CONSIDERACIONES GENERALES Y CONFIGURACIONES DE REACTORES ANAEROBIOS

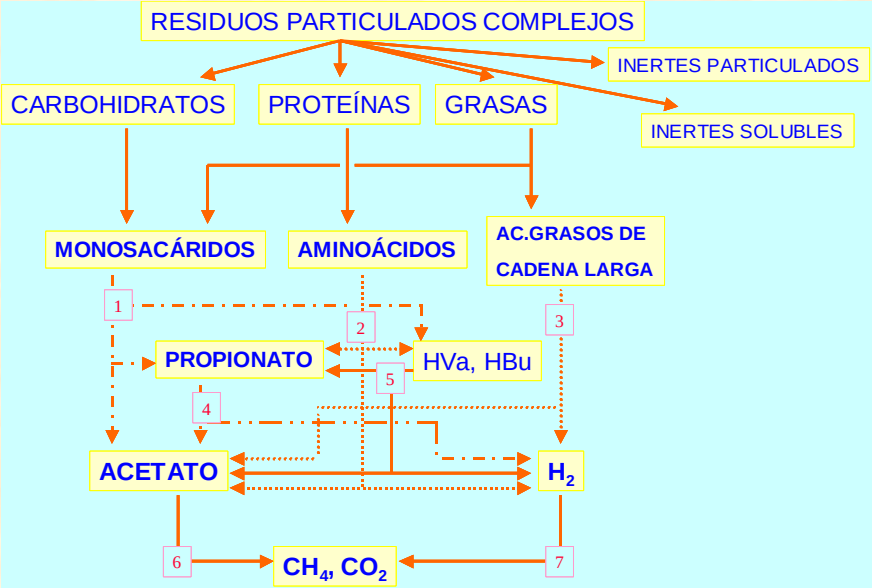
Instituto de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

CONSIDERACIONES GENERALES PARA EL DISEÑO DE REACTORES

- REACCIÓN: compleja red de reacciones bioquímicas; estequiometría compleja
- TERMODINÁMICA: determina las posibilidades de reacción.
- SISTEMA POLIFÁSICO: los sustratos pueden ser particulados o disueltos; los microorganismos están en fase sólida; hay productos gaseosos
- FLUIDODINÁMICA: se necesita mezcla para poner en contacto los sustratos con los microorganismos; los modelos de flujo pueden tender a la mezcla completa pero también hay esquemas basados en el flujo en pistón.
- NATURALEZA CATALÍTICA DE LOS M.O.: las reacciones se dan catalizadas por enzimas que pueden ser extra o intracelulares.
- TRANSFERENCIA DE MASA: debido a la naturaleza catalítica y polifásica del proceso

LAS REACCIONES ANAEROBIAS

- El proceso total implica una compleja red de reacciones en serie-paralelo:
  - SERIE: A → B → C
  - PARALELO: A → B, A → C



- Como los sustratos pueden ser muy variados, la estequiometría (relación molar entre reactivos y productos) también. A priori desconocida salvo cuando se trabaja con sustancias simples.
- La distribución de producto puede estar afectada por múltiples factores:
  - Condiciones de reacción (pH, T, ORP), presencia de inhibidores
  - Régimen hidráulico (pistón puede dar distinta distribución de productos que mezcla completa)
  - Limitaciones de transferencia de masa

ESTEQUIOMETRÍA

- Ecuación planteada por Bushwell:

$$C_nH_aO_bN_c + \left[n - \frac{a}{4} - \frac{b}{2} + \frac{3c}{4}\right]H_2O \rightarrow \left[\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4} - \frac{3c}{8}\right]CH_4 + \left[\frac{n}{2} - \frac{a}{8} + \frac{b}{4} + \frac{3c}{8}\right]CO_2 + cNH_3$$

- Por ejemplo para lodo primario

$$C_{10}H_{19}O_3N + 4.5H_2O \rightarrow 6.25CH_4 + 3.75CO_2 + NH_3$$

- Por ejemplo para lodo secundario

$$C_5H_7O_2N + 2H_2O \rightarrow 2.5CH_4 + 2.5CO_2 + NH_3$$

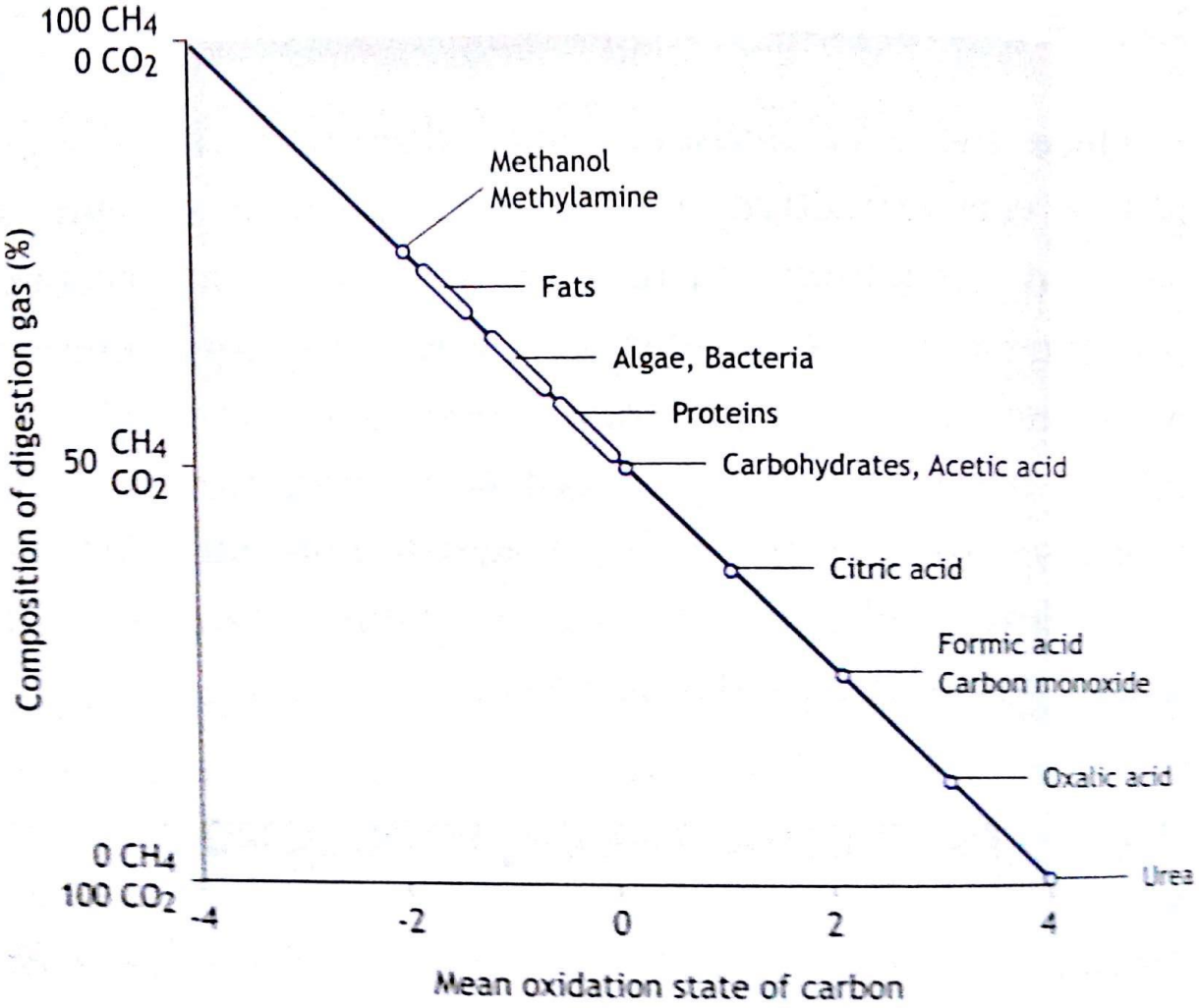


Figure 16.9 Theoretical composition of the biogas produced in relation to the mean oxidation state of the carbon in specific substrates, assuming complete mineralization of the substrate

Modelo propuesto por Angelidaki et al. (1993), p.ej. para azúcares:

Enzymatic hydrolysis:

$$(C_6H_{10}O_5 \cdot nNH_3)_{is} \longrightarrow Y_e(C_6H_{10}O_5)_s + (1 - Y_e)(C_6H_{10}O_5 \cdot mNH_3)_{in} + (n - (1 - Y_e) \cdot m)NH_3 \quad (1)$$

Acidogenesis:

$$(C_6H_{10}O_5)_s + 0.1115NH_3 \longrightarrow 0.1115C_5H_7NO_2 + 0.744CH_3COOH + 0.5CH_3CH_2COOH + 0.4409CH_3CH_2CH_2COOH + 0.6909CO_2 + 0.0254H_2O \quad (2)$$

biomasa

Acetogenesis:

$$CH_3CH_2COOH + 0.0458NH_3 + 1.764H_2O \longrightarrow 0.0458C_5H_7NO_2 + 0.9345CH_3COOH + 2.804H_2 + 0.902CO_2 \quad (3)$$

$$2.804H_2 + 0.01618NH_3 + 0.7413CO_2 \longrightarrow 0.01618C_5H_7NO_2 + 0.6604CH_4 + 1.45H_2O \quad (4)$$

Aceticlastic step:

$$CH_3COOH + 0.022NH_3 \longrightarrow 0.022C_5H_7NO_2 + 0.945CH_4 + 0.945CO_2 + 0.066H_2O$$

TERMODINÁMICA

- Aunque las reacciones son exotérmicas en su mayoría, gran parte del contenido energético de los reactantes permanece en los productos, especialmente gaseosos
  - La energía para el crecimiento es poca (necesidad de retener biomasa)
  - Dado el moderado desprendimiento de calor puede ser necesario calefaccionar ligeramente para mantener la temperatura
- Algunas reacciones (especialmente la acetogénesis hidrogenotrófica) solo son termodinámicamente posibles si las concentraciones de los productos (hidrógeno) son muy bajas (esto conduce a la formación de agregados)
- Las condiciones fisicoquímicas (pH, P, T) afectan:
  - Los equilibrios de disociación (AGV)
  - La solubilidad de los productos gaseosos (especialmente CO_2, afectando la capacidad buffer)

Ligeramente exotérmico:

- Ejemplo: $CH_3CO_2H \rightarrow CH_4 + CO_2$

ΔH^0 = - 8.57 kcal/mol = - 0.143 kcal/gAc

Sup. se consumen 4gAc/L, se desprenderían 0.57 kcal/L o sea se el líquido se podría incrementar, como valor tope, hasta poco más de 0.5ºC en condiciones estándar (sin considerar que no toda la energía se usa en forma térmica).

Comportamiento simbiótico y transferencia interespecies:

- En ocasiones la reacción no es termodinámicamente favorable, p.ej. consumo de propionato:

$CH_3CH_2CO_2H + 2H_2O \rightarrow CH_3CO_2H + 3H_2 + CO_2$ $\Delta G^0 = + 71.67$ kJ

Debe acoplarse con consumo de hidrógeno:

$3H_2 + 3/4\ CO_2 \rightarrow 3/4CH_4 + 3/2H_2O$ $\Delta G^0 = - 98.06$ kJ

Y con consumo de acetato

$CH_3CO_2H \rightarrow CH_4 + CO_2$ $\Delta G^0 = - 35.83$ kJ

En resumen

$CH_3CH_2CO_2H + 1/2\ H_2O \rightarrow 7/4CH_4 + 5/4CO_2$ $\Delta G^0 = - 62.22$ kJ

Termodinámicamente favorable

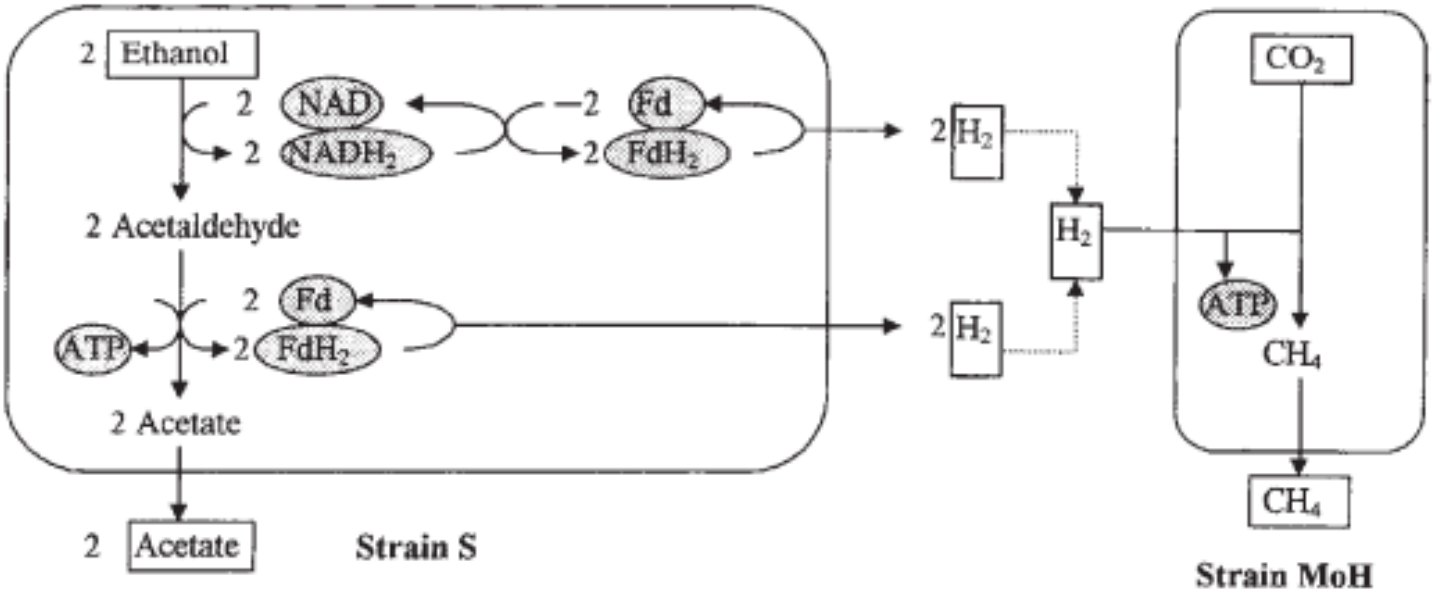
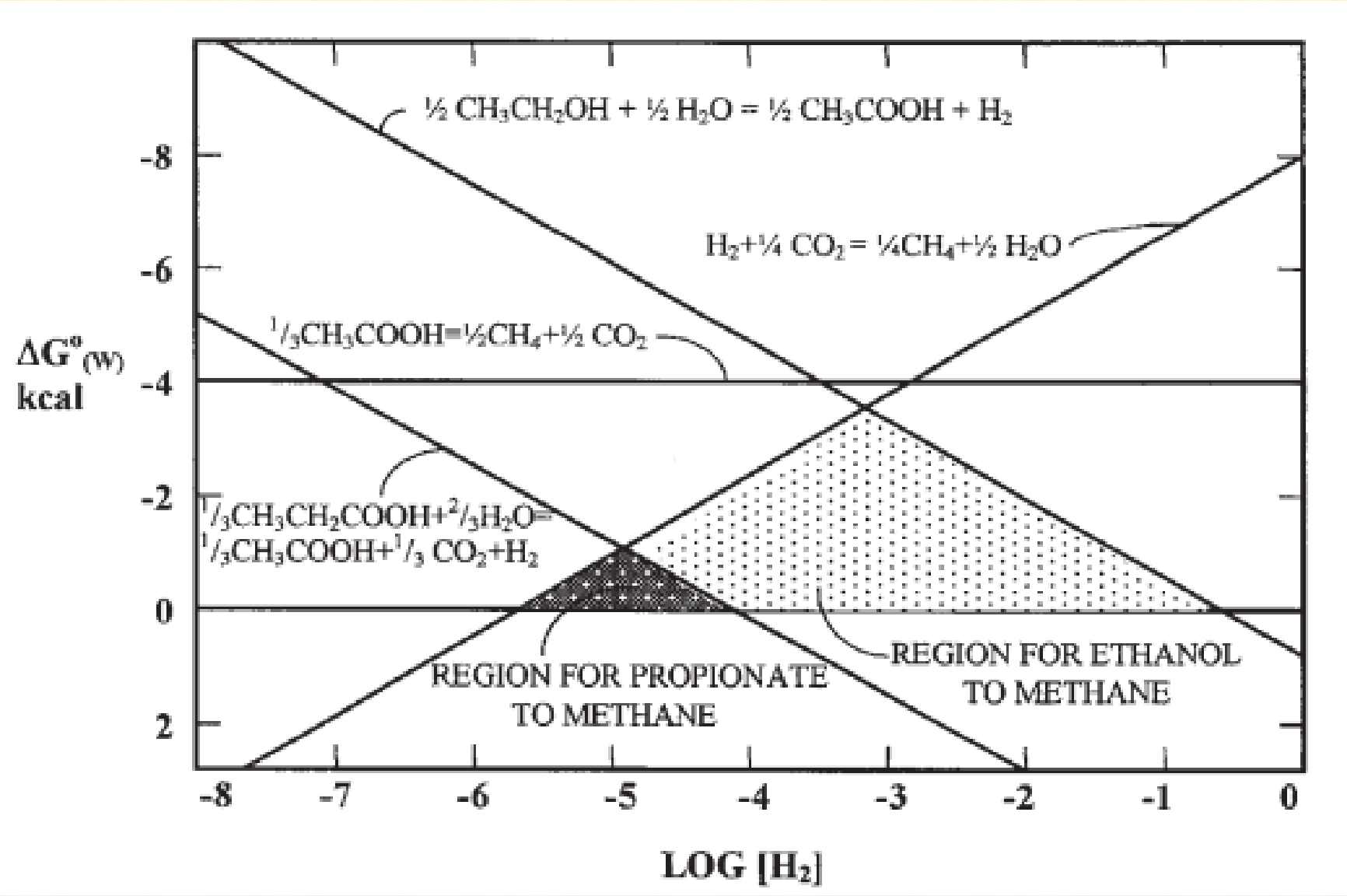


Fig. 24.5 Inter-species hydrogen transfer between two bacteria, Strain S and Strain MoH (Schlegel, 1993, with permission).


½ CH3CH2OH + ½ H2O = ½ CH3COOH + H2
H2+¼ CO2 = ¼CH4+½ H2O
1/3CH3COOH=½CH4+½ CO2
1/3CH3CH2COOH+2/3H2O=
1/3CH3COOH+1/3 CO2+H2
REGION FOR PROPIONATE
TO METHANE
REGION FOR ETHANOL
TO METHANE
ΔG°(W)
kcal
-8
-6
-4
-2
0
2
-8
-7
-6
-5
-4
-3
-2
-1
0
LOG [H2]

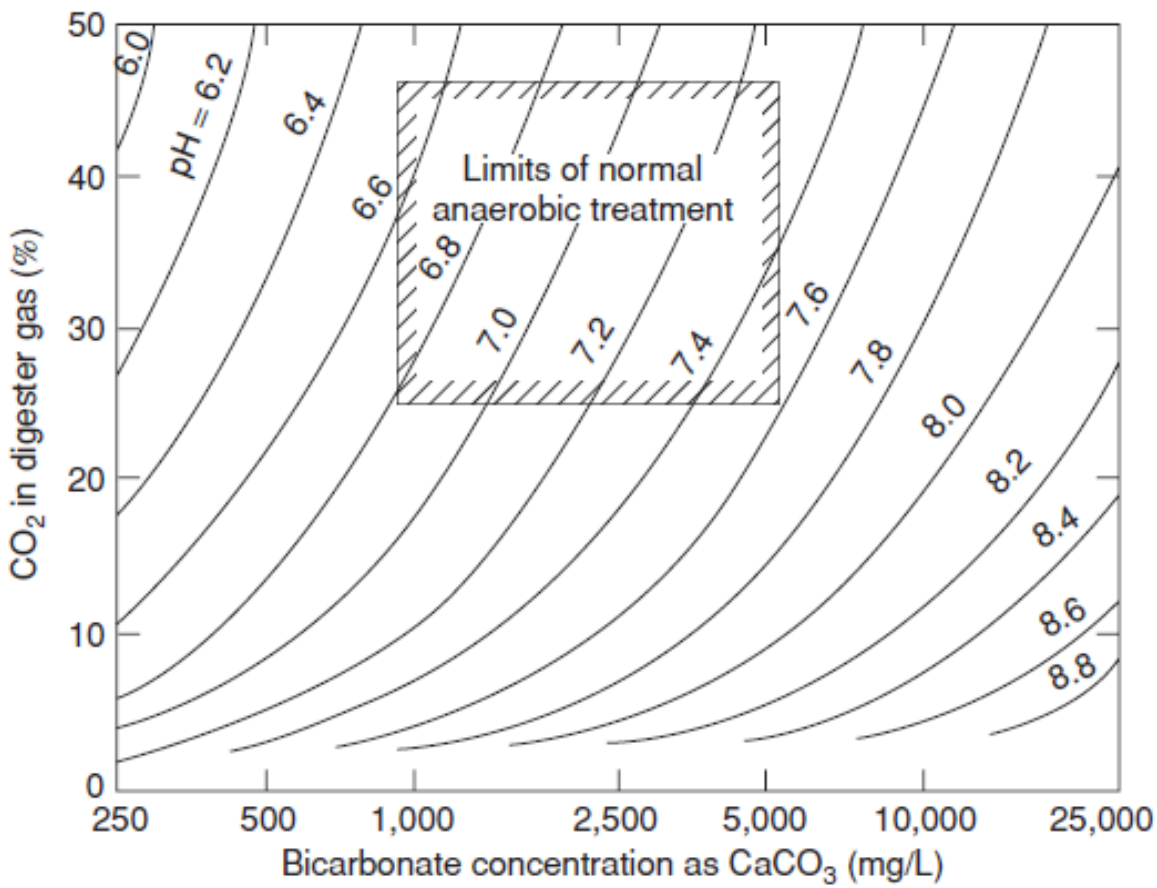


FIG. 3.7. Relationship between pH, bicarbonate, and carbon dioxide at 35°C and 1 atm pressure.
Source: Sawyer et al. (2003). Reprinted with permission.

