



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)

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.

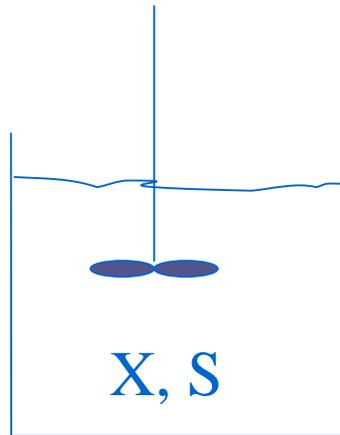
Los reactores pueden operar en discontinuo o en continuo y en este último caso identificamos como casos ideales el reactor de mezcla completa y el tubular flujo pistón

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

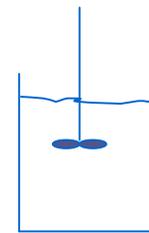
Balance de Masa del Reactor ideal discontinuo

~~Entrada=Salida+Desaparición+Acumulación~~

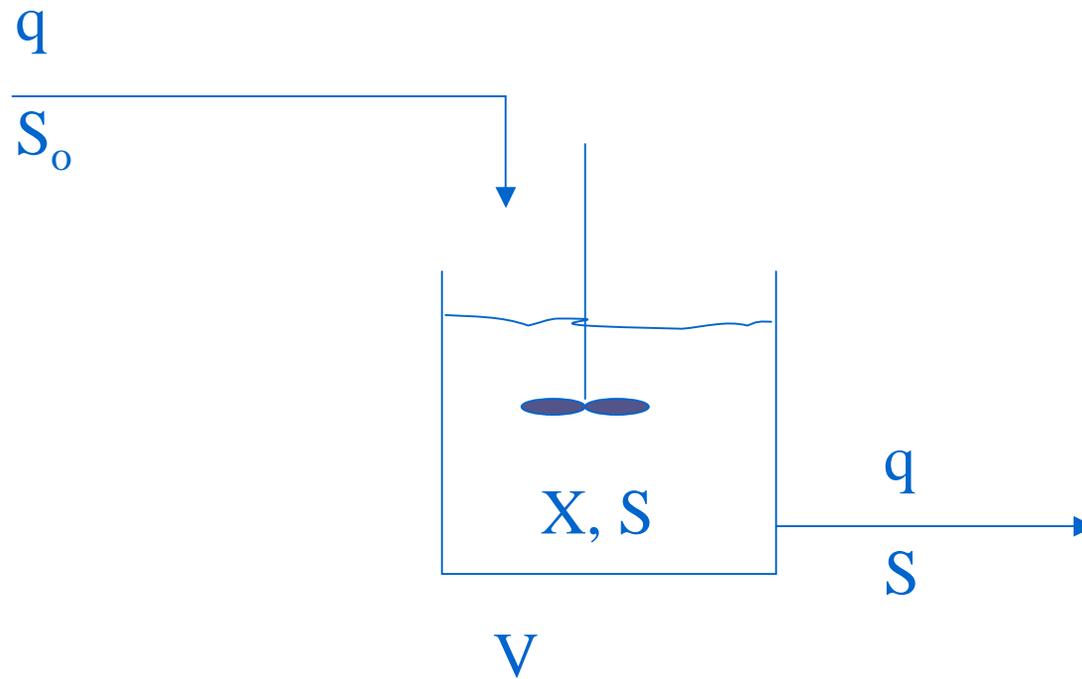
$$\left(\begin{array}{l} \text{velocidad de desaparición} \\ \text{de } S \text{ por reacción} \end{array} \right) = - \left(\begin{array}{l} \text{velocidad de acumulación} \\ \text{de } S \text{ en el reactor} \end{array} \right)$$

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

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



Reactor Ideal Continuo Agitado



Balance de Masa del Reactor Ideal Continuo Agitado

Entrada=Salida+Desaparición+Acumulación

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

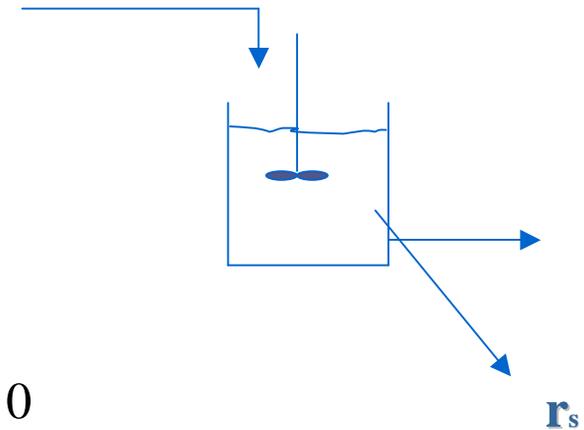
$$qC_{s_0} - qC_s = (r_s)V + V \frac{dC_s}{dt}$$

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

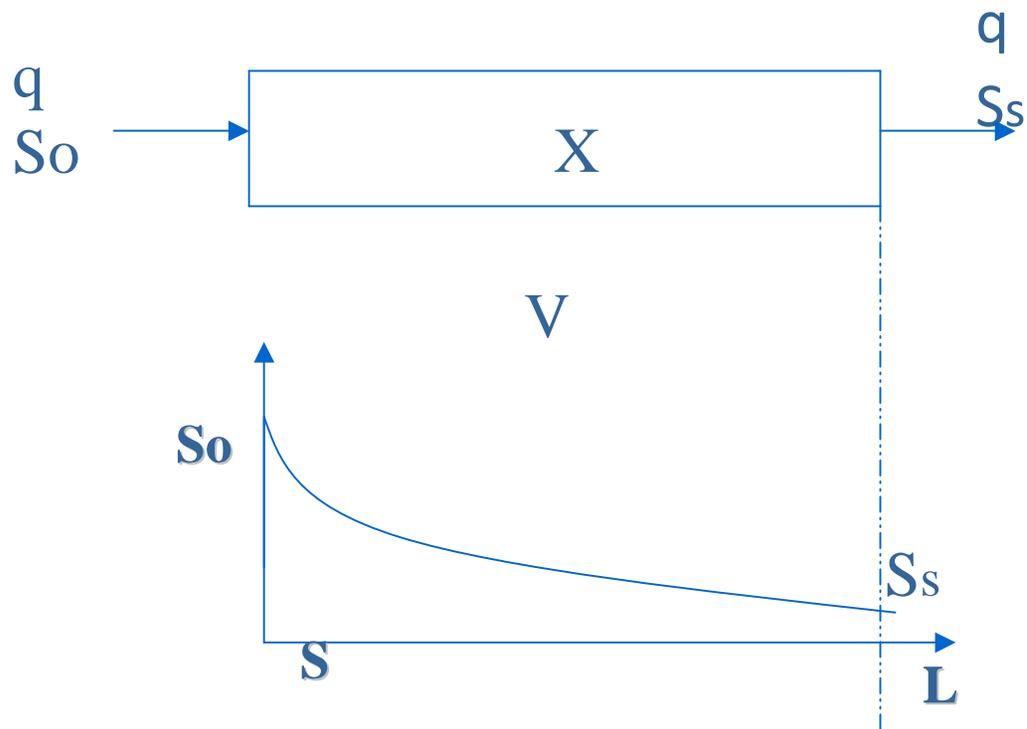
En estado estacionario:

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

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



Reactor tubular flujo pistón ideal



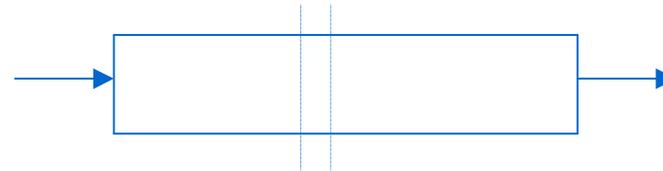
Balance de Masa del Reactor Ideal Flujo Pistón

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:

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

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

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

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

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

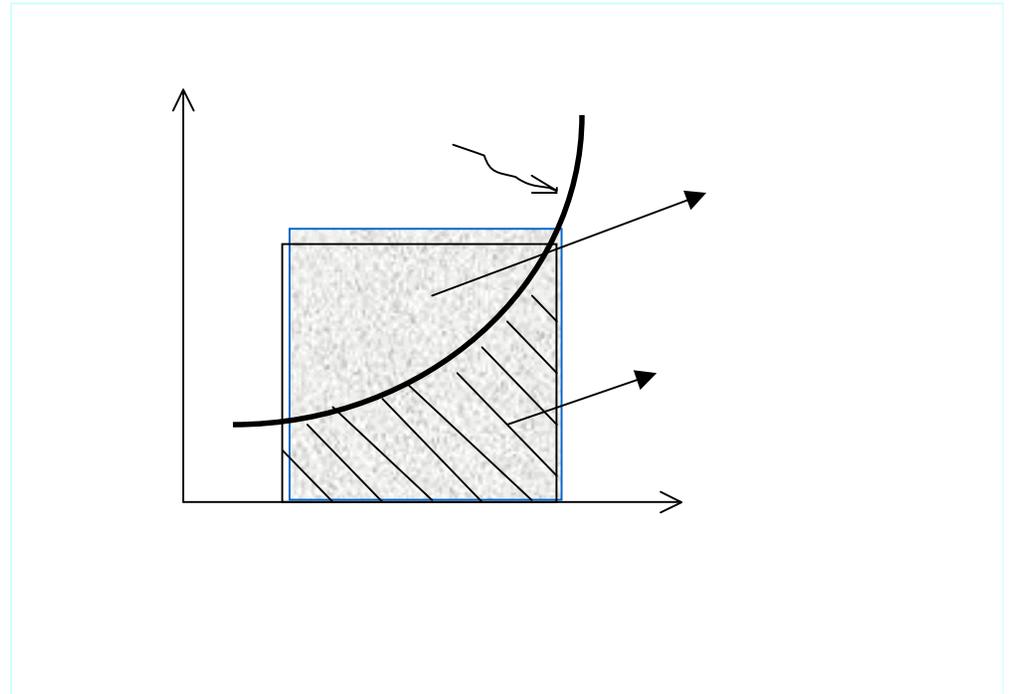
Para una misma cinética e iguales condiciones iniciales el perfil de velocidad que se observa a lo largo del tiempo en un reactor discontinuo es el mismo que el que se observa a lo largo de la longitud de un reactor flujo pistón

RCAI

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

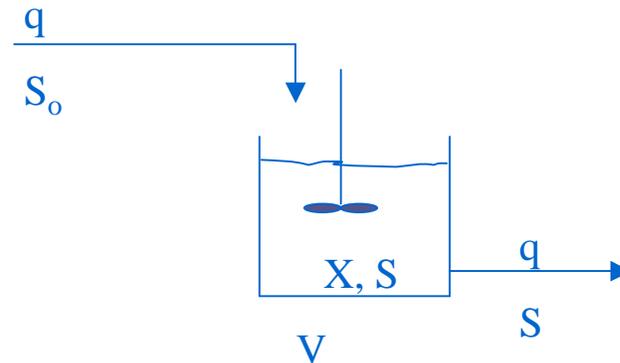
RTFP

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

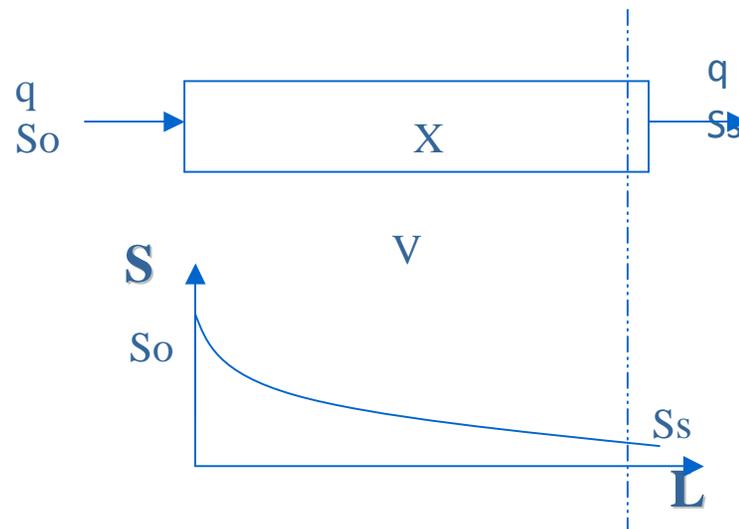


Quando la curva $1/r_A$ es creciente el RTFP permite alcanzar la misma conversión con menor volumen. Por lo tanto para reacciones de orden mayor que cero el RTFP es el reactor que da menor volumen.

