



# **BIOTECNOLOGÍA DE PROCESOS PARA EL AMBIENTE**

**Departamento de Ingeniería de Reactores  
Facultad de Ingeniería  
Universidad de la República**

Julio Herrera y Reissig 565, Montevideo, Uruguay

Tel: 2711 08 71 (ext 111) – Fax: 2710 74 37

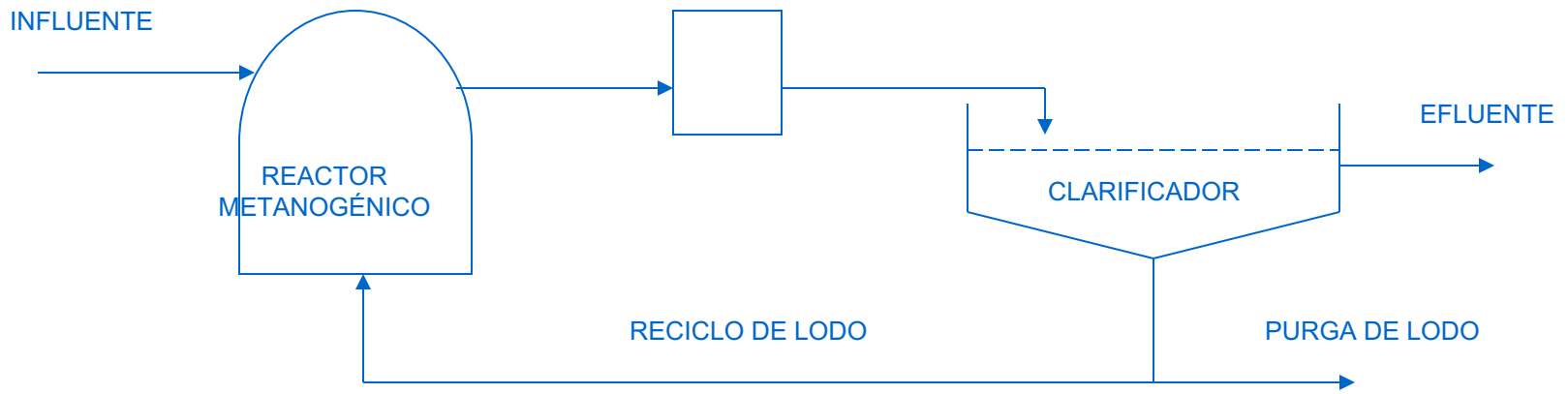
Contacto: Dra Liliana Borzacconi (e mail: [lilianab@fing.edu.uy](mailto:lilianab@fing.edu.uy))

# **Sistemas anaerobios para tratamiento de efluentes**

- **La clave del suceso en las aplicaciones en efluentes de la tecnología anaerobia está en desacoplar el tiempo de residencia hidráulico del líquido con el tiempo de retención del sólido. Esto conduce a menores volúmenes con menores costos de inversión y a su vez a configuraciones más estables y con menores costos de operación.**

# REACTOR DE CONTACTO

- Está basado en la separación de las unidades de proceso: reactor metanogénico y clarificador de lodos, al estilo de los sistemas de lodos activados. Puede incluirse un desgasificador intermedio.





# Reactor de contacto y reactor UASB

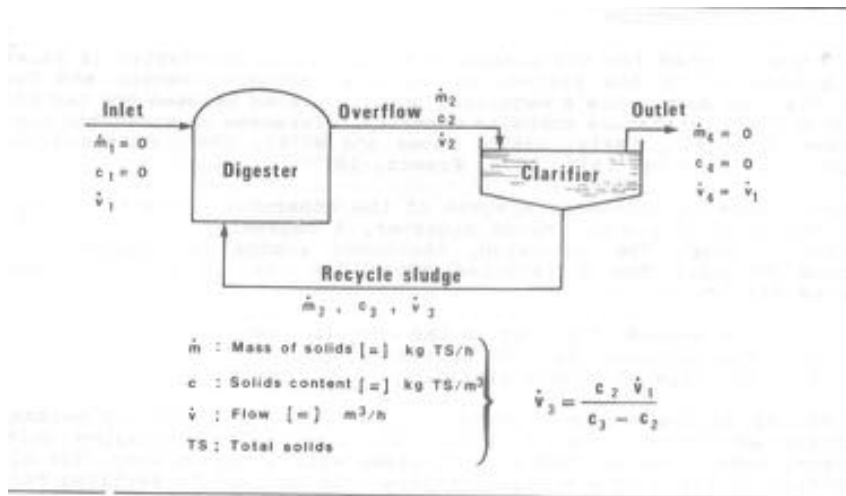
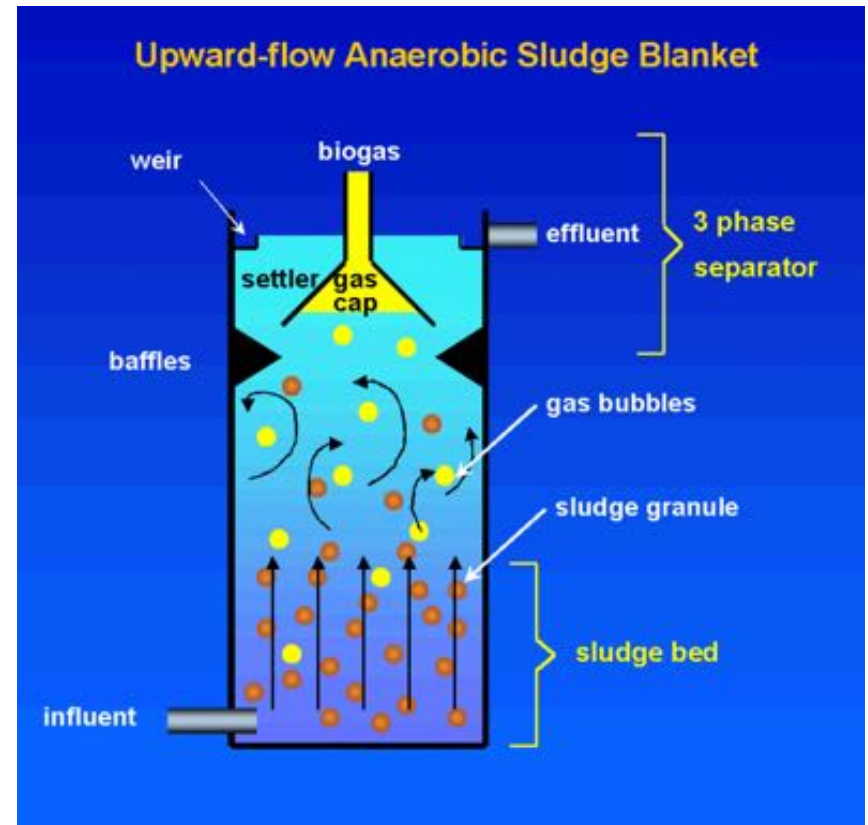


Figure 2. Mass Balance of the Anaerobic Contact Process



Separación del TRH y el TRB



# **CONSIDERACIONES CINÉTICAS Y DE DISEÑO DE REACTORES EN SISTEMAS ANAEROBIOS**

**Para poder utilizar las ecuaciones de diseño de reactores es necesario tener caracterizado el comportamiento fluidodinámico del reactor, los fenómenos de transporte en las distintas fases y la cinética.**

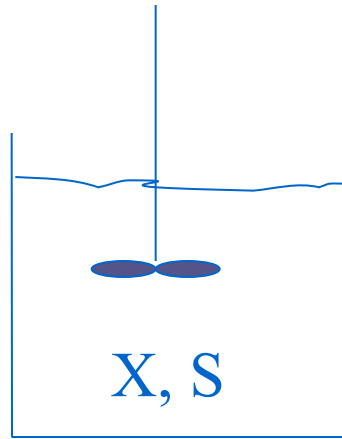
**Los reactores pueden operar en discontinuo o en continuo y en este último caso identificamos como casos ideales el reactor de mezcla completa y el tubular flujo pistón**

# Cinética de la reacción biológica

$$(r_s) = -\frac{1}{V} \frac{dN_s}{dt} = \frac{\text{(moles de } S \text{ que desaparecen por reacción)}}{\text{(unidad de volumen)(unidad de tiempo)}}$$

$$r_s = \frac{kSX}{K_s + S} \text{ Monod}$$

# Reactor Discontinuo



V

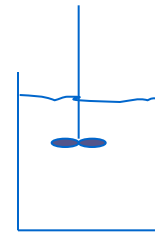
# Balance de Masa del Reactor ideal discontinuo

~~Entrada=Salida+Desaparición+Acumulación~~

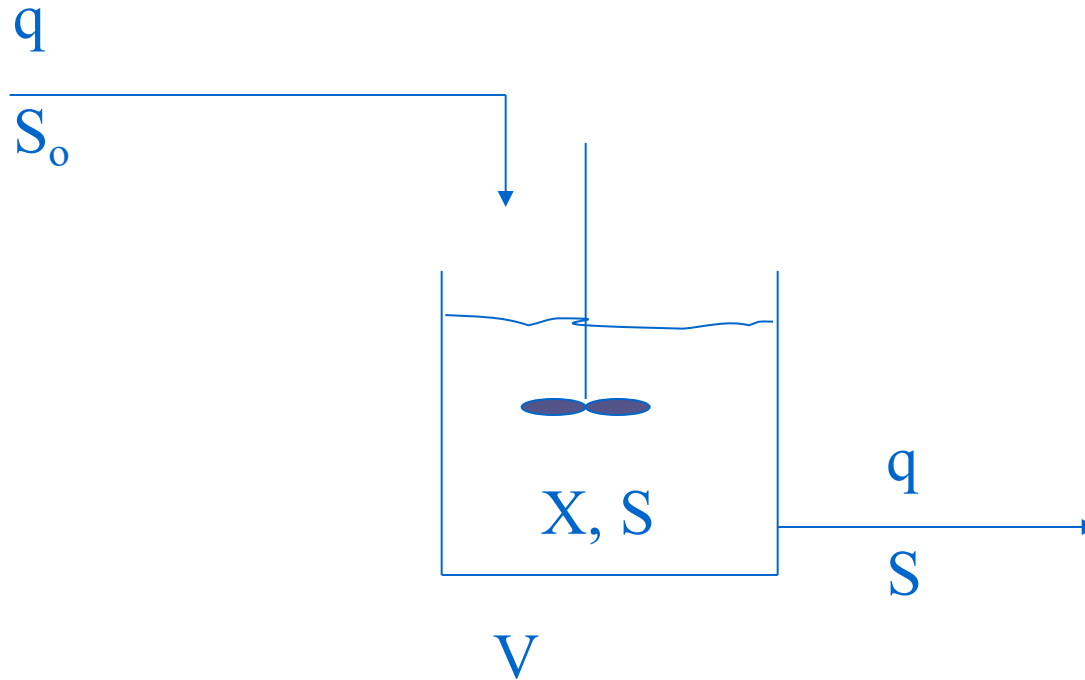
$$\left( \begin{array}{l} \textit{velocidad de desaparición} \\ \textit{de S por reacción} \end{array} \right) = - \left( \begin{array}{l} \textit{velocidad de acumulación} \\ \textit{de S en el reactor} \end{array} \right)$$

$$(r_S) = - \frac{dC_S}{dt}$$

$$t = \int_{C_{Ss}}^{C_{So}} \frac{dC_S}{(r_S)}$$



# Reactor Ideal Continuo Agitado





# Balance de Masa del Reactor Ideal Continuo Agitado

**Entrada=Salida+Desaparición+Acumulación**

$$(entrada) - (salida) = \left( \begin{array}{l} \text{velocidad de desaparición} \\ \text{de } S \text{ por reacción} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{velocidad de acumulación} \\ \text{de } S \text{ en el reactor} \end{array} \right)$$

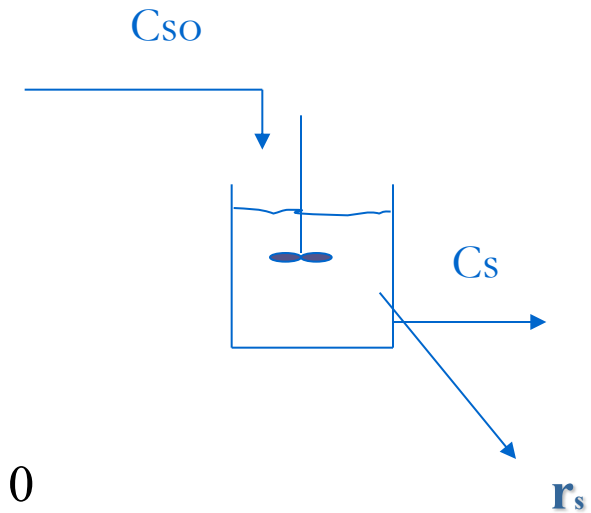
$$qC_{s_0} - qC_s = (r_s)V + V \frac{dC_s}{dt}$$

$$\frac{dC_s}{dt} = \frac{q}{V} (C_{s_0} - C_s) - (r_s)$$

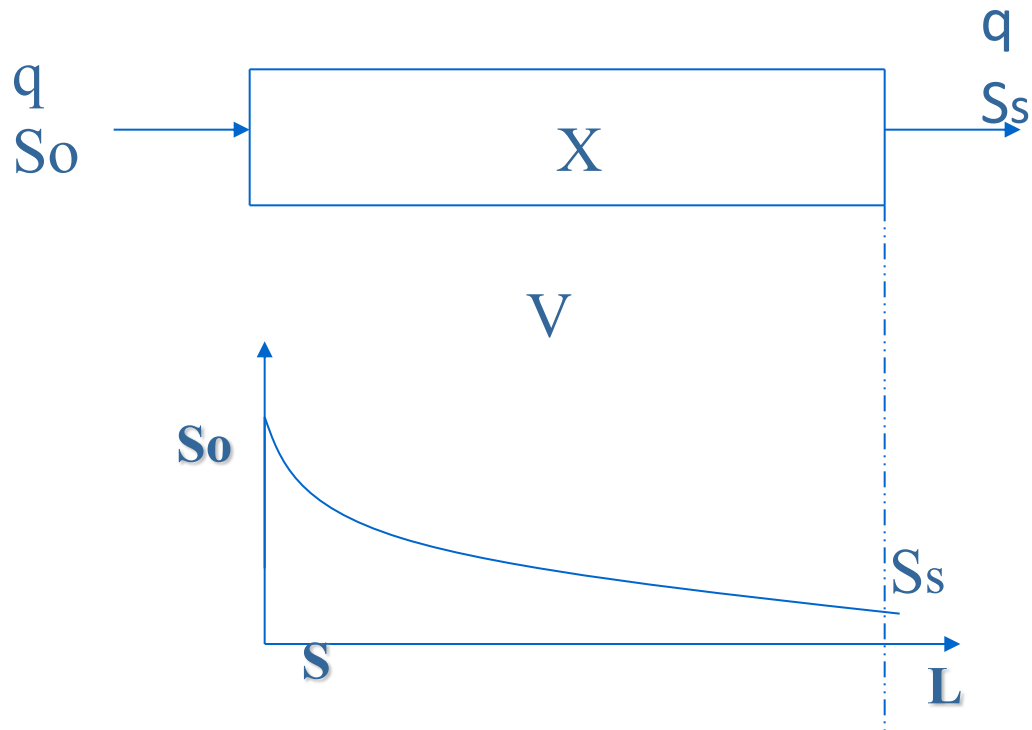
**En estado estacionario:**

$$\frac{dC_s}{dt} = 0$$

$$\frac{q}{V} (C_{s_0} - C_s) = (r_s)$$



## Reactor tubular flujo pistón ideal



# Balance de Masa del Reactor Ideal Flujo Pistón

**Entrada=Salida+Desaparición+Acumulación**

**En un elemento diferencial de volumen:**

$$\left( \begin{array}{l} \text{entrada al} \\ \text{diferencial} \end{array} \right) - \left( \begin{array}{l} \text{salida al} \\ \text{diferencial} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{l} \text{velocidad de desaparición} \\ \text{de S por reacción en el diferencial} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{l} \text{velocidad de acumulación} \\ \text{de S en el elemento diferencial} \end{array} \right)$$

$$qC_S|_e - qC_S|_s = (r_S)\Delta V + (\Delta V)\frac{dC_S}{dt}\Big|_{\Delta V}$$



$$\frac{dC_S}{dt} = \frac{q}{\Delta V} \Delta C_S + (r_S)$$

cuando  $\Delta V \rightarrow 0$

$$\frac{dC_S}{dt} = q \frac{dC_S}{dV} + (r_S)$$

**En estado estacionario:**

$$\frac{dC_S}{dt} = 0$$

$$q \frac{dC_S}{dV} = -(r_S)$$

$$V = q \int_{C_{Ss}}^{C_{Se}} \frac{dC_S}{(r_S)}$$

$$t = N_{So} \int_0^{X_S} \frac{dX_S}{(r_S)V} = \int_{C_{Sf}}^{C_{So}} \frac{dC_S}{(r_S)}$$

$$\frac{V}{q} = \tau = \int_{C_{Ss}}^{C_{So}} \frac{dC_S}{(r_S)}$$

**Para una misma cinética e iguales condiciones iniciales el perfil de velocidad que se observa a lo largo del tiempo en un reactor discontinuo es el mismo que el que se observa a lo largo de la longitud de un reactor flujo pistón**

