

# COMBUSTIÓN IN SITU: UN ESTUDIO DE REACTORES PARA REPRESENTARLA

Jair Fernando Fajardo Rojas<sup>1</sup>, María Carolina Ruíz Cañas<sup>2</sup>, Samuel Fernando Muñoz Navarro<sup>3</sup>

## RESUMEN

El estudio que aquí se presenta es el primer paso en la búsqueda del conocimiento sobre la técnica de combustión in-situ para su utilización industrial confiable.

Dentro la recuperación de crudos pesados, se encuentra una técnica que en la actualidad tiene poca aplicación comercial, en general por desconocimiento de los fenómenos químicos que en yacimiento tienen lugar, es necesario entonces, trabajar en estos aspectos, en busca de la solución al inminente problema en la reducción del nivel de reservas explotables de crudo alrededor del mundo. La complejidad en el estudio químico que la técnica requiere, ha dificultado su aplicación industrial, además de que el desconocimiento de aspectos como la cinética o el comportamiento del crudo durante la aplicación de la técnica no dan el nivel de confiabilidad suficiente para invertir, y desarrollar proyectos de recobro con esta técnica.

En este artículo se seleccionó el reactor flujo pistón o PFR (Plug Flow Reactor) que entre diferentes reactores presente las mayores ventajas para representar el fenómeno de combustión in-situ, dadas sus características de operación a escala de laboratorio además del desarrollo matemático general sobre el mismo, con el fin de establecer condiciones de operación apropiadas.

Con el estudio de la técnica a escala de laboratorio y un enfoque químico, se puede identificar la influencia de los fenómenos de transporte de masa y energía además de cómo se desarrollan las reacciones que tienen lugar, aplicado esto facilita el entendimiento de la técnica y el escalamiento de la misma.

Se lograron expresiones matemáticas en función de las ecuaciones de diseño, balances de masa, de energía y la aplicación de relaciones de aplicación en el entorno petrolero, como la ley de Darcy, un esquema de ecuaciones que determinen condiciones apropiadas de operación para el reactor, partiendo de una cinética de reacción simple de primer orden. Si bien es cierto que el desarrollo matemático con base en esa cinética no describe el comportamiento del sistema real, este es una aproximación para llegar a la descripción del sistema real.

**Palabras clave:** Crudo pesado, Combustión in-situ, Reacciones Químicas, Yacimiento, Reactor, Ecuaciones de Diseño.

---

1. Estudiante de Ingeniería Química. Universidad Industrial de Santander, UIS. Bucaramanga, Colombia. E-mail: fernando.fajardo@gmruiis.com

2. Candidata a Magister en Ingeniería de Hidrocarburos. Universidad Industrial de Santander, UIS. Bucaramanga, Colombia. E-mail: maria.ruiz@grmuis.com

3. Magister en Ingeniería de Hidrocarburos. Universidad Industrial de Santander, UIS. Bucaramanga, Colombia. E-mail: samuel@uis.edu.co

## ABSTRACT

This work in here presented is the first step in the seeking of the knowledge about in-situ combustion technique for its reliable industrial use.

In the heavy oil recovery there is a technique that currently has a small commercial application because there is ignorance in the chemical phenomena that occurs in the reservoir. Then, to work in these aspects is a necessity to find a solution for the oil exploitable reserves decreasing problem around the world. The chemical study that the technique needs is the big stopping to technique's high scale application because some important concepts like the kinetic or the oil behaviors in the technique development, are actually ignored and it has a huge impact in the reliable of the project and in the inversion's safety.

This paper presents the selection among a large number of reactors one with the best operational and physical characteristics to represent an in-situ combustion model and the development of its mathematical mode in order to establish appropriate work conditions in the reactor. This is the plug flow reactor, PFR.

With a work in a laboratory scale and whit the attention put it on the chemistry of the technique, is possible to find the influence of the mass and energy transport phenomena and to know which is the kinetic reaction behavior. If all these concepts are apeliad, it can be more easy the understanding and the scaling of the process is defined the technique understanding and the scale up process.

In this work a set of mathematic equations that determines the best conditions to the reactor's operation, using design equation, mass balance, energy balance and mathematics relations used in the petroleum industry like Darcy's Law. This set of mathematic equation is a function of the basic first order reaction so it can't describe the real behavior of the system, but it is an approximation to the real representation.

**Keywords:** Heavy Oil, In-situ Combustion, Chemical Reaction, Reservoirs, Reactor, Design Equation

---

## INTRODUCCIÓN

La combustión in situ (CIS por sus siglas en español) es una técnica que está tomando gran relevancia en el mundo petrolero, por lo que su estudio ha cobrado gran fuerza en la actualidad. A groso modo en procesos CIS [8], se busca modificar la viscosidad del crudo en yacimiento y mejorar las propiedades de movilidad del mismo. Es una técnica considerada por diversos autores como térmica [19], [30], [41] en la que mediante la generación de un frente de combustión, quema parte del crudo con el fin de aportar la energía necesaria para el cambio en las propiedades del crudo anteriormente mencionadas y a su vez movilizarlo para su extracción.

