

IDENTIFICACIÓN BÁSICA DEL MODELO Y EL PASO CONTROLANTE DEL PROCESO DE NEUTRALIZACIÓN

Dania del Toro Álvarez, Antonio Pons Hernández, René Viera Bertrán
Facultad de Ingeniería Química, Universidad de Oriente

El desarrollo de este trabajo permitió realizar un proceso de muestreo en el primer reactor de la batería del proceso de neutralización, obteniéndose la concentración de ácido en cada muestra, además de los valores de las variables de operación correspondiente a cada una de ellas. Esto condujo a la identificación del paso controlante y del modelo del proceso de neutralización. Se determinaron los valores del tiempo de reacción completa, considerando la reacción química, la difusión externa y la difusión en la costra como posibles pasos controlantes y su dependencia de la concentración de ácido y de la temperatura del sistema. El análisis de los resultados obtenidos permite por una parte, descartar la reacción química y la difusión en la costra como pasos controlantes de la reacción ya que en el primer caso, el tiempo de reacción completa aumenta al aumentar la temperatura y en el segundo caso este aumenta con el aumento de la concentración; y por otra parte, concluir que la difusión externa es el paso que con mayor probabilidad controla el proceso de neutralización, quedando igualmente identificado el modelo del proceso de neutralización.

Palabras clave: neutralización, paso controlante, tiempo.

The development of this study was to perform a sampling process in the first reactor of the battery in the process of neutralization, yielding the acid concentration in each sample, plus the values of operating variables corresponding to each of them. This led to the identification of the controlling step and the model of the process of neutralization.

We determined the values of reaction time, considering the full chemical reaction, diffusion and external diffusion in the crust as a possible controlling steps and their dependence on acid concentration and temperature of the system. The analysis of results allows for a hand out the chemical reaction and diffusion in the crust as a controlling step of the reaction since the first case, the full reaction time increases with increasing temperature and in the second case this increases with increasing concentration and on the other hand, concluded that external diffusion is the most likely controls the process of neutralization, with the model also identified the process of neutralization.

Key words: neutralization controlling step, time.

Introducción

Este trabajo se ocupa de la identificación del modelo, y del paso que controla la velocidad de reacción de un sistema reaccionante líquido-sólido no catalítico, en una secuencia de cuatro reactores continuos con agitación conectados en serie, donde la concentración del reactante en la fase líquida cambia de etapa en etapa, y el tiempo de residencia medio de la primera etapa es distinto al de las etapas restantes. Una situación de este tipo se presenta en la planta de neutralización del complejo tecnológico de la Empresa “Comandante Pedro Sotto Alba” de Moa, donde un licor de Ni+Co que presenta cierta concentración de ácido sulfúrico libre, es neutralizado con coral, el cual contiene alrededor de un 90 % de CaCO_3 .

Dentro de los problemas actuales que presenta la planta de neutralización de la Empresa “Comandante Pedro Sotto Alba”, podemos señalar elevado consumo de coral, y elevadas pérdidas de millones de dólares, estos pueden ser resueltos mediante el desarrollo de un modelo matemático que describa el comportamiento de cuatro reactores continuos con agitación conectados en serie. Sin embargo, este modelo requiere el conocimiento de los procesos que controlan la velocidad de la reacción, de los parámetros que corresponden a estos procesos, y de la dependencia de estos parámetros en relación con las condiciones de operación.

Aunque el modelo se orienta a las peculiaridades del sistema existente en la planta de neutralización de la Empresa “Comandante Pedro Sotto

Alba” de Moa, por la generalidad de su concepción, su empleo puede extenderse a otros sistemas de género similar, siempre que se utilicen los parámetros que correspondan a la situación de interés.

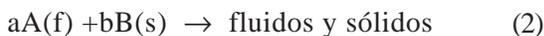
Materiales y métodos

El equipamiento utilizado ha sido el correspondiente a la planta de neutralización y a los laboratorios de la Empresa Comandante Pedro Sotto Alba, y el procedimiento ha consistido en:

- Realizar un proceso de muestreo sobre la primera etapa de la batería de reactores de la planta de neutralización.
- Realizar pruebas de tamizado a los sólidos de la pulpa de coral alimentada al reactor.
- Considerar modelo centro sin reaccionar, partículas de tamaño Fijo y como posibles etapas



Expresión que puede representarse como:



Para los sistemas reaccionantes fluido-sólidos no catalíticos, se consideran dos modelos idealizados que se aproximan en mayor o menor grado, al comportamiento real de la mayoría de estos sistemas: modelo de reacción continua y modelo de centro sin reaccionar; sin embargo, se ha demostrado que el que más éxito ha tenido es el modelo de centro sin reaccionar, por lo que éste es el que se utiliza en este trabajo.

