

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA

Registro de la Propiedad Industrial



ESPAÑA

Con el fin de... de acuerdo...
con los datos que figuran en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

| | | |
|---------|-----------------------|---------|
| (10) ES | (11) NUMERO | (16) A1 |
| | 47-2.460 | |
| (22) | FECHA DE PRESENTACION | |
| | 9-8-78 | |

20 ENE. 1978

PATENTE DE INVENCION

| | | |
|--|--------------------------------------|--|
| (50) PRIORIDADES: | | |
| (51) NUMERO | (52) FECHA | (53) PAIS |
| 33338/77 33339/77 | 9 de agosto 1977 9 de agosto 1977 | INGLATERRA INGLATERRA |
| (47) FECHA DE PUBLICIDAD | (51) CLASIFICACION INTERNACIONAL | (62) PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA |
| | C12B | |
| (64) TITULO DE LA INVENCION | | |
| PROCEDIMIENTO Y APARATO PARA CIRCULAR Y CONTACTAR GASES Y LIQUIDOS | | |
| (71) SOLICITANTE (S) | | |
| IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES LIMITED | | |
| DOMICILIO DEL SOLICITANTE | | |
| Imperial Chemical House, Millbank, Londres SW1, Inglaterra. | | |
| (72) INVENTOR (ES) | | |
| GEOFFREY BRYAN GORDELL., FRANK PETER MASLEN. | | |
| (73) TITULAR (ES) | | |
| | | |
| (74) REPRESENTANTE | | |
| GOMEZ-ACEIBO y POMBO. | | |

La presente invención comprende un procedimiento y un aparato para circular un líquido y ponerlo en contacto con un gas, particularmente a un procedimiento de fermentación y a un fermentador. La presente invención igualmente hace referencia a un sistema de recuperación de energía, a utilizar en combinación con un procedimiento de fermentación (en adelante detallado como procedimiento de fermentación del tipo descrito) del tipo en que un gas de alimentación, habiendo pasado por un compresor, se suministra bajo presión al procedimiento y un gas de salida bajo presión se libera del procedimiento. Mas particularmente, el procedimiento del tipo descrito es un procedimiento de fermentación aeróbica, el gas de alimentación siendo un gas contenedor de oxígeno tal como el aire, y el gas de salida comprendiendo el gas de alimentación empobrecido de oxígeno y junto con dióxido de carbono producido en el procedimiento.

Para efectuar la operación con éxito, los procedimientos de fermentación aeróbica requieren un contacto íntimo entre un líquido y un gas. Desarrollos recientes, incluyendo la introducción de nuevos procesos para la producción de proteínas unicelulares y otros productos de fermentación, han requerido la utilización de fermentadores de capacidad incrementada en mucho. Estos desarrollos a su vez han llevado al desarrollo de fermentadores mejorados diseñados a permitir la introducción de grandes cantidades de aire y su mezcla íntima con cultivos crecientes de forma eficiente. Ejemplos de dichos fermentadores mejorados incluyen los descritos y reivindicados en las especificaciones depositadas en el Reino Unido (en adelante "especificaciones U.K.") Nos. 1353008, 1417486 y 1417487, y en nuestra solicitud copendiente en el Reino Unido (en adelante "solicitud U.K.") No. 52430/74.

Se requieren fermentadores de capacidad incluso mayores a los diseñados hasta la fecha. Para poder llevar a cabo comercialmente con éxito la operación de estos fermentadores muy grandes es importante conseguir un mezclado íntimo del gas y líquido de forma lo mas eficiente posible.

En la operación de los fermentadores de nuestras especificaciones U.K. Nos. 1353008, 1417486 y 1417487, y de nuestra solicitud U.K. copendiente No. 52430/74, no hemos utilizado una sobrepresión excesiva con el fin de evitar el incremento de la concentración de dióxido de carbono disuelto en el cultivo hasta un nivel elevado que podría resultar dañino al microorganismo presente en el cultivo.

Sorprendentemente hemos visto que, en procedimientos de crecimiento de bacteria de la especie Methylophilus methylotrophus (anteriormente llamado Pseudomonas methylotropha) en medios de cultivo conteniendo metanol como la fuente de carbon para el crecimiento, por ejemplo procedimientos descritos en nuestra memoria presentada en el Reino Unido (en adelante "memoria U.K.") No. 1370892, la tolerancia al dióxido de carbono es suficiente para permitir la utilización de sobrepresiones significativas.

Según la presente invención, proporcionamos un procedimiento para contactar un líquido y un gas en un sistema cerrado que comprende una columna ascendente y una descendente que se comunican entre sí y con un compartimento por encima de sus extremos superiores en el que se circula el líquido continuamente al rededor del sistema, se inyecta un gas continuamente en el interior del líquido y se separa un gas continuamente del líquido y, despues de pasar por un compartimento, se retira del sistema, siendo la presión de gas encima del líquido en el compartimento de por lo menos 2 bares de manómetro.

Adicionalmente, según la presente invención, se proporcionan un aparato para un contacto y circulación continuos gas/líquido, que comprende un sistema cerrado formado por una columna ascendente y una descendente que se comunican entre sí y con un
5 compartimento por encima de sus extremos superiores, medios para introducir un líquido en el interior del sistema, medios para retirar un líquido del sistema, medios para inyectar un gas en el interior del sistema y medios para retirar un gas del compartimento, estando diseñado el sistema, o disponiendo de medios,
10 dios, para mantener una presión de gas de por lo menos 2 bares de manómetro en el compartimento.

