

TRABAJO FINAL DE GRADO

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TECNOLOGÍA FARMACÉUTICA

Obtención de nitrógeno a partir del aire atmosférico para su uso comercial. Estudio de viabilidad técnica y económica.

Autora: Lorena Adriana Expósito Montañez

Tutores: Francisco J. García Álvarez, Francisco E. Jarabo Friedrich



Índice

| | |
|--|-----------|
| Resumen / Abstract | 7 |
| Agradecimientos | 9 |
| Lista de figuras | 11 |
| Lista de tablas | 13 |
| Capítulo 1.Objetivos y alcance | 15 |
| 1.1 Justificación | 15 |
| 1.2 Peticionario | 15 |
| 1.3 Objeto del TFG | 15 |
| 1.4 Restricciones | 16 |
| Capítulo 2. Estudio de viabilidad técnica | 17 |
| 2.1 El nitrógeno..... | 17 |
| 2.1.1 Introducción..... | 17 |
| 2.1.2 Propiedades físicas | 17 |
| 2.1.3 Aspectos de seguridad y salud..... | 18 |
| 2.1.4 Usos | 19 |
| 2.1.5 Transporte y almacenaje | 23 |
| 2.1.6 Especificaciones y estándares | 23 |
| 2.2 Estudio de mercado..... | 25 |
| 2.2.1 Descripción del sector..... | 25 |
| 2.3 Estudio de alternativas técnicas | 28 |
| 2.3.1 Métodos para la obtención de nitrógeno..... | 28 |
| 2.3.2 Justificación de la tecnología escogida | 34 |
| 2.4 Descripción de la tecnología..... | 36 |
| 2.4.1 Adsorción | 37 |

| | |
|--|-----------|
| 2.4.2 Adsorción por cambio de presión, PSA | 37 |
| 2.4.3 Adsorbente..... | 43 |
| 2.5 Descripción del proceso | 49 |
| 2.5.1 Equipo de compresión..... | 51 |
| 2.5.2 Equipo de estabilización del aire húmedo | 53 |
| 2.5.3 Equipo de recogida de condensados | 53 |
| 2.5.4 Equipo de filtración previo..... | 54 |
| 2.5.5 Equipo de separación de agua y aceite..... | 56 |
| 2.5.6 Equipo de secado de aire..... | 58 |
| 2.5.7 Equipo de filtración final | 59 |
| 2.5.8 Equipo de estabilización del aire seco..... | 59 |
| 2.5.9 Equipo de separación por adsorción..... | 60 |
| 2.6 Equipos del proceso y sus características | 61 |
| Capítulo 3. Estudio de viabilidad económica | 69 |
| 3.1 Presupuesto..... | 69 |
| 3.2 Estimación de costes | 71 |
| 3.2.1 Estimación de la inversión..... | 71 |
| 3.2.2 Estimación del coste de producción..... | 73 |
| 3.3 Pagos de inversión..... | 77 |
| 3.4 Flujos ordinarios..... | 77 |
| 3.4.1 Gastos ordinarios | 77 |
| 3.4.2 Ingresos ordinarios..... | 78 |
| 3.5 Flujos extraordinarios..... | 79 |
| 3.5.1 Vida útil | 79 |
| 3.5.2 Valores residuales | 79 |

| | |
|--|-----------|
| 3.5.3 Gastos extraordinarios | 80 |
| 3.5.4 Ingresos extraordinarios | 80 |
| 3.5.5 Beneficios brutos | 80 |
| 3.6 Evaluación financiera del proyecto..... | 81 |
| 3.6.1 Amortización fiscal | 81 |
| 3.6.2 Impuestos..... | 81 |
| 3.6.3 Flujos de caja..... | 82 |
| 3.6.4 Índices de rentabilidad..... | 82 |
| Capítulo 4. Conclusiones y mejoras..... | 86 |
| Referencias bibliográficas | 88 |
| ANEXO. Cálculos justificativos para la selección de equipos | 91 |

Resumen

El presente Trabajo Final de Grado aborda la producción de nitrógeno por medio de la separación del aire atmosférico en sus componentes. Partiendo de un análisis comparativo entre las tecnologías disponibles en la industria para la obtención de nitrógeno se escoge la que mejor se ajusta a las necesidades del mercado en Canarias. En base a ello se seleccionan los equipos necesarios, que operan con unas características y condiciones próximas a las requeridas para el desarrollo del proceso. Finalmente, se calcula el presupuesto correspondiente a los equipos seleccionados y se realiza un estudio económico para analizar los costes de la inversión en la planta, así como la rentabilidad y el retorno de la inversión que se estiman en caso de una implementación hipotética. Se concluye que el rendimiento del proceso se ajusta a las necesidades prefijadas para el producto y que, aunque su tasa de rentabilidad no es elevada, la inversión se recupera en su totalidad, por lo que la selección de esta tecnología se considera viable técnica y económicamente.

Abstract

This degree final work discusses the production of nitrogen through the separation of atmospheric air into its components. A comparative analysis between the technologies available in the industry for the production of nitrogen is done to choose which best suits the needs of the market in the Canary Islands. On this basis the necessary equipment is selected to work with the characteristics and conditions close to the ones required for the process development. Finally, the total budget of the chosen equipment is calculated and an economic study is done to analyze the investment costs of the plant, as well as the profitability and return of the investment estimated in case of a hypothetical implementation. It is concluded that the process performance meets the needs preset for the product and, although its rate of return is not high, the investment is recovered fully, so the selection of this technology is considered technically and economically feasible.

Agradecimientos

En este documento, que atestigua el final de otra etapa de mi vida, quiero agradecer a mis profesores y compañeros el haber formado parte de esta experiencia única, por haber aportado cada uno su esencia, que guardaré siempre con aprecio en mi recuerdo.

Y a mi familia, por darme el empuje necesario para no dejar de avanzar y realizarme y por ser el remanso donde me reflejo para recordar quién soy en los momentos de dudas.

Lista de figuras

| | |
|--|----|
| Figura 1. Isotermas de equilibrio y cinética de adsorción del N ₂ y el O ₂ | 39 |
| Figura 2. Secuencia de etapas del ciclo básico de PSA. | 42 |
| Figura 3. Distribución de tamaño de poro de muestras típicas de carbón activado..... | 48 |
| Figura 4. Pellet de carbón activo..... | 48 |
| Figura 5. Pellet de tamiz molecular de carbón..... | 48 |
| Figura 6. Diagrama de flujo del proceso de adsorción por cambio de presión..... | 50 |
| Figura 7. Esquema de funcionamiento de la unidad compresora. | 51 |
| Figura 8. Elementos del purgador de condensados..... | 54 |
| Figura 9. Elementos y operación del separador de agua y aceite. | 57 |
| Figura 10. Esquema de operación del secador de adsorción..... | 58 |
| Figura 11. Grupo compresor, vista exterior e interior..... | 61 |
| Figura 12. Recipiente de aire vertical, vista exterior y dimensiones. | 62 |
| Figura 13. Purgador electrónico, vista interior y lateral. | 63 |
| Figura 14. Filtros de aire comprimido, tamaños y aplicaciones diversas. | 64 |
| Figura 15. Dimensiones del filtro. | 66 |
| Figura 16. Separador de agua y aceite, vista exterior y dimensiones. | 66 |
| Figura 17. Secador de adsorción. | 67 |
| Figura 18. Generador de nitrógeno. | 68 |
| Figura 19. Período de recuperación | 83 |
| Figura 20. Representación de la Tasa Interna de Retorno. | 85 |

Lista de tablas

| | |
|--|----|
| Tabla 1. Grados de nitrógeno industrial..... | 24 |
| Tabla 2. Cuota de mercado del nitrógeno industrial | 26 |
| Tabla 3. Las 6 grandes compañías de gases industriales | 27 |
| Tabla 4. Etapas del ciclo de adsorción en dos columnas | 42 |
| Tabla 5. Estimación del capital total mediante los factores de Peter & Timmerhaus..... | 72 |
| Tabla 6. Coste de los servicios para el 100 % de la producción | 74 |
| Tabla 7. Coste de mano de obra para el 100 % de la producción | 75 |
| Tabla 8. Estimación del coste de producción mediante Peter & Timmerhaus | 76 |
| Tabla 9. Beneficios brutos | 80 |
| Tabla 10. Flujos de caja | 82 |
| Tabla 11. Valor Actual Neto | 84 |

Capítulo 1. **Introducción**

1.1 Justificación

Los gases comerciales se utilizan ampliamente en todos los subsectores de la producción, desde el sector primario, con las actividades de obtención de las materias primas, pasando por el sector secundario o industrial, hasta el terciario o de servicios. Numerosos procedimientos que se desarrollan en cada tipo de actividad los integran hoy en día. Estos gases poseen propiedades que aportan mejoras en aspectos, como la seguridad y la calidad, que afectan directamente a dichos procesos, y, por ello, la instalación de una planta de procesado de gases se hace necesaria para cubrir la demanda de los diversos sectores.

1.2 Peticionario

El presente estudio de viabilidad técnico-económico para la obtención de nitrógeno del aire atmosférico se elabora como Trabajo Final de Grado (TFG), a petición del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica de la Facultad de Química de la Universidad de La Laguna.

1.3 Objeto del TFG

El objeto del TFG es estudiar las diferentes alternativas de procesos para la obtención de nitrógeno a partir del aire atmosférico con el fin de determinar la alternativa más viable, tanto técnica como económicamente. Esto implica la elección de la tecnología más adecuada, un análisis general del proceso y sus parámetros más relevantes, así como un estudio económico que permita conocer la rentabilidad del mismo.

Para conseguir el objetivo planteado se establecen los siguientes puntos a desarrollar:

- Elaborar un estudio de viabilidad técnica sobre las opciones de procesos disponibles para la obtención de nitrógeno del aire atmosférico.
- Seleccionar el proceso a implementar que mejor se ajuste a las necesidades del mercado al que se va a circunscribir.

- Definir las características generales del proceso y de los equipos necesarios a partir de la información contenida en la bibliografía y de los equipos existentes.
- Realizar un estudio de viabilidad económica para conocer la inversión de capital necesaria así como los beneficios que se obtienen y la rentabilidad que se prevé.

1.4 Restricciones

Dado que la demanda del mercado para este producto ya está atendida, se parte del supuesto de que no hay empresas que ofrecen sus servicios para cubrir las necesidades existentes. Además, se toma el dato de 3.500 Nm³/h como referencia de caudal de aire introducido en la planta para la obtención de nitrógeno gas, aconsejado por una de las empresas de producción mayoritaria en Canarias, Air Liquide, como flujo suficiente para abastecer a las empresas consumidoras del Archipiélago Canario.

Debido a que el objetivo de la propuesta de TFG es realizar un estudio de viabilidad técnica y económica y a que el tiempo para la redacción del Trabajo Final de Grado se limita a tres meses, no se contempla el diseño de los parámetros de los equipos del proceso. La selección de los mismos se realiza a partir de estimaciones en base a referencias bibliográficas y con la ayuda de cálculos sencillos, reflejados en el ANEXO, para escoger de forma aproximada el modelo de cada equipo que mejor se ajusta a parámetros determinantes para el proceso, como son el caudal de entrada de aire y la pureza deseada para el nitrógeno producto.

Capítulo 2. Estudio de viabilidad técnica

2.1 El nitrógeno

La materia prima empleada en el proceso es el nitrógeno gas que se encuentra en el aire atmosférico y del cual hay suministro ilimitado (se estiman aproximadamente 3.595 billones de toneladas de nitrógeno molecular en la atmósfera [21]).

2.1.1 Introducción

La mayoría del nitrógeno en la atmósfera existe como gas diatómico, N_2 (dinitrógeno) y comprende el 78,03 % en volumen y 75,45 % en peso de la atmósfera terrestre.

Fue descubierto en 1772 por Rutherford al dar a conocer algunas de sus propiedades pero otros contemporáneos como el químico sueco C.W. Scheele consiguió aislarlo. En 1877 fue licuado por primera vez por L.-P. Cailletet, físico e inventor francés. Ya a comienzos de 1900 el nitrógeno atmosférico fue usado por primera vez para fines industriales a gran escala.

En la década de 1990 el nitrógeno (en los estados gaseoso y licuado) era uno de los principales químicos producidos en Estados Unidos con mayor volumen industrial. Actualmente se cuenta en 150 millones las toneladas de nitrógeno gaseoso que industria aísla anualmente del aire. [2]

2.1.2 Propiedades físicas

El nitrógeno molecular, N_2 , es un gas no tóxico, no inflamable (no tiene temperatura de inflamación por debajo de 37,8 °C), no combustible a una presión y temperatura estándar de 101,3 kPa y 0 °C (tampoco tiene su temperatura de inflamación entre los 37,8 y 93,3 °C), diamagnético (que repele los campos magnéticos), incoloro, insípido e inodoro. Es un poco más ligero que el aire, con un peso específico de 0,967 (aire: 1,0) y es ligeramente soluble en agua, 23,5 ppt (en volumen) en condiciones estándar. El nitrógeno gas condensa a un líquido incoloro a -195,8 °C y presión atmosférica.

2.1.3 Aspectos de seguridad y salud

No se considera un gas peligroso pero debe ser almacenado y usado únicamente en áreas bien ventiladas ya que en altas concentraciones es un asfixiante simple, es decir, que desplaza el O₂ del aire al ser inspirado. Se debe tener especial cuidado al entrar en un espacio confinado que pueda estar enriquecido en nitrógeno o cuando se está en la cercanía de un recipiente abierto que esté siendo purgado con nitrógeno. Una persona que entra en una atmósfera de nitrógeno puede perder la conciencia sin síntomas previos de alerta en menos de 20 segundos y exponerse durante 3 o 4 minutos es fatal dado que sobreviene la muerte. Por ello, no se debe trabajar o entrar en atmósferas que contengan menos de un 19,5 % de oxígeno en volumen, a menos que se utilice un equipo de respiración autónoma o una máscara con suministro de aire, así como un analizador de nivel de oxígeno que avise de bajo nivel cuando exista la posibilidad de una atmósfera deficiente en oxígeno. Normalmente, el nitrógeno no tiene límite de exposición porque el factor limitante es el oxígeno disponible.

El nitrógeno líquido es más ligero que el agua, inodoro, también supone un riesgo si se inhala y es extremadamente frío, por lo que el contacto con este líquido o sus vapores pueden causar quemaduras por frío y congelación severa al contacto directo o por proyección.

Cuando se exponen materiales como acero al carbono, goma y plástico al nitrógeno líquido estos se vuelven frágiles y pueden romperse bajo la aplicación de una fuerza. El latón, bronce, cobre, Monel, aluminio y los aceros austeníticos inoxidables de la serie 300 permanecen dúctiles y son aceptables para el servicio criogénico. Los derrames de nitrógeno líquido deben ser lavados con agua para acelerar su evaporación.

El nitrógeno líquido puede condensar el oxígeno atmosférico en las superficies exteriores de recipientes mal aislados. A medida que el nitrógeno se evapora el líquido contenido se vuelve rico en oxígeno. Esta oxidación violenta supone un grave peligro de incendio.

Si el nitrógeno líquido vaporiza en un espacio confinado se pueden generar presiones extremas, puesto que un volumen de nitrógeno líquido produce 696,5 volúmenes de nitrógeno gaseoso a presión atmosférica y temperatura ambiente. Por ello, los recipientes de almacenamiento o los equipos para su manipulación deben estar provistos de múltiples dispositivos de alivio de presión para evitar la acumulación de alta presión.

Comúnmente, los recipientes de almacenamiento de nitrógeno líquido comercial proporcionan para la protección primaria una válvula de seguridad, que vuelve a cerrarse tras aliviar la presión, y para la protección secundaria, que actúa en caso de operación lenta o fallo de la protección primaria, disponen de un disco de ruptura, que no se cierra una vez abierto.

2.1.4 Usos

Las aplicaciones del nitrógeno están extendidas a ambas fases, gaseosa y líquida, y prácticamente a todos los sectores industriales, desde la metalurgia hasta la industria alimentaria.

El nitrógeno gaseoso es valorado por su inercia química, lo que significa que tiene poca tendencia a reaccionar químicamente con otras especies químicas. Se utiliza a menudo en la inertización o *blanketing*¹, para purga² y para barrido o *sparging*³. También se utiliza como gas portador en cromatografía en fase gaseosa para los análisis y para control de calidad en medios industriales y hospitalarios. Debido a que el nitrógeno es inerte a la mayoría de los materiales es ampliamente utilizado para eliminar el riesgo de incendio y explosión en numerosos sistemas de inertización industrial y en las operaciones de transporte neumático. También se utiliza cada vez más para facilitar la recuperación de petróleo y gas (EOR y EGR, *enhanced oil and gas recovery*). La atmósfera de nitrógeno también se utiliza en la tecnología de envasado para proteger los alimentos y otros productos perecederos de la contaminación atmosférica, utilizando el envasado en atmósfera modificada (MAP, *modified atmosphere packaging*).

El nitrógeno líquido se valora como fuente de intenso frío y también por su inercia química. Cuando el nitrógeno líquido se vaporiza y se calienta hasta temperatura ambiente, absorbe una gran cantidad de calor. La combinación de la inercia química y su estado inicial intensamente frío hace del nitrógeno líquido un refrigerante ideal para ciertas aplicaciones tales como la congelación de alimentos, el enfriamiento de un proceso y la molienda

¹Desplazamiento del aire húmedo por nitrógeno de alta pureza para la protección de materiales potencialmente reactivos del contacto con el oxígeno creando una capa protectora de gas sobre el producto durante el almacenamiento.

²Llenado y enjuague de la atmósfera entre áreas de proceso.

³Inyección de nitrógeno en la corriente de líquido en forma de pequeñas burbujas.

criogénica de plásticos y otros materiales, normalmente suaves y flexibles o sensibles al calor, que se enfrían para volverlos duros y rígidos y que así puedan ser molidos, mecanizados o fracturados.

A continuación se exponen algunos ejemplos más detallados de su uso en los diferentes sectores de la industria.

1) Industria de procesos químicos

Se usa ampliamente como agente para la inertización, para prevenir la oxidación de materiales sensibles, o como gas de purga, para prevenir la formación de una mezcla explosiva en los tanques de almacenamiento de productos químicos, que son a menudo mantenidos bajo una ligera presión positiva de nitrógeno. Durante la retirada del producto, el nitrógeno se inyecta en el tanque para mantener la presión del espacio de cabeza y durante el llenado el nitrógeno es ventilado del tanque hacia la atmósfera, un sistema de antorcha o un sistema de recuperación de disolvente.

Recipientes de proceso, tuberías y recipientes de almacenamiento se purgan con nitrógeno para eliminar el oxígeno o para controlar los niveles de reactivos. La purga se lleva a cabo por uno de los tres métodos, que son desplazamiento, presurización o dilución. La purga de desplazamiento se usa a menudo para purgar sistemas de tuberías con un volumen de nitrógeno requerido correspondiente al volumen de la tubería. La purga de presurización es la presurización y la ventilación repetida de un recipiente con nitrógeno para eliminar el contaminante. La purga de dilución asume el mezclado completo de los contenidos del recipiente y del nitrógeno inyectado por lo cual la concentración de contaminante se reduce lentamente con el tiempo.

Para la inertización de líquidos o sólidos inflamables se pueden tolerar concentraciones considerables de oxígeno sin riesgo de formación de una mezcla explosiva.

Se usa a menudo para la transferencia de presión de líquidos peligrosos o inflamables y como agente secante para la oxidación sensible de materiales como resinas y fibras de nylon. Se usa para agitar y desoxigenar líquidos y mezclas sólido-líquido. También se usa como gas portador para otros reactivos tales como el oxígeno en la regeneración de catalizadores agotados del reformado en el refinado de petróleo.

Se usa como agente de expansión en la producción de plástico espumado y en el moldeado por soplado de contenedores de plástico. Puede usarse como agente separador para eliminar componentes volátiles orgánicos de procesos de aguas residuales.

El nitrógeno líquido se usa en trampas frías⁴ para eliminar y recuperar disolventes o componentes volátiles orgánicos de corrientes de gas para reducir las emisiones a la atmósfera. También se usa para reducir el tiempo de enfriamiento en reactores de procesos.

2) Industria alimentaria

Se usan grandes volúmenes de nitrógeno líquido en la industria alimentaria para la congelación criogénica, donde compite con las tecnologías de congelación con dióxido de carbono y mecánica. La congelación criogénica de alimentos reduce el daño celular que se produce en la descongelación del producto y que resulta en una disminución de la calidad del mismo. El consumo de nitrógeno líquido para esta aplicación se encuentra en el rango de 1,0 a 2,0 kg/kg de producto aunque el consumo real está influenciado por las características del producto y las variables de proceso.

También se emplea en la presurización de aluminio y plástico de alimentos y latas de bebidas no carbonatadas y botellas. Se inyectan varias gotas de nitrógeno líquido en la lata o botella antes del sellado, que inmediatamente después del sellado vaporizan para aportar la presurización interna que provee fuerza a las paredes laterales, permitiendo el uso de materiales muy finos en ellas. El consumo de nitrógeno está en el rango de 0,12 a 0,25 g por lata o botella.

