

**DISEÑO DE PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. PROCESOS BIOLÓGICOS DE LICOR
MEZCLADO Y BIOPELÍCULA. Parte 1 de 10**

M. I. DAVID GÓMEZ SALAS

CONTENIDO

TÍTULO	PÁGINA
1. PREMISAS PARA DEDUCCIÓN DE UNA ECUACIÓN GENERAL DE DISEÑO APLICABLE A PROCESOS DE LICOR MEZCLADO Y BIOPELÍCULA.....	1
2. CINÉTICA DE REACCIÓN DE SEGUNDO ORDEN EN RÉGIMEN NO ESTACIONARIO	2
3. CINÉTICA DE REACCIÓN DE SEGUNDO ORDEN EN RÉGIMEN ESTACIONARIO	8
4. CINÉTICA DE REACCIÓN DE SEGUNDO ORDEN PARA PROCESOS DE LICOR MEZCLADO, EN RÉGIMEN ESTACIONARIO.....	14
5. EJEMPLO: LODOS ACTIVADOS CONVENCIONALES.....	17

1. PREMISAS PARA DEDUCCIÓN DE UNA ECUACIÓN GENERAL DE DISEÑO APLICABLE A PROCESOS DE LICOR MEZCLADO Y BIOPELÍCULA.

La concentración de DBO en el agua residual varía a lo largo del reactor. La concentración de DBO disminuye en el sentido del flujo.

El movimiento de cada partícula es siempre hacia adelante y no hay mezcla retrograda. La cinética de reacción es de segundo orden e irreversible.

El reactante A es la materia orgánica expresada como DBO (alimento) y del reactante B son los microorganismos que se alimentan de la materia orgánica.

La concentración del reactante B depende de la recirculación de lodos activados en los procesos de licor mezclado o del área del medio plástico útil para el crecimiento de la biopelícula según el proceso que se trate.

El producto de la reacción es el incremento de biomasa de los microorganismos, que es a la vez es el reactante B. (No incluye otros subproductos resultantes del metabolismo de los microorganismos).

La relación $M = \text{reactante B} / \text{reactante A}$, varía continuamente en el tiempo. Los reactantes A y B, no se alimentan de acuerdo a alguna relación estequiométrica (Siempre existirá reactante B para cualquier concentración del reactante A).

El medio en que se realiza el proceso (aguas residuales) es de densidad constante, por lo que se puede ignorar la variación de volumen del caudal por el efecto de la temperatura.

Sí disminuye el gasto masa de DBO que alimenta al proceso, se dificulta la alimentación de los microorganismos y se reproducirán menos microorganismos; incluso en algunos casos puede una parte de la población de microorganismos, dependiendo de la magnitud de la falta de alimento

En el caso de los procesos de biopelícula sí disminuye el gasto masa de DBO que alimenta al proceso, disminuirá el crecimiento de película biológica y se favorecerá su desprendimiento del medio plástico. Finalmente, disminuye la concentración del reactivo B (microorganismos) en el reactor.

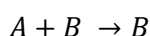
Sí aumenta el gasto masa de DBO alimentado al reactor, se favorece la alimentación y crecimiento de los microorganismos, y aumenta la concentración de B en el reactor.

2. CINÉTICA DE REACCIÓN DE SEGUNDO ORDEN EN RÉGIMEN NO ESTACIONARIO

A.- Representa el sustrato, expresado como Demanda Bioquímica de Oxígeno.

B.- Representa a los microorganismos que se alimentan del sustrato. Se expresa como Sólidos Suspendedos Volátiles (SSV)

Por lo tanto los microorganismos B al alimentarse con A, producen nuevos microorganismos y en consecuencia se incrementa la concentración del reactante B.



En ambos procesos, licor mezclado y biopelícula, la concentración de DBO en el agua residual, disminuirá

En ambos procesos, licor mezclado y biopelícula, la concentración de SSV aumentará. En los procesos de licor mezclado estará en forma suspendida en el agua residual y el proceso de biopelícula estará adherido a la superficie del medio.

La ecuación de segundo orden es la siguiente:

$$r = - \frac{dCa}{dt} = kCaCb$$

- k = Constante cinética, día⁻¹. (mg/l)⁻¹
- Cb = Concentración de microorganismos, mg/l
- Ca = Concentración del sustrato, mg/l
- X = Fracción convertida, adimensional - tanto por uno.
- k = Constante cinética, día⁻¹. (mg/l)⁻¹
- Cb = Concentración de microorganismos, mg/l
- Ca = Concentración del sustrato, mg/l
- X = Fracción convertida, adimensional - tanto por uno.