CINÉTICA

- Cinética global
  - Los tiempos de reacción son muy largos, medidos en horas, a veces días. (en consecuencia, los sistemas feedback de control no resultan muy eficientes ya que los tiempos de respuesta son muy largos)
  - Los pasos controlantes pueden ser los primeros (hidrólisis de los sustratos complejos) o los últimos (metanogénesis). Esto afecta el tipo de reactor y en particular el sistema de mezcla.

CINÉTICA

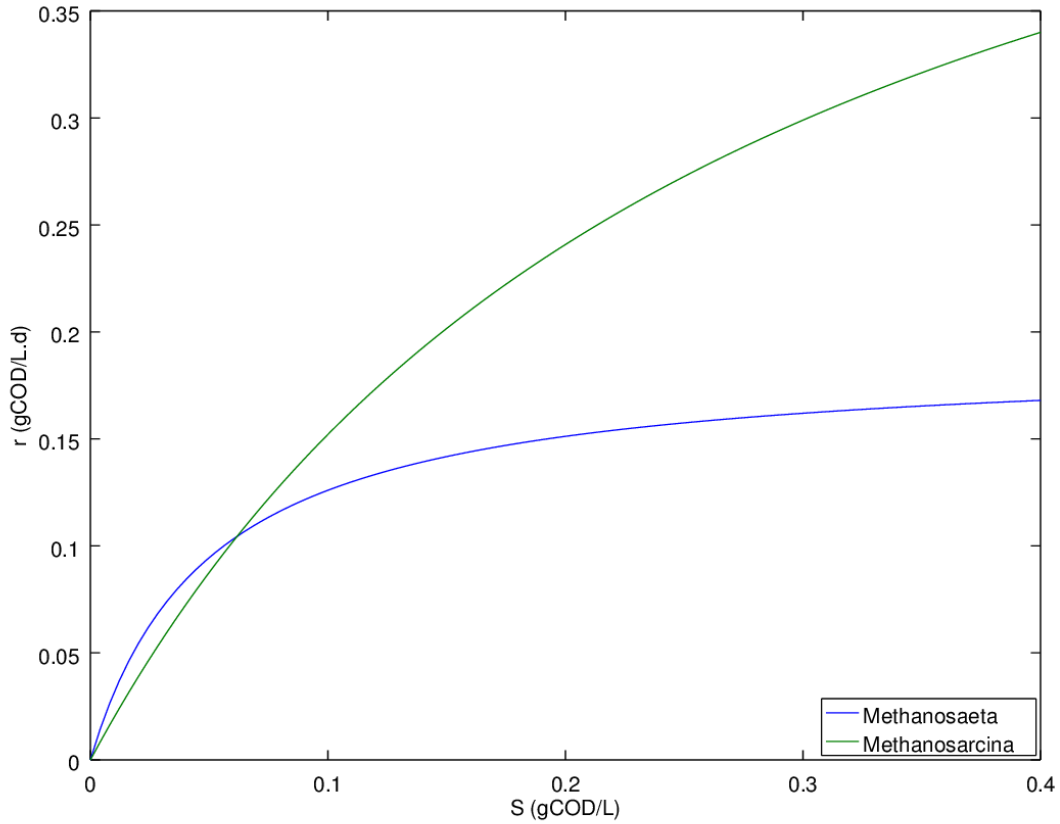
- Las reacciones se acercan a una cinética de primer orden respecto al sustrato en la mayoría de las circunstancias operativas (baja concentración de sustrato), aunque pueden tender a orden cero, con lo cual el régimen de flujo solo afecta ligeramente.
- Las constantes cinéticas (constantes de crecimiento) son bajas respecto a otros procesos biológicos y muy bajas respecto a procesos químicos (necesidad de retener biomasa)
- Pueden ocurrir problemas de estabilidad debido a las diferentes velocidades de los distintos pasos.
- Las constantes de afinidad (K_s de Monod) son muy bajas especialmente para las consumidoras de hidrógeno; esto permite operar los sistemas con concentraciones de sustrato bajas a velocidades razonables.
- Algunos pasos pueden retardarse o pararse debido a
  - Condiciones ambientales (pH, T)
  - Inhibidores, altas concentraciones salinas
  - Productos intermedios (AGV, NH_4^+, H_2S)

Table 2.4. Average biokinetic parameters for *Methanosaeta* and *Methanosarcina* under mesophilic conditions.

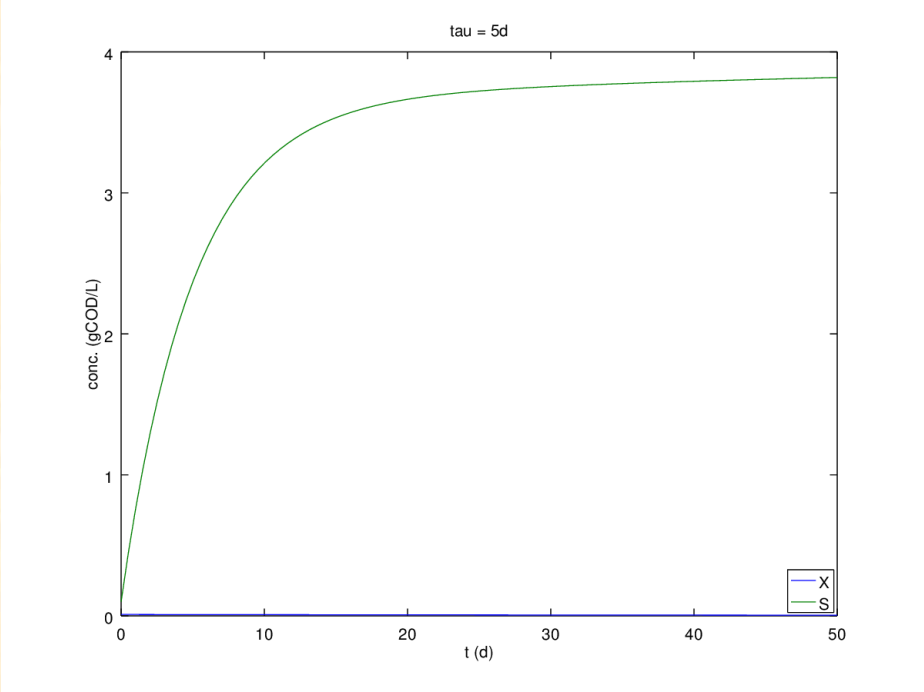
Biokinetic Parameters	*Methanosaeta*	*Methanosarcina*
Specific substrate uptake rate (k) (mg COD/mg VSS·day)	10.1 (16)[a]	12.2 (5.5)
Half-saturation constant (K_s) (mg COD/L)	49 (19)	280 (77)
Yield coefficient (Y) (mg VSS/mg COD)	0.019 (0.002)	0.048 (0.032)

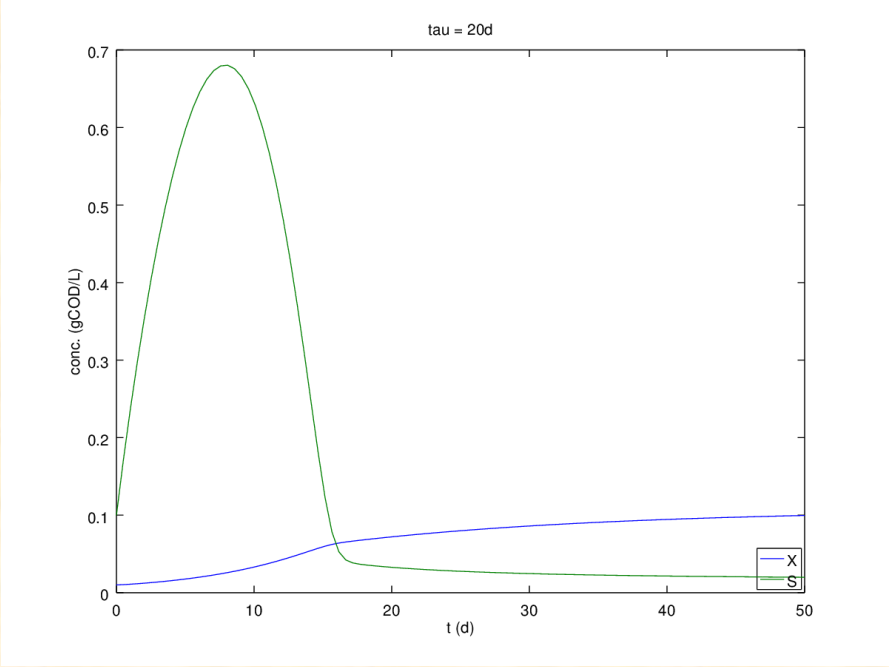
Source: Conkin et al. (2006). Reprinted with permission.

[a] The number in the parenthesis represents the standard deviation.

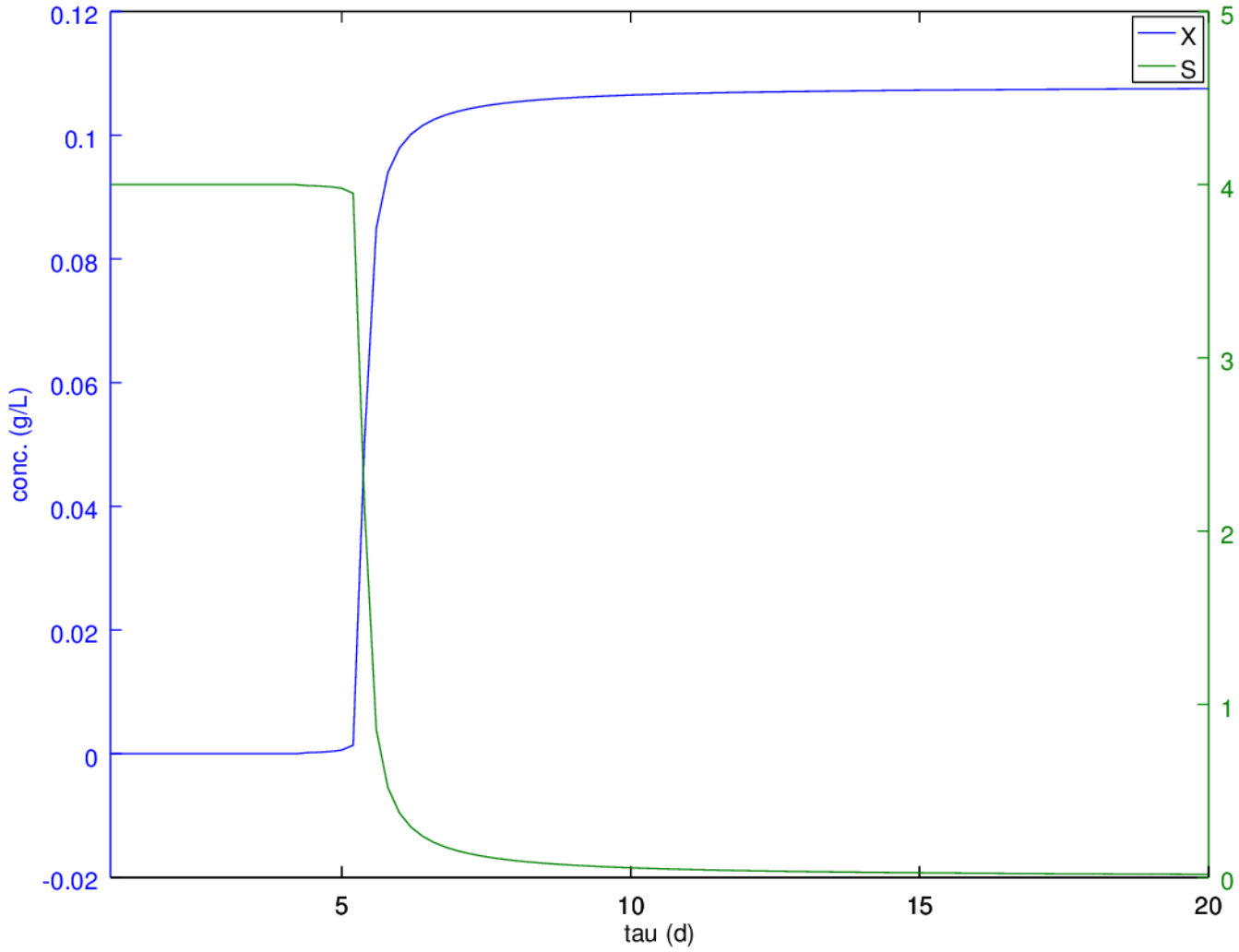


El tiempo de residencia no puede ser muy pequeño porque el reactor continuo agitado (quimiostato) se “lava”





Concentraciones de estado estacionario en quimiostato en función del tiempo de residencia



- Para un sistema de mezcla completa los modelos se pueden escribir de la forma

$$\frac{d\xi}{dt} = -Q\xi + K \times r(\xi) + F_{in}$$

donde ξ es el vector de variables de estado, Q el caudal volumétrico, K una matriz de coeficientes, $r(\xi)$ el vector de velocidades de reacción y F_{in} la entrada al sistema.

- Normalmente se representa una matriz de la siguiente forma:

Componente → *i* *j* ↓ Proceso	1 Si	2 Ss	3 ...	....	...	Velocidad, *r*(*j*)
proceso 1	coeficientes					*r*(1)
proceso 2						
...						
	DQO	unidades				

Modelo ADM1

Table A3 Biochemical rate coefficients ($\nu_{i,j}$) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 1 - 12$, $j = 1 - 19$)

j	Component → i / Process ↓	1 S_{su}	2 S_{aa}	3 S_{fa}	4 S_{va}	5 S_{bu}	6 S_{pro}	7 S_{ac}	8 S_{h2}	9 S_{ch4}	10 S_{IC}	11 S_{IN}	12 S_I	Rate (ρ_j, kg COD.m^{-3}.d^{-1})
1	Disintegration												$f_{sl,xc}$	$k_{dis} X_c$
2	Hydrolysis carbohydrates	1												$k_{hyd,ch} X_{ch}$
3	Hydrolysis of proteins		1											$k_{hyd,pr} X_{pr}$
4	Hydrolysis of lipids	$1-f_{fa,li}$		$1-f_{fa,li}$										$k_{hyd,li} X_{li}$
5	Uptake of sugars	−1				$(1-Y_{su}) f_{bu,su}$	$(1-Y_{su}) f_{pro,su}$	$(1-Y_{su}) f_{ac,su}$	$(1-Y_{su}) f_{h2,su}$		$-\sum_{i=9,11-24} C_i \nu_{i,5}$	$-(Y_{su}) N_{bac}$		$k_{m,su} \frac{S_{su}}{K_S + S} X_{su} I_1$
6	Uptake of amino acids		−1		$(1-Y_{aa}) f_{va,aa}$	$(1-Y_{aa}) f_{bu,aa}$	$(1-Y_{aa}) f_{pro,aa}$	$(1-Y_{aa}) f_{ac,aa}$	$(1-Y_{aa}) f_{h2,aa}$		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,6}$	$N_{aa} - (Y_{aa}) N_{bac}$		$k_{m,aa} \frac{S_{aa}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake of LCFA			−1				$(1-Y_{fa})$ 0.7	$(1-Y_{fa})$ 0.3			$-(Y_{fa}) N_{bac}$		$k_{m,fa} \frac{S_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of valerate				−1		$(1-Y_{c4})$ 0.54	$(1-Y_{c4})$ 0.31	$(1-Y_{c4})$ 0.15			$-(Y_{c4}) N_{bac}$		$k_{m,c4} \frac{S_{va}}{K_S + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1+S_{bu}/S_{va}} I$
9	Uptake of butyrate					−1		$(1-Y_{c4})$ 0.8	$(1-Y_{c4})$ 0.2			$-(Y_{c4}) N_{bac}$		$k_{m,c4} \frac{S_{bu}}{K_S + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1+S_{va}/S_{bu}} I$
10	Uptake of propionate						−1	$(1-Y_{pro})$ 0.57	$(1-Y_{pro})$ 0.43		$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,10}$	$-(Y_{pro}) N_{bac}$		$k_{m,pr} \frac{S_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake of acetate							−1		$(1-Y_{ac})$	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,11}$	$-(Y_{ac}) N_{bac}$		$k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of hydrogen								−1	$(1-Y_{h2})$	$-\sum_{i=1-9,11-24} C_i \nu_{i,12}$	$-(Y_{h2}) N_{bac}$		$k_{m,h2} \frac{S_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decay of X_{su}													$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14	Decay of X_{aa}													$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15	Decay of X_{fa}													$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16	Decay of X_{c4}													$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17	Decay of X_{pro}													$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18	Decay of X_{ac}													$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19	Decay of X_{h2}													$k_{dec,Xh2} X_{h2}$
		Monosaccharides (kgCOD·m^{-3})	Amino acids (kgCOD·m^{-3})	Long chain fatty acids (kgCOD·m^{-3})	Total valerate (kgCOD·m^{-3})	Total butyrate (kgCOD·m^{-3})	Total propionate (kgCOD·m^{-3})	Total acetate (kgCOD·m^{-3})	Hydrogen gas (kgCOD·m^{-3})	Methane gas (kgCOD·m^{-3})	Inorganic carbon (kmoleC·m^{-3})	Inorganic nitrogen (kmoleN·m^{-3})	Soluble inerts (kgCOD·m^{-3})	Inhibition factors: $I_1 = I_{pH}{}^{-1} I_{N,lim}$ $I_2 = I_{pH}{}^{-1} I_{N,lim}{}^{-1} I_{h2}$ $I_3 = I_{pH}{}^{-1} I_{N,lim}{}^{-1} I_{NH3,Xac}$

Table A4 Biochemical rate coefficients ($\nu_{i,j}$) and kinetic rate equations (ρ_j) for soluble components ($i = 13 - 24$, $j = 1 - 19$)

j	Component → i / Process ↓	13 X_c	14 X_{ch}	15 X_{pr}	16 X_{li}	17 X_{su}	18 X_{aa}	19 X_{fa}	20 X_{c4}	21 X_{pro}	22 X_{ac}	23 X_{h2}	24 X_I	Rate (ρ_j, kg COD.m^{-3}.d^{-1})
1	Disintegration	-1	$f_{ch,xc}$	$f_{pr,xc}$	$f_{li,xc}$								$f_{xI,xc}$	$k_{dis} X_c$
2	Hydrolysis carbohydrates		-1											$k_{hyd,ch} X_{ch}$
3	Hydrolysis of proteins			-1										$k_{hyd,pr} X_{pr}$
4	Hydrolysis of lipids				-1									$k_{hyd,li} X_{li}$
5	Uptake of sugars					Y_{su}								$k_{m,su} \frac{s_{su}}{K_S + S} X_{su} I_1$
6	Uptake of amino acids						Y_{aa}							$k_{m,aa} \frac{s_{aa}}{K_S + S_{aa}} X_{aa} I_1$
7	Uptake of LCFA							Y_{fa}						$k_{m,fa} \frac{s_{fa}}{K_S + S_{fa}} X_{fa} I_2$
8	Uptake of valerate								Y_{c4}					$k_{m,c4} \frac{s_{va}}{K_S + S_{va}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{bu} / S_{va}} I$
9	Uptake of butyrate								Y_{c4}					$k_{m,c4} \frac{s_{bu}}{K_S + S_{bu}} X_{c4} \frac{1}{1 + S_{va} / S_{bu}} I$
10	Uptake of propionate									Y_{pro}				$k_{m,pr} \frac{s_{pro}}{K_S + S_{pro}} X_{pro} I_2$
11	Uptake of acetate										Y_{ac}			$k_{m,ac} \frac{s_{ac}}{K_S + S_{ac}} X_{ac} I_3$
12	Uptake of hydrogen											Y_{h2}		$k_{m,h2} \frac{s_{h2}}{K_S + S_{h2}} X_{h2} I_1$
13	Decay of X_{su}	1				-1								$k_{dec,Xsu} X_{su}$
14	Decay of X_{aa}	1					-1							$k_{dec,Xaa} X_{aa}$
15	Decay of X_{fa}	1						-1						$k_{dec,Xfa} X_{fa}$
16	Decay of X_{c4}	1							-1					$k_{dec,Xc4} X_{c4}$
17	Decay of X_{pro}	1								-1				$k_{dec,Xpro} X_{pro}$
18	Decay of X_{ac}	1									-1			$k_{dec,Xac} X_{ac}$
19	Decay of X_{h2}	1										-1		$k_{dec,Xh2} X_{h2}$
		Composites (kgCOD.m^{-3})	Carbohydrates (kgCOD.m^{-3})	Proteins (kgCOD.m^{-3})	Lipids (kgCOD.m^{-3})	Sugar degraders (kgCOD.m^{-3})	Amino acid degraders (kgCOD.m^{-3})	LCFA degraders (kgCOD.m^{-3})	Valerate and butyrate degraders (kgCOD.m^{-3})	Propionate degraders (kgCOD.m^{-3})	Acetate degraders (kgCOD.m^{-3})	Hydrogen degraders (kgCOD.m^{-3})	Particulate inerts (kgCOD.m^{-3})	Inhibition factors: $I_1 = I_{pH} I_{N,lim}$, $I_2 = I_{pH} I_{N,lim} I_{h2}$, $I_3 = I_{pH} I_{N,lim} I_{NH3,Xac}$

Table A2 Inhibition expressions

Description	Equation	Used for	ref
Non-competitive inhibition	$I = \frac{1}{1 + S_I / K_I}$	hydrogen inhibition free ammonia inhibition	1
Substrate limitation	$I = \frac{S_I}{S_I + K_I}$	total ammonia limitation	
Empirical	$I = \frac{1 + 2 \times 10^{0.5(pH_{LL} - pH_{UL})}}{1 + 10^{(ph - pH_{UL})} + 10^{(pH_{LL} - pH)}}$	pH inhibition when both high and low pH inhibition occur	2
	$I = \exp\left(-3\left(\frac{pH - pH_{UL}}{pH_{UL} - pH_{LL}}\right)^2\right)\Big\|_{pH<pH_{UL}}$ $I = 1\Big\|_{pH<pH_{UL}}$	pH inhibition when only low pH inhibition occurs	3

Note: For the first pH function, pH_{UL} and pH_{LL} are upper and lower limits where the group of organisms is 50% inhibited, respectively. For example, acetate utilising methanogens with a pH_{UL} of 7.5 and a pH_{LL} of 6.5 have an optimum at pH 7. For the second function, pH_{UL} and pH_{LL} are points at which the organisms are not inhibited, and at which inhibition is full respectively. Acetate utilising methanogens with a pH_{UL} of 7 and a pH_{LL} of 6 will be completely inhibited below pH 6 and not inhibited above pH 7.