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 RCI) 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:

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

$$r_s = \frac{kX 300}{200 + 300} = kX 0.6$$

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%

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

$$r_s = kX 0.88$$

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

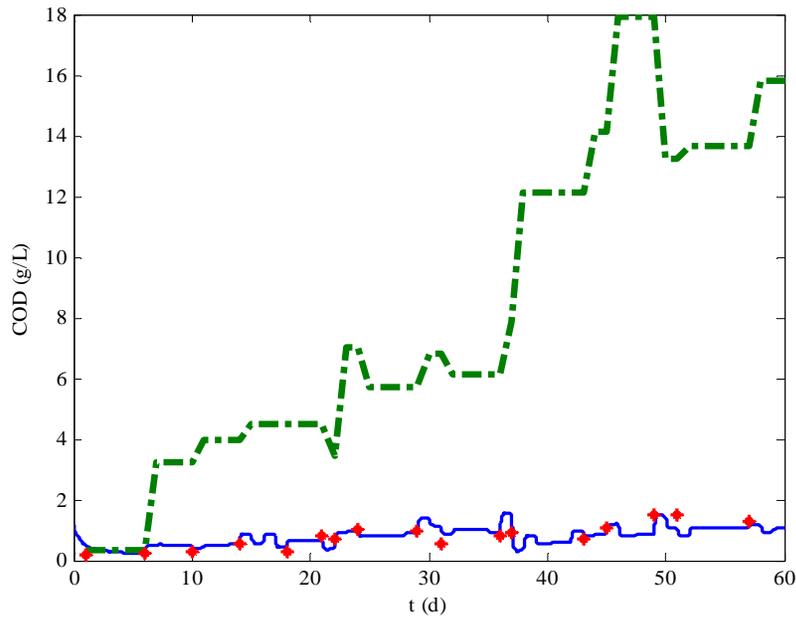


Figura 1 Concentración de Ent (— — —) y Sal : experimental (*) y estimada (—)

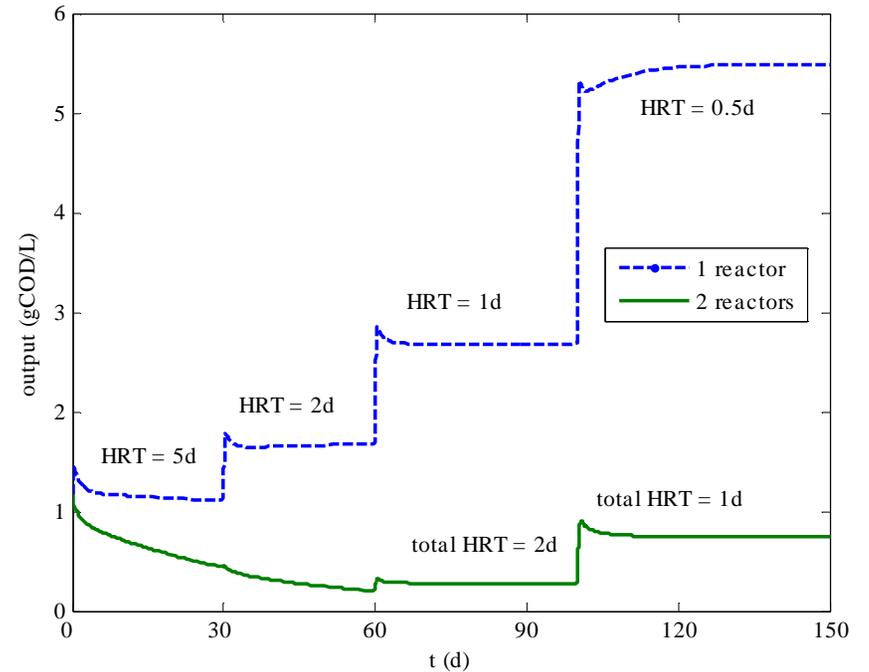


Figura 2 Salida de 1 solo reactor (- -) y salida del segundo reactor de una serie (—) (arranque y estado estacionario).

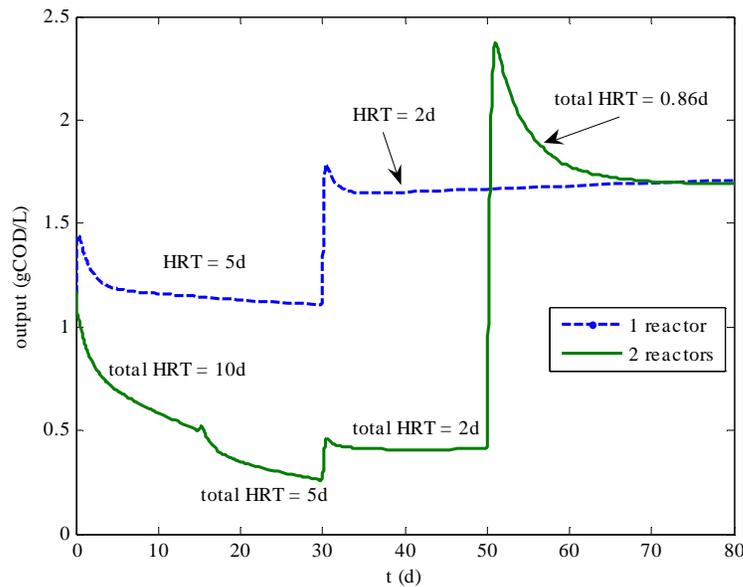


Figura 3 Salida de un reactor y de una serie de dos reactores. Simulación del arranque hasta alcanzar concentración de estado estacionario **1.7 gCOD/L** (92% remoción de DQO)

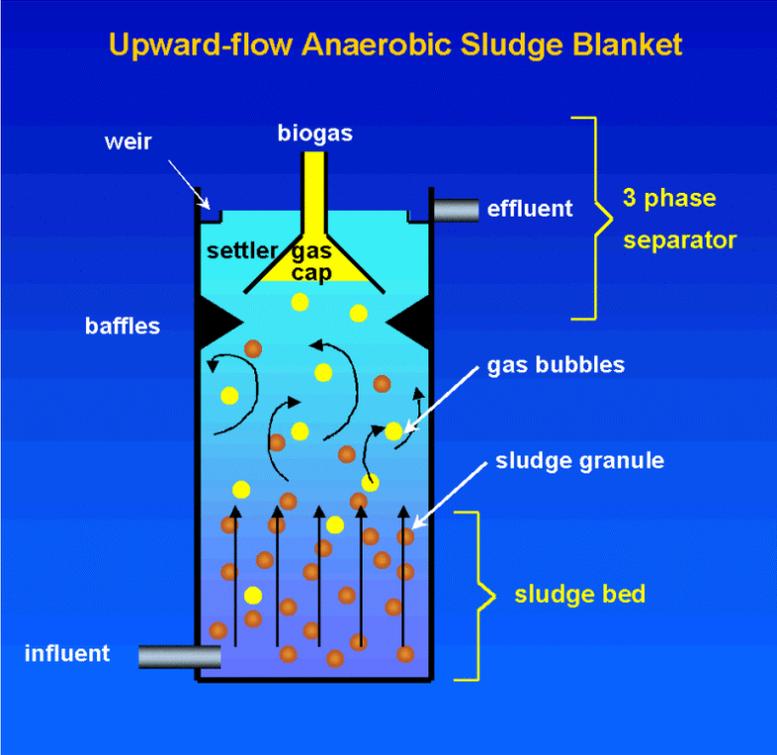
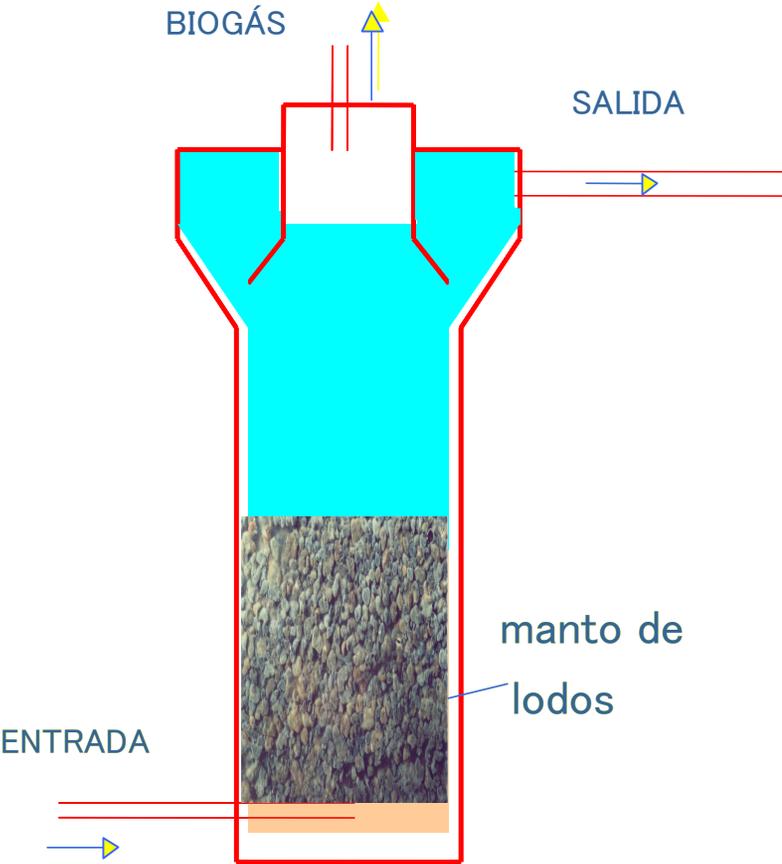
Criterios y Parámetros de Diseño para Reactores UASB

Características de los reactores UASB

- Sistema compacto, baja demanda de área
- Bajo costo de construcción y operación
- Baja producción de lodo
- Bajo consumo de energía
- Eficiencias de remoción de DBO y de DQO del orden de 65 a 75%
- Posibilidad de re arranque rápido luego de paradas largas
- El lodo de purga tiene elevada concentración
- El lodo de purga presenta buenas condiciones de deshidratación

- **Posibilidad de producción de olores**
- **Poca capacidad del sistema de tolerar cargas tóxicas**
- **Elevado intervalo de tiempo para realizar el arranque en comparación con otros sistemas**
- **Necesidad de una etapa de postratamiento**

Reactor UASB (UpFlowAnaerobic 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.

Criterios a tener en cuenta en el diseño:

- . Máxima carga orgánica espacial permitida (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/m³d)**
- .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

$Q = V/q$, depende del efluente a tratar

Carga orgánica volumétrica:

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

Donde:

B_v = carga orgánica volumétrica (kg DQO/m³ d)

C = concentración (kg DQO/m³)

q = caudal volumétrico (m³/d)

V_r = Volumen del reactor (m³)

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 (kgDQO/kgVSS*d) y de la concentración de lodos dentro del reactor (Kg VSS/m³).

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

$$V_{asc \max} = \frac{B_v \times H}{C}$$

Donde:

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

H = la altura del reactor

B_v = carga orgánica permitida (kg DQO/m³ d)

C = concentración del efluente (kg DQO/m³)

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 (Kg VSS/ m³).