La concentración de A disminuye la fracción X

$$Ca = Cao - CaoX$$

La concentración de B cuando empieza a formarse la biopelícula se incrementa la fracción X.

$$Cb = Cbo + CboX$$

$$\frac{dCa}{dt} = - Cao \frac{dX}{dt}$$

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = k(C_{ao} - C_{aoX})(C_{bo} + C_{boX})$$

$$\text{Sea } M = \frac{C_{bo}}{C_{ao}} \rightarrow C_{bo} = M C_{a0}$$

Lo que se convierte a microorganismos es proporcional a lo que se consume de sustrato; y este concepto se expresa en la forma siguiente:

$$C_{boX} = nC_{aoX}$$

Este factor "n" de proporcionalidad se omitió en la publicación - "Película Fija Sumergida, Sistema Biológico de Tratamiento de Aguas Residuales". Autor David Gómez Salas. VIII Congreso Nacional Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental A. C. Cocoyoc, Morelos. 23 de septiembre de 1992. Se incluyó de manera implícita en el parámetro "P" de la ecuación desarrollada en esa ocasión y que se mostrará en este mismo artículo más adelante. Sin embargo, para explicar mejor el comportamiento de los procesos biológicos, ahora se toma en cuenta esta variable en forma explícita.

$$n = \frac{\text{kg de microorganismos formados}}{\text{kg de DBO removida}}$$

Los procesos de licor mezclado, como lodos activados denominan a este factor en los términos siguientes:

$$n = \frac{\text{kg de SSV producidos}}{\text{kg de DBO removida}}$$

Substituyendo

$$\begin{aligned} C_{bo} &= M C_{a0} \\ C_{boX} &= nC_{aoX} \end{aligned}$$

Se obtiene:

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = k(C_{ao} - C_{ao}X)(MC_{ao} + nC_{ao}X)$$

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = kC_{ao}(1 - X) C_{ao}(M + nX)$$

$$\left(\frac{dx}{dt} \right) = k(1 - X) C_{ao}(M + nX)$$

$$\int_0^{Xa} \frac{dx}{(1-X)(M+nX)} = C_{ao} k \int_0^t dt \dots\dots \text{Ecuación A}$$

Para resolver esta integral usando fracciones parciales:

$$\frac{1}{(1-X)(M+nX)} = \frac{A}{1-X} + \frac{B}{M+nX} = \frac{A(m+nX)+B(1-X)}{(1-X)(M+nX)}$$

$$A(M + nX) + B(1 - X) = AM + AnX + B - BX$$

$$AnX - BX = (An - B)X$$

$$An - B = 0$$

$$B = An$$

$$AM + B = 1$$

$$AM + An = 1$$

$$A(M + n) = 1$$

$$A = \frac{1}{M + n}$$

$$B = \frac{n}{M + n}$$

Substituyendo los valores de A y B esta parte de la ecuación se expresa en la forma siguiente:

$$\frac{1}{M + n} \int_0^{Xa} \frac{dx}{1 - X} + \frac{n}{M + n} \int_0^{Xa} \frac{dx}{M - nX}$$

Se resuelve por el método de substitución de variables, en la forma siguiente:

$$u = 1 - X$$

$$du = - dx$$

$$w = M + nX$$

$$dw = ndx$$

$$-\frac{1}{M + n} \int_0^{Xa} \frac{du}{u} + \frac{1}{M + n} \int_0^{Xa} \frac{dw}{w}$$

$$-\frac{1}{M+n} ([\ln u] - [\ln w])$$

$$-\frac{1}{M+n} ([\ln(1 - X)] - [\ln (M + nX)])$$

$$-\frac{1}{M+n} (\ln(1 - X) - \ln(M + nX) + \ln M)$$

$$\frac{1}{M+n} (-\ln(1 - X) + \ln(M + nX) - \ln M)$$

$$\frac{1}{M+n} \left(\ln \left(\frac{M+nX}{M(1-X)} \right) \right)$$

Por lo tanto la ecuación etiquetada como ecuación "A"

$$\int_0^{Xa} \frac{dx}{(1-X)(M+nX)} = C_{ao} k \int_0^t dt$$

Al integrarse y sustituir límites, resulta:

$$\frac{1}{M+n} \left(\ln \left(\frac{M+nXa}{M(1-Xa)} \right) \right) = k C_{ao} t$$

$$t = \frac{1}{k C_{ao} (M+n)} \left(\ln \left(\frac{M+nXa}{M(1-Xa)} \right) \right) \text{ Ecuación DGS1, régimen no estacionario}$$

Para $Xa \neq 1$ condición que no representa un problema, en virtud de que difícilmente se deseará diseñar para una eficiencia de remoción de 100%.