Según este modelo y considerando partículas de tamaño fijo, el desarrollo de una reacción irreversible, donde los reactantes se encuentran en dos fases, supone para el proceso de reacción global sobre cada partícula, los pasos siguientes:

- Difusión del reactivo líquido a través de la película líquida que rodea a la partícula.
- Difusión del reactivo líquido a través de la capa de sólidos productos formados durante la reacción.
- Reacción entre el reactivo líquido y el reactivo sólido, sobre la superficie del núcleo sin reaccionar.

controlantes: difusión a través de la costra, difusión externa en la película líquida y la reacción química.

- Determinar los valores del tiempo de reacción completa mediante un proceso iterativo.
- Valorar el comportamiento del tiempo de reacción completa ante los cambios en las variables de trabajo y el que debían mostrar de ser cierto el mecanismo controlante supuesto.

Desarrollo del modelo matemático

El proceso que se lleva a cabo en la planta de neutralización, se caracteriza por ser un sistema reaccionante líquido-sólido no catalítico, en el cual, un líquido (H_2SO_4) se pone en contacto con un sólido ($CaCO_3$) reaccionando con él, y dando lugar a productos sólidos y gaseosos como se muestra según la reacción estequiométrica siguiente:

Expresiones del tiempo de reacción completa

Uno de los parámetros que se utilizan para conocer el comportamiento de la velocidad de la reacción es el tiempo de reacción completa, existiendo una expresión específica del mismo para cada paso controlante definido anteriormente, las cuales se presentan en la tabla 1.

donde:

- i:** Distintos tamaños de partículas (1, 2, 3, NT).
- Z:** Coeficiente estequiométrico del reactante sólido, en la ecuación estequiométrica de la reacción entre el fluido (A) y el sólido (B).
- CA:** Concentración del reactante A en la fase líquida.
- KI:** Coeficiente de transferencia de masa a través de la película externa.
- i:** Tiempo de reacción completa de la partícula □ de radio inicial R_i .
- NT:** Número total de tamaños diferentes de partículas en el alimentado.
- Ri:** Radio exterior inicial de la partícula sólida.
- ρ:** Densidad del sólido.
- Ks:** Constante de velocidad de reacción sobre la superficie del centro sin reaccionar.
- De:** Coeficiente de difusión molecular de A, a través de la coraza de productos.

Tabla 1
Expresiones del tiempo de reacción completa y valores del factor K_0 , para partículas esféricas de tamaño fijo

| Paso controlante | Expresión del Tiempo de Reacción Completa. | Factor K_0 |
|--|---|--------------|
| Difusión externa en la película líquida. | $\tau_i = \frac{R_i^2 \rho}{3 * Z * K * CA}$ (3) | 1 |
| Difusión a través de la costra producto. | $\tau_i = \frac{R_i^2 * \rho}{6 * Z * CA * De}$ (4) | 2 |
| Reacción Química. | $\tau_i = \frac{R_i^2 \rho}{Z * CA * K_s}$ (5) | 1 |

Si se tiene un sistema formado por un determinado número de partículas, donde se conoce el tamaño de cada una de ellas y el tiempo de reacción completa de una de ellas, es posible determinar el valor del tiempo de reacción completa de las restantes partículas según la relación siguiente:

$$\frac{\tau_1}{\tau_b} = \left(\frac{R_1}{R_b} \right)^{K_0} \quad (6)$$

donde:

R_b : Radio de la partícula tomada como tamaño base.

τ_b : Tiempo de reacción completa del tamaño de partícula considerado base.

K_0 : Factor que depende del paso controlante, (observar tabla 1).

Como se observó en la tabla 1, la determinación del tiempo de reacción completa depende del paso que controla la reacción y viceversa, por lo que primero se debe suponer el paso controlante, luego determinar los valores del tiempo de reac-

ción completa y por último analizar el comportamiento de estos valores con las condiciones de trabajo, y el comportamiento que deben mostrar según el paso controlante asumido.