El gas inyectado en el sistema puede utilizarse para causar la circulación de la mezcla gas/líquido. En este caso, el gas se inyecta preferentemente en la parte inferior de la columna ascendente ó, dependiendo de la geometría del sistema, por
15 debajo del extremo inferior de la columna ascendente o en el interior de un conducto que conecta los extremos inferiores de las columnas ascendente y descendente. Cuando se utiliza la invención en un procedimiento de fermentación aeróbica, el gas in
20 yectado en el sistema es un gas contenedor de oxígeno tal como el aire. En adición al gas inyectado dentro de o próximo a la parte inferior de la columna ascendente descrita anteriormente, en un procedimiento de fermentación aeróbica se prefiere inyectar un poco de gas en la parte superior de la columna ascendente.
25 te.

El diseño y las dimensiones del sistema cerrado del procedimiento y aparato para el contacto gas/líquido tienen muchas posibles variaciones, incluyendo todos los dispositivos descritos y reivindicados en nuestras especificaciones U.K. Nos. 1353
30 008, 1417486 y 1417487, y nuestra solicitud U.K. pendiente

No. 52430/74. El método mas apropiado es el método de fermentación aeróbica, y el aparato mas apropiado es un fermentador. La invención es especialmente util en conexión a procedimientos de fermentación a grandes escalas, por ejemplo en la producción masiva de proteínas monocelulares.

La presión en el espacio encima del líquido en el compartimento situado en el extremo superior del sistema cerrado puede conseguirse de cualquier manera apropiada. La presión es causada apropiadamente mediante la restricción de la salida de gas del compartimento, por ejemplo utilizando una válvula de control. En un procedimiento de fermentación efectuado según la presente invención, se inyecta aire en la parte inferior de la columna ascendente y tiene dos funciones. Sirve para suministrar las necesidades de oxígeno del microorganismo en cultivo y, según se menciona anteriormente y se describe detalladamente en nuestra especificación U.K. No. 1353008, proporciona la fuerza motriz para la circulación. En el fermentador, el oxígeno se transfiere del gas a la solución y es utilizado por el cultivo mientras que el dióxido de carbono producido por el cultivo se transfiere de la solución al gas y eventualmente se retira del sistema cuando el gas se separa del líquido en la parte superior de la columna ascendente. La transferencia de oxígeno ocurre principalmente en la parte inferior de la columna ascendente y la transferencia del dióxido de carbono principalmente en la parte superior del mismo.

La presión de gas en la parte superior del sistema se encuentra preferentemente dentro de la gama comprendida entre 2 y 15 bares de manómetro, particularmente entre 3 y 10 bares de manómetro. La longitud efectiva del aparato, es decir la longitud de la columna ascendente, es preferentemente de por lo menos

20 metros, en particular entre 40 y 80 metros. Disposiciones particularmente apropiadas son fermentadores de una longitud efectiva de entre 60 y 70 metros, con presiones de gas en sus secciones superiores de entre 6 y 5 bares, respectivamente.

5 El procedimiento de contacto gas/líquido de la presente invención permite el aprovisionamiento efectivo de oxígeno a un cultivo en un procedimiento de fermentación a gran escala, por ejemplo un procedimiento para producir proteína monocelular mediante el crecimiento de bacteria de la especie Methylophilus
10 methylophilus (1), en un medio de cultivo que contiene metanol. También tiene otras ventajas en la producción de proteínas monocelulares, concretamente:

1. Se puede incrementar la producción por unidad de volumen del fermentador para llegar a un fermentador más pequeño y menos
15 costoso para una salida determinada.
2. Se puede incrementar la masa celular a una relación de dilución determinada, reduciendo la cantidad de líquido que se debe separar del sólido, con la obvia reducción en costo.
3. Se puede utilizar una proporción más elevada del oxígeno en
20 el aire proporcionado al cultivo debido a que la altura efectiva del fermentador, y en consecuencia el tiempo de residencia del gas puede incrementarse. Esto es debido a que una presión más elevada en la parte superior de la columna ascendente evita
25 huecos o vacíos no manejables que se producen en la columna ascendente de fermentadores más altos, debido a que se reduce la

NOTA:

(1) Las características de la especie Methylophilus methylo-
trophus (Pseudomonas methylo-
trophus) se describen en las especificaciones U.K. No. 1370892. Cepas representativas incluyen
30 las cepas NCIB Nos. 10508-15 y 10592-6.

Procesos de fermentación a gran escala, tal como los procedimientos de producción de proteína monocelular, requieren grandes cantidades de energía y el uso eficiente de dicha energía es importante en la operación comercial de dichos procedimientos.

También según la presente invención, proporcionamos una combinación de un proceso de fermentación, del tipo descrito, y un sistema de recuperación de energía en el que el gas de salida a una presión superior a la atmosférica se pasa al sistema de recuperación de energía en el que se calienta y a continuación se expande en un expansor de gas, y la potencia resultante producida por el expansor de gas se transmite al compresor y proporciona toda o parte de las necesidades de potencia del mismo al comprimir el gas de alimentación.