También se usa para la refrigeración por lotes de productos cárnicos, de masa para galletas, harina y azúcar durante el procesamiento en estaciones más calurosas.

El nitrógeno gaseoso se usa en atmósferas controladas y modificadas para el almacenamiento de comida y el empaquetamiento, que mantiene la calidad de las frutas y vegetales frescos retardando los procesos de madurez dependiente del oxígeno y la descomposición. En las atmósferas controladas para manzanas y peras se mantienen las

⁴Dispositivo que condensa todos los vapores excepto los gases permanentes en líquido o sólido.

concentraciones de nitrógeno al 98 - 99 % con cantidades equilibradas de oxígeno y dióxido de carbono.

3) Metalurgia primaria y tratamiento térmico

En la metalurgia ferrosa el nitrógeno gas se suministra típicamente por tubería, como coproducto con oxígeno, a instalaciones productoras de acero para su uso en la recolección de residuos, la agitación y el recubrimiento inerte durante las operaciones de procesamiento y fundición del acero.

En la mayoría de los procesos de tratamiento térmico para piezas fabricadas en metal, el nitrógeno sirve como no reactivo constituyente pasivo de la atmósfera del horno.

4) Fabricación de productos electrónicos

Se usa como gas portador en la fabricación de semiconductores. Los requisitos de pureza son extremadamente rigurosos, alcanzando niveles de 1 ppb de contaminantes.

En las operaciones de ensamblaje de componentes electrónicos se usa para crear atmósferas en soldadura.

5) Producción de petróleo y gas natural

Es usado en la terminación de pozos y recuperación mejorada de petróleo y gas natural. El nitrógeno, a una concentración del 95 % en volumen, se usa para reducir la densidad y el gradiente hidrostático en pozos. Con ello se reduce la cantidad de energía requerida para retornar el fluido a la superficie tras la operación.

6) Otras aplicaciones

Se usa como agente de recubrimiento en la fabricación de vidrio flotado, agente presurizante en aerosoles, agente de expansión en neumáticos de aeronaves, agente de purga para armarios de componentes eléctricos y agente de presurización para autoclaves empleados en la producción de materiales compuestos. Sirve para congelar el suelo en caso de excavación de suelos mojados, congelar tramos de conexión entre tuberías para permitir reparaciones mientras el resto de la tubería permanece presurizada y también refrigerar hormigón en climas cálidos.

También se emplea en el campo de la medicina para la congelación de muestras biológicas.

2.1.5 Transporte y almacenaje

Los gases se suministran generalmente como gases comprimidos y también como líquidos criogénicos.

El nitrógeno es transportado y almacenado en forma gaseosa en cilindros de acero bajo alta presión y en forma líquida en contenedores aislados al vacío. A causa del peso de los recipientes de almacenamiento de alta presión y la naturaleza volátil del nitrógeno líquido, la mayoría del nitrógeno se produce y consume localmente dentro de un radio de menos de 250 km.

Para cantidades pequeñas de nitrógeno líquido el transporte se realiza en cilindros, que son contenedores presurizados de acero inoxidable aislados al vacío de capacidades entre 160 – 180 l, que equivalen a 100 – 120 m³ de nitrógeno gas.

En el caso de un alto consumo, el nitrógeno líquido se transporta en camiones cisterna aislados al vacío con capacidades típicas de 19 Tm, que equivalen a 15.300 m³ de nitrógeno gas, se suministra a los tanques de almacenamiento aislados a vacío de los usuarios con un rango de capacidades desde 5.700 hasta 50.000 l, equivalentes a 3.100 hasta 31.500 m³ en fase gas, y se consume directamente de los recipientes. Si se necesita el nitrógeno en fase gas se produce mediante vaporización en intercambiadores de calor.

2.1.6 Especificaciones y estándares

El nitrógeno líquido comercial producido criogénicamente, así como el nitrógeno gaseoso comprimido, siempre producido a partir de nitrógeno líquido vaporizado, por lo general, cumplen o exceden las especificaciones del Tipo II, Grado L, que se corresponde con una pureza del 99,998 % y 10 ppm de O₂. El nitrógeno líquido de mayor pureza de la Clase II cumple las especificaciones del Tipo II, Grado M, es decir, 99,999 % de pureza y 5 ppm de O₂.

Exactamente, se puede producir nitrógeno con diversos grados de pureza que presentan contenido en oxígeno, punto de rocío, contenido total de hidrocarburos y otros

niveles de contaminantes determinados y que se especifican en la tabla que se muestra a continuación.

| Nitrógeno gaseoso y líquido | Nitrógeno, % mín. (mol/mol) | Oxígeno ^a | Agua, ppm (v/v) | Punto de rocío, °C | Contenido total de hidrocarburos ^a |
|-----------------------------|-----------------------------|----------------------|-----------------|--------------------|---|
| B ^b | 99,0 | | | | |
| E ^c | 99,5 | 0,5 % | 26 | -63 | 58 |
| F | 99,9 | 0,1 % | 32 | -60 | |
| G | 99,95 | 500 | 26 | -63 | |
| H ^c | 99,99 | 50 | 11 | -75 | 5 |
| K | 99,995 | 20 | 16 | -70 | |
| L | 99,998 | 10 | 4 | -90 | |
| M | 99,999 | 5 | 2 | -100 | 5 |
| Q ^d | 99,999 | 1 | 2 | -100 | 1 |

^aUnidades en ppm (mol/mol) a menos que se indique lo contrario.

^b10 ppm CO.

^cTipo II < 1,0 mg/l de partículas permanentes.

^d5 ppm de cada uno de los gases Ar, Ne, He y CO.

Tabla 1. Grados de nitrógeno industrial⁵

Aparte, hay varios grados de especialidad de nitrógeno comprimido típicamente disponibles, como por ej.: grado cero que contiene menos de 0,2 ppm total de hidrocarburos y una pureza mínima de nitrógeno del 99,995 %; pureza ultra alta (UHP, *ultra high purity*) que contiene menos de 1 ppm de agua y un mínimo de pureza de nitrógeno del 99,999 %; libre de oxígeno que contiene menos de 0,5 ppm de oxígeno y un mínimo de pureza de nitrógeno del 99,995 % y el pre-purificado que contiene un mínimo de pureza de nitrógeno de 99,998 %.

No obstante, los tipos de nitrógeno industrial producido y sus especificaciones varían tanto como empresas productoras hay y en función de las necesidades particulares de cada demanda.

⁵Fuente: Kirk – Othmer, 2004. Encyclopedia of chemical technology. (5ª ed.) *Nitrogen*. Vol. 17., p. 283, Table 3

2.2 Estudio de mercado

El estudio de mercado tiene como objetivo principal conocer el estado actual de la actividad del sector de las empresas productoras de gas a nivel mundial y, más concretamente, en la isla de Tenerife, con respecto a la producción de nitrógeno.

2.2.1 Descripción del sector

Aunque el nitrógeno gas no es completamente inerte, propiedad que se le asigna más frecuentemente a los gases nobles, este es también muy poco reactivo en condiciones de presión y temperatura normales y, además, se puede obtener en cantidades muchos mayores y con unos costos mucho menos elevados que los gases nobles. Por ello, se emplea como gas inerte en la mayoría de los sectores de producción, particularmente en los de productos químicos, petroquímicos y de refino y del acero. Las industrias de alimentos y de bebidas también dependen en gran medida del nitrógeno gas, que se utiliza para asegurar la conservación de los alimentos, y del nitrógeno líquido, que sirve para las operaciones de enfriamiento y ultracongelación.

Aproximadamente el 75 % de las ventas en el mercado de nitrógeno son del sector manufacturero, específicamente los productos químicos, petróleo y gas, y los sectores del vidrio y del acero. El resto de las ventas se realizan a partir de los sectores de la alimentación y la electrónica. En la tabla siguiente se muestra el porcentaje de la cuota de mercado que ocupa cada sector de la industria.

| Aplicación | Cuota de mercado (%) |
|------------------------------|-----------------------------|
| Industria química | 33 |
| Extracción de petróleo y gas | 14 |
| Electrónica | 13 |
| Metales primarios | 11 |
| Refinación del petróleo | 10 |
| Industria alimentaria | 5 |
| Vidrio | 2 |
| Caucho y plásticos | 1 |
| Varias | 11 |

Tabla 2. Cuota de mercado del nitrógeno industrial⁶

La crisis económica mundial ha provocado que la producción se reduzca en muchos sectores, lo que ha impactado directamente en la cantidad de gases demandados. Para el nitrógeno esto no ha sido una preocupación, ya que su demanda está muy ligada a los sectores no cíclicos, tales como alimentación y bebidas y a la inertización industrial, que no han experimentado una recesión como la de la industria del acero, por ejemplo.

De acuerdo con las cifras más recientes de algunos estudios sobre la producción de nitrógeno [11], la capacidad total de producción mundial de nitrógeno es de aproximadamente 1,5 millones de toneladas por día, con la región del Pacífico Norte que tiene el porcentaje más alto, seguido de Europa del Este y América del Norte.

Los diez principales productores de gases industriales tienen una cuota de mercado de más del 90 %, siendo cuatro empresas las que controlan más de dos tercios de los negocios en todo el mundo [1]. Tienen una gran demanda de equipos en un amplio rango de bombas, compresores, válvulas y accesorios para la tecnología de membrana, la criogenia y la logística.

⁶Fuente: Maxwell, G. R., 2004. Synthetic Nitrogen Products - A practical guide to the products and processes. New York. p.31. Disponible en la URL: <http://cnqzu.com/library/Anarchy%20Folder/Chemistry/MISC/Nitrogen/Synthetic%20Nitrogen%20Products%20-%20A%20%20Guide%20to%20the%20Products%20and%20Processes.pdf>

| COMPAÑÍA | LOCALIZACIÓN |
|---------------------------|-----------------------------|
| The Linde Group | Múnich, Alemania |
| Air Liquide | París, Francia |
| Air Products | Pensilvania, Estados Unidos |
| Praxair | Connecticut, Estados Unidos |
| Taiyo Nippon Sanso | Shangai, Japón |
| Airgas | Pensilvania, Estados Unidos |

Tabla 3. Las 6 grandes compañías de gases industriales⁷

El volumen del mercado mundial de gases industriales es del orden de 25.000 M€, con un reparto aproximado del 35 % en EE.UU. y Canadá, 33 % en Europa, 14 % en Japón, 7 % en el Asia-Pacífico, 6 % en Sudamérica y 5 % en el resto del mundo [24].

Según la encuesta industrial anual de productos del INE (Instituto Nacional de Estadística) la cantidad de nitrógeno producida en España en el año 2014 fue de 1.234.335 miles de m³ por un valor total de 136.803 miles de € [13].

En la isla de Tenerife la producción actual de nitrógeno se destina a pequeñas y grandes empresas de actividades tan variadas como son la gestión de residuos, la industria petroquímica, el inflado de neumáticos, el análisis y control de calidad en laboratorios, la criogenia aplicada a tratamientos para la salud, la sanidad, la inertización y congelación de alimentos para el consumo humano y la restauración.

Actualmente, la demanda la satisface una única empresa que opera con un caudal diario de 3.500 Nm³ de aire y que obtiene el nitrógeno producto con una pureza del 99,9 % para producir la mayor pureza solicitada, necesaria para la preservación de muestras biológicas por congelación en los hospitales. De esta forma, quedan cubiertas las especificaciones para el resto del mercado, que requieren una pureza de nitrógeno inferior.

⁷Fuente: Spiritus Group, Reino Unido. Consultoría de gases industriales. Disponible en la URL: <http://www.spiritusgroup.com/links.php>

2.3 Estudio de alternativas técnicas

El estudio de alternativas técnicas trata de dar una visión general de los métodos más utilizados para obtener nitrógeno a partir del aire atmosférico con el fin de analizar sus ventajas y desventajas y seleccionar el proceso cuyas características se aproximen a las requeridas para las necesidades existentes, que se ajustan a las condiciones de operación fijadas por la empresa antes mencionada, un flujo de 3.500 Nm³/h de aire alimentado a la planta para la obtención de nitrógeno con una pureza del 99,9 %.

2.3.1 Métodos para la obtención de nitrógeno

El aire atmosférico es la materia prima necesaria para todos los procesos comerciales de producción de nitrógeno. Se encuentra libre y fácilmente disponible en su forma natural, sin embargo, se necesita energía para separar el aire en sus componentes (nitrógeno, oxígeno, argón y otros gases traza) y obtener el nitrógeno.

Las tecnologías comerciales disponibles y aplicadas actualmente son la destilación criogénica, la permeación a través de membrana y la adsorción por cambio de presión.

2.3.1.1 Destilación criogénica

A finales del siglo XIX y principios del siglo XX se desarrollaron numerosos conceptos criogénicos para licuar y separar el aire en sus principales constituyentes. En 1905, ya se conocía el proceso de doble columna de destilación de Carl von Linde para producir oxígeno y nitrógeno prácticamente puros. Hoy en día, la mayoría del nitrógeno es producido en plantas de destilación criogénica de gran tonelaje, que obtienen oxígeno y argón como coproductos.

La investigación científica ha contribuido en gran medida a la tecnología criogénica, que es ampliamente utilizada en muchas aplicaciones industriales. Su capacidad de condensar un gas tal que pueda ser almacenado y enviado en camiones como un líquido criogénico en lugar de como un gas a presión ha posibilitado la producción a bajo costo de gases de alta pureza como el nitrógeno a través de la condensación fraccionada y la destilación. Sin embargo, cabe señalar que este proceso es intensivo en capital y consumo energético.

En un proceso típico de separación criogénica del nitrógeno el aire se comprime, se enfría para quitar el exceso de vapor de agua y se filtra para eliminar el dióxido de carbono y otros contaminantes que se congelan en el proceso.

El aire comprimido de entrada se enfría en los intercambiadores de calor por cambio de calor a contracorriente del gas residual frío enriquecido en oxígeno y el nitrógeno producto que sale del proceso. Los contaminantes residuales del aire se congelan en la superficie del intercambiador de calor, por lo que, en intervalos periódicos, se revierte el flujo a través de los intercambiadores de calor para eliminar los contaminantes.

Para la filtración se utiliza la adsorción por cambio de presión en un tamiz molecular. Se usan dos lechos de alúmina activada y carbón activo para eliminar los contaminantes por adsorción y la operación se alterna entre ambos para permitir la regeneración del lecho cuando está saturado. La mayoría de las plantas de nitrógeno usan el proceso del tamiz molecular debido a su fiabilidad y bajo coste.

El aire limpio comprimido se enfría adicionalmente hasta cerca del punto de rocío (aprox. $-176\text{ }^{\circ}\text{C}$ a 450 kPa) por medio del intercambio de calor a contracorriente de la corriente saliente de gas residual y del nitrógeno producto frío. Finalmente, en una columna de destilación simple el aire se separa en sus constituyentes según sus diferentes puntos de ebullición. El nitrógeno producto sale por la cabeza de la columna a una presión aproximada de entre 138 – 372 kPa y con una pureza mínima del 99,9 %.

Este proceso necesita refrigeración adicional para contrarrestar las pérdidas de calor del sistema debidas al aislamiento térmico imperfecto y a la propia eficiencia del proceso. Para ello se expande una porción del aire de entrada comprimido en una turbina de expansión acoplada a un freno externo para proporcionar un enfriamiento entálpico, o a través de la vaporización de una pequeña cantidad del nitrógeno líquido suministrado.

Si se necesita una mayor producción de nitrógeno líquido ($\leq 10\%$) o mayores presiones de nitrógeno producto (entre aprox. 450 – 1.000 kPa) se puede usar un ciclo alternativo que expande una porción del gas residual rico en oxígeno, en vez del aire de entrada, a través de la turbina de expansión.

Las plantas criogénicas de nitrógeno operan con capacidades en el rango de 280 a más de 56.600 m³/h y alcanzan fácilmente un nivel de 1 ppm de O₂ residual. Si se añaden más etapas de separación se pueden alcanzar niveles de menos de 1 ppb de O₂ para aplicaciones más exigentes como es la fabricación de semiconductores, a expensas de una recuperación reducida de nitrógeno.

2.3.1.2 Membranas

El uso de membranas poliméricas de fibra hueca para la separación de aire es una tecnología más reciente, viable comercialmente desde la década de 1980. Durante esta década se convirtió en un proceso de importancia comercial y la magnitud de esta aplicación aun sigue aumentando rápidamente.

La aplicación de membranas a problemas de separación de gas ha crecido rápidamente. Entre los procesos establecidos se encuentra la producción de nitrógeno del aire, que junto con la recuperación de hidrógeno y el secado de aire representan más del 80 % del mercado actual de membranas de separación de gas. Todos se han usado a gran escala comercial durante 10 años y, durante ese tiempo, se han hecho mejoras en los diseños de selectividad de la membrana, del flujo y de los procesos. Por ejemplo, el módulo de producción de nitrógeno de fibra hueca de hoy en día genera más de 10 veces la cantidad de nitrógeno, con una mejor calidad y a un menor consumo de energía, que los módulos producidos en la década de 1980.

La tecnología de membrana resulta ser versátil por la sencillez del proceso y su bajo peso, ofreciendo la gama más amplia de sistemas compactos de generación de nitrógeno en el lugar de consumo. Esto ha permitido que sean utilizados en una variedad creciente de aplicaciones industriales útiles como, por ejemplo, la inertización de carga perecedera o inflamable en los buques, y más recientemente, para proporcionar inertización a bordo de los tanques de combustible en aviones comerciales.

Sin embargo, la tecnología ha llegado a un punto en el que, salvo un avance completamente inesperado, es probable que solo se produzcan pequeñas modificaciones para intentar mejorar la selectividad y el rendimiento de las membranas o mejorar el diseño de los módulos.

Para que haya cambios en la productividad estos sistemas deben permitir que se dé la operación a presiones más bajas, disminuyendo así los requisitos de energía para la compresión del aire o que, del mismo modo, la capacidad de rendimiento se pueda incrementar sin tener que aumentar el número de módulos, lo cual reduce el costo de capital y la complejidad operativa.

Los sistemas de generación de nitrógeno operan bajo el principio de permeación selectiva de gases a través de una membrana. Los sistemas disponibles comercialmente usan membranas de fibra hueca fabricadas de polímeros tales como polisulfonas, poliamidas y policarbonatos que permean el oxígeno más rápido que el nitrógeno a través de un mecanismo de disolución-difusión.

En el proceso de membrana el aire se comprime y pasa a través de una serie de filtros para eliminar el exceso de vapor de agua, así como cualquier aceite residual del compresor, que puede perjudicar la vida útil de la membrana. A continuación, se calienta el aire hasta la temperatura óptima de proceso para el polímero dado (normalmente 40 – 60 °C) y se alimenta axialmente hacia el centro de miles de fibras huecas empaquetadas en una configuración tubo y carcasa. El nitrógeno se concentra durante su paso por las fibras y se recoge como nitrógeno producto.

Para que se produzca el paso de la corriente a través de la membrana debe existir una fuerza impulsora, que en este caso es la diferencia de presión entre el gas de alimentación presurizado y el permeado de presión más baja.

Se pueden usar membranas porosas o densas como barreras selectivas. Actualmente, todas las separaciones de gas se basan en el mecanismo de tamizado molecular por difusión superficial en membranas porosas.

Un factor determinante para la separación es el tamaño de poro de la membrana, que debe ser muy pequeño, del orden de 0,5 a 2 nm. Los mecanismos de transporte reales a través de este tipo de membrana son complejos e incluyen tanto la difusión en la fase gaseosa como la difusión de las especies adsorbidas en la superficie de los poros (difusión superficial).

Un segundo factor que afecta a la selectividad global de la membrana, es la selectividad por sorción (absorción y adsorción) o solubilidad.

El coeficiente de sorción de gases y vapores, que es una medida de la energía requerida para que el permeante sea absorbido por el polímero, aumenta con la mayor condensabilidad del permeante. Esta dependencia con la condensabilidad significa que el coeficiente de sorción también aumenta con el diámetro molecular, porque las moléculas grandes son normalmente más condensables que las pequeñas. A partir del coeficiente de sorción de la ley de Henry, representado frente al punto de ebullición o el volumen molar, se demuestra que la selectividad de sorción favorece las moléculas más grandes condensables, tales como los vapores de hidrocarburos, por encima de los gases permanentes, aquellos que no pueden licuarse solo con presión a temperaturas normales, tales como el oxígeno y el nitrógeno.

Los sistemas de membranas se utilizan habitualmente para producir cantidades industriales de nitrógeno, que es la corriente de descarga más voluminosa, puesto que comprende aproximadamente el 78 % de volumen del aire. La corriente de permeado de oxígeno, que es de menor volumen (aprox. el 21 %), simplemente se ventea a la atmósfera.