References: 1. Pavlostathis and Giraldo-Gomez (1991), 2. Angelidaki *et al.* (1993), 3. Ramsay (1997)

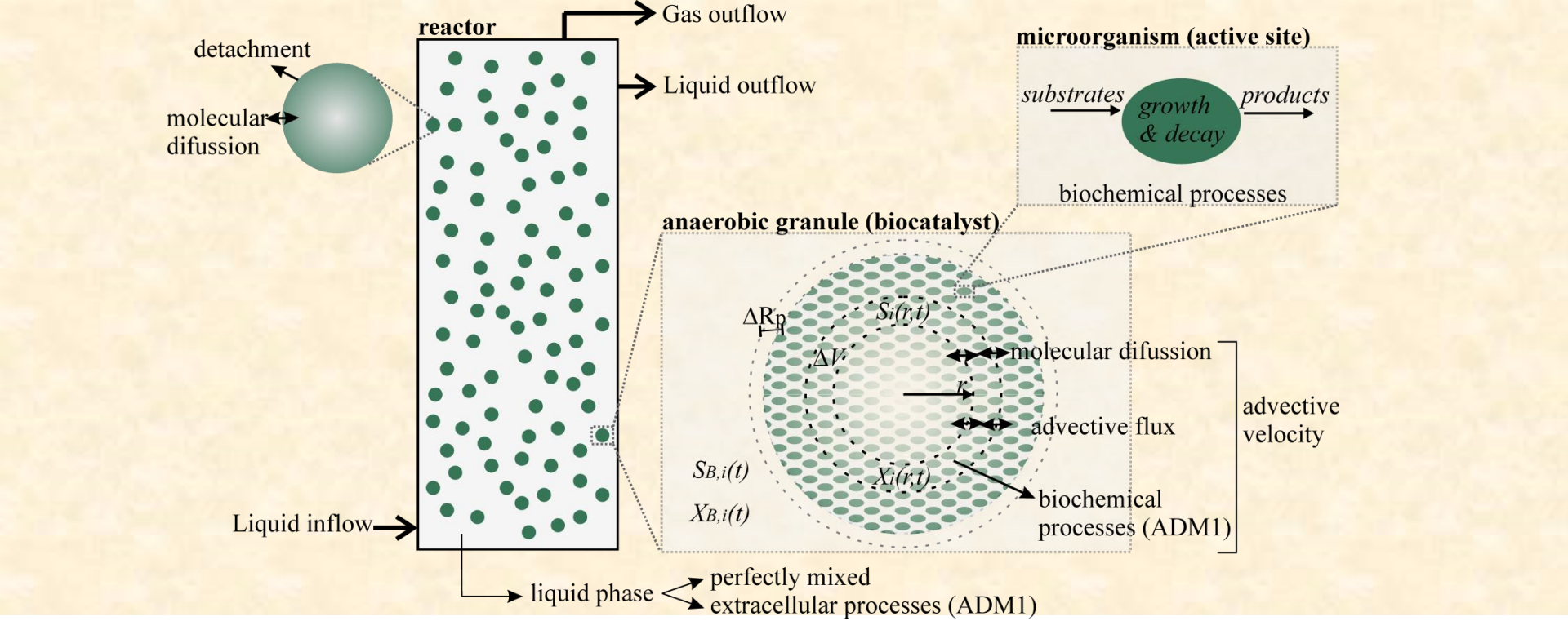
NATURALEZA CATALÍTICA

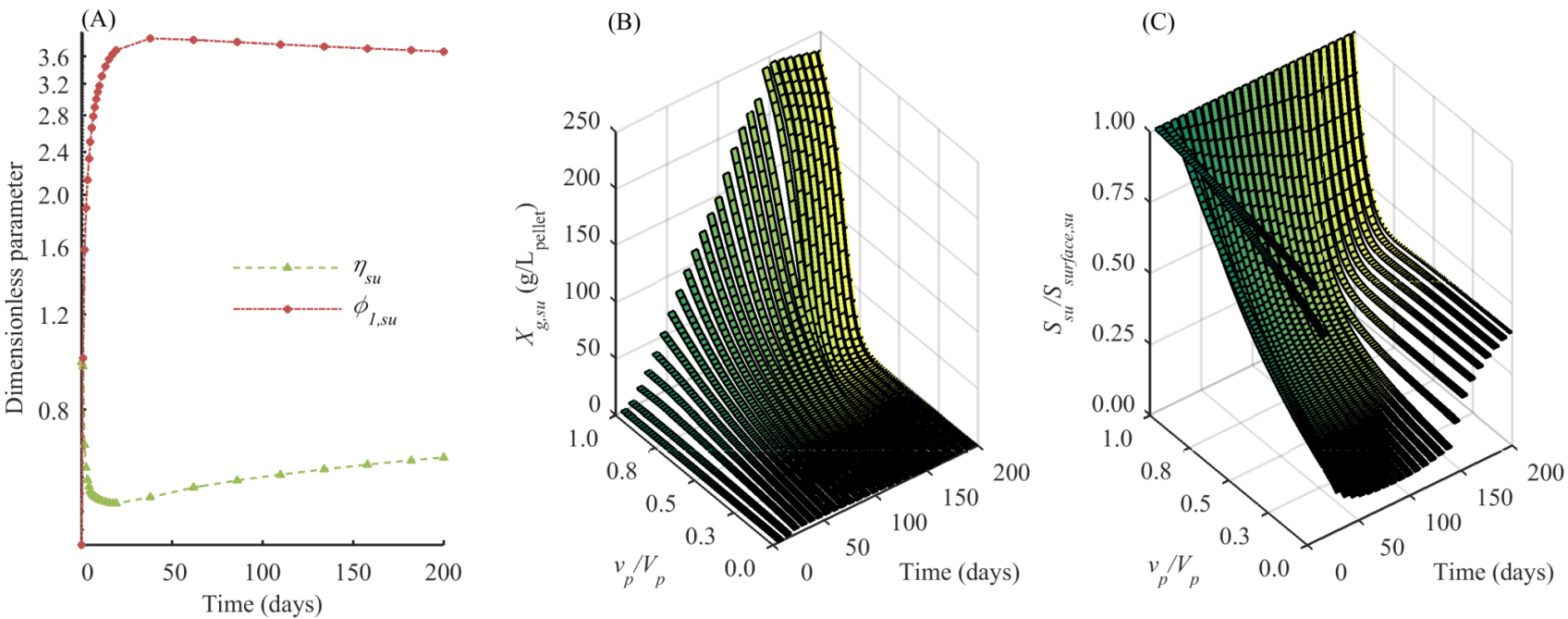
- Proceso autocatalítico, uno de los productos (microorganismo) es quien cataliza activamente la reacción heterogénea.
- Las actividades son distintas en los distintos pasos; la actividad global suele estar entre 0.5 y 2 kgDQO/kgSSV.d
- La formación de los “biocatalizadores” depende de
  - Las características del soporte, si este existe
  - Los procedimientos de arranque que pueden conducir a la formación de gránulos o no
- El “biocatalizador” puede ser desactivado en forma reversible o irreversible (tóxicos, condiciones ambientales)

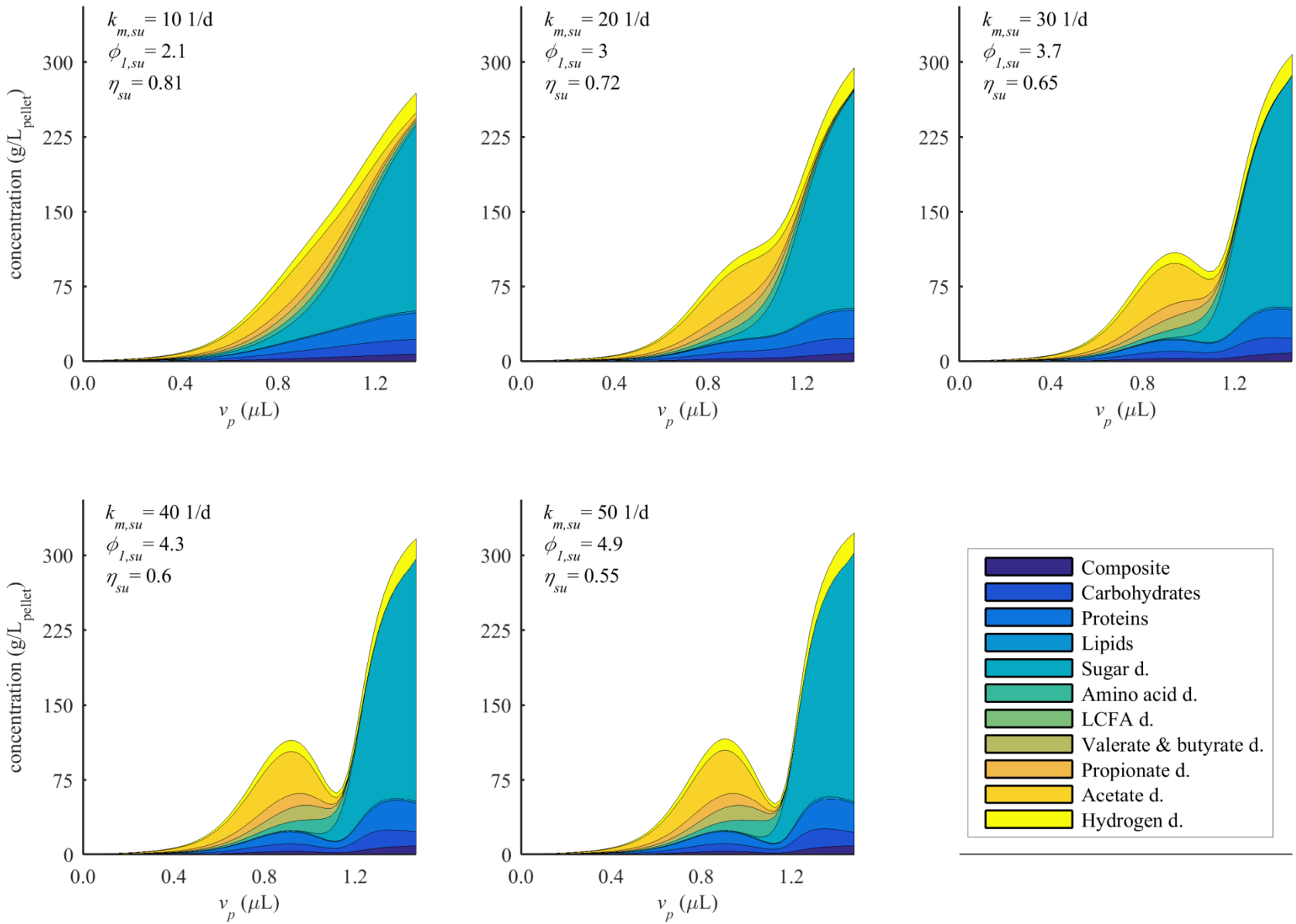
TRANSFERENCIA DE MASA

(referido al agregado de microorganismos)

- Resistencia externa
  - Difusión de reactantes (grado de homogeneización; gases)
  - En la interfase sólido/líquido (influido por velocidad ascencional de líquido)
  - Difusión de productos gaseosos (agitación, homogeneización, compactación del lecho)
- Resistencia interna (distribución de microorganismos, porosidad, tortuosidad, tamaño)


reactor
Gas outflow
Liquid outflow
detachment
molecular difussion
microorganism (active site)
substrates
growth & decay
products
biochemical processes
anaerobic granule (biocatalyst)
ΔRp
Si(r,t)
ΔV
molecular difussion
r
advective flux
advective velocity
SB,i(t)
Xi(r,t)
XB,i(t)
biochemical processes (ADM1)
Liquid inflow
liquid phase
perfectly mixed
extracellular processes (ADM1)


(A)
Dimensionless parameter
3.6
3.2
2.8
2.4
2.0
1.6
1.2
0.8
ηsu
ϕ1,su
0
50
100
150
200
Time (days)
(B)
Xg,su (g/Lpellet)
250
200
150
100
50
0
1.0
0.8
0.5
0.3
0.0
vp/Vp
0
50
100
150
200
Time (days)
(C)
Ssu/Ssurface,su
1.00
0.75
0.50
0.25
0.00
1.0
0.8
0.5
0.3
0.0
vp/Vp
0
50
100
150
200
Time (days)


$k_{m,su}$ = 10 1/d
$\phi_{1,su}$ = 2.1
η_{su} = 0.81
$k_{m,su}$ = 20 1/d
$\phi_{1,su}$ = 3
η_{su} = 0.72
$k_{m,su}$ = 30 1/d
$\phi_{1,su}$ = 3.7
η_{su} = 0.65
$k_{m,su}$ = 40 1/d
$\phi_{1,su}$ = 4.3
η_{su} = 0.6
$k_{m,su}$ = 50 1/d
$\phi_{1,su}$ = 4.9
η_{su} = 0.55
concentration (g/L_{pellet})
0
75
150
225
300
0.0
0.4
0.8
1.2
v_p (μL)
Composite
Carbohydrates
Proteins
Lipids
Sugar d.
Amino acid d.
LCFA d.
Valerate & butyrate d.
Propionate d.
Acetate d.
Hydrogen d.

RÉGIMEN HIDRÁULICO

- Distribución de productos

  Cuando se trata de sistemas en serie

  $A \longrightarrow R \longrightarrow S$ el flujo en mezcla completa produce menor concentración de los productos intermedios.

- Conversión final

  A pesar de que el flujo pistón permite mayor conversión cuando la cinética tiende a orden cero cada vez es más indiferente.

- Desarrollo de grupos tróficos

  En general para mantener una población equilibrada conviene un sistema homogéneo.

  No obstante cierta estratificación puede favorecer el desarrollo de gránulos especializados

HOMOGENEIZACIÓN

- Evitar volúmenes muertos
- Distribución de la alimentación
- Eventual agitación (p.ej. si hidrólisis es limitante)
- Reciclo (para lechos fijos y lechos fluidizados es el mecanismo más adecuado para lograr homogeneización). Contribuye a reducir gradientes de concentración y capacidad buffer. Importante para lograr velocidad ascencional en el arranque de UASB

CARACTERÍSTICAS GEOMÉTRICAS

- Altura/Diámetro según el tipo de reactor (pequeño en Contacto, intermedio en UASB, grande en filtros y muy grande en lecho fluidizado)
- Debe tener en cuenta velocidades ascensionales adecuadas y posibilitar el desprendimiento del gas

OTROS ASPECTOS

- Los primeros intentos para el tratamiento anaerobio de líquidos derivaron del concepto de digestores de lodos, del tipo de reactor continuo agitado. $\Rightarrow$ grandes volúmenes
- Reactores de alta tasa: desacoplan el tiempo de residencia del líquido (TRH) del del sólido (TRC) $\Rightarrow$ permiten aplicar grandes tasas volumétricas.

OTROS ASPECTOS

- Permanencia de la biomasa dentro del reactor, sea por sedimentación, adhesión a sólidos o recirculación
- Mejora del contacto entre biomasa y líquido residual, minimizando problemas de transferencia de masa
- Aumento de la actividad de la biomasa, debido a la adaptación y crecimiento.

Principales tipos de sistemas anaerobios

- Lagunas
- Contacto
- Reactor con chicanas
- UASB
- Film fijo / Filtro anaerobio
- Lecho fluidizado
- Híbridos
- EGSB / IC
- AnMBR

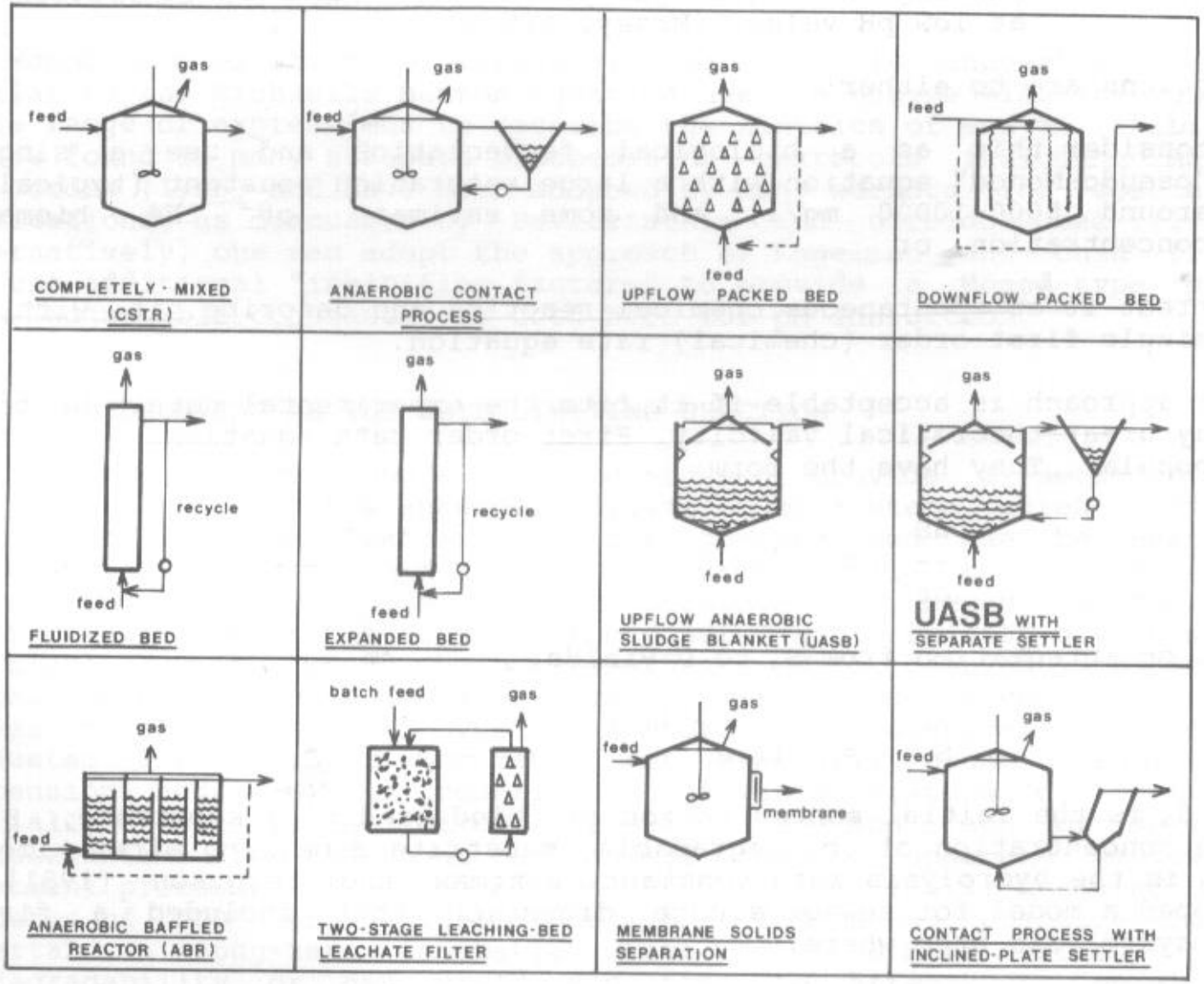


Fig. 3. Schematic diagrams of anaerobic treatment processes (from Speece, 1980)

LAGUNAS

- Sistemas extensivos
- 2.5 a 5 m de profundidad
- TRH: de 10 a 90 d
- Carga: 0.5 a 2 kgDQO/m^3.d (0.3 a 4.5 kgDQO/m^2.d)
- Eficiencia de remoción: 30 a 80%
- Remoción de lodo: cada 2 a 5 años
- Actualmente tendencia a cubrirlas para captar biogás

Criterios de diseño para climas templados o fríos

- HRT hasta 50 d
- Carga volumétrica tan baja como 40 $gDBO_5/m^3.d$

Based on Volumetric Loading or HRT(WHO, 1987).
Design Based on Volumetric Loading, HRT and Climate Temperature.

