



Universidad Nacional  
**SAN LUIS GONZAGA**



## **Reconocimiento-NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional**

Esta licencia permite a otras combinar, retocar, y crear a partir de su obra de forma no comercial, siempre y cuando den crédito y licencia a nuevas creaciones bajo los mismos términos.

<http://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0>



UNIVERSIDAD NACIONAL SAN LUIS GONZAGA  
EVALUACIÓN DE ORIGINALIDAD

**CONSTANCIA**

El que subscribe, deja constancia que se ha realizado el análisis con el software de verificación de similitud al documento cuyo título es:

**DISEÑO DE UN REACTOR PARA LA OBTENCIÓN DEL METANO A PARTIR DE LA SÍNTESIS DEL DIOXÍDO DE CARBONO PRODUCIDOS EN LA COMBUSTIÓN**

Presentado por:

**MARIA YOLANDA SORIA QUISPE**

**STEFANY KIMBERLY MAQUERA LINARES**

Autor de la tesis del nivel de **PREGRADO** de la Facultad de **INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA**. El Resultado obtenido es **7%** (PORCENTAJE DE SIMILITUD) por lo cual se otorga el calificativo de:

**APROBADO**, según Reglamento de Evaluación de la Originalidad.

Se adjunta al presente el reporte de evaluación con el software de verificación de originalidad.

Observaciones:

El porcentaje de similitud obtenido es menor del 20%, establecido como máximo por Reglamento de Evaluación de Originalidad.

Ica, 22 de junio del 2021

**SANTOS HUMBERTO OLIVERA MACHADO**

**DIRECTOR DE LA UNIDAD DE INVESTIGACIÓN**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y PETROQUÍMICA**

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y PETROQUIMICA  
ESCUELA ACADEMICA PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA**



**“DISEÑO DE UN REACTOR PARA LA OBTENCION DEL METANO A  
PARTIR DE LA SINTESIS DEL DIOXIDO DE CARBONO PRODUCIDOS  
EN LA COMBUSTION”**

**BORRADOR DE TESIS PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL  
DE INGENIERO QUIMICO**

**AUTOR:**

SORIA QUISPE, MARIA YOLANDA  
MAQUERA LINARES, STEFANY KIMBERLY

**ASESOR:**

DR. FERNANDO EDUARDO, CANO LEGUA.

**ICA – PERU**

**2019**

## **DEDICATORIA:**

El presente trabajo va dedicado a Dios por habernos permitido llegar hasta este momento importante de nuestra formación académica, quien como guía estuvo presente en nuestros caminos de la vida dándonos fuerza para continuar y no desfallecer. A nuestra familia por ser el pilar más importante para cumplir nuestra meta, siempre apoyándonos y festejando con nosotros cada logro.

# INDICE

## RESUMEN

## INTRODUCCION

## CAPITULO I: FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACION

- 1.1. Antecedentes
- 1.2. Definición del problema
- 1.3. Importancia
- 1.4. Objetivos
  - 1.4.1. Objetivo General
  - 1.4.2. Objetivos Específicos
- 1.5. Hipótesis
- 1.6. Variables
  - 1.6.1. Variables Independiente
  - 1.6.2. Variable Dependiente
- 1.7. Justificación
  - 1.7.1. Justificación Técnica
  - 1.7.2. Justificación Económica
  - 1.7.3. Justificación Social

## CAPÍTULO II: MARCO TEORICO

- 2.1. Hornos de Fundición
- 2.2. Procesos de Combustión

- 2.3.** Ciclos Termodinámicos de los motores de combustión interna
  - 2.3.1.** Ciclo Otto
  - 2.3.2.** Ciclo Ideal Diesel
- 2.4.** Dióxido de Carbono
  - 2.4.1.** Características físicas y químicas
- 2.5.** Dióxido de Carbono
  - 2.5.1.** Características físicas y químicas
- 2.6.** Métodos de eliminación del dióxido de carbono
- 2.7.** Estequiometría de las emisiones de CO<sub>2</sub> en la combustión
  - 2.7.1.** Combustión teórica.
  - 2.7.2.** Composición de las emisiones del CO<sub>2</sub>
- 2.8.** Temperatura máxima y adiabática de los productos de combustión
- 2.9.** Entalpia y eficiencia del proceso de combustión
- 2.10.** Emisión y Concentración de los productos de combustión
- 2.11.** Tecnologías de automoción para reducir emisiones
- 2.12.** Reducción del CO<sub>2</sub> por Absorción con Aminas
  - 2.12.1.** Etapas del proceso de endulzamiento
- 2.13.** Método de la Conversión del CO<sub>2</sub> en gas metano.
- 2.14.** Consumo de CO<sub>2</sub> en la ciudad de Ica
  - 2.14.1.** Consumo de Energía Por Sectores
  - 2.14.2.** Consumo Final de Energía Por Fuentes
  - 2.14.3.** Consumo Final Total de Energía por Sectores

**2.15.** Emisiones al Ambiente Generadas por el Consumo Final de energía comercial

**2.15.1.** Emisiones de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>)

**2.16.** Tipos de Diseño de Reactores para el Craqueo Térmico

### **CAPÍTULO III: METODOLOGIA DE LA INVESTIGACION**

**3.1.** Estudio Termodinámico

**3.1.1.** Reacción de metanación de dióxido de carbono

**3.2.** Estudio Cinético

**3.3.** Balance de Materia y Energía

**3.4.** Cálculo de diseño del Reactor

**3.4.1.** Sobredimensionamiento del Reactor

**3.4.2.** Material de Construcción del Reactor

### **CAPÍTULO IV: PRESENTACION, ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS**

**4.1.** Análisis de resultados

**4.2.** Parámetros de Diseño Obtenidos

### **CONCLUSIONES**

### **RECOMENDACIONES**

### **REFERENCIAS BIBLIOGRAFÍCAS**



## RESUMEN

En el presente trabajo de investigación desarrollamos el diseño de un reactor para disminuir el dióxido de carbono concentrado que pueden originar en los procesos de combustión al quemar combustibles fósiles o en el proceso de fundición de altos hornos o en los procesos industriales.

En estos últimos tiempos en el cual el calentamiento global originado por el aumento transmitido por gases de efecto invernadero, donde está el  $\text{CO}_2$ , nuestro trabajo es importante, porque intentamos resolver un problema causado por la humanidad, diseñando un reactor para la conversión del dióxido de carbono en metano, este último compuesto puede volver a ser utilizado como fuente de energía optimizando el proceso y reduciendo costos en el proceso industrial.

En nuestro trabajo desarrollamos el marco teórico fijando los conceptos relacionados con la emisión del  $\text{CO}_2$  y la forma de calcular la cantidad de esta sustancia en un proceso de combustión, luego determinamos modelos matemáticos termodinámicos para estimar o predecir la temperatura del proceso adecuada y después proceder al diseño del reactor teniendo en cuenta la cantidad de producto que se va a obtener de acuerdo a la conversión del  $\text{CO}_2$  EN  $\text{CH}_4$ .

Usamos una técnica conocida para desarrollar nuestro trabajo que es el proceso de mecanización del CO<sub>2</sub>, que es la tecnología de síntesis de los óxidos de carbono obteniendo metano como producto.

## INTRODUCCION

La humanidad ha generado un problema que últimamente casi todos los territorios de la tierra intentan resolver, este es el calentamiento global originado por la emisión elevada y sin control de gases con efecto invernadero que perjudican la capa.

Existen diferentes tecnologías para disminuir la concentración del CO<sub>2</sub>, desde la absorción utilizando aminas, uso de tamices moleculares como las zeolitas o el método de síntesis para obtener metano a partir del dióxido de carbono. El metano obtenido en esta tecnología puede ser utilizado como fuente de energía, el cual daría valor agregado a una sustancia que se pierde y dispersa en el ambiente causando daños a nuestra atmosfera.

Evaluando tecnologías, nosotros en nuestro trabajo de investigación determinamos parámetros de diseño en un reactor para sintetizar el CO<sub>2</sub> procedente en los combustibles, para obtener metano aplicando conceptos relacionados a la termodinámica y a la cinética química para evaluar el proceso de conversión del CO<sub>2</sub> en metano.

Por tal motivo se ha propiciado la implementación de determinadas medidas constructivas y operativas que permitan ofrecer una solución viable técnica, cuyo

objetivo es reducir los combustibles fósiles por la exposición de gases contaminantes al medio ambiente.

# CAPITULO I: FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACION

## 1.1. Antecedentes

Se desarrollará, abordando diversos temas relacionados con la Reducción de los gases de combustión en hornos de fundición y procesos en los cuales se involucra la emisión de óxidos de carbono, resaltando fundamentalmente las características de la tecnología empleada, sus ventajas y la incidencia de los gases de combustión sobre el medio ambiente.

Se han realizado estudios que sobre el presente trabajo de investigación el cual presentamos en las siguientes referencias bibliográficas:

1. Ballard, D., "GLP Como combustible vehicular", Hydrocarbon Processing, Vol 45, No.4, pp.137-144, April, 1998.
2. Campbell, J.M., "Gas Conditioning and Processing", 5TH ed., Campbell Petroleum Series, Norman, OK, 1979
3. Campbell, G.R., "Improving NGL plant performance", Oil & Gas Journal, October 24, 1983.
4. Crum, F.S., "There is a place for J-T plants in LPG recovery", Oil & Gas Journal, August 10, 1981.

## **1.2. Definición del problema**

El problema se circunscribe por la contaminación ambiental debido a los gases de combustión producidos por la quema de combustibles y el aumento del parque automotor, que hacen que la concentración del dióxido de carbono en el aire aumente y se produzcan los cambios y fenómenos climáticos en el mundo, el cual pretendemos solucionar en parte con el presente trabajo.

Frente a la problemática nos planteamos el siguiente problema metodológico:

¿En qué medida se puede diseñar un reactor para la obtención del metano a partir de la síntesis del Dióxido de carbono en los gases producidos en la combustión?

## **1.3. Importancia**

El presente trabajo se justifica técnicamente, económicamente y desde el punto de vista social, porque se pretende resolver un problema generado por la excesiva contaminación por efecto de gases producidos por la contaminación, que genera el calentamiento global en el mundo el cual es un problema para la humanidad.

## **1.4. Objetivos**

### **1.4.1. Objetivo General**

Valuar los parámetros de diseño del reactor para la obtención del metano a partir de la síntesis del dióxido de carbono producidos en la combustión

### **1.4.2. Objetivos Específicos**

- Establecer parámetros del diseño de reactor en el proceso de la metanización.
- Evaluar el estudio termodinámico y cinético en el proceso de la conversión.
- Determinar el grado de conversión en el proceso de la metanización.

### **1.5. Hipótesis**

Si es posible aplicar el diseño de un reactor para la obtención del metano a partir de la síntesis del dióxido de carbono producidos en la combustión.

### **1.6. Variables**

#### **1.6.1. Variables Independiente:**

- Diseño de un reactor para la conversión del Dióxido de carbono en metano

#### **1.6.2. Variable Dependiente:**

- Parámetros de diseño del reactor

### **1.7. Justificación:**

#### **1.7.1. Justificación Técnica**

Este trabajo presente se justifica prácticamente, por lo que existe en nuestra región, país y el mundo la tecnología adecuada y necesaria para aplicar esta tecnología y resolver este problema que genera el calentamiento

global, luego se procedería a diseñar los reactores para el proceso de conversión de los óxidos en otros productos, lo que se justificaría con los parámetros termodinámicos evaluados en el presente estudio.

### **1.7.2. Justificación Económica**

El proceso de metanización, traería como consecuencia ampliación de las plantas existentes y que emiten estos óxidos, para proceder a reducirlos y convertirlos en gas metano y utilizarlos como fuentes de energía, lo que generaría mano de obra, trabajo directo e indirecto, donde se amplié o instale plantas de conversión de metano a partir de los óxidos de carbono.

### **1.7.3. Justificación Social**

En el aspecto social se justifica el presente trabajo, porque aparte de generar trabajo directo e indirecto, ayudaría a resolver problemas ambientales y quizás se evitarían los conflictos sociales que se generan por la contaminación ambiental, nuestro trabajo es para minimizar la concentración de óxidos de carbono y darles un valor agregado en el mercado nacional e internacional.



## CAPÍTULO II: MARCO TEORICO

### 2.1. Hornos de Fundición

Es una máquina que se utiliza para fundir metales debido a su forma clásica del mineral. Estos hornos pueden utilizarse para obtener metales como el bronce y hierro.

Como el horno de fundición tiene más recursos y tiempo para elaborar su contraparte primitiva, y no puede construirse en el exterior, procesa los recursos de forma más eficiente, necesitando menos ingredientes para crear la misma cantidad de metal.

Un horno de fundición se puede elaborar dentro de un edificio, no se puede elaborar en vehículos. Mientras tanto en el horno de fundición rudimentario tiene que elaborarse en el exterior.

- **Horno de Reducción Directa (Hierro Esponja – Aceros Arequipa)**

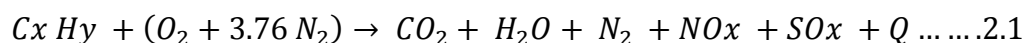
El hierro esponja es un elemento con gran importancia en la elaboración del acero. Lo obtenemos de la planta de reducción directa a partir de la reducción del mineral de hierro que está en forma de “pellets”. Se le llama “hierro esponja” porque cuando se le extrae el oxígeno al mineral obtenemos un producto

metálico poroso y liviano. El mineral de hierro (óxido de hierro) es la materia principal para poder obtener el hierro esponja. Estos, se guardan en silos, para luego ingresar a los hornos.

En los calentadores rotativos se disminuye el mineral de hierro, liberándolo del oxígeno a causa de la actividad del carbón, para cambiar la parte más notable del hierro a su estado metálico y utilizarlo en el calentador eléctrico como carga metálica en el ensamblaje del acero, con el beneficio de obtener un artículo con menor medida de acumulación y mejores propiedades.

## **2.2. Procesos de Combustión.**

La interacción de encendido que se produce en los motores de combustión interna (M.C.I.) es una medida físico-sustancial acabada, no obstante, la fuerza del motor, la productividad financiera (utilización) están afectadas por la consistencia de la descarga de calor y la diferencia de factor de presión y temperatura dentro del cilindro dañado por dicho.



Si Temp.  $\geq 2700^\circ\text{C}$ , posee entonces combustión anormal (incompleta).

*Origina:*

Mala detonación, pre-encendido, post-encendido, autoencendido.

Durante el arranque, cuando un trozo de la mezcla de combustible y aire no se ha quemado, se presenta a variables de factor de presión y temperaturas

inimaginablemente altas debido a la abundante fuerza de los gases de la parte que se ha quemado con éxito, y en tales condiciones se produce otra explosión en el resto de la mezcla, este efecto se conoce como post-encendido. Esta ráfaga provoca un establo metálico y agudo (sacudida), cuyas principales secuelas son la pérdida de fuerza y el sobrecalentamiento del motor. En caso de que este efecto se mantenga durante bastante tiempo y en condiciones absurdas, puede perforar las cámaras.

Justo cuando los almacenes de carbono que se organizan dentro de la cámara de encendido permanecen brillantes, un trozo de la miscelánea de aire e inflamable se consume antes de que se enciendan las luces de destello, este efecto se conoce como pre-encendido o pre-ignición y además provoca conmociones de marca.

Los dos casos, pre-encendido y post-encendido, se llaman autoencendido.

- **Perdida por Disociación**

En el caso de que la  $T^0$  de combustión de la cámara sea de  $1500^{\circ}\text{C}$  o superior, se produce una separación empeorando a  $2000^{\circ}\text{C}$  dichos elementos de inflamación, en consecuencia, asumimos:

El  $\text{CO}_2$  se descompone en  $\text{CO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 - q$

El  $\text{H}_2\text{O}$  se separó en  $\text{H}_2 + \frac{1}{2} \text{O}_2 - q$

Asumimos que “q” es el producto que esta con temperaturas elevadas.

La eficiencia es lo que disminuye el fenómeno de separación.

Se agregan sustancias al petróleo o gas para poder reducir el fenómeno de la separación con el objetivo de que no se produzca a una temperatura de 1500°C pero sí mayor de 1800°C.

Proyectar y mantener un marco de congelación sobresaliente para reducir el fenómeno de separación.

Hacer que el encendido tenga una duración mínima, comprobando el marco eléctrico, afinándolo y evadiendo que se produzcan sacudidas (mezclas contaminadas).

Lograr la consistencia con el límite de la cilindrada, por ejemplo, para garantizar que una medida suficiente de mezcla entra en el motor.

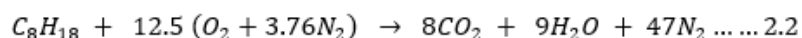
- **Combustión**

Los siguientes criterios se sacaron del libro "Termodinámica Aplicada", Jaime Postigo y Juan Cruz.

- **Clases de combustión:**

**a) Combustión completa:** Esta combustión tiene unos componentes oxidables que se oxidan completamente (uniéndose al oxígeno), como por ejemplo el carbono se oxida y sería Dióxido de carbono y el hidrógeno en agua

Ej. : La ecuación completa de la gasolina es:

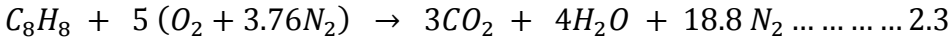


El Hidrocarburo ----> C<sub>8</sub> H<sub>18</sub> (gasolina)

Aire Atmosférico----> O<sub>2</sub> + 3.76 N<sub>2</sub>

**b) Combustión ideal:** Esta combustión es completa, quiere decir que los elementos de los hidrocarburos se van oxidar completamente) logrando que el oxígeno dado sea el minúsculo necesario.

Como ejemplo mostramos la ecuación del gas propano en la combustión:



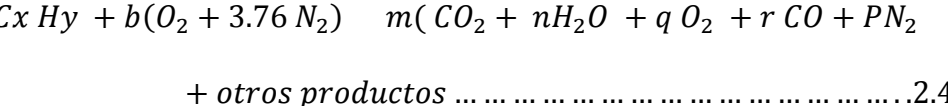
Hidrocarburo: C<sub>3</sub> H<sub>8</sub> (propano)

Aire atmosférico: 5 [O<sub>2</sub> + 3.76 N<sub>2</sub>]

Para esta situación sólo se aportan 5 átomos de O<sub>2</sub> (el mínimo ), en la quema total (pasada), tenía 12,5 partículas O<sub>2</sub>.

**c) Combustión incompleta (real):** el punto en el que el O<sub>2</sub> no consume completamente los componentes de hidrocarburo, punto de los elementos que puede haber combustibles como el CO o el "combustible vivo".