En la ecuación "t" es el tiempo en que se alcanza el nivel de remoción Xa y se le denomina tiempo de retención para el reactor, tr.

Para el caso particular en que $C_{boX} = C_{aoX}$; implica que $n=1$

$$t = \frac{1}{kC_{ao}(M+1)} \left(\text{Ln} \left(\frac{M+Xa}{M(1-Xa)} \right) \right)$$

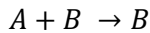
$$t = \frac{1}{kC_{ao}(M+1)} \left(\text{Ln} \left(\frac{1+Xa/M}{M(1-Xa)} \right) \right)$$

3. CINÉTICA DE REACCIÓN DE SEGUNDO ORDEN EN RÉGIMEN ESTACIONARIO

A.- Representa el sustrato, expresado como Demanda Bioquímica de Oxígeno.

B.- Representa a los microorganismos que se alimentan del sustrato. Se expresa como Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)

Por lo tanto los microorganismos B al alimentarse con A, producen más microorganismos B.



En ambos procesos, licor mezclado y biopelícula, la concentración de DBO en el agua residual, disminuirá con el tiempo.

En régimen estacionario para los procesos biopelícula los nuevos microorganismos crecen sobre otros microorganismos por lo tanto la concentración de los microorganismos activos que aún no comen disminuye. Desde el punto de vista de una reacción lo que aún no reacciona del reactante B disminuye. es un proceso cíclico asociado a la edad de los microorganismos.

La ecuación de segundo orden es la siguiente:

$$r = - \frac{dCa}{dt} = - \frac{dCb}{dt} = kCaCb$$

$$r = - \frac{dCa}{dt} = kCaCb$$

- k = Constante cinética, día⁻¹. (mg/l)⁻¹
 Cb = Concentración de microorganismos, mg/l
 Ca = Concentración del sustrato, mg/l
 X = Fracción convertida, adimensional - tanto por uno.
 k = Constante cinética, día⁻¹. (mg/l)⁻¹
 Cb = Concentración de microorganismos, mg/l
 Ca = Concentración del sustrato, mg/l
 X = Fracción convertida, adimensional - tanto por uno.

La concentración de A disminuye la fracción X

$$Ca = Cao - CaoX$$

La concentración activa de B disminuye la fracción X

$$Cb = Cbo - CboX$$

$$\frac{dCa}{dt} = - Cao \frac{dX}{dt}$$

$$Cao \left(\frac{dX}{dt} \right) = k(Cao - CaoX)(Cbo - CboX)$$

Sea $M = \frac{Cbo}{Cao} \rightarrow Cbo = M Cao$

Lo que se convierte a microorganismos es proporcional a lo que se consume de sustrato; y este concepto se expresa en la forma siguiente:

$$C_{boX} = nC_{aoX}$$

Este factor "n" de proporcionalidad se omitió en la publicación - "Película Fija Sumergida, Sistema Biológico de Tratamiento de Aguas Residuales". Autor David Gómez Salas. VIII Congreso Nacional Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental A. C. Cocoyoc, Morelos. 23 de septiembre de 1992. Se incluyó de manera implícita en el parámetro "P" de la ecuación desarrollada en esa ocasión y que se mostrará en este mismo artículo más adelante. Sin embargo, para explicar mejor el comportamiento de los procesos biológicos, ahora se toma en cuenta esta variable en forma explícita.

$$n = \frac{\text{kg de microorganismos formados}}{\text{kg de DBO removida}}$$

Los procesos de licor mezclado, como lodos activados denominan a este factor en los términos siguientes:

$$n = \frac{\text{kg de SSV producidos}}{\text{kg de DBO removida}}$$

Substituyendo

$$C_{bo} = M C_{a0}$$

$$C_{boX} = nC_{aoX}$$

Se obtiene:

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = k(C_{ao} - C_{aoX})(M C_{ao} - n C_{aoX})$$

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = k C_{ao} (1 - X) C_{ao} (M - nX)$$

$$\left(\frac{dx}{dt} \right) = k(1 - X) C_{ao} (M - nX)$$

$$\int_0^{Xa} \frac{dx}{(1-x)(M-nx)} = \text{Cao } k \int_0^t dt \dots \text{ Ecuación A}$$