También según la presente invención, proporcionamos una combinación de un fermentador y un sistema de recuperación de energía que comprende un fermentador para la operación de un procedimiento de fermentación del tipo descrito, junto con un sistema de recuperación de energía en el que el sistema de recuperación de energía comprende un expansor de gas que proporciona toda o parte de las necesidades de potencia del compresor o compresores al comprimir el gas de alimentación, medios de conducción de gas para llevar el gas de salida al expansor, medios de calentamiento para calentar el gas de salida antes de que entre en el expansor, y medios de transmisión de potencia para transmitir potencia desde el expansor hasta el compresor.

En la combinación de procedimiento y aparato, el expansor preferentemente puede proporcionar potencia en exceso de la requerida por el (los) compresor(es) con lo que permite la exportación de potencia para otros fines.

Hemos encontrado que, según se incrementa la presión por encima del cultivo, la energía que se puede recuperar utilizando el expansor incrementa de forma mas rápida que la energía requerida por el (los) compresor(es), es decir, las necesidades netas de potencia disminuyen y ademas se mejora la operación del fermentador.. Por consiguiente, el gas de salida sale del fermentador preferentemente a una presión de por lo menos 2 bares, de manómetro, preferentemente entre 2 y 15 bares de manómetro.

Al salir del fermentador, el gas de salida estará típicamente a una temperatura de aproximadamente 40°C.

Si este gas se suministra directamente al expansor de gas, entonces la energía de trabajo disponible es sustancialmente inferior a la energía requerida por el compresor. De la misma forma, el vapor que se encuentra presente en el gas podría condensarse, causando deterioros en el expansor. Así, el gas de salida preferentemente se calienta a una temperatura limitada en su valor inferior por la necesidad de evitar la condensación en el expansor, y en su valor superior por la apropiabilidad del expansor. Para una operación preferencial, los dos extremos son los siguientes:

(A) Calentar el gas a una temperatura lo mas elevada posible consistente con un expansor fiable. En este caso es posible que el expansor proporcione la potencia requerida por el compresor de aire del procedimiento (o compresores) y adicionalmente proporcione potencia para otros fines, es decir, potencia para "exportar".

(B) Calentar el gas a una temperatura suficientemente elevada para evitar la condensación dañina en el expansor, es decir, se calienta el gas a una temperatura en la cual no baja la temperatura por debajo de la temperatura de condensación en nin

gun momento durante su estancia en el expansor. En este caso, el expansor probablemente solo proporcionara parte de la potencia requerida para accionar el compresor o compresores de procesado de aire.

5 Siemore que la sobrepresión sea suficiente, se ha encontrado que existe un caso particularmente ventajoso entre estos dos extremos en el cual la energía disponible del expansor es justamente suficiente para proporcionar toda la energía para el compresor, es decir, autosuficiencia. Combinaciones típicas de
10 temperaturasy presión de expansor a entrada, requeridas para conseguir la autosuficiencia se detallan en la Figura 5, que está construida para un fermentador de 60 metros de alto que opera a una presión de 6 bares de manómetro. Puntos por encima y a la derecha de la curva muestran que hay exceso de energía disponible y por consiguiente es posible proporcionar potencia para otros fines, es decir, potencia de exportación. Puntos por
15 debajo y a la izquierda indican que se requiere alguna potencia adicional.

La temperatura requerida para conseguir la autosuficiencia
20 es una importante función de la presión de la entrada del expansor. Específicamente, las limitaciones de temperatura práctica imponen la necesidad de usar presiones de entrada de expansor sustanciales.

En (A), se precalienta el gas apropiadamente a una temperatura dentro de la gama comprendida entre 400 y 1200°C antes
25 de entrar en el expansor, por ejemplo a 650°C. En (B), la temperatura de precalentado se encuentra apropiadamente dentro de la gama comprendida entre 100 y 400°C, por ejemplo 260°C.

El gas que sale del fermentador puede contener materia líquida/sólida, arrastrada del cultivo, que podría impedir la e-
30

fectividad del expansor. Para minimizar la cantidad de materia líquido/sólida en el gas que entra en el expansor, se puede incluir un dispositivo de separación adecuado en el sistema entre el fermentador y el expansor.

- 5 Antes de entrar en el expansor se puede precalentar el gas por cualquier método adecuado. Los métodos adecuados incluyen:
- (i) Un intercambiador de calor utilizando el expansor de gas o el escape del compresor. Este método puede utilizarse en combinación con los métodos (ii) ó (iii) a continuación.
- 10 (ii) Añadiendo gas de salida caliente, de un generador de calor independiente, al gas procedente del fermentador.
- (iii) Quemando un combustible en el gas procedente del fermentador. Esto es posible debido a que el gas que sale del fermentador contendrá suficiente oxígeno. Adicionalmente, este aparato
- 15 to puede diseñarse para que incinere cualquier materia combustible en el gas de salida. El aparato también puede incluir medios para eliminar productos químicos dañinos, tal como óxido de azufre, que podrían dañar el expansor. Esto se puede efectuar en el aparato de combustión o en una etapa posterior del sistema.
- 20 ma.