Ej. : Ecuación de combustión incompleta de un Hidrocarburo genérico:



Hidrocarburo genérico: C<sub>x</sub>H<sub>y</sub>

Aire atmosférico: b (O<sub>2</sub> + 3.76 N<sub>2</sub>)

Aparecen en los productos: q O<sub>2</sub> + r CO + otros

**Nota:** Significativo que la ignición sea completa porque:

- Si el CO emerge en los elementos que se queman, provocará el almacenamiento de carbono y, posteriormente, el pre-encendido.
- El O<sub>2</sub> surge en resultados de la inflamación, impulsará la forma en tubo de escape y múltiple de escape.
- Si resurgen elementos diferentes, objeto de estudio en el punto de toxicidad de los M.C.I.
- En el C un Kmol corresponde a el dióxido de carbono y su descarga de energía es de 3,5 mas respondiendo al CO. La consecuencia del CO aplicados a cuerpos provoca migraña, sensaciones de un corte en el corazón, enfermedad y consecuencias de apetito. Todo eso sucede cuando se altera el oxido de carbono provocando una alteración de la sangre, reduciendo la hemoglobina.
- Las condensaciones del oxido de carbono notables por encima del 0,01.... 0,02% (en volumen) se ven manifestaciones de embriaguez y, cuando se trata de 0,2.... el 0,25% tienen unos mareos entre 25 a 30 minutos. El nivel más elevado de foco de oxido de carbono perceptible en todo el mundo es de 1mg/m<sup>3</sup>.

## 2.3. Ciclos Termodinámicos de los motores de combustión interna

### 2.3.1. Ciclo Otto

El arquitecto Nicolas Otto es un alemán que proyecto uno de los primeros motores que tiene su nombre, y que a pesar que es más conocido como motor de gas de 4 tiempos, se puede utilizar de varias formas energéticas como alcohol , butano , etc

- **Tiempos del motor Otto**

- **Tiempo de la primera admisión.** (0-1 cambio de isobara):

- A partir de este instante, el cilindro se halla en el PMS, la válvula de recepción se abre, el cilindro comienza a caer hacia el PMI, ingresando en la cámara comburente además del inflamable mezclado.

- **Tiempo 2º Compresión.** (Cambio adiabática 1-2):

- En el cilindro tenemos el PMI, en ese momento se detiene la válvula y el cilindro empieza su elevación hasta el PMS exprimiendo la combinación. Como el cambio es adiabático no abra movimiento de calor.

- **Tiempo 3º Combustión - desarrollo** (cambio isocórico 2-3 y adiabático 3-4):

- Cuando localizamos al PMS, el cilindro va a generar un destello en la bujía haciendo que este incendie la composición. Durante ese tiempo empieza la carrera rentable solitaria del periodo, logrado que dicho cilindro entre de PMS al PMI.

- **Tiempo 4º Escape o expulsión.** (Cambio isocórico 4-1 e isobara 1-0):

En el momento en que llega al PMI de nuevo, los demás gases son entregados por el cilindro en su altura al PMS. En el momento en que se alcanza el PMS, la válvula de escape se cierra y la de admisión se abre, comenzando otro ciclo con la caída del cilindro.

**Notas:**

- El punto muerto superior conocido por las siglas PMS indica la estatura notable en la que puede llegar alcanzar el cilindro.
- El punto muerto inferior conocido como PMI nos enseña la estatura mas mínima en la que llega el cilindro.
- La carrera es el recorrido que lleva el cilindro al transitar como por ejemplo en el trecho del PMI al PMS.

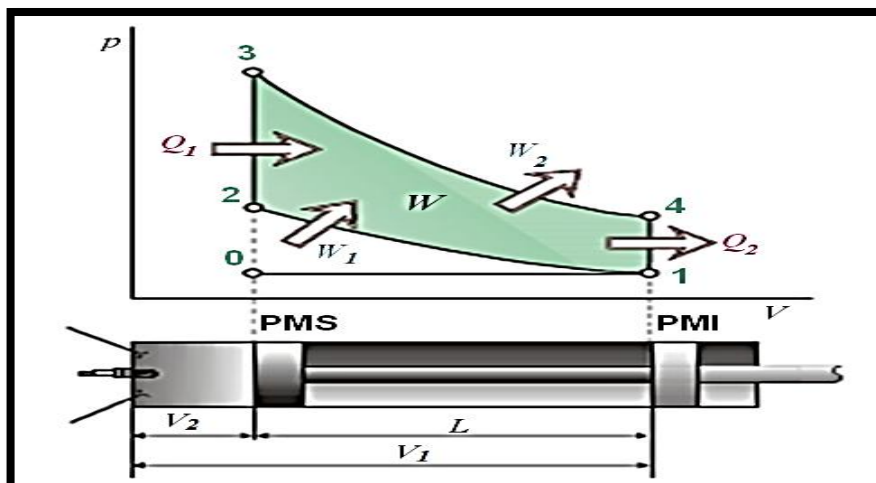
El trabajo neto  $W$ :

$$W = W_2 - W_1$$

- **Ciclo termodinámico Otto**

**Figura 2.1**

Ciclo termodinámico Otto





Transformacion 0-1 y 1-0: isobara a presion atmosferica.

Transformacion 1-2: Adiabatica( $Q=0$ )

Transformacion 2-3: Isocora ( $V = \text{cte}$ )

Transformacion 3-4: Adiabatica( $Q=0$ )

Transformacion 4-1: Isocora ( $V = \text{cte}$ )

$Q_1 \Rightarrow$  calor generado en la combustion.

$Q_2 \Rightarrow$  calor cedido al ambiente perdido.

### 2.3.2. Ciclo Ideal Diesel.

El ingeniero alemán Rudolf Dieses por el siglo XIX diseño un motor que tiene su nombre pero que también se le conoce como motor de gasoil de 4 tiempos , donde se puede usar distintos combustibles como por ejemplo aceites suaves de origen vegetal por ejemplo el aceite de girasol.

- **Tiempos del motor Diesel:**

- TIEMPO primera Admisión. (Cambio de isobaras 0 - 1):

En este momento, el pistón está en PMS, la válvula de admisión se abre, el cilindro comienza a sumergirse hacia PMI, entrando al cilindro solo el comburente (aire).

- TIEMPO 2da de compresión. (Cambio adiabático 1 - 2):

En el momento en que el cilindro llega al PMI la válvula de admisión se cierra y el cilindro comienza su ascenso hacia el PMS empaquetando el aire significativamente. Esta presión eleva la temperatura del aire.

- TIEMPO 3º Combustión - extensión. (Cambio isobárico 2 - 3 y adiabático 3 - 4): En el momento en que el cilindro está cerca del PMS, a través del inyector, el combustible se presenta a un alto factor de prensado, creando una explosión debido al calor irradiado en la rejilla del aire con el

combustible, ampliando impresionantemente el factor de prensado dentro de la cámara. A partir de este momento comienza la única carrera útil del ciclo, haciendo que el cilindro pase del PMS al PMI.

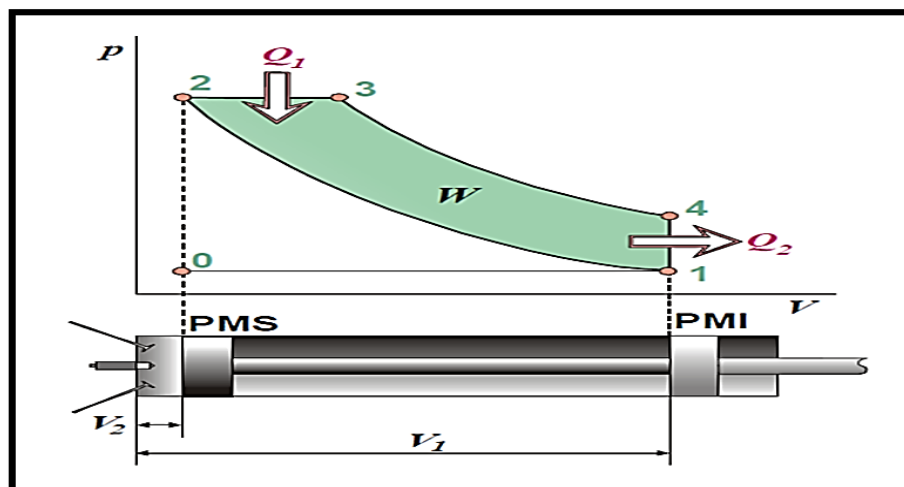
- TIEMPO 4º Escape o expulsión. (Cambio isocórico 4 - 1 e isobárico 1 - 0):

En el momento en que el cilindro llega de nuevo al PMI se abre la válvula de escape realizando la salida de los gases consumidos el aire. El resto de los gases son expulsados por el cilindro en su ascenso al PMS. En el momento en que alcanza al PMS, la válvula de salida se cierra y la de ingreso se abre, comenzando otro período con la decadencia del cilindro.

- Ciclo termodinámico de Diesel
  - $Q_1 \Rightarrow$  Calor generado en la combustión.
  - $Q_2 \Rightarrow$  Calor cedido al ambiente o perdido.

**Figura 2.2**

Ciclo termodinámico Diesel



Transformación 0-1 y 1- 0  $\Rightarrow$  Isobara a presión atmosférica.

Transformación 1-2  $\Rightarrow$  Adiabática

Transformación 2-3  $\Rightarrow$  Isócora

Transformación 3-4  $\Rightarrow$  Adiabática

Transformación 4-1  $\Rightarrow$  Isócora

## **2.4. Dióxido de Carbono**

### **2.4.1. Características físicas y químicas**

Fórmula química: CO<sub>2</sub>

Masa molecular: 44.0 g/mol

Punto de sublimación: -79° C

Punto de fusión: -56.6 a 5.2 atmósferas.

Solubilidad en agua (ml /100 ml a 20° C): 88

Presión de vapor (Kpa a 20° C): 5720

Densidad relativa del gas (aire =1g/m)

## **2.5. Dióxido de Carbono**

### **2.5.1. Características físicas y químicas**

Fórmula química: CO<sub>2</sub>

Masa molecular: 44.0 g/mol

Punto de sublimación: -79° C

Punto de fusión: -56.6 a 5.2 atmósferas.

Solubilidad del agua (ml /100 ml a 20° C): 88

Presión de vapor (Kpa a 20° C): 5720

Densidad relativa del gas (aire =1g/ml): 1.5 g/ml

## 2.6. Métodos de eliminación del dióxido de carbono

El CO<sub>2</sub> componente molesto en gas de síntesis, por ser una sustancia tóxica para catalizar el amoníaco. El dióxido de carbono comprende un gas de síntesis que debe disminuirse a un rango de 50% a 1000 ppmv dependiendo del tipo y el plan de la unidad de expulsión. El ciclo se realiza regularmente después del paso de cambio de monóxido de carbono. El gas del ciclo procedente del convertidor LTS contiene principalmente nitrógeno, hidrógeno, CO<sub>2</sub> y vapor en exceso. El gas se enfría y la mayor parte del vapor es denso antes de entrar en la etapa de evacuación del CO<sub>2</sub>.

Si el desarrollo del dióxido de carbono se basa en la extracción química del dióxido de carbono en el solvente. Hay varios tipos de fase para poder remover el dióxido de carbono desde el gas de síntesis. Todas estas fases funcionan de la misma manera. Estos lavan el gas de alimentación en unas torres para poder ir coleccionando el dióxido de carbono y poder después renovar un solvente en un deservidor y se libere el Co<sub>2</sub>.

En el desarrollo químico , el dióxido de carbono va a reaccionar junto con el solvente químico así va formando un compuesto intermedio , los solventes más usados son las aminas o carbonatos.

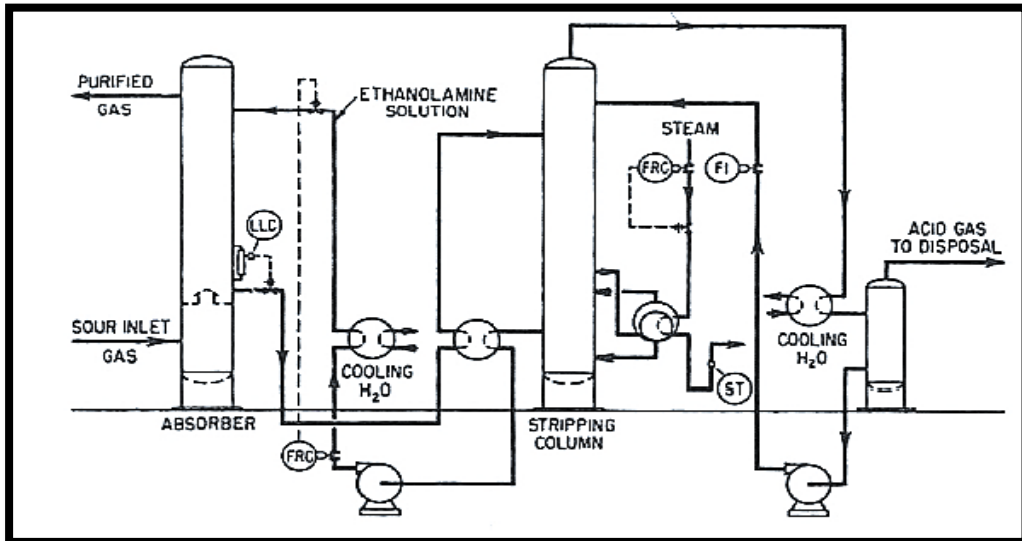
En los procesos de alcano láminas dicho resultado la solución contiene un componente amino. La monoetanolamina , dietanolamina son los solventes más usados .

En estos tiempos los solventes principales en las fases es la alcanolamina activa (a-MDEA).

Estas fases suelen ser usados bajo una presión parcial del dióxido de carbono ,el gas de manutención debería ser independiente SO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, hidrocarburos y partículas, estos dos últimos producen dificultades de proceso en el absorbedor.

**Figura 2.3**

Proceso de Absorción con Alcanol amina.



Antes de que pase por un proceso de absorción ocurre una reacción química en la cual los solventes orgánicos se manejan de forma física para aspirar gas ácido.

En la absorción física sucede la captura de CO<sub>2</sub> fundamentada en su solubilidad, lo cual se relaciona con su presión y temperatura de gas de entrada.

La temperatura mínima beneficia la solubilidad de CO<sub>2</sub> al igual que la mayor presión.

Para regenerar el solvente se puede obtener mediante el flashing a una presión mínima por stripping con gas inerte o vapor.

Un solvente empleado a presión alta sería el Selexo (dimetil éter polietilenglicol) y el otro Rectisol (metanol frío). Manipulando MEA como solvente se eligió un diseño por absorción químicamente para la planta.

Hablando de circunstancias de óptimo carácter para maniobrar el CO<sub>2</sub> se selecciona el MEA a una presión baja. Se puede regenerar de manera fácil gracias a su alcalinidad alta y su destreza al descargar.

## 2.7. Estequiometría de las emisiones de CO<sub>2</sub> en la combustión

### 2.7.1. Combustión teórica.

El carbono del diesel es comprendido 12,7 veces mayor por mol de combustible al del gas natural, esta es la razón por la cual se emite más CO<sub>2</sub> con diesel en combustión estequiométrica o teórica.

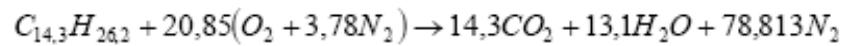
**Cuadro 2.1**

Propiedades Funcionales de los Combustibles

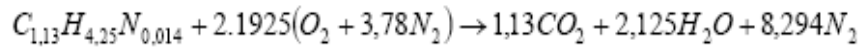
	Fórmula empírica aprox.	M [g/ mol]	Dens. [kg/ m <sup>3</sup> ]	Estado físico	PCI [MJ/ kg]	RAC [kg <sub>A</sub> / kg <sub>C</sub> ]	Emisiones [GCO <sub>2</sub> /MJ]
<b>Gasóleo Diesel</b>	C <sub>14,3</sub> H <sub>26,2</sub>	198,36	832	líq., 15 °C	42,96	14,54	75,85
<b>Gasolina super*</b>	C <sub>7,36</sub> H <sub>11,19</sub> O <sub>0,015</sub>	100	751	líq., 15 °C	40,98	14,05	79,04
<b>Gas natural</b>	C <sub>1,13</sub> H <sub>4,25</sub> N <sub>0,014</sub>	18,05	0,81	g, 0 °C, 0,013MPa	48,9	16,80	56,33

Las reacciones proporcionadas por la combustión del gasóleo de manera teórica y del gas natural con el aire, son:

- Combustión del gasóleo:



- Combustión del Gas Natural. -



La inflamación teórica del gasóleo se manifiesta en 14,3 moles de dióxido de carbono por mol de combustible a los 1,13 que exponemos por mol de gas natural. Los mol de combustible son 12,7 veces más que el diésel, enseguida tenemos las emisiones por mol de gas natural de cada uno de los hidrocarburos que lo forman.

<u>Composición volumétrica (molar)</u>			<u>Reacciones</u>
- Metano	CH <sub>4</sub>	86,15 %	CH <sub>4</sub> + 2(O <sub>2</sub> +3,78N <sub>2</sub> )→ CO <sub>2</sub> +2H <sub>2</sub> O + 7,56 N <sub>2</sub>
- Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	12,68 %	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> + 3'5(O <sub>2</sub> +3,78N <sub>2</sub> )→ 2CO <sub>2</sub> +3H <sub>2</sub> O + 13,23 N <sub>2</sub>
- Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,4 %	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> + 5(O <sub>2</sub> +3,78N <sub>2</sub> )→ 3CO <sub>2</sub> +4H <sub>2</sub> O + 18,9 N <sub>2</sub>
- Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,09 %	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> +6'5(O <sub>2</sub> +3,78N <sub>2</sub> )→ 4CO <sub>2</sub> +5H <sub>2</sub> O + 24,57 N <sub>2</sub>
- Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0,68 %	

Emisiones de CO<sub>2</sub> para cada componente del gas natural:

$$-\text{CH}_4: \frac{0,8615 \text{ lCH}_4}{1 \text{ lGN}} \cdot \frac{1 \text{ molCH}_4}{22,4 \text{ lCH}_4} \cdot \frac{1 \text{ molCO}_2}{1 \text{ molCH}_4} \cdot \frac{44 \text{ gCO}_2}{1 \text{ molCO}_2} = 1,692 \text{ gCO}_2 / \text{ litroGN}$$

$$-\text{C}_2\text{H}_6: \frac{0,1268 \text{ lC}_2\text{H}_6}{1 \text{ lGN}} \cdot \frac{1 \text{ molC}_2\text{H}_6}{22,4 \text{ lC}_2\text{H}_6} \cdot \frac{2 \text{ molCO}_2}{1 \text{ molC}_2\text{H}_6} \cdot \frac{44 \text{ gCO}_2}{1 \text{ molCO}_2} = 0,498 \text{ gCO}_2 / \text{ litroGN}$$

$$-\text{C}_3\text{H}_8: \frac{0,004 \text{ lC}_3\text{H}_8}{1 \text{ lGN}} \cdot \frac{1 \text{ molC}_3\text{H}_8}{22,4 \text{ lC}_3\text{H}_8} \cdot \frac{3 \text{ molCO}_2}{1 \text{ molC}_3\text{H}_8} \cdot \frac{44 \text{ gCO}_2}{1 \text{ molCO}_2} = 0,0236 \text{ gCO}_2 / \text{ litroGN}$$

$$-\text{C}_4\text{H}_{10}: \frac{0,0009 \text{ lC}_4\text{H}_{10}}{1 \text{ lGN}} \cdot \frac{1 \text{ molC}_4\text{H}_{10}}{22,4 \text{ lC}_4\text{H}_{10}} \cdot \frac{4 \text{ molCO}_2}{1 \text{ molC}_4\text{H}_{10}} \cdot \frac{44 \text{ gCO}_2}{1 \text{ molCO}_2} = 0,00707 \text{ gCO}_2 / \text{ litroGN}$$

Similarmente para el caso del gasóleo, en este caso con fórmula empírica:

$$\frac{14,3 \text{ molCO}_2}{1 \text{ mol gasóleo}} \cdot \frac{44 \text{ gCO}_2}{1 \text{ molCO}_2} \cdot \frac{1 \text{ mol gasóleo}}{198,36 \text{ g}} \cdot \frac{832 \text{ g gasóleo}}{1 \text{ g gasóleo}} = 2639,11 \frac{\text{gCO}_2}{\text{litro gasóleo}}$$

Emisiones de CO<sub>2</sub> para el gas natural: 2.221,02 gCO<sub>2</sub> /Nm<sup>3</sup>\_GN.

