

Diseño de proceso en un reactor industrial de hidrodesulfuración de fracciones petroleras.

Helí Jesús Lugo Fuenmayor

*Laboratorio de Refinación y Petroquímica, Facultad de Ingeniería, División de Posgrado,
Universidad del Zulia, Maracaibo, Venezuela.*

Resumen

El objetivo de este trabajo es simular un reactor industrial de hidrodesulfuración de un solo lecho; adaptarlo a uno de tres lechos, con enfriamiento súbito de hidrógeno entre los lechos, y estudiar el efecto de las variables del proceso sobre el diseño de ambos reactores.

Un programa de computación, en lenguaje BASIC, desarrollado para resolver el diseño de proceso de un reactor de lecho con goteo, tipo flujo pistón, fue utilizado para simular un reactor industrial de un solo lecho, dividido en tres secciones iguales; obteniéndose un valor para la longitud total del reactor de 35.75 m, similar a la longitud real del reactor industrial de 35.66 m. El reactor industrial de un solo lecho utilizado como modelo fue adaptado como un reactor de tres lechos con enfriamiento súbito con hidrógeno entre los lechos, lográndose duplicar la capacidad de hidrodesulfuración del reactor.

También fue estudiado el efecto de las variables del proceso (temperatura de entrada al reactor, flujo de aceite alimentado, presión en el reactor, relación hidrógeno/aceite y temperatura máxima de salida entre lechos) sobre las condiciones de operación del reactor, lo cual permite mantener la eficiencia del mismo durante su operación real.

Los resultados obtenidos reproducen los valores del reactor industrial evaluado, y así esta metodología puede ser utilizada para evaluar reactores industriales de hidrodesulfuración de fracciones petroleras.

Palabras claves: Diseño, Reactor, Hidrodesulfuración.

Process design of an industrial-size reactor for petroleum oil hydrodesulfurization.

Abstract

The purpose of this work is to simulate a single-bed industrial hydrodesulfurization reactor, to adapt it to a three-bed reactor with interbed quenching, and to study the effect of the process variables on the reactor design.

A BASIC algorithm, to solve the process design of a plug-flow trickle-bed reactor was used to simulate a single-bed industrial reactor; a value of 35.75 m was calculated for the total bed length, similar to the actual value of 35.66 m for the industrial reactor. This reactor was adapted to work as a three-bed reactor with interbed quenching, thus duplicating the hydrodesulfurization capacity.

The effect of the process variables on the operation conditions of the reactor was also studied in order to control the efficiency levels in the reactor operation.

The results obtained are similar to the industrial reactor evaluated and this method could therefore be recommended to evaluate industrial hydrodesulfurization reactors.

Key word: Design, Reactor, Hydrodesulfurization.

Consideraciones Teóricas

Definición de un reactor de lecho con goteo, flujo pistón

Un reactor gas-líquido es aquel en el cual las fases, gaseosa y líquida, coexisten durante la reacción catalítica. Uno de los tipos más importantes, el cual usa catalizador sólido, es el reactor de lecho fijo; siendo el más común en la industria, el reactor de lecho con goteo. Aquí, las fases gaseosa y líquida fluyen ambas hacia abajo. El gas es la fase continua y el líquido es la fase dispersa. La textura de la fase líquida parece ser una mezcla de películas, chorros y gotas fluyendo sobre la superficie de las partículas del catalizador.

La adición de la fase líquida a un sistema catalítico de fase gaseosa simple introduce nuevos problemas en la cinética de reacción y transferencia de masa. Es conocido que 40 a 50% de volumen de poro se llena con líquido. Para reacciones en fase líquida, puede suponerse con seguridad que las reacciones catalíticas ocurrirán en la fase líquida o en sitios superficiales cubiertos de líquido. Consecuentemente, una molécula de gas reactante tendrá que ser absorbida en una gota de líquido, difundir dentro de la gota a través del poro hasta llegar al sitio catalítico, adsorberse sobre el sitio y reaccionar con una molécula de líquido adsorbida. Esa gota de líquido llega allí por transporte de masa, después de lo cual parte de ella se introduce por fuerza capilar dentro del poro del catalizador. El producto de la reacción difundirá fuera del poro a través del líquido y si permanece en la fase líquida, será arrastrado con la parte exterior de la gota, cayendo a través del lecho catalítico. Si el producto de la reacción es un gas, se desorberá de la gota de líquido, una vez fuera del poro.

