

CONSIDERACIONES GENERALES Y CONFIGURACIONES DE REACTORES ANAEROBIOS

Instituto de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

•1

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

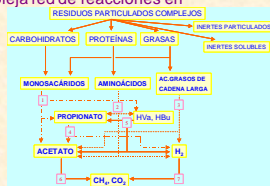
•2

LAS REACCIONES ANAEROBIAS

- El proceso total implica una compleja red de reacciones en serie-paralelo:

- SERIE: $A \rightarrow B \rightarrow C$
- PARALELO: $A \rightarrow \begin{matrix} B \\ C \end{matrix}$

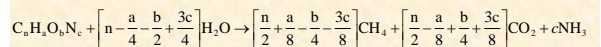
- Como los sustratos pueden ser muy variados, la estequiometría (relación molar entre reactivos y productos) también. A priori desconocida salvo cuando se trabaja con sustancias simples.
- La distribución de producto puede estar afectada por múltiples factores:
 - Condiciones de reacción (pH, T, ORP),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



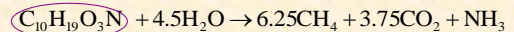
•3

ESTEQUIOMETRÍA

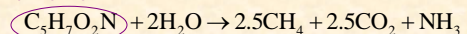
- Ecuación planteada por Bushwell:



- Por ejemplo para lodo primario



- Por ejemplo para lodo secundario



•4

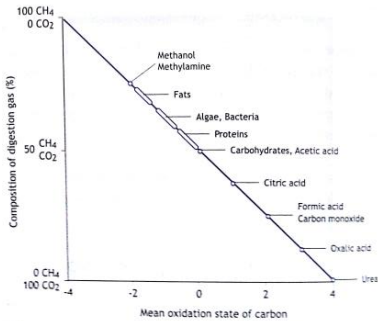
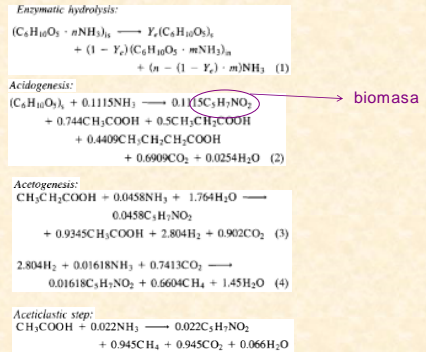


Figure 16.9 Theoretical composition of the biogas produced in relation to the mean oxidation state of the carbon in specific substrates, assuming complete mineralization of the substrate

•5

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



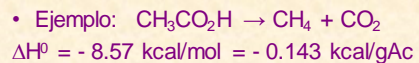
•6

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 CO₂, afectando la capacidad buffer)

•7

Ligeramente exotérmico:

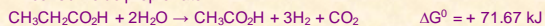


Sup. se consumen 4gAc/L, se desprenderían 0.57 kcal/L o sea se el líquido se podría incrementar, como valor tope, hasta poco más de 0.5°C en condiciones estándar (sin considerar que no toda la energía se usa en forma térmica).

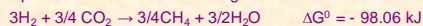
•8

Comportamiento simbiótico y transferencia interespecies:

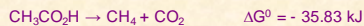
- En ocasiones la reacción no es termodinámicamente favorable, p.ej. consumo de propionato:



Debe acoplarse con consumo de hidrógeno:



Y con consumo de acetato



En resumen



Termodinámicamente favorable

•9

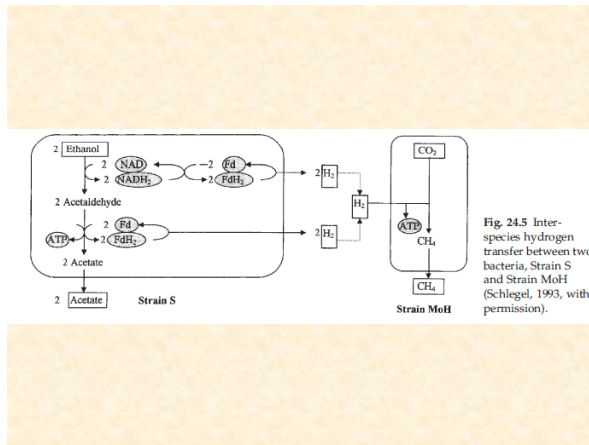
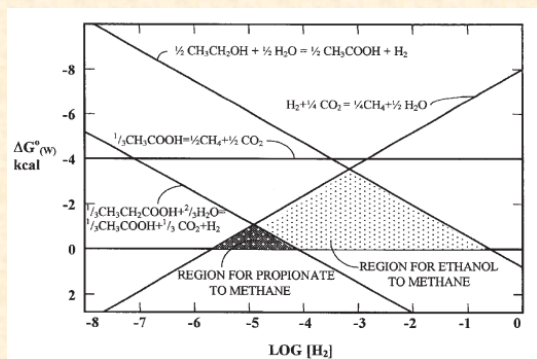


Fig. 24.5 Inter-species hydrogen transfer between two bacteria, Strain S and Strain MoH (Schlegel, 1993, with permission).

