

## DISEÑO DE UN INCINERADOR CATALÍTICO

J. Loayza-Pérez<sup>1</sup>

Departamento Académico de Procesos, Facultad de Química e Ingeniería Química Universidad Nacional Mayor de San Marcos

**Resumen.** Para aplicar el método desarrollado por Retallick W.B. (1981), se presenta un procedimiento para el cálculo de las dimensiones básicas de un incinerador catalítico de lecho fijo, tomando como referencia un caso citado por Benítez J. (1993).

**Palabras claves:** diseño, incinerador catalítico, COVs

**Abstrac.** The systematizing of a design method developed by Retallick W.B. (1981) is presented, for the calculation of the basic dimensions of a catalytic incinerator of fixed channel, taking like reference the theoretical development and a case mentioned by Benítez J. (1993).

**Key words:** design, catalytic incinerator, VOCs.

### 1. DISEÑO BASADO EN CONSIDERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Cuando la transferencia de masa de los reactantes es la etapa limitante (controlante) en la combustión catalítica, el procedimiento de diseño es simplificado por el método del número de unidades de transferencia (10). La reacción de dos fluidos sobre un sólido catalítico tiene lugar en dos etapas:

- transporte de los reactantes a la superficie del catalizador y
- reacción superficial.

La velocidad de reacción y la de transferencia de masa son iguales en el estado estacionario. A pesar de ello, la velocidad puede estar limitada por una de estas dos etapas.

Considerando un canal en un lecho catalítico, tal como se muestra en la Figura N.º 1.



Figura N.º 1. Canal en un lecho catalítico (1)

<sup>1</sup> Ingeniero Químico (UNMSM), Magister en Economía del Medio Ambiente y los Recursos Naturales (UNIANDES-UNIVERSIDAD DE MARYLAND). Correo electrónico: ioape@hotmail.com / jloayza@ipes.org.pe

Cuando la transferencia de masa limita la reacción, la concentración superficial de los reactantes es cercana a cero. Para este caso, un balance de materia para el reactante A en un diferencial de volumen del reactor es:

$$d[A] / dl = - a k_c [A] / u \quad (1)$$

Donde: [A] = es concentración del reactante A en cualquier tiempo, l = distancia longitudinal a lo largo del canal, a = área superficial por unidad de volumen de reactor  $k_c$  = coeficiente de transferencia de masa, u = velocidad de propagación del fluido en el medio

Integrando de 0 a l (ele),

$$[A]_l = [A]_0 \exp \{- a k_c l / u\} \quad (2)$$

Para un reactor dado de longitud L, la concentración a la salida del reactor,  $[A]_L$  es

$$[A]_L = [A]_0 \exp \{- a k_c L / u\} \quad (3)$$

Se define la longitud de la unidad de transferencia de masa,  $L_m$ , como:

$$L_m = u / a k_c \quad (4)$$

El número de unidades de transferencia, Nu, y la concentración a la salida del reactor están dadas por:

$$N = L / L_m \quad (5)$$

$$[A]_L = [A]_0 e^{-N} \quad (6)$$

$$N = - \ln ( [A]_L / [A]_0 ) \quad (7)$$

Para calcular la longitud de una unidad de transferencia de masa, es necesario estimar el coeficiente de transferencia de masa. La última relación puede ser expresada en términos del número de Sherwood, Sh, definido en esta situación, como:

$$Sh = k_c d / D_A \quad (8)$$

Donde:

$$d = \text{diámetro efectivo del canal} = 4/a \quad (9)$$

$$D_A = \text{difusibilidad del reactante}$$

Hay diferentes correlaciones empíricas para estimar el número de Sherwood, dependiendo del régimen de flujo. Muchas de ellas aprovechan la analogía entre el Sh en transferencia de masa y el Nu (Número de Nusselt) en transferencia de calor.

