

沼气——几种常见的厌氧反应器

2008/9/20

兰州市生物和医药科技产业办公室 主办
客服电话：0931-8266411
Email: bec@bioenergy.cn
Copyright © 2005-2008 中国生物能源网

目 录

(一) 常规厌氧反应器 2

(二) 全混式反应器 2

(三) 塞流式反应器 3

(四) 上流式厌氧污泥床反应器 (UASB) 4

 1. UASB的特点 4

 2. UASB的优缺点 5

 3. 三相分离器 5

(五) 内循环厌氧反应器 (IC) 12

(六) 升流式固体反应器 (USR) 13

(七) 折流式反应器 13

(八) 附着膜型消化器 14

 1. 厌氧滤器 (AF) 14

 2. 厌氧流化床和膨胀床反应器 (AFBR) 15

(九) 膨胀颗粒污泥床反应器 (EGSB) 17

 1. EGSB的优点 17

 2. EGSB的缺点 17

(十) 单元混合塞流式厌氧消化器 (RPR) 17

 1. TS浓度的提高及酸化的预控 18

 2. 除砂效果的加强 18

 3. 单体容积的加大 18

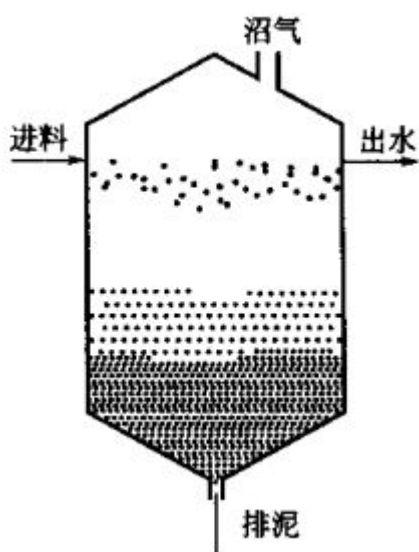
 4. 降低投资 18

(十一) 厌氧接触消化器 18

(十二) 纤维填料生物膜消化器 19

几种常见厌氧反应器

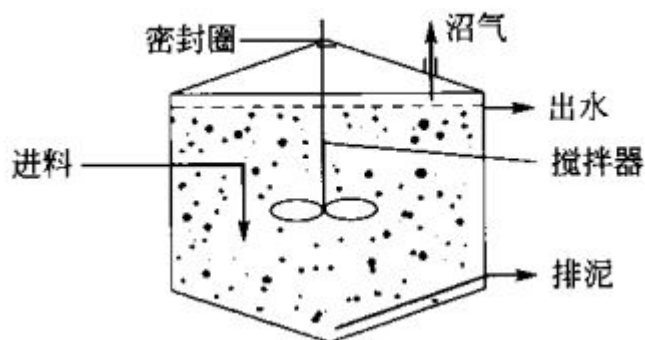
(一) 常规厌氧反应器



也称为常规沼气池，是一种结构简单、应用广泛的工艺类型，其结构如左图所示。该消化器无搅拌装置，原料在消化器内呈自然沉淀状态，一般分为4层，从上而下依次为浮渣层、上清液层、活性层和沉渣层，其中易于消化活动旺盛的场所只限于活性层，因而效率较低。多余常温条件下运行。我国农村最常用的施压是沼气池属常规消化器。

(二) 全混式反应器

全混式消化器是在常规消化器内安装了搅拌装置，使发酵原料和微生物处于完全混合状态，与常规消化器相比，使活性区遍布整个消化区，其效率比常规消化器有明显提高，故又名高速消化器（如下图所示）。



全混合式消化器示意图

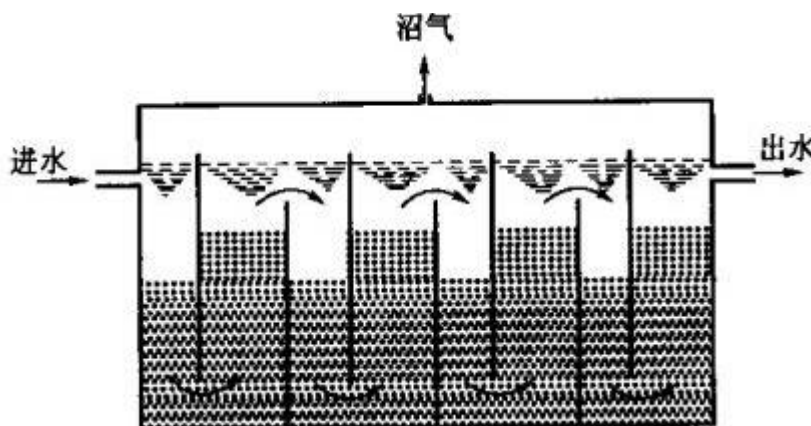
该消化器常采用恒温连续投料或半连续投料运行，适用于高浓度及含有大量悬浮固体原料的处理，例如污水处理厂好氧活性污泥的厌氧消化过去多采用该工艺。在该消化器内，新进入的原料由于搅拌作用很快与发酵器内的发酵液混合，使发酵底物浓度始终

保持相对较低的状态。而其排除的料液又与发酵液的底物浓度相等，并且在出料时微生物也一起被排出，所以，出料浓度一般较高。该消化器具有完全混合的状态，其水力停留时间、污泥停留时间、微生物停留时间完全相等，即 $HRT=SRT=MRT$ 。为了使生长缓慢的产甲烷菌的增殖和冲出速度保持平衡，要求 HRT 较长，一般要 10~15d 或更长的时间。中温发酵时负荷为 $3\sim 4\text{kgCOD}/(m^3 \cdot d)$ ，高温发酵为 $5\sim 6\text{kgCOD}/(m^3 \cdot d)$ 。

(三) 塞流式反应器

塞流式亦称推流式消化器，是一种长方形的非完全混合消化器，高浓度悬浮固体原料从一端进入，从另一端流出，原料在消化器内的流动呈活塞式推移状态。在进料端呈现较强的水解酸化作用，甲烷的产生随着向出料方向的流动而增强。由于进料端缺乏接种物，所以要进行污泥回流。在消化器内应设置挡板，有利于运行的稳定(如下图所示)。