Diseño del Reactor

Tarham (1) ha estudiado el diseño de un reactor de hidrosulfuración basado en las siguientes suposiciones:

- El reactor es tipo flujo pistón.
- El reactor es adiabático.
- El volumen de líquido en el reactor permanece constante.
- La reacción ocurre entre la fase líquida y la superficie del catalizador.
- Los reactantes claves son compuestos de azufre disueltos en la alimentación de aceite y un gas conteniendo hidrógeno.

Aunque el reactor se diseña para lograr una conversión deseada de los compuestos de azufre, se deben tomar en cuenta todas las reacciones que ocurren en el reactor debido a que todas ellas contribuyen a la liberación de calor y a la composición de la masa reaccionante. Como el número de reacciones individuales es demasiado grande, ellas son agrupadas así:

-Hidrodesulfuración.



-Hidroxigenación.



-Hidrogenitrogenación.



-Hidrocraqueo.



-Hidrogenación saturativa.



La figura 1 representa un lecho cilíndrico empacado de catalizador.

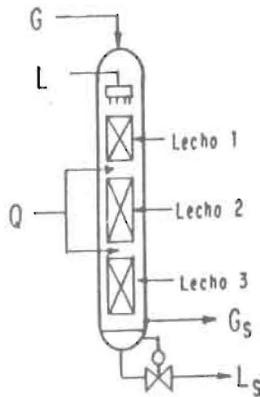


Figura 1. Reactor de lecho fijo con tres lechos

El gas reactante G entra al reactor por el tope. El líquido reactante L también entra por el tope pero es esparcido por medio de un distribuidor de líquido sobre el lecho del catalizador. El reactor puede estar formado por varios lechos con un enfriamiento súbito entre ellos utilizando el gas reactante. El gas efluente deja el reactor por el fondo. El líquido reaccionado se acumula en el fondo y es extraído del reactor por medio de un controlador de nivel.

En este reactor se realiza un balance de masa y calor para un elemento diferencial dz . El diseño es determinado para la reacción en fase líquida, y las concentraciones en el gas son calculadas de la reacción en fase líquida en todos los puntos.

Las ecuaciones de diseño son:

a) Balance de masa.

$$\frac{dCr_j}{dz} = -\frac{dp}{u_L} \frac{r_j}{C_{O_j}} \quad \text{para } j = 1,2,3,4,5$$

b) Balance de Calor.

$$\frac{dT}{dz} = \frac{dp \epsilon_L \sum [(-\Delta H) r_j]}{T_0 (\epsilon_G \rho_G C_{pG} u_G + \epsilon_L \rho_L C_{pL} u_L)}$$

para $j = 1,2,3,4,5$

Las expresiones cinéticas correspondientes a r_j son las utilizadas por Tarhan (1).

Una vez inicializadas las variables de concentración y temperatura, se calculan las variables que son funciones de dichas cantidades. Luego se procede a resolver las ecuaciones diferenciales ordinarias de masa y calor por el método Runge Kutta(2). El cálculo del lecho catalítico se detiene cuando la concentración de azufre cae por debajo del valor deseado ó cuando la temperatura del lecho excede el valor máximo permitido. El cálculo de los lechos siguientes se detiene además cuando la longitud alcanzada por estos es igual a la del primer lecho. Si la longitud total de los lechos excede un valor preestablecido, finalizan los cálculos del reactor y se calculan el flujo de hidrógeno de enfriamiento y la composición de gas a la salida del lecho.

Metodología

Fue utilizado un programa de computación MREACTOR (3) en lenguaje BASIC, basado en un algoritmo elaborado por Tarhan(1), para calcular las condiciones de operación de un reactor industrial de hidrodesulfuración de un solo lecho, para adaptarlo a un reactor de tres lechos con enfriamiento súbito de hidrógeno entre los lechos, y para estudiar el efecto de las variables de operación sobre la longitud del reactor, la temperatura de salida y la composición del producto gaseoso.

