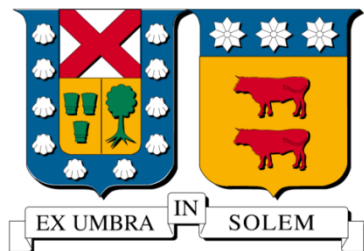


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA  
VALPARAÍSO – CHILE



“DISEÑO, CONSTRUCCIÓN E  
IMPLEMENTACIÓN DE UN REACTOR DE  
FLUJO RECÍPROCO DE MEDIO POROSO  
INERTE PARA LA PRODUCCIÓN DE  
HIDRÓGENO Y MONÓXIDO DE CARBONO”

PABLO RODOLFO ANTONIO REQUENA LEÓN

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

PROFESOR GUÍA: DR. ING. MARIO TOLEDO T.  
PROFESOR CORREFERENTE: DR. ING. HERNÁN OLGUÍN A.

NOVIEMBRE – 2017

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradecer a todos los profesores que han sido aporte en mi vida estudiantil, donde me dejaron diferentes conceptos y herramientas para abordar mi vida profesional, por otro lado agradecer a el equipo de natación que me recibió desde el segundo año y me hizo saber que no solo uno viene a la universidad a estudiar, sino que también de formar grandes lazos con nuestros pares, compartiendo experiencias y alcanzando metas, que permitieron un crecimiento personal.

Por último y más importante agradezco a mis padres Rodolfo y Sylvia quienes son en pilar de todos mis logros, donde me han apoyado en todas las situaciones y decisiones que he tomado en cada etapa de la vida, donde el aprendizaje que me han dado han sido herramientas para afrontar los distintos desafíos que vendrán en mi vida personal y profesional. Por otro lado agradecer a mis hermanos Victoria y Gabriel por la gran paciencia que me han tenido, donde con nuestras virtudes y defectos es necesario unirnos cada vez más para que en un futuro podamos salir adelante de todos los desafíos que nos enfrenta la vida.

## **DEDICATORIA**

A mi familia.

"La imaginación es más  
importante que el conocimiento".

Albert Einstein

## RESUMEN

El presente trabajo de investigación, inserto en el marco del 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) tiene como objetivo rediseñar y fabricar un reactor de medio poroso de flujo recíproco para el estudio experimental de generación de gas de síntesis mediante inyección con/sin premezcla de aire-metano con adición de vapor.

Se estudian los perfiles de temperatura, velocidad del frente de combustión y porcentajes en fracciones molares de hidrógeno y monóxido de carbono generado para relaciones de equivalencia 2, 3 y 4. Para la configuración con premezcla con  $\phi = 2$  (línea base), se obtuvieron las mayores temperaturas promedio, como también la mayor tasa de conversión de hidrógeno y monóxido de carbono, siendo de 1,301°C, 38.84 % y 60.99 % respectivamente. Para el caso de la velocidad del frente de combustión, este toma su máximo valor en  $\phi = 4$  de 0.42 mm/s. En la configuración sin premezcla (con difusión), sin adición de vapor se alcanza una temperatura y velocidad del frente de combustión máxima de 1,428 °C y 0.41 mm/s respectivamente, para una relación de equivalencia  $\phi = 2$ . Para la configuración con adición de vapor en una relación vapor/metano 1:1, para  $\phi = 3$  se contrasta los resultados numéricos postulados por Dorofeenko y Polianczyk, para la conversión de hidrógeno y monóxido de carbono. Si bien la operación del reactor estuvo dentro de los rangos que analizaron los autores, es necesario seguir estudiando diferentes configuraciones para alcanzar el óptimo.

**Palabras clave:** Medio poroso inerte, gas de síntesis, reactor de flujo recíproco, metano.

## ABSTRACT

The present research work, inserted in the framework of the collaboration project with the Department of Combustion and Explosion of the Institute of Problems of Chemical Physics of the Russian Academy of Sciences (IPCP-RAS) aims to redesign and built a reciprocal flow porous media reactor for the experimental study of synthesis gas generation by injection with / without pre-mixing of air-methane with addition of steam.

The profiles of temperature, speed of the combustion front and percentages in molar fractions of hydrogen and carbon monoxide generated for equivalence ratios 2, 3 and 4 are studied. For the configuration with pre-mix with  $\phi = 2$  (baseline), the highest average temperatures were obtained, as well as the highest conversion rate of methane in hydrogen and carbon monoxide, being 1,301 ° C, 38.84% and 60.99% respectively. For the case of the combustion front speed, it takes its maximum value at  $\phi = 4$  of 0.42 mm / s. For the case of the combustion front speed, it takes its maximum value at  $\phi = 4$  of 0.42 mm / s. In the configuration without pre-mixing (with diffusion), without addition of steam, a maximum combustion front temperature and velocity of 1,428 ° C and 0.41 mm / s respectively is reached for an equivalence ratio  $\phi = 2$ . For the configuration with steam addition in a steam / methane ratio of 1: 1, for  $\phi = 3$ , the numerical results postulated by Dorofeenko and Polianczyk are contrasted for the conversion of hydrogen and carbon monoxide. Although the operation of the reactor was within the ranges analyzed by the authors, it is necessary to continue studying different configurations to reach the optimum.

**Keywords:** Inert porous media, synthesis gas, reciprocal flow reactor, methane.

## GLOSARIO DE TÉRMINOS

### ABREVIATURAS

|            |                             |
|------------|-----------------------------|
| <i>MPI</i> | Medio poroso inerte         |
| <i>RFR</i> | Reactor flujo recíproco     |
| <i>GEI</i> | Gases de efecto invernadero |
| <i>RAC</i> | Relación aire combustible   |

### LETRAS GRIEGAS

|             |                                 |             |
|-------------|---------------------------------|-------------|
| $\emptyset$ | Diámetro                        | $[mm]$      |
| $\phi$      | Relación de equivalencia        | $[-]$       |
| $\lambda$   | Exceso de aire                  | $[-]$       |
| $T$         | Temperatura                     | $[K]$       |
| $P$         | Presión                         | $[Pa]$      |
| $\rho$      | Densidad                        | $[kg/m^3]$  |
| $\epsilon$  | Porosidad del material          | $[-]$       |
| $\sigma_f$  | Esfuerzo de fluencia            | $[MPa]$     |
| $\sigma_t$  | Resistencia a la tensión        | $[MPa]$     |
| $\alpha$    | Coeficiente de difusión térmica | $[cm^2/s]$  |
| $k$         | Conductividad térmica           | $[W/m * K]$ |

## NOMENCLATURA DE FÓRMULAS QUÍMICAS

$CH_4$  Gas metano

$CO_2$  Dióxido de carbono

$CO$  Monóxido de Carbono

$H_2O$  Agua

$N_2$  Nitrógeno

$O_2$  Oxígeno

$H_2$  Hidrógeno

## LISTA DE SÍMBOLOS

|                   |                                             |               |
|-------------------|---------------------------------------------|---------------|
| $H_i$             | Entalpía molar para el i-ésimo componente   | $[kJ/kg]$     |
| $Q$               | Caudal                                      | $[l/min]$     |
| $L_t$             | Largo total del reactor                     | $[mm]$        |
| $V_{a,e}^0$       | Volumen de aire estequiométrico normalizado | $[m_N^3]$     |
| $u$               | Velocidad de filtración                     | $[cm/s]$      |
| $v$               | Velocidad de la mezcla                      | $[cm/s]$      |
| $\dot{V}_{total}$ | Volumen total de la mezcla                  | $[l/min]$     |
| $R_i$             | Constante del gas i                         | $[kJ/kg * K]$ |
| $x_i$             | Fracción másica del elemento i              | $[-]$         |
| $y_i$             | Fracción volumétrica del elemento i         | $[-]$         |

|        |                                 |               |
|--------|---------------------------------|---------------|
| $PM_i$ | Peso molecular del elemento i   | $[kg/kmol]$   |
| $S_l$  | Velocidad laminar de llama      | $[m/s]$       |
| $T_s$  | Temperatura en zona de reacción | $[^{\circ}C]$ |

# 1. ÍNDICE

---

|                                                                  |           |
|------------------------------------------------------------------|-----------|
| AGRADECIMIENTOS .....                                            | II        |
| DEDICATORIA.....                                                 | III       |
| RESUMEN.....                                                     | IV        |
| ABSTRACT .....                                                   | V         |
| GLOSARIO DE TÉRMINOS .....                                       | VI        |
| <b>1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS.....</b>                          | <b>1</b>  |
| 1.1 INTRODUCCIÓN .....                                           | 1         |
| 1.2 OBJETIVOS.....                                               | 2         |
| 1.2.1 <i>Objetivo general</i> .....                              | 2         |
| 1.2.2 <i>Objetivos específicos</i> .....                         | 2         |
| <b>2. MARCO TEÓRICO .....</b>                                    | <b>3</b>  |
| 2.1 GAS DE SÍNTESIS .....                                        | 3         |
| 2.1.1 <i>Obtención del gas de síntesis</i> .....                 | 3         |
| 2.2 COMBUSTIÓN FILTRADA EN MEDIOS POROSOS .....                  | 6         |
| 2.2.1 <i>Configuraciones</i> .....                               | 6         |
| 2.2.2 <i>Propiedades</i> .....                                   | 8         |
| 2.2.3 <i>Parámetros</i> .....                                    | 10        |
| 2.3 REACTOR DE FLUJO RECÍPROCO .....                             | 12        |
| 2.4 CONVERSIÓN DE GASES EN UN REACTOR RECÍPROCO .....            | 13        |
| 2.4.1 <i>Operación teórica del reactor por los autores</i> ..... | 14        |
| 2.4.2 <i>Evaluación termodinámica</i> .....                      | 16        |
| 2.4.3 <i>Resultado de los autores</i> .....                      | 19        |
| <b>3. DISEÑO EXPERIMENTAL .....</b>                              | <b>25</b> |
| 3.1 EXPERIENCIA CON EL REACTOR DE FLUJO RECÍPROCO ANTERIOR ..... | 25        |
| 3.2 DISEÑO DE REACTOR DE FLUJO RECÍPROCO .....                   | 25        |
| 3.2.1 <i>Dimensiones</i> .....                                   | 28        |
| 3.2.2 <i>Matriz porosa</i> .....                                 | 29        |
| 3.2.3 <i>Aislación del reactor</i> .....                         | 30        |
| 3.3 OBTENCIÓN DE LOS FLUJOS EN LA MEZCLA.....                    | 32        |

|           |                                                                              |           |
|-----------|------------------------------------------------------------------------------|-----------|
| 3.3.1     | Velocidad de filtración.....                                                 | 32        |
| 3.3.2     | Relación de equivalencia y combustión estequiométrica.....                   | 34        |
| 3.3.3     | Cálculo de flujos de combustible y oxidante que se inyecta al reactor.....   | 39        |
| 3.3.4     | Cálculo de flujos de vapor a inyectar al reactor. ....                       | 41        |
| 3.4       | DIAGRAMA DE INSTALACIÓN.....                                                 | 43        |
| 3.4.1     | Suministro de flujos del reactor.....                                        | 44        |
| 3.4.2     | Control de flujos.....                                                       | 46        |
| 3.4.3     | Sistema de extracción de gases de escape .....                               | 47        |
| <b>4.</b> | <b>PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL .....</b>                                      | <b>50</b> |
| 4.1       | LISTADO DE VÁLVULAS. ....                                                    | 51        |
| 4.2       | ENCENDIDO DEL REACTOR.....                                                   | 52        |
| 4.3       | OPERACIÓN CON INYECCIÓN LATERAL DE AIRE Y COMBUSTIBLE (CON PREMEZCLA).....   | 52        |
| 4.4       | OPERACIÓN CON INYECCIÓN CENTRAL DE COMBUSTIBLE (SIN PREMEZCLA).....          | 53        |
| 4.4.1     | Operación sin vapor.....                                                     | 53        |
| 4.4.2     | Operación con vapor. ....                                                    | 54        |
| 4.5       | TOMA DE MUESTRA.....                                                         | 55        |
| 4.5.1     | Operación con inyección lateral de aire y combustible (con premezcla).....   | 55        |
| 4.5.2     | Operación sin premezcla. ....                                                | 57        |
| 4.5.3     | Operación sin premezcla con vapor.....                                       | 57        |
| 4.6       | APAGADO DEL REACTOR.....                                                     | 57        |
| <b>5.</b> | <b>RESULTADOS EXPERIMENTALES .....</b>                                       | <b>59</b> |
| 5.1       | VELOCIDAD DE PROPAGACIÓN DEL FRENTE DE LLAMA Y PERFILES DE TEMPERATURA. .... | 60        |
| 5.1.1     | Línea base $\phi = 2$ .....                                                  | 61        |
| 5.1.2     | Línea base $\phi = 3$ .....                                                  | 63        |
| 5.1.3     | Línea base $\phi = 4$ .....                                                  | 64        |
| 5.1.4     | Inyección central de combustible (sin premezcla) .....                       | 66        |
| 5.2       | CROMATOGRAFÍA .....                                                          | 72        |
| 5.2.1     | Línea base (ANEXO G).....                                                    | 72        |
| 5.2.2     | Inyección central de combustible (con difusión).....                         | 73        |
| 5.2.3     | Conversión de hidrógeno.....                                                 | 73        |
| 5.2.4     | Análisis de resultados .....                                                 | 75        |
| <b>6.</b> | <b>CONCLUSIÓN .....</b>                                                      | <b>84</b> |

|                                                       |           |
|-------------------------------------------------------|-----------|
| <b>7. RECOMENDACIONES PARA TRABAJOS FUTUROS .....</b> | <b>85</b> |
|-------------------------------------------------------|-----------|

## ÍNDICE DE IMÁGENES

|                                                                                              |    |
|----------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Imagen 2-1 Propagación del frente de combustión en reactor medios porosos .....              | 7  |
| Imagen 2-2 Descripción del proceso de combustión en MPI. ....                                | 9  |
| Imagen 2-3 Fenómeno del exceso de entalpía. ....                                             | 9  |
| Imagen 2-4 Reactor de flujo recíproco utilizado en la investigación.....                     | 12 |
| Imagen 2-5 Perfil de temperatura en estado estable en un reactor de flujo recíproco. ....    | 13 |
| Imagen 2-6 Operación de reactor de flujo recíproco con inyección central [11].....           | 15 |
| Imagen 2-7 Esquema de especies químicas en zona de reacción a lo largo del reactor.....      | 17 |
| Imagen 2-8 Isotermas metano-vapor con oxígeno. ....                                          | 20 |
| Imagen 2-9 Conversión metano con mezcla metano-vapor, inyección central de aire.....         | 21 |
| Imagen 2-10 Conversión metano con mezcla aire-vapor, inyección central de combustible. 23    |    |
| Imagen 3-1 3D del reactor de flujo recíproco. ....                                           | 26 |
| Imagen 3-2 Plano en corte del reactor. ....                                                  | 27 |
| Imagen 3-3 Dimensiones generales del reactor. ....                                           | 28 |
| Imagen 3-4 Flujo de calor radial W en función del espesor. ....                              | 31 |
| Imagen 3-5 Presentación del perfil térmico en función del espesor. ....                      | 31 |
| Imagen 3-6 Instalación del reactor de flujo recíproco en el Laboratorio de Termofluidos..... | 43 |
| Imagen 3-7 Diagrama de instalación del reactor de flujo recíproco. ....                      | 44 |
| Imagen 3-8 Compresor de aire cap. 50 L.....                                                  | 45 |
| Imagen 3-9 Sistema de extracción de gases para toma de muestras. ....                        | 48 |
| Imagen 3-10 Cromatógrafo de gases Laboratorio QUI.....                                       | 49 |

## ÍNDICE DE TABLAS

|                                                                                 |    |
|---------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabla 2-1 Comparación de la generación de gases en volumen de los autores. .... | 24 |
| Tabla 3-1 Propiedades de acero ASTM A53-A .....                                 | 29 |

|                                                                                                                         |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Tabla 3-2 Características técnicas del medio poroso. ....                                                               | 30 |
| Tabla 3-3 Caudal en L/min en función de la velocidad de filtración.....                                                 | 33 |
| Tabla 3-4 Interpolación de X para inyección central de aire con razón vapor/comb. 1.....                                | 34 |
| Tabla 3-5 Interpolación de X para inyección central de metano con razón vapor/comb. 1. ...                              | 35 |
| Tabla 3-6 Relación de equivalencia para $w_0 = 1$ a diferentes temperaturas, con inyección central de aire.....         | 37 |
| Tabla 3-7 Relación de equivalencia para $w_0 = 1$ a diferentes temperaturas, con inyección central de combustible. .... | 38 |
| Tabla 3-8 Rango de relación de equivalencia para inyección central de aire y/o combustible. ....                        | 39 |
| Tabla 3-9 Flujos de operación del reactor.....                                                                          | 41 |
| Tabla 3-10 Flujos de operación para distintos $\phi$ con inyección de vapor/combustible 1:1. ...                        | 42 |
| Tabla 3-11 Características controladores de flujos.....                                                                 | 46 |
| Tabla 3-12 Voltaje estimado para operación del reactor. ....                                                            | 47 |
| Tabla 4-1 Listado de válvulas del diagrama de instalación. ....                                                         | 51 |
| Tabla 5-1 Temperaturas máximas, promedio y velocidad del frente de llama $\phi = 2$ . ....                              | 61 |
| Tabla 5-2 Temperaturas máximas, promedio y velocidad del frente de llama, $\phi = 3$ .....                              | 63 |
| Tabla 5-3 Temperaturas máximas, promedio y velocidad del frente de llama, $\phi = 4$ .....                              | 64 |
| Tabla 5-4 Velocidad del frente de llama y temperaturas promedio, $\phi = 2$ . ....                                      | 67 |
| Tabla 5-5 Velocidad del frente de llama y temperatura promedio, $\phi = 3$ . ....                                       | 68 |
| Tabla 5-6 Velocidad del frente de llama y temperatura máxima alcanzada, $\phi = 4$ .....                                | 69 |
| Tabla 5-7 Velocidad del frente de llama y temperatura promedio, $\phi = 2$ . ....                                       | 71 |
| Tabla 5-8 Velocidad del frente de llama y temperatura promedio, $\phi = 3$ .....                                        | 72 |
| Tabla 5-9 Análisis de gases para línea base.....                                                                        | 72 |
| Tabla 5-10 Análisis de gases sin premezcla / sin vapor.....                                                             | 73 |
| Tabla 5-11 Análisis de gases sin premezcla / con vapor.....                                                             | 73 |
| Tabla 5-12 Resultados de conversión de $H_2$ y CO .....                                                                 | 74 |
| Tabla 5-13 Cálculo de flujo molar de oxígeno con respecto al metano x para los diferentes $\phi$ . ....                 | 82 |

Para la configuración sin premezcla (difusión) y con la adición de vapor, no se logró acercarse a los resultados obtenidos por Dorofeenko y Polianczyk, Tabla 2-1, donde solo se alcanzó un porcentaje en volumen de  $H_2$  de 1.14% para una relación de equivalencia de  $\phi =$

3, si bien las temperaturas para esa configuración están dentro de los rangos que analizaron los autores. Esto se debe a que experimentalmente, para los casos con difusión (sin premezcla), la combustión dentro del reactor se genera, obteniendo gases productos  $H_2$  y  $CO$ , pero de forma simultanea existe parte del  $H_2$  que se combustiona con el flujo de aire que no ha sido mezclado dentro de la zona de reacción, generando  $H_2O$ , por otro lado, se puede verificar que el  $CO$  generado en el caso sin premezcla, está reaccionando de la misma manera con el aire no mezclado, generando una mayor cantidad de  $\%CO_2$ , se puede ver que con la configuración sin premezcla, existe un aumento del  $\%CO_2$  y el  $\%CH_4$ , mientras que la disminución considerable del  $\%H_2$  y el  $\%CO$  obtenido en el análisis de gases de la Tabla 5-10, en comparación a la línea base (con premezcla) Tabla 5-9, generando mayor fuerza a la hipótesis desarrollada..... 84

## ÍNDICE DE GRÁFICOS

|                                                                                           |    |
|-------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Gráfico 5.1 Perfiles de temperatura paso B-A, $\phi = 2$ .....                            | 62 |
| Gráfico 5.2 Perfiles de temperatura paso A-B, $\phi = 2$ .....                            | 62 |
| Gráfico 5.3 Perfiles de temperatura paso B-A, $\phi = 3$ .....                            | 63 |
| Gráfico 5.4 Perfiles de temperatura paso A-B, $\phi = 3$ .....                            | 64 |
| Gráfico 5.5 Perfiles de temperatura paso B-A, $\phi = 4$ .....                            | 65 |
| Gráfico 5.6 Perfiles de temperatura paso A-B, $\phi = 4$ .....                            | 65 |
| Gráfico 5.7 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B, $\phi = 2$ .....            | 67 |
| Gráfico 5.8 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B, $\phi = 3$ .....            | 68 |
| Gráfico 5.9 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B, $\phi = 4$ .....            | 69 |
| Gráfico 5.10 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B, $\phi = 2$ con vapor. .... | 70 |
| Gráfico 5.11 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B, $\phi = 3$ con vapor. .... | 71 |
| Gráfico 5.12 Temperaturas promedio y vfc. promedio, línea base.....                       | 75 |
| Gráfico 5.13 Temperaturas máximas, con/sin premezcla.....                                 | 76 |
| Gráfico 5.14 Velocidad del frente de combustión, con/sin premezcla.....                   | 77 |

|                                                                                                      |    |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| Gráfico 5.15 Temperatura promedio, con/sin vapor, con difusión. ....                                 | 78 |
| Gráfico 5.16 Velocidad del frente de combustión, con/sin vapor, con difusión. ....                   | 79 |
| Gráfico 5.17 Porcentaje en volumen de H <sub>2</sub> y CO para diferentes $\phi$ . ....              | 80 |
| Gráfico 5.18 Porcentaje en volumen de H <sub>2</sub> y CO para diferentes $\phi$ con/sin vapor. .... | 80 |
| Gráfico 5.19 Conversión de H <sub>2</sub> y CO para diferentes configuraciones. ....                 | 81 |
| Gráfico 5.20 Resultados experimentales obtenidos. ....                                               | 83 |

# CAPÍTULO 1

## 1. Introducción y Objetivos

### 1.1 Introducción

El rápido agotamiento de los recursos de combustibles fósiles es uno de los principales problemas causados por el uso abundante de combustibles, la combustión del medio poroso es una de las opciones viables para hacer frente a estos problemas. Por otro lado los combustibles fósiles son la principal fuente energética utilizada por las industrias de los países ya sean desarrollados o no y es por esto que es necesario diversificar. Además cabe mencionar la gran cantidad de contaminantes liberados hacia la atmósfera por la combustión de los combustibles fósiles debido a la presencia de carbono que dichos combustibles poseen, esto los hacen responsables del aumento de los gases de efecto invernadero y el deterioro de la salud humana. Los principales gases de efecto invernadero y contaminantes que se genera por la combustión de combustibles fósiles son el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), óxidos de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ ), dióxido de azufre ( $\text{SO}_2$ ) y material particulado.

Se proyecta que para el año 2,050 el hidrógeno se utilizará en un 20 % de la energía mundial, utilizándose en pilas de combustible de hidrógeno, disminuyendo una cantidad de 6,000,000 de toneladas de  $\text{CO}_2$  [19].

Para lo anterior en la presente investigación se utiliza un reactor de medios porosos inertes de flujo recíproco para la obtención de gas de síntesis a partir de la oxidación parcial de combustible. El proceso de combustión en esta tecnología presenta las condiciones de ser más eficientes para la generación de gas de síntesis.

## **1.2 Objetivos**

### **1.2.1 Objetivo general**

En el marco del 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), el presente trabajo tiene como objetivo general el diseño y construcción de un reactor de medio poroso inerte de flujo recíproco para la investigación de la producción de hidrógeno y monóxido de carbono, a partir de la reacción de vapor de agua, aire y combustible (gas natural).

### **1.2.2 Objetivos específicos**

- Diseñar y proponer un procedimiento de fabricación (con planos) de un reactor de flujo recíproco.
- Construir e implementar un nuevo reactor de flujo recíproco a escala de laboratorio utilizando esponjas cerámicas como medio poroso inerte.
- Diseñar e implementar un sistema de inyección central de combustible y de inyección lateral de la premezcla aire-vapor de agua para el reactor construido.
- Implementar un nuevo sistema de medición de temperaturas de forma axial en el reactor, y un sistema de generación (caldera eléctrica) y control de flujo de vapor de agua.
- Desarrollar pruebas de puesta en marcha, y estudiar experimentalmente la producción de hidrógeno y monóxido de carbono de manera de contrastarlas con resultados de simulación numérica del IPCP-RAS.

# CAPÍTULO 2

## 2. Marco Teórico

### 2.1 Gas de síntesis

El gas de síntesis es un gas obtenido al someter mediante un proceso químico de alta temperatura, como combustión, a sustancias ricas en carbono con el fin de obtener cantidades variables de hidrógeno( $H_2$ ) y monóxido de carbono(CO). Este gas se emplea como combustible o como producto intermedio para la producción de otros químicos.

El gas de síntesis contiene hidrógeno el cual es el combustible con mayor densidad energética y uno de los menos contaminantes al realizar la combustión de este, produciendo al ser quemado con oxígeno puro solo agua como producto. Además el hidrógeno es el elemento más abundante en el universo, en nuestro planeta se encuentra de manera abundante en las moléculas de agua, como también en los hidrocarburos (petróleo, gas natural, entre otros). Es por esto que es necesario la creación de nuevas tecnologías para la obtención del hidrógeno en su estado puro.

Existen diferentes formas de obtener gas de síntesis a partir de hidrocarburos, estas son por: reformado por vapor, oxidación parcial y reformado auto térmico.

#### 2.1.1 Obtención del gas de síntesis

Los compuestos más utilizados son el gas natural y el agua para la producción de hidrógeno y monóxido de carbono (gas de síntesis), aunque también se pueden utilizar gases de refinería como butano, propano, metano.

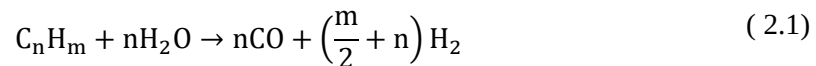
El método para generar gas de síntesis más utilizado en la actualidad es el reformado por vapor (Steam Reforming), del gas natural y otros hidrocarburos livianos. Estos combustibles se convierten endotérmicamente con el vapor de agua en gas de síntesis [2].

#### **2.1.1.1 Reformado con vapor de agua**

Los combustibles como gas natural, gas licuado, entre otros, se convierten endotérmicamente junto con vapor de agua, en gas de síntesis mediante reactores tubulares catalíticos. Se utiliza el calor del proceso para aprovechar de mejor forma la energía para la generación de vapor.

Primero el contenido de hidrocarburo desulfurado se mezcla con el vapor de agua en un proceso endotérmico, en proporción necesaria entre vapor y carbono. Se hace pasar a través de tubos de reformado relleno de catalizadores en base a níquel u otros metales nobles.

La ecuación predominante de la reacción es:

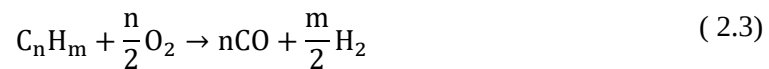
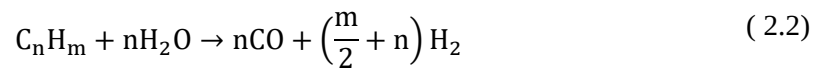


Para realizar este proceso se utilizan presiones de trabajo entre los 20 a 35 bares y a temperaturas que fluctúan entre 700 – 900 °C, se previene la formación de NO<sub>x</sub>, ya que éstos se generan por sobre los 1,600 °C.

Este proceso se hace bastante común en refinerías para la producción de hidrógeno comercial, con un rendimiento que va entre 70 y 90%.

### 2.1.1.2 Oxidación parcial catalítica

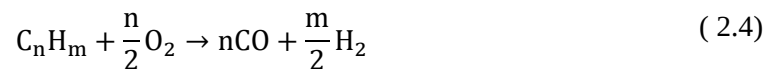
La oxidación parcial catalítica se produce a través de la combustión incompleta de hidrocarburos en presencia de vapor de agua. El vapor también reacciona con la alimentación, por lo tanto, se puede controlar la temperatura de reacción, esto se realiza debido a que la oxidación es exotérmica y la reacción con el vapor de agua es endotérmica.



En este tipo de reacción se utiliza aire generalmente en vez de oxígeno puro, pero dada la reacción exotérmica no se requiere de un aporte de energía externo, sin embargo este método genera una menor cantidad de hidrógeno en el gas de síntesis.

### 2.1.1.3 Oxidación parcial no catalítica

Es el proceso de oxidación de hidrocarburo y residuos de bajo valor comercial a altas temperaturas. El hidrocarburo se mezcla con el oxidante, se calienta y se combustiona dentro de un reactor. Por ello en este proceso se generan temperaturas que podrían superar los 1,100 °C.



El calor necesario lo aporta la oxidación del combustible de entrada, por lo que es bastante eficiente. Eso sí, se genera un desaprovechamiento energético en forma de calor que no se puede recuperar en el proceso.

## **2.2 Combustión filtrada en medios porosos**

La combustión filtrada en medios porosos inertes (MPI), es un proceso químico y termodinámico, donde existe una oxidación parcial, dentro del reactor, donde se ha demostrado ser factible para hacer frente a la demanda de energía limpia [2], a través de este proceso se produce hidrógeno de diversas fuentes de energía, permitiendo la interacción de gases, líquidos como también sólidos.

Esta tecnología trae muchas ventajas, entre ellas se encuentran una muy desarrollada superficie inerte de medios porosos la cual resulta ser muy eficiente en la transferencia de calor entre el combustible y la matriz de sólido inerte, como también, la dispersión de los reactantes que fluyen a través del medio poroso e incrementan la difusión del combustible.

### **2.2.1 Configuraciones**

Existen diferentes configuraciones para esta tecnología, estas son el enfoque estacionario y el estado transiente. El enfoque estacionario es utilizado en quemadores para maximizar la transferencia de calor por radiación, gracias a su alta emisividad de la matriz porosa. En este caso, la zona del frente de combustión es estabilizada en una posición del quemador, la cual es impuesta por condiciones como la geometría, el tamaño de la matriz porosa, porosidad, la relación de equivalencia ( $\phi$ ), entre otras [4-5]. Este enfoque no provee la óptima eficiencia de conversión química, lo cual es lo buscado en la presente investigación.

El enfoque transiente promueve la propagación de la zona de combustión, lo cual se crea una ola que viaja a través del reactor debido a la teoría del exceso de entalpía, donde será explicada más adelante, donde una inestable zona de reacción es libre de propagarse como una zona de reacción que viaja a través de los flujos de energía. En el régimen adiabático, es decir, sin pérdidas de calor, la energía liberada en la zona de combustión puede exceder la energía contenida en la mezcla. El factor

más importante es que una mezcla muy rica puede ser parcialmente oxidada ya que solo una pequeña porción del combustible es usado para la energía [6-8].

En la Imagen 2-1 se detalla la propagación del frente de combustión inmerso en el medio poroso.

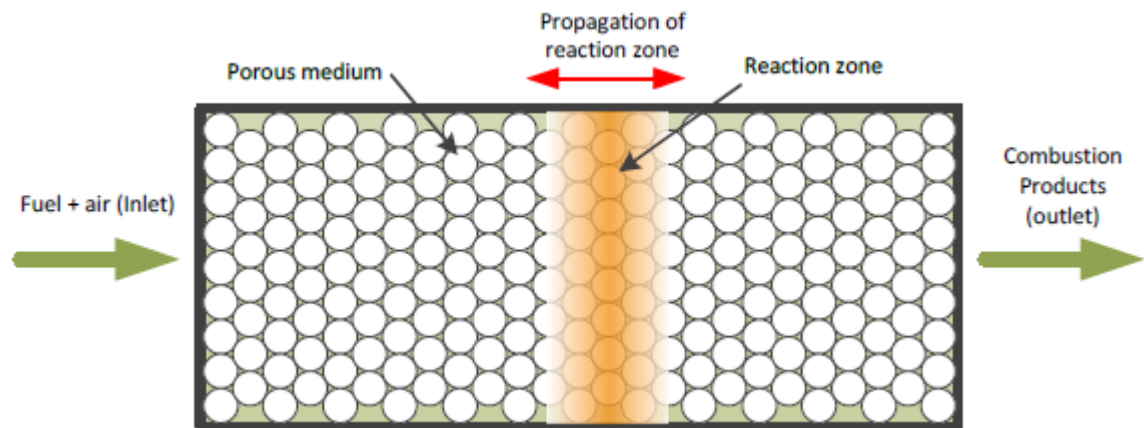


Imagen 2-1 Propagación del frente de combustión en reactor medios porosos

En el enfoque transiente, se pueden identificar tres regímenes de propagación:

- Propagación aguas abajo
- Propagación aguas arriba
- Combustión estabilizada

Si el contenido de combustible en la mezcla se encuentra entre los límites de inflamabilidad inferior y superior, la ola de combustión viajará aguas arriba, es decir, opuesta al flujo de gas, la propagación aguas arriba es causada principalmente por la transferencia de calor por radiación y conducción, como también porque la temperatura de combustión es mucho menor que la temperatura adiabática [9] esto genera que la velocidad con la que se quema la mezcla en la zona de reacción sea mayor que la velocidad de filtración.. La velocidad de propagación depende de la energía contenida en la mezcla y de las propiedades físicas, tales como densidad, capacidad calorífica, emisividad del medio poroso.