塞流式消化器最早用于酒精废醪的厌氧消化，河南省南阳酒精厂于 20 世纪 60 年代初期修建了隧道式塞流消化器，用来高温处理酒精废醪。发酵池温为 55°C 左右，投配料为 12.5%，滞留期为 8d，产气率为 $2.25\sim 2.75\text{m}^3/(m^3 \cdot d)$ ，负荷为 $4\sim 5\text{kgCOD}/(m^3 \cdot d)$ ，每立方米酒醪可产沼气 $23\sim 25\text{m}^3$ (表一)。



塞流式消化器示意图

表一：酒精废醪厌氧消化结果

项目	SS		COD		BOD		
	/(mg/L)	去除率/%	/(mg/L)	去除率/%	/(mg/L)	去除率/%	
进料	4.3	17000	45500		28000		
出料	7.6	1900	88.8	7000	84.6	2300	91.8

塞流式消化器在牛粪厌氧消化上也广泛应用，因牛粪质轻、浓度高、长草多、本身

含有较多产甲烷菌、不易酸化，所以，用塞流式消化器处理牛粪较为适宜（表二）。该消化器要求进料粗放，不用去除长草，不用泵或管道输送，使用绞龙或斗车直接将牛粪投入池内。采用 TS 为 12% 的浓度使原料无法沉淀和分层。生产实践表明，塞流式池不适用于鸡粪的发酵处理，因鸡粪沉渣多，易生成沉淀而形成大量死区，严重影响消化器效率。

表二：塞流式消化器与常规沼气池比较

池型及体积	温度/°C	负荷 /[kgVS/m ³ ·d]	进料（TS 含量）/%	HRT/d	产气量/ (L/kgVS)	CH ₄ /%
塞流式	25	3.5	12.9	30	364	57
38.4 m ³	35	7	12.9	15	337	55
常规池	25	3.6	12.9	30	310	58
35.4 m ³	35	7.6	12.9	15	281	55

塞流式消化器的优点：

1. 不需搅拌装置，结构简单，能耗低；
2. 除适用于高 SS 废物的处理外，尤其适用于牛粪的消化；
3. 运转方便，故障少，稳定性高。

缺点：

1. 固体物可能沉淀于底部，影响消化器的有效体积，使 HRT 和 SRT 降低；
2. 需要固体和微生物的回流 作为接种物；
3. 因该消化器面积/体积的比值较大，难以保持一致的温度，效率较低；
4. 易产生结壳。

（四）上流式厌氧污泥床反应器（UASB）

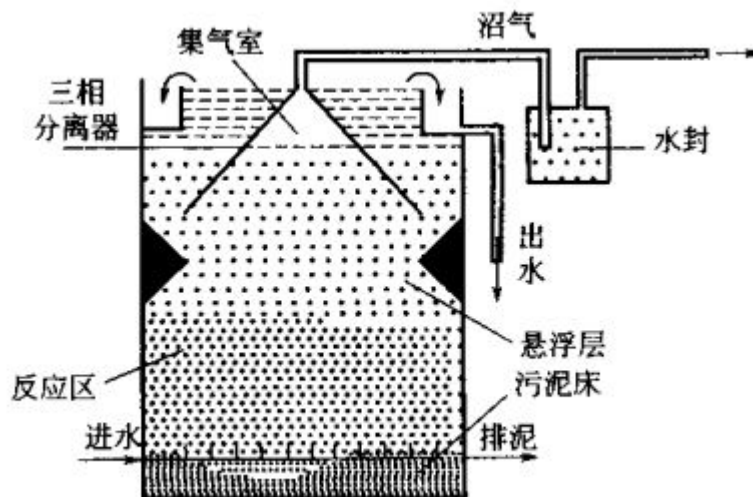
1. UASB 的特点

UASB 是目前发展最快的消化器之一，其特征是自下而上流动的污水流过膨胀的颗粒状的污泥床。

消化器分为三个区，即污泥床、污泥层和三相分离器。

上流式厌氧污泥床反应器（UASB）的结构图如下图所示。

分离器将气体分流并阻止固体物漂浮和冲出，使 MRT 比 HRT 大大增长，产甲烷效率明显提高，污泥床区平局只占消化器体积的 30%，但 80%~90% 的有机物在这里被降解。该工艺将污泥的沉降和回流置于同一个装置内，降低了造价，在国内外已被大量用于低 SS 废水的处理，如废酒醪滤液、啤酒废水、豆制品废水等。



UASB 消化器结构示意图

2. UASB 的优缺点

(1) 优点

- ①除三相分离器外，消化器结构简单，没有搅拌装置及填料；
- ②较长的 SRT 及 MRT 使其实现了很高负荷率；
- ③颗粒污泥的形成使微生物天然固定化，增加了工艺的稳定性；
- ④出水 SS 含量低。

(2) 缺点

- ①需要安装三相分离器；
- ②需要有效的布水器，使进料能均匀分布于消化器底部；
- ③要求进水 SS 含量低；
- ④在水力负荷较高或 SS 负荷较高时易流失固体和微生物，运行技术要求较高。