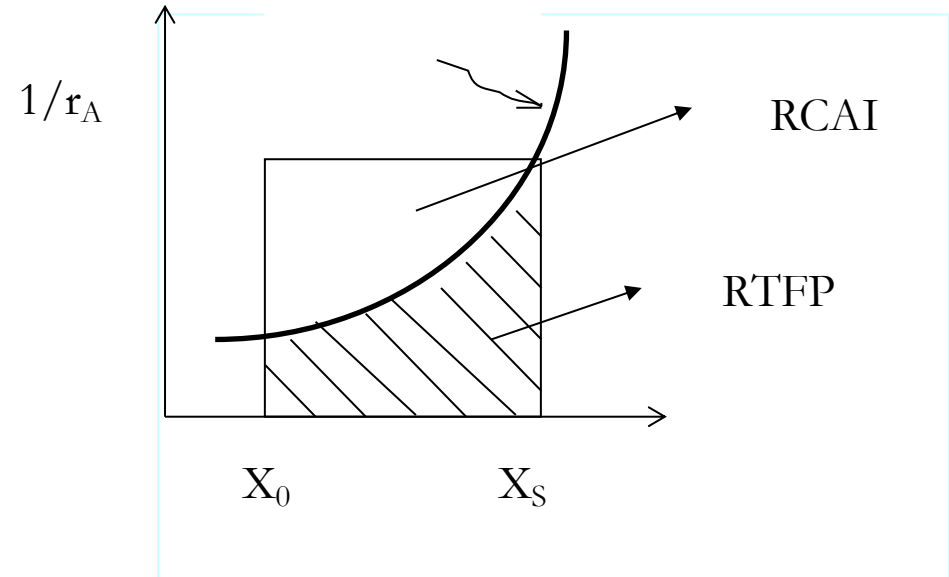
RCAI

$$\frac{\tau}{C_{S0}} = \frac{\Delta X_S}{r_S}$$

RTFP

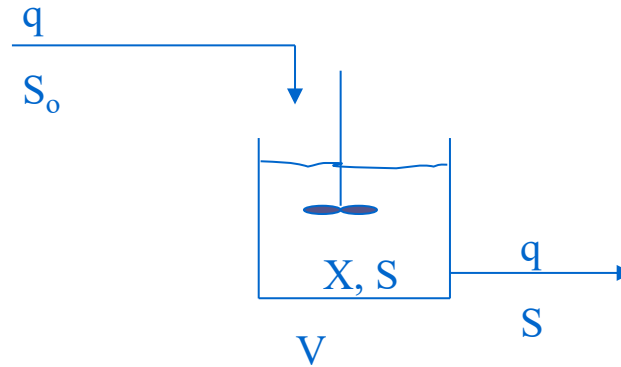
$$\frac{\tau}{C_{S0}} = \int_{X_{S0}}^{X_S} \frac{dX}{r_S}$$

$$X = \frac{C_{S0} - C_S}{C_{S0}}$$

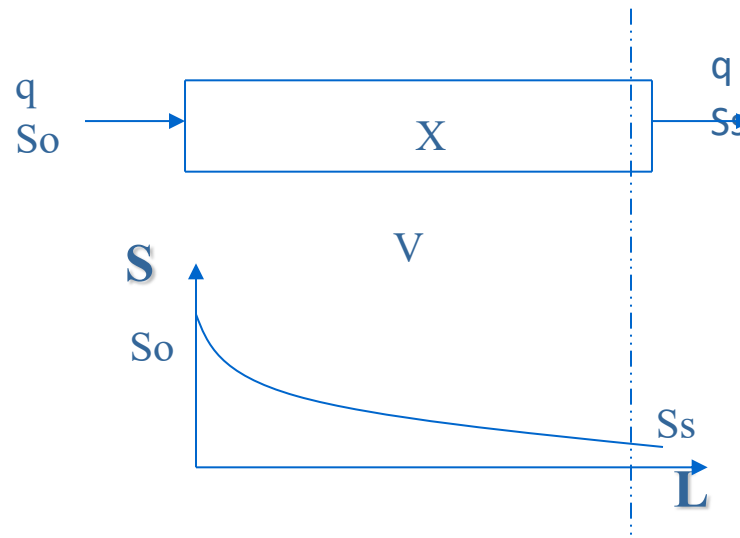


**Cuando la curva  $1/r_A$  es creciente el RTFP permite alcanzar la misma conversión con menor volumen. Por lo tanto para reacciones de orden mayor que cero el RTFP es el reactor que da menor volumen.**

**Si el modelo de flujo del reactor se asemeja a un RCAI la concentración en el reactor es igual a la de la salida.**



**Si el modelo de flujo se asemeja a un RTFPI la concentración cae con un perfil dado por la cinética a lo largo del volumen del reactor.**



**Para reacciones biológicas frecuentemente la ecuación que representa la cinética es la ecuación de Monod**

$$(r_S) = \frac{k_m X S}{K_S + S}$$

**Para valores altos de concentración de sustrato respecto a  $K_S$  la ecuación de Monod tiende a una cinética de orden 0.**

**Para valores bajos tiende a una cinética de orden 1.**

**Para las reacciones donde el rango de concentración en el que se trabaja haga de orden cero la cinética de Monod, es indistinto utilizar un RTFPI o un RCAI, el volumen necesario de reactor es el mismo.**

**Cuando el rango de concentración en el que se trabaja es lo suficiente baja como para que la cinética de Monod tienda a orden uno, sería más conveniente el RTFPI ya que se necesitará un volumen menor para obtener la misma conversión**

# Reactor RTFP con reciclo



**El reciclo en el RTFP produce una disminución de la concentración en la entrada por lo que el perfil de concentración a lo largo del reactor varía menos. Si la recirculación es muy grande, el perfil es casi constante y desde ese punto de vista se asemeja al RCAI, no desde el punto de vista hidráulico, sino desde el punto de vista de la concentración.**



# Modelo de flujo del reactor UASB

**En el caso de los reactores UASB la producción de gas normalmente es suficiente para que el comportamiento fluidodinámico de la fase líquida se acerque al comportamiento del RCAI.**

**Por lo tanto si se quiere que la concentración a la salida del sistema anaerobio sea lo más baja posible, dentro del reactor se tendrá una concentración baja lo que dependiendo de la  $K_s$  hará que la cinética se acerque a orden 1, perdiendo así capacidad de remoción debido a que se trabaja con una velocidad de reacción inferior a la máxima.**

Por ejemplo si se tiene un efluente de 3000 mg DQO/L a ser tratado en un reactor UASB (suponemos comportamiento de RCAI) y se diseña para que la concentración de salida sea 300 mg/l, asumiendo una  $K_s$  de 200 mg/L, la velocidad a la que trabaja el reactor estará dada por:

$$r_s = \frac{kSX}{K_s + S}$$

$$r_s = \frac{kX300}{200 + 300} = kX0.6$$

Si se compara esta velocidad con la correspondiente a si se trabajara a una concentración más alta tal que el orden de reacción sea cero:

$$r_s = kX$$

**En la situación donde se trabaja con 300mg/L a la salida la velocidad se reduce un 40% con respecto a la velocidad para orden cero.**

**Por lo tanto si se trabaja en dos etapas (dos RCAI en serie) diseñando para que la salida de la primera etapa sea 1500 mg DQO/L y una segunda etapa donde la salida sea 300mg/L en el primer reactor la reducción de velocidad será 12% y en el segundo 40%**

$$r_S = \frac{kX1500}{200 + 1500}$$

$$r_S = kX0.88$$

**Por lo tanto para tener un volumen total menor podrían utilizarse reactores en serie de forma que los reactores trabajen a una velocidad promedio mayor que si se trabajara con un solo reactor RCAI.**

**Por supuesto que deberán realizarse otras consideraciones como por ejemplo: como afecta la variación de la flora trabajando en etapas, simplicidad de operación y costos constructivos.**

# EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE UNA SERIE DE DOS REACTORES UASB EN COMPARACIÓN CON UNO DEL MISMO VOLUMEN TOTAL UTILIZANDO EL ADM1

López, I.; Passeggi, M.; Pedezert, A.; Borzacconi, L., "Assessment on the performance of a series of two UASB reactors compared against one of the same total volume using Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1), Water Science & Technology, 59.4 , 2009

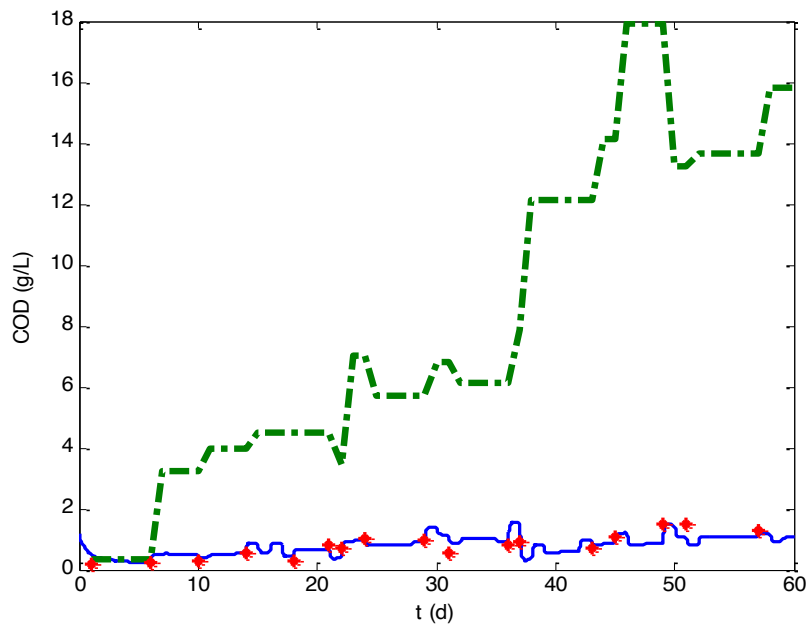
El desempeño de varios reactores en serie puede ser comparado con el comportamiento de uno solo utilizando modelos de simulación

- ✓ Modelo cinético: ADM1
- ✓ Modelo hidráulico: CSTR (fase líquida)

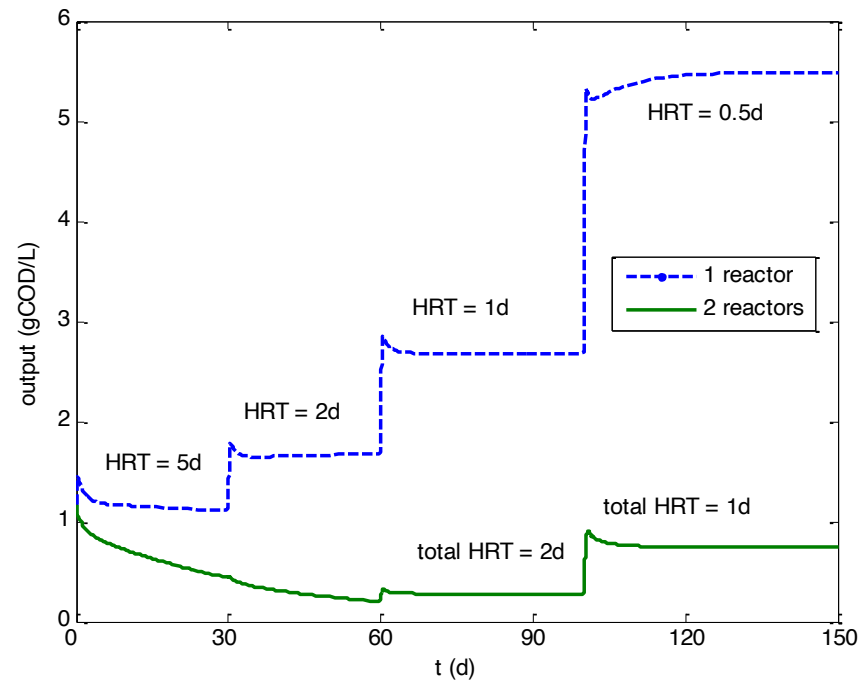
Para cada componente se realiza un balance de masa en el reactor:

$$V \frac{dC_j}{dt} = q(C_{j.in} - C_j) + r_{j, global} - F_{interphase}$$

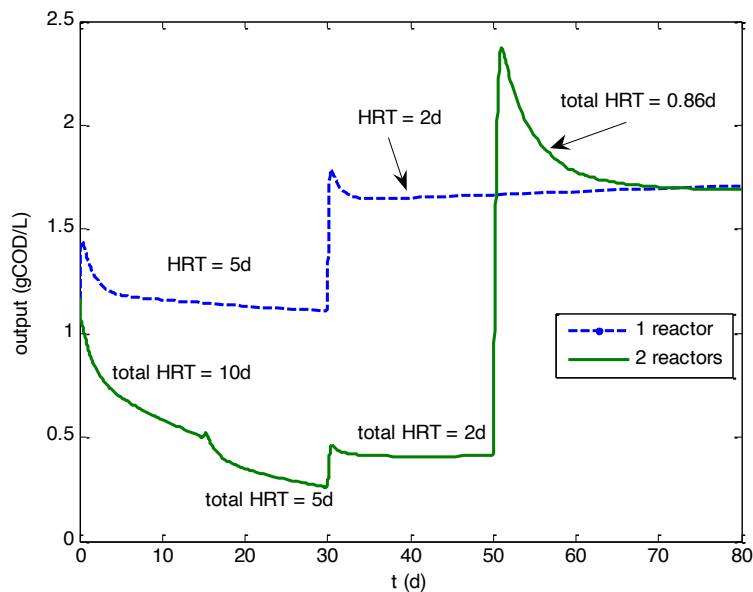
Se tiene un conjunto de ecuaciones diferenciales que pueden ser resueltas numéricamente



**Figura 1** Concentración de Ent (— · —) y Sal : experimental (\*) y estimada (—)



**Figura 2** Salida de 1 solo reactor ( - - ) y salida del segundo reactor de una serie ( — ) (arranque y estado estacionario).



**Figura 3** Salida de un reactor y de una serie de dos reactores. Simulación del arranque hasta alcanzar concentración de estado estacionario **1.7 gCOD/L** (92% remoción de DQO)

# **Criterios y Parámetros de Diseño para Reactores UASB**



# Ventajas y desventajas con respecto a Lodos Activados

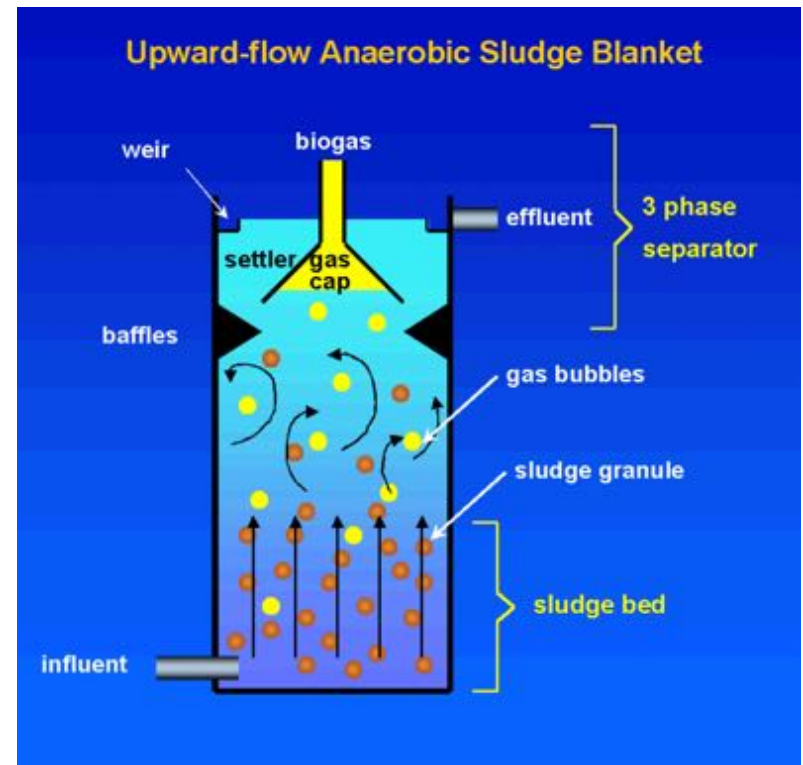
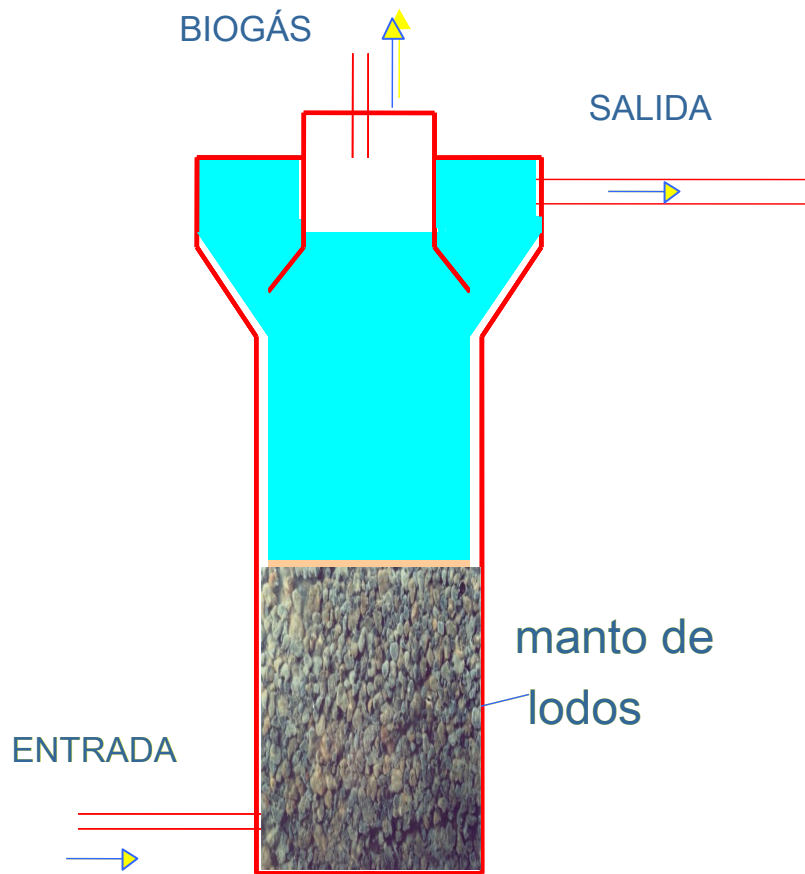
- Se requieren menores costos de inversión y operación.
- Menos demanda de área.
- Dependiendo del efluente y el caudal, la planta de recuperación de metano puede resultar de interés.
- Eficiencias de remoción de DQO del orden de 65 a 75%.
- El UASB no requiere tecnología importada.
- Proceso robusto que tolera altas cargas orgánicas.
- Los TRH son del orden de horas si el efluente es sencillo.

# Ventajas y desventajas con respecto a Lodos Activados

- Se produce menos lodo y es fácil de sedimentar y deshidratar, además se encuentra estabilizado.
- El período de arranque es mayor que el de los sistemas aerobios y es necesario disponer de inóculo. Se pueden re-arrancar relativamente fácil si el proceso es zafral.
- Posibilidad de producción de olores.
- Es necesario un postratamiento para descarga o reuso.
- Para aguas cloacales existen particularidades que se verán más adelante.