Las membranas son económicas para producir nitrógeno gas en caudales de entre 3 y 3.000 m³/h, consiguiendo para los caudales más altos purezas medias.

2.3.1.3 Adsorción

Desde la década de 1960 los adsorbentes de tamices moleculares se han consolidado como un medio para realizar separaciones difíciles, entre ellas la separación de gases.

La mayoría de las aplicaciones importantes de la adsorción dependen de la selectividad, es decir, de la diferencia en la afinidad de la superficie para diferentes componentes. Las moléculas del gas son atraídas por la superficie del adsorbente donde se concentran y son eliminadas de la fase gas.

El adsorbente permite la eliminación selectiva de un componente de la mezcla, basada en las diferencias de tamaño molecular y que sería casi imposible de realizar por otros medios. Además, los contaminantes pueden ser eliminados de las corrientes de fluido para alcanzar concentraciones de impurezas prácticamente indetectables.

La mayoría de los adsorbentes para aplicaciones de fase gas se emplean en forma de perlas u otra forma granular, típicamente con un diámetro de entre 1,5 y 3,2 mm, y se

empaquetan en lechos fijos a través de los cuales se pasa la corriente a tratar. Los adsorbentes, de los que se requiere de unos pocos gramos a varias toneladas, se pueden utilizar una vez y desecharse o, como es más habitual, se pueden regenerar y utilizar repetidamente de forma cíclica en una secuencia alterna de etapas de adsorción y regeneración.

Cuando la capacidad del lecho se agota, el flujo de alimentación se para y se da por terminada la etapa de carga del proceso. Seguidamente, el lecho se trata para eliminar las moléculas adsorbidas en una etapa de regeneración aparte y, a continuación, se repite el ciclo. Con el fin de obtener un proceso continuo, se emplean dos o más lechos, normalmente con un sistema de válvulas adecuado.

Para la producción de tonelaje, la mayoría de las aplicaciones de ingeniería química importantes son regenerativas, ya que, con algunas excepciones, el costo del adsorbente es demasiado elevado para permitir el uso no regenerativo.

La regeneración en las unidades de adsorción se lleva a cabo mediante la variación de la temperatura, el cambio de la presión o la disminución de la concentración total. A menudo se utilizan combinaciones de estos métodos.

En el caso de un ciclo de adsorción por cambio de presión (PSA, *pressure swing adsorption*) la desorción se da a una presión mucho más baja que la adsorción, lo que significa que los adsorbentes son regenerados reduciendo la presión total.

En un sistema típico de PSA el aire se comprime, se filtra, se enfría para eliminar el exceso de humedad y pasa a través de un lecho de tamiz molecular de carbón (CMS, *carbon molecular sieve*). El oxígeno, el dióxido de carbono y el vapor de agua son adsorbidos de forma selectiva en el CMS. Cuando un lecho está saturado de oxígeno, el flujo de aire se desvía al segundo. El primer lecho se despresuriza a la atmósfera, liberando las partículas adsorbidas y el proceso comienza de nuevo. El nitrógeno producto se recoge en un recipiente de nitrógeno a una presión de aproximadamente 690 kPa. El argón atmosférico queda concentrado en el nitrógeno producto.

Desde que se comercializaron por primera vez, los sistemas de adsorción por cambio de presión han dependido casi exclusivamente de tamices moleculares basados en carbón activado, para retener el oxígeno y producir nitrógeno con un 95 a un 99,99 % de pureza.

2.3.2 Justificación de la tecnología escogida

Tal y como sucede en cualquier proceso de la ingeniería química, la elección de la tecnología y los detalles del diseño se dictan principalmente según consideraciones económicas. En este caso, la elección de la tecnología viene determinada por el volumen de producción deseada, la pureza del nitrógeno producto y, además, por otras consideraciones de tipo técnico que se consideren las adecuadas y ofrezcan la solución más realizable.

Cada una de las tecnologías presentadas y consideradas como opciones posibles para la separación de nitrógeno presenta aspectos tanto favorables como desfavorables en sí mismos, en comparación con las otras técnicas, así como en base a las especificaciones de caudal y purzas planeados para el estudio. A continuación, se exponen los puntos más relevantes.

Destilación criogénica

Ventajas

- Producción de nitrógeno en cantidades de tonelaje, caudales desde 250 hasta más de 50.000 m³/h, a bajo coste
- Consumo eléctrico reducido por unidad de nitrógeno producto
- Producción de nitrógeno a muy alta pureza, ≤ 1 ppm de O₂ residual
- Técnica robusta
- Produce tanto formas gaseosas como líquidas de los componentes del aire

Desventajas

- Proceso muy intensivo en capital y energía
- No es rentable para caudales de producción de N₂ menores a 3.000 Nm³/h
- Altos costos energéticos para enfriar los gases criogénicamente
- Puesta en marcha y parada largas
- Grandes requisitos de espacio y servicios públicos
- Requiere equipo especial criogénico, tal como válvulas y bombas

Membranas

Ventajas

- Versatilidad del proceso por su sencillez de operación, unidad de peso reducido y construcción compacta
- Flexibilidad en la variación de la pureza y/o el caudal
- Puesta en marcha y obtención de producto según especificaciones de forma instantánea
- Inexistencia de partes móviles, opera prácticamente sin necesidad de mantenimiento
- Sistema silencioso
- Bajo coste de capital

Desventajas

- Sistema económico solo para obtener caudales entre 3 y 3.000 m³/h a una cierta pureza
- Tamaño del equipo limitado, la adición de módulos para aplicaciones mayores no es rentable
- Pureza mayor solo en algunos tipos, pero no tan económico o fiable como PSA
- Relación aire/N₂ alta
- Necesita una presión de entrada de aire comprimido alta, entre 1.000 y 1.300 kPa, a una temperatura entre 45 y 55 °C para optimizar la eficiencia de la membrana
- Necesita una cantidad relativamente grande de electricidad por unidad de nitrógeno
- Vida útil entre 6 y 8 años, que se reduce a la mitad en aplicaciones industriales
- Se esperan pocos avances en la tecnología

Adsorción por cambio de presión

Ventajas

- Separación por adsorción selectiva casi imposible de realizar por otros medios
- Potencialmente útil para la separación a granel
- Produce caudal, presión y pureza estables
- Relación aire/N₂ baja

- Pureza estándar del 99,5 %, aunque alcanza fácilmente el 99,99 %
- Requiere presión de trabajo menor por lo que el coste operativo es menor que en membranas
- Instalación y arranque rápidos
- Vida útil prolongada de los tamices moleculares, superior a 10 años
- Coste de capital bajo a medio

Desventajas

- Necesita dos lechos para realizar un proceso continuo y regenerar el adsorbente
- El tamiz molecular de carbón necesita aire seco para operar ya que al agua en todas las formas disminuye su capacidad de forma temporal o permanente
- La apertura y cierre del sistema de válvulas puede dar lugar a fugas
- Requiere mantenimiento de rutina
- La compresión y expansión durante los cambios de presión puede ser ruidosa
- Ocupa un espacio de tamaño medio en planta respecto a las otras dos técnicas

Se concluye que, por una parte, la destilación criogénica es una tecnología que tiene unos rendimientos muy superiores a lo necesario, tanto en cantidad como en calidad, y su proyección conlleva unas dimensiones y costes muy superiores en comparación con los otros dos procesos. Por otra parte, la técnica de membranas presenta unos rendimientos limitados para las especificaciones de caudal y pureza escogidas para el proceso. Finalmente, la tecnología de adsorción por cambio de presión ofrece unas condiciones de operación estables dentro del rango deseado y sus características técnicas, que son de una calidad notable, están acorde con los costes que precisan.

2.4 Descripción de la tecnología

En este apartado se describe de forma más detallada el mecanismo de adsorción y las características de la tecnología seleccionada así como del adsorbente necesario para la separación de nitrógeno.

2.4.1 Adsorción

Adsorción es el término utilizado para describir la tendencia de las moléculas de una fase fluido a temperatura ambiente a adherirse a la superficie de un sólido.

Esta es una propiedad fundamental de la materia que tiene su origen en las fuerzas de atracción entre moléculas. El campo de fuerza crea una región de baja energía potencial cerca de la superficie del sólido y, como resultado, la densidad molecular más cercana a la superficie es generalmente mayor que en el gas a granel.

Los procesos de adsorción son flexibles. Sirven tanto para el fraccionamiento de una mezcla gaseosa o líquida cuando contiene una fracción importante de componentes adsorbibles (normalmente mayor al 10 %) como para la purificación de una mezcla que contenga un pequeño tanto por ciento.

La mayoría de las aplicaciones de la adsorción dependen de la selectividad, es decir, de la diferencia en la afinidad de la superficie con respecto a diferentes componentes. Por ello, la adsorción es un medio potencialmente útil para la separación a granel.

La separación por un proceso de adsorción es por naturaleza discontinuo, con una fase de adsorción seguida de una fase de regeneración destinada a restaurar la capacidad de adsorción de los adsorbentes. Dado que el equilibrio de adsorción se da por las condiciones específicas de operación (composición, temperatura y presión), al cambiar uno de estos parámetros de proceso es posible regenerar el adsorbente. El funcionamiento de estos procesos es a menudo cíclico, con el uso de varios lechos adsorbentes fijos acompañados de una o varias posibilidades para el almacenamiento del producto.

El crecimiento tanto en variedad como en escala de los procesos de separación por adsorción de fase gas, particularmente desde 1970, se debe en parte a los continuos descubrimientos de nuevos materiales porosos adsorbentes de gran área superficial y, especialmente, a las mejoras en el diseño y a la modificación de los adsorbentes.

2.4.2 Adsorción por cambio de presión, PSA

Los procesos de adsorción mediante modulación de la presión aparecieron en la década de 1950 con la solicitud de las patentes francesas de Guérin de Montgareuil y Dominé de la sociedad Air Liquide y, un poco más tarde, con la patente estadounidense de Skarstrom *Obtención de nitrógeno a partir del aire atmosférico para su uso comercial.*

de la sociedad Esso Research & Engineering Company, aunque el concepto de base ya era conocido por trabajos previos desde la década de los 30.

En un proceso de separación PSA los adsorbentes se regeneran reduciendo la presión total. Dado que la presión de un líquido es difícil de modificar, este proceso se usa solamente para la separación de uno o más componentes de gases mezclados.

La condición de adsorción-desorción se crea mediante presurización a alta presión y despresurización a baja presión en un rango de presiones superior a la atmosférica, por lo que no requiere intercambio de energía térmica. Al operar sin cambios en la temperatura el tiempo de ciclo de operación es más corto, lo que hace que este proceso sea más rápido que otros métodos, como el de variación de temperatura (TSA, *temperature swing adsorption*) y que, además, produzca menos costes de energía.

En el proceso de adsorción se considera la separación de una mezcla binaria en la que uno de los componentes es más adsorbible que el otro y, preferentemente, el componente a eliminar se encuentra en una concentración bastante importante, como es este caso.

En la mayoría de aplicaciones de adsorción las especies más fuertemente adsorbibles se separan de las menos fuertemente adsorbibles. Estas separaciones están definidas por el equilibrio de adsorción que posee cada adsorbato para un cierto adsorbente.

Debido a las dificultades de regeneración que presenta el uso de mezclas fuertemente adsorbibles, este proceso es especialmente adecuado para producir componentes de gran pureza poco o nada adsorbibles.

Otras separaciones adsorptivas se basan en un sistema limitado por la tasa de flujo o la cinética, donde las moléculas ligeramente más grandes se difunden más lentamente a través de un adsorbente microporoso con diámetro de poro adecuadamente seleccionado. Por eso, en un proceso de ciclo rápido como el de PSA las moléculas más pequeñas pueden ser adsorbidas preferentemente incluso en ausencia de cualquier selectividad de equilibrio.

Esto sucede en el proceso PSA para la obtención de N₂. Esta separación se basa en gran parte en la separación cinética, que opera según las diferencias de velocidad de difusión entre las moléculas de oxígeno y las moléculas de nitrógeno. El oxígeno, que es de menor

tamaño (menor diámetro cinético⁸), se difunde mucho más rápido que el nitrógeno con lo que las moléculas de oxígeno se adsorben y las moléculas de nitrógeno se recogen como producto.

Por lo tanto, aunque las isothermas de adsorción en el equilibrio de las moléculas del aire son prácticamente iguales (véase Figura 1), es posible separar las moléculas debido a su gran diferencia cinética de adsorción.

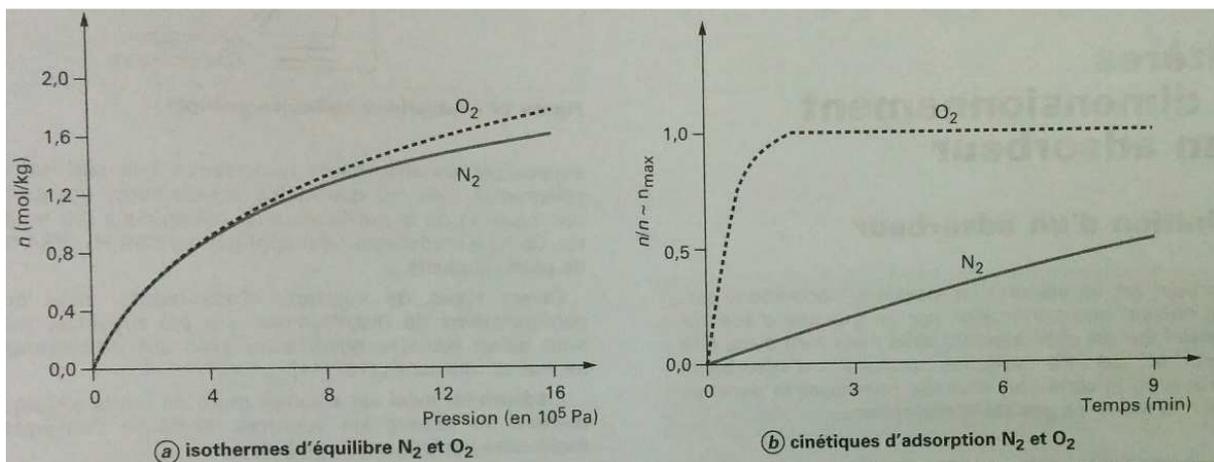


Figura 1. Isothermas de equilibrio y cinética de adsorción del N₂ y el O₂⁹

⁸El diámetro cinético es un reflejo de la dimensión efectiva más pequeña de una molécula dada. En la literatura, los informes sobre diámetros cinéticos para moléculas de O₂ y N₂, derivados de diferentes tipos de mediciones experimentales, dan valores ligeramente diferentes, pero todos muestran que el O₂ tiene un diámetro algo menor que el N₂, de aproximadamente 2 nm de diferencia. La razón de que el O₂, a pesar de tener un peso molecular más grande, 32 g/mol, tenga un diámetro menor que N₂, con un peso molecular de 28 g/mol, se encuentra en la estructura electrónica de las moléculas. Como se indica por la teoría de la mecánica cuántica de las moléculas, los electrones de una molécula forman una difusa "nube" que rodea los núcleos de los átomos en la molécula. La nube de electrones alrededor de los núcleos de oxígeno en la molécula de O₂ es más pequeña, más compacto en tamaño, debido a las interacciones electrostáticas de atracción entre los electrones en la nube y la mayor carga positiva de los núcleos de los átomos de oxígeno en la molécula de O₂. Disponible en la URL: <http://www.getnitrogen.org/pdf/graham.pdf>

⁹Fuente: de Souza, G. 2009. Génie des procédés. Techniques de l'ingénieur. Opérations unitaires: traitement des gaz. Purification des gaz par le procédé PSA. J 3607, p. 11, Fig. 13

En la Figura 1 se observa que, durante el primer minuto, la adsorción del oxígeno es significativamente superior a la del nitrógeno y la diferencia se hace máxima entre el primer y segundo minuto. Tras este periodo de tiempo debe finalizar la etapa de adsorción ya que son las moléculas de nitrógeno las que pasan a ser predominantemente adsorbidas debido a que su presión parcial (0,78) es aproximadamente cuatro veces más alta que la del oxígeno (0,21).

2.4.2.1 Ciclo de adsorción

El proceso de PSA para la adsorción de nitrógeno se fundamenta en el ciclo original de Skarstrom, compuesto por una secuencia de 4 etapas que permite producir gas rico en componentes ligeros de manera intermitente para una sola columna. No obstante, los ciclos de PSA industriales son más complejos ya que emplean generalmente dos adsorbedores para obtener rendimientos superiores y producir nitrógeno de forma continua en base a las mismas 4 etapas.

En la primera etapa, adsorción a alta presión, la mezcla de gas a tratar, el aire atmosférico, se alimenta a una columna de adsorbente a una presión relativamente alta. El frente del componente más adsorbible (que se difunde más rápido en el adsorbente, tal y como se anotó anteriormente), el oxígeno, se propaga más lentamente en la columna mientras que el componente menos adsorbible o más ligero, el nitrógeno, se recupera a la salida del adsorbedor. Por ello se puede producir un gas rico en nitrógeno, a una presión ligeramente menor que la presión de entrada, hasta el momento en que aparece en la salida del producto el componente más fuertemente adsorbible (véase la explicación tras la Figura 1).

Una parte del nitrógeno producto se extrae como corriente lateral y se usa para desorber los componentes más fuertemente adsorbidos del segundo lecho adsorbedor.

La siguiente etapa da comienzo antes de que aparezca el componente más adsorbible a la salida del producto. En ese instante la entrada de flujo a la columna así como la salida de producto se cierran y se conecta la salida con la segunda columna para disminuir la presión total en sentido de la corriente. A medida que la presión de la columna se reduce, la corriente de salida, que contiene producto puro, sale de la columna y presuriza la segunda columna.

La despresurización debe proporcionar una reducción adecuada de la presión parcial de los adsorbatos para permitir la desorción de los mismos. Se abre la entrada a la columna y se cierra la salida para que el frente del componente más fuertemente adsorbido retroceda

parcialmente y las impurezas, que se concentran sobre todo cerca de la entrada del alimento sean desorbidas y eliminadas a la atmósfera a través de los silenciadores. El segundo adsorbedor termina de presurizarse a contracorriente con parte del producto enviado al tanque de almacenamiento.

A continuación, debe fluir suficiente gas de purga a través del adsorbente para empujar el material desorbido en sentido opuesto y evitar su salida en el producto durante la etapa de adsorción del ciclo siguiente. Esto se consigue haciendo circular a contracorriente una parte del gas nitrógeno producto que proviene de la etapa de adsorción que está operando la segunda columna.

Cuando el lecho del adsorbedor queda limpio de impurezas se cierra la entrada de la columna y la salida de producto sigue conectada al otro lecho con lo que la presión de la primera columna empieza a aumentar por equilibrio de la presión en contracorriente con el segundo adsorbedor, que comienza a despresurizarse.

Finalmente, la etapa de recompresión del lecho se completa introduciendo el gas de alimentación en sentido de la corriente con la salida de la columna cerrada. Con esto, se alcanza la alta presión necesaria para que el primer adsorbedor comience el ciclo de separación mediante PSA mientras que la segunda columna continúa con la etapa de descompresión dejando salir los gases de escape a la atmósfera a través de los silenciadores.

La Figura 2, añadida a continuación, muestra la secuenciación de las etapas descritas anteriormente en las dos columnas adsorbedoras, así como una gráfica del cambio de la presión con el tiempo durante el proceso.

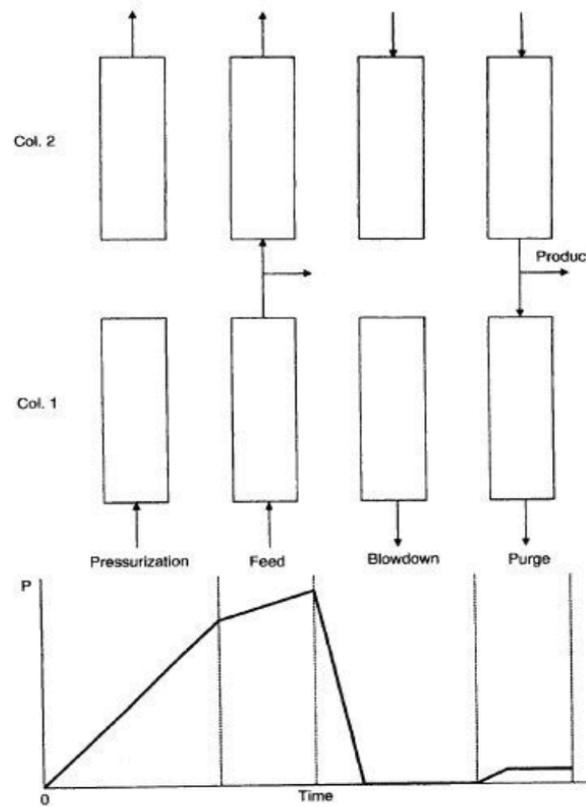


Figura 2. Secuencia de etapas del ciclo básico de PSA¹⁰

En resumen, las etapas del ciclo de cada adsorbedor operan de manera coordinada con el otro adsorbedor según el siguiente esquema:

| Columna 1 | Columna 2 |
|------------------|------------------|
| Presurización | Despresurización |
| Adsorción | Desorción |
| Despresurización | Presurización |
| Desorción | Adsorción |

Tabla 4. Etapas del ciclo de adsorción en dos columnas

¹⁰Fuente: Separation of High Purity Nitrogen from Air by Pressure Swing Adsorption on Carbon Molecular Sieves, 2014. International Journal of Engineering Research & Technology (IJERT). ISSN: 2278-0181, Vol. 3, Issue 3. Disponible en la URL: <http://www.ijert.org/view-pdf/8573/separation-of-high-purity-nitrogen-from-air-by-pressure-swing-adsorption-on-carbon-molecular-sieves>

2.4.2.2 *Características técnicas del proceso PSA*

Las direcciones del flujo en un proceso PSA se fijan según la composición de la corriente, siendo la configuración más común para la adsorción el flujo ascendente.