Del expansor, de gas, el gas de salida, que normalmente estará a una presión de 1 bar absoluto, puede descargarse a la atmósfera. No obstante, este gas puede estar a una temperatura muy alta y puede utilizarse para proporcionar calor a otras etapas de un procedimiento de fermentación completo. En la producción de proteína monocelular, por ejemplo, puede utilizarse para generar vapor de agua para la esterilización de la alimentación y/o otras necesidades del procedimiento y/o proporcionar calor para secar el producto proteínico directa o indirectamente utilizando un intercambiador de calor gas/aire. El gas es

25

30

particularmente apropiado para el secado directo del producto proteínico ya que se ha reducido el contenido de oxígeno muy por debajo del valor al que mezclas que contienen polvo de proteína pueden dar lugar a explosiones.

5 La ventaja de este sistema de recuperación de energía de la invención es el que hace uso de la presión superatmosférica del gas de salida del procedimiento de fermentación para hacer posible la utilización de energía de calor barata eficientemente para proporcionar parte o toda la energía de trabajo requerida
10 da para accionar el compresor de gas del procedimiento.

La invención se ilustra mediante los dibujos que se acompañan, en los que:

La Figura 1 es una vista lateral de un fermentador según la presente invención.

15 La Figura 2 es una sección transversal a lo largo de la línea A-A de la Figura 1.

Las Figuras 3 y 4 son diagramas esquemáticos de los sistemas de recuperación de energía utilizados conjuntamente con fermentadores.

20 El fermentador mostrado en las Figuras 1 y 2 comprende un revestimiento exterior compuesto por dos secciones cilíndricas de diferentes áreas de sección transversal, sobre las cuales hay una bóveda o domo, siendo el área de sección transversal de la sección mas alta de las dos mencionadas superior al área de la
25 mas baja. La sección mas baja esta dividida por un par de particiones paralelas a su eje para formar una columna ascendente 2 y una descendente 1, estando dividida la columna descendente en dos zonas. La sección superior y bóveda encierran un compartimento 3 en el que se mantiene una presión de gas de por lo me
30 nos 2 bares de manómetro. Se inyecta aire en el interior de la

parte inferior de la columna ascendente 2 a través de un tubo burbujeador 4 y se separa gas del líquido en el fermentador, en las partes superiores de la columna ascendente 2 y descendente 1, pasando a través de la superficie líquida B.....B al interior de la parte del compartimento 3 llenado de gas, desde donde sale del fermentador a través de la lumbrera 5. El flujo de gas que sale del fermentador se controla por una válvula (no detallada en el dibujo) de forma que se mantiene la presión de gas en el compartimento 3 a un nivel requerido. Se añaden nutrientes al cultivo y se retira el cultivo del fermentador a través de tubos no detallados en las Figuras.

En los siguientes ejemplos se muestra el efecto de una presión de gas de por lo menos 2 bares de manómetro en la operación del fermentador.

15 EJEMPLO 1

Se toma como base que 2 kg. de O_2 se necesitan para producir 1 kg. de microorganismo.

Entonces, si la presión de gas aplicada al cultivo en la parte superior del fermentador, es decir, la sobrepresión, es de 0,5 bar de manómetro, y la altura efectiva del fermentador es de 40 metros, la relación de disolución de oxígeno será típicamente de 8 kgs. de O_2 /hora m^3 .

Producción = 4,0 kg. de microorganismo/hora m^3 .

Volumen de fermentador requerido para producir 4000 kg/hora = 1000 m^3 .

No obstante, si se incrementa la sobrepresión a 4 bares de manómetro, se puede incrementar la relación de disolución en un fermentador de la misma altura a 16 kg. de O_2 /hora m^3 .

Entonces, la producción = 8 kg. de microorganismo/hora m^3

30 Vol. de fermentador para producir 4000 kg/hora = 500 m^3 .

La Figura 3 muestra la (1) alternativa de un sistema de recuperación de energía que es un sistema auto-suficiente. Gas de álida que sale de un fermentador 6 pasa, según se muestra, por un separador 7 y precalentador 8 hasta un expansor 9, desde
5 donde se elimina a través de la línea 11. El aire que entra en el fermentador 6 pasa, como se aprecia, por la línea 12 y se comprime por el compresor 10. Toda la potencia del compresor 10 es proporcionada por el expansor 9.

La Figura 4 puede utilizarse para ilustrar las alternativas (2) y (3) de un sistema de recuperación de energía. Referente a sus componentes básicos, estos son los mismos que los de la alternativa (1), siendo las diferencias esenciales las siguientes:

En la alternativa (2), la potencia proporcionada por el expansor 9 es insuficiente para accionar por sí mismo el compresor 10, y se requiere una fuente de potencia auxiliar. Esto se
15 detalla con el número 13.

En la alternativa (3), la potencia proporcionada por el expansor 9 es en exceso de lo requerido por el compresor 10. Existe una exportación de potencia que puede suministrarse a un alternador. Por consiguiente, en este caso el alternador está
20 detallado con el número 13.

Se muestra un refinamiento útil en las líneas discontinuas de la Figura 4. En esta, se proporciona aire desde el punto
25 del compresor 10, que se amplía según se muestra en el 16, a lo largo de la línea 14 al precalentador 8. Esto proporciona al sistema un grado de flexibilidad en operación para las siguientes razones:

(a) Se hace posible ajustar la temperatura en el expansor 9
30 bien por enfriamiento directo del aire que sale del pre-calenta

5 dor o bien permitiendo que se quemara mas gas en el pre-calentador, así elevando la temperatura del aire.

