

2021-12

# EFECTO DEL VAPOR DE AGUA EN LA PIROLISIS Y GASIFICACION DE BIOMASA EN UN REACTOR HIBRIDO DE FLUJO RECIPROCO

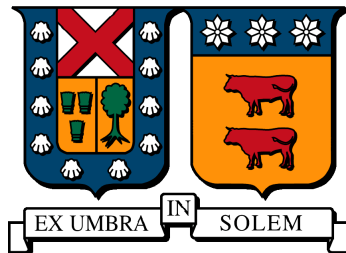
FERNANDEZ MARIPANGUI, RODRIGO ANTONIO

---

<https://hdl.handle.net/11673/53035>

*Repositorio Digital USM, UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA*

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



**EFEECTO DEL VAPOR DE AGUA EN LA  
PIRÓLISIS Y GASIFICACIÓN DE BIOMASA EN  
UN REACTOR HÍBRIDO DE FLUJO  
RECÍPROCO**

**RODRIGO ANTONIO FERNÁNDEZ MARIPANGUI**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL MECÁNICO  
MENCIÓN ENERGÍA**

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

**DICIEMBRE 2021**

# Agradecimientos

Quiero partir agradeciendo a la selección de fútbol de la universidad y a su entrenador, fueron la mejor parte de mi vida universitaria y me ayudaron a desarrollarme en la vida cotidiana.

Quiero agradecer a mi familia entera que estuvo constantemente apoyándome o preguntándome sobre mi progreso y me instó a seguir adelante fuera cual fuese la situación. También agradecer a mis amigos obtenidos en mi estadía en Valparaíso y los que siempre he tenido en mi ciudad San Antonio fueron un apoyo incondicional, sé que lo seguiremos siendo por el resto de la vida.

Quiero también agradecer al equipo de trabajo que formamos con mis compañeros Juan Ponce y Paz Aranibar y también con los profesores José Duqué y Mario Toledo en torno al proyecto de título de todos. Trabajar en equipo me generó una inmensa alegría y ayuda al realizar este trabajo.

Para finalizar quiero agradecer a mi madre Cecilia Maripangui, a mis hermanos José Fernández e Ignacio Fernández, a mi difunta abuela María Pacheco, a mi difunto padre Rodrigo Fernández y a Javiera Romero sin ustedes todo habría sido más difícil por no decir imposible.

# Dedicatoria

A mi familia y a todas las personas que han estado presentes a lo largo de este camino.



# Resumen

El presente trabajo de investigación, inserto en el proyecto FONDECYT N° 1190654 "*Hydrogen production from chilean carbonaceous feedstock using a novel reverse flow porous media reactor*", que tiene como objetivos operar un reactor de medio poroso de flujo recíproco, instalar y operar un reactor de medio poroso híbrido de flujo recíproco para estudiar experimentalmente la generación de gas de síntesis, perfiles térmicos y velocidades del frente de combustión con/sin adición de vapor de agua.

Para el reactor de medio poroso de flujo recíproco se estudiaron los perfiles térmicos, velocidades del frente de combustión y fracciones molares de hidrógeno para las relaciones de equivalencia 0.2, 2, 2.5 y 3 cada una en tres distintas velocidades de filtración ( $u = 0.2 \text{ [m/s]}$ ,  $u = 0.26 \text{ [m/s]}$  y  $u = 0.32 \text{ [m/s]}$ ). Se obtuvo la mayor temperatura promedio  $T_{prom}=1209.9 \text{ [°C]}$  para la condición  $\phi=2$  y  $u = 0.32 \text{ [m/s]}$ , la mayor velocidad de filtración  $u_{fc}=0.00039 \text{ [m/s]}$  para las condiciones  $\phi=3$  y  $u = 0.32 \text{ [m/s]}$ , y la mayor generación de hidrógeno 6.59 % en sus gases productos para las condiciones  $\phi=3$  y  $u = 0.26 \text{ [m/s]}$ . Para el caso con vapor se utilizaron las condiciones  $\phi=2$  y  $u = 0.31 \text{ [m/s]}$  y se compararon a una línea base de  $\phi=2$  y  $u = 0.26 \text{ [m/s]}$  obteniendo 45 [°C] más de temperatura promedio, un aumento de 2.28 veces el valor de la velocidad del frente de combustión y una generación de 9.83 % de hidrógeno en los gases productos 3.3 veces el valor obtenido en la línea base.

Para el reactor de medio poroso híbrido de flujo recíproco que fue operado con pellets de *Pinus radiata*, que solo operó en un sentido y no de manera recíproca, se estudio el perfil térmico y la generación de gas de síntesis ( $H_2$  y  $CO$ ) para las relaciones de equivalencia 0.2 y 2 con una velocidad de filtración de  $u = 0.2 \text{ [m/s]}$ . Se obtuvo una mayor generación de  $H_2$  en los gases productos para la condición  $\phi=2$  y en cuanto a generación de  $CO$  en los gases productos fue similar para ambas condiciones, por lo tanto para un  $\phi=2$  se generó más gas de síntesis (9.79 % de  $H_2$  y 9.5 % de  $CO$  en el gas producto). Para ambos casos se adicionó vapor de agua obteniendo mayores temperaturas máximas respecto a su línea base, sin embargo debido a problemas de operación y caudal del generador de vapor no se obtuvieron buenos resultados en cuanto a generación de gas de síntesis.

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

# Abstract

The present research work, which is included in the FONDECYT project N°1190654 "Hydrogen production from chilean carbonaceous feedstock using a novel reverse flow porous media reactor", aims to operate a porous media reactor with reciprocating flow and to install and operate a hybrid porous media reactor with reciprocating flow to study experimentally syngas generation, thermal profiles and combustion front velocities with/without addition of water vapor.

For the porous media reactor with reciprocating flow thermal profiles, combustion front velocities and hydrogen mole fractions were studied for equivalence ratios 0.2, 2, 2.5 and 3 each at three different filtration velocities ( $u = 0.2$  [m/s],  $u = 0.26$  [m/s] and  $u = 0.32$  [m/s]). The highest average temperature  $T_{prom}=1209.9$  [°C] for the  $\phi=2$  and  $u = 0.32$  [m/s] condition, the highest filtration velocity  $u_{fc}=0.00039$  [m/s] for the  $\phi=3$  and  $u = 0.32$  [m/s] conditions, and the highest hydrogen generation 6.59 % in its product gases for the  $\phi=3$  and  $u = 0.26$  [m/s] conditions were obtained. For the case with steam, conditions  $\phi=2$  and  $u = 0.31$  [m/s] were used and compared to a baseline of  $\phi=2$  and  $u = 0.26$  [m/s] obtaining 45 [°C] higher average temperature, an increase of 2.28 times the value of the velocity of the combustion front velocity and a generation of 9.83 % hydrogen in the product gases 3.3 times the value obtained in the baseline.

For the hybrid porous media reactor with reciprocal flow, which was operated with *pinus radiata* pellets and due to operation problems it only worked in one direction and not reciprocally, the thermal profile and syngas generation ( $H_2$  and  $CO$ ) were studied for the equivalence ratios 0.2 and 2 with a filtration velocity of  $u = 0.2$  [m/s]. A higher generation of  $H_2$  in the product gases was obtained for the condition  $\phi=2$  and the generation of  $CO$  in the product gases was similar for both conditions, therefore for a  $\phi=2$  more syngas was generated (9.79 % of  $H_2$  and 9.5 % of  $CO$  in product gas). For both cases, steam was added, obtaining higher maximum temperatures with respect to the baseline, however, due to the fact that the steam generator flow rate and operating conditions were not adequate, good results in terms of synthesis gas generation were not obtained.

**Key words:** Hybrid porous media, reciprocating flow reactor, synthesis gas.

# Glosario de términos

## Abreviaturas

MPI	Medio poroso inerte
ZTA	Alumina estabilizada de zirconio
PM	Material particulado
V-HDAS	Venacontra High-temperature Aerosol Sampler

## 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	$[kg/m \cdot s]$

## 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

## Lista de símbolos

$H_i$	Entalpía molar en el i-ésimo componente	$[kJ/kg]$
$Q$	Caudal	$[l/min]$
$V_{a,e}^\circ$	Volumen de aire estequiométrico normalizado	$[m_N^3]$
$u$	Velocidad de filtración	$[m/s]$
$v$	Velocidad de la mezcla	$[m/s]$
$u_{fc}$	Velocidad del frente de combustión	$[m/s]$
$A$	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	$[J/kg \cdot K]$
$T_i$	Temperatura 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	$[-]$

# Índice general

1. Introducción y antecedentes de la investigación	1
1.1. Motivación y propuesta	1
1.2. Objetivo general y específicos	2
1.3. Panorama energético mundial	2
1.4. Hidrógeno	4
1.5. Procesos para obtener hidrógeno a través de la biomasa	7
1.5.1. Panorama de la biomasa en Chile	7
1.5.2. Características de la biomasa	7
1.6. Procesos termoquímicos de biomasa	8
1.6.1. Combustión	8
1.6.2. Pirólisis	9
1.6.3. Gasificación	10
1.6.4. Revisión bibliográfica de gasificación de biomasa	13
1.7. Combustión en medios porosos inertes	14
1.7.1. Configuraciones	15
1.7.2. Propiedades	16
1.7.3. Parámetros	18
1.8. Reactores de medio poroso de flujo recíproco	19
1.8.1. Revisión bibliográfica de reactores de medio poroso de flujo recíproco	20
1.9. Combustión en medio poroso híbrido	22
1.9.1. Revisión bibliográfica de combustión filtrada híbrida	22
2. Diseño de reactor de flujo recíproco	24
2.1. Disposición general de la instalación	24
2.2. Diseño de los reactores	27
2.2.1. Dimensiones	31
2.2.2. Material cerámico	31
2.2.3. Aislamiento	33
2.3. Cálculo de flujos en la mezcla	34

2.3.1.	Velocidad de filtración . . . . .	35
2.3.2.	Flujos de metano y aire . . . . .	36
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 . . . . .	44
2.4.5.	Sistema de adquisición de datos de temperatura . . . . .	45
2.5.	Procedimiento experimental propuesto . . . . .	45
2.5.1.	Encendido del reactor . . . . .	47
2.5.2.	Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) sin vapor para reactor inerte . . . . .	48
2.5.3.	Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con vapor para reactor inerte . . . . .	48
2.5.4.	Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con combustible sólido y sin vapor . . . . .	49
2.5.5.	Operación con inyección lateral de aire y combustible (premezcla) con combustible sólido y con vapor . . . . .	50
2.5.6.	Toma de muestras . . . . .	51
2.5.7.	Apagado del reactor . . . . .	52
3.	Resultados experimentales . . . . .	53
3.1.	Resultados reactor de medio poroso inerte . . . . .	53
3.1.1.	Temperatura, velocidad del frente de combustión y perfiles térmicos . . . . .	55
3.1.2.	Análisis de gases . . . . .	71
3.2.	Resultados reactor de medio poroso híbrido . . . . .	74
3.2.1.	Resultados sin vapor . . . . .	76
3.2.2.	Resultados con vapor . . . . .	82
4.	Conclusiones . . . . .	87
5.	Recomendaciones para trabajos futuros . . . . .	90
A.	Procedimiento de instalación de reactor híbrido . . . . .	91
B.	Resultados termocuplas . . . . .	96
C.	Cromatografía gaseosa realizada en el laboratorio de química . . . . .	111

D. Análisis de trabajo seguro y listado de chequeo para operación	119
E. Resultados de composición elemental y características de la biomasa	121

# Índice de figuras

1.1. Producción global de energía fósil desde 1800 hasta 2010, millones de toneladas de petróleo equivalente [1]. . . . .	3
1.2. Emisiones antropogénicas de GEI por sector, en el mundo [2]. . . . .	4
1.3. Métodos termoquímicos. . . . .	6
1.4. Composición de la oferta de energía primaria por energético en Tcal [3]. . . . .	8
1.5. Pasos de la gasificación (imagen obtenida de <a href="http://www.allpowerlabs.com">www.allpowerlabs.com</a> .) [4]. . . . .	12
1.6. Estructura matriz porosa sólida [5]. . . . .	15
1.7. Propagación frente de combustión. . . . .	16
1.8. Representación exceso de entalpía [6]. . . . .	17
1.9. Zonas representativas de la combustión en MPI. . . . .	17
1.10. Configuración de reactor de MPI recíproco [7]. . . . .	19
1.11. Perfil de temperaturas trapezoidal [5]. . . . .	20
1.12. Esquema de combustión filtrada híbrida [8]. . . . .	22
2.1. Instalación del reactor de flujo recíproco. . . . .	25
2.2. Reactores de flujo recíproco utilizados en este trabajo. . . . .	26
2.3. Diagrama de flujo de instalación del reactor de medio poroso inerte de flujo recíproco para la línea base. . . . .	26
2.4. Diagrama de flujo de instalación del reactor de medio poroso híbrido de flujo recíproco. . . . .	27
2.5. Modelo 3D del reactor de flujo recíproco del reactor de línea base . . . . .	28
2.6. Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco . . . . .	28
2.7. Modelo 3D del reactor de flujo recíproco del reactor con combustible sólido . . . . .	29
2.8. Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco con combustible sólido . . . . .	30
2.9. Plano en corte transversal del reactor de flujo recíproco con combustible sólido . . . . .	30
2.10. Medio poroso. . . . .	33
2.11. Flujo de calor radial en función del aislante térmico interno del reactor en milímetros . . . . .	33
2.12. Perfil térmico con un espesor de 11.15 mm de aislante térmico . . . . .	34
2.13. Compresor. . . . .	40
2.14. Conexiones de línea de vapor. . . . .	41



2.15. Pellets de biomasa. . . . .	42
2.16. Sistema de muestreo. . . . .	44
2.17. Cromatógrafo. . . . .	45
2.18. Termocuplas. . . . .	46
3.1. Temperatura y velocidad para $\phi=2.5$ y $u=0.2$ [m/s]. . . . .	54
3.2. Temperatura y velocidad del frente de combustión en función a la relación de equivalencia [9]. . . . .	55
3.3. Temperatura promedio en mezclas ricas. . . . .	57
3.4. Temperatura máxima y adiabática en mezclas ricas. . . . .	58
3.5. Velocidad del frente de combustión en mezclas ricas. . . . .	58
3.6. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.26$ [m/s] y $t=50$ [s]. . . . .	59
3.7. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.26$ [m/s] y $t=279$ [s]. . . . .	60
3.8. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.26$ [m/s] $t=587$ [s]. . . . .	60
3.9. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.26$ [m/s] y $t=1001$ [s]. . . . .	61
3.10. Avance del frente de combustión dirección A-B para $\phi=2$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	61
3.11. Avance del frente de combustión dirección B-A para $\phi=2$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	62
3.12. Resultados de temperatura máxima, temperatura promedio y velocidad del frente de combustión para $\phi=0.2$ . . . . .	63
3.13. Perfil térmico $\phi=0.2$ , $u=0.26$ [m/s] y $t=171$ [s]. . . . .	64
3.14. Perfil térmico $\phi=0.2$ , $u=0.26$ [m/s] y $t=171$ [s]. . . . .	65
3.15. Perfil térmico $\phi=0.2$ , $u=0.26$ [m/s] y $t=851$ [s]. . . . .	65
3.16. Avance del frente de combustión dirección A-B para $\phi=0.2$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	66
3.17. Avance del frente de combustión dirección B-A para $\phi=0.2$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	66
3.18. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.31$ [m/s] y $t=51$ [s]. . . . .	68
3.19. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.31$ [m/s] y $t=189$ [s]. . . . .	69
3.20. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.31$ [m/s] y $t=269$ [s]. . . . .	69
3.21. Perfil térmico $\phi=2$ , $u=0.31$ [m/s] y $t=378$ [s]. . . . .	70
3.22. Avance del frente de combustión dirección A-B $\phi=2$ , $u=0.31$ [m/s]. . . . .	70
3.23. Avance del frente de combustión dirección B-A $\phi=2$ , $u=0.31$ [m/s]. . . . .	71
3.24. Concentración de hidrógeno. . . . .	73
3.25. Conversión de hidrógeno. . . . .	73
3.26. Salidas gases producto. . . . .	74
3.27. Residuos combustible sólido. . . . .	75
3.28. Perfil térmico mezcla rica en combustible. . . . .	77
3.29. Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono. . . . .	77
3.30. Perfil térmico mezcla pobre en combustible. . . . .	80
3.31. Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono. . . . .	81

3.32. Perfil térmico mezcla rica en combustible con adición de vapor. . . . .	84
3.33. Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono en mezcla rica en combustible con adición de vapor. . . . .	84
3.34. Perfil térmico mezcla pobre en combustible con adición de vapor. . . . .	85
3.35. Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono en mezcla pobre en combustible con adición de vapor. . . . .	86
A.1. Reactor desarmado. . . . .	91
A.2. Aislación de medio poroso. . . . .	92
A.3. Medio poroso en reactor. . . . .	92
A.4. Reactor desarmado. . . . .	93
A.5. Vainas reactor. . . . .	93
A.6. Reactor desarmado. . . . .	94
A.7. Aislación reactor. . . . .	94
A.8. Instalación de termocuplas. . . . .	95
B.1. Programa PERSONAL DAQVIEW. . . . .	96
B.2. Sistema de adquisición de datos. . . . .	96
B.3. Gráfico de termocupla $\phi=2.5$ y $u=0.2$ [m/s]. . . . .	97
B.4. Gráfico de termocupla $\phi=2.5$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	98
B.5. Gráfico de termocupla $\phi=2.5$ y $u=0.32$ [m/s]. . . . .	99
B.6. Gráfico de termocupla $\phi=2$ y $u=0.2$ [m/s]. . . . .	100
B.7. Gráfico de termocupla $\phi=2$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	101
B.8. Gráfico de termocupla $\phi=2$ y $u=0.32$ [m/s]. . . . .	102
B.9. Gráfico de termocupla $\phi=3$ y $u=0.2$ [m/s]. . . . .	103
B.10. Gráfico de termocupla $\phi=3$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	104
B.11. Gráfico de termocupla $\phi=3$ y $u=0.32$ [m/s]. . . . .	105
B.12. Gráfico de termocupla $\phi=0.2$ y $u=0.32$ [m/s]. . . . .	106
B.13. Gráfico de termocupla $\phi=0.2$ y $u=0.26$ [m/s]. . . . .	107
B.14. Gráfico de termocupla $\phi=0.2$ y $u=0.2$ [m/s]. . . . .	108
B.15. Gráfico de termocupla $\phi=2$ y $u=0.31$ [m/s] con adición de vapor. . . . .	109
B.16. Gráfico de termocupla $\phi=3$ y $u=0.4$ [m/s] con adición de vapor. . . . .	110
C.1. Informe de ensayo N° QUI-063-21(1). . . . .	112
C.2. Informe de ensayo N° QUI-063-21(2). . . . .	113
C.3. Informe de ensayo N° QUI-066-21. . . . .	114
C.4. Informe de ensayo N° QUI-083-21. . . . .	115
C.5. Informe de ensayo N° QUI-084-21(1). . . . .	116
C.6. Informe de ensayo N° QUI-084-21(2). . . . .	117

C.7. Informe de ensayo N° QUI-085-21. . . . .	118
D.1. ATS. . . . .	119
D.2. Listado de chequeo para operación. . . . .	120
E.1. Composición elemental biomasa. . . . .	121
E.2. Características de la biomasa. . . . .	122

# Índice de tablas

1.1. Comparación de contenido de energía de distintos combustibles [10]. . . . .	5
1.2. Rango de los parámetros operacionales mas importantes de la pírolisis [11]. . . . .	9
1.3. Poderes caloríficos del gas de síntesis a distintos parámetros [12]. . . . .	11
1.4. Rangos de valores de $\phi$ . . . . .	18
2.1. Propiedades del acero ASTM A-53. . . . .	31
2.2. Especificaciones técnicas del material cerámico reactor de línea base. . . . .	32
2.3. Especificaciones técnicas del material cerámico reactor combustible sólido. . . . .	32
2.4. Parámetros. . . . .	35
2.5. Iteración caudal y velocidad de filtración. . . . .	36
2.6. Parámetros Operacionales del reactor. . . . .	38
2.7. Caudal de vapor. . . . .	39
2.8. Especificaciones compresor. . . . .	39
2.9. Especificaciones generador de vapor. . . . .	41
2.10. Datos de caudal de caldera. . . . .	41
2.11. Análisis elemental. . . . .	42
2.12. Poderes caloríficos, humedad y densidad del combustible sólido. . . . .	42
2.13. Características de operación de controladores de flujo. . . . .	43
2.14. Listado de válvulas en diagrama instalación . . . . .	47
3.1. Resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión en mezclas ricas. . .	56
3.2. Resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión en mezclas pobres. .	62
3.3. Temperatura y velocidad del frente de combustión con y sin vapor . . . . .	67
3.4. Resultados cromatografía reactor línea base. . . . .	71
3.5. Conversión y concentración de hidrógeno con y sin vapor. . . . .	74
3.6. Resultados operación reactor híbrido sin vapor. . . . .	76
3.7. Resultados operación reactor híbrido con vapor. . . . .	83

# Capítulo 1

## Introducción y antecedentes de la investigación

### 1.1. Motivación y propuesta

En Chile cerca del 90 % del gas natural utilizado es importado en forma de gas natural licuado en barcos debido a que su producción local es pequeña y existe incertidumbre respecto al suministro de países vecinos, es por esto que el gas natural tiene un alto costo para Chile. El petróleo tiene problemas similares. Es de gran relevancia que las centrales eléctricas puedan depender de combustibles sólidos que contribuyen a la seguridad de la red y reducen la dependencia de materia prima extranjera. En Chile la biomasa tiene un enorme potencial como materia prima carbonosa para la generación de electricidad debido a la existencia de una pujante industria forestal que produce madera y celulosa, además de múltiples desechos de esta misma que podrían ser aprovechados y reciclados en la generación de energía [7].

Una forma eficiente de generar energía es la gasificación de combustibles sólidos produciendo principalmente gas de síntesis que puede ser utilizado para producir combustibles gaseosos, productos químicos o energía eléctrica. Sin embargo, se sabe que la gasificación convencional de combustibles sólidos genera compuestos volátiles y semi-volátiles orgánicos, compuestos inorgánicos, alquitrán y emisiones de material particulado. El material particulado en la atmósfera puede ser nocivo para la salud humana, e incluso hay estudios que demuestran una relación entre la cantidad de material particulado PM 2.5 y el aumento en las tasas de mortandad [7].

En el contexto dado se propone una nueva configuración de un reactor de medio poroso inerte de flujo recíproco para convertir combustibles sólidos (biomasa o desechos de biomasa) en gas de síntesis. Se modifica la configuración de un reactor de MPI de flujo recíproco instalándole una alimentación semi continua de combustibles sólidos. Esta nueva configuración permite aprovechar las características

de la combustión MPI en un reactor de flujo recíproco para mejorar las dificultades y desventajas de la gasificación convencional nombradas anteriormente. Esto permite generar una conversión térmica mas eficaz, reducir la cantidad de gases contaminantes entregados al ambiente y generar una fuente de hidrógeno y gas de síntesis aprovechando los desechos de biomasa generados por la industria nacional [7].

## 1.2. Objetivo general y específicos

En el marco del proyecto FONDECYT N° 1190654 "*Hydrogen production from chilean carbonaceous feedstock using a novel reverse flow porous media reactor*", este trabajo busca evaluar experimentalmente el efecto de la adición de vapor de agua en el proceso de gasificación de biomasa en un reactor de flujo recíproco. Los objetivos específicos son:

1. Encontrar las condiciones óptimas de operación de un reactor de flujo recíproco con medio poroso inerte, realizando medición y control de flujos, temperatura y emisiones.
2. Implementar un sistema de inyección de vapor de agua y su premezcla con aire para el reactor de flujo recíproco.
3. Desarrollar pruebas para gas natural, aire y vapor de agua en reactor con y sin biomasa en su interior.
4. Analizar y comparar los resultados obtenidos con y sin biomasa en cuanto a composición y cantidad de hidrógeno producido.

## 1.3. Panorama energético mundial

El crecimiento continuo de la población y economía mundial en conjunto con la rápida urbanización ha dado paso a un aumento monumental de la demanda energética [13]. Desde la revolución industrial que el combustible fósil ha sido el principal motor del mundo industrializado y su crecimiento económico. La energía de los combustibles fósiles ha crecido desde niveles insignificantes en el año 1800 hasta una producción anual equivalente a 10,000 millones de toneladas de petróleo [1] como se muestra en la figura 1.1.

Actualmente, cerca del 80 % de toda la energía primaria en el mundo se deriva de combustibles fósiles, siendo el petróleo un 33.1 %, seguido del carbón con 27.0 % y finalmente, el gas natural con 24.2 % [14]. 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<sub>2</sub> y otros gases de efecto invernadero (GEI) como el metano, los óxidos de nitrógeno y los gases fluorados. Al año 2015, cerca del 72 % de todas las emisiones antropogénicas de GEI provenían del sector

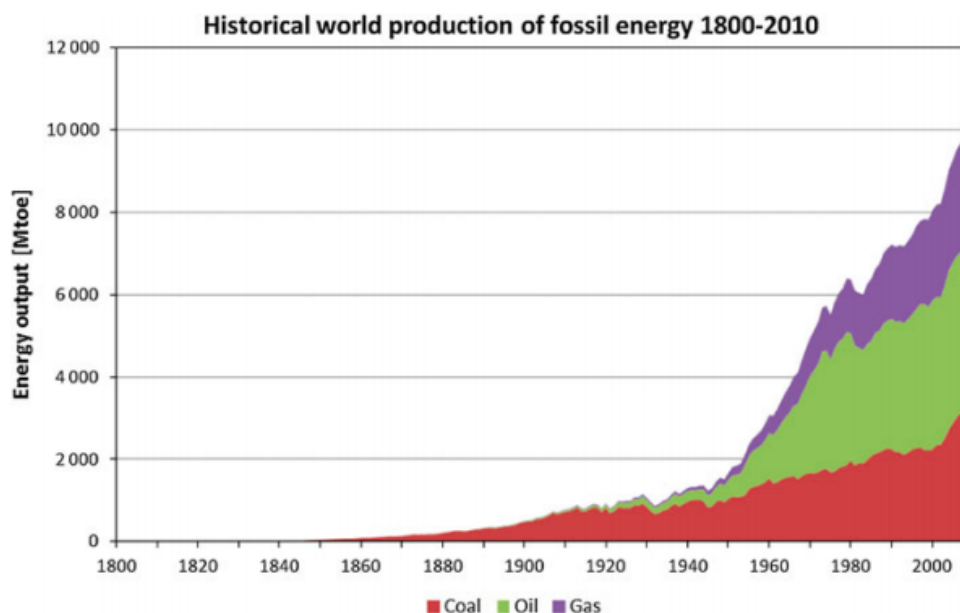


Figura 1.1: Producción global de energía fósil desde 1800 hasta 2010, millones de toneladas de petróleo equivalente [1].

energético (Fig. 1.2), con el  $\text{CO}_2$  contribuyendo la mayor parte debido a la quema de combustibles fósiles. En el 2017, se emitieron más de 30 billones de toneladas de  $\text{CO}_2$  a partir de la quema de combustibles fósiles, esto es más del doble que en 1971 [14].

Con lo anterior se puede establecer que el calentamiento global y el cambio climático derivado del mismo, que son provocados por la emisión de GEI (mostradas en la figura 1.2) en exceso, están fuertemente vinculados a la producción y utilización de energía fósil: van Vuuren y O'Neill [15] mostraron que los registros sobre la emisión de  $\text{CO}_2$  en el mundo pueden diferir en más de un 15 % dependiendo de la fuente y metodología. También se puede sumar la inminente escasez de petróleo, gas y carbón dada su condición de recursos finitos y sus bajos ratios de reserva/producción [16] que prevén que las reservas actuales puedan soportar un máximo de 40 años para el petróleo, 60 años para el gas natural y 156 años para el carbón. En consecuencia el aumento de consumo de energía, las emisiones de gases y el agotamiento de los combustibles fósiles presentan un peligro energético, ambiental y económico en todo el mundo. Estos problemas continúan acrecentando la evidencia sobre los futuros desafíos de suplir la energía actual de manera suficiente para sustentar el continuo crecimiento económico [10].

Muchos científicos e ingenieros han llegado a la conclusión que obtener energía mas barata, amigable con el medio ambiente y sostenible en el tiempo para reemplazar el sistema de combustibles fósiles actuales resolvería los problemas mencionados anteriormente. Producto de lo mismo, se ha potenciado la implementación de políticas energéticas y sociales que busquen controlar y disminuir

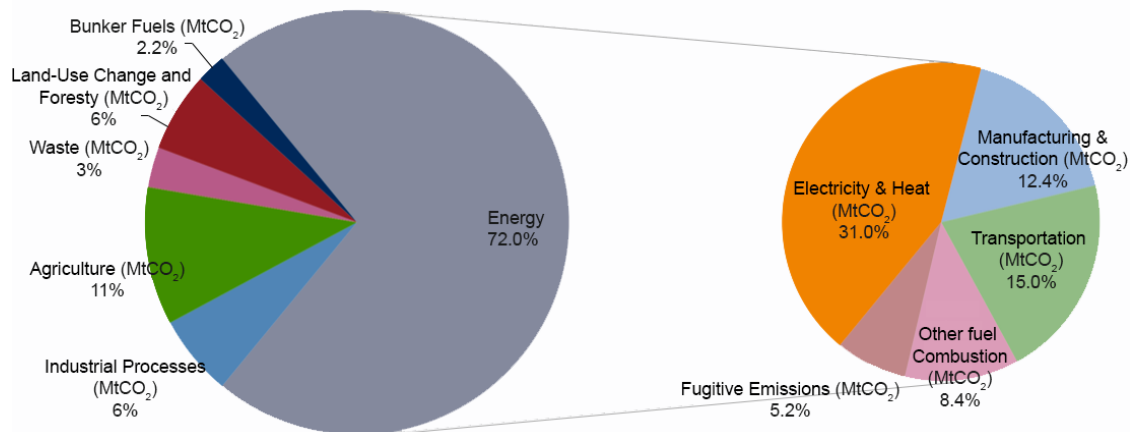


Figura 1.2: Emisiones antropogénicas de GEI por sector, en el mundo [2].

las emisiones de GEI, de lo que emana la necesidad de desarrollar e implementar nuevas tecnologías como alternativa hacia un mundo sustentable que utilice energías limpias, más eficientes y amigables con el medio ambiente. De acuerdo a lo mencionado se puede afirmar que la visión de la energía del futuro exige que hay que [10]:

- Cerciorarse del suministro seguro de energía.
- Introducir el uso de recursos energéticos locales sostenibles.
- Hacer una reducción de las emisiones globales de dióxido de carbono.
- Mejorar la calidad del aire urbano.
- Crear una nueva base energética industrial y tecnológica, esencial para la prosperidad de la economía futura.

## 1.4. Hidrógeno

El hidrógeno se considera en gran medida como un combustible limpio y rentable debido a que: (i) es el elemento más abundante en el universo, (ii) es el elemento con mayor contenido de energía por unidad de masa (tabla 1.1) , (iii) es sustentable, (iv) no es toxico, (v) a diferencia de los combustibles fósiles es amigable con el ambiente. Debido a lo nombrado anteriormente y también a su flexibilidad para actuar como combustible en distintas aplicaciones es que se considera que el hidrógeno es el pilar fundamental para combatir el calentamiento global y otros problemas asociados a los sistemas energéticos tradicionales [10, 17].

El hidrógeno se puede obtener a partir de energías renovables (hídrica, solar, biomasa, viento, etc.) y también a partir de energías no renovables (gas natural, petróleo, carbón) [10]. La producción mundial de hidrógeno actual proviene principalmente de estos seis métodos [18]:



- Reformado con vapor y carbón.
- Reformado con vapor de gas natural.
- Reformado con vapor de nafta.
- Descomposición de biomasa.
- Electrólisis de agua.
- División de agua por varios métodos autóctonos.

El almacenamiento del hidrógeno se presenta como un gran desafío ya que este tiene una densidad muy baja, 1 [kg] de hidrógeno ocupa más de 11 [ $m^3$ ] a temperatura ambiente y presión atmosférica, por lo tanto para que el hidrógeno sea económicamente viable su densidad de almacenamiento debe aumentarse. También el hidrógeno es un gas inflamable con una temperatura relativamente baja de ignición que presenta un gran riesgo a la hora de su manipulación [13, 19].

A pesar de las innegables ventajas para la seguridad energética, el medio ambiente y la economía la implementación del hidrógeno como sistema de energía se ha visto enfrentada a diferentes obstáculos científicos, tecnológicos y económicos. Si bien el hidrógeno durante este siglo ha sido utilizado para la fabricación de compuestos químicos, en procesos de refinería y usos espaciales sus costos de producción, almacenamiento y entrega son muy altos e inviables para la mayoría de las aplicaciones energéticas. Se espera que la demanda mundial de hidrógeno aumente entre un 4-5 % en los próximos 5 años a partir del 2020 ya que se considera un medio para mitigar el avance del cambio climático particularmente disminuyendo emisiones del sector transporte, es por esto que durante los últimos diez años el interés por tecnologías que utilizan el hidrógeno ha aumentado considerablemente [10, 17, 20].

Tabla 1.1: Comparación de contenido de energía de distintos combustibles [10].

Combustible	Contenido de energía[MJ/kg]	
	Poder calorífico inferior	Poder calorífico superior
Hidrógeno gaseoso	119.96	141.88
Hidrógeno líquido	120.04	141.77
Gas natural	47.13	52.21
Gas natural líquido	48.62	55.19
Petróleo crudo	42.68	45.53
Gasolina convencional	43.44	46.52
Carbón(base húmeda)	22.73	23.96

Una hipotética idea donde el hidrógeno sea el principal portador de energía es llamada economía del hidrógeno. Para poder lograr esta economía de hidrógeno desarrollada y establecer al hidrógeno

como un componente crítico para el mercado energético se necesitan importantes investigaciones e inversiones relacionados a la producción, almacenamiento y distribución del hidrógeno [21]. Un enfoque 3s presentado por Dincer y Acar dice que para tener este enfoque verdaderamente sostenible los sistemas de energía de hidrógeno se deben considerar primero desde la fuente de este pasando por los sistemas de producción, almacenamiento y distribución hasta el servicio final incluyendo distintas opciones de uso final [22].

Existen diversos métodos para obtener hidrógeno de distintas fuentes en este trabajo en particular se desarrollaran los mostrados en la figura 1.3.

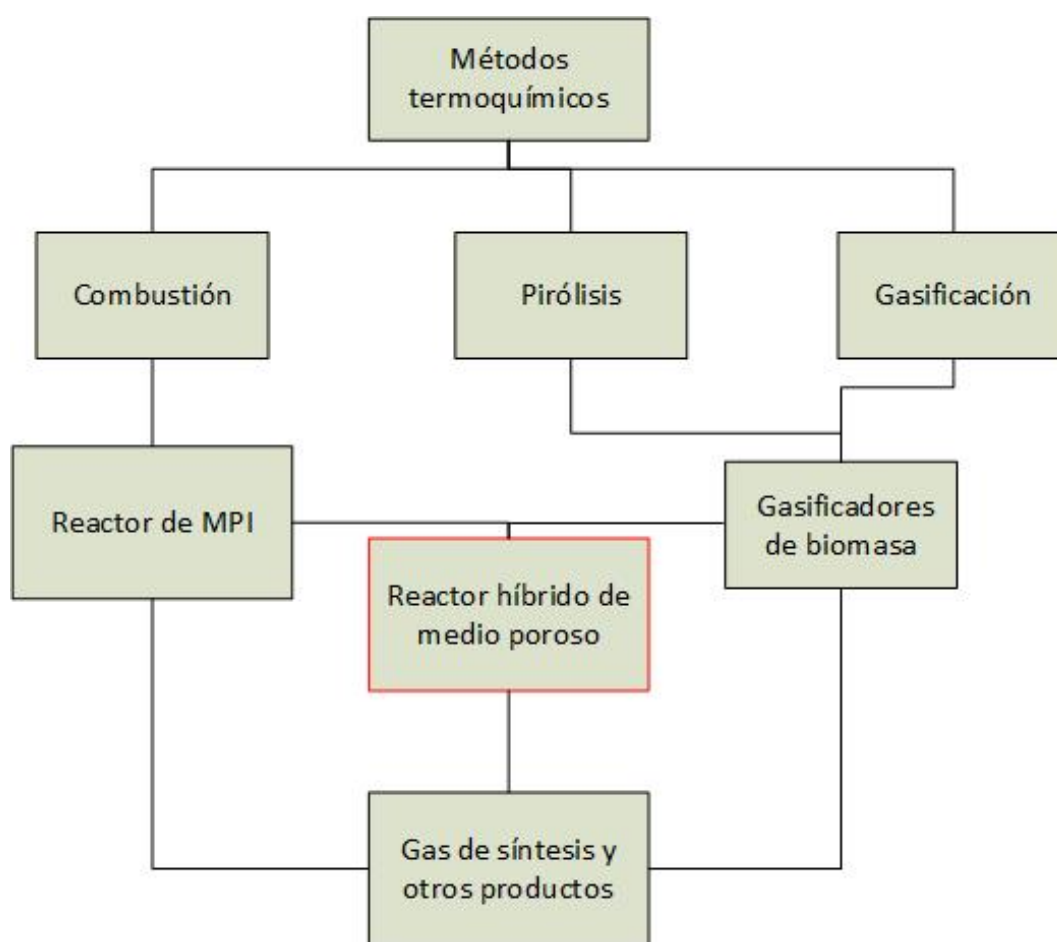


Figura 1.3: Métodos termoquímicos.

## **1.5. Procesos para obtener hidrógeno a través de la biomasa**

La biomasa es toda la materia orgánica susceptible a ser utilizada como fuente de energía sea de origen animal o vegetal, esta materia se convierte en energía al aplicarle distintos procesos químicos. Existen varias formas de transformar la biomasa en energía que se puede aprovechar, los más comunes son [23]:

- Métodos termoquímicos: este método utiliza el calor para transformar la biomasa. Algunos ejemplos son la combustión, pirólisis y gasificación. El tipo de biomasa que mejor funciona con estos métodos es la con baja humedad.
- Métodos bioquímicos: este método se lleva a cabo utilizando microorganismos que degradan la biomasa. Se utilizan para biomasa con gran porcentaje de humedad.

