

3. DISEÑO BÁSICO DE UNA PLANTA PILOTO DE PRODUCCIÓN DE ETANOL

3.1 Esquema del proceso de producción de etanol

El proceso de fermentación de la melaza mediante la actividad metabólica de las levaduras *Saccharomyces Cerevisiae* y producción de alcohol no se basa únicamente en el tanque de fermentación, sino que comprende una serie de operaciones unitarias y de separación.

La materia prima se obtiene de la industria azucarera, un subproducto de ésta, la melaza. Ésta se ha de disolver en agua hasta llegar a una concentración de azúcares precisa. Después de la operación de disolución, se tiene la de filtración, en ella se desechan las impurezas y fangos, mediante el clarificado se obtiene el mosto que servirá como sustrato para las células.

La siguiente etapa es la de acidificación, llegando a valores bastante bajos y eliminando microorganismos sin interés industrial. El pH final debe ser el idóneo para la levadura a utilizar en el proceso.

Para terminar con este proceso de preparación del sustrato, se esteriliza, siendo la vía térmica la más usualmente utilizada. Con todo esto, se hacen alcanzar las condiciones de operación óptimas del sustrato para su posterior inoculación.

Así se tiene un tanque, llamado comúnmente, tanque madre, donde se encuentra sustrato inoculado. Las condiciones a las cuales se opera en este tanque son tales que beneficien la generación y crecimiento de las levaduras. Así pues, se introducirá aire en altas cantidades pero previniendo la posible contaminación del reactor, ya que la introducción de aire hace mejorar las condiciones de vida en el medio de cultivo, haciendo posible la existencia de microorganismos diversos a los de interés metabólico.

Este reactor es de mezcla completa y su función es inocular a otros tanques de mayor volumen, donde se desarrolla la fermentación.

La siguiente etapa corresponde al proceso de fermentación, donde se propicia la producción de etanol a través de una buena alimentación proveniente del tanque madre, una temperatura de operación óptima y una buena agitación. Estos tanques son de mezcla perfecta, dotados de un sistema de agitación y aireación, además de la adecuada instrumentación para el control de las variables. También poseen una camisa para su calefacción o refrigeración según convenga. Inicialmente se encuentran llenos de sustrato fresco listo para recibir aporte de levaduras disueltas en medio de cultivo, proveniente del tanque madre.

El producto de esta fase se debe separar a través de la destilación y mediante la deshidratación se obtendrá Etanol. Los demás productos van desde los granos secos de destilería soluble (DDGS) hasta los fangos.

En el esquema, representado en el esquema 2, se puede ver cuáles son los procesos fundamentales en la producción de etanol.

3.2 Esquema de una planta piloto

Este proyecto está basado fundamentalmente en la experimentación. A escala laboratorio se ha estudiado el comportamiento del proceso de fermentación. A partir del cual se ha intentado obtener unos rangos de operación óptimos y unas condiciones de trabajo adecuadas para aumentar la productividad del producto deseado.

Este apartado trata sobre el diseño de una planta piloto, teniendo en cuenta los datos obtenidos en la fase experimental. Además de los datos de la fase experimental, a través de la búsqueda de información sobre experimentos ya realizados, se tomaran como referencia los resultados de estas investigaciones.

Se ha propuesto un esquema a seguir en el proceso de fabricación de etanol. Se puede ver en es esquema 3.

Esta planta piloto consta de los siguientes equipos:

- Depósito. En él se almacena la melaza ya preparada para ser usada como alimentación al tanque de inoculación.
- Tanque madre. Se tiene un tanque con sustrato fresco donde se le adiciona una cantidad de levadura, ésta se encarga de inocular el reactor y así abastecer a los demás tanques existentes de microorganismos suficientes para el desarrollo del proceso. Así la materia prima de levaduras requerida inicialmente es menor, ya que parte de los microorganismos los fabrica el propio proceso.
- Tanques de fermentación. En ellos transcurre el proceso de fermentación. Estos reactores contienen sustrato fresco y están alimentados por el tanque madre que les proporciona biomasa inoculándolos.
- Sistema de separación. El alcohol obtenido de la fermentación debe ser separado de los demás subproductos.
- Sistemas de agitación. Este sistema está instalado en cada reactor y así consigue mejorar las condiciones de operación, haciendo que tales tanques sean reactores de mezcla perfecta.
- Sistemas de aireación. Se suministra aire a cada tanque de fermentación y al tanque madre, los caudales difieren de un equipo a otro y también dependen del tiempo en el que se encuentre el proceso.
- Calentamiento/refrigeración. A través de una camisa o resistencia se calentarán los reactores, suministrado esta agua una manta calefactora, esto es para mantener la temperatura óptima. Si se desprende mucha energía de la reacción, esta agua se convertirá en refrigerante.
- Líneas de proceso. Se tienen varias líneas, la de alimentación, la de producción, la de dióxido de carbono, la del agua y la de fangos.
- Dispositivos de control. Tales dispositivos miden los valores de las variables de control, controlan los caudales y las condiciones de operación, como el pH y la temperatura.

Cada fermentador constará de un medidor de pH en continuo, de un termómetro y un medidor de flujo. En el esquema 4 se ve con más detalle las líneas que entran y salen del reactor, las concentraciones iniciales y finales, el modo de operar y el sistema de calefacción. En base a él se ha diseñado el reactor biológico.