(b) Permite quemar mas gas en el pre-calentador, proporcionando un incremento de la temperatura, en una situación en que hay
5 poco oxígeno en el gas que sale del fermentador.

10 Cuando se incluye este refinamiento es necesario tener un compresor mas grande. La línea 14 toma gas de la posición 15, que se encuentra a lo largo del compresor, ya que la presión de gas requerida es la de la salida de gas del fermentador en vez de la de gas de entrada. Como alternativa al compresor mas grande se pueden utilizar dos compresores, saliendo la línea de
15 aire 14 del primero de estos. El refinamiento, aunque menos conveniente, podría tambien efectuarse utilizando gas procedente de una fuente que no fuese el compresor 10.

Se ilustran las operaciones de las alternativas (1) a (3) en los siguientes ejemplos.

EJEMPLO 2

20 Considerar el sistema de recuperación de energía mostrado en la Figura 3. Con un fermentador de 60 m de alto y con un expansor limitado a 660°C , es necesario operar con una sobrepresión de fermentador de 5 bares de manómetro con el fin de conseguir la auto-suficiencia. Para sobrepresiones superiores, se puede conseguir la auto-suficiencia con una temperatura de entrada del expansor de menos de 660°C (vease la Figura 5) pero
25 existe un límite superior de sobrepresión determinado por consideración de la toxicidad de CO_2 sobre el microorganismo. Con el fermentador operando a una sobrepresión de 5 bares de manómetro y con el compresor 10 proporcionando 90 kg/seg. de aire, el compresor requiere aproximadamente 27 MW de potencia. El
30 gas de salida sale del fermentador a una relación de 85 kg/seg.

y a una temperatura de 40°C . Se quema gas natural en el pre-ca
lentador 8 a una relación de 1,1 kg/seg. para elevar la tempera
tura del gas de salida de 40 a 660°C . La potencia recuperada
en el expansor 9 es de 27 MW, que es justamente suficiente para
5 accionar el compresor. El escape del expansor, que está a una
temperatura de 430°C se pasa por la línea 11 a otro sistema de
calentamiento y produce un ahorro de energía de 0,5 kg/seg. de
gas natural, o su equivalente, de otro combustible que se este
utilizando allí.

10 EJEMPLO 3

Para la alternativa (2) de sistema de recuperación de ener
gía detallado en la Figura 4, consideren un fermentador de 60
metros de alto y operando con una sobrepresión de 6 bares de ma
nómetro. Si el compresor esta proporcionando 90 kg/seg. de
15 aire, la potencia requerida es de 28 MW. Sale el gas de salida
del fermentador a una relación de 85 kg/seg. y a una temperatu
ra de 40°C . Se quema gas natural en el pre-calentador 8 a una
relación de 0,4 kg/seg. para elevar la temperatura del gas de
salida de 40 a 260°C . La potencia recuperada en el expansor 9
20 es de 16 MW. Así, mientras que se necesita una fuente adicio
nal de potencia para proporcionar 12 MW, un método muy eficien
te esta proporcionando 16 MW de la potencia requerida.

