

Diseño y simulación de una planta de producción de syngas a partir de reformado de gas natural

Luis Alberto Mateus Jaramillo

Sergio Andrés Vásquez Galeano

Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de Ingeniero Químico

Director

Carlos Eduardo García Sánchez

Ph. D en Ingeniería Química

Codirector

Elizabeth Ayala Blanco

MSc en Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2020

### **Dedicatoria**

*A mis Padres, por enseñarme a afrontar cada situación de la mejor forma. Gracias por su confianza y apoyo para alcanzar este logro.*

*A mis abuelas, Magdalena y Ana, quienes fueron la base de la persona que soy hoy en día, y quienes siempre serán un motivo para seguir adelante con cada meta.*

*A mi hermana, quien con su apoyo y paciencia hizo todo esto posible.*

*A mis tíos, Mauricio, Marcela, Francisco, Rubí, Esperanza y Osmar, quienes hicieron parte de este proceso, y a quienes aprecio y estimo, gracias por poder contar siempre con ustedes.*

*A mis primos, por tantas alegrías y buenos ratos que hicieron de este logro, algo más ameno.*

*A Dayan, Camilo, Juan Camilo, Álvaro, Laura, Wilmar y Valentina, amigos de vida, quienes fueron un apoyo en momentos difíciles y con quienes espero seguir compartiendo.*

*A Argemiro, gran amigo. La vida es larga, y ojalá la alegría nos ayude a llevarla de la mejor manera, gracias por el apoyo y la confianza para llevar a cabo este logro mi hermano.*

*A María, quien, con su apoyo incondicional y su cariño, me dio la fuerza para culminar este logro, fueron días largos pero muy gratos.*

***Luis Alberto Mateus Jaramillo***

### **Dedicatoria**

*Todo este esfuerzo fue fruto de la dedicación, constancia y sobre todo el apoyo de la persona con la que sin su amor incondicional este logro profesional y personal no hubiera sido posible.*

*Con mucho amor te dedico este logro, que es de los dos.*

*Gracias Marinelly, por cada momento, Te Amo.*

*Sergio Andrés Vásquez Galeano*

### **Agradecimientos**

Al profesor Carlos García por aportarnos su orientación y conocimiento en nuestro proyecto de grado.

A la profesional Elizabeth Ayala por su apoyo y compromiso en el desarrollo de este proceso de aprendizaje.

Al CDT de Gas por permitirnos hacer parte de su semillero, lugar en el cual reforzamos nuestros conocimientos aprendidos a lo largo de la carrera.

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería Química por brindarnos una formación académica y profesional integra.

## Contenido

	<b>Pág.</b>
Introducción.....	12
1. Objetivos.....	18
1.1 Objetivo General.....	18
1.2 Objetivos Específicos.....	18
2. Metodología.....	19
2.1 Pozos con alto contenido de CO <sub>2</sub> .....	19
2.2 Procesos de reformado de gas natural.....	20
2.2.1 Reformado seco.....	20
2.2.2 Reformado húmedo.....	22
2.3 Simulación en Aspen HYSYS V8.8.....	24
2.3.1 Absorción.....	25
2.3.2 Reactor catalítico (PBR).....	25
2.3.3 Separación del vapor de agua en el syngas.....	26
2.4 Casos de estudio y pruebas estadísticas.....	26
2.4.1 Análisis de varianza (ANOVA).....	28
3. Resultados.....	28
3.1 Reformado seco.....	29
3.2 Reformado húmedo.....	32

---

3.3 Análisis de varianza (ANOVA) .....	37
4. Conclusiones .....	41
5. Recomendaciones.....	42
Referencias bibliograficas .....	43
Apéndices .....	48

## Lista de Figuras

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Producción y usos del syngas. ....	14
Figura 2. Esquema metodológico de la investigación.....	19
Figura 3. Simulación en Aspen HYSYS del reformado seco.....	29
Figura 4. Conversión de metano para el reformado seco.....	31
Figura 5. Simulación en Aspen HYSYS reformado húmedo.....	33
Figura 6. Simulación en Aspen HYSYS reformado húmedo más etapa de remoción de agua....	35
Figura 7. Conversión de metano para el reformado húmedo. ....	35

**Lista de Tablas**

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Casos de estudio para el reformado húmedo.....	27
Tabla 2. Casos de estudio para el reformado seco. ....	27
Tabla 3. Análisis de varianza para la conversión de metano en el reformado seco.....	38
Tabla 4. Análisis de varianza para la conversión de metano en el reformado húmedo. ....	39
Tabla 5. Análisis de varianza para la relación H <sub>2</sub> :CO en el reformado húmedo. ....	40

### Lista de Apéndices

	<b>Pág.</b>
Apéndice A. Parámetros de diseño del intercambiador de calor. ....	48
Apéndice B. Parámetros de diseño de la torre de absorción .....	50
Apéndice C. Parámetros de diseño del volumen del reactor catalítico. ....	52
Apéndice D. Etapa de combustión. ....	53
Apéndice E. Graficas de probabilidad normal de los casos de estudio.....	54
Apéndice F. Composición del syngas para el reformado húmedo.....	56

## Resumen

**Título:** Diseño y simulación de una planta de producción de syngas a partir del reformado de gas natural\*.

**Autores:** Luis Alberto Mateus Jaramillo, Sergio Andrés Vásquez Galeano\*\*

**Palabras Claves:** Reformado Seco, Reformado Húmedo, syngas

### Descripción:

El estudio del reformado de gas natural (GN) para la obtención de gas de síntesis (llamado syngas en inglés) es un proceso usado comúnmente en la industria petroquímica, debido a la demanda de sus productos como precursores de otros compuestos. En este trabajo se diseñaron dos procesos, reformado húmedo y reformado seco, para obtener syngas a partir de GN con altas concentraciones volumétricas de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), mayores al 2%, ya que en Colombia la normativa vigente exige que el contenido de CO<sub>2</sub> sea inferior a dicha cantidad para su uso comercial, industrial y residencial. En algunos casos es posible que se requiera realizar una remoción de CO<sub>2</sub>, la cual está sujeta a la rentabilidad que se pueda generar con el uso de este GN; sin embargo, esta decisión es tomada a consideración del productor, haciendo que en algunos pozos el GN se quemé o no se explote, razón por la cual es bueno pensar en otras alternativas para su aprovechamiento. Se simuló la obtención de syngas usando como materia prima tres GN de pozos colombianos diferentes, teniendo en cuenta variables tales como presión, temperatura, catalizadores, relaciones molares y remoción de CO<sub>2</sub>. Este proceso se llevó a cabo mediante el diseño y simulación de la etapa de reformado en el software Aspen HYSYS v8.8, determinando la conversión y la factibilidad de llevar a cabo el proceso con estos gases. Los resultados obtenidos en la simulación fueron analizados mediante un análisis estadístico ANOVA en el software Minitab, del cual se concluyó que los factores evaluados en su mayoría tienen influencia significativa y afectan directamente a la conversión de metano en los procesos reformado seco y húmedo. La composición del gas y el tipo catalizador son los factores más significativos sobre las características del syngas producido.

---

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director Carlos Eduardo García Sánchez, Ingeniero Químico, PhD. Codirector: Elizabeth Ayala Blanco, Químico, MSc.

## Abstract

**Title :** Design and simulation of a syngas production plant from natural gas reforming\*.

**Author:** Luis Alberto Mateus Jaramillo, Sergio Andrés Vásquez Galeano\*\*

**Keywords:** Dry reforming, Steam reforming, syngas

### Description:

The study of natural gas (NG) reforming to obtain synthetic gas (called syngas) is a process commonly used in the petrochemical industry, due to the demand for its products as precursors of other compounds. In this work, two processes were designed, steam reforming and dry reforming, to obtain syngas from NG with high volumetric concentrations of carbon dioxide (CO<sub>2</sub>), higher than 2%, since in Colombia the current regulations require that the CO<sub>2</sub> content be lower than this amount for commercial, industrial and residential use. In some cases it is possible that a removal of CO<sub>2</sub> is required, which is subject to the profitability that can be generated with the use of this NG; however, this decision is taken to consideration of the producer, making that in some wells the NG is burned or not exploited, reason why it is good to think about other alternatives for its use. The obtaining of syngas was simulated using as raw material three NG from wells in Colombia, taking into account variables such as pressure, temperature, catalysts, molar relations and CO<sub>2</sub> removal. This process was carried out through the design and simulation of the reforming stage in the Aspen HYSYS v8.8 software, determining the conversion and the feasibility of carrying out the process with these gases. The results obtained in the simulation were analyzed by means of a statistical ANOVA analysis in the Minitab software, from which it was concluded that the factors evaluated in their majority have significant influence and directly affect the conversion of methane in the dry and steam reforming processes. The composition of the gas and the type of catalyst are the most significant factors on the characteristics of the syngas produced.

---

\* Bachelor Thesis

\*\* Faculty of Physical-Chemical Engineering. School of Chemical Engineering: Advisor Carlos Eduardo García Sánchez, Chemical Engineer, PhD. Co-advisor: Elizabeth Ayala Blanco, Chemist, MSc.

## Introducción

El gas natural (GN) es una mezcla de hidrocarburos livianos y pesados, el cual es considerado el más limpio de los combustibles fósiles, debido a que su combustión emite menor cantidad de gases de efecto invernadero por unidad de energía liberada comparado con las fuentes de energía no renovables (Mokhatab et al., 2018).

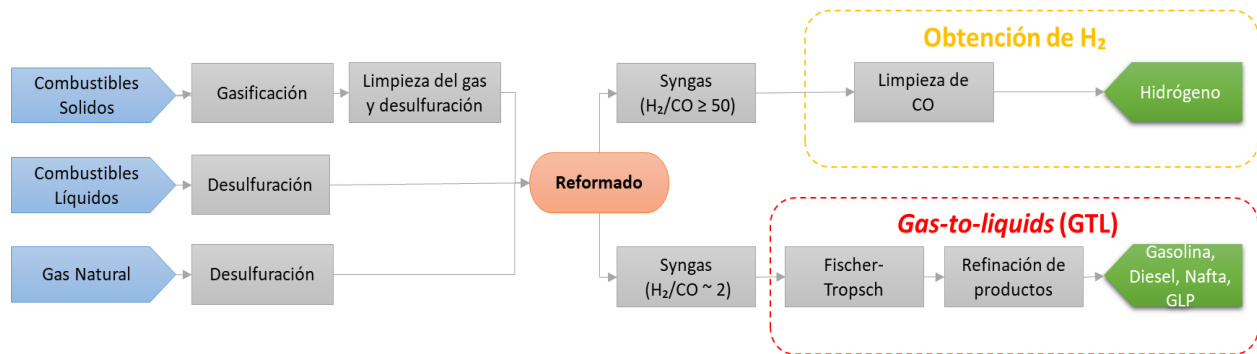
Para el 2018 el planeta contaba con reservas probadas de gas natural de 6951,8 trillones de pies cúbicos, siendo Rusia e Irán los países con mayores reservas, con 1375 y 1127 trillones de pies cúbicos respectivamente; la producción para ese mismo año fue liderada por USA y Rusia, con una producción en billones de metros cúbicos de 831,8 y 669,5, respectivamente. Colombia para finales de 2018 registraba reservas por 3,7 trillones de pies cúbicos y una producción de 12,9 billones de metros cúbicos, correspondientes a un 0,3 % de la producción mundial que estuvo en 3867,9 billones de metros cúbicos (Ruhe, 2019). De acuerdo con las proyecciones realizadas por el Ministerio de Minas y Energía, la demanda de gas natural usado como suministro de energía en los diferentes sectores económicos en Colombia tiene tendencia al alza. Es por esta razón, que las alternativas de aprovechamiento de GN han ido generando interés en diversas investigaciones (UPME, 2017).