Para resolver esta integral usando fracciones parciales:

$$\frac{1}{(1-x)(M-x)} = \frac{A}{1-x} + \frac{B}{(M-x)} = \frac{A(m-nx)+B(1-x)}{(1*x)(M-nx)}$$

$$A(M-nx) + B(1-x) = AM - Anx + B - Bx$$

$$-Anx - Bx = -(An + B)x$$

$$An + B = 0$$

$$B = -An$$

$$AM + B = 1$$

$$AM - An = 1$$

$$A(M-n) = 1$$

$$A = \frac{1}{M-n}$$

$$B = -\frac{n}{M-n}$$

Substituyendo los valores de A y B esta parte de la ecuación se expresa en la forma siguiente:

$$\frac{1}{M-n} \int_0^{X^a} \frac{dx}{1-X} - \frac{1}{M-n} \int_0^{X^a} \frac{ndx}{M-nX}$$

Se resuelve por el método de sustitución de variables, en la forma siguiente:

$$u = 1 - X$$

$$du = -dx$$

$$w = M - nX$$

$$dw = -ndx$$

$$-\frac{1}{M-n} \int_0^{X^a} \frac{du}{u} + \frac{1}{M-n} \int_0^{X^a} \frac{dw}{w}$$

$$-\frac{1}{M-n} ([\ln u] + [\ln w])$$

$$-\frac{1}{M-n} ([\ln (1 - X)] + [\ln (M - nX)])$$

$$-\frac{1}{M-n} (Ln(1 - X) + Ln(M - nX) - LnM)$$

$$\frac{1}{M-n} \left(Ln \left(\frac{M-nX}{M(1-X)} \right) \right)$$

Por lo tanto la ecuación etiquetada como ecuación "A"

$$\int_0^{Xa} \frac{dx}{(1-X)(M-nX)} = C_{ao} k \int_0^t dt$$

Al integrarse y sustituir límites, resulta:

$$\frac{1}{M-n} \left(\text{Ln} \left(\frac{M-nXa}{M(1-Xa)} \right) \right) = k C_{ao} t$$

$$t = \frac{1}{k C_{ao} (M-n)} \left(\text{Ln} \left(\frac{M-nXa}{M(1-Xa)} \right) \right) \text{ Ecuación DGS2, régimen estacionario}$$

Para $Xa \neq 1$, que no representa un problema esta condición en virtud de que difícilmente se deseará diseñar para una eficiencia de remoción de 100%.

En la ecuación "t" es el tiempo en que se alcanza el nivel de remoción Xa y se le denomina tiempo de retención para el reactor, t_r .

Para el caso particular en que $C_{bo}X = C_{ao}X$; implica que $n=1$

$$t = \frac{1}{k C_{ao} (M-1)} \left(\text{Ln} \left(\frac{M-Xa}{M(1-Xa)} \right) \right)$$

$$t = \frac{1}{k C_{ao} (M-1)} \left(\text{Ln} \left(\frac{1-Xa/M}{M(1-Xa)} \right) \right)$$

Estas son las ecuaciones básicas desarrolladas en 1992 y presentadas también en el año 2000; mismas que son un caso particular de la ecuación general que se deduce en este trabajo.

Tomando en cuenta que: $M = \frac{C_{bo}}{C_{ao}} \rightarrow C_{bo} = M C_{ao}$

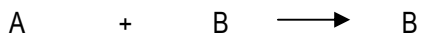
C_{ao} = Concentración inicial de DBO en mg / l

C_{bo} = Concentración de microorganismos en el reactor en mg/l

$$tr = \frac{1}{kC_{ao}(M-n)} \left(\ln \left(\frac{M-nXa}{M(1-Xa)} \right) \right)$$

$$tr = d \cdot \text{mg/l} * \text{l/mg} = d$$

4. CINÉTICA DE REACCIÓN DE SEGUNDO ORDEN PARA PROCESOS DE LICOR MEZCLADO, EN RÉGIMEN ESTACIONARIO.



$$r = - \frac{dCa}{dt} = - \frac{dCb}{dt} = kCaCb$$

k = Constante cinética, día⁻¹. (mg/l)⁻¹

C_b = Concentración de microorganismos, mg/l

C_a = Concentración del sustrato, mg/l

X = Fracción convertida, adimensional - tanto por uno.