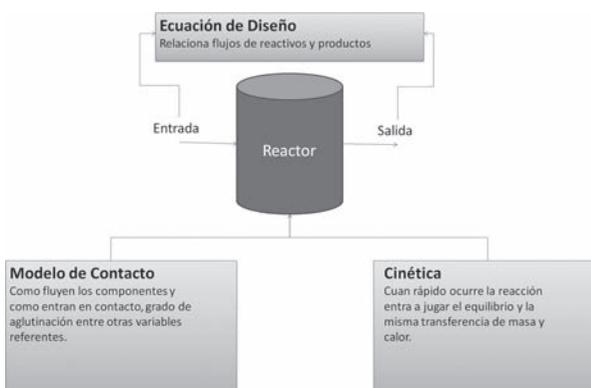
En este artículo se presenta el trabajo que se hizo en búsqueda de las ecuaciones de diseño que describen los procesos que tiene lugar en la técnica de combustión in situ. Dentro de los que se cuentan con los modelos que describen las reacciones [4], [5], ecuaciones de transferencia de masa [21], [39], transferencia de energía [38], entre otras que en conjunto describen los fenómenos que en combustión in situ ocurren. Además

se incluye el desarrollo matemático que requiere el diseño como tal del reactor en el cual están inmersas las ecuaciones anteriormente mencionadas y parámetros como volumen y conversión que dadas las características del fenómeno puede brindar el reactor.

Todo esto para poder garantizar en un futuro y tras próximos estudios al respecto y evaluaciones técnicas, la utilización industrial de la técnica. Los esfuerzos que en esta área se hagan son todos necesarios y teniendo en cuenta las expectativas de la técnica al futuro, serán bien recompensados.

## REACTORES QUÍMICOS

En palabras sencillas un reactor químico es una estructura que contiene una sustancia a la que, o en la que se desarrolla una reacción química y por ende se genera un producto con diferentes características físico-químicas a las de los reactivos que le dieron lugar. Ahora bien, precisamente por eso existen diferentes clases de reactores, puesto que se deben garantizar condiciones rentables y sobre todo seguras para el desarrollo de cada uno de los variados procesos químicos [21].



**Figura 1.** Información necesaria para predecir lo que puede suceder en un reactor. Fuente: LEVENSPIEL. Octave. Ingeniería de las Reacciones Químicas. Ed. Reverté.

Como parte del estudio que se desarrolla en el grupo de Investigación en Recobro Mejorado de la Universidad Industrial de Santander, se ha incluido el estudio de las ecuaciones de diseño que describen el comportamiento de los reactores químicos, que asociados a procesos de combustión in-situ, tienen las características para poder replicar la técnica a escala de laboratorio.

El proceso de diseño en el que mencionadas ecuaciones se ven involucradas no es nada rutinario y existen muchos aspectos y variables a controlar, puesto que se tienen en cuenta relaciones matemáticas que describan condiciones de entrada y salida, y se deben conocer de las condiciones físicas y los fenómenos de transporte que sucedan dentro de la reacción, no solo la denominada ecuación de diseño [18], [21], [22]. También es necesario un apropiado conocimiento en cuanto a la cinética del proceso se refiere. [14], [32], [35].

La parte vital del diseño de reactores es la reacción misma que se quiere lograr [32], el diseño del reactor se convierte entonces en la construcción del hogar en el que la reacción podrá crecer y ser provechosa.

Las reacciones que son de interés en los procesos de combustión in-situ ocurren en su mayoría en fase heterogénea y cuando se habla de reacciones en fase heterogénea se tiene que evaluar aspectos referentes a la transferencia de materia y de energía. [2], [3], [38], [39].

Ahora bien si las reacciones se suceden rápidamente en cuanto a cinética [14], [31], [32], [33], variables como las referentes a transferencia antes mencionadas pueden controlar el desarrollo de las reacciones.

Al empezar a estudiar las relaciones matemáticas que se han introducido era necesario saber la forma de operación que el reactor a trabajar debía tener.

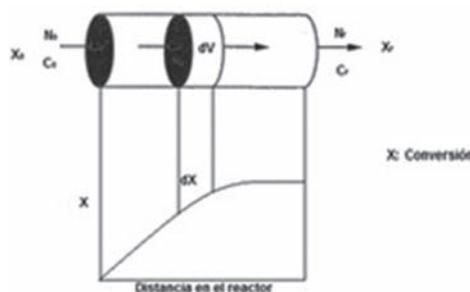
Tras una extensa revisión bibliográfica sobre los tipos de reactores químicos en cuanto a operación, entre los que se encuentran los continuos, Batch y semicontinuos, se caracterizaron las ventajas y desventajas que tienen los reactores para la aplicabilidad del proceso [18], [21] (ver anexo 1 y anexo 2).

Posteriormente se hizo el análisis del reactor que mejor emula las condiciones del proceso y dadas las características propias que presenta el reactor de flujo pistón en cuanto a operabilidad y capacidad se eligió como reactor de trabajo.

## REACTOR FLUJO PISTÓN

Una de las características esenciales que posee este tipo de reactor es que la composición de la mezcla varía en cada posición del reactor [21], debido a esta característica el balance de materia y de energía en el reactor debe hacerse de manera diferencial.

Se llama flujo pistón pues moviliza la mezcla dentro de sí constantemente mediante una fuerza impulsora [36], [37], [38] bien sea esta un gradiente de presión, un flujo constante o una mezcla de estas, lo que en cierta medida concuerda con parte del efecto que el aire debe ejercer sobre el yacimiento al ser inyectado y difundirse en el medio.



**Figura 2.** Reactor Flujo Pistón.

Fuente: FOGLER, S. "Elements of Chemical Reaction Engineering". 2 Ed. Prentice Hall. 1986

Para un proceso como la combustión in-situ que se llevaría a cabo en un yacimiento se hizo necesario tener en cuenta la constitución del lugar de reacción en cuanto a aspectos físicos y químicos.