Cuando el calor contenido en la mezcla es igual al límite de inflamabilidad superior o inferior, la zona de reacción estará en una determinada posición y con una velocidad de propagación igual a cero.

La propagación aguas abajo, que es la que se utilizará en esta investigación, desarrolla una ola de combustión que se propaga en la misma dirección que el efecto súper adiabático, es decir, viaja la zona de reacción en la misma dirección que el flujo de gas dentro del reactor, lo cual trae consigo dos efectos, el calor producido de la zona de reacción calienta la matriz sólida aguas abajo, recuperando energía que de otra forma sería gastada, como la zona de reacción se desplaza aguas abajo, los reactantes son precalentados por el medio poroso antes que entren en la zona de reacción.

### **2.2.2 Propiedades**

En la combustión filtrada en medios porosos existen tres zonas características, la primera es la zona en la que se encuentra anterior al frente de llama en donde los gases reactantes se mezclan y son precalentados por transferencia de calor entre el flujo de combustible-oxidante con la matriz de medio poroso inerte.

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 hacia la mezcla de gases que entra al reactor, a través de radiación y conducción, precalentándose y produciendo el fenómeno conocido como exceso de entalpía [3], permitiendo alcanzar temperaturas más altas que la temperatura adiabática en la zona de reacción.

Se presenta en la Imagen 2-2 las diferentes zonas donde ocurre la combustión.

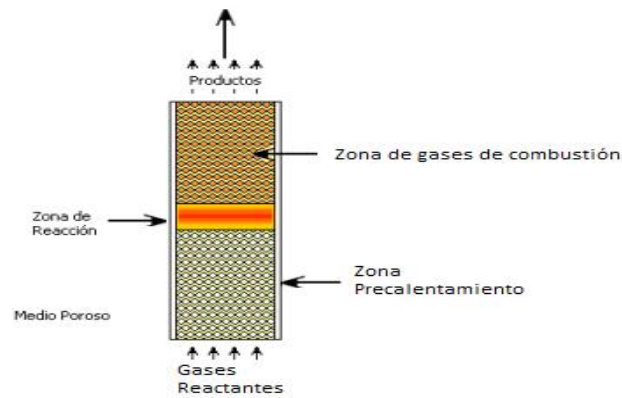


Imagen 2-2 Descripción del proceso de combustión en MPI.

La tercera zona es donde se encuentran los gases producto de la combustión, los cuales transfieren calor hacia el medio poroso inerte mediante convección, generando una recirculación de calor. Debido a la eficiente recirculación de calor y el precalentamiento de la mezcla aire-combustible a la entrada, se alcanzan temperaturas súper adiabáticas.

Se presenta en la Imagen 2-3 de forma cualitativa las diferencias de entalpia que existen en el proceso de combustión, donde se compara una combustión normal en condiciones adiabáticas con una combustión con exceso de entalpía.

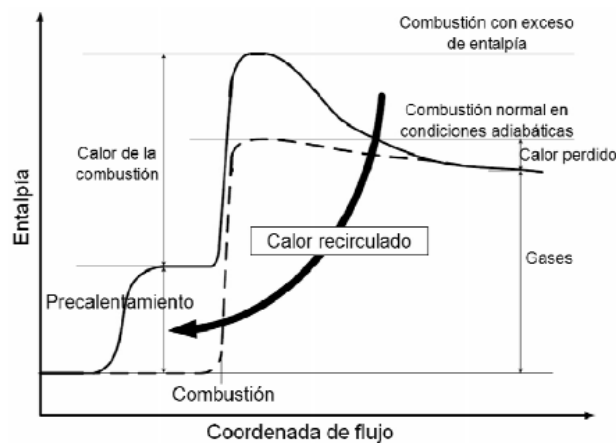


Imagen 2-3 Fenómeno del exceso de entalpía.

### 2.2.3 Parámetros

Los parámetros que condicionan la combustión en medios porosos dentro del reactor, son la razón de equivalencia, velocidad de filtración, velocidad del frente de combustión, material del medio poroso inerte y el número de Peclet, donde se explican a continuación.

Relación de equivalencia  $\phi$ : Es la relación de aire estequiométrico (teórico) con respecto al aire que se emplea en la operación (real), dentro de la combustión.

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{V_{a,e}}{V_{a,r}} \quad (2.5)$$

Cuando  $\phi < 1$  se dice que la mezcla es pobre, es decir, que existe exceso de aire, o bien la mezcla tiene bajas cantidades de combustible. Si  $\phi > 1$  se dice que el contenido de la mezcla es rica, lo que implica que existe un exceso de combustible, o bien, la mezcla contiene bajas cantidades de aire. La condición estequiométrica es cuando  $\phi = 1$ , es decir, la cantidad real de aire empleado en la combustión es igual al aire teórico necesario.

Velocidad de filtración premezcla: Es la velocidad a la cual la mezcla circula por los poros del material dentro del medio poroso, esta depende de la velocidad de la mezcla ( $v$ ) y la porosidad del material ( $\epsilon$ ). Se determina por la siguiente ecuación:

$$u = \frac{v}{\epsilon} \quad (2.6)$$

Velocidad del frente de combustión: Es la velocidad asociada a la propagación del frente de combustión a través de la matriz porosa.

Material de la matriz porosa: En la combustión de MPI el material de la matriz porosa es un factor importante, ya que con sus propiedades físicas y químicas tales

como conductividad térmica, emisividad, tamaño de poro, porosidad, temperatura de fusión, condicionan en gran manera la combustión.

Número de Peclet (Pe): Determina la zona de estabilización del frente de llama entre dos zonas, la de extinción de la llama posee un diámetro de porosidad menor ( $Pe < 65$ ) y la zona de combustión la cual posee un diámetro de porosidad mayor ( $Pe > 65$ ).

Para la oxidación de metano en MPI,  $Pe = 65$ . La fórmula del número de Peclet es:

$$Pe = \frac{S_l \times d_m \times C_p \times \rho}{k} \quad (2.7)$$

En donde:

$S_l$ : Velocidad laminar de 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.

### 2.3 Reactor de flujo recíproco

El concepto de recíproco en reactores de medios porosos se basa en el enfoque transiente, y que en este caso, la propagación de su zona de reacción es controlada por el ingreso de los reactantes al reactor. Un reactor recíproco básico consiste en un recipiente lleno con una matriz porosa inerte y refractaria, cuya capacidad calorífica acumula el calor de la reacción de los gases calientes que fluyen a través de la matriz, junto con lo anterior, un reactor recíproco también cuenta con dos ingresos – salidas que se alternan a medida que opera como se muestran en la Imagen 2-4.

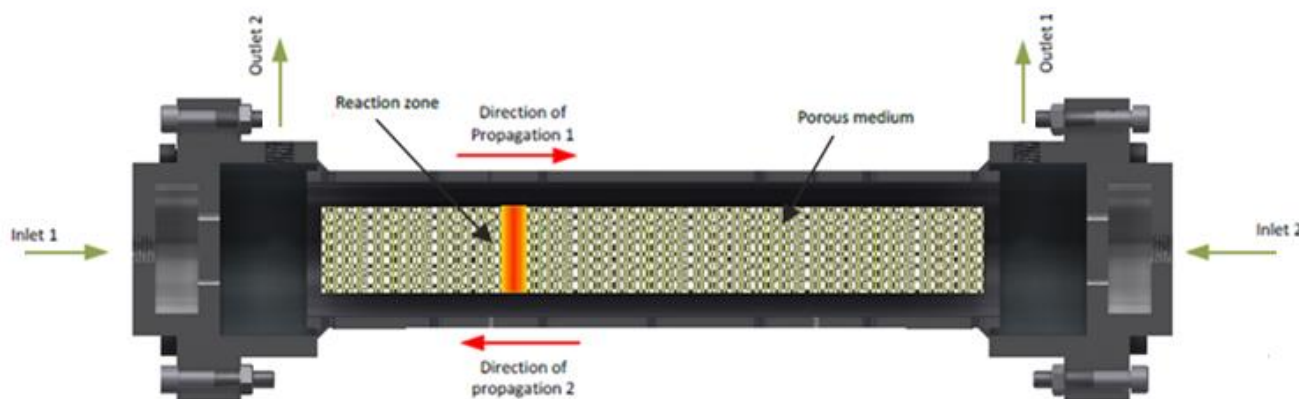


Imagen 2-4 Reactor de flujo recíproco utilizado en la investigación.

La metodología de trabajo consiste en un ciclo alternante de cambios de dirección en las entradas de reactantes y salidas de productos, teniendo control de la posición de la reacción bajo diferentes parámetros operacionales. Cuando la alternación ocurre, los reactantes frescos entrantes encuentran una temperatura elevada al ingresar al medio poroso, por la transferencia de calor de los gases de escape hacia el MPI que abandonan el reactor, se invierten los flujos y el calor acumulado en la matriz porosa es utilizado para precalentar la mezcla que entra.

Por lo anterior, el calor acumulado genera altas temperaturas lo que hace más grande que en el caso unidireccional y transiente. Finalmente, cuando el periodo de tiempo del ciclo es ajustado, se adquiere una condición de estabilidad, produciendo un perfil de temperatura con una forma trapezoidal en lugar de un máximo en la zona de reacción [10].

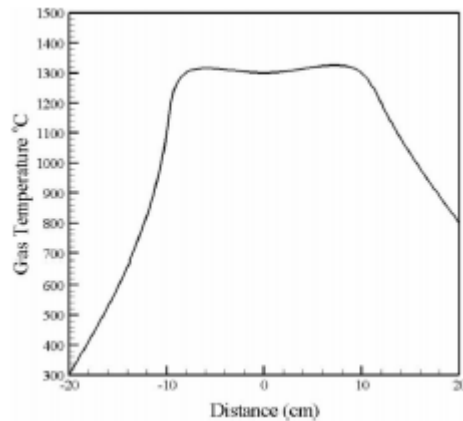


Imagen 2-5 Perfil de temperatura en estado estable en un reactor de flujo recíproco.

Existe una gran variedad de estudios con respecto a reactores de flujo recíproco, nosotros nos centraremos en los estudiados por S.O Dorofeenko y E. V. Polianczyk. [11].

## 2.4 Conversión de gases en un reactor recíproco

La conversión de gases hidrocarburos a gas de síntesis en un reactor de flujo recíproco a través de combustión parcial se encuentra siendo estudiada por diferentes autores entre ellos S.S. Kostenko, A.N. Ivanova, A.A. Karnaukh S. O. Dorofeenko y E. V. Polianczyk [11-12].

Su aporte se distingue por separar los suministros del hidrocarburo y el gas oxidante al reactor, es decir, separar la premezcla. Mientras que su esquema de cálculo es otorgado por los regímenes de combustión, su composición del gas de síntesis es controlada por los flujos de los reactantes. En primera instancia sus

cálculos están realizados bajo la suposición de equilibrio termodinámico en la combustión y en un sistema adiabático, es decir, sin pérdida de calor a través de las paredes del reactor. También sus cálculos de la mezcla metano – vapor/aire propuestos proveen la posibilidad de combinar una alta temperatura de combustión, con un efecto de calor neto bajo, y por consiguiente una alta eficiencia química de conversión.

#### **2.4.1 Operación teórica del reactor por los autores**

Esta versión del reactor de flujo recíproco, provee la posibilidad de alcanzar una alta temperatura de la mezcla, la cual ha sido dificultosa de obtener con anterioridad, producto de que en un reactor tradicional la mezcla reacciona antes de tiempo.

Se ejemplifica la situación de cómo opera el reactor, se considerará la conversión de metano - vapor con inyección central de oxígeno, el esquema del proceso es ejemplificado en la 2.6.

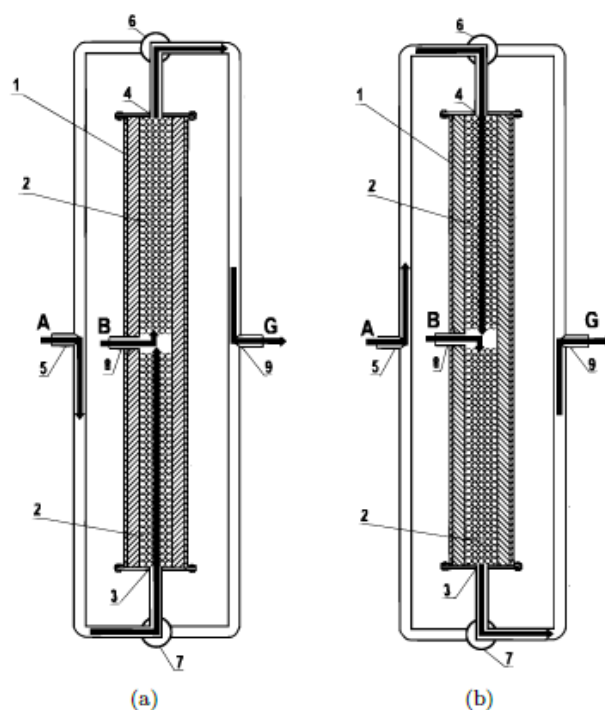


Imagen 2-6 Operación de reactor de flujo recíproco con inyección central [11].

Durante la primera mitad del ciclo "a", el reactante A, en este caso mezcla metano – vapor, es suministrado al reactor (1) a través de la válvula (7), por la entrada inferior (3). Mientras la mezcla vapor – metano es filtrada a través de la matriz porosa (2), la cual fue precalentada durante el medio ciclo anterior, la mezcla se calienta y llega a la zona media del reactor a una elevada temperatura, mientras que la parte adyacente de la matriz porosa de la entrada (3) comienza a enfriarse.

El reactante B, en este caso oxígeno, es suministrado a través de la entrada 8 ubicada en la parte media del reactor. Al buscar obtener gas de síntesis a través de la oxidación parcial, el oxígeno suministrado en la mezcla debe ser sub-estequiométrico  $\phi > 1$ . La reacción del metano alcanza una gran liberación de calor, esto posibilita que el vapor de agua también entre en la reacción con el metano produciendo alguna cantidad adicional de hidrógeno.

La zona de reacción en la parte media del reactor es relativamente estrecha comparada con la dimensión total del reactor, el gas de síntesis que se forma en esta zona es filtrado a través de la matriz porosa, la cual fue enfriada con anterioridad en el medio ciclo anterior. Finalmente, el gas de síntesis (G) abandona el reactor por la salida 4, para retirarse ya finalmente por el punto 9.

Cuando la matriz en la parte superior del reactor alcanza una alta temperatura, las válvulas 6 y 7 son conmutadas para que operen en la dirección contraria del flujo de gas en el reactor, dando inicio a la operación durante el segundo medio ciclo "b", el cual es igual al primero. Lo que se busca en este reactor es obtener el mayor rendimiento de gas de síntesis, con el mínimo gasto de energía, es decir, con el menor consumo de oxidante.

#### **2.4.2 Evaluación termodinámica**

En la Imagen 2-7 se describe lo que ocurre en el reactor, donde se muestra el suministro de la mezcla metano-vapor al reactor desde la izquierda a una temperatura  $T_0$ , filtrándose a través del reactor, el cual se encuentra inmerso en medio poroso inerte, calentado durante el medio ciclo anterior. Debido a la interfaz de transferencia de calor, el medio poroso en el extremo donde ha ingresado la mezcla comienza a enfriarse, mientras que esta misma mezcla adquiere una mayor temperatura, llamada  $T_s$ .

El gas caliente se propaga en la dirección del flujo y alcanza la parte central del reactor, lugar donde es suministrado el oxígeno, es en este punto en donde ocurre la reacción, donde el oxígeno interactúa con el metano y los productos de la reacción son formados, estos están compuestos principalmente por  $H_2$ ,  $CO_2$ ,  $CO$ ,  $H_2O$  entre otros.

Dentro de las consideraciones de cálculo, los autores consideran la zona de reacción suficientemente estrecha en comparación a las dimensiones del reactor, por lo tanto, se puede considerar la zona de reacción como un punto discontinuo. Los

gases productos continúan fluyendo a través del reactor, filtrándose a través del medio poroso y enfriándose conforme avanza la segunda mitad del ciclo.

El calor sensible de los productos que son enfriados desde una temperatura  $T_s$  a una temperatura  $T_0$  es mayor que el necesario para calentar los reactantes desde una temperatura  $T_0$  a una temperatura  $T_s$ , lo anterior dado que el flujo másico de los productos enfriados excede al de los reactantes calentados, por lo tanto, la capacidad calorífica del gas de síntesis es mayor que el de la mezcla vapor – metano.

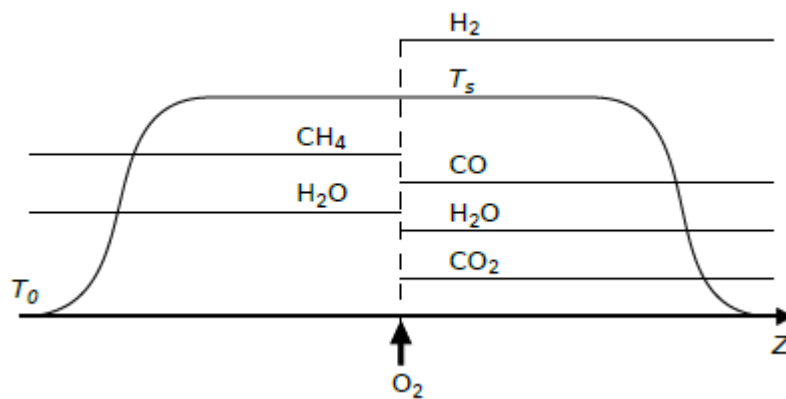


Imagen 2-7 Esquema de especies químicas en zona de reacción a lo largo del reactor.

El enfriamiento de los productos, tanto como el precalentamiento de los reactantes se consigue vía intercambio de calor con el medio poroso, esto conlleva que el frente de intercambio de calor de los reactantes que se están calentando se propague más lento que el frente de gas de síntesis que se está enfriando y dado lo anterior, en ciclos estables del proceso pueden ocurrir períodos en que gas de síntesis fluya fuera del reactor, pero a una temperatura mayor, disipando el calor neto liberado en la reacción.

Dado que se buscan las condiciones de reacción a mayor temperatura, se debe ser consistente y asumir equilibrio termodinámico establecido en la zona caliente del medio poroso en donde se filtra el gas de síntesis caliente.

Para lo anterior, se considera la siguiente reacción de conversión con deficiencia de aire:



Dentro de la zona de reacción, el oxígeno es completamente consumido, mientras que algunos componentes como el agua pueden acumularse inicialmente en la reacción de oxidación parcial del metano. En un corto tiempo, la reacción química toma un equilibrio químico estable, se asume que en ese momento el gas de síntesis formado contiene no otros componentes. Los coeficientes estequiométricos en la ecuación 2.8 no son conocidos a priori, esto dado que deben ser consistentes con la temperatura establecida  $T_s$  la cual tampoco es conocida, dado lo anterior se busca determinar  $T_s$  como también los coeficientes estequiométrico de los productos, los cuales dependen de los flujos de gases suministrados al reactor ( $x$  y  $w_0$ ). El flujo molar del metano es establecido a la unidad, dado que se trata de conversión de metano, mientras que el flujo de vapor y oxígeno son proporcionales al flujo de metano a través de los coeficientes respectivos.

Oxígeno:

$$w_0 + 2x = 2d + m + w_s \quad (2.9)$$

Carbono:

$$1 = d + m \quad (2.10)$$

Hidrógeno:

$$4 + 2w_0 = 2w_s + 2h \quad (2.11)$$

También la conservación de la energía en la zona de reacción en la ausencia de pérdidas de calor asume la igualdad del total de entalpías de los reactantes entrantes a la zona de reacción como los del gas de síntesis:

$$\begin{aligned} w_0 H_w(T_s) + H_e(T_s) + x H_x(T_0) \\ = h H_h(T_s) + w_s H_w(T_s) + m H_m(T_s) + d H_d(T_s) \end{aligned} \quad (2.12)$$

Dónde aquí  $H_e(T)$ ,  $H_x(T)$ ,  $H_w(T)$ ,  $H_h(T)$ ,  $H_m(T)$ ,  $H_d(T)$  son las entalpías molares del metano, oxígeno, agua, hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono, respectivamente. Se ha tenido en cuenta que la mezcla metano – vapor entra en la zona de reacción siendo precalentado a la temperatura  $T_s$  debido al intercambio de calor con la matriz porosa, la cual acumulo calor durante el ciclo previo del proceso, mientras que el oxígeno es suministrado a una temperatura inicial  $T_0$ .

De las ecuaciones 2.9 - 2.12 permanece aún incompleta para un conjunto dado de flujos de los reactantes, donde  $(h, w_s, m, d, T_s)$  son valores desconocidos. Para cerrar las ecuaciones se empleó la condición de equilibrio termodinámico, la cual como se expuso con anterioridad se asume al buscar la máxima temperatura  $T_s$ , por lo tanto, se cumple que los componentes del gas de síntesis deben alcanzar el equilibrio termodinámico.

### 2.4.3 Resultado de los autores

Se presentan los resultados obtenidos por S. O. Dorofeenko y E. V. Polianczyk [11], para las diferentes configuraciones, separando la premezcla.

#### 2.4.3.1 Conversión con oxígeno como oxidante

En la Imagen 2-8 se presenta el gráfico de las isothermas, donde se denota en el eje vertical la relación molar del agua con respecto al metano en la mezcla vapor – metano  $w_0$ , y en el eje horizontal el flujo molar de oxígeno con respecto al metano  $x$ . Notar que para este caso, la relación estequiométrica para la oxidación del metano corresponde a un  $x = 2$ . Las líneas discontinuas que interceptan las isothermas denotan la relación molar que debiese existir en la generación de hidrógeno con respecto al monóxido de carbono en el gas de síntesis formado.

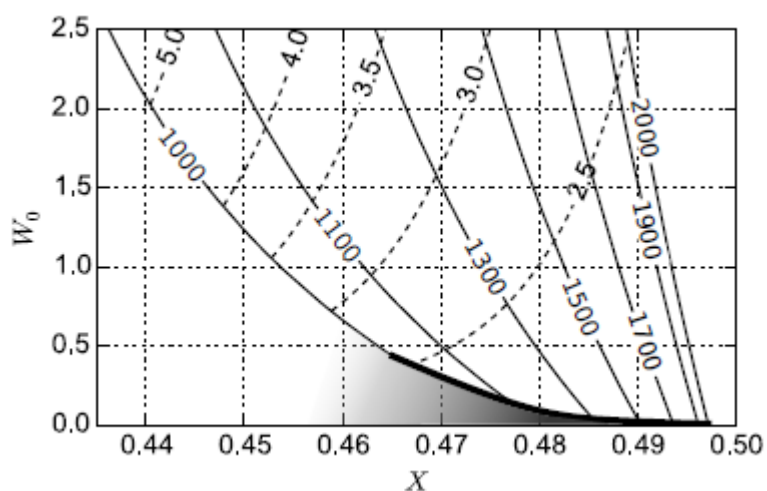


Imagen 2-8 Isotermas metano-vapor con oxígeno.

Las curvas sólidas presentadas en la figura corresponden a las isotermas calculadas,  $T_s$ , en K. Aparentemente la temperatura de combustión es limitada superiormente por la temperatura de derretimiento del medio poroso, como también la temperatura inferior es limitada por la condición de establecer el equilibrio termodinámico en un tiempo razonable. El constatar estas condiciones envuelve consideraciones de la actual cinética química de la conversión y va más allá de lo alcanzado por esta investigación. Finalmente para esta modelación se utilizó una temperatura de suministro del oxidante  $T_0$  igual a 300 K, también el triángulo achurado presente en la figura indica el dominio del equilibrio con formación de hollín. Este enfoque de conversión con oxidación provee la posibilidad de obtener una alta temperatura con un comparativo bajo consumo de oxígeno y una alta eficiencia de energía de conversión.

#### 2.4.3.2 Conversión con aire como oxidante

La oxidación con aire provee muchas ventajas económicas en comparación con la oxidación con oxígeno, considerando este cambio en el enfoque, utilizando un oxidante conformado por oxígeno y nitrógeno, se debe variar la ecuación 2.12,

agregando el término correspondiente con el calentamiento del nitrógeno, donde  $n$  es la relación estequiométrica para el nitrógeno ( $n = 79/21x$ ), y  $H_n$  es su entalpía molar:

$$\begin{aligned} w_0 H_w(T_s) + H_e(T_s) + n H_n(T_0) + x H_x(T_0) \\ = h H_h(T_s) + w_s H_w(T_s) + m H_m(T_s) + d H_d(T_s) \\ + n H_n(T_s) \end{aligned} \quad (2.13)$$

La Imagen 2-9 presenta las isoterma para el caso de mezcla metano – vapor suministrados en los extremos del reactor y aire por la parte central del reactor, calculado acorde a las ecuaciones.

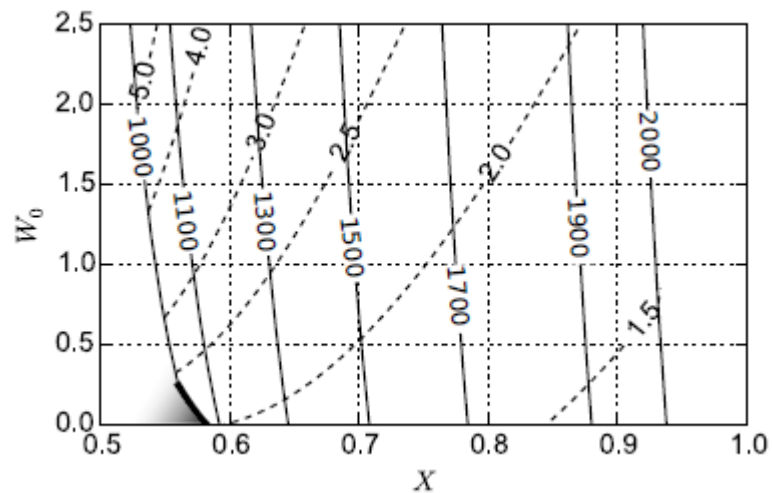


Imagen 2-9 Conversión metano con mezcla metano-vapor, inyección central de aire.

Comparando la Isoterma de la Imagen 2-8 con la Imagen 2-9, se evidencia que al reemplazar el oxígeno por aire en este esquema cambia drásticamente, la gran capacidad calorífica del nitrógeno requiere un mayor efecto de calor aplicado en la reacción. En la reacción inicial se tienen en hecho tres reactantes, metano, oxígeno y agua. Para minimizar el efecto del calor neto en la reacción y la cantidad de oxígeno a suministrar, uno debe escoger la menor capacidad calorífica para ser suministrado en el centro del reactor. De los tres reactantes, el agua puede ser combinada con

cualquier otro para hacer una mezcla de algo con vapor para ser suministrada por los extremos del reactor. Dado lo anterior, el poder calorífico del vapor no puede ser aplicado al centro del proceso.

Cuando se realizó la conversión con puro oxígeno, este último tiene la menor capacidad calorífica que el metano que es convertido, por lo anterior el oxígeno suministrado al centro del reactor se encuentra totalmente justificado. Pero cuando queremos convertir metano con aire usado como oxidante, la capacidad calorífica del metano es menor que la del aire, por lo anterior, con el objetivo de mejorar la eficiencia energética se tiene que cambiar el orden de suministro de los reactantes. El aire debe ser suministrado en los extremos del reactor en una mezcla con vapor, mientras que el metano en el centro del reactor.

En este caso, la ecuación de la conservación de la energía toma la siguiente forma:

$$w_0 H_w(T_s) + H_e(T_0) + x H_x(T_s) = h H_h(T_s) + w_s H_w(T_s) + m H_m(T_s) + d H_d(T_s) \quad (2.14)$$

El cambio de orden en el suministro de aire y metano provee una substancial mejora. La Imagen 2-10 presenta las isothermas para este caso de mezcla vapor – aire suministrado a los extremos del reactor mientras el metano por el centro.

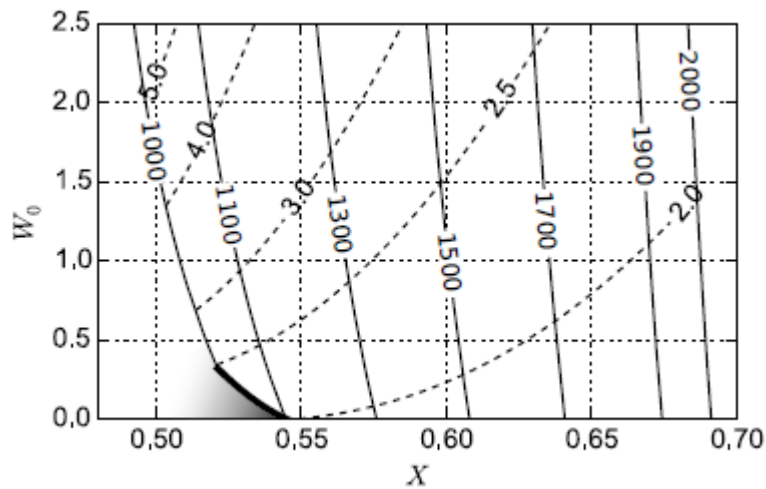


Imagen 2-10 Conversión metano con mezcla aire-vapor, inyección central de combustible.

#### 2.4.3.3 Fracciones volumétricas calculadas por los Autores

Se presentan en la Tabla N° 2.1 los porcentajes de la generación de gases en volumen obtenidos por los autores, donde se comparan las 3 configuraciones:

- Inyección lateral metano-vapor, con inyección central de oxígeno.
- Inyección lateral metano-vapor, con inyección central de aire.
- Inyección lateral aire-vapor, con inyección central de metano.

Cabe destacar que sus cálculos se hicieron con la relación molar del agua con respecto al metano en la mezcla vapor – metano igual a uno, es decir, 1:1.