El GN se encuentra, al igual que el petróleo, en yacimientos en el subsuelo. Puede ser asociado (gas mezclado con crudo) o libre, y sus propiedades son las que determinan su uso (Ecopetrol, 2014). El GN es una mezcla constituida principalmente de metano ( $\text{CH}_4$ ) con diferentes cantidades de otros compuestos (hidrocarburos gaseosos, dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), ácido

sulfhídrico ( $H_2S$ ), helio ( $He$ ), nitrógeno ( $N_2$ ), entre otros), que enriquecen sus propiedades o, por el contrario, hacen de este un gas poco usado.

En el territorio colombiano existen algunos yacimientos de GN donde el  $CO_2$  se presenta en elevadas concentraciones, y esto afecta su uso y transporte (el  $CO_2$  en condiciones criogénicas puede producir taponamientos por solidificación, y en presencia de agua líquida facilita la corrosión). Según la regulación vigente en el país, se considera que el GN tiene un contenido inapropiado de  $CO_2$  para ser transportado y distribuido cuando su composición volumétrica es mayor al 2% (Resolución CREG-071 de 1999, 1999). Para dar cumplimiento a estos límites y aprovechar el uso de este tipo de gas, es necesaria la implementación de tecnologías que requieren de altas inversiones de capital, y además generan problemas ambientales y de seguridad. Entre los usos de estos gases se destacan, la recuperación de crudo pesado mediante la inyección del GN con alto contenido de  $CO_2$ , la quema o combustión antes de ser emitido a la atmósfera y el almacenamiento o transporte por gasoductos. Cabe resaltar que de las reversas de GN mundiales, más del 10% tiene contenido de  $CO_2$  entre el 15 y 80%, motivo por el cual se busca dar mayor uso a los mismos (Arinelli et al., 2019; Maqsood et al., 2017; Tao et al., 2019).

El crecimiento de la demanda de combustibles a nivel nacional ha generado gran interés en la búsqueda de diferentes tecnologías para el tratamiento y aprovechamiento del GN. Una de ellas es la producción de gas de síntesis (syngas), el cual es un combustible gaseoso compuesto en mayor proporción por hidrógeno ( $H_2$ ) y monóxido de carbono ( $CO$ ) y en menor, por  $CO_2$  y  $CH_4$  (Silvestre, 2014). El syngas es usado principalmente como precursor para la obtención de hidrógeno ( $H_2$ ) mediante procesos de purificación y limpieza del mismo; o como precursor para la obtención de combustibles líquidos (gasolina, diesel, naftas, GLP, etc.) mediante la tecnología denominada *Gas-to-liquid* (GTL) (Hernández et al., 2017; Holladay et al., 2009) (Figura 1).

**Figura 1.***Producción y usos del syngas.*

El H<sub>2</sub> se puede producir mediante diversas tecnologías tales como química, biológica, electrolítica, fotolítica y termoquímica, y a partir de varias materias primas incluyendo recursos renovables y no renovables (Khojasteh Salkuyeh et al., 2017; Riis et al., 2005). En algunos países ha recibido la denominación de “hidrógeno azul” el hidrógeno producido a partir de fuentes fósiles, principalmente de GN, pero adicionando una etapa de captura y almacenamiento de carbono. Este proceso de captura es necesario ya que para llevarse a cabo la producción de H<sub>2</sub> se requieren elevadas cantidades de energía, haciendo que su producción sea una fuente de emisiones de CO<sub>2</sub> (Yan et al., 2020). Dado que el interés de suplir la demanda de energía por fuentes limpias aumenta cada vez más, se ha venido estudiando la producción de hidrógeno a partir de renovables; este proceso recibe el nombre de “hidrógeno verde” y se espera que el hidrógeno azul sea el punto de partida para llevar a cabo esta transición de tecnologías (BBC News, 2020).

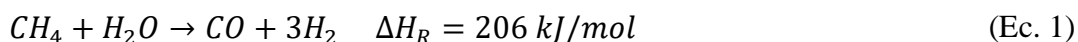
Por otro lado, la tecnología de GTL es una de las más usadas actualmente por compañías como Sasol, Chevron Texaco, Syntroleum, ExxonMobil, ConocoPhillips, BP, Rentech y Shell, las cuales juegan un papel muy importante en el abastecimiento energético mundial. El GTL tiene como objetivo monetizar las reservas de GN y cubrir la necesidad de combustibles más limpios

para el medio ambiente (Arup & Vishakh, 2014; Pérez Angulo et al., 2005; Shell Global, 2018). Esta tecnología consta de tres procesos principales: producción de syngas, síntesis de Fischer-Tropsch (FT) y mejora y refinamiento de productos (Maqbool et al., 2014), y al igual que la producción de  $H_2$  es la apuesta a suplir los requerimientos energéticos de forma amigable con el ambiente para el mundo.

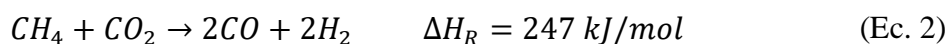
El GN es un combustible fósil con un alto potencial energético gracias a que su componente principal es el  $CH_4$ , y se considera actualmente la materia prima principal para la producción de syngas dado que es relativamente limpio, abundante y de fácil conversión. El proceso para transformar el GN a syngas, recibe el nombre de reformado. Este proceso ha venido generando interés debido a que actualmente, el GN y el petróleo representan el 54,3% del consumo anual total de energía del mundo y, como tales, son una de las principales bases de la economía mundial. El transporte de alimentos, materias primas y productos al mercado, así como los sistemas de transporte público y privado, dependen en gran medida del GN y el petróleo (Malhotra & McCabe, 2012).

El reformado de GN se puede llevar a cabo por distintas vías: (i) reformado con vapor o reformado húmedo, (ii) reformado con  $CO_2$  o reformado seco, (iii) oxidación parcial de metano, y (iv) reformado autotérmico que es una mezcla entre el reformado con vapor y la oxidación parcial de metano (i y iii). A pesar de las diferentes vías de reformado de GN, el reformado húmedo se destaca por producir alrededor del 50% del syngas obtenido a partir de combustibles fósiles (Pashchenko, 2019; Zeppieri et al., 2010). En el proceso de reformado húmedo, el  $CH_4$  presente en el GN reacciona con vapor de agua ( $H_2O$ ) en presencia de un catalizador, entre los cuales se destacan industrialmente los catalizadores a base de níquel (Aasberg-Petersen et al., 2011;

Pashchenko, 2019; Zeppieri et al., 2010); para producir syngas en su reacción principal (Ecuación 1).



Otra vía de reformado de GN que ha tomado importancia en los últimos años, es el reformado seco. Este proceso además de producir syngas, incluye como reactivo al  $CO_2$ , el cual es uno de los principales gases de efecto invernadero y la relación molar de  $H_2:CO$  en su reacción principal es cercana a la unidad (Ecuación 2) lo cual favorece la reacción de FT (Chein & Hsu, 2019). Al igual que para el reformado húmedo, el reformado seco emplea catalizadores a base de níquel y cobalto a escala industrial gracias a su costo y disponibilidad (Aziz et al., 2019).



También cabe resaltar que debido al auge que ha tomado el reformado de GN, se han realizado diversos estudios para su aprovechamiento con la ayuda de softwares computacionales. Por ejemplo, Buping Bao y colaboradores (Bao et al., 2010), simularon el proceso de GTL donde se usó GN como materia prima, en un reactor autotérmico con vapor de  $H_2O$  y oxígeno ( $O_2$ ). Luego, el crudo sintético resultante de la reacción de FT, es separado en una columna de destilación para obtener diferentes fracciones de hidrocarburos sintéticos, sometidos a unidades de enfriamiento y separación de agua para su final tratamiento y dado el caso reciclo. Para este caso los autores utilizaron ASPEN Plus para simular el reactor autotérmico, usando las propiedades termodinámicas del modelo NTRL-RK con temperatura y presión de 1300 K y 18 bar, respectivamente en él reactor. En otro estudio, Yong Heon Kin y colegas (Kim et al., 2009), examinaron las dos principales unidades del proceso, la unidad de reformado y la unidad de FT donde el syngas es transformado en combustibles sintéticos. Usaron un ATR (*auto-thermal reforming*) en la producción del syngas con una proporción de  $H_2:CO$  de 1:2 y una reacción en

fase de suspensión sobre un catalizador a base de cobalto para FT. El software Aspen HYSYS fue usado para la simulación asumiendo que las condiciones del medio de reacción eran gobernadas por la ecuación RKS (Redlich-Kwong-Soave).

Con base en lo anterior, este trabajo se centra en el aprovechamiento del GN con alto contenido de CO<sub>2</sub>, por vía de la producción de syngas a través del reformado. Utilizando para este fin el software Aspen HYSYS V8.8 y tomando como referencia 3 yacimientos de GN del territorio colombiano. De acuerdo a los resultados obtenidos el syngas podría ser utilizado para la producción de H<sub>2</sub> o mediante la tecnología GTL para la generación de energía y combustibles limpios (Almind et al., 2019). El estudio realizado será un análisis preliminar del proceso y se centrará en la etapa del reformado evaluando las conversiones de CH<sub>4</sub>, por los métodos descritos anteriormente: reformado húmedo y reformado seco.

## 1. Objetivos

### 1.1 Objetivo General

Diseñar y simular una planta de producción de syngas a partir del reformado de gas natural.

### 1.2 Objetivos Específicos

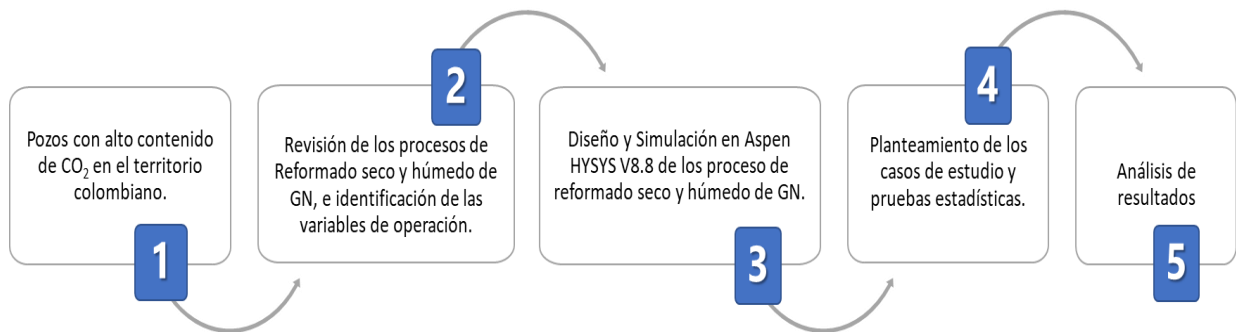
- Identificar y diseñar las diferentes operaciones unitarias presentes en el proceso de reformado seco y húmedo para la producción de syngas.
- Simular los procesos de reformado seco y húmedo empleando la tecnología del software ASPEN HYSYS V.8.8 para determinar la capacidad de producción y consideraciones de operación.
- Evaluar y comparar la producción de syngas a partir de la composición del gas natural de tres campos colombianos, variando las relaciones de gas y vapor de agua por reformado seco y húmedo.

## 2. Metodología

Para el desarrollo del presente trabajo, se diseñó una planta para la producción de syngas mediante los procesos de reformado húmedo y seco de GN. En dichos procesos se destaca el uso de un reactor catalítico para la conversión del GN a syngas a las condiciones de presión y temperatura requeridas por el proceso. Dando cumplimiento a los objetivos planteados, se estableció la siguiente metodología (Figura 2).

**Figura 2.**

*Esquema metodológico de la investigación.*



### 2.1 Pozos con alto contenido de CO<sub>2</sub>

Se consideraron 3 pozos de GN en el territorio colombiano con alto contenido de CO<sub>2</sub> (según la Resolución CREG-071 de 1999 (Resolución CREG-071 de 1999, 1999)), con composiciones molares de CO<sub>2</sub> de 51,8%, 9,44%, 36,7%. Debido a restricciones de confidencialidad, los pozos se denominarán Pozo1 (P1), Pozo2 (P2) y Pozo3 (P3),

respectivamente. Además, se estableció como base de cálculo un flujo masico de GN de 250 GBTU/día, de acuerdo con la máxima producción reportada para pozo colombiano, por UPME en el 2017 (UPME, 2017).