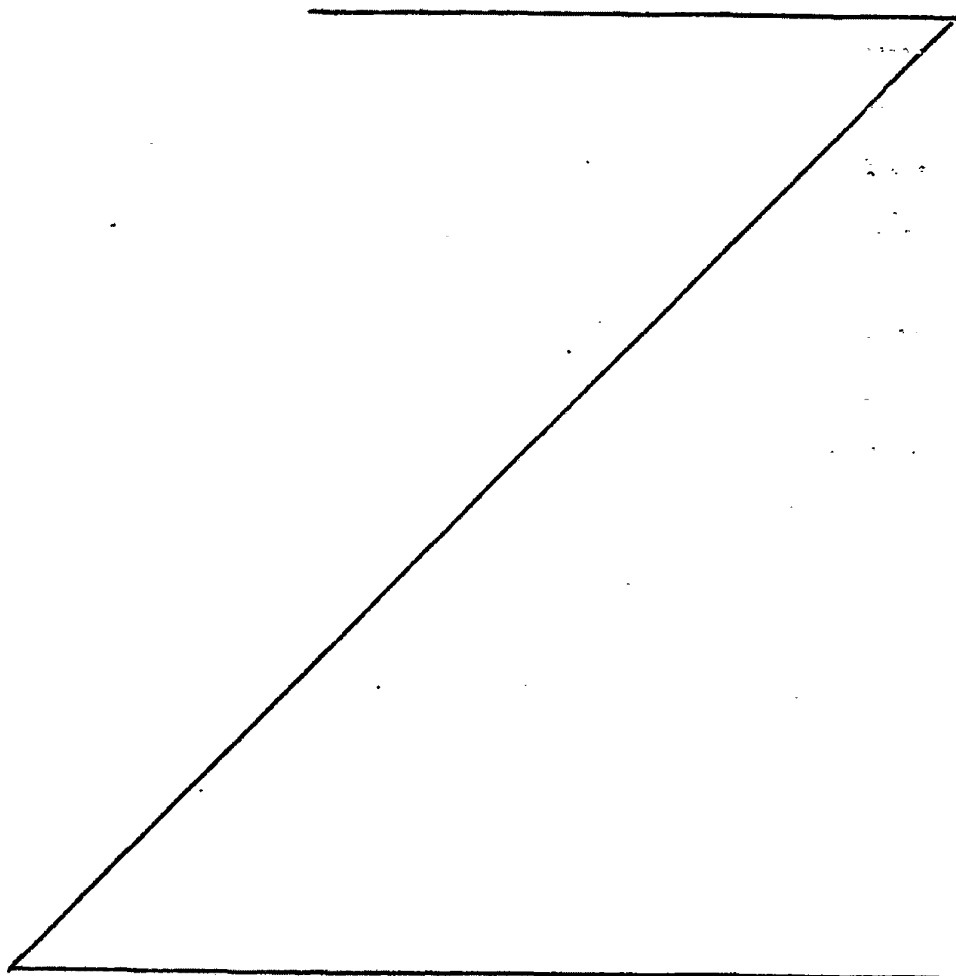
EJEMPLO 4

Para el sistema de recuperación de energía, la alternativa
25 (3), mostrada en la Figura 4, consideren un fermentador de 60
metros de alto y operando a una sobrepresión de 5 bares de manó
metro. Si el compresor esta proporcionando 90 kg/seg. de aire,
la potencia requerida es de 27 MW. El gas de salida sale del
fermentador a una relación de 85 kg/seg. y a una temperatura de
30 40°C . Se quema gas natural en el pre-calentador 8 a una rela-

ción de 1,2 kg/seg. para elevar la temperatura del gas de salida a 275°C. La potencia recuperada en el expansor 9 es de 27,8 MW. Así, existe una exportación de 0,8 MW de potencia al alternador 13.

5 En los Ejemplos anteriores 2 a 4 se han considerado sistemas simplificados para ilustrar la eficacia de la invención claramente. El efecto de introducir el refinamiento detallado con las líneas discontinuas en la Figura 4 han sido ignoradas.

10 Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental.



REIVINDICACIONES

1. Procedimiento y aparato para circular y contactar gases y líquidos, caracterizándose el procedimiento de contactar un líquido y un gas, en un sistema cerrado, porque comprende una columna ascendente y una descendente que se comunican entre sí y con un compartimento por encima de sus extremos superiores donde se circula el líquido continuamente alrededor del sistema, se inyecta un gas continuamente en el líquido y se desprende un gas continuamente del líquido y, después de pasar por el compartimento, se retira del sistema, estando la presión del gas por encima del líquido en el compartimento a por lo menos 2 bares de manómetro.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el líquido es un cultivo de bacteria y el gas inyectado es un gas que contiene oxígeno.
3. Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque la presión del gas por encima del líquido en el compartimento se encuentra entre 3 y 10 bares de manómetro.
4. Aparato según la reivindicación 1, del tipo que proporciona un contacto y una circulación continua gas/líquido, caracterizado porque comprende un sistema cerrado formado por una columna ascendente y una descendente que se comunican entre sí y con un compartimento por encima de sus extremos superiores, medios para introducir un líquido en el interior del sistema, medios para retirar un líquido del sistema, medios para inyectar un gas en el interior del sistema y medios para retirar un gas del compartimento, estando diseñado o teniendo medios el sistema para mantener una presión de gas de por lo menos 2 bares de manómetro, en el compartimento.
5. Aparato según la reivindicación 4, caracterizado porque el

medio de inyección de gas se dispone de forma que se inyecta el gas dentro de o cerca del extremo inferior de la columna ascendente.

6. Aparato según la reivindicación 5, caracterizado porque comprende medios adicionales de inyección de gas para inyectar gas en el interior de la parte superior de la columna descendente.

7. Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 6, caracterizado porque el sistema de diseña, o tiene medios, para mantener una presión de gas dentro de la gama comprendida entre 3 y 10 bares de manómetro en el compartimento.

8. Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 4 a 7, caracterizado porque la longitud de la columna ascendente es de 40 metros a 80 metros.

9. Procedimiento según la reivindicación 1, del tipo fermentación, caracterizado porque comprende pasar el gas de salida, que se encuentra a una presión superior a la atmosférica, a un sistema de recuperación de energía en el que se calienta, y a continuación se expande en un expansor de gas y la potencia resultante, producida por el expansor de gas, se transmite al compresor y proporciona toda o parte de la potencia requerida por el compresor para comprimir el gas de alimentación.

10. Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque la potencia producida por el expansor de gas supera las necesidades de potencia del compresor, utilizandose el exceso para otros fines.

11. Procedimiento según la reivindicación 9 ó 10, caracterizado porque el gas de salida sale del fermentador a una presión entre 3 y 10 bares de manómetro.

12. Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 9 a 11, caracterizado porque se calienta el gas de salida hasta una

temperatura entre 400 y 1200°C antes de entrar en el el expansor.

13. Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque el gas de salida se calienta a una temperatura comprendida entre 100 y 400°C antes de entrar en el expansor.

