



**Universidad
Zaragoza**

Trabajo Fin de Máster

Reformado de glicerol con vapor de agua
empleando catalizador de níquel

Autora

Míriam Yus Montanel

Director

Miguel A. Menéndez Sastre

Escuela de Ingeniería y Arquitectura
Septiembre 2012



Instituto Universitario de Investigación
en Ingeniería de Aragón
Universidad Zaragoza



CREG
Catalysis, Molecular Separations
and Reactor Engineering Group

Me gustaría emplear unas líneas para expresar mi agradecimiento a todas las personas que han facilitado la realización de este trabajo.

A mi marido, por ser como es, por su cariño, apoyo y paciencia. No sólo por apoyar, sino también por respetar y tratar de entender mi otra pasión, que muchas veces no es nada fácil.

A mis padres, por creer en mí.

A mi familia, por no poder dedicarle todo el tiempo que me gustaría.

Al Dr. Miguel A. Menéndez Sastre, por la confianza depositada en mí, por esta oportunidad, y todos los conocimientos aportados. A los doctores Jaime Soler Herrero, Javier Herguido Huerta y Carlos Téllez Ariso, por todos los consejos, conocimientos y momentos que hemos compartido a lo largo de esta vivencia. Gracias a todos ellos porque esta experiencia está resultando muy enriquecedora.

A la FECYT, por la financiación del Proyecto CTQ 2010-15568.

A todos mis compañeros de laboratorio: Lorena, Nacho, José Antonio y Javi. Porque todos ellos se han convertido en algo más que compañeros. Gracias, Javi, por ayudarme, compartir mis frustraciones y, sobre todo, entenderme. A Paúl, porque siempre tiene una idea que aportar.

A todas las personas que veo día a día. Por esas sonrisas y saludos que hacen los problemas más pequeños, te recuerdan las cosas importantes, y te ayudan a evadirte de vez en cuándo de los experimentos y los datos.

A todos, MUCHAS GRACIAS.

REFORMADO DE GLICEROL CON VAPOR DE AGUA EMPLEANDO CATALIZADOR DE NÍQUEL

RESUMEN

Ante la actual crisis energética, generada por el agotamiento de los combustibles fósiles, y en concordancia con los compromisos del protocolo de Kioto, se investiga en la aplicación de fuentes de energía alternativas, tales como biomasa, hidrógeno o biodiésel.

Durante la producción de biodiésel, se genera un 10 % de glicerol como subproducto. A pesar de las numerosas aplicaciones que tiene el glicerol en alimentación, cosmética o farmacia, se está generando tal excedente del mismo que el mercado no está siendo capaz de asumirlo; por lo que su precio está decayendo. Tal es así que parece necesario encontrarle una utilidad adicional que pueda revalorizarlo. Acorde con esta problemática, se plantea trabajar para producir hidrógeno a partir de glicerol mediante el proceso de reformado con vapor de agua.

Se ha realizado un estudio que proporciona información acerca del comportamiento de catalizadores de Ni/Al₂O₃ en el proceso de reformado de glicerol con vapor de agua. Para ello, se han realizado ensayos de diferentes tipos: en blanco (sin catalizador), en lecho fijo con catalizadores 1 % y 5 % Ni/Al₂O₃, y en lecho fluidizado con el catalizador de mayor carga de níquel. Se ha analizado la influencia de diferentes variables de operación, tales como son la temperatura de reacción, la relación molar entre reactantes (glicerol y agua), el caudal o el tiempo espacial. Estos ensayos con catalizador, junto con estudios de la evolución de la fase gas debida a las reacciones homogéneas que transcurren, permitirán describir el entramado químico que tiene lugar.

El objetivo de este trabajo es llevar a cabo un estudio cinético que permita alcanzar una conversión total de glicerol, maximizar la selectividad de productos en fase gas y minimizar la conversión a fase líquida. Es decir, obtener las mejores condiciones de operación y así llegar a describir las reacciones químicas que tienen lugar en el proceso. Dicha información será empleada posteriormente en el diseño de reactores más eficientes que permitan abordar problemas pendientes, como la desactivación del catalizador por deposición de coque.

ÍNDICE

1.- Introducción y objetivos.....	1
1.1.- Introducción.....	1
1.2.- Objetivos.....	4
2.- Procedimiento experimental.....	5
2.1.- Diagrama sistema experimental.....	5
2.2.- Procedimiento experimental.....	6
2.3.- Síntesis y caracterización del catalizador.....	9
3.- Resultados y discusión.....	11
3.1.- Ensayos en blanco.....	12
3.1.1.- Efecto de la temperatura.....	12
3.1.2.- Efecto de la relación molar de los reactivos.....	13
3.1.3.- Efecto del caudal.....	14
3.1.4.- Discusión.....	15
3.2.- Caracterización de los catalizadores.....	16
3.3.- Ensayos en reactor de lecho fijo con catalizador 1 % Ni.....	18
3.3.1.- Efecto de la temperatura.....	19
3.3.2.- Efecto de la relación molar de los reactivos.....	20
3.3.3.- Efecto de bajas temperatura y relación molar.....	21
3.3.4.- Discusión.....	22
3.4.- Ensayos con catalizador 5 % Ni.....	22
3.4.1.- Ensayo en lecho fijo.....	23
3.4.2.- Efecto de la temperatura en lecho fluidizado.....	24
3.4.3.- Efecto de la relación molar de los reactivos en lecho fluidizado.....	25
3.4.4.- Efecto del tiempo espacial en lecho fluidizado.....	26
3.4.5.- Discusión.....	27
4.- Conclusiones y propuestas de futuro.....	29
5.- Bibliografía.....	31
Anexos.....	35

Anexo A.- Compuestos líquidos.....	37
Anexo B.- Velocidad de mínima fluidización.....	38
Anexo C.- Equilibrio.....	41
Anexo D.- Fórmulas.....	46
Anexo E.- Resultados.....	47
Anexo F.- Datos de los experimentos.....	51

MEMORIA

1.- INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

1.1.- INTRODUCCIÓN

Ante la actual crisis energética, generada por el agotamiento de los combustibles fósiles, y en concordancia con los compromisos del protocolo de Kioto, se investiga en la aplicación de fuentes de energía alternativas, tales como biomasa, hidrógeno o biodiésel.

Durante la transesterificación de los triglicéridos para la obtención de biodiésel, se produce aproximadamente un 10 % en peso de glicerol (1). El glicerol (o glicerina) tiene numerosas aplicaciones en campos tan variados como alimentación, higiene, medicina, explosivos, lubricantes... (2) A pesar de ello se está generando tal excedente que el mercado no es capaz de asumirlo, por lo que su precio está cayendo. De modo que resulta interesante encontrar nuevas aplicaciones para este polialcohol (3). No puede utilizarse directamente como combustible, puesto que a altas temperaturas polimeriza y se oxida hacia acroleína, molécula de elevada toxicidad (4). Sin embargo, sus tres grupos funcionales de tipo alcohol, tal y como se observa en la Figura 1, le confieren una elevada reactividad, lo que la hace muy interesante como materia prima para obtener compuestos de alto valor añadido (5). En este caso, el objetivo concreto que se plantea es la obtención de hidrógeno, puesto que una adecuada utilización del glicerol podría reducir el coste de producción del biodiésel más de un 6,5 % (6).



Figura 1. Modelo molecular del glicerol.

El hidrógeno se puede producir mediante diferentes procesos, tales como reformado con vapor de agua (7-11), reformado autotérmico (12, 13), reformado en fase acuosa (14), reformado con agua supercrítica (15) o gasificación (oxidación parcial) (16). Este tema es de candente actualidad, lo que puede verse al hacer una búsqueda general en una base de datos científica. Según “*Web of Knowledge*” (17), el reformado de glicerol con vapor de agua ofrece los datos recogidos en la Figura 2, donde se aprecia

que el grueso de publicaciones se concentra en los últimos 7 años, y que casi el 50 % de ellas es acerca de catalizadores basados en níquel. Además, ofrece multitud de aspectos a investigar, desde experimentación (18-20), análisis termodinámico teórico (3, 21, 22) u optimización de variables del proceso (23-25), hasta aplicación de membranas para retirada del hidrógeno producido (26, 27) o posibles aplicaciones a celdas de combustible (28, 29). Es por esto que las comparaciones entre ellos son muy dificultosas, ya que en los estudios experimentales se usa catalizador y en los teóricos y simulados no se hace uso del mismo. Además, dentro de los experimentales, aparte del catalizador, son numerosas las variables que se pueden modificar: peso de catalizador, caudal de reactantes, relación molar entre reactivos, uso de gas de arrastre, temperatura, presión, duración, tipo de reactor...

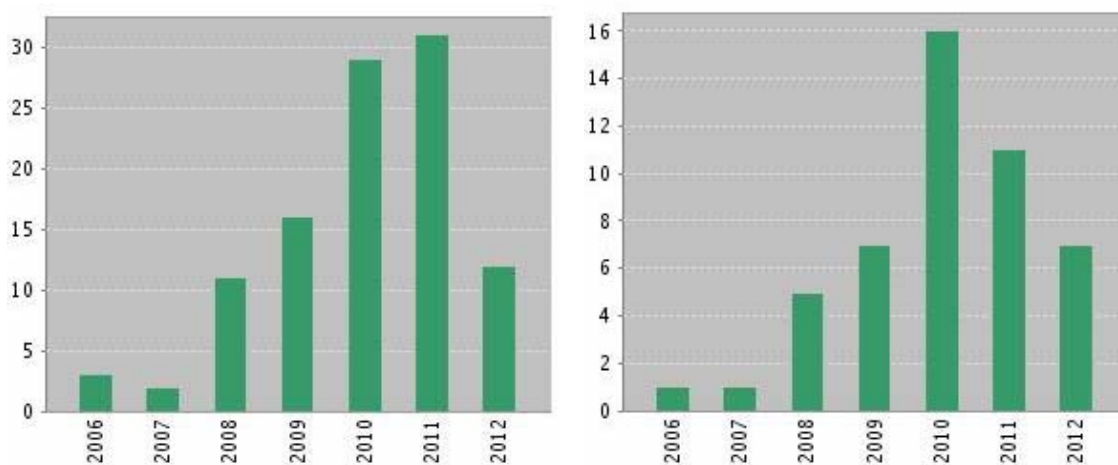
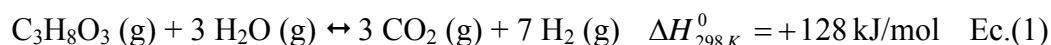
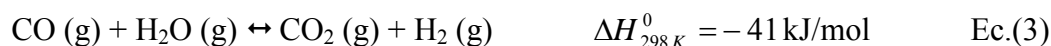
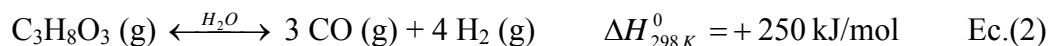


Figura 2. Artículos publicados anualmente sobre reformado de glicerol con vapor de agua (izquierda) y artículos publicados anualmente sobre reformado de glicerol con vapor de agua y catalizadores basados en níquel (derecha) (17).

A pesar de toda esta disparidad de variables, varios autores (2, 8, 19, 30, 31) coinciden en afirmar que el reformado de glicerol con vapor de agua es el procedimiento más efectivo para producir hidrógeno a partir de glicerol, y que podría ser de mayor interés para finalmente ser escalado a nivel industrial. Es este proceso, el glicerol reacciona con el vapor de agua para romper los enlaces H-C y C-C, en presencia de un catalizador, para producir hidrógeno, dióxido de carbono y monóxido de carbono, según describe la Ecuación 1.



En la reacción anterior, se encuentran combinados dos procesos contrapuestos energéticamente: la descomposición del glicerol (Ec. 2), que es endotérmica, y la reacción *water-gas-shift* (Ec. 3), que es exotérmica:



Además, el proceso puede ir acompañado de otras muchas reacciones secundarias, de las que se detallan las más habituales en la Tabla 1. Al mismo tiempo, no hay que olvidar la posibilidad de otras reacciones que pueden dar lugar a múltiples productos líquidos con un número variable de átomos de carbono y oxígeno (10, 32, 33).

Una vez detallado el proceso a llevar a cabo, hay que fijar el tipo de catalizador. Hay autores que han empleado catalizadores basados en platino (12, 34, 35), o en otros metales nobles (10, 24, 25, 36), pero resultan caros. Así que son muchos los investigadores que trabajan con catalizadores basados en níquel. Los hay que estudian la influencia de la carga de metal (34), del soporte (9, 30, 37-40), la combinación de níquel con otros metales (10, 20, 41), la forma de disponer el catalizador (8) o el modo de prepararlo (42).

Tabla 1. Reacciones secundarias más habituales en el reformado de glicerol con vapor de agua (4, 19, 43).

Reacción	Ecuación
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 (\text{g}) + 2 \text{H}_2 (\text{g}) \leftrightarrow 2 \text{CH}_4 (\text{g}) + \text{CO} (\text{g}) + 2 \text{H}_2\text{O} (\text{g})$	(4)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 (\text{g}) + 5 \text{H}_2 (\text{g}) \leftrightarrow 3 \text{CH}_4 (\text{g}) + 3 \text{H}_2\text{O} (\text{g})$	(5)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 (\text{g}) \leftrightarrow \text{C}_2\text{H}_4 (\text{g}) + \text{CO} (\text{g}) + 2 \text{H}_2\text{O} (\text{g})$	(6)
$\text{CO} (\text{g}) + 3 \text{H}_2 (\text{g}) \leftrightarrow \text{CH}_4 (\text{g}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g})$	(7)
$\text{CO}_2 (\text{g}) + 4 \text{H}_2 (\text{g}) \leftrightarrow \text{CH}_4 (\text{g}) + 2 \text{H}_2\text{O} (\text{g})$	(8)
$\text{CO}_2 (\text{g}) + \text{CH}_4 (\text{g}) \leftrightarrow 2 \text{CO} (\text{g}) + 2 \text{H}_2 (\text{g})$	(9)
$\text{CH}_4 (\text{g}) \leftrightarrow 2 \text{H}_2 (\text{g}) + \text{C} (\text{s})$	(10)
$2 \text{CO} (\text{g}) \leftrightarrow \text{C} (\text{s}) + \text{CO}_2 (\text{g})$	(11)
$\text{C} (\text{s}) + \text{H}_2\text{O} (\text{g}) \leftrightarrow \text{CO} (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g})$	(12)
$\text{C} (\text{s}) + \text{CO}_2 (\text{g}) \leftrightarrow 2 \text{CO} (\text{g})$	(13)
$\text{C} (\text{s}) + 2 \text{H}_2 (\text{g}) \leftrightarrow \text{CH}_4 (\text{g})$	(14)
$\text{C}_2\text{H}_4 (\text{g}) + \text{H}_2 (\text{g}) \leftrightarrow \text{C}_2\text{H}_6 (\text{g})$	(15)

Sin embargo, la desactivación del catalizador por deposición de coque en los catalizadores basados en níquel sigue siendo un problema sin resolver (3, 9, 11, 19, 31, 44-46). Termodinámicamente, se han ido analizando las condiciones de reacción más favorables para producción de hidrógeno: altas temperaturas ($T > 600^{\circ}\text{C}$), presión atmosférica y relación molar agua:glicerol de 9:1 o superior (3). Además, bajo estos requisitos, teóricamente, se inhibe la formación de coque. Sin embargo, los experimentos demuestran que el catalizador se va desactivando, disminuyendo la selectividad a hidrógeno y la conversión (41); por eso es objeto de estudio (31) o hay ensayos que emplean una relación molar agua:glicerol muy elevada, tal y cómo se indica en la Tabla 2, sobre todo si se desea trabajar a temperaturas menores de 600°C .

Tabla 2. Relación de algunos autores con relaciones molares agua:glicerol elevadas.

Relación molar agua:glicerol	T ($^{\circ}\text{C}$)	Referencia
24	600	(19)
20-500	400-700	(30)
46	350-450	(33)
46	500-650	(40)
500	600	(47)

Actualmente, las publicaciones revisadas trabajan en lecho fijo. Únicamente se alude a otro tipo de reactores, como el lecho fluidizado, a nivel teórico simulado (48, 49), lo que conduce al objetivo de este trabajo.

1.2.- OBJETIVOS

El objetivo de esta investigación es llevar a cabo un estudio cinético para obtener las mejores condiciones de operación y así llegar a describir las reacciones químicas que tienen lugar; lo que permitirá el diseño posterior de un reactor más eficiente, como sería un reactor de lecho fluidizado de dos zonas. Para lograrlo, hay que abordar una serie de aspectos previos: síntesis del catalizador de $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$ y caracterización del mismo; diseño, montaje y puesta a punto del sistema experimental, así como identificación y calibrado de los compuestos gaseosos y líquidos implicados. Finalmente, se analizará la influencia de variables de operación tales como temperatura, relación molar de reactivos, caudal, tipo de lecho y carga de catalizador (el porcentaje de Ni presente). También se estudiarán las reacciones en fase gas, realizando ensayos en ausencia de catalizador.

2.- PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

2.1.- DIAGRAMA SISTEMA EXPERIMENTAL

Los ensayos se han llevado a cabo en la planta experimental que se muestra en la Figura 3.

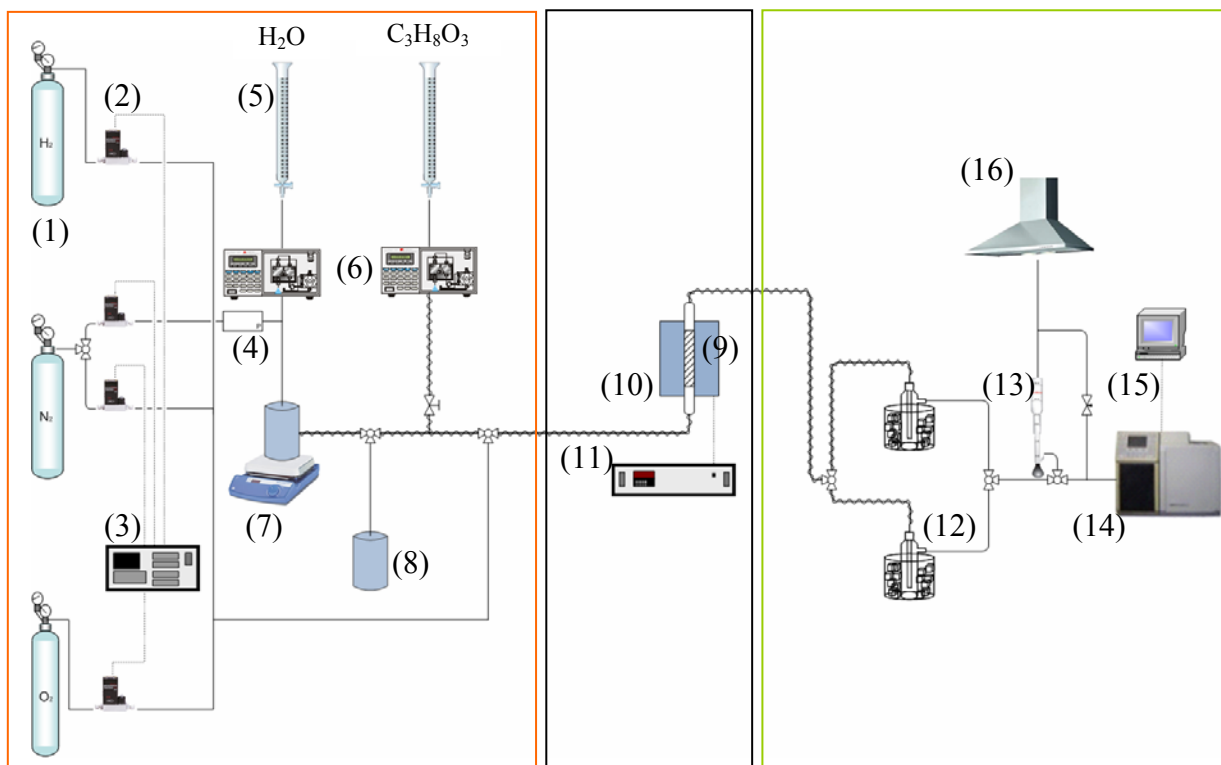


Figura 3. Diagrama de la planta experimental.

El sistema empleado para desarrollar la experimentación comprende tres partes claramente diferenciadas: alimentación de reactivos (izquierda), reacción (centro) y análisis de datos (derecha). Los reactivos gaseosos (H₂, N₂ y O₂) se alimentan desde bombonas (1) mediante medidores de flujo másico (*Brooks Instruments*, serie 5850 TR) (2), que disponen de un controlador externo (*Brooks Instruments*, modelo 0154/BB1A1) (3). Los reactantes líquidos (C₃H₈O₃ y H₂O) son alimentados desde buretas graduadas por medio de 2 bombas HPLC (*Shimadzu*, modelo LC-10AT VP). La línea correspondiente al agua posee un medidor de presión (SMC, modelo GS40-01) (4), además de un sistema de evaporación con una placa calefactora (Bibby HC502) (7) y un aliviadero (8).

La mezcla de reactivos se alimenta a un reactor cilíndrico de cuarzo (9). El reactor posee 0,9 cm de diámetro interno (o 2,7 cm de diámetro interno, si el ensayo es

en lecho fluidizado) y 30 cm de longitud. Además, dispone de una placa porosa en la parte inferior con un tamaño de poro de 40-90 μm , que realiza una doble función: soportar el catalizador y distribuir uniformemente la corriente gaseosa. Dicho reactor se encuentra alojado en un horno eléctrico (10) que dispone de un controlador (JOL) (11), el cuál regula la temperatura dentro del reactor mediante un termopar (RS, tipo K) que se introduce en el lecho.

La corriente que sale del reactor se conduce a un sistema de condensación (12) ordenado en paralelo, que permite la recogida de los líquidos en continuo. La corriente gaseosa que queda tras la condensación de los líquidos, se dirige hacia un medidor de caudal (burbujímetro) (13) o hacia un analizador (14). Dicho analizador es un cromatógrafo de gases (*Varian*, modelo CP-3800) que consta de dos detectores: TCD y FID. Al final de la línea se encuentra un sistema de extracción de gases (16). En último lugar, los datos se recogen y tratan en un ordenador (15).

Las tuberías son de acero inoxidable (*Swagelok*, AISI 316), nylon o silicona, según los requerimientos de cada parte del proceso.

La zona de alimentación de líquidos, la entrada al reactor, y la salida hasta los condensadores, se componen de tuberías de acero calorifugadas con resistencias de tela (*Omegalux*, serie FGR), que llevan sus correspondientes controladores eléctricos.

2.2.- PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

La metodología seguida para llevar a cabo cada experimento se describe seguidamente. Un ensayo tipo puede llegar a comprender hasta 4 fases, según se detalla en la Tabla 3.

Tabla 3. Etapas necesarias según el tipo de ensayo.

Ensayo \ Etapa	Reducción	Inertización	Reacción	Regeneración
Blanco	No	No	Sí	No
Fijo	Sí	Sí	Sí	No
Fluidizado	Sí	Sí	Sí	Sí

Un experimento en blanco se realiza en ausencia de catalizador, por lo que únicamente abarca la reacción propiamente dicha; no necesita etapas dedicadas a acondicionamiento del catalizador. En lecho fijo, al emplearse únicamente 1 g de catalizador, éste no se reutiliza, por lo que no se requiere una fase de regeneración

posterior a la reacción. En cambio, en lecho fluidizado, se mantiene el mismo catalizador para todos los ensayos, por lo que es necesaria la regeneración tras su utilización.

Para comenzar, se carga el reactor con la cantidad de catalizador requerida: 1 g en el caso de lecho fijo; y 40, 10 o 5 g en el caso de lecho fluidizado. A continuación, se procede al calentamiento en flujo de inerte (N_2) con un caudal equivalente a dos veces la velocidad de mínima fluidización o superior ($50 \text{ mL}_N/\text{min}$), hasta alcanzar la temperatura de reducción, que es de $700 \text{ }^\circ\text{C}$, con una rampa de calentamiento inferior a $10 \text{ }^\circ\text{C}/\text{min}$. Se reduce el estado de oxidación del metal activo (Ni) del catalizador mediante una mezcla gaseosa de $H_2 + N_2$, con un caudal total de 80 o $50 \text{ mL}_N/\text{min}$, durante un tiempo no inferior a 1 hora, según se recoge en la Tabla 4, en función del tipo de lecho.

Tabla 4. Condiciones de reducción aplicadas en función del tipo de lecho.

	H_2 (%)	N_2 (%)	Caudal (mL_N/min)	Duración
Fijo	10	90	80	2h 15 min
Fluidizado	50	50	50	1h – 1h 30 min

Tras la reducción, se ha de aplicar un período de inertización, que consiste en barrer el sistema con una corriente de N_2 de $42 \text{ mL}_N/\text{min}$ durante un mínimo de 50 minutos, para lecho fijo; o una corriente con un caudal tres veces la velocidad de mínima fluidización, $70 \text{ mL}_N/\text{min}$, para lecho fluidizado. Durante dicho proceso, se aprovecha para llevar al sistema hasta la temperatura de reacción deseada (se han probado temperaturas entre 500 y $800 \text{ }^\circ\text{C}$), poner en marcha el caudal de la bomba de agua y dejar que se estabilice, así como preparar la mezcla refrigerante que permite la condensación de los líquidos (no reaccionados y generados) durante la reacción. Dicha mezcla se compone de 150 g de agua destilada, 80 g de sal, 80 g de etanol y 500 g de hielo picado.

Después, ya se puede proceder a ejecutar la reacción, para la que se introduce una mezcla molar determinada de glicerol (Glicerol PA-ACS-ISO, pureza mínima de 99,5 %, Panreac) y agua destilada, con nitrógeno como gas de arrastre. Se realiza una toma de datos cada 20 minutos (por regla general), que comprende de:

- 1) Registro de la composición de la corriente gaseosa con el cromatógrafo de gases, así como control de la sobrepresión en el sistema. La inyección de muestra se realiza siempre con el *loop* a presión atmosférica.
- 2) Medida de los volúmenes líquidos consumidos de ambos reactivos mediante las buretas graduadas, así como de la sobrepresión registrada en las bombas.
- 3) Control de las temperaturas del horno, evaporador y condensador, así como de las resistencias que calorifugan las tuberías.
- 4) Medida del caudal gaseoso, con el burbujímetro y un cronómetro.
- 5) Pesada y recogida de las muestras líquidas, que se guardan en tapeclips sellados y etiquetados, que se conservan en el frigorífico, para su posterior análisis. Dicho análisis se realiza después de haber finalizado la reacción, empleando el mismo cromatógrafo de gases, mediante la inyección manual de las muestras con microjeringas Hamilton 701 N, de 10 μL y microjeringas Hamilton 75 N, de 5 μL . Se ha empleado patrón interno para su cuantificación: etanol (etanol absoluto PRS, pureza mínima 99,5 %, Panreac) y 1-pentanol (1-pentanol ACS, pureza ≥ 99 %, Sigma-Aldrich), según los requerimientos de las muestras líquidas.

La duración de cada experimento se modifica en función del tipo; esto es, suele ser de 100 minutos para el caso de los ensayos en blanco, y oscilar entre 140 y 240 minutos para el caso de catalizador 1 % Ni. Mientras que para el catalizador 5 % Ni, la duración varía entre 4 y 11 horas.

Posteriormente a la reacción, se deja enfriar el sistema en corriente inerte de N_2 con un caudal de 50 $\text{mL}_\text{N}/\text{min}$.

Únicamente en el caso de lecho fluidizado, va a ser requerida la regeneración del catalizador. En este caso, se realiza el calentamiento habitual, hasta 700 $^\circ\text{C}$, en N_2 . A continuación, se realiza un cuidadoso y riguroso seguimiento de todas las variables, puesto que se va a introducir una corriente de $\text{O}_2 + \text{N}_2$, incrementando el % de O_2 progresivamente, según el sistema lo vaya permitiendo. Dicha reacción va a quemar el coque generado y depositado sobre el catalizador, y puede llegar a ser muy exotérmica y desestabilizar los sistemas de medida y control. Se trabaja con un caudal total de 500 $\text{mL}_\text{N}/\text{min}$, con un porcentaje de O_2 que se va aumentando desde 1 hasta 7 %.

2.3.- SÍNTESIS Y CARACTERIZACIÓN DEL CATALIZADOR

Se han preparado dos tipos de catalizadores, ambos Ni/Al₂O₃, variando únicamente el porcentaje en peso de níquel depositado sobre el soporte. Para ello, primero se calcina el soporte γ -Al₂O₃ (Sasol, Puralox SCCa-150/200) en una mufla (*Nabertherm*, B180) a 950 °C durante 1 hora, con una rampa de calentamiento de 1 °C/min. A continuación, se procede a la impregnación incipiente del soporte calcinado con una disolución acuosa del precursor metálico: Ni (NO₃)₂ * 6 H₂O (pureza 99,999 %, Sigma-Aldrich), en concentración adecuada para conseguir las dos cargas de níquel deseadas: 1 y 5 % en peso. Seguidamente, se deja secar el sólido a 120 °C en una estufa (*Memmert*) durante un mínimo de 24 horas. Posteriormente, se calcina a 950 °C durante 1 hora, con una rampa de calentamiento de 1 °C/min.

Una vez preparados los catalizadores, se han caracterizado mediante diferentes técnicas: difracción de rayos X, fluorescencia, análisis termogravimétrico, adsorción y desorción de nitrógeno y distribución granulométrica.

El análisis mediante difracción de rayos X (XRD) de los catalizadores se empleó para obtener información acerca de la cristalinidad de la estructura. Los espectros de difracción de rayos X fueron realizados a temperatura ambiente en un difractómetro modelo “D-Max Rigaku” provisto de un ánodo rotante. El difractómetro funciona a 40 kV y 80 mA, con un ánodo de Cu y se utiliza un monocromador de grafito para seleccionar la radiación CuK a 1,2. Los datos se han recogido de 2 theta = 5 ° a 80 °, paso = 0,03 °, t = 1 s/paso. (Servicio de Apoyo a la Investigación de la Universidad de Zaragoza)

El análisis mediante fluorescencia se aplicó para determinar semicuantitativamente el porcentaje en peso de metal sobre el soporte. Los análisis fueron realizados por medio de un espectrómetro secuencial de Fluorescencia de rayos X de “Thermo Electrón”, serie ARL, modelo ADVANT/XP, con tubo de rayos X de Rodio (Rh) y se utilizó el programa UNIQUANT para análisis semicuantitativo sin patrones (análisis secuencial desde el Mg al U). (Servicio de Apoyo a la Investigación de la Universidad de Zaragoza)

El análisis termogravimétrico (TGA) se empleó para determinar la pérdida de agua y de materia carbonosa con la temperatura. El equipo empleado fue “TGA/STDA 851 Mettler Toledo (Columbus, OH)”. Se usaron crisoles de alúmina de 70 μL con un programa de calentamiento de flujo de aire de 50 mL/min, desde 30 °C hasta 1.000 °C, con una rampa de 10 °C/min.

La adsorción y desorción de nitrógeno se aplicó para caracterizar los poros y área superficial de los sólidos obtenidos. El equipo empleado fue “Tristar 3000 (Micromeritics Corp., Norcross, GA)”.

La distribución granulométrica se empleó para determinar el tamaño medio del sólido y acotar el tamaño de partícula al intervalo de interés. Se analizó mediante tamizado.

3.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Esta sección va a recoger los resultados obtenidos en los experimentos llevados a cabo que se consiguieron finalizar con éxito. Para ello, se van a agrupar en función del reactor empleado: ensayos en blanco (sin catalizador), fijo y fluidizado, según se recoge en la Tabla 5. Además, dentro de cada uno de estos grupos se estudiarán diferentes variables de proceso: relación molar de reactivos, caudal, temperatura o tiempo espacial. Los puntos centrales de cada uno de los estudios se han resaltado en negrita.