Aunque el tiempo de reacción completa es el parámetro más importante, es necesario para la determinación del modelo, la utilización de otros parámetros que se definen a continuación:

Expresiones para el comportamiento de una partícula

En los sistemas líquido-sólidos no catalíticos, las partículas sólidas reaccionan con el reactante de la fase líquida alcanzándose un determinado grado de conversión en un tiempo dado. Existe una relación funcional entre la fracción no convertida de la partícula sólida ($1-x$) y la relación tiempo de reacción y tiempo de reacción completa (t/τ_i). Esta relación depende en gran medida del paso controlante de la reacción como se muestra en la tabla 2.

Tabla 2
Relación entre la fracción no convertida (I_i) y la relación (t/τ_i)

| Paso Controlante | Partículas de tamaño fijo |
|---|---|
| Difusión externa en la película líquida | $I_i = \left(1 - \frac{t}{\tau_i} \right)$ (7) |
| Difusión a través de la costra producto | $\left(\frac{t}{\tau_i} \right) - 1 - 3(I_i)^2 + 2(I_i)$ (8) |
| Reacción química | $I_i = \left(1 - \frac{t}{\tau_i} \right)^3$ (9) |

donde:

$I_i = (1 - X_i)$: Fracción no convertida de la partícula de tamaño i .

X_i : conversión de la partícula sólida.

t : Tiempo de reacción requerido para pasar desde el radio R_i hasta el radio del centro sin reaccionar.

Expresiones para el comportamiento de una masa de partículas

Alimentado de partículas de tamaño único

En un reactor con mezclado perfecto las partículas tienen diferentes tiempos de residencia, aunque el alimentado conste de un tamaño único, las partículas en la corriente de salida presentarán

$$E_N(t) = \prod_{n=1}^N \left(\frac{1}{tpn} \right) \left[\sum \frac{e^{-t/tpn}}{\prod_{\substack{j=1 \\ j \neq n}}^N \left(\frac{1}{tpj} - \frac{1}{tpn} \right)} \right] \quad (11)$$

- Si se trabaja con una sola etapa.

$$E_1(t) = 1/tp_1 * e^{-t/tp_1} \quad (12)$$

$$tp_1 = V / q \quad (13)$$

$E_1(t)$: Distribución de tiempos de residencia para un etapa.

tp_1 : tiempo de residencia medio en una etapa.

V : Volumen del reactor.

q : Flujo volumétrico que atraviesa el reactor.

Alimentado de partículas de tamaños diferentes

Si las partículas alimentadas al reactor son de diferentes tamaños, entonces la conversión final será un promedio que estará en función de la suma de las contribuciones que hagan todas las partículas de diferentes tamaños; obteniéndose de esta manera una conversión promedio de promedios; es decir:

$$IMT = \sum_{i=1}^{NT} IM_i * F_i \quad (14)$$

grados de conversión diferentes; por lo que la eficiencia del funcionamiento del reactor se debe expresar en términos de valores medios como se muestra a continuación:

$$IM_i = \int_0^{\tau_i} I_i E_N(t) dt \quad (10)$$

donde:

$IM_i = (1 - XM_i)$: Fracción no convertida promedio para partículas de tamaño i .

XM_i : Conversión promedio de partículas de tamaño i .

$E_N(t)$: Distribución de tiempos de residencia para un sistema de N reactores conectados en serie.

- Para tiempos de residencia medios diferentes en todas las etapas:

$IMT = (1 - XMT)$: Fracción no convertida promedio total.

F_i : Fracción de partículas de tamaño i en el alimentado.

XMT : Conversión promedio total.

Resultados

Para identificar el modelo, y el paso controlante del proceso de neutralización, primeramente, se se procedió a realizar un proceso de muestreo en la planta de neutralización de la Empresa "Comandante Pedro Sotto Alba", de Moa. Se tomaron un total de trece muestras a la entrada y salida del primer reactor de una batería de cuatro conectados en serie; y además se anotaron los valores correspondientes a todas las variables de operación, se determinó a nivel de laboratorio la concentración de ácido correspondiente a cada muestra, información que se muestra en la tabla 3. Posteriormente, esas trece corridas se procesaron a través del programa computacional elaborado para ese fin, considerando como tamaño base, el de las partículas de diámetro promedio 0,217 mm.