La biomasa se puede clasificar en función del producto generado y su estado físico de la siguiente manera [24]:

- Biocombustibles sólidos: son productos de la biomasa, utilizado en aplicaciones térmicas.
- Biocombustibles líquidos: son biocarburantes utilizados en automoción.
- Biocombustibles gaseosos: son productos de la fermentación anaeróbica de la biomasa.

### **1.5.1. Panorama de la biomasa en Chile**

En Chile la leña representa un 16 % del consumo de todas las energías primarias. Los desechos forestales son una gran fuente de biomasa que no es utilizada, un estudio del INFOR señala que existen 5,542,649 metros cúbicos de sólido sin corteza provenientes de los desechos de la industria maderera entre las regiones IV y XII [25].

La matriz de energía primaria representa el aprovisionamiento energético del país tomando en cuenta la producción de recursos energéticos en el país, el flujo de importaciones y el flujo de exportaciones. Se puede observar que un aporte no menor (25 %) en esta matriz esta asociada a la biomasa por lo que se convierte en un recurso energético importante dentro de Chile en el año 2018 [3]. En la figura 1.4 se puede observar la composición de la oferta de energía primaria en Chile.

### **1.5.2. Características de la biomasa**

Las características de la biomasa dependen del clima, la naturaleza y las propiedades intrínsecas de esta. Las más importantes son las siguientes [26]:

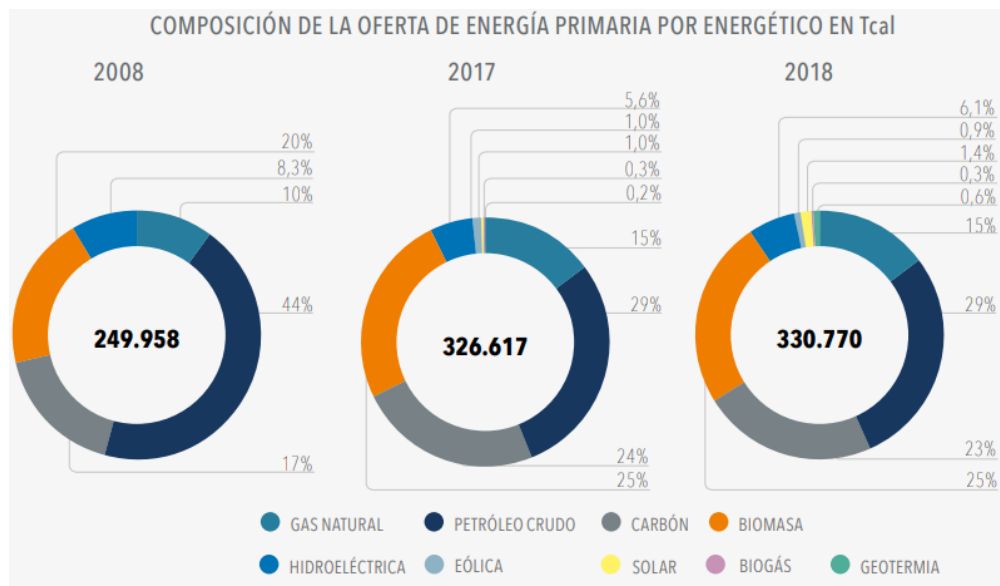


Figura 1.4: Composición de la oferta de energía primaria por energético en Tcal [3].

- Cantidad de humedad, cenizas y material volátil presentes en la biomasa [26, 27].
- Cantidad de carbono, nitrógeno, azufre, hidrógeno y oxígeno presentes en la biomasa [27].
- Estructura celular de la biomasa para viabilizar su tipo de conversión energética [27].
- Poder calorífico definido como la densidad energética de la biomasa [26].

## 1.6. Procesos termoquímicos de biomasa

### 1.6.1. Combustión

Todo material que se pueda quemar es llamado combustible. La mayoría de los combustibles está compuesto por carbono e hidrógeno, estos reciben el nombre de combustibles hidrocarburos y se denotan con la siguiente formula general  $C_nH_m$ , además estos se pueden encontrar en todas las distintas fases (sólida, líquida y gaseosa) [28].

La combustión se puede definir como una reacción química en la que se oxida un combustible y se libera una gran cantidad de energía [28]. En esta reacción existe un flujo de calor exotérmico grande, un flujo de sustancias que desaparecen (reactivos) y otras que aparecen (productos) [29].

En general siempre se asocia la existencia de una llama a un proceso de combustión, esta es una superficie muy delgada donde se llevan a cabo las reacciones de este proceso. El proceso se nombra como llama de premezcla cuando se refiere a que los reactivos se encuentran mezclados antes del proceso de combustión y el proceso se nombra como llama de difusión cuando los reactivos no se

mezclan antes del proceso de combustión. Ambos tipos de procesos pueden ser laminares o turbulentos dependiendo del flujo másico de entrada de los reactivos [29].

La combustión de biomasa es utilizada de distintas formas para convertir la energía química de esta en calor, energía mecánica o electricidad utilizando distintos equipos como estufas, turbinas, hornos, calderas entre otros. La combustión de biomasa produce gases calientes cuya temperatura oscila entre los 800 [°C] y 1000 [°C], generalmente se puede quemar todo tipo de biomasa que en la práctica tenga un contenido de humedad menor al 50 % o este presecada [30].

### 1.6.2. Pirólisis

La pirólisis es un proceso termoquímico que consiste en la degradación térmica del sólido en ausencia de oxígeno que produce una gran cantidad de compuestos químicos. La pirólisis se puede considerar como un proceso previo a la gasificación que comienza aproximadamente a los 70 [°C] y llega a ser casi completo cerca de los 500 [°C]. Los productos de esta reacción se pueden agrupar en 3 grupos: gases combustibles, bioaceite y coque. Diferentes factores afectan el rendimiento de la pirólisis siendo la temperatura, la presión, la velocidad de calentamiento y las propiedades de la biomasa los más relevantes [30,31].

Tabla 1.2: Rango de los parámetros operacionales mas importantes de la pírolisis [11].

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

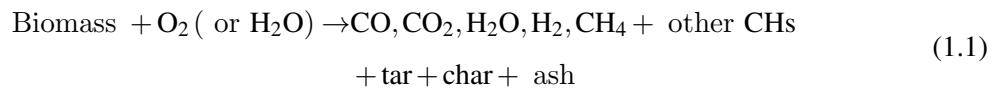
La pirólisis se puede dividir en tres tipos como se puede observar en la tabla 1.2, cada una de ellas tiene distintas condiciones en el proceso que favorecen la generación de distintos productos. La pirólisis convencional es la que se produce con baja velocidad de calentamiento produciendo productos sólidos, líquidos y gaseosos en porciones significativas. La pirólisis rápida (fast pyrolysis) es la que se produce con una gran velocidad de calentamiento y con altas temperaturas produciendo un 60-75 % de bioaceite líquido, 15-25 % de carbón sólido y 10-20 % de gases no condensables dependiendo de la biomasa utilizada. La flash pyrolysis se produce cuando la temperatura es mayor (1000 [°C]) y los tiempos de residencia son más cortos que los casos anteriores, esto favorece principalmente la producción de gases, este tipo de pirólisis es una alternativa prometedora en lo que respecta a la producción de bioaceites ya que la conversión de biomasa en aceites crudos puede llegar a ser de un 70 % [11,32].

### 1.6.3. Gasificación

La gasificación es un proceso termoquímico mediante el cual un material carbonoso se convierte en un gas y también en una fase sólida a partir de distintas reacciones químicas, este proceso ocurre a altas temperaturas en presencia de un agente gasificante como el vapor, aire u oxígeno. El gas producido se le puede llamar gas de síntesis y puede ser utilizado directamente como combustible o como materia prima para producir otros combustibles líquidos [12, 30, 33].

#### Composición del gas de síntesis y parámetros importantes en la gasificación de biomasa

En el caso de la biomasa el gas producido generalmente esta compuesto por una mezcla de monóxido de carbono, hidrógeno, metano, dióxido de carbono, entre otros hidrocarburos gaseosos y también alquitranes, carbonilla, componentes inorgánicos y cenizas. La composición de este gas depende fuertemente de el agente gasificante y la materia prima. La gasificación de la biomasa es representada de manera general por la siguiente ecuación [33]:



Los parámetros mas importantes en la gasificación de biomasa son los siguientes:

- El pretratamiento de la materia prima: como el tamaño de la partícula, el fraccionamiento de la partícula y el presecado de la partícula [12].
- Propiedades que caracterizan a la materia prima: como la humedad, los componentes volátiles y el contenido de ceniza [12].
- El tipo de gasificador que se utiliza [12].
- El agente gasificante [33].
- Presión de operación [33].
- Temperatura de operación [33].
- Relación de equivalencia [34].
- Tiempo de residencia de la materia prima [34].
- Gas de síntesis esperado [34].

Uno de los parámetros más importantes en este proceso, como se mencionó anteriormente, es el agente gasificante ya que se pueden producir tres tipos de gases con distinto poder calorífico variándolo, además de el método y las condiciones de operación [12]. Estos tipos de gases son representados en la tabla 1.3.

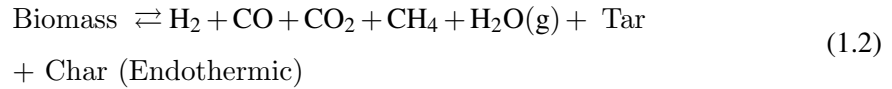
Tabla 1.3: Poderes caloríficos del gas de síntesis a distintos parámetros [12].

Poder calorífico	Valor [ $MJ/Nm^3$ ]	Agente gasificante
Bajo	4-6	aire o vapor/aire
Medio	12-18	oxígeno o vapor/oxígeno
Alto	40	hidrógeno

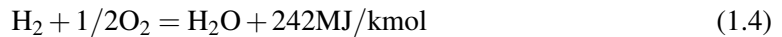
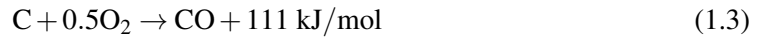
### Proceso de gasificación de biomasa

El proceso de gasificación de la biomasa generalmente consiste en las siguientes etapas: secado, pirólisis, oxidación parcial, reducción y cracking [4]. Estas son representados en la figura 1.5.

- **Secado:** el secado consiste en la evaporación de la humedad que contiene la biomasa que ronda aproximadamente entre un 5-35 % y es reducida hasta aproximadamente un 5 %, este proceso sucede hasta los 150 [°C] [4,35].
- **Pirólisis:** la pirólisis consiste en el calentamiento de la biomasa en ausencia de oxígeno desde los 200 [°C] hasta aproximadamente los 500 [°C]. Bajo estas condiciones los componentes volátiles de la biomasa son vaporizados, también se produce alquitrán y residuos sólidos que contienen carbono durante esta etapa [4]. Se puede representar de manera general con la siguiente ecuación:

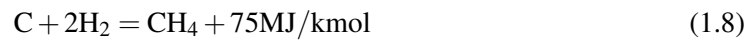
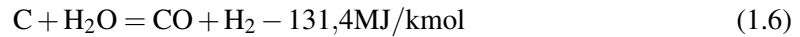
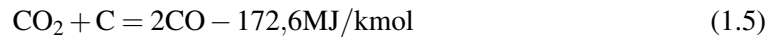


- **Oxidación parcial:** en esta etapa se introduce el aire en la zona de oxidación y este reacciona con las sustancias combustibles generando  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ , una parte de los productos generados mencionados anteriormente son reducidos a  $\text{H}_2$  y  $\text{CO}$  al entrar en contacto con el carbón producido en la pirólisis. Además el hidrógeno que contiene la biomasa se oxida generando agua. La oxidación ocurre a temperaturas entre los 800 [°C] y los 1200 [°C], a continuación se mencionan las reacciones generales ocurridas en este proceso [35].



- **Reducción:** en la zona de reducción se generan una serie de reacciones químicas endotérmicas a alta temperatura en ausencia de oxígeno. La energía requerida para esta reacción se obtiene a partir de la combustión del carbón y los elementos volátiles. Estas reacciones generan gases combustibles como hidrógeno, monóxido de carbono y metano [35]. Se puede representar de

manera general por las siguientes ecuaciones:



- Cracking: los gases de alquitrán producidos en la pirólisis se someten a cracking en la etapa de gasificación produciendo una mezcla de gases no condensables, hidrocarburos y alquitrán no convertido [4].

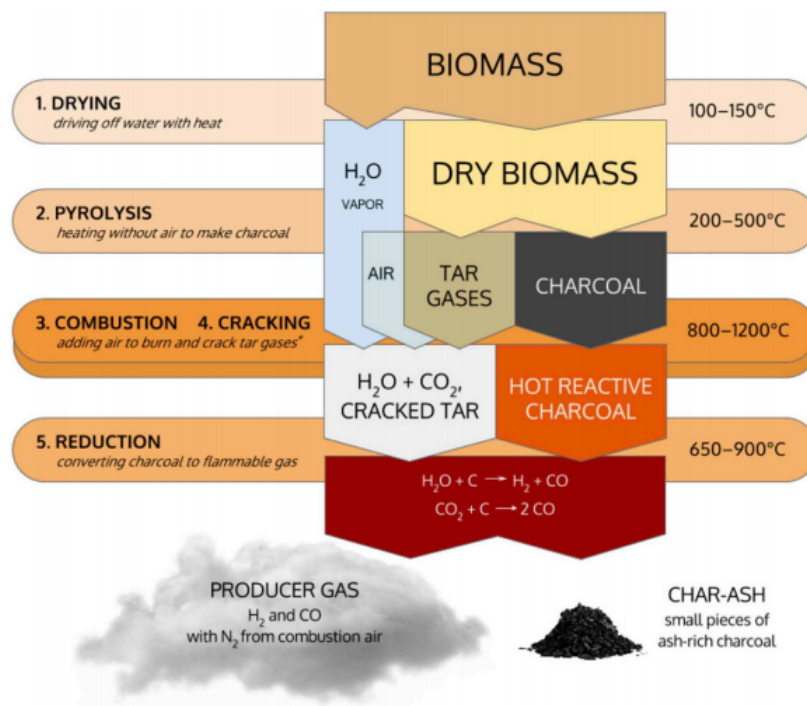


Figura 1.5: Pasos de la gasificación (imagen obtenida de [www.allpowerlabs.com](http://www.allpowerlabs.com).) [4].

### Tipos de gasificadores actuales

El diseño de un gasificador de biomasa depende de muchos factores entre ellos la disponibilidad de combustible, la forma de la biomasa, tamaño de la biomasa, humedad de la biomasa, contenido de cenizas, entre otros. Los gasificadores actuales se pueden dividir en 2 configuraciones principales: los gasificadores de lecho fijo y los gasificadores de lecho fluidizado [36].



Los gasificadores de lecho fijo por lo general tienen una rejilla que sirve para soportar el combustible sólido y que mantiene el área de reacción estacionaria. Son fáciles de implementar y utilizar ya que consisten en un recipiente cilíndrico, una unidad de alimentación de combustible, una unidad de recogida de cenizas y una salida de gas. Estos a su vez pueden dividirse en los siguientes [37]:

- Gasificador de corriente descendente: en estos gasificadores el aire en conjunto con el combustible sólido tienen una misma dirección de entrada. En estos tipos de reactores el gas de síntesis pasa por una zona de alta temperatura aumentando las reacciones de craqueo, pero la eficiencia térmica global se reduce [27].
- Gasificador de corriente ascendente: es la configuración más antigua y simple de un gasificador, en estos el agente gasificante se introduce por la parte inferior y el combustible sólido por la parte superior. El gas de síntesis es evacuado por la parte superior del reactor, este tipo de configuración tiene una eficiencia energética alta pero tiene una gran desventaja en cuanto al contenido de alquitrán [27].
- Gasificador de corriente cruzada: estos tienen una alimentación de biomasa que se traslada hacia abajo, el aire ingresa por un lado y el gas de síntesis se evacua por el contrario a una temperatura cercana a los 900 [°C]. Este tipo de gasificador tiene una eficiencia baja y alto contenido de alquitrán [27].

El gasificador de lecho fluidizado trabaja con temperaturas uniformes representando una gran ventaja respecto a los de lecho fijo. Esto sucede debido a que utilizan un lecho con tamaño de grano fino en el cual se introduce el agente gasificante para lograr la fluidización de la materia prima y asegurar la mezcla entre la materia prima y los gases de combustión. Estos se dividen en los siguientes [35]:

- Gasificador de lecho burbujeante: en este tipo de reactor la materia prima circula entre el ciclón y el lecho, donde ocurren las reacciones de gasificación. Este tipo de gasificador puede operar a presiones altas [35].
- Gasificador de lecho circulante: en estos reactores el agente gasificante entra por la parte inferior del lecho y genera burbujas. Este trabaja con temperaturas entre 700-900 [°C] lo que mantiene estable la relación agente gasificante/biomasa [27, 35].

#### **1.6.4. Revisión bibliográfica de gasificación de biomasa**

A continuación se hará una revisión bibliográfica de gasificación de biomasa:

- W. Peng y colaboración [38] exploraron la gasificación con aire-vapor de residuos de madera en un reactor de lecho fluidizado a escala de investigación. Se investigó con dos tipos de catalizadores distintos para distintas cargas de catalizador, distintos tiempos de residencia y temperaturas de gasificación. También se hicieron pruebas no catalíticas para determinar las condiciones óptimas de la producción de gas de síntesis. Los resultados arrojaron que a alta temperatura (900 [°C]) y alta carga del catalizador(40 %) se favorece el craqueo del alquitrán y producción de gas de síntesis.
- Mohammad Asadullah y colaboración [39] evaluaron un gasificador de lecho doble con catalizadores para la gasificación catalítica de madera de cedro a bajas temperaturas (823-973 [K]). El lecho doble constaba de una cámara para realizar pirólisis y la otra para la reforma catalítica de alquitrán. Se utilizaron catalizadores de alta eficiencia  $Rh/CeO_2/SiO_2$  y se optimizaron las condiciones de reacción. Un 98-99 % de eficiencia de la conversión de carbón fue encontrada para la gasificación de biomasa a 873 [K]. En el sistema de cama doble combinado con catalizadores de alta eficiencia se puede convertir casi todo el alquitrán a gas de síntesis con temperaturas más bajas que con el método convencional.

## 1.7. Combustión en medios porosos inertes

La combustión filtrada en medios porosos inertes ocurre cuando se introduce una matriz porosa sólida (figura 1.6) con grandes propiedades de transferencia de calor en la zona de reacción. Cuando la mezcla pasa y reacciona en este medio poroso genera una recirculación interna del calor desde la zona de los productos a la zona de reactantes precalentando la mezcla entrante, este método de recuperación de calor incluye los tres modos de transferencia de calor: conducción, convección y radiación. Esta recirculación de calor que caracteriza particularmente a estas configuraciones, permite un aumento de temperaturas en el sistema suficiente para mejorar la difusión del combustible y favorecer la cinética de las reacciones químicas, sustentándolas incluso al utilizar mezclas pobres en combustible. Con tales capacidades de regeneración de calor los quemadores porosos tienen límites de estabilidad de llama mayor y pueden sostenerse en un rango de inflamabilidad más extenso, presentando contundentes ventajas por sobre la combustión convencional (de llama libre) [5, 6, 40, 41].

La combustión en medios porosos presenta varias ventajas y diferencias frente a los quemadores de llama libre convencionales, debido a la recirculación de calor que eleva las temperaturas de el combustible y oxidante que entra al reactor, que dan como resultado altas densidades de potencia, menores emisiones de contaminantes, la posibilidad de trabajar con mezclas pobres o combustibles de bajo poder calorífico y una disminución de la formación de  $NO_x$ . Es por lo anterior que la combustión en MPI es una alternativa factible hacia un desarrollo sustentable con utilización de energía limpia [40, 41].

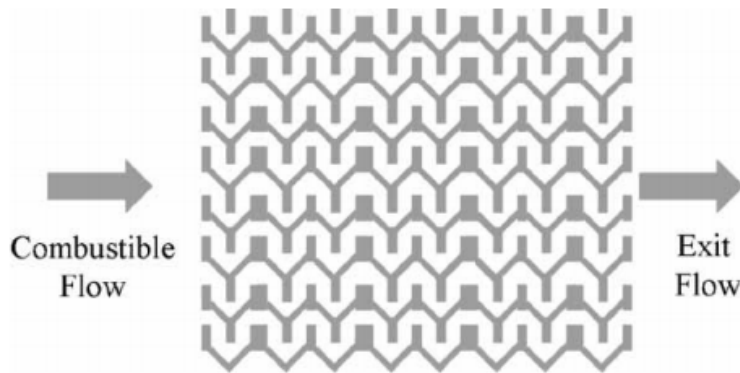


Figura 1.6: Estructura matriz porosa sólida [5].

### 1.7.1. Configuraciones

Las configuraciones estacionaria y transiente son los dos principales enfoques de diseño comúnmente utilizados en combustión en medios porosos [40].

#### Enfoque estacionario

Este enfoque se utiliza principalmente en quemadores radiantes y estufas debido a la alta emisividad radiante del sólido. En este enfoque se estabiliza la zona de combustión en el medio poroso mediante condiciones de borde impuestas. La ubicación específica del frente de combustión queda sujeta a parámetros tales como: la geometría, tamaño y porosidad de la matriz sólida, la relación de equivalencia, la velocidad de filtración, entre otros [40, 42].

#### Enfoque transiente

Este enfoque está basado en la teoría de exceso de entalpía donde la zona de combustión es inestable y tiene la libertad de propagarse como una onda de combustión ya sea aguas arriba o aguas abajo [40]. En la figura 1.7 se puede observar el esquema de la propagación de la zona o frente de combustión.

Este enfoque tiene tres regímenes distintos en los que se propaga la zona de reacción:

- Propagación aguas arriba: la onda de combustión viaja en sentido contrario a los reactantes (aguas arriba), esto se debe a que el contenido de combustible de la mezcla se encuentra entre los límites de inflamabilidad superior e inferior [43].
- Propagación aguas abajo: la onda de combustión viaja en el mismo sentido que los reactantes (aguas abajo). Esto se debe a que la relación de equivalencia utilizada se encuentra fuera de los

límites de inflamabilidad, se puede trabajar en esta condición gracias al exceso de entalpía que calienta la matriz porosa en dirección contraria a la entrada de reactantes precalentando estos últimos y generando temperaturas súper adiabáticas.

- Estabilizada: la zona de reacción se encuentra estable en algún punto del reactor con velocidad de propagación igual a cero, esto sucede cuando el contenido de combustible en la mezcla es exactamente igual a los límites de inflamabilidad superior o inferior [43].

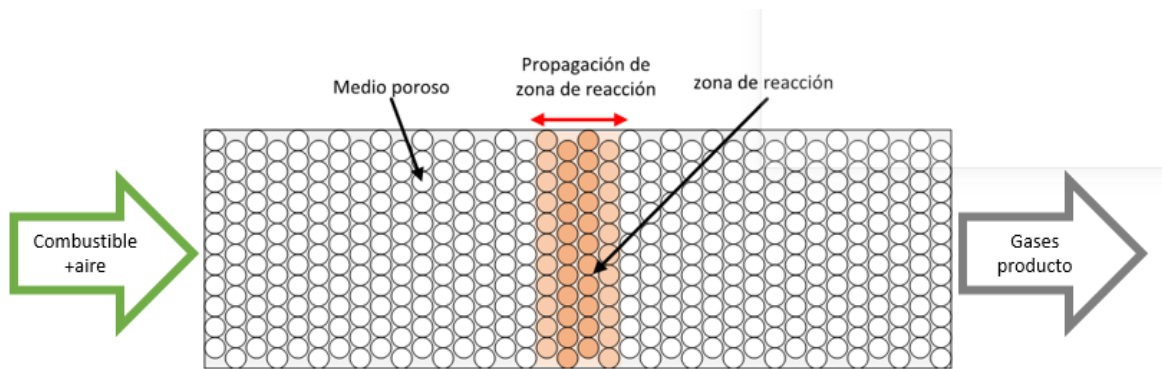


Figura 1.7: Propagación frente de combustión.

## 1.7.2. Propiedades

### Exceso de entalpía

Las características de la combustión en medios porosos y principalmente el enfoque transiente están basados en la idea del exceso de entalpía, que actúa bajo el razonamiento de que el sistema puede tener mayor temperatura a la adiabática si los productos quemados calientan los reactivos antes de entrar a la zona de combustión. El termino exceso de entalpía hace referencia a la entalpía entregada por los productos de la combustión a los reactivos para incrementar su temperatura generando efectos importantes sobre la velocidad de combustión, límites de inflamabilidad y temperatura de llama. La cantidad de energía en el proceso de combustión esta dada por [6, 40]:

$$\int_{T_0}^{T_f} C_p dT = Q_c + Q_a = H_f - H_0 \quad (1.9)$$

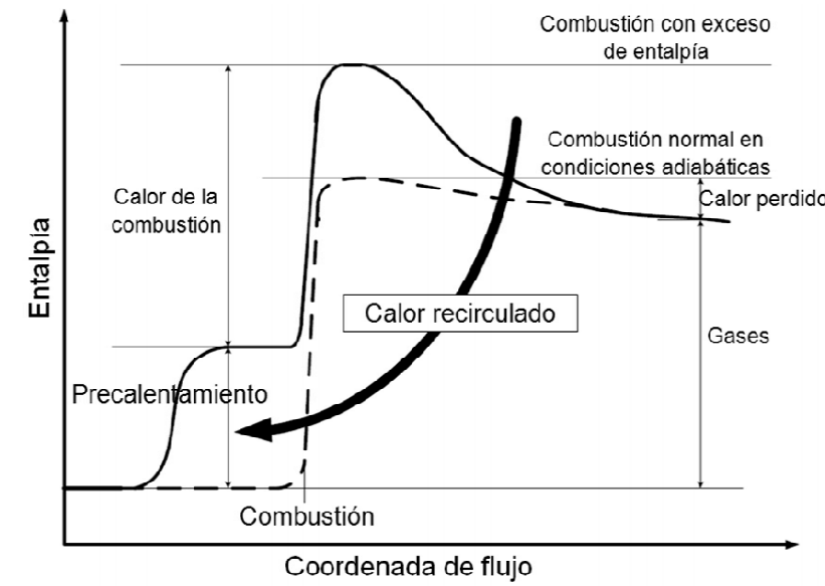


Figura 1.8: Representación exceso de entalpía [6].

La figura 1.8 muestra el esquema de la combustión con exceso de entalpía. El cambio de entalpía para la combustión normal es representado por la línea punteada, debido a las pérdidas de calor la temperatura no puede alcanzar los valores de temperatura que daría una llama adiabática. La representación de la entalpía con recuperación de calor es con la línea continua, se puede observar que bajo estas condiciones la temperatura supera a la temperatura de la llama adiabática [44].

### Zonas características de la combustión filtracional en medios porosos

En este tipo de combustión se pueden observar 3 zonas características como se representa en la figura 1.9.

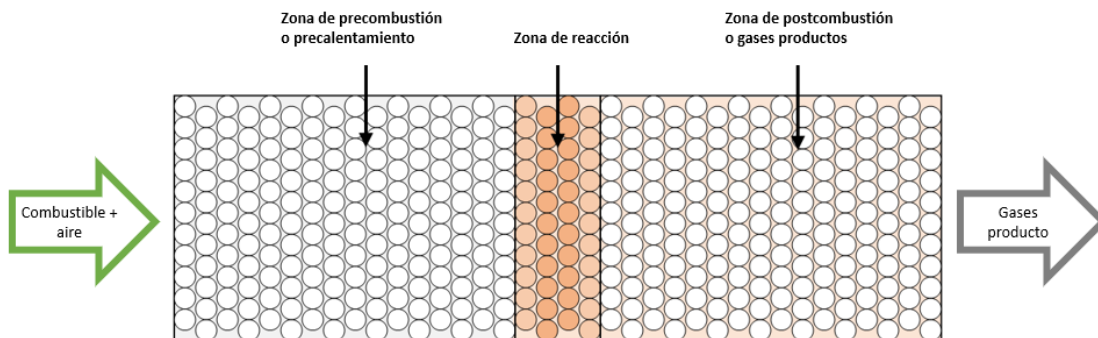


Figura 1.9: Zonas representativas de la combustión en MPI.

- La primera zona es la que se encuentra anterior a la zona de reacción o frente de combustión, en esta zona la mezcla de aire/combustible es precalentada mediante transferencia de calor con la matriz porosa [45].
- La segunda zona corresponde a donde ocurren las reacciones químicas y por ende se encuentra el frente de combustión, en esta zona se libera una gran cantidad de entalpía la cual es transferida al medio poroso por convección. Este calor es transferido mediante conducción y radiación desde el medio poroso a la mezcla de gases que viene entrando al reactor, aquí se hace presente el exceso de entalpía, permitiendo obtener temperaturas más altas a la temperatura adiabática de la reacción [45].
- La tercera zona se encuentra después de la zona de combustión, en esta zona se encuentran los gases productos de la reacción y estos transfieren calor a la matriz porosa generando una recirculación del calor [45].

Debido a los procesos que ocurren en las distintas zonas de combustión, que permiten una eficiente recirculación de calor y un precalentamiento de la mezcla aire/combustible entrante, se generan temperaturas súper adiabática [45].

### 1.7.3. Parámetros

Se presentan a continuación los parámetros más importantes en la combustión en medios porosos [43,46]:

- Relación de equivalencia( $\Phi$ ): representa la relación entre los cocientes de combustible/aire real y combustible/aire estequiométrico, esta expresión esta definida por:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{V_{a,e}}{V_{a,r}} \quad (1.10)$$

La mezcla puede ser llamada estequiométrica cuando la relación aire/combustible real y teórico son iguales, pobre o con falta de combustible cuando hay una cantidad de aire mayor al necesario estequiométricamente y rica o con exceso de combustible cuando hay una cantidad de aire menor al necesario estequiométricamente. Los valores de  $\phi$  para cada tipo de mezcla están representados en la tabla 1.4.

Tabla 1.4: Rangos de valores de  $\phi$ .

Valor de $\phi$	Tipo de mezcla
$\phi=1$	Estequiométrica
$\phi > 1$	Rica
$\phi < 1$	Pobre

- Velocidad de filtración: es la velocidad a la cual la mezcla fluye a través de la matriz porosa. Es representada por la siguiente ecuación:

$$u = \frac{v}{\varepsilon} \quad (1.11)$$

Donde el valor  $v$  representa la velocidad de entrada de la mezcla y el valor  $\varepsilon$  representa la porosidad.

- Características de la matriz porosa: las propiedades químicas y termofísicas del material como lo son la emisividad, conductividad térmica, tamaño de poro, porosidad, entre otras que condicionan la operación de la combustión en medios porosos.
- Velocidad del frente de combustión: es la velocidad asociada a la propagación del frente de combustión a través del medio poroso.

## 1.8. Reactores de medio poroso de flujo recíproco

Los reactores de flujo recíproco están basados en el enfoque transiente de la combustión en MPI, la propagación de el frente de combustión es controlada por la composición de la mezcla de combustible/oxidante y por el sentido de operación del reactor. Estos reactores están compuesto del medio poroso inerte y por dos entradas y salidas de la mezcla combustible/oxidante como se puede ver en la figura 1.10.

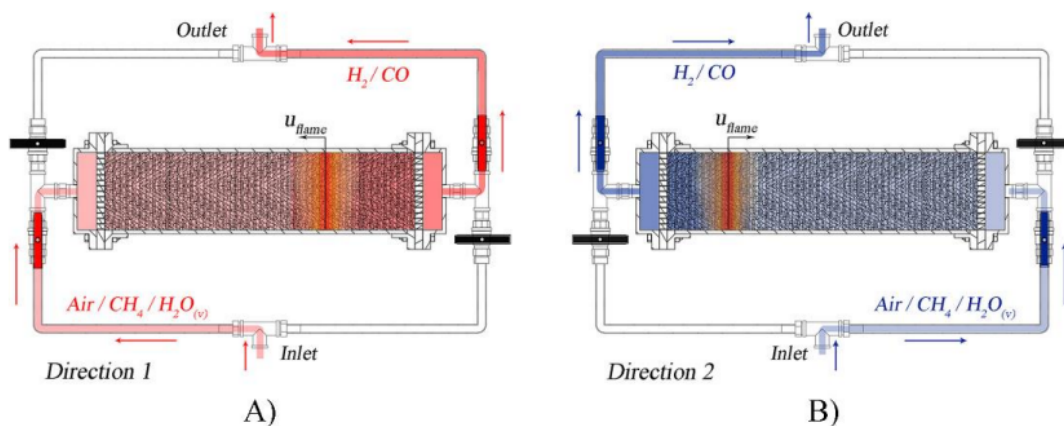


Figura 1.10: Configuración de reactor de MPI recíproco [7].

El funcionamiento de estos reactores se basa en la alternancia de las entradas/salidas de reactivos y productos, esto permite controlar la zona de reacción bajo ciertas condiciones químicas establecidas por la dirección del flujo y sus componentes.

En esta configuración los reactantes fluyen en una dirección llevando el frente de combustión a la salida del reactor y por ende su máxima temperatura a este punto. Cuando el frente de combustión llega a la salida del reactor se produce la alternancia cíclica y los nuevos reactantes que entran al reactor se encuentran con altas temperaturas en el medio poroso, producidas por la transferencia de calor de la zona de reacción y los gases de escape al MPI, que calientan la premezcla entrante. Luego los gases productos que salen vuelven a calentar la salida del reactor (entrada del nuevo semi ciclo) [5].

Debido a lo anterior el exceso de entalpía es mayor que en un reactor unidireccional y por ende el calor acumulado en la matriz porosa también es mayor. Cuando el periodo de tiempo de ciclo es ajustado se encuentra una condición de estabilidad generando un perfil de temperaturas trapezoidal (figura 1.11) en lugar de un máximo en la zona de reacción, este perfil trapezoidal solo puede ser logrado en un reactor de flujo recíproco ya que el calor acumulado por el medio poroso se aprovecha hacia los lados del reactor generando un aumento de temperatura en ambas entradas/salidas del reactor [5, 47].

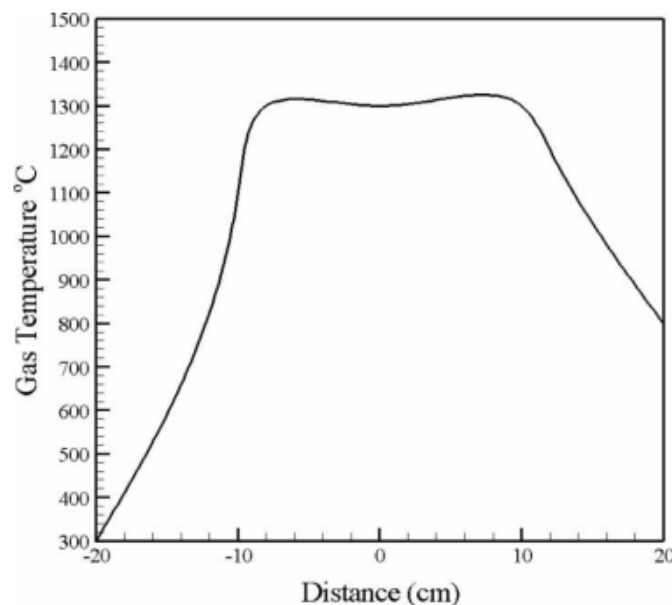


Figura 1.11: Perfil de temperaturas trapezoidal [5].

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

A continuación se revisarán una serie de trabajos asociados a reactores de flujo recíproco:

- Marcus Drayton y colaboración [48] realizaron pruebas experimentales en un reactor de medio poroso de flujo recíproco utilizando mezclas ricas ( $\phi=4$ ) de metano/aire. Los resultados experimentales mostraron que este tipo de configuración debido a su alta eficiencia de recuperación de



calor (90 %) puede soportar la combustión auto sostenida de metano hasta  $\phi=8$  mucho más allá de los límites de inflamabilidad convencionales y que la temperatura máxima de la reacción es una función dependiente del radio de equivalencia, velocidad de filtración, presión y diámetro del medio poroso. Para un rango de relaciones de equivalencia ( $2 < \phi < 8$ ) y distintas presiones la conversión máxima fue de:  $H_2$  (65 %),  $CO$  (65 %), acetileno (10 %) y etileno (8 %).

- Dobrego y colaboración [49] estudiaron numéricamente la influencia de la adición de vapor en la oxidación parcial de metano/aire en un reactor de medio poroso de flujo recíproco. El trabajo mostró que la concentración de hidrógeno en el gas producto aumento en un 0.5-1 % y y la relación de conversión de metano a hidrógeno en un 10-15 % cuando se adiciona vapor de agua. La concentración de vapor que maximiza el hidrógeno es de un 5-10 % y la concentración de vapor que maximiza la tasa de conversión de metano esta en el rango de 20-50 %, además se observó que la relación de equivalencia que optimiza el proceso es la misma que cuando no se adiciona vapor de agua.
- Matías Fierro, Pablo Requena y colaboración [50] realizaron pruebas experimentales a un reactor de medio poroso de flujo recíproco para combustible y aire premezclado, no premezclado y no premezclado con vapor. Perfil térmico, velocidad del frente de combustión y gases productos fueron medidos en este procedimiento con distintos radios de equivalencia ( $\phi=2,3,4$ ). Para la operación con premezcla para un  $\phi=2$  se obtuvo 1574 [K] de temperatura promedio y un rendimiento de 31 % y 68 % de  $H_2$  y  $CO$  respectivamente. La operación con metano/aire no premezclado no obtuvo buenos rendimientos de producción de gas de síntesis comparado con el caso con premezcla, y la operación con metano/aire no premezclado y adición de vapor presentó valores similares al caso sin vapor. Los resultados muestran que los casos no premezclados presentan una relación  $H_2/CO$  mayor que al caso premezclado.
- Contarin y colaboración [51] estudiaron numéricamente un reactor de medio poroso de flujo recíproco con intercambiadores de calor integrados en las zonas de la matriz porosa lo que limita la zona de reacción. Los perfiles de temperatura que obtuvieron tuvieron una forma trapezoidal y variaban entre los 1300-1600 [K] para  $\phi$  entre 0.15-0.7 y velocidad de filtración entre 15-45 [cm/s]. La eficiencia estaba en el rango de 50-80 % siendo mayor para mayores relaciones de equivalencia y velocidades de filtración.
- Valeri Bubnovich y colaboración [52] realizaron un estudio numérico de un reactor de medio poroso de flujo recíproco para obtener su región estable en función de la velocidad de filtración ( $u=[0.25,1]$  [m/s]), la relación de equivalencia ( $\phi=[0.1,1]$ ) y el diámetro de partícula para dos distintas configuraciones de perdidas de energía (con y sin intercambiador de calor). Los resultados mostraron una mayor estabilidad de los perfiles de temperatura, por ende una mayor región estable, para el caso con intercambiadores de calor. Aumentar el diámetro de partícula genera un aumento de la región estable para ambos casos.