En el ámbito petrolero es bien conocido el hecho de que la técnica ofrece ventajas comparativas con otras que se deseen implementar a condiciones como profundidades mayores a 3000 pies y espesores menores a 30 pies (bajos) [40], [41]. Combustión in situ es una posibilidad de mejores proyecciones que inyección de vapor o agua dada sus características propias para este tipo de sistemas [26].

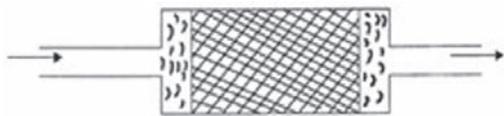
Esto último supone una cantidad de características que una representación debe cumplir [20], [34], características especiales para esas condiciones, con esto se tuvo que buscar valores coherente para ciertas variables como porosidades, saturaciones, composiciones de medio poroso encontrados en la literatura, [8], [19], [26], [41] entre otras que se deben tener en cuenta, para que el análisis químico que requiere el estudio en reactores pueda tener bases y funcionamiento sólido.

Estas características pueden ser representadas de cierta manera usando un arreglo que en Ingeniería Química se conoce como el “Lecho empacado”, con ciertas modificaciones a su idea original

Un reactor de lecho empacado como el nombre lo indica se refiere a un arreglo de material ubicado en determinada parte del reactor que garantiza el contacto entre materiales reactantes.

Dada la necesidad de las corrientes fluyentes en atravesar este arreglo sólido, toman un papel de mayor importancia las ecuaciones de transferencia de masa [14], [15], [39] y energía, presentadas a continuación, pues son estas las que explican que tan factible es ese transitar de la sustancia y el proceso reactivo como tal.

El modelo del reactor como tal presenta algunas dificultades en cuanto al control de la temperatura se refiere. Además el esquema es favorable para hacer los cambios que a favor de mejorar la reacción se puedan hacer durante el diseño, como longitud del lecho, material del lecho, entre otras características que pueden mejorar la generación de las reacciones deseadas, dado que esas características son de libre disposición de diseño. Por otra parte tiene gran facilidad [21] (generalmente se considera un problema en reacciones tradicionales) para la formación de fenómenos termodinámicos como la formación de frentes móviles calientes [11].



**Figura 3.** Reactor con un lecho empacado.

Fuente: Modificado del original. <http://www.plantasquimicas.com/Reactores/dr32.htm>. [Citado Diciembre 2012].

## ECUACIONES DE DISEÑO PARA REACTORES QUÍMICOS

Conociendo que las ecuaciones de diseño son un conjunto de expresiones matemáticas que escriben el comportamiento de un reactor químico, teniendo

en cuenta los fenómenos que dentro de él ocurren, se empezó con el correspondiente análisis matemático bajo un ejemplo cinético hipotético.

Puesto que determinar a ciencia cierta la cinética de un proceso como la combustión in-situ, es realmente complejo [4], se decide entonces iniciar esta etapa preliminar de análisis con una relación cinética hipotética de primer orden:

$$r = k [A]^x \quad (1)$$

Donde,

$r$ : Es la velocidad de reacción.

$k$ : Constante de velocidad

$[A]$ : Concentración del reactivo limitante [7], [23].

$x$ : Orden de reacción, para el caso igual a 1.

En la expresión anterior la constante de velocidad está determinada por una variación en la temperatura, por lo que se convierte en una de las variables a controlar más importantes. Varía con la siguiente relación, denominada relación de Arrhenius:

$$k = A e^{\left(\frac{-E_a}{RT}\right)} \quad (2)$$

Donde,

$A$ : Factor de frecuencia

$E_a$ : Energía de activación

$R$ : Constante universal de los gases

$T$ : Temperatura

Esto en cuanto a cinética. Se hace necesario incluir las expresiones que describen el comportamiento de la masa y la energía del reactor, los cuales se describen a continuación.

## BALANCE DE MASA

El balance de materia [31] consiste en representar matemáticamente que la entrada y la salida del sistema deben ser igual a la acumulación.

En términos más explícitos, la ecuación 2 para la cantidad de materia correspondiente al combustible de las reacciones de régimen de alta temperatura [4] sería:

$$\dot{N}_{Entrada} + r_{Producción} V - \dot{N}_{Salida} - r_{consumo} V = \frac{dMasa}{dt} \quad (3)$$

Donde,

$\dot{N}$ : Flujo de entrada de combustible

$r_{producción}$ : Velocidad de producción de combustible.

$V$ : Volumen de control (reactor).

$\dot{N}$ : Flujo de salida de combustible.

$r_{consumo}$ : Velocidad de consumo del combustible.

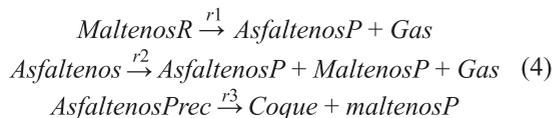
$\frac{dMasa}{dt}$ : Acumulación de masa de combustible en el sistema.

Se hace un balance para cada uno de los componentes que están dentro de las reacciones que suceden en el proceso. La formulación teórica de esos balances se basa en las reacciones que se planteen. En la literatura existe una diversidad de modelos para las reacciones que tienen lugar. Se tomaron como base los modelos de Belgrave, para reacciones a bajas temperaturas [4], el modelo de Jia para reacciones a temperaturas intermedias [4], [16] y el modelo de combustión convencional basado en el coque para las reacciones que ocurren a altas temperaturas [8], [16].