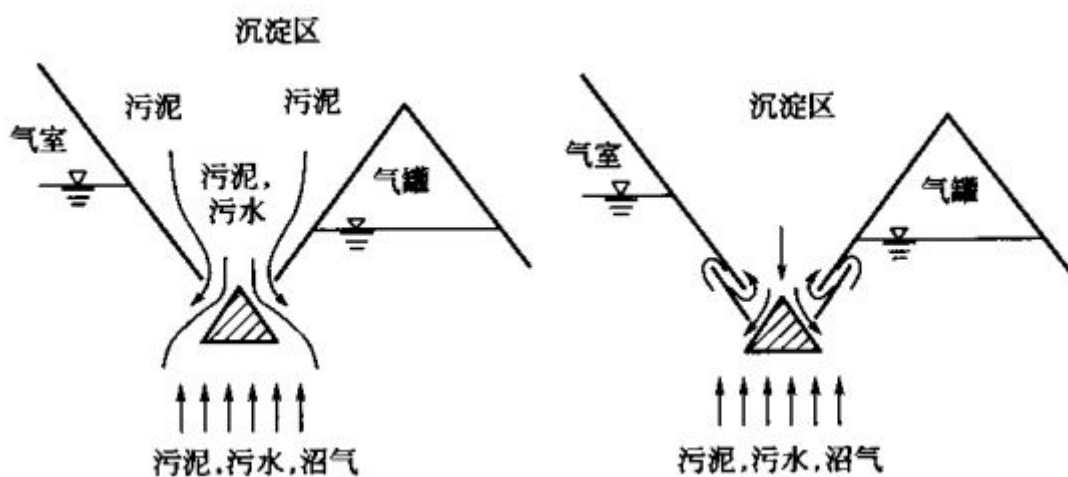
3. 三相分离器

三相分离器是 UASB 反应器最有特点和最重要的装置，其功能是对反应区上升的气、固、液混合物进行分离，气、固、液分离效果的好坏直接影响反应器的处理效果，是反应器运行成败的关键。

(1) 三相分离器的原理及种类

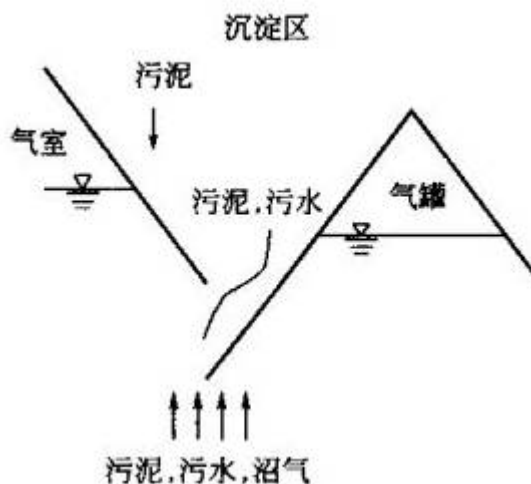
- ①集气室的缝隙部分的面积应该占反应器全部面积的 15%~20%；
- ②在反应器高度为 5~7m 时，集气室的高度在 1.5~2m；
- ③在集气室内应保持气液界面以释放和收集气体，防止浮渣或泡沫层的形成；
- ④在集气室的上部应该设置消泡喷嘴，当处理污水有严重泡沫问题时消泡；
- ⑤反射板与缝隙之间的遮盖应该在 100~200mm，以避免上升的气体进入沉淀室；
- ⑥出气管的直管应该足够长以保证从集气室中引出沼气，特别是有泡沫的情况。

三相分离器是 UASB 厌氧消化器的关键设备，主要功能时气液分离、固液分离和污泥回流，其形式多样，但均由气封、沉淀区和回流缝三个部分组成。单个三相分离器的基本构造如图一~图三所示。



图一

图二



图三

图一所示的三相分离器的构造较为简单，但水气分离的情况不够理想。回流缝内同

时存在着流体的上升和下降，互相干扰。图三也有类似情况。图二三相分离器的构造虽较为复杂，但污泥回流和水流上升互相不干扰，污泥回流通畅，泥水分离效果较好，同时气体分离效果也较好。

采用多于两层的箱式三相分离器可能是较好的选择。首先多层结构的三相分离器可以做成箱式结构，可以在现场以外加工成形。其次缝隙间的面积与反应器截面积比值（如果不计重叠的部分）由 $(N-1)/N$ 给出，其中 N 是分离器的层次。在层数较多时，这一比值增加，这从一方面降低了缝隙处的上升流速，提高了分离效率；另一方面，多层分离使得第一层之后液体中气体量减少。降低了由气体引起的上升流速，也有利于提高分离效率。采用该三相分离器的优点是除了高校的气固液分离外，还使得 UASB 反应器的设计得到了最大程度的简化，并使 UASB 的设计标准化、规范化和简单化。

（2）三相分离器的设计原则

①间隙和出水面的截面积比。这一面积比影响进入沉淀区和保持在污泥层中的絮体的沉淀速度。

②三相分离器相对于出水液面的位置。这个位置决定了反应区（下部）和沉淀区（上部）的比例，在多数 UASB 反应器中，内部沉淀区占总体积的 15%~20%。

③三相分离器的倾角。倾角角度要能保证颗粒物可滑回到反应器的反应区，在实际中一般设计为 $45^\circ \sim 60^\circ$ ，这个角度也决定了三相分离器的高度和所需材料。

④三相分离器下气液界面的面积。它决定了沼气单位界面面积的释放速率。正常的沼气释放速率约为 $1 \sim 3 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ （低浓度污水达不到这个速率）。低速率将有形成浮渣层的趋势，而较高的产气率将导致在界面形成气沫层，两者都可能导致堵塞气体的沼气出气管。

⑤在出水堰之间应该设置浮渣挡板。

⑥出气管的直管长度应该充足，以保证从集气室引出沼气，特别是有泡沫的情况。

对于低浓度有机废水，当水力负荷是限制性设计参数时，三相分离器缝隙处应保持大的过流面积，使得最大的上升流速在这一过水断面上尽可能低。原则上只有出水面界面的面积（而不是缝隙面积）才是决定保持在反应器中最小沉速絮体的关键。

（3）三相分离器的设计方法

三相分离器的设计可分为三个内容：沉淀区设计、回流缝设计和气液分离设计。

①沉淀区设计

三相分离器沉淀区的固液分离是靠固体重力沉淀达到目的，其设计方法与普通二次

沉淀池相似，主要考虑两个因素，即沉淀面积和水深。沉淀面积可根据废水流量和沉淀区的表面负荷率确定。一般表面负荷率的数值等于水流向上流速 v_L ，该值的大小与需要去除的污泥颗粒重力沉降速度 v_g 相等，但方向相反。因通常沉淀区的过水断面与反应区的过水断面相等，所以沉淀区水流上升速度 v_L 可用下式来计算：

$$v_L = \frac{V_R}{HRTA_R}$$

对于已形成颗粒污泥的反应器，为了防止和减少悬浮层絮体污泥流失，沉淀区设计日平均表面负荷一般可采用 $1\sim 2\text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。对于未实现颗粒化的絮体污泥，日平均表面负荷率可采用 $0.4\sim 0.8\text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$ 。使沉淀区的水深应 $\geq 1.0\text{ m}$ ，沉淀区的水力停留时间以 $1\sim 1.5\text{ h}$ 为宜。一般沉淀区与反应区过水断面积相同，只有在某些条件下（如污泥沉降性能不高），不得不增加沉淀区面积使其大于反应区面积，这会使反应器构造复杂。

