

**Uso de Solver como herramienta didáctica para optimización del tamaño de reactores de tanque agitado (RTA) mediante el método de maximización del área rectángulos**

**I.Q. Carlos Montaña Osorio**  
**Dr. Adolfo E. Obaya Valdivia**  
**Dra. Yolanda M. Vargas Rodríguez**  
**FES Cuautitlán UNAM Campo 1.**  
**Depto. Ciencias Químicas. Físicoquímica. México**

## Abstract

The objective of this work is to achieve significant learning and its better understanding by students who are studying Chemical Kinetics and Reactor Design Principles. Using the Excel solver as a didactic tool, it presents the analytical solution to the system of equations generated to determine the optimal size of CSTR reactors that operate in series in an isothermal and isobaric way. The procedure involves knowing the intermediate conversion achieved by each reactor to determine the optimal volume of each unit, which is described by the method of maximizing the area of rectangles on the Levenspiel curve, which is extrapolated “n” reactor units, unlike the graphical method that is iterative and only practical up to three units.

**Keywords:** Chemical Kinetics, Serial CSTR Reactors, Rectangle Method

## Resumen

El objetivo del presente trabajo es ayudar en la obtención de aprendizajes significativos y mejor comprensión por parte de los estudiantes que cursan Cinética Química y Principios de Diseño de Reactores. Utilizando el solver de Excel como herramienta didáctica, se presenta la solución analítica al sistema de ecuaciones generadas para la determinar el tamaño óptimo de Reactores de Tanque Agitado (RTA) que operan en serie de manera isotérmica e isobárica. El procedimiento involucra conocer la conversión intermedia lograda por cada reactor para determinar del volumen óptimo de cada unidad, el cual es descrito por el método de la maximización del área de rectángulos sobre la curva de Levenspiel la cual es extrapolable “n” unidades de reactores, a diferencia del método gráfico que es iterativo y solamente práctico hasta tres unidades.

**Palabras clave:** Cinética química, Reactores RTA en serie, Método de los Rectángulos

## Introducción

Se define “reactor químico” como cualquier recipiente en donde se lleva a cabo una reacción química, existen dos tipos de reactores de flujo continuo ideales, el reactor de Tanque Agitado (RTA) también conocidos como CSTR, y el reactor de flujo pistón (PFR). En los reactores de flujo continuo, existen caudales de entrada y de salida, es decir se suministran continuamente los reactivos y salen los productos también de manera continua.

## Reactor de Tanque Agitado (RTA)

Consta de un tanque en el cual se ingresan los reactivos de manera continua e igualmente sale un caudal con los productos, posee una propela que agita completamente la mezcla reactiva, por lo tanto, de asume que la composición de la mezcla reactiva es la misma en cada punto del reactor, así como en la corriente de salida.

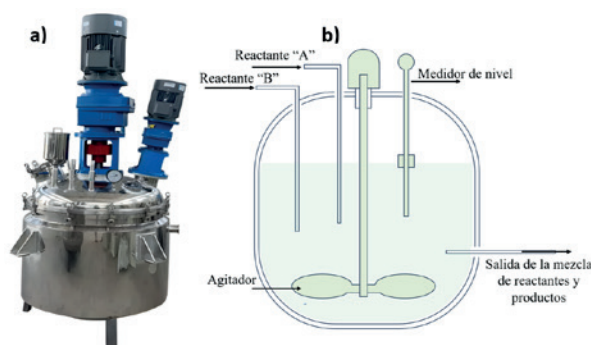


Figura 1 a) Reactor de Tanque Agitado comercial, b) representación esquemática de los componentes del reactor

La descripción detallada de los reactores químicos reales consiste en la selección apropiada de un modelo matemático que

represente el fenómeno químico que ocurre en el reactor, así como los procesos de transporte involucrados. Algunas reacciones comerciales muy estudiadas son la oxidación de  $\text{SO}_2$  y la producción de amoníaco  $\text{NH}_3$  (Hong et al., 1997; Dashi et al., 2006)

Es común encontrar en la literatura el uso de modelo de reactores ya empleados para reacciones particulares únicamente cambiando las condiciones de operación y en pocas ocasiones de lleva a cabo un estudio fundamental de modelos o arreglos de reactores (Maderos et al., 2009).

Dentro del interés en el modelado de reactores es la minimización del volumen total de un sistema de reactores en serie. Levenspiel (1999), ha desarrollado la minimización del volumen total de una serie de reactores de flujo continuo conectados en serie, en donde ha sugerido una solución gráfica e iterativa, esto presenta algunas inconvenientes ya que al ser un método gráfico conlleva a errores debido a la inexactitud de la iteración. Por otro lado, el estudio de la solución analítica de la minimización del volumen se encuentran métodos matemáticos complejos los cuales utilizan matrices vectoriales (matriz Hessiana) para encontrar el arreglo óptimo (Elizalde et al., 2013), el cual siempre es del menor volumen.