Tabla 3
 Datos para la identificación básica del modelo y el paso controlante
 del proceso de neutralización

| No | QA (m ³ /min) | QC (m ³ /min) | QY (m ³ /min) | CAe (mol/m ³) | PCSC (%) | pH1 | pH4D | T1 (K) |
|----|-----------------------------|-----------------------------|-----------------------------|------------------------------|-------------|------|------|-----------|
| 1 | 16,218 5 | 0,935 2 | 4,976 2 | 151,020 4 | 86,981 25 | 3,15 | 2,36 | 321,55 |
| 2 | 17,158 8 | 0,913 9 | 4,449 | 152,346 9 | 87,231 25 | 3,36 | 2,37 | 327,45 |
| 3 | 20,989 7 | 1,053 7 | 4,865 6 | 128,163 3 | 86,731 25 | 3,3 | 2,84 | 325,75 |
| 4 | 18,241 8 | 0,847 9 | 1,976 | 125,816 3 | 86,981 25 | 3,13 | 2,6 | 324,25 |
| 5 | 15,953 8 | 0,945 | 6,888 6 | 158,979 6 | 86,481 25 | 3,21 | 2,73 | 323,85 |
| 6 | 14,615 3 | 0,837 6 | 6,592 9 | 143,469 4 | 86,231 25 | 3,26 | 2,68 | 328,35 |
| 7 | 20,294 9 | 0,876 | 5,813 5 | 137,040 8 | 86,481 25 | 3,27 | 2,49 | 325,65 |
| 8 | 16,371 8 | 0,809 | 6,634 6 | 142,449 | 86,618 75 | 3,38 | 2,18 | 328,75 |
| 9 | 18,378 1 | 1,114 1 | 7,588 2 | 138,367 3 | 86,868 75 | 3,48 | 2,44 | 329,35 |
| 10 | 17,987 7 | 0,834 1 | 6,070 3 | 151,224 5 | 87,368 75 | 3,53 | 2,68 | 322,65 |
| 11 | 14,874 8 | 0,748 7 | 6,907 6 | 148,775 5 | 87,368 75 | 3,14 | 2,43 | 326,95 |
| 12 | 17,577 5 | 1,025 1 | 5,668 3 | 148,775 5 | 86,7 | 3,18 | 2,38 | 322,95 |
| 13 | 15,811 8 | 0,895 6 | 6,362 9 | 157,551 | 87,368 75 | 3,25 | 2,45 | 326,35 |

QA: Flujo Volumétrico total de Licor Ácido en m³/min.

QC: Flujo Volumétrico total de Pulpa de Coral en m³/min.

QY: Flujo Volumétrico total de Pulpa de Yeso recirculada en m³/min.

CAe: Concentración de H₂SO₄ en el Licor Ácido fresco en mol/m³.

PCSC: Porcentaje de CaCO₃ en los sólidos de la Pulpa de Coral en %.

pH4D: pH de la corriente que sale del reactor 4, reportado por la planta.

pH1: pH de la corriente que sale del primer reactor, determinado en la planta.

T1: Temperatura en el ámbito de reacción del reactor 1, (K).

Las tablas 4, 5 y 6 muestran los resultados de la estimación del tiempo de reacción completa del tamaño de partícula considerada base, para cada paso considerado, a partir de los datos de operación, TRQ (reacción química), TC (difusión en la costra), y TR1 (difusión externa).

Tabla 4
Resultados del tiempo de reacción completa
(TRQ) para la reacción química