Tabla 5. Relación de experimentos válidos realizados.

Exp.	Lecho	% Ni cat.	Cat. (g)	T (°C)	RMAGN*	Glicerol (mL/min)	H ₂ O (mL/min)	Q _L	N ₂ (mL _N /min)	Q _G	TR** (min)
1	Blanco	0	0	600	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	100
2	Blanco	0	0	650	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	100
3	Blanco	0	0	700	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	230
4	Blanco	0	0	750	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	100
5	Blanco	0	0	800	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	100
6	Blanco	0	0	700	3:1:1	0,047	0,035	0,082	14,3	72,3	100
7	Blanco	0	0	700	6:1:1	0,047	0,069	0,116	14,3	115	100
8	Blanco	0	0	700	12:1:1	0,047	0,139	0,186	14,3	202	100
9	Blanco	0	0	700	18:1:1	0,047	0,208	0,255	14,3	288	100
10	Blanco	0	0	700	9:1:1	0,023	0,051	0,074	7,0	77,5	100
11	Blanco	0	0	700	9:1:1	0,035	0,077	0,112	10,7	117	100
12	Blanco	0	0	700	9:1:1	0,094	0,208	0,302	28,8	316	100
13	Blanco	0	0	700	9:1:1	0,141	0,312	0,453	43,2	475	100
14	Blanco	0	0	700	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	100
15	Fijo	1	1	700	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	140
16	Fijo	1	1	650	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	140
17	Fijo	1	1	600	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	140
18	Fijo	1	1	700	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	240
19	Fijo	1	1	650	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	240
20	Fijo	1	1	600	9:1:1	0,047	0,103	0,150	14,3	157	180
21	Fijo	1	1	700	3:1:1	0,086	0,064	0,150	26,4	72,3	140
22	Fijo	1	1	650	3:1:1	0,086	0,064	0,150	26,4	72,3	140
23	Fijo	1	1	600	3:1:1	0,086	0,064	0,150	26,4	72,3	140
24	Fijo	1	1	550	1:1:1	0,047	0,012	0,059	14,3	43,7	240
25	Fijo	1	1	500	1:1:1	0,047	0,012	0,059	14,3	43,7	250
26	Fijo	5	1	650	3:1:1	0,015	0,011	0,026	4,5	22,4	660
27	Fluid.	5	40	700	9:1:1	0,033	0,074	0,107	10,2	112	540
28	Fluid.	5	40	650	9:1:1	0,033	0,074	0,107	10,2	112	240
29	Fluid.	5	40	600	9:1:1	0,033	0,074	0,107	10,2	112	320
30	Fluid.	5	40	650	3:1:1	0,073	0,054	0,127	22,4	112	240
31	Fluid.	5	40	650	1:1:1	0,122	0,030	0,152	37,3	112	360
32	Fluid.	5	10	650	3:1:1	0,073	0,054	0,127	22,4	112	240
33	Fluid.	5	5	650	3:1:1	0,073	0,054	0,127	22,4	112	240

* RMAGN: relación molar agua:glicerol:nitrógeno.

Q_L: caudal de líquidos (mL/min).

Q_G: caudal de gases totales a la entrada del reactor (mL_N/min).

** TR: tiempo en reacción.

3.1.- ENSAYOS EN BLANCO

Los ensayos en blanco se realizan sin catalizador, y su cometido es analizar la posible descomposición del glicerol y la distribución de productos en la propia fase gas generada. Ante la elevada conversión de glicerol registrada, se ha planteado todo un estudio paramétrico de temperatura, relación molar y caudal. Se ha observado, en total concordancia con lo descrito por Lin y colaboradores (44), que la reacción no catalítica a altas temperaturas está dominada por la reacción de descomposición del glicerol.

3.1.1.- EFECTO DE LA TEMPERATURA

Los puntos recogidos a lo largo del tiempo para cada blanco son iguales (Anexo F), lo que era de esperar, ya que no hay catalizador, desactivación o proceso que pueda modificar la distribución de productos. De modo que para las representaciones se toma una media de los puntos.

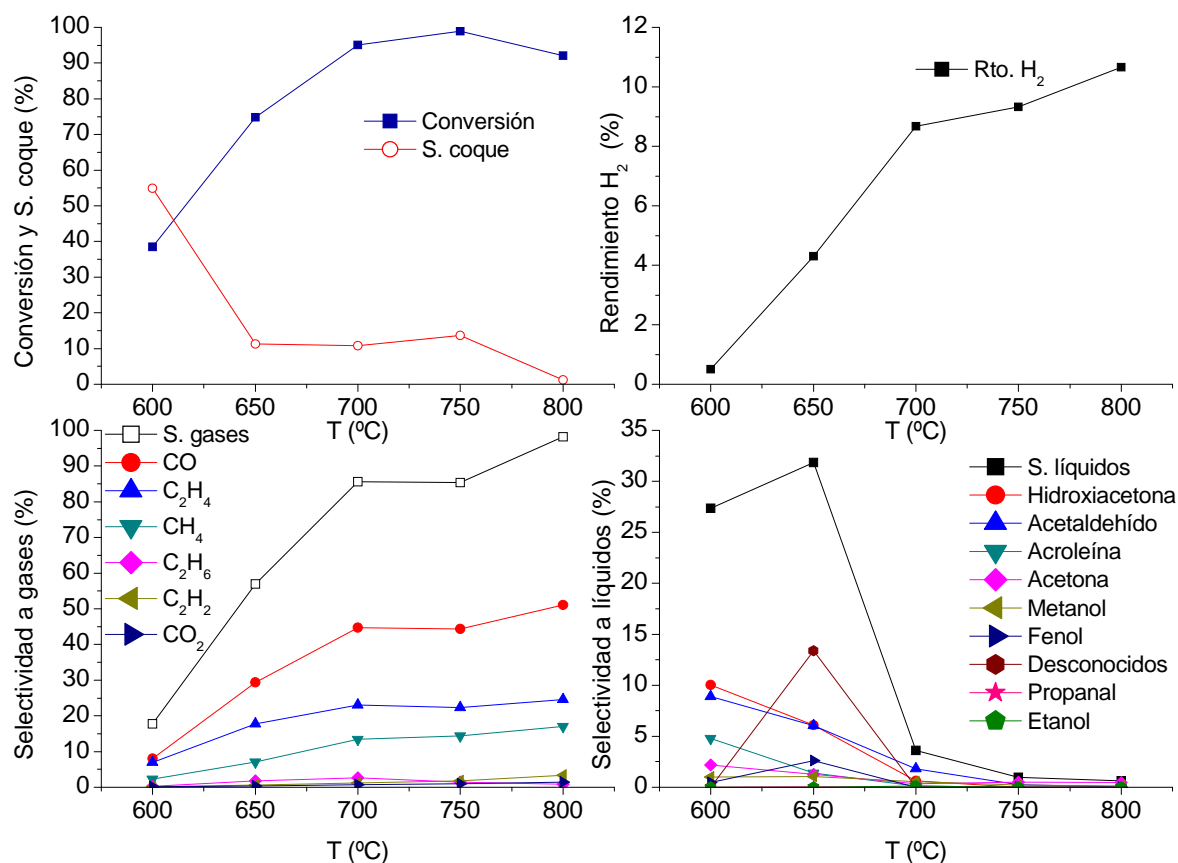


Figura 4. Conversión y selectividad a coque (arriba a la izquierda), rendimiento a hidrógeno (arriba a la derecha), selectividades a fase gas (abajo a la izquierda) y selectividades a fase líquida (abajo a la derecha) frente a la temperatura, para una RMAGN 9:1:1 y $Q_L = 0,150$ mL/min.

En la Figura 4, se puede apreciar el efecto de variar la temperatura (experimentos del 1 al 5 en la Tabla 5) sobre la conversión, el rendimiento a hidrógeno y las selectividades tanto a fase gas como a fase líquida y a coque, variables definidas matemáticamente en el Anexo D. De dicha representación se puede extraer que la conversión aumenta con la temperatura, localizándose el máximo entre 700 y 750 °C. Además, trabajar a temperaturas altas también favorece el rendimiento a hidrógeno, que presenta 2 pendientes claramente diferenciadas. Así que incrementar la temperatura de trabajo por encima de 700 – 750 °C, no produce el mismo efecto sobre el rendimiento que se observa antes de llegar a este intervalo; y se llega a valores en torno al 9 - 10 %. También se favorece la selectividad a gases, mientras disminuye la selectividad a líquidos y a coque. Los productos gaseosos mayoritarios son CO, C₂H₄ y CH₄; mientras que los líquidos son hidroxiacetona y acetaldehído. Por lo que 700 °C se considera un buen punto central para el resto de variables a estudiar.

3.1.2.- EFECTO DE LA RELACIÓN MOLAR DE LOS REACTIVOS

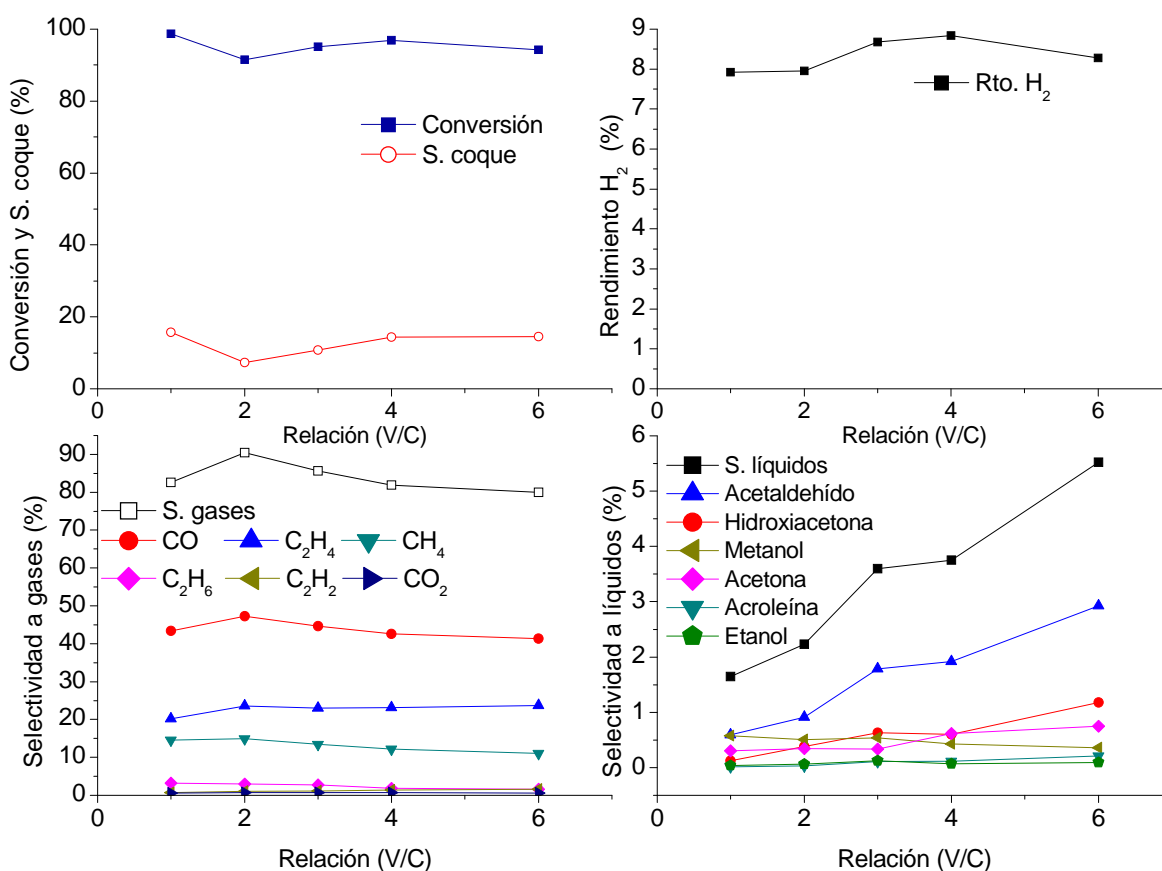


Figura 5. Conversión y selectividad a coque (arriba a la izquierda), rendimiento a hidrógeno (arriba a la derecha), selectividades a fase gas (abajo a la izquierda) y selectividades a fase líquida (abajo a la derecha) frente a la relación vapor/carbono de los reactivos, para 700 °C y 0,047 mL de glicerol.

En la Figura 5, se recoge el efecto de variar la relación molar vapor de agua/carbono (V/C) de los reactivos (experimentos 3 y del 6 al 9 en la Tabla 5) sobre las magnitudes de interés ya planteadas. La influencia de esta variable es menor que la de la temperatura, pero se puede ver cómo al aumentar la relación (V/C) la selectividad a líquidos decrece fuertemente, así como la selectividad a coque, por lo que aumenta la fracción de gases, que es la de interés. Además, desaparecen fracciones líquidas, como fenol, propanal o los desconocidos (según se justifica en el Anexo A). Es lógico que a mayor cantidad de vapor introducida, menor sea la fracción carbonosa. Según el equilibrio termodinámico, tal como se muestra en el Anexo C, una relación molar de 3 (RMAGN 9:1:1) es suficiente para alcanzar un rendimiento a hidrógeno próximo al máximo.

3.1.3.- EFECTO DEL CAUDAL

En la Figura 6, se expone el efecto de variar el caudal de los reactantes (experimentos 3 y del 6 al 9 en la Tabla 5) sobre las magnitudes de interés.

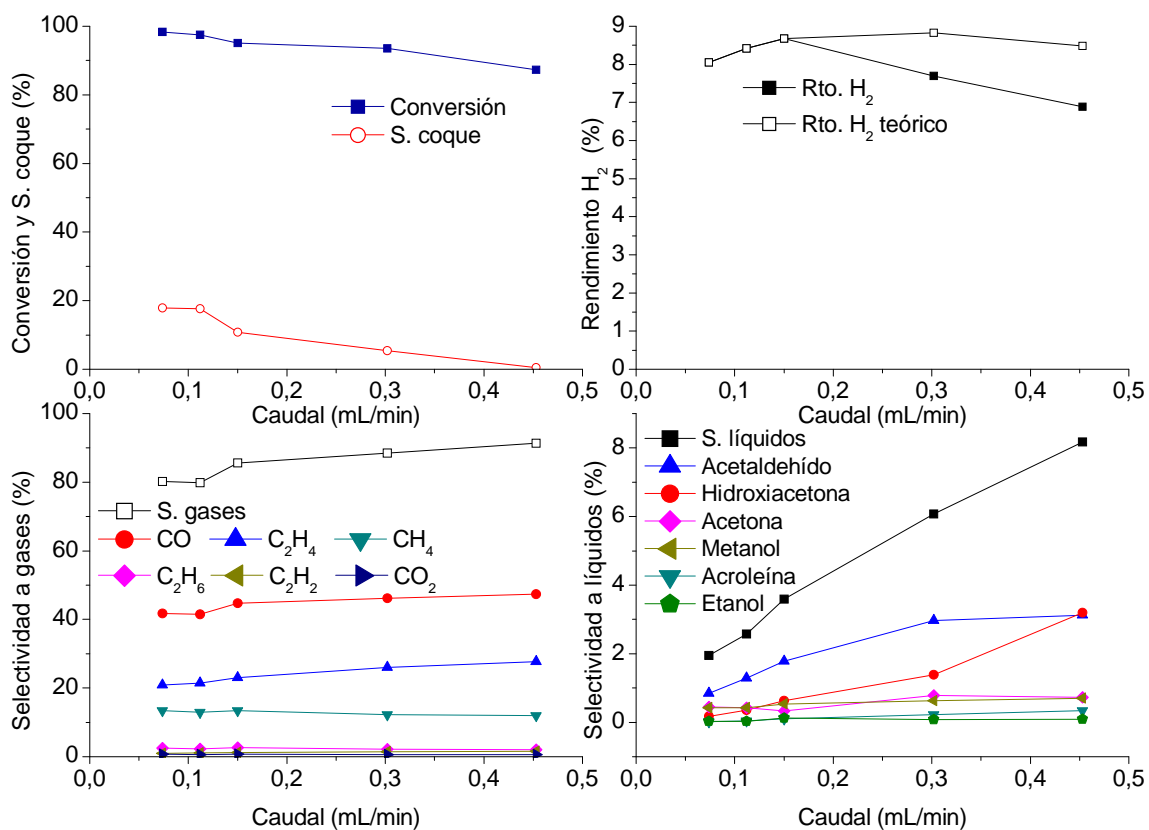


Figura 6. Conversión y selectividad a coque (arriba a la izquierda), rendimientos a hidrógeno real y teórico (arriba a la derecha), selectividades a fase gas (abajo a la izquierda) y selectividades a fase líquida (abajo a la derecha) frente al caudal de reactivos, para 700 °C y RMAGN 9:1:1.

El caudal se ha variado del modo indicado en la Tabla 6.

Tabla 6. Variación del caudal seguida en los ensayos del 10 al 13.

Experimento	Variación del caudal (mL/min)
3 (punto central) = 14	0,150 = Q_L
10	0,5* Q_L
11	0,75* Q_L
12	2* Q_L
13	3* Q_L

Análogamente al efecto apreciado de la relación molar (V/C) variar el caudal tiene unas consecuencias leves. La conversión va disminuyendo al incrementar el caudal. Decece la selectividad a coque, mientras aumentan las selectividades a gases y líquidos, especialmente a estos últimos; puesto que en los dos puntos finales, ambas aumentan en torno al 2 %, pero los gases sobre un valor del 86 % y los líquidos sobre un 4 %. En este caso, se aprecia cierta desviación entre el rendimiento a hidrógeno real y teórico (calculado con el caudal programado en la bomba de glicerol), porque para valores mayores de caudal de glicerol, la bomba presenta mayor dificultad para bombearlo.

3.1.4.- DISCUSIÓN

Así pues, parece que la descomposición de glicerol es muy intensa en las condiciones de operación, y los mayores rendimientos a hidrógeno se obtienen con temperaturas en torno a 700 °C, relaciones molares alrededor de RMAGN 9:1:1 y caudales bajos. Además, será necesario el uso de catalizador, puesto que así se espera aumentar el rendimiento a hidrógeno, que está lejos del máximo termodinámicamente posible (85 %, según se indica en el Anexo C).

En comparación con lo descrito en la bibliografía para ensayos en blanco:

- Cheng y col. (43) no ven conversión de glicerol en su blanco, ya que trabajan a temperaturas entre 450 – 550 °C.
- Araque y col. (7), a 650 °C, obtienen la distribución de productos gaseosos que se indica en la Tabla 7. Además, el hidrógeno del experimento en blanco representa el 8 % frente al obtenido en reacción (0,5 vs 6,1 mol H₂/mol glicerol_{inicial}), y aprecian gran cantidad de depósitos carbonosos en el reactor.

Tabla 7. Distribución de productos gaseosos en un blanco.

Autor principal	C ₂ H ₄	CO	H ₂	CH ₄	CO ₂	T (°C)	Referencia
Araque	49	36	10	5	< 1	650	(7)
Chiodo	25 y C ₃	> 50	10	13	1	800	(9)

- Chiodo y col. (9), son los que plantean unas condiciones más similares a las de este estudio. Trabajan a 800 °C, con relación molar V/C = 3, obtienen un 65 % en moles de gases y un 30 % de líquidos. La distribución de productos gaseosos se muestra en la Tabla 7.
- Lin y col. (44), realizan un estudio con la temperatura. La conversión a 450 °C es despreciable. A temperaturas elevadas, el compuesto mayoritario es CO, no obtienen C₂, y su rendimiento a H₂ es menor del aquí observado, ya que su relación molar es elevada: V/C = 5.

3.2.- CARACTERIZACIÓN DE LOS CATALIZADORES

Los 2 catalizadores preparados por impregnación incipiente han sido caracterizados mediante diferentes técnicas. En primer lugar, la Figura 7, muestra el difractograma de rayos X de ambos sólidos, junto con el del soporte calcinado (Al₂O₃).

Además, la Tabla 8, facilita la posición de los picos característicos de la fase activa. No se aprecian notables diferencias entre el soporte calcinado y cargado con níquel. Se debe a la baja concentración de níquel (difícil de distinguir por debajo del 1%) y a una adecuada dispersión del metal.

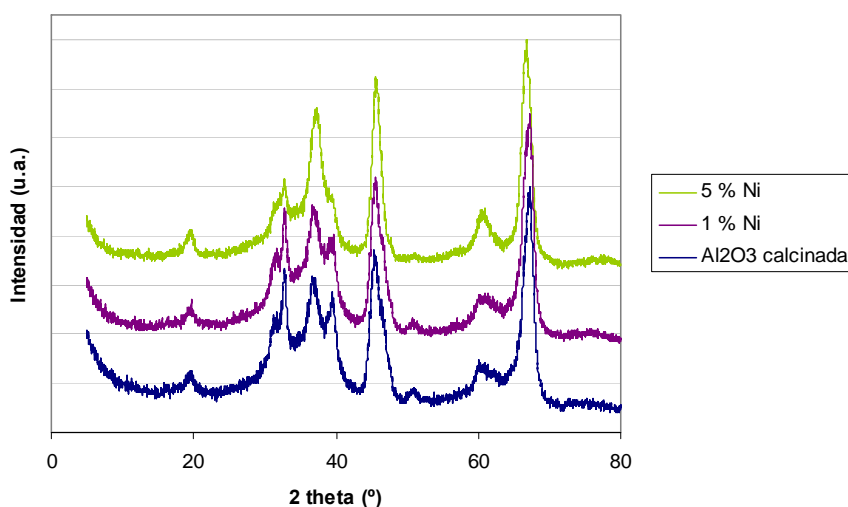
Figura 7. Difractogramas de rayos X de los sólidos: 5 % Ni/Al₂O₃, 1 % Ni/Al₂O₃ y Al₂O₃ calcinada.

Tabla 8. Posición en el difractograma de los picos de las fases del metal activo: níquel.

	Ni	NiO
2 θ (°)	44,5 – 52,0 – 76,4	37,3 – 43,3 – 62,9 – 75,5 – 79,5

En la Tabla 9, se adjuntan los resultados obtenidos mediante la técnica de fluorescencia de rayos X. Cabe recordar que es una técnica semicuantitativa, por lo que sus datos son únicamente orientativos del porcentaje de Ni presente en las muestras.

Tabla 9. Porcentaje de níquel teórico y medido según la técnica de fluorescencia de rayos X.

% Ni Teórico	% Ni Fluorescencia
1	0,695
5	4,25

La Figura 8 ofrece un termograma del catalizador fresco del 1 % Ni. Ambos catalizadores exhiben la misma forma. No hay ningún salto que se corresponda con una pérdida de materia por mala deposición del metal.

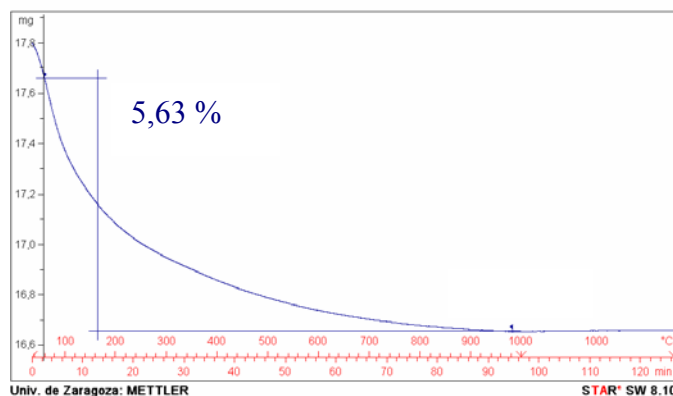


Figura 8. Termograma del catalizador fresco del 1 % Ni.

Seguidamente, en la Tabla 10, se recogen los valores de área superficial BET para ambos catalizadores. Al haber una mayor carga de metal, se aprecia un menor valor de área superficial, ya que es mayor el número de poros bloqueados y, por tanto, en los que no puede adsorberse y desorberse el nitrógeno durante la medición.

Tabla 10. Área superficial BET de los 2 catalizadores: 1 % Ni/Al₂O₃ y 5 % Ni/Al₂O₃.

Catalizador Ni/Al ₂ O ₃	1 % Ni	5 % Ni
S _{BET} (m ² /g)	132,62	119,38

Finalmente, las Figuras 9 y 10 muestran las distribuciones por tamaños de los dos catalizadores con las distintas cargas de níquel. Con dichos datos, se calcula el tamaño medio de partícula, que se encuentra en la Tabla 11. Se observa que es algo

menor para el catalizador con mayor carga, ya que no se han obtenido gruesos, lo que puede ser resultado de mayor fricción durante la preparación. Esto condicionará que la velocidad de mínima fluidización sea diferente entre ambos sólidos.

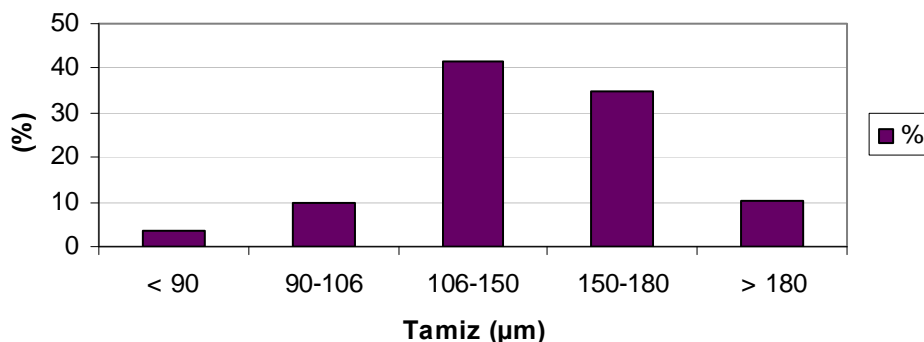


Figura 9. Distribución por tamaños del catalizador cargado al 1 % Ni.

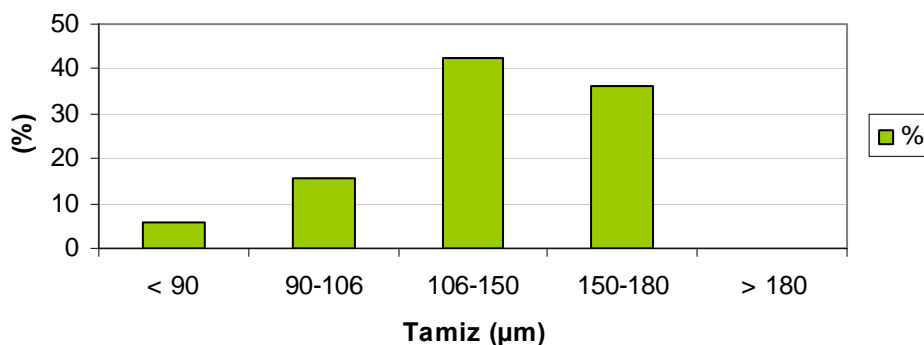


Figura 10. Distribución por tamaños del catalizador cargado al 5 % Ni.

Tabla 11. Tamaño medio de partícula para los 2 catalizadores: 1 % Ni/Al₂O₃ y 5 % Ni/Al₂O₃.

Catalizador Ni/Al ₂ O ₃	1 % Ni	5 % Ni
Tamaño medio de partícula (μm)	118,8	97,7

3.3.- ENSAYOS EN REACTOR DE LECHO FIJO CON CATALIZADOR 1 % Ni

Los ensayos en lecho fijo se han realizado con 1 g de catalizador, y su objetivo es analizar el efecto de una carga de catalizador con un nivel bajo de metal activo: 1 % Ni; ya que estudios anteriores han demostrado que las altas cargas de níquel existentes en catalizadores industriales causan la aglomeración del catalizador en reactores de lecho fluidizado (50). Se ha programado un estudio sobre el efecto de la temperatura y la relación molar de reactantes. Se representan valores medios de los tomados a lo largo del tiempo; la totalidad de los datos se encuentran recogidos en el Anexo F.

3.3.1.- EFECTO DE LA TEMPERATURA

En la Figura 11, se recoge el efecto de la variación de la temperatura (experimentos 15-17 o 21-23) sobre las magnitudes que vienen siendo analizadas.

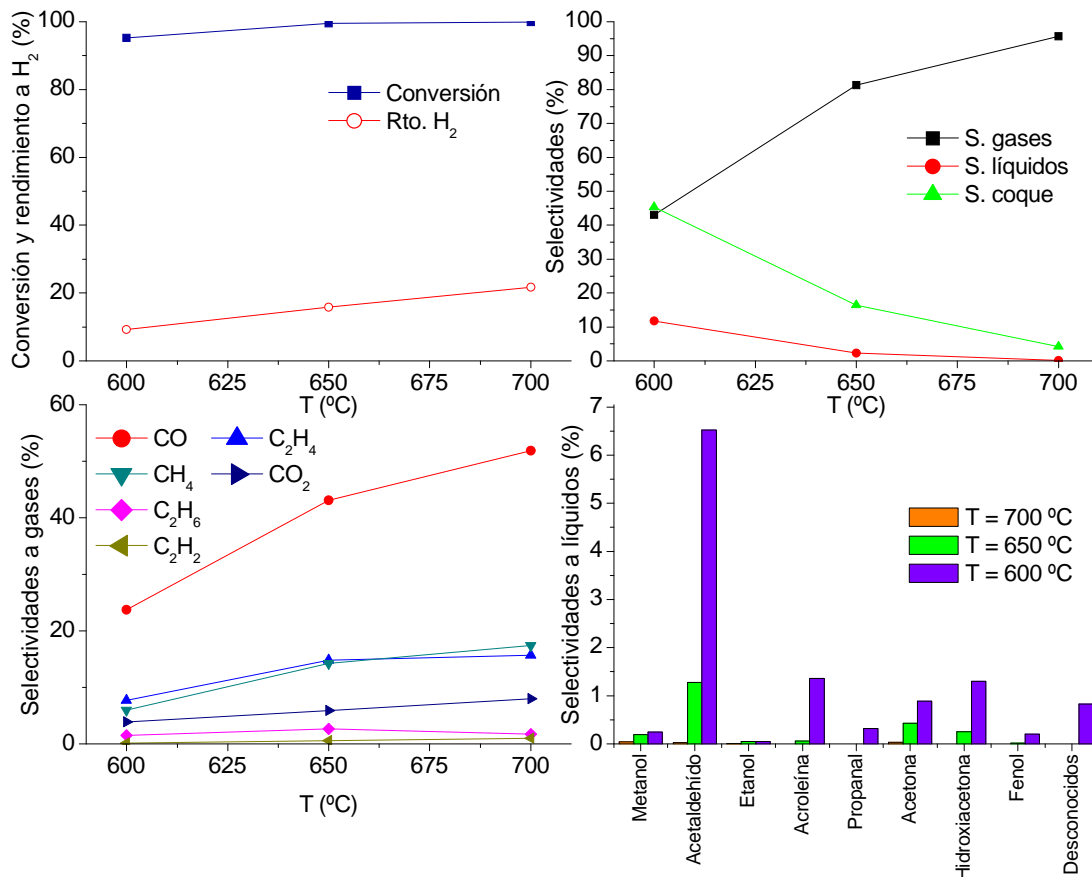


Figura 11. Conversión y rendimiento a hidrógeno (arriba a la izquierda), selectividades a las diferentes fases (arriba a la derecha), selectividades a los gases (abajo a la izquierda) y selectividades a los diferentes líquidos (abajo a la derecha) frente a la temperatura, para RMAGN 9:1:1 y Q_L = 0,150 mL/min.