Se parte de un depósito que contiene sustrato fresco preparado para ser utilizado. De este depósito salen tres corrientes, una de ellas alimenta al tanque madre, las otras dos suministran sustrato de manera continua a los dos fermentadores, una vez que haya comenzado el proceso de fermentación.

El tanque madre es alimentado de sustrato de forma discontinua. A este tanque también le llega una cierta cantidad de levadura, ésta se introduce en el caldo de cultivo y se opera de tal forma que se estimula el crecimiento de éstas. Cuando se ha llegado al crecimiento estacionario (48 horas) se inoculan los otros dos tanques.

Esta alimentación de microorganismos disueltos en el propio medio de fermentación es discontinua y sirve para inocular a los dos fermentadores.

Cuando los reactores están ya inoculados se comienza la alimentación continua de sustrato fresco. Por otro lado va saliendo una corriente con el sustrato convertido en alcohol, en más células y en sustrato no convertido. Además por arriba sale dióxido de carbono que es otro subproducto de reacción.

Se suministra aire sólo a un reactor. El tanque madre se aireará de forma continua ya que este hecho beneficia la proliferación de células. Sin embargo, los dos fermentadores no serán aireados ya que las condiciones microaerobias mejoran la producción de etanol.

El aire es bueno porque desplaza al dióxido de carbono y lo hace salir del reactor de forma más rápida, esto es beneficioso ya que evita el efecto inhibitor del dióxido de carbono. Además el aire también sirve como agitador de la mezcla. Por ello, los tanques de fermentación tendrán una apertura superior a la atmósfera para hacer más fácil la salida del dióxido de carbono.

Por otro lado, se podría pensar que esta apertura al ambiente aumentaría el riesgo de contaminación. Este riesgo se hace mínimo cuando el medio es acidificado y la concentración de alcohol es alta, ya que convierten el medio de cultivo en hostil y áspero para la supervivencia de microorganismos ajenos al proceso.

De cada fermentador sale una corriente de producto, estas dos corrientes se unen en una sola y se llevan a un separador donde se obtendrá el etanol y fangos.

El agua sale de un baño calefactor y alimenta las chaquetas de cada reactor fijando la temperatura de operación a la indicada.

3.3 Descripción de los equipos de la planta piloto

Depósito

El depósito tiene una capacidad de 1 m^3 . Es de plástico recubierto de lana de vidrio. Este aislante se usa para evitar que existan cambios muy bruscos de temperatura entre el sustrato contenido en el depósito y el caldo de cultivo de los reactores a los cuales alimenta. El depósito contiene melaza en disolución ya preparada para ser usada en el proceso. El pH de la mezcla es ácido pero no lo suficiente como para provocar corrosión y picaduras en el depósito.

La salida de flujo del depósito está en la parte inferior. Constará de un medidor de nivel de líquido para poder saber cuántos litros de sustrato contiene.

Su objetivo es meramente de almacenamiento. Se pretende que las propiedades del sustrato almacenado no varíen de forma considerable por varios días.

Un parámetro importante es la concentración del sustrato, ya que éste es alimentado a los otros reactores e interviene de manera muy importante en los resultados finales. Por ello, el material del cual está compuesto el depósito debe ser inerte, tal que no interacciona con el sustrato y no varíe su naturaleza química y física.

Tanque madre

El tanque madre es una cuba de fermentación microbiana, la cual es inoculada directamente con una masa precisa de levaduras. Es igual que los otros dos reactores solo que su volumen será menor. Este corresponde a 25 litros mientras que los otros dos serán de 50. Este reactor trabajará en discontinuo. Consta de un sistema de aireación y de agitación. A través de las válvulas se controlará el aporte de aire, el suministro de sustrato proveniente del depósito y la salida de flujo hacia los otros dos reactores.

El reactor es de acero inoxidable 316, para evitar una posible corrosión por el uso de reguladores de pH en el sistema. Todos los reactores serán del mismo material.

La función de este reactor es crear en su medio las condiciones óptimas para el desarrollo de la levadura y así aumentar el crecimiento de ésta. Una vez conseguido esto, alimentará de forma discontinua a los otros dos reactores, inoculándolos y haciendo posible el proceso de producción de alcohol.

Las condiciones óptimas de operación en este reactor se refieren a una temperatura óptima para aumentar el crecimiento de las células, una aireación intensa para evitar altas concentraciones de dióxido de carbono y dar condiciones aerobias y finalmente una buena agitación para conseguir una eficiente transferencia de materia y homogenización de la mezcla.

Este tanque será de mezcla completa, es decir que su concentración en el interior es igual a la de salida.

Las ecuaciones que lo modelan son las correspondientes al reactor de mezcla completa discontinuo. El crecimiento de las células será descrito por la ecuación de Monod.

La ecuación de balance de materia se reduce a la siguiente expresión:

$$(Acumulación) = (Generación Por Reacción)$$

$$\frac{d(V \cdot X)}{dt} = V \cdot r_X$$

Ya que los caudales de entrada y salida son cero.