Tabla 2-1 Comparación de la generación de gases en volumen de los autores.

| T, K | x      | w <sub>0</sub> | n      | H <sub>2</sub> | H <sub>2</sub> O | N <sub>2</sub> | NH <sub>3</sub>      | CO     | CO <sub>2</sub> | CH <sub>4</sub>       | C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> | C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> | HCN                  |
|------|--------|----------------|--------|----------------|------------------|----------------|----------------------|--------|-----------------|-----------------------|-------------------------------|-------------------------------|----------------------|
| 1000 | 0.4537 | 1              | –      | 0.5981         | 0.1519           | –              | –                    | 0.1750 | 0.0750          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.5797         | 0.1664           | –              | –                    | 0.1743 | 0.0718          | 0.0078                | $4.3 \times 10^{-11}$         | $1.2 \times 10^{-8}$          | –                    |
| 1300 | 0.4744 | 1              | –      | 0.5536         | 0.1964           | –              | –                    | 0.2092 | 0.0409          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.5544         | 0.1956           | –              | –                    | 0.2084 | 0.0416          | $1.3 \times 10^{-5}$  | $1.0 \times 10^{-11}$         | $1.5 \times 10^{-11}$         | –                    |
| 1700 | 0.4881 | 1              | –      | 0.5278         | 0.2222           | –              | –                    | 0.2280 | 0.0220          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.5324         | 0.2175           | –              | –                    | 0.2234 | 0.0266          | $8.4 \times 10^{-8}$  | $3.0 \times 10^{-12}$         | $7.3 \times 10^{-14}$         | –                    |
| 2000 | 0.4935 | 1              | –      | 0.5187         | 0.2314           | –              | –                    | 0.2343 | 0.0156          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.5237         | 0.2252           | –              | –                    | 0.2285 | 0.0213          | $7.5 \times 10^{-9}$  | $1.7 \times 10^{-12}$         | 0                             | –                    |
| 1000 | 0.5420 | 1              | 2.0390 | 0.3756         | 0.1211           | 0.3376         | –                    | 0.1072 | 0.0584          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.3678         | 0.1272           | 0.3387         | $7.6 \times 10^{-5}$ | 0.1099 | 0.0546          | 0.0016                | $7.4 \times 10^{-12}$         | $1.3 \times 10^{-9}$          | $3.3 \times 10^{-7}$ |
| 1300 | 0.6303 | 1              | 2.3711 | 0.3083         | 0.1626           | 0.3722         | –                    | 0.1216 | 0.0353          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.3089         | 0.1620           | 0.3722         | $1.3 \times 10^{-5}$ | 0.1211 | 0.0359          | $1.6 \times 10^{-6}$  | $9.0 \times 10^{-13}$         | $7.2 \times 10^{-13}$         | $2.0 \times 10^{-7}$ |
| 1700 | 0.7746 | 1              | 2.9140 | 0.2335         | 0.2004           | 0.4214         | –                    | 0.1209 | 0.0237          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.2378         | 0.1961           | 0.4214         | $2.6 \times 10^{-6}$ | 0.1166 | 0.0280          | $4.3 \times 10^{-9}$  | $9.0 \times 10^{-14}$         | 0                             | $1.0 \times 10^{-7}$ |
| 2000 | 0.9295 | 1              | 3.4967 | 0.1739         | 0.2264           | 0.4664         | –                    | 0.1117 | 0.0217          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.1798         | 0.2198           | 0.4662         | $1.1 \times 10^{-6}$ | 0.1054 | 0.0280          | $1.4 \times 10^{-10}$ | 0                             | 0                             | $5.2 \times 10^{-8}$ |
| 1000 | 0.5084 | 1              | 1.9126 | 0.3917         | 0.1157           | 0.3235         | –                    | 0.1129 | 0.0563          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.3832         | 0.1221           | 0.3248         | $7.9 \times 10^{-5}$ | 0.1152 | 0.0526          | 0.0020                | $1.0 \times 10^{-11}$         | $1.8 \times 10^{-9}$          | $3.8 \times 10^{-7}$ |
| 1300 | 0.5655 | 1              | 2.1274 | 0.3375         | 0.1522           | 0.3472         | –                    | 0.1307 | 0.0325          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.3380         | 0.1516           | 0.3472         | $1.4 \times 10^{-5}$ | 0.1302 | 0.0330          | $2.4 \times 10^{-6}$  | $1.5 \times 10^{-12}$         | $1.4 \times 10^{-12}$         | $2.5 \times 10^{-7}$ |
| 1700 | 0.6357 | 1              | 2.3914 | 0.2899         | 0.1795           | 0.3741         | –                    | 0.1370 | 0.0194          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.2936         | 0.1757           | 0.3741         | $3.6 \times 10^{-6}$ | 0.1332 | 0.0232          | $1.0 \times 10^{-8}$  | $2.7 \times 10^{-13}$         | 0                             | $1.6 \times 10^{-7}$ |
| 2000 | 0.6878 | 1              | 2.5874 | 0.2617         | 0.1938           | 0.3927         | –                    | 0.1367 | 0.0151          | –                     | –                             | –                             | –                    |
|      |        |                |        | 0.2663         | 0.1885           | 0.3926         | $1.7 \times 10^{-6}$ | 0.1315 | 0.0202          | $6.8 \times 10^{-10}$ | $1.0 \times 10^{-13}$         | 0                             | $1.3 \times 10^{-7}$ |

Se muestra que la mayor generación de hidrógeno se obtiene con la inyección de oxígeno en el centro, a una temperatura de 1,000 K, con un 59.81 % de hidrógeno, mientras que con la inyección central de aire, se obtiene un 37.56% de hidrógeno a la misma temperatura y por último con inyección central de metano los autores obtuvieron un 39.17% de hidrógeno con la misma temperatura. Por otro lado en la inyección de aire en el centro en un rango de temperaturas de [1,300 – 1,700] K, la generación de hidrógeno calculada está entre 30.83 – 23.35 %. Mientras que con inyección de metano en el centro en el rango de temperaturas de [1,300 – 1,700] K, la generación de hidrógeno calculada está entre 33.75 – 28.99 %.

# CAPÍTULO 3

## 3. Diseño Experimental

### 3.1 Experiencia con el reactor de flujo recíproco anterior

En el reactor de flujo recíproco operado en la memoria del alumno Felipe Castillo [13] existieron diversos inconvenientes que perjudicaron la operación del reactor, uno de los más importante fue la configuración sin premezcla dentro del reactor, es decir, vapor y aire por la inyección lateral, mientras que metano por la inyección central, no logrando operar de manera estable el reactor, observando un decaimiento en la temperatura del frente de llama, como también una disminución de la generación de hidrogeno respecto con la configuración de una inyección con premezcla. Experimentalmente al aumentar las relaciones de equivalencia mayor a 2.5, el reactor funcionó de manera inestable, tendiendo a apagarse.

### 3.2 Diseño de reactor de flujo recíproco

El diseño del reactor de flujo recíproco, consiste en una cañería de acero ASTM A-53 Schedule 40 de 73 mm de diámetro exterior en donde en su interior contiene 12 cilindros cortos de cerámica de alúmina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$  90%) templada en zirconio ( $\text{ZrO}_2$  10%). Estas cerámicas tienen una porosidad aproximadamente de 83.5% y tamaños de poro de 0.25 cm, además dentro de los 12 cilindros se encuentran 4 cerámicas de un tamaño de poro de 0.085 cm con el fin de que el frente de combustión no avance hacia la cámara de premezcla y por ende no se sobrecaliente, otorgando una mayor seguridad. La superficie interna del tubo está cubierta con una capa de 11.3 mm de aislante de fibra cerámica, además de 36 mm de

espesor adicional de aislamiento para las altas temperaturas donde cubrirá la parte exterior del reactor, para evitar pérdidas de calor.

El reactor se compone de dos cámaras de pre- mezcla para la inyección en los extremos del reactor, un sistema para la extracción de los gases de escape y 3 anillos para la inyección sin premezcla, cuenta con 7 varillas porta termocuplas instaladas de forma vertical y tiene incorporado una entrada para el encendido del reactor.

Esquema del reactor se presenta en la Imagen 3-1.

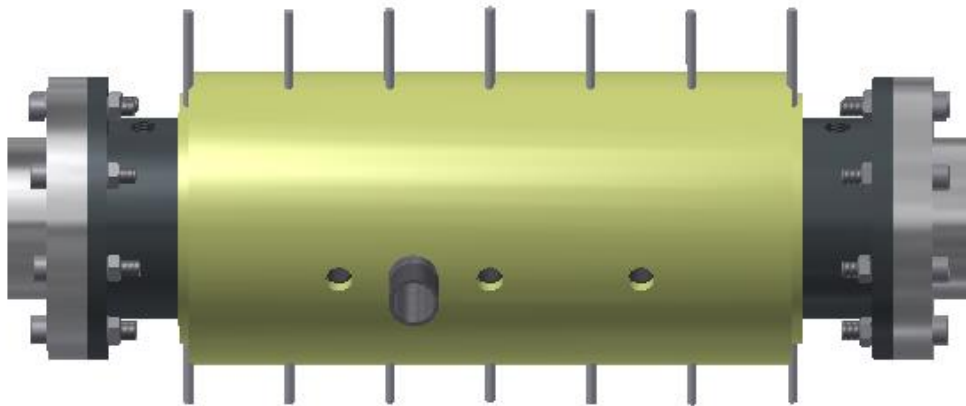


Imagen 3-1 3D del reactor de flujo recíproco.

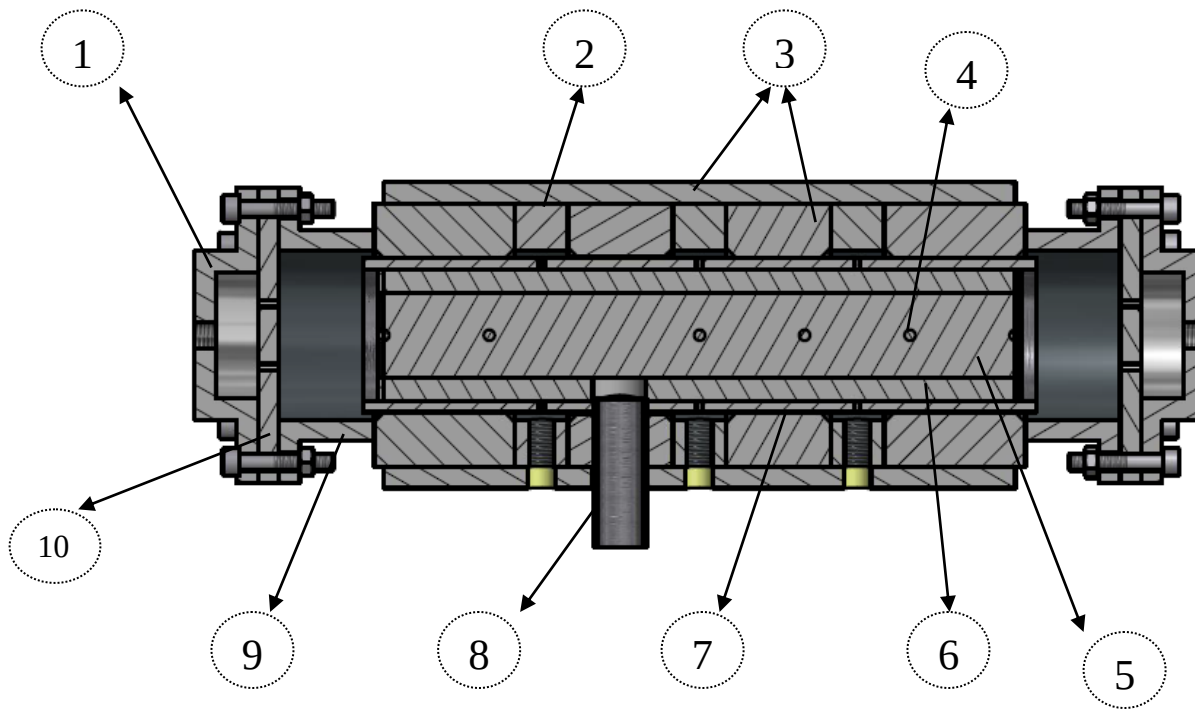


Imagen 3-2 Plano en corte del reactor.

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

### 3.2.1 Dimensiones

El reactor tiene un largo de trabajo de 305 mm y diámetro 40 mm, acortando el reactor anterior significativamente, por lo que el frente de combustión demora menos tiempo en recorrer el reactor, con el fin de obtener resultados en menor tiempo. Al disminuir el diámetro del medio poroso se pueden alcanzar una mayor velocidad de filtración.

Respecto a las dimensiones generales del reactor, estas son las siguientes:

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

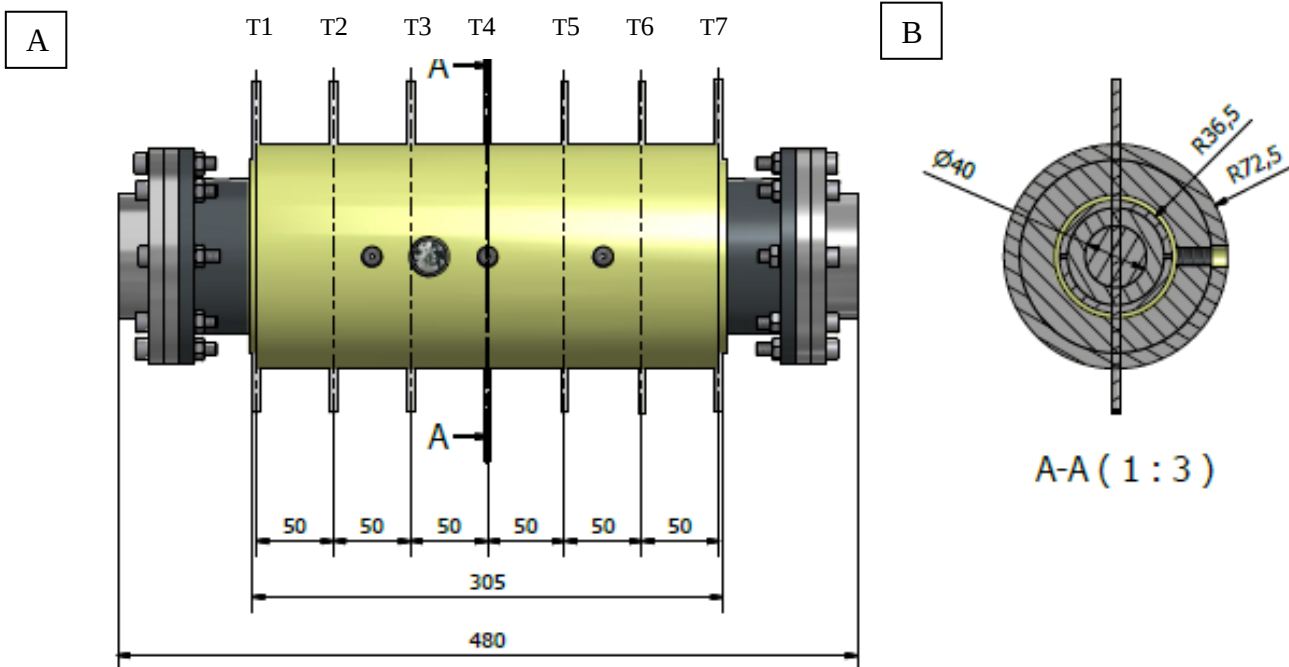


Imagen 3-3 Dimensiones generales del reactor.

El material del reactor corresponde a una cañería de acero ASTM A 53 Schedule 40 grado A. Se presentan las propiedades del material en la Tabla 3-1.

Tabla 3-1 Propiedades de acero ASTM A53-A

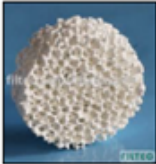
| CALIDAD       | TENSIÓN MÍNIMA DE FLUENCIA $F_y$ . | TENSIÓN MÍNIMA DE ROPURA $F_u$ . | DENSIDAD             | PUNTO DE FUSIÓN |
|---------------|------------------------------------|----------------------------------|----------------------|-----------------|
|               | Mpa                                | Mpa                              | [Kg/m <sup>3</sup> ] | °C              |
| ASTM A53-Gr A | 211                                | 337                              | 7,85                 | 1,425 - 1,510   |

### 3.2.2 Matriz porosa

El interior del reactor está inmerso en 12 esponjas cerámicas de alúmina ( $Al_2O_3$ ) al 90% templadas en zirconio ( $ZrO_2$ ) al 10%, que se encuentran separadas en 2 cilindros compuesto de 6 esponjas cerámicas cada una, las características del medio poroso respecto a sus dimensiones se muestran a continuación.

- Espesor: 25 mm
- Diámetro: 40 mm
- Porosidad: 83.5%
- Tamaño de poro 0.25 cm

Tabla 3-2 Características técnicas del medio poroso.

|                                     |                                                                                    |
|-------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------|
| <b>Designación del Producto</b>     | Alúmina estabilizada en Zirconio (ZTA siglas en inglés)                            |
| <b>Composición del producto</b>     | 90% alúmina – 10% zirconio                                                         |
| <b>Color</b>                        | Blanco                                                                             |
| <b>Temperatura de uso típico</b>    | 1,480 °C                                                                           |
| <b>Evaluación del ciclo térmico</b> | 6 (en escala 1 - 10)                                                               |
| <b>Fotografía de la cerámica</b>    |  |

En cada extremo del reactor se ubican dos esponjas cerámicas del mismo material pero con un tamaño de poro de 0.085 cm, con el fin de retardar el frente de llama hacia los extremos del reactor.

### 3.2.3 Aislación del reactor

La aislación del reactor es fundamental para un buen funcionamiento de este, es por esto que se usa un aislante térmico en la zona interior y exterior del reactor, para este caso la fibra cerámica cumple con todos los requerimientos para la operación del reactor.

Para la aislación exterior del reactor, se considerará un espesor de 36 mm con el fin de disminuir pérdidas de energía térmica hacia el ambiente y así obtener las máximas temperaturas en el frente de combustión.

En el aislamiento interior, se le dará mayor énfasis, ya que nos enfrentamos a temperaturas elevadas en el acero. El punto de fusión del acero ASTM A 53 es de 1,425 – 1,510 °C, mientras que la temperatura del frente de llama que recorrerá el reactor está en un rango entre 400 – 1,450 °C.

Como respaldo se toma en cuenta el estudio realizado en la memoria del alumno Hans González [14], que indica el supuesto que el reactor opera con una temperatura de  $1,300^{\circ}\text{C}$  en su interior. Obteniendo la variación del flujo de calor radial en función del espesor del aislante térmico interno, Imagen 3-4.

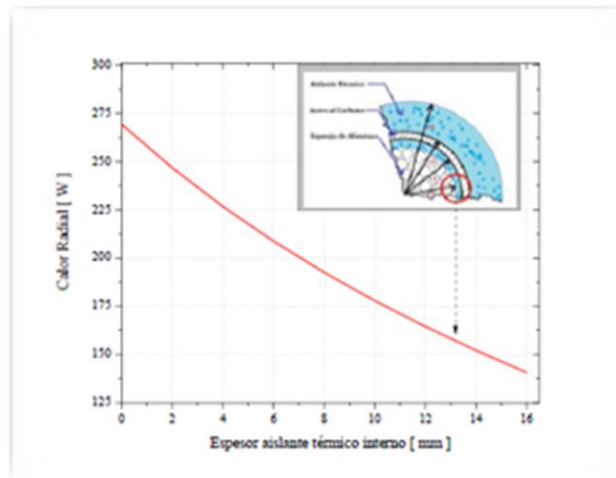


Imagen 3-4 Flujo de calor radial W en función del espesor.

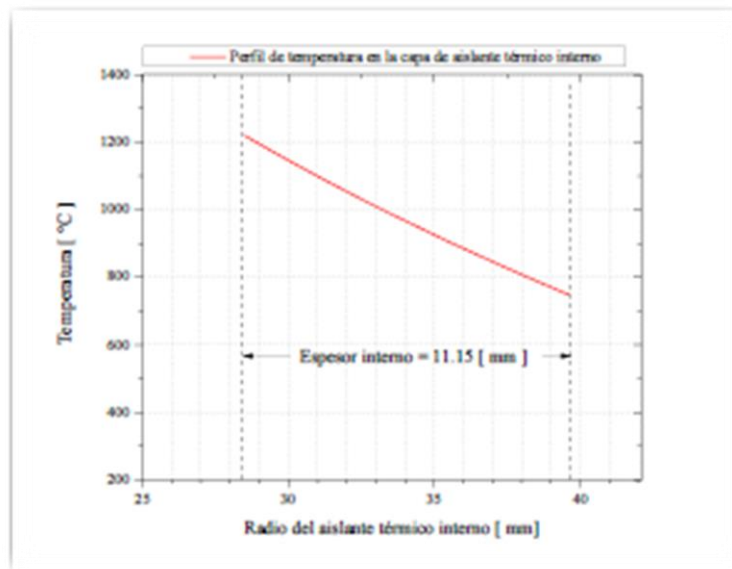


Imagen 3-5 Presentación del perfil térmico en función del espesor.

Se concluye que con un espesor de 11 mm es el que corresponde a un flujo de calor radial de 171 W, que implica que la temperatura máxima a la que está sometido el acero es de 804.06 °C. Para el actual reactor se utiliza un espesor de 11,3 mm en el interior y en el exterior un espesor de 36 mm.

### **3.3 Obtención de los flujos en la mezcla**

Para poder contrastar los resultados experimentales obtenidos por S. O. Dorofeenko y E. V. Polianczyk [11], al operar un reactor de flujo recíproco de medios porosos con adición de vapor e inyección central de combustible, ellos postulan que existe un rango donde está la máxima eficiencia de conversión de gas de síntesis, donde se obtiene con ciertas relaciones molares en las gráficas vistas anteriormente en la Imagen 2-10. Se procederá a extraer de las isothermas las tendencias respecto a la generación de gas de síntesis al variar distintos parámetros, a fin de replicar experimentalmente los postulados

#### **3.3.1 Velocidad de filtración**

La velocidad de filtración es la velocidad a la cual la mezcla de los gases que entran al reactor, circula por los orificios de la matriz porosa, este se puede determinar con la ecuación 2.6 que depende de la velocidad de la mezcla ( $v$ ) y la porosidad del material ( $\epsilon$ ).

Se utiliza una velocidad de filtración de  $20 \frac{cm}{s}$  en esta investigación, ya que el reactor de medio poroso tiene dimensiones menores a los trabajos pasados y es necesario que el caudal esté dentro de los rangos de los controladores de flujos a operar.

Dado que el diámetro del MPI es 0.04 m con área  $0.001256A \text{ m}^2$  y utilizando una velocidad de filtración de  $20 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$ , se puede utilizar la ecuación que sigue a continuación para relacionar la velocidad de filtración con el caudal:

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

Combinando las ecuaciones anteriores se puede obtener el caudal con la siguiente ecuación:

$$Q[\frac{\text{L}}{\text{min}}] = 15,000 \times \varepsilon \times \pi \times d^2[\text{m}] \times u[\frac{\text{m}}{\text{s}}] \quad (3.2)$$

Finalmente dado que el diámetro del MPI es igual a 40 mm, la porosidad de la matriz es igual a 83.5% y utilizando una velocidad de filtración de  $20 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$  se puede obtener el caudal a la cual operará el reactor, la cual toma un valor igual a:

$$Q = 12.59 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

Tabla 3-3 Caudal en L/min en función de la velocidad de filtración.

| <b>u cm/s</b> | <b>Q L/min</b> |
|---------------|----------------|
| <b>12</b>     | 7.55           |
| <b>12.5</b>   | 7.87           |
| <b>13</b>     | 8.18           |
| <b>13.5</b>   | 8.50           |
| <b>14</b>     | 8.81           |
| <b>14.5</b>   | 9.13           |
| <b>15</b>     | 9.44           |
| <b>15.5</b>   | 9.76           |
| <b>16</b>     | 10.07          |
| <b>16.5</b>   | 10.39          |
| <b>17</b>     | 10.70          |

|      |       |
|------|-------|
| 17.5 | 11.02 |
| 18   | 11.33 |
| 18.5 | 11.65 |
| 19   | 11.96 |
| 19.5 | 12.28 |
| 20   | 12.59 |
| 20.5 | 12.91 |
| 21   | 13.22 |
| 21.5 | 13.54 |
| 22   | 13.85 |
| 22.5 | 14.17 |
| 23   | 14.48 |
| 24   | 15.11 |
| 25   | 15.74 |

### 3.3.2 Relación de equivalencia y combustión estequiométrica.

De la Tabla 3-4, se distinguen distintas temperaturas que se obtienen en la zona de reacción, se tomará la intersección entre la relación molar del agua con respecto al metano en la mezcla vapor – metano igual a uno, con las distintas isothermas, para poder extrapolar y determinar la relación del flujo molar de oxígeno con respecto al metano (x) con las que se obtuvieron los resultados numéricos en la Tabla 2.1.

Tabla 3-4 Interpolación de X para inyección central de aire con razón vapor/comb. 1.

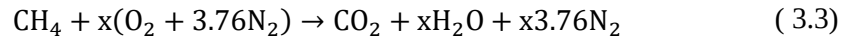
| T °C  | w <sub>0</sub> | x    |
|-------|----------------|------|
| 1,000 | 1              | 0.54 |
| 1,100 | 1              | 0.57 |
| 1,300 | 1              | 0.63 |
| 1,500 | 1              | 0.70 |
| 1,700 | 1              | 0.77 |
| 1,900 | 1              | 0.87 |
| 2,000 | 1              | 0.94 |

Tabla 3-5 Interpolación de X para inyección central de metano con razón vapor/comb. 1.

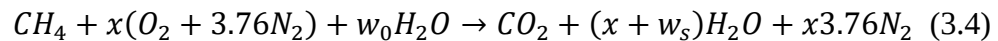
| T °C  | w <sub>0</sub> | x    |
|-------|----------------|------|
| 1,000 | 1              | 0.51 |
| 1,100 | 1              | 0.53 |
| 1,300 | 1              | 0.57 |
| 1,500 | 1              | 0.60 |
| 1,700 | 1              | 0.63 |
| 1,900 | 1              | 0.67 |
| 2,000 | 1              | 0.69 |

Con el objetivo de poder comparar las relaciones de equivalencia que se utilizarán, se define la forma de cálculo de ésta a través de los caudales de oxidante que se utilizarán en el reactor, medidos con respecto al caudal de aire estequiométrico que se debe emplear para combustionar un kilogramo de combustible de metano.

La ecuación equilibrada de la combustión de metano utilizando aire como oxidante para mezcla estequiométrica es:



De igual forma, definimos la ecuación de combustión equilibrada para la reacción de oxidación con adición de vapor.



Además de define la relación aire combustible denominada RAC, la cual será utilizada para definir la relación de equivalencia. Se presenta la definición de RAC a continuación, como también para combustión con adición de vapor y aire.

$$RAC = \frac{(\text{moles}_{\text{aire}})PM_{\text{aire}}}{(\text{moles}_{\text{combustible}})PM_{\text{combustible}}} = \frac{\text{kg}_{\text{aire}}}{\text{kg}_{\text{combustible}}} \quad (3.5)$$

$$RAC = \frac{(\text{moles mezcla aire} - \text{vapor})PM_{\text{mezcla aire-vapor}}}{(\text{moles de combustible})PM_{\text{combustible}}} \quad (3.6)$$

$$= \frac{\text{kg mezcla aire} - \text{vapor}}{\text{kg combustible}}$$

Dado que para la oxidación completa del combustible depende de la cantidad de moles de aire a emplear, o bien, la cantidad de moles  $x$  debe tomar el valor 2, es posible obtener la relación aire combustible estequiométrica. Se define entonces la relación de equivalencia como:

$$\phi = \frac{1}{\lambda} = \frac{RAC_{\text{est}}}{RAC_{\text{real}}} = \frac{\frac{\text{kg comb}}{\text{kg aire}_{\text{est}}}}{\frac{\text{kg comb}}{\text{kg aire}_{\text{real}}}} \quad (3.7)$$

Para el cálculo del peso molecular de la mezcla con aire se utiliza la siguiente fórmula:

$$PM_{\text{Mezcla}} = \sum_{i=1}^N Y_i PM_i \quad (3.8)$$

$$PM_{\text{CH}_4} = 16.04 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$PM_{\text{aire}} = 28.96 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

Por otro lado, de la ecuación para la mezcla aire-vapor con la que se trabajará toma la siguiente forma:

$$PM_{Mezcla\ aire-vapor} = \frac{w_0}{x+w_0} PM_{H_2O} + \frac{x}{x+w_0} PM_{aire} \quad (3.9)$$

Para el cálculo del RAC, para oxidación con aire en primera instancia, como también con oxidación con adición de vapor, este queda expresado de la siguiente manera.

$$RAC = \frac{(4.76x)PM_{aire}}{PM_{combustible}} \quad (3.10)$$

$$RAC = \frac{(4.76x + w_0)PM_{mezcla\ aire-vapor}}{PM_{combustible}} \quad (3.11)$$

### 3.3.2.1 Inyección central de aire.

Se adjunta la Tabla 3-6 a continuación, en donde se calcula la relación de equivalencia  $\phi$  para la oxidación con aire y adición de vapor, para las diferentes temperaturas obtenidas en Imagen 3-1.

Tabla 3-6 Relación de equivalencia para  $w_0 = 1$  a diferentes temperaturas, con inyección central de aire.

| PM mezcla-est | PM mezcla -real | RAC' est | RAC' real | $\phi$ ' | Temperatura K |
|---------------|-----------------|----------|-----------|----------|---------------|
| <b>25.31</b>  | 21.86           | 16.60    | 5.63      | 2.95     | 1,000         |
| <b>25.31</b>  | 21.99           | 16.60    | 5.86      | 2.83     | 1,100         |
| <b>25.31</b>  | 22.25           | 16.60    | 6.31      | 2.63     | 1,300         |
| <b>25.31</b>  | 22.52           | 16.60    | 6.84      | 2.43     | 1,500         |
| <b>25.31</b>  | 22.78           | 16.60    | 7.36      | 2.25     | 1,700         |
| <b>25.31</b>  | 23.11           | 16.60    | 8.11      | 2.05     | 1,900         |
| <b>25.31</b>  | 23.32           | 16.60    | 8.64      | 1.92     | 2,000         |

### 3.3.2.2 Inyección central de combustible.

Se calcula de igual manera la razón de equivalencia  $\phi$ , el cual se expresa que tan rica es la mezcla de combustible que se va a oxidar, al igual que el caso anterior, se realiza este cálculo para la oxidación de aire – vapor.

Se adjunta la Tabla 3-7 a continuación, en donde se calcula la relación de equivalencia, para las diferentes temperaturas obtenidas en Imagen 3-2.

Tabla 3-7 Relación de equivalencia para  $w_0 = 1$  a diferentes temperaturas, con inyección central de combustible.

| PM mezcla-est | PM mezcla -real | RAC' est | RAC' real | $\phi$ ' | Temperatura K |
|---------------|-----------------|----------|-----------|----------|---------------|
| 25.31         | 21.71           | 16.60    | 5.41      | 3.07     | 1,000         |
| 25.31         | 21.81           | 16.60    | 5.56      | 2.99     | 1,100         |
| 25.31         | 21.99           | 16.60    | 5.86      | 2.83     | 1,300         |
| 25.31         | 22.12           | 16.60    | 6.09      | 2.73     | 1,500         |
| 25.31         | 22.25           | 16.60    | 6.31      | 2.63     | 1,700         |
| 25.31         | 22.41           | 16.60    | 6.61      | 2.51     | 1,900         |
| 25.31         | 22.49           | 16.60    | 6.76      | 2.46     | 2,000         |

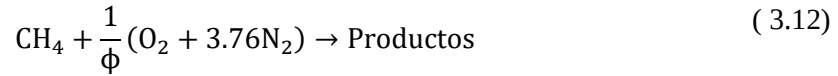
Por otro lado se presenta el rango de relaciones de equivalencia  $\phi$  para la operación, solo con aire como oxidante y metano, sin adición de vapor, con respecto a los gráficos: Imagen 3-9, Imagen 3-3.

Tabla 3-8 Rango de relación de equivalencia para inyección central de aire y/o combustible.

|           | $RAC_{est}$ | $RAC_{real}$ | $\phi$ |
|-----------|-------------|--------------|--------|
| $X_{min}$ | 17.19       | 4.30         | 4.00   |
| $X_{max}$ | 17.19       | 6.02         | 2.86   |

### 3.3.3 Cálculo de flujos de combustible y oxidante que se inyecta al reactor

Para el cálculo de flujos de combustible y oxidante se utiliza la ecuación equilibrada de la combustión de metano para mezclas ricas en combustible ( $\phi > 1$ ), la siguiente ecuación se presenta a continuación



Para la combustión de 1 kmol de metano se tiene las siguientes cantidades másicas de hidrógeno y de carbono.

$$m_C = 1 \text{ kmol} \times 12.01 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 12.01 \text{ kg} \quad (3.13)$$

$$m_H = (1 \text{ kmol} \times 4) \times 1.008 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 4.032 \text{ kg} \quad (3.14)$$

$$m_T = m_C + m_H = 16.042 \text{ kg} \quad (3.15)$$

$$X_C = \frac{m_C}{m_T} = 0.749 \quad (3.16)$$

$$X_H = 1 - X_C = 0.251 \quad (3.17)$$

El cálculo del aire estequiométrico se calcula con la fórmula que sigue a continuación.

$$V_{a.e}^0 = \frac{22.4}{0.21} \times \left( \frac{X_C}{12.01} + \frac{X_H}{4.032} + \frac{X_S}{32.06} - \frac{X_O}{32} \right) \frac{m_N^3}{\text{kg combustible}} \quad (3.18)$$

La constante 22.4 corresponde al volumen que utiliza 1[kmol] de aire en condiciones normales.