### 1.1 Consideraciones con respecto al flujo

a) Considerando flujo laminar en un canal de sección circular,  $Nu = 4,364$  (6). Asumiendo una perfecta analogía entre transferencia de calor y transferencia de masa,  $Nu = Sh = 4,364$ . Se tiene:

$$L_m = u / a k_c = u d^2 / (4 Sh D_A) = u d^2 / (17,46 D_A) \quad (10)$$

b) Considerando flujo laminar en un canal con sección transversal cuadrada,  $Sh = Nu = 3,61$ . Se tiene:

$$L_m = u d^2 / (14,43 D_A) \quad (11)$$

c) Cuando el número de Reynolds del flujo en el interior de los canales en el lecho del reactor es mayor que 2000, el flujo se considera turbulento.

d) Para este caso es conveniente tener en cuenta la analogía de Chilton-Corburn, la cual establece una analogía entre la transferencia de masa y la transferencia de momentum:

$$St_D Sc^{2/3} = (k_c / u) Sc^{2/3} = f / 2 \quad (12)$$

Donde:

Sc = número de Schmidt =  $\mu / r D_A$

$St_D$  = número de Stanton para transferencia de masa =  $Sh / (Re Sc)$  (13)

f = factor de fricción de Fanning

Resolviendo la ecuación (12) para  $k_c$  y sustituyendo en la definición de  $L_m$ ,

$$L_m = (2 / f a) Sc^{2/3} \quad (14)$$

Para calcular el factor de fricción de Fanning, se asume que el canal es «hidráulicamente liso»,

$$1/f^{1/2} = 1,763 \ln (Re f^{1/2}) - 0,6 \quad (15)$$

## 1.2 Consideraciones con respecto al tamaño y forma de los canales

El tamaño de los canales es un parámetro de diseño muy importante para el diseño de un incinerador catalítico:

$$S = Q/[(p D^2/4)(L)] \quad [17]$$

$$S = 4Q/(p D^2 L) \quad [18]$$

## 3. EJEMPLO ILUSTRATIVO

Tabla N.º 1. Velocidad espacial para incineración catalítica en h<sup>-1</sup>

Catalizador \ Conversión	90%	95%
	Metal precioso	40 000
A base de metales	15 000	10 000

Fuente: Katari *et al.* (1987)

- Canales pequeños tienen una gran área superficial por unidad de volumen de reactor, resultando incineradores pequeños.
- En un monolito con canales pequeños, la caída de presión se incrementa a medida que el tamaño de los canales decrece.
- Otra dificultad con los canales pequeños podría ser el taponamiento causado por la entrada de material particulado.
- La longitud del reactor calculada por este método podría ser la longitud mínima efectiva para lograr el grado deseado de destrucción de los COVs, utilizar un factor de seguridad igual a 2 para la longitud de incinerador, sería lo más adecuado en la mayoría de los casos (10).

Para aplicar el método desarrollado por Retallick W.B. (1981), se presenta un procedimiento para el cálculo de las dimensiones básicas de un incinerador catalítico de lecho fijo, tomando como referencia un caso citado por Benítez J. (1993).

Un gas residual con la siguiente composición: 84,9 % N<sub>2</sub>, 15 % O<sub>2</sub> y 1000 ppm C<sub>7</sub>H<sub>8</sub> (Tolueno), fluye con un flujo volumétrico de 600 m<sup>3</sup>/min, a 300 K y 1 atm, en una instalación para la destrucción vía incineración catalítica. Para lograr la destrucción del 99.9% del tolueno alimentado, el gas residual deberá pasar primero por un intercambiador de calor donde se precalentará hasta 600 K para luego ser incinerado en un reactor catalítico de lecho fijo tipo monolito. A esta temperatura y para el catalizador que es un metal noble, la transferencia de masa es la etapa controlante del proceso.

## 2. DISEÑO BASADO EN CONSIDERACIONES CINÉTICAS

La velocidad espacial «S» para el caso de un incinerador catalítico de lecho fijo tipo monolito, se puede expresar como la relación que existe entre el flujo volumétrico del gas residual y el volumen del lecho catalítico, de un análisis dimensional, la velocidad espacial corresponde a la inversa del tiempo de residencia, o sea que tiene unidades de tiempo<sup>-1</sup> (en la Tabla mostrada estas son h<sup>-1</sup>)

$$S = Q/V_L \quad [16]$$

Con la finalidad de analizar los factores que influyen en la incineración catalítica se consideran dos alternativas, dependiendo de las características geométricas del catalizador y de la dinámica de flujo.

I. El lecho catalítico tiene un catalizador tipo monolito con canales de sección transversal circular, con diámetro efectivo de 1,11 mm y una fracción del área transversal abierta al flujo del 65%. Para evitar la excesiva caída de presión, la velocidad lineal del gas (basada en el área transversal total de la cámara del

incinerador), no deberá exceder de 10 m/s. Con la información proporcionada determinar las dimensiones básicas del lecho catalítico ( $L_{\text{diseño}}$  y  $D$ ).