De dicha representación se deduce que la conversión se mantiene en valores muy elevados, entre 95,2 y 99,9 %. Mientras que el rendimiento a hidrógeno se ve claramente favorecido por un aumento de la temperatura, siendo máximo para 700 °C, con un valor del 21,7 % (inferior al de equilibrio). Además, trabajar a mayor temperatura también maximiza la selectividad a gases, lo que consecuentemente ha de reducir la selectividad a otras fases, llegando a ser muy baja la selectividad a líquidos. Los gases mayoritarios son CO, C₂H₄ y CH₄. En comparación con los experimentos en blanco, aumenta la selectividad a CH₄ y CO₂. Esto indica que el tiempo espacial es insuficiente para conseguir reformar el metano. En cuanto a los líquidos, se ve un claro aumento en su selectividad y variedad al decrecer la temperatura. Esta afirmación se ve reforzada por la aparición de una categoría de desconocidos a 600 °C. Son mayoritarios:

acetaldehído, acroleína, acetona e hidroxiacetona. Metanol y etanol, tan apenas se ven influenciados. Por todo esto, 700 °C se considera una temperatura adecuada de trabajo.

Unas tendencias totalmente análogas se observan al analizar el efecto con la relación RMAGN 3:1:1, en vez de con la 9:1:1. Lo que se muestra en el Anexo E.

3.3.2.- EFECTO DE LA RELACIÓN MOLAR DE LOS REACTIVOS

En la Figura 12, se muestra la influencia de la relación molar (experimentos 15 y 18).

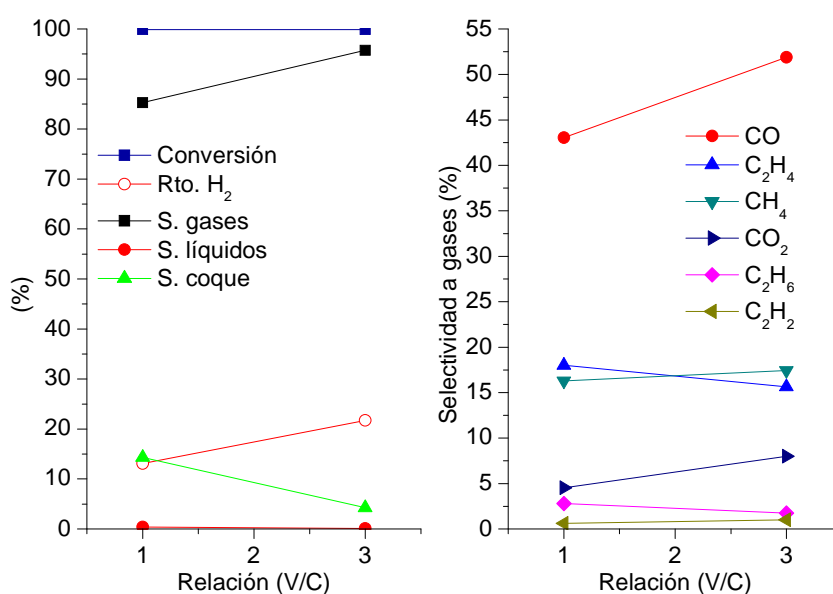


Figura 12. Conversión, rendimiento a hidrógeno y selectividades a las diferentes fases (izquierda) y selectividades a los gases (derecha) frente a la relación vapor/carbono de los reactivos, para $T = 700$ °C y $Q_L = 0,150$ mL/min.

Mientras que la conversión no parece afectada, el rendimiento a hidrógeno y la selectividad a gases se ven favorecidos al introducir el glicerol más diluido en agua; lo que se transmite en una disminución de la selectividad a coque, ya que, a 700 °C, la selectividad a líquidos es prácticamente nula (por lo que no se considera interesante mostrar su distribución).

Aunque la Figura 12 presenta la influencia para 700 °C, en el Anexo E se recoge el mismo estudio para 650 y 600 °C, que conducen a las mismas conclusiones. Cabe destacar que al bajar la temperatura a 600 °C y la relación molar a 3:1:1, la formación de

coque es tan intensa que su selectividad incluso supera la de los gases, lo que promueve el desarrollo del siguiente apartado.

3.3.3.- EFECTO DE BAJAS TEMPERATURAS Y RELACIÓN MOLAR

Ante los resultados previos, se despierta la curiosidad de los investigadores por ver qué sucede si se baja la relación molar a 1:1:1 y se emplean temperaturas de operación menores de 600 °C. Lo que origina este análisis. En la Figura 13, se exponen dichos resultados (experimentos 24 y 25). Sorprendentemente, disminuye la conversión al aumentar la temperatura. Y por si esto fuera poco, aumenta la selectividad a coque.

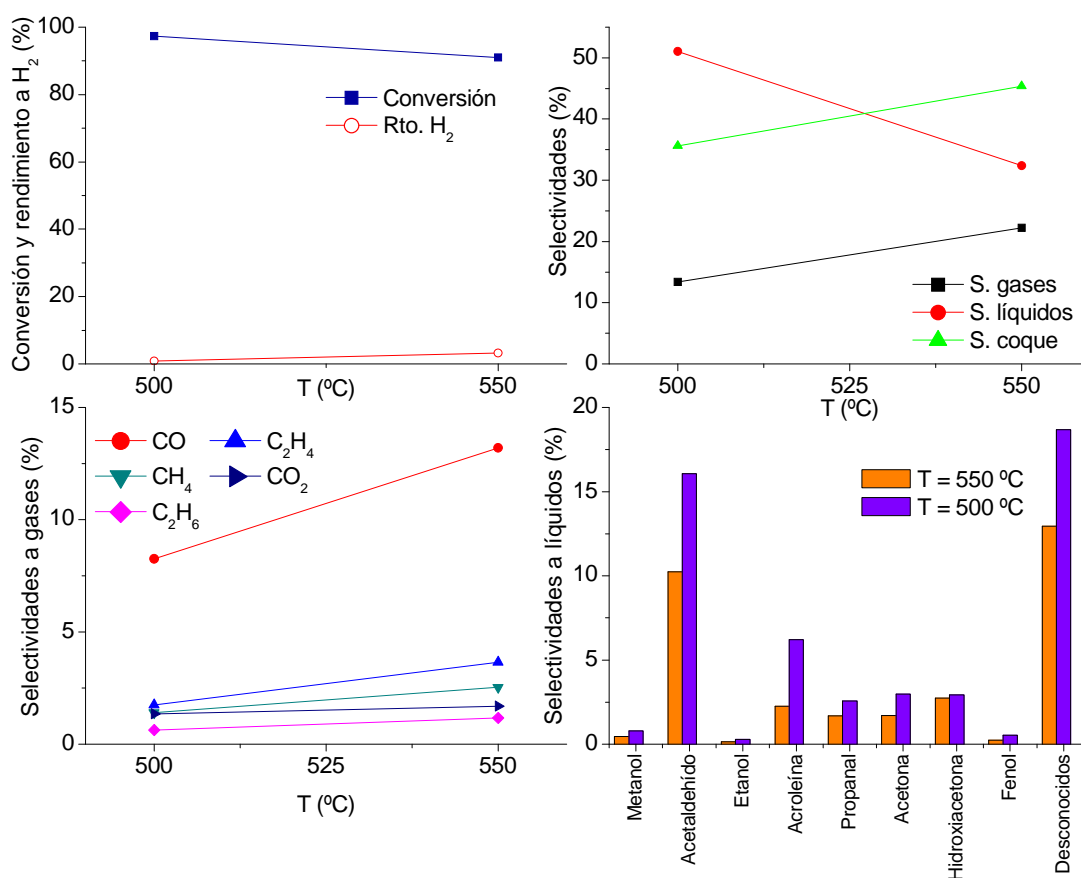


Figura 13. Conversión y rendimiento a hidrógeno (arriba a la izquierda), selectividades a las diferentes fases (arriba a la derecha), selectividades a los gases (abajo a la izquierda) y selectividades a los diferentes líquidos (abajo a la derecha) frente a la temperatura, para RMAGN 1:1:1 y $Q_G = 0,047$ mL/min.

La selectividad a gases es muy baja, ~ 20 %, y aumenta con la temperatura, en concordancia con los apartados anteriores; aunque el rendimiento a hidrógeno es mínimo. Sin embargo, la selectividad a coque presenta un efecto contrapuesto a los precedentes, ya que aumenta con la temperatura. Así que una fuerte reducción de la relación molar sí que produce un cambio de tendencias. Además, se dispara la

producción de líquidos con valores superiores al 30 % de selectividad, que aún no se habían observado, lo que lógicamente incrementa sustancialmente la porción de compuestos desconocidos. Así queda claramente demostrado que estas condiciones no son favorables para obtener gases o, más concretamente, hidrógeno. No obstante, pueden ser interesantes para analizar la porción líquida o la deposición de coque.

3.3.4.- DISCUSIÓN

De los ensayos realizados en lecho fijo con un catalizador cargado al 1 % Ni, se puede extraer que los rendimientos a hidrógeno han sido bajos en comparación con los descritos en la bibliografía, aunque en la bibliografía se usan porcentajes de metal mayores: 15 % (21), 15 % (44), 5,8 (11) o 5,1 (31). Los valores obtenidos están alejados del equilibrio, cuyas gráficas se adjuntan en el Anexo C. Además, se pretende reducir la fracción de los C₂ presentes en la fase gas y minimizar la fracción líquida de productos, así como minimizar la deposición de coque sobre el catalizador. Esta última se ha cuantificado mediante análisis termogravimétrico; y por término medio ha supuesto un contenido en coque en el catalizador del 20 % en peso. En el caso de relación molar 1:1:1 entre reactivos, la pérdida ha sido superior, del 26-27 %, por lo que ha habido una mayor formación de coque.

Por ello se plantea aumentar la carga de metal activo en el catalizador: del 1 % al 5 % de níquel.

3.4.- ENSAYOS CON CATALIZADOR 5 % Ni

Se ha considerado necesario el aumento de metal activo en el catalizador, en vista del bajo rendimiento a hidrógeno, así como las selectividades de los diferentes gases tan alejadas del equilibrio, o la presencia de C₂ y de líquidos. El ensayo en lecho fijo se ha realizado con 1 g de catalizador, mientras que en lecho fluidizado se han empleado cantidades mayores de catalizador, entre 4 y 40 g. El objetivo de este análisis es analizar el efecto de una carga de catalizador con un nivel mayor de metal activo: 5 % Ni, así como apreciar el efecto del cambio de lecho fijo a fluidizado. Se representan valores medios de los tomados a lo largo del tiempo. Se ha diseñado un estudio sobre el efecto de la temperatura, la relación molar de reactantes y el tiempo espacial. Para mantener cierta comparativa con el apartado 3.3, se ha mantenido la velocidad relativa, y debido a que la velocidad de mínima fluidización de los catalizadores es distinta, se

modifica el caudal de 157 a 112 mL_N/min. Se pretende encontrar unas condiciones de reacción adecuadas, para trasladarlas en un futuro a un reactor de lecho fluidizado de dos zonas, que permita minimizar la formación de coque.

Cabe aclarar que esta sección (3.4) mostrará un número diferente de magnitudes para caracterizar al estudio puesto que:

- la conversión ha sido total en todos los casos.
- no se han registrado compuestos líquidos (a excepción de agua), salvo en el último punto del ensayo en lecho fijo, al comenzar la desactivación.
- en lecho fluidizado, no se ha registrado presencia de C₂.

3.4.1.- ENSAYO EN LECHO FIJO

El ensayo en lecho fijo se ha realizado con 1 g de catalizador y un caudal correspondiente al de la velocidad de mínima fluidización (del catalizador cargado con un 5 % de Ni), esto es, 22,4 mL_N/min. Es el experimento número 26 de la Tabla 5, en la que se refleja que se ha realizado con relación molar 3:1:1 y a 650 °C. En la Figura 14, se han representado las variables que se han considerado más interesantes frente a las 11 horas de reacción.

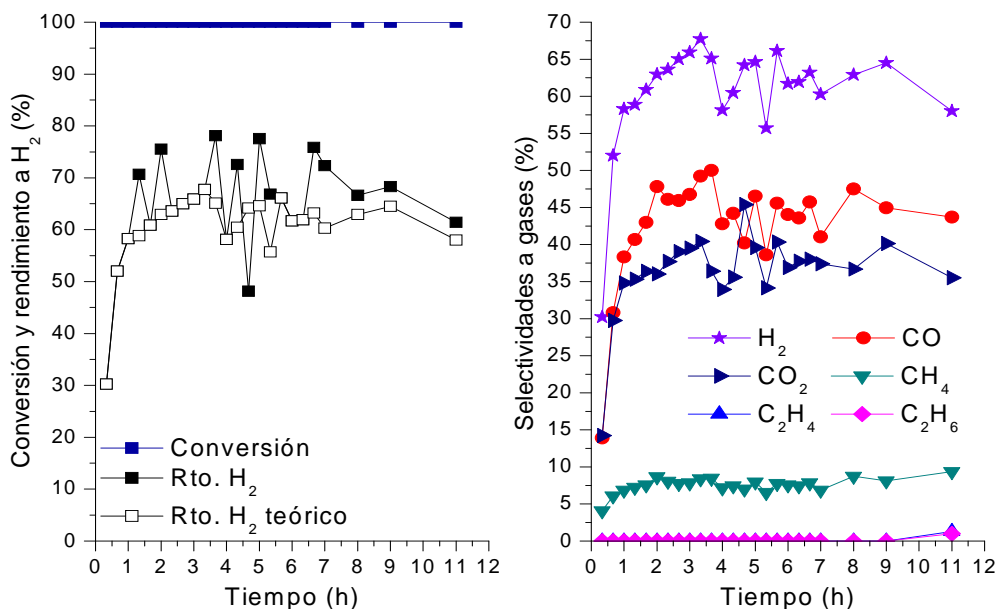


Figura 14. Conversión y rendimientos a hidrógeno real y teórico (a la izquierda), y selectividades a los gases (a la derecha) frente al tiempo de reacción, para $T = 650\text{ °C}$, RMAGN 3:1:1 y $Q_G = 22,4\text{ mL}_N/\text{min}$.

En primer lugar, la conversión ha sido total en todo momento. Se han representado los rendimientos a hidrógeno real y teórico, para así poder justificar la fluctuación observada tanto en dicha magnitud como en las selectividades. Al trabajar

con caudales tan pequeños, 0,015 mL de glicerol y 0,011 mL de agua, cualquier oscilación se ve reflejada en el seguimiento temporal del proceso.

Se han obtenido valores muy elevados de rendimiento a hidrógeno y de selectividad a CO₂, mientras que ha disminuido la selectividad a CH₄, en comparación con todos los casos anteriores. De hecho, se ha llegado al máximo descrito por el equilibrio, como indica la Tabla 12 (en el Anexo E se muestra la Tabla equivalente en términos de rendimiento a H₂ y selectividad a los otros gases). Asimismo, ha desaparecido la fracción de C₂ en los gases.

Tabla 12. Valores de % de moles en base seca y libre de N₂. El equilibrio se ha calculado con *Hysys*, mientras que para el experimento se ha realizado una media de los valores con el tiempo.

	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
Equilibrio	60,40	19,20	17,20	3,20
Experimento 26	61,10	18,50	16,10	3,26

Transcurridas 11 horas, se detectan los compuestos de la Tabla 13, lo que marca el final del ensayo por la pérdida de estabilidad del sistema:

Tabla 13. Selectividades a las 11 horas de los compuestos de nueva aparición.

	C ₂ H ₄	C ₂ H ₆	Metanol	Acetaldehído	Acetona
Selectividad (%)	1,27	0,99	0,005	0,008	0,007

Esto implica que se ha llegado al punto en el que la desactivación del catalizador por deposición de coque es suficientemente alta como para afectar a los resultados observados.

Además, se ha obtenido un buen cierre de balance de carbono: 95,23 %, sin incluir el coque generado. Dicha fracción carbonosa se ha cuantificado mediante TGA, resultando una pérdida del 11,28 % en la muestra de catalizador tomada, lo que finalmente hace cerrar el balance al 97,66 %.

Todo esto indica que se camina hacia el objetivo planteado. Por lo que a continuación, se traslada a lecho fluidizado, del que únicamente se han encontrado publicaciones teóricas (48, 49).

3.4.2.- EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LECHO FLUIDIZADO

En la Figura 15, se recoge el efecto de la variación de la temperatura (experimentos 27-29) sobre las magnitudes enunciadas anteriormente. El rendimiento a hidrógeno presenta datos muy elevados, con un claro ascenso al superar la temperatura

de 600 °C, siendo máximo para 650 °C con un valor de 81,97 %. Análogamente, las selectividades a los gases exhiben valores muy altos, próximos a los de equilibrio, y describen lo mismo que él, que el máximo se encuentra en el intervalo de 650 a 700 °C. Así que se considera 650 °C el punto central para los siguientes análisis.

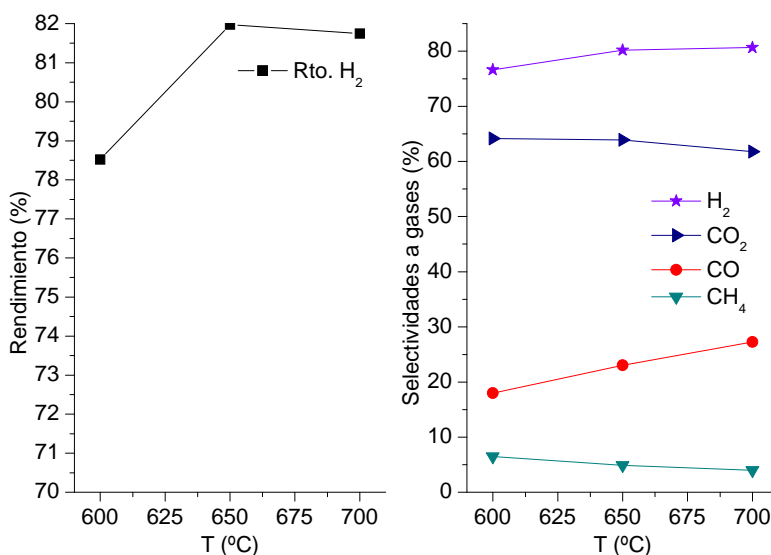


Figura 15. Rendimiento a hidrógeno (a la izquierda), y selectividades a los gases (a la derecha) frente a la temperatura, para RMAGN 9:1:1 y $Q_G = 112 \text{ mL}_N/\text{min}$.

3.4.3.- EFECTO DE LA RELACIÓN MOLAR DE LOS REACTIVOS EN LECHO FLUIDIZADO

La Figura 16 muestra la influencia de la relación molar (experimentos 28, 30-31).

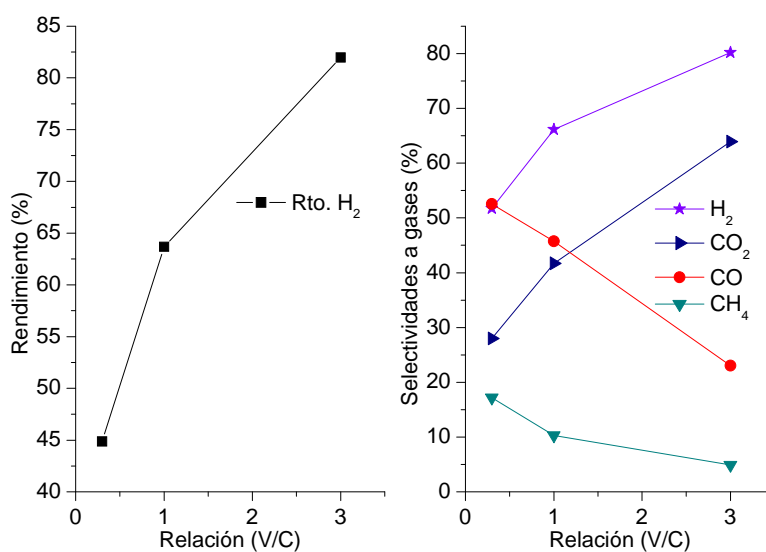


Figura 16. Rendimiento a hidrógeno (a la izquierda), y selectividades a los gases (a la derecha) frente a la relación vapor/carbono de los reactivos, para $T = 650 \text{ °C}$ y $Q_G = 112 \text{ mL}_N/\text{min}$.

El hecho de introducir el glicerol más diluido en agua favorece la reacción, en total concordancia con lo descrito en los ensayos en blanco y en lecho fijo. El máximo rendimiento a hidrógeno se obtiene para una relación molar V/C de 3 y es de 81,97 % (85,42 % según el equilibrio termodinámico). Nuevamente, se alcanzan valores próximos a los de equilibrio (se recogen en el Anexo C).

3.4.4.- EFECTO DEL TIEMPO ESPACIAL EN LECHO FLUIDIZADO

En vista de los resultado anteriores, se fijan $T = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$ y una relación $V/C = 1$, que equivale a RMAGN 3:1:1, para el siguiente estudio; para determinar si en estas condiciones más severas se llega a observar la desactivación. La Figura 17 presenta el efecto de la carga de catalizador en el reactor (experimentos 30, 32-33), lo que supone una variación del tiempo espacial del proceso (peso catalizador/caudal reactantes).

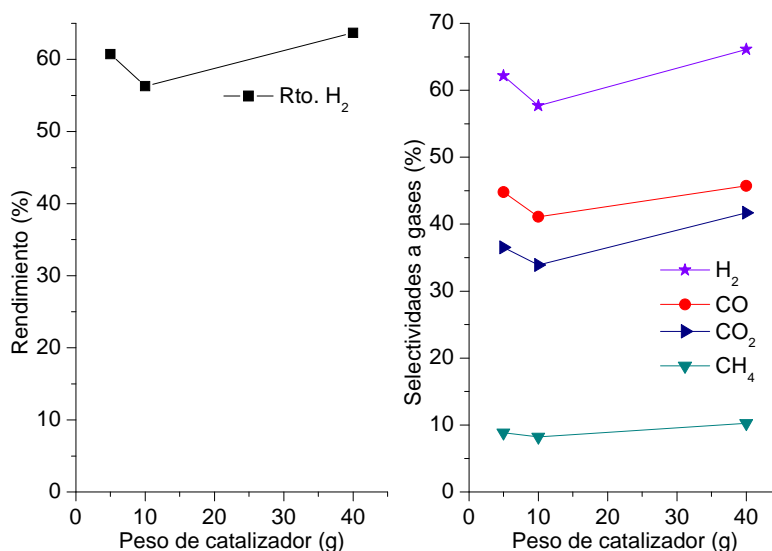


Figura 17. Rendimiento a hidrógeno (a la izquierda), y selectividades a los gases (a la derecha) frente al peso de catalizador, para $T = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$, RMAGN 3:1:1 y $Q_G = 112\text{ mL}_N/\text{min}$.

Un aumento de peso de catalizador es de esperar que favorezca el proceso, pero el experimento con 10 g no respeta la tendencia. Puede que este ensayo haya fallado en algún aspecto experimental. Por eso se adjunta en el Anexo E la representación equivalente a la Figura 17 sin el experimento 32. La Figura 38 sí que deja ver dicha mejora. Nuevamente se alcanzan valores cercanos a los de equilibrio, por lo que queda como trabajo futuro modificar el tiempo espacial del proceso, ya que se considera que puede haber cierto exceso de cantidad de catalizador.

3.4.5.- DISCUSIÓN

Todos los experimentos han resultado totalmente estables en el tiempo y han alcanzado valores cercanos al equilibrio. La comparación de los datos experimentales con los de equilibrio se muestran en la Figura 18; en la que los puntos se corresponden con los experimentos, y las líneas continuas con el equilibrio.

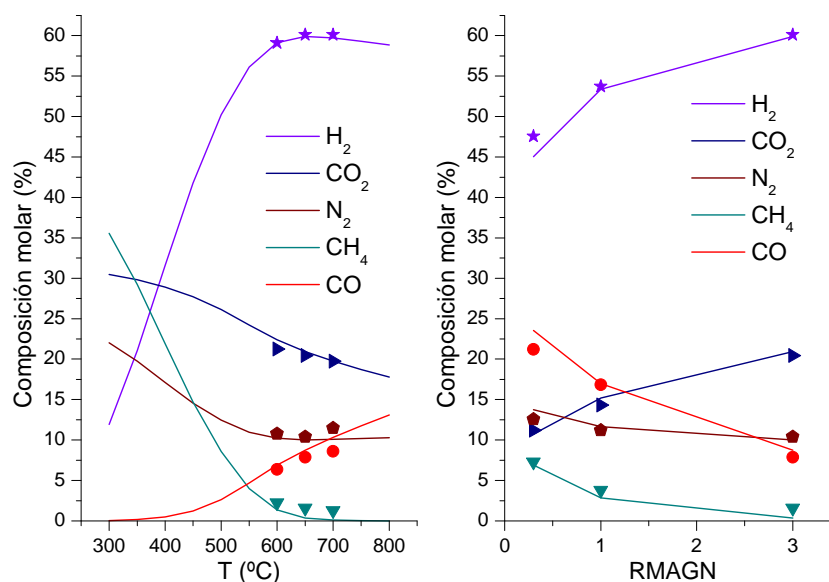


Figura 18. Comparación de los datos experimentales (símbolos) con los valores de equilibrio (líneas continuas).

No se ha llegado a ver la desactivación del catalizador por deposición de coque en lecho fluidizado, que existe puesto que se ha analizado por TGA, como se refleja en la Tabla 14. Además, se observó en lecho fijo, pero al cabo de 11 horas de reacción. El máximo tiempo de reacción en lecho fluidizado ha sido de 9 horas. Por lo tanto, se considera que es mayor el exceso de catalizador que el inconveniente de su desactivación en estos ensayos.

Tabla 14. Pérdida de peso (%) analizada mediante TGA para los experimentos en lecho fluidizado.

Experimento	27	28	29	30	31	32	33
Pérdida de peso (%)	2,22	1,02	1,52	1,69	6,86	1,18	2,14

Con lo obtenido no se puede llegar a afirmar que la estabilidad observada se deba al cambio de fijo a fluidizado, y se plantea modificar el tiempo espacial o aumentar la duración en el tiempo de los experimentos para un futuro.

4.- CONCLUSIONES Y PROPUESTAS DE FUTURO

Se han realizado ensayos con catalizador, junto con estudios de la evolución de la fase gas debida a las reacciones homogéneas que transcurren. Ello ha permitido analizar tanto el efecto de la presencia de catalizador como el aumento de metal activo depositado sobre el soporte. Finalmente, en el lecho fluidizado, se ha logrado una conversión total. Se han alcanzado los valores descritos por el equilibrio. Se han eliminado la fracción de C_2 presente en los gases y la fracción de líquidos, que se manifiestan cuándo la cantidad o carga del catalizador son bajas o cuándo el catalizador se va desactivando. Además, se cuantifica una menor deposición de coque en el caso del catalizador de mayor carga de metal en lecho fijo y, especialmente, en lecho fluidizado. En lecho fluidizado, no se ha llegado a observar la desactivación del catalizador por deposición de coque. Dado que sí se ha comprobado experimentalmente la formación de coque sobre el catalizador, es previsible que la desactivación llegue a ser perceptible con mayores tiempos de reacción.

Se han verificado las condiciones de reacción óptimas descritas por la bibliografía: altas temperaturas ($T > 600^{\circ}C$) y relación molar agua:glicerol de 9:1 o superior (3).

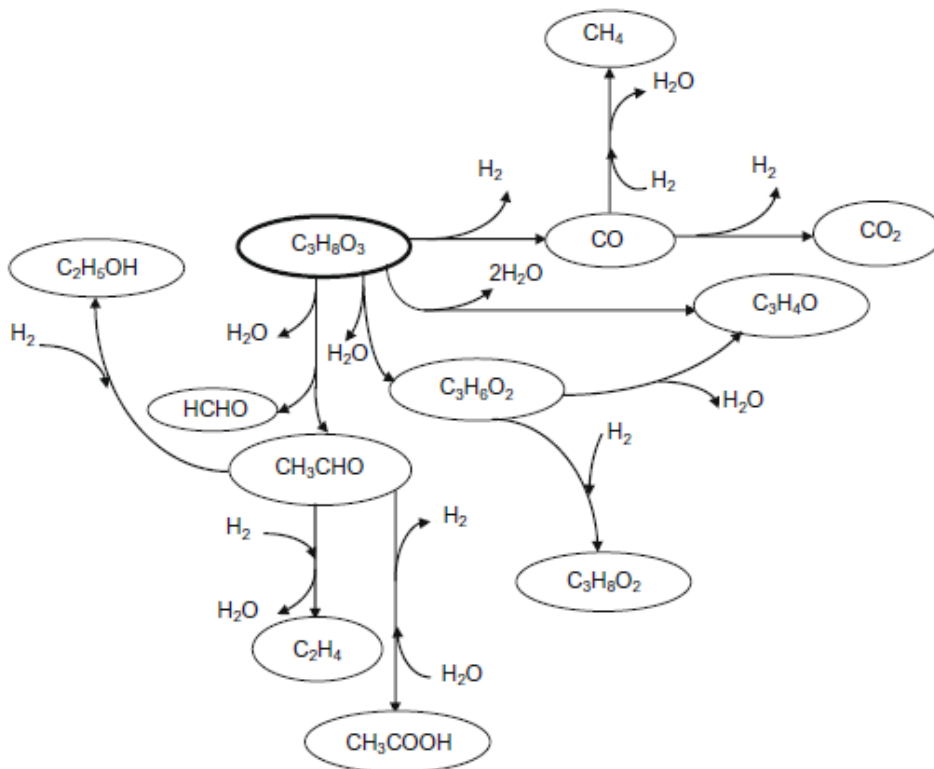


Figura 19. Esquema de reacción para reformado de glicerol con vapor de agua planteado por Adhikari y colaboradores (2).

Finalmente, se haya una correspondencia con mecanismos descritos en la bibliografía, como el planteado por Adhikari y colaboradores (2), que se muestra en la Figura 19.

Con todo esto se concluye este estudio cinético, que permitirá en un futuro ajustar adecuadamente la carga y cantidad de catalizador a emplear. Además, se pretende diseñar reactores más eficientes que permitan minimizar el efecto de la deposición de coque en el catalizador, como un reactor de lecho fluidizado de dos zonas.

5.- BIBLIOGRAFÍA

1. H. Chen *et al.*, "A comparative study on hydrogen production from steam-glycerol reforming: thermodynamics and experimental," *Renewable Energy* **36**, 779 (2011).
2. S. Adhikari, S. D. Fernando, A. Haryanto, "Hydrogen production from glycerol: An update," *Energy Conversion and Management* **50**, 2600 (2009).
3. S. Adhikari *et al.*, "A thermodynamic analysis of hydrogen production by steam reforming of glycerol," *Int J Hydrogen Energy* **32**, 2875 (2007).
4. M. Gupta, N. Kumar, "Scope and opportunities of using glycerol as an energy source," *Renewable and Sustainable Energy Reviews* **16**, 4551 (2012).
5. M. O. Guerrero Pérez, J. M. Rosas, J. Bedia, J. Rodríguez Mirasol, T. Cordero, "Posibilidades de aprovechamiento industrial químico del glicerol. Productos químicos energéticos," *Ingeniería Química* **476**, 128 (2009).
6. M. Dorado, F. Cruz, J. Palomar, F. Lopez, "An approach to the economics of two vegetable oil-based biofuels in Spain," *Renewable Energy* **31**, 1231 (2006).
7. M. Araque, L. M. Martínez T, J. C. Vargas, A. C. Roger, "Hydrogen production by glycerol steam reforming over CeZrCo fluorite type oxides," *Catalysis Today* **176**, 352 (2011).
8. L. F. Bobadilla *et al.*, "Influence of the shape of Ni catalysts in the glycerol steam reforming," *Applied Catalysis B: Environmental* **123–124**, 379 (2012).
9. V. Chiodo, S. Freni, A. Galvagno, N. Mondello, F. Frusteri, "Catalytic features of Rh and Ni supported catalysts in the steam reforming of glycerol to produce hydrogen," *Applied Catalysis A: General* **381**, 1 (2010).
10. A. Iriondo *et al.*, "Glycerol steam reforming over Ni catalysts supported on ceria and ceria-promoted alumina," *Int J Hydrogen Energy* **35**, 11622 (2010).
11. E. A. Sánchez, M. A. D'Angelo, R. A. Comelli, "Hydrogen production from glycerol on Ni/Al₂O₃ catalyst," *Int J Hydrogen Energy* **35**, 5902 (2010).
12. P. J. Dauenhauer, J. R. Salge, L. D. Schmidt, "Renewable hydrogen by autothermal steam reforming of volatile carbohydrates," *Journal of Catalysis* **244**, 238 (2006).
13. H. Wang *et al.*, "Thermodynamic analysis of hydrogen production from glycerol autothermal reforming," *Int J Hydrogen Energy* **34**, 5683 (2009).
14. N. Luo, X. Zhao, F. Cao, T. Xiao, D. Fang, "Thermodynamic study on hydrogen generation from different glycerol reforming processes," *Energy Fuels* **21**, 3505 (2007).
15. A. J. Byrd, K. K. Pant, R. B. Gupta, "Hydrogen production from glycerol by reforming in supercritical water over Ru/Al₂O₃ catalyst," *Fuel* **87**, 2956 (2008).