Datos de diseño

Para realizar la simulación de un reactor industrial, se escogió como modelo el reactor de una de las plantas de hidrodesulfuración (HDAY-2) de la Refinería de Amuay, el cual utiliza un tipo de alimentación (gasóleo atmosférico y de vacío) y un catalizador (Co-Mo/Al₂O₃) similares a los usados en el diseño teórico. La Tabla 1 muestra las características de la alimentación líquida, las condiciones de operación en el reactor industrial, las características del reactor y catalizador, y los datos cinéticos y termodinámicos de las reacciones. El peso molecular y el calor específico de la alimentación líquida fueron estimados de la literatura(4). Todas las unidades fueron convertidas al Sistema Internacional (SI). La alimentación líquida no contiene compuestos oxigenados y así

Tabla 1.
Datos de entrada al programa de computación MREACTOR

CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION LIQUIDA		
API:	Densidad del aceite en API	: 29.4 °API
BRNO:	Número de Bromo	: 2.8
RMU :	Viscosidad	: 0.00028 Kg/m.s
CPL :	Calor específico	: 2.93 Kj/Kg.K
PML :	Peso molecular	: 225 Kg/Kmol
RHOL :	Densidad del aceite a To	: 672 Kg/m ³
S :	Porcentaje en peso de azufre	: 1.123% peso
NITRO :	Porcentaje en peso de nitrógeno	: 0.044% peso
CONDICIONES DE OPERACION EN EL REACTOR		
FEED:	Flujo de aceite alimentado	: 6.575 Kg/s
To :	Temperatura absoluta a la entrada	: 566.89 K
TRMAX	Temperatura reducida máxima de salida	: 1.11
P:	Presión	: 55 bar
HOIL :	Relación hidrógeno/aceite	: 0.1166 m ³ (PTN)/Kg
GRADO :	Grado de remoción requerido	: 86.64 %
CARACTERISTICAS DEL REACTOR		
DT :	Diámetro interno	: 3.66 m
EPSI:	Fracción de Vacío	: 0.45
N LECHO :	Número de lechos permitidos	: 3
CARACTERISTICAS DEL CATALIZADOR		
DENCAT :	Densidad de la pastilla	: 669.55 Kg/m ³
A :	Area superficial/Volumen de pastilla	: 3087.48 m ⁻¹
DP :	Diámetro de pastilla	: 0.00159 m
AREA :	Area de la pastilla	: 21.44 mm ²
DATOS CINETICOS		
A 1:	Factor de frecuencia de reacción 1	: 28000 s ⁻¹
A 3:	Factor de frecuencia de reacción 3	: 1800 s ⁻¹
A 4:	Factor de frecuencia de reacción 4	: 2.5x10 ¹⁵ s ⁻¹
A 5:	Factor de frecuencia de reacción 5	: 1000 s ⁻¹
E 1:	Energía de activación de reacción 1	: 82060 Kj/Kmol
E 3:	Energía de activación de reacción 3	: 72060 Kj/Kmol
E 4:	Energía de activación de reacción 4	: 243500 Kj/Kmol
E 5:	Energía de activación de reacción 5	: 46860 Kj/Kmol
EFF 1:	Factor de efectividad de reacción 1	: 0.4-0.6
DATOS TERMODINAMICOS		
DH 1:	Calor de reacción 1	: 251200 Kj/Kmol
DH 3:	Calor de reacción 3	: 64850 Kj/Kmol
DH 4:	Calor de reacción 4	: 41000 Kj/Kmol
DH 5:	Calor de reacción 5	: 125500 Kj/Kmol

los parámetros correspondientes a la reacción 2 no son reportados.

Resultados y discusión

Simulación de un reactor industrial de un solo lecho

Un reactor industrial de un solo lecho es simulado con los datos anteriores y los resultados se muestran en la Figura 2. Se observa que la concentración de compuestos insaturados (CRHC) se hace cero rápidamente, disminuyen suavemente la de azufre (CR) y nitrógeno (CRN), mientras permanece constante la de compuestos hidrocraqueables (CRHY). Esto se explica ya que la reacción de hidrogenación saturativa tiene la más alta constante de velocidad, mientras que la reacción de hidrocraqueo tienen la más baja, con valores intermedios para las reacciones de hidrodesulfuración e hidrogenación, como puede observarse en la Tabla 2.

