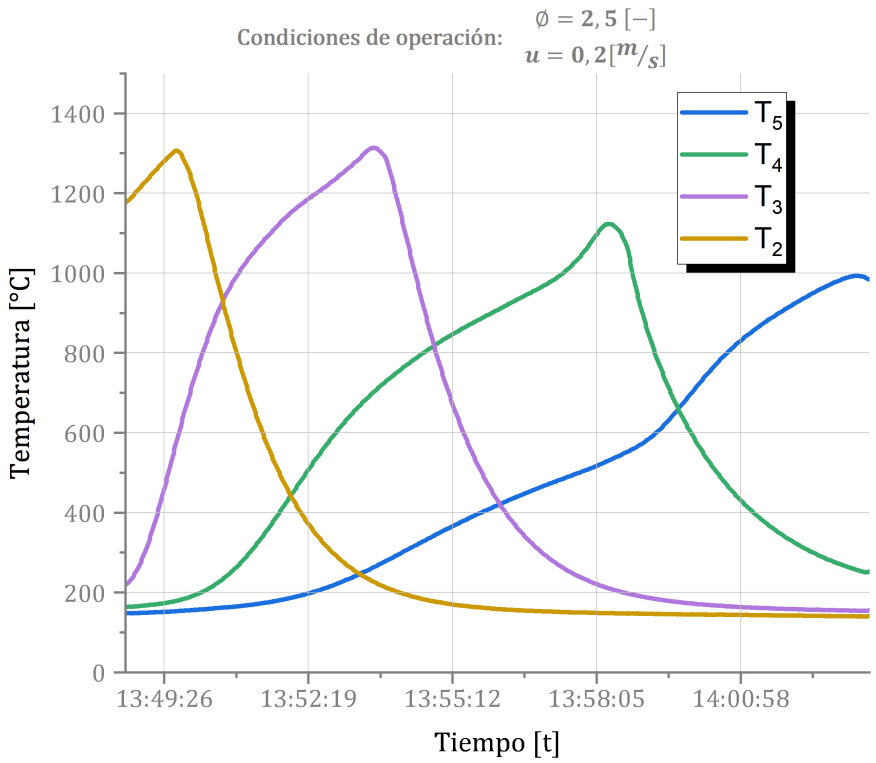



**Ciclo 3 Semiciclo B-A**

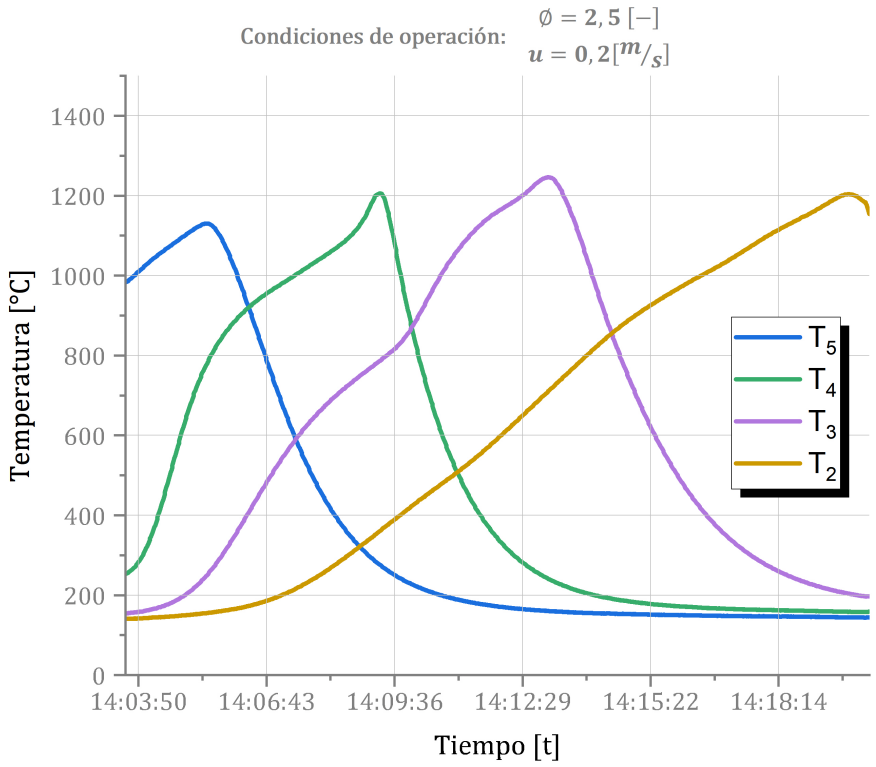
Condiciones de operación: $\emptyset = 2,5\ [-]$ $u = 0,2[^{m}/_{s}]$