•10



•11

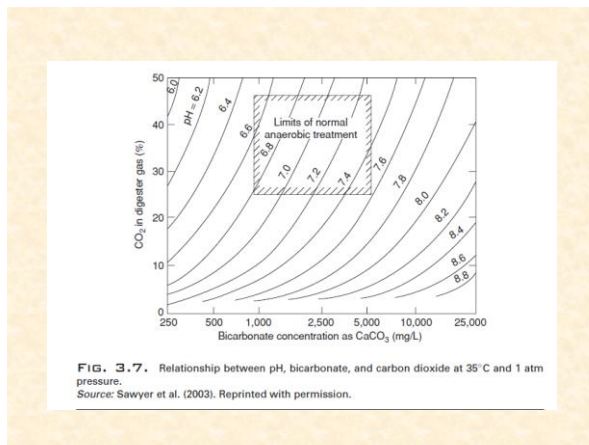


FIG. 3.7. Relationship between pH, bicarbonate, and carbon dioxide at 35°C and 1 atm pressure. Source: Sawyer et al. (2003). Reprinted with permission.

•12

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.

•13

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)

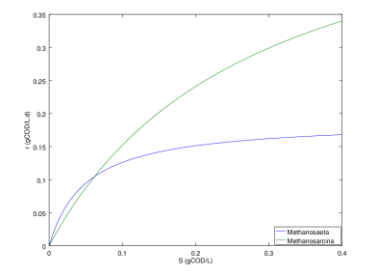
•14

Table 24. Average biokinetic parameters for *Methanoseta* and *Methanosarcina* under mesophilic conditions.

Biokinetic Parameters	<i>Methanoseta</i>	<i>Methanosarcina</i>
Specific substrate uptake rate (μ) (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 (0.012)

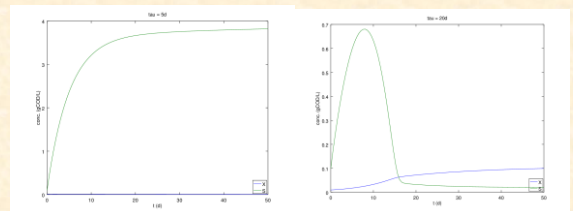
Source: Conkin et al. (2006). Reprinted with permission.

^a The number in the parenthesis represents the standard deviation.

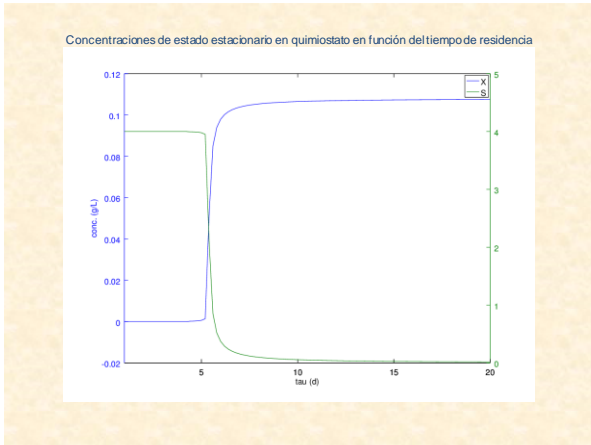


•15

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



•16



•17

• 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.

•18

• Normalmente se representa una matriz de la siguiente forma:

Componente $\rightarrow j$	1	2	3	Velocidad, $r(j)$
$j \downarrow$ Proceso	S_1	S_2	
proceso 1	coeficientes					$r(1)$
proceso 2						
...						
	DQO	unidades				

•19

Modelo ADM1

Tabla A3 Biochemical rate coefficients (r_{ij}) and kinetic rate equations (μ_j) for soluble components ($i = 1-12, j = 1-19$)

Componente $\rightarrow j$	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Units (g COD/L ³ d ⁻¹)
1 Dissimilation													$k_{d1} X_1$
2 Hydrolysis carbohydrates	1												$k_{h1} X_1$
3 Hydrolysis proteins		1											$k_{h2} X_1$
4 Hydrolysis lipids			1										$k_{h3} X_1$
5 Uptake of organic N				$(1-X_1)k_{n1}$	$(1-X_1)k_{n2}$	$(1-X_1)k_{n3}$	$(1-X_1)k_{n4}$			$- \sum_{i=1}^4 \mu_{i1} X_1$			$k_{n1} X_1 - \sum_{i=1}^4 \mu_{i1} X_1$
6 Uptake of organic acids				$(1-X_1)k_{a1}$	$(1-X_1)k_{a2}$	$(1-X_1)k_{a3}$	$(1-X_1)k_{a4}$			$- \sum_{i=1}^4 \mu_{i2} X_1$			$k_{a1} X_1 - \sum_{i=1}^4 \mu_{i2} X_1$
7 Uptake of LCFA							$(1-X_1)k_{l1}$			$- \mu_{l1} X_1$			$k_{l1} X_1 - \mu_{l1} X_1$
8 Uptake of volatile							$(1-X_1)k_{v1}$	$(1-X_1)k_{v2}$		$- \mu_{v1} X_1$			$k_{v1} X_1 - \mu_{v1} X_1$
9 Uptake of biodegradable										$- \mu_{b1} X_1$			$k_{b1} X_1 - \mu_{b1} X_1$
10 Uptake of acetate										$- \mu_{a1} X_1$			$k_{a1} X_1 - \mu_{a1} X_1$
11 Uptake of hydrogen										$- \mu_{h1} X_1$			$k_{h1} X_1 - \mu_{h1} X_1$
12 Uptake of hydrogen										$- \mu_{h2} X_1$			$k_{h2} X_1 - \mu_{h2} X_1$
13 Decay of X_1													$-k_{d1} X_1$
14 Decay of X_2													$-k_{d2} X_2$
15 Decay of X_3													$-k_{d3} X_3$
16 Decay of X_4													$-k_{d4} X_4$
17 Decay of X_5													$-k_{d5} X_5$
18 Decay of X_6													$-k_{d6} X_6$
19 Decay of X_7													$-k_{d7} X_7$