Por otro lado la velocidad de crecimiento de las levaduras, considerando una cinética Monod se puede escribir de la siguiente forma:

$$r_X = \mu \cdot X = \frac{dX}{dt} = \frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{K_S + S}$$

Y el consumo de sustrato, a través del factor de rendimiento $Y_{X/S}$.

$$r_S = -\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y_{X/S}} \frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{K_S + S}$$

Si se supone que $Y_{X/S}$ permanece constante, se puede obtener evaluar el crecimiento celular en función del consumo de sustrato.

$$X_e + Y_{X/S} \cdot S_e = X + Y_{X/S} \cdot S$$

Finalmente se obtiene el tiempo necesario para reducir la concentración del sustrato limitante a un valor fijado por el diseñador.

$$(X_e + Y_{X/S} \cdot (S_e + K_S)) \cdot \ln\left(\frac{X_e + Y_{X/S} \cdot S}{X_e + Y_{X/S} \cdot (S_e + K_S)}\right) - K_S \cdot Y_{X/S} \cdot \ln\frac{S}{S_e} = \mu_m \cdot (X_e + Y_{X/S} \cdot S_e) \cdot t$$

Se ha aplicado la hipótesis de sustrato limitante, es decir, los microorganismos se alimentan de muchos nutrientes existentes en el medio, pero sólo uno es limitante, en este caso se ha considerado que la sacarosa es el nutriente limitante.

Para este reactor se ha de fijar varios parámetros:

- Volumen del reactor
- Masa de levadura a añadir
- Concentración inicial de sacarosa en el medio (depende de la concentración del sustrato almacenado)
- Concentración final de sacarosa, esto determina el tiempo de operación
- Material
- Los parámetros cinéticos y estequiométricos característicos del proceso, $Y_{X/S}$, K_S , μ_m
- Condiciones de operación
 - Temperatura
 - pH (volumen de ácido/base añadido)
 - Presión
 - Caudal de aire
 - Potencia de agitación

Fermentadores

Este tipo de reactor es comúnmente llamado quimiostato. Opera en continuo y el flujo de entrada y el de salida son iguales de manera que el volumen total contenido en el reactor es constante. Constan de un sistema de agitación que homogeniza la mezcla, tanto en concentración de biomasa, nutrientes y producto como en los parámetros físicos como la temperatura y el pH.

La ventaja principal de operar en continuo es la retirada de producto y el suministro de sustrato fresco al reactor. Así las condiciones en el interior son más beneficiosas y las levaduras pueden seguir metabolizando los azúcares y produciendo alcohol.

Las ecuaciones que definen a estos dos reactores son las específicas de reactores de mezcla perfecta operando en continuo. La cinética considerada es la de Monod, sabiendo que se está haciendo una aproximación. También se considerará régimen estacionario.

Cuando existe una baja concentración de sustrato limitante o la concentración de alguna sustancia tóxica aumenta de forma considerable, el crecimiento de las células pasa de ser exponencial a estacionario.

Cuando el aporte de sustrato al reactor haga que la concentración de azúcares sea constante, esto causará un estado de equilibrio, en el cual, la concentración de biomasa también será constante. Se habrá llegado al régimen estacionario.

Las ecuaciones del sistema se escriben para tal estado.

La ecuación de balance de materia ya que el término de acumulación es nulo.

$$V \cdot r_x + Q \cdot (X_e - X) = 0$$

Si se parte de que las concentraciones de etanol y levaduras son nulas en el caudal de entrada de alimentación de sustrato fresco (alimentación estéril), se pueden escribir las siguientes ecuaciones:

Para la biomasa

$$X = Y_{X/S} \cdot \left[S_e - \frac{D \cdot K_S}{\mu_m - D} \right]$$

Para el sustrato

$$S = \frac{D \cdot K_S}{\mu_m - D}$$

Para el producto

$$P = \frac{Y_{P/S} \cdot \mu \cdot X}{D}$$

Y la velocidad de dilución

$$D = \frac{Q}{V}$$

Las variables X, S y P definen el estado del proceso. Son las concentraciones de biomasa, sustrato y producto en el interior y a la salida del reactor.

D y S_e son variables que se fijan desde el exterior, μ_m , K_s , $Y_{X/S}$ e $Y_{P/S}$ son parámetros cinéticos y estequiométricos característicos del proceso. Es decir, se pueden encontrar tabulados dadas unas condiciones de operación precisas.

Como se opera sin recirculación se puede dar un problema que hay que tener en cuenta. El lavado del reactor. Éste se da cuando la velocidad de dilución se iguala a la velocidad específica de crecimiento de las células ($D = \mu_m$).

Ocurriría lo siguiente:

$$D = \mu_{m\acute{a}x} \rightarrow D \cdot X \gg \mu \cdot X \text{ ya que } \mu \ll \mu_{m\acute{a}x}$$

Esto significa que el flujo de biomasa hacia el exterior es mayor que flujo aportado por el crecimiento celular. Y por tanto se produce un descenso considerable en la concentración de biomasa en el reactor, se tendría un valor infinitésimo de microorganismos. También la concentración del producto sería muy pequeña ya que la velocidad de dilución es máxima.

Operar cerca de las condiciones de lavado es beneficioso ya que la productividad se hace máxima, pero es arriesgado ya que cualquier cambio en las variables del proceso (temperatura, concentración de entrada de sustrato, caudales...) pueden llevar a la fatalidad, es decir, al lavado del reactor y hacer así la concentración de biomasa nula.

Es decir, operando en un punto próximo al crítico se consigue máxima productividad celular y de producto.