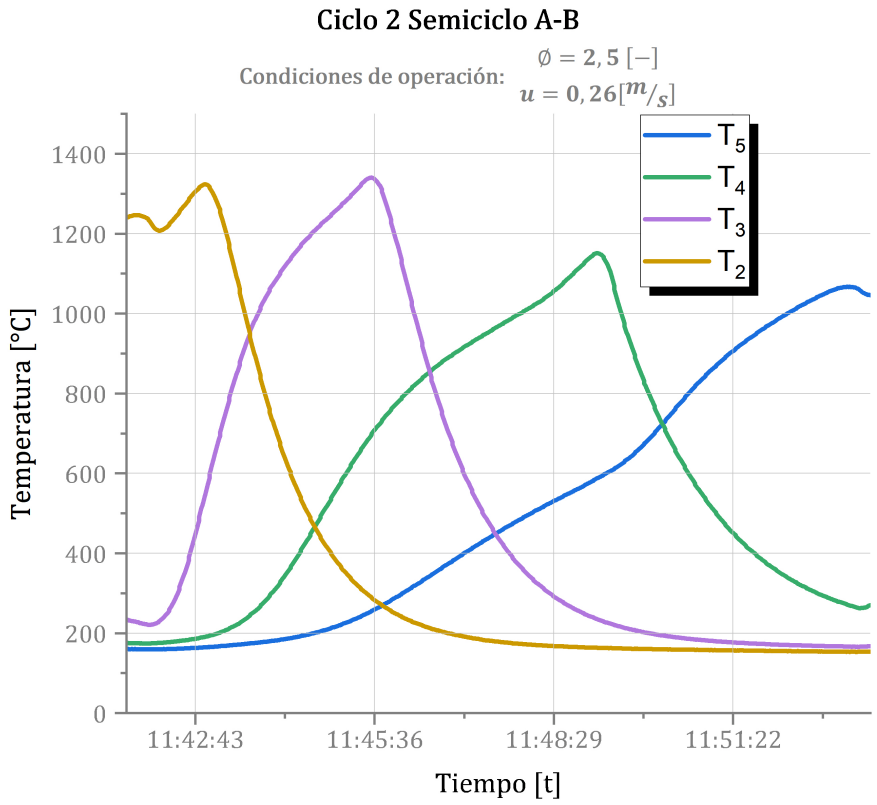


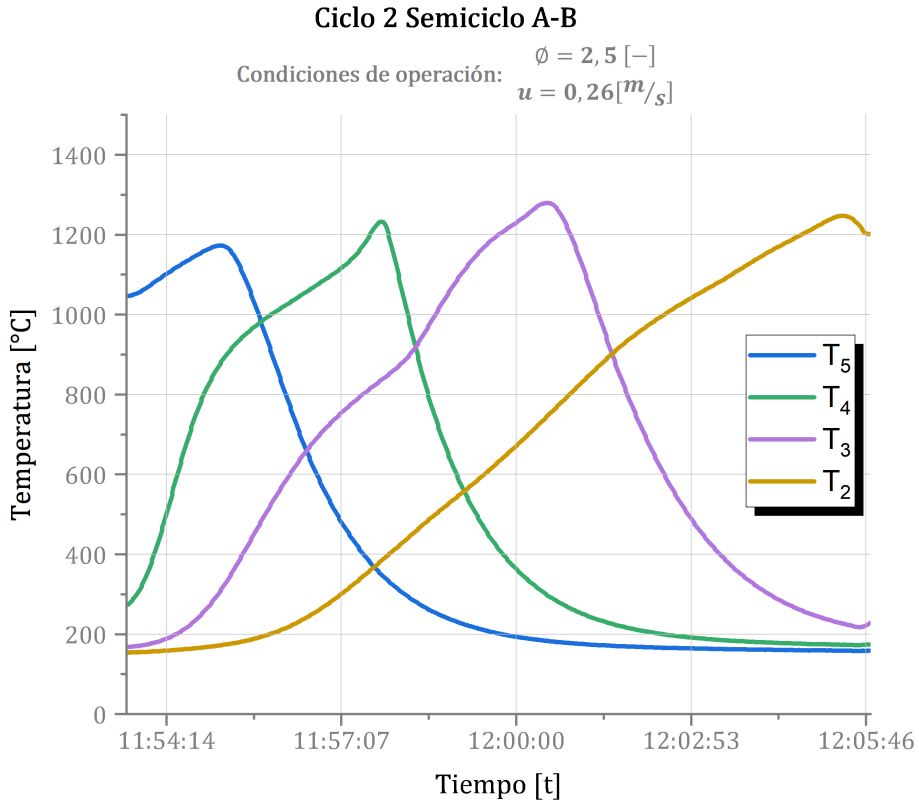
**Ciclo 4 Semiciclo A-B**

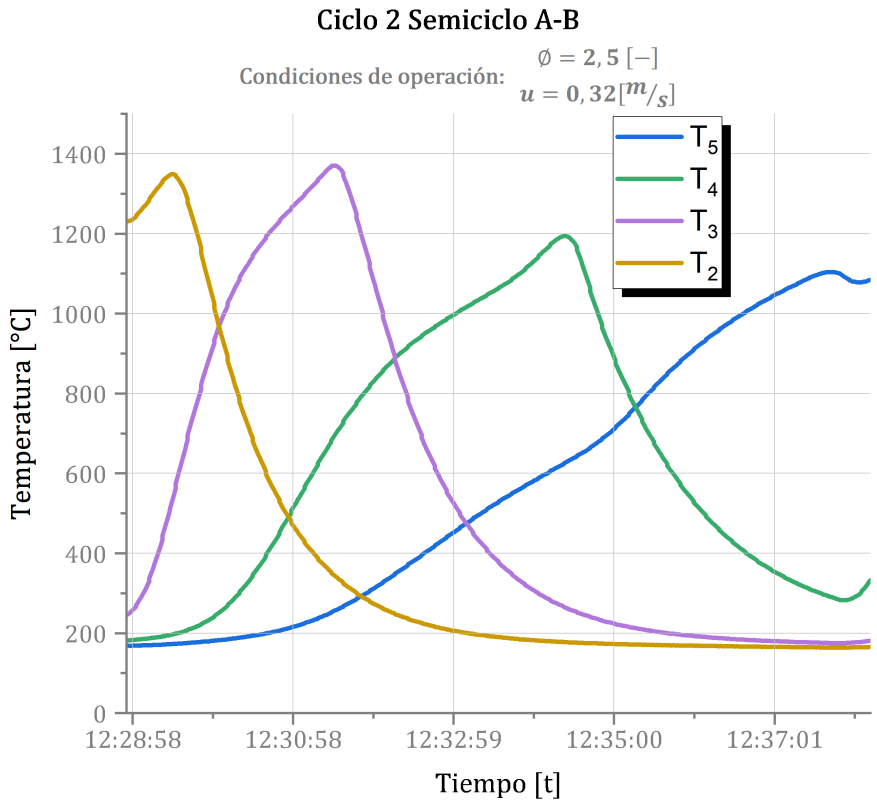


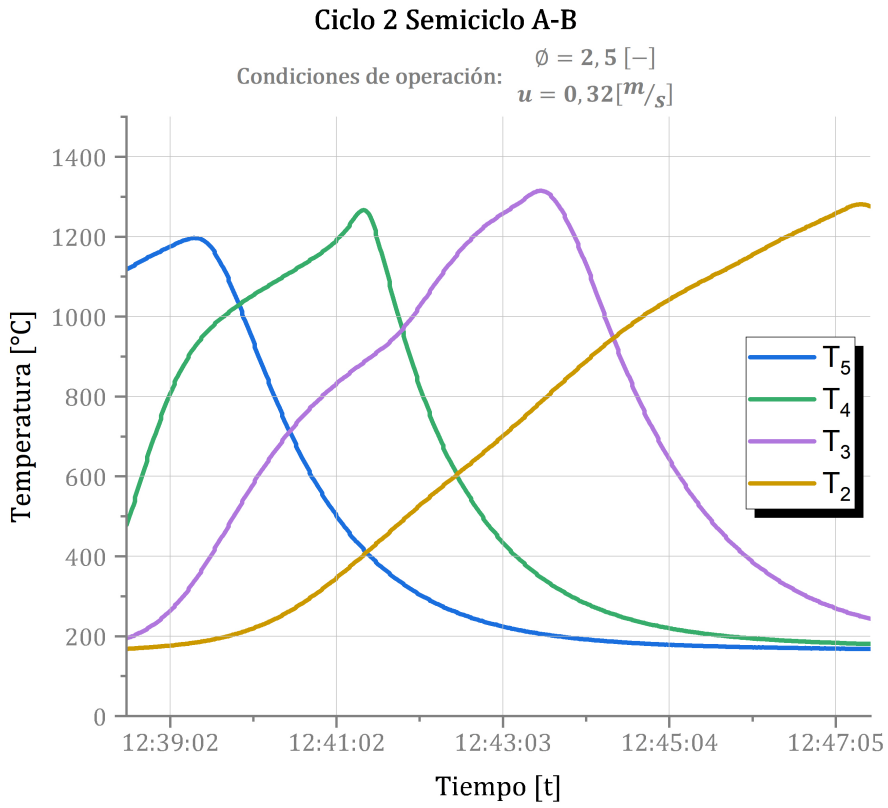

**Ciclo 4 Semiciclo B-A**




Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 2,5$ [−]
$u = 0,26[^{m}/_{s}]$
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
1400
1200
1000
800
600
400
200
0
11:42:43
11:45:36
11:48:29
11:51:22
Tiempo [t]