Con la ecuación 3.18 se obtiene que a condiciones normales, hay un volumen de aire estequiométrico de:

$$V_{a.e}^0 = 13.298 \frac{m_N^3}{\text{kg combustible}}$$

Para obtener los caudales necesarios a emplear, operando con una velocidad de filtración de  $20 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$ , se utiliza la siguiente expresión 3.19, ya que se conoce el caudal total compuesto por el oxidante y el combustible que se inyecta al reactor, que en este caso es de  $12.59 \frac{\text{L}}{\text{min}}$ :

$$\dot{V}_{\text{total}} = \dot{V}_{\text{combustible}} + \dot{V}_{\text{oxidante}} \quad (3.19)$$

Utilizando las ecuaciones anteriores, se logra las ecuaciones que le siguen a continuación.

$$\rho_{\text{combustible}} = \frac{P}{R_{\text{CH}_4} \times T} \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \quad (3.20)$$

En donde:

- P: Presión Normalizada. 101.325 kPa
- T: Temperatura Normalizada. 293.15 K
- $R_{\text{CH}_4}$ : Constante Gas Metano. 0.5182 kJ/kg K

$$\dot{V}_{\text{oxidante}} = \frac{\dot{V}_{\text{combustible}} \times \rho_{\text{combustible}} \times V_{\text{a.e}}^0}{\phi} \quad (3.21)$$

Finalmente utilizando las relaciones anteriores se obtienen los flujos tanto de combustible como oxidante para la operación del reactor para distintos valores de  $\phi$ . Los resultados se muestran en la Tabla 3-9, en donde se destacan aquellas relaciones de equivalencia que serán ensayadas experimentalmente en la presente investigación.

Tabla 3-9 Flujos de operación del reactor.

| Caudal<br>L/min | $\phi$ | Oxidante<br>L/min | CH <sub>4</sub><br>L/min |
|-----------------|--------|-------------------|--------------------------|
| 12.59           | 1      | 11.39             | 1.20                     |
|                 | 2      | 10.41             | 2.19                     |
|                 | 2.5    | 9.97              | 2.62                     |
|                 | 3      | 9.57              | 3.02                     |
|                 | 3.5    | 9.21              | 3.38                     |
|                 | 4      | 8.87              | 3.73                     |

### 3.3.4 Cálculo de flujos de vapor a inyectar al reactor.

Para los cálculos de los flujos a inyectar de vapor al reactor, se utiliza la información anterior que se conoce el rango en el cual se encuentra la relación molar entre el flujo de vapor y el flujo de combustible que en este caso es utilizado la relación 1:1 dentro del reactor.

Al inyectar vapor al reactor, esto implicará que el nuevo caudal que circulará por el interior del reactor será igual a 14.78 litros por minuto, por lo tanto, la velocidad de filtración dentro del reactor tendrá un valor de  $23.47 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$

Se utiliza la ecuación 3.19 para el cálculo del flujo total:

$$\dot{V}_{\text{total}} = \dot{V}_{\text{combustible}} + \dot{V}_{\text{oxidante}} + \dot{V}_{\text{vapor}} \quad (3.22)$$

Dado que se conoce que el flujo de combustible ese será equivalente al flujo de vapor, por lo que la ecuación queda expresada de la siguiente manera:

$$\dot{V}_{\text{combustible}} = \dot{V}_{\text{vapor}} \quad (3.23)$$

Utilizando las dos ecuaciones anteriores junto con la ecuación 3.24 se obtiene lo siguiente:

$$\dot{V}_{\text{total}} = \dot{V}_{\text{combustible}} \times \left( 2 + \frac{\rho_{\text{combustible}} \times V_{\text{a.e}}^0}{\phi} \right) \quad (3.24)$$

Luego para  $\phi = 2$ ,  $\phi = 3$  se tiene un flujo de 14.78 L/min y una relación de vapor-combustible 1:1, se tendrán los siguientes flujos de oxidante, combustible y vapor, presentados en la Tabla 3-10.

Tabla 3-10 Flujos de operación para distintos  $\phi$  con inyección de vapor/combustible 1:1.

| Operación con vapor 1:1 |        |        | Caudales L/ min |             |       |            |
|-------------------------|--------|--------|-----------------|-------------|-------|------------|
| Q L/min                 | u cm/s | $\phi$ | Oxidante        | Combustible | Vapor | Vap./Comb. |
| 14.78                   | 23.47  | 2      | 10.41           | 2.19        | 2.19  | 1          |
| 14.78                   | 23.47  | 3      | 9.06            | 2.86        | 2.86  | 1          |

### 3.4 Diagrama de instalación

La instalación se compone de cuatro sistemas principalmente que forman parte del conjunto, estos se mencionan a continuación:

- Reactor de Medios Porosos.
- Sistema de extracción de gases de escape.
- Sistema de suministro y control de flujos.
- Sistema de adquisición de datos.

En la Imagen 3-6 se muestra la instalación montada en el Laboratorio de Termofluidos.

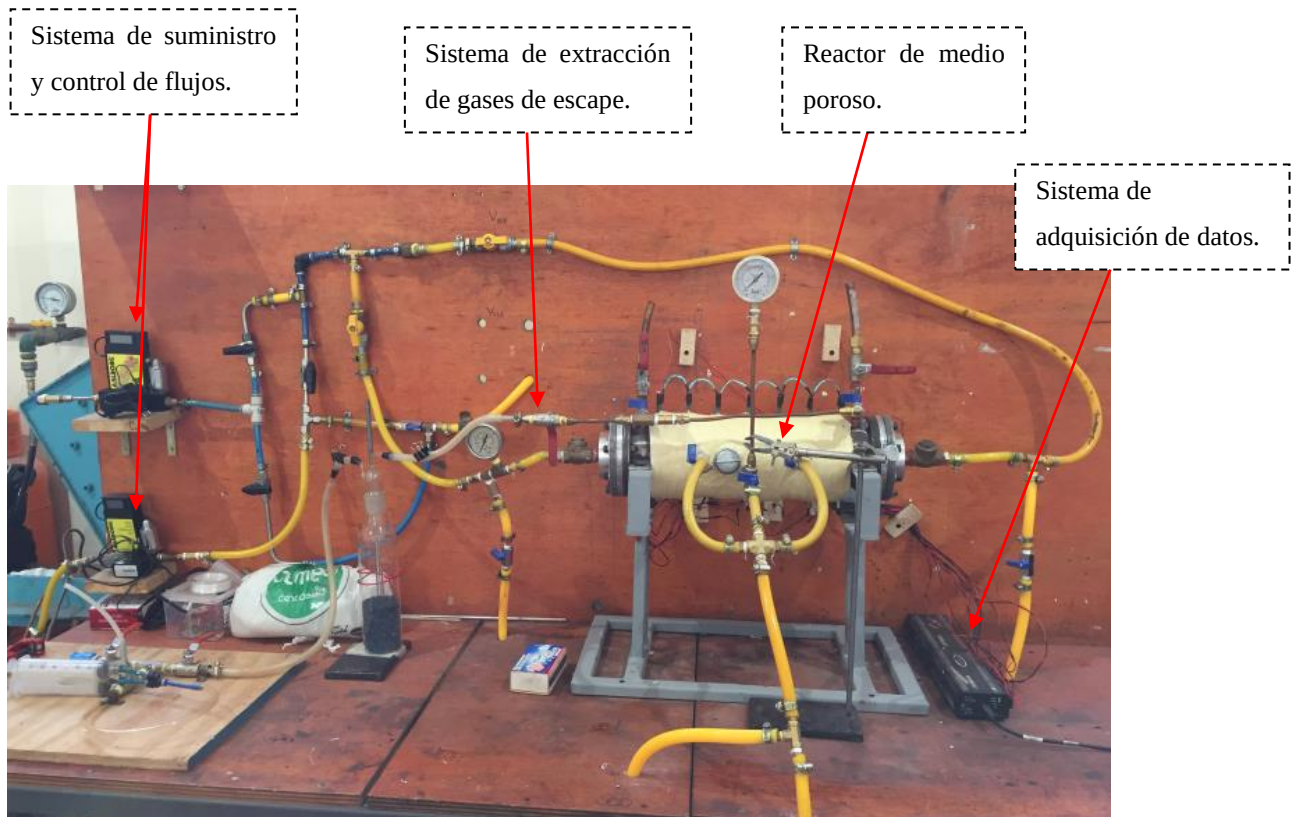


Imagen 3-6 Instalación del reactor de flujo recíproco en el Laboratorio de Termofluidos.

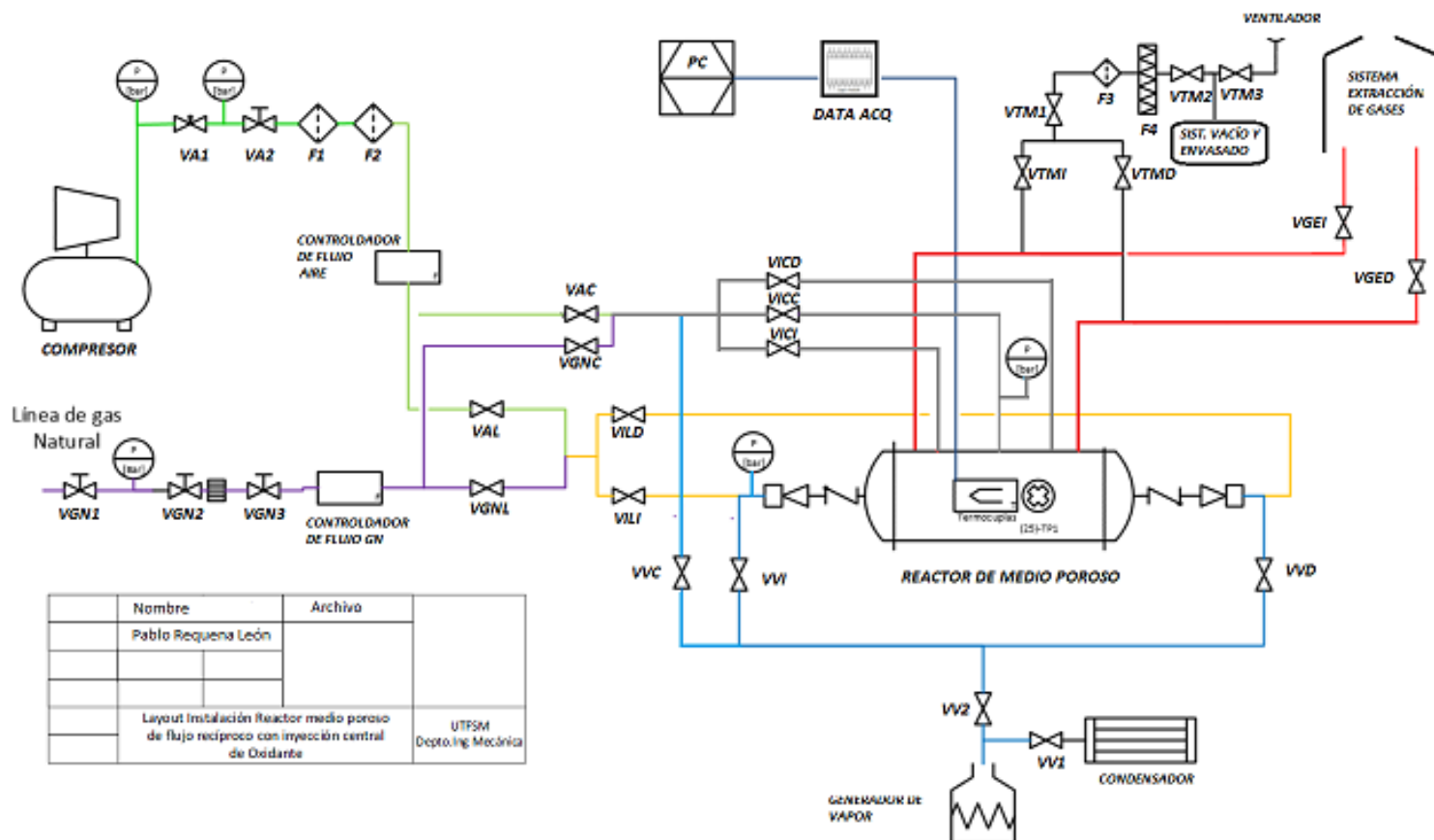


Imagen 3-7 Diagrama de instalación del reactor de flujo recíproco.

### 3.4.1 Suministro de flujos del reactor.

Para generar combustión filtrada dentro de los medios porosos, es necesario controlar los flujos dentro del reactor, en este caso el aire como oxidante y gas natural, este último está compuesto de un alto porcentaje de metano en su composición volumétrica.

Se utiliza un compresor para el suministro de aire, este cuenta con una capacidad de 50 litros y una presión máxima de 10 bar, además la línea de aire cuenta con su sistema de filtros que disminuye la humedad en el aire.



Imagen 3-8 Compresor de aire cap. 50 L.

Por otro lado se utiliza la línea de gas natural que posee la red de la universidad, este gas tiene una composición volumétrica de metano corresponde al 96.6%, sin embargo para esta investigación se considera una composición equivalente al 100% para los cálculos correspondientes, ya que la variación en los resultados es despreciable.

En el sistema de suministro de vapor corresponde al elaborado por 2 alumnos de la institución donde se detalla en el ANEXO E, el cálculo de los flujos que genera la caldera. Está compuesto de dos resistencias térmicas de 1.5 kW conectadas en paralelo. Para la regulación del flujo de vapor que se necesita, se han conectado a un variador de voltaje las resistencias, el cual se encarga de regular la potencia transmitida, de esta forma se regular la tasa de generación de vapor que es suministrado al reactor de medios porosos.

### 3.4.2 Control de flujos

En el laboratorio se dispone de controladores marca Aalborg los cuales entregan el caudal en  $\frac{lbs}{min}$ . Su modo de operación es que internamente registra el flujo másico del gas, el cual se divide desviando una pequeña parte a un tubo sensor de acero inoxidable capilar, mientras que el resto del gas pasa por el conducto de flujo primario.

La geometría tanto del conducto primario como del tubo sensor están diseñadas para asegurar un flujo laminar. Por los principios de la mecánica de fluidos, los flujos de gas en dos conductos de flujo laminar adecuadamente dimensionados se relacionan entre sí, por lo tanto, los caudales medidos en el tubo sensor son directamente proporcionales a los que fluyen por el controlador de flujo.

Por último para controlar el flujo de gas, este es regulado mediante un tornillo sin fin de forma manual.

Se detalla en la Tabla 3-11 los rangos de operación como la resolución de los controladores utilizados en el Laboratorio de Termofluidos.

Tabla 3-11 Características controladores de flujos.

| Marca   | Gas de diseño | Gas    | Rango<br>l/min | Resolución<br>l/min |
|---------|---------------|--------|----------------|---------------------|
| Aalborg | Aire          | Aire   | 0 -20          | 0.1                 |
| Aalborg | Metano        | Metano | 0 - 5          | 0.01                |

Para la generación de vapor, se utiliza la curva característica del reactor obtenida experimentalmente ANEXO E, se presenta el flujo de vapor en litros por

minuto para una presión de 1 [bar], donde se obtienen los voltajes estimados para generar el flujo deseado en la operación. Ver Tabla 3-12.

Tabla 3-12 Voltaje estimado para operación del reactor.

| $\phi$ | Flujo L/min | Voltaje estimado 1 bar en V |
|--------|-------------|-----------------------------|
| 2      | 2.19        | 81.9                        |
| 3      | 3.02        | 85.7                        |

### 3.4.3 Sistema de extracción de gases de escape

Este sistema se compone de la toma de muestra cuenta con una vía alternativa que permite desviar el flujo de gases de escape y dirigirlos al sistema de toma de muestra que se detalla a continuación.

#### 3.4.3.1 Toma de muestras de gases de escape

El sistema de toma de muestra está compuesto por un sistema de válvulas según sea el lado del reactor que se desee muestrear (derecho o izquierdo), donde dan paso a un sistema de filtro de sílica con el fin de secar la muestra y filtrar todo material particulado para su posterior análisis en el cromatógrafo. Luego del sistema de filtro existen dos válvulas de bola las cuales en el trayecto entre ellas disponen de una conexión en “T” que dan paso a la salida al ambiente o a la bolsa de toma de muestra. Para el sistema de llenado de bolsas se utiliza la conexión “T” en donde se dispone de un sistema de succión de gases de escape conformado por 2 jeringas quienes son las encargadas de succionar y posteriormente traspasar la muestra a la bolsa. No obstante lo anterior y con el objetivo de saturar la línea de toma de muestra

con el gas de escape que se desee evaluar, es necesario saturar la línea de toma de muestra con las mismas jeringas, la cual en conjunto con válvulas y filtros tiene un volumen aproximado de 2 litros, con el fin de tener una muestra significativa de los gases.

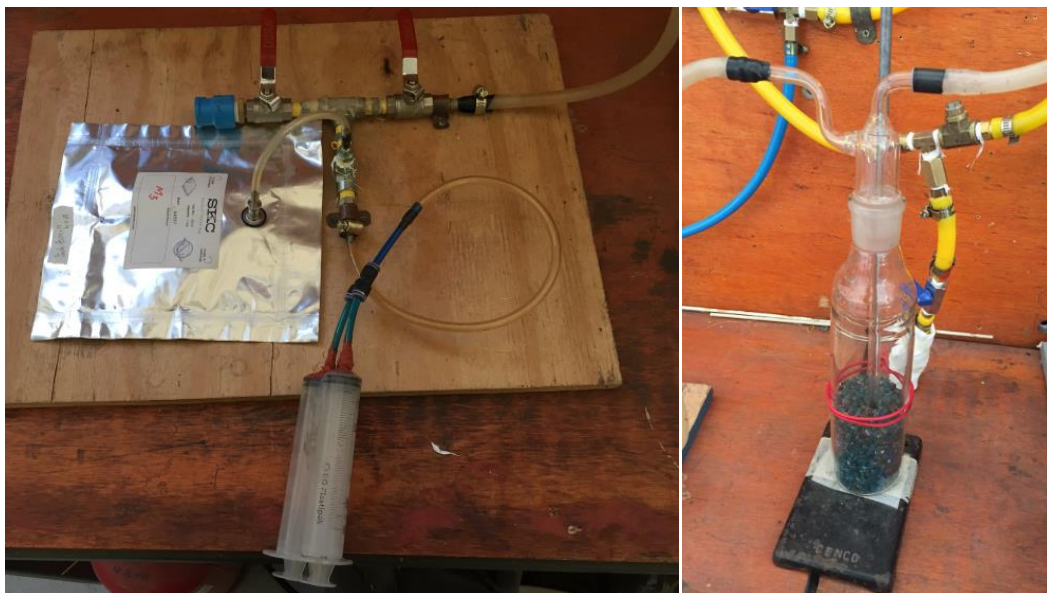


Imagen 3-9 Sistema de extracción de gases para toma de muestras.

#### **3.4.3.2 Sistema de adquisición de datos de temperatura**

El sistema de adquisición de datos temperatura dentro del reactor se realiza mediante un conjunto de 7 termocuplas tipo S de 0.8 mm de diámetro, las cuales se instalan de forma vertical al reactor, a través de varillas porta termocuplas de cerámica, se posicionan cada una distancia de 50 mm.

El funcionamiento de las termocuplas consiste en filamentos de platino y el otro de platino-rodio, que se trenzan entre sí y que al cambiar de temperatura emiten un diferencial de voltaje, este diferencial es captado por un adquisidor de datos el cual recibe esta señal análoga y entrega una señal digital a un software quien es el encargado de entregar la temperatura. En el laboratorio se dispone tanto del

adquisidor de datos, el cuales marca OMEGA modelo OMB-DAQ-56- como también del software Daqview encargado de transformar la señal análoga recibida por el adquisidor en una señal digital para su posterior análisis.

#### 3.4.3.3 Cromatografía gaseosa

La cromatografía gaseosa es necesaria para medir la composición de gases de escape y saber realmente de qué están compuestos, para esta investigación se utilizará para evaluar la composición del gas de síntesis generado como también su tasa de generación de hidrógeno.

El Laboratorio de Termodinámica posee un cromatógrafo CLARUS 580, este equipo contiene el gas portador inerte, que para unos casos se utiliza helio para detectar los componentes como  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  mientras que para detectar la tasa de hidrógeno se utiliza el nitrógeno, además contiene un sistema de inyección de muestra, columna cromatográfica Molesive 5A80/100 y el detector con polaridad negativa.

Para esta investigación también se utilizó el cromatógrafo SERIES 600, del departamento de Química, para comparar los resultados de las muestras, y así validar los métodos utilizados para la detección de gases.



Imagen 3-10 Cromatógrafo de gases Laboratorio QUI.

# CAPÍTULO 4

## 4. Procedimiento Experimental

El procedimiento experimental detalla la operación del reactor de flujo recíproco para los distintos usos que se le asignan, ya sea para el encendido, apagado, cambio de inyección entre otras configuraciones.

Es importante en la operación siempre estar equipado con las EPP necesarias para las diferentes operaciones, además tener en cuenta los riesgos que implica operar con un reactor de flujo recíproco, como también la forma de afrontarlos. Véase ANEXO C.

Para el encendido del reactor se debe utilizar el detector de hidrocarburos, para detectar posibles fugas en la operación. Se deben regular los caudales de aire y gas natural, para una configuración de relación de equivalencia igual a 1, también se debe regular la presión de la línea de aire a 1 bar, esta se puede regular con el manómetro que está ubicado en los filtros de aire. La presión de la línea de gas natural viene ya regulada a 1 bar. Por otro lado las válvulas que deben estar abiertas en el encendido del reactor sólo deben ser las de la línea de gases de escape VGED, de la línea de gas natural VGN1, VGN2 y de la línea de aire las VA1 y VA2. Véase en la Tabla 4-1.

#### 4.1 Listado de válvulas.

Tabla 4-1 Listado de válvulas del diagrama de instalación.

|                                   | DESCRIPCIÓN                                     |
|-----------------------------------|-------------------------------------------------|
| <b>LÍNEA DE INYECCIÓN LATERAL</b> | VILI: Válvula de bola 1/2" iny. lat. izq.       |
|                                   | VILD: Válvula de bola 1/2" iny. lat. der.       |
|                                   | VICC: Válvula de bola 1/4" iny central central. |
|                                   | VICI: Válvula de bola 1/4" iny central izq.     |
|                                   | VICD: Válvula de bola 1/4" iny central der.     |
| <b>LÍNEA DE GAS NATURAL</b>       | VGN1: Válvula de bola gas nat. 1                |
|                                   | VGN2: Válvula de bola gas nat. 2                |
|                                   | VGN3: Válvula de bola gas nat. 3                |
|                                   | VGNL: Válvula de bola 3/8" gas nat. lat.        |
|                                   | VGNC: Válvula de bola 3/8" gas nat. cen.        |
| <b>LÍNEA DE VAPOR</b>             | VV1: Válvula de bola vapor 1                    |
|                                   | VV2: Válvula de bola vapor 2                    |
|                                   | VVI: Válvula de bola 1/2" vapor izquierdo       |
|                                   | VVD: Válvula de bola 1/2" vapor derecho         |
|                                   | VVC: Válvula de bola 1/2" vapor central         |
| <b>LÍNEA DE AIRE</b>              | VA1: Válvula de aguja aire 1                    |
|                                   | VA2: Válvula de bola aire 2                     |
|                                   | VAL: Válvula de bola 3/8" aire lat.             |
|                                   | VAC: Válvula de bola 3/8" aire cent.            |
| <b>LÍNEA DE TOMA DE MUESTRA</b>   | VTMI: Válvula de bola 1/4" toma de muestra izq. |
|                                   | VTMD: Válvula de bola 1/4" toma de muestra der. |
|                                   | VTM1: Válvula de bola 1/4" toma de muestra 1    |
|                                   | VTM2: Válvula de bola 1/4" toma de muestra 2    |
|                                   | VTM3: Válvula de bola 1/4" toma de muestra 3    |
| <b>LÍNEA DE GASES DE ESCAPE</b>   | VGEI: Válvula de bola 1/4" gases esc. izq.      |
|                                   | VGED: Válvula de bola 1/4" gases esc. der.      |

#### 4.2 Encendido del reactor.

- ✓ Se comienza a grabar del programa pDaqView del computador.
- ✓ Se realiza el precalentamiento de la matriz porosa mediante un soplete alimentado por gas licuado, que se introduce por el agujero que está entre los anillos.
- ✓ Una vez alcanzadas las temperatura de 800°C en T3, se abre las válvulas VGN3, VGNL, VILI dando paso al gas natural dentro del reactor (caudal regulado a relación de equivalencia igual a 1).
- ✓ Al alcanzar T4 la temperatura de 700 °C, se abre la VAL, que abre el paso del flujo de aire al interior del reactor.
- ✓ Se da paso a sacar el soplete del reactor, y a introducir el tapón que me garantice el sellado.

#### 4.3 Operación con inyección lateral de aire y combustible (con premezcla).

En esta operación, el reactor es operado solo con inyección lateral de aire y gas natural, donde se emplea cambios de inyección lateral solo cuando el frente de combustión esté cercano al otro extremo del reactor. (No se utiliza la termocupla 7 en las pruebas de laboratorio con el reactor por inconvenientes de operación).

- ✓ Se regula el caudal de aire y combustible en *l/min* de acuerdo a la relación de equivalencia a operar.
- ✓ Cuando el frente de combustión va desde A-B dentro del reactor, están abiertas las válvulas: VGED, VGN1, VGN2, VGN3, VGNL, VA1, VA2, VAL, VILI.
- ✓ Al alcanzar T5 la temperatura máxima se emplea el cambio de inyección lateral con sentido B-A, cerrando las válvulas VILI, VGED y abriendo simultáneamente las válvulas VILD, VGEI.

- ✓ Al alcanzar T2 la temperatura máxima, se emplea el cambio de inyección lateral con sentido A-B nuevamente, cerrando las válvulas VILD, VGEI y abriendo simultáneamente las válvulas VILI, VGED.

#### **4.4 Operación con inyección central de combustible (sin premezcla).**

En la operación con inyección central de combustible, se inicia desde B-A cuando el frente de combustión está en el centro del reactor. Anteriormente se debe utilizar la configuración con premezcla.

\*ICC: Se utiliza el anillo central para inyectar combustible.

\*ICI: Se utiliza el anillo izquierdo para inyectar combustible.

##### **4.4.1 Operación sin vapor.**

- ✓ Al alcanzar T4 la temperatura de 1,200 °C se cierra la válvula VGNL y se abre las válvulas VGNC y VICC, dando paso a la inyección de combustible por el centro del reactor.
- ✓ Cuando T3 comienza a bajar, se cierra la VICC y se abre la VICI, donde el frente de combustión se encuentra en la zona de la ICI.
- ✓ Cuando T2 comienza a bajar, se da paso a hacer el cambio de inyección lateral de aire, donde se cierra las válvulas VGEI, VILD y simultáneamente se abre las válvulas VILI y VGED.
- ✓ Al alcanzar T4 su temperatura máxima se da paso al cambio de ICI a ICC donde se cierra la VICI y se abre la VICC.
- ✓ Cuando T5 empieza a bajar de cambia la inyección central por inyección lateral (con premezcla), donde se cierra las válvulas VICC, VGNC y se abre la válvula VGNL.

#### 4.4.2 Operación con vapor.

La operación con vapor en el reactor de flujo recíproco, es por una parte la más compleja, porque los flujos de vapor entregados por la caldera son inestables, lo que aumenta la posibilidad de apagado del reactor, además en los cambios de inyección lateral del vapor, existe una demora significativa desde que se da paso al vapor, hasta que realmente está entrando vapor al reactor de flujo recíproco, esto ocurre por la condensación existente en la línea de vapor.

En la operación de la caldera en primera instancia, se debe calentar el agua desmineralizada a un rango de temperatura de 110°C - 120°C, para tener un flujo de vapor todo el tiempo que dure la operación, para esto se utiliza el variador de voltaje a la mayor potencia, para disminuir el tiempo del calentamiento del agua. La caldera debe estar generando vapor antes de que se haga el primer cambio de inyección.

Se inicia desde el paso B-A cuando el frente de combustión está en el centro del reactor. Anteriormente se debe utilizar la configuración con premezcla con vapor a comienzo del ciclo B-A, para que se establezca de la mejor forma el flujo con el que se va a operar.

- ✓ Cuando T5 está con una temperatura mayor a los 1,000 °C se abren las válvulas VV2 y VVD, dando paso al flujo de vapor a la línea, en este momento se empieza a calentar la línea, hasta que comienza a entrar vapor al reactor.
- ✓ Al alcanzar T4 la temperatura de 1,200 °C se cierra la válvula VGNL y se abre las válvulas VGNC y VICC, dando paso a la inyección de combustible por el centro del reactor, con aire y vapor por la inyección lateral.
- ✓ Cuando T3 comienza a bajar, se cierra la VICC y se abre la VICI, donde el frente de combustión se encuentra en la zona de la ICI.
- ✓ Cuando T2 comienza a bajar, en primera instancia se cierra la válvula de vapor VVD y se da paso a hacer el cambio de inyección lateral de aire, donde se cierra las válvulas VGEI, VILD y simultáneamente se abre las válvulas

VILI y VGED. En este momento abrir VV1 y VV2 para botar el condensado de vapor de la línea, luego cerrarlas.

- ✓ Abrir las válvulas de vapor VV2 y VVI para que comience a calentar la línea de vapor, para luego comenzar a introducirse en el reactor que aproximadamente T3 estará en su máxima temperatura.
- ✓ Al alcanzar T4 su temperatura máxima se da paso al cambio de ICI a ICC donde se cierra la VICI y se abre la VICC.
- ✓ Cuando T5 empieza a bajar se cambia la inyección central por inyección lateral (con premezcla), donde se cierra las válvulas VICC, VGNC y se abre la válvula VGNL, además se cierran las válvulas de vapor VV2 y VVI.

Comentario: Se probó hacer el cambio de inyección lateral del aire-vapor desde el ciclo B-A hacia A-B de forma simultánea, pero el reactor tendía a apagarse. Además se utilizó aislante en las mangueras de la línea de vapor para disminuir el condensado de vapor.

#### **4.5 Toma de muestra.**

##### **4.5.1 Operación con inyección lateral de aire y combustible (con premezcla).**

Cuando el equipo se encuentra en operación es necesario tomar las muestras de gases de escape para su posterior análisis en el cromatógrafo, para este caso se tomará cuando la termocupla 3 esté en su máxima temperatura y desde A-B.

La saturación de la línea de toma de muestra desde B - A comienza cuando T5 está en la temperatura máxima.

- ✓ Para saturar se abre las válvulas VTMI, VTM1 y VTM2 y se extrae el gas con 2 jeringas, es necesario extraer de forma lenta para no generar un vacío que haga que entre aire a la línea.

- ✓ Para expulsar lo extraído anteriormente se cierra la válvula VTM2 y se abre VTM3.
- ✓ Luego repetir los pasos anteriormente hasta que la máxima temperatura esté en T3.
- ✓ Ya saturada la línea de toma de muestra, es necesario limpiar la bolsa de muestreo a utilizar, para esto verificar que la bolsa de muestreo se encuentre cerrada y abrir la válvula VTM2 y cerrar válvula VTM3.
- ✓ Luego cerrar VTM2 y abrir la bolsa de muestreo, para introducir el gas dentro de la bolsa.
- ✓ Repetir los 2 últimos pasos hasta que la bolsa de muestreo se encuentre relativamente llena (5 veces).
- ✓ Vaciar la bolsa de muestreo, abriendo VTM3.
- ✓ Cerrar VTM3 y extraer el excedente con las jeringas el gas de las bolsas de muestreo.
- ✓ Por último abrir VTM3 y botar el excedente.
- ✓ Cerrar válvulas VTM3, VTM1, VTMI.

Cuando se procede a hacer el cambio de inyección lateral hacia A-B se satura nuevamente la línea (5 veces).

- ✓ Para saturar de A - B se abren las válvulas VTMD, VTM1, VTM2 se extrae el gas con las 2 jeringas.
- ✓ Para expulsar lo extraído anteriormente se cierra la válvula VTM2 y se abre VTM3.

Cuando la termocupla 3 se encuentre en su máxima temperatura se procede a tomar la muestra de gases que se van a analizar en el cromatógrafo.

- ✓ Para tomar la muestra de A-B se abren las válvulas VTMD, VTM1, VTM2 se extrae el gas con las 2 jeringas.
- ✓ Se cierra la válvula VTM2 y se abre la bolsa de muestreo, luego se expulsa los gases de las jeringas dentro de la bolsa, y se cierra la bolsa.