# Reactor UASB (UpFlow Anaerobic Sludge Bed)



UASB

# Principios de funcionamiento del reactor UASB

- Las características del flujo ascendente deben asegurar el máximo contacto entre biomasa y sustrato
- Se deben evitar cortocircuitos
- El sistema de separación de las tres fases debe estar adecuadamente diseñado
- El lodo debe estar bien adaptado, con alta AME y excelentes condiciones de sedimentabilidad

**El diseño de un reactor biológico, en este caso el USAB requiere manejar con solvencia los siguientes aspectos:**

**Procesos Biológicos, Diseño de estructura civil, incluyendo aspectos hidráulicos, Diseño de reactores incluyendo aspectos fluidodinámicos, automatización y control, Manejo de biogás**

**De acuerdo a su concepción el reactor UASB funciona como:**

**Separador de fases: Gas, Sólido Líquido**

**Para conseguir esto además del diseño adecuado de la zona de sedimentación, el sistema recolector de gas y el de líquido, se manejan alturas mínimas de reactor que de no cumplirse comprometen el buen funcionamiento.**

# MATERIA ORGÁNICA

- **DQO (COD) – Demanda Química de Oxígeno: oxidación química con bicromato a 150°C.**
- **SS(Sólidos Suspendidos) SSV; SSF y SST**



## Criterios a tener en cuenta en el diseño:

- . Máxima carga orgánica espacial permitida (kg DQO/m<sup>3</sup>), depende de la cantidad de biomasa y capacidad metabólica
- . Máxima carga hidráulica permitida ( $V_{asc.máx}$ )
- . Máxima carga de gas aplicable (colector de gas y carga aplicable kg DQO/m<sup>3</sup>d)
- .Tiempo de retención de sólidos en el reactor (acumulación de biomasa)

La  $V_{asc\ max}$  aplicable depende de las características de sedimentación de lodo que se genera

La  $B_v$  máxima aplicable depende de la actividad de la biomasa que se logra con el efluente a tratar

$\tau = V/q$ , depende del efluente a tratar

# Carga orgánica volumétrica:

$$B_v = \frac{C \times q}{V}$$

**Donde:**

**$B_v$  = carga orgánica volumétrica (kg DQO/m<sup>3</sup> d)**

**$C$  = concentración (kg DQO/m<sup>3</sup>)**

**$q$  = caudal volumétrico (m<sup>3</sup>/d)**

**$V_r$  = Volumen del reactor (m<sup>3</sup>)**

**Cuando se tratan efluentes de concentración media a alta, el factor limitante para el diseño del reactor puede ser la carga orgánica aplicada a la biomasa.**

**La carga orgánica aplicable dependerá de la capacidad de la biomasa ( $\text{kgDQO}/\text{kgVSS}\cdot\text{d}$ ) y de la concentración de lodos dentro del reactor ( $\text{Kg VSS}/\text{m}^3$ ).**

**Establecida la altura del reactor queda determinada la carga superficial máxima aplicable  $V_{\text{asc max}}$**

$$V_{ascmax} = \frac{B_v \times H}{C}$$

**Donde:**

**$V_{asc\ max}$  = la máxima velocidad lineal aplicable**

**H = la altura del reactor**

**$B_v$  = carga orgánica permitida (kg DQO/m<sup>3</sup> d)**

**C = concentración del efluente (kg DQO/m<sup>3</sup>)**

Por lo tanto el volumen de reactor requerido será:

$$V_r = \frac{C \times q}{B_v}$$

Donde:

$$q = V_{asc \max} * A$$

$$B_v = (\text{kg DQO}/\text{m}^3 \text{ d}); X * \text{ACT}$$

$$A = \text{área } (V_r = A * H)$$

$X$  = concentración de biomasa ( $\text{Kg VSS}/\text{m}^3$ ).

$\text{ACT}$  = act. met. máx. biomasa ( $\text{kgDQO}/\text{kgVSS} * \text{d}$ )

$B_v$  depende de  $\text{ACT}$  y  $X$  (se verá más adelante)

Table 1. Permissible organic loads in one-step UASB reactors for various types of wastewater in relation to the applied operating temperature.

Temperature (°C)	organic volume load (kg COD/m <sup>3</sup> .d)		
	VFA wastewater	non-VFA wastewater	30% SS-COD
15	2 - 4	1.5 - 3	1.5 - 2
20	4 - 6	2 - 4	2 - 3
25	6 - 12	4 - 8	3 - 9
30	10 - 18	8 - 12	6 - 9
35	15 - 24	12 - 18	9 - 14
40	20 - 32	15 - 24	14 - 18

N.B. The values given include a safety margin of at least 70-100%. For most types of wastewater an underload as high as 50% was observed.

**Cuando se tratan efluentes de concentración media baja, el factor limitante para el diseño puede ser la velocidad ascensional**

**La máxima velocidad ascensional  $V_{asc\ max}$  depende de las características de sedimentación del lodo, de lo contrario se produce lavado de la biomasa.**

**En el caso de efluentes concentrados la máxima velocidad ascensional depende de la máxima carga orgánica aplicable, en este caso (efluentes diluidos) el que no se produzca lavado de la biomasa es el factor determinante.**



**En este caso para una altura de reactor determinada H la máxima velocidad determina el tiempo de residencia del reactor mínimo ( $\tau$  mín):**

$$\tau_{\min} = \frac{V_r}{q} = \frac{A \times H}{q} = \frac{H}{V_{asc \max}}$$

**De donde el volumen del reactor se calcula:**

$$V_r = q \times \tau$$



Los parámetros vistos son interdependientes:

Es necesario definir un área mínima de reactor para que no se sobrepase la  $V_{S \max}$

$$A_{\min} = q/V_{\text{asc max}}$$

$$H_{\max} = \tau \cdot V_{\text{asc max}}$$

$$(\tau_{\min})_H = H/V_{S \max}$$

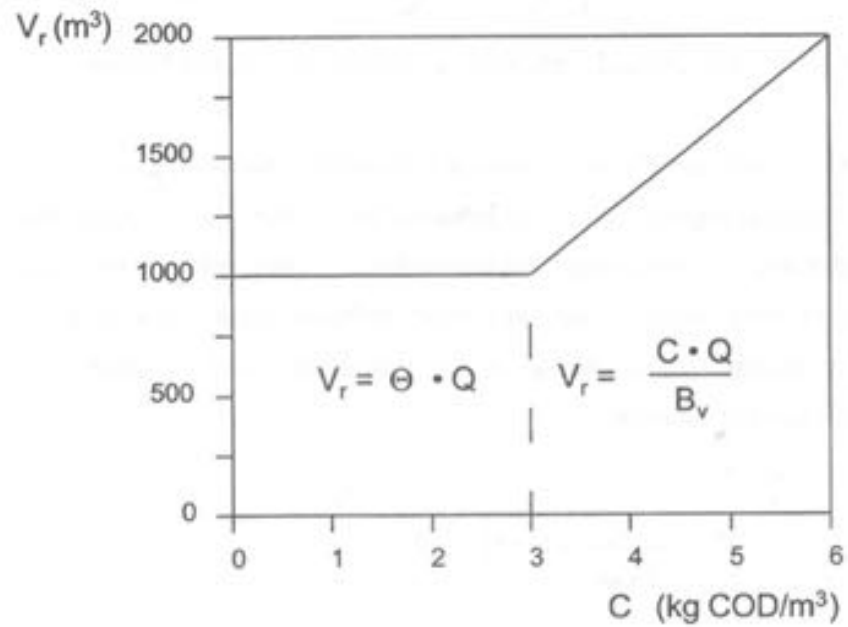


Figure 2

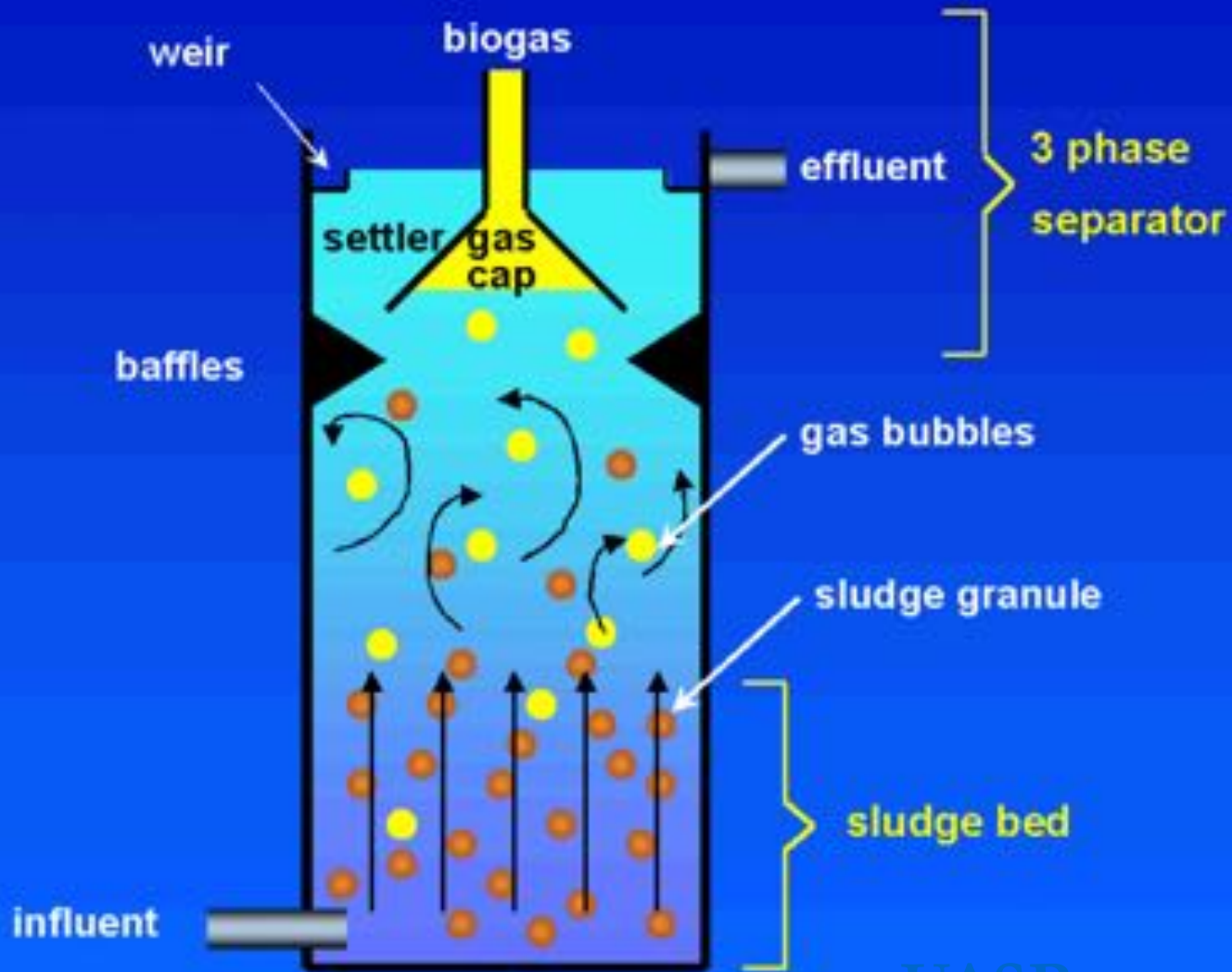
The relationship between contamination value and reactor volume.

(Assumptions:  $\Theta_{\min} = 4$  hours [or  $0.17$  d],  $Q = 250$   $\text{m}^3/\text{h}$  [or  $6000$   $\text{m}^3/\text{d}$ ]  
 $B_v = 15$   $\text{kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ,  $H = 6$  m)

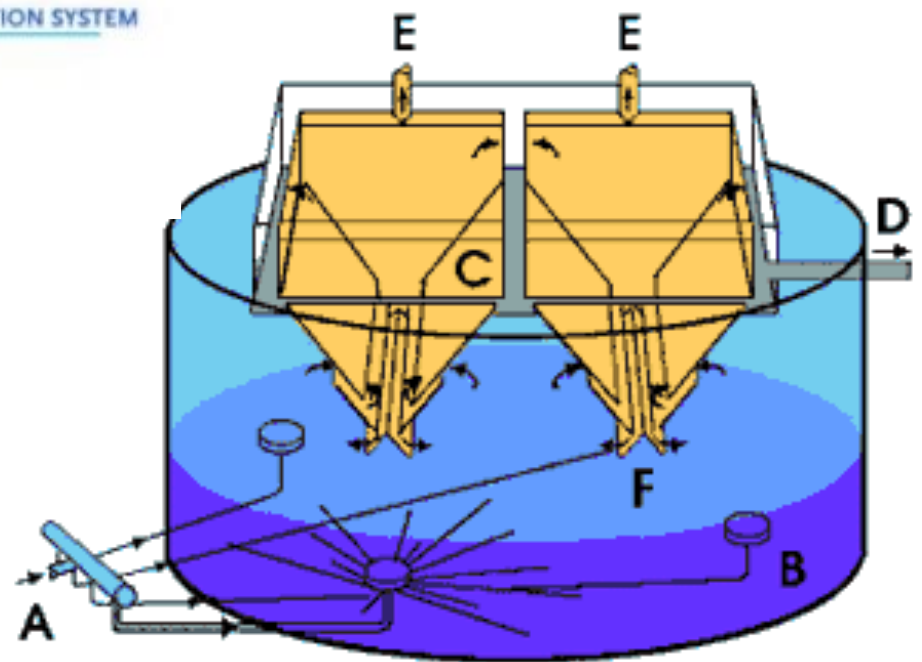
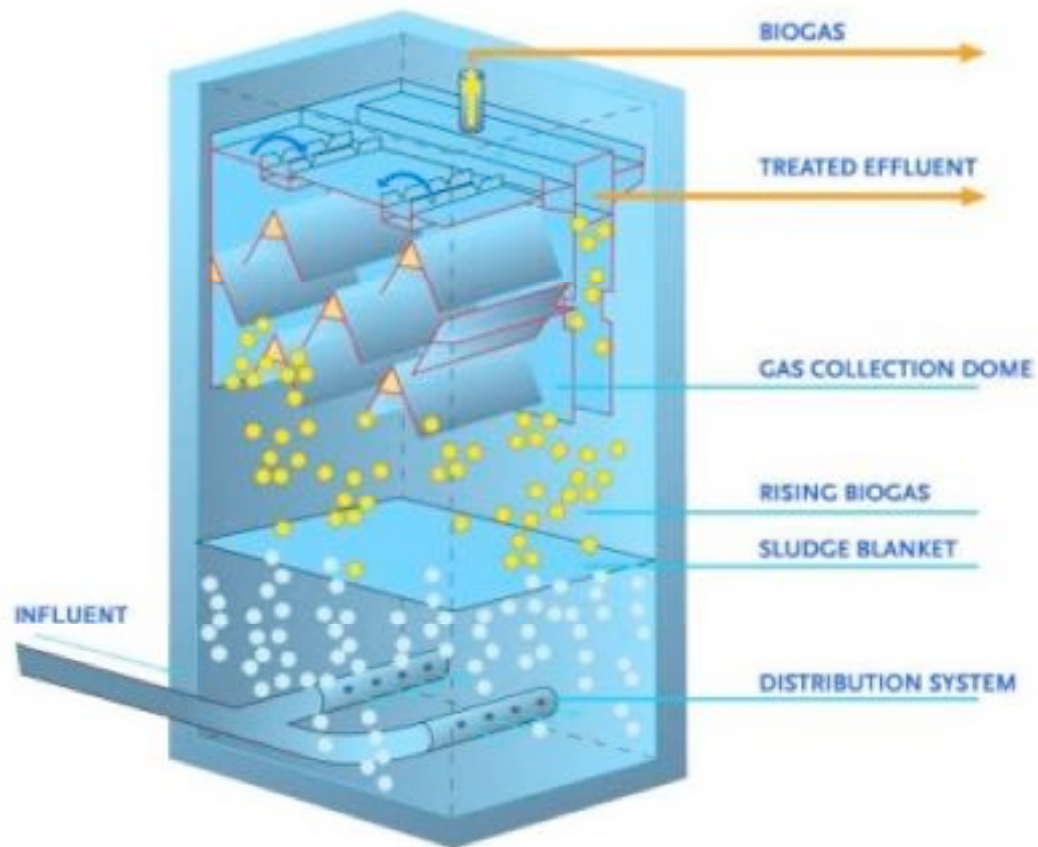
# Velocidades ascensionales

- en el cuerpo del reactor: 1 m/h
- en la zona de sedimentación de lodo (separador de fases): 3 – 5 m/h

# Upward-flow Anaerobic Sludge Blanket



UASB



# Lineamientos para el número de puntos de entrada de líquido en UASB

Tipo de lodo	m <sup>2</sup> por entrada	Carga (gDQO/L.d)
Espeso, flocculento (> 40 gSST/L)	0.5 – 1	< 1
	1 – 2	1 – 2
	2 – 3	> 2
Flocculento (20-40gSST/L)	1- 2	1 – 2
	2 – 5	> 3
Granular	0.5 – 1	< 2
	0.5 – 2	2 – 4
	> 4	>2

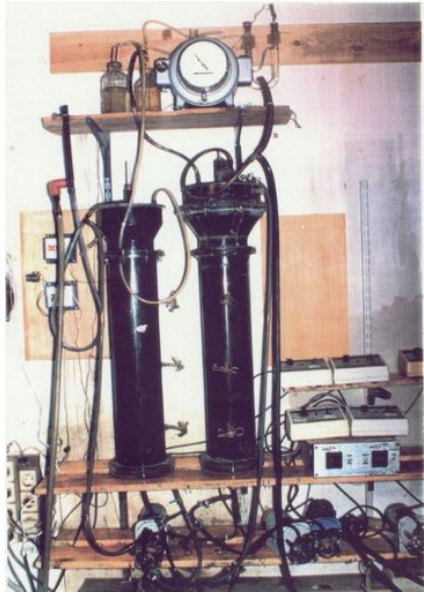
# PRINCIPALES OBJETIVOS DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE FASES

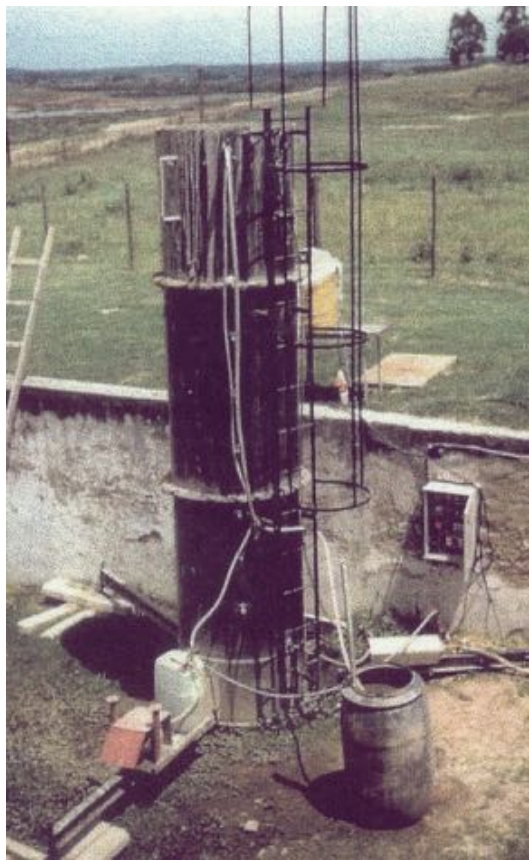
- Separar y descargar el biogás del reactor
- Prevenir el lavado de la biomasa
- Posibilitar el deslizamiento del lodo hacia la zona de digestión
- Servir como barrera a una expansión excesiva de la manta de lodos (especialmente si es floculenta) cuando es sometida a altas cargas hidráulicas
- Efecto de pulimiento sobre el efluente



# LINEAMIENTOS PARA EL DISEÑO DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE FASES

- Pendiente entre 45 y 60°
- La superficie de las aberturas entre los colectores de gas no debe ser menor que un 15 – 20 % de la superficie total
- La altura del colector de gas debe estar entre 1.5 y 2 m para reactores de 5 a 7 m de altura total
- Debe mantenerse una interfase líquido-gas en los colectores de gas para facilitar el desprendimiento de las burbujas y combatir la formación de espuma (scum)
- El solapamiento entre los baffles debe ser de 10 a 20 cm para evitar que las burbujas de gas entren en la zona de sedimentación
- Generalmente, se instalan cortaespumas en los canales de salida del líquido
- El diámetro de las cañerías de gas debe ser adecuado para facilitar la remoción del mismo, particularmente si se forma espuma
- Pueden instalarse rociadores en la parte superior para combatir la formación de capa flotante (scum)





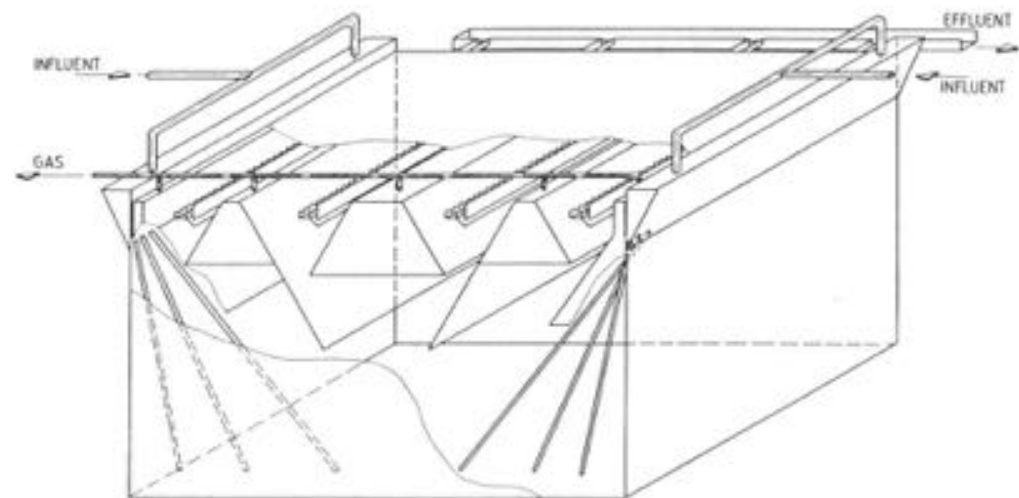


Figure A.2 Feed inlet system of the 64 m<sup>3</sup> pilot scale UASB of IMCALI in Cali, Colombia.