La contribución del presente escrito es presentar el método propuesto por Levenspiel describiendo el método analítico de solución, asimismo se utiliza el Solver de Excel para conocer las conversiones intermedias que logran minimizar el volumen de los reactores, por otro lado, la ventaja del método presentado es que se puede generalizar a “n” unidades de reactores RTA que operan en serie, a diferencia de la

metodología gráfica propuesta por Levenspiel que al ser un método iterativo pierde utilidad cuando hay mas de tres unidades operando.

### **Punto de operación de un reactor RTA (Gráfica de Levenspiel)**

Considerando el reactor de la figura 1, en donde se lleva a cabo la reacción esquemática:



es posible realizar un balance general de materia para uno de los reactivos (generalmente el limitante) el cual está dado por la ecuación 1:

$$\text{Entradas} - \text{Salidas} + \text{Generación} - \text{Consumo} = \text{Acumulación} \text{ (1)}$$

Considerando que en todo el volumen del reactor la composición y densidad son constantes se llega a la ecuación general de diseño (ecuación 2).

$$\frac{\tau}{C_{A_0}} = \frac{X_{A_1}}{R_{A_1}} \text{ (2)}$$

Donde  $\tau$  es el tiempo de residencia el cual se relaciona con el volumen del reactor:

$$\tau = \frac{V}{Q_0} \text{ (3)}$$

Siendo  $V$  el volumen del reactor y  $Q_0$  es el flujo volumétrico o caudal alimentado al reactor.

La gráfica de la rapidez de reacción como función de la conversión es conocida como gráfica de Levenspiel (Figura 2a) en la cual se puede observar que el rectángulo formado por las coordenadas de la conversión de salida (eje x) con su respectivo

valor de inverso de rapidez (eje y) forman un rectángulo y el área de dicho rectángulo corresponde al miembro izquierdo de la ecuación 2, por lo tanto esta área es directamente proporcional al volumen del reactor para lograr una conversión determinada (figura 2b).

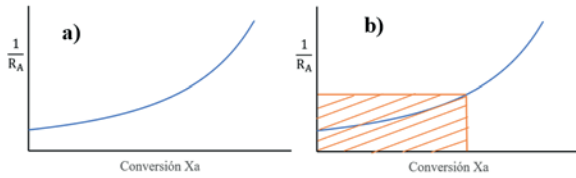


Figura 2 Gráfico de Levenspiel (a) y representación del punto de operación de un solo reactor RTA, el área del rectángulo es directamente proporcional al volumen del reactor (b).

Es factible representar sobre la gráfica de Levenspiel más de un solo reactor CSRT si estos se encuentran formando un arreglo en serie (también llamado batería de reactores), considerando dos reactores en serie como se muestra en la figura 3:

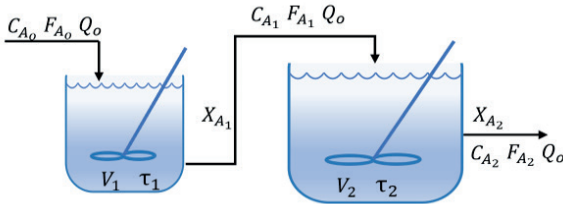


Figura 3 Sistema de dos reactores RTA conectados en serie.

Aplicando el balance general de materia se pueden obtener las ecuaciones de diseño para cada uno de ellos, a saber:

El primer reactor sigue siendo descrito por la ecuación 1, sin en cambio para el segundo reactor la ecuación de diseño es;

$$\frac{\tau_2}{C_{A_0}} = \frac{X_{A_2} - X_{A_1}}{R_{A_2}} \quad (4)$$

La representación de los reactores sobre el gráfico de Levenspiel se ilustra mediante la figura 4.

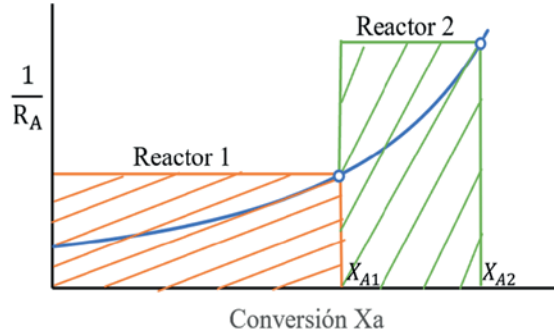


Figura 4 Puntos de operación sobre la gráfica de Levenspiel de dos RTA en serie.