## 1.9. Combustión en medio poroso híbrido

La combustión en medio poroso híbrido combina las propiedades de la combustión en MPI y la gasificación de un combustible sólido ya que se reemplaza una fracción de volumen del sólido inerte por un volumen con combustible sólido como se muestra en la figura 1.12. El frente de combustión que es producido por el flujo de los reactantes viaja a través del reactor reformando el combustible sólido con un amplio rango de potencias, alta eficiencia, alta concentración energética por unidad de volumen y con una combustión estable para un amplio rango de relaciones de equivalencia. Este proceso realiza una conversión simultánea de combustibles sólidos y gaseosos en energía (combustión pobre) y gas de síntesis (combustión rica) [7, 8, 53].

Como resultado de este medio poroso compuesto las temperaturas pueden ser más bajas comparadas con el MPI, El perfil de temperatura para la propagación aguas arriba es similar al obtenido en el MPI y en la propagación aguas abajo se observa un perfil plano con temperatura constante a lo largo del reactor [53].

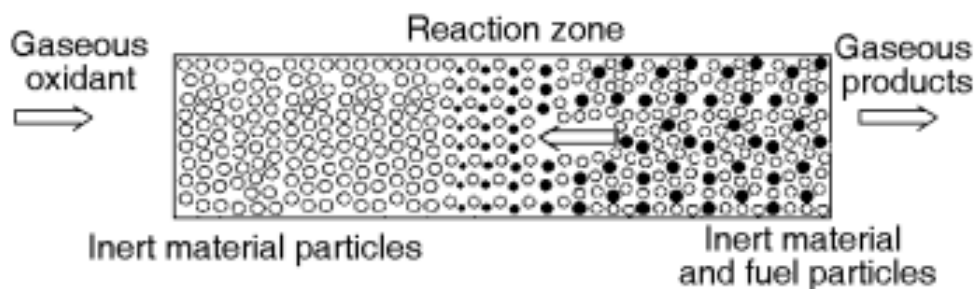


Figura 1.12: Esquema de combustión filtrada híbrida [8].

### 1.9.1. Revisión bibliográfica de combustión filtrada híbrida

A continuación se revisarán una serie de trabajos sobre combustión filtrada híbrida:

- Sebastián Caro y colaboración [54] realizaron experimentos de combustión filtrada híbrida con pellets de biomasa de la industria forestal y plantaciones de cereales. Los experimentos fueron hechos con pellets de biomasa y esferas de alúmina en igual cantidad volumétrica, el agente gasificante fue una mixtura de gas natural/aire ( $\phi = 1.1$ ) y también se adiciono flujo de vapor. La producción máxima de gas de síntesis se logro utilizando caña de trigo obteniendo un 50 % mas de  $H_2$  y un 97 % mas de  $CO$  que la línea base. Cuando se utilizó vapor la producción de  $H_2$  solo aumentó en los casos que se utilizó caña de trigo y pino insignis, la producción de  $CO$  fue

menor que la línea base en todos los casos, esto demostró que cuando se utilizó vapor se redujo la producción de gas de síntesis en la mayoría de los casos.

- Nicolás Ripoll y colaboración [55] experimentaron con un reactor de medio poroso compuesto aleatoriamente por partículas de biomasa y esferas de alúmina utilizando una combustión rica de la mezcla gas natural/aire. Temperatura del frente de combustión, velocidad de propagación y productos se midieron en función del porcentaje de algas en el lecho híbrido y su porcentaje de humedad. Los resultados mostraron que las temperatura de reacción y el rendimiento de producción de hidrógeno aumentaron cuando aumentó la fracción de partículas de algas en el reactor y su contenido de humedad.
- Mario Toledo y colaboración [56] analizaron numéricamente en el programa Fortran 90 las ondas de combustión filtrada híbrida para mezclas de aire/metano y biomasa. Se analizaron temperaturas y gases producto en un rango de  $\phi$  de 0.2-1.1, el modelo se basó en una aproximación de dos temperaturas y una química de combustión. Se pudo observar que con mezclas de metano ultra pobres la temperatura de combustión es mas alta que para mezclas estequiométricas, la validación experimental sugiere que la formación de *CO* es muy sensible a la química del proceso.
- Mario Toledo y colaboración [57] realizaron experimentos de combustión filtrada híbrida en un reactor para mezclas ricas y ultra ricas de butano para evaluar la idoneidad de la producción de gas de síntesis. Temperatura, velocidad y productos químicos se registraron experimentalmente en un rango de  $\phi$  1-2.6. Se observó que el hidrógeno y el monóxido de carbono son los productos dominantes para este tipo de reactor, también el rendimiento del gas de síntesis es mayor para una combustión filtrada híbrida con pellets de madera frente a una combustión en un medio poroso inerte.

## Capítulo 2

# Diseño de reactor de flujo recíproco

En este trabajo de título se utilizaron dos reactores iguales en dimensiones pero con una diferencia, uno se utilizó para realizar una línea base sin combustible sólido y el otro fue adaptado e instalado en el laboratorio para poder utilizarlo con combustible sólido.

El reactor que se utilizó en la línea base fue el rediseñado por Tomás Gómez y desarrollado durante el trabajo de titulación del alumno Pablo Requena [43]. Tomás Gómez consideró el cuerpo íntegro del reactor pero le realizó una actualización de todos los sistemas de inyección y circulación de los gases para su funcionamiento aumentando la seguridad y confiabilidad de la operación del equipo.

El segundo reactor adaptado para combustible sólido fue instalado en la misma ubicación en el laboratorio de termofluidos ya que este tiene las mismas dimensiones y elementos que el para la línea base a excepción del sistema de inyección central, por tal razón conservo la mayoría de los sistemas de inyección y circulación de gases a excepción de los utilizados para inyección central.

### 2.1. Disposición general de la instalación

La instalación de ambos equipos en su totalidad se compone de cinco sistemas principales que serán profundizados en las partes siguientes. Estos sistemas son los siguientes:

- 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

La figura 2.1 corresponde a la instalación montada en el laboratorio de termofluidos y todos los sistemas nombrados anteriormente que están asociados al reactor.

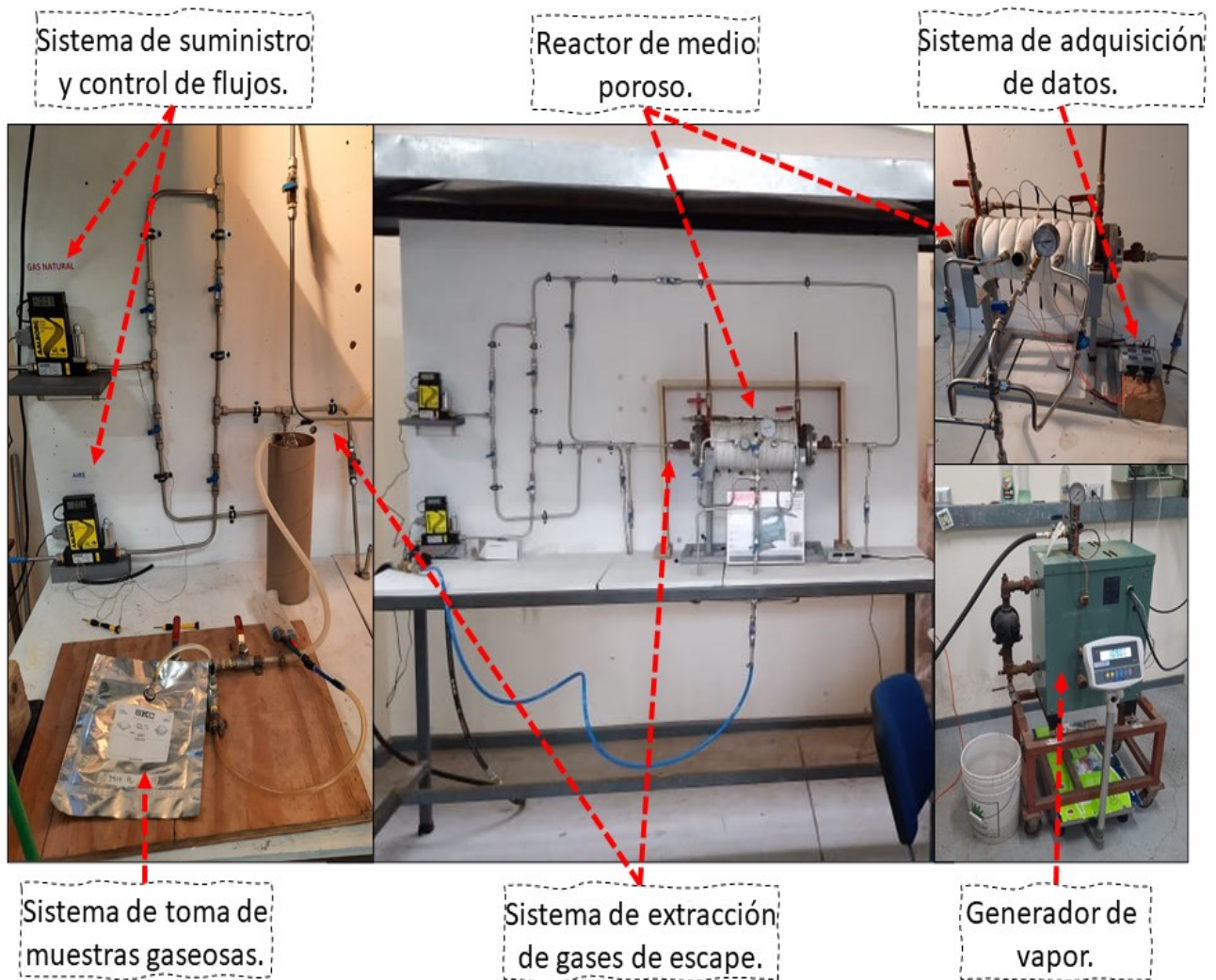
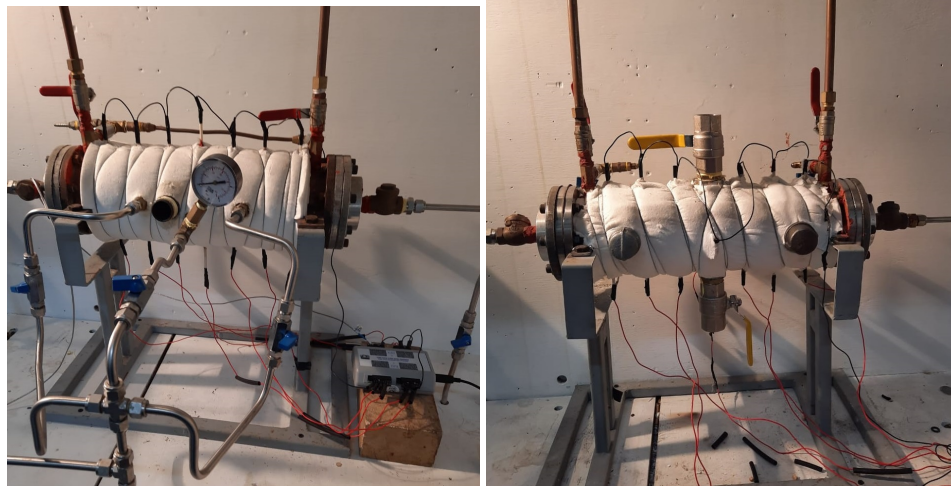


Figura 2.1: Instalación del reactor de flujo recíproco.

La figura 2.2 representa los reactores utilizados en este trabajo de título para la línea base (medio poroso inerte) y para combustible sólido (medio poroso híbrido), la figura 2.3 representa el diagrama de flujo para el reactor de medio poroso de flujo recíproco para la línea base y la figura 2.4 representa el diagrama de flujo para el reactor de medio poroso híbrido de flujo recíproco.



(a) Medio poroso inerte

(b) Medio poroso híbrido

Figura 2.2: Reactores de flujo recíproco utilizados en este trabajo.

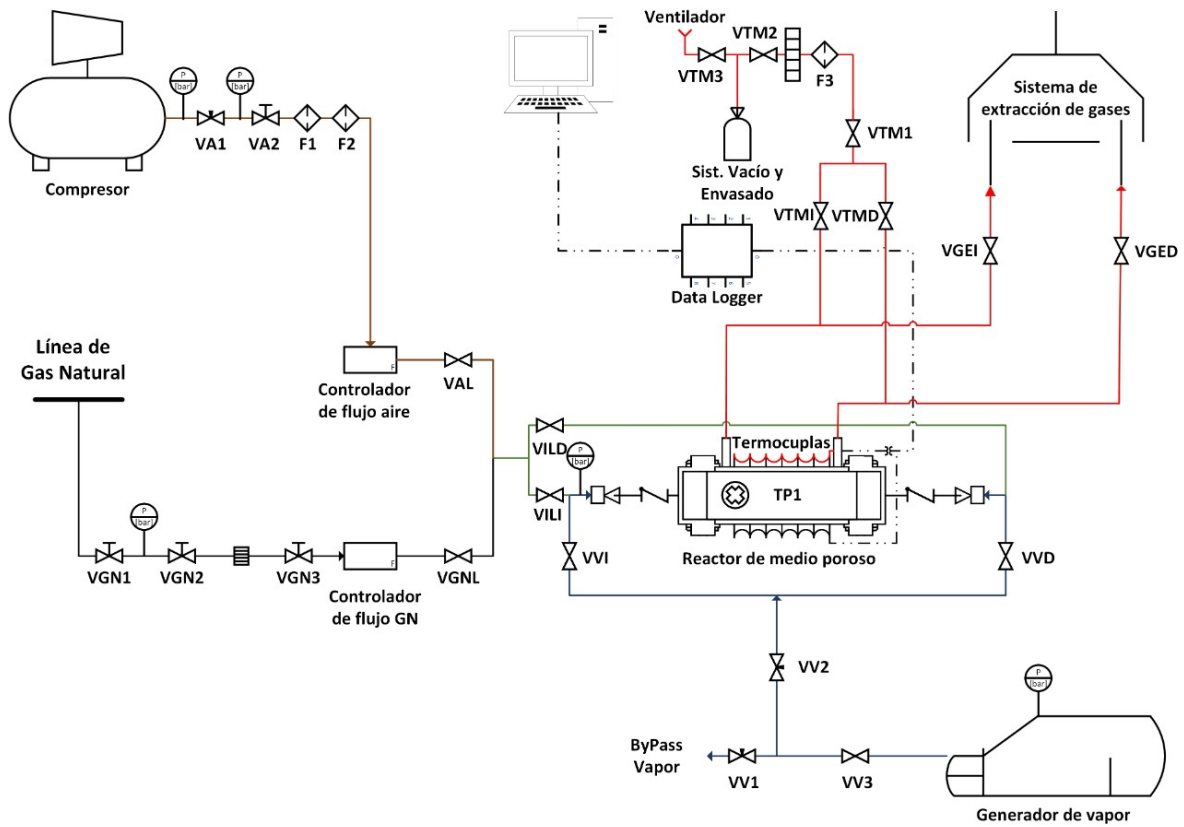


Figura 2.3: Diagrama de flujo de instalación del reactor de medio poroso inerte de flujo recíproco para la línea base.

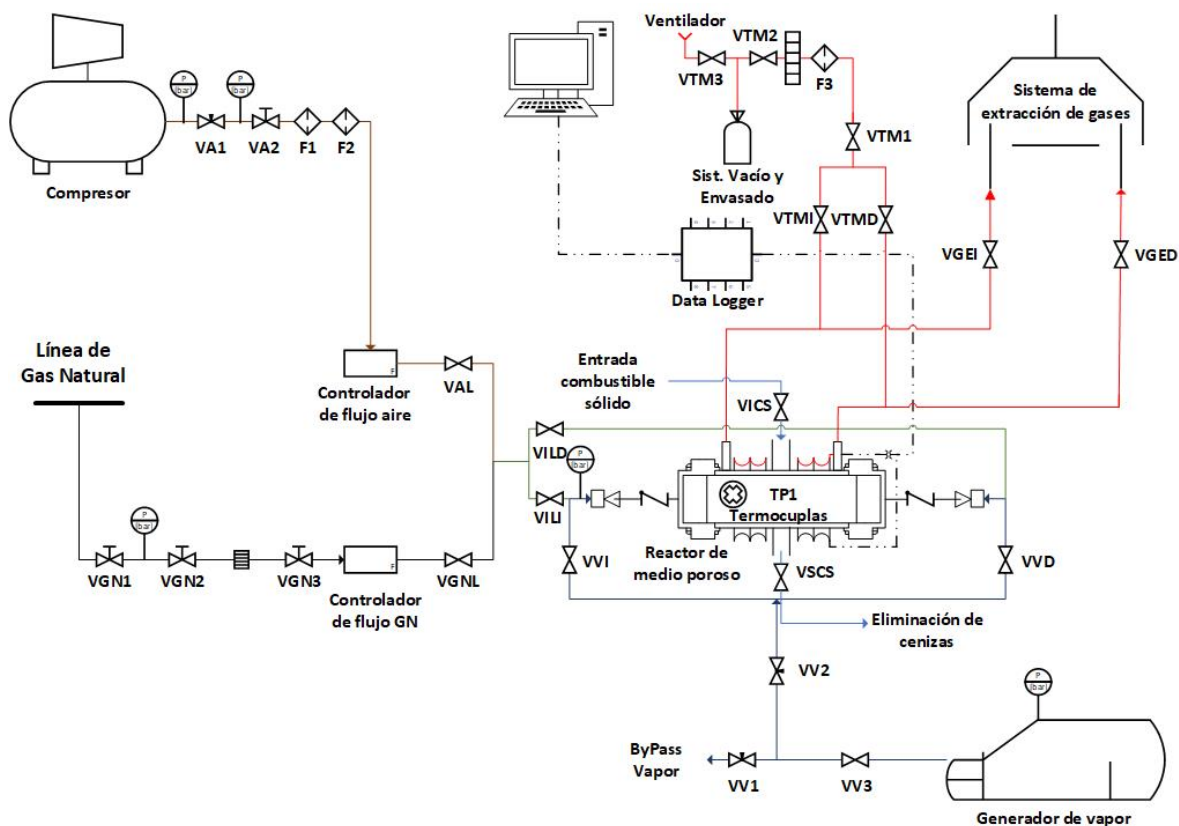


Figura 2.4: Diagrama de flujo de instalación del reactor de medio poroso híbrido de flujo recíproco.

## 2.2. Diseño de los reactores

Los reactores de flujo recíproco consisten en una cañería de acero ASTM A-53 schedule 40 de 73 [mm] de diámetro exterior, en su interior el con medio poroso inerte contiene 12 cilindros cortos de cerámica alúmina ( $Al_2O_3$  90%) templada en zirconio ( $ZrO_2$  10%) y el reactor con medio poroso híbrido contiene 14 cilindros cerámicos cortos de carburo de silicio. La superficie interna del tubo está cubierta con una capa de 11.3 [mm] de aislante de fibra cerámica, además la superficie exterior del reactor fue cubierta por 36 [mm] de espesor de aislante adicional debido a las altas temperaturas, para evitar pérdidas de calor al ambiente.

El reactor con medio poroso inerte está compuesto por dos cámaras de premezcla para la inyección en los extremos del reactor, un sistema para la extracción de gases de escape, 3 anillos para la inyección sin premezcla, 7 varillas porta termocuplas instaladas de manera vertical y una entrada para el encendido del reactor como se muestra en la figura 2.5.



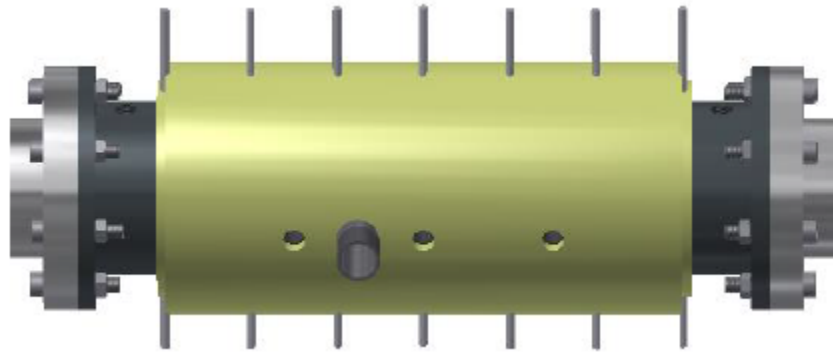


Figura 2.5: Modelo 3D del reactor de flujo recíproco de línea base [43].

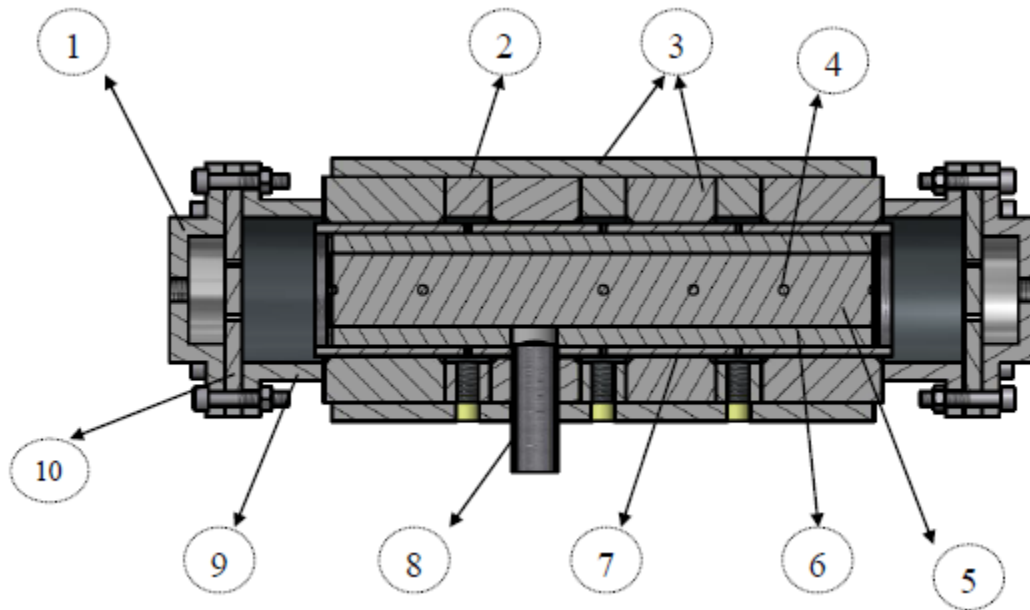


Figura 2.6: Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco de la línea base [43].

Cómo se indica en la figura 2.6, el reactor de flujo recíproco de la línea base cuenta con:

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).

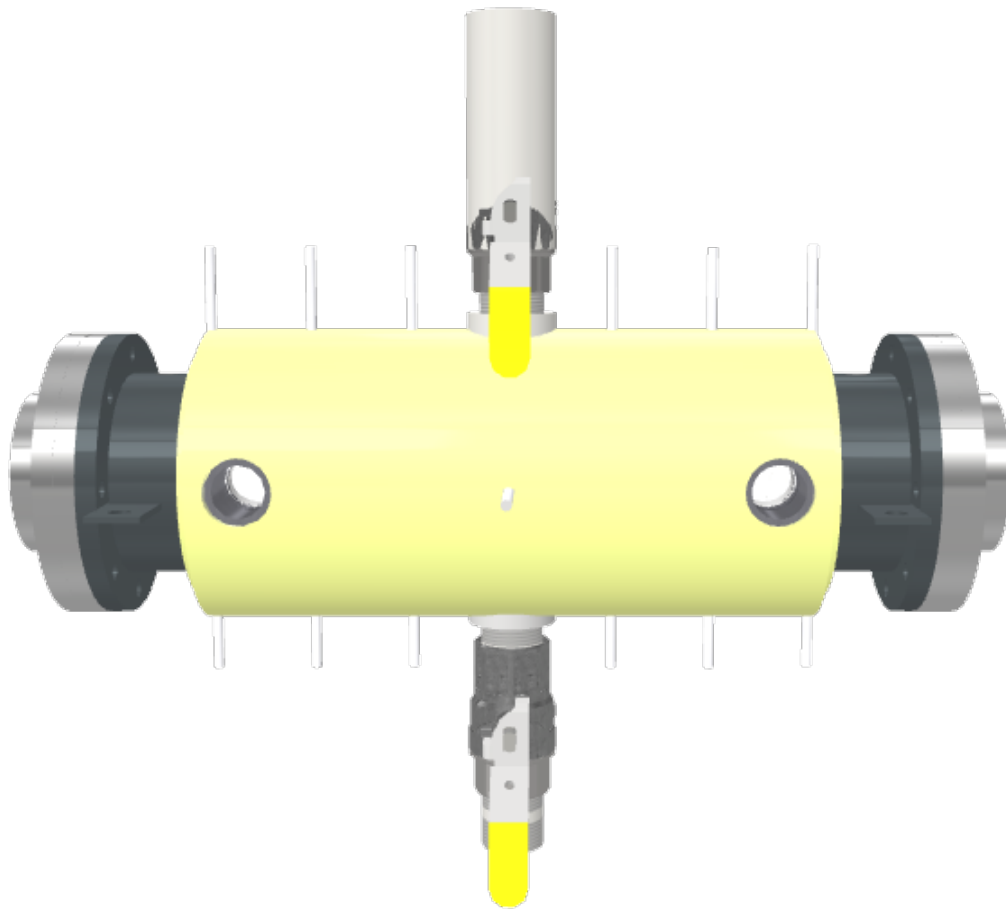


Figura 2.7: Modelo 3D del reactor de flujo recíproco con combustible sólido.

Por otro lado, el reactor para la gasificación de combustible sólido que se muestra en la figura 2.7 está compuesto por dos cámaras de premezcla, un sistema de extracción de gases de escape, dos entradas para encendido del reactor, una entrada y una salida de combustible sólido en la parte central del reactor, seis varillas porta termocuplas instaladas de forma vertical y una de forma horizontal.

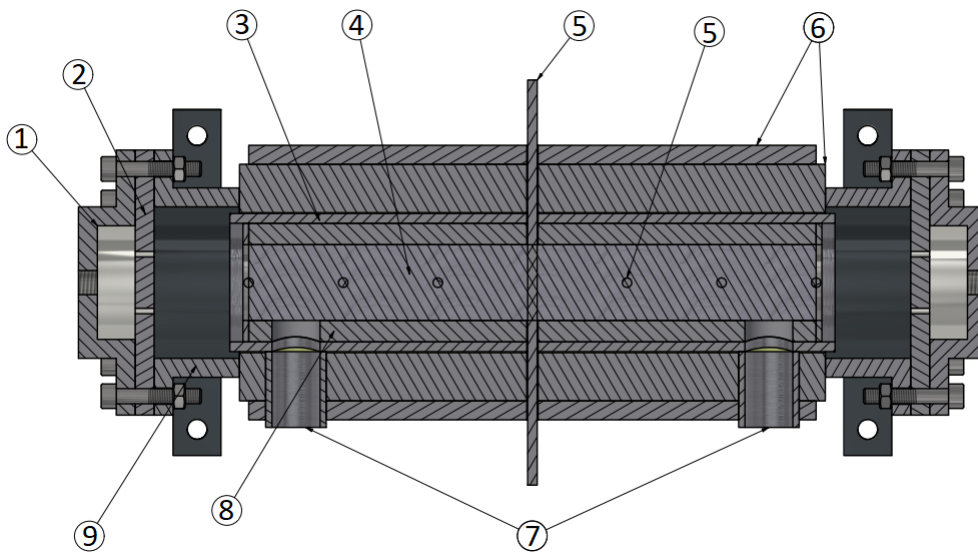


Figura 2.8: Plano en corte superior del reactor de flujo recíproco con combustible sólido.

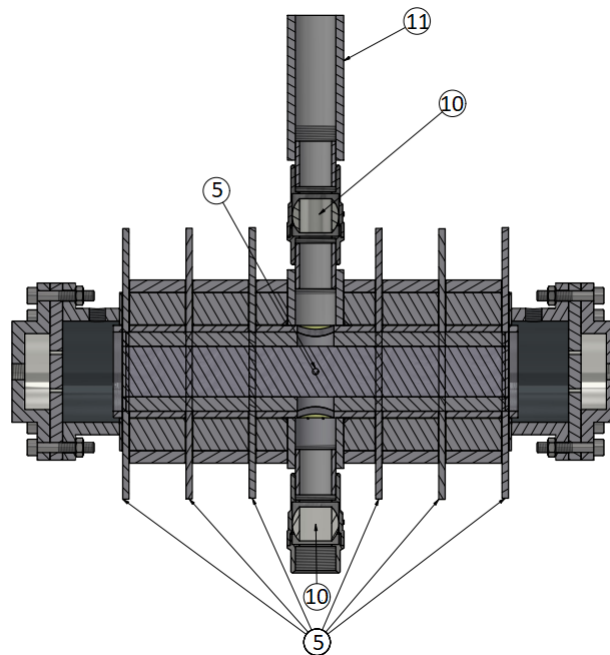


Figura 2.9: Plano en corte transversal del reactor de flujo recíproco con combustible sólido.

En este caso, con las figuras 2.8 y 2.9, se pueden visualizar las partes de el reactor de flujo recíproco con 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 carburo de silicio (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. Tubo de carga del combustible sólido.

### 2.2.1. Dimensiones

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

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

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

El material con el que están hechos ambos reactores es la cañería de acero ASTM A-53 Schedule 40 grado A y sus propiedades están 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 <sup>3</sup> ]	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 de este medio poroso se presentan en la Tabla 2.2:

Tabla 2.2: Especificaciones técnicas del material cerámico reactor de línea base.

<b>Designación del producto</b>	Alúmina estabilizada en zirconio(ZTA)
<b>Composición del producto</b>	90 % alúmina-10 % zirconio
<b>Color</b>	Blanco
<b>Temperatura de uso</b>	1480[°C]
<b>Evaluación del ciclo térmico</b>	6(en escala 1-10)

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

- Espesor: 30 [mm].
- Diámetro: 40 [mm].
- Porosidad: 82.5 %.
- 20 [ppi].

Las especificaciones técnicas de este medio poroso se presentan en la Tabla 2.3:

Tabla 2.3: Especificaciones técnicas del material cerámico reactor combustible sólido.

<b>Designación del producto</b>	Carburo de silicio
<b>Composición del producto</b>	100 % carburo de silicio
<b>Color</b>	Plomo
<b>Temperatura de uso</b>	1480[°C]
<b>Evaluación del ciclo térmico</b>	6(en escala 1-10)

Para el reactor inerte se utilizó un medio poroso que estaba presente a lo largo de toda la cámara del reactor y para el reactor híbrido se dejó un espacio en el centro de 3 [cm] de largo sin medio poroso donde se encontraba el combustible sólido. Esto se puede observar en la imagen 2.10.

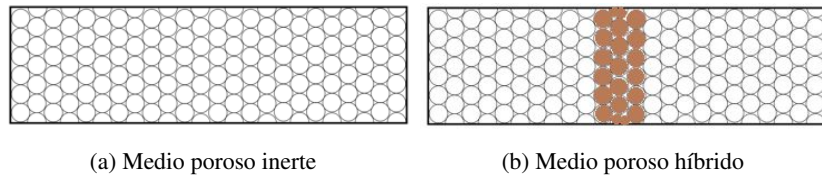


Figura 2.10: Medio poroso.

### 2.2.3. Aislamiento

La aislación es fundamental para poder minimizar las pérdidas al ambiente, es por esto que se utiliza fibra de vidrio ya que es un material inerte.

Para la aislación exterior se utilizó un espesor de 36 [mm] para poder operar con máximas temperaturas del frente de combustión y minimizar pérdidas. Para el aislamiento interior del reactor se puso mayor énfasis e importancia, ya que el acero se ve enfrentado a muy altas temperaturas. El punto de fusión del acero ASTM-A53 es entre los 1425-1510 [°C] y las temperaturas de operación del frente de combustión van de los 400-1450 [°C].

Para realizar este aislamiento fue tomado en consideración el trabajo realizado en la memoria de Hans Gonzales [58], en donde se considera un supuesto sobre que el reactor opera a una temperatura de 1300 [°C] en su interior. Luego al aplicar la ley de Fourier se puede obtener la variación del flujo de calor radial en función del espesor del aislante térmico interno, esto se puede observar en la figura 2.11.

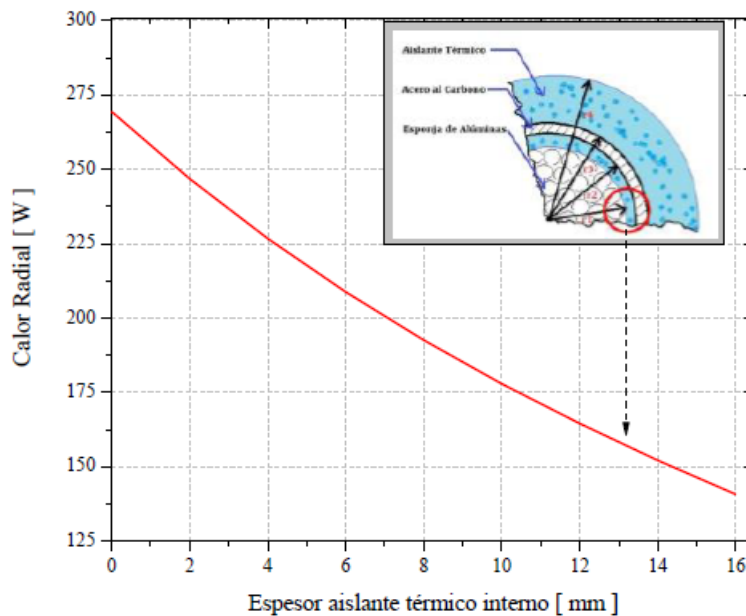


Figura 2.11: Flujo de calor radial en función del aislante térmico interno del reactor en milímetros [58].

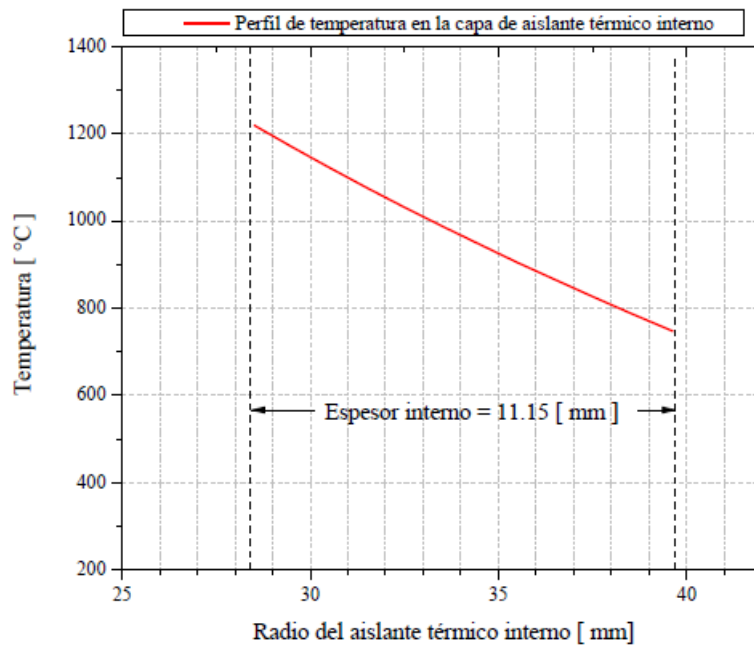


Figura 2.12: Perfil térmico con un espesor de 11.15 mm de aislante térmico [58].

Se concluye que un espesor de 11.15 [mm] es el que corresponde para tener un flujo radial de 171 [W], que implica que la temperatura máxima a la que se ve expuesto el acero es de 804.06 [°C] como se muestra en la figura 2.12.

En resumen en ambos reactores se utilizó un aislante interno de espesor de 11.3 [mm] y un aislante externo de espesor de 36 [mm].

## 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 que se obtiene directamente desde la red de la universidad que 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 litros y una presión máxima de 10 bar, esta línea estaba conectada a un filtro regulador lubricador (FRL) previo al ingreso al reactor para disminuir la humedad del aire principalmente.

Para el flujo de vapor se utilizó un generador de vapor marca Chromalox con un flujo máximo de 52.5 [lb/h], para poder regular el flujo se utilizaron un termostato y válvulas de aguja.

### 2.3.1. Velocidad de filtración

La velocidad de filtración, que fue definida en el capítulo 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:

$$Q = u \cdot A \quad (2.1)$$

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

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

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

Además se tiene como datos conocidos los parámetros de la tabla 2.4 asociados a ambos reactores:

Tabla 2.4: Parámetros.

Parámetros	Valor	Unidad
Porosidad( $\varepsilon$ )	0.835	-
Diámetro( $d$ )	0.04	$m$
Área( $A$ )	0.00502655	$m^2$

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:

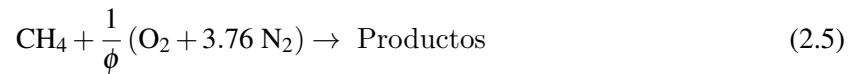
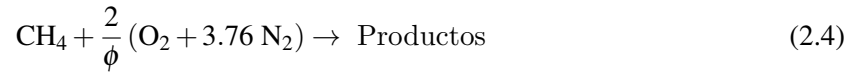
- caudal 12.59 [l/min] y velocidad de filtración 0.2 [m/s].
- caudal 16.37 [l/min] y velocidad de filtración 0.26 [m/s].
- caudal 20.15 [l/min] y velocidad de filtración 0.32 [m/s].