•20

Table A1 Biochemical rate coefficients (r_{ij}) and kinetic rate equations (μ_j) for soluble components ($i = 13-24, j = 1-10$)

Component / Process i	r_{13}	r_{14}	r_{15}	r_{16}	r_{17}	r_{18}	r_{19}	r_{20}	r_{21}	r_{22}	r_{23}	r_{24}	μ_j (kgCOD/m ³ d)
1 Dissimilation	-1	r_{13}	r_{13}	r_{13}									r_{13}
2 Hydrolysis carbohydrates		1											$\frac{r_{13} S_{13}}{K_{S13} + S_{13}}$
3 Hydrolysis of proteins			1										$\frac{r_{13} S_{14}}{K_{S14} + S_{14}}$
4 Hydrolysis of lipids				1									$\frac{r_{13} S_{15}}{K_{S15} + S_{15}}$
5 Uptake of oxygen					r_{16}								$\frac{r_{13} S_{16}}{K_{S16} + S_{16}}$
6 Uptake of amino acids						r_{17}							$\frac{r_{13} S_{17}}{K_{S17} + S_{17}}$
7 Uptake of LCFA							r_{18}						$\frac{r_{13} S_{18}}{K_{S18} + S_{18}}$
8 Uptake of volatile								r_{19}					$\frac{r_{13} S_{19}}{K_{S19} + S_{19}}$
9 Uptake of substrate									r_{20}				$\frac{r_{13} S_{20}}{K_{S20} + S_{20}}$
10 Uptake of propionate										r_{21}			$\frac{r_{13} S_{21}}{K_{S21} + S_{21}}$
11 Uptake of acetate											r_{22}		$\frac{r_{13} S_{22}}{K_{S22} + S_{22}}$
12 Uptake of hydrogen											r_{23}		$\frac{r_{13} S_{23}}{K_{S23} + S_{23}}$
13 Density of X_{13}	1												$\frac{r_{13} S_{24}}{K_{S24} + S_{24}}$
14 Density of X_{14}		1											$\frac{r_{13} S_{25}}{K_{S25} + S_{25}}$
15 Density of X_{15}			1										$\frac{r_{13} S_{26}}{K_{S26} + S_{26}}$
16 Density of X_{16}				1									$\frac{r_{13} S_{27}}{K_{S27} + S_{27}}$
17 Density of X_{17}					1								$\frac{r_{13} S_{28}}{K_{S28} + S_{28}}$
18 Density of X_{18}						1							$\frac{r_{13} S_{29}}{K_{S29} + S_{29}}$
19 Density of X_{19}							1						$\frac{r_{13} S_{30}}{K_{S30} + S_{30}}$
20 Density of X_{20}								1					$\frac{r_{13} S_{31}}{K_{S31} + S_{31}}$
21 Density of X_{21}									1				$\frac{r_{13} S_{32}}{K_{S32} + S_{32}}$
22 Density of X_{22}										1			$\frac{r_{13} S_{33}}{K_{S33} + S_{33}}$
23 Density of X_{23}											1		$\frac{r_{13} S_{34}}{K_{S34} + S_{34}}$
24 Density of X_{24}												1	$\frac{r_{13} S_{35}}{K_{S35} + S_{35}}$

•21

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	$I = \frac{1 + 2 \times 10^{2.5(pH_L - pH_U)}}{1 + 10^{2(pH - pH_U)} + 10^{2(pH_L - pH)}}$	pH inhibition when both high and low pH inhibition occur	2
	$I = \exp\left(-\alpha \left(\frac{pH - pH_{UL}}{pH_{UL} - pH_{LL}}\right)^2\right)$	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)

•22

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)

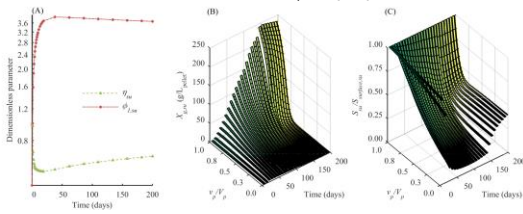
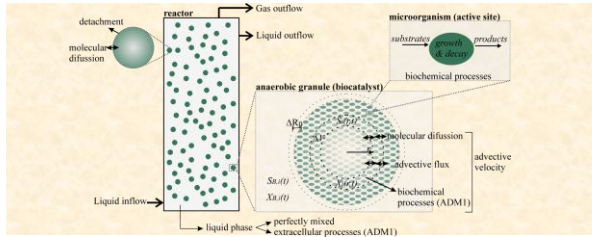
•23