Para una serie de N reactores en serie el reactor i-ésimo es:

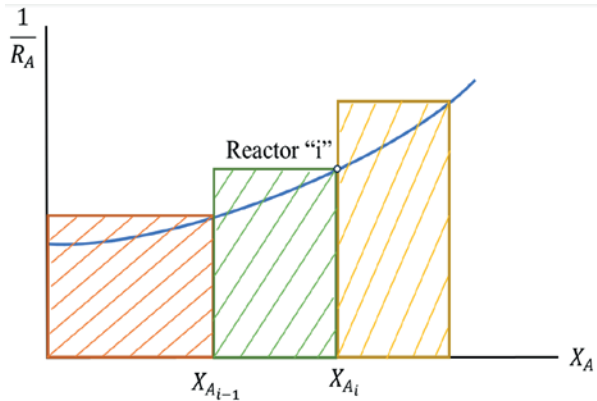


Figura 5 Punto de operación del reactor i-esimo en una serie de reactores de tanque agitado en serie.

Por lo tanto, generalizando la ecuación de diseño para el reactor i-ésimo:

$$\frac{\tau_i}{C_{A_0}} = \frac{X_{A_i} - X_{A_{i-1}}}{R_{A_i}} \quad (5)$$

**Determinación del sistema adecuado para una conversión dada**  
Si se desea determinar el tamaño mínimo

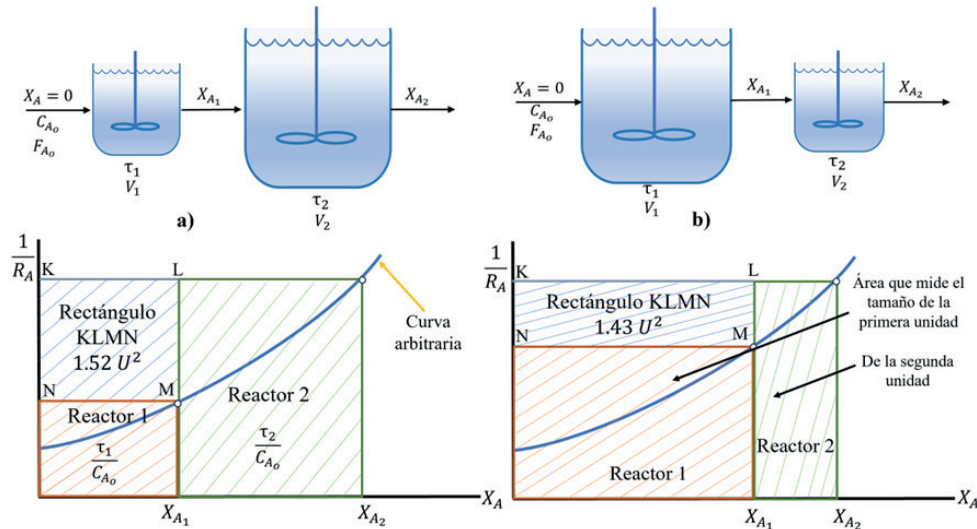


Figura 6 Disposición de dos reactores RTA conectados en serie, en el arreglo a) un reactor pequeño va primero y en b) un reactor grande va al principio. El área del rectángulo KLMN formada es función del orden de conexión

de dos reactores de tanque agitado en serie para alcanzar una determinada conversión de la alimentación que reacciona con una cinética arbitraria pero conocida. Las ecuaciones de diseño (2) y (3) para el primer reactor y el segundo reactor respectivamente se representan en la figura 6 por dos arreglos alternativos de reactores, en los que ambos dan la misma conversión final  $X_{A2}$ .

Como se observa en la figura 6 cuando la conversión intermedia  $X_{A1}$  cambia, también cambia la relación de volúmenes de las unidades (representadas por las dos áreas sombreadas), al igual que el volumen total de los dos recipientes requeridos (área total).

En la figura 6a y 6b se observa que el volumen total del sistema es el más pequeño (el área total sombreada) se hace mínima cuando el rectángulo KLMN es el más grande posible. Esto plantea el problema de determinar  $X_{A1}$  (o punto M en la curva) de modo que sea máxima el área de este rectángulo.

### Maximización de rectángulos

Como se observa en la Figura 7a se construye un rectángulo entre los ejes x-y que toque la curva arbitraria en el punto M(x,y), el rectángulo de área máxima es el formado en 7b.

