

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



“APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE  
COMBUSTIÓN EN MEDIOS POROSOS  
INERTES EN OXICOMBUSTIÓN Y  
GENERACIÓN DE GAS DE SÍNTESIS”

JOAQUÍN ENRIQUE ROSAS PIEL

MEMORIA DE TITULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE:  
INGENIERO CIVIL MECÁNICO  
MENCIÓN ENERGÍA

PROFESOR GUÍA:  
PROFESOR CORREFERENTE:

DR. ING. MARIO TOLEDO T.  
DR. RER. NAT. HERNÁN OLGUÍN A.

JUNIO 2016

*Me gustaría agradecer en primer lugar a mi familia que estuvo siempre a mi lado apoyándome en todo momento. Mis padres Leonor y Oscar, quienes han sido un pilar fundamental en mi vida entregándome la educación y valores necesarios para llegar a ser la persona que soy hoy en día. A mis hermanos, Oscar y Constanza, quienes siempre confiaron en mi y estuvieron conmigo cuando mas los necesite.*

*A mis amigos Jean-Marc Lütschg, Rodrigo Urzua, Santiago Ferrada, Juan Pablo Soussi, Alexandra Quiroz, Sebastian Zambrano, Pablo Carmona, Rodrigo Poblete, Macarena Rodriguez y Gonzalo Muñoz quienes fueron un pilar fundamental en esta etapa universitaria compartiendo tantos buenos momentos y anécdotas juntos.*

*También agradezco a todo el grupo de compañeros mecánicos con quienes pasamos por muchos obstáculos estudiando y trabajando incontables veces por muchas horas.*

*Agradezco al profesor Mario Toledo por darme la oportunidad y confiar en mi trabajo para realizar parte de mi investigación en Alemania, resultando en la mejor experiencia de mi vida hasta el momento.*

*Gran parte de este trabajo se pudo realizar por el apoyo y esfuerzo en equipo con mis compañeros Guido Subiabre y Claudio Ibarra, además de todo el apoyo entregado por Juan Vidal, Daniel Galleguillos y José Duque en el laboratorio.*

*Es necesario agradecer también a Jocelyn Herrera, quien me dio la oportunidad y confió en mi trabajo, además de entregarme un sin fin de herramientas tanto en el ámbito profesional como en el personal.*

*Finalmente y no menos importante, quiero agradecer a mi segunda familia, el equipo de básquetbol de la Universidad, del que me siento orgulloso de ser miembro. Conocí un admirable grupo de personas reunidas por el deporte que amamos disfrutando al máximo cada entrenamiento, partido y los buenos momentos que siempre recordare. Gracias Santiago Ferrada, Álvaro Vallejos, Carlos Gonzalez, Sebastián Saavedra, Diego Castillo, Mauricio Soto, Matías Medel, Jean-Marc Lütschg, Ignacio Torrealba, Pablo Águila y al profesor Eduardo Medina.*

# Dedicatoria

*“Hay una fuerza motriz más poderosa que el vapor, la electricidad y la energía atómica: la voluntad”.* Albert Einstein

# Resumen

El presente trabajo de investigación desarrolla dos estudios experimentales sobre la combustión en medios porosos inertes.

El primer estudio está inserto bajo el proyecto de colaboración con el *Department of Combustion and Explosion of the Institute of Problems of Chemical Physics of the Russian Academy of Sciences (IPCP-RAS)*, que tiene como objetivo implementar un reactor de medios porosos inertes de flujo recíproco para la generación de gas de síntesis con un sistema de inyección que permita alternar la dirección del flujo de combustible. Se estudian perfiles de temperatura, velocidades del frente de combustión y los porcentajes en fracción molar de hidrógeno y monóxido de carbono, para relaciones de equivalencia: 2,1 , 2,3 y 2,5. En el ensayo de  $\phi = 2,5$  se alcanzan los mayores valores de temperatura 1060,71[°C], velocidad del frente de llama 0,01067[cm/s], conversión de hidrógeno 21,3% y de monóxido de Carbono de 3,3%.

El segundo estudio se encuentra inserto en el proyecto *Novel techniques for utilization of solid, carbon-rich materials within hybrid porous inert media reactors* en colaboración con *B2 research group "Flows with Chemical Reactions" at the Institute of Fluid Mechanics (LSTM) - Friedrich-Alexander University Erlangen-Nuremberg*, que tiene como objetivo implementar un quemador radiante de medios porosos inertes para el estudio experimental de oxicomustión utilizando una mezcla de oxígeno y dióxido de carbono como oxidante. Para la combustión metano-aire se estudia la temperatura de la superficie del quemador con un pirómetro y la composición de los gases de escape con un analizador de gases, para radios de equivalencia: 0,77 , 0,83 , 0,91 y 1. La temperatura de la superficie del quemador y las emisiones de *CO* aumentan con la relación de equivalencia y la tasa de quemado, alcanzando valores máximos para  $\phi=1$ .

En la oxicomustión se estudia la temperatura de la superficie del quemador y la estabilidad de la combustión en condiciones estequiométricas para distintos %*CO*<sub>2</sub> desde 65% hasta 80%. Al utilizar la misma cantidad de volumen de *CO*<sub>2</sub> y *N*<sub>2</sub> las temperaturas registradas son mayores en la combustión con aire y para alcanzarlas es necesario utilizar una menor cantidad de volumen *CO*<sub>2</sub> en la mezcla para oxicomustión. La estabilidad de la combustión esta establecida por la aparición de una distribución de temperaturas no homogénea en el quemador determinada por la máxima cantidad de volumen de *CO*<sub>2</sub> que es posible utilizar, siendo esta cada vez menor cuando se emplean tasas de quemado mayores.

**Palabras claves:** *Reactor de medios porosos inertes, Gas de síntesis, Oxicomustión, Quemador radiante de medios porosos inertes.*

# Abstract

This research carried out experimental studies of combustion in inert porous media.

The first study, is insert under the collaboration project with *Department of Combustion and Explosion of the Institute of Problems of Chemical Physics of the Russian Academy of Sciences(IPCP-RAS)*, which aims to implement a inert porous media reactor with reciprocal flow for syngas production using an injection system that allows switching the direction of fuel flow. Temperature profiles, flame speed and chemical products of the combustion were recorded at different equivalence ratios 2,1 ; 2,3 and 2,5. It is observed at  $\phi=2,5$  the highest values of hydrogen conversion 21,3%, carbon monoxide 3,3%, temperature 1060,71[°C] and velocity 0,01067[cm/s].

The second study, is inserted under the collaboration project *Novel techniques for utilization of solid, carbon-rich materials within hybrid porous inert media reactors* with B2 research group “*Flows with Chemical Reactions*” at the *Institute of Fluid Mechanics (LSTM) – Friedrich-Alexander University Erlangen-Nuremberg*, which aims to implement a radiant porous burner to the experimental study of methane-air combustion and oxy-fuel combustion using  $CO_2$  as diluent. For methane-air combustion, burner surface temperature and chemical products of the combustion were recorded at different equivalence ratios 0,77 ; 0,83 ; 0,91 and 1. The results shows a clear trend where temperature and  $CO$  emissions increase with equivalence ratio and firing rate reaching a peak at  $\phi=1$ .

For oxy-fuel combustion, surface burner temperature is recorded and the combustion stability is analyzed at different % $CO_2$  from 65% to 80% in stoichiometric conditions. The temperatures are higher in air system using the same volume of  $CO_2$  and  $N_2$ . To reach similar temperatures is necessary to use less volumen of  $CO_2$  in the oxy-fuel system. Combustion stability is determined by the occurrence of nonhomogeneous distribution of temperatures in the burner, which is conditioned by the maximum amount of volume  $CO_2$  to dilute the oxygen. This maximum amount decreased at higher firing rates.

**Keywords:** *Inert Porous Media reactor, Syngas, Oxy-Fuel Combustion, porous radiant burner*

# Glosario

## Abreviaturas

<i>FR</i>	Firing rate	$[kW/m^2]$
<i>GEI</i>	Gases efecto invernadero	
<i>GNS</i>	Gas natural sintético	
<i>MPI</i>	Medios porosos inertes	
<i>RFR</i>	Reactor de flujo recíproco	

## Letras Griegas

$\alpha$	Coefficiente de difusión térmica	$[cm^2/s]$
$k$	Conductividad térmica	$[W/m * k]$
$\emptyset$	Diámetro	$[mm]$
$\rho$	Densidad	$[kg/m^3]$
$\sigma_f$	Esfuerzo fluencia	$[MPa]$
$\varepsilon$	Porosidad del material	$[-]$
$\lambda$	Relación aire-combustible	$[-]$
$\phi$	Relación de equivalencia	$[-]$
$\sigma_t$	Resistencia a la tensión	$[MPa]$
$\mu$	Viscosidad dinámica	$[P * s]$

## Nomenclatura Formulas Quimicas

$H_2O$	Agua
$CO_2$	Dióxido de carbono
$CH_4$	Metano
$CH_2$	Metileno
$CH_3$	Metilo
$CO$	Monóxido de carbono
$NO$	Monóxido de nitrógeno
$N_2$	Nitrógeno

$NO_x$	Óxidos de nitrógeno
$O_2$	Oxígeno
$OH$	Radical

### Lista de Símbolos

$LHV_x$	Calor específico inferior elemento x	$[\frac{kcal}{m^3}]$
$Q$	Caudal	$[L/min]$
$\dot{V}_a$	Caudal de aire	$[l/min]$
$\dot{V}_{biogas}$	Caudal biogás	$[l/min]$
$\dot{V}_{total}$	Caudal total mezcla	$[l/min]$
$D$	Coefficiente difusión másica binaria	$[cm^2/s]$
$R_x$	Constante del gas x	$[kJ/kg * K]$
$H$	Entalpía	$[kJ/kg]$
$y_x$	Fración masica del elemento x	$[-]$
$X_y$	Fración volumetrica del elemento y	$[-]$
$L_t$	Largo total	$[m]$
$m_x$	Masa del elemento x en 1 kmol de combustible	$[kg]$
$PM_x$	Peso molecular del elemento x	$[kg/kmol]$
$T_s$	Punto de fusión	$[°C]$
$V^o_{a,e}$	Volumen de aire estequiometrico	$[m_n^3]$
$u$	Velocidad de Filtración	$[m/s]$
$S_l$	Velocidad laminar de la llama	$[m/s]$
$v$	Velocidad de la mezcla	$[m/s]$

### Subíndice

$ad$	Adiabática
$e$	Exterior
$i$	Interior

# Índice general

<b>Glosario</b>	<b>v</b>
Índice general . . . . .	VI
Índice de figuras . . . . .	IX
Índice de tablas . . . . .	XI
<b>1. Introducción y Objetivos</b>	<b>1</b>
1.1. Introducción . . . . .	1
1.2. Objetivos . . . . .	3
1.2.1. Objetivo General . . . . .	3
1.2.2. Objetivos Específicos . . . . .	3
<b>2. Marco Teórico</b>	<b>4</b>
2.1. Combustión en Medios Porosos Inertes . . . . .	4
2.1.1. Propiedades . . . . .	4
2.1.2. Parámetros . . . . .	6
2.1.3. MPI versus Llama libre . . . . .	6
2.1.4. Modos de operación . . . . .	6
2.2. Quemador radiante . . . . .	8
2.3. Oxidación . . . . .	9
2.3.1. Procesos de captación de $CO_2$ . . . . .	10
2.3.2. Ventajas . . . . .	11
2.3.3. Propiedades . . . . .	11
2.3.4. Reacciones Químicas . . . . .	13
2.3.5. Estabilidad de la Oxidación . . . . .	14
2.4. Reactor recíproco . . . . .	15
2.4.1. Combustión superadiabática . . . . .	16
2.4.2. Oxidación parcial metano . . . . .	16
2.5. Biogás . . . . .	17
2.5.1. Propiedades . . . . .	17
2.5.2. Biogás a simular . . . . .	18
2.6. Hidrógeno y gas de síntesis . . . . .	18
2.6.1. Gas de síntesis . . . . .	18
2.6.2. Hidrógeno . . . . .	18
2.7. Cromatografía Gaseosa . . . . .	20
2.8. Análisis de gases . . . . .	21
2.9. Pirómetro . . . . .	22
<b>3. Diseño Experimental</b>	<b>24</b>
3.1. Reactor Recíproco . . . . .	24
3.1.1. Diseño Reactor . . . . .	24
3.1.1.1. Dimensionamiento . . . . .	24

3.1.1.2.	Matriz porosa . . . . .	25
3.1.2.	Cálculos Flujo Premezcla . . . . .	26
3.1.2.1.	Velocidad Filtración . . . . .	26
3.1.2.2.	Premezcla Aire-Combustible . . . . .	26
3.1.3.	Diagrama Instalación . . . . .	27
3.1.3.1.	Reactor . . . . .	30
3.1.3.2.	Suministro de flujos . . . . .	30
3.1.3.3.	Sistema control de flujos . . . . .	31
3.1.3.4.	Sistema de toma de muestras . . . . .	31
3.1.3.5.	Sistema adquisición de datos . . . . .	31
3.2.	Quemador superficie radiante . . . . .	32
3.2.1.	Diseño Reactor . . . . .	32
3.2.1.1.	Dimensionamiento . . . . .	32
3.2.1.2.	Matriz porosa . . . . .	32
3.2.2.	Cálculos Flujo Premezcla . . . . .	33
3.2.2.1.	Combustión metano-aire . . . . .	33
3.2.2.2.	Oxcombustión . . . . .	35
3.2.3.	Diagrama Instalación . . . . .	36
3.2.3.1.	Quemador . . . . .	39
3.2.3.2.	Sistema suministro de flujos . . . . .	40
3.2.3.3.	Sistema control de flujos . . . . .	40
3.2.3.4.	Sistema toma de muestras . . . . .	43
3.2.3.5.	Sistema adquisición de datos . . . . .	44
<b>4.</b>	<b>Procedimiento Experimental</b>	<b>46</b>
4.1.	Reactor recíproco . . . . .	46
4.1.1.	Puesta en Marcha . . . . .	46
4.1.2.	Encendido Reactor y pre-calentamiento . . . . .	46
4.1.3.	Cambio inyección . . . . .	47
4.1.4.	Purga línea de muestreo . . . . .	47
4.1.5.	Purga bolsa de muestreo . . . . .	47
4.1.6.	Toma de muestra . . . . .	48
4.1.7.	2º cambio de inyección . . . . .	48
4.1.8.	2º Purga línea de muestreo . . . . .	48
4.1.9.	2º Purga bolsa de muestreo . . . . .	48
4.1.10.	2º Toma de muestra . . . . .	49
4.2.	Quemador superficie radiante . . . . .	49
4.2.1.	Puesta en Marcha . . . . .	49
4.2.2.	Encendido quemador . . . . .	50
4.2.3.	Operación . . . . .	51
4.2.4.	Pausado . . . . .	51
4.2.5.	Reencendido quemador . . . . .	51
4.2.6.	Apagado Quemador . . . . .	51
4.2.7.	Medición de temperatura . . . . .	52
4.2.8.	Medición Análisis de Gases(Combustión metano-aire) . . . . .	52
<b>5.</b>	<b>Resultados Experimentales</b>	<b>53</b>
5.1.	Reactor Recíproco . . . . .	53
5.1.0.1.	$\phi=2,1$ . . . . .	53
5.1.0.2.	$\phi=2,3$ . . . . .	55
5.1.0.3.	$\phi=2,5$ . . . . .	57
5.1.1.	Resumen resultados . . . . .	60
5.1.1.1.	Temperatura y velocidad del frente de llamas . . . . .	60

5.1.1.2.	Cromatografía gaseosa . . . . .	62
5.1.1.3.	Conversión de hidrógeno y monóxido de carbono . . . . .	62
5.2.	Quemador superficie radiante . . . . .	63
5.2.1.	Combustión metano-aire . . . . .	63
5.2.1.1.	Temperaturas superficie quemador . . . . .	63
5.2.1.2.	Analizador de gases . . . . .	64
5.2.2.	Oxicombustión . . . . .	65
5.2.2.1.	Temperatura superficie quemador . . . . .	65
5.2.2.2.	Estabilidad de la combustión . . . . .	69
5.2.2.3.	Falla material por alta temperatura . . . . .	70
5.2.2.4.	Temperatura mezcla . . . . .	72
<b>6.</b>	<b>Conclusiones</b>	<b>73</b>
<b>7.</b>	<b>Trabajos futuros</b>	<b>75</b>
7.1.	Reactor de flujo recíproco . . . . .	75
7.2.	Quemador radiante . . . . .	75
	<b>Bibliografía</b>	<b>75</b>
	<b>Anexos</b>	<b>78</b>
<b>A.</b>	<b>Listado de piezas reactor recíproco</b>	<b>79</b>
<b>B.</b>	<b>Listado de piezas quemador radiante para metano-aire</b>	<b>81</b>
<b>C.</b>	<b>Listado de piezas quemador radiante oxicombustión</b>	<b>82</b>
<b>D.</b>	<b>Temperaturas frente combustión reactor recíproco</b>	<b>83</b>
D.1.	$\phi = 2,1$ . . . . .	83
D.2.	$\phi = 2,3$ . . . . .	84
D.3.	$\phi = 2,5$ . . . . .	84
<b>E.</b>	<b>Manual de operación cromatografo CLARUS 580</b>	<b>85</b>

# Índice de figuras

1.1. Consumo Mundial de Energía Primaria, millones de toneladas de petróleo equivalente. . . . .	1
1.2. Emisiones antropógenas anuales de GEI totales por grupos de gases. . . . .	2
2.1. Estructura del medio poroso. . . . .	4
2.2. Zonas en proceso de combustion en MPI. . . . .	5
2.3. Esquema fenómeno exceso Entalpía. . . . .	5
2.4. Esquema Modo de operación Estable en MPI. . . . .	7
2.5. Esquema Modo de operación Inestable en MPI. . . . .	8
2.6. Quemador radiante de MPI en operación. . . . .	9
2.7. Diagrama proceso de Oxicombustión. . . . .	10
2.8. Diferentes procesos de captación de $CO_2$ . . . . .	10
2.9. Diferencia entre temperatura de operación y adiabática para combustión metano-aire y oxicombustión. . . . .	12
2.10. Zona de operación combustión según parámetros. . . . .	14
2.11. Configuración Reactor Reciproco. . . . .	15
2.12. Perfil temperatura en estado estable en un RFR. . . . .	16
2.13. Diagrama del proceso de generación de biogás. . . . .	17
2.14. Energía por unidad de masa distintos combustibles. . . . .	19
2.15. Energía por unidad de volumen de distintos combustibles. . . . .	19
2.16. Rangos de inflamabilidad de distintos combustibles. . . . .	20
2.17. Componentes de un sistema de cromatografía. . . . .	20
2.18. Curvas AEPT para tres gases portadores de gases habituales. . . . .	21
2.19. Cromatografo marca Perkin Elmer modelo Clarus 580. . . . .	21
2.20. Modelo analizador de gases utilizado en la investigación. . . . .	22
2.21. Modelo pirómetro utilizado en la investigación. . . . .	22
3.1. Esquema del modelo del reactor implementado. . . . .	25
3.2. Layout de la instalación completa del reactor. . . . .	29
3.3. Instalación completa del reactor con todos los elementos. . . . .	30
3.4. Distintas etapas instalación del reactor . . . . .	30
3.5. Modelo de compresor utilizado. . . . .	31
3.6. Ubicación de las termocuplas a lo largo del reactor. . . . .	32
3.7. Trampa de llama utilizada en investigación. . . . .	33
3.8. Matriz porosa posicionada recubierta con aislante. . . . .	33
3.9. Layout de la instalación del quemador para combustión metano-aire. . . . .	37
3.10. Layout de la instalación del quemador para la oxicombustión. . . . .	38
3.11. Disposición equipos en instalación quemador. . . . .	39
3.12. Etapa montaje quemador. . . . .	39
3.13. Instalación final quemador radiante. . . . .	40
3.14. Controlador de flujo digital utilizado en la investigación. . . . .	41

3.15. Diagrama flujo proceso lectura señales( <i>feedback</i> ) . . . . .	42
3.16. Diagrama flujo proceso envió señales . . . . .	43
3.17. Diagrama para toma de muestra gaseosa en quemador radiante. . . . .	44
3.18. Instalación pirómetro. . . . .	45
5.1. Temperaturas frente de reacción en primer ciclo para $\phi=2,1$ . . . . .	54
5.2. Temperaturas frente de reacción en segundo ciclo para $\phi=2,1$ . . . . .	55
5.3. Temperaturas frente de reacción en tercer ciclo para $\phi=2,1$ . . . . .	55
5.4. Temperaturas frente de reacción en primer ciclo para $\phi=2,3$ . . . . .	56
5.5. Temperaturas frente de reacción en segundo ciclo para $\phi=2,3$ . . . . .	57
5.6. Temperaturas frente de reacción en tercer ciclo para $\phi=2,3$ . . . . .	57
5.7. Temperaturas frente de reacción en primer ciclo para $\phi=2,5$ . . . . .	58
5.8. Temperaturas frente de reacción en segundo ciclo para $\phi=2,5$ . . . . .	59
5.9. Temperaturas frente de reacción en tercer ciclo para $\phi=2,5$ . . . . .	59
5.10. Temperaturas frente de reacción en cuarto ciclo para $\phi=2,5$ . . . . .	60
5.11. Temperaturas máximas y promedio velocidades del frente de llama. . . . .	61
5.12. Fracciones molares de distintos gases para cada radio de equivalencia. . . . .	62
5.13. Temperatura superficie quemador. . . . .	64
5.14. Emisión de <i>CO</i> para distintos radios de equivalencia y tasas de quemado. . . . .	65
5.15. Comparación temperaturas para $FR=500[kW/m^2]$ . . . . .	66
5.16. Comparación temperaturas para $FR=750[kW/m^2]$ . . . . .	67
5.17. Comparación temperaturas $FR=1000[kW/m^2]$ . . . . .	68
5.18. Límites de estabilización de la oxicomustión . . . . .	69
5.19. Quemador operando en puntos límites para $FR=500[kW/m^2]$ . . . . .	70
5.20. Quemador operando en puntos límites para $FR=750[kW/m^2]$ . . . . .	70
5.21. Quemador operando en puntos límites para $FR=1000[kW/m^2]$ . . . . .	70
5.22. Falla de la trampa de llama gracias a las altas temperaturas alcanzadas. . . . .	71
5.23. Desprendimiento de llama. . . . .	71

# Índice de tablas

2.1. Propiedades de gases $N_2$ y $CO_2$ a 1 [atm]. . . . .	12
2.2. Propiedades del biogás . . . . .	18
2.3. Módulos del analizador de gases. . . . .	22
3.1. Propiedades de acero ASTM36 . . . . .	24
3.2. Caudales de biogás y aire para distintos $\phi$ . . . . .	27
3.3. Características técnicas de controlares de flujo . . . . .	31
3.4. Caudales de metano y aire según potencia y radio de equivalencia . . . . .	35
3.5. Caudales de metano,aire y $CO_2$ según potencia y % $CO_2$ molar en la mezcla. . .	36
3.6. Características técnicas de controlares de flujo para quemador radiante . . . . .	40
5.1. Temperaturas máximas y velocidades del frente de llamas para $\phi=2,1$ . . . . .	54
5.2. Temperaturas máximas y velocidades del frente de llamas para $\phi=2,3$ . . . . .	56
5.3. Temperaturas máximas y velocidades del frente de llamas para $\phi=2,5$ . . . . .	58
5.4. Resultados conversión $H_2$ y $CO$ . . . . .	63
5.5. Caudales y temperatura pata $FR=500[kW/m^2]$ . . . . .	66
5.6. Caudales y temperatura para $FR=750[kW/m^2]$ . . . . .	67
5.7. Caudales y temperatura para $FR=1000[kW/m^2]$ . . . . .	68
5.8. Propiedades térmicas de materiales del quemador . . . . .	71
5.9. Valores máximos temperatura mezcla . . . . .	72

# Capítulo 1

## Introducción y Objetivos

### 1.1. Introducción

El consumo de energía primaria ha ido aumentando significativamente las últimas décadas alcanzando niveles históricos en los últimos años, como se puede ver en la figura 1.1. Según el reporte *BP Statistical Review of World Energy June 2015* [1], el consumo de estas energías creció el año 2014 un 0.9% en donde más del 80% corresponde a combustibles fósiles, siendo el petróleo el combustible predominante.

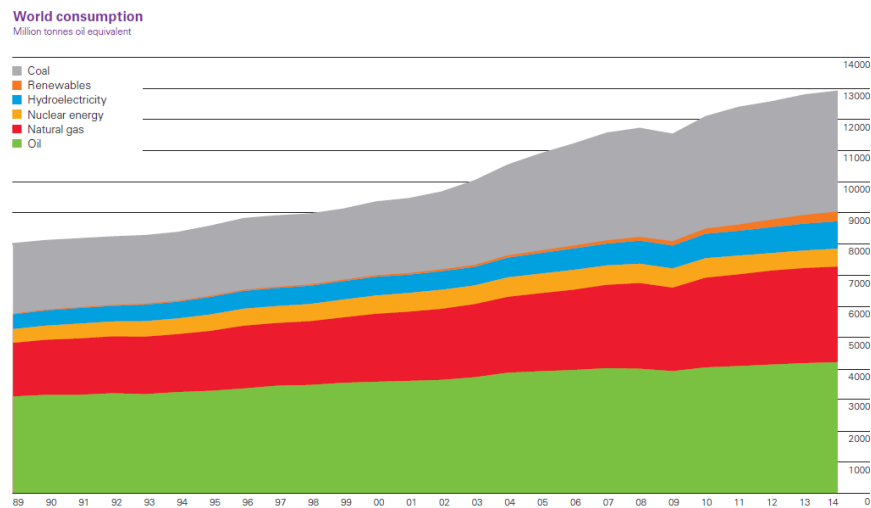


Figura 1.1: Consumo Mundial de Energía Primaria, millones de toneladas de petróleo equivalente.

Según el informe *Climate Change 2014: Synthesis Report-IPCC*[2], las emisiones de  $CO_2$  procedentes de la quema de combustibles fósiles y los procesos industriales contribuyeron en alrededor del 78% del aumento de las emisiones de GEI totales de 1970 a 2010, como se puede ver en la figura 1.2. A nivel mundial el crecimiento económico y el crecimiento demográfico continúan siendo los motores más importantes de los aumentos en las emisiones de  $CO_2$  derivadas de la quema de combustibles fósiles.

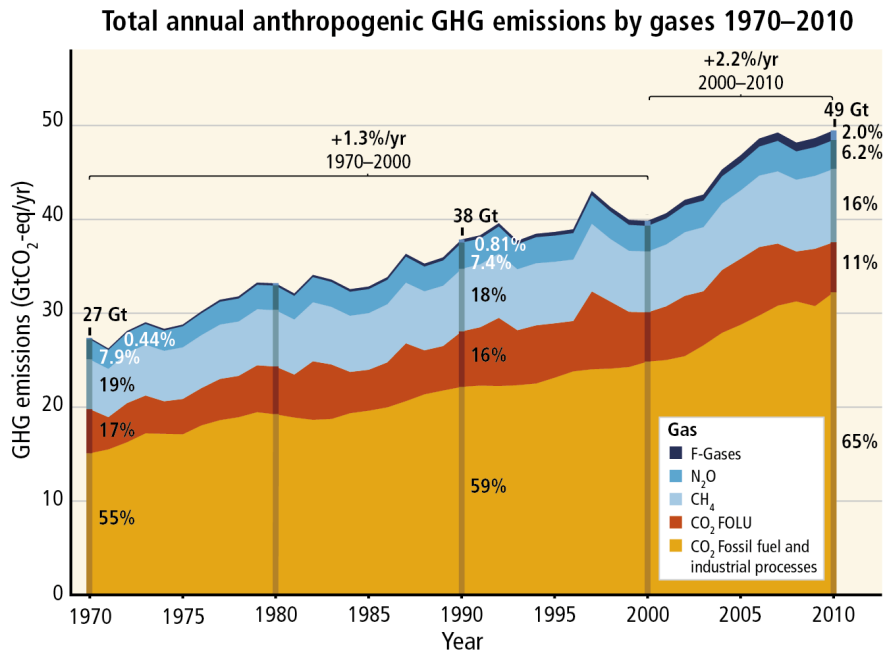


Figura 1.2: Emisiones antropógenas anuales de GEI totales por grupos de gases.