**Procedimiento:**

**1. Determinación de las propiedades del gas residual**

Como en la composición residual el  $N_2$  es el principal componente, las propiedades del gas residual se pueden considerar como las del  $N_2$  puro.

- 1.1 Densidad:  $\rho = 0,5687 \text{ kg/m}^3$
- 1.2 Viscosidad:  $\mu = 2,91 \times 10^{-5} \text{ kg/(m.s)}$

**2. Cálculo del flujo volumétrico del fluido que ingresa al incinerador catalítico**

Como resultado del calentamiento el gas residual se expande, si se asume comportamiento ideal se tiene:

$$[P \cdot Q / T]_e = [P \cdot Q / T]_s \tag{1.1}$$

Si la presión se mantiene constante:

$$Q_s = (T_s / T_e) Q_e \tag{1.2}$$

Reemplazando valores se tiene:

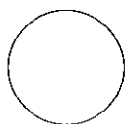
$$Q_s = (600 / 300) 600 \text{ m}^3/\text{min} = 1\,200 \text{ m}^3/\text{min}$$

**3. Cálculo de la velocidad efectiva del fluido**

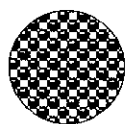
Es importante anotar que, cuando el área por la que circula el gas residual no contiene el catalizador la velocidad lineal es 10 m/s, pero cuando hay un obstáculo la velocidad se debe corregir, es decir debe aumentar.

$$u = v / \alpha_A \tag{1.3}$$

$$u = 10 \text{ m.s}^{-1} / 0.65 = 15,38 \text{ m/s}$$



$v = 10 \text{ m/s}$



$u = 15,38 \text{ m/s}$

**4. Determinación del régimen de flujo (cálculo del Número de Reynolds)**

Para continuar con el cálculo es necesario conocer el régimen de flujo; es decir, si el flujo es laminar o turbulento. Para lo cual se debe calcular el Número de Reynolds, asumiendo que los gases residuales se comportan análogamente que el nitrógeno  $N_2$  (debido a su composición en el gas: 84,9%).

$$Re = (\rho \cdot u \cdot d) / \mu \tag{1.4}$$

$$Re = (0,5687 \text{ kg/m}^3 \cdot 15,38 \text{ m/s} \cdot 0,00111 \text{ m}) / 2,91 \times 10^{-5} \text{ kg/(m.s)} = 334$$

Como este valor es menor que 2000, entonces el flujo dentro del reactor catalítico de lecho fijo (incinerador) es laminar.

**5. Cálculo de  $L_m$  (longitud de una unidad de transferencia de masa)**

Según el método planteado por Retallick W. B. (10) y adaptado por Benítez J. (1), la longitud de una unidad de transferencia de masa se puede expresar como:

$$L_m = (u \cdot d^2) / (17,46 D_A) \tag{1.5}$$

$$L_m = (15,38 \text{ m.s}^{-1}) \cdot (0,00111 \text{ m})^2 / 17,46 \cdot 2,23 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$L_m = 0,049 \text{ m}$$

**6. Cálculo del número de unidades de transferencia (N)**

Para un reactor de longitud  $L$ , el número de unidades de transferencia se puede calcular utilizando la longitud de una unidad de transferencia de masa:

$$N = L / L_m \tag{1.6}$$

Pero,  $N$  se puede relacionar con las concentraciones por:

$$[A] = [A]_0 \cdot e^{-N} \tag{1.7}$$

$$N = - \ln [A] / [A]_0 \tag{1.8}$$

Entonces:

$$L = L_m \cdot \{- \ln [A] / [A]_0 \} \tag{1.9}$$

Reemplazando valores:

$$L = (0,049 \text{ m}) [- \ln (1/1000)] = 0,339 \text{ m}$$

### 7. Cálculo de la longitud de diseño ( $L_{\text{diseño}}$ )

Siguiendo la recomendación del Retallick W. (10), la longitud de diseño debe ser como mínimo dos veces la longitud calculada a partir del número de unidades de transferencia. El autor sugiere usar el factor 2,5 para garantizar el nivel de destrucción deseado, cuando no existan partículas y el flujo sea laminar.

$$L_{\text{diseño}} = 2,5 L \quad (1.10)$$

$$L_{\text{diseño}} = 2,5 (0,339 \text{ m}) = 0,85 \text{ m}$$

### 8. Cálculo del diámetro del reactor D (o diámetro del lecho)

La cámara del incinerador catalítico es geoméricamente igual a un cilindro, el área transversal del monolito ( $A_m$ ) es circular, de esta forma el flujo volumétrico del gas residual se puede expresar por dos relaciones equivalentes:

$$Q = A_{\text{total}} \cdot v \quad (1.11)$$

Donde:

$A_{\text{total}}$  es el área transversal total sin considerar la interrupción al flujo originado por el monolito  $\text{m}^2$ .