16. T. Valliyappan, D. Ferdous, N. N. Bakhshi, A. K. Dalai, "Production of hydrogen and syngas via steam gasification of glycerol in a fixed-bed reactor," *Topics in Catalysis* **49**, 59 (2008).
17. "Web of Knowledge:
<http://www.refworks.com.roble.unizar.es:9090/refworks2/default.aspx?r=references|MainLayout::init#XOGhLF65Mo5pYtxoJe44|start>," (2012).
18. C. K. Cheng, S. Y. Foo, A. A. Adesina, "Glycerol Steam Reforming over Bimetallic Co-Ni/Al₂O₃," *Ind Eng Chem Res* **49**, 10804 (2010).
19. Y. Choi *et al.*, "Effect of N₂O-mediated calcination on nickel species and the catalytic activity of nickel catalysts supported on γ -Al₂O₃ in the steam reforming of glycerol," *Int J Hydrogen Energy* **36**, 3844 (2011).
20. A. Iriondo *et al.*, "Effect of ZrO₂ addition on Ni/Al₂O₃ catalyst to produce H₂ from glycerol," *Int J Hydrogen Energy* **37**, 7084 (2012).
21. H. Chen *et al.*, "Thermodynamic analyses of adsorption-enhanced steam reforming of glycerol for hydrogen production," *Int J Hydrogen Energy* **34**, 7208 (2009).
22. X. Wang, S. Li, H. Wang, B. Liu, X. Ma, "Thermodynamic Analysis of Glycerin Steam Reforming," *Energy Fuels* **22**, 4285 (2008).
23. B. Dou *et al.*, "Hydrogen production by sorption-enhanced steam reforming of glycerol," *Bioresour. Technol.* **100**, 3540 (2009).
24. A. Iriondo *et al.*, "Influence of La₂O₃ modified support and Ni and Pt active phases on glycerol steam reforming to produce hydrogen," *Catalysis Communications* **10**, 1275 (2009).
25. B. Zhang, X. Tang, Y. Li, Y. Xu, W. Shen, "Hydrogen production from steam reforming of ethanol and glycerol over ceria-supported metal catalysts," *Int J Hydrogen Energy* **32**, 2367 (2007).
26. A. C. - Chang *et al.*, "Reforming of glycerol for producing hydrogen in a Pd/Ag membrane reactor," *Int J Hydrogen Energy* **37**, 13110 (2012).
27. A. Iulianelli, T. Longo, S. Liguori, A. Basile, "Production of hydrogen via glycerol steam reforming in a Pd-Ag membrane reactor over Co-Al₂O₃ catalyst," *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering* **5**, 138 (2010).
28. S. Authayanun, W. Wiyaratn, S. Assabumrungrat, A. Arpornwichanop, "Theoretical analysis of a glycerol reforming and high-temperature PEMFC integrated system: Hydrogen production and system efficiency," *Fuel*, (2012).
29. W. Khaodee *et al.*, "Selection of appropriate primary fuel for hydrogen production for different fuel cell types: Comparison between decomposition and steam reforming," *Int J Hydrogen Energy* **36**, 7696 (2011).

30. K. K. Pant, R. Jain, S. Jain, "Renewable hydrogen production by steam reforming of glycerol over Ni/CeO₂ catalyst prepared by precipitation deposition method," *Korean J. Chem. Eng.* **28**, 1859 (2011).
31. E. A. Sanchez, R. A. Comelli, "Hydrogen by glycerol steam reforming on a nickel–alumina catalyst: Deactivation processes and regeneration," *Int J Hydrogen Energy*, (2012).
32. A. Corma, G. W. Huber, L. Sauvanaud, P. O'Connor, "Biomass to chemicals: Catalytic conversion of glycerol/water mixtures into acrolein, reaction network," *Journal of Catalysis* **257**, 163 (2008).
33. F. Pompeo, G. F. Santori, N. N. Nichio, "Hydrogen production by glycerol steam reforming with Pt/SiO₂ and Ni/SiO₂ catalysts," *Catalysis Today* **172**, 183 (2011).
34. S. Adhikari, S. Fernando, A. Haryanto, "Production of hydrogen by steam reforming of glycerin over alumina-supported metal catalysts," *Catalysis Today* **129**, 355 (2007).
35. N. Luo, J. Wang, T. Xiao, F. Cao, D. Fang, "Influence of nitrogen on the catalytic behaviour of Pt/gamma-Al₂O₃ catalyst in glycerol reforming process," *Catalysis Today* **166**, 123 (2011).
36. T. Hirai, N. Ikenaga, T. Miyake, T. Suzuki, "Production of hydrogen by steam reforming of glycerin on ruthenium catalyst," *Energy Fuels* **19**, 1761 (2005).
37. S. Adhikari, S. D. Fernando, A. Haryanto, "Hydrogen production from glycerin by steam reforming over nickel catalysts," *Renewable Energy* **33**, 1097 (2008).
38. S. Adhikari *et al.*, "Conversion of glycerol to hydrogen via a steam reforming process over nickel catalysts," *Energy Fuels* **22**, 1220 (2008).
39. I. N. Buffoni, F. Pompeo, G. F. Santori, N. N. Nichio, "Nickel catalysts applied in steam reforming of glycerol for hydrogen production," *Catalysis Communications* **10**, 1656 (2009).
40. V. Nichele *et al.*, "Glycerol steam reforming for hydrogen production: Design of Ni supported catalysts," *Applied Catalysis B: Environmental*, (2012).
41. L. P. R. Profeti, E. A. Ticianelli, E. M. Assaf, "Production of hydrogen via steam reforming of biofuels on Ni/CeO₂–Al₂O₃ catalysts promoted by noble metals," *Int J Hydrogen Energy* **34**, 5049 (2009).
42. A. Ebshish, Z. Yaakob, B. Narayanan, A. Bshish, W. R. W. Daud, "Steam Reforming of Glycerol over Ni Supported Alumina Xerogel for Hydrogen Production," *Energy Procedia* **18**, 552 (2012).
43. C. K. Cheng, S. Y. Foo, A. A. Adesina, "Steam reforming of glycerol over Ni/Al₂O₃ catalyst," *Catalysis Today*, (2011).

44. K. Lin, W. Lin, C. Hsiao, H. Chang, A. C. -. Chang, "Hydrogen production in steam reforming of glycerol by conventional and membrane reactors," *Int J Hydrogen Energy* **37**, 13770 (2012).
45. S. Liu, M. Chen, J. Wang, F. Min, M. Chen, "Hydrogen production by steam reforming for glycerol as a Model Oxygenate from Bio-oil," *IEEE*, 303 (2011).
46. X. Wang *et al.*, "Hydrogen production by glycerol steam reforming with in situ hydrogen separation: A thermodynamic investigation," *Int J Hydrogen Energy* **35**, 10252 (2010).
47. A. Iriondo *et al.*, "Hydrogen production from glycerol over nickel catalysts supported on Al₂O₃ modified by Mg, Zr, Ce or La," *Top. Catal.* **49**, 46 (2008).
48. B. Dou, V. Dupont, P. T. Williams, "Computational Fluid Dynamics Simulation of Gas-Solid Flow during Steam Reforming of Glycerol in a Fluidized Bed Reactor RID E-6833-2010," *Energy Fuels* **22**, 4102 (2008).
49. B. Dou, Y. Song, "A CFD approach on simulation of hydrogen production from steam reforming of glycerol in a fluidized bed reactor," *Int J Hydrogen Energy* **35**, 10271 (2010).
50. L. Pérez, "Producción de hidrógeno mediante reacciones de reformado en reactor de lecho fluidizado de dos zonas," *Tesis doctoral Universidad de Zaragoza*, (2011).

ANEXOS

ANEXO A.- COMPUESTOS LÍQUIDOS

En la Figura 20 se muestran todos los compuestos líquidos que se han ido pinchando en el cromatógrafo. Se ha empleado el detector FID para identificarlos y determinar sus tiempos de retención. Dicha tarea ha resultado muy laboriosa, puesto que en bibliografía son numerosos los autores que admiten no analizar los líquidos (9, 34, 39). Se ha hecho uso también de un espectrómetro de masas. Se han identificado los picos de mayores áreas, quedando cierta fracción recogida dentro del concepto de “desconocidos”.

Primeramente, se tomó etanol como patrón interno. Pero, aparecía en determinadas muestras y había que proceder a su cuantificación para sustraer su aportación inicial. Por lo que se procedió a escoger otro patrón interno. Finalmente, el 1-pentanol pareció ser un buen candidato.

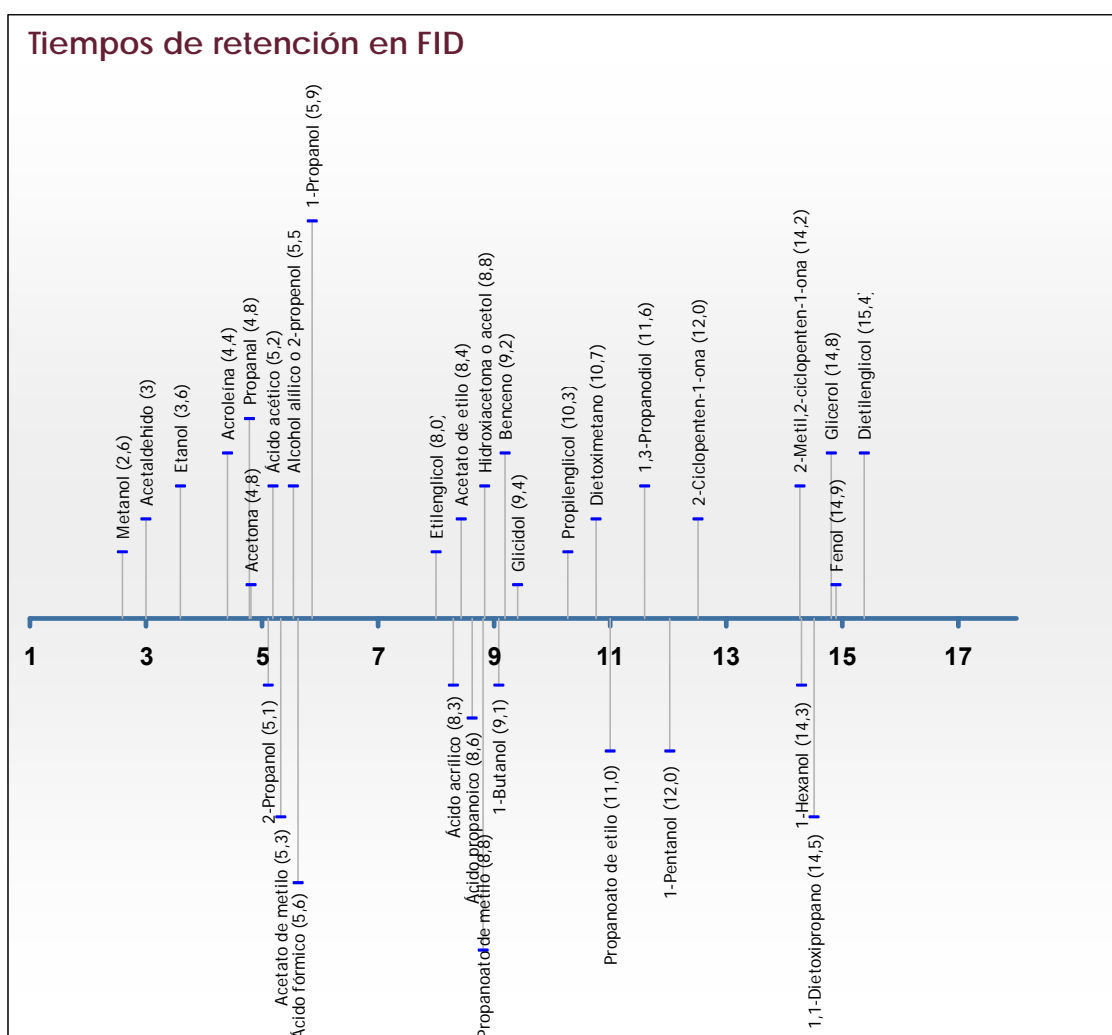


Figura 20. Cromatograma de compuestos líquidos pinchados en FID.

ANEXO B.- VELOCIDAD DE MÍNIMA FLUIDIZACIÓN

Se ha determinado experimentalmente la velocidad de mínima fluidización de cada uno de los catalizadores empleados. Dichos datos se recogen en la Tabla 15, y se han extraído de las representaciones gráficas de 21 a 24.

Tabla 15. Velocidades de mínima fluidización de los catalizadores.

Catalizador	Temperatura (°C)	U_{mf} (cm/min)
1 % Ni/Al ₂ O ₃	25	67,01
	700	5,48
5 % Ni/Al ₂ O ₃	25	43,59
	700	3,91

El catalizador 1 % Ni/Al₂O₃ no se ha empleado en lecho fluidizado, pero su velocidad de mínima fluidización ha servido en los cálculos para comparar las velocidades relativas (velocidad de entrada/velocidad de mínima fluidización) de los distintos catalizadores.

Al trabajar a 700 °C, la velocidad de mínima fluidización del catalizador con un 5 % de Ni es menor, por lo que su caudal de mínima fluidización también es inferior. Así que para mantener la misma velocidad relativa, es necesario un caudal a la entrada menor: 112 mL_N/min frente 157 mL_N/min.

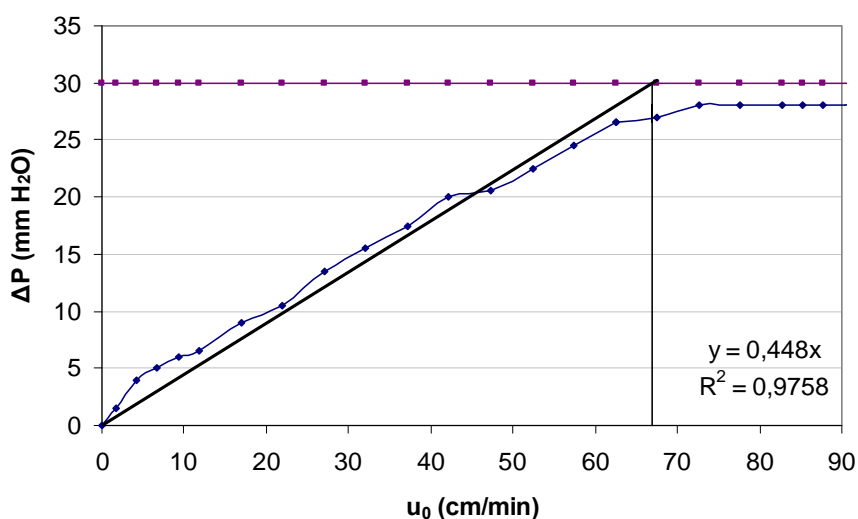


Figura 21. Velocidad de mínima fluidización para el catalizador 1 % Ni/Al₂O₃ a temperatura ambiente.

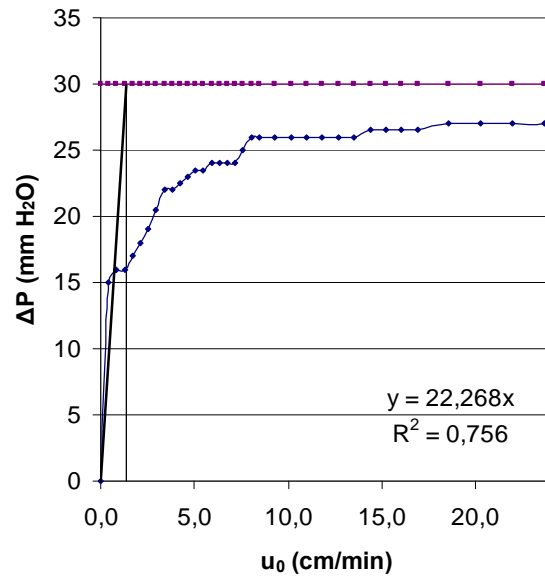


Figura 22. Velocidad de mínima fluidización para el catalizador 1 % Ni/Al₂O₃ a T = 700 °C.

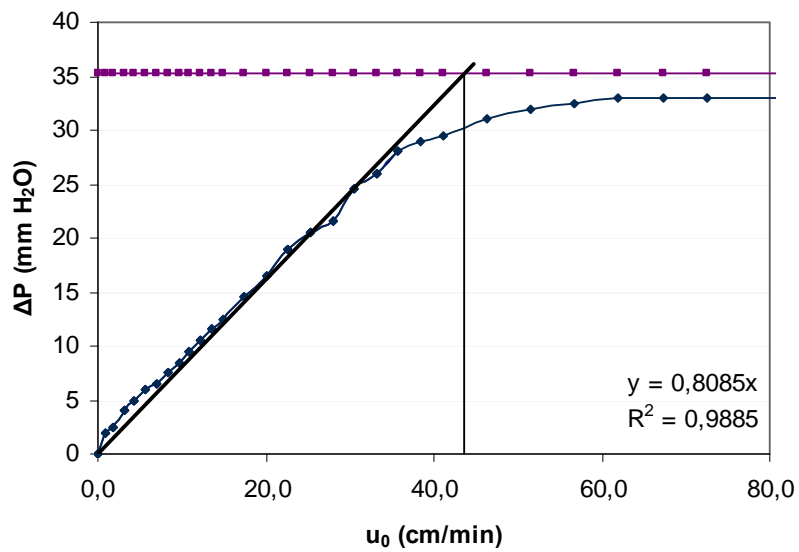


Figura 23. Velocidad de mínima fluidización para el catalizador 5 % Ni/Al₂O₃ a temperatura ambiente.

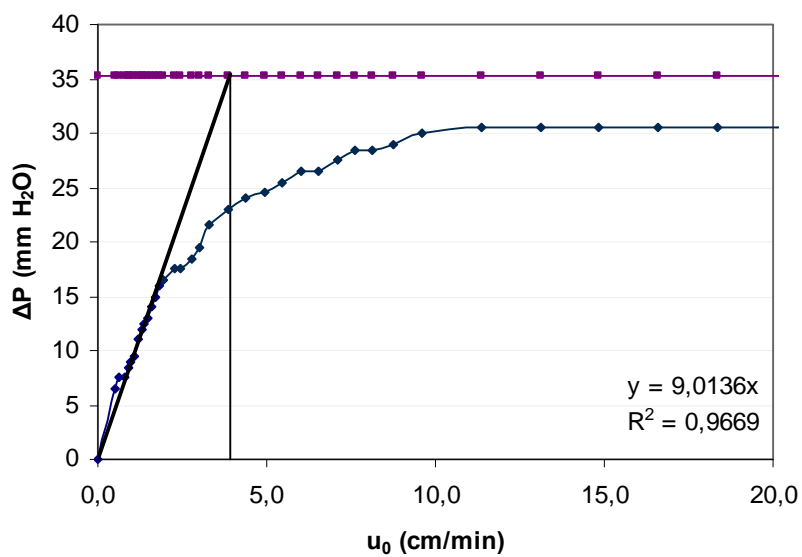


Figura 24. Velocidad de mínima fluidización para el catalizador 5 % Ni/Al₂O₃ a T = 700 °C.

ANEXO C.- EQUILIBRIO

A continuación, se muestran las gráficas de equilibrio para las diferentes relaciones molares entre los reactivos, en base seca, frente a la temperatura. La simulación se ha realizado en *Hysys* mediante un reactor de equilibrio.

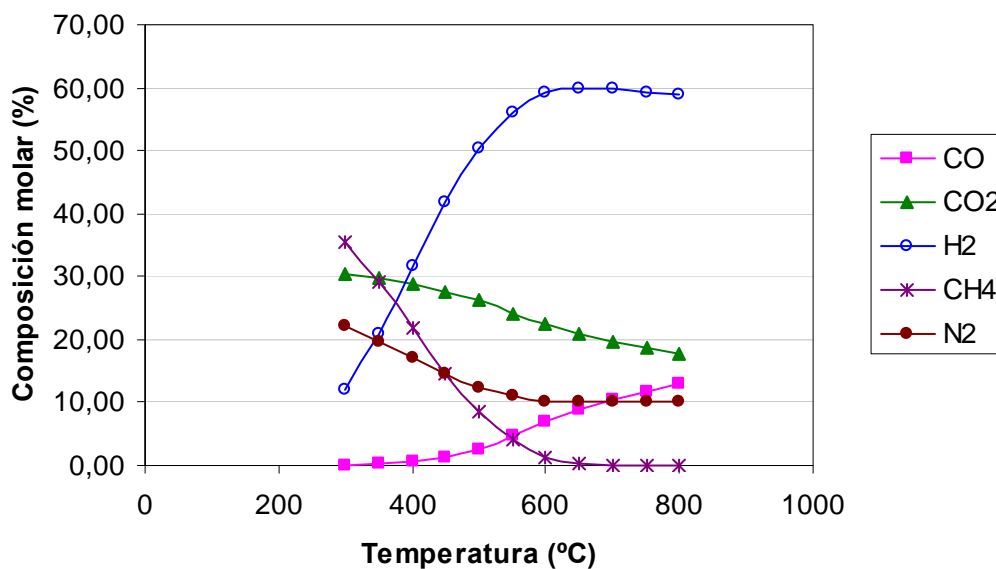


Figura 25. Composición molar (%) de equilibrio frente a la temperatura, para la relación molar de reactivos 9:1:1 en base seca.

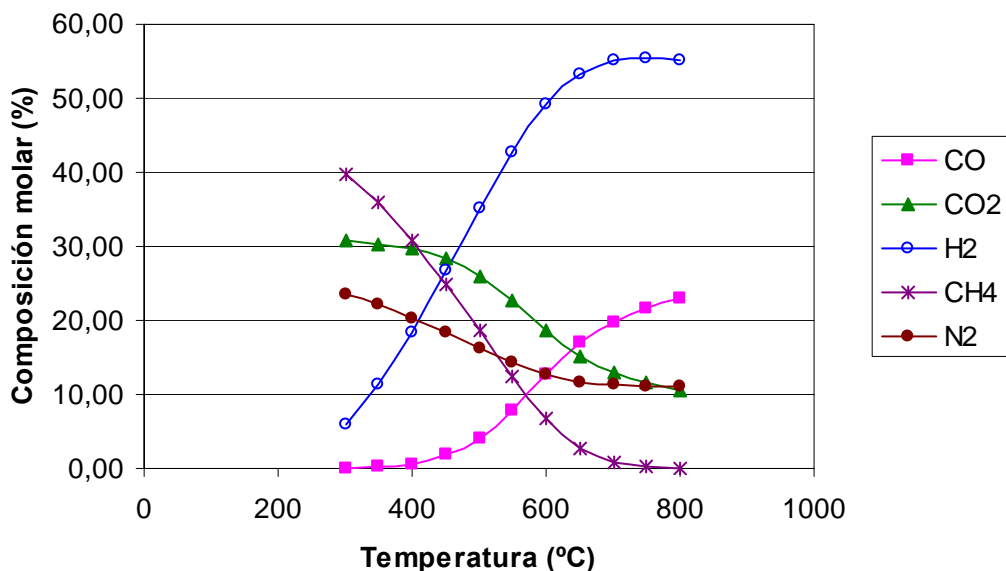


Figura 26. Composición molar (%) de equilibrio frente a la temperatura, para la relación molar de reactivos 3:1:1 en base seca.

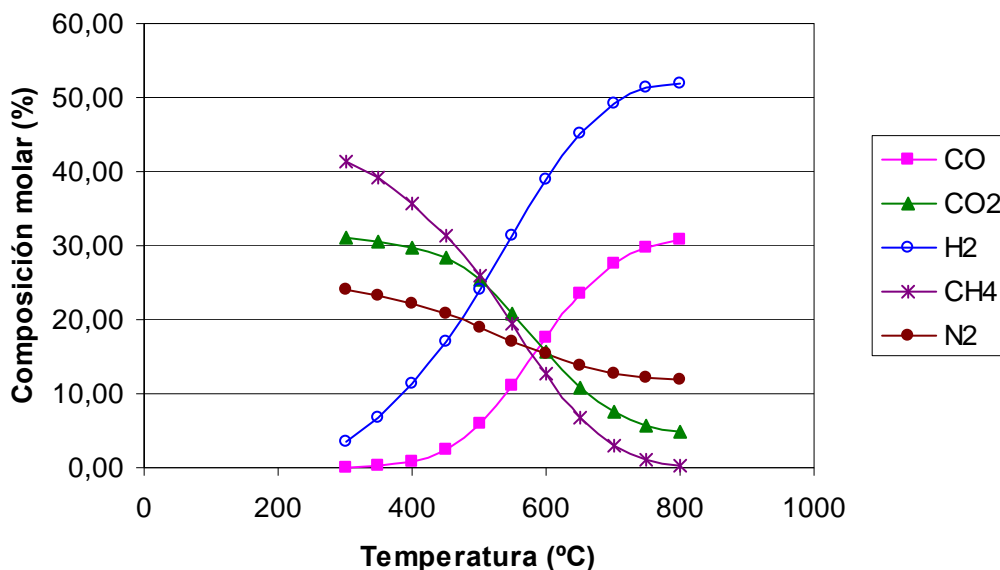


Figura 27. Composición molar (%) de equilibrio frente a la temperatura, para la relación molar de reactivos 1:1:1 en base seca.

En la Figura 28 se muestra una comparativa de los equilibrios para las relaciones molares entre los reactivos 9:1:1 (trazo en discontinuo) y 1:1:1 (trazo en continuo). Además, se han marcado las temperaturas de 500 y 550 °C, que son los ensayos (experimentos 24 y 25) que se hicieron a menor temperatura de reacción.

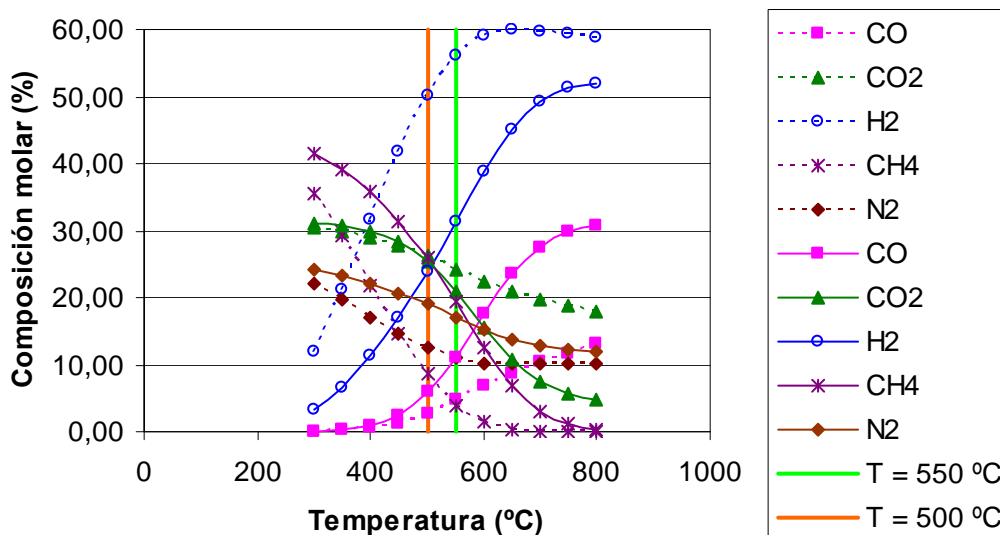


Figura 28. Comparación de la composición molar (%) de equilibrio frente a la temperatura, para la relación molar de reactivos 9:1:1 (en discontinuo) y 1:1:1 (en continuo) en base seca.

Se ha escogido este tipo de representación porque es la habitual en las publicaciones, y facilitar así las comparaciones con bibliografía. A modo de ejemplo se muestran las Figuras 29 (1) y 30 (21).

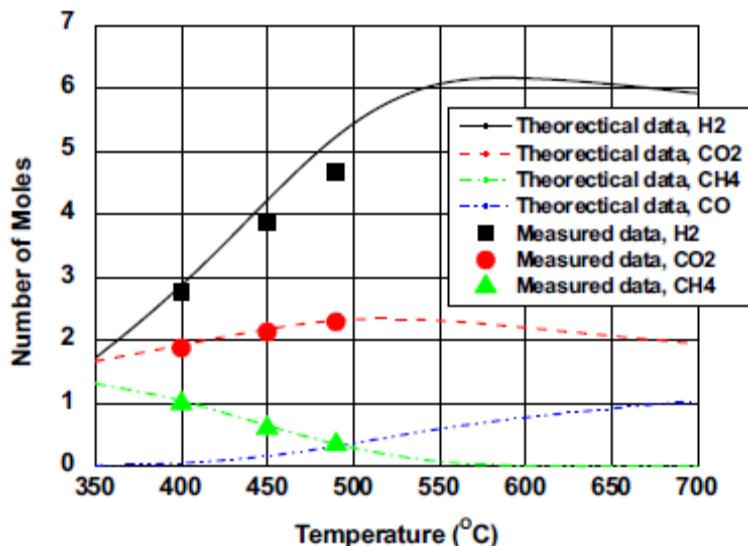


Figura 29. Efecto de la temperatura frente al número de moles para una relación molar entre agua: glicerol (RMAG) = 9:1 (1).

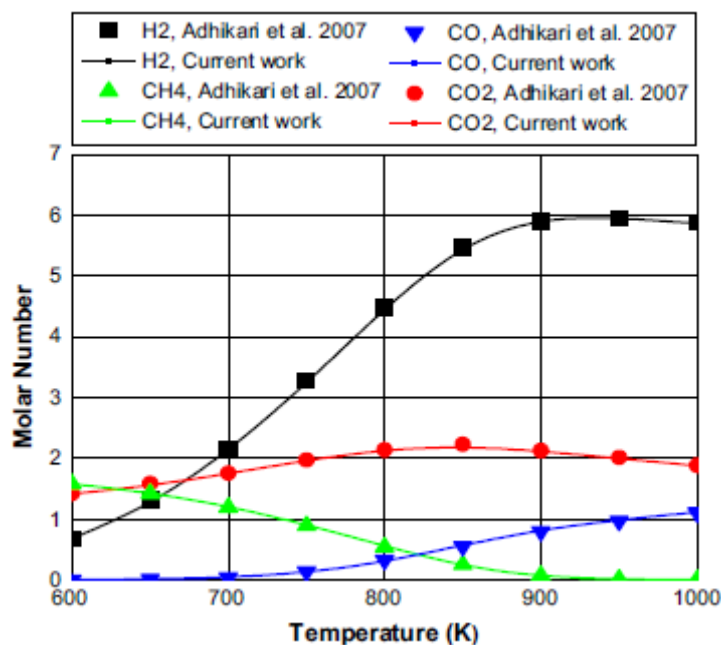


Figura 30. Composiciones de equilibrio: comparación entre las referencias (21) y (3), para T = 300 a 1.000 K, P = 1 bar y (RMAG) = 9:1.