Por ello la velocidad de disolución tiene una restricción, su valor ha de ser menor que el crítico para que el reactor no entre en inestabilidad.

$$D_C = \mu_m \frac{S_e}{K_S + S_e}, \text{ para ello } D < \mu_{m\acute{a}x}$$

El valor de la velocidad de disolución que maximiza la productividad, sin entrar en inestabilidad, es el siguiente:

$$D_m = \mu_m \cdot \left[1 - \left(\frac{K_S}{K_S + S_e} \right)^{0,5} \right]$$

Para caudales bajos la velocidad de dilución tiende a cero y como consecuencia la concentración de sustrato en el interior del equipo se hace muy pequeña. Por lo contrario la concentración de biomasa aumenta haciéndose máxima.

A medida que aumenta la velocidad de dilución la concentración de sustrato en el reactor va aumentando, esto se traduce en una menor conversión del sustrato.

Por eso se ha de fijar el caudal adecuado de sustrato fresco.

Se debe de tener en cuenta que si se fija la velocidad de dilución a un determinado valor, se puede llegar a las condiciones de equilibrio en el crecimiento celular. Para ello se ha de igualar el ritmo de dilución al coeficiente de crecimiento. Entonces la variación de biomasa respecto del tiempo será nula y se llegará al equilibrio.

$$\frac{dX}{dt} = x \cdot m - x \cdot D = x \cdot (m - D)$$

$$D = m \rightarrow \frac{dX}{dt} = 0 \rightarrow X = cte$$

En este equipo las variables a definir son las siguientes:

- Flujo (de entrada y salida, son iguales)
- Volumen del reactor
- Concentración de biomasa equilibrio
- Factor de dilución
- Concentración de entrada de sacarosa
- μ_m , K_s , $Y_{X/S}$ e $Y_{P/S}$
- Material
- Condiciones de operación
 - Temperatura
 - pH (volumen de ácido/base añadido)
 - Presión
 - Potencia de agitación
 - Condiciones anaerobias/aerobias

Sistema de calefacción

La planta consta de un equipo de calentamiento de agua para distribuirla por el interior de las camisas de los reactores y conseguir así fijar una temperatura óptima de operación. Este baño térmico dispone de una bomba capaz de suministrar el caudal requerido para cumplir su objetivo.

La temperatura a la que se debe llegar es de 32°C y no es necesaria mucha potencia de impulsión.

Al ser el volumen de los reactores menor a 500 litros, el sistema de calefacción mediante la chaqueta térmica es válido y suficiente.

Sistema de aireación

La demanda de oxígeno depende de la naturaleza de los microorganismos, de la fase en crecimiento en que se encuentren tales y de la naturaleza de la fuente de carbono.

El aire será suministrado sólo al tanque madre ya que los otros trabajan mejor en condiciones anaerobias.

El aire suministrado a través del compresor crea unas burbujas que se forman en el inyector, difusor o también llamado sparger. Éste suele estar situado por debajo de la zona de agitación. En este caso se tiene una línea de aire de alta calidad, si fuese necesario se le instalaría un equipo de filtrado a la entrada al tanque madre, así se reduciría la posibilidad de contaminación.

Este aire sólo es suministrado al primer tanque en donde sucede la proliferación de biomasa. Los demás operarán bajo condiciones microaerobias, ya que existe oxígeno disuelto el medio de cultivo.

Respecto al diseño de este sistema se deben de tener en cuenta las siguientes condiciones:

- El tanque madre es de un volumen relativamente pequeño, la homogenización de la mezcla debe ser buena.
- La levadura se usa de forma libre, es decir, no queda inmovilizada bajo ningún método, esto hace que los problemas de transferencia de oxígeno se minimicen hasta el punto de poder despreciarlos.

Según estas condiciones, a la hora de elegir el tipo de difusor de aire, se tomará el más económico y apto, ya que para este caso no existen problemas de transferencia de masa.

Existen varios tipos de inyectores, tubulares, de anillo, en cruz, dispositivos de conducción abierta y difusores cerámicos porosos.

El tubular es el más usado para microorganismos miceliales. Son poco propensos a la obstrucción.

El difusor de tipo anillo es muy bueno porque cubre la máxima área del fermentador asegurando así una adecuada dispersión del oxígeno. La desventaja es que tiende a obstruirse. El de cruz es más económico y para asegurar una buena transferencia de oxígeno se utiliza en sistemas agitados.

Por otro lado el difusor cerámico poroso también consigue una gran dispersión y así mejora la difusión del aire.

En la figura 19 se muestran algunos tipos de difusores.

Para este equipo se ha de definir los siguientes parámetros:

- Caudal de aire (0,5 -1,5 volumen / volumen líquido x minuto)
- Tiempo total de suministro (especificar horas de inicio y final)