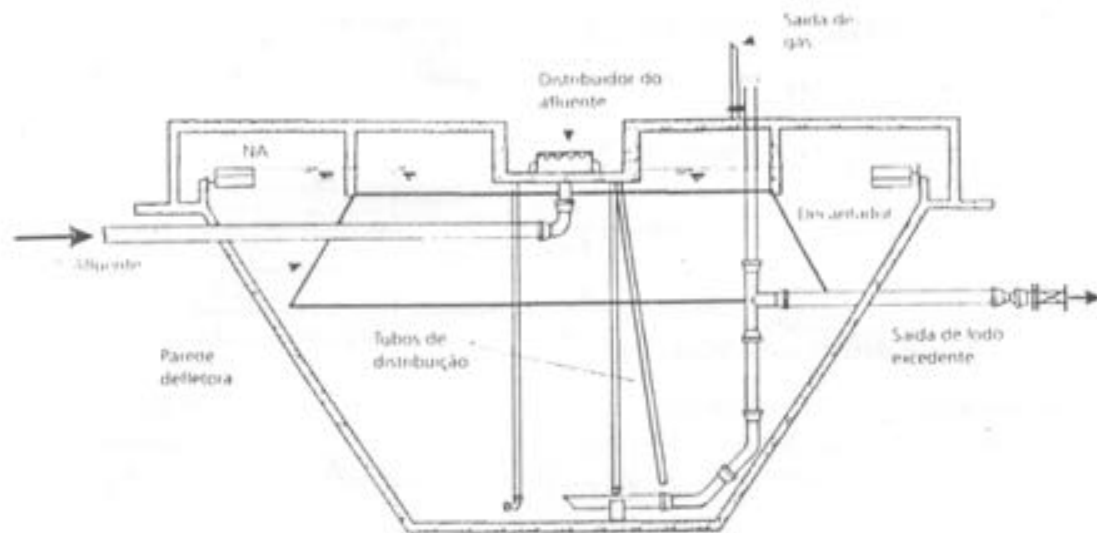
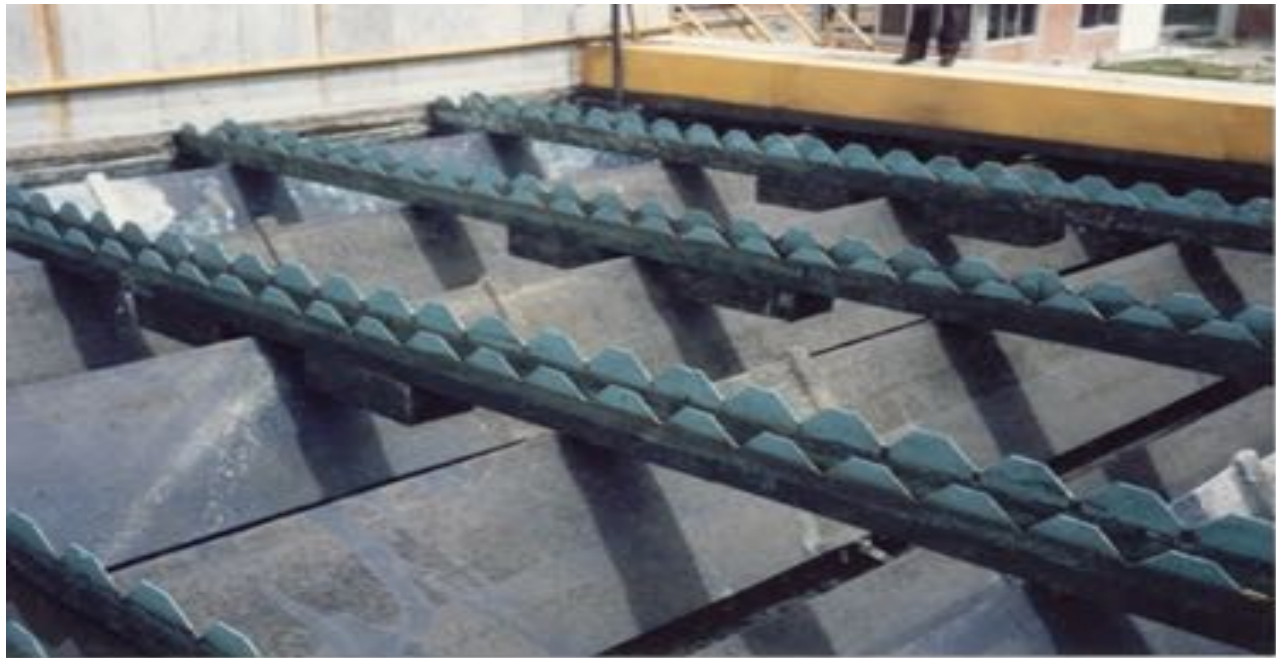


Figura 7.4 Representação esquemática de um reator tipo RALE.







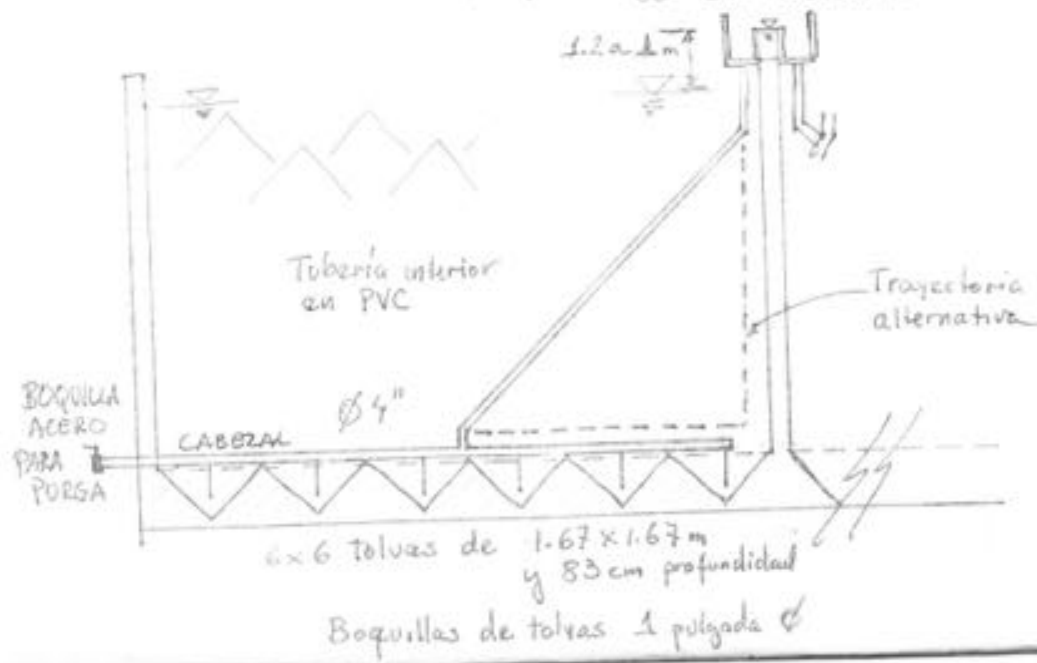






Tuberías de alimentación y purga.

DE CAJA CENTRAL DE DISTRIBUCION

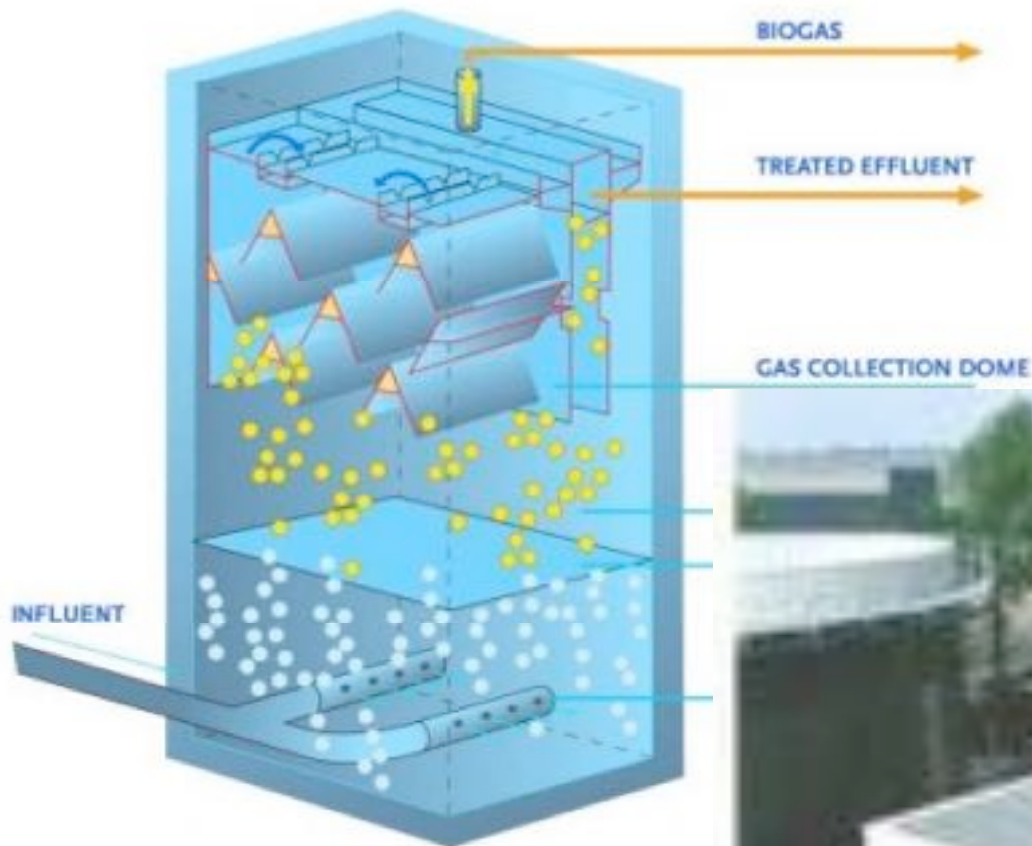






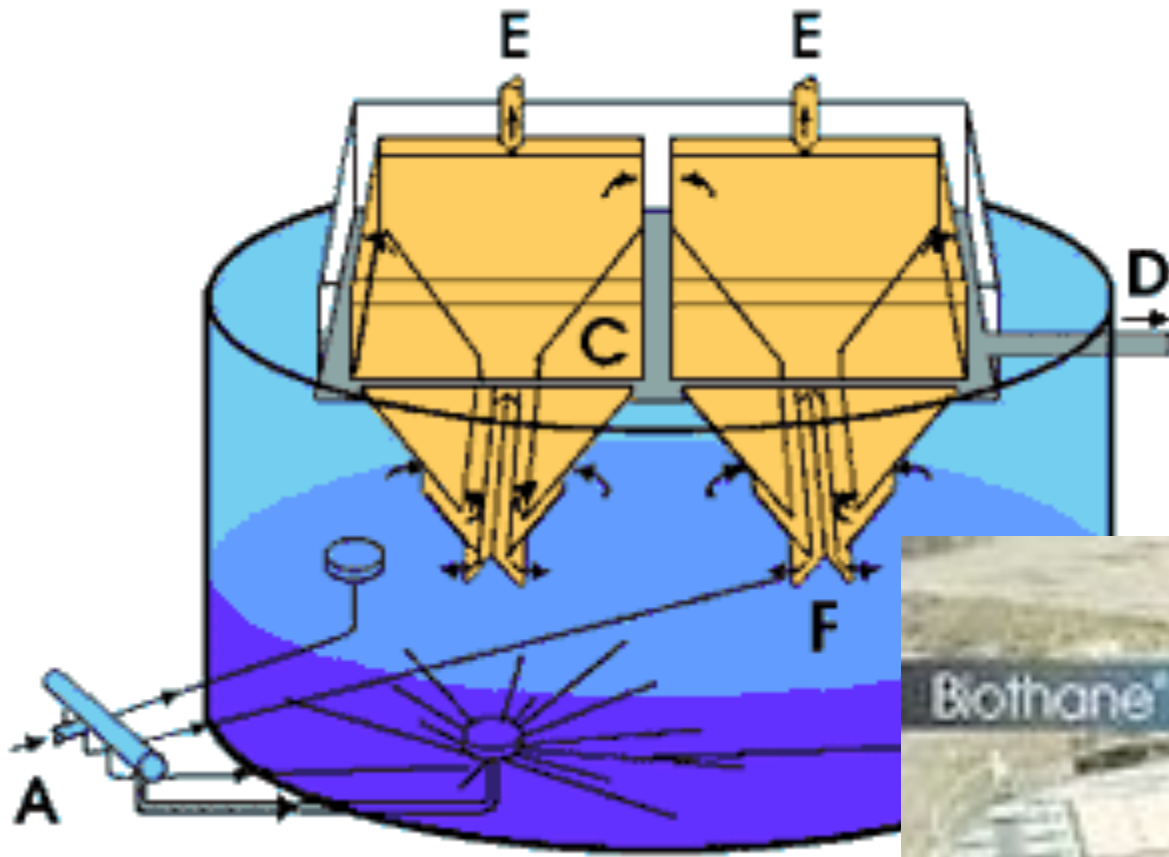






# UASB



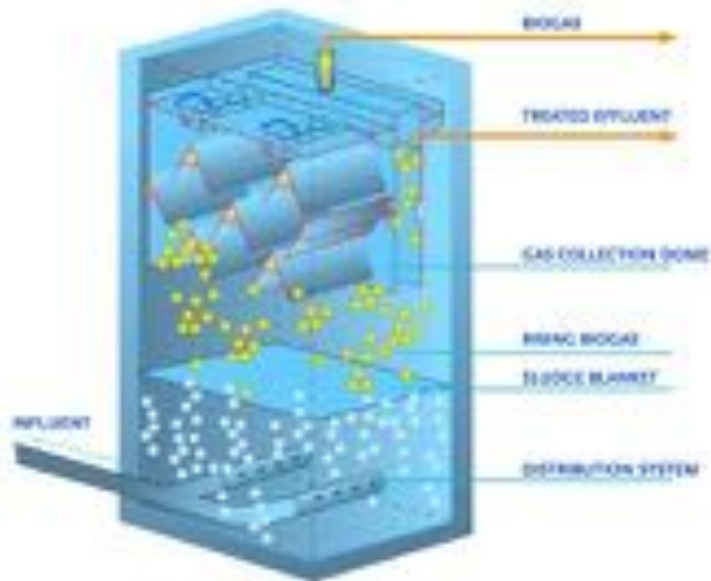


**UASB**





# UASB



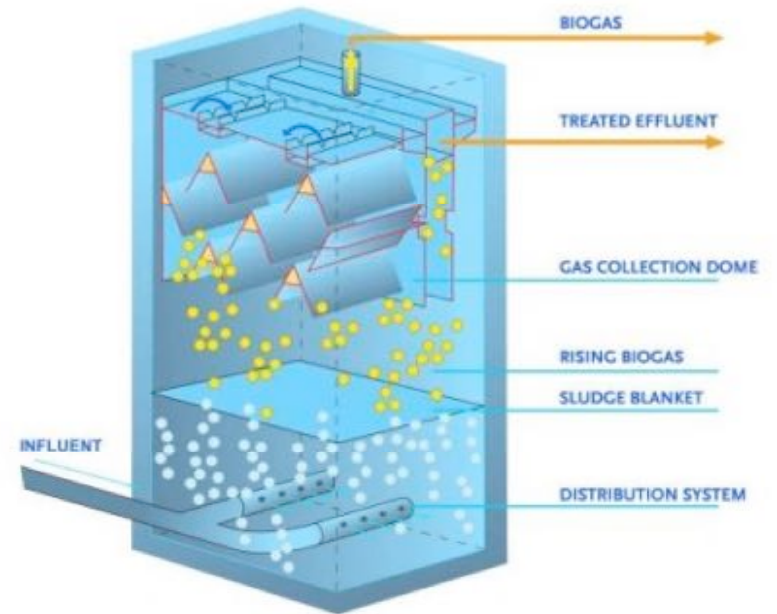
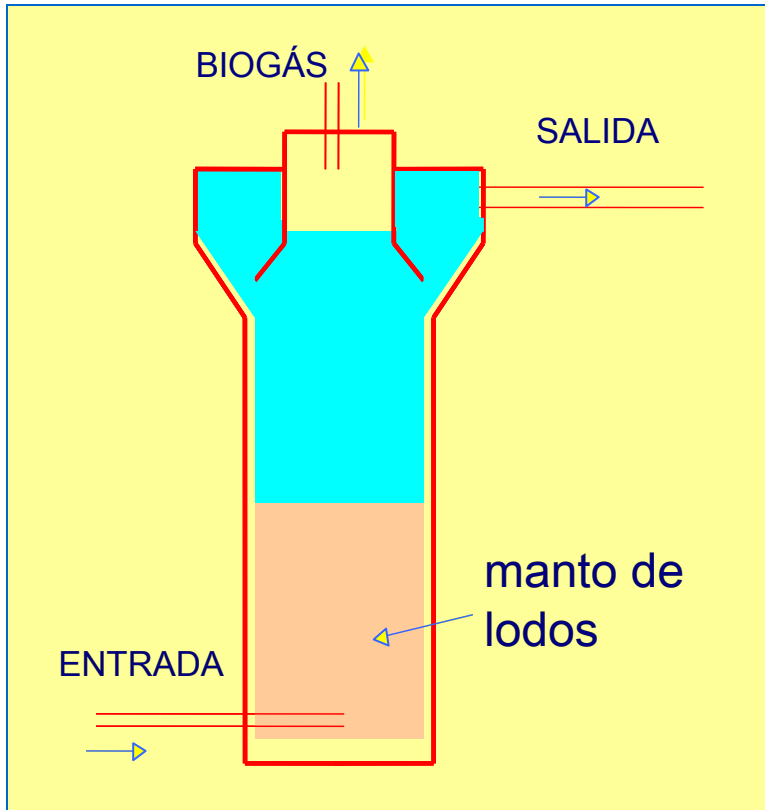