Finalmente, en las Figuras de la 31 a la 34, se muestran las gráficas de equilibrio para las diferentes relaciones molares entre los reactivos, en términos de rendimiento a H_2 y selectividades a los otros gases, por coherencia con las variables empleadas a lo largo de la memoria. La simulación se ha realizado en *Hysys* mediante un reactor de equilibrio.

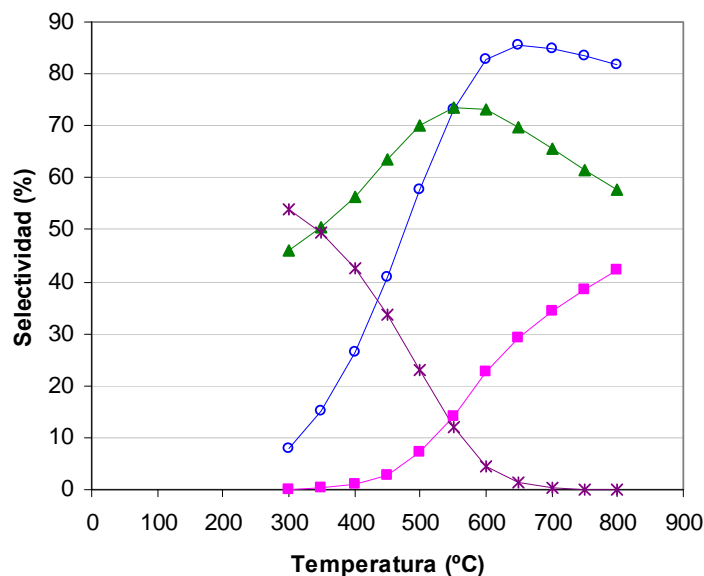


Figura 31. Selectividades (%) de equilibrio frente a la temperatura, para (RMAGN) = 9:1:1.

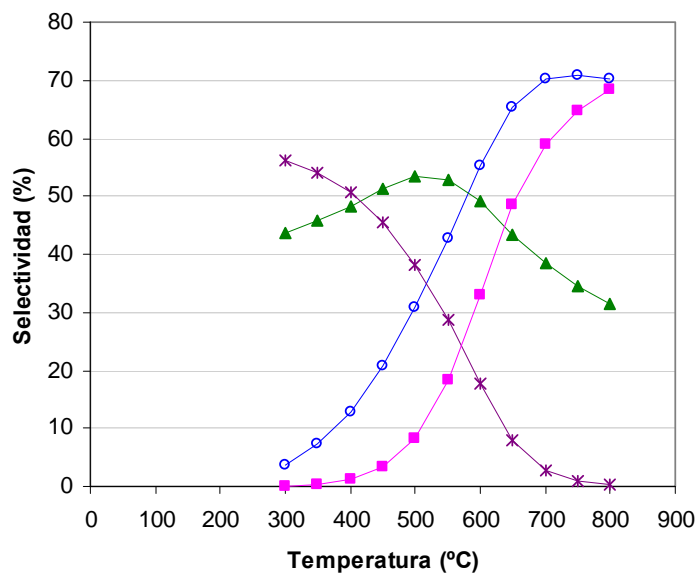


Figura 32. Selectividades (%) de equilibrio frente a la temperatura, para (RMAGN) = 3:1:1.

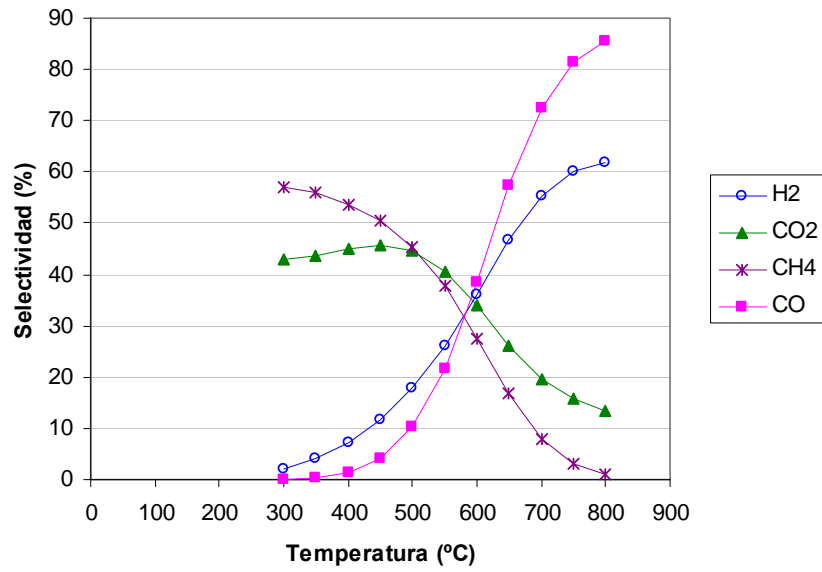


Figura 33. Selectividades (%) de equilibrio frente a la temperatura, para (RMAGN) = 1:1:1.

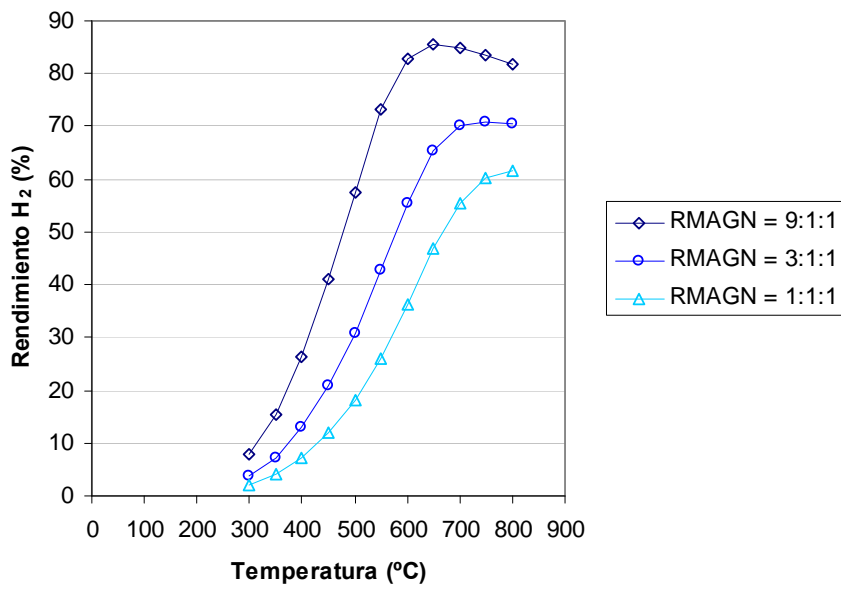


Figura 34. Rendimientos a H₂ (%) de equilibrio frente a la temperatura, para las diferentes relaciones molares (RMAGN) = 9:1:1 - 3:1:1 - 1:1:1.

ANEXO D.- FÓRMULAS

En este anexo, se exponen las fórmulas que se han empleado para realizar los diferentes cálculos.

- Conversión:

$$\text{Conversión } C_3H_8O_3 (\%) = \frac{\text{mmoles } (C_3H_8O_3)_E - \text{mmoles } (C_3H_8O_3)_S}{\text{mmoles } (C_3H_8O_3)_E} * 100; \text{ Ec. (16)}$$

- Rendimiento a hidrógeno (real, en caso de no indicarse lo contrario) y rendimiento a hidrógeno teórico. La diferencia consiste en que el real está referido al glicerol que realmente ha alimentado la bomba; mientras que el teórico se basa en conversión y selectividad, en las que la referencia al glicerol está hecha con respecto al caudal programado en la bomba HPLC. Por regla general, son casi iguales.

$$\text{Rendimiento } H_2 \text{ real } (\%) = \frac{\text{mmoles producidos } H_2}{\text{átomos C en } C_3H_8O_3 \text{ alimentado real}} * \frac{3}{7} * 100; \text{ Ec. (17)}$$

$$\text{Rendimiento } H_2 \text{ teórico } (\%) = \text{Conversión} * \text{Selectividad} / 100; \quad \text{Ec. (18)}$$

- Selectividades a los diferentes gases gases, incluido H_2 , y selectividades a los distintos líquidos. Es la misma definición para todo i , salvo para H_2 .

$$\text{Selectividad } H_2 (\%) = \frac{\text{mmoles producidos } H_2}{3 * (\text{mmoles } (C_3H_8O_3)_E - \text{mmoles } (C_3H_8O_3)_S)} * \frac{3}{7} * 100; \text{ Ec. (19)}$$

$$\text{Selectividad } i (\%) = \frac{\text{átomos C en } i}{3 * (\text{mmoles } (C_3H_8O_3)_E - \text{mmoles } (C_3H_8O_3)_S)} * 100; \quad \text{Ec. (20)}$$

El denominador equivale a los átomos de C en productos, definidos sobre el glicerol reaccionado.

- Selectividad a coque: se calcula como resta a 100 de la suma de todas las selectividades de gases y líquidos.

ANEXO E.- RESULTADOS

En este anexo se recogen gráficas que complementan al apartado (3) de Resultados y discusión, de la memoria; y que se nombran convenientemente en la parte correspondiente de la misma.

Al comparar las Figuras 35 y 36, se comprueba que ambas relaciones molares describen las mismas tendencias al variar la temperatura, tal y cómo se afirma en el cuerpo de la memoria, en el apartado (3.3.1).

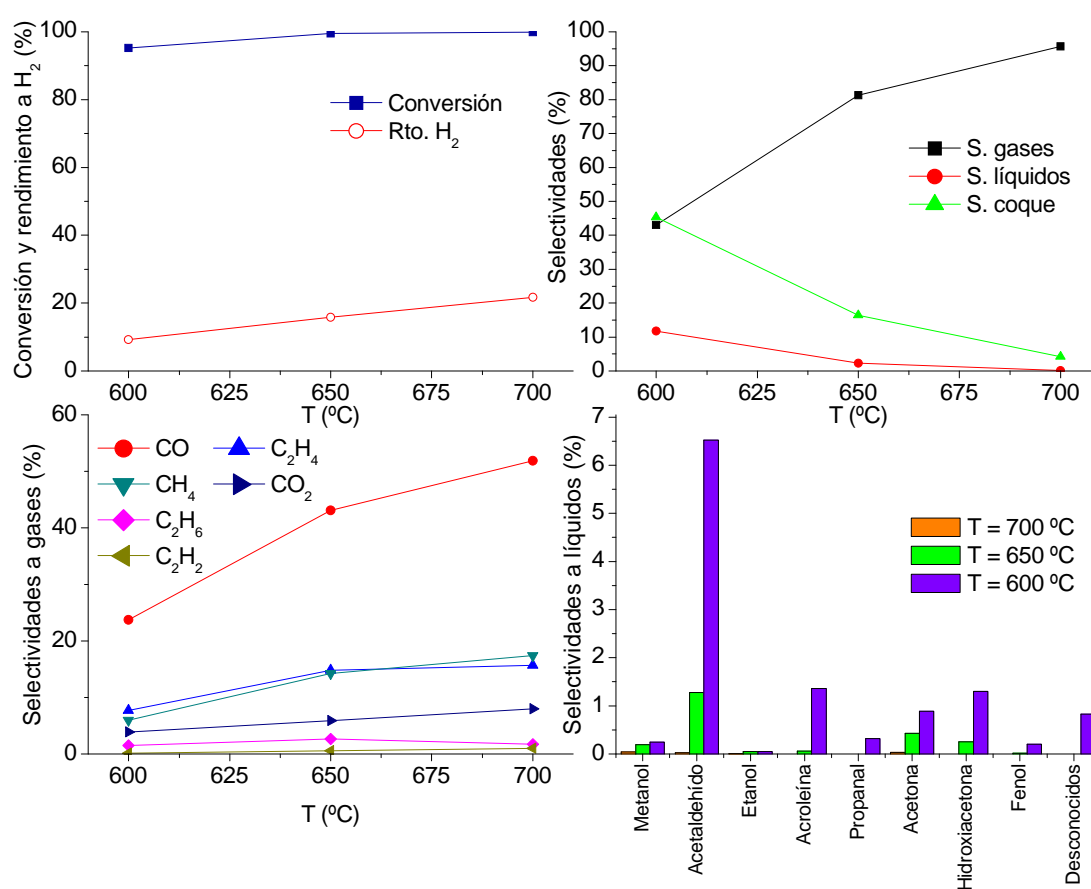


Figura 35. Conversión y rendimiento a hidrógeno (arriba a la izquierda), selectividades a las diferentes fases (arriba a la derecha), selectividades a los gases (abajo a la izquierda) y selectividades a los diferentes líquidos (abajo a la derecha) frente a la temperatura, para RMAGN 9:1:1 y $Q_L = 0,150$ mL/min. Para lecho fijo con catalizador 1 % Ni.

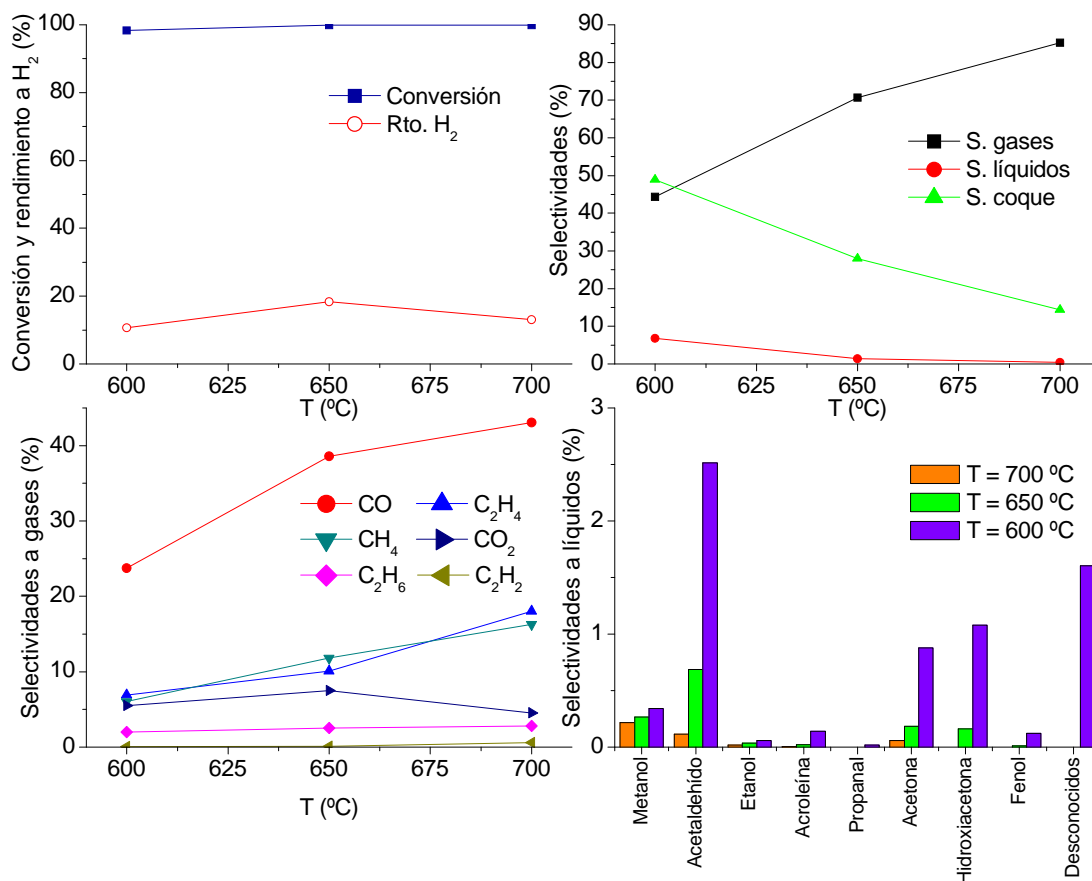


Figura 36. Conversión y rendimiento a hidrógeno (arriba a la izquierda), selectividades a las diferentes fases (arriba a la derecha), selectividades a los gases (abajo a la izquierda) y selectividades a los diferentes líquidos (abajo a la derecha) frente a la temperatura, para RMAGN 3:1:1 y $Q_L = 0,150$ mL/min. Para lecho fijo con catalizador 1 % Ni.

La Figura 12 de la sección 3.3.2 de la memoria presenta la influencia de la relación molar de los reactivos para 700 °C. En la Figura 37 se recoge el mismo estudio completo para 700, 650 y 600 °C. Todos ellos conducen a las mismas conclusiones. Cabe destacar que al bajar la temperatura a 600 °C y la relación molar a 3:1:1, la formación de coque es intensa.

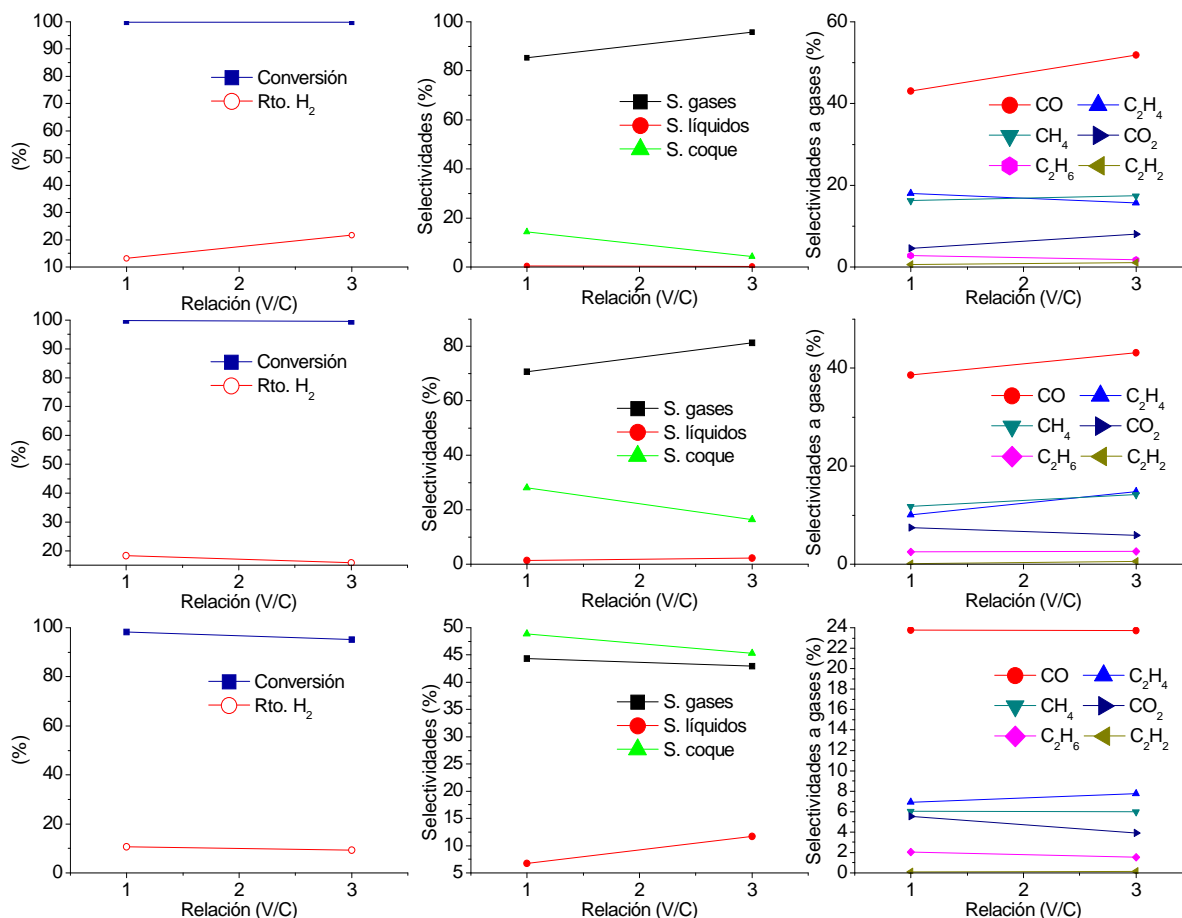


Figura 37. Conversión y rendimiento a hidrógeno (izquierda), selectividades a las diferentes fases (centro) y selectividades a los gases (derecha) frente a la relación vapor/carbono de los reactivos, para T = 700 °C (arriba), 650 °C (centro) y 600 °C (abajo), y Q_L = 0,150 mL/min.

En el apartado 3.4.1 de la memoria se halla la Tabla 12. La Tabla 16 es su equivalente en términos de rendimiento a H₂ y selectividad a los otros gases. El equilibrio se ha calculado con *Hysys*, con un reactor de equilibrio. Para el experimento, se ha realizado una media de los valores con el tiempo; salvo del último punto tomado, a las 11 horas, que se ha excluido del cálculo porque ya comienza la desactivación.

Tabla 16. Valores de rendimiento a H₂ y selectividades a CO, CO₂ y CH₄, todos ellos en porcentaje.

	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄
Equilibrio	65,38	48,49	43,45	8,09
Experimento 26	64,53	42,50	36,32	7,45

En la sección 3.4.4 de la memoria, en la Figura 17, se observa el efecto del tiempo espacial. La Figura 38 muestra dicho efecto sin el punto central, de 10 g de catalizador, que parecía falsear la tendencia.

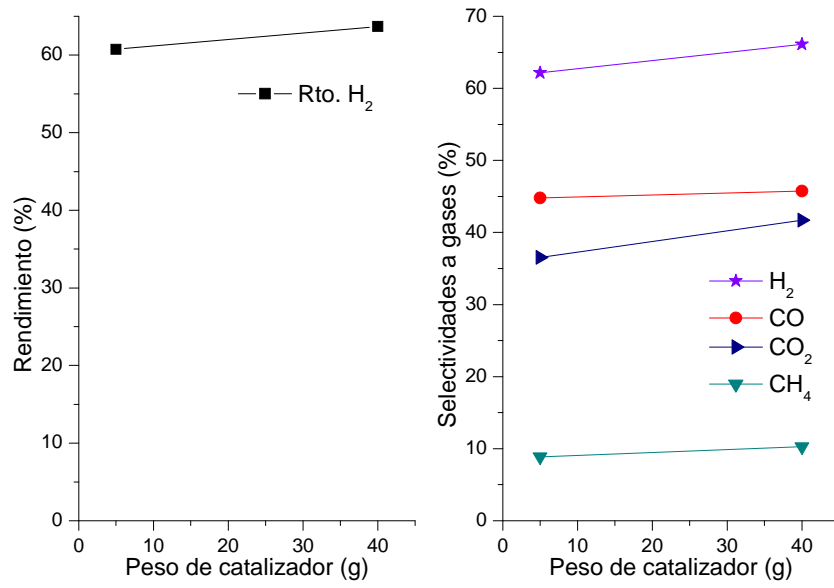
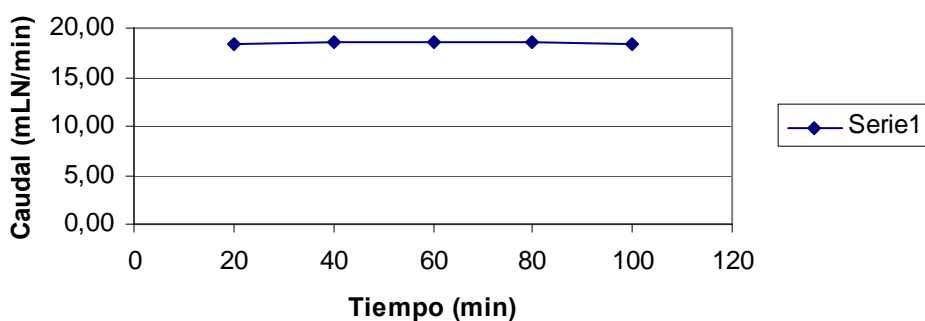


Figura 38. Rendimiento a hidrógeno (a la izquierda), y selectividades a los gases (a la derecha) frente al peso de catalizador, para $T = 650\text{ }^{\circ}\text{C}$, RMAGN 3:1:1 y $Q_G = 112\text{ mL}_N/\text{min}$, sin el punto central de 10 g.

ANEXO F.- DATOS DE LOS EXPERIMENTOS

En este anexo se van a indicar los siguientes datos (numéricos o gráficos) para los diferentes experimentos a lo largo del tiempo:

- Gráfica del caudal a la salida de la reacción.
- Tabla del porcentaje de los gases en el *loop*.
- Tabla con los valores de selectividades a gases y líquidos, conversión y rendimiento a hidrógeno.

EXPERIMENTO 1**Caudal a la salida**

Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H₂ (TCD)	2,87	2,79	2,80	2,58	2,62
CO₂ (TCD)	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12
C₂H₄ (TCD)	3,08	3,09	3,09	2,94	2,96
C₂H₆ (TCD)	0,14	0,11	0,10	0,08	0,08
C₂H₂ (TCD)	0,06	0,05	0,05	0,05	0,05
N₂ (TCD)	79,66	79,39	79,29	79,66	79,42
CH₄ (TCD)	2,10	2,00	2,04	2,03	2,04
CO (TCD)	7,33	7,15	7,24	6,96	7,08

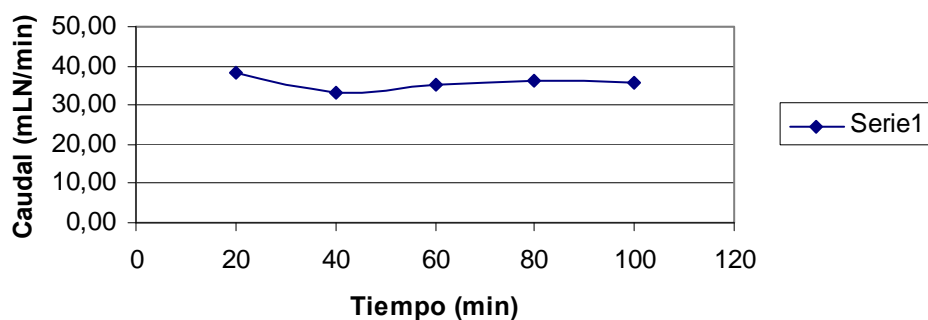
Para este ensayo, todos los puntos obtenidos son muy semejantes, así que se ponen los valores para el minuto 60 a modo de representación. Esta afirmación se puede comprobar con los datos completos para el rendimiento a hidrógeno.

	H₂ (TCD)	CO₂ (TCD)	C₂H₄ (TCD)	C₂H₆ (TCD)	C₂H₂ (TCD)	CH₄ (TCD)	CO (TCD)
Selectividad (%)	1,34	0,13	6,90	0,22	0,12	2,27	8,08

	Metanol	Acetaldehído	Acroleína	Acetona	Hidroxiacetona	Fenol	Selectiv. Líquidos
Selectividad (%)	0,99	8,90	4,80	2,19	10,01	0,47	27,37

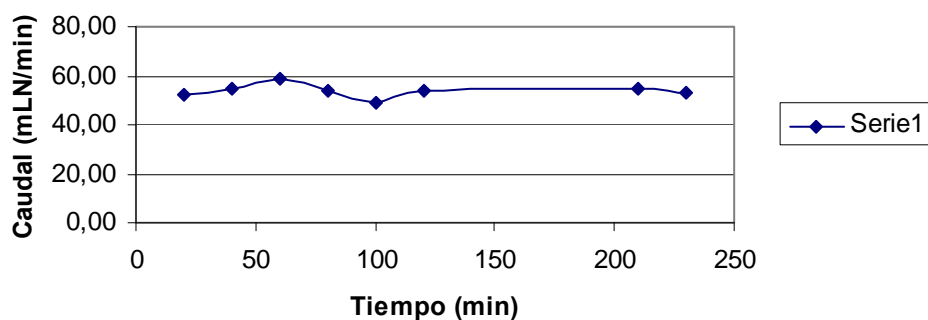
Tiempo (min)	60
Conversión (%)	38,44

Tiempo (min)	20	40	60	80	100
Rendimiento H_{2,t} (%)	0,52	0,51	0,52	0,48	0,48
Rendimiento H_{2,r} (%)	0,47	0,53	0,51	0,47	0,50

EXPERIMENTO 2**Caudal a la salida**

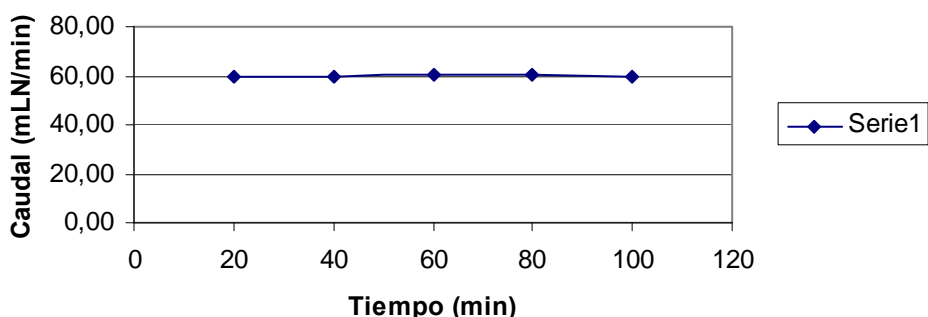
Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	12,63	12,19	12,84	12,23	10,76
CO ₂ (TCD)	0,31	0,30	0,31	0,29	0,27
C ₂ H ₄ (TCD)	8,31	8,03	8,44	7,98	7,02
C ₂ H ₆ (TCD)	0,82	0,83	0,89	0,82	0,68
C ₂ H ₂ (TCD)	0,28	0,27	0,27	0,26	0,24
N ₂ (TCD)	42,62	44,40	48,69	46,61	52,82
CH ₄ (TCD)	6,43	6,30	6,58	6,37	5,79
CO (TCD)	27,39	26,65	28,13	26,55	23,38

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	5,74	4,99	6,50	5,76	5,98
CO ₂ (TCD)	0,32	0,29	0,37	0,32	0,35
C ₂ H ₄ (TCD)	17,63	15,33	19,95	17,52	18,19
C ₂ H ₆ (TCD)	1,74	1,59	2,09	1,79	1,77
C ₂ H ₂ (TCD)	0,60	0,51	0,65	0,57	0,63
CH ₄ (TCD)	6,82	6,01	7,77	7,00	7,50
CO (TCD)	29,06	25,43	33,22	29,17	30,29
Metanol	0,95	0,90	1,16	0,97	1,18
Acetaldehído	5,49	4,57	6,98	5,19	7,94
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	1,21	1,16	1,76	1,10	1,77
Propanal	0,00	0,12	0,00	0,12	0,00
Acetona	1,33	0,67	1,80	0,44	2,02
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	4,69	3,84	5,31	9,45	7,21
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	2,76	2,28	0,27	3,37	4,37
Desconocidos	35,52	13,61	0,00	10,24	7,51
Selectiv liq	51,95	27,14	17,27	30,89	32,00
Conversión	20	40	60	80	100
	83,81	80,70	68,86	76,70	63,82
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	4,81	4,02	4,48	4,42	3,81
Real	4,53	3,98	4,43	4,61	3,98