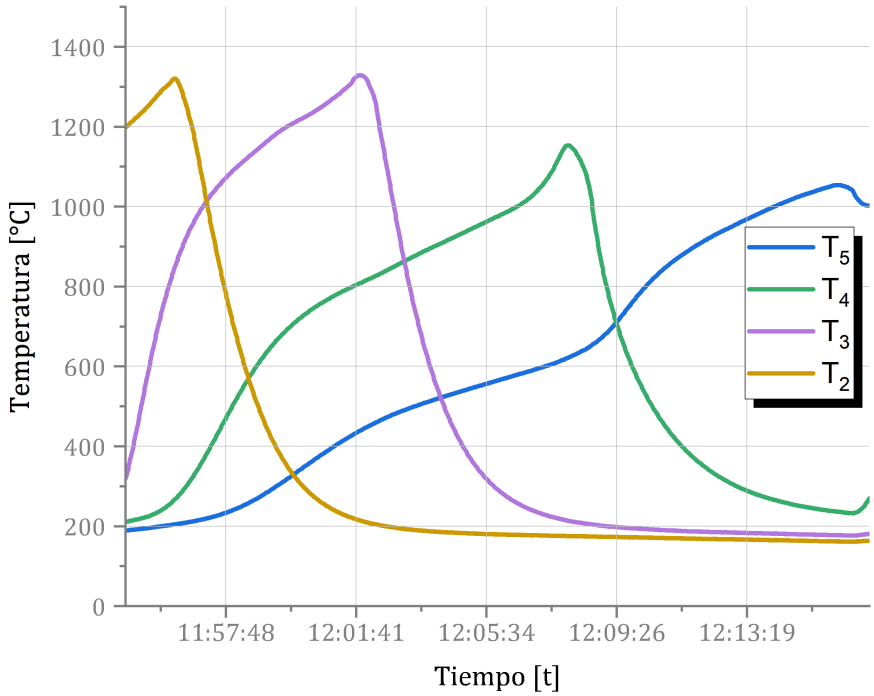

Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 2,5$ [−]
$u = 0,26[^{m}/_{s}]$
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
1400
1200
1000
800
600
400
200
0
11:54:14
11:57:07
12:00:00
12:02:53
12:05:46
Tiempo [t]


Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 2,5\ [-]$
$u = 0,32[m/s]$
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
0
200
400
600
800
1000
1200
1400
12:28:58
12:30:58
12:32:59
12:35:00
12:37:01
Tiempo [t]


Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 2,5\ [-]$
$u = 0,32[m/s]$
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
0
200
400
600
800
1000
1200
1400
12:39:02
12:41:02
12:43:03
12:45:04
12:47:05
Tiempo [t]