Temperature, °C	Detention Time, day	BOD_5 Reduction, %
10	5	0 - 10
10 - 15	4 - 5	30 - 40
15 - 20	2 - 3	40 - 50
20 - 25	1 - 2	40 - 60
25 - 30	1 - 2	60 - 80

Climates with temperatures exceeding 22 °C:

Volumetric Loading $BOD_5/m^3/d$	up to 300 g
HRT approximately	5 days
Depth	2.5 - 5 m

Cold Climates : 50 percent estimated reduction in BOD_5

Volumetric Loading $BOD_5/m^3/d$	as low as 40g
HRT approximately	50 days

Design

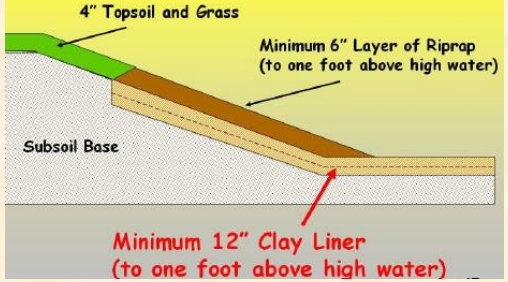
Input	
Flow, m^3/day	18925
Influent BOD_5, mg/L	250
Temperature, °C	10
Depth, m	3
Length to Width Ratio,	1
Volumetric Loading, $BOD_5/m^3/d$	60
HRT, d	5
Slope	3

Output-Volumetric Loading	
Volume, m^3	78854
Length, m	171
Width, m	171
Output-Detention Time	
Volume, m^3	94625
Length, m	187
Width, m	187
Detention Time, days	5

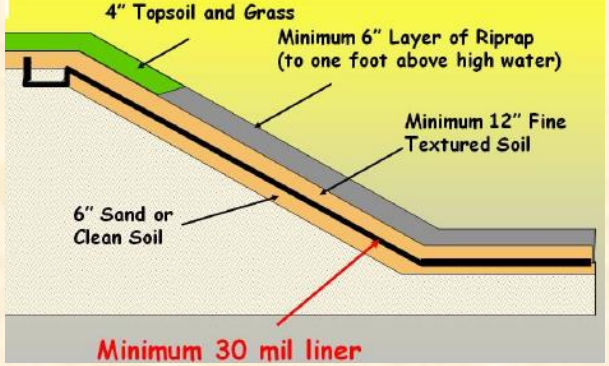
09 . 28 . 2004

Clay Liner

Pond Sealed With Clay Liner



Pond Sealed With Synthetic Liner



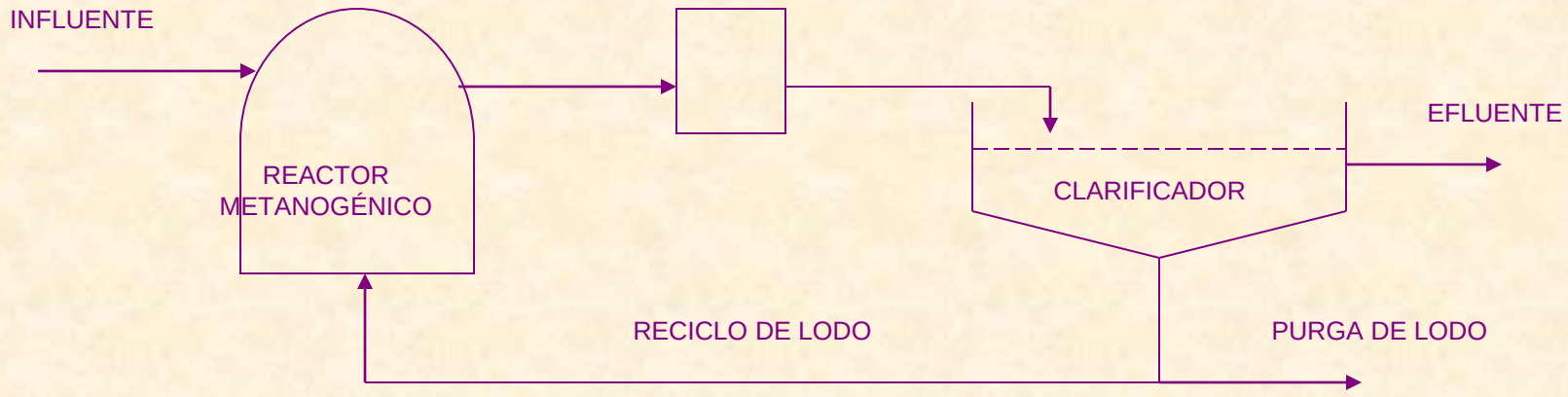
Installation of Synthetic Liner

Joining of Liner Sheets

Liner Cover Material

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. Debe incluirse un desgasificador intermedio.



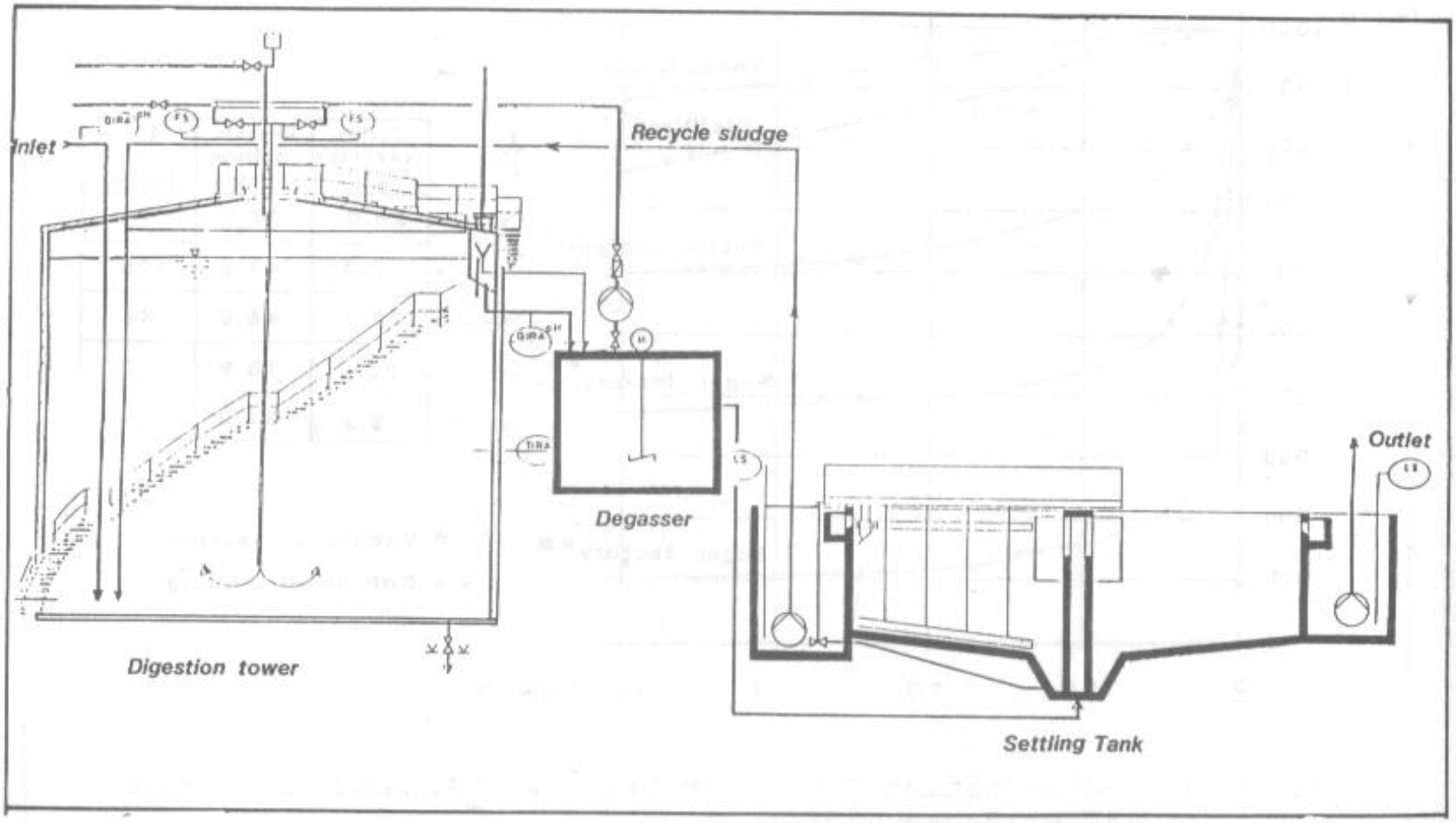
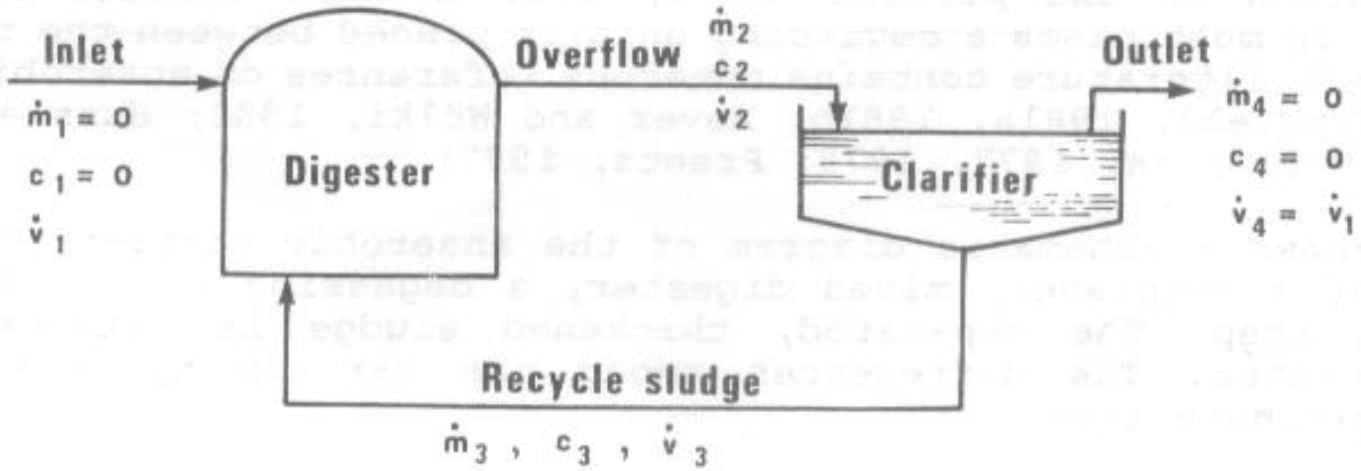


Figure 11. Anaerobic Wastewater Treatment Plant. Offstein Factory.



$\dot{m}$: Mass of solids [=] kg TS/h

c : Solids content [=] kg TS/m^3

$\dot{v}$: Flow [=] m^3/h

TS : Total solids

$$\dot{v}_3 = \frac{c_2 \, \dot{v}_1}{c_3 - c_2}$$

Figure 2. Mass Balance of the Anaerobic Contact Process

Concentración de biomasa típica: 4 -6 gSSV/L

Cargas típicas: 0.5 – 10 kgDQO/m^3.d

TABLE 1. Anaerobic Wastewater Treatment with the Contact Process

(After Seyfried and Saake, 1986)

Type of Waste-Water	Sludge Loading (kg COD/ kg OTS d)	Load (kg COD/ m^3 d)	Volume of Reactor (m^3)	COD-Efficiency (%)
Sugar Factory	1.3-3.0	0.6-12.9	2100-16000	90-95
Distillery	0.17-0.24	1.5-2.5	300-1890	90-98
Citric Acid	0.16-0.29	1.3-4.0	10000	75-83
Yeast Factory	0.24-0.37	2.8-3.9	1900	77-82
Dairy	0.13	0.88	84	—
Sauerkraut Factory	0.4	1.5	5000	96
Green Vegetable Cannery	0.11-0.28	2.0-4.2	5000	90-95
Pectin Factory	0.03-0.22	1.7-5.3	3000-3618	88-93
Starch Factory	1.4	3.6	900	65
Meat Processing Works	0.5-1.1	0.8-4.8	2670-7117	88-95
Condensate from Cellulose Factory	0.08-0.20	1.3-1.8	2000-10000	97-98

Diseño

P.ej.: carga a tratar: 21000 kgDQO

Carga de diseño: 1 kgDQO/kgSSV.d

Contenido de sólidos en el reactor: 7 kgSSV/m^3

Volumen del reactor: $$\frac{21000 \text{ kgDQO/d}}{1 \text{ kgDQO/kgSSV.d} * 7 \text{ kgSSV/m}^3}$$

$$= 3000 \text{ m}^3$$

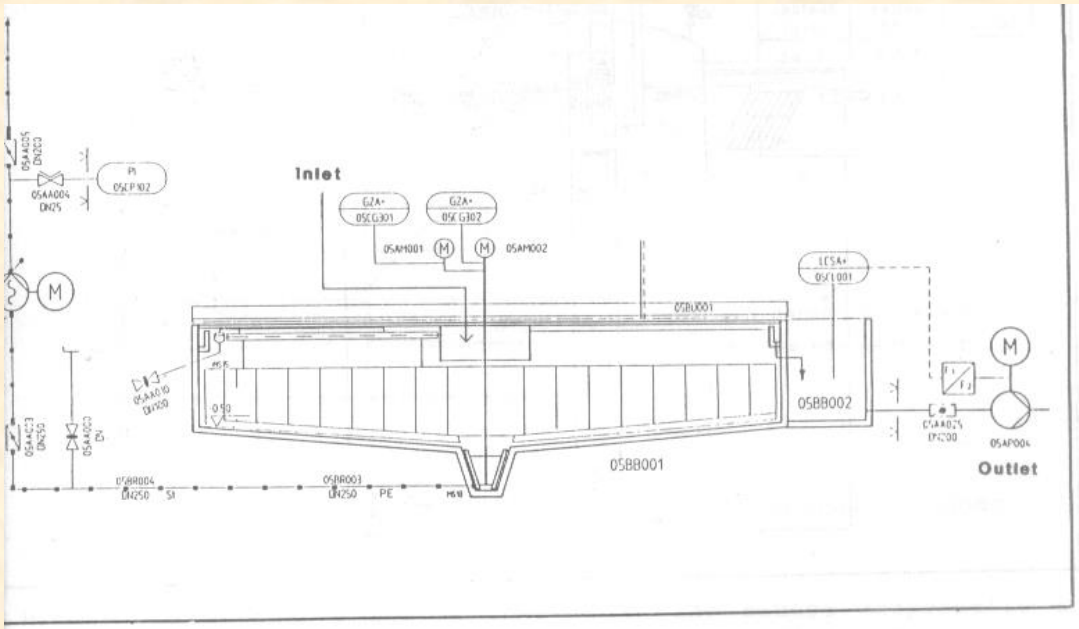


Figure 7. Settling Tank Clarifier

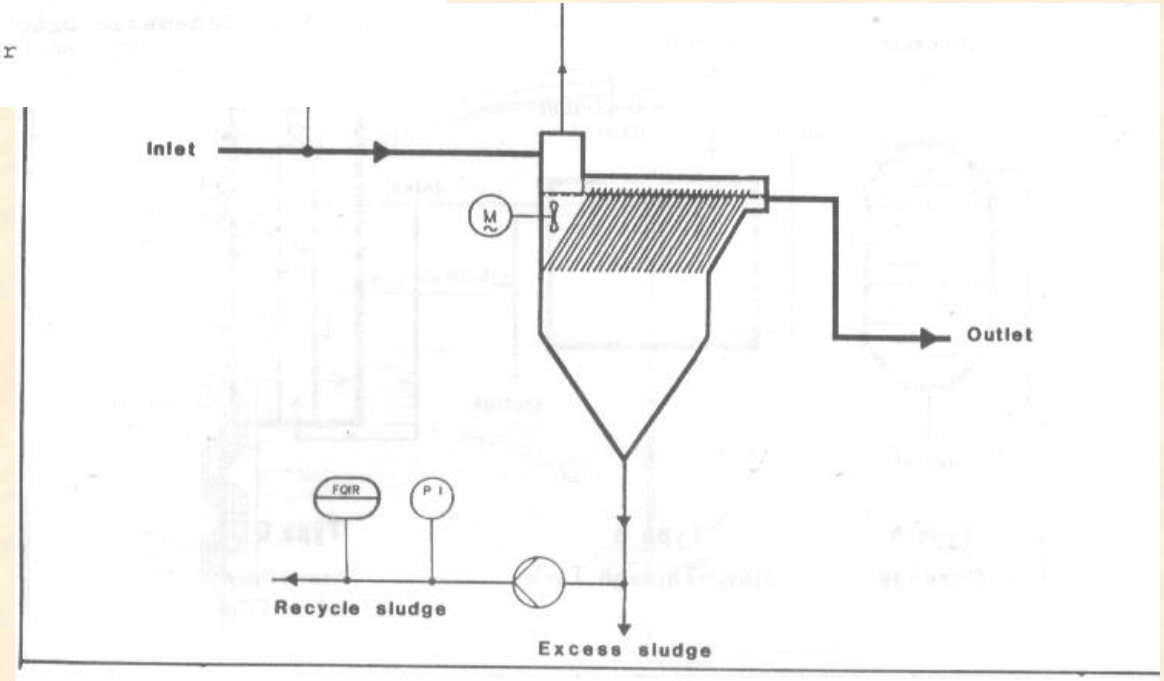


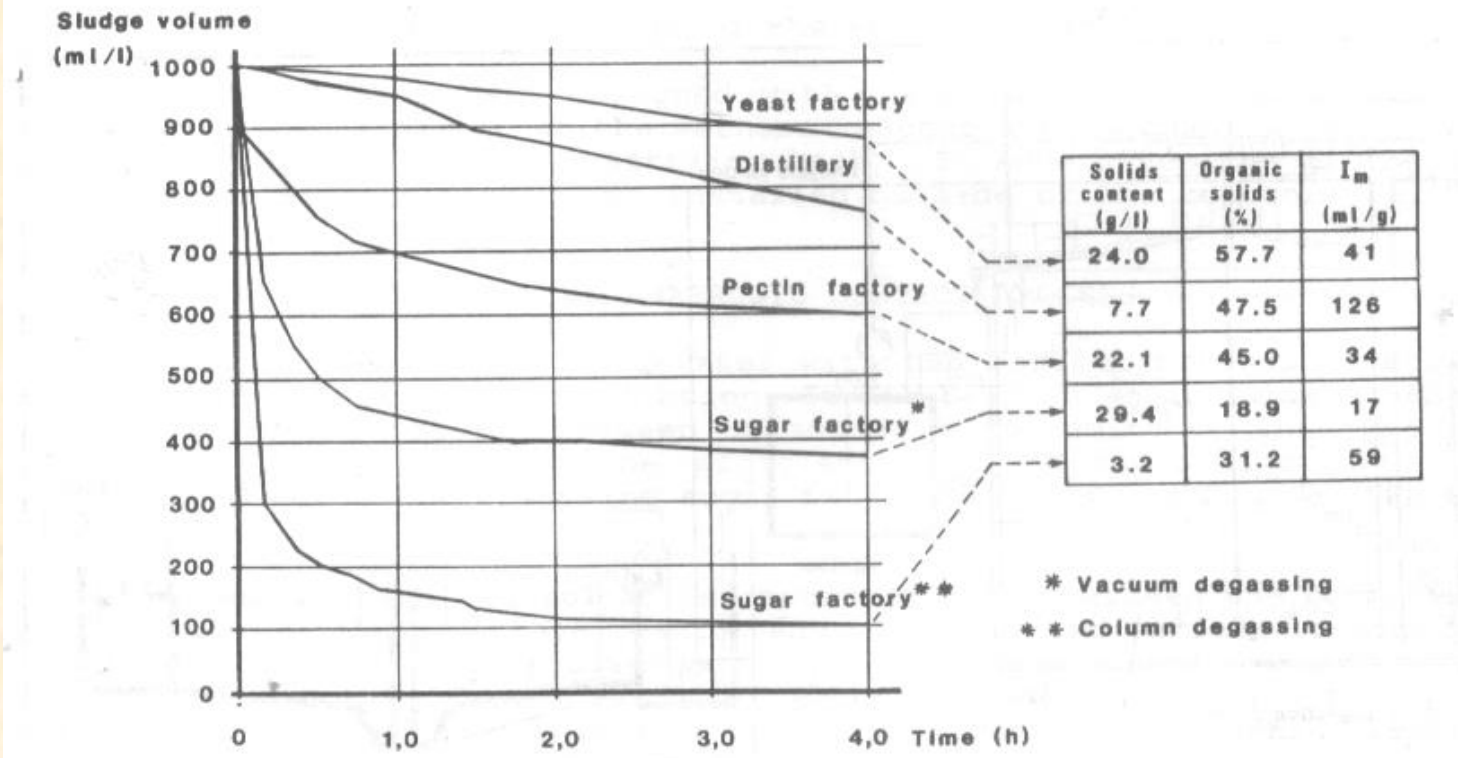
Figure 8. Plate Type Clarifier

Sedimentadores

Carga de diseño: 0.2 a 0.25 $m^3/m^2.d$

5 $kgST/m^2.h$

(el mayor; ajustar según el tipo de lodo)