- ✓ Se repite 5 veces los dos últimos pasos, para tener una muestra representativa de los gases.

#### **4.5.2 Operación sin premezcla.**

Para este caso se tomó el análisis de gases cuando la termocupla 3 está en su máxima temperatura, y desde el paso A-B. La saturación de la línea de toma de muestra desde B-A comienza cuando la termocupla 4 está en la temperatura máxima, el procedimiento de saturación, limpieza de la bolsa de muestreo y la extracción de los gases a la bolsa es el mismo que en la operación sin premezcla.

#### **4.5.3 Operación sin premezcla con vapor.**

Para este caso se toma el análisis de gases cuando la termocupla 3 está en su máxima temperatura, y desde A-B. La saturación de la línea de toma de muestra desde B-A comienza cuando la termocupla 4 está en la temperatura máxima, el procedimiento de saturación, limpieza de la bolsa de muestreo y la extracción de los gases a la bolsa es el mismo que en la operación sin premezcla, solo que en este caso existe menos tiempo de saturación que las anteriores, por motivo del retraso por la condensación del vapor de agua en la línea.

#### **4.6 Apagado del Reactor.**

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

- ✓ Se detiene la grabación del programa pDaqView, para proceder a desconectar todo.

- ✓ Se desconecta la caldera generadora de vapor cerrando las válvulas *VVI*, *VVD* y abriendo las válvulas *VV1*, *VV2* si es que se está operando con vapor.
- ✓ Se cierra las válvulas *VA1*, *VA2* donde se restringe el paso de aire al reactor y se apaga el compresor.
- ✓ Se cierra las válvulas *VGN1*, *VGN2* y *VGN3* que dan paso al combustible, esperando que la lectura del controlador de flujo indique *0 lt/min*.
- ✓ Se espera que el manómetro de la línea de aire indique *0 bar*.
- ✓ Se deja enfriar el reactor sin que ningún gas fluya dentro ya que las variaciones rápidas de temperatura hacen fragilizar el material.
- ✓ Se apagan los controladores de flujo y el computador del laboratorio.
- ✓ Se apaga el detector de hidrocarburos.

# CAPÍTULO 5

## 5. Resultados Experimentales

En esta investigación se realizaron 8 configuraciones distintas al momento de operar el reactor, las tres primeras de ellas corresponden a las líneas bases de operación en donde se utilizaron relaciones de equivalencia de 2, 3 y 4, donde el frente de llama al interior del reactor se desplazaba desde B-A y luego de A-B solo con la inyección de la premezcla aire – combustible por los lados de este. Los resultados obtenidos en estas pruebas se utilizaron para comparar resultados obtenidos en las otras configuraciones que se realizaron en el reactor.

Se realizaron tres operaciones con una relación de equivalencia de 2, 3, 4 donde se separa la premezcla inyectando el flujo de combustible por el centro del reactor y aire por el costado (difusión). No obstante, como el frente de llama se mueve dentro del reactor, se utilizan los anillos de inyección central y el del costado izquierdo, donde se hace el cambio de inyección del combustible solo cuando el frente de llama está en la zona de los anillos. La finalidad del cambio de inyección al anillo del costado es que al cambiar la dirección del flujo de B-A hacia A-B con esta configuración, se simula un reactor de flujo recíproco aún más corto, por lo que se aprovecha de mejor forma la transferencia de calor existente en el sistema.

Para contrastar los resultados obtenidos por IPCP-RAS [11], se adiciona vapor de agua en una proporción igual al flujo de combustible 1:1, donde se realizaron dos pruebas diferentes, estas son con una relación de equivalencia de 2 y 3 de la misma forma anterior, es decir, con los anillos de inyección central y el del costado izquierdo, donde se hace el cambio de inyección del combustible solo cuando el frente de llama está en la zona de los anillos.

En la operación de la línea base se utilizó una velocidad de filtración de  $20 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$ , mientras que en la operación adicionando el vapor de agua al reactor, se obtuvo una velocidad de filtración de  $23.47 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$ .

Se presentan los resultados de las temperaturas al interior del reactor, velocidad de propagación del frente de llama.

### 5.1 Velocidad de propagación del frente de llama y perfiles de temperatura.

Al iniciarse la operación con el encendido, el frente de llama es desplazado desde A-B, es decir, de izquierda a derecha, donde en esta etapa se estabilizan los flujos con los que se va a operar. Una vez hecho el primer cambio de dirección según los parámetros definidos en el procedimiento de operación del reactor, se comienza la toma de datos que serán analizados. Dado lo anterior se denomina paso B-A al trayecto del frente de llama que tiene un desplazamiento desde la derecha hacia la izquierda, mientras que el paso A-B, es el trayecto que se realiza posterior al paso B-A, es decir, el desplazamiento será desde izquierda a derecha.

Para cada paso se determina la velocidad con la cual el frente de llama se desplaza en el interior del reactor, lo anterior se calcula con el promedio de los tiempos que se demora el frente de llama en recorrer las termocuplas T2, T3, T4, T5, cuando el reactor se desplaza de izquierda a derecha, y en sentido contrario. Se destaca que para aquellas pruebas en donde se inyectó combustible por el centro (sin premezcla), el intervalo final no se consideró para calcular la velocidad de filtración.

Para determinar la velocidad del frente de llama al interior del reactor se utiliza la ecuación que sigue a continuación.

$$v_{fc}(900^{\circ}\text{C}) = \frac{d}{t_n - t_{n-1}} \text{ m/s} \quad (5.1)$$

Donde:

- $d$ : Distancia entre termocuplas (50 mm)
- $t_n$ : 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, 6 y 7 por temas de operación.

### 5.1.1 Línea base $\phi = 2$

Se realizaron distintos desplazamientos del frente de llama al interior del reactor, los cuales se muestran en la Tabla 5-1, donde se resaltan las temperaturas máximas alcanzadas por cada termocupla, como también la velocidad del frente de llama a la cual se desplaza dentro del reactor en cada paso.

Tabla 5-1 Temperaturas máximas, promedio y velocidad del frente de llama  $\phi = 2$ .

| PASO | $T2 \text{ Máx}$ | $T3 \text{ Máx}$ | $T4 \text{ Máx}$ | $T5 \text{ Máx}$ | $T_{prom}$ | $V_{fc.prom.}$ |
|------|------------------|------------------|------------------|------------------|------------|----------------|
|      | °C               | °C               | °C               | °C               | °C         | mm/s           |
| B-A  | 1,303            | <b>1,313</b>     | 1,287            | 1,295            | 1,299      | 0.1294         |
| A-B  | 1,329            | <b>1,341</b>     | 1,285            | 1,250            | 1,301      | 0.1312         |

Se representan los gráficos de temperatura al interior del reactor para los pasos B-A y A-B, todas estas gráficas son presentadas en función del largo del reactor, en donde el punto cero está situado en el extremo izquierdo del reactor. Los puntos graficados corresponden al instante en que se alcanzó la temperatura máxima en cada termocupla para los distintos pasos del reactor de flujo recíproco.

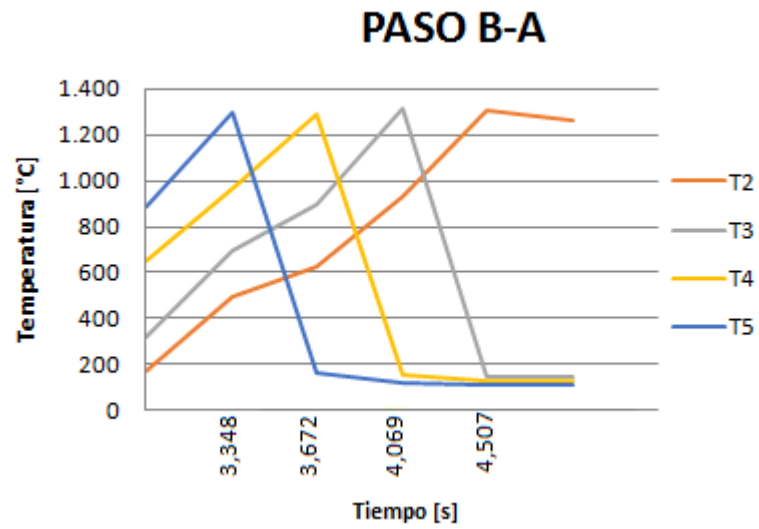


Gráfico 5.1 Perfiles de temperatura paso B-A,  $\phi = 2$ .

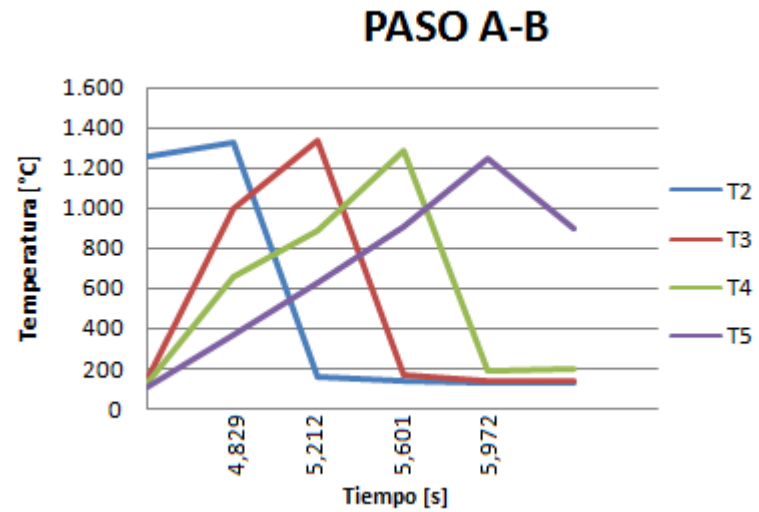


Gráfico 5.2 Perfiles de temperatura paso A-B,  $\phi = 2$ .

### 5.1.2 Línea base $\phi = 3$

De la misma forma que el caso anterior, se presentan los resultados de la línea base para una relación de equivalencia de igual a 3, con sus respectivas velocidades del frente de llama y gráficos de los perfiles de temperatura.

Tabla 5-2 Temperaturas máximas, promedio y velocidad del frente de llama,  $\phi = 3$ .

| PASO | $T2 \text{ Máx}$ | $T3 \text{ Máx}$ | $T4 \text{ Máx}$ | $T5 \text{ Máx}$ | $T_{prom}$ | $V_{fc.prom.}$ |
|------|------------------|------------------|------------------|------------------|------------|----------------|
|      | °C               | °C               | °C               | °C               | °C         | mm/s           |
| B-A  | 1,248            | 1,275            | 1,278            | 1,237            | 1,259      | 0.2674         |
| A-B  | 1,267            | 1,296            | 1,238            | 1,155            | 1,239      | 0.3080         |

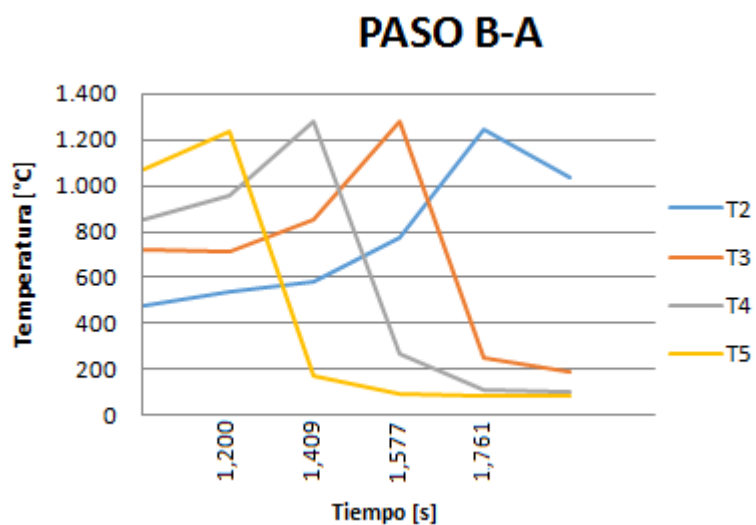


Gráfico 5.3 Perfiles de temperatura paso B-A,  $\phi = 3$ .

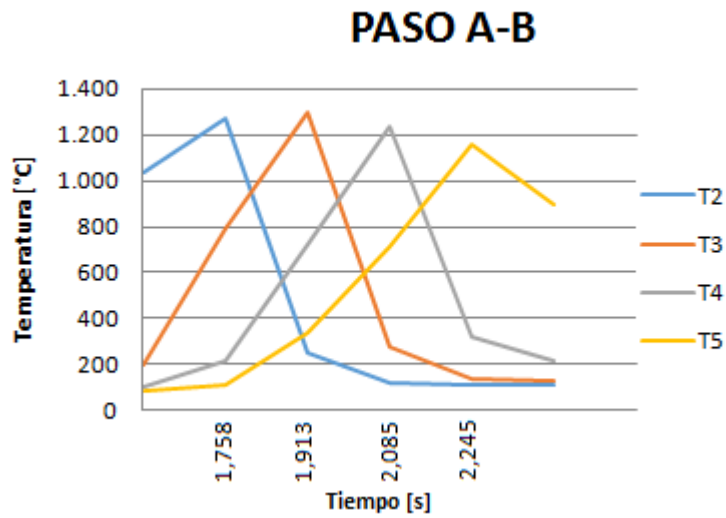


Gráfico 5.4 Perfiles de temperatura paso A-B,  $\phi = 3$ .

### 5.1.3 Línea base $\phi = 4$

Tabla 5-3 Temperaturas máximas, promedio y velocidad del frente de llama,  $\phi = 4$ .

| PASO | $T2 \text{ Máx}$ | $T3 \text{ Máx}$ | $T4 \text{ Máx}$ | $T5 \text{ Máx}$ | $T_{prom}$ | $V_{fc.prom.}$ |
|------|------------------|------------------|------------------|------------------|------------|----------------|
|      | °C               | °C               | °C               | °C               | °C         | mm/s           |
| B-A  | 1,188            | 1,220            | 1,191            | 1,173            | 1,193      | 0.3979         |
| A-B  | 1,193            | 1,242            | 1,171            | 1,147            | 1,188      | 0.4261         |

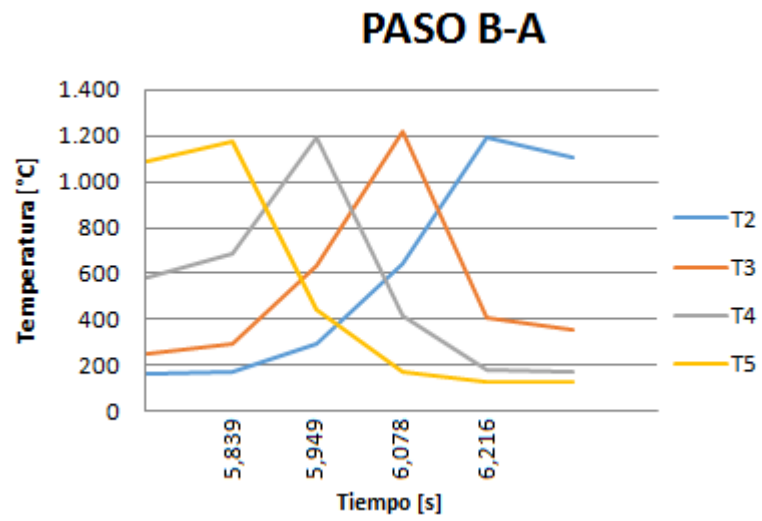


Gráfico 5.5 Perfiles de temperatura paso B-A,  $\phi = 4$ .

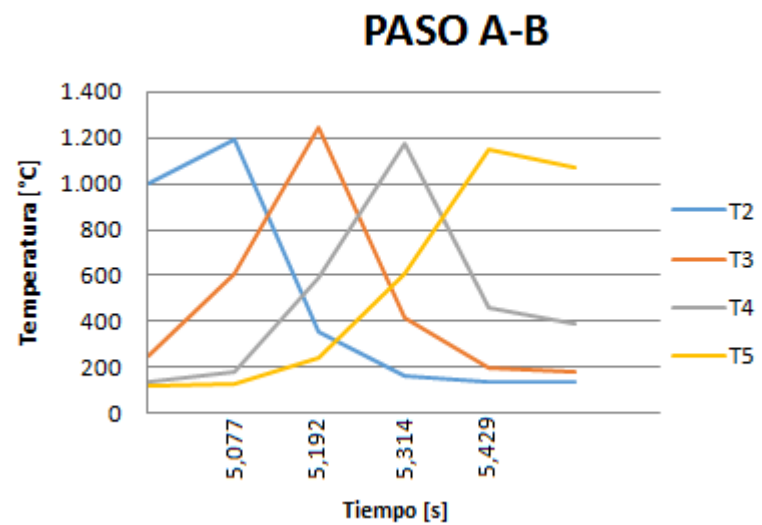


Gráfico 5.6 Perfiles de temperatura paso A-B,  $\phi = 4$ .

#### **5.1.4 Inyección central de combustible (sin premezcla)**

Se realizaron las pruebas de separación del suministro de metano y aire dentro del reactor, es decir, el ingreso del aire se inyectó por los costados, mientras que el metano por los anillos de inyección.

ICC: Se utiliza el anillo central para inyectar combustible.

ICI: Se utiliza el anillo izquierdo para inyectar combustible.

IL: Inyección lateral.

##### **5.1.4.1 Sin adición de vapor**

Se presentan los gráficos de temperatura para diferentes relaciones de equivalencia, además se resaltan las temperaturas máximas alcanzadas por cada una, en la termocupla 3, como también el promedio de las termocuplas T2, T3, T4, T5. La velocidad del frente de llama en la cual se desplaza dentro del reactor, fue calculada en el paso A-B donde se toman los tiempos de T2-T3 y T4-T5.

#### 5.1.4.1.1 $\phi = 2$

Tabla 5-4 Velocidad del frente de llama y temperaturas promedio,  $\phi = 2$ .

| $\phi$ | T2-T3 | T4-T5 | vfc1  | vfc2  | Vfc prom. | T máx. | T prom. |
|--------|-------|-------|-------|-------|-----------|--------|---------|
| -      | s     | s     | mm/s  | mm/s  | mm/s      | °C     | °C      |
| 2      | 125   | 119   | 0.400 | 0.420 | 0.410     | 1,428  | 1,295   |

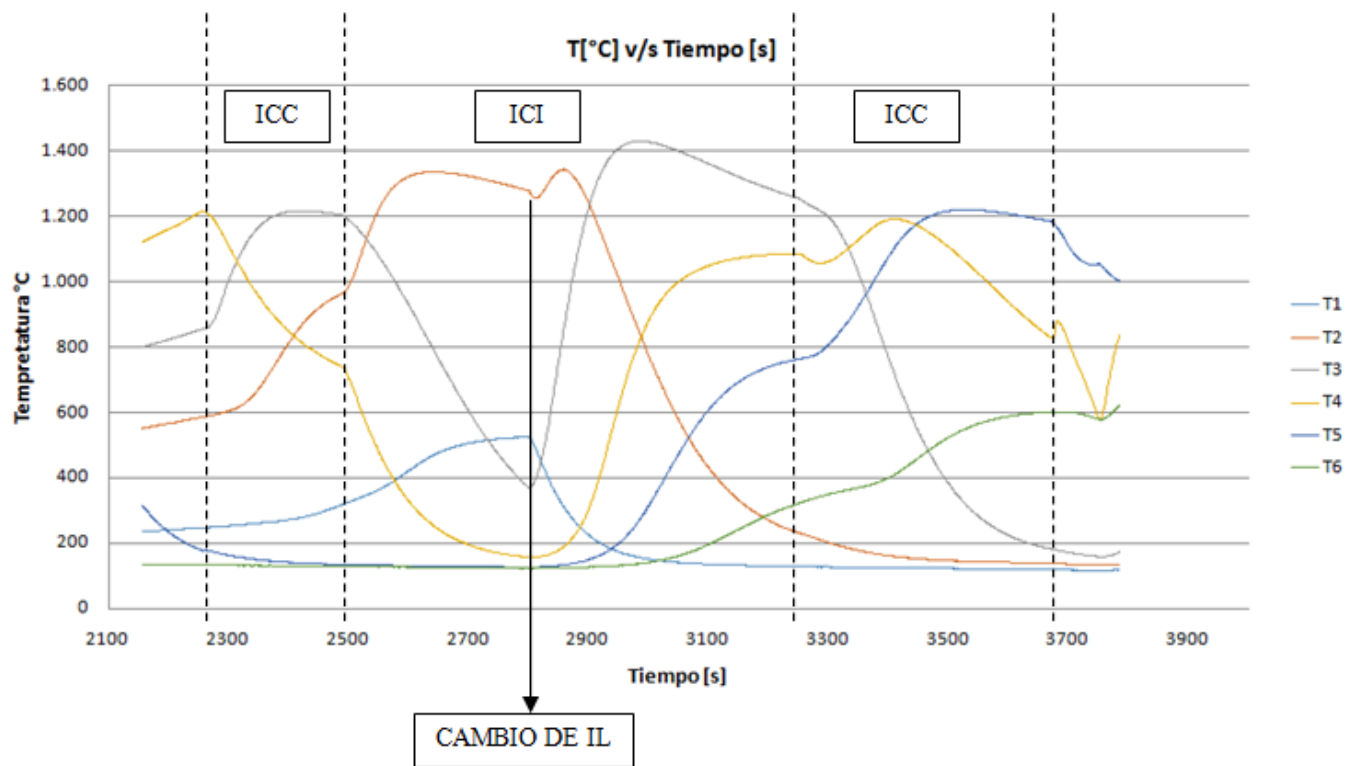


Gráfico 5.7 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B,  $\phi = 2$ .

#### 5.1.4.1.2 $\phi = 3$

Tabla 5-5 Velocidad del frente de llama y temperatura promedio,  $\phi = 3$ .

| $\phi$ | T2-T3 | T4-T5 | vfc1  | vfc2  | Vfc prom. | T máx. | T prom. |
|--------|-------|-------|-------|-------|-----------|--------|---------|
| -      | s     | s     | mm/s  | mm/s  | mm/s      | °C     | °C      |
| 3      | 132   | 127   | 0.379 | 0.394 | 0.386     | 1,355  | 1,229   |

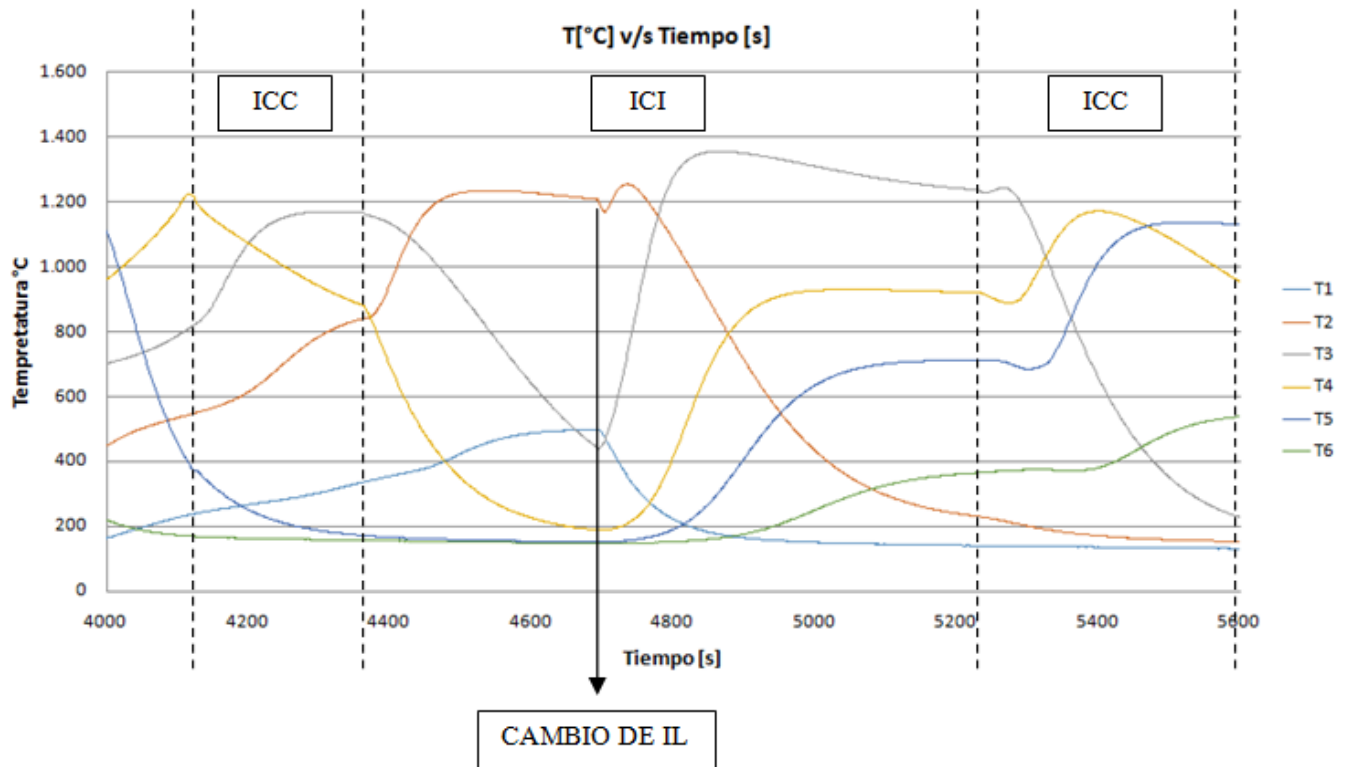


Gráfico 5.8 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B,  $\phi = 3$ .

### 5.1.4.1.3 $\phi = 4$

Tabla 5-6 Velocidad del frente de llama y temperatura máxima alcanzada,  $\phi = 4$ .

| $\phi$ | T2-T3 | T4-T5 | vfc1  | vfc2  | Vfc prom. | T máx. | T prom. |
|--------|-------|-------|-------|-------|-----------|--------|---------|
| -      | s     | s     | mm/s  | mm/s  | mm/s      | °C     | °C      |
| 4      | 145   | 143   | 0.345 | 0.350 | 0.347     | 1,301  | 1,166   |

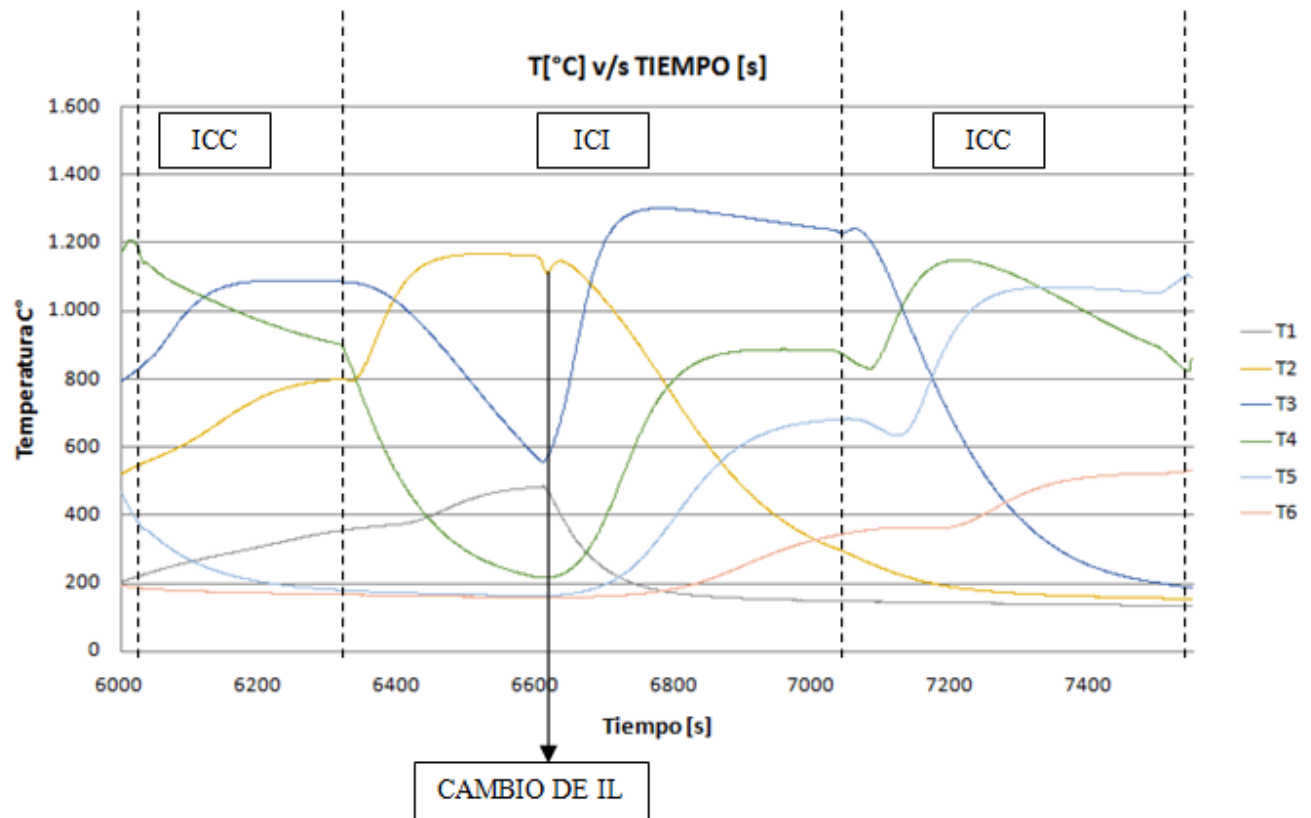


Gráfico 5.9 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B,  $\phi = 4$ .

#### 5.1.4.2 Con adición de vapor 1:1

Se opera el reactor con mezcla de vapor de agua y aire por los costados, mientras que el metano se inyecta por los anillos, se realiza esta operación en el reactor de flujo recíproco, donde tiene como objetivo poder comparar los resultados obtenidos por S. O. Dorofeenko y E. V. Polianczyk [11], garantizando una óptima conversión del combustible en gas de síntesis.

Con las pruebas realizadas es posible analizar las tendencias que definen el comportamiento que presenta el reactor de flujo recíproco experimentalmente, para una velocidad de filtración de  $23.47 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$ .

##### 5.1.4.2.1 $\phi = 2$

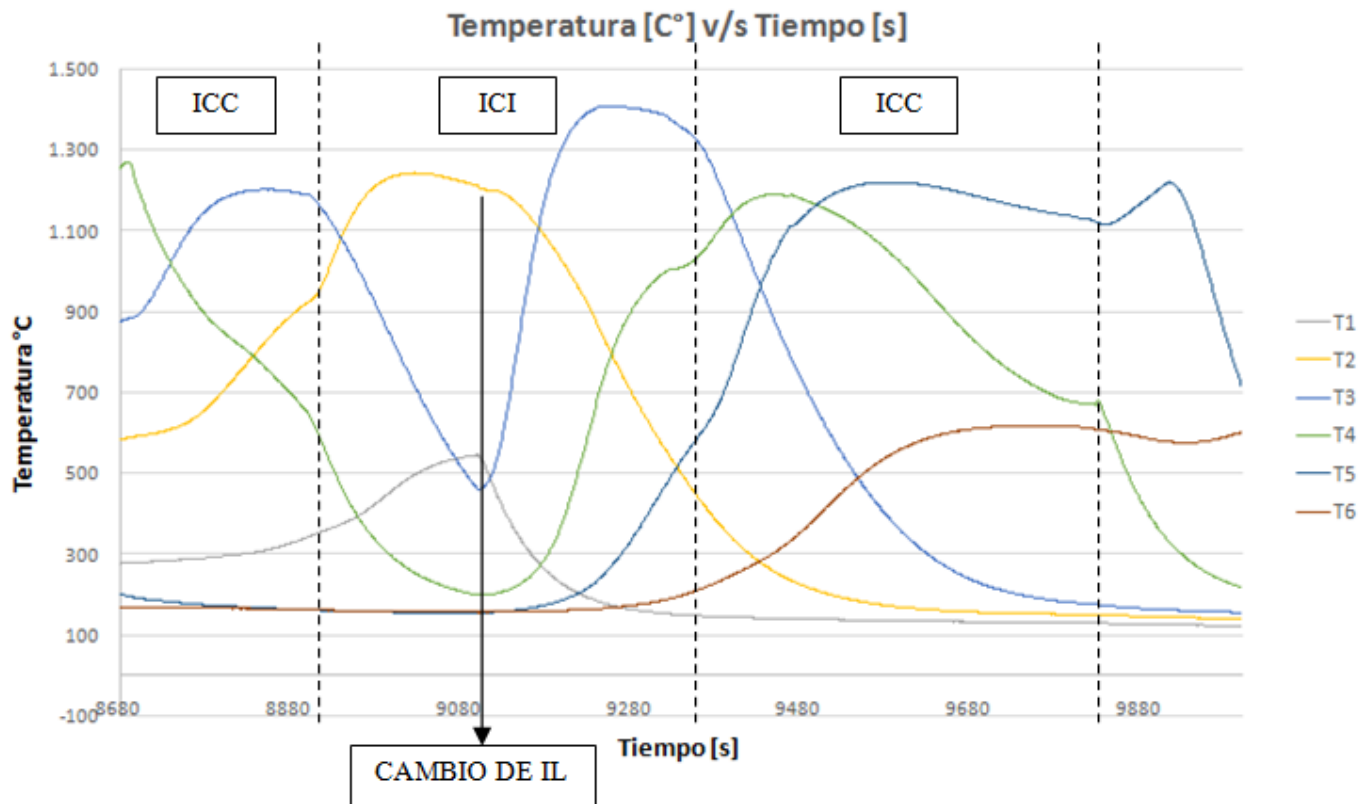


Gráfico 5.10 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B,  $\phi = 2$  con vapor.