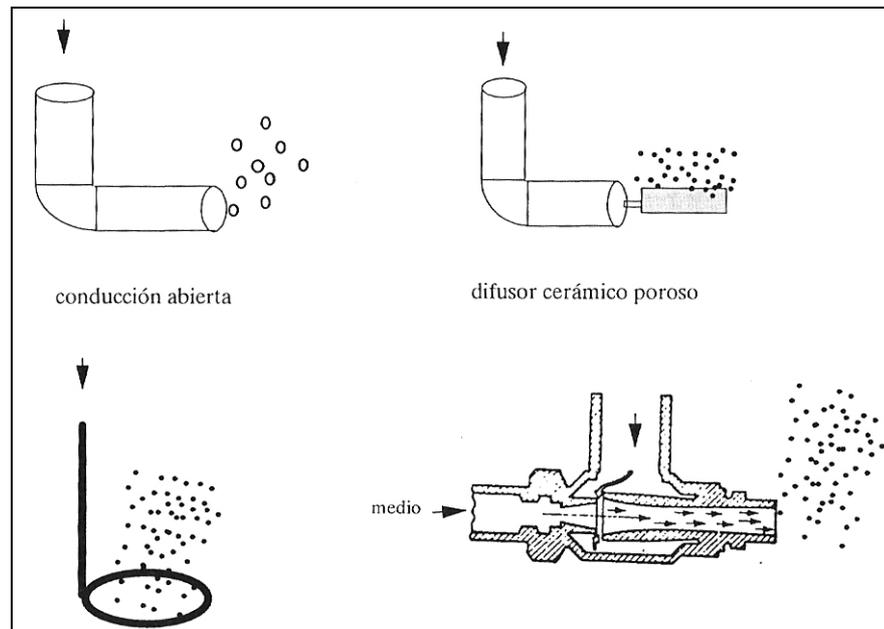


Figura 19. Tipo de difusores de aire en fermentadores.

Sistema de agitación

La planta consta de un sistema de agitación para procurar la mezcla completa en cada uno de los reactores. Además también se encarga de romper las burbujas formadas por el aire suministrado. Para el diseño de los agitadores se hace uso del número de potencia, éste varía según esté aireado el sistema o no. Está correlacionado con el régimen del líquido en el interior del reactor. Este se define a través del número de Reynolds. Finalmente se tiene una correlación donde influye también la geometría del tanque, obteniéndose la curva de potencia, figura 20.

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5}$$

$$Re = \frac{\rho D^2 N}{\mu}$$

$$N_p = b Re^x$$

Siendo b = constante que depende de la geometría del tanque, x = exponente en función del régimen de circulación y tipo de impulsor.

Para $Re < 10$, Régimen Laminar, el N_p disminuye con el Re y la relación es:

$$N_p = \frac{b}{Re}$$

Y la potencia suministrada al fluido se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P = b\mu N^2 D^3$$

Para $10 < Re < 1000$, zona de transición donde la curva que relaciona el N_p y el Re depende de la geometría del tanque además de las condiciones de operación.

Para $Re > 10000$, régimen es turbulento y Re no influye prácticamente nada sobre el N_p . Las curvas se hacen planas en ese tramo y la potencia absorbida se calcula de la siguiente forma:

$$P = b\rho N^2 D^5$$

La introducción de aire a un reactor agitado hace disminuir las necesidades de la potencia suministrada. La agitación en sistemas aireados se sirve de un parámetro llamado “hold-up” o retención (ϵ_g) de la fase gas.

$$\epsilon_g = \frac{V_g}{V_g + V_l}$$

$$\rho_g = \rho(1 - \epsilon_g)$$

$$N_p = \frac{P_g}{\rho N^3 D^5}$$

$$\frac{P_g}{P} = \frac{\rho_g}{\rho} = (1 - \epsilon_g)$$

Mediante esta ecuación se calcula la disminución de potencia debida a la aeración.

Esta disminución se ve afectada por todas las variables que alteren el valor de ϵ_g , como puede ser la velocidad de agitación, el tamaño de burbuja, el tipo de agitador, la tensión superficial, la viscosidad,...

Para estimar las necesidades de potencia en un sistema aireado se hace uso de un módulo adimensional llamado módulo de aireación (N_a).

Este módulo se define como el cociente entre la velocidad superficial del gas y la velocidad tangencial en el extremo del impulsor.

El valor de N_a indica el grado de dispersión de las burbujas alrededor del impulsor.

$$N_a = \frac{Q_g}{ND^2} = \frac{Q_g}{ND^3}$$

La relación entre el número de potencia y el módulo de aireación se obtiene mediante la existencia de correlaciones empíricas para cada tipo de agitador.

Los tipos de impulsores que existen son varios, los de turbina de disco (Rushton), la turbina de palas planas, la hélice, de disco combinado y de turbina abierta con paso variable.

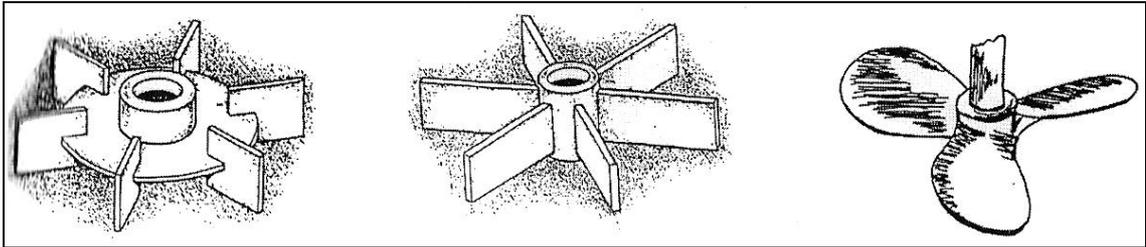


Fig. 20 Esquema de diferentes tipos de impulsores de agitación

La turbina de disco o Rushton con seis o cuatro hojas requiere mucha potencia aunque es sencilla y fácilmente intercambiable. El ángulo de la paleta puede variar.