此外，由于沉淀区的由于污泥与出水中剩余的有机物发生生化反应，仍有少量的沼气产生，这种情况在处理高浓度有机废水时更为明显，对沉淀区的固液分离有较大影响。处理低浓度废水时，这种影响可以忽略。

②回流缝设计

三相分离器由上下两组重叠的三角形集气罩组成，根据上面图一和图三中几何关系可得到：

$$b_1 = \frac{h_3}{\tan \alpha}$$

式中 b_1 ——下三角形集气罩底的一半宽度，m；

α ——下三角形集气罩斜面水平夹角，一半可采用 $55^\circ \sim 60^\circ$ ；

h_3 ——下三角形集气罩的垂直高度，m；当反应器总高为 $5\sim 7\text{ m}$ 时， h_3 可采用 $0.5\sim 1.0\text{ m}$ 。

$$b_2 = b - 2b_1$$

式中 b_2 ——相邻两个下三角形集气罩之间的水平距离，m；即污泥回流缝之一；

b ——单元三相分离器的宽度，m。

下三角形集气罩之间污泥回流缝中混合液的上升流速 v_1 可用下式计算：

$$v_1 = \frac{Q}{a_1}$$

式中 Q ——反应器的设计废水量， m^3/h ；

a_1 ——下三角形集气罩回流缝的总面积， m^2 。

a_1 的计算公式如下式所示：

$$a_1 = b_2 \times l \times n$$

式中 l ——反应器的宽度，即三相分离器的长度， m ；

n ——反应器的三相分离器单元数。

为了使回流缝的水流稳定，固液分离效果良好，污泥能顺利地回流，建议 $v_1 < 2m/h$ 。

在上三角形集气罩下端与下三角形集气罩斜面之间水平距离的回流缝，水流的上升流速 v_2 (m/h) 可用下式计算：

$$v_2 = \frac{Q}{a_2}$$

式中 a_2 ——上三角形集气罩回流缝的总面积， m^2 。

a_2 可用下式计算：

$$a_2 = 2b_3 \times l \times n$$

式中 b_3 ——上三角形集气罩回流缝的宽度， m 。

假定 a_2 为控制断面，一般其面积不能低于反应器面积的 20%，即 v_2 就是 v_{max} 。为了确保良好的固液分离效果和污泥顺利回流，要求满足：

对于颗粒污泥， $v_1 < v_2$ (v_{max}) $< 2.0m/h$ ；

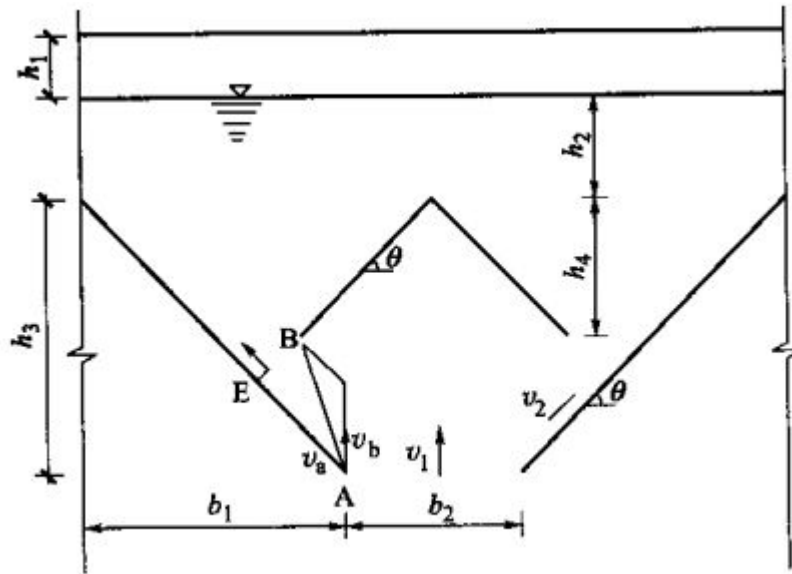
对于絮体污泥， $v_1 < v_2$ (v_{max}) $< 1.0m/h$ 。

③气液分离设计

对于三相分离构造，欲达到良好的气液分离效果，上下两组三角形集气罩的斜边下端必须有一定的重叠。上下两层三角形集气罩水平投影重叠的水平距离越大，气体分离

效果越好，去除气泡的直径越小，对沉淀区固液分离效果的影响越小。所以，重叠量的大小是决定气液分离效果好坏的关键，重叠量一般要求在 10~20cm 或由计算确定。

由反应区上升的气、液、固混合水流，从下三角形集气罩之间的回流缝过渡到上三角形集气罩下端的回流缝，再进入沉淀区，气流体的状态非常复杂。假定当混合液上升至 A 点后（见下图所示）。



双层三相分离器

将沿着由 A 向 B 的方向斜面流动，设流速为 v_a ，并假定 A 点的气泡以速度 v_b 垂直上升。由于气泡被水流携带，所以气泡运动的轨迹将沿着 v_a 和 v_b 合成速度的方向运动。假定气泡上升速度和水流速度不变，则根据速度合成的平行四边形法则，得到式：

$$\frac{v_b}{v_a} = \frac{AD}{AB} = \frac{BC}{AB}$$

要使气泡与液体分离不进入沉淀区，其必要条件是：

$$\frac{v_b}{v_a} > \frac{AD}{AB} \quad (= \frac{BC}{AB})$$

气泡上升速度 v_b 的大小与其直径大小、水温、液体和气体的密度、液体的黏滞系数等因素有关。当气泡的直径很小 ($<0.1\text{mm}$) 时，围绕气泡的水流呈层流状态，雷诺数 $Re < 1$ ，这时气泡的上升速度可用 Srocks 公式即下式计算：