Tabla 2.5: Iteración caudal y velocidad de filtración.

Velocidad de filtración $u$ [m/s]	Caudales $Q$ [l/min]
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 está representada para mezclas pobres por la expresión 2.4 y para mezclas ricas por la expresión 2.5.



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

$$m_C = 1 \text{ kmol} \cdot 12.01 \text{ kg/kmol} = 12.01 \text{ kg} \quad (2.6)$$

$$m_H = (1 \text{ kmol} \cdot 4) \cdot 1.008 \text{ kg/kmol} = 4.032 \text{ kg} \quad (2.7)$$

$$m_T = m_C + m_H = 16.042 \text{ kg} \quad (2.8)$$

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

$$X_C = \frac{m_C}{m_T} = 0.749 \quad (2.9)$$



$$X_H = 1 - X_C = 0.251 \quad (2.10)$$

Con los valores recientemente calculados se obtiene el volumen de aire estequiométrico necesario para quemar 1 [kg] de combustible. Este se calcula con la formula 2.11.

$$V_{a,e}^{\circ} = \frac{22.4}{0.21} \cdot \left( \frac{X_C}{12.01} + \frac{X_H}{4.032} + \frac{X_S}{32.06} - \frac{X_O}{32} \right) \left[ \frac{m_N^3}{kg \text{ combustible}} \right] \quad (2.11)$$

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

$$V_{a,e}^{\circ} = 13.29 \left[ \frac{m_N^3}{kg \text{ combustible}} \right] \quad (2.12)$$

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:

$$\dot{V}_{total} = \dot{V}_{combustible} + \dot{V}_{oxidante} \quad (2.13)$$

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 capítulo anterior:

$$\phi = \frac{V_{a,e}}{V_{a,r}} \quad (2.14)$$

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

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

Luego, se reemplaza el flujo másico de combustible por:

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

Se procede a calcular la densidad con la siguiente fórmula:

$$\rho_{combustible} = \frac{P}{R_{CH_4} \cdot T} \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \quad (2.17)$$

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 · K].

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

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

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 la tabla 2.6, 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.

$u$ [m/s] Caudal Total [l/min]			$u$ [m/s] Caudal Total [l/min]			$u$ [m/s] Caudal Total [l/min]		
0.32 20.15			0.26 16.37			0.2 12.59		
$\phi$ [-]	Aire [l/min]	Metano [l/min]	$\phi$ [-]	Aire [l/min]	Metano [l/min]	$\phi$ [-]	Aire [l/min]	Metano [l/min]
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 que va a suministrar vapor, es por esto que se necesita realizar los cálculos de este vapor que va a ingresar. 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 circularan en el reactor. Para el cálculo de los nuevos flujos totales se va a utilizar la ecuación 2.19.

$$\dot{V}_{total} = \dot{V}_{combustible} + \dot{V}_{oxidante} + \dot{V}_{vapor} \quad (2.19)$$

Dado que se conoce que el flujo de combustible será igual al de vaporse puede obtener la ecuación 2.20.

$$\dot{V}_{combustible} = \dot{V}_{vapor} \quad (2.20)$$

Utilizando las ecuaciones 2.19 y 2.20 se puede obtener la ecuación 2.21.

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

Con la ecuación 2.21 se puede obtener los nuevos flujos de combustible en el reactor. Los valores a utilizar en este trabajo de título se muestran en la tabla 2.7.

Tabla 2.7: Caudal de vapor.

Caudal[l/min]	Velocidad de filtracion[m/s]	$\phi$	Aire [l/min]	Metano [l/min]	Vapor[l/min]
14.88	0.238	2	10.3	2.29	2.29
19.34	0.31	2	13.40	2.97	2.97
25.16	0.40	3	15.1	5.03	5.03

## 2.4. Sistemas de medición y control

### 2.4.1. Suministro de flujos del reactor

Al reactor inerte se le debe suministrar flujos de aire como oxidante, gas natural como combustible y vapor de agua. Al reactor adaptado para combustible sólido además de suministrarle los flujos anteriormente nombrados se le va a suministrar combustible sólido.

#### Suministro de aire

El suministro de aire del reactor es realizado por un compresor del laboratorio de termofluidos (figura 2.13) con las especificaciones expuestas en la tabla 2.8.

Tabla 2.8: Especificaciones compresor.

Compresor		Motor	
Modelo	V-0.25/8	Modelo	YL90L-2
Caudal	250 [l/min]	Voltaje	220 [V]
Poder	3 [HP]	Poder	3 [HP]
Presión de salida	0.8 [Mpa]	Frecuencia	50/60 [Hz]
Capacidad	200 [L]	Corriente	14.5/15.5 [A]
Tamaño(LxWxH)	130x50x94 [cm]	Velocidad nominal	2,800/3,450 [r/min]
Peso	120 [Kg]		

El compresor cuenta con un sistema de filtro regulador lubricador (FRL) para poder principalmente eliminar la humedad de el aire y regular la presión con la que entra este al reactor.



Figura 2.13: Compresor.

### Suministro de gas natural

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

### Suministro de vapor

El suministro de vapor es realizado por un generador de vapor con las especificaciones mostradas en la tabla 2.9.

Debido al alto flujo del generador de vapor se instaló a la salida de este una válvula de bola para restringir el paso, posterior a esta válvula de bola se instaló un bypass con una válvula de aguja abierta completamente para seguir reduciendo el flujo de vapor, y finalmente se instaló una segunda válvula de aguja posterior al bypass para poder regular de mejor manera el flujo de vapor que ingresa al reactor.

Para poder medir el flujo de vapor requerido en el reactor para trabajar en las condiciones operacionales ya establecidas se instaló una línea con una válvula de bola hacia el ambiente y otra válvula de bola hacia el reactor para restringir el paso a este y también purgar la línea hacia el reactor, ambas posteriores a la válvula de aguja que daba hacia el reactor. La línea que daba hacia el ambiente llegaba hasta una probeta con resolución de 1 [ml], que además tenía líquido en su interior. Con ayuda de un cronómetro, manteniendo la presión cercana a 1 [bar] 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 . Luego para operar el reactor con vapor se cerraba la línea que daba a la probeta y se abría la línea que daba al reactor. Todas estas conexiones nombradas se muestran en la figura 2.14.

Tabla 2.9: Especificaciones generador de vapor.

<b>Especificaciones Caldera eléctrica</b>	
Marca	Chromalox
Voltaje	380[V]
Amperaje	22.8 [A]
Frecuencia	50/60 [Hz]
Caudal máximo	52.5[lbs/h]
Presión permitida de trabajo	100[psig]
Modelo	CMB-15.OAS031-383

Tabla 2.10: Datos de caudal de caldera.

<b>Media vuelta</b>		
<b>Tiempo[min]</b>	<b>Diferencia volumen[ml]</b>	<b>Caudal[l/min]</b>
5	10	3.2
10	8	2.6
15	9	2.93
20	9	2.93
25	10	3.2
30	9	2.93



Figura 2.14: Conexiones de línea de vapor.

Los resultados obtenidos tenían una gran variación, 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

El reactor híbrido se operó con combustible sólido, en este caso pellets de biomasa como se muestran en la figura 2.15. El análisis elemental es mostrado en la tabla 2.11 y las características son mostradas en la tabla 2.12.



Figura 2.15: Pellets de biomasa.

Tabla 2.11: Análisis elemental.

Análisis	Unidad	Resultado
Carbono	[g C/ 100g de muestra]	$46.2 \pm 0.1$
Hidrógeno	[g H/ 100g de muestra]	$6.2 \pm 0.1$
Nitrógeno	[g N/ 100g de muestra]	$0.89 \pm 0.01$
Oxígeno	[g O/ 100g de muestra]	$27.7 \pm 0.06$
Azufre	[g S/ 100g de muestra]	$< 0.5$

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

	Unidad	Pellet de Madera	Carbón
Poder calorífico superior	[kJ/kg]	18811	26565
Poder calorífico inferior	[kJ/kg]	17371	24996
Humedad	[ %]	7.72	6.45
Densidad	[g/cm <sup>3</sup> ]	1.36	1.18

### 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  $[l/min]$ . 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 que el diseño de los conductos es de manera tal que 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.

Los controladores, además, son regulables manualmente, esto mediante un tornillo sin fin ubicado a un costado del equipo. En la tabla 2.13 se resume la información de funcionamiento de cada controlador: rango, resolución y presión máxima:

Tabla 2.13: Características de operación de controladores de flujo.

<b>Marca</b>	<b>Gas</b>	<b>Rango</b> $[l/min]$	<b>Resolución</b> $[l/min]$	<b>Presión máxima</b> $[psi]([kPa])$
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. Como se describió en la sección 2.2, el reactor cuenta con dos cámaras laterales (figura 2.6) 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 describirá a continuación.

#### Sistema de toma de muestras

Este sistema, que está representado en la figura 2.16, se conecta directamente al 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.).

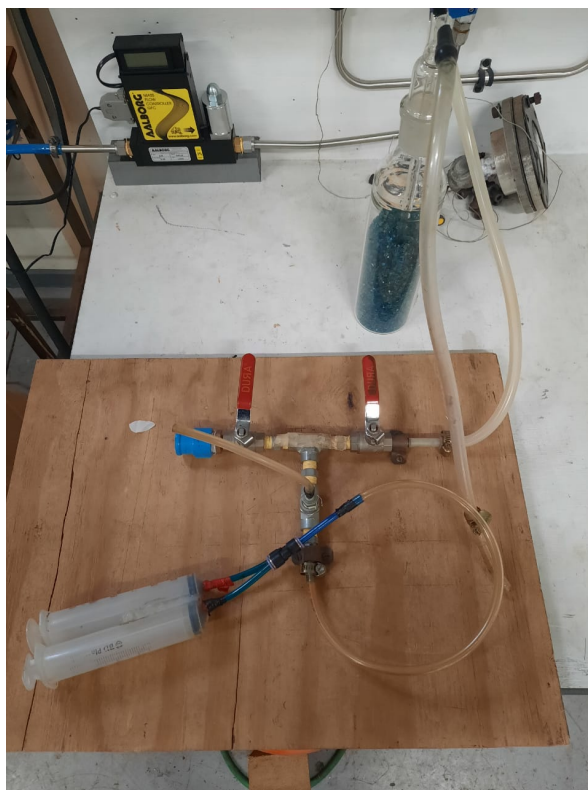


Figura 2.16: Sistema de muestreo.

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 [°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 CLARUS 580 que está representado en la imagen 2.17, este equipo se compone de un sistema de inyección de muestra, una columna cromatográfica Molesive 5A80/100 y un detector del tipo conductividad térmica.





Figura 2.17: Cromatógrafo.

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

El sistema de adquisición de datos de temperatura dentro del reactor está compuesto por 7 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. 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. Véase ANEXO D.

Previó al encendido del reactor, se realizan pre-pruebas que corroboran el buen funcionamiento de algunos de los sistemas principales. La primera es activar el detector de hidrocarburos para que 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, como también, regular la presión de la línea de aire a 1 *bar* utilizando el manómetro del filtro regulador lubricador (FRL). La presión de la línea de gas natural ya viene regulada a 1 *bar*. Otro aspecto importante a considerar es que al lograr que el frente de combustión se desplace a lo largo del reactor, este nunca deberá alcanzar las termocuplas T1, T6, ni T7, esto debido a inconvenientes de operación.

En este procedimiento, y en todo este documento, se nombraran las termocuplas de la manera ilustrada en la imagen 2.18.

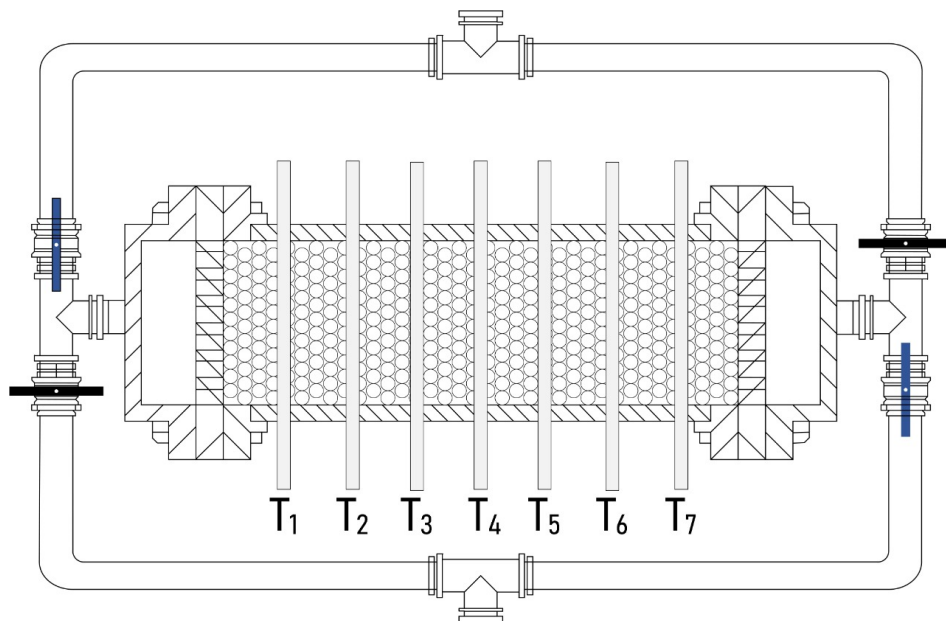


Figura 2.18: Termocuplas.

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

Tabla 2.14: Listado de válvulas en diagrama instalación

	Descripción
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 [°C] en T3, 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 T3 o T4 los 1000 [°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 T5 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 T3 se saca el soplete y se procede a cerrar el reactor.
- Una vez cerrado y llegando la temperatura máxima a la termocupla T2, 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 para 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  $l/min$  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 T5 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 T2, 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 para 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  $l/min$  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 entre el vapor a la premezcla.
- Una vez que el frente de combustión llega a T5, 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 T2, 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  $l/min$  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 T5 se emplea el cambio de inyección lateral con sentido B-A cerrando las válvulas VILI, VGED y abriendo simultáneamente las válvulas VILD, VGEI.
- Inmediatamente después del paso anterior se abre la válvula VCSC que 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 T2, 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.

- Inmediatamente después del paso anterior se abre la válvula VCSC que libera las cenizas al ambiente y se cierra inmediatamente. Se procede a recargar el combustible sólido abriendo la válvula VICS.

#### **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 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 abre la válvula VICS y se recarga la cámara de combustible sólido.
- Se regula el caudal de aire y combustible en *l/min* 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 entre el vapor a la premezcla.
- Una vez que el frente de combustión llega a T5, 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 que 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 T2, 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 que 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 hacer comparaciones 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 T4 alcanza la temperatura máxima, de manera que 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 esté funcionando en las condiciones de operación de las que 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 que 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 9, al menos 3 veces.

### **Llenado de la bolsa de muestreo**

1. Es importante que se continúe 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 está 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  $0\text{ l/min}$ .
- Se espera que el manómetro de la línea de aire indique  $0\text{ bar}$ .
- 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 fluya dentro ya que las variaciones rápidas de temperatura hacen más frágil el material, se espera hasta que la temperatura disminuya de los  $200[^\circ\text{C}]$ .
- 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

En este trabajo de título se utilizaron dos reactores de flujo recíproco, uno con un medio poroso inerte para una línea base y otro con un medio poroso híbrido.

Para el reactor inerte se utilizaron 9 distintas condiciones en mezclas ricas variando la velocidad de filtración y la relación de equivalencia; para mezclas pobres se utilizaron 3 condiciones distintas variando la velocidad de filtración y manteniendo constante la relación de equivalencia. Además se realizó operación con vapor en una relación 1:1 entre flujo de vapor y combustible para dos condiciones establecidas.

Para el reactor híbrido se utilizaron dos condiciones (una de mezcla muy pobre y otra de mezcla rica en combustible) para operar este con biomasa en su interior, además estas condiciones fueron también utilizadas con adición de vapor en una relación de 1:1 de vapor y metano.

### 3.1. Resultados reactor de medio poroso inerte

En primer lugar para una velocidad de filtración de  $0.2 \text{ [m/s]}$  y una relación de equivalencia de 2.5 se realizaron varios ciclos de operación continua (en sentido izquierda-derecha y derecha-izquierda). En la figura 3.1 se puede observar que la temperatura máxima, la temperatura promedio y la velocidad del frente de combustión no tienen cambios respecto a la cantidad de ciclos realizados en el reactor, es por esto que se puede afirmar que cualquiera de estos ciclos es representativo de lo que está sucediendo en el reactor.

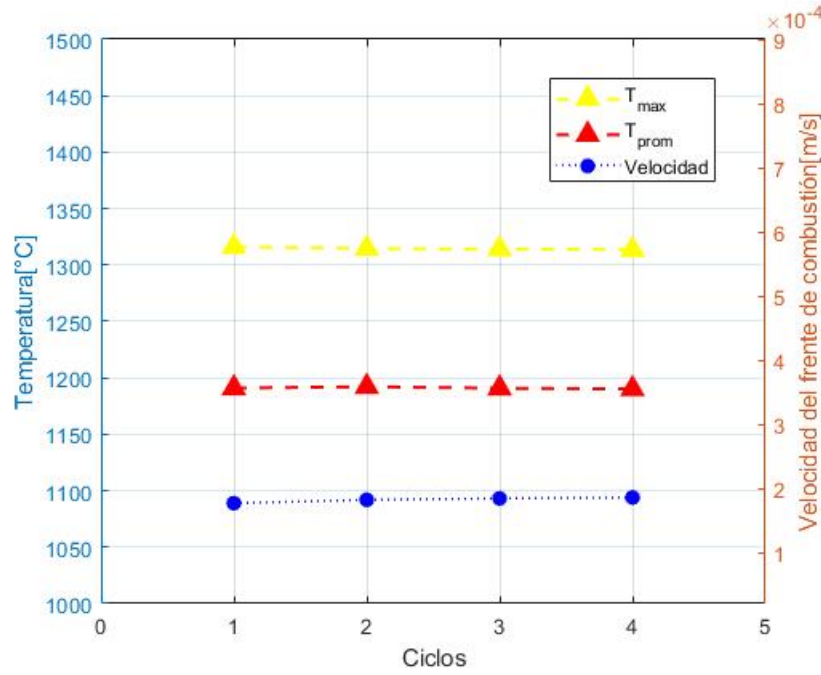


Figura 3.1: Temperatura y velocidad para  $\phi=2.5$  y  $u=0.2$  [m/s].

Además, para realizar el análisis de los resultados de esta sección se tendrán las siguientes consideraciones:

- El semiciclo de izquierda a derecha será llamado A-B y el semiciclo de derecha a izquierda será llamado B-A, un semiciclo A-B más un semiciclo B-A sera considerado como un ciclo entero.
- Los semiciclos ocurren entre las termocuplas 2 y 5 para mezclas ricas, para mezclas pobres ocurren entre las termocuplas 2 y 4. Esto es debido a problemas operacionales y de seguridad.
- Todos los gráficos que se encuentran en esta sección están hechos con los resultados de el tercer semiciclo A-B y el cuarto semiciclo B-A (segundo ciclo completo).
- La temperatura promedio corresponde al promedio de temperaturas máximas de las termocuplas 2-3-4-5 en mezclas ricas y 2-3-4 en mezclas pobres, considerando un semiciclo A-B y otro B-A.
- Para calcular la velocidad del frente de combustión se utilizó la ecuación 3.1. Donde  $d$  representa la distancia entre termocuplas,  $t_n$  representa el tiempo en el que el frente de combustión se encuentra en la termocupla  $n$  y  $t_{n-1}$  representa el tiempo en el que el frente de combustión se encuentra en la termocupla  $n - 1$ .

$$u_{fc}(T_{max}) = \frac{d}{t_n - t_{n-1}} \text{ m/s} \quad (3.1)$$

### 3.1.1. Temperatura, velocidad del frente de combustión y perfiles térmicos

En este trabajo se utilizaron principalmente mezclas muy ricas ( $\phi \geq 2$ ) y mezclas muy pobres ( $\phi = 0.2$ ). En el trabajo de Kennedy y colaboración [9] se puede observar que para mezclas ricas en combustible ( $\phi \geq 1.8$ ) existen velocidades del frente de combustión en un régimen aguas abajo y temperaturas súper adiabáticas, también para un  $\phi \geq 1.8$  a medida que la relación de equivalencia aumenta la temperatura tiende a disminuir y la velocidad del frente de combustión aumenta. En este mismo trabajo para mezclas muy pobres ( $\phi < 0.45$ ) se observa una propagación del frente de combustión aguas abajo y temperaturas súper adiabáticas, también se puede observar que las temperaturas son significativamente menores que para mezclas ricas. Los resultados obtenidos por Kennedy y colaboración son ilustrados en la figura 3.2.

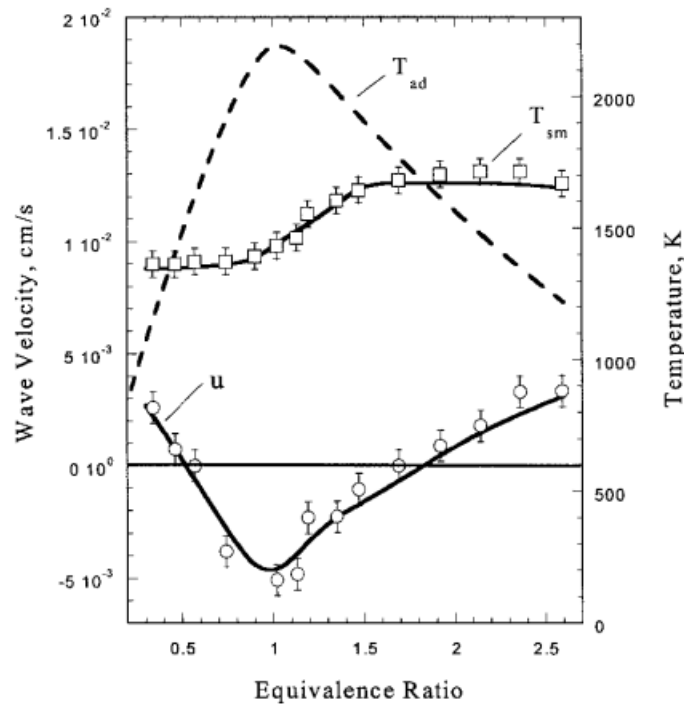


FIG. 2. Experimental data (symbols) and numerical predictions (lines) for temperatures ( $T_{sm}$ ) and velocities ( $u$ ) of methane-air filtration combustion waves. Adiabatic combustion temperature ( $T_{ad}$ ) as a function of equivalence ratio is presented for reference.

Figura 3.2: Temperatura y velocidad del frente de combustión en función a la relación de equivalencia [9].

Los resultados obtenidos en este trabajo de título para el primer reactor se dividen en tres grupos: mezclas ricas, mezclas pobres y con adición de vapor.

### Mezclas ricas

En la tabla 3.1 se pueden observar los resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión para distintas condiciones de relación de equivalencia y velocidad de filtración.

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

Condición operacional	$\phi=2$		$u=0.2$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1320.6	1328.7	1153.4	1054.0	0.000140
Ciclo B-A	1232.0	1269.7	1221.5	1159.0	0.000128
$T_{prom}$ [°C]	1217.34	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000134

Condición operacional	$\phi=3$		$u=0.2$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1286.7	1293.2	1159.7	1068.3	0.000271
Ciclo B-A	1217.2	1249.2	1192.1	1120.5	0.000258
$T_{prom}$ [°C]	1198.35	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000265

Condición operacional	$\phi=2.5$		$u=0.26$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1323.5	1340.3	1151.4	1067.1	0.000250
Ciclo B-A	1247.6	1279.9	1232.5	1173.3	0.000264
$T_{prom}$ [°C]	1226.94	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000257

Condición operacional	$\phi=2$		$u=0.32$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1399.6	1420.3	1209.6	1121.3	0.000219
Ciclo B-A	1302.7	1339.8	1304.7	1229.8	0.000250
$T_{prom}$ [°C]	1290.96	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000234

Condición operacional	$\phi=2.5$		$u=0.2$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1308.3	1314.6	1121.1	998.5	0.000180
Ciclo B-A	1204.1	1247.1	1207.4	1135.9	0.000184
$T_{prom}$ [°C]	1192.14	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000182

Condición operacional	$\phi=2$		$u=0.26$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1360.6	1377.6	1173.9	1079.2	0.000167
Ciclo B-A	1256.6	1298.9	1259.3	1201.7	0.000188
$T_{prom}$ [°C]	1250.97	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000178

Condición operacional	$\phi=3$		$u=0.26$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1299.9	1313.4	1132.1	1039.4	0.000320
Ciclo B-A	1232.1	1264.3	1218.5	1136.8	0.000323
$T_{prom}$ [°C]	1204.56	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000322

Condición operacional	$\phi=2.5$		$u=0.32$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1348.9	1370.5	1195.0	1104.1	0.000316
Ciclo B-A	1281.2	1314.8	1266.6	1196.8	0.000336
$T_{prom}$ [°C]	1259.73	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000326

Condición operacional	$\phi=3$		$u=0.32$ [m/s]		
	$T_{2_{max}}$ [°C]	$T_{3_{max}}$ [°C]	$T_{4_{max}}$ [°C]	$T_{5_{max}}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1321.8	1336.8	1177.1	1080.3	0.000390
Ciclo B-A	1263.4	1295.0	1249.3	1164.4	0.000402
$T_{prom}$ [°C]	1236.02	$u_{fc\,prom}$ [m/s]			0.000396

En la figura 3.3 se representa la temperatura promedio, en la figura 3.4 se representa la temperatura máxima y la temperatura adiabática para cada condición de operación. En estas se observa que a mayor velocidad de filtración (manteniendo constante la relación de equivalencia) existe una mayor temperatura debido a que al aumentar el caudal también aumenta la cantidad de metano y por ende hay más energía disponible para la reacción, también se puede observar que a mayor relación de equivalencia (manteniendo constante la velocidad de filtración) existe menor temperatura esto debido a que en mezclas muy ricas cuando se aumenta  $\phi$  se favorecen las reacciones endotérmicas del proceso generando una disminución de la temperatura, y finalmente se puede observar que las temperaturas máximas obtenidas en el reactor son superiores a la temperatura adiabática de la mezcla metano-aire. Estos resultados son contrastados con los obtenidos por Ravarij y colaboración [59] donde las temperaturas obtenidas para mezclas ricas tienen comportamientos similares a los analizados en este trabajo de título y también con el trabajo de Kennedy y colaboración [9].

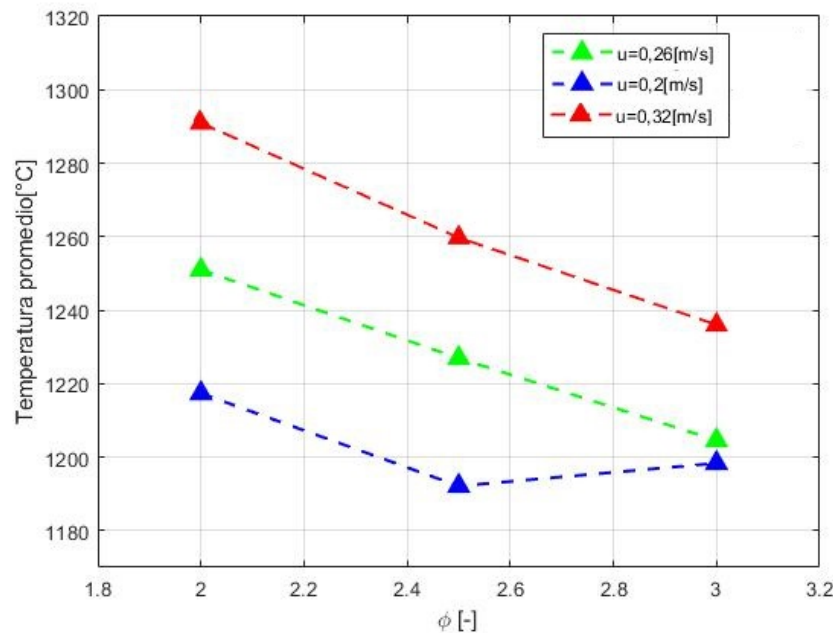


Figura 3.3: Temperatura promedio en mezclas ricas.

La figura 3.5 representa la velocidad del frente de combustión a distintas condiciones, se puede observar que esta tiene un régimen aguas abajo en el reactor y es mayor a medida que aumenta tanto la velocidad de filtración y la relación de equivalencia. Esto se debe a que cuando aumentan ambas condiciones existe una mayor transferencia de calor de la mezcla que favorece un flujo más turbulento y genera una mayor velocidad del frente de combustión que viaja a lo largo del reactor. Estos resultados son contrastados con el trabajo de Raviraj y colaboración [59] obteniendo resultados similares a los publicados en este artículo, y también contrastados con el trabajo de Kennedy y colaboración [9].

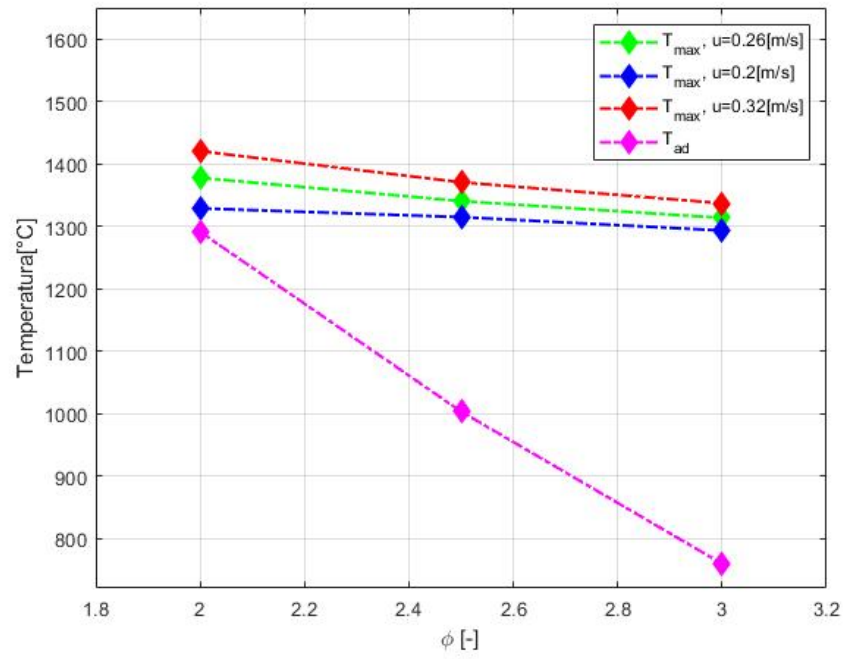


Figura 3.4: Temperatura máxima y adiabática en mezclas ricas.

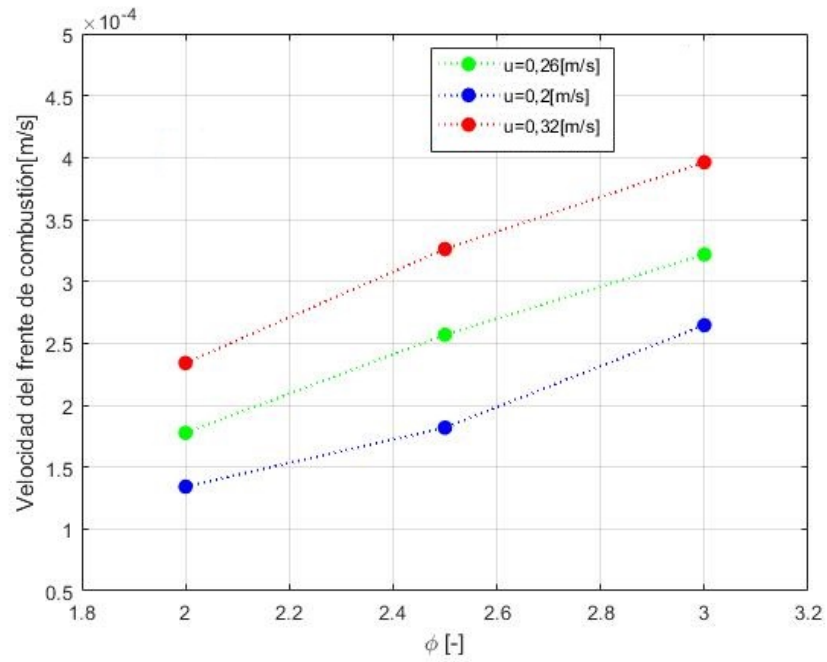


Figura 3.5: Velocidad del frente de combustión en mezclas ricas.

En las figuras 3.6, 3.7, 3.8 y 3.9 se presentan perfiles térmicos para distintos tiempos de una sola condición operacional ( $\phi=2$  y  $u=0.26$  [m/s]), se elige esta única condición ya que los perfiles térmicos en general son similares para todas las condiciones y además es la misma condición que también fue utilizada con adición de vapor. Los tiempos que fueron seleccionados corresponden a cuando la mayor temperatura se encontraba en cada una de las termocupas consideradas para la operación del reactor en sentido A-B (T2-T3-T4-T5). En las figuras 3.10 y 3.11 se puede observar el avance del frente de combustión para un ciclo A-B y un ciclo B-A en las mismas condiciones anteriormente nombradas. En todos los ciclos B-A no se muestra cuando la mayor temperatura estaba en cada termocupla, esto es debido a que se utilizó como criterio para hacer los gráficos mantener el mismo tiempo seleccionado en los ciclos A-B que no necesariamente correspondía al tiempo en que la mayor temperatura se encontraba en cada termocupla en el ciclo B-A.

Los perfiles térmicos que se producen en el reactor no se asemejan a el perfil trapezoidal descrito por Kamal y colaboración [5] y representado en la figura 1.11 de la sección 1.8 y en otros trabajos sobre reactores de flujo recíproco. Es posible que esto suceda debido a que en este reactor el procedimiento para cambiar el lado de inyección estaba basado en la posición del frente de combustión y no en el tiempo de ciclo como se describe en la mayoría de los trabajos, provocando que los tiempos de ciclo sean mucho mayores a los normalmente descritos en la mayoría de los artículos.

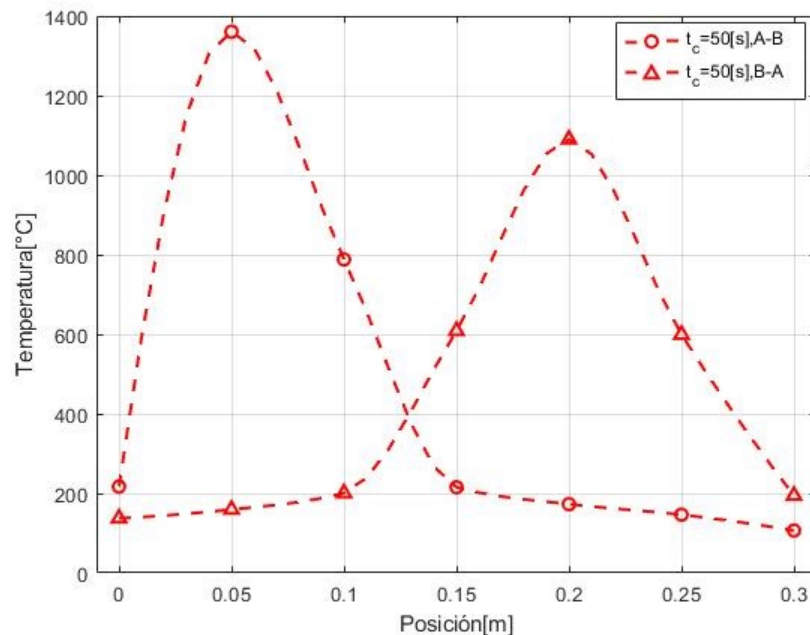


Figura 3.6: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.26$  [m/s] y  $t=50$  [s].

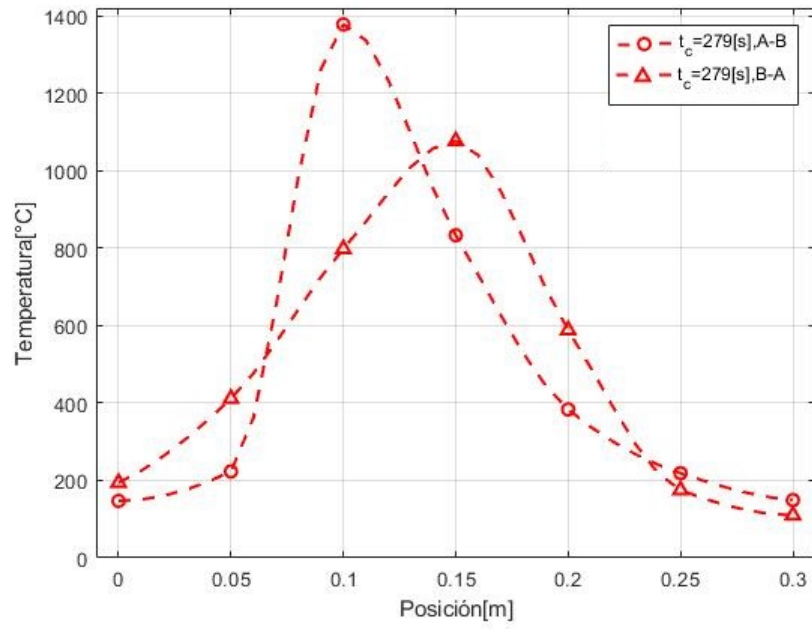


Figura 3.7: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.26$  [m/s] y  $t=279$  [s].