ACT = act. met. máx. biomasa
(kgDQO/kgVSS*d)

Con ACT y X determino B_v

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 ³ .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 (t_{\min}):

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

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 $V_{S \max}$

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

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

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

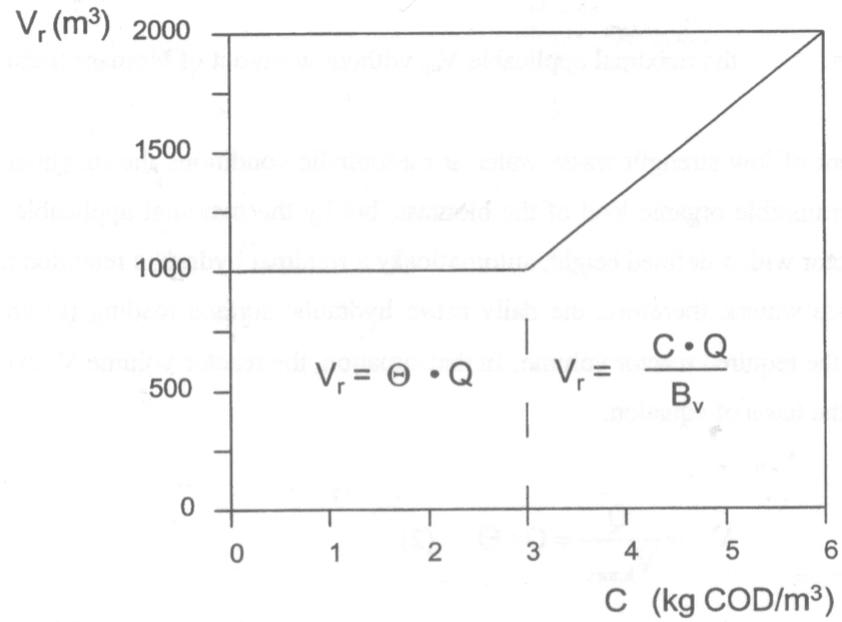


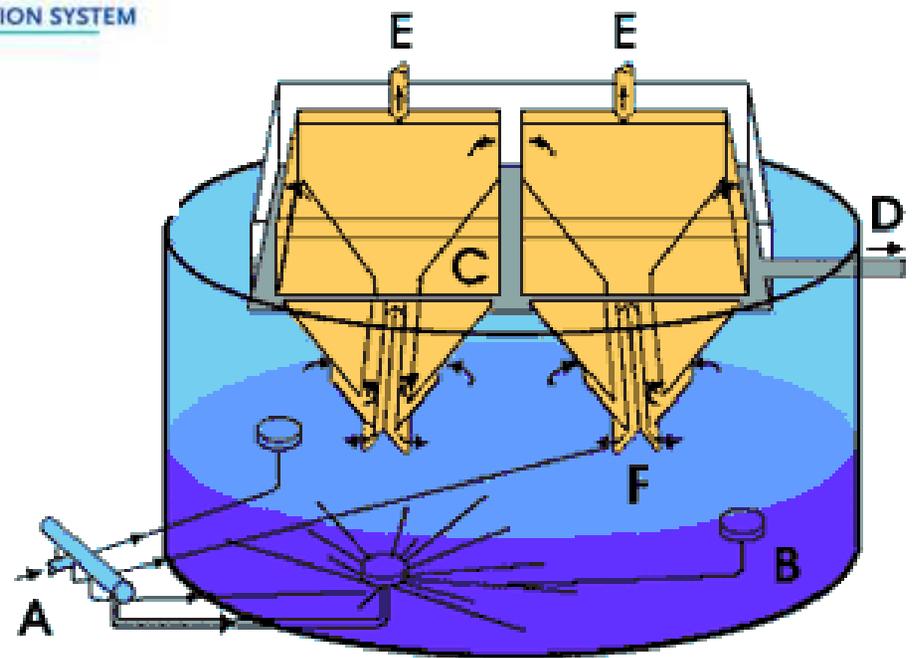
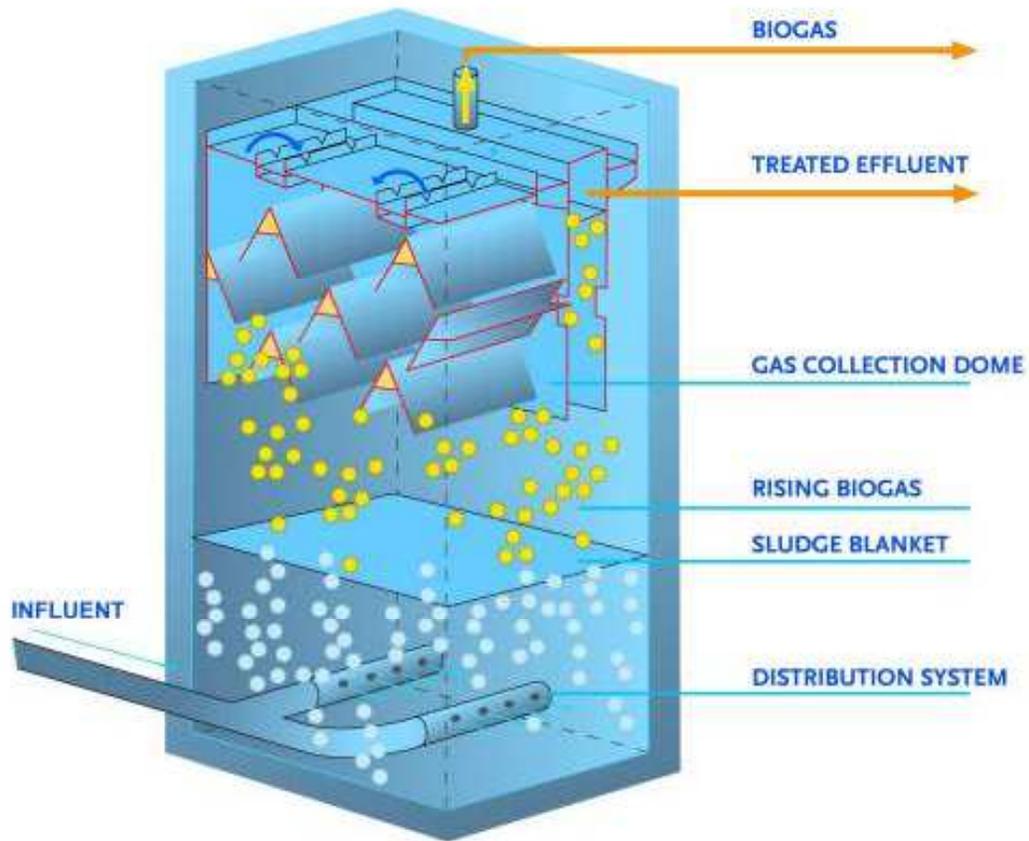
Figure 2

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 $6000 \text{ m}^3/\text{d}$]
 $B_v = 15 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, $H = 6 \text{ m}$)

Velocidades ascensionales

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



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

Tipo de lodo	m ² 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

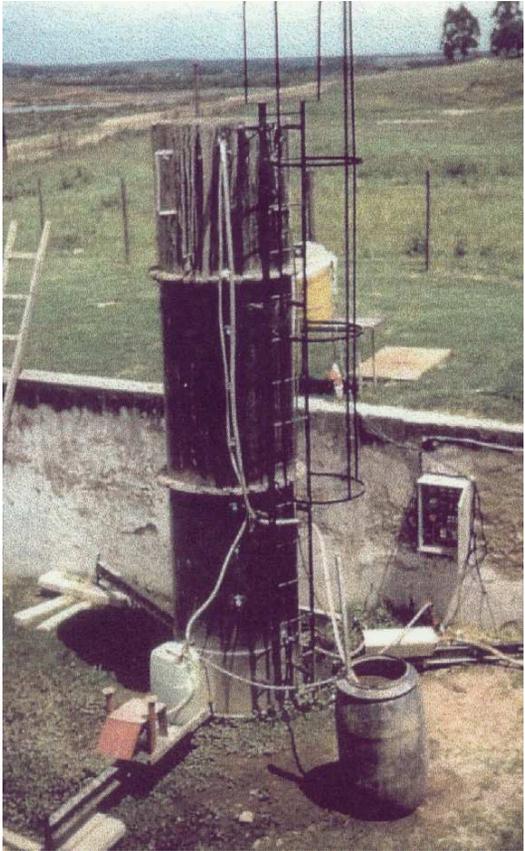
PRINCIPALES OBJETIVOS DEL SISTEMA DE SEPARACIÓN DE FASES

- 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)





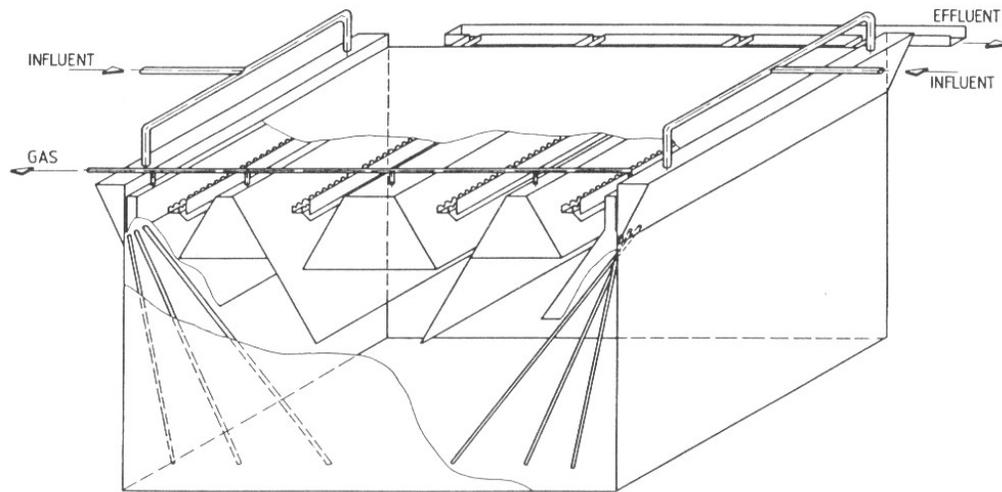


Figure 3.2 Feed inlet system of the 64 m³ pilot scale UASB of EMCALI in Cali, Colombia.

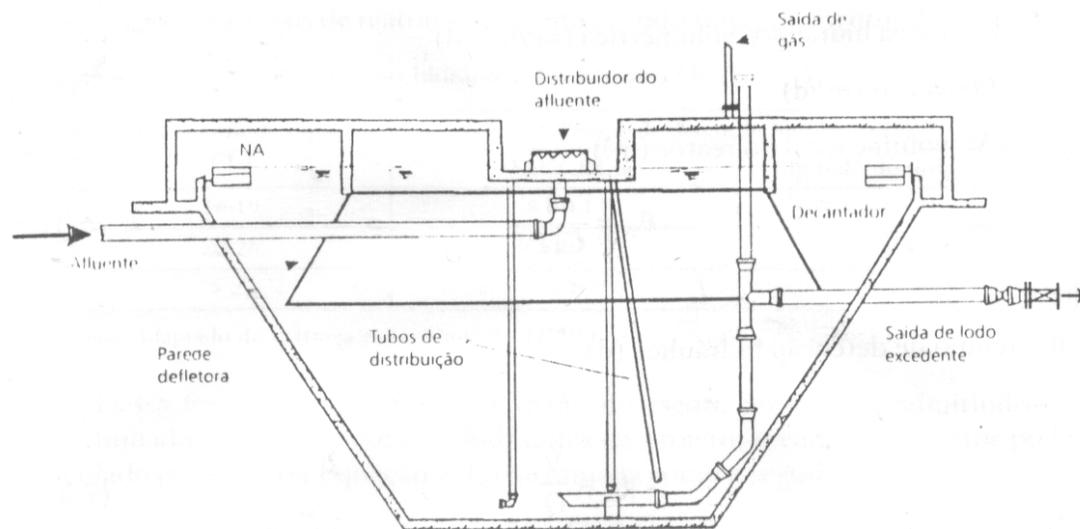


Figura 7.4 Representação esquemática de um reator tipo RALE.



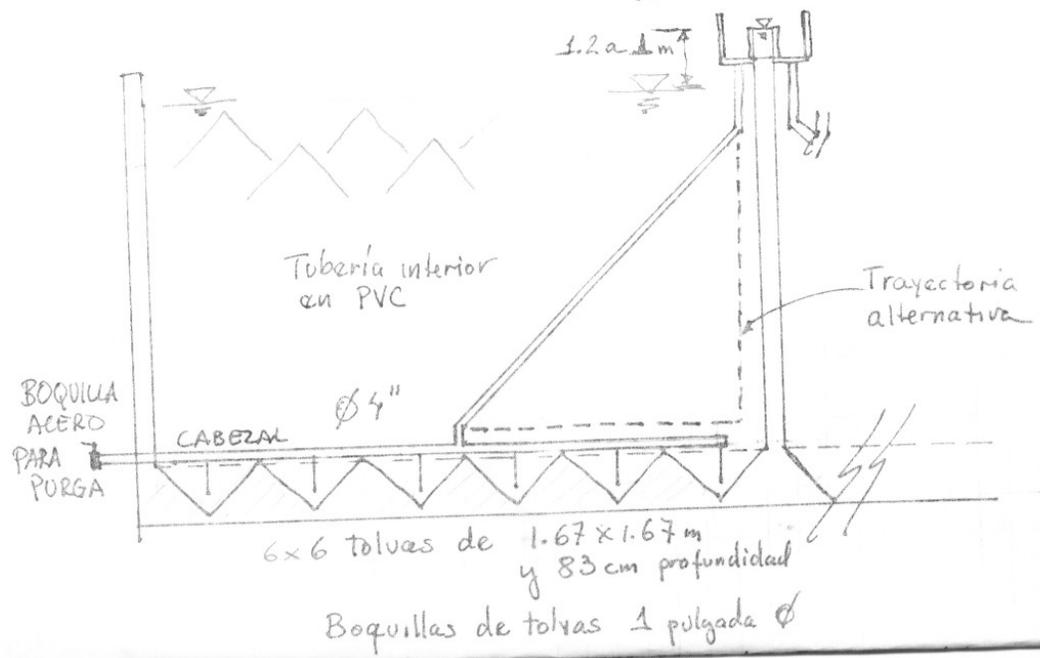






para...
Tuberías de alimentación y purga.