$v$  = velocidad lineal del fluido (m/s).

También se puede expresar como:

$$Q = A_m \cdot u \quad (1.12)$$

Donde:

$A_m$  = área transversal considerando al monolito ( $\text{m}^2$ ).

$u$  = velocidad efectiva del fluido (m/s).

Utilizando la expresión (1.11) y despejando el diámetro D, se tiene:

$$D = [4 Q / \pi v] \quad (1.13)$$

Reemplazando valores se tiene:

$$D = [(4) (1\,200 \text{ m}^3/\text{min}) / (\pi) (10 \text{ m s}^{-1}) (60 \text{ s min}^{-1})] = 1,60 \text{ m}$$

II. El gas residual tiene propiedades similares a las presentadas en el Caso I, pero esta vez la contiene gaseosa, contiene una cantidad sustancial de material particulado. Es así, que con la finalidad de evitar el taponamiento de los canales, se utiliza una estructura tipo monolito pero con canales de sección transversal circular, con diámetro efectivo de 3,33 mm (tres veces el diámetro cuando el gas residual estaba exento de partículas) y una fracción del área transversal abierta al flujo del 50%. En este caso, la velocidad lineal del gas (basada en el área transversal total de la cámara del incinerador), no deberá exceder de 25 m/s. Con la información proporcionada determinar las dimensiones básicas del lecho catalítico ( $L_{\text{diseño}}$  y D).

### Procedimiento:

#### 1. Determinación de las propiedades del gas residual

Las propiedades del gas residual se pueden considerar como las del  $\text{N}_2$  puro:

1.1 Densidad:  $\rho = 0,5687 \text{ kg/m}^3$

1.2 Viscosidad:  $\mu = 2,91 \times 10^{-5} \text{ kg/(m.s)}$

#### 2. Cálculo del flujo volumétrico del fluido que ingresa al incinerador catalítico

Usando (1.2):  $Q_s = (T_s/T_e) Q_e$  y reemplazando valores se tiene:

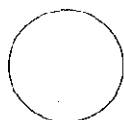
$$Q_s = (600/300) 600 \text{ m}^3/\text{min} = 1\,200 \text{ m}^3/\text{min}$$

#### 3. Cálculo de la velocidad efectiva del fluido

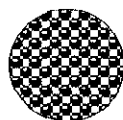
Es importante anotar que, cuando el área por la que circula el gas residual no contiene el catalizador la velocidad lineal es 25 m/s, pero cuando hay un obstáculo la velocidad se debe corregir, es decir debe aumentar.

$$u = v / x_A \quad (1.3)$$

$$u = 25 \text{ m.s}^{-1} / 0,50 = 50 \text{ m/s}$$



$$v = 25 \text{ m/s}$$



$$u = 50 \text{ m/s}$$

#### 4. Determinación del régimen de flujo (cálculo del Número de Reynolds)

El Número de Reynolds indica el tipo de régimen de flujo, para lo cual se emplea la relación (I.4).

Reemplazando valores se tiene:

$$Re = (0,5687 \text{ kg/m}^3 \cdot 50 \text{ m/s} \cdot 0,00333 \text{ m}) / (2,91 \times 10^{-5} \text{ kg/(m.s)}) = 3\,254$$

Como este valor es mayor que 2000, entonces el flujo dentro del reactor catalítico de lecho fijo (incinerador) es turbulento, esto se da en cada uno de los canales.