TRANSFERENCIA DE MASA

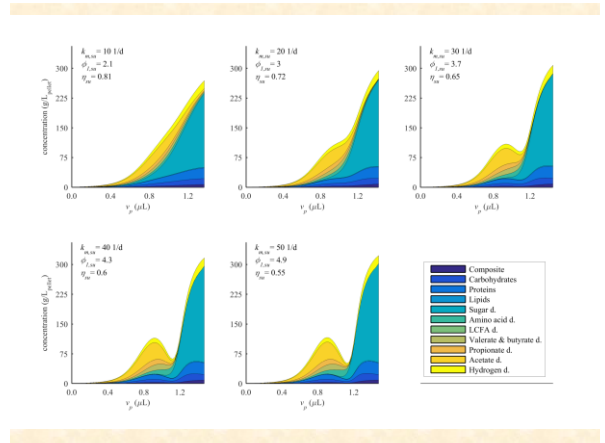
(referido al agregado de microorganismos)

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

•24



•25



•26

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

•27

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 ascensional en el arranque de UASB

•28

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

•29

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.

•30

OTROS ASPECTOS

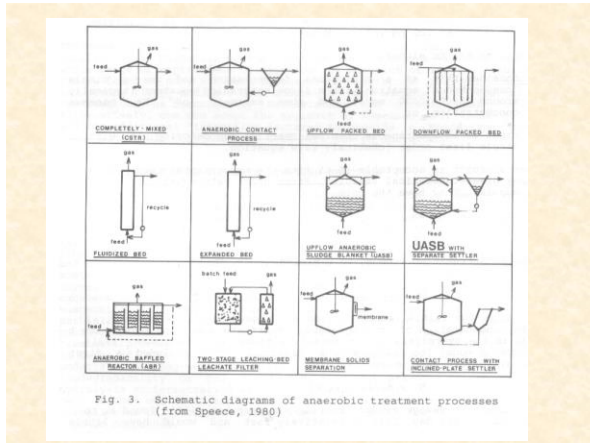
- Permanencia de la biomasa dentro del reactor, sea por sedimentación, adhesión a sólidos o recirculación
- Mejora del contacto entre biomasa y líquido residual, minimizando problemas de transferencia de masa
- Aumento de la actividad de la biomasa, debido a la adaptación y crecimiento.

•31

Principales tipos de sistemas anaerobios


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

•32



•33

LAGUNAS



- Sistemas extensivos
- 2.5 a 5 m de profundidad
- TRH: de 10 a 90 d
- Carga: 0.5 a 2 kgDQO/m³.d (0.3 a 4.5 kgDQO/m².d)
- Eficiencia de remoción: 30 a 80%
- Remoción de lodo: cada 2 a 5 años
- Actualmente tendencia a cubrirlas para captar biogás

•34

Crterios de diseo para climas templados o frs

- HRT hasta 50 d
- Carga volumtrica tan baja como 40 gDBO₅/m³.d

Based on Volumetric Loading or HRT (WHO, 1987)			Output-Volumetric Loading	
Design Based on Volumetric Loading, HRT and Climate Temperature			Volume, m ³	78854
Temperature, °C	Detention Time, day	BOD ₅ Reduction, %	Length, m	171
10	5	10-10	Width, m	171
10-15	4-5	30-40	Output-Detention Time	
15-20	2-3	40-50	Volume, m ³	94625
20-25	1-2	40-60	Length, m	187
25-30	1-2	60-80	Width, m	187
Climates with temperatures exceeding 22 °C:			Detention Time, days	5
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				
Inflow				
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	3			
Slope	3			