Se presenta en la Tabla 5-7 la velocidad del frente de llama en la cual se desplaza dentro del reactor con adición de vapor, fue calculada en el paso A-B donde se toman los tiempos solo en la transición de T4-T5, por motivos de asegurar un flujo de vapor estable en el reactor.

Tabla 5-7 Velocidad del frente de llama y temperatura promedio,  $\phi = 2$ .

| $\phi$ | T4-T5 | vfc   | T3 máx. | T prom. |
|--------|-------|-------|---------|---------|
| -      | s     | mm/s  | °C      | °C      |
| 2      | 134   | 0.373 | 1,409   | 1,266   |

#### 5.1.4.2.2 $\phi = 3$

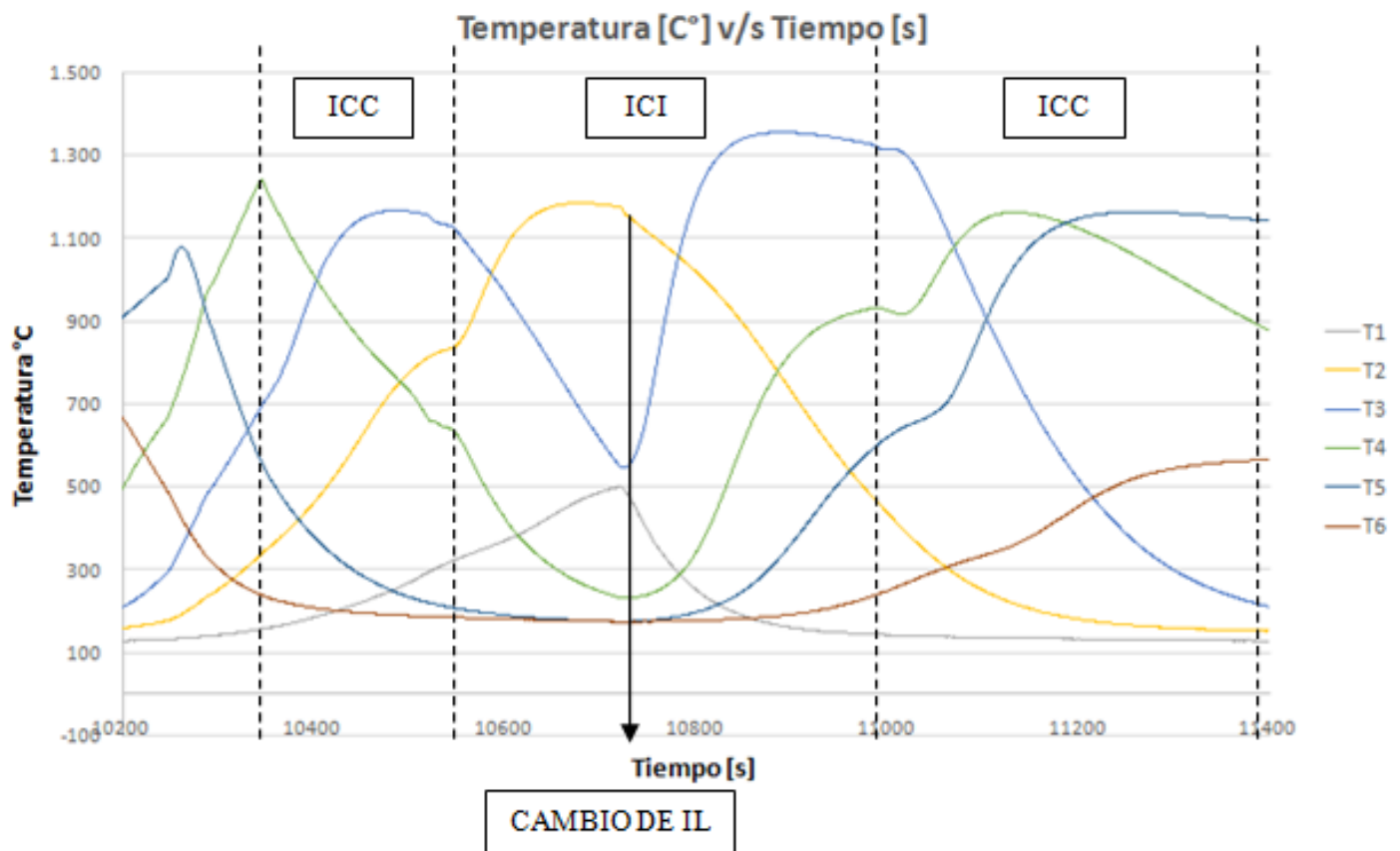


Gráfico 5.11 Perfiles de temperatura desde paso B-A hacia A-B,  $\phi = 3$  con vapor.

Se presenta en la Tabla 5-8 la velocidad del frente de llama en la cual se desplaza dentro del reactor con adición de vapor, fue calculada de la misma forma que el anterior.

Tabla 5-8 Velocidad del frente de llama y temperatura promedio,  $\phi = 3$ .

| $\phi$ | T4-T5 | vfc   | T3máx. | T prom. |
|--------|-------|-------|--------|---------|
| -      | s     | mm/s  | °C     | °C      |
| 3      | 132   | 0.378 | 1,356  | 1,217   |

## 5.2 Cromatografía

Se presentan los resultados de la cromatografía gaseosa con los porcentajes en volumen obtenidos en las muestras tomadas del reactor, donde para la línea base se detectó  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $CO_2$  y  $CO$  para las relaciones de equivalencias 2, 3 y 4. Por otro lado mencionar que para las configuraciones con inyección central de combustible, sin premezcla (con vapor) el análisis cromatográfico detectó solo  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $CO_2$  para las relaciones de equivalencia 2 y 3.

Las muestras fueron realizadas de la forma mencionada en el procedimiento de operación de la toma de muestra.

### 5.2.1 Línea base (ANEXO G)

Tabla 5-9 Análisis de gases para línea base

| Análisis                   | $\phi = 2$ | $\phi = 3$ | $\phi = 4$ |
|----------------------------|------------|------------|------------|
| <b>Cromatógrafo</b>        | SERIES 600 | SERIES 600 | SERIES 600 |
| <b>Hidrógeno</b>           | 13.50 %    | 13.10 %    | 14.10 %    |
| <b>Monóxido de Carbono</b> | 11.90 %    | 7.70 %     | 9.48 %     |
| <b>Metano</b>              | 3.21 %     | 6.10 %     | 13.50 %    |
| <b>Dióxido de Carbono</b>  | 2.13 %     | 1.26 %     | 2.04 %     |

## 5.2.2 Inyección central de combustible (con difusión)

### 5.2.2.1 Sin adición de vapor

Tabla 5-10 Análisis de gases sin premezcla / sin vapor.

| Análisis                   | $\phi = 2$ | $\phi = 3$ |
|----------------------------|------------|------------|
| <b>Cromatógrafo</b>        | SERIES 600 | SERIES 600 |
| <b>Hidrógeno</b>           | 8.20 %     | 8.10 %     |
| <b>Monóxido de Carbono</b> | 4.15 %     | 3.39 %     |
| <b>Metano</b>              | 9.82 %     | 14.00 %    |
| <b>Dióxido de Carbono</b>  | 4.27 %     | 5.75 %     |

### 5.2.2.2 Con adición de vapor

Tabla 5-11 Análisis de gases sin premezcla / con vapor.

| Análisis                   | $\phi = 2$ | $\phi = 3$ |
|----------------------------|------------|------------|
| <b>Cromatógrafo</b>        | CLARUS 580 | CLARUS 580 |
| <b>Hidrógeno</b>           | 5.55 %     | 1.14 %     |
| <b>Monóxido de Carbono</b> | -          | -          |
| <b>Metano</b>              | 7.20 %     | 8.81 %     |
| <b>Dióxido de Carbono</b>  | 2.68 %     | 3.73 %     |

## 5.2.3 Conversión de hidrógeno

El grado de conversión, es una medida para cuantificar cuánto metano se está utilizando en el proceso de reformado. El porcentaje de conversión para el hidrógeno y el monóxido de carbono están expresados por la ecuación que se presenta a continuación.

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

$$\%CO = \frac{Y_{CO,medido}}{Y_{CH_4,inyectado} + Y_{CO_2,medido}} \quad (5.3)$$

En donde:

$Y_{H_2,medido}$ : Fracción molar de hidrógeno obtenida a partir del análisis cromatográfico.

$Y_{CO_2,medido}$ : Fracción molar de dióxido de carbono obtenida a partir del análisis cromatográfico.

$Y_{CH_4,inyectado}$ : Fracción volumétrica del flujo de metano utilizado.

$Y_{CO,inyectado}$ : Fracción volumétrica del flujo de monóxido de carbono utilizado.

Los resultados son presentados en la Tabla 5-12:

Tabla 5-12 Resultados de conversión de  $H_2$  y CO

|                                                       | Volumen Iny.      | Conversión       |       |
|-------------------------------------------------------|-------------------|------------------|-------|
|                                                       | % CH <sub>4</sub> | H <sub>2</sub> % | CO %  |
| <b>Línea base <math>\phi = 2</math></b>               | 17.38             | 38.84            | 60.99 |
| <b>Línea base <math>\phi = 3</math></b>               | 23.99             | 27.31            | 30.50 |
| <b>Línea base <math>\phi = 4</math></b>               | 29.60             | 23.82            | 29.96 |
| <b>Con difusión - sin vapor <math>\phi = 2</math></b> | 17.38             | 23.59            | 19.17 |
| <b>Con difusión- sin vapor <math>\phi = 3</math></b>  | 23.99             | 16.88            | 11.40 |
| <b>Con difusión- con vapor <math>\phi = 2</math></b>  | 14.81             | 18.74            | -     |
| <b>Con difusión- con vapor <math>\phi = 3</math></b>  | 19.35             | 2.95             | -     |

## 5.2.4 Análisis de resultados

### 5.2.4.1 Línea base:

En los resultados de la línea base, se observa una disminución de temperatura a medida que aumenta la relación de equivalencia, mientras que la velocidad del frente de llama es directamente proporcional a la relación de equivalencia, véase en el estudio [15]. Al disminuir mi velocidad de equivalencia, es decir, aumentar mi flujo de aire, se genera mayor cantidad de mezcla fresca dentro del reactor, por lo que existe una mayor quema de combustible, aumentando la temperatura.

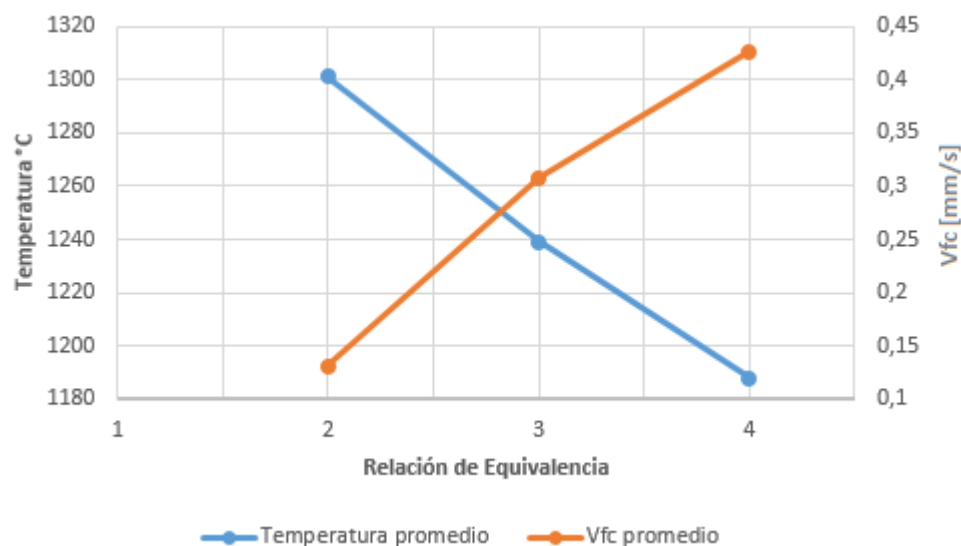


Gráfico 5.12 Temperaturas promedio y vfc. promedio, línea base.

### 5.2.4.2 Con/sin premezcla

Se presenta la temperatura máxima obtenida en la configuración con premezcla y con difusión, donde se obtiene que la llama con difusión, alcanza una mayor temperatura que una combustión con premezcla, para las diferentes relaciones

de equivalencia, dado que al no estar premezclados los gases reactantes, en la zona de reacción, ocurren puntos donde la relación aire y combustible es estequiométrica, por lo que se aprovecha de mejor manera el combustible, alcanzando los 1,428 °C (1,701 K) con un  $\phi = 2$ , mientras que con premezcla se obtuvo una temperatura máxima de 1,341 °C (1,614 K). Véase en el Gráfico 5-13.

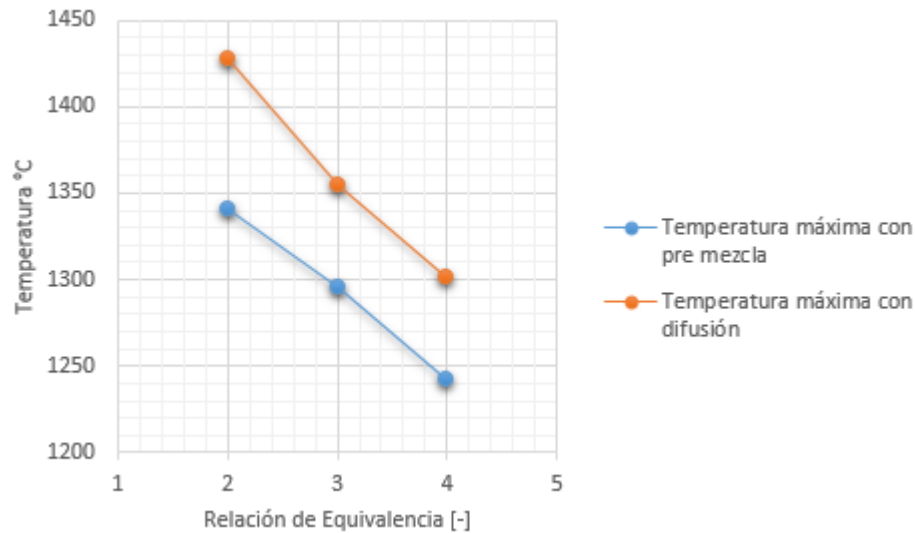


Gráfico 5.13 Temperaturas máximas, con/sin premezcla.

Para la velocidad del frente de llama existe un decrecimiento para la configuración con difusión al aumentar la relación de equivalencia, mientras que con premezcla es directamente proporcional a la relación de equivalencia [15].

Con difusión la velocidad del frente de llama es mayor para  $\phi=2$ , mientras que para una combustión premezclada  $\phi = 4$  tiene la velocidad del frente de combustión notoriamente mayor.

El decaimiento de la velocidad del frente de combustión en el caso sin premezcla, se debe a que al aumentar mi relación de equivalencia, disminuye mi flujo de aire, que es inyectado por el costado, demorándose un mayor tiempo en llegar a la zona de reacción.

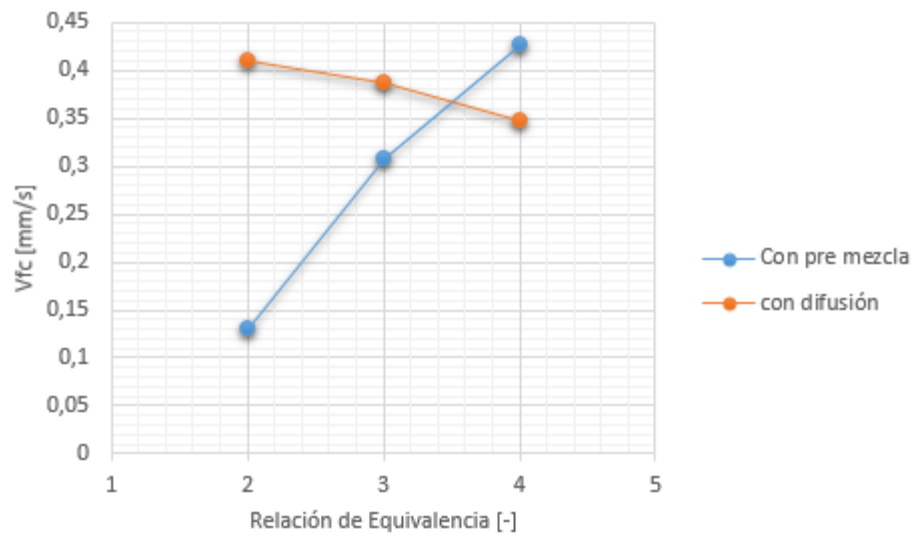


Gráfico 5.14 Velocidad del frente de combustión, con/sin premezcla.

#### 5.2.4.3 Con difusión con/sin vapor

Se presenta la temperatura promedio obtenida en la configuración con difusión con/sin vapor, donde se obtiene una disminución de temperatura cuando se adiciona vapor al reactor. En los estudios anteriores se había estudiado sin separar la premezcla, donde en esos casos la adición en diferentes proporciones de vapor, aumentaba la temperatura de la reacción [16]. Para el caso de difusión con adición de vapor, con un flujo 1:1 de vapor y combustible, se genera un proceso endotérmico que disminuye la temperatura de la reacción.

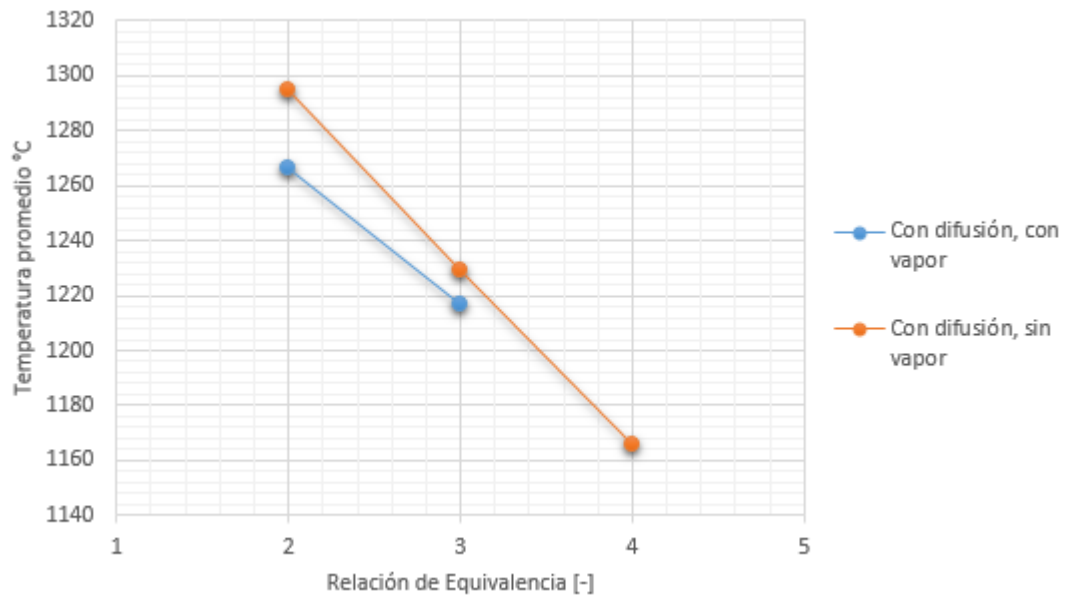


Gráfico 5.15 Temperatura promedio, con/sin vapor, con difusión.

En el Gráfico 5-16 se presenta la velocidad del frente de llama con/sin vapor, donde para la adición de vapor al aumentar la relación de equivalencia, aumenta levemente la velocidad de filtración, esto se debe a que aumenta mi velocidad de mezcla vapor-aire que se inyecta por el costado, ya que el flujo de vapor aumenta en la misma proporción a la del combustible 1:1, en cambio sin vapor existe una disminución.

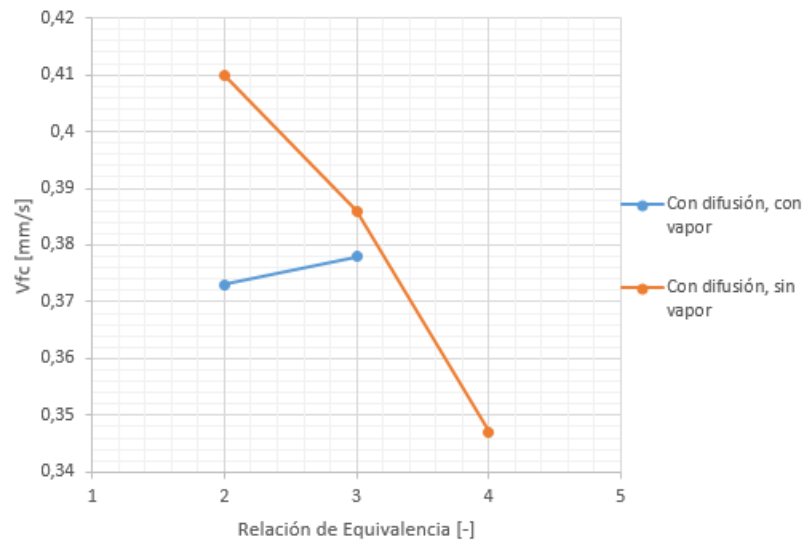


Gráfico 5.16 Velocidad del frente de combustión, con/sin vapor, con difusión.

#### 5.2.4.4 Porcentaje de generación de H<sub>2</sub> y CO

Se presentan los gráficos de los porcentajes de la generación de gases en volumen obtenidos en esta investigación, donde se analiza la línea base y las configuraciones con difusión (sin premezcla), correspondientes a inyección lateral aire, con inyección central de metano y con difusión con vapor (sin premezcla), correspondiente a inyección lateral aire con vapor, con inyección central de metano.

#### 5.2.4.4.1 Línea base

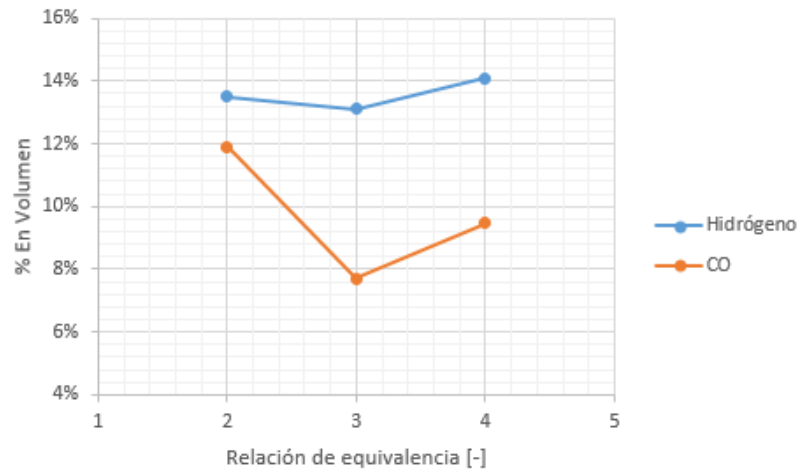


Gráfico 5.17 Porcentaje en volumen de  $H_2$  y CO para diferentes  $\phi$ .

#### 5.2.4.4.2 Con difusión con/sin vapor

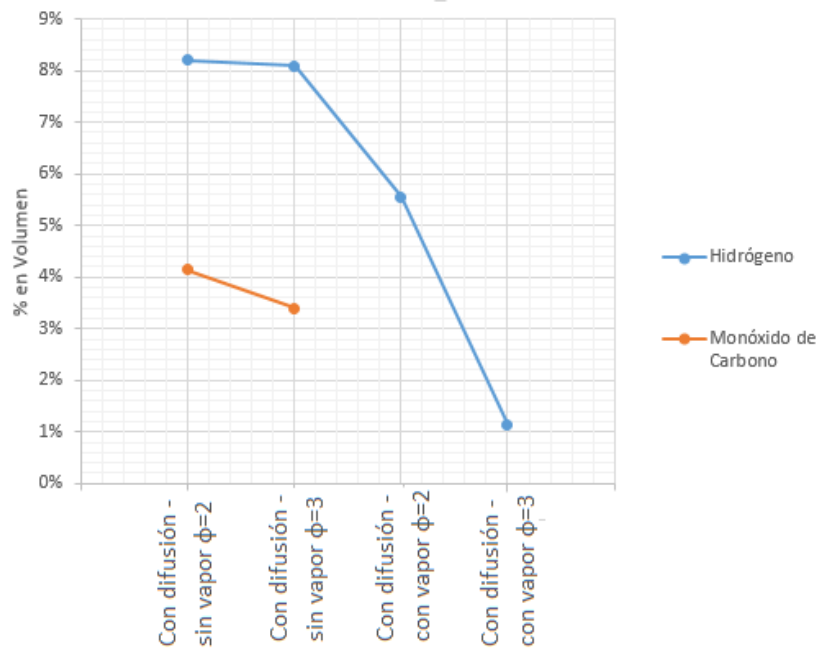


Gráfico 5.18 Porcentaje en volumen de  $H_2$  y CO para diferentes  $\phi$  con/sin vapor.

#### 5.2.4.4.3 Conversión de Hidrógeno y Monóxido de carbono

Se presenta el Gráfico 5-19 donde se observa en primera instancia que el metano está siendo mejor utilizado en la línea base, alcanzando una conversión de hidrógeno de 38.84% y de un 60.99% de CO para  $\phi = 2$ . Conforme a la línea base, al aumentar la relación de equivalencia en la mezcla, es decir, mientras sea menor la cantidad de aire presente para quemar el combustible, menor será el grado de utilización del metano.

Para las pruebas realizadas con difusión (sin premezcla) se observa una tendencia similar al aumentar la relación de equivalencia, por otro lado al adicionar vapor se puede observar una disminución en la utilización del metano, por lo que se observa una disminución en la conversión de hidrógeno y monóxido de carbono.

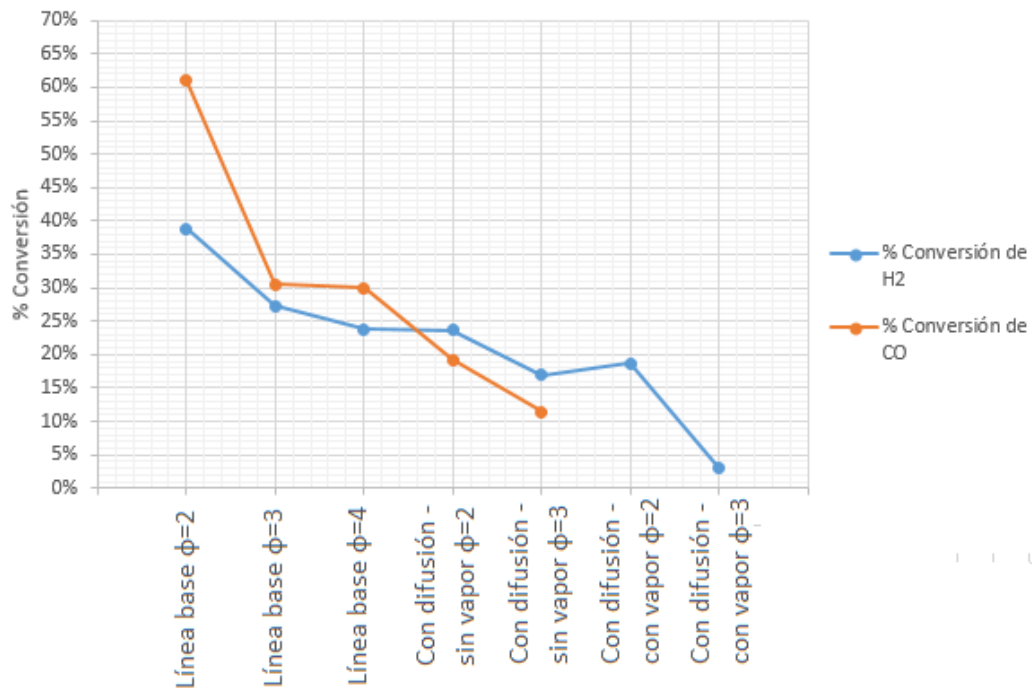


Gráfico 5.19 Conversión de H<sub>2</sub> y CO para diferentes configuraciones.

#### 5.2.4.5 Contrastación con resultado de los autores

Ya presentados los resultados obtenidos en la operación del reactor, dentro de los objetivos de la investigación, se encuentra contrastar experimentalmente, los resultados numéricos postulados por Dorofeenko y Polianczyk respecto a la conversión de hidrocarburos en gas de síntesis al operar en un reactor de flujo recíproco. En la Tabla 5-13 se presenta el cálculo de flujo molar de oxígeno con respecto al metano "x", y la razón de aire/combustible real para los diferentes  $\phi$  utilizados en esta investigación [11].

Tabla 5-13 Cálculo de flujo molar de oxígeno con respecto al metano x para los diferentes  $\phi$ .

|                  | $\phi$ | RAC <sub>EST.</sub> | RAC <sub>REAL</sub> | x     | W <sub>O</sub> |
|------------------|--------|---------------------|---------------------|-------|----------------|
| <b>SIN VAPOR</b> | 2      | 17.19               | 8.59                | 1     | 0              |
|                  | 3      | 17.19               | 5.73                | 0.667 | 0              |
|                  | 4      | 17.19               | 4.30                | 0.500 | 0              |
| <b>CON VAPOR</b> | 2      | 16.6                | 8.30                | 1     | 1              |
|                  | 3      | 16.6                | 5.53                | 0.645 | 1              |

Se observan del Gráfico 6-20 los resultados numéricos de los autores para una inyección lateral de aire-vapor con inyección central de combustible, donde incluyen los puntos obtenidos en la operación de esta investigación. La operación con  $\phi=2$  no se encuentra dentro del rango del gráfico donde "x" está entre 0.5 y 0.7, por lo que se compara sólo  $\phi=3$  con adición de vapor/combustible 1:1, ya que la Tabla 2-1 solo analiza con un  $w_0=1$ . Para este caso se obtiene una temperatura promedio de 1,217°C (1,490 K) y un porcentaje en volumen de H<sub>2</sub> de 1.14% .

Si bien las temperaturas obtenidas en esta investigación están dentro de los rangos, la conversión de hidrógeno y monóxido de carbono distan mucho de los resultados teóricos que éstos alcanzan. Los rangos son de 28.99-33.75% en volumen de hidrógeno y 13% en volumen de CO.

En la Tabla 2-1 se muestra que la mayor generación de hidrógeno se obtiene con una temperatura de 1,000 K, donde la configuración de inyección central de combustible y aire-vapor por los costados, la generación de hidrógeno calculada está entre 28.99-33.75%, mientras que la mayor generación de CO se encuentra en la isoterma de 1,300 K.