CAJA CENTRAL
DE DISTRIBUCION



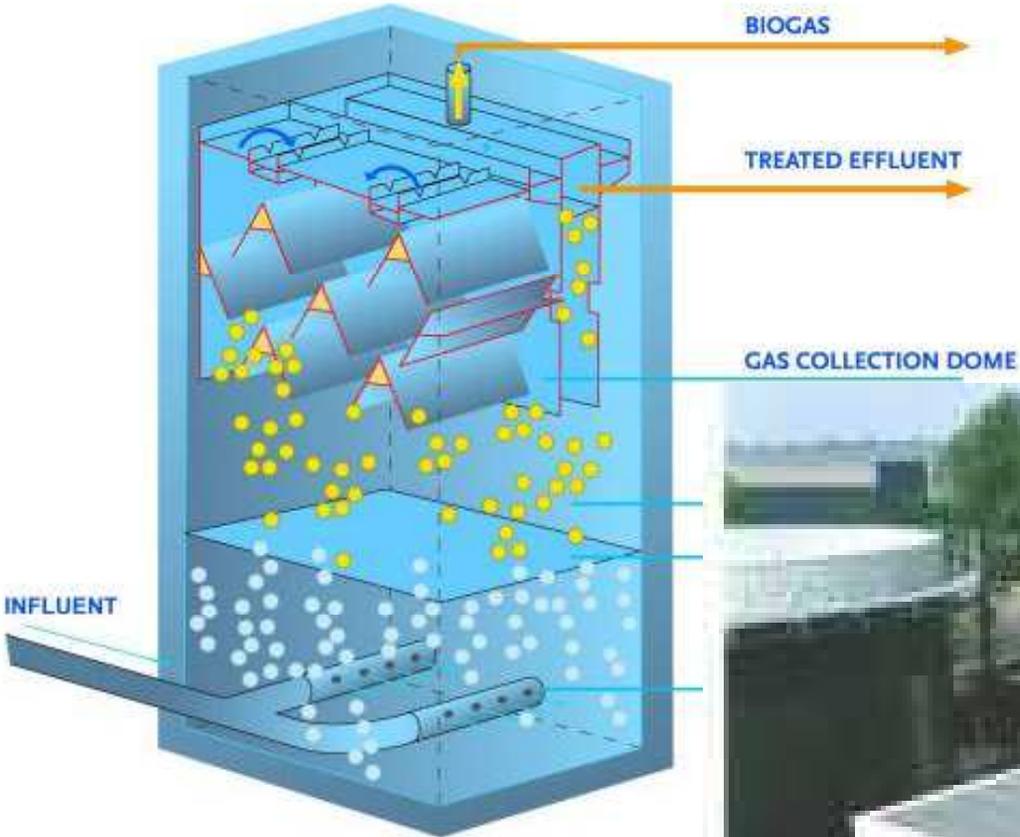


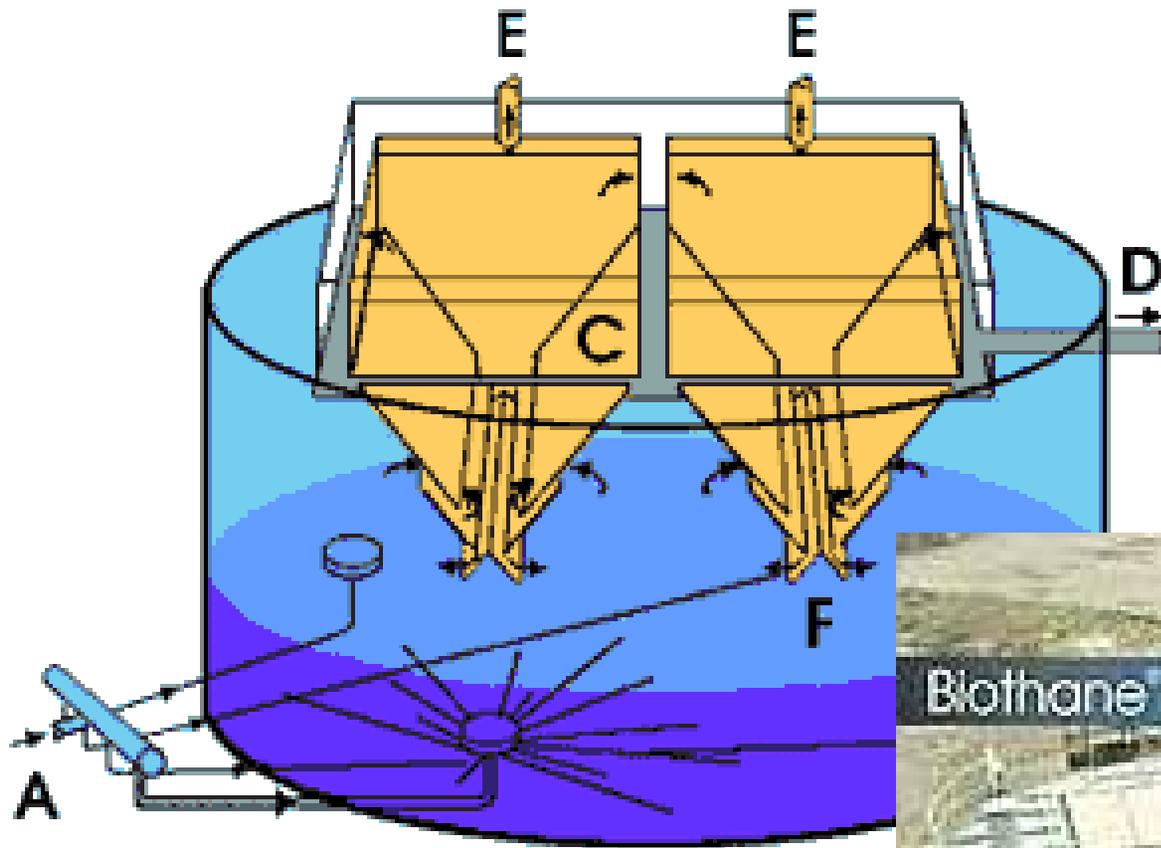






UASB



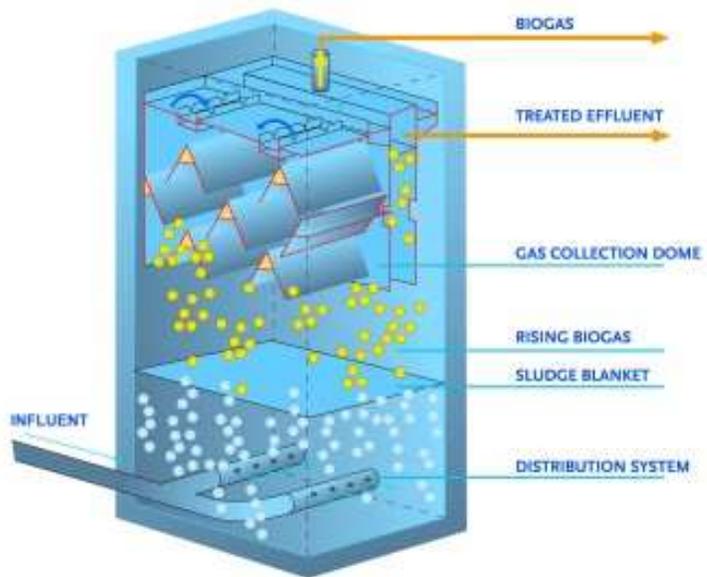


UASB



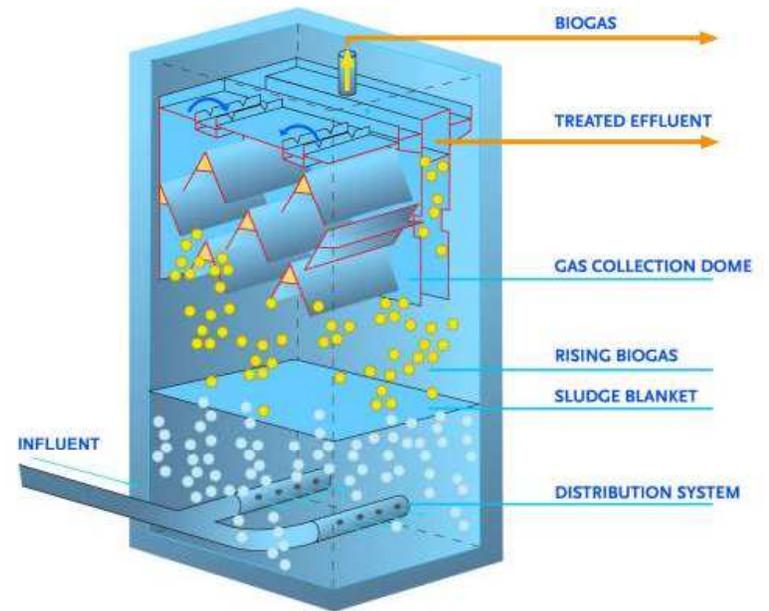
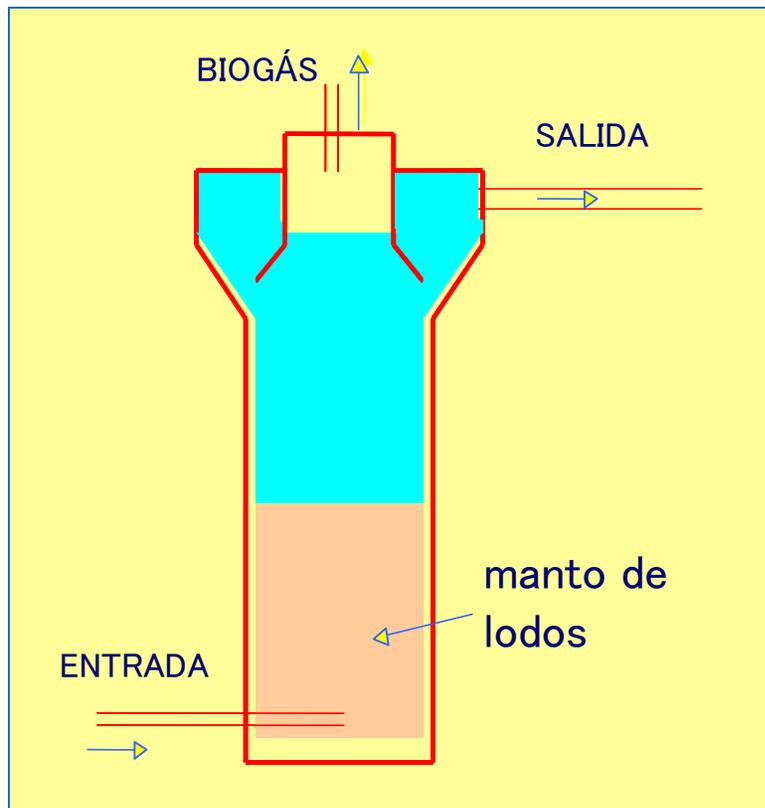