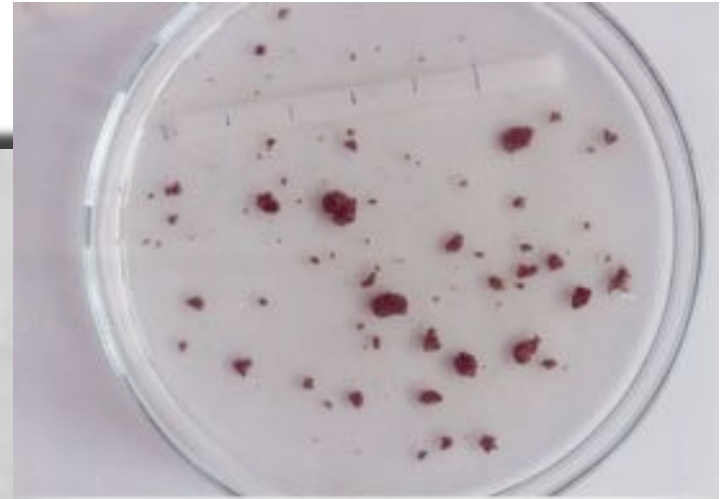
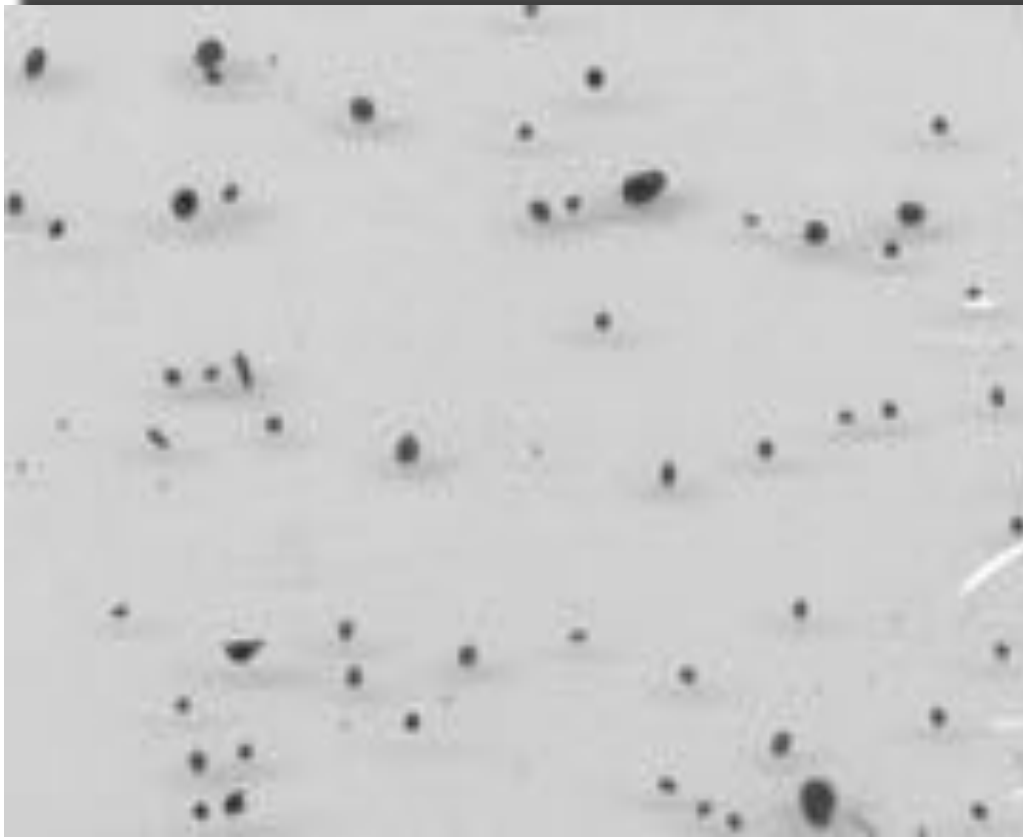
**UASB China 2023**

# Reactor UASB

# REACTOR UASB



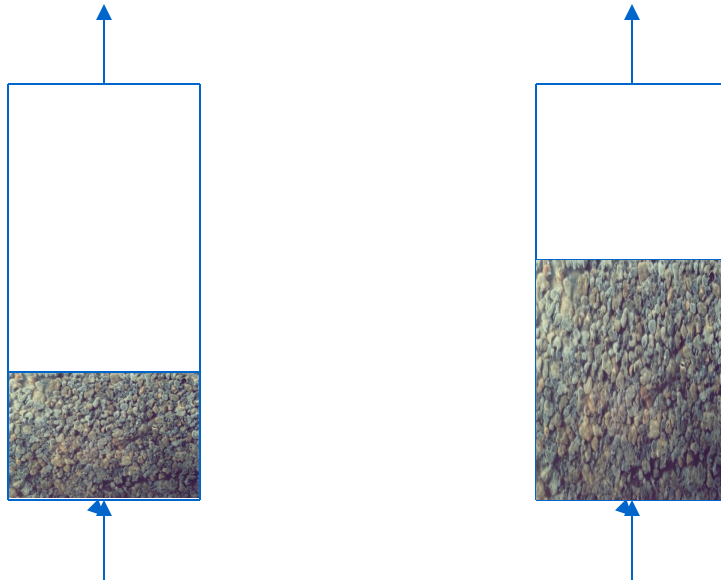
# BIOMASA



# Fase Sólida: BIOMASA

# Carga Orgánica

- Carga orgánica por unidad de volumen de reactor:  $\text{KgDQO}/\text{m}^3\text{d}$
- Carga orgánica por unidad de biomasa:  
 $\text{KgDQO}/\text{KgSSVd}$



# Ejemplo

- Caudal  $1200 \text{ m}^3 / \text{d}$ , concentración  $5 \text{ Kg DQO} / \text{ m}^3$ , Volumen del reactor  $600 \text{ m}^3$
- Carga orgánica por unidad de volumen:  $10 \text{ Kg DQO} / \text{ m}^3 \text{ d}$
- Cantidad de SSV en el reactor1  $10 \text{ 000 kg}$
- Cantidad de SSV en el reactor2  $20 \text{ 000 kg}$
- Carga<sub>s</sub> reactor1  $0,6 \text{ Kg DQO} / \text{ kgSSVd}$
- Carga<sub>s</sub> reactor2  $0,3 \text{ Kg DQO} / \text{ KgSSVd}$

# Carga Orgánica

- **Cual es el valor de diseño de la carga orgánica por unidad de biomasa?**
  - valor de bibliografía
  - valor experimental
- **Una vez establecido el valor de la carga<sub>s</sub> queda determinada la cantidad de sólidos en el reactor, además, conociendo el Y ( KgSSV/KgDQO<sub>rem</sub>) se puede establecer el régimen de purgas**



# Producción de biomasa Y

La producción o rendimiento de la biomasa se expresa como: los Kg  $SSV_{prod}$  por Kg  $DQO_{rem}$

- Del DQO (balance de carbono) que se remueve parte va a metano y el resto a biomasa
- El coeficiente para las acidogénicas ( $Y=0.15$  aprox) es significativamente diferente que el de los metanogénicos ( $Y=0.03$  aprox).  
Total  $Y=0.05-0.15$
- El coeficiente depende del tipo de sustrato

# Cálculo del régimen de purgas

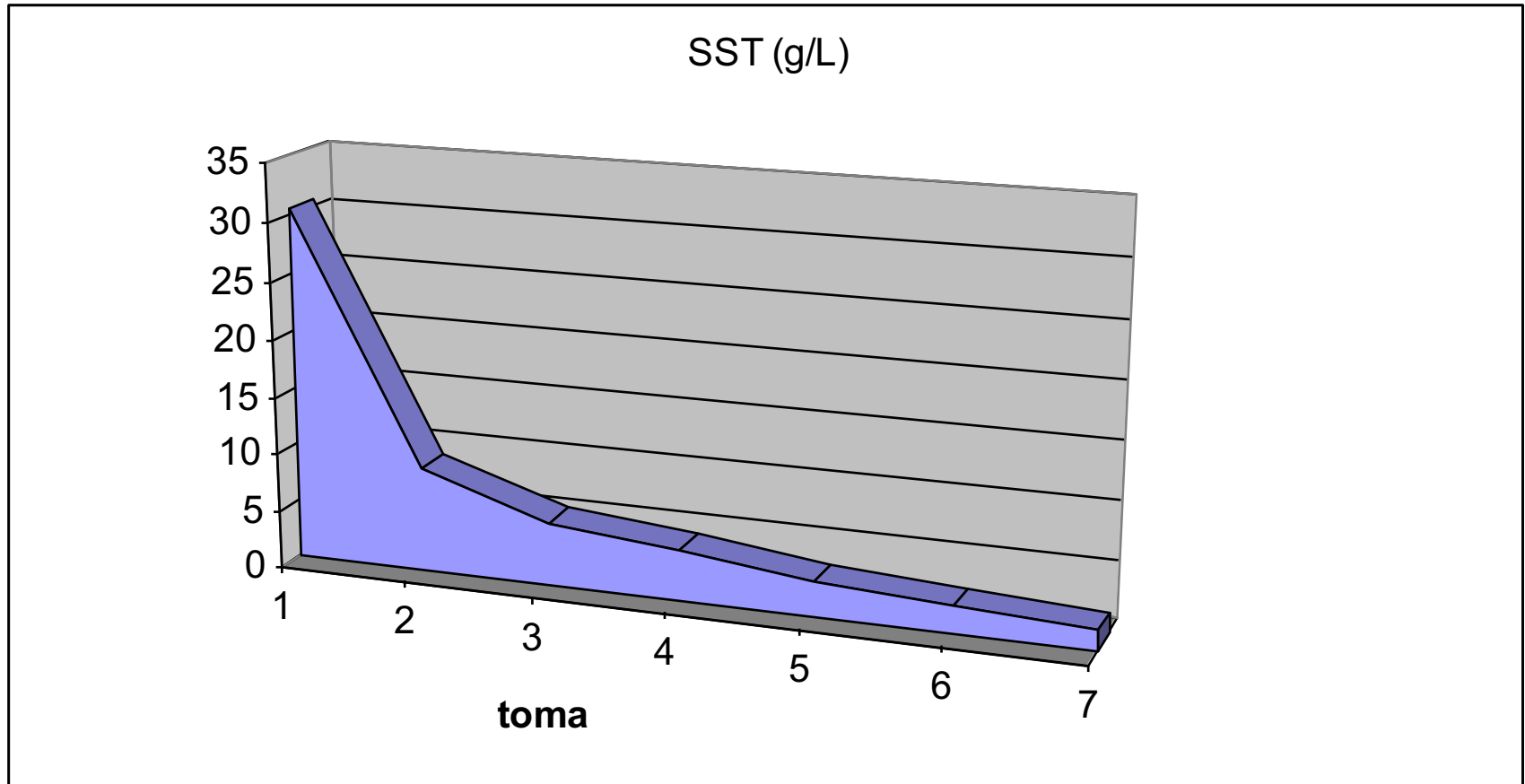
- Asumiendo un valor de  $Y$  de  $0.10 \text{ KgSSV/KgDQOrem}$
- En el ejemplo anterior si la carga recomendada es  $0.6 \text{ DQO/kgSSVd}$  una vez que la concentración de sólidos en el reactor es de  $10\,000 \text{ KgSSV}$ , se debe purgar el crecimiento para mantenerla
- Velocidad de remoción de DQO asumiendo una eficiencia de  $80\%$ ,  $8 \text{ KgDQO/m}^3\text{d}$ , por lo tanto se generan  $480 \text{ KgSSV/d}$
- Si la concentración media en el reactor es  $30 \text{ Kg/m}^3$ , será necesario purgar  $16 \text{ m}^3$  por día

# Tiempo de residencia celular $\Theta_c$

$$\Theta_c = M \text{ (KgSSV)/purga(KgSSV/d)}$$

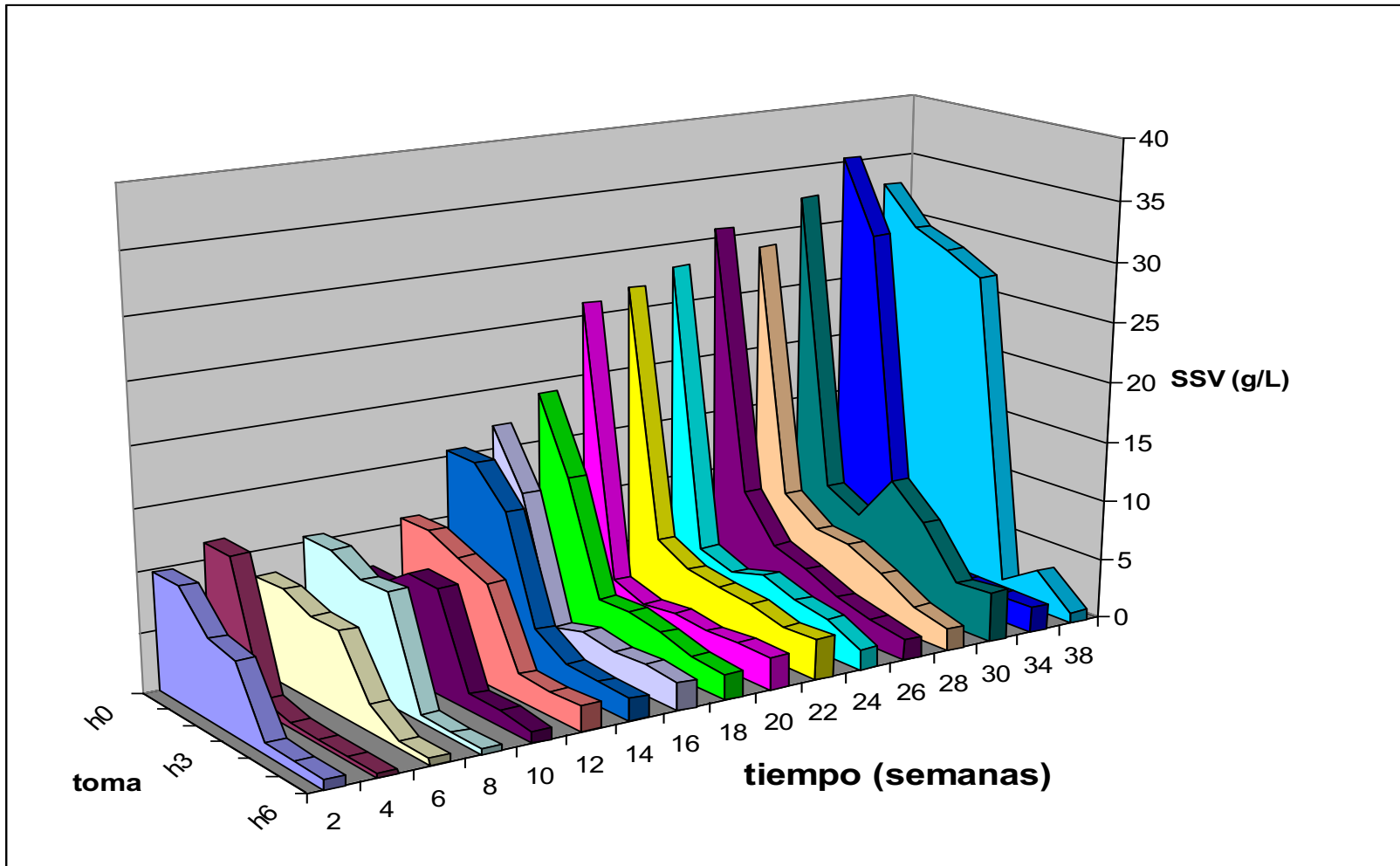
**Se supone que no entran microorganismos con el efluente y que se purga lo que se genera (estado estacionario)**

# Ej.: perfil de sólidos y cálculo de la masa en el reactor



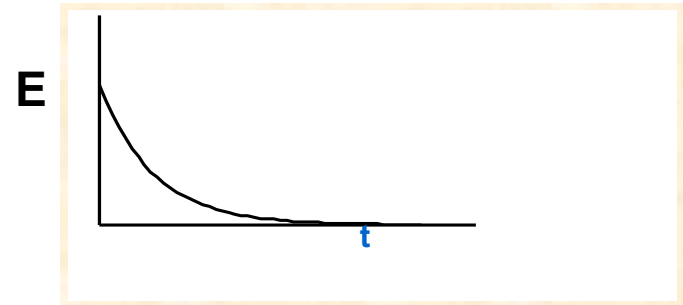
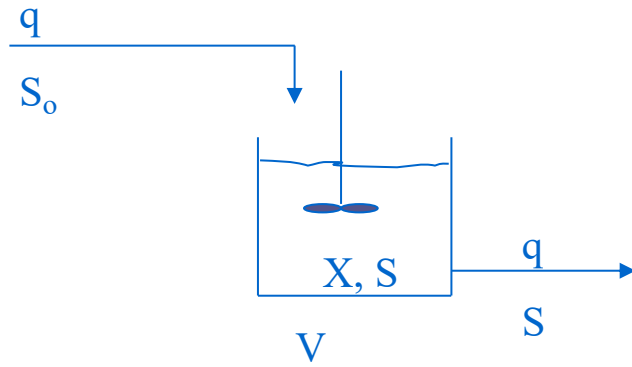
$$\bar{C}_{SSV} = \int \frac{CdV}{V}$$