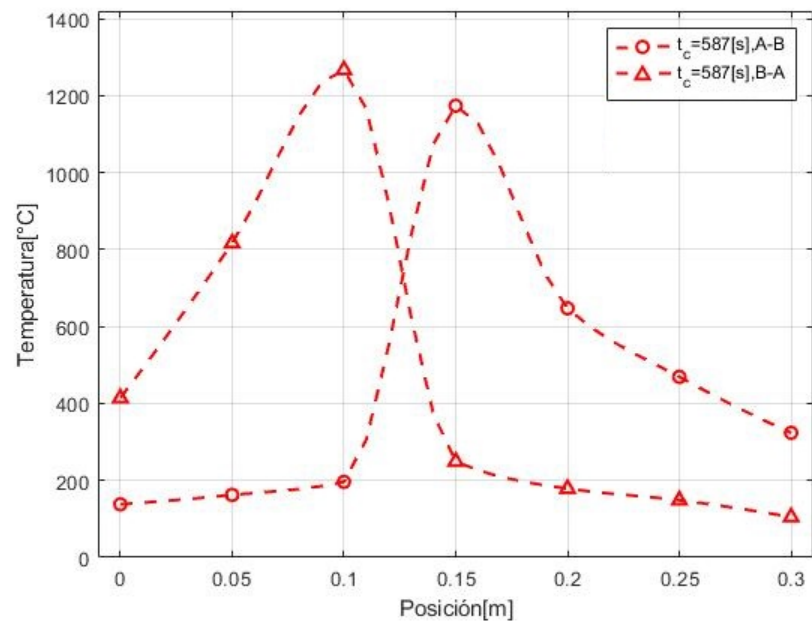


Figura 3.8: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.26$  [m/s]  $t=587$  [s].



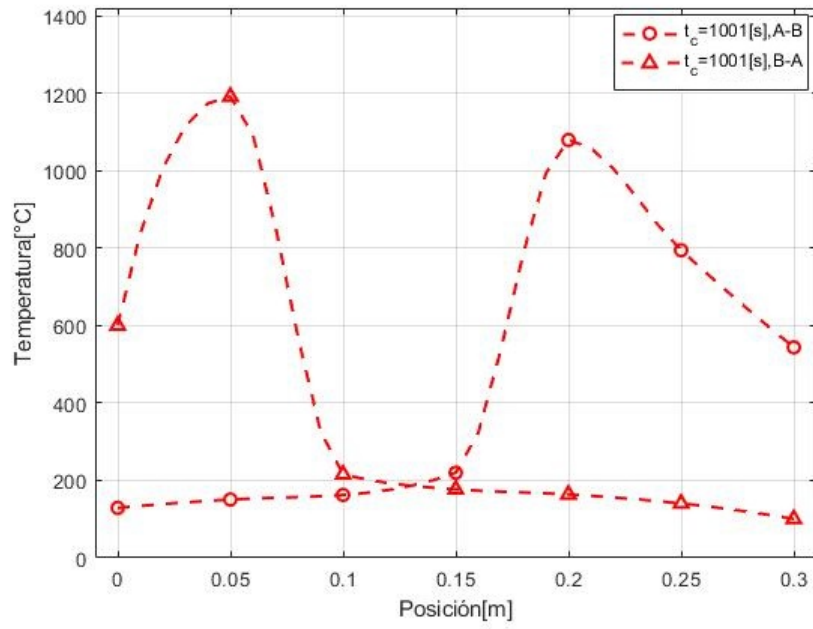


Figura 3.9: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.26$  [m/s] y  $t=1001$  [s].

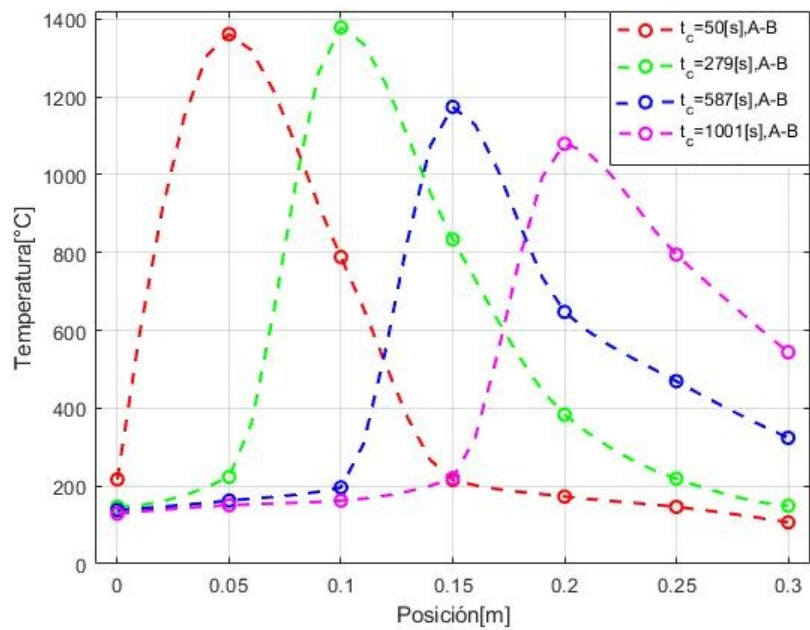


Figura 3.10: Avance del frente de combustión dirección A-B para  $\phi=2$  y  $u=0.26$  [m/s].

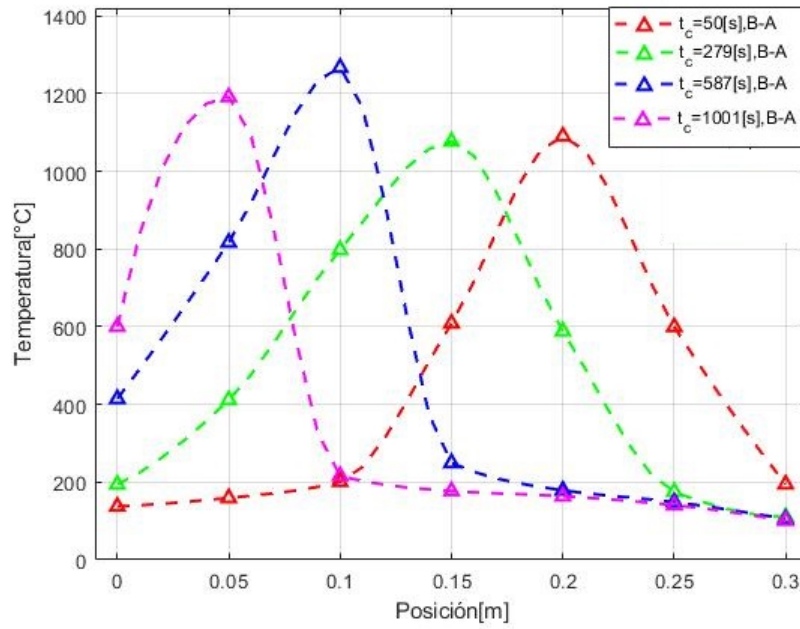


Figura 3.11: Avance del frente de combustión dirección B-A para  $\phi=2$  y  $u=0.26$  [m/s].

### Mezclas pobres

En la tabla 3.2 se pueden observar los resultados de temperatura y velocidad del frente de combustión para mezclas pobres.

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

Condición operacional		$\phi=0.2$	$u=0.2$ [m/s]	
	$T2_{max}$ [°C]	$T3_{max}$ [°C]	$T4_{max}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1025.0	1068.7	879.3	0.000075
Ciclo B-A	901.5	990.3	947.2	0.000113
$T_{prom}$ [°C]	968.68	$u_{fcprom}$ [m/s]		0.000094

Condición operacional		$\phi=0.2$	$u=0.26$ [m/s]	
	$T2_{max}$ [°C]	$T3_{max}$ [°C]	$T4_{max}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1091.7	1129.8	929.9	0.000101
Ciclo B-A	954.9	1044.8	1054.4	0.000139
$T_{prom}$ [°C]	1034.25	$u_{fcprom}$ [m/s]		0.000120

Condición operacional		$\phi=0.2$	$u=0.32$ [m/s]	
	$T2_{max}$ [°C]	$T3_{max}$ [°C]	$T4_{max}$ [°C]	$u_{fc}$ [m/s]
Ciclo A-B	1094.1	1163.8	972.0	0.000135
Ciclo B-A	999.6	1087.4	1095.1	0.000178
$T_{prom}$ [°C]	1068.65	$u_{fcprom}$ [m/s]		0.000157

En la figura 3.12 se puede observar que las temperaturas promedio y máximas aumentan de forma proporcional con el aumento de la velocidad de filtración debido a que a mayor caudal existe una mayor cantidad de metano y por lo tanto una mayor cantidad de energía para la reacción, estos resultados pueden ser contrastados con los obtenidos por Hoffman y colaboración [60].

También se observa que estas temperaturas son considerablemente menores con respecto a mezclas ricas en combustible debido a que existe un exceso de aire que no reacciona ya que hay un déficit de metano en la mezcla, aún así tanto las temperaturas promedio como las máximas son superiores a la temperatura de llama adiabática para las condiciones estudiadas, en este caso esta temperatura tiene un valor de  $T_{ad}=591$  [°C]. Estos resultados pueden ser contrastados con el trabajo de Kennedy y colaboración [9] donde se obtienen resultados similares a los obtenidos en este trabajo para el comportamiento de la temperatura.

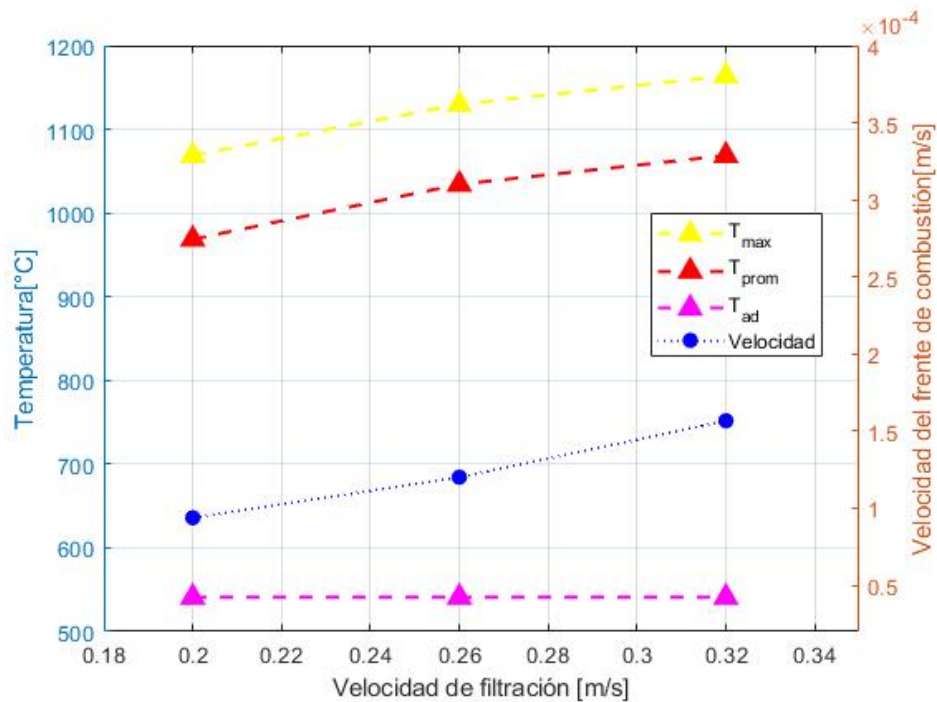


Figura 3.12: Resultados de temperatura máxima, temperatura promedio y velocidad del frente de combustión para  $\phi=0.2$ .

Por otro lado la figura 3.12 también muestra la velocidad del frente de combustión que tiene un régimen aguas abajo del reactor y aumenta a medida que va aumentando la velocidad de filtración, esto sucede ya que al aumentar la velocidad de filtración se favorece la transferencia de calor generando un flujo más turbulento. Estos resultados se pueden comparar con el trabajo de Kennedy y colaboración [9] donde se obtienen resultados semejantes para el comportamiento de la velocidad del frente de

combustión.

En las figuras 3.13, 3.14 y 3.15 se presentan perfiles térmicos para distintos tiempos de una sola condición operacional ( $\phi=0.2$  y  $u=0.26$  [m/s]), se elige solo una ya que los perfiles térmicos en general son similares. Los tiempos que fueron seleccionados corresponden a cuando la mayor temperatura se encontraba en cada una de las termocupas consideradas para la operación del reactor en sentido A-B (T2-T3-T4). En las figuras 3.16 y 3.17 se puede observar el avance del frente de combustión para un ciclo A-B y un ciclo B-A en las mismas condiciones anteriormente nombradas. Se puede observar que en todos los ciclos B-A no se muestra cuando la mayor temperatura estaba en cada termocupa, esto se debe a que se utilizó como criterio para hacer los gráficos mantener el mismo tiempo seleccionado en los ciclos A-B que no necesariamente correspondían al tiempo en que la mayor temperatura se encontraba en cada termocupa en el ciclo B-A.

Los perfiles térmicos que se producen en el reactor no se asemejan a el perfil trapezoidal descrito por Kamal y colaboración [5] y representado en la figura 1.11 de la sección 1.8 y en otros trabajos sobre reactores de flujo recíproco. Es posible que esto suceda debido a que en este reactor el procedimiento para cambiar el lado de inyección estaba basado en la posición del frente de combustión y no en el tiempo de ciclo como se describe en la mayoría de los trabajos, provocando que los tiempos de ciclo sean mucho mayores a los normalmente descritos en la mayoría de los artículos.

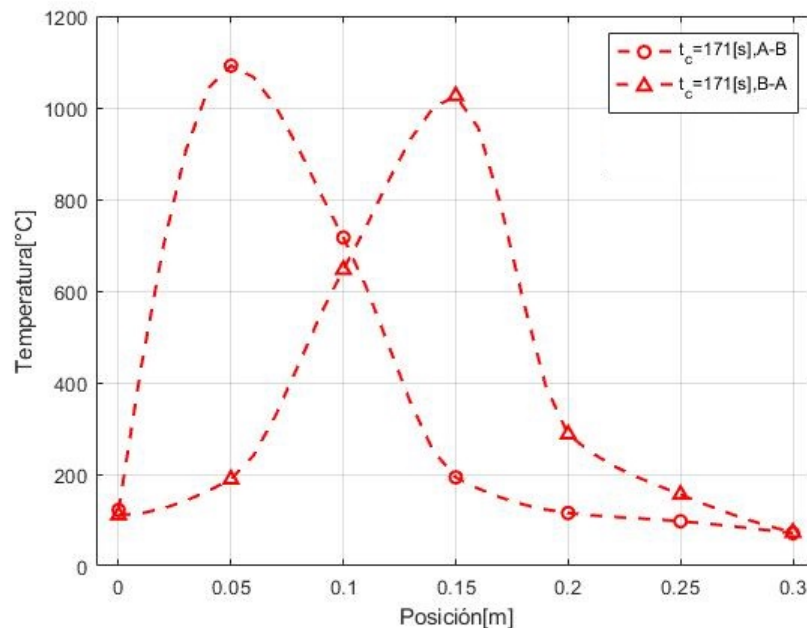


Figura 3.13: Perfil térmico  $\phi=0.2$ ,  $u=0.26$  [m/s] y  $t=171$  [s].

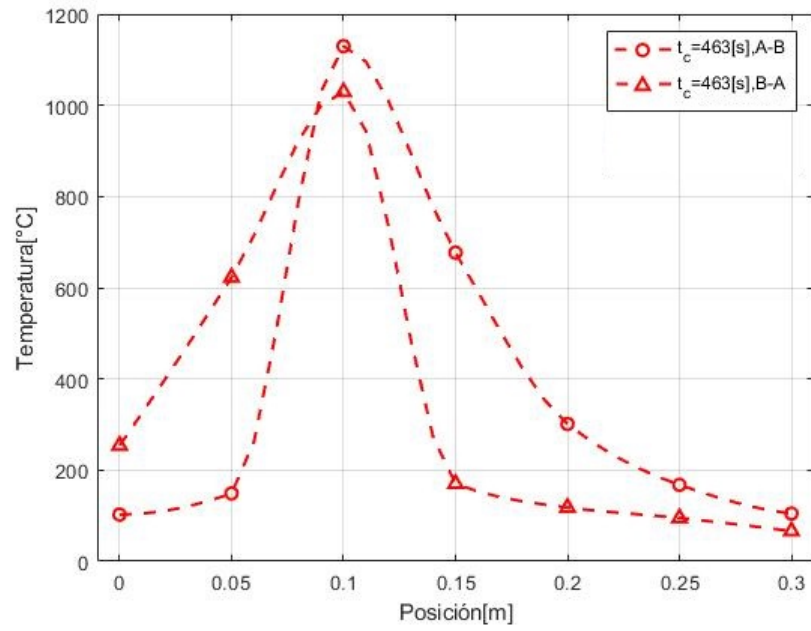


Figura 3.14: Perfil térmico  $\phi=0.2$ ,  $u=0.26$  [m/s] y  $t=171$  [s].

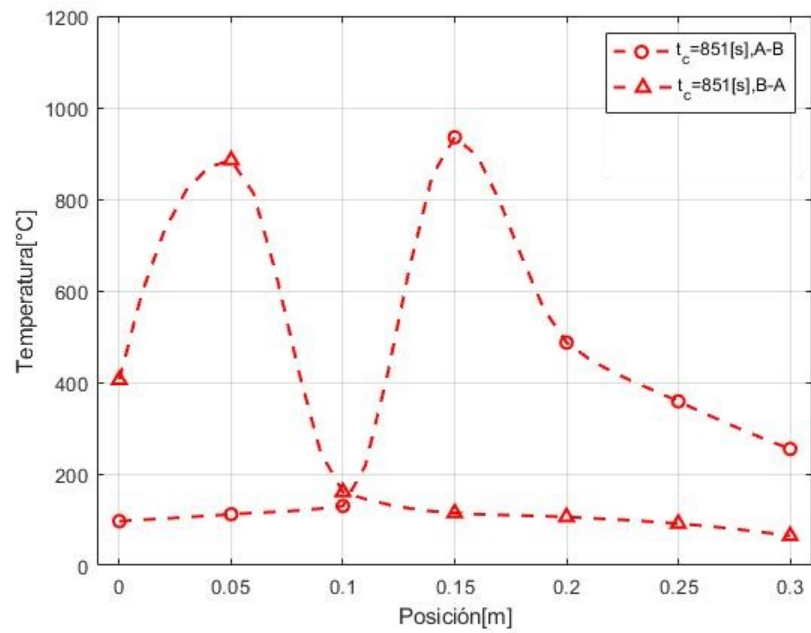


Figura 3.15: Perfil térmico  $\phi=0.2$ ,  $u=0.26$  [m/s] y  $t=851$  [s].

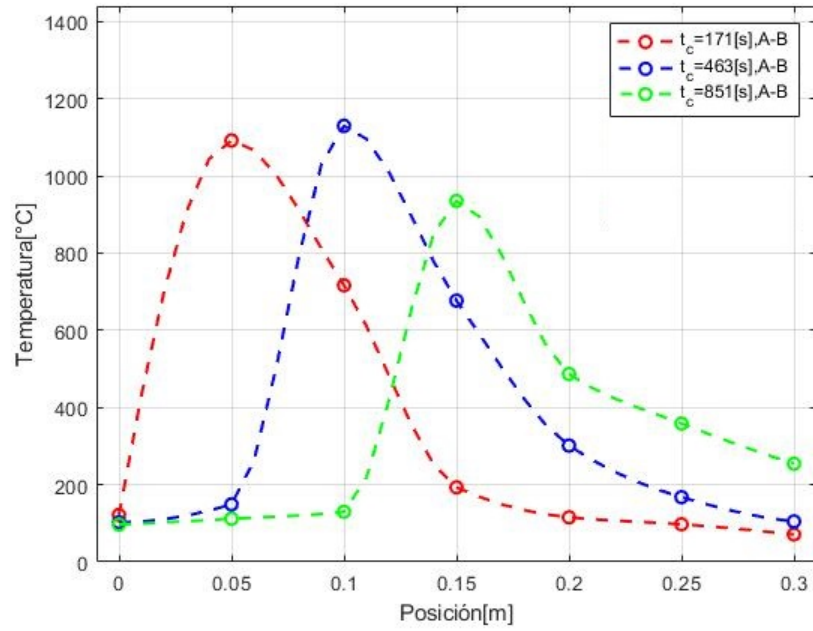


Figura 3.16: Avance del frente de combustión dirección A-B para  $\phi=0.2$  y  $u=0.26$  [m/s].

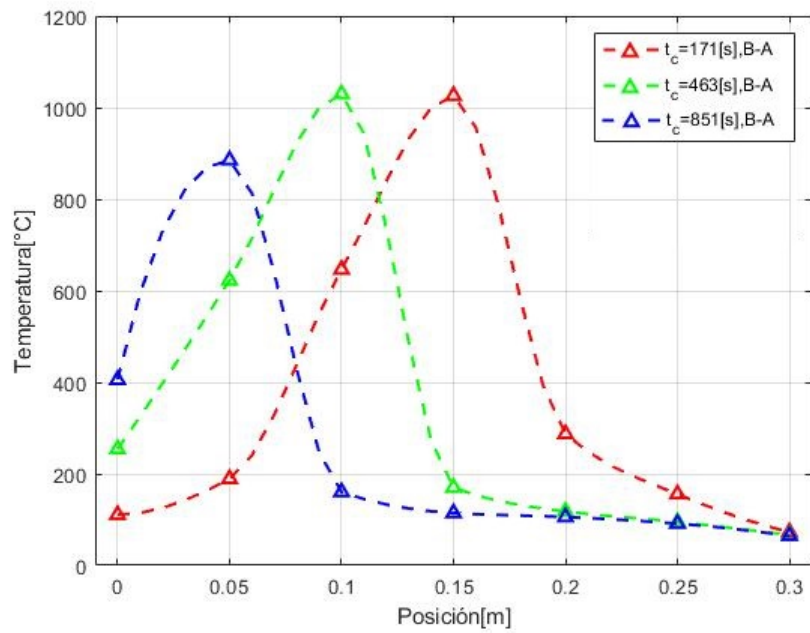


Figura 3.17: Avance del frente de combustión dirección B-A para  $\phi=0.2$  y  $u=0.26$  [m/s].

### Con adición de vapor de agua

En el reactor inerte se realizó adición de vapor de agua en dos condiciones distintas pero debido a que el flujo de la caldera era demasiado alto, los problemas para poder regular este mismo y los problemas para regular la presión solo se pudo obtener resultados para la condición  $\phi=2$  y  $u=0.31$  [m/s] en una relación aproximada de 1:1 de flujo de combustible y vapor. La otra condición definida en la sección 2.3.3 no funcionó debido a los problemas operacionales ya mencionados. Los resultados obtenidos para esta condición de operación con y sin vapor son comparados en la tabla 3.3.

Se puede observar en la tabla 3.3 que todos los resultados de temperatura en cada termocupla y la temperatura promedio son mayores cuando se adiciona vapor de agua al reactor, esto se debe a que cuando se adiciona vapor de agua en una condición óptima en el reactor favorece las reacciones exotérmicas que ocurren en este. Esto se puede contrastar con el trabajo de Araya y colaboración [61] en el cual para óptimas condiciones de operación y flujo de vapor se obtuvieron mayores temperaturas frente a una línea base sin adición de vapor.

Tabla 3.3: Temperatura y velocidad del frente de combustión con y sin vapor

Condicion operacional	$\phi=2$ [-]	$u=0.31$ [m/s]
	Con vapor	Sin vapor
Ciclo A-B		
$T2_{max}$ [°C]	1403.0	1360.6
$T3_{max}$ [°C]	1384.4	1377.6
$T4_{max}$ [°C]	1243.2	1173.9
$T5_{max}$ [°C]	1110.8	1079.2
$u_{fc}$ [m/s]	0.000482	0.000167
Ciclo B-A		
$T2_{max}$ [°C]	1340.7	1256.6
$T3_{max}$ [°C]	1357.7	1298.9
$T4_{max}$ [°C]	1294.7	1259.3
$T5_{max}$ [°C]	1225.6	1201.7
$u_{fc}$ [m/s]	0.000327	0.000188
$T_{prom}$ [°C]	1295	1250.97
$u_{fc prom}$ [m/s]	0.000405	0.000178

Por otro lado los resultados para la velocidad del frente de combustión en la tabla 3.3 son mayores para el caso con adición de vapor, esto se debe a que al adicionar el flujo de vapor aumenta el caudal de la mezcla lo que provoca una mayor transferencia de calor favoreciendo la velocidad de propagación del frente de combustión. Estos resultados se pueden contrastar con el trabajo de Araya y colaboración [61] donde se puede establecer que hay una mayor velocidad del frente de combustión cuando se

adiciona vapor de agua comparado a una línea base sin vapor para condiciones óptimas de operación.

En las figuras 3.18, 3.19, 3.20 y 3.21 se presentan perfiles térmicos para distintos tiempos de ciclo, la condición operacional escogida es  $\phi=0.2$  y  $u=0.31$  [m/s] con una relación 1:1 de vapor y combustible. Los tiempos que fueron seleccionados corresponden a cuando la mayor temperatura se encontraba en cada una de las termocupas consideradas para la operación del reactor en sentido A-B (T2-T3-T4-T5). En las figuras 3.22 y 3.23 se puede observar el avance del frente de combustión para un ciclo A-B y un ciclo B-A en las mismas condiciones anteriormente nombradas. En todos los ciclos B-A no se muestra cuando la mayor temperatura estaba en cada termocupa, esto se debe a que se utilizó como criterio para hacer los gráficos mantener el mismo tiempo seleccionado en los ciclos A-B que no necesariamente correspondían al tiempo en que la mayor temperatura se encontraba en cada termocupa en el ciclo B-A.

Los perfiles térmicos que se producen en el reactor no se asemejan al perfil trapezoidal descrito por Kamal y colaboración [5] y representado en la figura 1.11 de la sección 1.8 y en otros trabajos sobre reactores de flujo recíproco. Es posible que esto suceda debido a que en este reactor el procedimiento para cambiar el lado de inyección estaba basado en la posición del frente de combustión y no en el tiempo de ciclo como se describe en la mayoría de los trabajos, provocando que los tiempos de ciclo sean mucho mayores a los normalmente descritos en la mayoría de los artículos.

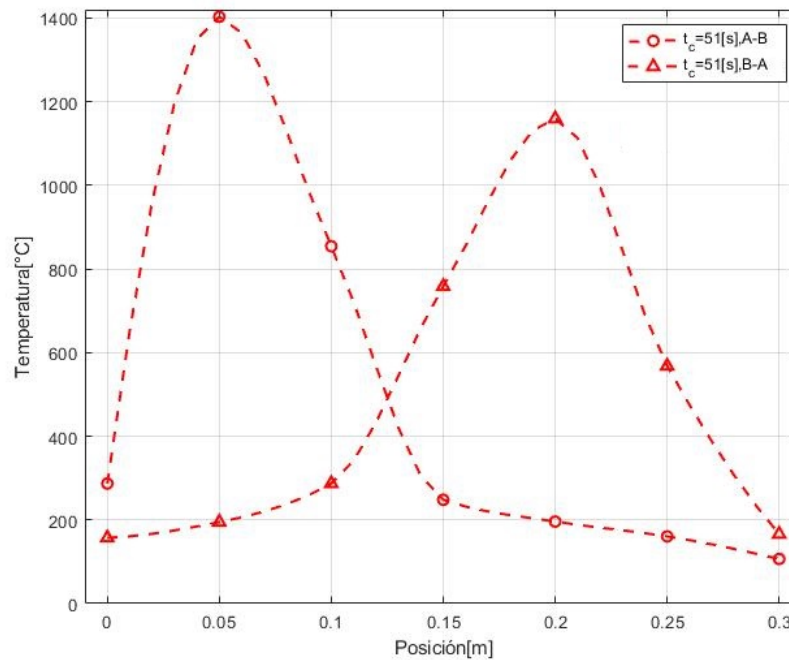


Figura 3.18: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.31$  [m/s] y  $t=51$  [s].



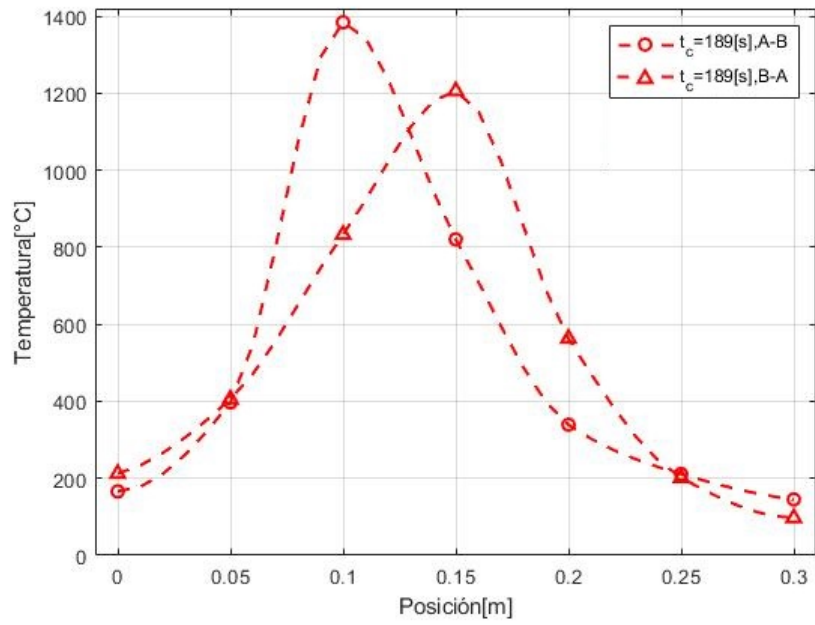


Figura 3.19: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.31$  [m/s] y  $t=189$  [s].

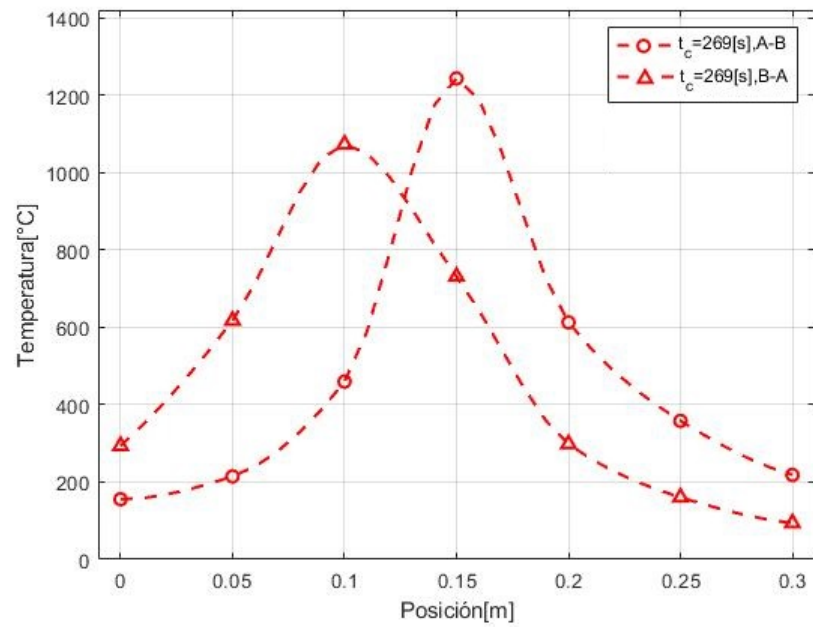


Figura 3.20: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.31$  [m/s] y  $t=269$  [s].

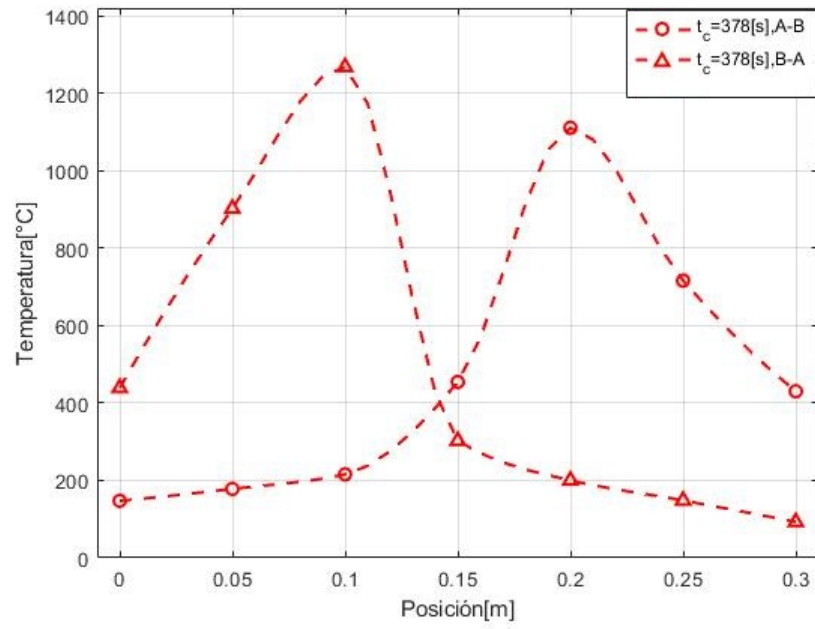


Figura 3.21: Perfil térmico  $\phi=2$ ,  $u=0.31$  [m/s] y  $t=378$  [s].

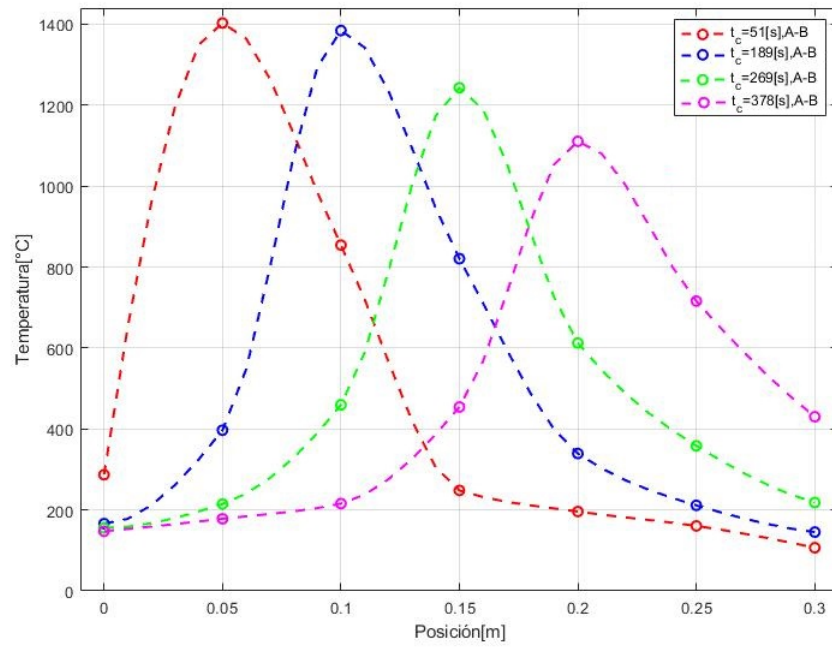


Figura 3.22: Avance del frente de combustión dirección A-B  $\phi=2$ ,  $u=0.31$  [m/s].

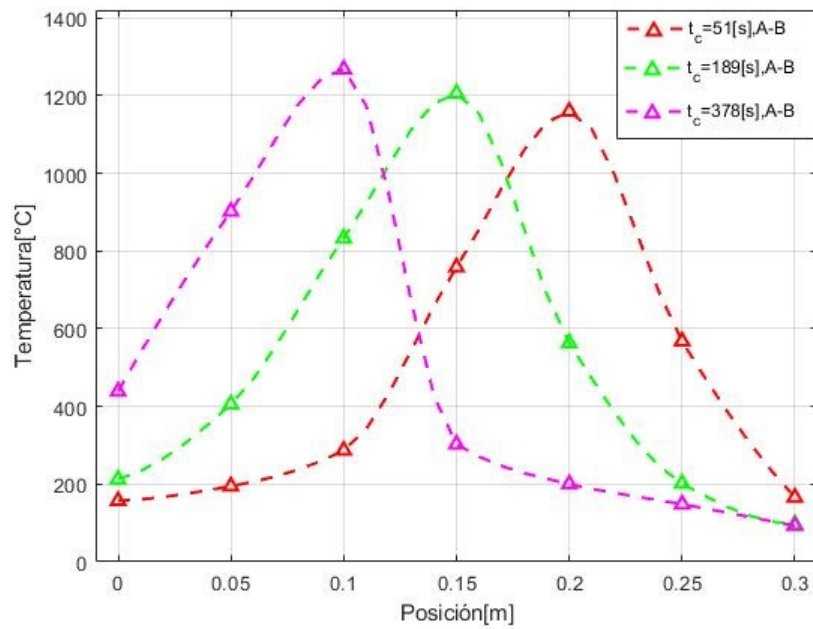


Figura 3.23: Avance del frente de combustión dirección B-A  $\phi=2$ ,  $u=0.31$  [m/s].

### 3.1.2. Análisis de gases

El análisis de gases para el reactor de línea base solo fue realizado para mezclas ricas y también con adición de vapor. En la tabla 3.4 se presentan todos los resultados obtenidos.

Tabla 3.4: Resultados cromatografía reactor línea base.

Muestra	$u$ [m/s]	$\phi$ [-]	Aire [l/min]	Metano [l/min]	Producción de hidrogeno [mol $H_2$ /mol gas]	Vapor	Conversiones
M1	0.2	2	10.3	2.3	$2.30 \pm 0.01$	no	6.3
M2	0.26	2	13.4	2.97	$2.71 \pm 0.02$	no	7.4
M3	0.32	2	16.49	3.66	$1.30 \pm 0.01$	no	3.5
M4	0.32	2.5	15.77	4.38	$0.51 \pm 0.02$	no	1.2
M5	0.26	2.5	12.81	3.56	$3.25 \pm 0.01$	no	7.4
M6	0.2	2.5	9.86	2.73	$1.16 \pm 0.01$	no	2.6
M7	0.2	3	9.45	3.15	$0.96 \pm 0.03$	no	1.9
M8	0.26	3	12.28	4.09	$6.59 \pm 0.01$	no	13.1
M9	0.32	3	15.11	5.03	$4.24 \pm 0.01$	no	8.4
M12	0.26	2	13.4	2.97	$9.83 \pm 0.06$	si	31.7

Se utiliza la siguiente formula para calcular el grado de conversión que hay de metano a hidrógeno:

$$\%H_2 = \frac{Y_{H_2, \text{ medido}}}{2 \times Y_{CH_4, \text{ inyectado}}} \quad (3.2)$$

Donde:

- $Y_{H_2, \text{ medido}}$  = Fracción molar o volumétrica obtenida a partir del análisis de gases en el cromatógrafo
- $Y_{CH_4, \text{ inyectado}}$  = Fracción molar o volumétrica del flujo de metano utilizado

La figura 3.24 presenta la producción de hidrógeno en mezclas ricas sin vapor para distintas condiciones de operación, de acuerdo a los trabajos de Kennedy y colaboración [9], y de Raviraj y colaboración se espera una mayor concentración de hidrógeno a medida que se va aumentando la relación de equivalencia y la velocidad de filtración.