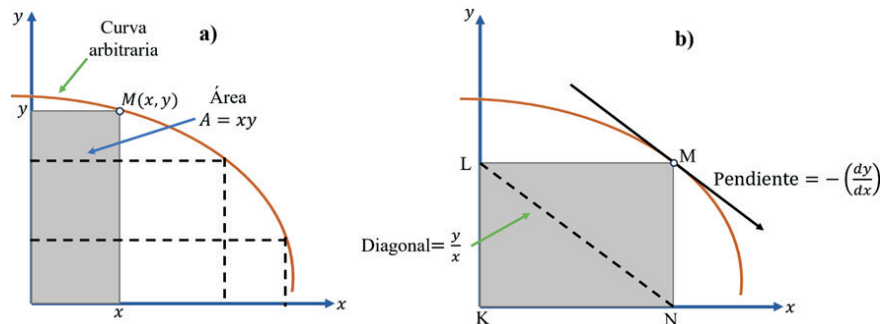


Figura 7 Procedimiento gráfico para maximiza el área de un rectángulo inscrito dentro de una curva arbitraria. a) El área del rectángulo es la base (x) por su altura (y), b) cuando la diagonal LN es igual a la pendiente a la curva sobre el punto M el área es máxima.

El área del rectángulo es:

$$A=xy \quad (6)$$

Diferenciando la ecuación (5):

$$dA=xdy+ydx \quad (7)$$

El área es máxima cuando  $dA=0$ , por lo tanto, agrupando las diferenciales:

$$-\frac{dy}{dx} = \frac{x}{y} \quad (8)$$

Con base en el análisis matemático de la ecuación (7) esta condición indica que el área del rectángulo KLMN es máxima cuando M es el punto en que la pendiente de la curva es igual a la pendiente de la diagonal NL del rectángulo. Dependiendo de la forma de la curva, podría existir más de un punto que cumple con esta condición, o también podría no haber ningún punto que sea “el mejor” (Szepe & Levenspiel, 1967).

La relación óptima de tamaños para dos reactores de tanque agitado en serie se alcanza cuando la pendiente de la curva de rapidez en M es igual a la diagonal NL. El mejor valor de M se muestra en la figura 8 y determina la conversión intermedia  $X_{A1}$  así como el tamaño de las unidades que se necesitan.

El procedimiento anterior puede extenderse directamente a operaciones de múltiples etapas.

**Ejemplificación. Comparación de los volúmenes óptimos en una batería de reactores RTA en serie**

En un reactor de Tanque Agitado se lleva a cabo una reacción de segundo orden, con una conversión mínima del 87.5% y  $C_{A0}=C_{B0}$  0.08 M. Al reactor ingresan los reactantes con un caudal volumétrico 0.28 L/min

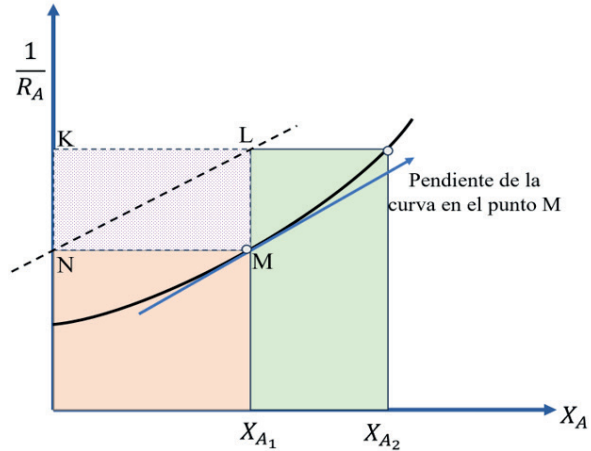


Figura 8 Maximización de rectángulos aplicada al cálculo de la conversión óptima intermedia y los tamaños óptimos de dos reactores de tanque agitado en serie. El volumen de las unidades es el menor cuando el área del rectángulo KLMN es la mayor



$$R_A = (0.00992 \text{ M}^{-1} \text{ s}^{-1}) C_A C_B \quad (9)$$

- a) Calcular el tamaño de un reactor de Tanque Agitado.
- b) Calcular el tamaño de dos reactores RTA de volúmenes óptimos.
- c) Calcular el tamaño de tres reactores RTA de volúmenes óptimos.
- d) Calcular el tamaño de cuatro reactores RTA de volúmenes óptimos.

**Solución**

Inciso a)

La ecuación de diseño de un reactor RTA es:

$$V = \frac{X_A}{(1-X_A)^2} \left( \frac{Q_0}{C_{A0}k} \right) \quad (10)$$

$$V = 329.54 \text{ L}$$

Inciso b)

Para resolver este inciso lo primero que tenemos que hacer es visualizar los puntos de operación de los reactores y esto se visualiza en la gráfica  $\left(\frac{1}{R_A}\right)$  función de  $X_A$ . En este caso, lo único que conocemos es el pun-

to de operación del reactor 2,  $X_{A_2} = 0.875$ . Sin embargo, sabemos que debe de existir una conversión intermedia,  $X_{A_1}$ , pues es la conversión obtenida del primer reactor.