5 14. Aparato según la reivindicación 1, caracterizado porque comprende un fermentador para un procedimiento de fermentación, con un sistema de recuperación de energía, comprendiendo el sistema un expansor de gas que proporciona toda o parte de la potencia requerida por el compresor o compresores para comprimir el
10 gas de alimentación, medios de conducción de gas de salida al expansor, medios de calentamiento para calentar el gas de salida antes de que entre en el expansor y medios de transmisión de potencia para transmitir potencia desde el expansor hasta el compresor.

15 15. Aparato según la reivindicación 14, caracterizado porque, en adición a los medios de transmisión de potencia desde el expansor hasta el compresor, se disponen medios transmisores de potencia adicionales que transmiten potencia hacia o desde el expansor.

20 16. Aparato según la reivindicación 14 ó 15, caracterizado porque se disponen medios de separación de las materias líquidas o sólidas de la corriente de gas entre el fermentador y el expansor.

25 17. Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 14 a 16, caracterizado porque se proporcionan medios para alimentar los medios de calentamiento de gas del compresor.

18. Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 14 a 17, caracterizado porque se proporcionan medios transmisores de gas desde el expansor hasta cualquier otro sistema.

30 19. Procedimiento y aparato para circular y contactar gases y

liquidados, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria.

Esta Memoria consta de 19 hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, - 1 SEI. 1978

IMPERIAL CHEMICAL INDUSTRIES
LIMITED.