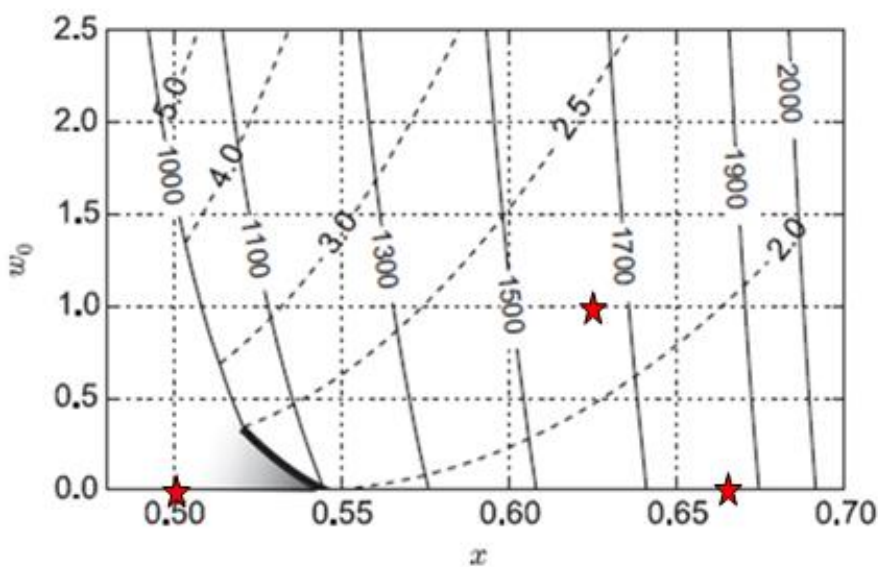


Gráfico 5.20 Resultados experimentales obtenidos.

# CAPÍTULO 6

## 6. Conclusión

Para la presente investigación se logró diseñar, fabricar y operar un reactor de flujo recíproco de manera estable, donde se alcanzó una relación de equivalencia de 2, 3, 4. Se realizaron pruebas con premezcla en la línea base, como también se separó la premezcla (difusión) y se operó con y sin adición de vapor, en este caso el aire - vapor se inyectaba por los costados y el combustible por los anillos.

Se analizaron las temperaturas y las velocidades del frente de combustión para las distintas configuraciones, donde la línea base, existe un aumento de temperaturas, mientras menor es la relación de equivalencia. Además las velocidades del frente de combustión aumentan directamente proporcional con la relación de equivalencia.

Para el caso sin premezcla (difusión) se logró puntos dentro del reactor donde la temperatura máxima (1,428 °C) era mayor que la temperatura con premezcla (1,341 °C), además la velocidad del frente de llama disminuye ligeramente cuando la relación de equivalencia aumenta, de igual forma la temperatura.

Para el caso con adición de vapor sin premezcla (difusión) las temperaturas promedio (1,266°C) disminuyen en relación al caso sin premezcla, sin adicionar vapor (1,295°C). La velocidad del frente de combustión aumenta levemente cuando aumenta la relación de equivalencia.

Con respecto a la conversión de gas de síntesis, se obtuvo la máxima conversión en la línea base con  $\phi = 2$  alcanzando un 38.84% en  $H_2$  y un 60.99% en CO, disminuyendo la conversión de gas de síntesis mientras mayor era la relación de equivalencia.

Para la configuración sin premezcla (difusión) y con la adición de vapor, no se logró acercarse a los resultados obtenidos por Dorofeenko y Polianczyk, Tabla 2-1, donde solo se alcanzó un porcentaje en volumen de  $H_2$  de 1.14% para una relación de

equivalencia de  $\phi = 3$ , si bien las temperaturas para esa configuración están dentro de los rangos que analizaron los autores. Esto se debe a que experimentalmente, para los casos con difusión (sin premezcla), la combustión dentro del reactor se genera, obteniendo gases productos  $H_2$  y  $CO$ , pero de forma simultanea existe parte del  $H_2$  que se combustiona con el flujo de aire que no ha sido mezclado dentro de la zona de reacción, generando  $H_2O$ , por otro lado, se puede verificar que el  $CO$  generado en el caso sin premezcla, está reaccionando de la misma manera con el aire no mezclado, generando una mayor cantidad de  $\%CO_2$ , se puede ver que con la configuración sin premezcla, existe un aumento del  $\%CO_2$  y el  $\%CH_4$ , mientras que la disminución considerable del  $\%H_2$  y el  $\%CO$  obtenido en el análisis de gases de la Tabla 6-1, en comparación a la línea base (con premezcla) Tabla 5-9, generando mayor fuerza a la hipótesis desarrollada.

## **7. Recomendaciones para trabajos futuros**

- ✓ Estudiar la generación de vapor de agua y  $CO_2$  en los gases de combustión, para verificar si el  $H_2$  y  $CO$  se está combustionando sin premezcla.
- ✓ Estudiar la conversión de hidrógeno en distintos puntos del reactor (diferentes salidas de gases de combustión).
- ✓ Aumentar el número de puntos de medición para la temperatura dentro del reactor, para analizar el comportamiento de la llama difusa.
- ✓ Para la línea de vapor incorporar una línea que mantenga una temperatura constante de  $100\text{ }^{\circ}C$  para que se pueda inyectar vapor de forma instantánea al invertir el flujo, disminuyendo el tiempo de respuesta del reactor.
- ✓ Incorporar un sistema de inyección al generador de vapor que garantice un volumen constante de agua, con el fin de recuperar la pérdida de agua que existe al evaporarse, ya que cuando disminuye el volumen de agua en el generador de vapor esta se comporta de forma diferente a los flujos deseados.

- ✓ Utilizar un sistema de trampa de agua para el condensado de vapor, con el fin que no obstruya la línea de vapor y genere flujos erráticos.
- ✓ Realizar el estudio de análisis de gases con diferentes tipos de saturación de la línea de toma de muestras.
- ✓ Estudiar el comportamiento del reactor para una inyección con premezcla, con inyección central de vapor.
- ✓ Mejorar el sistema de aislación para disminuir las pérdidas térmicas al ambiente.

# CAPÍTULO 7

## Referencias

[1] Oficina de Cambio Climático, Ministerio del Medio Ambiente. Inventario nacional de gases de efecto invernadero de Chile, serie temporal 1990-2010.

[2] A. Naidja, C.R. Krishna, T. Butcher, D. Mahajan, Prog. Energy Combust. Sci. 29 (2003) 155–191

[3] Mujeebu, M. A., Abdullah, M. Z., Bakar, M. A., Mohamad, A. A., Muhad, R. M. N., & Abdullah, M. K. (2009). Combustion in porous media and its applications—A comprehensive survey. Journal of environmental management, 90(8), 2287-2312.

[4] Mathis, W. M., & Ellzey, J. L. (2003). Flame stabilization, operating range, and emissions for a methane/air porous burner. Combustion Science and Technology, 175(5), 825-839.

[5] Pickenäcker, O., Pickenäcker, K., Wawrzinek, K., Trimis, D., Pritzkow, W. E. C., Müller, C., ... & Heymer, H. (1999). Innovative ceramic materials for porous-medium burners. Interceram, 48(5), 326-330.

[6] V. S. Babkin, “Filtrational combustion of gases,” Pure Appl. Chem., vol. 65, pp. 335–344, 1993.

[7] S. Zhdanok, L. A. Kennedy, and G. Koester, “Superadiabatic combustion of methane air mixtures under filtration in a packed bed,” Combust. Flame, vol. 100, pp. 221–231, 1995.

[8] Babkin, V. S., Drobyshevich, V. I., Laevskii, Y. M., & Potytnyakov, S. I. (1983). Filtration combustion of gases. Combustion, Explosion and Shock Waves, 19(2), 147-155.

[9] Zhdanok, S., Kennedy, L. A., & Koester, G. (1995). Superadiabatic combustion of methane air mixtures under filtration in a packed bed. Combustion and Flame, 100(1), 221-231.

[10] Kamal, M. M., & Mohamad, A. A. (2006). Combustion in porous media. Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy, 220(5), 487-508.

**[11]** Dorofeenko, S. O., & Polianczyk, E. V. (2016). Conversion of hydrocarbon gases to synthesis gas in a reversed-flow filtration combustion reactor. *Chemical Engineering Journal*, 292, 183-189.

**[12]** S.S. Kostenko, A.N. Ivanova, A.A. Karnaukh, E.V. Polianczyk. Conversion of methane to synthesis gas in a non-premixed reversed-flow porous bed reactor: A kinetic modeling

**[13]** F. J. E. CASTILLO PARRA. Análisis experimental del uso de vapor de agua en un reactor de flujo recíproco con suministro separado de aire y combustible para la generación de gas de síntesis. Valparaíso. UTFSM 2017.

**[14]** H. F. GONZÁLEZ PÉREZ. Modelación de un reactor para la producción continua de gas de síntesis a partir de biogás y polietileno. Valparaíso: UTFSM. 2014.

**[15]** Numerical and experimental study of the conversion of methane to hydrogen in a porous media reactor Raviraj S. Dhamrat, Janet L. Ellzey.

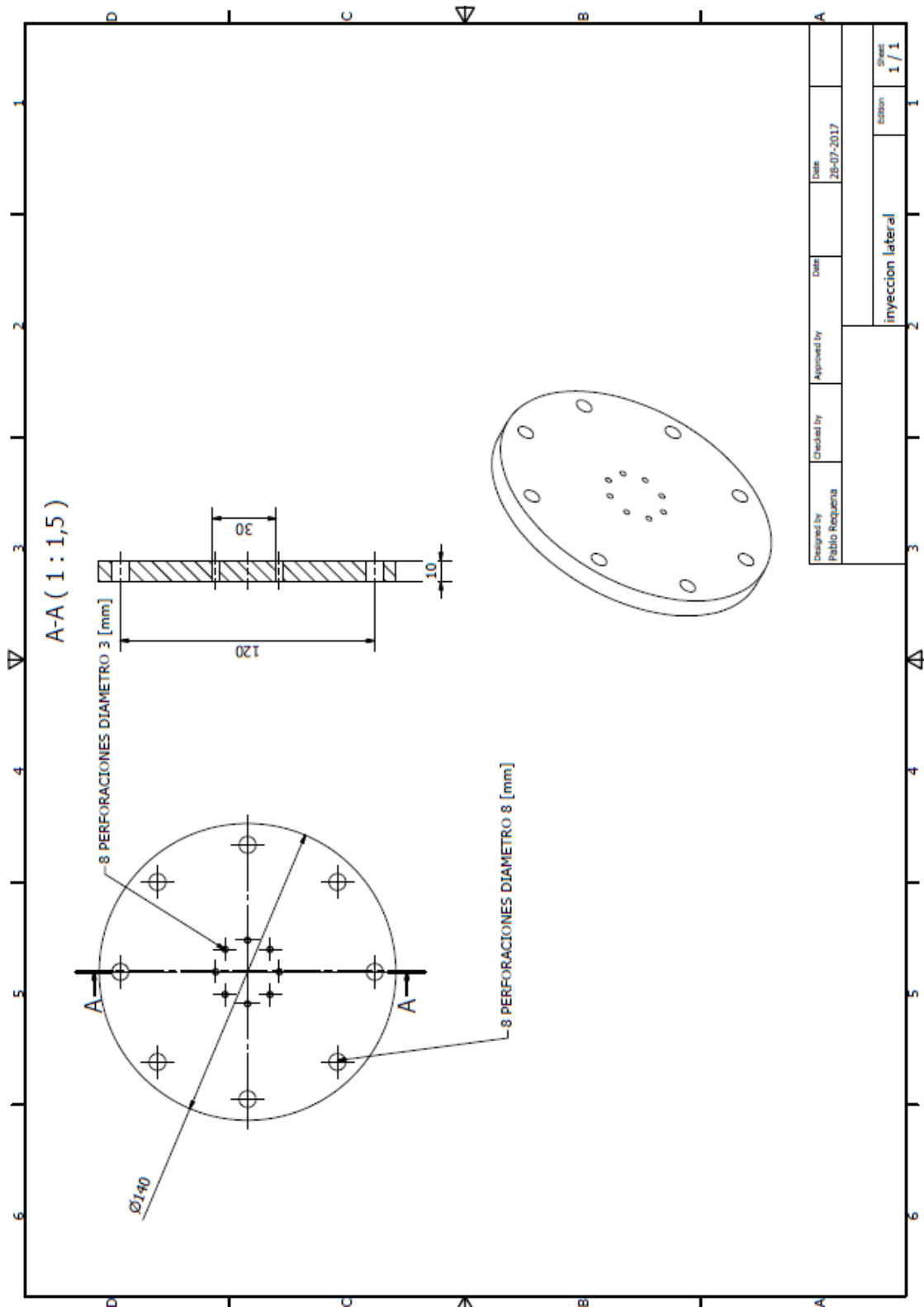
**[16]** R. Araya, K. Araus, K. Utria, M. Toledo, Optimization of hydrogen production by filtration combustion of natural gas by water addition. *Int. J. Hydrogen Energy* 39 (2014) 7338–45, <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.02.113>.

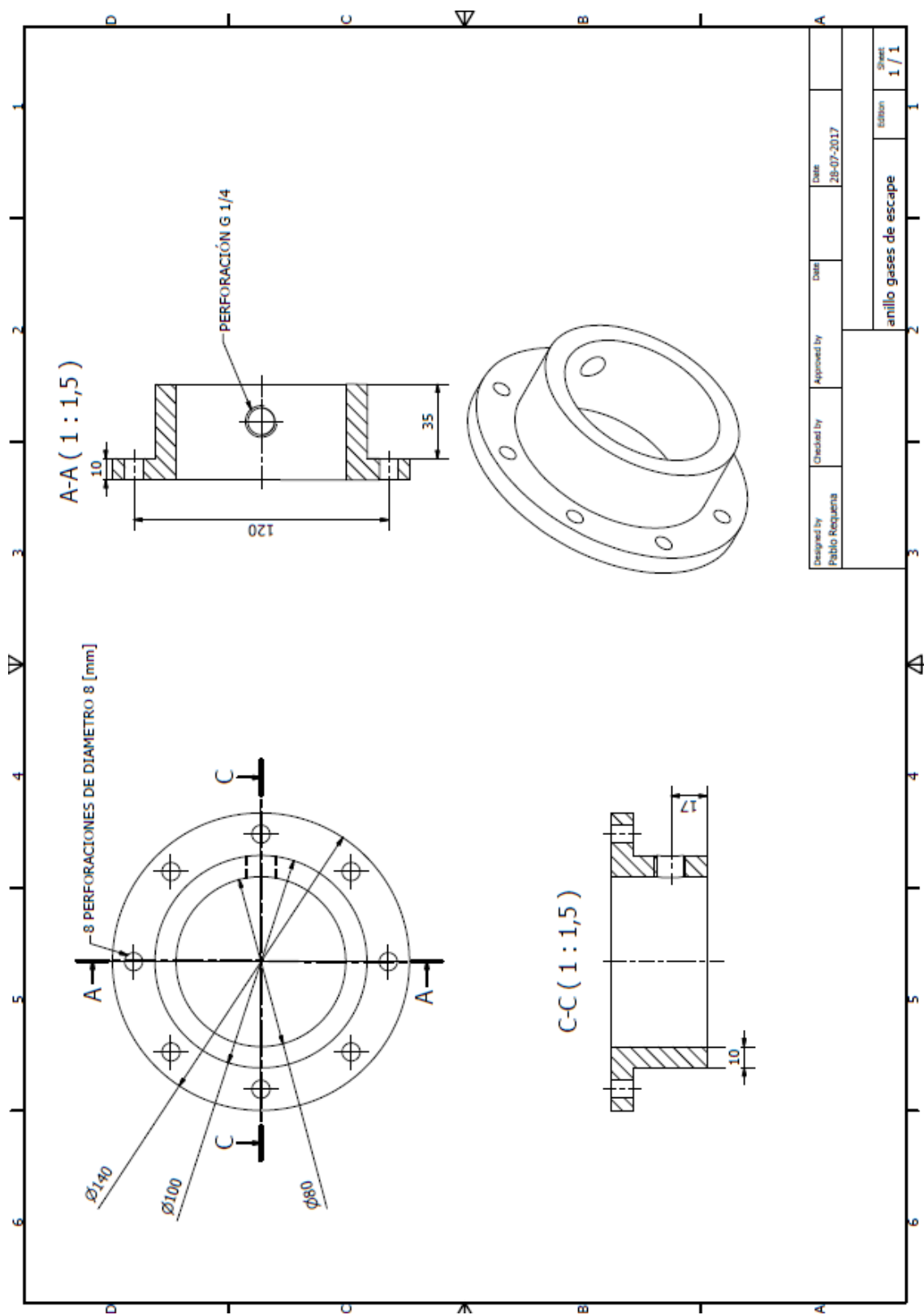
**[17]** ROSAS, J. “Aplicación de la tecnología de combustión en medios porosos inertes en oxicomustión y generación de gas de síntesis”, Valparaíso, UTFSM, 2016.

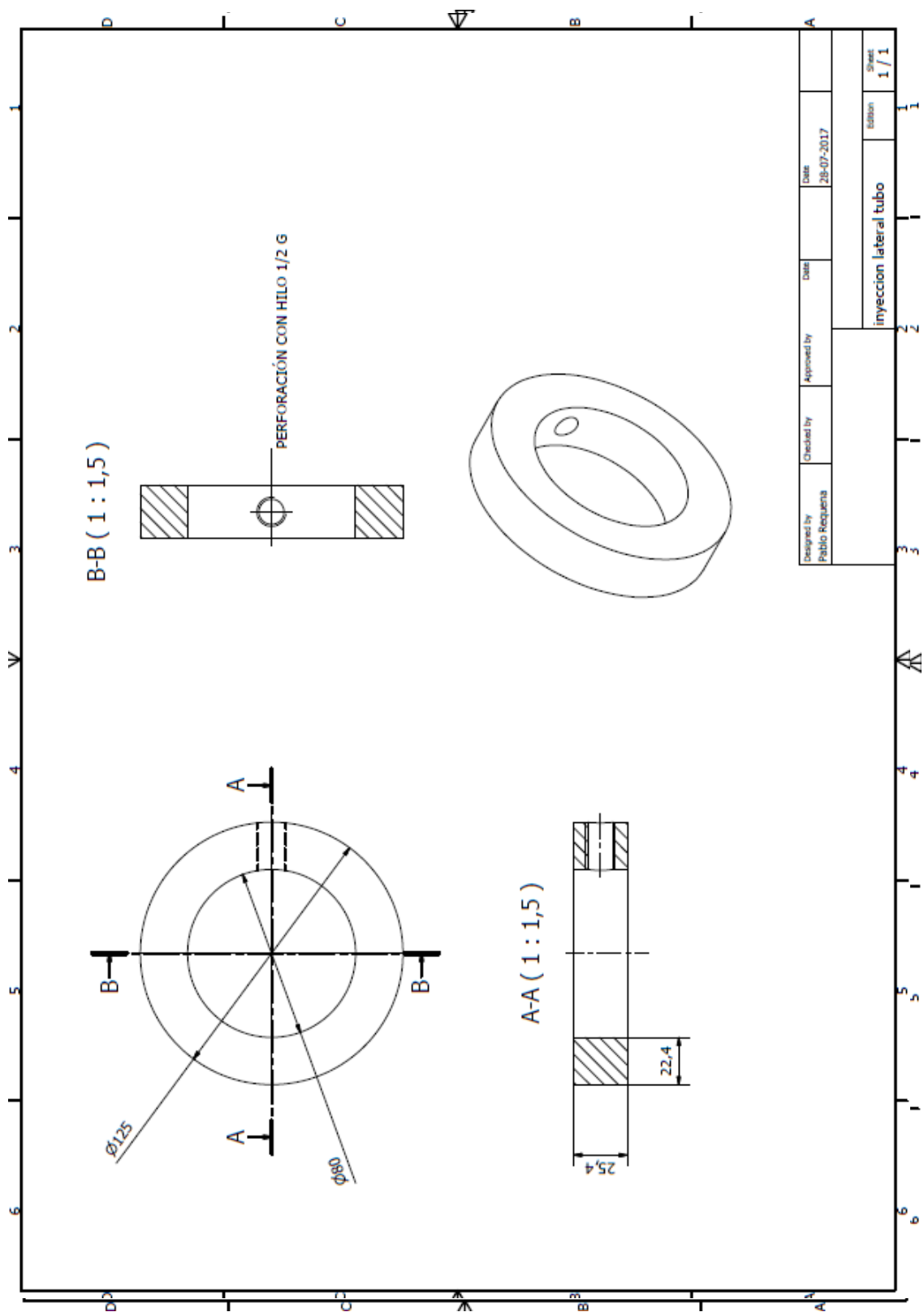
**[18]** SUBIABRE, G. “Diseño e implementación de un reactor de medio poroso inerte de flujo recíproco con suministro separado de aire y combustible”, Valparaíso, UTFSM, 2016.

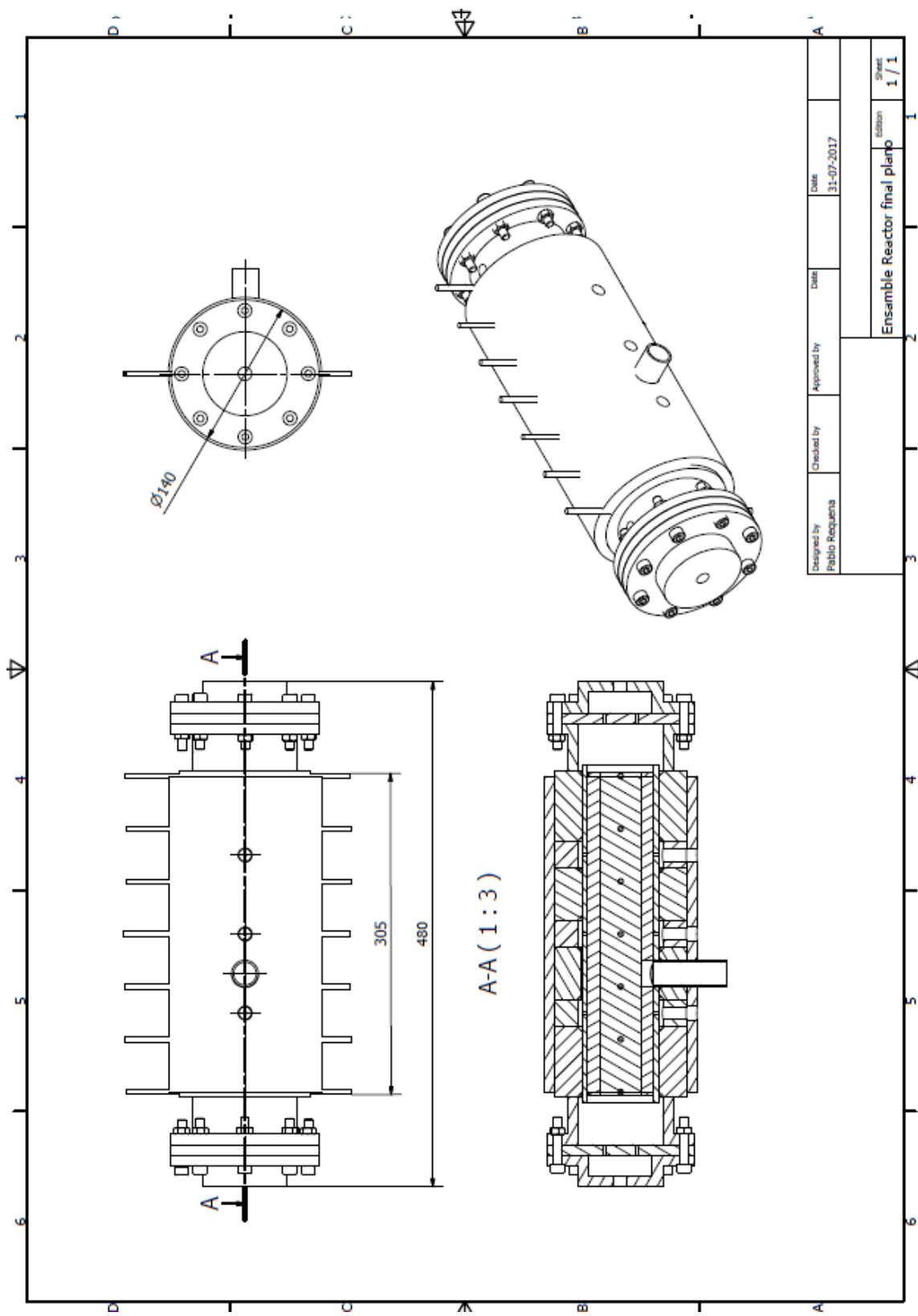
**[19]** Estudio Mckinsey COP23/2017.

# Anexo A Planos de Fabricación









|                              |            |             |                    |                |
|------------------------------|------------|-------------|--------------------|----------------|
| Designed by<br>Pablo Requena | Checked by | Approved by | Date<br>31-07-2017 |                |
| Ensamble Reactor final plano |            |             |                    | Sheet<br>1 / 1 |

## Anexo B Procedimiento de fabricación de reactor de flujo recíproco.

Este procedimiento se ha preparado para informar y ayudar a los futuros alumnos, que tengan que fabricar un reactor, con el fin de que puedan adquirir un conocimiento previo a su diseño, en la fabricación, como también para los alumnos que tengan que usar el reactor y tener una visión de cómo hacer la mantención de éste.

1. Diseño de planos de las piezas. (Ver ANEXO A)
2. Torneado de flanges, inyección de premezcla, anillos de inyección central.



Observaciones: Para el torneado se considera que el reactor opera con gases, por lo que es necesario que los hilos sean tipo gas. además se utiliza flanges para poder utilizar empaquetaduras, que tienen una mayor área de sellado.

### 3. Perforación de agujeros en placa de inyección.



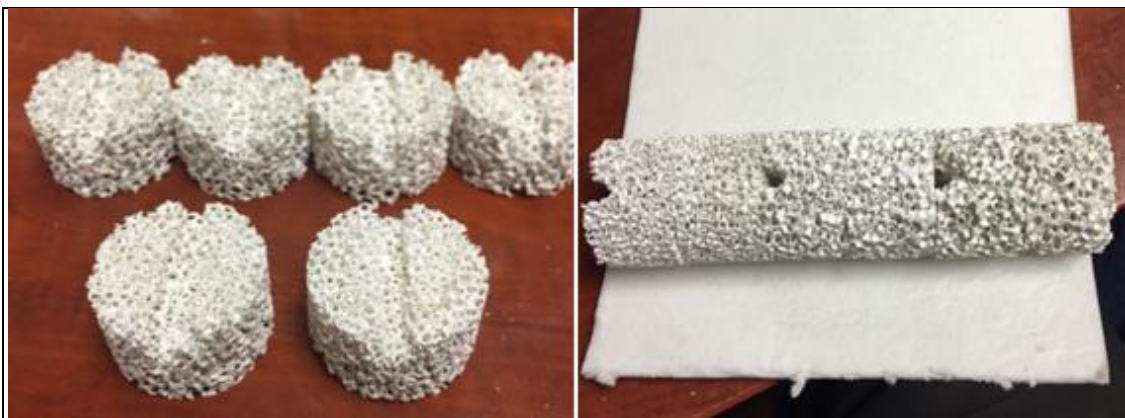
Observaciones: Se hicieron 8 agujeros de 3 mm de diámetro para la inyección lateral, se utiliza un granete para marcar los puntos a perforar.

4. Metrología y perforación de agujeros de inyección, de varillas porta termocuplas y agujero de encendido en tubo del reactor.



Observación: Este paso es uno de los más importantes para la fabricación del reactor, ya que la metrología debe ser precisa, el tubo, medio poroso y la varilla porta termocuplas, deben coincidir sus agujeros de tal forma que pueda pasar fácilmente la varilla. Se sugiere agrandar los agujeros con el fin de tener un mayor juego.

##### 5. Mecanizado de medio poroso.



Observaciones: Se utiliza piedra de desbaste, con una dremel para obtener calados en los discos de medio poroso, se obtuvieron buenos resultados.

##### 6. Introducción de medio poroso en el interior del reactor e inyectores.





Observaciones: En esta etapa la complejidad es introducir el conjunto de medio poroso con el aislante térmico en el tubo, de tal forma que quede lo más compacto posible, para que puedan calzar las varillas porta termocuplas con los agujeros, se utilizó un destornillador como guía. Se separan en dos 2 conjuntos, donde se introducen por un lado y por el otro.

Se hizo una separación con 4 segmentos de varillas porta termocuplas justo en el centro del reactor para utilizarlos como inyectores, donde el medio poroso no está en contacto, el motivo es que cuando se separe la premezcla ésta pueda mezclarse con mayor facilidad.

Para los otros 2 anillos de inyección se inyecta directamente de los 4 agujeros al medio poroso.

## 7. Soldadura de anillos de inyección y cámara de premezcla.



Observaciones: Para el proceso de soldadura es importante colocar los anillos en su posición para poder pinchar las piezas, al momento de tener su posición se verifica que entren las varillas porta termocuplas, luego se suelda y se pule.

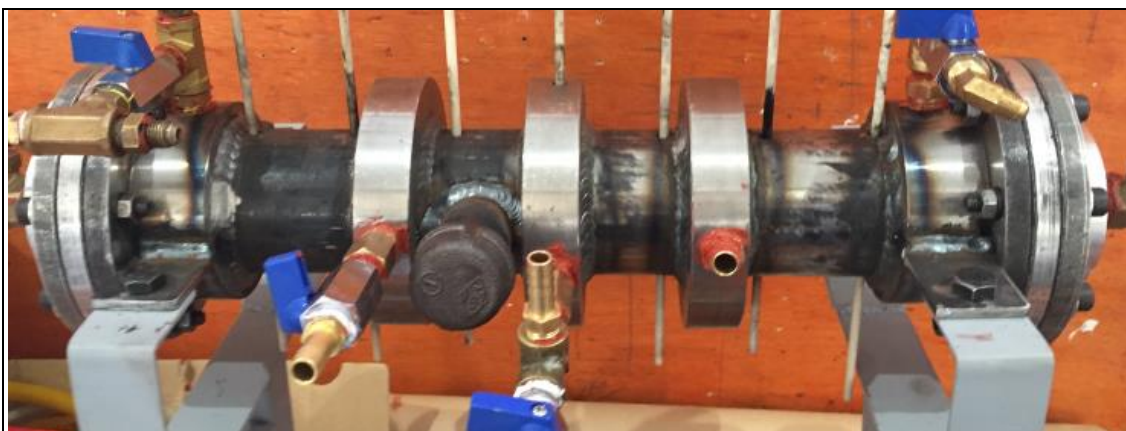
#### 8. Fabricación de empaquetaduras.



Observaciones: Para las empaquetaduras se utiliza como plantilla la misma pieza para marcar, después de cortar es importante pulir o limar la rebaba metálica que se genera en los bordes, ya que es necesario que quede lo más plano posible la superficie. El material utilizado es grafito CPI-TGFG que puede soportar temperaturas hasta 600°C.

#### 9. Instalación de base al reactor.





Observaciones: Se reutiliza la base utilizada en el reactor anterior del alumno Felipe Castillo. donde se acorta, se pule y se pinta para poder apernar el reactor.