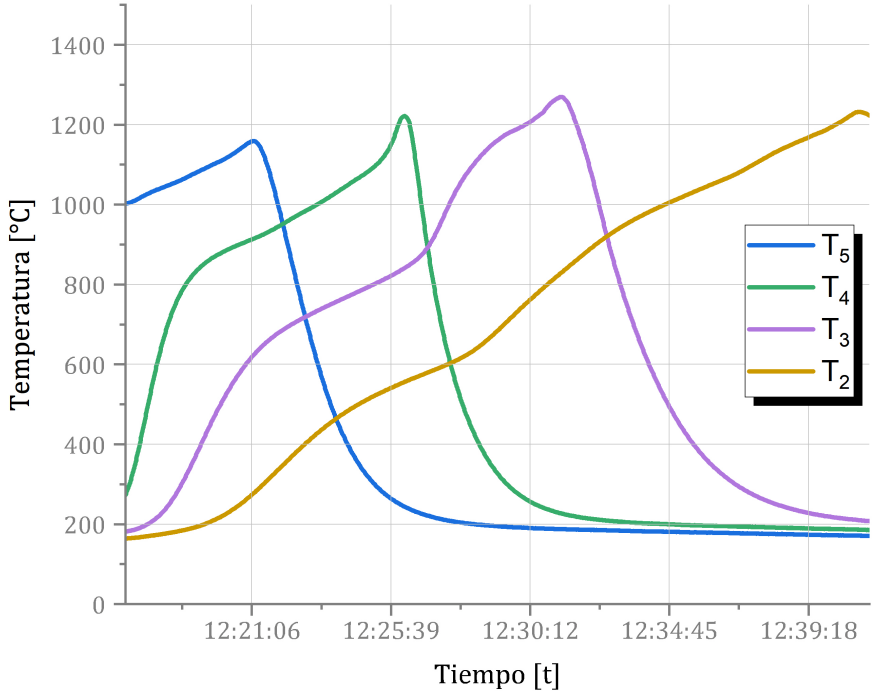
Ciclo 2 Semiciclo A-B

Condiciones de operación: $\emptyset = 2\ [-]$, $u = 0,2[^{m}/_{s}]$



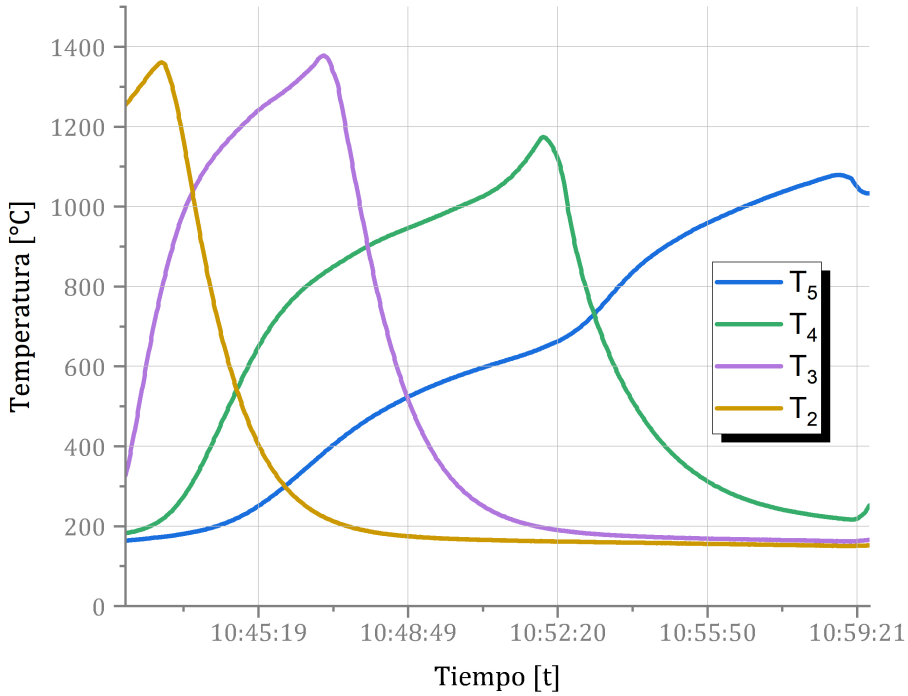

Ciclo 2 Semiciclo B-A

Condiciones de operación: $\emptyset = 2\ [-]$, $u = 0,2[^{m}/_{s}]$



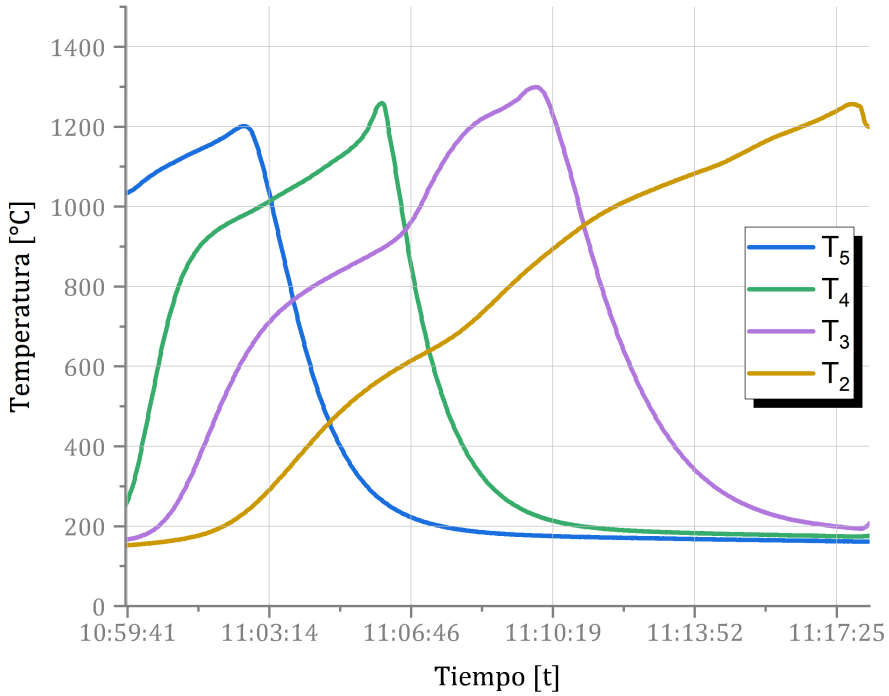
Ciclo 2 Semiciclo A-B