#### 5. Cálculo de $L_m$

En este caso para el cálculo de una unidad de longitud de transferencia de masa se requiere usar la relación:

$$L_m = [2/(f) \cdot (a)] \cdot Sc^{2/3} \quad (II.1)$$

que corresponde a la analogía de Chilton-Colburn (10)

Por lo tanto es necesario calcular cada uno de los términos que aparecen en la relación (II.1)

##### 5.1 Cálculo del factor de fricción de Fanning (f)

El factor de fricción de Fanning se puede calcular que el canal es hidráulicamente liso:

$$1/f^{1/2} = 1,763 \ln (Re f^{1/2}) - 0,6 \quad (II.2)$$

$$\text{Para simplificar el cálculo se hace } f^{1/2} = \lambda \quad (II.3)$$

Entonces luego de reemplazar los valores la expresión queda:

$$\lambda = 1,763 \ln (3\,254/\lambda) - 0,6 \quad (II.4)$$

Reordenando:

$$G(\lambda) = 1 + 1,763 \ln \lambda - 13,656 = 0 \quad (II.5)$$

Resolviendo por Newton-Raphson:

$$\begin{aligned} \lambda &= 9,66 \\ f &= 1/\lambda^2 \\ f &= 0,0107 \end{aligned} \quad (II.6)$$

##### 5.2 Cálculo del área superficial por unidad de volumen del reactor (a)

El área superficial por unidad de volumen del reactor se expresa por la relación:

$$a = 4/d \quad (II.7)$$

Donde: d = diámetro efectivo del canal

$$a = (4/0,00333) = 1\,201 \text{ m}^{-1}$$

##### 5.3 Cálculo del Número de Schmidt (Sc)

El número de Schmidt se calcula por la relación:

$$Sc = \mu / (\rho D_A)$$

$$Sc = 2,91 \times 10^{-5} \text{ kg/(m.s)} / [(0,5687 \text{ kg/m}^3) \cdot (2,23 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s})]$$

$$Sc = 2,29$$

##### 5.4 Cálculo de $L_m$

Reemplazando los valores obtenidos en la relación (II.1):

$$L_m = [2 (2,29)^{2/3}] / [(0,0107)(1\,201 \text{ m}^{-1})]$$

$$L_m = 0,270 \text{ m}$$

##### 6. Cálculo del número de unidades de transferencia (N)

Reemplazando el valor calculado en la primera parte en  $L = L_m \cdot \{- \ln [A] / [A]_0 \}$ :

$$L = (0,270 \text{ m}) [- \ln (1/1000)] = 1,865 \text{ m}$$

##### 7. Cálculo de la longitud de diseño ( $L_{\text{diseño}}$ )

$$L_{\text{diseño}} = 2 (L) = 2 (1,865) \text{ m} = 3,73 \text{ m}$$

### 8. Cálculo del diámetro del reactor D (o diámetro del lecho)

De la relación (I.13):  $D = [4 Q/p v]$  y reemplazando valores se tiene:

$$D = [(4) (1\ 200\ \text{m}^3/\text{min})/(p) (25\ \text{m s}^{-1}) (60\ \text{s min}^{-1})] = 1,01\ \text{m}$$

### 4. Conclusiones

1. El rendimiento de un incinerador catalítico depende de varios factores, tales como: temperatura de operación, velocidad espacial (inversa del tiempo de residencia), composición y concentración de los COVs en la corriente gaseosa, características y propiedades del catalizador, presencia de venenos o inhibidores en la corriente gaseosa, presencia de partículas en la corriente gaseosa y del régimen de flujo. En este caso se ha analizado la importancia del régimen de flujo, cuando la etapa controlante del proceso es la transferencia de masa.
2. El diámetro efectivo de los canales del monolito es un parámetro de diseño muy importante, ya que canales pequeños tienen una gran área superficial por unidad

de volumen de reactor, resultando incineradores pequeños. Además, los canales pequeños son muy sensibles al material particulado presente en la corriente gaseosa, por ello en estos casos debe utilizarse canales con un diámetro mayor, el autor sugiere que sean del triple del diámetro usado cuando la corriente está exenta de partículas.