También se observa en la Figura 2 que la temperatura aumenta progresivamente a través del lecho. En los primeros metros hay un aumento más pronunciado de ésta, debido principalmente a la reacción de hidrogenación saturativa,

la cual se completa rápidamente, liberando un 20% del calor total generado en el reactor, como se observa en la Tabla 2. Luego, el aumento de la temperatura se hace uniforme con la contribución casi única de la reacción de hidrodesulfuración, la cual libera el resto del calor. La reacción de denitrificación tiene poca contribución al aumento de temperatura, siendo también insignificante la contribución de la reacción de hidrocraqueo.

La Tabla 2 también muestra que estas reacciones consumen parte del hidrógeno inicial, siguiendo el orden:

Hidrogenación Saturativa > Hidrodesulfuración > Hidrodenitrificación > Hidrocraqueo.

Así, el 75 % del hidrógeno inicial se consume en la hidrogenación de los compuestos insaturados y solo un 6 % en la hidrodesulfuración. El resto de las reacciones prácticamente no consumen hidrógeno. De allí la importancia de controlar la cantidad de compuestos insaturados en la alimentación al reactor.

Comparando los resultados obtenidos en la simulación con los valores del reactor industrial, se observa en la Tabla 3 que la concentración

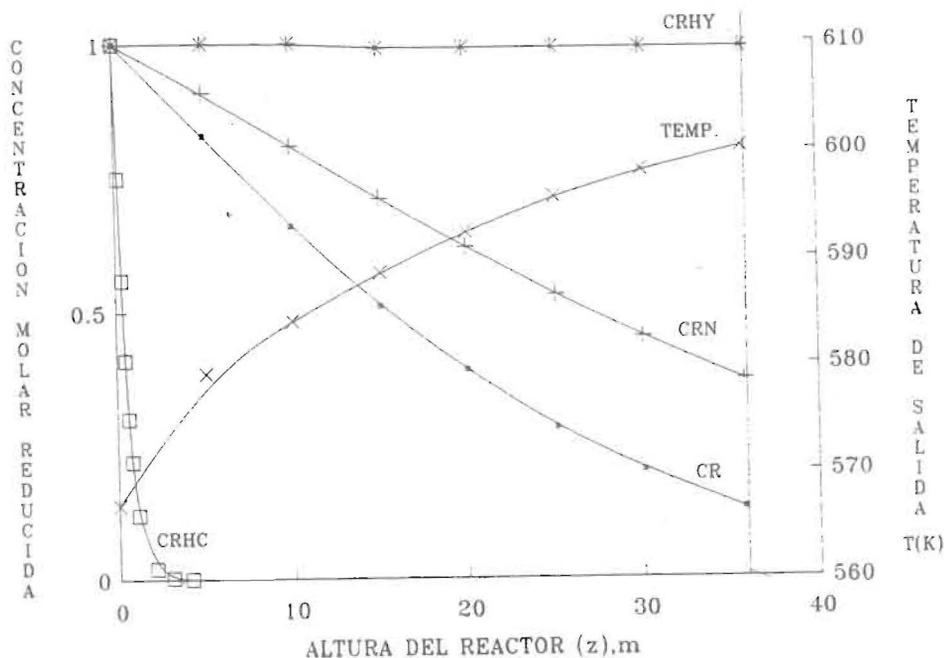


Figura 2. Perfiles de concentración y temperatura en un reactor de un solo lecho

Tabla 2
Valores calculados de constante de velocidad inicial, hidrógeno consumido y calor generado en cada reacción

REACCION	A (s ⁻¹)	Ea(Kj/Kmol)	ki(s ⁻¹)
Hidrodeshulfuración	2.8x10 ⁴	82060	7.7x10 ⁻⁴
Hidrogenitrogenación	1.8x10 ³	72060	4.1x10 ⁻⁴
Hidrocraqueo	2.5x10 ¹⁵	243500	9.2x10 ⁻⁸
Hidrogenación	1.0x10 ³	46860	4.8x10 ⁻²

$$T_i = 567 \text{ K}$$

$$k_i = A e^{-E_a/RT}$$

REACCION	H=H1/Ho	X	Hx=(H1/Ho)X
Hidrodeshulfuración	0.06742	0.8664	0.05841
Hidrogenitrogenación	0.00403	0.6287	0.00253
Hidrocraqueo	0.85382	0.0009	0.00077
Hidrogenación	0.75386	1.0000	0.75386

H = H1/Ho = Fracción del H₂ inicial necesario para completación.

X = Conversión.