| Corridas | CA1 (mol/m ³) | T1 (K) | RMAC1 | TRQ (min) |
|----------|------------------------------|-----------|-----------|--------------|
| 1 | 13,608 42 | 321,55 | 0,893 507 | 17,46 |
| 2 | 9,282 84 | 327,45 | 0,816 253 | 29,929 |
| 3 | 10,292 10 | 325,75 | 0,853 758 | 26,076 |
| 4 | 14,490 84 | 324,25 | 0,898 567 | 16,652 |
| 5 | 13,496 28 | 323,85 | 0,898 368 | 17,154 |
| 6 | 10,915 80 | 328,35 | 0,857 061 | 24,101 |
| 7 | 11,335 38 | 325,65 | 0,858 365 | 22,341 |
| 8 | 9,244 20 | 328,75 | 0,802 575 | 29,895 |
| 9 | 7,228 20 | 329,35 | 0,798 592 | 34,087 |
| 10 | 6,552 42 | 322,65 | 0,751 101 | 39,123 |
| 11 | 16,086 42 | 326,95 | 0,923 869 | 13,591 |
| 12 | 12,641 54 | 322,95 | 0,890 938 | 18,95 |
| 13 | 12,431 16 | 326,35 | 0,885 424 | 18,953 |

Tabla 5
Resultados del tiempo de reacción completa
(TC) para la difusión en la costra

| Corridas | CA1 (mol/m ³) | T1 (K) | RMAC1 | TC (min) |
|----------|------------------------------|-----------|-----------|-------------|
| 1 | 13,608 42 | 321,55 | 0,893 507 | 23,221 |
| 2 | 9,282 84 | 327,45 | 0,816 253 | 15,119 |
| 3 | 10,292 10 | 325,75 | 0,853 758 | 11,728 |
| 4 | 14,490 84 | 324,25 | 0,898 567 | 29,8 |
| 5 | 13,496 28 | 323,85 | 0,898 368 | 16,577 |
| 6 | 10,915 80 | 328,35 | 0,857 061 | 15,014 |
| 7 | 11,335 38 | 325,65 | 0,858 365 | 11,847 |
| 8 | 9,244 20 | 328,75 | 0,802 575 | 11,701 |
| 9 | 7,228 20 | 329,35 | 0,798 592 | 8,027 |
| 10 | 6,552 42 | 322,65 | 0,751 101 | 9,768 |
| 11 | 16,086 42 | 326,95 | 0,923 869 | 28,523 |
| 12 | 12,641 54 | 322,95 | 0,890 938 | 16,225 |
| 13 | 12,431 16 | 326,35 | 0,885 424 | 15,773 |

Tabla 6
Resultados del tiempo de reacción completa (Difusión Externa)

| Corridas | CA1 (mol/m ³) | T1 (K) | RMAC1 | TR1 (min) |
|----------|------------------------------|-----------|-----------|--------------|
| 1 | 13,608 42 | 321,55 | 0,893 507 | 8,022 |
| 2 | 9,282 84 | 327,45 | 0,816 253 | 14,441 |
| 3 | 10,292 10 | 325,75 | 0,853 758 | 12,0132 |
| 4 | 14,490 84 | 324,25 | 0,898 567 | 7,561 |
| 5 | 13,496 28 | 323,85 | 0,898 368 | 7,901 |
| 6 | 10,915 80 | 328,35 | 0,857 061 | 11,0523 |
| 7 | 11,335 38 | 325,65 | 0,858 365 | 10,312 |
| 8 | 9,244 20 | 328,75 | 0,802 575 | 14,304 |
| 9 | 7,228 20 | 329,35 | 0,798 592 | 17,661 |
| 10 | 6,552 42 | 322,65 | 0,751 101 | 20,341 |
| 11 | 16,086 42 | 326,95 | 0,923 869 | 6,197 |
| 12 | 12,641 54 | 322,95 | 0,890 938 | 8,788 |
| 13 | 12,431 16 | 326,35 | 0,885 424 | 8,79 |

Una vez estimado los valores del tiempo de reacción completa, se procede a correlacionarlos en función de las variables de operación, median-

te el empleo del programa profesional Estadística. El resultado obtenido para cada paso controlante se aprecia de igual manera en las figuras 1, 2 y 3.