$$v_b = \frac{\beta g}{18\mu} (\rho_l - \rho_g) d^2 \quad (\text{cm/s})$$

式中 β ——碰撞系数，可取 0.95；

g ——重力加速度， cm/s^2 ；

ρ_1 ——液体密度， g/cm^3 ；

ρ_2 ——沼气密度， g/cm^3 ；

d ——气泡直径， cm ；

μ ——废水的动力黏滞系数， $\text{g}/(\text{cm} \cdot \text{s})$ 。

上式中动力黏滞系数的计算方式如下式所示：

$$\mu = \nu \rho_1$$

式中： ν ——液体的运动黏滞系数， cm^2/s ；

ρ_1 ——液体密度， g/cm^3 。

④出水系统的设计

出水系统的设计在 UASB 反应器设计中也占有重要地位，出水速度是否均匀也是影响沉淀效果和出水水质的重要因素。为了保证出水均匀，沉淀区的出水系统通常采用出水渠（槽）。一般每个单元的三相分离器沉淀区设一条出水渠，而在出水渠上每隔一定距离设三角出水堰。常用的布置形式有两种。出水渠宽度常采用 20cm，水深及渠高由计算确定。

上图所示的水渠的特点是出水渠与集气罩成一整体，有助于装配和整体安装，简化了施工过程。一般出水渠前设挡板，可防止漂浮物随出水带走，可提高出水水质。当处理含蛋白质和脂肪的废水，或所处理废水中含悬浮固体较高时，设置挡板是很必要的。如果沉淀区水面的漂浮物很少，有时也可不设挡板。

⑤浮渣清除方法的考虑

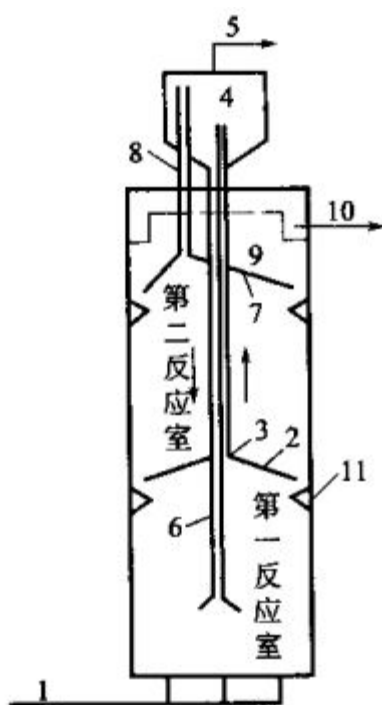
在处理蛋白质或脂肪含量较高的工业废水时，这些化合物的存在会促使沉淀区和集气罩的液面上形成一层很厚的浮渣层。厚度太大时会阻碍沼气的顺利释放，或堵塞集气室的排气管，导致部分沼气从沉淀区逸出，严重干扰沉淀区的固液分离效果。为了清除沉淀区液面和气室液面形成的浮渣层，必须设置专门的清除设备或采取预防措施。

在沉淀区液面形成的浮渣层，可采用撇渣机或刮渣机清除，其构造与常规的沉淀池和气浮池撇（刮）渣机相同，或采用人工清渣。

在气室形成的浮渣，清除较为困难，可用定期进行水循环或沼气反冲等方法减少或去除浮渣，这时必须设置冲洗管和循环水泵（或气泵）。

（五）内循环厌氧反应器（IC）

内循环（Internal Circulation）厌氧反应器，简称 IC。1986 年由荷兰帕克（PAQUES）公司研究成功并用于生产，是目前世界上效能最高的厌氧反应器。该反应器集 UASB 反应器和流化床反应器的优点于一身，利用反应器内所产沼气的提升力实现发酵料液内循环。近年来，清华大学等对该反应器进行了深入的研究并已投入生产使用。



IC 反应器构造原理示意图

1-进水；2-第一反应室集气罩；3-沼气提升管；4-气液分离器；5-朝气导管；

6-回流管；7-第二反应室集气罩；8-集气管；9-沉淀区；10-出水管；11-气封

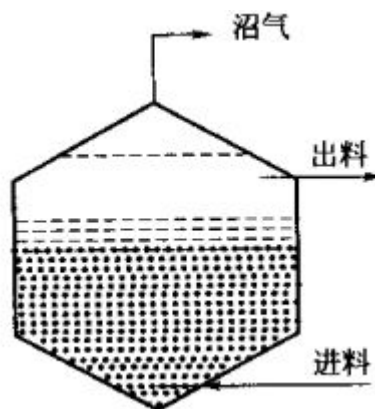
IC 厌氧反应器的基本构造如上图所示，如同把两个 UASB 反应器叠加在一起，反应器高度可达 16~25m，高径比可达 4~8。在其内部增设了沼气提升管和回流管，上部增加了气液分离器。该反应器启动时，需投加大量颗粒污泥。运行过程中，将第一反应室所产沼气经集气罩收集并沿提升管上升作为动力，把第一反应室的发酵液和污泥提升至反应器顶部的气液分离器，分离出的沼气从导管排走，泥水混合液沿回流管返回第一反应室内，从而实现了下部料液的内循环。如处理低浓度废水时循环流量可达进水量的 10~20 倍。其结果使第一厌氧反应室不仅有很高的生物量和很长的污泥滞留期，而且

有很大的升流速度，是该反应室的污泥和料液基本处于完全混合状态，从而大大提高了第一反应室的有机物去除能力。经第一反应室处理过的废水，自动进入第二厌氧反应室。废水中的剩余有机物可被第二反应室内的颗粒污泥进一步降解，使废水得到更好的净化。经过两级处理的废水在混合液沉淀区进行固液分离，清液由出水管排出，沉淀的颗粒污泥可自动返回第二反应室，这样就完成了全部废水处理过程。

与其他形式的反应器相比，IC 反应器具有容积负荷率高、占地面积小、不必外加动力、抗冲击负荷能力强、启动时间短、具有缓冲 pH 值的能力、出水的稳定性好等技术优点。这种工艺虽然效率较高，但对悬浮物较多的物料并不适用，主要适用于工业有机废水的处理。