Hx = Fracción del H₂ inicial consumido

REACCION	Q	CoX ^(a)	Qx=QCoX ^(a)
Hidrodeshulfuración	251000	0.2043	51280
Hidrogenitrogenación	64850	0.0133	863
Hidrocraqueo	41000	0.0027	110
Hidrogenación	125520	0.1177	14774

Q = -ΔH = Calor de Reacción, Kj/Kmol.

CoX = Moles de Hidrocarburo convertido, Kmol.

Qx = QCoX = Calor generado en la reacción, Kj.

(a) = Base : 1 m³ aceite.

reducida de azufre deseada, CR = 0.1336, se alcanza para una longitud total del reactor, Z, de 35.75 m, similar a la del reactor real de 35.66 m. La temperatura de salida del reactor, Ts= 600.23 K, difiere solo en 1% del valor real, Ts= 606.33 K. El ajuste de estos resultados se logra con un factor de efectividad, EFF1, de 0.58, el cual se encuentra dentro del rango de valores, (0.4 < EFF1 < 0.6), encontrado en la literatura (1).

La composición del producto gaseoso, que depende principalmente del hidrógeno consumi-

do en el reactor, concuerda con los valores reales para HOIL= 0.1324. (Ver Tabla 4).

El efecto de las variables del proceso también fue estudiado. La figura 3 muestra el efecto de la temperatura de entrada al reactor (To), y del flujo de alimentación (FEED), sobre la longitud total del reactor (Z), y sobre la temperatura de salida del reactor (Ts). El efecto de dichas variables y de la presión sobre la composición del producto gaseoso es insignificante, por lo cual no es reportado. La Tabla 4 muestra el efecto de la relación Hidrógeno/Aceite (HOIL) sobre la longi-

Tabla 3.
Simulación de un reactor industrial de un solo lecho

VARIABLE	INDUSTRIAL	SIMULACION
FEED: Flujo de aceite alimentado, Kg/s	56.575	56.575
HOIL: Relación Hidrogeno/aceite, m ³ (PTN) /Kg	0.1166	0.1166
GRADO: Grado de remoción de S, %	86.64	86.64
CR: Concentración reducida de S	0.1336	0.1336
P: Presión, bar	55	55
T ₀ : Temperatura de entrada, K	566.89	566.89
TRMAX: Temperatura máxima de salida	1.11	1.11
T _s : Temperatura de salida, K	606.33	600.23
Z: Altura de lecho, m	35.66	35.745
EFFI: Factor de efectividad	0.4-0.6	0.58
%v/v: Composición, producto gaseoso ^(a)		
H ₂	84.7	74.2
H ₂ S	15.3	24.0
NH ₃	0.0	1.5
CH ₄	0.0 ^(a)	0.3

^(a) (Base : Gas Alimentado, H₂ puro)

Tabla 4.
Efecto de la relación Hidrogeno/Aceite en un reactor de un solo lecho

Relación H ₂ /Aceite (m ³ /Kg)	Altura del Lecho Z (m)	Temperatura De Salida Ts (K)
0.1166	35.74	600.2
0.1217	35.82	600.1
0.13	35.94	599.9
0.1324	35.98	599.9
0.15	36.25	599.5

Relación H ₂ /Aceite (m ³ /Kg)	Composición, Producto Gaseoso ^(a) (% v/v)			
HOIL	H ₂	H ₂ S	NH ₃	CH ₄
0.1166	74.19	23.96	1.55	0.31
0.1217	78.11	20.33	1.31	0.26
0.1300	82.48	16.27	1.05	0.20
0.1324	83.43	15.39	0.99	0.19
0.1500	88.15	11.00	0.71	0.13

^(a) (Base: Gas alimentado, H₂ puro)

tud total, la temperatura de salida y la composición del producto gaseoso.

Se observa en la Fig. 3 que al aumentar la temperatura de entrada (T₀) disminuye la longitud total del lecho, es decir, la cantidad de catalizador necesaria para lograr el grado de remoción de azufre deseado, ya que aumentan las velocidades de las reacciones; mientras que al aumentar el flujo de aceite alimentado (FEED) aumenta la longitud total del reactor y la cantidad de catalizador, puesto que el tiempo espacial permanece constante. La presión en el reactor (P) y la relación Hidrógeno/Aceite (HOIL) (ver tabla 4) no tienen mayor efecto sobre la longitud total del reactor, ya que el hidrógeno se mantiene en exceso.