# Perfil de lodos

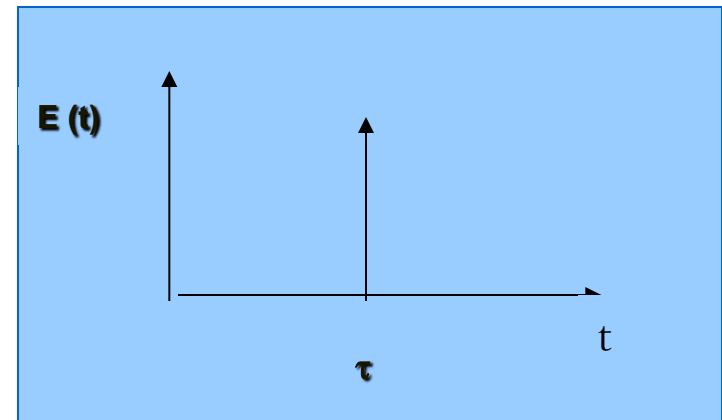


# Modelos de Flujo UASB

# Curvas de distribución de edades



# Curvas de distribución de edades

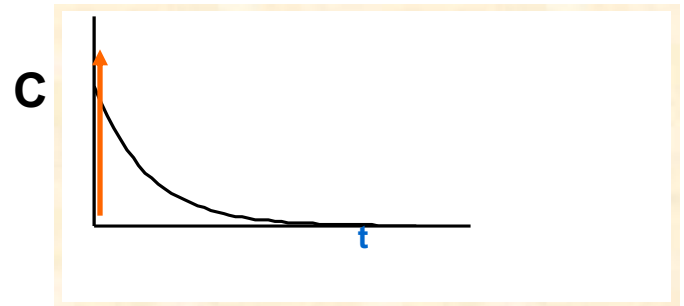
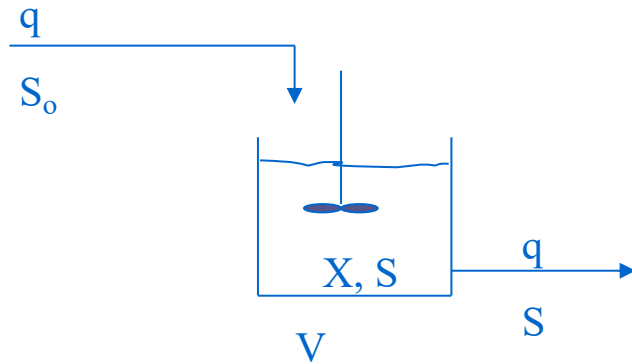




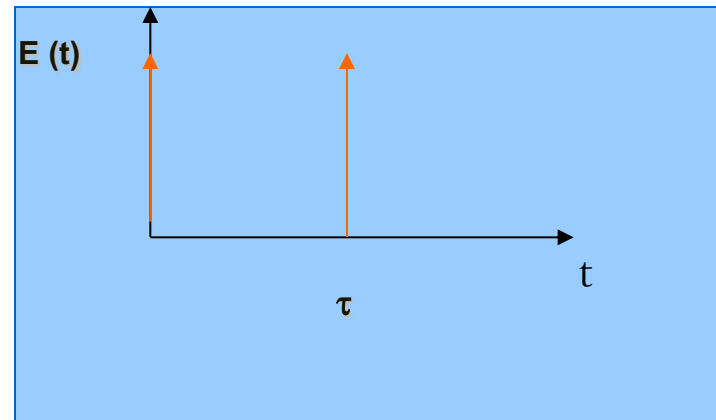
# Ensayos con trazador

- **Para determinar el modelo de flujo de un reactor real se realizan ensayos estímulo respuesta con un trazador (sal de litio)**
- **Mediante los ensayos con trazador si se inyecta éste en forma de pulso se obtiene una curva de respuesta a la salida del reactor que tiene la misma forma que la curva de distribución de edades a la salida**

# Respuesta a un pulso



# Respuesta a un pulso



# Estudios con trazador



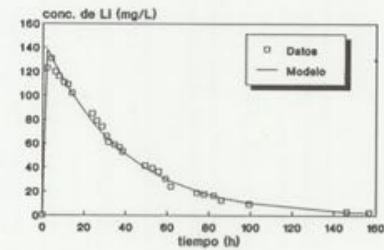
Curvas de distribución de tiempos de residencia

## MODELADO HIDRODINAMICO

En el momento del ensayo las condiciones del reactor eran:

DQO influente	12 kg/m <sup>3</sup>
TRH	1.84 días
Carga	6.5 kgDQO/m <sup>3</sup> .d
Ef DQO	59%
AV efluente	250 mgHAc/l
Producción de gas	21.6 l/d
%CH <sub>4</sub> en el gas	70%

Concentración de LI a la salida



$$C(t) = \frac{1}{\tau_A} e^{-\frac{t}{\tau_A}}$$

( $\tau_A = V_A/Q$  y  $V_A$  el volumen activo del sistema)

# Estudios con trazador-Reactor Piloto

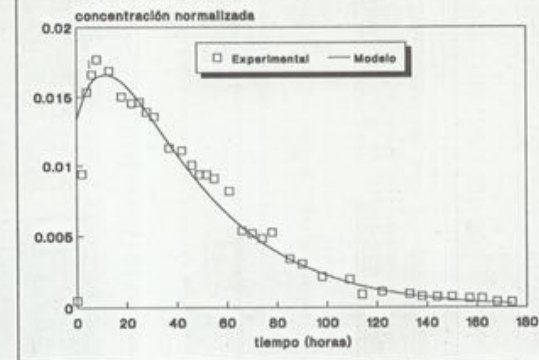


## MODELADO HIDRODINAMICO Reactor Piloto

### Condiciones de funcionamiento

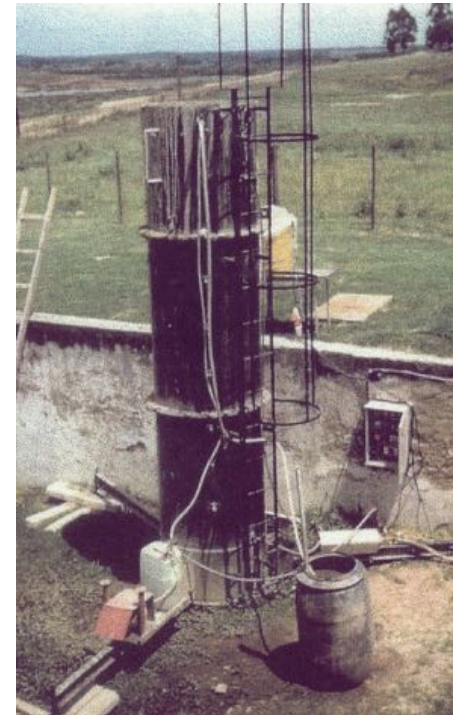
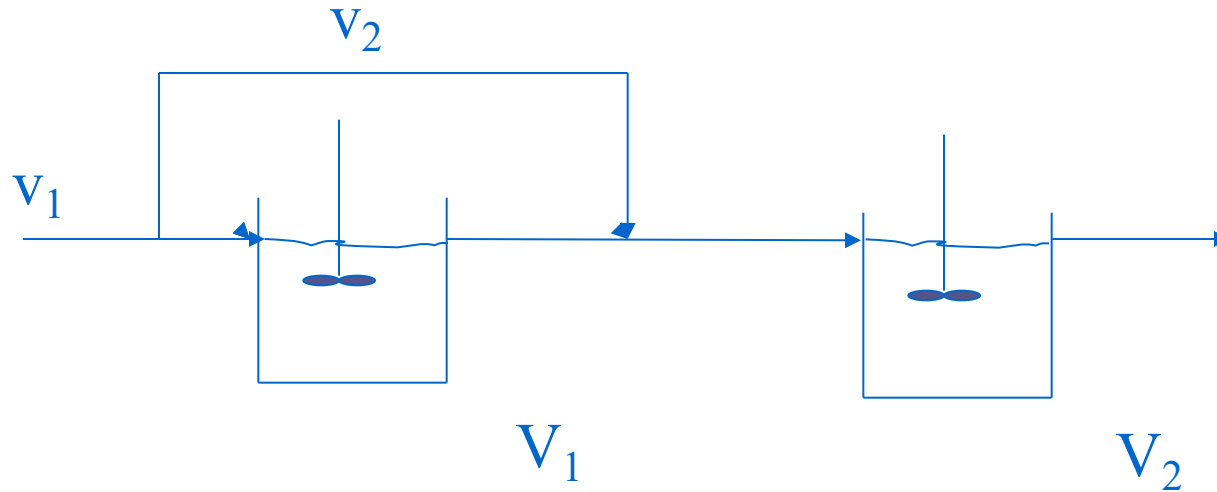
TRH	2.4 días
Concentración ent. (DQO)	10.4 KgDQO/m <sup>3</sup>
Carga	4.4 KgDQO/m <sup>3</sup> d
Eficiencia (DQO)	64 %
Producción de biogas	6.0 m <sup>3</sup> /d
Velocidad lineal de líquido	0.09 m/h

Figura 2. Ajuste del modelo



María Viñas; L. Borzacconi; Javier Martínez "Flow Model Determination in Pilot Scale Anaerobic Reactor Designed for the Treatment of High Load Wastewater". Latin American Applied Research, n.: 25 4, p.: 253 - 255, 1995

# Modelo de flujo del reactor piloto



# Reactor EGSB/IC

# LECHO FLUIDIZADO

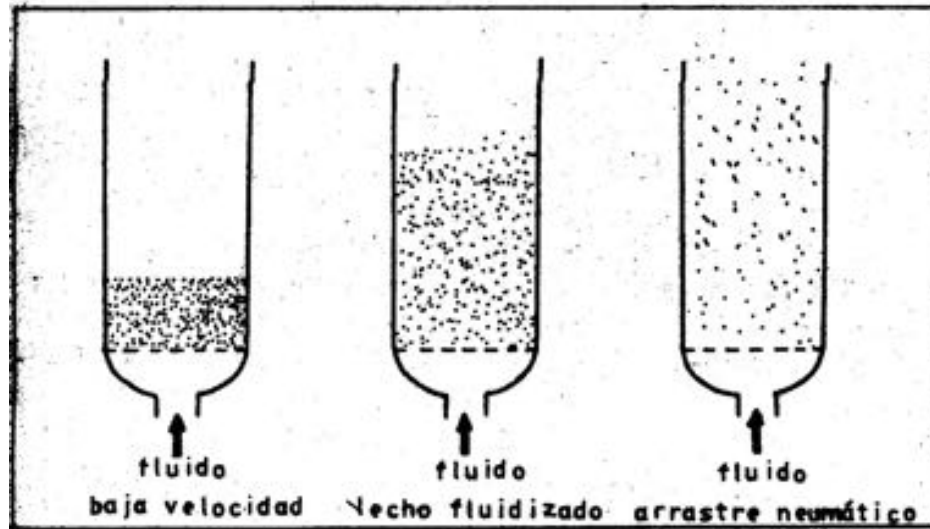


Figura 9. Flujo de un gas o un líquido a través de un lecho de partículas sólidas a velocidades crecientes.

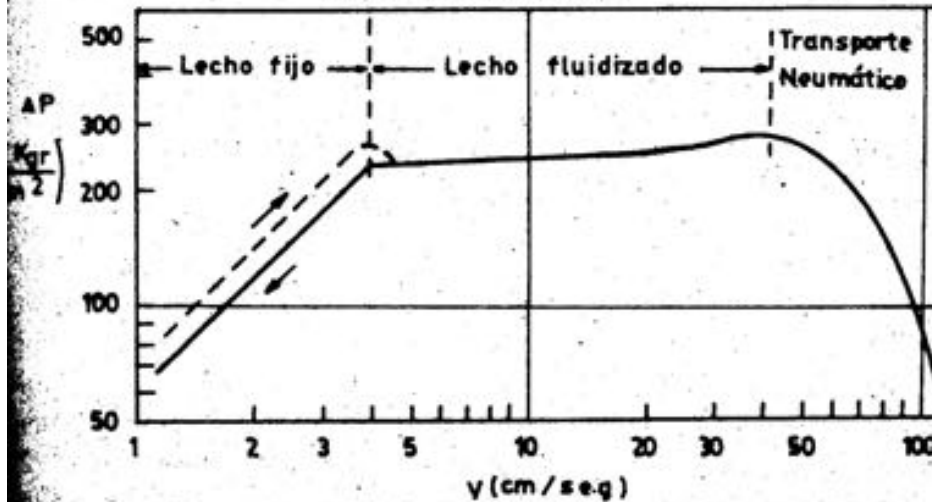
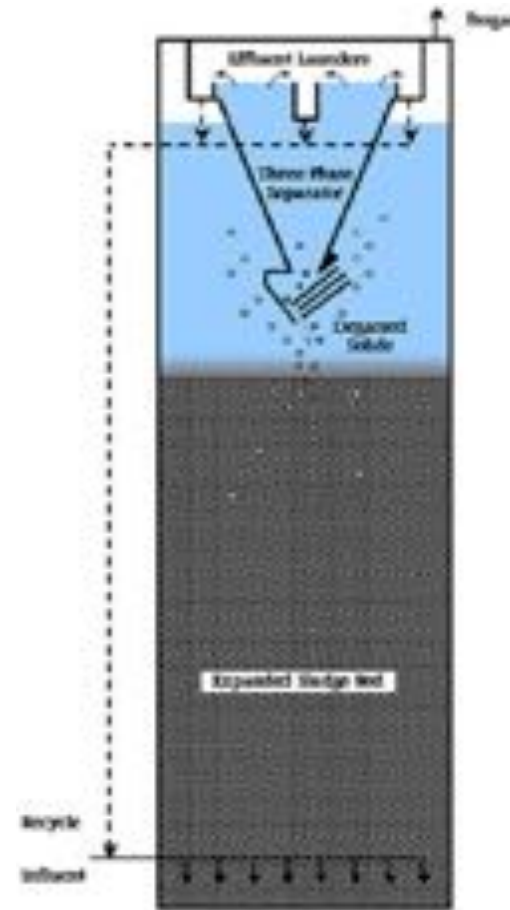
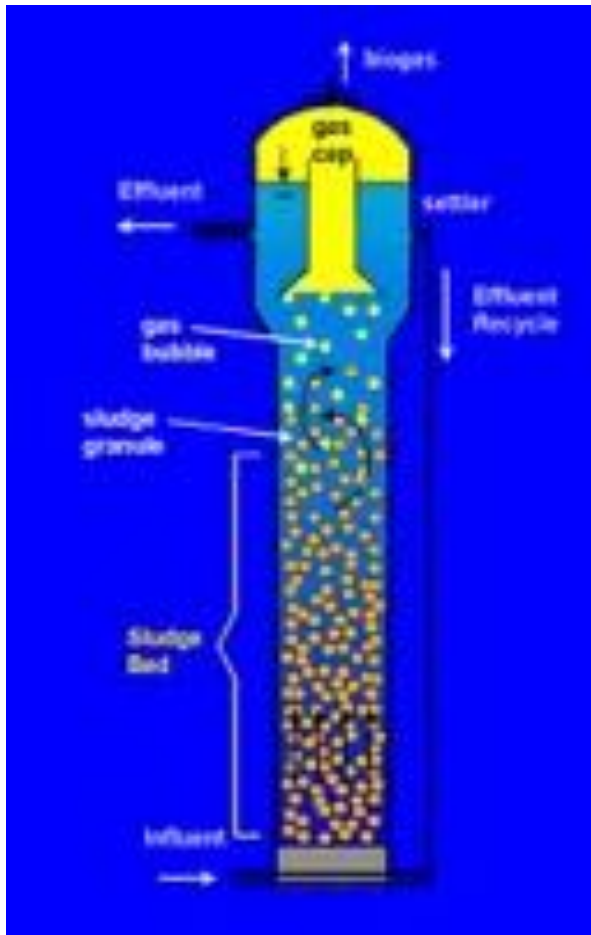


Figura 10. Calda de presión a través de un lecho de partículas de tamaño uniforme (2).