EXPERIMENTO 3**Caudal a la salida**

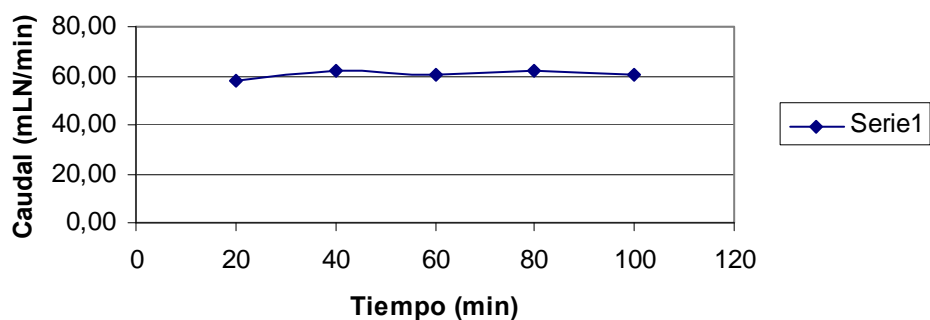
Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	210	230
H ₂ (TCD)	15,34	15,79	16,44	16,28	16,05	15,74	16,28	16,30
CO ₂ (TCD)	0,50	0,51	0,52	0,51	0,51	0,50	0,50	0,50
C ₂ H ₄ (TCD)	8,17	8,51	8,98	8,92	8,84	8,66	8,99	9,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,86	0,99	1,02	1,12	1,07	1,10	1,02	1,02
C ₂ H ₂ (TCD)	0,49	0,45	0,46	0,43	0,44	0,41	0,46	0,45
N ₂ (TCD)	36,00	31,83	30,52	29,95	31,39	31,26	30,85	29,58
CH ₄ (TCD)	9,82	10,23	10,42	10,48	10,28	10,33	10,29	10,28
CO (TCD)	31,87	33,38	34,70	34,96	34,33	34,08	34,44	34,45

Selectividad	20	40	60	80	100	120	210	230
H ₂ (TCD)	9,34	8,81	9,87	9,19	8,15	8,90	9,02	8,84
CO ₂ (TCD)	0,71	0,66	0,73	0,67	0,60	0,65	0,65	0,64
C ₂ H ₄ (TCD)	23,23	22,16	25,18	23,50	20,94	22,84	23,25	22,76
C ₂ H ₆ (TCD)	2,45	2,57	2,87	2,96	2,54	2,91	2,65	2,57
C ₂ H ₂ (TCD)	1,39	1,18	1,29	1,12	1,03	1,08	1,19	1,14
CH ₄ (TCD)	13,95	13,32	14,60	13,81	12,18	13,62	13,31	13,01
CO (TCD)	45,28	43,47	48,62	46,07	40,66	44,94	44,55	43,80
Metanol	0,67	0,44	0,57	0,59	0,54	0,47	0,53	0,47
Acetaldehído	3,04	0,92	2,09	1,34	1,45	1,15	2,73	1,55
Etanol	0,08	0,09	0,10	0,07	0,25	0,15	0,12	0,13
Acroleína	0,24	0,06	0,10	0,08	0,08	0,07	0,13	0,09
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,48	0,21	0,34	0,30	0,35	0,25	0,45	0,29
Similar 2-propenol	0,22	0,05	0,07	0,09	0,07	0,04	0,06	0,06
Hidroxiacetona	1,43	0,47	0,40	0,74	0,72	0,55	0,36	0,38
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv lq	6,15	2,24	3,67	3,21	3,45	2,68	4,39	2,97
Conversión	20	40	60	80	100	120	210	230
	85,76	96,68	96,97	94,88	95,61	95,26	97,35	97,87
Rendimiento H ₂	20	40	60	80	100	120	210	230
Teórico	8,01	8,52	9,57	8,72	7,79	8,47	8,78	8,65
Real	6,85	8,90	10,00	8,63	7,32	9,37	8,74	9,56

EXPERIMENTO 4**Caudal a la salida**

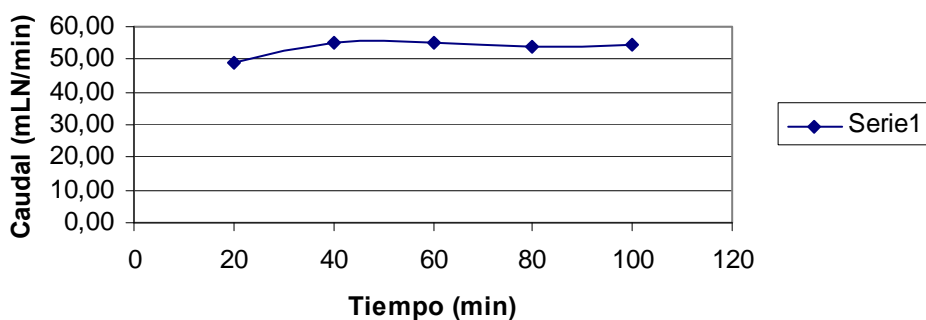
Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	17,67	16,02	16,30	15,36	14,06
CO ₂ (TCD)	0,75	0,70	0,73	0,67	0,64
C ₂ H ₄ (TCD)	8,94	7,93	8,20	7,69	7,11
C ₂ H ₆ (TCD)	0,65	0,46	0,49	0,49	0,42
C ₂ H ₂ (TCD)	0,61	0,68	0,68	0,64	0,62
N ₂ (TCD)	28,69	36,63	35,55	39,52	43,94
CH ₄ (TCD)	11,46	10,10	10,54	10,05	9,33
CO (TCD)	35,45	31,37	32,56	30,75	28,18

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	10,57	9,82	9,78	9,20	8,33
CO ₂ (TCD)	1,04	1,00	1,02	0,93	0,89
C ₂ H ₄ (TCD)	24,98	22,69	22,97	21,49	19,67
C ₂ H ₆ (TCD)	1,82	1,31	1,37	1,37	1,16
C ₂ H ₂ (TCD)	1,70	1,95	1,91	1,80	1,71
CH ₄ (TCD)	16,01	14,45	14,76	14,04	12,90
CO (TCD)	49,51	44,87	45,59	42,96	38,95
Metanol	0,17	0,18	0,20	0,20	0,23
Acetaldehído	0,26	0,21	0,27	0,18	0,31
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,04	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,41	1,18	0,33	0,09	0,52
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	0,85	1,58	0,80	0,52	1,07
Conversión	20	40	60	80	100
	98,65	96,63	99,51	99,71	99,88
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	10,43	9,49	9,73	9,17	8,32
Real	9,81	9,39	9,63	9,07	8,68

EXPERIMENTO 5**Caudal a la salida**

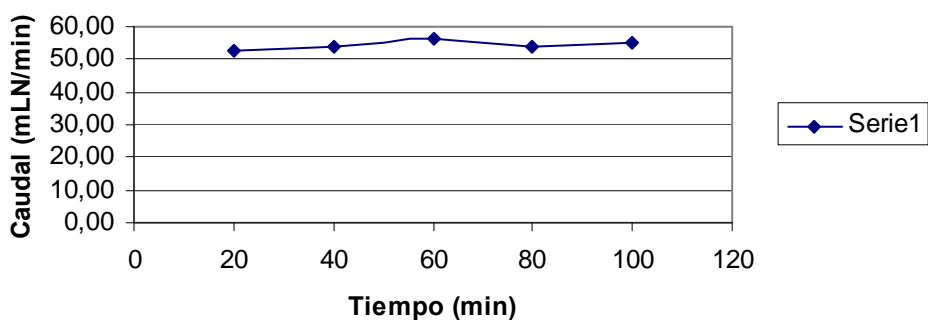
Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	19,23	18,84	17,55	17,68	16,46
CO ₂ (TCD)	0,95	0,95	0,91	0,89	0,86
C ₂ H ₄ (TCD)	8,59	8,32	7,83	7,91	7,45
C ₂ H ₆ (TCD)	0,31	0,24	0,25	0,25	0,25
C ₂ H ₂ (TCD)	1,10	1,18	1,10	1,04	1,01
N ₂ (TCD)	26,64	28,39	33,08	32,53	37,13
CH ₄ (TCD)	11,72	11,34	11,01	11,09	10,59
CO (TCD)	35,43	34,48	32,71	33,01	31,05

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	12,24	14,32	11,05	11,07	10,26
CO ₂ (TCD)	1,41	1,68	1,33	1,29	1,25
C ₂ H ₄ (TCD)	25,52	29,51	23,02	23,10	21,69
C ₂ H ₆ (TCD)	0,91	0,86	0,75	0,73	0,73
C ₂ H ₂ (TCD)	3,27	4,19	3,24	3,04	2,95
CH ₄ (TCD)	17,41	20,11	16,18	16,21	15,42
CO (TCD)	52,62	61,16	48,07	48,24	45,19
Metanol	0,09	0,10	0,13	0,10	0,11
Acetaldehído	0,07	0,00	0,07	0,04	0,05
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,76	0,53	0,67	0,11	0,32
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv liq	0,93	0,64	0,87	0,26	0,48
Conversión	20	40	60	80	100
	90,78	80,65	95,27	97,75	96,25
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	11,11	11,55	10,53	10,82	9,88
Real	10,44	11,43	10,42	10,71	10,32

EXPERIMENTO 6**Caudal a la salida**

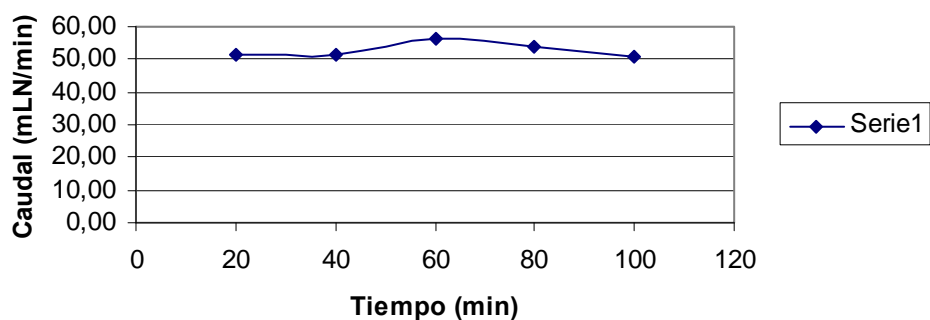
Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	13,98	15,19	14,92	14,97	15,20
CO ₂ (TCD)	0,47	0,51	0,50	0,50	0,51
C ₂ H ₄ (TCD)	7,57	8,20	8,09	8,10	8,25
C ₂ H ₆ (TCD)	1,22	1,36	1,29	1,26	1,22
C ₂ H ₂ (TCD)	0,27	0,27	0,27	0,24	0,26
N ₂ (TCD)	34,41	29,08	30,20	29,61	28,25
CH ₄ (TCD)	10,89	11,82	11,57	11,68	11,90
CO (TCD)	32,19	35,21	34,56	34,88	35,84

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	6,92	8,50	8,16	8,06	8,33
CO ₂ (TCD)	0,54	0,66	0,64	0,63	0,65
C ₂ H ₄ (TCD)	17,50	21,42	20,67	20,34	21,09
C ₂ H ₆ (TCD)	2,82	3,56	3,30	3,15	3,12
C ₂ H ₂ (TCD)	0,62	0,70	0,69	0,60	0,66
CH ₄ (TCD)	12,59	15,44	14,78	14,67	15,20
CO (TCD)	37,20	46,00	44,12	43,80	45,79
Metanol	0,52	0,52	0,61	0,60	0,64
Acetaldehído	0,63	0,47	0,66	0,54	0,65
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,19	0,00
Acroleína	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,37	0,21	0,32	0,23	0,39
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,07	0,12	0,14	0,14	0,15
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	1,61	1,32	1,74	1,71	1,85
Conversión	20	40	60	80	100
	97,85	97,45	99,67	99,08	99,13
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	6,77	8,29	8,14	7,98	8,25
Real	6,70	8,20	8,05	7,51	9,13

EXPERIMENTO 7**Caudal a la salida**

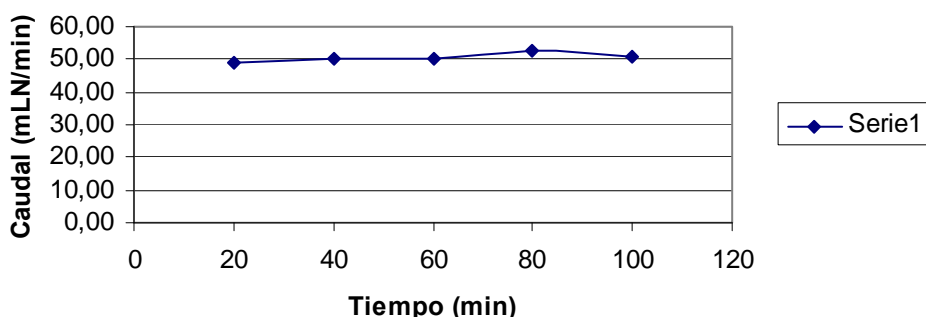
Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	11,14	15,67	16,21	16,44	16,27
CO ₂ (TCD)	0,42	0,51	0,52	0,53	0,52
C ₂ H ₄ (TCD)	7,07	8,56	8,80	8,91	8,85
C ₂ H ₆ (TCD)	0,83	1,07	1,16	1,18	1,15
C ₂ H ₂ (TCD)	0,32	0,41	0,38	0,39	0,38
N ₂ (TCD)	40,16	30,77	27,33	27,95	27,52
CH ₄ (TCD)	8,79	10,81	11,22	11,33	11,21
CO (TCD)	27,47	34,29	35,69	36,04	35,53

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	6,13	11,84	9,17	9,16	9,11
CO ₂ (TCD)	0,54	0,90	0,69	0,68	0,68
C ₂ H ₄ (TCD)	18,15	30,19	23,24	23,17	23,14
C ₂ H ₆ (TCD)	2,12	3,78	3,06	3,08	3,01
C ₂ H ₂ (TCD)	0,82	1,44	1,00	1,00	0,99
CH ₄ (TCD)	11,28	19,06	14,81	14,73	14,66
CO (TCD)	35,26	60,47	47,12	46,87	46,45
Metanol	0,41	0,57	0,56	0,46	0,55
Acetaldehído	0,90	0,88	1,00	0,73	1,05
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,32	0,00
Acroleína	0,03	0,03	0,03	0,02	0,04
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,21	0,44	0,31	0,19	0,56
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,15	0,96	0,24	0,33	0,19
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	1,70	2,88	2,14	2,05	2,39
Conversión	20	40	60	80	100
	94,80	70,60	98,37	96,47	97,46
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	5,81	8,36	9,02	8,84	8,88
Real	4,96	8,27	8,93	9,23	8,35

EXPERIMENTO 8**Caudal a la salida**

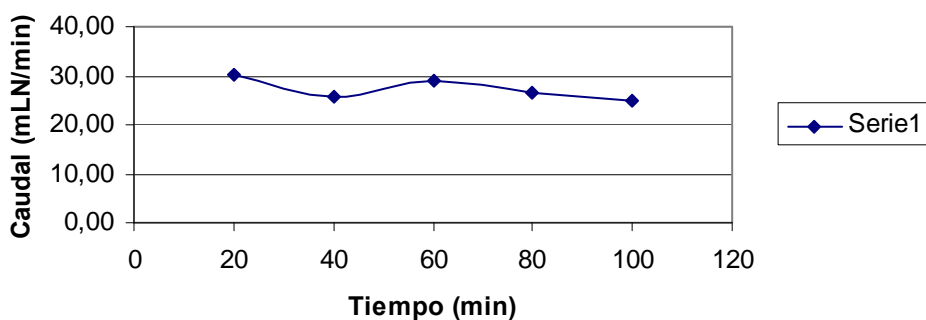
Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	16,26	16,37	16,51	16,47	16,63
CO ₂ (TCD)	0,51	0,51	0,51	0,50	0,50
C ₂ H ₄ (TCD)	8,97	9,04	9,21	9,20	9,41
C ₂ H ₆ (TCD)	0,77	0,71	0,73	0,74	0,75
C ₂ H ₂ (TCD)	0,52	0,55	0,55	0,54	0,55
N ₂ (TCD)	30,73	30,39	29,63	29,33	28,75
CH ₄ (TCD)	9,71	9,65	9,72	9,69	9,66
CO (TCD)	33,30	33,60	33,87	33,87	34,25

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	8,41	8,56	9,59	9,26	8,65
CO ₂ (TCD)	0,62	0,63	0,70	0,66	0,61
C ₂ H ₄ (TCD)	21,65	22,05	24,96	24,16	22,86
C ₂ H ₆ (TCD)	1,85	1,73	1,99	1,94	1,83
C ₂ H ₂ (TCD)	1,25	1,34	1,48	1,42	1,33
CH ₄ (TCD)	11,73	11,77	13,17	12,72	11,73
CO (TCD)	40,20	40,99	45,90	44,45	41,59
Metanol	0,31	0,42	0,49	0,38	0,54
Acetaldehído	1,28	1,60	2,31	1,58	2,82
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,33	0,00
Acroleína	0,06	0,10	0,12	0,12	0,20
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,27	1,07	0,67	0,31	0,76
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,24	0,47	0,91	0,65	0,75
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	2,15	3,65	4,50	3,37	5,07
Conversión	20	40	60	80	100
	98,17	97,85	95,84	95,56	97,10
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	8,26	8,38	9,19	8,85	8,40
Real	8,62	8,29	10,16	8,32	8,78

EXPERIMENTO 9**Caudal a la salida**

Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	16,83	16,94	16,76	16,74	16,74
CO ₂ (TCD)	0,51	0,50	0,49	0,49	0,49
C ₂ H ₄ (TCD)	9,56	9,65	9,51	9,50	9,50
C ₂ H ₆ (TCD)	0,73	0,63	0,61	0,61	0,61
C ₂ H ₂ (TCD)	0,63	0,66	0,68	0,68	0,67
N ₂ (TCD)	28,71	28,27	29,38	29,28	29,30
CH ₄ (TCD)	9,03	8,94	8,82	8,80	8,78
CO (TCD)	33,47	33,76	33,14	33,13	33,07

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	8,33	9,19	8,84	9,39	8,96
CO ₂ (TCD)	0,58	0,64	0,61	0,65	0,61
C ₂ H ₄ (TCD)	22,08	24,42	23,39	24,88	23,73
C ₂ H ₆ (TCD)	1,68	1,60	1,50	1,59	1,52
C ₂ H ₂ (TCD)	1,45	1,68	1,68	1,77	1,68
CH ₄ (TCD)	10,43	11,32	10,85	11,52	10,97
CO (TCD)	38,67	42,74	40,77	43,37	41,31
Metanol	0,33	0,39	0,38	0,33	0,38
Acetaldehído	2,93	2,68	3,42	2,25	3,35
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,45	0,00
Acroleína	0,21	0,18	0,22	0,18	0,28
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	1,10	0,92	0,69	0,38	0,66
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,66	1,79	1,26	1,30	0,89
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	5,23	5,96	5,97	4,88	5,57
Conversión	20	40	60	80	100
	97,98	92,27	93,99	92,62	94,31
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	8,16	8,48	8,30	8,70	8,45
Real	7,31	8,86	8,22	8,61	8,37

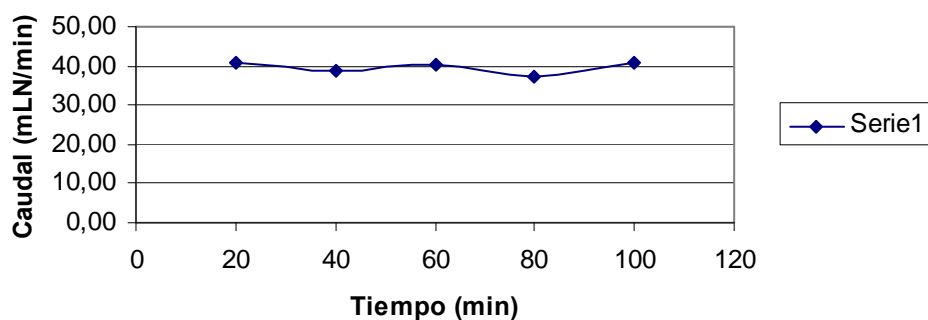
EXPERIMENTO 10**Caudal a la salida**

Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	12,11	14,49	14,98	15,67	15,88
CO ₂ (TCD)	0,45	0,53	0,55	0,55	0,56
C ₂ H ₄ (TCD)	6,64	7,89	8,15	8,53	8,67
C ₂ H ₆ (TCD)	0,84	1,00	1,01	1,04	1,03
C ₂ H ₂ (TCD)	0,30	0,35	0,38	0,38	0,39
N ₂ (TCD)	42,99	33,51	32,02	28,46	27,59
CH ₄ (TCD)	8,78	10,19	10,50	10,96	11,08
CO (TCD)	26,71	31,71	32,65	34,15	34,66

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	7,51	7,99	8,90	8,44	8,07
CO ₂ (TCD)	0,65	0,68	0,76	0,70	0,66
C ₂ H ₄ (TCD)	19,24	20,32	22,58	21,45	20,57
C ₂ H ₆ (TCD)	2,43	2,56	2,79	2,61	2,43
C ₂ H ₂ (TCD)	0,86	0,91	1,05	0,94	0,92
CH ₄ (TCD)	12,71	13,11	14,56	13,78	13,14
CO (TCD)	38,68	40,82	45,25	42,91	41,10
Metanol	0,21	0,54	0,51	0,42	0,44
Acetaldehído	0,53	0,94	1,07	0,69	1,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,15	0,00
Acroleína	0,01	0,03	0,03	0,02	0,02
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,28	0,67	0,74	0,20	0,36
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,11	0,22	0,27	0,13	0,17
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	1,13	2,39	2,61	1,61	1,99
Conversión	20	40	60	80	100
	98,69	94,43	99,37	99,86	99,51
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	7,42	7,55	8,84	8,43	8,03
Real	7,58	7,71	8,14	8,62	8,21

EXPERIMENTO 11

Caudal a la salida

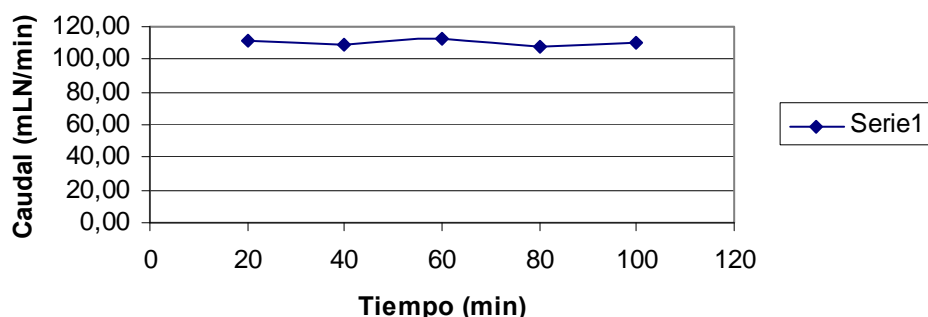


Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	13,66	15,39	15,79	16,02	16,00
CO ₂ (TCD)	0,48	0,52	0,52	0,52	0,52
C ₂ H ₄ (TCD)	7,64	8,48	8,64	8,85	8,84
C ₂ H ₆ (TCD)	0,86	0,86	0,88	0,99	1,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,37	0,40	0,41	0,43	0,43
N ₂ (TCD)	34,81	30,86	29,47	28,01	27,58
CH ₄ (TCD)	9,43	10,17	10,38	10,56	10,56
CO (TCD)	29,77	32,65	33,50	34,42	34,34

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	7,64	8,17	8,95	8,01	8,77
CO ₂ (TCD)	0,62	0,64	0,69	0,61	0,67
C ₂ H ₄ (TCD)	19,92	21,00	22,84	20,65	22,62
C ₂ H ₆ (TCD)	2,24	2,13	2,34	2,31	2,55
C ₂ H ₂ (TCD)	0,97	1,00	1,08	1,00	1,09
CH ₄ (TCD)	12,31	12,59	13,73	12,33	13,51
CO (TCD)	38,83	40,43	44,29	40,18	43,92
Metanol	0,33	0,47	0,46	0,41	0,50
Acetaldehído	1,03	0,96	1,66	0,95	1,83
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,18	0,00
Acroleína	0,03	0,02	0,04	0,03	0,06
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,25	0,29	0,80	0,23	0,54
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,07	0,64	0,42	0,26	0,42
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	1,70	2,38	3,38	2,06	3,34
Conversión	20	40	60	80	100
	97,89	97,05	94,28	99,43	98,70
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	7,48	7,93	8,44	7,97	8,65
Real	6,98	8,54	7,87	8,58	10,10

EXPERIMENTO 12

Caudal a la salida

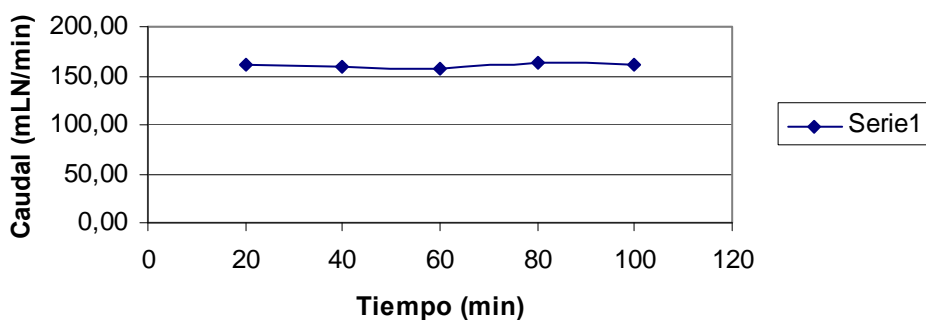


Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	15,30	16,34	16,36	16,47	16,41
CO ₂ (TCD)	0,46	0,46	0,45	0,45	0,45
C ₂ H ₄ (TCD)	9,24	9,61	9,58	9,67	9,64
C ₂ H ₆ (TCD)	0,84	0,82	0,77	0,77	0,77
C ₂ H ₂ (TCD)	0,49	0,50	0,51	0,52	0,52
N ₂ (TCD)	29,29	27,72	27,69	27,30	27,21
CH ₄ (TCD)	9,11	9,09	8,96	8,97	8,92
CO (TCD)	33,32	34,15	33,83	34,10	34,00

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	8,73	9,51	10,00	9,49	9,48
CO ₂ (TCD)	0,61	0,62	0,65	0,61	0,61
C ₂ H ₄ (TCD)	24,60	26,08	27,32	25,99	25,99
C ₂ H ₆ (TCD)	2,22	2,22	2,20	2,06	2,06
C ₂ H ₂ (TCD)	1,29	1,36	1,46	1,39	1,40
CH ₄ (TCD)	12,13	12,34	12,77	12,05	12,02
CO (TCD)	44,34	46,37	48,24	45,84	45,81
Metanol	0,57	0,54	0,71	0,63	0,69
Acetaldehído	3,12	2,31	3,57	2,47	3,36
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,39	0,00
Acroleína	0,22	0,19	0,26	0,21	0,25
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,50	0,79	0,74	1,13	0,77
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,88	1,50	1,45	1,46	1,67
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	5,31	5,32	6,72	6,28	6,73
Conversión	20	40	60	80	100
	97,07	92,61	91,25	92,47	94,37
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	8,47	8,81	9,13	8,77	8,94
Real	7,08	7,88	7,98	7,50	8,01

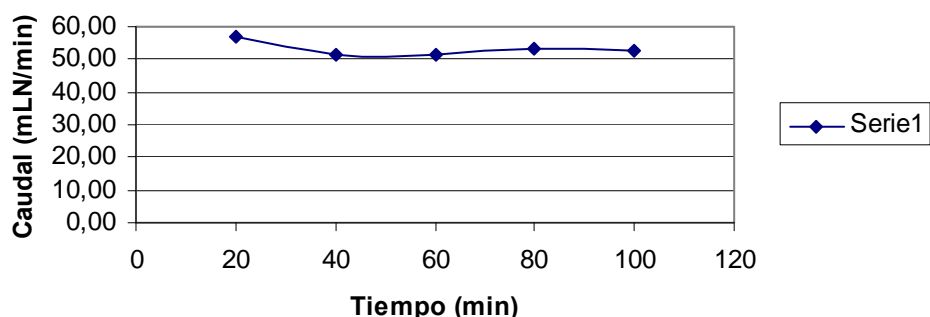
EXPERIMENTO 13

Caudal a la salida



Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	14,82	15,93	16,25	16,38	16,44
CO ₂ (TCD)	0,44	0,44	0,44	0,43	0,44
C ₂ H ₄ (TCD)	9,49	9,75	9,83	9,86	9,82
C ₂ H ₆ (TCD)	0,83	0,70	0,69	0,69	0,68
C ₂ H ₂ (TCD)	0,50	0,55	0,57	0,57	0,57
N ₂ (TCD)	28,09	27,96	27,68	27,69	27,89
CH ₄ (TCD)	8,60	8,46	8,37	8,31	8,28
CO (TCD)	32,80	33,42	33,45	33,52	33,36

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	8,95	8,99	10,29	10,04	10,44
CO ₂ (TCD)	0,62	0,58	0,65	0,62	0,65
C ₂ H ₄ (TCD)	26,73	25,69	29,07	28,19	29,09
C ₂ H ₆ (TCD)	2,34	1,86	2,04	1,97	2,02
C ₂ H ₂ (TCD)	1,40	1,44	1,69	1,62	1,69
CH ₄ (TCD)	12,11	11,15	12,38	11,88	12,27
CO (TCD)	46,21	44,02	49,45	47,93	49,43
Metanol	0,67	0,57	0,76	0,69	0,80
Acetaldehído	2,67	3,17	2,46	4,10	3,22
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,43	0,00
Acroleína	0,28	0,35	0,26	0,51	0,29
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,54	0,71	0,71	0,92	0,77
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	1,81	2,50	3,88	3,14	4,66
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	5,97	7,30	8,06	9,80	9,75
Conversión	20	40	60	80	100
	88,05	93,83	82,55	88,09	83,98
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	7,88	8,44	8,50	8,85	8,77
Real	6,17	6,70	7,15	7,34	7,07

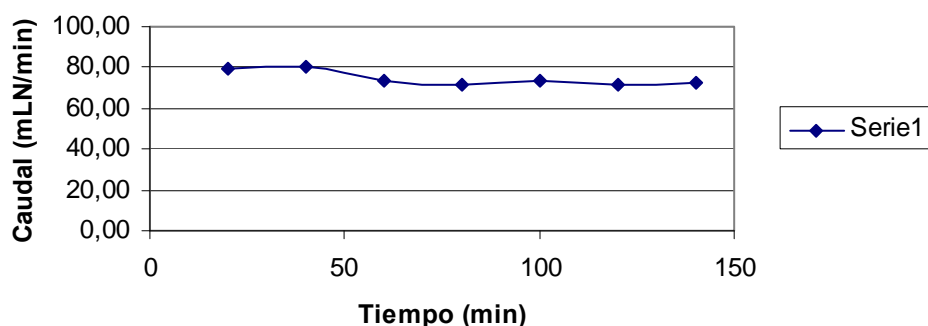
EXPERIMENTO 14**Caudal a la salida**

Tiempo (min)	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	14,27	15,78	16,11	15,98	15,99
CO ₂ (TCD)	0,48	0,51	0,52	0,51	0,51
C ₂ H ₄ (TCD)	8,35	8,87	9,01	8,96	8,96
C ₂ H ₆ (TCD)	0,85	0,86	0,88	0,85	0,83
C ₂ H ₂ (TCD)	0,42	0,42	0,42	0,43	0,42
N ₂ (TCD)	33,31	28,34	27,96	27,48	27,83
CH ₄ (TCD)	9,57	10,37	10,57	10,42	10,30
CO (TCD)	31,69	34,15	34,81	34,55	34,27

Selectividad	20	40	60	80	100
H ₂ (TCD)	8,94	8,20	8,47	8,59	8,59
CO ₂ (TCD)	0,71	0,62	0,64	0,64	0,63
C ₂ H ₄ (TCD)	24,43	21,50	22,11	22,48	22,44
C ₂ H ₆ (TCD)	2,50	2,09	2,15	2,15	2,09
C ₂ H ₂ (TCD)	1,23	1,02	1,02	1,08	1,05
CH ₄ (TCD)	14,00	12,56	12,97	13,07	12,90
CO (TCD)	46,35	41,38	42,71	43,36	42,93
Metanol	0,48	0,53	0,60	0,55	0,55
Acetaldehído	1,44	1,26	1,98	1,39	1,98
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,19	0,00
Acroleína	0,06	0,07	0,09	0,08	0,10
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,51	0,50	0,57	0,92	0,65
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,42	0,48	0,49	0,47	0,47
Glicerol	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO	REACTIVO
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv líq	2,91	2,83	3,73	3,59	3,74
Conversión	20	40	60	80	100
	90,19	98,58	96,86	98,09	97,62
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100
Teórico	8,07	8,08	8,21	8,43	8,38
Real	7,58	7,60	7,71	9,32	8,76