Emisiones de CO<sub>2</sub> para el gasóleo: 2.639,11 gCO<sub>2</sub>/litro\_gasóleo.

Conociendo el PCI y la densidad de entrambos combustible, se calculan las emisiones por unidad de energía del combustible:

$$\text{EmisionesCO}_2 / \text{energíaGN} = \left( \frac{\text{gCO}_2}{\text{Nm}^3 \text{GN}} \right) \left( \frac{1 \text{ Nm}^3 \text{GN}}{0,81 \text{ kgGN}} \right) \left( \frac{1 \text{ kgGN}}{48,9 \text{ MJ}} \right) = 56,07 \frac{\text{gCO}_2}{\text{MJ}_{\text{GN}}}$$

$$\text{EmisionesCO}_2 / \text{energía}_{\text{gasóleo}} = \left( \frac{\text{gCO}_2}{\text{litro}_{\text{gasóleo}}} \right) \left( \frac{1 \text{ litro}}{0,832 \text{ kg}} \right) \left( \frac{1 \text{ kg}}{42,96 \text{ MJ}} \right) = 73,84 \frac{\text{gCO}_2}{\text{MJ}_{\text{gasóleo}}}$$



Podemos observar que la reducción de emisiones al usar el gas natural representa al 24% a las emisiones con gasóleo de energía del combustible.

### 2.7.2. Composición de las emisiones del CO<sub>2</sub>.

Hallando la continuidad de emisión anual de dos flotas de autobuses y taxis a GNC o gasóleo, en la cual se compara el ahorro de emisiones respecto de usar gas natural del gasóleo.

Haciendo énfasis al mecanismo de emisiones de potencia mecánica la cual el motor tiene una media útil, refiriendo el factor de uso al cual refiere.

Emisiones de CO<sub>2</sub> por [kWhmec]:

$$EmisionesCO_2 [g / kWh_{mec}] = \frac{xgCO_2 \cdot 1}{MJ} \cdot \frac{3,6MJ}{\eta_{motorGN} kWh}$$

Emisiones de CO<sub>2</sub> por [km]:

$$EmisionesCO_2 [g / km] = \frac{xgCO_2 \cdot 3,6MJ}{MJ_{GN} kWh} \cdot \frac{Energía\_almacenable\_en\_depósito[kWh]}{Autonomía[km]}$$

## Cuadro 2.2

Comparación de Emisiones de CO<sub>2</sub> para dos flotas de 250

FLOTA DE TAXIS		FLOTA DE AUTOBUSES		
GNC	GASÓLEO	GNC	GASÓLEO	
713	793	658	840	<i>gCO<sub>2</sub>/kWh<sub>mec</sub></i>
448,21	498,53	1.151	1.470	<i>gCO<sub>2</sub>/km</i>
4.437	4.935	14.179	18.110	<i>tmCO<sub>2</sub>/año-flota</i>
10%		22%		<i>% Ahorro anual</i>
498		3.931		<i>Ahorro anual tmCO<sub>2</sub>/año-flota</i>

Por tanto:

- Para una flota de taxis el ahorro en emisiones al año de CO<sub>2</sub> es de 10%, respecto de si se usa gasóleo.
- En el caso de la flota de autobuses es un 22% de ahorro.

### 2.8. Temperatura máxima y adiabática de los productos de combustión

Se utiliza un modelo de combustión basado en metano, componente importante del gas natural, compuesto de oxígeno y nitrógeno empleando el aire de oxidante, en el cual se desecharán argón y trazas.

Se tendrá en cuenta que el precalentamiento del aire es 298,15 K y 1 atm. La temperatura mayor que consiguen los productos de combustión es la adiabática de llama. Se lograra la temperatura cuando se calienten los productos integralmente con la totalidad de calor del proceso.

La disociación de fenómenos es considerada para el cálculo de temperatura de la llama adiabática, la cual se da por iteración Scientia et Technica Año

XI, No 29, Diciembre de 2005. UTP 140 haciendo cumplir en los productos dicha expresión con la temperatura.

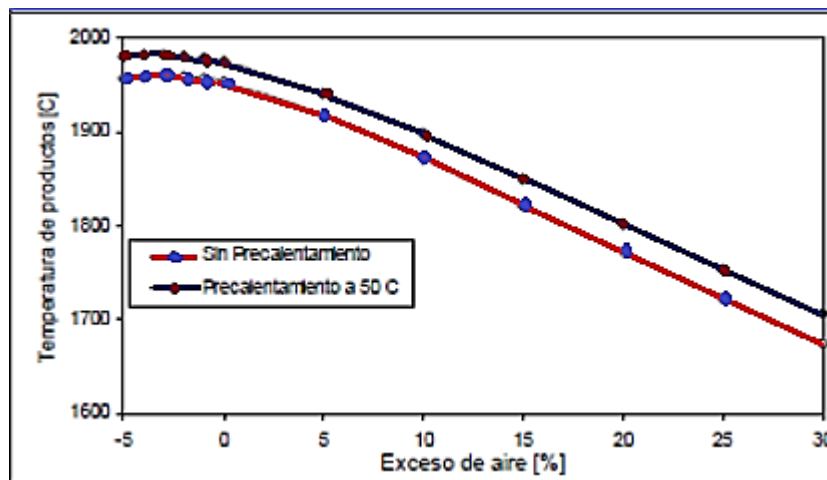
$$H_{reactantes} = H_{productos} \quad (1)$$

La entalpia del combustible y del aire son descritas en dicha ecuación (1)  $\Delta H$  reactantes su participación en el proceso de combustión.

Se dice que para lograr la entalpia  $\Delta H$  productos se debe emplear toda la energía en la cual los humos de combustión elevaran la temperatura y no se perderá calor en el medio, obteniendo así una temperatura mayor.

**Figura 2.4**

Influencia del exceso de aire y su precalentamiento en la temperatura de los productos de combustión.



De acuerdo a lo que señala la figura 2.4 los productos de combustión alcanzan su temperatura máxima cuando ocurre un incremento excesivo del aire en el proceso de combustión. Se puede denotar que la temperatura alcanza su máximo grado cuando se lleva cabo una mezcla rica o el aire se encuentra defectuoso hasta un 3%.

En una mezcla ligeramente rica se da la máxima temperatura adiabática de llama, que se asocia mayormente a una condición estequiométrica para la disociación de mayores y menores especies respectivamente ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$ ) y ( $\text{CO}$ ,  $\text{HO}$ ,  $\text{NO}$ ,  $\text{NO}_2$ , entre otras) con la condición real, se incrementa la temperatura por la reducción del calor específico de los productos.

Obsérvese el impacto del precalentamiento del aire de combustión. En el momento en que este aire no entra a  $25\text{ }^\circ\text{C}$  sino a  $50\text{ }^\circ\text{C}$ , las temperaturas del fuego aumentan, lo que conlleva un mayor aporte de calor a la carga y una disminución del aprovechamiento energético del ciclo. No menos importante es el control de la abundancia de aire, ya que un incremento excesivo de aire provoca un descenso poco común de las temperaturas del fuego.

## **2.9. Entalpia y eficiencia del proceso de combustión**

Por la temperatura se indica una energía nuclear que los elementos en combustión tienen. Energía accesible  $Q_{\text{disp}}$ , entendida como medida de energía que sabe transformarse en útil, más prominente cuanto más fríos

sean los gases de la tubería que salen de la interacción de calentamiento de una pila, lo que demuestra una enorme utilización de la energía nuclear. El calor accesible se caracteriza como:

$$Q_{disp} = PCS - Q_{gases} \quad (2)$$

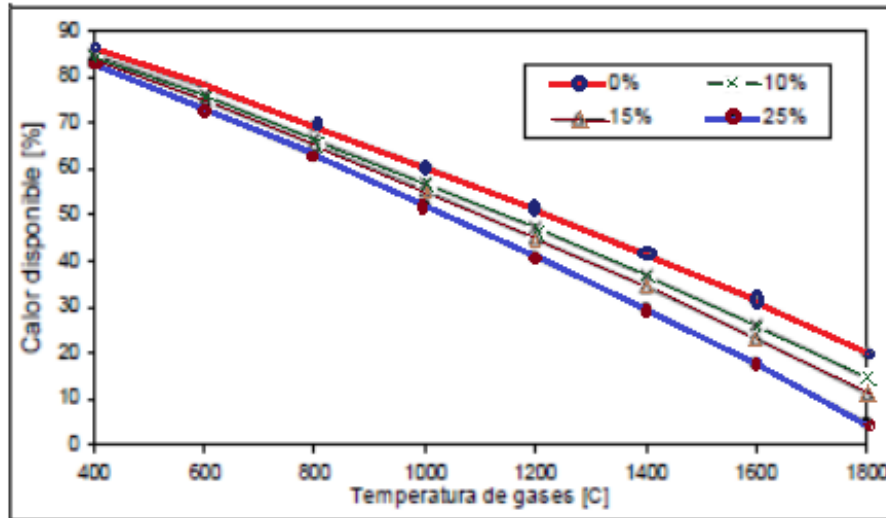
Donde:

PCS: es poder calorífico superior del combustible.

Qgases: la energía contenida en los gases de combustión, equivalente a la entalpía de productos a la temperatura de rendimiento  $\Delta H_{prod}$  a T menos la entalpía de los productos a 298,15 K.

**Figura 2.5**

Porcentaje de calor disponible respecto al poder Calorífico superior como función de la temperatura de los gases de combustión y el exceso de aire.



$$\eta_{comb} = \frac{PCS - (H_{prod} - H_{react})}{PCS} * 100\% \quad (3)$$

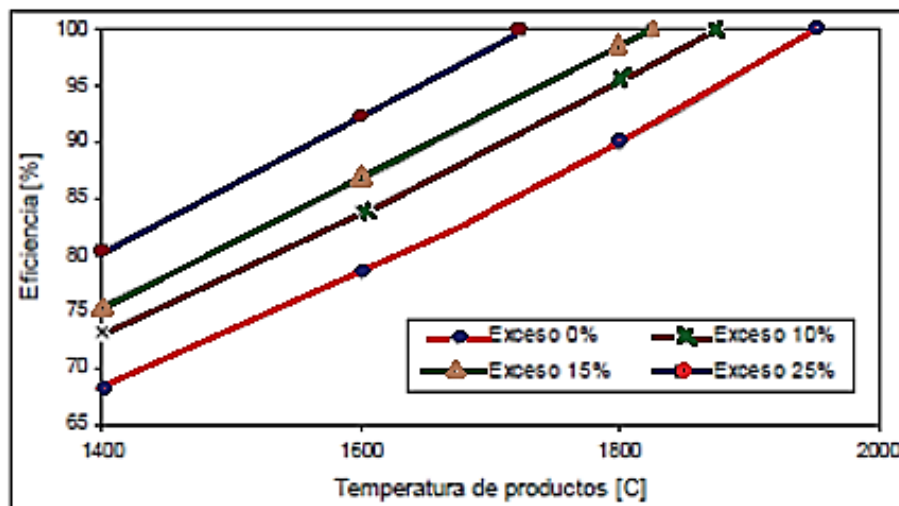
La eficacia de la interacción de la combustión está relacionada con la energía sintética que es posible cambiar en el calentamiento de los elementos de ignición, y es del 100% si toda la energía compuesta que se guarda en el combustible se convierte en calor accesible del ciclo. Sabiendo la temperatura de los reactivos; la entalpía de respuesta, y la T de elementos de ignición rápidamente después en el tubo de escape del motor y su energía contenida  $\Delta H_{prod}$ , la productividad puede caracterizarse como:

La figura 2.6 nos muestra la conducta de la eficacia de combustión según la  $T^\circ$  de dichos gases que salen del proceso de la combustión

Obsérvese cómo para un aire descrito por su riqueza, la competencia aumenta a medida que la temperatura del gas aumenta. Esto infiere una elevada temperatura de los componentes de ignición, concisamente en la fuente del motor por ejemplo en el tubo de escape, es normal para el menor impacto de las desgracias de calor debido al avance del agua como humo  $H_2O(v)$ , a través de la división de especies de respuestas que seann endotérmicas y las disminuciones en el fuego radiante de calor.

**Figura 2.6**

Eficiencia de combustión vs temperatura de productos y exceso de aire.



Cuando se analizan las combustiones para diversas abundancias de aire a una temperatura similar de los productos, se entiende lo siguiente. Combustión sin sobreabundancias en el cual los productos están a una temperatura similar a la de un exceso de combustión y una expansión calórica similar para cada módulo de combustible PCS, demuestra que el ciclo de combustión es más productivo. Además, es notable ya que el excedente de aire es una carga térmica que indistintamente debe ser calentada incluso al nivel de temperatura investigado, por lo tanto, acontece un uso superior de la energía del portador energético.

Es normal en ese punto, que para el encendido en motores de productividad comparable y que trabajan con un combustible similar, la temperatura de los elementos será más alta en el quemador que utiliza la mayor cantidad de aire sin sobreabundancia, ver Figura 2.7.

Obsérvese igualmente cómo los encendidos por abundancia no crean niveles de temperatura tan mayores como las combustiones estequiometrias.

Por lo general, se trabaja con un 15% de aire en abundancia para limitar el peligro de posibles gases no quemados. Utilizar sobreabundancias más altas sería desfavorable energéticamente y utilizar abundancias excepcionalmente bajas provocaría combinaciones alternas de combustible y aire con la consiguiente generación de no quemados y los riesgos relacionados con inquemados inflamables.

## 2.10. Emisión y Concentración de los productos de combustión

En la práctica de las pruebas para la evaluación de artículos en combustión, las evaluaciones de CO<sub>2</sub> u O<sub>2</sub>, CO y NO<sub>x</sub> suelen ser significativas. Tanto el dióxido de carbono CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> están relacionados con la eficacia para la combustión junto con la temperatura del gas.

La presencia de monóxido de carbono CO implica que la competencia disminuyó (la respuesta para la edad de monóxido es endotérmica), sin embargo, su importancia como se indica por la nocividad y el peligro de combustibilidad es gustada. El monóxido de carbono es sorprendentemente arriesgado ya que es difícil de reconocer sin un instrumento de prueba, y las consecuencias de su fijación y tiempo abierto pueden ir desde suaves dolores de cabeza hasta la muerte.

Los NO<sub>x</sub> son responsables de la disposición de los ácidos en el clima añadiendo a producción de aguaceros corrosivos, y han sido muy posiblemente los últimos partidarios del avance mecánico de la quema de hardware.

Continuadamente, se muestran los aspectos de fijación de los elementos de ignición referenciados en función de la temperatura de los gases y de las diversas sobreabundancias de aire. La información contenida en dichas imágenes constituye una muestra para la investigación de los elementos de ignición.

La forma de obtener estos focos se llevo a cabo con el programa STANJAN pensando en la separación de especies.



Es significativo que los resultados lanzados por el programa son sobre una premisa húmeda, es decir, consideran el agua como humo esencial para los gases. De esta manera, la revisión se realiza en una premisa seca, normalmente utilizada por el hardware de examen de gases, a través de la articulación:

$$X_{i\text{seca}} = X_{i\text{húmeda}} \frac{N_{\text{mezcla-húmeda}}}{N_{\text{mezcla-seca}}}$$

Donde:

$\chi_i$ , seca es la fracción molar o concentración en base seca

$\chi_i$ , húmeda es la fracción molar en base húmeda

$N_{\text{mezcla-húmeda}}$  es el número de moles total en la mezcla húmeda

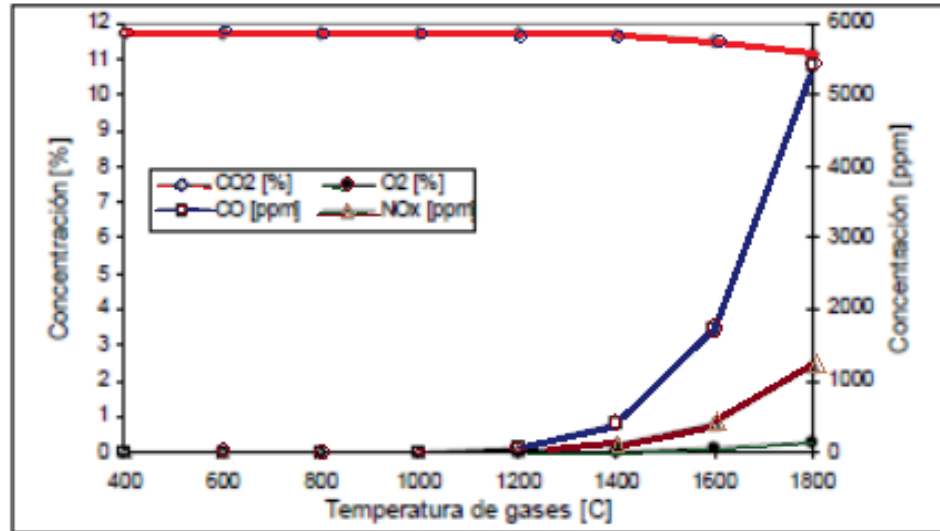
$N_{\text{mezcla-seca}}$  es el número de moles total en la mezcla seca

En la figura 2.7 muestra una concentración de especies en nulo o 0% de exceso de aire. Aplicable para especificar la mantención de CO<sub>2</sub> en un nivel de 12%, reduciendo ligeramente después de 1200 °C , comenzando la obtención de CO, como resultado de los impactos del fenómeno de separación. Este focalizado con la combustión de gases en altas temperaturas comprendería un verdadero problema medioambiental y los niveles de CO convendrían mantenerse en un límite de 400 ppm según las directrices instauradas por la Agencia de Protección Ambiental (EPA) y las normas técnicas peruanas (NTP).

Los niveles de NO<sub>x</sub> también aumentan con la separación creada por el aumento de la temperatura del gas y deben mantenerse en 40 ppm.