## 2.2 Procesos de reformado de gas natural

### 2.2.1 Reformado seco

El reformado seco de GN utiliza como reactivos principales el CH<sub>4</sub> y el CO<sub>2</sub>, los cuales se encuentran presentes en diferentes composiciones en los pozos estudiados. Para el desarrollo de esta investigación se tuvieron en cuenta las cinéticas reportadas para tres catalizadores a base de níquel, los cuales son los más usados a escala industrial (Aziz et al., 2019; Chein & Hsu, 2019). Se evaluó la cinética del catalizador Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub> planteada por Verykios *et al.* (Tsipouriari & Verykios, 2001), el mecanismo propuesto asume la adsorción de CH<sub>4</sub> en Ni, seguida de craqueo y deposición de carbono en la superficie del catalizador, la reacción de desplazamiento inverso agua-gas ocurre simultáneamente (Ecuaciones 3 a 6).

$$R_{CH_4} = \frac{K_1 k_2 K_3 k_4 P_{CH_4} P_{CO_2}}{K_1 k_2 K_3 P_{CH_4} P_{CO_2} + K_1 k_2 P_{CH_4} + K_3 k_4 P_{CO_2}} \quad (\text{Ec. 3})$$

$$\text{Donde: } K_1 k_2 = 2,61 * 10^{-3} \exp\left(\frac{-4300}{T}\right) \text{ (mol/g s) (kPa}^{-1}\text{)} \quad (\text{Ec. 4})$$

$$K_3 = 5,17 * 10^{-5} \exp\left(\frac{8700}{T}\right) \text{ (kPa}^{-1}\text{)} \quad (\text{Ec. 5})$$

$$k_4 = 5,35 * 10^{-1} \exp\left(\frac{-7500}{T}\right) \text{ (mol/g s)} \quad (\text{Ec. 6})$$

También se evaluó el catalizador bimetálico Ni-Co/MgO-ZrO<sub>2</sub> mediante la cinética planteada por Mun-sing *et al.* (Fan et al., 2011), estos catalizadores buscan mejorar la inhibición de coque. El mecanismo plantea que el metano es adsorbido y craqueado en partículas de níquel, lo que conlleva a la deposición de carbono, siendo este el paso determinante de la velocidad. El modelo cinético propuesto es de Langmuir-Hinshelwood para el consumo de CH<sub>4</sub> (Ecuaciones 7 a 11).

$$-r_{CH_4} = \frac{K_1 K_2 K_3 K_4 P_{CH_4} P_{CO_2}}{K_1 K_3 K_4 P_{CH_4} P_{CO_2} + K_1 K_2 P_{CH_4} + K_3 K_4 P_{CO_2}} \quad (\text{Ec. 7})$$

$$\text{Donde: } K_1 = 6,57 * 10^{-11} * \exp\left(\frac{23512}{T}\right) \quad (kPa) \quad (\text{Ec. 8})$$

$$K_2 = 121 * \exp\left(\frac{-10238}{T}\right) \quad \left(\frac{mol}{g.s}\right) \quad (\text{Ec. 9})$$

$$K_3 = 1,32 * 10^{-9} * \exp\left(\frac{15065}{T}\right) \quad (kPa) \quad (\text{Ec. 10})$$

$$K_4 = 10,58 * \exp\left(-\frac{5789.6}{T}\right) \quad \frac{mol}{g.s} \quad (\text{Ec. 11})$$

Por último se evaluó la cinética del catalizador Ni-CeO<sub>2</sub>/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>, mediante el modelo cinético descrito por Hye Jin Jun *et al.* (Jun et al., 2011), donde la reacción es del tipo cinético Langmuir-Hinshelwood (Ecuaciones 12 a 17).

$$r_{DRM} = \frac{k_{DRM} \left( P_{CH_4} P_{CO_2} - \frac{P_{H_2}^2 P_{CO}^2}{k_{pDRM}} \right)}{(1 + K_1 P_{CH_4} + K_2 P_{CO})(1 + K_3 P_{CO_2})} \quad (\text{Ec. 12})$$

$$\ln K_{pSRM1} = 29,71 - 2,62 * \frac{10^4}{T} \quad (\text{Ec. 13})$$

$$\ln K_{pSRM2} = 27340 - 2,34 * \frac{10^4}{T} \quad (\text{Ec. 14})$$

$$\ln K_{pWGS} = K_{pSRM2} / K_{pSRM1} \quad (\text{Ec. 15})$$

$$\ln K_{pDRM} = K_{pSRM1}/K_{pGWS} \quad (\text{Ec. 16})$$

$$K_{DRM} = 2,79 * 10^3 \exp\left(\frac{-225313,58}{R}\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1123,15}\right)\right) \left(\frac{\text{mol}}{g_{cat} \cdot h \cdot atm^2}\right) \quad (\text{Ec. 17})$$

$$K_1 = 0,5; K_2 = 9,71 \text{ Y } K_3 = 26,21 \quad bar^{-1}$$

### 2.2.2 Reformado húmedo

El reformado húmedo de GN utiliza como reactivos principales el CH<sub>4</sub> y el vapor de agua. Este proceso es el más utilizado a escala industrial para la producción de H<sub>2</sub> y al igual que el reformado seco se emplean catalizadores a base de níquel debido a su alta disponibilidad y bajo costo (Aasberg-Petersen et al., 2011; Pashchenko, 2019; Zeppieri et al., 2010). Se evaluó la cinética del catalizador Ni-CeO<sub>2</sub>/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>, mediante el modelo cinético descrito por Hye Jin Jun *et al.* (Jun et al., 2011), para el reformado húmedo y el tipo de modelo cinético es de tipo Langmuir-Hinshelwood (Ecuación 18 - 31), este catalizador se evaluó tanto para reformado seco como reformado húmedo con la cinética correspondiente.

$$r_{SRM1} = \frac{k_{SRM1} \left( P_{CH_4} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2}^3 P_{CO}}{k_{pSRM1}} \right) / P_{H_2}^{2,5}}{\left[ 1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + K_{H_2O} \left( \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 18})$$

$$r_{SRM2} = \frac{k_{SRM2} \left( P_{CH_4} P_{H_2O}^2 - \frac{P_{H_2}^4 P_{CO_2}}{k_{pSRM2}} \right) / P_{H_2}^{3,5}}{\left[ 1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + K_{H_2O} \left( \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 19})$$

$$r_{WGS} = \frac{k_{WGS} \left( P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2} P_{CO_2}}{k_{pWGS}} \right) / P_{H_2}}{\left[ 1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + K_{H_2O} \left( \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 20})$$

$$\text{Donde: } \ln K_{pSRM1} = 29,71 - 2,62 * \frac{10^4}{T} \quad (\text{Ec. 21})$$

$$\ln K_{pSRM2} = 27340 - 2,34 * \frac{10^4}{T} \quad (\text{Ec. 22})$$

$$\ln K_{pWGS} = K_{pSRM2}/K_{pSRM1} \quad (\text{Ec. 23})$$

$$\ln K_{pDRM} = K_{pSRM1}/K_{pWGS} \quad (\text{Ec. 24})$$

$$K_{SMR1} = 1,5 * 10^3 * \exp\left(\frac{-237506,27}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1123,15}\right)\right) \left(\frac{\text{mol}}{g_{cat} \cdot h \cdot \text{bar}}\right) \quad (\text{Ec. 25})$$

$$K_{SMR2} = 2,07 * 10^2 \exp\left(\frac{-266073,80}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1123,15}\right)\right) \left(\frac{\text{mol} \cdot \text{bar}^{0,5}}{g_{cat} \cdot h}\right) \quad (\text{Ec. 26})$$

$$K_{WGS} = 5,71 * 10 * \exp\left(\frac{-81394,60}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{1123,15}\right)\right) \left(\frac{\text{mol} \cdot \text{bar}^{0,5}}{g_{cat} \cdot h}\right) \quad (\text{Ec. 27})$$

$$K_{H_2O} = 1,77 * 10^{-5} \exp\left(-\frac{88680}{RT}\right) \text{ bar}^{-1} \quad (\text{Ec. 28})$$

$$K_{CH_4} = 6,65 * 10^{-4} \exp\left(-\frac{38280}{RT}\right) \text{ bar}^{-1} \quad (\text{Ec. 29})$$

$$K_{H_2} = 6,12 * 10^{-9} \exp\left(-\frac{82900}{RT}\right) \text{ bar}^{-1} \quad (\text{Ec. 30})$$

$$K_{CO} = 8,23 * 10^{-5} \exp\left(-\frac{70650}{RT}\right) \text{ bar}^{-1} \quad (\text{Ec. 31})$$

También se evaluó la cinética para el catalizador Ni/Y-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, reportada por Hoang *et al.* (Hoang et al., 2005; Son et al., 2013), donde se describe el modelo de cinética del catalizador de níquel comercial sobre un soporte de alúmina-gamma, tomando como referencia la experimentación realizada y el mecanismo catalítico presentado por Xu y Froment (Xu & Froment, 1989) (Ecuaciones 32 a 38).

$$r_{CH_4} = R_1 + R_3 \quad (\text{Ec. 32})$$

$$r_{CO} = R_1 - R_2 \quad (\text{Ec. 33})$$

$$r_{CO_2} = R_2 + R_3 \quad (\text{Ec. 34})$$

$$\text{Donde: } R_1 = \frac{k_1}{P_{H_2}^{2,5}} \left( p_{CH_4} p_{H_2O} - \frac{p_{H_2}^3 p_{CO}}{K_{e1}} \right) * \frac{1}{Q_r^2} \quad (\text{Ec. 35})$$

$$R_2 = \frac{k_2}{P_{H_2}^1} \left( p_{CO} p_{H_2O} - \frac{p_{H_2}^1 p_{CO_2}}{K_{e2}} \right) * \frac{1}{Q_r^2} \quad (\text{Ec. 36})$$

$$R_3 = \frac{k_3}{P_{H_2}^{3,5}} \left( p_{CH_4} p_{H_2O}^2 - \frac{p_{H_2}^4 p_{CO_2}}{K_{e3}} \right) * \frac{1}{Q_r^2} \quad (\text{Ec. 37})$$

$$Q_r = 1 + K_{CO} P_{CO} + K_{H_2} P_{H_2} + K_{CH_4} P_{CH_4} + \frac{K_{H_2O} P_{H_2O}}{P_{H_2}} \quad (\text{Ec. 38})$$

### 2.3 Simulación en Aspen HYSYS V8.8

La simulación de la planta de reformado de GN para la producción de syngas se realizó en Aspen HYSYS V8.8 usando el modelo termodinámico *Soave-Redlich-Kwong* (SRK), este modelo es utilizado para procesos de Oil and Gas.

Teniendo en cuenta información de UPME para el 2017 (UPME, 2017), se estableció un flujo másico de 250000 kg/h para los pozos a analizar. A continuación, se realizó una separación de dos corrientes del GN, la primera fue utilizada directamente en una unidad de combustión para conseguir la energía necesaria para elevar la temperatura del GN hasta la condición de reacción, y con la segunda corriente se llevó a cabo la conversión de CH<sub>4</sub>. La transferencia de calor se llevó a cabo usando intercambiadores de calor de tubos y carcasa (Anexo A) entre los gases de combustión y el gas disponible para reformado.

La simulación se realizó con tres composiciones diferentes de GN obtenidas de la caracterización de tres campos colombianos, las cuales fueron usadas para reformado húmedo y reformado seco evaluando su conversión en syngas. Además, se identificaron operaciones unitarias tales como transferencia de calor, absorción, separación de corrientes y una etapa de reacción química la cual se llevó a cabo en un reactor catalítico.