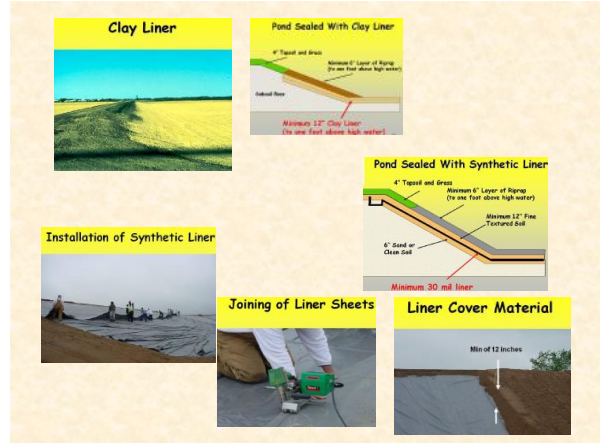
•35



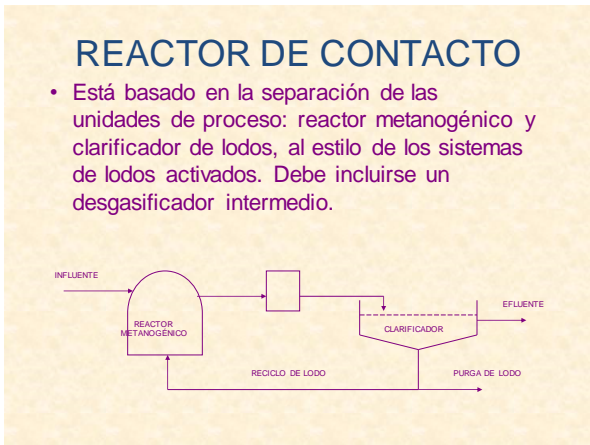
•36



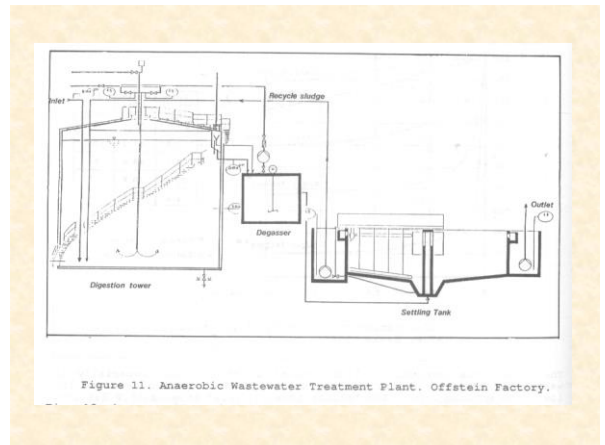
•37



•38



•39



•40



•41



•42

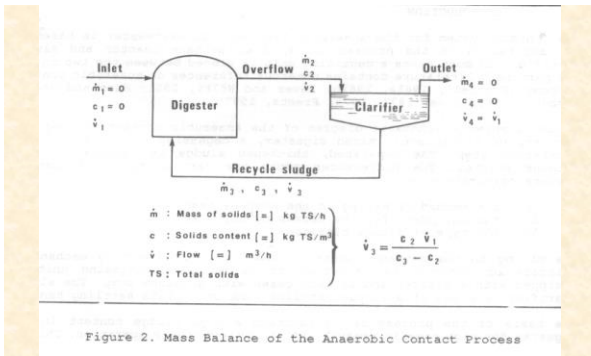


Figure 2. Mass Balance of the Anaerobic Contact Process

Concentración de biomasa típica: 4 -6 gSSV/L
Cargas típicas: 0.5 – 10 kgDQO/m³.d

•43

TABLE 1. Anaerobic Wastewater Treatment with the Contact Process
(After Seyfried and Saabe, 1984)

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	0.8-12.0	3100-18000	80-95
Distillery	0.17-0.24	1.5-2.5	300-1800	90-98
Citric Acid	0.16-0.28	1.3-4.0	10000	75-83
Yeast Factory	0.24-0.37	2.8-3.9	1900	77-82
Dairy	0.15	0.88	84	—
Starch Factory	0.4	1.5	5000	96
Green Vegetable Cannery	0.11-0.25	2.0-4.2	8000	90-95
Pasta Factory	0.03-0.25	1.7-5.3	3000-2618	88-93
Starch Factory	1.4	3.5	900	65
Meat Processing Works	0.5-1.1	0.8-4.5	2670-7117	88-95
Condensate from Cellulose Factory	0.08-0.20	1.3-1.8	3000-10000	97-98

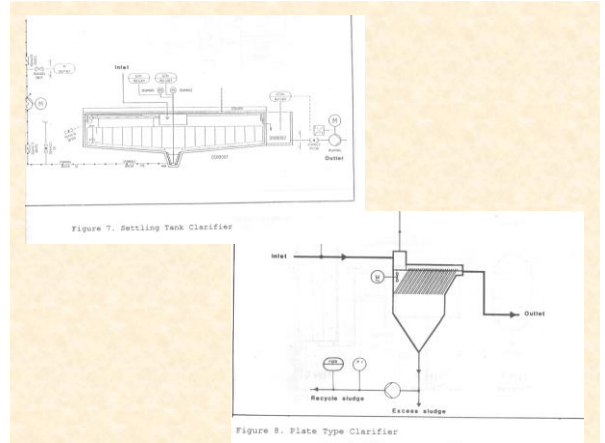
•44

Diseño

P.ej.: carga a tratar: 21000 kgDQO
 Carga de diseño: 1 kgDQO/kgSSV.d
 Contenido de sólidos en el reactor: 7 kgSSV/m³

$$\text{Volumen del reactor: } \frac{21000 \text{ kgDQO/d}}{1 \text{ kgDQO/kgSSV.d} \cdot 7 \text{ kgSSV/m}^3} = 3000 \text{ m}^3$$

•45



•46

Sedimentadores

Carga de diseño: 0.2 a 0.25 m³/m².d
 5 kgST/m².h
 (el mayor; ajustar según el tipo de lodo)

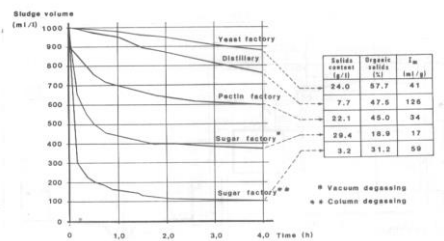
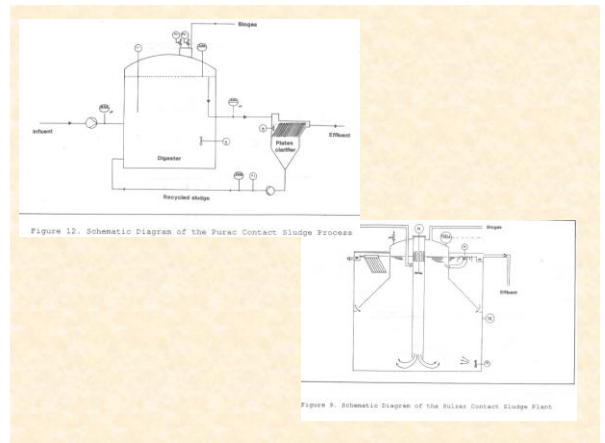
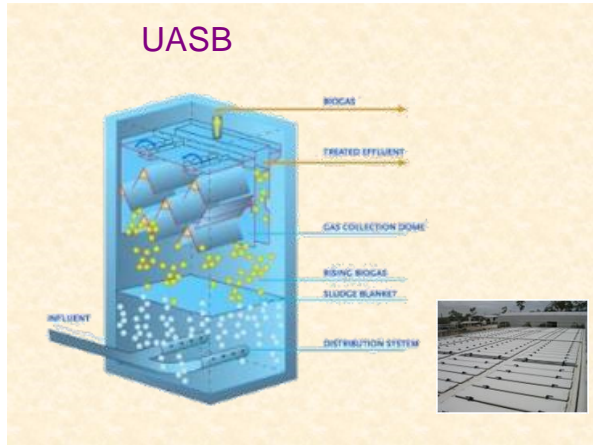