Los adsorbentes son regenerados parcialmente lo cual lleva a un área activa relativamente pequeña, que es la zona comprendida entre el final de la fase de adsorción y el final de la fase de desorción. Por ello, la eficacia de extracción del nitrógeno está siempre limitada debido a la regeneración del lecho con una parte del gas producido durante la etapa de adsorción. Por la misma razón, la cantidad de componentes más adsorbibles obtenidos durante la fase de desorción es moderada. Esto es compensado en gran medida por los tiempos cortos de operación en el ciclo, del orden de algunos minutos e incluso algunos segundos.

El sistema PSA lleva una red compleja de válvulas y conducciones para intercambiar el flujo de gas entre los dos adsorbedores y para conducirlo a la entrada o salida de los mismos. El adsorbedor que está sometido a una alta presión se conecta al otro, que está a una presión más baja. Tal y como se refleja en la descripción del ciclo, las etapas suceden de forma complementaria en el segundo adsorbedor, lo cual lleva a la producción casi continua del gas producto.

2.4.3 **Adsorbente**

Los adsorbentes se clasifican según la naturaleza de su estructura (amorfa o cristalina), por su tamaño de poro (microporo, mesoporo, macroporo)¹¹, por la naturaleza de su superficie (polar, no polar o intermedia) o por su composición química.

Las propiedades adsorptivas del material dependen del tamaño de poro y de la distribución de tamaño de poro así como de la naturaleza de la superficie sólida. En consecuencia, un adsorbente con un cierto diámetro medio de poro tiene una velocidad de adsorción única para cada gas.

¹¹Según la clasificación IUPAC (International Union of Pure and Applied Chemistry, Unión Internacional de Química Pura y Aplicada) los diámetros de microporo se corresponden con tamaños menores a 2 nm; los diámetros de mesoporo están entre 2 y 50 nm y los diámetros de macroporo son mayores a 50 nm.

La evaluación de la calidad de un adsorbente se basa en diversos criterios, expuestos a continuación.

- **Capacidad:** la cantidad adsorbida de componentes pesados a eliminar en las condiciones de la alimentación viene determinada por la relación de equilibrio entre las fases lo que influye en la eficacia con que se alcanza la capacidad final. A mayor capacidad más importante será la productividad.
- **Selectividad:** capacidad relativa de adsorción de los adsorbentes con relación a otros componentes. A mayor selectividad más fácil será la separación.
- **Regenerabilidad:** para los procesos con regeneración in situ los adsorbentes deben ser fácilmente regenerables, especialmente en el caso de los procesos continuos. Determina la capacidad útil de un adsorbente.
- **Cinética:** la búsqueda de los mejores costes conduce al uso de ciclos de adsorción cada vez más rápidos con el fin de aumentar la productividad horaria y de disminuir las inversiones.
- **Resistencia mecánica, química y térmica:** los adsorbentes deben conformarse de partículas con propiedades físicas y tamaño adecuado para ser resistentes al desgaste, al cambio de condiciones de operación (presión y temperatura) y a los posibles ataques de impurezas presentes para asegurar la vida útil suficiente del adsorbente y producir una menor pérdida de carga.
- **Costes bajos tanto de la materia prima como del proceso de fabricación:** puede ser una parte importante de la inversión global de un proceso.

El tamaño de poro es la consideración inicial más importante a evaluar de un adsorbente porque si la molécula debe ser adsorbida no puede ser más grande que los poros del adsorbente. De igual manera, al escoger un adsorbente con un tamaño de poro particular, las moléculas mayores serán selectivamente excluidas y las pequeñas podrán ser adsorbidas. La cantidad de moléculas que se pueden adsorber está limitada de acuerdo con el número de poros activos existentes en la superficie del agente adsorbente.

Como el área superficial total de una determinada masa de adsorbente aumenta con la disminución del tamaño de poro, solo los materiales que contienen microporos o pequeños mesoporos (con diámetro de nanómetros) tienen la suficiente capacidad para ser útiles como adsorbentes prácticos para aplicaciones fase gas.

Por lo tanto, para alcanzar una capacidad adsorptiva significativa un adsorbente debe tener una alta área específica, lo que implica una estructura altamente porosa con tamaños de microporo muy pequeños. Es el caso de los adsorbentes industriales y los carbones activados de buena calidad.

Suponiendo que los poros son lo suficientemente grandes para admitir las moléculas de interés, la siguiente consideración más importante es la naturaleza de la superficie del adsorbente, porque esta característica controla la selectividad de la adsorción.

Cuando el adsorbente se pone en contacto con la fase fluida se alcanza un estado de equilibrio tras cierto tiempo. Este equilibrio establece el límite termodinámico de la carga adsorbente para una composición, temperatura y presión dadas de la fase fluido. El tiempo requerido para alcanzar el estado de equilibrio es importante, particularmente cuando el tamaño de los poros del adsorbente es próximo al tamaño de las moléculas a separar.

El fluido fluye sobre, a través y alrededor del lecho de adsorbente, que se mantiene fijo en un lugar y se satura gradualmente. Aunque el gas adsorbido en la superficie pueda consistir de una capa de solo una o máximo algunas moléculas de grueso, el área superficial de varios cientos de metros cuadrados por gramo hace posible la adsorción de una parte importante del peso del adsorbente en gas.

A presiones elevadas los gases tienden a ser atraídos y adsorbidos por las superficies sólidas. En este caso, el oxígeno queda atrapado en el material adsorbente. A presión ambiente los enlaces del adsorbente se rompen y se libera todo el oxígeno.

Los adsorbentes son generalmente materiales relativamente frágiles que son susceptibles de ser desactivados parcial o completamente por impurezas de naturaleza diferente contenidas en la mezcla de alimentación. Estas impurezas pueden ser polvo sólido o gotas de líquido (agua, aceites u otros compuestos orgánicos). Por ello, hay que instalar aguas arriba de los adsorbentes dispositivos de protección, como son los filtros.

Además, todos los adsorbentes, sin importar lo inerte que sean, se desactivan durante el uso extendido por reacción con las impurezas, reacción de adsorbatos o daño térmico. Para compensarlo, los lechos adsorbentes se dimensionan para tener en cuenta la pérdida gradual de capacidad, lo cual permite su uso durante un mayor periodo de tiempo.

Se debe tener en cuenta que la degradación del adsorbente por ataque químico o daño físico no es reversible. Las condiciones oxidantes o reductoras pueden cambiar las características de la superficie de adsorción del carbón activado.

Al final de su vida útil, el adsorbente se descarga de los lechos y se reemplaza con adsorbente nuevo.

El desarrollo de la ciencia de materiales desde 1960 ha hecho avances considerables con lo que se han descubierto muchos materiales porosos. Hoy en día solo se utiliza un par de materiales adsorbentes en el proceso PSA. Los adecuados para retener el oxígeno, en la producción de nitrógeno purificado con menos del 0,5 % de oxígeno, son determinados tipos de tamices moleculares, zeolitas 4A y carbón activo del tipo Bergbau-Forschung. [24]

2.4.3.1 Carbón activo o carbón activado

El carbón activo se conoce desde 1550 a.C. cuando en el antiguo Egipto se usaba como remedio para tratar envenenamientos. Más adelante, aparte de para uso médico, el carbón activado en polvo se usaba principalmente para la decoloración en las fábricas de edulcorante.

En el siglo XX durante la Primera Guerra Mundial, las cáscaras de coco se comenzaron a usar como materia prima para producir carbón activado granulado para respiradores militares. Con el desarrollo de nuevos productos de carbón activo la capacidad de producción aumentó de forma constante en todo el mundo debido a la conveniencia de su uso y a sus ventajas competitivas en muchas aplicaciones.

El carbón activado fue manufacturado por primera vez en 1913 por Westvaco Corp. bajo el nombre de Filtchar usando un subproducto del proceso de fabricación de papel.

Los carbones activados se clasifican como productos granulares obtenidos directamente de precursores granulares como el serrín y el carbón del coco triturado o el mismo carbón pulverizado, que se carbonizan mediante calentamiento hasta aproximadamente 800 °C y se activan mediante oxidación controlada con aire, dióxido de carbono o vapor (a aprox. 1.000 °C). Las distribuciones de tamaño de poro de los productos resultantes son altamente dependientes tanto de la materia prima como de las condiciones aplicadas en su manufactura.

Por lo tanto, la capacidad de un carbón activado para retener una sustancia determinada, no sólo está dada por su área superficial, sino por la proporción de poros cuyo tamaño es el adecuado ya que la adsorción aumenta cuando el diámetro de los poros predominantes está entre una y cinco veces el diámetro del adsorbato.

2.4.3.2 Tamiz molecular de carbón

En el sentido más amplio, cualquier material que pueda excluir especies moleculares por tamaños puede considerarse un tamiz molecular. Se trata de materiales inorgánicos que poseen poros uniformes que se usan como agentes adsorbentes para gases.

El tamiz molecular realiza separaciones a partir de la selectividad cinética. En estos materiales el tamaño de poro es de dimensiones moleculares por lo que la difusión está restringida estéricamente. Pequeñas diferencias en el tamaño o la forma de la molécula de difusión puede llevar a grandes diferencias en la difusividad, consiguiendo que un compuesto quede completamente excluido de los microporos dando así una separación de tamices moleculares altamente selectiva.

En la separación de aire la diferencia de difusividades es menos extrema pero aun lo suficientemente grande para producir una separación eficiente a través del tamiz molecular de carbono.

El tamiz molecular de carbón activo tiene la mayor área superficial disponible para adsorción de entre todos los carbones activos, debido a que está compuesto por millones de poros pequeños que ayudan a restringir el flujo correcto a través del lecho.

Solo los tamices moleculares de carbón (CMS, *carbon molecular sieves*) se encuentran entre los adsorbentes cuya mayor parte del volumen de poros es de tamaño menor a 1 nm. Mientras que en un carbón activo estándar la estructura porosa se organiza en torno a diámetros de poro mayores de 1 nm. (Véase figura siguiente.)

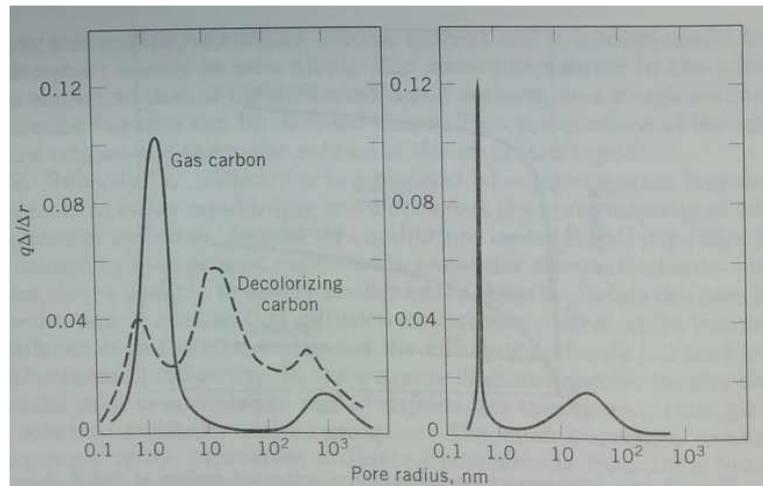


Figura 3. Distribución de tamaño de poro de muestras típicas de carbón activado (carbón gas de pequeño poro y carbón decolorante de poro grande) y tamiz molecular de carbón (CMS)¹²

Esto supone que los tamices moleculares de carbono tienen un tamaño de poro del mismo orden de magnitud que el tamaño de las moléculas de aire. Como las moléculas de oxígeno son ligeramente más pequeñas que las de nitrógeno estas se difunden más rápido en las cavidades del adsorbente [22]. Las moléculas de nitrógeno, demasiado grandes para entrar en el poro del CMS, pasan de largo y salen como gas producto.

El tamiz CMS se prepara contrayendo los poros del carbón activado, mediante el recubrimiento de la boca del poro con un polímero termoestable carbonizado y toma la apariencia de un sólido negro cilíndrico (pellet). Estos adsorbentes se empaquetan en lechos fijos a través del cual pasa la mezcla gaseosa alimentada.



Figura 4. Pellet de carbón activado¹³



Figura 5. Pellet de tamiz molecular de carbón¹⁴

¹²Fuente: Kirk – Othmer, 2004. Encyclopedia of chemical technology. (5ª ed.) Adsorption. Vol. 1., p. 586. $\Delta v / \Delta r$ representa el incremento del volumen específico de microporos para un incremento de radio de poro

El entendimiento de la relación de la estructura porosa de los adsorbentes CMS ha llevado al desarrollo de tamices moleculares de carbón con mayor capacidad de adsorción, mayor selectividad O₂/N₂ y mayores velocidades de adsorción. Este desarrollo ha incrementado la pureza del nitrógeno disponible así como la productividad de estos.

2.5 Descripción del proceso

El nitrógeno gas se obtiene a partir del aire atmosférico por adsorción de oxígeno en un lecho de tamices moleculares de carbono (CMS) en una unidad de adsorción por cambio de presión (PSA). El aire atmosférico, que es el gas materia prima de este proceso, presenta una composición en volumen de 78,084 % N₂, 20,946 % O₂, 0,934 % Ar y 0,036 % de otros gases entre los que se encuentran otros dos componentes mayoritarios, el dióxido de carbono y el vapor de agua. De estos cinco componentes principales del aire, el nitrógeno, el oxígeno y el argón son considerados gases permanentes, porque su concentración no varía de forma sustancial en el tiempo, ya que tienen un periodo de permanencia muy grande en la atmósfera (10⁶ años). Por el contrario, la cantidad de vapor de agua que se encuentra en el aire es muy variable, ya que depende de su humedad relativa, función de factores como la temperatura ambiente así como de las condiciones climatológicas, constituyendo entre aproximadamente el 0 y 4 % de la composición total [18]. Por ello, a efectos de cálculos, la composición total del flujo de aire de entrada al proceso se aproxima a 78 % N₂, 21 % O₂ y 1 % Ar que, a la salida de la unidad de PSA, conformarán las corrientes de producto y gases de escape.

En la Figura 6 se muestra el diagrama de flujo del proceso que se describe a continuación.

¹³Fuente: Kuraray Chemical Co., Ltd. Disponible en la URL: <http://www.kuraray-c.co.jp/en/products/device.html>

¹⁴Idem

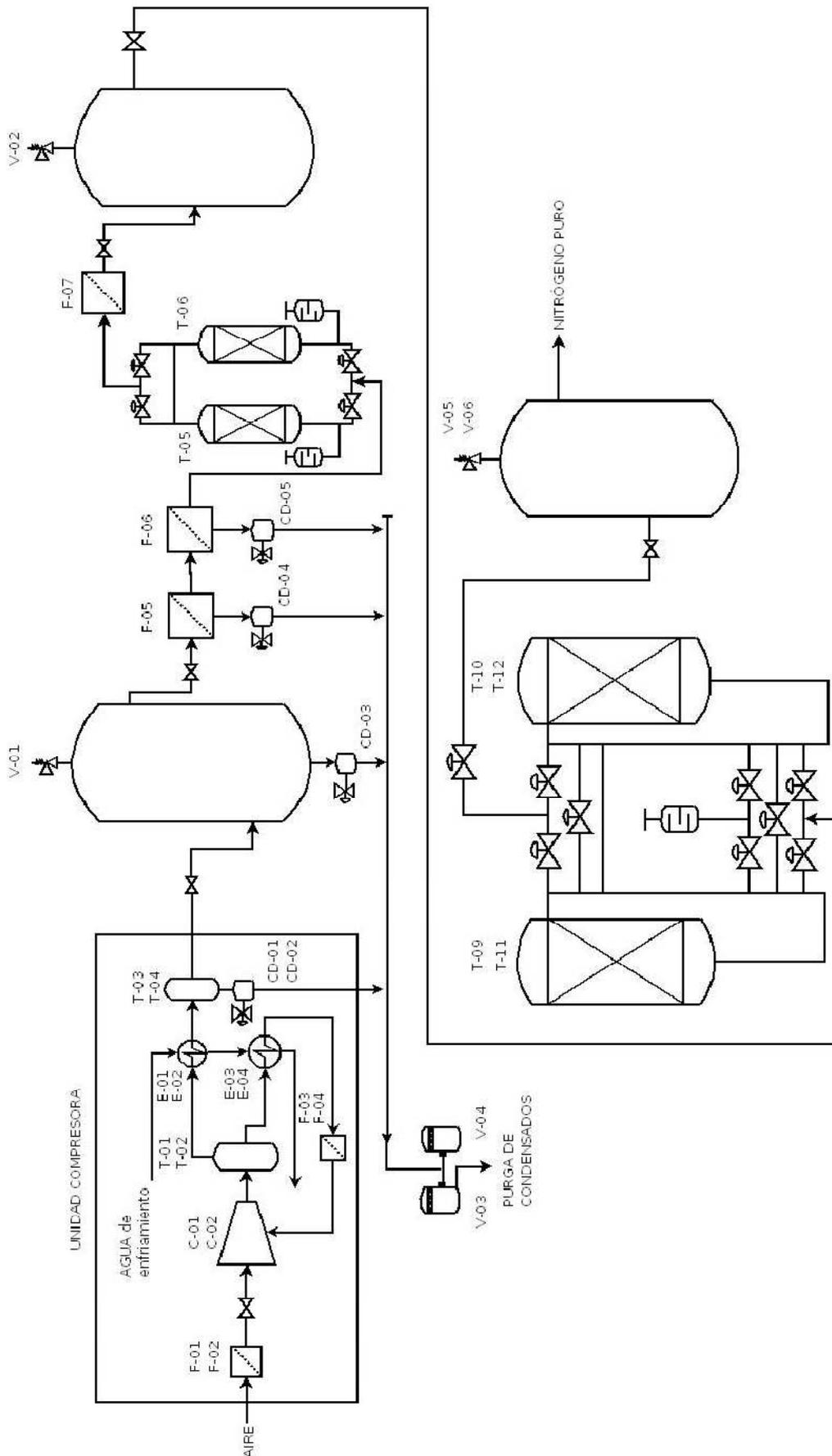


Figura 6. Diagrama de flujo del proceso de adsorción por cambio de presión

El caudal de aire de entrada a la planta de separación de nitrógeno es de 3.500 Nm³/h, que equivalen a 3.756,27 m³/h en las condiciones ambiente de 20 °C de temperatura y 101,3 kPa de presión. Con esta cantidad se da respuesta a la demanda de nitrógeno gas existente en Canarias¹⁵, tal y como se apuntó en el estudio de mercado.

2.5.1 Equipo de compresión

El proceso comienza con la entrada de la mezcla de aire atmosférico a la unidad compresora, que se compone de los elementos que se muestran a continuación en el esquema de funcionamiento.

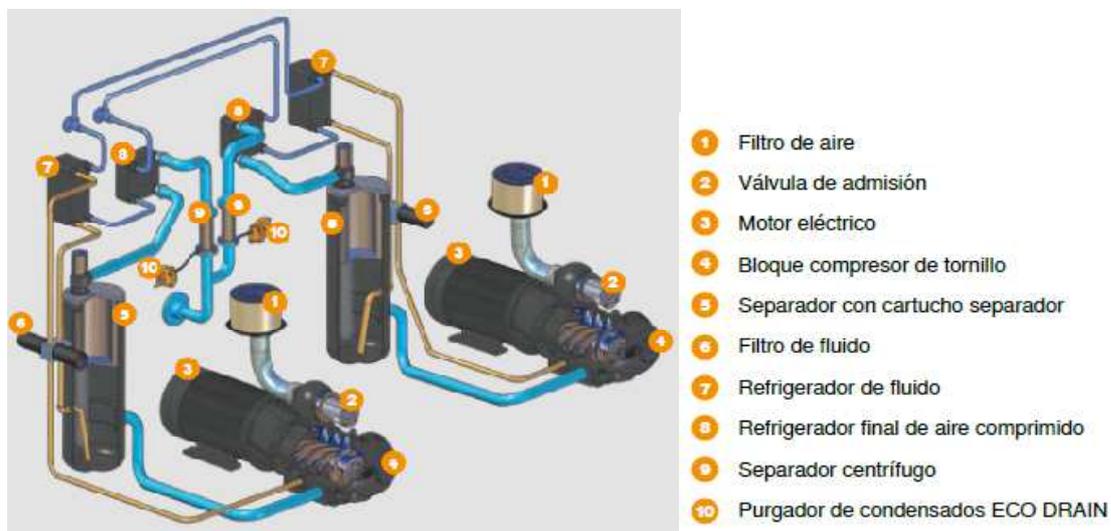


Figura 7. Esquema de funcionamiento de la unidad compresora¹⁶

Presenta dos circuitos de compresión de aire, cada uno con un compresor de tornillo (C-01 y C-02) que impulsados por motores eléctricos de un total de 360 kW de potencia

¹⁵Dato aportado por Al Air Liquide España S.A., uno de los productores y distribuidores mayoritarios de este mercado.