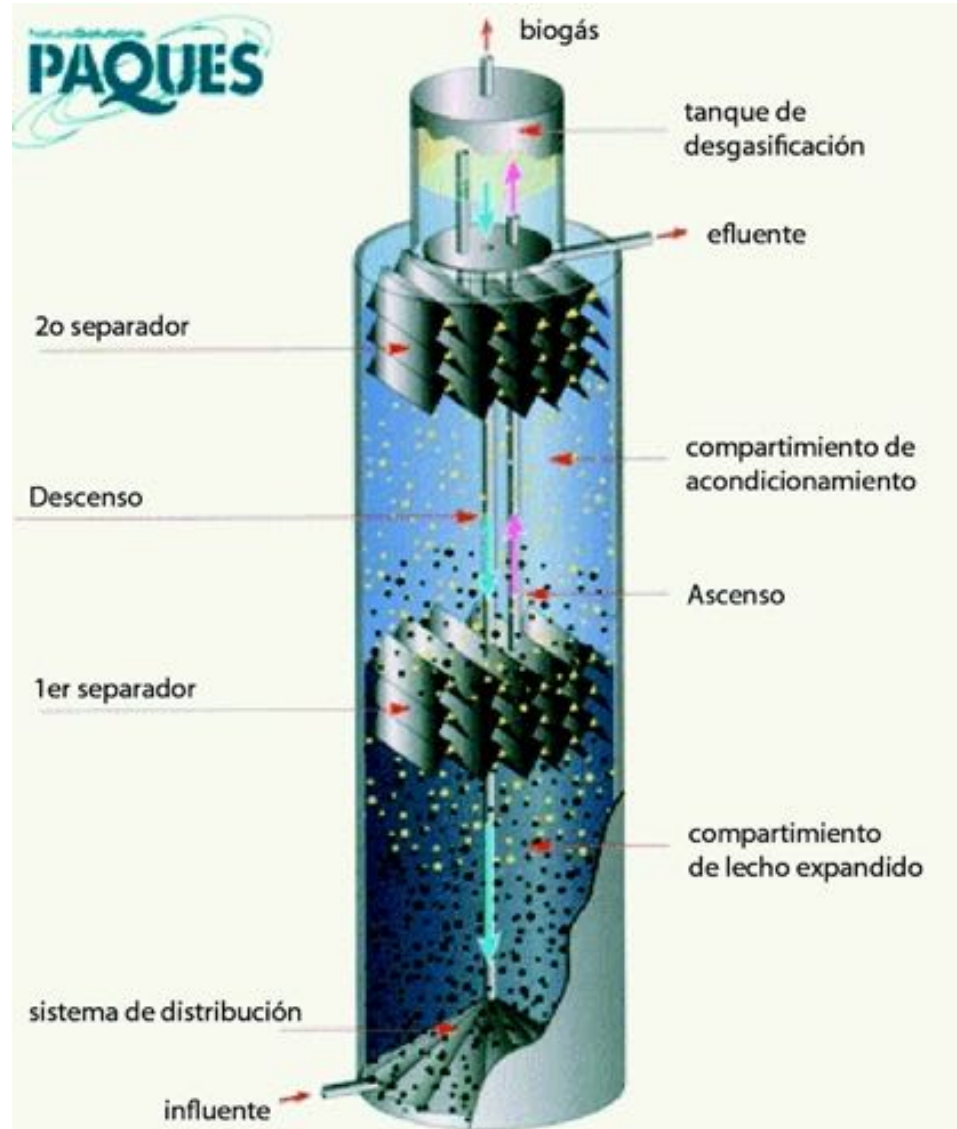
# EGSB



EGSB

Expanded Granular Sludge Bed

# IC



IC

**$V_{asc}$**

**carga**

**UASB**

**0.5-1 m/h**

**10-20 kgDQO/m<sup>3</sup>d**

**EGSB**

**10-15 m/h**

**4-5**

**20-40 kgDQO/m<sup>3</sup>d**

**IC**

**inf. 10-30 m/h  
sup. 4-8 m/h**

**3-6**

**20-40 kgDQO/m<sup>3</sup>d**

Las altas velocidades ascensionales se logran:

- **Con la utilización de reciclo (externo o interno)**
- **Con la geometría del reactor (H/D)**

**Estas velocidades ascensionales mejoran la transferencia de masa externa al gránulo?**



**IC Paques FNC  
Montevideo**



**Papelera- Guadalajara,  
Mexico , 90000 ton,  
BIOPAQ® IC**

**IC**

Procesamiento de  
papa, Japón, 800  
kgDQO/d



**Papelera, Korea,  
42100 kgDQO/d  
27158 m3/d**





IC



BIOPAQ IC - Cervejaria - Bortuva - SP





IC China



IC China

## REACTOR PILOTO



## REACTOR PILOTO



# Lechos fluidificados

## Ventajas

- **Dilución del influente con el efluente debido al reciclado, que además provee alcalinidad y reduce concentración de tóxicos**
- **Disminuye resistencia a transferencia de masa externa**
- **No hay obstrucciones ni canalizaciones**

## **Lechos fluidificados con soporte**

- **Alta concentración de biomasa que se retiene en el reactor**
- **Mucha superficie para adherir el biofilm**
- **Mejor control del espesor del biofilm**

## **Lechos fluidificados sin soporte**

- **Ventajas similares a las anteriores, pero evitan costo de soporte**

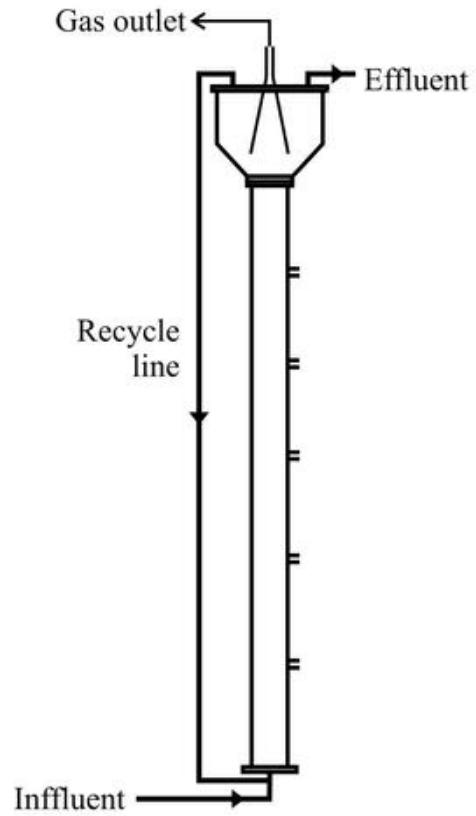
# Consideraciones de diseño de lechos fluidificados

- Selección de la expansión del lecho y la velocidad ascensional
- Tamaño (alto, diámetro)
- Impacto de la producción y salida de gas (turbulencia, burbujas)

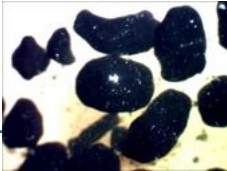
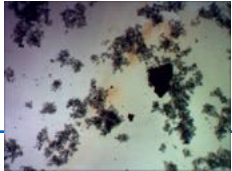
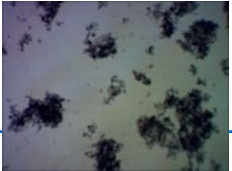


# Modelos para reactores EGSB

# Reactor EGSB



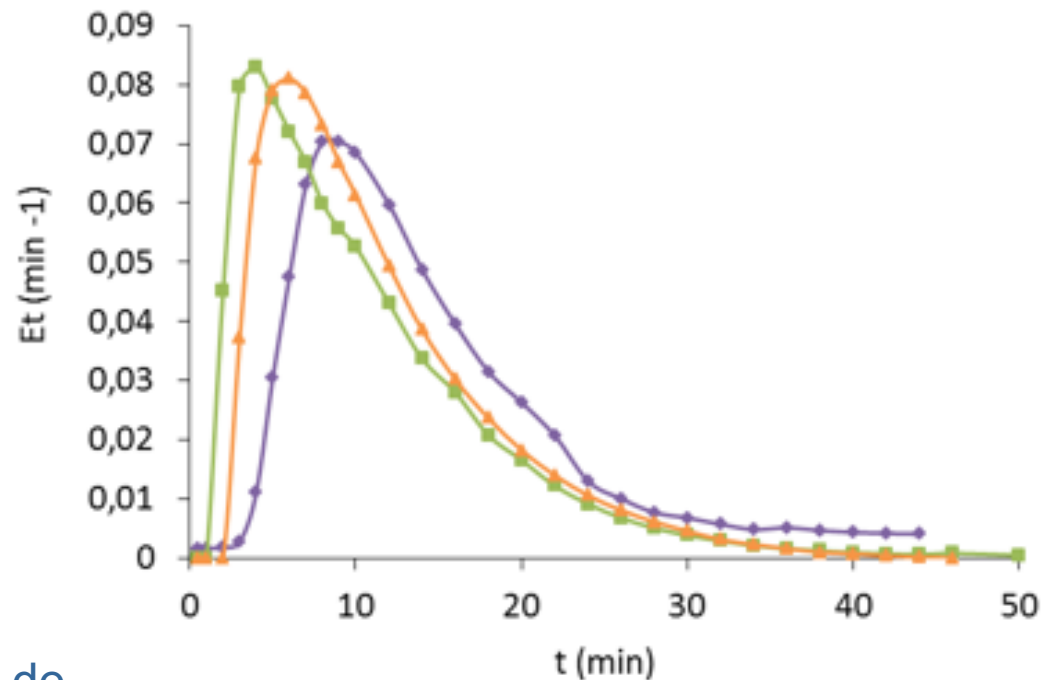
## Condiciones experimentales (Laboratorio)

Descripción	Periodo I Día 64	Periodo II Día 102	Periodo II Día 132
Biomasa en el reactor (gSSV)	98	88	98
Sólidos suspendidos totales(gSST)	199	186	194
Características del lodo			
Volumen del reactor ocupado por el lodo	50%	100%	100%
Velocidad ascensional (m/h)	10	10	10
Producción de gas (L/d)	19	13	26

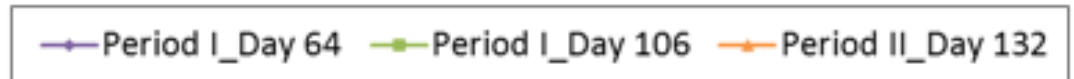
# Estudios con trazador

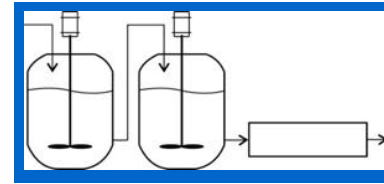
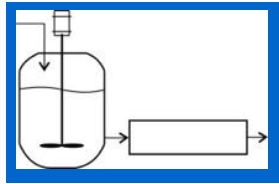
## Curvas de respuesta a la inyección de litio

Se hicieron ensayos estímulo respuesta con distintas condiciones de operación del reactor

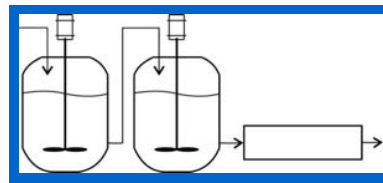


Curvas de distribución de tiempos de residencia





- El modelo que mejor ajusta es el de dos RCAI en serie con un RTFP



“Two starting up strategies and hydrodynamic behaviour of an EGSB treating sugar cane vinasse” XDAAL, Ouro Preto, 2011.

# ADM1: Anaerobic Digestion Model

A pesar de los avances que se han logrado en la implementación de la tecnología anaerobia, los modelos que se han desarrollado aún están lejos de representar la realidad cabalmente. Un aporte importante fue el realizado por el modelo impulsado por la IWA: ADM1 (2002). El modelo incluye múltiples pasos que describen los procesos bioquímicos y fisicoquímicos. Se incluyen como mínimo 26 variables de estado y un número muy importante de parámetros. Aunque el modelo refleja la gran complejidad de los procesos anaerobios, la aplicación del mismo para el modelado y el control es difícil. Entre otras razones, porque la determinación de los parámetros en condiciones reales es prácticamente imposible. Por otra parte el ADM1 no representa todos los fenómenos involucrados.

**Se aplicó el ADM1 al estudio del comportamiento de un reactor de laboratorio del tipo EGSB (Tesis de doctorado de Magela Odriozola)**

**La fase líquida del EGSB se modeló como un RCAI**

**Se estudió la incidencia de distribución de tamaño de gránulos**



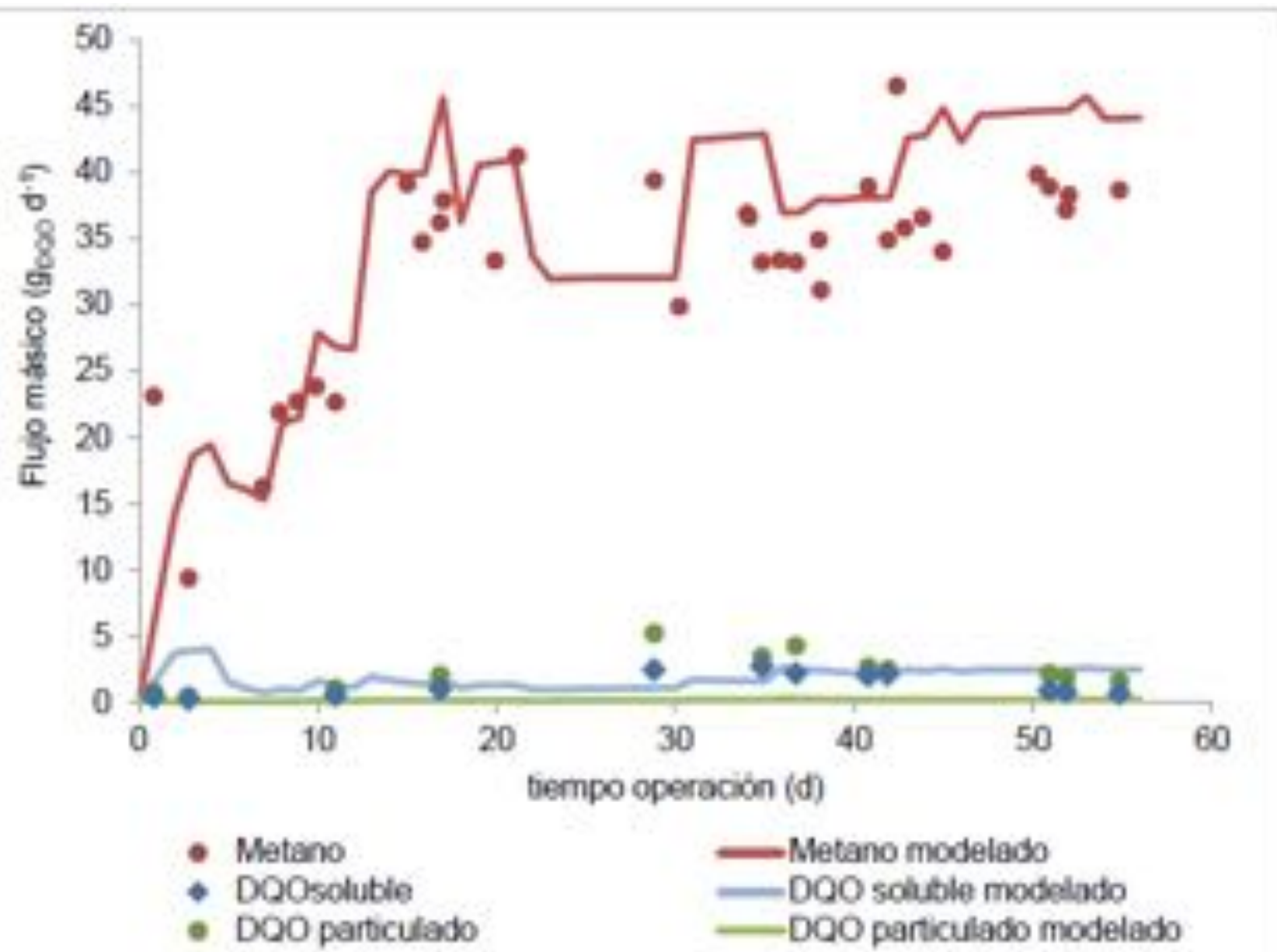


Figura 17. Datos del reactor experimental y resultados de simulación partiendo del Gránulo ADM1