Se puede observar en la figura 3.24 que para una velocidad de filtración  $u=0.26 \text{ [m/s]}$  se obtienen los mayores valores de concentración de hidrógeno y en general aumenta cuando la relación de equivalencia es mayor. Para una velocidad de filtración  $u=0.2 \text{ [m/s]}$  se obtienen menor concentración de hidrógeno con respecto a la primera velocidad de filtración nombrada, sin embargo estos valores se reducen cuando se aumenta la relación de equivalencia. Para la velocidad de filtración  $u=0.32 \text{ [m/s]}$  en los valores  $\phi=2$  y  $\phi=2.5$  se obtuvo menor concentración de hidrógeno respecto a las otras velocidades de filtración y en  $\phi=3$  se obtuvo un valor más alto de concentración de hidrógeno que para  $u=0.2 \text{ [m/s]}$  pero menor en comparación a  $u=0.26 \text{ [m/s]}$  manteniendo constante la relación de equivalencia. Se cree que las condiciones óptimas de trabajo del reactor pueden estar asociadas a la velocidad de filtración  $u=0.26 \text{ [m/s]}$  ya que se obtuvieron los mayores valores de concentración de hidrógeno. Los valores para las velocidades de filtración  $u=0.2 \text{ [m/s]}$  y  $u=0.32 \text{ [m/s]}$  no concuerdan con el comportamiento esperado, esto puede que se deba a que el método utilizado y descrito en la sección 2.4.3 no es el más adecuado para tomar muestras, también que las altas velocidades del frente de combustión en algunas condiciones operacionales afectaron significativamente en la toma de muestra ya que no permitieron que todas las muestras fueran tomadas en un mismo punto y que el sistema de extracción de gases no se encontraba cerca de la temperatura máxima en el reactor al momento de tomar la muestra.

En la figura 3.25 se muestran las conversiones para mezclas ricas sin vapor. Se puede observar que las mayores conversiones se obtuvieron para una velocidad de filtración  $u=0.26 \text{ [m/s]}$  siendo de un 13.1 % la más alta para un  $\phi=3$ . Para una velocidad de filtración de  $u=0.2 \text{ [m/s]}$  el porcentaje de conversión más alto fue para  $\phi=2$  con una tendencia a la baja a medida que la relación de equivalencia aumenta. Para una velocidad de filtración  $u=0.32 \text{ [m/s]}$  el porcentaje de conversión mayor fue para  $\phi=3$ . Estos valores de conversión pueden verse afectados principalmente por las razones nombradas en el párrafo anterior.

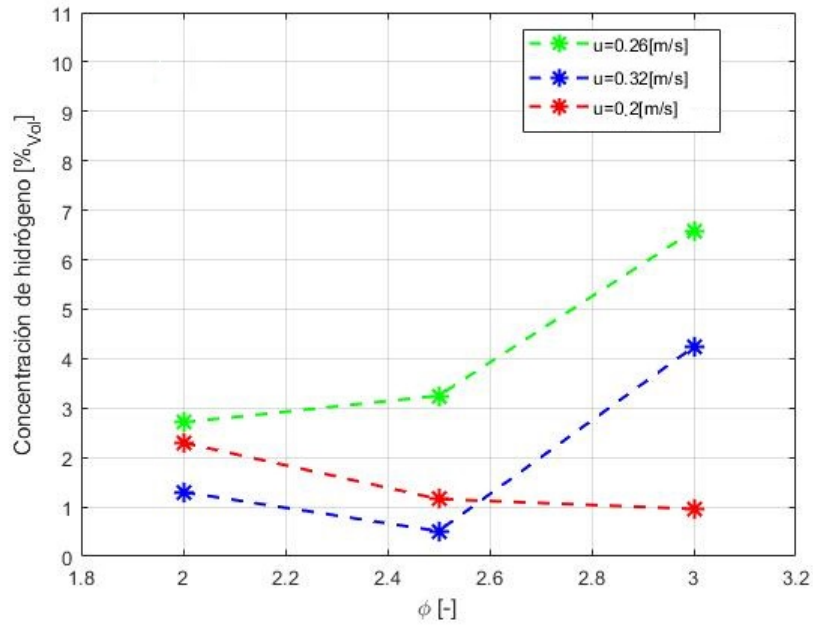


Figura 3.24: Concentración de hidrógeno.

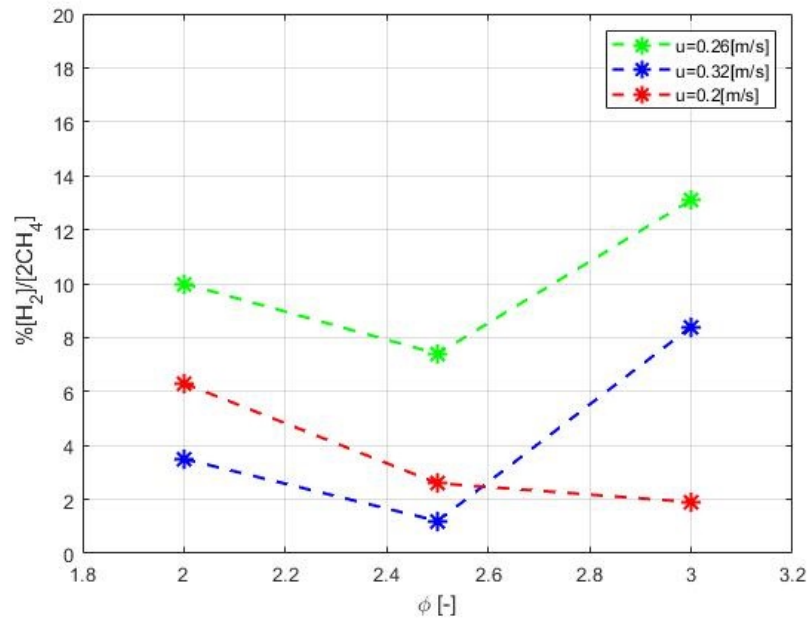


Figura 3.25: Conversión de hidrógeno.

La tabla 3.5 compara la concentración y conversión de hidrógeno para la condición operacional utilizada con vapor y sin vapor. Los resultados muestran que la conversión de hidrógeno y la con-

centración de hidrógeno son mayores cuando se adiciona un flujo de vapor de agua en una relación aproximada de 1:1, esto se debe a que se favorecen las reacciones exotérmicas que también producen hidrógeno. Estos resultados se pueden contrastar con los trabajos de Araya y colaboración [61] y de Dobrego y colaboración [49] en los que para ciertas condiciones óptimas de operación la producción de hidrógeno aumenta con adición de vapor.

Tabla 3.5: Conversión y concentración de hidrógeno con y sin vapor.

Condiciones operacionales	Con vapor		Sin vapor	
	$\phi=2$	$u=0.31 [m/s]$	$\phi=2$	$u=0.26 [m/s]$
Concentración %[v/v]	9.83		3.675	
Conversión %	31.7		10.	

### 3.2. Resultados reactor de medio poroso híbrido

Para este reactor se utilizaron dos condiciones, una de premezcla aire-combustible muy pobre ( $\phi=0.2$  y  $u=0.2 [m/s]$ ) y otra de pre mezcla aire-combustible rica ( $\phi=2$  y  $u=0.2 [m/s]$ ), además estas condiciones fueron utilizadas con adición de vapor de agua. Para realizar los análisis de resultados de esta sección se tendrán las siguientes consideraciones:

- Para poder operar el reactor fue necesario utilizar como salida de gases productos la zona de encendido contraria al régimen de operación como se muestra en la figura 3.26.

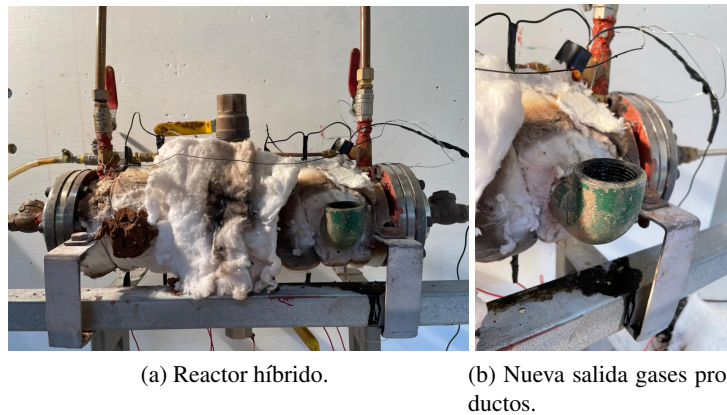


Figura 3.26: Salidas gases producto.

- El reactor fue probado para realizar semiciclos de izquierda a derecha (A-B) y semiciclos de derecha a izquierda (B-A). Para mezclas ricas solo fue posible operar de izquierda a derecha ya que cuando se cambiaba el sentido de operación el reactor se apagaba. Para mezclas pobres

fue posible trabajar con ambos sentidos de inyección de combustible, pero cuando ocurría la alternancia después del primer semiciclo el reactor solo se encendía en el lugar central donde se encontraba la biomasa.

- Debido a lo nombrado en el punto anterior las pruebas que se realizaron fueron solo en sentido A-B de inyección de premezcla.
- Para introducir una misma cantidad de biomasa en cada prueba se utilizó una probeta con un volumen constante de biomasa que luego fue pesado dando un valor de  $35 \text{ [g]} \pm 5 \text{ [g]}$ .
- No se puede asegurar que toda la biomasa se encontraba en el centro del reactor ya que el sistema para evitar que esta cayera al fondo de la válvula de eliminación de cenizas presentó muchos problemas de operación.
- En todas las pruebas que se realizaron se obtuvo  $13 \text{ [g]}$  de ceniza y residuos de biomasa como se muestra en la figura 3.27, observando la imagen se puede afirmar que las condiciones de gasificación de la biomasa no fueron las óptimas.



Figura 3.27: Residuos combustible sólido.

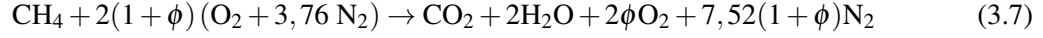
- Para poder sellar los tubos de encendido del reactor se utilizó greda debido a problemas de operación de las tapas de este.
- El reactor tiene combustible sólido solo en la zona central del reactor donde se encuentran las válvulas de carga de combustible sólido y eliminación de cenizas. Esta zona tiene un largo en la cámara del reactor de aproximadamente  $3 \text{ [cm]}$ .
- La posición de la termocupla T4 ( $0.15 \text{ [m]}$ ) corresponde a la ubicación del combustible sólido.
- Se realizaron 3 tomas de muestras de gases por cada condición de operación, cada una cuando el frente de combustión estaba cercano a una termocupla distinta (T2, T3 y T4).

Para poder analizar los resultados de esta sección se necesita conocer los gases productos que se obtienen de mezclas ricas y pobres en combustible. Se presentan a continuación las reacciones generales de la combustión de una mezcla rica de metano más aire:





También se presenta la reacción general asociada a una mezcla pobre de metano más aire:



Para una mezcla rica en combustible se obtienen como gases productos  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ ; para una mezcla pobre se obtiene  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y el  $\text{O}_2$  que no reacciona con el metano. El  $\text{H}_2$ ,  $\text{O}_2$  y el  $\text{H}_2\text{O}$  son descritos como un agente gasificante en el trabajo de Mckendry y colaboración [12]. El  $\text{CO}_2$  es descrito como un agente gasificante en el trabajo de Islam [62] y en el trabajo de Renganathan y colaboración [63].

### 3.2.1. Resultados sin vapor

En la tabla 3.6 se muestran los resultados obtenidos en la operación sin vapor.

Tabla 3.6: Resultados operación reactor híbrido sin vapor.

	Condiciones operacionales					
	$\phi=2$ $Q_{\text{aire}}=10.28$ [l/min]	$u=0.2$ [m/s] $Q_{\text{metano}}=2.31$ [l/min]		$\phi=0.2$ $Q_{\text{aire}}=12.32$ [l/min]	$u=0.2$ [m/s] $Q_{\text{metano}}=0.28$ [l/min]	
	M1	M2	M3	M1	M2	M3
Concentración $\text{H}_2$ %[v/v]	$2.57 \pm 0.02$	$9.79 \pm 0.02$	$9 \pm 0.2$	$2.41 \pm 0.04$	$3.8 \pm 0.1$	$2.56 \pm 0.02$
Concentración $\text{CO}$ %[v/v]	$4.11 \pm 0.02$	$9.5 \pm 0.1$	$9.6 \pm 0.1$	$4.5 \pm 0.1$	$9.8 \pm 0.2$	$9.08 \pm 0.02$
$T_{\text{max}}$ zona inerte [°C]	1076	861	606	652	588	424
$T$ zona biomasa [°C]	254	633	839	251	547	704

A continuación se mostrara el perfil térmico y los gases productos medidos para una condición de premezcla rica en combustible y otra pobre en combustible.

#### Condición operacional $\phi=2$ y $u=0.2$ [m/s]

En las figuras 3.28 y 3.29 se puede observar el perfil térmico y la producción de  $\text{H}_2$  y  $\text{CO}$  respectivamente para una condición operacional de  $\phi=2$  y  $u=0.2$  [m/s].

En la figura 3.28 se cree que es representado un avance del pico de temperaturas o frente de combustión aguas abajo, que llega hasta la posición del combustible sólido donde empieza una disminución significativa de la temperatura en el tiempo cercano a 3751 [s] y luego finalmente el reactor se



apaga. Este avance aguas abajo en el reactor es el esperado para mezclas ricas en medios porosos y se puede contrastar con el trabajo de Kennedy y colaboración [9] para estas condiciones.

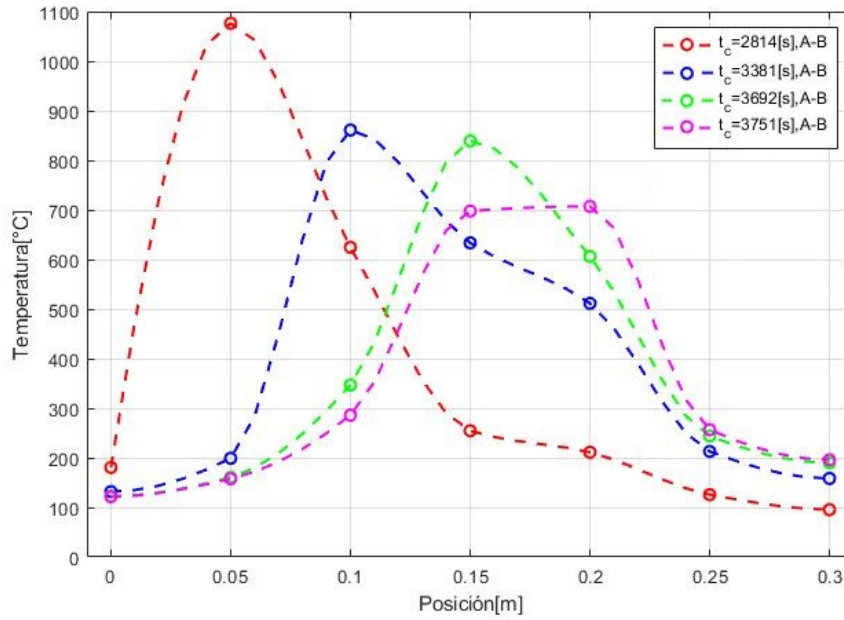


Figura 3.28: Perfil térmico mezcla rica en combustible.

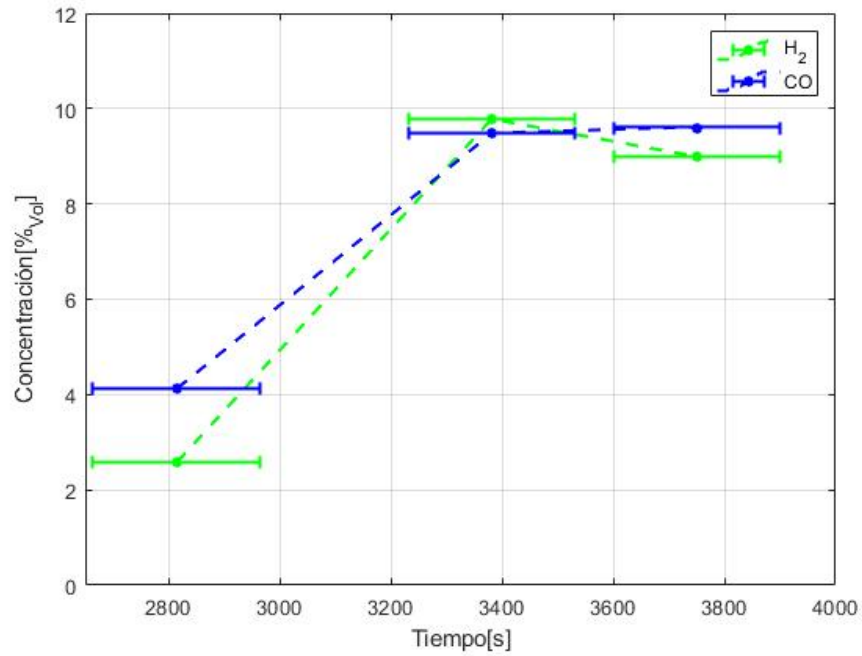


Figura 3.29: Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono.

En la figura 3.28 se puede observar que en el perfil térmico cercano a los 2814 [s] cerca de la termocupla 2 (0.05 [m]) se encuentra la mayor temperatura en la zona inerte de todo este experimento y en la zona de biomasa hay una temperatura de aproximadamente 250 [°C]. Además en un intervalo de tiempo que contempla estos 2814 [s] se realizó la primera toma de muestra del reactor, que se puede observar en la figura 3.29 donde hay un 2.57 % de hidrógeno y un 4.11 % de monóxido de carbono en los gases productos. Cerca del tiempo nombrado se cree que está sucediendo lo siguiente dentro del reactor:

- En la zona de mayor temperatura es posible que esté ocurriendo combustión de una mezcla rica de metano y aire a alta temperatura generando  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$  y  $H_2O$ .
- Los gases productos producidos por la combustión de metano chocan con la biomasa que se encuentra en el centro del reactor generando una transferencia de calor hacia esta.
- En la zona de biomasa (0.15 [m]) existen temperaturas cercanas a los 250 [°C]. Como la temperatura de pirólisis esta en los rangos de 200-500 [°C] de acuerdo a distintos trabajos [4,30,31,34], es posible que en la zona de biomasa se está generando este proceso térmico.
- La mayoría de los gases medidos en este intervalo de tiempo corresponden a los gases de la combustión de metano y en menor medida de la pirólisis de la biomasa.

En la figura 3.28 se puede observar que en el perfil térmico cercano a los 3381 [s] cerca de la termocupla 3 (0.1 [m]) se encuentra la mayor temperatura en la zona inerte del reactor y en la zona de biomasa hay una temperatura de aproximadamente 640 [°C]. Además en un intervalo de tiempo que contempla estos 3381 [s] se realizó la segunda toma de muestra del reactor, que se muestra en la figura 3.29 donde hay un 9.79% de hidrógeno y un 9.5 % de monóxido de carbono en los gases productos. Cerca del tiempo nombrado se cree que está sucediendo lo siguiente dentro del reactor:

- En la zona de mayor temperatura es posible que esté ocurriendo combustión de una mezcla rica de metano y aire generando  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$  y  $H_2O$ .
- La diferencia de temperatura máxima con el perfil anterior es posible que se deba a que existen pérdidas al ambiente y a que la transferencia de calor entre este punto y la zona de biomasa se intensifica.
- Los gases productos generados por la combustión de metano chocan con la biomasa generando una transferencia de calor a esta.
- Es posible que algún porcentaje de oxígeno del aire de la premezcla esta reaccionando con la biomasa y no con el metano.
- En la zona de la biomasa existen temperaturas cercanas a los 640 [°C].
- Se cree que es posible que en este punto esté comenzando la gasificación de la biomasa debido a que: las temperaturas de gasificación están en los rangos de 650-1200 [°C] según el trabajo de Safarian y colaboración [4], 500-1600 [°C] cuando se utiliza oxígeno como agente gasificante según Molino y colaboración [34], 800-900 [°C] según Mckendry y colaboración [30], mayor a

500 [°C] cuando se utiliza un flujo de aire según Kirubakaran y colaboración [64]; y además a esta zona llegan agentes gasificantes tales como  $H_2$ ,  $O_2$ ,  $CO_2$  y  $H_2O$ .

- Se cree que los gases productos en general vienen tanto de la combustión de metano como de la gasificación y pirólisis de la biomasa.
- Debido a que la temperatura va en aumento en la zona de combustible sólido a medida que el frente de combustión se encuentra viajando entre los 3361 [s] y 3692 [s], es posible que la gasificación se desarrolle de mejor manera (utilizando tanto los gases productos de la combustión de metano como el oxígeno disponible) mientras el frente de combustión se encuentra viajando.

En la figura 3.28 se puede observar que en el perfil térmico cercano a los 3692 [s] en la zona de biomasa, cerca de la termocupla 4 (0.15 [m]), se encuentra la mayor temperatura del reactor. Además en un intervalo de tiempo que contempla estos 3692[s] se realizó la tercera toma de muestra del reactor, que se muestra en la figura 3.29 donde hay un 9 % de hidrógeno y un 9.6 % de monóxido de carbono en los gases productos. Cerca del tiempo nombrado se cree que está sucediendo lo siguiente dentro del reactor:

- La mayor temperatura se encuentra en la zona de biomasa del reactor.
- A esta zona llega la premezcla compuesta por metano y aire.
- En la zona de la biomasa existen temperaturas cercanas a los 820 [°C].
- Se cree que es posible que exista gasificación de la biomasa en esta parte del reactor debido a que: las temperaturas de gasificación están en los rangos de 650-1200 [°C] según el trabajo de Safarian y colaboración [4], 500-1600 [°C] cuando se utiliza oxígeno como agente gasificante según Molino y colaboración [34], 800-900 [°C] según Mckendry y colaboración [30], mayor a 500 [°C] cuando se utiliza un flujo de aire según Kirubakaran y colaboración [64]; y además a esta zona llega oxígeno como agente gasificante.
- Es posible que también esté ocurriendo en menor medida combustión de metano.
- Se cree que los gases productos vienen mayoritariamente de la gasificación de la biomasa con oxígeno y en menor medida de la combustión de metano.

#### **Condición operacional $\phi=0.2$ y $u=0.2$ [m/s]**

En las figuras 3.30 y 3.31 se puede observar el perfil térmico y la producción de  $H_2$  y  $CO$  respectivamente para una condición operacional de  $\phi=0.2$  y  $u=0.2$  [m/s].

En la figura 3.30 se cree que es representado un avance en general del pico de temperaturas o frente de combustión de izquierda a derecha (aguas abajo) que llega hasta la posición de combustible sólido donde empieza a haber una disminución de la temperatura en el tiempo cercano 927 [s] y luego finalmente el reactor se apaga. Este avance aguas abajo en el reactor es el esperado para mezclas muy pobres en combustible en medios porosos y se puede contrastar con el trabajo de Kennedy y

colaboración [9]. También se puede observar que estas temperaturas son significativamente menores a las temperaturas en mezclas ricas principalmente en la zona inerte, este comportamiento es descrito en el trabajo de Kennedy y colaboración [9].

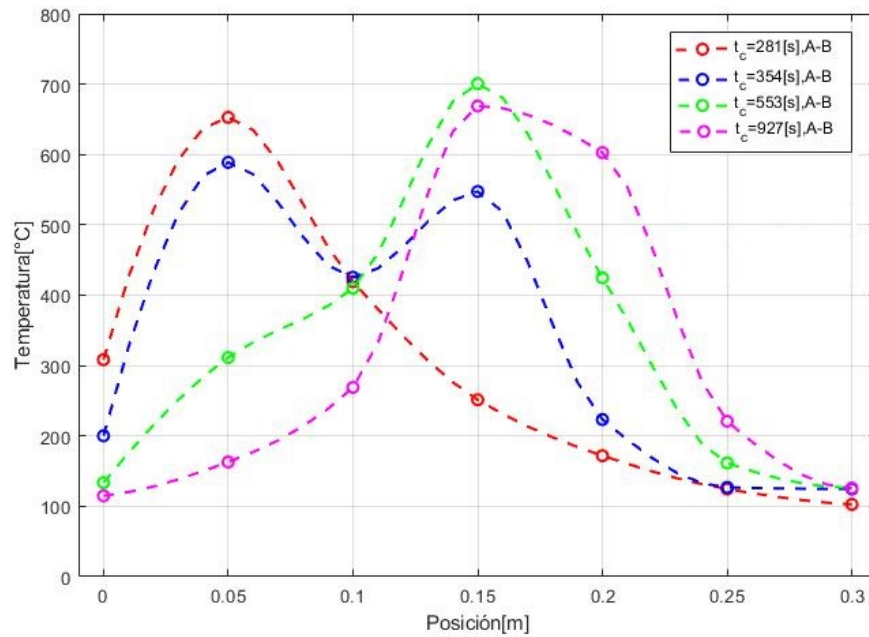


Figura 3.30: Perfil térmico mezcla pobre en combustible.

En la figura 3.30 se puede observar que en el perfil térmico cercano a los 281 [s] cerca de la termocupla 2 (0.05 [m]) se encuentra la mayor temperatura en la zona inerte de todo este experimento y en la zona de biomasa hay una temperatura de aproximadamente 250 [°C]. Además en un intervalo de tiempo que contempla estos 281 [s] se realizó la primera toma de muestra del reactor, que se puede observar en la figura 3.31 donde hay un 2.41 % de hidrógeno y un 4.5 % de monóxido de carbono en los gases productos. Cerca del tiempo nombrado se cree que está sucediendo lo siguiente dentro del reactor:

- En la zona de mayor temperatura es posible que esté ocurriendo combustión de metano generando  $CO_2$  y  $H_2O$  como gases productos.
- Los gases producidos por la combustión de metano chocan con la biomasa que se encuentra en el centro del reactor generando una transferencia de calor hacia esta.
- En la zona de biomasa (0.15 [m]) existen temperaturas cercanas a los 250 [°C]. Como la temperatura de pirólisis está en los rangos de 200-500 [°C] de acuerdo a distintos trabajos [4,30,31,34], es posible que en la zona de biomasa se está generando este proceso térmico.
- La mayoría de los gases medidos ( $H_2$  y  $CO$ ) en este intervalo de tiempo es posible que correspondan a los gases producidos por la pirólisis ya que la combustión de una mezcla pobre de

metano y aire no produce estos gases productos.

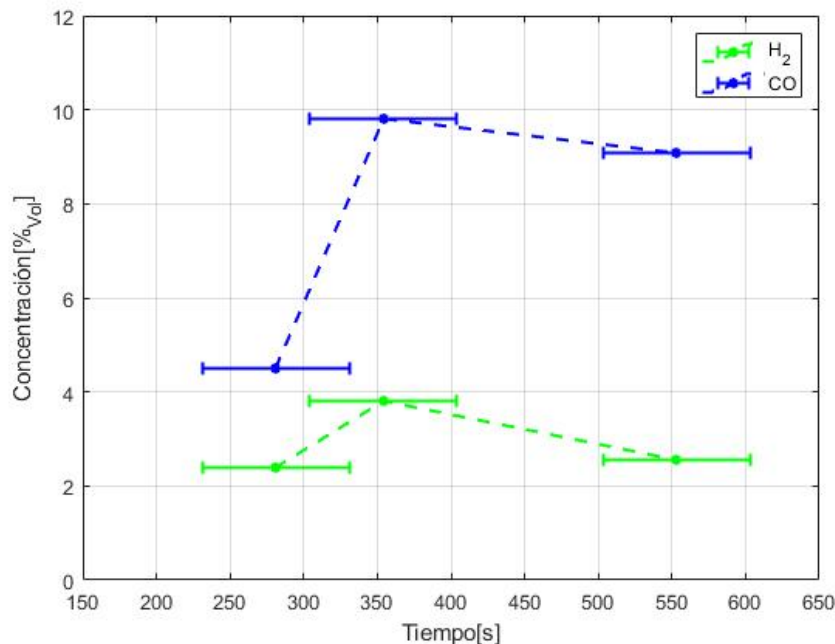


Figura 3.31: Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono.

En la figura 3.30 se puede observar que en el perfil térmico cercano a los 354 [s] cerca de la termocupla 2 (0.05 [m]) se encuentra la mayor temperatura de 588 [°C] en la zona inerte y en la zona de biomasa también hay una alta temperatura de aproximadamente 547 [°C] similar a la mayor temperatura en la zona inerte. Además en un intervalo de tiempo que contempla estos 354 [s] se realizó la segunda toma de muestra del reactor, que se muestra en la figura 3.31 donde hay un 3.8 % de hidrógeno y un 9.8 % de monóxido de carbono en los gases productos. Cerca del tiempo nombrado se cree que está sucediendo lo siguiente dentro del reactor:

- Se cree que la primera zona de alta temperatura se debe a la combustión del metano con aire.
- Se cree que la segunda zona de alta temperatura se debe a que el aire que no reacciona con el metano empieza a reaccionar con la biomasa.
- Los gases producto de la combustión de metano chocan con la biomasa generando una transferencia de calor entre ellos.
- En la zona de la biomasa existen temperaturas cercanas a los 547 [°C].
- Se cree que es posible que en esta zona esté comenzando el proceso gasificación de la biomasa debido a que: las temperaturas de gasificación están en los rangos de 650-1200 [°C] según el trabajo de Safarian y colaboración [4], 500-1600 [°C] cuando se utiliza oxígeno como agente

gasificante según Molino y colaboración [34], 800-900 [°C] según Mckendry y colaboración [30], mayor a 500 [°C] cuando se utiliza un flujo de aire según Kirubakaran y colaboración [64]; y además a esta zona llegan agentes gasificantes como  $CO_2$ ,  $H_2O$  y oxígeno que no reacciona con el metano.

- Como la combustión de una mezcla pobre de metano y aire no produce  $H_2$  y  $CO$  se cree que estos gases productos medidos vienen solamente de la pirólisis y gasificación de la biomasa.
- Como las temperaturas en la zona de biomasa van aumentando a medida que el frente de combustión se encuentra viajando entre los 354 [s] y 553 [s] es posible que se pueda propiciar una mayor gasificación mientras el frente de combustión se va acercando a T4.

En la figura 3.30 se puede observar que en el perfil térmico cercano a los 553 [s] en la zona de biomasa, cerca de la termocupla 4 (0.15 [m]), se encuentra la mayor temperatura del reactor. Además en un intervalo de tiempo que contempla estos 553 [s] se realizó la segunda toma de muestra del reactor, que se muestra en la figura 3.31 donde hay un 2.56 % de hidrógeno y un 9.08 % de monóxido de carbono en los gases productos. Cerca del tiempo nombrado se cree que está sucediendo lo siguiente dentro del reactor:

- En la zona de biomasa se encuentra la mayor temperatura del reactor y a esta zona llega la premezcla compuesta por metano y aire.
- En la zona de biomasa existen temperaturas cercanas a los 704 [°C].
- Se cree que es posible que en este punto exista el proceso de gasificación de la biomasa debido a que: las temperaturas de gasificación están en los rangos de 650-1200 [°C] según el trabajo de Safarian y colaboración [4], 500-1600 [°C] cuando se utiliza oxígeno como agente gasificante según Molino y colaboración [34], 800-900 [°C] según Mckendry y colaboración [30], mayor a 500 [°C] cuando se utiliza un flujo de aire según Kirubakaran y colaboración [64]; y además a esta zona llega oxígeno que no reacciona con el metano como agente gasificante.
- Es posible que los gases productos medidos ( $H_2$  y  $CO$ ) vienen solamente de la gasificación de la biomasa ya que la combustión de una mezcla pobre de metano y aire no produce estos gases.

### 3.2.2. Resultados con vapor

Sobre la operación con vapor se deben tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- Debido al alto caudal de la caldera existieron muchos problemas para poder regular el flujo de esta en cantidades pequeñas.
- Debido a que no se trabajó en flujo continuo existieron muchos problemas para regular la presión del vapor.
- El caudal de vapor fue estimado midiendo el condensado con una probeta como es descrito en la sección 2.4.1, sin embargo una vez conectada la cañería hacia el reactor se dejó de medir este caudal.

- Para acelerar la llegada del vapor al reactor se aumentó la presión aproximada de trabajo de 1 bar a 1.3 bar.
- En la mezcla rica en combustible se trató de trabajar en una relación 1:1 entre combustible y vapor.
- En la mezcla pobre en combustible se trabajó con una relación 1:10 entre combustible y vapor.

En la tabla 3.7 se muestran los resultados de la operación con vapor.

Tabla 3.7: Resultados operación reactor híbrido con vapor.

Condiciones operacionales.						
	$\Phi=2$ $Q_{aire}=10.3$ [l/min] $Q_{vapor}=3$ [l/min]			$\Phi=0.2$ $Q_{aire}=12.32$ [l/min] $Q_{vapor}=3$ [l/min]		
	M1	M2	M3	M1	M2	M3
Concentración $H_2$ %[v/v]	$0.698 \pm 0.003$	$0.432 \pm 0.001$	$0.709 \pm 0.001$	$0.491 \pm 0.003$	$0.337 \pm 0.003$	$0.239 \pm 0.003$
Concentración $CO$ %[v/v]	$0.603 \pm 0.001$	$0.344 \pm 0.002$	$0.366 \pm 0.002$	$1.210 \pm 0.002$	$0.545 \pm 0.002$	$0.830 \pm 0.007$
$T_{max}$ zona inerte [°C]	1117	881	692	814	623	607
$T$ zona biomasa [°C]	243	723	875	462	621	846

A continuación se mostraran el perfil térmico y los gases productos medidos para una condición de premezcla rica en combustible y otra pobre en combustible, ambas con adición de vapor.

#### Condición operacional $\phi=2$ y $u=0.238$ [m/s]

En las figuras 3.32 y 3.33 se puede observar el perfil térmico y la producción de  $H_2$  y  $CO$  respectivamente para una condición operacional de  $\phi=2$  y  $u=0.238$  [m/s] con vapor.

En la figura 3.32 se cree que es representado un avance en general de el pico de temperaturas o de un frente de combustión de izquierda a derecha (aguas abajo) que llega hasta la zona de combustible sólido donde empieza a haber una disminución de la temperatura y luego el reactor finalmente se apaga, este avance es el esperado por el trabajo descrito por Kennedy y colaboración [9]. También las temperaturas máximas tanto en la zona inerte y de biomasa son mayores que en el caso sin adición de vapor debido a que el vapor propicia las reacciones exotérmicas que ocurren en el reactor, este comportamiento es descrito también en el trabajo de Araya y colaboración [61].

En la figura 3.33 se muestra la concentración de  $H_2$  y  $CO$  en los gases productos. Estos resultados son muy bajos en comparación a los resultados sin vapor, se cree que esto sucedió debido a las siguientes razones: el caudal con el que se trabajó no fue el adecuado, existieron problemas de operación de la línea de vapor y la línea de gases de escape no era la adecuada para estas condiciones de operación.

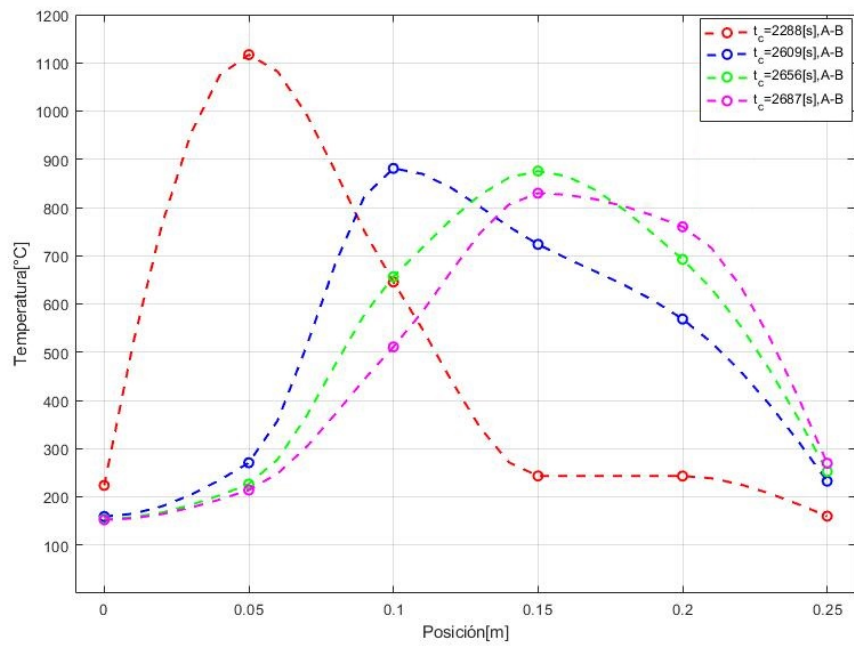


Figura 3.32: Perfil térmico mezcla rica en combustible con adición de vapor.