Figure 10. Sedimentation Curves of Different Anaerobic Sludges (After Saake, 1985)

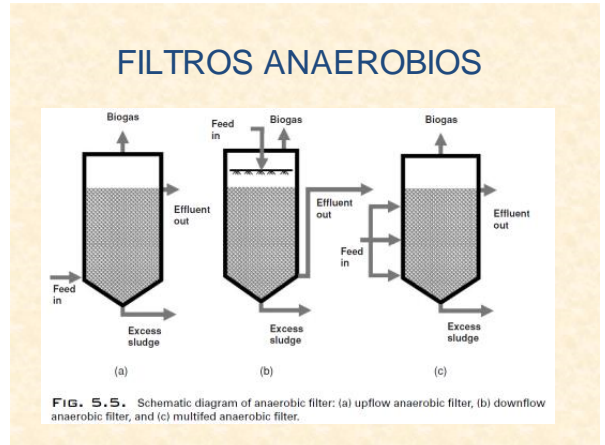
•47



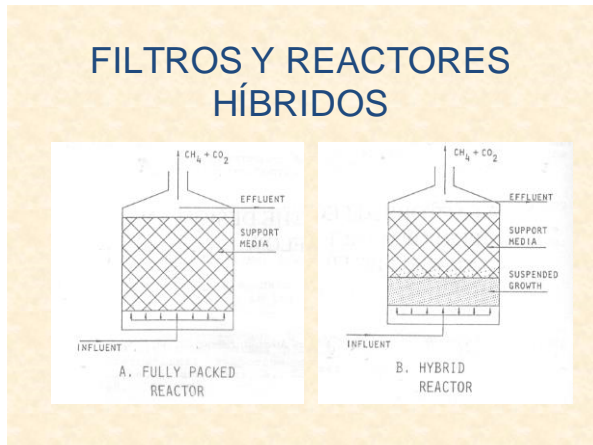
•48



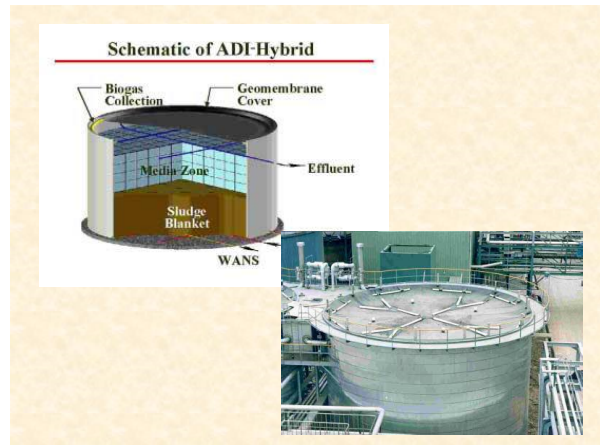
•49



•50



•51



•52



•53



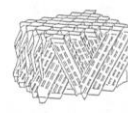
•54

Factores físicos

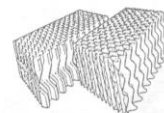
- Cilíndricos o de base rectangular
- Diámetro o ancho: 6 a 26m
- Alto: 3 a 13m
- Volúmenes: 100 a 10000 m³
- Medio relleno: total o solo parte superior; piedras, plástico (flujo cruzado a 60°), anillos Pall
- Área específica: alrededor de 100 m²/m³
- El medio relleno actúa como separador sólido-gas, ayuda a uniformizar el flujo, mejora el contacto entre las fases y permite acumular grandes cantidades de biomasa.

•55

Rellenos



CROSSFLOW



TUBULAR



PALL RINGS

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



•56

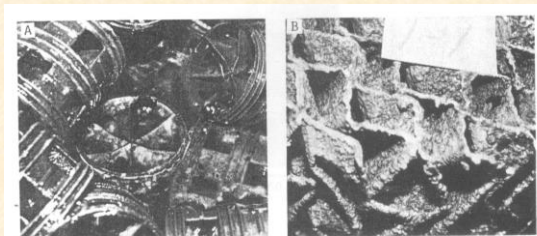


Fig. 9. Photographs of biological solids attached to anaerobic filter media.