（六）升流式固体反应器（USR）

USR 是一种简单的反应器，它能自动形成比 HRT 较长的 SRT 和 MRT，未反应的生物固体和微生物靠自然沉淀滞留于反应器内，可进入高 SS 原料如畜禽粪水和酒精废液等，而且不需要出水回流和气/固分离器。如下图所示。



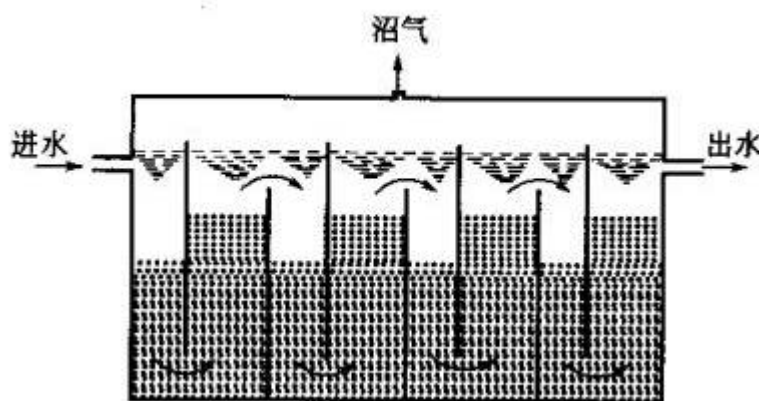
升流式固体反应器示意图

美国人 R·F·Fannion 等曾将之用于海藻的中温厌氧消化，其 TS 浓度平均为 12%，负荷为 $1.6\sim 3.2\text{m}^3/\text{d}$ 。首都师范大学周孟津等也将 USR 反应器用于鸡粪废水中的中温厌氧消化，负荷达 $10.5\text{kgCOD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，产气率达 $4.9\text{kgm}^3/(\text{m}^3\cdot\text{d})$ ，在 HRT 为 5d 的情况下，SRT 可达 24.5d。该反应器适用于高 SS 原料，应用前景广阔。

（七）折流式反应器

折流式反应器的结构如下图所示，在这种消化器里，由于挡板的阻隔使污水上下折流穿过污泥层。这样每一个单元都相当于一个反应器，反应器的总效率等于各反应器之

和。我国前些年曾引起该型消化器，用来处理酒精废醪的丙酮丁醇废醪，但在实用过程中其效果一直欠佳。究其原因，一是进料负荷全部集中于第一个小室中，造成第一个小室严重超负荷运行，引起发酵液酸化，使产甲烷菌的活动受到抑制，导致发酵失败；二是在折流式反应器内，料液呈塞流式流动，酸化了的的第一室料液会逐渐把后面各室的污泥推出并使之酸化。为了克服酸化现象，采用回流污泥的方式将产甲烷菌送入第一室内。因第一室在不断进料，所以回流量小起不到防止酸化的作用，回流量大时才能出现完全混合，这样才可能防止酸化。



折流式反应器示意图

由以上分析看出，折流式反应器从理论到实践都存在不少问题，难以在生产上推广反应。同时由于要造成折流，使得消化器结构复杂、施工难、造价高。

（八）附着膜型消化器

附着膜型消化器的特征是在反应器内安装有惰性支持物(又称填料)供微生物附着，并形成生物膜。进料中的液体和固体在穿过填料时，滞留微生物于生物膜内，并且在HRT相当短的情况下，可阻止微生物冲出。这类反应器只适用于处理低浓度、低SS有机废水，因其具有短的SRT而影响固体物的转化。这种消化器主要有厌氧滤器、流化床和膨胀床，后两种反应器多处于试验室研究阶段。

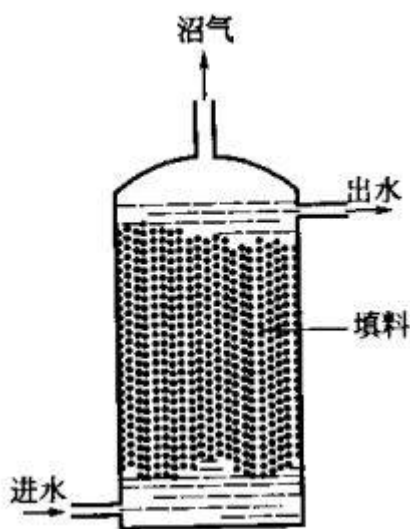
1. 厌氧滤器 (AF)

经过多年研究，厌氧滤器AF多用纤维或硬塑料作为支持物，使细菌附着于表面形成生物膜。当污水穿流过生物膜时，有机物被细菌利用而生成沼气。AF反应器可以选择在厌氧滤器的不同高度不同方向进水，水流方向可以升流或降流。由此使得反应器在水力和有机负荷冲击下的稳定性增强，有机废水COD去除率增加，同时使可溶性污水

快速转化。AF 反应器可以考虑用于两阶段厌氧消化（酸化阶段和产甲烷阶段）中的甲烷化阶段。它不适用于高 SS 含量的进料，因为后者能很快堵塞该系统。AF 的结构示意图如下图所示。

（1）AF 的优点

- ①低操作费用，不需要搅拌；
- ②因有较高的效率，可缩小消化器体积；
- ③微生物固着在惰性介质上，MRT 相当长，微生物浓度高，运转稳定；
- ④更能承受负荷的变化。



厌氧滤器示意图

（2）AF 的缺点

- ①填料的费用较高（可达总造价的 60%）；
- ②由于微生物的积累，增加了运转期间料液的阻力；
- ③易发生堵塞和短路；
- ④通常需要较长的启动期。

2. 厌氧流化床和膨胀床反应器（AFBR）

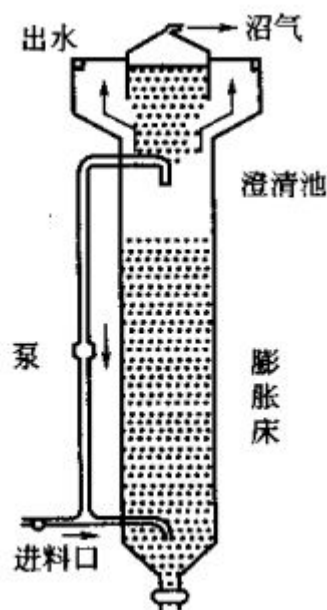
流化床和膨胀床都属于附着生长型生物膜反应器，在其内部填有像砂粒一样大小的（半径 0.2~0.5mm）惰性颗粒供微生物附着，如焦炭粉、硅藻土、粉煤灰和合成材料等，当有机污水自下而上穿过细小的颗粒层时，污水和所产气体的升流速度足以使介质颗粒呈膨胀或流动状态。每一个颗粒表面都被生物膜所覆盖，其比表面积可达