De esta manera se hace necesario diseñar e implementar nuevas tecnologías más eficientes y amigables con el medio ambiente en comparación con los sistemas convencionales para enfrentar la creciente demanda energética y los problemas asociados a la emisión de contaminantes.

La combustión en medios porosos inertes (MPI) ha demostrado ser una alternativa tanto técnica como económicamente viable en un rango amplio de aplicaciones a nivel industrial [3]. Este proceso de combustión presenta ventajas interesantes en comparación a la combustión de llama libre en quemadores convencionales debido a las altas tasas de quemado, el incremento del rango de carga dinámica, la extensión del rango de inflamabilidad y las reducciones en las emisiones de contaminantes.

Esta tecnología puede entregar soluciones en cuanto a mejoras en el proceso de combustión, en la reducción de emisiones como  $NO_x$  y  $CO$  [4] y también en aplicaciones para la generación de nuevos combustibles renovables y amigables con el medio ambiente como lo es el hidrógeno a través del gas de síntesis [5]. Además la combustión de medios porosos inertes gracias a sus propiedades permite el desarrollo de aplicaciones innovadoras en cuanto a captura de  $CO_2$  proveniente de los gases de escape, como lo es la oxidación.

## 1.2. Objetivos

### 1.2.1. Objetivo General

En el marco del proyecto BAYLAT-Alemania de colaboración con el Institute of Fluid Mechanics (LSTM) / Friedrich-Alexander University, el presente trabajo tiene como objetivo general la utilización de quemadores de medios porosos inertes mediante un reactor de flujo recíproco(en Chile) para la generación de gas de síntesis y oxicomustión en un quemador radiativo (en Alemania).

### 1.2.2. Objetivos Específicos

Los objetivos específicos son:

- Utilizar un reactor de flujo recíproco para generación de gas de síntesis a partir de biogás sintético.
- Analizar perfiles de temperaturas y velocidades del frente de combustión en un reactor de flujo recíproco.
- Investigar experimentalmente las temperaturas en oxicomustión de metano utilizando dióxido de carbono como diluyente en un quemador radiante de medios porosos inertes.
- Analizar la estabilidad de la oxicomustión de metano y los efectos del dióxido de carbono en el proceso (temperaturas, potencia).
- Proponer parámetros de optimización de ambos reactores.

## Capítulo 2

# Marco Teórico

### 2.1. Combustión en Medios Porosos Inertes

La combustión en medios porosos inertes(MPI), también conocida como combustión filtrada, es un proceso en donde se inserta un medio solido poroso químicamente inerte en la zona de combustión.El flujo de la mezcla aire-combustible es conducido a través de los poros del material, como se ilustra en la figura 2.1.

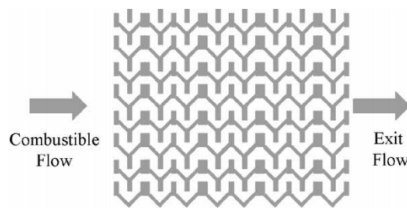


Figura 2.1: Estructura del medio poroso.

#### 2.1.1. Propiedades

Se identifican 3 zonas características en la combustión en MPI, como se puede observar en la figura 2.2. La primera zona es la que se encuentra anterior al frente de llama en donde los gases reactantes se mezclan y son precalentados por transferencia de calor[6]. La segunda zona es donde se produce la reacción química y se encuentra el frente de llama.En esta zona se libera una gran cantidad de entalpía, la cual es absorbida por el material poroso mediante convección.

Este calor es transferido a través de radiación y conducción hacia la mezcla de gases que hacen ingreso al quemador precalentados produciendo el fenómeno conocido como exceso de entalpía [3].Este fenómeno, representado en la figura 2.3, permite alcanzar temperaturas mas altas que la temperatura adiabática en la zona de reacción.

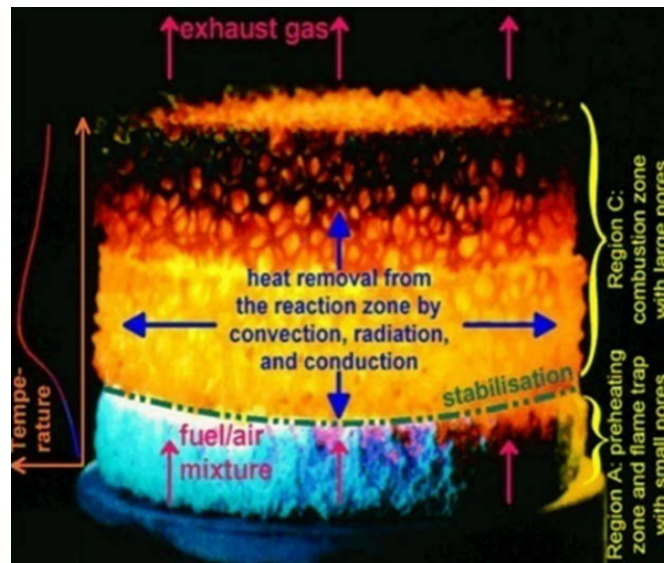


Figura 2.2: Zonas en proceso de combustion en MPI.

La tercera zona es la de postcombustión en donde se encuentran los gases productos de la combustión, los cuales transfieren calor hacia el medio poroso mediante conveccion generando una recirculación de calor [7].

Debido a la eficiente recirculación de calor y al precalentamiento de la mezcla aire-combustible a la entrada, se alcanzan temperaturas superadiabaticas permitiendo un sustento en altas tasas de reacción. De esta manera en los quemadores MPI se pueden quemar mezclas excesivamente ricas o pobres en combustible mejorando la estabilidad de llama y aumentando el rango de inflamabilidad.

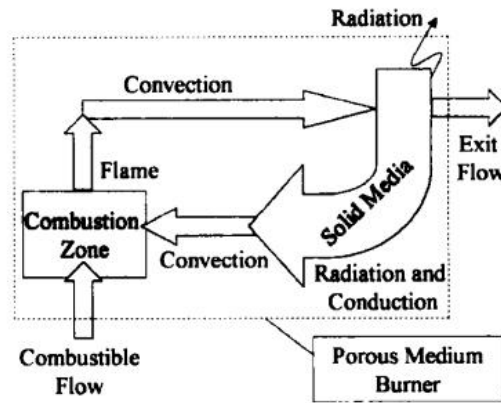


Figura 2.3: Esquema fenómeno exceso Entalpía.

### 2.1.2. Parámetros

Los parámetros que establecen y condicionan la combustión en MPI son:

- **Relación de equivalencia**( $\phi$ ): Relación entre la cantidad de aire estequiométrica (teórica) y aire utilizado en la combustión.

$$\phi = \frac{1}{\lambda} \quad (2.1)$$

Se denominan condiciones estequiométricas( $\phi = 1$ ) cuando la cantidad de aire es igual al aire teórico necesario. Si la cantidad de aire es menor a la estequiométrica se habla de mezclas ricas o con exceso de aire( $\phi > 1$ ). Cuando la cantidad de aire es mayor a la estequiométrica se habla de mezclas pobres o falta de combustible( $\phi < 1$ ).

- **Velocidad de filtración premezcla:** La velocidad de filtración es la velocidad a la cual la mezcla combustible-oxidante circula por los poros del material dentro de la matriz. Se determina por la siguiente ecuación:

$$u = \frac{v}{\varepsilon} \quad (2.2)$$

- **Velocidad del frente de combustión:** Es la velocidad asociada a la propagación del frente de combustión a través de la matriz porosa y sus valores oscilan entre  $10^{-5}$  y  $10^{-4}$  [m/s] [8]
- **Material de la matriz porosa:** El material a utilizar en la combustión de MPI determina y condiciona en gran manera la combustión en función de sus distintas propiedades físicas y químicas tales como conductividad térmica, emisividad, tamaño del poro, porosidad, temperatura fusión, entre otras.

### 2.1.3. MPI versus Llama libre

La combustión en MPI ofrece una gama de ventajas en comparación con la combustión convencional de llama libre principalmente gracias a la mejora en la eficiencia de la combustión y la reducción de emisiones de  $NO_x$ .

La convección es el mecanismo de transferencia de calor predominante en la combustión de llama libre, en donde la conductividad térmica de los gases es muy baja. Al incorporar un sólido en la zona de combustión, los cuales poseen una excelente conductividad térmica, se mejora la transferencia de calor global mediante radiación y conducción [9].

Las principales ventajas de combustión en MPI en comparación a llama libre son :

- Existe un control de la temperatura del frente de combustión provocando una disminución en la formación de  $NO_x$  y  $CO$ .
- Alta capacidad térmica gracias al exceso de entalpía, propiciando una alta estabilidad térmica. De esta manera es posible quemar mezclas en un rango extenso  $\phi=0,5-2,5$  para mezclas metano-aire.
- La alta estabilidad térmica permite amplios rangos de modulación (1:30)[8].
- Alta densidad de energía (cargas de energía sobre  $3[MW/m^2]$ )[10].

### 2.1.4. Modos de operación

Los modos de operación de la combustión de MPI son transiente o estacionario.

- a) **Estacionario(Estable)** En este régimen de combustión el frente de llama se estabiliza en una zona específica dentro de la estructura del material poroso, tal como se muestra en la figura 2.4. Las aplicaciones más utilizadas son quemadores radiantes y calentadores de superficie debido a la alta emisividad de radiación por parte del sólido [3].

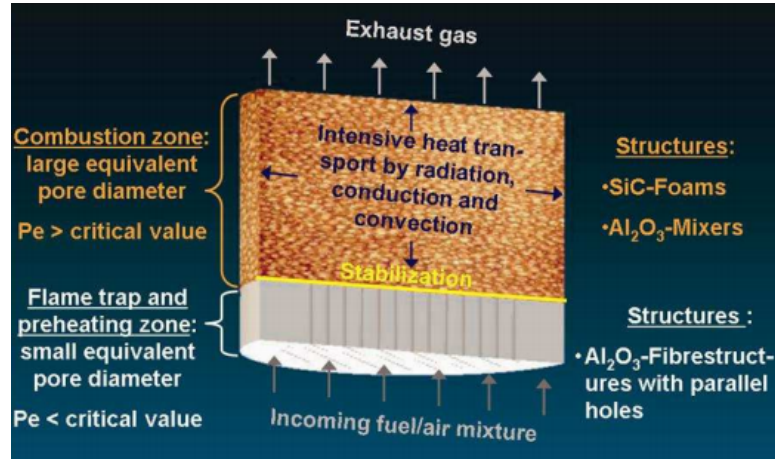


Figura 2.4: Esquema Modo de operación Estable en MPI.

La estabilidad de la llama dentro de la matriz porosa puede ser alcanzada bajo las siguientes técnicas:

- Enfriar cierta zona específica de la matriz en donde la propagación de la llama no es deseable o esta prohibida.
- Numero de Peclet ( $P_e$ ): Determina la zona de estabilización del frente de llama entre dos zonas: la de extinción de la llama que posee un diámetro de porosidad pequeño ( $P_e < 65$ ) y la zona de combustión en la cual posee un diámetro de porosidad mayor ( $P_e > 65$ ). Para la oxidación de metano en MPI,  $P_e = 65$  [5]. La fórmula del número de Peclet es:

$$P_e = \frac{S_l * d_m * C_p * \rho}{k} \quad (2.3)$$

En donde

- $S_l$  : Velocidad laminar de la llama.
  - $d_m$  : Diámetro equivalente del poro en material poroso.
  - $C_p$  : Calor específico de la mezcla de gas.
  - $\rho$  : Densidad de la mezcla gaseosa.
  - $k$  : Coeficiente de conductividad térmica de la mezcla.
- b) **Transiente(Inestable)** En este tipo de operación, el frente de combustión se propaga libremente a través del reactor como se observa en la figura 2.5. La dirección de propagación del frente de combustión puede ser aguas arriba (contrario a la dirección del flujo de combustible) o aguas abajo (misma dirección del flujo de combustible).

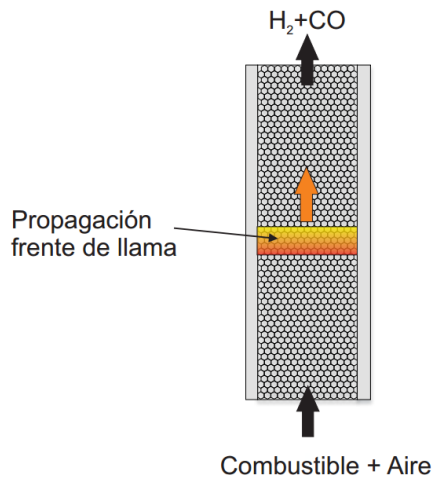


Figura 2.5: Esquema Modo de operación Inestable en MPI.

Los parámetros que determinan la velocidad de propagación del frente de combustión son

- Radio de equivalencia ( $\phi$ )
- Tipo de Combustible
- Temperatura
- Presión del combustible
- Propiedades físicas y térmicas del material poroso inerte.

En este modo de operación, la cantidad de transferencia de calor para precalentar la mezcla que ingresara al reactor es mayor que en el estado estacionario alcanzado un efecto superadiabático.

## 2.2. Quemador radiante

Los quemadores de superficie radiante son una aplicación de combustión en MPI en modo de operación estable en donde el frente de combustión es estabilizado dentro de la matriz. La entalpía liberada en la fase gaseosa calienta la matriz porosa y esta emite una alta radiación térmica. Este tipo de aplicación permite altas tasas de combustión logrando un incremento en la estabilidad de la combustión en un rango mayor. De esta manera se produce una distribución homogénea de temperatura en la zona de combustión. Mientras la tasa de transferencia de calor radiativo es alta, la temperatura en la combustión en los quemadores radiantes es baja y la combustión es bastante eficiente permitiendo una reducción en la emisiones de  $NO_x$  y  $CO_2$ . [4].

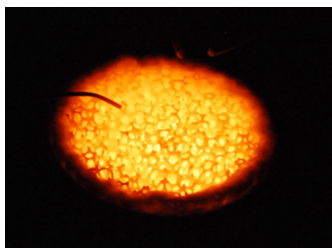


Figura 2.6: Quemador radiante de MPI en operación.

Los quemadores radiantes son desarrollados para utilizar el beneficio del calor infrarrojo por medio de la radiación, proceso ampliamente utilizado en la industria de procesos de manufactura. La transferencia de calor por radiación está determinada por la temperatura alcanzada en el quemador. Un beneficio importante del calentamiento por radiación es que puede proporcionar tiempos de calentamiento mucho más rápidos que el entregado por convección. Estas ventajas de este tipo de quemadores son transferibles a aplicaciones industriales en donde se puede diseñar quemadores compactos que se pueden acomodar según la aplicación que se desea. Esta flexibilidad permite llevar a cabo aplicaciones bastante específicas en donde técnicas de combustión convencionales no se pueden desarrollar.

### 2.3. Oxidación

La oxidación es un proceso en donde la combustión de un hidrocarburo se lleva a cabo con altas concentraciones de  $O_2$  y utilizando  $CO_2$  como diluyente. La combustión se produce con oxígeno como oxidante en vez de aire y una porción (2/3 del volumen) de los gases productos son recirculados para controlar la temperatura del proceso [11]. Los gases productos de combustión son principalmente  $CO_2$ , alcanzando concentraciones desde 70% hasta 95%. y en menor medida vapor de agua,  $NO_x$  y  $CO$ . El objetivo principal de esta tecnología es poder obtener altas concentraciones de  $CO_2$  desde los gases productos de combustión, además de desarrollar aplicaciones industriales de altas temperaturas como el tratamiento de metales, la industria de fabricación de vidrios, fusión de metales y no metales, etc.

Un esquema de la oxidación es el que se puede ver en la figura 2.7, en donde la combustión de un hidrocarburo es llevada a cabo con oxígeno como oxidante. Desde los gases de escape se reutiliza el  $CO_2$  para diluir el oxígeno y así obtener en los gases de escape una mezcla principalmente compuesta por  $CO_2$  y  $H_2O$ . El  $CO_2$  se captura para su posterior uso y el agua se puede capturar gracias a un proceso sencillo de condensación [11].

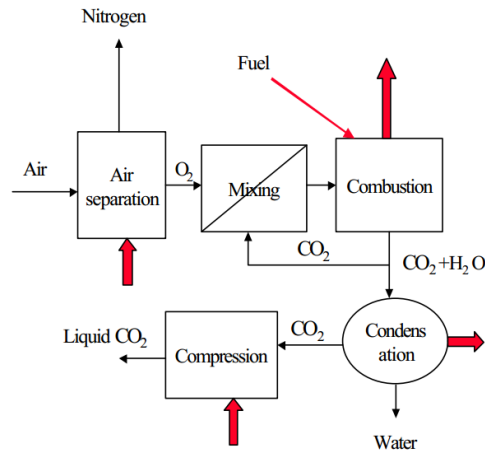


Figura 2.7: Diagrama proceso de Oxidación.

### 2.3.1. Procesos de captación de $CO_2$

Los distintos sistemas de captación de  $CO_2$  se presentan en la figura 2.8, en donde se encuentran los de precombustión, postcombustión y oxidación.

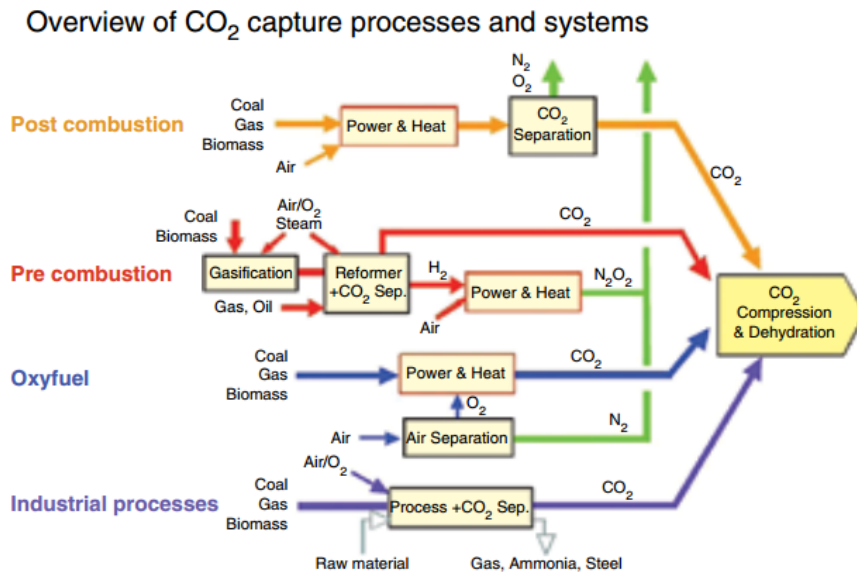


Figura 2.8: Diferentes procesos de captación de  $CO_2$ .

Los sistemas de captación postcombustión para separar el  $CO_2$  de los gases de escape, principalmente compuesto por  $N_2$  y  $CO_2$ , en donde este último representa cerca del 10%-15% en volumen [12], la separación se produce mediante un proceso de absorción utilizando solventes químicos líquidos que se enlazan con el  $CO_2$ . Luego esta mezcla debe someterse a calor para romper los enlaces y separar los solventes del  $CO_2$ . Sin embargo los costos asociados a esta tecnología son muy altos y además se produce un 25% de reducción en la eficiencia del proceso.

En la oxicomustión, se evita tener que separar el  $CO_2$  del  $N_2$  y logra alcanzar una concentración en los gases de escape de  $CO_2$  mayor a 90%. Estos gases deben pasar por un proceso de condensación para depurar el  $CO_2$  de otros componentes como el vapor de agua, para luego ser comprimido y transportado.

### 2.3.2. Ventajas

Las ventajas que presenta este sistema en comparación a los convenciones de postcombustión son [13]:

- Alta concentración de  $CO_2$  y  $H_2O$  facilitando su separación.
- Es posible una adaptación de las instalaciones existentes para utilizar esta tecnología.
- Recuperación de  $CO_2$  sobre 95%.
- Pureza del  $CO_2$  tratado sobre 99,99%.
- Disminución en los volúmenes de los gases de combustión.
- Reducción de emisiones químicas sobre el 99% como  $H_g$ ,  $SO_2/SO_3$ , particulado y 90% de  $NO_x$  y  $CO$ .

Sin embargo, la experiencia con esta tecnología es limitada y el logro de la alta eficiencia en un proceso de oxicomustión requerirá materiales avanzados y entornos operativos que pueden manejar las altas temperaturas requeridas. Varios son los proyectos pilotos en etapa de investigación y desarrollo que se encuentran en marcha para evaluar el potencial de oxicomustión en la captura de  $CO_2$ .

### 2.3.3. Propiedades

Las principales propiedades de este tipo de combustión que la diferencia de la combustión con aire son:

1. El oxígeno debe diluirse con  $CO_2$  o  $H_2O$  ya que la combustión solo con oxígeno como oxidante resulta inviable gracias a las altas temperaturas de llama que se logran alcanzar.
2. Se evita la formación de  $NO_x$  gracias a que no hay presencia de  $N_2$  en los reactantes.
3. Las características físicas y químicas del diluyente afectan a la combustión en las siguientes propiedades:
  - a) **Temperatura adiabática de la llama ( $T_{ad}$ ):** El  $CO_2$  reacciona en la combustión, y al operar en condiciones estequiométricas, se genera una cinética de las reacciones más lenta gracias a la disminución de concentración de oxígeno disponible. Al comparar la diferencia entre la temperatura de operación y la  $T_{ad}$  para oxicomustión con  $CO_2$  y una combustión con aire esta diferencia es mayor en la oxicomustión como se puede ver en la figura 2.9, dejando en evidencia la inhibición que produce el  $CO_2$  en la cinética de las reacciones [14].

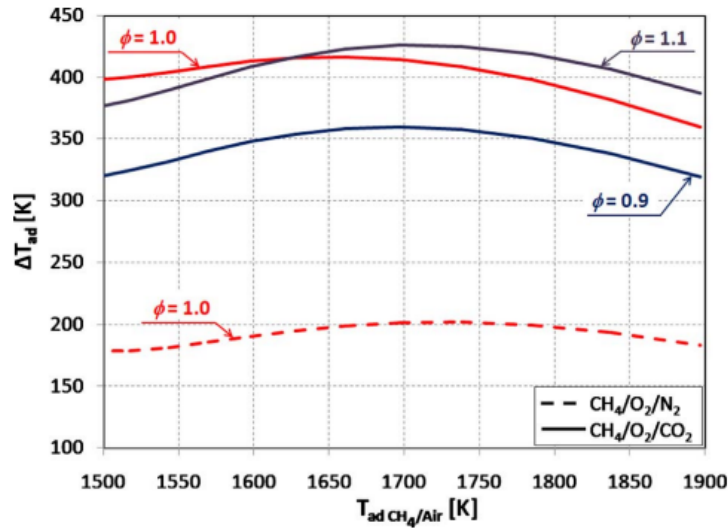


Figura 2.9: Diferencia entre temperatura de operación y adiabática para combustión metano-aire y oxidación.

- b) **Calor específico de la mezcla** : El calor específico del  $CO_2$  es 1,7 veces mayor que el del  $N_2$  a 2000 [K], por lo que en un mismo tipo de quemador, a temperaturas de llama similares y al mismo radio de equivalencia en sistemas con  $CO_2$  se requiere una mayor cantidad de oxígeno en los reactantes que en sistema con  $N_2$ .
- c) **Propiedades de transporte**: Propiedades como conductividad térmica, coeficiente de difusión y viscosidad tienen una fuerte influencia en las propiedades de la llama y la combustión.

Tabla 2.1: Propiedades de gases  $N_2$  y  $CO_2$  a 1 [atm].

	$N_2$		$CO_2$	
$T [^{\circ}C]$	500	1000	500	1000
$\lambda * 10^3 [W/m * k]$	39	68.6	33.3	69.1
$D [cm^2/s]$	0.51	1.64	0.39	1.31
$\mu * 10^4 [P * s]$	2.61	4.15	2.4	4.1

En la tabla 2.1 se comparan valores de conductividad térmica ( $\lambda$ ), coeficiente de difusión másica binaria con el oxígeno ( $D$ ) y viscosidad dinámica ( $\mu$ ) para el  $N_2$  y  $CO_2$ . Se puede observar que la conductividad térmica y viscosidad dinámica del  $CO_2$  son bastante parecidas a la del  $N_2$ , sin embargo el coeficiente de difusión másica binaria del oxígeno con el  $CO_2$  es 20% menor en comparación con la del  $N_2$  [15].

- d) **Tasa de cinética en las reacciones químicas**: El  $CO_2$  no actúa como diluyente pasivo e interactúa en la cinética de las reacciones químicas, no como en el caso del  $N_2$  que es inerte y no reacciona con el oxígeno en la combustión. Estudios han demostrado que se produce una disminución de la velocidad de la llama cuando se utiliza  $CO_2$  como diluyente. Esto sucede principalmente ya que el  $CO_2$  tiene un

efecto inhibitor en la reacción de combustión luchando por un radical H, como se da en la reacción reversible 2.4.



Esta reacción provoca que disminuya la cantidad de radicales disponibles como H, OH, O en la combustión, provocando la disminución de la velocidad de la llama.

- e) **Transferencia de calor por radiación:** El  $CO_2$  posee una mayor capacidad de emitir y absorber radiación en comparación al  $O_2$  o al  $N_2$ . De esta manera se produce una reabsorción dentro de la reacción generando un aumento en la velocidad de quemado y una extensión del límite de inflamabilidad [16].

### 2.3.4. Reacciones Químicas

Se han realizado algunos estudios sobre los efectos químicos en la combustión de metano utilizando altas concentraciones de  $CO_2$ . El mayor problema es poder analizar en detalle como el  $CO_2$  interactúa en las reacciones y como afecta a las demás reacciones en la oxidación del metano. La ecuación 2.5 es la ecuación principal de combustión del metano

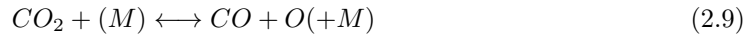


la cual es exotérmica ya que libera la energía del combustible. Los demás componentes en los reactantes también reaccionan formando las siguientes ecuaciones:



Estas ecuaciones son de carácter endotérmicas y necesitan energía externa para que sucedan consumiendo parte de la energía liberada por la ecuación 2.5.

El enlace que forma el carbono con las dos moléculas de oxígeno en el  $CO_2$  es bastante fuerte y se requieren altas temperaturas o una alta cantidad de radicales reactivos libres para romper el enlace. La reacción 2.9 representa la disociación térmica del  $CO_2$  siendo fuertemente endotérmica y solo sucede a altas temperaturas



Sin embargo la reacción del dióxido de carbono con radicales libres sucede a mas bajas temperaturas por lo que la reacción 2.4 es la mas importante en cuanto a asociación con hidrógeno atómico. Esta sucede a temperaturas medias en forma reversible siendo la responsable de la oxidación del CO en  $CO_2$  en la mayoría de los sistemas de combustión. A temperaturas medias y a altas concentraciones de  $CO_2$ , esta es la reacción mas importante en cuanto a los efectos del  $CO_2$  en la oxicomustión. Además compite con la reacción principal 2.10 en la cadena de ramificación de combustión



provocando una limitación en la cantidad de radicales O/H libres. Esta remoción del hidrógeno atómico por parte del dióxido de carbono provoca una limitación en la velocidad de llama en sistema de premezcla en regímenes laminares [17]. Adicionalmente el  $CO_2$  reacciona con el metileno:

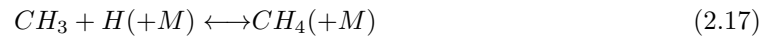
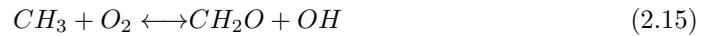


Estas dos reacciones son responsables entre 10-20% del consumo de dióxido de carbono. Las

reacciones del  $CH_3$  y  $CH$  no son significantes ya que presentan una cinética muy lenta o se encuentran en muy baja concentraciones. Las concentraciones de  $CO$  que se generan a partir de la reducción de  $CO_2$  están fuertemente ligadas a las reacciones 2.13 y 2.14.