Ubicados los puntos de operación de los reactores, procedemos a trazar los rectángulos, y de esta manera ubicaremos el rectángulo formado entre estos puntos de operación que es el que debemos maximizar.

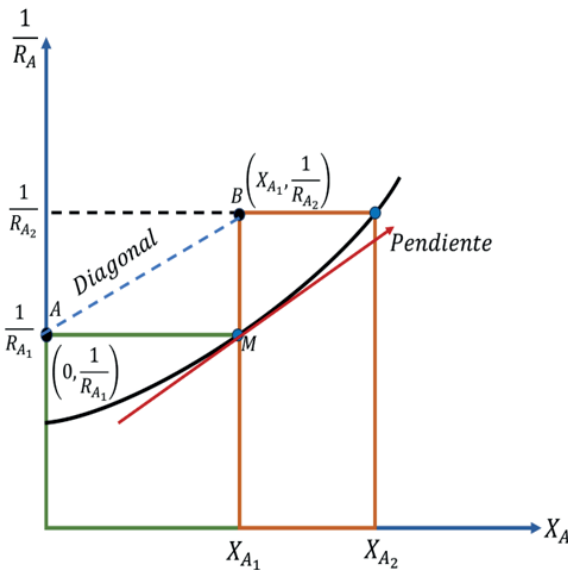


Figura 9 Coordenadas de la diagonal formada AB entre los puntos de operación de los dos reactores y la pendiente al punto M de la curva de Levenspiel.

Como mencionamos anteriormente, este rectángulo tiene una diagonal formada por los puntos A-B de la Figura 9, para determinar el volumen total óptimo esta diagonal debe ser igual a la pendiente de la recta tangente en el punto M, es decir, la derivada.

Continuamos ubicando las coordenadas de la diagonal A  $(0, \frac{1}{R_{A1}})$  y B  $(X_{A1}, \frac{1}{R_{A2}})$ .

Así podemos determinar la pendiente de la línea recta diagonal A-B

$$m_{\text{Diagonal}} = \frac{y_B - y_A}{x_B - x_A} \quad (11)$$

Sustituyendo en (11) los valores de las

coordenadas de los puntos AB se tiene la expresión:

$$m_{\text{Diagonal}} = \frac{\frac{1}{R_{A2}} - \frac{1}{R_{A1}}}{X_{A1}} \quad (12)$$

Obtenida esta expresión matemática, la siguiente expresión que nos falta encontrar es la pendiente de la recta tangente al punto M en la curva, este se encuentra en el punto de operación  $X_{A1}$ , y debido a que es una derivada podemos expresarlo de la siguiente manera:

$$\text{Pendiente} = \frac{d}{dX_{A1}} \left[ \frac{1}{R_{A1}} \right] \quad (13)$$

Se sustituye en (13) la ecuación cinética (9)

$$\text{Pendiente} = \frac{d}{dX_{A1}} \left[ \frac{1}{R_{A1}} \right] = \frac{d}{dX_{A1}} \left[ \frac{1}{0.00992 C_{A1}^2} \right] \quad (14)$$

Como el diferencial es  $dX_{A1}$  hay que dejar expresada la concentración que sale del primer reactor ( $C_{A1}$ ) como función de la conversión obtenida en el primer reactor ( $X_{A1}$ ) con base en la ecuación (15):

$$C_{A1} = C_{A0}(1 - X_{A1}) \quad (15)$$

Sustituyendo (15) en (14):

$$\text{Pendiente} = \frac{d}{dX_{A1}} \left[ \frac{1}{0.00992 C_{A0}^2 (1 - X_{A1})} \right]$$

Derivando esta última expresión se tiene:

$$\text{Pendiente} = \frac{2}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})^3} \quad (16)$$

Entonces, teniendo la expresión matemática de la diagonal y la pendiente de la recta tangente del punto M a la curva, con base en la ecuación (8) al igualar (12) con (16) se tiene la condición del mínimo volumen para los reactores RTA en serie.

$$\frac{\frac{1}{R_{A2}} - \frac{1}{R_{A1}}}{X_{A1}} = \frac{2}{k C_{A0}^2 (1 - X_{A1})^3} \quad (17)$$