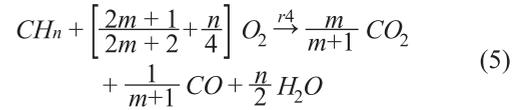
El desarrollo que a continuación se plantea está ligado al combustible del proceso (coque) como tal, con base en las siguientes consideraciones:

- Es el compuesto de mayor influencia en el proceso si se tiene en cuenta que una excesiva producción puede generar taponamiento del medio poroso, y una baja producción implica una ineficiencia del frente de combustión [41].
- Está involucrado en una primera etapa (modelo de Jia) donde se presenta el fenómeno transferencia de masa y difusión [4].
- Puesto que no entra ni sale del sistema como tal, el planteamiento matemático es más sencillo.

Entonces las reacciones en las que se ve involucrado el combustible (coque) son:



Estas primeras referidas del modelo que en la literatura presenta Jia, donde las dos primeras se denominan Termólisis [4], [36] y tras alcanzar un punto de solubilidad máxima, los Asfaltenos precipitados sufren el proceso de Pirolisis [36] y producción de coque.



En la ecuación 5, el término que se representa como  $CH_n$  se refiere al coque en función de la relación hidrógeno-carbono.

El balance de masa en función de los flujos molares que representa el combustible  $C$  en el sistema sería:

$$(ar_3 - br_4)V = \frac{dN_C}{dt} \quad (6)$$

Donde:

$a, b$ : Coeficiente estequiométrico.

$V$ : Volumen de control (reactor).

$r_x$ : Velocidad de reacción de la reacción  $x$ .

De esta expresión se puede inferir que de conocer valores de concentración [37] de coque a medida que avanza la prueba, es posible encontrar la reacción que domina el fenómeno, es decir, que reacción sucede más rápido si las ITO (precuroras del coque) [42] o las HTO (consumidoras de coque) [4].

## BALANCE DE ENERGÍA

La energía ni se crea ni se destruye, ella se transforma. Todo sistema donde la energía confluye debe cumplir ese principio, un reactor es claro ejemplo de esto [22].

Para la representación matemática se parte de dos consideraciones esenciales, una primera en la que se establece que el reactor es no isotérmico y otra en la que se establece estado estacionario, lo que simplifica el análisis matemático.

La relación matemática que tiene en cuenta los parámetros del balance de energía y esas consideraciones se presenta a continuación:

$$\dot{Q} - \dot{W}_s + \sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i = 0 \quad (7)$$

Donde,

$\dot{Q}$ : Flujo de energía (calor) que entra que entra al sistema.

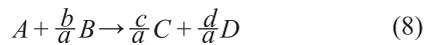
$\dot{W}_s$ : Trabajo que el sistema ejerce sobre el sistema.

$\sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0}$ : Energía que entra al sistema inherente al flujo de materia.

$\sum_{i=1}^n F_i H_i$ : Energía que sale del sistema inherente al flujo de materia.

Con lo cual, materia como el combustible (coque) que no tienen flujo, no aportaran energía en las sumatoria. La inyección de aire incluye un flujo de (nitrógeno) que en las reacciones no aparece y se considera inerte. Tiene el nitrógeno importancia en el balance de energía pues actúa como un Heat Carrier, es decir, arrastra calor [18], [38].

Considerando una reacción global con conversión hipotética del 100% y combinando los modelos de reacción, con el fin de determinar de forma general, que entra y que sale del sistema se tiene la siguiente ecuación:



Donde,

A: Maltenos.

B: Oxígeno.

C: Óxidos de carbono y gas.

D: Agua

Aunque en la ecuación 8 no se considera el nitrógeno, se hizo necesario tenerlo en cuenta en el cálculo de la energía inherente a los flujos entrantes y salientes, como sigue:

$$\begin{aligned} \sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i &= F_{A0} [(H_{A0} H_A) \\ &+ (H_{B0} H_B) \theta_B \\ &+ (H_{C0} H_C) \theta_C \\ &+ (H_{D0} H_D) \theta_D \\ &+ (H_{I0} H_I) \theta_I] \\ &- (\Delta H_{RX}) F_{A0} X \end{aligned} \quad (9)$$

Donde,

$\theta_i$ : Relación entre el flujo fresco del componente, sobre el flujo fresco del reactivo limitante, para este caso A (Maltenos).

X: Conversión, en el caso ideal planteado igual a 1.

En la ecuación 9,  $\Delta H_{RX}$  es el término que incluye los calores de reacción [18], [36].

Para el cálculo de los calores de reacción, se requiere tener en cuenta todos los componentes que por cada reacción tengan un papel en la reacción, así pues, se requiere realizar un calor de reacción por reacción. El sentido matemático para restar o sumar esos calores, se determina si es endotérmico o exotérmico.

Para los valores de la entalpía que se requieren, dado que no se conocen valores de entalpías a cualquier temperatura, se debió incluir la representación de la entalpía en función de valores de entalpías de referencia más la entalpía cuando la temperatura cambia hasta las condiciones que evalúa el proceso.

Siendo la entalpía igual a:

$$H_i = H_i^0(T_R) + \Delta H Q_i \quad (10)$$

Las tablas termodinámicas por lo general tienen los datos de las propiedades termodinámicas a una temperatura  $T_R$  igual a 25°C.

Ahora bien, ese cambio en la entalpía esta descrito por la integral de las temperaturas entre las que se desarrolla el cambio del  $C_p$  de la sustancia [18].