### ***2.3.1 Absorción***

Esta operación se usa para separar mezclas de gases; remueve impurezas, contaminantes, o venenos catalíticos de un gas y permite recuperar valiosos productos químicos (Seader & Henley, 1999). En la presente investigación, la operación de absorción se incluyó en el proceso de reformado húmedo, donde el objetivo fue retirar el CO<sub>2</sub> de la corriente antes de la entrada al reactor. El proceso de absorción se implementó utilizando solución acuosa de monoetanolamina (MEA) (Aronu et al., 2011), componente orgánico utilizado en la industria para la captación del CO<sub>2</sub> (Anexo B).

### ***2.3.2 Reactor catalítico (PBR)***

En la identificación de las etapas para la realización de la simulación se tuvo en cuenta el diseño de un reactor PBR, en donde se lleva a cabo la reacción de reformado en un lecho empacado de catalizador a condiciones de temperatura superiores a 700 °C y presiones por encima de 101,3 kPa.

El diseño del reactor se realizó de acuerdo con las relaciones presentadas en el libro Fundamentos de la ingeniería de reacciones (Floger, 2001), en donde la fase gaseosa al pasar por un lecho empacado de partículas de catalizador acelera la ocurrencia de la reacción. La forma diferencial de la ecuación de balance de moles en términos del peso del catalizador es (Ecuación 39):

$$F_{A0} \frac{dX}{dW} = -r_A \left( \frac{\text{gramos mol}}{\text{gramos catalizador} \cdot \text{min}} \right) \quad (\text{Ec. 39})$$

Donde  $-r_A$  es la velocidad de reacción,  $F_{A0}$  es el flujo volumétrico de la corriente que ingresa al reactor,  $X$  es la conversión y  $W$  es la masa de catalizador.

Con la información encontrada en artículos sobre la cinética de catalizadores usados en reacciones de reformado, fue posible calcular la cantidad de catalizador usado para cada reacción y así mismo obtener el volumen del reactor (Anexo C).

### ***2.3.3 Separación del vapor de agua en el syngas***

Esta etapa se incluyó con el fin de remover el vapor de agua presente en el gas de salida del reactor por medio de un intercambiador de calor, condensando el vapor y posteriormente retirándolo con un separador de fases, para analizar el posible uso posterior del syngas obtenido en el proceso de reformado húmedo. Esta separación se implementó para cada gas de pozo, en las condiciones que condujeron a la mayor conversión de metano en cada caso.

## **2.4 Casos de estudio y pruebas estadísticas**

La tabla 1 muestra los escenarios que se evaluaron para la definición de los casos de estudio usados en el Aspen HYSYS para el reformado húmedo de metano. Se determinó un número de niveles de acuerdo con la posible influencia de los factores, obteniendo así una cantidad de casos de estudio para el reformado húmedo de 216.

**Tabla 1.**

*Casos de estudio para el reformado húmedo.*

Factores	Niveles			# Niveles
	Pozo 1	Pozo 2	Pozo 3	
Composición del gas	Pozo 1	Pozo 2	Pozo 3	3
Temperatura [°C]	750	825	900	3
Presión [kPa]	506,5	1013,0		2
Catalizadores	Ni-CeO <sub>2</sub> /MgAl <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	Ni/Y-Al <sub>2</sub> O		2
Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	1:1	1:3	1:5	3
Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	50	98		2
<i>Número total de experimentos = 216</i>				

La tabla 2 muestra las condiciones y factores que se tuvieron en cuenta en la simulación del reformado seco y para la cual se evalúan las posibles combinaciones de los mismos. Los factores fueron composición del GN, temperatura, presión y catalizadores, encontrando así 54 posibles combinaciones en las que se evaluó la conversión de metano simulada.

**Tabla 2.**

*Casos de estudio para el reformado seco.*

Factores	Niveles			# Niveles
	Pozo 1	Pozo 2	Pozo 3	
Composición del gas	Pozo 1	Pozo 2	Pozo 3	3
Temperatura [°C]	750	825	900	3
Presión [kPa]	101,3	354,55		2
Catalizadores	Ni-CeO <sub>2</sub> /MgAl <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	Ni/La <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Ni-Co/MgO-ZrO <sub>2</sub>	3
<i>Número total de experimentos = 54</i>				

### 2.4.1 Análisis de varianza (ANOVA)

El ANOVA es una herramienta estadística para determinar los posibles efectos que tienen los factores sobre la varianza de una variable. El análisis se llevó a cabo en el programa Minitab con una licencia de prueba del software con un periodo válido de 30 días, teniendo en cuenta que por tratarse de una simulación se evaluó una sola réplica por caso de estudio, y se consideraron las interacciones entre las variables hasta de segundo orden.

## 3. Resultados

Los datos se obtuvieron en Aspen HYSYS V8.8, para la producción de syngas por medio del proceso reformado de metano mediante vapor de agua y dióxido de carbono. Las conversiones de metano se presentan en las figuras 4 y 6, para el reformado seco y húmedo respectivamente. Los factores evaluados fueron: composición del pozo, tipo de catalizador, remoción de CO<sub>2</sub>, relación CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub>, presión y temperatura.



presenta a condiciones de 750 °C de temperatura, presión de 101,30 kPa, evaluada con la cinética propuesta para el catalizador Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, con un valor de 16,59% y una conversión de CO<sub>2</sub> de 6,90% (Figura 4.a). La composición en porcentaje molar para el gas Pozo1 es de 51,81% de CO<sub>2</sub> y 21,68% de CH<sub>4</sub>.

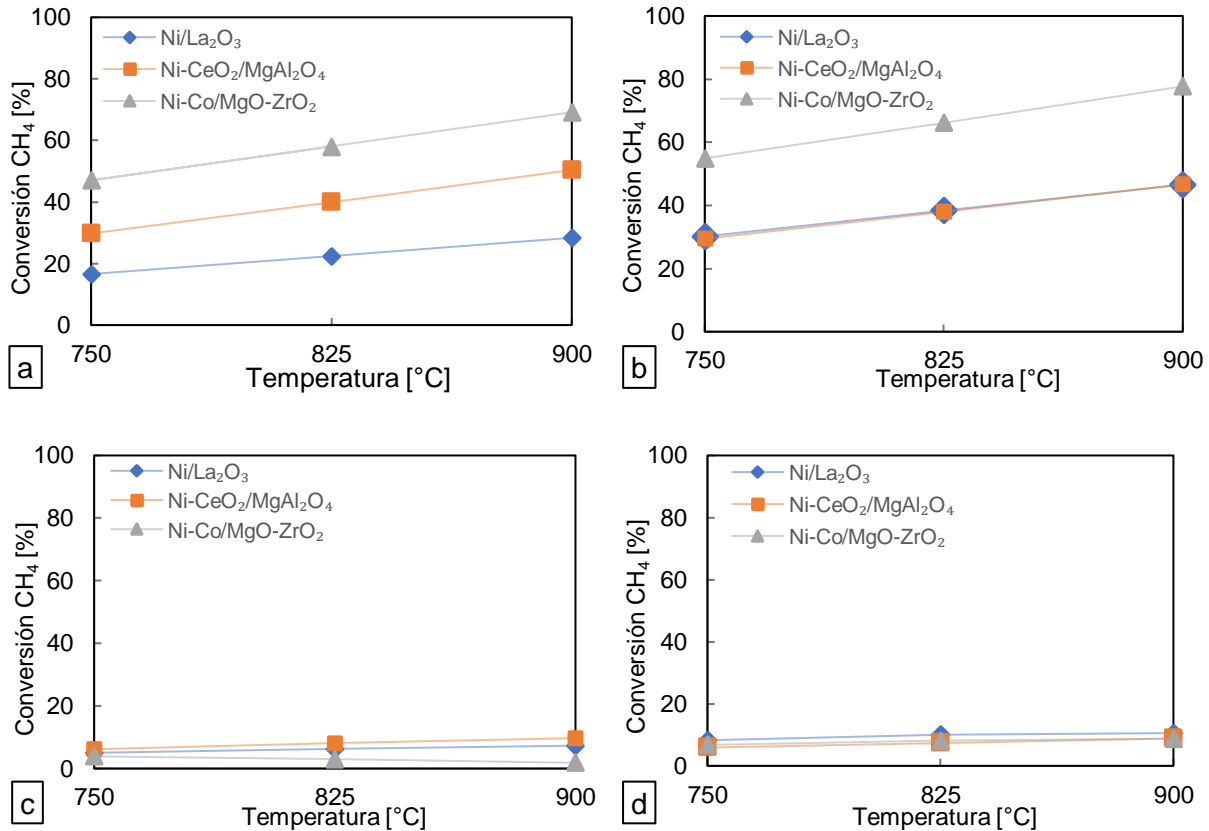
El gas Pozo2 cuenta una composición de CO<sub>2</sub> en porcentaje molar de 9,44%, lo cual hace que la reacción de reformado seco sea limitada, ya que el CO<sub>2</sub> es un reactivo principal. Con este gas se obtiene la conversión más alta de CH<sub>4</sub> a condiciones de 900° C, 354,60 kPa con la cinética propuesta por Verykios (Tsipouriari & Verykios, 2001), para el catalizador de Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, con un valor de 10,57%. Cabe resaltar que solo se logra llegar a esta conversión ya que el CO<sub>2</sub> presente el gas se consume por completo (Figura 4.d). Para estas condiciones se obtiene un syngas rico en CH<sub>4</sub>, por cual se propone adicionar una etapa de reformado húmedo, para garantizar la mayor conversión de CH<sub>4</sub> posible. La conversión de CH<sub>4</sub> más baja obtenida para el gas Pozo2 fue de 1,80% a condiciones de temperatura y presión de 900 °C y 101,30 kPa respectivamente, el catalizador evaluado para obtener esta conversión fue Ni-Co/MgO-ZrO<sub>2</sub>.

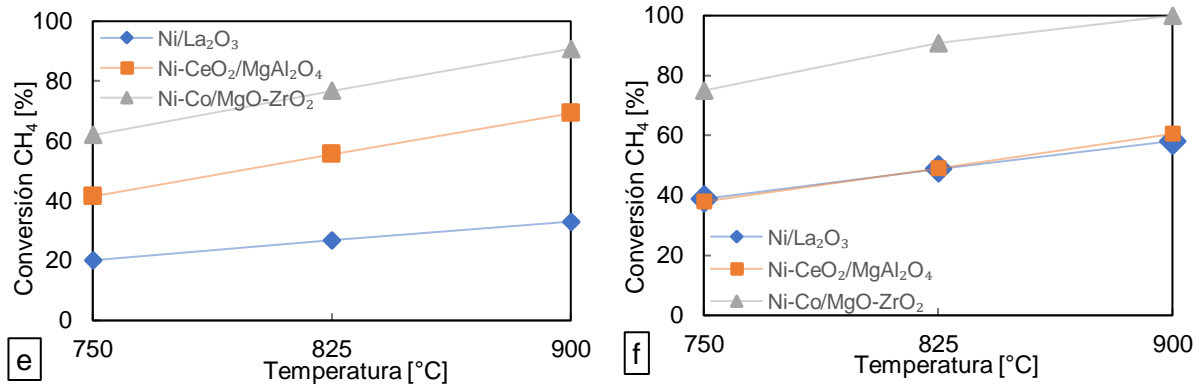
El gas Pozo3 obtuvo la mayor conversión de metano respecto a los gases Pozo1 y Pozo2, con un 100% de conversión, a condiciones de temperatura de 900 °C, presión de 354,60 kPa y utilizando el catalizador de Ni-Co/MgO-ZrO<sub>2</sub>. Para este caso la conversión del CO<sub>2</sub> fue de 58,97% (Figura 4.f). El syngas obtenido tiene una relación molar 1:1 de H<sub>2</sub>:CO, al igual que el syngas obtenido en el gas Pozo1 se considera viable una etapa posterior de purificación para retirar el CO<sub>2</sub> restante, y este syngas puede ser aprovechado para la tecnología de GTL o como precursor de compuestos petroquímicos. Para la temperatura de 825 °C la mayor conversión de metano fue de 90,79% a condiciones de 354,60 kPa y utilizando el catalizador mencionado anteriormente. Cabe resaltar que este gas Pozo3 tiene una composición de CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> de 36,79% y 21,64% en

porcentaje molar respectivamente. La actividad catalítica del Ni-Co/MgO-ZrO<sub>2</sub> fue la más alta, al evidenciar los datos de conversión de metano para el mismo pozo a las mismas condiciones de presión y temperatura. Comparado con el catalizador de Ni-CeO<sub>2</sub>/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>, el catalizador Ni-Co/MgO-ZrO<sub>2</sub> logro una conversión de metano aproximadamente 2 veces mayor para el gas Pozo3.