La de tipo hélice es la más usada para el cultivo de células vegetales y animales ya que no crea un efecto alto de cizalla.

El agitador más efectivo es uno de turbina con deflectores. Combinando así las ventajas de uno y otro.

La potencia necesaria para mover los rodetes en los recipientes agitados utiliza la corriente eléctrica. Para una determinada velocidad de agitación la potencia necesaria depende de la resistencia ofrecida por el fluido a la rotación del rodete.

El consumo medio de potencia a escala industrial va desde los 1Kw para tanques de 0,1 m³ hasta 200 Kw.

Para un volumen de unos 50 litros se puede aplicar una potencia alrededor de los 80 Kw.

El rozamiento producido en la caja de cambios del motor del agitador y las juntas reducen la energía transmitida por lo que la energía consumida por el motor del agitador será siempre mayor que la necesaria para la mezcla.

Para el diseño de este sistema, que se usarían dos tipos ya que el tanque madre y los otros dos reactores tienen características diferentes, se han de fijar las siguientes variables.

- Geometría del tanque
- Tipo de agitador
- Existencia de deflectores
- Densidad del medio de cultivo
- Viscosidad del medio de cultivo
- Caudal de aireación (volúmenes de aire/volumen del fermentador y minuto) Si existiese tal suministro
- Velocidad de agitación

Con estas especificaciones y a través de la curva de potencia y de las proporciones estándar de los fermentadores, se puede obtener la potencia a suministrar del sistema.

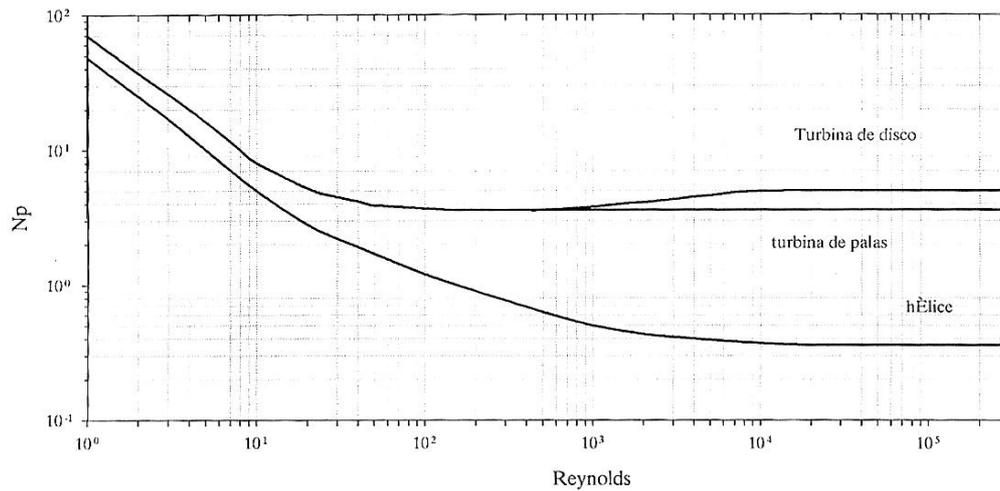


Fig. 21 Relación entre el número de potencia y el de Reynolds para diferentes tipos de impulsores.

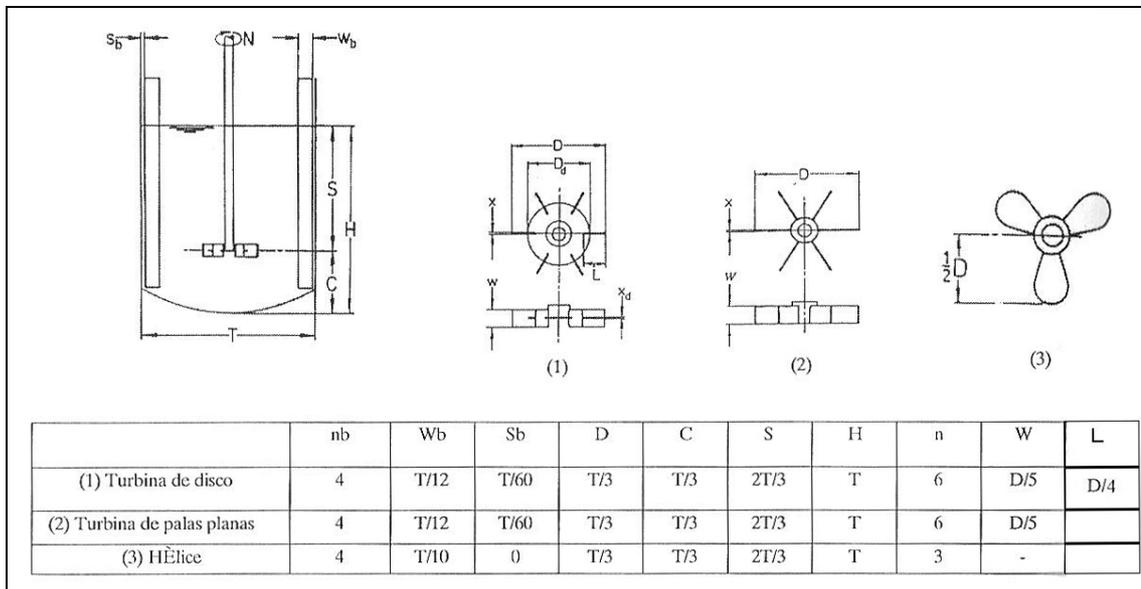


Fig. 22 Esquema de las proporciones y relaciones geométricas estándar para fermentadores