Con lo que se obtuvo la siguiente expresión, considerando que el sistema no ejercía trabajo sobre el medio y que el medio no le suministraba energía, dada la aislación térmica del mismo:

$$-F_{A0} \sum_{i=1}^n \int_{T_{i0}}^T \theta_i C_{pi} dT - \Delta H_{RX}(T) F_{A0} X = 0 \quad (11)$$

La propiedad básica que determina cuál es la proporción en la que un material se difunde en otro es el coeficiente de difusividad  $D_{A-B}$  [40], pero que un material se difunda a través de otro tiene su explicación en la presencia necesaria de un gradiente de concentración que actúe como fuerza impulsora para el movimiento de estos compuestos uno entre el otro.

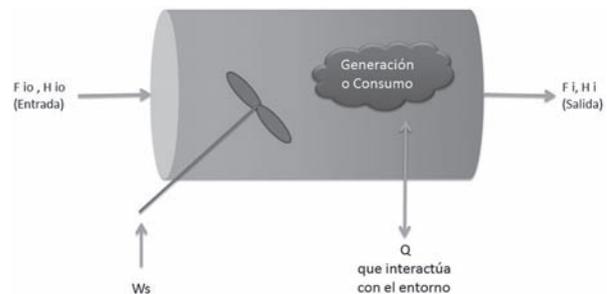


Figura 4. Esquematación de elementos que interactúan energéticamente en un reactor.

## TRANSFERENCIA DE MATERIA

La expresión más común para la descripción de la transferencia de masa es:

$$J_A = -D_{A-B} \frac{dC_A}{dz} \quad (12)$$

En la que:

$$F_{A0} \frac{dx}{dW} = -r'_A \quad (13)$$

$J_A$ : Flujo sobre unidad de área del compuesto A de interés.

$\frac{dC_A}{dz}$ : Gradiente de concentración del componente A en la dirección  $z$ .

Es esta la ley de Fick, que describe la velocidad con la que un componente se transfiere en la fase compuesta por el otro. Este proceso es de necesario análisis en combustión in-situ, pues el aire al entrar en contacto con el arreglo empieza a difundirse en el crudo para el desarrollo de las reacciones. [38], [39].

La relación más importante que tiene con el proceso de diseño es el hecho de que si la velocidad de transferencia de masa entre las fases es menor que la velocidad a la que se desarrolla la reacción,  $r_r$ , el proceso es dominado por la velocidad de transferencia de masa, y con base en esa proporción se deben diseñar las condiciones del reactor.

El análisis de ese proceso debe estar enfocado en las reacciones LTO y las reacciones HTO, dado que son las que eminentemente se desarrollan en fase heterogénea.

## ECUACIÓN DE DISEÑO PARA EL REACTOR CON LECHO EMPACADO

Existe también una relación matemática que relaciona aspectos del proceso químico como el rendimiento, con aspectos físicos del reactor como la masa de reactivo necesaria y correspondientemente el volumen, es esta la ecuación de diseño.

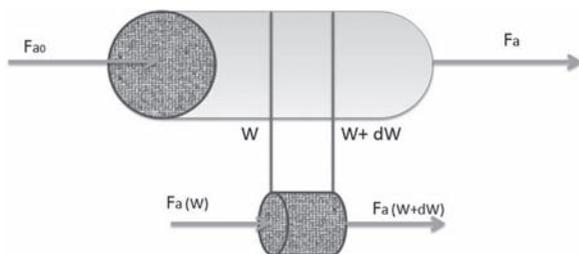


Figura 5. Esquema del reactor de lecho empacado.

Entonces la velocidad de reacción puede ser descrita como la variación del alimento con relación al reactante (en este caso, crudo en el lecho), o la proporción en la que cambia por ejemplo A, en relación a la masa de reactante  $W$ , así:

Dónde:

$r'_A$ : Es la velocidad de reacción, si A es un reactivo, entonces sería velocidad de consumo, de ser producto sería velocidad de producción. Se deben tener en cuenta las relaciones que se presentaron con anterioridad referentes a la cinética de la reacción.

$F_{A0}$ : Flujo másico inicial del reactivo limitante.

$x$ : Conversión

$W$ : Masa de reactante

Teniendo en cuenta diferentes conceptos químicos para representar la concentración [18], [21], [36], y la ecuación (1), se llega a una expresión tal que:

$$\frac{dx}{dW} = \frac{k}{F_{A0}} \left[ \frac{C_{A0} (\Theta_A + v_A x) P}{(1 + \epsilon x) P_0} \right] \quad (14)$$

Donde,

$v_A$ : Coeficiente estequiométrico (Positivo para productos, negativo para reactivos)

$\epsilon$ : Relación molar del cambio de la totalidad de moles respecto a los moles alimentados.

El término de presión que se ve en la ecuación (14) puede ser descrito mediante el uso de una ecuación que determine un cambio en las presiones; en la industria petrolera, la más utilizada con este fin es la expresión de Darcy definida por:

$$q_z = k_p * \left( \frac{\text{Área}}{\mu} \right) * \left( \frac{dP}{dz} \right) \quad (15)$$

Donde,

$q$ : Se refiere al caudal que atraviesa el sistema en una dirección específica.

Área: Área transversal.

$\mu$ : Viscosidad.

$k_p$ : Permeabilidad del medio [42].

$\frac{dP}{dz}$  Variación de la presión respecto a una dirección específica.

Que incluyéndola en la ecuación diferencial que hasta el momento describía el sistema hace que  $P$  se convierta en una función de  $z$ .

Además, si se representara la masa de reactante en el lecho en función de la longitud en la dirección de flujo del reactor se obtiene un sistema de ecuaciones que describe el sistema.

La expresión que representa la masa de reactante en el lecho está determinada por:

$$W = (1-\emptyset)A * z * \rho_{Reactante} \quad (16)$$

Donde,

$W$ : Es la masa de reactante en el lecho.