La concentración de A disminuye la fracción X

$$Ca = Cao - CaoX$$

La concentración de B cuando empieza a formarse la biopelícula se incrementa la fracción X.

$$Cb = Cbo + CboX$$

$$\frac{dCa}{dt} = - C_{ao} \frac{dX}{dt}$$

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = k(C_{ao} - C_{ao}X)(C_{bo} + C_{bo}X)$$

$$\text{Sea } M = \frac{C_{bo}}{C_{ao}} \rightarrow C_{bo} = M C_{a0}$$

Lo que se convierte a microorganismos es proporcional a lo que se consume de sustrato; y este concepto se expresa en la forma siguiente:

$$C_{bo}X = nC_{ao}X$$

Para régimen estacionario se puede considerar C_{bo} constante para la ecuación de velocidad de reacción de segundo orden, en virtud que existe una eliminación de microorganismos producidos. Es decir se elimina la misma cantidad de microorganismos activos que la que se produce.

Substituyendo

$$C_{bo} = M C_{a0}$$

La concentración de B, microorganismos activos se mantiene constante. No cambia con X, la fracción convertida, adimensional expresada en tanto por uno.

$$C_{bo}X = 0$$

Se obtiene:

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = k(C_{ao} - C_{ao}X)(C_{bo} + 0)$$

$$C_{ao} \left(\frac{dx}{dt} \right) = kC_{ao}(1 - X)C_{bo}$$

$$\left(\frac{dx}{dt}\right) = k(1 - X) Cbo$$

$$\int_0^{Xa} \frac{dx}{(1-X)} = kCbo \int_0^t dt \dots\dots \text{Ecuación A}$$

Se resuelve por el método de sustitución de variables, en la forma siguiente:

$$u = 1 - X$$

$$du = - dx$$

$$-\int_0^{Xa} \frac{du}{u} = kCbo \int_0^t dt$$

$$-\int_0^{Xa} \frac{du}{u} = (-Lnu + C)$$

$$-\int_0^{Xa} \frac{du}{u} = -Ln(1 - X) + C$$

$$-Ln(1 - X) + Ln1$$

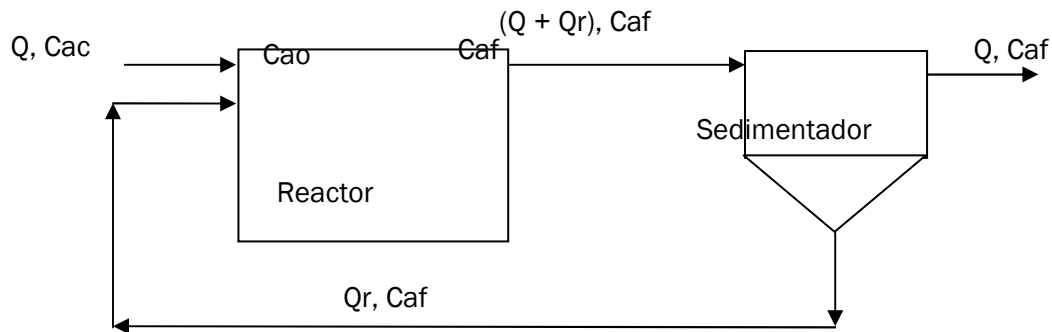
$$Ln \frac{1}{1 - X} = kCbot$$

$$Ln \frac{1}{1 - X} = kCbot$$

$$\frac{1}{kC_{bo}} \ln \frac{1}{1-X} = t \quad \text{Ecuación DGS3, para licor mezclado régimen estacionario}$$

5. EJEMPLO: LODOS ACTIVADOS CONVENCIONALES

La concentración C_{ao} de DBO al inicio del reactor es función de recirculación la recirculación de lodos.



$$C_{ao} = \frac{C_{ac}Q + C_{af}Q_r}{Q + Q_r}$$

En donde:

C_{ac} = Concentración de DBO en el agua residual cruda

C_{af} = Concentración de DBO del agua tratada (salida del reactor)

C_{ao} = Concentración de DBO al inicio del reactor, resultado de la mezcla del caudal de agua cruda con el caudal de lodos de recirculación.