La temperatura de salida del reactor solo se ve afectada por el aumento de la temperatura de entrada (ver Fig. 3) y no depende de las otras variables estudiadas. Por otro lado, la composición del producto gaseoso solo es afectada por la relación Hidrógeno/Aceite (HOIL) (ver tabla 4), ya que al aumentar dicha relación se incrementa la cantidad de hidrógeno en exceso, aumentando a su vez el porcentaje de hidrógeno y disminuyen

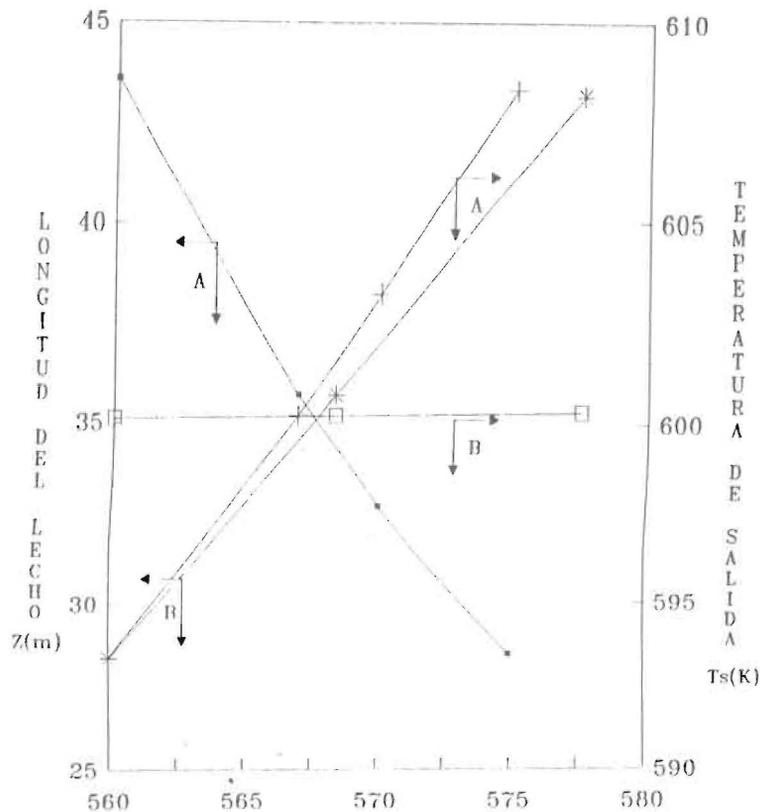


Figura 3. Efecto de las variables del proceso de un reactor de un lecho

do los porcentajes de sulfuro de hidrógeno, amoníaco y metano.

Así, es posible modificar los valores de estas variables sin cambiar la longitud total del reactor y el grado deseado de remoción de azufre, ya que los efectos pueden ser compensados. Asimismo se deduce que si se mantiene constante la longitud total del reactor, entonces, al aumentar el flujo de aceite alimentado disminuye el grado de remoción de azufre y la eficiencia del proceso; mientras que al elevar la temperatura de entrada al reactor, aumenta el grado de remoción de azufre y la eficiencia. Así, controlando las variables cuyos efectos se compensan, es posible mantener o aumentar la eficiencia del proceso en un reactor industrial de hidrodesulfuración.

Adaptación de un reactor de un lecho a uno de tres lechos

El reactor industrial utilizado como modelo en este trabajo consta de un solo lecho dividido en tres secciones iguales. Ese mismo reactor puede ser utilizado como un reactor de tres lechos iguales con enfriamiento súbito con hidró-

geno entre los lechos. El reactor se diseña con los mismos datos del reactor original, excepto que en este caso se usará el doble del flujo de la alimentación ($FEED = 113.15 \text{ Kg/s}$). Los resultados se muestran en la Figura 4 y en la Tabla 5.

Se observa que el primer lecho alcanza una longitud de 12.33 m, al alcanzar la temperatura de salida máxima de 637.5 K. La concentración reducida de azufre es de 0.43 correspondiente a un grado de remoción del 57%. Los productos de la reacción se enfrían a la temperatura inicial (T_0) de 613 K, con un flujo de Hidrógeno de 0.08902 Kmol/s.