Solids content (g/l)	Organic solids (%)	I_m (ml/g)
24.0	57.7	41
7.7	47.5	126
22.1	45.0	34
29.4	18.9	17
3.2	31.2	59

Figure 10. Sedimentation Curves of Different Anaerobic Sludges (After Saake, 1985)

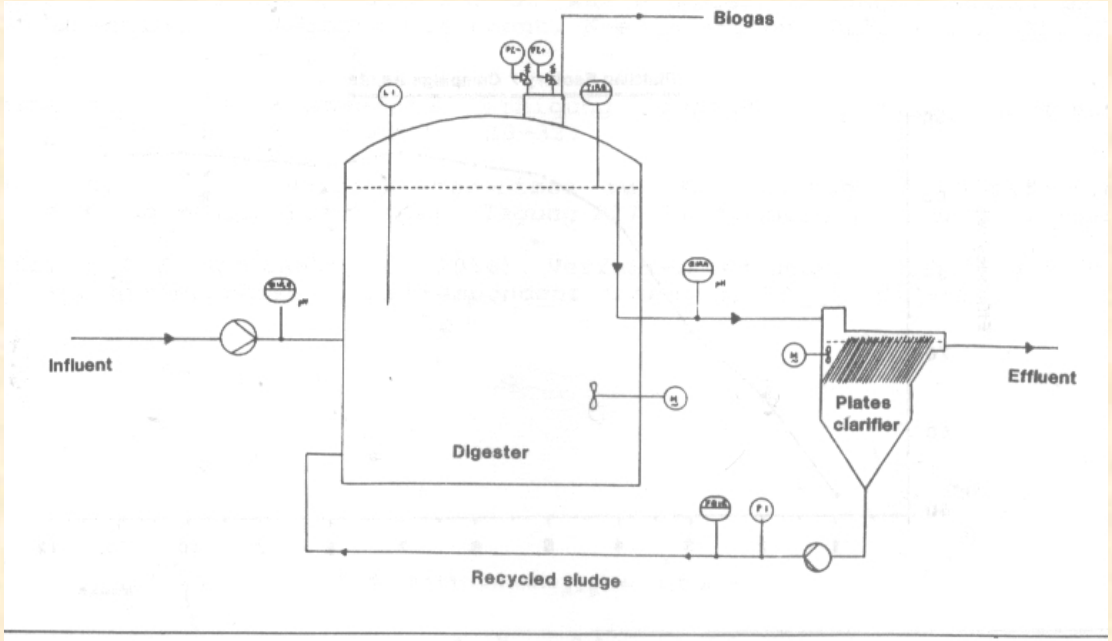


Figure 12. Schematic Diagram of the Purac Contact Sludge Process

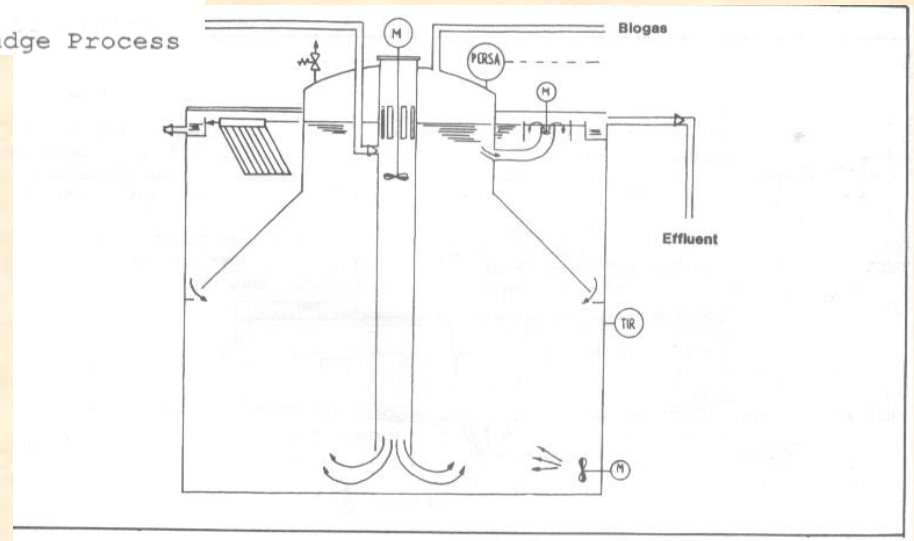
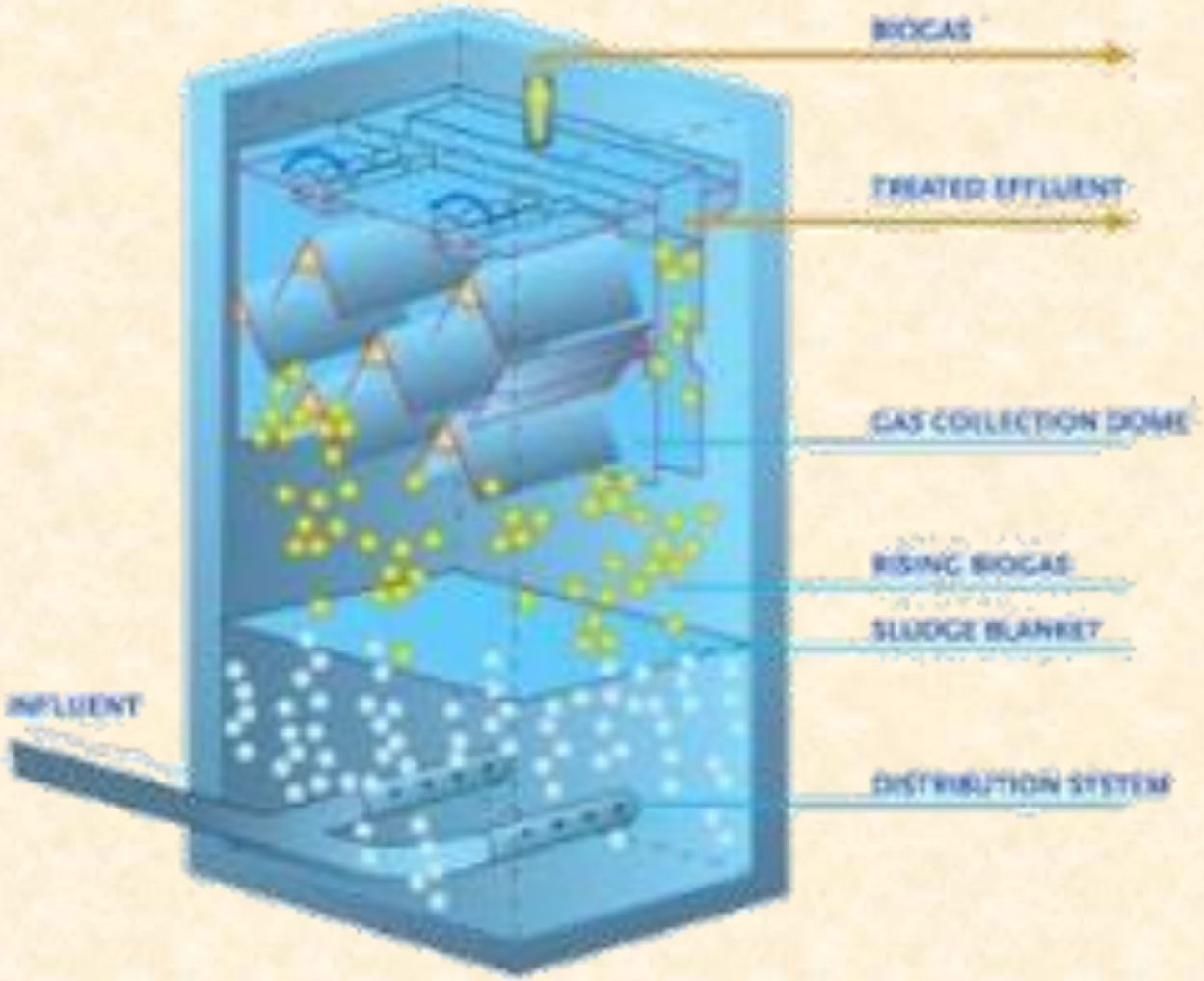


Figure 9. Schematic Diagram of the Sulzer Contact Sludge Plant

UASB


BIOGAS
TREATED EFFLUENT
GAS COLLECTION DOME
RISING BIOGAS
SLUDGE BLANKET
INFLUENT
DISTRIBUTION SYSTEM

FILTROS ANAEROBIOS

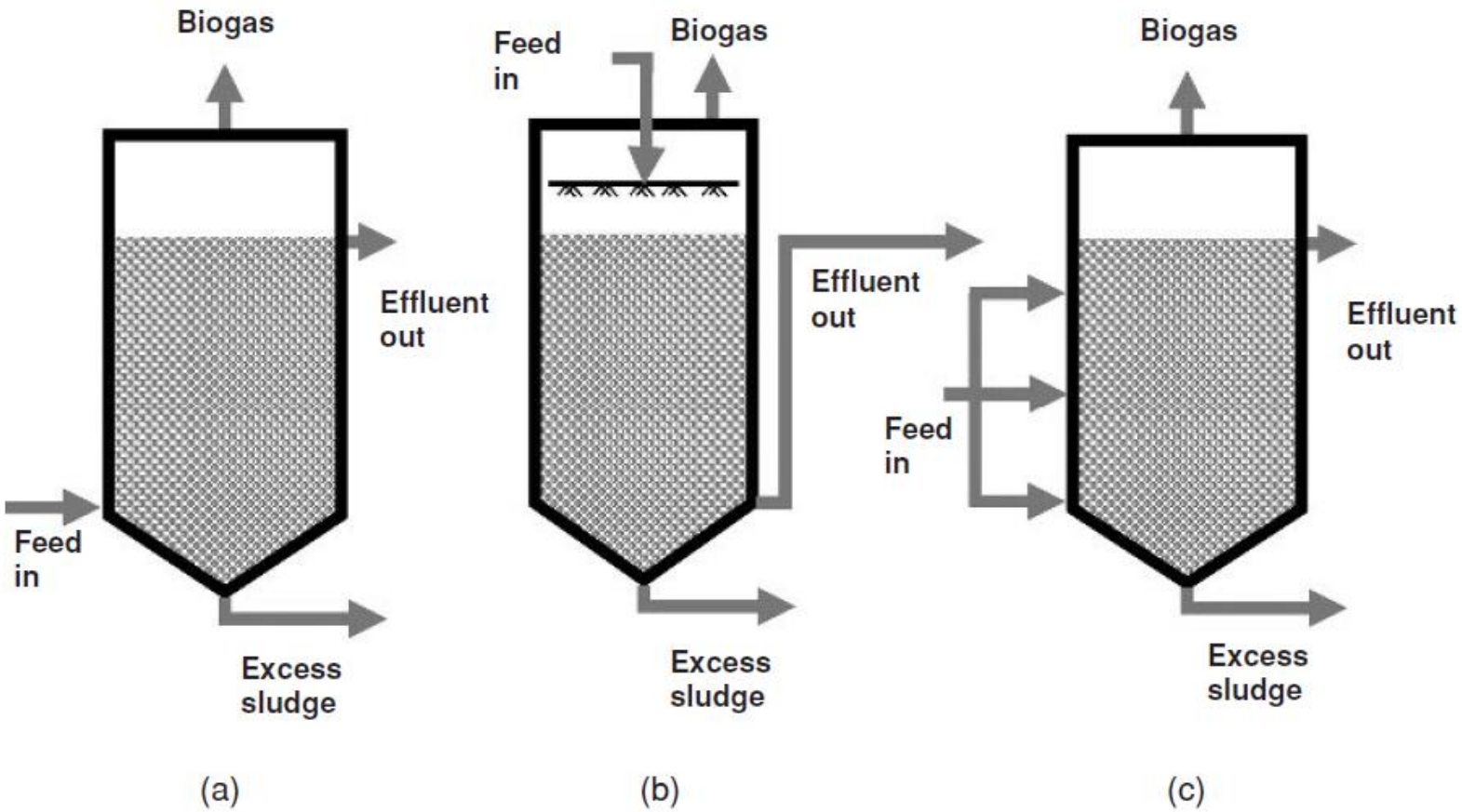
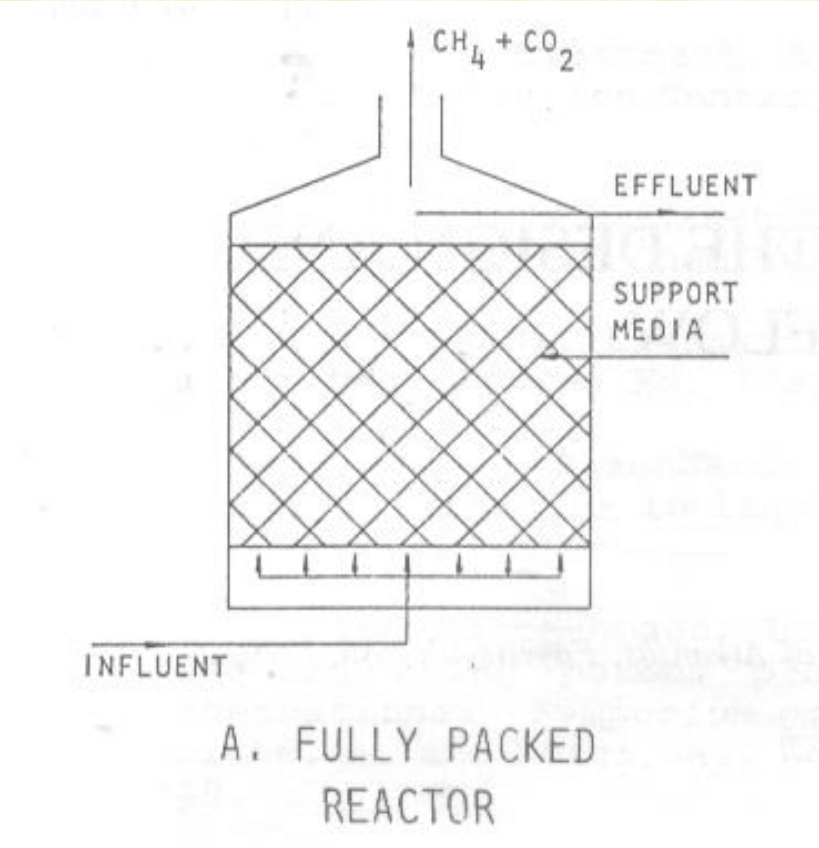
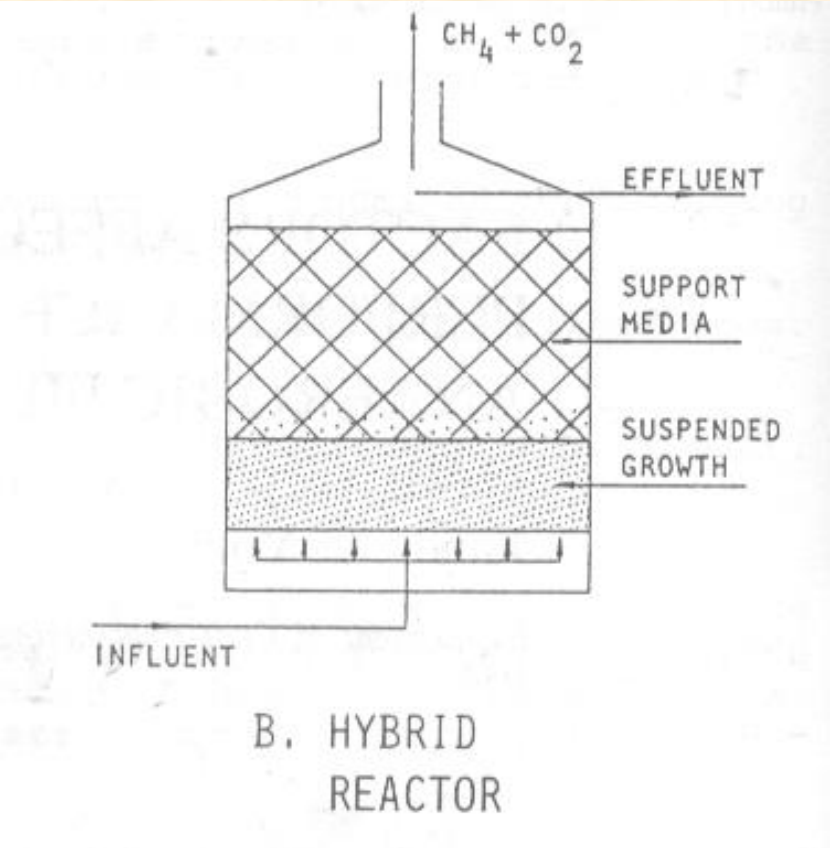


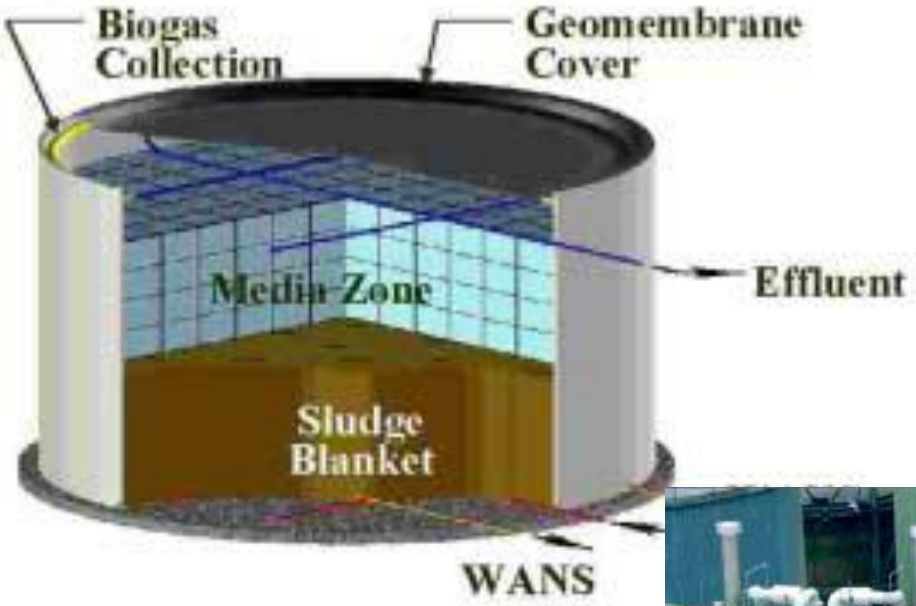
FIG. 5.5. Schematic diagram of anaerobic filter: (a) upflow anaerobic filter, (b) downflow anaerobic filter, and (c) multifed anaerobic filter.

FILTROS Y REACTORES HÍBRIDOS





Schematic of ADI-Hybrid



Factores físicos

- Cilíndricos o de base rectangular
- Diámetro o ancho: 6 a 26m
- Alto: 3 a 13m
- Volúmenes: 100 a 10000 m^3
- Medio relleno: total o solo parte superior; piedras, plástico (flujo cruzado a 60º), anillos Pall
- Área específica: alrededor de 100 m^2/m^3
- El medio relleno actúa como separador sólido-gas, ayuda a uniformizar el flujo, mejora el contacto entre las fases y permite acumular grandes cantidades de biomasa.