Q = Caudal de agua cruda

Q_r = Caudal de recirculación

$$X_a = \frac{C_{ao} - C_{af}}{C_{ao}}$$

X = Fracción convertida, adimensional en tanto por uno

Ejemplo 90% de remoción de DBO, $X_a = 0.9$

Sea un sistema de lodos activados convencionales en régimen estacionario, definido con los datos siguientes:

Parámetros	Valores
C_{ac} = Concentración de DBO en el agua residual cruda	200 mg/l
C_{af} = Concentración de DBO del agua tratada (salida del reactor)	20 mg/l
Q = Caudal de agua cruda	100 l/s

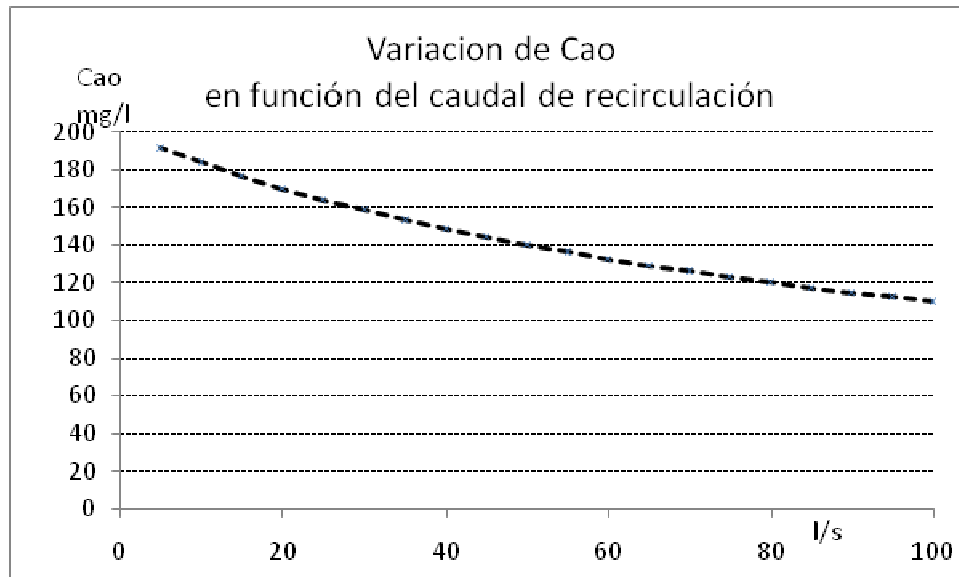
Q_r = El caudal de recirculación varía de cero a 100 por ciento, para mostrar los resultados en C_{ao} y X_a .

C_{ao} = Concentración C_{ao} de DBO al inicio del reactor, resultado de la mezcla del caudal de agua cruda con el caudal de lodos de recirculación, en mg/l.

X_a = Fracción convertida, para alcanzar el valor C_{af} en el agua tratada, en tanto por uno

Resultados

Q	Qr	Cao	Xa
l/s	l/s	mg/l	tanto por uno
100.00	100.00	110.00	0.82
100.00	95.00	112.31	0.82
100.00	90.00	114.74	0.83
100.00	85.00	117.30	0.83
100.00	80.00	120.00	0.83
100.00	75.00	122.86	0.84
100.00	70.00	125.88	0.84
100.00	65.00	129.09	0.85
100.00	60.00	132.50	0.85
100.00	55.00	136.13	0.85
100.00	50.00	140.00	0.86
100.00	45.00	144.14	0.86
100.00	40.00	148.57	0.87
100.00	35.00	153.33	0.87
100.00	30.00	158.46	0.87
100.00	25.00	164.00	0.88
100.00	20.00	170.00	0.88
100.00	15.00	176.52	0.89
100.00	10.00	183.64	0.89
100.00	5.00	191.43	0.896
100.00	0.00	200.00	0.90



Sea C_{bo} la concentración de Sólidos Suspendedos Volátiles (SSVLM) al inicio del reactor.

$$C_{bo} = \frac{C_{bc}Q + C_{bl}Q_r}{Q + Q_r}$$

C_{bc} = Concentración de SSVLM en el agua residual cruda

C_{bl} = Concentración de SSVLM en lodos de recirculación

C_{bo} = Concentración de SSVLM al inicio del reactor, resultado de la mezcla del caudal de agua cruda con el caudal de lodos de recirculación.

Considerando

$C_{bc} \approx 0$ en

$$C_{bo} = \frac{C_{bc}Q + C_{bl}Q_r}{Q + Q_r}$$

$$C_{bo} = \frac{C_{bl}Q_r}{Q + Q_r}$$

Sea

$$X_r = \frac{Q_r}{Q + Q_r}$$

$$C_{bo} = C_{bl} X_r$$

$C_{bl} = 6,000$ mg/l de SSVLM. Es relevante prestar atención a este punto, especialmente si no existen bases para conocer o estimar la sedimentabilidad de los lodos. La recomendación es que se tome un valor no mayor a 6,000 mg/l de SSV en los lodos recirculados para no tener problemas debido a que los SSV sean poco sedimentables y no se alcancen altas concentraciones en el sedimentador secundario.