Los siguientes pasos que continúan en la cadena son:



Finalmente se espera que la oxicomustión de un hidrocarburo provoque un aumento en la generación de  $CO$  en zonas cercanas al quemador y en el consumo de radicales de  $O/H$  en la reacción 2.4.

### 2.3.5. Estabilidad de la Oxicomustión

La estabilidad en la operación en este tipo de combustión utilizando oxígeno y altas concentraciones de dióxido de carbono como oxidante es de suma importancia a la hora de considerar la implementación de esta tecnología en sistemas convencionales de combustión sin tener que realizar mayores cambios. Los problemas mas importantes a considerar son:

- Blowout:** Sucede cuando la llama se desprende del lugar dentro del quemador para luego apagarse.
- Flahback:** Este problema de operación sucede cuando la llama se propaga en la sección de premezcla dentro del quemador.
- Inestabilidad de la combustión:** Se debe a las fluctuaciones de presión en el quemador gracias a las fluctuaciones en el flujo de calor liberado en el proceso de combustión.
- Autoignición:** Es el fenómeno asociado a la ignición de la premezcla de los reactantes en la cámara de combustión.

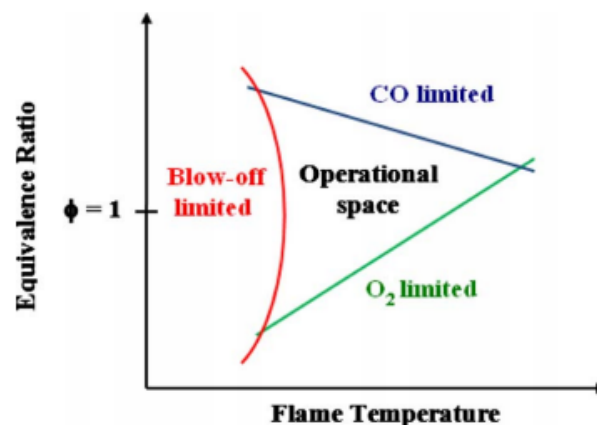


Figura 2.10: Zona de operación combustión según parámetros.

Operando siempre en condiciones estequimétricas para minimizar el consumo de oxígeno y utilizando relaciones  $O_2/CO_2$  que permitan controlar la temperatura de la llama, en 2.10 se observa los parámetros limitantes ya sea por altas temperaturas (que están condicionadas por la cantidad de oxígeno) o por las temperaturas bajas que pueden ocasionar el fenómeno de "blowout". Altas temperaturas en condiciones de mezclas ricas conllevan a altas concentraciones de  $CO$  en las emisiones [14].

De esta manera es de suma importancia conocer las condiciones de operación óptimas de los quemadores al utilizar este tipo de combustión para evitar cualquier problema que pueda presentarse.

## 2.4. Reactor recíproco

Con el objetivo de alcanzar temperaturas superadiabáticas y poder trabajar con mezclas excesivamente pobres en combustible sin hacer uso de alguna fuente de calor externa se propone un nuevo diseño de reactor MPI con flujo recíproco (RFR). Como se observa en la figura 2.11 la dirección del flujo de entrada de combustible es cambiado periódicamente en intervalos regulares. De esta forma se logra el efecto de doble recuperación de calor [18] que se produce con el cambio de sentido de inyección de la premezcla aire-combustible, la cual es la principal característica en este tipo de reactores.

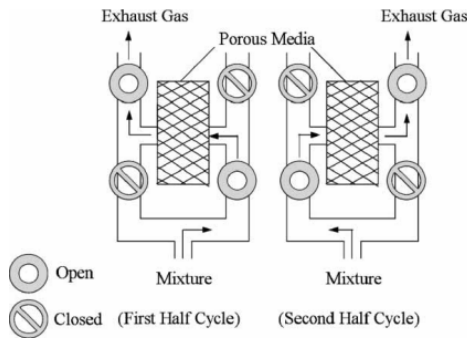


Figura 2.11: Configuración Reactor Recíproco.

En una primera instancia el flujo de combustible va en una dirección y las temperaturas máximas se alcanzan en la salida del reactor por los gases productos de la combustión. Luego la dirección del flujo de combustión es alternada en sentido contrario y la mezcla de gases cuando ingresan al reactor se encuentran con temperaturas mayores por parte del sólido poroso debido a la transferencia de calor desde los gases de escape en el ciclo anterior. De esta manera la recirculación de calor es mayor en comparación a un flujo unidireccional, logrando un aumento en el exceso de entalpía [19].

Cuando los cambios de dirección de combustible son ajustados adecuadamente se alcanza un estado de estabilidad en el perfil de temperaturas del reactor el cual se asemeja a un trapecoide [6], como se observa en la figura 2.12.

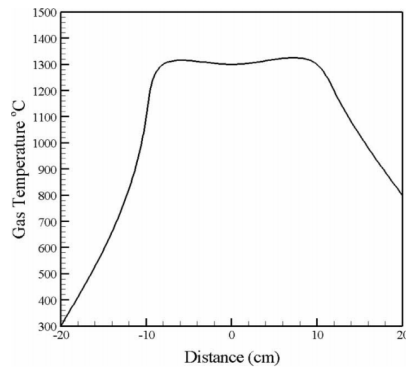


Figura 2.12: Perfil temperatura en estado estable en un RFR.

### 2.4.1. Combustión superadiabática

La combustión superadiabática es cuando se alcanzan temperaturas mayores a la temperatura adiabática. Esta temperatura es calculada teóricamente y corresponde a cada combustible bajo el supuesto que no existen pérdidas ni ganancias térmicas y corresponde a la temperatura máxima que los productos en un proceso de combustión pueden llegar a alcanzar, en donde los únicos elementos que intervienen son la energía interna del combustible y el trabajo de flujo del mismo [20]. En este caso de reactores MPI de flujo recíproco la energía liberada por los productos de la combustión son reutilizados produciendo una recirculación de calor hacia la matriz porosa precalentando los reactantes a la entrada del reactor generando un incremento de la entalpía en la zona de reacción sobre los niveles convencionales de combustión. Este fenómeno se denomina exceso de entalpía en donde se logran alcanzar temperaturas superadiabáticas. La cantidad de energía generada en el proceso de combustión [3] está dada por la ecuación 2.18.

$$\int_{T_0}^{T_f} C_p dT = Q_c + Q_a = H_f - H_0 \quad (2.18)$$

En donde

- $T_f$  : Temperatura final
- $T_0$  : Temperatura inicial
- $Q_c$  : Calor liberado por la reacción química
- $Q_a$  : Calor adicionado
- $H_f$  : Entalpía final
- $H_0$  : Entalpía inicial

### 2.4.2. Oxidación parcial metano

La oxidación parcial del metano es la combustión del metano en condiciones incompletas gracias a la falta de oxidante (oxígeno en este caso). Se requiere que la cantidad de oxidante sea inferior al valor estequiométrico requerido para la ocurrencia de una combustión completa del hidrocarburo.

Las propiedades de la oxidación parcial sumado a las de la combustión en MPI entregan las condiciones propicias para la generación de gas de síntesis ( $H_2 + CO$ ) a partir de la oxidación parcial de un hidrocarburo en condiciones de mezclas ricas en combustible. El resultado de la oxidación parcial es un gas compuesto principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono, y

en menores cantidad dióxido de carbono , vapor de agua y metano. Para el caso del metano, las ecuaciones principales de la oxidación parcial son:



La reacción exotérmica 2.20 es la que provee de calor a las reacciones endotérmicas 2.21 y 2.22. La fracción de vapor de agua puede recombinarse en una reacción endotérmica con el hidrocarburo, formando hidrógeno y monóxido de carbono adicional, cumpliendo un rol de moderación de temperatura al extraer la energía de la reacción exotérmica predominante 2.20.

## 2.5. Biogás

El biogás es una mezcla gaseosa formada principalmente de metano y dióxido de carbono. Es catalogado como un combustible gaseoso generado por reacciones de biodegradación, en donde microorganismos en ausencia de oxígeno (proceso anaeróbico) fermentan material orgánico tales como residuos vegetales, estiércol, biomasa, entre otros. En la figura 2.13 se presenta un esquema de la producción de biogás.

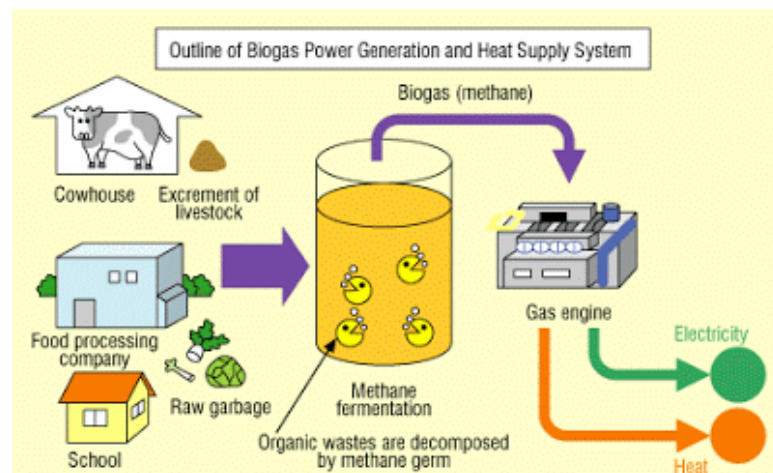


Figura 2.13: Diagrama del proceso de generación de biogás.

El compuesto que le da su valor energético es el metano, el cual representa entre un 50 % y un 75 %, siendo casi todo lo demás  $CO_2$ .

### 2.5.1. Propiedades

Las propiedades del biogás dependen de la temperatura, humedad y la materia orgánica de donde proviene. Cuando el biogás posee un contenido de metano igual o mayor a 45 % se considere inflamable. La tabla 2.2 presenta las propiedades específicas de este combustible.

Tabla 2.2: Propiedades del biogás

Composición	50-70 % Metano
	30-45 % dióxido de carbono
	Otros componentes
Contenido Energético	6-6,5 [ $kWh/m^3$ ]
Temperatura ignición	650-750 [ $^{\circ}C$ ]
Presión crítica	74-88 [atm]
Densidad normal	1,2 [ $kg/m^3$ ]
Masa Molar	16,043 [ $kg/kmol$ ]

### 2.5.2. Biogás a simular

El Biogás a simular en la investigación sera una mezcla compuesta por 50 % gas natural(se asumió que era 100 %  $CH_4$ ) y 50 %  $CO_2$  en volumen.

## 2.6. Hidrógeno y gas de síntesis

### 2.6.1. Gas de síntesis

El gas de síntesis es una mezcla gaseosa compuesta principalmente por hidrógeno y monóxido de carbono, y en menor medida metano y dióxido de carbono. Este gas se puede obtener mediante distintos procesos como gasificación, reformado de vapor de gas natural y oxidación parcial de un combustible, como es el caso en esta investigación. Tiene múltiples usos en distintas aplicaciones como gas intermediario en la producción de gas natural sintéticos(GNS), amoniaco o metanol y la producción de petróleo sintético. Su poder calorífico oscila entre los 5 [ $MJ/m^3$ ] y los 11[ $MJ/m^3$ ].

### 2.6.2. Hidrógeno

El hidrógeno es el elemento mas abundante en el Universo, sin embargo en nuestro planeta no se encuentra en estado libre ya que esta combinado con oxigeno en forma de agua o en una cadena de hidrocarburos. Es considerado el combustible del futuro ya que posee la mayor cantidad de energía por unidad de mas que cualquier otro combustible, como muestra la figura2.14.

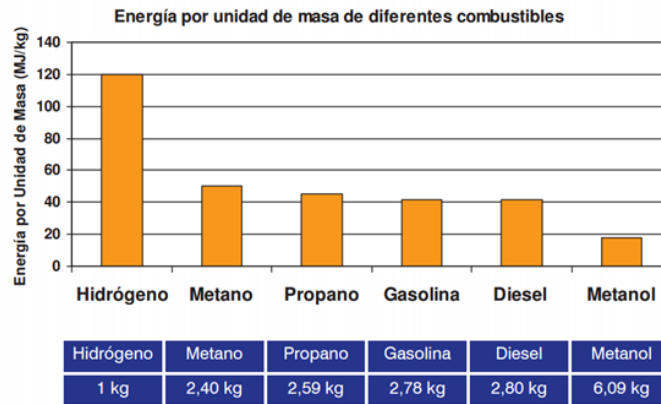
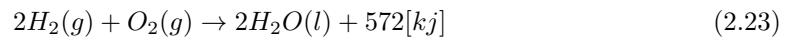


Figura 2.14: Energía por unidad de masa distintos combustibles.

Además al ser quemado no genera ningún tipo de contaminante, ya que al reaccionar con el oxígeno solo genera agua.



Sin embargo aun hay algunas barreras técnicas que superar como lo es su baja densidad y alta inflamabilidad. La densidad del hidrógeno es muy baja considerando unidad de volumen ya que es el compuesto mas ligero que existe. La figura 2.15 compara la energía por unidad de volumen.

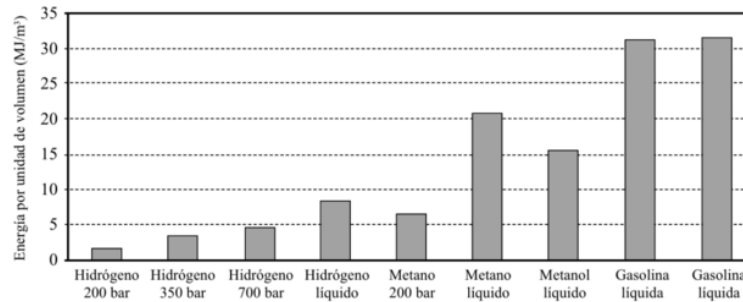


Figura 2.15: Energía por unidad de volumen de distintos combustibles.

Para poder almacenar la misma cantidad de energía se necesita mucho mas volumen para el hidrógeno en comparación a otro hidrocarburo. Otro factor importante a considerar es el alto rango de inflamabilidad del hidrógeno como se observa en la figura 2.16 donde este va desde un 4% hasta 75%.

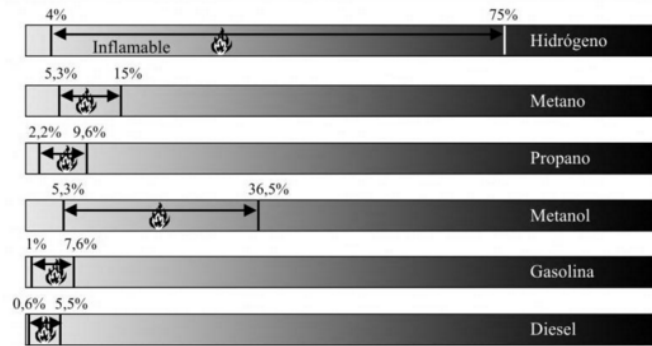


Figura 2.16: Rangos de inflamabilidad de distintos combustibles.

De esta manera es necesario extremar las medidas de seguridad para almacenar, manipular y transportar este combustible.

## 2.7. Cromatografía Gaseosa

La cromatografía es una técnica física de separación para poder caracterizar mezclas complejas. La muestra se volatiliza y se inyecta a una corriente de un gas noble, Helio ( $H_e$ ) en esta investigación, a elevada temperatura en donde esta corriente de gas atraviesa una columna que separa los elementos por medio de un mecanismo de partición. Los componentes fundamentales en un sistema de cromatografía son los que se pueden observar en la figura 2.17, el cual cuenta con:

- Fuente de gas
- Sistema de inyección
- Horno y columna cromatográfica
- Sistema de detección
- Sistema de registro

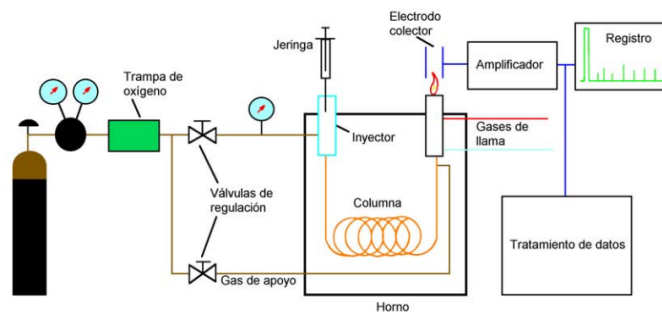


Figura 2.17: Componentes de un sistema de cromatografía.

Las características del gas portador no afecta a la separación de la mezcla, sin embargo los términos de difusión en la fase móvil de la ecuación Van Deemter son distintas para cada gas

por lo que las curvas AEPT que se observa en la figura 2.18 son distintas para cada gas. Esto afecta en la velocidad optima de la fase móvil y por ende en los tiempo de análisis de la muestra.

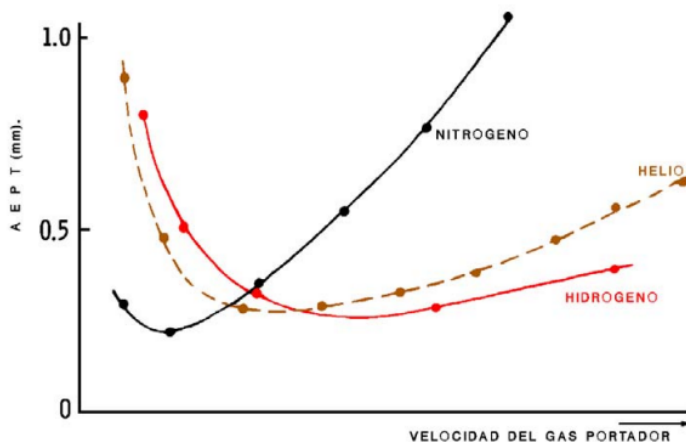


Figura 2.18: Curvas AEPT para tres gases portadores de gases habituales.

Para la presente investigación se utilizo un equipo marca Perkin Elmer modelo Clarus 580 que se puede observar en la figura 2.19.



Figura 2.19: Cromatógrafo marca Perkin Elmer modelo Clarus 580.

## 2.8. Análisis de gases

El análisis de gases es un medio que permite determinar las concentraciones de contaminantes presentes en los gases productos de la combustión. El equipo utilizado en esta investigación es marca ABB modelo AO2020, el cual es una unidad central compuesta por varios módulos analizadores de distintos gases. En la figura 2.20 se muestra la unidad central y los módulos que componen al equipo analizador de gases.



Figura 2.20: Modelo analizador de gases utilizado en la investigación.

Los módulos en este equipo están presentes en la tabla 2.3.

Tabla 2.3: Módulos del analizador de gases.

Nombre modulo	Gas	Rango	Unidad	Tipo de análisis
Limas 11UV	NO	0..100/0..1000	ppm	Proceso Fotometro
	NO <sub>2</sub>	0..100/0..500	ppm	Proceso Fotometro
Uras 14	CO <sub>2</sub>	0..25/0..30	Vol. %	Infrarrojo
	CO	0..100/0..1000	ppm	Infrarrojo
	CH <sub>4</sub>	0..100/0..1000	ppm	Infrarrojo
Magnos 106	O <sub>2</sub>	0..10/0..15/0..25/0..100	Vol. %	Analizador de oxigeno
	O <sub>2</sub>	0..25	Vol. % en N <sub>2</sub>	Analizador de oxigeno

## 2.9. Pirómetro

El pirómetro es un instrumento de medición de temperatura a través de la longitud de onda radiación. De esta forma se relaciona la radiación con la temperatura y permite medir esta última de un objeto a distancia. El pirómetro utilizado en esta investigación es infrarrojo digital de dos colores marca IMPAC y modelo ISQ5 que se puede ver en la 2.21, para la medición sin contacto de la temperatura en el rango 700-1800[°C].



Figura 2.21: Modelo pirómetro utilizado en la investigación.

La temperatura es medida por medio de la absorción de longitud de onda en el rango infrarrojo utilizando dos colores. Esto corresponde a la absorción de dos longitudes adyacentes

correspondientes para determinar la temperatura mediante el calculo de la tasa de radiación y asi lograr obtener la temperatura de forma independiente de la emisividad del objetivo, el polvo y otros contaminantes que podrían estar presentes en la superficie de medición.

## Capítulo 3

# Diseño Experimental

### 3.1. Reactor Recíproco

#### 3.1.1. Diseño Reactor

El diseño del reactor recíproco esta orientado a operar con cambios periódicos en el sentido de inyección de combustible dentro de las cámaras de premezcla. El frente de combustión se propagara en dirección aguas abajo a lo largo del reactor, por lo que es necesario utilizar  $\phi$  mayores 2 [21] para metano, y así lograr oxidar de formar parcial el biogás con relaciones de equivalencia  $\phi=2,1$  ; 2,3 y 2,5.

##### 3.1.1.1. Dimensionamiento

El diseño se basa en un reactor lineal desarrollado en la investigación de Hans Gonzalez para optar al titulo de Magíster en Ciencias de la Ingeniería Mecánica-UTFSM. Se añadió otra inyección de combustible en uno de los extremos y ademas un sistema de abrazaderas en cada extremo para dirigir el flujo de los gases de escape. El material del tubo del reactor y las abrazaderas es acero ASTM36 y la tabla 3.1 presenta las propiedades del material.

Tabla 3.1: Propiedades de acero ASTM36

Propiedad	Valor	Unidad
Densidad ( $\rho$ )	7850	$[kg/m^3]$
Esfuerzo fluencia ( $\sigma_f$ )	250 – 280	$[MPa]$
Resistencia a la tensión ( $\sigma_t$ )	400 – 550	$[MPa]$
Punto de fusión ( $T_s$ )	1538	$[^{\circ}C]$

Las dimensiones del reactor son las siguientes:

- $\varnothing_e = 89,3$  [mm]
- $\varnothing_i = 79,3$  [mm]
- $L_t = 500$  [mm]

El esquema del reactor es el que se presenta en la figura 3.1.

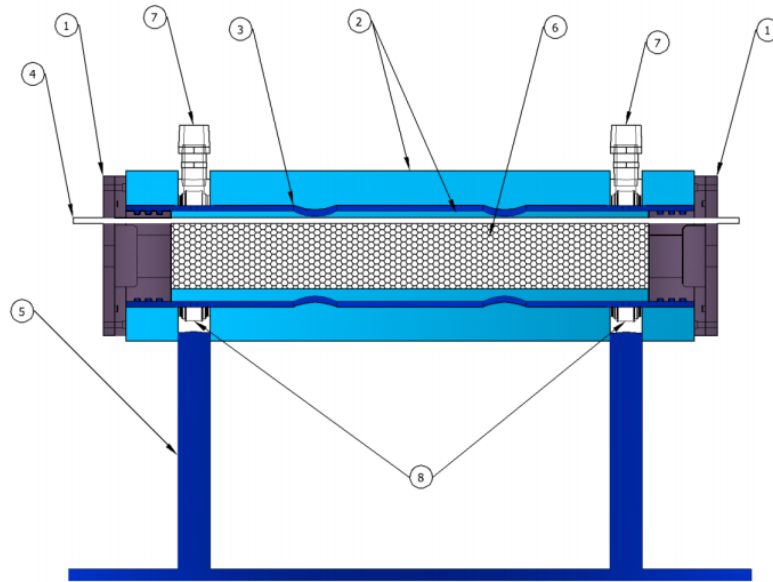


Figura 3.1: Esquema del modelo del reactor implementado.

En donde

1. Cámara de premezcla y tapa
2. Aislante
3. Tubo de acero
4. Varilla porta termocuplas
5. Estructura de soporte
6. Medio poroso Inerte
7. Salidas de escape
8. Abrazaderas que guían el flujo de escape

El tubo del reactor en la mitad de su longitud posee una perforación de 1 [in] de diámetro con una proyección hacia afuera para poder insertar el soplete e iniciar la ignición.

### 3.1.1.2. Matriz porosa

El interior del reactor está relleno con 16 esponjas cerámicas de Alúmina ( $Al_2O_3$ ) al 90 % templadas en Zirconio ( $ZrO_2$ ) al 10 % y se encuentran unidas unas a otras a lo largo del reactor. Las características de las cerámicas se presentan son:

- Espesor : 25 [mm]
- Diámetro : 57 [cm]
- Porosidad : 83,5 %
- Tamaño poro : 0,25 [cm]

En cada extremo se ubican 2 esponjas cerámicas del mismo material pero de menor tamaño de poro (0,085 [cm]) como método de protección. Al interior del reactor todas las esponjas cerámicas están recubiertas por una capa de 11 [mm] de aislante de fibra cerámica. Este aislante también se utiliza para cubrir de forma externa el tubo del reactor para reducir las pérdidas de calor.

### 3.1.2. Cálculos Flujo Premezcla

#### 3.1.2.1. Velocidad Filtración

El caudal esta determinado por

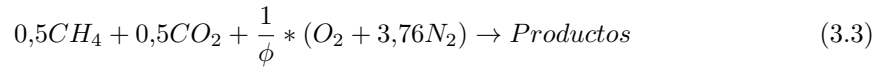
$$Q = v * A \quad (3.1)$$

Al combinar la ecuación 3.1 con la ecuación 2.2, la velocidad de filtración queda definida por la ecuación 3.2.

$$u = \frac{Q}{15,000 * \epsilon * \pi * d_{util}^2} \quad \left[ \frac{m}{s} \right] \quad (3.2)$$

#### 3.1.2.2. Premezcla Aire-Combustible

La ecuación equilibrada de la combustión de biogás para mezclas ricas en combustible ( $\phi > 1$ ) es:



Se simula un biogás de composición en volumen con 50 % en  $CO_2$  y 50 % en  $CH_4$ . Así  $X_{CH_4}=0.5$  y  $X_{CO_2}=0.5$ . Al realizar el análisis para 1[kmol] de biogás simulado, se tiene

$$m_C = (x_{CH_4} + x_{CO_2}) * 12,01 \frac{[kg]}{[kmol]} = 12,01[kg] \quad (3.4)$$

$$m_H = (x_{CH_4} * 4) * 1,008 \frac{[kg]}{[kmol]} = 2,016[kg] \quad (3.5)$$

$$m_O = (x_{CO_2} * 2) * 16 \frac{[kg]}{[kmol]} = 16[kg] \quad (3.6)$$

$$m_T = 30,026[kg] \quad (3.7)$$

De esta manera se calcula la composición elemental del biogás a inyectar

- $y_C = 0,4$
- $y_H = 0,0671$
- $y_O = 0,5329$

Luego se calcula el aire estequiométrico para poder quemar 1 [kg] de biogás. Como se utiliza aire atmosférico la fracción molar del aire es  $y_{O_2} = 0,21$ .

$$V_{a,e}^o = \frac{22,4}{0,21} * \left( \frac{y_C}{12,01} + \frac{y_H}{4,032} + \frac{y_S}{32,06} - \frac{y_O}{32} \right) \quad \left[ \frac{m_N^3}{kg \text{ biogas}} \right] \quad (3.8)$$

$$V_{a,e}^o = \frac{22,4}{0,21} * \left( \frac{0,4}{12,01} + \frac{0,0671}{4,032} + \frac{0,5329}{32,06} \right) = 3,5525 \quad \left[ \frac{m_N^3}{kg \text{ biogas}} \right] \quad (3.9)$$

Para calcular finalmente el flujo de biogás se necesita calcular antes la densidad del mismo.

$$\rho_{biogas}(P, T) = \frac{P}{R_{biogas} * T} \quad \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \quad (3.10)$$

$$R_{biogas} = y_{CH_4} * R_{CH_4} + y_{CO_2} * R_{CO_2} \quad (3.11)$$

$$PM_{biogas} = x_{CH_4} * PM_{CH_4} + x_{CO_2} * PM_{CO_2} \quad (3.12)$$

Se conocen los siguientes datos

- $R_{CH_4} = 0.5182[kJ/kg * K]$

- $PM_{CH_4} = 16.043 [kg/kmol]$
- $R_{CO_2} = 0.1889 [kJ/kg * K]$
- $PM_{CO_2} = 44.013 [kg/kmol]$

y al utilizar las formulas 3.10,3.11 y 3.12 se obtienen los siguientes valores en condiciones de presión atmosférica y  $0[^\circ C]$

$$PM_{biogas} = 30,028 [kg/kmol] \quad (3.13)$$

$$\rho_{biogas} = 1,3398 [kJ/kg * K] \quad (3.14)$$

El caudal total utilizado es de  $27.49[l/min]$ , en donde

$$\dot{V}_{total} = \dot{V}_{biogas} + \dot{V}_{aire} \quad (3.15)$$

Finalmente el caudal de biogás queda expresado de la siguiente manera

$$\dot{V}_{biogas} = \frac{\dot{V}_{total}}{1 + \frac{\rho_{biogas} * \dot{V}_{a,e}}{\phi}} \quad (3.16)$$

En la tabla 3.2 están determinados los parámetros de operación en cuanto a los flujos de trabajo para realizar las mediciones correspondientes.