Rellenos

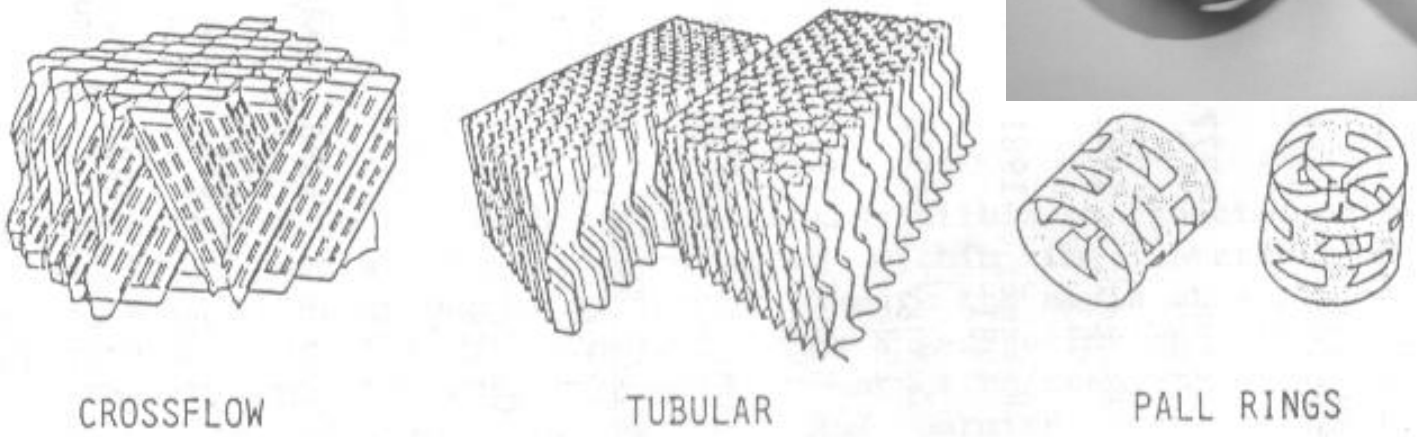
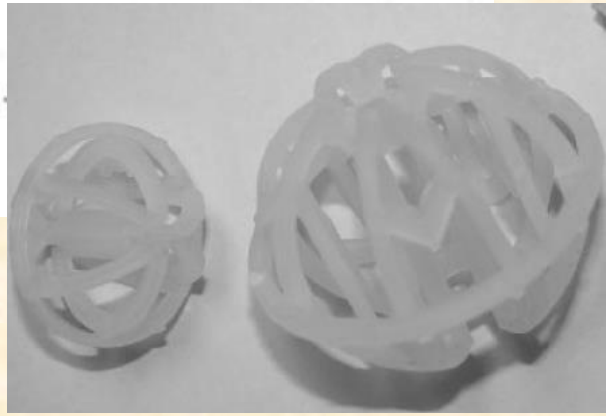


Fig. 2. Schematic diagrams of media for anaerobic filters.



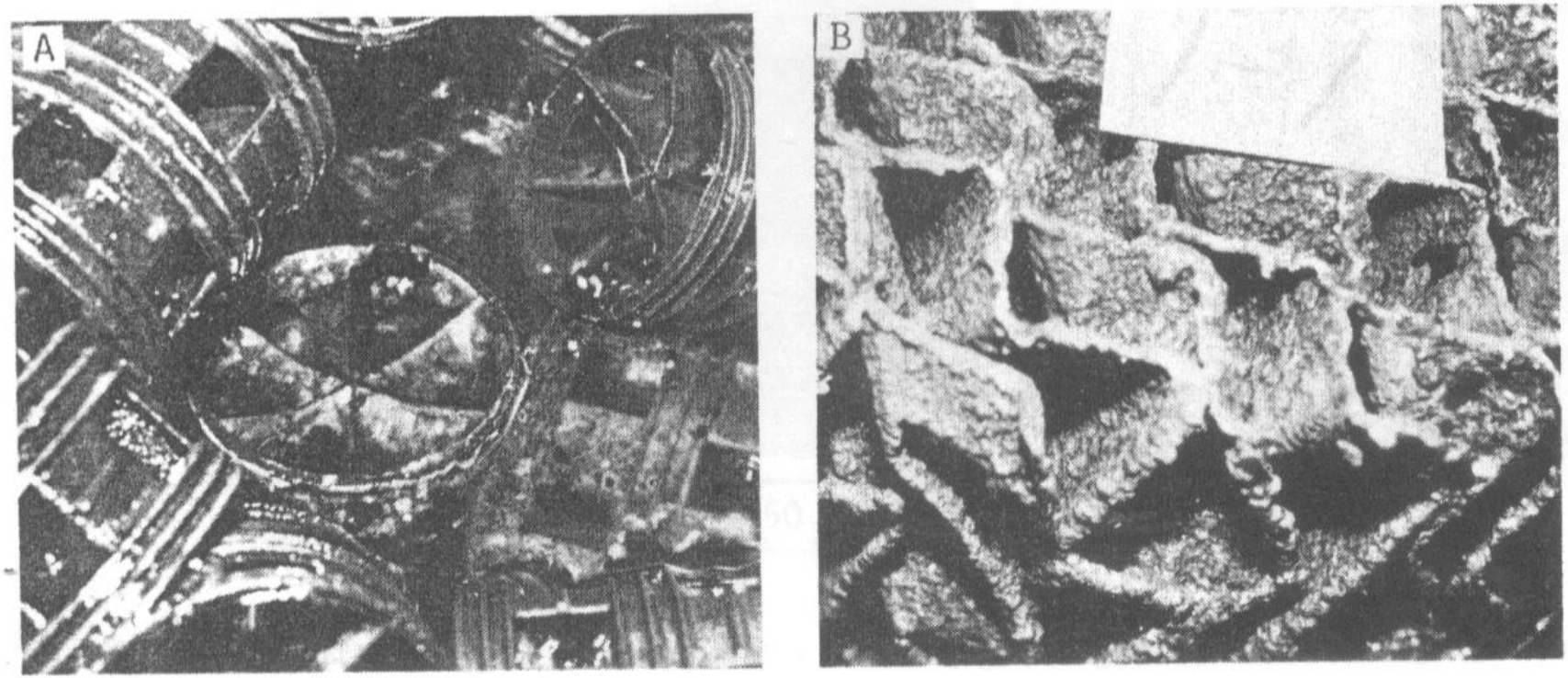


Fig. 9. Photographs of biological solids attached to anaerobic filter media.

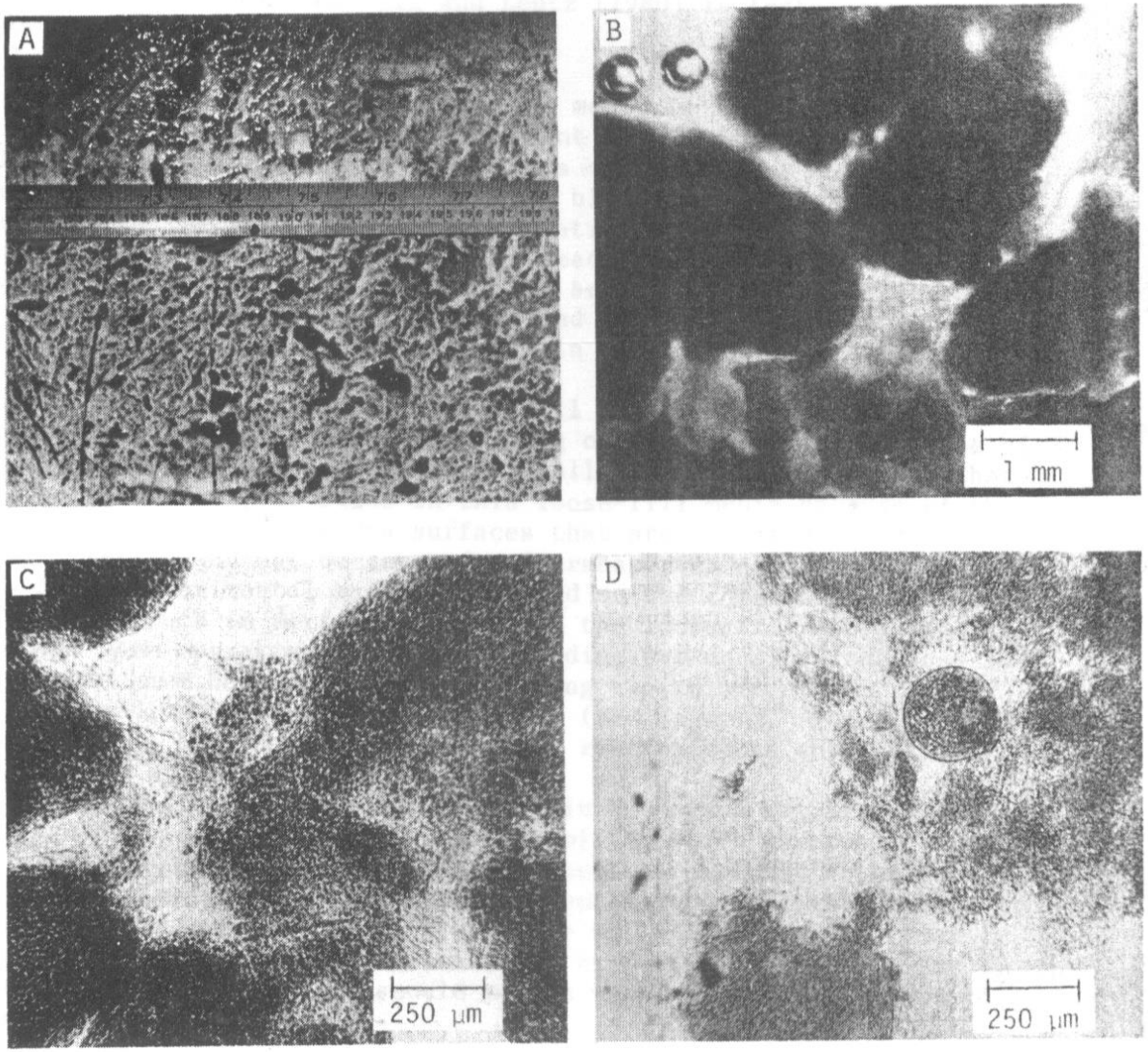


Fig. 10. Photographs of suspended growth removed from the interstitial spaces within the media in anaerobic filters showing the granulation of these solids and close-up views of these granules.

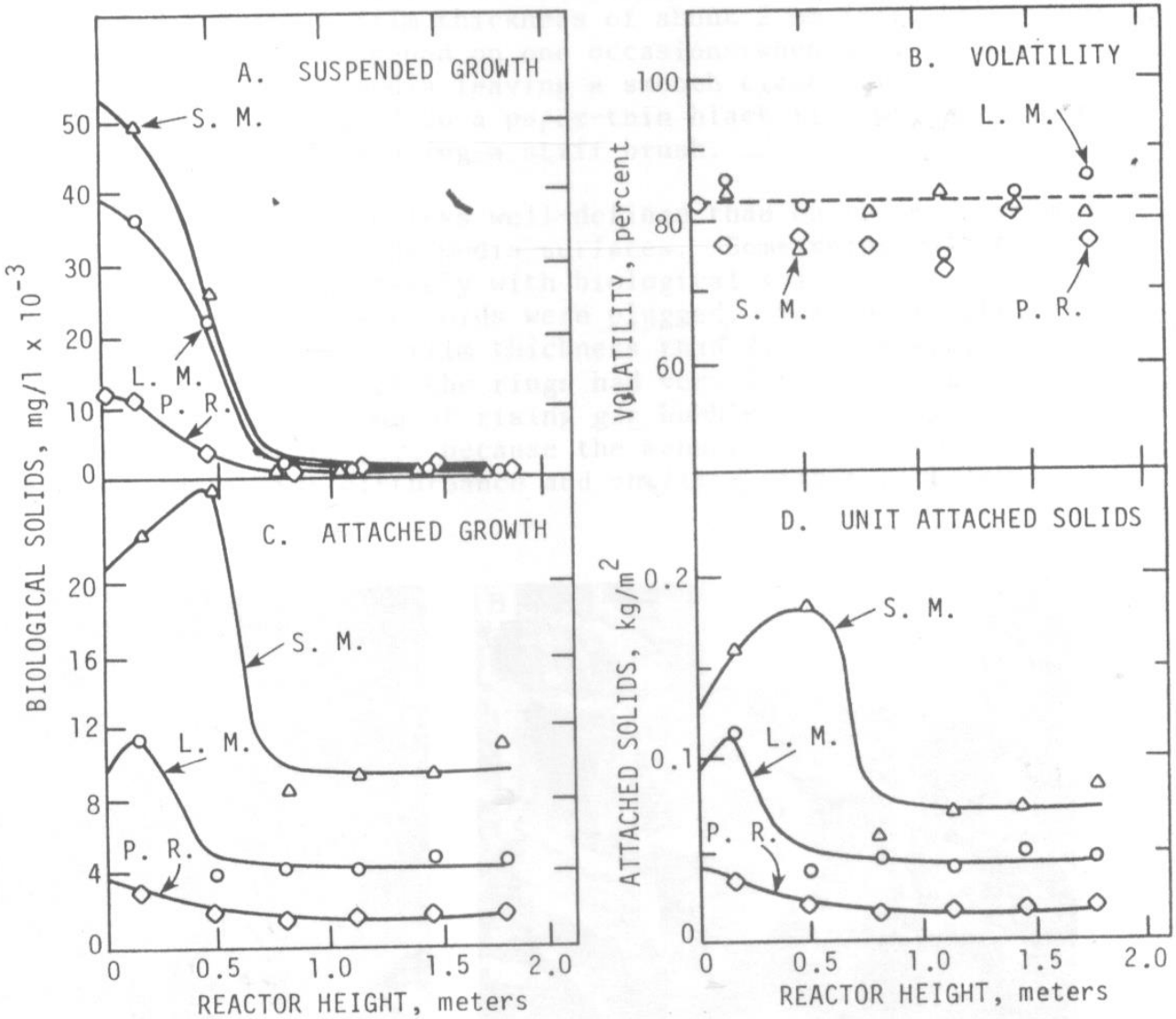


Fig. 8. Suspended and attached biological solids in the reactors containing the large modular (L. M.), small modular (S. M.) and Pall ring (P. R.) media plus volatility of the suspended growth and unit mass of attached solids.

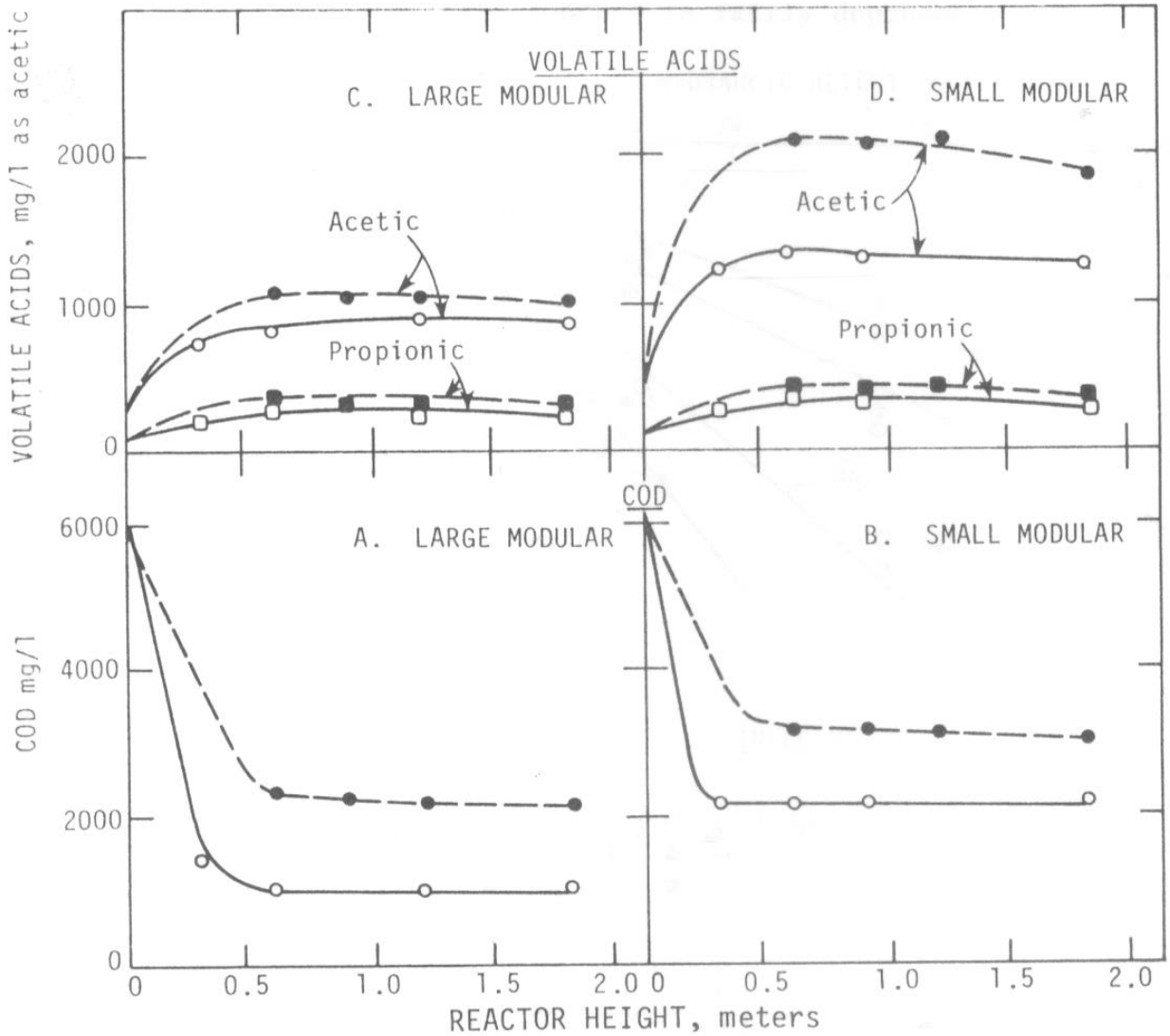


Fig. 6. COD and volatile acids profiles in reactors containing large and small modular media when operating at loadings of 8 kg COD/m^3-day (open symbols) and 16 kg COD/m^3-day (darkened symbols) when operating with an influent COD of 6,000 mg/1.