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K
1											
2		C <sub>A0</sub> (M)	C <sub>B0</sub> (M)	k (M <sup>-1</sup> s <sup>-1</sup> )	Q <sub>0</sub> (L.s <sup>-1</sup> )						
3		0.08	0.08	0.00992	0.0047						
4											
5											
6		Reactor	X <sub>A</sub>	CA (M)	RA (M s <sup>-1</sup> )	I/RA (s M <sup>-1</sup> )	Diagonal	Pendiente	Diagonal-Pendiente	V (L)	V total (L)
7		0	0	0.08	6.349E-05	1.575E+04					
8		1	0.7015392	0.023876865	5.655E-06	1.768E+05	1184885.43	1184885.563	-0.13431616	46.64160727	112.3888499
9		2	0.875	0.01	9.920E-07	1.008E+06				65.74724265	
10											
11				D7=SB\$3*(1-C7)	E7=SD\$3*(D7^2)	F7=1/E7	G8=(F9-F8)/(C8-C7)	H8=-2*(SD\$3*(SB\$3^2)*((1-C8)^3))	I8=G8-H8	J8=(SD\$3*(SE\$3)*((C8-C7)*F8)	K7=SUMA(J8:J9)

Figura 10 Hoja de cálculo para determinar el volumen óptimo de un sistema de dos reactores de tanque agitado en serie.

Teniendo como incógnita  $\frac{1}{R_{A1}}$ , porque no conocemos la conversión obtenida del primer reactor  $X_{A1}$ , es decir,  $\frac{1}{R_{A1}}$  es función de  $X_{A1}$ , por lo tanto, esta ecuación debe ser resuelta para  $X_{A1}$ .

Para resolver este problema recurriremos a la utilización de SOLVER en el programa Excel. Empezamos vaciando los datos del problema, como se muestra en la Figura 8b.

Para hallar  $X_{A1}$ , supondremos un valor en la celda C08. El valor supuesto tiene que ser menor a  $X_{A2}=0.875$ , puesto que no puede existir una conversión mayor en la parte intermedia del sistema. Se elige arbitrariamente  $X_{A1}=0.5$ . A cada valor de conversión se procede a calcular la concentración de salida de cada reactor mediante la ecuación (18).

$$C_{A_i} = C_{A_0} (1 - X_A) \quad (18)$$

Y posteriormente la rapidez a la salida de cada reactor:

$$R_{A_i} = k C_{A_i}^2 \quad (19)$$

En la Columna F se calcula la inversa de la rapidez, y posteriormente en la Columna G calculamos la expresión matemática de la diagonal.

En la Columna H se realiza el cálculo de la pendiente de la recta tangente en un punto de la curva (figura 9). Como se desea obtener el volumen óptimo del sistema de dos reactores CSTR en serie, en-

tonces debemos realizar la maximización del rectángulo, para ello  $m_{\text{Diagonal}}$  y  $\frac{d}{dX_{A1}} \left[ \frac{1}{R_{A1}} \right]$  deben ser iguales en tal caso la resta debe ser igual a 0, por ejemplo, en la celda I8 se coloca “=G8-H8”.

Esta condición permite variar la conversión de  $X_{A1}$  de tal manera que cuando se encuentre el valor “mejor” de  $X_{A1}$  este reemplazara a el supuesto en un principio en la celda C8.

Se marca la celda I8 en la hoja de cálculo, se va al menú DATOS, y se selecciona SOLVER. Aparecerá la ventana de la Figura 11. Se marca “I8” como celda objetivo. Después se selecciona la opción VALOR DE: y se coloca un 0. Se marca C8 como la celda que ha de cambiar.

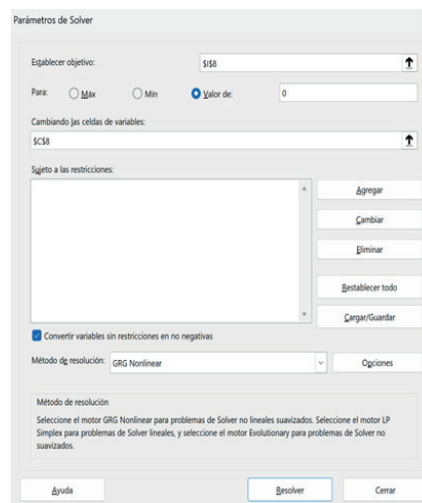


Figura 11 Ventana de la herramienta SOLVER en Excel para la determinación de la conversión intermedia  $X_{A1}$  que optimiza los volúmenes de los dos RTA en serie. De este modo se ordena a SOLVER que re-



suelva la resta y que esta de un valor muy cercano a 0, cambiando el valor supuesto de la celda C08. Se hace clic en RESOLVER. Después de breves momentos SOLVER encuentra los valores de 1184885.43 y 1184884.536 en las celdas G8 y H8, respectivamente, con ello la resta de la celda I8 tiene un valor relativamente cercano a 0 (figura 10). La celda C8 dice que  $X_{A_1} = 0.70153$ .