J. M. GÓMEZ ACEBO Y POMBO
p. p. Firmador: Alejandro Calle López

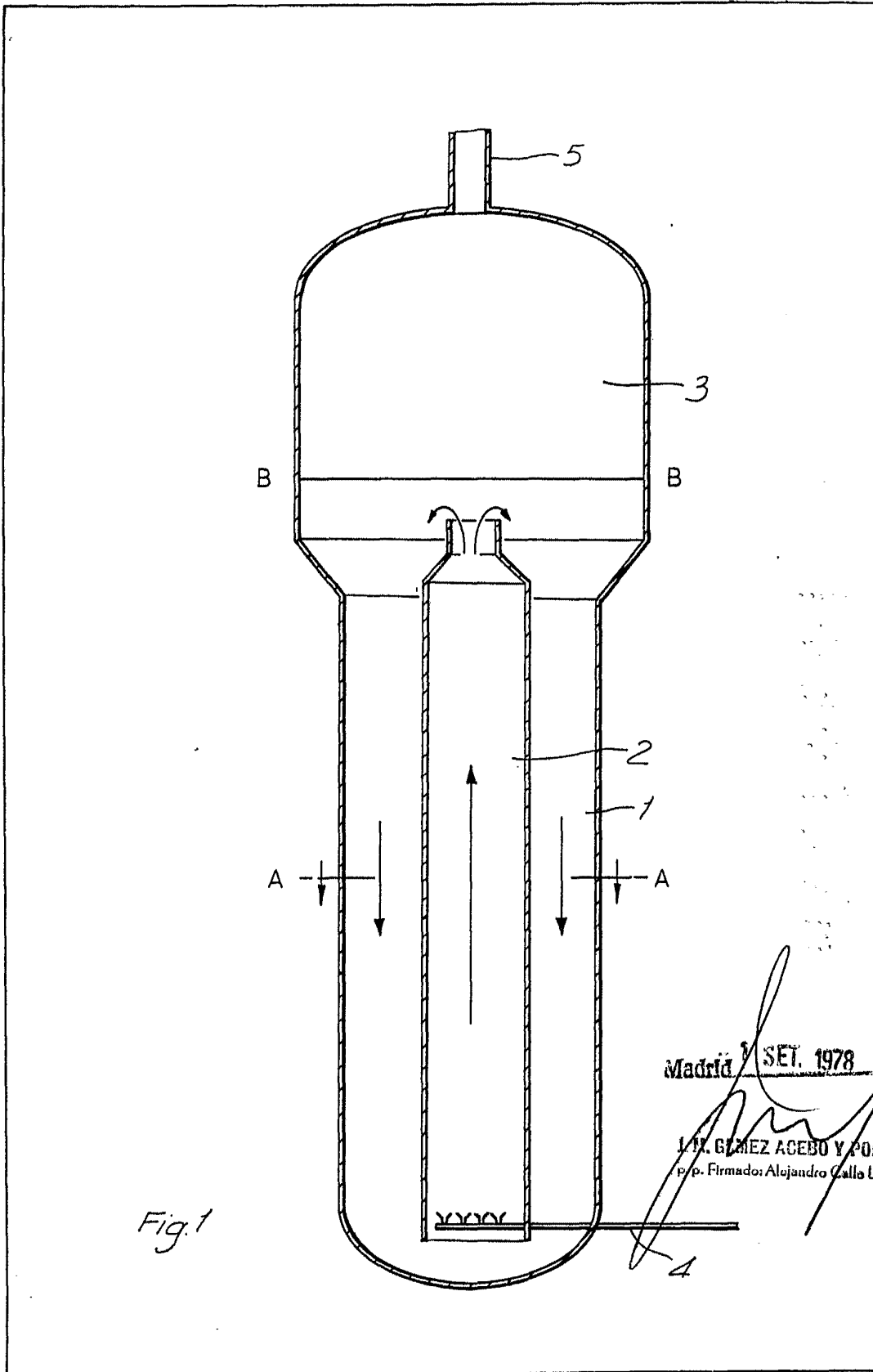


Fig.1

Madrid / SET. 1978

L. V. GÓMEZ ACEBO Y PARRA
p.p. Firmado: Alejandro Callo López

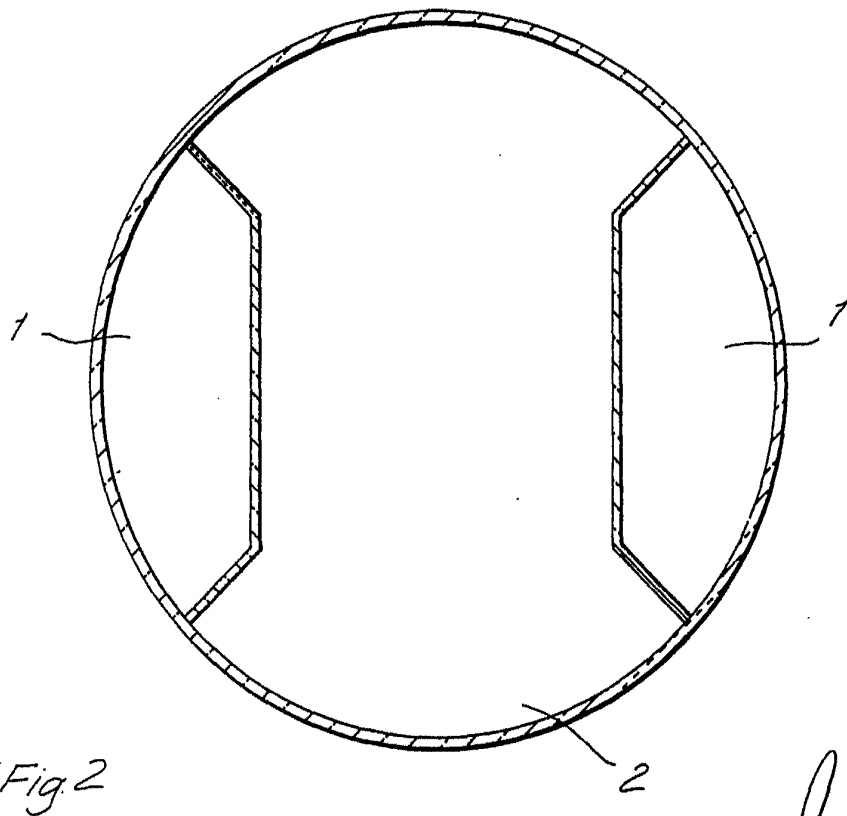
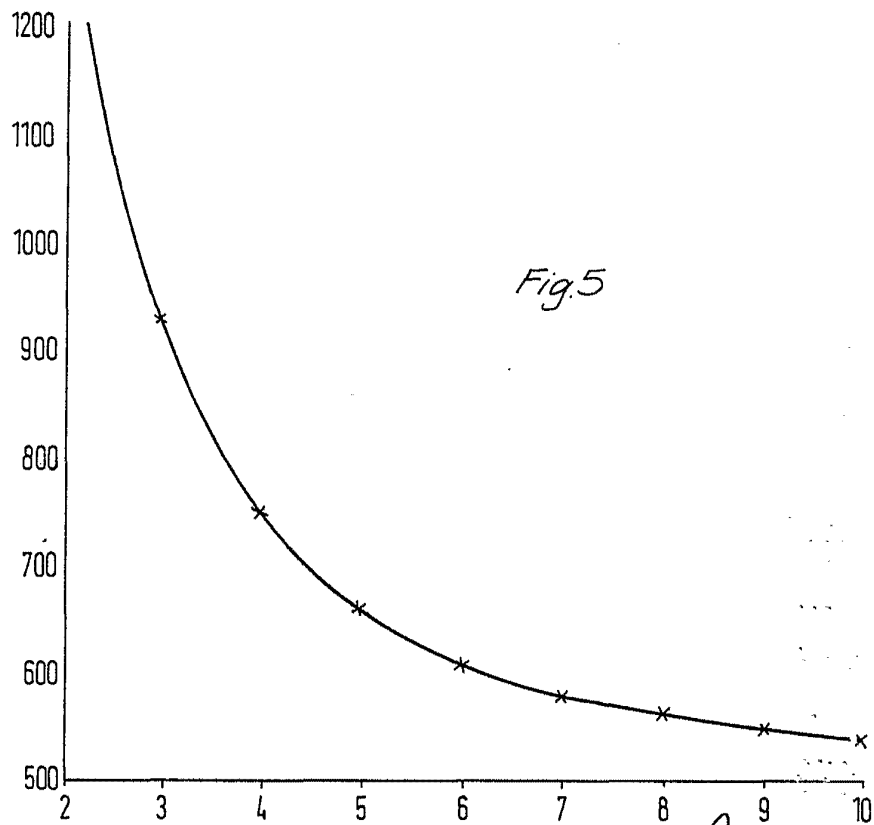


Fig. 2

Madrid - 1 SET. 1978
L. M. AGUIRRE AGUIRRE Y CAÑERO
S. P. Almadia de Aljaur, C. de L. A. S.



- 1/ SET. 1978

~~Modificado~~

Imperial Chemical Industries Limited
Imperial Chemicals (Spain) S.A.