¹⁶Fuente: KAESER Compresores. Disponible en la URL: <http://www.kaeser.es/Images/P-651-27-SP-tcm11-182781.pdf>

nominal se encargan de comprimir de forma autónoma e independiente entre sí 3.966 m³/h totales de aire elevando su presión hasta 750 kPa.

Mediante los filtros de admisión (F-01 y F-02) se eliminan las impurezas y partículas en suspensión que contiene el aire para acceder a la etapa de compresión lo más limpio posible, con el fin de evitar problemas de mantenimiento y alargar la vida del equipo.

El aire entra al bloque compresor a través del lado de aspiración por medio del giro progresivo de dos rotores que crean una succión de alimentación de aire. Las formas complementarias de los rotores realizan un cierre hermético de la apertura de entrada por el cual no puede escapar el gas al ser comprimido. Esto provoca que el volumen en la cámara helicoidal formada por los rotores y la carcasa se reduzca y aumente consecuentemente la presión del gas.

Durante esta operación se inyecta aceite que lubrica los cojinetes de los rotores, obtura las ranuras hermetizando la unidad y la refrigera evacuando el calor de compresión. Mediante un separador (T-01 y T-02) se limpia el aire comprimido de aceite refrigerante (hasta < 2 mg/m³ aprox.) que se vuelve a inyectar dentro de la unidad tras ser separado, enfriado en un intercambiador de placas soldadas (E-03 y E-04), integrado en la unidad que refrigera por medio de agua a temperatura ambiente proveniente de la red de suministro, y filtrado (F-03 y F-04).

La compresión aporta energía a la corriente de aire que se traduce en un aumento de su velocidad dentro de las conducciones así como en un aumento de su temperatura, lo que lleva a un aumento de la capacidad del aire para retener vapor de agua. Sin embargo, las altas presiones producen el efecto contrario. Por eso durante la compresión la alta temperatura evita que el agua condense pero el descenso de temperatura mantenido a presiones altas sí produce la condensación. Por ello, el aire comprimido también se enfría para eliminar posibles condensaciones en los equipos y conducciones del proceso.

La corriente de aire al ser comprimida alcanza una temperatura no mayor a 80 °C que se reduce hasta entre 30 y 35 °C en otros intercambiadores de placas soldadas (E-01 y E-02), por medio de un intercambio de calor también con agua de la red de suministro, para mantener una diferencia con la temperatura ambiente de 5 a 10 °C. Esta disminución de temperatura produce que gran parte del vapor de agua condense y que, por medio del

separador centrífugo (T-03 y T-04), se realice una pre-separación del condensado antes de que la corriente de aire abandone la unidad de compresión [15]. El condensado se evacúa a través de los purgadores de condensados (CD-01 y CD-02) instalados a continuación de los separadores centrífugos sin pérdidas de presión a una tubería que recoge el condensado de todo el proceso y lo lleva a la red de desagüe.

El agua de refrigeración empleada en el circuito de intercambiadores de placas proviene de la conexión con la red de suministro y puede usarse a su salida como agua caliente o para la generación de calefacción.

2.5.2 Equipo de estabilización del aire húmedo

El flujo de aire entra en un tanque receptor (V-01) de $9,69 \text{ m}^3$ a una presión de 944,09 kPa, donde se estabiliza causando que las posibles fluctuaciones en las condiciones del aire comprimido y en el régimen de trabajo de los compresores se neutralicen proporcionando una fuente constante de aire controlado. También enfría el aire de forma adicional, lo cual conduce a la condensación de la humedad remanente en el flujo de aire que se elimina a través de un purgador de condensados (CD-03), que trabaja para un caudal máximo del compresor de $7.800 \text{ m}^3/\text{h}$ en el rango de presiones entre 800 y 1.600 kPa y de temperaturas entre 1 y 60 °C. Además, realiza una función de protección de los equipos siguientes en caso de fallo del compresor.

2.5.3 Equipo de recogida de condensados

A continuación, se detalla el funcionamiento del purgador de condensados.

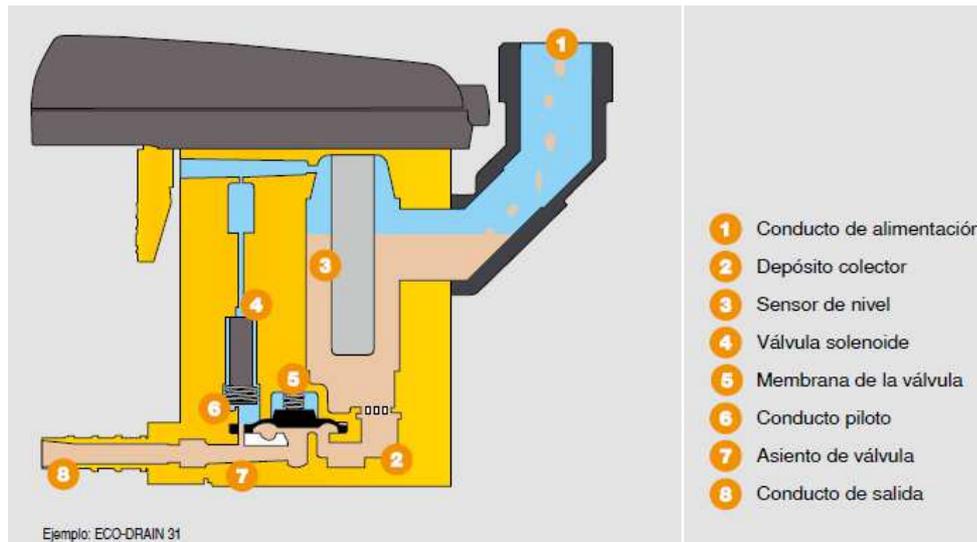


Figura 8. Elementos del purgador de condensados¹⁷

El condensado penetra en el depósito colector (2) por el conducto de alimentación (1). Cuando se alcanza el nivel máximo el sensor capacitivo de nivel (3) da aviso al sistema de control del drenaje. El control abre la válvula solenoide (4) y el conducto piloto (6). La compensación de presión resultante hace que se abra la membrana de la válvula (5). El condensado circula desde el depósito colector hacia el conducto de salida (8) donde es expulsado al exterior. En el momento en el que el condensado alcanza el nivel preajustado en el depósito colector, el sistema de control cierra la válvula solenoide. Seguidamente se produce un cambio en las fuerzas de presión que actúan sobre la membrana de la válvula haciendo que ésta se vuelva a cerrar herméticamente por acción del resorte.

2.5.4 Equipo de filtración previo

A continuación, el aire se trata para eliminar las impurezas que pueda contener en función del uso que se le va a dar, en este caso uso médico y/o para la industria alimentaria. La calidad del aire se define mediante el estándar internacional ISO 8573-1:2010 para aire comprimido que clasifica los contaminantes y las clases de pureza independientemente de la localización del sistema de aire comprimido [14]. El aire empleado en la industria alimentaria

¹⁷Fuente: KAESER Compresores. Disponible en la URL <http://www.kaeser.com/images/p-741-ed-tcm8-6774.pdf>

es de Clase 1:2:1¹⁸. Cada una de las cifras de la designación define un parámetro de la composición del aire. La primera cifra hace referencia a la concentración de partículas sólidas que contiene, en este caso un máximo de 10 partículas/m³ de hasta 5 µm de tamaño y cantidades permisibles mayores para diámetros menores de partícula; la segunda indica que su contenido en agua se reduce hasta el punto de ebullición a presión de -40 °C o menos y la última cifra señala que tiene una concentración total de aceite (líquido, en aerosol y vapor) menor o igual a 0,01 mg/m³.

Por su parte, Real Farmacopea Española define la pureza de los gases medicinales según el art. 11/3 de la ley 29/2006, de garantías y uso racional de los medicamentos y productos sanitarios. Establece que el nitrógeno para uso médico debe tener una pureza mayor al 99,5 % en volumen y debe contener menos de 67 ppm de H₂O, menos de 5 ppm de CO y menos de 300 ppm de CO₂, en lo que respecta a impurezas del aire [20].

Para llevar a cabo el tratamiento se emplea un filtro coalescente para protección general (F-05) y un filtro coalescente de alta eficiencia (F-06) que eliminan las partículas sólidas, el agua líquida y el aerosol de aceite con eficiencias del 99,3 y 99,92 %, respectivamente, sobre la masa total. Entre las dos etapas de filtración se disminuye la concentración de aceite hasta 0,008 mg/m³. La capacidad de los filtros alcanza los 6.048 m³/h de operación a una presión de entrada de 1.000 kPa. Además, cada filtro lleva un purgador electrónico de condensados (CD-04 y CD-05), del modelo descrito anteriormente, con capacidad para 7.800 m³/h del compresor y presión máxima de trabajo de 1.600 kPa, para eliminar el agua contenida en el aire.

Dentro del cartucho del filtro hay una serie de capas de fibra de vidrio, protegidas y contenidas por otras capas de papel y acero inoxidable que aseguran la eficacia de operación durante la vida del cartucho. Estas capas se componen de fibras muy finas distribuidas de forma aleatoria y orientadas en todas las direcciones que favorecen la filtración de las partículas de suciedad contenidas en el aire mediante tres mecanismos, cada uno de ellos responsable de capturar partículas de un tamaño determinado y que se detallan a continuación.

¹⁸El aire limpio, seco y estéril se requiere para aplicaciones críticas en productos alimenticios, lecherías y fábricas de cerveza y reciben la clasificación 1:2:1. Disponible en la URL: <http://www.cnsec66.com/en/public/uploads/files/2013/05/20130507110945185.pdf>

- Impacto inercial. Las partículas más pesadas no siguen las líneas de corriente de flujo de gas debido a su gran inercia. En cambio, viajan a lo largo de una trayectoria recta hasta que chocan con una fibra. Este mecanismo es más importante con el aumento de tamaño de las partículas.
- Interceptación. Engloba a partículas de tamaño algo menor. Se trata de partículas que son lo suficientemente ligeras como para seguir la línea de la corriente pero cuando el radio de la partícula es mayor que la distancia entre la línea de flujo y el borde de la fibra esta impacta y queda atrapada. La interceptación gana importancia también con el aumento de tamaño de las partículas.
- Difusión. Se encarga de las partículas menores que no siguen estrictamente las líneas de corriente. Se mueven aleatoriamente debido a las colisiones con las moléculas de gas (lo que se conoce como movimiento browniano). Debido a este movimiento errático se ven obligadas a colisionar con una fibra. Cuanto menor sea el tamaño de la partícula más alta es su libertad de movimiento y mayor la probabilidad de que se tropiece con una fibra. La captura mediante difusión es mayor con la disminución del tamaño de partícula.

El rendimiento total del filtro es el resultado de la combinación de la eficiencia de estos tres mecanismos de filtración.

2.5.5 Equipo de separación de agua y aceite

El condensado drenado por los equipos se reúne por medio de una conducción para ser tratado en el separador de agua y aceite (V-03 y V-04) de acuerdo a los requerimientos fijados por la legislación. El límite de aceites y grasas para poder realizar el vertido al sistema público de saneamiento se fija en 20 mg/l, en el caso de Canarias [23].

El separador opera para un caudal instalado de 5.238 m³/h según el siguiente esquema.

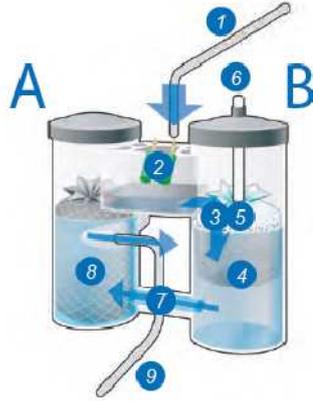


Figura 9. Elementos y operación del separador de agua y aceite¹⁹

1. Recogida de condensado.
2. Los silenciadores situados en una cámara de expansión recogen el condensado y se produce la primera separación por despresurización.
3. La emulsión de agua/aceite entra en la columna B y pasa a través del medio oleófilo, consistente en fibras que absorben el aceite y dejan pasar el agua.
4. El filtro oleófilo flota en la columna B. Su misión es absorber el aceite residual que flota en la superficie.
5. El peso del filtro aumenta a medida que crece la saturación de aceite. El aceite comienza a alcanzar progresivamente el indicador de servicio. La parte del filtro que no está saturada se mantiene en contacto con la superficie del agua.
6. Indicador de saturación del filtro.
7. El condensado limpio fluye del fondo de la columna B a la columna A.
8. La columna A contiene carbón activado que absorbe el aceite que queda en el condensado. La gran capacidad del sistema evita cualquier riesgo de derrame en caso de bloqueo del sistema o si este produce una cantidad excesiva de condensado.
9. El contenido de aceite en la salida es aproximadamente de 15 mg/l, en condiciones de referencia, un nivel que permite eliminar el condensado en el desagüe sin riesgos para el medio ambiente.

¹⁹Fuente: ABAC. Disponible en la URL:

http://viewer.abacaircompressors.com/ABAC_QAS_catalogue_Spanish_LR/#page/15

2.5.6 Equipo de secado del aire

El siguiente equipo que se dispone para tratar el flujo de aire es un secador de adsorción con dos lechos adsorbentes (T-05 y T-06). Opera a 1.000 kPa de presión y una temperatura de entrada máxima de 30 °C para 7.500 m³/h máximos de caudal nominal. El secador se encarga de eliminar una última fracción de vapor de agua para obtener aire muy seco, necesario para preservar el estado de los lechos del equipo PSA y, por tanto, la eficiencia de la operación. Para ello trabaja con un punto de rocío a presión de -70 °C para poder cumplir con la especificación de contenido de agua que define Real Farmacopea Española para el nitrógeno de uso médico (menos de 67 ppm²⁰). A continuación, se muestra un esquema con los elementos de que dispone el equipo y se redacta su modo de funcionamiento.

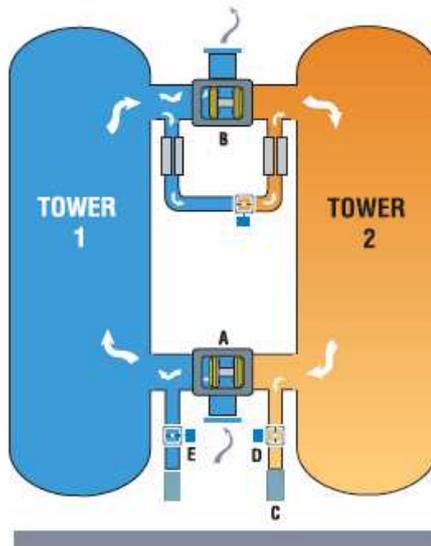


Figura 10. Esquema de operación del secador de adsorción²¹

²⁰Un contenido de agua menor a 67 ppm en volumen implica un punto de rocío a presión menor a -45,5 °C. Dato contrastado entre las fuentes que ofrecen un análisis de los tipos de nitrógeno y verificado en la calculadora del punto de rocío disponible en la URL: http://www.dew-point.com/dew-point_calculator.asp

²¹Fuente: Gardner Denver. Disponible en la URL:

<http://www.gardnerdenverproducts.com/assets/0/180/132/188/476/486/291327d1-bbd1-466a-921c-c018cd09fc85.pdf>

El aire comprimido húmedo y filtrado entra a través de la válvula (A) en la torre de secado 1 presurizada. El secado en flujo ascendente a través del relleno desecante permite eliminar la humedad de la corriente de aire. El aire limpio y seco sale a través de la válvula (B). Cuando el equipo está en modo de regeneración, la torre 2 despresuriza a la atmósfera a través del silenciador (C) cuando la válvula (D) se abre. Una parte del aire seco comprimido se desvía antes de salir (B) y pasa a través de la torre 2 que no está operativa y sale por la válvula (D) para desorber la humedad del desecante. Una vez desorbido, la válvula (D) se cierra y la torre 2 se vuelve a presurizar. En el cambio de torre la válvula (E) se abre provocando que las válvulas A y B se desplacen. La torre 2 se pone en operación para secar el lecho. Las operaciones se intercambian y la torre 1 se regenera.

En estos equipos el desecante usado comúnmente es la alúmina activada o el gel de sílice [22], para una mayor adsorción y condiciones de operación más duras que engloban altas temperaturas o sobrecargas temporales en la demanda, aspectos que no han de tenerse en cuenta en este proceso.

2.5.7 Equipo de filtración final

Una vez obtenido el aire seco este pasa por un último filtro de alta eficiencia para la protección contra las partículas de polvo (F-07). Opera a una presión de 1.000 kPa y con una capacidad de 7.776 m³/h. Con esta operación se terminan de cumplir los requisitos exigidos para producir aire de alta calidad útil tanto para la industria alimentaria como para uso medicinal.

2.5.8 Equipo de estabilización del aire seco

Tras finalizar el tratamiento del aire, se estabiliza de nuevo el flujo, ahora de aire limpio y seco, en un depósito de inercia (V-02), de 9,69 m³ a una presión de 944,09 kPa, que reduce las fluctuaciones producidas por los cambios en las condiciones de operación de los equipos y lo prepara para la demanda del siguiente equipo. De esta forma actúa como elemento protector evitando que los posibles fallos en el régimen de operación del secador dejen pasar la humedad hasta los lechos de adsorción.

El flujo de aire, cuya temperatura ha seguido disminuyendo a lo largo del proceso, se encuentra aproximadamente a temperatura ambiente, 25 °C, óptima para la operación de los lechos de PSA. Además, este descenso de la temperatura favorece la condensación y

separación de la fracción de vapor de agua a su paso por los diferentes equipos hasta conseguir una concentración de agua despreciable.

2.5.9 Equipo de separación por adsorción

A continuación, el gas comprimido, a temperatura ambiente y sin partículas, pasa por los módulos de PSA empaquetados con tamiz molecular de carbón (CMS) donde se produce la separación de los gases que componen la corriente de aire en nitrógeno puro como producto y oxígeno como gas de escape.

A partir del menor tamaño de las moléculas de oxígeno se realiza una separación cinética donde este queda atrapado en los poros del lecho, ajustados al mismo orden de magnitud, mientras que el nitrógeno avanza a través porque su diámetro de partícula es mayor y su velocidad de difusión es más lenta.

Los módulos de PSA son unidades estándar que constan de dos lechos adsorbedores (T-09 y T-10) y (T-11 y T-12) que operan en una secuencia de adsorción y desorción con aire comprimido a 950 kPa y 25 °C. Una pequeña parte del nitrógeno suministrado por el lecho que opera en adsorción se expande mediante una válvula hasta una presión cercana a la atmosférica y se desvía hacia el adsorbedor sometido a regeneración a contracorriente para desplazar el oxígeno residual y descargarlo a la atmósfera a través de un silenciador o amortiguador.

El rango de presiones de trabajo de los lechos adsorbedores oscila entre los 551,3 – 1.102,6 kPa, siendo la presión de lecho típica de 826,94 kPa [17], y entre los 0 - 6,89 kPa de presión, hasta los que se reduce para la regeneración del lecho.

El nitrógeno producido por cada generador, 497 m³/h al 99,9 % de pureza y con una presión de salida de 600 kPa, se transfiere al recipiente de compensación respectivo de la unidad (V-05) y (V-06) para equilibrar las fluctuaciones de presión y concentración y donde ya está listo para su posterior distribución.

Todos los tanques llevan válvulas de presión en cabeza y de purga en el fondo que permiten liberar presión o desechar el contenido bien a la atmósfera o al sistema de alcantarillado, pasando previamente por un separador de agua y aceite, ya que el fluido del proceso son gases y condensado provenientes del aire.

2.6 Equipos del proceso y sus características



Figura 11. Grupo compresor, vista exterior e interior²²

Unidad compresora

Marca: KAESER

Modelo: HSD 651

Caudal de la unidad completa a sobrepresión²³: 3.966 m³/h*

Sobrepresión de servicio: 750 kPa

Sobrepresión máxima: 850 kPa

Potencia nominal motor: 360 kW

Dimensiones (ancho x profundidad x alto): 3,47 x 2,145 x 2,35 m

Conexión de aire comprimido: DN150

*) Caudal total medido según la norma ISO 1217: 2006, Anexo C: Presión absoluta de entrada 101,3 kPa, temperatura de refrigeración y del aire de entrada 20 °C

Incluye filtros de admisión de aire (F-01) y (F-02), separadores aire/aceite (T-01) y (T-02), intercambiadores de calor de placas soldadas (E-01), (E-02), (E-03) y (E-04), filtros de fluido (F-03) y (F-04) y separadores centrífugos (T-03) y (T-04) con purgadores de condensado.