EXPERIMENTO 15

Caudal a la salida

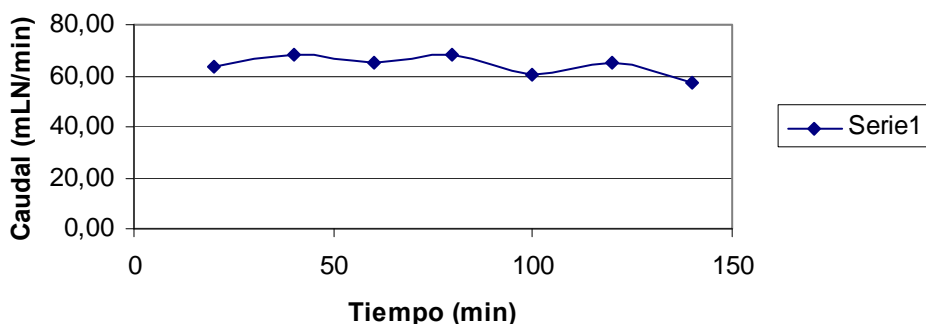


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	27,03	40,76	33,52	30,62	29,36	28,94	28,00
CO ₂ (TCD)	6,89	8,29	4,58	3,36	3,01	2,88	2,70
C ₂ H ₄ (TCD)	1,56	2,69	4,06	5,18	5,93	6,25	6,50
C ₂ H ₆ (TCD)	0,24	0,38	0,50	0,58	0,61	0,63	0,64
C ₂ H ₂ (TCD)	0,06	0,19	0,25	0,32	0,39	0,42	0,45
N ₂ (TCD)	44,10	18,35	17,21	18,25	18,33	19,23	18,55
CH ₄ (TCD)	4,63	8,95	11,71	11,73	11,48	11,42	11,29
CO (TCD)	14,98	26,32	32,68	34,19	34,58	34,60	34,44

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	21,37	32,69	24,45	21,71	21,33	20,66	20,13
CO ₂ (TCD)	12,71	15,52	7,79	5,56	5,10	4,80	4,53
C ₂ H ₄ (TCD)	5,75	10,07	13,81	17,14	20,12	20,83	21,81
C ₂ H ₆ (TCD)	0,88	1,43	1,71	1,90	2,08	2,10	2,15
C ₂ H ₂ (TCD)	0,23	0,73	0,85	1,07	1,33	1,39	1,52
CH ₄ (TCD)	8,53	16,75	19,94	19,41	19,47	19,02	18,93
CO (TCD)	27,64	49,26	55,62	56,58	58,63	57,65	57,76
Metanol	0,00	0,00	0,01	0,03	0,08	0,07	0,10
Acetaldehído	0,01	0,02	0,03	0,02	0,06	0,02	0,05
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,03	0,05	0,03	0,03	0,04	0,03	0,05
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv liq	0,04	0,06	0,08	0,09	0,18	0,12	0,20
Conversión	20	40	60	80	100	120	140
	99,78	99,82	99,85	99,92	99,91	99,94	99,95
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140
Teórico	21,32	32,63	24,41	21,70	21,31	20,65	20,12
Real	17,43	30,67	24,16	20,39	20,03	19,41	19,91

EXPERIMENTO 16

Caudal a la salida

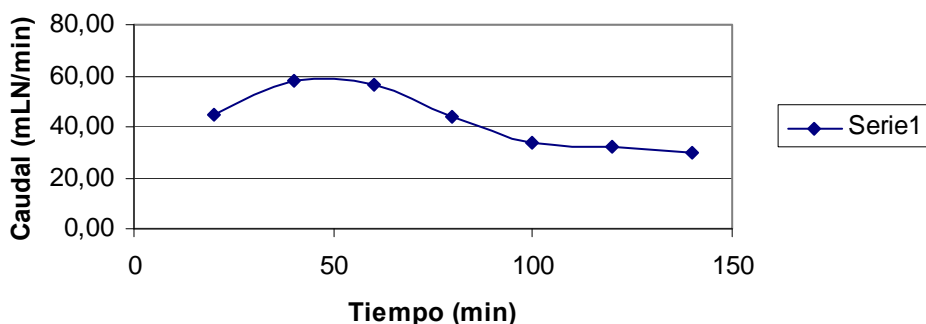


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	21,89	35,79	29,62	25,72	24,47	23,89	21,85
CO ₂ (TCD)	6,00	7,64	4,72	2,88	2,18	2,06	1,86
C ₂ H ₄ (TCD)	1,10	2,90	4,19	5,95	7,35	7,15	6,59
C ₂ H ₆ (TCD)	0,30	0,81	0,74	1,00	1,15	1,18	1,05
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,17	0,19	0,22	0,27	0,27	0,25
N ₂ (TCD)	51,78	22,96	22,10	22,00	19,99	22,56	22,17
CH ₄ (TCD)	3,08	8,22	10,69	11,72	11,75	11,36	10,29
CO (TCD)	12,03	25,86	29,66	33,53	35,70	34,82	31,74

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	13,87	24,29	19,23	17,51	14,67	15,40	12,58
CO ₂ (TCD)	8,87	12,09	7,15	4,58	3,05	3,09	2,50
C ₂ H ₄ (TCD)	3,25	9,19	12,71	18,90	20,57	21,51	17,72
C ₂ H ₆ (TCD)	0,88	2,56	2,26	3,18	3,22	3,54	2,82
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,54	0,56	0,70	0,75	0,82	0,67
CH ₄ (TCD)	4,55	13,01	16,20	18,61	16,44	17,08	13,82
CO (TCD)	17,78	40,95	44,94	53,28	49,94	52,38	42,63
Metanol	0,00	0,01	0,11	0,22	0,34	0,23	0,45
Acetaldehído	0,08	1,26	2,58	0,94	1,43	0,82	1,81
Etanol	0,00	0,00	0,03	0,06	0,09	0,05	0,12
Acroleína	0,00	0,05	0,09	0,04	0,08	0,04	0,12
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,63	0,89	0,49	0,20	0,27	0,19	0,32
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,21	0,42	0,23	0,91
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,07	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv liq	0,70	2,20	3,30	1,66	2,73	1,63	3,74
Conversión	20	40	60	80	100	120	140
	99,69	99,32	99,66	99,74	99,86	99,81	98,85
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140
Teórico	13,82	24,12	19,17	17,47	14,65	15,37	12,43
Real	11,81	23,87	17,16	16,42	14,50	14,45	12,30

EXPERIMENTO 17

Caudal a la salida

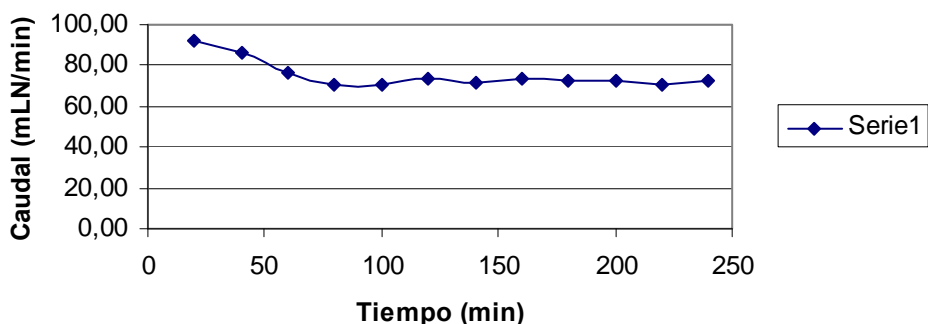


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	8,26	28,17	27,40	26,65	25,06	22,62	20,39
CO ₂ (TCD)	1,77	6,83	4,80	3,60	2,87	2,40	1,99
C ₂ H ₄ (TCD)	0,30	2,02	4,40	5,01	5,09	5,27	5,31
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,75	1,21	1,03	0,75	0,70	0,63
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,09	0,08	0,08	0,10	0,12
N ₂ (TCD)	70,08	34,96	23,26	23,07	28,65	33,38	37,54
CH ₄ (TCD)	0,81	4,76	8,79	8,70	6,73	5,50	4,80
CO (TCD)	3,71	19,99	30,49	30,74	27,62	25,21	23,45

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	3,71	16,45	15,54	11,62	8,50	7,59	8,09
CO ₂ (TCD)	1,86	9,30	6,35	3,66	2,27	1,88	1,84
C ₂ H ₄ (TCD)	0,63	5,50	11,66	10,20	8,05	8,25	9,82
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	2,04	3,21	2,09	1,19	1,09	1,16
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,24	0,16	0,13	0,16	0,21
CH ₄ (TCD)	0,85	6,48	11,63	8,85	5,33	4,31	4,44
CO (TCD)	3,88	27,24	40,35	31,27	21,87	19,74	21,71
Metanol	0,00	0,03	0,04	0,21	0,37	0,42	0,63
Acetaldehído	0,17	9,01	6,82	7,32	6,30	6,38	9,69
Etanol	0,02	0,02	0,00	0,03	0,11	0,08	0,09
Acroleína	0,00	0,89	0,94	1,14	1,27	1,75	3,53
Propanal	0,00	1,06	0,32	0,19	0,18	0,16	0,36
Acetona	0,76	2,09	1,29	0,69	0,48	0,39	0,52
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,94	2,10	3,28	2,78
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,33	0,00	0,00	0,00	0,13	0,26	0,71
Desconocidos	1,04	2,33	0,00	0,00	0,89	0,72	0,83
Selectiv liq	2,31	15,42	9,42	10,52	11,82	13,45	19,14
Conversión	20	40	60	80	100	120	140
	99,08	99,28	99,41	99,59	98,44	96,25	74,62
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140
Teórico	3,68	16,33	15,45	11,57	8,37	7,30	6,04
Real	3,00	14,62	15,29	10,88	8,28	7,23	5,68

EXPERIMENTO 18

Caudal a la salida

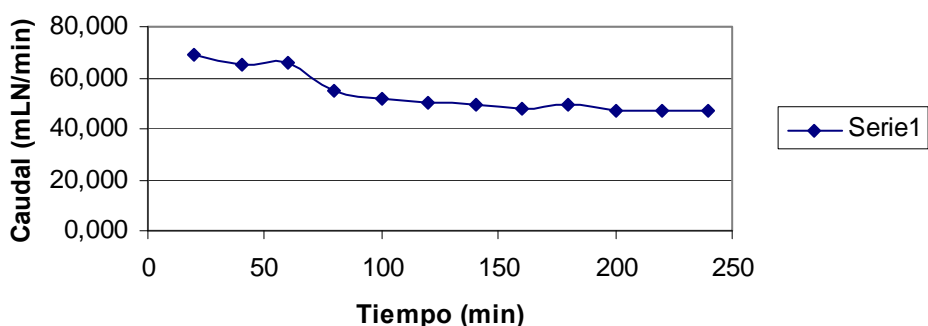


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	22,81	36,54	31,64	27,38	24,12	22,30	22,24	21,39	21,03	20,91	21,69	22,05
CO ₂ (TCD)	5,12	7,37	4,76	3,55	3,10	2,46	2,27	2,15	2,12	2,29	2,32	2,30
C ₂ H ₄ (TCD)	0,92	2,18	4,27	5,86	6,67	6,82	7,65	7,39	7,37	6,59	7,45	7,90
C ₂ H ₆ (TCD)	0,12	0,30	0,55	0,72	0,75	0,74	0,94	0,86	0,84	0,74	0,86	0,89
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,13	0,17	0,16	0,17	0,26	0,30	0,31	0,33	0,30	0,33	0,35
N ₂ (TCD)	47,70	22,29	18,27	18,45	21,15	23,78	20,21	21,25	21,81	26,64	22,25	21,36
CH ₄ (TCD)	3,00	6,66	9,36	10,32	9,93	9,81	10,54	10,01	9,81	9,02	9,88	10,24
CO (TCD)	12,05	23,91	30,14	32,59	31,60	31,71	34,17	32,37	31,77	28,81	32,07	33,39

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	17,83	25,71	19,37	15,62	13,84	13,35	12,80	12,71	12,23	12,32	12,30	13,01
CO ₂ (TCD)	9,34	12,10	6,80	4,73	4,16	3,44	3,05	2,98	2,88	3,15	3,07	3,16
C ₂ H ₄ (TCD)	3,35	7,17	12,19	15,60	17,87	19,06	20,54	20,50	20,02	18,12	19,72	21,74
C ₂ H ₆ (TCD)	0,44	1,00	1,58	1,93	2,02	2,08	2,51	2,37	2,29	2,04	2,29	2,46
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,43	0,47	0,44	0,45	0,73	0,82	0,86	0,89	0,83	0,88	0,95
CH ₄ (TCD)	5,46	10,93	13,36	13,74	13,30	13,71	14,15	13,88	13,32	12,41	13,07	14,09
CO (TCD)	21,98	39,25	43,05	43,38	42,32	44,29	45,89	44,82	43,13	39,62	42,44	45,94
Metanol	0,00	0,00	0,09	0,21	0,30	0,29	0,25	0,38	0,30	0,31	0,40	0,34
Acetaldehído	0,00	0,53	1,49	0,79	0,85	0,67	0,73	0,75	1,11	0,57	0,98	0,63
Etanol	0,00	0,04	0,02	0,07	0,08	0,07	0,08	0,09	0,08	0,06	0,08	0,06
Acroleína	0,00	0,01	0,04	0,05	0,03	0,04	0,03	0,03	0,05	0,02	0,04	0,03
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,17	0,43	0,25	0,18	0,19	0,17	0,22	0,18	0,29	0,14	0,23	0,15
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,27	0,17	0,26	0,18	0,29	0,15	0,23	0,25	0,25
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selectiv liq	0,17	1,01	1,89	1,57	1,62	1,49	1,49	1,72	1,99	1,32	1,98	1,45
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	94,15	98,48	99,68	99,58	99,40	99,15	99,37	99,26	99,48	99,17	99,24	99,16
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Teórico	16,79	25,32	19,31	15,55	13,76	13,24	12,72	12,61	12,17	12,22	12,21	12,90

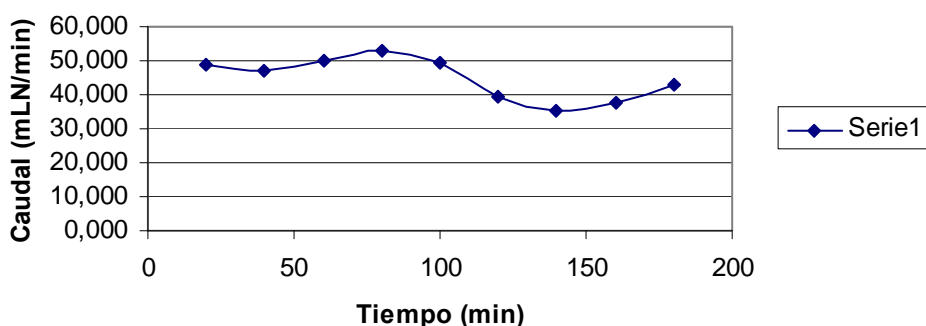
EXPERIMENTO 19

Caudal a la salida



Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	26,98	34,13	29,88	26,78	24,72	23,48	22,96	22,20	21,92	21,55	21,23	21,02
CO ₂ (TCD)	5,80	6,95	4,75	3,45	2,62	2,25	2,05	1,89	1,77	1,67	1,58	1,51
C ₂ H ₄ (TCD)	1,25	1,99	3,17	4,15	4,86	5,19	5,52	5,61	5,90	6,02	6,18	6,35
C ₂ H ₆ (TCD)	0,42	0,56	0,61	0,65	0,65	0,60	0,60	0,60	0,62	0,61	0,63	0,63
C ₂ H ₂ (TCD)	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,16	0,18	0,20	0,20	0,21	0,23	0,23
N ₂ (TCD)	44,19	28,36	26,13	26,42	29,33	31,70	32,87	33,53	33,82	34,39	34,43	34,57
CH ₄ (TCD)	4,60	6,31	7,95	8,86	8,42	7,64	7,20	6,84	6,60	6,41	6,24	6,12
CO (TCD)	16,49	24,46	28,54	30,40	29,73	28,66	28,41	27,68	27,74	27,73	27,65	27,53

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	14,81	17,65	15,70	11,72	10,58	10,29	9,66	9,02	9,57	9,57	10,79	10,45
CO ₂ (TCD)	7,43	8,39	5,83	3,52	2,62	2,30	2,02	1,79	1,80	1,74	1,87	1,75
C ₂ H ₄ (TCD)	3,20	4,81	7,78	8,48	9,70	10,62	10,85	10,63	12,02	12,48	14,66	14,73
C ₂ H ₆ (TCD)	1,08	1,35	1,49	1,33	1,29	1,22	1,18	1,14	1,26	1,27	1,49	1,45
C ₂ H ₂ (TCD)	0,12	0,14	0,17	0,16	0,17	0,33	0,36	0,38	0,41	0,43	0,54	0,53
CH ₄ (TCD)	5,89	7,62	9,74	9,04	8,41	7,81	7,07	6,48	6,73	6,65	7,40	7,10
CO (TCD)	21,13	29,51	34,99	31,03	29,67	29,29	27,90	26,18	28,27	28,74	32,79	31,94
Metanol	0,00	0,02	0,15	0,24	0,34	0,42	0,52	0,52	0,17	0,51	0,73	0,76
Acetaldehído	0,02	8,64	12,00	4,74	4,21	4,79	4,98	4,13	4,99	5,70	6,02	6,72
Etanol	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,07	1,14	0,94	0,33	0,25	0,31	0,36	0,30	0,70	0,68	1,77	0,14
Suma select liq	0,35	9,81	13,10	5,32	4,79	5,52	5,86	4,94	5,87	6,89	8,52	7,62
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	99,98	99,49	99,69	99,15	95,86	90,69	92,83	92,65	89,37	84,06	73,08	74,38
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Teórico	14,81	17,56	15,65	11,62	10,14	9,33	8,97	8,35	8,55	8,05	7,88	7,78

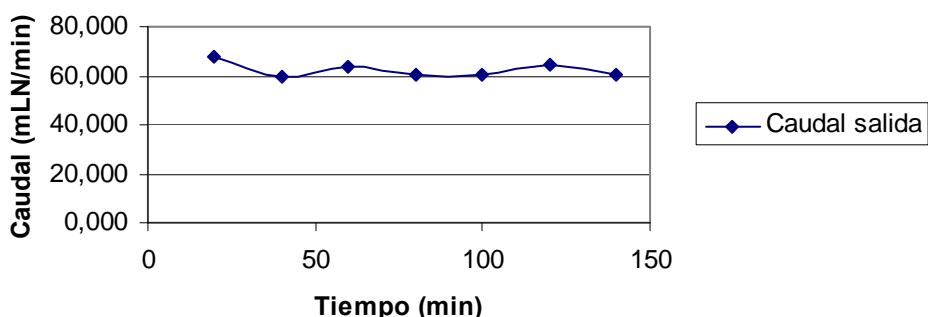
EXPERIMENTO 20**Caudal a la salida**

Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180
H₂ (TCD)	12,14	22,08	22,87	22,45	21,51	20,73	19,52	18,71	19,41
CO₂ (TCD)	2,95	5,62	4,86	3,92	3,10	2,60	2,31	2,18	2,32
C₂H₄ (TCD)	0,72	1,62	1,99	2,67	3,43	3,68	3,22	2,94	2,90
C₂H₆ (TCD)	0,28	0,64	0,65	0,64	0,66	0,63	0,45	0,33	0,64
C₂H₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,06	0,05	0,04
N₂ (TCD)	63,26	42,38	38,07	35,68	34,46	35,64	40,80	44,80	40,93
CH₄ (TCD)	2,65	4,47	5,02	5,86	6,79	7,00	6,05	5,29	6,87
CO (TCD)	8,86	19,84	23,15	25,27	26,59	26,28	22,54	20,12	23,26

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180
H₂ (TCD)	4,73	8,27	9,06	9,40	8,36	6,82	6,37	8,83	11,63
CO₂ (TCD)	2,68	4,91	4,49	3,83	2,81	2,00	1,76	2,40	3,24
C₂H₄ (TCD)	1,30	2,83	3,68	5,22	6,22	5,65	4,91	6,48	8,12
C₂H₆ (TCD)	0,51	1,13	1,21	1,25	1,19	0,96	0,69	0,74	1,78
C₂H₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,07	0,09	0,12	0,12
CH₄ (TCD)	2,41	3,90	4,64	5,72	6,16	5,37	4,61	5,82	9,61
CO (TCD)	8,04	17,33	21,40	24,68	24,12	20,16	17,16	16,38	32,52
Metanol	0,01	0,07	0,25	0,25	0,36	0,30	0,28	0,36	0,42
Acetaldehído	3,85	15,34	26,08	15,12	14,19	7,96	10,54	10,78	9,54
Etanol	0,01	0,05	0,10	0,14	0,20	0,17	0,16	0,17	0,23
Acetona	1,84	2,92	9,45	1,64	1,20	0,80	0,40	0,71	0,58
Suma select líq	5,71	18,38	35,87	17,16	15,96	9,23	11,38	12,02	10,77
SUMA sin H₂	20,65	48,48	71,30	57,86	56,46	43,45	40,59	43,96	66,16
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180
	98,16	98,58	98,83	99,37	99,45	93,64	84,78	62,71	56,46
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180
Teórico	4,64	8,15	8,96	9,34	8,32	6,38	5,40	5,54	6,57

EXPERIMENTO 21

Caudal salida

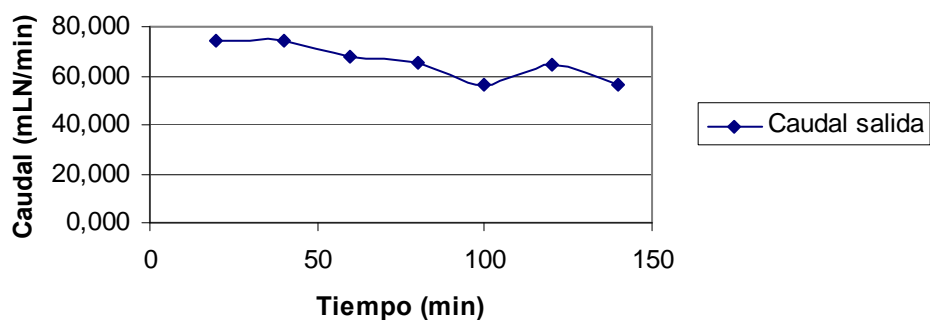


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	21,62	24,36	22,33	21,26	19,92	19,77	19,56
CO ₂ (TCD)	4,24	3,96	3,36	2,78	2,58	2,44	2,41
C ₂ H ₄ (TCD)	3,53	5,60	6,06	7,01	6,88	7,36	7,41
C ₂ H ₆ (TCD)	0,57	0,92	0,98	1,08	0,98	1,12	1,20
C ₂ H ₂ (TCD)	0,16	0,20	0,18	0,22	0,23	0,24	0,25
N ₂ (TCD)	42,52	24,75	24,05	21,91	24,03	23,62	23,85
CH ₄ (TCD)	7,04	10,98	12,08	11,87	11,35	12,88	13,01
CO (TCD)	19,69	29,57	31,38	31,71	30,08	33,51	33,52

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	Media
H ₂ (TCD)	14,65	14,34	14,10	12,74	11,89	12,69	11,77	13,17
CO ₂ (TCD)	6,70	5,44	4,95	3,89	3,60	3,66	3,38	4,52
C ₂ H ₄ (TCD)	11,18	15,38	17,85	19,61	19,17	22,06	20,80	18,01
C ₂ H ₆ (TCD)	1,80	2,53	2,88	3,03	2,74	3,36	3,36	2,81
C ₂ H ₂ (TCD)	0,50	0,56	0,54	0,60	0,65	0,73	0,71	0,61
CH ₄ (TCD)	11,13	15,09	17,80	16,60	15,81	19,29	18,25	16,28
CO (TCD)	31,14	40,63	46,23	44,35	41,89	50,20	47,04	43,07
Líquidos	0,14	0,18	0,40	0,27	0,39	0,30	0,44	0,30
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	Media
	99,49	99,79	99,94	99,92	99,95	99,97	99,93	99,86
Rendimiento H ₂	20	40	60	80	100	120	140	Media
Teórico	14,58	14,31	14,09	12,73	11,88	12,68	11,76	13,15
Real	13,70	14,16	13,94	13,30	11,76	13,25	11,63	13,11

EXPERIMENTO 22

Caudal salida

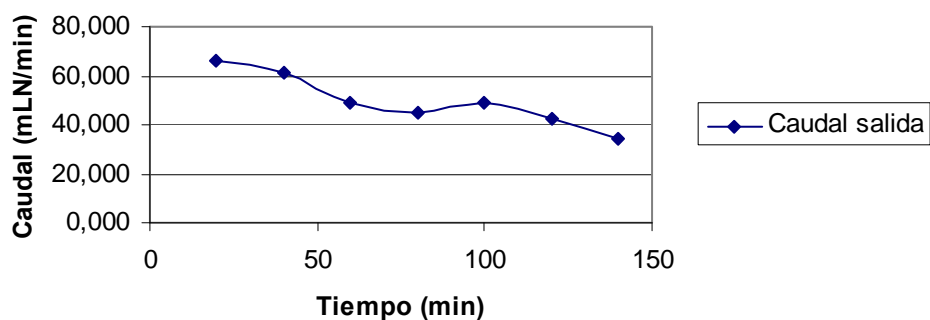


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	28,68	32,46	32,52	29,40	25,91	23,98	22,40
CO ₂ (TCD)	6,43	6,87	6,48	4,81	3,43	2,78	2,55
C ₂ H ₄ (TCD)	1,79	2,11	2,43	3,46	4,37	4,89	4,98
C ₂ H ₆ (TCD)	0,52	0,46	0,59	0,83	1,11	1,26	1,31
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,06	0,08	0,09	0,08
N ₂ (TCD)	39,55	27,93	24,39	24,20	23,85	25,19	26,54
CH ₄ (TCD)	4,93	5,90	6,80	8,50	9,62	10,00	9,95
CO (TCD)	17,37	20,84	23,63	27,71	30,20	31,21	29,95

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	Media
H ₂ (TCD)	21,14	23,96	21,89	19,21	14,52	15,32	12,54	18,37
CO ₂ (TCD)	11,06	11,83	10,17	7,33	4,48	4,14	3,33	7,48
C ₂ H ₄ (TCD)	6,15	7,27	7,62	10,55	11,42	14,57	13,01	10,09
C ₂ H ₆ (TCD)	1,78	1,57	1,87	2,53	2,90	3,75	3,44	2,55
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,17	0,22	0,26	0,21	0,12
CH ₄ (TCD)	8,47	10,16	10,68	12,96	12,59	14,91	13,00	11,82
CO (TCD)	29,87	35,89	37,12	42,25	39,49	46,53	39,13	38,61
Líquidos	0,02	0,19	0,96	1,10	1,14	1,11	1,51	0,86
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	Media
	99,84	99,80	99,86	99,82	99,76	99,86	99,63	99,80
Rendimiento H ₂	20	40	60	80	100	120	140	Media
Teórico	21,10	23,91	21,86	19,18	14,49	15,30	12,49	18,33
Real	20,88	22,48	22,83	18,98	14,33	15,98	13,05	18,36

EXPERIMENTO 23

Caudal salida

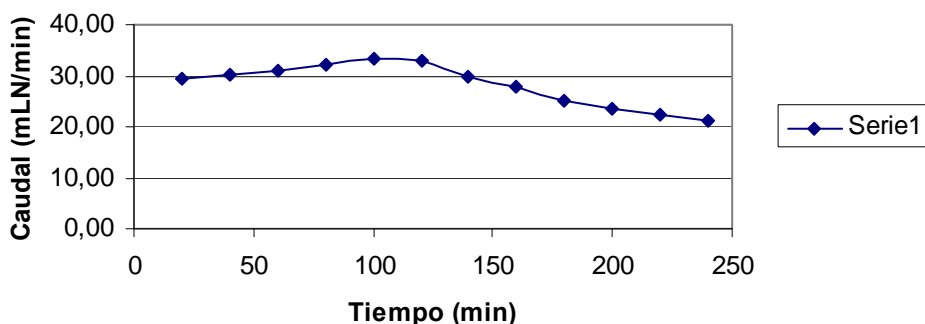


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140
H ₂ (TCD)	16,95	20,26	22,06	22,66	25,72	25,46	23,16
CO ₂ (TCD)	5,56	6,03	6,16	5,76	3,36	2,54	2,16
C ₂ H ₄ (TCD)	2,09	1,94	1,99	2,11	3,87	4,78	5,45
C ₂ H ₆ (TCD)	0,81	0,80	0,79	0,77	0,90	1,02	1,09
C ₂ H ₂ (TCD)	0,03	0,02	0,03	0,03	0,05	0,05	0,05
N ₂ (TCD)	46,72	36,97	33,44	30,53	34,02	33,94	34,15
CH ₄ (TCD)	4,26	4,32	4,71	5,14	5,96	6,34	6,56
CO (TCD)	15,74	15,97	17,20	18,60	25,22	27,59	27,96

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	Media
H ₂ (TCD)	11,27	12,48	10,75	10,43	12,70	11,11	8,13	10,98
CO ₂ (TCD)	8,63	8,67	7,00	6,18	3,88	2,58	1,76	5,53
C ₂ H ₄ (TCD)	6,50	5,57	4,53	4,53	8,93	9,74	8,92	6,96
C ₂ H ₆ (TCD)	2,51	2,29	1,79	1,66	2,07	2,07	1,79	2,03
C ₂ H ₂ (TCD)	0,08	0,07	0,06	0,06	0,11	0,10	0,08	0,08
CH ₄ (TCD)	6,61	6,21	5,35	5,52	6,87	6,46	5,37	6,05
CO (TCD)	24,40	22,94	19,55	19,97	29,05	28,10	22,89	23,84
Líquidos	1,29	2,62	4,51	2,52	2,82	2,46	3,49	2,81
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	Media
	98,85	98,29	99,09	97,29	98,03	96,90	97,29	97,96
Rendimiento H ₂	20	40	60	80	100	120	140	Media
Teórico	11,14	12,26	10,65	10,14	12,45	10,77	7,91	10,76
Real	9,97	12,14	10,54	10,04	13,00	11,25	7,83	10,68

EXPERIMENTO 24

Caudal a la salida

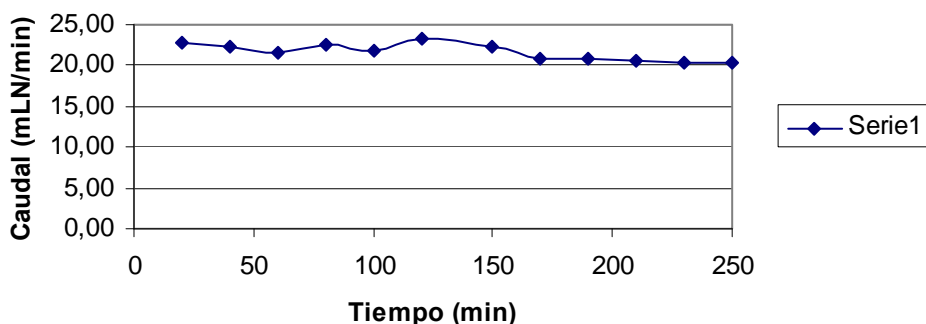


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	7,71	9,50	10,47	11,14	11,85	12,25	12,92	12,93	12,74	12,55	12,23	11,83
CO ₂ (TCD)	2,97	3,81	3,67	2,95	2,45	2,09	1,87	1,74	1,65	1,72	1,55	1,42
C ₂ H ₄ (TCD)	0,68	1,39	1,88	2,12	2,52	2,54	2,32	1,91	1,64	1,40	1,34	1,21
C ₂ H ₆ (TCD)	0,40	0,92	1,20	1,16	1,21	1,12	0,99	0,76	0,61	0,48	0,43	0,33
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	77,17	62,33	52,99	49,45	46,42	44,61	46,42	49,90	53,44	57,95	59,46	62,36
CH ₄ (TCD)	2,75	4,11	5,14	5,63	6,42	6,61	6,49	5,79	5,17	4,48	4,23	3,76
CO (TCD)	6,70	15,52	21,22	22,86	24,52	24,16	22,80	19,92	17,76	15,67	14,62	13,16