$\emptyset$ : Porosidad del lecho.

$A$ : Área transversal.

$z$ : Longitud del reactor, en la dirección axial.

$\rho_{Reactante}$ : Densidad del reactante presente en el lecho.

Con esta expresión y haciendo uso de la propiedad transitiva para las funciones [10] se puede concluir que es posible expresar la presión como una función de la masa de reactante.

Ahora bien al hacer un reemplazo matemático se puede llegar a expresiones como las que siguen en orden sucesivo:

$$q_z = \frac{k_p \text{Área}}{\mu} \frac{dP}{dz} \quad (17)$$

$$\int q_z dz = \frac{k_p \text{Área}}{\mu} \int dP \quad (18)$$

Dado que el análisis se está desarrollando en estado estacionario se puede pensar que el caudal en dirección axial es uniforme en cualquier punto del trayecto [18].

Con lo que esa, antes variables, se convierte en una constante que sale de la integral:

$$q_z z = \frac{k_p A}{\mu} P \quad (19)$$

$$P = \frac{q_z z \mu}{k_p A} \quad (20)$$

$$W = (1-\emptyset)A * z * \rho_{Reactante} \quad (21)$$

De la expresión para la masa de reactante puede conseguirse una tal que:

$$z = \frac{W}{\rho_{Reactante} (1-\emptyset) A}$$

Al reemplazar en la ecuación que define la presión en función de  $z$ , la que expresa  $z$  dependiente de la masa de reactante, se tiene una expresión condensada de la forma:

$$P = \frac{q_z W \mu}{k_p A^2 \rho_{Reactante} (1-\emptyset)} \quad (22)$$

Expresión de la que se puede concluir que la presión es proporcional tanto a la masa de reactante presente en el lecho, parámetro directamente relacionado con la cinética por la concentración, sino también proporcional al caudal de reactivo entrante en el sistema. A su vez varía inversamente proporcional con el cuadrado del área transversal, y con la porosidad y permeabilidad del lecho.

Lo que se puede evidenciar en un ejemplo práctico, si se tiene una botella bien cerrada y se empieza a aplastar (reducir el área transversal) fácilmente esta puede estallar en el momento que el materia ceda ante el esfuerzo.

Después de lograr encontrar la relación que existe entre la presión y la masa de reactante en el lecho, se puede volver a la expresión diferencial de la conversión respecto a la masa de reactante logrando una expresión más completa que describe el comportamiento de este reactor.

$$\frac{dx}{dW} = \frac{k}{F_{A0}} \left[ \frac{C_{A0} (1+x) q_z W \mu}{P_0 k_p A^2 \rho_{Reactante} (1-\emptyset)} \right] \quad (23)$$

Mediante separación de variables

$$\int_0^x \frac{dx}{(1+x)} = \frac{k_p C_{A0} q_z \mu}{F_{A0} P_0 k A^2 * \rho_{Reactante} (1-\emptyset)} \int_0^W W dW \quad (24)$$

Desarrollando la expresión integral:

$$\begin{aligned} & \ln(1+x) \\ & = \frac{k_p C_{A0} q_z \mu}{F_{A0} P_0 k A^2 * \rho_{Reactante} (1-\emptyset)} \frac{W^2}{2} \end{aligned} \quad (25)$$

Si se despeja el valor de  $x$  de esta expresión dado su origen en balances de masa, se puede denominar con una conversión [33], [37] según el balance de masa:

$$x_{BM} = e \left[ \frac{k_p C_{A0} q_z \mu}{F_{A0} P_0 k A^2 * \rho_{Reactante} (1-\emptyset)} \frac{W^2}{2} \right] - 1 \quad (26)$$

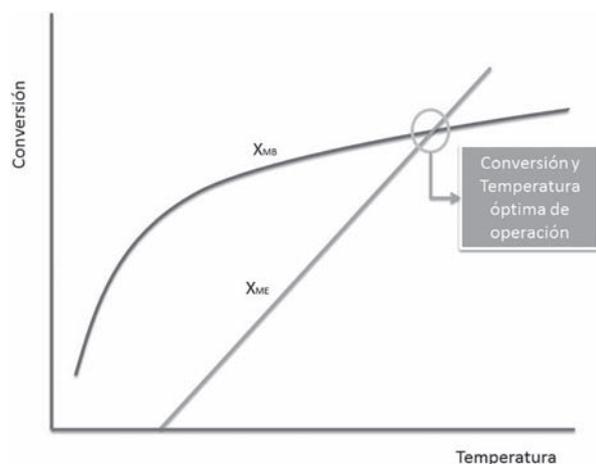
La ecuación (26) describe el comportamiento del reactor desde el punto de vista de los fenómenos en los que interviene la materia, y no la energía.

Es entonces, necesario determinar cómo se comporta el sistema en cuanto a energía se refiere, pues al cortar ambas funciones se obtendrán “lugares” de operación óptimos para el reactor.

Retomando la ecuación (11) y despejándola para obtener  $x$  del balance de energía, se tiene:

$$x_{BE} = \frac{\sum \theta C_{Pi} (T - T_R)}{-[\Delta H_{RX}^\circ (T_R) + \Delta C_p (T - T_R)]} \quad (27)$$

Al graficar las ecuaciones (26) y (27) en función de la temperatura se obtiene una gráfica como la que se muestra en la figura 6 y de ella, en términos prácticos, una conversión y una temperatura de operación. Este desarrollo matemático depende del orden de la cinética en la reacción, con lo cual existe la posibilidad de no obtener un solo lugar óptimo de reacción sino varios de ellos, al presentarse un cambio en la cinética. De esta manera es necesario determinar que condiciones son las óptimas para operar y emular correctamente el proceso.