**Figura 2.7**

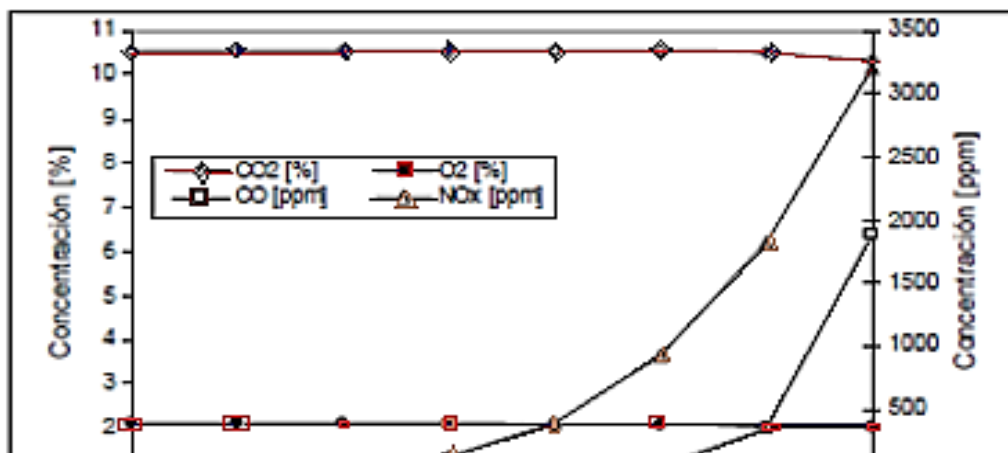
Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 0%.



Los impactos de aire empiezan a notarse como se puede observar en la figura 2.8. Cuando observamos detenidamente podemos notar que el CO disminuye perfeccionando las condiciones ambientales en general. Debido a la abundancia vemos que se agrupa alrededor del 2% reduciéndose ligeramente a medida que sube la temperatura produciendo los óxidos de nitrógeno.

**Figura 2.8**

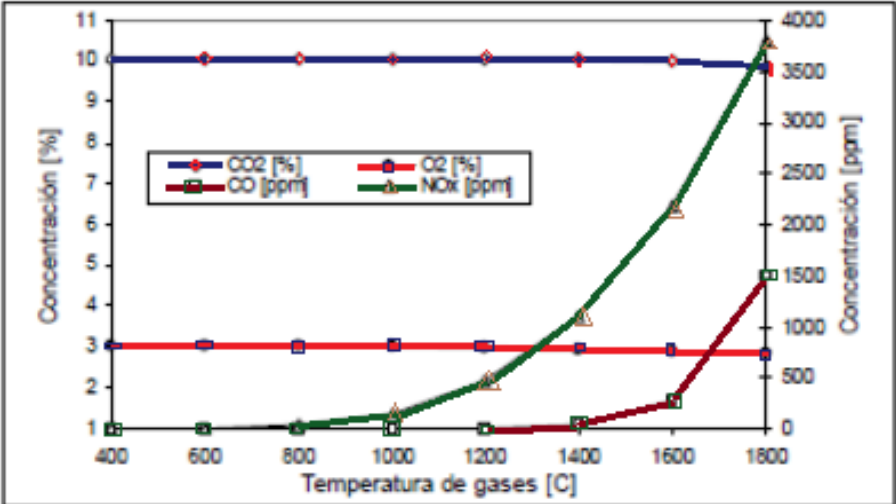
Concentración en base seca vs temperatura de producto para un exceso del 10%.



En la figura que veremos a continuación (2.9) tenemos de referencia para la búsqueda de la combustión en los motores de gas. Todo esto se da porque los maestros de obras prefieren trabajar con sobreabundancias de aire en un porcentaje del 15%. Cuando el motor empieza a trabajar las concentraciones de dióxido de carbono deberían estar en un 1%, las concentraciones de O2 en un 3% y los gases reactivos no varían su temperatura. Las consecuencias cuando se descarga los gases de combustión suelen ser venenosos cuando están a altas temperaturas.

**Figura 2.9**

Concentración en base seca vs temperatura de productos para un exceso del 15%.

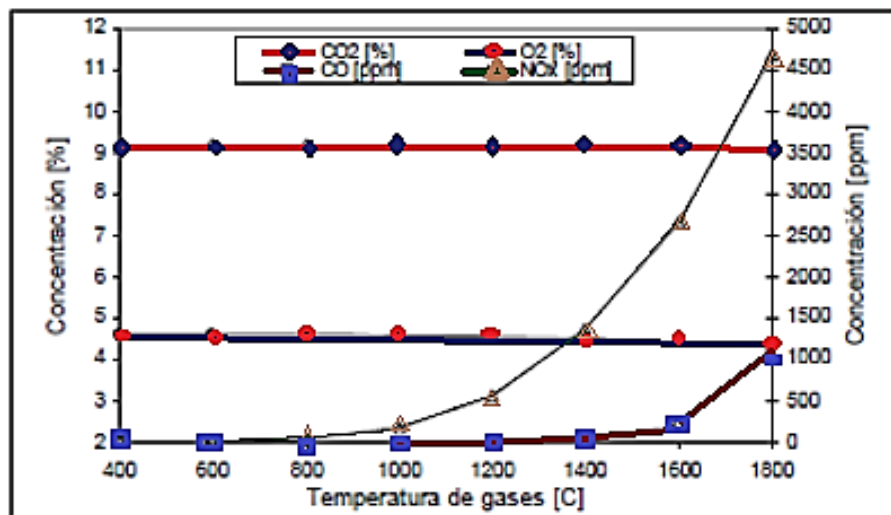


La figura 2.10 nos muestra excesos de altos aires, instituyen una disminución significativa de la eficacia cálida del ciclo debido a la energía consumida por el aire de excedencia. Además, como demuestra el patrón de fijaciones frente al aire de exceso de abundancia, los aumentos de NOx se tornan más observables

Los dibujos son elementos que nos ayudan a sacar una conclusión del gas, ya que hace llegar más fácil a la temperatura de los gases y el nivel del oxígeno , dióxido de carbono y oxido de carbono para resolver la abundancia de aire con la que trabaja el quemador y de esta manera reducir la productividad de interacción .

**Figura 2.10**

Concentración en base seca vs temperatura de Productos para un exceso del 25%.



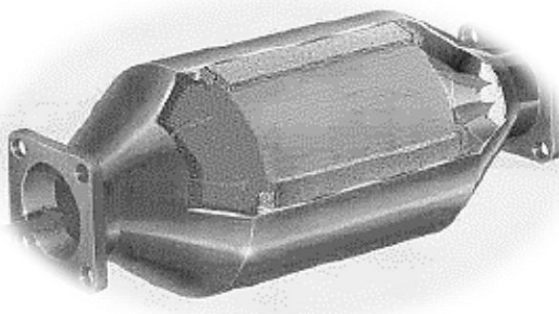
## 2.11. Tecnologías de automoción para reducir emisiones.

En los avances la disminución de flujos de salida de los vehículos ha sido presentación de los catalizadores, que pasaron a ser obligatorios para la gasolina en el año 1992.

Los catalizadores se introducen en el motor y el tubo de salida. Estos son unos dibujos de cerámica que tiene una forma de colmena con una capa de metales nobles , como el platino , paladio o rodio . Con este grafica se lograra una alta proporción entre la región de la superficie y el volumen .

**Figura 2.11**

Tubo de escape con catalizador



Los motores de gasolina (que encienden por bujías) tienen "catalizadores de tres vías", y se alegan por el hecho de que disminuyen los flujos de salida de tres contaminaciones: CO, hidrocarburos y NOX. El catalizador de tres vías se compone realmente de 2 partes inconfundibles; un

catalizador en disminución que reduce el NO nocivo en  $N_2$  y  $O_2$  [ $2NO > N_2 + O_2$ ] y un catalizador de oxidación se encarga de oxidar el CO y los hidrocarburos destructivos, convirtiéndolos en  $CO_2$  y  $H_2O$ .

Para que el catalizador de disminución funcione, las medidas (proporción entre las masas inflamables y de comburentes (aire) introducidos en los cilindros) deben ser extremadamente cercanas a la estequiometría, que es el punto en el que esta proporción es perfecta para lograr la combustión total sin sobreabundancia de aire o combustible. Para poder asegurar que se cumplen las condiciones de funcionamiento, se hace la colocación de un sensor de oxígeno antes de catalizar, seguida a una unidad de comprobación eléctrico que se encarga de medir el combustible que se introduce en los cilindros.

Las máquinas de Diesel están fabricadas para trabajar con abundante aire, Como por ejemplo con unas medidas inferiores a las estequiométricas, lo que hace imposible que funcionen los motores de reducción y de esta forma los motores solo tendrán catalizadores de oxidación. Con esto los motores tienen emanaciones de NOX mucho más que los motores de gasolina.

Los gases de escape son recirculados (EGR) es un procedimiento para disminuir las emanaciones de  $NO_x$  del vehículo. Para ver cómo funciona,

hay que tener en cuenta que los  $\text{NO}_x$  se forman cuando las altas temperaturas de fuego en el interior de cámara logran que el  $\text{O}_2$  y el  $\text{N}_2$  del entorno sean consolidados, y además se enmarca mayor  $\text{NO}_x$ .

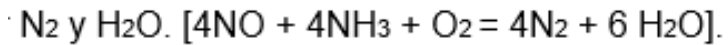
En los gases de combustión tenemos una parte que se dirige a la entrada de los motores con EGR, teniendo un bajo oxígeno a diferencia del aire, también tiene dióxido de carbono, nitrógeno y agua. Los gases de combustión tienen una alta temperatura en las cámaras del motor disminuyen debido a la accesibilidad de menos oxígeno. Esta disminución de la temperatura más extrema disminuye así la disposición de los  $\text{NO}_x$ .

En los EE. UU. los vehículos de gasolina empezaron a utilizar la recirculación de gases de escape. En los años de 1970 antes de que se inicie la catalización de las tres vías, en el continente europeo se colocó en todos los vehículos EGR.

La EGR aumenta en cierta medida la utilización del combustible, por lo que los fabricantes dudan en introducir estos mecanismos en los vehículos comerciales. En cualquier caso, una parte de estos vehículos se equipará con sistemas EGR que cumplan la normativa.

- **La reducción catalítica selectiva (SCR)** La SCR elimina el  $\text{NO}_x$  mediante un catalizador, de lo contrario quien reduce una composición de  $\text{NO}_x$  es la EGR. En este sistema, la urea se

infunde en el gas de escape antes del sistema SCR, dando forma a un álcali (NH<sub>3</sub>), que responde a los NO y el NO<sub>2</sub> :



Los canales de partículas diésel (DPF) usan el sistema de filtración para eliminar las partículas de gases. Dejando un 10 % de partículas de ceniza que se van a reducir cuando este caliente para prevenir que dicho canal no se malogre.

Los procedimientos más usados para ampliar la temperatura en un marco calentado eléctricamente.

Los DPF se utilizan a partir de ahora de forma exclusiva en algunos vehículos nuevos, pero cada vez son más variados, aunque algunos fabricantes se inclinan por otros marcos de contaminación enemigos, ya que los DPF no solucionan los problemas que generan las pequeñas partículas, siendo las más para la prosperidad.

Al ingresar los DPF en los transportes que existe es especialmente confusa y algo inusual.

- **Incremento de la eficiencia del motor**

Los autos de combustible habitual (diésel) se han ganado últimamente la mayor eficiencia de los motores. Esta eficacia se



tiene esencialmente en los motores diesels, seguido con el menor coste del diesel, se ha sumado a la mejora de la visibilidad de los vehículos diésel en Europa a lo largo de los últimos diez años. En los años 1990, se ha fortalecido los motores Diesel para un mejor rendimiento de fuerza.

- **La inyección directa (DI):** Se hacen notables en los transportes de viaje diésel desde el último par de periodos largos de últimos años.

De la misma manera la infusión directa de rieles hay una línea de suministro de combustible de alto factor de  $P^\circ$  normal a todas las cámaras y en la infusión directa con inyector unitario, el alto factor de presión se produce en el momento de la infusión de combustible. En los dos lados , la elevada  $P^\circ$  de infusión se da en la cámara la cual funciona de una manera automatizado el combustible, logrando una ignición más competente y disminuyendo las descargas de gránulos. En las cámaras se manejan electroimanes inequívocamente la suma del instante de la infusión, el cual aumenta cierta productividad en el motor.

## **2.12. Reducción del CO<sub>2</sub> por Absorción con Aminas**

El material más utilizado para la evacuación de gases corrosivos es una reacción de monoetanolamina (MEA - adquirida a partir de sales

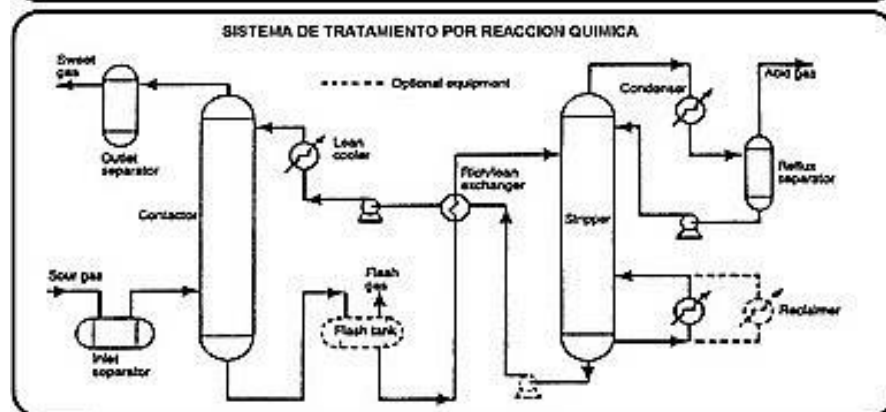
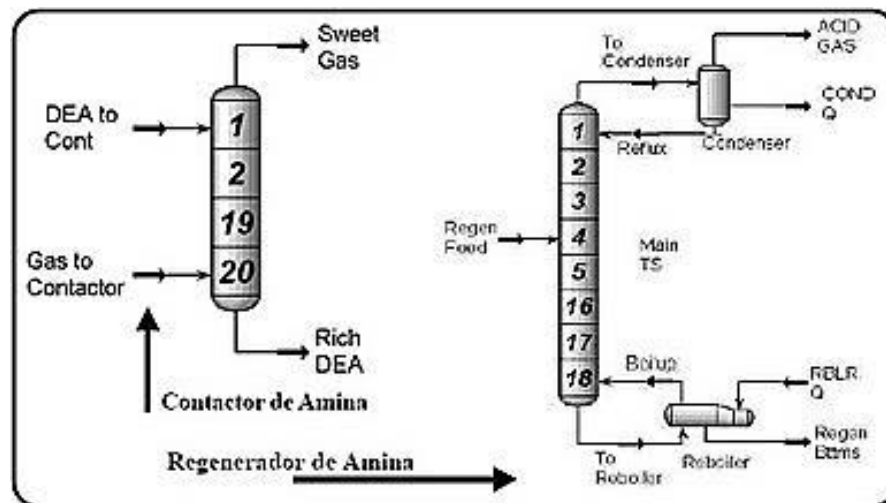
aromáticas). Otros intensificadores de ingeniería utilizados para eliminar los gases destructivos son la dietanolamina (DEA) y el sulfinol (mezcla de sulfolano, disopropanolamina y agua).

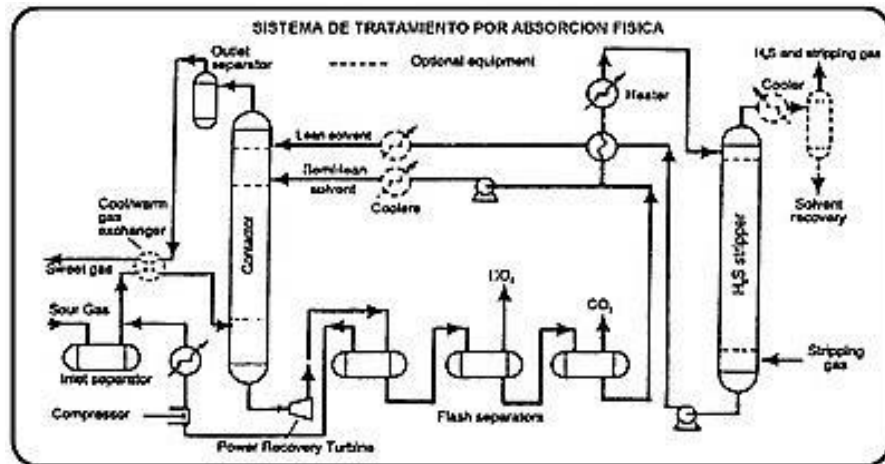
Los dos productos iniciales eliminan los gases destructivos a través de una reacción de la sustancia, mientras que el Sulfinol maneja la razón de una reacción del compuesto sin el mantenimiento real.

Las aminas específicas adivinadas (por ejemplo, MDEA) absorben particularmente SH<sub>2</sub> sobre CO<sub>2</sub>. Las aminas definidas son ofrecidas por diferentes firmas de avance de ciclo, organizadas en base a MDEA, que mejoran la apertura de las plantas de tratamiento

**Figura 2.12**

Diagrama de endulzamiento del gas Natural





- **Plantas con Tamices Moleculares o Membranas.**

Los coladores subatómicos funcionan según pautas comparativas con las referidas hasta ahora en otras estimaciones de tipo de adsorción, y el calor se recupera como se hace allí. Asimismo, se usan varios niveles de debilidad, considerando la sección de la parte inequívoca.

- **Planta de Recuperación de Sulfuro.**

El azufre esencial se obtiene del sulfuro de hidrógeno en el gas destructor a través del ciclo Claus, durante el cual se produce una respuesta en el sulfuro de hidrógeno con el oxígeno que no continúa alrededor del gas destructor y el aire responden de forma no artificial por la ignición en un calentador de tubo de fuego o hervidor. Una parte crítica del gas se enfría para solidificar el azufre que se separa.

Una parte del gas más sulfuroso se mezcla con el condensador fundamental que irradia para obtener la temperatura delta ideal de la fuente de combustible esencial.

La reacción del  $H_2S$  y del  $SO_2$ , combinada con una expansión de la temperatura, ocurre sintéticamente en el reactor, después de lo cual el radiado se enfría y el azufre se densifica y se separa. El gas del reactor posterior se calienta por intercambio con el profluyente de la fuente de fuerza focal. Un poco del gas más ardiente se junta con el profluyente del condensador esencial para procurar la temperatura ideal del sonido de la fuente de fuerza primaria.

La reacción de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre combinada con una expansión de la temperatura ocurre sintéticamente en el reactor después de lo cual la tubería se enfría y el azufre se espesa y se saca. El gas en el reactor posterior se calienta mediante el comercio con la fuente de energía central profluyente.

La reacción resultante en el reactor auxiliar provoca más azufre, que se densifica y se saca en el último condensador. El gas en ese punto pasa a un incinerador donde el azufre en abundancia se transforma en dióxido de azufre y se libera al aire. El cambio de sulfuro de hidrógeno a azufre puede superar el 96% en una planta de este tipo, a pesar de que depende de la sustancia de sulfuro de hidrógeno en el gas destructor. Un tercer reactor puede lograr una recuperación del 97%.