El segundo lecho alcanza la misma longitud (12.33 m) del primer lecho como se ha establecido, mientras que la temperatura a la salida ($T_s=618.9 \text{ K}$) es inferior a la temperatura máxima (637.5 K). El grado de remoción de azufre es del 76.5%. Los productos de la reacción se enfrían a la temperatura inicial ($T_0=613 \text{ K}$), con un flujo de Hidrógeno de 0.0212 Kmol/s, aunque en este lecho no es esencial ya que la temperatura está muy por debajo de la máxima permitida.

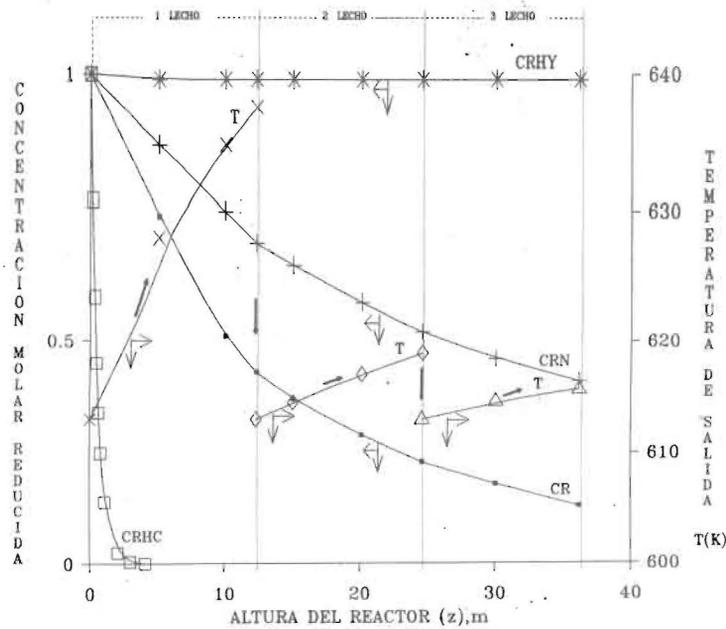


Figura 4. Perfiles de concentración y temperatura en un reactor de tres lechos

Tabla 5
Simulación de un reactor de tres lechos

No. Lecho	1	2	3
CR	0.43	0.23	0.13
To, K	613	613	613
Ts, K	637.5	618.9	615.7
Z, m	12.33	12.33	11.54
EFFI	0.4	0.4	0.4

FEED, Kg/s	113.15
HOIL, m ³ /Kg	0.1166
GRADO, % S	86.64
P, bar	55
TRMAX	1.04

Composición, producto gaseoso^(a)

% v / v H ₂	72.81
% v / v H ₂ S	23.95
% v / v NH ₃	1.45
% v / v CH ₄	1.79

Altura total calculada, m	36.19
Altura total real, m	35.66

^(a)(Base: Gas alimentado, H₂ puro)

Se calcula un tercer lecho con una longitud de 11.54 m, cuando la concentración reducida de azufre alcanza el valor deseado de 0.1336, correspondiente a un grado de remoción de azufre de 86.64%. La altura total del reactor calculado es de 36.19 m, similar a la del reactor real de 35.66 m. Esto se logra para una temperatura de entrada al reactor (To) de 613 K, dentro del rango permitido de 600-650 K.

Así es posible adaptar el reactor industrial de un solo lecho a uno de tres lechos con enfriamiento súbito con Hidrógeno entre los lechos, lo cual permite duplicar la capacidad de hidrodesulfuración del reactor.

La Figura 5 muestra el efecto de la temperatura de entrada (To), de la temperatura máxima de salida (TRMAX), y del flujo de aceite alimentado (FEED) sobre la longitud total del reactor de tres lechos (Z).

Se observa que al aumentar la temperatura de entrada a los lechos (To) y la temperatura máxima de salida (TRMAX), disminuye la longitud total del reactor, es decir, la cantidad de catalizador necesaria para lograr el grado de remoción de azufre deseado; mientras que al aumentar el flujo de aceite alimentado (FEED) aumenta la longitud total del reactor y la canti-