Condiciones de operación: $\emptyset = 2\ [-]$, $u = 0,26[^{m}/_{s}]$



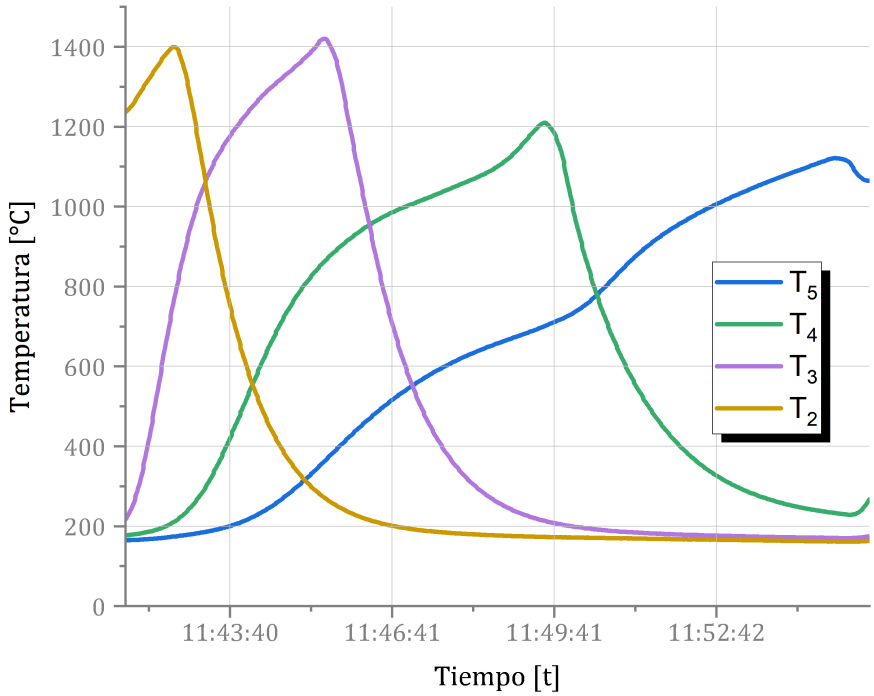

Ciclo 2 Semiciclo B-A

Condiciones de operación: $\emptyset = 2\ [-]$, $u = 0,26[^{m}/_{s}]$



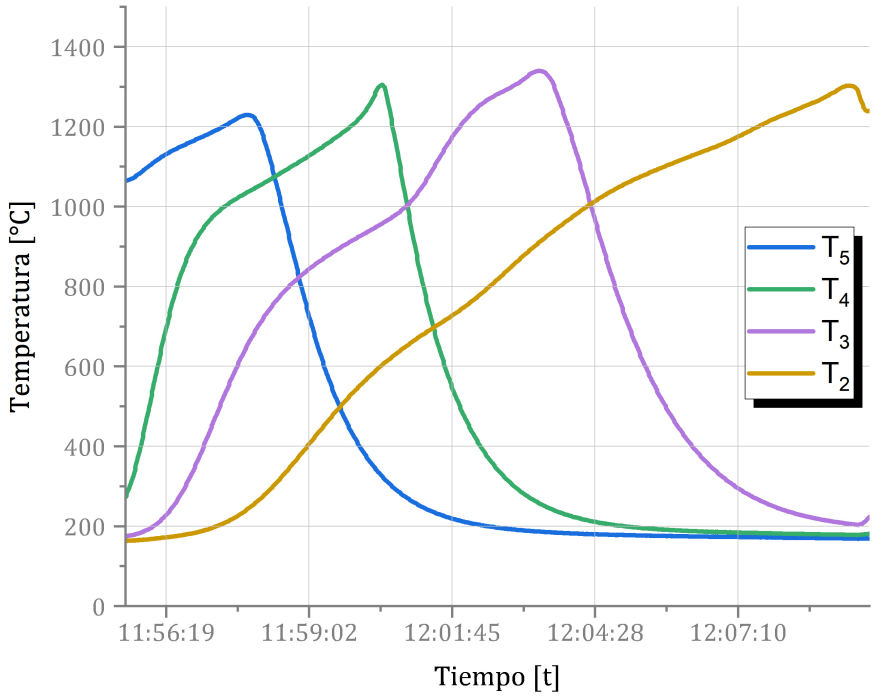
Ciclo 2 Semiciclo A-B

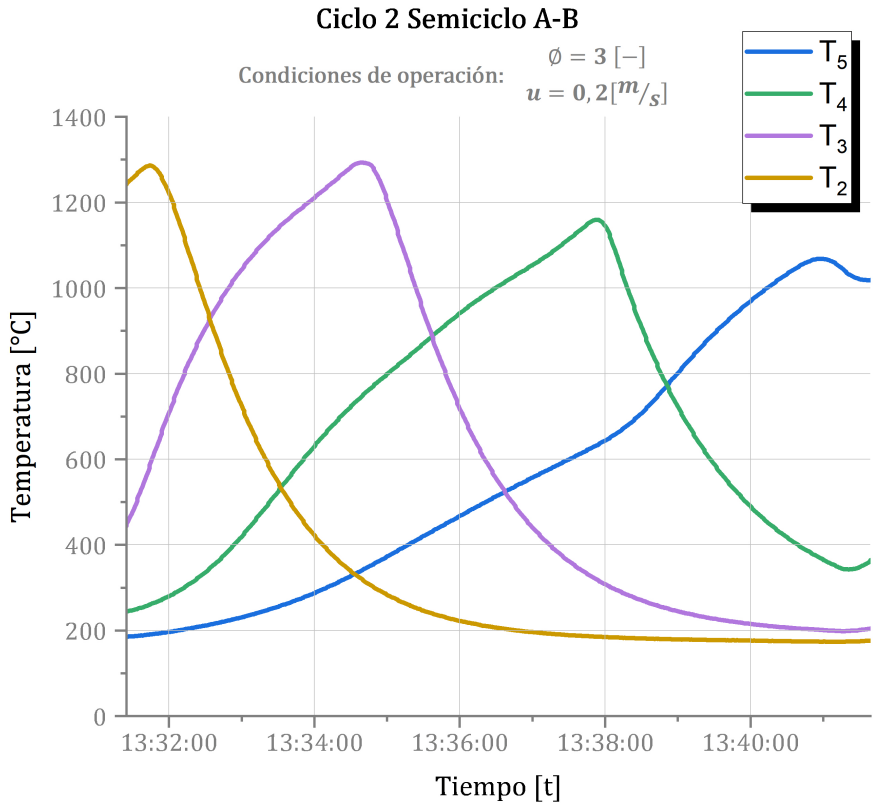
Condiciones de operación: $\emptyset = 2\ [-]$, $u = 0,32[^m/_s]$