3. El cálculo de las dimensiones básicas se puede realizar usando el método del número de unidades de transferencia cuando la etapa controlante de la reacción de combustión sea la transferencia de masa.
4. El método dependerá del régimen de flujo, para lo cual es necesario calcular el Número de Reynolds, si este es menor de 2000 se considera flujo laminar, en caso contrario se tendrá flujo turbulento.
5. Si el flujo es turbulento, para calcular la longitud unitaria de transferencia de masa  $L_m$ , será necesario calcular el factor de fricción de Fanning empleando la analogía de Chilton-Colburn.
6. La longitud de diseño ( $L_{\text{diseño}}$ ) se encontrará multiplicando la longitud calculada (L) por un factor de 2,5 para el caso de flujo

**Tabla N.º 2. Dimensiones básicas de diseño**

Variable \ Caso	Flujo Laminar	Flujo turbulento
Re	334	3 254
v (m/s)	10	25
$x_A$ (%)	65	50
u (m/s)	15,38	50
$L_m$ (m)	0,049	0,27
L (m)	0,339	1,865
$L_{\text{diseño}}$ (m)	0,85	3,73
D (m)	1,60	1,01

**Tabla N.º 3. Comparación de las dimensiones básicas**

Variable \ Incinerador	Térmico (*)	Catalítico (Flujo laminar)	Catalítico (Flujo turbulento)
$L_{\text{diseño}}$ (m)	5,00	0,85	3,73
D (m)	2,12	1,60	1,01
$V_{\text{incinerador}}$ (m <sup>3</sup> )	17,65	1,71	2,99

(\*) Benítez J. (1993)

Elaboración: Loayza J. (2003)

laminar y por un factor de 2 para flujo turbulento. El factor de seguridad podrá ser incrementado si los gases residuales contienen polvo o venenos que puedan ensuciar, taponear o alterar los canales del monolito. Para determinar el diámetro del incinerador, se utiliza consideraciones geométricas.

7. El volumen del incinerador catalítico es mucho menor que el correspondiente incinerador térmico. Si se compara entre dos incineradores catalíticos con diferentes regímenes de flujo, el tamaño menor corresponderá al que opere en con flujo laminar.

## 5. Recomendaciones

1. Con la finalidad de calcular los equipos adicionales para hacer posible el funcionamiento del incinerador, es necesario calcular la caída de presión total, con este valor se puede especificar la potencia del ventilador. Es así, que se requiere el cálculo de la caída de presión en el intercambiador de calor, la caída de presión a la entrada del incinerador y la caída de presión en el incinerador.
2. Para complementar el estudio sería conveniente hacer un análisis de costos, ya que se puede logra un ahorro sustancial en lo que se invierte en combustible auxiliar, adicionando un sistema de recuperación de calor, pero esto se traduce en un aumento de la caída de presión que implica un incremento de la demanda de energía eléctrica que es función de la potencia del ventilador.

## 6. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Benítez, Jaime, *Process Engineering and Design for Air Pollution*. PTR Prentice Hall. New Jersey, 1993.

- [2] Blanco J., Ávila P., Rodríguez J., *Sistemas catalíticos para la eliminación de NOx*, Ingeniería Química, abril de 1997.
- [3] CYTED. *Catalizadores y Adsorbentes para la Protección Ambiental en la Región Iberoamericana*. Red Temática V.c. Catalizadores para la protección ambiental. Madrid, agosto del 1998.
- [4] CYTED. *Catalizadores y Adsorbentes para la Protección Ambiental en la Región Iberoamericana*. Subprograma V: Catalizadores y Adsorbentes para el Medio Ambiente y Calidad de Vida. Red Temática V.C. Catalizadores para la protección ambiental. Madrid, julio del 2001.
- [5] Hemsath, K. H., and Susey, P.E. *Fume Incineration Kinetics and Its Applications*. AIChE Symposium Series N.º 137, 70:439, 1974.
- [7] Holman. *Heat Transfer*, 7<sup>th</sup>ed. McGraw-Hill, New York, 1990.
- [8] Katari, V.S., Vatavuk, W.M., and Wehe, A.H. *JAPPA* N.º 37, 1987, pp. 91-95.
- [9] Loayza Jorge, *Apuntes de clase, Asignatura: Ingeniería Ambiental, Semestre 2002-1*. Facultad de Química e Ingeniería Química. UNMSM. Lima, 2002.
- [10] Loayza Jorge, *Resumen de la Conferencia: Minimización de Residuos Industriales: Producción más Limpia, Valorización, Tratamiento*. Sección Química. Pontificia Universidad Católica, octubre del 2001.
- [11] Retallick, William B. *Chemical Engineering*, N.º 7, 1981, pp. 123-125.
- [12] Sans Mason Carmen. *Resúmenes: Curso Ingeniería del Medio Ambiente*. Unidad de Post Grado, Facultad de Química e Ingeniería Química. UNMSM, Lima. 1998.