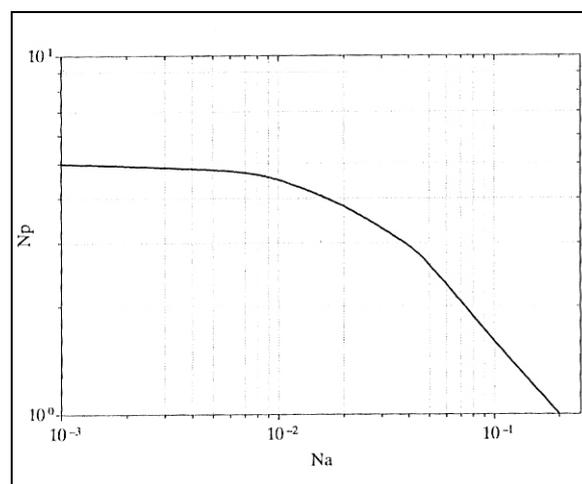


Fig. 23 Sistemas aireados. Relación entre el número de potencia y el número de aeración para turbinas de disco.

3.4 Elección de parámetros para el diseño

Sustrato

La concentración de sacarosa en la disolución final de sustrato ha de ser del 16,5% v/v. Esto quiere decir que se tiene una concentración de 134 g/l. Lo que indica que se necesitan 115 kg de melaza para disolverlas en un volumen de agua de 1600 litros.

La cantidad de fosfato diamónico a añadir depende de la masa de melaza existente. Si por cada 1000 kg de melaza se adicionan 500 gramos de fosfato, entonces la cantidad total a añadir será de 57,5 gramos.

La disolución tiene inicialmente un pH básico y éste se ha de acidificar hasta un valor de 4,5. Para ello se ha de añadir una cierta cantidad de ácido clorhídrico no muy diluido para no diluir aún más la melaza.

A escala laboratorio, con un reactor de capacidad 1 litro, eran necesarios 20 ml de ácido clorhídrico 0,5 molar. Para un volumen de 1600 litros serán necesarios unos 32 litros de ácido. Para disminuir la cantidad de ácido a añadir se puede doblar su concentración, 1M y así se consigue que la melaza quede menos diluida, a parte de ocupar un menor volumen. Así que se adiciona 16 litros de ácido clorhídrico 1M.

La mezcla se ha de agitar muy bien. Está seguirá todos las etapas de preparación ya indicadas en capítulos anteriores hasta obtener un mosto listo para alimentar a los reactores.

Entonces, de forma esquemática, las condiciones que ha de cumplir el sustrato son:

- 115 kg de melaza
- 16,5 % v/v de sacarosa (nutriente limitante)
- pH = 4,5
- Adición de fosforo y nitrógeno a través del fosfato diamónico, 58 gramos

Depósito

En la elección del volumen del depósito se ha de tener en cuenta el caudal de alimentación continuo hacia los fermentadores.

Si se quiere suministrar un caudal de 10 l/h durante un tiempo de 72 horas, que es la duración de la operación en continuo, se tiene un total de 720 l. Y como son dos reactores, el volumen asciende a 1440. Por otro lado se ha de contar con el llenado de todos los reactores, adición de ácido, esto haría un total a grosso modo de 1500 litros.

- $V = 2 \text{ m}^3$ (volumen líquido = 1600)
- Plástico

Tanque madre

- $V = 25 \text{ l}$
- $m_L = 10$ gramos (Saccharomyces Cerevisiae, IFI 255, microaerobia)
- $S_0 = 16,5\% \text{ v/v}$
- $S_f = 11\% \text{ v/v}$
- Tanque de acero inoxidable 316

- $Y_{X/S} = 1,2$ g células/ g sustrato
- $K_S = 5$ g/l
- $\mu_m = 0,24$ h⁻¹
- Condiciones de operación
 - $T = 32$ °C
 - $pH = 4,5$
 - $P = 1$ atm
 - $Q_{aire} = 0,8$ vvm
 - $P_{agitación} = 1,43$ kw (ver en sistema de agitación)

A través de la elección de los parámetros se obtiene un tiempo de proceso de 18 horas. En este tiempo se forma 54,55 g/l de biomasa.

Resultados finales

- Duración de la inoculación = 18 horas
- Velocidad de crecimiento = 3,03 g/lh
- Concentración final de biomasa = 54,55 g/l

Fermentadores

Son dos tanques de mezcla perfecta dispuestos es paralelo. Se pueden considerar independientes. Tienen las mismas características y por ello sólo se diseñará uno de los dos.