Tabla 3.2: Caudales de biogás y aire para distintos  $\phi$

		Caudales $[l/min]$			
$Q_{total} [l/min]$	$\phi$	Aire	Biogás	$CH_4$	$CO_2$
27,49	1	19,02	4,00	2,00	2,00
27,49	1,1	18,69	4,32	2,16	2,16
27,49	1,2	18,38	4,63	2,32	2,32
27,49	1,3	18,07	4,94	2,47	2,47
27,49	1,4	17,78	5,23	2,62	2,62
27,49	1,5	17,50	5,51	2,76	2,76
27,49	1,6	17,22	5,79	2,89	2,89
27,49	1,7	16,96	6,06	3,03	3,03
27,49	1,8	16,70	6,31	3,16	3,16
27,49	1,9	16,45	6,57	3,28	3,28
27,49	2	16,20	6,81	3,40	3,40
27,49	2,1	15,97	7,04	3,52	3,52
27,49	2,2	15,74	7,27	3,64	3,64
27,49	2,3	15,51	7,50	3,75	3,75
27,49	2,4	15,30	7,71	3,86	3,86

### 3.1.3. Diagrama Instalación

El sistema fue implementado en las instalaciones del laboratorio de Termofluidos de la UTFSM. Los subsistemas que conforman la instalación completa son

- Reactor de MPI

- Sistema de suministro y control de flujos
- Sistema extracción gas de escape
- Sistema adquisición de datos

El layout de la instalación se presenta en la figura 3.2.

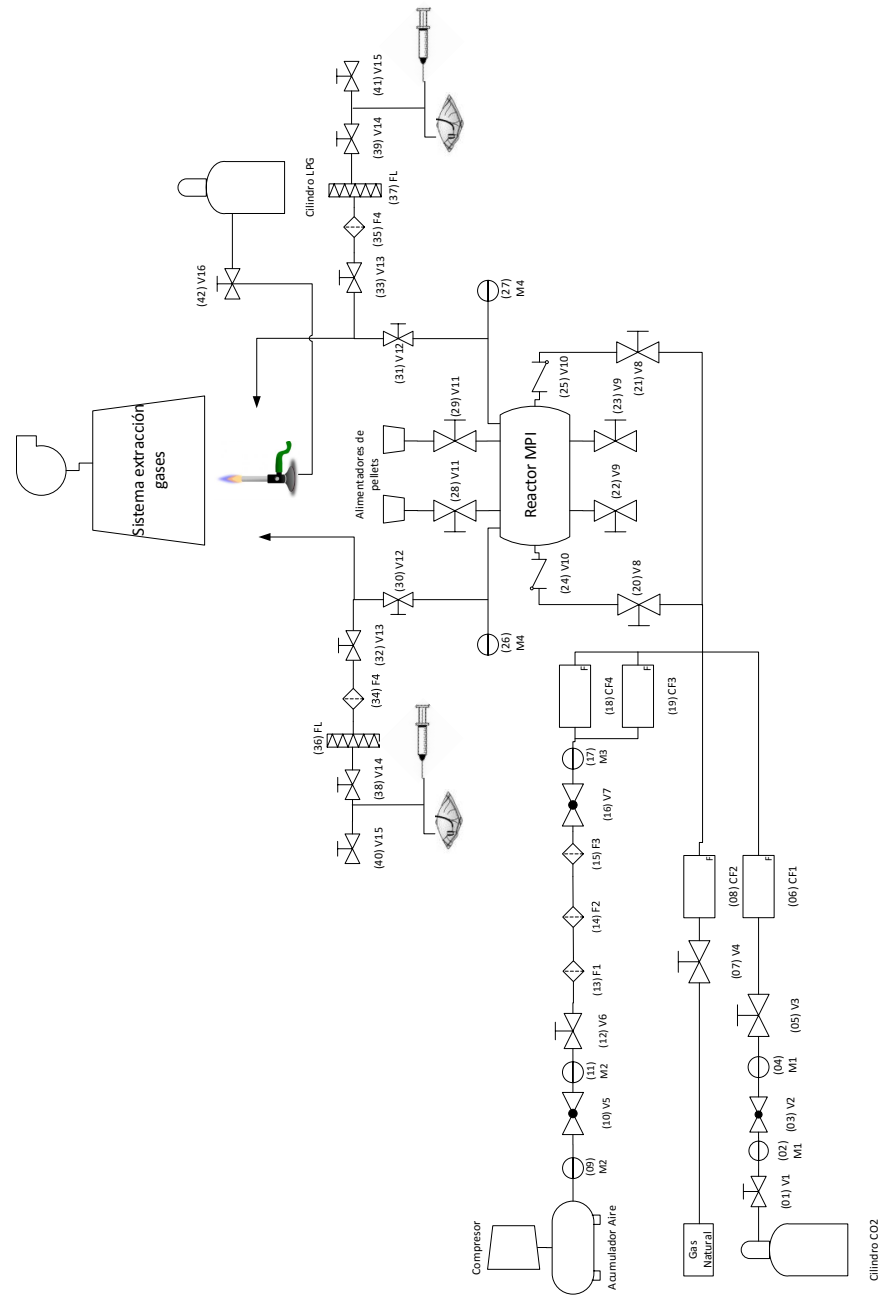


Figura 3.2: Layout de la instalación completa del reactor.

En la figura 3.3 se muestra la instalación completa final utilizada.



Figura 3.3: Instalación completa del reactor con todos los elementos.

### 3.1.3.1. Reactor

La figura 3.4 muestra las distintas etapas de instalación del reactor.



(a) Primera etapa instalación reactor



(b) Etapa instalación reactor



(c) Reactor instalado



(d) Reactor en operación

Figura 3.4: Distintas etapas instalación del reactor

### 3.1.3.2. Suministro de flujos

El sistema de suministro de flujo es el encargado de suministrar tanto el oxidante como el combustible.

- **Gas natural:** Es proporcionado gracias a la instalación que se encuentra en el laboratorio, en donde el Metano corresponde al 94 % de la composición del gas natural pero se considera una composición de 100 % para los cálculos correspondientes.
- **CO<sub>2</sub>** : Es suministrado por la empresa Linde por medio de un cilindro de 37[*kg*].
- **Aire:** El aire es suministrado constantemente gracias a un compresor marca Bauker modelo Euro 250 con capacidad de 50 [*lt*] cuya presión máxima es de 8[*bar*].



Figura 3.5: Modelo de compresor utilizado.

### 3.1.3.3. Sistema control de flujos

El sistema de control de flujos es el encargado de regular los flujos de combustible y oxidante requeridos para cada ensayo. Todos los flujos son controlados por un controlador de flujo y los modelos utilizados son los que presentan en la tabla 3.3

Tabla 3.3: Características técnicas de controlares de flujo

Marca	Modelo	Gas de diseño	Gas utilizado	Rango[ <i>l/min</i> ]	Resolución[ <i>l/min</i> ]
Aalborg	GFC37	$CH_4$	Aire	0-30	0.1
Aalborg	GFC17	$CH_4$	$CH_4$	0-5	0.01
Aalborg	GFC37	$CO_2$	$CO_2$	0-10	0.01

La configuración en estos modelos de controlares de flujo se realiza de forma manual mediante un tornillo sin fin el cual se encuentra alojado a un costado del controlador.

### 3.1.3.4. Sistema de toma de muestras

El sistema de toma de muestras se realiza por medio de una bomba de succión manual compuesta por 2 jeringas las cuales están conectadas a un sistema de manguera y válvulas para la extracción de la muestra gaseosa. Esta es almacenada en una bolsa especial para luego ser llevada al cromatógrafo gaseoso.

### 3.1.3.5. Sistema adquisición de datos

El sistema de adquisición de temperatura dentro del reactor se realiza mediante un conjunto de 6 termocuplas tipo S de 0,8 [*mm*] de diámetro las cuales se instalan en forma equidistante a

76[mm] a lo largo del reactor dentro de una varilla cerámica porta-termocupla, como se ve en la figura 3.6

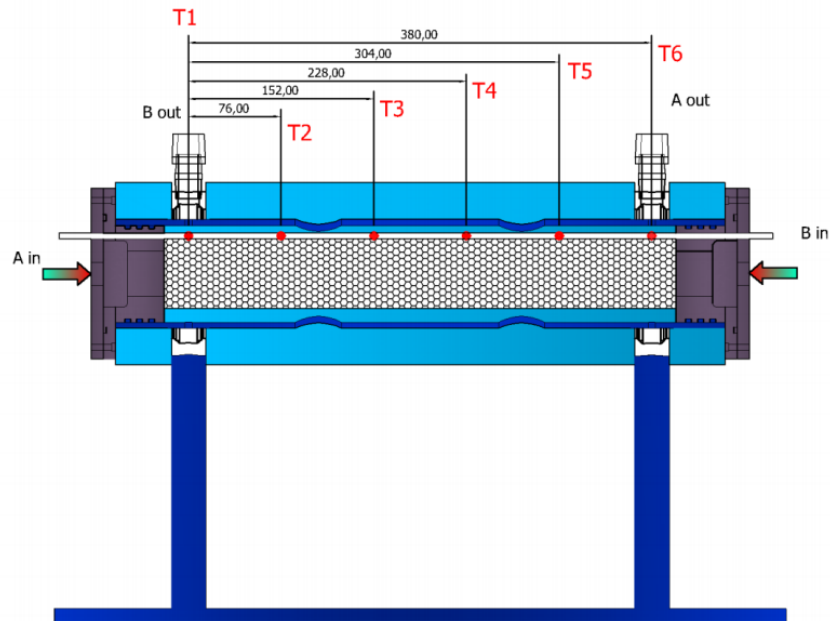


Figura 3.6: Ubicación de las termocuplas a lo largo del reactor.

Estas termocuplas son conectadas a un adquisidor de datos marca *OMEGA* modelo *OMB – DAQ – 56* el cual entrega recibe las señales analógicas por parte de las termocuplas y entrega una señal digital al software *Daqview*.

## 3.2. Quemador superficie radiante

### 3.2.1. Diseño Reactor

El diseño del reactor radiante esta orientado para utilizar y aprovechar la alta emisividad que se genera por las altas temperaturas alcanzadas en la superficie del quemador en el estado estacionario en una combustión de MPI. Se utilizan mezclas pobres en combustible ( $\phi < 1$ ) para asegurar una combustión completa del metano. Para la oxicomustion se utilizan mezclas en condiciones estequiométricas por un tema de ahorro de combustible y  $O_2$ , además para estudiar las temperaturas máximas de operación en estas condiciones.

#### 3.2.1.1. Dimensionamiento

El diseño del reactor radiante se utiliza una matriz porosa de 70[mm].

#### 3.2.1.2. Matriz porosa

El medio poroso inerte utilizado para este quemador tiene las siguientes características:

- Material: Si-SiC
- Diámetro: 70[mm]

- Porosidad:10 [ppi]

A la entrada del quemador se posiciona de forma continua al material poroso una trampa de llama que tiene como función evitar que la llama se propague hacia la zona de inyección de la mezcla aire-combustible y así establecer el frente de combustión en una posición determinada. La trampa de llama utilizada en esta investigación esta hecha del material  $Al_2O_3$ , como se puede ver en la figura 3.7

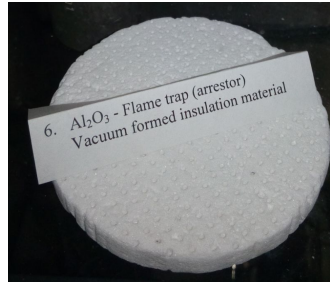


Figura 3.7: Trampa de llama utilizada en investigación.

La matriz porosa esta recubierta por una capa de aislante de fibra cerámica para reducir las perdidas de calor y proteger el material que conforma la estructura del quemador, como muestra la figura 3.8.



Figura 3.8: Matriz porosa posicionada recubierta con aislante.

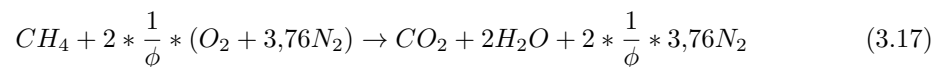
### 3.2.2. Cálculos Flujo Premezcla

En los cálculos para este tipo de quemadores se utiliza una velocidad de filtración y un caudal total fijo que no varia en los experimentos, ya que se trabaja en función de la potencia[kW] y la tasa de quemado[kW/m<sup>2</sup>].

#### 3.2.2.1. Combustión metano-aire

La máxima tasa de quemado en este tipo de quemadores radiantes de MPI alcanza un valor de 2.5[MW/m<sup>2</sup>]nlo que equivale a una potencia máxima de operación de 9.62[kW] según el área superficial de la esponja cerámica utilizada( $\varnothing=70[mm]$  ; Área( $A_e$ )= 0,003848[m<sup>2</sup>]).

La ecuación 3.17 es la d la combustión del metano.



El análisis en un 1[kmol] de metano es

$$m_C = (x_{CH_4}) * 12,01 \frac{[kg]}{[kmol]} = 12,01[kg] \quad (3.18)$$

$$m_H = (x_{CH_4} * 4) * 1,008 \frac{[kg]}{[kmol]} = 4,032[kg] \quad (3.19)$$

$$m_T = 16,042[kg] \quad (3.20)$$

$$(3.21)$$

De esta manera la composición elemental del metano es

- $y_C=0.75$
- $y_H=0.25$

Se utiliza la ecuación 3.8 para calcular el aire estequiométrico para quemar 1[kg] de metano

$$V^o_{a,e} = \frac{22,4}{0,21} * \left( \frac{0,75}{12,01} + \frac{0,25}{4,032} \right) = 13,30 \left[ \frac{m^3_N}{kg \text{ metano}} \right] \quad (3.22)$$

El flujo de metano esta directamente relacionado con la potencia(P) o la tasa de quemado(FR por sus iniciales en ingles *Firing Rate*). Para su calculo se requieren las formulas

$$P = FR * A_e \quad (3.23)$$

$$\dot{V}_{CH_4} = \frac{P}{LHV_{CH_4}} * 1000 * 60 \left[ \frac{l}{min} \right] \quad (3.24)$$

$$\rho_{metano}(P, T) = \frac{P}{R_{metano} * T} \left[ \frac{kg}{m^3} \right] \quad (3.25)$$

Se utilizan las propiedades siguientes propiedades del metano

- $LHV_{CH_4}=8570 \left[ \frac{kcal}{m^3} \right]=35856,88 \left[ \frac{kJ}{m^3} \right]$
- $R_{CH_4}=0,5182 \left[ \frac{kJ}{kg * K} \right]$

El calculo del flujo de aire esta dada por la ecuación 3.26.

$$\dot{V}_a = \rho_{metano} * \dot{V}_{CH_4} * \frac{1}{\phi} * V_{a,e} \left[ \frac{l}{min} \right] \quad (3.26)$$

De esta manera en la tabla 3.4 están determinados los flujos utilizados para realizar las mediciones correspondientes en cada ensayo.

Tabla 3.4: Caudales de metano y aire según potencia y radio de equivalencia

FR[kW/m <sup>2</sup> ]	Potencia[kW]	$\lambda$	$\phi$	CH <sub>4</sub> [l/min]	Aire[l/min]
500	1,92	1	1	3,22	30,65
1000	3,85	1	1	6,44	61,30
1500	5,77	1	1	9,66	91,95
2000	7,70	1	1	12,88	122,60
500	1,92	1,1	0,91	3,22	33,71
1000	3,85	1,1	0,91	6,44	67,43
1500	5,77	1,1	0,91	9,66	101,14
2000	7,70	1,1	0,91	12,88	134,86
500	1,92	1,2	0,83	3,22	36,78
1000	3,85	1,2	0,83	6,44	73,56
1500	5,77	1,2	0,83	9,66	110,34
2000	7,70	1,2	0,83	12,88	147,12
500	1,92	1,3	0,77	3,22	39,84
1000	3,85	1,3	0,77	6,44	79,69
1500	5,77	1,3	0,77	9,66	119,53
2000	7,70	1,3	0,77	12,88	159,38
500	1,92	1,4	0,71	3,22	42,91
1000	3,85	1,4	0,71	6,44	85,82
1500	5,77	1,4	0,71	9,66	128,73
2000	7,70	1,4	0,71	12,88	171,64
500	1,92	1,5	0,67	3,22	45,97
1000	3,85	1,5	0,67	6,44	91,95
1500	5,77	1,5	0,67	9,66	137,92
2000	7,70	1,5	0,67	12,88	183,90

### 3.2.2.2. Oxicombustión

En la oxicomustión el oxidante utilizado en esta investigación es oxígeno diluido con  $CO_2$  y el combustible es metano. Los procedimientos de cálculo siguen la misma estructura que la combustión metano-aire. Se utilizan las mismas ecuaciones 3.23, 3.24 para calcular el flujo de metano. Sin embargo para el cálculo del aire estequiométrico necesario para quemar 1[kg] de metano la fórmula varía ya que al utilizar aire la fracción molar del oxígeno en el aire siempre es 21%. Al tener una mezcla de  $O_2-CO_2$  la concentración de  $O_2$  va cambiando ya que se realizan mediciones con distintas concentraciones molares dentro de la mezcla.

$$V_{a,e}^o = \frac{22,4}{O_2 \%} * \left( \frac{0,75}{12,01} + \frac{0,25}{4,032} \right) \left[ \frac{m_N^3}{kg \text{ metano}} \right] \quad (3.27)$$

En la tabla 3.5 están determinados los flujos a utilizar para la oxicomustión.

Tabla 3.5: Caudales de metano,aire y  $CO_2$  según potencia y  $\%CO_2$  molar en la mezcla.

FR[ $kW/m^2$ ]	Potencia[kW]	$\phi$	$\%O_2$	$\%CO_2$	$CH_4$ [l/min]	$O_2$ [l/min]	$CO_2$ [l/min]
500	1,92	1,00	0,35	0,65	3,22	6,44	11,95
500	1,92	1,00	0,3	0,7	3,22	6,44	15,02
500	1,92	1,00	0,26	0,74	3,22	6,44	18,32
500	1,92	1,00	0,25	0,75	3,22	6,44	19,31
500	1,92	1,00	0,24	0,76	3,22	6,44	20,38
500	1,92	1,00	0,23	0,77	3,22	6,44	21,55
500	1,92	1,00	0,22	0,78	3,22	6,44	22,82
500	1,92	1,00	0,21	0,79	3,22	6,44	24,21
500	1,92	1,00	0,2	0,8	3,22	6,44	25,75
750	2,89	1,00	0,36	0,64	4,83	9,65	17,16
750	2,89	1,00	0,35	0,65	4,83	9,65	17,93
750	2,89	1,00	0,3	0,7	4,83	9,65	22,53
750	2,89	1,00	0,26	0,74	4,83	9,65	27,48
750	2,89	1,00	0,25	0,75	4,83	9,65	28,96
750	2,89	1,00	0,24	0,76	4,83	9,65	30,57
750	2,89	1,00	0,23	0,77	4,83	9,65	32,32
750	2,89	1,00	0,22	0,78	4,83	9,65	34,23
1000	3,85	1,00	0,3	0,7	6,44	12,87	30,04
1000	3,85	1,00	0,28	0,72	6,44	12,87	33,10
1000	3,85	1,00	0,26	0,74	6,44	12,87	36,64
1000	3,85	1,00	0,25	0,75	6,44	12,87	38,62
1000	3,85	1,00	0,24	0,76	6,44	12,87	40,76
1000	3,85	1,00	0,23	0,77	6,44	12,87	43,10
1000	3,85	1,00	0,22	0,78	6,44	12,87	45,64

### 3.2.3. Diagrama Instalación

El reactor radiante de MPI fue implementado en las instalaciones del *High Pressure Laboratory* por parte del instituto de investigación *LST* de la Universidad Friedrich-Alexander de Erlangen-Núremberg en Alemania. El esquema de la instalación completa para la combustión metano-aire se puede ver en la figura 3.9. Los conjuntos que conforman la instalación son

- Quemador radiante de MPI
- Sistema de suministro y control de flujos(Aire-Metano-Dióxido de carbono)
- Sistema extracción gas de escape
- Sistema adquisición de datos

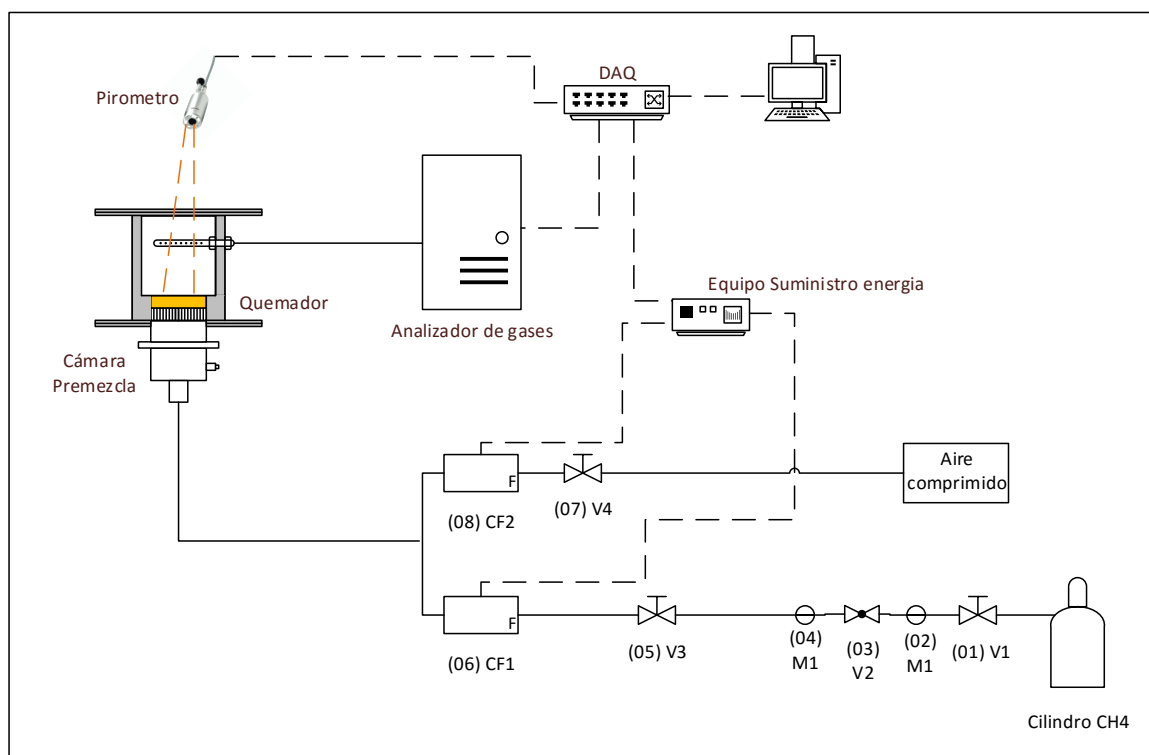


Figura 3.9: Layout de la instalación del quemador para combustión metano-aire.

El layout de la instalación del quemador para la oxicomcombustión se presenta en la figura 3.10.

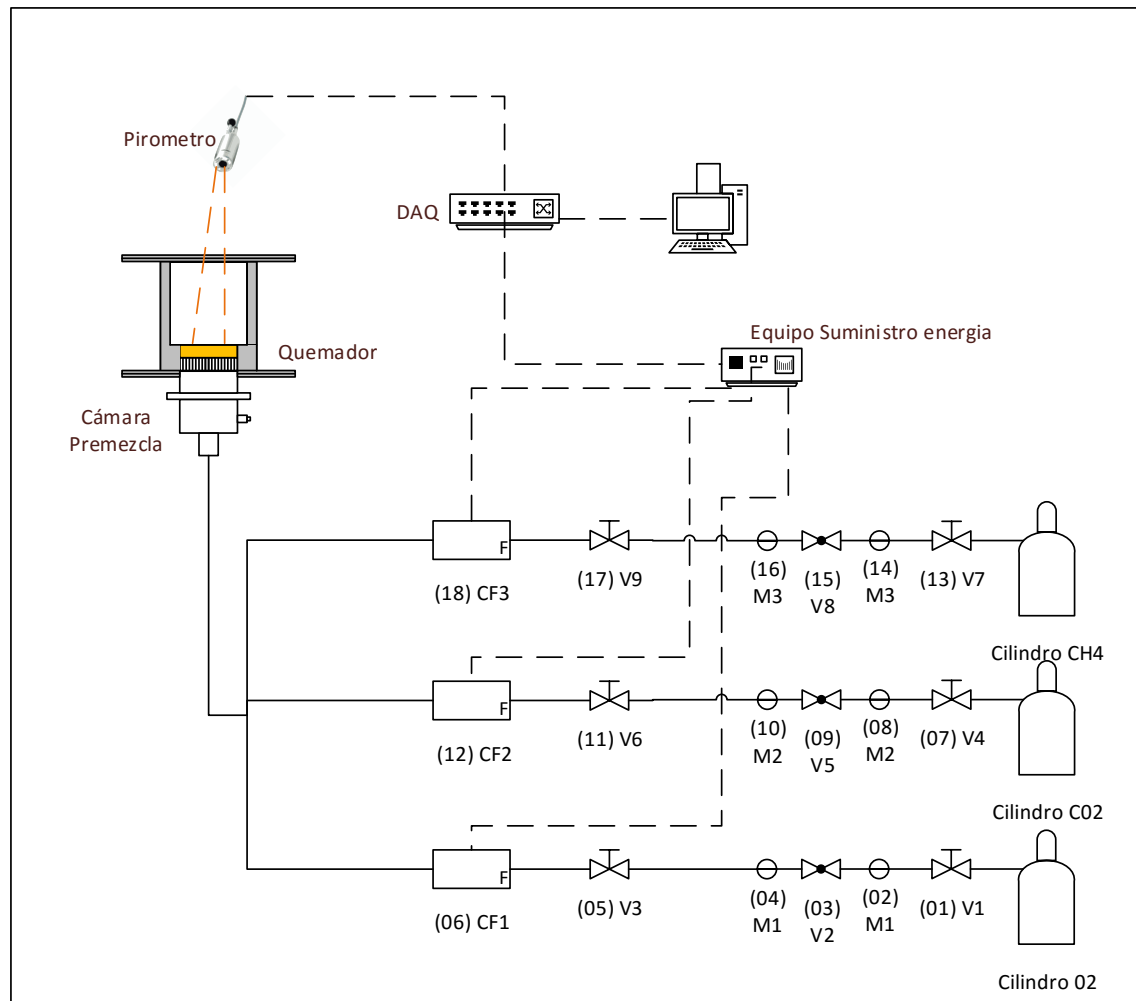


Figura 3.10: Layout de la instalación del quemador para la oxicomcombustión.