²²Fuente: KAESER Compresores. Compresores de tornillo serie HSD/HSD SFC. Disponible en la URL: <http://www.kaeser.es/Images/P-651-27-SP-tcm11-182781.pdf>

²³ANEXO. Cálculos justificativos para la selección de equipos

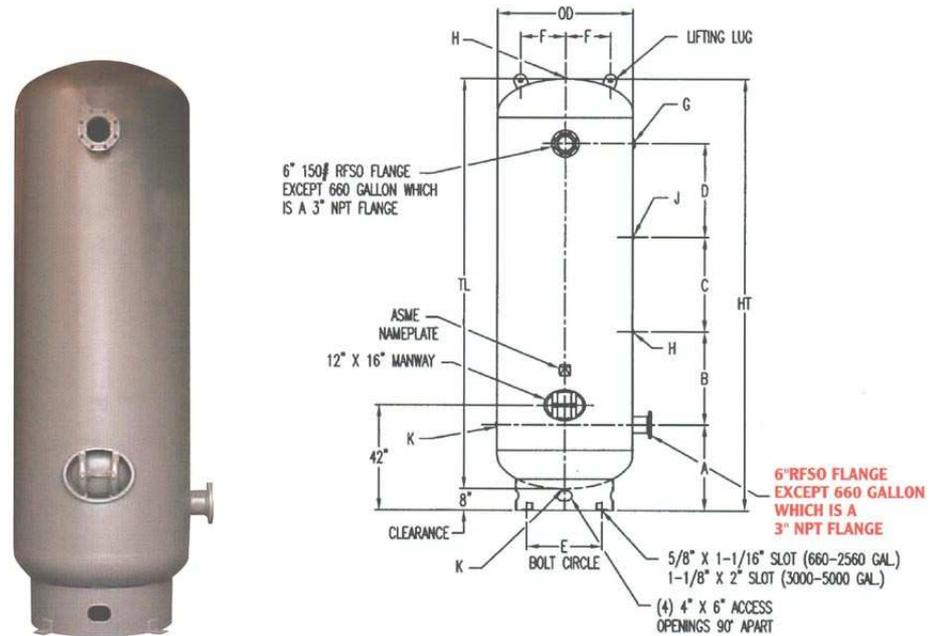


Figura 12. Recipiente de aire vertical, vista exterior y dimensiones²⁴

Recipientes de aire vertical (V-01) y (V-02)

Empresa: Manchester Receiver Tanks

Capacidad nominal²⁵: 9,69 m³

Presión máxima de operación²⁶: 944,09 kPa

Conexión de aire comprimido: 6" ²⁷ 150# RFSO FLANGE ²⁸

Conexión purga: acceso de 4"x 6"

Diámetro: 1,524 m

²⁴Fuente: Compressed Air Systems, inc. Disponible en la URL: <http://catalog.compressedairsystems.com/viewitems/manchester-receiver-tanks/vertical-air-receivers-660-5000-gallons?&bc=3001224>

²⁵ANEXO. Cálculos justificativos selección de equipos

²⁶Idem

²⁷6" NPS (normal pipe size) equivale a DN150. Disponible en la URL: <http://www.valvias.com/equivalencia-diametro-valvula-dn-nps.php>

²⁸RFSO FLANGE (raised face slip on flange). Disponible en la URL: <http://www.usbellows.com/faq/article/what-is-an-rfso-flange-56.html>

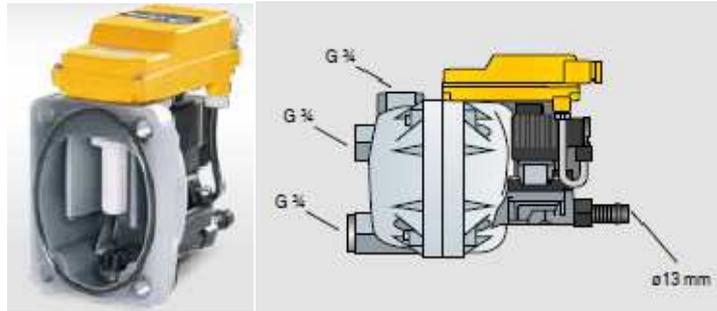


Figura 13. Purgador electrónico, vista interior y lateral²⁹

Purgador electrónico de condensados (CD-03)

Marca: KAESER

Modelo: ECO-DRAIN 14

Caudal máximo del compresor según la zona climática³⁰: 7.800 m³/h

Rango de presión: 800 – 1.600 kPa

Rango de temperatura: +1 hasta +60 °C

Dimensiones (altura x ancho x profundidad): 0,252 x 0,120 x 0,180 m

Conexiones a tanque: 3 x G ¾

Conexión tubería desagüe: ø 13 mm

²⁹Fuente: KAESER Compresores. Disponible en la URL: <http://www.kaeser.com/images/p-741-ed-tcm8-6774.pdf>

³⁰ANEXO. Cálculos justificativos para la selección de equipos



Figura 14. Filtros de aire comprimido, tamaños y aplicaciones diversas³¹

Filtros de aire comprimido coalescentes UD+

Marca: Atlas Copco

Filtros Clase 1 según la certificación ISO 8573-1 para un aire libre de aceite y de vapor de aceite (concentración de aceite $\leq 0,01 \text{ mg/m}^3$)

Filtro de rango DD+ (F-05)

Filtro coalescente para protección general, eliminación de partículas sólidas, agua líquida y aerosol de aceite.

Eficiencia sobre la masa total: 99,3 %

Concentración de aceite: $0,07 \text{ mg/m}^3$

Filtro de rango PD+ (F-06)

Filtro coalescente de alta eficiencia para la eliminación de partículas sólidas, agua líquida y aerosol de aceite.

Eficiencia sobre la masa total: 99,92 %

Concentración de aceite: $0,008 \text{ mg/m}^3$

³¹Fuente: Atlas Copco. Compressed air filters. Disponible en la URL: http://www.atlascopco.es/Images/2935%200932%2042_tcm835-3526700.pdf

Tamaño de los filtros: 1400+F

Capacidad de los filtros³²: 6.048 m³/h

Presión de entrada: 1.000 kPa

Presión máxima: 1.600 kPa

Conexiones: DN150

Dimensiones (A x B x C): 0,62 x 0,29 x 1,48 m

Espacio libre para cambio del cartucho (D): 1,56 m

Incluyen su respectivo purgador electrónico de condensados (CD-04 y CD-05)

Filtro de rango PDP+ (F-07)

Filtro de partículas de alta eficiencia para protección contra el polvo. Eficacia: 99,98 % para el menor tamaño de partícula

Tamaño del filtro: 1800+F

Capacidad final del filtro³³: 7.776 m³/h

Presión de entrada: 1.000 kPa

Presión máxima: 1.600 kPa

Conexiones: DN150

Dimensiones (A x B x C): 0,64 x 0,85 x 1,555 m

Espacio libre para cambio del cartucho (D): 1,64 m

³²ANEXO. Cálculos justificativos para la selección de equipos

³³Idem



Figura 15. Dimensiones del filtro³⁴



Figura 16. Separador de agua y aceite, vista exterior y dimensiones³⁵

Separador de agua y aceite (V-03 y V-04)

Empresa: ABAC

Modelo: WS425

Caudal instalado: 5.238 m³/h

Conexiones: Entrada: 2x3/4" Salida: 1x3/4"

Dimensiones (a x b x c): 0,945 x 0,695 x 1,1 m

³⁴Fuente: Atlas Copco. Compressed air filters. Disponible en la URL: http://www.atlascopco.es/Images/2935_4933_42_ES_tcm835-3505035.pdf

³⁵Fuente: ABAC. Disponible en la URL: http://viewer.abacaircompressors.com/ABAC_QAS_catalogue_Spanish_LR/#page/24



Figura 17. Secador de adsorción³⁶

Secador de adsorción con regeneración en frío (T-05 y T-06)

Empresa: ALMIG

Modelo: ALM-CD 8000

Caudal nominal de entrada³⁷: 7.500 m³/h*

Presión de operación: 1.000 kPa

Temperatura de entrada: 30 °C

Punto de rocío a presión: -70 °C

Dimensiones (ancho x alto x fondo): 2,69 x 2,61 x 2,30 m

Conexión de aire comprimido: DN150

*referido a 101,3 kPa y 20 °C de estado de aspiración del compresor

³⁶Fuente: ALMIG. Depuración de aire comprimido. Disponible en la URL: https://www.almig.com/fileadmin/ALMiG_Baureihen_Prospekte/Aufbereitung/Druckluft/ALMIG_DRUCKLUF_T_web_ES.pdf

³⁷ANEXO. Cálculos justificativos para la selección de equipos



Figura 18. Generador de nitrógeno³⁸

Generador de nitrógeno PSA (T-09 y T-10) y (T-11 y T-12)

Empresa: Mikropor

Modelo: MNG-9170

Caudal de nitrógeno producto³⁹: 497 m³/h

Presión de entrada del aire comprimido: 950 kPa

Presión de salida del aire comprimido: 600 kPa

Temperatura de entrada: 25 °C

Proporción Aire/N₂: 4,46

Pureza del nitrógeno: 99,9 %

Conexiones: Entrada aire DN125; Salida nitrógeno 1/4"

Incluyen su respectivo depósito de compensación para almacenamiento de 2,3 m³ (V-05) y (V-06).

³⁸Fuente: Mikropor. PSA nitrogen generator – MNG series. Disponible en la URL: <http://mikropor.com.tr/en/products/compressed-air-treatments/psa-nitrogen-generator-mng-series/>

³⁹ANEXO. Cálculos justificativos para la selección de equipos

Capítulo 3. Estudio de viabilidad económica

El presente estudio tiene como objetivo analizar la viabilidad económica del proceso de adsorción por cambio de presión.

Algunas consideraciones a tener en cuenta para el seguimiento del estudio son las planteadas a continuación.

- Los servicios necesarios para la operación de la planta se calculan de forma aproximada en base a los datos disponibles en la bibliografía o mediante consultas electrónicas y que aportan unas cifras orientativas que, no obstante, como meras estimaciones que son, cuentan con un amplio margen de error.
- La mayoría de los cálculos presentados y que están relacionados con las tablas provienen de hojas de cálculo Excel, que operan con un elevado número de decimales, por lo que es posible que se produzcan incongruencias entre el resultado aportado y los datos visibles en el cálculo matemático.
- Los valores de las distintas partidas que componen los costes se presentan en base a la producción anual (€/año) y en base a la unidad de producción (€/Nm³), calculadas empleando el valor correspondiente a la producción anual de nitrógeno puro en condiciones normales, 8.709.892,8 Nm³, calculado en el apartado 3.4.2 Ingresos ordinarios.

3.1 Presupuesto

Para realizar el presupuesto de los equipos seleccionados se ha consultado su cotización a los fabricantes. Se ha obtenido respuesta solamente de unos pocos, por lo que ha sido necesario realizar una estimación del coste del resto de los equipos tomando como referencia datos externos de otros equipos con características parecidas.

A continuación, se detalla el presupuesto de los equipos necesarios para realizar el proceso de separación del nitrógeno del aire atmosférico.

| Identificación | Cantidad | Descripción | Precio unitario (€/unidad) | Coste total (€) |
|-----------------------|-----------------|--|-----------------------------------|------------------------|
| UNIDAD COMPRESORA | 1 | Contiene por duplicado filtro de admisión, compresor de tornillo, separador aire/aceite, circuito con dos intercambiadores de placas soldadas, filtro de aceite, separador centrífugo y purgador de condensados, marca KAESER, modelo HSD 651, caudal total 3.966 m ³ /h, potencia nominal 360 kW | 280.000 | 280.000 |
| (V-01), (V-02) | 2 | Recipiente de aire vertical, marca Manchester Receiver Tanks, capacidad nominal 9,69 m ³ | 27.500 | 55.000 |
| (CD-03) | 1 | Purgador electrónico de condensados, marca KAESER, modelo ECO-DRAIN 14, caudal máx. 7.800 m ³ /h | 995 | 995 |
| (F-05) | 1 | Filtro coalescente de alta eficiencia, marca Atlas Copco, rango DD+, capacidad 6.048 m ³ /h, con purgador de condensados | 4.729 | 4.729 |
| (F-06) | 1 | Filtro coalescente de alta eficiencia, marca Atlas Copco, rango PD+, capacidad 6.048 m ³ /h, con purgador de condesados | 4.729 | 4.729 |
| (F-07) | 1 | Filtro coalescente de alta eficiencia, marca Atlas Copco, rango PDp+, capacidad 7.776 m ³ /h | 5.067 | 5.067 |
| (V-03) y (V-04) | 1 | Separador de agua y aceite, marca ABAC, modelo WS425, caudal instalado 5.238 m ³ /h | 7.900 | 7.900 |
| (T-05) y (T-06) | 1 | Separador de adsorción con regeneración en frío, marca ALMIG, modelo | 49.700 | 49.700 |

| | | | | |
|----------------------------------|---|--|--------------|----------------|
| | | ALM-CD 8000, caudal nominal de entrada 7.500 m ³ /h | | |
| (T-09) y (T-10), (T-11) y (T-12) | 2 | Generador de nitrógeno PSA, marca Mikropor, modelo MNG-9170, con recipiente de compensación, caudal de nitrógeno producto 497 m ³ /h, pureza 99,9 %, con recipiente de compensación | 135.912 | 271.824 |
| | | | TOTAL | 679.944 |

El presupuesto general de los equipos de la planta asciende a 679.944 €.

3.2 Estimación de costes

3.2.1 Estimación de la inversión

3.2.1.1 Capital Fijo o Inmovilizado

El capital fijo se estima mediante los porcentajes establecidos por el método de Peter & Timmerhaus, que se basa en el coste de entrega DEL del equipo. Sabiendo que el coste de compra FOB (Free On Board) de los equipos es el coste total detallado en el apartado anterior, 679.944 €, se calcula el coste DEL, que representa entre 1,1 y 1,25 veces el coste FOB, tomando el valor medio del intervalo para el cálculo.

$$C_{\text{DEL}} = 1,175 \cdot C_{\text{FOB}} = 1,175 \cdot 679.944 \text{ €} = 798.934,2 \text{ €}$$

La planta opera con fluidos y en función a ello se aplican unos factores determinados para calcular los distintos costes en función del valor del equipo. A continuación, se muestran en la Tabla 4 los factores y costes correspondientes.

| <u>Planta de fluidos</u> | | |
|--------------------------|---------------------------------------|------------|
| Concepto | Tanto por ciento del valor del equipo | Coste (€) |
| COSTES DIRECTOS | | |
| Valor del equipo DEL | 100 | 798.934,20 |
| Instalación del equipo | 47 | 375.499,07 |

| | | |
|---|------------|---------------------|
| Instrumentación (instalada) | 18 | 143.808,16 |
| Tubería (instalada) | 66 | 527.296,57 |
| Electricidad (instalada) | 11 | 87.882,76 |
| Edificios (incluidos servicios) | 18 | 143.308,16 |
| Mejoras en el terreno | 10 | 79.893,42 |
| Servicios instalados | 70 | 559.253,94 |
| Terreno (si se requiere su compra) | 6 | 47.936,05 |
| TOTAL Costes Directos | 346 | 2.764.312,33 |
| COSTES INDIRECTOS | | |
| Ingeniería y Supervisión | 33 | 263.648,29 |
| Gastos de Construcción | 41 | 327.563,02 |
| TOTAL Costes Directos e Indirectos | 420 | 3.355.523,64 |

Tabla 5. Estimación del capital total mediante los factores de Peter & Timmerhaus

3.2.1.2 *Capital Circulante*

El capital circulante se define en este caso como el capital necesario para cubrir los costes de producción de un año completo según la expresión siguiente, $I_W = C_F + C_V$.

Los costes fijos y los costes variables que se aplican en los cálculos mostrados a continuación se obtienen más adelante, en el apartado 3.4.1 Gastos ordinarios, una vez estimado el coste total del producto.

$$C_F = 689.178,93 \text{ €/año} \cdot 1 \text{ año} / 8.709.892,8 \text{ Nm}^3 = 0,079 \text{ €/Nm}^3$$

$$C_V = 1.080.266,18 \text{ €/año} \cdot 1 \text{ año} / 8.709.892,8 \text{ Nm}^3 = 0,124 \text{ €/Nm}^3$$

$$I_W = 689.178,93 \text{ €/año} + 1.080.266,18 \text{ €/año} = 1.769.445,11 \text{ €/año}$$

$$I_W = 0,079 \text{ €/Nm}^3 + 0,124 \text{ €/Nm}^3 = 0,203 \text{ €/Nm}^3$$

La inversión total, I , es la suma del Capital Fijo más el Capital Circulante.

$$I = 3.355.523,64 \text{ €} + 1.769.445,11 \text{ €} = 5.124.968,74 \text{ €}$$

3.2.2 Estimación del coste de producción

El coste de producción se estima, en este caso, mediante el método de Peter &Timmerhaus.

Para ello, es necesario conocer los costes referentes a las materias primas, los servicios y la mano de obra, que se detallan a continuación.

3.2.2.1 Materia prima

El coste de la materia prima es nulo, puesto que se trata de aire aspirado proveniente de la atmósfera.

3.2.2.2 Servicios

Los servicios requeridos son la electricidad para que los compresores generen la potencia total de 360 kW para comprimir un caudal de aire de 3.695,42 Nm³ cada hora y el agua de enfriamiento para los intercambiadores de calor.

El precio de la electricidad en España para empresas que contratan un suministro para potencias mayores a 10 kW es de aproximadamente 0,14 €/kWh [19]. En total, el consumo anual de electricidad es de $360 \text{ kWh} \cdot 0,14 \text{ €/kWh} \cdot 24 \text{ h} \cdot 365 \text{ días} = 441.504 \text{ €/año}$.

La mayor parte de la energía empleada al realizar la compresión del aire se transmite al refrigerador de aceite, donde se recupera hasta un 72 % [15]. Esto permite que, por medio del intercambiador de placas, se pueda recuperar el calor para producir agua caliente hasta 70 °C. Sabiendo que el agua de enfriamiento entra a la temperatura de la red de suministro, 20 °C, se puede obtener el caudal másico de agua necesario para que se produzca el intercambio mediante la siguiente expresión, $m = P / C_p \Delta T$, donde P es la potencia transferida al fluido (72 % de los 360 kW que generan los compresores), C_p el calor específico del agua (4,185 kJ/(kg · K)) y ΔT la diferencia de temperatura que se produce en el agua a causa del intercambio de calor (entre 15 y 70 °C hay una diferencia absoluta de 55 K).⁴⁰

⁴⁰El agua de la red general tiene una temperatura mínima media de 12,3 °C en Santa Cruz de Tenerife [12]. Se redondea a 15 °C la temperatura del agua de entrada al intercambiador.

El caudal másico de agua de enfriamiento necesario para el intercambio de calor es de $m = 360 \text{ kW} \cdot 0,72 / (4,185 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}) \cdot 55 \text{ K}) = 1,13 \text{ kg/s} = 1/\text{s}$, es decir, $1,13 \text{ l/s} \cdot 3.600 \text{ s/1 h} \cdot 1 \text{ m}^3/10^3 \text{ l} = 4,07 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 24 \text{ h/1 día} = 97,68 \text{ m}^3/\text{día}$ de agua.

Según el Boletín Oficial de Canarias núm. 37, la ORDEN de 11 de febrero de 2009, por la que se aprueban las tarifas del servicio público de abastecimiento de agua a poblaciones, para su aplicación en el municipio de Granadilla de Abona (Tenerife) [5], establece que la tarifa de aplicación bimestral según consumos de más de 65 m^3 para uso no doméstico es de $2,03 \text{ €/m}^3$.

Esto equivale a un coste de agua de enfriamiento de $97,29 \text{ m}^3/\text{día} \cdot 365 \text{ días/año} \cdot 2,03 \text{ €/m}^3 = 72.376 \text{ €/año}$.

En la Tabla 6 se muestra el coste total de los servicios requeridos por los equipos.

| <i><u>Servicios</u></i> | Coste unitario | €/año | €/Nm³N₂ producto |
|--|-----------------------|----------------|---|
| Agua de enfriamiento (m ³ /h) | 2,03 €/m ³ | 72.376 | 0,008 |
| Electricidad (kWh/día) | 0,14 €/kWh | 441.504 | 0,051 |
| TOTAL | | 513.880 | 0,059 |

Tabla 6. Coste de los servicios para el 100 % de la producción

3.2.2.3 *Mano de obra*

Para estimar la mano de obra se considera que las plantas químicas operan, generalmente, las 24 horas del día y los 7 días de la semana, por lo que el trabajo se divide en 3 turnos de 8 horas. Cada turno lo componen 3 trabajadores más un cuarto trabajador extra para cubrir las necesidades de vacaciones, bajas y asuntos propios.