**Figura 4.**

*Conversión de metano para el reformado seco.*





a. gas Pozo1 - 101,3 [kPa]; b. gas Pozo1 - 354,6 [kPa]; c. gas Pozo2 - 101,3 [kPa]; d. gas Pozo2 - 354,6 [kPa]; e. gas Pozo3 - 101,3 [kPa]; f. gas Pozo3 - 354,6 [kPa].

### 3.2 Reformado húmedo

La planta simulada en Aspen HYSYS V8.8 para reformado húmedo se presenta en la figura 5. Se evidencian las mismas operaciones unitarias que en el reformado seco con la diferencia que esta simulación tiene adicional una torre de absorción para el CO<sub>2</sub>, siendo así un total de 10 equipos utilizados, 4 intercambiadores de calor, 3 de unión o separación de corrientes, 1 de separación de fases y 1 equipo de absorción, al igual que el reactor catalítico para las reacciones de reformado de metano con vapor.



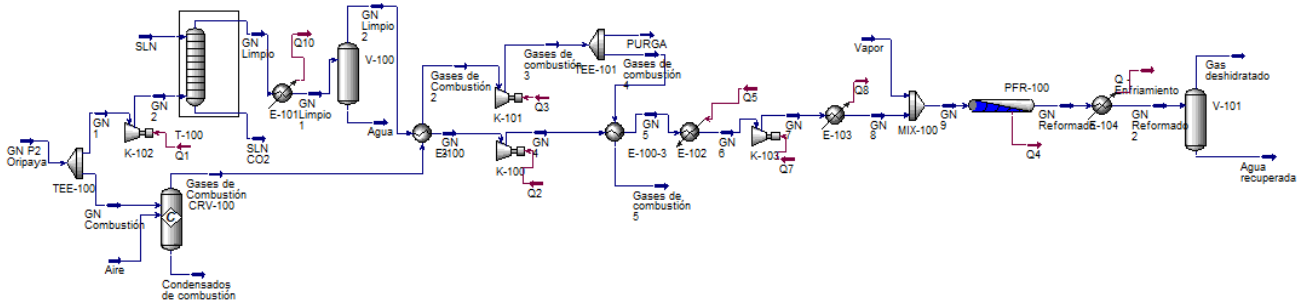
H<sub>2</sub> puro. Por otro lado, la conversión de metano más baja para el gas Pozo2 se presenta a condiciones de 825 °C, 1013 kPa, remoción de CO<sub>2</sub> del 98% y relación molar de CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub> de 1:1, empleando el catalizador Ni-CeO<sub>2</sub>/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> y tiene un valor de 5,80%.

El gas Pozo3 muestra conversión total de metano (100%) para las dos presiones evaluadas en el simulador, 1013 y 506,5 kPa; en condiciones de 900 °C, remoción del 50% de CO<sub>2</sub> y relación molar de 1:5 CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub>, el catalizador empleado es Ni/Y-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. (Figura 7.e y 7.f). El syngas obtenido tiene una relación molar H<sub>2</sub>:CO de 6,3:1, el cual puede ser aprovechado mediante la tecnología de GTL o como precursor de compuestos petroquímicos. La conversión de CH<sub>4</sub> más baja es del 26,80%, a condiciones de 750°C, 1013 kPa, remoción del 98% de CO<sub>2</sub> y relación molar de 1:1 CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub>, el catalizador empleado es Ni-CeO<sub>2</sub>/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>.

De acuerdo a la conversión de CH<sub>4</sub> más alta obtenida en cada gas para el reformado húmedo, se realizó la remoción del vapor de agua de la corriente del syngas (Figura 6), y de esta manera se validaron los posibles usos del syngas descritos anteriormente de acuerdo a la relación H<sub>2</sub>:CO obtenida. El porcentaje de hidrógeno para el syngas obtenido después de la remoción del vapor de agua para los gases Pozo1, Pozo 2 y Pozo 3 fue de 46,52%, 63,12% y 47,11% respectivamente, destacándose el syngas obtenido para el gas Pozo 3 por obtener la conversión más alta respecto al gas de Pozo 1 y 2. Las composiciones totales del syngas con la conversión más alta del CH<sub>4</sub> se presentan en el Anexo F.

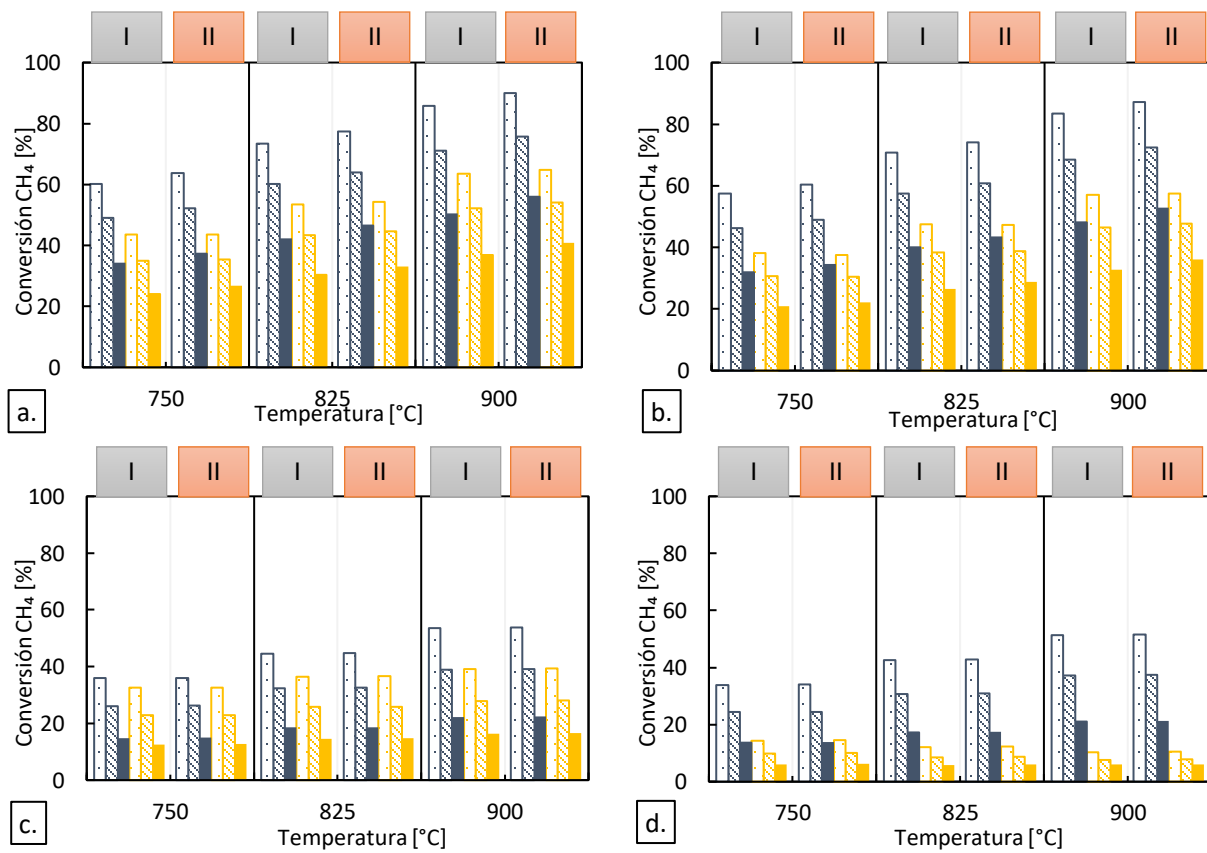
**Figura 6.**

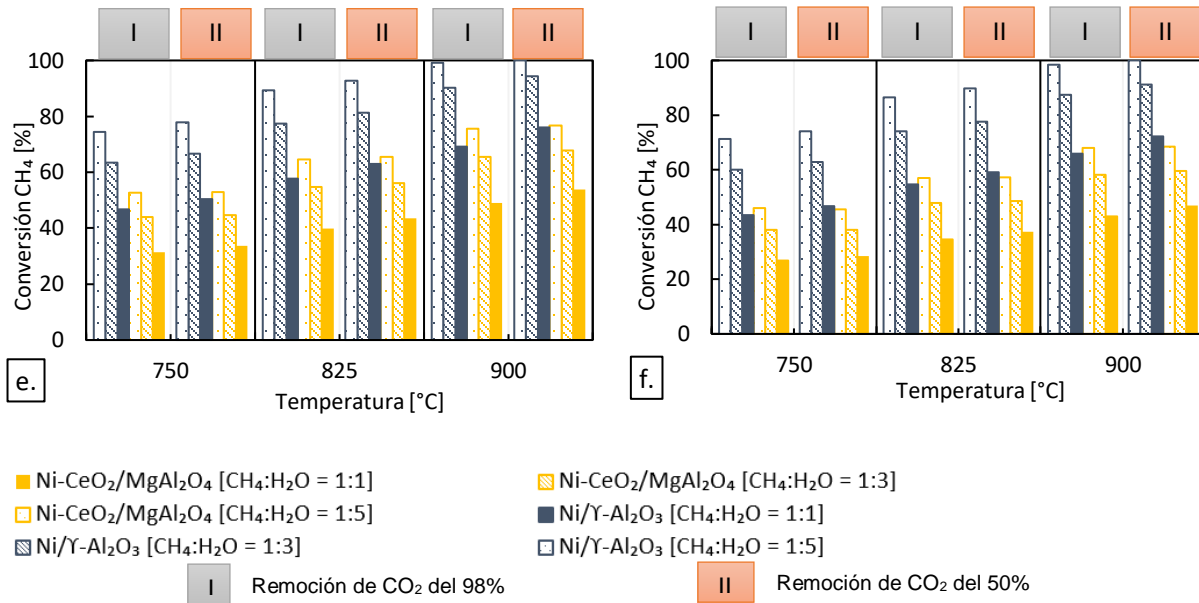
*Simulación en Aspen HYSYS reformado húmedo más etapa de remoción de agua.*



**Figura 7.**

*Conversión de metano para el reformado húmedo.*





a. gas Pozo1 – 506,5 [kPa]; b. gas Pozo1 - 1013 [kPa]; c. gas Pozo2 – 506,5 [kPa]; d. gas Pozo2 - 1013 [kPa]; e. gas Pozo3 – 506,5 [kPa]; f. gas Pozo3 - 1013 [kPa].

En los procesos de reformado descritos anteriormente, se evaluaron diferentes catalizadores. Para el reformado seco se estudiaron 3 catalizadores a base de Ni, donde se encontró que el catalizador Ni-Co/MgO-ZrO<sub>2</sub>, presentó la mayor conversión para este proceso. Por otra parte, para el reformado húmedo se analizaron 2 catalizadores a base de Ni, donde el catalizador Ni/Y-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> se destacó presentando las mayores conversiones de metano en el reformado húmedo. Adicionalmente, cabe resaltar que para cada pozo evaluado se tuvo que quemar un porcentaje de la corriente inicial de gas natural, con el fin de lograr la temperatura mínima fijada para los experimentos (750 °C). Los porcentajes de quema fueron 12,66%, 9,16% y 9,98% para los gases Pozo1, Pozo2 y Pozo3 respectivamente, y se consideraron para los cálculos teóricos los compuestos con composición mayor al 4% en el gas. La energía adicional utilizada para alcanzar las otras temperaturas de los casos de estudio (825 y 900 °C), no es contabilizada de la quema del

gas natural objeto de estudio y debe provenir de otra fuente de energía externa (renovable o no renovable) (Anexo D).