UASB

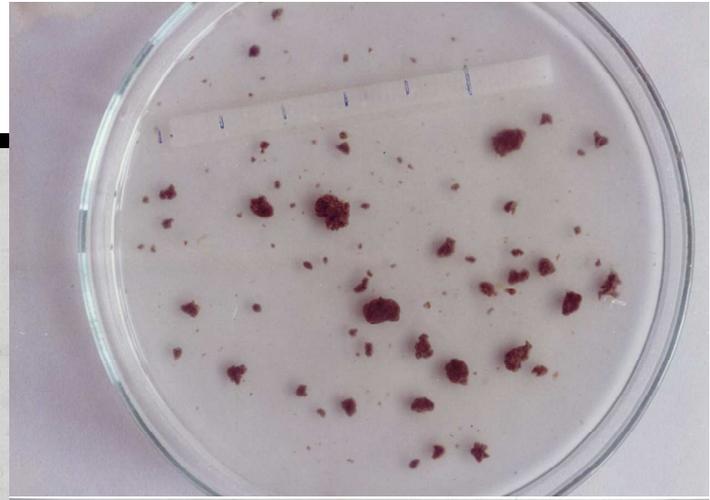
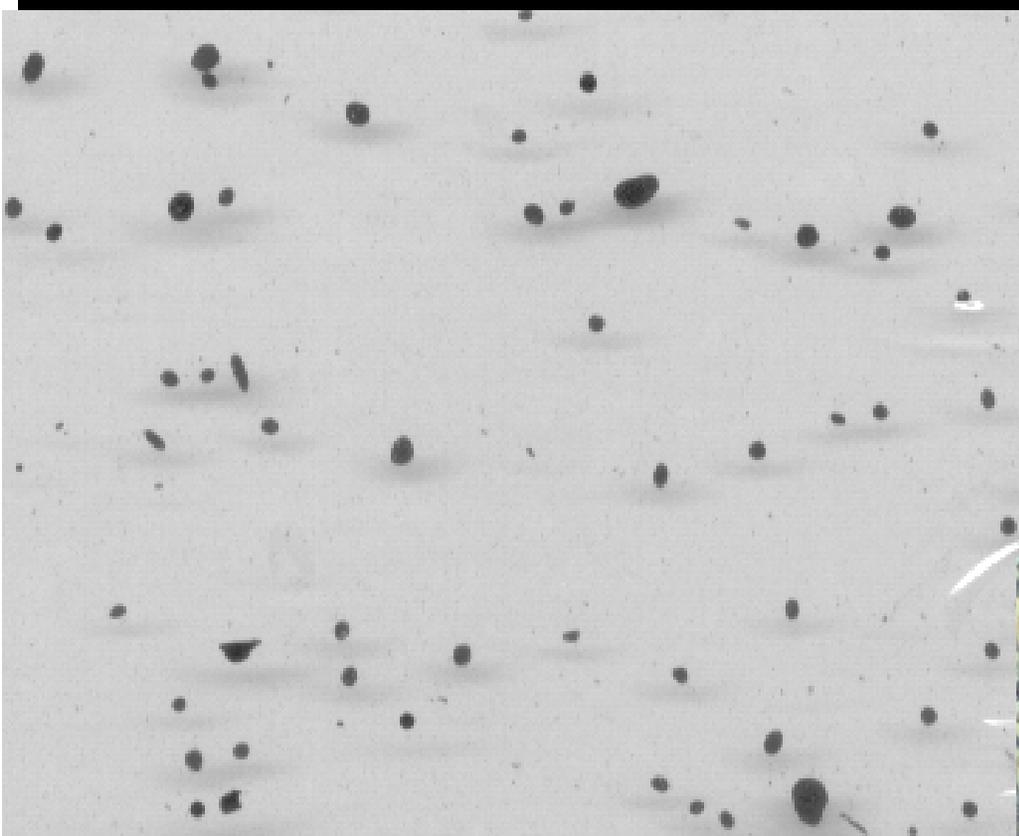


Reactor UASB

REACTOR UASB



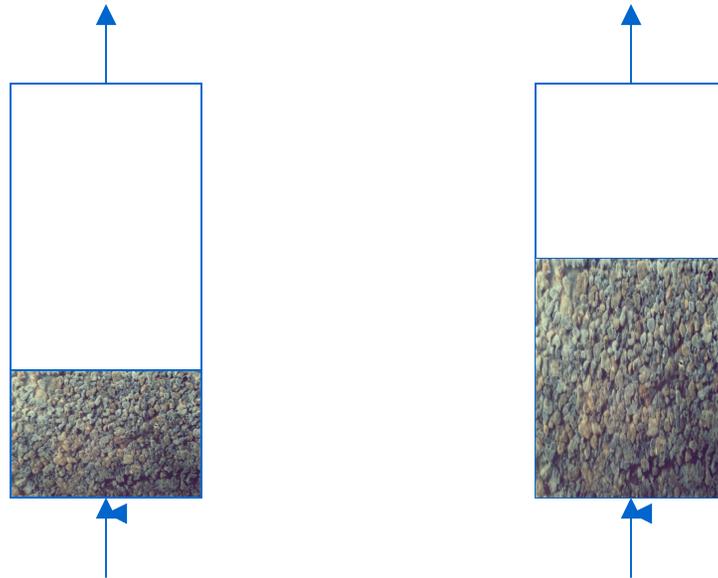
BIOMASA



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 m^3
- Carga orgánica por unidad de volumen: $10 \text{ Kg DQO} / \text{ m}^3 \text{ d}$
- Cantidad de SSV en el reactor1 $10\ 000 \text{ kg}$
- Cantidad de SSV en el reactor2 $20\ 000 \text{ kg}$
- Carga_s reactor1 $0,6 \text{ Kg DQO} / \text{ kgSSVd}$
- Carga_s 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_s queda determinada la cantidad de sólidos en el reactor, además, conociendo el Y (KgSSV/KgDQO_{rem}) 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

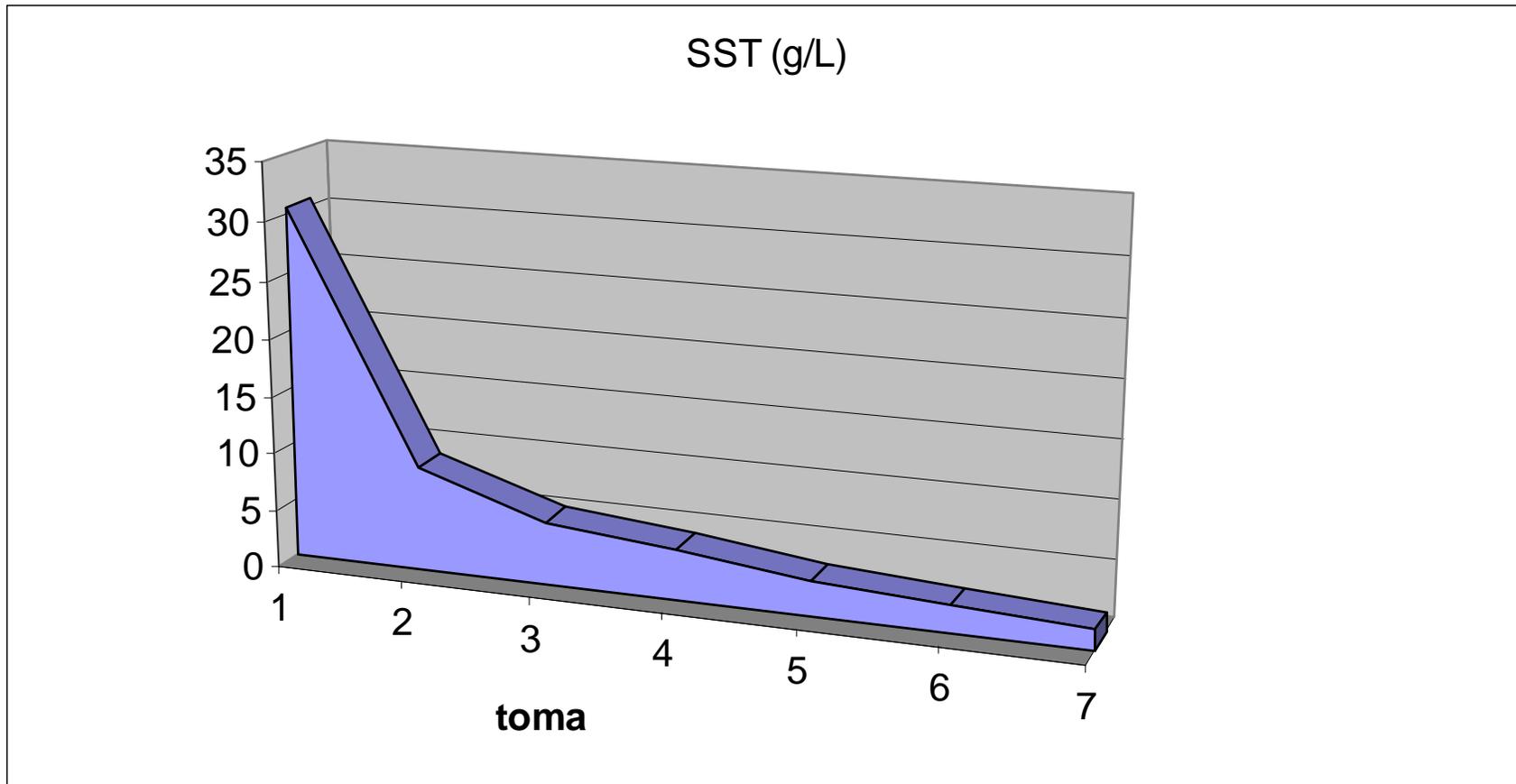
- Asumiendo un valor de Y de $0.10 \text{ KgSSV/KgDQOrem}$
- En el ejemplo anterior si la carga recomendada es 0.6 DQO/kgSSVd una vez que la concentración de sólidos en el reactor es de $10\,000 \text{ KgSSV}$, se debe purgar el crecimiento para mantenerla
- Velocidad de remoción de DQO asumiendo una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

Tiempo de residencia celular Θ_c

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

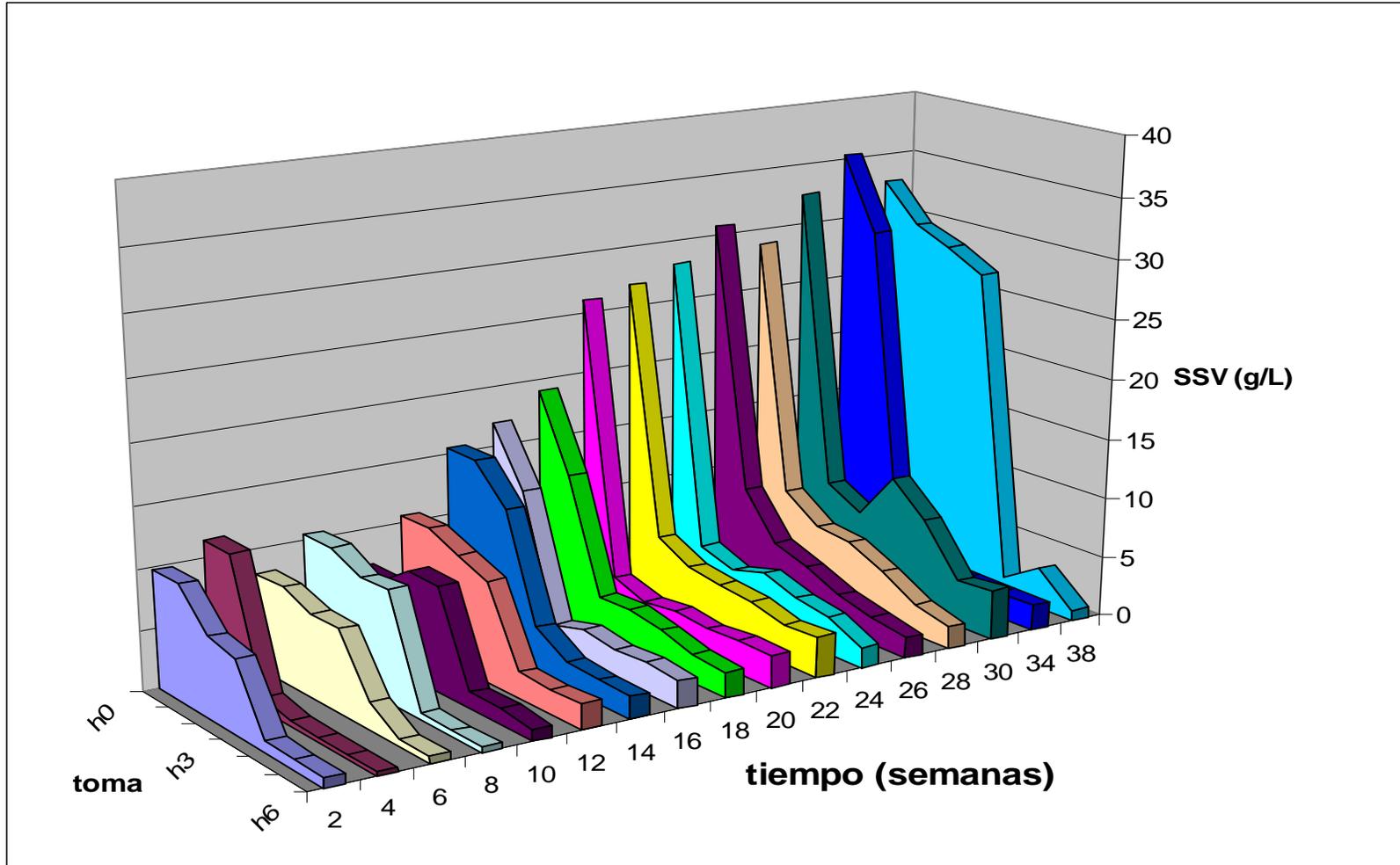
Se supone que no entran microorganismos con el efluente y que se purga lo que se genera (estado estacionario)