•57

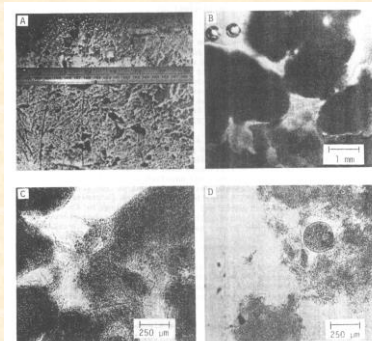


Fig. 10. Photographs of suspended growth removed from the interstitial spaces within the media in anaerobic filters showing the granulation of these solids and close-up views of these granules.

•58

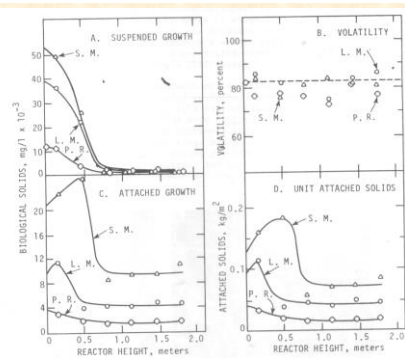


Fig. 8. Suspended and attached biological solids in the reactors containing the large modular (L. M.), small modular (S. M.) and Fall ring (P. R.) media plus volatility of the suspended growth and unit mass of attached solids.

•59

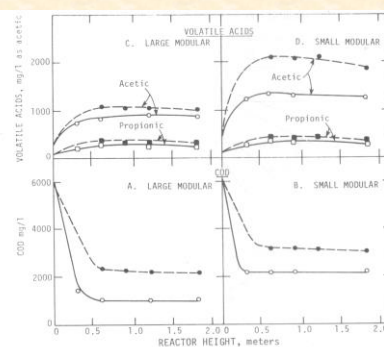
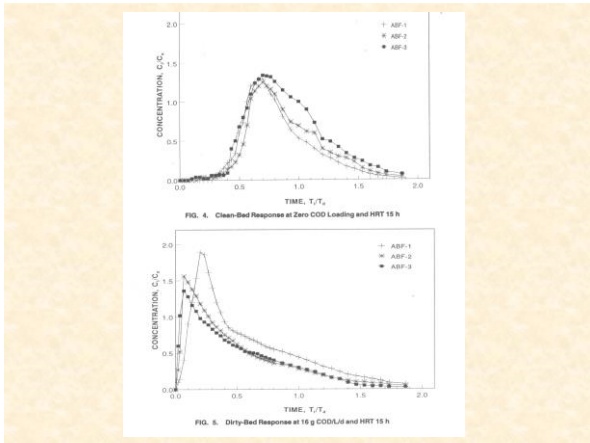


Fig. 6. COD and volatile acids profiles in reactors containing large and small modular media when operating at loadings of 8 kg COD/m²-day (open symbols) and 16 kg COD/m²-day (darkened symbols) when operating with an influent COD of 6,000 mg/l.

•60

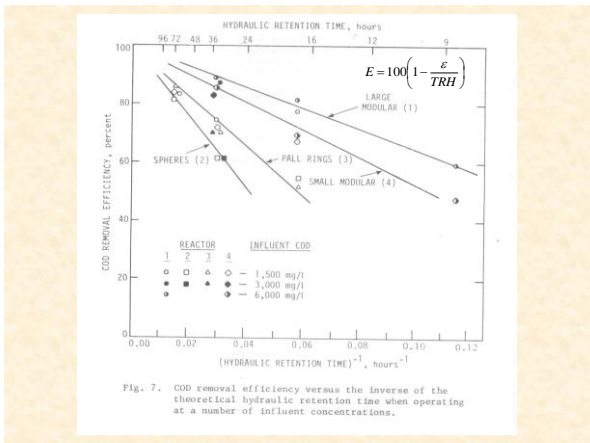


•61

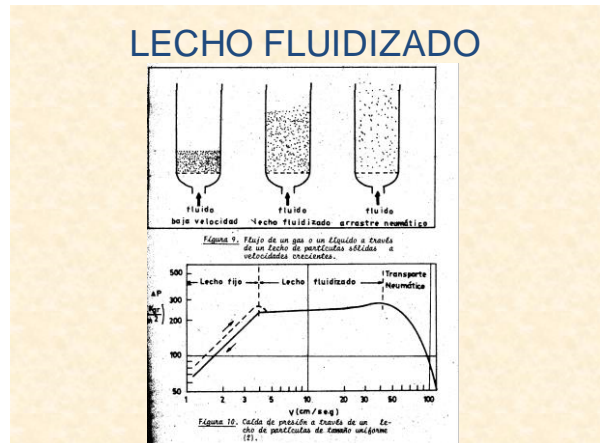
Factores de performance

- 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/m²d (con concentraciones de hasta 12 gDQO/L), con TRH a partir de 12 h

•62



•63



•64



•65



•66

Ventajas

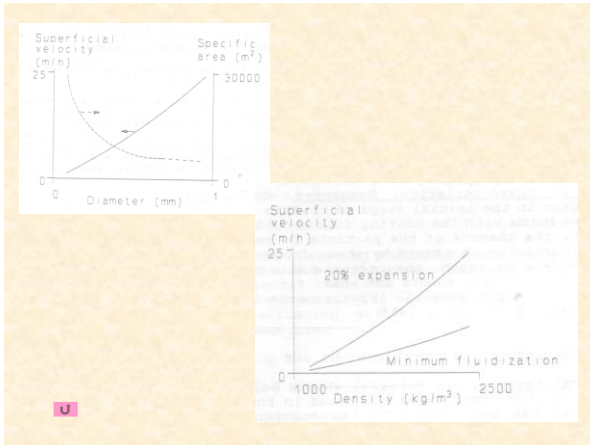
- Alta concentración de biomasa que se retiene en el reactor
- Mucha superficie para adherir el biofilm
- Dilución del influente con el efluente debido al reciclo, que además provee alcalinidad y reduce concentración de tóxicos
- Disminuye resistencia a transferencia de masa externa
- No hay obstrucciones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