La disposición final de los equipos para el quemador tanto para la combustión metano-aire como la oxicomustión se presenta en la figura 3.11

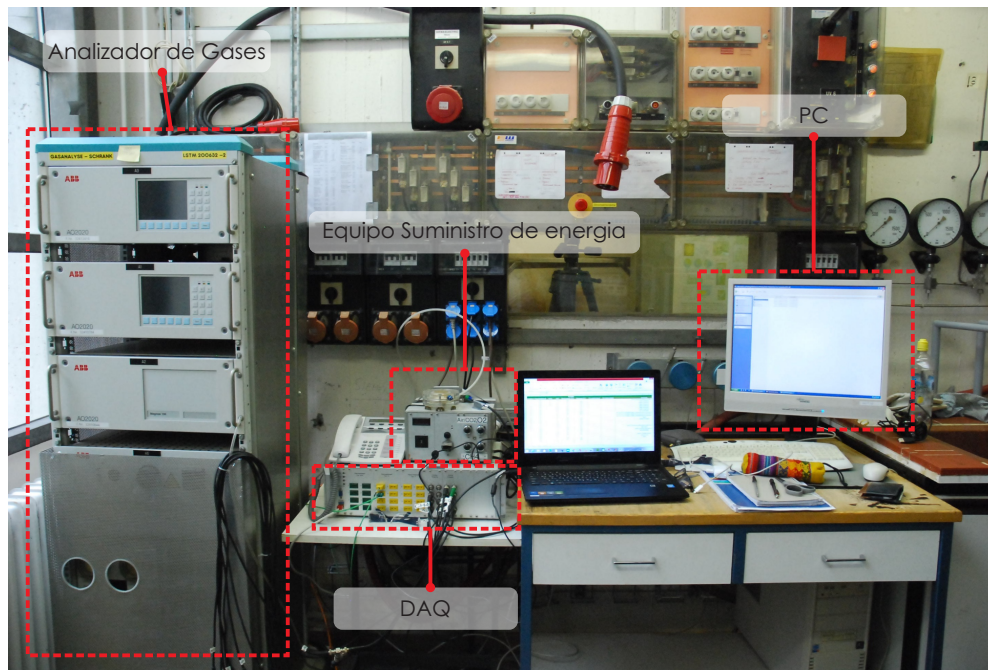


Figura 3.11: Disposición equipos en instalación quemador.

### 3.2.3.1. Quemador

En la figura 3.12 se muestra el montaje del quemador que esta compuesta por una malla donde la mezcla oxidante-combustible hace ingreso al quemador. Sobre esta malla va posicionada la trampa de llama, sobre esta va la matriz porosa y finalmente el aislante alrededor.

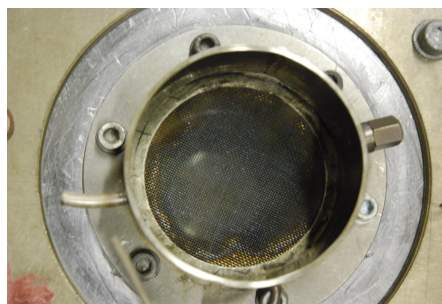


Figura 3.12: Etapa montaje quemador.

La instalación final del quemador se puede ver en la figura 3.13.

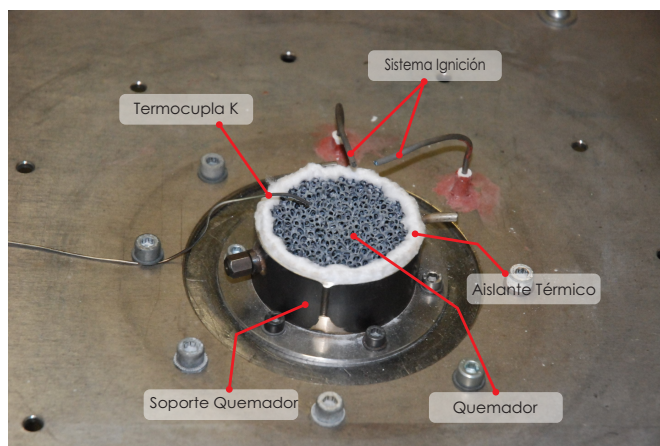


Figura 3.13: Instalación final quemador radiante.

### 3.2.3.2. Sistema suministro de flujos

El sistema suministro de los distintos flujos estaba dado por

- **Metano:** Suministrado por medio de un cilindro marca *Linde*.
- **Aire**(en combustión aire-etano): El aire comprimido es suministrado por las instalaciones del *High Pressure Laboratory*.
- **Dióxido de Carbono:** Es proporcionado por un cilindro de marca *Linde*.

### 3.2.3.3. Sistema control de flujos

El sistema de control de flujo es un sistema automatizado controlador por computador utilizando el software *LabView*.

Este sistema de control esta compuesto por

- a) **Controladores de flujo:** Se utilizan 3 controlares de flujo para  $CH_4$ ,  $CO_2$  y  $O_2$ . Estos controladores están directamente conectados al equipo suministro de energía y sus características técnicas y modelos correspondientes se presentan en la tabla 3.6.

Tabla 3.6: Características técnicas de controlares de flujo para quemador radiante

Marca	Modelo	Gas de diseño	Gas utilizado	Rango[ $ln/min$ ]	Señal análoga salida[V]
Combustión metano-aire					
Bronkhorst	F-201AC-FB-33-V	$CH_4$	$CH_4$	0-17	0-10
Bronkhorst	F-203AC-FB-00-V	Aire	Aire	0-600	0-10
Oxicombustión					
Bronkhorst	F-201AC-FB-33-V	$CH_4$	$CH_4$	0-17	0-10
Bronkhorst	F-203AC-FB-00-V	Aire	$CO_2$	0-444	0-10
Bronkhorst	F-201AC-FB-33-V	$O_2$	$O_2$	0-65	0-10

En la figura 3.14 se puede ver un controlador de flujo correspondiente la serie de controladores de flujo digitales para gases utilizados en esta investigación.



Figura 3.14: Controlador de flujo digital utilizado en la investigación.

- b) **Equipo suministro energía:** Se utiliza en el sistema de control en conjunto con los controladores de flujo. Posee 4 puertos de trabajo para controladores de flujo y cada uno posee 1 canal de entrada y 1 de salida. Este equipo cumple con las dos siguientes funciones:
- Suministrar energía eléctrica a los controladores de flujo digital.
  - Transmitir señales análogas de salida. En este caso puede transmitir la señal hacia el adquisidor de datos o hacia los controladores de flujo dependiendo del tipo de acción que se desea realizar.

Además este equipo posee dos modos de operación, externo o interno. Si se utiliza el modo de operación interno el voltaje deseado en los controladores de flujo se puede controlar de forma manual por medio de una perilla. En cambio si se escoge el modo externo el control de operación está establecido por la señal que recibe desde el adquisidor de datos, que a la vez recibe la señal desde el computador.

- c) **Adquisidor de datos (DAQ):** El adquisidor de datos utilizado posee 8 entradas para termocuplas tipo S, 16 para termocuplas tipo K, 8 puertos de entrada de señal análoga y 8 puertos de salida de señal análoga. Se encuentra conectado al computador mediante un cable LAN.

El procedimiento de cómo controlar los flujos se separa en dos principales, enviar y leer señales. Es importante considerar que los datos de las mediciones que se consideran útiles para su posterior análisis son aquellos que se reciben desde los equipos *feedback*. Cada controlador de flujo está conectado mediante un puerto tipo VGA al equipo suministro de energía y este a su vez posee 4 puertos de este tipo. Cada uno de los puertos posee dos conexiones, una entrada y una salida las cuales van conectadas al DAQ. Las entradas del equipo suministro de energía van conectadas a los puertos de salida del DAQ y las salidas del equipo suministro a los puertos de entrada del DAQ.

En la figura 3.15 se observa el diagrama de flujo para llevar a cabo el proceso de lectura de señales enviadas desde el controlador de flujo.



Figura 3.15: Diagrama flujo proceso lectura señales(*feedback*)

En la figura 3.16 se observa el diagrama de flujo para llevar a cabo el proceso de envío de señales.

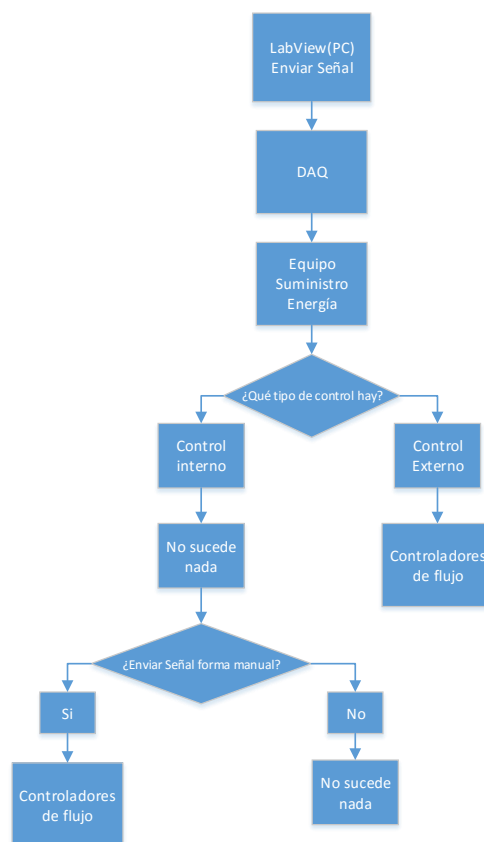


Figura 3.16: Diagrama flujo proceso envió señales

### 3.2.3.4. Sistema toma de muestras

El sistema de toma de muestra se utilizó solo en la combustión aire-metano. Se dispuso de un cilindro sobre el área en que se encuentra el quemador como se puede ver en la figura 3.17. Se posiciona un codo para direccionar los gases de escape el cual en su interior tiene insertado un tubo de forma de L con perforaciones pequeñas para permitir el ingreso de los gases de escape a su interior. De esta manera se toma una pequeña muestra de gases de escape desde el tubo y es llevada hacia el analizador de gases a través de una manguera la cual pasa a través de un filtro antes del ingreso al equipo analizador.



Figura 3.17: Diagrama para toma de muestra gaseosa en quemador radiante.

El equipo analizador de gases utilizado esta conectado directamente al adquisidor de datos y toma mediciones forma continua.

### 3.2.3.5. Sistema adquisición de datos

El sistema adquisidor de datos de temperatura esta conformado por:

- a) **Pirómetro:**En la figura 3.18 se puede ver el posicionamiento del pirómetro en la instalación. Este debe estar a una distancia lo suficientemente prudente para no ser dañado por la alta temperatura de los gases de escape.

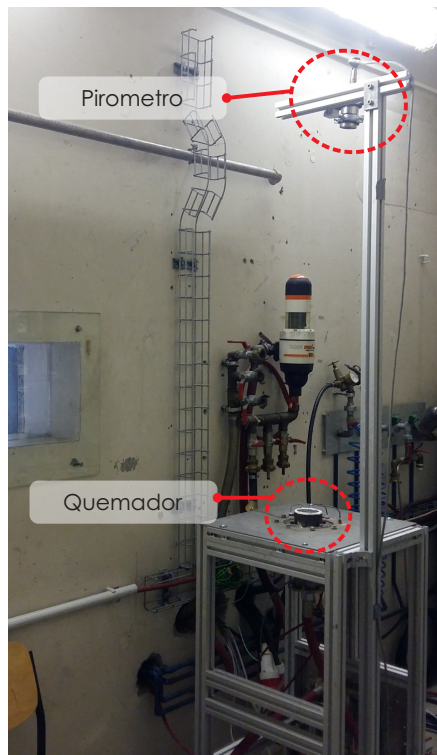


Figura 3.18: Instalación pirómetro.

- b) **Termocuplas tipo K:** Se utilizan dos termocuplas tipo K, una encima de la superficie del quemador y otra en la zona donde se inyecta la mezcla aire-combustible para monitoriar la temperatura de la mezcla. La instalación de la termocupla arriba de la superficie del quemador se puede ver en la figura 3.13.
- c) **LabView:** Todos las señales provenientes del adquisidor de datos son enviadas al computador. Estas a la vez son almacenadas y procesadas en el programa LabView. Desde el panel de control del programa desarrollado se controla el proceso enviando señales sobre 2 parámetros: tasa de quemado(FR) y lambda( $\lambda$ ). Temperaturas de las termocuplas, del pirómetro y el análisis de gases(combustión aire-metano) son solo señales de lectura.

## Capítulo 4

# Procedimiento Experimental

### 4.1. Reactor recíproco

#### 4.1.1. Puesta en Marcha

Previo a la puesta en marcha es necesario identificar los valores a utilizar en los controladores de flujo de aire, metano y dióxido de carbono. Es necesario precalentar la matriz porosa hasta los  $200[^\circ C]$  con el soplete antes de inyectar el combustible.

1. Encender controladores de flujo y pc. Abrir programa *DaqView* del adquisidor de datos.
2. Ajustar controladores de flujo a  $0[l/min]$ .
3. Abrir válvula  $V12 - (30)$ . Encender y posicionar el mechero.
4. Abrir válvula  $V8 - (20)$  y cerrar  $V8 - (21)$ . Encender compresor verificando que válvulas  $V9, V10 - (24)$ ,  $V11 - (28)$  y  $V12 - (30)$  estén cerradas. Luego abrir las válvulas  $V6 - (12)$  y  $V12(-31)$ .
5. Regular la presión de la línea de aire a  $3[bar]$  manométrico en la válvula  $V5$  y dejar circulando por  $2 [min]$  para la limpieza de los filtros  $F1 - (13)$ ,  $F2 - (14)$  y  $F3 - (15)$ .
6. Ajustar válvula  $V5 - (10)$  a  $4[bar]$  para dar paso al aire hacia el sistema de inyección.
7. Sacar tapón e insertar soplete encendido alrededor de  $15[min]$  o hasta que termocupla 3 y 4 alcancen  $200[^\circ C]$ . Luego se retira soplete.
8. Abrir válvula  $V1 - (01)$ .
9. Ajustar a  $1[bar]$  las válvulas  $V2 - (03)$  y  $V7 - (16)$ .
10. Regular el flujo de aire y  $CO_2$  a utilizar en litros por minutos en  $CF1$ ,  $CF3$  y  $CF4$ .
11. Se conecta dispositivo USB DATA *Acquisition System* al PC.
12. Se enciende el sistema de quemado de gases de escape.
13. Encender detector de hidrocarburos.

#### 4.1.2. Encendido Reactor y pre-calentamiento

1. Verificar que  $V8 - (20)$  y  $V12 - (31)$  estén abiertas y que  $V8 - (21)$ ,  $V12 - (30)$ ,  $V9$  y  $V11$  cerradas.
2. Extraer el tapón de encendido ubicado en un tubo en la mitad de la longitud del reactor.
3. Abrir válvula  $V4 - (07)$  lentamente

4. Regular el caudal de gas natural con  $CF_2$ . Esperar que termocuplas registren un alza de temperatura de al menos  $200[^\circ C]$  para retirar el soplete e insertar el tapón.
5. Comenzar el registro de datos de temperatura en intervalos de 1 segundo.

#### 4.1.3. Cambio inyección

Para cambiar el sentido de inyección del combustible por el lado izquierdo del reactor hacia el lado derecho, el procedimiento es:

1. A un tiempo determinado cerrar válvula  $V_8 - (20)$
2. Abrir  $V_{12} - (30)$ .
3. Cerrar  $V_{12} - (31)$
4. Finalmente se abre válvula  $V_8 - (21)$ .

#### 4.1.4. Purga línea de muestreo

Cuando la termocupla 3 alcanza su máxima temperatura se procede a registrar la muestra gaseosa

1. Verificar que  $V_8 - (21)$  y  $V_{12} - (30)$  estén abiertas. Luego corroborar que  $V_8 - (20)$ ,  $V_{12} - (31)$ ,  $V_{13} - (32)$ ,  $V_{14} - (38)$  y  $V_{15} - (40)$  estén cerradas.
2. Instalar bolsa de toma de muestra verificando que este cerrada. Abrir válvulas  $V_{13} - (32)$  y  $V_{14} - (38)$ .
3. Succionar con jeringas hasta llenarlas totalmente con gas.
4. Cerrar válvulas  $V_{13} - (32)$  y  $V_{14} - (38)$  para posteriormente abrir válvula  $V_{15} - (40)$ .
5. Liberar al ambiente el gas que se encuentra en la línea utilizando las jeringas.
6. Repetir los pasos 3 al 7 por lo menos 3 veces para asegurar que la línea está limpia.
7. Cerrar válvula  $V_{15} - (40)$ .

#### 4.1.5. Purga bolsa de muestreo

1. Verificar que válvulas  $V_{13}$ ,  $V_{14}$ ,  $V_{15}$  y bolsa de muestreo estén cerradas.
2. Abrir  $V_{13} - (32)$  y  $V_{14} - (38)$ . Luego succionar el gas con las jeringas.
3. Cerrar válvula  $V_{14} - (38)$  y abrir bolsa de muestreo.
4. Inyectar gas en la bolsa.
5. Repetir los pasos 2 al 4 por lo menos 4 veces dependiendo del llenado de la bolsa de muestreo.
6. Cerrar válvula  $V_{14} - (38)$ .
7. Abrir bolsa.
8. Succionar con jeringas el gas de la bolsa y luego cerrarla.
9. Abrir válvula  $V_{14} - (40)$  y vaciar el contenido de las jeringas al ambiente. Cerrar rápidamente  $V_{15} - (40)$ .
10. Repetir los pasos 7 al 8 hasta que la bolsa esté vacía.

#### 4.1.6. Toma de muestra

1. Verificar que boquilla de succión este correctamente posicionada y que se encuentren cerradas las válvulas  $V13-(33)$ ,  $V14-(39)$ ,  $V15-(41)$ ,  $V13-(32)$ ,  $V14-(38)$ ,  $V14-(40)$  y la bolsa de muestreo.
2. Comprobar que la válvula  $V14-(40)$  este cerrada. Abrir válvulas  $V13-(32)$  y  $V14-(38)$  para luego succionar lentamente con la jeringas el gas de combustión.
3. Cerrar válvula  $V14-(38)$  y abrir bolsa de muestreo.
4. Vaciar el contenido de las jeringas en la bolsa y posteriormente cerrar esta última.
5. Repetir los pasos 2, 3 y 4 hasta que la bolsa se haya llenado.
6. Retirar la bolsa.

#### 4.1.7. 2° cambio de inyección

1. A un tiempo determinado cerrar válvula  $V8-(21)$
2. Abrir  $V12-(31)$ .
3. Cerrar válvula  $V12-(30)$
4. Finalmente se abre válvula  $V8-(20)$ .

#### 4.1.8. 2° Purga línea de muestreo

El registro de la muestra se realiza cuando la termocupla 4 alcanza su máxima temperatura.

1. Verificar que  $V8(20)$  y  $V12(31)$  estén abiertas. Luego corroborar que  $V8(21)$ ,  $V12(30)$ ,  $V13(33)$ ,  $V14(39)$  y  $V15(41)$  estén cerradas.
2. Instalar bolsa verificando que este cerrada. Abrir válvulas  $V13-(33)$  y  $V14(39)$ .
3. Succionar con jeringas hasta llenarlas totalmente con gas.
4. Cerrar válvulas  $V13-(33)$  y  $V14-(39)$  para posteriormente abrir válvula  $V15(41)$ .
5. Liberar al ambiente el gas que se encuentra en la línea utilizando las jeringas.
6. Repetir los pasos 3 al 7 por lo menos 3 veces para asegurar que la línea esta limpia.
7. Cerrar válvula  $V15(41)$ .

#### 4.1.9. 2° Purga bolsa de muestreo

1. Verificar que válvulas  $V13$ ,  $V14$ ,  $V15$  y bolsa de muestreo estén cerradas.
2. Abrir válvulas  $V13(33)$  y  $V14(39)$ . Luego succionar el gas con las jeringas.
3. Cerrar válvula  $V14(39)$  y abrir bolsa de muestreo.
4. Inyectar gas en la bolsa.
5. Repetir los pasos 2 al 4 por lo menos 4 veces dependiendo del llenado de la bolsa de muestreo.
6. Cerrar válvula  $V14(39)$ .
7. Abrir bolsa de muestreo.
8. Succionar con jeringas el gas de la bolsa y luego cerrarla.
9. Abrir válvula  $V15(40)$  y vaciar el contenido de las jeringas al ambiente. Cerrar rápidamente  $V15(40)$ .
10. Repetir los pasos 7 al 8 hasta que la bolsa este vacía.

#### 4.1.10. 2° Toma de muestra

1. Verificar que boquilla de succión este correctamente posicionada y que se encuentren cerradas las válvulas  $V13-(33)$ ,  $V14-(39)$ ,  $V15-(41)$ ,  $V13-(32)$ ,  $V14-(38)$ ,  $V14-(40)$  y la bolsa de muestreo.
2. Comprobar que la válvula  $V15(41)$  esta cerrada.Luego abrir válvulas  $V13(33)$  y  $V14(39)$  y succionar lentamente con la jeringas el gas de escape.
3. Cerrar válvula  $V15(39)$  y abrir bolsa de muestreo.
4. Vaciar el contenido de las jeringas en la bolsa de muestreo.Luego cerrar la bolsa.
5. Repetir los pases 2, 3 y 4 3 veces hasta que la bolsa se haya llenado.
6. Retirar la bolsa para ser analizada.

## 4.2. Quemador superficie radiante

### 4.2.1. Puesta en Marcha

#### a) Combustión metano-aire

- 1) Caminar alrededor de la instalación del quemador y corregir cualquier peligro a la vista o algo fuera de lugar, como por ejemplo:
  - Fuga o doblez en alguna manguera o cable.
  - Herramientas, piezas o cualquier cosa que se encuentre en la superficie del quemador.
  - Mangueras, cables o alambres que están deshilachados, flojas, desgastadas o en peligro de tropiezo.
- 2) Chequear conexión eléctrica de los equipos.
- 3) Comprobar válvulas  $V1$  y  $V2$  estén cerradas.
- 4) Comprobar que todas válvula  $V4$  este cerrada.
- 5) Comprobar que la presión en la linea de aire es 5 [bar].
- 6) Verificar el correcto posicionamiento del pirómetro.
- 7) Chequear el sistema de ignición. **NO** acercarse a la superficie del quemador cuando se enciende el sistema de ignición.
- 8) Encender el computador y abrir el archivo correspondiente a la secuencia del proceso en el programa *Lab View*.
- 9) Encender el equipo suministro de energía y el adquisidor de datos.
- 10) Comprobar que el switch del equipo suministro de energía se encuentre en control exterior.

#### b) Oxidcombustión

- 1) Caminar alrededor de la instalación del quemador y corregir cualquier peligro a la vista o algo fuera de lugar, como por ejemplo:
  - Fuga o doblez en alguna manguera o cable.
  - Herramientas, piezas o cualquier cosa que se encuentre en la superficie del quemador.
  - Mangueras, cables o alambres que están deshilachados, flojas, desgastadas o en peligro de tropiezo.
- 2) Chequear conexión eléctrica de los equipos.
- 3) Comprobar que las válvulas  $V1(01)$ ,  $V2(03)$ ,  $V3(05)$ ,  $V4(07)$ ,  $V5(09)$ ,  $V6(11)$ ,  $V7(13)$ ,  $V8(15)$ ,  $V9(17)$  estén cerradas.

- 4) Verificar el correcto posicionamiento del pirómetro.
- 5) Chequear el sistema de ignición. **NO** acercarse a la superficie del quemador cuando se enciende el sistema de ignición.
- 6) Encender el computador y abrir el archivo correspondiente a la secuencia del proceso en *LabView*.
- 7) Encender el equipo suministro de energía y el adquisidor de datos.
- 8) Comprobar que el switch del equipo suministro de energía se encuentre en control exterior.

#### 4.2.2. Encendido quemador

##### a) Combustión metano-aire

- 1) Correr el archivo en *LabView* y ajustar la tasa de quemador(FR) en 0.
- 2) Abrir válvula V4(07) correspondiente a la línea de aire.
- 3) Abrir válvulas V1(01) y verificar en M1(02) que la presión sea mayor a 5 [bar].
- 4) Abrir la válvula V2(03) y verificar en M1(04) que la presión sea 2[bar].
- 5) Abrir la válvula V4(07).
- 6) Cambiar el switch del sistema de ignición a *ON*.
- 7) Establecer la tasa de quemado(FR) en  $780[kW/m^2]$  y  $\lambda$  en 1,3 en el archivo de *LabView* para iniciar la combustión.
- 8) Inmediatamente presionar el botón rojo del sistema de ignición manteniendo este presionado por 3 segundos y luego soltar. Repetir este procedimiento hasta que comience la combustión, verificando en todo momento que la temperatura de la termocupla ubicada en la superficie del quemador comience a subir rápidamente. También chequear de manera visual el inicio de la combustión.

##### b) Oxcombustión

- 1) Correr el archivo en *LabView* y ajustar la tasa de quemador en 0.
- 2) Abrir la válvula V7(13) y verificar en M3(14) que la presión sea igual o mayor a 5 [bar].
- 3) Abrir la válvula V1(01) y verificar en M1(02) que la presión sea igual o mayor a 5 [bar].
- 4) Abrir la válvula V8(15) y verificar que la presión de la línea de metano sea 2 [bar].
- 5) Abrir la válvula V9(17).
- 6) Abrir la válvula V2(03) y verificar que la presión de la línea de metano sea 2 [bar].
- 7) Abrir la válvula V3(05).
- 8) Abrir la válvula V4(07) y verificar en M2(08) que la presión sea igual o mayor a 5 [bar].
- 9) Abrir la válvula V5(09) y verificar que la presión de la línea de metano sea 2 [bar].
- 10) Abrir la válvula V6(11).
- 11) Cambiar el switch del sistema de ignición a *ON*.
- 12) Establecer la tasa de quemador en  $780[kW/m^2]$ ,  $\lambda$  en 1.3 y  $\%O_2$  en 23% en el archivo de *LabView* para iniciar la combustión.
- 13) Inmediatamente presionar el botón rojo del sistema de ignición, manteniendo lo presionado por 3 segundos para luego soltarlo. Repetir este procedimiento hasta que comience la combustión verificando en todo momento que la temperatura de la termocupla ubicada en la superficie del quemador comience a subir rápidamente. También chequear de manera visual el inicio de la combustión utilizando un espejo.

### 4.2.3. Operación

Chequear constantemente:

1. Feedback de la tasa de quemado(FR).
2. Feedback de la temperatura del pirómetro.
3. Feedback de los controladores de flujo de la línea de metano  $CF3(18)$ , dióxido de carbono  $CF2(12)$  y oxígeno  $CF1(06)$ .
4. Temperatura de la termocupla de la mezcla.
5. Temperatura de la termocupla en la superficie del quemador.

### 4.2.4. Pausado

Para realizar una pausa en las mediciones en donde se desea apagar el quemador pero mantener los demás equipos encendidos:

1. Establecer la tasa de quemado(FR) en  $0[kW/m^2]$ .
2. Chequear el feedback de los controladores de flujo que estén en  $0[l/min]$ .
3. Chequear visualmente que el quemador este apagado.

### 4.2.5. Reencendido quemador

Para volver encender el quemador desde el pausado:

#### a) Combustión metano-aire

- 1) Establecer la tasa de quemador en  $780[kW/m^2]$  y  $\lambda$  en 1.3 en el archivo de *LabView*.
- 2) Inmediatamente presionar el botón rojo del sistema de ignición , manteniendo lo presionado por 3 segundos para luego soltarlo.Repetir este procedimiento hasta que comience la combustión verificando en todo momento que la temperatura de la termocupla ubicada en la superficie del quemador comience a subir rápidamente.También chequear de manera visual el inicio de la combustión utilizando un un espejo.

#### b) Oxidación

- 1) Establecer la tasa de quemador en  $780[kW/m^2]$ ,  $\lambda$  en 1.3 y  $\%O_2$  en 23% en el archivo de *LabView*.
- 2) Inmediatamente presionar el botón rojo del sistema de ignición , manteniendo lo presionado por 3 segundos para luego soltarlo.Repetir este procedimiento hasta que comience la combustión verificando en todo momento que la temperatura de la termocupla ubicada en la superficie del quemador comience a subir rápidamente.También chequear de manera visual el inicio de la combustión utilizando un un espejo.

### 4.2.6. Apagado Quemador

#### a) Combustión metano-aire

- 1) Establecer en 0 la tasa de quemado  $[kW/m^2]$  y  $\lambda$ .
- 2) Cerrar la válvula  $V1(01)$ .
- 3) Esperar hasta que el quemador se apague cuando todo el metano remanente que en la línea se queme.
- 4) Cerrar válvulas  $V2(03)$  y  $V3(05)$ .