Para C_{ao} cercano a 200 mg/l se recomienda que la concentración de SSVLM sea 10 veces mayor, por lo tanto C_{bo} debe estar del orden de 2,000 mg/l. En la tabla siguiente se presentan los valores de C_{bo} para diferentes caudales de recirculación.

Q	Qr	Cao	Cbo
l/s	l/s	mg/l	mg/l
100.000	100.000	110.000	3,000.00
100.000	95.000	112.308	2,923.08
100.000	90.000	114.737	2,842.11
100.000	85.000	117.297	2,756.76
100.000	80.000	120.000	2,666.67
100.000	75.000	122.857	2,571.43
100.000	70.000	125.882	2,470.59
100.000	65.000	129.091	2,363.64
100.000	60.000	132.500	2,250.00
100.000	55.000	136.129	2,129.03
100.000	50.000	140.000	2,000.00
100.000	45.000	144.138	1,862.07
100.000	40.000	148.571	1,714.29
100.000	35.000	153.333	1,555.56
100.000	30.000	158.462	1,384.62
100.000	25.000	164.000	1,200.00
100.000	20.000	170.000	1,000.00
100.000	15.000	176.522	782.61
100.000	10.000	183.636	545.45
100.000	5.000	191.429	285.71

$$Xr = \frac{Cbo}{Cbl} = \frac{2000}{6000} = 0.33$$

$$Xr = \frac{Qr}{Q + Qr} = \frac{50}{150} = 0.33$$

Para $k = \text{días}^{-1} \cdot (\text{mg/l})^{-1}$ a temperatura de 20 °C..... 0.005

Y con los valores de C_{bo} y X_a se calculan los tiempos de retención requeridos para llevar a cabo el proceso biológico de remoción de DBO en el sistema de lodos activados.

$$t = \frac{1}{kC_{bo}} \ln \frac{1}{1 - X}$$

En la tabla siguiente se pueden observar los valores de concentración de DBO al inicio del reactor (C_{ao}), fracción de conversión de DBO a SSV (X_a), fracción de recirculación respecto al caudal total que ingresa al reactor (X_r), concentración de microorganismos requeridos en el reactor (SSV), tiempo de retención hidráulico (t_r); y volumen requerido para el reactor (V).

Q	Q _r	C _{ao}	X _a	X _r	C _{bo}	t _r	V
l/s	l/s	mg/l	tanto por uno	tanto por uno	mg/l	horas	m ³
100.00	100.00	110.00	0.82	0.50	3,000.00	2.73	1,963.87
100.00	95.00	112.31	0.82	0.49	2,923.08	2.83	1,989.10
100.00	90.00	114.74	0.83	0.47	2,842.11	2.95	2,018.03
100.00	85.00	117.30	0.83	0.46	2,756.76	3.08	2,051.35
100.00	80.00	120.00	0.83	0.44	2,666.67	3.23	2,089.91
100.00	75.00	122.86	0.84	0.43	2,571.43	3.39	2,134.78
100.00	70.00	125.88	0.84	0.41	2,470.59	3.57	2,187.36
100.00	65.00	129.09	0.85	0.39	2,363.64	3.79	2,249.45
100.00	60.00	132.50	0.85	0.38	2,250.00	4.03	2,323.48
100.00	55.00	136.13	0.85	0.35	2,129.03	4.32	2,412.75
100.00	50.00	140.00	0.86	0.33	2,000.00	4.67	2,521.90
100.00	45.00	144.14	0.86	0.31	1,862.07	5.09	2,657.61
100.00	40.00	148.57	0.87	0.29	1,714.29	5.61	2,829.93

100.00	35.00	153.33	0.87	0.26	1,555.56	6.29	3,054.62
100.00	30.00	158.46	0.87	0.23	1,384.62	7.18	3,358.01
100.00	25.00	164.00	0.88	0.20	1,200.00	8.42	3,787.44
100.00	20.00	170.00	0.88	0.17	1,000.00	10.27	4,437.64
100.00	15.00	176.52	0.89	0.13	782.61	13.36	5,529.65
100.00	10.00	183.64	0.89	0.09	545.45	19.51	7,726.59
100.00	5.00	191.43	0.896	0.05	285.71	37.95	14,344.17