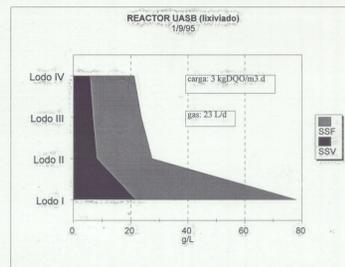
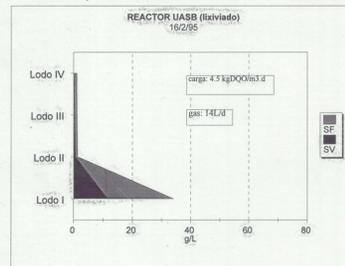
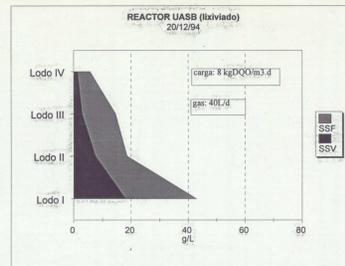
Ej.: perfil de sólidos y cálculo de la masa en el reactor



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

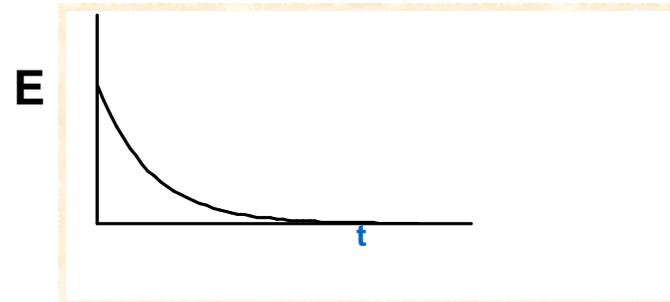
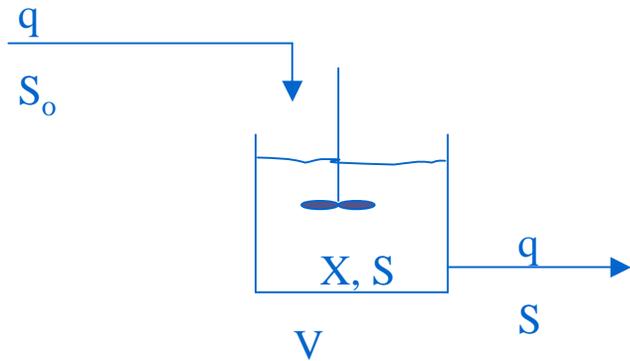
Perfil de lodos



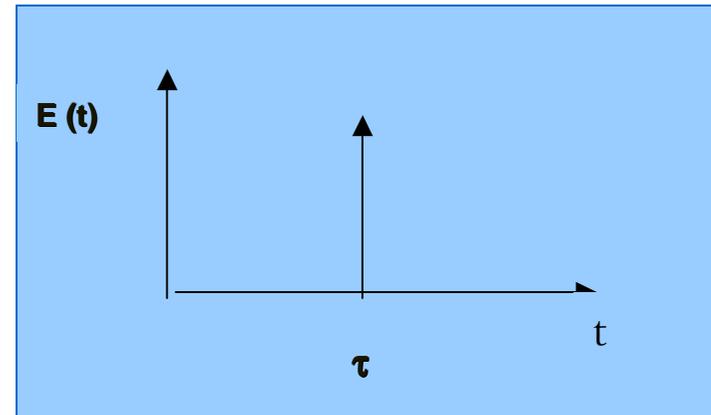


Fase Líquida: Modelos de Flujo

Curvas de distribución de edades



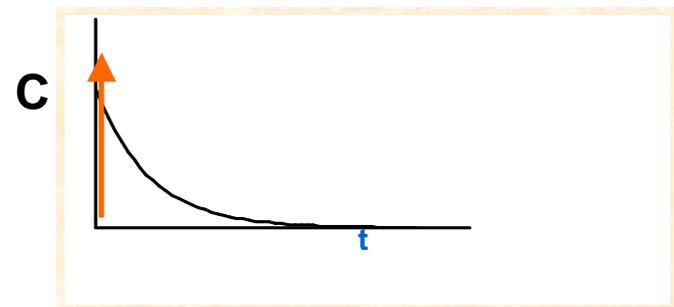
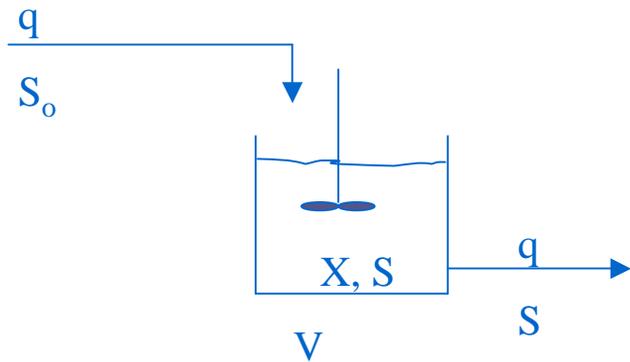
Curvas de distribución de edades



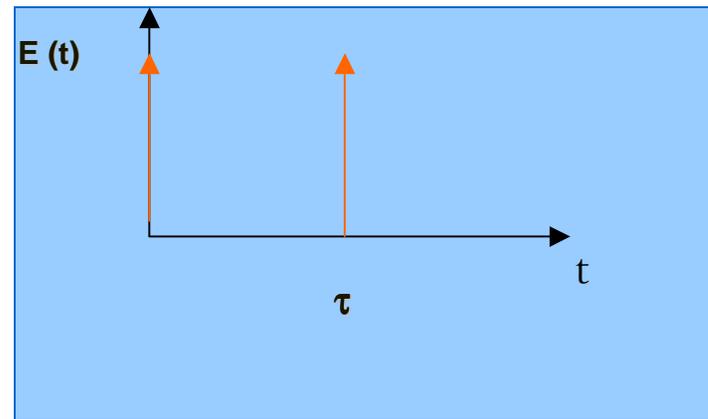
Ensayos con trazador

- **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



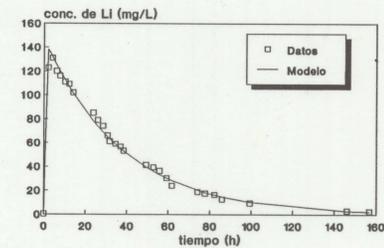
Curvas de distribución de tiempos de residencia

MODELADO HIDRODINAMICO

En el momento del ensayo las condiciones del reactor eran:

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

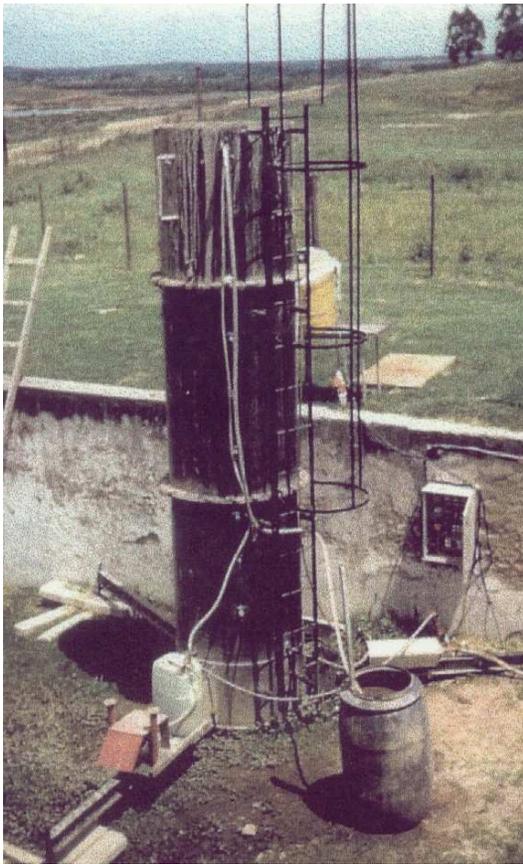
Concentración de LI a la salida



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

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

Estudios con trazador-Reactor Piloto

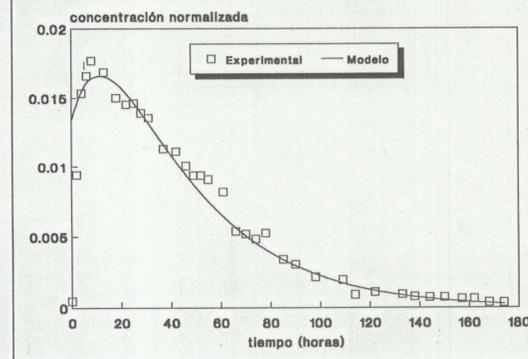


MODELADO HIDRODINAMICO Reactor Piloto

Condiciones de funcionamiento

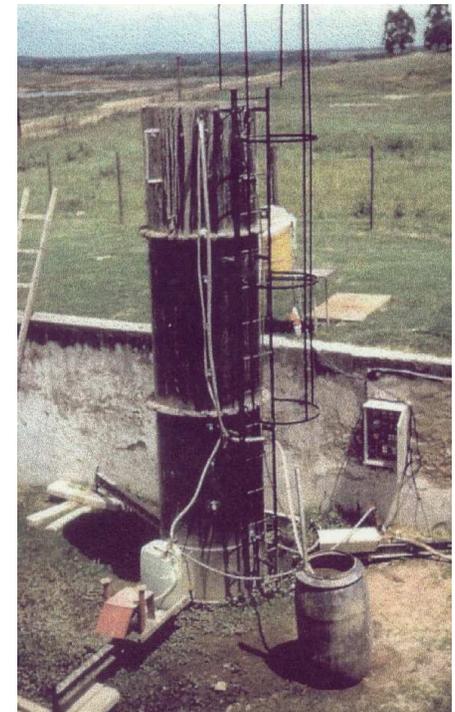
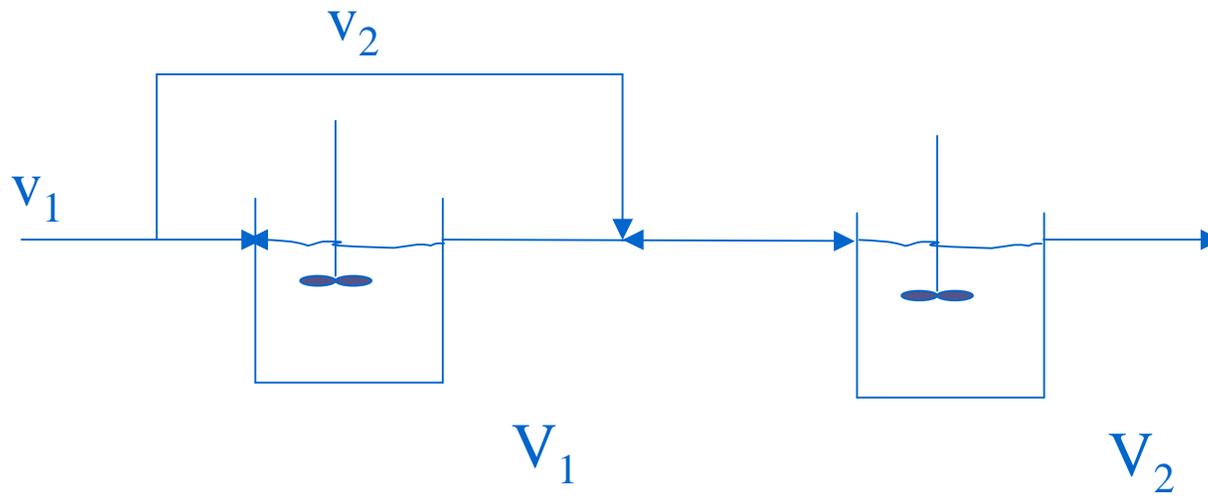
TRH	2.4 días
Concentración ent. (DQO)	10.4 KgDQO/m ³
Carga	4.4 KgDQO/m ³ d
Eficiencia (DQO)	64 %
Producción de biogas	6.0 m ³ /d
Velocidad lineal de líquido	0.09 m/h