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	2,37	2,85	3,25	3,57	3,95	4,03	3,87	3,68	3,28	3,77	4,08	4,14
CO ₂ (TCD)	2,13	2,67	2,66	2,20	1,91	1,61	1,31	1,15	0,99	1,20	1,21	1,16
C ₂ H ₄ (TCD)	0,98	1,94	2,73	3,17	3,91	3,89	3,23	2,54	1,97	1,96	2,09	1,98
C ₂ H ₆ (TCD)	0,57	1,29	1,74	1,73	1,88	1,72	1,38	1,01	0,73	0,68	0,67	0,55
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	1,97	2,88	3,73	4,21	4,99	5,07	4,53	3,85	3,11	3,14	3,29	3,07
CO (TCD)	4,80	10,88	15,39	17,09	19,05	18,52	15,92	12,92	10,67	10,97	11,37	10,74
Metanol	0,00	0,09	0,37	0,42	0,63	0,80	0,55	0,45	0,44	0,62	0,59	0,60
Acetaldehído	0,85	6,75	22,18	15,59	16,66	13,47	15,16	9,82	7,78	5,26	5,69	3,62
Etanol	0,00	0,03	0,13	0,17	0,24	0,23	0,23	0,16	0,40	0,12	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,52	5,47	3,82	4,59	2,43	3,85	1,85	1,33	1,21	1,47	0,61
Propanal	0,17	1,55	6,35	3,28	2,84	1,61	1,84	1,00	0,77	0,37	0,43	0,00
Acetona	1,07	1,50	4,02	2,40	3,01	1,49	2,34	1,08	0,54	0,37	1,20	1,49
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,18	0,31	0,16	0,43	2,47	3,06	4,16	4,22	6,17	5,74	5,87
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,20	0,00	0,00	2,41	0,00	0,00
Desconocidos	7,69	7,39	11,47	5,66	6,04	8,18	5,56	8,64	13,14	17,82	29,79	33,92
Selectiv liq	9,78	18,21	50,30	31,50	34,44	30,67	32,77	27,18	28,62	34,34	44,91	46,10
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	95,45	99,81	99,42	99,59	99,17	99,48	99,49	97,08	96,74	77,71	66,92	60,64
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Teórico	2,26	2,85	3,24	3,55	3,92	4,00	3,85	3,58	3,17	2,93	2,73	2,51
Real	2,12	2,98	3,20	3,52	3,87	3,96	4,02	3,54	3,31	2,90	2,57	2,77

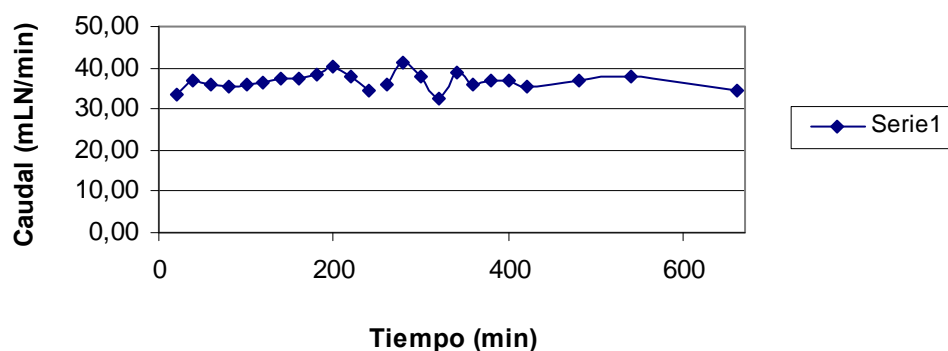
EXPERIMENTO 25

Caudal a la salida



Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	150	170	190	210	230	250
H ₂ (TCD)	4,45	3,68	3,28	3,23	3,31	3,54	3,56	3,92	4,06	4,31	4,40	4,60
CO ₂ (TCD)	4,48	4,32	3,34	2,85	2,64	2,33	2,15	1,92	1,73	1,59	1,53	1,52
C ₂ H ₄ (TCD)	1,23	1,37	1,39	1,38	1,40	1,44	1,42	1,48	1,43	1,36	1,30	1,22
C ₂ H ₆ (TCD)	0,59	0,70	0,75	0,73	0,71	0,66	0,64	0,57	0,54	0,51	0,48	0,49
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	69,12	65,61	65,10	64,72	64,74	64,35	64,61	65,43	66,76	67,52	67,83	69,31
CH ₄ (TCD)	3,07	3,38	3,53	3,53	3,54	3,54	3,48	3,46	3,38	3,32	3,28	3,23
CO (TCD)	14,46	17,63	18,91	18,59	18,16	17,46	16,64	15,81	14,66	13,74	13,14	12,54

Selectividad	20	40	60	80	100	120	150	170	190	210	230	250
H ₂ (TCD)	1,19	0,86	0,71	0,73	0,72	0,82	0,79	0,82	0,85	0,89	0,91	0,97
CO ₂ (TCD)	2,80	2,37	1,68	1,50	1,33	1,26	1,11	0,93	0,85	0,77	0,74	0,75
C ₂ H ₄ (TCD)	1,54	1,50	1,40	1,46	1,42	1,56	1,47	1,44	1,39	1,32	1,25	1,20
C ₂ H ₆ (TCD)	0,74	0,77	0,76	0,76	0,72	0,71	0,66	0,56	0,53	0,49	0,46	0,48
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	1,92	1,85	1,77	1,85	1,79	1,91	1,80	1,68	1,65	1,61	1,58	1,59
CO (TCD)	9,05	9,65	9,51	9,77	9,18	9,41	8,58	7,69	7,16	6,66	6,33	6,18
Metanol	0,19	0,62	0,82	0,83	1,16	0,92	1,01	0,85	0,96	0,72	0,73	0,63
Acetaldehído	6,16	14,35	20,82	15,98	23,81	14,12	20,78	15,35	21,48	13,95	15,41	10,56
Etanol	0,10	0,21	0,23	0,28	0,38	0,28	0,44	0,34	0,31	0,26	0,28	0,22
Acroleína	0,50	2,98	7,32	4,13	8,42	4,23	11,60	7,13	10,97	5,77	7,17	4,39
Propanal	0,77	3,20	5,07	2,73	3,79	1,87	4,31	2,07	2,78	1,53	1,73	0,99
Acetona	1,37	1,95	4,13	3,18	4,68	3,06	4,12	2,95	3,07	2,35	2,78	2,06
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,73	1,45	1,93	3,49	4,64	5,74	5,49	6,14	5,37
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	1,27	0,96	0,68	0,66	0,75	0,57	0,58	0,45	0,43	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	12,40	36,89	31,13	16,84	21,36	14,46	21,53	10,61	13,50	15,09	14,27	16,13
Selectiv liq	22,77	61,17	70,19	45,37	65,80	41,43	67,86	44,39	59,23	45,16	48,51	40,33
Conversión	20	40	60	80	100	120	150	170	190	210	230	250
	84,03	94,46	98,76	99,51	99,49	99,74	99,74	99,79	99,27	99,04	98,14	95,86
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	150	170	190	210	230	250
Teórico	1,00	0,81	0,70	0,72	0,71	0,82	0,78	0,82	0,84	0,89	0,89	0,93
Real	0,90	0,81	0,73	0,76	0,67	0,85	0,74	0,85	0,88	0,92	0,88	0,97

EXPERIMENTO 26**Caudal a la salida**

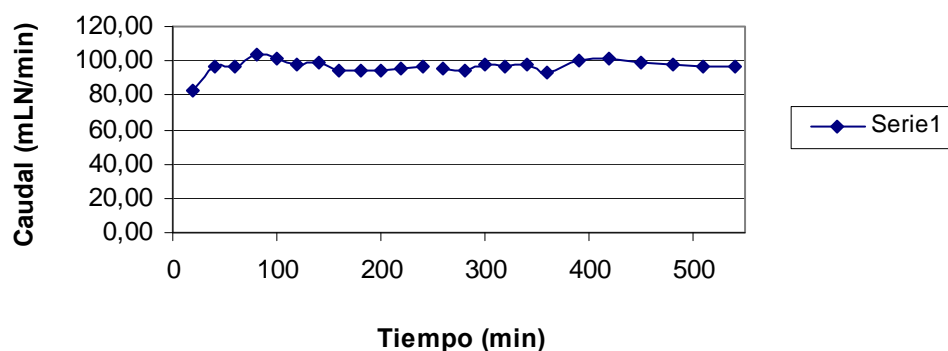
Tiempo (min)	H ₂ (TCD)	CO ₂ (TCD)	C ₂ H ₄ (TCD)	C ₂ H ₆ (TCD)	C ₂ H ₂ (TCD)	CH ₄ (TCD)	CO (TCD)
20	93,78	44,16	0,00	0,00	0,00	12,64	43,20
40	78,09	44,65	0,00	0,00	0,00	9,10	46,25
60	72,86	43,52	0,00	0,00	0,00	8,55	47,93
80	70,72	42,43	0,00	0,00	0,00	8,69	48,88
100	69,99	41,84	0,00	0,00	0,00	8,71	49,45
120	68,07	38,95	0,00	0,00	0,00	9,36	51,69
140	69,23	41,02	0,00	0,00	0,00	8,81	50,17
160	70,13	42,09	0,00	0,00	0,00	8,35	49,56
180	70,04	41,98	0,00	0,00	0,00	8,33	49,69
200	69,08	41,22	0,00	0,00	0,00	8,56	50,22
220	68,61	38,35	0,00	0,00	0,00	8,94	52,71
240	69,27	40,46	0,00	0,00	0,00	8,53	51,01
260	69,35	40,82	0,00	0,00	0,00	8,52	50,66
280	69,33	49,02	0,00	0,00	0,00	7,57	43,41
300	68,71	42,09	0,00	0,00	0,00	8,46	49,45
320	70,28	43,08	0,00	0,00	0,00	8,24	48,68
340	70,59	43,05	0,00	0,00	0,00	8,30	48,65
360	69,69	41,68	0,00	0,00	0,00	8,54	49,78
380	69,75	42,51	0,00	0,00	0,00	8,39	49,10
400	69,04	41,50	0,00	0,00	0,00	8,55	49,95
420	70,71	43,84	0,00	0,00	0,00	8,03	48,13
480	67,70	39,49	0,00	0,00	0,00	9,42	51,09
540	69,22	43,06	0,00	0,00	0,00	8,69	48,25
660	63,86	39,08	1,40	1,09	0,00	10,32	48,09

EXPERIMENTO 26 (CONTINUACIÓN)

Tiempo (min)	Rto. H ₂ ,r	Rto. H ₂ ,t	S. H ₂	S. CO ₂	S. CH ₄	S. CO	S. C ₂ H ₄	S. C ₂ H ₆
20	30,23	30,23	30,23	14,24	4,07	13,93	0,00	0,00
40	52,01	52,01	52,01	29,74	6,06	30,81	0,00	0,00
60	58,28	58,28	58,28	34,81	6,84	38,34	0,00	0,00
80	70,64	58,87	58,87	35,32	7,23	40,69	0,00	0,00
100	60,85	60,85	60,85	36,38	7,57	42,99	0,00	0,00
120	75,54	62,95	62,95	36,02	8,66	47,80	0,00	0,00
140	63,60	63,60	63,60	37,69	8,09	46,09	0,00	0,00
160	65,03	65,03	65,03	39,02	7,75	45,95	0,00	0,00
180	65,91	65,91	65,91	39,50	7,84	46,76	0,00	0,00
200	67,74	67,74	67,74	40,42	8,40	49,24	0,00	0,00
220	78,13	65,11	65,11	36,39	8,48	50,02	0,00	0,00
240	58,13	58,13	58,13	33,96	7,16	42,81	0,00	0,00
260	72,59	60,49	60,49	35,61	7,43	44,19	0,00	0,00
280	48,15	64,19	64,19	45,39	7,01	40,19	0,00	0,00
300	77,56	64,63	64,63	39,59	7,96	46,52	0,00	0,00
320	66,85	55,71	55,71	34,15	6,53	38,59	0,00	0,00
340	66,13	66,13	66,13	40,33	7,77	45,58	0,00	0,00
360	61,68	61,68	61,68	36,88	7,56	44,06	0,00	0,00
380	61,93	61,93	61,93	37,75	7,45	43,59	0,00	0,00
400	75,88	63,23	63,23	38,01	7,83	45,75	0,00	0,00
420	72,34	60,28	60,28	37,37	6,84	41,04	0,00	0,00
480	66,63	62,92	62,92	36,70	8,75	47,48	0,00	0,00
540	68,31	64,51	64,51	40,13	8,10	44,97	0,00	0,00
660	61,43	58,01	58,01	35,50	9,38	43,70	1,27	0,99

EXPERIMENTO 27

Caudal a la salida



Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	46,84	57,35	59,49	60,66	60,10	61,14	61,63	61,67	60,91	60,69	60,52	60,13
CO ₂ (TCD)	15,13	19,36	19,99	19,90	20,01	19,79	20,14	19,81	20,18	19,85	19,56	19,73
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	38,08	17,19	13,12	12,28	12,35	10,51	11,61	12,59	11,87	12,04	12,57	11,48
CH ₄ (TCD)	1,21	1,23	1,24	1,25	1,24	1,26	1,25	1,26	1,24	1,25	1,25	1,24
CO (TCD)	1,48	6,79	8,00	8,75	8,11	9,52	9,14	9,16	8,50	8,78	8,79	8,60

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	54,82	78,51	81,58	89,41	85,69	84,53	85,87	82,76	81,10	80,86	81,42	82,20
CO ₂ (TCD)	41,31	61,83	63,96	68,45	66,58	63,86	65,48	62,03	62,68	61,71	61,39	62,93
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	3,29	3,92	3,95	4,30	4,12	4,07	4,08	3,93	3,85	3,88	3,93	3,97
CO (TCD)	4,05	21,70	25,60	30,09	26,98	30,71	29,70	28,68	26,39	27,31	27,58	27,42
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Real	51,68	79,71	82,83	90,79	87,01	92,99	87,20	84,03	76,47	88,94	82,67	83,47

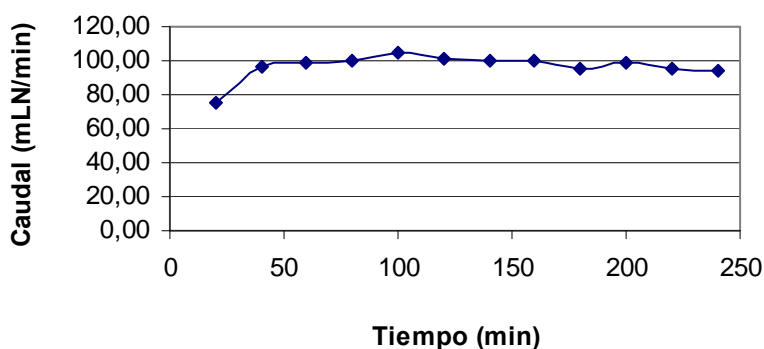
EXPERIMENTO 27 (CONTINUACIÓN)

Tiempo (min)	260	280	300	320	340	360	390	420	450	480	510	540
H ₂ (TCD)	51,24	57,28	58,88	59,24	59,03	59,24	59,54	59,41	60,12	60,16	59,86	59,56
CO ₂ (TCD)	18,32	19,36	19,36	19,40	19,24	19,35	19,43	19,30	19,61	19,40	19,25	19,05
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	26,03	15,47	12,41	11,97	11,77	10,92	11,05	11,29	10,57	10,38	10,09	10,01
CH ₄ (TCD)	1,21	1,22	1,24	1,24	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,26	1,26	1,26
CO (TCD)	4,43	7,20	8,55	8,66	8,73	8,93	8,86	9,03	8,94	9,48	9,48	9,64

Selectividad	260	280	300	320	340	360	390	420	450	480	510	540
H ₂ (TCD)	69,23	76,82	81,65	80,76	81,39	78,22	84,54	85,40	83,91	82,96	81,69	81,32
CO ₂ (TCD)	57,77	60,56	62,64	61,70	61,89	59,62	64,37	64,74	63,85	62,41	61,28	60,68
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	3,81	3,83	4,01	3,95	4,01	3,85	4,13	4,19	4,07	4,05	4,01	4,02
CO (TCD)	13,97	22,54	27,66	27,55	28,08	27,51	29,35	30,28	29,10	30,51	30,17	30,70
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	260	280	300	320	340	360	390	420	450	480	510	540
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	260	280	300	320	340	360	390	420	450	480	510	540
Real	57,11	78,00	82,91	82,00	82,64	86,05	83,69	88,99	87,45	86,45	80,88	84,75

EXPERIMENTO 28

Caudal a la salida

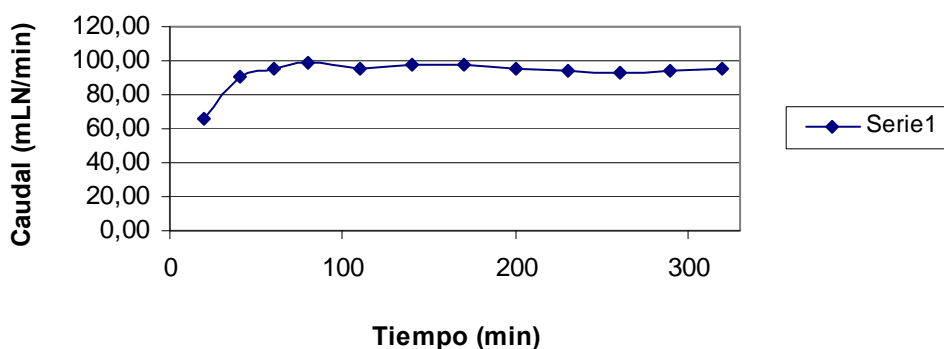


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	40,65	56,96	60,16	60,61	60,45	60,15	60,23	60,31	59,87	60,00	59,80	60,10
CO ₂ (TCD)	14,91	19,55	20,36	20,64	20,47	20,36	20,48	20,63	20,47	20,46	20,27	20,43
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	43,41	18,03	10,73	10,37	10,07	10,09	10,34	10,67	10,80	10,10	10,35	10,41
CH ₄ (TCD)	1,22	1,43	1,57	1,56	1,59	1,58	1,56	1,56	1,53	1,56	1,59	1,58
CO (TCD)	1,18	5,70	7,86	7,78	7,93	7,96	7,71	7,66	7,55	7,81	8,09	7,89

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	43,04	77,72	84,53	85,72	89,37	86,22	85,41	85,52	80,90	83,92	80,07	80,16
CO ₂ (TCD)	36,82	62,22	66,75	68,10	70,62	68,09	67,78	68,26	64,55	66,76	63,31	63,58
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	3,01	4,56	5,14	5,15	5,48	5,29	5,16	5,15	4,82	5,10	4,96	4,91
CO (TCD)	2,91	18,14	25,77	25,66	27,37	26,61	25,51	25,34	23,81	25,50	25,28	24,55
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Real	40,58	78,91	85,83	80,82	98,31	87,55	86,73	86,84	82,15	92,31	75,50	88,17

EXPERIMENTO 29

Caudal a la salida

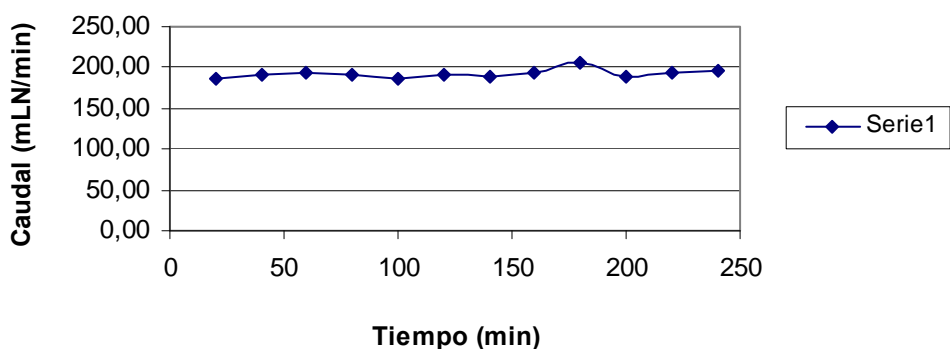


Tiempo (min)	20	40	60	80	110	140	170	200	230	260	290	320
H ₂ (TCD)	40,36	59,70	59,55	59,56	59,88	60,00	59,77	59,62	59,10	59,20	59,46	59,50
CO ₂ (TCD)	14,10	21,64	21,65	21,36	21,40	21,40	21,40	21,33	21,25	21,28	21,39	21,35
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	43,74	16,47	12,68	11,08	9,65	9,92	10,35	10,30	10,77	10,97	10,84	10,59
CH ₄ (TCD)	1,42	1,75	1,89	2,11	2,40	2,34	2,23	2,23	2,24	2,19	2,21	2,22
CO (TCD)	2,15	4,63	5,19	6,02	6,71	6,60	6,36	6,32	6,38	6,25	6,33	6,36

Selectividad	20	40	60	80	110	140	170	200	230	260	290	320
H ₂ (TCD)	37,40	76,68	80,35	82,77	80,38	82,67	82,27	80,73	79,01	77,85	79,25	80,04
CO ₂ (TCD)	30,49	64,86	68,18	69,27	67,02	68,82	68,74	67,40	66,29	65,30	66,52	67,03
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	3,06	5,23	5,95	6,83	7,53	7,54	7,17	7,03	6,98	6,72	6,88	6,96
CO (TCD)	4,64	13,88	16,34	19,52	21,03	21,21	20,43	19,97	19,91	19,18	19,67	19,97
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	20	40	60	80	110	140	170	200	230	260	290	320
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	20	40	60	80	110	140	170	200	230	260	290	320
Real	37,98	77,86	81,59	84,05	83,77	86,16	81,45	84,13	82,34	81,13	82,58	79,24

EXPERIMENTO 30

Caudal a la salida

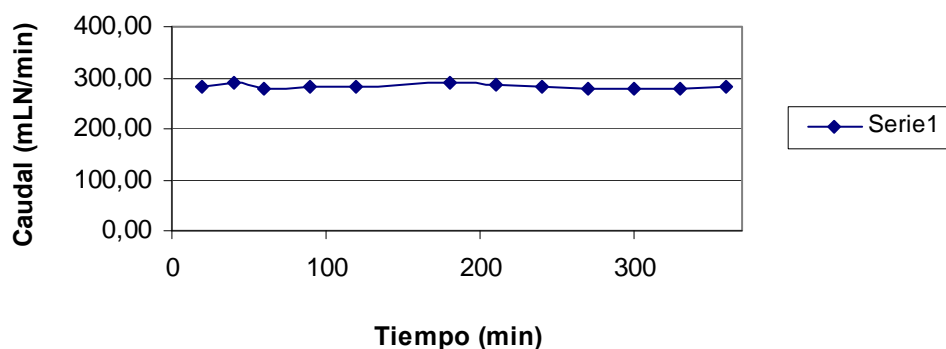


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	50,60	53,77	54,95	54,90	54,39	54,24	54,21	53,99	53,78	53,80	53,88	53,73
CO ₂ (TCD)	14,22	14,64	14,92	14,98	14,76	14,57	14,52	14,49	14,36	14,41	14,45	14,30
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	23,77	14,16	12,00	12,35	11,68	11,37	11,30	11,40	11,20	11,42	11,44	11,18
CH ₄ (TCD)	2,63	3,37	3,71	3,60	3,60	3,72	3,76	3,68	3,77	3,67	3,72	3,77
CO (TCD)	11,89	14,99	16,15	15,99	16,06	16,43	16,68	16,51	16,73	16,48	16,69	16,82

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	60,05	65,58	67,90	67,23	64,84	66,08	65,27	66,69	71,17	64,88	66,74	67,19
CO ₂ (TCD)	39,38	41,65	43,02	42,82	41,07	41,43	40,79	41,76	44,35	40,56	41,78	41,72
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	7,27	9,59	10,69	10,28	10,02	10,58	10,58	10,59	11,66	10,32	10,75	11,02
CO (TCD)	32,91	42,65	46,57	45,69	44,67	46,71	46,86	47,58	51,66	46,37	48,25	49,07
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Real	56,56	63,83	63,95	65,44	63,11	64,32	61,48	64,91	67,04	65,33	62,87	65,40

EXPERIMENTO 31

Caudal a la salida

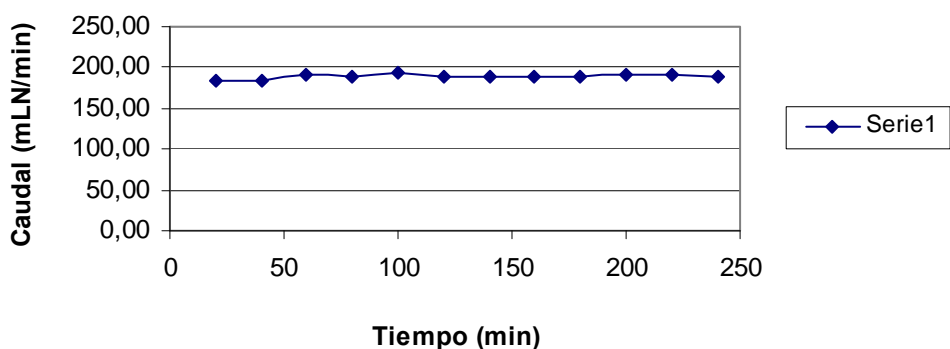


Tiempo (min)	20	40	60	90	120	180	210	240	270	300	330	360
H ₂ (TCD)	45,10	47,60	48,57	47,71	48,70	47,24	48,57	48,34	48,30	48,12	48,02	47,56
CO ₂ (TCD)	10,26	10,90	11,13	11,05	11,17	11,06	11,25	11,19	11,22	11,22	11,27	11,21
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	21,70	16,29	13,48	13,08	12,63	12,88	12,24	12,43	12,30	12,53	12,39	12,58
CH ₄ (TCD)	5,76	6,20	6,56	6,58	6,79	6,74	7,07	7,08	7,20	7,24	7,26	7,27
CO (TCD)	18,34	19,85	20,77	20,78	21,28	20,99	21,31	21,31	21,35	21,28	21,27	21,22

Selectividad	20	40	60	90	120	180	210	240	270	300	330	360
H ₂ (TCD)	48,53	53,16	51,46	51,30	52,91	52,66	53,14	52,40	51,74	51,05	51,22	51,33
CO ₂ (TCD)	25,75	28,41	27,51	27,71	28,32	28,77	28,72	28,30	28,04	27,77	28,06	28,24
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	14,46	16,15	16,22	16,51	17,20	17,53	18,05	17,90	18,01	17,93	18,06	18,32
CO (TCD)	46,05	51,74	51,34	52,12	53,95	54,60	54,41	53,92	53,37	52,69	52,94	53,45
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	20	40	60	90	120	180	210	240	270	300	330	360
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	20	40	60	90	120	180	210	240	270	300	330	360
Real	39,47	46,32	44,84	43,66	45,04	47,00	45,23	45,67	47,34	45,02	44,11	44,73

EXPERIMENTO 32

Caudal a la salida

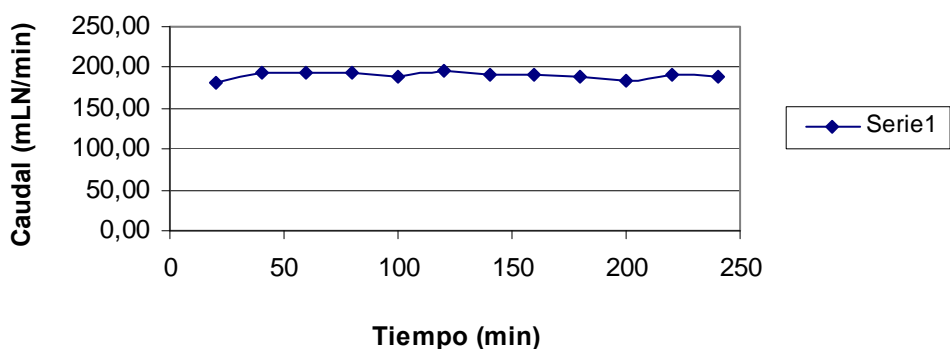


Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	11,56	25,49	46,38	52,14	53,72	54,22	54,64	54,72	54,79	54,57	54,76	54,70
CO ₂ (TCD)	1,95	5,39	11,59	13,41	13,95	14,03	13,95	14,01	13,98	13,89	13,90	13,91
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	77,95	57,88	25,56	15,09	12,05	11,33	11,12	11,17	11,10	11,05	11,09	11,17
CH ₄ (TCD)	1,38	1,78	2,83	3,18	3,30	3,34	3,24	3,22	3,17	3,17	3,18	3,16
CO (TCD)	2,04	5,86	13,73	15,88	16,50	16,86	17,23	17,13	17,18	17,27	17,42	17,28

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	13,60	29,89	56,67	62,87	66,09	65,70	66,16	66,38	65,80	66,26	66,60	66,40
CO ₂ (TCD)	5,35	14,75	33,03	37,72	40,04	39,67	39,40	39,66	39,18	39,35	39,46	39,40
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	3,79	4,87	8,07	8,95	9,48	9,46	9,17	9,13	8,89	9,00	9,03	8,94
CO (TCD)	5,59	16,05	39,15	44,69	47,35	47,67	48,68	48,49	48,16	48,94	49,45	48,95
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Real	12,81	29,09	57,06	61,19	64,33	63,94	64,40	64,61	64,05	64,50	64,82	64,63

EXPERIMENTO 33

Caudal a la salida



Tiempo (min)	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	22,55	49,76	53,32	53,97	54,18	54,18	54,10	53,99	53,98	54,11	54,25	54,30
CO ₂ (TCD)	3,56	12,54	13,75	13,92	14,00	13,92	13,87	13,79	13,74	13,70	13,67	13,68
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N ₂ (TCD)	64,64	20,48	13,29	11,53	11,14	11,00	10,96	11,01	10,92	10,91	10,81	11,00
CH ₄ (TCD)	1,59	3,03	3,29	3,39	3,32	3,33	3,31	3,28	3,27	3,26	3,22	3,12
CO (TCD)	3,58	14,28	16,15	16,78	16,91	17,06	17,23	17,22	17,33	17,49	17,57	17,46

Selectividad	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
H ₂ (TCD)	26,29	61,60	66,11	66,61	65,49	67,69	66,12	65,56	65,32	63,61	66,23	65,32
CO ₂ (TCD)	9,69	36,22	39,79	40,10	39,48	40,58	39,56	39,09	38,78	37,57	38,95	38,39
C ₂ H ₄ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₆ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₂ H ₂ (TCD)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH ₄ (TCD)	4,32	8,76	9,53	9,78	9,36	9,70	9,44	9,30	9,23	8,93	9,19	8,75
CO (TCD)	9,74	41,24	46,72	48,32	47,68	49,75	49,13	48,81	48,92	47,98	50,07	49,01
Metanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetaldehído	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etanol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acroleína	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Propanal	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Acetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ácido acético	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hidroxiacetona	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R
Fenol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Desconocidos	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Conversión	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Rendimiento H₂	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200	220	240
Real	23,99	59,96	66,57	64,84	63,75	65,89	64,36	63,81	65,77	61,92	64,47	63,57