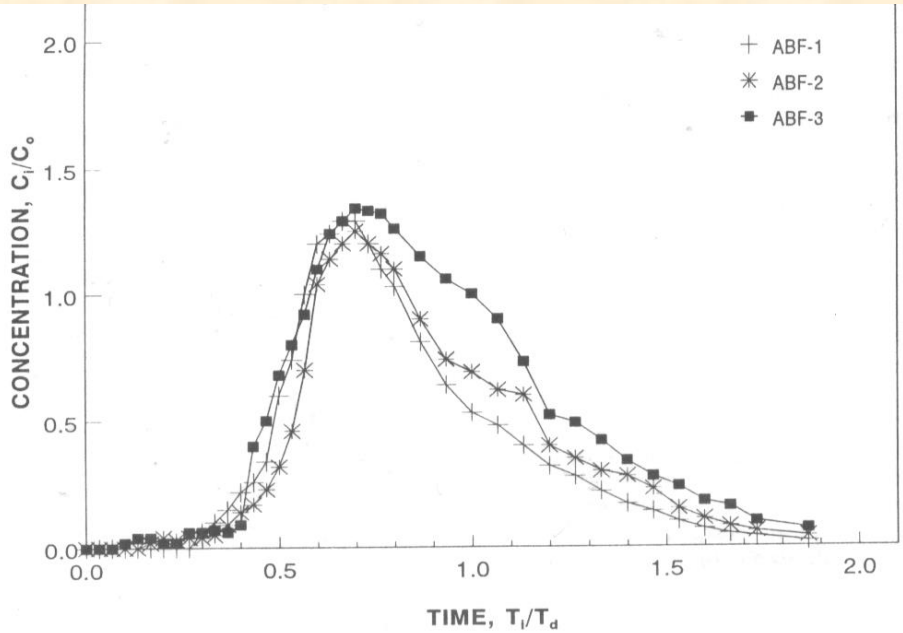


FIG. 4. Clean-Bed Response at Zero COD Loading and HRT 15 h

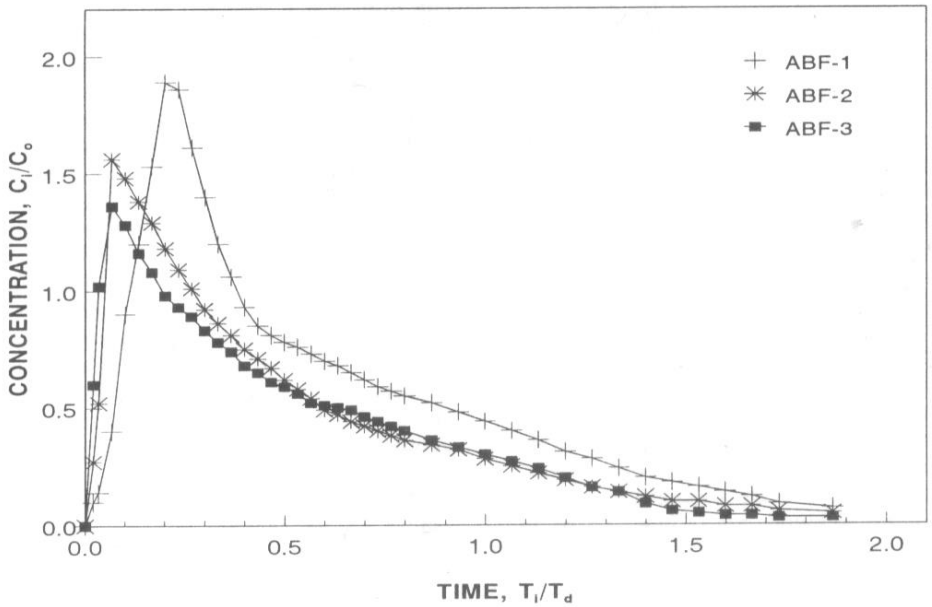


FIG. 5. Dirty-Bed Response at 16 g COD/L/d and HRT 15 h

Factores de performance

- El más importante el TRH (duplicando el TRH la remoción de DQO cambia entre un 12 y un 17%)
- La concentración de entrada no ejerce tanta influencia (duplicando la concentración cambia la eficiencia entre –5 y +6%)
- La superficie específica no ejerce mayor influencia (son tan importantes la geometría, las pendientes; reflejo de la importancia de la biomasa suspendida)
- Carga de diseño: típicamente hasta 12 kg/m^3d (con concentraciones de hasta 12 gDQO/L), con TRH a partir de 12 h

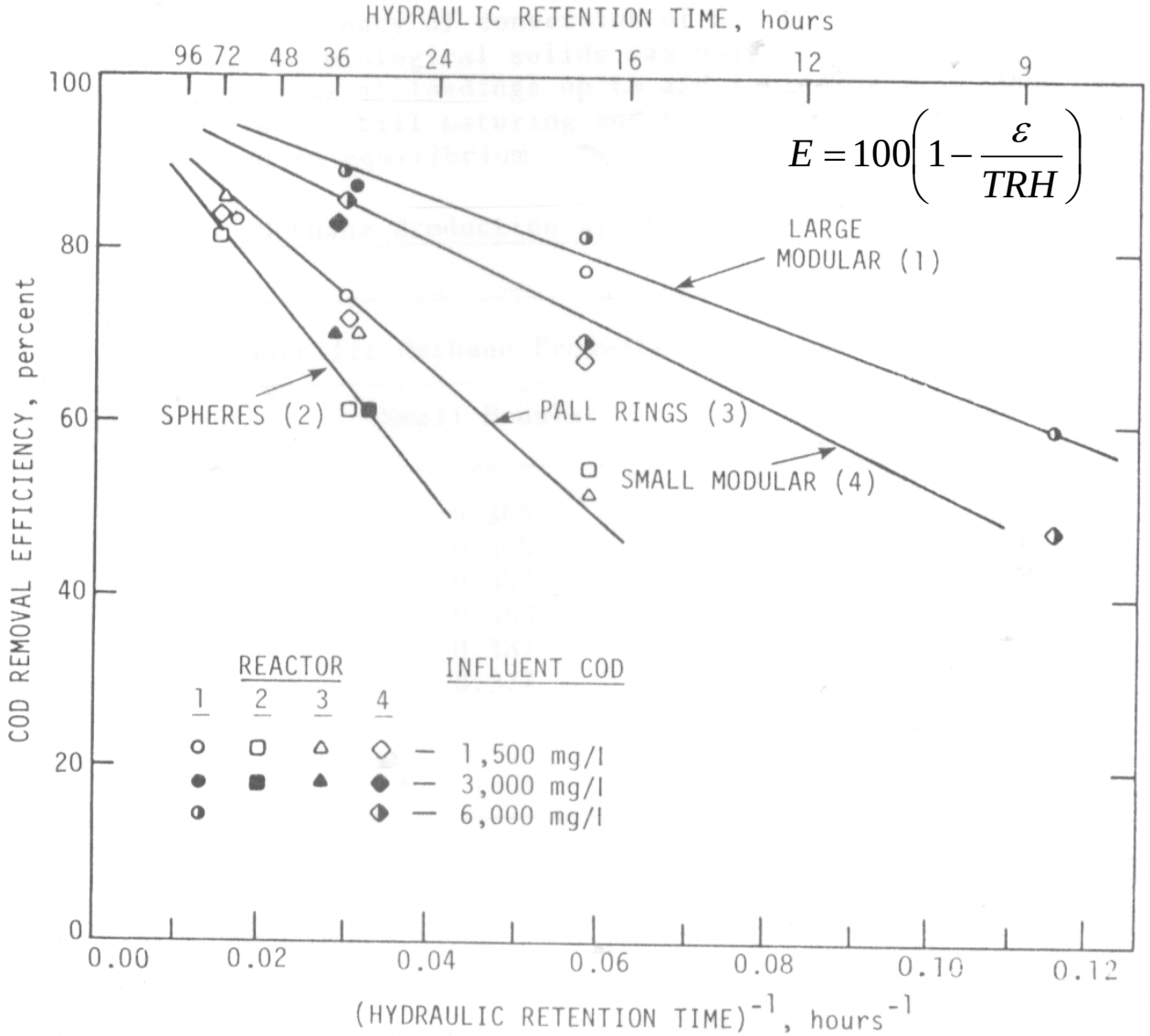


Fig. 7. COD removal efficiency versus the inverse of the theoretical hydraulic retention time when operating at a number of influent concentrations.

LECHO FLUIDIZADO

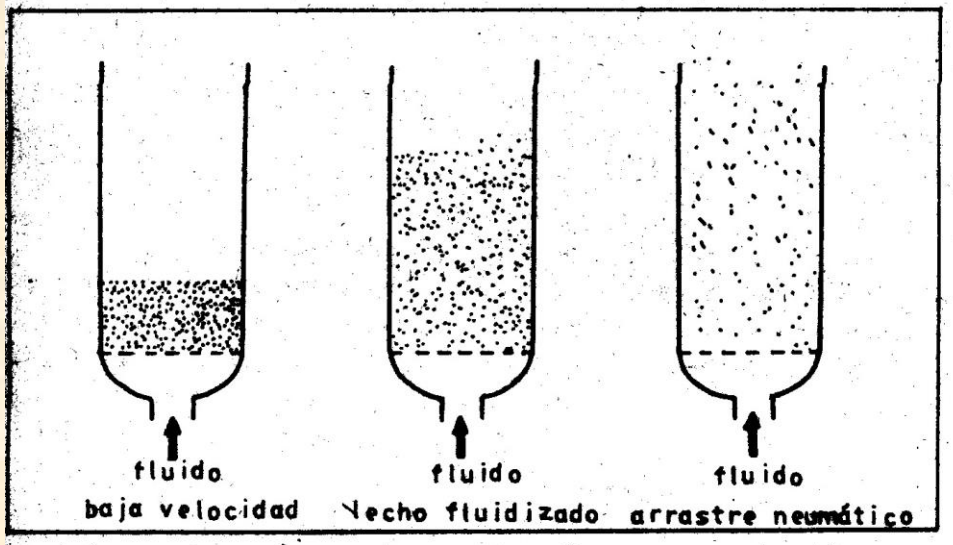


Figura 9. Flujo de un gas o un líquido a través de un lecho de partículas sólidas a velocidades crecientes.

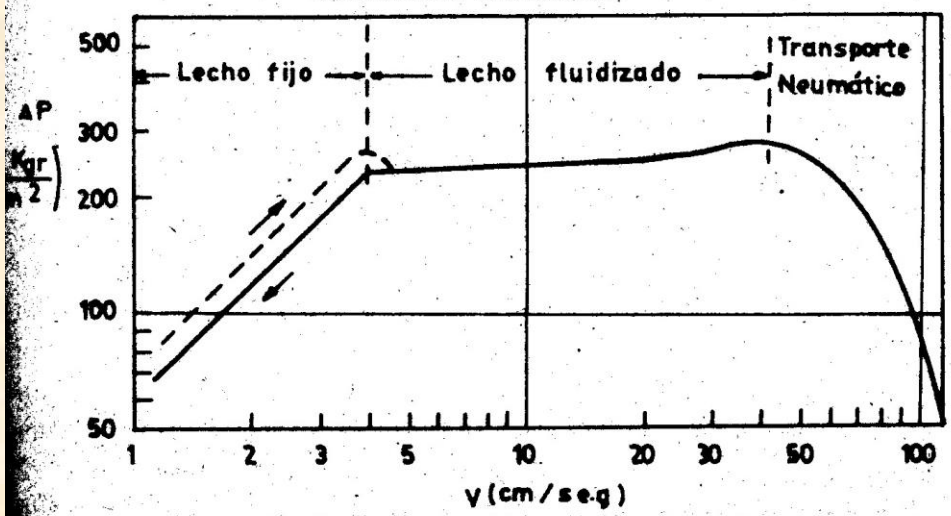
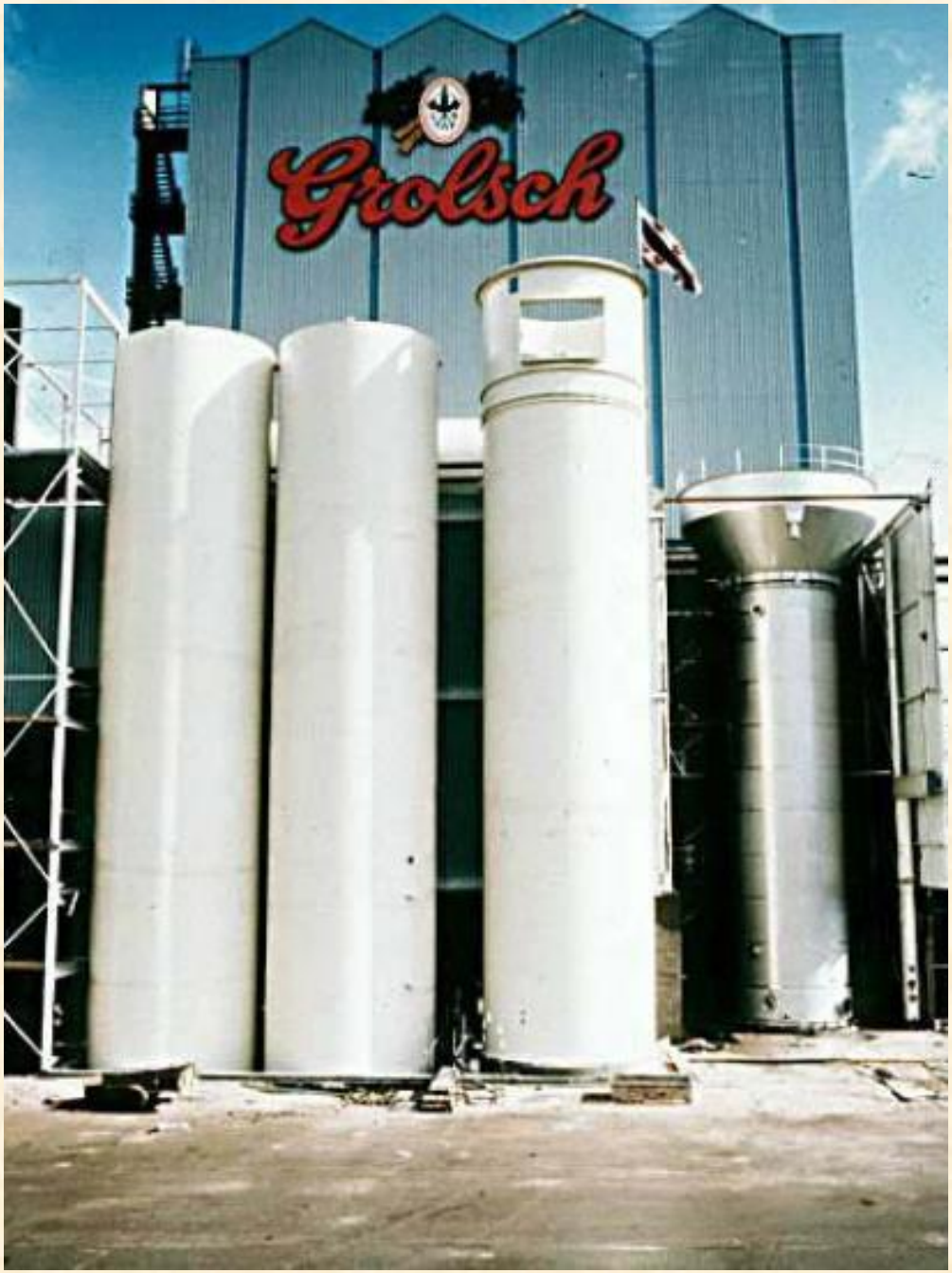


Figura 10. Caída de presión a través de un lecho de partículas de tamaño uniforme (2).

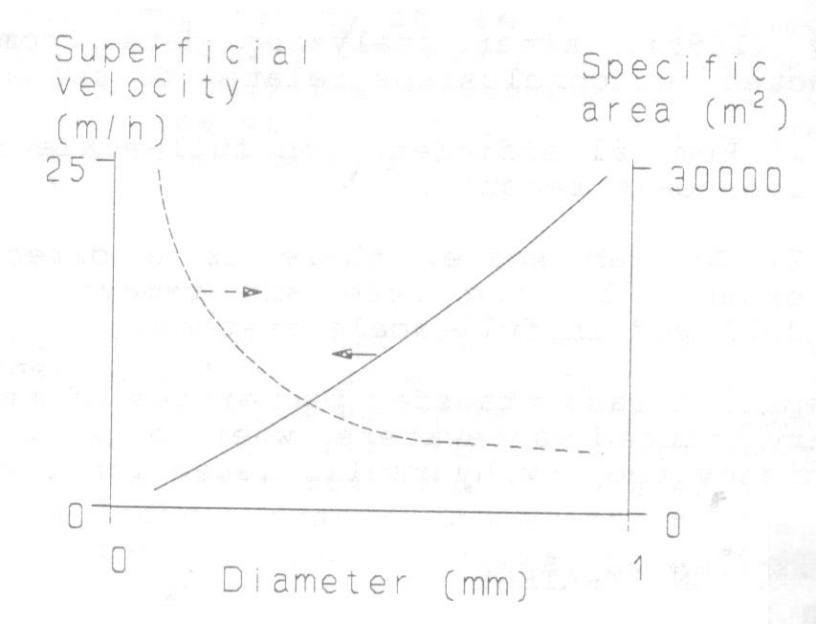

Grolsch

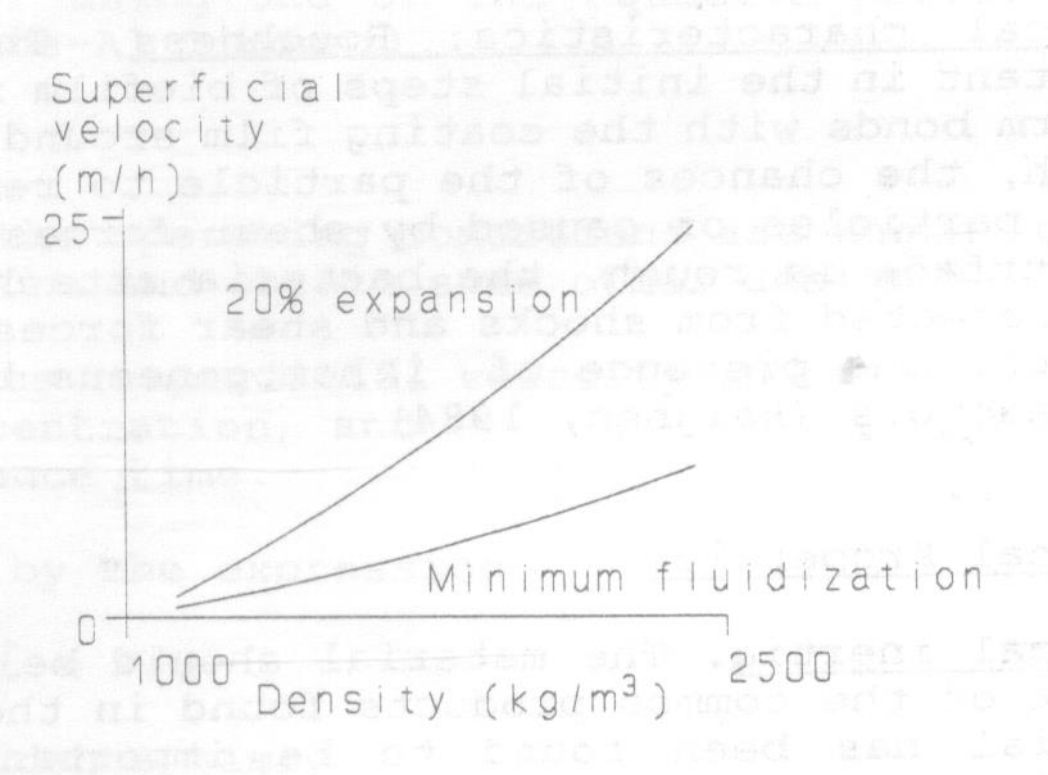
Ventajas

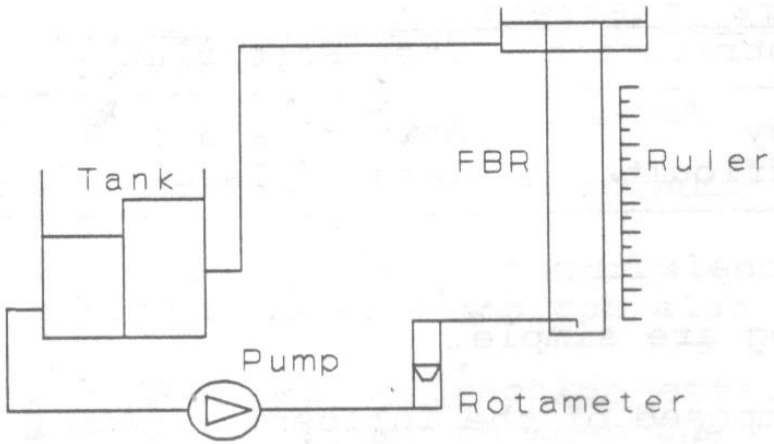
- Alta concentración de biomasa que se retiene en el reactor
- Mucha superficie para adherir el biofilm
- Dilución del influente con el efluente debido al reciclo, que además provee alcalinidad y reduce concentración de tóxicos
- Disminuye resistencia a transferencia de masa externa
- No hay obstrucciones ni canalizaciones
- Mejor control del espesor del biofilm

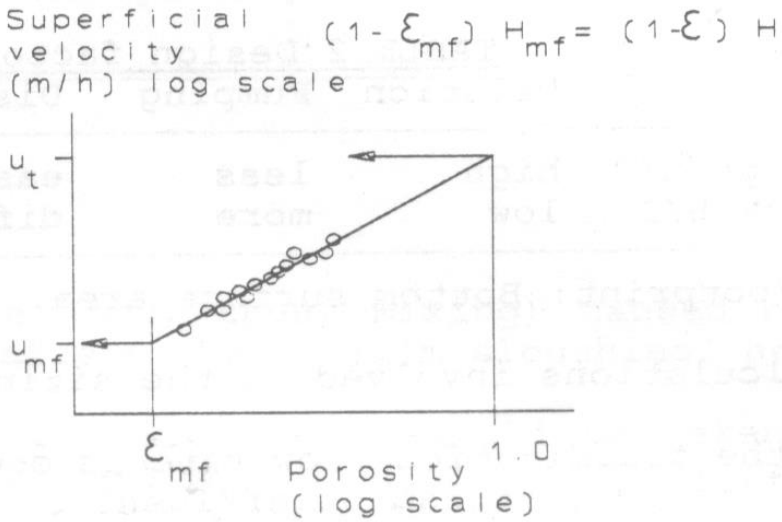
Estrategia de diseño

- Selección del material soporte: material, tamaño, forma, densidad, dureza, área superficial, rugosidad, inercia química, adsorción
- Selección de la expansión del lecho y la velocidad ascencional
- Tamaño (alto, diámetro)
- Evaluación de los efectos del crecimiento del biofilm y del desprendimiento
- Impacto de la producción y salida de gas (turbulencia, burbujas)