#### 10. Sellado de varillas porta termocuplas y aislación.





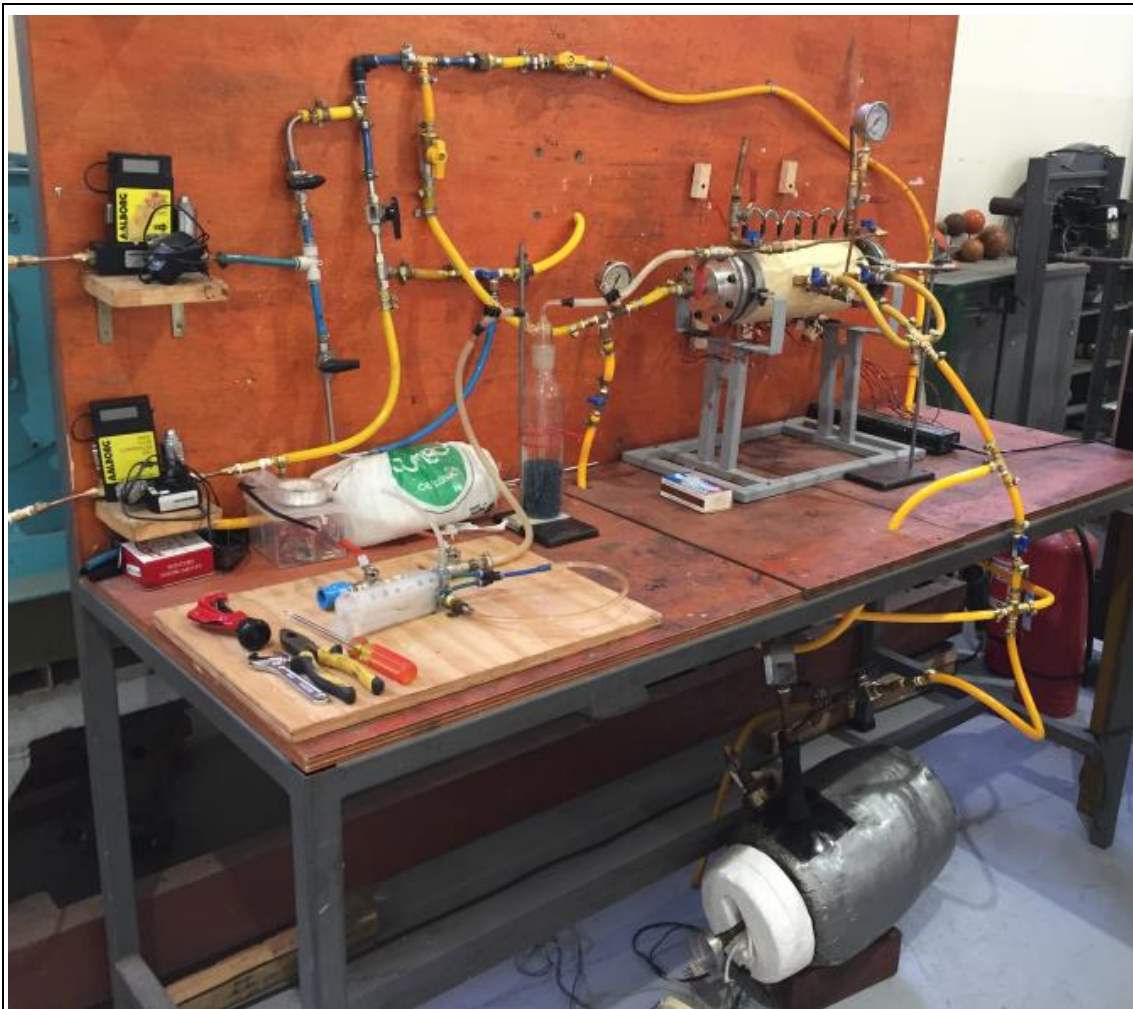
Observaciones: Para el sellado de los agujeros de las varillas porta termocuplas se utiliza cemento refractario. donde fue necesario disminuir su tamaño de grano con un proceso de tamizado. al secarse se incorpora una capa de silicona de alta temperatura para disminuir la probabilidad de fugas. Para la aislación se utiliza capas de fibra de vidrio donde se compacta con masking tape.

## 11. Instalación de termocuplas.



Observaciones: Para obtener la medición de temperaturas a lo largo del reactor se utilizan termocuplas tipo S que son filamentos de metales preciosos que en nuestro caso son filamentos de platino y de platino-rodio, que se trenzan entre sí, al cambiar de temperatura emiten un diferencial de voltaje que es captado por un adquisitor de datos. Es importante que el trenzado sea de tal manera que no exista posibilidad de que se separen. Para la instalación se debe verificar con una fuente de calor para saber si la conexión fue la correcta.

## 12. Instalación de líneas de aire, gas natural, vapor.



Observaciones: En este último paso es importante utilizar mangueras para gas, para minimizar las fugas, se utiliza abrazaderas y teflón para gas, aunque se trabaja con presiones inferiores a 1 bar, por seguridad es importante que no existan fugas.

## Anexo C Listado de chequeo y AST

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

X

Supervisor

X

Operador

X

Operador

| ANÁLISIS DE TRABAJO SEGURO |                                             |                                                                              |                                                        |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
|----------------------------|---------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------------------------|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|---------|--|--|--|--|
| TRABAJO A REALIZAR:        |                                             | OPERACIÓN DE REACTOR DE MEDIO POROSO CON INYECCIÓN DE METANO-AIRE-VAPOR.     |                                                        |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
| FECHA:                     |                                             | LUGAR:                                                                       | UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA, CASA CENTRAL |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
| NOMBRE OPERADOR 1          |                                             |                                                                              | FIRMA:                                                 |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
| NOMBRE OPERADOR 1          |                                             |                                                                              | FIRMA:                                                 |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
| NOMBRE SUPERVISOR          |                                             |                                                                              | FIRMA:                                                 |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
| EPP                        | GUANTES                                     | OVERALL                                                                      | LENTES                                                 |                                                                                                                                                                                                                 | ZAPATOS |  |  |  |  |
| CUMPLE                     |                                             |                                                                              |                                                        |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
| NO CUMPLE                  |                                             |                                                                              |                                                        |                                                                                                                                                                                                                 |         |  |  |  |  |
| Nro.                       | ACTIVIDAD                                   | RIESGOS                                                                      |                                                        | MEDIDAS DE CONTROL                                                                                                                                                                                              |         |  |  |  |  |
| 1                          | Realizar inspección general de equipos.     | Fugas de gas natural.<br>Fugas de gas licuado.<br>Caídas.<br>Arco Eléctrico. |                                                        | Utilizar equipos de protección personal.<br>Utilizar detector de fugas.<br>Mantener vías despejadas.<br>Tener al alcance un extintor cargado.                                                                   |         |  |  |  |  |
| 2                          | Realizar encendido y operación del reactor. | Fugas de gas natural.<br>Fugas de gas licuado.<br>Quemaduras.<br>Incendios.  |                                                        | Utilizar equipos de protección personal.<br>Utilizar detector de fugas.<br>Mantener vías despejadas.<br>Tener al alcance un extintor cargado.<br>Seguir el procedimiento de operación de manera adecuada.       |         |  |  |  |  |
| 3                          | Apagado del reactor y equipos.              | Fugas de gas natural.<br>Quemaduras.<br>Incendios.                           |                                                        | Utilizar equipos de protección personal.<br>Utilizar detector de fugas.<br>Mantener vías despejadas.<br>Tener al alcance un extintor cargado.<br>Cerrar llaves de paso del gas natural y aire y apagar equipos. |         |  |  |  |  |

## ANEXOD Tabla de pruebas

[illegible]

# Anexo E Caracterización de la caldera

## Caracterización de Caldera

Lorena Espinoza, Daniel Maluenda

5 Octubre, 2016

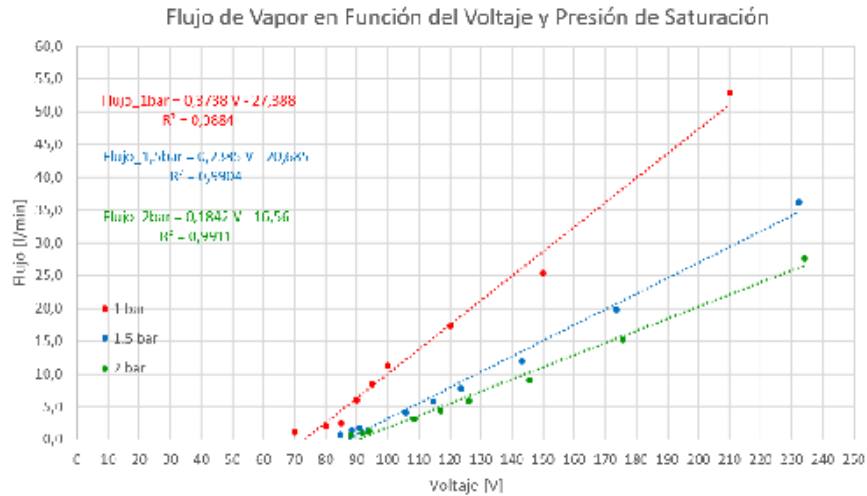


Figura 1: Representación gráfica de flujos de vapor medidos en función del voltaje para distintas presiones de saturación.

Cuadro 1: Valores de flujo calculados

| 1 bar       |               |           | 1,5 bar     |               |           | 2 bar       |               |           |
|-------------|---------------|-----------|-------------|---------------|-----------|-------------|---------------|-----------|
| Voltaje [V] | Flujo [l/min] | $\pm e_f$ | Voltaje [V] | Flujo [l/min] | $\pm e_f$ | Voltaje [V] | Flujo [l/min] | $\pm e_f$ |
| 210,0       | 52,9          | 0,6       | 232,3       | 36,2          | 0,4       | 234,1       | 27,7          | 0,3       |
| 150,0       | 25,4          | 0,5       | 173,6       | 19,9          | 0,4       | 175,6       | 15,2          | 0,3       |
| 120,0       | 17,4          | 0,4       | 143,2       | 11,9          | 0,3       | 145,5       | 9,1           | 0,2       |
| 100,0       | 11,3          | 0,2       | 123,5       | 7,7           | 0,1       | 126,1       | 5,9           | 0,1       |
| 95,0        | 8,5           | 0,2       | 114,5       | 5,8           | 0,1       | 117,1       | 4,4           | 0,1       |
| 90,0        | 6,1           | 0,2       | 105,6       | 4,2           | 0,1       | 108,5       | 3,2           | 0,1       |
| 85,0        | 2,5           | 0,2       | 90,8        | 1,7           | 0,1       | 94,0        | 1,3           | 0,1       |
| 80,0        | 2,0           | 0,3       | 88,5        | 1,4           | 0,2       | 91,7        | 1,1           | 0,2       |
| 70,0        | 1,2           | 0,2       | 84,8        | 0,8           | 0,1       | 88,2        | 0,6           | 0,1       |

Con  $e_f$ , error absoluto en el cálculo de flujo.

### Diseño experimental y análisis de propagación del error:

Para el cálculo de flujo de vapor producido en litros por minuto, se procede a realizar ensayos de laboratorio en base al registro de variación de masa del equipo y el volumen de vapor condensado para un valor de voltaje predefinido.

La instalación se compone de una balanza, un condensador, un variador de voltaje, un cronómetro y un multitester. El equipo se instala sobre la balanza de forma tal de, una vez alcanzadas las condiciones de operación ( $100^{\circ}C$ , 1bar), proceder a registrar los valores iniciales y finales de masa del equipo y volumen de vapor condensado además de la temperatura de este último y el voltaje prefijado para la medición.



Figura 2: Detalle de instalación de pruebas.

De esta forma, se calcula el flujo de vapor tanto en base a la diferencia de masa registrada, como respecto al volumen de vapor condensado durante el experimento. Cabe señalar que cada medición considera una duración de 10 minutos, tanto para el registro en sí mismo, como para el tiempo entre mediciones.

Por otro lado, para determinar los flujos para una presión de operación distinta se considerarán los mismos registros de variación en masa y volumen de condesado, pero utilizando en los cálculos posteriores el valor de volumen específico correspondiente a tales condiciones de presión, es decir:

|                    | 1 bar   | 1,5 bar | 2 bar    |
|--------------------|---------|---------|----------|
| $v_{vap} [m^3/kg]$ | 1,69393 | 1,15929 | 0,885682 |

#### Flujo en base a masa:

$$F_m = \frac{\Delta m}{\Delta t} \cdot (v_{vap} \cdot 60 \cdot 10^3) [l/min]$$

#### Flujo en base a volumen condensado:

$$F_v = \frac{\Delta ml}{\Delta t} \cdot (\rho_c \cdot v_{vap} \cdot 60 \cdot 10^{-3}) [l/min]$$

Donde:

$F_m$ : flujo de vapor en base a masa en [l/min]

$F_v$ : flujo de vapor en base a volumen condensado en [l/min]

$v_{vap}$ : volumen específico de vapor saturado en [ $m^3/kg$ ].  $v_{vap} = v_{vap}(P^{\circ}_{operacion})$

$\rho_c$ : densidad del líquido condensado en [ $kg/m^3$ ].  $\rho_c = \rho_c(T^{\circ}_{condensado})$

$\Delta m$ : diferencia en masa del equipo durante la medición en [kg].

$$\Delta m = (m_2 - m_1) \pm \delta \Delta m \quad \text{con} \quad m_1 = m_1 \pm \delta m \quad m_2 = m_2 \pm \delta m$$

$\Delta ml$ : diferencia en volumen de vapor condensado durante la medición en [ml].

$$\Delta ml = (ml_2 - ml_1) \pm \delta \Delta ml \quad \text{con} \quad ml_1 = ml_1 \pm \delta ml \quad ml_2 = ml_2 \pm \delta ml$$

$\Delta t$ : diferencia de tiempo durante la medición en [s].

$$\Delta t = (t_2 - t_1) \pm \delta \Delta t \quad \text{con} \quad t_1 = t_1 \pm \delta t \quad t_2 = t_2 \pm \delta t$$

En cuanto a los instrumentos de medición utilizados, se tiene:

Cuadro 2: Características de equipos de medición.

|         | <i>Equipo</i> | <i>Unidad</i> | <i>Rango</i> | <i>Resolución</i> | $\pm e_{inst}$ |
|---------|---------------|---------------|--------------|-------------------|----------------|
| Digital | Balanza       | [kg]          | 0 a 30       | 0,005             | 0,005          |
|         | Cronómetro    | [s]           | -            | 1                 | 1              |
|         | Voltímetro    | [V]           | -            | 0,1               | 0,1            |
| Análogo | Termómetro    | [°C]          | -20 a 110    | 1                 | 0,5            |
|         | Probeta       | [ml]          | 50 a 500     | 5                 | 2,5            |
|         |               |               | 10 a 210     | 2                 | 1              |
|         |               |               | 0 a 100      | 1                 | 0,5            |

Ello determina el error absoluto asociado al valor registrado ( $\pm e_{inst}$ ), siendo 1/2 de la unidad más pequeña para equipos análogos, e igual a la última cifra significativa para equipos digitales.

$$\delta m = 0,001[kg] \rightarrow \delta \Delta m = 2 \cdot \delta m = 0,002[kg]$$

$$\delta t = 1[s] \rightarrow \delta \Delta t = 2 \cdot \delta t = 2[s]$$

$$\delta ml = (\delta ml \cdot 0,5)[ml] \rightarrow \delta \Delta ml = 2 \cdot \delta ml$$

Luego, la propagación del error sobre el cálculo de flujos resulta:

$$\delta F(x, y) = \left| \frac{\partial F}{\partial x} \right| \delta x + \left| \frac{\partial F}{\partial y} \right| \delta y$$

$$\delta F_m(\Delta m, \Delta t) = (v_{vap} \cdot 2 \cdot 60 \cdot 10^3) \cdot \left( \frac{\delta m}{\Delta t} + \frac{\Delta m}{\Delta t^2} \delta t \right) [l/min]$$

$$\delta F_v(\Delta ml, \Delta t) = (v_{vap} \cdot \rho_c \cdot 2 \cdot 60 \cdot 10^{-3}) \cdot \left( \frac{\delta ml}{\Delta t} + \frac{\Delta ml}{\Delta t^2} \delta t \right) [l/min]$$

Dado el comportamiento del error asociado al cálculo, se observa que el flujo en base a volumen de condensado presenta menor error absoluto para los puntos de operación registrados, por ende los valores presentados en Cuadro 1 corresponden a los valores con menor error para cada punto de operación.

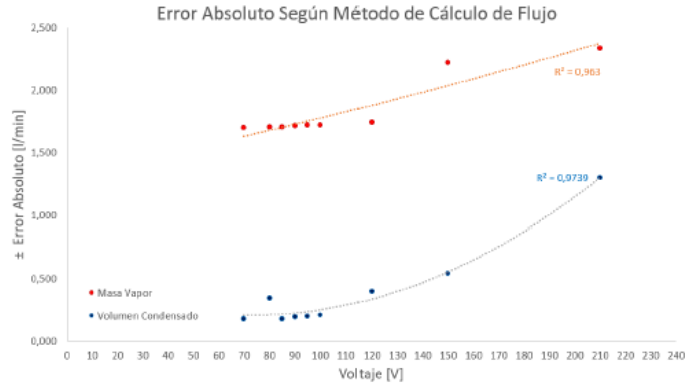


Figura 3: Representación gráfica de errores absolutos asociados a cada metodología de cálculo de flujos.

Por otro lado, en condiciones de presión distintas a 1 bar, se requiere aplicar una corrección sobre los voltajes a utilizar de forma tal de satisfacer el balance de energía del sistema. Por medio de un balance térmico, es posible corregir el voltaje en función de la presión de saturación considerada según ecuación 3.

#### Balance de Energía:

$$W_e = Q_v + Q_p \quad (1)$$

$$\frac{V^2}{R_e} = \dot{m}(h_{sat} - h_{liq}) + \frac{(T_{sat} - T_{amb})}{R_{eq}} \quad (2)$$

$$V = \sqrt{R_{eq} \cdot [\dot{m}(h_{sat} - h_{liq}) + \frac{(T_{sat} - T_{amb})}{R_{eq}}]} \quad (3)$$

Donde:

$W_e$ : potencia eléctrica [W]

$Q_v$ : energía asociada al vapor [W]

$Q_p$ : pérdidas térmicas del sistema [W]

$V$ : voltaje suministrado [V]

$R_e$ : resistencia eléctrica [ $\Omega$ ]

$\dot{m}$ : flujo másico de vapor [kg/s]

$h_{sat}$ : entalpía a la presión de saturación [J/kg]

$h_{liq}$ : entalpía del agua inicial [J/kg]

$T_{sat}$ : temperatura a la presión de saturación [ $^{\circ}C$ ]

$T_{amb}$ : temperatura ambiente [ $^{\circ}C$ ]

$R_{eq}$ : resistencia térmica equivalente [ $^{\circ}C/W$ ]

Dado que las características resistivas del equipo son propias de su geometría y diseño,  $R_{eq}$  es un parámetro constante que puede estimarse a partir del análisis del punto crítico donde la potencia eléctrica de entrada se iguala a las pérdidas térmicas con el ambiente.

$$W_e = Q_p$$

En base a la regresión lineal de los datos medidos en condiciones experimentales ( $100^{\circ}C$ , 1 bar - ecuación 4), el voltaje para el cual no se produce flujo de vapor es de 73.3 [V]. Reemplazando tal valor en ecuación 3, resulta una resistencia térmica de  $0.485[^{\circ}C/W]$ .

$$F = 0,3738 \cdot V - 27,388[l/min] \rightarrow V_{crit} = \frac{27,388}{0,3738} = 73,3[V] \quad (4)$$

$$R_{eq} = 0,485[^{\circ}C/W]$$

Por otro lado, según especificaciones de la resistencia eléctrica utilizada (1.5 kW, 220v) se tiene:

$$W_e = V \cdot I = \frac{V^2}{R} \rightarrow R_e = \frac{220^2}{1500} = 32[\Omega]$$

A partir de la información anterior, y suponiendo una condición inicial de líquido subenfriado a  $20^{\circ}C$  1 bar, es posible corregir los valores de voltaje para cada condición de presión a tratar en base a los resultados experimentales obtenidos.

#### Corrección en base a masa:

$$V_m = \sqrt{32 \cdot [\frac{\Delta m}{\Delta t}(h_{sat} - h_{liq}) + \frac{(T_{sat} - T_{amb})}{R_{eq}}]}$$

$V_m$ : voltaje corregido en base a masa

#### Corrección en base a volumen condensado:

$$V_v = \sqrt{32 \cdot [\frac{\Delta ml}{\Delta t} \frac{\rho}{10^6}(h_{sat} - h_{liq}) + \frac{(T_{sat} - T_{amb})}{R_{eq}}]}$$

$V_v$ : voltaje corregido en base a volumen condensado

Al obtener los errores absolutos derivados del cálculo, se observa que el procedimiento en base a volumen de condensado es menor para todo el rango de puntos de medición, respecto al cálculo en base a diferencia de masa de vapor tanto para 1.5 como 2 bar de presión.

$$\delta V_m(\Delta m, \Delta t) = \frac{32}{\alpha} \cdot \left[ \frac{\Delta h}{\Delta t} \delta m + \frac{\Delta h \Delta m}{\Delta t^2} \delta t \right]$$

$$\delta V_v(\Delta ml, \Delta t) = \frac{32 \cdot \rho}{\beta \cdot 10^6} \cdot \left[ \frac{\Delta h}{\Delta t} \delta ml + \frac{\Delta h \Delta ml}{\Delta t^2} \delta t \right]$$

Con:

$$\Delta h = (h_{sat} - h_{liq})$$

$$\Delta T = (T_{sat} - T_{amb})$$

$$\alpha = \sqrt{32 \cdot \left( \frac{\Delta m}{\Delta t} \Delta h + \frac{\Delta T}{R_{eq}} \right)}$$

$$\beta = \sqrt{32 \cdot \left( \frac{\Delta ml}{\Delta t} \Delta h \frac{\rho}{10^6} + \frac{\Delta T}{R_{eq}} \right)}$$

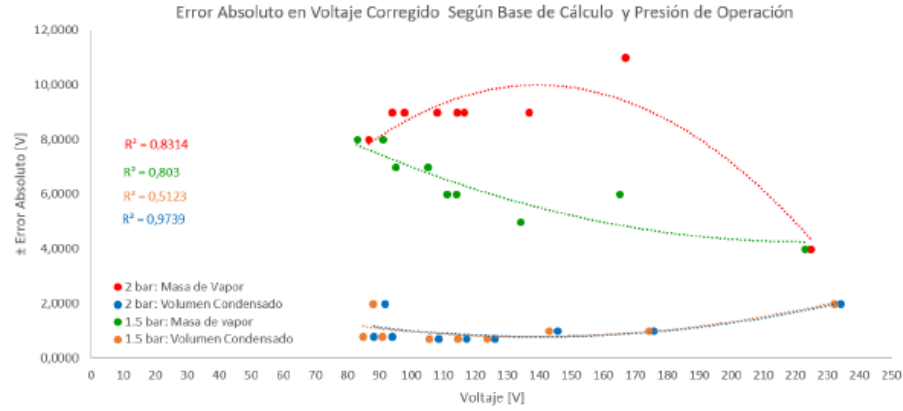


Figura 4: Representación gráfica de errores absolutos en corrección de voltaje, según cada metodología de cálculo.

Cuadro 3: Errores absolutos en voltaje corregido según método de cálculo.

| 1,5bar            |                   | 2bar              |                   |
|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| $\pm e_{v,m}$ [V] | $\pm e_{v,v}$ [V] | $\pm e_{v,m}$ [V] | $\pm e_{v,v}$ [V] |
| 4                 | 2                 | 4                 | 2                 |
| 6                 | 1                 | 11                | 1                 |
| 5                 | 1                 | 9                 | 1                 |
| 6                 | 1                 | 9                 | 0,7               |
| 6                 | 1                 | 9                 | 0,7               |
| 7                 | 1                 | 9                 | 0,7               |
| 7                 | 1                 | 9                 | 0,8               |
| 8                 | 2                 | 9                 | 2                 |
| 8                 | 1                 | 8                 | 0,8               |

Siendo  $e_{v,m}$  y  $e_{v,v}$  los errores absolutos en la corrección de voltajes resultantes del cálculo en base a masa y volumen de condensado respectivamente.

Finalmente, la corrección de los voltajes necesarios para cada condición de presión se desarrolla en base a los registros de variación en volumen de condensado, resultados presentados en Cuadro 1.

## Anexo F Perfiles de temperatura Línea base.

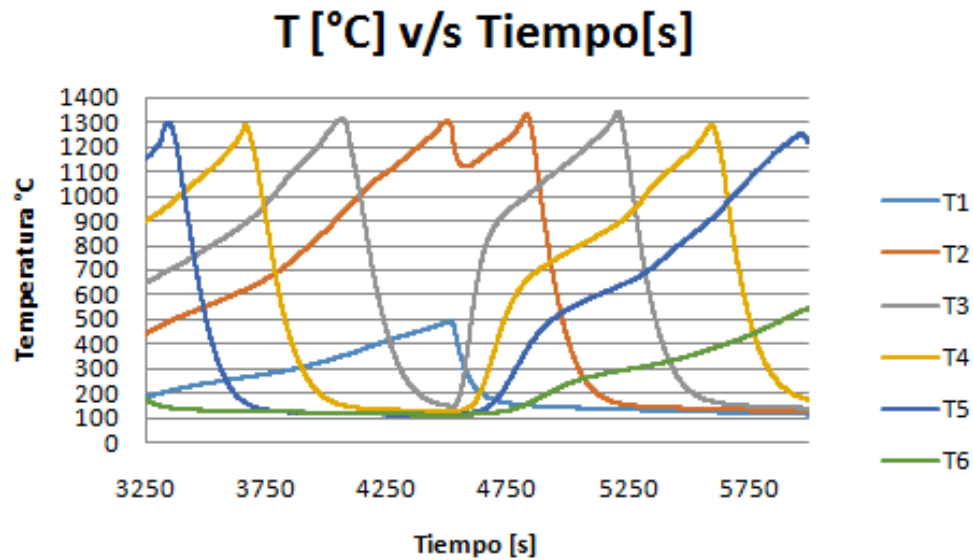


Gráfico: Perfiles de temperatura,  $\phi = 2$

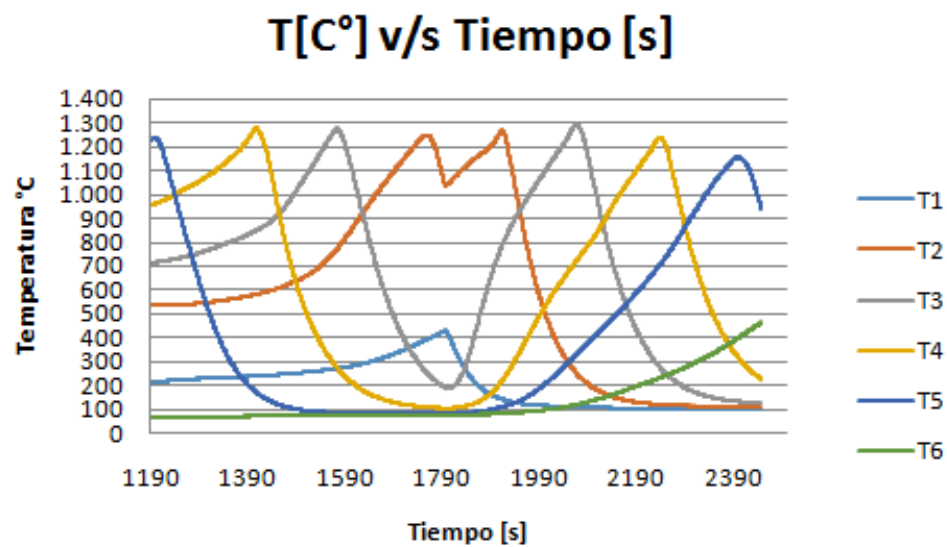


Gráfico: Perfiles de temperatura,  $\phi = 3$

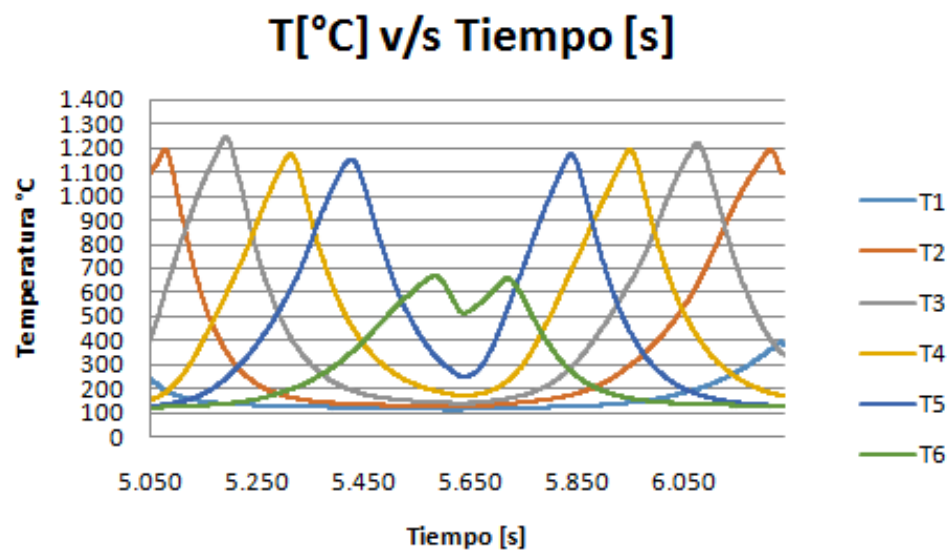


Gráfico: Perfiles de temperatura,  $\phi = 4$

# Anexo G Cromatografía gaseosa Lab QUI

Línea base.-CI 337:  $\phi = 4$ , CI 338:  $\phi = 2$ , CI 339:  $\phi = 3$



## INFORME DE ANÁLISIS N° QUI-113-17

Fecha emisión:  
02.08.2017

| Información del cliente |                                     |
|-------------------------|-------------------------------------|
| Nombre de la empresa    | Departamento de Mecánica            |
| Solicitante             | Prof. Mario Toledo, Fabián Guerrero |
| Dirección               |                                     |

| Información del análisis y muestra |                                                             |
|------------------------------------|-------------------------------------------------------------|
| Análisis solicitado                | Hidrógeno, Monóxido de carbono, Metano, Dióxido de carbono. |
| Tipo de muestra                    | Muestras gaseosas en bolsas Tedlar                          |
| Identificación muestra             | M1 CI 337<br>M3 CI 338<br>M4 CI 339                         |
| Fecha de recepción                 | 13 de julio de 2017                                         |
| Método utilizado                   | ASTM D 1946-90 (2011). UOP Method 603-88                    |
| Responsable muestreo               | Fabián Guerrero                                             |

### RESULTADOS:

| Análisis            | Unidad de medición                      | CI 337      | CI 338      | CI 339      |
|---------------------|-----------------------------------------|-------------|-------------|-------------|
| Hidrógeno           | [mol H <sub>2</sub> /100 moles de gas]  | 14,4 ± 0,4  | 13,5 ± 0,1  | 13,1 ± 0,2  |
| Monóxido de Carbono | [mol CO/100 moles de gas]               | 9,48 ± 0,09 | 11,9 ± 0,4  | 7,7 ± 0,2   |
| Metano              | [mol CH <sub>4</sub> /100 moles de gas] | 13,5 ± 0,1  | 3,21 ± 0,08 | 6,1 ± 0,1   |
| Anhidrido Carbónico | [mol CO <sub>2</sub> /100 moles de gas] | 2,04 ± 0,02 | 2,13 ± 0,06 | 1,26 ± 0,05 |

Fin del documento

Gisela Bruhn  
Químico analista



María Elena Ortiz  
Jefe de Laboratorio

Av. España 1680, Valparaíso  
www.labqi.cl

servicios.analiticos@usm.cl  
32 2 654219

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

QUI-113-17  
Versión 01  
Página 1 de 1

Sin premezcla - sin vapor.- CI 413:  $\phi = 2$ , CI 414:  $\phi = 3$



# INFORME DE ANÁLISIS N° QUI-144-17

Fecha emisión:  
11.09.2017

| Información del cliente |                                   |
|-------------------------|-----------------------------------|
| Nombre de la empresa    | Departamento de Mecánica          |
| Solicitante             | Prof. Mario Toledo. Pablo Requena |
| Dirección               |                                   |

| Información del análisis y muestra |                                                             |                  |
|------------------------------------|-------------------------------------------------------------|------------------|
| Análisis solicitado                | Hidrógeno, Monóxido de carbono, Metano, Dióxido de carbono. |                  |
| Tipo de muestra                    | Muestras gaseosas en bolsas Tedlar                          |                  |
| Identificación muestra             | M1<br>M2                                                    | CI 413<br>CI 414 |
| Fecha de recepción                 | 4 de septiembre de 2017                                     |                  |
| Método utilizado                   | ASTM D 1946-90 (2011). UOP Method 603-88                    |                  |
| Responsable muestreo               | Pablo Requena                                               |                  |

## RESULTADOS:

| Análisis            | Unidad de medición                      | CI 413      | CI 414      |
|---------------------|-----------------------------------------|-------------|-------------|
| Hidrógeno           | [mol H <sub>2</sub> /100 moles de gas]  | 8,2 ± 0,1   | 8,10 ± 0,04 |
| Monóxido de Carbono | [mol CO/100 moles de gas]               | 4,15 ± 0,03 | 3,39 ± 0,06 |
| Metano              | [mol CH <sub>4</sub> /100 moles de gas] | 9,82 ± 0,06 | 14,0 ± 0,2  |
| Anhidrido Carbónico | [mol CO <sub>2</sub> /100 moles de gas] | 4,27 ± 0,02 | 5,75 ± 0,09 |

Fin del documento

  
 Gisela Bruhn  
 Químico analista



  
 María Elena Ortiz  
 Jefe de Laboratorio

 Av. España 1680, Valparaíso  
 www.labqi.cl

 servicios.analiticos@usm.cl  
 32 2 654219

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

QUI-144-17  
 Versión 01  
 Página 1 de 1