Según el Real Decreto 2001/1983, de 28 de julio para las Normas sobre regulación de la jornada de trabajo, jornadas especiales y descansos [6], la jornada máxima legal es de cuarenta horas y con unas vacaciones anuales mínimas de treinta días. Esto comporta aproximadamente 11 meses de trabajo al año, en lo que a convenios generales se refiere.

Según la Resolución de 3 de agosto de 2015, de la Dirección General de Empleo, por la que se registra y publica el XVIII Convenio colectivo general de la industria química, se define el salario mínimo garantizado según el grupo profesional al que pertenece el trabajador [7].

A continuación, se definen los niveles de especialización y responsabilidad requeridos para los diferentes trabajadores.

- Grupo profesional 3. Funciones consistentes en la ejecución de operaciones que, aun cuando se realicen bajo instrucciones precisas, requieren adecuados conocimientos profesionales y aptitudes prácticas y cuya responsabilidad está limitada por una supervisión directa y sistemática, con la posible utilización de elementos periféricos de sistemas de información siempre que el trabajador haya sido formado para su uso.
- Grupo profesional 5. Funciones de integrar, coordinar y supervisar la ejecución de varias tareas homogéneas con la responsabilidad de ordenar el trabajo de un conjunto de colaboradores.
- Grupo profesional 6. Funciones que consisten en integrar, coordinar y supervisar la ejecución de tareas heterogéneas con la responsabilidad de ordenar el trabajo de un conjunto de colaboradores. Se incluye además la realización de tareas complejas, pero homogéneas que, aun sin implicar mando, exigen un alto contenido intelectual, así como aquellas que consisten en establecer o desarrollar programas o aplicar técnicas siguiendo instrucciones generales.

| <i>Mano de obra</i> | | | |
|--|---------------------------|------------------------|------------------------------|
| Grupo profesional | Nº de trabajadores | Salario (€/año) | Salario total (€/año) |
| Grupo 3 | 8 | 16.735,24 | 133.881,92 |
| Grupo 5 | 3 | 21.206,95 | 63.620,85 |
| Grupo 6 | 1 | 24.814,34 | 24.814,34 |
| TOTAL | 12 | | 222.317,11 |
| €/Nm³ N₂ producto | | | 0,026 |

Tabla 7. Coste de mano de obra para el 100 % de la producción

3.2.2.4 *Coste de producción*

Tomando en cuenta los costes anteriores, se obtiene el coste total anual y unitario de producción.

| | Factores promedio | €/año | €/Nm³ |
|--|--|---------------------|-------------------------|
| A. COSTE DE PRODUCCIÓN | | | |
| 1. COSTES DIRECTOS DE PRODUCCIÓN | | | |
| 1.1 Materia prima | | 0 | 0 |
| 1.2 Mano de obra | | 222.317,11 | 0,026 |
| 1.3 Mano de obra de supervisión y oficinas | 17,5 % de la mano de obra | 38.905,49 | 0,004 |
| 1.4 Servicios | | 513.880,00 | 0,059 |
| 1.5 Mantenimiento y reparaciones | 2 % del capital inmovilizado | 67.110,47 | 0,008 |
| 1.6 Operaciones de abastecimientos | 15 % del coste de mantenimiento | 10.066,57 | 0,001 |
| 1.7 Gastos de laboratorio | 15 % de la mano de obra | 33.347,57 | 0,004 |
| | | 885.627,21 | 0,102 |
| 2. CARGAS FIJAS | | | |
| 2.1 Amortizaciones | 10 % del capital inmovilizado | 335.552,36 | 0,039 |
| 2.2 Impuestos locales | 2,5 % del capital inmovilizado | 83.888,09 | 0,010 |
| 2.3 Seguros | 0,7 % del capital inmovilizado | 23.488,67 | 0,003 |
| | | 442.929,12 | 0,051 |
| 3. COSTOS GENERALES DE PLANTA | | | |
| Incluye salarios en general, servicios médicos, seguridad y protección, restaurantes y distracciones, laboratorios, etc. | 60 % del coste de mano de obra + el coste de supervisión + el coste de mantenimiento | 196.999,85 | 0,023 |
| | | 196.999,85 | 0,023 |
| B. GASTOS GENERALES | | | |
| 1. Costes de Administración | 15 % del coste de mano de obra + el coste de supervisión + el coste de mantenimiento | 49.249,96 | 0,006 |
| 2. Costes de Distribución y Ventas | 11 % del coste total del producto | 194.638,96 | 0,022 |
| | | 243.888,92 | 0,028 |
| COSTE TOTAL DEL PRODUCTO | | 1.769.445,10 | 0,203 |

Tabla 8. Estimación del coste de producción mediante Peter &Timmerhaus

3.3 Pagos de inversión

Son los pagos que se realizan inicialmente para ejecutar las obras e instalaciones así como comprar los equipos. En este caso, todos los pagos se llevan a cabo en el momento inicial y, por lo tanto, se reflejan como flujo negativo en el año cero de la vida útil de la planta.

3.4 Flujos ordinarios

3.4.1 Gastos ordinarios

Los gastos ordinarios son una serie de pagos, realizados cada año, con el fin de permitir el correcto funcionamiento de la planta.

3.4.1.1 Costes fijos

Son pagos constantes que no están afectados por el proceso productivo y se corresponden con la suma de los siguientes términos:

$$C_F = \text{Cargas Fijas} + \text{Costos Generales de Planta} + \text{Costes de Administración} = \\ = 442.929,12 + 196.999,85 + 49.249,96 = 689.178,93 \text{ €/año}$$

$$C_F = 0,051 + 0,023 + 0,006 = 0,079 \text{ €/Nm}^3$$

3.4.1.2 Costes variables

Son los gastos generados por el proceso y que, en consecuencia, se ven afectados por una variación en el volumen de producción. Los costes variables son la suma de los siguientes términos:

$$C_V = \text{Costes directos de Producción} + \text{Costes de Distribución y Ventas} = \\ = 885.627,21 + 194.638,96 = 1.080.266,18 \text{ €/año}$$

$$C_V = 0,102 + 0,022 = 0,124 \text{ €/m}^3$$

La suma de los costes fijos y los costes variables aporta la cantidad total de gastos ordinarios que se producen en el año y que ascienden a:

$$\text{Gastos ordinarios} = 689.178,93 + 1.080.266,18 = 1.769.445,11 \text{ €/año}$$

$$\text{Gastos ordinarios} = 0,079 + 0,124 = 0,203 \text{ €/Nm}^3$$

3.4.2 Ingresos ordinarios

Los ingresos ordinarios son los debidos a la venta del producto final.

Se considera que la planta opera al 100 % de su capacidad de producción, 994,28 Nm³/h de nitrógeno puro (véase apartado Descripción del proceso), 24 horas al día, los 7 días de la semana, durante los 365 días del año. Por lo tanto se producen 994,28 Nm³/h · 24 h/1 día · 365 días/1 año = 8.709.892,8 Nm³/año de nitrógeno producto.

El precio de venta del producto viene determinado por la rentabilidad que se fije para el proyecto, el capital invertido, la producción, el coste de producción y los impuestos, según se refleja en la ecuación presentada a continuación.

$$i = \frac{\text{CF}}{\text{Capital invertido}} = \frac{Q \cdot (s - c) \cdot (1 - t)}{I}$$

Donde i es la rentabilidad (que se fija en un valor del 20 %), Q es la producción (al 100 %), s es el precio de venta, c es el costo de producción, t es la tasa impositiva, que se estima de 0,35 y I la suma total de capital invertido.

$$0,2 = \frac{8.709.892,8 \text{ Nm}^3/\text{año} \cdot \left(s - 0,203 \frac{\text{€}}{\text{Nm}^3}\right) \cdot (1 - 0,11)}{5.124.968,74 \text{ €/año}}$$

El precio de venta unitario es $s = 0,34 \text{ €/Nm}^3$.

Por lo tanto, los ingresos ordinarios anuales se corresponden con 8.709.892,8 Nm³/año · 0,34 €/Nm³ = 2.961.363,55 €/año.

3.5 Flujos extraordinarios

3.5.1 Vida útil

La vida útil del proceso es el número de años durante los cuales la inversión funciona y genera rendimientos positivos. Para la evaluación económica se considera una vida útil de la planta de 10 años, el mínimo asegurado por los fabricantes de lechos de tamiz de carbón molecular.

3.5.2 Valores residuales

El valor residual es el valor final de un activo fijo después de su depreciación y amortización, es decir, al final de su vida útil. En este caso se puede estimar el valor residual de los equipos y de la obra civil e instalaciones.

Inversión Total, $I = 5.124.968,74 \text{ €}$

Inversión Equipos, $I_E = 798.934,2 \text{ €}$

% Equipos = $798.934,2 / 5.124.968,74 \cdot 100 = 15,6 \%$

En base a la estimación de coste del producto realizada en el apartado 3.2 Estimación del coste de producción, se sabe que los equipos representan un 15,6 % de la inversión total.

El valor residual de los inmovilizados se considera en todos los casos igual al 10 % de su valor inicial. $V_r = 0,1 \cdot V_i$

- Valor residual de los equipos

Valor inicial = $0,156 \cdot 798.934,2 \text{ €} = 124.633,73 \text{ €}$

Valor residual = $0,1 \cdot 124.633,73 \text{ €} = 12.463,37 \text{ €}$

- Valor residual de la obra civil e instalaciones

Valor inicial = $(1 - 0,156) \cdot 5.124.968,74 \text{ €} = 674300,46 \text{ €}$

Valor residual = $0,1 \cdot 674.300,46 \text{ €} = 67.430,05 \text{ €}$

3.5.3 Gastos extraordinarios

Los gastos extraordinarios son el resultado de la obsolescencia y la reposición de los equipos. En este caso no se contemplan gastos extraordinarios porque se establece la misma vida útil para la planta que para los equipos.

3.5.4 Ingresos extraordinarios

Se considera que en el último año de vida útil de la planta (año 10) se recupera tanto el valor residual de los equipos e instalaciones como el capital circulante.

$$\text{Ingresos extraordinarios} = V_r (\text{eq}) + V_r (\text{inst}) + I_w = 12.463,37 + 67.430,05 + 1.769.445,11 = 1.849.338,53 \text{ €}$$

3.5.5 Beneficios brutos

En la siguiente tabla se muestran los ingresos y gastos, tanto ordinarios como extraordinarios, y los beneficios brutos que se espera conseguir de la producción de la planta.

| Año | Inversión (€) | Ingresos (€) | | Gastos (€) | Beneficios brutos (€) |
|-----|---------------|--------------|-----------------|---------------|-----------------------|
| | | Ordinarios | Extraordinarios | | |
| 0 | -5.124.968,74 | | | | |
| 1 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 2 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 3 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 4 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 5 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 6 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 7 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 8 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 9 | | 2.961.363,55 | | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |
| 10 | | 2.961.363,55 | 1.849.338,53 | -1.769.445,11 | 1.191.918,44 |

Tabla 9. Beneficios brutos

3.6 Evaluación financiera del proyecto

3.6.1 Amortización fiscal

Se emplea el método de amortización lineal (LU), que consiste en dividir la cuota amortizable en fracciones iguales durante la vida útil de la planta.

Las cantidades que se pueden amortizar son la inversión inicial de capital fijo, 3.355.523,64 €, y el valor residual de los equipos e instalaciones al venderlos al final de la vida útil, $12.463,37€ + 67.430,05€ = 79.893,42 €$.

Cantidad total a amortizar = $3.355.523,64 € - 79.893,42 € = 3.275.630,22 €$

La cuota amortizable es de $3.275.630,22 € / 10 \text{ años} = 327.563,02 €$

3.6.2 Impuestos

Los impuestos a tener en cuenta en la implantación de una planta industrial son los impuestos directos, que gravan directamente las fuentes de riqueza, la propiedad o la renta y los impuestos indirectos, que gravan sobre el consumo, en este caso sobre el costo de los productos y mercancías. Además, y con efecto positivo, se contabilizan los incentivos a la inversión propiciados por las autoridades para atraer la creación de empresas en el territorio.

Dentro de los impuestos directos se incluye el Impuesto sobre Sociedades (IS) que afecta a toda clase de entidades, cualquiera que sea su forma o denominación, siempre que tengan personalidad jurídica propia. Este impuesto grava el conjunto de rentas y beneficios obtenidos por las sociedades. La tasa impositiva para grandes empresas es del 30 %.

En los impuestos indirectos entra el Impuesto General Indirecto Canario (IGIC) que grava las entregas de bienes y prestaciones de servicios realizados por empresarios y profesionales de manera habitual u ocasional, así como las importaciones de bienes, realizadas en las Islas Canarias. Se aplica una tasa impositiva del 7 %.

Dado que la planta se proyectaría presuntamente en el Archipiélago Canario en el área denominada “Zona Aeroportuaria-Polígono Industrial de Granadilla-Complejo Medioambiental de Arico”, esta se encuentra en la Zona Especial Canaria, una zona de baja

tributación creada en el año 2000 y que tiene una vigencia prevista hasta el 31 de diciembre del año 2026. Las ventajas fiscales de las que participa y que varían las tasas enumeradas hasta ahora son que el Impuesto sobre Sociedades se grava a un tipo impositivo reducido del 4 %.

Por tanto, la tasa total de impuestos que se aplica durante el funcionamiento de la planta es de $t = 7 \% + 4 \% = 11 \% = 0,11$

3.6.3 Flujos de caja

En la tabla que se muestra a continuación aparecen los flujos de caja que se generan durante la vida útil de la planta.

| Año | Amortización (€) | Beneficios (€) | Impuestos (€) | CF (€) | CF acumulado (€) |
|--------------|---------------------|---------------------|---------------|---------------------|------------------|
| 0 | | | | - 5.124.968,74 | - 5.124.968,74 |
| 1 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | - 4.355.692,42 |
| 2 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | - 3.586.416,10 |
| 3 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | - 2.817.139,77 |
| 4 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | - 2.047.863,45 |
| 5 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | - 1.278.587,13 |
| 6 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | - 509.310,81 |
| 7 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | 259.965,51 |
| 8 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | 1.029.241,84 |
| 9 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | 1.798.518,16 |
| 10 | 327.563,22 | 864.355,42 | 95.079,10 | 769.276,32 | 2.567.794,48 |
| TOTAL | 3.275.632,20 | 8.643.554,18 | | 2.567.794,48 | |

Tabla 10. Flujos de caja

3.6.4 Índices de rentabilidad

Para realizar una evaluación de la rentabilidad se utilizan los parámetros definidos a continuación.

- Período de recuperación o *Payback*: número de años que transcurren entre el inicio de la operación del proceso hasta que la suma de los cobros actualizados se hace

exactamente igual a la suma de los pagos actualizados. La inversión es más interesante cuanto más reducido sea su plazo de recuperación.

- Tasa de rentabilidad o R.O.I.: mide el rendimiento de una inversión para evaluar la eficiencia de los gastos que se realizan.
- V.A.N. (Valor Actual Neto): indica la ganancia o la rentabilidad neta generada por la operación del proceso. Es la diferencia final entre la inversión inicial y lo que la inversión devuelve con el tiempo. Cuando un proyecto tiene un V.A.N. mayor que cero, resulta viable para el interés elegido desde el punto de vista financiero.
- T.I.R. (Tasa Interna de Rendimiento): tipo de interés que haría que el V.A.N. fuera nulo. Para que la inversión sea rentable, este valor debe ser mayor al tipo de interés del mercado.

3.6.4.1 Período de recuperación o Payback

Se obtiene a partir de la representación del CF acumulado vs. Años.

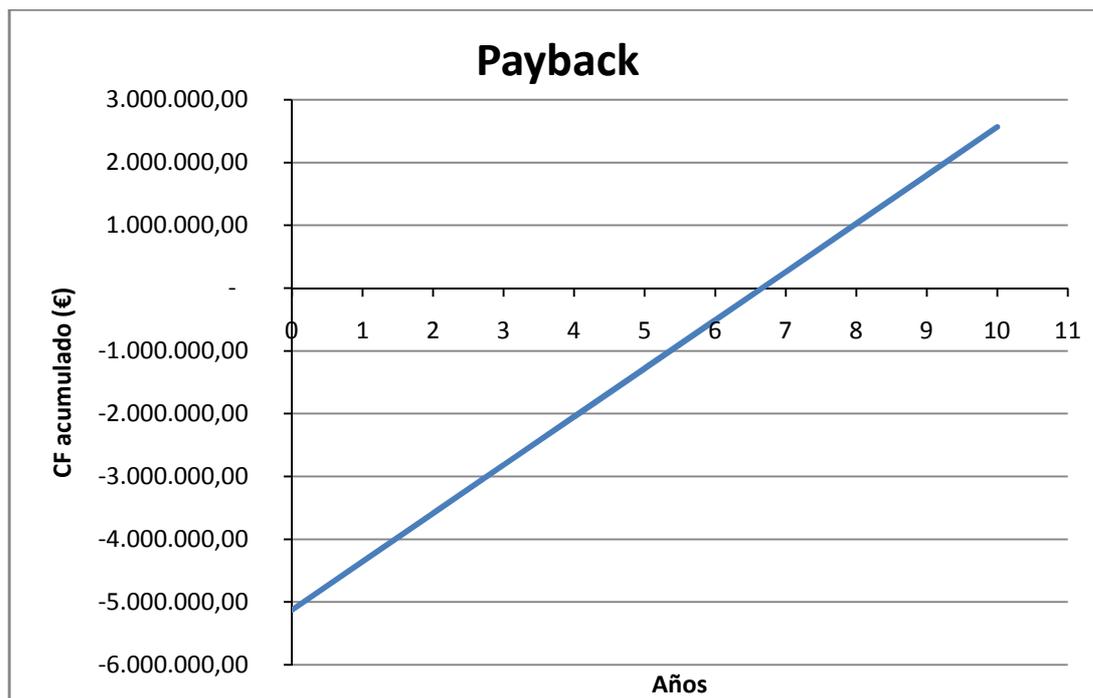


Figura 19. Período de recuperación

En este caso, el período de recuperación es de 6 a 7 años, lo cual indica un tiempo de recuperación muy extenso.

3.6.4.2 Tasa de retorno de la inversión (ROI)

Es el cociente entre los beneficios medios, que se obtienen tras la aplicación de los impuestos y las amortizaciones, y el capital total medio invertido.

$$\text{Beneficios medios} = \frac{2.567.794,48 \text{ €}}{10} = 256.779,45 \text{ €}$$

$$\text{Capital total} = 5.124.968,74 \text{ €}$$

$$\text{ROI} = \frac{256.779,45 \text{ €}}{5.124.968,74 \text{ €}} \cdot 100 = 5,01 \%$$

El resultado se compara con la rentabilidad mínima establecida para el proceso, el 20 %. Al obtener un valor menor al establecido se considera que la inversión no es rentable.

3.6.4.3 Valor actual neto (VAN)

Se calcula el valor actualizado de los ingresos y gastos futuros de una inversión descontando o actualizando los pagos y cobros a una tasa de descuento que permita traerlos a un valor presente.

$$\text{Se utiliza la siguiente expresión, } \text{VAN} = \text{CF}_0 + \frac{\text{CF}_1}{(1+i)^1} + \frac{\text{CF}_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{\text{CF}_n}{(1+i)^n}$$

A continuación, se muestran los resultados del VAN para varios valores de interés de capital.

| Interés de capital | VAN (€) |
|---------------------------|----------------|
| 5% | 815.179,11 |
| 7% | 278.106,24 |
| 10% | -398.098,76 |
| 15% | -1.264.148,87 |

Tabla 11. Valor Actual Neto

Se observa que las ganancias se reducen rápidamente, por lo que el beneficio real de la inversión en valores actuales es muy inferior a lo deseado. Sin embargo, el proyecto es viable hasta una tasa de interés de aproximadamente el 7 %.

3.6.4.4 Tasa interna de retorno (T.I.R.)

La representación del V.A.N. frente a los diferentes tipos de interés refleja el punto de corte de la gráfica con el eje de las abscisas, tasa de interés (%), que se corresponde con la tasa interna de retorno para la que los ingresos actualizados se igualan a los gastos actualizados.