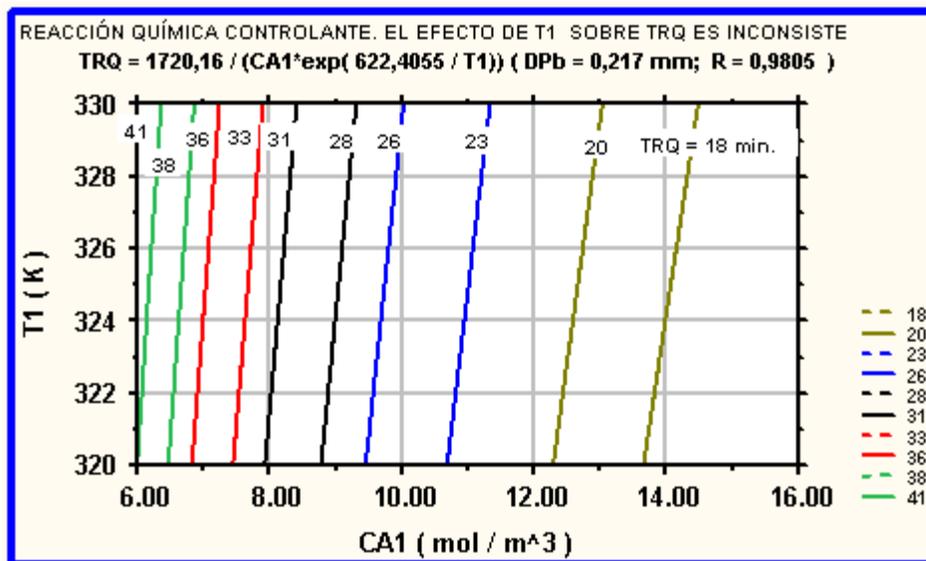


Fig. 1 Comportamiento del tiempo de reacción completa (TRQ) con la concentración de ácido sulfúrico y la temperatura del sistema (Reacción Química).

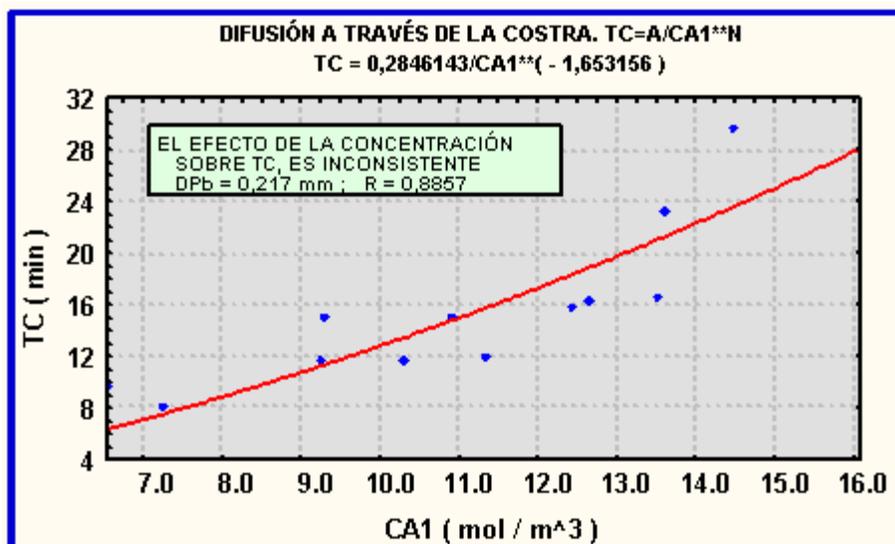


Fig. 2 Comportamiento del tiempo de reacción completa (TC) con la concentración de ácido sulfúrico (difusión en la costra).