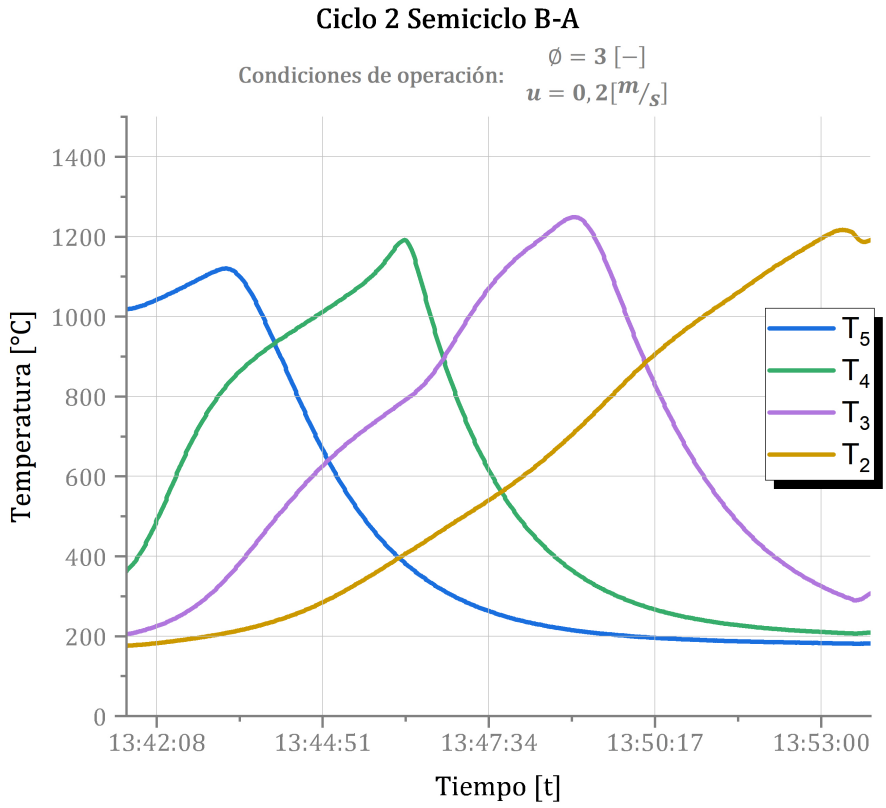


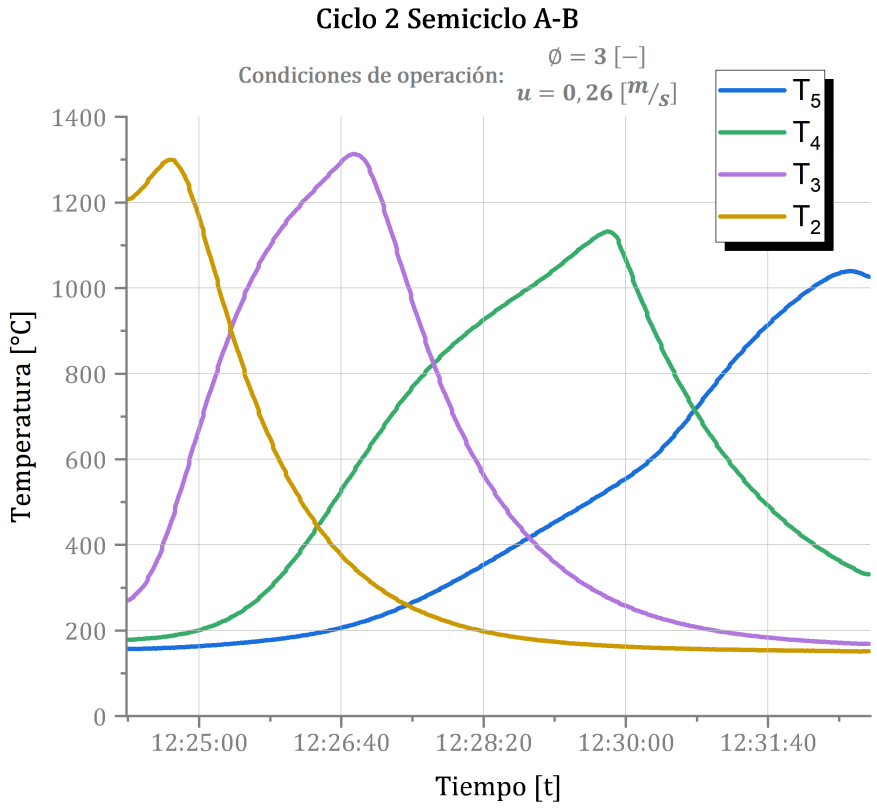

Ciclo 2 Semiciclo B-A

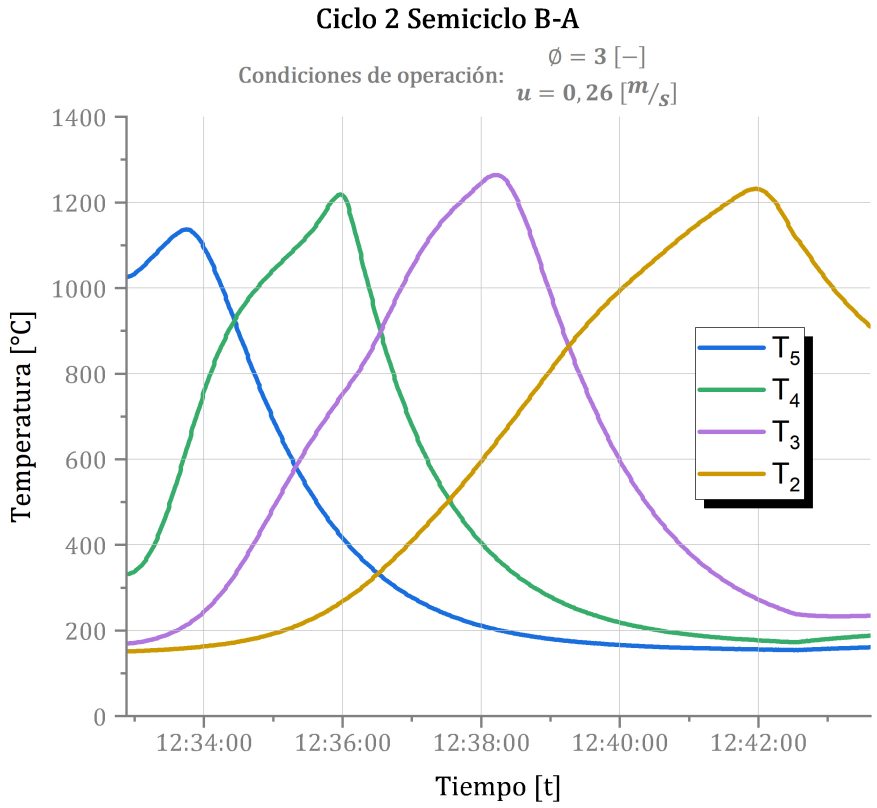
Condiciones de operación: $\emptyset = 2\ [-]$, $u = 0,32[^m/_s]$

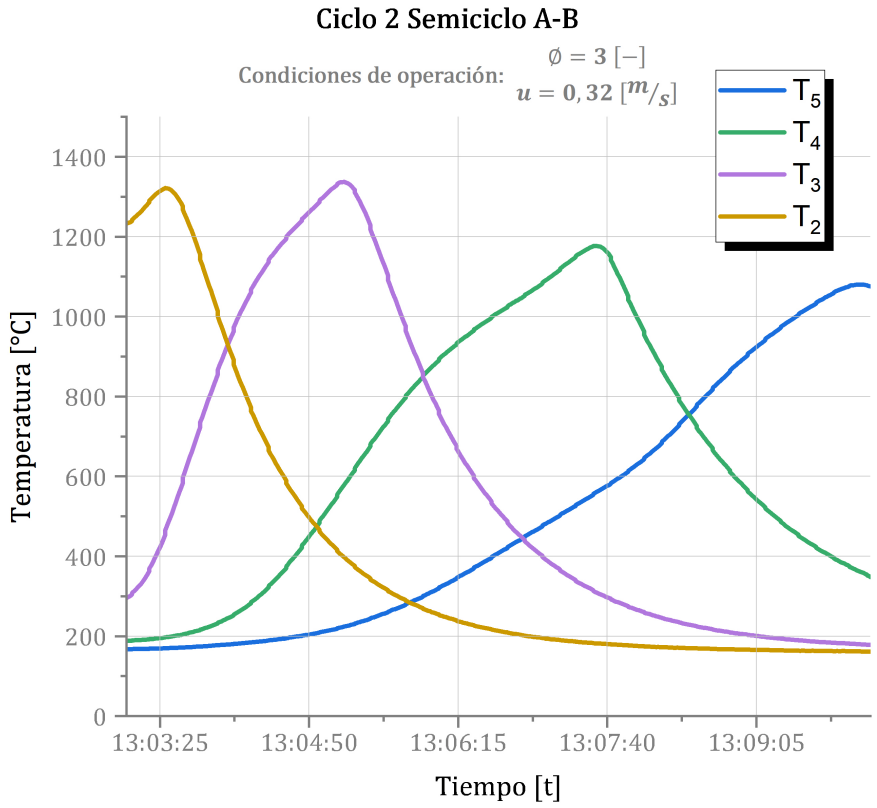


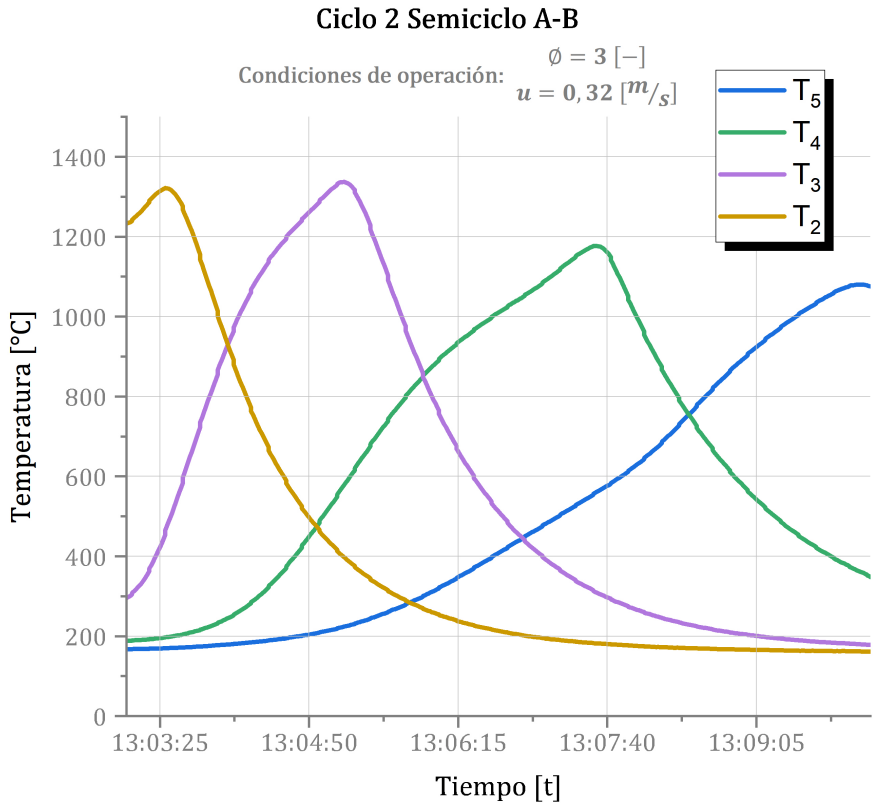

Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 3$ [−]
$u = 0,2[^m/_s]$
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
1400
1200
1000
800
600
400
200
0
13:32:00
13:34:00
13:36:00
13:38:00
13:40:00
Tiempo [t]


Ciclo 2 Semiciclo B-A
Condiciones de operación:
$\emptyset = 3$ [−]
$u = 0,2[^m/_s]$
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
1400
1200
1000
800
600
400
200
0
13:42:08
13:44:51
13:47:34
13:50:17
13:53:00
Tiempo [t]


Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 3$ [−]
$u = 0,26$ [$m/s$]
T5
T4
T3
T2
1400
1200
1000
800
600
400
200
0
Temperatura [°C]
12:25:00
12:26:40
12:28:20
12:30:00
12:31:40
Tiempo [t]