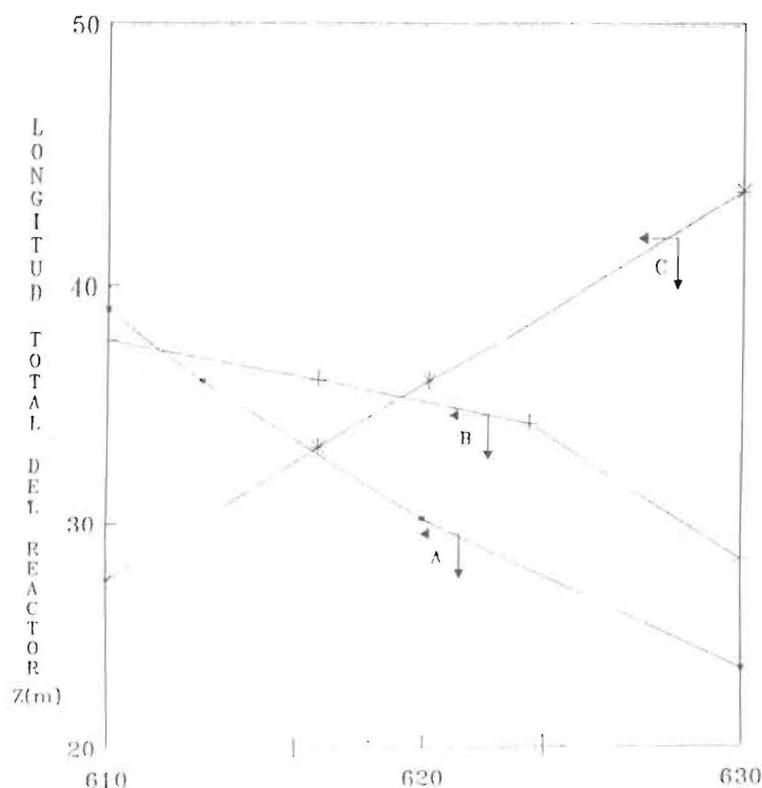


Figura 5. Efectos de las variables del proceso de un reactor de tres lechos

dad de catalizador. La presión en el reactor (P) y la relación Hidrógeno/Aceite (HOIL) no tienen mayor efecto sobre la longitud total del reactor. Así, es posible modificar el valor de las variables hasta lograr el resultado deseado en las condiciones de operación del reactor.

Conclusiones

Los resultados obtenidos durante la simulación son similares a los valores del reactor industrial y así esta metodología, puede ser utilizada para evaluar reactores industriales de hidrosulfuración de fracciones petroleras.

La simulación permite estudiar el efecto de las variables del proceso sobre el diseño del reactor, y así controlando aquellas variables cuyos efectos se compensen, es posible mantener o aumentar la eficiencia del proceso en un reactor industrial de hidrosulfuración.

El reactor industrial de un solo lecho con tres secciones utilizado como modelo puede ser adaptado para operar como un reactor de tres lechos con enfriamiento súbito con H_2 entre los lechos, duplicando así la capacidad de hidrosulfuración del reactor.

Nomenclatura

- C = Concentración del hidrocarburo (r=reducida, o=inicial), $C_r=C/C_o$, adimensional
- CR = Concentración molar reducida de azufre en la fase líquida
- CRHC = Concentración molar reducida de hidrocarburos insaturados
- CRHY = Concentración molar de hidrocarburos hidrocrackeables

- CRN= Concentración molar reducida de compuestos conteniendo cada uno un átomo de nitrógeno
- Cp = Calor específico (G=gas, L= Líquido), Kj/Kg
- ρ = Densidad (G=gas, L=líquido), Kg/m³
- dp = Diámetro de partícula, m
- ϵ = Fracción de la fase (G=gas, L= líquido), adimensional
- $-\Delta H$ = Calor de reacción, Kj/Kmol
- r = Velocidad de reacción, Kmol/m³.s
- T = Temperatura en el lecho (o=inicial), K
- u = Velocidad superficial (G=gas, L=líquido), m/s
- z = Longitud del lecho catalítico, m

Referencias

1. Tarhan, M.O.: "Catalytic Reactor Design", McGraw-Hill, New York, 1983.
2. Carnahan, B., Luther, H.A. and Wilkes, J.O: "Applied Numerical Methods", John Wiley, New York, 1969.
3. Lugo, H.J.: "Diseño de Proceso de un Reactor de Hidrodesulfuración", Trabajo de Ascenso, Universidad del Zulia, Maracaibo, 1990.
4. "Technical Data Book, Petroleum Refining", American Petroleum Institute, New York, 1966.

Recibido el 28 de febrero de 1992