- **Lechos no Regenerativos:**

Algunos gases contienen lo que se suma a las evaluaciones de sulfuro de hidrógeno, sin embargo, la fijación puede superar lo que está predefinido en el contrato de gas disponible para ser comprado para eventos específicos.

La esponja de hierro se produce utilizando óxido de hierro apartado en astillas o virutas de madera. El óxido de hierro se transforma en sulfuro de hierro cuando el gas se rediseña y tiene una vida extremadamente corta.

#### **2.12.1. Etapas del proceso de endulzamiento.**

Son 5:

- a) **Endulzamiento.** Donde el ácido sulfúrico y el dióxido de carbono se extraen del gas mediante algún marco de contacto. Esto se hace en una unidad de mejora y el gas sale de la unidad liberado de estos contaminantes, o tal vez con una sustancia de estos mismos o por debajo de la sustancia adecuada.
- b) **Regeneración.** En este proceso el líquido que eliminó los gases destructivos pasa por una correspondencia de partición donde los gases destructivos son sacados para ser reutilizados para otra etapa de actualización. Los gases irradiados son inequívocamente el  $H_2S$  y el  $CO_2$ , aunque también son concebibles otras mezclas de azufre, como  $RSR$ ,  $SCO$  y  $CS_2$ .

- c) **Recuperación del Azufre.** Dado que el ácido sulfúrico es excesivamente venenoso y difícil de tratar, es conveniente transformarlo en azufre fundamental. En los ciclos de actualización no se utiliza constantemente dicha unidad, cuando el indicador de H<sub>2</sub>S es alto, va ser crítico. El azufre, entre el 90 y el 97% se transforma en sólido o líquido. La idea primaria para recuperación de dicho elemento tiene distinción de H<sub>2</sub>S, dando una calidad sensible, mostrado mayormente.
- d) **Limpieza del gas de cola.** Se expulsa gas de la recuperación de azufre, tiene realmente entre 10% y 3% del H<sub>2</sub>S reducido del gas combustible y debe ser separado, en caso del medidor de H<sub>2</sub>S y de las normas de asistencia biológica y gubernamental. Se sigue eliminando el H<sub>2</sub>S, ya sea cambiándolo por azufre o llevándolo a recuperación. La unidad de limpieza de gases de cola que hay posiblemente si hubiera unidad de recuperación.
- e) **Incineración.** Se expulsa gas de la anterior etapa de gases de cola tiene 1 y 0,3% de H<sub>2</sub>S eliminado, todavía no es razonable que se descargue en el aire y, siendo necesario esta etapa en la que el H<sub>2</sub>S se transforma por ignición en SO<sub>2</sub>, un gas mejor que el H<sub>2</sub>S.

### **2.13. Método de la Conversión del CO<sub>2</sub> en gas metano.**

El cambio de monóxido de carbono es uno de los pasos regulares de desinfección utilizados en numerosas plantas de sales aromáticas. El CO debe

eliminarse porque es una sustancia nociva para el impulso utilizado para la combinación de sales aromáticas. Esta progresión elimina una gran parte del monóxido de carbono (CO) del gas de mezcla y, como se ha demostrado en la respuesta (2.4.8), también produce más hidrógeno.

El cambio de monóxido de carbono a dióxido de carbono se produce en su mayor parte en dos fases: primero un cambio a alta temperatura y después un cambio a baja temperatura.

La respuesta (2.4.8) es exotérmica, por lo que las altas temperaturas son adversas al cambio total. La sustancia de CO de los gases disminuye aproximadamente un 3% (en una premisa de gas seco), lo que se limita por equilibrio a la temperatura de funcionamiento. Lo ideal es que el impulso lleve la respuesta al equilibrio a la temperatura más reducida posible, ya que esto favorece el rendimiento del hidrógeno. El gas HTS se enfría para construir la transformación, y después pasa por el convertidor LTS. El convertidor LTS tiene un impulso que contiene óxido de cobre, óxido de zinc y óxido de aluminio, que se trabaja a unos 200 a 220 °C. La sustancia de CO sobrante del gas del convertidor LTS es tan baja como podría preverse. El exceso de sustancia de CO del gas cambiado es del 0,2 al 0,4% (en una premisa de gas seco). Una vez más, el impulso lleva la respuesta al equilibrio a la menor temperatura concebible, ya que favorece la fabricación de hidrógeno.

## 2.14. Consumo de CO<sub>2</sub> en la ciudad de Ica

Para estimar la contaminación ambiental la medida de combustible consumido en cada zona, por lo que es importante prever la medida de energía consumida por los ejercicios realizados.

Las exportaciones en esta ciudad en los años 2005 eran de 96.016 tj. En cuanto a las exportaciones de gasolina, estas provenían de los campos de Camisea , en cambio las importaciones de hidrocarburos secundario provenían de diferentes zonas del Perú para poder coordinar clientes

### 2.14.1. Consumo de Energía Por Sectores

En los distintos lados de economía, la demanda mayor de hidrocarburos se da en sector de transporte que abarca un 43,4%

**Cuadro2.3**

Distribución de la Demanda de Combustibles en los Sectores Económicos

Sectores Económicos	% Demanda
Residencial y Comercial	9,7
Público	--
Transporte	43,4
Agropecuario y agroindustrial	2,6
Pesquería	2,3
Minero Metalúrgico	26,3
Industrial	15,6
Consumo no identificado	--

- **Sector Residencial y Comercial:**



En Ica en los años 2005 , se consumía 1220 TJ de energía, principalmente GLP usado en el ámbito Residencial , teniendo varios datos como a continuación:

**Cuadro 2.4**

Distribución de la Demanda de Combustibles en el Sector Residencial y Comercial

<b>Sector Residencial y Comercial</b>	<b>% Demanda</b>
GLP	89,4
Gasolinas	0,2
Kerosene	9,4
Diesel	0,4
Petróleos Residuales	0,6

Fuente: Estudio "Investigación de la demanda Energética 2005 regiones del Cusco, Apurímac, Ayacucho, Huancavelica Junín e Ica"

- **Sector Transporte**

En 2005, se usó 5472 TJ, siendo este combustible más famoso era el Diesel con un 73,1%, la dispersión de la demanda de combustible aparece a continuación:

**Cuadro 2.5**

Distribución de la Demanda de Combustibles en el Sector Transporte

<b>Sector Residencial y Comercial</b>	<b>% Demanda</b>
GLP	6,2
Gasolinas	20,7
Diesel	73,1

Fuente: Estudio “Investigación de la demanda Energética 2005 regiones del Cusco, Apurímac, Ayacucho, Huancavelica Junín e Ica”

- **Sector Agroindustrial y Agropecuario**

El uso de energía en el 2005 para Ica en su área agroindustrial y área agraria fue de 328 TJ.

El combustible más utilizado en el territorio agroindustrial era de 328 TJ, siendo el diésel con el 73,5%, la tabla adjunta muestra la dispersión, teniendo en cuenta todo.

**Cuadro 2.6**

Distribución de la Demanda de Combustibles en el Área Agroindustrial y Agropecuaria

<b>Sector Residencial y Comercial</b>	<b>% Demanda</b>
GLP	10,8
Gasolinas	73,5
Diesel	7,8
Petróleos Residuales	8,0

- **Sector Pesquería**

Esta área de pesca, la única utilización de combustible anunciada para el año 2005 es Diesel, dando 295 TJ.

- **Sector Minero Metalúrgico**

Durante el 2005 en Ica se dio uso a 3314 TJ, haciendo que el petróleo moderno sea el combustible más mencionado con el

80,1%, sea como sea, existe igualmente el uso de gas inflamable para este espacio por parte de la Empresa Corporación Aceros Arequipa , Shougang Hierro Perú Minsur S.A.

**Cuadro 2.7**

Distribución de la Demanda de Combustibles en el Sector Minero Metalúrgico

Sector Residencial y Comercial	% Demanda
GLP	1,2
Kerosene	1,6
Diesel	13,7
Petróleos Residuales	80,1

Fuente: “Investigación de la demanda Energética 2005 regiones del Cusco, Apurímac, Ayacucho, Huancavelica Junín e Ica”

- **Sector Industrial**

Ica ordeno la utilización de energía en la Mediana Industria, Pequeña Industria y Gran Industria. En los años 2005, la utilización final de rellenos fue de 1967 TJ, siendo el aceite mecánico el combustible más solicitado con un 88,31%:

**Cuadro 2.8**

Distribución de la Demanda de Combustibles en el Sector Industrial

Sector Residencial y Comercial	% Demanda
GLP	1,95
Kerosene	0,03
Diesel	9,71
Petróleos Residuales	88,31

Fuente: Estudio “Investigación de la demanda Energética 2005 regiones del Cusco, Apurímac, Ayacucho, Huancavelica Junín e Ica”

### 2.14.2. Consumo Final de Energía

#### - Por Fuentes

Se tuvo en cuenta el final completo de 20815TJ que se dio en los años 2005, siendo mas elevada a la de los años anteriores.

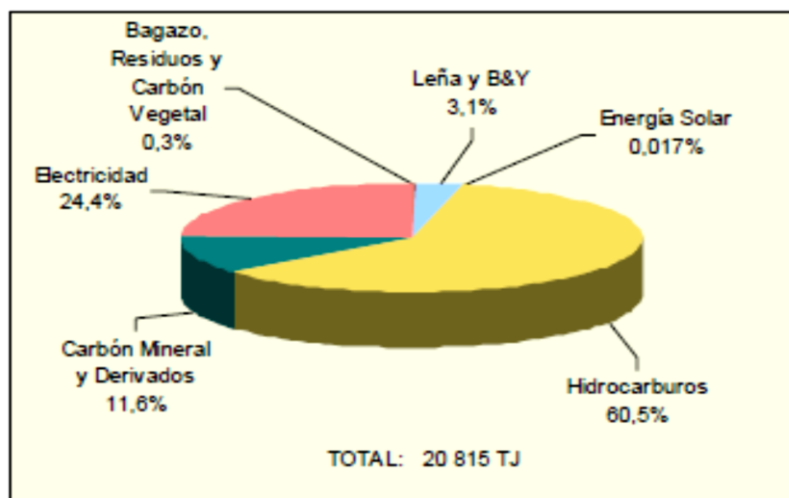
El diseño concluyente se compone de la siguiente forma:24,4% de energía eléctrica;60,5% de hidrocarburos, 11,6% de carbón mineral y derivados; 3,1% de leña, 0,3% de residuos y un nivel bajo de utilización de energía solar, la utilización de esta última fuente es baja, tenemos que su uso se está creando continuamente.

**Cuadro 2.9**

Consumo Final Total de Energía por Fuentes (TJ)	
Diesel Oil	5 189
Electricidad	5 074
Petróleo Industrial	4 424
Carbón Mineral	2 416
Gas Licuado	1 541
Gasolina Motor	1 134
<u>Leña</u>	654
<u>Kersone-Jet</u>	170
Gas Distribuido	140
Carbón Vegetal	55
<u>Residuos Biomásicos</u>	15
Energía Solar	4
Coque	1
Biogás	0.028
TOTAL	20 815

**Gráfico 2.13**

Estructura del Uso Final de Energía por Fuentes: 2005



### 2.14.3. Consumo Final Total de Energía por Sectores

En 2005, el primordial adquirente de energía fue el área de Minería y Metalurgia, que solicitó 11434 TJ (abordando el 54,9% del global), seguida por el área de Transporte con 5472 TJ (26,3%), Residencial, negocios y público con 2550 TJ (12,0%) y por último el área de Agropecuaria, Agroindustria y Pesca con 1404 TJ (6,7%) en toda la Región ICA.

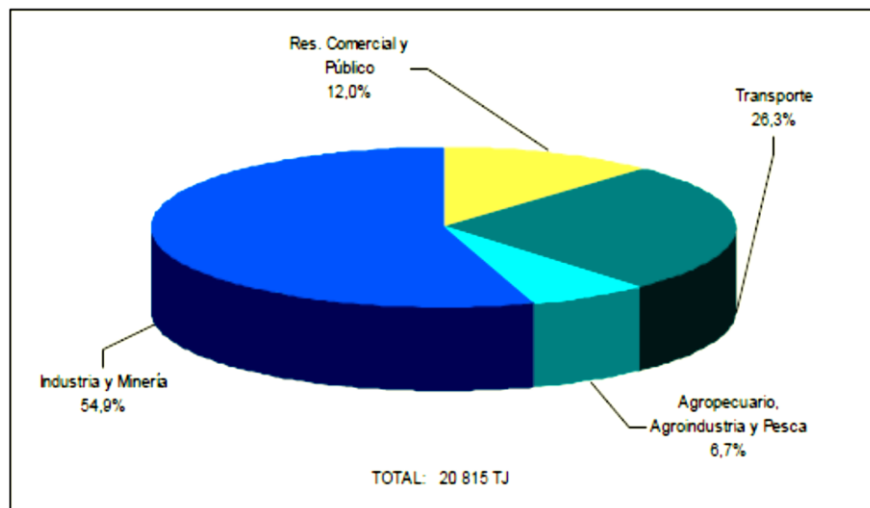
**Cuadro 2.10**

Consumo Final Tc

SECTOR	2005
Res. Comercial y Público	2505
Transporte	5472
Agropecuario, Agroindustria y Pesca	1404
Industria y Minería	11434
TOTAL	20815

**Gráfico 2.14**

Estructura del Consumo Final de Energía por Sectores Económicos: 2005



Actualmente, en los Balances Energéticos Regionales, se piensa en los ciclos de experimentación y en diferentes instancias de utilización de ciertas fuentes que por lo general pasan desapercibidas a nivel público por su irrelevante interés en el marco público, sin embargo en la red provincial son determinantes para la zona, por ejemplo, la energía eólica, el biogás, entre otros.

## **2.15. Emisiones al Ambiente Generadas por el Consumo Final de Energía Comercial.**

En esta parte se presentan los datos de las emanaciones producidas por la utilización de la energía empresarial, por ejemplo, no se consideran las emisiones producidas por fuentes no comerciales, como la leña, la madera, el abono, la yareta y el carbón vegetal.

Para hallar las emanaciones se usa una técnica innovadora del grupo Intergubernamental expertos en los cambios climáticos (IPCC) , este es un herramienta creado por la organización latinoamericana de Energia (OLADE) , teniendo como infomante los coeficientes de emanaciones que obtenemos de los exámenes hechos por la Comision Nacional del Medio Ambiente (CONAM) en el año 2005, donde fueron difundidos en la Primera Comunicación sobre el cambio climático y el inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero.

La técnica del IPCC depende de la estimación de las emisiones por contaminante, según los factores de la conferencia: fuente de energía y actividad energetica realizada todo el tiempo.

La técnica para los avances utiliza las cualidades respondidas por actividades energéticas, creados por la energía, estos son trabajados con los componentes de la contaminación de esta innovación y de acuerdo a ellos son aplicados. A lo largo de estas líneas, los flujos de salida por contaminante se consiguen SOx, CH<sub>4</sub>,CO,CO<sub>2</sub> y gránulos.

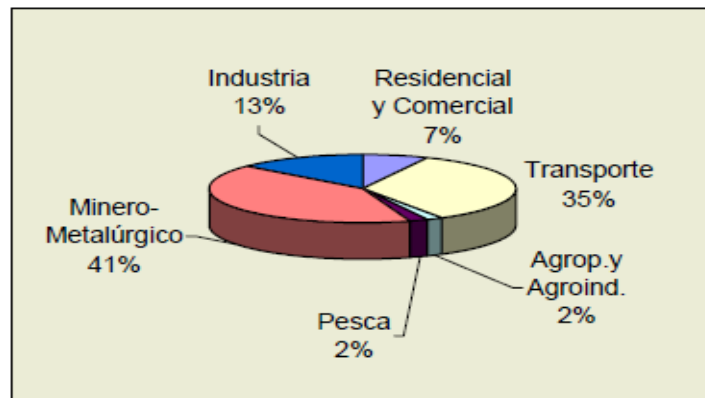
### **2.15.1. Emisiones de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>)**

En los años 2005, se dieron emanaciones CO<sub>2</sub> derivadas de la utilización de diversas fuentes de combustible empresarial fueron de 11466170005,47 kilogramos.

Las actividades realizadas en las áreas de Minería y Metalurgia y Transporte generan emanaciones de CO<sub>2</sub>, con 475946633,74 y 396181360,16 kilogramos (41% y 35%), individualmente.

**Gráfico 2.15**

Estructura de Emisiones de CO<sub>2</sub> por Sectores Región Ica 2005



Fuente: DREM

## 2.16. Tipos de Diseño de Reactores para el Craqueo Térmico

### - Hornos tubulares:

Los reactores para craqueo térmico son reactores tubulares o hornos realmente tubulares debido a las grandes temperaturas a las que están sometidos.

Un horno de pirólisis se compone de una cámara de ignición fijada con material refractario y tubos montados entre los divisores del horno y el techo. Tiene una zona radiante y un segmento de convección en la



cámara principal pero aislado por un divisor o por la entrada fundamental de la chimenea.

Los tubos de convección se utilizan para precalentar la carga, para mantener la temperatura alcanzada en el segmento radiante o para recuperar el calor.

Hay muchos diseños de tubos y ejemplares de corrientes, y todos tienen cierta legitimidad en sus aplicaciones, como se demuestra en la figura.

Las necesidades fundamentales son una capacidad de calentamiento suficiente y una pendiente de temperatura correcta. Para controlar mejor el ángulo de temperatura, la pendiente de temperatura puede cortarse en dos mediante un divisor. La progresión del material primario a craquear pasa normalmente por un tubo solitario o por varios tubos iguales.

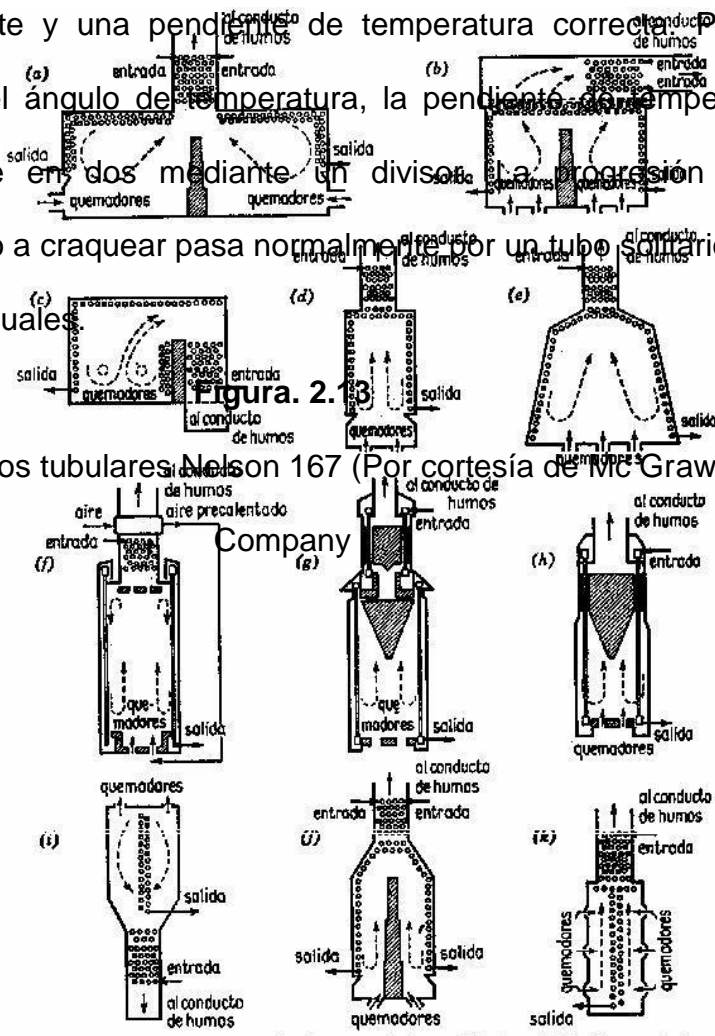
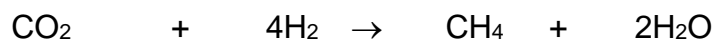


Figura 2.13 Tipos básicos de hornos tubulares Nelson 167 (Por cortesía de Mc Graw -Hill Book Company)

Los diámetros de los tubos son de 3 a 6 in (pulgadas), DI, y estos pueden llegar a ser extensos como de 20 a 40 ft (pies), para una serie de tubos. La velocidad de transferencia de calor en la sección radiante, puede fluctuar entre los valores de 5000 a 25000 Btu/(h.ft<sup>2</sup>) y, para la sección convectiva entre 2000 a 5000 Btu/(h.ft<sup>2</sup>).