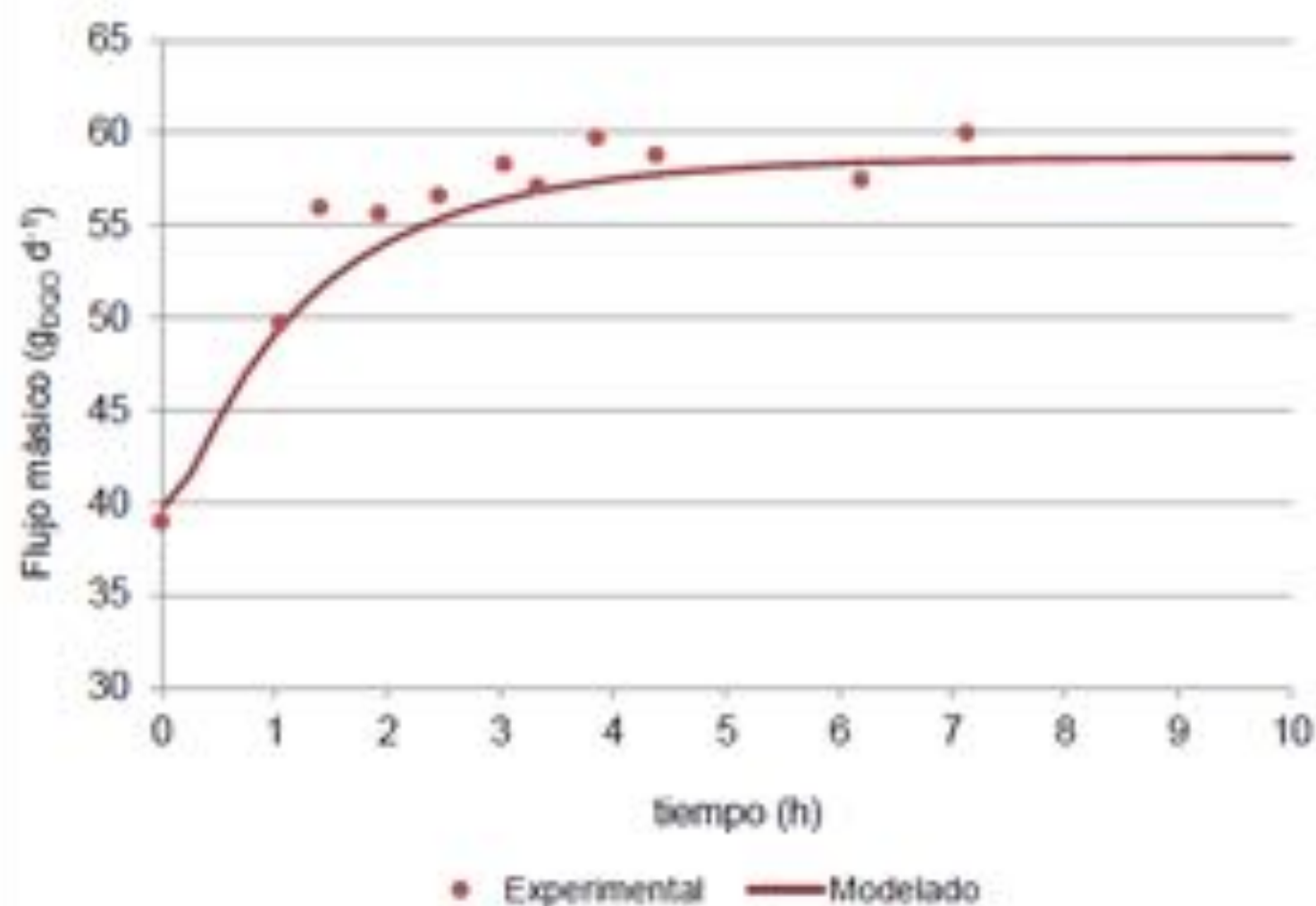


Figura 24. Simulación y datos experimentales de ensayo en escalón I

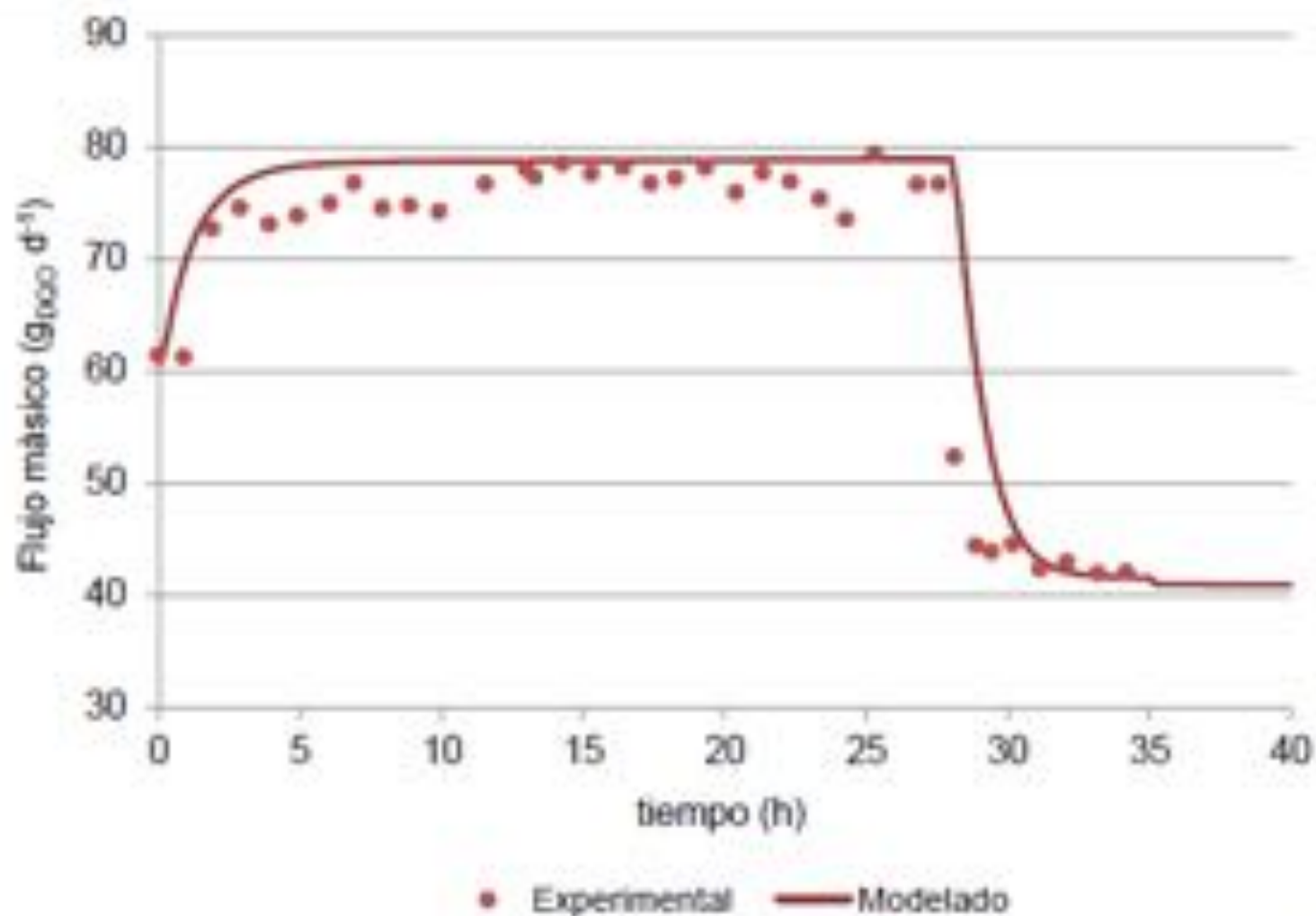


Figura 25. Simulación y datos experimentales de ensayos en escalón II y III

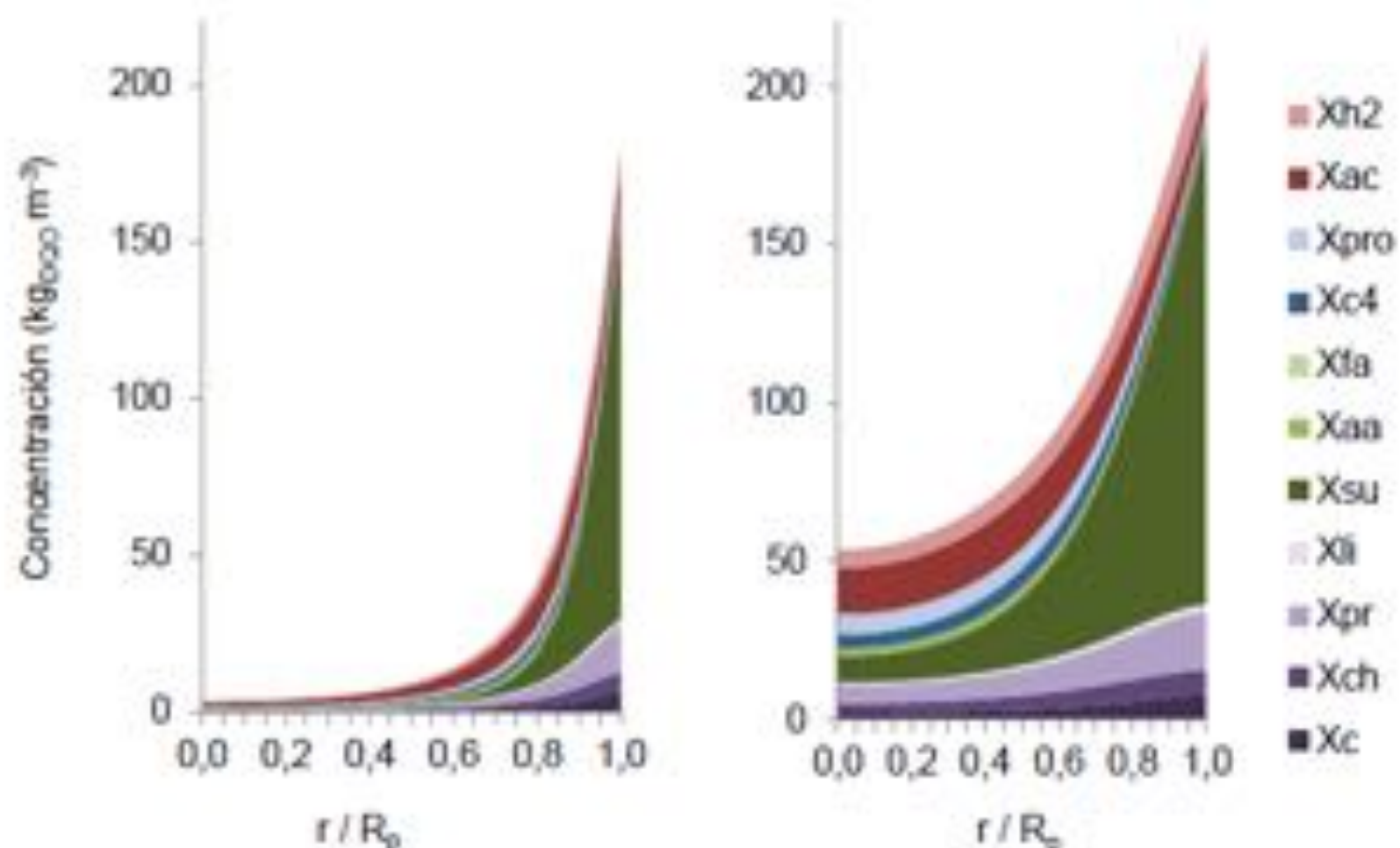


Figura 28. Perfil de concentraciones del material particulado en el gránulo de mayor tamaño (izquierda) y de menor tamaño (derecha) obtenidos en la simulación. Nota: no se graficó el inerte.

# Heterogeneous Model: Mass balances in the liquid and in the solid phase

Journal of Environmental Chemical Engineering 4 (2016) 1015–1028



Contents lists available at ScienceDirect

Journal of Environmental Chemical Engineering

journal homepage: [www.elsevier.com/locate/jece](http://www.elsevier.com/locate/jece)

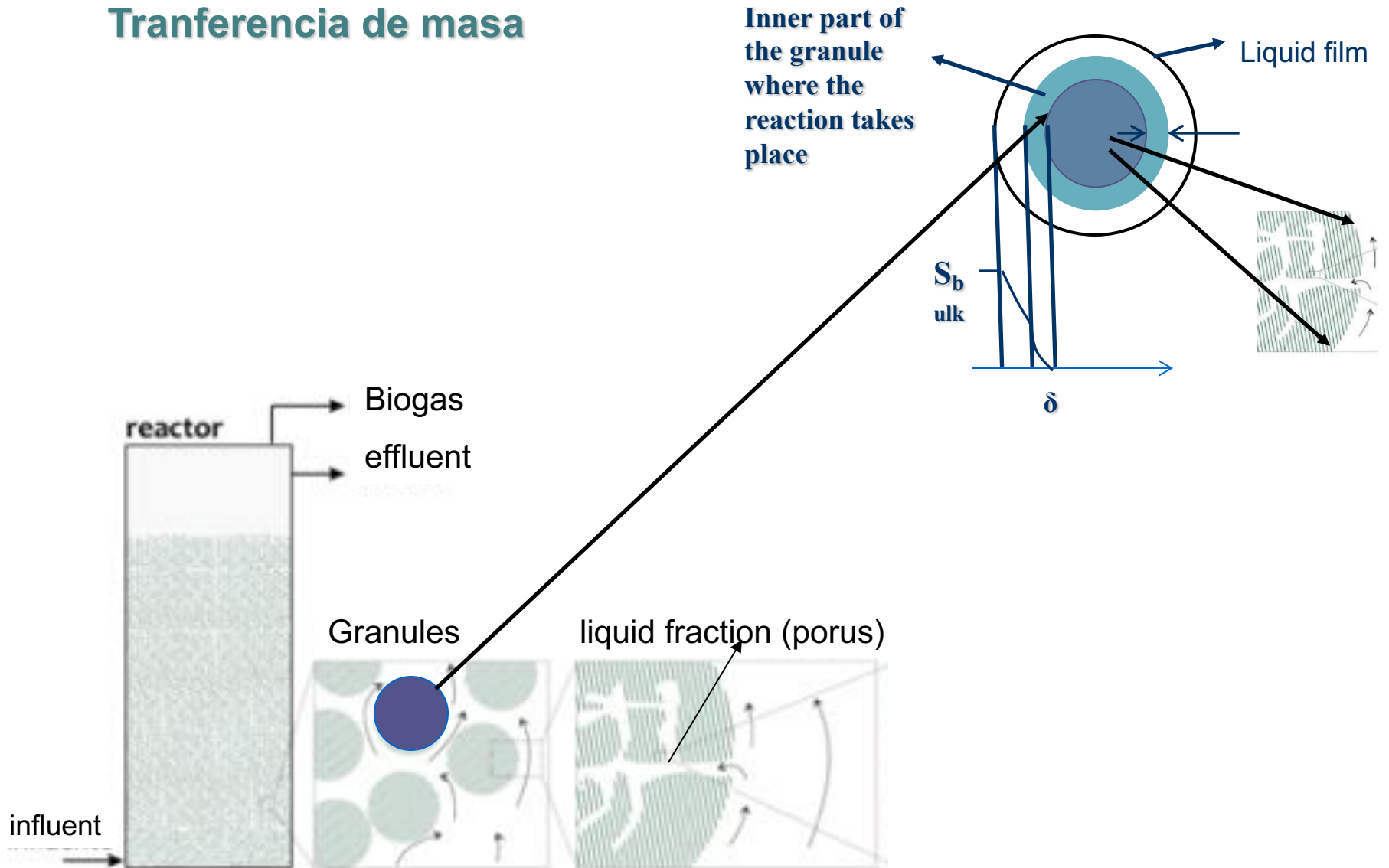


Modeling granule development and reactor performance on anaerobic granular sludge reactors

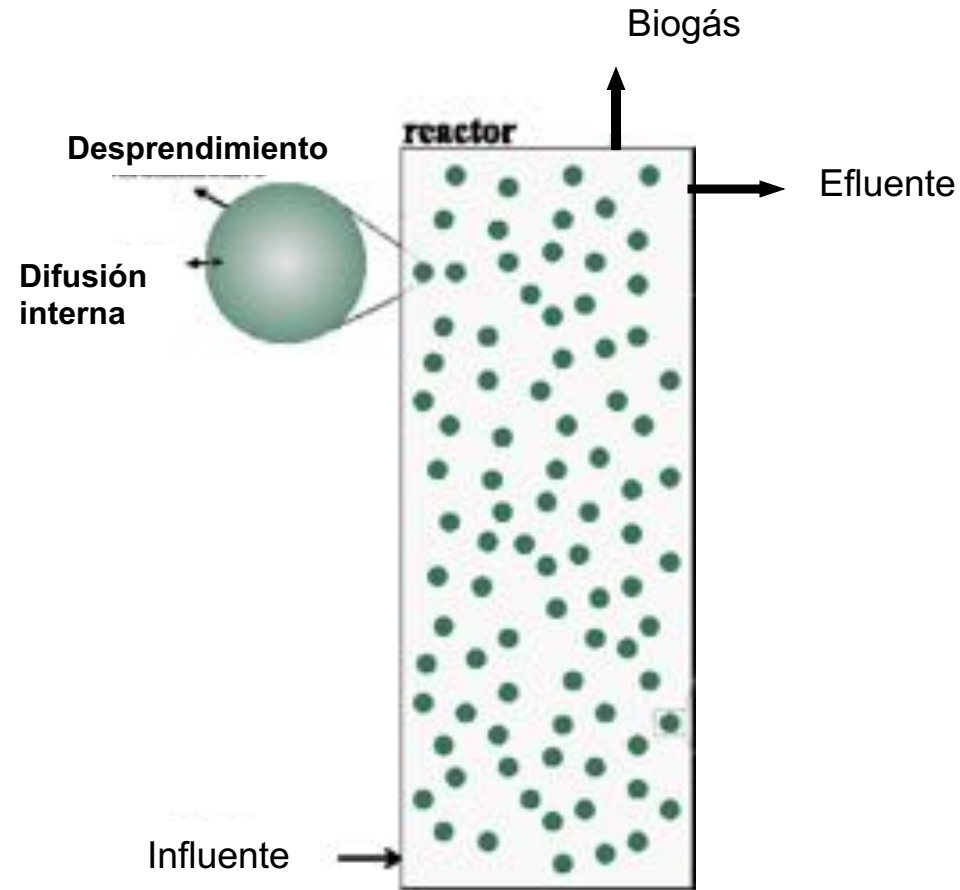
Magela Odriozola<sup>\*</sup>, Iván López, Liliana Borzacconi



# Tranferencia de masa



# Consideraciones del modelo



❑ADM1\*

❑Fase líquida RCAI

❑Resistencia a la transferencia de masa interna

❑Crecimiento y desprendimiento

❑Se desprecia la resistencia a la transferencia de masa externa (altas velocidades ascensionales)

\* D.J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S. V. Kalyuzhnyi, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T. Sanders, H. Siegrist, V. A. Vavilin,. The IWA Anaerobic Digestion Model No. 1, International Water Association (IWA) Publishing, London, UK, 2002.

$$\frac{\partial S_i}{\partial t} = D_{e,i} \left( \frac{\partial^2 S_i}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial S_i}{\partial r} \right) + \frac{r_{G,i}}{t_c \varepsilon_L}$$

RTMI (Balance de masa en la fase sólida)

$$C.B. = \begin{cases} \frac{\partial S_i}{\partial r} = 0, & r = 0 \\ S_i = S_{B,i}, & r = R_p \end{cases}$$

$$\frac{\partial X_i}{\partial t} = -\frac{X_i}{t_c(1-\varepsilon_L)} \sum_{i=1-n_X} \frac{r_{G,i}}{\rho_{S,i}} - u_{des} \frac{\partial X_i}{\partial r} + \frac{r_{G,i}}{t_c}$$

Ecuación para la biomasa

$$C.B. = \begin{cases} \frac{\partial X_i}{\partial r} = 0, & r = 0 \end{cases}$$

$$\frac{\partial C_{B,i}}{\partial t} = E_i - \frac{Q}{V_R t_c} C_{B,i} + \frac{N_i}{V_R} + \frac{1}{t_c} \sum_{j=[1-4] \cup [13-21]} v_{ij} \rho_{B,j}$$

**Balance de masa en la fase líquida**

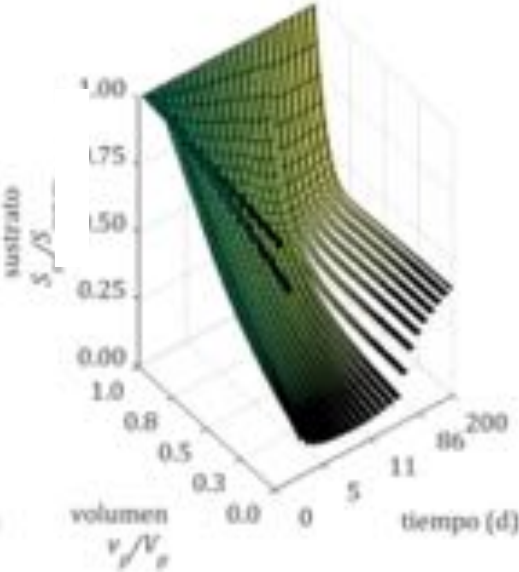
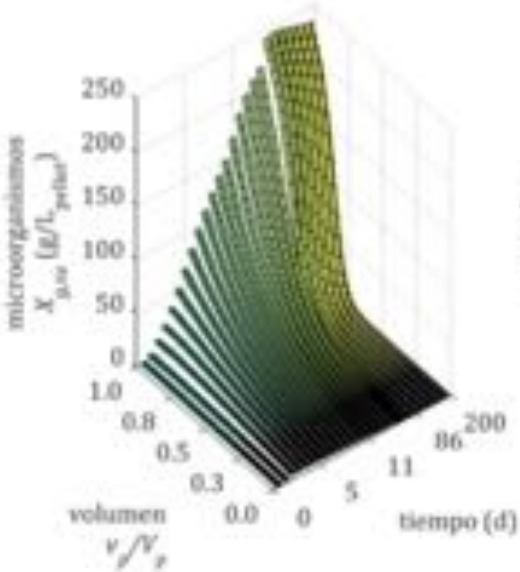
$$E_i = \frac{Q}{V_R t_c} C_{in,i} \quad N_i = -D_{e,i} \sum_{k=1-n_u} \left( A_p \frac{\partial S_{G,i}}{\partial r} \Big|_{r=R_p} \right) \Big|_{u_k} N_{G,u_k}$$

$$\frac{dR_p}{dt} = u_{des}|_{r=R_p} - u_{dt}$$

**Crecimiento del gránulo**



# Perfil de microorganismos y sustrato dentro del gránulo



# ALGUNOS SISTEMAS EN URUGUAY

- Reactores anaerobios tipo lagunas cubiertas cargas: alrededor de 3 kgDQO/m<sup>3</sup>d, sistema de purgas
- MOSA(Maltería Oriental) UASB carga 5 kgDQO/m<sup>3</sup>d
- Reactores IC (FNC Montevideo y Minas)
- Reactores para aguas cloacales (OSE, Ciudad de la costa)

**Las aguas cloacales son un ejemplo de efluentes diluidos en los que se utilizan reactores UASB.**

**Qué problemas pueden presentarse?**

- ❑ Las aguas cloacales tienen alto contenido de sólidos y la hidrólisis de éstos puede ser el paso limitante. La hidrólisis tiene gran dependencia con la temperatura. Por esto se ha utilizado en países cálidos.**
- ❑ El caudal es alto y la concentración de materia orgánica baja, por lo tanto gran parte del metano sale disuelto en el efluente.**