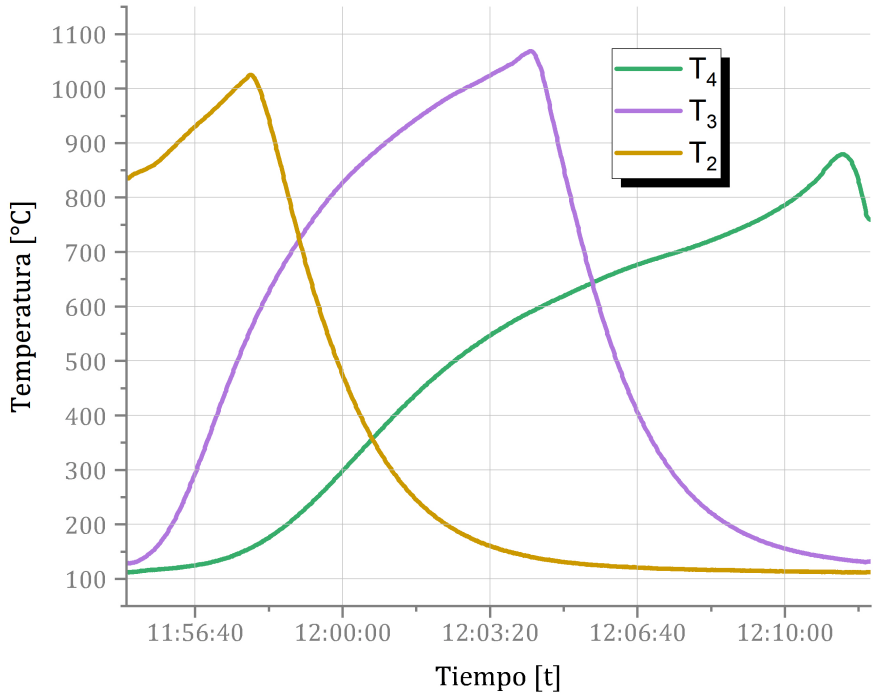

Ciclo 2 Semiciclo B-A
Condiciones de operación:
$\emptyset = 3$ [−]
$u = 0,26$ [$m/s$]
T5
T4
T3
T2
1400
1200
1000
800
600
400
200
0
Temperatura [°C]
12:34:00
12:36:00
12:38:00
12:40:00
12:42:00
Tiempo [t]


Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 3$ [−]
$u = 0,32$ [$m/s$]
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
0
200
400
600
800
1000
1200
1400
13:03:25
13:04:50
13:06:15
13:07:40
13:09:05
Tiempo [t]


Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 3$ [−]
$u = 0,32$ [$m/s$]
T5
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
0
200
400
600
800
1000
1200
1400
13:03:25
13:04:50
13:06:15
13:07:40
13:09:05
Tiempo [t]