- 5) Cerrar válvula  $V4(07)$  y liberar el aire remanente en la línea.
- 6) Parar el programa *LabView*.
- 7) Apagar el equipo suministro de energía, el adquisidor de datos y el computador.

b) **Oxicombustión**

- 1) Establecer en 0 la tasa de quemado [ $kW/m^2$ ] y  $\lambda$ .
- 2) Cerrar la válvula  $V7(13)$ .
- 3) Esperar hasta que el quemador se apague cuando todo el metano remanente que se encuentre en la línea se quemé.
- 4) Cerrar válvulas  $V8(15)$  y  $V9(17)$ .
- 5) Cerrar válvulas  $V5(09)$  y  $V4(07)$ .
- 6) Cerrar la válvula de  $V2(03)$  y  $V1(01)$ .
- 7) Parar el programa *LabView*.
- 8) Apagar el equipo suministro de energía, el adquisidor de datos y el computador.

#### 4.2.7. Medición de temperatura

a) **Combustión metano-aire**

- 1) Establecer en el archivo del programa *LabView* la tasa de quemador [ $kW/m^2$ ] y  $\lambda$  deseados en donde se va a realizar la medición.
- 2) Esperar a lo menos 5 minutos hasta que la temperatura entregada por el feedback del pirómetro se estabilice.
- 3) Establecer los siguiente parámetros de tasa de quemado y lambda para la próxima medición.

b) **Oxicombustión**

- 1) Establecer en el archivo del programa *LabView* la tasa de quemador [ $kw/m^2$ ],  $\lambda$  y el  $\%O_2$  deseado en donde se va a realizar la medición.
- 2) Esperar a lo menos 5 minutos hasta que la temperatura entregada por el feedback del pirómetro se estabilice.
- 3) Establecer los siguiente parámetros de tasa de quemado y lambda para la próxima medición.

#### 4.2.8. Medición Análisis de Gases(Combustión metano-aire)

- 1) Encender el analizador de gases.
- 2) Esperar que el equipo termine de calibrar para su posterior uso. Como se trata de una medición continua, solo basta realizar las conexiones correspondientes y calibrar el equipo para comenzar las mediciones.

# Capítulo 5

## Resultados Experimentales

En este capítulo se presentan los resultados experimentales obtenidos en el reactor recíproco y el quemador radiante.

### 5.1. Reactor Recíproco

Se realizaron ensayos de 3 ciclos consecutivos con  $\phi$  constante solo con cerámicas porosas en el interior del reactor inyectando biogás sintético. Es necesario trabajar con caudales que aseguren que el frente de combustión viaje aguas abajo debido a la dinámica en la alternancia de inyección del suministro de combustible. Esto se debe a que se comprobó que cuando se utiliza  $\phi < 1$  el frente de combustión no se sustentaba e inmediatamente se generaba un nuevo frente en otro sector del reactor. La velocidad de flujo de trabajo es de  $0.215[m/s]$ , lo que significa un caudal total de  $27.49[l/min]$ . Se presentan los resultados de las temperaturas, velocidad de propagación y cromatografía gaseosa para  $\phi = 2.1$ ;  $2.3$  y  $2.5$ . Para determinar la velocidad del frente de llama se utiliza la ecuación

$$V_{fc}(800^{\circ}C) = \frac{d}{t_n - t_{n-1}} [m/s] \quad (5.1)$$

Donde:

- **d**: Distancia entre termocuplas ( $0.076[m]$ ).
- **$t_n$** : Tiempo que le toma al frente de llama llegar a la termocupla n.
- **$t_{n-1}$** : Tiempo que le toma al frente de llama llegar a la termocupla n-1.

No se consideran las termocuplas 1 ni 6 por un tema de seguridad.

#### 5.1.0.1. $\phi = 2,1$

Se determina el inicio del ciclo cuando  $T_6$  alcanza su máximo valor en  $t = 145[sg]$  y la inyección de premezcla es por B (lado derecho del reactor). El primer cambio de inyección se realiza alrededor de los  $5000[sg]$  y el segundo a los  $9500[sg]$ . En la tabla 5.1 se presentan las temperaturas máximas de cada termocupla y las velocidades del frente de llamas correspondiente a cada ciclo.

Tabla 5.1: Temperaturas máximas y velocidades del frente de llamas para  $\phi=2,1$

N° ciclo	$T_{2,max}$ [°C]	$T_{3,max}$ [°C]	$T_{4,max}$ [°C]	$T_{5,max}$ [°C]	$V_{fc}$ [m/s]
Primer ciclo	1034,98	1025,17	985,13	1000,08	0,000072033
Segundo ciclo	1033,66	1037,72	994,14	1026,62	0,000077732
Tercer ciclo	1039,95	1029,78	989,90	1005,20	0,000069118

Los perfiles de temperatura se presentan para el primer ciclo en la figura 5.1, segundo ciclo en la figura 5.2 y tercer ciclo en la figura 5.3

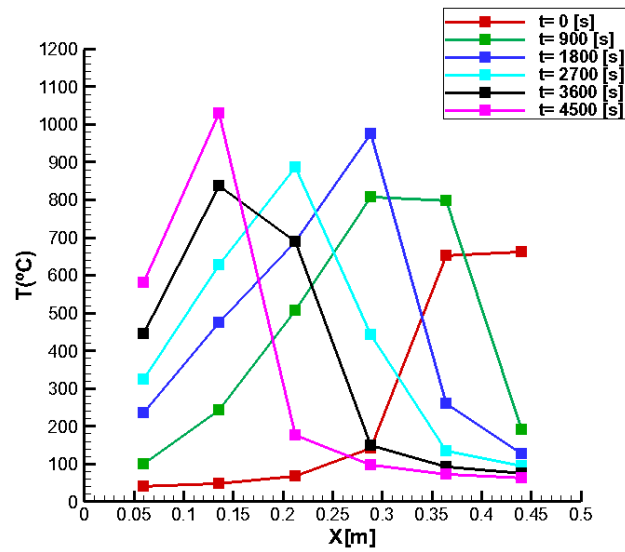


Figura 5.1: Temperaturas frente de reacción en primer ciclo para  $\phi=2,1$ .

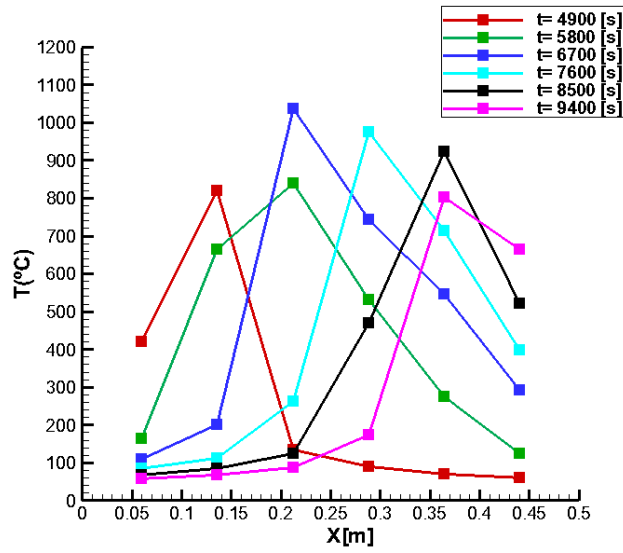


Figura 5.2: Temperaturas frente de reacción en segundo ciclo para  $\phi=2,1$ .

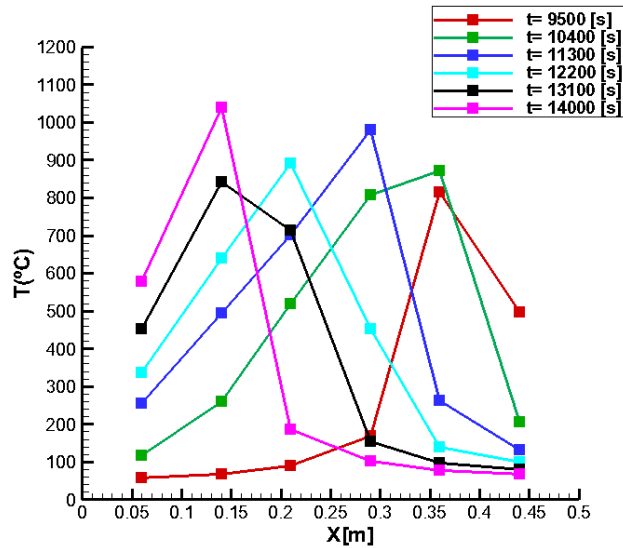


Figura 5.3: Temperaturas frente de reacción en tercer ciclo para  $\phi=2,1$ .

### 5.1.0.2. $\phi=2,3$

Al igual que en el ensayo anterior, el inicio del ciclo es cuando  $T_6$  alcanza su máximo valor en  $t=150[sg]$ . El primer cambio de inyección se realiza cerca de los  $4000[sg]$  y el segundo a los  $7500[sg]$ . En la tabla 5.2 se presentan las temperaturas máximas de cada termocupla y las velocidades del frente de llamas correspondiente a cada ciclo.

Tabla 5.2: Temperaturas máximas y velocidades del frente de llamas para  $\phi=2,3$

N° ciclo	$T_{2,max}$ [°C]	$T_{3,max}$ [°C]	$T_{4,max}$ [°C]	$T_{5,max}$ [°C]	$V_{fc}$ [m/s]
Primer ciclo	1042,47	1032,93	995,47	1013,24	0,000075744
Segundo ciclo	1047,14	1043,97	997,00	1030,78	0,000097258
Tercer ciclo	1045,56	1036,09	998,64	1016,59	0,000088203

Los perfiles de temperatura se presentan para el primer ciclo en la figura 5.4, segundo ciclo en la figura 5.5 y tercer ciclo en la figura 5.6

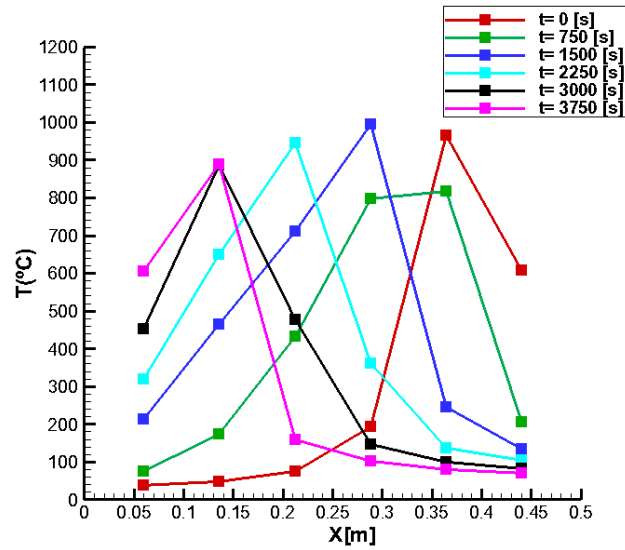


Figura 5.4: Temperaturas frente de reacción en primer ciclo para  $\phi=2,3$ .

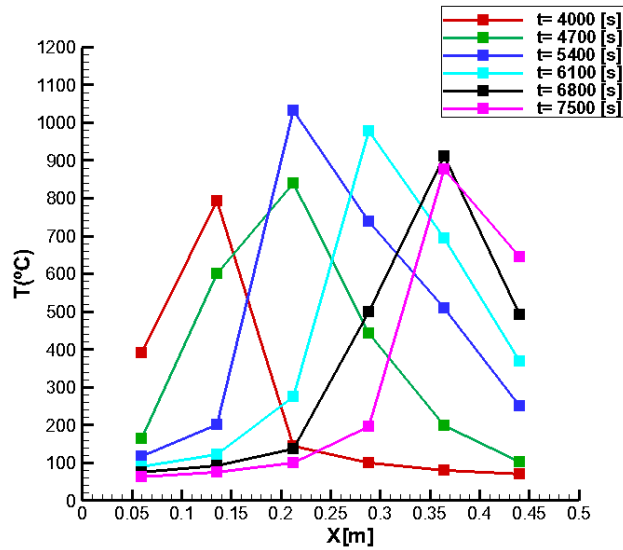


Figura 5.5: Temperaturas frente de reacción en segundo ciclo para  $\phi=2,3$ .

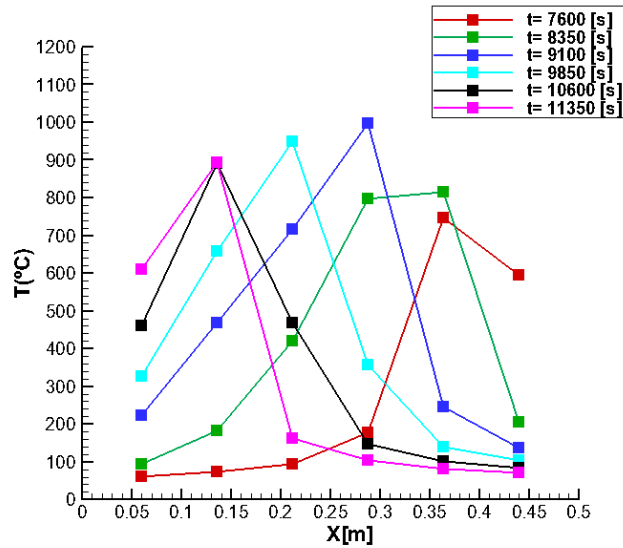


Figura 5.6: Temperaturas frente de reacción en tercer ciclo para  $\phi=2,3$ .

### 5.1.0.3. $\phi=2,5$

El inicio del ciclo en este ensayo es cuando  $T_6$  alcanza su máximo valor a  $t=653[sg]$ .

En este ensayo, se realiza un cambio mas de inyección , ya que se observan anomalías en el primer ciclo.De esta manera, el primer cambio de inyección se realiza cerca de los  $4250[sg]$ , el segundo a los  $7500[sg]$  y el tercero a los  $11000[sg]$ . En la tabla 5.3 se presentan las temperaturas

máximas de cada termocupla y las velocidades del frente de llamas correspondiente a cada ciclo.

Tabla 5.3: Temperaturas máximas y velocidades del frente de llamas para  $\phi=2,5$

Nº ciclo	$T_{2,max} [^{\circ}C]$	$T_{3,max} [^{\circ}C]$	$T_{4,max} [^{\circ}C]$	$T_{5,max} [^{\circ}C]$	$V_{fc} [m/s]$
Primer ciclo	1046,34	1036,16	999,68	1020,83	0,000100722
Segundo ciclo	1042,98	1045,35	1000,02	1036,27	0,000114693
Tercer ciclo	1050,04	1037,59	1003,84	1020,05	0,000101966
Cuarto ciclo	1050,71	1047,44	1003,80	1040,09	0,000109589

Los perfiles de temperatura se presentan para el primer ciclo en la figura 5.7, segundo ciclo en la figura 5.8, tercer ciclo en la figura 5.9 y cuarto ciclo en la figura 5.10.

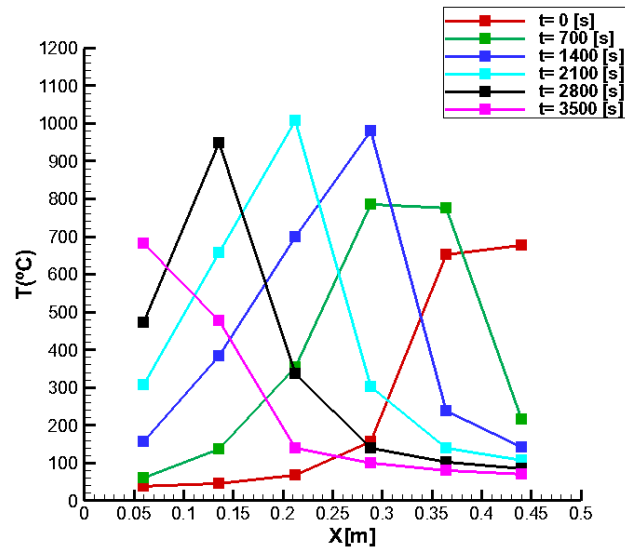


Figura 5.7: Temperaturas frente de reacción en primer ciclo para  $\phi=2,5$ .

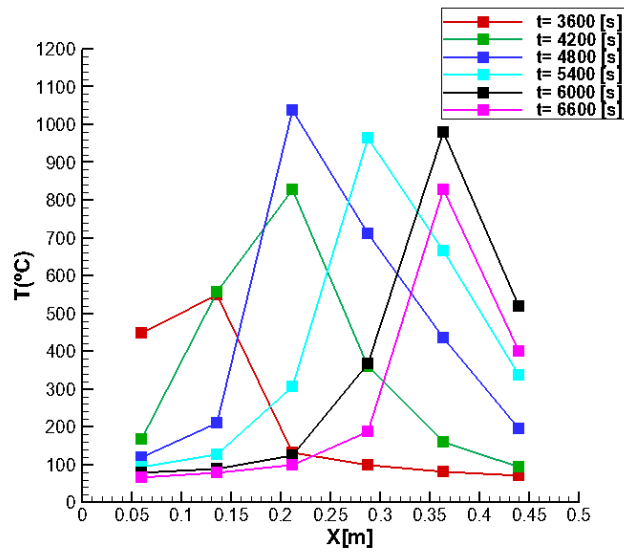


Figura 5.8: Temperaturas frente de reacción en segundo ciclo para  $\phi=2,5$ .

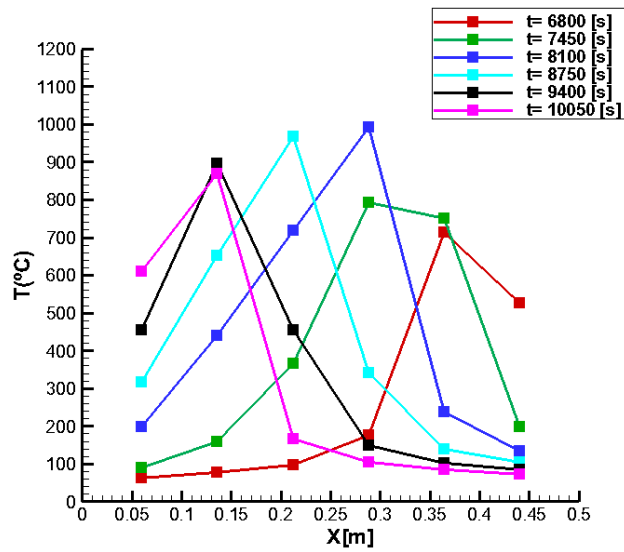


Figura 5.9: Temperaturas frente de reacción en tercer ciclo para  $\phi=2,5$ .

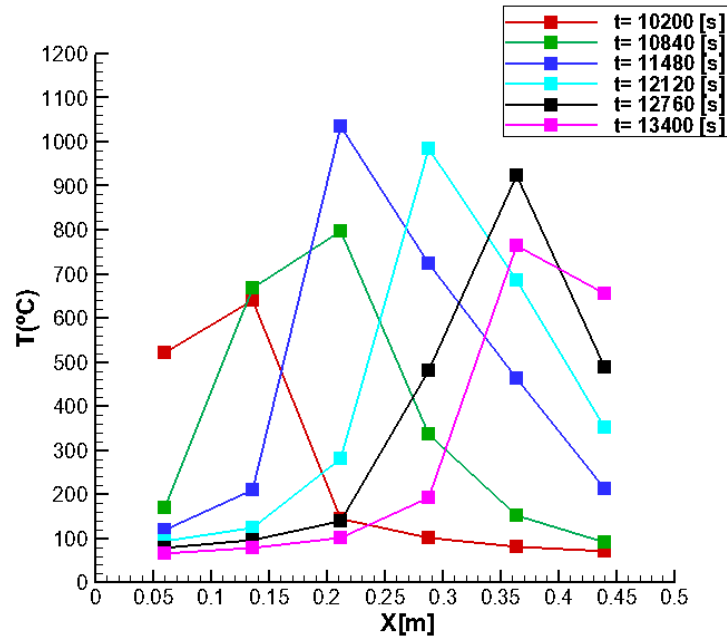


Figura 5.10: Temperaturas frente de reacción en cuarto ciclo para  $\phi=2,5$ .

## 5.1.1. Resumen resultados

### 5.1.1.1. Temperatura y velocidad del frente de llamas

La figura 5.11 presenta los promedios de la velocidad del frente de llama y las temperaturas máximas alcanzadas para cada relación de equivalencia ensayado.

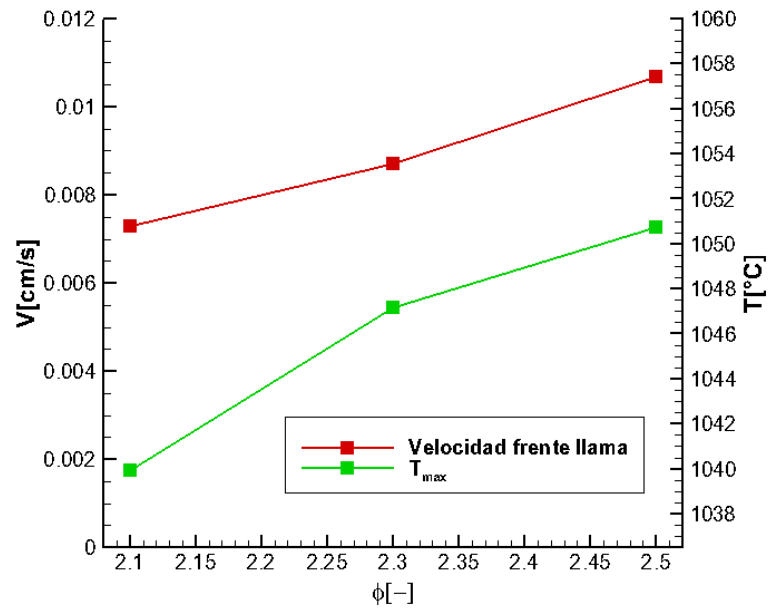


Figura 5.11: Temperaturas máximas y promedio velocidades del frente de llama.

Se observa que la velocidad y temperatura aumentan a medida que lo hace el radio de equivalencia. Los máximos valores se alcanzan en el ensayo  $\phi=2,5$  con una velocidad de  $0,01067[cm/s]$  y una temperatura de  $1050,71[°C]$ .

### 5.1.1.2. Cromatografía gaseosa

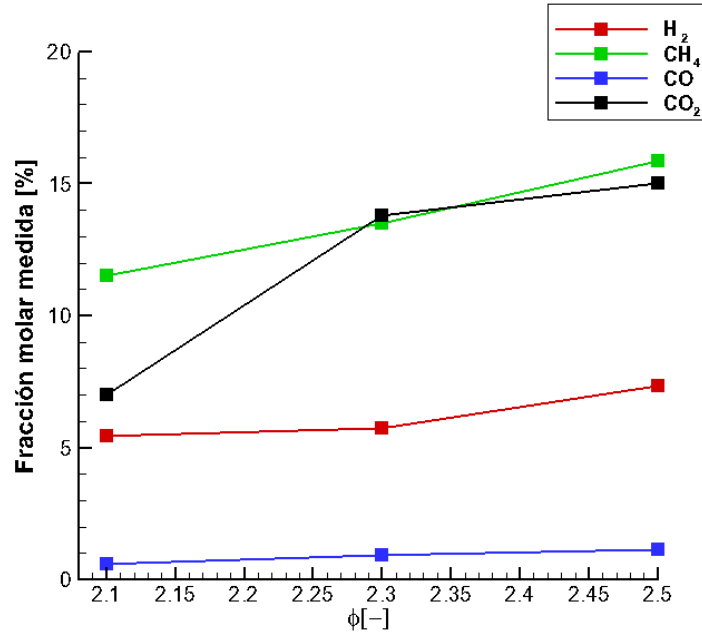


Figura 5.12: Fracciones molares de distintos gases para cada radio de equivalencia.

La figura 5.12 muestra las fracciones molares obtenidas en la cromatografía gaseosa. Para el ensayo  $\phi=2,5$  se alcanzan los valores promedios más altos en donde  $\%H_2=7,33\%$ ;  $\%CH_4=15,85\%$ ;  $\%CO=1,15\%$  y  $\%CO_2=15,04\%$ . El alto  $\%CH_4$  se asocia a metano que no se logra quemar ya que se trabaja con mezclas ricas en combustible.

### 5.1.1.3. Conversión de hidrógeno y monóxido de carbono

El grado de conversión es una manera de cuantificar cuanto metano se está utilizando en el proceso de reformado. El porcentaje de conversión para el hidrógeno está dado por la fórmula 5.2 y el del monóxido de carbono por la fórmula 5.3.

$$\%H_2 = \frac{X_{H_2,medido}}{2X_{CH_4,inyectado}} \quad (5.2)$$

$$\%CO = \frac{X_{CO,medido}}{X_{CH_4,inyectado} + X_{CO,inyectado}} \quad (5.3)$$

Los resultados se presentan en la tabla 5.4

Tabla 5.4: Resultados conversión  $H_2$  y  $CO$ .

Fracción Molar inyectada [%]				% Conversión	
$\phi$	$CH_4$	$CO_2$	$O_2$	$H_2$	$CO$
2,1	15,3	15,3	14,6	17,9	2,0
2,3	16,3	16,3	14,2	17,6	2,8
2,5	17,2	17,2	13,8	21,3	3,3

Los mayores porcentajes de conversión de  $H_2$  y  $CO$  se alcanzan para el ensayo de  $\phi=2,5$ .

## 5.2. Quemador superficie radiante

Se realizaron dos tipo de mediciones en el quemador de superficie radiante. En una primera instancia se llevo a cabo una combustión de metano-aire en donde se utilizaron dos termocuplas tipo K, una para medir la temperatura en la superficie del quemador y otra para medir la temperatura de la premezcla. Ademas se utilizo un pirómetro infrarrojo para medir la temperatura de la superficie del quemador y un analizador de gases para la medición de los gases de escape.

Posteriormente se realizaron ensayos de oxicomustión en donde se utilizo metano como combustible y una mezcla de dióxido de carbono y oxigeno como oxidante. Las mediciones de temperatura se realizaron de la misma manera que en la combustión metano-aire. Adicionalmente se llevo a cabo un análisis sobre la estabilidad de la combustión en función del % $CO_2$  presente en la mezcla.

### 5.2.1. Combustión metano-aire

En las mediciones correspondientes a este tipo de combustión se utilizaron tasa de quemado de 500 ; 1000 ; 1500 y 2000 [ $kW/m^2$ ] para radios de equivalencia  $\phi=1(\lambda=1)$  ;  $\phi=0,909(\lambda=1,1)$  ;  $\phi=0,833(\lambda=1,2)$  ;  $\phi=0,769(\lambda=1,3)$  ;  $\phi=0,714(\lambda=1,4)$  y  $\phi=0,667(\lambda=1,5)$ .

#### 5.2.1.1. Temperaturas superficie quemador

Se determina la temperatura en cada uno de las mediciones cuando se estabiliza luego de 5 minutos. En el gráfico 5.13 se presentan las temperaturas medidas por el pirómetro.

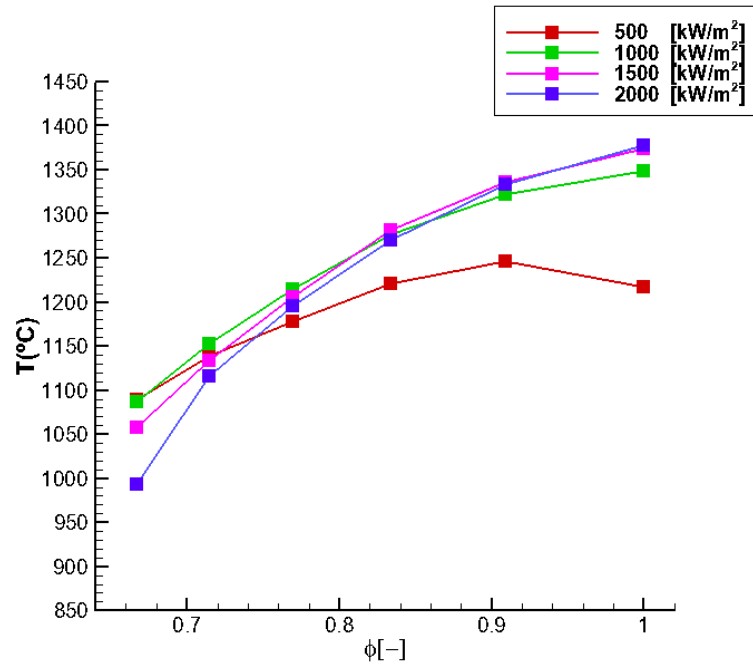


Figura 5.13: Temperatura superficie quemador.