De esta manera se ha obtenido la conversión del primer reactor y ahora se calcula el volumen de cada recipiente (ec. 20) que es el óptimo requerido para este sistema de dos reactores CSTR en serie

$$V_i = C_{A_0} Q_0 \left( \frac{X_{A_i} - X_{A_{i-1}}}{R_{A_i}} \right) \quad (20)$$

Con esta ecuación se calculan los volúmenes de cada reactor (columna J de la figura 10).

Para más de dos reactores se puede generalizar la ecuación de la diagonal del rectángulo externo formado y la pendiente de la recta tangente al punto de cada conversión intermedia.

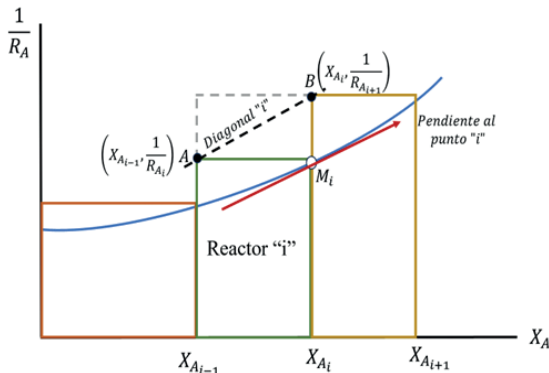


Figura 12 Generalización para las coordenadas de la diagonal AB del reactor "i" en el punto Mi tangente a la curva.

Por lo tanto, la ecuación generalizada de la diagonal del reactor i es:

$$m_{Diagonal\ i} = \frac{\frac{1}{R_{A_{i+1}}} - \frac{1}{R_{A_i}}}{X_{A_i} - X_{A_{i-1}}} \quad (21)$$

Mientras que la pendiente de la recta tangente al punto  $M_i$  es:

$$Pendiente_i = \frac{2}{kC_{A_0}^2(1-X_{A_i})^3} \quad (22)$$

Para un sistema de tres reactores RTA en serie hay dos conversiones intermedias que hay que hayas tal que se cumplan de manera simultánea las ecuaciones 21 y 22 para el reactor 1 y el 2.

En la figura 13 se muestra la hoja de cálculo para un sistema de tres reactores de tanque agitado en serie, ahora hay dos conversiones intermedias  $X_{A_1}$  y  $X_{A_2}$  las cuales han se ser encontradas por SOLVER, ahora hay que resolver de manera simultánea las ecuaciones 21 y 22 para el reactor 1 y el reactor 2 (columnas G y H de la figura 13).

El algoritmo es el mismo que ya se ha descrito para utilizar el SOLVER. La opción de ESTABLECER OBJETIVO solo acepta una celda y de deja la misma que en figura 11 (celda \$I\$8), pero ahora hay que cambiar las dos celdas de las conversiones intermedias (\$C\$8: C\$9) correspondientes a  $X_{A_1}$  y  $X_{A_2}$ . Asimismo, la ecuación 21 y 22 se deben cumplir para el reactor 2, por lo tanto hay que agregar como restricción que la celda \$I\$9

Reactor	Xa	CA (M)	RA (M s <sup>-1</sup> )	1/RA (s M <sup>-1</sup> )	Diagonal	Pendiente	Diagonal-Pendiente	V (L)	V total (L)
0	0	0.08	6.349E-05	1.575E+04					
1	0.5842116	0.03263074	1.098E-05	9.111E+04	438249.25	438249.2504	-0.001824299	20.01343255	
2	0.786099	0.017040878	2.881E-06	3.471E+05	3259360.38	3259360.301	0.077335801	26.46743444	79.83986788
3	0.875	0.01	9.920E-07	1.008E+06				33.35900089	

Figura 13 Hoja de cálculo para determinar el volumen óptimo de un sistema de tres reactores de tanque agitado en serie.