### 3.3 Análisis de varianza (ANOVA)

En el ANOVA ejecutado en el programa estadístico Minitab se tuvieron en cuenta las interacciones entre los factores hasta el orden 2, para el análisis estadístico. Cabe resaltar que dicho análisis se realizó con una licencia de prueba del software, la cual nos permitió realizar los análisis en un periodo de 30 días y con fines académicos.

La tabla 3 muestra los resultados para los estadísticos F y el Valor-P del ANOVA correspondientes al reformado seco, los cuales son el criterio de significancia que tiene un factor en la variable respuesta. El Valor-P es el estadístico de prueba usado para determinar si el término tiene efecto ( $\text{Valor-P} < 0,05$ ) o no ( $\text{Valor-P} > 0,05$ ) sobre la respuesta; por el contrario, el Valor-F en cuanto más grande sea su valor, es más sencillo afirmar que se tiene evidencia fuerte de que el factor o término es significativo. Podemos apreciar que para el proceso de reformado seco, se realizó un análisis estadístico estableciendo como variable de respuesta la conversión de metano y evaluando los factores de composición del gas, tipo de catalizador, temperatura y presión. Mediante el análisis se encontró que el valor F más alto es el de la composición del gas (1089,21), seguido por el tipo catalizador (255,26).

**Tabla 3.**

*Análisis de varianza para la conversión de metano en el reformado seco.*

<b>Fuente</b>	<b>Valor F</b>	<b>Valor p</b>
Composición del gas	1089,21	0,000
Catalizadores	255,26	0,000
Temperatura [°C]	82,37	0,000
Presión [kPa]	49,28	0,000
Composición del gas*Catalizadores	84,17	0,000
Composición del gas*Temperatura [°C]	16,27	0,000
Composición del gas*Presión [kPa]	4,75	0,017
Catalizadores*Temperatura [°C]	1,27	0,305
Catalizadores*Presión [kPa]	29,10	0,000
Temperatura [°C]*Presión [kPa]	0,03	0,974

Los datos obtenidos mediante la simulación para el proceso de reformado seco, se graficaron en el software estadístico Minitab. La Figura E1 (Anexo E), muestra la gráfica de probabilidad normal para los resultados del experimento y de acuerdo a su comportamiento toma validez el análisis ANOVA ya que los datos se asemejan a una distribución normal.

Para el reformado húmedo se plantearon dos variables de respuesta, conversión de metano y relación de H<sub>2</sub>:CO. De acuerdo con los datos obtenidos de los casos de estudio analizados, se evidencia la relevancia de la mayoría de los factores y sus interacciones de segundo orden, sin embargo para la conversión de CH<sub>4</sub> en el reformado húmedo las interacciones de temperatura-presión, temperatura-remoción de CO<sub>2</sub>, presión-remoción de CO<sub>2</sub> y relación de CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub>-remoción de CO<sub>2</sub> no son significativas en la variables de respuesta, ya que su Valor-P > 0,05. Los valores para el valor F y P de los factores para la variable de respuesta de conversión de metano, se muestran en la tabla 4 donde el valor F más elevado lo presenta la composición del gas, con un

valor de 4646,77, permitiendo establecer que este factor es el que mayor contribución tiene en la variable de respuesta.

**Tabla 4.**

*Análisis de varianza para la conversión de metano en el reformado húmedo.*

<b>Fuente</b>	<b>Valor F</b>	<b>Valor p</b>
Composición del gas	4646,77	0,000
Temperatura [°C]	832,23	0,000
Presión [kPa]	324,11	0,000
Catalizadores	3209,49	0,000
Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	1704,35	0,000
Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	28,13	0,000
Composición del gas*Temperatura [°C]	72,48	0,000
Composición del gas*Presión [kPa]	21,07	0,000
Composición del gas*Catalizadores	76,78	0,000
Composición del gas*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	13,25	0,000
Composición del gas*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	5,85	0,003
Temperatura [°C]*Presión [kPa]	1,59	0,207
Temperatura [°C]*Catalizadores	37,25	0,000
Temperatura [°C]*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	7,35	0,000
Temperatura [°C]*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	0,64	0,528
Presión [kPa]*Catalizadores	110,81	0,000
Presión [kPa]*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	8,00	0,000
Presión [kPa]*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	0,33	0,565
Catalizadores*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	71,31	0,000
Catalizadores*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	5,33	0,022
Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	1,48	0,231

Los valores F y P que se muestran en la tabla 5 corresponden a la variable de respuesta relación de H<sub>2</sub>:CO, en la cual se evidencia que el valor F más alto corresponde para la composición del gas con un valor de 4003,51, seguido por relación de CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub> con un valor de 1565,04. Cabe resaltar que para la variable de respuesta relación H<sub>2</sub>:CO, el factor presión y las interacciones composición del gas-presión, temperatura-presión, presión-catalizador, presión-relación de CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub>, presión-remoción de CO<sub>2</sub> y catalizador-remoción de CO<sub>2</sub> no significativas, presentando Valor-P > 0,05 de 0,159, 0,275, 0,999, 0,119, 0,781, 0,644 y 0,870 respectivamente. Al igual que para el reformado seco se presentan las gráficas de probabilidad normal para el reformado húmedo teniendo en cuenta las variables de respuesta de conversión de metano y relación H<sub>2</sub>:CO, y de esta forma dar validez al análisis ANOVA, debido a que el comportamiento de los datos se asemeja a una distribución normal (Figura E2 y E3, Anexo E).

**Tabla 5.**

*Análisis de varianza para la relación H<sub>2</sub>:CO en el reformado húmedo.*

<b>Factor</b>	<b>Valor F</b>	<b>Valor p</b>
Composición del gas	4003,51	0,000
Temperatura [°C]	589,78	0,000
Presión [kPa]	2,00	0,159
Catalizadores	113,17	0,000
Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	1565,04	0,000
Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	968,13	0,000
Composición del gas*Temperatura [°C]	120,60	0,000
Composición del gas*Presión [kPa]	1,30	0,275
Composición del gas*Catalizadores	56,02	0,000
Composición del gas*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	144,56	0,000
Composición del gas*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	104,16	0,000

Factor	Valor F	Valor p
Temperatura [°C]*Presión [kPa]	0,00	0,999
Temperatura [°C]*Catalizadores	13,01	0,000
Temperatura [°C]*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	50,93	0,000
Temperatura [°C]*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	42,94	0,000
Presión [kPa]*Catalizadores	2,45	0,119
Presión [kPa]*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	0,25	0,781
Presión [kPa]*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	0,21	0,644
Catalizadores*Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]	12,42	0,000
Catalizadores*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	0,03	0,870
Relación de vapor [CH <sub>4</sub> : H <sub>2</sub> O]*Remoción de CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> removido]	57,66	0,000

#### 4. Conclusiones

En este trabajo se diseñaron los procesos de reformado seco y reformado húmedo de gas natural para la producción de syngas mediante el simulador Aspen HYSYS V8.8, identificando sus diferentes operaciones unitarias, las cuales son transferencia de energía, separación de corrientes y fases. Además, se diseñó un reactor PBR para la conversión del GN en ambos procesos, teniendo en cuenta las variables tales como temperatura, presión, tipo de catalizador, composición del gas, relación CH<sub>4</sub>:H<sub>2</sub>O<sub>(vapor)</sub>, y porcentaje de remoción de CO<sub>2</sub>. Los resultados obtenidos mediante los casos de estudio planteados permitieron concluir lo siguiente:

Los pozos de gas natural con alto contenido de CO<sub>2</sub>, pueden ser aprovechados mediante el proceso de reformado seco o reformado húmedo, de acuerdo a determinadas condiciones de

operación y en presencia de un catalizador. Usando el gas Pozo3 se obtuvo una mayor conversión de  $\text{CH}_4$  respecto a los gases Pozo1 y Pozo2 para ambos procesos de reformado, debido a que la composición es el factor más significativo de acuerdo con el análisis estadístico ANOVA. Además, el reformado seco presentó ventajas respecto al reformado húmedo para el gas Pozo3 pese a sus conversiones totales de  $\text{CH}_4$ , puesto que, en el reformado seco se logra una disminución del ~60% de  $\text{CO}_2$  en la corriente, provocando una reducción en la etapa de limpieza de  $\text{CO}_2$  en el proceso.

Los catalizadores que mostraron mejores resultados con conversiones de metano totales para algunas condiciones de operación fueron el de Ni-Co/MgO-ZrO<sub>2</sub> y de Ni/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> para reformado seco y húmedo, respectivamente. Estos catalizadores pueden ser evaluados para pruebas a nivel laboratorio o en plantas reales para reformado con GN con altos contenidos de  $\text{CO}_2$ .

En cuanto al uso que se le daría al syngas obtenido para ambos procesos de reformado, se encuentra que el más apropiado es la producción de combustibles líquidos mediante la tecnología de GTL, debido a la relación  $\text{H}_2:\text{CO}$  obtenida, que en la mayoría de los casos se encuentra en un rango de 1 a 7 lo cual favorece la reacción de Fischer – Tropsch.

## 5. Recomendaciones

Estudiar diferentes composiciones de gas natural con alto contenido de  $\text{CO}_2$  a las presentadas en esta investigación.

Evaluar la cinética de otros catalizadores para los procesos de reformado presentados en esta investigación.

## Referencias bibliograficas

- Aasberg-Petersen, K., Dybkjær, I., Ovesen, C. V., Schjødt, N. C., Sehested, J., & Thomsen, S. G. (2011). Natural gas to synthesis gas - Catalysts and catalytic processes. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 3(2), 423–459. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2011.03.004>
- Almind, M. R., Vendelbo, S. B., Hansen, M. F., Vinum, M. G., Frandsen, C., Mortensen, P. M., & Engbæk, J. M. (2019). Improving performance of induction-heated steam methane reforming. *Catalysis Today*, September 2018, 1–8. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2019.05.005>
- Arinelli, L. de O., de Medeiros, J. L., de Melo, D. C., Teixeira, A. M., Brigagão, G. V., Passarelli, F. M., Grava, W. M., & Araújo, O. de Q. F. (2019). Carbon capture and high-capacity supercritical fluid processing with supersonic separator: Natural gas with ultra-high CO<sub>2</sub> content. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 66(November 2018), 265–283. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2019.04.004>
- Aronu, U. E., Gondal, S., Hessen, E. T., Haug-Warberg, T., Hartono, A., Hoff, K. A., & Svendsen, H. F. (2011). Solubility of CO<sub>2</sub> in 15, 30, 45 and 60 mass% MEA from 40 to 120°C and model representation using the extended UNIQUAC framework. *Chemical Engineering Science*, 66(24), 6393–6406. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.08.042>
- Arup, M., & Vishakh, M. (2014). *Gas-to-liquids plants face challenges in the U.S. market*. TODAY IN ENERGY. <http://www.eia.gov/todayinenergy/detail.cfm?id=25372>
- Aziz, M. A. A., Setiabudi, H. D., Teh, L. P., Annuar, N. H. R., & Jalil, A. A. (2019). A review of heterogeneous catalysts for syngas production via dry reforming. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, xxxx. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2019.04.047>
- Bao, B., El-Halwagi, M. M., & Elbashir, N. O. (2010). Simulation, integration, and economic analysis of gas-to-liquid processes. *Fuel Processing Technology*, 91(7), 703–713. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2010.02.001>