La temperatura de la superficie del quemador incrementa con el radio de equivalencia( $\phi$ ) y la tasa de quemado(FR) alcanzando el máximo en  $\phi=1$ . Esto concuerda con la bibliografía [8] en donde este tipo de quemadores radiantes de medios porosos inertes operan en el rango de temperatura de 1100-1500[°C].

#### 5.2.1.2. Analizador de gases

En el analizador de gases se midieron gases como  $CH_4$ ,  $CO_2$  y  $CO$ . Sin embargo para análisis posteriores solo se utilizaran los datos obtenidos respecto al  $CO$ . La figura 5.14 presenta las emisiones en ppm(partes por millón) de  $CO$  en la combustión.

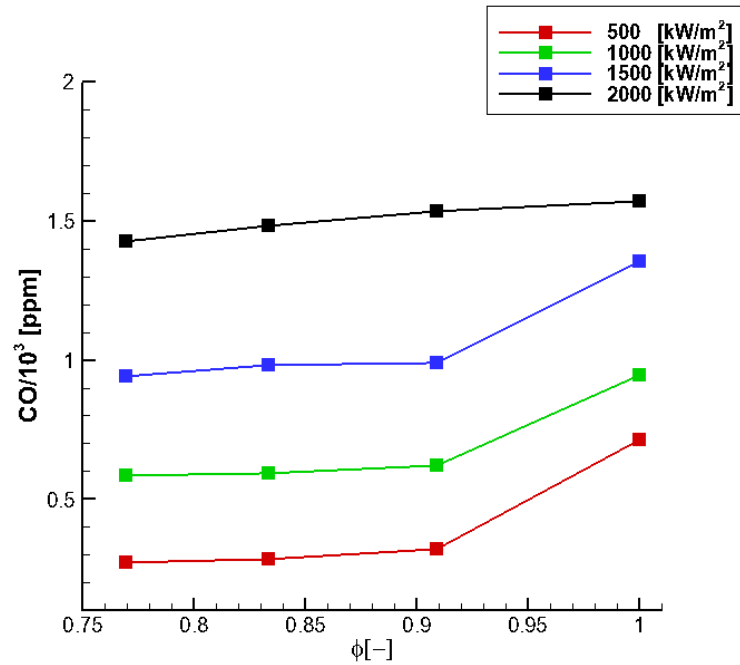


Figura 5.14: Emisión de  $CO$  para distintos radios de equivalencia y tasas de quemado.

Se observa que las emisiones aumentan con el radio de equivalencia para todas las tasas de quemado.

## 5.2.2. Oxidación

### 5.2.2.1. Temperatura superficie quemador

Se realizaron mediciones de temperatura de la superficie del quemador a través del pirómetro para distintas tasas de quemado en condiciones estequiométricas. Luego estas temperaturas se comparan con las alcanzadas en la combustión metano-aire en las mismas condiciones de tasa de quemado y  $\phi$ .

- a)  $500[kW/m^2]$  La figura 5.15 presenta las temperaturas alcanzadas para una tasa de quemado de  $500[kW/m^2]$ .

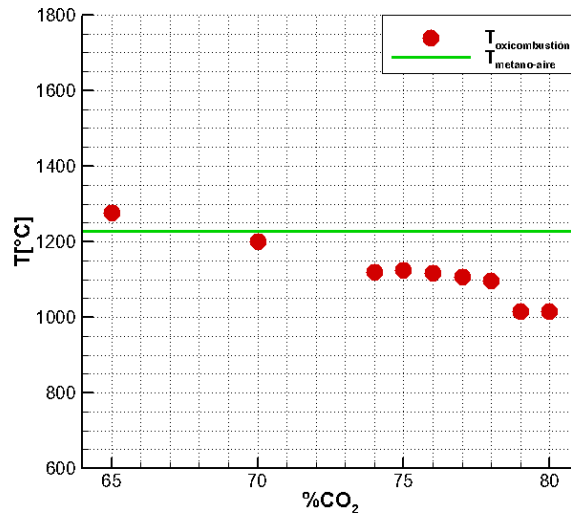


Figura 5.15: Comparación temperaturas para  $FR=500[kW/m^2]$ .

La comparación entre la combustión metano-aire y oxifluorescencia para los caudales utilizados en los controladores de flujo y temperaturas se presentan en la tabla 5.5.

Tabla 5.5: Caudales y temperatura para  $FR=500[kW/m^2]$ .

	Q[l/min]	T[°C]
Combustión metano-aire		
$CH_4$	3,21	
$O_2$	6,42	
$N_2$	24,16	1226,86
Oxifluorescencia		
$CH_4$	3,21	
$O_2$	6,42	
%CO <sub>2</sub> = 65	11,93	1276,46
%CO <sub>2</sub> = 70	15	1199,93
%CO <sub>2</sub> = 74	18,28	1118,58
%CO <sub>2</sub> = 75	19,27	1124,12
%CO <sub>2</sub> = 76	20,34	1116,71
%CO <sub>2</sub> = 77	21,50	1106,95
%CO <sub>2</sub> = 78	22,77	1096,71
%CO <sub>2</sub> = 79	24,16	1016,62
%CO <sub>2</sub> = 80	25,69	1027,13

b)  $750[kW/m^2]$  La figura 5.16 presenta las temperaturas alcanzadas para una tasa de quemado de  $750[kW/m^2]$ .

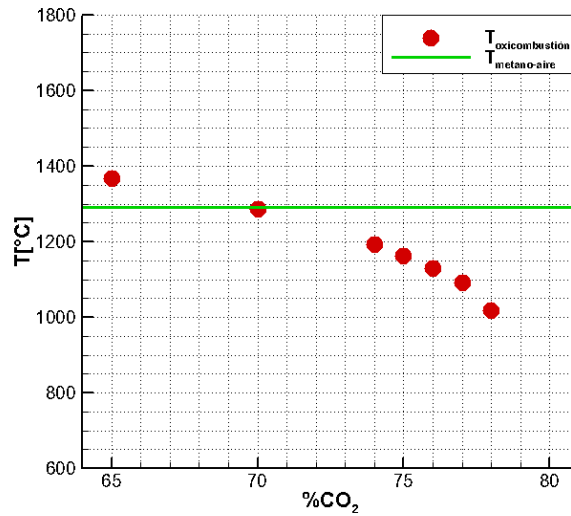


Figura 5.16: Comparación temperaturas para  $FR=750[kW/m^2]$ .

La comparación entre la combustión metano-aire y oxicomustión para los caudales utilizados en los controladores de flujo y temperaturas se presentan en la tabla 5.6.

Tabla 5.6: Caudales y temperatura para  $FR=750[kW/m^2]$  .

	Q[l/min]	T[°C]
Combustión metano-aire		
$CH_4$	4,84	
$O_2$	9,67	
$N_2$	36,37	1290,36
Oxicombustión		
$CH_4$	4,84	
$O_2$	9,67	
%CO <sub>2</sub> = 65	17,95	1368,40
%CO <sub>2</sub> = 70	22,56	1285,51
%CO <sub>2</sub> = 74	27,51	1191,61
%CO <sub>2</sub> = 75	29	1161,64
%CO <sub>2</sub> = 76	30,61	1129,11
%CO <sub>2</sub> = 77	32,36	1090,21
%CO <sub>2</sub> = 78	34,27	1018,60

c)  $1000[kW/m^2]$  La figura 5.17 presenta las temperaturas alcanzadas para una tasa de quemado de  $1000[kW/m^2]$ .

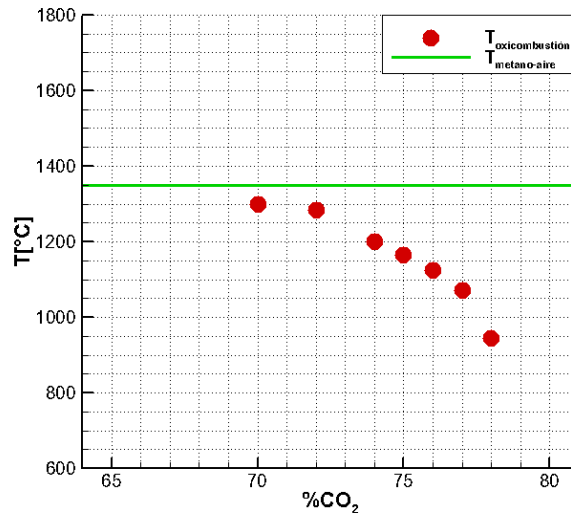


Figura 5.17: Comparación temperaturas FR=1000[kW/m<sup>2</sup>].

La comparación entre la combustión metano-aire y oxicomustión para los caudales utilizados en los controladores de flujo y temperaturas se presentan en la tabla 5.7.

Tabla 5.7: Caudales y temperatura para FR=1000[kW/m<sup>2</sup>].

	Q[l/min]	T[°C]
Combustión metano-aire		
CH <sub>4</sub>	6,44	
O <sub>2</sub>	12,88	
N <sub>2</sub>	48,45	1348,76
Oxicombustión		
CH <sub>4</sub>	6,44	
O <sub>2</sub>	12,88	
%CO <sub>2</sub> = 70	30,05	1299,94
%CO <sub>2</sub> = 72	33,12	1283,44
%CO <sub>2</sub> = 74	36,65	1199,43
%CO <sub>2</sub> = 75	38,63	1164,63
%CO <sub>2</sub> = 76	40,78	1125,32
%CO <sub>2</sub> = 77	43,11	1070,33
%CO <sub>2</sub> = 78	45,66	945,75

En los ensayo donde %CO<sub>2</sub>=79, se utiliza la misma cantidad de volumen de CO<sub>2</sub> que de N<sub>2</sub> en un sistema de combustión con aire. Al comparar las temperaturas en la combustión metano-aire esta es mayor que en la alcanzada en la oxicomustión para todas las tasas de quemado ensayadas, registrando diferencias de mas de 200[°C]. Luego se utilizaron volúmenes menores de CO<sub>2</sub> en la mezcla (menor % de CO<sub>2</sub>) hasta registrar temperaturas semejantes a las alcanzadas

en la combustión con aire. Para  $500[kW/m^2]$  en  $\%CO_2=70$  se alcanza la temperatura de operación con aire. Para  $750[kW/m^2]$ , al igual que en el ensayo de  $500[kW/m^2]$ , la temperatura de operación con aire se alcanza para  $\%CO_2=70$ . En el ensayo de  $FR=1000[kW/m^2]$  las mediciones realizadas no logran alcanzar la temperatura de operación con aire, siendo el punto donde se registra la mayor temperatura en  $\%CO_2=70$  y donde la diferencia hasta al temperatura con aire es cercana a los  $50[^\circ C]$ .

### 5.2.2.2. Estabilidad de la combustión

La estabilidad de la combustión se estudia en función del  $\%CO_2$  en la mezcla en condiciones estequiométricas para distintas tasas de quemado. Se determina un rango de operación donde la combustión es técnicamente factible desde la ignición hasta el limite de operación por temperatura. Este limite esta dado por las altas temperaturas alcanzadas que pueden dañar al material del quemador o por la inestabilidad de la combustión generando una distribución de temperatura no homogénea en la superficie del quemador.

En la figura 5.18 están determinados los limites de la estabilidad de la combustión para distintas tasa de quemado.

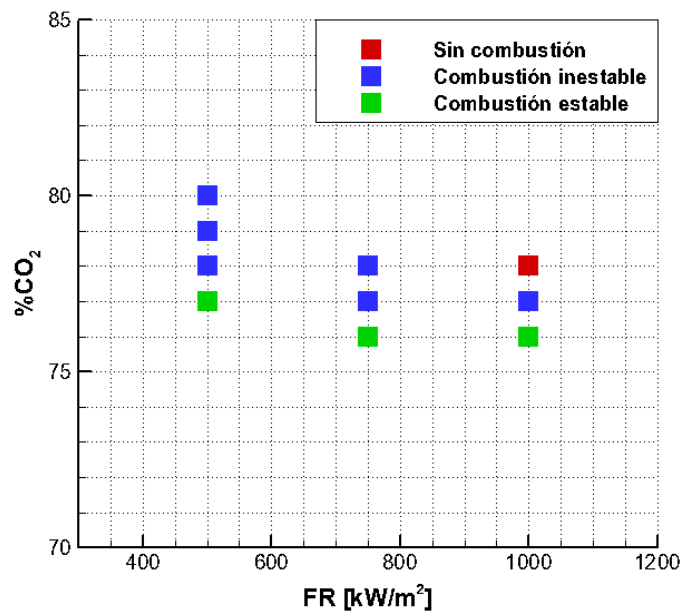


Figura 5.18: Límites de estabilización de la oxicomustión

Estan determinados los puntos en donde no hay ignición, donde la combustión es inestable y donde se encuentra el ultimo punto donde esta es estable. Todos estos puntos están determinados en función del  $\%CO_2$  presente en la mezcla. Para  $500[kW/m^2]$  la combustión permanece estable hasta  $\%CO_2=77\%$ (figura 5.19a), el cual corresponde al ultimo punto de operación. Para  $\%CO_2=78\%, 79\%$  y  $80\%$  la combustión es inestable y se presenta una distribución de temperatura no homogénea en la superficie del quemador.

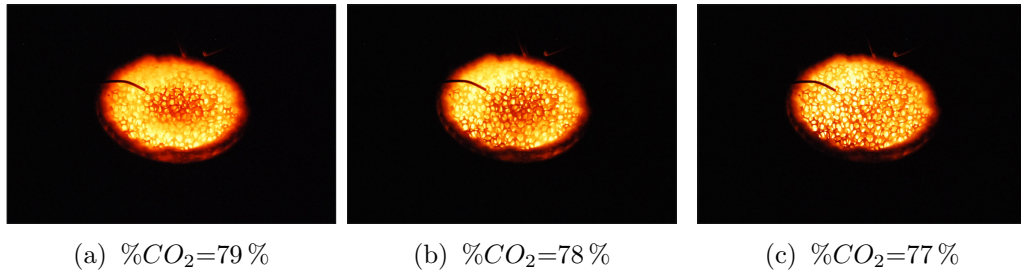


Figura 5.19: Quemador operando en puntos limites para  $FR=500[kW/m^2]$

En el caso de  $750[kW/m^2]$ , %CO<sub>2</sub>=76 % es el ultimo punto de operación ya que en %CO<sub>2</sub>=77 % y 78 % la combustión es inestable.

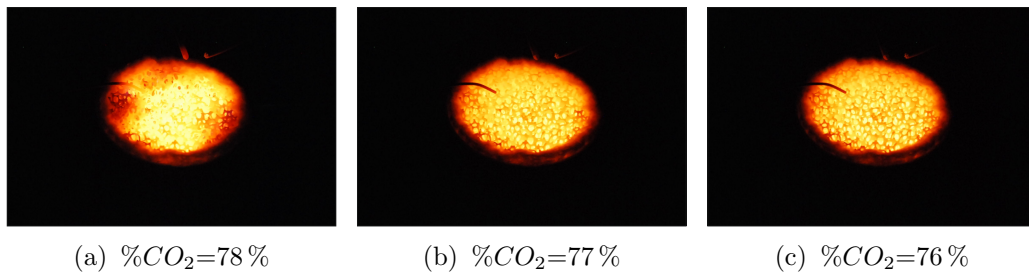


Figura 5.20: Quemador operando en puntos limites para  $FR=750[kW/m^2]$

En la medición para  $1000 [kW/m^2]$ , la combustión no es posible para %CO<sub>2</sub>=22 %, es inestable para %CO<sub>2</sub>=23 % y en %CO<sub>2</sub>=24 % se encuentra el ultimo punto de operación en donde la combustión es estable.

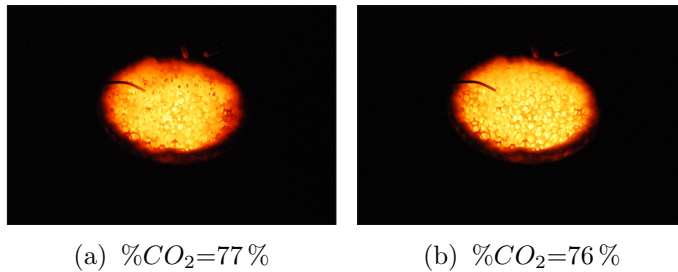


Figura 5.21: Quemador operando en puntos limites para  $FR=1000[kW/m^2]$

### 5.2.2.3. Falla material por alta temperatura

Uno de los problemas de operación al trabajar con oxicomustión son las altas temperaturas que se pueden lograr a alcanzar por las altas concentraciones de O<sub>2</sub> presente en la mezcla. La tabla 5.8 presenta las propiedades térmicas de los materiales del quemador.

Tabla 5.8: Propiedades térmicas de materiales del quemador

Material	Componente del quemador	Temperatura Máxima Operación [ $^{\circ}C$ ]
Si-SiC	Matriz porosa	1450
$Al_2O_3$	Trampa de llama	1900

Según los resultados obtenidos la máxima temperatura alcanzada en las mediciones de oxidación fue en el ensayo de  $1000[kW/m^2]$  utilizando 70% de  $CO_2$  con un valor cercano a  $1300[^{\circ}C]$ . Sin embargo luego de finalizar todos los ensayos y desarmar el quemador se observó una falla de material en la trampa de llama gracias a las altas temperaturas alcanzadas. Esta falla es la que se puede ver en la figura 5.22.

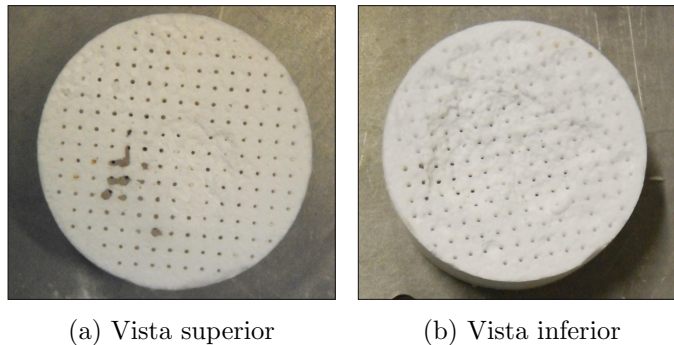


Figura 5.22: Falla de la trampa de llama gracias a las altas temperaturas alcanzadas.

Se puede observar que en la cara inferior (figura 5.22b), donde ingresa la mezcla, y en la cara superior (figura 5.22a) la trampa de llama tiene falta de material provocada por las altas temperaturas. Gracias a esto se produce un desprendimiento de una sección de las microllamas formadas en el frente de combustión como se ve en la figura 5.23.

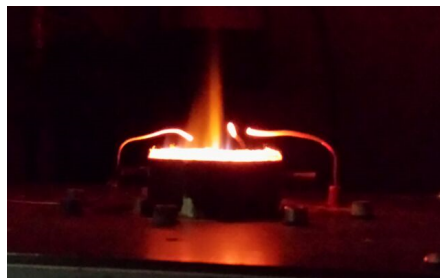


Figura 5.23: Desprendimiento de llama.

La temperatura alcanzada en la trampa de llama no es recomendable para regímenes de operación. Es necesario utilizar otro material que pueda resistir mayores temperaturas o de otra manera poder monitoriar de forma continua la temperatura para evitar futuros daños en el material de la matriz porosa.

#### 5.2.2.4. Temperatura mezcla

Los valores máximos de la temperatura de la mezcla medida por la termocupla se pueden ver en la tabla 5.9.

Tabla 5.9: Valores máximos temperatura mezcla

Proceso Combustión	%CO <sub>2</sub>	$\phi=1$	FR[kW/m <sup>2</sup> ]	Temperatura Máxima [°C]
Metano-aire	NA	1	2000	26.093
Oxicombustión	74	1	500	469.87
Oxicombustión	74	1	750	561.407
Oxicombustión	74	1	1000	69.953

Según bibliografía los valores mínimos de temperatura donde ocurre autoignición es de 540[°C].Sin embargo investigaciones sobre la temperatura de autoignición en forma experimental da como valor mínimo 600[°C] [22]. En la tabla 5.9 se observa que en la combustión metano-aire la temperatura no supera los 30[°C].Sin embargo en la oxicombustión los valores máximos de temperatura son muchos mayores y se alcanzan en el ensayo de %CO<sub>2</sub>=74 para distintas tasas de quemado logrando un punto máximo en 500[kW/m<sup>2</sup>] una temperatura cercana a 562[°C].Esto representa un peligro debido a la cercanía al punto de autoignición lo que pudiera poner en peligro la seguridad del proceso de combustión.

## Capítulo 6

# Conclusiones

El presente trabajo expone los resultados experimentales de dos aplicaciones de combustión en medios porosos inertes. Un reactor de flujo recíproco para generación de gas de síntesis a partir de la oxidación parcial de biogás sintético y un quemador radiante para la combustión de metano-aire y oxicomustión utilizando dióxido de carbono como diluyente.

Para el reactor de flujo recíproco se logra operar de forma satisfactoria para mezclas ricas en combustible estudiando perfiles de temperatura, velocidad del frente de combustión y cromatografía gaseosa. Se destaca una fuerte influencia por parte de la relación de equivalencia con la generación de  $H_2$  y  $CO$  y los perfiles de temperatura, alcanzando en el ensayo  $\phi=2,5$  la máxima conversión de hidrógeno con un 21,3%. Sin embargo los parámetros utilizados en este trabajo no son los óptimos para la generación de gas de síntesis mas allá de haber logrado estabilidad en la combustión y el desplazamiento del frente de combustión a lo largo del reactor. Estos resultados son de carácter preliminar en esta línea de investigación utilizando este modelo de reactor, por lo que es necesario continuar realizando investigaciones en busca de lograr mejores resultados y parámetros de operación óptimos.

En el quemador radiante, para la combustión de metano-aire se estudio temperatura de la superficie del quemador y la composición de los gases de escape. Se observo una tendencia de aumentar de la temperatura y las emisiones de  $CO$  a medida que lo hace el radio de equivalencia, alcanzando máximo valores en  $\phi=1$ .

En la oxicomustión se estudio la temperatura de la superficie del quemador y la estabilidad de la combustión en función de %  $CO_2$  presente en la mezcla. Al utilizar la misma cantidad de volumen de  $N_2$  y  $CO_2$ , la temperatura es mayor en la combustión con aire que cuando se utiliza  $CO_2$  como diluyente. Para alcanzar temperaturas semejantes, es necesario utilizar menor cantidad de  $CO_2$  en la mezcla, dejando en claro el efecto inhibitor de este ultimo en la combustión debido principalmente a una cinética de las reacciones mas lenta y las reacciones endotérmicas que se producen en este proceso. Además queda evidencia la reducción de volumen en los gases reactantes y de combustión que se genera en los sistemas de oxicomustión en comparación los sistemas convencionales con aire.

En cuanto a la estabilidad de la combustión, cuando se utilizan mayores tasas de quemado es necesario disminuir la cantidad de  $CO_2$  para que la combustión se sustente o si quiera pueda iniciar. Es necesario conocer los rangos de operación en función al %  $CO_2$  como diluyente en los sistemas de oxicomustión a la hora de evaluar la implementación de este en sistemas convenciones de combustión con aire. El limite de máxima cantidad de  $CO_2$  presente queda establecida por una distribución homogénea en la combustión. La mínima cantidad de  $CO_2$  esta dada por las altas temperaturas que se pueden alcanzar y ocasionar problemas de operación o de falla de material en los componentes.

Sin embargo esta investigación desarrollada sobre oxicomustión en un quemador radiante de medios porosos inertes es solo una primera aproximación sobre este tipo de aplicaciones de captura de  $CO_2$  utilizando la tecnología de combustión en medios porosos, entregando una nueva

línea de investigación bastante amplia para trabajos futuros.

De esta manera la combustión en medios porosos representa una tecnología técnicamente capaz de presentar soluciones mediante la eficiencia energética de un proceso de combustión, la reducción de emisiones del mismo o así también en la generación de un combustible renovable y amigable con el medio ambiente.

# Capítulo 7

## Trabajos futuros

### 7.1. Reactor de flujo recíproco

- Disponer una mayor cantidad de termocuplas a lo largo del reactor para recopilar mayor información y así permitir mejoras en la visualización del perfil de temperatura, en el cálculo de velocidad del frente de llama y en el anticipo de cualquier anomalía.
- Utilizar controladores de flujo con un mayor caudal disponible para realizar mediciones con mayores velocidades de filtración y relaciones de equivalencia.
- Automatizar sistema de control de flujo utilizando controladores de flujo digitales controlados por un software como *LabVIEW*.
- Implementar procedimiento automatizado de emergencia a través del monitoreo de variables para evitar cualquier tipo de accidente.
- Optimizar diseño del reactor para evitar posibles fugas principalmente en las cámaras de premezcla y entre las abrazaderas y las guías de escape.
- Automatizar el sistema de cambio de inyección reemplazando el actual de operación manual y así reducir al mínimo el tiempo de ejecución y el error humano.

### 7.2. Quemador radiante

- Implementar sistema de medición de emisiones gases como  $CO$  y  $CO_2$ .
- Medir radiación alcanzada en oxidación y compararla en condiciones similares con un sistema con de combustión con aire.
- Implementar el sistema de oxidación en distintos tipos de quemadores y distintas configuración para su posterior comparación con la combustión con aire.
- Realizar una modelación de la oxidación en medios porosos inertes para estudiar el real efecto del  $CO_2$  en la cinética de las reacciones.

# Bibliografía

- [1] British Petroleum Company. Bp statistical review of world energy 2015. British Petroleum Co., 2015.
- [2] IPCC. Climate change 2014: Synthesis report. *Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team]*, 151, 2014.
- [3] M. Abdul Mujeebu, M.Z. Abdullah, M.Z. Abu Bakar, A.A. Mohamad, R.M.N. Muhad, and M.K. Abdullah. Combustion in porous media and its applications – a comprehensive survey. *Journal of Environmental Management*, 90(8):2287 – 2312, 2009.
- [4] Fawzy El-Mahallawy and Saad El-Din Habik. Chapter 2 - laminar premixed flames. In Fawzy El-MahallawySaad El-Din Habik, editor, *Fundamentals and Technology of Combustion*, pages 77 – 257. Elsevier, Oxford, 2002.
- [5] Z. Al-Hamamre and A. Al-Zoubi. The use of inert porous media based reactors for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35(5):1971 – 1986, 2010.
- [6] M. M. Kamal and A. A. Mohamad. Combustion in porous media. *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy*, 220(5):487–508, 2006.
- [7] Khriacia Utria, Freddy González, and Mario Toledo. Combustión de mezclas ricas de etanoaire en medios porosos inertes. *Ingeniare. Revista chilena de ingeniería*, 21(1):159–166, 2013.
- [8] Dimosthenis Trimis, Olaf Pickenäcker, and Klemens Wawrzinek. *Porous Burners*, pages 484–508. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2006.
- [9] AA Mohamad. 11-combustion in porous media: fundamentals and applications. *Transport phenomena in porous media III. Oxford: Pergamon*, pages 287–304, 2005.
- [10] Friedrich-Alexander University Institute of FluidMechanics (LSTM). Combustion in porous inert media.
- [11] Bert Metz. *Carbon dioxide capture and storage: special report of the intergovernmental panel on climate change*. Cambridge University Press, 2005.
- [12] L. Zheng. 1 - overview of oxy-fuel combustion technology for carbon dioxide (co2) capture. In Ligang Zheng, editor, *Oxy-Fuel Combustion for Power Generation and Carbon Dioxide (Co2) Capture*, Woodhead Publishing Series in Energy, pages 1 – 13. Woodhead Publishing, 2011.