- **Reactor esférico de lecho empacado:**

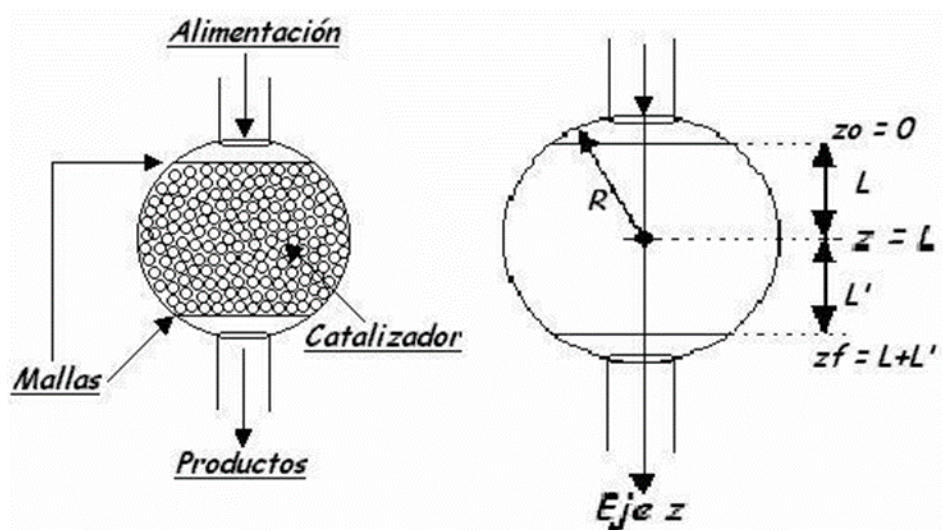
Las reacciones de deshidrogenación de parafinas pueden llevarse a cabo en reactores esféricos empacados, cuando se requieren bolitas de catalizador pequeños y la caída de presión puede ser crítica. Una de las utilidades que tiene este tipo de reactores es que son el enfoque más económico para ocuparse del acuciante problema de la caída de presión. En este reactor, llamado ultraformer, se realizan reacciones de hidrogenación, por ejemplo:



La reacción es de primera orden relativa a la parafina. En la figura 2.14., teniendo en cuenta que el espacio de la sección transversal del reactor está poco cerca del vano y de la salida, la presencia de catalizador allí provocaría una enorme caída del factor de presión, lo que disminuiría la eficacia del reactor esférico. Para solucionar este problema, se colocan mallas cerca de la entrada del reactor y de la salida para retener el catalizador.

**Figura 2.14.**

Reactor esférico



Donde  $L$  es la posición de la malla respecto al centro del reactor, y los valores de integración inicial y final se dan como  $z_0$  y  $z_f$ .

- Reactores de membrana:

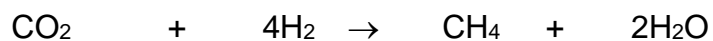
Los reactores catalíticos de membrana pueden elevar el rendimiento de las reacciones que son profundamente reversibles dentro del ámbito de la temperatura de interés. El término reactor de membrana describe algunos tipos distintos de disposiciones de reactores que contienen una membrana. La membrana puede forzar un límite a determinados segmentos mientras permite que otros pasen, impedir que determinados segmentos, como el material particulado, entren en contacto con el catalizador, o contener destinos reactivos y ser un catalizador ella misma.

El reactor de membrana es otro método para empujar las reacciones reversibles a un lado para lograr transformaciones excepcionalmente altas. Estas altas transformaciones pueden lograrse haciendo que uno de los elementos de reacción se difunda hacia el lado opuesto de una película semipermeable que abarque la mezcla de reacción.

## CAPÍTULO III: METODOLOGIA DE LA INVESTIGACION

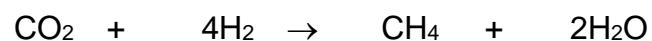
### 3.1. Estudio Termodinámico

#### 3.1.2. Reacción de metanación de dióxido de carbono



- Calculemos el de cambio de entropía, entropía y energía libre de Gibbs a distintas temperaturas.

##### a) A la temperatura de 25 °C



#### 1. Calculamos el cambio de entalpía( $\Delta H^\circ$ ) a 25 °C (298 °K)

Para eso utilizamos la formula termodinámica sobre cálculo de entalpia en reacciones químicas

$$\Delta H^{\circ}_R = \Sigma n_P \Delta H f_P - \Sigma n_R \Delta H f_R$$

$$\Delta H^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = [\Delta H(CH_4) + 2\Delta H(H_2O)] - [\Delta H(CO_2) + 4\Delta H(H_2)]$$

$$\Delta H^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = \left[ -74.85 \frac{KJ}{mol} + 2 \left( -241.8 \frac{KJ}{mol} \right) \right] - \left[ -393.95 \frac{KJ}{mol} + 0 \right]$$

$$\Delta H^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = -164.95 \frac{KJ}{mol}$$

## 2. Calculamos el cambio de entropía( $\Delta S^{\circ}$ ) a 25 °C (298 °K)

Para eso utilizamos la formula termodinámica sobre cálculo de entropía en reacciones químicas:

$$\Delta S^{\circ}_R = \Sigma n_P \Delta S f_P - \Sigma n_R \Delta S f_R$$

$$\Delta S^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = [\Delta S(CH_4) + 2\Delta S(H_2O)] - [\Delta S(CO_2) + 4\Delta S(H_2)]$$

$$\Delta S^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = \left[ 186.19 \frac{J}{mol \text{ } ^{\circ}K} + 2 \left( 188.7 \frac{J}{mol \text{ } ^{\circ}K} \right) \right] - \left[ 213 \frac{J}{mol \text{ } ^{\circ}K} + 4 \left( 131 \frac{J}{mol \text{ } ^{\circ}K} \right) \right]$$

$$\Delta S^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = -173.41 \frac{J}{mol \text{ } ^{\circ}K}$$

## 3. Calculamos la energía libre de Gibbs( $\Delta G$ ):

Para eso utilizamos la formula termodinámica sobre cálculo en reacciones químicas:

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = \Delta H^{\circ} - T\Delta S^{\circ}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = -164.95 \frac{KJ}{mol} \times \frac{1000 J}{1 KJ} - \left[ (298 \text{ } ^{\circ}K) \left( -173.41 \frac{J}{mol \text{ } ^{\circ}K} \right) \right]$$

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}K} = -113273.82 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta G^{\circ}_{298 \text{ } ^{\circ}\text{K}} = -113.27 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$$

**4. Calculamos el  $K_p$  a 25°C:**

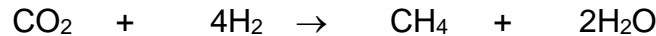
De acuerdo a la siguiente formula se determina la constante de velocidad de reaccion a una temperatura de 25 °C

$$K_p_{25 \text{ } ^{\circ}\text{C}} = e^{\frac{-\Delta G^{\circ}}{RT}}$$

$$K_p_{25 \text{ } ^{\circ}\text{C}} = e^{\frac{-(-113273.82 \frac{\text{J}}{\text{mol}})}{(8.314 \frac{\text{J}}{\text{mol}^{\circ}\text{K}})(298 \text{ } ^{\circ}\text{K})}}$$

$$K_p_{25 \text{ } ^{\circ}\text{C}} = 7.17 \times 10^{19}$$

**b) A la temperatura de 300 °C (573 °K)**



**2. Calculamos el cambio de entalpía( $\Delta H$ ) a 300 °C (573 °K):**

Usamos la siguiente fórmula para cálculo de propiedades termodinámicas:

$$\Delta H_{573} = \Delta H_{298} + \left[ \int_{298}^{573} \Delta C_p dT \right]$$

Procedemos a determinar la capacidad calorífica en función de la temperatura para poder determinar los modelos termodinámicos, que están en el cuadro No. 3.1

**Cuadro N° 3.1:** Valores de la capacidad calorífica en función de la T°

Obtenemos las ecuaciones de los calores específicos:

$$Cp = A + BT + CT^2$$

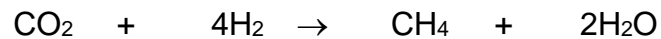
$$Cp_{CH_4} = 34.942 - 3.9967 \times 10^{-2}T + 1.9184 \times 10^{-4}T^2$$

$$Cp_{CO_2} = 27.437 + 4.2315 \times 10^{-2}T - 1.9555 \times 10^{-5}T^2$$

$$Cp_{H_2O} = 33.933 - 8.4186 \times 10^{-3}T + 2.9906 \times 10^{-5}T^2$$

$$Cp_{H_2} = 25.399 - 2.0178 \times 10^{-2}T - 3.8549 \times 10^{-3}T^2$$

Calculamos la  $\Delta Cp$ .



Cp	A	B	C
CH <sub>4</sub>	34.942	$-3.9967 \times 10^{-2}$	$1.9184 \times 10^{-4}$
CO <sub>2</sub>	27.437	$4.2315 \times 10^{-2}$	$-1.9555 \times 10^{-5}$
H <sub>2</sub> O	33.933	$-8.4186 \times 10^{-3}$	$2.9906 \times 10^{-5}$
H <sub>2</sub>	25.399	$-2.0178 \times 10^{-2}$	$-3.8549 \times 10^{-3}$



$$\Delta C_p = C_{p_{CH_4}} + 2C_{p_{H_2O}} - (C_{p_{CO_2}} + 4C_{p_{H_2}})$$

$$\Delta C_p = -26.255 - 1.84 \times 10^{-2}T + 1.57 \times 10^{-2}T^2$$

Reemplazamos en la fórmula para obtener el modelo matemático en función de la T° para la entalpia:

$$\Delta H_{573^\circ K} = \Delta H_{298^\circ K} + \int_{298}^{573} (A + BT + CT^2) dt$$

$$\Delta H_{573^\circ K} = \Delta H_{298^\circ K} + \left[ \int_{298}^{573} -26.255 - 1.84 \times 10^{-2}T + 1.57 \times 10^{-2}T^2 dT \right]$$

$$\Delta H = \Delta H_{298^\circ K} - 26.255T - \frac{1.84 \times 10^{-2}T^2}{2} + \frac{1.57 \times 10^{-2}T^3}{3} \Big|_{298}^{573}$$

$$\Delta H_{573^\circ K} = -164950 - 26.225(573 - 298) - \frac{1.84 \times 10^{-2}(573^2 - 298^2)}{2}$$

$$+ \frac{1.57 \times 10^{-2}(573^3 - 298^3)}{3}$$

$$\Delta H_{573^\circ K} = 671205.60 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta H_{573^\circ K} = 671.21 \frac{KJ}{mol}$$

En este punto empezamos a darle valores a la temperatura y lo reemplazamos en el modelo matemático determinado para la entalpia, cuyos resultados se encuentran en el cuadro No. 3.2

### Cuadro 3.2:

Datos obtenidos del cambio de entalpia ( $\Delta H$ ) a diferentes Temperaturas

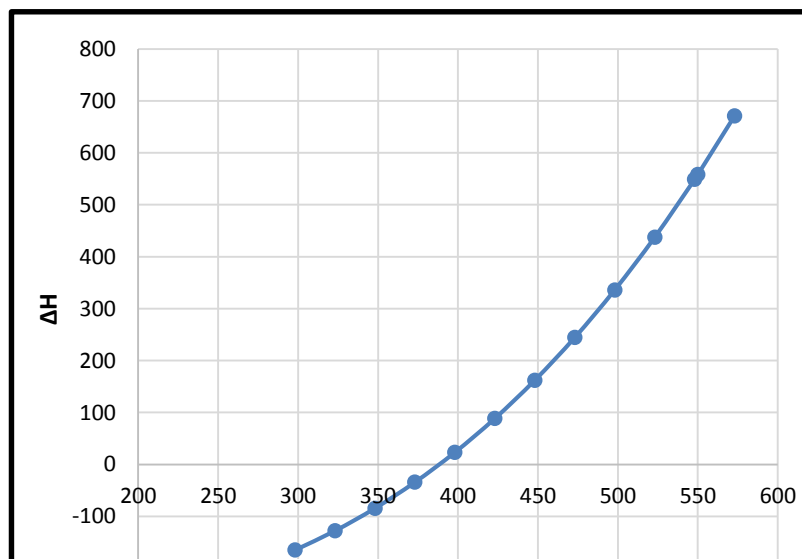
T(°K)	$\Delta H_{573}(KJ/mol)$
-------	--------------------------

298	-164.95
323	-127.91
348	-84.54
373	-34.37
398	23.12
423	88.39
448	161.96
473	244.29
498	335.90
523	437.26
548	548.86
550	558.25
573	671.21

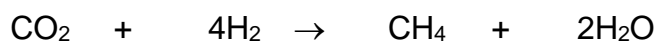
Empezamos a graficar con los datos obtenidos en el cuadro 3.2 y obtenemos el grafico 3.1.

**Gráfico3.1**

Datos obtenidos del cambio de entalpia ( $\Delta H$ ) a diferentes Temperaturas



**3. Calculamos el cambio de entropía( $\Delta S$ ) a 300 °C (578 °K)**



Reemplazamos en la fórmula para obtener el modelo matemático en función de la temperatura para la entropía:

$$\Delta S_{573} = \Delta S_{298} + \left[ \int_{298}^{573} \frac{\Delta C_p}{T} dT \right]$$

**Cuadro 3.3:**

Valores de la capacidad calorífica en función de la Temperatura

<b>Cp</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>
CH <sub>4</sub>	34.942	$-3.9967 \times 10^{-2}$	$1.9184 \times 10^{-4}$
CO <sub>2</sub>	27.437	$4.2315 \times 10^{-2}$	$-1.9555 \times 10^{-5}$
H <sub>2</sub> O	33.933	$-8.4186 \times 10^{-3}$	$2.9906 \times 10^{-5}$
H <sub>2</sub>	25.399	$-2.0178 \times 10^{-2}$	$-3.8549 \times 10^{-3}$

Obtenemos las ecuaciones de los calores específicos:

$$Cp = A + BT + CT^2$$

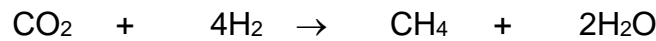
$$Cp_{CH_4} = 34.942 - 3.9967 \times 10^{-2}T + 1.9184 \times 10^{-4}T^2$$

$$Cp_{CO_2} = 27.437 + 4.2315 \times 10^{-2}T - 1.9555 \times 10^{-5}T^2$$

$$Cp_{H_2O} = 33.933 - 8.4186 \times 10^{-3}T + 2.9906 \times 10^{-5}T^2$$

$$Cp_{H_2} = 25.399 - 2.0178 \times 10^{-2}T - 3.8549 \times 10^{-3}T^2$$

Calculamos la  $\Delta Cp$ .



$$\Delta Cp = Cp_{CH_4} + 2Cp_{H_2O} - (Cp_{CO_2} + 4Cp_{H_2})$$

$$\Delta Cp = -26.255 - 1.84 \times 10^{-2}T + 1.57 \times 10^{-2}T^2$$

Reemplazamos en la fórmula para obtener el modelo matemático en función de la  $T^\circ$  para la entropía:

$$\Delta S_{573^\circ K} = \Delta S_{298^\circ K} + \left[ \int_{298}^{573} \frac{-26.255 - 1.84 \times 10^{-2}T + 1.57 \times 10^{-2}T^2}{T} dT \right]$$

$$\Delta S_{573^\circ K} = \Delta S_{298^\circ K} - 26.255 \ln T - 1.84 \times 10^{-2}T + \frac{1.57 \times 10^{-2}T^2}{2} \Big|_{298}^{573}$$

$$\Delta S_{573^\circ K} = -173.41 - 26.255 \ln(573 - 298) + [-1.84 \times 10^{-2}(573 - 298)] + \frac{1.57 \times 10^{-2}(573^2 - 298^2)}{2}$$

$$\Delta S_{573^\circ K} = 1553.40 \frac{J}{mol^\circ K}$$

Luego procedemos a darle valores a la temperatura y lo reemplazamos en el modelo matemático determinado para la entalpia, cuyos resultados se encuentran en el cuadro No. 3.4

### Cuadro 3.4

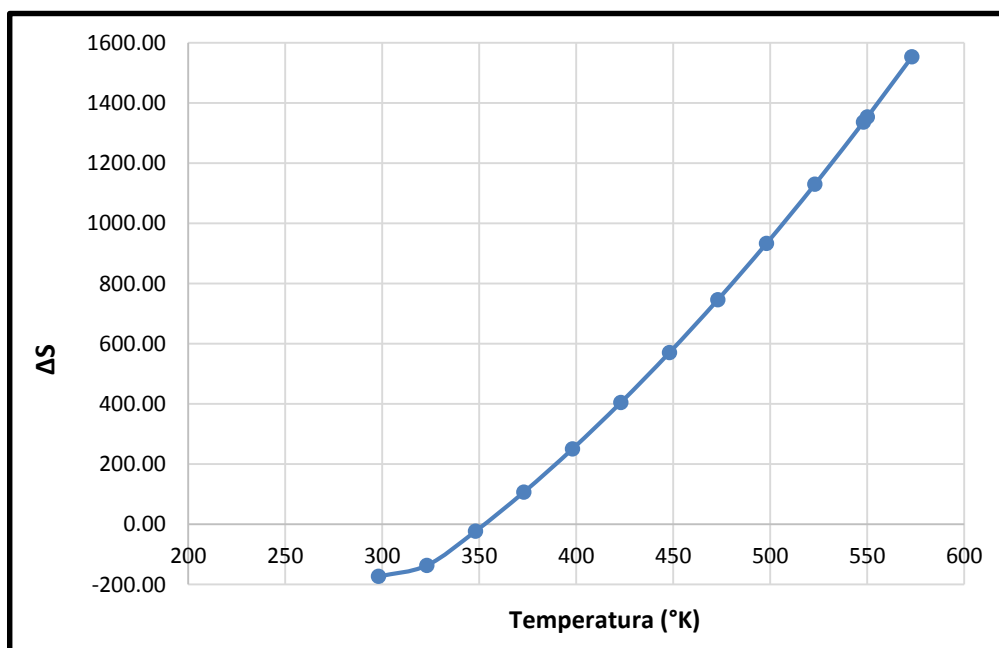
Datos obtenidos del cambio de Entropía ( $\Delta S$ ) a diferentes Temperaturas