- BBC News. (2020). ¿Qué es el hidrógeno verde y cómo podría ayudar a limpiar las carreteras de CO<sub>2</sub>? *BBC News*. <https://sostenibilidad.semana.com/medio-ambiente/articulo/que-es-el-hidrogeno-verde-y-como-podria-ayudar-a-limpiar-las-carreteras-de-co2/48301>
- Chein, R.-Y., & Hsu, W.-H. (2019). Thermodynamic Analysis of Syngas Production via Chemical Looping Dry Reforming of Methane. *Energy*, 180, 535–547. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.05.083>
- Ecopetrol. (2014). *Gasoductos y campos de gas natural en Colombia*. <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es>
- Fan, M. S., Abdullah, A. Z., & Bhatia, S. (2011). Utilization of greenhouse gases through dry reforming: Screening of nickel-based bimetallic catalysts and kinetic studies. *ChemSusChem*, 4(11), 1643–1653. <https://doi.org/10.1002/cssc.201100113>
- Floger, H. S. (2001). *Elementos de Ingeniería de la reacciones químicas* (Tercera, Issue 1). <https://doi.org/10.16309/j.cnki.issn.1007-1776.2003.03.004>
- Hernández, S., Farkhondehfal, M. A., Sastre, F., Makkee, M., Saracco, G., & Russo, N. (2017). Syngas production from electrochemical reduction of CO<sub>2</sub>: Current status and prospective implementation. *Green Chemistry*, 19(10), 2326–2346. <https://doi.org/10.1039/c7gc00398f>
- Hoang, D. L., Chan, S. H., & Ding, O. L. (2005). Kinetic and modelling study of methane steam reforming over sulfide nickel catalyst on a gamma alumina support. *Chemical Engineering Journal*, 112(1–3), 1–11. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2005.06.004>
- Holladay, J. D., Hu, J., King, D. L., & Wang, Y. (2009). An overview of hydrogen production technologies. *Catalysis Today*, 139(4), 244–260. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2008.08.039>
- Jun, H. J., Park, M. J., Baek, S. C., Bae, J. W., Ha, K. S., & Jun, K. W. (2011). Kinetics modeling for the mixed reforming of methane over Ni-CeO<sub>2</sub>/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub> catalyst. *Journal of Natural Gas Chemistry*, 20(1), 9–17. [https://doi.org/10.1016/S1003-9953\(10\)60148-X](https://doi.org/10.1016/S1003-9953(10)60148-X)

- Khojasteh Salkuyeh, Y., Saville, B. A., & MacLean, H. L. (2017). Techno-economic analysis and life cycle assessment of hydrogen production from natural gas using current and emerging technologies. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42(30), 18894–18909. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.05.219>
- Kim, Y. H., Jun, K. W., Joo, H., Han, C., & Song, I. (2009). A simulation study on gas-to-liquid (natural gas to Fischer-Tropsch synthetic fuel) process optimization. *Chemical Engineering Journal*, 155(1–2), 427–432. <https://doi.org/10.1016/j.ccej.2009.08.018>
- Malhotra, R., & McCabe, P. J. (2012). *Fossil Energy*.
- Maqbool, W., Park, S. J., & Lee, E. S. (2014). Gas-to-liquid process optimization for different recycling configurations and economic evaluation. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 53(22), 9454–9463. <https://doi.org/10.1021/ie500616j>
- Maqsood, K., Ali, A., Shariff, A. B. M., & Ganguly, S. (2017). Process intensification using mixed sequential and integrated hybrid cryogenic distillation network for purification of high CO<sub>2</sub> natural gas. *Chemical Engineering Research and Design*, 117, 414–438. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2016.10.011>
- Resolución CREG-071 de 1999, 1 (1999).
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2018). Natural Gas Fundamentals. In *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-815817-3.00001-0>
- Pashchenko, D. (2019). Experimental investigation of reforming and flow characteristics of a steam methane reformer filled with nickel catalyst of various shapes. *Energy Conversion and Management*, 185(January), 465–472. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.01.103>
- Pérez Angulo, J. C., Cabarcas Simancas, M. E., Castro, J. A., & Tobias, Y. Y. (2005). Potencial de la tecnología “gas to liquids-GTL” en Colombia. *CT y F - Ciencia, Tecnología y Futuro*, 3(1).

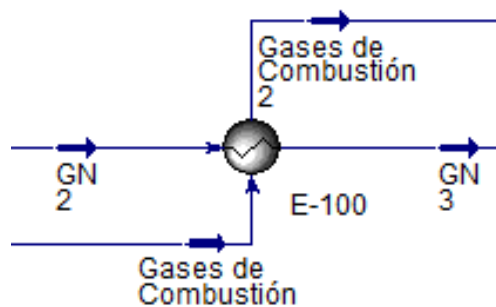
- Riis, T., Hagen, E., Vie, P., & Ulleberg, Ø. (2005). Hydrogen production—gaps and priorities. *IEA Hydrogen Implementing ...*, 0131, 1–12. [http://ieahia.org/pdfs/HIA\\_Production\\_G&P\\_Final\\_with\\_Rev.pdf](http://ieahia.org/pdfs/HIA_Production_G&P_Final_with_Rev.pdf)
- Ruhe, C. H. W. (2019). BP Statistical Review of World Energy. *JAMA: The Journal of the American Medical Association*, 68(3), 1–61. <https://doi.org/10.1001/jama.1973.03220300055017>
- Seader, D., & Henley, E. J. (1999). Separation process principles. *Choice Reviews Online*, 36(09), 36-5112-36–5112. <https://doi.org/10.5860/choice.36-5112>
- Shell Global. (2018). *GAS-TO-LIQUIDS*. ENERGY AND INNOVATION. <https://www.shell.com/energy-and-innovation/natural-gas/gas-to-liquids.html>
- Silvestre, C. (2014). *GAS DE SÍNTESIS*. INGENIUM. <http://ingenium.usm.cl/noticias/gas-de-sintesis/>
- Son, I. H., Lee, S. J., Soon, A., Roh, H. S., & Lee, H. (2013). Steam treatment on Ni/γ-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> for enhanced carbon resistance in combined steam and carbon dioxide reforming of methane. *Applied Catalysis B: Environmental*, 134–135, 103–109. <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2013.01.001>
- Tao, L., Xiao, P., Qader, A., & Webley, P. A. (2019). CO<sub>2</sub> capture from high concentration CO<sub>2</sub> natural gas by pressure swing adsorption at the CO<sub>2</sub>CRC Otway site, Australia. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 83(December 2018), 1–10. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.12.025>
- Tsipouriari, V. A., & Verykios, X. E. (2001). Kinetic study of the catalytic reforming of methane with carbon dioxide to synthesis gas over Ni/La<sub>2</sub>O<sub>3</sub> catalyst. *Catalysis Today*, 64(1–2), 83–90. [https://doi.org/10.1016/S0920-5861\(00\)00511-3](https://doi.org/10.1016/S0920-5861(00)00511-3)
- UPME. (2017). *Balance de Gas Natural 2017*. 29.
- Xu, J., & Froment, G. (1989). Methane Steam Reforming, Methanation and Water-Gas Shift: 1. Intrinsic Kinetics. *IChE Journal*, 13(1), 195–196. <https://doi.org/10.1177/000306516501300201>

Yan, Y., Thanganadar, D., Clough, P. T., Mukherjee, S., Patchigolla, K., Manovic, V., & Anthony, E. J. (2020). Process simulations of blue hydrogen production by upgraded sorption enhanced steam methane reforming (SE-SMR) processes. *Energy Conversion and Management*, 222(June), 113144. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113144>

Zeppieri, M., Villa, P. L., Verdone, N., Scarsella, M., & De Filippis, P. (2010). Kinetic of methane steam reforming reaction over nickel- and rhodium-based catalysts. *Applied Catalysis A: General*, 387(1–2), 147–154. <https://doi.org/10.1016/j.apcata.2010.08.017>

## Apéndices

## Apéndice A. Parámetros de diseño del intercambiador de calor.

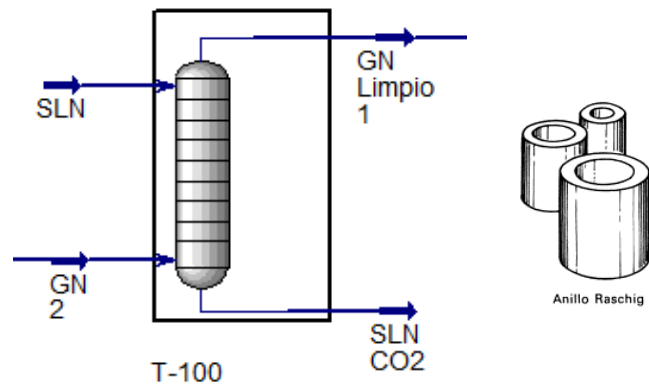


**Tabla A 1.** Datos de diseño intercambiadores de calor para reformado seco y húmedo.

Propiedades	Pozo 1	Pozo 2	Pozo 3
Flujo de energía [kJ/h]	60500000,0	160763601,6	51680000,0
Temp. Inicial Gas Natural [°C]	30,0	30,0	30,0
Temp. Final Gas natural [°C]	754,2	658,0	752,0
Temp. Inicial Gases de combustión [°C]	1818,0	2002,0	1534,0
Temp. Final Gases de combustión [°C]	1275,0	1633,0	905,0
Temperatura media logarítmica [°C]	856,9	1294,4	416,1
coeficiente de transferencia [kJ/(h*m <sup>2</sup> *°C)]	108,1	108,4	108,4
UA [kJ/h*°C]	60400,0	124200,0	82000,0
Diámetro de la carcasa [mm]	1615,0	2096,0	1850,0
Pasos por la carcasa	1,0	1,0	1,0
Paso por los tubos	2,0	2,0	2,0
Longitud de los tubos [m]	6,0	6,0	6,0

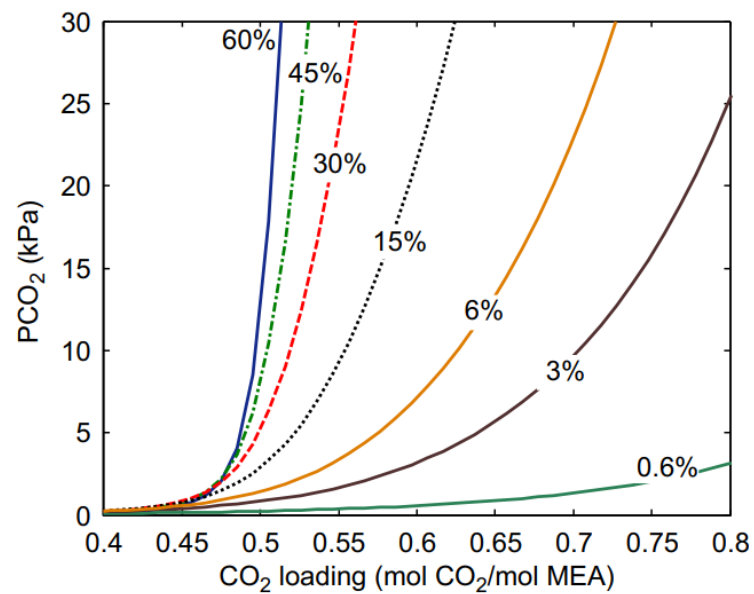
<b>Propiedades</b>	<b>Pozo 1</b>	<b>Pozo 2</b>	<b>Pozo 3</b>
<i>Diámetro interno tubos [mm]</i>	36,8	36,8	36,8
<i>Diámetro externo tubos [mm]</i>	40,0	40,0	40,0
<i>Numero de tubos</i>	866,0	1520,0	1520,0

### Apéndice B. Parámetros de diseño de la torre de absorción



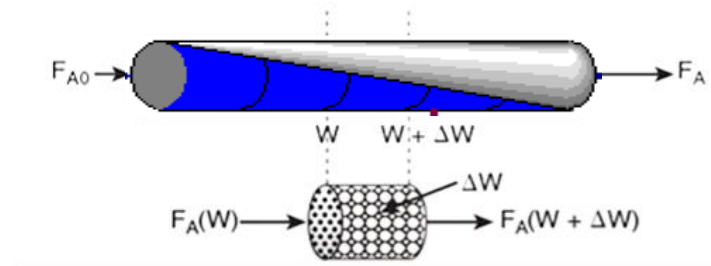
**Tabla B 1.** Datos de diseño de torre empacada reformado húmedo.