$300\text{ m}^2/\text{m}^2$ ，能支持更多的微生物附着，使 MRT 比 HRT 更长，因而使消化器具有更高的效率。流化床和膨胀床的结构示意图见下图。

这两种反应器均可以在相当短的 HRT 情况下，允许进料中的液体和少量固体物穿流而过。它们适用于容易消化的低固体物含量的有机废水的处理，但目前研究较多，而实际应用较少。

(1) 流化床和膨胀床的优点

- ①有大的比表面积供微生物附着；
- ②可以达到更高的负荷；
- ③高浓度的微生物使运行更稳定；
- ④能承受负荷的变化；
- ⑤在长时间停运后可更快地启动；
- ⑥消化器内混合状态较好。



流化床和膨胀床反应器示意图

(2) 流化床和膨胀床的缺点

- ①使颗粒膨胀或流态化需要高的能耗和维持费；
- ②支持介质可以被冲出，损坏泵或其他设备；
- ③在出水中回收介质颗粒势必要化更多的经费；
- ④不能接受高固体含量的原料；
- ⑤有时需要脱气装置从出水中有效地分开介质颗粒和悬浮固体。

（九）膨胀颗粒污泥床反应器（EGSB）

EGSB 实际上是改进的 UASB，该工艺为了获得较高的上升流速，采用高达 20~30m 的反应器出水回流，使厌氧颗粒污泥在反应器内呈膨胀状态。

1. EGSB 的优点

(1) 上升流速高达 6~12m/h，高的上升流速使颗粒污泥在反应器内处于悬浮状态，从而保证了进水与颗粒污泥的充分接触，使容积负荷 COD 可高达 20~30kg/(m³·d)；

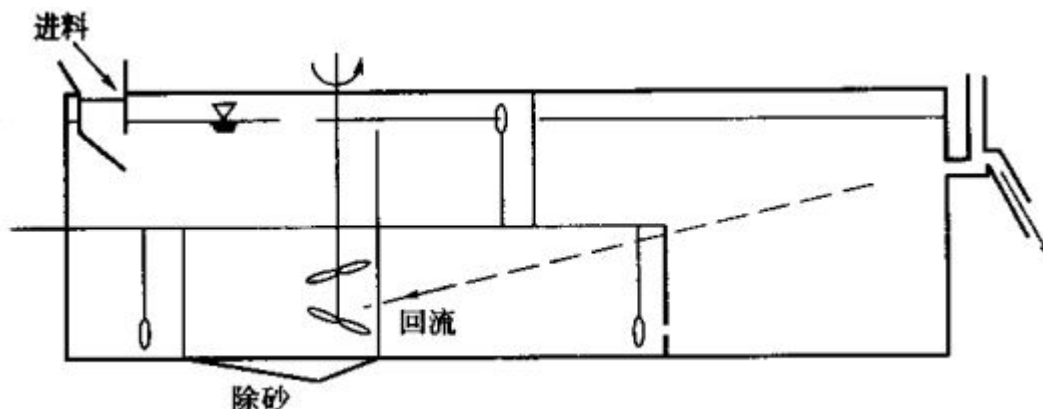
(2) EGSB 工艺在低温条件下处理低浓度污水时，可以得到比其他工艺更好的效果。

2. EGSB 的缺点

(1) 由于采用高的升流速度运行，运行条件和控制技术要求较高；

(2) 不适用于处理固体物含量高的废水，因悬浮固体通过颗粒污泥床时会很快随出水被冲出，难以得到降解。

（十）单元混合塞流式厌氧消化器（RPR）



单元混合塞流式厌氧消化器示意图

单元混合塞流式厌氧消化器（unit stirred plug-flow anaerobic reactor）是在高浓度、塞流及搅拌三结合厌氧消化器（HCPF）基础上根据厌氧发酵的不同阶段，将消化器分解成若干个单元，并通过厌氧单元内的不同搅拌强度及单元之间的料液混合，实现高校的厌氧消化过程。该反应器为物料从大分子生物多聚体经过有机物水解发酵、产氢产乙酸、产甲烷和同型产乙酸各阶段到甲烷转化的个阶段提供了比较适宜的生长环境条件，从而达到提高物料总固体含量和单位容积产气率、降低运行能耗和投资等目的，初步解

决了 HCPF 存在的反应器单体容积较小、浓度过高易酸化、除砂效果较差等问题。UPR 的结构如上图所示：

UPR 主要有以下四个技术特点：

1. TS 浓度的提高及酸化的预控

物料浓度提高后，在消化器前段易造成单一单元内发酵液酸化，使产甲烷菌的活动受到抑制，导致发酵失败。为了克服酸化现象采用机械强制搅拌，并利用搅拌形成的负压和水压使后端料液回流，同时将产甲烷菌送入第一单元内，达到防止酸化的目的。

2. 除砂效果的加强

在物料混合前段，由于物料浓度过高，HCPF 蠕动塞流式搅拌很难使物料中的砂石分离，该消化器通过适当提升阻流板的高度，使其在局部形成全混合的反应器，从而提高其除砂效果。

3. 单体容积的加大

HCPF 反应器在单体容积增大时，由于反应器本身的搅拌软弱，新进物料与接种物的结合较差，造成了产气率低、流动性差等一系列问题，而 UPR 搅拌系统和阻流板、回流系统增强了物料的混合，提高了效率。

4. 降低投资

投资的降低一是依靠单体容积增大，使其单位容积表面积降低，以降低建设成本；二是消化器采用同样高度的混凝土模块组装，顶部密封采用柔膜，这样大大加强工程产业化进程，减少工程建设周期和施工模具等投资。