Para $Q_r = 50$ l/s, $C_{bo} = 140$ mg/l y $X_a = 0.86$

Tiempo en días

$$t = \frac{1}{kC_{bo}} \ln \frac{1}{1-X}$$

$$t = \frac{1}{0.005 \times 2000} \ln \frac{1}{1-0.857} = 0.1 \ln (6.99300699) = 0.195 \text{ días} = 4.67 \text{ horas}$$

Volumen del reactor = $(Q+Q_r) \times t_r \times 3600/1000 = 2,520.6$ m³

Volumen del reactor = $150 \times 4.67 \times 3600/1000 = 2,520.6$ m³

$$V = \frac{l}{s} \times hr \times \frac{s}{h} \times \frac{m^3}{l} = m^3$$

La producción de lodos se calcula en función de la DBO removida

$n = \text{Kg de SSVLM} / \text{Kg DBO}_5 \text{ removida} = 0.73$

Kg de SSVLM = 0.73 Kg DBO₅ removida

DBO5 removida = (Cac - Caf) Q = (200 - 20)100 = 18,000 mg/s = 18 g/s

$$DBOr = \frac{mg}{l} * \frac{l}{s} = \frac{mg}{s}$$

El ingeniero diseñador deberá analizar y tomar decisiones sobre el nivel de confianza o seguridad en que desea llevar a cabo su diseño.

Por ejemplo si estima que será fácil alcanzar una concentración Cbl mayor a 6,000 mg/l de SSV en los lodos del sedimentador secundario y lo aplica para determinar la concentración Cbo de entrada al reactor en el cálculo del tiempo de retención, obtendrá un tiempo de retención y el volumen requerido para el reactor. Sin embargo debe preguntarse ¿Que pasará si los SSV son poco sedimentables y para alcanzar esta concentración es necesario un caudal de recirculación mayor?

La concentración de microorganismos al inicio del reactor (Cbo) depende de la concentración Cbl que son los SSV contenidos en la recirculación. El tiempo de retención es inversamente proporcional a la concentración Cbo y el volumen del reactor (V) es directamente proporcional al tiempo de retención tr

Siempre será más fácil adecuar la operación del reactor cuando el volumen del reactor es ligeramente mayor al requerido, que hacer los ajustes de operación cuando el reactor es ligeramente menor al requerido para dichos cambios.

La geometría de un reactor (volumen, geometría y equipos) deberá realizarse considerando las posibles variaciones que puedan presentarse a futuro.

REFERENCIAS

Levenspiel O (1980). Chemical Reaction Engineering. Illinois Institute of Technology. John Wiley.

Walas S.M.(1980). Cinética de Reacciones Químicas. Universidad de Kansas. Editorial Aguilar.

Rusten B. (1984). Wastewater treatment with aerated submerged biological filters. Journal WPCF. Volumen 56. No. 5, págs. 404-431.

Benfield L.D., Wetzel E.D., Heidman J. (1988). Activated sludge systems with biomass particle Support Structures. Bioengineering, Vol. 31, págs. 682-695.

Stensel H.D. Brener R.C., Lee K.M., Meker H. y Raknes K. (1988). Biological Aerated Filter Evaluation. Journal of Environmental Engineering. Vol. 114. No. 3, págs. 655-671.

David Gómez Salas (1992) "Película Fija Sumergida, Sistema Biológico de Tratamiento de Aguas Residuales". VIII Congreso Nacional Sociedad Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ambiental A. C. Cocoyoc, Morelos. México Memorias.

López Santos Mónica (1994). Desarrollo del sistema denominado "Placas Biológicas" en el tratamiento de aguas residuales domésticas. Tesis Facultad de Química UNAM, México.

Gómez Salas David (1992). Película Fija Sumergida, sistema biológico de tratamiento de aguas residuales. VIII Congreso Nacional Sociedad Mexicana de Ingeniería sanitaria y Ambiental A. C. Cocoyoc, Morelos. 23 de septiembre de 1992.

Gómez Salas David (2000) "Ecuación de diseño para película fija sumergida, PFS. Sistema de biopelícula. Federación Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales; AIDIS. Ciencia y Conciencia, compromiso nacional con el medio ambiente. Memorias técnicas. México, D.F.

Gómez Salas David (2008) "Ecuación General de Diseño para Procesos de Biopelícula, Revista Aquaforum 48. Comisión Estatal del Agua de Guanajuato. Número 48. 2008.