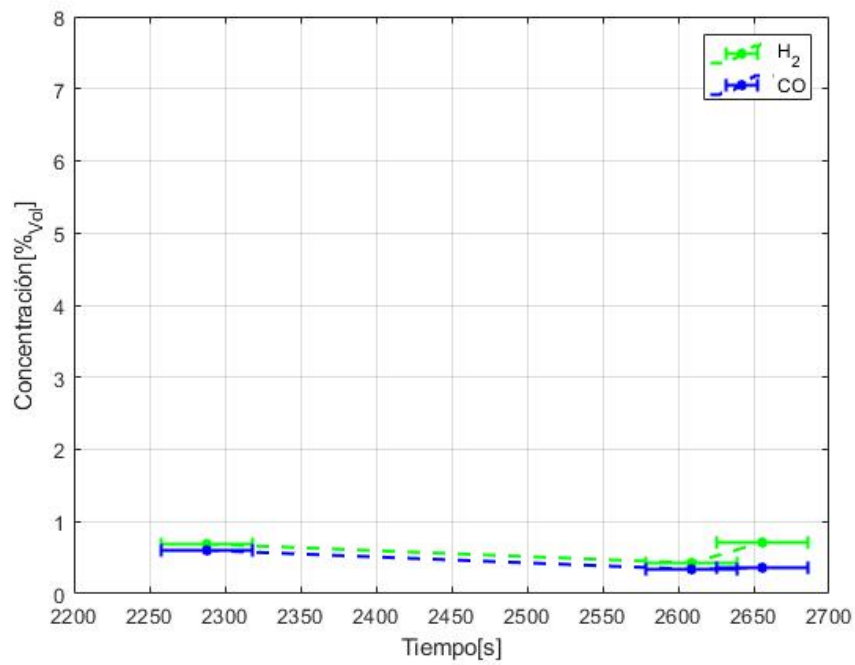


Figura 3.33: Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono en mezcla rica en combustible con adición de vapor.



### Condición operacional $\phi=0.2$ y $u=0.238$ [m/s] con vapor

En las figuras 3.34 y 3.35 se puede observar el perfil térmico y la producción de  $H_2$  y  $CO$  respectivamente para una condición operacional de  $\phi=0.2$  y  $u=0.238$  [m/s] con vapor.

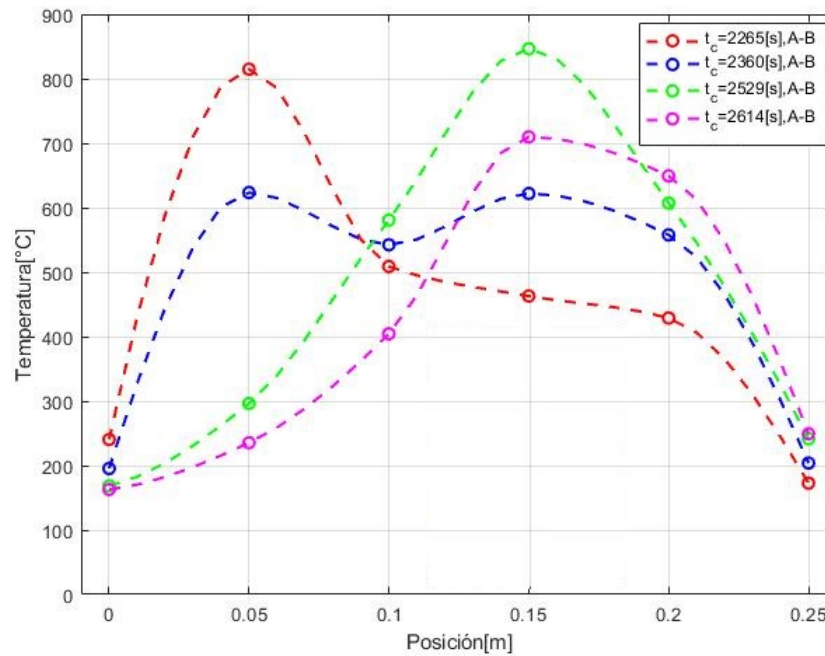


Figura 3.34: Perfil térmico mezcla pobre en combustible con adición de vapor.

En la figura 3.34 se cree que es representado un avance en general de el pico de temperaturas o de un frente de combustión de izquierda a derecha (aguas abajo) que llega hasta la zona de combustible sólido donde empieza a haber una disminución de la temperatura y luego el reactor finalmente se apaga, este avance es el esperado por el trabajo descrito por Kennedy y colaboración [9]. También las temperaturas máximas tanto en la zona inerte y de biomasa son mayores que en el caso sin adición de vapor debido a que el vapor propicia las reacciones exotérmicas que ocurren en el reactor, este comportamiento es descrito también en el trabajo de Araya y colaboración [61].

En la figura 3.35 se muestra la concentración de  $H_2$  y  $CO$  en los gases productos. Estos resultados son muy bajos en comparación a los resultados con vapor, se cree que esto sucedió debido a las siguientes razones: el caudal con el que se trabajó no fue el adecuado, existieron problemas de operación de la línea de vapor y la línea de gases de escape no era la adecuada para estas condiciones de operación.

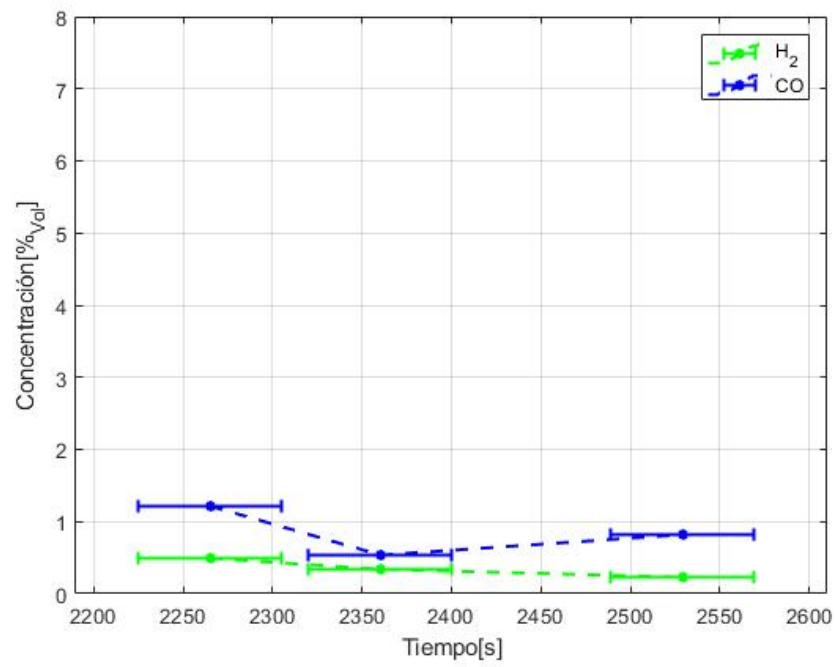


Figura 3.35: Concentración de hidrógeno y monóxido de carbono en mezcla pobre en combustible con adición de vapor.

## Capítulo 4

# Conclusiones

En el presente trabajo se logró operar un reactor de medios porosos de flujo recíproco. Se realizaron pruebas para mezclas muy ricas en combustible ( $\phi=2$ ,  $\phi=2.5$  y  $\phi=3$ ) cada una en tres distintas velocidades de filtración ( $u=0.2$  [m/s],  $u=0.26$  [m/s] y  $u=0.32$  [m/s]) y para una mezcla muy pobre en combustible ( $\phi=0.2$ ) en tres distintas velocidades de filtración ( $u=0.2$  [m/s],  $u=0.26$  [m/s] y  $u=0.32$  [m/s]). Además en este mismo reactor se realizaron pruebas con adición de vapor para dos condiciones distintas ( $\phi=2$  y  $u=0.31$  [m/s];  $\phi=3$  y  $u=0.4$  [m/s]) pudiendo realizar experimentos solo con la primera debido a problemas de operación.

En este trabajo también se logró instalar en el laboratorio de termofluidos y luego operar un reactor híbrido de medio poroso de flujo recíproco. Se realizaron pruebas con biomasa en su interior utilizando una condición de mezcla rica en combustible ( $\phi=2$ ) y una mezcla pobre en combustible ( $\phi=0.2$ ) para una velocidad de filtración de  $0.2$  [m/s]. Además estas mismas condiciones fueron operadas con adición de vapor.

Para el reactor de medio poroso de flujo recíproco se observa que:

- Para las mezclas ricas en combustible cuando se aumentaba la relación de equivalencia y la velocidad de filtración también aumentaba la velocidad del frente de combustión siendo la mayor  $u_{fc}=0.00039$  [m/s] para las condiciones de operación  $\phi=3$  y  $u=0.32$  [m/s]. También se muestra que en mezclas muy ricas en combustible a una mayor relación de equivalencia la temperatura tiende a ser menor, pero cuando se aumenta la velocidad de filtración la temperatura también aumenta siendo la mayor temperatura promedio registrada  $T_{prom}=1290.9$  [°C] para una condición operacional de  $\phi=2$  y  $u=0.32$  [m/s]. Con respecto a la generación y conversión de  $H_2$  en mezclas muy ricas la mayor generación y conversión de hidrógeno fue de 6.59 % y 13.1 % respectivamente para la condición  $\phi=3$  y  $u=0.26$  [m/s].
- Para mezclas muy pobres en combustibles cuando se aumentaba la velocidad de filtración también se aumentaba la velocidad del frente de combustión siendo la mayor  $u_{fc}=0.000157$

[m/s] para las condiciones de operación  $\phi=0.2$  y  $u=0.32$  [m/s]. También se muestra que a una mayor velocidad de filtración aumenta la temperatura siendo la mayor temperatura promedio  $T_{prom}=1068.6$  [°C] para las condiciones de operación  $\phi=0.2$  y  $u=0.32$  [m/s].

- Para la condición utilizada con vapor ( $\phi=2$  y  $u=0.31$  [m/s]) se obtuvo un aumento de 45 [°C] en la temperatura promedio y un aumento de 26 [°C] en su temperatura máxima comparadas con su línea base ( $\phi=2$  y  $u=0.26$  [m/s]). También la velocidad del frente de combustión tuvo un aumento de 2.28 veces su valor respecto a la línea base. La generación y conversión de  $H_2$  fue de 9.83 % y 31.7 % respectivamente, mayor que las obtenidas en la línea base 2.71 % y 10 %. Por lo tanto trabajar en una condición de adición de vapor de agua óptima genera más hidrógeno en los gases productos, mayor temperatura y mayor velocidad del frente de combustión.
- Todas las condiciones de operación obtuvieron por lo menos una  $T_{max}$  registrada en las termocuplas que fue superior a la temperatura de llama adiabática para esa condición.
- Este tipo de configuración pudo operar en ambos sentidos sin problemas en una mezcla muy pobre ( $\phi=0.2$ ).
- Dados los resultados de generación de hidrógeno y el comportamiento esperado descrito en el trabajo de Kennedy y colaboración [9] la condición óptima de operación de este reactor fue a una velocidad  $u=0.26$ [m/s].

En el reactor de medio poroso híbrido de flujo recíproco para cada condición de operación se tomaron 3 muestras de gases productos en distintos tiempos, en este reactor se observa que:

- Cuando se presume que hay gasificación en la zona de biomasa existe un mayor porcentaje de generación de  $H_2$  en las condiciones operacionales para una mezcla rica ( $\phi=2$  y  $u=0.2$  [m/s]), 9.9 % y 9 % en la segunda y tercera muestra, que en una mezcla pobre ( $\phi=0.2$  y  $u=0.2$  [m/s]), 3.8 % y 2.56 % en la segunda y tercera muestra. En cuanto a la generación de  $CO$  es similar en una mezcla rica (9.5 % y 9.6 % en la segunda y tercera muestra) y en una mezcla pobre (9.8 % y 9.08 % en la segunda y tercera muestra).
- Cuando se presume que hay solo pirólisis en la zona de biomasa la concentración de  $H_2$  en los gases productos es similar en la mezcla rica en combustible (2.57 % en la primera muestra) y en la mezcla pobre en combustible (2.41 % en la primera muestra). En cuanto a la cantidad de  $CO$  generada también es similar en la mezcla rica (4.11 % en la primera muestra) y en la mezcla pobre (4.5 % en la primera muestra).
- Existió mayor generación de gas de síntesis ( $H_2$  y  $CO$ ) cuando se utilizó la mezcla rica en combustible en comparación a la mezcla pobre en combustible.
- Al observar los residuos que fueron obtenidos a través de la válvula de eliminación se puede afirmar que la gasificación de estos no fue la más óptima debido a que la temperatura de gasificación, tiempo de residencia y configuración del reactor.
- Cuando se utilizó vapor de agua en ambas condiciones hubo aumento de temperaturas máximas registradas por las termocuplas, sin embargo debido a que el flujo de vapor no fue el adecuado

los porcentajes de generación de gas de síntesis en ambas condiciones fueron similares y muy bajos.

- La configuración del reactor híbrido no permitió trabajar con flujo recíproco.

## Capítulo 5

# Recomendaciones para trabajos futuros

A continuación se presentan recomendaciones y sugerencias para trabajos futuros:

1. Rediseñar los sistemas de extracción de gases de escape que permitan trabajar con alto flujo de estos gases.
2. Trabajar con un generador de vapor con un caudal menor que permita establecer un flujo continuo, adecuado para estas condiciones y a presión constante hacia el reactor.
3. Implementar un sistema que permita que el combustible sólido no caiga a la válvula de eliminación de cenizas y residuos.
4. Mejorar la aislación en las válvulas de ingreso de combustible sólido y eliminación de cenizas para evitar pérdidas al ambiente.
5. Mejorar el cierre del sistema de encendido del reactor para no tener que utilizar greda como aislante.
6. Utilizar un método de operación que permita tener mayores tiempos de residencia de el combustible sólido.
7. Trabajar con semiciclos más cortos en el reactor dependientes del tiempo y no la distancia.
8. Probar condiciones aún más pobres en combustible a las ya utilizadas en este trabajo.

## 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.

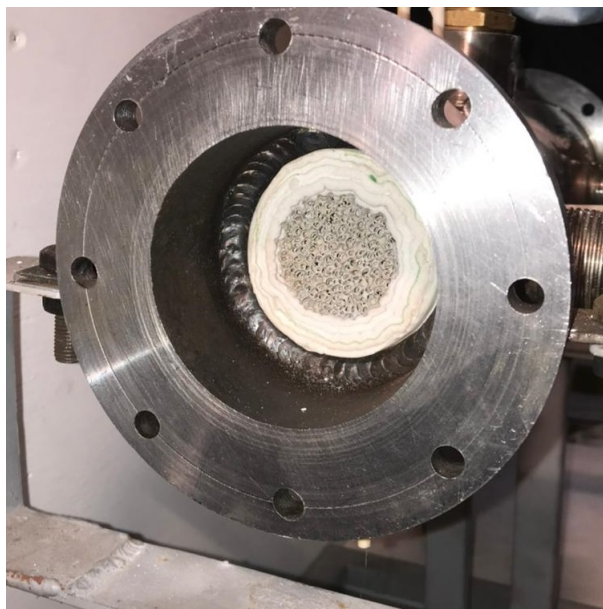


Figura A.3: Medio poroso en reactor.



- 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 termocupas 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.

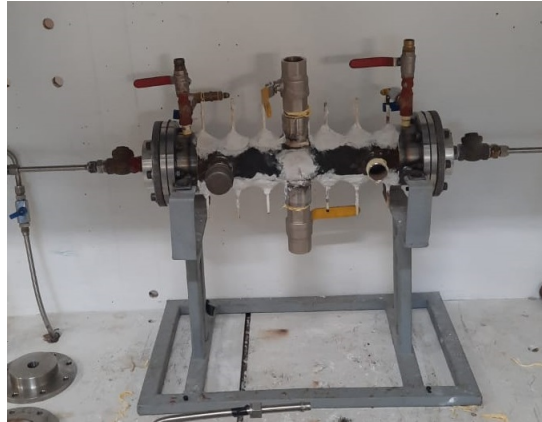


Figura A.6: Reactor desarmado.

- Se instalan las cañerías de de admisión de premezcla hacia el reactor y posteriormente se aísla 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

# 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.

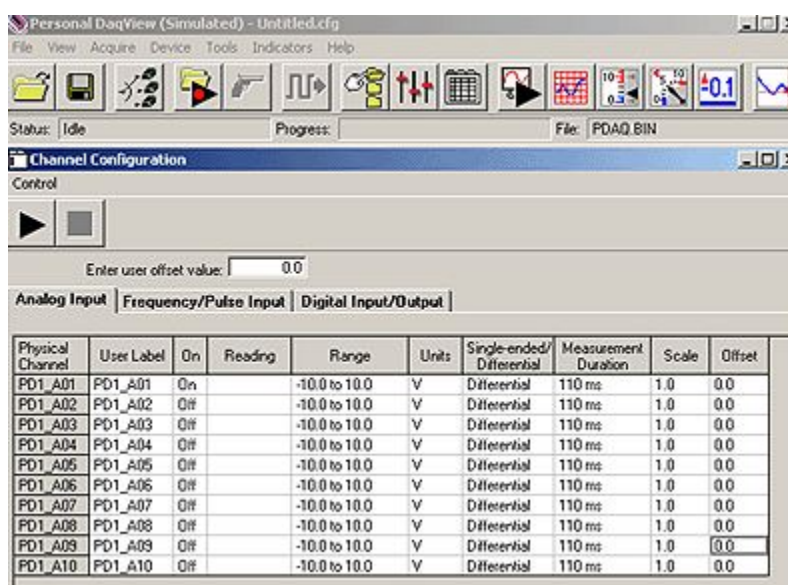


Figura B.1: Programa PERSONAL DAQVIEW.



Figura B.2: Sistema de adquisición de datos.

$$\phi = 2.5 - u_g = 0.2 \text{ m/s}$$

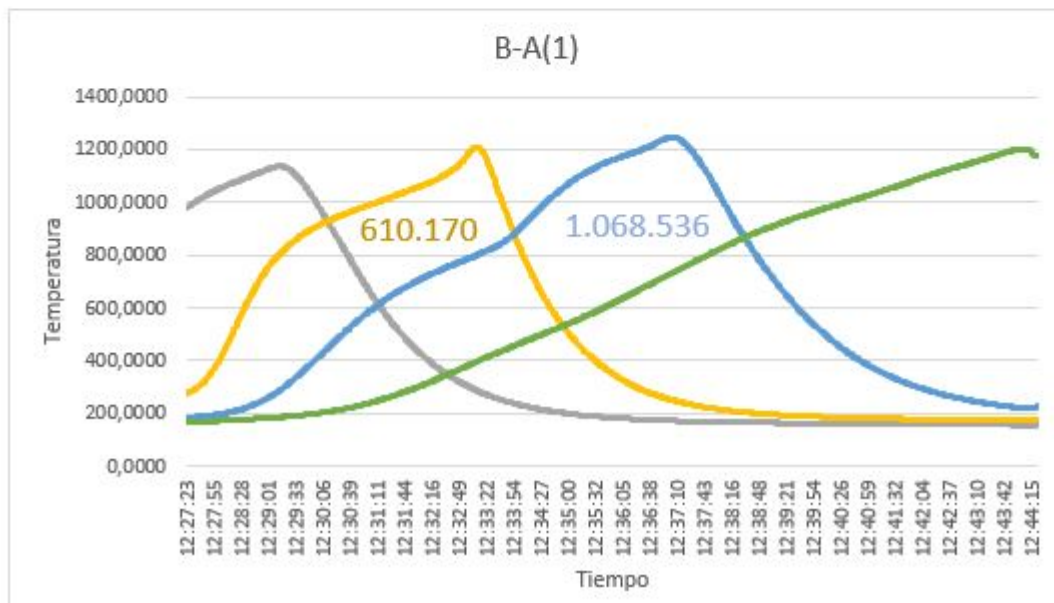
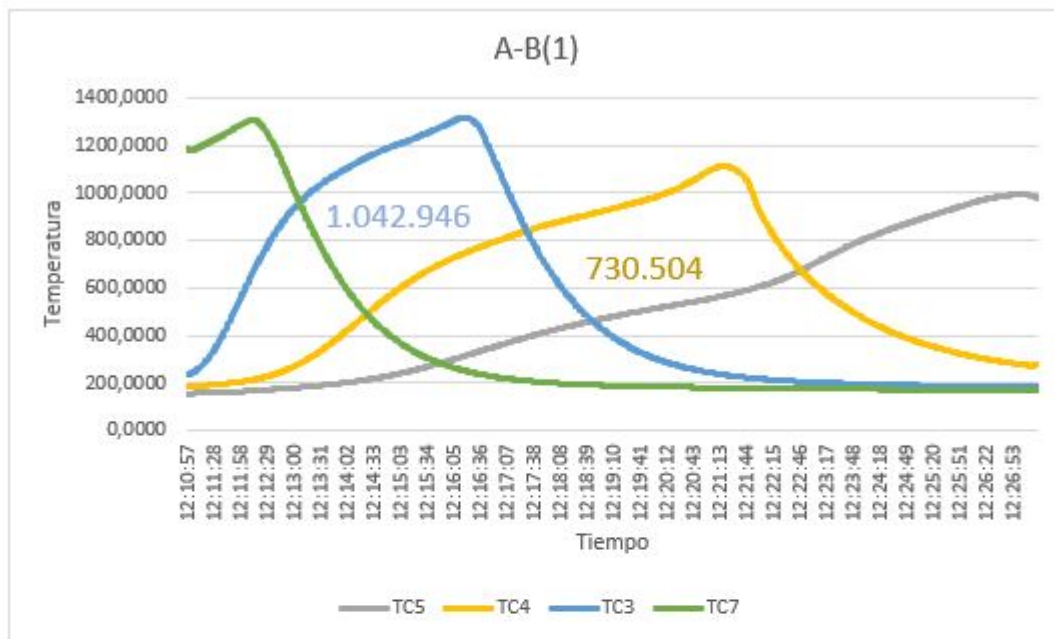


Figura B.3: Gráfico de termocupla  $\phi=2.5$  y  $u=0.2$  [m/s].

$$\phi = 2.5 - u_g = 0.26 \text{ m/s}$$

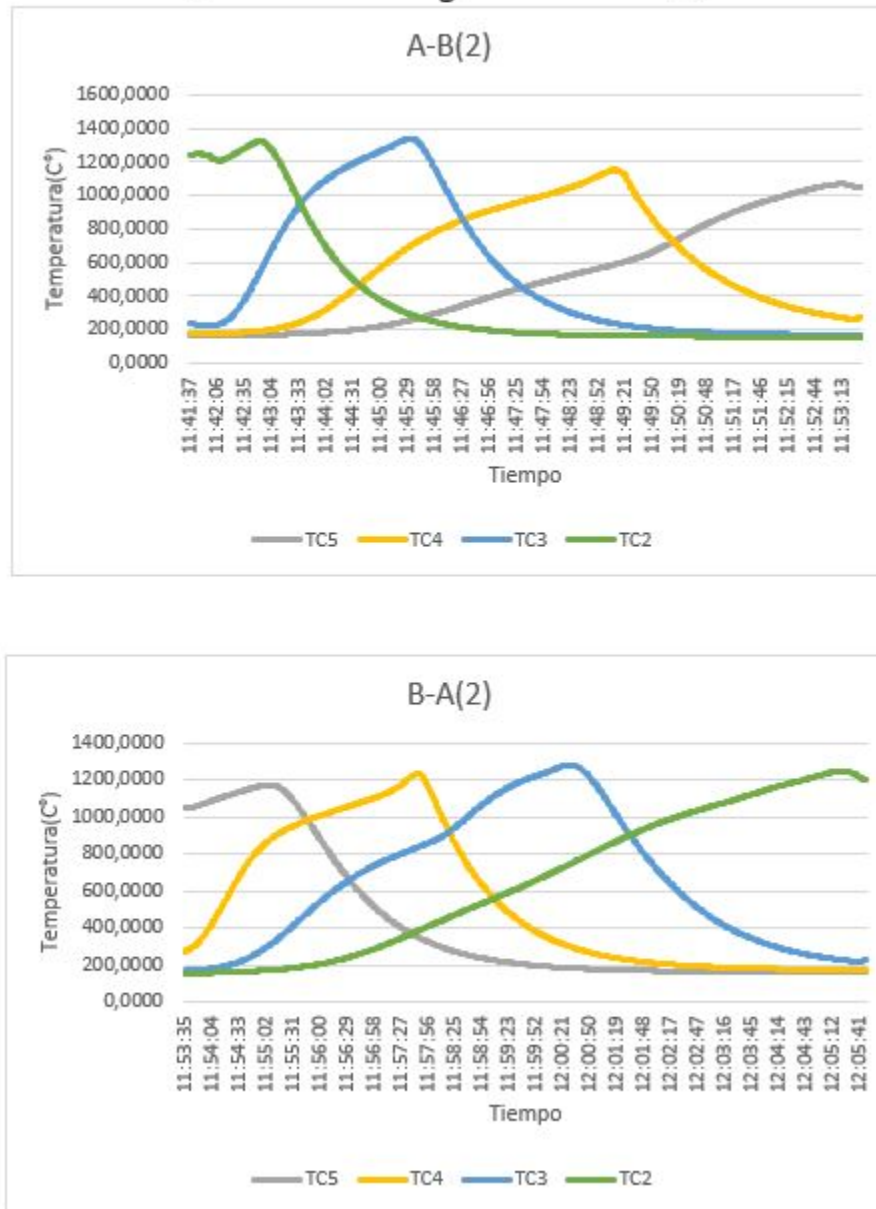


Figura B.4: Gráfico de termocupla  $\phi=2.5$  y  $u=0.26$  [m/s].



$$\phi = 2.5 - u_g = 0.32 \text{ m/s}$$

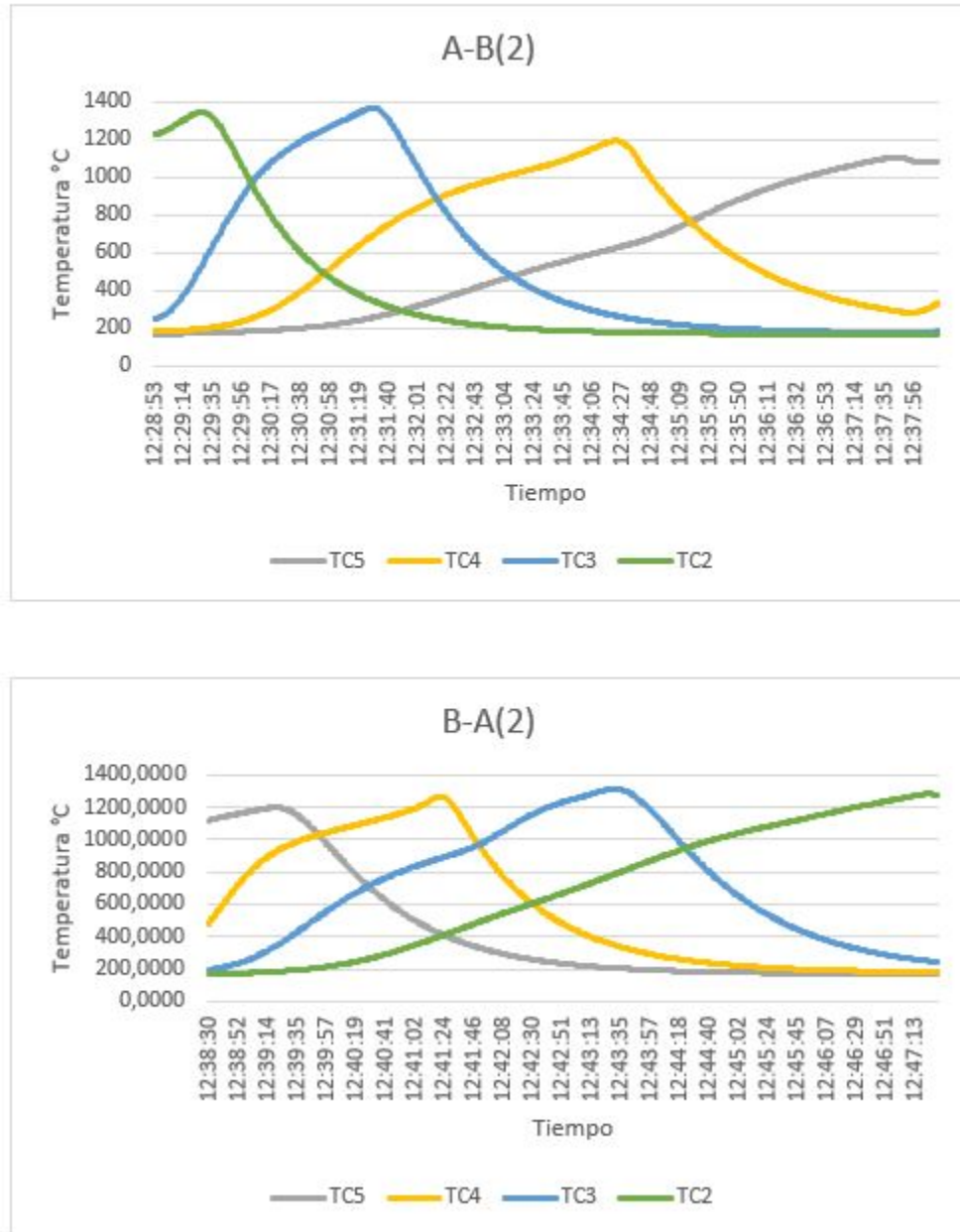


Figura B.5: Gráfico de termocupla  $\phi=2.5$  y  $u=0.32$  [m/s].

$$\phi = 2 - u_g = 0.2 \text{ m/s}$$

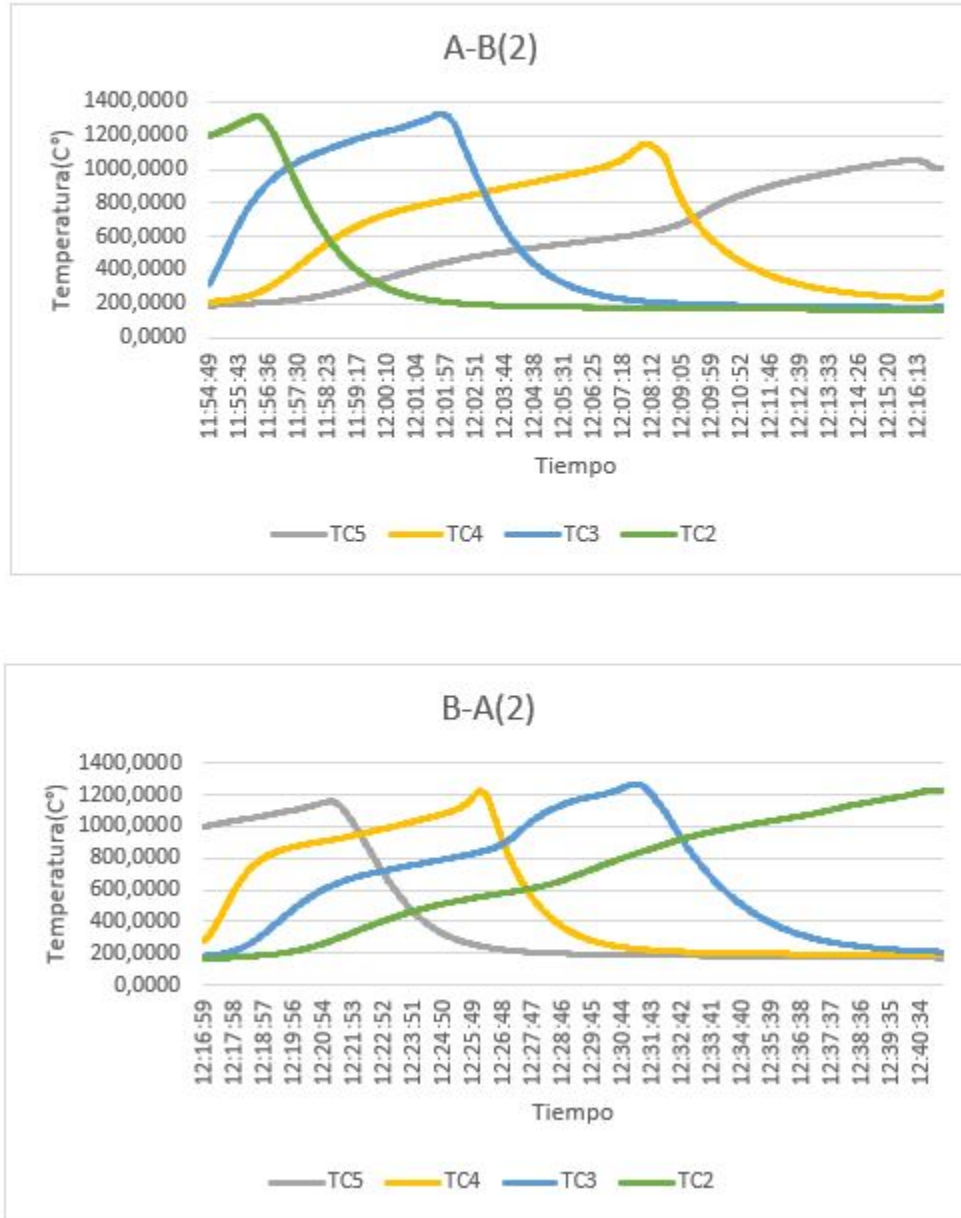


Figura B.6: Gráfico de termocupla  $\phi=2$  y  $u=0.2 \text{ [m/s]}$ .



$$\phi = 2 - u_g = 0.26 \text{ m/s}$$

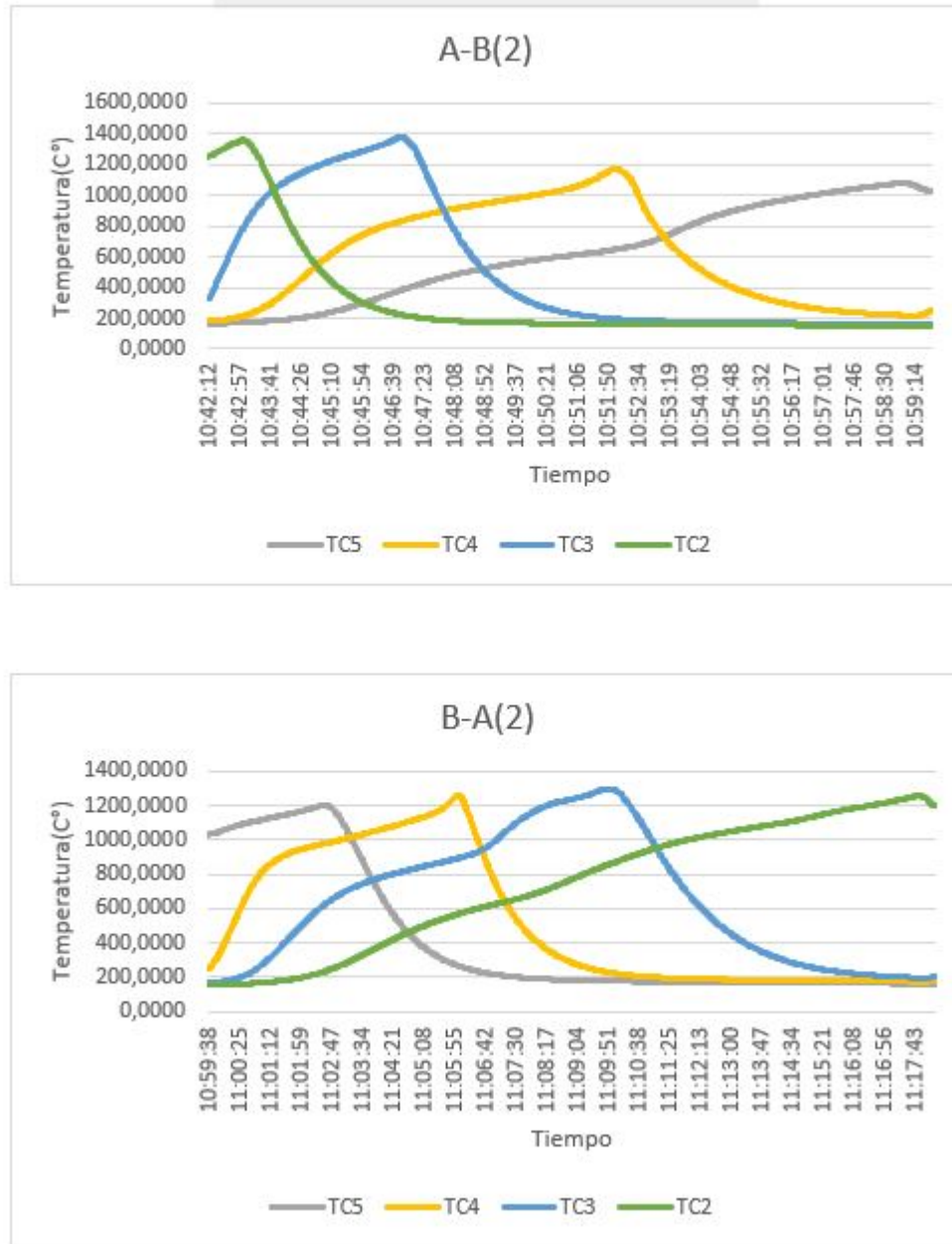


Figura B.7: Gráfico de termocupla  $\phi=2$  y  $u=0.26$  [m/s].

$$\phi = 2 - u_g = 0.32 \text{ m/s}$$

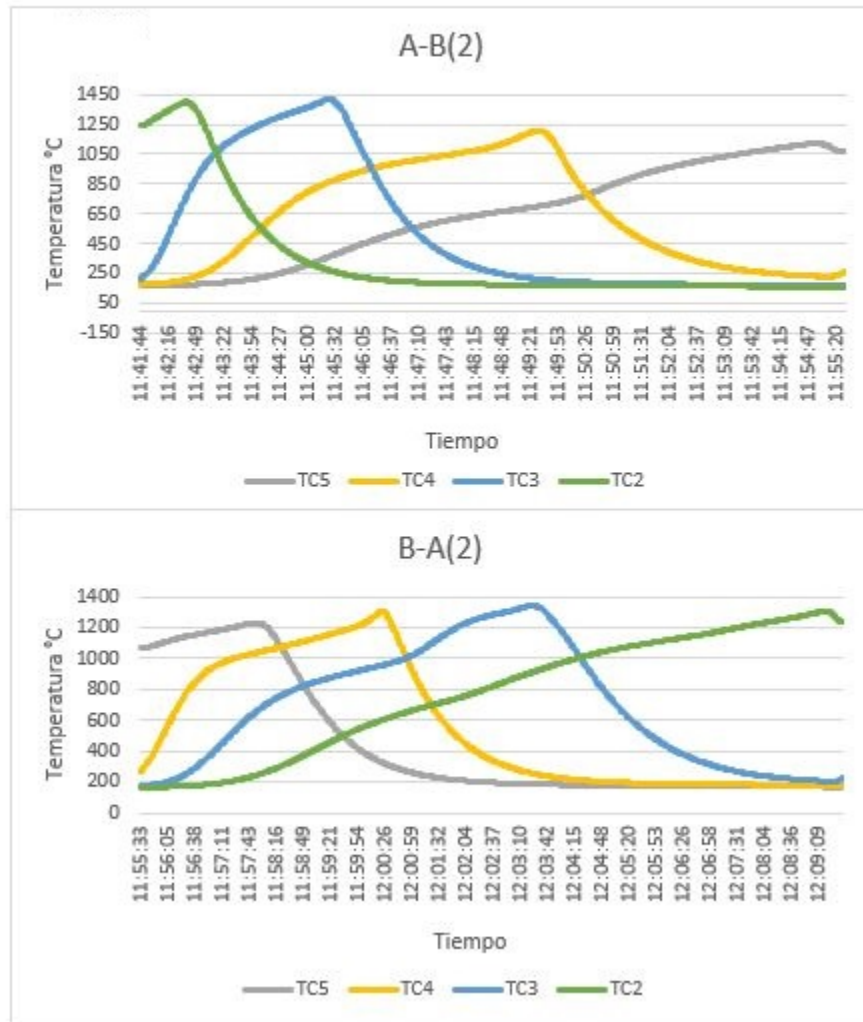


Figura B.8: Gráfico de termocupla  $\phi=2$  y  $u=0.32$  [m/s].