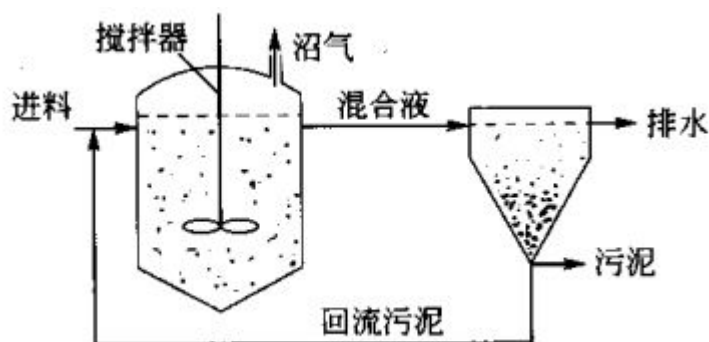
（十一）厌氧接触消化器

接触式厌氧工艺主要用于处理生活污水和工业废水。

接触式厌氧工艺可以增加微生物和废水之间的接触反应，从根本上解决了控制污泥停留时间这一问题，大大提高了发酵效率，减少了占地面积和投资。

该工艺的特点时采用了污泥沉淀和回流循环装置，使污泥沉淀后得以回流入消化器，将固体滞留期（SRT）与水力滞留期（HRT）加以区分，从而增加了消化器内固体物的滞留时间及活性污泥的浓度，同时还减少出料中的固体物的含量，使该工艺具有较高的有机符合和处理效率。

厌氧接触消化器示意图见下图所示。

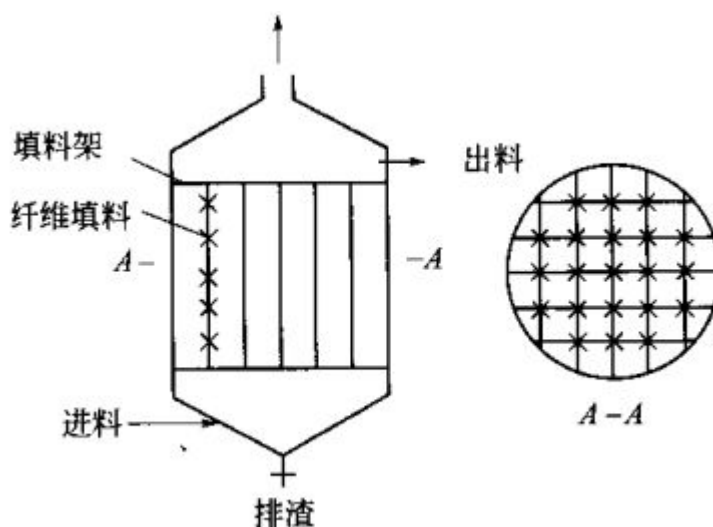


厌氧接触消化器示意图

实践表明，该工艺可用于处理悬浮固体含量较高的废水，具有较大缓冲能力，且操作比较简单的优点，已被国内外广泛采用。

(十二) 纤维填料生物膜消化器

纤维填料固定床生物膜消化器实质上是 AF 结构形式的一种，如图一所示。采用维纶制成的纤维填料（如图二所示）。

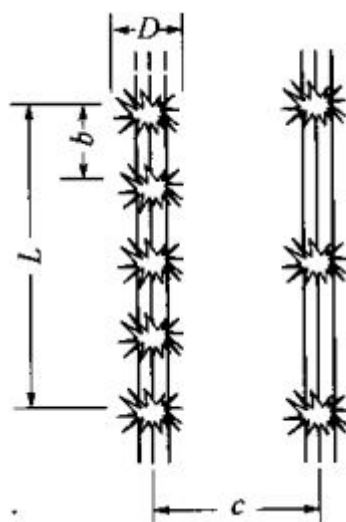


图一：纤维填料固定床生物膜消化器示意图

维纶具有较好的耐腐蚀性能，在一般有机溶剂及石油等溶剂内均不溶解，是一种理想的填料。其特点为孔隙率大、理论比表面积大、不易堵塞。纤维填料生物膜的工艺原理是：固定床中的纤维丝均匀地分布在液相空间，形成微生物的附着载体，使微生物呈立体网状结构附着在纤维上。废水从生物膜处流过，被分解消化，同时实现自身的生长。由于生物膜的表面积大，因而有极强的消化能力。这突出说明了纤维填料优于其他填料。

在运行过程中，网状生物膜不断生长，密度越来越大，有可能在局部发生堵塞和形成小颗粒。这些小颗粒内部应缺乏营养而进入内源呼吸，这样生物膜便失去活性附着力，随着纤维的漂动而被冲掉，形成沉积的颗粒。颗粒尺寸为 1~3mm 左右，于是在消化器底形成了污泥床。

纤维填料的间距设计，要考虑有尽可能大的表面积，在料液中能自由漂动，长期使用不粘连、不堵塞。若纤维束直径 D 太大，分散性不好，容易发生自身缠绕；若直径太小，则漂动性差，容易发生粘连。经过试验，弹性纤维束 $D=130\sim 170\text{mm}$ 为好。



图二：纤维填料示意图

D -纤维束直径； L -纤维填料高度； b -束间距离； c -填料间距

为了保证两根填料间不发生缠绕，其间距 c 一般为 130~170mm 为宜。

束间距离 $b > 40\text{mm}$ 时漂动性好，建议采用 60~80mm。纤维填料排布设计，要保证 D 、 b 、 c 等几个参数在一定范围内变动都不会发生堵塞现象。若 $D=b=c$ 时，无论水流方向如何，每束纤维填料都有自由运动空间，当填料受到气、水冲击时，就处在不断漂动状态。此时，纤维只附着生物膜，不滞留其他固体物，因而就避免了空隙的堵塞。

纤维填料对进料浓度的适应性。当进料浓度小于 30000mgCOD/L 时运转正常。试验结果表明进料浓度为 50000mgCOD/L 时，由于进料浓度过高，造成进料量超负荷，会导致消化器底部物料酸化，影响消化器的稳定运行。