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

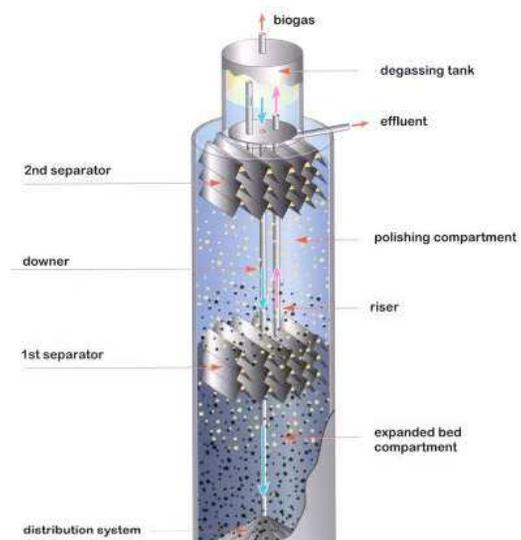
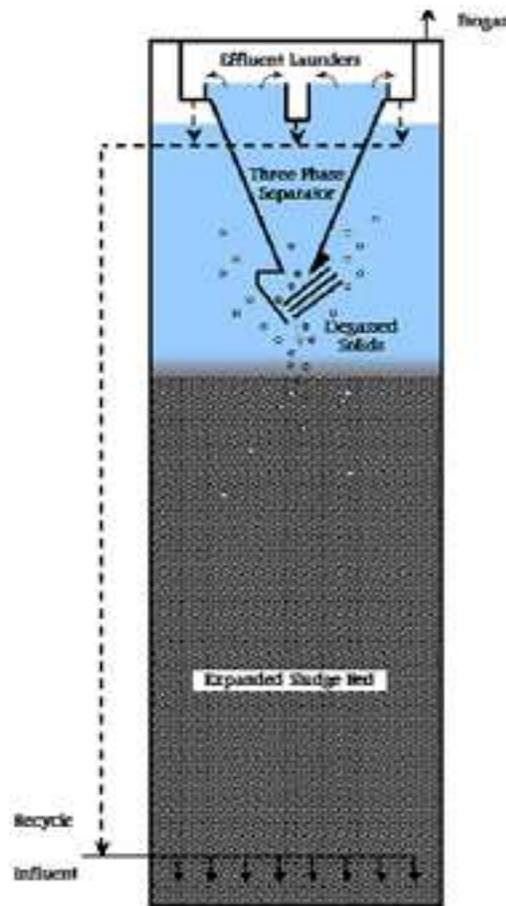
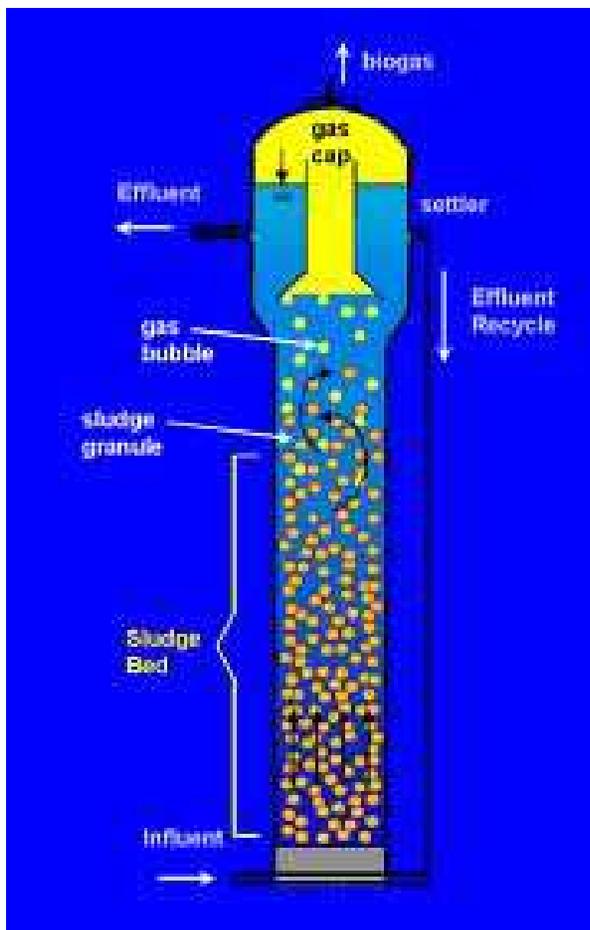
Modelo de flujo del reactor piloto



Reactor EGSB/IC

EGSB

IC



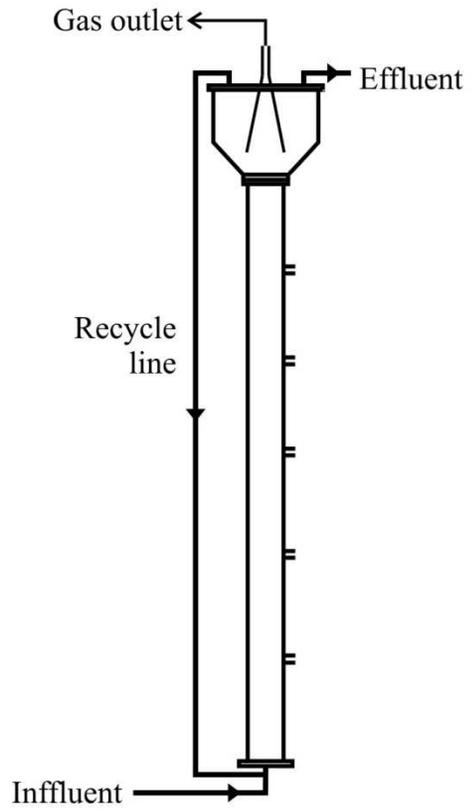
EGSB

IC

Internal Circulation

Expanded Granular Sludge Bed

Reactor EGSB



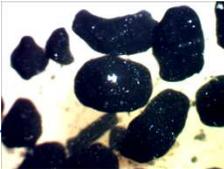
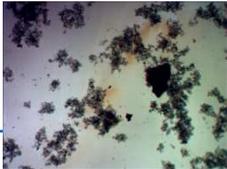
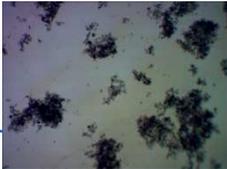
	V_{asc}	H/D	carga
UASB	0.5-1 m/h	0.2-0.5	10-20 kgDQO/m³d
EGSB	10-15 m/h	4-5	20-40 kgDQO/m³d
IC	inf.10-30 m/h sup. 4-8 m/h	3-6	20-40 kgDQO/m³d

Las altas velocidades ascensionales se logran:

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

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

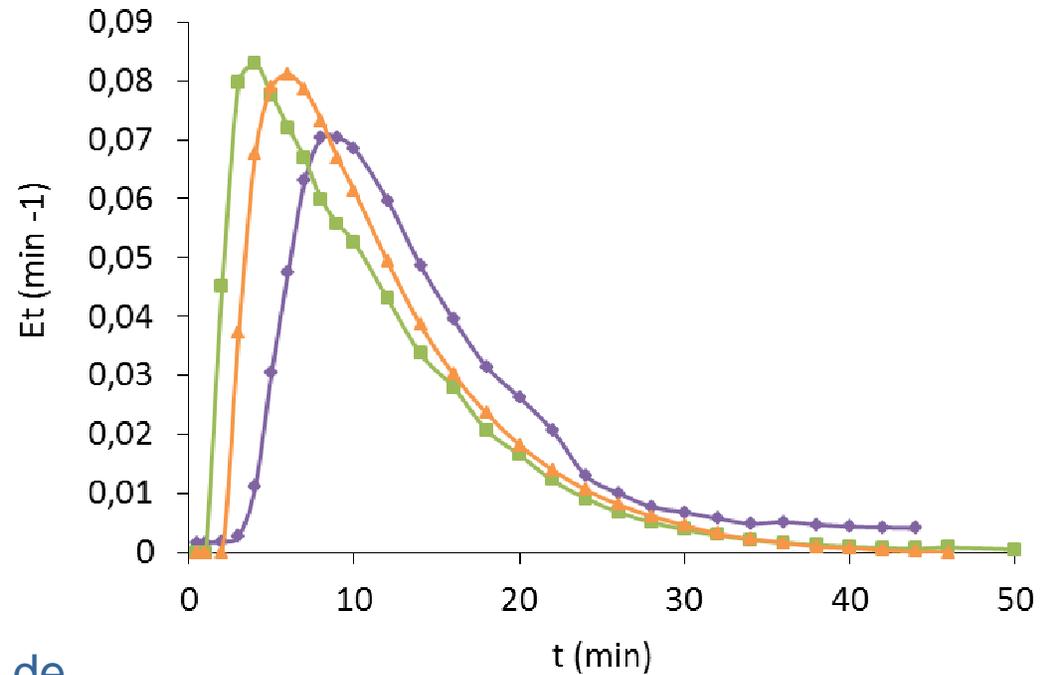
Condiciones experimentales

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

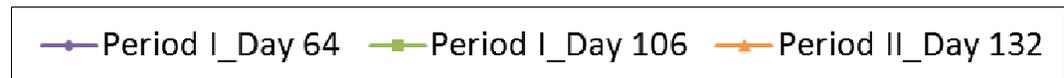
Estudios con trazador

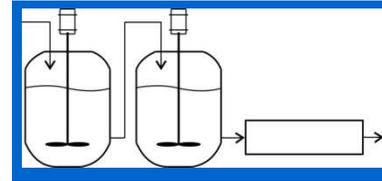
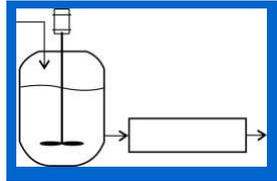
Curvas de respuesta a la inyección de litio

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

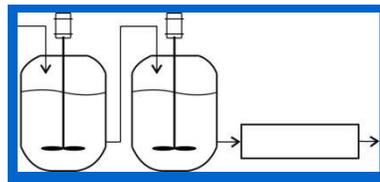


Curvas de distribución de tiempos de residencia





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

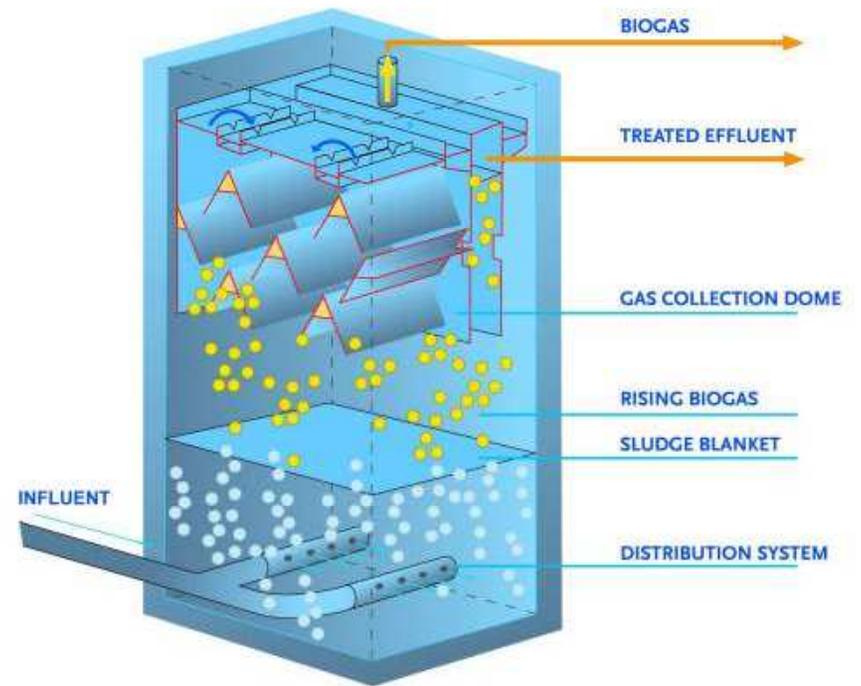
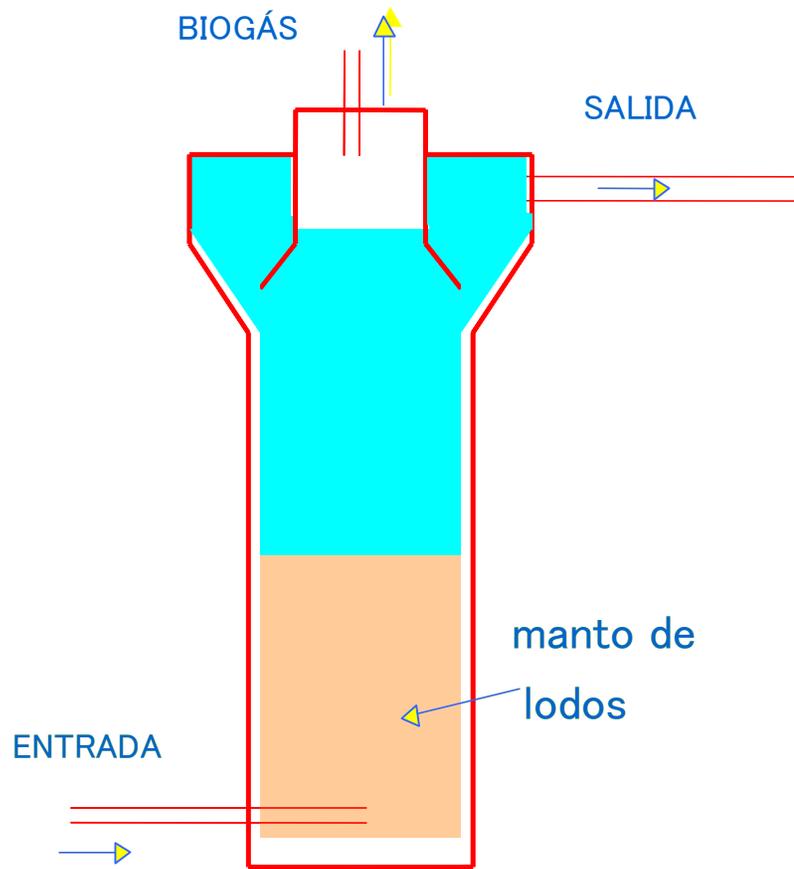


“Two starting up strategies and hydrodynamic behaviour of an EGSB treating sugar cane vinasse” XDAAL, Ouro Preto, 2011.