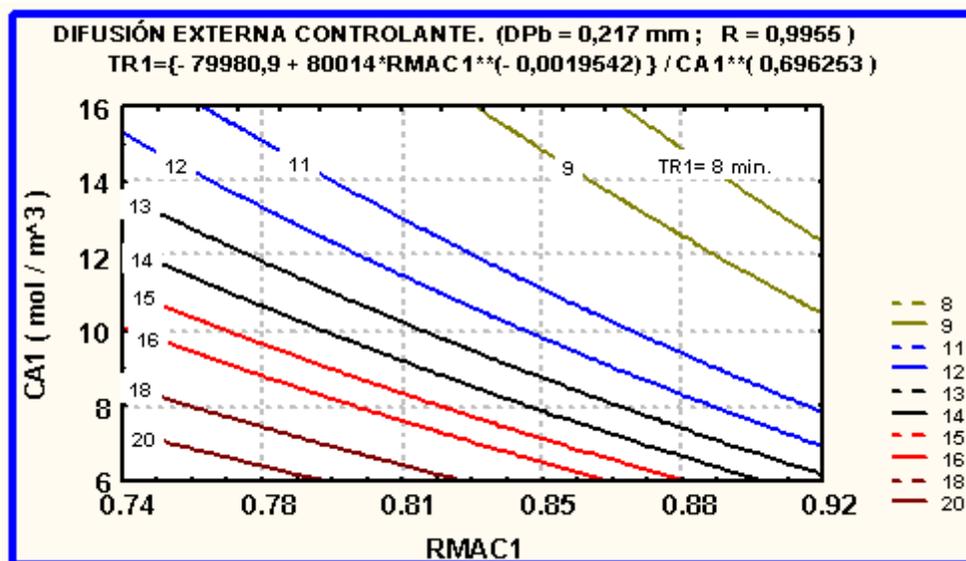


Fig. 3 Comportamiento del tiempo de reacción completa (TR1) con la concentración de ácido y la relación ácido/carbonato (difusión externa).

A continuación se describe cómo se comporta la variación del tiempo de reacción completa en función de las variables según sea el caso.

Reacción química

La figura 1 muestra los contornos del tiempo de reacción completa (TRQ) constante, en el plano

(CA1 vs T1), para el caso de que la reacción química fuera el paso controlante. Los estudios de correlación y regresión no garantizan por sí mismos, el establecimiento de relación causa-efecto, sólo lo hacen cuando se basan en expresiones que responden a fenómenos elementales; no obstante el coeficiente de correlación (R) y la varianza explicada por la regresión (R²) miden en igualdad de unidades y corridas una aproximación de la bondad del ajuste.

Situados sobre esta base, se analiza que el coeficiente de correlación es altísimo ($R=0,9805$) al igual que el de regresión ($R^2=0,9614$); sin embargo los residuales máximos se encuentran entre (-2,3441 y 2,2343) y el efecto de los cambios de temperatura, no muestran una dependencia racional respecto a los cambios del tiempo de reacción completa (TRQ), más bien se percibe un efecto contrario a toda valoración teórica, ya que los valores de TRQ más bien se incrementan al aumentar la temperatura, cosa que lógicamente no puede ser.

Como se observa en la figura 1, para T1 igual a 320 K y CA1 igual a 8 mol/m³, corresponde un contorno de TRQ = 31 min; sin embargo, si se mantiene constante el valor de la concentración y se aumenta la temperatura hasta 330 K, nos desplazamos a un contorno de TRQ = 33 min. Este hecho indica definitivamente, que la reacción química no es el paso controlante del proceso de neutralización.

Difusión en la costra

La figura 2 muestra el comportamiento del tiempo de reacción completa (TC) en función de la concentración de ácido sulfúrico a la salida del reactor 1 (CA1). Cuando en un gráfico se presentan los valores del tiempo de reacción completa que corresponden a los diferentes valores de concentración, calculados bajo el supuesto de que la difusión a través de la costra es el paso controlante (TC), el comportamiento es totalmente anormal como se observa en la figura 2. Ningún paso ofrece la posibilidad de que el tiempo de reacción completa aumente al aumentar la concentración del reactante de la fase fluida. Luego, se descarta la difusión a través de la costra como posible paso controlante.

$$TR1 = [-79980,9 + 80014 * RMAC1^{(-0,0019542)}] / CA1^{(0,696253)}$$

Nomenclatura

CA: Concentración del reactante A en la fase líquida.

CAe: Concentración de H₂SO₄ en el Licor Ácido fresco en mol/m³.

Difusión externa

La figura 3 muestra el comportamiento del tiempo de reacción completa (TR1) frente a la variación de CA1 y la relación molar de ácido/carbonato (RMAC1) a la entrada del reactor 1; en esta se observa una dependencia que se corresponde con lo que teóricamente se espera; es decir una disminución del TR1 con el aumento de la concentración. Como se observa en la figura 3, para CA1 igual a 6 mol/m³ y RMAC1 igual a 0,78, corresponde un contorno de TR1 mayor de 20 min; sin embargo, si se mantiene constante el valor de RMAC1 y se aumenta CA1 hasta un valor de 12 mol/m³, se obtiene un contorno de TR1 igual a 13 min.

Además de la dependencia obtenida, este paso es el que alcanza el mayor coeficiente de correlación ($R=0,9955$), y de regresión ($R^2=0,9910$). De esta manera, se puede asegurar, que la difusión externa es con probabilidades muy altas el paso controlante del proceso de neutralización.