**Figura 6.** Esquema para visualizar la conversión y temperatura óptima para una reacción con velocidad de 1er Orden

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La combinación de todo este conjunto de ecuaciones permite encontrar una expresión que caracteriza el comportamiento tanto físico como químico del reactor.

Y mediante el manejo de las variables que afectan estas ecuaciones como caudal, concentración, temperatura, se puede llegar a representar el proceso que conlleva la técnica de combustión in-situ, para poder analizar su cinética, compleja de por sí, y finalmente hacer un aporte a la comercialización y aplicación de esta técnica,

que promete en un futuro ser solución a los problemas de recobro en campos maduros de crudo pesado.

El cálculo de parámetros cinéticos como factor de frecuencia y energía de activación, tiene involucradas muchas variables que afectan en gran medida estos, por lo que su estudio y determinación es una labor que requiere los esfuerzos necesarios dada la necesidad actual por la aplicación de la técnica.

Los modelos de reacción para cada régimen de reacción está constituido por pseudocomponentes lo que los convierte en parte esencial del proceso, pues conocer los reactivos es indispensable para el estudio cinético, además de suponer costo computacional una mala elección de estos.

Son muchas ecuaciones las que se ven involucradas en el proceso de descripción de un reactor que como el Flujo Pistón de Lecho Empacado pueda representar en cierta medida el proceso de combustión in-situ, por lo que es necesario para empezar un estudio formal de estos aspectos, identificar una herramienta computacional que pueda desarrollar esa parte matemática coherente con la ingeniería que requiere.

No es tarea sencilla desarrollar un trabajo en esta técnica pero las expectativas de aplicación deben animar a que la comunidad científica viere su atención a esta y convertirla en un futuro no muy lejano en una técnica de aplicación industrial.

## AGRADECIMIENTOS

Grupo de Investigación Recobro Mejorado GRM-UIS. ICP-Ecopetrol. Línea de Investigación CIS-GRM.

## REFERENCIAS

1. AHMED, T. Reservoir Engineering Handbook. Gulf Professional Publishes. 2001.
2. AZERBAIDZHANSKOE, N. Heat Treatment of oil and increase recovery of oil. SPE. 22356, USA. 1975. 17p
3. AZNAR, A. CABANELAS, J. Ingeniería de Reacciones. Universidad Carlos III de Madrid. Disponible en: <http://ocw.uc3m.es/ingenieria-quimica/quimica-ii/material-de-clase-1/MC-F-003.pdf> [Citado Mayo de 2012]
4. BELGRAVE, J. MOORE, G. URSENBACH, M. BENNION, W. A Comprehensive approach in situ

- combustion modeling. SPE 20250. 1990.
5. Benham, A. Poettmann, F. The Thermal Recovery Process - An analysis of Laboratory Combustion Data. Petroleum Trans. AIME.1958.
  6. BOUDART, M. Cinética de Procesos Químicos. Alhambra. 1974.
  7. BOBERG C Thomas. "Thermal Methods for oil Recovery", Exxon Monograph. Pag. 266. 1988
  8. BURGER, J. SORIEAU P. Thermal methods of oil recovery. Institut Français du Pétrole Publications. 1985.
  9. CHICUTA, A. TREVINSON, O. Experimental Study on In-situ Combustion of Brazilian Heavy Oil. UNICAMP-SPE 122036. 2009.
  10. CHOPEY. Nicolas. Handbook of Chemical Engineering Calculations. Third Edition. Edición Web.
  11. CRAFT, B. HAWKINS, M. Applied Petroleum Reservoir Engineering. Prentice Hall. 1990.
  12. CROOKSTON, R. CULHAM, O. Numerical Simulation Model for Thermal Recovery Processes. SPE 6724. Canada. 1985. 18p
  13. CUEVAS, R. Introducción a los Reactores Químicos. Universidad Autónoma de México. 2009. Available: [http://depa.pquim.unam.mx/amyd/archivero/IntroReactores\\_10564.pdf](http://depa.pquim.unam.mx/amyd/archivero/IntroReactores_10564.pdf) [Citado Mayo de 2012].
  14. DENBIGH, K. Teoría del Reactor Químico. Alhambra. 1968.
  15. Donnelly and R Gordon Moore. "Thermal Cracking models for Athabasca oil Sands". University of Calgary. SPE 7549
  16. ESCOBAR, F. Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. Universidad Surcolombiana. 2000.
  17. FOGLER, S. Elements of Chemical Reaction Engineering. 2 Ed. Prentice Hall. 1986.
  18. GREN, D. WILLHITE, P. Enhanced Oil Recovery. Richardson, SPE. 2003.
  19. LAKE, L. Enhanced Oil Recovery. Prentice-Hall. 1989.
  20. LEVENSPIEL. Octave. Ingeniería de las Reacciones Químicas. Ed. Reverté.
  21. LEVINE, I. Fisicoquímica. McGraw-Hill, Tercera Edición. 1993.
  22. MOORE, R. LAURENSHEN, C. UNSERBACH, M. METHA, S. BELGRAVE, J. A Canadian Perspective on In-Situ Combustion. University of Calgary. 1999.
  23. MUÑOZ N, Samuel, "Apuntes combustion in-situ". Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga. 1999.
  24. N. Kalogerakis, R. Luus. Improvement of Gauss-Newton Method for Parameter Estimation through the Use of Information Index. University of Toronto.1983.
  25. NELSON, T. W.; MCNEIL, J.S. "How to Engineer a Combustion In Situ Project", Oil and Gas Journal. (Junio 5, 1961) N°. 23, 58-65.
  26. P,B Crawford and C, Chu. Capitulo VI In situ combustion, "Improve oil Recovery", Pag 251. Interstate oil Compact comission.1983
  27. PARIS DE FERRER, Magdalena. Inyección de Agua y Gas en Yacimientos Petrolíferos.
  28. PEROZO, H. MENDOZA, A. TEXEIRA, J. ALVAREZ, A. MÁRQUEZ, J. ORTEGA, P. VASQUEZ, P. The In-situ Combustion Pilot Project in Bare Field, Orinoco Oil Belt, Venezuela. PDVSA INTEVER, SPE 144484. 2011.
  29. PETIT, H. Experimental Evaluation of In-situ Combustion in naturally consolidated cores. Institut Français du Pétrole Publications. JCPT. 1990.
  30. Presentation for CMG-Computer Modeling Group Ltda.: GUTIÉRREZ. Dubert. Air Injection-Basic Reaction Kinetics.
  31. RAMBOUZE, P. VAN LANDEGHEN, H. WAOQUIER, J. Chemical Reactors; Design/ Engineer/Operation. TECHINIP Editions. 1988.
  32. RAMEY, H. In-situ Combustion. Published in "Recovery of Hydrocarbons beyond the primary stage" tras World Petroleum Congress Moscow