T(°K)	$\Delta S_{573}$ (J/mol-K)
298	-173.41
323	-136.49
348	-23.52
373	106.80
398	250.02
423	404.73
448	570.33
473	746.46
498	932.95
523	1129.65
548	1336.49
550	1353.47
573	1553.40

Procedemos a graficar con los datos adquiridos en el cuadro 3.4 y obtenemos el grafico 3.2

**Grafico3.2**

Datos obtenidos del cambio de Entropía ( $\Delta S$ )a diferentes Temperaturas



#### 4. Calculando el valor de $K_{p2}$ :

Se reemplaza en la fórmula para determinar un valor de la constante de velocidad de reacción a elevadas temperaturas:

$$\ln \frac{K_{p2}}{K_{p1}} = \frac{\Delta H}{R} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

$$K_{p2} = K_{p1} e^{\frac{\Delta H}{R} \left( \frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)}$$

$$K_{p2} = 7.17 \times 10^{19} e^{\frac{671.21 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}}{0.008314 \frac{\text{KJ}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}}} \left( \frac{1}{298} - \frac{1}{573} \right) ^\circ\text{K}}$$

$$K_{p2} = 2.10 \times 10^{76}$$

Luego procedemos a darle valores a la temperatura y lo reemplazamos en el modelo matemático determinado para la entalpia, cuyos resultados se encuentran en el cuadro No. 3.5

**Cuadro 3.5**

Valores de  $K_p$  en función de la Temperatura

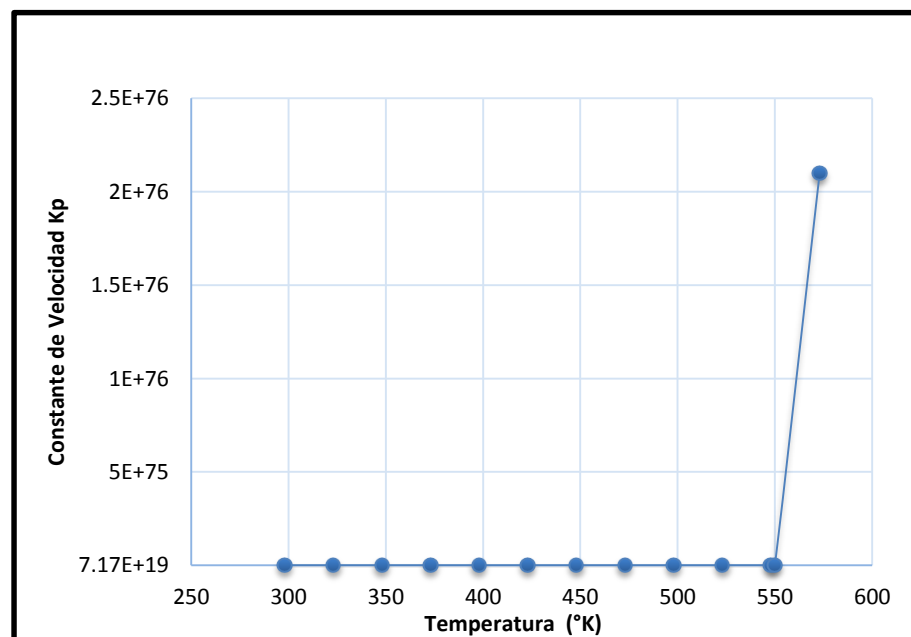
$T(^{\circ}\text{K})$	$\Delta H_{573}(\text{KJ/mol})$	$K_p$
298	-164.95	7.170E+19
323	-127.91	1.319E+18
348	-84.54	5.324E+17
373	-34.37	4.408E+18

398	23.12	7.475E+20
423	88.39	2.718E+24
448	161.96	2.296E+29
473	244.29	4.999E+35
498	335.90	3.177E+43
523	437.26	6.758E+52
548	548.86	5.586E+63
550	558.25	4.911E+64
573	671.21	2.100E+76

Procedemos a graficar con los datos obtenidos en el cuadro 3.5 y obtenemos el grafico 3.3

**Grafico 3.3**

Valores de la constante de velocidad  $K_p$  en función de la Temperatura



## 5. Calculando el $\Delta G$ :

Se reemplaza en la fórmula para determinar un valor de la energía libre de Gibbs a elevadas temperaturas:

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S$$

$$\Delta G = 671.21 \frac{KJ}{mol} * \frac{1000 J}{KJ} - (573^\circ K * 1553.40 \frac{J}{mol^\circ K})$$

$$\Delta G = -21889 \frac{J}{mol}$$

$$\Delta G = -218.89 \frac{KJ}{mol}$$

Luego procedemos a darle valores a la temperatura y lo reemplazamos en el modelo matemático determinado para la energía libre de Gibbs, cuyos resultados se encuentran en el cuadro No. 3.6

**Cuadro 3.6**

Datos obtenidos de la Energía Libre de Gibbs ( $\Delta G$ ) a diferentes Temperaturas

T(°K)	$\Delta H_{573}(KJ/mol)$	$\Delta S_{573}(J/mol-K)$	$\Delta G_{573}(J/mol-K)$
298	-164.95	-173.41	-113.27
323	-127.91	-136.49	-83.82
348	-84.54	-23.52	-76.36
373	-34.37	106.80	-74.20
398	23.12	250.02	-76.39
423	88.39	404.73	-82.81

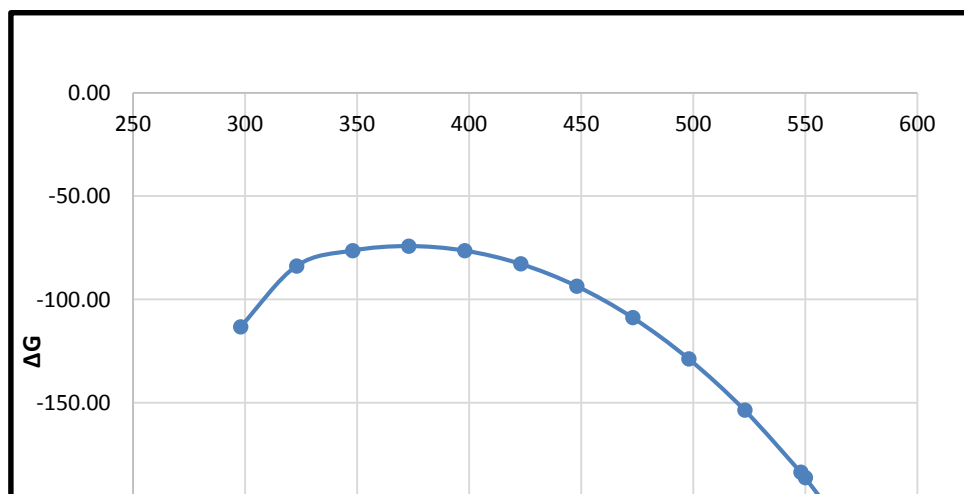


448	161.96	570.33	-93.55
473	244.29	746.46	-108.78
498	335.90	932.95	-128.71
523	437.26	1129.65	-153.55
548	548.86	1336.49	-183.53
550	558.25	1353.47	-186.162
573	671.21	1553.40	-218.89

Procedemos a graficar con los datos obtenidos en el cuadro 3.6 y obtenemos el grafico 3.4

**Gráfico 3.4**

Variación de la Energía Libre de Gibbs ( $\Delta G$ ) con la Temperatura

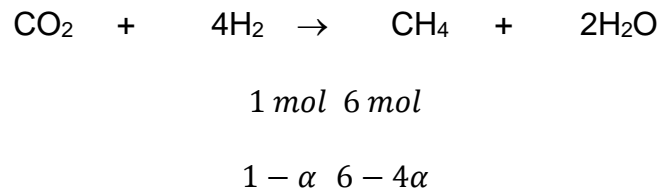


### 3.2. Estudio Cinético

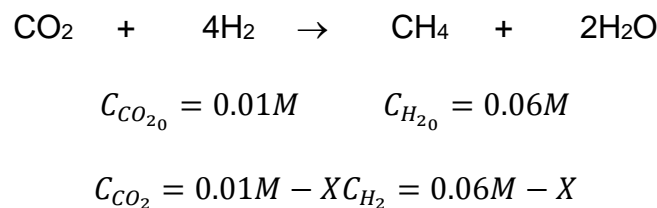
- Para la reacción de metanación del dióxido de carbono:

Teniendo en cuenta que se va a trabajar con un volumen de 100 Lt. Y que la reacción es de segundo orden ( $n = 2$ ), con un grado de conversión del 20%.

Tiene una constante de velocidad de  $4.911 \times 10^{64} \frac{Lt}{molmin}$  a una temperatura de 550 °K obtenido en el estudio termodinámico.



Para un volumen de 100 Lt calculamos las concentraciones molares.



- Consumo del 20% de Dióxido de carbono

- $C_{CO_2} = 0.01M - X$                        $C_{CO_2} = C_{CO_2_0} - [\alpha C_{CO_2_0}]$

$$C_{CO_2} = 0.01M - (0.2 \times 0.01M) \quad C_{CO_2} = 0.008M$$

$$\bullet \quad C_{H_2} = 0.06M - X \quad C_{H_2} = C_{H_{2_0}} - [4\alpha C_{H_{2_0}}]$$

$$C_{H_2} = 0.06M - [4(0.2 \times 0.06M)] \quad C_{H_2} = 0.012M$$

Como  $C_{H_2}$  está en exceso entonces:  $C_{H_2} = C_{H_{2_0}} = cte$

$$V_{Rx} = -\frac{dC_{CO_2}}{dt} = kC_{CO_2}C_{H_2}$$

$$-\frac{dC_{CO_2}}{C_{CO_2}} = kC_{H_{2_0}} dt = k' dt$$

Se obtiene:  $\ln[C_{CO_2}] - \ln[C_{CO_{2_0}}] = -k't$     Donde:  $k' = k[C_{H_{2_0}}]$

Calculamos  $k'$ :

$$k' = 4.911 \times 10^{64} \frac{Lt}{mol \cdot min} \times [0.06M]$$

$$k' = 2.95 \times 10^{63} \frac{1}{min}$$

Reemplazamos en:

$$\ln[C_{CO_2}] - \ln[C_{CO_{2_0}}] = -k't$$

$$\ln[0.008M] - \ln[0.01M] = -\left(2.95 \times 10^{63} \frac{1}{min}\right)t$$

$$\frac{\ln\left[\frac{0.008M}{0.01M}\right]}{-\left(2.95 \times 10^{63} \frac{1}{min}\right)} = t$$

$$t = 7.56 \times 10^{-65} \text{min}$$

$$t = 1.26 \times 10^{-66} \text{h}$$

$$t = 5.25 \times 10^{-68} \text{dia}$$

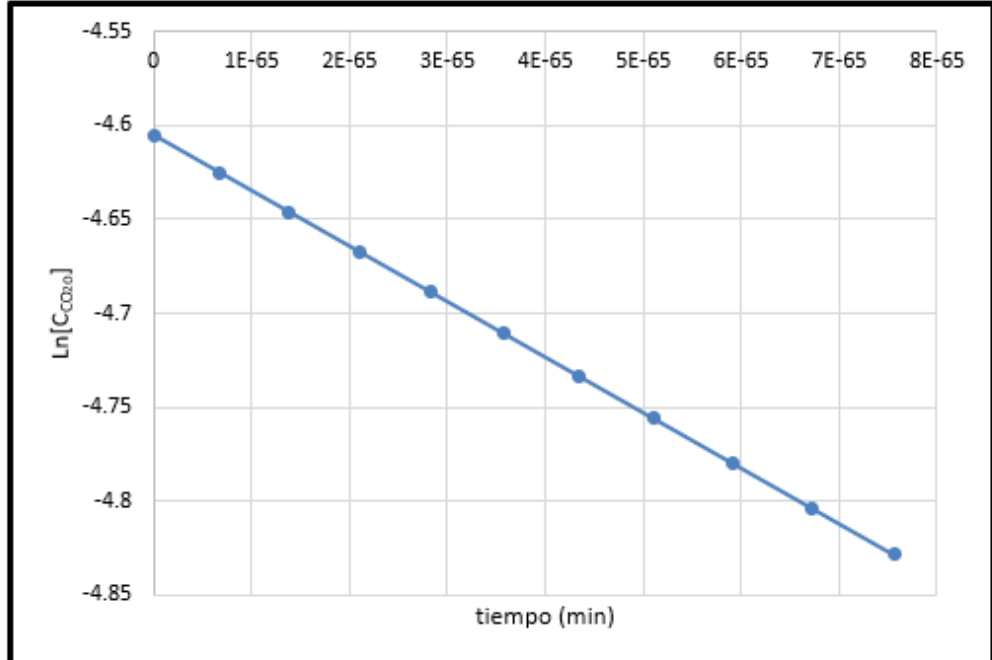
**Cuadro N°3.7:**

Variación de  $\ln [C_{CO_2o}]$  vs tiempo(min)

CO <sub>2o</sub>	$\ln [C_{CO_2o}]$	t(min)
0.010	-4.60517019	0
0.0098	-4.62537289	6.84838E-66
0.0096	-4.64599218	1.3838E-65
0.0094	-4.66704559	2.09747E-65
0.0092	-4.68855179	2.8265E-65
0.0090	-4.7105307	3.57154E-65
0.0088	-4.73300356	4.33333E-65
0.0086	-4.75599308	5.11264E-65
0.0084	-4.77952357	5.91028E-65
0.0082	-4.80362112	6.72715E-65
0.0080	-4.82831374	7.56419E-65

**Grafico 3.5**

Variación del  $\ln[C_{CO_2o}]$  con el tiempo



También analizaremos la variación de la  $C_{CO_2}$  con el tiempo con el siguiente modelo:

$$\ln[C_{CO_2}] - \ln[C_{CO_{2_0}}] = -k't$$

$$C_{CO_2} = e^{\ln[C_{CO_{2_0}}] - k't}$$

### Cuadro 3.8

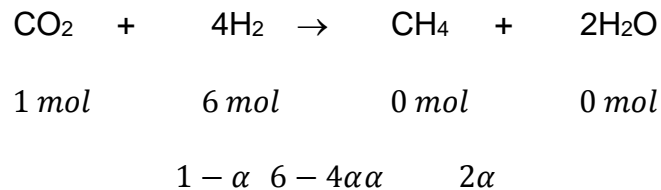
Variación de  $C_{CO_2}$  con el tiempo(min)

$\ln [C_{CO_2_0}]$	t (min)	CO <sub>2</sub>
-4.60517019	0	0.010
-4.62537289	6.84838E-66	0.010
-4.64599218	1.3838E-65	0.009
-4.66704559	2.09747E-65	0.009
-4.68855179	2.8265E-65	0.008
-4.7105307	3.57154E-65	0.008
-4.73300356	4.33333E-65	0.008
-4.75599308	5.11264E-65	0.007
-4.77952357	5.91028E-65	0.007
-4.80362112	6.72715E-65	0.007
-4.82831374	7.56419E-65	0.0064

### 3.3. Balance de Materia y Energía

#### a) Balance de materia

Considerando que el grado de disociación en el reactor químico es de 20 % hallado en la ecuación:



Considerando que la alimentación en el reactor químico es de  $n_{CO_2} = 50000 \text{ mol}$  y  $n_{CH_2} = 300000 \text{ mol}$  y  $\alpha = 20\%$  se tiene el siguiente cuadro:

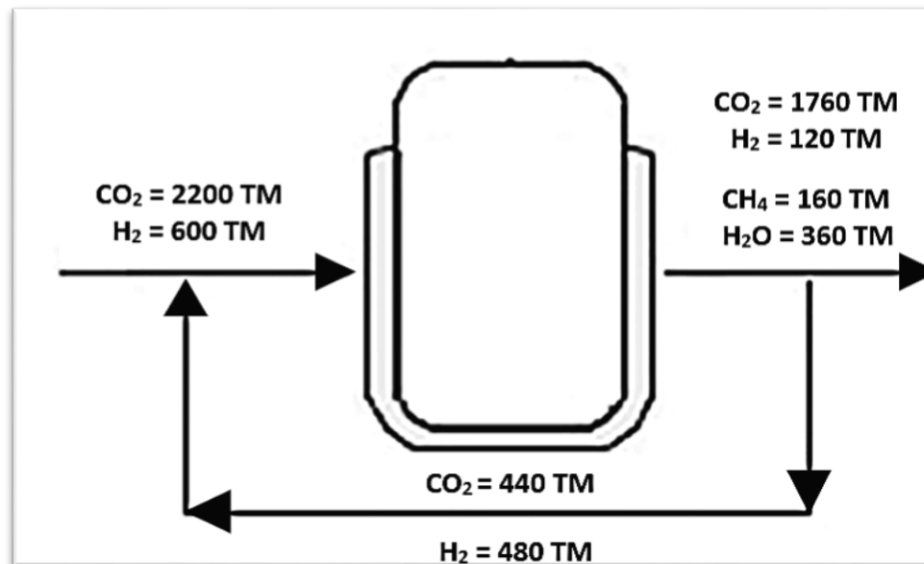
Componentes	Entrada	Salida

	mol	Kg	TM	mol	Kg	TM
CO <sub>2</sub>	50000	$2.2 \times 10^6$	2200	40000	$1.76 \times 10^6$	1760
H <sub>2</sub>	300000	$6.0 \times 10^5$	600	60000	$1.2 \times 10^5$	120
CH <sub>4</sub>	0	0	0	10000	$1.6 \times 10^5$	160
H <sub>2</sub> O	0	0	0	20000	$3.6 \times 10^5$	360

Hay una producción de metano de  $1.6 \times 10^5$  Kg y agua de  $3.6 \times 10^5$  Kg y  $1.76 \times 10^6$  Kg de CO<sub>2</sub> e  $1.6 \times 10^5$  Kg de H<sub>2</sub>, pueden recircular para así seguir minimizando la cantidad de CO<sub>2</sub> emitida, ver figura N° 3.1:

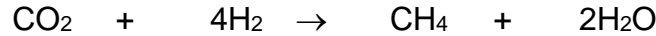
**Figura 3.6:**

Reactor de conversión de CO<sub>2</sub> a CH<sub>4</sub>



**b) Balance de energía**

- En la reacción de metanación del dióxido de carbono



El cambio de entalpia ( $\Delta H$ ) es  $558.25 \frac{\text{KJ}}{\text{mol}}$

Como se determinó una temperatura de proceso de  $550 \text{ }^\circ\text{K}$  entonces el  $\Delta H$  es la cantidad de calor que necesita la reacción química,  $Q = \Delta H$

$$Q = 558.25 \text{ KJ}$$

Este calor proviene del uso de un combustible fósil, si usamos el gas natural, entonces

$$Q = mCe(T_F - T_I)$$

$$Q = m_{G.N} Ce_{G.N}(T_F - T_I)$$

$$m_{G.N} = \frac{Q}{Ce_{G.N}(T_F - T_I)}$$

Calor específico:

$$Ce_{G.N} = 8.57 \frac{\text{Cal}}{\text{mol}^\circ\text{C}} \times \frac{4.184 \text{ J}}{1 \text{ Cal}} \times \frac{1 \text{ mol}}{16 \text{ g}} Ce_{G.N} = 2.24 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}}$$

Variación de la temperatura:

$$\Delta T = T_F - T_I$$

$$\Delta T = (550 - 298)^\circ\text{K} = (550 - 298)^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 252^\circ\text{C}$$

$$m_{G.N} = \frac{558.25 \text{ KJ}}{2.24 \frac{\text{J}}{\text{g}^\circ\text{C}} \times \frac{1 \text{ KJ}}{1000 \text{ J}} (252^\circ\text{C})}$$

$$m_{G.N} = 988.96 \text{ g}$$



Teniendo en cuenta q la densidad del Gas Natural es de  $0.753 \frac{Kg}{m^3}$  calculamos el volumen

$$\rho_{G.N.} = \frac{m_{G.N.}}{V}$$

$$V = \frac{m_{G.N.}}{\rho_{G.N.}}$$

$$V = \frac{988.96 \text{ g} \times \frac{1 \text{ Kg}}{1000 \text{ g}}}{0.753 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 1.31 \text{ m}^3$$

### 3.5. Cálculo de diseño del Reactor

La longitud total hallada por el método de diferencias finitas es  $L = 20\text{ft}$ , luego el volumen del reactor tubular (PFR) se puede calcular de la siguiente forma:

$$V_{REACTOR} = \frac{\pi * Di^2}{4} * L = \frac{\pi * (7.981)^2}{4 * (12)^2} * 720 = 250.1350 \text{ ft}^3$$

Entonces el tiempo de residencia de gases reacción ante en el reactor es:

$$\tau = \frac{V_{REACTOR}}{v_o} = \frac{250.1350}{27.0640} = 9.2424 \text{ segundos}$$

#### 3.5.1. Sobredimensionamiento del Reactor

Al horno no se le hizo sobredimensionamiento debido a que se utilizará una válvula de seguridad, lo que permitirá tener un control de la presión dentro

del reactor, sin embargo, al no tener en cuenta el volumen de los retornos, se asume que estos aportarían un volumen adicional al reactor, aunque este será muy pequeño en comparación con el volumen total.