- 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.

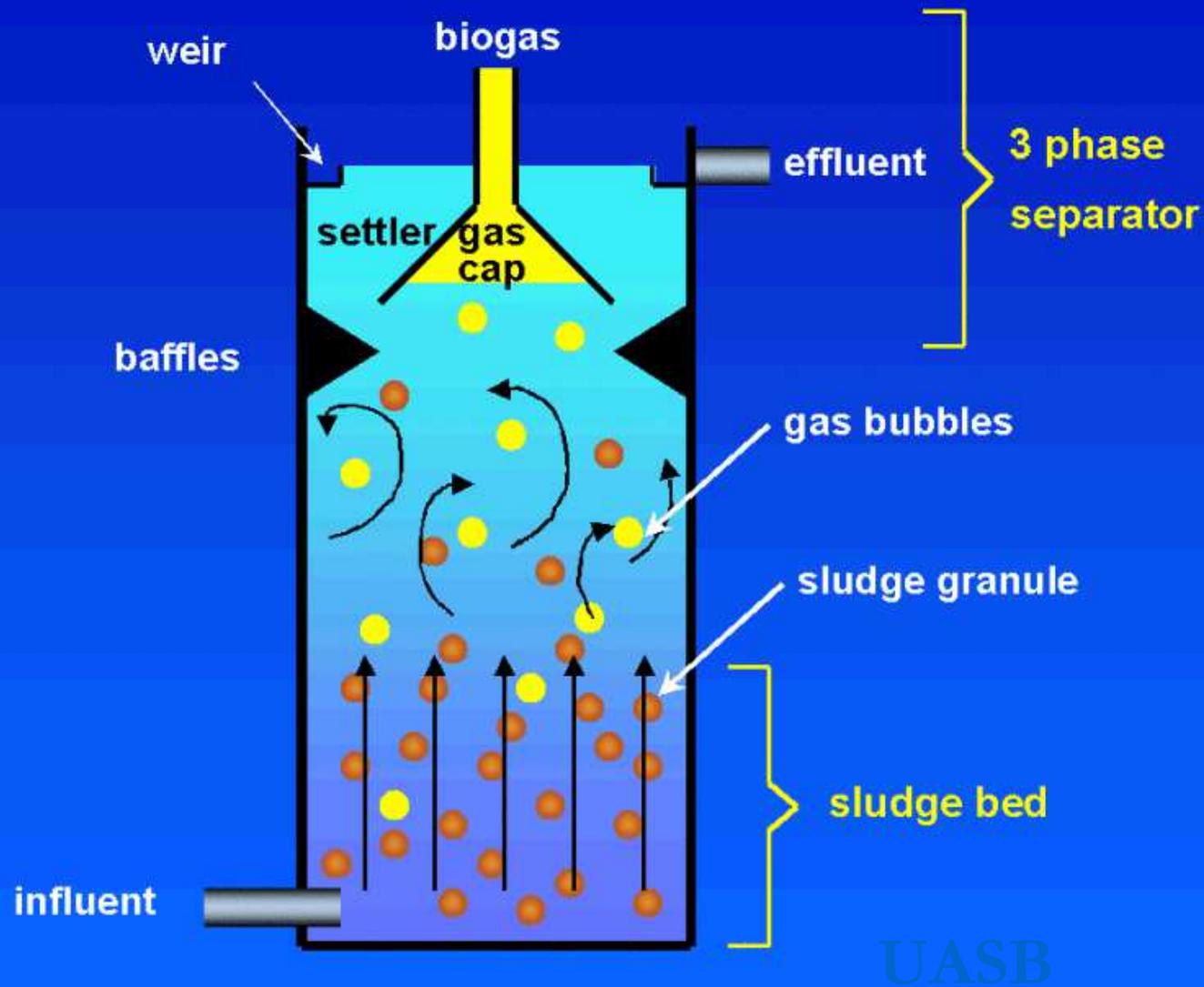
A PARTIR DE LOS 80: UASB, EGSB, IC, LF

Reactor UASB (UpFlow Anaerobic Sludge Bed)



UASB

Upward-flow Anaerobic Sludge Blanket





LECHO FLUIDIZADO

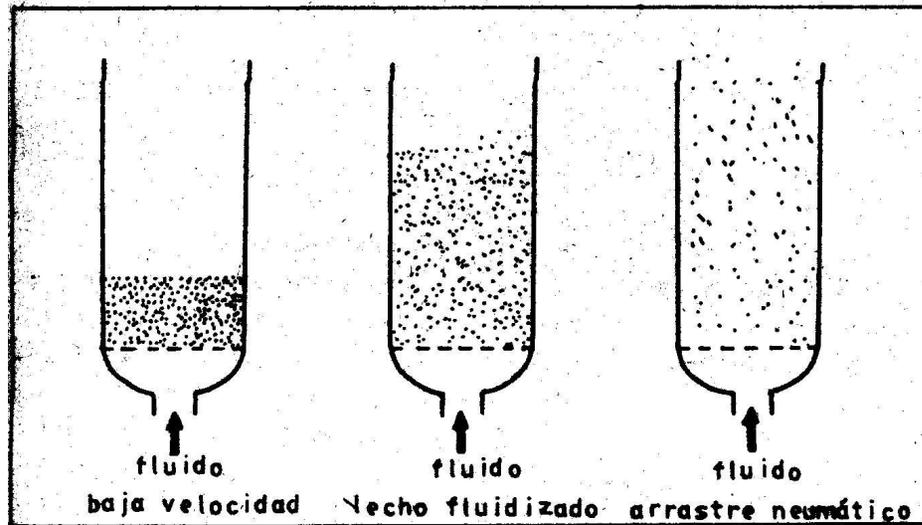


Figura 9. Flujo de un gas o un líquido a través de un lecho de partículas sólidas a velocidades crecientes.

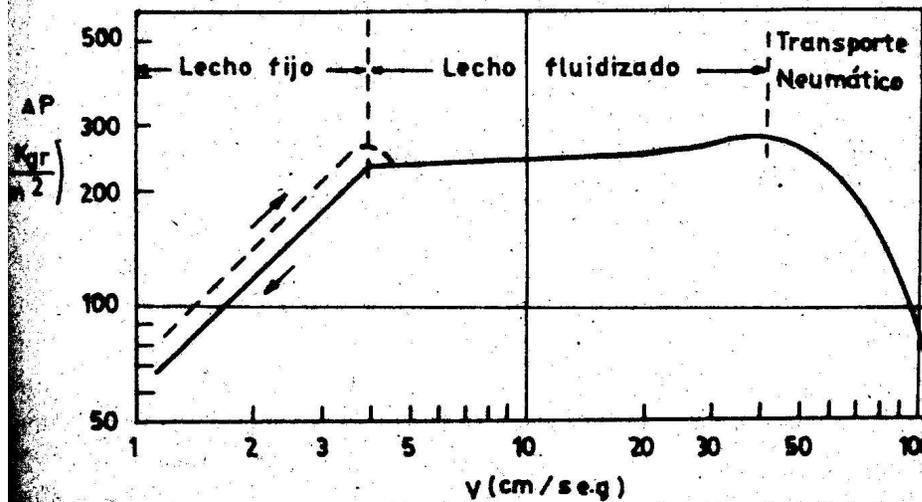
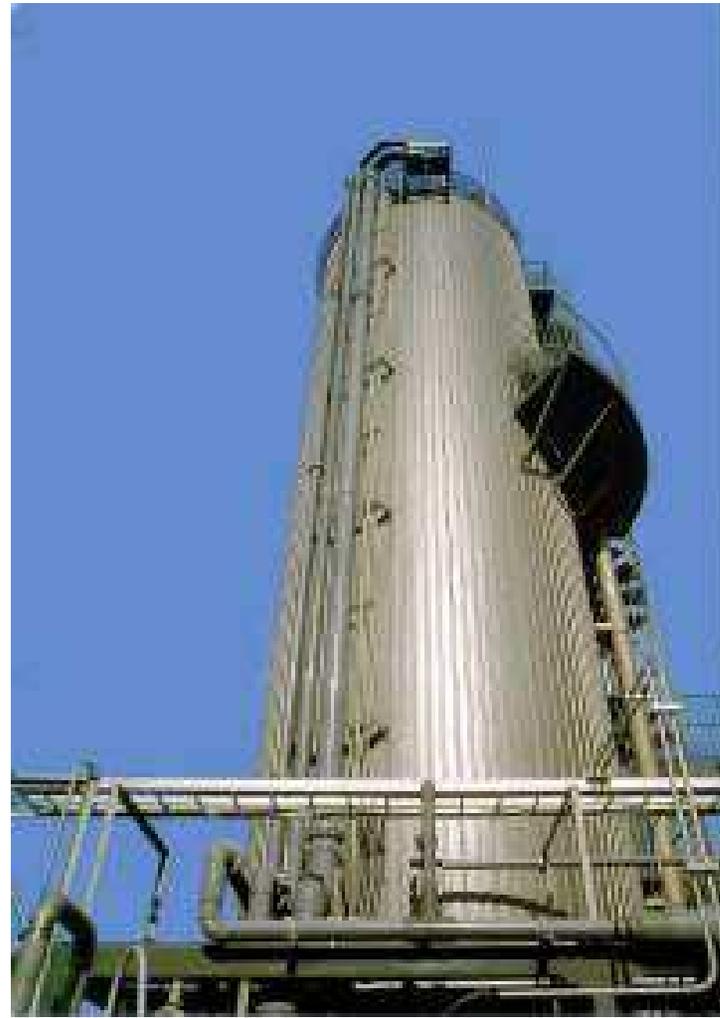
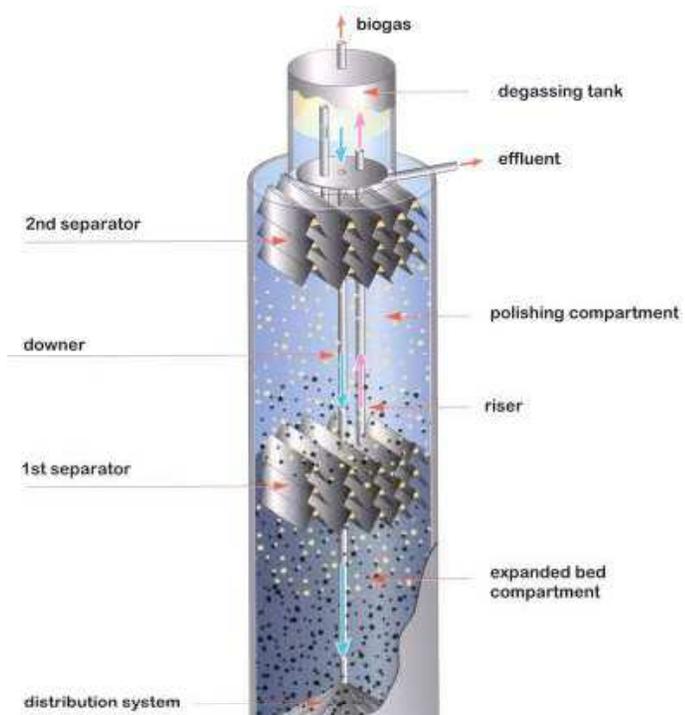


Figura 10. Caída de presión a través de un lecho de partículas de tamaño uniforme (2).

EGSB, IC

Reactor EGSB (Expanded Bed)
Reactor IC (Internal Circulation)





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

IC

Procesamiento de
papa, Japón, 800
kgDQO/d



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



IC

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)