Conclusiones

Se han sometido a contraste los pasos controlantes: reacción química sobre el núcleo sin reaccionar y difusión a través de la película externa y difusión a través de la costra en partículas de tamaño fijo y los resultados del trabajo permiten arribar a las conclusiones siguientes:

- Se han determinado los valores de los tiempos de reacción completa para los pasos controlantes supuestos anteriormente.
- El análisis de los resultados obtenidos permiten identificar a la difusión a través de la película externa como el paso que controla la velocidad de reacción del proceso de neutralización.
- Se ha identificado el modelo del proceso de neutralización como se muestra a continuación:

De: Coeficiente de difusión molecular de A, a través de la coraza de productos.

E1(t): Distribución de tiempos de residencia para un etapa.

E_N(t): Distribución de tiempos de residencia para un sistema de N reactores conectados en serie.

F_i: Fracción de partículas de tamaño *i* en el alimentado.

i: Distintos tamaños de partículas (1, 2, 3, NT).

I_i = (1-X_i): Fracción no convertida de la partícula de tamaño *i*.

IM_i=(1-XM_i): Fracción no convertida promedio para partículas de tamaño *i*.

IMT= (1-XMT): Fracción no convertida promedio total.

K₀: Factor que depende del paso controlante, observar tabla 1

KI: Coeficiente de transferencia de masa a través de la película externa.

Ks: Constante de velocidad de reacción sobre la superficie del centro sin reaccionar.

NT: Número total de tamaños diferentes de partículas en el alimentado.

PCSC: Porcentaje de CaCO₃ en los sólidos de la Pulpa de Coral en %.

pH1: pH de la corriente que sale del primer reactor, determinado en la planta.

pH4D: pH de la corriente que sale del reactor 4, reportado por la planta.

q: Flujo volumétrico que atraviesa el reactor.

QA: Flujo Volumétrico total de Licor Ácido en m³/min.

QC: Flujo Volumétrico total de Pulpa de Coral en m³/min.

QY: Flujo Volumétrico total de Pulpa de Yeso recirculada en m³/min.

Rb: Radio de la partícula tomada como tamaño base.

Ri: Radio exterior inicial de la partícula sólida.

t: Tiempo de reacción requerido para pasar desde el radio Ri hasta el radio del centro sin reaccionar

T1: Temperatura en el ámbito de reacción del reactor 1, (K).

tp1: tiempo de residencia medio en una etapa.

V: Volumen del reactor.

Xi: conversión de la partícula sólida.

XM_i: Conversión promedio de partículas de tamaño *i*

XMT: Conversión promedio total.

Z: Coeficiente estequiométrico del reactante sólido, en la ecuación estequiométrica de la reacción entre el fluido (A) y el sólido (B).

τi: Tiempo de reacción completa de la partícula de radio inicial Ri.

ρ: Densidad del sólido.

τ_b: Tiempo de reacción completa del tamaño de partícula considerado base.

Bibliografía

1. Aguilar-López R., *Integral observers for uncertainty estimation in continuous chemical reactors: algebraic-differential approach*, Chemical Engineering Journal, vol. 93, págs. 113–120, 2003. www.sciencedirect.com.
2. Balasubramanian V. y col. Chemical Engineering Journal, *Influence of secondary flow on diffusion with heterogeneous reaction*, vol 92, págs. 15–26, 2003. www.sciencedirect.com.
3. Bas, D. y col., *Modeling and optimization IV: Investigation of reaction kinetics and kinetic constants using a program in which artificial neural network (ANN) was integrated*, Journal of Food Engineering. Vol 79, págs. 1152–1158, 2007. www.sciencedirect.com.
4. Costa, P. Y Lodi t. *Eficiencia de micromezclado en tanques continuos agitados*, Chemical Engineering. vol. 55, No. 14, 477, Agosto 1977.
5. Levenspiel, O., Ingeniería de la Reacciones Químicas, Editorial Reverté, 3ra Edición, Barcelona, 1999.
6. Viera, B. R. y Soler S, *Diseño y análisis de reactores químicos*, t I, III y IV, Ediciones Enpes, La Habana, 1991.
7. Viera, B. R., *Modelación matemática para ingenieros químicos*, Editorial Pueblo y Educación, 1988.