•67

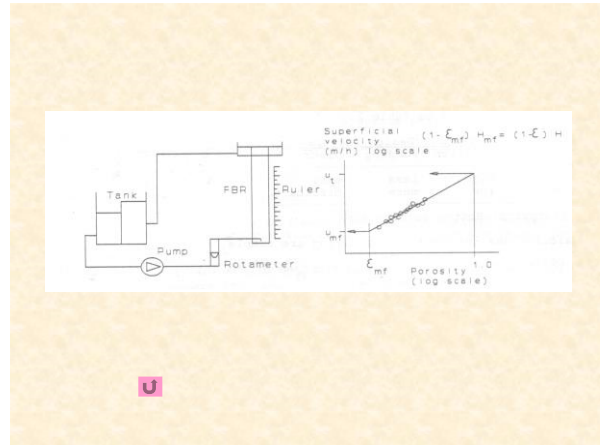
Estrategia de diseño

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

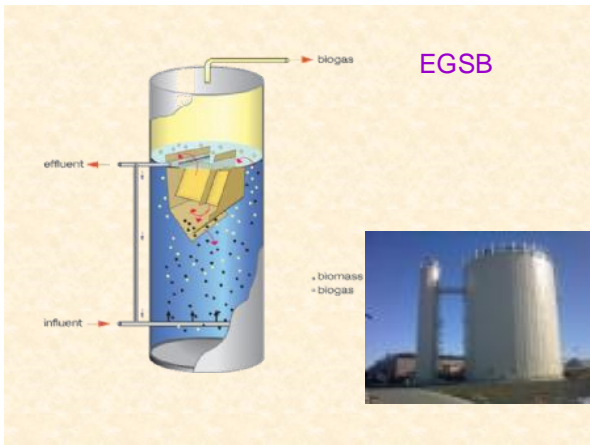
•68



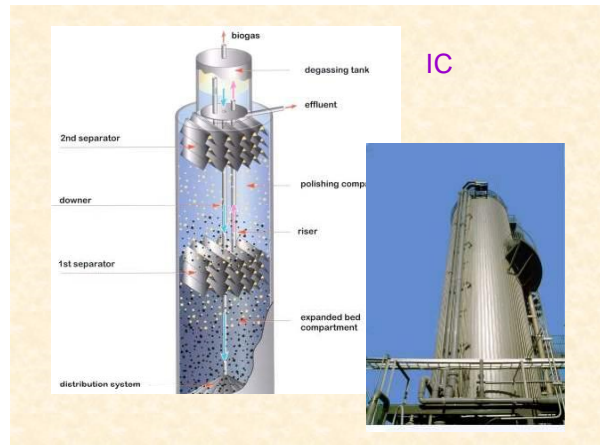
•69



•70

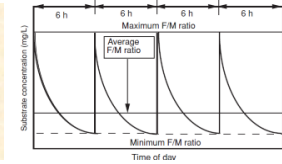
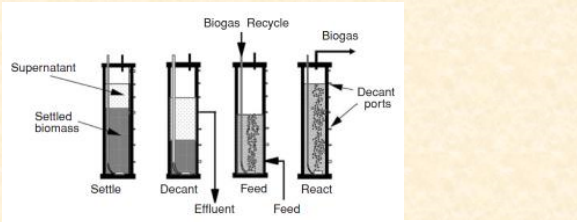


•71



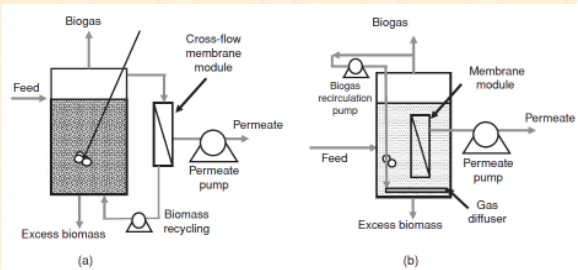
•72

ANAEROBIC SEQUENTIAL BATCH REACTOR



•73

ANAEROBIC MEMBRANE REACTORS



•74

Summary of the MBR performance for selected wastewater treatment

Wastewater	MBR Configuration	Characteristics	Biogas production	Operating	Effluent ¹	Effluent ²	Reference
Wastewater	1	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[18]
Wastewater	2	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[19]
Wastewater	3	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[20]
Wastewater	4	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[21]
Wastewater	5	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[22]
Wastewater	6	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[23]
Wastewater	7	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[24]
Wastewater	8	Submerged, 2-stage, 2-stage	0.15 m ³ /m ³ d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	0.05-0.15 m ³ /m ³ d, 15-20 °C, 10-15 d, 10-15 d, 10-15 d	[25]



A review of future per Hongjun Lin, College of Geography

uling and



•75