- $D = 0,19$ h⁻¹ (máxima productividad)
- $V = 50$ l
- $Q_e = Q_s = 10$ l/h
- $X_{eq} = 54,55$ g/l
- $S_0 = 16,5\%$ v/v
- $Y_{X/S} = 0,8$ g células/ g sustrato
- $K_S = 5$ g/l
- $\mu_m = 0,24$ h⁻¹
- $Y_{P/S} = 1,6$ g alcohol/g sustrato
- Acero inoxidable
- Condiciones de operación
 - $T = 32$ °C
 - $pH = 4,5$
 - Presión = 1 atm
 - $P_{agitación} = 3,98$ kw (ver sistema de agitación)
 - Condiciones anaerobias

Con esto se tiene que las concentraciones de biomasa, sustrato y producto en el interior y en la corriente de salida del reactor son las siguientes:

- $X = 92$ g/l
- $S = 19$ g/l
- $P = 147,2$ g/l

Sistema de agitación

Se tiene dos tipos de sistemas de agitación ya que se tiene un tanque de mezcla perfecta de 10 litros sometido a aireación y otros dos de 25 litros sin suministro de aire.

Para hallar la potencia a suministrar en los dos se van a escoger las siguientes variables:

- $V_{\text{tanqueM}} = 25 \text{ l} \rightarrow D_{\text{tanqueM}} = 0,30 \text{ m}$, $H_{\text{tanqueM}} = 0,36 \text{ m}$ (para el tanque madre)
- $V_{\text{Fermentador}} = 50 \text{ l} \rightarrow D_{\text{fermentador}} = 0,30 \text{ m}$, $H_{\text{fermentador}} = 0,71 \text{ m}$ (para los dos fermentadores)
- $\rho_{\text{cultivo}} = 1100 \text{ kg/m}^3$
- $\mu_{\text{cultivo}} = 0,01 \text{ kg/ms}$
- $Q_{\text{aire}} = 0,8 \text{ vvm}$ (para el tanque madre)
- $V_{\text{agitación}} = 250 \text{ rpm}$
- Tipo de impulsor: Turbina de disco

Cálculo de la potencia a suministrar sin aireación

De la figura 22 se establece el diámetro del impulsor.

$$D = \frac{T}{3} = \frac{0,30}{3} = 0,1 \text{ m}$$

$$Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho}{\mu} = \frac{250}{60} \cdot 0,1 \cdot 1100}{0,01} = 45833,33 \approx 4 \cdot 10^4 \text{ (Régimen turbulento)}$$

De la figura se calcula el número de potencia: $N_p = 5$

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 D^5 = 5 \cdot 1100 \cdot \left(\frac{250}{60}\right)^3 \left(\frac{0,3}{3}\right)^5 = 3,98 \text{ KW}$$

Cálculo de la potencia a suministrar con aireación

$$N_a = \frac{Q_g}{ND^3} = 0,0799 \approx 0,08$$

$$Q_g = 0,8 \frac{\text{m}^3 \text{ gas}}{\text{m}^3 \text{ fermentador} \cdot \text{min}} V_F = 0,8 \cdot 0,025 \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 3,33 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{s}$$

A través de la figura 5 y utilizando el número de aireación se puede calcular el número de potencia y a partir de ahí, obtener la potencia a suministrar al gas.

$N_p = 1,8$

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 D^5 = 1,8 \cdot 1100 \cdot \left(\frac{250}{60}\right)^3 \left(\frac{0,3}{3}\right)^5 = 1,43 \text{ KW}$$

Antiespumantes

La mejor manera de evitar la formación de espumas es mediante dispositivos mecánicos, como los discos rotatorios de alta velocidad. Para tanques de fermentación más voluminosos, estos discos carecen de la potencia necesaria para romper tales burbujas. Por ello se utiliza unas sustancias químicas llamadas antiespumantes.

Estos aditivos tienen beneficios y desventajas. Por un lado hacen bajar la tensión superficial y con ello disminuyen la tendencia a coalescer de las burbujas. Esto es beneficioso ya que así aumenta el área interfacial de las burbujas al ser su diámetro menor y su cantidad mayor. Pero por otro lado, la adición de antiespumantes reduce la movilidad de la interfase actuando directamente sobre el coeficiente de transferencia de masa, haciendo su valor menor.

Por todo esto, hay que discutir si netamente es bueno o no añadir antiespumantes, comparando los pros y los contra. La formación de excesivas burbujas también hace disminuir la difusión del oxígeno.

Productividad

La planta inicia su arranque llenando el primer reactor, tanque madre. Cuando se han alcanzado las condiciones ideales de crecimiento, se suministra la masa de levadura especificada anteriormente. Al cabo de 18 horas se tiene un cultivo en fase exponencial ya que hasta que no se llegue a las 48 horas no se tiene la fase estacionaria.

El interés es inocular a los demás reactores en fase exponencial y que una vez dentro alcancen la fase estacionaria.

La planta, para la primera vez que se arranque estará 18 horas más 72 horas del proceso en continuo en funcionamiento, es decir, 90 horas. Pero en la próxima operación, el periodo de crecimiento será más rápido porque el tanque madre ya estará inoculado de la anterior vez.

La concentración de producto en la corriente de salida es de 147,2 g/l.

$$Pr\ oductividad = t_f \cdot P \cdot Q \cdot N_R = 147 \cdot 72 \cdot 10 \cdot 2 = 211,68kg$$

Donde t_f es el tiempo total de proceso, P es la concentración de producto a la salida, Q es el caudal de salida, y N_R es el número de reactores que operan.

Esta cantidad de alcohol se debe separar por destilación de la corriente final del proceso.

$$Y_{P/X} = \frac{211,8kg\ alcohol}{115kg\ Melaza} = 1,8$$



Fig. 24 Algunos tanques de fermentación