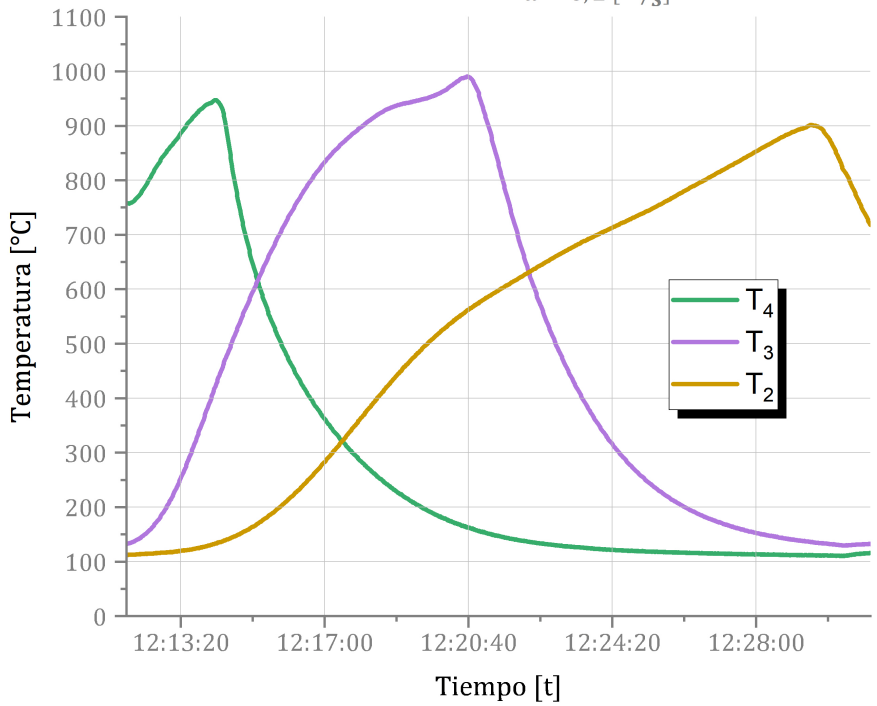
Ciclo 2 Semiciclo A-B

Condiciones de operación: $\emptyset = 0,2\ [-]$, $u = 0,2\ [m/s]$



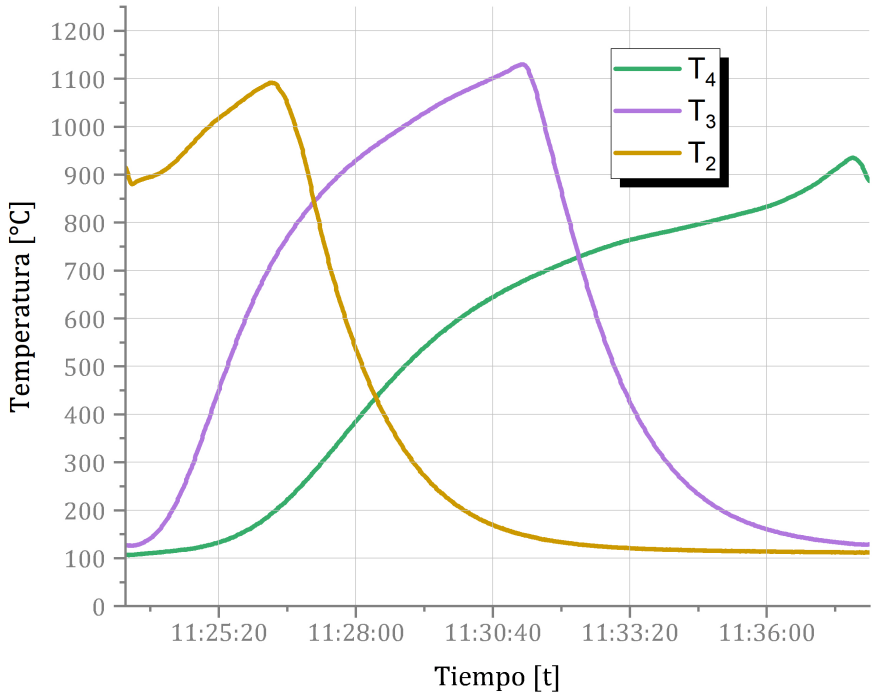

Ciclo 2 Semiciclo B-A

Condiciones de operación: $\emptyset = 0,2\ [-]$, $u = 0,2\ [m/s]$



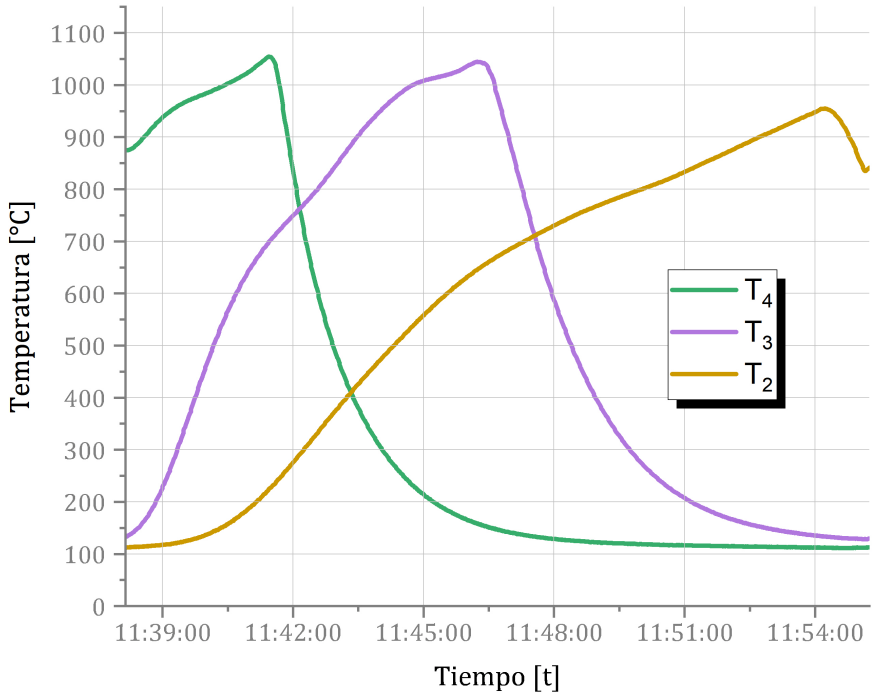
Ciclo 2 Semiciclo A-B

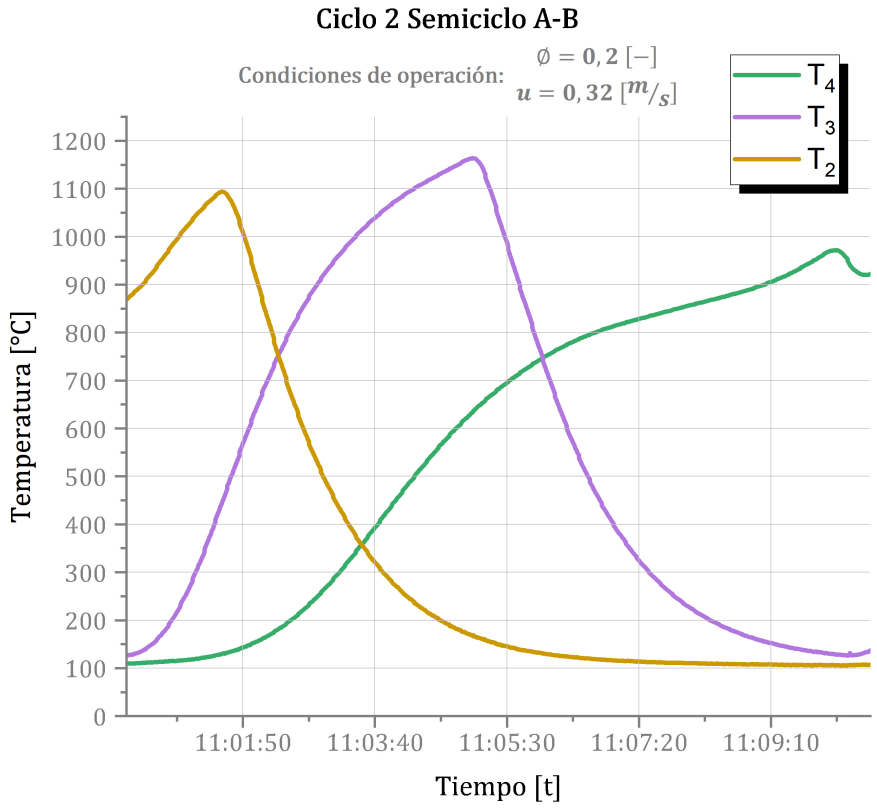
Condiciones de operación: $\emptyset = 0,2\ [-]$, $u = 0,26\ [^{m}/_{s}]$

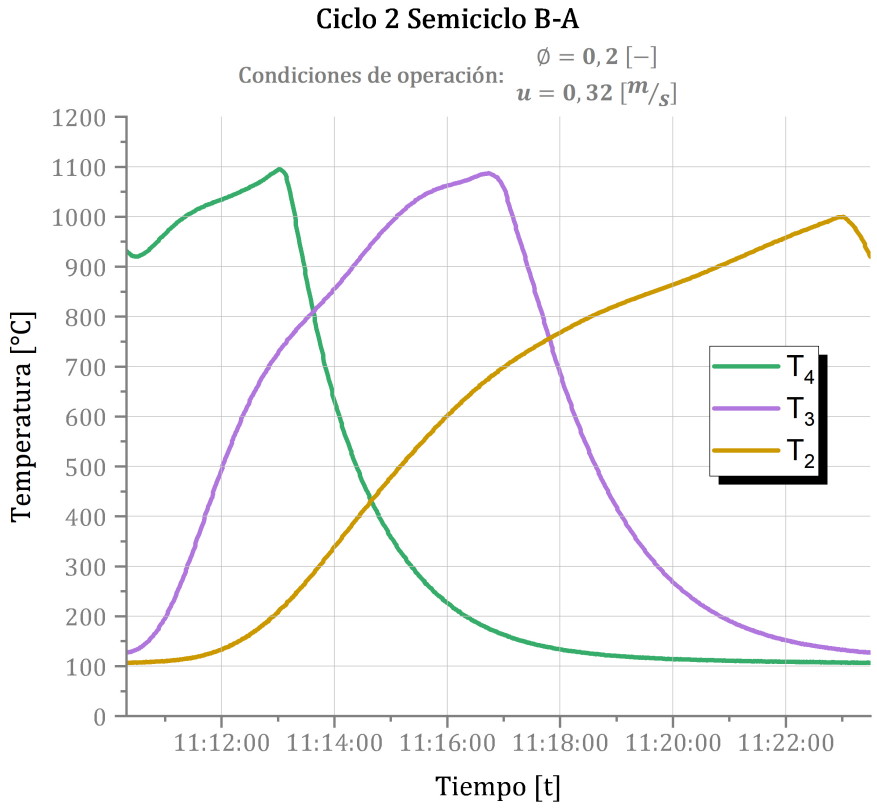



Ciclo 2 Semiciclo B-A

Condiciones de operación: $\emptyset = 0,2\ [-]$, $u = 0,26\ [^{m}/_{s}]$




Ciclo 2 Semiciclo A-B
Condiciones de operación:
$\emptyset = 0,2$ [−]
$u = 0,32$ [$m/s$]
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
0
100
200
300
400
500
600
700
800
900
1000
1100
1200
11:01:50
11:03:40
11:05:30
11:07:20
11:09:10
Tiempo [t]


Ciclo 2 Semiciclo B-A
Condiciones de operación:
$\emptyset = 0,2$ [−]
$u = 0,32$ [$m/s$]
T4
T3
T2
Temperatura [°C]
0
100
200
300
400
500
600
700
800
900
1000
1100
1200
11:12:00
11:14:00
11:16:00
11:18:00
11:20:00
11:22:00
Tiempo [t]