$$\phi = 3 - u_g = 0.2 \text{ m/s}$$

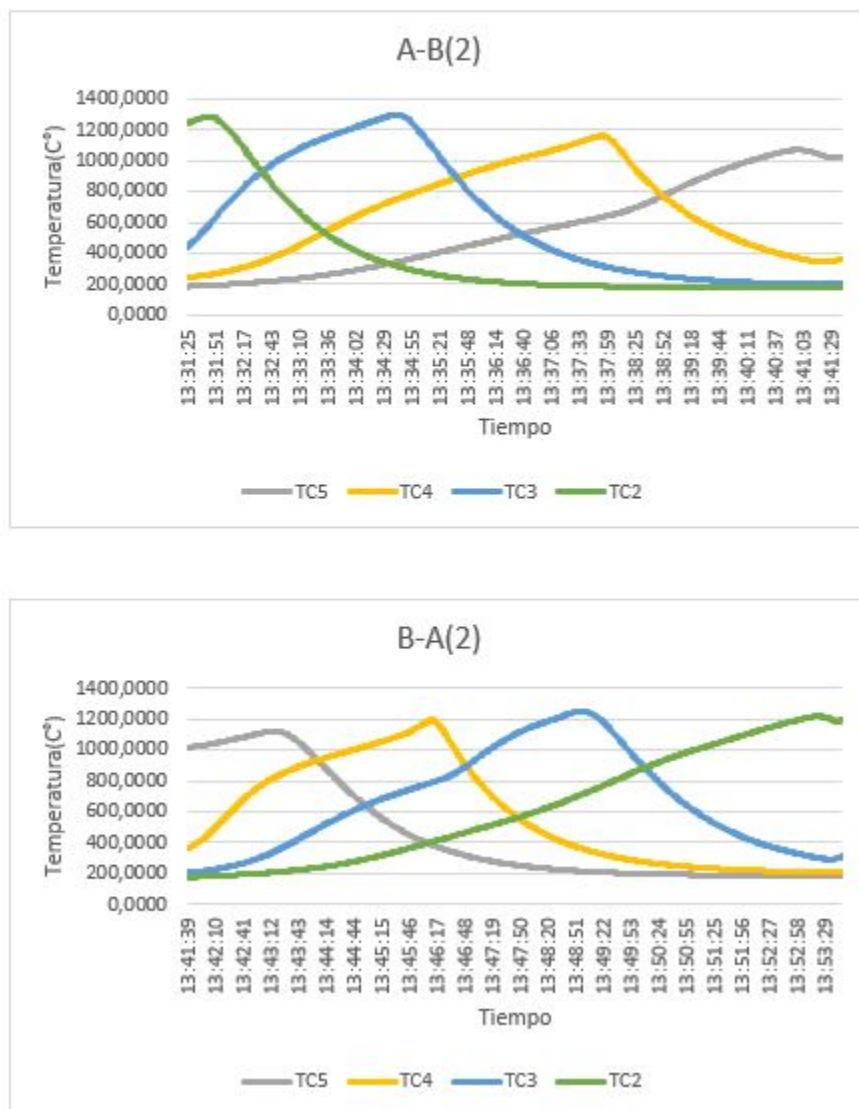


Figura B.9: Gráfico de termocupla  $\phi=3$  y  $u=0.2$  [m/s].

$$\phi = 3 - u_g = 0.26 \text{ m/s}$$

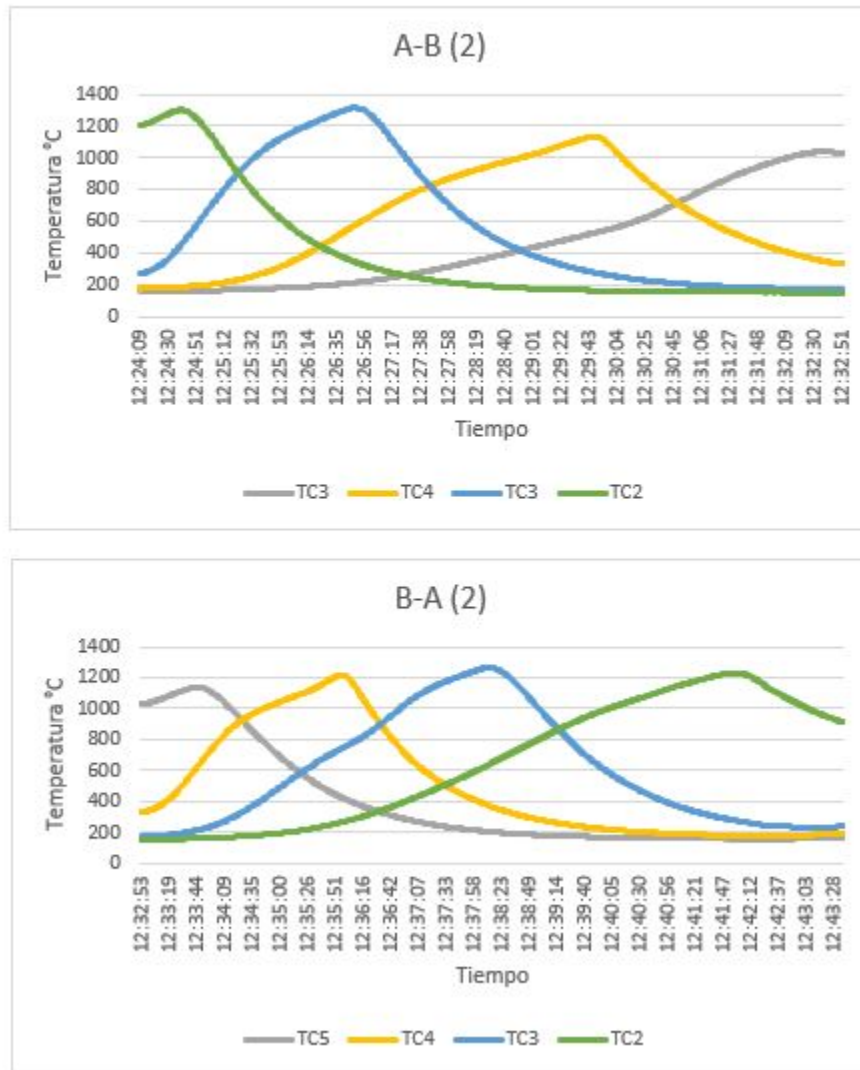


Figura B.10: Gráfico de termocupla  $\phi=3$  y  $u=0.26$  [m/s].

$$\phi = 3 - u_g = 0.32 \text{ m/s}$$

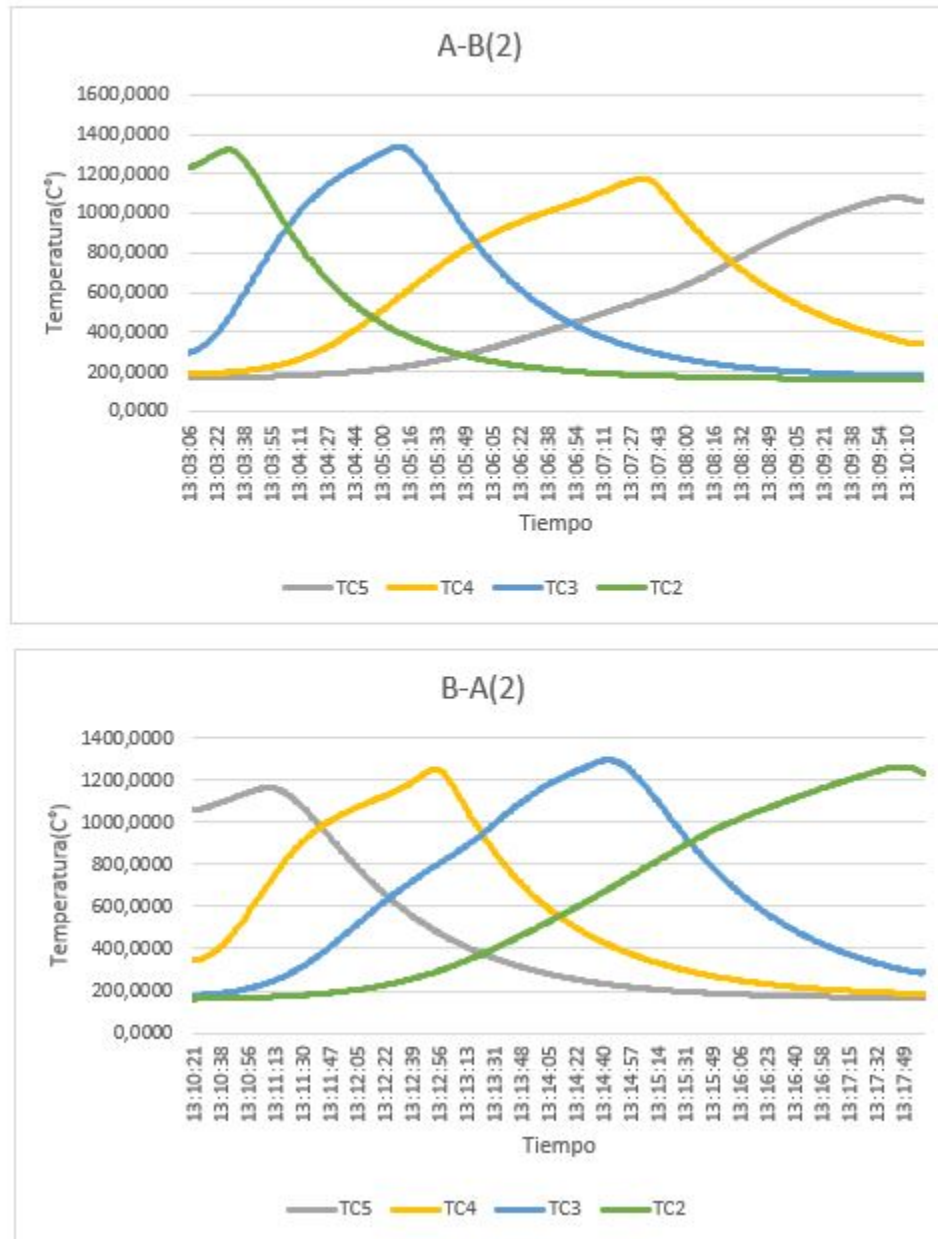


Figura B.11: Gráfico de termocupla  $\phi=3$  y  $u=0.32$  [m/s].

$$\phi = 0,2 - u_g = 0.32 \text{ m/s}$$

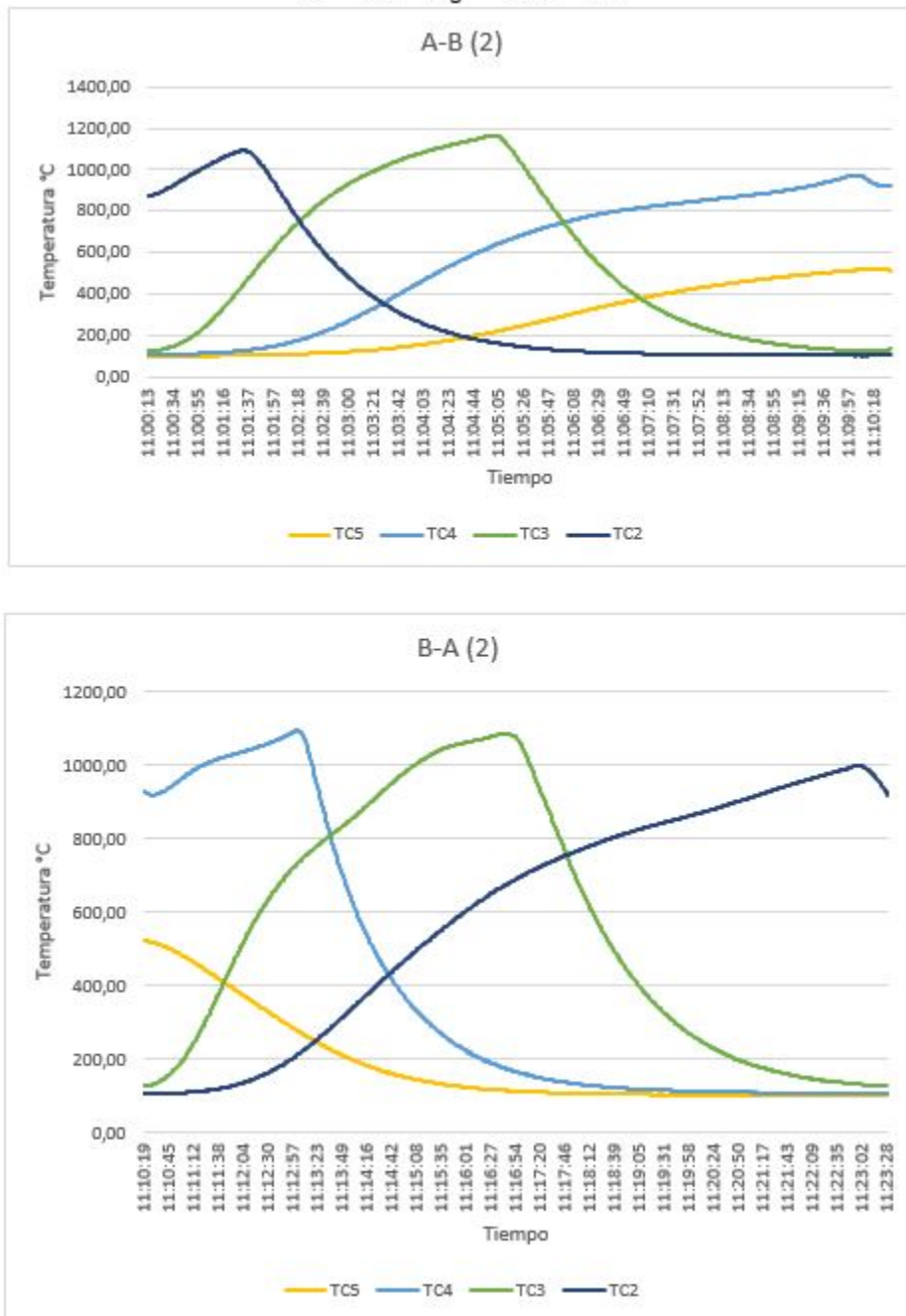


Figura B.12: Gráfico de termocupla  $\phi=0.2$  y  $u=0.32 \text{ [m/s]}$ .



Figura B.13: Gráfico de termocupla  $\phi=0.2$  y  $u=0.26 \text{ [m/s]}$ .



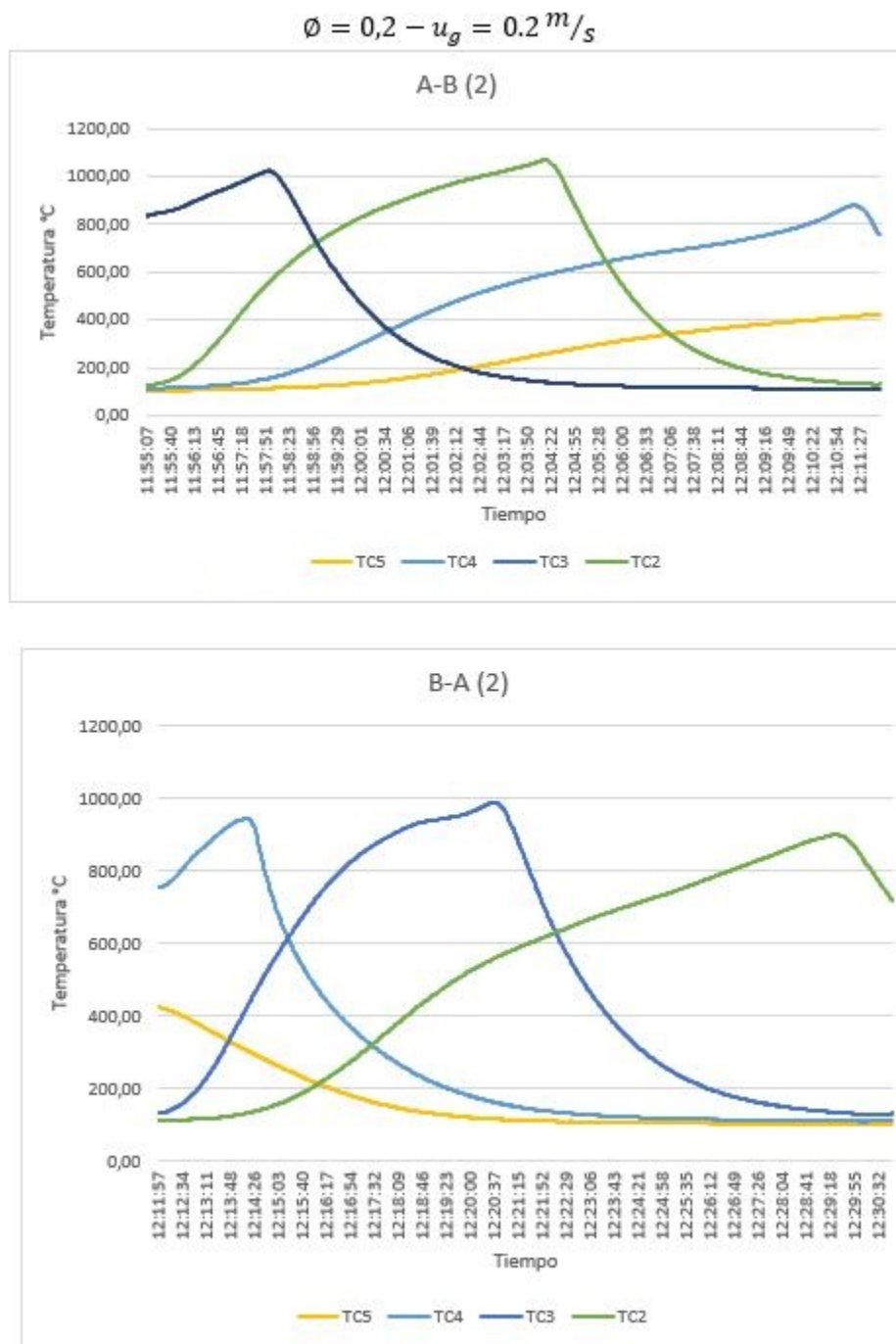


Figura B.14: Gráfico de termocupla  $\phi=0.2$  y  $u=0.2 \text{ [m/s]}$ .



$$\phi = 2 - u_g = 0.26 \text{ m/s}$$



Figura B.15: Gráfico de termocupla  $\phi=2$  y  $u=0.31 \text{ [m/s]}$  con adición de vapor.

$$\phi = 3 - u_g = 0.4 \text{ m/s}$$

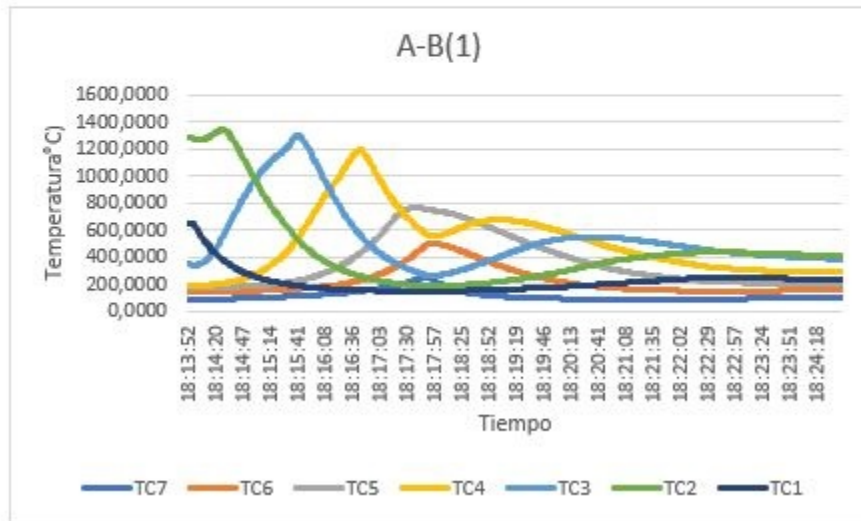


Figura B.16: Gráfico de termocupla  $\phi=3$  y  $u=0.4 \text{ [m/s]}$  con adición de vapor.

## **Anexo C**

# **Cromatografía gaseosa realizada en el laboratorio de química**

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



**RESULTADOS:**

Código interno	[moles H <sub>2</sub> / 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 1580, Valparaíso  
 www.labqi.cl

 servicios.analiticos@usm.cl  
 32 2 654219

QUI-063-21

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 C.2: Informe de ensayo N° QUI-063-21(2).









**RESULTADOS:**

Código interno	[moles H <sub>2</sub> / 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:  $X \pm s$ ; 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-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 2 de 2

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



## Anexo D

# 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. Fugas de gas licuado. Caídas. Arco eléctrico.		Utilizar equipos de protección personal. Utilizar detector de fugas. Mantener vías despejadas. Tener al alcance un extintor cargado.	
2	Realizar encendido y operación del reactor.	Fugas de gas natural. Fugas de gas licuado. Quemaduras. Incendios.		Utilizar equipos de protección personal. Utilizar detector de fugas. Mantener vías despejadas. Tener al alcance un extintor cargado. Seguir el procedimiento de operación de manera adecuada	
3	Apagado del reactor y equipos.	Fugas de gas natural. Quemaduras. Incendios.		Utilizar equipos de protección personal. Utilizar detector de fugas. Mantener vías despejadas. Tener al alcance un extintor cargado. Cerrar llaves de paso del gas natural y aire y apagar equipos.	


Figura D.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 LÍNEAS DE GN.				
VARIFICAR VÁLVULAS 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 AIRE Y COMBUSTIBLE PARA VELOCIDAD DE FILTRACIÓN 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 D.2: Listado de chequeo para operación.

## Anexo E

# Resultados de composición elemental y características de la biomasa



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, Oxígeno, 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
	Oxígeno	[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
	Oxígeno	[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 ± x; donde X corresponde al valor promedio entre las porciones de muestra analizadas y x es la desviación estándar de los valores obtenidos.


Observaciones: No hay observaciones.



Gisela Bruhn  
Químico analista



LABORATORIO DE ANÁLISIS QUÍMICO E INSTRUMENTAL  
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA  
UTFSM  
VALPARAISO



María Eleña Ortiz  
Jefe de Laboratorio

Responsable: Jefe de Laboratorio  
 Av. España 1680, Valparaíso  
 www.labqi.cl

servicios.analiticos@usm.cl  
 32 2 654219

QUI-086-21  
 v03

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 E.1: Composición elemental biomasa.



UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA  
DEPARTAMENTO INGENIERÍA MECÁNICA  
LABORATORIO DE TERMODINÁMICA

**CERTIFICADO INTERNO**

Se certifica haber analizado la muestra de: BIOMASA

Para determinar : PODER CALORÍFICO SUPERIOR E INFERIOR, HUMEDAD Y DENSIDAD

Enviada por : PROFESOR SR. MARIO TOLEDO T.  
ALUMNO MEMORISTA: RODRIGO FERNÁNDEZ

Muestra : BIOMASA

Orden de ensayo N°. : Solicitud de análisis del 13.10.2021 At. Sr. Mario Toledo T.

Fecha de recibo : 02.11.2021

Análisis N° : LTI-01-21

**RESULTADOS OBTENIDOS**

Determinación	Resultado	Unidad	Norma
Poder Calorífico Superior (Base recibida)	18.811	[ kJ/kg ]	ASTM D-240
	4.494	[ kcal/kg ]	
Poder Calorífico Inferior (Base recibida)	17.371	[ kJ/kg ]	ASTM D-2016-74
	4.150	[ kcal/kg ]	
Humedad	7.72	[ % ]	Método desarrollado LTD.
Densidad	1.36	[ g/cm³ ]	

**Observaciones:** Resultado obtenido del promedio de dos determinaciones.



Prof. Mg. Ing. Jaime Espinoza Silva  
Jefe Laboratorio Termodinámica  
Departamento Ingeniería Mecánica

VALPARAISO, 29 de noviembre de 2021

Avda. España 1680-Fono 56-32-2654170-2654162 - e-mail [labtd.mec@usm.cl](mailto:labtd.mec@usm.cl)  
Casilla 110-V Valparaíso CHILE

Figura E.2: Características de la biomasa.

# Bibliografía

- [1] M. Hook, U. Bardi, L. Feng, and X. Pang, “Growth rates of global energy systems and future outlooks,” *Natural Resources Research*, vol. 21, no. 1, pp. 23–41, 2012.
- [2] C. for Climate and E. Solutions, *Global Manmade Greenhouse Gas Emissions by Sector*, 2013. <https://www.c2es.org/content/international-emissions/>.
- [3] CNE, “Anuariocne2019,”
- [4] S. Safarian, R. Unnórsson, and C. Richter, “A review of biomass gasification modelling,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 110, pp. 378–391, 2019.
- [5] M. Kamal and A. Mohamad, “Combustion in porous media,” *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy*, vol. 220, no. 5, pp. 487–508, 2006.
- [6] H. C. López, “Combustión con exceso de entalpía,” *TecnoLógicas*, no. 21, pp. 169–190, 2008.
- [7] M. T. Torres, “Hydrogen production from chilean carbonaceous feedstocks using a novel reverse flow porous media reactor,” *Fondecyt* 1190654.
- [8] E. Salganskii, V. Fursov, S. Glazov, M. Salganskaya, and G. Manelis, “Model of vapor—air gasification of a solid fuel in a filtration mode,” *Combustion, Explosion and Shock Waves*, vol. 42, no. 1, pp. 55–62, 2006.
- [9] J. Bingue, A. Saveliev, and L. A. Kennedy, “Optimization of hydrogen production by filtration combustion of methane by oxygen enrichment and depletion,” *International journal of hydrogen energy*, vol. 29, no. 13, pp. 1365–1370, 2004.
- [10] J. O. Abe, A. Popoola, E. Ajenifuja, and O. Popoola, “Hydrogen energy, economy and storage: review and recommendation,” *International journal of hydrogen energy*, vol. 44, no. 29, pp. 15072–15086, 2019.
- [11] M. Balat, M. Balat, E. Kırtay, and H. Balat, “Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. part 1: Pyrolysis systems,” *Energy conversion and Management*, vol. 50, no. 12, pp. 3147–3157, 2009.

- [12] P. McKendry, "Energy production from biomass (part 3): gasification technologies," *Bioresource technology*, vol. 83, no. 1, pp. 55–63, 2002.
- [13] F. Dawood, M. Anda, and G. Shafiullah, "Hydrogen production for energy: An overview," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 45, no. 7, pp. 3847–3869, 2020.
- [14] IEA, Key World Energy Statistics 2019. <https://www.iea.org/>.
- [15] D. van Vuuren and B. O’Niell, "The consistency of ipcc’s sres scenarios to 1990-2000 trends and recent projections.," *Climatic Change*, vol. 75, no. 1-2, pp. 9–46, 2006.
- [16] BP, Statistical Review of World Energy. <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy.html>.
- [17] Z. Abdin, A. Zafaranloo, A. Rafiee, W. Mérida, W. Lipiński, and K. R. Khalilpour, "Hydrogen as an energy vector," *Renewable and sustainable energy reviews*, vol. 120, p. 109620, 2020.
- [18] S. Banerjee, M. N. Musa, and A. B. Jaafar, "Economic assessment and prospect of hydrogen generated by otec as future fuel," *international journal of hydrogen energy*, vol. 42, no. 1, pp. 26–37, 2017.
- [19] J. Andersson and S. Grönkvist, "Large-scale storage of hydrogen," *International journal of hydrogen energy*, vol. 44, no. 23, pp. 11901–11919, 2019.
- [20] D. g. f. I. Z. G. G. R. Vasquez, F. Salinas, "tecnologías del hidrógeno y perspectiva para chile.3," <https://www.4echile.cl/4echile/wp-content/uploads/2018/04/LIBRO-TECNOLOGIAS-H2-Y-PERSPECTIVAS-CHILE.pdf>.
- [21] C. Acar and I. Dincer, "Review and evaluation of hydrogen production options for better environment," *Journal of cleaner production*, vol. 218, pp. 835–849, 2019.
- [22] I. Dincer and C. Acar, "A review on clean energy solutions for better sustainability," *International Journal of Energy Research*, vol. 39, no. 5, pp. 585–606, 2015.
- [23] Endesa, Centrales de biomasa y sus tipos. <https://www.fundacionendesa.org/es/centrales-renovables/a201908-central-de-biomasa>.
- [24] G. N. Cifuentes and C. R. Monroy, "Biomasa en chile,"
- [25] U. SA, "Potencial de biomasa en chile,"
- [26] P. McKendry, "Energy production from biomass (part 1): overview of biomass," *Bioresource technology*, vol. 83, no. 1, pp. 37–46, 2002.



- [27] J. Peña, P. Martínez, M. Cortés, N. Chirivi, and L. M. Geney, “Uso energético de la biomasa a través del proceso de gasificación,” *Revista de Investigación*, vol. 10, no. 2, pp. 165–181, 2017.
- [28] B. Cengel, *Termodinámica*. Mc Graw Hill, 2011.
- [29] C. Sánchez Naranjo, “Teoría de la combustión [en línea],” Madrid: UNED-Universidad Nacional de Educación a Distancia, 2007.
- [30] P. McKendry, “Energy production from biomass (part 2): conversion technologies,” *Bioresource technology*, vol. 83, no. 1, pp. 47–54, 2002.
- [31] C. Di Blasi, “Modeling chemical and physical processes of wood and biomass pyrolysis,” *Progress in energy and combustion science*, vol. 34, no. 1, pp. 47–90, 2008.
- [32] M. Klug, “Pirólisis, un proceso para derretir la biomasa,” *Revista de Química*, vol. 26, no. 1-2, pp. 37–40, 2012.
- [33] M. Balat, M. Balat, E. Kırtay, and H. Balat, “Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. part 2: Gasification systems,” *Energy conversion and management*, vol. 50, no. 12, pp. 3158–3168, 2009.
- [34] A. Molino, S. Chianese, and D. Musmarra, “Biomass gasification technology: The state of the art overview,” *Journal of Energy Chemistry*, vol. 25, no. 1, pp. 10–25, 2016.
- [35] N. Couto, A. Rouboa, V. Silva, E. Monteiro, and K. Bouziane, “Influence of the biomass gasification processes on the final composition of syngas,” *Energy Procedia*, vol. 36, pp. 596–606, 2013.
- [36] S. Sansaniwal, K. Pal, M. Rosen, and S. Tyagi, “Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review,” *Renewable and sustainable energy reviews*, vol. 72, pp. 363–384, 2017.
- [37] A. A. Ahmad, N. A. Zawawi, F. H. Kasim, A. Inayat, and A. Khasri, “Assessing the gasification performance of biomass: A review on biomass gasification process conditions, optimization and economic evaluation,” *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 53, pp. 1333–1347, 2016.
- [38] W. Peng, L. Wang, M. Mirzaee, H. Ahmadi, M. Esfahani, and S. Fremaux, “Hydrogen and syngas production by catalytic biomass gasification,” *Energy Conversion and Management*, vol. 135, pp. 270–273, 2017.
- [39] M. Asadullah, T. Miyazawa, S.-i. Ito, K. Kunitani, M. Yamada, and K. Tomishige, “Catalyst development for the gasification of biomass in the dual-bed gasifier,” *Applied Catalysis A: General*, vol. 255, no. 2, pp. 169–180, 2003.

- [40] M. A. Mujeebu, M. Z. Abdullah, M. A. Bakar, A. Mohamad, R. Muhad, and M. Abdullah, "Combustion in porous media and its applications—a comprehensive survey," *Journal of environmental management*, vol. 90, no. 8, pp. 2287–2312, 2009.
- [41] I. Malico and M. A. Mujeebu, "Potential of porous media combustion technology for household applications.," 2015.
- [42] W. M. Mathis and J. L. Ellzey, "Flame stabilization, operating range, and emissions for a methane/air porous burner," *Combustion Science and Technology*, vol. 175, no. 5, pp. 825–839, 2003.
- [43] P. 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," 2017.
- [44] R. Tanaka, M. Shinoda, and N. Arai, "Combustion characteristics of a heat-recirculating ceramic burner using a low-calorific-fuel," *Energy Conversion and Management*, vol. 42, no. 15-17, pp. 1897–1907, 2001.
- [45] F. J. E. CASTILLO PARRA, "Análisis experimental del uso de vapor de agua en un reactor de flujo recíproco con suministro de aire y combustible para la generación de gas de síntesis," 2017.
- [46] H. C. ARANEDA NÚÑEZ, "Optimización de la operación de un reactor de flujo recíproco de medio poroso con suministro de gas natural y adición de vapor de agua para la generación de hidrógeno," 2018.
- [47] K. Hanamura, R. Echigo, and S. A. Zhdanok, "Superadiabatic combustion in a porous medium," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 36, no. 13, pp. 3201–3209, 1993.
- [48] M. K. Drayton, A. V. Saveliev, L. A. Kennedy, A. A. Fridman, and Y.-E. D. Li, "Syngas production using superadiabatic combustion of ultra-rich methane-air mixtures," in *Symposium (International) on Combustion*, vol. 27, pp. 1361–1367, Elsevier, 1998.
- [49] K. Dobrego, N. Gnezdilov, S. Lee, and H. Choi, "Partial oxidation of methane in a reverse flow porous media reactor. water admixing optimization," *International journal of hydrogen energy*, vol. 33, no. 20, pp. 5535–5544, 2008.
- [50] M. Fierro, P. Requena, E. Salgansky, and M. Toledo, "Experimental investigation of reverse flow porous medium reactor with premixed and non-premixed flames," *Chemical Engineering Journal*, vol. 425, p. 130178, 2021.
- [51] F. Contarin, A. V. Saveliev, A. A. Fridman, and L. A. Kennedy, "A reciprocal flow filtration combustor with embedded heat exchangers: numerical study," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, vol. 46, no. 6, pp. 949–961, 2003.

- [52] V. Bubnovich, L. Henríquez, C. Díaz, and M. Maiza, "Diameter of alumina balls effect on stabilization operation region for a reciprocal flow burner," *International journal of heat and mass transfer*, vol. 54, no. 9-10, pp. 2026–2033, 2011.
- [53] D. Minic, *Hydrogen Energy: Challenges and Perspectives*. BoD–Books on Demand, 2012.
- [54] S. Caro, D. Torres, and M. Toledo, "Syngas production from residual biomass of forestry and cereal plantations using hybrid filtration combustion," *international journal of hydrogen energy*, vol. 40, no. 6, pp. 2568–2577, 2015.
- [55] N. Ripoll, C. Silvestre, E. Paredes, and M. Toledo, "Hydrogen production from algae biomass in rich natural gas-air filtration combustion," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 42, no. 8, pp. 5513–5522, 2017.
- [56] M. Toledo, C. Rosales, C. Silvestre, and S. Caro, "Numerical simulation of the hybrid filtration combustion of biomass," *International Journal of Hydrogen Energy*, vol. 41, no. 46, pp. 21131–21139, 2016.
- [57] M. Toledo, E. Vergara, and A. V. Saveliev, "Syngas production in hybrid filtration combustion," *International journal of hydrogen energy*, vol. 36, no. 6, pp. 3907–3912, 2011.
- [58] H. F. GONZÁLEZ PÉREZ, "Modelación de un reactor para la producción continua de gas de síntesis a partir de biogás y polietileno," 2014.
- [59] R. S. Dhamrat and J. L. Ellzey, "Numerical and experimental study of the conversion of methane to hydrogen in a porous media reactor," *Combustion and flame*, vol. 144, no. 4, pp. 698–709, 2006.
- [60] J. Hoffmann, R. Echigo, H. Yoshida, and S. Tada, "Experimental study on combustion in porous media with a reciprocating flow system," *Combustion and flame*, vol. 111, no. 1-2, pp. 32–46, 1997.
- [61] R. Araya, K. Araus, K. Utria, and M. Toledo, "Optimization of hydrogen production by filtration combustion of natural gas by water addition," *International journal of hydrogen energy*, vol. 39, no. 14, pp. 7338–7345, 2014.
- [62] M. W. Islam, "Effect of different gasifying agents (steam,  $\text{H}_2\text{O}_2$ , oxygen,  $\text{CO}_2$ , and air) on gasification parameters," *international journal of hydrogen energy*, vol. 45, no. 56, pp. 31760–31774, 2020.
- [63] T. Renganathan, M. Yadav, S. Pushpavanam, R. Voolapalli, and Y. Cho, "CO<sub>2</sub> utilization for gasification of carbonaceous feedstocks: a thermodynamic analysis," *Chemical engineering science*, vol. 83, pp. 159–170, 2012.

- [64] V. Kirubakaran, V. Sivaramakrishnan, R. Nalini, T. Sekar, M. Premalatha, and P. Subramanian, "A review on gasification of biomass," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 13, no. 1, pp. 179–186, 2009.