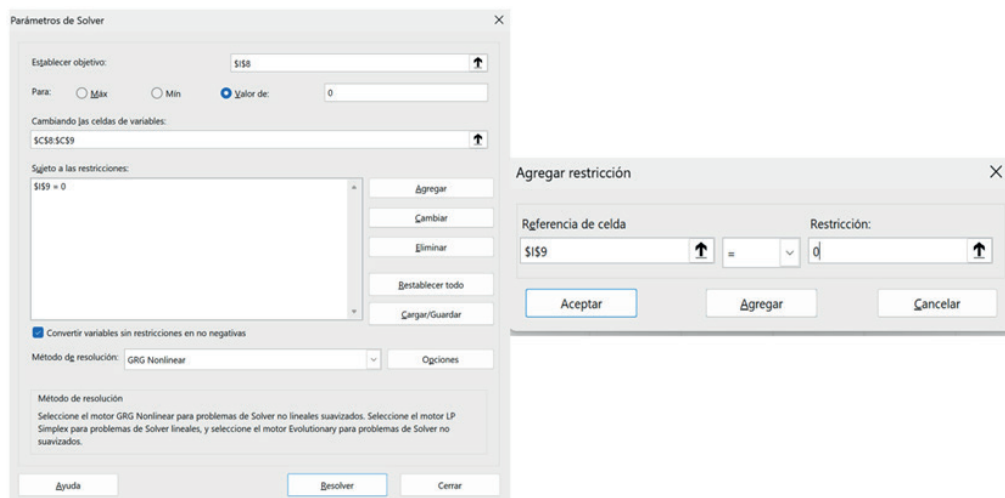


Figura 14 Ventana de SOLVER para la resolución de tres reactores RTA en serie, para un sistema de más de dos reactores hay que colocar restricciones para que la columna I tome un valor de cero.

también valga cero pero hay que ponerla como restricción

Sistema de reactores	Volumen total [L]
Un solo reactor RTA.	329.54
Un solo Reactor PFR	41.2
Dos reactores óptimos RTA	111.6
Tres reactores óptimos RTA	79.2

Tabla 1 Resultados obtenidos para cada sistema de reactores.

Como se observa en la tabla 1 a mayor cantidad de unidades en serie el volumen óptimo disminuye, para una mayor cantidad de unidades en serie la disminución del volumen se observa en la figura 15.

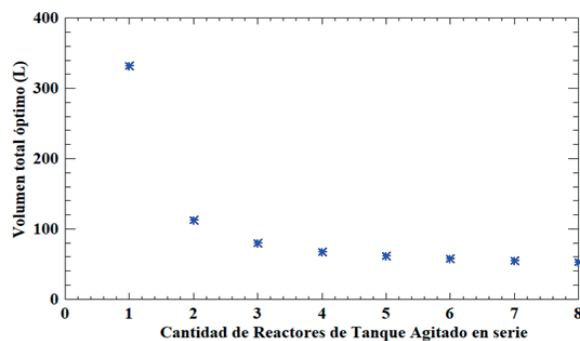


Figura 15 Disminución del volumen total óptimo como función de la cantidad de reactores de tanque agitado en serie.

## Conclusiones

Se presentó una estrategia didáctica para la optimización del tamaño de reactores de tanque agitado en serie, mediante el método de rectángulos para poder determinar el arreglo más conveniente de reactores de diferente tamaño en un proceso con reacciones químicas y con un determinado grado de conversión, se ejemplificó también su aplicación en la comparación de volúmenes para reactores RTA en serie de diferente tamaño y su respectiva solución con ayuda del solver de Excel. Pretendemos con esto ayudar a lograr aprendizajes significativos y una mejor comprensión por parte de los estudiantes que cursan Cinética Química y Principios de Diseño de Reactores, de este tema que con base en nuestra experiencia docente es de dificultad para la mayoría de quienes la cursan.

## Bibliografía

- [1] Castellan, W. G. (1998) *Fisicoquímica*, Adisson-Wesley Iberoamérica, 2 Ed. USA.
- [2] Chorkendorff, I.; Niemantsverdried, J. W. (2007) *Concepts of modern catalysis and kinetic*. 2nd ed. Wiley VCH. Alemania.

- [3] Dashi, A., Khorsand, K., Marvast, M. A. & Kakavand, M. (2006). *Modeling and simulation of ammonio synthesis reactor*. *Petrol. Coal.* 48 (2) 15-23.
- [4] Elizadle, I., Ramírez, R. & Ancheyta, J. (2013). Analytical solution to obtain the optimal volumen of a series of continuous tank reactors sustaining a first order reaction. *Avances en ciencias e Ingeniería.* 4 (2) 51-60.
- [5] Espenson, J. H. (1995) *Chemical kinetics and reaction mechanisms*, McGraw-Hill, 2 ed. México.
- [6] Fogler, S. H. (2010) *Essentials of chemical reaction engineering*, Pearson Prentice Hall, 5 ed. USA.
- [7] Froment. G. F. & Kenneth, B. B. (2010) *Chemical reactor analysis and design*, John Wiley & Sons, 3 ed. USA.
- [8] Green, D. W.; Southard, M. Z. (2019) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 9th Edition. McGraw-Hill Education.
- [9] Hong, R., Li, X., Li, H. & Yuan, W. (1997) Modeling and simulation of SO<sub>2</sub> oxidation in a fixed reactor with periodic Flow reversal. *Catal. Today.* 38, 47-58.
- [9] Levenspiel, O. (2010) *Ingeniería de las reacciones químicas*, Limusa Wiley, 3 ed. México.
- [10] Szépe, S., Levenspiel, O. (1967) Optimal temperatura pólíces for reactors sub- jet to catalyst deactivation-I Batch Reactor. *Chem. Eng. Sci.* 23, 881-894.