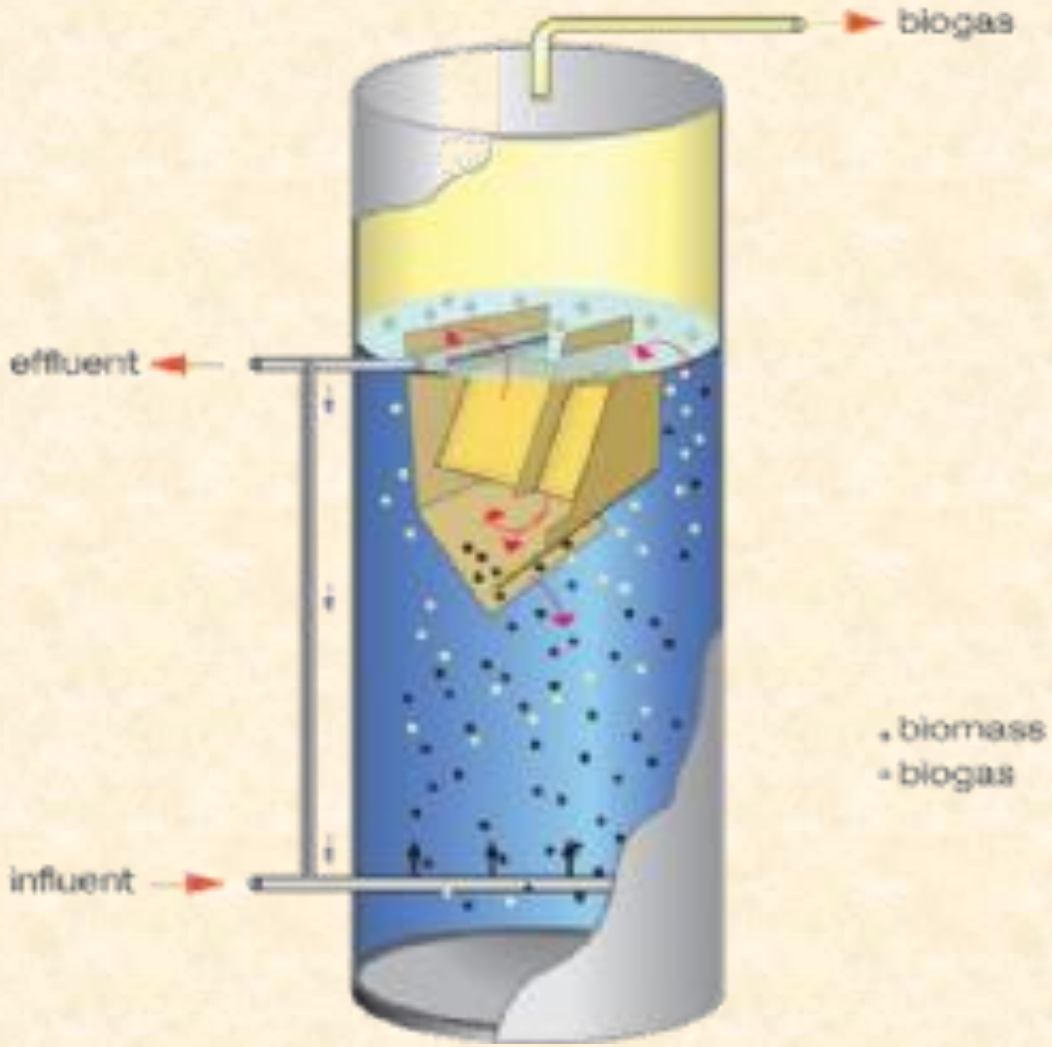

Superficial velocity (m/h)
Specific area (m²)
25
30000
0
0
0
1
Diameter (mm)


Superficial velocity (m/h)
25
20% expansion
Minimum fluidization
0
1000
2500
Density (kg/m³)

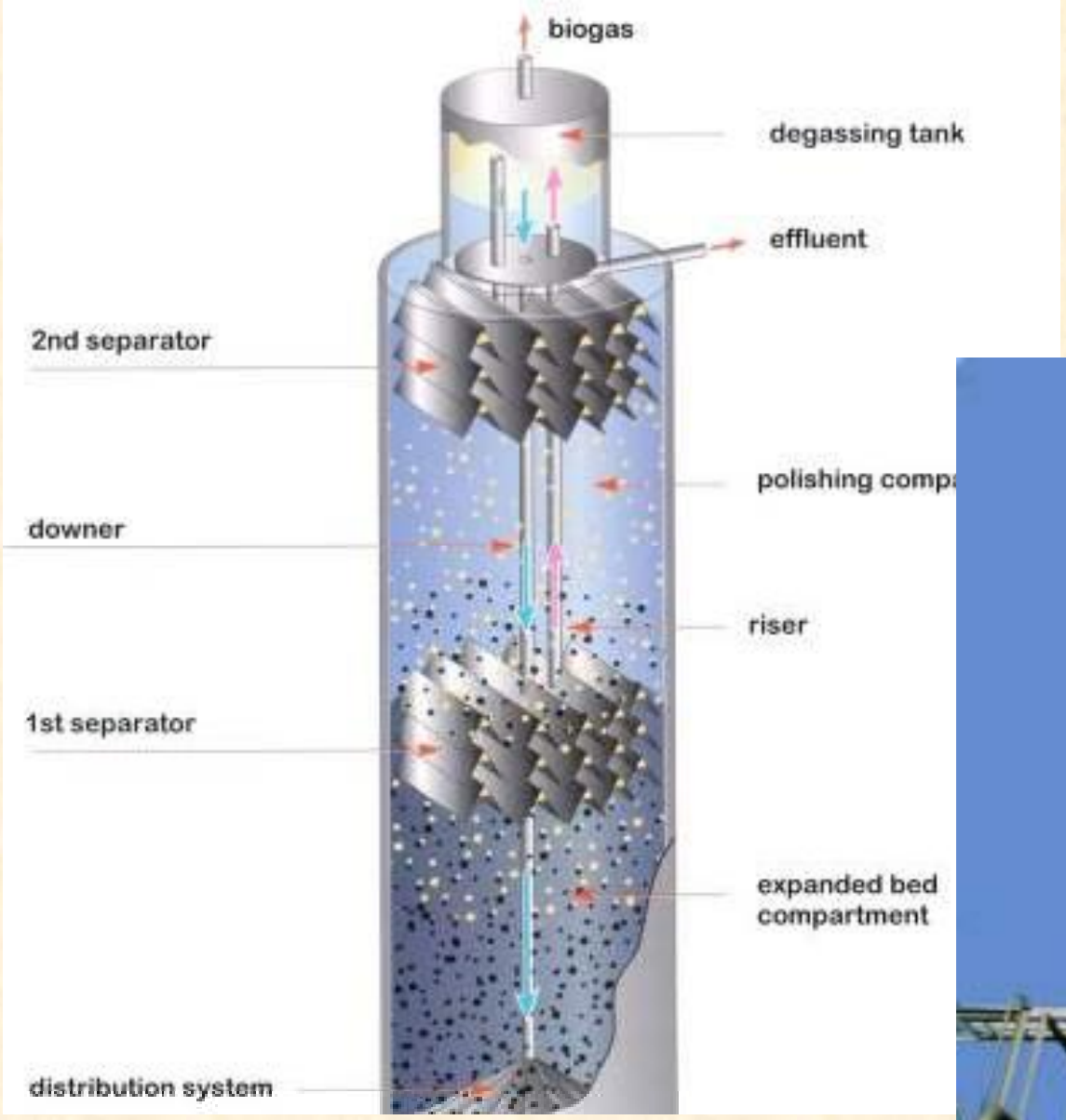

Tank
FBR
Ruler
Pump
Rotameter


Superficial velocity (m/h) log scale
$(1-\varepsilon_{mf})\ H_{mf} = (1-\varepsilon)\ H$
u_t
u_{mf}
ε_{mf}
1.0
Porosity (log scale)

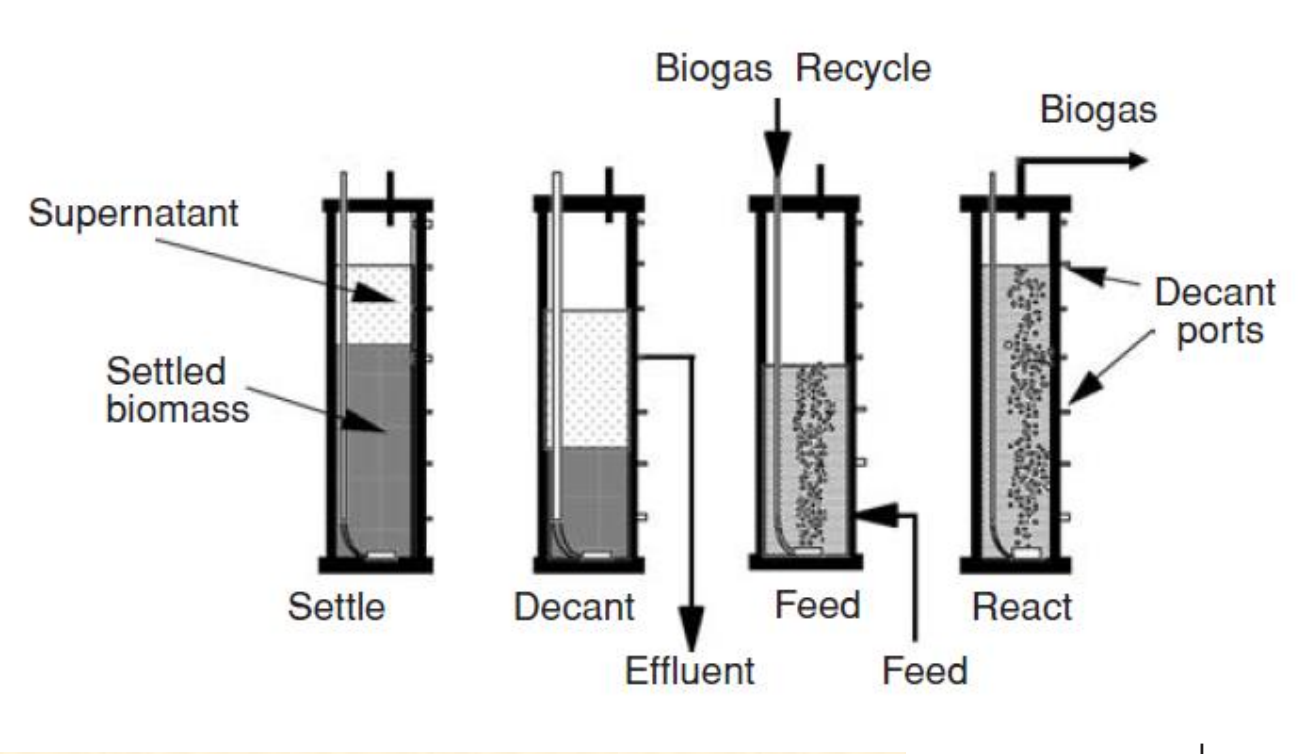
EGSB

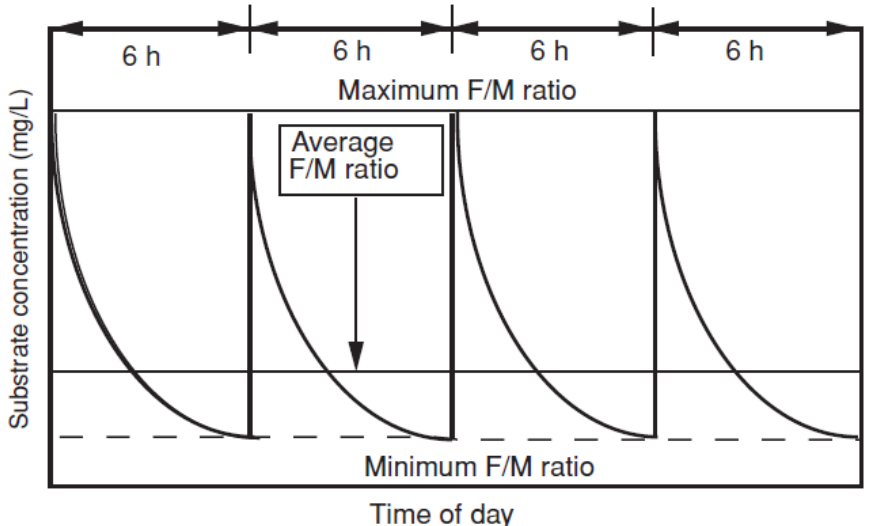


IC

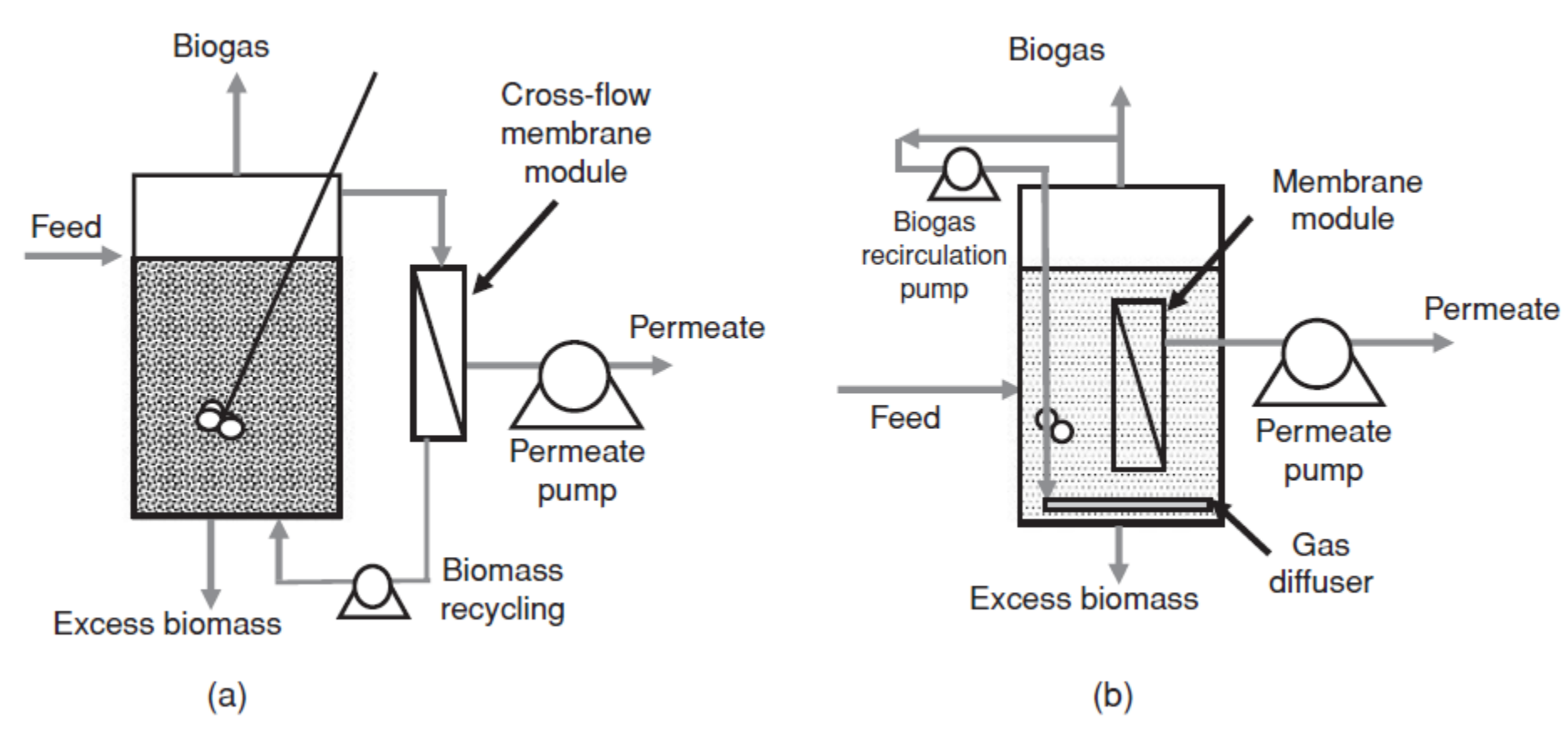

biogas
degassing tank
effluent
2nd separator
polishing comp
downer
riser
1st separator
expanded bed
compartment
distribution system

ANAEROBIC SEQUENTIAL BATCH REACTOR





ANAEROBIC MEMBRANE REACTORS

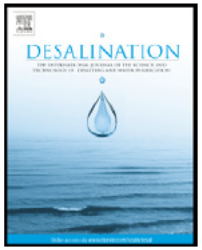


ELSEVIER

A review c ouling and
future per

Hongjun Lin,

College of Geography c



Summary of AnMBR performance for industrial wastewater treatment.

Type of wastewater	Scale[a]	Configuration	Characteristics of membrane[b]	Type of reactor[c]	Reactor volume (L)[d]	Operating condition	Influent[e]	Effluent[f]	Reference
Cheese whey	L	External	MF pore size: 0.2 μm	CSTR/ CSTR + M	5/15	HRT = 1 d/4 d SRT = –/29.7–78.6 d MLVSS = –/6.4–10 g/L OLR = –/19.78 kg COD/m^3/d Temp = 37 ± 2/37 °C Flux = 139.5 LMH	COD = 68.6 ± 3.3 BOD_5 = 37.71 ± 2.84 K_j–N = 1.12 ± 0.01 TP = 0.5 ± 1.8 × 10^{-3} TSS = 1.35 ± 0.06 pH = 6.5	COD = – (98.5%) BOD_5 < 100 (99.2%) TSS = – (100%)	[78]
Diluted tofu processing waste	L	External	Hollow fiber MF membrane	CSTR + M	5	HRT = 4 h RNA concentration = 150–200 mg/L Temp = 60 ± 0.1 °C pH = 5.5 ± 0.1 Flux = 4.32 LMH	COD = 26.5 ± 2.2 NH_4^+–N = 0.86 ± 0.12 PO_4^{3-}–P = 0.58 ± 0.06 TSS = 23.5 ± 3.5 pH = 1.0	Carbohydrate content < 2 g/L	[79]
Olive-mill wastewater	L	External	Ceramic tubular UF 25 kDa MWCO	PABR + M	15	HRT = 16.67 h MLSS = 1.05–2.41 g/L Temp = 35 ± 2 °C Flux = 80–450 LMH	COD = 350–500 NH_4^+–N = 15–21 PO_4^{3-}–P = 3–4.5 SS = 1–1.5 pH = 6.5–7.8	COD < 30 (> 95%) TN = 9–9.85 (15–20%) PO_4^{3-}–P < 1 (81%) pH = 6.9–7.3	[35]
Brewery wastewater + surplus yeast	L	External	Ceramic tubular; Pore size: 0.2 μm	CSTR + M	4.5	OLR = 12 kg COD/m^3/d MLVSS = 12 g/L Flux = 4–20 LMH Temp = 30 °C pH = 6.9	COD_s = 21 Particulate COD = 45–50	COD = 190 (99%) TSS = 0 (100%)	[34]
High-concentration food wastewater	P	External	Flat-sheet PES 20–70 kDa MWCO	CSTR + M	400	HRT = 60 h SRT = 50 d pH = 7.0 ± 0.2 OLR < 4.5 kg COD/m^3/d MLSS = 6–8 g/L Temp = 37 ± 0.5 °C	COD = 2–15 SS = 0.6–1.0 Chromaticity color = 6000–1000 pH = 5–6	COD = 141–2388 (81.3–94.2%)	[10]
Distilley produces wastewater	F	Submerged	Kubota flat-sheet membrane	CSTR + M	–	Themophilic range	COD = 101.3 TN = 3.72 TS = 6.0% pH = 4.11	COD = – (75–92%)	[31]
Kraft evaporator condensate	L	Submerged	Flat-sheet PVDF membrane 140 kDa MWCO	UASB + M	10	HRT = 5.8 d SRT = 230 d MLSS = 8.3 ± 1.6 g/L OLR = 3.1 ± 0.8 kg COD/m^3/d Temp = 55 ± 1 °C Flux = 2.4 ± 0.6 LMH	COD_t = 1.0	COD_s = – (97–99%)	[9]
Kraft evaporator condensate	L	Submerged	Flat-sheet PVDF membrane 140 kDa MWCO	UASB + M	10	HRT = 1.93 d SRT = 230 d MLSS = 8.2 ± 1.5 g/L OLR = 12.2 ± 1.1 kg COD/m^3/d Temp = 35 ± 1 °C Flux = 7.2 ± 0.9 LMH	COD_t = 1.0	COD_s = – (97–99%)	[9]
TMP whitewater	L	Submerged	Flat-sheet PVDF membrane 140 kDa MWCO	UASB + M	10	MLSS = 5.7 ± 0.8 g/L OLR = 2.4 ± 0.4 kg COD/m^3/d Temp = 35 ± 1 °C Flux = 5.2 ± 0.5 LMH	CODs = 2.78–3.35	COD_s < 300 (90%)	[39]
Petrochemical wastewater	L	Submerged	Kubota flat panel membrane Pore size: 0.45 μm	CSTR + M	23	HRT = 31.5 h SRT = 175 d MLSS > 30 g/L OLR = 14.6 kg COD/m^3/d Temp = 37 °C Flux = 8.5–16 LMH	COD = 19.1 pH = 7.2	COD = 612 (98%)	[75]
Textile wastewater	L	Submerged	Hollow fiber MF membrane Pore size: 0.40 μm	CSTR + M	3.25	HRT = 24 h pH = 6.8–7.2 Temp = 35 °C Flux = 1.8–14.4 LMH PAC dose = 1.7 g/L	COD = 730–1100	COD = – (90%) Color = – (94%) Turbidity = 8 NTU	[80]

[a] L = laboratory/bench scale, P = pilot scale, and F = full scale.
[b] PVDF = polyvinylidine fluoride and PES = polyethersulfone.
[c] CSTR = completely stirred tank reactor, UASB = upflow anaerobic sludge blanket, and PABR = periodic anaerobic baffled reactor.
[d] – indicates value not reported.
[e] The concentration unit is mg/L if not specified; COD_s = soluble COD, and COD_t = total COD.
[f] The concentration unit is mg/L and removal efficiency is presented in parentheses.