- [13] Nicolas Perrin, Richard Dubettier, Frederick Lockwood, Philippe Court, Jean-Pierre Tranier, Claire Bourhy-Weber, and Michel Devaux. Oxycombustion for carbon capture on coal power plants and industrial processes: Advantages, innovative solutions and key projects. *Energy Procedia*, 37:1389 – 1404, 2013. GHGT-11 Proceedings of the 11th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, 18-22 November 2012, Kyoto, Japan.
- [14] A Amato, B Hudak, P D’Carlo, D Noble, D Scarborough, J Seitzman, and T Lieuwen. Methane oxycombustion for low co2 cycles: Blowoff measurements and analysis. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 133(6):061503, 2011.
- [15] Alberto Amato, Robert Hudak, David R. Noble, David Scarborough, Peter A. D’carlo, Jerry M. Seitzman, and Tim C. Lieuwen. Methane oxy-combustion for low co2 cycles: Measurements and modeling of co and o2 emissions.
- [16] Yiguang Ju, Goro Masuya, and Paul D Ronney. Effects of radiative emission and absorption on the propagation and extinction of premixed gas flames. In *Symposium (international) on combustion*, volume 27, pages 2619–2626. Elsevier, 1998.
- [17] Peter Glarborg and L.L.B. Bentzen. Chemical effects of a high co2 concentration in oxy-fuel combustion of methane. *Energy & Fuels*, 22(1):291–296, 2008.
- [18] Jun-Rui Shi, Mao-Zhao Xie, Gang Li, Hong Liu, Ji-Tang Liu, and Hong-Tao Li. Approximate solutions of lean premixed combustion in porous media with reciprocating flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 52(3–4):702 – 708, 2009.
- [19] Mao-Zhao Xie, Jun-Rui Shi, Yang-Bo Deng, Hong Liu, Lei Zhou, and You-Ning Xu. Experimental and numerical investigation on performance of a porous medium burner with reciprocating flow. *Fuel*, 88(1):206 – 213, 2009.
- [20] Yunus A Cengel, Michael A Boles, and Mehmet Kanoglu. *Thermodynamics: an engineering approach*. McGraw-Hill Education, 2015.
- [21] Mario Toledo, Valeri Bubnovich, Alexei Saveliev, and Lawrence Kennedy. Hydrogen production in ultrarich combustion of hydrocarbon fuels in porous media. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34(4):1818 – 1827, 2009.
- [22] C. Robinson and D.B. Smith. The auto-ignition temperature of methane. *Journal of Hazardous Materials*, 8(3):199 – 203, 1984.

# Anexos



## Anexos A

# Listado de piezas reactor recíproco

N°	Simbología	Cantidad	Componente
1	V1	1	Válvula de seguridad cilindro dióxido de carbono
2	M1	2	Manómetro
3	V2	1	Válvula de asiento
4	M1	2	Manómetro
5	V3	1	Valvula de bola, 1/4 de vuelta
6	CF1	1	Controlador de flujo linea dióxido de carbono
7	V4	1	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
8	CF2	1	Controlador de flujo linea metano
9	M2	2	Manómetro
10	V5	1	Válvula de asiento
11	M2	2	Manómetro
12	V6	1	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
13	F1	1	Filtro de aire
14	F2	1	Filtro de aire
15	F3	1	Filtro de aire
16	V7	1	Válvula de asiento
17	M3	1	Manómetro
18	CF3	1	Controlador de flujo línea de aire
19	CF4	1	Controlador de flujo línea de aire
20	V8	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
21	V8	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
22	V9	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
23	V9	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
24	V10	2	Válvula antirretorno
25	V10	2	Válvula antirretorno
26	M4	2	Manómetro
27	M4	2	Manómetro
28	V11	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
29	V11	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
30	V12	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
31	V12	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
32	V13	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
33	V13	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
34	F4	2	Filtro de aire para humedad
35	F4	2	Filtro de aire para humedad
36	FL	2	Filtro de aire
37	FL	2	Filtro de aire
38	V14	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
39	V14	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
40	V15	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
41	V15	2	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
42	V16	1	Válvula de seguridad Gas Licuado

## Anexos B

# Listado de piezas quemador radiante para metano-aire

N°	Simbologia	Cantidad	Componente
1	V1	1	Válvula de seguridad cilindro metano
2	M1	2	Manómetro
3	V2	1	Válvula de asiento
4	M1	2	Manómetro
5	V3	1	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
6	CF1	1	Controlador de flujo linea metano
7	V4	1	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
8	CF2	1	Controlador de flujo línea de aire

## Anexos C

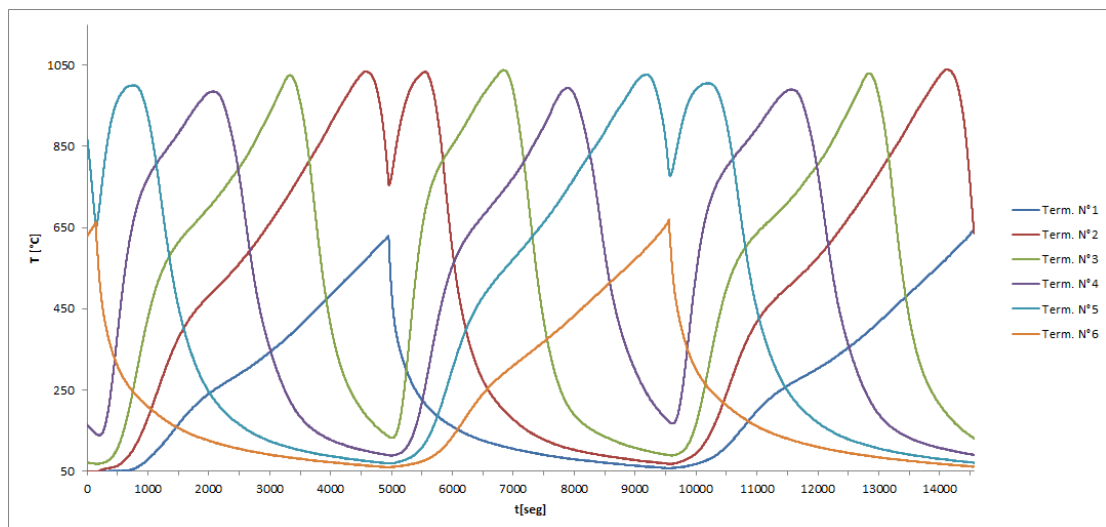
# Listado de piezas quemador radiante oxicomcombustión

N°	Simbología	Cantidad	Componente
1	V1	1	Válvula de seguridad cilindro oxígeno
2	M1	2	Manómetro
3	V2	1	Válvula de asiento
4	M1	2	Manómetro
5	V3	1	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
6	CF1	1	Controlador de flujo línea oxígeno
7	V4	1	Válvula de seguridad cilindro dióxido de carbono
8	M2	1	Manómetro
9	V5	2	Válvula de asiento
10	M2	3	Manómetro
11	V6	4	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
12	CF2	5	Controlador de flujo línea dióxido de carbono
13	V7	6	Válvula de seguridad cilindro metano
14	M3	7	Manómetro
15	V8	8	Válvula de asiento
16	M3	9	Manómetro
17	V9	10	Válvula de bola, 1/4 de vuelta
18	CF3	11	Controlador de flujo línea metano

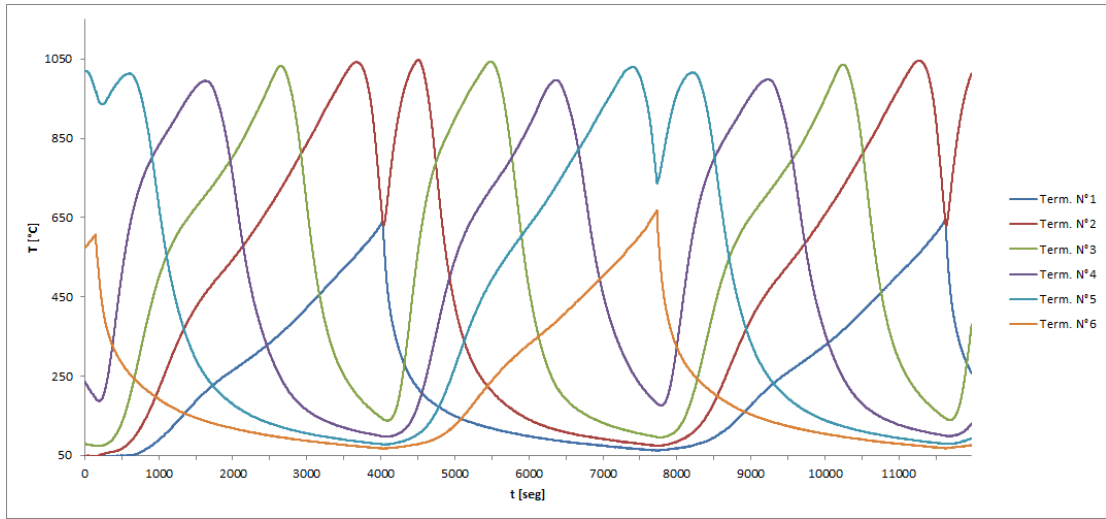
## Anexos D

# Temperaturas frente combustión reactor recíproco

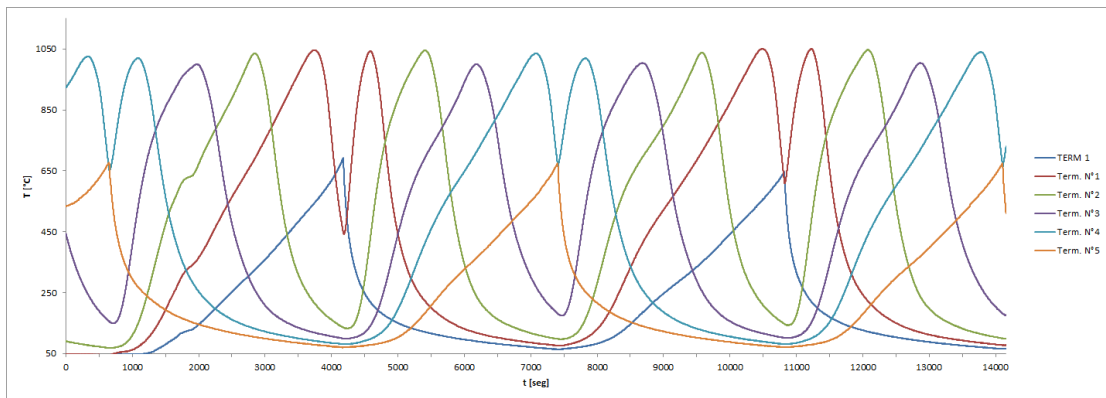
D.1.  $\phi = 2,1$



### D.2. $\phi = 2,3$



### D.3. $\phi = 2,5$



**Anexos E**

**Manual de operación  
cromatografo CLARUS 580**



## Procedimiento de uso Cromatógrafo de Gases Clarus 580

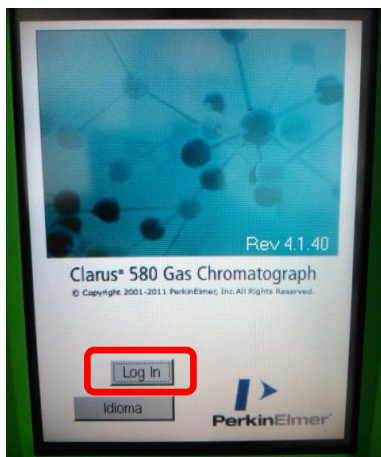
Elaborado por: Sebastián Caro

Versión: Diciembre 2014

Este procedimiento se ha preparado para informar el modo de uso del Cromatógrafo de gases Clarus 580 (en adelante GC) a nivel usuario para el análisis de muestras gaseosas utilizando el Detector de Conductividad Térmica (TCD).

### 1. Encendido

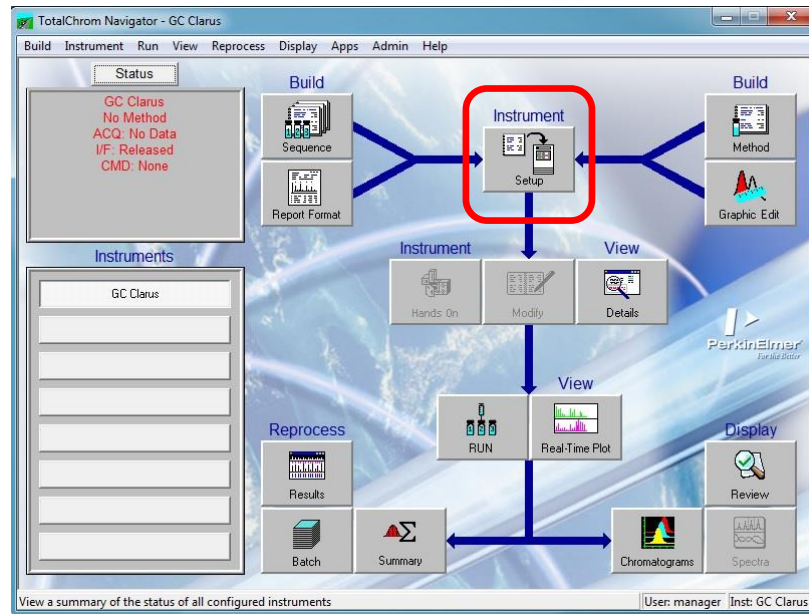
- 1.1. Apertura de las válvulas (2 válvulas en la misma línea – 1 antes y 1 después del manómetro-) de paso de Helio, que se utiliza como gas portador.
- 1.2. Encendido del GC mediante interruptor ubicado en el costado inferior derecho.
- 1.3. “Log in” (a) en la interfaz del GC.



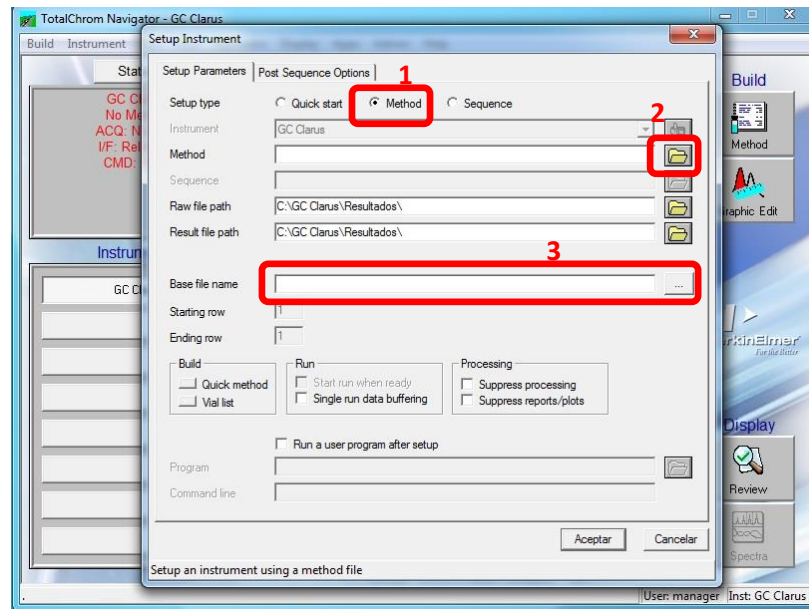
a.

### 2. Preparación

- 2.1. Encendido del PC, ingresar como usuario mec01, sin password.
- 2.2. Abrir el software “TC Navigator” (hay un acceso directo en escritorio) en modo administrador e ingresar con el user: *manager* y el password: *tcclarus*.
- 2.3. En la interfaz del programa, click en “Setup” (b)
- 2.4. Click en “method” (c1) para cargar el método seleccionando el archivo llamado “MoIS” (c2).
- 2.5. Ingresar un nombre reconocible para el archivo de salida de los resultados (c3).
- 2.6. A partir de este momento, el PC toma control del GC, configurando las condiciones necesarias para la ejecución del método de detección. Esta configuración se lleva a cabo mientras la interfaz del GC indica en la pantalla del TCD (d): “Not ready” y dura hasta que indique “Ready” (e2). Además, antes de continuar con la siguiente sección, se debe esperar a que el GC indique una diferencia de potencial 0.98-0.99 mV (e1), tardando cerca de 45 minutos.



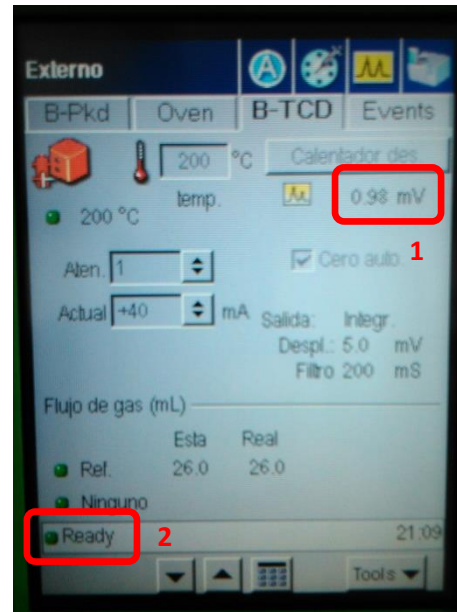
b.



c.



d.



e.

### 3. Muestra

- 3.1. Verificar estado de la jeringa a utilizar.
- 3.2. “Ambientar” jeringa mediante la toma de muestras desde la bolsa de muestreo, expulsando el contenido aspirado al ambiente (repetir unas 3 veces).
- 3.3. Toma de muestra con jeringa desde la bolsa de muestreo.
- 3.4. Seleccionar y anotar un volumen inicial a inyectar.

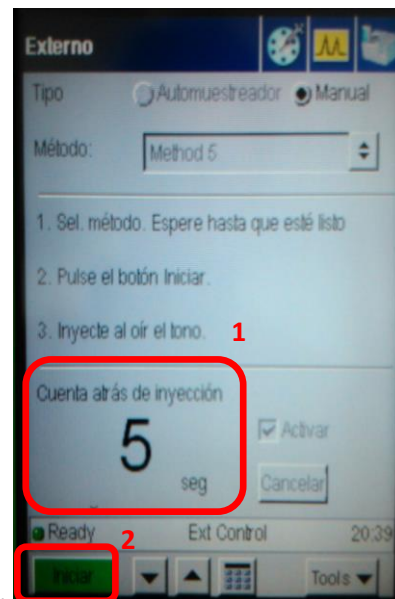
### 4. Inyección de la muestra

- 4.1. En el GC, seleccionar el modo de inyección de muestra (f).
- 4.2. Presionar “iniciar” (g2) para iniciar la cuenta regresiva de 5 segundos (g1), dentro de los cuales el contenido de la jeringa debe ser ingresado por el canal B (ubicado en la parte superior del GC) (h). -En el canal B, con la jeringa se debe sobrepasar una membrana para luego proceder con la inyección de la muestra a una velocidad constante-.
- 4.3. A partir de que la cuenta regresiva llegó a cero, el GC comienza a analizar la muestra, lo que dura cerca de 12 minutos.

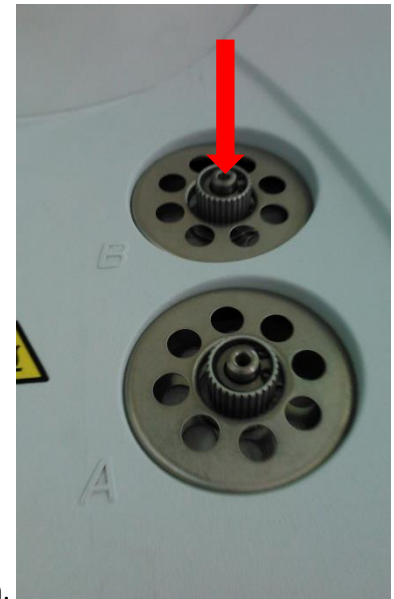
NOTA: Los gases detectados por el método son H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO, CO<sub>2</sub> y aparecen en los siguientes tiempos (aprox.) de análisis: 0,7; 0,25; 1,6; 2,8 y 9.8 min respectivamente.



f.



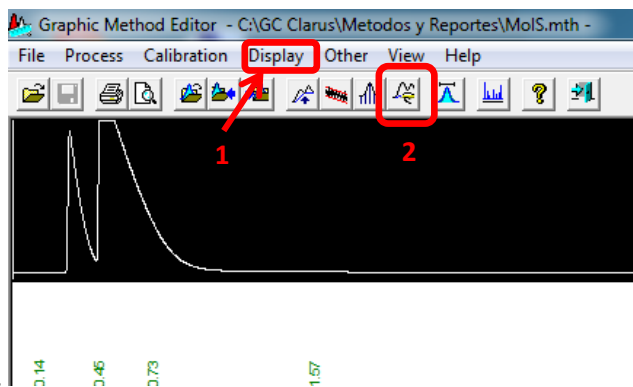
g.



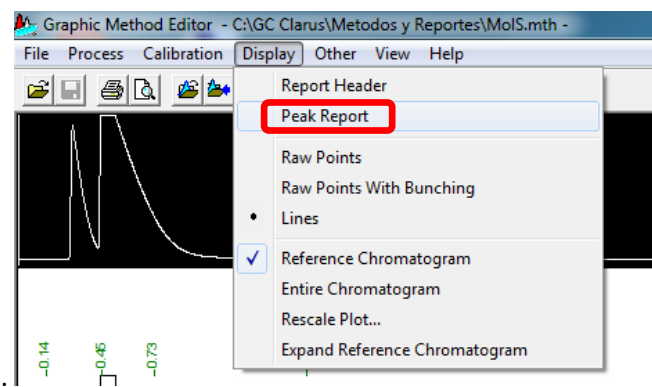
h.

## 5. Interpretación de resultados

- 5.1. Abrir el software "Graphic Method" como administrador, se encuentra en "Inicio", "Todos los Programas", "TotalChrom Workstation".
- 5.2. En el software abrir el archivo de resultado guardado con el nombre asignado en 2.5, lo que permitirá la visualización y tratamiento de los datos obtenidos mediante un cromatograma.
- 5.3. Para ver los resultados del área, se debe seleccionar "Display" (i1) y luego "Peak report" (j)



i.



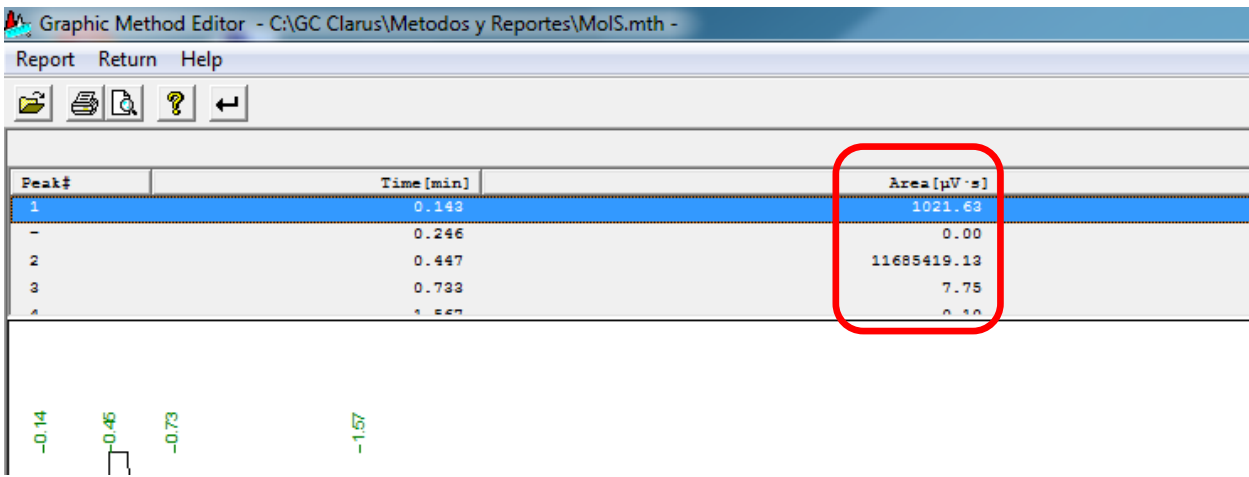
j.

NOTA: Los resultados del cromatograma se muestran en función del área bajo la curva (k), las cuales deben estar dentro de los rangos que se especifican en *Tabla 1*. Si el área de un componente se encuentra fuera del rango –para el cual el GC está calibrado–, será necesario repetir el análisis inyectando un volumen diferente de muestra como sigue: si el área del componente es mayor que la mayor área de su rango, se debe inyectar un volumen menor al inicialmente inyectado, por otra parte, si el área del componente es menor que la menor área de su rango, se debe inyectar un volumen mayor al inicialmente inyectado. Si bien el software realiza una integración automática del área correspondiente en el cromatograma, estos resultados no son correctos, por lo que se debe realizar una integración manual mediante "manual integration" (i2), borrando las líneas base de integración y agregando los nuevos dominios para cada tramo de integración. El usuario puede identificar estos dominios a partir de los tiempos de aparición de cada componente.



Tabla 1: Rango de áreas para cromatograma ( $\mu\text{V}\cdot\text{s}$ )

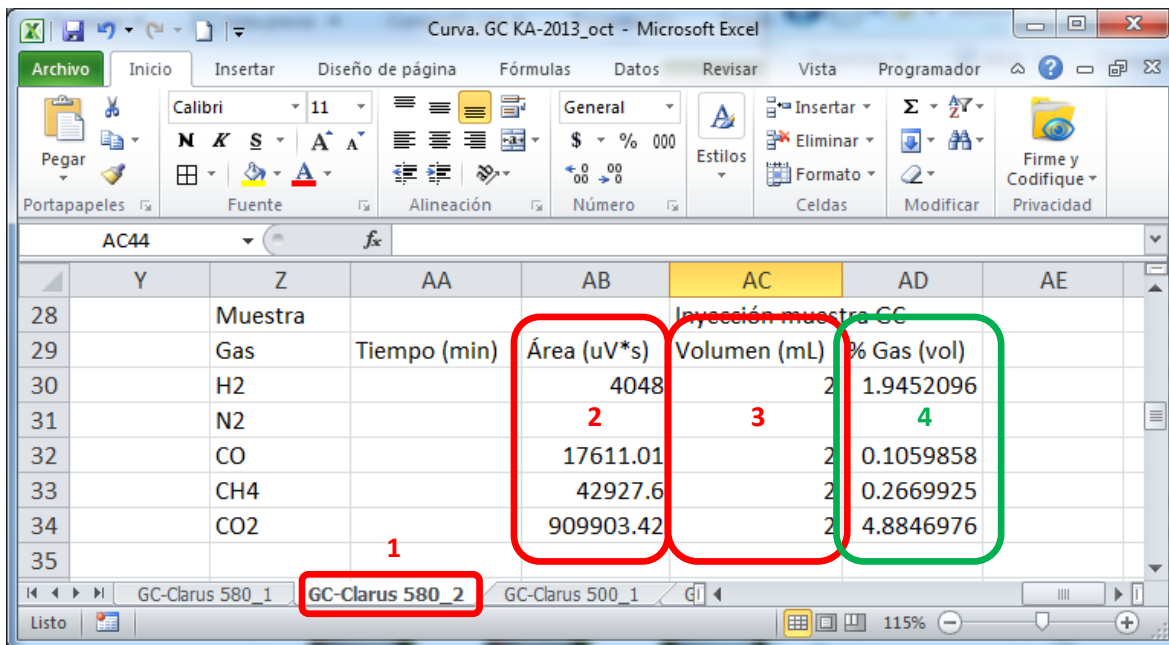
Componente	Mínimo	Máximo
H <sub>2</sub>	1.662,10	5.537,63
CH <sub>4</sub>	37.004,91	161.902,49
CO	48.422,20	202.184,85
CO <sub>2</sub>	633.879,57	2.866.434,90
N <sub>2</sub>	2.47.674,77	9.488.228,01



k.

5.4. Anotar las áreas de los componentes de interés para posterior conversión

5.5. Abrir el archivo Excel "Curva. GC KA-2013\_oct.xlsx" en la pestaña "CG-Clarus 580\_2" (l1).



l.

5.6. Ingresar los valores de las áreas para conversión de cada componente en (l2)

5.7. Ingresar el volumen de la muestra inyectada para análisis (mismo de paso 3.4) en (l3) en ml.



5.8.Registrar el resultado mostrado en (l4) correspondiente al porcentaje volumétrico del componente en la muestra analizada.

## 6. Apagado

6.1.Pulsar “Tools” (m), “Lanzar” (n), “Sí” (ñ).

6.2.En el menú TCD (d), presionar sobre la temperatura a configurar (o) –se pondrá azul- e ingresar mediante el teclado de la parte inferior (p): 100°C.

6.3. Esperar a que la temperatura alcance 100°C (q1) y se indique “Ready” (q2).

6.4.Pulsar “Tools” (m), “Cerrar sesión” (r), “Sí” (s).

6.5. Apagar el equipo mediante interruptor en costado inferior derecho, mismo interruptor de 1.2.

6.6. Cerrar válvulas de Helio.