### **3.5.2. Material de Construcción del Reactor**

Debido a las condiciones extremas que se manejarán en el horno se necesitarán materiales altamente resistentes a las temperaturas y a la corrosión. A continuación se relacionarán los materiales más empleados para las principales secciones del horno.

#### **Materiales metálicos:**

1. Los materiales más empleados para los tubos son los siguientes:

**Acero carbón\***, 11/4, 21/4, 5 y 9 cromo-molibdeno 18-8 y 25-20 cromo-níquel. En general los materiales son seleccionados de acuerdo con las especificaciones de la ASTM.

2. Los soportes para los tubos, cuando están expuestos a una alta densidad de calor radiante, son fabricados con 25-12 cromo-níquel. Si se presenta un alto contenido de vanadio en el combustible, se recomienda soportes con 60-40 cromo-níquel.

#### **Refractarios:**

1. Los refractarios están divididos en tres grupos principales: ácidos, neutros y básicos. Cada uno de estos tipos puede utilizarse para que esté en contacto sólo con materiales que le sean químicamente compatibles.
2. En caso que se produzca reacción entre dos refractarios, deberá separarse por medio de una hilada de ladrillo especial que sea neutro a los dos.
3. Por lo general, en hornos de proceso se utilizan ladrillos refractarios de calidad intermedia, ya que la temperatura de estos hornos es relativamente baja.
4. Los gases del horno tienen más efecto sobre las propiedades de los refractarios que los considerados normalmente. Por ejemplo, el monóxido de carbono puede descomponerse en dióxido de carbono y carbón entre 700°F y 1000°F en presencia de ciertos catalizadores, cuando esto ocurre, la continua deposición de carbón dentro del cuerpo de ladrillo puede ocasionar la desintegración de éste.

## CAPÍTULO IV: PRESENTACION, ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

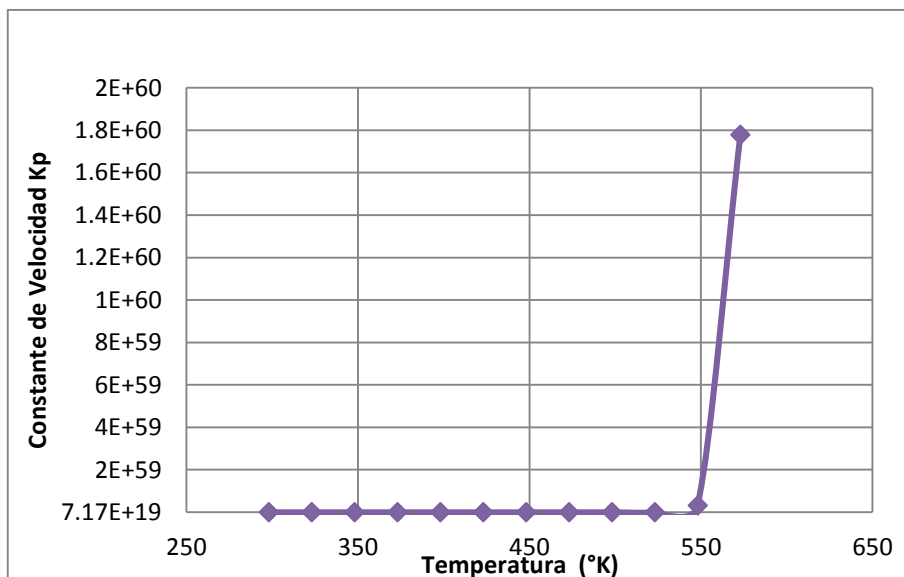
### RESULTADOS

#### 4.4. Análisis de resultados:

De acuerdo a los gráficos obtenidos producto de la evaluación termodinámica y cinética, en la conversión de los óxidos de carbono, en el grafico 4.1 se observa que la constante de velocidad aumenta repentinamente a 550 °K, es decir que a esta temperatura la transformación de los reactantes en productos se desarrollan en forma óptima, sin considerar que a esta reacción se le podría variar utilizando catalizadores para acelerar la reacción química.

**Grafico 4.1**

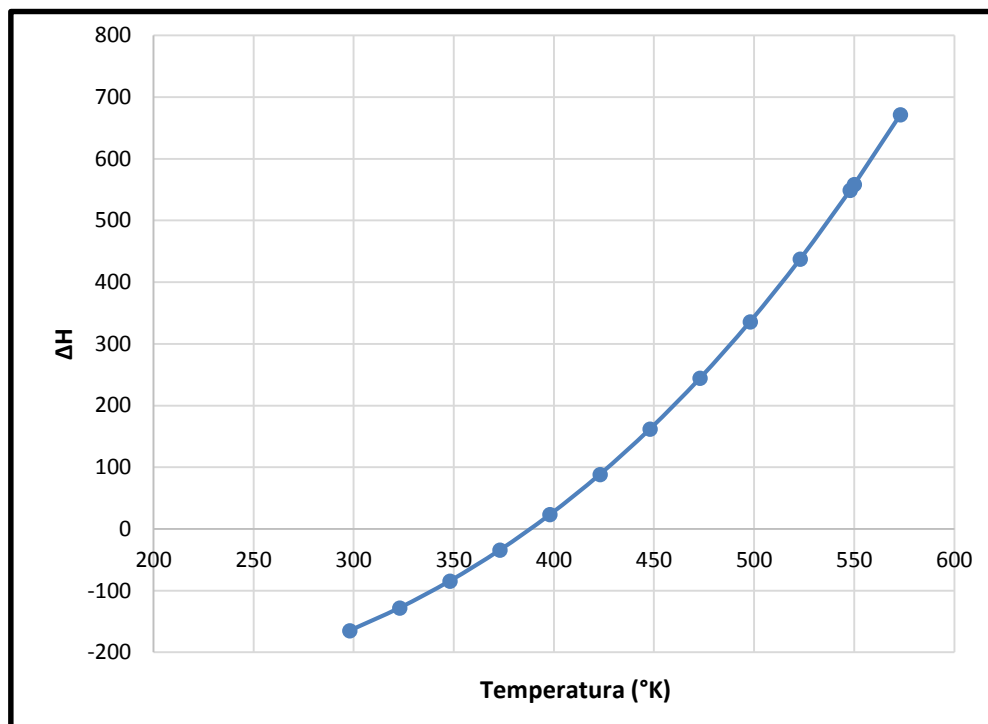
Diagrama de endulzamiento del gas Natural



La reacción química es endotérmica, en ambas conversiones, es decir necesita energía para que se desarrolle este proceso, de acuerdo al gráfico 4.2, se puede determinar que la evolución de la curva es más pronunciada a 550 °K, eso significa que la temperatura del proceso es a 550 °K, se podría seguir aumentando la temperatura, pero esto significaría seguir gastando en combustible, lo que ocasionaría más gastos para el desarrollo del presente proyecto.

**Gráfico 4.2**

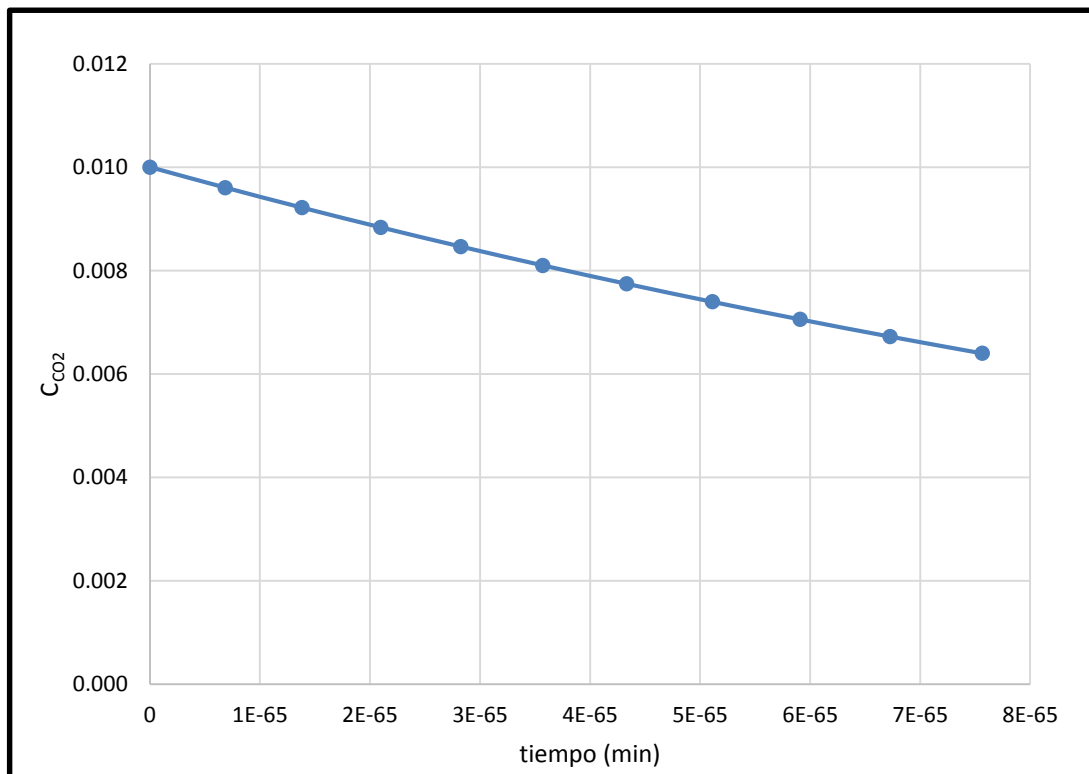
Variación de la entalpía( $\Delta H$ ) con la Temperatura



Observando el grafico 4.1, donde el  $K_p$  es bastante alto a 550 oK, en los procesos de conversión del CO y CO<sub>2</sub>, significa que la velocidad de reacción es rápida, por lo tanto el tiempo es bastante rápido, es lo que se observa en el grafico 4.3, donde se aprecia que la variación de la concentración es en centésimas de minutos, lo que también se demuestra en el gráfico de espontaneidad en la determinación de la energía libre de gibbs y la entropía.

**Grafico 4.3**

Variación de la  $C_{CO_2}$  con el tiempo



#### 4.2 Parámetros de Diseño obtenidos

Los parámetros de diseño obtenidos de acuerdo a la evaluación termodinámica y cinética, para la conversión del CO<sub>2</sub> son los siguientes:

Temperatura: 550 oK

Presión: 1 atm.

Grado de Conversión: 20 %

Tiempo de reacción:  $7.56 \times 10^{-65} \text{ min}$

Constante de Velocidad:  $2.95 \times 10^{63}$

De igual forma en el capítulo 3, se obtienen los resultados para el diseño de conversión del monóxido de carbono.

## CONCLUSIONES

Se Evaluaron los parámetros de diseño del reactor para la obtención del metano a partir de la síntesis del dióxido de carbono producidos en la combustión, estimando una temperatura entre 500 y 600 °C.

Se Determinaron los parámetros de diseño del reactor en el proceso de la metanización, una temperatura de 550°C, un tiempo de reacción de  $7.56 \times 10^{-65}$  y una Constante de Velocidad:  $2.95 \times 10^{63}$ , y un gasto de combustible (gas natural), de 0.988 m<sup>3</sup> para una conversión del 20 %.

Se Evaluaron estudios termodinámicos desarrollando modelos termodinámicos para predecir propiedades termodinámicas, además se desarrolló un estudio cinético en el proceso de la conversión.

El grado de conversión en la metanización es del 22 %



## RECOMENDACIONES

1. Se recomienda crear pruebas a nivel de planta piloto para observar los resultados y establecer límites de avance durante el tiempo de cambio de CO<sub>2</sub> a metano.
2. Desarrollar estudios utilizando diferentes estrategias o avances para disminuir la agrupación de CO<sub>2</sub>, en esta línea disminuir la salida de esta sustancia que agota la capa de ozono, que es un problema para la humanidad.
3. Apreciar la centralización de CO<sub>2</sub> en la zona de Ica y buscar arreglos electivos. Nuestro trabajo es una propuesta, sin embargo, puede haber otras que ayuden a cuidar este extraordinario tema en el que la humanidad está empapada.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Daviet, G.R. et al., "Simulation valúen pro ve out in DEA to MDEA Switch", Oil & Gas Journal, August 6, 1934, pp.47-50
2. Dingman, J.C., and Moorc, T.F., "Estudio comparativo de la eficiencia del gas natural y la gasolina como combustibles automotores", Hydrocarbon Processing, Vol.47, No.7.pp.138-140, July,1968
3. Dow "Gas Conditioning Fact Book", 2nd cd.,1962
4. Dunn, C.L., Feeitas, E.R., Hill, E.S., and Sheeler, J.E.R., "Shell Reveáls Commercial Data on Sulfinol Process", The Oil and Gas Journal, March 29, 1965, pp.89-92
5. Erbar, J.H. and Maddox, R.M., "Expansion processes, turbo expander efficiency vital for predicting liquid - recovery levels", Oil & Gas Journal, July 6, 1981, pp. 130-134
6. BORRÁSBRUCART, E. *Gas natural, Características, distribución y aplicaciones industriales*. Editores Técnicos Asociados, S.A. Barcelona, 1987.
7. BABOR, Joseph A., IBARZAZNÁREZ, José. *Química General Moderna*. Editorial MARÍN, S.A. 3ª reimpresión, 1965
8. Varios profesores del Dept. de Màquines i Motors Tèrmics de la Universitat Politècnica de Catalunya. *Taules i Gràfiques de Propietats Termodinàmiques*, Barcelona: ETSEIB-CPDA. 2000.

9. COMISIÓN NACIONAL DE LA ENERGÍA. Mapade infraestructuras gasistas de la Península Ibérica.
10. [http://www.cne.es/documentos/red\\_gas.pdf](http://www.cne.es/documentos/red_gas.pdf), 1 de octubre de 2004].
11. El Real Decreto 949/2001, de 3 de agosto, por el que se regula el acceso de terceros a las instalaciones gasistas y se establece un sistema económico integrado del sector natural. [<http://www.boe.es/boe/dias/2001-09-07/pdfs/A33888-33904.pdf>, 3 de octubre de 2004].
12. TRANSPORTS METROPOLITANS DE BARCELONA. La plantada de repostatge de Zona Franca.
13. RESOLUCIÓN de 15 de octubre de 2004. Tarifas de suministro de gas natural y coste de la materia prima. [<http://www.boe.es/dias/2004-10-18/pdfs/A34673-34674.pdf>, 30 de octubre de 2004].
14. CORES. Corporación de reservas estratégicas de productos petrolíferos. Boletín Estadístico de Hidrocarburos. Resumen año 2003.
15. GNV, Gas Natural Para Vehículos, Alternativa Automotriz 1999.
16. GAS NATURAL SDG, S.A. *El gas en automoción, coches a todo gas* <http://portal.gasnatural.com/servlet/ContentServer?gnpag=1-10-1&centralassetname=1-10-BloqueHTML-28>, 25 de octubre de 2004].
17. GAS NATURAL SDG, S.A. *Gas natural vehicular, el gas natural aprieta el acelerador*. [<http://portal.gasnatural.com/servlet/ContentServer?gnpag=1-10-1&centralassetname=1-10-BloqueHTML-28>, 25 de octubre de 2004].
18. INSTITUT CATALÀ DEL'ENERGIA. *Eficiència energètica nº 157, Dossier. Combustibles alternatius per al transport, avantatges*

*inconvenientes del gas natural.* [ [http:](http://www.icaen.es/icaen/JSPAdmin_html/documents/d9h81tr7bf1560080810.pdf)

[/www.icaen.es/icaen/JSPAdmin\\_html/documents/d9h81tr7bf1560080810.pdf](http://www.icaen.es/icaen/JSPAdmin_html/documents/d9h81tr7bf1560080810.pdf), 25 de octubre de 2004].

19. McCabe, W. L., Smith J. C., Harriot P.: *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Editorial Mc Graw-Hill, Interamericana de España; cuarta edición; 1991.
20. Fogler, P. D.: *Elements of chemical reaction Engineering*. Prentice Hall PTR; third edition, 1999
21. Curso de química física. Ya. Güerasimov. Editorial Mir. Moscú tercera edición 1980
22. *An introduction to chemical engineering kinetics & reactor design*. Editorial John Wiley & Sons.
23. Hydrocarbon processing. Maximize propylene production. Marzo 1998
24. <http://www.kinetics.nist.gov>