- URSS. 1971. Ingeniería Química. 7 Ed.
33. REKLAITIS, G. "Balances de material y energía". Ed. McGraw-Hill. 1989.
34. ROJAS G, J. Elementos de Cinética Química. Universidad Nacional de Colombia. 2008.
35. SAAVEDRA, G. Velocidad de reacción. Universidad de Concepción. 2001.
36. SEQUERA, B. MOORE, R. METHA, R. URSENBACH, M. Numerical simulation of in situ combustion experiments operated under low temperature conditions. Universidad de Calgary. 2007.
37. SMITH, J. Ingeniería de la Cinética Química. CECSA. 2001.
38. SMITH, J. Introducción a la termodinámica en
39. SOTO, Andrés. Apuntes de cinética química. Universidad de Chile. 2003. Available en: [http://cabierta.uchile.cl/revista/29/mantenedor/subeducacion\\_1.pdf](http://cabierta.uchile.cl/revista/29/mantenedor/subeducacion_1.pdf) [Citado Mayo de 2012].
40. SARATHI S. Partha. "In situ combustion Handbook", BDM Petroleum Technologies. Oklahoma. January 1999.
41. TREYBALL, R. Operaciones de transferencia de masa. 2 Ed.
42. YATTE G. Fabián Camilo. Curso de Tópicos de Exploración y Explotación. Métodos de Recobro. 2010.
43. YATTE G. Fabián Camilo. Seminario Combustión In Situ (CIS). Universidad Industrial de Santander. 2010.

## ANEXOS

### ANEXO 1. Paralelo de reactores aptos para reacciones CIS

Reactor en Fase Heterogénea	No	¿Por qué?	Si	¿Por qué?
Lecho Empacado			X	Permite la posibilidad de configurar un lecho que represente el yacimiento y en el poder inyectar el material oxidante
Lecho Empacado por Etapas			X	Se tendría también un mejor control de la temperatura apropiada que represente CIS
Lecho Fluidizado por Borboteo BFB	X	Una condición de borboteo, o de lecho fluido no representaría el frente de combustión propio de procesos CIS.		
Configuración K-L de BFB	X	Si bien es cierto que se quiere lograr la reacción que se presume de procesos CIS en fase heterogénea, esta se debe lograr en condiciones cercanas a la realidad, y un lecho fluido no lo es.		
Lecho Fluidizado Circulante CFB	X	Representa bien un contacto a alta velocidad y cabeza de presión grande pero refiere un lecho fluido, poco cercano a lo que se quiere representar.		
De Membranas	X	La limitante termodinámica de la temperatura es fulminante para este tipo de reactores, debido a las temperaturas alcanzadas en procesos de Combustión In Situ.		
Trickle-bed			X	El arreglo permite un mejor acercamiento a la realidad, en el que a un lecho (arcilla, etc. y crudo) se le inyecta fluido nitrógeno y oxígeno a la vez. Puede ser considerado como importante para el estudio de CIS.

## ANEXO 2. Ventajas y desventajas de los reactores Viabes.

Reactor en Fase Heterogénea	Ventajas	Desventajas
Lecho Empacado	Facilidad para representar el yacimiento. Ampliamente conocido. Facilidad para representar el yacimiento.	La inyección de los materiales reactantes por lo general se desarrolla en flujo continuo. Para un proceso CIS es más conveniente un semicontinuo.
Lecho Empacado por Etapas	Permite un control más claro de la temperatura. Ampliamente conocido.	La inyección de los materiales reactantes por lo general se desarrolla en contracorriente.
Trickle-bed	Facilidad para representar el yacimiento. La inyección de los materiales reaccionantes se realiza al tiempo.	El estudio de sus ecuaciones y la transferencia de masa que se sucede aún es muy escaso. La inyección de material se hace mediante goteo sobre el arreglo lo que se aleja un poco de la realidad fenomenológica de la reacción, depende de la fuerza de inyección.

---

**Recepción:** 1 de noviembre de 2012  
**Aceptación:** 18 de diciembre de 2012