Parámetros	Pozo 1	Pozo 2	Pozo 3
Tipo empaque	Raschig cerámico (50mm)		
Altura de la torre [m]	5	6	3
Sustancia utilizada para la remoción de CO <sub>2</sub>	Solución acuosa al 30% de MEA		



**Figura B 1.** Diagrama de equilibrio MEA-CO<sub>2</sub>. Tomado de (Aronu et al., 2011)

**Apéndice C. Parámetros de diseño del volumen del reactor catalítico.**



Donde:

W= Peso del catalizador [kg]

$\epsilon$ = Fracción de espacios vacíos

$$m_{PFR} \xrightarrow{\rho_{catalizador} V_{catalizador} \epsilon} V_{PFR}$$

$$r'_A [=] \frac{mol A}{kg \text{ Catalizador} \times h}$$

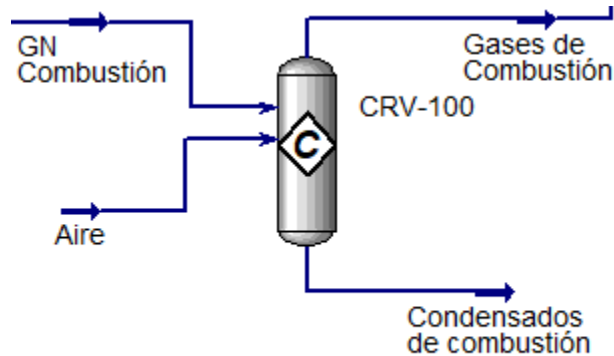
$$W_{catalizador} = \int_{W_A}^{W_{A0}} \frac{dF_A}{-r'_A}$$

$$W_{catalizador} \rightarrow V_{catalizador} \rightarrow V_{PFR}$$

**Tabla C 1.** Datos de diseño Reactor catalítico para el reformado seco y húmedo

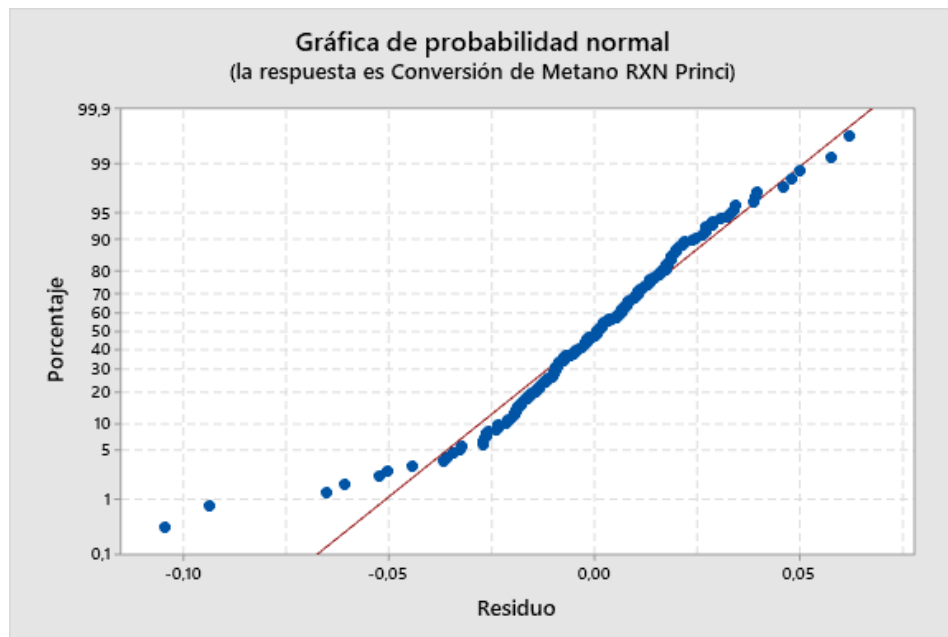
Parámetros	Reformado Seco	Reformado Húmedo
Volumen [m <sup>3</sup> ]	30	47,12
Espacio vacío	0,5	0,5
Longitud [m]	6	10

### Apéndice D. Etapa de combustión.

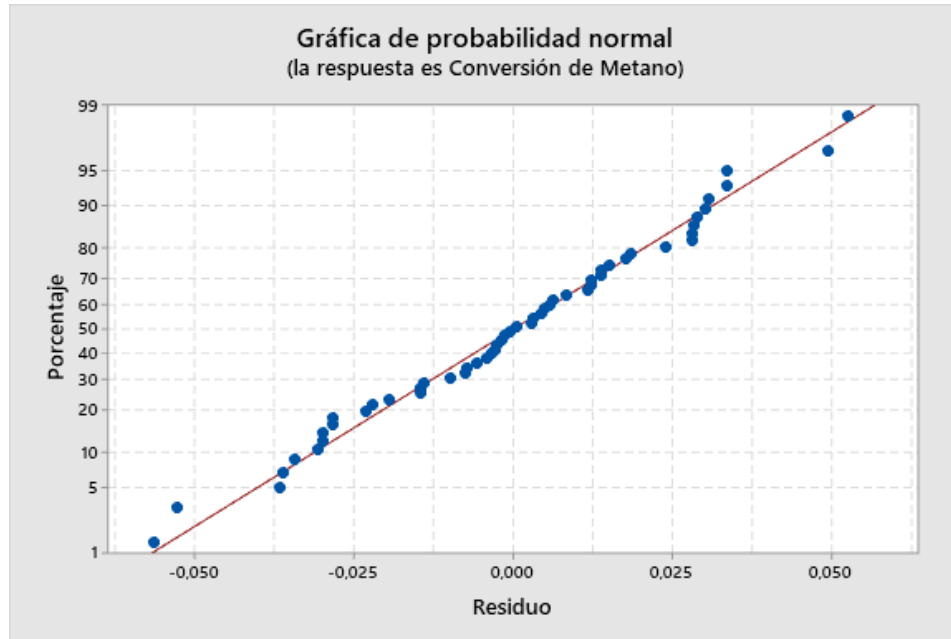


**Tabla D 1.** Reacciones de combustión para la quema de gas natural

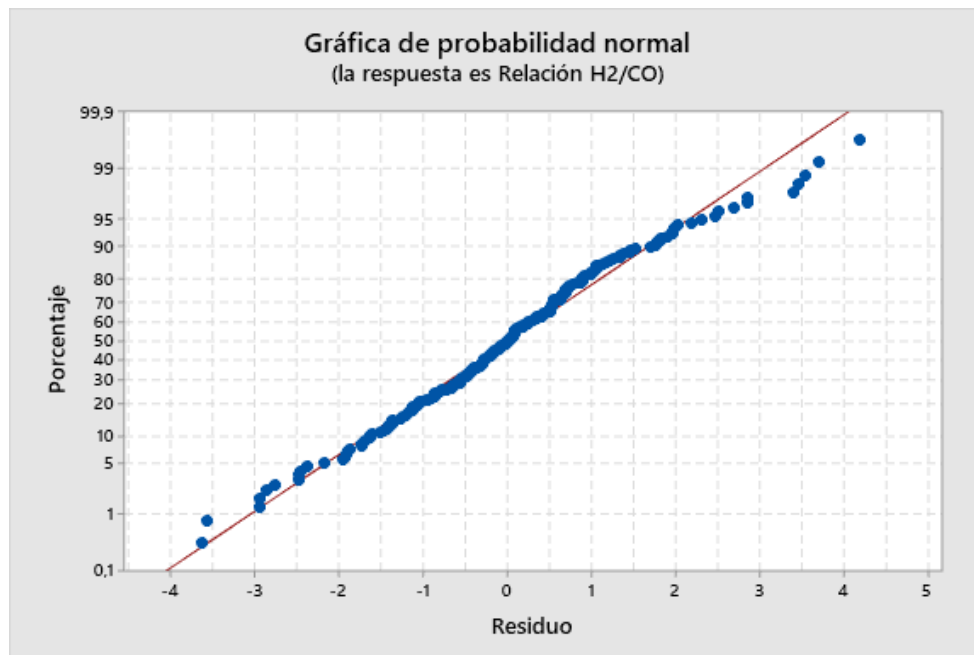
Combustible	Reacción
<i>Metano</i>	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + \text{Energía}$
<i>Etano</i>	$2\text{C}_2\text{H}_6 + 7\text{O}_2 \rightarrow 4\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O} + \text{Energía}$
<i>Propano</i>	$\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{O}_2 \rightarrow 3\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O} + \text{Energía}$
<i>Isobutano</i>	$2\text{C}_4\text{H}_{10} + 13\text{O}_2 \rightarrow 8\text{CO}_2 + 10\text{H}_2\text{O} + \text{Energía}$
<i>Butano</i>	$2\text{C}_4\text{H}_{10} + 13\text{O}_2 \rightarrow 8\text{CO}_2 + 10\text{H}_2\text{O} + \text{Energía}$

**Apéndice E. Graficas de probabilidad normal de los casos de estudio.**

**Figura E 1.** Grafica de probabilidad normal Reformado seco (Variable de respuesta conversión de CH<sub>4</sub>).



**Figura E 2.** Grafica de probabilidad normal reformado húmedo (variable de respuesta conversión de CH<sub>4</sub>).



**Figura E 3.** Grafica de probabilidad normal reformado húmedo (variable de respuesta relación H<sub>2</sub>:CO)

**Apéndice F. Composición del syngas para el reformado húmedo.**

**Tabla F 1.** Composición del syngas para el mejor escenario de cada gas de pozo sin separación de vapor de agua.

<b>Compuesto</b>	<b>Gas Pozo 1</b>	<b>Gas Pozo 2</b>	<b>Gas Pozo 3</b>
Methane	1,39%	6,78%	0,17%
Ethane	2,74%	0,10%	1,23%
Propane	3,47%	0,01%	1,53%
i-Butane	0,62%	0,01%	0,77%
n-Butane	1,63%	0,00%	2,30%
i-Pentane	0,44%	0,00%	2,95%
n-Pentane	0,42%	0,00%	3,17%
n-Hexane	0,27%	0,00%	1,62%
n-Heptane	0,19%	0,00%	0,72%
n-Octane	0,05%	0,00%	0,15%
n-Nonane	0,01%	0,00%	0,01%
n-Decane	0,00%	0,00%	0,00%
Nitrogen	0,85%	0,09%	2,37%
Oxygen	0,00%	0,00%	0,00%
CO <sub>2</sub>	16,10%	7,00%	11,77%
H <sub>2</sub> O	37,26%	56,83%	33,94%
Hydrogen	30,16%	28,13%	32,15%
CO	4,40%	1,04%	5,14%
MEAmine	0,01%	0,01%	0,01%

**Tabla F 2.** Composición del syngas para el mejor escenario de cada gas de pozo con separación de vapor de agua.

<b>Compuesto</b>	<b>Gas Pozo 1</b>	<b>Gas Pozo 2</b>	<b>Gas Pozo 3</b>
Methane	2,14%	15,22%	0,24%
Ethane	4,23%	0,21%	1,80%
Propane	5,36%	0,03%	2,24%
i-Butane	0,95%	0,01%	1,13%
n-Butane	2,51%	0,01%	3,37%
i-Pentane	0,68%	0,01%	4,32%
n-Pentane	0,66%	0,00%	4,64%
n-Hexane	0,41%	0,00%	2,37%
n-Heptane	0,29%	0,00%	1,05%
n-Octane	0,08%	0,00%	0,22%
n-Nonane	0,01%	0,00%	0,01%
n-Decane	0,00%	0,00%	0,00%
Nitrogen	1,31%	0,19%	3,48%
Oxygen	0,00%	0,00%	0,00%
CO <sub>2</sub>	24,81%	15,67%	17,24%
H <sub>2</sub> O	3,24%	3,18%	3,23%
Hydrogen	46,52%	63,12%	47,11%
CO	6,79%	2,32%	7,53%
MEAmine	0,01%	0,02%	0,02%