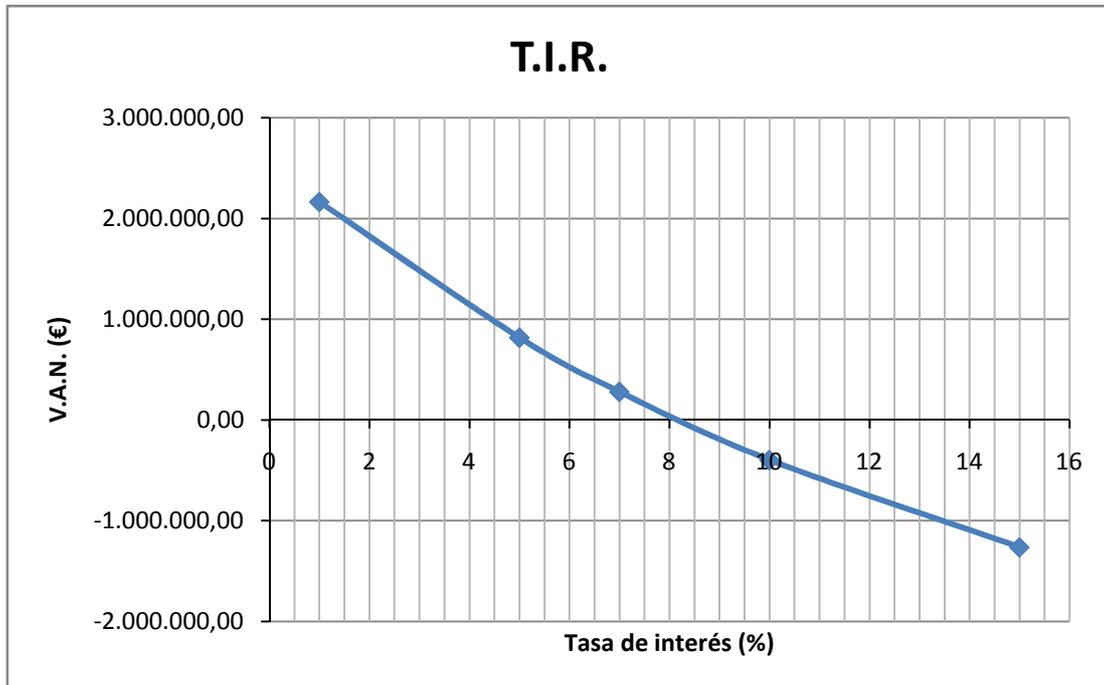


Figura 20. Representación de la Tasa Interna de Retorno

En este caso, se obtiene una tasa T.I.R. del 8,2 %. Esto indica que para unos tipos de interés inferiores a este valor es posible el retorno de la inversión.

Se concluye que la implantación de esta tecnología es viable, pero, en lo que a rentabilidad se refiere, sus resultados son inferiores a los esperados.

Capítulo 4. Conclusiones y mejoras

Con respecto al estudio técnico, se observa que el pretratamiento del flujo de aire una vez ingresa al compresor se puede adaptar perfectamente a las necesidades del producto, enfocadas al fin al que vaya a destinarse. Esta consideración es importante, ya que la eficiencia de operación de los equipos colocados a continuación depende de la calidad del aire comprimido que se produzca.

En este caso, la calidad del flujo de aire se establece tras la compresión, cuando se libera el vapor de agua contenido a medida que circula por los diferentes equipos, aproximadamente el 60 % a la salida del intercambiador de calor, 10 % en los tanques, 25 % en el secador y el resto en los filtros de tratamiento previo [4]. Además, se eliminan las partículas sólidas y aerosoles contenidos en el aire de entrada y el aceite del compresor remanente tras la operación de compresión hasta cantidades insignificantes con ayuda de los diferentes filtros, para no afectar al funcionamiento de otros equipos y a la calidad final del producto.

Ahora bien, las características de los equipos disponibles para la producción de nitrógeno mediante adsorción por cambio de presión en un tamiz molecular de carbón son algo más limitadas. Esta tecnología se caracteriza en la bibliografía por un rendimiento del 25 % para obtener una pureza del 99,9 % [9], la seleccionada para el producto. Sin embargo, se observa que el equipo disponible produce máximo 712,0 Nm³/h de N₂ con respecto a los 3.695,42 Nm³/h de aire, por lo que el rendimiento es solo del 19,26 %. Esto se debe a que estas unidades operan con una alta relación de aire/nitrógeno (4,46) para producir la alta pureza deseada. Por ello, se deben instalar dos unidades de generación para poder separar el total del caudal de aire comprimido y obtener los 994,28 Nm³/h de N₂ puro que se generan a esa relación aire/nitrógeno. De esta forma se alcanza un rendimiento total del 26,9 %.

Actualmente, las mejoras que acepta esta tecnología son pocas. Recientemente, varias empresas de gas industrial han comercializado sistemas que se basan en adsorbentes mejorados a base de litio, que tienen una mayor selectividad y tasas de transferencia de masa más altas. Estos adsorbentes, más avanzados en conjunción con innovaciones mecánicas tales como el uso de lechos radiales (en vez de los lechos verticales u horizontales convencionales), y mejoras en los sistemas de impulsión y compresión del aire, permiten la construcción de sistemas más compactos. Estos avances han hecho posible que los sistemas modernos

necesiten un 25 % menos de adsorbente y que reduzcan en un 20 % las necesidades de energía [4].

En el estudio económico queda patente la viabilidad de la implantación de esta tecnología, aunque a una rentabilidad no muy elevada, puesto que la recuperación de la inversión total efectuada inicialmente se limita a tipos de interés de hasta el 8,2 %.

Referencias bibliográficas

- [1] ACHEMA. 2009. Trend Report No. 10: Industrial gases. 29th International Exhibition Congress in Chemical Engineering, Environmental Protection and Biotechnology. Disponible en [la URL: http://www.mcilvainecompany.com/CO2_Decision_Tree/subscriber/Tree/DescriptionTextLinks/Emerging%20Air%20Separation%20Techniques%20\(ACHEMA%20Press%20Release\).htm?contact+name=](http://www.mcilvainecompany.com/CO2_Decision_Tree/subscriber/Tree/DescriptionTextLinks/Emerging%20Air%20Separation%20Techniques%20(ACHEMA%20Press%20Release).htm?contact+name=)
- [2] Airgaz Côte Ivoire. Produits. Disponible en la URL: [URL: http://www.airgazci.com/produits/index.html](http://www.airgazci.com/produits/index.html)
- [3] Atlas Copco. Secadores de adsorción sin regeneración térmica. Disponible en la URL: [URL: http://www.atlascopco.es/Images/BD%2B%20CD%2B%20XD%2B_tcm835-3534072.pdf](http://www.atlascopco.es/Images/BD%2B%20CD%2B%20XD%2B_tcm835-3534072.pdf)
- [4] Bekomat. Evacuación de condensados. Disponible en la URL: [URL: http://www.beko-technologies.es/fileadmin/downloads/brochures/bekomat/bekomat_es_2011_03.pdf](http://www.beko-technologies.es/fileadmin/downloads/brochures/bekomat/bekomat_es_2011_03.pdf)
- [5] Boletín Oficial de Canarias. BOC N° 037. Martes 24 de Febrero de 2009. Disponible en la URL: [URL: http://www.gobcan.es/boc/2009/037/007.html](http://www.gobcan.es/boc/2009/037/007.html)
- [6] Boletín Oficial del Estado. BOE núm.180, de 29 julio de 1983, páginas 20959 a 20963. Ministerio de empleo y seguridad social. Gobierno de España. Disponible en la URL: [URL: https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-1983-20906](https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-1983-20906)
- [7] Boletín Oficial del Estado. BOE núm. 198, de 19 de agosto de 2015, páginas 75276 a 75399. Disponible en la URL: [URL: https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2015-9304](https://www.boe.es/diario_boe/txt.php?id=BOE-A-2015-9304)
- [8] Compressed air systems. Air receiver tanks for compressed air systems. Disponible en la URL: [URL: http://www.compressedairsystems.com/airrecievertanks.html](http://www.compressedairsystems.com/airrecievertanks.html)
- [9] de Souza, G., 2009. Génie des procédés. Opérations unitaires: traitement des gaz. Purification des gaz par le procédé PSA. Editions T.I., París. Vol. JB 5, Numéro J3607, p. 12
- [10] Gardner Denver. DGH Dessicant Dryers. Disponible en la URL:

<http://www.gardnerdenverproducts.com/assets/0/180/132/188/476/486/291327d1-bbd1-466a-921c-c018cd09fc85.pdf>

[11] Hill, K., 2010. Nitrogen - An essential air gas. Gasworld. Disponible en la URL: <http://www.gasworld.com/nitrogen-an-essential-air-gas/4434.article>

[12] IDAE. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía. Disponible en la URL: http://www.idae.es/index.php/mod.documentos/mem.descarga?file=/documentos_5654_ST_Pliego_de_Condiciones_Tecnicas_Baja_Temperatura_09_082ee24a.pdf

[13] INE. Encuesta Industrial Anual de Productos 2014. Sector 34. Fabricación de productos básicos de química inorgánica. Disponible en la URL: <http://www.ine.es/eip/publicacionForm.do>

[14] ISO. Estándar internacional ISO 8573-1:2010. Aire comprimido. Parte 1: contaminantes y clases de pureza. Disponible en la URL: <http://www.hbdh.com.br/catalogo/ISO%208573-1%202010.04.15.pdf>

[15] KAESER Compresores. Compresores de tornillo serie HSD/HSD SFC. Disponible en la URL: <http://www.kaeser.es/Images/P-651-27-SP-tcm11-182781.pdf>

[16] Marcelo Cassani's Blog. Aire comprimido, neumática y eficiencia energética. Tanques de aire comprimido. Disponible en la URL: <https://marcelocassani.wordpress.com/2012/08/31/tanques-de-aire-comprimido/>

[17] Matching Nitrogen Equipment to Your Needs. Postharvest Information Network. Disponible en la URL: <http://postharvest.tfrec.wsu.edu/pages/J1I2A>

[18] Pellini, C., 2014. La atmósfera terrestre. Importancia composición del aire. Características. Disponible en la URL: http://historiaybiografias.com/aire_agua03/

[19] Precio del kWh. Disponible en la URL: <http://tarifasgasluz.com/faq/precio-kwh#para-potencias-electricas-mayores-10-kw>

[20] Quintero Pichardo, E., Capítulo II. Leyes y Normas que regulan gases medicinales medicamentos, p. 37. Disponible en la URL:

<http://www.esperanzaquintero.es/documentos/2.%20Leyes%20y%20Normas%20que%20regulan%20GMM.pdf>

[21] Rodríguez Barrueco, C., Sevillano García, F., Subramaniam, P., 1984. La fijación de nitrógeno atmosférico. Salamanca: Instituto de recursos naturales y agrobiología. Disponible en [la URL: http://www.ceresnet.com/ceresnet/esp/servicios/teleformacion/agroambiente/nitrogeno_atmosferico.pdf](http://www.ceresnet.com/ceresnet/esp/servicios/teleformacion/agroambiente/nitrogeno_atmosferico.pdf)

[22] Smith, A. R., Klosek, J., 2001. A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. Fuel Processing Technology 70, pp.115–134. Disponible en la URL: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S037838200100131X>

[23] Tablas de límites de vertido al sistema público de saneamiento. Disponible en la URL: http://engineeringdesknotes.com/Limites_vertido/Limites_vertido_sistema_publico_saneamiento.html

[24] Tecnología Química Industrial. 2007. Capítulo 2. Componentes del aire y tecnologías para su separación. Universidad Politécnica de Madrid. Disponible en la URL: http://www.diquima.upm.es/old_diquima/docencia/tqindustrial/docs/cap_aire.pdf

ANEXO. Cálculos justificativos para la selección de equipos

Para seleccionar los equipos son necesarios algunos cálculos de equivalencia entre unidades para lo que se requiere los factores de conversión de unidades así como la aplicación de la ley combinada de Boyle y Charles del comportamiento de los gases. A continuación, se muestra el uso de la misma para obtener caudales en otras condiciones de temperatura, a partir de la ecuación (1) y que es el cálculo más empleado para estimar los equipos.

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_2 \cdot V_2}{T_2} \quad (1)$$

$$101,3 \text{ kPa} \cdot 3.500 \text{ Nm}^3 / 273,15 \text{ K} = 101,3 \text{ kPa} \cdot V_2 / 293,15 \text{ K}$$

Equipo de compresión

Como se muestra en el cálculo anterior, el volumen de aspiración del compresor de 3.500 Nm³ por hora equivale a un volumen $V_2 = 3.756,27 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1 \text{ h} / 60 \text{ min} = 62,6 \text{ m}^3/\text{min}$ para una temperatura ambiente de 20 °C.

El modelo de compresores de KAESER que más se ajusta a la menor potencia de consumo es el diseñado para 66,1 m³/min que es equivalente a $66,1 \text{ m}^3/\text{min} \cdot 60 \text{ min} / 1 \text{ h} = 3.966 \text{ m}^3/\text{h} / 293,15 \text{ K} \cdot 273,15 \text{ K} = 3.695,422 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Los diferentes valores de caudal de aire comprimido son necesarios como referencia para comparar y diseñar los caudales de los equipos a seleccionar en adelante.

Equipos de estabilización del aire

Para escoger los tanques de compensación para aire comprimido hay que estimar el volumen que necesitan en función del caudal que genera el compresor y a la presión de compresión según se muestra en la siguiente expresión.

$$V = \frac{Q \cdot P_a}{P_1 + P_a} \quad (2)$$

Donde V es el tamaño del tanque receptor en pies cúbicos (ft³), Q es la salida del compresor en pies cúbicos por minuto (ft³/min), Pa es la presión atmosférica estándar en psia y P1 es la presión de compresión en psia. [8]

$$Q = 66,1 \text{ m}^3/\text{min} \cdot 35,31 \text{ ft}^3 / 1 \text{ m}^3 = 2.333,99 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Pa: 101,3 \text{ kPa} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P1 = 750 \text{ kPa} \cdot 14,7 \text{ psia} / 101,3 \text{ kPa} = 108,83 \text{ psia}$$

$$V = 2.333,99 \text{ ft}^3/\text{min} \cdot 14,7 \text{ psia} / (108,83 \text{ psia} + 14,7 \text{ psia}) = 277,74 \text{ ft}^3 = 7,86 \text{ m}^3$$

Además, la presión de los recipientes se calcula según la expresión $P > 1,1 \cdot P$ máxima de operación [16], $P = 1,1 \cdot 8,5 > 9,35 \text{ bar} \cdot 101,3 \text{ kPa} / 1,013 \text{ bar} = 935 \text{ kPa}$

Entre los tamaños de tanques de Manchester Receiver Tanks se escoge el de 2.560 galones $\cdot 1 \text{ m}^3 / 264,17 \text{ gal} = 9,69 \text{ m}^3$ a una presión de $137 \text{ psi} \cdot 101,3 \text{ kPa} / 14,7 \text{ psi} = 944,088 \text{ kPa}$

Equipo de recogida de condensados

El purgador de condensado electrónico de KAESER se selecciona según la capacidad máxima del compresor en la zona climática que corresponde, zona climática 2 (moderada: Centro y Sur de Europa, algunas zonas de Sudamérica, Norte de África). Los 66,1 m³/min que genera el compresor los puede gestionar el modelo ECO-DRAIN 14 que alcanza 130 m³/min $\cdot 60 \text{ min} / 1 \text{ h} = 7.800 \text{ m}^3/\text{h}$.

Equipo de filtración previo

Para escoger los filtros coalescentes según su capacidad nominal, especificada por Atlas Copco en l/s, se hace una estimación en base al caudal generado por los compresores.

$$3699 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1000 \text{ l} / 1 \text{ m}^3 \cdot 1 \text{ h} / 3600 \text{ s} = 1101,67 \text{ l/s}$$

El modelo de filtro a escoger es el de 1.400 l/s que equivalen a $1.400 \text{ l/s} \cdot 1 \text{ m}^3 / 1.000 \text{ l} \cdot 3.600 \text{ s} / 1 \text{ h} = 5.040 \text{ m}^3/\text{h}$

Este filtro está diseñado para una presión de aire comprimido de 700 kPa. Para mantener la presión tras el tanque de compensación la presión de entrada que mejor se ajusta es de 1.000 kPa, para la cual hay que aplicar un factor de corrección de 1,2. Por lo tanto, la capacidad final del filtro es de $5.040 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1,2 = 6.048 \text{ m}^3/\text{h}$.

La caída de presión húmeda en los filtros coalescentes, colocados uno a continuación del otro, es de 0,18 bar = 18 kPa y 0,215 bar = 21,5 kPa. Los 1.000 kPa de entrada quedan en $1.000 - 18 = 982 \text{ kPa}$ tras el primer filtro y en $1.000 - 21,5 = 978,5 \text{ kPa}$ tras el segundo filtro.

Equipo de separación de agua y aceite

El condensado generado por los equipos (el separador agua/aceite del compresor, el tanque de aire húmedo y los dos filtros coalescentes) se conduce mediante una tubería hacia el separador de agua y aceite de ABAC, del cual se purga el condensado al desagüe hasta un caudal máximo instalado de $5.238 \text{ m}^3/\text{h}$.

Equipo de secado de aire

Para dimensionar la capacidad del secador de adsorción con regeneración en frío de ALMIG se tiene en cuenta que los modelos están diseñados a una presión y temperatura de referencia distinta de las de operación.

Presión de referencia: 700 kPa

Temperatura de referencia: 35 °C

Presión de operación: 1.000 kPa (Factor de corrección: 1,18)

Temperatura de entrada del aire: 30 °C (Factor de corrección: 1,05)

Por lo tanto hay que aplicar unos factores de corrección según la expresión (4).

$$\text{Capacidad nominal del secador} = \text{Capacidad de flujo de aire} / \text{Factor corrección de presión} /$$

$$/ \text{Factor corrección de temperatura} \quad (4)$$

$$\text{Capacidad nominal del secador} = 3.966 \text{ m}^3/\text{h} / 1,18 / 1,05 = 3.200,97 \text{ m}^3/\text{h}$$

Este caudal se ajusta al modelo ALM-CD 4000 de 3.700 m³/h pero se toma el modelo ALM-CD 8000 de 7.500 m³/h para que las conexiones de los equipos sean homogéneas.

Según Gardner Denver [10], se necesitan 0,27 kg de desecante en cada lecho por m³/min de aire alimentado para generar aire seco con una calidad óptima.

$$0,27 \text{ kg} \cdot 7.500 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1 \text{ h}/60 \text{ min} \cdot 2 \text{ lechos} = 67,5 \text{ kg}$$

Los lechos adsorbentes del secador por adsorción necesitan contener 67,5 kg totales de desecante para secar el caudal de 7.500 m³/h de aire alimentado.

Este tamaño de secador emplea 1.125 m³/h de aire para regenerar los lechos, por lo que el caudal de salida de aire seco es de 7.500 – 1.125 = 6.375 m³/h, todavía suficiente para abastecer a la unidad de PSA.

Equipo de filtración final

Para dimensionar el filtro de polvo se toma el caudal a la salida del secador como referencia.

$$6.375 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1.000 \text{ l} / 1 \text{ m}^3 \cdot 1 \text{ h} / 3.600 \text{ s} = 1.770,83 \text{ l/s}$$

El modelo de filtro de Atlas Copco que se ajusta es el de 1.800 l/s · 1 m³ / 1.000 l · 3.600 s / 1 h = 6.480 m³/h, al que se le aplica un factor de corrección para la presión de entrada, que es mayor que la de referencia.

Presión de referencia: 700 kPa

Presión de entrada: 1.000 kPa (Factor de corrección: 1,2)

$$\text{Capacidad final del filtro: } 6.480 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1,2 = 7.776 \text{ m}^3/\text{h}$$

La caída de presión seca en el filtro es de 0,1 bar = 10 kPa, por lo que la presión de salida del aire es de $1.000 - 10 = 990$ kPa.

Equipo de separación por adsorción

Los modelos de la unidad de PSA de Mikropor están diseñados para producir un flujo de nitrógeno en Nm^3/h a cierta pureza y a unas condiciones de referencia de 750 kPa y 25 °C. Para conocer el caudal de nitrógeno que se produce para un 99,9 % de pureza y a la presión y temperatura de entrada (900 kPa y 25 °C) se aplica la expresión (5) mostrada a continuación.

$$\text{Capacidad nominal de N}_2 \text{ producido por el secador} = \text{Capacidad de flujo de aire} / \text{Proporción aire/N}_2 / \text{Factor corrección de presión} / \text{Factor corrección de temperatura} \quad (5)$$

Presión de operación: 950 kPa (Factor de corrección: 1,2)

Temperatura de entrada del aire: 25 °C (Factor de corrección: 1)

Proporción aire/N₂ a 99,9 % de pureza: 4,46

$$\text{Capacidad nominal de N}_2 \text{ producido por el secador} = 3.695,42 \text{ Nm}^3/\text{h aire} / 4,46 \text{ aire/N}_2 \cdot 1,2 \cdot 1 = 994,28 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

El caudal nominal obtenido supera el producido por el modelo mayor MNG-11200, de 712 Nm^3/h . Por ello, se escogen dos unidades de generación del modelo inferior MNG-9170 que producen un caudal de nitrógeno de hasta 582,9 Nm^3/h y, de esta forma, se reparte la mitad del caudal para que cada generador produzca aprox. 497 Nm^3/h y así poder realizar la separación total del aire alimentado inicialmente al compresor.